

标准分享网  
www.bzfxw.com

“十五”国家重点图书

# 石油化工 设计手册

○王松汉 主编

## 第4卷 工艺和系统设计



化学工业出版社

ISBN 7-5025-3595-0



9 787502 535957 >

ISBN 7-5025-3595-0/TQ · 1475 定价: 120.00元

“十五”国家重点图书

# 石油化工设计手册

王松汉 主编

第 4 卷

工艺和系统设计

标准分享网  
www.bzfxw.com  
免费 专业 丰富

化学工业出版社

·北 京·

(京)新登字 039 号

图书在版编目 (CIP) 数据

石油化工设计手册.第4卷,工艺和系统设计/王松汉  
主编. —北京:化学工业出版社,2001.12  
ISBN 7-5025-3595-0

I.石… II.王… III.①石油化工-工艺装备-设计-  
技术手册②石油化工-系统设计-技术手册  
IV.TE65-62

中国版本图书馆 CIP 数据核字 (2001) 第 080833 号

标准分享网  
www.bzfxw.com  
免费 专业 丰富

---

石油化工设计手册

王松汉 主编

第 4 卷

工艺和系统设计

责任编辑:谢丰毅 孙绥中

责任校对:蒋 宇

封面设计:于 兵

\*

化学工业出版社出版发行

(北京市朝阳区惠新里 3 号 邮政编码 100029)

发行电话:(010) 64918013

http://www.cip.com.cn

\* 经 销 \*

新华书店北京发行所经销

北京市昌平振南印刷厂印刷

三河市东柳装订厂装订

开本 787×1092 毫米 1/16 印张 66 字数 1653 千字

2002 年 1 月第 1 版 2002 年 1 月北京第 1 次印刷

印 数 1—4000

ISBN 7-5025-3595-0/TQ·1475

定 价:120.00 元

---

版权所有 违者必究

该书如有缺页、倒页、脱页者,本社发行部负责退换

京工商厂临字 2001—19 号



# 《石油化工设计手册》编辑委员会

主任委员 袁晴棠 中国石油化工集团公司总工程师 中国工程院院士

副主任委员 张旭之 中国石油化工集团公司发展战略研究小组  
组长 教授级高级工程师

王松汉 中国石化工程建设公司 教授级高级工程师

委员 (以姓氏笔画为序)

于浩翰 中国石化工程建设公司副总工程师 高级工程师

王松汉 中国石化工程建设公司 教授级高级工程师

王静康 天津大学教授 中国工程院院士

吕德伟 浙江大学教授

张旭之 中国石油化工集团公司发展战略研究小组  
组长 教授级高级工程师

时铭显 石油大学教授 中国工程院院士

施力田 北京化工大学教授

费维扬 清华大学教授

袁晴棠 中国石油化工集团公司总工程师 中国工程院院士

麻德贤 北京化工大学教授

谢丰毅 化学工业出版社原副总编辑 编审

## 第4卷编写人员

第1章	肖雪军	袁天聪	王延宗	王松汉	王英军
第2章	肖雪军	袁天聪	李莉		
第3章	肖雪军	华贵	尹清华	陈清林	袁天聪
	李围潮	李莉	张会军	王松汉	
第4章	肖雪军	袁天聪	王松汉	叶赛芬	赵百仁
	盛在行	张瑞琪			
第5章	袁天聪	杨守诚	蔡尔辅	王延宗	黄新平
	滕克利	雷正香			
第6章	黄步余	范宗海	沈世昭	孙淮清	林祖汉
	张孝华	王大正	方承惠	魏宗仁	沈加明
	徐用懋	徐博文			
第7章	王延宗	胡晨			
第8章	赵世春	张晓红			

## 第4卷审稿人员

王松汉 于豪翰 肖雪军 袁天聪 张守义  
尹大为 徐惟兴 李广华 胡晨

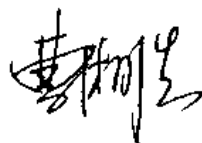
# 序

《石油化工设计手册》就要正式出版了。《手册》全面收集了石油化工设计工作中所需要的具体技术资料、图表、数据、计算公式和方法，详细介绍了工程设计的步骤和工程设计中应该考虑的问题，列有大量参考文献名录，注出图表、数据、公式等的出处，读者希望对有关问题深入了解时，可以很方便地去查阅相关的文献资料。手册选用的材料准确，有科学根据，图表、数据、公式等均经过严格的核实，手册收集的资料一般都经过实践检验，对那些正在科研阶段或虽已经过鉴定，但未工业化的科研成果和资料均未编入，有些方向性的新技术编入时，也都注明其成熟程度。手册充分体现了实用性、可靠性、权威性、先进性相结合，尤其突出实用性，是一套非常适合从事石油化工和化工设计、施工、生产、科研工作的广大技术人员查阅使用的工具书，也可作为大中专院校的师生查阅使用。

为编纂这套《手册》，国内 100 多位有很高学术理论水平和丰富经验的专家学者做出了极大努力，他们克服各种困难，查阅大量资料，伏案整理写作，反复修改文稿，经过五个寒冬酷暑春去秋来，终成这套《手册》。可以说《手册》是他们五年心血的结晶，《手册》是他们学识和智慧硕果。当你阅读《手册》时请一定记住他们的名字，这是对他们最好的感谢。在《手册》出版之际，我也要向为《手册》提供资料和其它方便条件的单位和同志们表示衷心的感谢。

我相信，这套《手册》一定会成为石油化工、化工行业广大工程技术人员十分喜爱的工具书。

中国石油化工股份有限公司副总裁  
中国工程院院士



2001 年 8 月

# 前 言

石油化学工业是能源和原材料工业的重要组成部分，在国民经济中具有举足轻重的地位和作用。2000 年我国原油加工能力 2.737 亿吨/年，加工原油 2.106 亿吨，居世界第三位；乙烯生产能力 446.32 万吨/年，产量 470.00 万吨，列世界第七位。我国的石化工业已形成完整的工业体系，具有比较雄厚的实力。在石化工业发展的过程中，石化战线的设计工作者进行了大量的设计实践，积累了丰富的经验，提高了设计技术水平，亟需进行归纳整理，使其系统化、逻辑化、规范化，提供给广大设计工作者及有关工程技术人员应用。为此，化学工业出版社组织有关专家编写了《石油化工设计手册》。

这套手册已列为“十五”国家重点图书。手册共分四卷，约 900 余万字。自 1997 年开始组织，先后有 100 余人参加编写，这些作者都是具有扎实的理论功底和丰富实践经验的专家、教授。他们在编写工作的前期，仔细研究了国内外石油化工设计工作的现状，明确了指导思想，制定了编写大纲，此后多次征求有关方面的意见，并反复进行补充修改。在编写过程中，始终坚持理论联系实际、实事求是、突出实用等原则，对标准、规范、图表、公式和数据资料进行精心筛选，慎重取材。形成文稿后，又对稿件进行多次审查，重点章节经反复讨论、推敲，最后交执笔专家修定。各位专家一丝不苟、认真负责和谦虚谨慎、艰辛耕耘的精神令人钦佩。相信这套手册的出版不仅为石化广大工程技术人员提供一套重要的工具书，而且会对我国石化工业的发展有所裨益。

由于在国内第一次出版石油化工专业的设计手册，经验不足，书中错误、疏漏和不妥之处，敬请专家和读者不吝指正。

中国石油化工集团公司总工程师、中国工程院院士

袁晴棠

中国石油化工集团公司发展战略

研究小组组长，教授级高级工程师

张旭之

2001 年 10 月

## 内 容 提 要

《石油化工设计手册》共分4卷出版。本卷为第4卷共分8章。其内容为：设计基础，工艺设计与计算，基础设计，系统设计和计算，自动控制，安全工程，计算机辅助设计。本卷编者均为有经验的工程师和教授，所收集的资料多为经验的总结归纳，既实用又不可多得。可作为石油化工、化工等工程技术人员经常查阅的工具书。也可供有关大专院校的师生阅读参考。



# Endress+Hauser 在中国

Endress+Hauser (恩德斯+豪斯, 简称E+H) 是一家国际性的集团公司, 专业生产测量及控制仪表, 其产品涵盖物位、流量、压力、温度、水分析、通讯、记录仪、数据采集、系统和罐区管理。

创建于1953年的E+H公司总部位于瑞士, 先后分别在上海、北京投资组建了三个生产中心, 专业生产物位、压力、流量仪表, 另除上海、北京两个销售中心外, 还在沈阳、西安、济南、成都、武汉等地设立了办事处, 竭诚就近为用户提供技术咨询、现场服务、备品备件、人员培训等各

"What is  
the world  
made of?"



武汉等地设立了办事处, 竭诚就近为用户提供技术咨询、现场服务、备品备件、人员培训等各项服务。

E+H公司高技术水准的测量和控制仪表在化工、石化、食品、酿酒、废水、饮用水、能源、造纸、石油和天然气、汽车制造、建筑材料、矿产、造船、航空等领域得以广泛应用。我们将继续本着“实践是我们的准则”的精神, 为中国的工业自动化进程付出不懈的努力!

Online now

Internet: <http://www.cn.endress.com>

地址: 上海市田林路388号 新业大楼8层  
邮政编码: 200233  
电话: (021)54902300  
传真: (021)54902302  
E-mail: [ehsh@cn.endress.com](mailto:ehsh@cn.endress.com)

地址: 北京市朝阳区朝外大街22号 泛利大厦7层10号  
邮政编码: 100020  
电话: (010) 65882468  
传真: (010) 65881725  
E-mail: [ehbj@cn.endress.com](mailto:ehbj@cn.endress.com)

从技术到产品，从控制到管理，  
从装置到全线，从方案到实施。

**和利时全方位解决方案 为用户创造价值**



真诚的为用户设想



**和利时** 公司拥有的核心技术：可靠性设计制造技术、计算机技术、自控技术、网络通讯技术、I/O信号处理技术等就象是一块肥沃的土地，滋养出了众多的产品，形成了一棵以自动化和管理领域的产品为主干，以针对行业的专用产品为分枝的产品树。

公司主要产品

- MACS-SCADA—大型综合控制系统
- MACS—新一代控制系统
- FOC—现场开闭式控制系统
- HS2000ERP—企业资源计划系统
- HSPSAS—变电站自动化系统
- HS2000VIS—铁路信号计算机联锁系统
- HSJ100—计算机检票系统
- HOLLYSYS CNC 21 系列数控产品
- 现场总线SIRCOS、CAN、PROFIBUS系列数控产品



9725010

地址：北京市海淀区

**和利时系统工程股份有限公司**

**JING HOLLYSYS CO.,LTD**

82922200 传真：82923980 网址：www.hollysys.com.cn

## 《石油化工设计手册》卷目

<p style="text-align: center;">第 1 卷 石油化工基础数据</p>	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. 物质特性数据及其估算方法</li> <li>2. 物质的热力学性质及其估算方法</li> <li>3. 物质的热化学数据及其估算方法</li> <li>4. 空气、水及其它 82 种常见物质的热物理、热化学性质</li> <li>5. 相平衡数据与化学平衡</li> <li>6. 传递性质数据与计算</li> <li>7. 石油馏分物性数据</li> <li>8. 石油化工物性数据库</li> </ol>
<p style="text-align: center;">第 2 卷 标准规范</p>	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. 安全与卫生</li> <li>2. 环境保护</li> <li>3. 消防</li> <li>4. 节能</li> <li>5. 其它标准</li> <li>6. 国外环境标准选编</li> </ol>
<p style="text-align: center;">第 3 卷 化工单元过程</p>	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. 流体输送机械</li> <li>2. 非均相分离</li> <li>3. 液体搅拌与混合</li> <li>4. 冷冻与深度冷冻</li> <li>5. 换热器</li> <li>6. 工业炉</li> <li>7. 蒸发</li> <li>8. 结晶</li> <li>9. 蒸馏</li> <li>10. 吸收与解吸</li> <li>11. 液液萃取</li> <li>12. 吸附与变压吸附</li> <li>13. 气液传质设备</li> <li>14. 膜分离</li> <li>15. 干燥</li> <li>16. 化学反应器</li> <li>17. 容器与贮罐</li> </ol>
<p style="text-align: center;">第 4 卷 工艺和系统设计</p>	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. 概况</li> <li>2. 设计基础</li> <li>3. 工艺设计及计算</li> <li>4. 基础工程设计</li> <li>5. 系统设计和计算</li> <li>6. 自动控制</li> <li>7. 安全工程</li> <li>8. 计算机辅助设计</li> </ol>



# 目 录

## 第1章 概 述

1.1 工艺专业在设计各阶段的任务 .....	1	1.3.1.1 校核人 .....	6
1.1.1 设计前期工作阶段的任务 .....	2	1.3.1.2 审核人 .....	7
1.1.2 工程设计阶段的任务 .....	2	1.3.1.3 审定人 .....	7
1.1.3 工艺设计阶段 .....	2	1.3.1.4 校审步骤 .....	7
1.1.4 基础工程设计阶段 .....	3	1.3.1.5 审核步骤 .....	7
1.1.5 详细工程设计阶段 .....	4	1.3.1.6 审定步骤 .....	8
1.1.6 试车及考核阶段的任务 .....	4	1.3.2 设计岗位的任务 .....	8
1.1.7 项目竣工验收阶段的任务 .....	4	1.3.2.1 校审类别和组织分工 .....	8
1.2 工艺系统专业在设计各阶段的任务 .....	4	1.3.2.2 设计条件的校审 .....	8
1.2.1 设计前期工作阶段的任务 .....	5	1.3.2.3 设计文件(包括成品、中间文件)的 校审 .....	9
1.2.2 工程设计阶段的任务 .....	5	1.3.2.4 设计文件的审核内容 .....	9
1.2.3 详细工程设计阶段 .....	5	1.3.2.5 校审意见处理 .....	10
1.2.4 施工安装阶段的任务 .....	6	1.3.2.6 设计文件签署 .....	10
1.2.5 试车考核阶段的任务 .....	6	1.3.2.7 大、小项目的划分 .....	10
1.2.6 其它任务 .....	6	1.3.2.8 设计经理的签署 .....	11
1.3 设计岗位的职责和任务 .....	6	1.3.2.9 设计文件的具体签署 .....	11
1.3.1 设计岗位的职责及权限 .....	6		

## 第2章 设计基础

2.1 概述 .....	13	2.10 公用工程条件 .....	24
2.2 自然条件 .....	13	2.10.1 蒸汽系统 .....	24
2.2.1 一般现场数据 .....	14	2.10.2 水系统 .....	25
2.2.2 气象数据 .....	15	2.10.3 供电及电信系统 .....	26
2.3 装置能力 .....	16	2.10.4 燃料系统 .....	27
2.4 操作制度 .....	17	2.10.5 供气系统 .....	28
2.5 设计工况 .....	17	2.11 三废排放要求及处理原则 .....	28
2.6 负荷波动范围 .....	17	2.11.1 废气 .....	28
2.7 设计规范和标准 .....	17	2.11.2 废水 .....	29
2.7.1 第一种规范分类方法 .....	17	2.11.3 废液 .....	29
2.7.2 第二种规范分类方法 .....	22	2.11.4 废渣 .....	30
2.8 原料规格 .....	22	2.12 界区条件 .....	30
2.8.1 原料组成 .....	22	2.12.1 界区处的原料设计条件 .....	30
2.8.2 原料规格 .....	22	2.12.2 界区处的产品设计条件 .....	30
2.9 产品、副产品及化学品规格 .....	23	2.12.3 界区处的副产品及化学品设计条件 .....	30
2.9.1 产品规格 .....	23	2.13 工艺设计基础 .....	31
2.9.2 副产品及化学品规格 .....	23		

### 第3章 工艺设计及计算

3.1 工艺包的设计内容 .....	32	3.2.3 工艺包阶段工艺专业的条件关系 .....	76
3.1.1 概述 .....	32	3.3 过程能量综合设计 .....	77
3.1.2 工艺包设计的内容 .....	32	3.3.1 概述 .....	77
3.1.3 工艺流程说明 .....	33	3.3.2 夹点分析法及其在过程能量综合中的 应用 .....	80
3.1.4 工艺流程图 (PFD) .....	33	3.3.2.1 换热网络合成的夹点技术 (Pinch Technology) .....	80
3.1.4.1 PFD图的设计内容 .....	34	3.3.2.2 过程系统能量集成的夹点分析法 .....	88
3.1.4.2 单元设备的典型设计 .....	35	3.3.2.3 夹点分析法的优缺点评述 .....	93
3.1.4.3 PFD图的图面布置和制图要求 .....	36	3.3.3 焓分析及其在过程能量综合中的应用 .....	94
3.1.5 物料和热量衡算 .....	37	3.3.3.1 过程能量综合的理论基础 .....	94
3.1.5.1 物料衡算的含义及作用 .....	37	3.3.3.2 过程焓分析和用能的本质 .....	97
3.1.5.2 物料衡算的分类、方法及步骤 .....	37	3.3.3.3 焓经济学 .....	101
3.1.5.3 能量衡算的作用、方法及步骤 .....	42	3.3.4 三环节能量综合策略方法及其应用 .....	105
3.1.5.4 物料衡算和能量衡算热力学方法的 选择 .....	43	3.3.4.1 过程系统的能量结构 .....	105
3.1.6 工艺设备数据表 .....	50	3.3.4.2 基于能量结构的过程系统的能量分析 和焓经济分析 .....	107
3.1.7 工艺设备表 .....	50	3.3.4.3 子系统焓经济优化设计 .....	109
3.1.8 原料、催化剂、化学品消耗量及消 耗定额和产品、副产品产量 .....	62	3.3.4.4 能量回收子系统优化设计 .....	118
3.1.9 原料、催化剂、化学品和产品、副产 品规格 .....	63	3.3.4.5 全局能量综合优化的策略方法 .....	127
3.1.10 公用物料消耗定额及消耗量 .....	64	3.3.4.6 换热网络结构调优-复合措施 .....	129
3.1.11 公用物料规格 .....	64	3.3.4.7 改进措施的焓经济评价调优 .....	131
3.1.12 分析化验要求 .....	65	3.3.5 企业和工厂的能量系统优化设计 .....	133
3.1.13 生产装置界区条件表 .....	65	3.3.5.1 工厂内装置 (工段) 间热联合 .....	134
3.1.14 三废排放及建议的处理措施 .....	65	3.3.5.2 低温热利用-辅助单元用能的全局 分配 .....	135
3.1.15 安全分析 .....	68	3.3.5.3 蒸汽动力系统的能量综合优化设计 .....	136
3.1.16 建议的设备平面布置图 .....	70	参考文献 .....	139
3.1.17 操作指南 .....	72		
3.2 工艺包设计的工作程序 .....	73		
3.2.1 工艺包设计阶段的主要工作程序 .....	73		
3.2.2 工艺专业完成设计条件的步骤 .....	74		

### 第4章 基础工程设计

4.1 概述 .....	142	4.2.2.1 初步条件版 (零版) .....	145
4.2 工艺管道及仪表流程图 (PID图) .....	142	4.2.2.2 内部审核版 (1版) .....	146
4.2.1 基本内容 .....	142	4.2.2.3 供建设单位批准版 (2版) .....	147
4.2.1.1 设备 .....	142	4.2.2.4 设计版 (3版) .....	148
4.2.1.2 配管 .....	143	4.2.2.5 施工版 (4版) .....	148
4.2.1.3 仪表与仪表配管 .....	144	4.2.2.6 竣工版 (5版) .....	148
4.2.2 工艺管道及仪表流程图 (PID) 的设计 过程 .....	145	4.2.3 PID图设计所需资料 .....	149
		4.2.4 PID图的图面布置和制图要求 .....	152

4.2.5 典型设备的PID图设计 .....	153	4.11.1.4 设备的安装和维修要求 .....	202
4.2.5.1 泵的设计 .....	154	4.11.1.5 管道的热(冷)应力要求 .....	202
4.2.5.2 容器的设计 .....	157	4.11.1.6 经济合理要求 .....	202
4.2.5.3 塔的设计 .....	159	4.11.1.7 用户要求 .....	203
4.2.5.4 贮罐的设计 .....	160	4.11.1.8 外观要求 .....	203
4.2.5.5 换热器的设计 .....	162	4.11.2 管廊和主要设备的布置 .....	203
4.2.5.6 冷箱的设计 .....	166	4.11.2.1 管廊的布置 .....	203
4.2.5.7 压缩机的设计 .....	169	4.11.2.2 加热炉的布置 .....	205
4.2.5.8 干燥器、反应器的设计 .....	172	4.11.2.3 压缩机的布置 .....	205
4.2.5.9 过滤器的设计 .....	175	4.11.2.4 塔的布置 .....	205
4.2.5.10 隔热的设计 .....	175	4.11.2.5 反应器的布置 .....	206
4.2.6 PID图校核提纲 .....	177	4.11.2.6 换热器的布置 .....	208
4.3 公用系统管道及仪表流程图(UID图)		4.11.2.7 容器的布置 .....	210
.....	179	4.11.2.8 泵的布置 .....	211
4.3.1 基本内容 .....	179	4.12 工艺设备表 .....	211
4.3.2 图例 .....	179	4.12.1 容器类设备 .....	211
4.4 工艺流程说明 .....	181	4.12.2 换热器类设备 .....	211
4.5 原料、产品、副产品、燃料、催化剂、		4.12.3 工业炉类设备 .....	212
化学品及公用物料的技术规格 .....	181	4.12.4 泵类设备 .....	212
4.5.1 设计需知 .....	181	4.12.5 压缩机、风机类设备 .....	212
4.5.2 基本内容 .....	181	4.12.6 机械类设备 .....	212
4.6 原料、催化剂、化学品、公用物料消耗		4.12.7 其它类设备 .....	212
定额及消耗量和产品、副产品产量表 .....	184	4.13 工艺设备数据表 .....	212
4.6.1 设计需知 .....	184	4.14 劳动安全卫生 .....	276
4.7 管道标志 .....	186	4.14.1 建设依据和设计依据 .....	276
4.7.1 需要编号的管道范围 .....	186	4.14.2 工程概述 .....	276
4.7.2 管道标注方法 .....	186	4.14.3 生产过程中职业危险、危害因素分析	
4.7.3 管道号的编制 .....	186	.....	276
4.8 管道表 .....	188	4.14.4 设计采用的主要安全卫生防范措施	
4.8.1 管道表填写内容 .....	188	.....	276
4.8.2 管道表填写说明 .....	189	4.14.5 预期效果与评价 .....	277
4.8.3 管道表的出版与修订 .....	189	4.14.6 劳动安全卫生预评价结论 .....	277
4.9 装置安全分析 .....	190	4.14.7 专用投资概算 .....	277
4.9.1 管道仪表流程图安全性的初步		4.14.8 存在问题与建议 .....	277
分析 .....	190	4.14.9 附图 .....	277
4.9.2 管道仪表流程图安全性的详细		4.15 人员编制 .....	277
分析 .....	192	4.16 工艺系统及其它专业的条件关系 .....	277
4.9.3 PID图的安全分析提纲 .....	196	4.16.1 工艺系统在各个设计阶段的条件关系	
4.10 生产装置界区条件表 .....	199	.....	277
4.11 平面布置图 .....	201	4.16.1.1 与项目经理或设计经理的条件关系	
4.11.1 装置布置设计的一般要求 .....	201	.....	277
4.11.1.1 工艺要求 .....	201	4.16.1.2 与其它专业的条件关系 .....	278
4.11.1.2 安全和环保要求 .....	201	4.16.2 工艺系统和仪表专业之间的条件关系	
4.11.1.3 操作要求 .....	202	.....	282

## 第5章 系统设计

5.1 概述	285	5.4.9 气-固两相流的管道压力降计算	362
5.2 设计压力的确定	285	5.4.9.1 概述	362
5.2.1 术语	285	5.4.9.2 稀相动压气力输送管压力降计算	364
5.2.2 系统分析	286	5.4.9.3 密相动压气力输送管压力降计算	370
5.2.3 设备设计压力的确定原则	287	5.4.9.4 密相静压气力输送管压力降计算	370
5.2.4 管道设计压力的确定原则	288	5.4.9.5 分流管压力降的计算	371
5.3 设计温度的确定	289	5.4.9.6 肘形管压力降的计算	371
5.3.1 设备设计温度的确定	289	5.4.9.7 排料压力降的计算	372
5.3.2 管道设计温度的确定	290	5.4.9.8 功率计算	372
5.4 管道水力学的设计	290	5.4.9.9 计算实例	372
5.4.1 管道水力学设计步骤	290	5.4.9.10 管道计算表	378
5.4.2 初选管径的计算	291	5.4.10 真空系统的管道压力降计算	381
5.4.3 摩擦压力降的计算	296	5.4.10.1 一般计算	381
5.4.3.1 雷诺数的计算	296	5.4.10.2 压力降计算	385
5.4.3.2 摩擦系数的计算	296	5.4.10.3 计算步骤及例题	387
5.4.4 管网压力降的计算	310	5.4.10.4 管道计算表	390
5.4.5 单相流(不可压缩流体)的管道压力降计算	311	5.5 安全阀的选择与应用	403
5.4.5.1 圆形截面管	311	5.5.1 概述	403
5.4.5.2 非圆形截面管	320	5.5.2 设置安全阀的场合	404
5.4.5.3 冷却水管	321	5.5.3 安全阀的结构形式及分类	405
5.4.5.4 螺旋管	321	5.5.4 安全阀的选择	407
5.4.5.5 计算实例	323	5.5.5 安全阀的定压、积聚压力和背压的确定	412
5.4.6 单相流(可压缩流体)的管道压力降计算	327	5.5.6 低压安全阀	413
5.4.6.1 计算方法	327	5.5.7 安全阀需要排放量的计算	418
5.4.6.2 管道压力降计算	329	5.5.8 安全阀泄放能力的计算	424
5.4.6.3 计算步骤及例题	333	5.5.9 安全阀计算实例	427
5.4.6.4 管道计算表	337	5.5.10 安全阀的安装	437
5.4.7 气-液两相流(非闪蒸型)的管道压力降计算	339	5.5.11 安全阀的泄漏试验	443
5.4.7.1 流型判断	341	5.6 疏水器的计算和选型	444
5.4.7.2 压力降计算	342	5.6.1 疏水器的设置	444
5.4.7.3 管道计算表	352	5.6.2 疏水器的种类及主要技术性能	446
5.4.8 气-液两相流(闪蒸型)的管道压力降计算	354	5.6.2.1 热动力型疏水器	446
5.4.8.1 计算方法一的公式	354	5.6.2.2 热静力型疏水器(恒温型)	446
5.4.8.2 计算方法一的计算步骤	355	5.6.2.3 机械型疏水器	447
5.4.8.3 计算方法二的公式	356	5.6.2.4 其它类型疏水器	449
5.4.8.4 计算方法二的计算步骤	357	5.6.3 疏水器的选择	451
5.4.8.5 计算实例	357	5.6.3.1 疏水器的选型原则	451
5.4.8.6 管道计算表	361	5.6.3.2 疏水器选型要点	451
		5.6.3.3 确定疏水器的规格	452
		5.6.4 疏水器系统设计	456
		5.6.4.1 疏水器的入口管	456

5.6.4.2 疏水器的出口管 .....	457	5.9.1.3 工作蒸汽要求 .....	492
5.6.4.3 疏水器的配置 .....	459	5.9.1.4 压缩比与分级 .....	492
5.7 爆破片的设计和选用 .....	461	5.9.1.5 末级排放压力的确定 .....	492
5.7.1 概述 .....	461	5.9.1.6 级间吸入压力和排出压力的确定 .....	492
5.7.1.1 适用范围 .....	461	5.9.1.7 级间压力分配计算方法 .....	492
5.7.1.2 相关标准 .....	461	5.9.1.8 计算举例 .....	493
5.7.2 有关爆破片的名词、术语 .....	461	5.9.1.9 级间压降影响 .....	493
5.7.3 爆破片设置及选用 .....	463	5.9.1.10 抽出气体的当量空气量 .....	493
5.7.3.1 爆破片的分类 .....	463	5.9.1.11 抽气量的确定 .....	495
5.7.3.2 爆破片的设置 .....	463	5.9.2 安装与操作 .....	496
5.7.4 爆破片的泄放量和泄放面积的计算及爆 破压力 .....	464	5.9.2.1 蒸汽喷射泵的布置与安装 .....	496
5.7.4.1 泄放量的计算 .....	464	5.9.2.2 蒸汽喷射泵的开、停车 .....	497
5.7.4.2 泄放面积的计算 .....	465	5.9.3 喷射泵计算实例 .....	498
5.7.4.3 爆破片额定泄放量的核算 .....	466	5.10 呼吸阀的选用 .....	504
5.7.4.4 爆破片的设计爆破压力和标定爆 破压力 .....	467	5.10.1 呼吸阀的用途和结构 .....	504
5.7.4.5 设计计算举例 .....	469	5.10.2 呼吸阀的计算 .....	506
5.7.5 爆破片的选用 .....	471	5.10.3 呼吸阀的选用及安装 .....	508
5.7.5.1 爆破片形式的确定 .....	471	5.10.4 呼吸阀的参数表 .....	509
5.7.5.2 爆破片材料的选择 .....	471	附录 .....	513
5.7.5.3 爆破片选用程序 .....	472	5.11 隔热及伴热设计 .....	519
5.7.6 爆破片与安全阀的组合使用 .....	472	5.11.1 隔热设计 .....	520
5.7.6.1 爆破片安装在安全阀的入口 .....	472	5.11.2 伴热的选用 .....	520
5.7.6.2 爆破片安装在安全阀的出口 .....	472	5.11.3 蒸汽伴热保温计算 .....	521
5.7.6.3 爆破片与安全阀的并联使用 .....	473	5.11.4 电伴热保温计算 .....	529
5.7.7 爆破片的安装与维护 .....	473	5.12 管道混合器的计算与选型 .....	531
5.7.7.1 爆破片的安装 .....	473	5.12.1 应用范围 .....	531
5.7.7.2 爆破片与夹持器的标志 .....	473	5.12.2 静态混合器的类型 .....	532
5.7.7.3 爆破片的维护 .....	473	5.12.3 静态混合器的技术参数及压力降计算 .....	534
附录 .....	474	5.12.4 主要静态混合器参数表 .....	537
5.8 阻火器计算 .....	478	5.12.5 静态混合器的安装 .....	538
5.8.1 概述 .....	478	5.12.6 选型步骤及例题 .....	539
5.8.2 分类 .....	478	附录 .....	542
5.8.3 阻火器的设置 .....	478	5.13 气封和液封的设计 .....	545
5.8.4 阻火器的设计 .....	479	5.13.1 气封的作用 .....	545
5.8.4.1 阻火器设计与火焰速度的关系 .....	479	5.13.2 气封的设计 .....	545
5.8.4.2 阻火器阻火层的设计 .....	480	5.13.3 液封的类型 .....	547
5.8.5 阻火器压力降的计算 .....	481	5.13.4 液封的设计 .....	548
附录 .....	485	5.14 管道过滤器和检流器的设计 .....	550
5.9 蒸汽喷射泵的设计 .....	488	5.14.1 管道过滤器的分类 .....	551
5.9.1 蒸汽喷射泵的原理和计算 .....	488	5.14.2 管道过滤器订货需知 .....	552
5.9.1.1 工作蒸汽消耗量计算 .....	489	5.14.3 管道过滤器的安装 .....	554
5.9.1.2 喷射泵几何尺寸计算 .....	490	5.14.4 检流器的类型 .....	554
		5.14.5 检流器的设置 .....	554

5.14.6 检流器的安装 .....	555	5.19.4 循环水系统 .....	602
附录 .....	555	5.19.5 仪表空气系统 .....	602
5.15 管道限流孔板和盲板的设计 .....	563	5.19.6 氮气、装置空气系统 .....	602
5.15.1 限流孔板的应用 .....	563	5.19.7 燃料气系统 .....	602
5.15.2 限流孔板选型 .....	563	5.19.8 公用物料站的设计 .....	603
5.15.2.1 限流孔板的分类 .....	563	5.19.8.1 公用物料站的物料 .....	603
5.15.2.2 限流孔板选型要点 .....	563	5.19.8.2 公用物料站的位置 .....	603
5.15.2.3 孔数的确定 .....	564	5.19.8.3 管道的排列次序 .....	604
5.15.3 限流孔板计算方法和实例 .....	564	5.19.8.4 公用物料站的安装高度 .....	604
5.15.3.1 单板孔板 .....	564	5.19.8.5 软管箱的设置 .....	604
5.15.3.2 多板孔板 .....	565	5.19.8.6 公用物料站的防冻措施 .....	604
5.15.3.3 气-液两相流 .....	565	5.19.8.7 公用物料站管口的连接方式 .....	604
5.15.3.4 限流作用的孔板计算 .....	565	5.19.8.8 公用物料站的系统压力 .....	604
5.15.3.5 计算实例 .....	566	5.20 取样系统的设计 .....	604
5.15.4 限流孔板设计附图和附表 .....	568	5.20.1 系统的分类 .....	604
5.15.5 盲板的设置 .....	569	5.20.2 各类取样系统的设计 .....	605
5.16 贮罐的选型 .....	571	5.20.3 取样器的使用注意事项 .....	606
5.16.1 贮罐的分类及其用途 .....	571	5.21 阀门选用设计 .....	609
5.16.2 名词解释 .....	576	5.21.1 阀门的选用 .....	610
5.16.3 贮罐选型的原则与步骤 .....	577	5.21.2 阀门和阀门组的设置 .....	611
5.16.4 贮罐容积的计算方法 .....	578	5.22 安全泄压系统的设计 .....	619
5.16.5 贮罐内件的设置原则 .....	578	5.22.1 概述 .....	620
5.16.6 常压罐的管口 .....	579	5.22.1.1 安全泄压系统分析的范围 .....	620
5.16.7 带压罐的管口 .....	579	5.22.1.2 安全阀的选用 .....	620
附录 .....	582	5.22.1.3 泄压系统的分析 .....	621
5.17 噪声控制的设计 .....	584	5.22.2 潜在超压范围的划分 .....	622
5.17.1 噪声控制标准 .....	584	5.22.2.1 压力容器(最大允许工作压力	
5.17.2 噪声控制设计原则 .....	585	MAWP > 105kPa (G)) .....	623
5.17.3 设计内容 .....	585	5.22.2.2 低压贮罐(最大允许工作压力	
5.17.3.1 消除管道噪声 .....	585	MAWP < 105kPa (G)) .....	625
5.17.3.2 放空消声的措施 .....	587	5.22.2.3 低压浮顶罐 .....	626
5.17.3.3 火炬消声 .....	587	5.22.2.4 吸收塔 .....	627
5.17.3.4 排气放空噪声的计算 .....	587	5.22.2.5 蒸馏系统 .....	627
5.17.4 设置隔声罩 .....	589	5.22.2.6 壳管换热器 .....	627
5.17.5 消声器选用实例 .....	593	5.22.2.7 空冷器 .....	628
5.18 人身防护系统的设计 .....	594	5.22.2.8 加热炉 .....	628
5.18.1 应用范围 .....	594	5.22.2.9 容积泵 .....	629
5.18.2 安装位置 .....	594	5.22.2.10 离心泵 .....	629
5.18.3 设计要求 .....	594	5.22.2.11 往复压缩机 .....	629
5.18.4 性能数据和产品图示 .....	595	5.22.2.12 离心压缩机 .....	629
5.19 装置内辅助系统的设计 .....	600	5.22.2.13 过滤器 .....	630
5.19.1 辅助系统的设计 .....	600	5.22.2.14 管段 .....	630
5.19.2 蒸汽及冷凝水系统 .....	602	5.22.3 安全阀所需泄压排放量的决定 .....	630
5.19.3 冷冻盐水系统 .....	602	5.22.4 泄压总管的分析 .....	630

5.22.4.1 外部火灾 .....	630	5.23.3.1 火炬装置的工艺流程 .....	646
5.22.4.2 动力故障 .....	630	5.23.3.2 火炬装置的系统设计 .....	647
5.22.4.3 冷却水故障 .....	631	5.23.3.3 火炬的总图布置 .....	651
5.22.4.4 仪表风故障 .....	631	5.23.4 火炬的燃烧特性 .....	652
5.22.4.5 蒸汽故障 .....	631	5.23.4.1 火炬头火焰的燃烧特性 .....	652
5.22.4.6 燃料气故障 .....	631	5.23.4.2 无烟燃烧 .....	652
5.22.5 扩散分析 .....	631	5.23.4.3 热辐射 .....	654
5.22.6 泄压分离罐分析 .....	631	5.23.4.4 噪声 .....	656
5.22.7 火炬的辐射分析 .....	632	5.23.5 火炬装置主要设备的设计 .....	657
5.23 火炬系统 .....	632	5.23.5.1 火炬头 .....	657
5.23.1 概述 .....	632	5.23.5.2 火炬筒体 .....	663
5.23.1.1 火炬的作用 .....	632	5.23.5.3 分液罐 .....	670
5.23.1.2 火炬的分类和组成 .....	632	5.23.5.4 水封罐 .....	673
5.23.1.3 火炬型式的选择 .....	634	5.23.5.5 气体密封 .....	676
5.23.1.4 火炬气排放管网和火炬数目的确定 .....	635	5.23.5.6 点火设备 .....	676
5.23.1.5 设计范围和设计基本原则 .....	636	5.23.5.7 排液泵 .....	677
5.23.1.6 采用的主要标准规范 .....	637	5.23.5.8 低温液态烃蒸发器和冷火炬气 加热 .....	678
5.23.2 火炬气排放管网的设计 .....	637	5.23.6 火炬系统的自动控制和安全防护 .....	678
5.23.2.1 排放管网的组成 .....	637	5.23.6.1 火炬系统的自动控制 .....	678
5.23.2.2 设计依据及基础数据 .....	638	5.23.6.2 安全防护 .....	680
5.23.2.3 排放管网的系统设计 .....	638	5.23.7 火炬气回收 .....	681
5.23.2.4 排放管网的配管设计 .....	643	5.23.7.1 火炬气回收系统的组成和流程说明 .....	682
5.23.3 火炬装置的工艺和系统设计及总图 布置 .....	646	5.23.7.2 安全和环保措施 .....	683

## 第6章 自动控制

6.1 工业自动化仪表 .....	685	6.1.5.2 温度测量方法选择 .....	700
6.1.1 概述 .....	685	6.1.6 过程分析仪表 .....	704
6.1.1.1 自动化仪表的分类 .....	685	6.1.6.1 过程分析仪表的分类 .....	704
6.1.1.2 工业自动化仪表主要品质要求 .....	685	6.1.6.2 过程分析仪表的样品预处理 .....	704
6.1.2 流量测量仪表 .....	686	6.1.6.3 过程分析仪的选用 .....	706
6.1.2.1 流量仪表的分类 .....	686	6.1.7 控制室仪表 .....	707
6.1.2.2 流量仪表的选用 .....	689	6.1.7.1 控制室仪表的分类 .....	707
6.1.3 压力测量仪表 .....	695	6.1.7.2 控制室仪表的功能 .....	708
6.1.3.1 压力测量仪表的分类 .....	695	6.1.7.3 对控制室仪表的要求 .....	708
6.1.3.2 压力测量仪表选择 .....	695	6.1.7.4 控制室仪表选择 .....	708
6.1.4 物位测量仪表 .....	697	6.1.8 控制阀 .....	709
6.1.4.1 物位测量仪表分类 (按测量方法 分类) .....	697	6.1.8.1 控制阀的结构形式及分类 .....	709
6.1.4.2 物位测量仪表的特征 .....	698	6.1.8.2 控制阀选择原则 .....	726
6.1.4.3 物位测量方法的选择 .....	699	6.1.9 变送器 .....	727
6.1.5 温度测量仪表 .....	700	6.2 自动控制系统的设计 .....	732
6.1.5.1 温度仪表的分类 .....	700	6.2.1 简单控制系统 .....	732
		6.2.1.1 流量控制系统 .....	732

6.2.1.2 液位控制系统 .....	733	6.3.3 主要先进控制工具软件包 .....	758
6.2.1.3 压力控制系统 .....	733	6.3.3.1 DMC 动态矩阵控制器 .....	760
6.2.1.4 温度控制系统 .....	734	6.3.3.2 IDCOM-M 控制器 .....	763
6.2.1.5 成分控制系统 .....	734	6.3.4 先进过程控制应用举例——聚丙烯先进 过程控制 .....	766
6.2.2 复杂控制系统 .....	734	6.3.4.1 APC 推理计算 .....	766
6.2.2.1 串级控制系统 .....	735	6.3.4.2 中介调节控制 .....	768
6.2.2.2 比值控制系统 .....	737	6.3.4.3 系统构成 .....	774
6.2.2.3 均匀控制系统 .....	739	6.3.4.4 APC 技术在聚丙烯装置上应用的主要 步骤 .....	779
6.2.2.4 分程控制系统 .....	741	6.5 原油蒸馏过程建模与在线优化控制 .....	779
6.2.2.5 采用计算单元的控制系系统 .....	743	6.5.1 原油蒸馏过程工艺简述 .....	779
6.2.2.6 自动选择性控制系统 .....	743	6.5.2 严格在线过程模型 .....	779
6.2.2.7 前馈控制系统 .....	747	6.5.3 过程稳态优化模型 .....	782
6.2.2.8 非线性控制系统 .....	751	6.5.4 原油常压塔侧线产品质量多变量智能 控制 .....	786
6.2.2.9 采样控制系统 .....	751	6.5.5 原油常压塔质量估计中的软测量仪表 .....	790
6.2.2.10 模糊控制系统 .....	754		
6.2.2.11 控制系统的相关及解耦 .....	755		
6.3 先进过程控制 .....	756		
6.3.1 概述 .....	756		
6.3.2 先进过程控制及预测控制的基本原理 .....			

## 第7章 安全工程

7.1 概述 .....	794	7.5.1 基本原则 .....	835
7.2 劳动安全卫生专篇 .....	796	7.5.2 引导字码说明 .....	836
7.2.1 编制目的 .....	796	7.5.3 步骤 .....	836
7.2.2 编制依据 .....	796	7.6 量化风险评估技术 (QRA) .....	839
7.2.3 编制步骤 .....	796	7.6.1 概述 .....	839
7.2.4 编制内容及分工 .....	798	7.6.1.1 量化风险评估技术的发展 .....	839
7.3 安全设计 .....	804	7.6.1.2 量化风险评估技术的特点 .....	839
7.3.1 安全设计的重要性 .....	804	7.6.1.3 量化风险评估技术的意义 .....	840
7.3.2 安全设计的基本思想 .....	804	7.6.2 量化风险评估技术的主要工作程序和 内容 .....	840
7.3.3 安全设计的分工 .....	804	7.6.2.1 量化风险评估技术的工作程序 .....	840
7.3.4 安全设计的实际措施 .....	806	7.6.2.2 风险识别 .....	840
7.4 系统安全工程 .....	813	7.6.2.3 事故频率计算 .....	841
7.4.1 概述 .....	813	7.6.2.4 SAFETI 软件事故后果分析计算 .....	841
7.4.2 安全检查表 .....	814	7.6.2.5 风险分析计算及评估 .....	841
7.4.2.1 安全检查表的种类 .....	814	7.6.3 量化风险评估技术在工程设计中的 应用 .....	841
7.4.2.2 安全检查表的编制 .....	815	7.6.4 量化风险技术的发展前景 .....	842
7.4.2.3 安全检查表的功用 .....	816		
7.4.2.4 安全检查表示例 .....	816		
7.5 危险性和可操作性研究 .....	834		

## 第8章 计算机辅助设计

8.1 概述 .....	843	8.2 国内外应用简介 .....	843
--------------	-----	-------------------	-----



8.3 计算机辅助设计系统 .....	844	8.5.2.4 PDS 的三维设计产品介绍 .....	858
8.3.1 微机 CAD 系统 .....	844	8.5.2.5 PDS 的模型漫游和设计校审产品	
8.3.2 工作站 CAD 系统 .....	845	(Design Review) 介绍 .....	861
8.3.3 由微机和工作站联网组成的 CAD 系统		8.5.2.6 其它用于装置设计软件简介 .....	861
.....	845	8.6 展望 .....	862
8.4 计算机辅助石化工艺设计 (过程设计)		总附录 1 项目建议书编制提纲 .....	863
.....	845	总附录 2 中国石油化工总公司《石油化工项目	
8.4.1 ECSS (Engineering chemical simulation		可行性研究报告编制规定》(1997 年版)	
system) .....	845	.....	866
8.4.2 PRO/II 流程模拟系统 .....	847	总附录 3 中国石油化工总公司《石油化工项目	
8.4.3 ASPEN PLUS 流程模拟软件 .....	849	可行性研究投资估算编制办法》	
8.4.4 动态模拟 (Dynamic simulation) .....	850	.....	961
8.5 计算机辅助石化装置设计 .....	850	总附录 4 中国石油化工总公司《石油化工装置	
8.5.1 PDA (PEPING DESIGN AUTOMATION)		基础设计 (初步设计) 内容规定》	
.....	850	SHSG—033—98 .....	975
8.5.2 工作站上运行的化工装置设计 CAD		总附录 5 中国石油化工总公司《石油化工大型	
软件 .....	853	建设项目总体设计内容规定》	
8.5.2.1 PDS 的特点 .....	856	SHSG—055—98 .....	1003
8.5.2.2 PDS 的体系结构 .....	857	总附录 6 常用单位换算 .....	1033
8.5.2.3 PDS 的二维设计产品介绍 .....	858		

# 第1章 概 述

本卷的内容主要是叙述石油化工设计中工艺和工艺系统两个专业在设计工作中的任务是什么，他们设计工作的程序是如何进行，以及他们常用的计算方法和主要的工作方法。

在过去的设计模式中，工艺和工艺系统专业是不分开的，就称为“工艺”专业。老的工艺设计人员要设计流程、进行物料平衡及热量平衡的计算、画工艺流程图，画带控制点的工艺流程图，还要画平面布置图，并向有关专业提出全部设计条件。这样做工作周期长、工作环节多，造成漏项和错误的机会也多，给施工和生产都会带来困难，而且难于提高设计质量和设计的劳动生产率。

把老的“工艺”专业分成工艺和工艺系统专业，工艺专业就只负责完成工艺流程的模拟计算、工艺流程图（PFD，Process flow diagram 的缩写，本卷中就以 PFD 表示）的绘制、以及和工艺过程密切相关的公用物料流程图（UFD，Utilities flow diagram 的缩写，本卷中就以 UFD 表示），提出初步的设备平面布置图和主要的设备条件。而工艺系统专业，要负责把工艺专业完成的工艺流程设计进一步完善、达到工程化的要求。首先要完成各个设备的结构尺寸的计算，完成工艺管道及仪表流程图（PID，Process pipes and instruction flow diagram 的缩写，本卷中就以 PID 表示）和公用物料管道及仪表流程图（UID，Utilities pipes and instruction diagram 的缩写，本卷中就以 UID 表示）的绘制任务，给各有关专业提出设计条件。

不仅需要专业分工来完成设计任务，而且为了保证设计质量，为了符合设计人员对设计任务不断加深认识的客观规律，我们要求对 PID 图的设计过程也是分阶段进行的，不能要求一次成功。这里我们参照国外的一般做法把 PID 图的设计过程分为 6 个版次完成，具体分为 0，1，2，3，4，5 版，详见第四章的内容。

不仅专业需要分工，设计程序也需要分阶段进行。我国的工程项目建设过程的区分也向国际惯例接轨，分为项目建议书、可行性研究、基础工程设计、详细工程设计四个阶段（详见附录 1、2、3、4）。项目建议书和可行性研究两个阶段又统称为工程项目建设的前期工作阶段。工程项目建设分阶段进行，有利于项目建设逐步深入，可节约时间和人力。有利于国家有效的控制投资，有利于建设单位安排生产。总之科学的管理办法能有效的促进生产力的发展。我们设计单位的工作安排也应按以上阶段逐步开展。

设计分工细就有条件做得精，设计分阶段进行就可节省人力和投资，加上计算机技术的应用使设计周期缩短了，而设计质量还提高了。这就是石油化工设计工作现代化应遵循的一般规律。

下面先简单叙述两个专业在每个设计阶段的任务和各设计岗位的职责。

## 1.1 工艺专业在设计各阶段的任务

从工艺专业总的工作内容来讲，应承担下列四大方面的任务，但就个人来讲只能承担其中一两种的工作内容。所以同属一个专业的设计人员并不是承担完全一致的工作内容。

(1) 应承担本设计项目各设计阶段的工艺专业设计工作，其具体内容见下述各设计阶段的任务。

(2) 可参加有关项目的合同谈判等设计前期工作中工艺专业的工作。

(3) 可参加工艺技术开发, 按合同规定, 承担应用科研成果进行工艺设计工作。

(4) 其它任务

①承担工艺专业的专业基础工作, 如编制设计手册、技术数据手册、工程统一规定等。这个工作需要积累了一定的工作经验后才能承担。

②研究、改进工艺专业的设计方法, 提高设计水平和工作效率。编制或二次开发有关的计算机软件, 不断提高工艺专业 CAD 应用水平。

③收集、了解国内外石油化工、化工、精细化工、石油炼制、塑料后加工等工艺技术的发展状况及动态, 提出工艺改进和开发新工艺的设想和建议、移植、消化吸收新工艺、新技术。这是一个工艺设计人员在一辈子的工作经历中都应该努力关注的一个方面。

④承担工艺专业人员的培训和提高工作。

⑤估计和控制设计项目中工艺专业的工时消耗, 制定并执行工艺专业的工作计划。

### 1.1.1 设计前期工作阶段的任务

(1) 根据合同及管理部的安排, 参加项目建议书、项目可行性研究报告的编制工作。承担有关工艺部分的研究、并编写相应文件。

(2) 根据管理部的安排, 参加项目报价书、投标书技术文件的编写, 承担有关工艺部分的研究并编写相应文件, 参加有关投标书的技术内容介绍、合同谈判、编写有关合同附件。

(3) 根据管理部的安排, 参加引进技术项目的询价书编写, 对投标书的研究讨论(评标), 合同谈判以及合同技术附件研究讨论。

(4) 大中型石油化工厂或联合装置需要进行总体规划设计时, 对有关项目提出可供总体规划参考的设计条件。

### 1.1.2 工程设计阶段的任务

就像把项目建议书和可行性研究统称为前期工作一样, 我们也把工艺包设计、基础工程设计、详细工程设计三个阶段称为工程设计阶段。由于各设计单位承接的任务不同, 可能出现五种情况。

(1) 承担全部工程设计任务, 即承担工艺包设计、基础工程设计和详细工程设计。

(2) 仅承担工艺包设计和基础工程设计。

(3) 仅承担工艺包设计。

(4) 仅承担基础工程设计和详细工程设计。

(5) 仅承担详细工程设计。

### 1.1.3 工艺设计阶段

对工艺专业而言, 工艺设计阶段是该专业在整个设计过程中最重要的工作阶段, 在工艺设计阶段工艺专业是扮演主导专业的角色。

在工艺设计阶段工艺专业设计人员应配合专利所有者或研究部门完成以下各项工作。

(1) 确定设计基础

①所采用的工艺技术路线及其依据, 装置的年设计生产能力, 年操作小时数及装置操作弹性等。

②原材料、辅助原料、催化剂、化学品的规格要求及界区条件。

③产品、中间产品及副产品的规格(产品牌号、规格、性能等)要求。

④产品方案及产品性能。

⑤公用物料的各项规格要求及界区条件（温度、压力等）。

⑥提出原材料、辅助原材料、催化剂、化学品、工艺过程中公用物料的消耗定额及副产品产出定额（预期值）。

⑦提出工艺过程排出物（气体、液体、固体等）排放源、排放数量及其组成。

⑧编写工艺安全生产和职业卫生两方面的设计内容。

⑨提出工艺操作所需定员。

(2) 进行全流程的物料平衡及热量平衡计算。应进行必要的方案比较、选择，并考虑适当的操作弹性（全流程的操作弹性及某些重要工段或重要设备的操作弹性）。

(3) 绘制 PFD 图，图中应表示出工艺生产过程中的主要设备、主要工艺物流、重要控制方案、主要操作参数、换热设备的热负荷、特殊阀门等。

还应绘制与工艺过程关系密切的 UFD 图。

(4) 编制物料平衡表，应表示主要工艺物流的有关数据，如流量、组成、温度、压力、平均相对分子质量及物料的重要物理性质（密度、粘度等）。

(5) 编写工艺说明，按工艺流程顺序详细说明生产过程，应包括有关的化学反应及其机理、操作条件、主要设备的特点、重要的控制方案说明等内容。

(6) 进行主要设备的工艺计算，包括反应器、容器、塔器的工艺计算、换热设备的热负荷计算等工作。

(7) 在设备专业人员协助下编制工艺设备表和反应器、搅拌器、容器的工艺设备数据表；编制机泵及其它特殊设备工艺数据汇总表。

(8) 向仪表专业提出主要控制及联锁方案的初步要求，工艺介质的物性及操作参数，以便仪表专业开展设计工作。

(9) 向电气专业提出工艺介质有关物性数据、操作参数等，以便电气专业编制危险区域划分图。此外，还需提出工艺对电气系统的要求，例如，对电机自启动的要求等。

(10) 工艺专业人员负责绘制并向总图、配管、电气等专业提供建议的工艺设备布置图。

(11) 向配管材料专业提出工艺管道使用条件表，提供工艺介质的特性（易燃、易爆、有毒、腐蚀、渗透、溶解性、粘滞性、浆液等），操作参数（最高、最低温度、最高压力或真空度等）等条件以便材料专业编制特殊管道材料等级表。

(12) 向分析专业提出分析化验条件表。

(13) 编写生产操作和安全规程要领（指南）。

(14) 收集、整理与工艺有关的科研报告及专利文件。

(15) 编制物性数据手册。

#### 1.1.4 基础工程设计阶段

根据工艺设计包联络会议或审核会议纪要的决定对有关文件进行必要的调整或修改，作为基础工程设计依据。

(1) 配合工艺系统专业完成 PID 及 UID 图的设计，以保证其符合工艺要求。特别需要注意装置安全操作、开停车及事故处理等措施。

(2) 对配管专业完成的设备布置图进行检查，应注意设备布置能否满足工艺操作方便、安全、物料走向合理和节省投资等要求。

(3) 板式塔数据表、填料塔数据表和换热器数据表是由工艺专业向化学工程专业提出工艺条件，由化学工程专业为主导专业来完成编制任务。反应器数据表、容器数据表、搅拌器

数据表先由工艺专业按工艺设备数据表编写规定完成自己的工作内容，再由工艺系统专业为主导专业完成编制任务。其它工艺数据表按专业分工规定由相关专业完成。

(4) 确认系统专业向分析专业提出的取样点条件。

(5) 对制造厂提供的工艺设备初期资料和最终资料进行工艺专业的确认。

#### 1.1.5 详细工程设计阶段

(1) 工艺专业对供货厂商提供的关键设备、机泵等的最终图纸资料进行核查，以确保其满足工艺的要求。

(2) 检查 PID 及 UID 图、设备布置图及有特殊要求的配管图等详细工程设计图纸、文件等，应满足开车、停车、正常操作、事故处理等各方面的要求。

(3) 如有必要，与专利商或生产厂合作编制操作手册。

(4) 如果装置有模型设计，则工艺专业人员应参加会审工作。

#### 1.1.6 试车及考核阶段的任务

(1) 工艺设计人员应参加装置的试车及考核，并协助专利商或研究部门负责工艺方面的有关工作。

(2) 收集、整理现场操作参数及运行数据，了解试车、运行及考核中出现的问题，以便改进工艺技术和工艺设计。

#### 1.1.7 项目竣工验收阶段的任务

(1) 装置的工程设计完成后，或生产装置通过性能考核及验收后，工艺人员应编写本专业设计总结。

(2) 在生产装置长周期稳定运转后，如有条件，工艺专业人员应参加设计回访工作，并写出本专业回访报告。

## 1.2 工艺系统专业在设计各阶段的任务

工艺系统专业的主要任务就是把工艺专业完成的流程设计“工程化”，工艺专业完成的流程设计还偏向理论方面，还不具备建生产装置的条件，需要工艺系统专业把它向更实用、更完善、更具备可操作性的方面发展，这就是“工程化”的含义。

工艺系统专业的设计人员要在实际的工作中培养自己具备“系统分析”问题的能力和习惯。也就是说他们要不光是从自己设计的哪个阀门着眼，而是要从这个阀门所在的整个管道（即系统）出发，整体的来看待具体问题，这就是“系统分析”问题的含义。以后我们还会反复研究这个问题。

(1) 作为基础工程设计阶段主导专业，其首要职责是负责工艺系统设计，将化工工艺设计成果转变为工程设计成品，在仪表专业参与下，编制出各版 PID（包括工艺 PID 和 UID 图），作为配管专业进行配管研究和详细工程设计的主要依据。

(2) 通过对工艺流程系统的安全分析、经济分析及各项计算，在工艺流程中完成正确合理配置管道、阀门、管件、隔热、伴热、仪表以及安全泄放系统和气封系统的设计，以满足正常生产、开停车及事故情况下的安全要求。

(3) 根据工艺物料的特性和工艺流程的特点，在整个生产过程中采取切实可行的安全和工业卫生防护措施，以符合国家颁发的对人身安全和环境保护的各项指标要求。

(4) 为满足各专业开展工程设计及为他们提供订货资料，而编制必要的设计条件和基础数据。

### 1.2.1 设计前期工作阶段的任务

(1) 如果需要,参加以咨询室为主的项目建议书(“项目建议书编制提纲”附于本卷之后请参阅)和可行性研究报告编制工作中的工艺系统专业部分的工作。

(2) 如果需要,参加以营销部为主的报价书的部分编制工作。

### 1.2.2 工程设计阶段的任务

(1) 工程设计前期准备工作

- ①接受经批准的设计任务书或与业主签订的合同文件;
- ②取得完整的设计基础资料;
- ③接受工艺专业发表的全套工艺设计包资料;
- ④接受设计经理、工艺等专业提供的设计条件表及有关图纸资料;
- ⑤进行人工时估算及拟定工作进度表;
- ⑥编制专业设计统一规定及设计规定汇总表。

(2) 工艺包设计和基础工程设计阶段

①在工艺包设计阶段,设计工作以工艺专业为主,工艺系统专业可根据需要参加部分设计工作。

②参加工艺专业组织的“建议设备布置图”的方案讨论,从工艺系统专业的角度提出意见及建议。

③编制并提出各有关专业设计条件,具体内容详见《工艺系统专业与其它专业的条件关系》。

④进行工艺流程系统分析。包括经济分析;安全分析;隔热、伴热系统分析。

⑤进行系统各项计算。包括管径计算及管道水力计算;安全阀、爆破片等项计算;气封系统计算。

⑥根据各项计算结果编制各类工艺设备数据表,编制安全阀规格书、爆破片规格书、呼吸阀及氮封阀规格书、疏水器规格书、过滤器规格书、阻火器规格书、消音器规格书、喷嘴规格书、特殊阀门规格书,提供机泵专业、配管材料专业订货用。

⑦编制各类工艺设备表。

⑧提出设备、管道保温(冷)类型与要求。

⑨根据工艺设计包资料及对工艺流程的初步分析和计算结果编制工艺管道及仪表流程图 A 版, B 版及 0 版,供配管及仪表专业使用,其中 0 版作为基础工程设计成品提供业主审核。

⑩随工艺 B 版及 0 版 PID 编制公用系统管道及仪表流程图 B 版及 0 版。

⑪随工艺和公用系统 B 版及 0 版 PID 编制管道表 B 版及 0 版。

⑫编制基础工程设计说明书,并交设计经理汇总,以便提供业主审核。

### 1.2.3 详细工程设计阶段

(1) 修改、补充设计统一规定。

(2) 修改、补充各项设计条件表。

(3) 进行详细水力计算的核算并最终确认管径、机泵输送系统的最少吸入高度及压差。

(4) 最终确认并会签设备专业设计的设备详细设计图。

(5) 最终确认并会签制造厂返回的机泵图纸资料。

(6) 在确认设备 机泵图纸资料的基础上修改工艺设备表。

(7) 核实并确认制造厂提供的安全阀、爆破片、呼吸阀等阀件及过滤器、疏水器等管件图纸资料。

(8) 核实进出界区的工艺物料及公用物料的界区条件。

(9) 根据业主审核意见、最终确认的图纸资料及配管等专业返回的修改意见分别编制工艺管道及仪表流程图 1 版、2 版和 3 版, 提供各专业作为详细工程设计的依据, 其中 3 版作为详细工程设计成品提供现场施工用。

(10) 随工艺 1 版、2 版及 3 版 PID 编制公用系统 1 版、2 版及 3 版 UID。

(11) 随工艺 1 版、2 版及 3 版 PID 编制 1 版、2 版及 3 版管道表。

#### **1.2.4 施工安装阶段的任务**

(1) 向现场进行设计交底。

(2) 必要时派出工艺系统专业设计代表, 负责解释并及时处理有关工艺系统设计问题。

(3) 了解现场施工过程中对工艺系统的各种意见, 并进行信息反馈。

#### **1.2.5 试车考核阶段的任务**

(1) 参加现场试车考核工作, 进一步了解和发现工艺系统设计方面的各种问题, 并及时改进, 以保证生产装置的正常运行。

(2) 编制工程完工报告。

#### **1.2.6 其它任务**

(1) 承担专业基础建设工作, 包括人员培训和本专业设计标准、规定和手册等的编制及更新。并不断开发和推广应用新的计算机应用软件。

(2) 参加设计回访、总结经验、收集积累资料、开展技术交流、技术考察、不断提高工艺系统专业的技术水平。

(3) 学习国内外的新技术以及先进的工程设计经验, 不断提高工艺系统专业工程设计水平。

(4) 对国外引进项目, 根据需要, 参加技术交流、合同技术附件谈判及设计会议等工作。

(5) 根据本公司颁布的设计定额, 估算和控制本专业人工时消耗。

### **1.3 设计岗位的职责和任务**

#### **1.3.1 设计岗位的职责及权限**

在专业负责人组织下, 首先由设计人员完成各阶段设计规定的内容, 编制好设计文件, 经过自校无误后, 再进行校审。

##### **1.3.1.1 校核人**

(1) 大项目应由具有工程师技术职称及以上的或相当的称职人员担任。小项目由具有助理工程师技术职称及以上的称职人员担任。

(2) 校核人应与设计人共同研究设计方案、设计原则, 对设计条件 and 设计成品进行全面校核, 对所校核的设计文件质量负责。

(3) 对已确定的重大设计方案的修改有建议权。

(4) 对校核中与设计人在技术问题上有意分歧时有决定权, 与审核人有意见分歧时有申诉权。

(5) 校核人按照专业设计质量控制程序及专业校审提纲的规定进行校核。

(6) 校核人必须严格遵守和执行相关的法规、标准、规范和规定的要求。经校核过的设计文件必须满足合同以及有关方面要求。

#### 1.3.1.2 审核人

(1) 大项目应由具有高级工程师技术职称及以上的或相当的称职人员担任。小项目由具有工程师技术职称及以上的或相当的称职人员担任。

(2) 审核人应参与设计方案和重大技术问题研究并有决定权；有责任解决设计人和校核人提出的疑难问题；对设计方案的正确性负责。

(3) 与设计人、校核人在技术上有意见分歧时有决定权。

(4) 对设计中应采用的标准、规范有决定权。

(5) 对审核过的设计文件质量负责。

#### 1.3.1.3 审定人

(1) 由具有高级工程师技术职称的专业副总工程师或相当的称职人员担任。

(2) 负责主持重大设计原则、设计方案的评审，并作出决定。

(3) 对设计指导思想、技术路线、重大设计原则、技术方案等；对设计的切合实际、技术先进、经济合理、安全适用和投资控制等重大原则问题负主要责任。

(4) 对设计中设计、校核、审核人之间的意见分歧有决策权。

(5) 对审定过的设计文件质量负责。

#### 1.3.1.4 校审步骤

(1) 自校 设计文件送校核前，设计人应进行全面的自校，将“常见病多发病”消除在自校中，自认无误后方可送给校核人。未经自校的设计文件不准送出校核。

(2) 送校 设计人将经过自校合格的设计文件的复印件连同设计条件、计算书和作为设计依据的有关资料一并送交校核人。

(3) 校核 校核人收到应校的设计文件和有关资料后，应根据本专业的校审提纲或细则的要求，进行全面、认真、仔细的校核。同时执行《设计文件校审修正色标规定》，将校核出的问题全部直接记录在校核文件上。

在校核中发现的不能自己决定的疑难问题，应及时请教审核人。

经全面校核后的设计文件及有关资料一并退还设计人。

(4) 校核修改 设计人收到经校核过的设计文件，应首先吃透校核人的意见，然后逐条逐项的在设计原件上进行修改。同时执行《设计文件校审修正色标规定》。

在修改时，若与校核人有意见分歧时，可以向校核人提出申诉，若校核人仍坚持原意见，设计人必须按校核意见进行修改。但可以在校核件上的适当位置记下保留意见，以备后查。

全部修改完毕并自校无误后，将修改件和校核件再送给校核人核准确认。

(5) 核实确认 校核人应认真核实确认设计人是否完全按校核意见进行了修改，核实无误方可在设计文件上签字。

在核实中若新发现原设计的某些方面仍需进一步修改和完善时，仍应要求设计人进行修改直到满意为止。

#### 1.3.1.5 审核步骤

(1) 设计人将需要审核的设计文件连同有关资料送给审核人，未经校核和修改的设计文件不准送审核人审核。



(2) 审核人收到设计文件后, 应按有关规定进行认真审核, 确保设计质量。

(3) 审核中发现的重大问题, 应会同设计人、校核人或有关专家共同研究, 并做出决定。

(4) 审核的意见应记录在审核件上, 交设计人修改。

(5) 设计人应按审核意见对设计文件进行修改, 修改自校无误后再返给审核人核实确认。

(6) 审核人对设计人修改后的文件进行核实确认无误后, 方可在设计文件上签字并退给设计人。

#### 1.3.1.6 审定步骤

(1) 设计人应将需要审定的设计文件及有关资料送审定人审定。未经过校核和审核并修改好的设计文件不准送审定人。

(2) 审定人应按审定要求进行审定, 若无意见, 可以在设计文件上签字。

(3) 审定人若认为设计文件需要作进一步修改时, 应将有关意见记录在审定文件上, 并通知设计人进行修改。修改后应经审定人核实确认后签字。

### 1.3.2 设计岗位的任务

#### 1.3.2.1 校审类别和组织分工

(1) 根据工程类别及文件的重要程度确定校审类别。

(2) 校审类别分为: 一级校核(校核)、二级校审(校核、审核)、三级校审(校核、审核、审定)。

(3) 大项目建议书、总体设计、可行性研究、方案设计、工艺包、基础工程设计或初步设计、详细工程设计中的关键设备和三类压力容器总图、爆炸危险区域划分图等必须进行审定。

(4) 校审工作由设计经理负责组织, 设计经理对设计文件校审工作的完整性负责。

(5) 专业负责人负责本专业设计文件校审工作的安排和组织。专业室主任应协调和指导专业校审工作。

(6) 为确保校审工作质量, 项目(设计)经理、专业负责人编制作业计划时要确保校审人的校审时间并组织督促校审工作的完成。项目进度控制工程师有权对校审进度计划进行调整、控制, 确保校审工作的必要时间。

(7) 由于不重视校审工作或没有安排足够校审时间, 使校审工作徒有虚名而造成设计质量事故时, 应追查有关人员失职责任。

#### 1.3.2.2 设计条件的校审

(1) 设计人提出的设计条件应按规定校审。设计人必须事先自校, 自认无误后送校核人校核。

(2) 设计人在提交经校审后的设计条件前, 必须负责完成各级校审人提出的要修改的内容, 并经自校和校审人的确认后才能发出。

(3) 各专业提供外专业的一次条件或具有方案性的设计条件, 需经本专业审核人审核、签字。一般性设计条件需经本专业校核人校核、签字。所有设计条件均应经过设计人、校核人、审核人二级或三级签字才能有效。设计条件签字后由专业负责人统一向其它专业发送。

(4) 接受条件专业的专业负责人统一接收提来条件并要对设计条件表、条件图是否符合

互提条件内容规定和是否经校审签字进行检查，检查无误才能发送给本专业设计人。如接收的条件表、条件图未按公司规定编制，或未经提出条件专业的校审人签字，应拒绝接受。由此而导致设计延期由提出条件专业负责。

(5) 接受条件的专业负责人如果认为所收到的设计条件中有本专业技术上不能满足的要求，或技术上虽可能，但将导致本专业技术、经济上严重不合理时，应及时与提出条件专业协商修改条件。如双方不能取得一致意见，则应由接收专业负责人请双方设计审核人参与协商解决。如仍不能协商解决，则应提请设计经理协调决定。

(6) 提出条件专业对所提条件的完整性、正确性负责。接收条件专业对正确使用条件、满足条件要求负责。在需要修改条件时，只能由条件编制人修改，并经校审人签字发出。接受条件人无权修改外专业所提出的设计条件表、条件图。如果修改条件只涉及原条件的局部或个别尺寸、数字错误，可以在原条件上注明、修改，但修改人必须在修改处签字，并注明修改日期。提出条件专业应在自己保留的原条件上做相应修改和注明日期。

#### 1.3.2.3 设计文件（包括成品、中间文件）的校审

设计文件提交校审前，设计人必须经过仔细的自校。设计人提交校审设计文件时，应同时提交有关的设计条件、计算书及设计依据文件。

在校核设计文件时，应按各专业设计校审提纲的要求重点校核下列内容：

- (1) 设计文件是否达到规定深度、内容完整、齐全、图面布置合理；
- (2) 设计文件的工艺路线、主要技术参数和技术措施与经批准的上阶段设计文件和设计合同要求是否符合；
- (3) 本专业设计是否满足外专业所提设计条件表、条件图的要求；
- (4) 设备、管道、厂房布置等是否满足制造、施工安装和生产的要求；
- (5) 设计内容是否正确、合理，图形、文字、数字是否无错误，各部分设计是否满足有关标准、规定的要求；
- (6) 计算方法、公式选用和计算结果是否正确；
- (7) 标准图、复用图选用是否恰当，索引是否正确，图幅、比例、图签是否符合公司规定，图面布置及图面密度是否合理。

#### 1.3.2.4 设计文件的审核内容

在审核设计文件时应按各专业设计校审提纲的要求重点审核下列内容。

(1) 设计原则是否正确，是否技术先进、安全适用、经济合理。设计方案是否符合业主或经批准的上阶段设计文件的要求，并认真贯彻中间审查意见；

设计成品不符合已被批准的上阶段设计文件或本公司中间审查意见的要求时，必须附有相关更改内容的审批文件；

- (2) 基础数据、主要的计算方法、公式、电算程序选用是否恰当，计算结果是否正确；
- (3) 选用标准图、复用图是否恰当；
- (4) 设计内容是否符合有关标准、规范要求；
- (5) 专业估算是否控制在规定的范围以内；
- (6) 关键的、重要的设备选型是否正确；
- (7) 是否充分考虑生产、操作、维修和施工要求。

审定人重点审定内容为：

- (1) 设计规模、设计范围和技术指标是否与设计合同相符合；

(2) 设计成品的内容和深度是否满足规定的要求；

(3) 主要设备及材料的选择是否正确、合理，工程总估算、外汇耗用是否超过控制指标。

计算机生成文件的校审：

(1) 由计算机辅助设计时必须生成书面文件进行校审，校审程序按本规定执行；

(2) 用计算机辅助设计提出的专业条件必须是打印的书面文件，并经校审后提交。用计算机网络传递的专业条件需由专业负责人保存其书面校审记录及经校审签署的硬拷贝；

(3) 经公司确认和鉴定的软件完成的计算书，要对输入数据、重要的中间数据和最终计算结果生成书面文件进行校审。对有特殊要求的计算书进行计算过程的审核；

(4) 校审记录应及时送交设计人（编制人），作为修改设计成品的依据。修改后的设计成品需连同校审记录返回校审人，校审人检查确认已按所提意见修改后，才能在设计成品上签字；

(5) 需审定的设计图纸、文件，应在校核、审核工作完成并经校审人签字后才能送交审定，按审定意见修改并经审定人签字后，设计成品才能存档。

#### 1.3.2.5 校审意见处理

(1) 送校审的设计文件由于其复杂程度和形式不同，图纸应为复印件，文字表格可为设计原件或复印件，按各专业规定执行。

(2) 校审人的校审意见用彩笔标注在复印图上，并加文字注明，设计人负责按校审人提出的意见进行修改并经校审人核实。

(3) 如校核人与设计人意见不能统一时，由审核人解决，并将结论记入校审色标复印图上，但可记上保留不同意见。结论意见由审核人负责。

(4) 设计人或校核人与审核人有意见分歧，原则上按审核人意见修改，由审核人承担责任，但可在校审色标复印图上记下不同意见。

(5) 审定人意见为最终意见，当设计人、校核人、审核人之间或他们与审定人之间意见不统一时均按审定人意见修改设计，由审定人承担技术责任，但可在记录上保留不同意见。

(6) 当校审意见不属意见分歧，而是设计上明显错误时，审核人可在校审色标复印图中作出明确结论，设计人必须按校审意见修改，并承担技术责任。

#### 1.3.2.6 设计文件签署

(1) 设计前期工作文件的签署人员见表 1-1。

(2) 基础工程设计文件的签署人员见表 1-2。

(3) 详细工程设计文件的签署人员见表 1-3。

(4) 设计文件签署职称要求见表 1-4。

(5) 签字必须用钢笔或墨水笔，姓名必须用中文全名。

(6) 不合格的设计文件不得签署，经修改合格后方可签字。

#### 1.3.2.7 大、小项目的划分

(1) 大、小项目的划分应按其技术复杂程度和重要性来确定。

(2) 所有石油化工工艺生产装置或其它行业的生产装置的设计均划为大项目。

(3) 工艺成熟、技术简单、规模小的项目，如：小型空压站、小型罐区、简单工业构筑物、简单的技改措施项目（不含复杂的工艺改造过程）、一般常压容器、常规小型水处理、

小型配电室、小型常规仪表控制室、小型民用采暖通风和给排水项目、小容量采暖锅炉等均划为小项目。

### 1.3.2.8 设计经理的签署

设计经理应审查并签署带全局性的文件，如总说明、总图、物料总平衡图、水平衡图、供热系统图、图纸总目录、开车方案、安全环保篇等。如设计经理由项目经理兼任，则由项目经理签署这些文件。

### 1.3.2.9 设计文件的具体签署

表 1-1~表 1-3 列出了主要的设计文件的签署决定，各专业的质量保证文件中应列出专业设计文件的校审、签署规定。

表 1-1 设计前期工作文件签署

序号	文件名称	设计	校核	审核	审定	设计经理
1	说明书					
	专业部分	✓	✓	✓		
	汇总文件	✓	✓	✓	✓	✓
2	图纸					
	总平面布置	✓	✓	✓	✓	
	其它图纸	✓	✓	✓		
3	估算书（或技术经济评估）					
	总估算书	✓	✓	✓	✓	✓
	单项估算	✓	✓	✓		

表 1-2 基础工程设计文件签署

序号	文件名称	设计	校核	审核	审定	设计经理
1	说明书					安全、环 保篇
	专业部分	✓	✓	✓		
	汇总部分	✓	✓	✓	✓	✓
2	图纸					
	厂区（装置）位置图	✓	✓	✓		
	厂区（装置）总平面图	✓	✓	✓	✓	✓
	物料总平衡图	✓	✓	✓	✓	✓
	工艺流程图	✓	✓	✓	✓	
	PID 图	✓	✓	✓	✓	
	全厂储运系统流程图	✓	✓	✓		
	装置设备布置图	✓	✓	✓	✓	
	主要容器、工业炉设备总图	✓	✓	✓	✓	
	全厂性水平衡图	✓	✓	✓	✓	✓
	全厂性给排水管道平面图	✓	✓	✓	✓	
	全厂性消防系统图	✓	✓	✓	✓	
	全厂性供热系统图	✓	✓	✓	✓	✓
	全厂性高压供电系统图	✓	✓	✓	✓	
	全厂性通信系统图	✓	✓	✓	✓	
	危险区域划分图	✓	✓	✓	✓	✓
	主要建筑物剖面图	✓	✓	✓		

续表

序号	文 件 名 称	设 计	校 核	审 核	审 定	设计经理
3	表格					
	建（构）筑物一览表	✓	✓	✓		
	设备表	✓	✓	✓		
	（容器类）					
	（压缩机、风机类）					
4	（泵类）（工业炉类）（机械类）					
	（其它类）					
	材料表、数据表、规格书、采购文件	✓	✓	✓		
	计算书					
	主导专业计算书	✓	✓	✓		
5	其它计算书	按专业规定				
	估算书					
	总初步控制估算书	✓	✓	✓	✓	✓
	单项初步控制估算书	✓	✓	✓		
	总核定估算书	✓	✓	✓	✓	✓
	单项核定估算书	✓	✓	✓		

表 1-3 详细工程设计文件签署

序号	文 件 名 称	设 计	校 核	审 核	审 定	设计经理
1	说明书					
	工艺说明书	✓	✓	✓		
	各专业说明书	✓	✓	✓		
	装置开车方案	✓	✓	✓	✓	✓
2	图 纸					
	全厂总平面图	✓	✓	✓	✓	✓
	PID 图	✓	✓	✓	✓	
	危险区域划分图（修正）	✓	✓	✓	✓	✓
	管道综合图	✓	✓	✓		
	各专业主要图	✓	✓	✓		
	各专业次要图	✓	✓			
3	表 格					
	装置图纸总目录	✓	编制			
	分区图纸总目录	✓	✓			
	各专业图纸目录	✓	✓	✓		
	各专业设备表	✓	✓	✓		
	各专业材料表	✓	✓			
4	各专业计算书	✓	✓	✓		

表 1-4 设计文件签署职称要求

序号	人 员 类 别	职 称 要 求	
		大 项 目	小 项 目
1	设计（编制）人	技术员以上	技术员以上
2	校核人	工程师以上	助工以上
3	审核人	专业副总工程师或高级工程师	工程师以上
4	专业负责人（主项负责人）	工程师以上	助工以上
5	设计经理	高级工程师	工程师以上
6	审定人	总（副总）工程师或指定的高级工程师	高级工程师

## 第2章 设计基础

### 2.1 概 述

每个设计项目在签订设计合同时，都要在设计合同的技术附件中，用详细的清单列出设计单位要求业主提供的设计基础数据的内容，我们把这些设计基础数据称为项目设计数据。项目设计数据是顺利开展设计工作最基本的依据，缺少项目设计数据，设计工作就变成无米之炊，是无法开展的。工程项目只能在此基础上进行设计和建设。这些项目设计数据至少应包括：现场的气象和地质条件、原料和产品的规格要求、可提供的公用工程的种类及规格、三废处理的要求等，还有业主指定使用的规范和标准。

业主根据合同的要求，应按时提出设计单位所需的全部项目设计数据，项目设计数据必须由业主单位的建设项目负责人签名认可，才能正式作为设计基础数据提供给设计人员使用。

工艺和工艺系统专业是从项目经理那里拿到项目设计数据，这些数据必需是业主认可的项目设计数据，工艺和工艺系统专业的设计人员就依据这些数据开始设计准备工作。项目设计数据如果有变更，要依据业主的正式通知，由项目经理向有关设计人员发布修改后的项目设计数据，有了设计变更通知设计人员才能修改有关的设计文件。

为了使工艺及工艺系统专业设计人员对设计项目有个整体认识，在本章中所叙述的项目设计数据，不仅限于工艺及工艺系统专业需要的基础数据，是基于一个新建的大型工程所必需的全部数据而言，对于其它规模小一些的新建或改造项目，可以根据实际需要减少不必要的项目设计数据。

对工艺及工艺系统专业而言，至少应当得到下列数据，才有条件开展设计工作。

(1) 所采用的工艺技术路线及其依据，装置的年设计生产能力，年操作小时数及装置操作弹性等。

(2) 原材料、辅助原料、催化剂、化学品的规格要求及界区条件。

(3) 产品、中间产品及副产品的规格（产品牌号、规格、性能等）要求。

(4) 产品方案及产品性能。

(5) 公用物料的各项规格要求及界区条件（温度、压力等）。

(6) 提出原材料、辅助原材料、催化剂、化学品、工艺过程中公用物料的消耗定额及副产品产出定额（预期值）。

(7) 提出工艺过程排出物（气体、液体、固体等）排放源、排放数量及其组成。

而一般现场数据，气象数据，供电及电信系统等的数据是提供给建筑、结构、采暖通风、电气等专业作为计算基础的大小，空调的负荷及用电条件的依据。

下文中出现“公司”设备或框架指承担设计控制室任务的设计单位。

### 2.2 自然条件

这里列出的自然条件是指整个设计项目应该用到的全部数据。对不同的专业只需要其中的一部分，如对总图专业而言，它需要工厂区域图、工厂地形图、海拔高度、厂区标高、厂

区坐标等。只有掌握这些资料和数据,总图专业才能画出工厂布置图、装置布置图;同样总图专业还需要风向等自然条件,在画工厂布置图时才能根据装置所用的原料和产品的物理性质(是否有毒有害气体)来确定哪个装置放在上风地带,哪个装置放在下风地带。

而像地耐力、地震裂度是建筑和结构专业的最重要的基础数据,有了地耐力数据才能正确设计设备的基础,有了地震裂度数据才能正确设计建筑物和设备基础的抗震结构,而这类设计的正确与否对装置的安全生产有着很重要的联系。

而水源及水源的水质数据又是给排水专业的不可缺少的基础数据,等等。但要根据设计项目的具体内容的多少和范围来确定一个具体项目到底需要哪些数据。

### 2.2.1 一般现场数据

- (1) 工厂区域图及图号 \_\_\_\_\_
- (2) 工厂地形图及图号 \_\_\_\_\_
- (3) 海拔高度 \_\_\_\_\_ m
- (4) 厂区的标高 \_\_\_\_\_
- (5) 公司所负责的界区的坐标 \_\_\_\_\_
- (6) 用户指定方位(北)或真北与设计北之间的角位关系 \_\_\_\_\_

(7) 地形特性(征) \_\_\_\_\_

(8) 潮位(以平均海拔为测量基准)

平均高潮位 \_\_\_\_\_ m

平均低潮位 \_\_\_\_\_ m

频率分析高潮位 \_\_\_\_\_ m

频率分析低潮位 \_\_\_\_\_ m

最大波浪高度 \_\_\_\_\_ m

流速和流向 \_\_\_\_\_ m/s

(9) 河流

历史最高洪水位 \_\_\_\_\_

多年最高洪水位 \_\_\_\_\_

最大和最小流量及多年平均流量 \_\_\_\_\_

需要地点的流域面积 \_\_\_\_\_

(10) 参照真方位角(或总图风玫瑰)所确定的主导风向

夏季主导风向频率 \_\_\_\_\_, 从 \_\_\_\_\_ 月到 \_\_\_\_\_ 月, 共 \_\_\_\_\_ 月

冬季主导风向频率 \_\_\_\_\_, 从 \_\_\_\_\_ 月到 \_\_\_\_\_ 月, 共 \_\_\_\_\_ 月

冬季主导风向 \_\_\_\_\_

(11) 设计(采用)雪载

正常 \_\_\_\_\_ Pa      最大 \_\_\_\_\_ Pa

最大积雪厚度 \_\_\_\_\_ 初终降雪日期 \_\_\_\_\_

(12) 设计(采用)沙载: 最大 \_\_\_\_\_ Pa

(13) 1小时的最大降雨量 \_\_\_\_\_ mm; 一次暴雨持续时间及最大雨量在有铺砌的路面及屋面的流量占 \_\_\_\_\_ %, 在未铺砌区的流量占 \_\_\_\_\_ %

(14) 1天的最大降雨量 \_\_\_\_\_ mm; 在 \_\_\_\_\_ 年里出现一次。

(15) 多年平均降雨量\_\_\_\_\_ mm; 多年最大降雨量\_\_\_\_\_ mm; 多年最小降雨量\_\_\_\_\_ mm; 平均年降雪量\_\_\_\_\_ mm; 有记载的最大积雪深度\_\_\_\_\_ mm。

(16) 雨季从\_\_\_\_月到\_\_\_\_月; 雪季从\_\_\_\_月到\_\_\_\_月。

全年雷击日数(或小时数)\_\_\_\_\_

土壤热阴率\_\_\_\_\_土壤电阻率\_\_\_\_\_

城市雨量计算公式和当地实用水文手册

(17) 表面可以引起腐蚀、污染的现场的特定大气条件, 如:

含盐空气\_\_\_\_\_

灰尘\_\_\_\_\_

大风沙(沙暴)\_\_\_\_\_

逆温\_\_\_\_\_

(18) 地下水

地下水最高和最低水位\_\_\_\_\_

地下水的水质、水量及流向\_\_\_\_\_

(19) 水源

地下水作为水源\_\_\_\_\_

地面水作为水源\_\_\_\_\_

海水作为水源\_\_\_\_\_

(20) 蒸发

多年逐月平均蒸发量\_\_\_\_\_

最大蒸发量\_\_\_\_\_

最小蒸发量\_\_\_\_\_

(21) 云雾及日照

全年晴天及阴天日数\_\_\_\_\_雾天日数及能见度\_\_\_\_\_初霜及终霜日期\_\_\_\_\_

(22) 地温

最热月平均 在地下\_\_\_\_\_ m 处\_\_\_\_\_℃

最冷月平均 在地下\_\_\_\_\_ m 处\_\_\_\_\_℃

(23) 地质

地耐力\_\_\_\_\_

地震裂度\_\_\_\_\_

最大冻土层深度(m)\_\_\_\_\_

### 2.2.2 气象数据

气象数据中的气压、气温、空气湿度和风速是工艺、暖通、土建和给排水专业的主要设计依据。工艺专业在进行冷换设备的工艺计算时, 就需要用到装置所在地的全年平均气温、冬季平均气温和夏季平均气温等数据; 在确定管道是否需要保温时, 工艺专业也需要冬季平均气温这个数据, 如苯的凝固点是 5.4℃, 在冬季平均气温等于和低于 5.4℃的地区建设芳烃抽提装置, 对输送苯的管道都需要采取保温措施; 而对在冬季平均气温大于 5.4℃的地区建设芳烃抽提装置, 对输送苯的管道就不需要采取保温措施。给排水专业在设计循环水凉水塔时, 就需要气温和空气湿度等基础数据。

(1) 大气压



设计大气压力 \_\_\_\_\_ Pa; 多年逐月平均气压 \_\_\_\_\_ Pa

绝对最高气压 \_\_\_\_\_ Pa; 绝对最低气压 \_\_\_\_\_ Pa

大气压的最大变化率 \_\_\_\_\_ Pa/h

(2) 气温 (°C)

多年逐月平均温度 \_\_\_\_\_ 多年逐月最高平均温度 \_\_\_\_\_

多年逐月最低平均温度 \_\_\_\_\_ 绝对最高温度 \_\_\_\_\_

绝对最低温度 \_\_\_\_\_

设计空气温度

冷却塔 干球 \_\_\_\_\_ °C 湿球 \_\_\_\_\_ °C 空冷器 干球 \_\_\_\_\_ 湿球 \_\_\_\_\_

压缩机 干球 \_\_\_\_\_ °C 湿球 \_\_\_\_\_ °C

冬季采暖室外计算温度 \_\_\_\_\_ °C

冬季通风室外计算温度 \_\_\_\_\_ °C

冬季空调室外计算温度 \_\_\_\_\_ °C

夏季空调室外计算温度 \_\_\_\_\_ °C

① 空气湿度

年平均相对湿度 \_\_\_\_\_ °C 下平均 \_\_\_\_\_ %

月平均最高相对湿度 \_\_\_\_\_ 月 \_\_\_\_\_ °C 下最高 \_\_\_\_\_ %

月平均最低相对湿度 \_\_\_\_\_ 月 \_\_\_\_\_ °C 下最低 \_\_\_\_\_ %

冬季空调室外计算相对湿度 \_\_\_\_\_ %

夏季空调室外计算相对湿度 \_\_\_\_\_ %

夏季通风室外计算相对湿度 \_\_\_\_\_ %

② 风数据

风速 \_\_\_\_\_ m/s

地面以上 10m 高处 10 分钟 \_\_\_\_\_ m/s

最大平均风速 \_\_\_\_\_ m/s

地面以上 10m 高处 10 分钟 \_\_\_\_\_ m/s

瞬时风速 \_\_\_\_\_ m/s

最大月平均风速 \_\_\_\_\_ m/s 最小月平均风速 \_\_\_\_\_ m/s

夏季平均风速 \_\_\_\_\_ m/s 冬季平均风速 \_\_\_\_\_ m/s

基本风压 (在 10m 高处) \_\_\_\_\_ Pa

静风天数 \_\_\_\_\_

## 2.3 装置能力

这里讲的装置生产能力是指整个装置的处理能力, 而不是每个设备的生产能力。装置生产能力是一个石油化工装置的最重要的基础数据之一, 它直接影响到装置经济水平的高低和建设投资的大小。石油化工装置的生产能力都朝着大型化发展, 因为一般来说大型装置的经济效益总比小型装置的好得多。

装置生产能力一般是由业主或专利商来确定, 表示装置生产能力的常用单位是万吨/年或者吨/年。

另外还要和业主及专利商确定本装置的年操作时间, 根据我国现在的石油化工生产水

平，一般可连续生产的石油化工生产装置的年操作时间不应低于 8000 小时；而对包含后处理在内的间断生产装置的年操作时间，可取 7200 ~ 8000 小时。这里指的是设计采用的连续运转时间，实际生产中有的装置如乙烯装置，已经达到 3 ~ 5 年才停工检修一次，设计中也考虑到这种情况。

## 2.4 操作制度

由于石油化工装置的生产过程大都是连续生产的，操作工人只能每天分几班，交替换班来维持生产。操作制度就是指工人每天分几个班上岗，有分三班制的，也有分四班制的。关于操作制度的设计，一般是参照中石化集团公司的有关规定来确定本装置的设计操作制度。目前中石化的规定是四班三运转制，指全部操作工人分为四个班，每天有三个班上班，一个班轮休。也可由业主提出本装置的操作制度作为设计基础条件。

## 2.5 设计工况

由于设计时拿到的原料条件往往和投产后的实际原料条件有差别，为避免设计工况与实际工况有较大差别，应由业主（或专利商的工艺包）给出本生产装置的设计工况，可以有 2 ~ 3 种设计工况，同时也应给出能反映每种工况的原料组成及进料量等数据的表格。

## 2.6 负荷波动范围

要和专利商、业主一起讨论，确定本装置的设计负荷的波动范围是多少，波动范围一般取 70% ~ 110%。

## 2.7 设计规范和标准

在一个石油化工建设项目被批准后，确定设计基础条件时，就应该确定该项目要执行的各种设计标准和规范，这些设计标准和规范可以是中国国内的，也可以是国际间常用的。

设计标准和规范的不同相当于对设计的要求有区别，像环保标准的不同对有害物质的浓度要求就会有一些差异。又如对配管专业来说，采用不同的标准等于不同的法兰、管径的规格，它与装置建成投产后的检修、改造及备品备件的准备都有关系。所以设计时采用什么标准和规范，可影响到装置的生产水平、操作成本、建设投资等经济指标，也是一个重要的设计基础数据。

对石油化工企业而言，国家规定有一些强制性的标准，在设计过程中必须无条件执行。如《石油化工企业设计防火规范》就是在石油化工装置设计时，在总图及装置布置设计中必须严格遵守的。另外多数标准和规范都是推荐性的，也就是说如果你选用这个规范，你就得遵循它的各项要求，不选用它就可不遵循它的要求。但为了保证设计质量，各个专业都应该选取一些必需的标准规范，这些标准规范要得到业主的认同。

另外设计公司、专利商和业主都可以根据具体工程情况，确定一些和工程建设有关的设计标准和规范。

在设计基础部分表示设计标准和规范的分类方法有两种，一种是按设计专业来分类，另一种是采用国际标准、国家标准、部颁和地方标准及企业标准几个层次来区分。

### 2.7.1 第一种规范分类方法

为叙述方便我们采用一个大型石油化工建设项目为例，摘录该项目按专业区分的设计标

准和规范如下。

(1) 总图

GB 50187—93	工业企业总平面图设计规范
GBJ 103—87	总图制图标准
SH 3053—93	石油化工企业厂区总平面布置设计规范
SH 3054—93	石油化工企业厂区管道综合设计规范
SHJ 13—89	石油化工企业厂区竖向布置设计规范
SHJ 23—90	石油化工企业厂内道路设计规范

(2) 安全、卫生

GB 4076—83	密封放射源一般规定
GB 50058—92	爆炸和火灾危险环境电力装置设计规范
GB 50160—92	石油化工企业设计防火规范 (1997 年局部修订条文)
GBJ 16—87	建筑设计防火规范 (1997 年局部修订)
SH 3063—94	石油化工企业 可燃气体检测报警设计规范
TJ 36—79	工业企业设计卫生标准

(3) 建筑

GBJ 1—86	房屋建筑制图统一标准
GBJ 2—86	建筑模数协调统一标准
GBJ 3—88	砌体结构设计规范
GBJ 6—88	厂房建筑模数协调标准
GBJ 46—82	工业建筑防腐蚀设计规范
GBJ 96—86	建筑设计规范
GBJ 101—87	建筑楼梯模数协调标准
GBJ 104—87	建筑制图标准
GBJ 105—87	建筑结构制图标准
GBJ 50033—91	工业企业采光设计标准
GBJ 50207—94	屋面工程技术规范
GB 50037—96	建筑地面设计规范
GB 50046—95	工业建筑防腐蚀设计规范
GB 50222—95	建筑内部装修设计防火规范
SHJ 17—90	石油化工企业建筑设计规范
TJ 37—97	工业建筑地面设计规范

(4) 结构

GB 50191—93	构筑物抗震设计规范
GB 50223—95	建筑抗震设防分类标准
GBJ 3—88	砌体结构设计规范
GBJ 7—89	建筑地基基础设计规范
GBJ 9—87	建筑结构荷载规范
GBJ 10—89	混凝土结构设计规范 (1993、1996 年局部修订)
GBJ 11—89	建筑抗震设计规范 (1993 年局部修订)

GBJ 17—88	钢结构设计规范
SH 3049—93	石油化工企业建筑抗震设防等级分类标准
SH 3055—93	石油化工企业管架设计规范
SH 3069—95	石油化工企业构筑物抗震设防分类标准
JGJ 79—91	建筑地基处理技术规范
JGJ 94—94	建筑桩基技术规范
(5) 仪表	
GB 2625—82	过程检测和控制流程图用符号及文字代号
GBJ 87—85	工业企业噪声控制设计规范
ISO 5167—1991	Measurement of fluid flow by means of pressure different devices.
SHJ 5—88	石油化工企业自动化仪表选型设计规范
SHJ 6—88	石油化工企业控制室和自动分析器室设计规范
SHJ 18—90	石油化工企业信号报警、联锁系统设计规范
SHJ 19—90	石油化工企业仪表供气设计规范
SHJ 20—90	石油化工企业仪表保温及隔离吹洗设计规范
SHJ 21—90	工业自动化仪表盘技术条件
JB 1789—76	
(6) 配管	
SHJ 11—89	石油化工企业工艺装置设备布置设计通则
SHJ 12—89	石油化工企业管道布置设计通则
SH 3401—96	管法兰用石棉橡胶板垫片
SH 3402—96	管法兰用聚四氟乙烯包覆垫片
SH 3403—96	管法兰用金属环垫
SH 3404—96	管法兰用紧固件
SH 3405—96	石油化工企业钢管尺寸系列选用规定
SH 3406—96	石油化工钢制管法兰
SH 3407—96	管法兰用缠绕式垫片
SH 3408—96	钢制对焊无缝管件
SH 3409—96	钢板制对焊管件
SH 34010—96	锻钢制承插焊管件
SHJ 10—90	石油化工企业设备和管道隔热设计规范
GB 8163—87	输送流体用无缝钢管
GB 12771—91	流体输送用不锈钢焊接钢管
GB/T 12716—91	60度圆锥管螺纹
GB/T 14976—94	流体输送用不锈钢无缝钢管
ASME B16.5	钢管法兰和法兰管件
ASME B16.9	工厂制造的钢制对焊管件
ASME B16.10	黑色金属阀门面至面、端面至端面的尺寸
ASME B16.11	承插焊和螺纹连接的锻钢管件
ASME B16.34	法兰端和对焊端钢制阀门

ASME B36.10M	焊接的和无缝的钢管
ASME B36.19M	不锈钢管
ASME B31.3	化工厂和石油炼制厂管路
API 526	法兰连接的钢制安全泄压阀
API 593	法兰连接的球墨铸铁旋塞阀
API 594	对夹 (Wafer) 型止回阀
API 599	法兰或对焊连接的钢制旋塞阀
API 600	法兰或对焊连接的钢制闸阀
API 602	缩孔型碳钢闸阀
API 605	大直径钢制法兰
API 609	凸耳型和对夹型蝶阀
API 6D	管线阀门规定 (闸阀、旋塞阀、球阀和止回阀)
ISO 261	一般用途公制螺纹的通用设计
MSS SP—95	异径短管
BS 标准	英国标准
(7) 电气	
GB 50052—95	供配电系统设计规范
GB 50217—94	电力工程电缆设计规范
GB 50034—92	工业企业照明设计标准
GB 50053—94	10kV 及以下变电所设计规范
GB 50055—93	通用用电设备配电设计规范
GB 50062—92	电力装置的继电保护和自动装置设计规范
GB 50150—91	电气装置安装工程电气设备交接试验标准
GB 50054—95	低压配电设计规范
GB 50057—94	建筑物防雷设计规范
GB 12325—90	电能质量供电电压允许偏差
GB 12326—90	电能质量电压允许波动和闪动
GB/T 14549—93	电能质量公用电网谐波
GBJ 42—81	工业企业通信设计规范
GBJ 63—90	电力装置的电测量仪表装置设计规范
GBJ 64—83	工业与民用电力装置的过电保护设计规范
GBJ 65—83	工业与民用电力装置的接地设计规范
SHJ 27—90	石油化工企业照度设计规定
SHJ 28—90	石油化工企业生产装置电信设计规定
SHJ 38—91	石油化工企业生产装置电力设计技术规定
SH 3060—94	石油化工企业工厂电力系统设计规范
SH 3072—95	石油化工企业电气图图形和文字符号
HGJ 28—90	化工企业静电接地设计规范
CD 90A6—85	化工企业腐蚀环境电力设计技术规定
DQZ 4—93	石油化工工厂电力设计施工图深度内容统一规定

YDJ 9—90 市内通信全塑电缆线路工程设计规范

## (8) 设备和转动机械

### ① 容器

GB 150—1998 钢制压力容器

JB 4700 ~ 1707—92 压力容器法兰

JB 4710—92 钢制塔式容器

JB 4726 ~ 4728—94 压力容器用钢锻件

JB 4730—94 压力容器无损检测

JB/T 4712—92 鞍式支座

JB/T 4713—92 腿式支座

JB/T 4724—92 支承式支座

JB/T 4725—92 耳式支座

JB 4735—97 钢制焊接常压容器

压力容器安全技术监察规程质技监局锅发 [1999] 154 号

### ② 管壳式换热器

GB 151—89 钢制管壳式换热器

JB/T 4714 ~ 1423—92 各种换热器型式、基本参数及其用垫片标准

③ 板式换热器 制造厂家标准

④ 搅拌器 制造厂家标准

⑤ 气流输送装备 制造厂家标准

⑥ 挤压机和混合器 协会或制造厂家标准

⑦ 包装机、码垛机 制造厂家标准

⑧ 除上述之外的其它工艺设备，如：振动筛、过滤器、旋风分离器、旋转阀、分流阀、干燥器等均采用制造厂家标准

### ⑨ 转动机械

API 610 一般炼油厂使用的离心泵

API 618 一般炼油厂使用的往复式压缩机

API 619 一般炼油厂使用的离心式压缩机

API 674 容积式往复泵

API 675 容积式泵—流量控制

适用于其它类型的泵、鼓风机及压缩机的协会或生产厂家标准

### ⑩ 机械和齿轮

供货商国家的公差与配合标准

供货商国家的表面粗糙度标准

AGMA

制造厂家标准

适用于设备的相应标准（如 DIN、UNI、BS、JIS、GB YB 等）

## (9) 给排水

GBJ 13—86 室外给水设计规范（1997 年局部修订）

GBJ 14—87 室外排水设计规范（1997 年局部修订）

- GBJ 15—88 建筑给排水设计规范 (1997 年局部修订)
- GBJ 140—90 建筑灭火器配置设计规范
- SHJ 15—90 石油化工企业给水排水系统设计规范
- (10) 采暖空调
- GBJ 19—87 采暖通风与空气调节设计规范
- GBJ 114—88 采暖通风与空气调节制图标准
- SHJ 4—88 石油化工企业采暖通风与空气调节设计规范
- CD 70A2—86 化工企业采暖通风设计规定
- (11) 环境保护
- GB 3095—96 环境空气质量标准
- GB 3838—88 地面水环境质量标准
- GB 8703—88 辐射防护规定
- GB 8978—96 污染综合排放标准
- GB 16297—96 大气污染综合排放标准
- GBJ 87—85 工业企业噪声控制设计规范
- SH 3024—95 石油化工企业环境保护设计规范

中华人民共和国固体废物污染环境防治法

所有标准规范均应为编写时的最新版本。

### 2.7.2 第二种规范分类方法

在设计和施工中将采用下列规范和标准。

- (1) 法定和规定的工程设计准则
- (2) 国际标准
- (3) 国家标准
- (4) 部颁和地方标准
- (5) 业主要求执行的标准
- (6) 专利商或工程公司建议并经业主同意执行的标准

## 2.8 原料规格

### 2.8.1 原料组成

经常用下面的表格来填写原料的组成和数量, A、B、C 表示三种工况的不同组成情况。

组 成	A 工 况		B 工 况		C 工 况	
	Wt (V) %	kg/h	Wt (V) %	kg/h	Wt (V) %	kg/h

对聚合级的原料可把 Wt % 改变为百万分之一来表示。

### 2.8.2 原料规格

原料名称	状 态	单 位	指 标	分析方法

对聚合级的原料也可表示为下表

组 分	含 量

## 2.9 产品、副产品及化学品规格

### 2.9.1 产品规格

#### (1) 液体产品规格

产品名称

组 分	A	B	C

A, B, C 代表几种工况。

#### (2) 固体产品规格 (见表 2-1)

### 2.9.2 副产品及化学品规格

名 称	状 态	组 成	用 途	运输方式	分析方法	备 注

表 2-1 均聚物产品的典型规格和性能

牌 号	标准熔融指数 g/10h ASTM D1238L	抗张屈服强度 MPa ASTM D638	屈服伸长率 % ASTM D638	挠屈模量 MPa MA 17074	悬臂梁冲击 强度 (23℃) J/m ASTM D256	洛氏硬度 hRh ASTM D785	热变形温度 0.46N/mm <sup>2</sup> ASTM D648	维卡软化点 1kg (℃) ASTM D1525
D50S	0.3	32	13	1350	200	84	90	152
D60P	0.3	32	13	1350	200	84	90	152
Q30P	0.7	33	13	1400	150	90	90	152
Q30G	0.7	33	13	1400	150	90	90	152
S30S	1.8	34	12	1450	60	90	92	152
S38F	1.8	34	12	1450	60	90	92	152
S60D	1.8	34	12	1450	60	90	92	152
T30S	3	35	12	1500	55	90	93	153
T30G	3	35	12	1500	55	90	93	153
T50G	3	35	12	1500	55	90	93	153
C30G	6	35	12	1550	40	92	93	153
C30S	6	35	12	1550	40	92	93	153
X30G	8	35	12	1550	37	93	93	154
X30S	8	35	12	1550	37	93	93	154



## 2.10 公用工程条件

这部分讲述的内容是指热工、电气和给排水等的专业在整个设计过程中所需要的基本条件, 根据设计项目包含的内容的不同, 有的条件要从业主那儿要, 有的条件要由其它设计专业来提供, 不是一概由业主提供。

### 2.10.1 蒸汽系统

如果是完全新建一个大型石油化工联合装置, 所需蒸汽一般是新建一个热力站来解决, 不需要业主提供已有的蒸汽条件, 可完全根据生产所需要的蒸汽等级来建设新的热力站。对于只是新建一个或几个装置而言, 所需蒸汽就需要业主提供已有的蒸汽条件, 设计者就要选用已有的蒸汽条件来满足自己的需要。由业主提供的蒸汽条件除了蒸汽的压力、温度外也包括蒸汽的价格等, 这是进行生产成本计算的必要条件。

另外如果在装置界区以内还有自产的蒸汽需要向装置外输出, 那么就要按下表内的 (4) 项的内容填写; 当这个自产蒸汽的设计是原有的, 条件就由业主来提供, 如果是由一家设计单位来完成, 一般就由工艺专业来提供。

蒸汽等级 (不同等级均应单独填写)

(1) 界区接管点蒸汽的水力热力条件

①接管点位置 (对选定的位置在□内标注✓)

☐ 在公司负责的界区内外之间的交接处

☐ 在公司与用户分别负责的设施之间

☐ 两者兼有

②最大可能的条件 (选择控制因素为基准)

温度\_\_\_\_\_℃      压力\_\_\_\_\_Pa      流速\_\_\_\_\_m/s

③最小可能的条件 (选择控制因素为基准)

温度\_\_\_\_\_℃      压力\_\_\_\_\_Pa      流速\_\_\_\_\_m/s

(2) 界区接管点蒸汽的设计条件

设计温度\_\_\_\_\_℃      设计压力\_\_\_\_\_Pa

减压阀给定值\_\_\_\_\_Pa      超过给定值的过压百分比\_\_\_\_\_%

(3) 蒸汽冷凝水处理方式 (对选定的方式在□内标注✓)

☐ 收集

☐ 排入下水道

(4) 界区 (装置) 内产生的蒸汽的成本

供 给		排 出		燃料成本	蒸汽成本
压 力	温 度	压 力	温 度	元/t	元/t
Pa	℃	Pa	℃		
Pa	℃	Pa	℃		

(5) 输入蒸汽条件

界 区 条 件		数 量 t/h	来 源	持续时间	成 本	
压 力	温 度				元/t	
Pa	℃					
Pa	℃					
Pa	℃					

## (6) 输出蒸汽条件

界 区 条 件		数 量 t/h		来 源	持续时间	成 本 元/t	
压 力	温 度						
Pa	℃						
Pa	℃						
Pa	℃						

## 2.10.2 水系统

对于水系统而言一般是包含新鲜水源（原水）、锅炉给水、循环冷却水等部分。

锅炉给水是热工专业在设计热力站的必不可少的条件，只有知道表中之（1）所列出的锅炉给水的来水条件，才能进行蒸汽锅炉的设计工作。

根据设计合同规定的范围，如是新建的大型项目需要自建循环冷却水系统时，就需要提供新鲜水源（原水）的水质条件，否则就不需要。一般对单个装置的建设而言，需要循环冷却水和锅炉给水的条件，工艺专业在进行冷换设备的计算时就需要循环冷却水的上水和回水的温度，来计算所需的换热面积；为了节约能源蒸汽冷凝回水都必需回收利用，只有知道锅炉给水的条件，才能确定本装置的蒸汽冷凝回水在送回锅炉前是否需要增加处理措施。

水质分析可分为原水水质、循环水水质、锅炉给水水质等内容分开按需要填写。

## (1) 锅炉给水

## ①界区接管点锅炉给水的水力热力条件

项目	条件	来源	界区条件			成本 元/t	其它要求
			温度,℃	压力, Pa	流量, kg/s		
高压	最大						
	最小						
低压	最大						
	最小						

## ②界区接管点锅炉给水的设计条件

设计温度 \_\_\_\_\_℃      设计压力 \_\_\_\_\_ Pa

减压阀给定值 \_\_\_\_\_ Pa      泵的关闭压力 \_\_\_\_\_ Pa

## (2) 循环冷却水

## ①界区接管点冷却上水的水力热力条件

条 件	来 源	界区条件			成本 元/t
		温度,℃	压力, Pa	流量, kg/s	
最 大					
最 小					

## ②界区接管点冷却回水的水力热力条件

条 件	来 源	界区条件		
		温度,℃	压力, Pa	流量, kg/s
最 大				
最 小				

各单台用水设备中的最大出口温度 \_\_\_\_\_ °C

(3) 其它各种用水的水力热力条件

供水设施	来源	设计条件		成本 元/t	
		温度, °C	压力, Pa		
未处理的水					
接软管处用水					
冷却塔补充水					
消防用水					
饮用水					
水压试验用水					
锅炉补充水					

(4) 水 (质) 分析

用途	组成, ppm	A	B	C	D	E
钙						
镁						
钠						
总阳离子						
碳酸氢盐						
碳酸盐						
氢氧化物						
氯化物						
硫酸盐						
磷酸盐						
总阴离子						
总硬度						
酚酞						
甲基橙						
总铁						
二氧化碳 (游离状)						
二氧化硅						
总固溶物						
pH 值						
浊度						

### 2.10.3 供电及电信系统

这节讲述的内容是在开展电气专业设计时所需要的全部基本条件。

(1) 电力表中的内容是要要求列出一个装置中用电设备的功率超出一个标准值 (如 200kW) 的设备台数来确定要采用什么级别的电压。短路容量是电气专业开展设计的一个最基本的必要条件。

(2) 此条件也是一些基本条件, 但不是每个项目都必须的, 必要时可向有关专业或业主

要求提供，如焊接设施：指需要为一台或几台焊接设施配电，要根据焊接设施的型号来设计，所以要求提供焊接设施的型号等数据。

(3) 电力

电压	相数	频率 Hz	电机 (最大 kW)	成本 元/kWh	短路容量 MVA (兆伏安)	
					最大值	最小值

(4) 电源、通信和报警

- |                   |                |
|-------------------|----------------|
| a. 输入电源电压      kV | h. 岗位电话系统      |
| b. 变压器            | i. 无线电话系统      |
| c. 焊接设施           | j. 报警系统        |
| d. 应急（备用）电源系统     | k. 航空障碍（预警）指示灯 |
| e. 连续电源系统         | l. 电视监测（安全）    |
| f. 仪表电源           | m. 阴极防腐（保护）    |
| g. 公用电话系统         |                |

2.10.4 燃料系统

如果在设计中需要用燃料（包括燃料气和燃料油）就要向业主要求提供燃料的规格，那时可采用下表的规格由业主填写。另外如果装置中产生的副产品可作为燃料使用，也要填写这个表格作为条件提出，供需要燃料的装置或设备参考使用。填写燃料气规格时，要根据它的组成成分的多少来确定此表要画几个格。

燃料油规格

燃料油			
组 分	A	B	C
凝固点,℃			
灰分,% (重量)			
水和杂质,% (体积)			
蒸馏残渣,% (重量)			
硫, ppm			
钒, ppm			
镍, ppm			
钠, ppm			
氢/碳 (重量)			
闪点,℃			
相对分子质量			
低热值, J/kg			
高热值, J/kg			

续表

燃料油			
组 分	A	B	C
残碳,% (重量)			
氮, ppm			
按规范规定的蒸馏			
初沸点			
10vol%真沸点,℃			
20vol%真沸点,℃			
30vol%真沸点,℃			
40vol%真沸点,℃			
50vol%真沸点,℃			
60vol%真沸点,℃			
70vol%真沸点,℃			
80vol%真沸点,℃			
90vol%真沸点,℃			
终沸点,℃			

注：燃料气的规格见 29 页。

2.10.5 供气系统

装置设计中常要用到各种气源，如：仪表空气、装置空气、氮气等。不论是要求业主提供或是由有关专业设计发生设施，都需要供给方按下表提供这些数据。

空气及惰性气体

用 途	来 源	界区处条件			常压下露点 ℃
		温度,℃	压力, Pa	流量, m³/h	
仪表空气					
备用仪表 (空气)					
装置 (空气)					
惰性气体					
氮 气					

2.11 三废排放要求及处理原则

三废的排放内容是设计污水处理场、废弃物焚烧场和火炬设计的主要依据。对向大气直接排放的物料要按有关规范严格控制排放物的浓度和排放高度，所以要求提出排放物的组成及排放量。

2.11.1 废气

(1) 大气排放

项 目	kg/d	排放要求	
		允许地面浓度	距排放点水平距离, m
氧化硫 (SO <sub>x</sub> )			
氧化氮 (NO <sub>x</sub> )			
粉 尘			
其它规定			

## (2) 燃料气

燃料气	A	B	C
组分	% (体积)	% (体积)	% (体积)
低热值, 热量单位/标 m <sup>3</sup>			
高热值, 热量单位/标 m <sup>3</sup>			

## 2.11.2 废水

项 目	kg/d	ppm
排出废液五日内的生物化学需氧量 (BOD <sub>5</sub> )		
废液的化学需氧量 (COD)		
有害物含量		
油脂类		
固体悬浮物		
溶解固体总量		

pH 值 温度 毒性

其它说明

## 2.11.3 废液

序号	来源	排放条件			处理方法	排至
		温度, °C	压力, Pa	流量, kg/s		
a	工艺废水					
b	油污水					
c	干净暴雨水					
d	生活废水					
e	冷却水排放					
f	锅炉 (水) 排放					
g	锅炉给水水处理废液					
h	工厂废水					
i	废酸 (液)					
j	废碱 (液)					
k	废溶剂					
l	其它					

### 2.11.4 废渣

排放物名称	来源	状态	排放量	组成	处理方法

## 2.12 界区条件

界区条件是一个装置设计中的装置以内的各种需要送出的物料和装置外的连接条件。只有达到界区条件的要求才能满足与外界的联系，否则该送出的物料无法送出，该接受外界物料的管道条件不能满足要求，减少了使用寿命或造成事故。

### 2.12.1 界区处的原料设计条件

名 称	状 态	界区处压力, MPa (G)	界区处温度,℃

### 2.12.2 界区处的产品设计条件

#### 液体产品界区条件

产品名称	来源	流量	运输方式	界区处压力, MPa (G)	界区处温度,℃

#### 固体产品界区条件

产品名称	固态分类	来源	包装方式	运输方式	基准重量

注：1. 固态分类指：粉状、块状、颗粒状。

2. 基准重量指：每袋或每块的重量 kg。

### 2.12.3 界区处的副产品及化学品设计条件

#### 液体副产品及化学品界区条件

名 称	来 源	流 量	运输方式	界区处压力, MPa (G)	界区处温度,℃

固体副产品及化学品界区条件

名 称	固态分类	来源	包装方式	运输方式	基准重量

注：1. 固态分类指：粉状、块状、颗粒状。

2. 基准重量指：每袋、每块的重量 kg。

## 2.13 工艺设计基础

工艺设计基础应包括下列内容。

(1) 装置能力，应说明产品年生产能力和小时生产能力、操作弹性；主生产线数；年运转率（包括操作时间、连续或间断生产、生产班次）；产品方案及产品性能；

(2) 装置组成，列出单元名称；

(3) 原料、催化剂、化学品规格、产品和副产品技术要求，一般应按不同物料分别列出物性及组成、单位、指标、分析方法和（或）标准号等；对聚合物产品规格应分别列出性能、单位、测试方法和（或）标准号、各牌号产品指标；

(4) 公用物料及能量规格，应分类列出状态、温度、压力和规格等；

(5) 如果是购买的工艺包，应由专利商提供公用物料、能量消耗定额及消耗量，应分类列出消耗定额和小时耗量（包括正常值和峰值）；

(6) 装置所在地的必不可少的气象条件。



## 第3章 工艺设计及计算

### 3.1 工艺包的设计内容

#### 3.1.1 概述

本章重点叙述工艺设计的内容和工作程序。从广义上讲工艺设计应包含工艺专业设计和工艺包设计两方面的内容。

工艺专业设计的主要任务是对一个石油化工产品的生产流程，先进行基本的计算，在此基础上给有关专业提出条件，在有关专业的参与下以工艺专业为主，完成 PFD 图的设计任务。这个生产流程可以是工艺专业的设计人员自己开发的，也可以是其它专利商提供的技术。

工艺包是一个专门的技术名词，它特指包含一个化工产品的生产技术的全部技术文件。这些文件通常应当包含以下内容：生产该产品应该采用哪些化工生产单元？应该采用什么化工设备？应该采用什么自动控制方案？以及所采用的原料是什么？生产该产品的原料及公用物料的消耗量是多少？这就是本章要讲述的第一部分内容。

化工工艺设计工程师在进行工艺设计时，常需要进行各种设计计算，如物料平衡和热量平衡的计算，这是化工工艺设计中最基本的计算之一，也是使用最频繁的计算。当生产流程基本确定后，只有完成上述计算，才能进行设备设计计算等其它方面的计算。物料平衡和热量平衡的基本计算原则是，质量守恒和能量守恒定律。要使工艺包的设计具备先进水平、使产品具备市场竞争能力，在进行流程模拟时就要注意流程的可行性，要使每一股物流都有合理的去处，尽量做到物尽其用；另外要特别注意热量的综合利用，要考虑把高温的溶剂和蒸汽冷凝水都尽量利用起来，这就需要应用“能量综合设计”的技术，在本章对上述有关内容都有较详尽的叙述。

工艺包设计的依据是已批准的可行性研究报告、总体设计和设计基础资料，依据上述文件来进行工艺包设计。

工艺包设计应完成的主要任务有：绘制 PFD 图（见图 3-3）、完成工艺物料平衡计算、编制工艺设备数据表（主要是技术规格要求和负荷）、编制公用物料的设计原则和平衡图、确定环保的设计原则和排出物治理的基本原则等。

在工艺设计的过程中，工艺专业要和不同专业互提条件。发出的条件表的专业是主导专业，条件表是主导专业设计工作的初步成果，是接受条件专业的设计依据，是很重要的技术文件。要做好设计就必需熟悉这些条件表，会正确填写这些条件表。

根据项目复杂程度的不同，完成工艺包设计工作大约需要 3 到 6 个月的时间。

这一阶段中，主要工作是由工艺设计人员、其它专业的有关人员和项目管理人员参加并完成的，工艺过程的重大原则和设计方案应该组织有关人员评审后才能确定，此阶段是整个设计工作全面展开的基础。

#### 3.1.2 工艺包设计的内容

工艺包设计文件一般应包含如下内容。

①设计范围。说明工艺包包括的范围及生产规模。

②设计基础。工艺对原材料、催化剂、化学品及公用工程的规格要求，成品规格，生产能力（收率、转化率），消耗定额，三废排放量及规格，生产定员，工程保证指标和需要说明的安全生产要求。

③工艺说明。按工艺流程的程序，详细地说明生产过程，包括有关的化学反应及机理，操作条件，主要设备特点，控制方案以及工程设计所必须的工艺物料的物化性质数据。

④物料平衡及热量平衡计算结果。全流程典型的物料平衡，应考虑到负荷的波动及各主要工况，作为工程设计的重要依据。

⑤PFD图。表示工艺生产所有主要设备（包括位号、名称），特殊阀件设置，物流数据（流量、组成、温度、压力等特性）以及控制，联锁方案。

⑥设备表。应填写设备位号、设备名称、介质名称、操作压力、操作温度等。

⑦主要设备工艺规格书。包括主要机械设备规格书及仪表规格书。主要机械设备规格书，应列出所有工艺规格要求及有关数据，设备的材质要求，传动机械要求及必要的设备条件图。

⑧PID图0版。表示管路尺寸，材料等级，伴管，阀门，保温等级，安全阀系统，管路编号，仪表及控制回路等。

⑨配管规格书。包括介质，工艺条件，设计条件，管路尺寸，管路等级，保温等。

⑩初步布置图。根据转让方的经验，表示主要设备布置和占地面积，供配管专业参考。

⑪特殊管道材料等级规定。

⑫生产操作和安全规程的要领。

⑬特殊要求的化验要领。

⑭特殊要求的检修要领。

⑮界区条件表。

工艺包设计的基础部分详见第2章的内容。

### 3.1.3 工艺流程说明

按工艺流程的顺序，详细地说明生产过程，包括有关的化学反应及机理，操作条件，主要设备特点，控制方案以及工程设计所必须的工艺物料的物化性质数据。一般应叙述以下内容。

①生产方法、工艺技术路线（说明所采用的工艺技术路线及其依据）、工艺特点（从工艺、设备、自控、操作和安全等方面说明装置的工艺特点）及每个部分的作用。

②工艺流程简述，叙述物料通过工艺设备的顺序和生成物的去向；说明主要操作技术条件，如温度、压力、流量配比及主要控制方案等；如系间断操作，则需说明一次操作加料量和时间周期；连续操作或间断操作时需说明工艺设备常用、备用工作情况；说明副产品的回收、利用及三废处理方案。

③生产过程中主要物料的危险、危害分析。

### 3.1.4 工艺流程图（PFD）

PFD图的设计是石油化工厂装置设计过程的一个重要阶段，在PFD图的设计过程中，要完成生产流程的设计、操作参数和主要控制方案的确定，以及设备尺寸的计算，是从工艺方案过渡到化工工艺流程设计的重要工序之一。

PFD图是项目设计的指导性文件之一，在工艺设计阶段完成，发布之后有关专业必须按

PFD 图进行工作，并只能由工艺专业解释和修改。

#### 3.1.4.1 PFD 图的设计内容

PFD 图的主要内容应包括：全部工艺设备及位号，主要设备（如塔等）的名称、操作温度、操作压力；物流走向及物流号，此外，除 PFD 图外，应有与物流号对应的物流组成、温度、压力、状态、流量及物性的物料平衡表（见附表）；主要控制方案的仪表及其信号走向；标出泵的流量和进出口压力、塔的实际板数及规格、换热器的热负荷等。PFD 图必须反映出全部工艺物料和产品所经过的设备，主要物料的管道，并表示出进出界区的流向。冷却水、冷冻盐水、工艺用压缩空气、蒸汽及冷凝液系统仅表示工艺设备使用点的进出位置。

下面分别介绍设备、工艺物流和主要控制方案的具体设计内容。

##### (1) 设备的画法

在 PFD 图中，设备用细实线简单绘出，如有多台相同设备并联时，可以只画出一台，但要表明位号 A.B，而对于需要再生的设备，需全部绘出。主要设备尽可能按适当比例画出相对位置、大小，而设备的基础、裙座和管接头不表示。对于容器类、压缩机类设备在图上方标示设备名称与位号，并在图中设备附近标明设备位号，而泵类、换热器类设备旁边一般只标位号。

在 PFD 图中，应注明设备的主要规格和参数，如泵应注明正常流量和吸入、排出压力；容器应在图上方注明直径和切线长度（或高度）；塔器应在图上方注明塔径和切线高度，在塔内注明实际板数或填料段数；换热器要在该换热器位号下注明换热器正常负荷。设备位号应靠近设备，并在图纸上方或下方空白处按设备重叠情况由上到下分层标注设备位号与设备名称。一般情况下，静设备在图纸上部，动设备在图纸下部表示。并且在 PFD 图前应当有图例符号图或表，如介质代号、阀门的说明等。

设备外形表示方法如下。

①离心泵用圆圈加底座组合表示，进料指向圆心。

②往复泵以 + 形与一端不封闭的长方块表示。

③换热设备用圆圈或设备外形表示。

④压缩机要表示出其型式，并表示出压缩机的段数和主要的配套辅助设备。如型式尚未确定，可用方块表示。

⑤反应器要画出主要元件，如筛板、触媒框等。

⑥分离器也要表示出内件。槽、罐类设备要画出隔板、液封。

⑦喷射器、其它特殊设备，如造粒塔、电解槽、电石炉、空气磨等尽可能画出实物的大致外形。

##### (2) 工艺物流的画法

在工艺流程图中，工艺物流用粗实线绘出，并用箭头标明物流的去向。再生系统的物流用细实线标出。主要物流应标注物流号（除 PFD 图外，应有单独的物料平衡表），并在物料平衡表中列出 PFD 图上对应物流的组成、温度、压力、流量状态和相关物性，见表 3-1。在一张图中，与其它图相关的物流应标明物流来源和去向。在 PFD 图中，关键物流应标明温度和压力。PFD 图中对物流的标注应包括下列内容。

①标识流程图上的各点物料的编号。

②除有压力变化的地方要画上阀门，以表示压力等级的区别以及特殊重要的阀门外，其它情况的阀门一律不在图上画出。

③要表达正常生产条件下的放空和排液管道。

④作为热源或冷却介质的蒸汽、冷却水、凝液只标出进出流向。

⑤具有液封作用的管线，除表示出液封外形外，还要注明液封高度。当排放口的高度有要求时，要注明排放高度。

⑥工艺用蒸汽、凝液、冷却水、冷冻盐水、工厂空气管线，一律不画进出总管。

物料点的编号在菱形框内按序号编写阿拉伯数字。一般用三位数字表示，第一位表示单元或工段，后两位表示序号。

设备间的物料流向用带箭头的实线表示。

进出装置界区的物料流向以圆圈中的箭头表示；图纸之间用方框表示物料的来源或去向。

冷却水、蒸汽、凝液、工厂空气等在无特殊要求情况下不标明来源和去向。

### (3) 主要控制方案

在 PFD 图中，应标示出全部的控制方案及其相关仪表和调节阀。例如塔器的压力控制方案、灵敏板温度控制方案、回流控制方案和塔釜液位控制方案，罐的液位控制方案，主要换热器的液位控制方案或温度控制方案等。仪表仪表示出仪表类型，如温度仪表、压力仪表等。调节阀应在对应的物流线上标明，但不用标注调节阀尺寸。在复杂控制方案中，应用箭头标明信号去向。对于由组分控制的方案，应标明需要检测的主要组分。

#### 3.1.4.2 单元设备的典型设计

化工生产过程中需要使用各种单元设备，每种单元设备对工艺流程图的设计均有一定的要求。作为一个工艺流程图的设计者，只要掌握各种单元设备的典型设计，再结合工艺流程和工程项目的特殊要求，配以设计者的工程经验，就可进行工艺流程图中单元设备的设计。下面介绍几种常用单元设备的设计，PFD 见双塔脱丙烷系统工艺流程图（见图 3-2）。以下介绍常用单元设备的表示方法。

##### (1) 泵

在工艺流程图中，泵一般绘在图的下部。同时绘出与泵相连的工艺物流即可。在泵的附近，尽量在泵的正下方，标明泵的位号、吸入压力、排出压力和正常操作时的流量。如图 3-1 (a) 所示。

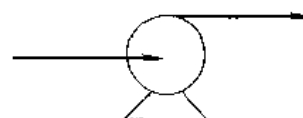


图 3-1 (a) 泵图

E-GA40I

流量:  $45\text{m}^3/\text{h}$ ;

吸入压力:  $19\text{kgf}/\text{cm}^2$  (G);

排出压力:  $24\text{kgf}/\text{cm}^2$  (G)

##### (2) 容器

容器分卧式容器和立式容器两种。容器需根据容器在流程中的相对位置在图面上布置。在工艺流程图中，应绘出与容器相关的主要工艺物流及与主要控制方案相关的辅助物流。容器的名称、规格和位号在工艺流程图中容器正上方靠近顶部标出，同时在容器的附近也标出容器位号。容器内的主要部件应在工艺流程图中绘出。容器的操作温度和操作压力应在图中标出。卧式罐如图 3-2 中低压脱丙烷塔回流罐，立式罐如图 3-3 中凝液罐。

##### (3) 塔

在工艺流程图中，塔一般在图的中部绘制。同时，应绘出与塔相关的主要工艺物流及与主要控制方案相关的辅助物流。塔的名称、规格和位号在工艺流程图中塔正上方靠近顶部标出，同时在塔的附近也标出塔位号。塔内的主要部件应在工艺流程图中绘出，如塔的实际板数或填料段数，进料板号与侧线采出板号。同时应绘出与塔相关的主要控制方案，如塔的压力

力控制方案、灵敏板温度控制方案、回流控制方案和塔釜液位控制方案等，还要标出塔的操作温度、操作压力。塔的周边设备应根据流程中的相对位置在工艺流程图中绘出。如图 3-2 中的低压脱丙烷塔和高压脱丙烷塔。

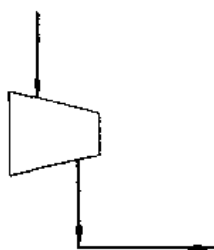


图 3-1 (b) 压缩机图  
E-GB201

流量:  $67189\text{m}^3/\text{h}$ ;  
吸入压力:  $0.23\text{kgf}/\text{cm}^2$  (G);  
排出压力:  $1.65\text{kgf}/\text{cm}^2$  (G)

#### (4) 换热器

常见的换热器有管壳式和釜式两种。在工艺流程图中，换热器需根据其在流程中的相对位置在图面上布置。对于管壳式换热器应标明工艺物流所流经的是壳侧还是管侧，对于釜式换热器也要标明工艺物流所流经的那一侧。非工艺物流仅在图中表示，并注明介质名称即可。在换热器的附近，标明位号和热负荷。管壳式换热器如图 3-2 中 E-EA1464、E-EA412A、B，釜式换热器如图 3-2 中 E-EA411。

#### (5) 压缩机

在工艺流程图中，压缩机一般绘在图的下部。并绘出与压缩机相连的工艺物流。在压缩机的附近，尽量在压缩机的正下方，标明压缩机的位号、吸入压力、排出压力和正常操作时的

流量。如图 3-1 (b) 所示。

#### 3.1.4.3 PFD 图的图面布置和制图要求

各个设计单位在绘制工艺流程图时所用图纸的规格不同。根据实践经验，建议采用 3# 图纸，以便图面布置。

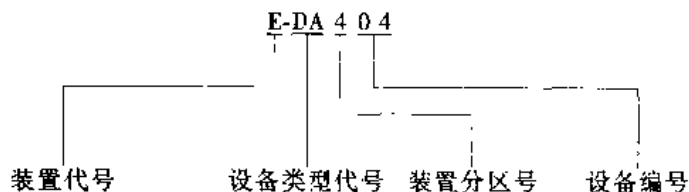
##### (1) 工艺流程图的图面布置

- ①设备在图面上的布置，一般是顺流程从左到右。
- ②塔、反应器、换热器等放在地面上的设备，一般是从图面水平中线往上布置。
- ③压缩机、泵布置在图面下部 1/4 线以下。
- ④中线以下 1/4 高度供走管道用。
- ⑤其它设备布置在工艺流程图要求的位置，如高位冷凝器布置在回流罐的上面，再沸器靠塔放置。

- ⑥对于无高度要求的设备，在图面上的位置要符合流程流向，以便与物流线连接。

##### (2) 制图要求

- ①仪表和设备的表示方法要根据有关规定。
- ②要改造的设备用云线圈住。
- ③设备内件用细实线表示。
- ④工艺物流出入图面要绘一矩形框，内用文字表明相接设备与图号。
- ⑤设备位号的表示方法



- ⑥物流流向箭头一般画在物流线改变方向处。

典型的工艺流程图如图 3-3 所示。

图 3-2 和表 3-1 是一份工艺流程图的例子和相应物料平衡表。读者可从每股物流的物流号上，对应地找到物料平衡表中的物流号从而知道该物流的温度、压力、各组分的含量等等，这些数据就是工艺专业向有关专业提出各种设计条件的依据。因此物料平衡表上的输出数据的内容，要能满足工艺专业提条件的需要，需要什么数据、物料平衡表就应该能输出什么数据。

### 3.1.5 物料和热量衡算

在工艺设计阶段，工艺专业工程师要进行全流程物料平衡及热量平衡计算，应进行必要的方案比较，选择并考虑适当的操作弹性。

化工生产过程中，经常需要加热或冷却许多流股，最简单的方法是按各流股的质量流速、热负荷、进出口温度分别引入蒸汽加热或冷却水（冷冻液）冷却，它们的消耗构成了公用工程费用，在生产成本中占有相当大的份额。用这个方法设计热量平衡，方法简单、设备投资较少。但用有效能分析得知，这样的流程热力学效率很低，能耗不合理。为了降低成本、节约能源应当用热交换器网络的合成技术，详细的对每股热（冷）物流进行分析，尽量使系统内的加热和冷却物流相互配合使用，尽量减少从外界引进热剂或冷剂，以达到减少能耗、降低成本的目的。当然这样做会增加投资费用，还需要综合比较，不过一般来讲增加一次性建设投资，而获得长时期的低生产成本，从长远看是合算的。

在进行物料平衡和热量平衡计算时，过去常用手算的方法，又慢又缺乏精确度。用流程模拟模型、热力学性质计算程序和热力学性质数据库软件进行计算机模拟计算，就可使工程师们由复杂的计算工作中解放出来，这也是近年来计算机辅助设计软件受到广泛重视和快速发展的原因。对于实际的复杂的大型化工系统而言，不依靠计算机辅助设计，将难于完成精确的物料平衡和热量平衡计算。回顾计算机在化工领域的应用历史，首先开发的就是用于物料平衡和热量平衡计算的应用软件，其原因也在于此。任何一个化工设计模拟软件都是以物料平衡和热量平衡计算为基础的。以下简要介绍物料衡算和热量衡算的基本方法。

#### 3.1.5.1 物料衡算的含义及作用

物料衡算就是根据质量守恒定律，来确定原料和产品间的定量关系，从而可以计算出原料和辅助材料的用量、各种中间产品、副产品、成品的产量和规格以及三废的排放量。

物料衡算是进行化工工艺设计和设备设计的基础，在完成物料衡算的基础上才能进行能量衡算，从而进行工艺方案的比选，指导定型设备和仪表的选型、非定型设备的工艺计算和管路尺寸计算，完成化工过程的 PFD 和 PID 的设计。另外，通过物料衡算还可以分析实际生产过程的完善程度，从而找出改造措施来改进工艺流程，达到提高成品率、减少副产品和减少三废排放量等目的。

#### 3.1.5.2 物料衡算的分类、方法及步骤

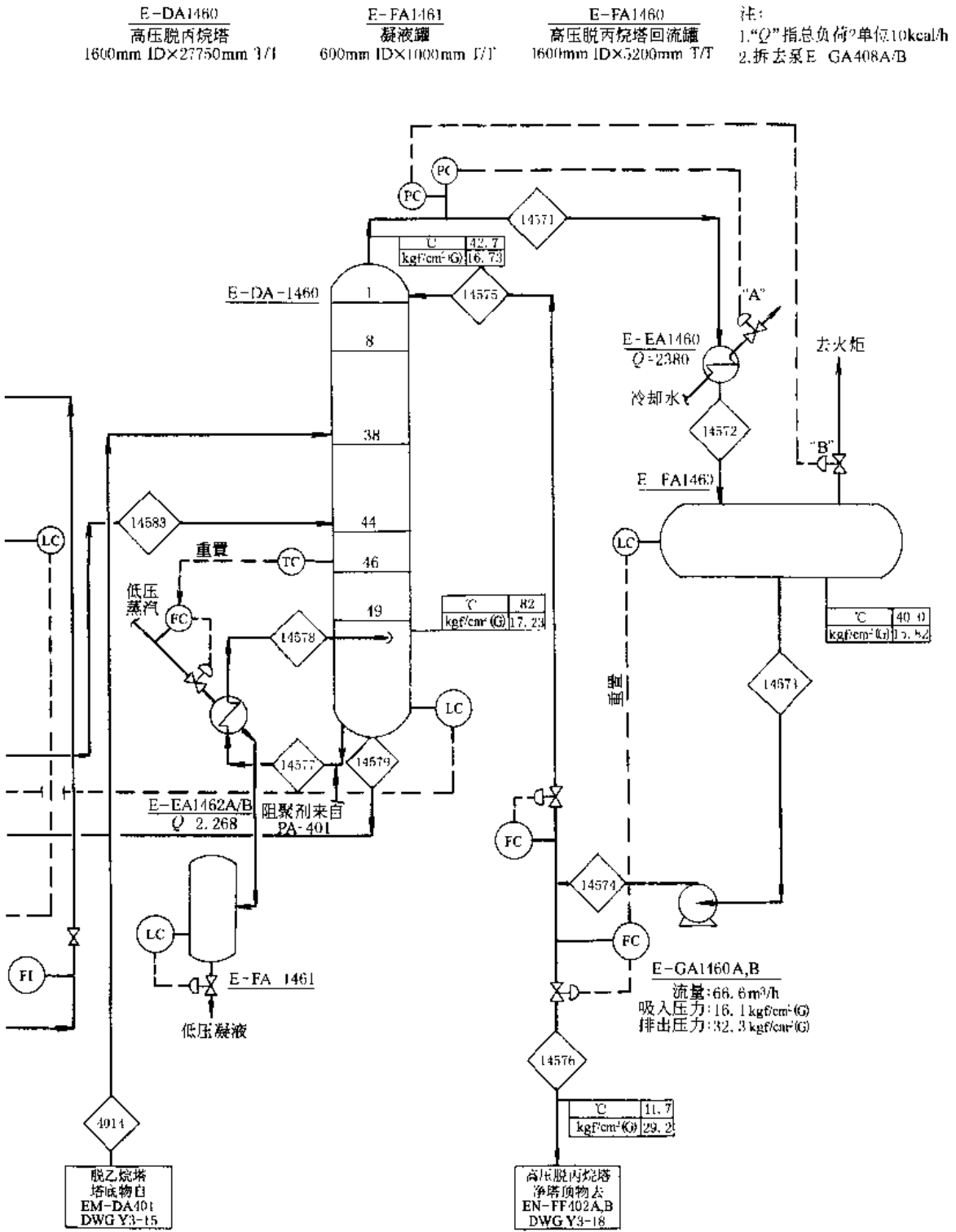
物料衡算的分类，按计算对象可分为总物料衡算和某组分物料衡算，按衡算范围可分为全厂、车间、工段和设备的物料衡算。

实际生产的工艺流程通常是由多个生产工序组成，在进行物料衡算时可采用顺程法从原料进入系统开始，沿物料走向进行计算；也可采用返程法从出口产品开始逆物料流程方向进行计算。对于一些复杂的工艺过程常常同时采用顺程法和返程法进行物料衡算。

通常进行物料衡算的步骤如下：

①明确计算任务：包括生产规模，年操作时间，原材料和辅助材料和公用工程的规格，产品质量和收率等；





系统工艺流程图(PFD)





系统物料平衡表

4501	4502	4503	4504	4507	4508	4509	4510
低压脱丙烷塔顶物料	低压脱丙烷塔回流罐进料	低压脱丙烷塔回流罐底物流	GA-411出口	低压脱丙烷塔再沸器入口	低压脱丙烷塔再沸器出口	低压脱丙烷塔产物	脱丁烷塔进料
气相	液相	液相	液相	液相	混相	液相	混相
0.002	0.002	0.002	0.002	0.000	0.000	0.000	0.000
0.008	0.008	0.008	0.008	0.000	0.000	0.000	0.000
10.729	10.729	10.729	10.729	0.350	0.350	0.240	0.240
36.542	36.542	36.542	36.542	0.000	0.000	0.000	0.000
2.349	2.349	2.349	2.349	0.000	0.000	0.000	0.000
22.465	22.465	22.465	22.465	31.604	31.604	28.290	28.290
22.459	22.459	22.459	22.459	29.438	29.438	26.068	26.068
4.246	4.246	4.246	4.246	6.796	6.796	6.179	6.179
1.136	1.136	1.136	1.136	17.055	17.055	19.656	19.656
0.005	0.005	0.005	0.005	3.492	3.492	4.724	4.724
0.057	0.057	0.057	0.057	9.879	9.879	12.928	12.928
0.001	0.001	0.001	0.001	1.294	1.294	1.785	1.785
0.000	0.000	0.000	0.000	0.065	0.065	0.091	0.091
0.000	0.000	0.000	0.000	0.028	0.028	0.039	0.039
266.88	266.88	266.88	266.88	958.06	958.06	281.38	281.38
13026	13026	13026	13026	59892	59892	18124	18124
48.81	48.81	48.81	48.81	62.51	62.51	64.41	64.41
44.2	24.4	24.4	26.0	75.8	80.0	80.0	65.7
7.44	6.68	6.68	31.93	7.94	7.94	7.94	5.50
0.000	1.000	1.000	1.000	1.000	0.700	1.000	0.883
15.44					17.87		12.42
0.009					0.009		0.009
	554	554	557	564	571	571	595
	0.12	0.12	0.11	0.12	0.12	0.12	0.15

②绘制详细的工艺流程图（PFD）（见图 3-2）或物料衡算示意图，并在相应的位置标注上同物料衡算有关的和已知的数据；

③对于有化学反应的过程，列出主反应的化学反应式，明确反应前后的物料组成和它们之间的定量关系，同时还要列出产生较大量副产品的、对产品质量有明显影响的或会产生有毒物质的副反应；

④收集相关数据：包括化学反应的转化率，原料、中间产品和产品的物性参数，如密度、粘度、表面张力等；

⑤确定进行物料衡算的热力学方法（参见后面的物料衡算和能量衡算的热力学方法选用原则）；

⑥选择计算基准：a. 单位重量、单位体积、单位物质量；b. 单位时间原料或产品的量（用于连续工艺流程），加入设备的每批物料量（用于间歇操作过程）；c. 单位重量的干料或单位时间的惰性气体量为基准；

⑦列方程、解方程（组）；

⑧根据计算结果列出物料平衡表（如表 3-1 所示）；

⑨列出原料消耗、辅助原料、化学品、催化剂等的消耗（参见表 3-2 和表 3-3）。

表 3-2 乙烯工艺主要原料、化学品、催化剂消耗定额

序号	名 称	规 格	小时耗量	年耗量
1	原料			
1	石脑油		185t	$148 \times 10^4 \text{t}$
2	循环 C2		10t	$8 \times 10^4 \text{t}$
	干燥剂			
1	裂解气干燥剂	分子筛		$80\text{m}^3/3 \sim 5\text{a}$
2	乙烯干燥剂	分子筛		$10\text{m}^3/3 \sim 5\text{a}$
3	凝液分馏塔进料干燥剂	分子筛		$16\text{m}^3/3 \sim 5\text{a}$
	催化剂			
1	甲烷化催化剂			$3.2\text{m}^3/5\text{a}$
2	C2 加氢催化剂			$60\text{m}^3/5\text{a}$
3	C3 加氢催化剂			$9\text{m}^3/5\text{a}$
	化学品			
1	碱	商品级	360kg	2880t
2	甲醇	商品级	0.4kg	3.2t
3	注入硫	DMDS 商品级	2kg	16t

表 3-3 某乙烯装置的能耗指标分析

序号	能源名称	每吨乙烯 产品消耗	能量折合系数 Mkcal/ 单位耗量	每吨乙烯 产品能耗 Mkcal	序号	能源名称	每吨乙烯 产品消耗	能量折合系数 Mkcal/ 单位耗量	每吨乙烯 产品能耗 Mkcal
1	燃料气	435.2kg	0.01307	5.69	5	中压蒸汽	- 0.46t	0.76	- 0.35
2	循环水	533t	0.001	0.533	6	低压蒸汽	- 1.18t	0.66	- 0.779
3	超高压蒸汽	- 0.27t	0.92	- 0.248	7	电	85.8kWh	0.0028	0.24
4	高压蒸汽	2.34t	0.88	2.06	合 计				7.146

3.1.5.3 能量衡算的作用、方法及步骤

在生产过程中能量消耗是一项重要的技术经济指标，它是衡量生产方法是否合理、先进的重要标志。因此，能量衡算也是化工计算的一项主要内容，它是在物料衡算的基础上依据能量守恒定律，定量地表示出工艺过程的能量变化，确定需要加入的或可利用的能量，从而

进一步确定加热剂或冷却剂的用量，泵、压缩机等输送设备的功率，以及换热设备的尺寸。此外，通过整个工艺过程的能量衡算还可以得出过程的能耗指标，分析工艺过程的能量利用是否合理，以便节能降耗提高过程的能量利用水平。

通常能量衡算的步骤为：

①绘制设备的能量平衡图：包括物料带入设备的热量，过程的热效应，物料带出的热量，设备的热损失等；

②选择计算的基准温度和基准态：为了简单起见，在进行热量衡算时常以 0℃ 做为计算的基准；

③根据物料平衡结果，确定热量衡算式：根据能量守恒定律，结合设备的热量传递特点，列出热量衡算式；

④收集相关数据：包括化学反应的反应热，原料、中间产品和产品的热力学参数，如比热、潜热、溶解热和导热系数等；

⑤确定进行能量衡算的热力学方法（参见后面的物料衡算和能量衡算的热力学方法选用原则）；

⑥在进行电算时，物料平衡和热量平衡是同时进行的，进行了物料衡算后，即进行热量衡算；

⑦对各台设备的水、电、汽和燃料的用量进行汇总，列出整个过程的能耗指标，最终求出单位产品的能耗。（如表 3-1 所示）。

#### 3.1.5.4 物料衡算和能量衡算热力学方法的选择

确定适宜的热力学方法是准确进行物料衡算和能量衡算的关键，至今人们已开发出许多种热力学计算方法，它们都有自己的适用条件，根据具体情况如何恰当地选用它们成了物料衡算和能量衡算结果准确与否的关键，下面对常用的热力学方法及它们的适用场合进行分析。

##### (1) $p$ - $T$ - $K$ 列线图

这是最简单的方法。Depriester (1953 年) 根据 BWR 状态方程，经计算而绘制的列线图，如图 3-3 (a)、图 3-3 (b)、图 3-3 (c) 由兰州石油化工设计院制作。气-液平衡常数  $K$  值仅是温度和压力的函数，因未考虑组成的影响，因此查到的是近似值。它的使用较为方便，但有组分限制（仅适用于图中所列组分）。

##### (2) Braun K10 法（即 BK10 法）

利用会聚压的概念（1960 年）作成 BRAUN K10 图（属于经验方法）。应用范围为温度  $> 40^{\circ}\text{C}$ ，压力  $< 0.7\text{MPa}$ ，一般用于低压重烃系统。

##### (3) Chao (赵广绪) -Seader (1961 年)

CS 法是以溶液理论为基础的，属于半经验方法。基本式为

$$K_i = y_i/x_i = \gamma_i \nu_i^0 / \phi_i \quad (3-1)$$

式中  $\nu_i^0$ ——纯液体  $i$  在系统条件下的逸度系数。

关于液相活度系数  $\gamma_i$ ，按正规溶液理论，用 Scatchard-Hildebrand 方程计算，表示如下。

$$\ln \gamma_i = \frac{V_{i,m}^L (\delta_i - \delta)^2}{RT} \quad (3-2)$$

$$\delta = \frac{\sum x_i V_i^L \delta_i}{\sum x_i V_i^L} \quad (3-3)$$

式中  $\delta_i$ —— $i$  组分的溶解度参数;  
 $V_{i,m}^L$ —— $i$  组分液体的摩尔体积。

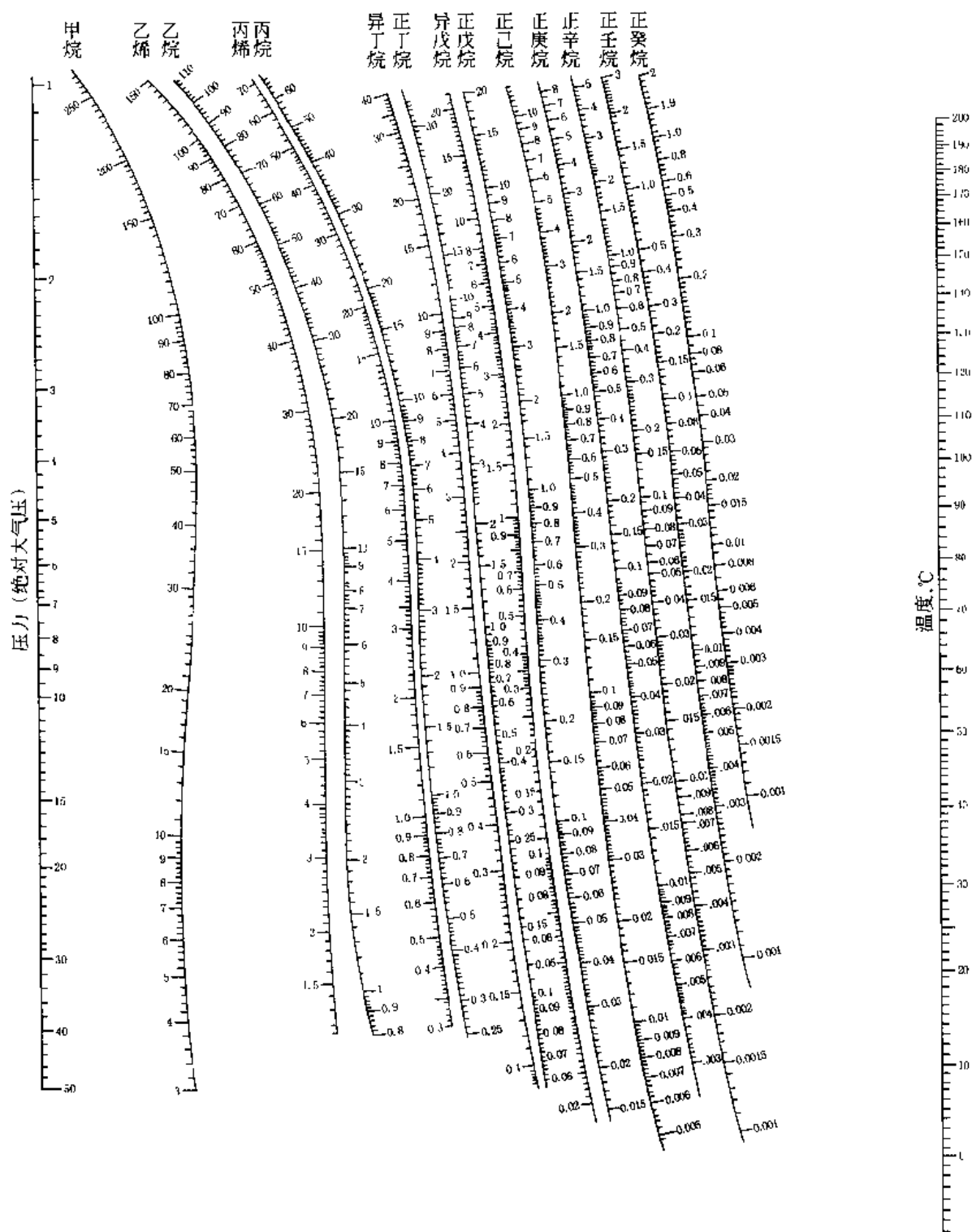


图 3-3(a) 烃类的  $p$ - $T$ - $K$  图  
 (高温段)

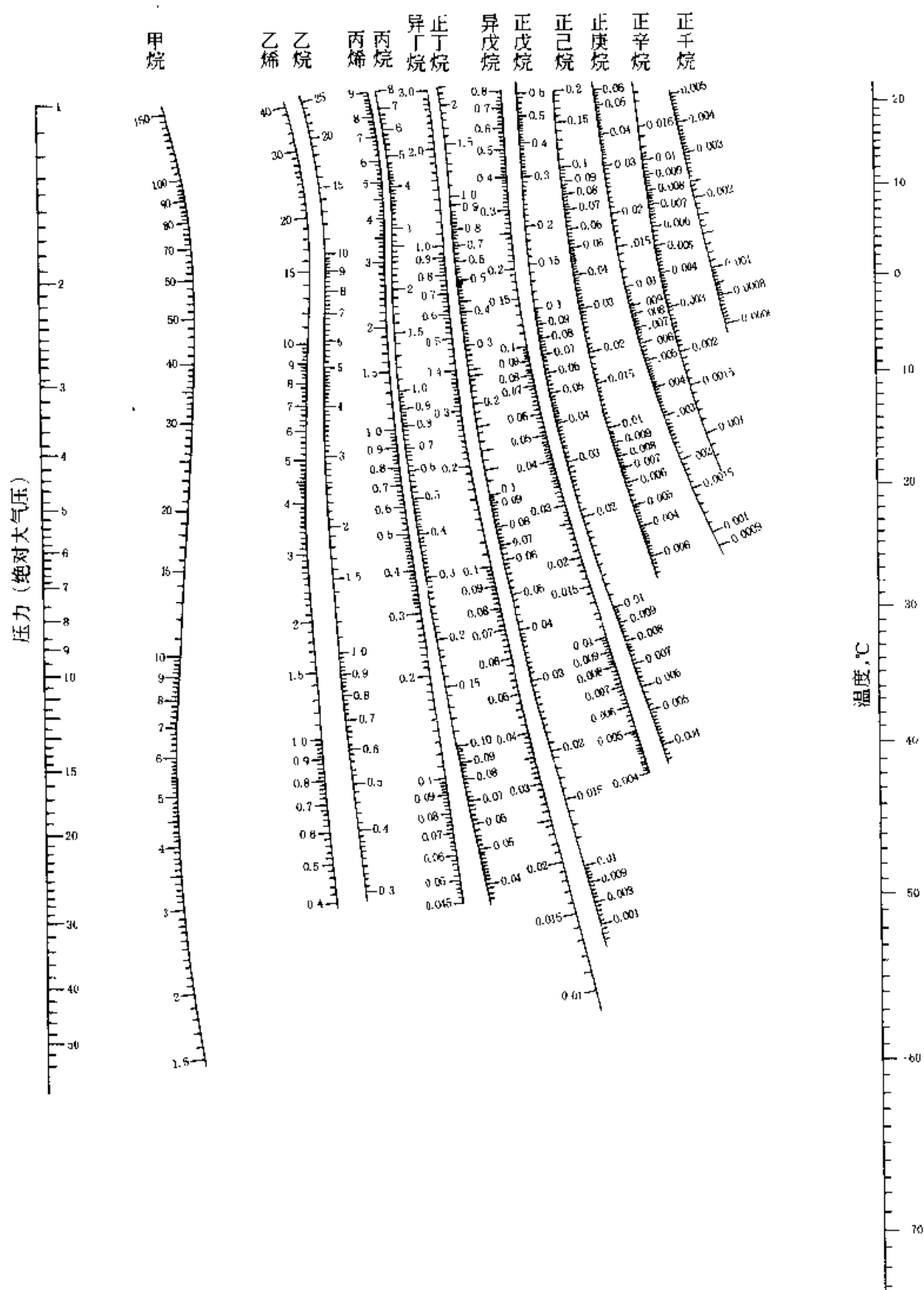


图 3-3 (b) 烃类的  $p$ - $T$ - $K$  图  
(低温段 I)

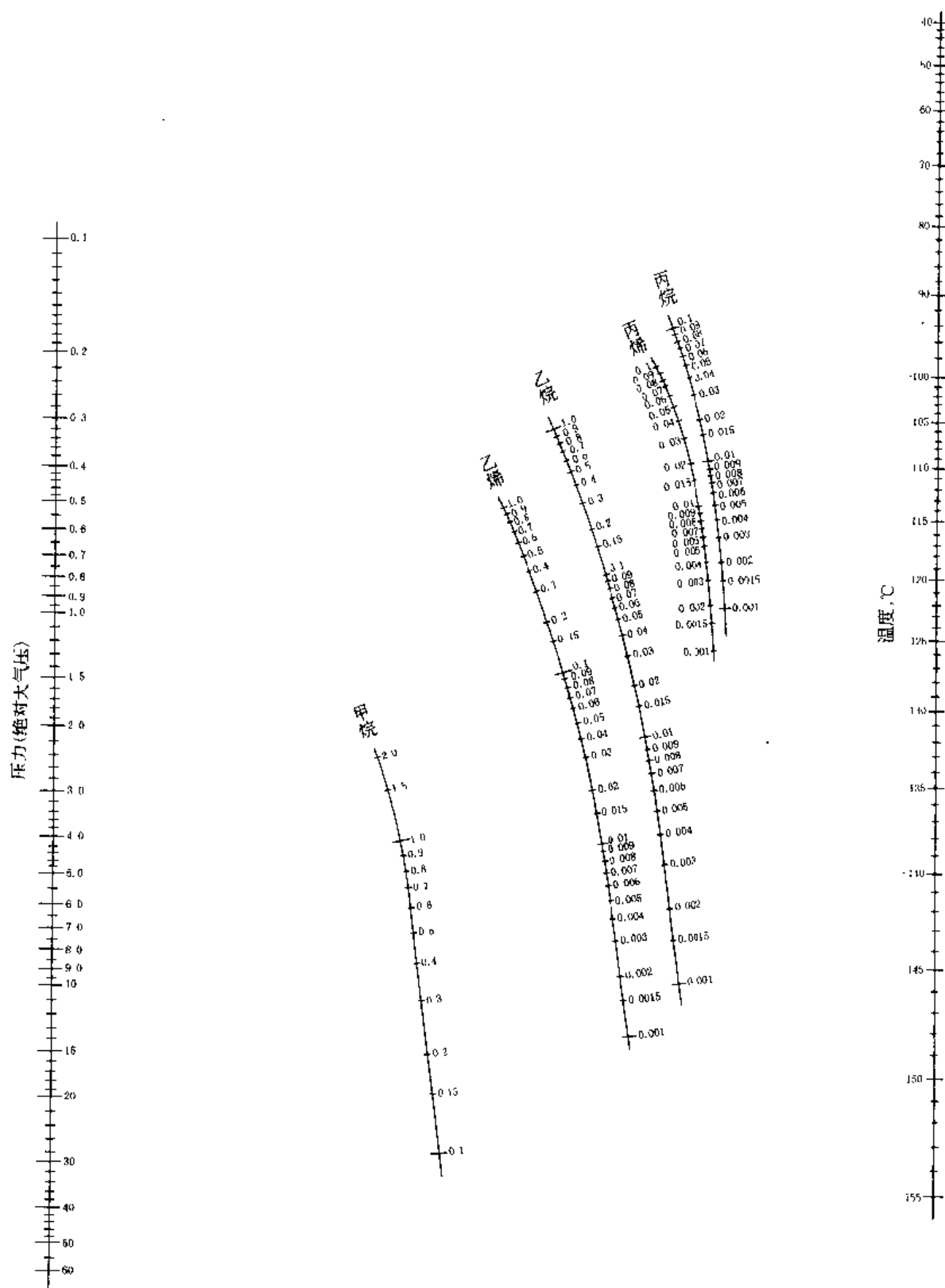


图 3-3 (c) 烃类的  $p$ - $T$ - $K$  图  
(低温段 II)

关于气相逸度系数  $\phi_i$ ，以 Redlich-Kwang 状态方程计算，表示如下。

$$\ln \phi_i = (z - 1) \frac{B_i}{B} - \ln(z - Bp) - \frac{A^2}{B} \left[ 2 \frac{A_i}{A} - \frac{B_i}{B} \right] \ln \left( 1 + \frac{Bp}{z} \right) \quad (3-4)$$

式中  $z$ ——气相混合物的压缩因子；

$$A_i = \left( 0.4278 \frac{T_{ci}^{2.5}}{p_{ci} T^{2.5}} \right)^{0.5};$$

$$A = \sum A_i y_i;$$

$$B_i = 0.0867 \frac{T_{ci}}{p_{ci} T};$$

$$B = \sum B_i y_i.$$

关于纯液体  $i$  的逸度系数  $\nu_i^0$ ，以对应状态原理 Pitzer 修正式计算，表示如下。

$$\lg \nu_i^0 = \lg \nu_i^{(0)} + \omega_i \lg \nu_i^{(1)} \quad (3-5)$$

$$\lg \nu_i^{(0)} = A_0 + A_1/T_{Ri} + A_2 T_{Ri} + A_3 T_{Ri}^2 + A_4 T_{Ri}^3 + (A_5 + A_6 T_{Ri} + A_7 T_{Ri}^2) p_{Ri} + (A_8 + A_9 T_{Ri}) p_{Ri}^2 - \lg p_{Ri}$$

$$\lg \nu_i^{(1)} = -4.23893 + 8.65808 T_{Ri} - 1.22060/T_{Ri} - 3.15224 T_{Ri}^3 - 0.25(p_{Ri} - 0.6)$$

式中  $\omega_i$ —— $i$  组分的偏心因子；

$T_{Ri}$ 、 $p_{Ri}$ ——分别为  $i$  组分的对比温度、对比压力；

$\nu_i^{(0)}$ ——简单流体的逸度系数；

$\nu_j^{(1)}$ ——校正值；

$A_0 \sim A_9$ ——常数，分别有简单流体、甲烷、氢的常数值，见表 3-4。

表 3-4  $A_0 \sim A_9$  值

常 数	简单流体	甲 烷	氢	常 数	简单流体	甲 烷	氢
$A_0$	5.75748	2.43840	1.96718	$A_5$	0.08427	0.10486	0.008585
$A_1$	-3.01761	-2.24550	1.02972	$A_6$	0.26667	-0.03691	0
$A_2$	-4.98500	-0.34084	-0.054009	$A_7$	-0.31138	0	0
$A_3$	2.02299	0.00212	0.0005288	$A_8$	-0.02655	0	0
$A_4$	0	-0.00223	0	$A_9$	0.02883	0	0

表 3-4 的应用范围是温度为  $-20 \sim 260^\circ\text{C}$ ，对比温度为  $0.5 \sim 1.3$ （按纯组分的临界温度），压力  $< 13.6\text{MPa}$ ，不超过系统临界压力的 80%。对轻气体（甲烷和氢）温度为  $-73 \sim 260^\circ\text{C}$ ，不超过按摩尔平均计算的液体混合物做临界温度的 93%，压力  $< 54\text{MPa}$ ，浓度为液相中不超过其它溶解气体的 20%、气相中甲烷含量  $< 0.3$  摩尔分率，含甲烷时压力  $< 6.8\text{MPa}$ 。当含芳烃时，计算烷烃和烯烃的  $K$ ，芳烃含量  $< 0.5$  摩尔分率；计算芳烃的  $K$ ，芳烃含量  $> 0.5$  摩尔分率。

#### (4) Grayson-Streed 法 (1963 年)

在 CS 法的基础上作了改进，对氢和烃类混合物的液体逸度系数进行了修正，使它能适用于高温区。 $A_0 \sim A_9$  常数见表 3-5。

#### (5) Soave-Redlich-Kwang 法 (1972 年)

Georgio Soave 修正了 RK 状态方程，得到 SRK 方程，表示如下。

$$P = \frac{RT}{V - b} - \frac{(a_c \alpha)}{V(V + b)} \quad (3-6)$$



$$\text{或} \quad z^3 - z^2 + z(A - B - B^2) - AB = 0 \quad (3-7)$$

按上式得到压缩因子  $z$ , 在两相区最大根为气相的  $z$ , 最小根为液相的  $z$ 。

$$\begin{aligned} \text{式中} \quad a_{ci} &= 0.42747 \frac{R^2 T_{ci}^2}{P_{ci}}, a_i(T) = a_{ci} \alpha_i(T_{Ri}, \omega_i) \\ a_i^{0.5} &= 1 + m_i(1 - T_{Ri}^{0.5}) \\ m_i &= 0.480 + 1.574\omega_i - 0.176\omega_i^2 \\ a &= (a_c \alpha) = \sum_{i=1}^n \sum_{j=1}^n x_i x_j a_{ci}^{0.5} a_{cj}^{0.5} \alpha_i^{0.5} \alpha_j^{0.5} (1 - K_{ij}) \\ b_i &= 0.08664 \frac{RT_{ci}}{P_{ci}} \\ b &= \sum_{i=1}^n x_i b_i \\ A &= \frac{(a_c \alpha) p}{R^2 T^2} \\ B &= \frac{bp}{RT} \end{aligned}$$

式中  $K_{ij}$ ——二元交互作用系数(组分  $i$  和  $j$ )；

$T_{ci}, P_{ci}$ ——分别为  $i$  组分的临界温度和临界压力。

表 3-5 改进后系数  $A_0 - A_9$  值<sup>①</sup>

常数	简单流体	甲 烷	氢	常数	简单流体	甲 烷	氢
$A_0$	2.05135	1.36822	1.50709	$A_5$	0.08852	0.10486	0.008585
$A_1$	-2.10899	-1.54831	2.74283	$A_6$	0	-0.02529	0
$A_2$	0	0	-0.02110	$A_7$	-0.00872	0	0
$A_3$	-0.19396	0.02889	0.00011	$A_8$	-0.00353	0	0
$A_4$	0.02282	-0.01076	0	$A_9$	-0.00203	0	0

①应用温度为  $-20 \sim 426^\circ\text{C}$ , 压力为  $< 21\text{MPa}$ , 一般可用于温度较高的重烃系统。

用同一方程分别计算气相和液相混合物中  $i$  组分的逸度  $f_i$ , 表示如下。

$$\ln \frac{f_i}{px_i} = \frac{b_i}{b} (z - 1) - \ln(z - B) - \frac{A}{B} \left( 2 \frac{a_i^{0.5}}{a^{0.5}} - \frac{b_i}{b} \right) \ln \left( 1 + \frac{B}{z} \right) \quad (3-8)$$

根据气-液平衡条件, 两相逸度相等, 而得到  $K_i$  值。其应用范围是温度为  $-273 \sim 650^\circ\text{C}$ , 压力  $< 35\text{MPa}$ , 适用的范围较广, 更适宜于轻烃系统。

二元交互作用系数  $K_{ij}$  是为考虑各不同组分间的叠加影响而引入的校正值。 $K_{ij}$  受温度、压力、二元组分的影响, 从气-液平衡实验数据以 SRK 方程进行回归处理而得。对轻烃中含有  $\text{H}_2\text{S}$ 、 $\text{CO}_2$ 、 $\text{N}_2$  等化合物的系统,  $K_{ij}$  值是较为重要的。对获高纯度产品的精馏, 如丙烯-丙烷的分离, 应用 SRK 方程计算时, 引入自实验数据回归得到的  $K_{ij}$ , 会使计算结果更精确和可靠。

对含氮系统计算有偏差, 对组分氮使用修正的偏心因子。对液体密度的计算, 一般偏低  $10\% \sim 20\%$ 。

#### (6) Peng-Robinson 法 (1976 年)

PR 状态方程是在 SRK 法的基础上作了改进, 所以其基本形式和 SRK 方程相似, 表示如下。

$$p = \frac{RT}{V - b} - \frac{a(T)}{V(V + b) + b(V - b)} \quad (3-9)$$

$$\text{或} \quad z^3 - (1 - B)z^2 + (A - 3B^2 - 2B)z - (AB - B^2 - B^3) = 0 \quad (3-10)$$

按上式得到压缩因子  $z$ , 在两相区最大根为气相的  $z$ , 最小根为液相的  $z$ 。

$$\begin{aligned} \text{式中} \quad a_{ci} &= 0.45724 \frac{R^2 T_{ci}^2}{P_{ci}}, \\ a_i(T) &= a_{ci} \alpha_i(T_{Ri}, \omega_i) \\ \alpha_i^{0.5} &= 1 + m_i(1 - T_{Ri}^{0.5}) \\ m_i &= 0.37464 + 1.54226\omega_i - 0.26992\omega_i^2 \\ b_i &= 0.07780 - \frac{RT_{ci}}{P_{ci}} \\ b &= \sum_{i=1}^n b_i x_i \\ a &= \sum_{i=1}^n \sum_{j=1}^n x_i x_j a_i^{0.5} a_j^{0.5} (1 - K_{ij}) \\ A &= \frac{ap}{R^2 T^2} \\ B &= \frac{bp}{RT} \end{aligned}$$

用同一方程分别计算气相或液相混合物中  $i$  组分的逸度  $f_i$ , 表示如下。

$$\ln \frac{f_i}{px_i} = \frac{b_i}{b}(z-1) - \ln(z-B) - \frac{A}{2\sqrt{2}B} \left( \frac{2\sum_{j=1}^n x_j a_{ij}}{a} - \frac{b_i}{a} \right) \ln \left( \frac{z+2.414B}{z-0.414B} \right) \quad (3-11)$$

根据气-液平衡条件, 两相逸度相等得到  $K_i$  值。其应用范围是温度为  $-273 \sim 650^\circ\text{C}$ , 压力  $< 35\text{MPa}$ , 与 SRK 方程一样, 适用的范围较广, 更适宜于轻烃系统。

对大部分烃类物系和操作条件, 应用 PR 法和 SRK 法计算结果颇为接近。类同 SRK 法,  $K_{ij}$  获自实验数据, 对某些组分和系统是很重要的。液相密度的计算结果可能比 SRK 法稍有改进, 但仍不够精确。

#### (7) 其它方法

①BWRST 状态方程 (1970 年) 或 TWU 修正 BWRST 方程 (1983 年)。BWRST 方程是在原 11 个参数的 BWR 方程基础上, 由 STARLING 作进一步改进, 以后又引入第三关联参数。TWU 又改进了 BWRST 方程, 以经典的对应状态形式重新阐述该方程。其应用范围是温度为  $-273 \sim 93^\circ\text{C}$ , 压力  $< 14\text{MPa}$ 。

②Lee-Kesler 法 (1975 年) 或 Lee-Kesler-Plocker 法 (1978 年)。它是根据对应状态理论, 热力学数据的关联是以临界温度、临界压力和偏心因子为函数的。作者认为对于高度不对称系统, 该法优于 BWRST 方法。在临界点附近, 此法不够精确, 因此推荐用于对比温度  $< 0.96$ 。其应用范围是温度为  $-273 \sim 310^\circ\text{C}$ , 压力  $< 14\text{MPa}$ 。

以上是对烃类系统目前较为广泛使用的气-液平衡模型, 其它从略。

气-液平衡模型的选择 根据各种气-液平衡模型的特点, 表 3-6 概括了烃类系统各种不同物系范围的一般选用, 仅供参考。

表 3-6 不同物系的气-液平衡模型

模型名称	H <sub>2</sub>	C5 以下	C6 以上	模型名称	H <sub>2</sub>	C5 以下	C6 以上
BK10			✓	BWRST		✓	✓
CS	✓	✓	✓	LKP	✓	✓	
GS	✓	✓	✓	PR 或 SRK	✓	✓	✓

即 重烃系统:  $\begin{cases} \text{低压} & \text{BK10} \\ \text{中压、高压} & \text{BWRST、GS、PR、SRK} \end{cases}$   
 轻烃系统: BWRST、CS、LKP、PR、SRK  
 天然气系统: PR、SRK

在本章的“能量综合分析”一节中对热量平衡和能量的综合利用有详尽的描述,请读者注意结合生产实际深入理解并应用在设计工作中。

工艺专业在完成全过程物料、能量平衡计算后,应把主要物流计算结果列于物料平衡表上,物料及能量应严格平衡,这个表只发表一个版本,可与工艺流程图在同一张图上出版,也可单独出版,但应与工艺流程图同时完成。

### 3.1.6 工艺设备数据表

工艺包设计阶段的设备数据表与基础设计阶段的设备数据表不完全一致,因而也有建议把工艺包设计阶段的设备数据表称为主要设备的工艺规格书。这两种设备数据表填写要求的区别主要是由于不同阶段的工作深度不同,在工艺包设计阶段一般讲不进行设备的水力学计算,也不进行管道的水力学计算,所以在设备数据表中不列出设计压力、设计温度和设备的外形尺寸,只列出该设备的操作参数、材质要求、传动机械要求及必要的特殊和关键的设备条件,还要列出工艺设备计算时的输入条件和计算结果。工艺设备数据表是进行系统设计的依据。

在这里我们列出了一些石油化工装置常用的主要设备的数据表(见表3-7~表3-13)包括填料塔数据表、板式塔数据表、反应器数据表、容器数据表、换热器数据表、压缩机/鼓风机数据表等。设计中如果还需要用到其它类型设备的数据表,请设计者参考上面的表格自己来绘制。

### 3.1.7 工艺设备表

工艺设备表为装置界区范围内全部工艺设备的汇总表,用来表示装置工艺设备的概况。在PFD中所有设备均需表示在该设备表中。

工艺设备表系根据工艺流程和工艺设备计算的数据进行编制。一般按容器类、换热器类、工业炉类、泵类、压缩机(风机)类、机械类及其它类进行编制。

由于工艺设计阶段一般来说不做塔的水力学计算和管道阻力降计算,所以这时的工艺设备表的内容和基础设计阶段的设备表的内容不可能相同,我们建议在工艺设计阶段采用下列表格型式填写。

容器类设备包括塔器、反应器和容器设备。这三种设备在容器类设备中按塔器、反应器和容器类的次序依次列出。

在工艺设计阶段压缩机组和冷冻机组中随机配套的分离器、冷却器、过滤器、消声器等设备不必单独列出。

机械类设备包括过滤机、粉碎机、螺旋加料机、挤压机、切粒机、压块机、包装机、码垛机、搅拌器、起重设备和运输设备等。由于机械类设备较杂,使规格栏填写内容不易一致,一般需填写生产能力、参考的外形尺寸和对设备特征的说明。

其它类设备包括喷射器、过滤器、消声器、秤量器、旋风分离器和编设备位号的特殊阀门(例如旋转加料阀)等等。

设备表中一般应说明设备名称、位号、设备数量、主要规格以及设计和操作条件。

典型的工艺设备表如表3-14~表3-21所示。

表 3-7

		板式塔数据表		编号:		修改:			
				第 页 共 页					
设备名称									
设备位号									
台 数									
工 作 介 质	名称			管 口 表					
	主要组分								
	操作温度下的液体 密度, kg/m <sup>3</sup>	塔顶		符号	公称尺寸 DN	公称压力 MPa (G)	连接标准	法兰类型/ 密封面型式	名称 或用途
		塔底							
	介质特性	爆炸危险性							
		毒性							
	火灾危险性分类	甲							
		乙							
		丙							
操 作 条 件	操作温度, ℃	塔顶							
		塔底							
		最大/最低							
	操作压力, MPa(G)	塔顶							
		塔底 最大							
材 质	壳体								
	衬里								
	塔板 (或内件)								
	填料								
隔 热	材质								
备 注									

续表

		板式塔数据表		编号:		修改:	
				第		页 共 页	
设备名称							
设备位号							
台 数							
板 式 塔 数 据							
序号	名称		单位				
1							
2							
3							
4							
5							
6	操作温度		℃				
7	操作压力		MPa (G)				
8	计算负荷	气相负荷	kg/h				
9		液相负荷	kg/h				
10		气相密度	kg/m <sup>3</sup>				
11		液相密度	kg/m <sup>3</sup>				
12		表面张力	mN/m				
13		气相粘度	mPa·s				
14		液相粘度	mPa·s				
15		气相分子量					
16	液相分子量						
17	最小负荷	气相负荷	kg/h				
18		液相负荷	kg/h				
19		气相密度	kg/m <sup>3</sup>				
20		液相密度	kg/m <sup>3</sup>				
21		表面张力	mN/m				
22		气相粘度	mPa·s				
23		液相粘度	mPa·s				
24		气相相对分子质量					
25	液相相对分子质量						
26	最大允许压降/板		kPa				
27							
28	泡沫特性						
29							
30	操作范围为设计负荷的百分数		%				
31	备注						

表 3-8

		填料塔数据表		编号:		修改:			
				第 页 共 页					
设备名称									
设备位号									
台 数									
工作 介 质	名 称			管 口 表					
	主要组分								
	操作温度下的液体 密度, kg/m <sup>3</sup>	塔顶		符号	公称尺寸 DN	公称压力 MPa (G)	连接标准	法兰类型/ 密封面型式	名称 或用途
		塔底							
	介质特性	爆炸危险性							
		毒性							
	火灾危险性分类	甲							
		乙							
		丙							
	操 作 条 件	操作温度, ℃	塔顶						
塔底									
最大/最低									
操作压力, MPa(G)		塔顶							
		塔底 最大							
设 计 参 数	是否全真空设计								
	非正常情况下的真 空设计	温度, ℃							
		压力, kPa(A)							
	塔板或填料类型								
	直(内)径, mm								
	高度 T-T, mm								
材 质	壳体								
	衬里								
	内件(或塔板)								
	填料								
隔 热	材质								
备注									

续表

		填 料 塔 数 据 表		编号:		修改:	
				第 页 共 页			
设备名称							
设备位号							
台数							
填 料 塔 数 据							
序号	名称	单位					
1	填料层数						
2	塔内径	mm					
3	填料层高度	mm					
4	填料类型和规格						
5	比表面积	m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup>					
6	孔隙率	%					
7	填料因子	m <sup>-1</sup>					
8	操作温度	℃					
9	操作压力	MPa (G)					
10	填料层顶部	气相负荷	kg/h				
11		液相负荷	kg/h				
12		气相密度	kg/m <sup>3</sup>				
13		液相密度	kg/m <sup>3</sup>				
14		表面张力	mN/m				
15		气相粘度	mPa·s				
16		液相粘度	mPa·s				
17		气相相对分子质量					
18		液相相对分子质量					
19	填料层底部	气相负荷	kg/h				
20		液相负荷	kg/h				
21		气相密度	kg/m <sup>3</sup>				
22		液相密度	kg/m <sup>3</sup>				
23		表面张力	mN/m				
24		气相粘度	mPa·s				
25		液相粘度	mPa·s				
26		气相相对分子质量					
27		液相相对分子质量					
28	最大允许压降	kPa					
29	操作范围为设计负荷的百分数	%					
30	备注						

表 3-9

		反应器数据表		编号: _____ 修改: _____							
				第 ____ 页 共 ____ 页							
设备名称											
设备位号											
台 数											
工作介质	名称		反应器类型	流化床反应器							
	相态 (G, L, S)			填充床反应器							
	密度 kg/m <sup>3</sup>			列管固定床反应器							
	毒性			搅拌釜式反应器							
	爆炸危险性			滴流床反应器							
催化剂	名称			鼓泡式反应器							
	堆积密度 kg/m <sup>3</sup>			管式反应器							
	再生, 活化剂			塔式反应器							
操作条件	操作温度 ℃	最小			管口表	符号	公称尺寸 DN	公称压力 MPa (G)	连接标准	法兰类型/ 密封面型式	名称 或用途
		正常									
		最大									
	操作压力 MPa (G)	最小									
		正常									
		最大									
	催化剂本体 再生温度 ℃	最小									
		正常									
		最大									
	催化剂本体 再生压力 MPa (G)	最小									
		正常									
		最大									
设计参数											
	容积, m <sup>3</sup>										
	催化剂用量, m <sup>3</sup>										
材 质	筒体										
	衬里防腐要求										
隔热	材质										
换热介质	名称										
	进口温度, ℃										
	出口温度, ℃										
	压力, MPa (G)										
	特性										
换热方式	内换热管										
	夹套换热										
	外部换热										
说明:											



表 3-10

		容器数据表		编号:		修改:			
				第 页 共 页					
设备名称									
设备位号									
台 数									
		容器	夹套 (或盘管)	管口表					
工作 介质	名称			符号	公称尺寸 DN	公称压力 MPa (G)	连接标准	法兰类型/ 密封面型式	名称 或用途
	相态 (G, L, S)								
	密度, kg/m <sup>3</sup>								
	凝固点, °C								
	毒性								
操作 条件	爆炸危险性								
	操作温度 °C	最大							
		正常							
		最小							
	操作压力 MPa (G)	最大							
正常									
最小									
设计 参数									
	操作容积, m <sup>3</sup>								
	传热面积, m <sup>2</sup>								
材质									
	筒体								
	内件								
	衬里防腐要求								
隔热									
	材质								
备注									

表 3-11

				换热器数据表		编号: _____ 修改: _____	
				设备位号及名称: _____		第 ____ 页 共 ____ 页	
工程名称: _____				壳侧		填表人: _____ 校核人: _____	
工艺条件						管侧	
流体名称							
总流量				kg/h			
其中	气体	进/出	kg/h				
	液体	进/出	kg/h				
	水蒸气	进/出	kg/h				
	水	进/出	kg/h				
	不凝气		kg/h				
流体蒸发或冷凝量				kg/h			
温度				进/出	℃		
操作压力 (入口, 绝压)				kg/cm <sup>2</sup> (A)			
物性数据的温度间隔				℃			
液相重度				kg/m <sup>3</sup>			
液相比热容				kcal/kg℃			
液相粘度				cP			
液相导热系数				kcal/mh℃			
潜热 (有相变时)				kcal/kg			
液体表面张力 (有相变时)				dyne/cm, kg/m			
气相重度				kg/m <sup>3</sup>			
气相比热容				kcal/kg℃			
气相粘度				cP			
气相导热系数				kcal/mh℃			
相变曲线温度分布点				℃			
比焓或热负荷				kcal/kg 或 kcal/h			
气相重量分率				Y			
允许压降				kgf/cm <sup>2</sup>			
污垢系数				m <sup>2</sup> h℃/kcal			
换热器几何参数参考值 (能够提供的或有特殊要求的)				长度单位: mm			
壳体参数				管束参数		折流板参数	
换热器形式				管外径 × 壁厚		型式	
总台数				管长		板数	
并联				管数		中间板间距	
串联				管程数		入口端间距	
壳内径				管心距		出口端间距	
壳程数				排列角度		切口 %	
安装方位				窗中是否排管		方向	
有否防冲板				材质		旁路挡板对数	
接管参数				简图及说明: _____			
		壳侧	管侧				
入口接管直径 × 数量							
出口接管直径 × 数量							
放空接管直径							
排净接管直径							
其它参考参数							
热负荷		kcal/h					
传热系数		kcal/m <sup>2</sup> h℃					
有效温差		℃					
传热面积		m <sup>2</sup>					
说明: _____							

表 3-12

离心式压缩机数据表				提出条件专业			
				接受条件专业			
				第 页 共 页		修改:	
编制		地址		项目名称			
校核		项目号		主项			
审核		编号		设计阶段			
名称				驱动机名称			
位号				位号			
台数				台数			
操作				操作			
操作条件							
操作工况							
1	段号或侧向进出口流号						
2	流体名称						
3	腐蚀性组分						
4	体积流量 (0.1013MPa, 25℃) Nm <sup>3</sup> /h						
5	质量流量 (干, 湿) kg/h						
6	吸入条件	压力 MPa (A)					
7		温度 ℃					
8		绝热指数 ( $c_p/c_v$ )					
9		相对湿度 %					
10		平均分子量					
11	排出条件	压力 MPa (A)					
12	操作方式		连续	间断	备用		
13	驱动方式		电动机	汽轮机	其它		
14	流量调节方式		可调进口导叶	进口节流	旁路	变转速	其它
15	防喘振旁路		手动	自动	无		
16	流量调节范围						
安装环境及现场条件							
1	环境	安装位置	室内	室外	异常条件		湿热带 粉尘
2		环境温度 ℃				危险区域划分	
3		环境湿度 %				爆炸危险区域	
4		大气压 MPa (A)					
5	冷却水	进水温度 ℃				允许温升 ℃	
6		进水压力 MPa (G)				最大压降 MPa	
7		污垢系数 m <sup>2</sup> K/W					
8	供电	低压电源	V	Ph	Hz	高压电源	V Ph Hz
9		应急电源	V	Ph	Hz	直流电源	V
10	供汽		最高压力	正常压力	最低压力	单位	最高温度 正常温度 最低温度 单位
11		驱动机用 (入口)				MPa (G)	℃
12		加热用				MPa (G)	℃

说明和附图:

1. 向工艺介质中注入稀释剂或其它组分都必须得到工艺专业同意
2. 返回工艺专业资料时间:
3. 返回工艺专业资料名称:

续表

			离心式压缩机数据表 (介质组分数据表)		提出条件专业			
					接受条件专业			
					第    页    共    页			修改:
编制			地址		项目名称			
校核			项目号		主项			
审核			编号		设计阶段			
名称					驱动机名称			
位号					位号			
台数					台数			
操作					操作			

操作条件 (用于多组分)

操作工况							
段号或侧向进出口流号							
流体名称							
	组分	相对分子质量	mol %				
1							
2							
3							
4							
5							
6							
7							
8							
9							
10							
11							
12							
13							
14							
15							
16							
17							
18							
19							
20							
21							
22							
23							
24							
25							
26							
27							
28							
29							
30							
31							
32							
33							
34							
35							
36							
合 计							
平均相对分子质量							

说明:

表 3-13

			离心泵数据表		提出条件专业	
					接受条件专业	
					第 页 共 页	修改:
编制			地址		项目名称	
校核			项目号		主项	
审核			编号		设计阶段	
名称						
位号						
台数						
操作						
操作条件						
1	输送介质					
2	毒性					
3	固体含量 (湿基)		% (重量)			
4	固体粒度		mm			
5	腐蚀/冲蚀原因					
6	介质入口温度		℃			
	最小					
	正常					
	最大					
7	入口条件下的密度		kg/m <sup>3</sup>			
8	入口条件下的粘度		mPa·s			
9	入口条件下的气化压力		MPa (A)			
10	入口压力		MPa (G)			
	最小					
	正常					
	最大					
11	出口压力		MPa (G)			
12	压差		MPa			
13	扬程		m			
14	流量		m <sup>3</sup> /h			
	最小					
	正常					
	最大					
15	有效气蚀裕量		m			
16	有效功率		kW			
17	工作场所					
	室内					
	室外					
18	防腐等级					
19	爆炸物分级分组					
20	爆炸危险区域					
21	驱动器					
	电动机					
	蒸汽透平					
22	材料					
23	夹套保温					
说明						
1	特殊控制要求: 指联锁、变速、遥控					
2						
3						
4						
5						
6						
7						
8						
9						

表 3-14 设备清单 (塔器类)

[illegible]

表 3-15 设备清单(容器类)

[illegible]

表 3-16 设备清单(换热器类)

[illegible]

表 3-17 设备清单(工业炉类)

[illegible]

表 3-18 设备清单(压缩机、风机类)

[illegible]

表 3-19 设备清单(机械类)

序号	位号	名 称	台数	类型	规格及说明	驱动器类型	材 质	备 注

表 3-20 设备清单(泵类)

序号	位号	名 称	台 数		类型	操 作 条 件		正常流量 m <sup>3</sup> /h	材 质	备 注
			操作	备用		介 质	温 度 ℃			

表 3-21 设备清单(其它类)

序号	位号	名 称	台数	类 型	操 作 条 件			材 质	备 注
					介质	温度,℃	压力 MPa(G)		

### 3.1.8 原料、催化剂、化学品消耗量及消耗定额和产品、副产品产量

原料、催化剂、化学品消耗量是衡量装置先进性的重要参数,一般由工艺包设计者或专利所有者提供。消耗定额的保证值是装置性能考核中要达到的目标值,其期待值一般是专利工厂在稳定操作时可以达到的理想指标。

原料、催化剂、化学品消耗量和产品、副产品的消耗量是考虑损失后的平均消耗量或平均产量。

对于在使用过程中逐渐损耗的溶剂或效能逐渐降低的催化剂、吸附剂和中和剂等如进行定期补充,则需在备注栏中注明补充间隔时间和补充量,并折成每吨产品的消耗量。

对于初次充填的或定期更换的催化剂、溶剂等,必须在备注栏中注明一次填充量和更换的间隔时间,并折成每吨产品的消耗量。

原料、燃料和辅助物料年用量、开车用量、来源和进厂输送方式。附主要原料、燃料和辅助物料用量表(表 3-22)。

表 3-22 原料、产品、副产品、燃料和辅助原料用量表

序 号	名 称	主要规格	年用量, t	开车用量, t	来 源	备 注





### 3.1.10 公用物料消耗定额及消耗量

公用物料及能量消耗定额及消耗量,应分类列出消耗定额和小时耗量(包括正常值和峰值)。

表 3-27 公用物料消耗定额及消耗量表

序 号	公用物料名称	消 耗 定 额	消耗量, L/h <sup>①</sup>			备 注
			最 小	正 常	最 大	

①最大、最小消耗量应考虑装置开停车状态的要求、公用物料规格。

一般生产装置所需的公用物料有:循环冷却水、工业水、脱盐水、消防水、高压蒸汽、中压蒸汽、低压蒸汽、仪表空气、装置空气、氮气、氧气、冷冻盐水、低温水、锅炉给水、蒸汽冷凝液、燃料气、燃料油等。应根据工艺过程的需要分类列齐,不得漏项。

### 3.1.11 公用物料规格

下面列出某工程的公用物料规格,附在这里供参考,可看出每一种公用物料规格的内容,因建厂地点不同各项指标的控制值会有差别,不能照抄。

#### (1) 脱盐水

铜, ppm	≤0.2	电导率, μs/cm	≤0.2
铁, ppm	≤0.5	氯, ppb	≤100
硅(以 SiO <sub>2</sub> 计), ppm	≤3	温度, °C	≤30
硫(以 SO <sub>4</sub> 计), ppm	≤60	压力, MPa (G)	0.3~0.4
总固, ppm	≤5		

#### (2) 新鲜水

压力, MPa	最高 0.35	pH 值	7.~8.5
水温, °C	4~28	总硬度, meg/L	5~6

#### (3) 循环冷却水

循环冷却水温度, °C	≤32	总硬度, deg. dh (German sys.)	≤12
循环冷却水回水温度, °C	≤42	混浊度, mg/L	≤10
供水压力, MPa (G)	≥0.4	污垢系数, m <sup>2</sup> h·°C/kcal	≤0.0006
回水压力, MPa (G)	≥0.25	氯离子, ppm	≤300

#### (4) 消防水

供水压力, MPa (G)	0.8±0.1	供水温度	常温
---------------	---------	------	----

#### (5) 蒸汽

高压蒸汽, MPa(G)	3.5±0.2	410°C ±30°C	低压蒸汽, MPa(G)	0.8±0.2	250°C ±30°C
--------------	---------	-------------	--------------	---------	-------------

#### (6) 工艺压缩空气

温度	室温	压力, MPa (G)	最小 0.5~0.65
----	----	-------------	-------------

#### (7) 仪表压缩空气

露点, °C (常压下)	-40	温度	室温
压力, MPa (G)	0.5~0.6	其它	无油、无尘

#### (8) 氮气

纯度, % (体积)	>99.99	温度	室温
露点, °C (常压)	-40	压力, MPa (G)	0.5~0.6

(9) 电

频率, Hz	50 + 0.5/ - 1.5	电压, V(AC)	6000 + 10% / ~ 5% 3 相 3 线
电线	6kV 双线		380/220 3 相 4 线

(10) 燃料油

相对密度 (20℃)	最大 0.936	闪点, ℃	120
粘度 (80℃), E	15.5	灰度	最大 0.3
凝固点, ℃	25	水分	最大 2.0
硫含量, % (重量)	最大 2.0	热值 (LHV), kcal/kg	9700

(11) 返回凝液

回流温度, ℃	最高 120	回流压力, MPa (G)	0.3 ~ 0.4
---------	--------	---------------	-----------

(12) 锅炉给水

质量	脱氧脱盐水	入口温度, ℃	常温
入口压力	根据具体要求定		

3.1.12 分析化验要求

说明控制生产过程的分析化验要求,包括原料、中间产品和产品的分析取样要求,分析频率和分析方法,分析控制指标以及主要的分析仪器。

分析项目表如附表 3-28 所示。

表 3-28 分析项目表

序号	取样号	取样地点	分析项目	控制指标	分析频率		压 力 MPa	温 度 ℃	分析方法	备注
					开车	正常				

3.1.13 生产装置界区条件表

生产装置界区条件表是明确生产装置和外部原材料、公用物料互供关系、数量、在界区交接状态及交接点的重要设计文件。

说明装置需要的原料、燃料、催化剂、化学品和公用物料以及产品、副产品在界区处的条件。附界区条件表(表 3-29)。

表 3-29 界区条件表

序号	名称	界区		状态	输送 方式	压力 MPa	温度 ℃	流量 t/h	备注
		进	出						

注:1. 如有特殊要求,应加以说明。  
2. 压力按表压计。

3.1.14 三废排放及建议的处理措施

应说明工艺过程的污染源、主要污染物和处理方法。

(1) 废水

装置和辅助设施废水污染物的排放情况。附装置和辅助设施废水排放一览表（表 3-30）。

表 3-30 装置和辅助设施废水排放一览表

序号	排放源	排放规律	排放量, m <sup>3</sup> /h		水质, mg/L						处理 方法	排放 去向	备注
			正常	最大	pH	COD <sub>Cr</sub>	BOD <sub>5</sub>	油	重金属	其它			

注：表中，COD<sub>Cr</sub>、BOD<sub>5</sub>、油和有关重金属含量系国家总量控制指标，应详细填写；“其它”栏中填写建设项目排放废水中的特征污染物。

(2) 废气

各装置和辅助设施废气污染物的排放情况。附装置和辅助设施废气排放一览表（表 3-31）。

表 3-31 装置和辅助设施废气排放一览表

序号	排放源	排放规律	排放量, Nm <sup>3</sup> /h		出口温度 ℃	排气筒, m		污染物含量, mg/Nm <sup>3</sup>				处理 方法	排放 去向	备注
			正常	最大		高度	直径	SO <sub>2</sub>	NO <sub>x</sub>	TSP	其它			

注：“其它”栏中填写建设项目排放废气中的特征污染物。

(3) 废渣（液）

各装置和辅助设施废渣（液）污染物的排放情况。附装置和辅助设施废渣（液）排放一览表（表 3-32）。

表 3-32 装置和辅助设施废渣（液）排放一览表

序号	排放源	排放规律	排放量		组成	处理方法	排放去向	备注
			正常	最大				

(4) 噪声

各装置和辅助设施噪声排放情况。附装置和辅助设施噪声排放一览表（表 3-33）。

表 3-33 装置和辅助设施噪声排放一览表

序号	装置名称	噪声源	距地高度 m	室内/ 室外	噪声值 dB(A)	减(防)噪 措施	降噪后噪声值 dB(A)	备注

(5) 典型的环保要求值

①大气环境质量标准

a. 环境空气质量指标 (mg/m<sup>3</sup>)

	日平均值	小时平均值		日平均值	小时平均值
总悬浮微粒	0.30		NO <sub>x</sub>	0.10	0.15
飘尘	0.15	—	CO	4.0	10.0
SO <sub>2</sub>	0.15	0.50			

b. 有害物质排放标准 (部分)

有害物质名称	排放标准		有害物质名称	排放标准	
	排气筒高度, m	排放量, kg/h		排气筒高度, m	排放量, kg/h
SO <sub>2</sub>	30	34	NO <sub>x</sub> (以 NO <sub>2</sub> 计)	20	12
	45	66		40	37
	60	110		80	160
	80	190		100	230
	100	280			
H <sub>2</sub> S	20	1.3	烟尘及生产性粉尘	30	82
	40	3.8		60	310
	60	7.6		100	1200
	80	13		150	2400
	100	19			
	120	27			

注:按工业企业烟尘排放标准规定,最大允许烟尘浓度为 200mg/m<sup>3</sup>,黑度不得超过 1 级(林格曼级)

c. 装置界区内允许的有害物质浓度(mg/m<sup>3</sup>):

CO	30	H <sub>2</sub> S	10
SO <sub>2</sub>	15	甲苯	100
二甲苯	100	粉尘	10

②废水排放

废水排放方式:a. 可接受处理之后的排放;b. 预处理后的排放;c. 直接排放。

最终的排放方法在综合考虑了包括处理方法、数据和投资后确定。废水排放标准如下。

项 目	预处理后排放标准,mg/L	项 目	预处理后排放标准,mg/L
pH	6-9	硫化物	1.0
悬浮物(SS)	70	NH <sub>3</sub> -N	15
BOD <sub>5</sub>	30	氟化物	10
COD <sub>Cr</sub>	100	磷酸盐(以 P 计)	
石油类	10	温度	
挥发性酚类	0.5		

注:预处理后的数据,例如 COD<sub>Cr</sub>可以根据污水处理场的设计能力和对水的要求进行修正。

③固体残液排放要求

固体残液在排放之前应该去除有害物质,处理后标准根据不同残渣根据不同现场的具体条件(如焚烧、堆埋)予以确定。

④厂区内不同区域的噪声标准

序号	区 域 类 型	噪声限制值,dBA
1	成品车间及工作室	90
2	值班室、观察室、高噪声区、车间休息室(室内地面噪声标准)	75 包括电话通讯要求 70 无电话通讯要求
3	工作区域的精密仪器线路和精密设备间、机房(正常工作状态)	70

续表

序号	区域类型	噪声限值, dBA
4	办公室、实验室、制图室(屋内地面噪声标准)都合并入车间	70
5	主控室、综合操作室、通讯电话操作室、消防值班室(室内地面噪声标准)	60
6	办公室、会议室、制图室、中心实验室、(包括实验、化学分析和计量室)(室内地面噪声标准)	60
7	诊所、教室、护理室、幼儿园、职工宿舍(室内地面噪声标准)	55

注: 1. 表中的噪声标准全都依照中国标准予以确定。

2. 室内地面噪声即室内平均噪声标准, 这些噪声标准是从外面经墙、门、窗户(常或启闭状况时)传入室内无声源存在下的标准。

### 3.1.15 安全分析

装置安全分析主要供工艺系统、电气、总图运输、HVAC、装置布置、环境保护及安全卫生等专业开展设计用。

在工艺流程确定后, 先要进行工艺流程的安全检查, 分析工艺流程中的危险因素及应采用的防范措施。建议按表 3-34 的次序检查, 在安全检查做完后, 可以进行安全分析的内容编制, 主要包括如下内容:

表 3-34 工艺包设计安全检查表

工程名称			设计			
设计项目			校核			
工程主项号		设计阶段 (版次)	审核			
			安全检查			
序号	检 查 项 目		设计	自检	校核	审核
1	从劳动安全卫生的角度观察, 选择此特定的工艺路线是否恰当?					
2	提出的工艺过程和其它生产单元结合的整体性能能否满足安全要求? 生产规模和操作时间是否恰当?					
3	是否所用的工艺物料都是必要的? 有无可能用危害较小的物料代替?					
4	生产过程中所有的每种物料(包括开车、正常运转、中间产品、成品、副产品、催化剂、排出物、废弃物等)的物理化学特性和毒性是否已被掌握? 有关数据是否经过核对可信?					
5	对易燃、可燃物料发生火灾时的灭火方法和灭火用具是否清楚? 对有毒物料的防护用具, 中毒时的急救方法, 皮肤沾染时的处理方法是否清楚?					
6	生产所用物料发生危险的条件是否已明确? 在储存、处理以及废弃时的安全要求是否已经考虑过? 如果某一物料的潜在危险性尚未完全了解, 且不能从文献资料中找到时, 是否已安排试验研究或向专利商索取以获得所需资料。					
7	系统中全部可能的化学反应(主反应、副反应、原料中的杂质引起的反应、循环物流中的杂质积累引起的反应、催化剂活化或钝化处理反应等)是否已被确认?					
8	处理不稳定物质时, 对热源、压力、摩擦、振动、撞击等激发因素是否已控制在最小限度?					
9	是否所有变数对反应速度的影响已经清楚? 放热反应条件是否已被检查过? 有无多余的热积累起来? 防止不希望有的反应和过多的释热等操作条件限制是否已确定? 有无恰当控制反应温度的措施?					
10	是否所有可能存在的杂质对反应的影响已经明确了解? 副反应能否生成有毒或爆炸性物质? 或者引起危险的堵塞? 过渡的操作状态如开车、停车、催化剂再生等有无可能形成有害物(例如碳基金属等)?					
11	工艺条件中的各种操作参数是否接近了危险界限? 异常的操作条件、浓度或混合比例能否引起危险情况的发生?					

续表

工程名称		设计					
设计项目		校核					
工程主项号		设计阶段 (版次)		审核			
				安全检查			
序号	检 查 项 目			设计	自检	校核	审核
12	有无可能改变反应物的相对浓度或操作条件使反应的危险性小一点?						
13	是否存在需要特殊操作程序和方法的物料? 当加料速度、次序是重要的因素时, 可能发生的操作错误是否已经全部研究过? 有无采取预防措施?						
14	开车、停车、事故处理状态下, 反应物料是否会因操作波动或设计不当而引起混合不良、反应物分布不好、热分布不佳导致不希望的副反应、热点发生或反应失控、换热面结垢等危险?						
15	当反应可能失控时, 有无紧急措施? 假如需要复杂的自动控制措施使反应安全进行, 是否有能引起控制失灵的环境? 是否需要富裕的仪表系统?						
16	杂质、循环积累、腐蚀产物产生的危险是否已充分研究过?						
17	异常的气象条件如降雨、冰冻、雷电导致物料发生危险的可能性是否存在?						
18	吹扫、置换、惰性气体停供时能否导致危险结果?						
19	全部高压操作的影响是否已经充分研究过? 危险物料有无可能窜进不处理这些物料或操作压力低的系统中?						
20	生产、储运各阶段的物料存量是否保持在最低可运行水平? 工艺系统及设备中有害物料存量能否减少是否已充分研究过?						
21	生产过程中能否产生粉尘? 所产生的粉尘能否形成爆炸性混合物、加快反应速度或堵塞设备管道? 能否采取措施保证安全?						
22	有无出于吸收空气中水分或其它物料混合而产生危险的物料(如烷基铝)? 在废弃物排放系统中, 有无因某种废弃物能与另外的废弃物发生反应而导致危险? 在有可能形成有害物料的场所(如常压储存含硫烃类的贮罐内部形成硫化铁垢)是否有适当的操作、检修程序和办法?						
23	有无在厂内外运输过程中引起危险的物料? 是否已提出对不稳定化学品的搬运过程的特殊要求, 如防热、防振动及摩擦等?						
24	是否有适当的程序或设施控制催化剂活性或不稳定催化剂引起的危险? 当反应失控时是否加入终止反应的物质的紧急措施?						
25	是否有必须与装置中其它部分隔离的危险反应过程?						
26	如有危险物料泄出时, 能否用人工或遥控设施使装置安全停车? 是否已提出设置可燃气体和有毒气体检测报警系统?						
27	处理有毒物料时是否有妥善措施保护操作人员? 有关泄出有害或有毒物料的法规、标准要求能否全部满足?						
28	是否有适当的耐腐蚀材料构造设备、管道? 有无未解决的防腐问题?						
29	对催化剂的各种特性(包括老化、中毒、分裂、活化、再生等)是否考虑了						
30	有害的排出物是否有妥善处理措施?						
31	原料、产品储存中的安定性如何? 是否会发生自燃、自聚和分解等反应?						
32	原料的补充是否有及时保证? 某种原料如果补充不上有否潜在危险?						
33	发生异常情况时是否有将反映物质紧急排放的措施?						
34	操作指南的编制是否符合安全规定? 操作规定中如投料顺序, 阀门动作顺序等是否有不安全之处?						
35	乙炔、甲基乙炔、乙烯基乙炔等容易自分解爆炸的物质, 系统中组分的分压是否低于自分解爆炸的压力? 精馏塔是否采取了防止此类物质积累的措施?						
36	冷却介质故障会引起迅速超压致使设备爆破或结块堵塞设备的放热反应系统有无备用的冷却介质供应措施?						

①对装置的安全特点作简要说明。

②原料、中间及最终产品以及辅助材料的性质及危害。重点说明对人体和安全生产有危害的物料，其内容应包括物料的简要性质（物理性质和燃烧、毒性、爆炸等化学性质），对人身的危害，在气体中的容许浓度及简要的急救措施。

③生产过程中存在的潜在的危險。

按工序说明生产过程中存在的潜在的危險。表 3-35 是某生产装置生产工序安全分析。

表 3-35 生产工序安全分析表

	工序 1	工序 2	工序 3	工序 4	工序 5
火		x	x	x	x
气体爆炸	x	x			x
粉尘爆炸			x		
自然或内火			x		
毒物排放					x
连续毒物暴露		x			
核辐射			x	x	
严重腐蚀		x	x	x	x
噪声/振动	x				
气味		x			
高温		x			x
低温					
高压		x			
尘埃	x				x
有机物排放	x				x
可燃物产品					x
废液			x		

注：表中“x”表示左侧栏中所列项目有可能产生，设计时需研究考虑。

④建议的安全防护措施及防护用具。主要有如下内容。

a. 消防安全建议。应提出容易发生火灾危险的区域及建议的消防措施。如设置化学消防、消火栓、灭火器等。

b. 通风建议。对有害、有毒气体危害较大的地方，应提出通风的区域、换气的次数，建议的通风形式。

c. 事故照明建议。应提出工厂电源发生事故时，必须设置事故照明的位置。

d. 安全通道建议。一般的安全通道由装置布置专业提出，工艺设计只提特殊要求的安全通道。

e. 安全淋浴及洗眼器设置建议。必要时提出设置安全淋浴及洗眼器的区域建议。

f. 检测和监测建议。需设置可燃气体或有毒气体泄漏的部位。

g. 防护用具建议

④防毒面具。应提出建议的防毒面具的类型，防毒面具存放的地点。

⑤其它防护用具。包括建议使用的防护服、防护手套、胶靴、护目镜等。

⑥防毒、防尘措施。在工艺生产中如发生有毒、尘物料泄漏或散发时，必须考虑消除毒、尘的措施。

其它建议：上述各项建议中尚未包括的其它建议或说明，如对总图布置和装置布置的要求和建议、注意事项。

3.1.16 建议的设备平面布置图

建议的工艺设备布置图是生产装置初步的工艺设备布置图，是供装置布置专业、总图专

业开展工作的主要依据,也是供一些制造周期长、需要提前询价定货的机泵的计算依据。

建议的工艺设备布置图,应包括全部设备的平面布置图、必要时也可画出立面图和工艺生产所需设置的公用物料站,以及其它必要的设施(如安全喷淋洗眼等)的位置。

建议的设备布置图应表明主要设备(应标明设备名称、位号)的相对位置关系,不需标注设备间的距离尺寸。但有特殊要求的设备间的相对位置关系,应注明具体尺寸。

装置内各生产单元(设备)应按“爆炸和火灾危险区”和“非爆炸和火灾危险区”分别进行布置,并考虑防爆间距。

生产单元及单元内的设备一般可按流程顺序布置。对密切相关的生产单元应靠近布置或联合布置。根据流程的要求,应安排好各类设备框架的层高,尽量将较高设备集中布置,相同的几套设备和同类设备布置在一起,设备排列要整齐,避免过紧或过松(应留出检修空间);对排出有害气体和有明火的生产单元应布置在下风向。

建议的工艺设备布置图应绘制出主要的建构筑物的外形,可以标注建议的参考性尺寸。

绘制出生产装置内初步考虑的管廊,并初步确定管廊的柱间中心距离。

建议设备布置图图幅一般采用1号图或0号图,常用绘制比例为1:200,1:50。

工艺设计时,一般有同类或类似生产装置的设备布置图可供参考,仅规模不同、工艺有个别改进和现场条件与现有装置不同时,可对已有装置布置图做一些修改调整后使用,这样建议的工艺设备布置图的内容可适当详细一些。

除了上述应考虑事项外,根据具体情况还应考虑以下问题。

①设备概略布置建议图应在平面图上表示出全部或主要设备;对于多层建、构筑物等厂房,并绘制各层的平面图。

②对于多个房屋的建、构筑物的各层平面图或剖面图,可以绘制在同一张图上,也可单独绘制,均需在各个平面图或剖面图下方注明图的名称。如“100.000平面”,“105.000平面”、“A-A剖视”等。

③有特殊要求的设备标高或高差,应在剖视图上标明具体尺寸。

④设备的平面相对位置有特殊要求的,应在剖视图上标明具体尺寸。

⑤有液封要求的设备,其液封高度在工艺流程图上已经标注了,在平面图上可以不必标注。

⑥设备概略布置建议图上的设备只需绘出简单的外形;对于外形较为复杂的定型设备,如压缩机、泵等,可绘制出基础外形;对于同一位号的设备,设备台数为三台或多于三台时,可绘制出首末两台的外形,其余以设备中心线表示,并将同一位号的设备用双点划线方框框出(包括平面图和剖面图)。

⑦各设备的外形尺寸可根据工艺数据表中的尺寸按比例绘制。如果在绘制此图时,设备尺寸尚未经有关专业确认或还未拿到厂家的最后设计图纸,所画外形及标注的尺寸只能是参考性的。

⑧同一设备穿过多层楼板时、在平面图上,各层均须标出设备名称和位号,在各剖面图上只注设备位号。

⑨各层平面图都是以上一层的楼板下的水平剖切的俯视图。

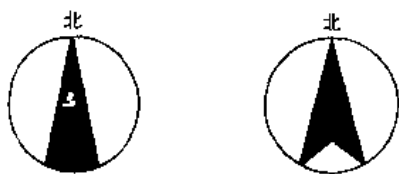
⑩设备名称和设备位号的标注方法:在粗横实线的上方写设备位号,粗横实线的下方写设备名称。设备名称和设备位号写在对应设备的外形旁边;属于同一位号的多台设备,在对应设备的位号右侧下方用小写英文字母a、b、c、d、e等连续标注。



⑪对于一些大型的定型设备如压缩机等,要等机泵专业选定机组后才能确定外形尺寸,在工艺专业绘制建议的设备布置图时只能按估计的外形尺寸绘制;等机泵专业选定机组后拿到准确的外形尺寸后再由安装专业修改新版的设备布置图。

⑫在工艺专业绘制建议的设备布置图时,控制室和操作室只在平面图上表示它们的相对位置,不注明具体尺寸。

⑬如果有多张平面图,可在每个平面图上绘制设计北的标图,也可只在 100.000 平面上绘制设计北的标图。设计北的表示方法有如下两种:



⑭需要有墙的框架结构或混合结构,其墙用单的粗实线表示,建、构筑物的结构形式建议采用必要的文字说明。

### 3.1.17 操作指南

操作指南是工艺包设计的一个主要内容,它是为装置开工及正常生产、事故处理等各种操作时应注意问题做出的总说明;是装置生产单位编写操作规程的主要依据。操作指南应说明生产装置包括的单元和每一单元的主要生产工序和基本原理,以及所需的设备。一般应包括如下内容。

#### (1) 概述

首先要简要介绍本装置的生产原理、原料和产品的名称和特性。

①装置操作的危险性和安全规程。列出生产所用危险品,对每一种危险品分别列出燃烧爆炸危险性、包装与贮运、健康危害性、急救与防护措施、泄漏处置。

②推荐的主要安全设备。根据生产装置所用危险品,列出需配备的安全设备,如:携带式空气呼吸器、携带式自动空气呼吸器、防毒面具、淋浴器和洗眼器、灭火器、安全帽、手套、眼镜等。

#### (2) 工艺流程说明

按流程的顺序分单元详细叙述本装置的工艺流程,叙述设备时要说明每个设备的名称和位号;要清楚地介绍每股物料的来处和去向,并附上全流程的流程图。

①工艺原理。对含化学反应的单元要列出反应式,说明反应原理。并说明反应温度、压力、以及偏离反应条件后的反应趋势。

#### ②工艺说明

a. 说明本装置的整个工艺过程和每一工艺过程的作用。

b. 列出各个生产单元的生产条件,说明实现生产条件的设施。

#### (3) 原料及公用工程技术规格

①说明催化剂性能及催化剂的来源、反应条件(如温度、压力、空速等)。

②生产原料的名称、规格和控制指标。

③其它化学品的名称、规格和控制指标,及其它们的用途和消耗量。

④分别说明各类公用工程的名称、规格及其它要求。

#### (4) 产品质量控制指标

要详尽说明各个产品的名称、质量控制的全部有关指标及其分析化验的标准方法。

#### (5) 工艺的控制指标及控制方法

这一部分主要说明各个主要设备的工艺控制指标,如温度、压力、流量、液面的控制指标或控制范围。还要说明实现以上控制指标的方法及原理。

### (6) 开停工步骤

按单元说明开车步骤。

分析取样要求,分单元按表 3-36 列出。

表 3-36 分析取样点一览表

序 号	取样地点	取样次数	分析要求

### (7) 操作中不正常现象和采取措施

按单元叙述操作中的不正常现象和采取的措施。如对精馏塔而言,在什么条件下会出现泛塔,如何处理泛塔的措施;对反应器而言要说明如何处理超温、超压的措施;对离心式压缩机而言要说明如何处理“飞动”现象的措施等等。

①正常停车步骤。按单元叙述正常停车过程。

②事故停车方法。按动力事故、蒸汽事故、冷却水事故、仪表风事故、氮气事故等分别说明必须遵循的紧急措施。

### (8) 报警联锁系统

应列出报警联锁一览表(表 3-37),并说明联锁的动作原则和控制数据,重新开车步骤。

表 3-37 报警联锁一览表

序号	联锁对象	仪表位号	单位	控制范围	报警值	联锁值	控制状态	
							正常	事故
1	冷凝器出口温度	TA-104	℃	< 50	50	55	开	关
2	回流罐液位	LICA-112	%	20 - 60	80	90	开	关
3	地下罐液位高	LA-102	%	< 60	60	80	泵 GA-121 自动启动	
4	地下罐液位低	LA-102	%		20	20	泵 GA-121 自动关闭	
5	复位按钮	PB-101R						

## 3.2 工艺包设计的工作程序

前面讲述了一个工艺包的内容范围和深度要求,使我们知道了石油化工工艺包的含义,也明确了制作工艺包时的技术要求和规定。下面就工艺专业设计人员如何完成一个工艺包设计的工作程序作进一步的阐述。

### 3.2.1 工艺包设计阶段的主要工作程序

#### (1) 设计前期的工作

①根据合同及公司的安排,参加项目建议书、项目可行性研究报告的编制工作。承担有关工艺部分的研究、并编写相应文件。

②根据公司的安排,参加项目报价书、投标书技术文件的编写,承担有关工艺部分的研究并编写相应文件,参加有关投标书的技术内容介绍、合同谈判、编写有关合同附件。

③根据公司的安排,参加引进技术项目的询价书编写,对投标书的研究讨论(评标),合同谈判以及合同技术附件研究讨论。

④大中型石油化工厂或联合装置需要进行总体规划设计时,对有关项目提出可供总体规划参考的设计条件。

#### (2) 工艺包设计的工作

①进行主流程的工艺计算，完成全流程的模拟计算，即完成物料平衡和能量平衡的计算工作；提出主流程工艺流程图（PFD）。

②在物料平衡计算的基础上完成初步的设备表、主要设备数据表和建议的设备布置图。

③在能量平衡计算的基础上提出公用物料及能量的规格、消耗定额和消耗量。

④提出必需的辅助系统和公用系统方案，并进行初步的计算；提出初步的公用物料流程图（UFD）。

⑤提出污染物排放及治理措施。

⑥编制重要设备和材料清单。

⑦进行初步的安全分析。

⑧进行设备布置研究和危险区划分的研究。

⑨其它专业针对设计目标、范围进行项目研究、设计定义、投资分析（包括人工时估算）、进度计划等。

⑩完成供各专业做准备和开展工作作用的管道及仪表流程图（0版PID）。

如果是由第三方（专利商）提供工艺包，则工艺设计阶段的主要工作包括：

①研究并消化第三方提供的工艺包和执行的标准。

②考虑工艺包中对主要系统的要求，提出必需的辅助系统和公用系统方案，提出初步的工艺流程图（PFD）。

③准备基础工程设计的设计条件、内容、要求和设计原则，编制设计统一规定、明确执行标准。

④编制工程规定和规定汇总表，并提交用户批准。

⑤初步的安全分析。

⑥编制项目设计数据和现场数据。

⑦编制重要设备和材料清单。

⑧完成供各专业做准备和开展工作作用的管道及仪表流程图（0版PID）。

简言之，在第三方（专利商）提供工艺包时，工艺设计工程师的任务是将专利商的文件转换为工程文件，发表给有关专业开展设计，并提供用户审查。

通常的工作程序是先编制初步工艺流程图并送用户审查、认可。接着就要编制并发表在项目实施初期即需采购的关键工艺设备的技术规格书和数据表，提出请购单及询价文件。随后再制定有关公用系统和环保系统的设计原则。

在此阶段还要对装置的综合经济评价、技术指标、质量要求和费用控制作出规定，对项目的整个进度作出具体计划；编制初期控制估算。

工艺设计内容，根据工艺生产特点或具体的不同，其包括的内容也有不同程度的差异。对于成熟的工艺包，可以和基础工程设计阶段适当交叉。

### 3.2.2 工艺专业完成设计条件的步骤

（1）应提交给工艺专业的设计条件

在工艺包设计阶段，项目经理应提供给工艺专业的条件和资料：a. 项目建议书；b. 可行性研究报告；c. 装置总平面布置图；d. 专利文件及专有技术资料；e. 各专业设计统一规定；f. 开工报告；g. 开工会议纪要；h. 合同文件。

在本阶段工艺专业应提交给项目经理的条件和资料：

①安全和工业卫生状况表

②用电条件表

- ③爆炸危险区域划分条件表
- ④软水及脱盐水条件表
- ⑤蒸汽及冷凝水条件表
- ⑥给排水条件表
- ⑦水消防条件表
- ⑧装置空气条件表
- ⑨仪表空气条件表
- ⑩氮气条件表
- ⑪氧气条件表
- ⑫用冷条件表
- ⑬高架源排放废气条件表
- ⑭无组织排放废气条件表
- ⑮废渣(液)条件表
- ⑯其它污染条件表
- ⑰化验分析条件表
- ⑱加热炉条件表
- ⑲原料、燃料、产品、副产品、催化剂、化学品条件表
- ⑳定员表
- ㉑工艺管道使用条件表
- ㉒各类工艺设备数据表
- ㉓各类工艺设备表
- ㉔PFD及UFD
- ㉕建议的工艺设备布置图
- ㉖可燃气体检测点布置图

## (2) 消化设计文件、确定设计基础

①所采用的工艺技术路线及其依据, 装置的年设计生产能力, 年操作小时数及装置操作弹性等。

②原材料、辅助原料、催化剂、化学品的规格要求及界区条件。

③产品、中间产品及副产品的规格(产品牌号、规格、性能等)要求。

④产品方案及产品性能。

⑤公用物料的各项规格要求及界区条件(温度、压力等)。

⑥提出原材料、辅助原材料、催化剂、化学品、工艺过程中公用物料的消耗定额及副产品产出定额(预期值)。

⑦提出工艺过程排出物(气体、液体、固体等)排放源、排放数量及其组成。

⑧编写工艺安全生产和职业卫生要求。

⑨提出工艺操作所需定员。

## (3) 准备设计条件

①进行全流程的物料平衡及热量平衡计算。应进行必要的方案比较、选择, 并考虑适当的操作弹性(全流程的操作弹性及某些重要工段的操作弹性)。

②绘制工艺流程图(PFD), 应表示出工艺生产过程中的主要设备、主要工艺物流、重要控制方案、主要操作参数、换热设备的热负荷、特殊阀门等。还应绘制与工艺过程关系密切的公用物料流程图(UFD)。

③编制物料平衡表, 应表示主要工艺物流的有关数据, 如流量、组成、温度、压力、平均分子量及物料的重要物理性质(密度、粘度等)。

④编写工艺说明, 按工艺流程顺序详细说明生产过程, 应包括有关的化学反应及其机理、操作条件、主要设备的特点、重要的控制方案等。

⑤进行主要设备的工艺计算, 包括反应器、容器的工艺计算等; 塔器的工艺计算、换热设备的热负荷计算。

⑥在设备专业人员协助下, 编制工艺设备表和反应器、搅拌器、容器的工艺设备数据表, 编制机泵及其它特殊设备工艺数据汇总表。

⑦向仪表专业提出主要控制及联锁方案的初步要求, 工艺介质的物性及操作参数, 以便

仪表专业开展设计工作。

⑧向电气专业提出工艺介质有关物性数据、操作参数等，以便电气专业编制危险区域划分图。另外还需提出工艺对电气系统的要求，如对电机自启动的要求等。

⑨工艺专业人员负责绘制，并向总图、布置、电气等专业提供建议的工艺设备布置图。

⑩向配管材料专业提出工艺管道使用条件表，提供工艺介质的特性（易燃、易爆、有毒、腐蚀、渗透、溶解性、粘滞性、浆液等），操作参数（最高、最低温度、最高压力或真空度等）等条件，以便材料专业编制特殊管道材料等级表。

⑪向分析专业提出分析化验条件表。

⑫编写生产操作和安全规程要领（指南）。

⑬收集、整理与工艺有关的科研报告及专利文件。

⑭编制物性数据手册。

### 3.2.3 工艺包阶段工艺专业的条件关系

在工艺包设计阶段，有关专业提供给工艺专业的条件和资料见下表。

提出条件专业	条 件 名 称	往返关系	备 注
仪表专业	仪表专业确定的工艺流程图（PFD）	返回条件	确认控制方案
设备专业	设备专业返回的工艺设备表	返回条件	补充有关内容
其它专业	设备、配管、仪表专业返回的设备数据表	返回条件	补充有关内容

在工艺包设计阶段，应由工艺专业提交（或返回）给其它专业的条件和资料见下面的关系表，提给工艺系统专业的条件在基础设计阶段提出。（当总体规划设计为外单位时，应向外单位提的条件在备注栏中标有\*号，这些条件表先提交设计经理，由设计经理汇总后提出；其它条件表提给本单位的相关专业）

工艺包阶段工艺专业的条件关系表

序号	条 件 名 称	接受条件专业	往返关系	备注
1	安全和工业卫生状况表	工艺系统、环保		
2	测量和控制系统条件表	工艺系统、仪表		
3	程序控制装置条件表	工艺系统、仪表		
4	用电条件表	工艺系统、电气		①
5	爆炸危险区域划分条件表	工艺系统、电气		
6	电气控制联锁条件表	工艺系统		
7	电加热条件表	工艺系统		
8	软水及脱盐水条件表	工艺系统、热工		①
9	蒸汽及冷凝水条件表	工艺系统、热工		①
10	给排水条件表	工艺系统、给排水		①
11	水消防条件表	工艺系统、给排水、总图		①
12	装置空气条件表	工艺系统		①
13	仪表空气条件表	工艺系统		①
14	氧气条件表	工艺系统		①
15	氮气条件表	工艺系统		①
16	用冷条件表	工艺系统		①
17	化验分析条件表	工艺系统、分析		①

续表

序号	条 件 名 称	接受条件专业	往返关系	备注
18	高架源排放废气条件表	工艺系统、环保、总图		①
19	无组织排放废气条件表	工艺系统、环保、总图		①
20	废渣(液)条件表	工艺系统、环保、总图		①
21	其它污染条件表	工艺系统、环保、总图		①
22	加热炉条件表	工艺系统、工业炉		
23	原料、燃料、产品、副产品、催化剂、化学品条件表	工艺系统、分析、建筑、总图、工程经济		①
24	定员表	工艺系统、给排水、建筑、总图、暖通空调、工程经济		①
25	工艺管道使用条件表	工艺系统、管道材料		
26	工艺设备表	工艺系统、配管、容器、机泵		
27	各类工艺设备数据表	工艺系统、容器、配管、仪表		
28	泵工艺数据汇总表	工艺系统、机泵		
29	压缩机、鼓风机类工艺数据汇总表	工艺系统、机泵		
30	PFD及UFD	工艺系统、仪表		
31	建议的设备布置图	配管、环保、热工、给排水、仪表、电气、电信、建筑、总图		①
32	可燃气体检测点布置图	工艺系统、配管、电气、仪表		①

①与配管专业共同完成。

### 3.3 过程能量综合设计

#### 3.3.1 概述

##### (1) 能量综合设计的意义

石油化工是资源密集和能量密集型工业。石油化工工业产品成本  $C$  的构成中, 原材料即石油或其加工产物费用  $M$  占主要部分; 另一部分即加工费  $O$ , 由设备费  $O_d$ 、能耗费  $O_e$  和包括工资、管理费等的其它费用  $O_c$  构成, 可用下式表示:  $C = M + (O_d + O_e + O_c)$ 。在相当大一部分石油化工产品的加工费  $O$  中, 能耗费  $O_e$  可占到  $1/3 \sim 1/2$  或更多。因此, 在经济全球化、市场日益国际化、信息化的时代, 当原材料和同样质量规格的产品价格趋向一致时, 竞争力的强弱主要就表现在降低成本中的加工费, 特别是能耗费的能力上。

降低成本费用的措施, 固然包括能源管理, 制度, 宣传, 培训, 操作和运行中的节能等方面的内容, 但最主要的还在于工艺设计。这包括新建装置和改造装置的工艺设计, 装置和全厂的工艺设计。乙烯和合成氨装置的能耗从 20 世纪 70 年代的 1000kg 标油/t 产品, 降低到 20 世纪 90 年代的 600kg 标油/t 左右, 便是典型的例证; 也是激烈的竞争, 促进能量综合设计技术进步的结果。有时能量综合技术会成为一项石油化工生产工艺的生命线。因此要引起每个石化工艺设计师的重视, 采取认真、慎重的科学态度来对待能量综合的工艺设计。

另一方面, 实施可持续发展战略, 保护资源和环境是全人类共同的任务。能量综合设计可大量节约宝贵的石油资源, 同时也减少了燃烧产物对环境的污染。把能量综合的工艺设计做好不仅是节省能耗的事, 而且还是保护环境造福人类的大事。

##### (2) 过程能量综合(集成)的基本概念

石油化工过程系统是众多单元过程设备同时由物料、能量、信息三个流联结而成的。由原料到产品的物料流程是基本的, 已为人所熟悉。还有一个能量由供入到排出至环境的能量流程(能量守恒定律!)。掌握和设计好能量流程, 也是工艺设计师的职责。你的设计做得

好,你要求的公用物料就会少,投资也不会增加。——这就是能量综合或能量集成(process integration)的概念。

以下是对能量综合基本概念의通俗和扼要的介绍。较具体的说明,在本节各部分中给出。

①构成石油化工系统的各个单元过程,莫不是能量和质量的转换或传递过程。

②能量有数量和质量两个属性。能量的质量(或品位)是由它的作功能力或它所具有(或称有效能)的多少来量度的。高温的热能具有的烟多,品位高,低温的热能具有的烟少,品位低。

③推动一切过程的进行,并以自身的损耗为代价。例如,1atm, 100℃水蒸气冷凝的热1GJ/h传递给13at, 40℃丙烷使其汽化,这是一个传热过程。热能的数量在传递中没有变,但质量(品位)降低了,损耗了。这个损耗,体现为 $100 - 40 = 60^\circ\text{C}$ 的温降或传热温差,便是传热过程的推动力。

④如果有一个60℃的热源,也能令丙烷在40℃汽化;此时热能温降只有20℃,损耗相应也减少了,这就是节能。但另一方面,因传热温差减小,传热面积要相应增加,这要增加设备投资。经济上是否合算,需要权衡。这就是换热过程的能量综合优化设计。分馏塔的塔板数-回流比的权衡也是同样的道理。

原则:节能的尺度不是损耗愈低愈好,而是耗费加设备费的总费用最小为好。

⑤大部分石油化工过程系统中需用热能的地方很多,用热温度有高有底,温域分布颇宽。所以,既然用能是用其质而非用其量,热能便可以多次利用,先在高温,后在低温。——关键在于多个热源和热阱之间的优化匹配。

⑥工艺设计师不仅要负责在每个单元过程设备的上述权衡中作出经济效益最好的优化选择,而且要负责能量(特别是热能)在整个系统中的利用匹配方案的优化。——这便是能量综合设计的主要任务。

⑦能量综合设计优化,须服从多方面的工程约束并与之协调:质量、安全、环保、开停工,及因市场和季节变化而要求的生产条件的柔性。协调的目标:经济效益。

⑧能量综合设计的原则应当体现在各种类型的设计任务中:新装置(工厂)设计、现有装置改造、总流程调整、扩产脱瓶颈、新产品新工艺的工业化开发等等。

### (3) 能量综合设计技术的现状和发展趋势

传统的石油化工设计,基本上依靠设计师的经验和技巧。近年来,虽然流程模拟软件的应用,代替了手工的工艺计算,但设备参数的选定,流程组合方案的取舍,仍多依赖设计师个人的经验和技巧。这种局面,在今后若干年内,首先在能量综合设计方面,将会逐步改变——从经验和技巧上升为技术和科学。这不仅是研究开发(R&D)者的责任。每个设计师都可作出贡献。兹将目前已在应用的技术介绍如下。

①计算机辅助设计软件 换热网络合成软件。国内外已有多个商业化或已实用的软件。运用它们可在相当程度上提高热能回收利用效率和降低能耗及投资费。ASPEN Tech. 的 ADVENT, SimSci 公司的 HEXTRON, Linhoff March 的 SUPERTARGET; 国内 LPEC, BPD1 (北京石油设计院) 的软件, 广州过程能量综合工程研究中心 (PICGZ) 的 ODHEN, 青岛化工学院的 HENS 等, 均有用例。

国标系列换热器(包括各种强化传热管型技术)单台优化软件。选型软件 HEADO, 可给出满足给定条件下总费用最小的换热器型号;并可列出所有满足给定条件、总费用接近最

小的各种型号。此功能极有利于改造设计中换热器的利旧 (PICGZ 及 LPEC 均有开发)。

换热网络模拟软件、柔性分析软件。可供模拟或核算已设计出的 (或现有的) 换热网络在各种不同的操作条件下的运行状况 (PICGZ 和青岛化工学院、清华大学等)。

过程用能分析或能量流程模拟分析 (PEFSA) 软件。ASPEN PLUS 和 PRO/II 都已具有单元设备分析功能。正在开发的 PEFSA 利用人工智能将它们接物料流程模拟计算结果转换并接能量流程给出分析归纳。

②局部最优化技术和软件的开发 给定分离精度的分馏塔回流比 (再沸器、冷凝器能耗) 与塔板的权衡 (有时包括塔底或顶产品), 是典型的局部能量综合优化问题。设计师可以运用任何一种模拟软件, 计算出若干个设计点, 绘出如上图的曲线, 确定最优设计点  $R_{opt}$ 。基于模拟的、能给出类似结果的优化设计软件 (包括如管道直径和保温厚度的优化设计软件等), 将会陆续商用化。

③柔性设计方法 (技术) 传统设计要求给定确定的设计条件。市场竞争要求所设计的装置或工厂对加工量、原料、产品质量规格等方面的变化有相当幅度的适应性或柔性, 且又不增加很多投资。这就需要开发柔性设计技术。目前是研究开发的热点之一。

④能量综合优化设计方法——计算机集成设计支持环境 对于作为石油化工设计的科学和技术基础的过程系统技术, Westerberg 在“化工前沿”一书第八章中曾有一段叙述: “如何选择优化了的单元设备及其间的连结关系来组成一个化工过程系统, 从给定的原料生产一定的产品, 在最少的总费用和最小的环境污染条件下安全地生产, 并在运行中采取和保持最优的操作条件”。必须指出: 这样定义还不够, 还应加上“通过科学、定量的管理和运营, 保证在不断变化的各种市场和其它外部条件下, 都能获得该条件下符合经济、社会可持续发展目标的最大效益”。

过程系统技术的设计层面, 主要包括两个部分。一是过程合成 (Process synthesis), 任务是在已经实验研究成功的工艺方法、路线的基础上选择单元过程设备、组成物料流程。一是过程能量综合或称“过程整合”或“能量集成” (Process integration), 其任务是在已合成初步物料流程的基础上通过能量的优化利用和能耗与设备费的权衡和全局用能优化匹配, 实现上述最大效益的目标。

过程合成因不同产品工艺千差万别, 尚难概括出共性的规律。过程能量综合则因能量推动过程的共性本质而可提炼出普遍的策略方法。目前已初步形成系统并正在发展完善的有夹点分析和三环节方法两者, 将在随后各节介绍。

由于石油化工过程系统的复杂性, 以总体优化为目标的能量综合设计技术, 无论是在建模、模拟和优化各层面上都难以用一般的数学方法来完成, 而需运用不断发展的信息科学和技术, 包括各种人工智能方法和新的算法。一个计算机集成能量综合优化设计支持环境将在不久的将来得以实现。

#### (4) 能量综合优化是设计师的创新舞台

设计工作属于系统技术, 它建立在工艺技术和设备技术的基础之上。设计师不可能研究开发新的工艺方法、路线, 也不可能去研究新的反应、分离、传热等单元设备强化技术和设备。但是, 在不断创新的工艺技术和设备技术基础上, 利用系统技术, 特别是能量综合这个舞台, 设计师可以进行不断的、有声有色的创新。烃类水蒸汽裂解制乙烯装置分离过程系统二十多年来的不断改进, 提供了一个生动的例子。

能量综合的科学技术愈发展, 计算机集成设计支持环境愈完善, 这个舞台给设计师提供



的创新条件愈宽广；设计师也愈能更好地运用工艺、设备技术的最新成果，甚至向它们提出新的开发课题。永远不会出现一旦输入数据计算机就自动绘出最优化设计结果的局面。

### 3.3.2 夹点分析法及其在过程能量综合中的应用

本节介绍的夹点分析法是由原英国曼彻斯特大学理工学院 (UMIST) 教授 B. Linnhoff (已于 1995 年辞职专任 Linnhoff March 公司总裁) 领导下的研究小组在 Huang 与 Elshout 及 Umeda 等分别于 1976 和 1978 年提出的夹点 (Pinch) 和复合线 (Composite Curve) 概念基础上发展起来的。我国学者对夹点分析的发展也做了贡献。这是过程能量综合领域中一种实用方法。起先一直称为夹点技术 (Pinch Technology)，到了 1993 年，Linnhoff 本人改称夹点分析 (Pinch Analysis)。

夹点分析法的最大特点是它的简便、实用、面向工程，易于学会和掌握。此外，它强调工程人员在对问题和目标充分理解的基础上作出决定。夹点分析法包括两方面的内容：用于换热网络合成的夹点技术；整个过程系统能量集成的夹点分析法。

#### 3.3.2.1 换热网络合成的夹点技术 (Pinch Technology)

以下介绍给定夹点温差时换热网络的夹点分析和试探法合成技术。

##### (1) 基本概念

①冷流、热流。需要被加热的工艺物流称为冷流，其温度一般升高即初始温度低于目标温度；而要被冷却的工艺物流则称为热流，热流的初始温度一般高于目标温度。

②热容流率  $C_p$  (Heat Capacity Flowrate)。热容流率是指工艺物流单位时间每变化 1K 所发生的焓变，定义如下。

$$C_p = \frac{dH}{dT} \approx \frac{|\Delta H|}{|T_u - T_l|}$$

$$\approx c_p \times G \quad (\text{对无相变物流}) \quad (3-12)$$

式中  $C_p$ ——热容流率，W/K 或 kcal/h.K；

$c_p$ ——比热容，J/kgK 或 kcal/kg.K；

$G$ ——质量流率，kg/s 或 kg/h；

$H$ ——焓流率，W 或 kcal/h。

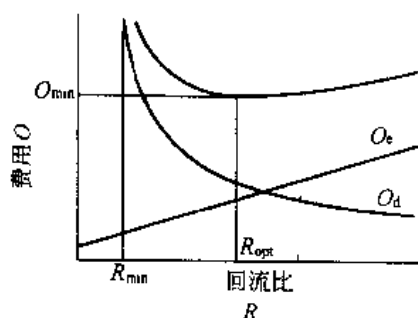


图 3-4 精馏塔优化曲线

热容流率可理解为温焓图 ( $T-H$  图) 上工艺物流焓随温度变化曲 (直) 线的斜率的倒数，如图 3-4 所示，物流的  $C_p$  越大、其在  $T-H$  图上越平。

③最小接近温差 (夹点温差，Minimum Temperature Approach)  $\Delta T_{min}$ 。单个换热台位在  $T-H$  图上表示如图 3-5 所示。对单个换热台位而言，换热的冷、热流冷端和热端温差中较小者，称接近温差。对一个换热网络而言，所有换热台位的接近温差中的最小值称为最小接近温差，也称夹点温差。

##### (2) 复合线 (Composite curve)

一个待优化的换热网络在  $T-H$  图上可用冷、热流复合线来表示。所谓复合线，就是将多个热流或冷流的  $T-H$  线复合在一起的折线，如图 3-6 所示。复合线是换热网络优化合成的“夹点技术”中的一个重要工具。

下面以两个冷流为例说明复合线的绘制方法。图 3-7 中 AB、CD 分别为冷流 C1、C2 的

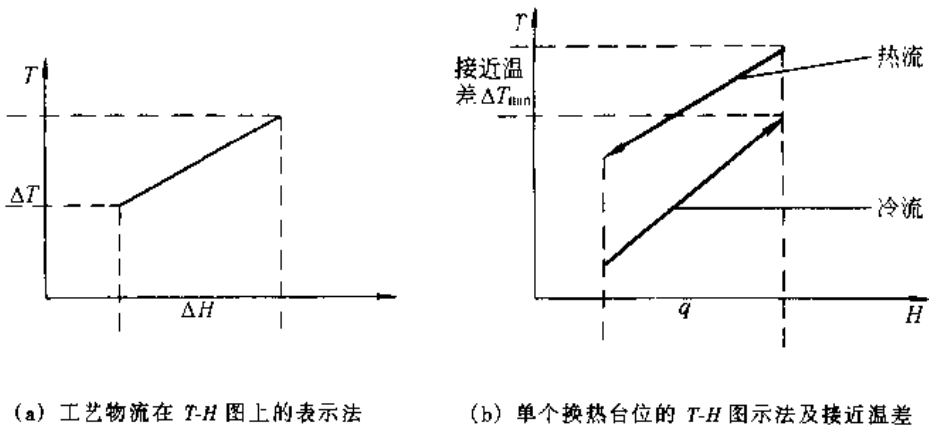


图 3-5  $T-H$  图

$T-H$  线（箭头向上表示冷流、向下则表示热流），将单个物流的  $T-H$  线按初始温度由低到高顺序、首尾相接排列，对公共温度区间内的两物流  $T-H$  线  $EB$ 、 $CF$  按力学中的求合力“四边形”法则画出两物流的“合力”线，于是就得到了两个冷流的呈折线状复合线  $AEDF$ 。类似地，可以画出多个冷（热）流复合线。

(3) 夹点、给定夹点温差时的最小公用工程消耗

将冷、热流的复合线画在一个  $T-H$  图上，热流的复合线一定要位于冷流的上方。如沿横坐标（ $H$ ）左右移动两条复合线，可以发现总有一处两条线间垂直距离（物理意义为传热温差）最短（如图 3-8 所示），该处即称为“夹点”，也有人称其为“窄点”。当夹点处的传热温差等于给定的夹点温差  $\Delta T_{min}$  时，冷、热流复合线的高温段在水平方向未重叠部分投影于横坐标上的一段即为对应于给定  $\Delta T_{min}$  下的最小热公用工程消耗  $Q_{hu,min}$ ；而两者低温段未重叠部分则为给定  $\Delta T_{min}$  下的最小冷公用工程消耗  $Q_{cu,min}$ ，而两条复合线沿横轴方向重叠部分就是最大热回收量；如图 3-8 所示。

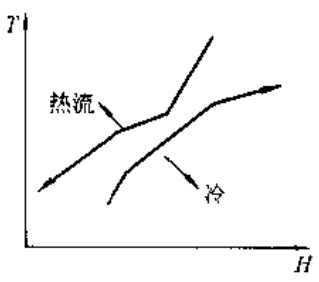


图 3-6 复合线示意图

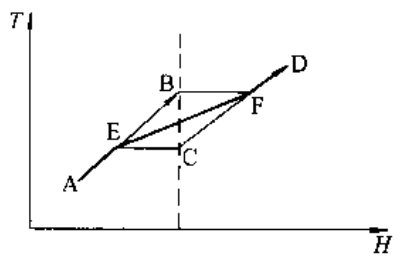


图 3-7 复合线的绘制法

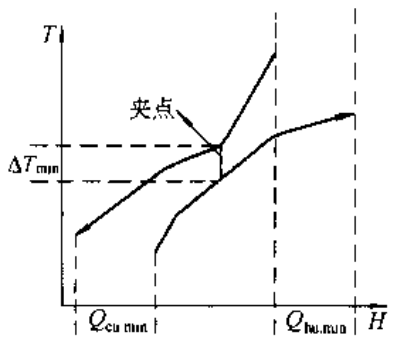


图 3-8 夹点与最小公用工程消耗示意图

在  $T-H$  图上用复合线来求夹点位置和最小公用工程消耗直观，但不精确。Linnhoff 等提出了解题表格法（Problem table）来求解给定夹点温差下的夹点位置和最小公用工程消耗。

**例 3-1** 一换热系统包括两个冷物流和两个热物流，其数据列于下表中。给定夹点温差  $\Delta T_{min} = 20^\circ\text{C}$ 。求最大热回收的换热网络。

实例 3-1 的物流数据

物流标号	热容流率 $C_p, \text{kW/K}$	初始温度 $T_s, ^\circ\text{C}$	目标温度 $T_t, ^\circ\text{C}$	热负荷 $Q, \text{kW}$	物流标号	热容流率 $C_p, \text{kW/K}$	初始温度 $T_s, ^\circ\text{C}$	目标温度 $T_t, ^\circ\text{C}$	热负荷 $Q, \text{kW}$
H1	2.0	150	60	180.0	C1	2.5	20	125	262.5
H2	8.0	90	60	240.0	C2	3.0	25	100	225.0

注：物流标号中，H 指热物流，C 指冷物流。

应用解题表格法及华南理工大学开发的换热网络优化合成软件 ODHEN 可得出本装置在  $\Delta T_{\min} = 20^\circ\text{C}$  时的最小公用工程消耗和夹点温度分别为  $Q_{\text{hu}, \min} = 107.5\text{kW}$ ， $Q_{\text{cu}, \min} = 40\text{kW}$ ，夹点温度  $T_p = 80^\circ\text{C}$ （夹点热流温度为  $90^\circ\text{C}$ 、冷流温度为  $70^\circ\text{C}$ ），即该实例的夹点是由热流 C2 确定的。本实例的冷、热流复合线如图 3-9 所示。

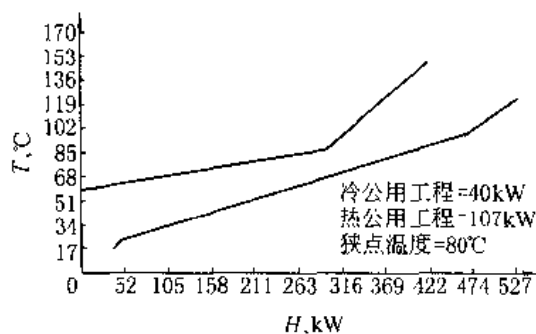


图 3-9 实例 3-1 的复合线

实例 3-2 的工艺物流数据

物流名(号)	$T_s, ^\circ\text{C}$	$T_t, ^\circ\text{C}$	$q, \text{kW}$	$C_p, \text{kW}/^\circ\text{C}$
H1 (减渣)	380	130	14973	59.89
H2 (减三线)	345	65	2131	7.61
H3 (常三线)	320	70	2043	8.17
H4 (减二中)	300	200	3877	38.77
H5 (减二线)	300	60	5177	21.57
H6 (常一线)	260	35	5119	22.75
H7 (常一中)	225	165	3475	57.91
H8 (常一线)	180	50	1275	9.81
H9 (部分常顶油气)	110	65	1107	24.62
C1 (原油)	46	220	22244	127.8
C2 (初底油)	210	360	23345	155.6

**例 3-2** 某原油预热系统的物流数据如下表所示，给定夹点温差  $\Delta T_{\min} = 15^\circ\text{C}$ 。

应用换热网络优化合成软件 ODHEN 可得出本装置在  $\Delta T_{\min} = 15^\circ\text{C}$  时的最小公用工程消耗和夹点温度分别为

$Q_{\text{hu}, \min} = 8328.5\text{kW}$ ， $Q_{\text{cu}, \min} = 1916.4\text{kW}$ ，夹点温度  $T_p = 217.5^\circ\text{C}$ （由冷流 C2 决定）

其复合线图如图 3-10 所示。

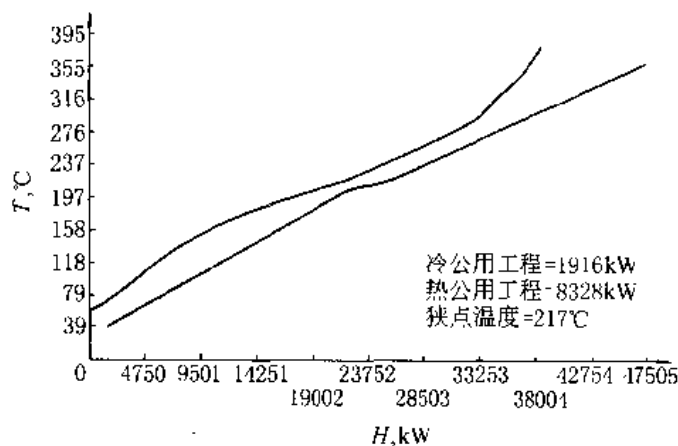


图 3-10 实例 3-2 的复合线

上述绘制复合线、用解题表格法求夹点及最小公用工程消耗由人工完成仍然很麻烦，特别是对实际大型工程设计问题。现已有很多现成的工具软件可以完成这些工作，如华南理工大学开发的换热网络优化合成软件 ODHEN 就有这些功能；国内其它工程公司或设计院（如

原北京炼油院、洛阳石化工程公司) 也开发了相应的软件, 国外也有一些软件如 ADVENT、HEXTRAN 都能进行夹点技术计算。

(4) 夹点的意义

夹点将换热网络分解为两个区域, 热端——夹点之上, 它包括比夹点温度高的工艺物流及其间的热交换, 只要求公用设施加热物流输入热量, 可称为热阱 (Heat Sink); 而冷端包含比夹点温度低的工艺物流及其间的热交换, 并只要求公用设施冷却物流取出热量, 可称为热源 (Heat Source)。当通过夹点的热流量为零时, 公用设施加热及冷却负荷最小, 即热回收最大。

夹点技术三个基本原则, 其推导思路见图 3-11: a. 不通过夹点传递热量; b. 夹点以上的热阱部分不使用冷公用工程; c. 夹点以下的热源部分不使用热公用工程。

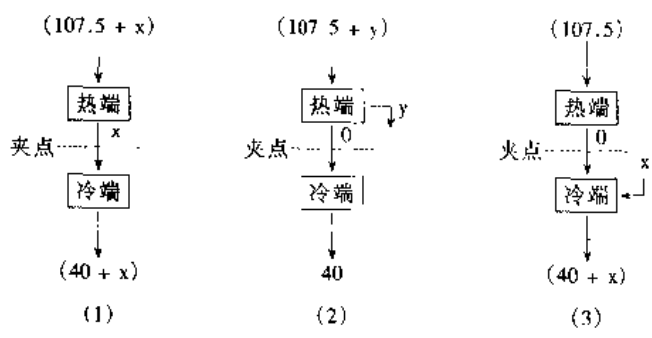


图 3-11 三种情况

- (1) 热流通过夹点;
- (2) 热阱有公用设施冷却时;
- (3) 在热源有公用设施加热时

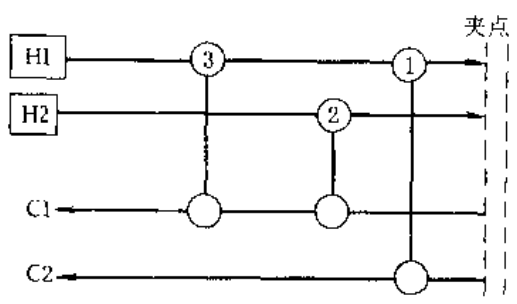


图 3-12 夹点换热单元示意图

(1、2 为夹点换热单元; 3 为非夹点单元)

为得到最小公用设施加热即冷却负荷 (或达到最大的热回收) 的设计结果, 应当遵循上述三条基本原则 (也称金规则)。这三条设计金规则不只局限用于换热网络, 也同样适用于热-动力系统, 换热-分离系统以及全厂的能量综合优化问题。

(5) 物流匹配夹点设计法

夹点设计法是在求出了最小公用工程消耗的基础上, 设计出能实现最小公用工程消耗目标的换热网络匹配结构的方法。

①夹点处匹配的可行性准则。夹点处冷、热流的匹配是夹点设计的重点, 该处的换热单元称之为夹点换热单元。图 3-12 中所示的换热单元出入口两侧中至少有一侧等于最小温差, 所以称为夹点换热单元, 其它换热单元冷热端温差都大于最小温差称为非夹点换热单元。由上述三条基本原则, 可推导出夹点换热单元的物流匹配应符合的三条准则如下。

准则一 工艺物流 (包括分流) 数准则

对热阱部分夹点处的匹配必须满足以下不等式 (其解释见图 3-13)

$$N_H \leq N_C \tag{3-13}$$

式中  $N_H$ ——热流及其分流数;

$N_C$ ——冷流及其分流数。

热源部分夹点处的匹配必须满足下式

$$N_H \geq N_C \tag{3-14}$$

本准则可指导夹点匹配物流是否需要分流。

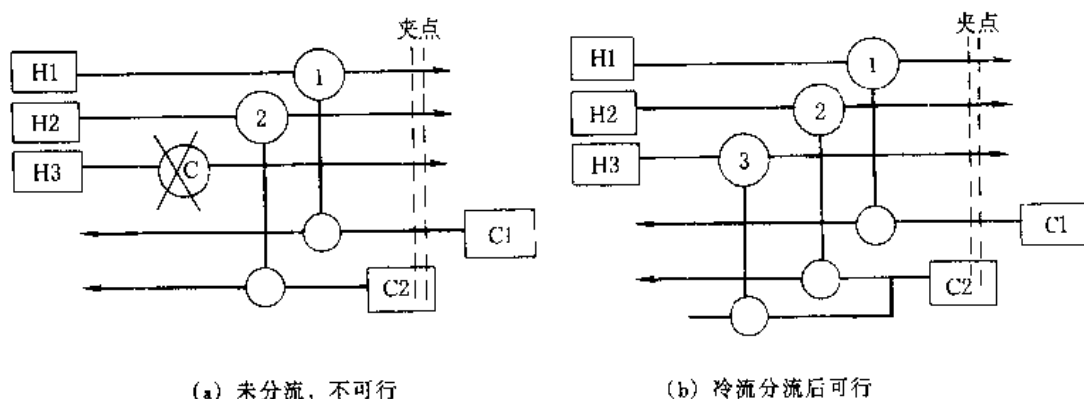


图 3-13 夹点物流匹配物流数准则示意图 (热阱部分)

### 准则二 匹配物流热容流率 ( $CP$ ) 不等式约束准则

夹点换热单元温差推动力在离夹点处应逐渐增大, 为满足此要求, 每一夹点换热单元物流匹配必须符合以下不等式

$$\text{热阱部分} \quad CP_H \leq CP_C$$

$$\text{热源部分} \quad CP_H \geq CP_C$$

式中  $CP_H$ ——热流或其分流的热容流率;

$CP_C$ ——冷流或其分流的热容流率。

远离夹点的换热单元由于传热温差已增大, 准则二不适用。

### 准则三 $CP$ 差准则

热阱部分夹点单元  $CP$  差:  $\Delta CP_j = CP_C - CP_H$

热源部分夹点单元  $CP$  差:  $\Delta CP_j = CP_H - CP_C$

热阱部分夹点处总  $CP$  差:  $\Delta CP_t = \sum CP_C - \sum CP_H$

热源部分夹点处总  $CP$  差:  $\Delta CP_t = \sum CP_H - \sum CP_C$

本准则规定

$$\Delta CP_j \leq \Delta CP_t \quad (3-15)$$

图 3-14 (a) 和图 3-14 (b) 给出了夹点上、下应用可行性准则的程序框图。根据这一程序设计人员可以: a. 确定夹点处的主要匹配物流; b. 确定夹点处的有效匹配方案; c. 确定夹点处的物流是否需要分流及物流的分流方案。

②最少换热设备数。计算换热网络最少换热单元数的公式

$$U_{\min} = N + L - S \quad (3-16)$$

式中  $N$ ——工艺物流数 (包括冷热流);

$S$ ——独立的子集数;

$L$ ——环路数。

一般情况下希望避免增加换热设备数, 所以设计成  $L = 0$ , 同理, 如果碰巧网络中存在独立的子集 (即两个冷、热流刚好能换热达到各自的目标温度), 则还可以减少换热设备台数。

③消去试探法 (The tick-off heuristic)。当夹点匹配完成后, 可用“消去试探法”来减少匹配数, 以使换热设备数最少。但减少换热匹配数会使能耗增加, 而且可能导致某物流剩余的非夹点单元温差太小。因此设计者需要探试下述措施中的一个: a. 勿过于追求最少换热

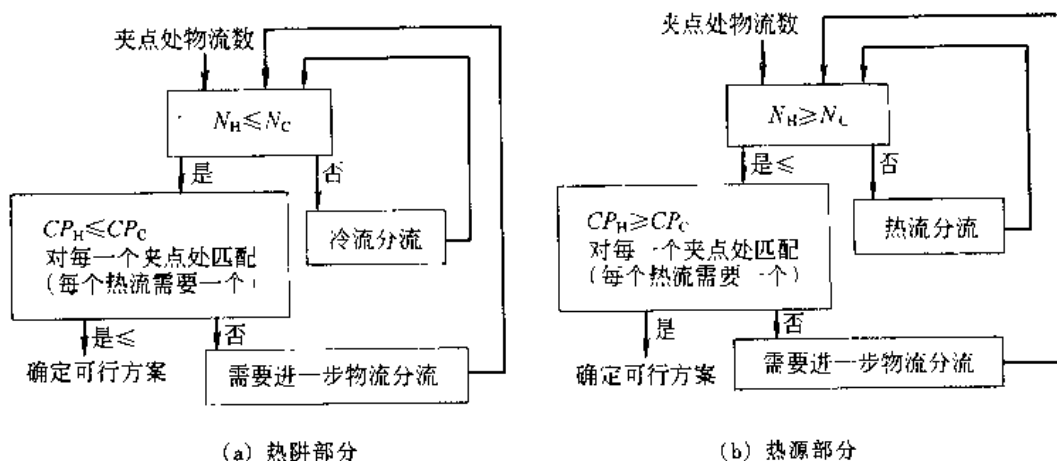


图 3-14 夹点处物流匹配设计程序

设备数；b. 选用另一夹点匹配方案，使新方案的消去试探不致引起温差推动力消耗太大。

④总结。夹点设计法包括五个主要步骤：a. 将换热网络由夹点分成两个分离网络；b. 这两个网络均由夹点处开始往离开夹点换热单元方向，按夹点设计法的物流数准则进行设计。c. 当夹点处有可挑选的方案时，设计者可根据自己的经验决定。d. 用消去试探法确定夹点换热单元的热负荷。

非夹点换热单元的匹配由设计者自己经验来确定。

⑤换热网络的表示方法——网格图。图 3-15 所示的网格图，可以直观和方便地图示出换热网络结构。其要点是：a. 用带单箭头的水平线表示工艺物流，箭头向右为热流、向左为冷流，方框内为物流号；b. 热流放在图的上部，冷流放在下部，图左栏内为各物流的  $CP$  值；c. 用两头带圆圈的垂直线段表示两个冷、热流的匹配，圆圈内可标上匹配号，在该圆圈上方标出换热负荷，圆圈的两边物流线上标出物流进、出温度。

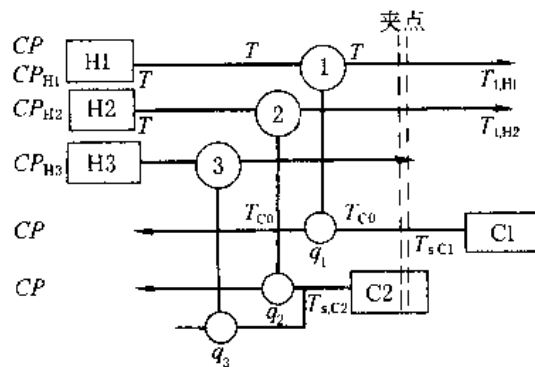


图 3-15 网格图表示法

#### (6) 匹配实例

应用夹点设计法进行例 3-1 的换热网络设计，得出当  $\Delta T_{\min} = 20^\circ\text{C}$  时的、达到最小公用工程的热阱、热源部分设计如图 3-16、图 3-17 所示。

①热阱部分设计。图 3-16 给出了两个方案的比较。

②热源部分设计。图 3-17 给出了两个方案的比较。

将热阱部分与热源部分的物流匹配结构连接起来，即得图 3-18 的网络结构，其设计结果是达到指定  $\Delta T_{\min}$  下的最小公用工程用量及最少换热单元数（7 台）的要求。

#### (7) 总费用目标预优化 (Supertargeting)

上述夹点温差  $\Delta T_{\min}$  应该如何确定？这是总费用目标预优化所要解决的问题。

换热网络的总费用  $C_t$  由公用工程消耗费、换热器投资费和克服流体压降的流动焓损费组成。

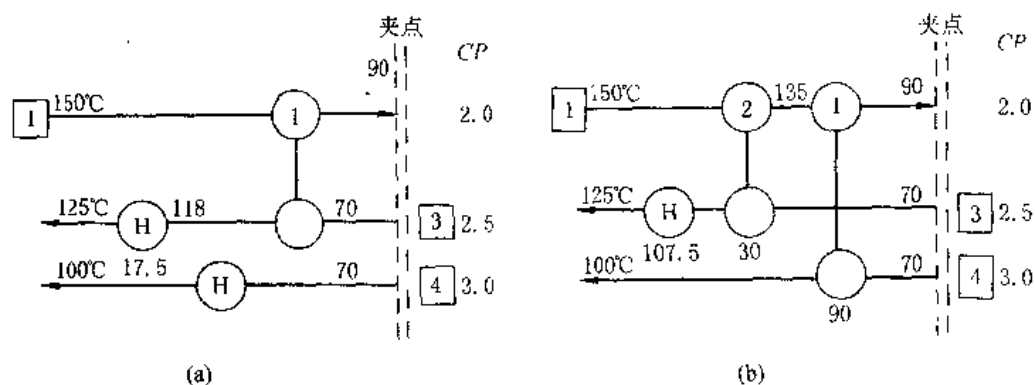


图 3-16 实例 3-1 热阱部分两个可行方案

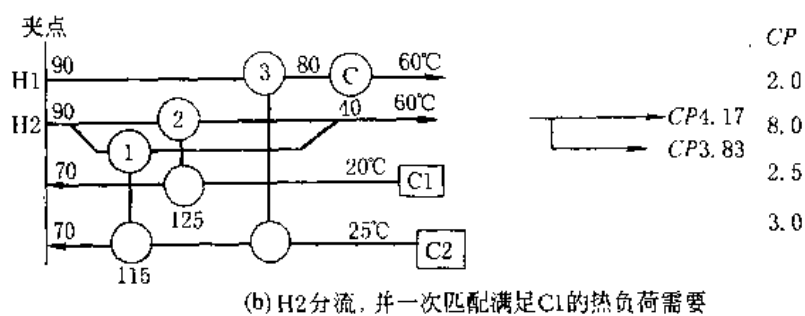
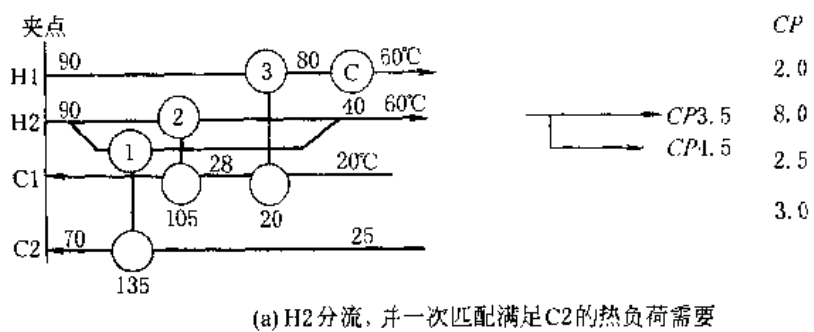


图 3-17 实例 3-1 热源部分物流匹配方案

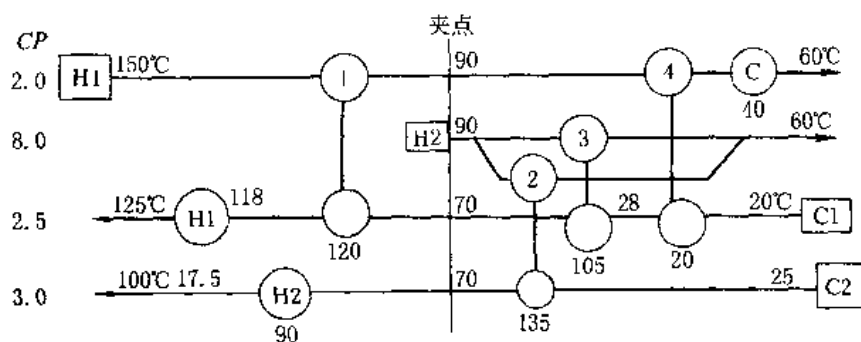


图 3-18 实例 3-1 换热网络结构图

$$C_t = C_{hu} + C_{cu} + C_1 + C_f \quad (3-17)$$

式中  $C_{hu}$ ——热公用工程消耗年费用, ¥/a;

$C_{cu}$ ——冷公用工程消耗年费用, ¥/a;

$C_I$ ——换热网络所有换热器(包括加热器和冷却器)的年投资费用, ¥/a;

$C_f$ ——流动烟损年费用, ¥/a。

从  $T$ - $H$  图上可以看出, 随着  $\Delta T_{\min}$  的减小, 能耗费用逐渐降低, 而投资费用则增大。二者之和即总费用曲线有一最小值, 如图 3-19 所示。显然, 最小总费用对应的夹点温差就是最优夹点温差  $\Delta T_{\min, \text{opt}}$ 。  $C_I$  与  $\Delta T_{\min}$  间的解析关系是难以找到的。总费用目标预优化是一种简化的近似方法, 设一个  $\Delta T_{\min}$ , 在不作网络匹配条件下, 近似算出对应的  $C_I$ , 由此得到总费用曲线及最优夹点温差初值(忽略通过换热器的流动烟损费)。

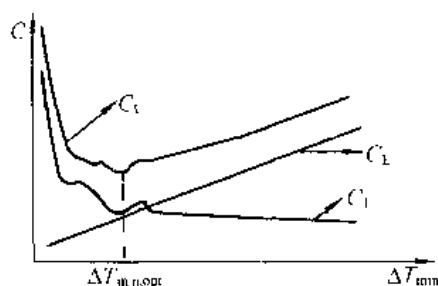


图 3-19 换热网络各费用随夹点温差变化图

简化假设如下: a. 所有物流(包括公用工程物流)的传热膜系数为常数; b. 整个换热网络都采用纯逆流换热器, 从而可保证所需换热器的传热面积最小; c. 每个换热器的传热面积相等。

估算换热网络投资费的主要步骤如下。

①给定  $\Delta T_{\min}$  下的换热网络最小总传热面积估算。不合成出网络结构而估算整个网络所需总传热面积的思路是将冷、热流复合线(包括公用工程)上每一相邻折点间所构成的换热区段  $j$  (见图 3-20) 看做一个换热器, 通过适当简化来求得每个区段的传热面积。即给定  $\Delta T_{\min}$  时的传热面积可按下式估算。

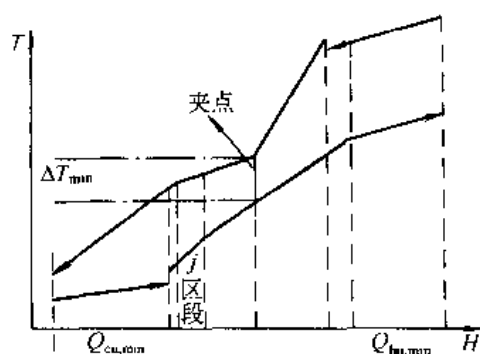


图 3-20 估算网络总传热面积的区段划分

$$A_{\min} = \sum_j \frac{1}{\Delta T_{\ln, j}} \sum_i \frac{q_i}{h_i} \quad (3-18)$$

式中  $A_{\min}$ ——换热网络的最小总传热面积,  $\text{m}^2$ ;

$\Delta T_{\ln, j}$ —— $j$  区段的对数平均温差, K;

$q_i$ ——通过  $j$  区段的第  $i$  个物流所放出或需要的热量, W;

$h_i$ ——通过  $j$  区段的第  $i$  个物流的传热膜系数(包含污垢热阻),  $\text{W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$ 。

上述每个物流的传热膜系数  $h_i$  (包括污垢热阻

在内)可根据经验选取。

②换热网络投资费估算。求出换热网络最小总传热面积后, 需求出每个换热器的传热面积和投资, 因为整个换热网络不可能是一个换热器。那么, 应该有多少个换热器呢? 前述的最少换热单元数  $U_{\min}$  计算方法和纯逆流换热假设为换热网络投资费的估算打下了基础。

一台换热器的一次投资费(包括安装费)  $I$  与面积  $A$  的关系可表示如下。

$$I = aA^b + c \quad (3-19)$$

式中,  $a$ 、 $b$ 、 $c$  为与换热器形式有关的常数。网络的投资费用则还同换热单元数有关。分别求出热阱和热源部分的最少换热单元数。总换热单元数为两部分单元数之和。

$$U_{\min} = U_{\min, \text{sink}} + U_{\min, \text{source}} \quad (3-20)$$

换热网络的最小总投资  $I_{\min}$  估算关系式如下。



$$I_{\min} = U_{\min} \left[ a \left( \frac{A_{\min}}{U_{\min}} \right)^b + c \right] \quad (3-21)$$

在求得换热网络的总投资后,按下式便可求出除流动烟损费外的网络总费用

$$C_t = 3600N (Q_{\text{hu},\min} + Q_{\text{cu},\min}) + (\beta + \beta_m) I_{\min} \quad (3-22)$$

式中  $N$ ——年操作小时数, h;

$\beta$ ——换热器一次投资折旧率;

$\beta_m$ ——换热器年维修费占一次投资比例。

$Q_{\text{hu},\min}$ 、 $Q_{\text{cu},\min}$ 可用解題表格法计算,在 $\Delta T_{\min}$ 的一定搜索范围内进行直接搜索,即可求得最优夹点温差初值 $\Delta T_{\min,\text{opt}}^0$ 。

**例 3-3** 某原油常压蒸馏装置的工艺物流及公用工程数据如下表所示。

实例 3-3 工艺物流及公用工程数据

物流名	初始温度,℃	目标温度,℃	热负荷, kW	CP, kW/℃	传热膜系数 W/m <sup>2</sup> ·K
常二中	306	231	1095		500
常一中	227	168	1011		500
常渣	342	151	12778		500
常二线	267	60	1524		500
常一线	188	50	988		500
常顶油气	119	40	5599		400
脱前原油	40	135	7211		500
脱后原油	122	200	6688		550
蒸底油	195	359	15548		600
冷却水	30	40			800

经济数据如下:加热炉燃料:391 ¥/kW·a; 冷却水:206 ¥/kW·a。换热器投资费估算公式

$$I = 4950A^{0.75} \text{ ¥}; \beta + \beta_m = 20\%$$

由上述总费用目标预优化方法得出的 $\Delta T_{\min,\text{opt}}^0 = 5^\circ\text{C}$ 。

这样,用夹点技术合成换热网络结构的步骤如下:

- 用总费用目标预优化预测最优夹点温差 $\Delta T_{\min,\text{opt}}$ ;
- 以 $\Delta T_{\min,\text{opt}}$ 为夹点温差,借助有关软件求出夹点和对应的最小公用工程;
- 在夹点处将网络分为上、下两个子网络;
- 运用前述夹点设计法,分别进行夹点上、下两个子网络的冷、热流匹配;
- 两个子网络相加,形成总体网络。

由于在用总费用目标预优化求最优夹点温差过程中作了几个简化假设、且不考虑流动烟损(压降)费和换热单元的优化,故所得到的 $\Delta T_{\min,\text{opt}}$ (国内学者称之为最优夹点温差初值 $\Delta T_{\min,\text{opt}}^0$ )并非真正的最优夹点温差,真正的 $\Delta T_{\min,\text{opt}}$ 应该大于 $\Delta T_{\min,\text{opt}}^0$ 。国内学者在夹点技术基础上提出了同时考虑流动烟损、强化传热的换热网络合成技术思路,具体在 3.3.2 中介绍。

### 3.3.2.2 过程系统能量集成的夹点分析法

夹点分析法用“洋葱模型”描述过程系统的总体结构(见图 3-21):最内层是反应子系统,其次为分离子系统,第三层为换热网络,最外层为公用工程子系统。夹点分析(Pinch analysis)实质上是以换热网络设计的夹点技术为核心进行过程系统能量集成。要点如下。

#### (1) 总复合线(Grand composite curve)

总复合线是表示换热网络热量平衡关系的另一种方法。它也是画在  $T-H$  图上的折线。它的涵义是各温度段冷、热流热量相平衡后净需要（阱）或富裕（源）的热负荷；如图 3-22 所示。由图可见，夹点处净热负荷为零。夹点之上为净热阱子系统；夹点之下为净热源子系统。图中阴影区域表示子系统内源、阱匹配平衡的温位区域。总复合线图可以很容易地由冷、热流匹配图作出。

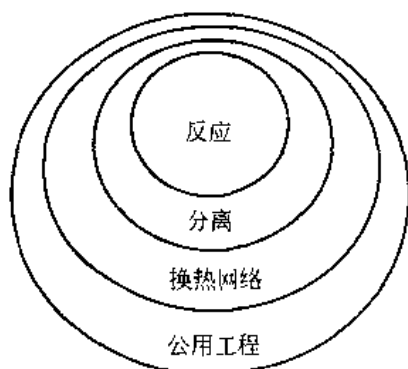


图 3-21 过程系统的洋葱模型

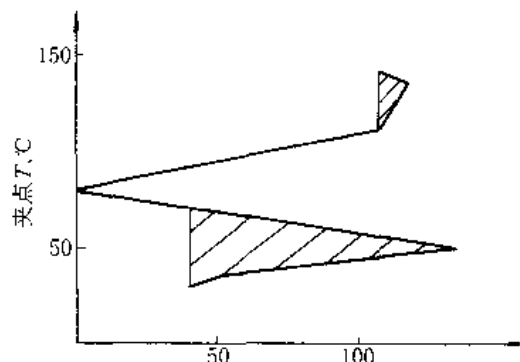


图 3-22 实例 1 的总复合线

### (2) 应用总复合线解决多水平公用工程问题

根据焓经济学原理，焓在经济上是等价的、但在能量方面则不等价。不同能级公用工程有不同的价格，如 3.5MPa 的蒸汽价格显然高于 1.0MPa 蒸汽价格。而总复合线图上示出的热阱多是变稳的。因此，当有几种不同能级（水平）公用工程可选择时，便存在各等级的公用工程用量优化问题。应用上述总复合线，便可以尽量采用较便宜的公用工程。以图 3-23 夹点上部为例，其所需的总热公用工程负荷为 10000kW，可采用两种温位的蒸汽，高温蒸汽 4000kW，温位蒸汽 6000kW。这样，就在两种蒸汽负荷衔接处形成了一个新的“公用工程夹点”。从图 3-24 还可以看到，温位 2 就是低温蒸汽的最低能级，因该公用工程线已与总复合线相碰而形成一新的公用工程夹点。至于低温蒸汽究竟取何温位，就是投资和能耗费用的权衡问题了。

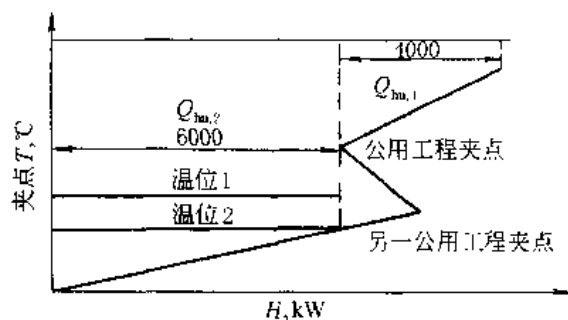


图 3-23 多水平公用工程与公用工程夹点

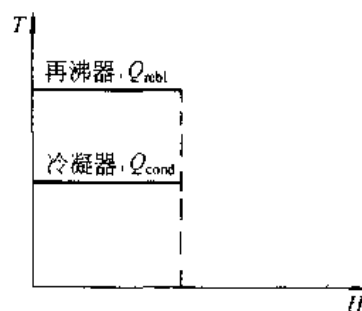


图 3-24 精馏塔的  $T-H$  图示

### (3) 适当布置原理

过程工业用能主要是热能，电能（机械能）所占比例相对较小，如炼油过程电：热比约为 1:9，这就为过程工业中热电联产提供了良好的基础。精馏塔、热机（透平、燃气轮机）和热泵是过程工业中能量利用和能量转换的重要设备，适当布置原理就是对精馏塔、热机和热泵同换热网络之间的匹配衔接关系做优化安排的指导原则。

①精馏塔的适当布置。简单精馏塔（一个进料，塔顶、塔底出料，塔底设再沸器、塔顶设冷凝器）当进出料热负荷相对较小、可以忽略时，在  $T-H$  图上表示为如图 3-24 所示。夹点分析法的适当布置原理对精馏塔的表述为：精馏塔应置于夹点一侧，即其再沸器和冷凝器要么都在夹点以上（热阱）、要么都在夹点以下（热源），这样，精馏塔的引入便不会额外增加系统的公用工程消耗；否则，如果精馏塔的再沸器位于热阱侧、冷凝器位于热源侧，将会给所在的过程系统增加相当于再沸器热负荷的热公用工程消耗和相当于冷凝器热负荷的冷公用工程消耗量，如图 3-25 所示。

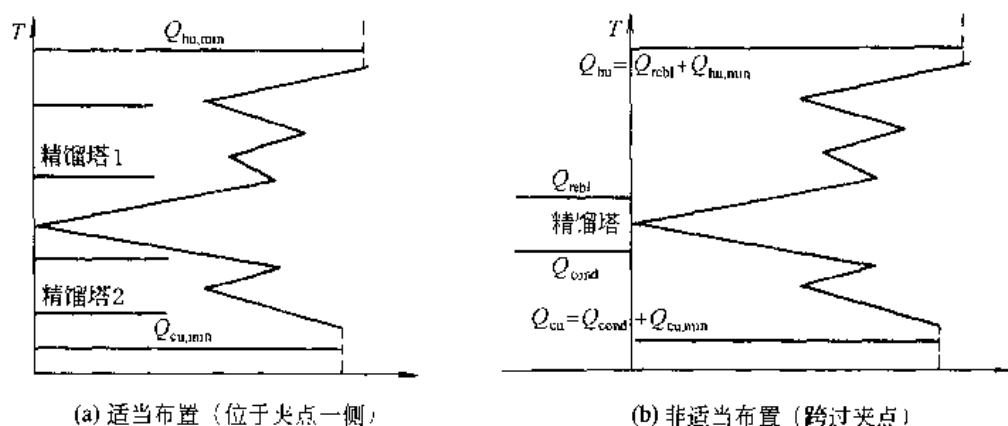


图 3-25 精馏塔的适当布置示意图

②热机的适当布置。过程工业企业中的汽轮发电机组或燃气轮机均属于热机。热机的适当布置表述为：热机应置于夹点一侧。即：要么从热公用工程系统中吸收高温位热能，作功后排出的较低品位热能（背压汽或燃气轮机排气）作为工艺物流加热介质或工艺物流，如图 3-26 (a) 所示；要么从夹点之下的工艺物流中回收热量部分用于作功后排出的较低温位热能再次利用或排入环境，而不增加冷公用工程负荷，如图 3-26 (b) 所示。这实际上就是利用了温位差（焓差）来推动分馏过程或作功。当冷、热公用工程的传热温差，即温位差过大时，适当布置是提高系统用能效率的重要手段。而如图 3-27 所示的就不是适当布置，它用低于工艺夹点温度的热机余热加热工艺物流，结果最终还要增加冷公用工程负荷，问题的症结是通过夹点传递了热量。

③热泵的适当布置。适当布置原理对热泵的表述为：热泵应该跨过夹点，即：从夹点以下吸收工艺过程的过剩热量，通过热泵将其温位提高到夹点以上，供夹点以上工艺物流加热用，这样便同时满足了冷、热公用工程的消耗量，如图 3-28 (a) 所示；否则，不但不能减少公用工程耗量，反而会增加动力（压缩式热泵）或冷却水（吸收式热泵）消耗。图 3-28 (b) 就是这样的情况（压缩式热泵）。再例如，用 3.5MPa 蒸汽驱动背压透平将经塔顶冷凝器后的丙烷蒸汽压缩作为塔底再沸器上升蒸汽，排出的 0.5MPa 背压汽作为脱丙烷塔、脱乙烷塔与/或脱异丁烷塔再沸器热源的方案，透平本身就跨越了夹点，丙烯塔热泵又位于夹点以下，都不是适当布置。所以方案在经济上和用能效率上都是不尽合理的。排出的 0.5MPa 背压汽因使用不当而放空，就更不合理。

热泵的适当布置原则并非必须遵循，如某个热源的气相工艺物流冷凝温度接近或略低于环境温度而需使用制冷机时，便可考虑采用压缩式热泵将其升压、提高冷凝温度，而采用冷却水使其冷凝，这样的热泵就比采用冷冻机经济，但是在夹点以下。

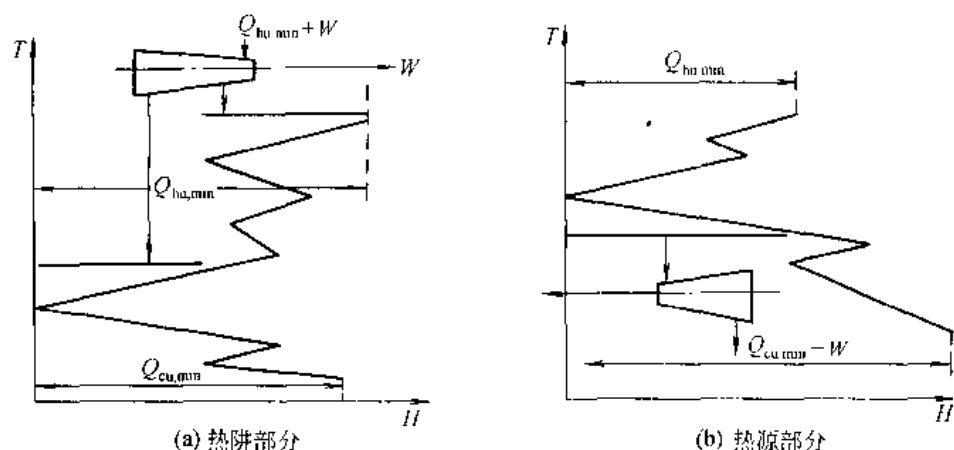


图 3-26 热机的适当布置

#### (4) 加减规则 (Plus/Minus rule)

加减原理是夹点分析 (技术) 中的换热网络结构调优技术。它是在反映初始工况的冷、热复合线  $T$ - $H$  图上, 通过增加或减少代表冷热物流的线段的操作降低公用工程消耗的一种形象化的方法。其基本原则是: ①增加夹点之上可利用的热源, 使热流复合线向右延伸, 如图 3-29 (a) 所示; ②减少夹点之上冷物流 (热阱) 需要加热的负荷, 使冷流复合线向左回缩, 如图 3-29 (b) 所示; ③增加夹点之下冷物流需要加热的负荷 (热阱), 使热流复合线向左延伸, 如图 3-29 (c) 所示; ④减少夹点之下热源的热

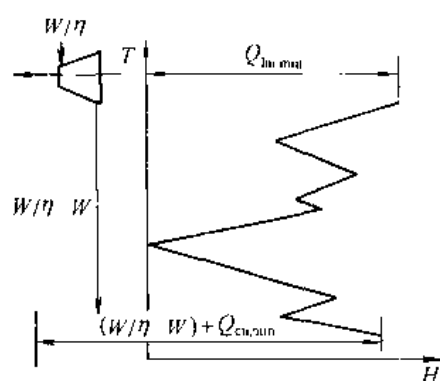
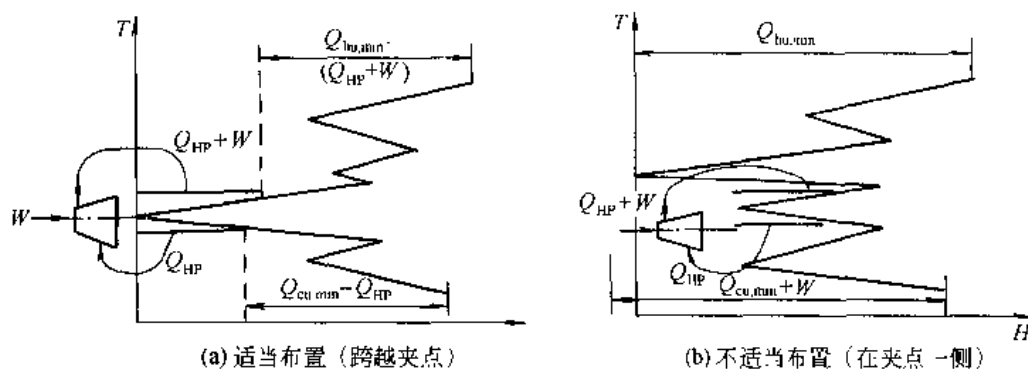
图 3-27 热机的不当布置  
(跨越夹点,  $\eta$  为热机本身做功效率)

图 3-28 热泵的适当布置与不当布置

负荷, 使热流复合线向右回缩, 如图 3-29 (d) 所示。

#### (5) 全厂能量综合设计

在 1990 年前, 夹点分析法主要以局部子系统 (如换热网络、分馏塔网络、蒸汽动力系统等) 和单个工艺装置为研究对象。20 世纪 90 年代中后期, 夹点分析法进一步推广到由多个工艺装置、蒸汽动力系统及外界供入低压蒸汽 (如大型发电厂的 1.0MPa 背压汽)、电等构成的全厂性能量综合设计 (Total Site)。

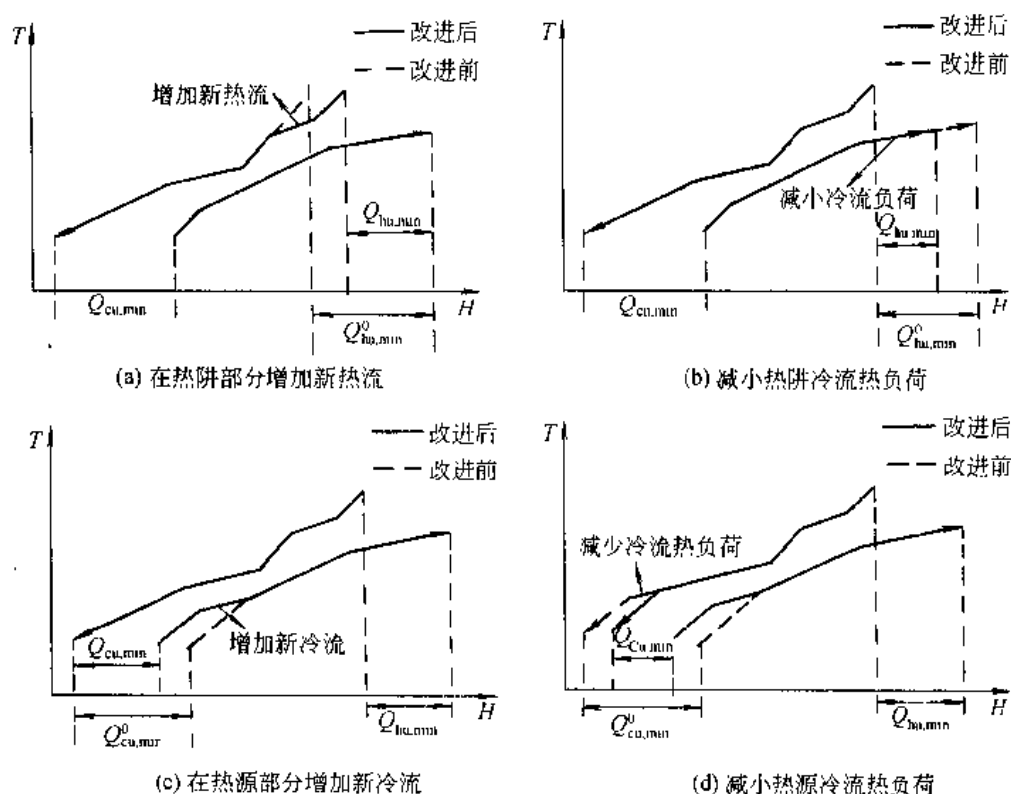


图 3-29 加减规则图解

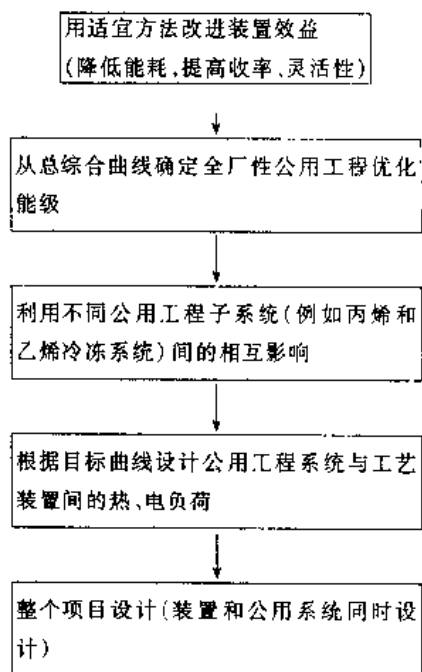


图 3-30 全厂能量综合设计逻辑框图

一个现代化的大型炼油厂、石化厂中的工艺装置例如乙烯装置往往和全厂的多个系统联结,除了背压蒸汽外还有几种公用工程与别的装置有关联。工厂内各装置单独改进收率、节能、扩建可以增加效益,但如果与工厂公用工程系统合理匹配则可获更大效益。例如在节能改造项目中大幅度降低工艺装置蒸汽需求时,可能使厂内蒸汽动力系统用大量蒸汽凝汽发电而导致发电成本增加(特别是对炼油厂的燃油产汽发电而言)、从而降低全厂的经济效益。夹点分析采用全厂性的总复合线(即包括全部有关工艺装置、蒸汽动力系统在内的总复合线),应用上述适当布置原则、加减规则进行全厂能量综合设计、改造,以确保所供公用工程的能级是优化的,这对冷、热公用工程都是合适的。图 3-30 是全厂能量综合设计的程序框图。

应用上述全厂能量综合设计思路对某乙烯厂进行节能改造,所提出的改造方案投资 330 万英镑、年效益 260 万英镑,比单纯从工艺装置优化的角度提出的方案的年效益多约 80 万英镑。

### 3.3.2.3 夹点分析法的优缺点评述

夹点分析 (PA) 作为过程能量综合研究与应用领域的一个重要发展, 在化工过程设计、开发和节能改造方面取得了广泛的应用。国际上一些著名的工程公司、石化企业通过采用夹点分析而获益。据称应用夹点分析已作了上千个工程研究项目。总体说来, 夹点分析的主要优点如下。

①从实际过程系统设计的需要出发, 而不是从系统工程理论和概念的移植出发, 因而, 它是一个真正的面向工程实用的方法。

②利用图论方法描述过程系统, 这样使得系统简单明了。如用复合线、总复合线及网络图等描述和解决换热网络的优化合成和整个过程系统的能量集成问题。

③强调工程人员对问题和目标的理解。所有的决定由设计师自己而不是由他不能理解的计算机程序作出。工程师始终了解所发生的事情, 并且处于主动状态。

④夹点分析法的概念、方法和应用步骤简单、精炼、易于学会, 便于掌握。

然而, 夹点分析也存在如下的问题和值得改进之处。

①作为过程能量综合技术, 它忽视了过程系统的核心环节 (最重要的工艺核心部分) 的能量综合, 即反应和分离系统的能量综合, 在夹点分析中, HEN 特别是其最小接近温差  $\Delta T_{\min}$  始终处于方法的中心地位; 一旦初始 HEN 的  $\Delta T_{\min, \text{opt}}$  通过总费用目标预优化确定下来, 便被当做整个系统中所有各种能量供需匹配的唯一标准, 这一点, 在借助于“总复合线”进行各种“适当布置”调整过程中有充分反映。然而这是不对的, 换热网络及其夹点 (和相应的  $\Delta T_{\min}$ ) 并不是过程系统的核心, 它们只是处于第二位的子系统的一部分。这种主次关系的颠倒使得运用夹点分析不可能找到整个系统能量综合的真正最优结果。

②夹点分析法说它是一个热力学方法, 但它从不做定量的热力学分析, 而仅仅用了一些粗略的、定性的概念和规则, 尽管这在概念设计阶段中也能提供一些指导, 但还远远不够。因为以设计优化为目标的投资和能耗费用之间的权衡需要热力学和热经济学的定量运用。

③当夹点分析法强调工程师在设计过程中理解的重要性时, 却严重忽视了最优化技术和计算机技术的运用。所采用的主要优化技术是求  $\Delta T_{\min, \text{opt}}$  即“超目标”。但即使在这里, 优化所采用的目标函数和约束条件也是值得推敲的<sup>[6]</sup>。并且仅一个总费用目标预优化对过程系统的设计优化是远远不够的。

④夹点分析法在过程能量综合中进行的所有匹配中, 只采用一个判据  $\Delta T_{\min, \text{opt}}$  这是值得商榷的, 甚至在某些情况下是错误的。因为  $\Delta T_{\min, \text{opt}}$  是网络的而不是每个换热器的特征参量; 而且是在一定条件下得出的初始换热网络的特征参量, 根本不能被当做一般的热力学判据到处应用, 一旦构成初始换热网络的各物流条件发生了变化, 并且不管是外加的变化, 还是按照夹点分析法进行“适当布置”、“工艺改进”、“热机和热泵布置”所造成的变化, 原来的  $\Delta T_{\min, \text{opt}}$  就不再有意义, 更不是最优, 因而用初始网络的  $\Delta T_{\min, \text{opt}}$  做判据去改进网络结构, 其实是一种自身的否定。其次,  $\Delta T_{\min}$  是网络的接近温差, 而不是各台换热器的接近温差, 也不是传热温差, 所以, 它不能作为各台换热器优化匹配的尺度。这正是“双温差”改进建议提出的基础。

基于以上评述, 可以说: 夹点分析法对过程能量综合研究领域的发展做出了很大的贡献, 特别是在概念设计阶段, 有相当的参考价值。但不能进一步深入到基础设计阶段中来。也不能作为设计优化的主要方法。

### 3.3.3 烟分析及其在过程能量综合中的应用

在 3.3.1 节的概述部分已经指出, 石油化工系统虽然以生产物料产品为目的, 但是石油化工系统是由多个单元过程藉物料、能量、信息三种流联结而成的。况且, 构成石油化工系统的各个单元过程, 莫不是能量和质量的转换或传递过程。能量决不仅仅是在物流需要加压或升温时才用的。能量推动一切过程 (运动和变化) 的进行。因为从哲学意义上来说, 能量就是运动和变化的量度。因此, 石油化工设计师必须对能量的本质和用能过程的科学规律有一个基本的、正确的了解。

前已述及, 能量有数量和质量两个属性。能量的质量 (或品位) 是由它的作功能力或它所具有的 (或称有效能) 的多少来量度的。高温的热能具有的烟多, 品位高, 低温的热能具有的烟少, 品位低。烟推动一切过程的进行, 并以自身的损耗为代价。本节将对此给以简要的、可用来指导设计工作的介绍。

烟是在一定的环境状况下系统能对相关外界作出的最大有用功, 是能量中能够无限转换的那一部分, 它体现了热力学体系中能量的真正价值。烟概念的引入对提高能量的利用效率起了十分重要的作用。20 世纪 70 年代世界范围能源危机的出现促使了节能研究的深入, 作为研究能量、物质和它们之间相互作用规律的热力学分析方法得到了广泛的研究与应用。烟分析 (Exergy Analysis), 又称热力学第二定律分析, 以热力学第一定律及热力学第二定律为理论基础科学地、全面地将能量的“质”与“量”二者有机地结合起来, 真正地反映了能量的价值, 克服了能量分析法的严重不足。随后发展起来的烟经济学对用能过程的优化作出了重要的贡献。直到现在, 这个领域的研究开发工作, 还在蓬勃开展、不断创新。

#### 3.3.3.1 过程能量综合的理论基础

##### (1) 热力学第一定律

热力学第一定律反映能量在传递和转换过程中数量保持守恒, 在用能过程中的表达式为对封闭体系

$$\Delta U = Q + W \quad (3-23)$$

对于开口流动体系

$$\Delta H = Q + W \quad (3-24)$$

式中  $U$  为体系内能,  $H$  为体系的焓,  $Q$  为过程中体系放热,  $W$  为体系对外所作的功。

其意义为: 在能量体系的变化过程中, 体系内能 (或焓) 的减少等于体系对外所作的功、放热的总和。第一定律的本质即能量守恒。

能量分析法以热力学第一定律为指导, 以能量方程式为依据, 从能量转换的数量关系来评价过程和装置在能量利用上的完善性, 主要指标是第一定律效率即热效率。例如, 在加热炉或分馏塔的能量平衡分析中, 上述公式常表现为下列形式。

$$\Delta H_1 + Q_1 + W_1 = \Delta H_2 + Q_2 + W_2 \quad (3-25)$$

式中, 下标 1 表示进入设备 (体系), 下标 2 表示离开。有时, 上式右端还有一项代表损失。

能量分析法具有简单、直观、物理意义明了及易被掌握的特点。长期以来, 就是化工工艺设计、设备设计的基础。但此方法不能反映用能过程不可逆性引起的能量贬值, 所以, 对节能的指导也只限于堵塞跑、冒、滴、漏等初级水平上。

##### (2) 热力学第二定律

热力学第二定律指出了能量变质的规律, 其经典表述为: 孤立体系的熵恒增大, 即

$$S_{\text{孤立}} = \Delta S_{\text{体系}} + \Delta S_{\text{外界}} \geq 0 \quad (3-26)$$

第二定律在用能过程中的表述式为下式, 它指出: 能量中能够以功的形式而无限转换和传递的那一部分是有限度的; 并由体系的状态和某一基准态所决定

$$W_{\text{有用}} \leq (H - H_0) - T_0 (S - S_0) \quad (3-27)$$

上式中，“=”号表示可逆过程，“>”号和“<”号表示实际过程。

### (3) 基准态

经典热力学中，状态参数取值的基准态常是任意的。例如烃类及各种气体焓图的基准温度均各不相同。但在用能过程热力学分析中，基准态则有明确的概念和定义，即在人类生活的地球表面、具有无限大广延量（容积、质量、熵等）的环境中最稳定和普遍的存在形态，主要参数： $T_0 = 288\text{K}$ ， $P_0 = 1\text{ata}$ ， $\text{H}_2\text{O}$  为液态海水， $\text{CO}_2$  为大气中  $\text{CO}_2$ ，其分压为  $0.0003\text{ata}$ 。对各种元素和其它物质的基准态，包括相态和化学组成，目前已有公认的规定。如甲烷的物理基准态为  $1\text{ata}$ 、 $288\text{K}$ 、气态；而其化学基准态，也就是元素  $\text{H}$  和  $\text{C}$  的基准态就是上述  $\text{CO}_2$  和水。在作设计方案的焓分析时，了解基准态的规定是很重要的。当体系与环境达到热力学平衡时，体系的状态称为“寂态”。达到寂态，就是能量利用的限度。

### (4) 焓、熵、用能过程热力学基本方程

在认识了式 (3-27) 的基础上，我们可以定义两个热力学参数，“焓”：

$$Ex = (H - H_0) - T_0 (S - S_0) \quad (3-28)$$

$$\text{和“熵”：} \quad A_N = T_0 (S - S_0) \quad (3-29)$$

式中  $H$ ——焓；

$S$ ——熵；下标“0”表示基准状态。

这样，对于所有用能过程，第二定律式 (2.3.2) 可以用焓参数表示为

$$W \leq Ex \quad \text{和} \quad Q \geq A_N \quad (3-30)$$

即用能过程中可能作出的最大功等于体系的焓  $Ex$ ，同时放出的最小热量等于体系的  $A_N$ （可逆条件下），而做功与放热的总和不论条件是否可逆都等于体系的能量  $E$ ，即

$$E = (H - H_0) = Ex + A_N \quad (3-31)$$

它的涵义是：由于环境和熵函数的存在，能量中只有一部分（焓）是可以无限转换的和可以推动过程进行的；另一部分（熵）只能表现为同环境交换的热量。理解这一点，对用能设计是极为重要的。

焓  $Ex$  与能量  $E$  比值称为“能级系数” $\epsilon$

$$\epsilon = Ex/E \quad (3-32)$$

### (5) 焓的分类和计算

#### (5.1) 焓的分类

焓和能量一样包含和体现各种运动形式，在不存在核、磁、电以及表面张力变化的前提下，在一般的石油化工过程中，主要涉及：(i) 基于物理状态变化的能量和焓，称为物理能和物理焓，主要包括热焓、压焓、动能焓、位能焓，后三者也常合称为“流动焓”，其强度量分别为温度  $T$ 、压力  $p$ 、速度  $W$  和高度  $Z$ ；(ii) 基于化学状态变化的能量和焓，称化学能和化学焓。主要因化学组成不同于基准物或者因浓度不同于基准态浓度而致，其强度量为化学位  $\mu$ 。流动体系的总焓为物理焓、化学焓之和。

#### (5.2) 焓的计算

根据焓的定义，可推导出各种能量所对应焓的计算公式。

① 功焓。功与焓等效，即

$$Ex = W \quad (3-33)$$



②热焓。传递的热量  $Q$ ，具有的焓为

$$Ex = \left(1 - \frac{T_0}{T}\right) Q \quad (3-34)$$

③物流的物理焓。任何物流的物理焓均可藉式 (3-26) 计算，式中， $H$ 、 $S$  和  $H_0$ 、 $S_0$  分别为该物流在给定状态和物理基准态下的焓和熵。将描述物流性质的热力学关系式代入，便可得出具体的算式。例如，不可压缩液体的压焓算式为

$$Ex_p = V(p - p_0) \quad (3-35)$$

理想气体的压焓则为

$$Ex_p = RT_0 \ln \frac{p}{p_0} \quad (3-36)$$

水蒸气的焓则可从水蒸气物性表中查出给定状态和物理基准态下的  $H$ 、 $S$  值，由 (3-28) 式计算得到。

④物流的化学焓。是由物系组成不同于环境或者由浓度不同于基准浓度而具有的作功能力。无论是物系的化学组成不同于基准态（例如物系为  $\text{NH}_3$ ，而基准态是空气中的氮气和海水），还是虽然物系的化学组成与基准态相同但浓度不同（例如富氧空气），都可以在变化到寂态的过程中作功。化学电池和浓差电池是这两类作功方式的典型设备。

$\text{NH}_3$  的化学焓可由 1ata、288K 下  $\text{NH}_3$  和其基准态物质的  $H$ 、 $S$  值，或偏摩尔等压位值算出。为了计算上的方便，有关文献还专门列出各种纯物质的化学焓，称为标准化学焓或标准焓。

当物系为混合物时，可先计算纯物质的化学焓，再加上混合过程的焓变化。由热力学原理可推得混合物化学焓的计算公式

$$e_x = \sum x_i e_{xi}^0 + \sum x_i \ln \gamma_i x_i \quad (3-37)$$

式中  $e_{xi}^0$ ——物质  $i$  的标准焓（即纯物质的化学焓）；

$x_i$ ——混合物中组分  $i$  的摩尔分率；

$\gamma_i$ ——混合物中组分  $i$  的活度系数，对于理想溶液  $\gamma_i = 1$ 。

式中末项为负，表明混合是不可逆过程。

### (5.3) 热焓的图示

从式 (3-34) 可见，热焓的大小取决于其温度  $T$ 。比较 (3-34) 式和 (3-32) 式，可见，对热焓来说，能级系数就是温度的函数。

$$\epsilon = \left(1 - \frac{T_0}{T}\right) \quad (3-38)$$

可以看出，等号的右端就是卡诺因子。如果某一热流是温度的函数，则在  $\epsilon = \left(1 - \frac{T}{T_0}\right)$  和  $Q$  坐标下，式 (3-34) 中  $Ex$  的值等于坐标图中  $Q = f(\epsilon)$  曲线下的面积。图 3-31 表明了当热量  $Q$  由热流  $h$  传给冷流  $c$  时，热量虽然守恒 ( $q_h = q_c$ )，但因温差不可逆引起的焓损耗 ( $D_K = Ex_h - Ex_c$ ) 等于  $\epsilon_h$  和  $\epsilon_c$  两曲线间的面积，传热过程的焓效率为  $\eta_x = Ex_c / Ex_h$ 。

$\epsilon$ - $Q$  图是非常有用的直观的焓分析工具。例如，在图 3-32 示出的催化裂化装置烟气热量回收发生蒸汽过程  $\epsilon$ - $Q$  图中， $\epsilon_1$  代表发生中压蒸汽， $\epsilon_2$  代表发生低压蒸汽。显然，同样的热量，发生中压蒸汽焓损耗要小得多，得到回收的焓则多得多。

### (6) 热力学焓差与过程焓损耗

对一个由许多单元过程构成的过程系统，如果其目标是由状态 1 的原料，生产状态 2 的产品，则

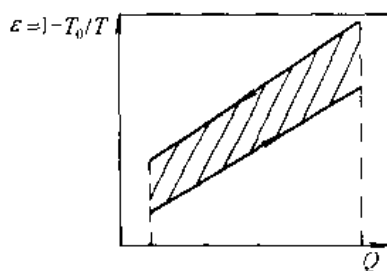
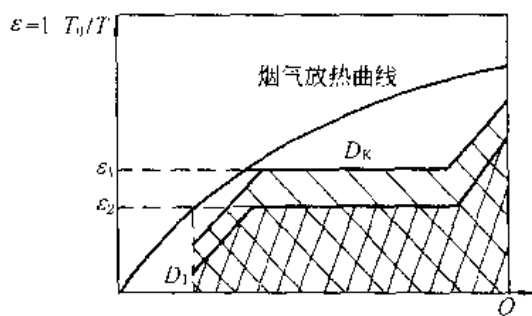


图 3-31 传热过程熵传递和熵损耗

图 3-32 烟气能量回收的能级-热量 (ε-Q) 图  
(点斜线部分为回收有效熵)

$$D_T = E_{x2} - E_{x1} \quad (3-39)$$

称为过程系统的“热力学熵差”，也称“理想功”。即当构成它的所有单元过程都是理想的可逆过程时，只要付出或消耗  $D_S = D_T$  的熵便可完成生产任务。实际上所有单元过程都是不可逆的，整个过程系统的熵损耗

$$D_K = \sum_i D_{K_i} \quad (3-40)$$

也称为“损耗功”。则实际熵耗为

$$D_S = D_T + D_K \quad (3-41)$$

熵分析可以准确算出所有各单元过程熵损耗。

#### (7) 熵损和熵增

第二定律指出，在理想的用能过程中，孤立体系的总熵不变，因而，体系的总熵也保持恒定，即无熵损。而在实际用能过程中，总熵增大，能量守恒而总熵减少。表示过程的不可逆程度的指标有：熵增与熵损，两者反映了同一实质，其相互关系由 Gouy-Stodola 方程给出<sup>[50]</sup>。

$$D_K = T_0 \Delta S_{iso} \quad (3-42)$$

式中  $D_K$ ——熵损耗；

$\Delta S_{iso}$ ——总熵增。

#### 3.3.3.2 过程熵分析和用能的本质

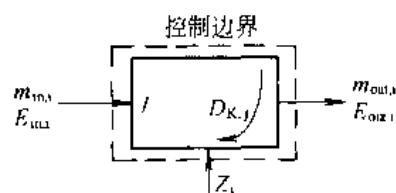
##### (1) 单元设备的熵分析

由于过程不可逆性引起的熵损耗，进出控制系统的熵流是不平衡的。如图 3-33 所示，对组元  $j$ ，除存在物料、能量平衡外，还可写出熵分析式。

$$\text{物料平衡} \quad \sum_i \dot{m}_{in,i} - \sum_i \dot{m}_{out,i} = 0 \quad (3-43)$$

$$\text{能量平衡} \quad \sum_i \dot{E}_{in,i} - \sum_i \dot{E}_{out,i} = 0 \quad (3-44)$$

$$\text{熵平衡} \quad \sum_i \dot{E}_{x_{in,i}} - \sum_i \dot{E}_{x_{out,i}} = D_{K,j} \quad (3-45)$$

图 3-33 物料、能量及熵  
平衡示意图

迄今，设备的熵损耗仍是在计算出所有出入方熵流的基础上，通过 (3-45) 式计算得出的。当然，也可分段计算熵损耗，以细致查明其所在，并由此获得减少它，即节能的途径。各种熵流、各种设备熵平衡计算的方法和步骤，可参阅有关文献 [47]。目前已开发了在物料流程模拟结果基础上进行熵平衡计算的软件，可以很快得到熵分析的结果。

设备的熵分析可以帮助我们深刻揭示节能的潜力。例如，一般石油化工加热炉的第一定

律效率可达 90% 左右。但焓分析表明它们的焓效率一般只有 40% 左右。图 3-34 是 1 台工业炉的  $\varepsilon$ - $Q$  图焓分析结果。

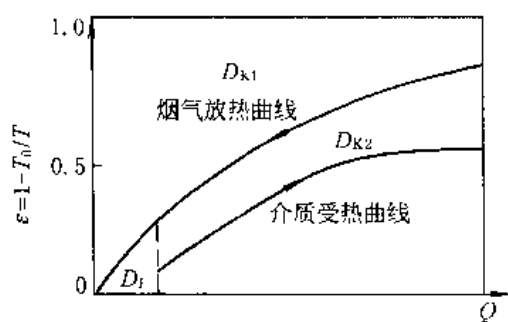


图 3-34 某工业炉燃烧加热过程焓损分布

$D_{K1}$ —燃烧与混合焓损；

$D_{K2}$ —加热炉内传热焓损；

$D_J$ —烟气排弃焓

巨大的焓损耗，是由：①燃烧过程不可逆化学反应；②高温火焰与冷空气的不可逆混合；③高温烟气与被加热流体间的大温差不可逆传热，三部分构成的。由此指出了节能改进的途径：①用可逆的电化学过程（燃料电池）代替常规的不可逆燃烧；②高温空气预热燃烧技术减少混合焓损耗；③采用前置燃气轮机，用较低温排气加热流体。虽然这些技术，有的正在开发，部分正在投入工业应用，但这些概念无疑会在设计过程中起重要的指导作用。

## (2) 过程系统的焓分析

①过程系统的焓平衡。与设备焓平衡不同的是，由多个设备构成的系统，用能情况更为复杂；按照能量平衡规律，有多少能量供入系统就得有多少排出到相关外界或环境。排入环境的能量，例如，通过空冷器和水冷却器排入大气的热量，排弃的污水、废气带出的热量，高温设备表面辐射散失的热量等，并非都在环境温度下。其中所含有的焓，称为“排弃焓”，记为  $D_J$ 。这样，式 (3-41) 变成为

$$D_S = D_T + D_K + D_J \quad (3-46)$$

过程系统焓平衡是由单元设备焓平衡加和而成。

②过程系统的焓分析。过程系统的焓分析是在单元设备焓分析的基础上，按照过程系统三环节能量结构模型（详见 3.3.4）进行的。目前正在开发的软件（PEFSA）可以在物料流程模拟基础上直接获得系统焓分析的结果。与能量分析不同的是，它详细给出了每个设备、每个环节的焓损耗。从而可在分析比较中找到节能潜力和改进措施；并且可以对改进措施的合理性和科学性作出直观和准确的反映。随着研究开发的不断深入和信息技术的飞速发展，未来的某一时候，它可能成为石油化工设计优化的一个基本工具。

下面以某甲醛装置的焓分析和用能优化改造实例来说明焓分析的应用。

本甲醛生产工艺采用电解银法，即通过甲醇氧化脱氢生产甲醛，图 3-35 为原装置的工

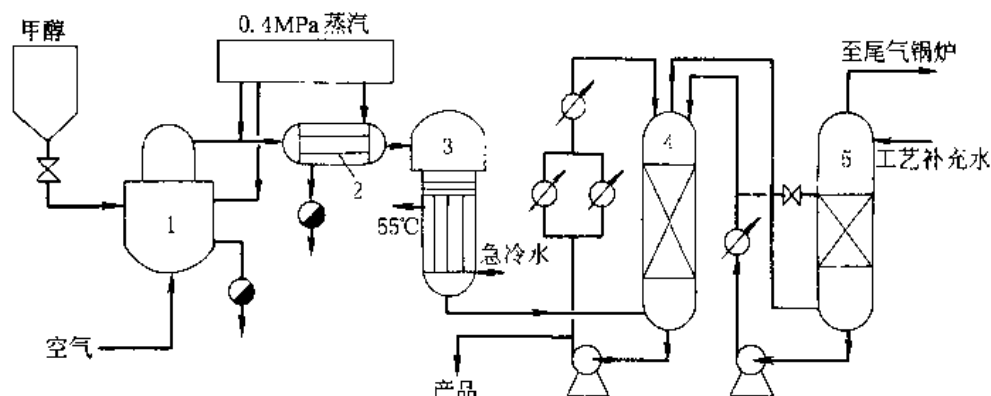


图 3-35 原装置工艺流程简图

1—蒸发器；2—过热器；3—反应器及急冷器；4—第一吸收塔；5—第二吸收塔

艺流程图。

如何有效利用所产生的大量的反应热是装置节能降耗的关键。图 3-36 为原流程冷热流匹配焓分析图。

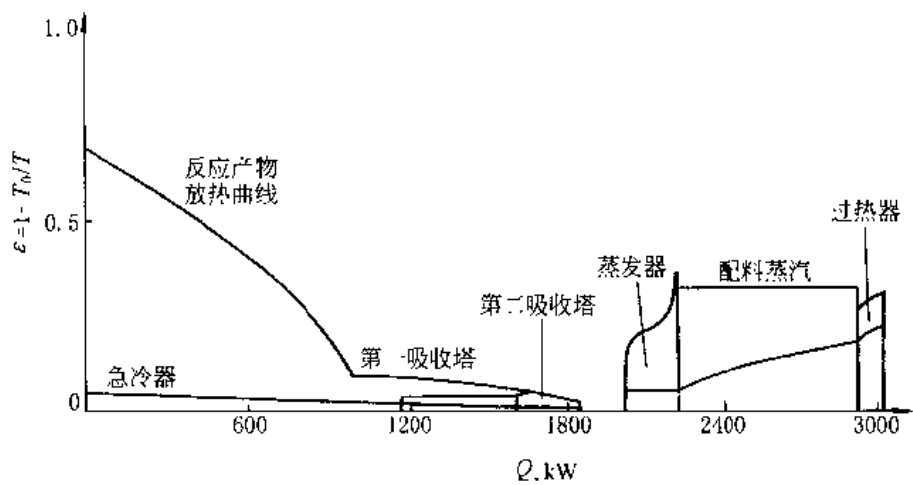


图 3-36 甲醛装置原流程焓分析图

甲醛装置用能总体评价表明：在现有的工艺条件下，放热反应所释放出热力学焓差在 657℃ 高温下转变为反应产物热焓时所产生的焓损（507kW）是难以避免的；转换和回收排弃焓总量不多，其改进潜力不大。因此，主要的改进潜力在于反应产物从 657℃ 急冷降温直到常温的热焓如何进一步利用，也就是目前大部为转换和回收环节传热过程（包括利用环节吸收塔内不可逆传热）的焓损约 900kW 如何进一步降低，其详细分布见表 3-38。

表 3-38 甲醛装置焓损耗和排弃焓分布 (kW)

环 节	转 换			利 用		回 收			合 计
设 备	蒸发器	过热器	机泵	反应器	吸收器	尾气锅炉	急冷器	冷却器	
焓损耗 ( $D_K$ )	66.7	18.7	34.0	507.6	59.4	590.7	358.0	30.6	1665.7
排弃焓 ( $D_I$ )	—	6.5	—	—	—	29 (散热)	25	48.9	80.4

从图 3-36 及表 3-38 看出：传热温差大的地方，也是焓损大的地方。装置焓分析指出的改进潜力主要涉及以下工艺过程改进内容：①工艺总用焓 241kW 中配料蒸汽 174kW，占 72%，有降低潜力；②重新考虑所有热源、热阱的匹配安排；③降低吸收过程的两级传热焓损（包括利用、回收两环节的焓损）。

具体改进措施包括：减少配料蒸汽；反应产物显热由加热 50℃ 左右的水改为发生 1.0MPa 蒸汽、低温潜热则用来加热水等；增设原料预精制塔，采用吸收冷凝塔新设备，并作能量集成。

用能优化改造后流程见图 3-37，图 3-38 为优化改造后甲醛装置焓分析图。比较图 3-37 和图 3-38 可以看出，优化改造后传热温差大大减小，焓损耗大大降低，反应热焓几乎全部得到了回收利用 [57、58]。结果，改造方案比原方案能耗降低了 48%。

(3) 过程用能的本质

图 3-39 给出了一个简单分馏塔节能改造的热焓损耗变化图。

其中 (a) 图为改造前典型分馏塔的用能及焓损耗情况；(b) 图为降低分馏塔回流比所

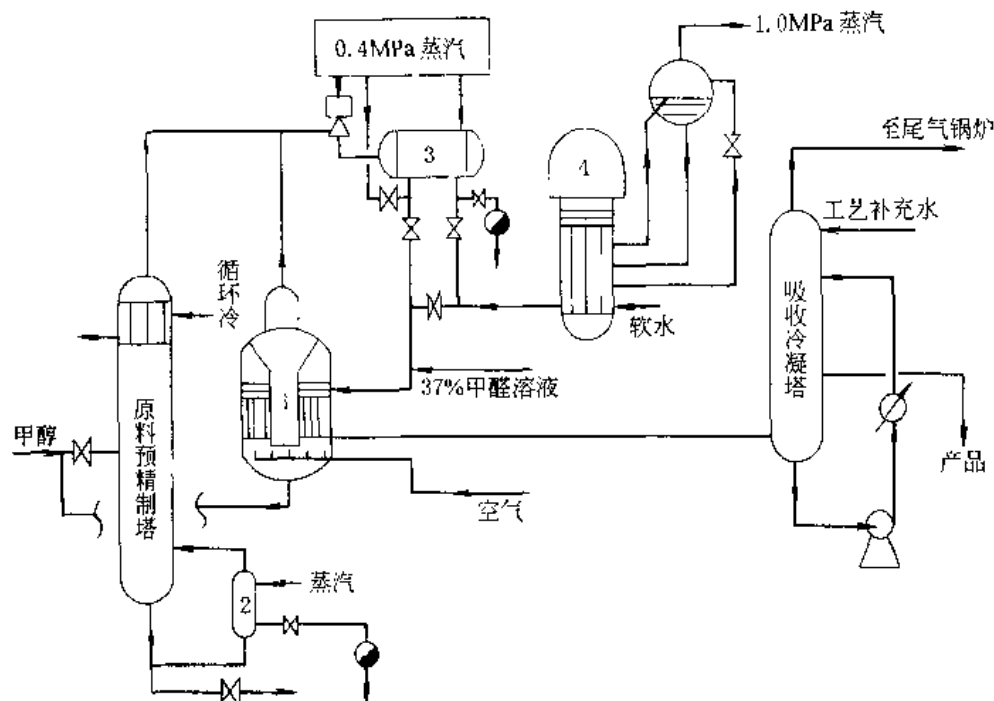


图 3-37 用能优化改造后甲醛装置工艺流程简图

1—中间再沸器；2—塔底再沸器；3—过热器；4—反应器及急冷塔

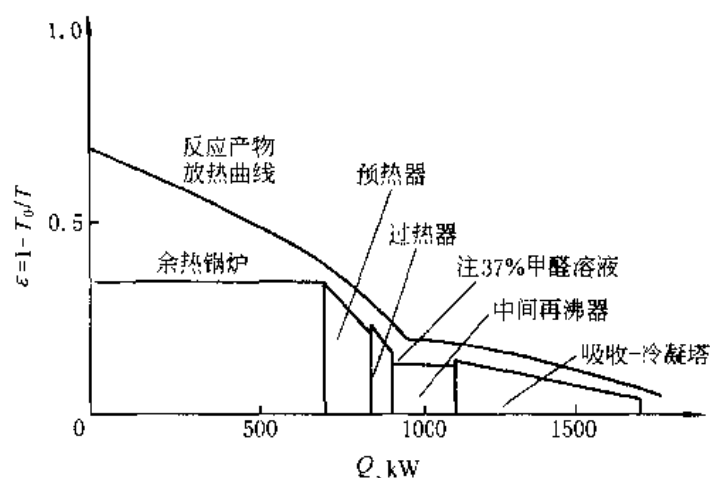


图 3-38 甲醛装置优化方案焓分析图

带来的节能效果，外供入焓减少，以此降低过程焓损耗；(c) 图则表示通过使用高效填料代替塔盘使得分离效率提高、全塔压降、温降减少，同时优化塔底再沸器及塔顶冷凝器以回收塔顶汽相物流显热、潜热等所带来的节能效果，外供入焓数量、能级同时降低，全塔焓损耗减小。

对于一个精密分馏塔，进料和产品的热能所占比例很小而且大致平衡。塔的用能主要是：向再沸器供入大量高温热，再从塔顶冷凝冷却器以低温热排出（给冷却水）。从热力学上看，如果使精馏过程可逆进行，焓损耗便似乎是可以避免的。但从动力学和经济学看来则不然，实际过程都是按照动力学规律进行的。以化工过程中最普遍的传热过程为例，任何换

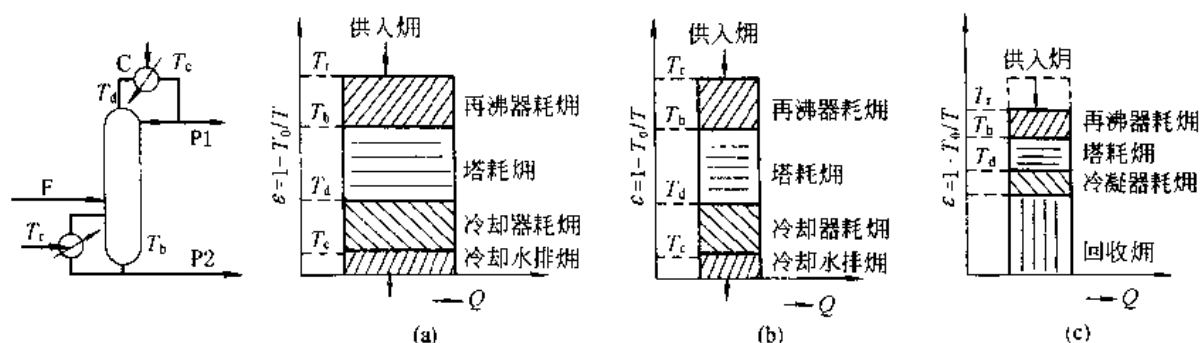


图 3-39 简单分馏塔用能优化改进烟损耗图

热器中的实际传热动力学方程为

$$Q = KF\Delta T \quad (3-47)$$

或写成

$$q = \frac{Q}{F} = \frac{\Delta T}{K^{-1}} \quad (3-48)$$

即

$$\text{传热速率} = \frac{\text{传热推动力}}{\text{总传热阻力}} \quad (3-49)$$

这是一个“现象方程”，质量传递、动量传递、化学反应过程也有类似的规律。

传热推动力是传热温差。所有过程的推动力都是相应强度量的差。热力学已证明了可逆过程必须是在无限小的强度量差下进行；强度量差愈大，不可逆性愈大，相应的烟损耗也就愈大。从各种过程烟损耗算式上也可看到：烟损耗  $D_K$  实际上就是提供强度量差即提供过程推动力的本源。例如传热过程烟损：

$$D_{KH} = QT_0 \frac{T_H - T_C}{T_H T_C} \quad (3-50)$$

而过程推动力是使过程在一定速率下得以进行的条件。速率是单位时间、空间内传递（或反应）的量，它实际上反映着生产能力、劳动生产率和设备投资的大小。推动力及其本源烟损耗则反映着能量的消耗和费用。因此通过现象方程所表示的动力学关系，可以进一步求得投资费用和能耗费用权衡的经济关系。

上述精馏过程也是一样，热烟损耗实际上提供了浓度差推动力，从而得到一定的传质速率，才能用比较紧凑的塔设备，比较少的投资，完成精馏过程。

因此，过程节能并不是一个单纯的技术问题，还要受到经济决策、管理、工艺、设备、操作控制等众多因素的制约，将它同热力学与经济学以及环境密切联系起来为能源的合理利用提供了必要的理论指导。

烟分析以热力学第一、第二定律为指导，以烟平衡式和损耗功基本方程式为依据，从能量的品位和烟的利用程度来评价过程和装置在能量利用上的完善性，主要指标是烟效率和损耗功。它不仅可以揭示由于“三废”、散热、散冷等引起的烟损失以及工艺物流、能流所带走的烟，而且能准确查明由于过程不可逆性引起的烟损，并确认过程不可逆是能量损失的内在因素，指出能量利用热力学上的薄弱环节与正确的节能方向，这是对节能本质认识的重大突破。目前此方法已广泛应用于包括动力、能源以及过程等工业领域的用能分析与优化<sup>[3]</sup>，以此要求工艺过程设计师熟悉掌握烟分析方法，并广泛应用于各种过程设计中。

### 3.3.3.3 烟经济学

类似于前述的传热过程，任何实际用能过程均存在以下现象方程<sup>[46]</sup>

$$\text{过程速率} = \frac{\text{推动力}}{\text{阻力}}$$

过程速率的大小决定着过程进行的设备、硬件系统的投资费用；推动力，即过程的热力学不可逆程度，与过程的熵损耗互为单调增加关系（有时是线性关系），直接决定过程进行的能耗费用。

前已述及，熵分析能指出单元设备与过程、局部子系统以及过程全局的熵损耗大小，查明过程用能的薄弱环节，指出通过降低熵损耗即不可逆性、提高热力学的完善性来实现节能改进的方向。但是，过程熵损耗降低意味着推动力减少，相应的设备投资费用必将增加；这是否经济？或者说，熵损耗降低的适宜尺度是什么？可逆过程是热力学上的极限情况，其熵损耗和推动力均为零，但动力学方程指出，这需要无限大的设备或无限长的时间，在经济上不合理。显然，熵分析不能回答这个问题。用能合理性的尺度必定包括经济性的考虑。任何过程的用能优化设计时，都必须考虑能耗费与设备投资费二者的权衡，并最终最大的经济效益作为取舍指标。

设备费用的计算不成问题；能耗费用的计算，对于一个工厂一个装置，也不成问题；只要加和所用各种能量的费用便可。但对于一个局部子系统、一个单元过程和设备，问题就来了。因为此时进出子系统的能量常常不是容易计价的燃料或电，而是（譬如）各种温位的热量；如果只按热量的数量来计价，不问其品质如何，显然会导致错误的结论。熵经济学便是为此应运而生的。

熵经济学是热力学第二定律分析（熵分析）与技术经济学相结合而产生的一门新型交叉学科，其特点是依据熵含量而赋予能量流一定的价值，结合价值平衡思想，估算能量在转换与传递过程中价值的变化，最终以经济效益为尺度科学地评价过程用能的热力学完善性及现实合理性。熵经济学主要缘于以下几个方面的考虑：①能量的热力学不等价性；②熵的经济学不等价性；③联产熵流计价问题。熵平衡方程与费用平衡方程构成了熵经济学分析优化的基础。

### （1）能量的热力学不等价性

众所周知，能量在热力学上是不等价的，以热力学第一定律为基础的能量平衡和“能耗”计算中，“等焓等价”的原则，显然不合理，因其并未反映能量质的差别，因此也难以

反映其价值的差别。由于熵是能量中唯一能够做功和能够在变化过程中起推动作用的部分，所以应该按照熵的含量来决定能量的价值，能量能级  $\varepsilon$  的高低确实能够反映其在工艺过程中的实用价值。

### （2）熵的经济学不等价性

不同地点、不同形式的熵在经济学上并非等价，以工业加热炉熵流转换及价值变化为例。图 3-40 为从燃料化学熵开始，经过加热炉转换为工艺物流热熵过程中的损耗情况及其价值增值。

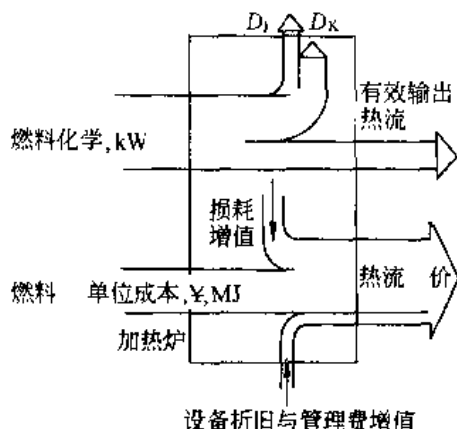


图 3-40 能量转换与传递过程中熵流减少和成本增加示意图

由图可见，由于加热炉中熵流的转换存在熵的损耗  $D_k$  和排弃  $D_1$ ，输出的有效热流熵数量远小于燃料化学熵。但是燃料的价值和成本必定全部转换到输出热流熵中，加上炉子运行过程中的投资折旧和工资、

管理等费用,致使单位热流焓的价值将成倍地高于燃料化学焓,并且因炉子的焓效率的不同而不同。

焓的经济学不等价性是由于焓价不断因下列因素而变: a. 转换、传输过程中的不可逆性造成的焓损,因具体过程设备而不同; b. 转换、传输过程中耗用的设备的价值也各不相同; c. 转换、传输过程中耗用劳动也不尽相同;

### (3) 费用平衡方程 (Money balance equation)

工艺设计师所设计的任何工业过程均将实现所有的费用消耗向目的产品转移,即满足

$$\text{出方流总费用} = \text{入方流总费用} + \text{设备费用}$$

如图 3-41 所示的单元  $j$ , 结合进出焓流的焓价, 可以写出以下费用平衡式

$$\sum_i (c_i \dot{E}x_i)_j + c_{w,j} \dot{W}_j = c_{q,j} \dot{E}x_{q,j} + \sum_i (c_i \dot{E}x_i)_j + \dot{Z}_j$$

式中  $c$ ——各自焓流的焓价;

$\dot{Z}_j$ ——组元  $j$  的投资折旧费用。

费用平衡方程是连结系统中物流、焓流及经济流的纽带,并构成了不同焓流实际价值计算的前提。焓经济学能定量地反映能量(焓)流与经济流之间的关系,工艺设计师在进行有关能量转换和利用的过程或系统优化设计时,可以运用焓经济费用平衡原理给能量(焓)准确计价。

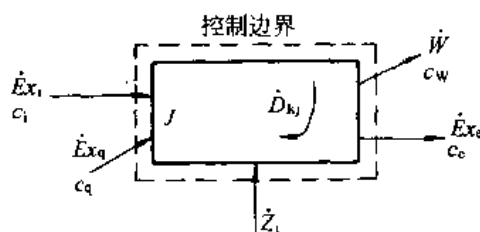


图 3-41 组元  $j$  焓与费用平衡示意图

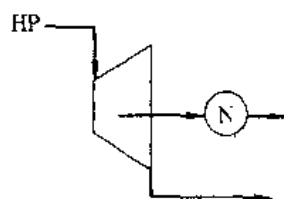


图 3-42 蒸汽背压示意图

### (4) 联产焓价计算

在能量转换和传递过程中,经常同时产生几种不同形式的能量(焓),如热电联产装置同时供电、供热,空气分离装置同时提供几种不同纯度或不同压力的气体产品,在这种情况下,仅仅依靠费用平衡方程就不能同时确定联产的几种不同形式产品焓流的价格。为解决面临的费用分摊难题,需要引入经济学附加条件。以图 3-42 所示的背压透平汽电联产为例,附加条件的确定有以下几种方法。

①提取法。即认为发电是唯一目的,因而背压蒸汽的焓价与高压蒸汽焓价相同,透平的折旧、操作费等均由电价承担。

$$c_L = c_H$$

$$c_S = c_H \cdot \frac{Ex_H - Ex_L}{Ex_S} + \frac{C_T}{Ex_S}$$

式中  $c$ ——焓单价;

$C$ ——投资折旧及操作等费用;

$Ex$ ——焓;



$L$ ——低压蒸汽；

$H$ ——高压蒸汽；

$S$ ——轴功或电；

$T$ ——透平。

②均值法。低压蒸汽和电都是所需要的目的产品，烟价相等，透平折旧等费用由两者分摊。

$$c_L = c_S$$

$$c_L = c_S = \frac{Ex_H \cdot c_H + C_T}{Ex_L + Ex_S}$$

③副产电法。目的产品只是低压蒸汽，电为副产。这时  $c_L$  可由低压锅炉的工艺条件来定，电价则由  $c_L$  和  $c_H$  决定。

$$c_L = \frac{c_F}{(\eta_x)_{LB}} + \frac{C_{LB}}{(Ex)_{LB}}$$

$$c_S = \frac{c_H Ex_H - c_L Ex_L}{Ex_S} + \frac{C_T}{Ex_S}$$

式中  $\eta_x$ ——烟效率；

$F$ ——燃料；

$LB$ ——低压锅炉。

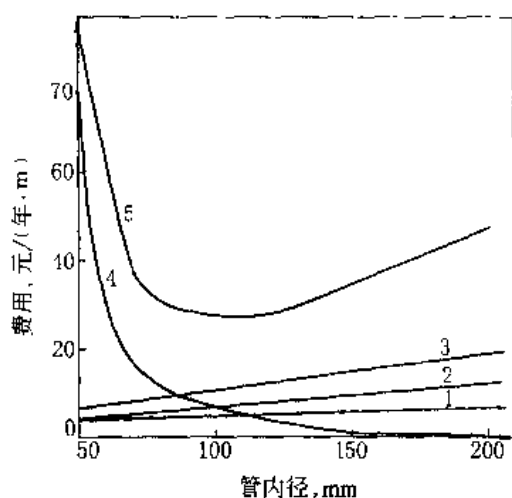


图 3-43 某热油品输送年费用与管径的关系的烟经济优化曲线

1—管道保温费用；2—管道费用；3—散热烟损费用；4—摩擦损失费用；5—总费用

④副产蒸汽法。目的产品是电，低压蒸汽是副产。此时，电价  $c_S$  由凝汽透平的条件来定，或者按外购价， $c_L$  则由  $c_H$  和  $c_S$  来定。

设计中采用哪一种方法应根据具体设计对象的特点及要求而定。

#### (5) 烟经济优化

烟平衡与费用平衡方程构成了烟经济学分析优化的基础。优化目标函数的烟经济化，可兼顾能量利用的经济性和合理性，亦即通过能耗费用与设备投资费用的权衡，可以使得总费用最小。图 3-43 示出了管径和保温厚度烟经济优化关系。

单元设备与过程的节能优化设计是工艺设计师在石油化工设计中经常遇到及必须解决的问题。如前所述，使用“烟”而非“能量”作为优化目标中能耗费项计算的基准对于得到真正的优化方案极为重要，例如，单台换热器的优化、流体输

送管径及保温厚度的优化等。烟经济学的发展突破了常规热力学的束缚，与工程实际的联系更加紧密，特别是在工艺过程设计中的广泛应用使得用能过程能同时达到热力学与经济学两方面的目标，取得显著的用能经济效益与社会效益。表 3-39 给出了一个分馏塔烟经济优化产生的效益比较。

表 3-39 某芳烃分离装置炯经济优化与传统优化比较

方 案 内 容	原设计	传统设计	炯经济优化	考虑传质强化的炯经济优化	
传质元件	浮阀	浮阀	浮阀	CY 丝网填料	BX 丝网填料
$R/R_{\min}$	3.94	1.08	1.24	1.20	1.20
塔径, m	2.20	1.10	1.20	1.20	1.20
理论板数 (填料高度, m)	63	126	105	(13.5)	(27)
年总费用, 万元/年	148	58.9	37.1	28.5	31.1

### 3.3.4 三环节能量综合策略方法及其应用

在本章的概述部分已经指出, 石油化工系统是由多个涉及能量和质量转换或传递的单元过程和设备藉物料、能量、信息三种流联结而成的。这种联结关系主要通过过程系统两个基本流程, 即物料流程和能量流程来反映。石油化工系统主要以生产一定的物料产品为目的, 而能量是生产过程进行的推动力。因此系统设计优化同时涉及物料优化和能量优化。

传统的观念只是按照物料变化的线索来认识、描述系统的结构。随着能源问题日益突出, 以及对能量是过程推动力这一普遍原理的揭示, 按能量变化的线索来认识过程系统, 揭示其结构关系, 便成了研究、设计过程系统的一个重要手段。不同生产目的的石油化工过程, 其物料流程千差万别, 难有共性, 但能量在任何石油化工过程中的演变却是有一定规律可循的。至今, 石油化工设计师主要重视物料流程的工艺设计, 而对所设计过程的能量综合利用考虑不够。过程能量综合是在一定的物料流程基础上, 追随系统中能量流演化过程, 在单元设备、局部子系统和系统全局三个层次上, 通过能耗费与设备费的权衡, 得到全局费用最优的流程结构和运行参数。第一节介绍的换热网络综合的夹点技术以及分离序列综合等均属于子系统的能量集成。广泛研究及在设计中广泛采用的系统过程能量集成方法有: 夹点分析和三环节方法。

过程能量综合是继 20 世纪 20 年代单元操作技术的发展和 20 世纪 60 年代对传递现象的归纳之后, 化学工程领域的第三次重大发展。生产的扩大化、集成化以及市场的激烈竞争, 促进了系统技术的发展, 除人们熟悉的工艺技术和设备技术外, 系统技术也构成了过程设计优化极为重要的方面。近年来, 随着信息技术的飞速发展, 过程系统优化领域的研究开发工作也在蓬勃开展、不断创新, 这对石油化工设计师提出更高的要求。首先必须对能量在过程中演变的共性规律有一个全面的、正确的了解, 特别是能掌握并在实际设计中广泛运用过程能量综合优化的思想和方法, 以提高我国的石油化工设计水平, 推动我国的石油化工设计从经验走向科学。

#### 3.3.4.1 过程系统的能量结构

##### (1) 工艺过程用能特点

常用的石油化工工艺流程图是以物料流为主线的系统结构, 而研究能量集成就需要从能量流的角度描述系统, 大部分由一定原料生产一定产品的石油化工过程直接利用的能量形式主要有两种: 热能和流动能。热能使物料达到工艺所要求的温度及提供吸热反应所需要的焓差; 流动能, 由流体的动能、位能和压力能构成, 主要使物流通过一定的驱动设备达到一定的压力或高度。石油化工工艺过程总用能之中, 热能占绝大多数, 与流动能之比大约为 9:1。不过, 热能和流动能都是难以储存和远距离传输的。所以需要有一个能量转换的环节。

石油化工工艺过程用能的另一特点是所用的热能温位分布相当广泛, 这给热能的多次利用提供了机会。

## (2) 能量在过程中的演化

外界供入工艺装置的能源, 大部分是燃料化学能、电能及水蒸气。锅炉、加热炉、电炉、燃气轮机、电动机、蒸汽透平、泵、压缩机、蒸汽加热器等等, 虽然是分属不同类型的单元设备, 但其共同的功能都是把燃料化学能、电能、蒸汽等转换为热能或流动能提供给工艺过程使用。

由于能量守恒, 进入工艺过程的热能和流动能, 在推动各种单元过程进行时数量不变, 但质量降低。除了进入产品那部分能量外, 那些“利用”过的能量或通过各种换热器、蒸汽发生器、膨胀机、水力透平、冷却器、空冷器等设备回收利用或通过各种形式排入环境。

上述能量在过程系统中转换、利用、回收和排出的演化线索, 具有普遍性。

## (3) 过程系统能量结构模型

在第一节夹点分析中提出的“洋葱模型”实际上就是对过程系统能量结构的一种粗略的描述。三环节模型按照能量在系统中的功能将系统划分为三个环节, 给出了严格、定量的过程系统能量流结构的拓扑关系, 见图 3-44。从能量的利用原理和能流演化角度, 可以清楚看出整个过程系统由能量转换、能量利用和能量回收三个环节(子系统)构成。图 3-45 则为一个简单分馏过程的物料流程和能量流程图。

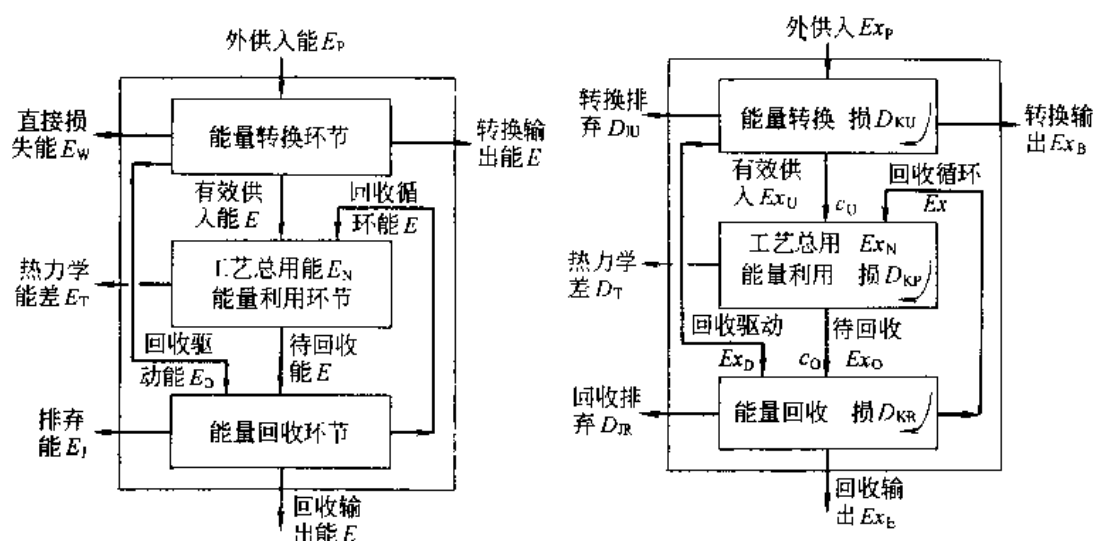


图 3-44 三环节模型示意图

过程系统三环节结构模型总体概括了过程系统的能量结构。在这个结构框架下, 可以分层次对单元设备、局部子系统、系统全局的用能状况和经济合理性进行严格的描述、计算和剖析, 其目的在于能准确指出存在问题的症结以及改进的潜力与方向。根据第二节所介绍的用能原理和关联式, 可以导出整个系统及各个环节的能量平衡式与焓平衡式。表 3-40 为三环节模型的基本要点、三个层次的数学关系以及评价指标。

对于整个系统, 出入系统的能流数值相等而质量降低, 即焓发生损耗, 其能量平衡式为

$$E_p = E_T + E_R + E_w + E_I + E_E$$

焓平衡式为

$$Ex_p = D_T + Ex_R + Ex_E + D_{KU} + D_{KP} + D_{KR} + D_{JU} + D_{JR} \quad (3-51)$$

能量结构的揭示使得石油化工设计师能够按照环节分别分析和评价过程系统用能的合理性, 并提出切实的用能改进措施。

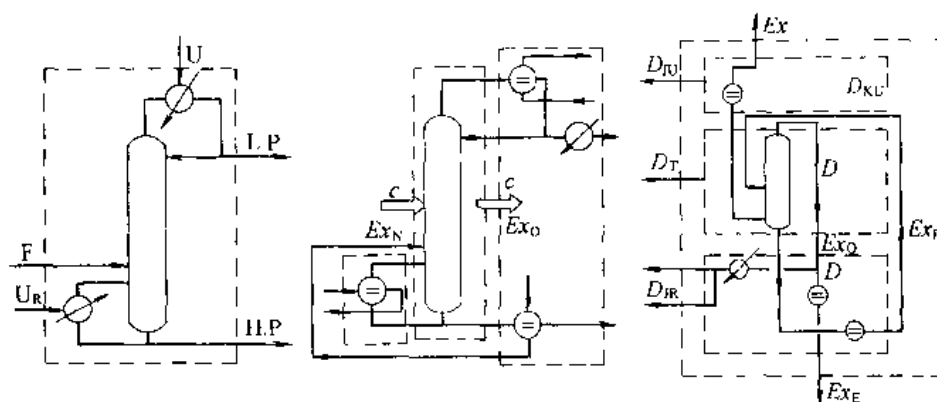


图 3-45 一个简单分馏过程的物料流程（左、中）和能量流程（右）图

表 3-40 三环节能量结构模型要点

环 节	能 量 利 用	能 量 回 收	能 量 转 换
功 能	原料到产品工艺变化	能量回收利用和排出	能量形式转换和传输
单元设备	反应、各种分离	换热、冷却、能量升级	炉、机泵、热机等
能量形式	热、流动、蒸汽	热、流动	化学、电、热、蒸汽
能 量	平衡关系	$E_U + E_T = E_N = E_T + E_O$	$E_O + E_D = E_R + E_E + E_J$
	效能指标	$\eta_T = E_T / E_N$	$\eta_R = (E_H + E_E) / (E_O + E_D)$
焓	平衡关系	$E_{X_L} + E_{X_R} = E_{X_N}$ $E_{X_N} = D_T + D_{KP} + E_{X_O}$	$E_{X_O} + E_{X_D} = E_{X_R} + E_{X_E} + D_{KP} + D_{JR}$ $E_{X_P} = E_{X_U} + E_{X_D} + D_{KU} + D_{JU}$
	效能指标	$\eta_{\lambda L} = D_T / E_N$ $D_{KP} = \sum D_{KPj}$	$\eta_{\lambda R} = 1 - (D_{KR} + D_{JR}) / (E_{X_O} + E_{X_D})$ $\eta_{\lambda I} = 1 - (D_{KU} + D_{JU}) / E_{X_P}$

## 3.3.4.2 基于能量结构的过程系统的能量分析和焓经济分析

## (1) 过程系统三环节能量分析

从过程系统能量结构可知，仅仅孤立地考虑每一单元过程的单项节能措施肯定不能达到整个系统节能的最优效果。例如，考虑一台泵的节能往往局限与提高转换效率的单项技术，但更大的节能常常是降低扬程和排量。不过这个考虑并不取决于泵本身，而是与此泵有关的利用或回收环节的系统安排。因此，几个环节的节能改进，更多的是相互关联、制约，需要从系统全局的角度统筹考虑。

过程能量分析就是在对整个系统的能量核查（也称能量审计 Energy audit）的基础上，综合运用现有技术分析各单元和系统的能耗，发现系统的节能潜力并提出相应的改进措施。过程系统的用能分析评价主要是基于三环节能量结构进行的。首先，根据各单元设备的功能将其归于某个环节，然后，按单元设备、环节（子系统）、系统全局三个层次分别进行能量、焓计算，得到各自的用能效率和焓效率。对能量的工艺利用环节，主要是分析各单元工艺总用能  $E_N$  的合理性和影响全厂工艺总用能的因素；对能量的转换环节，主要评价其转换和传输效率  $\eta_U$ ；对能量的回收环节，主要分析各单元、各不同温位的物流的能量利用情况和流股匹配和合理性，主要指标为能量回收率  $\eta_R$ ；对整个系统，主要是分析能耗在整个工艺装置、各个辅助单元间的分布以及各种能耗在总能耗中所占的比例。我国石化部门制订了按照三环节能量结构进行过程能量分析的统一标准。根据能量分析，就可以评价整个系统的用能

情况,找出改进方向,进行用能调优。

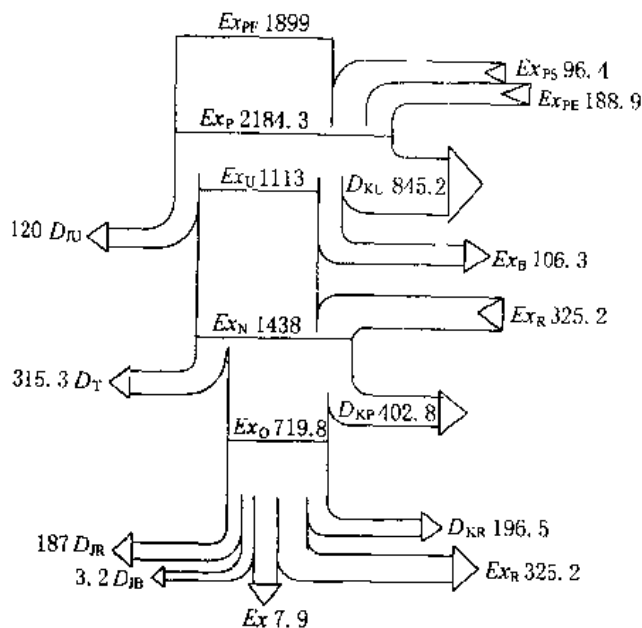


图 3-46 某甲醛装置焓分析焓流图

目前正在开发的将基于流程模拟软件(如 PRO/II 或 ASPEN PLUS)的物料流程模拟结果直接转换为能量流程模拟的软件(PEFSA),可以快速获得系统焓分析结果。能量、焓计算过程的计算机化将极大促进能量分析、焓分析技术在工程界的应用。

图 3-46 给出了一个以焓流图形式表示的甲醛装置焓分析结果。

## (2) 过程系统三环节焓经济分析

本章第二节焓经济学部分指出:焓在经济学上是不等价的,不同来源的焓其经济代价是不一样的。因此,单纯追求低能耗,即要求焓损耗最小是不现实的,这会导致设备投资过高,总费用过大,反之单纯追求节省投资,会造成能耗费从而运行费用过高。因此,能量利

用的合理性的最佳判据是投资和能耗总费用之和最小。对一个大系统总体评价时,可以由输入能量量计算能耗费用;但在评价某些单元过程或子系统时,时常无法直接计算能耗费用,此时作为推动力的焓损耗的费用或成本,就必须通过焓经济方法来计价。

过程系统焓经济分析同样可以按照如图 3-45(右)所示的三环节过程系统焓经济结构进行,各环节焓经济平衡要点见表 3-41。通过各环节的焓平衡和费用平衡来计算三个环节的节点焓价。

表 3-41 三环节焓经济平衡要点

环 节	能量利用	能量回收	能量转换
焓经济平衡式	$O_T = O_e + O_d =$ $(c_{U1}Ex_{R1} - c_{O1}Ex_{O1}) + \dot{Z}_P$	$c_{O1}Ex_{O1} = c_{U1}(Ex_{R1} +$ $Ex_{T1} - Ex_{1h}) - \dot{Z}_R$	$c_{11}(Ex_{U1} + Ex_{1h} + Ex_{B1})$ $= c_{P1}Ex_{P1} + \dot{Z}_L$

能量转换环节的有效输出焓价  $c_{U1}$  可以根据转换环节的焓平衡和费用平衡方程来求得。其中的外界输入焓价可以根据所供入一次能量的市场价格来确定。

能量回收环节的待回收焓价  $c_{O1}$  则取决于能量在环节中被回收利用的程度。但在通过回收环节的焓平衡、费用平衡来求取  $c_{O1}$  时,先要知道回收循环焓价和回收输出焓价。为此,需引入附加的经济学边界条件:回收循环焓  $Ex_{R1}$  与它所取代的有效供入焓  $Ex_{R1}$  等价,即  $c_{R1} = c_{U1}$ ;回收输出焓  $Ex_{E1}$  作为回收循环焓  $Ex_{R1}$  的联产焓流,无市场价参考时,也可采用  $c_{E1} = c_{U1}$ ;

过程系统焓经济优化是综合运用热力学、动力学、化工工艺学、经济学、计算机科学等领域的知识对石油化工过程进行技术经济分析,使焓损耗和设备投资之和最小,以求得最大的经济效益的一种优化方法。该方法的关键是合理地估计能量和焓的经济价值或成本,计算能量的转换、工艺利用、回收三个环节的收益,再根据有关投资的数据利用各种经济评价方

法求得最大的经济效益。

能量利用环节,即反应、分离子系统,是过程系统的核心部分,其优化是整个过程系统的优化的前提。通过转换、回收两环节焓分析求得节点焓价  $c_{Ui}$ 、 $c_{Rj}$  的初值,是利用环节优化的焓经济边界条件。

### 3.3.4.3 子系统焓经济优化设计

#### (1) 能量利用子系统(反应、分离)的优化设计

##### (1.1) 反应过程的能量综合优化

##### ① 改变反应工艺条件,降低工艺总用能

**降低反应压力和吸热反应的温度** 反应压力愈高,使反应物升压所需的泵和压缩机功耗愈大,特别是气相反应物的压缩功。藉膨胀机或水力透平虽然可以回收压力能,但是投资高、回收率低,远不如降压操作效益好。例如烃类催化重整(芳构化)反应从 3MPa 降低到 1.5MPa,压缩机功耗可获适当降低。目前已有 < 1MPa 的新工艺。石油馏分的加氢裂化和加氢精制反应,也有类似改进。关键是开发新的、适用于低压操作的催化剂。

甲醇法制醋酸原本是在 230 ~ 350℃, 5 ~ 7MPa 下(硼系催化剂)进行的,经过 BASF 和 Monsanto 公司等几次改进,成功地在 175℃, 2.8MPa 下实现高收率(99%)转化,工艺总用能成倍降低。

对吸热反应,温度降低后,反应热的数量即使不变或增加,因供热温位降低,耗用的焓也将大大减少;原来需用燃料加热的,可用回收的低温热取代,因而同样有巨大的节能效果。

**提高转化率和产率,减少副反应** 通过开发新的催化剂来提高反应的转化率和产率,减少副反应,也有降低工艺总用能的效果。因为对单位最终产品来说,不仅反应用能减少,而且下游分离、提纯耗能也会降低。例如鲁姆斯公司采用低活性、高选择的催化剂使乙苯的转化率提高到 70% 苯乙烯选择性提高到 95%,使苯烯的能耗从传统工艺的 27.9GJ/t,降低到 10.0GJ/t,降低了 64%,所用蒸汽 90% 可自给<sup>[59]</sup>。

**反应物相态、浓度的优选** 许多反应是在溶液中进行的,反应工艺总用能中有很大部分是用于溶剂的升压、升温,并且反应物中溶剂的分离、回收耗能甚多。因而,适当改变工艺条件,提高反应物在溶液中的浓度,或者避免使用溶剂,将会有很大的节能效果。

例如,粗对苯二甲酸(PTA)的加氢精制反应是在约 280℃、6.8MPa 氢分压下的水溶液中进行的,此时 PTA 在溶液中的浓度为 20%。适当提高温度和压力(295℃ 7.1MPa),PTA 在溶液中的浓度可以增加至 23%;对单位 PTA 产品来说,水的升温升压用能减少了 16.3%,而因压力、温度条件改变增加的工艺总用能则不到 6%。再如聚丙烯本体聚合与传统的溶液法比较,不仅能耗减少 3/4,而且设备投资也节省 60% 左右<sup>[60]</sup>。

**反应工艺方法、工艺路线的优选** 不同的工艺方法路线,工艺总用能可能相差很多。许多情况下,主要区别在反应条件和催化剂:例如由丁烷制下二烯。也有些情况下,工艺方法的不同在于惰性组分,例如,银法甲醇氧化制甲醛,用分离了甲醛后的尾水蒸汽,不仅可以降低工艺总用能,而且还有利于提高产品甲醛的浓度。

**优化原料循环量** 若干有化学变化的二次加工过程的工艺总用能  $E_{NH}$ ,在受反应原料的循环量(例如催化裂化的回炼比,延迟焦化的循环比)和反应物中某一组分分压比(如加氢精制中的氢油比)影响很大。未反应物在循环中重复降温 and 升温使  $E_{NH}$  增加。催化裂化回炼比每增加 0.1,  $E_{NH}$  将增加 50MJ/t 进料。当然,这部分  $E_{NH}$  基本上可在稍低的温位回收利

用,但也形成了烟损。

减少回炼比、氢油比以降低  $E_{NH}$  的措施涉及到一系列技术问题,如改进催化剂的性能,优化反应工艺条件以提高单程转化率;或者在同样的单程转化率下,采用部分排出未反应物料的操作方案;而这又涉及到装置的处理能力、产品收率及分布等一系列经济效果问题,需要通过技术经济优化来找到最优条件。设计师的任务是:在掌握各种工艺及其关键参数关联的基础上,进行不同方案的技术经济对比,选出物料、能量和投资、环境等综合经济效果最好的方案。利用计算机软件进行工艺核心环节烟经济优化设计的技术正在研究开发中,2010年左右可能投入使用。

②反应供、取热方案的优化。对许多反应过程所做的热力学分析表明,因化学反应的不可逆性而导致的烟损耗,常常只占整个反应器烟损耗的小部分;而大部分烟损耗常是反应器中的不可逆传热所引起。因此,降低反应过程烟损耗的关键在于深入剖析反应器内的传热过程,并加以优化。

**传热温差优化** 恒温放热反应要靠取热维持反应温度。取热介质同反应物的温差越大,烟损耗就越大。减小温差会使传热面积相应增加,可由投资和烟回收效益的权衡确定优化设计点。馏分油流化催化裂化装置中的再生器烧焦温度  $700^{\circ}\text{C}$  左右,目前再生器内取热盘管多半用于发生  $4\text{MPa}$  中压饱和蒸汽 ( $250^{\circ}\text{C}$ ),传热温差高达  $400^{\circ}\text{C}$ 。如果改为发生  $7\sim 10\text{MPa}$  高压蒸汽,则可将减少的烟损耗转化为功。

合成氨反应器内过程更为复杂,其中既有催化剂填充床绝热反应段,又有同冷原料气换热的准恒温反应段和直接换热的急冷降温段,由于反应压力很高,反应器投资大,内部空间很宝贵,因此反应器优化设计是传热温差(烟损)、传热面积和催化装填体积(投资)、净氨值(转化率)的三维权衡过程和结果。

**传热方式的优选** 无论放热或吸热反应,供、取热可分为直接、间接两种。

**直接传热**是在冷原料和热的反应中间产物或催化剂之间进行的。其优点是在分子级或微粒表面直接传热,不需专门的换热设备投资,且传热速度高、需要空间小。缺点是只能顺流传热,传热温差及烟损耗大、温度效率低(见图 3-47)。当反应温度、压力很高,或反应物有强腐蚀性,需要贵重合金材料时,直接传热可能更经济。

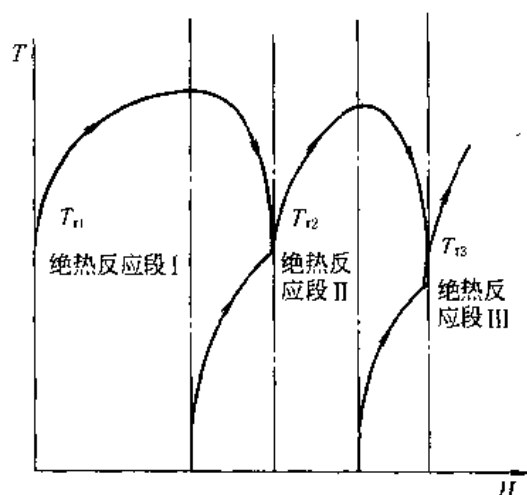


图 3-47 用冷原料分段直接混合取热的绝热放热反应  $T-H$  图

**间接传热**是采用取(供)热介质、通过传热表面换热,介质的种类和换热设备的型式依反应温度范围和反应器型式而多种多样。通过优化设计,可使传热烟损尽可能减小。例如由邻二甲苯制苯酐,采用  $370\sim 400^{\circ}\text{C}$  的熔盐在列管式固定床反应器中取热,然后用于发生  $10\text{MPa}$  高压蒸汽在背压或抽汽透平中发电,可使装置用电自给,并外输蒸汽  $3\text{t/t}$  苯酐<sup>[61]</sup>。

可以采用新型反应器代替在本工艺中习用的传统型式,以使传热效率大大提高。这是设计师发挥创造性的一个重要阵地。

**放热反应温度选择** 从能量利用角度来说,在满足反应速率要求条件下,放热反应、特别是热效应较大的放热反应。温度越高越好。这虽然

会增加反应物预热的工艺总用能。但是反应放热能级和焓值的提高所获得效益更大。例如苯绝热硝化制硝基苯，在 0.4 ~ 0.45 MPa 下，利用反应放热可使产物升温到 135℃，并使分离出硝基苯后的废酸经真空闪蒸蒸出水分，浓缩到 70% 循环使用，与传统的 60℃ 等温硝化工艺比较，既节省了排除反应热的冷却水，又节省了蒸浓废酸用的蒸汽<sup>[62]</sup>。

③减小反应过程的压降。许多反应物不完全转化的气相反应，在分离出产物后，反应物气体需用压缩机增压后循环使用，这时，系统压降对循环压缩机耗能起决定作用。反应器，特别是固定床反应器的压降，常占系统压降的相当大一部分。在保证与催化剂活性表面有足够接触时间的前提下，减小床层压降是节约压缩机能耗的重要手段；改轴向流为径向流为一种有效的方法。改固定床为流化床可能效果更佳。

④间歇式反应过程节能。连续、稳定流动条件下流体的传热性能最好。间歇式反应多半在釜式反应器内间歇进行，并常伴有搅拌条件下的不稳定流动。在这种条件下，无论是夹套还是盘管，传热系数都很小，传热效率很低，并且，釜内反应过程中温度和其它参数常常是周期性变化的，这更为能量的合理利用带来了困难。

对于间歇式反应，下列几点可作为节能的方案制订导则。

①如果有连续、间歇两种方案可供选择，尽量选择连续方案，以利节能。

②即使反应必须间歇进行，也要尽可能把反应产物的分离、提纯变为连续过程。

③每釜的进料、出料过程，都可以安排为连续、稳定流动。充分利用这一操作条件进行热交换，是间歇反应过程的一个重要的节能机会。但须注意，进、出料操作时间常常较短，因而换热器的操作时间不长，会使投资回收期长。须由投资费用和节能效益的权衡来决定。

④搅拌节能。间歇反应过程常常在有搅拌的反应釜中进行。搅拌是使反应物均匀混合、充分接触，从而使反应完全、时间缩短的一种单元操作手段。搅拌消耗的机械功或泵、风机（液流循环或气流搅拌）的流动功有时相当可观、根据具体条件、合理设计搅拌方式及相应几何、操作参数，可以在满足搅拌效果要求下节省功耗和避免过度搅拌。

## (1.2) 分离过程的焓经济优化设计

分离过程的途径有精馏、蒸发、干燥、结晶、萃取等。对不同的分离过程设备，优化设计思路有所区别。下面举例说明分馏设备和子系统的焓经济优化设计思路。

①简单精馏塔的优化设计。简单精馏塔是只有一个进料、一个塔顶产品和一个塔底产品的塔。它的优化设计主要包括两大问题：回流比  $R$ -塔板数  $N_T$ -分离精度  $X$  的三维权衡优化，全塔压降-分离元件选择（强化传质技术）-水力学条件优化。简单塔的分度精度、 $R$ 、 $N_T$  关系见图 3-48，可由模拟程序给出，在方案设计时可用吉利兰-恩德伍德法简算。

在一定分离精度和分离元件下， $R$ 、 $N_T$  与年度化投资费  $O_d$  及年度化操作费（即能耗费） $O_e$  有一定关系。 $R$  决定再沸器及冷凝器负荷，即决定塔内气、液相负荷和塔直径  $D$ ，也就是说同时影响能耗费  $O_e$  和设备费  $O_d$ ；而  $N_T$  则决定塔高度  $H$ ，即影响  $O_d$ 。塔的总投资费  $I_T$  由塔体、塔板两部分组成。

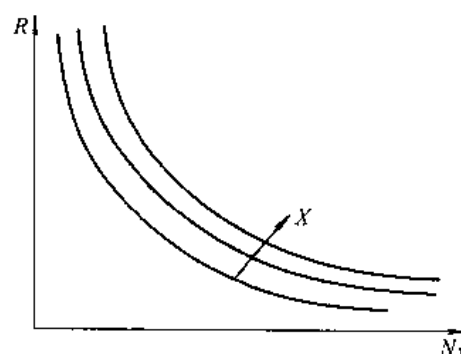


图 3-48 简单塔的  $R$ - $N_T$ - $X$  (分离精度) 关系示意图

$$I_T = I_{\text{tower}} + I_{\text{tray}} = \Psi a \gamma \pi D \delta H + N_T \cdot A \square \cdot m_T / \eta_T \quad (3-52)$$



$$O_d = (\beta_0 + \beta_m) I_T \quad (3-53)$$

式中  $I_{\text{tower}}$ ——塔体投资费；  
 $I_{\text{tray}}$ ——塔板投资费；  
 $\Psi$ ——附加材料系数；  
 $A$ ——钢材单价；  
 $\gamma$ ——相对密度；  
 $\delta$ ——厚度；  
 $A_{\square}$ ——钢材单价；  
 $m_T$ ——每板重；  
 $\eta_T$ ——板效率；  
 $\beta_0$ ——一次投资年折旧率；  
 $\beta_m$ ——年维修费占一次投资的比率。

考虑简单塔的优化设计时空塔线速  $\omega_0$  按下式选取。

$$\omega_0 = \frac{V_G \cdot 3600}{\frac{4}{\pi} D^2} \leq \omega_{\text{on}} \quad (3-54)$$

$V_G = f(R)$ ;  $D = f(\omega_{\text{on}}, R)$ ;  $H = H(N_T)$ 。

将模拟结果的  $R = F(N_T)$  关系回归函数式引入可求得  $O_d = F(R, N_T)$  关联式。

能耗费  $O_e$  在传统的优化设计时一般取下式

$$O_e = C_s E_s + C_w G_c \quad (3-55)$$

式中,  $E_s = f(R)$  再沸器耗蒸汽量,  $G_c = \phi(R)$  塔顶冷却水量, 均为回流比的函数;  $C_s$ 、 $C_w$  分别为蒸汽和水的单价。

简单塔的总费用  $O = O_d + O_e$ , 令  $\frac{\partial O}{\partial R} = 0$ , 即可解出  $R$ 。文献认为一般  $R_{\text{opt}} \approx 1.1 \sim 1.2 R_{\text{min}}$ 。Malone 认为  $O_d$  主要取决于  $R$  (塔径  $D$  而不是塔高  $H$ )。

全塔压降-分离元件选择 (强化传质技术)-水力学条件优化问题在弄清优化目标后再来讨论。

②分馏塔能量综合的目标和实质。利用上述方法对某吸附分离装置中的 AD 分馏塔做优化设计<sup>[63]</sup>, 即如图 3-49 所示的  $R-N_T$  优化。在塔顶用水冷, 塔底加热用 1.6MPa 蒸汽条件下, 优化结果, 最优回流比  $R_{\text{opt}} = 7.42$ 。若改用 1MPa 汽, 塔顶热用来产生 1.1atm 蒸汽外供, 则最优回流比  $R_{\square \text{opt}} = 8.45$ 。由此可见, 分馏塔的优化结果, 与再沸器和冷凝器的能量利用安排有密切的关系。传统的优化, 实际上是在某种随机状况下包括再沸器和冷凝器在内的小系统而非分馏塔本身的优化。当大系统 (多塔, 多冷、热流集成系统) 内部匹配优化安排时, 再沸器和冷凝器存在着多种不同的选择和匹配可能。因此, 澄清分馏塔自身优化的边界条件和与再沸器和冷凝器优化之间的关系, 是十分必要的。

分馏塔在过程系统中的位置 无论单塔和塔系, 都是在利用环节。塔系可看做利用环节内  $j$  个子单元, 其间有局部流程安排问题 (分离顺序, 复杂塔, Petlyuk 塔等)。但所有的冷凝器, 都在回收环节; 再沸器可在转换环节, 可在回收环节。

分馏过程用能的本质 是用焓、而不是用能 (见图 3-49), 其焓耗

$$D_s = D_T + D_K \quad (3-56)$$

式中,  $D_T$  为分离焓,  $D_K$  为过程焓损耗,  $D_K = f(Q\Delta\epsilon)$  ——表示在  $\epsilon$ - $Q$  图上塔底、塔顶线段间的面积。

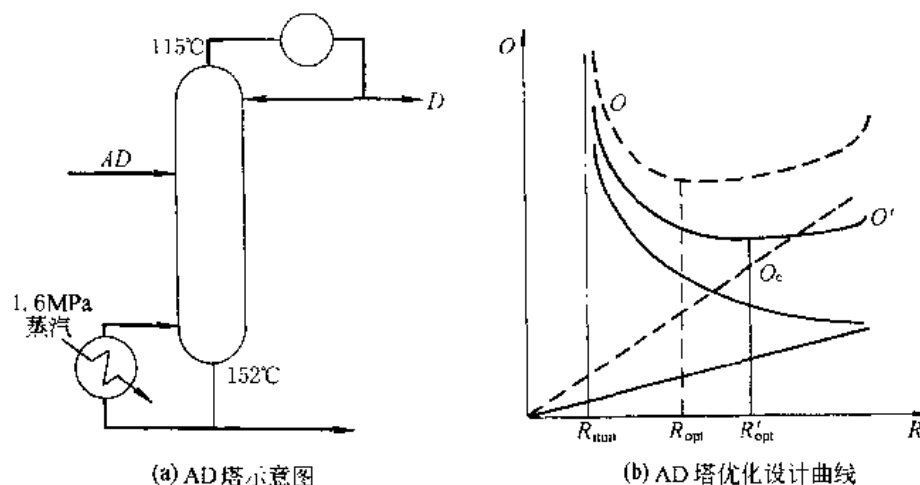


图 3-49

分馏过程节能的途径 从  $D_K = f(Q, \Delta\epsilon)$  关系和利用环节的节能原则可知, 分馏塔的节能途径有二: 降低  $Ex_N$  (N 类措施) 和减少  $D_{KP}$  (K 类措施)。通过增加理论板数而降低再沸器负荷属于 N 类措施, 所有  $\downarrow Ex_N$  大多同时有  $\downarrow D_{KP}$  效应; 沸点相近、精密分离的  $R_{min}$  很大, 降低  $\Delta p$  便是降低  $\Delta\epsilon$  的 K 类措施。

分馏塔能耗费用的正确估算 欲求塔自身的真正优化, 必须努力排除不同的再沸器, 冷凝器条件干扰, 三环节焓经济学模型提供了焓经济独立优化的可能。塔的能耗费应是塔内  $D_T + D_{KP}$  的费用, 即简单塔的能耗 (焓耗) 费

$$O_e = \sum_i C_{ui} Ex_{Ni} - \sum_i C_{oi} Ex_{oi} \quad (3-57)$$

$C_{ui}$  为塔釜物料自再沸器获得的热焓单价,  $C_{oi}$  为塔顶物流携往冷凝器的热焓单价; 当  $C_{ui}$ 、 $C_{oi}$  合理确定,  $O_e$  便不受另两环节随机条件干扰。而三环节焓经济学方法可以证明,  $C_{ui}$ 、 $C_{oi}$  值的确定, 建立在再沸器和冷凝器优化设计的基础上。由此可知, 分馏塔的优化同再沸器和冷凝器的优化之间存在着相互协调、配合的关系。

③分馏塔能量综合的内容。分馏是一个单元操作过程, 简单分馏 (二元物系) 可在一个塔内完成, 多元分馏需要不止一个塔或复杂塔, 或一个塔网络。塔网络加上再沸器, 冷凝器构成一个局部流程。这里讨论的是不包括再沸器和冷凝器考虑的分馏塔 (系统) 本身的问题。

a. 回流比-塔板数-分离程度优化权衡。简单塔的情形, 前已述及。对复杂塔, 每一个塔段都有同样的问题, 可类如简单塔的方法处理。

b. 降低全塔压降 (采用新型塔板 (多降液管筛板、导向浮阀)、高效填料等)。由于蒸汽压 ~ 饱和温度存在制约关系, 因而  $p_B - p_D = \Delta p$  对  $\Delta T = T_B - T_D$  影响很大, 特别是 B、D 沸点相近时,  $\Delta T$  主要由  $\Delta p$  决定。

$R$  一定, 再沸器热负荷  $Q$  一定, 直接影响能耗费的焓损  $D_{KS}$  主要取决于  $T_B - T_D$

$$D_{KS} = QT_0 \left( \frac{1}{T_D} - \frac{1}{T_B} \right) \quad (3-58)$$

c. 传质强化——提高板效率和全塔效率。采用新型塔板、新型填料及进行优化的水力学设计（塔板几何参数正确设计，塔板形式（即对不同  $V/L$ ）的合理选择，努力使操作点落在适宜区高效线上），减少实际板数，降低投资费  $O_d$ 。

d. 分离顺序优化。 $N$  个组分混合物的分离方案组合为

$$S_N = \frac{[2(N-1)]!}{N! \cdot (N-1)!} \quad (3-59)$$

被分离组分数  $N$  愈多，可能的分离顺序愈多  $S_N$ 。实际采用直观推断法，也称试探法（Heuristic method）。对分离顺序选择的几个试探规则有：①相对挥发度规则。相对挥发度  $\alpha \rightarrow 1$  的组分应该在无关键组分塔分离。②最轻组分规则。最轻组分应该优先分离，即能够按组分轻重顺序逐一分离的顺序优先。③最大含量组分规则。进料中含量最多的组分应该尽量先分离出来。④相近摩尔数规则。能在塔顶、塔底近似等摩尔数切割的分离顺序优先。

e. Petlyuk 塔（耦合塔）<sup>[67]</sup>。在一定分离顺序下两塔非常规（液相产品）联结，即或汽相或液汽双相联结形成耦合，是 Petlyuk 等 1965 年提出的，其节能机制是：避免组分在塔段内无谓的重复冷凝-汽化。图 3-50 为三组分分离的四种方案。

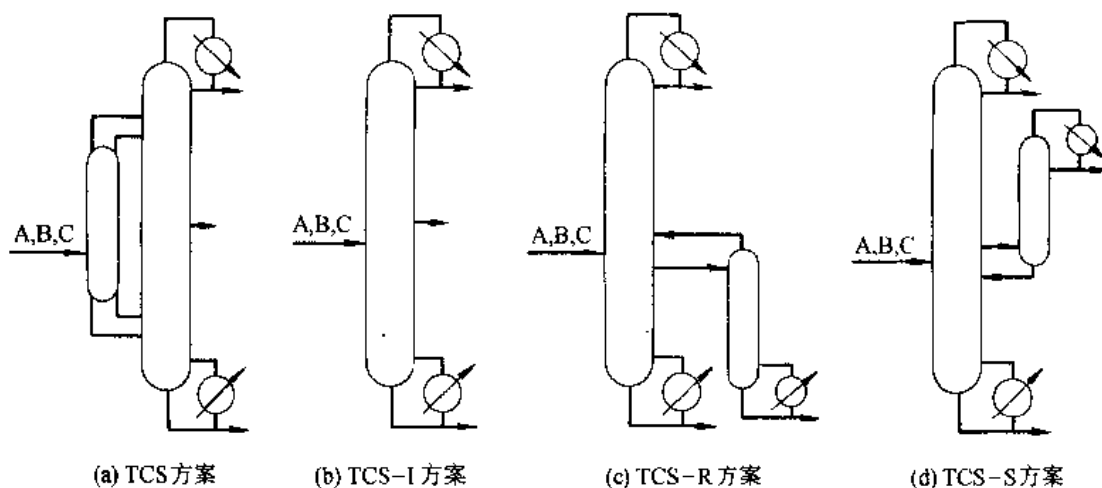


图 3-50 三组分 Petlyuk 塔（耦合塔）的四种方案

Petlyuk 塔的成功运用，可降低 20% ~ 30% 的  $O_e$ 。耦合塔的应用实例主要有：炼油工业的侧线汽提、闪蒸塔，BASF 公司在化工装置中也有应用。耦合塔在运用时要根据分离对象物性、组成，选择适当方案。

f. 复杂塔。复杂塔是指一个或多个进料、除塔顶和塔底出料（产品）外还有一至数个侧线产品（出料）的分馏塔。复杂塔的节能机制为：某些产品从侧线抽出，避免无谓的重复冷凝汽化。如图 3-51 中，产品是一次冷凝。如果从塔顶出来再进入下一塔，则需两次汽化-冷凝。

g. 中间再沸器及中间冷凝器。中间再沸器位于塔底再沸器和进料段之间（图 3-52 (a)），用部分低温热代替塔底再沸器的高温热，降低  $E_{xN}$  和  $D_{KP}$ ；中间冷凝器位于塔顶冷凝器和进料段之间（图 3-52 (b)），是用高温取热取代部分低温取热，降低  $D_{KPc}$ 。

采用中间再沸器和中间冷凝器后，由于中间再沸器以下及中间冷凝器以上塔段  $R_i$  降低，为了不降低分离程度有时需增加  $N_T$ ；同时，采用中间再沸器后，返塔板传热负荷增大，需

增加一块传热板, 采用中间冷凝器则需增加循环泵, 且需增设管线、控制仪表等, 存在三维权衡优化问题。

这类措施的效益是借改变供取热品位而节省能耗, 投资不一定增加, 因  $N_T$  虽增但部分塔段  $D$  减小。

h. 改变塔压 (塔压优选)。精馏塔的压力通常可在一定范围内变化, 改变塔压的目的主要是希望能利用热工艺物流或较低品位的热公用工程作为其再沸器的热源, 或使其冷凝器的热量能作为其它塔的再沸器热源或有利于加热工艺冷流 (也可考虑作为采暖或吸收式制冷的热源), 以节省公用工程的消耗或降低其品位。例如, 塔顶冷凝温度  $T_c \approx T_0$  时 (环境温度), 提高塔压以尽量用冷却水而避免用冷冻水。在对塔压进行优化时, 要考虑工艺物流的腐蚀、分解温度、塔压改变时可

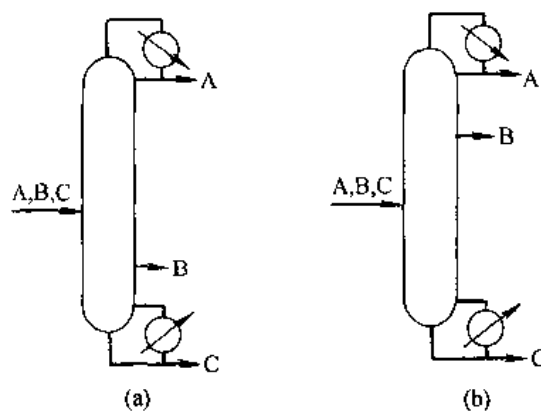


图 3-51 三组分复杂塔示意图

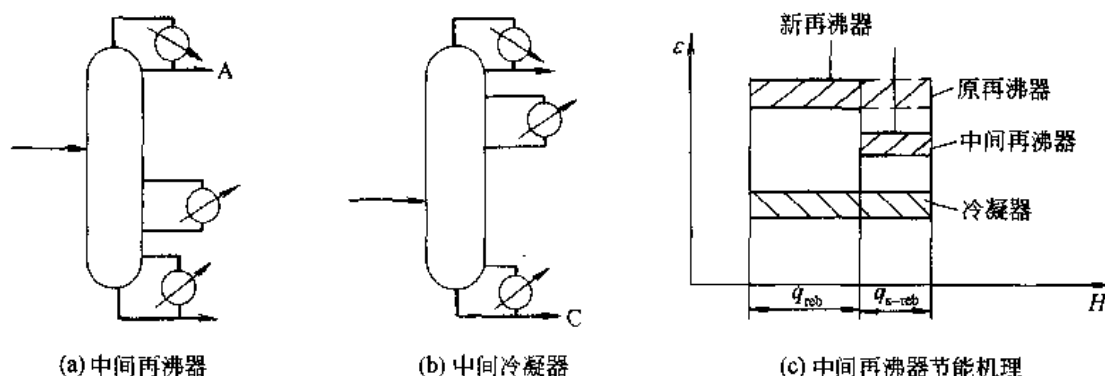


图 3-52 中间再沸器、中间冷凝器及其节能机理

能引起的材质及其价格变化等因素等, 而操作压力的提高会降低相对挥发度, 从而影响  $R-N_T$  权衡关系。

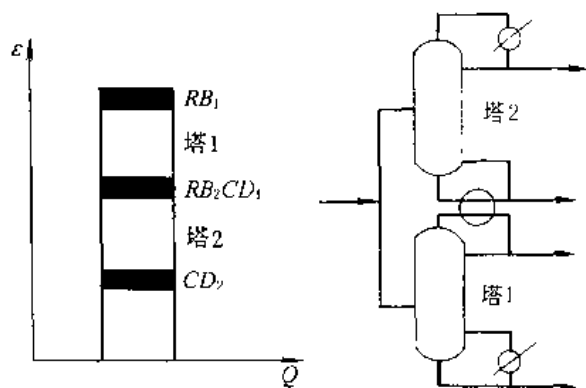
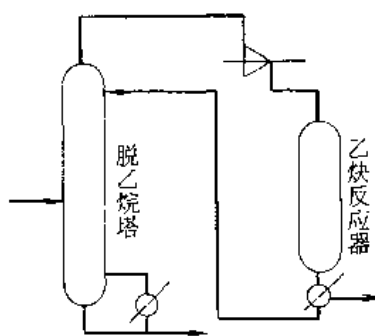
塔压优化虽然在分馏塔网络综合中也须先行考虑, 但更多是在与另两环节协调中改变。

i. 多效塔。多效塔与多效蒸发类似, 是将高压塔的塔顶冷凝潜热作为低压塔的再沸器热源, 有双效、三效等, 多效塔是改变塔压措施的一个具体特例, 图 3-53 是双效塔及其  $\epsilon-H$  图。

多效塔的节能机制是利用精馏塔的  $T-p$  关系达到  $Ex_{O1}$  用于回收供  $E_{N2}$  的安排; 其具体措施与改变塔压措施类似, 即提高或降低某个 (或几个) 塔的操作压力、同时适当增加或减少塔板数以实现塔压较高的冷凝器与塔压较低的塔再沸器合并的目标。

j. 分馏与其它工艺的联合。这里以分馏与反应联合来说明分馏与其它工艺的联合的节能作用。图 3-54 是乙烯装置中脱乙烷塔与乙炔反应器联合的工艺, 该工艺可避免脱乙烷塔顶蒸汽的不必要的冷凝-汽化,  $O_d$ 、 $O_e$  均可节省。

这种分馏与其它工艺的联合的措施可先考虑, 亦可在复合措施中考虑。

图 3-53 双效塔及其  $\varepsilon$ - $Q$  图图 3-54 乙烯装置脱乙烷塔与  
乙炔反应器的联合

④复杂塔的炯经济调优思路。显然，复杂塔的设计参量远较简单塔多而关系复杂。当侧线较多时，每两侧线间的一个塔段均类如一个简单塔，其炯经济调优内容包括： $R-N_T$ 精度权衡问题、 $\Delta p$  优化问题、分离元件强化问题等，也有中间再沸、中间冷凝方案优化、侧线 Petlyuk 塔选择及进料闪蒸等。以原油分馏塔（3~4 个侧线，5~6 个产品）为例，同时解决上述问题的数学规划法优化几乎是不可能的，数模就难以建立，关系亦十分复杂，决策变量太多，是多变量非线性规划。尽管如此，复杂塔优化的目标和目标函数及总体优化的机制仍可参考简单塔的优化，所采用的措施也分两类：N 类措施，其目标是降低  $E_{xN}$ ；K 类措施，以降低  $D_{KF}$  为目标。优化目标函数中能耗费为

$$O_e = \sum_j \sum_i C_{ij} Ex_{Nij} - \sum_j C_{oj} Ex_{oj} \quad (3-60)$$

问题在于，这里是多项措施、多个变量、多个约束关系，在不能由数学规划法直接求得最优解情况下，借鉴全局能量综合方案调优的思路，提出了炯经济调优设计复杂塔的方法，总体思路如下：①不是以  $O = O_d + O_e$  为目标函数求  $O_{\min}$ ，而是先按现有的或经验、半经验方法，提出一个基础的能量综合方案。②根据基础方案炯分析指出的改进方向、工程和经济条件及约束的初步考虑，（并尽可能按优化的目标考虑）提出在此方案基础上的改进措施。③每个相对于基础方案的改进措施都有相应的收益（ $\Delta O_K$ ）和代价（ $\Delta I_K$ ），计算出它们，求得相应指标  $\Delta O_K / \Delta I_K$ 。④根据各  $\Delta O_K / \Delta I_K$  信息，调整各项措施，再做第二轮的计算，比较和调整。使方案不断改善。

措施分类（以油品分馏塔——过热进料为例）

N 类措施：①减少进料注汽量；②降低进料温度，减小塔底注汽量，降低过汽化率；③增设中间再沸器（供热量优化）；④分股（分相）进料（前闪蒸，初馏）；⑤侧线 Petlyuk 塔方案调整（汽提、重沸）。

K 类措施：①增设中间冷凝器（取热量安排优化）；②塔顶冷凝流程优化（两段，一段半流程）；③塔顶冷凝流程优化（两段，一段半流程）；④采用填料降低全塔压降和强化传质；⑤改善水力学条件、采用新元件、（包括填料）提高板效率。

效益计算：用流程模拟软件和相应的炯经济分析软件可计算出各  $\Delta E_x$  值，然后用下列通式计算。

$$\Delta O_{NK} = \sum_j \sum_i C_{ij} (\Delta E_x N_{ij})_k - \sum_j C_{oj} (\Delta E_{xoj})_{NK} + (\beta \Delta p_{PK})_k \quad (3-61)$$

$$\Delta O_{KK} = - \sum_j C_{oj} (\Delta Ex_{oj})_k + (\beta \Delta p_{PK})_k \quad (3-62)$$

在边界经济条件  $C_{oj}$ 、 $C_u$  一定下，关键是开发上述 10 种改进措施各自的  $\Delta Ex_{hjk}$  和  $\Delta Ex_{ojk}$  的数模。

⑤ 喷雾干燥塔的烟经济优化设计<sup>[65]</sup>。喷雾干燥塔常用于浆体物料或乳状物料的干燥。某喷雾干燥塔用加热炉烟气干燥微球分子筛催化剂。经过对影响参数的全面分析和考虑各种工艺限制条件，以 Parti<sup>[66]</sup> 模型为基础，进行了必要的修正，以排气温度作为优化的决策变量；在原有的加热炉和尾气排空条件下，用直接搜索法求出的优化设计参数见图 3-55 和表 3-42。相应的年操作费用  $O_o$ 、设备费用  $O_d$  以及总成本  $O$  与尾气温度  $T$  的关系如图 3-55。优化设计同原设计的比较列于表 3-42。

表 3-42 原设计与优化设计的比较

比 较 项 目	原 设 计	优 化 设 计
进气量 $GB$ (t/h)	53.29	45.0
排气温度 $T$ (°C)	164	80
干燥塔尺寸 $D \times H_1/H_2$	D6500 × 6500 × 7000	D9700 × 9800/10600
设备投资 (万元)	94.03	211.39
设备费 (万元/a)	11.65	26.20
能耗费 (万元/a)	411.76	378.38
年总费用 (万元/a)	453.41	404.58

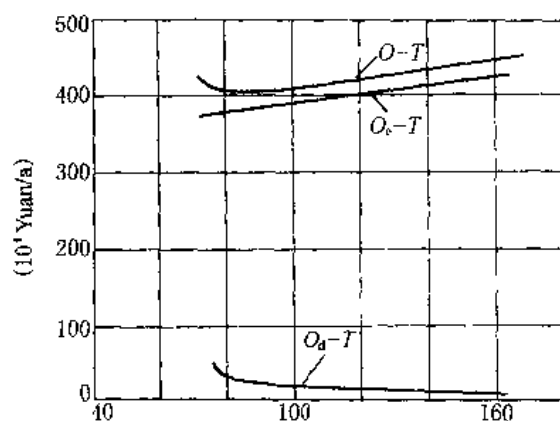


图 3-55 年费用和尾气温度的关系

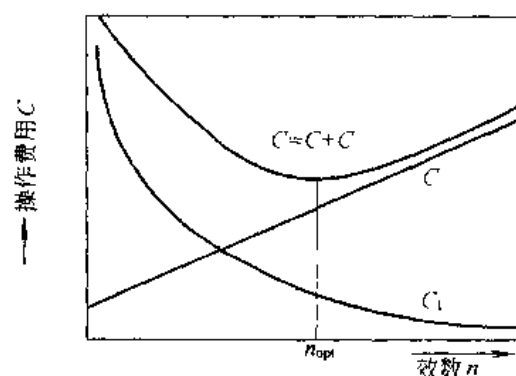


图 3-56 操作费和与效数的关系

⑥ 多效蒸发的烟经济优化设计<sup>[67]</sup>。多效蒸发是一种在过程工业中较常用到的单元操作。在蒸发器的设计计算中，单纯从热力学考虑即追求最小的烟损耗和不可逆性是不现实的，因为这将导致过大的设备投资、过低的设备时空效率。但单纯从动力学和工程考虑，即追求最大设备时空效率也是不现实的，因为这要求付出过大的推动力和烟耗的代价，使能耗费用过高。合理的判断依据应是总体的经济性，即当加工产品的价值增值 ( $Ml - Mf$ ) 一定 (也即年生产量一定) 时，操作费用之和 ( $Ma + Mc + Me + Md$ ) 为最小。对一定的年蒸发量，总操作费用数学模型为

$$C = Ma + Mc + Md + Me$$

式中  $Ma$  为冷却水费； $Mc$  为工资及管理费等费用； $Md$  为蒸汽的费用； $Me$  为设备费用，包括固定资产折旧和维修费。

以上各项均以烟经济方法表示，将各项费用与有关参数的关联式分别整理、代入，最后

得到多效蒸发器的总费用方程, 即优化的目标函数

$$C = \left( \alpha + \frac{\beta}{kh} + \rho\varphi \right) \frac{W_h}{\eta} + n [\sigma (M_{ep} + M_{ef}) + M_{em}] + M_c + \rho M_{cf} + M_{cm} \quad (3-63)$$

由式可知, 总操作费用是多效蒸发器效数  $n$  的函数。在蒸发量一定的情况下, 存在一最适宜效数  $n_{opt}$ , 使总操作费用为最小 (见图 3-56)。将式 (3-63) 对  $n$  求导, 并令其导数等于零, 就可求出总操作费用为最小时的  $n_{opt}$

$$n_{opt} = \sqrt{\frac{(\alpha + \beta/kh + \rho\varphi) W_h}{\sigma (M_{ep} + M_{ef}) + M_{em}}} \quad (3-64)$$

上式表明, 多效蒸发器的最适宜效数取决于能源价格与固定投资费用的比例, 如果水、汽的价格越贵, 则效数应越多, 以便节省蒸汽和冷却水的消耗量, 如果蒸发器的固定投资及维修费越大, 则效数应尽可能少些。

#### 3.3.4.4 能量回收子系统优化设计

能量回收子系统包括热能回收子系统 (即换热网络)、热泵和功回收设备 (子系统)。下面分别介绍各自的优化设计思路。

##### (1) 热能回收子系统 (换热网络) 的综合优化

化学工业用能 80% 以上是以热能的形式利用的, 其它过程工业 (炼油、轻工、冶金) 所用的能量也以热能为主, 其中大部分为流动的介质和连续运行的过程系统, 又为热交换提供了良好的条件。因此, 通过热能的回收、再次甚至多次重复、逐级利用, 是过程节能的一个主要内容。在许多过程中, 热能回收潜力都占总节能潜力的一半以上。因此, 热能回收子系统的综合优化, 是过程系统优化设计和过程强化改进的重要内容

① 热能利用的大系统匹配。某些只有一个单元过程的系统经过一次利用后的排热再利用被称做“废热回收” (例如冶金炉的烟气)。但对常常有多个单元过程系统来说, 只有经过多次利用、终温  $t_f$  已降低到接近环境温度、不再有利用的经济价值的热量, 才能叫“废热”。而这个温度  $t_f$  是随设备与能源的价格比而不断降低的。热能多次利用的关键, 首先是考虑扩大热源、热阱匹配的范围。因为范围愈大, 源、阱数目愈多, 找到和热容相适应的匹配机会就愈多, 总的焓损耗也愈小。

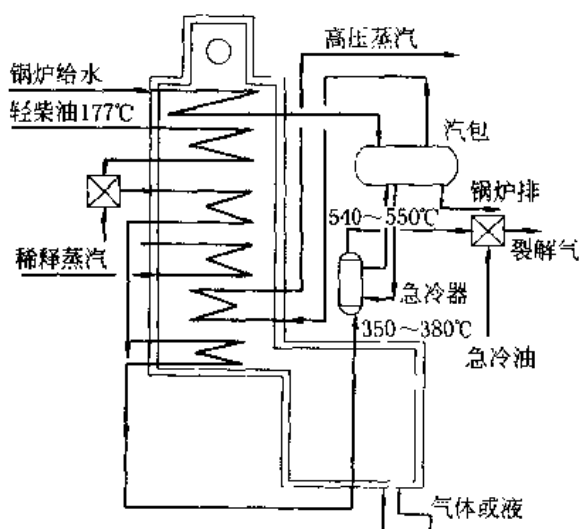


图 3-57 裂解炉对流段热联合

传统的设计思想只在装置或单元内部、原料和 (中间) 产品之间考虑换热, 匹配选择受到很大限制。范围扩大会带来距离较远, 管道投资、泵功耗和散热增加, 不同装置开停工不同步、操作控制不在同一系统等工程问题。具体的决策只能由具体条件下的技术经济优化权衡作出。随能源设备比价上升, 联合匹配系统日益扩大已成为重要趋势。扩大热能匹配系统导则如下。

- a. 工艺装置之间的物流换热。
- b. 装置间“热进、出料”, 即上游中间产品不经冷却, 而直接进下游装置。
- c. 工艺装置与公用工程单元的联合。特别是蒸汽的生产、从接近常温的软水到过热

蒸汽, 包括四段不同温位的热阱 (当然, 蒸发段负荷最大) 可以分别利用不同温位的工艺热源。图 3-57 是一个很好配合的实例。大型合成氨装置也是这样, 不过热源分布在各个不同单元而已。

d. 工艺单元与储运单元的联合。提高 (中间) 产品进贮罐温度, 适当降低允许最近储存温度, 合理缩短储存周期, 并在优化保温的基础上利用工艺物流的低温热加热软水作为罐和管线保温伴热热源。按照这一思想所做的优化设计可以做到用原来工艺物流的冷却负荷完全或大部分取代原来罐区耗用的蒸汽。

e. 内外热阱的充分利用。工业炉用空气的预热、工艺管线的伴热、厂房和生活用建筑物的采暖和空调等等低温热阱, 数量相当大, 是消耗燃料、蒸汽和电能的大户。完全可以利用工艺物流适宜温位的热量。

## ② 换热网络的优化设计

a. 换热网络 (HEN) 优化合成技术简介。HEN 优化设计技术有“夹点技术”和数学规划法两大类, 另外还有将人工智能方法与夹点技术和数学规划法结合的方法。以夹点技术为主的软件已在许多设计中参照采用。数学规划法和人工智能方法也在研究开发之中。

b. 换热网络和单台换热器优化的焓经济目标函数<sup>[69]</sup>。传统的 HEN 优化合成仅从热力学第一定律观点, 考虑热能回收节省的冷热公用工程数量同换热器投资之间的经济权衡; 并且是在合成了 HEN 以后, 在详细的工程设计中才考虑每台换热器设计优化问题。研究证明, 单台换热器的优化对网络合成结果有相当大的影响。在若干实例中, 网络最优  $\Delta T_{\min}$  可相差 100%, 总费用可相差 10% 以上<sup>[10]</sup>。

按热力学第二定律 (焓分析) 的观点, HEN 优化的目标应是在最小的设备投资  $\sum C_{eq,j} F_j$  和最小的回收驱动用费  $\sum \vec{C}_{Dj} \vec{E}x_{Dj}$  下, 回收最大价值的热焓  $\sum (\vec{C}_h \vec{E}x_R + \vec{C}_c \vec{E}x_E)_j$ 。当 HEN 的冷、热流复合线在  $e-Q$  图上表示时 (图 3-58), 热流复合线到横轴之间的面积 “1+2+3+5”

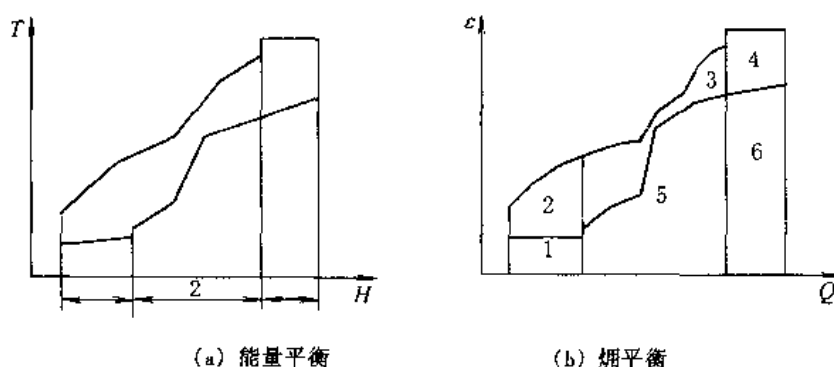


图 3-58 HEN 的能量平衡与焓平衡关系

就是待回收焓  $\sum Ex_{oj}$ , 冷流复合线换热回收部分线下的面积 “5” 是  $\sum (Ex_R + Ex_E)_j$ , 冷公用工程线下的面积 “1” 是排斥用  $\sum D_{JRj}$ ; 显然, 面积 “2+3+4”  $\sum D_{KRj}$  就是总传热焓损。

经过推导, HEN 的总费用  $C_{HEN}$  可以表示为式 (3-65)

$$C_{HEN} = \sum_j C_{hc} D_{KRj} + \sum_j C_t D_{KRj} + \sum_j C_{eq} F_j + C'_{uc} \quad (3-65)$$

或

$$C_{HEN} = \sum_j (C_{HEj}) + C'_{uc} \quad (3-66)$$



其中

$$C_{HEj} = C_{hv} D_{KBJ} + C_f D_{kfj} + C_{eq} F_j \quad (3-67)$$

为 HEN 中第  $j$  台换热器的总费用, 也就是第  $j$  台换热器优化的目标函数。该式也可写作

$$C_{HF} = C_{\Delta T} + C_{\Delta P} + C_{eq} \quad (3-68)$$

其意义是: 换热器的总费用等于因温差所致热焓损耗费  $C_{\Delta T}$ 、因压差 (或压比) 所致的压焓损耗费  $C_{\Delta P}$  和设备投资费  $C_{eq}$  之和。式 (3-65)、式 (3-66) 中  $C'_{fc}$  是不包括冷却器冷流侧压用费在内的网络冷公用工程费 (冷却水或制冷水的其它费用)。由此可见, HEN 的目标函数可表示为各单台换热器目标函数之和。这为网络和单台换热器同时优化奠定了基础。三项费用最小就是最经济地回收最大热能的目标。

考虑换热器的传热焓损与压焓 (流动) 损的具体表达式, 便可得到换热器优化的具体目标函数

$$C_{HEj} = C_h Q_j \cdot T_0 \frac{\Delta T_j}{T_{cj} T_{hj}} + C_f \sum (V_i \Delta p)_j + C_{eq} Q_j / K_j \Delta T_j F_j \quad (3-69)$$

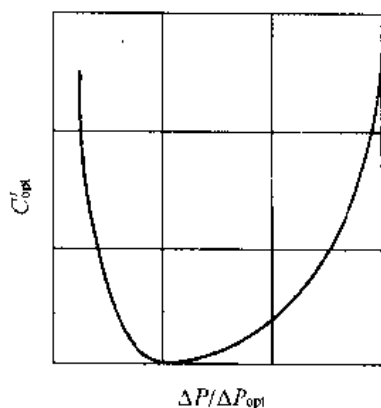


图 3-59 压降优化对换热器总费用的影响

c. 给定温度条件的单台换热器优化设计。给定两流体进出口温度, 则  $C_{\Delta T}$  为定值, 换热器优化问题实质是压焓费和投资 (通过总传热系数关联) 之间的权衡。图 3-59 给出了  $\Delta p$  优化对总费用  $C' (= C_{\Delta P} + C_{eq})$  的影响。

当用解析法求解时, 涉及包括换热器几何参数、流体物性、传热和流动准数等十几个变量和方程式; 并须注意, 冷、热流体两侧必须同时优化。取两侧雷诺数为决策变量, 用拉格朗日乘子法可求得最优解<sup>[11]</sup>, 但太繁琐。实际工程设计中一个较实用的方法是按给定设计条件试算一系列的换热器, 已编制在中国标准三种管壳式换热器 (固定管板、浮头、U 型, 包括  $\phi 19$ 、 $\phi 25$  两种管型) 系列中穷举法优化选型 (包括螺纹管、交叉锯齿带内插物、螺旋槽管、横纹管、内螺旋翅片管等七种强化传热技术组合的优选) 的计

算机软件<sup>[73]</sup>。

另一种简算最优压降方法是 D. Steinmeyer, 1983 年提出的, 取 6.9 kPa 为基数, 乘以三个修正系数的方法 (详见 [71])。

$$\Delta p_{opt} = 6.9 (F_{\Delta T}) (F_{cost}) (F_{prop}) \quad (3-70)$$

必须指出, 当电价与设备价格比较高时, 由上述经济目标所求得的  $\Delta p_{opt}$  所对应的流速可能低于为防止污垢形成所要求的最小流速, 这时, 便须充分考虑污垢因素对流速的限制, 否则污垢热阻的急剧增大将使求解  $\Delta p_{opt}$  数模中总传热系数  $K$  的关联失真。

d. 同时考虑流动焓损、强化传热的换热网络优化合成方法<sup>[68]</sup>。下面简单介绍国内学者在夹点技术基础上发展的, 同时考虑流动焓损、强化传热的换热网络合成技术思路。

- 用 Supertargeting (超目标法) 预测最优夹点温差初值  $\Delta T_{min, opt}^0$ ;
- 对在  $[\Delta T_{min, opt}^0, \Delta T_{min, opt}^0 + 5]$  范围内 (步长建议取 0.5 或 1K) 的每一  $\Delta T_{min}^0$

④ 用相应的解题表格法软件求出夹点和最小公用工程消耗;

⑤ 将整个换热网络分为三段: 夹点附近的物流段、低温段 (热源部分中除夹点物流外的物流) 和高温段 (热阱部分中除夹点物流外的物流), 结合人工智能方法 (包括夹点设计规

则和专家经验)和数学规划法(将整个网络分为3段分别应用数学规划法)得出三个子系统初步优化匹配结构;

③优选各台位换热器,得出压焓损失费用,和每一子系统同时考虑传热强化和换热单元优化的优化匹配结构及费用;

④三个子网络相加,形成整个优化网络,并求出总费用。

● 从上述网络中选择总费用最小的网络,相应的最优  $\Delta T_{\min, \text{opt}}$ , 得到最终的优化换热流程。

在换热网络优化合成软件方面,国外软件公司目前已销售到国内有 ASPEN Tech 公司的 ADVENT, SimSic 公司的 HEXTRAN; Linnhoff March 公司的 SUPERTARGET 也正在试图打入中国市场。国内北京石油设计院、洛阳石化工程公司、华南理工大学、青岛化工学院、大连理工大学等单位,也已独立开发了用于工程设计的软件。

③HEN 优化合成时要注意的几个问题。从全局过程节能观点来说,在合成优化的换热网络结构时要注意以下几点。

a. HEN 优化合成系统范围和物流的确定:如前所述,应当打破传统观念局限,在更大范围内考虑热回收利用匹配。这并不就意味着要把大系统内的所有冷、热物流都同时纳入一个 HEN 最优合成问题中,但下列工程因素是应予以考虑的:①因操作温度、压力相差悬殊和腐蚀因素,而使换热器的壳体厚度、材质的投资差别很大;②因物流相态不同的膜传热系数相差很大;③因距离太远,管线投资、压降等太大;④因对物流特殊要求,某些匹配被禁止。

由此, HEN 优化范围和物流选择须考虑下列导则。

b. 常常有必要把某些物流另列,单独考虑换热匹配,而只把一定的适宜的冷热流纳入 HEN 优化系统内。

c. 采用中间传热介质,通常为水蒸气、软化水或做为热载体的专用油品或有机物(如联苯-联苯醚)乃至熔融的无机盐,在一个 HEN 合成系统中分别做为热阱和热源出现两次。

d. 确定几个 HEN 系统,分别求最优  $\Delta T_{\min}$  和生成网络,然后在它们之间再进行协调优化。协调的手段往往是上述中间传热介质的负荷分配。

④HEN 的弹性设计。按照给定的冷、热物流温度和流量条件合成的优化 HEN,在物流条件发生变化时,(这在市场经济条件下的实际生产中是不可避免的,有时是较大的或频繁的),操作状况可能远离优化点,技术经济性恶化,公用工程消耗增加。其中的某些换热器甚至会出现负荷大大降低乃至反传热的现象。弹性的 HEN 设计,就是借助 HEN 弹性分析技术,找出在实际可能的物流条件变化时网络中的薄弱处,并在设计中采取相应对策,使在附加投资增加最小条件下,网络能最大限度地适应变化的物流条件,保持较好的技术性能。这个过程节能技术,目前正在开发中<sup>[72]</sup>。

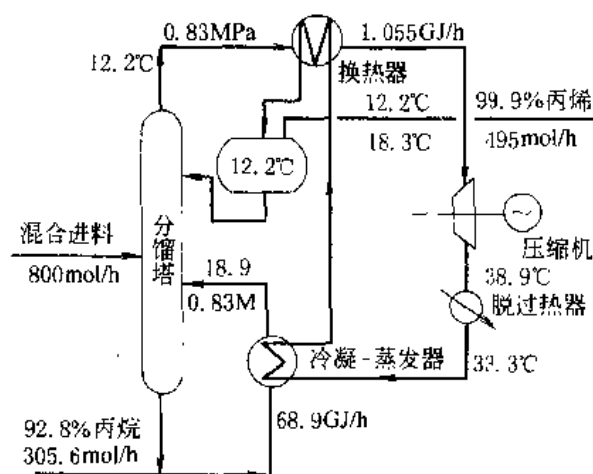


图 3-60 丙烷-丙烯分馏塔热泵流程图

## (2) 能量升级利用技术及其优化

能量升级利用技术,是指通过一个循环系统(完全闭路或与某工艺系统结合)把能级较低的热能转换为能级较高的热能、冷量或功的技术。

### ① 能量升级利用的途径

a. 热泵 (HP)。利用专门技术使温位和能级较低的热能升温,并得以向温度更高的热阱供热的设施,均可称为热泵 (HP)。在石油化工中常用的有三类(为包括化学热泵)。

④ 开式热泵或机械蒸汽再压缩 (MVR)。被压缩的是工艺蒸汽本身,不需循环,故称开式;因压力升高,而导致可在更高的饱和温度下放出冷凝潜热。它消耗的是压缩机的机械功。典型的 MVR 流程见图 3-60。

⑤ 闭式工质循环压缩式热泵 (CHP)。相当于逆循环热机,即输入机械功,通过循环的工质从工艺物流(低温热源)取热而向高温热阱放热。图 3-61 示出了一个 CHP 系统,用  $117 \sim 104^{\circ}\text{C}$  的常压塔顶油气冷凝热产生  $193^{\circ}\text{C}$  的  $1\text{MPa}$  蒸汽的流程。

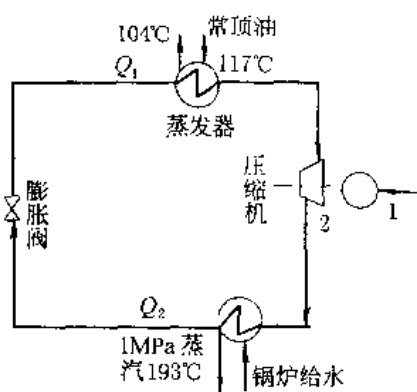


图 3-61 某常压塔顶热利用 CHP 流程示意图

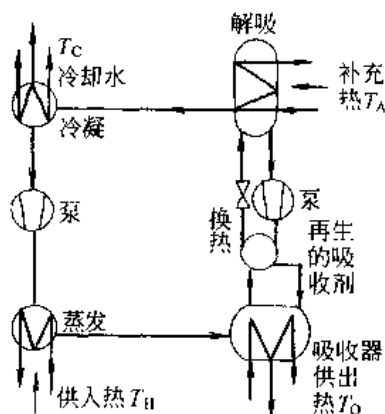


图 3-62 第二类吸收热泵流程图

⑥ 吸收热泵 (AHP)。可分为两类: 第一类 AHP 同 CHP 类似, 冷凝器是高压的, 蒸发器是低压的。不同的是它没有压缩机, 而用一个吸收-解吸过程代替压缩机, 起到把蒸发器出来的工质气体压力升高的作用; 第二类 AHP 正好相反, 冷凝器和解吸器在低压, 而蒸发器和吸收器在高压。热源的一部分用于推动过程循环的进行, 并且需向环境传递部分“废热”, 以此保证另一部分得以升级到较高的温度而被利用。图 3-62 示出了第二类 AHP 的循环流程。第二类 AHP 可以两段串联, 产生更大的升级效果; 也称为吸收-再吸收过程。AHP 用在低温范围内 ( $< 0^{\circ}\text{C}$ )、不以供热为目的的, 也常称为“吸收制冷”。

b. 功 (动力) 回收技术。压力较高的工艺物流需要减压送到下一个设备、工段或到储运系统, 这样的工艺物流所携带的压力能便可用功 (动力) 回收设备 (如膨胀机、水力透平、两相全流透平等) 来回收, 用于驱动本装置的压缩机、泵等或发电向外输出。

### 低温朗肯循环 (LRC)

⑦ 把热能用于加压的循环工质蒸发, 部分变为压力能, 然后利用朗肯循环做功或发电。工质可为水蒸气、轻烃等有机物。后者习称有机工质朗肯循环 (ORC), 见图 3-63。在热源温度较低时 (以  $100^{\circ}\text{C}$  左右为界), ORC 比用水蒸气效率要高。

⑧ 非循环 (开式) 工质透平 (OWT) 像开式热泵一样, 在某些特定的工艺流程中, 可以利用工艺流体吸收低温热蒸发 (再沸器) 的过程, 使之适当升压升温, 多吸收一些热量, 产

生  $T$ 、 $p$  都高于工艺要求的蒸汽，进入透平做功后再返回工艺设备中。图 3-64 即为一例。

c. 汽液两相全流式透平（TPT）。以水为工质，用余热把加压的水加热到一定温度后不经闪蒸扩容直接进入透平，透平多采用螺杆式，容许汽、水两相流通过和持续的闪蒸。它结构简单、高效。图 3-65 为一个全流透平与扩容闪蒸蒸汽透平的双重循环系统的流程。

与 LRC 相比，TPT 有更高的效率。特别是 TPT 与 LRC 结合的双重循环系统，效率更高。据文献的分析，热源温度范围在 90℃ 以上时，几种方案的效率比较如表 3-43。

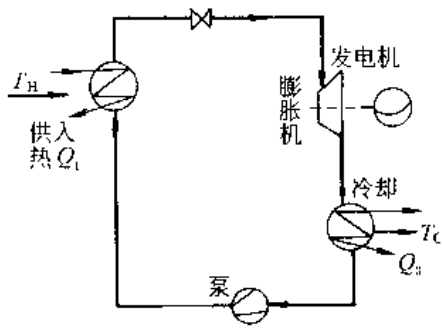


图 3-63 ORC 循环示意图

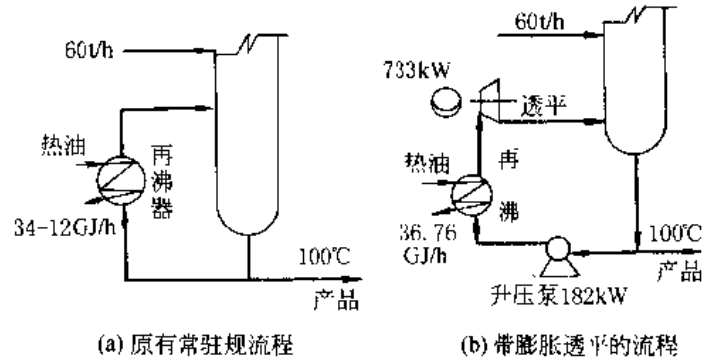


图 3-64 开式工质膨胀透平流程示意图

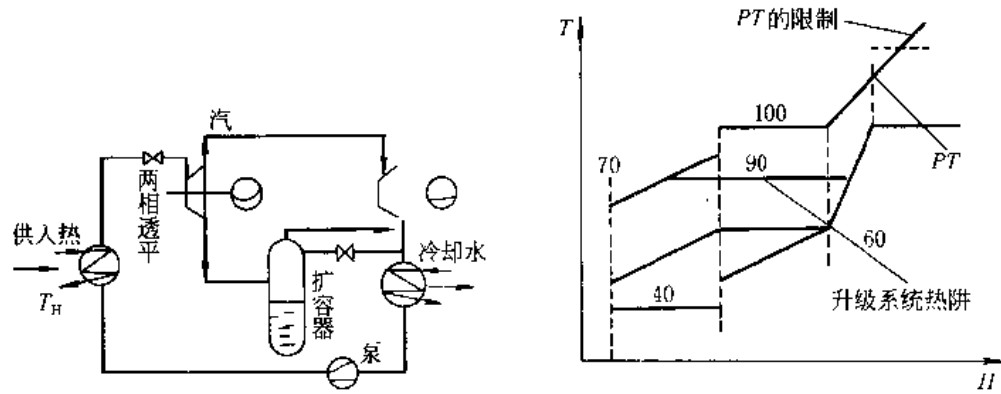


图 3-65 两相透平双重蒸汽循环

图 3-66 升级利用与 IIEN 合成的协调

表 3-43 几种能量升级技术的效率比较

技术	水扩容 LPC	ORC	TPT	TPT + LRC
效率	9% ~ 13%	8% ~ 11%	~ 18%	~ 22%

② 升级利用系统优化要点

升级利用系统内的参数优化 如某精馏塔的热泵流程，塔顶气的压缩比同冷凝-蒸发器的传热温差这两个参数，作为系统优化的决策变量，优化结果对总费用影响甚大。再如采用低温朗肯循环发电的升级利用技术。对系统效益也有很大影响。以上两例均可用焓经济优化解决。

流程组合及大系统内升级利用安排的优化 升级利用安排与同级利用安排 (HEN 合成) 的协调。如图 3-66, 传统安排 (包括夹点技术) 按复合线合成网络最后余出  $70 \sim 90^{\circ}\text{C}$  热考虑升级。优化安排则以  $70 \sim 90^{\circ}\text{C}$  热与  $40 \sim 60^{\circ}\text{C}$  热换热, 余出  $100^{\circ}\text{C}$  热升级; 显然更为合理。

另一个例子是气分装置丙烯塔热泵精馏工艺在与催化裂化装置整体优化考虑前、后的节能效果比较 (见图 3-67), 两个装置未热联合前, 气分丙烯塔热泵 (背压透平驱动, 耗  $3.5\text{MPa}$  中压汽  $20\text{t/h}$ ), 而大部分催化主分馏塔顶循 ( $\sim 145 \sim 80^{\circ}\text{C}$ ) 与塔顶油气 ( $110 \sim 70^{\circ}\text{C}$ ) 热量被空冷带走; 两个装置热联合优化后, 催化主分馏塔顶循和塔顶油气低温热通过循环热水回收 ( $50 \sim 105^{\circ}\text{C}$ ), 供气分丙烯塔 (操作压力略高于热泵精馏)、脱乙烷塔再沸器作为热源, 不用宝贵的中压汽, 节能和经济效益都十分显著。

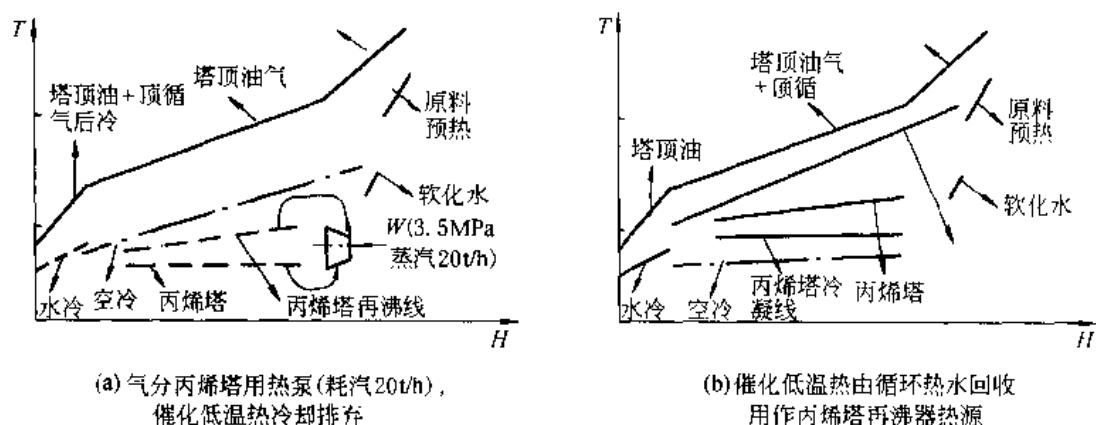


图 3-67 气分装置丙烯塔热泵精馏工艺: 是否与 FCC 一起考虑的节能效果比较

### (3) 能量转换子系统优化设计

能量转换子系统主要包括锅炉、加热炉、汽轮机、压缩机、泵和蒸汽加热器等能量转换设备。这里主要介绍能量转换联产的优化设计方面的有关问题。联产 (cogeneration) 一词的涵义目前较多被理解为燃料化学能同时生产热和动力, 所以前面常冠以“功热”或“热电”两字。这种理解来自热能工程; 而从过程节能的角度看来, 在能量转换中, 为使投资和烟损耗最小而安排在任何同时供出两种以上不同形式或不同能级的工艺用能的方案, 都可称为联产。

过程工业采用联产技术的节能潜力有两个方面: 一是功热比适中, 过程工业耗能中绝大部分是热能, 动力能占比例一般很小 (大约  $9:1$ ), 这就为所需动力大部分通过联产发生提供了基础。有些工业 (如制糖) 联产动力自给有余, 还可输出。二是热阱温位分布较广, 不仅为 HEN 结构调优、也为高温段的热联供提供了基础。

#### (3.1) 燃气轮机热能动力联产系统的优化

燃气轮机热能动力联产节能的原理, 一是大大减少传热温差; 二是燃气在透平中直接做功减少了蒸汽透平系统中好几个中间转换传递过程的烟损; 三是用高温排气作燃烧空气, 大大减少过程中的烟损。其节能效益远远大于仅从数量角度看到的诸如降低排烟温度、减少散热等等。这是目前过程工业最重要、总体效率最高联产方式。

①分类。按供热对象主要有两种: ④燃机与生产工艺用蒸汽的锅炉联合, 这是技术最成熟、应用最多的; ⑥燃机与工艺加热炉联合, 如原油加热炉、造气炉、裂解炉, 炉愈大愈经济。按燃机排气中的  $\text{O}_2$  (约  $15\%$ ) 和显热的利用方式, 主要也有两种 (图 3-68、图 3-69):

④只用排气显热的Ⅰ型燃气轮机功热联产，以全部燃料为基础的炯效率最高、产功多；但热阱温度受限；⑤用尽排气中的  $O_2$  作助燃空气的Ⅱ型联产。以全部燃料为基础的炯效率较低，产热多，热阱温度、炉负荷不受限制。

实用中，常常有不完全属于上述两种极端典型的变种；如在燃烧室出口加注蒸汽（程氏循环）、利用排气来预热进燃烧室前的压缩空气（回热式）等等。

②燃机和燃料的选择。过程工业联产所用燃机，限于所需热量和动力的规模，一般不太大，多在 20MW 以下，因此不少是采用航空发动机用燃机改型的轻型燃机。近 20 多年来的技术开发和改进，已使这种燃机完全适应了过程工业长周期、连续稳定运行需要，有的大修周期已达 2 万 h，单机产功效率也大大提高，有的已达 40% 以上。

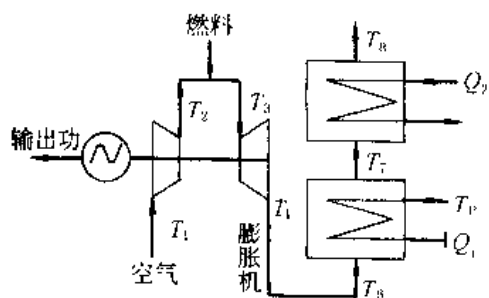


图 3-68 只用排气显热的 (I 型)  
GWHC 系统

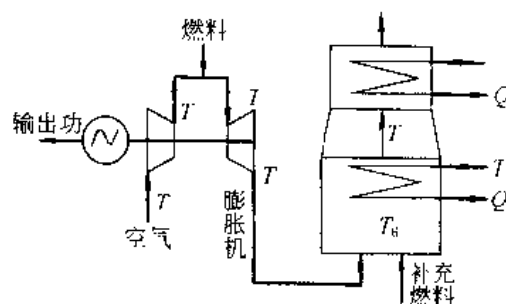


图 3-69 利用排气中氧气助燃的 (II 型)  
GWHC 系统

工业燃机多以重油为燃料，航机则烧轻油（航空煤油或柴油）。许多过程工业自产的燃料气，不论热值高低，都是很好的燃机燃料。

③技术经济和系统优化。采用燃机联产技术方案是否可行，在很大程度上不在机组本身而在整个系统的安排。由于机组本身控制系统复杂而精密、投资较高，加上规模效益，一般大机组（10MW 级）比小机组（1MW 级）的经济性要好。而一个较大的机组无论在所产的功、所供的热（汽）还是所耗的燃料这三个方面都会在企业的相应系统中占相当的比例。这就要求务必做好机组参数的优化设计和系统全局能量综合的优化安排，以及两者之间的极密切的协调配合。既要考虑设计参数优化，又要考虑系统的发展和因市场、原料、季节等的变化而致的汽电负荷的波动，还要考虑燃料机负荷因冬夏空气密度不同的变化，等等。

### (3.2) 工业加热炉的热联供

图 3-57 是一个加热炉对流段热联供的典型实例。每段烟气与受热物流之间的传热温差  $\Delta T$ ，均可按换热单元优化原则进行优化设计。当受热物流的升温范围受工艺要求限时，发生蒸汽和预热空气，以及预热用于发生蒸汽的汽包给水压力和流量的改变，是调整网络各段传热温差的重要手段。由于整个传热温差和炯损减小，因而可以获得较高的炯效率。

在几台较小炉并联时，可用一台大炉，中间用挡墙隔开，且共用对流段。每种被加热流体的温度分别控制。这可减少散热损失和减少总的传热炯损，也是一种热联供。

### (3.3) 蒸汽和动力联产

背压透平和抽汽透平是最普通的联产技术。在规模适宜条件下，尽可能建高压锅炉、逐级背压，可增加联产功的量，每 100t/h 蒸汽经从 10MPa 降至 1MPa 背压透平做功，1MPa 背压汽 20% 再经低压背压透平降压到 0.3MPa，可联产功 12MW，产功效率比凝汽透平发电厂效率高 3 倍。

蒸汽-动力系统联产技术的主要关键是整个系统（即包括机组和全部汽、电用户即工艺装置）汽、电的产、需平衡的优化设计和优化调度、管理和控制；即在汽、电需求量因生产量、季节和经济因素而变动时，机组能够有相应的弹性和适应性，始终保持较合理的运行方案，而又不增加许多投资（参见本章 3.3.4 节）。

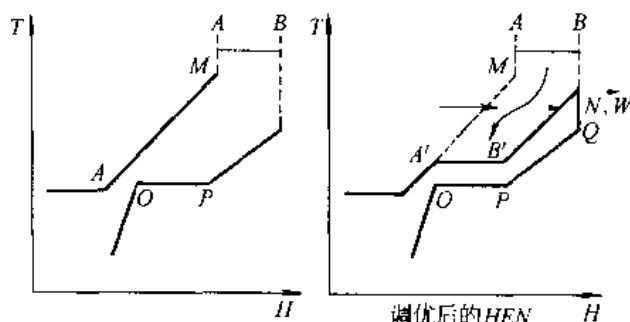


图 3-70 利用联产（复合）措施使 HEN 调优

### (3.4) 联产系统与换热网络的协调优化

以上三种联产技术中都提到机组本身和系统设计的协调优化问题。所指的系统既包括能量转换系统，也与能量回收环节中的热回收网络（HEN）密切相关。采用联产技术的配合，是 HEN 结构调优的重要手段之一。图 3-70 是一个例子：初始 HEN 中热源 A'M 与加热蒸汽 AB 同热阱 OPQ 的传热温差过大。用一台背压透平可使蒸汽降压降温到 A'B'，相应得功 W。则热复合线变成 A'B'N，传热温差和焓损耗都大大减小。

使蒸汽降压降温到 A'B'，相应得功 W。则热复合线变成 A'B'N，传热温差和焓损耗都大大减小。

### (3.5) 热-电-冷联供

前面提到低温热利用的一个手段是 100℃ 左右的液流热用于吸收制冷。显然，150 ~ 200℃ 的烟气，也可作吸收制冷的热源，因此，在上述发电、供热联产方案中，在系统需要冷量的情况下，可以同时包括一个吸收制冷单元，并做出全局优化设计安排，见图 3-71。

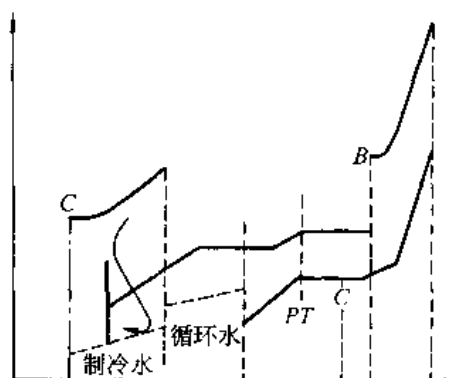


图 3-71 烟气制冷联产

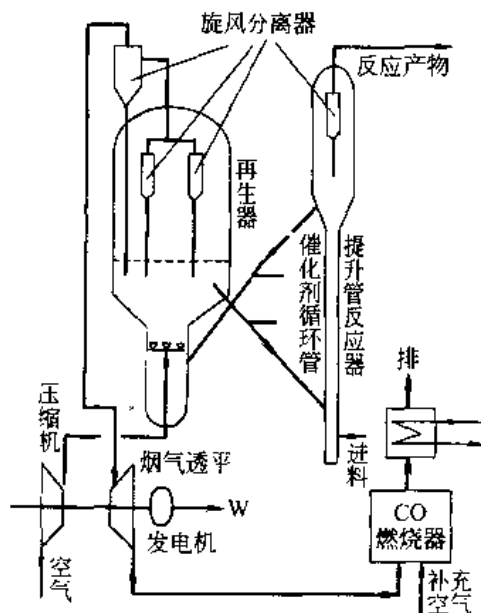


图 3-72 FCC 焦炭燃烧能量转换联产技术

### (3.6) 压力燃烧的烟气透平联产

炼油工业 FCC 装置在将馏分油裂化为轻油的同时，部分重组分会综合成为焦炭沉积在微球硅铝催化剂表面。经过在再生器中通空气燃烧，沉积的焦炭氧化成为  $\text{CO}_2$ （或部分  $\text{CO}$ ）。

随烟气排出,而使催化剂恢复活性并升高温度回到反应器(见图 3-72)。为保持催化剂的流动和与反应器的压力平衡,再生器的操作压力一般为  $0.25 \sim 0.3 \text{ MPa}$  (绝),焦炭燃烧产生的烟气的流动焓(压力能)通过烟气轮机作功。对一个加工量为  $100 \text{ 万 t/a FCC}$  而言,一台设计、制造和运转良好的烟气轮机约可产  $6 \text{ MW}$  的动力,不仅可用于驱动本装置空气压缩机、还可发电  $1.5 \sim 2 \text{ MW}$  输出供厂内其它装置使用。

全世界每年有数以亿吨的馏分油在 FCC 装置中加工,产生上千万吨的焦炭。目前的技术已有可能采用联产技术使这些焦炭化学能的转换达到或接近燃机联产系统烧用的轻油或炼厂气一样高的焓效率。与普通燃机不同的是,它的燃烧器同时也是一个工艺设备——再生器,烟气中不但没有过剩  $\text{O}_2$ ,反而有相当不完全燃烧的  $\text{CO}$ 。但随着 FCC (或 RCC) 原料和生焦率的不同,采用两段再生等不同的技术,流程和参数也可有不同的变化。

在这个系统中,FCC 焦炭的化学能一部分通过循环催化剂供给裂化所需的反应热,转换为产品的化学能,另一部分通过烟机作功输出,还同时产生压力  $4 \text{ MPa}$  以上的蒸汽,是一个高级的联产系统。

#### 3.3.4.5 全局能量综合优化的策略方法

三环节焓经济模型使得单元设备和环节有了分别综合优化的可能。由于三个环节之间极其密切的相互联结、制约关系,它们分别、独立的优化是有条件的、相对的。因为:

每个环节(单体)优化的焓经济边界条件多半是其它环节能量综合状况的函数。因此在全局综合中必须反复调整(迭代)而不可能序贯求解。如利用环节优化的焓经济边界条件  $C_{ui}$  取决于转换效率、 $C_{oj}$  取决于回收效率,而回收环节优化的焓经济边界条件是  $Ex_o$ 、 $Ex_D$  和  $C_m$ , 分别取决于利用环节和转换环节(见图 3-73);

每个环节自身优化的结果,都会在各种程度上改变其它环节综合优化的物(能)流条件或焓经济边界条件。例如:利用环节的优化、会使回收环节 HEN 冷热流的组成,数目大大改观(正向影响);HEN 的匹配优化、升级措施考虑,会使转换环节  $Ex_u$ 、 $Ex_D$  的数量、品位改变(正向影响);转换环节联产和提高  $\eta_{xu}$  的考虑,会给 HEN 提出新的源和阱、改变网络结构(反向影响);HEN 的结构缺陷提出调整源、阱条件的要求,促使利用环节综合方案的重新调整(反向影响)。

综上,过程系统全局的能量综合和寻优是比单元和局部环节综合更重要的一步。由于过程系统的复杂性,全局综合一般谈不到采用数学规划法求出最优解,甚至难以从数学角度定义为一个求解某几个决策变量的最优值的最优化问题。但是,从对用能合理性尺度的认识、经济性可以明了,全局能量综合的经济性是可以通过在能量合理计价前提下的全局最优经济效益来表征的。

目前对全局综合优化的规律还在探索中。这里只就初步研究有一定见解的问题加以介绍。

在以上各节中,大致列出了先从利用环节即反应、分离子系统开始优化的具体内容。优化的方法,可以根据具体的内容特点,采用解析法、数学规划法、专家系统或调优的任何一种最优化技术。问题的关键在于,当把利用环节或其中的某个子单元分解出来单独优化时,必须设定边界条件值。而边界条件值又是由转换、回收两个环节的能量综合状况所决定的。另一方面,这两个环节的能量综合又必须以利用环节的优化结果为基础。这就决定了三个环节(子系统)优化之间的互相影响、制约和必须反复协调。协调变量,就是环节之间的节点传递焓价  $C_{ui}$  和  $C_{oj}$ 。兹以分馏塔系统为例来说明。



图 3-73 给出了以一个简单分馏塔代表的分馏塔系统的物料和能量流程简图。首先定义两组结点烟价  $C_{ui}$  和  $C_{oj}$  作为边界约束条件, 并在给定的初值下, 相对独立地进行利用环节 (塔体或其它部分) 的优化。随后进行其它两个环节 (再沸器、冷凝器) 的分解优化, 导致  $C_{ui}$  和  $C_{oj}$  的初值发生改变。再以  $C_{ui}$ 、 $C_{oj}$  作为协调变量, 协调三个环节间的优化, 最终导致总体上趋优。

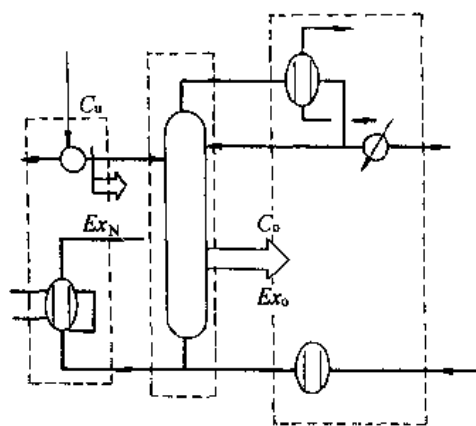


图 3-73 分馏塔经济优化的物料和能量流程图

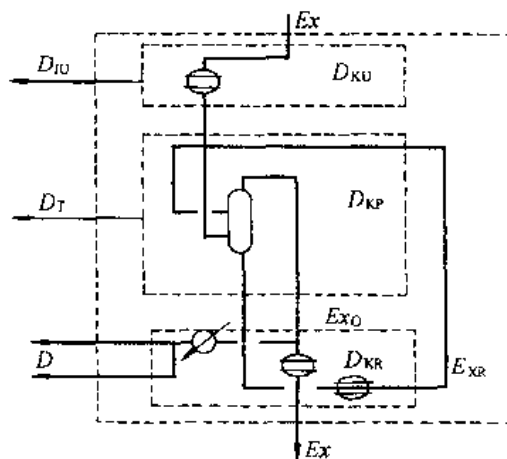


图 3-74 某简单分馏塔系统的三环节模型示意图

### (1) 利用环节 (分馏塔自身) 的优化

对分馏塔系统或网络, 首先优化的是塔本身, 其范围如图 3-74 所示的中间虚线框部分。优化的目标函数可表示为:

$$O = \sum_i \bar{C}_u \bar{E} x_{ui} - \sum_j C_{oj} + \sum_j \beta P_{pj} \quad (3-71)$$

其中,  $m$  表示分馏塔或改进措施的数目。以上费用方程中, 各状态变量和决策变量, 如回流比、塔盘数、塔盘型式和效率, 乃至中间冷凝, 中间再沸物流参数等同  $Ex_{ui}$ 、 $Ex_{oj}$ 、 $P_{pj}$  之间的关系不难由具体塔系的模拟、烟分析、烟经济分析和投资概算关联式给出, 从而得出关于各个设计变量的目标函数式。一般情况下, 这些函数都非常繁复, 难以用数学规划法求解 (多为混合整数非线性规划)。具体的优化求解方法取决于实际对象优化参数关联的复杂程度。例如一个芳烃分离的简单塔的  $R-N_T$  优化解, 是在用 PRO-Vision 流程模拟软件模拟计算出  $R-N_T$  关系的基础上用一个直接搜索程序求得的。而复杂塔的最优方案, 则可通过基于烟经济评价试探调优法求得。

关于分馏塔塔体优化的内容可参阅本节中所提到的 10 个方面, 这些优化改进措施, 有些可以通过数学规划法来实现, 有些则只能依靠基于模拟或烟经济评价的调优法来完成。

### (2) 回收环节和转换环节 (冷凝器和再沸器) 的优化

分馏塔自身优化的结果所确定的工艺总烟用  $Ex_N$  和待回收烟  $Ex_o$ , 正是再沸器和冷凝器优化设计的基础 (即冷热流负荷和温度条件)。再沸器和冷凝器的优化, 实质上就是整个能量回收环节和能量转换环节的综合优化; 也是既有单台优化设计问题, 又有网络匹配问题。因此要包括预热、冷却器等其它热源、热阱一并考虑, 因而牵涉到换热网络的综合和转换联产方案的制定。在确定  $Ex_N$  和  $Ex_o$  条件下, 这两个环节综合优化又是相对独立于塔自身优

化的, 其范围为图 3-73 左右两个虚线框内部分, 目标函数分别为

转换环节:

$$O_u = \sum_i (\bar{C}_u - \bar{C}_p) (\bar{E}x_u + \bar{E}x_D)_i = \sum_i \bar{C}_p (D_{KD} + D_{JU})_i + \sum_i \beta P_{ui} \quad (3-72)$$

回收环节:

$$\begin{aligned} O_R &= \sum_j \bar{C}_{ui} (\bar{E}x_R + \bar{E}x_E)_j - \sum_j C_{uj} (Ex_R + Ex_E)_j \\ &= \sum_j C_{uj} (D_{KH} + D_{JR})_j + \sum_j \bar{C}_{uj} \bar{E}x_{Dj} - \sum_j C_{uj} Ex_{Dj} + \sum_j \beta P_{Rj} \end{aligned} \quad (3-73)$$

两环节优化的结果, 分别求得相应的特参量有效供入烟价  $C_u$  和待回收烟价  $C_o$  的优化值, 并给出相应的热量匹配方案。

### (3) 全局协调

用新的  $C_u$  和  $C_o$  值重新调整塔的初步优化结果, 又会使  $Ex_N$  和  $Ex_u$  值发生变化。这就是  $C_u$  和  $C_o$  作为协调变量在全局优化中所起的作用。迭代重复 1 至 3 步骤, 便可获得收敛的全局优化结果。表 3-44 给出了经过三轮分解协调优化后某塔系的设计参数变化的效益增加的结果<sup>[74]</sup>。

表 3-44 某塔系分解协调优化的结果

序号	$C_u$ ¥/GJ	$C_o$ ¥/GJ	原料量 t/a	物料效益 10 <sup>4</sup> ¥/a	能耗费 10 <sup>4</sup> ¥/a	总效益 10 <sup>4</sup> ¥/a
初 始	91.4	-36.9	1.3	612	498	114
第一轮	91.4	-36.9	1.61	809	172.0	569.5
第二轮	90.3	47.7	1.6	804	144.6	603.9
第三轮	90.2	47.7	1.6	804	145.4	608.0

#### 3.3.4.6 换热网络结构调优-复合措施

对于给定的热源和热阱, 冷、热流复合线的形状是固定不变的, 一旦最优夹点温差  $\Delta T_{\min, opt}$  被确定, 则每个匹配单元 (即每个换热器) 的传热温差  $\Delta T_j$  也被确定, 但此时绝大多数换热器的传热温差却不是最佳的<sup>[73]</sup>。

(1) 换热单元的优化传热温差  $\Delta T_{opt}$ <sup>[75]</sup>。

由本章 3.3.4 中的换热单元总费用式 (3-69) 经过适当的推导, 可得出换热单元的最优传热温差为<sup>[69, 75]</sup>:

$$\Delta T_{opt} = \frac{T_c}{\sqrt{C_{hc} T_0 / (C_f \lambda + n\tau) - 1}} \quad (3-74)$$

$$\text{或} \quad \Delta T_{opt} = T_h \sqrt{\frac{C_f \lambda + n\tau}{C_{hc} T_0}} \quad (3-75)$$

$$\text{式中} \quad \tau = I/K \cdot F \text{ 元}/(\text{W} \cdot \text{K}) \quad (3-76)$$

$$\lambda = \sum_i (V_i \Delta p) K \cdot F_i (\text{液体换热}) \text{ 或 } \lambda = \sum_i n_i R T_0 \ln(p_1/p_2)_i / KF (\text{气体换热}) \quad \text{W}/(\text{W} \cdot \text{K}) \quad (3-77)$$

$\tau$  称为传热经济因数, 意为 1K 温差下传递单位热量所耗用的一次投资。式中,  $I$  为每  $\text{m}^2$  换热面积的投资, 元/ $\text{m}^2$ ;  $\lambda$  称为换热器的功耗因数, 意为 1K 温差下传递单位热量所耗的流动。

可见, 换热器的最优温差, 是在  $\Delta P$ - $K$  优化设计前提下, 投资、功耗、传热熵损三维权衡的优化结果。文献[76]用同样的思路, 另一种表示方法, 给出废热锅炉、进出料换热器、

再沸器等三种情况下最优温差的计算式。

### (2) 换热网络结构调优的途径

为了调整换热网络结构,使得每个匹配单元的  $\Delta T_j$  接近于相应的最佳传热温差  $\Delta T_{opt,j}$ ,必须对一些热源、热阱做一定的调整,这种调整有以下三个途径<sup>[69]</sup>:

①利用环节的工艺改进。例如改变分馏塔的操作压力来改变塔顶冷凝和塔底再沸物流的温位,增加中间再沸器以减少塔底再沸器负荷;再如,通过提高闪蒸压力来提高溶剂蒸汽冷凝放热温位,等等。

②转换环节的功热联产(“多水平公用工程”)。例如采用背压或抽汽透平提供不同温位的加蒸汽,或采用燃气轮机、用排出的尾气做加热热源等。

③回收环节的能量升级(“热机、热泵”)。例如采用热泵系统使低温热升级为能级  $\epsilon$  (即卡诺因子  $1 - T_0/T$ ) 较高的热量或冷量;或采用低温朗肯循环使一段低温热源转化为功。

图 3-75 给出一个通过工艺改进调整换热网络结构的实例。为了回收更多的冷凝热,在增加 B 塔操作压力的同时,使用填料代替部分塔盘以降低 B 塔的全塔压降,因而温位提高后的 B 塔顶凝热可以用来作为 A 塔再沸器的加热热源。换热网络调整前后,相应的冷热复合线见图 3-75 (b)。图 3-76 是另一个热泵(能量升级)复合措施的示意图。表 3-47 和表 3-48 中也可以看到复合措施的调优情况。

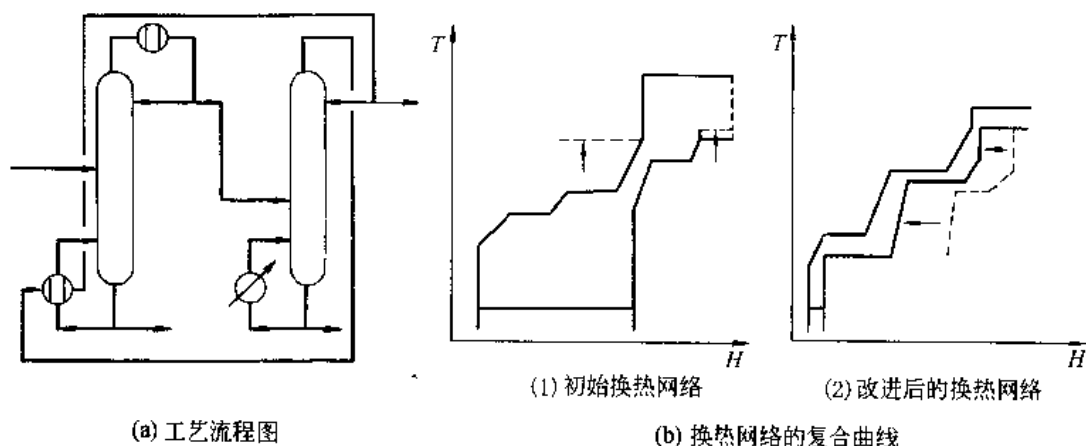


图 3-75 通过工艺改进(改变塔压和塔压降)进行换热网络结构调优

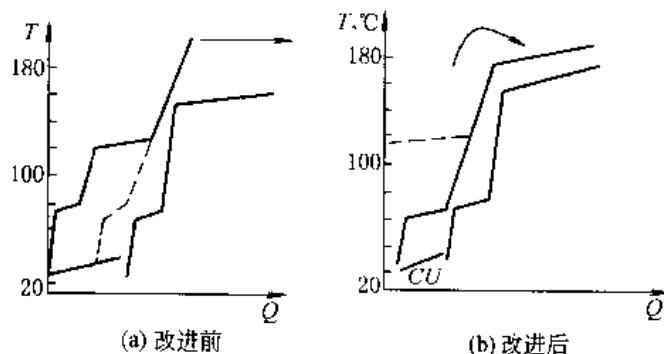


图 3-76 热泵复合措施 HEN 结构调优曲线

复合措施与 Linnhoff 等的“适当布置原则”的一个重要区别在于:当考虑复合措施时,原先换热网络的夹点温差不再是衡量匹配热源、热阱的标准;两条改进后的复合曲线也不再

如“平衡复合曲线”那样各段趋近于等温差。同时，也不需要最后再优化平衡复合曲线的  $\Delta T_{\text{min}}$ 。相反地，最后优化的换热网络复合线各段的传热温差是各不相同的，取决于各台换热器  $\Delta T$  优化的计算结果。

### (3) 复合措施的效益和优化

复合措施的优化同上述分解优化是不同的，因为它涉及到不止一个环节，而且是基于初步优化过的方案上进行。优化的目标函数不再是总费用而是与初始方案比较总费用的减小量，通过使目标函数达到最大，求出决策变量的最优值。上面两个例子中，决策变量是填料的高度和传热温差。在多数情况下是难以通过数学规划法求解最优值的。

复合措施的效益可由炯经济方法计算，详见文献。在有了投资和效益计算模型的基础上，可采用直接搜索法或决策变量的一维离散值作图法可求解复合措施的优化方案。

#### 3.3.4.7 改进措施的炯经济评价调优<sup>[76]</sup>

就一个全局系统而言，在各子系统的炯经济边界约束条件一定的情况下，存在很多以最小费用为目标的相对独立的局部优化。而这些约束条件又往往取决于其它子系统的局部优化。因而，当这些子系统构成一个全局时，它们的优化结果不可能处在一个效益相同的位置。换句话说，它们的投资利润率  $r_k = \Delta O_k / \Delta I_k$  互相之间将存在很大差别。按照增量效益评价法，真正的最优投资增量应是边际投资增量  $\Delta I_{\text{mar}}$ ，而不是相应于最大  $\Delta O$  的“优化投资增量  $\Delta I_{\text{opt}}$ ”。因为超过边际投资增量点的微分投资利润率  $dO/dI$  已经小于最小可接受的投资利润率 ( $MAR$ )，见图 3-77。因此，愈是投资利润率较小的措施， $\Delta I_{\text{opt}}$  与  $\Delta I_{\text{mar}}$  的差值愈大，所以必须做一定的调整，退回到实际最优点。对于投资利润率较大的措施，简单地再追加投资肯定是不合理的，不过对这种情况往往可以通过对方案作进一步的深化改进，从而在投资利润率变化不大的情况下获得更多效益。

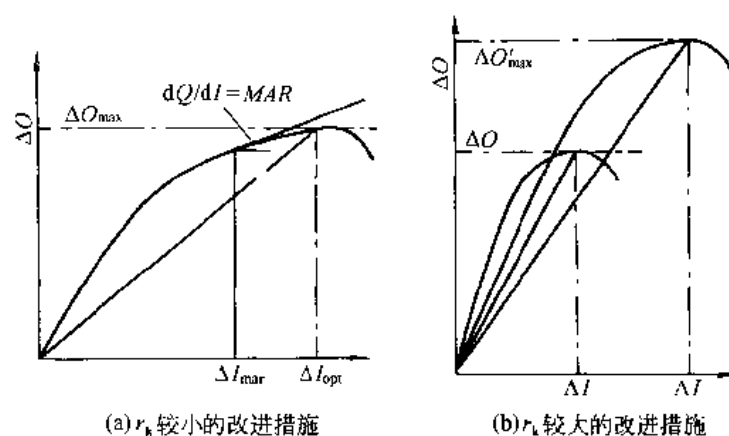


图 3-77  $\Delta I_{\text{opt}}$  与  $\Delta I_{\text{mar}}$  的比较

### (1) 改进措施效益计算

一般地说，改进措施的投资估算是比较容易的。困难在于效益的计算。如前所述，按照措施所在环节和效益特征，可将节能改进措施分为 4 类：①N 类措施（特征参量： $Ex_{N_i}$ ）降低工艺总炯用；②K 类措施（特征参量： $D_{kpi}$ ）降低过程炯损耗  $D_{kpi}$ ；③R 类措施（特征参量： $C_{oj}$ ）增加能量回收；④U 类措施（特征参量： $C_u$ ）提高转换效率。在这 4 类措施中，除了 U 类措施可以从节省外界供入的能源计算效益之外，其它 3 类则很难做到。因为它们的节能效果多体现在炯损耗的降低、总用炯的减少或回收炯的增加上；因而，它们的效益必须通

过烟经济学方法计算。

上述 4 类措施效益计算的烟经济学方程式可归纳如表 3-45。

表 3-45 四类措施效益计算方程汇总

措施记号	特征变量	效益	算式
$N_{jk}$	$\Delta Ex_{Nj}$	$\Delta O_{Njk}$	$\rightarrow \bar{C}_{uj} \Delta Ex_{ujjk} + \beta_{pj} \Delta P_{pjjk}$
$K_{jk}$	$\Delta D_{kpj}$	$\Delta O_{kjk}$	$\bar{C}_{uj} \Delta D_{kpkj} + \beta_{pkj} \Delta P_{pkjk}$
$R_{jk}$	$\Delta C_{uj}$	$\Delta O_{Rjk}$	$- Ex_{uj} \Delta C_{ujk}$
$U_{jk}$	$\Delta C_{uj}$	$\Delta O_{uk}$	$\bar{E} v_{Nj} \Delta C_{ujk}$

## (2) 调优思路

①求得各措施的  $\Delta O_k$  后, 很容易便可求出  $r_k = \Delta O_k / \Delta I_k$ 。

②在每期措施都是在各自的烟经济边界条件下分别按最小费用法优化的情况下, 以从全局效益角度求得的经济性指标 (统一的!)  $r_k = \Delta O_k / \Delta I_k$  来评价它们之间的相对经济性, 无疑是协调它们之间的关系的合理判据。具体处理思路如表 3-46 所列五种情形。按此判据提出的方向调整措施的程度, 虽然会使就局部观点看来的总费用增加, 但全局的效益会更好。

表 3-46  $\Delta O / \Delta I$  取值情况及处理策略

情况	1	2	3	4	5
$\Delta O$	-	-	-	+	+
$\Delta I$	0	-	+	-	+
$\Delta O / \Delta I$	1	+	-	-	+
意义	不需要投资经济条件限制	投资和操作费都节省	增加投资, 节省操作费用	增加操作费用, 节省投资	投资和操作费用都增加
处理原则	进、取	进、取	根据给定经济约束条件和 $\Delta O / \Delta I$ 值进、退调整		舍去 (极少发现)

③对调整后的方案再作进一步调优可使全局效益逐步趋优。表 3-47 和表 3-48 给出了两个工程项目能量综合改进方案的调优结果。

表 3-47 设计方案改进的两轮调优结果

措施编号	第一次改进方案				第二次改进方案				第三次调优方案		
	$\Delta O$ 10 <sup>4</sup> 元/a	$\Delta I$ 10 <sup>4</sup> 元/a	$\Delta O / \Delta I$	处理	$\Delta O$ 10 <sup>4</sup> 元/a	$\Delta I$ 10 <sup>4</sup> 元/a	$\Delta O / \Delta I$	处理	$\Delta O$ 10 <sup>4</sup> 元/a	$\Delta I$ 10 <sup>4</sup> 元/a	$\Delta O / \Delta I$
U11	-0.026	0.012	-0.26	C							
U12	-0.032	0.176	-0.19	C							
KR11	-0.877	0.400	-2.19	A	-1.08	0.790	-1.37	A	-1.14	0.717	-1.59
-1.04	0.577	-1.87	A	-1.05	0.493	-2.13	A	-1.05	0.605	-1.74	
-1.13	4.68	-0.240	T	-1.00	3.94	-0.25	T	-1.02	3.942	-0.26	
R12	-0.278	0.605	-0.46	A	-0.272	0.925	-0.29	T	-0.278	0.637	-0.44
R31	-0.048	0.093	-0.52	A	-0.51	0.016	-2.94		-0.055	0.055	-1.0
(LRC)	-2.50	5.93	-0.42	T	-2.38	5.37	-0.44	T	-2.41	5.238	-0.46
R13	-0.211	0.371	-0.56	L, T	同第一次				同第一次		
R14	+0.109	1.84	+0.06	C							
N01	-0.192	0		L, T	同第一次				同第一次		
N11	-0.074	0		L, T							
N31	-0.25	-1.14	+0.22	L, T							
	-4.048	7.686	-0.53		1.182	5.395	-0.78		-4.272	5.187	-0.82

注: A—进、取, T—调整, C—取消, L—工艺限制。

表 3-48 全局方案的焓经济评价

措施分类	$\Delta I$ ( $10^4$ 元)	$\Delta O$ ( $10^4$ 元)	$\Delta O/\Delta I$	处理	$(\Delta O/\Delta I) \square$
N11	11.2	50.1	4.47	保留	4.47
NR12	108.8	53.1	0.49	退	0.556
				退	0.556
R11	10.5	42.3	4.03	保留	4.03
R12	0.65	0.44	0.68	保留	0.68
R23	0.65	0.39	0.60	保留	0.60
R24	1.20	1.83	1.53	保留	1.53
U21	18	1.7	0.094	保留	
U22	1.21	17.9	14.8	保留	14.8
合 计	151.6	167.8	1.11	—	—
调整后合计	118.2	164.9	—	—	1.40

小结：本节介绍的三环节能量综合策略方法，是在我国过程工业节能技术的研究开发和工程实践中提出和发展的。它的特点是焓经济学方法和过程系统能量结构理论的结合。由于它在模型上的严谨性和焓经济学计算的繁琐性，应用起来比较麻烦。计算机科学的迅速发展，将会解决这个问题；通过相应软件的开发，使大量繁琐的计算由计算机程序来完成。这是为时不久的了。在这里，设计师可以借鉴这一策略方法的思路和所举的实例，在所承担的设计任务中创造性地发挥自己的聪明才智，作出接近于优化的能量综合设计方案来。

### 3.3.5 企业和工厂的能量系统优化设计

本节阐述由若干装置组成的石油化工厂的能量系统设计。以前各节的原理仍是适用的。但对于工厂设计师和公用工程系统设计师来说，下列的进一步具体讨论是必要的。

在石油化工企业的能量综合设计上，许多传统观念认为工艺装置用能、公用工程系统供能，这就太绝对化了。新的观念是：它们都是能量流程系统的组成单元，虽然功能不同，但能量常常是互供的。

许多工艺装置的副产、尾气、废料是特殊的化工燃料能源（例如流化催化裂化反应中生成的焦炭在再生器-烟气轮机-余热锅炉系统中，实际上可以视为一个固体燃料的燃机供热联产系统）。许多放热反应或高温吸热反应产物热能，可成为其它工艺装置乃至公用工程系统的很好的热源。

公用工程系统的锅炉给水产热、辅助（如物料储运）系统保温伴热都是可以吸收余热的很好的热阱。良好的匹配可以节约大量的加热用蒸汽。

工厂设计师不应是向装置供能的公用工程设计组织者，而应是全厂物料、能量系统优化的组织者！

有些传统观念还认为装置用能独立性愈强愈好，热联合使流程复杂，单元间互相牵制、缺乏操作弹性、难以调度管理。这个观点部分是符合事实的，热联合确使系统复杂。但是，只有在大系统范围内能量才能得到充分的合理匹配。从而带来巨大的节能效益。这个效益使得为保证安全、可操作性和生产弹性所花费在辅助设备、管道、控制仪表上的投资费用都是合算的。不断进步的信息技术应用也为能量系统优化提供有力的支持。

也有些人认为石油化工企业只是用能者，这不尽然，石油化工企业有时也会成为动力和热能的提供者！这是基于联产技术（cogeneration）特别是燃气轮机的发展。大型超高压朗肯循环电站发电效率可达 50%。而燃机-余热锅炉-供电、汽系统效率可达 80%。大量用热和蒸汽是石化工业特有的采用联产技术的优势。20 世纪 90 年代美国新建石化工业 80% 采用联产

技术。在以天然气和炼厂气为主要燃料的企业（或采用循环流化床锅炉燃用高硫延迟焦化焦的企业），联产可使它们的发电成本低于大型电站，从而可以少从电网购电甚至发电竞价上网外供。我国政府已提出竞价上网政策鼓励联产。石化企业的能量优化，可以把邻近区域的小企业，居民生活用热纳入系统考虑之中，向它们供热或供汽，双方均可获益。日本、欧洲一些国家都已有成功实例。

工厂设计师可从组织联产和区域能量综合优化中为提高用能效率、设计水平和经济性作出巨大贡献。

### 3.3.5.1 工厂内装置（工段）间热联合

一般情况下，热源和热阱在本装置（工段）内能达成焓损（温差）较小的匹配是最适宜的，应优先考虑。

本装置（工段）热量过剩、内部换热温差焓损过大、邻近装置又有温位适宜的热阱时，可考虑热联合——即两装置（工段）间物流的换热。此时，可以以热源一方（热输出一方）为主进行换热网络的优化匹配，而把外热阱一方作为一个冷物流。但须核算此匹配因距离较远而增加的管道及保温投资、散热损失和压降费用。（参见《石油化工》28 [9]，608—610，1999）。

装置间物流热交换方案，必须充分考虑安全、开停工不同步时及紧急停工或事故状态下的处理手段，物流参数（温度、流量）波动时相互的影响和控制手段。为此应考虑必要的辅助管线、仪表甚至辅助设备，并把相应的投资计入方案取舍的经济权衡中。

热联合的换热器设置在哪一方，由上述操作、控制考虑和管道材质压降、温降、泵功耗等因素决定。热联合换热器的选型设计须充分考虑两侧物流的流量变化、压降要求和热负荷弹性。

热出（进）料是热联合的另一主要形式。热出（进）料是指上游装置产品物流不是经冷却进中间罐储存再用泵送到下游装置，而是直接（或经过一个热缓冲罐）引至下游装置作为进料。热出（进）料的效益是节省冷却、再预热两个负荷和贮罐的维温或加热负荷，有时还节省一级泵送功能；同时会节省预热器、冷却器、中间罐的投资。在上下游装置物料供需关系相对稳定，下游装置进料仍需加热者，有条件考虑采用热出（进）料。

采用热出（进）料必须考虑的问题：上下游装置开工不同步；上游装置出料供不只一个下游装置；下游装置进料不止一个来源；下游进料量要求严格自控而上游出料流量波动等。此时须考虑设置：①经常性的热缓冲罐及相应的流量、液位控制回路；②备用的冷中间罐及相应的出料冷却器；③必须的中间储存调配罐。具体设置方案，依实际流程要求而定。只要在较长开工期内能保持热联合运行，设置中间罐的投资不会抵消总体的节能和经济效益。

上游出料存在质量检验要求情况下，须配置相应的在线检测仪表及相应的中间贮罐。

装置间物料热联合有时可以通过一个闭路循环的媒体进行，例如在 100℃ 左右（如 70~150℃）温域内，最方便和安全的媒体是除氧软水。

通过媒体热联合的优点是：①冷热两工艺物流不直接换热，在万一发生换热器内漏时不致产生可能的危险或质量损失。②媒体可以从不只一个热源吸热和向不只一个热阱供热。③媒体供、取热流程可并可串，可以保证每个热阱负荷的自控。④在媒体回路上设置辅助加热器和辅助冷却器，可以保证总热负荷保持平衡。

通过媒体热联合的缺点是：①两级换热，增加一级换热设备；②两级换热，两次传热损失。若每级传热温差保持直接换热时的值，则热阱获得的热量减少，总耗增加近倍；若保持

总损不变, 则每级传热温差大大减少, 传热面积及投资大大增加 (见图 3-78); ③如果换热设备内漏, 水与某些工艺物流混合也会有损害。

热联合方案的可行性, 除满足安全、开停工、质量等约束条件外, 主要取决于经济效益。一般可用年度化总费用 (主要是投资费加能耗费) 作为评价指标。能耗费因热量温位不同而需用焓经济学方法计算, 详见本章 3.3.3 节。

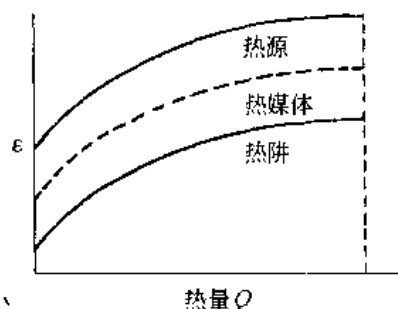


图 3-78 热媒体取-供热  $\epsilon$ - $Q$  图

### 3.3.5.2 低温热利用-辅助单元用能的全局分配

#### (1) “低温热资源”取决于系统用能安排

石油化工装置过程用能多以热能为主, 且用热温位在相当宽的温域内分布。前已述及, 用能实质是耗焓, 所以热能可被多次利用。图 3-79 给出了这种关系的示意图。图中, A, B, ……G 分别表示 7 个不同用能单元换热过程的热焓损耗 (表示为  $\epsilon$ - $Q$  坐标上的面积)。A-C-G 和 B-F 反映了装置内或装置间的热联合关系。

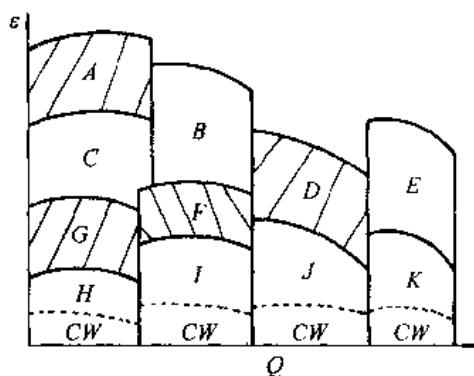


图 3-79 工艺装置用热温位分布及热联合示意图

图中, H、I、J、K 各块面积, 就是工艺装置未能利用的较低温位的热量。在孤立考虑工艺用能时, 这些热量通常通过水冷却器或空冷器排入环境。

能量系统优化设计的任务, 就是在获得经济效益的条件下, 通过在更大系统范围内的合理安排使低温热尽量加以充分利用。

#### (2) 低温热利用途径

低温热利用有两类途径: a. 同级利用, 直接或间接向温位更低的热阱供热; b. 升级利用, 用热泵技术向更高温位热阱供热; 运用朗肯循环或两相透平技术产生动力。

在能够找到适宜的低温热阱情况下, 同级利用投资少, 效益好, 宜优先考虑。没有适宜或足够的低温热阱, 需考虑升级利用时, 方案的取舍主要决定于经济效益 (详细内容参见本章第 3.3.3 节)。

石化企业的辅助单元 (系统) 耗能往往占总能耗的 20% 以上。它们中很多是温位很低的热阱, 例如:

①原料、中间物流、产品的储运单元, 包括贮罐和输送管道的加热、维温和伴热 (原用 1.0MPa 的蒸汽);

②企业锅炉或自备电站产汽用的给水预热, 包括三个温度段: a. 生水预热, 自水源温度 (随季节而变, 5 ~ 25℃) 到除盐操作温度 (35℃左右); b. 除盐水预热, 自除盐温度 (35℃左右) 至除氧前某温度 (因采用不同除氧技术和水质、设备条件而异), 例如, 中压锅炉, 用普通热力除氧 (104℃); c. 除氧水预热, 一直到饱和温度。

③发生低热蒸汽, 如 0.3 ~ 0.5MPa;

④预热炉助燃用空气。常温 ~ 200℃;

⑤冷季建筑物采暖。多采用一个循环热水系统; 热水温度一般 50 ~ 70℃, 随大气温度调节;

⑥企业内部用热水。生活、淋浴用, ~ 45℃, 工业用按工艺需要 (如 50 ~ 70℃);



⑦向邻近的外部热阱（工业或民用，同上）供热。

### (3) 低温热利用系统的设计优化原则

①热阱、热源均需在企业及邻近区域大系统范围内统筹考虑，全面规划。对现有企业改造项目，可统一规划，分批、分期实施。

②源、阱匹配也要运用换热网络优化设计技术。即按热力学规则，同时考虑各种工程因素要求的辅助设施投资。

③同级利用与升级利用措施统筹考虑。

④方案的取舍，最后以经济效益指标为准。因此所有设计方案、设想，均需做到经济评价的深度。

同级利用的热源、热阱之间的匹配，有两种流程方案：直接换热和间接换热。后者是通过一个中间循环热媒（介质）换热（通常用脱氧软水）。两者的优、缺点比较，参见3.3.5.1。

### (4) 低温热利用系统设计必须同时充分考虑运行和控制

“低温热利用系统”和“工艺装置间的热联合”不同之处仅在于前者的热阱一方主要是储运，蒸汽动力，生活等单元。因此，除了同样需要考虑加工量、质量，安全，开停工等具体工程条件的约束之外，一个不同于装置间热联合的主要特点就是：热源和热阱之间的加热负荷平衡关系随季节和环境温度而变化比较大。因此必须充分考虑满足双方运行需求的平衡调节手段。

例如：工艺装置低温热供采暖用的，在非采暖季须设置备用的冷却设备（或其他利用方案，如吸收制冷）；储运设备加伴热，发汽用给水预热负荷，冬夏也有差异，在我国不同地域，差别不同。一般工艺余热源与各低温热阱的匹配，均不能以满足后者在最冷天气的需求为设计点，而应以冷季节平均或最大概率热负荷为设计点，以使热源尽量充分利用。这样，在最冷天气，就需要辅助的加热设备以保证热阱的需求。

低温热利用系统的控制，也需要充分考虑；以满足热源（工艺装置）操作需要为主。热阱负荷有时也有较严格要求，如除盐水预热不宜超过氧腐蚀活跃温度；有时可较灵活，如除氧水预热温度可在较大范围内波动而不会影响给水。

### 3.3.5.3 蒸汽动力系统的能量综合优化设计

#### (1) 重要性

石化企业能耗构成中动力（电）与蒸汽（热）之比的绝对值（均不折为一次能源）大致在1:9左右。这为热电联产——即在较高的效率下同时生产热和电（或蒸汽和动力）提供了极为有利的条件。向核心生产装置提供各种所需要形式和参数能量的蒸汽动力系统（一般指锅炉和电站）是石化企业能量转换环节的重要部分。它的优化设计对降低全厂能耗具有重大意义。其主要潜力在以下四个方面：

①提高第一定律效率，即锅炉、汽轮机组、电机等的热效率；节省燃料、汽、电；

②提高第二定律效率，即通过功热联产大大提高一次能源利用的焓效率；主要是利用生产工艺用低压蒸汽之前的高温热焓先多作功；

③通过与工艺装置的热联合，充分利用低温余热发汽和预热各温度段的给水，以节省自用汽和燃料（参见第3.3.2节）；

④因市场状况决定的加工量和产品方案的变化和因气候、季节等因素决定的汽、电需求的变化，全厂总用电、汽负荷将在一定范围内波动。此时，按固定条件设计的蒸汽动力系统

在以上三个方面的目标和预期效果，都会偏离；有时严重偏离。因此，考虑适应各种变化条件的柔性设计，具有很大的节能潜力。本节主要讨论②和④。

## (2) 总原则

①蒸汽是绝大多数石化企业必需的能量形式之一，必需保证稳定可靠的供应。当企业邻近有较大规模的高效热电站，可以保证稳定供应工艺所需参数的蒸汽时（一般1~3.5MPa），应优先考虑按合同购进蒸汽。因为在一般情况下，即使充分联产，小规模、烧油、中压锅炉产汽成本也无法同大型热电站竞争。在两者价格相仿时，宜仔细作技术经济比较。

②若必需自产蒸汽，锅炉设计压力宜尽量高，以便在同样供汽量下联产更多的功。各压力等级的蒸汽的焓值参见下表，（焓值与作功能力成正比）。

压力, MPa	温度, °C	能量 $E$ , MJ/t	焓 $E_x$ , MJ/t	能级系数 $\epsilon$
10.0				
3.8	450	3263.6	1330.1	0.407
1.0	250	2878.0	947.1	0.329

③在保证适应产汽量波动和保持备用设施条件下，锅炉的单台设计负荷宜尽量大些；以利于提高效率和采用较高的压力参数。

④背压蒸汽透平是石化企业主要的汽电联产手段。一般在锅炉产汽压力和工艺用汽压力之间工作；但选择设计参数时需考虑进、出蒸汽在输送管网中的压降和控制，留有余地。

⑤大型、连续运行的压缩机或泵，可以考虑直接用背压式汽轮机驱动；可以节省一次汽-电转换的设备投资和焓损。但需考虑将蒸汽输送到机、泵所在的装置的投资和运行费用，并权衡比较。此外，这些机组的用汽量及参数必需保证工艺需求。

⑥除上述大型工艺用背压汽轮机组外，其它气轮机组一般设在与锅炉邻近的动力厂房中，并驱动发电机（或大型锅炉给水泵、风机等）。这些机组的型式、负荷、台数的选择，除了尽量大型化的原则之外，主要取决于对汽、电负荷变化的适应性。

⑦以蒸汽锅炉为基本配置的石化企业蒸汽动力系统，“以汽定电”是汽电联产设计的基本原则。一般情况下，不宜片面追求用电自给。因为超出联产能力之外的、通过凝汽式汽轮机发出的电力，其成本无法同电网供电竞争。

## (3) 燃料选择与联产效率

在我国目前条件下，石化企业蒸汽动力系统可以选择的燃料大致有3种：煤炭、天然气和企业自身加工副产燃料（重油、石油焦、炼厂气等）。选择决策的依据应是企业效益、社会效益和可持续发展效益的统一。片面考虑企业或部门的近期效益、闭关锁国的资源导向原则、无视环境后果的短期行为，都是错误的、最终损害国家和企业长远效益的。

选择燃料时必须考虑的，除了价格、运费、设备投资、污染程度及治理费用等之外，一个极有分量的因素便是：燃用该种燃料所能达到的联产效率。

燃气轮机技术进展极为迅速。目前，单机发电效率已可达40%以上，联合循环发电效率将达60%，远超过大型超临界锅炉一发电机组。燃用气体燃料的轻型燃机（航机改型）技术也已成熟；其联产电价可与电网电价竞争。在国外石化企业已经大量采用。故此：

①有条件选用炼厂气或天然气的石化企业，应把燃气轮机联产系统—首先是燃气轮机排气余热锅炉产中压汽的联产系统，列为优先考虑的比较方案之一。

②有大量炼厂气副产作为锅炉燃料的企业，应首选燃气轮机联产方案。

③炼油厂流化催化裂化装置所产的催化焦炭再生系统，包括再生器、烟气轮机-主风机

组、余热锅炉，应被看做是一个特殊的燃用固体燃料的燃气轮机联产系统。在按照催化剂再生工艺要求进行设计的同时，也应按照功热联产系统优化原则进行设计；可以获得接近于气体燃料联产系统的高联产效率。

#### (4) 柔性设计

石化企业汽、电的需求量，随市场对产品的需求、季节变化和检修等因素而在相当大范围内改变。石化企业蒸汽动力系统自产汽、电的量，不仅取决于需求量，而且取决于电（汽）的市场价格和相应的购入量。因此，蒸汽动力系统的优化设计，决不可能是对于给定生产状况及汽、电负荷条件下的某个定态的设计方案。相反，优化的蒸汽动力系统设计，不仅要在各种变化工况下达到汽、电最优生产量的要求，而且能在各种供汽、电量负荷下都有尽可能高的联产效率；可以称之为“柔性设计”。

柔性设计的优化是一个非常复杂的前沿科学和技术课题；正待研究开发。在日前情况下，石化企业工厂设计师至少应当具有上述柔性设计的概念，并按照下列准则，尽量使设计具有较大的柔性。

①工厂设计师应对企业主要生产装置和辅助系统汽、电需求的变化的大致范围，和造成变化的主要因素及其影响的大致规律，有比较清楚的了解和掌握，并建立基本数据库。

②工厂设计师必须懂得经济。具体来说，工厂设计师应当深入了解和掌握有关设备的投资数额，汽、电市场价格的构成、变化规律和趋势（例如，昼夜不同的分时电价，因季节而变的蒸汽价格等），本企业自产汽、电的成本构成、影响因素、变化规律，以及同市场购入汽、电相比的竞争力。

③工厂设计师必须全面掌握生产装置工艺余热自产、耗用各种参数蒸汽的详细数据，包括在各种变化情况下产汽量和用汽量变化的规律和趋势。工厂设计师还有责任按照能量系统优化的原则组织工艺装置及辅助系统之间的热联合匹配，以使装置产汽量尽量增多、用汽量尽量减少。

④石化企业蒸汽动力系统产汽、电基本设计负荷的确定是对柔性设计极为重要的重大决策，必须审慎从事。过大的基本设计负荷造成投资的浪费、设备效率降低、成本增加。过小的基本设计负荷缺乏操作柔性，不能保证安全用电。

⑤变化工况下，最容易造成联产效率降低的局面是：a. 锅炉和电站必须供出的工艺用低压汽增大，但背压透平容量或柔性设置不足，大量高、中压蒸汽不得不减温减压；b. 工艺用低压汽量减少，但因驱动工艺机、泵的背压透平负荷需要，透平排出的背压蒸汽量不能减少，大量低压蒸汽被迫放空。

由此可见，背压透平是蒸汽动力系统联产的主要手段，但背压透平容量和设置的设计选择，也是柔性设计的主要难题。

⑥抽汽凝汽式透平的合理选用，是石化企业蒸汽动力系统柔性设计的主要手段。抽凝式透平的主要特点，是抽汽可调——即蒸汽背压做功的容量可调；双抽抽凝式透平的主要特点，是有两级蒸汽背压做功的设置，且容量可调；抽凝式透平的主要缺点，是在没有过剩低压汽存在时，也必须始终保持一定的凝汽做功负荷（产功效率低，违背“以汽定电”原则）。

⑦装在动力厂房的、带动发电机的抽汽背压式透平，可以通过调节抽汽量来平衡两级工艺用汽的供需关系。例如，10-3.5-1MPa透平，可调节抽汽、改变3.5和1MPa两级蒸汽供应比例。因此，抽汽背压式透平是柔性设计中提高联产效率的一种手段，但不能完全解决第⑤段中提到的问题。

⑧冬季有采暖负荷的石化企业,采用凝汽透平适当提高背压操作、利用复水器中的冷凝潜热,借 70~50℃循环热水供暖,是一项成熟的、提高联产效率的柔性设计技术。

⑨利用工艺余热加热锅炉给水(生水及脱盐后软化水),是节约锅炉自用汽、提高联产效率的重要措施。但在变化的热源及热阱负荷条件下,如何既保证双方的平稳操作和控制,又使余热尽可能得到利用,也是柔性设计优化的课题。通过认真的规划和多方案比较及经济评价,可以获得较好的节能和经济效益。

## 参 考 文 献

### I 主要参考文献

- 1 HG/T 20570—95 化工装置工艺系统工程设计规定
- 2 汪寿建编著,化工厂工艺系统设计指南,北京:化学工业出版社,1996
- 3 蔡尔辅著,化工厂系统设计,北京:化学工业出版社,1993

### II 参考文献

- 1 SHJ 10—90 石油化工企业设备和管道隔热设计规范
- 2 GB 3096—93 城市区域环境噪声标准
- 3 GB 12348—90 工业企业厂界噪声标准
- 4 GB 12349—90 工业企业厂界噪声测量方法
- 5 GBJ 87—85 工业企业噪声控制设计规范
- 6 GBJ 122—88 工业企业噪声测量规范
- 7 HGJ 6—86 化工建设项目环境保护设计规定
- 8 HG 20503—92 化工建设项目噪声控制设计规定
- 9 HGJ 532—91 化工管道过滤器
- 10 SHJ 35—91 石油化工企业工艺装置管径选择导则
- 11 SHJ 9—89 石油化工企业燃料气系统和可燃气体排放系统设计规范
- 12 张德姜,王怀义,刘绍叶主编,石油化工装置工艺管道安装设计手册,北京:中国石化出版社,1994
- 13 SHJ 2—87 石油库节能设计导则
- 14 SHJ 7—88 石油化工企业储运系统罐区设计规范
- 15 SYJ 7511—87 石油贮罐呼吸阀
- 16 HG/T 20579.19—95 阻火器的设置
- 17 郑志学等编著,防爆阻火器,北京:中国石化出版社,1998
- 18 GB 12247—89 蒸汽疏水器分类
- 19 炼油装置工艺管线安装设计手册,北京:石油工业出版社
- 20 国家医药管理局上海医药设计院编,化工工艺设计手册·上册,北京:化学工业出版社
- 21 阀门产品样本,北京:机械工业出版社,1985
- 22 凝结水回收和利用,北京:机械工业出版社
- 23 中井方喜雄著,蒸汽疏水阀
- 24 API RP 520 Sizing Selection and Installation of Pressure-Relieving Devices in Refineries, Part I Sizing and Selection, 1993
- 25 API RP 520 Sizing Selection and Installation of Pressure-Relieving Devices in Refineries, Part II Installation, 1994
- 26 API RP 521 Guide for Pressure-Relieving and Depressuring Systems, 1997
- 27 API 526 Flanged Steel Pressure Relief Valve, 1995
- 28 ASME Boiler and Pressure Vessel Code Section VIII, Division I-Unfired Pressure Vessel Paragraph UG-125 through UG-136, 1998
- 29 G. B. Emerson. Pressure Relief Valve Types and Selection. Hydrocarbon Processing. May 1988
- 30 API Guide for Inspection of Refinery Equipment-Chapter XVI Pressure Relieving Devices
- 31 API Standard 527 Seat Tightness of Pressure Relief Devices, 1996
- 32 API Standard 620 Recommended Rules for Design and Construction of Large Welded Low-Pressure Storage Tanks, 1996
- 33 国家质量技术监督局,压力容器安全技术监察规程,北京:中国劳动社会保障出版社,1999

- 34 JIS B 8243 压力容器的构造
- 35 石油化工管线设计, 化学工业出版社, 1986
- 36 上海交通大学主编, 机电词典, 北京, 机械工业出版社, 1991
- 37 万学达著, 计算机辅助化工装置设计当前概况, [内部资料], 1993
- 38 贺惠贤著, CAD 应用, [内部资料], 1996
- 39 青岛化工学院编, 工程化学模拟系统技术手册, 1995
- 40 Process Input Manual, Simsci, 1988
- 41 PRO/II Input Manual, Simsci, 1995
- 42 ASPEN Plus with Model Manager ASPEN TECH. INC
- 43 徐柱亮, 贝建中等著, PDA 功能介绍, 1997
- 44 Plant Design Management System User Bulletin 10, 2, I CAD center, 1991
- 45 PDS USER GUIDE 6.1 版
- 46 Keenan J. H. Mech. Eng. 1932, 54: 195
- 47 华贲, 工艺过程用能分析及综合, 北京, 轻工业出版社, 1989
- 48 Tsatsaronis G. Progress of Energy Combustion Science, 1993, 19: 227
- 49 Evans R. B., et al. Principles of Desalination, N. Y.: Acad. Press, 1966
- 50 Obert E. F., et al. Thermodynamics, 2nd ed. N. Y.: McGraw-Hill, 1963
- 51 El-Sayed Y. M., Tribus M. ACS Symposium Series, 1983, 235: 215
- 52 Fehring T., Gaggioli R. A. Trans. ASME, J. Engr. for Power, 1977; 99: 482
- 53 Wepfer W. J., Gaggioli R. A. Trans. ASME, J. Engr. for Industry, 1979, 101: 427
- 54 Gaggioli R. A., Fehring T. Combustion, 1978; 49: 35
- 55 Marc A. Rosen, Ibrahim Dincer. Int. J. of Energy Research, 1997, 21: 643
- 56 Frangopoulos C. A. AES, 1991; 25: 49
- 57 低能耗的甲醛生产方法, 专利号 ZI92101137.7
- 58 华贲, 戴自庚等, 甲醛装置的烟分析和能量综合优化, 石油炼制 (石油化工节能专辑), 1992
- 59 徐宏株, 傅良编, 化工节能实例选编, 北京, 化学工业出版社 1989, 149
- 60 华贲, 石熙, 石油炼制 (节能论文汇编), 1989, 155
- 61 徐宏株, 傅良编, 化工节能实例选编, 北京, 化学工业出版社, 1989: 153
- 62 徐宏株, 傅良编, 化工节能实例选编, 北京, 化学工业出版社, 1989: 155
- 63 华贲, 沈剑峰, 石油化工, 1992, 21 (6), 392
- 64 Petiyuk, F. B. et al., Int. Chem. Engr, 1965, Vol. 5, No. 3: 555
- 65 Zheng, Z. Z., et al., First International Thermal Energy Congress, Marrakesh, Morocco June 6 ~ 10, 1993
- 66 Parti, M, and Palancz, B. Chem, Eng, Sci, 29, 1974.
- 67 谭志明等, 中国井矿盐, 1992, 23 (6), 16
- 68 尹清华等, 化工学报, 1992, 43 (1), 54
- 69 Yin, Q. H., Hua, B. Et al., ASME AES-Vol. 27, HTD-228, 1992, 341 ~ 346,
- 70 吴国东等, 石油化工, 1994, 23 (2): 100
- 71 华贲, 杨友麒, 化工百科全书, 北京, 化学工业出版社, 1994, 6: 508
- 72 李志红, 华贲等, 石油化工, 1998, 27 (11)
- 73 赵士杭, 燃气轮机循环与变工况性能, 北京, 清华大学出版社, 1993
- 74 尹清华, 陈清林, 华贲等, 炼油设计, 2000, 8
- 75 华贲, 徐天华, 管壳式换热器及其强化传热的烟经济评价和优化, 化学工程, 1993, 21 (5)
- 76 华贲, 吴国东, 化学工程, 1991, 2
- 77 王松汉等编著, 乙烯装置技术, 北京, 中国石化出版社, 1994
- 78 华贲, 世纪之交的中国炼油工业节能问题, 炼油设计, (待发表)
- 79 Humberto Vainieri (Chief Operating Officer, UOP LLC). Fuels for the 21st Century, Proceedings of Third Joint China/USA Chemical Engineering conference, Beijing, 2000, Sept. 25 ~ 28

- 80 李志红, 华贇, 考虑物流间长距离匹配的换热网络最优合成, 石油化工, 1999, 28 (9)
- 81 董孝利, 华贇等, 林源炼油厂热集成节能改造, 炼油设计, 1998, 28 (4)
- 82 华贇, 炼厂能量综合优化与挖潜增效, 炼油设计, 1996, 26 (5)
- 83 华贇, 如何考虑炼厂低温热的利用, 炼油设计, 1983, 1
- 84 华贇, 周章玉等, 21 世纪流程工业的综合集成, 制造业自动化, 1999, 21, 增刊: 300
- 85 尹清华等, 石油化工, 2000
- 86 华贇, 杨传钧, 炼油厂能量综合优化改进的必要性, 石油炼制与化工, 1995, 11
- 87 利用设备更新机会和资金促进技术进步和节能增收, 石油炼制, 1990, 9
- 88 API RP-521 Guide for Pressure Relief and Depressurizing Systems, 1990
- 89 扈先施, 张梅荪, 黄元富等编著, 石油化工和炼油企业火炬气排放系统的设计 (待发表)
- 90 API Publication 931 Manual on Disposal of Refinery Wastes Volume on Atmospheric Emissions, 1977
- 91 张旭之主编, 石油化工工学丛书, 北京, 化学工业出版社, 1997
- 92 Banerjee K., Cheremisinoff N. P., Cheremisinoff P. N. "Flare Gas System Pocket Handbook", Gulf Publishing Company, Houston, Texas, 1985
- 93 [美] 弗兰克·埃文斯著, 北京石油设计院译, 炼油厂和化工厂设备设计手册 (下), 烃加工出版社, 1985
- 94 天津大学化工原理教研室编, 化工原理, 天津, 天津科学出版社, 1987
- 95 高夏, 油气储运工程设计, 1996 专辑
- 96 王松汉等编, 引进的乙烯生产技术 (6), 北京, 石油化工设计编辑部, 1999
- 97 陈滨等编, 乙烯工学, 北京, 化学工业出版社, 1997
- 98 天津大学化工原理教研室编, 化工原理 (上、下册), 天津, 天津科学技术出版社
- 99 清华大学化工系化工原理教研组编, 化工原理 (五、六), 北京, 1989

## 第4章 基础工程设计

### 4.1 概 述

化工工艺基础设计（也称初步设计），是化工设计中很重要的内容之一，它是由工艺包转换成工程设计的重要环节。在基础设计阶段化工工艺和系统设计工程师要把工艺包的文件和图纸认真消化，在PID图纸上加入为实现工业化生产所必备的全部管道和管件，再为自控、容器、机械、给排水、环保、外管、暖通、概算等专业提出设计条件，并把这些专业返回的条件也补充到PID图上和相应的设计文件中。在与各专业的条件往来中，化工工艺和系统设计工程师工作量比较大的是为自控及设备（包括容器和机械两个专业）专业提出条件。要提好这些条件化工工艺和系统设计工程师必需具备扎实的基础知识和丰富的生产经验，获得这些知识和经验只有靠长期的设计实践经验来积累。

化工工艺和系统设计工程师在进行基础设计时还需要很多计算，这些计算的原理都在化工单元设计中讲述了，这里不再重复叙述了。

化工工艺基础设计的主要设计文件应有：工艺设计基础、工艺说明、界区条件表、工艺流程图（PFD）、工艺设备表、公用物料流程图（UFD）、工艺管道及仪表流程图（PID）、管道表。

基础设计的全过程大约需要6~9个月的时间。

### 4.2 工艺管道及仪表流程图（PID图）

#### 4.2.1 基本内容

工艺管道及仪表流程图（Process Piping and Instrument Diagrams 亦称PID、带控制点流程图）的设计是化工厂设计中从化工工艺的流程设计过渡到工程施工设计的重要工序。

管道及仪表流程图分为工艺管道及仪表流程图（PID图）和公用物料管道及仪表流程图（UID图）。

由于PID图的设计千变万化，即使同一工艺流程的装置，也往往由于外界因素的影响（如用户要求、地理环境的不同，以及操作生产人员经验的差异等），需要在PID图设计时作出相应的对策；再加上设计者处理方法的不同，同一工艺流程在不同的工程项目中，其PID图不可能完全一致，但也不会有太大的差异。另外PID通常有6~8版，视工作需要而定。

PID图是工厂安装设计的依据。工艺流程对工厂管道安装设计中的一切要求，除了高点放空和低点放净外，大到整个生产过程中所有的设备、管道（包括主要的和辅助的管道），小到每一个法兰和每一个阀门，都要在PID图中标示清楚。

一套完整的PID及UID图要能清楚地标示出设备、配管、仪表等方面的内容和数据。具体PID图的设计内容如下。

##### 4.2.1.1 设备

##### （1）设备的名称和位号

在 PFD 图中,如有多台相同设备并联时,可以只画出一台,但在 PID 图中,每台设备,包括备用设备,都必须标示出来。若是扩建、改建项目,已有设备要用细实线表示,并用文字注明。

#### (2) 成套设备

对成套供应的设备(如快装锅炉、冷冻机组、压缩机组),要用细点划线画出成套供应范围的框线。在此范围内,所有附属设备的位号后都要带后缀“X”以示这部分设备随主机供应,不需另外订货。

#### (3) 设备规格

PID 图上应注明设备的主要规格和参数,如泵应注明流量  $Q$  和扬程  $H$ ;容器应注明直径  $D$  和长度  $L$ ;换热器要注出换热面积或换热量;贮罐要注出容积。和 PFD 图不同的是,PID 图中标注的设备规格和参数是设计值,而 PFD 图中标注的是操作数据。

#### (4) 接管与联接方式

管口尺寸、法兰面形式和法兰压力等级均应详细注明。一般而言,若设备管口的尺寸、法兰面形式和压力等级与相接管道的尺寸、管路等级规定的法兰面形式和压力等级一致,则不需特别标出;若不一致,须在管口附近加注说明,以免在安装设计时配错法兰。

#### (5) 零部件

为便于理解工艺流程,与管口相邻的塔盘、塔盘号和塔的其它内件(如挡板、堰、内分离器、加热冷却盘等)都要在 PID 图中表示出来。

#### (6) 标高

对安装高度有要求的设备须标出设备要求的最低标高。塔和立式容器须标明自地面到塔、容器下切线的实际距离或标高;卧式容器应标明容器内底部标高或到地面的实际距离。

#### (7) 驱动装置

泵、风机和压缩机的驱动装置要注明驱动机类型,有时还要标出驱动机功率。

#### (8) 泄放条件

PID 图应标明容器、塔、换热器等设备和管道的放空、放净去向、如排放到大气、泄压系统、干气系统或湿气系统。若排往下水道,要分别注明排往生活污水、雨水或含油污水系统。

### 4.2.1.2 配管

#### (1) 管道规格

所有的工艺、公用工程管道都要注明管径、管道号、管道等级和介质流向。管径用公称直径表示。若同一根管道上使用了不同等级的材料,应在图上注明管道等级的分界点。

一般在 PID 图上管道改变方向处标注介质流向。

#### (2) 间断使用的管道

对间断使用的管道要注明“开车”、“停车”等字样。

#### (3) 阀门

正常运行时常闭的阀门或需要保证开启或关闭的阀门要注明“常闭”、“铅封开”、“铅封闭”、“锁开”、“锁闭”等字样。

所有的阀门(仪表阀门除外)在 PID 图上都要示出,并用图例示出阀门的形式;若阀门



尺寸与管道尺寸不一致时,要注明。

阀门的压力等级与管道的压力等级不一致时,要标注清楚;如果压力等级相同,但法兰的形式不同,也要标明,以免安装设计时配错法兰,导致无法安装。

#### (4) 管道的衔接

管道进出 PID 图中,图面的箭头接到哪一张图及相接设备的名称和位号要交待清楚,以便查找相接的图纸和设备。

#### (5) 两相流管道

两相流管道由于容易产生“塞流”而造成管道振动,故应在 PID 图上注明。

#### (6) 管口

开车、停车、试车用的放空口、放净口、蒸汽吹扫口、冲洗口和灭火蒸汽口等,在 PID 图上都要清楚地标示出来。

#### (7) 伴热管

蒸汽伴热管、电伴热管、夹套管及保温管等,在 PID 图上也要清楚地标示出来,但保温厚度和保温材料类别不必示出(可以在管道表上查到)。

#### (8) 埋地管道

所有埋地管道应用虚线标示,并标出始末点的位置。

#### (9) 管件

各种管路附件,如补偿器、软管、永久过滤器、临时过滤器、盲板、疏水器、可拆卸短管、非标准的管件等都要在图上标示出来,有时还要注明尺寸,标上编号。

#### (10) 取样点

取样点的位置和是否有取样冷却器等都要标出,并注明接管尺寸。

#### (11) 特殊要求

管道坡度、对称布置和液封高度要求等均须注明。

#### (12) 成套设备接管

PID 图中应示出和成套供应的设备相接的连结点,并注明设备随带的管道和阀门与工程给料管道的分界点。工程给料部分必须在 PID 图上标示,并与设备供货的图纸一致。

#### (13) 扩建管道与原有管道

扩建管道与已有设备或管道连接时,要注明其分界点。已有管道用细实线表示。

#### (14) 装置内、外管道

装置内管道与装置外管道连接时,要画“联络图”。并列表标出管道号、管径、介质名称;装置内接往某张图、与哪个设备相接;装置外与装置边界的某根管道相接,这根管道从何处来或去何处。

#### (15) 特殊阀件

双阀、旁通阀在 PID 图上都要标示清楚。

#### (16) 清焦管道

在反应器的催化剂再生时,须除焦的管道应标注清楚。

### 4.2.1.3 仪表与仪表配管

#### (1) 在线仪表

流量计、调节阀等在线仪表的接口尺寸如与管道尺寸不一致时,要注明尺寸。

## (2) 调节阀

调节阀及其旁通阀要注明尺寸,并标明气开或气闭,是否可以手动等。我国钢制调节阀阀体的最低压力等级是  $4 \times 10^6 \text{ Pa}$ ,而管道的压力等级往往低于  $4 \times 10^6 \text{ Pa}$ ,此点在 PID 图上要注明,以免法兰配不上。

## (3) 安全阀

安全阀要注明连接尺寸、阀孔面积和定压值。

## (4) 设备附带仪表

设备上的仪表如果是作为设备附件供应,不须另外订货时,该仪表编号要加后缀“X”。

## (5) 仪表编号

仪表编号和电动、气动讯号的联接不可遗漏。

## (6) 联锁及讯号

联锁及声、光讯号在 PID 图上亦要表示清楚。

## (7) 冲洗、吹扫

仪表的冲洗、吹扫要示出。

## (8) 成套设备

成套供应设备的供货范围要标明。对由制造厂成套供货范围内的仪表,在编号后应加后缀“X”。

### 4.2.2 工艺管道及仪表流程图(PID)的设计过程

PID 图的设计过程是从无到有,从不完善到完善的过程。研究工艺管道及仪表流程图的设计过程,有利于提高其设计质量。

PID 图的设计,必须待工艺流程完全确定后才能开始,否则容易造成大返工,从而导致人力的浪费。但也不必待工艺流程设计完全结束后才开始,这样可以缩短设计周期,加快基建速度。

PID 图的设计一般要经过初步条件版、内部审核版、供建设单位批准版、设计版、施工版和竣工版等阶段后才能完成。

#### 4.2.2.1 初步条件版(零版)

PID 图设计过程中,系统专业需要具备必要的基础资料。这些资料在 PID 图设计初期不可能全部具备,但有了主要部分即可开展工作。

PID 图的零版可以由系统工程师完成。也可由工艺工程师完成后移交给系统工程师,由系统工程师继续完成后面的一系列工作。

PID 图零版的主要作用,一是供配管专业进行装置布置和主要管道走向的研究使用;二是供给自控专业完善自控设计。在此版设计时,PID 图的设计者根据工艺流程图和自己的专业知识进行仪表设计。关于控制方案,还应听取用户的意见。PID 图的零版应包括下列内容。

### (1) 设备

所有的设备,包括备用设备及它们的名称和位号,驱动机类型,均不能遗漏。

### (2) 工艺管道

主要的工艺管道要注明管径和流向(通常  $1/2"$  以上),但管道编号可暂不标注。

### (3) 公用工程管道

与设备相接的公用工程管道应标出管径,蒸汽管要标出蒸汽压力。

#### (4) 间断使用的管道

间断使用的管道要标注其用途（如开工用、停工用、事故处理用等）。

#### (5) 管材

管道的材质要求可用管道等级或文字说明（如碳钢、奥氏体不锈钢）标注；若暂时无条件标注时，可暂不标注；但对合金钢管道和高压管道则一定要注明所用材料。

#### (6) 阀门

管道上的阀门在此阶段要尽量表示出来，并表明常开或常闭状态。

#### (7) 设备的最低标高

对于有标高要求的设备，应标出其最低标高。

#### (8) 泄压系统

应表示清楚安全阀出口是排往大气或排往火炬、废料处理系统。

#### (9) 安全阀

要标出主要的安全阀，但并不要求注出尺寸和编号。

#### (10) 调节阀

要画出全部调节阀，但不要求注出尺寸。

#### (11) 仪表

按照对工艺流程图的理解标出全部仪表（包括检测仪表、控制和联锁仪表，但不必注出仪表编号）。要用图例符号表明仪表是在上位机、DCS、或现场的不同位置。

#### (12) 必要的设计说明

自流管道、管道的坡度、液封、布置在某个特定位置上的调节阀组以及排往下水系统的类型（含油污水、雨水或生活污水系统）等均应有相应说明。对有常开、常闭要求的阀门，图上也应注明。

#### (13) 供货范围

成套供应设备的供货范围要用细点划线框出。

#### (14) 介质流向

管道上要注明介质流向。

#### (15) 指出需要保温和伴热的管道

工艺工程师应在零版 PID 图纸上注明工艺过程对配管材质的要求，并同时提出推荐的初步装置布置图，供配管专业参考。

#### 4.2.2.2 内部审核版（1版）

在 PID 图送给建设单位审核前，要先在设计单位内部进行审核。各专业接到零版图纸后，需要再作如下完善。

##### (1) 所有的管道

系统工程师应对 PID 图进一步深化，把工艺和公用物料管道补全，加上工艺过程所需要的放空和放空管道，并注明管径。

开车工程师应在零版图纸上补充说明开车、停车、试压及事故处理的各项要求，然后把图纸送回给系统工程师。

##### (2) 标注所有管道的管径及伴热、保温要求

系统专业应对管道的管径进行初步的水力计算和保温设计，并在 PID 图和管道表上注明管径、保温和伴热的初步要求。

一般的管道可根据物料平衡表中的物料流量、推荐流速或允许压力降来选用管径。但对某些水力计算有特殊要求的管道，则应进行详细的水力计算，其中包括；塔及反应器的入口管道；泵的吸入管道；制冷管道；往高位输送或长距离输送的液体管道（需校核泵的扬程是否够用）；要求流量均匀分配的对称布置的管道，催化剂管道；液封管道（须校核液封是否会被冲掉或吸入）；提升管道；两相流管道；浆液管道；压缩机吸入或排出管道；塔的回流管道；安全阀的入口和出口管道（控制安全阀入口管道的压降不超过其定压的3%，出口管道须校核安全阀的背压对安全阀定压的影响）；热虹吸再沸器工艺物料的进口管道和出口管道。

### (3) 工艺工况

工艺工程师再对 PID 图的设计是否符合工艺要求进行详细校核，并注上工艺工况。

### (4) 加注管道号

系统工程师应在 PID 图上加上管道号，编制管道表（某些单位由配管材料专业完成）。

### (5) 标注管道等级

系统工程师根据安装专业配管材料人员制定的管道等级，在 PID 图上注明。对少量暂时还提不出管道等级的管道标出管壁厚度。

### (6) 加深自控设计内容

仪表专业应对零版进行校核，并补上所需的全部仪表，仪表编号。

### (7) 指出管道斜度及特殊要求管道安装尺寸要求。

### (8) 加深设备内件的设计内容。

### (9) 注明所有的非标准配件。

系统工程师收到自控工程师返回的零版图纸后，根据返回的条件对图纸进行修改、补充、加深，并加上管道防冻的措施，公用物料管道的配置，8 字盲板的设置等内容。然后，由系统、自控工程师一起对 PID 图进行全面校阅。所有的图例、符号、线条都要符合公司规定或项目组规定，并调整图面布置，使图面布置匀称，达到正规出图的要求。自此以后，所有 PID 图的修改均在此版（即内部审核版或 1 版）底图上进行，不再重新绘制。

#### 4.2.2.3 供建设单位批准版（2 版）

PID 图的内部审核会主要由工艺系统、设备、自控和配管专业参加，其它专业视具体情况酌情参加讨论。会上由系统专业工程师把 PID 图介绍一遍。系统专业人员在蓝图上对核对无问题的管道、仪表、阀门、设备及说明用黄色涂上，需删去部分用蓝色涂上，修改部分用红色涂上；同时，对管道表也用同样方法核对。在会议前，各专业应先在自己的 PID 图蓝图上用红、蓝笔进行修改，为出席会议作准备。

根据审核会上各专业对图纸的修改及讨论情况，系统专业应再次对 PID 图的原图进行修改、补充。即完成供建设单位批准版。

在前三版修订过程中，凡是已订货的设备，要用制造厂提供的设备确认图与 PID 图进行详细地核对，各项数据务必一致。若某些设备还未落实，建议在 PID 图底图上用铅笔圈上，并注明“待定”。其它专业对“待定”设备暂不设计，以免以后返工，招致重大的经济损失。

至此，PID 图的设计已接近完成，基本满足设计、生产上的要求。配管专业可以按此图开展配管研究等工作。

#### 4.2.2.4 设计版 (3 版)

供建设单位批准版发送建设单位后,一般每个装置应给建设单位两周时间审核。建设单位可以在自己公司内找人审核,也可以从外单位聘请有关专家审核或由建设单位的上级单位派人参加审核。然后,建设单位送回审核意见。这份审核意见要归入工程档案,以备查用。项目负责人及系统工程师应仔细研究建设单位的意见,必要时还应请工艺、自控、配管工程师等参加讨论。然后应与建设单位一起讨论研究,充分交换意见,以求取得一致的见解。修改后的图纸即为设计版。

设计版的 PID 图是吸取了设计单位内部各专业和建设单位意见后的成品,是各专业进行详细工程设计的依据。其中,除了用“待定”圈起来的内容外,各专业的设计人员必须严格地按照该版图纸上的规定进行详细工程设计,完成最终的装置布置设计图、配管成品图和正式的材料统计。

在设计版正式出图后,管道仪表流程图的每次修改都需在图纸上注明修改符号,一般用正三角形内写上序号表示,如△。当出下一个修改版时,要把前一版的修改符号及修改范围擦去,只留本次的修改符号及修改范围。每次修改,都需在图纸上的修改记录表内填上修改序号、修改内容、修改日期及修改者的姓名。出修改图时,不需把整套 PID 图全部复制,只需复制有修改的图纸,并分发各有关专业。

#### 4.2.2.5 施工版 (4 版)

在各专业开展详细工程设计(施工图设计)时,设备制造厂的图纸已陆续到齐。系统工程师应根据这些确认图修改 PID 图,使之与设备的实际情况完全一致。另外,根据最终配管图对管系进行详细的水力计算,最后确定管系的管径。此时,可能会要求对某管系进行返工,调整管径。在施工图设计开展的过程中,可能会暴露出一些问题,因此在出 PID 图的施工版之前,需要对 PID 图再次详细校审,对图中不合理部分及各专业不一致处进行修改,目的是使设计图纸与现场实际情况完全一致,避免返工。施工单位接到施工版后,才能对图中非“待定”部分进行施工。对图纸中标注的“待定”部分,施工单位只能进行施工准备工作,不能进行正式施工。出 PID 图的施工版时,配管施工图已完成,应根据 PID 图的施工版对配管施工图、配管模型及配管材料表再次进行校核。此后,除了圈“待定”的内容和图面上的小错外,对 PID 图不允许再进行修改。若建设单位要求修改设计,应当由建设单位书面提出,经工程负责人签字后,以书面形式通知有关人员才能修改,而且要从 PID 图开始修改。

在施工图设计过程中,由于设备布置的变化及其它原因,会发现公用物料配管的支管引出次序及连接位置与 PID 图有较大的出入,此时,要根据配管图的实际情况在施工版中修改公用物料图。由配管专业提出草图,系统专业改图。

#### 4.2.2.6 竣工版 (5 版)

施工过程中, PID 图不允许大改或大返工,但小的错误或图纸与现场情况不符是允许修改的,并由设计代表根据施工实际情况修改 PID 图成竣工图。但在大部分情况下,由于施工版与实际情况很接近,就不出 PID 图的竣工版了。

PID 图设计过程中,各专业的修改、补充都由系统专业工程师转移到原图上;当然,系统专业工程师的修改也在原图上进行。这样可避免在众多的图纸中找不到基准而造成混乱。

过去我们习惯于设计一气呵成,这不符合事物发展的规律。各专业之间发展的不平衡,

设备定货的落实与否, 制造厂条件的返回等, 都将导致图纸不可能一次完成。因此, 应不断加深, 不断升华, 形成图纸的不同版本, 使设计趋于完善。为了使设计人员对每个版次的PID图设计有一个明确的概念, 我们把6版PID图设计的工作要点归纳为一个图表附在末页, 供参考。

随着计算机辅助设计的发展, 在PID图设计过程中, 计算机的应用也日渐增多, 并经历了三个发展阶段。第一阶段是利用计算机来完成PID图的制图工作。第二阶段是直接利用计算机进行PID图的设计。既可提高设计质量, 也可节省设计工时。同时, 还可利用计算机校核图纸间的衔接。第三阶段是计算机辅助设计系统的问世。它除了具有第二阶段的各项功能外, 还可以在制图的同时, 得到PID图的设备一览表、管道表、仪表一览表、阀门一览表、管件一览表、特殊管路附件表等。由于这些表是计算机根据PID图图面显示统计得到的, 不会存在人工制表时的差错, 为减少设计工时, 提高工程设计质量创造了良好的条件。

当然竣工版PID图通常在施工结束后完成, 不属于基础工程设计范围。

#### 4.2.3 PID图设计所需资料

设计PID图的过程中, 需要很多资料。收集和准备好这些资料, 是保证PID图设计顺利进行的一个重要条件。这些资料包括PFD图、设备资料、自控方案等。

##### (1) PFD图

PID图是在PFD图的基础上发展起来的。所以, 在设计PID图之前, 必须有一份经过有关部门批准的、比较详细的PFD图作为PID图设计的依据。

##### (2) 设备

由于在PID图上要标出有关设备的型式、台数、基础数据和尺寸, 所以必须有完整的工艺设备性能要求。

在工艺流程中, 有不少非定型设备和定型设备。在绘制PID图的过程中, 必须有这些非定型设备的简图和定型设备总图, 才能知道管口的尺寸、联接形式、法兰的压力等级和法兰面形式等。这些内容在绘制PID图时是必要的。

##### (3) 自控方案

重要的自控方案必须由工艺、自控专业联合提出。一般的自控方案可以由PID图设计者自行决定, 然后由自控专业修改。

##### (4) 推荐配管材质表

推荐表应能满足工艺对配管材质的要求, 应有管道等级等。

##### (5) 有关的标准规范

有关的标准规范应包括工程规定(如保温、伴热、配管、仪表方面的规定等)和工程采用的标准、图例等。它关系到整个工程的统一性和工程的水平, 须由工程负责人组织有关人员提出。

##### (6) 类似装置的PID图

若有类似装置的PID图可供参考, 则有利于吸取他人的经验。在他人工作的基础上起步, 事半功倍。

##### (7) 流程介绍

流程应介绍其生产特点及整个生产过程的简要情况。

##### (8) 开停车及装置的操作特点

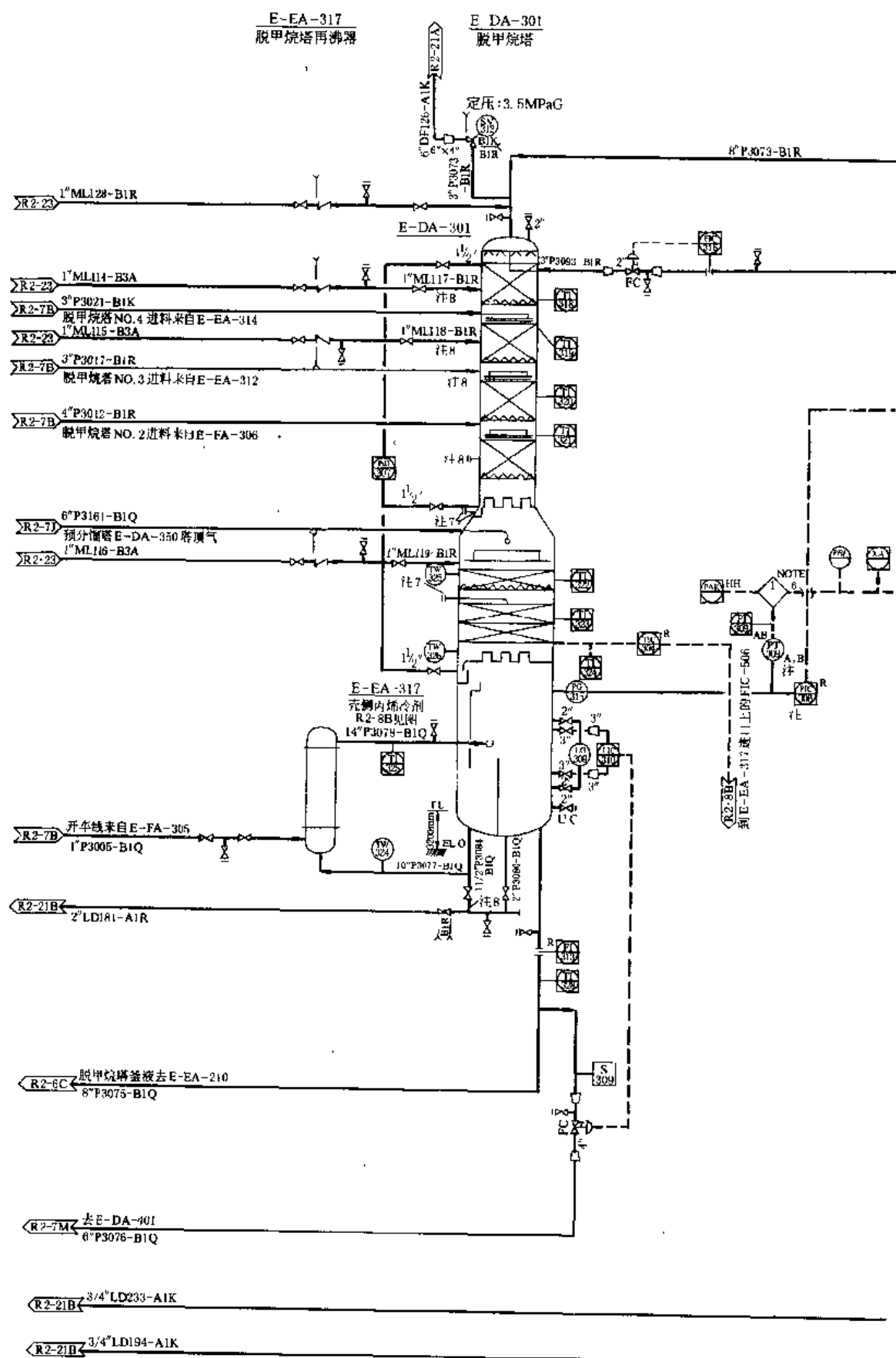


图 4-1 脱甲烷塔工艺





根据该资料应当了解设计中须做哪些特殊考虑和处理。

(9) 仪表一览表

(10) 设备一览表

在开始绘制 PID 图时, 上述资料不可能全部具备。只要有主要部分就可开展工作, 但要在工作过程中将其它部分逐步汇集完全, 以保证 PID 图设计工作的顺利开展。

#### 4.2.4 PID 图的图面布置和制图要求

各个设计单位在绘制 PID 图时所用图纸的规格不同。根据实践经验, 建议采用 1# 或 0# 图纸, 以便图面布置。具体要求如下。

(1) 设备在图面上的布置, 一般是顺流程从左至右。

(2) 塔、反应器、贮罐、换热器、加热炉等若放在地面上, 一般是从图面水平中线往上布置。

(3) 压缩机、泵布置在图面下部 1/4 线以下。

(4) 中线以下 1/4 高度供走管道用。

(5) 其它设备布置在工艺流程要求的位置, 如高位冷凝器布置在回流罐的上面, 再沸器靠塔放置。

(6) 对于无高度要求的设备, 在图面上的位置要符合流程流向, 以便管道连接。

(7) 围堰范围也可以在管道仪表流程图上表示出来。

(8) 一般工艺管线由图纸左右两侧方向出入, 与其它图纸上的管道连接。

(9) 放空或去泄压系统的管道, 在图纸上方离开图纸。

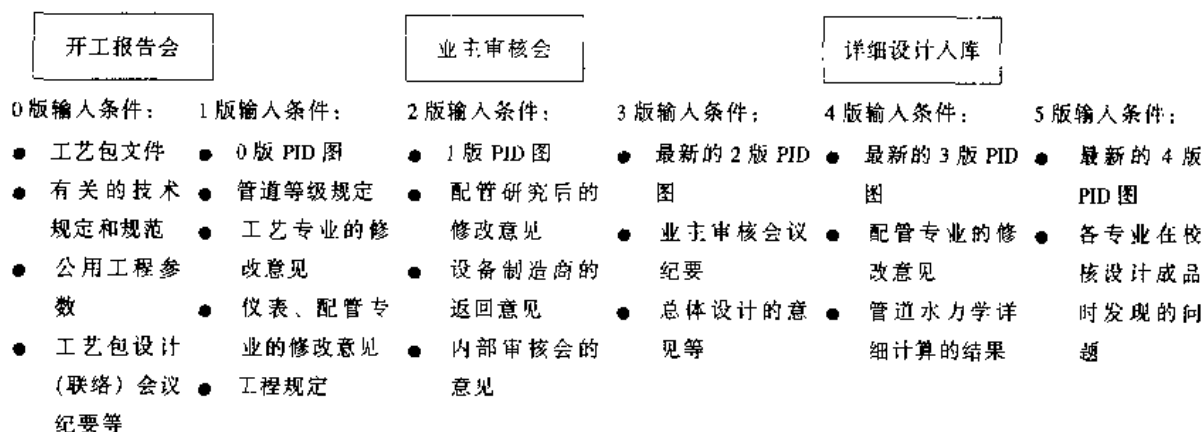
(10) 公用物料管道有两种表示方法。一种表示方法同工艺管道, 从左右或底部出入图纸, 或者就近标出公用物料代号及相接图纸号。另一种表示方法是在相关设备附近注上公用物料代号, 如 CW、PO 表示这台设备需要用冷却水及冲洗油; 然后在公用物料分配图上详细示出与该设备相接的管道尺寸, 压力等级, 管道号及阀门配置等。这种表示方法常用于标示泵及压缩机等设备的水冷、轴封油以及冲洗油等公用物料管道。

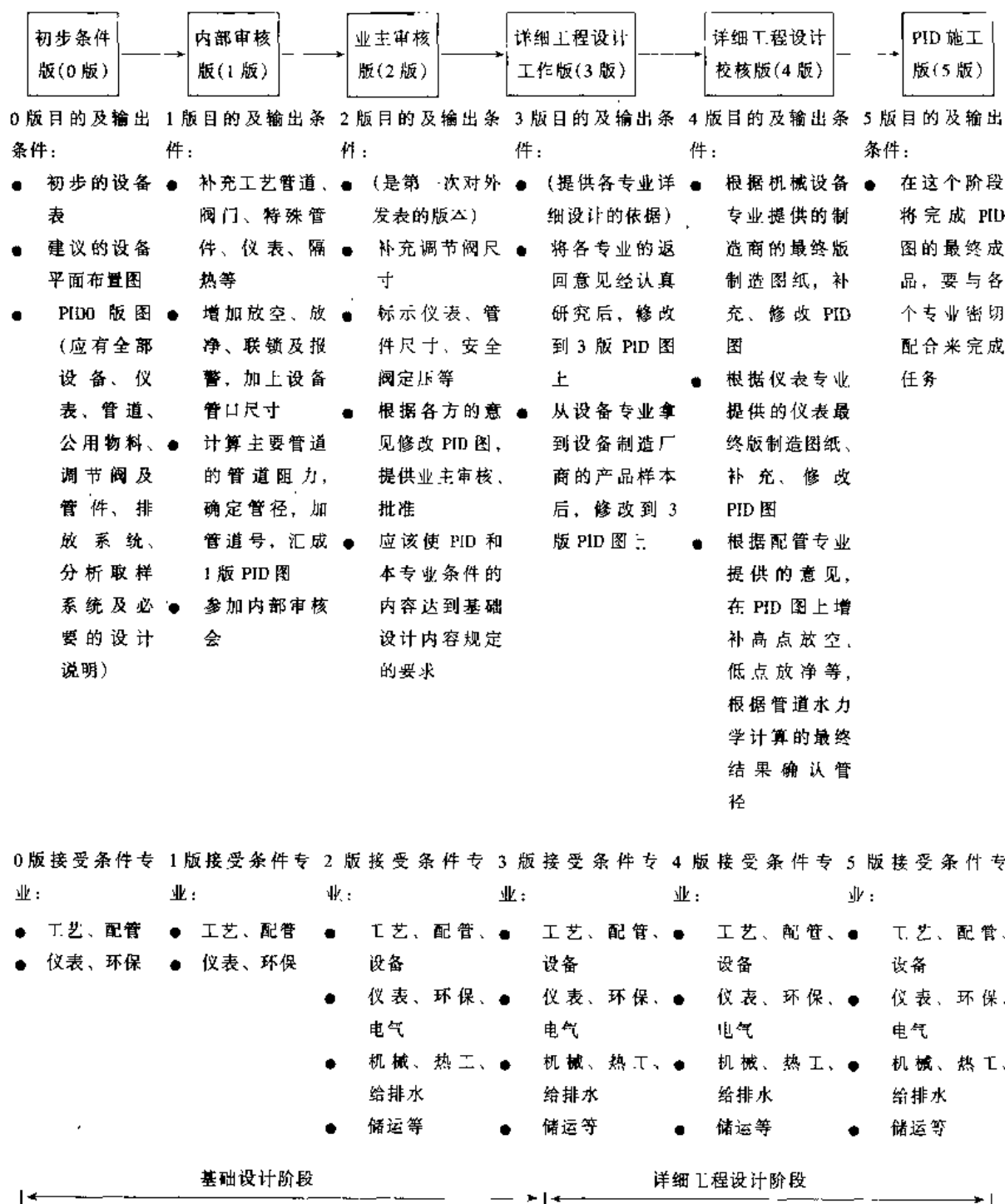
(11) 所有出入图纸的管道, 除可用介质代号表示公用物料管道的图纸连接外, 都要带箭头, 并注出连接图纸号、管道号、介质名称和相接的位号等有关内容。

图 4-1 为 PID 图例。

综上所述, 兹将工程设计的主要程序归纳如下。

#### 工程设计主程序





#### 4.2.5 典型设备的PID图设计

PID的设计是在PFD的基础上完成的,它是石化工程设计中从工艺流程设计过渡到施工设计的重要环节。一个石化工程的设计,从可行性研究、工艺包、基础设计到详细设计,其中大部分的设计阶段,PID都是工艺及工艺系统专业的设计中心,而其它专业(包括设备、机泵、仪表、材料、配管、土建等)都在为实现PID里的设计要求而努力。

广义的PID可分为工艺管道及仪表流程图(即通常意义的PID)和公用物料管道及仪表流程图(即UID图)两大类。

下面简要说明在PID图设计中对各种典型设备的特殊要求。

#### 4.2.5.1 泵的设计

泵是为液体提供能量的输送设备。泵的种类很多，化工中最常用的是离心泵，它的适用范围最广。往复泵主要适用于小流量、高压强的场合。计量泵适用于要求输液量十分准确而又便于调节的地方，有时用一台电机带数台计量泵的办法，可同时为几个点提供流量稳定、比例恒定的液量。而旋转泵（齿轮泵、螺杆泵等）则适于输送粘稠的液体。PID 的设计中应根据不同的用途进行选择。

下面以离心泵为例作一说明。

##### I 常规设计

(1) 泵为机械运行装置，通常都要有备用。一般为一开一备，大流量及特殊场合也可几开一备。

(2) 泵的出、入口均需设置切断阀，一般采用闸阀，有暖泵要求的还应注明 CSO（铅封开）。

(3) 为了防止离心泵未启动时物料倒流，在其出口处应安装止回阀。由于止回阀容易损坏，应靠近泵的出口安装，以便切断后检修。

(4) 为便于止逆阀拆卸前的泄压，止逆阀上方应加装一个泄液阀，或者加一 3/4" 带闸阀的旁路。2" 以上的止逆阀，也可考虑直接在阀盖上钻孔引出放净。见图 4-2 (a) 和 (b) 所示。

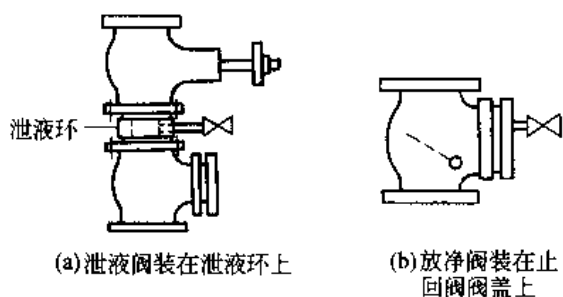


图 4-2 泵出口的泄液阀

(5) 在泵的出口处应安装压力表，以便观察压力。

(6) 泵的出口、入口管道的管径一般与泵体出、入口法兰口径相同或大一个等级，大小头应尽量靠近泵管口；而且入口管道比出口管道的管径通常也大一个等级。

(7) 为防止杂物进入泵体损坏叶轮，应在泵吸入口设过滤器。一般 2" 及其以下

的管道用 Y 型过滤器，2" 以上的管道用 T 型过滤器。过滤器的安装位置应在泵入口（变径管）至切断阀之间。

(8) 离心泵订货以后，要根据泵的实际气蚀余量校核泵入口液体容器的安装高度，以免产生汽蚀现象。

(9) 拿到制造厂家的泵制造资料以后，要用泵的关闭压力校核泵出口设备、仪表及管道等的设计压力。

(10) 泵体放空一般应返回吸入罐（或塔）的气相空间。

(11) 泵体和泵的切断阀前后的管道都应设置放净阀，并将排出物送往合适的排放系统（CD、LD、ND、OD、QD 及火炬等）。

CD——化学排放；LD——液体排放；ND——无污染排放；OD——油类排放；QD——急冷油排放。

(12) 泵的驱动电机上，一般都要设置运行指示灯。

(13) 重要场合的备用泵要设置泵自启动（Auto-start）装置，以保证出口的压力不可大低。

离心泵的典型设计见图 4-3 所示。

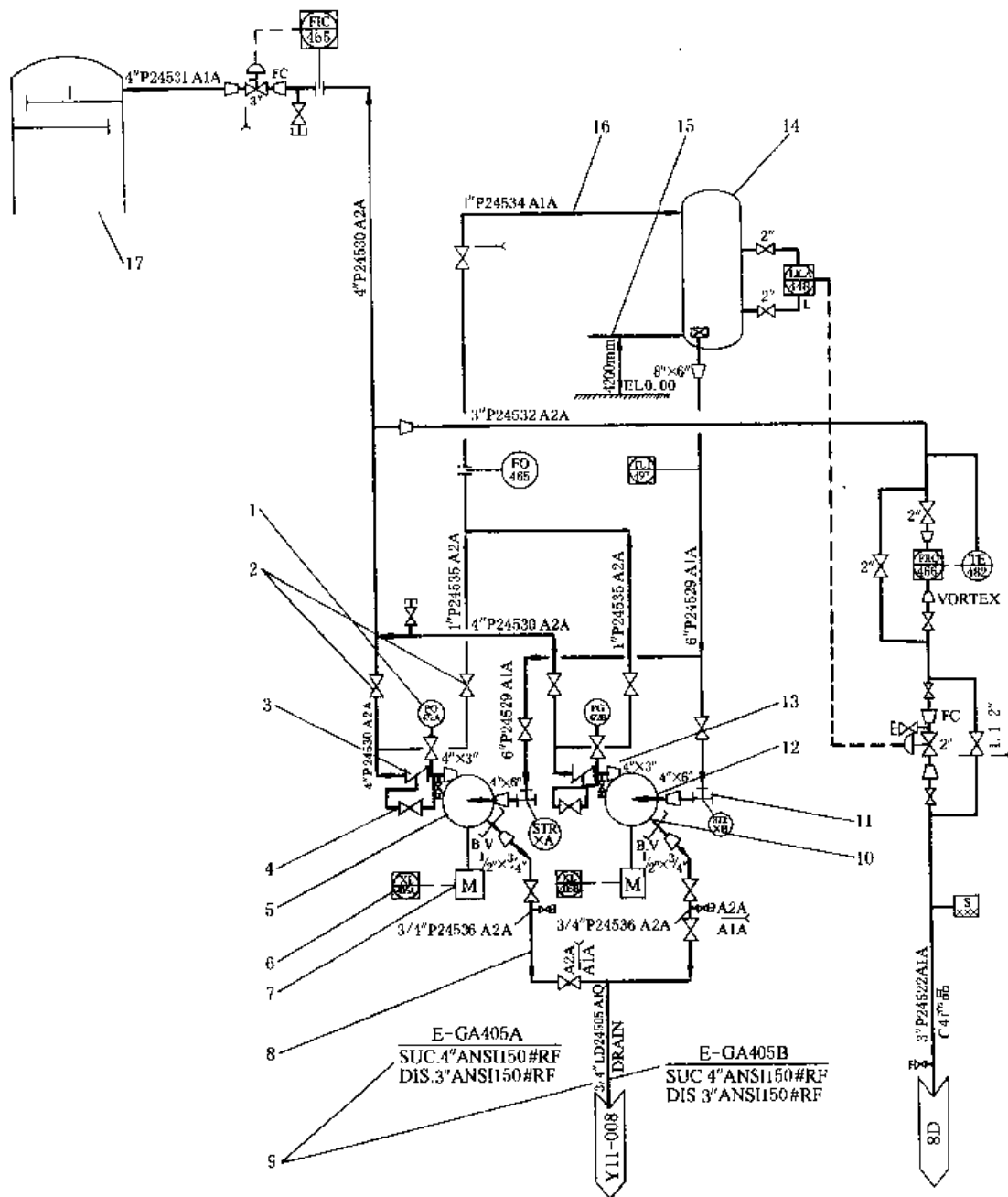


图 4-3 泵在 P&ID 中的常规设计

- 1—泵出口压力指示表；2—进出口切断阀；3—出口止逆阀；4—止逆阀旁路；5—泵体；  
6 运行指示灯；7—驱动马达；8—排放管道；9——开一备两台泵；10—制造厂供货范围；  
11—入口过滤器；12—泵口尺寸比管道细一个等级；13—泵出口管，尺寸一般比入口小一个等级；  
14—贮罐（这里为回流罐）；15—安装高度要求；16—最小流量旁路管道；17—出口容器（这里为塔体）

## II 保护管道

在某些情况下，离心泵需要设置保护管道。

### (1) 暖泵及防凝管道

用于输送介质温度 230℃ 以上、或者介质的凝点高于环境温度的泵，为了避免泵在启动时因温变过快而产生应力问题，或者泵备用时有凝固现象，应在泵出口止逆阀前后

设 $3/4 \sim 1\frac{1}{2}$ "的旁通管道作为暖泵管道或防凝管道（进出口切断阀加 CSO，保证开启），使少量介质连续从旁路通过，从而使泵保持在热备用状态，如图 4-4（a）和（b）所示。有自启动要求的泵，一般都应设暖泵管道或防凝管道。旁通可由一个闸阀加限流孔板串联而成，亦可只用一个截止阀或闸阀，也有人在止逆阀阀瓣上钻一个小孔来代替暖泵管道。

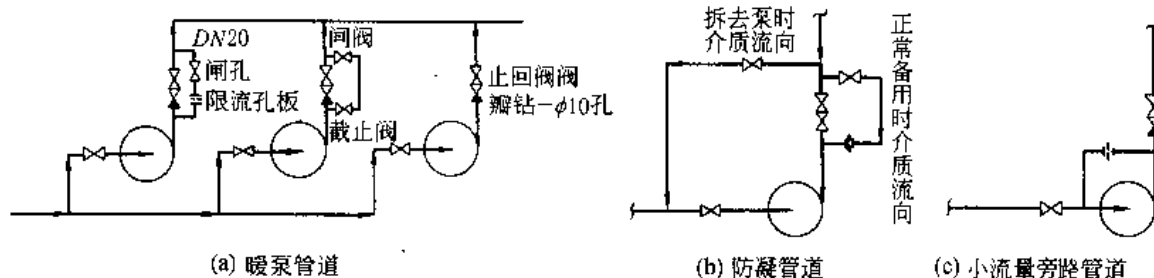


图 4-4

### (2) 最小流量旁路管道

当泵的流量低到一定的程度，泵的工作效率很低，而且还会发热、空转等，引起泵运转的不正常。所以泵的工作流量有可能低于其最小流量时，就必须设置最小流量旁路管道。最小流量旁路由泵出口返回到入口容器内，其流量由限流孔板或截止阀控制；若最小流量旁路管道有几台泵共用部分，限流孔板之后应串联一个闸阀，泵备用时切断，以防液体倒流。最小流量旁路的流量由泵的制造厂家提供。如图 4-5 所示。

### (3) 平衡管道

输送常温下饱和蒸汽压高于大气压的液体或处于闪蒸状态的液体时（如乙烯装置中的低温泵），为防止蒸汽进入泵体产生汽蚀，应设平衡管道。平衡管道接到吸入罐的气相段。平衡管道常设安全阀，以自动控制排放，而且平衡管道一般与泵体放空管道在泵体放空管道的切断阀之后合并。如图 4-5 所示。

### (4) 高扬程旁通管道

为了避免阀板因单向受压太大而使阀门不易打开，高扬程的备用泵应在切断阀前后设置旁通管道。如图 4-6 所示。

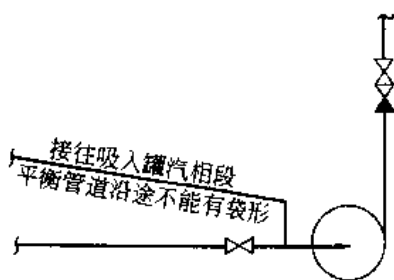


图 4-5 平衡管道

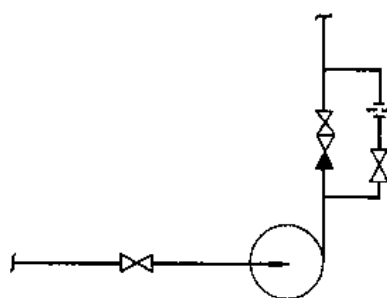


图 4-6 高扬程旁通管道

## III 特殊要求

除了考虑单元设备的共性和流程要求之外，还要考虑装置的特殊性。

(1) 如乙烯装置中的急冷油泵系统，其泵体、管道等都要伴热，防止泵备用时介质凝结；而几台泵共用的部分，由于不会断流，只保温即可。同时，泵体设有密封油系统；泵体、管道、仪表及过滤器等还需引入冲洗油。所有的放空口都应接往一个封闭系统，并排至

废油罐。

(2) 对于安装在冬季月平均气温低于零度地区的乙烯装置中急冷区与压缩区几台输送水的泵, 液体有可能积存不动的部分(如就地仪表、取样器、切断阀上部至共用管道汇合点及止逆阀旁路等)都应伴热, 其它部分保温即可。

(3) 泵口与泵口管道两法兰公称压力不一致的, 泵口的配对法兰应注明其公称压力和法兰面形式, 如 CL300 等。

(4) 低温泵应注甲醇防冻, 而介质温度高于 80℃ 的泵, 则需要用冷却水冷却。

#### 4.2.5.2 容器的设计

化工中容器的概念很宽, 塔器、各类贮罐、槽类及罐类等也都具有容器的特性。但这里所讲的容器仅指回流罐、缓冲罐、排出罐、吸入罐、凝液罐、排放罐、分离罐及装置内用的小型贮罐等各种封闭式的罐类容器, 它们大多作为暂时储存、缓冲及汽液分离之用。

(1) 容器的物料入口管口处, 不一定设切断阀; 与容器相接的空气、蒸汽与氮气等公用物料管道, 在靠近容器管口处应设切断阀, 若物料是易燃的还应在切断阀前设止逆阀。输送粘度大的流体, 管道应坡向容器。

(2) 容器顶部气相出口一般不设切断阀, 若设调节阀应为压力控制; 容器的液相出口一般应设切断阀, 调节阀多为液位控制。

(3) 容器顶部设放空口, 底部设放净口, 下部有 2" 的 U.C. 口(公用物料接口), 以供开停车和检修时, 容器的放空、排净、吹扫及清洗之用。

(4) 需查看液位的容器应设玻璃液位计; 要控制液位的, 玻璃液位计、液位(变送)指示控制甚至液位报警、联锁等都应设定; 并且液位计底部应设放净阀。若容器需要设置两个或两个以上的液位计(如需要液位控制及液位变送)时, 应设液位计总管(常用 DN50 或 80), 所有的液位计都接在液位计总管上, 总管再与容器相接。

(5) 除放净口外, 容器底部的液相出口都应设置约 150mm 的溢流管, 以防固体杂质流入及堵塞管口; 液相出口接泵或控制阀的, 容器内部靠近此管口处还应设防涡流板, 以免吸入气体。

(6) 气相里有可能夹带液体的, 可在容器内增设破沫网加以分离。

(7) 带压容器上部气相区域应设压力指示及安全阀或压控阀, 安全阀也可设在顶部的气相管道上, 必要时可以泄压。

(8) 当容器对标高有具体要求时, 应标出最小安装高度。一般立式容器标容器下切线(T.L.)的标高, 卧式容器标容器内底的标高。

(9) 为避免轻烃液体由容器顶部成自由射流进入罐内而产生静电, 轻烃需由管道引至罐体液面以下或从容器底部引入; 但混相引入时除外。

(10) 容器也应进行必要的保温、保冷等, 特别是液相部分, 必要的时候可进行局部伴热及内部加热。

图 4-7 所示为常用卧式容器的 PID 图。就地液位计和高液位报警器合用一个液位计总管与容器相接; 容器顶部安全阀设有一铅封闭的旁通阀; 进料管口处无切断阀。图中示出此容器的最小安装标高为  $H$ 。

图 4-8 所示为装有破沫器的立式分离罐, 罐体带有蒸汽伴热。

图 4-9 所示为装有氮封的立式分离罐。罐上部有呼吸阀与大气相通, 并接有氮气管, 以免空气进入容器而与容器内的介质进行化学反应。氮气由编号为 021 的 UID 图引来。引入管

道上设有切断阀、止回阀、过滤器和流量指示计。流量指示计附近设有调节流量用的阀门；

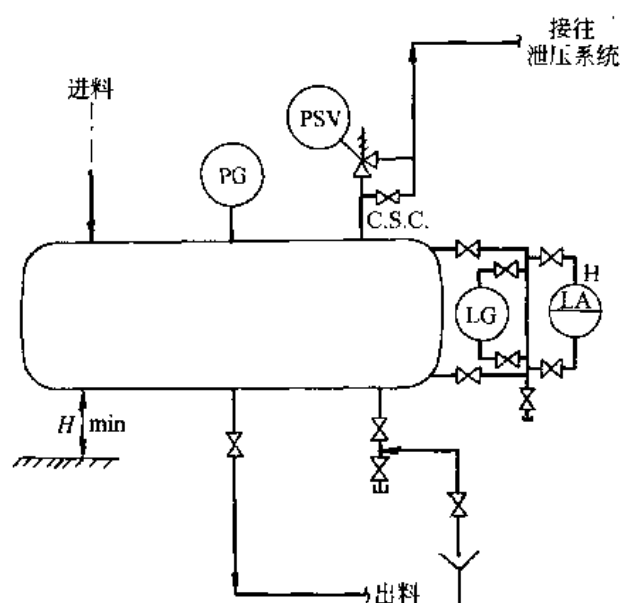


图 4-7 卧式容器的管道仪表流程图

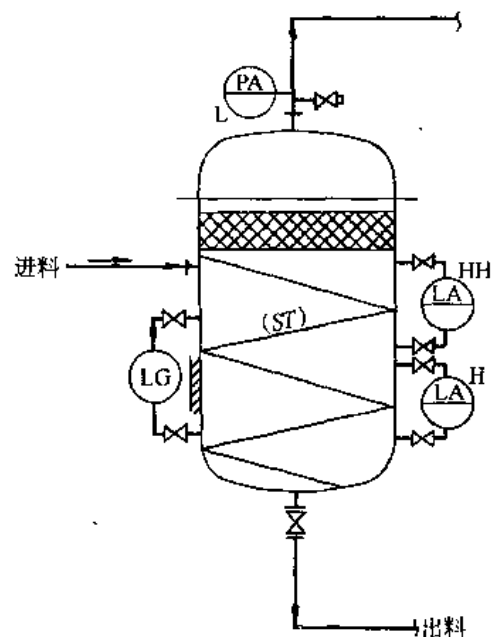


图 4-8 装有破沫器的立式分离罐

过滤器设在流量指示计前，以免氮气中可能携带的杂质进入流量指示计。进入分离罐的介质是轻烃液体。为了避免轻烃液体由容器顶部成自由射流进入罐内而产生静电，轻烃由管道引至罐体液面以下。罐底液相出口接往泵吸入口，故罐内管口附近设有防涡流板。罐下切线安装高度至少高出出料泵吸入口 2m。为了避免罐内介质被泵抽空，设有低液位报警器。

图 4-10 所示为装有搅拌装置的立式容器。容器内的液态物料由泵抽出，所以容器上除了玻璃板液位计外还设有低液位报警器，以免介质被抽空。容器底部液体出口虽接往泵吸入口，但因罐内装有搅拌装置，故可免设防涡流板。该容器有安装标高要求。

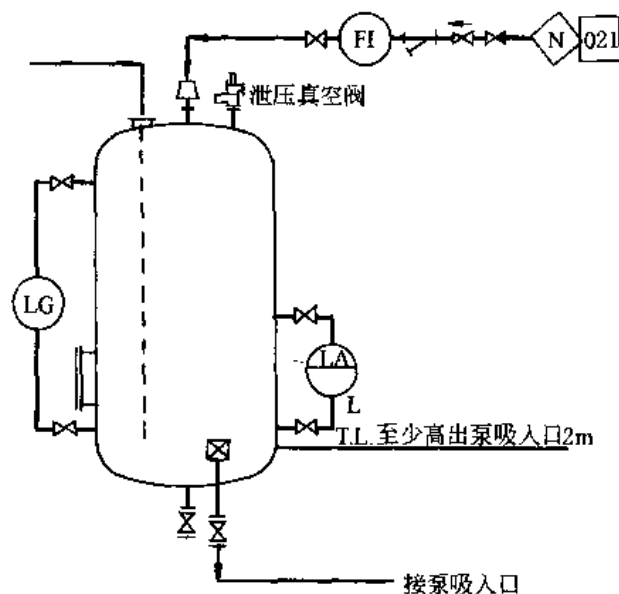


图 4-9 装有氮封的立式分离罐

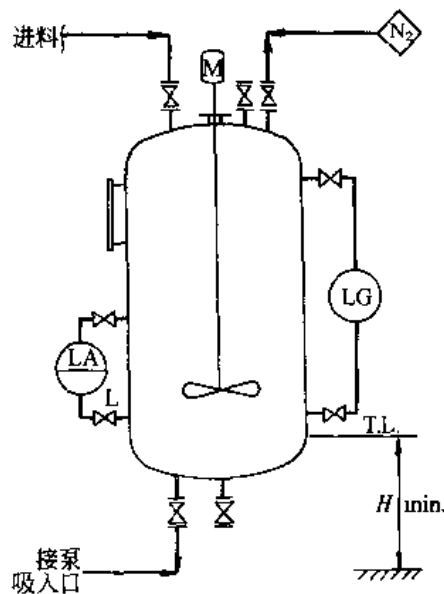


图 4-10 装有搅拌装置的立式容器

图 4-11 所示为典型的分离罐。罐内由调节阀控制并维持一定的压力。当罐内压力超过预定高值时，调节阀打开，往火炬系统排气；若此时，罐内压力继续升高，到一定的预定高值时，安全阀开启，以保证罐内压力不超过设计值。罐底出料的调节阀由就地液位调节器控制；控制室内有液位指示计和高液位报警器，以保证罐内液位不超过一定值。罐的下部设有一个 DN50 的公用物料接口。在罐的放净管和含油污水系统间应设漏斗，以便操作工开启放净阀时观察放净情况。

#### 4.2.5.3 塔的设计

塔有板式塔和填料塔之分。板式塔处理量大、抗堵性强、价格便宜，其塔盘又有浮阀、筛板、泡罩、角钢、折流板及各种高效塔板（如 MD 类塔盘、DJ 塔盘、斜孔塔板、微分浮阀、条型阀、导向浮阀等）等多种形式。填料塔效率高、阻力降小，同样其填料也有多种形式，如鲍尔环、鞍环、纳特环、Intalox 填料、格栅及各种规整填料等。同时板式塔的鼓泡促进器、降液管、填料塔的汽液相分布器、再分布器又是多种多样。不过，在许多场合这两种塔型往往都可以采用。

塔也是容器的一种，容器对 PID 的种种要求同样也适用于塔。但塔又有一些与一般容器不同的设计。

(1) 由于操作及分离的需要，塔的进料口可以有一个，也可以有多个，以便根据组分、温度等的不同，分别进入不同的塔盘。精馏塔进料位置在下部或中部，而汽提塔在顶部。

(2) 精馏塔常有塔顶、塔底及侧线采出等二个或二个以上的产品，而汽提塔一般仅对塔底流出物有纯度要求。采出的产品都应加阀控制。主要产品要进行取样或在线分析。

(3) 精馏塔设回流罐、回流泵；侧线一般采液相且靠重力采出；塔釜液相可靠自身压力压出，也可用泵抽出。

(4) 精馏塔要有再沸器、冷凝器，甚至有中间再沸器或中间冷凝器。

(5) 塔顶馏出线上一概不设阀门，直接接往塔顶冷凝器。

(6) 有结焦、堵塞等现象的再沸器，应设置备用再沸器。再沸器入口可由塔的一根总管引出然后分支，但再沸器出口一般应分别返塔。互为备用的再沸器进出管道都要设切断阀及“8”字盲板，以便于切换。在再沸器出口到“8”字盲板间，还应设置安全阀，以防再沸器备用时加热介质漏入引起汽化超压。

(7) 再沸器入口为液相，出口为混相或气相，所以返回管道一般比入口管道直径大至少

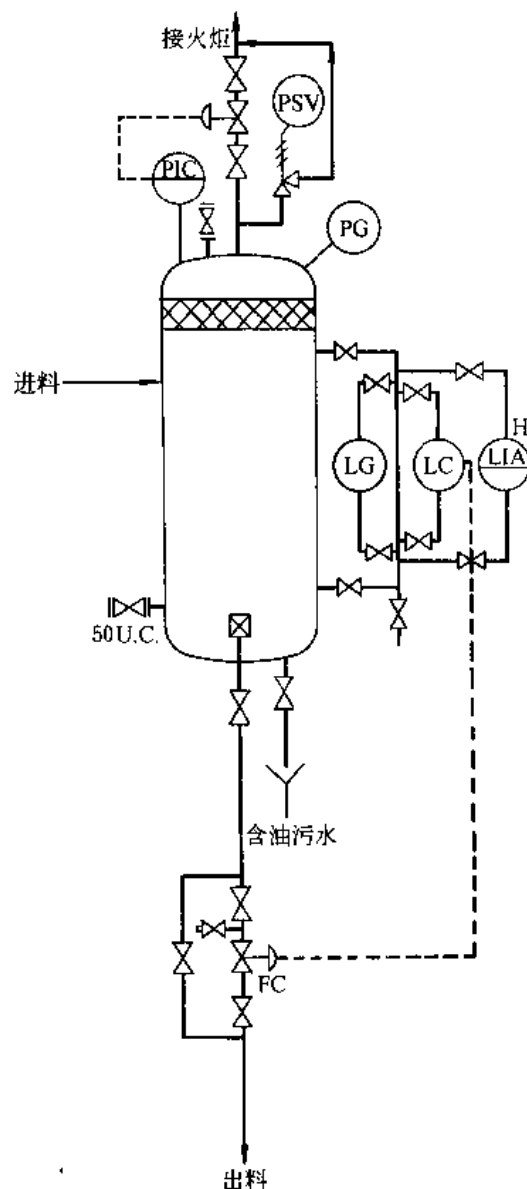


图 4-11 分离罐



一个等级。卧式再沸器常设两个出口，管口对称布置。

(8) 热虹吸再沸器进出口一般都不设控制阀。再沸器强制循环及侧线再沸器控制采出的入口管道除外。

(9) 热虹吸再沸器与塔之间有相对安装高度要求。塔釜正常操作时的液面与立式热虹吸再沸器的上管板一样高或高出 25 ~ 40mm。

(10) 发生冷凝相变的加热介质，出口常设凝液罐，若为水蒸气冷凝液也可设疏水器。

(11) 用蒸汽加热的再沸器，可在蒸汽入口管道上设调节阀，控制蒸汽流量；也可在蒸汽凝液出口管道上装调节阀，改变再沸器内蒸汽冷凝液的液面高度而调节传热量。

(12) 用灵敏板的温度或关键组分的含量来控制再沸器的加热量，用塔顶或塔底的压力来控制冷凝器冷凝量，而中间再沸器的负荷一般仅占再沸器总负荷的 30% 左右，可用固定加热负荷的控制方法。

(13) 在塔的顶、底及不同的区段，根据需要测量塔的温度、压力、压差及关键组分的纯度等，要保证压力计口在塔盘下的汽相区，而温度计口放在塔板上的液相区。

(14) 为了避免塔被超压损坏，塔顶馏出管道上应设安全阀。这个安全阀最好设在塔顶的汽相馏出物管道上，也可设在回流罐上。回流罐要设压控阀，由塔顶或塔釜压力控制。

(15) 为减轻火炬系统的负荷压力，在冷却水及电力故障时，应设置可靠的联锁系统，切断塔的再沸器加热热源，或让此热源走可靠的再沸器的旁路管道。

(16) 塔的压力控制一般采用冷凝器冷侧物流的流量，或回流罐上排往火炬的压力控制阀控制。

(17) 乙烯装置中，应根据不同的工艺要求，设置不同的注入管道。例如：工艺水汽提塔等要注碱防腐；冷区的低温塔则要在不同的塔段必要时注入甲醇防冻；在一些塔的易结焦部位，如凝液汽提塔、脱乙烷塔和脱丙烷塔等的塔釜与再沸器，应注阻聚剂；等等。

(18) 注意关键塔的开工管道的设置，如乙烯装置中，油洗塔的开工调质油管道，水洗塔的开工精制水补入管道和石脑油补入管道，脱乙烷塔的开工气相乙烯充压管道，乙烯精馏塔的开工气相乙烯管道和开工液相乙烯管道等等。

(19) 注意乙烯装置冷区各塔再沸器或中间再沸器干燥管道的设置。

塔在 PID 里的典型设计见图 4-12 所示。

#### 4.2.5.4 贮罐的设计

贮罐有球罐、拱顶罐、浮顶罐及卧式贮罐等多种。

(1) 贮罐的液面需用两种不同的液面计进行测量。

(2) 为了排出贮罐内的积水，常压贮罐的底部应设一集水槽，由集水槽向外排放。

(3) 大型贮罐的基础是挠性的，在水压试验过程中会有较大的沉降，所以与贮罐管口相接的管道应有一定的挠性，常用柔性管与其相连接。

(4) 拱顶常压罐的顶部应设呼吸阀、真空阀或其它相应的设施，以避免贮罐超压损坏或被真空吸扁。浮顶罐不需要设置呼吸阀和真空阀。

(5) 球罐应设置安全阀和真空阀。

(6) 球罐与产品塔之间常设置平衡管道，以使球罐因日照而汽化出的气体能够及时排出，稳定球罐的压力。

(7) 常压贮罐常设有化学泡沫灭火系统。

(8) 贮罐储存轻烃时，应设消防喷淋系统。拱顶罐一般沿罐顶设一环状喷淋水管或者一

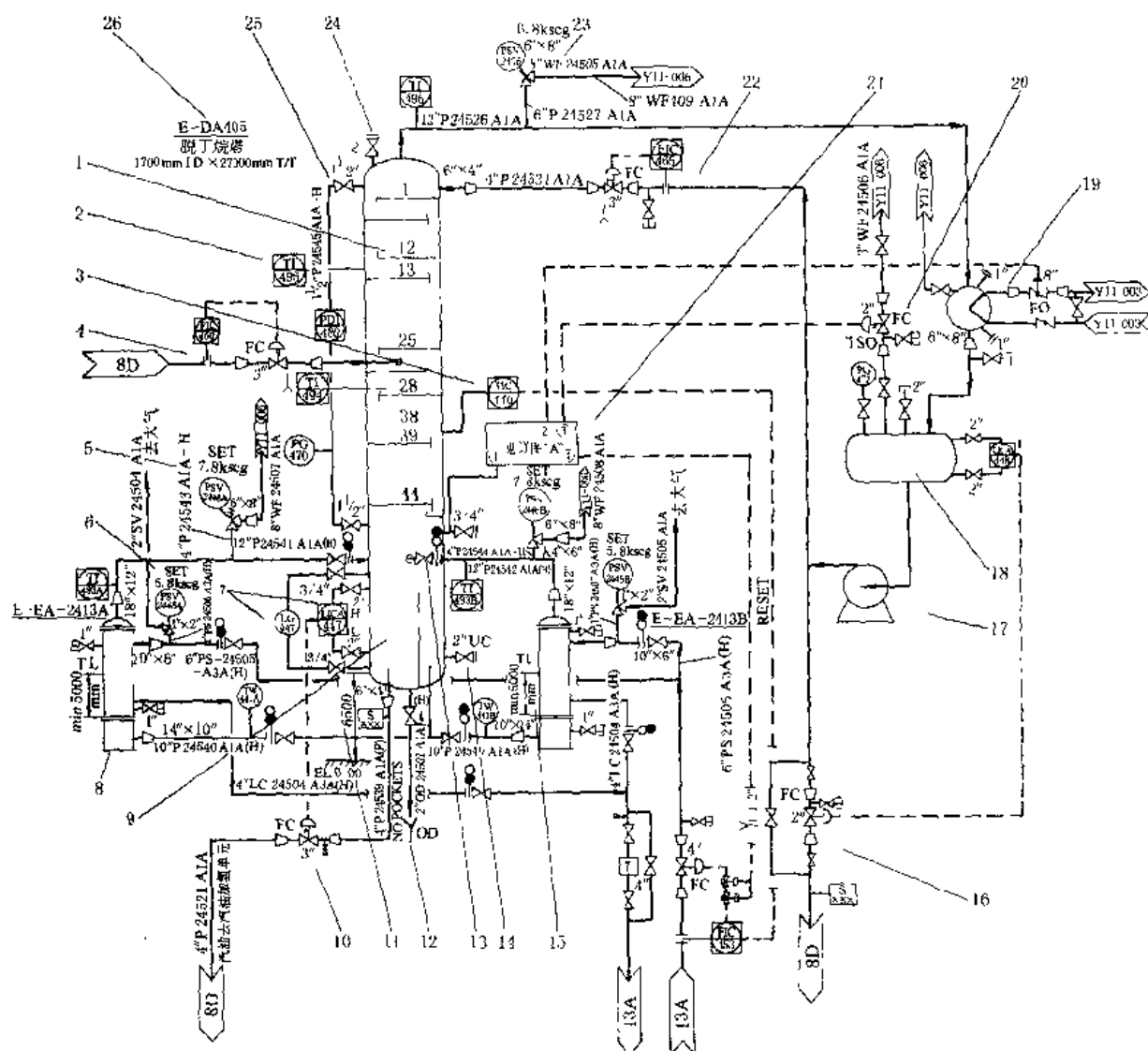


图 4-12 塔的常规设计

- 1—塔板；2—测温点；3—灵敏板温度；4—进料管；5—再沸器出口安全阀；  
 6—再沸器热源入口安全阀；7—玻璃液位计及液位控制；8—再沸器一开一备两台；9—塔体；  
 10—釜液采出口；11—塔的安装高度要求；12—塔体放空阀；13—切断阀及“8”字盲板；14—公用工程口；  
 15—再沸器与塔的相对高度要求；16—塔顶产品采出口；17—回流泵一开一备两台；18—回流罐；  
 19—塔顶冷凝器；20—回流罐上的压控阀；21—三取二釜压联锁系统；22—回流管道；  
 23—塔顶气相管道上的安全阀；24—塔顶放空口；25—压力指示及塔顶塔底压差计；26—塔位号及名称

水堰；球罐从顶到底，可设多圈平行的喷水管。一旦发生火灾，喷淋水管自动或手动开启，使贮罐表面不致于过热。

图 4-13 所示为一常压拱顶贮罐的 PID 图。贮罐的进料和出料管通过柔性管与贮罐相接。罐顶放空管上设有带阻火器的呼吸阀，罐顶还设有空气泡沫灭火设施。罐底附近设有公用物料接口，还设置有集水井（由集水井往含油污水系统排水）。罐内设有蒸汽加热管，以加热罐内储存的物料。贮罐除设有现场的液位指示计外，在控制室还设有液位指示计、控制装置和报警器，两套不同的液位测量系统各自独立，彼此不受影响。罐侧面设有温度计，可读得罐内储存物料的温度。罐顶设有人孔，人可由人孔进入罐内进行检修。

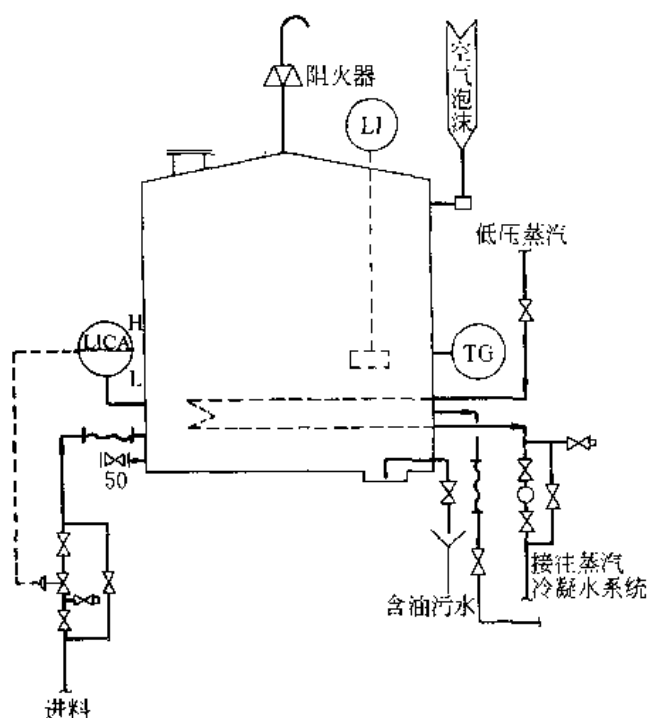


图 4-13 常压拱顶贮罐的管道仪表流程图

区围堰外的安全地点；罐顶设有一堰，消防水可由堰顶溢流均匀洒布在球罐表面；球罐赤道带附近有一圈环状喷淋管，以便向球罐下半部表面喷淋。考虑该罐位于北方严寒地区，消防水管有冰冻的可能，故在冰冻管道下设一放净阀，以排泄冰冻管道以上管道内的积液；放净阀下设一  $1200 \times 1200 \times 1500$  的砾石坑，以利于排出的积液缓慢向四周渗透。考虑罐内储存的是液化石油气，故进、出球罐的物料管都采用了双阀（一个手动阀，一个遥控阀），两阀中间设一放净阀。球罐设有两套不同的、彼此独立的液位测量系统（在控制室和现场都有液位指示计）。液位过高时，控制室内有报警，同时自动切断进料阀；液位过低时，控制室也有报警，并自动切断排出泵的电，以免罐被抽空。现场和控制室都安装有罐内物料的温度指示计和压力指示计。球罐的出料管口附近设有防涡流板，罐顶和罐底均设人孔。公用氮气管和贮罐相接时，除设有切断阀外，还设有止回阀，以免工艺介质倒入氮气系统而造成生产事故。罐底的氮气管在装置正常生产时是不用的，只在罐打开检修前，用氮气吹扫时才用，故设置了可卸短管；正常生产时把短管卸去，可杜绝工艺介质倒入氮气系统。罐底的放净排往装置的含油污水系统。

#### 4.2.5.5 换热器的设计

换热器按用途可分为加热器、冷却器、冷凝器、蒸发器、中间再沸器和再沸器等几种，生产中可根据不同的工艺需要进行选择。

通常按照传热原理和实现热交换的方式，换热器分为间壁式、混合式和蓄热式三类，其中以间壁式换热器应用最为普遍。它主要有管式、板式和翅片式三种类型：

管式——沉浸蛇管式、喷淋式、套管式和管壳式；

板式——夹套式、螺旋板式和平板式；

翅片式——翅片管式和板翅式。

在这些换热器中以管壳式（又称列管式）换热器应用最广，它又包括固定管板式、浮头

图 4-14 所示为球罐的典型 PID 图。进料阀由罐内液位自动或者手工遥控，出料阀由手工遥控，两阀的开启位置在控制室内都有显示。为了避免罐内物料抽空而被大气压扁，在罐内压力低于  $0.31 \times 10^5 \text{ PaG}$  时，充氮系统自动往罐内充氮气，罐上设有真空阀，当充氮系统失灵，且罐内真空度达到  $65 \text{ mmHg}$  时，真空阀自动打开，以免罐内成为真空。球罐设有一通向火炬的放空管道，当罐内压力过高时，调节阀自动打开，以免贮罐超压；当压力继续上升时，罐顶的安全阀会自动起跳，往工厂的火炬系统泄压；由于需要的安全阀通过面积很大，难以选到一合适的阀门，故使用两个安全阀并联；另有一旁通，可以人工往火炬系统泄压。球罐设有消防水喷淋系统，消防水由地下引入，其控制阀安装在罐

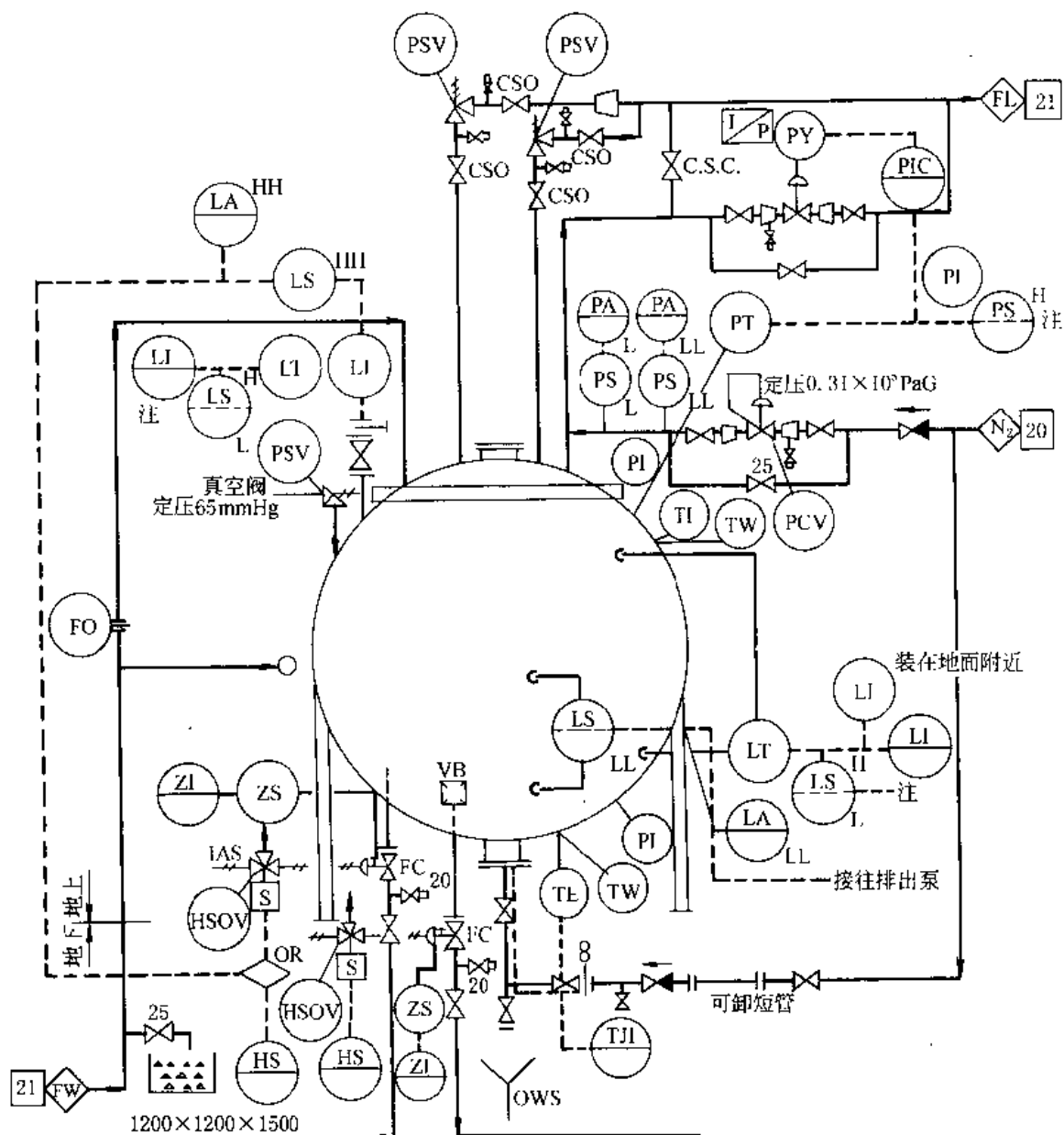


图 4-14 球罐的典型管道仪表流程图

注：球罐压力计及液位报警器需接往乙烯装置中央控制室。

式和 U 形管式等几种主要的形式。

下面首先介绍管壳式换热器在 PID 图里的设计情况。

(1) 换热器进出口通常给出介质的流向，一般冷流体下进上出，热流体则上进下出。一旦发生故障，热介质首先撤出对设备有利。

(2) 使用蒸汽作热源时（冷凝），蒸汽宜从上部引入，凝液应从下部排出。这样调节换热器里的凝液液位，就可改变传热面积，控制加热量。

(3) 若换热的两个介质都是液体，采用逆流比顺流有利。因为在其它条件相同的情况下，逆流的温差大，对传热有利。

(4) 除 U 形管换热器外，容易结垢和腐蚀性的介质应走管程，以便于清洗和检修。

(5) 有毒的流体宜走管程, 使泄漏机会减少。

(6) 与环境温度相比, 一般温度很高或很低的流体宜走管程, 以减少热或冷损失及降低对壳体的材质要求。

(7) 压力高的流体宜走管侧, 可降低换热器外壳的强度要求, 节省投资。

(8) 饱和蒸汽宜走壳程, 有利于蒸汽凝液的排出, 且蒸汽较洁净, 以免污染壳程。

(9) 被冷却的流体宜走壳程, 便于散热, 增强冷却效果。

(10) 若两流体温差较大, 宜将对流传热系数大的流体走壳程, 以减小管壁和壳壁的温差。

(11) 冷剂及水的完全汽化, 宜选用釜式换热器, 且走壳程, 下部细管道进, 上部粗管道(或对称双管道)出。若进料为混相, 一般应直接进入上部的气相空间, 在汽化之前首先进行气液两相的分离。

(12) 冷剂与水蒸气的冷凝, 换热器出口配备一个凝液罐, 操作控制凝液罐更方便一些, 并使传热更好。

(13) 低传热系统、小温差且于净的介质, 选用换热管单侧或双侧强化的高通量换热器, 效果更显著。

(14) 若换热器壳侧的设计压力比管侧的设计压力低, 且满足下列条件: ①换热器低压侧设计压力 $\leq 2/3$ 高压侧的操作压力; ②换热器高压侧的操作压力 $\geq 7\text{MPa (G)}$ , 或者低压侧的介质是能闪蒸的液体, 或介质是含有蒸汽、会汽化的液体, 那么换热器的低压侧就应该设置安全阀, 且设计安全阀时, 安全阀的排放介质应取高压侧的流体。

(15) 对换热器在阀门关闭后可能由于热膨胀或液体蒸发造成压力太高的地方, 应设安全阀或泄压阀(尺寸为 $3/4'' \times 1''$ 即可)。

(16) 换热器的管侧、壳侧根据需要一般应设置放空阀及排净阀, 必要时排火炬或排往特定的容器加以收集。

(17) 若换热器某一侧有液液多相, 应设集液槽加以分离, 必要时还应加界面观测及界面控制系统。

(18) 发生相变的换热器, 在汽化或冷凝侧, 通常应设置玻璃液位计及液位控制(多在凝液罐上)。

(19) 在寒冷地区, 水冷却器和水冷凝器的水管道上可设置一供水、回水管的防冻旁通, 并在上水管切断阀后及回水管切断阀前, 靠近换热器的一侧各设一放净阀。旁路直径 $1'' \sim 2''$ , 要伴热, 放净阀 $3/4''$ 。

(20) 换热器冷却水出口侧应设温度计, 以便于调节冷却水流量, 控制冷却水出口温度不至过高而结垢。被冷却或加热的工艺介质的出口也应设温度测量点, 以便控制物料的加热(冷却)温度。

(21) 串联换热器宜用重叠式布置, 以减少压降并节省投资与占地, 但叠放不应超过三个。

(22) 规格大小完全一样的换热器并联使用, 设备与管道宜采用对称形式布置, 以便于操作控制。

(23) 立式热虹吸再沸器有相对安装高度的要求, 一般讲上管板应与塔釜稳定操作时的控制液面相等。

(24) CIK (英文“Core in Kettle”的缩写, 是一种具有类似于釜式换热器的外壳和板翅

式换热器的内芯的高通量换热器。) 换热器的进出口设计可参照冷箱处理。

(25) 当裂管式换热器壳侧走有冷凝的气体时, 若换热器设有挡板, 挡板的设计应让冷凝液畅通流过。

下面列举几种换热器的 PID 图例, 如图 4-15 ~ 4-20 所示。

图 4-15 所示为换热器温度测量及控制的几种方案。对平时不需检测温度, 只有开车时才测温处, 管道上设置温度计套管 (TW) 即可, 需要时再装入温度计 (图 4-15 (a)); 对生产中需要经常测量温度, 又不太重要之处, 可设就地温度计 (TG) (图 4-15 (b)); 对生产过程中需要经常检查温度处, 需在控制室设温度指示计 (TI) (图 4-15 (b))。一般就地温度计 (TG) 和控制室内的温度指示计 (TI) 二者只设一个, 只有对温度控制很重要处才同时设置就地指示计 (TG) 和控制室指示计 (TI) 或控制室指示、控制计 (TIC)。但此时, 温度指示计 (TG) 和 (TI) 一般不在同一测温点测温, 而在两个点测温, 以保证测得的温度具有代表性。对特别重要之处, 也有用两支热电偶一起测温, 一支用于温度指示及控制, 另一支用于温度记录。可用工艺物料出口温度来控制加热、冷却介质的流量、以控制工艺物料的温度。

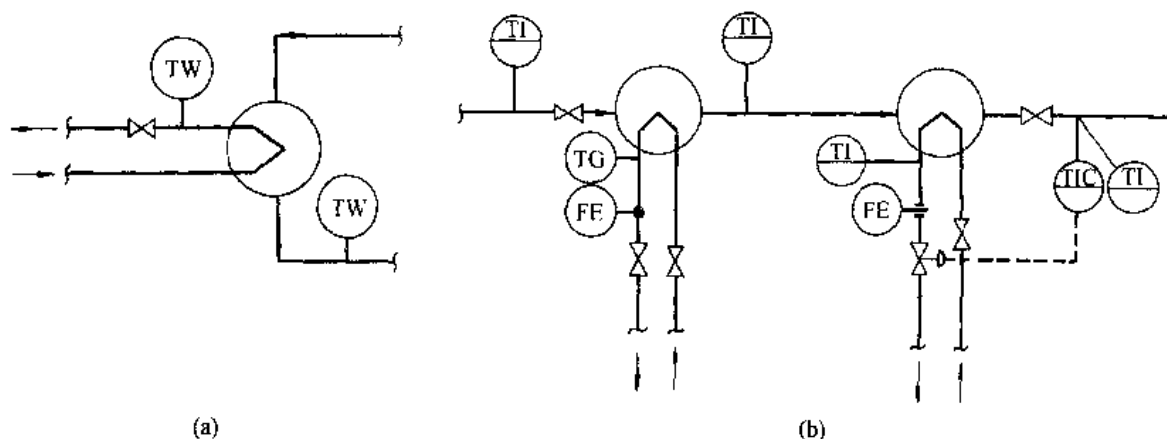


图 4-15 换热器的温度检测装置

图 4-16 为典型的换热器管道仪表流程图。图 4-16 (a) 的冷却水管不能完全切断, 冷却水侧不需设膨胀用安全阀; 冷却水和物料的出口均设有温度计套管, 供测温用。图 4-16 (b) 的冷却水出入口设有切断阀, 冷却水侧需要设置液体膨胀用安全阀; 冷却水进出口阀前设有防冻旁通, 阀后设有放空阀; 冷却水出口管道上的放空阀也可用作检测冷却水中含烃量的取样口。

图 4-17 所示为一冷却器的管道仪表流程图。冷却器利用物料出口温度控制冷却水入口的调节阀, 以达到控制冷却水量的目的。冷却水出口的压力控制冷却水出口的调节阀; 在换热管破裂时, 冷却水侧压力会急剧上升, 为了避免渗漏的烃类进入工厂的冷却水系统, 调节阀切断。为了同一目的, 在冷却水入口处设有止回阀。冷却器的壳体侧设有液体膨胀泄压用安全阀。

图 4-18 为一蒸发器的管道仪表流程图。作为废热锅炉, 蒸发器利用工艺生产过程中高温物料的废热来蒸发水, 以产生低压蒸汽。蒸发器的进水量由其液位控制。作为锅炉, 蒸发器上必须分开设两个液位计, 以免液位计失灵而导致事故。蒸汽出口调节阀由蒸汽出口压力控制, 以维持蒸发器内的压力。壳体侧设安全阀, 以保证壳体侧不超压。对蒸汽发生器 (锅炉), 除了图中所示的几条要求外, 还要考虑排污。连续排污管要从水位以下、盐分浓度

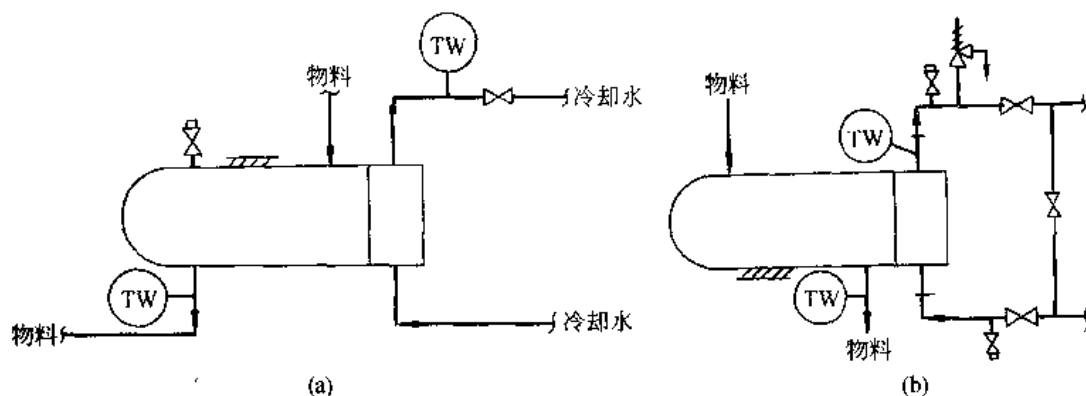


图 4-16 换热器的管道仪表流程图

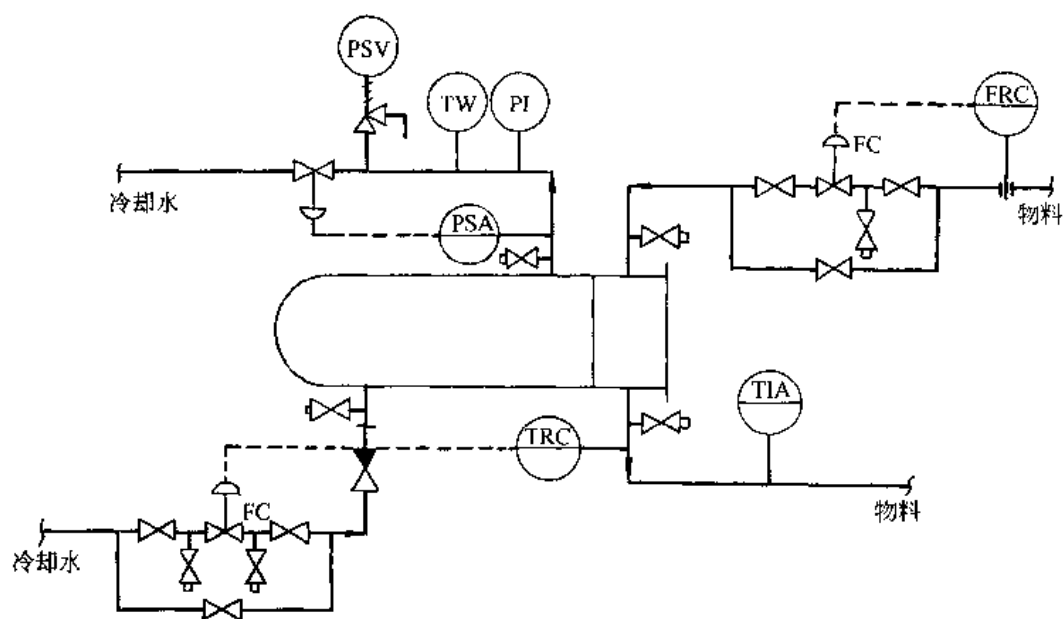


图 4-17 冷却器的管道仪表流程图

最高处引出，间歇排污管应自蒸发器底部引出。

图 4-19 为蒸汽加热的蒸发器。加热的蒸汽量由物料蒸汽出口压力控制。为了避免蒸汽压力超过管侧的设计压力，在蒸汽减压阀后设置了安全阀。进入蒸发器的物料量由蒸发器的液位控制。安全阀后的泄压系统通过火炬与大气相通。其压力比安全阀前低很多，所以图中示出了管道压力等级的分界线，以采用不同的管路等级。由于相似的原因，在物料进口调节阀后也画了压力等级分界线。

图 4-20 为带高位槽的蒸发器。蒸发器的进料由高位槽内的压力控制，高位槽的进料由高位槽的液位控制。由蒸发器到高位槽间的管道应当畅通无阻，所以即使设置了阀门，也要锁开，保证正常生产时呈开启状态。为了避免蒸发器内低沸点物料被压力过高的蒸汽全部蒸发，当蒸汽压力过高时，除了在控制室报警外，蒸汽冷凝液出口的调节阀也自动关闭。

#### 4.2.5.6 冷箱的设计

在低温条件下，一台或几台板翅式换热器组合在一起，紧凑地布置与安装在一个大的箱体内，内填珍珠岩，统一保冷，使热量散失很少，即构成所谓的冷箱。

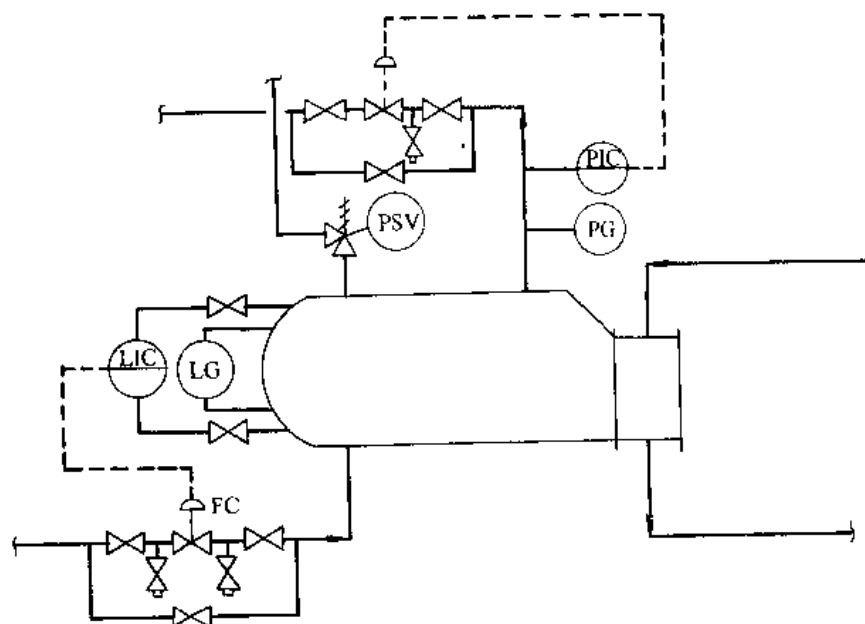


图 4-18 蒸发器的管道仪表流程图

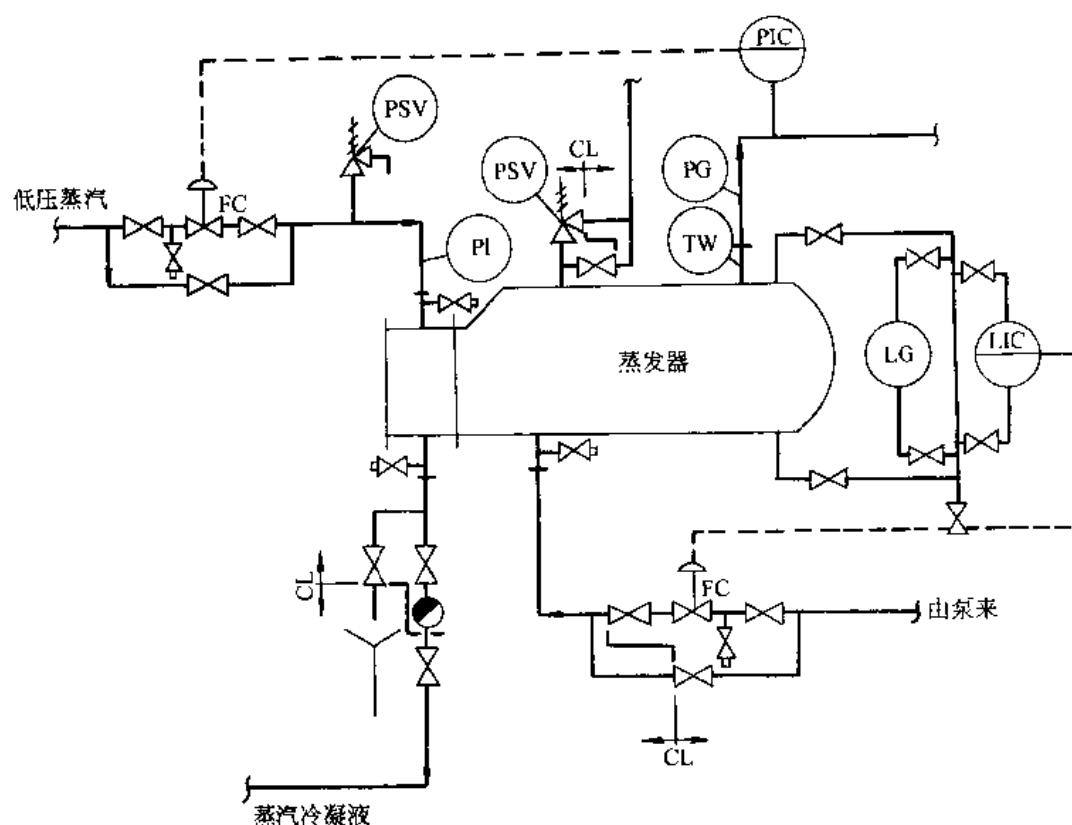


图 4-19 蒸汽加热的蒸发器

(1) 冷箱内部为一台或几台组合有序的板翅式换热器，其材质常为合金铝，因而传热效果好，重量轻。

(2) 对于具有混相物流的板翅式换热器，其入口应设置两相分配器系统。

(3) 板翅式换热器之间的管道一般设放空和排净线，由冷箱底部一侧引出，统一排放。



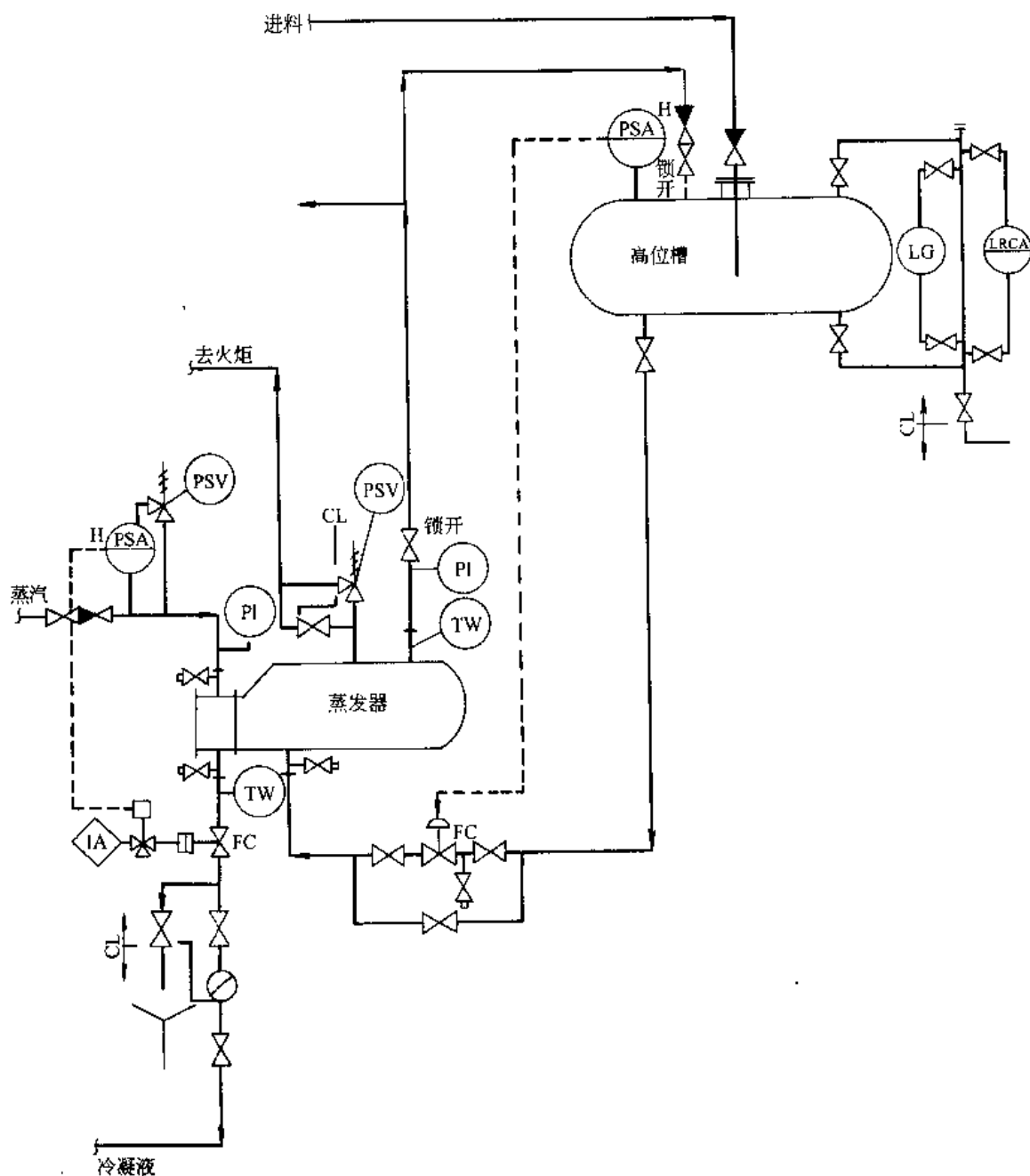


图 4-20 带高位槽的蒸发器

(4) 冷箱应具有氮气吹扫及干燥系统：①与工厂氮气系统连接的阀门和法兰；②冷箱内的氮气吹扫干管；③顶部排放口和事故泄压阀；④压力表；⑤低压报警器；⑥冷箱顶部、中部和底部根据需要设置的三处取样点。

(5) 冷箱上要设人孔、吊耳与梯子等。

(6) 冷箱内的板翅式换热器易堵检修困难，因而要求进入冷箱的所有物流在冷箱前都要加设过滤器。工艺物流多为 T 型、公用物料氮气管道较细则常为 Y 型。

(7) 为便于冷箱的干燥、吹扫、特别是开车之前与冷箱相接的管道设备吹扫时需把冷箱

旁路关掉，冷箱管口与外界管道之间，都要用一段可拆装的短管连接，而且短管上应设 $3/4"$ 的放净阀。(若有过滤器，则应设在此短管上)

(8) 冷箱严禁用蒸汽吹扫，不允许做水压试验，板翅式换热器内部必须保持绝对干燥。在有可能带入水分而结冻的管道上，要设置甲醇防冻注入管道。

(9) 冷箱出口由低温介质过渡到普通碳钢，至少应离开冷箱 50m 以后进行。

(10) 为防止开、停车及事故状态时，冷箱的一部分低温介质进入普通碳钢 (C.S.) 系统，在这类出口管道上常设置低温报警连锁系统。

(11) 冷箱出口设置阀的管道上，阀前应设安全阀，以免阀门关闭时，冷箱超压。

冷箱典型的 PID 图设计见图 4-21 所示。

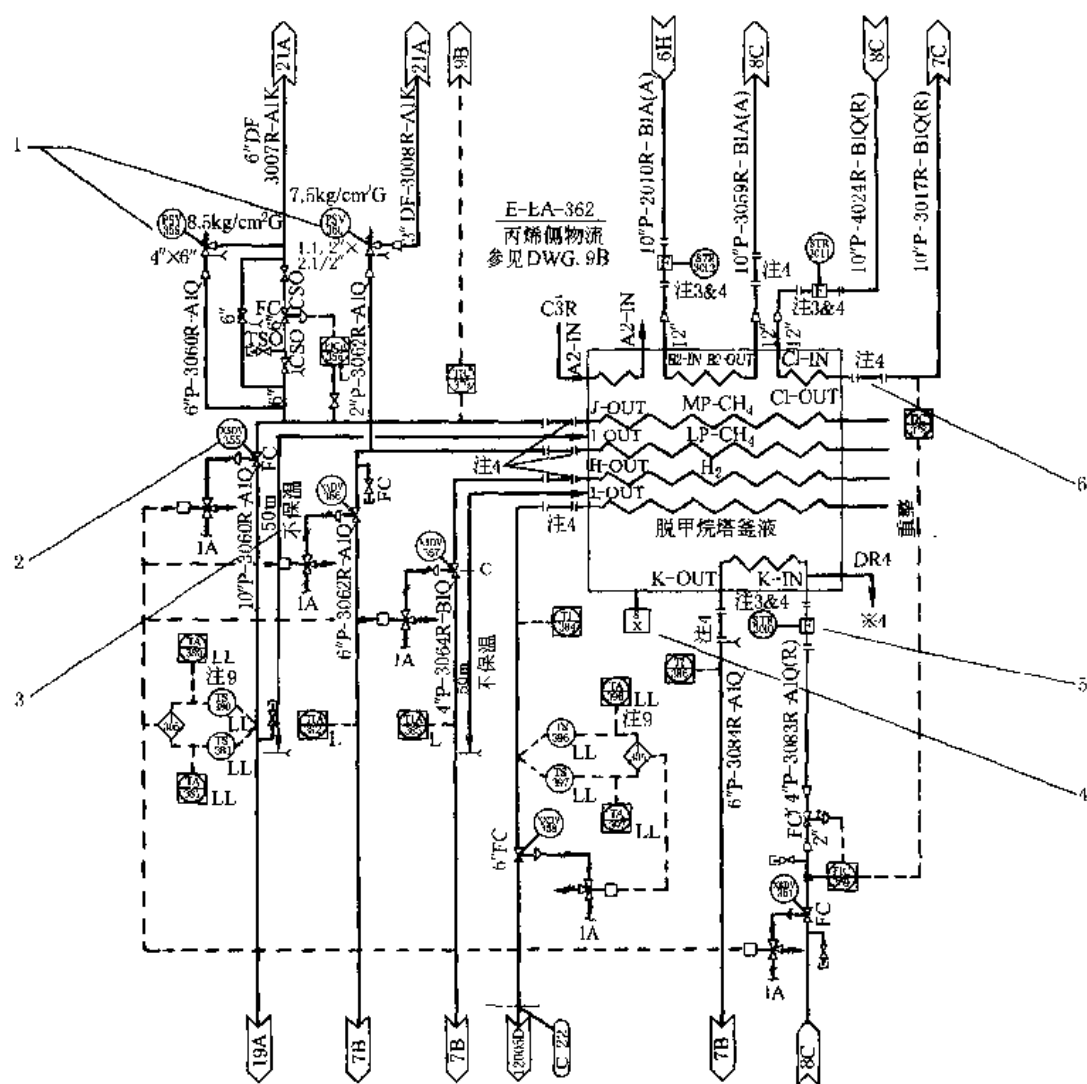


图 4-21 冷箱在 PID 中的设计

- 1—冷箱出口管道阀前的安全阀；2—冷箱出口的低温连锁系统；
- 3—在距冷箱 50m 之外变换材质；4—冷箱上的取样器；
- 5—冷箱入口管道上的过滤器；6—冷箱进出口的可拆卸短管

#### 4.2.5.7 压缩机的设计

气体压送机械按其出口压力的不同可分为真空泵、通风机、鼓风机和压缩机几种，若按

它的结构与工作原理又有离心式、往复式、旋转式和流体作用式之分。

乙烯装置里以离心式和往复式压缩机的应用为最多，其中处理气量较大时常选用前者。如裂解气压缩机、丙烯制冷压缩机和乙烯制冷压缩机为离心式压缩机，而小型装置的甲烷制冷压缩机常选往复式压缩机，为了满足获得高压比，并防止出口温度过高结焦以及降低能耗等要求，实际中常常采用多级压缩且中间冷却、补气或喷淋的办法。因此根据不同的压缩需要，这些压缩机所采用的缸、段、级数也会各不相同，而且同一种压缩机在不同的装置中情况也不一样。例如：裂解气压缩机选用“三缸五段十六级”，丙烯和乙烯制冷压缩机常选用单缸、三至四段、六至七级，甲烷压缩机常为二段等等。

(1) 压缩机进出口一般应设置切断阀，且常为电动阀。

(2) 为减少压缩机段间阻力降、降低能耗，乙烯装置中裂解气压缩机的各段之间，一般不设切断阀，而且各后冷器应该选低阻力降的，尤其是前三段。甲烷制冷压缩机的一、二段之间，也是如此。

(3) 往复式空气压缩机，入口不设切断阀。

(4) 往复式压缩机的间歇吸入和排出，会使气体产生压力脉动。为此，应在压缩机进口和出口处设置缓冲罐，且其位置越接近压缩机管口越好。

(5) 为防止凝液进入压缩机气缸，必须在各段吸入口前设置吸入罐或凝液分离罐，以除去凝液。当凝液为易燃或有害物质时，应把凝液排往闭式系统集中处理。

(6) 压缩机的凝液分离罐应尽量靠近压缩机吸入口布置。管道应坡向分离罐，以免凝液进入压缩机气缸。

(7) 压缩机停车时不允许有凝液回流。当压缩机出口管内的气体接近饱和状态时，出口管上要设置凝液分离罐，同时安装一个止逆阀。压缩机出口气体不是饱和状态时，由于其排出气体中多带有润滑油，因此出口亦应设置分离罐，以分离润滑油。

(8) 若用水冷却压缩机和被压缩的气体时，应先将冷却水接往后冷器，然后接往中间冷却器（对二级压缩而言），最后冷却气缸夹套，以充分利用冷却水。

(9) 各级冷却器的凝液应分别用管道排出，并保证各级排出压力高于系统压力。若把不同级别冷却器的凝液合为一个系统，应分别装一个止回阀，然后再接在一起。

(10) 凝液分离罐至压缩机间的管道应进行保温或伴热。

(11) 压缩机入口和入口管道上的切断阀之间应设过滤器。

(12) 离心式压缩机是连续排料的，几乎可以不考虑流量波动，因此离心式压缩机的出入口不需设置缓冲罐。

(13) 压缩机有大量的辅助管道，如冷却水、润滑油、密封油、冲洗油、气体平衡和放空管道等。对于密封油和润滑油系统的油冷却器，还要考虑它的冷却水管道。此外，还应考虑贮油罐冬季保温加热用的蒸汽管道。在详细设计阶段，应根据制造厂家的要求，这些辅助管管道都应在 PID 图上——补上。

(14) 乙烯装置中的裂解气压缩机常注轻质油或注水，防焦并降温。

(15) 乙烯装置中的乙烯和丙烯制冷压缩机一般都应设置出口气相至一段吸入罐底的吹干线，三段或四段吸入罐底液相至前面各段吸入罐气相出口的淬冷管道。

(16) 离心压缩机应设置防喘振系统。如乙烯装置中，裂解气压缩机设“三返一、五返四”最小流量管道，丙烯制冷压缩机设置“四返一、四返二、四返三和四返四”最小流量管道，乙烯制冷压缩机设置“三返一、三返二和三返三”最小流量管道，丙烯或乙烯机中间段若有

抽出还应设石墙线<sup>①</sup>等。

乙烯装置中丙烯制冷压缩机设计见图 4-22 所示。

压缩机必需在空负荷状态启动, 所以每台压缩机都应有出口放空阀, 且此阀一定要安装在出口切断阀前的管道上。

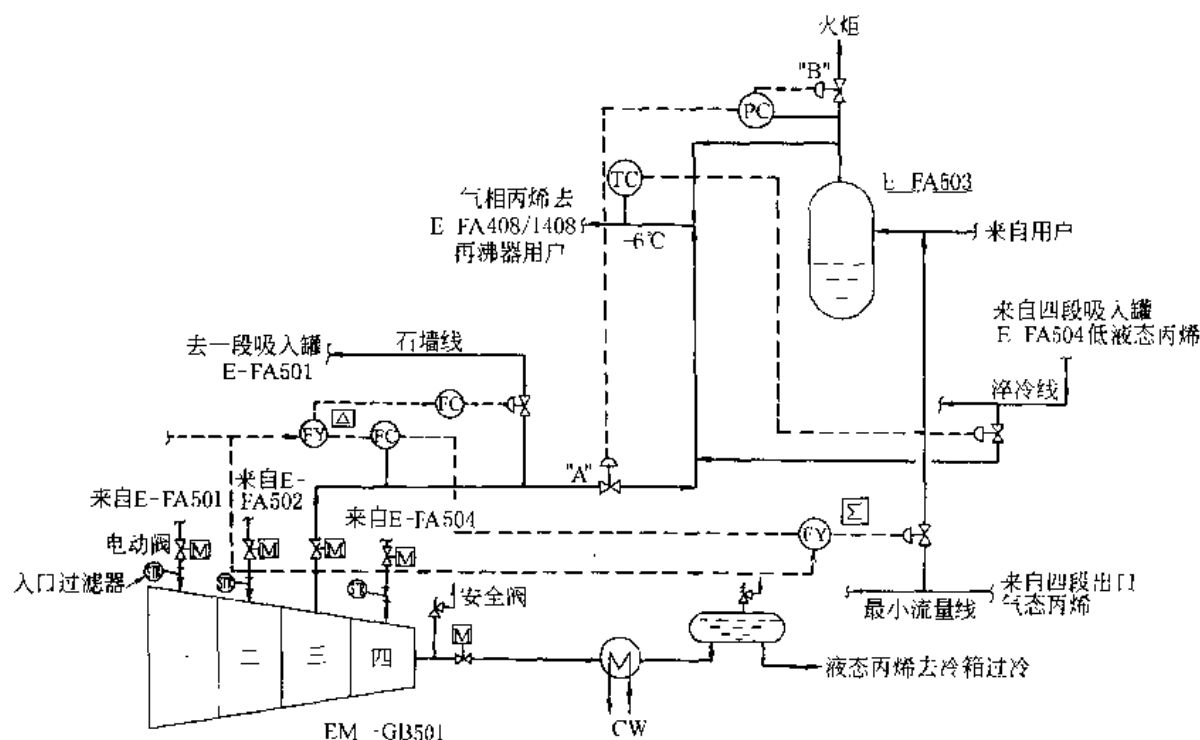


图 4-22 乙烯装置中丙烯制冷压缩机设计示意图

(17) 汽轮机（又称透平）以蒸汽为动力，可用作压缩机、泵、发电机等的驱动机。为了避免杂物和水进入汽轮机，要求在汽轮机的蒸汽入口管道上设置过滤器、疏水器或其它凝液分离装置。

(18) 蒸汽压力过高会造成汽轮机转速过快或外壳超压损坏，所以在蒸汽入口管道上要设调压阀和安全阀，以保持恒定的汽轮转速。

(19) 汽轮机启动时，加热太快会造成振动或机械的热膨胀太快造成损坏，所以应设暖泵线。开车前，应先使少量蒸汽进入汽轮机暖机。

(20) 汽轮机外壳的底部要设连续排水的疏水器，以排出汽轮机内生成的冷凝液。

(21) 汽轮机排汽有多种形式。小型间歇操作的汽轮机，可直接排往户外安全高度处，必要时设消声器。连续运行的汽轮机，其乏汽（即透平排汽）要设法利用，可接往装置的低一级或几级压力的蒸汽系统，这种汽轮机称背压式汽轮机；为了多做功，在汽轮机出口设有表面冷凝器，以冷凝汽轮机排出的蒸汽，这种汽轮机称凝汽式汽轮机；把汽轮机排出的蒸汽部分通入冷凝器冷凝，部分抽出做为较低压力等级的蒸汽使用的汽轮机为抽（汽）凝（汽）式汽轮机。

(22) 汽轮机入口的蒸汽管道上安装过滤器时，过滤器应当尽量靠近汽轮机入口。

① 石墙线（Stonewall）——压缩机最小抽出流量旁路管道，用以防止进入压缩机下一级的流量超过最大设计值。

(23) 背压式汽轮机乏汽管道上应设置切断阀，并应紧靠透平出口。

(24) 背压式汽轮机乏汽管道的低点应设疏水装置。

(25) 凝汽式汽轮机的乏汽管道上均应设置全量泄放的安全阀。通常把此安全阀装在冷凝器上。

(26) 若在进入表面冷凝器的乏汽管道上安装切断阀，安全阀应安装在切断阀前。

(27) 压缩机及透平都设置联锁停车系统，一旦发生故障，保证进口阀打开、出口阀关闭，保证最小流量管道全开，淬冷管道全关等，以确保机组的安全。

(28) 压缩机及汽轮机的出口都应设置安全阀。安全阀的排放量一般应为机组的最大设计排量。安全阀均设在出口切断阀前的管道上。

(29) 应设置压缩机的开车管道，如乙烯装置中，乙烯制冷压缩机开车时，来自产品罐区的乙烯管道；乙烯和丙烯制冷压缩机开车时的干燥管道等。同时，还应设置压缩机的停车排空和排放系统。

图 4-23 为汽轮机的流程示意图。汽轮机入口蒸汽管上设置了过滤器、蒸汽入口调节阀、凝液分离包和带限流孔板的开车暖机旁通，汽轮机壳体下部设有疏水设施。图中 (1) 表示蒸汽经汽轮机后直接排入大气，排放口设有消声器；图中 (2) 为背压汽轮机组，乏汽排往低压蒸汽管网，在接往低压蒸汽系统管道的切断阀前设有全排量的安全阀；图 (3) 为冷凝机组，冷凝器前设有安全阀。

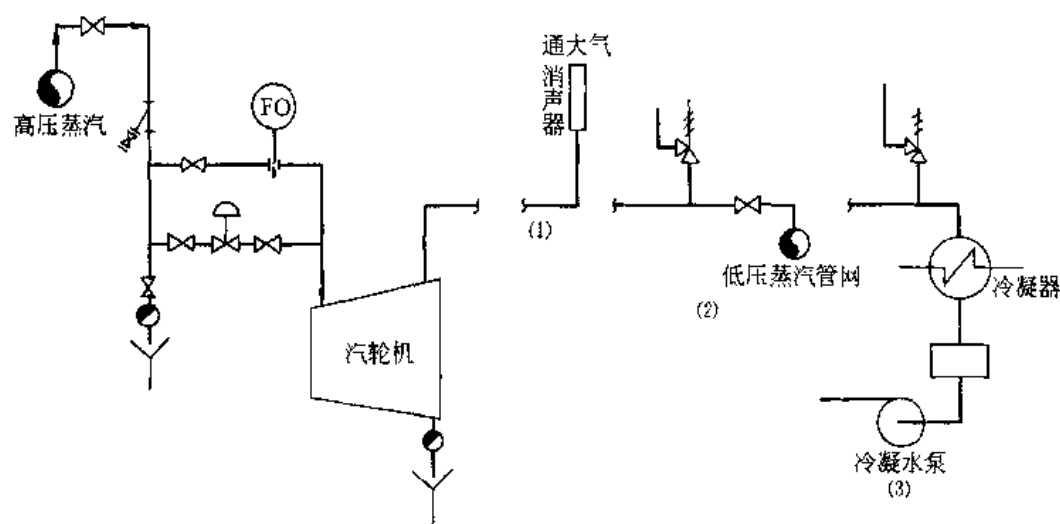


图 4-23 汽轮机的流程示意图

#### 4.2.5.8 干燥器、反应器的设计

干燥器和反应器都属容器之列，但又有其特殊性。

##### I 干燥器

乙烯装置中一般有裂解气、氢气、乙烯和丙烯等几组干燥器。除乙烯干燥器物料中水分含量较低，为节省投资，小型装置可只设单台外，其它干燥器都应有备用，以便定期切换，保证再生时干燥器工作的不间断。

(1) 干燥器的进口、出口或者干燥剂床层下部，通常要设置水分探测仪，以确定进口物料的水分含量以及监测出口的含水量是否合格。应注意水分分析管道上的伴热防冻。

(2) 在设置入孔和手孔的问题上，要充分考虑干燥剂周期性装卸的方便。支撑与限位格

栅的设置，即要考虑干燥时的情况，又要考虑再生时的情况。

(3) 干燥器再生系统可以单设，也可以几组干燥器共用。其应包括再生气加热器和冷却器，以及再生气的分配系统。

(4) 干燥器都应设置再生管道，即能提供定量的热甲烷，也能提供定量的冷甲烷。再生时的流向与干燥的流向相反。

(5) 干燥管道与再生管道的操作压力通常相差较大，所以都应设置双阀，而且干燥管道与再生管道上的阀门严禁同时打开，必要时联锁加以控制。一般再生管道的压力较低，所以再生管道上还应设置止逆阀。

(6) 干燥器的下部都应设置泄压管道，双阀控制，第一个阀为闸阀，第二个阀为截止阀。闸阀以后应伴热，截止阀以后可以改换成低压力等级材质。泄压出的物料应适当收集处理，乙烯装置中一般都要返裂解气压缩机一段吸入罐。

(7) 干燥器干燥时入口常有温度要求，再生时升温、恒温 and 降温都有温度和时间要求；泄压时要有压力控制，干燥与再生的切换更是视压力高低而定。所以干燥器进出口一般都要设现场或控制室的温度和压力指示。若物料有液相存在，还应设置玻璃液位计。

(8) 应设置火灾工况的安全阀，常由顶部管道上引出。安全阀带 1" 或  $3/4$ " 的旁通，互为备用干燥器的安全阀出口可加切断阀 (CSO)。

干燥器的典型设计举例如图 4-24 所示。

## II 反应器

乙烯装置中的反应器，顺序流程中一般有脱砷、甲烷化、碳二加氢和碳三加氢几组反应器；前脱乙烷或丙烷流程中还有全馏分加氢反应器等。除甲烷化反应器再生周期较长外，其它反应器都需要有备用。乙烯装置后的 DPG 单元（裂解汽油加氢）中，一段加氢和二段加氢也不设备用。

反应器上的许多设置同干燥器相仿。

(1) 为防止反应器床层飞温，每个床层至少纵向和横向均匀设三层及床层出口共四处，每处至少设二个热电偶，来监测床层温度，并设置高温联锁开关。

(2) 反应器的进口、出口甚至催化剂床层中，通常要设置取样点或浓度分析仪，随时测定物料中关键组分的含量是否合乎要求。

(3) 在设置人孔和手孔时，要充分考虑催化剂周期性装卸的方便。支撑与限位格栅的设置，即要考虑反应时的情况，又要考虑吹扫、还原、再生、活化时的情况。

(4) 反应器再生加热器可以单设，也可以几组共用。

(5) 反应器一般要用氮气吹扫、置换、升温、冷却及充压保护等，氮气或冷热甲烷干燥，氢气或甲烷氢还原与活化，蒸汽加热、恒温及汽提，装置风烧焦再生等。这些管道都要一一设置，加双阀、加止逆阀（超高压蒸汽除外）且带“8”字盲板，而且要有温度、压力和流量的指示控制。但最终在进入反应器之前，可合为一根管道。要注意材质及保温情况的变化。

(6) 乙烯装置中，反应器置换、再生、活化、还原等的流出物，含氢气、水等而不含空气和氮气的返急冷水塔塔底，其它的放空或排火炬。

(7) 乙烯装置中的碳二加氢反应器的排放，返急冷区油洗塔中段回流，该排放管道需要伴热、加双阀、带止逆阀等。其它反应器底部流出物排放均去火炬，控制方式为：联锁、手控、压控或安全阀。

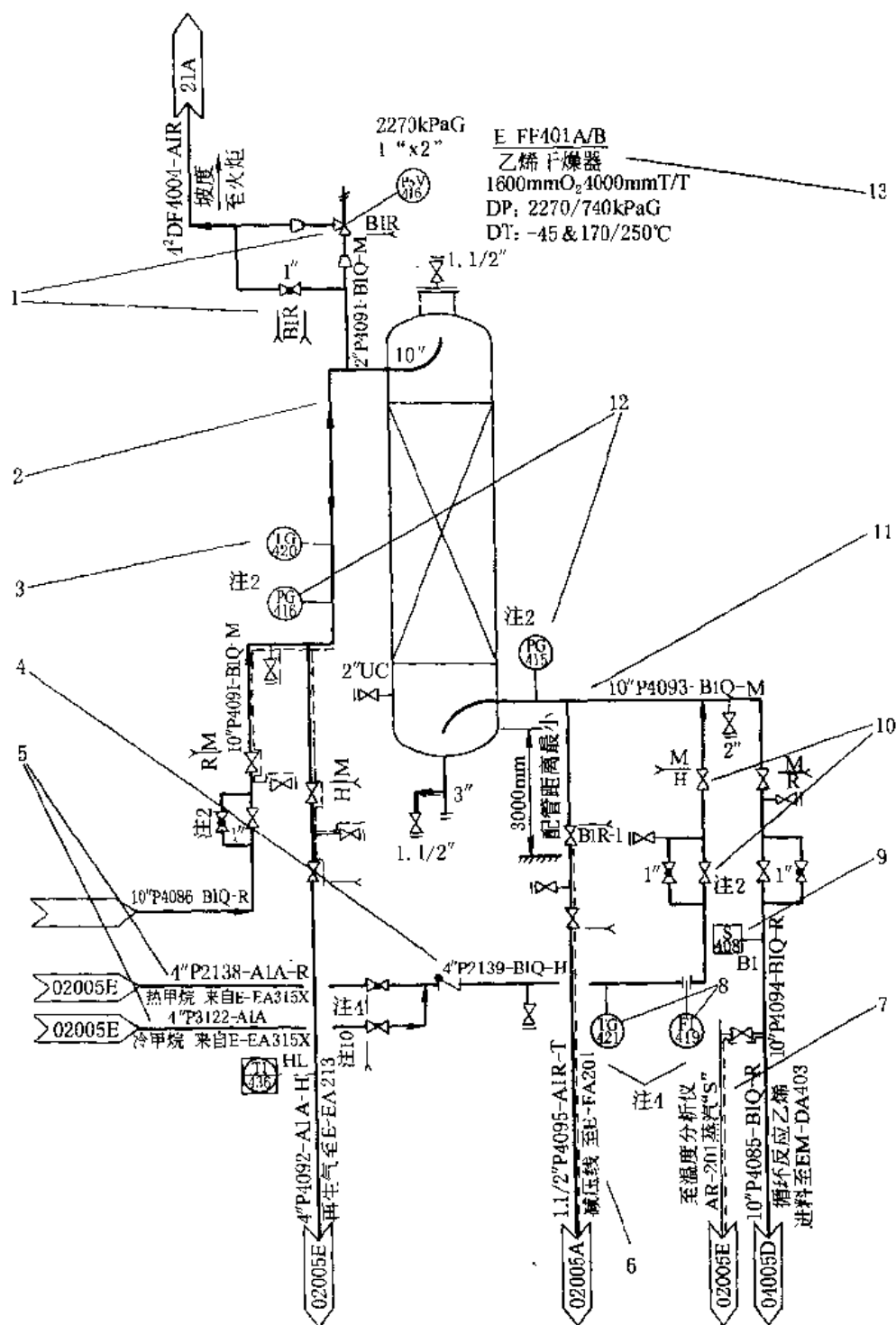


图 4-24 乙烯装置中乙烯干燥器在 PID 里的设计

1—安全阀；2—安全阀旁路；3—入口温度指示；4—再生管道上的止逆阀；5—冷热甲烷再生管道；

6—泄压管道；7—水分测量系统；8—再生管道上的湿度及流量指示；9—进出口取样器；

10—各进出口管道均为双阀；11—出口管道；12—进出口管道上的压力指示；13——开—备两台干燥器

(8) 液相加氢的出口分离罐要用氢气稳压，压力低时补入氢气，压力高时，脱砷反应器流出物罐排至急冷水塔塔底，丙二烯转化器流出物分离罐排至裂解气压缩机五段吸入罐，而

DPG 单元的一段加氢反应器则由手控阀排至火炬。

(9) 反应器进出口一般都要设现场或控制室的温度和压力指示。一般不设液位计 (DPG 单元的一段加氢反应器除外)。

(10) 反应器的操作条件要严格控制, 如温度、压力、空速、配氢量、反应物浓度、杂质含量等。必要时加入预处理、中间冷却、引入循环等, 加以控制。

(11) 为防止反应超温, 在反应器进出口、配氢管道、循环管道等处都要加联锁控制。

(12) 应设置火灾工况的安全阀, 常由顶部管道上引出。安全阀带 1" 或 3/4" 的旁通, 互为备用干燥器的安全阀出口可加切断阀 (CSO)。

#### 4.2.5.9 过滤器的设计

乙烯装置中应用到的过滤器有管道过滤器、特殊过滤器以及油雾消除器几类, 主要用在泵、压缩机、冷箱等易堵塞设备的入口。

##### I 管道过滤器

管道过滤器有 T 型和 Y 型之分, 一般 2" 及其以下的管道用 Y 型过滤器 (3" 的冲洗油管道也见有用的), 2" 以上的管道用 T 型过滤器。

如: 乙烯装置中的硫注入泵、碱液注射泵、去急冷区各泵的冲洗油管道、消泡剂泵、中和剂泵、喷射油泵、聚合抑制剂泵、碳四产品阻聚剂泵以及抗氧剂注入泵等等, 都为小的计量泵或隔膜泵, 管道多在  $1/2 \sim 2"$  之间, 通常采用 Y 型小过滤器。

离心泵一般流量都较大, 故多采用 T 型过滤器。冷箱入口一般应用 T 型过滤器。

离心压缩机入口采用 T 型过滤器。对阻力降要求苛刻的地方 (如裂解气压缩机一、二段入口、丙烯制冷压缩机一段入口等处), 可采用临时 TS 过滤器, 吹扫干净之后拆除。

##### II 特殊过滤器

乙烯装置中设置特殊过滤器的地方, 主要是可能含有较大固体颗粒的物料, 如从界外来的裂解原料、急冷油泵前后的急冷油、裂解燃料油泵的出口、冲洗油泵的出口等处。这些地方用的特殊过滤器多为篮式的。若流量较大, 进出口可设计成平口。过滤下的溶渣, 过滤器有备用时可停车人工清理; 无备用也可用机械刮刀在线清理, 这时一般要再设置一台小的辅助过滤器, 将刮下的溶渣再进一步处理。

特殊过滤器要有放空、排净口, 调质油或冲洗油口 (或吹扫蒸汽口), 燃料气或装置风口气, 清渣口及公用工程口等, 以便于过滤器的清洗。过滤器的前后应加压差计 (带仪表冲洗油), 以确定过滤器的堵塞情况。要注意这些管道的防凝伴热。

特殊过滤器的典型设计见图 4-25 所示。

##### III 油雾消除器

油雾消除器是一种气液分离器, 滤芯式的, 用超细玻璃纤维制作, 用于从气体中分离出几微米细小 (多  $< 3\mu\text{m}$ ) 的油雾。乙烯装置中主要用于乙烯制冷压缩机出口, 以防油雾夹带到冷凝器中, 影响换热器的传热效果。

(1) 设入口、出口、油排放口 (双阀控制) 和液位计接口。

(2) 加旁路便于拆卸清洗。

(3) 切断阀内设置火灾工况的安全阀。

(4) 停车清洗检修时, 通过安全阀旁路也可通过放净口泄压。

#### 4.2.5.10 隔热的设计

在 PID 和公用工程流程图上, 设备、仪表和管道等的隔热要求也应标示出来。



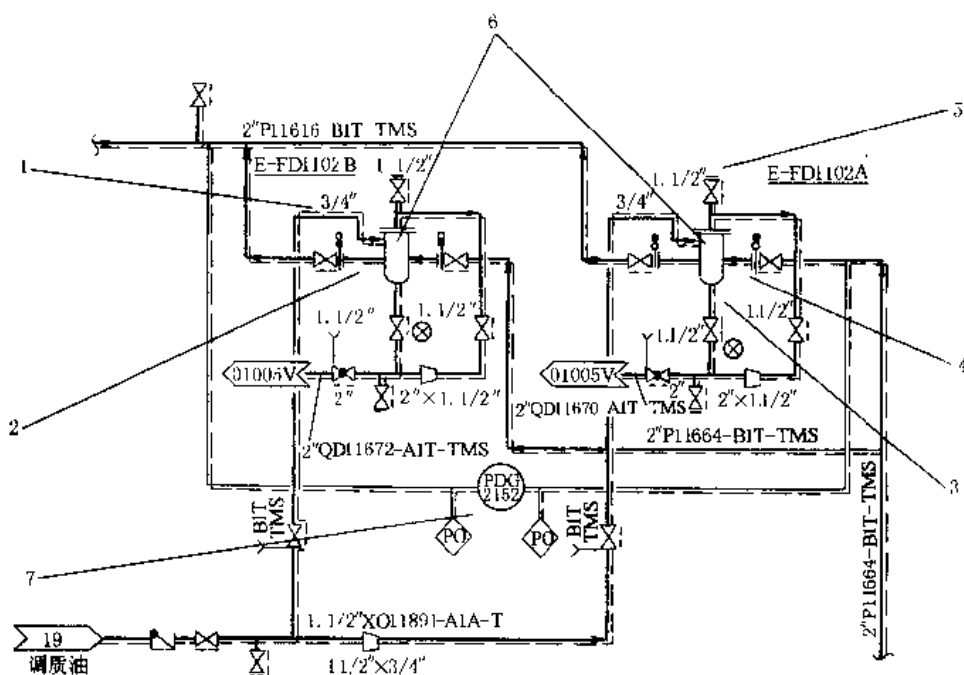


图 4-25 特殊过滤器在 PID 中的设计

1—过滤器冲洗口；2—出口；3—放空口；4—入口；  
5—放空口；6——开一备两台过滤器；7—压差计

### (1) 绝热分类与符号

分类	符号	说 明	分类	符号	说 明
1	A 或 D	防潮保温	8	R 或 C	保冷
2	E	电伴热	9	S	特殊用途
3	F	全部热保温或防火	10	T	蒸汽伴热（低压蒸汽）
4	H	正常热保温	11	TMS	蒸汽伴热（中压蒸汽）
5	M	双重用途保温	12	TS	带定位架的蒸汽伴热
6	O	操作防振	13	V	防噪声
7	P	人身防烫保温			

注：1 不同装置的绝热表示方法不尽相同。

2 个别隔离方式可以复用。

### (2) 保温绝热

①保温绝热通常应用于操作温度在 100℃ 及其以上的设备和管道，但是在希望有的热损失的地方除外。不过，在限制热损失的地方，即使操作温度低于 100℃ 时，也应该采用全部保温绝热。

②具有耐火或绝缘材料作为内衬的设备和管道，在其外部不应该再用保温，但是在必须控制金属温度的地方除外。

③除另有规定，安全阀连同其出口管道以及诸如蒸汽吹出阀、放空和放净阀等的下游管道均不应保温。

④疏水器及其下游管道均不应保温，但是在回收排水热量时，在有必要防止结冰堵塞，以及在图纸上另有规定者除外。

⑤下列设备及其部件不应进行保温绝热, (但是另有规定者除外): a. 除带蒸汽伴热的泵体外, 其它泵体都不保温; b. 鼓风机和压缩机; c. 具有移动元件的部件, 诸如膨胀节、转动接头和滑阀; d. 安全阀。

### (3) 人身防烫保温

人身防烫保温应适用于在 60℃ 及其以上的不保温设备和管道以及下面所列的地区, 在此类地区内, 操作人员在工作如有疏忽时就会发生触碰: a. 自地面或楼面标高 2100mm 的高度以内; b. 平台或走道边缘以外 750mm 的距离以内; c. 在希望热损失的地方, 可以设置屏障或防护物以取代人身防烫保温。

### (4) 保冷

①冷保温将用于操作温度在 10℃ 及其以下的设备和管道, 除了希望有热增益的地方。

②阀门的保冷绝热和防露绝热应该做到阀盖为止, 安全阀应该绝热到该阀的排放口法兰端。

③通常情况下, 操作温度在 0℃ 及其以上工作的泵不应该进行保冷。

④下列附件或突出物在没有设置中间隔热层而要固定到管道或设备 (或法兰) 上进行保冷绝热时, 其冷保温应以 4 倍保温厚度延伸到附件或突出物上: a. 塔和罐的裙座或支腿; b. 管架; c. 放空和放净管道的支线。

### (5) 防结露保冷

防结露保冷适用于的设备和配管, 是指操作温度在 10℃ 以上, 但是其工作温度在环境温度下, 其表面凝结水将引起下列不利影响: a. 电气危害; b. 设备损坏; c. 表面凝液使工作人员感到不适等。

## 4.2.6 PID 图校核提纲

为了保证工程设计质量, 发图前必须对 PID 图进行严格检查。PID 图是工程设计和施工最重要的依据, 一旦出现差错, 就会造成严重后果。因此, PID 图的校核工作是一项十分重要而细致的工作。作者根据设计体会, 总结出下列 41 条校核提纲, 供读者参考。该提纲曾在工程设计中试用, 效果甚佳。

(1) 检查所有非正常操作情况 (开车、停车、催化剂再生、蒸汽吹扫、炉子除焦等) 下所需的管道和阀门是否都已齐全。

(2) 检查事故处理手段是否妥善、完备。如停电、停水时该怎么处理, 后果怎样。仪表压缩空气停止供应后, 是否所有的仪表都在合适的位置上等。

(3) 出现误操作 (如某些阀门出现操作失误) 时会发生什么问题, 怎样防止误操作。对误操作后可能带来灾难性事故的阀门, 应在 PID 图上注明, 提醒配管设计人员注意。同时, 应采取特殊措施把误操作后易产生严重事故的阀门分开布置。

(4) 检查管道的编号、管路等级是否合适。当不同管路等级的管道连接时, 管路压力等级的分界点是否在正确的位置上, 如图 4-26 所示。

(5) 检查管内介质是否会产生倒流。如有可能,

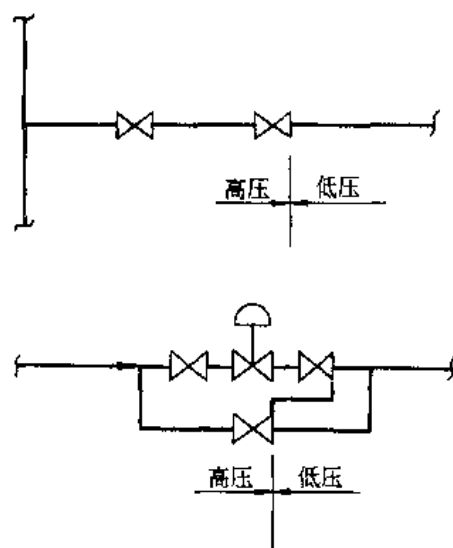


图 4-26 管路压力等级分界点举例

应在适当的地方加止回阀。

(6) 检查离心泵、压缩机出口是否均有止回阀。

(7) 几个换热设备（包括加热炉、空冷器）并联时，应考虑管路的对称布置。特别是在有相变的情况下，对称配管尤其重要。

(8) 有两相流时，可能引起管道的振动，因此，在图上应注明，以利配管设计人员在处理这些管道时作一些必要的特殊考虑。

(9) 当公用工程的蒸汽、压缩空气、水及氮气管道与工艺物料的烃类管道或设备相接时，一定要用止回阀，且止回阀和切断阀间设一检查阀。

(10) 检查有高度要求设备的标高在图上是否都已标注清楚。

(11) 水进入热油罐可能会造成热油罐冒顶。因此，在设计中应考虑是否有水进入热油系统的可能，采取什么措施（通常采用加双阀、止回阀等措施）防止此类事故的发生。蒸汽通入带油设备时，必须先疏水，因为冷凝水进入带油设备，会发生类似水进入热油系统的事故。

(12) 检查是否存在会发生化学反应的物料管道相接的情况，以免产生化学反应。

(13) 对需要加热的设备应注意检查是否有适当的温度控制，载热体的温度是否适当，以免物料过热而产生高压或者分解。

(14) 检查取样点的位置是否合适，注意使试样不受环境污染。

(15) 汽轮机的蒸汽入口管和汽轮机的壳体内不允许积聚蒸汽冷凝液，因此必须采取疏水措施。

(16) 压缩机在低流量下工作时，应设旁通管。同时，注意在旁通管上设冷却器，以免压缩机入口温度过高。

(17) 检查换热器配管的连接是否合适。当循环水系统发生故障时，要求仍有一部分循环水留在换热器内而不致倒空。所以，换热器的冷却水配管以下进上出为好。

(18) 循环水温度太高会造成换热器内部结垢，所以用循环水作冷却介质的换热器，其循环水出口处应安装温度计。在循环水回水管的高处应设置取样阀，以便于取样，检查水内是否含有烃类，从而判断换热器是否有泄漏。

(19) 非埋地的循环水供、回水管，在冰冻地区应设旁通阀。在装置边界切断阀前应设一 DN50 的旁通阀，在换热器切断阀前应设一 DN25 的旁通阀。

(20) 检查冷却器或冷凝器的低温侧（壳侧）配管上是否设置有安全阀。

(21) 检查需经常拆卸的设备管口是否有可拆卸的短管。

(22) 检查管道和设备是否有合适的保温（包括工艺生产过程中要求的保温，人体保护所需的防烫保温和水管道等的防冻保温）和作热。

(23) 对容易发生事故的催化反应器，其再生管应安装回转弯头。催化剂再生过程应输入空气，而催化反应过程却需隔绝氧气。为避免使用阀门控制反应与再生过程容易发生的误操作，安装回转弯头是十分必要的。另外，装设回转弯头还可避免冷热管道接在一起，有利于应力问题的处理。

(24) 检查盲板、切断阀是否都已配置齐全。进入装置的物料管道和公用工程管道在装置边界处都应安装切断阀；烃类和蒸汽管道还应加装 8 字盲板。

(25) 开、停车及发生事故时需要使用氮气，应注意其供应和管道连接是否合适。

(26) 检查应该设置放空、放净的地方是否都已设置；所有的放空、放净管道是否都已

接到合适的位置和系统上。

(27) 检查液封是否能保持, 是否有可能被吹掉或吸干, 采取什么措施防止。

(28) 检查需锁注或铅封的阀门是否都已注明。注意, 处理事故用的阀门只能铅封, 而不能锁住。

(29) 根据建厂现场的气象条件, 决定是否需要检查整个装置的管道是否都已设置必要的防冻措施(如设旁通、放净、保温和伴热等), 并尽量避免管道有“盲肠”部位。

(30) 检查所有可能超压处是否均有安全阀或其它压力保护措施, 安全阀的规格、尺寸是否均已注明; 安全阀后是否已接往火炬系统或排往合适的地点。注意在排往火炬系统时, 不会发生冷凝的气体物料应接往干气系统, 管道无坡度要求; 而可能产生冷凝液的气体则应排往湿气系统, 管道应往分离罐下坡, 无袋形, 经分离罐分离液滴后再进入火炬燃烧处理, 以免凝液进入火炬产生“火雨”。

(31) 检查直接排入大气的放空及就地排放的放净系统的介质是否允许直接排往大气或就地排放。

(32) 当有轻烃类气体直接排入大气时, 要检查是否可能因雷击等原因引燃排出的轻烃类气体。若有可能, 轻烃排出管要设蒸汽灭火装置。灭火蒸汽的控制阀距轻烃排出点(即着火处)要有一定的距离。

(33) 检查温度、压力和液面的报警、联锁切断是否能满足生产要求。

(34) 检查所有的调节阀是否都标注有“气开”、“气闭”, 标注是否合适。

(35) 检查装置设计中是否考虑到起动或停车的要求; 开、停车系统的设计是否满足要求。

(36) 注意检查发生重大事故时装置该如何停车。

(37) 检查装置运行中操作条件超过允许值时, 是否有警报。

(38) 检查开、停车时, 物料是否会发生相变, 是否允许。

(39) 检查泄压和火炬系统是否能满足装置开、停车的要求。

(40) 正常生产时关闭的阀门, 应在 PID 图上注明“常闭”。

(41) 对非定型生产的管件, 应在 PID 图上逐个编号, 并绘制特殊管件表、特殊管件图。有时还应注上管件制造厂的型号, 以便采购。

### 4.3 公用系统管道及仪表流程图 (UID 图)

#### 4.3.1 基本内容

(1) 表示与公用系统有关, 即使用或产生公用物料的设备(包括备用设备), 填写设备位号及名称; 有温度、压力变化处, 表示出温度和压力。

(2) 表示公用物料干管、总管、支管及进出设备的所有公用物料管道及管件、阀件等。并标注管道内介质、管道号、公称直径等; 正确表示公用物料经过的设备顺序及其走向。

(3) 表示公用物料管道上的所有仪表和控制方案, 但在工艺管道及仪表流程图上已表示的公用物料仪表不得重复出现。

#### 4.3.2 图例

公用系统管道仪表流程图的样本见图 4-27。

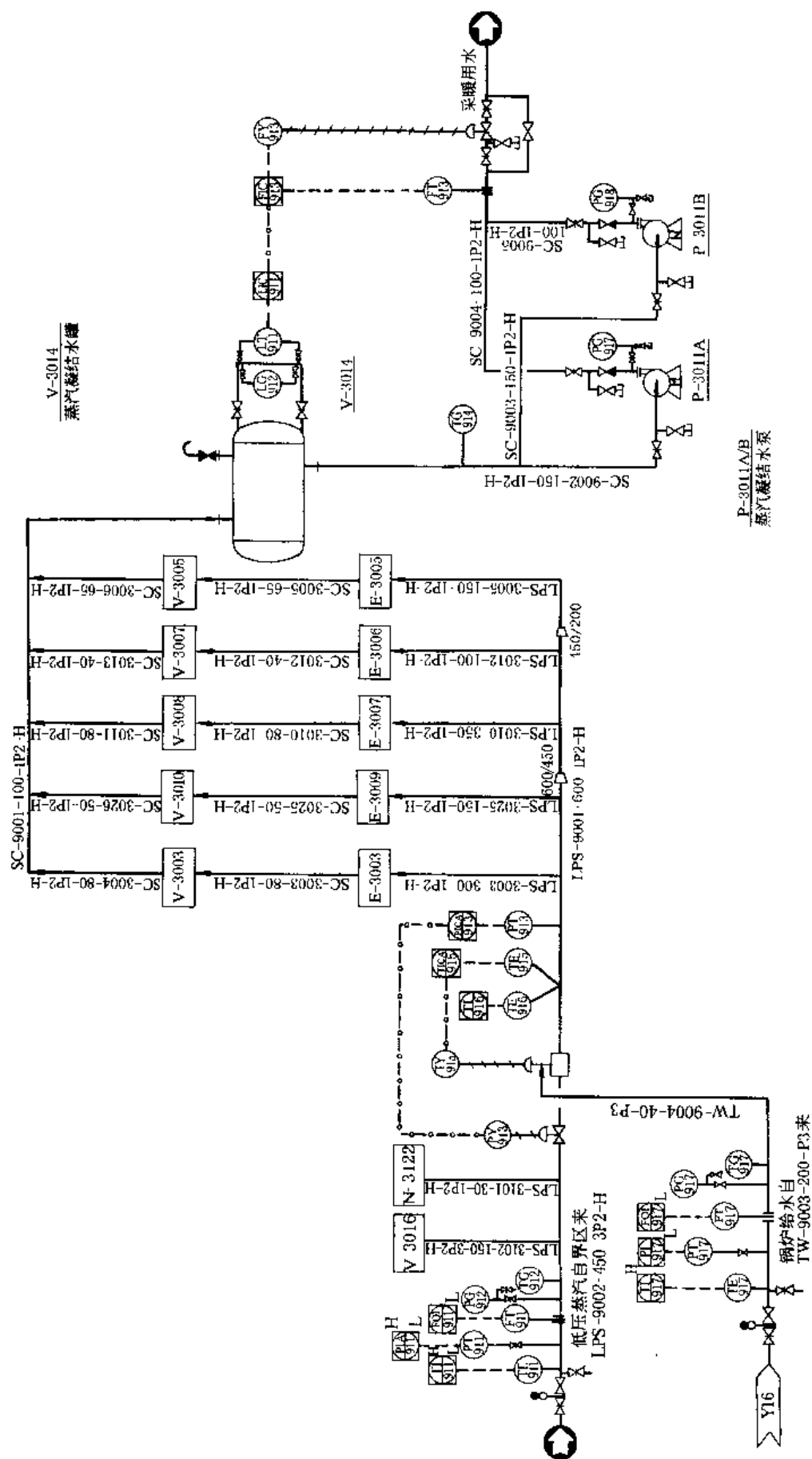


图 4-27 公用系统管道及仪表流程图

## 4.4 工艺流程说明

先要说明工艺过程和基本控制系统及单元的划分，工艺流程的特点和每个生产单元的作用。

按工艺流程的顺序，详细地说明整个生产过程的内容，操作条件，主要设备特点，控制方案。

在基础工程设计阶段重点要说明与主装置配套的辅助生产设施的设置和流程。

一般应叙述以下内容。

(1) 生产方法、工艺技术路线（说明所采用的工艺技术路线及其主要设备。

(2) 工艺特点（从工艺、设备、自控、操作和安全等方面说明装置的工艺特点）及每个部分的作用

(3) 工艺流程简述，叙述物料通过工艺设备的顺序和生成物的去向；说明主要操作技术条件，如温度、压力、流量及主要控制方案等；如系间断操作，则需说明一次操作加料量和时间周期；连续操作或间断操作时需说明工艺常用设备、备用设备工作情况；说明副产品的回收，利用及三废处理方案。

## 4.5 原料、产品、副产品、燃料、催化剂、化学品及公用物料的技术规格

### 4.5.1 设计需知

对原料、产品、副产品等，一般应分别列出它们的物性和组成、单位、指标、分析方法和（或）标准号等；对聚合物产品的规格应分别列出性能、单位、测试方法和（或）标准号、各牌号产品指标。

对催化剂、化学品，一般应按不同物料分别列出物性及组成、单位、指标、分析方法和（或）标准号等。

对公用物料一般应该按水、电、汽不同的物料分别列出状态、温度、压力及其它规格如：电压、频率等，对氮气和仪表空气还要列出露点、含油等的常用指标。

### 4.5.2 基本内容

(1) 原料、催化剂、化学品规格表的编制规定

原料为参与主要化学反应生成产品（包括中间产品）的物料。如乙烯法生产氯乙烯时用的乙烯和氯气。

化学品指在生产过程中加入的某种物料，它有利于工艺过程的进行，或对中间产品、产品、副产品起改性或精制、干燥等作用的物料，如中和剂、吸附剂、脱附剂、萃取剂、干燥剂、终止剂、消泡剂、抗氧剂、分散剂、阻聚剂、引发剂和稳定剂等。

原料、化学品规格表（见表 4-1）填写说明。

①按原料、化学品次序分类，每种原料或化学品编一张表。

②名称栏中所填写的物料化学名称或通用商品名称，如果系专用名称、则需注明生产厂名。

③物料或组成栏需填写物料的主要物性，包括外观、密度、粘度、色度、熔点和 pH 值等，有些固体物料需填写颗粒尺寸、比表面积等；组成应填写物料的主要成分的化学名称（或分子式）及纯度；也要填写必须控制一定限量的杂质的化学名称。

④单位栏填写各物性数据或组成的计量单位。组成单位可选用通用型式表示但应注明是

体积 (vol) 百分比或摩尔 (mol) 百分比或重量百分比 (wt)。

⑤在指标栏中填写物性数据允许的范围。组成则填写纯度或主要成分的最小允许含量和必须控制的一些杂质的最大允许含量。

⑥在分析方法及标准号栏内填写物性测试方法或标准号。

⑦装置生产所需催化剂填在催化剂规格表中, 以催化剂种类编序号, 按表中内容填写, 如需指定厂商及型号也应表示清楚。见表 4-2。

(2) 产品及副产品规格表 (见表 4-3) 的编制规定

①按产品、副产品的次序分类, 对每类中的每一种产品编一张表。

②副产品指除装置主要产品外, 可作为商品外销或本厂其它装置原料的产物。

③在表头中的名称栏中填写产品和副产品的化学名称或通用商品名称。

④物料或组成栏中填写产品或副产品的一些物性或主要成分和必须控制一定限量杂质的化学名称, 通用商品名称。

⑤单位栏填写各物性数据或成分的计量单位, 注意需表明 vol、mol、wt 等。

指标栏中需填写物性数据或主要成分的最小允许含量和必须控制的一些杂质的最大允许含量。

在分析方法和 (或) 标准号栏内填写分析物料中主要成分和必须控制杂质规定的分析方法和 (或) 标准号。

备注栏可作为特殊说明用。如注明产品或副产品采用的国际或部标规格的标准号等。

(3) 聚合物产品规格表 (见表 4-4) 的编制规定

由于聚合物产品的牌号较多, 各牌号产品的性能有差别, 需填写聚合物产品规格表。

①将聚合物产品的各种性能按次序编序号。

②性能栏中填写聚合物产品的各种必要的性能。

③聚合物产品有合成树脂和合成橡胶生胶等产品。合成树脂的主要品种有聚氯乙烯、聚乙烯、聚丙烯和聚苯乙烯等。合成橡胶生胶的主要品种有丁苯橡胶、顺丁橡胶和乙丙橡胶等。

④聚氯乙烯的主要性能有  $K$  值、密度、颗粒尺寸、挥发分含量和残留单体含量等。

聚丙烯和聚苯乙烯的主要性能包括上述聚氯乙烯除  $K$  值的各种性能外, 还包括熔融指数、抗拉强度、抗冲击强度、硬度、热变形温度、软化点和伸长率等物理机械性能。此外, 聚丙烯还包括等规度、浊度、光泽度、鱼眼、螺旋流动等物理机械性能。通用级聚苯乙烯的性能还包括透明度和光泽度。

高压聚乙烯和线型低密度聚乙烯的主要性能有密度、熔融指数、光泽度、浊度、抗冲击强度、抗拉强度和伸长率等等。线型低密度聚乙烯的性能还包括抗穿刺强度和抗撕裂强度。

⑤合成橡胶生胶产品的主要性能包括密度、门尼粘度、挥发分、灰分、防老剂 (或稳定剂) 的含量和必须控制的一些杂质的含量, 还包括定伸强度、抗拉强度和伸长率等物理机械性能。

⑥测试方法和 (或) 标准号一栏内填写测试性能采用的方法和 (或) 标准号。

(4) 公用物料规格表编制规定

为了统一工程设计中生产装置用公用物料规格表的编制内容而制订本规定。一般生产装置所需的公用物料有: 循环冷却水及回水、工业水、脱盐水、消防水、高压蒸汽、中压蒸

汽、低压蒸汽、仪表空气、装置空气、氮气、氧气、冷冻盐水、低温水、蒸汽冷凝液、燃料气、燃料油等。应根据生产装置的具体要求分类列齐，不得漏项。

#### (5) 公用物料规格表填写说明

①循环冷却水及回水应把界区处工作条件（温度、压力）填写在界区条件栏中，循环冷却水的污垢系数填写在规格表中。

②工业水应写明界区处工作条件（压力、温度）。

③脱盐水应写明界区条件（压力、温度）填写在界区条件栏中。水质指标（pH 值、电导率、SiO<sub>2</sub>、总铁、总铜的含量等）填写在规格栏中。

④消防水应分工作时（灭火时）的水压和非工作时水压。

⑤电应分动力用电、照明用电、仪表用电、写明电压（包括波动值）、频率（包括波动值）、相数。动力用电由工艺专业填写，照明用电由电气专业提条件，仪表用电由仪表和电气专业共同提条件。

⑥蒸汽应按其压力等级（高压、中压和低压）分类写明其界区条件（温度、压力）。

⑦仪表空气应说明界区条件（压力、温度），着重说明使用压力下的露点要求和含油、含尘的要求。

⑧装置空气（压缩空气、杂用空气）应写明其界区条件（压力、温度）和含油含尘的控制要求。

⑨氮气除说明其界区条件（压力、温度）外，应着重说明氮的纯度要求和杂质含量控制要求。

⑩氧气除说明其界区条件（压力、温度）外，应着重说明氧的纯度要求和杂质含量要求。

⑪冷冻盐水和低温水应说明其组成和密度以及界区条件（温度、压力）。冷冻水和低温水的回水应说明界区条件。冷冻水浓度在规格栏填出。

⑫蒸汽凝液应说明其界区条件（温度、压力）。

⑬燃料气和燃料油应写明其组成和主要物性（密度、粘度、热值等），并写明其界区条件。

对原料或化学品，催化剂、产品及副产品、公用物料填写的规格表示于表 4-1 ~ 表 4-5。

表 4-1 原料或化学品名称栏 规格表

物性及组成	单 位	指 标	分析方法和（或）标准号	备 注

表 4-2 催化剂名称栏 规格表

物性及组成	单 位	指 标	分析方法和（或）标准号	备 注



表 4-3 产品及副产品名称栏 规格表

物性及组成	单 位	指 标	分析方法和 (或) 标准号	备 注

表 4-4 聚合物产品名称栏 规格表

性 能 指 标	单 位	分析方法和 (或) 标准号	各牌号产品指标	备 注
密 度				
颗粒尺寸				
熔融指数				
抗拉强度				
硬 度				

表 4-5 公用物料规格表

序号	物料名称	状 态	界 区 条 件		规 格	备 注
			温度, °C	压力, MPa		

## 4.6 原料、催化剂、化学品、公用物料消耗定额及 消耗量和产品、副产品产量表

### 4.6.1 设计需知

原料、催化剂、化学品、公用物料消耗量表应按生产装置分别填写,并按原料,催化剂、化学品和公用物料的次序分类填写。产品、副产品产量表也是分装置填写,产品产量表见表 4-6,填写方法参见以下叙述。

在名称栏中填写物料化学名称,通用商品名称,如果填写专用名称,应在备注栏中注出厂名。

在单位栏中对于消耗量较大的原料等以“t (吨)”为单位,对于消耗量较小的催化剂和化学品等,以“kg (千克)”为单位。

在数量栏中填入每 t 产品、每 h (小时)、每 a (年)对各种原料,催化剂或化学品的消耗量。这个消耗量应是考虑损失后的平均消耗量。

对于在使用过程中逐渐损耗的溶剂或效能逐渐降低的催化剂,吸附剂和中和剂等,如进行定期补充,则需在备注栏中注明补充间隔时间及补充量,并折成每 t 产品的平均消耗量。

对于初次充填的或定期更换的催化剂、溶剂或干燥剂等,必须在备注栏中注明一次填充量和更换的间隔时间,并折成每 t 产品的平均消耗量。

有的工艺过程还要使用燃料,对燃料的消耗可参照公用物料的消耗量表填写。

我们把以上内容要求制成一组表格，推荐给大家作为参考。见表 4-6、表 4-7 和表 4-8。

表 4-6 产品、副产品产量表

公司名称						图纸编号		
编制						第	页	共
校核			工程名称			项目名称		
审核			建设地址			设计阶段		
序号	物料名称	状态	单 位	产 量				备注
				小时产量	年产量			

表 4-7 原料、催化剂、化学品消耗量表

公司名称							图纸编号		
编制							第		页 共
校核			工程名称				项目名称		
审核			建设地址				设计阶段		
序号	名 称	状态	单 位	消 耗 量			一次填充量	更换间隔（月）	备注
				小时耗量	吨产品耗量	年耗量			

表 4-8 公用物料单耗及消耗量表

序号	公用物料名称	单 位	消 耗 量			备 注
			吨产品耗量	小时耗量	年耗量	
1						
2						
3						
4						
5						
6						
7						
8						
9						
10						
11						
12						
13						
14						
15						
16						
17						
18						
19						
20						

## 4.7 管道标志

本规定阐述了工艺和公用物料管道及仪表流程图管道编号中应遵循的规则, 描述了如何为管道命名, 哪些管道应编号, 顺序号该怎样排列等。

### 4.7.1 需要编号的管道范围

(1) 在管道及仪表流程图上表示的下列管道均应编号, 其中包括:

- ①所有工艺管道及其支管;
- ②公用系统总管及支管;
- ③与系统相连接的放净管;
- ④在切断阀以外装有管道的放空管及其它接管;
- ⑤设备管口上直接设置的装有阀门和盲板或装有阀门、短管及管帽的放净口或公用系统接管。

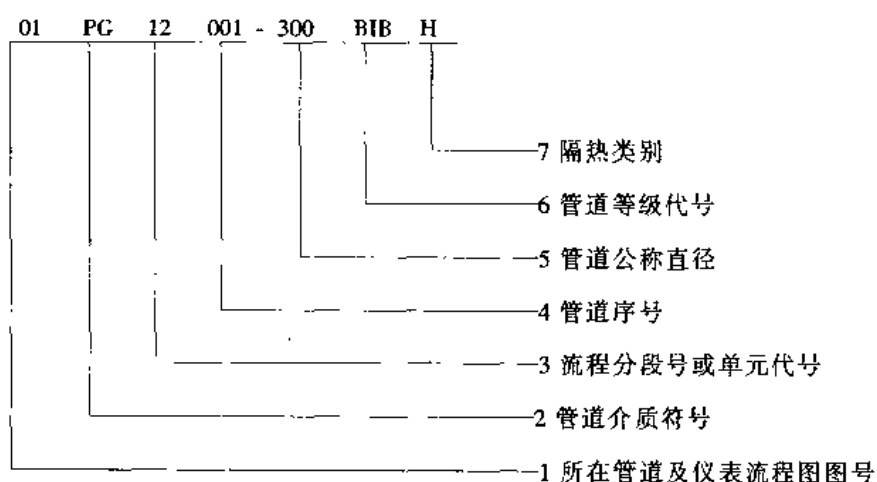
(2) 下列管道不需要编号:

- ①调节阀及其它仪表或管件的旁路;
- ②管道上的放空、排净管, 且只装阀门和盲板、或阀门、短管及管帽、或只装盲板而没有管道者均不需另编管道号;
- ③设备与设备的管口直接相连, 例如重叠安装的换热器及直接与塔连接的再沸器。
- ④仪表管道, 如压力表接管、各类仪表信号管道等。
- ⑤作为成套机组的一部分由制造厂供应的管道。
- ⑥无出口导管而直接排大气的安全阀入口导管。
- ⑦设备上、机械上、管道上的伴热管和夹套管。

### 4.7.2 管道标注方法

管道号由七个基本单元表示, 即管道所在管道及仪表流程图图号、管道介质符号, 流程分段号或单元代号、管道序号、管道公称直径、管道等级及隔热类别。

例:



### 4.7.3 管道号的编制

标志管道特征的七个基本单元在设计、施工中均起重要作用。其中前 2, 3, 4 三个单元构成基本管道号, 用它们就能确定某一特定的管道。

#### (1) 基本管道号

基本管道号包括管道介质符号、流程分段号或单元代号及管道序号三个单元, 基本管道

号一般占据八位，其分配如下：

1	2	3	4	5678
P	G	1	2	012
A	S	0	1	008
管道介质符号		流程分段号或单元代号		管道序号
基本管道号				

管道序号一般是三位，因此第八位数留空。当某单元内某一流体的管道数超过 999 时占用第八位。

## (2) 带生产线号的基本管道号

在一个装置内具有若干条相同的生产线，当管道编号时，每条生产线中相同的管道除了生产线符号不同以外其它符号应相同，生产线用英文字母从 A 到 Z (I 和 O 除外) 表示。一般装置很少超过 24 条生产线，如有例外可用两个字母表示：

1	2	3	4	567	8
P	G	1	2	012	C
P	G	1	2	012	A
管道介质符号		流程分段或单元代号		管道序号	生产线号
基本管道号					

## (3) 管道序号排列原则

### (3.1) 工艺管道及仪表流程图 (参考管道及仪表流程图基本管道号编制样图)

①每个流程单元的顺序号自成一个个体系，而同一流程单元内各种流体管道的编号也独立为一个系统，因此每一个流程单元内每一种流体的管道其编号可有 999 个，即 001-999。例如：

P 01001-P01999      AG 01001-AG01999

②通常由一设备 (或管道) 至另一设备 (或管道) 的管道，编一根管道号，分支管则另编一个号，其流程单元代号根据起始设备 (或管道) 所在的流程单元号确定。若是管道通向另一流程单元，其代号仍一直保持到终点设备 (或管道)。

③管道序号按照流程图上流体前进的方向编排。

④第一个管道序号是由界区处开始流抵第一台设备的管道或者是该流程单元内的第一台设备出口流抵界区处的管道。

⑤管道序号一直保持到管道的终点设备。

⑥在一个循环系统里其顺序号应根据其实际过程的次序排列。例如：塔回流系统的顺序应是由塔至冷凝器，然后至收集槽，再至回流泵而返回至塔。

⑦同一管道的管路等级或管径有改变时其基本管道号不变。

⑧由主管至各并联的支管，可按支管的先后排列管道序号。

⑨某些支管不是以主管为起点，如并联设备的出口管，与上述原则一样编管道序号。

⑩调节阀、疏水器、管道过滤器以及其它小设备的旁路不另编号。

⑪每张流程图应预留一些管道序号 (空号) 以便以后增加管道时使用。

### (3.2) 公用系统管道及仪表流程图的管道号

公用系统管道与工艺管道的编号基本相同，但补充以下几点 (参考公用系统管道及仪表流程图基本管道号编制样图)。

①在工艺装置中的公用系统管道与工艺管道采用同一流程单元代号。



#### 4.8.2 管道表填写说明

##### (1) 管段号

管道编号即为对每一流程单元的流体代号依次赋予的顺序号,按 4.7 节管道标志中基本管道号填写。

##### (2) 公称直径

公称直径按 4.7 节管道标志填写。但引进装置亦可按合同及工程统一规定以英寸为单位填写。

##### (3) 管道等级

管道等级按 4.7 节管道标志填写管道等级代号。

##### (4) PID 图号

图号即该管道首次出现的工艺管道及仪表流程图图号,按 4.7 节管道标志第一单元填写。

##### (5) 图幅分区

图幅分区指该管道在 PID 图面上的坐标位置分区号,如果一根管道跨越几个分区,则按该管道起点位置所在分区号填写。

##### (6) 管道起止点

管道起止点填写该管道起点、终点所连接的设备位号或管道编号,如该管道以装置界区为起点或终点,则填写“界区”;自大气的吸气管或排往大气的排气管,则填写“大气”。

##### (7) 物料名称

物料名称用中文填写,不用介质代号,物料名称应能表明其特性,如“粗丙烯”。“精丙烯”;物料如由多种组分组成,则填写其主要组分名称或代表其特性的物料名称。

##### (8) 物料状态

物料状态按气相、液相、固相或混相填写。

##### (9) 操作压力 (MPa, G)

操作压力应填写该管道输送介质在正常操作过程中的最高压力,一般可按该管道所联接的设备、管道的操作压力或机泵的出口压力填写,如该管道联接两台设备或两根管道,则按其中压力较高者填写。

##### (10) 操作温度 (°C)

操作温度应填写该管道输送介质在正常操作过程中可能出现的最高温度,一般按该管道所联接的设备或管道的操作温度填写,如该管道联接两台设备或两根管道,则按其中温度较高者填写。

##### (11) 管道级别

管道级别按《石油化工剧毒、易燃、可燃介质管道施工验收规范》SHJ 501—85 的第 1.0.6 条规定填写。

#### 4.8.3 管道表的出版与修订

管道表一般按 0、1、2、3、4、5 版编制,从工艺 PID 零版开始,随工艺 PID 各版编制,分别为管道表 1 版、2 版、3 版、4 版、5 版。其内容在零版基础上逐步补充、修改、完善,其中第 3 版为基础工程设计成品版,随工艺 PID 3 版编制并出版。第 4 版为详细工程设计成品版,随工艺 PID 4 版编制并出版。根据工程要求和不同的工作情况, PID 一般有 5~8 版。

## 4.9 装置安全分析

装置的安全设计应该从工艺设计阶段就给予足够重视,在工艺流程的设计中安全设计就应该完成,如安全阀的设置、放空系统的设计、安全联锁的设计等。在基础设计阶段这部分内容只是进一步完善和补充,另外就是要完成防火安全措施和消防工程的设计任务,并且要编写成消防设计专篇。这部分工作主要由工艺系统专业、安全专业、给排水专业、电气、仪表等专业共同完成。

详见本卷附录中的中国石油化工总公司编辑的《石油化工装置基础设计(初步设计)内容规定》SHSG-033—98的有关内容。

除了完成防火安全措施和消防工程的设计任务,在基础设计阶段工艺系统专业的任务还要对管道仪表流程图进行安全分析,这是保证设计成品质量的重要保证。

### 4.9.1 管道仪表流程图安全性的初步分析

系统工程师在收到工艺流程图及其它所需的资料后,即可开展安全性的初步分析。其目的是找出所有与安全生产有关的问题,以及在设计中需要特别注意及考虑的问题。

一般说来,管道仪表流程图的安全初步分析工作比较简单,主要根据设计者的个人经验进行。因为工艺流程图上的干扰因素比较少,设备与设备间的关系也比较清晰,所以通常先在工艺流程图上进行安全的初步分析。按工艺流程的次序,对每一个生产单元的设备及控制方案进行分析,在认为可能有问题之处用红笔作出标注,并列成表格记录下来。在初步分析阶段,不要求设计者边分析、边寻求解决问题的方法,而是先把所有可能产生的问题都列出来后,再一起考虑如何解决这些问题。这样可减少设计中顾此失彼现象的发生。

下面列出安全初步分析的基本内容,供读者参考。

#### I 工艺

##### (1) 高压介质进入低压区

高压介质可能通过多种途径进入低压区而导致低压区超压,造成事故。如换热器的换热管破裂,离心机突然停车、活塞泵出口受堵(很多小型的柱塞泵可以产生6MPa以上的压力)等,此时要求采取泄压保护措施,以免低压侧超压而损坏。

##### (2) 高温介质进入低温区

由于操作程序错误或者设计考虑不周,可能发生高温介质进入低温区的现象。此时,除了应考虑设备及管线对高温的承受能力外,还应注意物料本身发生的变化,如液体蒸发成气体,物料受热后裂解、聚合或分解。这些变化往往并不是生产过程所期望的,应采取措施避免。

##### (3) 低温介质进入高温区

低温介质突然进入高温工作区,会使管道产生剧烈的收缩而造成振动,或者使设备和管道材料在低温下变脆而造成损坏,亦可能使物料凝固或者物料所含水分析出结冰而堵塞设备及管道,有时亦会使低温物料突然升温汽化而产生压力。水若进入热油罐,即被热油加热,直至汽化成蒸汽,体积剧增,从而把油顶出油罐而造成冒顶。所以热油罐(油温可能超过100℃的油罐)不应采用装在罐内的蒸汽加热盘管,以免蒸汽盘管长久运行腐蚀后造成冒顶。

##### (4) 出现化学反应

在正常操作条件下,很多化学反应是不会发生的。但在某些特定条件下(如温度、压力在某个特定的范围内,物料混合不均匀,加料次序错误,催化剂老化等)可能导致产生不期

望的化学反应。这些化学反应可能造成下列后果：

a. 产生副产品 大多是由于加入的原料不纯，或者温度的转变而引起的。产生的副产品可能并无商业价值，需要进行处理后才能废弃，造成生产成本加高。

b. 腐蚀 很多腐蚀在低温下并不显著，但随着温度的升高，腐蚀急剧加快。在设计中应考虑由于温度超出正常操作范围而引起的腐蚀问题。

c. 反应失控 有些化学反应是一定的温度（或其它条件下）是很稳定的，但如超出一定的范围就可能发生失控现象。设计时应确保温度等控制在预定的范围内，以免反应失控。例如利用反应产品的热量预热反应器的进料时，反应产物、进料或者反应过程三者中的任何一个温度升高，都可能产生正反馈而导致温度连续上升，使反应失控。

对于反应失控，原则上应在工艺设计和系统设计阶段采取措施来避免。即采用减少进料量、加大冷却能力的方法，或采用多段反应等措施来控制反应。在采用上述措施还不能避免反应失控时，应考虑其它的保护措施，如给反应器通入低温介质，使反应器降温；向反应器内输入易挥发的液体，通过其挥发来吸收热量；往反应器内加入阻聚剂来抑制反应速度等。

d. 爆炸 除空气或氧气进入工艺系统可能产生爆炸外，粉尘达到一定的浓度，在有氧化剂（如氯气）存在、压力和温度转变等条件下，亦可能产生爆炸。

### （5）物料本身的性质

应注意工艺过程中的一切物料，包括原料、半成品、成品、副产品、废料、催化剂、洗涤剂及其它化学品的性质，以免造成生产过程的不安全性。这些性质包括：温度、压力及物料本身的状态，稳定性，毒性，辐射性，腐蚀性，燃烧性，氧化性能等。

## II 设备

对一些比较重要设备的控制方案，开停车和操作系统、联锁等都应在此时开始制订，以求取得比较一致的意见。这些设备包括加热炉、压缩机、汽轮机、反应器等。此外，除了正常操作工况外，还应研究设备的异常情况，包括产生异常工况的原因。异常工况包括：压力、温度、流量、液位等的升高或增加，压力、温度、流量、液位等的下降或减少，压力、温度、流量、液位等完全没有或消失，其它如杂质进入工艺系统参与反应或物料成分改变等。

## III 系统

对整个装置的工艺系统进行安全初步分析时，应考虑下列内容：

（1）在设计中，不仅要考虑装置的全负荷运行，也要考虑装置的低负荷运行。当装置的生产负荷降低时，管道内物料的流速也随着降低。此时，应研究管内流动的物料是否会因此而产生沉积、凝结而导致管道堵塞。此外，在低负荷运行时，不是所有的设备都能同等程度地降低负荷，有的需要采取一些特别措施才能保证设备的正常运行，如加循环管等。

（2）应当考虑主要设备、工艺生产的非主要系统（副系统）或部分生产系统因故障或停车而产生的后果及影响，如物料可能从未停车部分流入停车部分而产生不良后果等。

## IV 配管

对下列管道进行安全初步分析时应特别注意，如处理不妥或忽视潜在的危險性会导致生产的中断。

（1）两相流管道 气液两相流管道处理不好易产生振动，液固两相流管道易产生沉积而堵塞。应采用加大弯头的曲率半径、采用特殊的管件、保持管道一定的坡度等来减少和避免管道的振动和堵塞。



(2) 输送易凝固物料的管道 有些物料温度降低时容易凝固而堵塞管道,如石蜡、沥青、渣油等管道,可能需要设计伴热或者夹套管来输送,以保证物料的输送温度。有时,可能还需要设计轻油吹扫系统,以便吹扫被堵塞的管道。

(3) 重力流管道 由于可提供用于克服摩阻的压头有限,因此在设计中应作一些特殊的考虑,以保证达到设计工况。

#### V 人体安全保护

在进行系统设计时,应考虑对操作人员可能造成危害的因素,如物料的毒性,物料的腐蚀性,辐射性,操作环境的粉尘,操作环境的噪音,操作环境的通风等。因此,需要在装置内设置安全淋浴设施、洗眼器,设置通风除尘系统或者隔音罩等,以保证操作人员的安全和健康。

### 4.9.2 管道仪表流程图安全性的详细分析

#### I 详细分析前的准备

##### (1) 整理初步条件版的管道仪表流程图

在对管道仪表流程图进行安全性详细分析之前,第一步工作是整理初步条件版的管道仪表流程图,并对设计内容进行补充。

补上初步条件版的管道仪表流程图上缺少的内容,如设备编号、名称等,也可把管道号加上,以便以后寻找管道。

绘出单元设备的典型部件,如泵出口的止回阀、压力指示计 PI、换热器进出口的温度检测仪 TW 或 TI 等。

标明项目的特殊要求。如减粘装置渣油特别容易堵塞管道,应考虑渣油管道的保温、伴热、必要时还应加上吹扫接口,甚至采用夹套管加热。

##### (2) 整理已完成的安全初步分析

在完成初步条件版的管道仪表流程图的补充后,可以把已经初步分析的工艺流程图、管道仪表流程图及初步安全分析记录表阅读一遍,然后把彼此有关联、互相有影响的问题进行归纳处理,而对本身独立的问题可个别进行处理。在找到合适的解决方法后,即可把处理方法加在管道仪表流程图上。

##### (3) 操作分析

应对所有的正常操作工况,包括开车、停车,进行一次全面的分析。先从个别单元开始,审核单元的操作状况及操作程序,设计应保证操作程序的可行性及正确性,并在管道仪表流程图上补上为保证操作程序正确执行及维持正常操作所必须的全部设施。当所有的单元检查完毕后,再按整个系统操作的要求检查一遍,即按流程从第一个单元设备开始,检查在正常操作时,单元与单元之间的相互关系及影响(如操作程序,自控方案,电气的联锁等)。当整个装置系统的所有正常操作工况都被检查过后,可以认为操作分析部分的工作已经完成。

装置正常生产的操作分析包括下列操作工况。

①第一次开车。指装置建成后的首次试车,包括系统的试压、试车、清洗、吹扫、以及吹干等。

②正常开车。包括系统加温、加压(或减温、减压)、点火、开车、充料、吹扫、吹干,以及产品、副产品和废料的处理。

③质量控制。包括由于进行质量控制所需要的一系列操作,如取样等。

④正常停车。包括装置停车时的减温、减压、熄火、停车、卸料、蒸汽吹扫、废料及不合格产品的处理。

#### (4) 维修分析

对装置设计进行安全检查时，必须考虑装置维修的需要。主要内容如下：

①维修的决定。在设计中应决定是对装置进行定期检查来判断装置是否需要维修，还是用仪表以直接或间接的测定来判断装置是否需要维修。

②维修时装置的操作状态。装置在正常生产运行时进行维修是否可能，装置是否必须部分停车、甚至全部停车才能进行维修。

③维修程序。包括装置的减温、减压、排放、吹扫、清洗等。

④进行设备维修必须的设施是否齐全，如切断管道用的阀门，盲板、放空、放净、拆卸用的法兰、吹扫接口、清扫孔、吊车或链轮等。

⑤维修后准备开车所需的设施是否都已配齐，如充氮、试压所需的阀门，仪表及其它设备。

⑥维修后再开车的考虑及设施。包括开车程序及开车需要的设施（如加热、加压用管道、调节阀、仪表等）。

#### II 详细分析

在完成前述的准备工作后，生产过程中需要的绝大部分仪表和管道都已加在管道仪表流程图上，此时已具备条件进行安全性的详细分析。

##### (1) 操作安全分析

对于生产过程的操作进行安全分析时只考虑装置的开车及停车。

①开车安全性。下面列出在开车时容易发生安全事故的项目，设计时应特别注意。

**开车程序** 设计中应当注意开车程序本身是否安全，因为很多生产事故是由于错误的开车程序而导致的，如水与酸混合时，应先加水，然后再加酸。在容易产生事故或特别危险的地方，应考虑采用程序联锁，以确保安全。

**物料状况** 由于开车时系统内的温度、压力、流量都处于异常状态，物料的状态，成分可能因此而改变，产生危险。如液体降压蒸发而产生低温，导致金属在低温下脆裂。

**仪表及自动控制** 应考虑仪表在低量（包括温度、压力、流量等）时的控制效果。如果是人工控制，应注意仪表在低量程范围内读数的准确性。很多情况下，联锁在开车时由于旁路的存在而不起作用，这时可能会发生意外情况。

**杂物或其它物料进入系统** 这种情况在开车，特别是在装置建成试车时更容易发生。如容器内有积水，当热油进入容器时，水急剧汽化，引起容器内压力急剧升高。

**错误操作** 由于开车时操作人员特别繁忙，很容易产生差错，如操作方法不正确，改变操作程序等。在设计管道仪表流程图时，应考虑差错可能带来的危险，并采取必要的措施，如程序联锁来保证安全。

②停车安全。在停车时，由于装置内各个单元的停车状态不一样，有些设备和管道可能还继续处于高温、有压状态、并且系统内还剩有物料需要处理，此时就容易产生危险。为保证停车过程的安全，应在安全分析中考虑停车程序是否安全，物料性能对安全的影响，仪表及自动控制安全，错误操作等问题。

##### (2) 维修安全分析

在管道仪表流程图的设计中，应考虑装置检修的可能性和进行维修时所必需的安全

设施。

应注意，是否所有的管道都有阀门使之与被检修部分断开。除工艺管道外，公用工程的高压蒸汽、压缩空气、氮气等都可能造成危险，亦不应被疏忽掉。应考虑联锁时介质全部和部分通过旁路时对装置安全的影响。

### (3) 人身安全分析

应设立必要的设施，包括用阀门切断管道，在管道上设置盲板，系统中设置排放、吹扫、清洗管道等，以防止人身接触有害物品。应设置必要的安全保护措施，包括防烫设施（对管道和设备保温或用铁丝网隔离）、除尘、通风及各种消声防噪等措施。还应考虑设置救护设施，如装置内是否需要设置洗眼区和安全淋浴，机械转动设备是否需要设置紧急停车按钮等。

### (4) 故障状况分析

故障状况是指装置生产系统在非正常情况下运行。和操作安全分析一样，先按工艺流程对每个单元设备进行安全分析，之后，再分析整个装置系统。具体步骤如下：

①单元设备分析。确定分析对象（分析对象可以是装置内的任一台设备，也可以是任一台阀门、仪表、或其它任何东西）：列出所有的故障状况；研究故障对单元内其它部件的影响；研究故障对整个单元的影响；对可能产生的危险，区分危险等级；鉴定产生故障的可能性；确定检查故障的方法和手段；定出预防故障及保护的措施；重复以上各项，直到单元内所有设施都被分析过为止。

②系统分析。系统分析的程序和单元分析类似，但分析对象不同。具体步骤如下：确定分析对象（可以是装置内的任一单元）；列出所有的故障状况；研究故障对系统内其它单元的影响；研究故障对整个装置的影响；区分可能产生危险的等级；鉴定产生故障的可能性；定出检查故障的方法和手段；定出预防故障及保护的措施；重复以上各项，直到装置内所有的单元都被分析过为止。

### (5) 紧急停车时的安全分析

在某些故障情况下，装置需要紧急停车，以保证装置的安全并减少损失。由于紧急停车的情况是无法预见的，因此在紧急停车时，装置操作人员可能会面临人手短缺，工作压力大等不利情况。而此时又要求操作人员在极短的时间内对事故情况作出判断，并采取措施进行必要的处理，因此很容易产生操作失误。此外，装置紧急停车时，系统内尚存在大量仍处于正常生产状态（高压、高温或者其它特殊状态）的物料，有些可能已逸出设备和管道。因此，紧急停车是非常危险的。在管道仪表流程图设计过程中，对装置的紧急停车必须作周密的考虑，以确保装置生产的安全。

①紧急停车的方法及程序。应当考虑所采用的紧急停车的方法是否可靠，不要因为装置紧急停车而发生新的事故或使事故蔓延。有些设备，如大型加热炉，在紧急停车时炉内尚有大量的余热，必须尽快除去；否则可能导致炉管破裂。

紧急停车的程序应力求简单，如果可能，应选用自动化程序控制，以减少误操作情况的发生。

②配管。管系应设置足够的阀门，一旦发生事故时可以用米切断管道，以避免事故蔓延。为此而需要的管道。如减温管道、减压管道、吹扫管道、清洗管道、充氮管道、灭火管道等都需要在管道仪表流程图上加上。

③仪表。应检查设计中是否有足够的仪表来指示生产工况和报警。在报警以后，应给操

作人员足够的时间来寻找事故发生原因并进行处理。报警的数量不易过多,以免混淆操作人员对报警原因的分析和判断。如同时有几个讯号报警,应以第一个报警优先处理的原则进行处理。

④供电。在装置紧急停车时,有些设备必须继续运行(或在短时间内继续运行),以免产生生产事故或损坏设备,此时应考虑装置备用电源。对仪表用电及照明应考虑由不间断电源(UPS)供电,以保证操作人员在紧急停车及处理事故时可借助仪表安全地进行必要的处理。

⑤紧急停车后的再开车。很多情况下,装置紧急停车后的再开车采用热开车的形式,很容易产生热颤动而导致危险。

#### (6) 配管安全分析

①配管材料的机械性能。应检查所选用的配管材料是否能承受生产中正常及异常的操作压力、温度、侵蚀等,管路等级的分界线是否放在适当的地方。

②管内物料的性质及状态。在常温下会结冰或凝结的物料,其管道需要伴热,有时甚至可能需要夹套管来输送这些物料。两相流管道应在管道仪表流程图或管道表上进行说明。压降过大的管道,输送过程中状态可能会发生变化,如比容增大、液相变气相、变成两相流等足以影响配管设计的因素,都应加以注意。

③阀门。除注意PID图上所表示的阀门应与管路等级规定的一致外,还应考虑选用的阀门型式与操作的需要是否一致,止回阀放置的位置是否合适,打开止回阀所需的流量及压力是否能够满足,以及其它要求(如阀门的驱动是气动、电动、阀门是常开、常闭,驱动阀是否带手动轮等)。

#### (7) 仪表

PID图的设计者有义务为仪表专业准备一份可能影响仪表选用的各种因素表,以求仪表设计符合工艺生产的需要。其内容包括如下:

①操作环境。包括测量元件工作环境的温度、压力、腐蚀性、尘埃等。

②被测物料的物理、化学性质。包括被测物料的温度、压力、流量范围及波动性,物料的名称、粘度、腐蚀性、以及物料是否会沉积、结聚、聚合、凝结、产生泡沫等。高温和腐蚀可能会影响仪表的寿命,而沉积、结聚等则可能导致仪表失灵。

③仪表的精度要求。一般来讲,仪表的精度越高,其售价也越高;对仪表读数重复性和可靠性的要求也会影响仪表的价格。PID图的设计者必须本着既满足生产过程控制的需要,又节省投资的原则,对仪表质量提出要求。

④仪表安装的要求。有些仪表只能安装在水平管道上,而有些仪表又只能安装在垂直管道上,为了操作的方便,有些仪表必须引到地平面或操作平台上。这些特殊要求在PID图上都应注明。需要时,也应说明仪表安装位置附近是否有可能影响仪表工作的外界干扰,如日晒、电磁波、超声波、辐射等。

#### (8) 其它安全分析

到此,PID图的安全分析工作已接近尾声,但尚有下列诸项需要补充:

①保温、保冷和伴热。很多腐蚀性物料只能使用低温伴热(电伴热),不能使用蒸汽伴热。在使用低温伴热时,要考虑异常温度损坏低温伴热的可能。

②安全阀。安全阀的规格及数量由工艺专业(某些单位是仪表专业)决定。但设计PID图时应注意安全阀的安装位置。安装位置不合适可能会导致安全阀不开或错开。当安全阀应

用在输送腐蚀性物料或易凝固物料的管道及设备时，在安全阀前应加设爆破片。

③消防系统。消防系统视装置的大小及生产过程的复杂性而定。一般的系统可由 PID 图设计者根据有关的标准、规定进行设计，但大型复杂系统应交专人进行处理。

#### 4.9.3 PID 图的安全分析提纲

PID 图的安全审核一般放在 PID 图的内部审核版和发表供建设单位批准版之间。不论安全审核是单独举行会议，还是和 PID 图的内部审核会合并举行，其目的均为：从安全的观点审查设计；确认设计中没有对安全生产考虑不周之处；确认设计符合现行标准、规范中的有关要求；对开车、停车或者事故处理所需的设备、管道、阀门、仪表在管道仪表流程图上都应加上；对任何尚未解决的安全问题进行研究，并寻求解决办法；记录有关资料，以备写操作手册时使用。

安全分析提纲对做好管道仪表流程图的安全分析工作是非常有帮助的。安全分析提纲中的某些内容可能和以前介绍过的管道仪表流程图校核提纲有些重复，但这儿的重点是从安全角度来考虑问题。审查过程中对管道仪表流程图的每一项修改都必须有完整的记录，并记下修改者姓名，会后归入工程档案。

##### I 总体分析提纲

对整个装置进行安全分析时，应考虑下列内容。

(1) 设计中对所有可能发生的不正常工况是否都已作了考虑，除了开车、停车工况外，还要考虑设备被旁通时、再生、催化剂老化、蒸汽吹扫、系统干燥、除焦和减压等。

(2) 设计对公用工程系统的故障是否已作了充分的考虑，包括停电、冷却水故障、冷冻站故障、仪表风故障和蒸汽系统故障；装置是否有后备的公用工程系统，如备用电源、仪表风贮罐等。

(3) 设计中是否已采取能控制反应、避免反应失控的措施。

(4) 设计中是否需要设置合适的氮气系统，氮气系统的气源是否可靠，系统配置是否合理等，应绝对避免其它气体从别的系统倒入或漏入氮气系统。

(5) 关键设备（如阻聚剂泵）的损坏是否会造成生产事故，是否需要备用。

(6) 所有设备在安装时所必须保证的标高要求，在管道仪表流程图上是否都已标注。

(7) 要避免出现热油和水混合的可能，两者混合时可能使水急剧汽化而使压力急剧增加。当蒸汽用于汽提热油时，蒸汽管道在对含油设备送汽前，要有足够的预热，并在蒸汽管道上设置排除冷凝液的设施。

(8) 应避免水或工艺介质从某一点漏到另一点而产生危险。若任意两个系统输送的介质混合时，如可能产生危险，这两个系统最好不要接在一个公用工程系统上。若无法避免，应采用双切断阀，并在中间加检查阀，或采用其它安全方法。

(9) 系统内是否有高度危险物质，如乙炔、环氧乙烷，设计中是否已考虑了足够的安全措施和控制方法。

(10) 加热介质的温度不可高于反应过程安全操作的最高允许温度，以免反应失控。

(11) 设计是否提供了合适的取样装置，应保证取出的试样不被污染，并能适当地制止反应继续。

##### II 配管分析提纲

(1) 本项目所有管道的材料选用是否合适，管路等级的使用是否合适。

(2) 管道仪表流程图中管路等级分界线的配置是否合适，重点是接往装置外的管道，调

节阀组和带检查阀的双阀组等处。

(3) 当管路中介质产生反向流动时是否会产生危险。由于大部分止回阀都不能完全关严, 所以, 当止回阀的少量泄漏可能导致生产过程产生危险时, 要采用双阀组加检查阀或特殊的密封阀来杜绝泄漏。

(4) 当从低压贮罐用泵向高压系统送料时, 可能需要一低流量开关来控制阀门, 切断流体, 以杜绝倒流。

(5) 若泵的出口无止回阀, 而泵又有备用, 且泵入口管上亦无其它的保护措施, 则泵入口管的设计压力可能要按泵出口管考虑。

(6) 对泵、压缩机出口管道上的止回阀, 要研究其动作特点是否能很快、有效地防止介质倒流, 并避免泵、压缩机及驱动机的倒转。这个动作特性对大流量尤为重要。

(7) 当几个换热设备或其它设备平行联接时, 设计中是否采取了对称布置, 以保证流量的均匀分配。

(8) 两相流管道的设计要尽量减少产生振动和管道堵塞的可能。对两相流管道, 配管专业在设计时要采取一些特殊的措施, 如管架的加固等。

(9) 当输送两种介质的管道联接时, 要注意, 由于介质流向的不合适, 可能会产生估计不到的麻烦。

(10) 设计中要采取措施来避免由于操作工误操作或换热器管束破裂而导致烃类或其它可能产生危险的物质进入蒸汽系统或其它的公用工程管道, 并随公用工程系统散布到整个工厂。

(11) 所有放空管的排放位置是否合适, 排放时是否会产生危险。

(12) 管道中是否有死端, 是否可能给装置的安全运行带来麻烦。

(13) 汽轮机的入口蒸汽管和排气管在设计中是否考虑了合适的疏水和排凝设施。

(14) 压缩机出口管到吸入口是否有旁通管道, 若有旁通管道, 应检查是否有冷却设施。

(15) 换热器管道和阀门的布置是否合理, 在冷却水系统或其它冷却介质系统发生故障时, 换热器内能否保留一部分冷却水或冷却介质, 而不至倒空。

(16) 装置内有否容易堵塞的管道, 设计中是否已考虑了管道的防堵和清堵设施, 检查管道一旦堵塞后造成危险的可能性大小。

(17) 设备和管道的热表面是否有合适的保温或其它保护措施来保护操作人员免受烫伤, 未保温的热管道是否可能由于突遭雨淋而产生过大的压力。

(18) 由于某个阀门或者调节阀的误操作, 是否可能造成生产事故, 采用什么措施来避免此事故。

(19) 对绝对不允许有渗漏的阀门(如工艺系统在除焦或催化剂再生时是不允许有空气渗入的), 是否使用了特殊结构的无渗漏阀门或者双切断阀加检查阀。更可靠的办法是采用一段可拆卸的软管或短管连接, 则在此段管道拆卸后就可完全避免渗漏。

(20) 泵有故障时, 物料是否能从最小流量旁通管道倒流。

(21) 是否已设置足够的用于装置维修或事故处理的盲板和切断阀, 是否能安全地对装置进行维护、修理。单个切断阀不能保证设备与系统的完全切断, 不适于需要人进入的容器的切断。双切断阀加检查阀的联接方式适用于大部分的完全切断。8 字盲板也可达到完全切断的目的, 同时也能满足检修人员进入贮罐的要求。可拆卸短管适用于系统需要绝对切断之处, 可防止物料混合而产生不期望的化学反应, 并能满足人进入容器的需要。但设置可拆卸

管段时, 必须考虑管段拆卸前的泄压措施。

(22) 为了能及时处理发生的事故, 装置中是否设置了必要的遥控阀, 并检查使用这些遥控阀处理事故时是否会产生新的潜在的危险。

(23) 设备和管道是否设有合适的放空和放净阀, 是否能对系统进行完全的吹扫, 是否已有独立设施, 如阀门, 用来检查设备是否已完全放净。

(24) 对危险性物料放净时, 要设双阀。

(25) 对需要锁开、锁闭或者铅封开、铅封闭的阀门必须在管道仪表流程图上注明。

(26) 液封处在正常生产和不正常生产时, 是否都能保持正常的液封, 与工艺生产过程的要求是否一致。

(27) 重力流管道上升时, 是否可能由于虹吸把贮罐排空。

(28) 蒸汽和其它公用工程管道与工艺管道相接时, 是否设有止回阀, 以防止工艺物料倒入公用工程系统。

(29) 管道内被输送的固体物料是否可能在管道的死端、袋形、缝隙或者急剧变形处积聚。

(30) 泵、压缩机和透平的辅助管道是否和工艺管道一样进行了详细的分析和研究。

(31) 当系统设有复杂的废热回收系统时, 在开车时能否使废热回收系统通过旁路而切掉, 以简化开车工况。

(32) 装置所在地区是否要考虑严寒时管道和设备的防冻问题, 特别要注意冷水管道的、仪表接管、安全阀后排入大气的管道及其死端的防冻问题。整个工厂是否能在冬天进行有效的紧急停车。

(33) 装置内的设备和管道是否设置了合适的安全阀。主要考虑下列内容: 每台设备的设计压力和设计温度的选择是否恰当, 是否已考虑了各种可能发生的不正常工况; 各个安全阀的设计负荷是否能满足安全排放时的最大流量需要; 安全阀是否装在合适的位置; 安全阀后管道是否可能积液, 是否可能冰冻, 是否已采取必要的措施来免除积液或防冻, 如采用带坡管道来避免积液, 采用放净和伴热来避免积液和防冻; 透平排气管安全阀的排放量要满足制造厂的最大排气量要求; 换热器的安全阀能否满足换热管破裂的泄压需要; 一般情况下, 安全阀和被保护的容器间不要设切断阀。

(34) 放空和放净时不能把有毒的气体或者液体直接排入大气。

### III 仪表分析提纲

(1) 图纸上是否表示了所有必须的温度、压力和液面的报警和联锁装置(包括正常操作工况和非正常工况), 它们与设备的操作极限间是否留有一定的安全裕量。

(2) 所有调节阀的常开或者常闭是否都已正确标注。

(3) 加热炉的燃烧系统设计中, 是否考虑了加热炉安全地开车、操作、停车的仪表要求。

在炉膛内, 空气和燃料的混合物浓度达到爆炸极限范围内时再点火, 就可能产生爆炸, 所以要设点火用常明灯。常明灯与燃料管道间要有联锁, 在常明灯着火前打不开燃料管道的阀门。常明灯燃料气压力过低时有报警, 主燃料阀也打不开。当使用重油作燃料时, 需要根据燃料量来调节供给的雾化蒸汽量, 雾化蒸汽压力过低时有报警。

(4) 每个换热器的冷却水出口是否设有测温设施, 温度过高会导致结垢和腐蚀。

(5) 冷却水回水管的高点是否设有烃含量检测设施, 以检查换热器是否泄漏。

### IV 开车、停车设施分析提纲

(1) 开、停车时可能发生何种不正常工况, 用什么措施来避免和控制。

(2) 装置是否能方便、安全地开、停车, 或者从热备用状态投入使用。

(3) 在发生大事故时, 装置系统内的压力能否有效地降到安全范围内, 工艺物料能否控制在安全范围内。

(4) 操作参数超出正常工作范围时, 有无措施使参数调到正常范围内, 仪表的量程范围能否满足此要求。

(5) 操作工况不正常时, 到什么极限值必须采用停车措施, 是否设置了必要的报警和联锁装置。

(6) 在开、停车过程中、工艺物料与正常生产时相比, 有无相的变化, 是否容许。

(7) 装置的排放和泄压系统能否满足开车、停车、热态备用、试车以及火灾时的大量非正常排放量的需要。

(8) 装置内的各个位置在需要时能否及时得到氮气的供应, 装置内公用工程软管站的布置是否合理。

(9) 在开车和停车过程中, 有无和工艺物料接触会产生危险的物质存在。

上述安全分析提纲仅供安全分析人员及管道仪表流程图设计者参考, 具体分析应结合工程实际情况进行。安全分析往往由项目组内的人担任, 若由项目组外的人来承担, 有关人员应尽早介入项目组的工作, 并参加所有管道仪表流程图的审核会, 以熟悉项目的情况。管道仪表流程图通过安全分析后有较大的变动时, 需要请各有关专业人员重新对修改部分进行安全分析。

#### 4.10 生产装置界区条件表

其基本内容一般包括: 管道号、介质及介质状态、管道起止点、正常操作条件 (量、压力和温度)、界区交接点的设计条件, 以及操作状态。

界区条件要考虑装置的开停车以及最大操作条件。

生产装置界区条件表是明确生产装置和外部原材料、公用物料互供关系, 数量、在界区交接处的位置和状态的重要文件。

生产装置界区条件表的主要内容是, 管道号、介质及介质状态、管道起止点、管道正常操作条件 (流量、压力、温度), 以及界区交接点的设计条件, 以及操作状态 (间歇或连续)。界区条件要考虑装置的开停车和最大操作条件。具体的要求如下。

(1) 界区内

①管道号。按照 PID 图中相应的管道号填写基本管道号。

②材料类别。按照 PID 图中相应的管道材料等级填写。

③外径×壁厚。按照管道表中相应的管道的外径×壁厚填写。

④绝缘层厚度。按照管道表中相应的绝缘层厚度填写, 如有伴热管或夹套保温等均在备注栏中填写。

(2) 流体介质

指管道中流体介质的名称。

(3) 流体状态。

指管道中流体的相态, 如液态、气态。

(4) 起止点





表 4-11 装置界区条件表

序号	名 称	进/出	状 态	输送方式	流量, kg/h	温度, ℃	压力, MPa(G)	备注
一	原料和化学品							
1								
2								
3								
4								
5								
二	产品和副产品							
1								
2								
3								
4								
5								
6								
三	公用物料							
1								
2								
3								
4								
5								

## 4.11 平面布置图

在基础设计阶段要完成装置的平面布置图的设计工作。这个工作是以配管专业为主完成的, 工艺系统专业是主要参与专业。在工艺包设计阶段要求工艺专业完成建议的平面布置图, 到基础设计阶段, 要求工艺系统专业配合配管专业, 完成装置平面布置图的不同版本的设计任务。由于平面布置图和工艺系统专业有密切关系, 所以我们还是较详细的介绍有关装置的平面布置图的设计内容和设计工作程序。

### 4.11.1 装置布置设计的一般要求

#### 4.11.1.1 工艺要求

装置布置设计一般按照工艺流程顺序和同类设备适当集中的方式进行布置, 这是首先要遵循的基本原则, 对有真空、重力流及固体卸料等有位差要求的设备一律按管道 PID 图的标准要求布置设备。对有腐蚀、有毒和易凝物料的设备宜按流程顺序集中紧凑布置, 以便统一采取措施, 对易结焦、堵塞、控制温降, 压降避免发生副反应等有工艺要求的相关设备, 也要靠近布置, 对流程中要求采用贵重合金材料的设备宜紧凑布置, 以便缩短相应材料的管道。

此外, 在 PID 图备注中有关对设备布置的要求同样应满足。

#### 4.11.1.2 安全和环保要求

##### (1) 适应全年最小频率风向的要求

装置的控制室、变配电室、化验室和生活间等, 应布置在装置的一侧, 位于爆炸危险区范围以外, 并宜位于甲类设备全年最小频率风向的下风侧; 明火设备宜集中布置在装置的边缘, 且位于可燃气体, 液化烃, 甲 B 类液体设备的全年最小频率风向的下风侧。

##### (2) 防火间距

装置的设备、建筑物、构筑物的防火间距; 装置与其它相邻装置或设施的防火间距均应按《石油化工企业设计防火规范》执行。

##### (3) 安全措施

①装置内应有安全通道, 通道上不得设置障碍物, 且不得构成 6m 以上一端封闭的狭长

地带。

②装置区应设环形道路，至少有两个以上出入口与厂区道路相贯通。

③对经常散发可燃气体的场所，应设置报警、检测等安全措施，直接排放至大气的有害气体的排放高度应符合《石油化工企业设计防火规范》。

④水道、土建、自控、电气等有关专业都应根据装置的危险等级采取相应的安全措施。

⑤装置内各区域面积不应大于  $10000\text{m}^2$ ，各区间采用道路相隔。

总之，石油化工生产装置的设备或系统内潜在着发生火灾或爆炸的危险，安全问题尤为重要，当然首先要从工艺设计方面保证安全生产，防止事故发生，对装置布置设计来讲，如果发生火灾或爆炸事故，如何从装置布置方面预先考虑到防止二次危险的发生。

#### 4.11.1.3 操作要求

装置布置要为操作人员创造一个良好的操作条件，主要包括：操作和检修通道，合理的设备间距和净空高度，必要的平台、楼梯（经常上下的梯子应采用斜梯）和安全出入口，尽可能地减少对操作人员的污染和噪声等。

控制室是操作的核心地带，应位于装置主要操作区附近，装置界区线内，并宜位于甲类设备全年最小频率风向的下风侧，受污染、噪声影响较少的地方。

#### 4.11.1.4 设备的安装和维修要求

设备的安装和维修应尽量采用可移动式的起吊设备。在布置阶段要考虑以下几点。

(1) 道路的出入口要方便吊车的出入。

(2) 搬运及吊装所需的占地面积和空间。

(3) 设备内构件及填充物（如催化剂、填料）等的搬运和装卸。

(4) 在定期大修时，能对所有设备同时进行维修工作。

(5) 对换热器、加热炉等的管束抽芯要考虑有足够的场地，应避免拉出管束时延伸到相邻的通道上。对压缩机等转动设备的部件更换及驱动机的检修、更换也要提供足够的拆卸区。

(6) 设备的端头和侧面与建、构筑物的间距应根据便于拆卸部件和维修设备的需要而定。

(7) 在装置布置设计时应将上述操作、检修、施工所需要的通道、地场、空间结合起来综合考虑。

#### 4.11.1.5 管道的热（冷）应力要求

对敏感设备（如压缩机等）、高温、高压设备的管道应力问题比较突出，管道的柔性往往可以通过调整设备布置来解决，实践证明这是比较好的方法，也是合理有效的，所以在设备布置中同时考虑应力管道的走向十分重要。

#### 4.11.1.6 经济合理要求

(1) 节省占地面积

装置布置应在遵守国家法律、法规、标准规范和满足上述各项要求的前提下，尽可能缩小占地面积，同时也节约了配管材料，节省能耗。

(2) 实践证明，装置界区地形呈正方形或长方形，为经济合理的装置布置提供有利条件，无论对装置整体的合理布局或划分整齐的条状区域都是有利的条件。

(3) 道路和主管廊的布置要平直，以保证装置总体布置的合理性。

(4) 尽可能缩小合金钢设备的管道配管范围，节约投资。

(5) 尽可能缩小爆炸区域范围。

#### 4.11.1.7 用户要求

在装置布置设计中征求用户意见非常重要,不少问题需要与用户商量,如预留扩建地的位置,建、构筑物的结构型式等方案在平面布置设计中就要与用户讨论确定。

在基础工程设计阶段,暨内部审核之后有一版专供业主审核的设备布置图,为了操作环境和操作方便他们往往对装置内铺砌范围、梯子、平台的设置等提出要求,在不增加过多的投资情况下应使用户满意。

#### 4.11.1.8 外观要求

在满足以上各项基本要求的前提下,装置的外观则依靠设计者的精心布置,装置外观能给常年在装置内工作的人员以美好的印象。外观整齐还可减少操作工的操作。

装置布置的外观表现在以下几个方面,

- (1) 设备排列整齐、成条成块。
- (2) 塔群中心线取齐,人孔方位尽可能一致,朝向道路侧。
- (3) 框架、管廊立柱对齐,纵横成行。
- (4) 建筑物轴线对齐。
- (5) 与相邻装置布置格局协调。
- (6) 泵群排出口中心线取齐,换热器群管箱接管中心取齐。

### 4.11.2 管廊和主要设备的布置

#### 4.11.2.1 管廊的布置

##### (1) 管廊的形式

管廊的形式根据装置界区的地形、地貌、占地面积和原料、产品以及公用物料进出界区的位置来确定。对设备数量较少的装置,通常采用一端式或直通式管廊如图 4-28 (a) (b),一端式即工艺和公用物料管道从装置的一端进出;直通式是从装置的两端进出。

一端式和直通式是管廊的基本形状,其它 L 形、T 形、U 形及组合管廊等可视为几个基本形状的组合,如图 4-28 (c) (d) (e) (f) (g) 所示。

L 形管廊,由两端进出管廊,T 形管廊,由三端进出管道,其它形状管廊可根据具体情况而定。

##### (2) 管廊的平面布置

管廊在装置中的布置以能联系尽量多的设备为宜,管廊布置要结合设备的平面布置一起考虑,主管廊的位置一般由工厂总平面布置界区外管廊的位置和装置的地形条件等因素而定。

当设备布置在管廊一侧时,管廊就比较长,若把设备布置在其两侧,则管廊就可缩短,如何合理布置设备和管廊是装置布置设计的重要环节,需要设计者综合考虑,精心规划。

##### (3) 管廊的宽度和高度

管廊的宽度主要由管廊上管道的数量和管径的大小确定,并考虑一定的预留宽度,一般留有 20%~25% 的余量,同时要考虑管廊下设备和通道以及管廊上空冷器等设备(如果有)的影响。如仪表、电气槽板布置在管廊上,还需考虑它们的宽度。管廊的宽度一般不大于 9m,如有必要,最大不超过 12m。

管廊的层数,可以为单层、双层或多层,根据需要而定,但一般不宜超过三层。

横穿装置内道路的管廊净空高度最小为 4.5m,当管廊下布置泵时,考虑到泵的操作和维修最小净空高度为 3.5m,如果管廊下布置换热器,则根据换热器的安装高度相应增加管

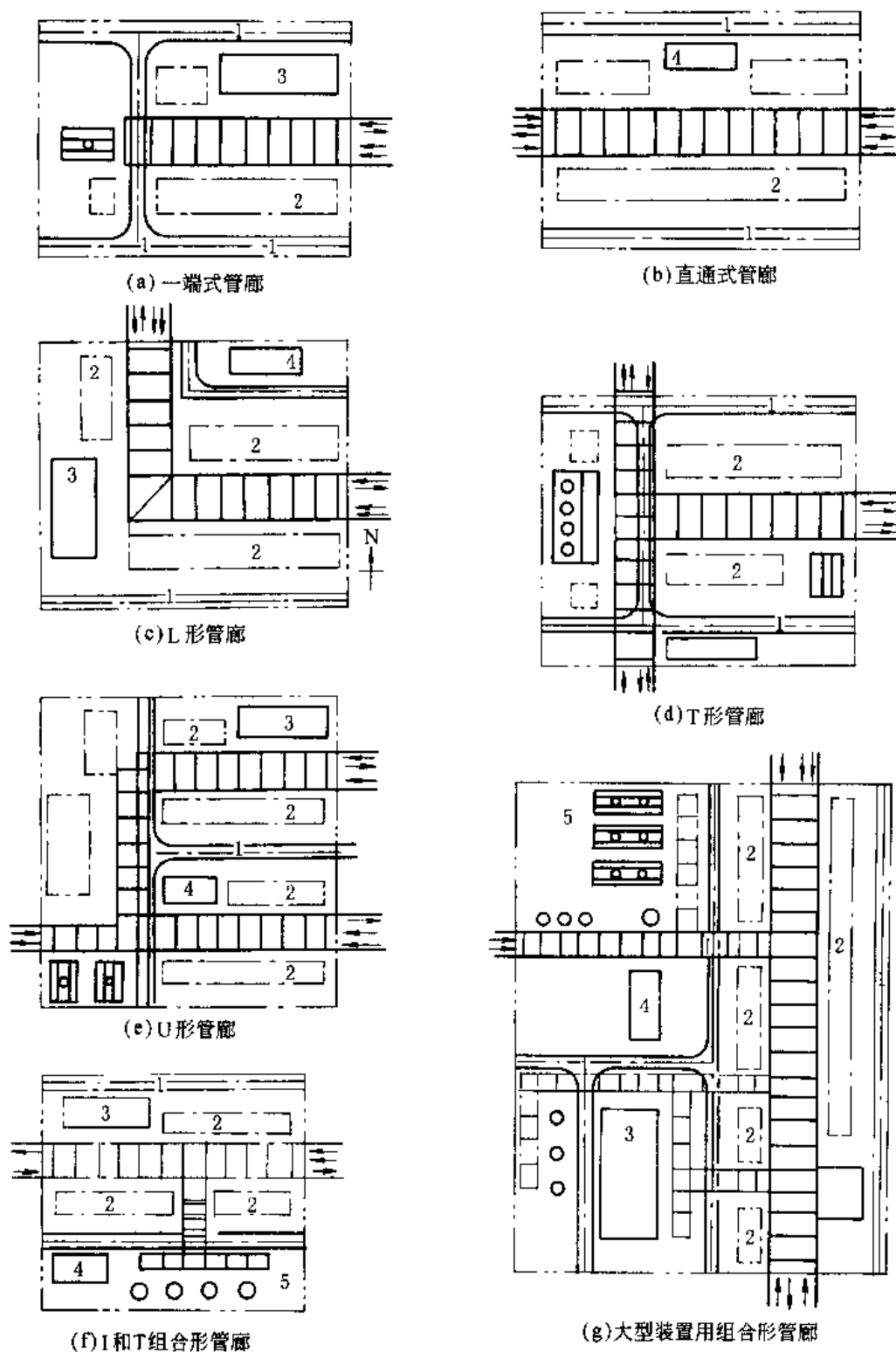


图 4-28 管廊的布置型式

1—道路；2—工艺设备；3—压缩机；4—控制室；5—加热炉

廊标高。

垂直相交的管廊高差，若管廊改变方向或两管廊成直角相交，其高差一般为  $0.75 \sim 1.0\text{m}$ 。在确定管廊高度时，要考虑管廊横梁和纵梁的结构断面和型式，使梁底或桁架底的高度满足

上述确定管廊的要求。对于双层或多层管廊,上下层间距一般为1.5~2.0m,主要取决于管廊上多数管道直径,但整个装置应统一规划。

#### 4.11.2.2 加热炉的布置

(1) 加热炉属于明火设备,宜位于装置常年最小频率风向的下风侧,以免泄漏的可燃气体吹向炉子,发生事故。

(2) 加热炉周围应保持一定的安全距离,与控制室和工艺设备的间距应按《石油化工企业设计防火规范》的规定。

(3) 卧管箱式加热炉应考虑炉管抽芯所需的空間,其检修场地的长度宜为炉管长度加2m。

(4) 垂直安装炉管的立式加热炉,应考虑从顶部抽出炉管的空间。

(5) 为便于施工安装,加热炉通常布置在装置区的边缘地区,靠近主要道路。

(6) 两台加热炉的净距不宜小于3m。

#### 4.11.2.3 压缩机的布置

(1) 可燃气体压缩机宜露天或半露天布置,但严寒或多风沙地区应布置在厂房内;往复式压缩机应布置在厂房或带遮阳板的敞棚内。厂房内通风应符合国家现行《工业企业采暖通风和空气调节设计规范》的规定。

(2) 可燃气体压缩机的布置及其厂房的设计应符合《石油化工企业设计防火规范》有关规定。

(3) 机组及其附属设备的布置应满足制造厂的要求。

(4) 大型或多段压缩机宜采用二层布置,上层布置机组(压缩机和驱动器),下层布置附属设备,机组的操作和检修在二层。压缩机的安装高度除满足其附属设备的安装要求外,尚应满足进出口连接管道与地面的净空要求;进出口连接管道与管廊上管道的连接高度要求;吸入管道上过滤器的安装高度与尺寸要求。

(5) 当压缩机布置在厂房内时,机组一侧应有检修时放置机组部件的场地,其大小应能放置机组最大检修部件并能进行检修作业。靠道路端的厂房楼板上设置吊装孔。

(6) 压缩机上方应设置检修用吊车,根据制造厂提供的压缩机最大起吊部件的最小起吊高度确定吊车梁的轨顶标高。

(7) 压缩机厂房基础应与压缩机基础分开,以防引起共振。

(8) 室内离心压缩机的布置(平面)见图4-29。

(9) 室内离心压缩机的布置(立面)见图4-30。

#### 4.11.2.4 塔的布置

##### (1) 塔的平面布置

塔的布置多数采用单排形式,按流程顺序沿管廊或框架一侧中心线对齐。这样既方便安装,又方便配管。

对于直径较小本体较高的塔,可以双排或成三角形布置,利用平台将塔联系在一起,也可以布置在框架内,利用联合平台或框架提高其稳定性。

塔和管廊立柱之间没有布置泵时,塔外壁与管廊立柱之间的距离一般3~5m。

塔和管廊立柱之间布置泵时,应按泵的操作,检修和配管要求确定,一般情况下,不宜小于2.5m,见图4-31,图4-32。

两塔之间净距不宜小于2.5m,以便敷设管道和设置平台。

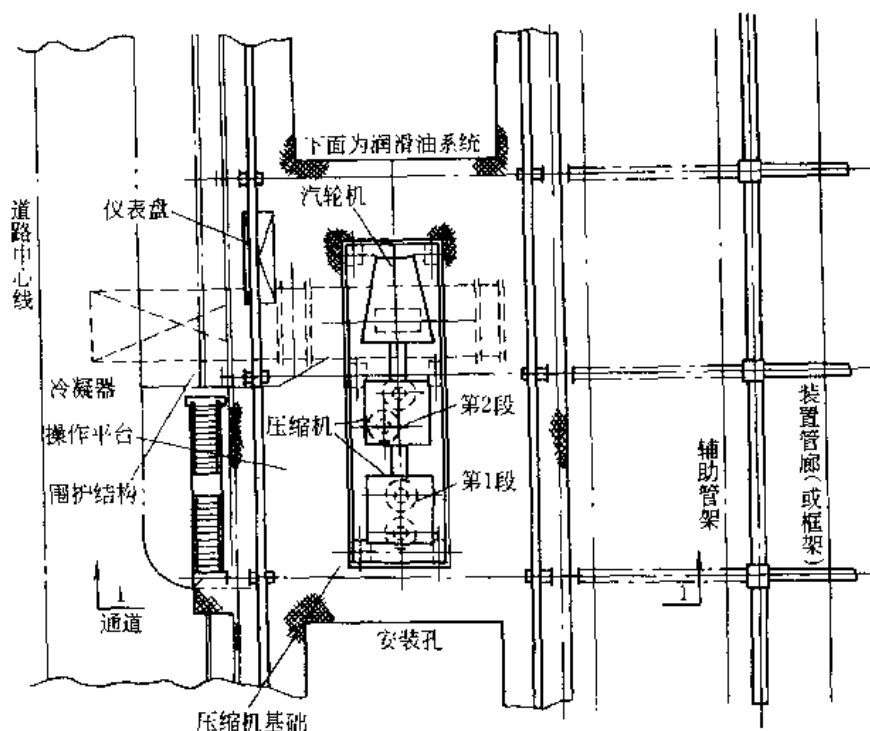


图 4-29 室内离心压缩机的布置 (平面)

注: 1. 压缩机进出口管在下部的优点是维修方便, 容易打开机顶盖。

2. 下部冷凝器要考虑检修时抽出管束所需空间。3. 剖视 1-1 见图 4-30 (立面图)

塔的操作一侧应考虑塔的吊装设施和运输通道。

在塔的吊柱转动范围内, 应留有起吊塔盘、填料、安全阀等的空间。

#### (2) 塔的安装高度

塔的安装高度应考虑以下各方面因素: 对于利用塔的内压或塔内流体重力将物料送往其它设备和管道时, 应由其内压和被送往设备或管道的压力和高度来确定塔的安装高度; 对于用泵抽吸塔底液体时, 应由泵的必需汽蚀余量和吸入管道的压力降来确定塔的安装高度; 带有立式热虹吸式再沸器或卧式再沸器的塔的安装高度应按塔和再沸器之间的相互关系和操作要求来确定 (根据 PID 要求); 塔的安装高度还应满足底部管道安装和操作的要求。

#### 4.11.2.5 反应器的布置

(1) 反应器与提供反应热量的加热炉之间, 没有防火间距要求, 但应考虑操作和检修通道, 或在其二者之间设管廊。加热炉的安全距离按《石油化工企业设计防火规范》。

(2) 反应器一般成组布置在框架内, 框架顶部设有吊装催化剂和供检修用的吊车梁, 框架下部应有卸催化剂的空间, 框架的一侧应有通道和检修、起吊所需的空间和场地, 见图 4-33。

(3) 反应器和加热炉相联系的管道应在应力通过的前提下确定合理的布置, 尽量缩短管道长度。

(4) 操作压力超过 3.5MPa 的反应器宜布置在装置的一端或一侧。

(5) 反应器的安装高度应考虑催化剂卸料口的位置和高度。

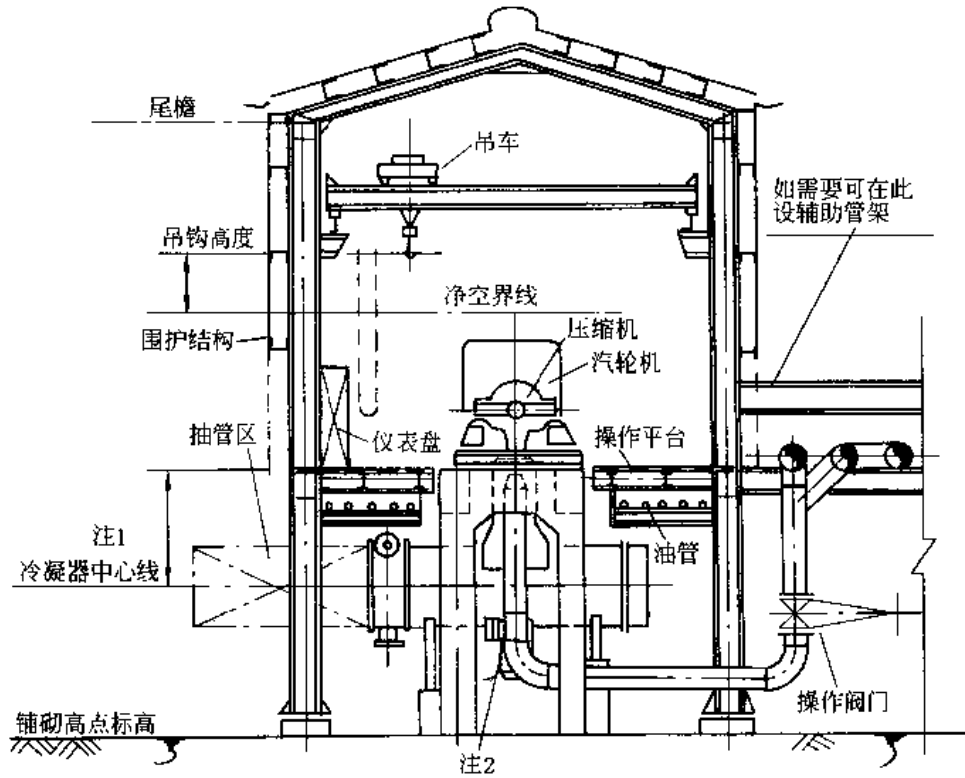


图 4-30 离心压缩机的立面布置 (图 4-29 的 1-1 立面)

注 1. 润滑油管道自流应有坡度。2. 冷凝器安装高度应考虑凝结水泵的吸入高度要求。

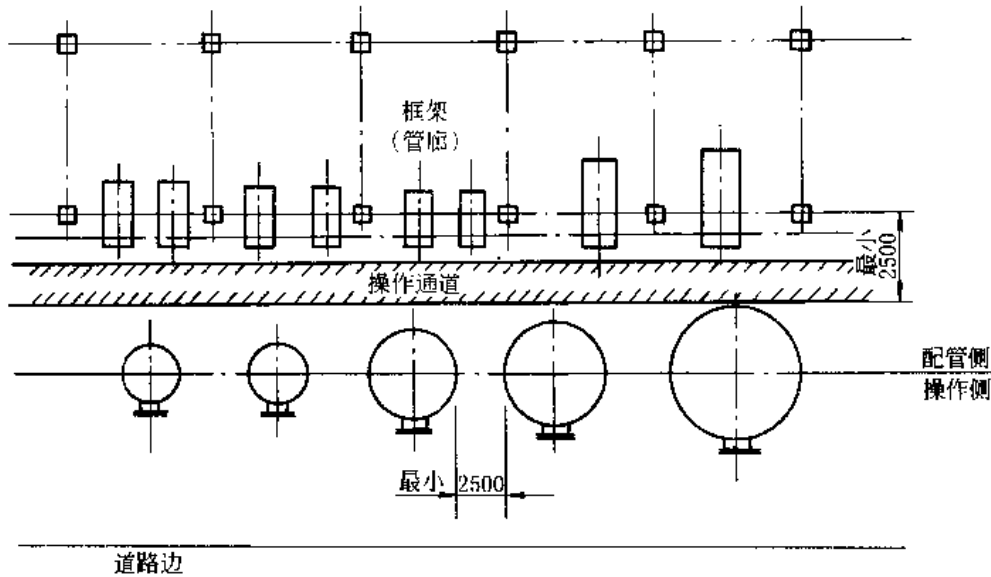


图 4-31 成排的塔布置

卸料口在反应器正下方时，其安装高度应能使催化剂的运输车辆进入反应器底部，一般净空不小于 3m。

卸料口伸出反应器底部，并允许将废催化剂就地卸去，卸料口的高度不应低于 1.2m。



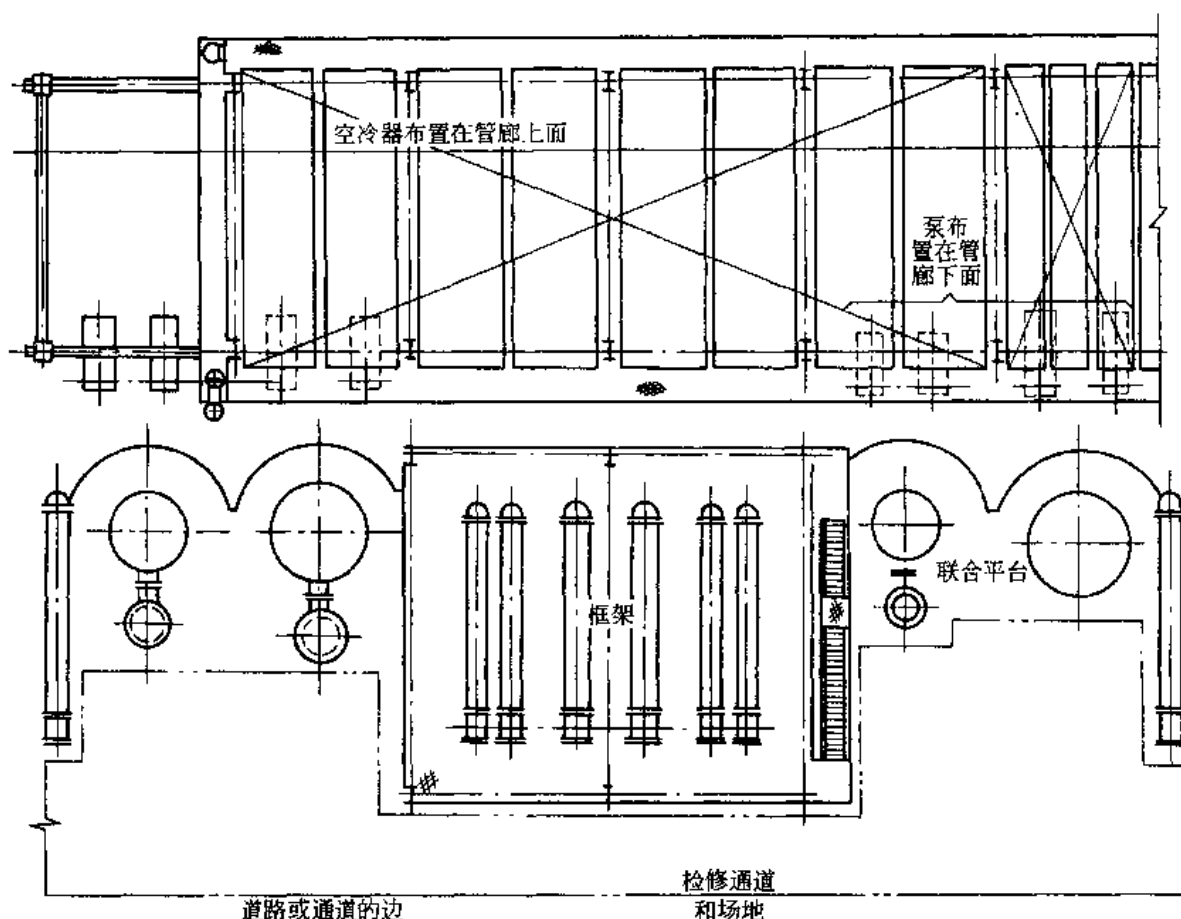


图 4-32 成组的塔与框架的联合布置

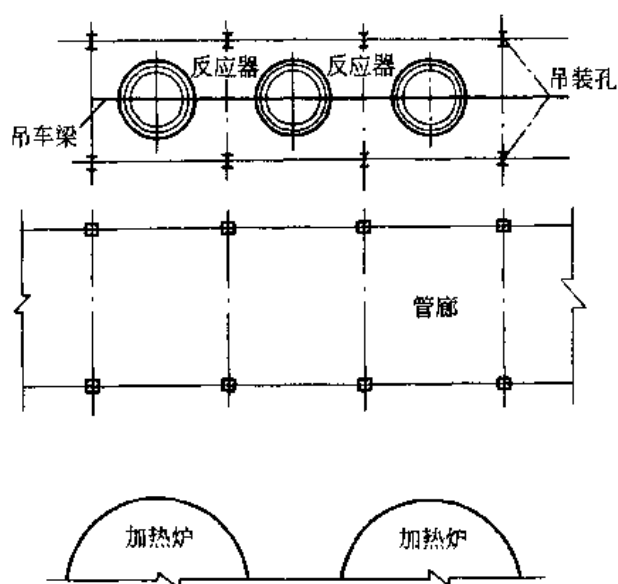


图 4-33 反应器的典型布置

应留有足够的检修空间和通道。

反应器的废催化剂如果结块需要处理时，在反应器底部应有废催化剂粉碎过筛所需空间。

#### 4.11.2.6 换热器的布置

##### (1) 地面上换热器的布置

①布置时要考虑换热器管束抽出的方法和所需的空間，应将管箱侧朝向通道。

②成组布置的换热器应排列整齐，其管箱接管中心线宜在一条直线上。

③除工艺有特殊要求外，应避免将两台换热器重叠在一起。

④布置时要避免把换热器中心线正对着管廊或框架的柱子中心线，以便于检修和配管。

⑤布置在管廊下的换热器，其端头侧

- ⑥两台换热器外壳间无配管时, 最小净距为 0.6m。
- ⑦两台换热器外壳间有操作阀门或仪表时, 操作通道最小距离为 1.0m。
- ⑧两台换热器外壳之间有配管但无操作要求时, 仅巡视检查用通道, 其最小净距为 0.75m。
- ⑨在布置列管换热器时, 应考虑维修卸下管箱盖并用机械方法清理管子的空间。
- ⑩釜式换热器壳体上装有液位计时, 应考虑其操作、维修或设置操作平台的空间。
- ⑪换热器的安装高度, 如工艺没有特殊要求, 则可按其底部接管最低标高 (或排液阀下部) 与地面 (或平台面) 的净空不小于 150mm 考虑。
- ⑫管廊下换热器的布置见图 4-34。

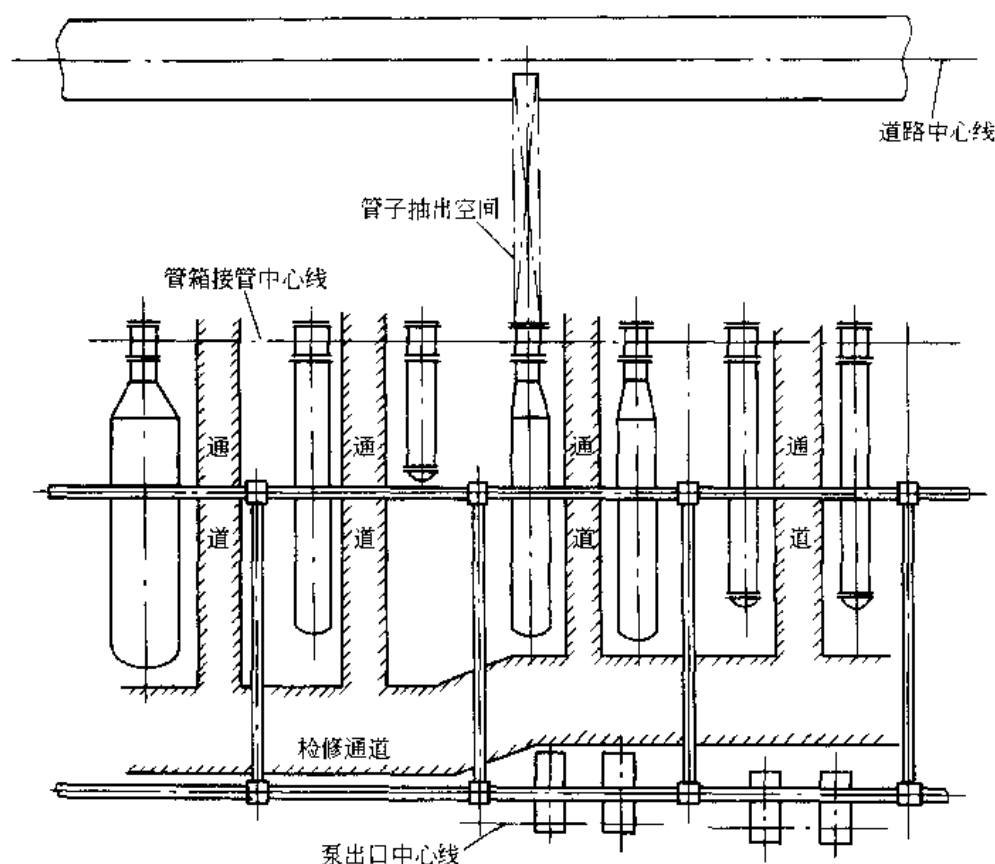


图 4-34 管廊下换热器的布置

## (2) 框架上换热器的布置

浮头式管壳换热器在浮头端距平台边的最小距离为 1.2m; 在管箱端距平台边的最小距离为 1.5m, 并应考虑管束抽出所需空间, 以便检修吊车接近设备。换热器周围平台应留有足够的操作和维修通道, 最小通道为 0.8m。原则上框架平台应设置斜梯、当平台面积超过 50m<sup>2</sup> 时应设辅助直爬梯。

应使换热器一端支座中心线取齐, 以便于土建专业布置承重梁。框架上换热器的布置见图 4-35。

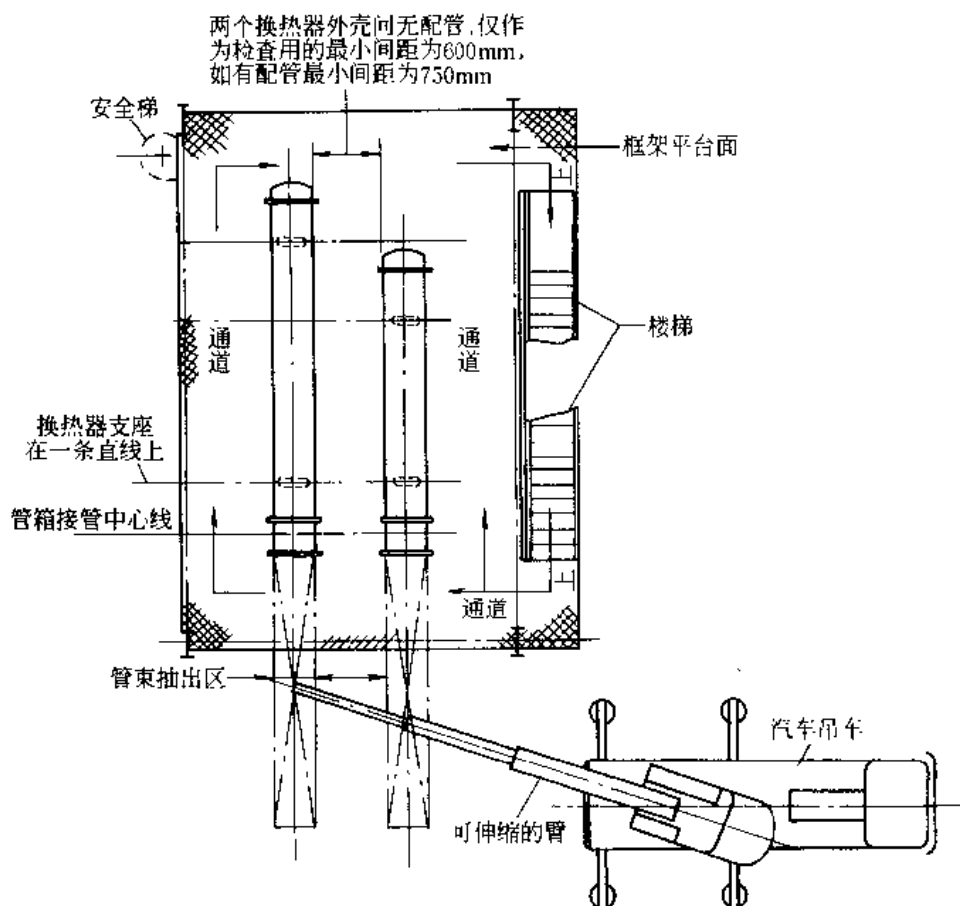


图 4-35 框架上换热器的布置

#### 4.11.2.7 容器的布置

##### (1) 立式容器的布置

为了操作方便, 立式容器可以安装在地面, 楼板或平台上, 也可以穿越楼板或平台, 采用支耳支撑。立式容器穿越楼板或平台时, 应避免液位计和液位控制器穿越楼板或平台。

大型立式容器宜从地面支承, 如带有大负荷的搅拌器时更应如此。

对于顶部设有加料口的立式容器, 加料点的高度不宜高出楼板或平台 1.0m, 否则应考虑增设加料平台或台阶。

##### (2) 卧式容器的布置

成组布置的卧式容器宜按支座基础中心线取齐或按封头切线对齐, 卧式容器之间如无阀门或仪表时巡视检查通道不宜小于 0.75m, 当有阀门或仪表时, 操作通道净空应不小于 1.0m。容器下方需设通道时, 容器底部配管与地面净空不应小于 2.2m。

卧式容器的安装高度应满足物料重力流或泵吸入高度的要求。容器下部有集液包时, 应注意集液包上检测仪表及其操作所需的高度。

卧式容器在地下坑内布置, 应妥善处理坑内的积水和有毒、易爆、可燃介质的积聚, 坑内尺寸应满足容器的操作和检修要求。

卧式容器的平台设置要考虑人孔和液面计等操作因素, 对于集中布置的卧式容器可设联合平台。

大型容器的支座应位于构筑物的梁上。当多台容器布置在同一框架上时, 框架高度按最高的容器标高考虑, 容器上空要考虑在容器顶部如设置操作平台所需的净空要求。

#### 4.11.2.8 系的布置

有多台泵的装置, 泵宜在管廊下成排布置, 泵出口中心线取齐。在管廊上无空冷器时, 泵布置在管廊内侧, 泵出口中心线距管廊柱中心线 0.6m, 在管廊上方有空冷器时, 如泵的操作温度为 340℃ 以下则泵布置在管廊外侧, 泵出口中心线伸出管廊距柱中心线 0.6m, 泵的驱动机在管廊内侧。如泵的操作温度等于或大于 340℃ 时, 则泵布置在管廊外侧 (包括泵的驱动机), 泵出口中心线距管廊中心线 3m。

管廊内两排泵对称布置时, 中间通道宽度不应小于 2m, 如果考虑用汽车吊车检查, 其通道宽度最小应为 3.5m。两台泵之间的最小净距为 0.8m。

泵前方的操作检修通道不应小于 1.25m, 多级泵前宽度不应小于 1.8m。

立式泵布置在管廊或框架下方时, 其上方应留出泵体安装和检修所需的空间。

## 4.12 工艺设备表

### 4.12.1 容器类设备

容器类设备包括塔器、反应器和容器设备。这三种设备在容器类设备中按塔器、反应器和容器的次序依次列出。

#### (1) 反应器和容器类设备

反应器类型有釜式反应器、固定床反应器 (包括管式) 和流化床反应器等。容器和釜式反应器有立式和卧式二种类型。容器包括贮槽、贮罐、分离器、带搅拌的混合器和沉降槽等。对反应器或容器在设备表上按位号顺序填写反应器或容器的序号、位号、名称、数量、类型, 介质名称、操作温度 (℃) 和操作压力 (MPa (G))、筒体直径  $D$ /夹套直径  $D_1$  (如带有夹套), 切线长度  $L$  或切线高度  $H$  和容积。对于有搅拌器、有 (或无) 盘管的釜式反应器或容器, 需在内件栏中注明搅拌器的位号和 (或不注) 盘管的传热面积。夹套或外盘管的传热面也在内件栏中说明。材质栏分别填写本体、内盘管、夹套或外盘管的材质名称。对于固定床反应器一般还需注明内部分布器和换热管材质; 流化床反应器一般尚需注明内部分布器、换热器及旋风分离器的材质。

#### (2) 塔类设备

在容器类设备表上对塔类按位号顺序填写塔的序号、位号、名称、数量和类型。在类型栏中写浮阀塔、筛板塔或填料塔等。并填写介质名称, 对操作条件的温度、压力栏填写塔顶的数据。填写塔的直径和切线高度, 容积栏不要填写。工艺设计阶段在内件栏中需说明塔板数或填料高度。材质栏内需填写塔体、浮阀或填料等材质。

### 4.12.2 换热器类设备

换热器类设备类型有列管式换热器、板式换热器 (螺旋板或平板)、空冷器等。列管式换热又分为立式和卧式。在换热器类设备表上按位号顺序填写换热器的序号、位号、名称、数量和类型。在介质和操作条件栏中对列管换热器需分别填写管程和壳程的介质名称, 操作条件下的压力 (MPa (G)) 和进、出口温度 (℃), 对板式换热器需分别填写热侧和冷侧的介质名称、压力 (MPa (G)) 和进、出口温度 (℃), 对空冷器需填写物料侧的介质名称、压力 (MPa (G)) 和进、出口温度 (℃)。在外形尺寸栏中填写外壳直径  $D$ 、长度  $L$  或高度  $H$ 。填写热负荷和换热面积。在材质栏中依次填写壳体和换热管的材质。

### 4.12.3 工业炉类设备

工业炉类型分为圆筒炉、箱式炉和斜顶炉等。在工艺设计阶段的工业炉设备表中需按位号顺序填写工业炉的序号、位号、名称、数量和类型。热负荷栏中填写总的热负荷(MW),不需填写辐射段和对流段分段热负荷。在规格栏中填写介质名称、炉体外形尺寸、操作温度和操作压力。材质栏中依次填写炉体、辐射段和对流段的材质。

### 4.12.4 泵类设备

泵类设备的类型有离心泵、往复泵、计量泵、螺杆泵和齿轮泵等,但不包括喷射泵。对泵类设备表需按泵的位号顺序填写序号、位号、名称、数量(操作和备用数量)和类型。并注入介质名称、操作温度( $^{\circ}\text{C}$ )、入口和出口操作压力(MPa(G))、正常流量( $\text{m}^3/\text{h}$ )和材质。在工艺设计阶段不要注轴功率。

### 4.12.5 压缩机、风机类设备

压缩机的类型有往复式压缩机、回转式压缩机(包括螺杆式压缩机)和离心式(或涡轮)压缩机等。风机的类型有鼓风机、排风机和风扇。在压缩机、风机类设备表中还包括压缩式冷冻机(组)和旋转式、水环式和往复式真空泵。在压缩机、风机类设备表上按压缩机、冷冻机(组)、真空泵和风机分类填写。在每一类中按位号顺序填写序号、位号、名称、数量(操作和备用数量)和类型。在操作条件栏中填写介质名称(机组的最初)入口温度、(最初)入口压力和(最后)出口压力(MPa(G)),正常气量( $\text{Nm}^3/\text{h}$ )或入口状态下气量( $\text{Nm}^3/\text{h}$ ),此时在备注中注明入口状态,对所用材质和驱动机类型进行说明,但在工艺设计阶段不要填写轴功率。

在工艺设计阶段压缩机组和冷冻机组中随机配套的分离器、冷却器、过滤器、消声器等设备不必单独列出。

### 4.12.6 机械类设备

机械类设备包括过滤机、粉碎机、螺旋加料机、挤压机、切粒机、压块机、包装机、码垛机、搅拌器、起重设备和运输设备等。在机械类设备表上按位号顺序填写设备的序号、位号、名称、数量和类型。如过滤机类型有离心式、叶片式和沉降式等。由于机械类设备较杂,使规格栏填写内容不易一致,一般需填写生产能力、参考的外形尺寸和对设备特征的说明。注明驱动机类型,但在工艺设计阶段不需填写驱动机功率。

### 4.12.7 其它类设备

其它类设备包括喷射器、过滤器、消声器、秤量器、旋风分离器和编设备位号的特殊阀门(例如旋转加料阀)等等。

在其它类设备表上按位号顺序填写设备的序号、位号、名称、数量、类型、介质名称、操作温度( $^{\circ}\text{C}$ )和操作压力(MPa(G))。由于其它类设备较杂,在规格栏中填写内容不易一致,一般应填写生产能力、参考的外形尺寸和对设备特殊的说明,标明所用材质。

以下示出上述各类工艺设备表的格式(见下页以后的各表)。

## 4.13 工艺设备数据表

工艺设备数据表是提交设备专业进行设备施工图设计的主要依据,是一份很重要的设计文件。工艺设备数据表一般由两部分组成,一部分是设备的基本数据;另一部分是设备的简图。下面我们给出工艺系统专业在基础设计阶段应该提出的全部工艺设备数据表的内容,仅供参考。

实际的设备附图不一定只用一张图,需要几张图就画成几张。











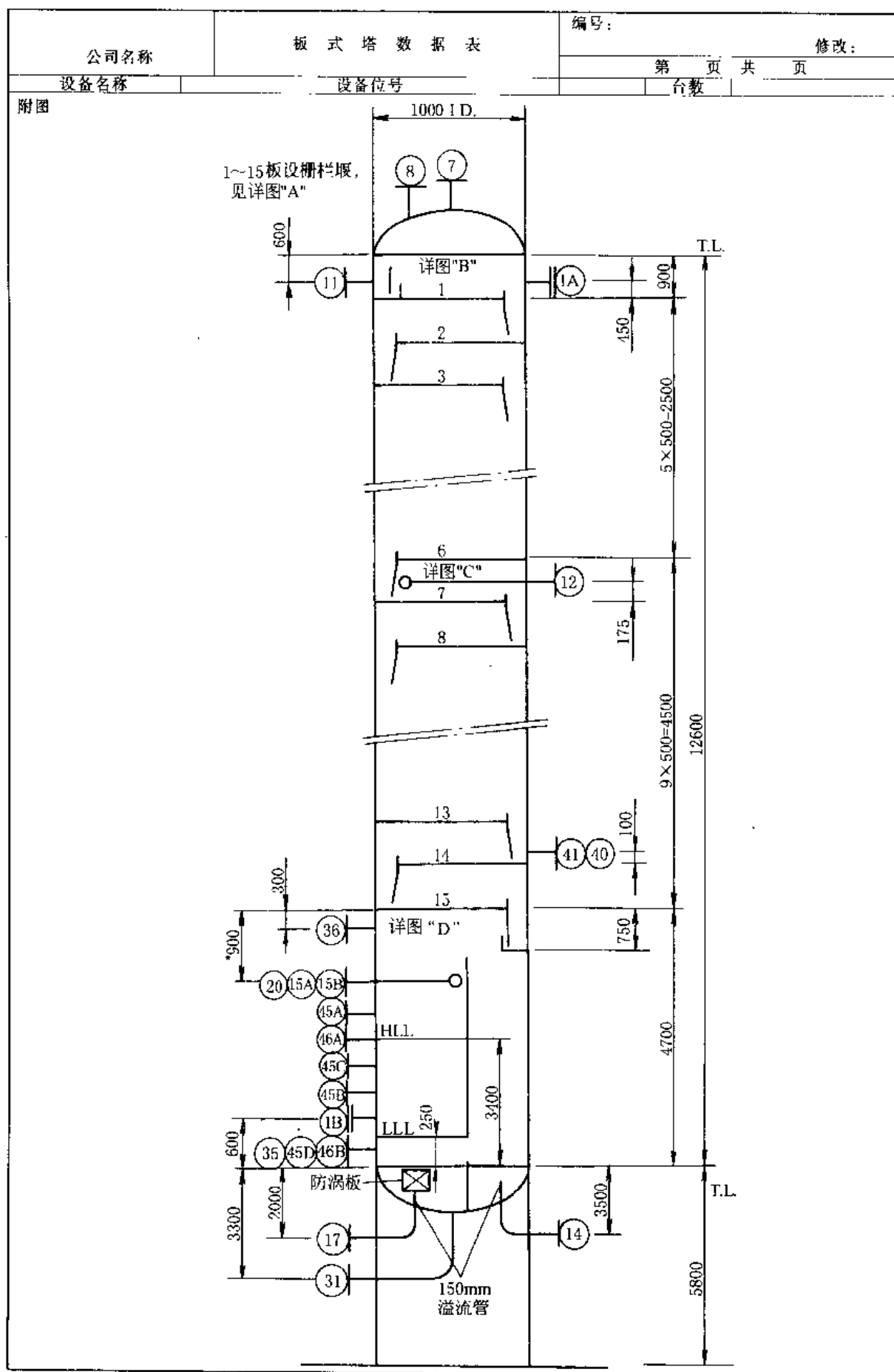
[illegible]

[illegible]

[illegible]

公司名称		板式塔数据表		编号:			
				修改:			
				第 页 共 页			
设备名称							
设备位号							
台 数							
板式塔数据							
序号	名称		单位				
1	塔板数 (自 至 )						
2	板型						
3	塔内径		mm				
4	出口堰高		mm				
5	板间距		mm				
6	操作温度		℃				
7	操作压力		MPa (G)				
8	最大 负 荷	气相负荷	kg/h				
9		液相负荷	kg/h				
10		气相密度	kg/m <sup>3</sup>				
11		液相密度	kg/m <sup>3</sup>				
12		表面张力	mN/m				
13		气相粘度	mPa·s				
14		液相粘度	mPa·s				
15		气相分子量					
16		液相分子量					
17	最小 负 荷	气相负荷	kg/h				
18		液相负荷	kg/h				
19		气相密度	kg/m <sup>3</sup>				
20		液相密度	kg/m <sup>3</sup>				
21		表面张力	mN/m				
22		气相粘度	mPa·s				
23		液相粘度	mPa·s				
24		气相分子量					
25		液相分子量					
26	最大允许压降/板		kPa				
27	降液管内最大清液层高度		mm				
28	泡沫特性						
29	降液管内最小液相停留时间 (或最大流速)		s (m/s)				
30	操作范围为设计负荷的百分数		%				
31	备注						

公司名称		板式塔数据表		编号:			
				修改:			
				第 页 共 页			
设备名称							
设备位号							
台数							
塔板结构数据							
序号	名 称		单位				
1	塔板数 (自 至 )						
2	板型						
3	塔内径		mm				
4	出口堰高		mm				
5	板间距		mm				
6	液流程数						
7	降液管类型						
8	降液管顶部	降液管宽度	mm				
9		堰长	mm				
10		中间降液管宽度	mm				
11		中间降液管堰长	mm				
12		齿形堰齿深	mm				
13	降液管底部	降液管宽度	mm				
14		中间降液管宽度	mm				
15		降液管底间隙	mm				
16		降液管上段直高	mm				
17		降液管斜段高	mm				
18		降液管下段直高	mm				
19		受液盘宽度	mm				
20		受液盘深度	mm				
21	孔径		mm				
22	孔数或浮阀数						
23	孔型或浮阀型						
24	开孔率		%				
25	塔板厚度		mm				
26	备注						



公司名称		板式塔数据表			编号:				修改:	
					第 页 共 页					
设备名称										
设备位号										
台数										
工 作 介 质	名称			管 口 表						
	主要组分									
	操作温度下的 液体密度, kg/m <sup>3</sup>	塔顶		符号	公称 尺寸 DN	公称 压力 MPa(G)	连接标准	法兰类 型/密封 面型式	名称 或用途	
	介质特性	塔底								
		爆炸危险性								
	火灾危险性分类	毒性		1A, B	500	PN2.0			人孔	
				7	80	PN2.0	SH 3406—96	SO-RF	气体出口	
		甲		8	25	PN2.0	SH 3406—96	SW-RF	放空口	
	操作 条 件	操作温度,℃	乙		11	80	PN2.0	SH 3406—96	SO-RF	进料口 (自 E- GA107A/B)
			丙							
塔顶				12	40	PN2.0	SH 3406—96	SW-RF	进料口 (自 E- GA105A~C)	
操作压力 MPa (G)	塔底		14	100	PN2.0	SH 3406—96	SO-RF	再沸器进料口		
	最大/最低		15A, B	250	PN2.0	SH 3406—96	SO-RF	再沸器返回口		
	塔顶		17	100	PN2.0	SH 3406—96	SO-RF	釜液出口 (去 GA1201A/B)		
设 计 参 数	设计温度,℃	塔底		20	50	PN2.0	SH 3406—96	SO-RF	最小流量返回口	
		最大		31	40	PN2.0	SH 3406—96	SW-RF	放空口	
				35	50	PN2.0	SH 3406—96	SO-RF	公用工程接口	
	是否全真空设计			36	25	PN2.0	SH 3406—96	SW-RF	压力指示计口	
				40	40	PN2.0	SH 3406—96	SW-RF	温度指示计口	
	非正常情况下的 真空设计	温度,℃		41	40	PN2.0	SH 3406—96	SW-RF	温度控制口	
		压力, kPa(A)		45A~D	20	PN2.0	SH 3406—96	SW-RF	玻璃液位计口	
				46A, B	50	PN2.0	SH 3406—96	SO-RF	液位控制口	
	塔板或填料类型									
		直 (内) 径, mm								
高度 T-T, mm										
材 质	壳体									
	衬里									
	塔板 (或内件)									
	填料									
	壳体腐蚀裕量, mm									
隔 热	塔板 (或内件) 腐蚀裕量, mm									
	材质									
	厚度, mm									
	容重, kg/m <sup>3</sup>									
静电接地板数										
防火措施										
安装环境										
容器设计规范										
备注										



公司名称		填 料 塔 数 据 表		编号:				修改:			
				第    页 共    页							
设备名称											
设备位号											
台数											
填 料 塔 数 据											
序号	名称			单位							
1	填料层数										
2	塔内径			mm							
3	填料层高度			mm							
4	填料类型和规格										
5	比表面积			$\text{m}^2/\text{m}^3$							
6	孔隙率			%							
7	填料因子			$\text{m}^{-1}$							
8	操作温度			$^{\circ}\text{C}$							
9	操作压力			MPa (G)							
10	填 料 层 顶 部	气相负荷		kg/h							
11		液相负荷		kg/h							
12		气相密度		$\text{kg}/\text{m}^3$							
13		液相密度		$\text{kg}/\text{m}^3$							
14		表面张力		$\text{mN}/\text{m}$							
15		气相粘度		$\text{mPa}\cdot\text{s}$							
16		液相粘度		$\text{mPa}\cdot\text{s}$							
17		气相分子量									
18		液相分子量									
19	填 料 层 底 部	气相负荷		kg/h							
20		液相负荷		kg/h							
21		气相密度		$\text{kg}/\text{m}^3$							
22		液相密度		$\text{kg}/\text{m}^3$							
23		表面张力		$\text{mN}/\text{m}$							
24		气相粘度		$\text{mPa}\cdot\text{s}$							
25		液相粘度		$\text{mPa}\cdot\text{s}$							
26		气相分子量									
27		液相分子量									
28	最大允许压降			kPa							
29	操作范围为设计负荷的百分数			%							
30	备注										

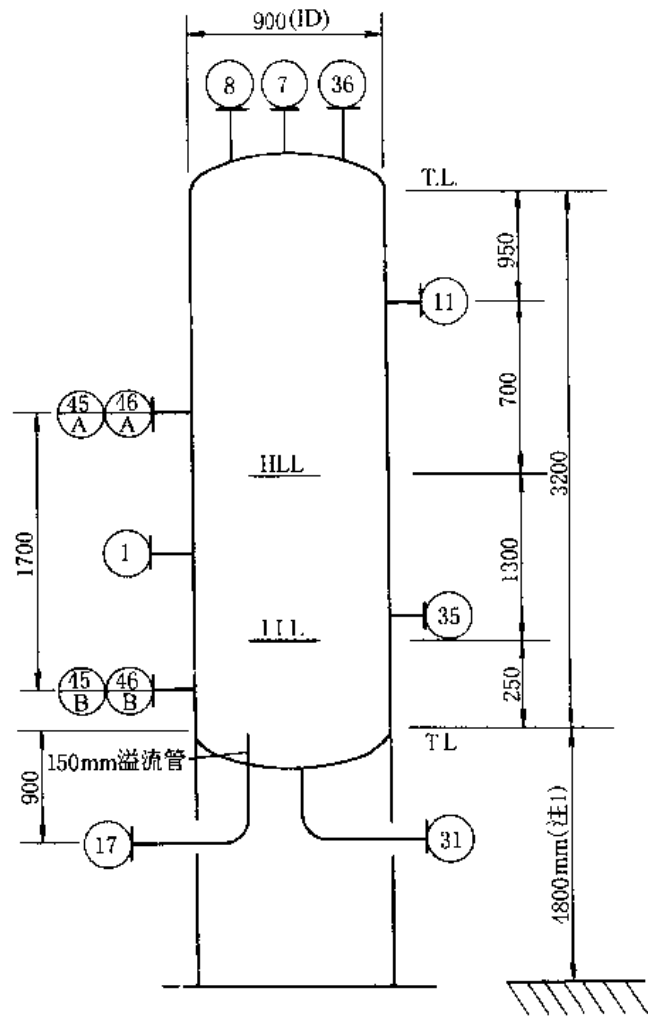


公司名称		容 器 数 据 表		编号: _____ 修改: _____										
				第 ____ 页 共 ____ 页										
设备名称														
设备位号														
台数														
		容器	夹套 (或盘管)	管 口 表										
工 作 介 质	名称			符 号	公 称 尺 寸  DN	公 称 压 力  MPa(G)	连 接 标 准	法 兰 类 型/ 密 封 面 型 式	名 称 或 用 途					
	相态 (G, L, S)													
	密度, kg/m <sup>3</sup>													
	凝固点, °C		1							450	PN5.0	SH 3046—96	WN-RF	人孔
	毒性		7							50	PN5.0	SH 3446—96	WN-RF	气体出口
	爆炸危险性		8							25	PN5.0	SH 3446—96	WN-RF	放空口
操 作 条 件	操 作 温 度, °C	最大		11	80	PN5.0	SH 3446—96	WN-RF	进料口					
		正常		17	80	PN5.0	SH 3446—96	WN-RF	底部出口					
		最小		31	25	PN5.0	SH 3446—96	WN-RF	排液口					
	操 作 压 力 MPa (G)	最大		35	50	PN5.0	SH 3446—96	WN-RF	公用工程接口					
		正常		36	25	PN5.0	SH 3446—96	WN-RF	压力表口					
		最小												
设 计 参 数	设计温度, °C			45	25	PN5.0	ANSI	RF	玻璃液位计口					
	设计压力, MPa (G)			46	40	PN5.0	SH 3446—96	WN-RF	液位控制口					
	事故真空, kPa (A)													
	全容积, m <sup>3</sup>													
	操作容积, m <sup>3</sup>													
	传热面积, m <sup>2</sup>													
	传热管规格													
材 质	筒体													
	封头													
	内件													
	附件													
	腐 (磨) 蚀 裕 量, mm													
	衬里防腐要求													
隔 热	材质													
	厚度, mm													
	容重, kg/m <sup>3</sup>													
静电接地板数														
防火措施														
安装位置														
容器设计规范														
备 注														

公司名称		填 料 塔 数 据 表				编号:				修改:	
						第 页 共 页					
设备名称											
设备位号											
台数											
工 作 介 质	名称			管 口 表							
	主要组分										
	操作温度下的 液体密度, kg/m <sup>3</sup>	塔顶		符号	公称 尺寸 (DN)	公称 压力 MPa(G)	连接标准	法兰类 型/密封 面型式	名称 或用途		
		塔底									
	介质特性	爆炸危险性		1A ~ E	500	PN2.0	ANSI B16.5	WN-RF	人孔		
		毒性		2A, B	600	PN2.0	ANSI B16.5	WN-RF	人孔		
	火灾危险性分 类	甲		7	300	PN2.0	ANSI B16.5	WN-RF	气体出口		
		乙		8	40	PN2.0	ANSI B16.5	SO-RF	放空口		
		丙		10	50	PN2.0	ANSI B16.5		回流口		
	操 作 条 件	操作温度, °C	塔顶		11	80	PN2.0	ANSI B16.5		进料口	
塔底				12	80	PN2.0	ANSI B16.5		进料口		
最大/最低				13	200	PN2.0	ANSI B16.5		进料口		
操作压力, MPa (G)		塔顶		14	350	PN2.0	ANSI B16.5		去再沸器物料出口		
		塔底		15	300	PN2.0	ANSI B16.5		再沸器返回口		
	最大		16	300	PN2.0	ANSI B16.5		再沸器返回口			
设 计 参 数	设计温度, °C			17	250	PN2.0	ANSI B16.5		底部出口		
	设计压力, MPa (G)			19	200	PN2.0	ANSI B16.5		液体排放口		
				20	150	PN2.0	ANSI B16.5		混相返回口		
	是否全真空设 计			21	150	PN2.0	ANSI B16.5		混相返回口		
				26	250	PN2.0	ANSI B16.5		混相液体进料口		
	非正常情况下的 真空设计	温度, °C		31	50	PN2.0	ANSI B16.5		放空口		
		压力, kPa(A)		35	50	PN2.0	ANSI B16.5		公用工程接口		
				36	20	PN2.0	ANSI B16.5		压力表		
	塔板或填料类型			37	20	PN2.0	ANSI B16.5		压力控制口		
	直(内)径, mm			38A ~ C	40	PN2.0	ANSI B16.5		压差指示		
高度 T-T, mm			40A ~ E	40	PN2.0	ANSI B16.5		温度指示口			
材 质	壳体			41	40	PN2.0	ANSI B16.5		温度控制口		
	衬里			45A, B	50	PN2.0	ANSI B16.5		玻璃液位计口		
	内件(或塔板)			46A, B	50	PN2.0	ANSI B16.5		液位控制口		
	填料			50A ~ D	25	PN2.0	ANSI B16.5		甲醇注入口		
	壳体腐蚀裕量, mm										
	内件(或塔板) 腐蚀裕量, mm										
隔 热	材质										
	厚度, mm										
	容重, kg/m <sup>3</sup>										
静电接地板数											
防火措施											
安装环境											
容器设计规范											
备注:											

公司名称	容 器 数 据 表	编号:				修改:
		第      页 共      页				
设备名称		设备位号		台数		

附图



注：1. 详细设计时确认，应满足在烃类底部出口管上流量孔板的液体扬程要求

公司名称		换 热 器 数 据 表		编号:		修改:	
				第    页 共    页			
1	设备名称	设备位号	制造规范		设备等级		
2	设备尺寸      mm	设备型式	安装方位    H   /   V		联接方式   并联   台   串联   台		
3	总传热面积      m <sup>2</sup>	单台面积      m <sup>2</sup>	单台翅片面积      m <sup>2</sup>				
4	换热器台数      台	其中使用      台, 备用      台	设备空重/充水重      /      kg/台				
换 热 器 性 能 数 据							
5	流体位置		壳    侧		管    侧		
6	流体名称						
7	流体流量      总流量      kg/h						
8	汽      进/出	kg/h					
9	液      进/出	kg/h					
10	水蒸气      进/出	kg/h					
11	水      进/出	kg/h					
12	不凝气	kg/h					
13	流体气化或冷凝量      kg/h						
14	温度      进/出	℃					
15	密度      液/汽	kg/m <sup>3</sup>					
16	粘度      液/汽	mPa·s					
17	比热      液/汽	kJ/(kg·℃)					
18	导热系数      液/汽	W/(m·℃)					
19	分子量      汽或气						
20	潜热      kJ/kg						
21	入口压力 (表)      MPa(G)						
22	流速      m/s						
23	压降      允许/计算      MPa						
24	污垢系数      m <sup>2</sup> ·℃/W						
25	给热系数      W/m <sup>2</sup> ·℃						
26	金属壁温      ℃						
27	热负荷      kW						
28	传热平均温差 (校正)      ℃						
29	总传热系数      W/m <sup>2</sup> ·℃		清洁时		计算值		采用值
换 热 器 结 构 数 据							
30	管子规格	管数/台	管外径      mm	管壁厚      mm	管子长度      mm		
31	管心距      mm		管排列    30°45°60°90°	管型式	管子材质		
32	壳体规格	壳内径      mm	壳体是否有膨胀节 有/无	有无防冲板    有/无	壳体材质	旁 档 对	

续表

公司名称		换 热 器 数 据 表			编号:		修改:		
					第 页 共 页				
33	折流板类型	垂直/纵向	型式	切口%	块数	板间距	mm	切口方向 垂直 平行 45°	
			壳侧		管侧		简图 (表示管束和接管方位)		
34	设计压力 (表)	MPa(G)							
35	设计温度	℃							
36	每台程数								
37	腐蚀裕度	mm							
38	保温或保冷								
39	入口接管直径×数量	mm	法兰规格						
40	出口接管直径×数量	mm	法兰规格						
41	放空接管直径	mm	法兰规格						
42	排净接管直径	mm	法兰规格						
套 管 式 换 热 器									
43	内管直径 OD/ID	mm	管长	mm	材质				
44	外管直径 OD/ID	mm	管长	mm	材质				
板 式 换 热 器									
45	板片尺寸: 长×宽×板片厚	mm	总板片数		波纹角度				
46	角孔直径	mm	密封材质		板片材质				
空 冷 器									
47	迎风面速度	m/s	长×宽×管排数		管束数/台				
48	翅片尺寸: 翅高	mm	翅厚	mm	翅片数	片/m			
49	风扇规格: 直径	mm	转速	r/min	出口风压	Pa			
50	电机规格: 功率	kW/台	型式		电机台数	台			
51	材质要求: 基管		翅片		海拔高度	m			
52	说明								

公司名称		换 热 器 数 据 表		编号: _____ 修改: _____	
				第    页 共    页	
设备名称			设备位号	台数    _____	

附图 (1)

隔 热		壳 侧	管 侧	静 电 接 地	数 量
	材质名称				
	厚度, mm				
	容重, kg/m³				

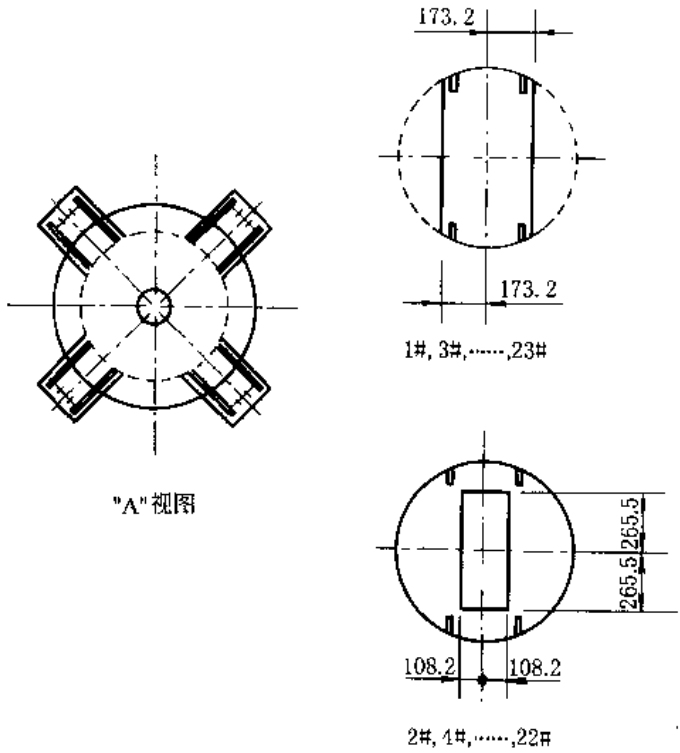
  

管 口 表					
符 号	公称尺寸 (DN)	公称压力, MPa (G)	连接标准	法兰类型 / 密封面形式	用途
62	250	PN5.0	ANSI B16.5	WN-RF	裂解气进口
72	250	PN5.0	ANSI B16.5	WN-RF	裂解气出口
76	20	PN5.0	ANSI B16.5	WN-RF	放空口
77	20	PN5.0	ANSI B16.5	WN-RF	放空口
83	250	PN2.0	ANSI B16.5	WN-RF	液体入口
92	300	PN2.0	ANSI B16.5	WN-RF	混合物出口
97	20	PN2.0	ANSI B16.5	WN-RF	放空口



公司名称		换热器数据表		编号:		修改:	
				第 页 共 页			
设备名称		设备位号			台数		

附图 (2)



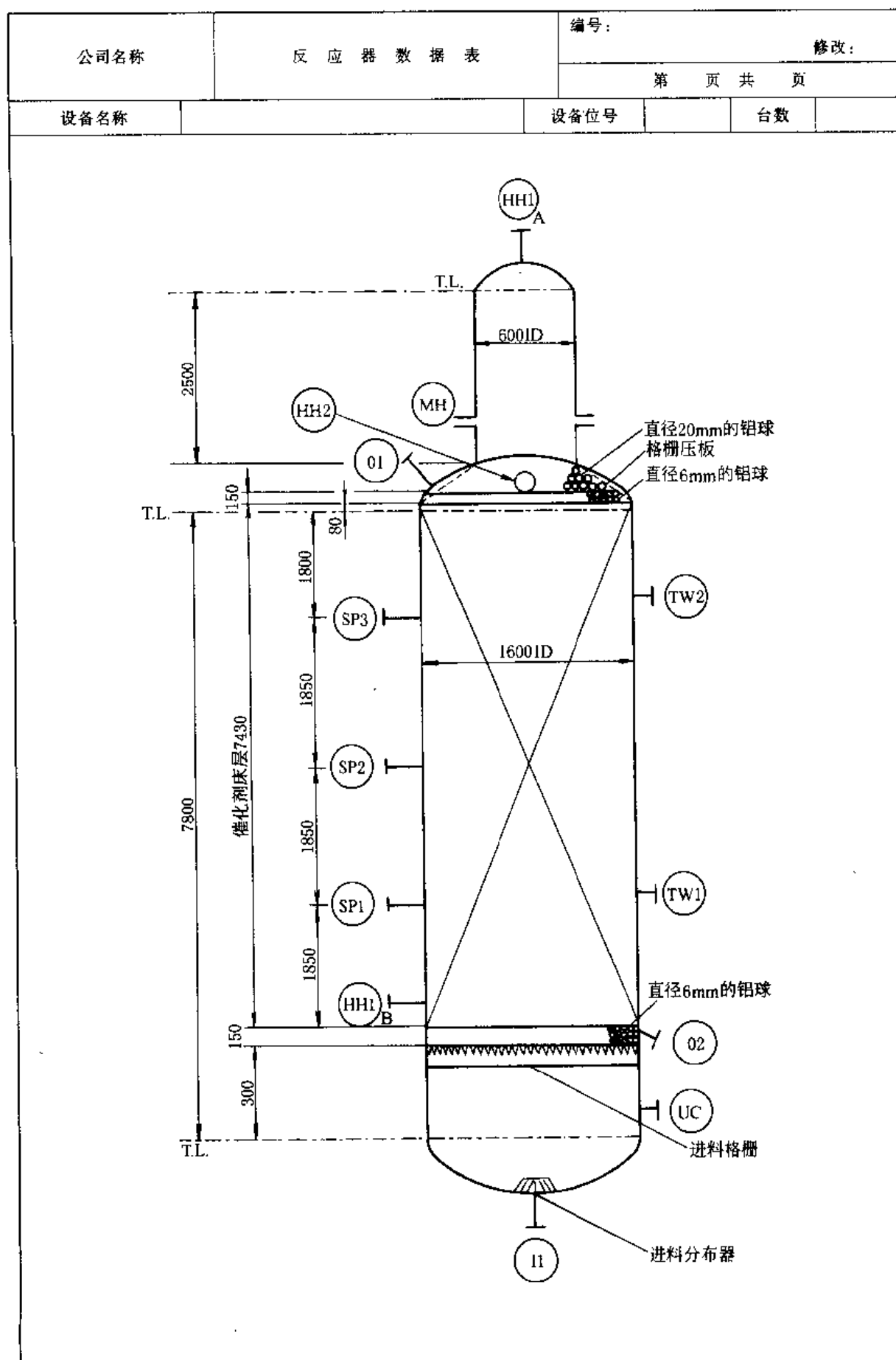
- 注:
- 1. 材料设计的最低温度: 壳侧 - 8.4℃, 管侧 - 8.4℃
  - 2. 流体与能力属工况 2
  - 3. 设备详图见 TEC 的工程图

		裂解炉辐射段数据表										编号:			修改:				
项目号		地址												第 页 共 页					
												项目名称							
												主项				修改			
												设计阶段							
进料		运行状态		燃料		过剩空气		排烟温度		℃		炉子负荷		MW		热效率			
No.	项目	辐射热		下混合 过热器		超高压蒸汽 过热器-II		超高压蒸汽 过热器-I		上混合 过热器		下原料 预热器		锅炉给水 预热器		上原料 预热器		备 注	
1	介质																		
2	流量, kg/h																		
3	吸热, Gcal/h																		
3	吸热, MW																		
4	压降, MPa																		
5	烟道气排放温度																		
6	相																		
7	温度, °C																		
8	压力, MPa(G)																		
9	液相流量, kg/h																		
10	气相流量, kg/h																		
11	wt %																		
12	密度(L), kg/m³																		
13	汽 M.W.																		
14	相			气		气		汽		汽		混相		液		液			
15	温度, °C																		
16	压力, MPa(G)																		
17	液相流速, kg/h																		
18	气相流速, kg/h																		
19	wt %																		
20	密度(L), kg/m³																		
21	汽相 M.W.																		
注: 1. 热效率的计算基于 1.5% 的辐射损失。2. 蒸汽产品的产生基于 27.14 MW/h 的 TL 正负荷和 2% 的排污。3. 底部混合预热器指示的入口压力是文丘里管的入口压力 (20.5 mm D.)																			
修改		0		1		2		3		4		5		6		7		8	
日期																			
编制																			
校核																			
审核																			



方案二 对 流 段 工 艺 数 据 表										编号:		修改:					
										第 页 共 页		修 改					
										项目号		地址		项目名称		主 项	
										设计阶段							
原料: 燃料类型: 过剩空气系数: 操作状态: 排烟温度,℃ 烟气量,kg/h:																	
编 号	对 流 段 管 排 名 称		物料名称	流量,kg/h	热负荷 P(MMK)/J/h	物料压力 MPa	入 口			出 口			备 注				
							介质状态	温度,℃	压力, MPa (G)	介质状态	温度,℃	压力, MPa (G)					
1	原料预热器-I (FPH-I)																
2	锅炉给水预热器(BWH-I)																
3	原料预热器-II (FPH-II)																
4	锅炉给水预热器(BWH-II)																
5	上混合预热器(MSH-I)																
6	稀释放汽预热器(DSSH)																
7	超高压蒸汽预热器-II (SSH-II)																
8	超高压蒸汽预热器-I (SSH-I)																
9	下混合预热器(MSH-II)																
原料: 燃料类型: 过剩空气系数: 操作状态: 排烟温度,℃ 烟气量,kg/h:																	
编 号	对 流 段 管 排 名 称		物料名称	流量,kg/h	热负荷 P(MMK)/J/h	物料压力 MPa	入 口			出 口			备 注				
							介质状态	温度,℃	压力, MPa (G)	介质状态	温度,℃	压力, MPa (G)					
1	原料预热器-I (FPH-I)																
2	锅炉给水预热器(BWH-I)																
3	原料预热器-II (FPH-II)																
4	锅炉给水预热器(BWH-II)																
5	上混合预热器(MSH-I)																
6	稀释放汽预热器(DSSH)																
7	超高压蒸汽预热器-II (SSH-II)																
8	超高压蒸汽预热器-I (SSH-I)																
9	下混合预热器(MSH-II)																
修改日期: 0										1	2	3	4	5	6	7	8
编制																	
审核																	
校核																	

公司名称		反 应 器 数 据 表				编号:			修改:		
						第 页 共 页					
设备名称											
设备位号											
台数											
工作介质	名称					反应器类型		流化床反应器			
	相态 (G, L, S)							填充床反应器			
	密度, kg/m <sup>3</sup>							列管固定床反应器			
	毒性							搅拌釜式反应器			
	爆炸危险性							滴流床反应器			
催化剂	名称					鼓泡式反应器					
	堆积密度, kg/m <sup>3</sup>					管式反应器					
	再生, 活化剂					塔式反应器					
操作条件	操作温度, °C	最小					管 口 表				
		正常									
		最大									
	操作压力 MPa (G)	最小	符号	公称尺寸 D/N	公称压力 MPa (G)	连接标准	法兰类型/密封面型式	名称或用途			
		正常									
		最大	UC	50	PN5.0	SH 3406—96	WN-RF	公用工程接口			
	催化剂本体再生温度, °C	最小	SP1	50	PN5.0	SH 3406—96	WN-RF	催化剂采样口			
		正常	SP2	50	PN5.0	SH 3406—96	WN-RF	催化剂采样口			
		最大	SP3	50	PN5.0	SH 3406—96	WN-RF	催化剂采样口			
	催化剂本体再生压力 MPa (G)	最小	TW1	40	PN5.0	SH 3406—96	WN-RF	热电偶			
		正常	TW2	40	PN5.0	SH 3406—96	WN-RF	热电偶			
		最大	HH2	250	PN5.0	SH 3406—96	WN-RF	手孔			
HH1A, B			150	PN5.0	SH 3406—96	WN-RF	手孔				
设计参数	设计温度, °C	MH	500	PN5.0	SH 3406—96	WN-RF	人孔				
	设计压力, MPa (G)	O2	150	PN5.0	SH 3406—96	WN-RF	催化剂卸出口				
	高度 T-T, mm	O1	250	PN5.0	SH 3406—96	WN-RF	出料口				
	直径, mm	I1	250	PN5.0	SH 3406—96	WN-RF	进料口				
	容积, m <sup>3</sup>										
	催化剂用量, m <sup>3</sup>										
材质	筒体										
	封头										
	列管										
	内件										
	附件										
	腐蚀裕量, mm										
隔热	衬里防腐要求										
	材质										
	厚度, mm										
换热介质	容重, kg/m <sup>3</sup>										
	名称										
	进口温度, °C										
	出口温度, °C										
	压力, MPa (G)										
换热方式	特性										
	内换热管										
	夹套换热										
说明:	外部换热										









公司名称		离心泵数据表 位号:		编号:		修改:	
				第 页 共 页			
注: <input type="radio"/> 由买方填写 <input type="checkbox"/> 由制造厂填写 <input type="triangle"/> 双方共同填写							
设备名称:		台数:		操作:		台 备用: 台	
泵制造厂:		型式:		型号:			
<input type="radio"/> 操作条件							
1	输送介质						
2	腐蚀/冲蚀原因						
3	介质入口温度, °C		最小		正常		最大
4	入口条件下的密度, kg/m <sup>3</sup>						
5	入口条件下的粘度, mPa·s						
6	入口条件下的汽化压力, MPa (A)						
7	入口压力, MPa (G)		最小		正常		最大
8	出口压力, MPa (G)						
9	压差, MPa						
10	扬程, m						
11	流量, m <sup>3</sup> /h		最小		正常		额定
12	有效汽蚀裕量, m				有效功率	kW	
13	工作场所		<input type="radio"/> 室内 <input type="radio"/> 室外		<input type="radio"/> 腐蚀 防腐等级		
14	危险区域划分		<input type="radio"/> 危险介质分级分组:		<input type="radio"/> 危险区类别:		
<input type="checkbox"/> 性能							
15	性能曲线号				级数		
16	效率, %				设计叶轮直径, mm		
17	扬程 (曲线), m				设计叶轮最大/最小直径, mm/mm		
18	轴功率, kW				入口汽蚀比转速		
19	必需汽蚀裕量, m				轴向推力, kN		
20	最小连续稳定流量, m <sup>3</sup> /h				惯性矩, kg·m <sup>2</sup>		
21	泵转速, r/min						
<input type="triangle"/> 结构							
22	主管口	名称	公称尺寸	压力等级	密封面	位置	
进口							
出口							
23	壳体开孔		<input type="checkbox"/> 放空	<input type="checkbox"/> 放净	<input type="checkbox"/> 仪表	<input type="checkbox"/>	
型式							
规格							
24	密封压盖开孔		<input type="checkbox"/> 放空	<input type="checkbox"/> 放净	<input type="checkbox"/> 冲洗	<input type="checkbox"/> 封液	
型式							
规格							
25	管口法兰标准:						
26	泵体安装方式		<input type="checkbox"/> 底脚	<input type="checkbox"/> 中心线	<input type="checkbox"/> 立式	<input type="checkbox"/>	
26	泵壳剖分		<input type="checkbox"/> 径向	<input type="checkbox"/> 轴向			
28	壳体形式		<input type="checkbox"/> 单涡壳	<input type="checkbox"/> 双涡壳	<input type="checkbox"/> 圆筒体	<input type="checkbox"/> 导叶	
29	泵体设计压力		MPa(G)		壳体设计温度 °C		
30	叶轮型式		<input type="checkbox"/> 闭式	<input type="checkbox"/> 半开式	<input type="checkbox"/> 开式		
31	转向		<input type="checkbox"/> 逆时针	<input type="checkbox"/> 顺时针	(从联轴器端看)		
32	轴承型式		<input type="checkbox"/> 径向	<input type="checkbox"/> 止推	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/> 型号:	
33	轴承润滑方式		<input type="checkbox"/> 油浴	<input type="checkbox"/> 抛油环	<input type="checkbox"/> 油环	<input type="checkbox"/> 油雾	<input type="checkbox"/> 干油
34	传动方式		<input type="radio"/> 直联	<input type="radio"/> 齿轮箱	<input type="radio"/> 皮带		
35	联轴器		<input type="radio"/> 弹性柱销	<input type="radio"/> 弹性膜片	<input type="radio"/>	<input type="radio"/> 带加长段	
<input type="triangle"/> 材料							
36	<input type="radio"/> API 610 材料代号						
37	壳体		轴套		叶轮口环		
38	叶轮		喉部衬套		壳体口环		
39	轴		节流衬套				
40							

公司名称		离心泵数据表		编号:		修改:	
		位号:		第 3 页 共 3 页			
△密封和冲洗							
40	○机械密封		○API 代号:		○机械密封件材料		○填料密封
41	型式	○单端面    ○双端面    ○串联		动环		型式	
		○平衡型    ○非平衡型		静环		填料环数量	
42	○密封管路方案:		管道材料		○碳钢无缝钢管    ○不锈钢无缝钢管    ○		
43	○辅助密封管路方案:		管道材料		○碳钢无缝钢管    ○不锈钢无缝钢管    ○		
44	○外冲洗液名称:		○温度℃		□压力, MPa (G)		□流量, m <sup>3</sup> /h
45	○密封液名称:		○温度℃		□压力, MPa (G)		□流量, m <sup>3</sup> /h
△冷却或加热							
46	○冷却水管路方案		API 代号:	管道材料	○碳钢无缝钢管    ○不锈钢无缝钢管    ○		
47	○冷却/加热部位		○泵壳    ○轴承箱    ○密封腔    ○支座    ○密封冷却器				
48	○冷却/加热介质		○循环水    ○新鲜水    ○冷凝水    ○盐水    ○				
49	□总冷却水量, m <sup>3</sup> /h		○进水/回水压力, /		MPa (G)	○进/出口温度, /    °C	
50	其它:						
△电动机							
51	○制造厂				○额定功率, kW		
52	○安装型式		○B3    ○V1    ○		○型号		
53	○防爆要求				○防护/绝缘要求		
54	○进线方式		○钢管布线    ○塑套电缆		○起动方式		○直接    ○Y-△    ○启动设备
55	○电源(电压/相/频率)		V/3Ph/50Hz		○转速, r/min		
56	□起动时间, (s)				□堵转时间, s		
57	□起动电流, (A)				□堵转电流, A		
58	□额定电流, (A)				□功率因数		
○检查和试验							
59	试验		观察	非见证	见证	检查	○材料合格证
		性能	○	○	○		○车间检查
		水压	○	○	○		○试验后拆卸与检查
		汽蚀余量	○	○	○		○
□重量, kg							
60	总重		泵		电机	底盘	辅助设备
61	其它:						
○主要供货范围							
62	○泵    ○电动机		○共用底座		○地脚螺栓、螺母、垫片		
	○联轴器    ○防护罩 (○无火花型)		○进、出口配对法兰及螺栓、螺母、垫片				
	○要求以法兰连接的辅助管道要配到底盘端面 ○						
○制造厂的资料							
63	机组外形图		应包括外形尺寸、基础尺寸及主要管口尺寸等			填充完整的数据表	
64	泵剖面图		应标出主要零部件名称			密封装配图	
65	试验曲线		应给出额定点、最小流量点			动静载荷, 管口承受的力和力矩	
66	辅助配管图		应包括放空、放空、冲洗、冷却等管口			随机发送操作手册	
△说明							
1	执行标准:						
2							
3							
4							
5							
6							
7							
8							
9							
10							
11							

公司名称		屏蔽泵数据表		编号:		修改:	
		位号:		第 2 页 共 3 页			
注: <input type="radio"/> 由买方填写 <input type="checkbox"/> 由制造厂填写 <input type="checkbox"/> 双方共同填写							
设备名称:		台数:		操作:		台 备用: 台	
泵制造厂:		型式:		型号:			
○操作条件							
1	输送介质						
2	腐蚀/冲蚀, 原因						
3	介质入口温度, °C		最小		正常		最大
4	入口条件下的密度, kg/m <sup>3</sup>						
5	入口条件下的粘度, mPa·s						
6	入口条件下的汽化压力, MPa (A)						
7	入口压力, MPa (A)		最小		正常		最大
8	出口压力, MPa (A)						
9	压差, MPa						
10	扬程, m						
11	流量, m <sup>3</sup> /h		最小		正常		额定
12	有效汽蚀裕量, m				有效功率	kW	
13	工作场所		<input type="radio"/> 室内 <input type="radio"/> 室外 <input type="radio"/> 腐蚀 <input type="radio"/> 防腐等级:				
14	危险区域划分		<input type="radio"/> 危险介质分级分组: <input type="radio"/> 危险区类别:				
□性能							
15	性能曲线号				级数		
16	效率, %				设计叶轮直径, mm		
17	扬程 (曲线), m				最大/最小叶轮直径, mm/mm		
18	轴功率, kW				汽蚀比转速		
19	必需汽蚀裕量, m				轴向推力, kN		
20	最小连续稳定流量, m <sup>3</sup> /h				惯性矩, kg·m <sup>2</sup>		
21	泵转速, r/min						
△结构							
22	主管口	名称	公称尺寸	压力等级	密封面	位置	
		进口					
		出口					
23	壳体开孔		<input type="checkbox"/> 放空	<input type="checkbox"/> 放净	<input type="checkbox"/> 仪表	<input type="checkbox"/>	
		型式					
		规格					
24	管口法兰标准:						
25	机型	<input type="radio"/> 基本型 <input type="radio"/> 自吸型 <input type="radio"/> 逆循环型 <input type="radio"/> 高温分离型 <input type="radio"/>					
26	泵体区分	<input type="radio"/> 轴流 <input type="radio"/> 低 Na 用 <input type="radio"/> 立轴 <input type="radio"/> 双吸 <input type="radio"/>					
27	诱导轮	<input type="radio"/> 无 <input type="radio"/> 有					
28	泵体安装方式	<input type="checkbox"/> 底脚 <input type="checkbox"/> 中心线 <input type="checkbox"/>					
29	泵壳剖分	<input type="checkbox"/> 径向 <input type="checkbox"/>					
30	壳体形式	<input type="checkbox"/> 单涡壳 <input type="checkbox"/> 双涡壳 <input type="checkbox"/> 圆筒体 <input type="checkbox"/> 导叶					
31	循环管结构	<input type="checkbox"/> 标准管 <input type="checkbox"/> 管带换热器 <input type="checkbox"/> 管带夹套 <input type="checkbox"/> 后部注液方式 <input type="checkbox"/>					
32	壳体设计压力	MPa (G)		壳体设计温度 °C			
33	叶轮型式	<input type="checkbox"/> 闭式 <input type="checkbox"/> 半开式 <input type="checkbox"/> 开式					
34	转向	<input type="checkbox"/> 逆时针 <input type="checkbox"/> 顺时针 (从驱动端看)					
35	轴承型式	<input type="checkbox"/> 径向 <input type="checkbox"/> 止推 <input type="checkbox"/> <input type="checkbox"/> 型号:					
36	备注:						
37							
38							
△材料							
39	壳体	定子屏蔽套		后轴承座			
40	叶轮	转子屏蔽套		电机法兰			
41	轴	连接体前轴承座		轴套推力盘			
42	轴承						

公司名称		屏蔽泵数据表 位号:		编号:		修改:	
				第 3 页 共 3 页			
△冷却及加热							
43	○管道材料	○碳钢无缝钢管		○不锈钢无缝钢管		○	
44	○冷却部位	○电机		○换热器		○泵壳	
45	○冷却水	○循环水		○新鲜水		○冷凝水	
46	□总冷却水量	m <sup>3</sup> /h		进水/回水压力? / MPa (G)		进/出口温度 / °C	
47	其它要求						
△屏蔽电机							
48	○防爆要求			○额定功率, kW			
49	○防护/绝缘要求			○进线方式		○钢管布线 ○塑套电缆	
50	○TRG 表要求	○机上 ○遥控 ○保护箱 ○报警器		○起动方式		○直接 ○Y-△ ○启动设备	
51	○电源 (电压/柜/频率)	V/3Ph/50Hz		○转速, r/min			
52	□起动时间, s			□堵转时间, s			
53	□起动电流, A			□堵转电流, A			
54	□额定电流, A			□功率因数			
○检查和试验							
55	试验	观察	非见证	见证	检查	○材料合格证	
	性能	○	○	○		○车间检查	
	水压	○	○	○		○试验后拆卸与检查	
	汽蚀余量	○	○	○		○	
□重量 (kg)							
56	总重	底盘		辅助设备			
57	其它						
○主要供货范围							
58	○屏蔽泵 ○地脚螺栓、螺母、垫片 ○进、出口配对法兰及螺栓、螺母、垫片 ○有关仪表 ○要求以法兰连接的辅助管道要配到底盘端面 ○ ○						
○制造厂的资料							
59	机组外形图	应包括外形尺寸、基础尺寸及主要管口尺寸等				填充完整的数据表	
60	泵剖面图	应标出主要零部件名称				随机发送操作手册	
61	试验曲线	应给出额定点、最小流量点					
62	辅助配管图	应包括放空、放空、冲洗、冷却等管口					
△说明							
1	执行标准:						
2	技术附件编号:						
3							
4							
5							
6							
7							
8							
9							
10							
11							
12							
13							
14							
15							
16							
17							
18							
19							
20							

公司名称		往复泵计量泵数据表		编号:		修改:	
		位号:		第 2 页 共 3 页			
注: <input type="radio"/> 由买方填写 <input type="radio"/> 由制造厂填写 <input type="radio"/> 双方共同填写							
设备名称:		台数:		操作:		台 备用: 台	
泵制造厂:		型式:		型号:			
<input type="radio"/> 操作条件							
1	输送介质						
2	腐蚀/冲蚀原因						
3	介质入口温度, °C		最小		正常		最大
4	入口条件下的密度, kg/m <sup>3</sup>						
5	入口条件下的粘度, mPa·s						
6	入口条件下的汽化压力, MPa (A)						
7	入口压力, MPa (G)		最小		正常		最大
8	出口压力, MPa (G)						
9	压差, MPa						
10	惯性头, m						
11	流量, L/h		最小		正常		额定
12	有效汽蚀裕量, m				有效功率	kW	
13	工作场所		<input type="radio"/> 室内 <input type="radio"/> 室外 <input type="radio"/> 腐蚀 防腐等级:				
14	电气分区		<input type="radio"/> 爆炸物级别: <input type="radio"/> 电气危险区域				
<input type="radio"/> 性能							
15	额定流量, L/h				往复次数, 1/min		
16	排出压力, MPa (G)				柱塞直径, mm		
17	轴功率, kW				行程, mm		
18	必需汽蚀裕量, m				计量精度, %		
19	液压试验压力, MPa (G)				流量调节范围, %		
20	其它:						
<input type="radio"/> 结构							
21	主管口	名称	公称尺寸	压力等级	密封面	位置	
		进口					
		出口					
23	其它开口		<input type="checkbox"/> 放空	<input type="checkbox"/> 放净	<input type="checkbox"/> 仪表	<input type="checkbox"/> 冲洗	
		型式					
		规格					
23	管口法兰标准						
24	液力端型式	<input type="checkbox"/> 柱塞式 <input type="checkbox"/> 单隔膜式 <input type="checkbox"/> 双隔膜式 <input type="checkbox"/> 单作用 <input type="checkbox"/> 双作用 <input type="checkbox"/> 缸数 <input type="checkbox"/> 阀型式 <input type="checkbox"/> 单缸阀数 吸入阀: 排出阀:					
25	动力端型式	<input type="checkbox"/> 曲柄一连杆 <input type="checkbox"/> 偏心轮 <input type="checkbox"/> <input type="radio"/> 空气直接驱动 <input type="radio"/>					
26	传动方式	<input type="checkbox"/> 皮带传动 <input type="checkbox"/> 减速器 <input type="checkbox"/> 直联					
27	联轴器	<input type="radio"/> 弹性柱销 <input type="radio"/> 弹性膜片 <input type="radio"/> <input type="radio"/> 带加长段					
28	润滑方式	<input type="checkbox"/> 油浴 <input type="checkbox"/> 强制 <input type="checkbox"/> <input type="checkbox"/> 油牌号:					
29	底座	<input type="checkbox"/> 泵驱动机共用 <input type="checkbox"/> 泵驱动机分离 <input type="checkbox"/>					
30	进口缓冲器	<input type="checkbox"/> 隔膜式 <input type="checkbox"/> 气液接触式 <input type="checkbox"/> 容积: m <sup>3</sup> <input type="checkbox"/> 压力: MPa (G) <input type="checkbox"/> 容积: m <sup>3</sup> <input type="checkbox"/> 压力: MPa (G)					
31	出口缓冲器	<input type="checkbox"/> 隔膜式 <input type="checkbox"/> 气液接触式 <input type="checkbox"/> 容积: m <sup>3</sup> <input type="checkbox"/> 压力: MPa (G) <input type="checkbox"/> 容积: m <sup>3</sup> <input type="checkbox"/> 压力: MPa (G)					
32	减速器	<input type="checkbox"/> 型式: <input type="checkbox"/> 型号: <input type="checkbox"/> 减速比: <input type="checkbox"/> 制造厂:					
33	工作介质	<input type="checkbox"/> 动力液体: <input type="checkbox"/> 中间液体:					
34	安全阀	<input type="checkbox"/> 泵内 <input type="checkbox"/> 独立 <input type="checkbox"/> 设定压力: MPa (G)					
35	其它	<input type="checkbox"/> 隔膜破裂报警装置 <input type="checkbox"/>					
<input type="radio"/> 材料							
36	缸体	缸衬		阀球			
37	柱塞	活塞杆		阀座			
38	活塞环	隔膜		阀弹簧			
39	其它:						

公司名称		往复泵计量泵数据表		编号:		修改:	
		位号:		第 3 页 共 3 页			
○流量控制							
40	流量调节方式	○就地控制	○遥控	○变速	○行程调节	○	
		○手动	○自动	○气信号	○电信号	○	
41							
□密封							
42	填料环材料				填料环数量		
43	其它:						
△冷却或加热							
44	管道材料	○碳钢无缝钢管    ○不锈钢无缝钢管    ○					
45	冷却/加热部位	○轴承箱    ○填料函    ○夹套    ○					
46	冷却/加热介质	○循环水    ○新鲜水    ○冷凝水    ○盐水    ○热水    ○蒸汽					
47	□总冷却/加热水量    m <sup>3</sup> /h	○进水/回水压力		/    MPa (G)		○进/出口温度    /    °C	
48	其它:						
△电动机							
49	○制造厂				○额定功率, kW		
50	○安装型式	○B3    ○V1    ○			○型号		
51	○防爆要求				○防护/绝缘要求		
52	○进线方式	○钢管布线    ○塑套电缆			○起动方式	○直接    ○Y-△    ○启动设备	
53	○电源 (电压/相/频率)	V/3P/50Hz			○转速, r/min		
54	□起动时间, s				□堵转时间, s		
55	□起动电流, A				□堵转电流, A		
56	□额定电流, A				□功率因数		
○检查和试验							
57	试验	观察	非见证	见证	检查	○车间检查	
	性能	○	○	○		○试验后拆卸与检查	
	水压	○	○	○		○	
	汽蚀余量	○	○	○		○	
	机械运转试验	○	○	○			
□重量, kg							
58	总重		泵		电机	底盘	辅助设备
○主要供货范围							
59	○泵    ○电动机    ○共用底座    ○地脚螺栓、螺母、垫片    ○监控仪表 ○联轴器    ○防护罩 (○无火花型)    ○安全阀    ○进口缓冲器    ○出口缓冲器 ○减速器    ○皮带传动装置    ○进、出口配对法兰及螺栓、螺母、垫片    ○润滑油系统 ○要求以法兰连接的辅助管道要配到底盘端面						
○制造厂的资料							
60	机组外形图	应包括外形尺寸、基础尺寸及主要管口尺寸等				填充完整的数据表	
61	泵剖面图	应标出主要零部件名称				密封装配图	
62	试验曲线	应给出额定点				随机发送操作手册	
63	辅助配管图	应包括放空、放空、冲洗、冷却等管口					
△说明							
1	执行标准:						
2							
3							
4							
5							
6							
7							
8							
9							
10							
11							
12							

公司名称		转子泵数据表		编号:		修改:	
		位号:		第 2 页 共 3 页			
注: <input type="checkbox"/> 由买方填写 <input type="checkbox"/> 由制造厂填写 <input type="checkbox"/> 双方共同填写							
设备名称:		台数:		操作:		台 备用:      台	
泵制造厂:		型式:		型号:			
○操作条件							
1	输送介质			介质特性		○腐蚀性    ○磨蚀性    ○有毒	
2	固体含量 (湿基), wt%			固体粒度, mm			
3	介质入口温度, °C	最小		正常		最大	
4	入口条件下的密度, kg/m <sup>3</sup>						
5	入口条件下的粘度, mPa·s						
6	入口条件下的汽化压力, MPa (A)						
7	入口压力, MPa (G)	最小		正常		最大	
8	出口压力, MPa (G)						
9	压差, MPa						
10	扬程, m						
11	流量, m <sup>3</sup> /h	最小		正常		额定	
12	有效汽蚀裕量, m			有效功率		kW	
13	工作场所	○室内      ○室外      ○腐蚀    防腐等级:					
14	危险区域划分	○危险介质分级分组:      ○危险区类别:					
□性能							
15	性能曲线号			允许最高转速,		r/min	
16	容积效率, %			允许最低转速,		r/min	
17	总效率, %			最大允许压力,		MPa (G)	
18	轴功率, kW			液压试验压力,		MPa (G)	
19	必需汽蚀裕量, m			夹套设计压力,		MPa (G)	
20	泵排量, m <sup>3</sup> /h			安全阀设定压力,		MPa (G)	
21	泵额定转速, r/min			其它:			
△结构							
22	主管口	名称	公称尺寸	压力等级	密封面	位置	
		进口					
		出口					
23	壳体开孔		<input type="checkbox"/> 放空	<input type="checkbox"/> 放净	<input type="checkbox"/> 仪表	<input type="checkbox"/> 夹套	
		型式					
		规格					
24	密封压盖开孔		<input type="checkbox"/> 放空	<input type="checkbox"/> 放净	<input type="checkbox"/> 冲洗	<input type="checkbox"/> 封液	
		型式					
		规格					
25	管口法兰标准						
26	泵体安装方式	<input type="checkbox"/> 底脚	<input type="checkbox"/> 中心线	<input type="checkbox"/> 托架	<input type="checkbox"/>		
27	泵壳剖分	<input type="checkbox"/> 径向	<input type="checkbox"/> 轴向				
28	转向	<input type="checkbox"/> 逆时针	<input type="checkbox"/> 顺时针	(从联轴器端看)			
29	轴承型式	<input type="checkbox"/> 径向	<input type="checkbox"/> 止推	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/> 型号		
30	转承润滑方式	<input type="checkbox"/> 油浴	<input type="checkbox"/> 油环	<input type="checkbox"/> 压力	<input type="checkbox"/> 干油 <input type="checkbox"/> 油牌号		
31	底座	<input type="checkbox"/> 共用	<input type="checkbox"/> 泵与驱动机分离	<input type="checkbox"/>			
32	传动方式	<input type="checkbox"/> 直联	<input type="checkbox"/> 齿轮	<input type="checkbox"/> 皮带			
33	联轴器	<input type="checkbox"/> 弹性柱销	<input type="checkbox"/> 弹性膜片	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/> 带加长段		
34	安全阀	<input type="checkbox"/> 内部	<input type="checkbox"/> 外部	<input type="checkbox"/> 装在管道上			
35	其它						
□材料							
36	壳体		轴套		轴承箱		
37	转子		滑片		同步齿轮		
38	轴		端板		底盘		
39							
40							

公司名称		转 子 泵 数 据 表		编号:		修改:		
		位号:		第 3 页 共 3 页				
△密封和冲洗								
40	○机械密封		○API 代号:		○机械密封件材料		○填料密封	
41	型式	○单端面 ○双端面 ○串联		动环		型式		
		○平衡型 ○非平衡型		静环		填料环数量		
42	○密封管路方案:		管道材料		○碳钢无缝钢管 ○不锈钢无缝钢管 ○			
43	○辅助密封管路方案:		管道材料		○碳钢无缝钢管 ○不锈钢无缝钢管 ○			
44	○外冲洗液名称:		□温度, °C		□压力, MPa (G)		□流量, m³/h	
45	○密封液名称:		□温度, °C		□压力, MPa (G)		□流量, m³/h	
△冷却或加热								
46	○冷却水管路方案		○管道材料		○碳钢无缝钢管 ○不锈钢无缝钢管 ○			
47	○冷却/加热部位		○泵壳 ○轴承箱 ○密封腔 ○支座 ○					
48	○冷却/加热介质		○循环水 ○新鲜水 ○冷凝水 ○盐水 ○热水 ○蒸汽					
49	□总冷却/加热水量, m³/h		○进水/回水压力, /MPa (G)		○进/出口温度, / °C			
50	其它:							
△电动机								
51	○制造厂				○额定功率, kW			
52	○安装型式		○B3 ○V1 ○		○型号			
53	○进线方式		○钢管布线 ○塑套电缆		○起动方式		○直接 ○Y-△ ○启动设备	
54	○防爆要求				○防护/绝缘要求			
55	○电源 (电压/相/频率)		V/3Ph/50Hz		○转速, r/min			
56	□起动时间, s				□堵转时间, s			
57	□起动电流, A				□堵转电流, A			
58	□额定电流, A				□功率因数			
○检查和试验								
59	试验	观察	非见证	见证	检查	○车间检查		
		性能	○	○		○	○试验后拆卸与检查	
		水压	○	○		○	○	
		机械运转	○	○		○	○	
		汽蚀余量	○	○		○	○	
□重量, kg								
60	总重		泵		电机		底盘	
61	其它:							
○主要供货范围								
63	○泵 ○电动机 ○共用底座 ○地脚螺栓、螺母、垫片							
	○联轴器 ○防护罩 (○无火花型) ○传动装置 ○润滑油系统 ○安全阀							
	○要求以法兰连接的辅助管道要配到底盘端面 ○进、出口配对法兰及螺栓、螺母、垫片							
○制造厂的资料								
63	机组外形图		应包括外形尺寸、基础尺寸及主要管口尺寸等				填充完整的数据表	
64	泵剖面图		应标出主要零部件名称				密封装配图	
65	试验曲线		应给出额定点、最小流量点				随机发送操作手册	
66	辅助配管图		应包括放空、放空、冲洗、冷却等管口					
△说明								
1	执行标准:							
2								
3								
4								
5								
6								
7								
8								
9								
10								
11								



公司名称		通 风 机 数 据 表		编号:		修改:		
		位号:		第 2 页 共 3 页				
注:		<input type="checkbox"/> 由买方填写		<input type="checkbox"/> 由制造厂填写		<input type="checkbox"/> 双方共同填写		
设备名称		台数:		操作:		台 备用: 台		
风机制造厂		型式:		型号:				
<input type="checkbox"/> 操作条件								
1	气体名称	组分名称	mol%	相对分子质量	备注			
	1							
	2							
	3							
	4							
5								
2	腐蚀/磨蚀介质							
3	安装环境		<input type="checkbox"/> 室内 <input type="checkbox"/> 室外 <input type="checkbox"/> 腐蚀		防腐等级? <input type="checkbox"/> 危险介质分级分组: <input type="checkbox"/> 危险区类别:			
4	相对湿度, %		重量流量 (干), kg/h					
5	平均相对分子质量		体积流量 (进口状态下), m <sup>3</sup> /h					
6	进口条件下密度, kg/m <sup>3</sup>		进口压力, kPa (G)					
7	绝热指数, K		出口压力, kPa (G)					
8	进口温度, °C		全压, kPa					
9	压缩系数, Z		出口温度, °C					
10	注:							
<input type="checkbox"/> 性能								
11	性能曲线号		级数					
12	内效率, %		叶轮直径, mm					
13	全压效率, %		壳体设计压力, kPa (G)					
14	轴功率, kW		比转速					
15	风机转速, r/min		轴向推力, kN					
16	噪声等级, dBA		惯性矩, kg·m <sup>2</sup>					
17	注:							
<input type="checkbox"/> 结构								
18	主管口	名称	公称尺寸		压力等级		密封面	位置
		进口						
		出口						
19	出口方位	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/> 其它
		<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	其它
20	壳体开孔			<input type="checkbox"/> 放空		<input type="checkbox"/> 放净		<input type="checkbox"/> 仪表
		型式						<input type="checkbox"/> 其它
		规格						
21	壳体支撑方式	<input type="checkbox"/> 底脚		<input type="checkbox"/> 轴中心线		<input type="checkbox"/> 悬挂		
22	壳体剖分型式	<input type="checkbox"/> 轴向		<input type="checkbox"/> 径向				
23	风机转向	<input type="checkbox"/> 顺时针		<input type="checkbox"/> 逆时针		(面对联轴器)		
24	叶轮型式	<input type="checkbox"/> 闭式		<input type="checkbox"/> 半开式		<input type="checkbox"/> 开式		
25	轴承型式	径向轴承:		<input type="checkbox"/> 滑动		<input type="checkbox"/> 流动		
		止推轴承:		<input type="checkbox"/> 滑动		<input type="checkbox"/> 滚动		
26	润滑方式	<input type="checkbox"/> 油脂		<input type="checkbox"/> 油环		<input type="checkbox"/> 压力油		
27	进口可调导叶	<input type="checkbox"/> 手动调节		<input type="checkbox"/> 气动调节		<input type="checkbox"/> 无		
28	底座	<input type="checkbox"/> 风机与驱动机共用		<input type="checkbox"/> 分开				
29	传动方式	<input type="checkbox"/> 直联		<input type="checkbox"/> 皮带		<input type="checkbox"/> 齿轮箱		
30	联轴器	<input type="checkbox"/> 弹性柱销		<input type="checkbox"/> 弹性膜片		<input type="checkbox"/> 带加长段		
31	其它:	<input type="checkbox"/> 检查和清洗口		<input type="checkbox"/> 进口滤网		<input type="checkbox"/> 进口消声器		
32		<input type="checkbox"/> 出口消声器						

公司名称		通 风 机 数 据 表		编号:		修改:	
		位号:		第 3 页 共 3 页			
△密封和冲洗							
33	<input type="radio"/> 填料密封		<input type="radio"/> 迷宫密封		<input type="radio"/> 浮环密封		
34	<input type="checkbox"/> 型式						
35	<input type="checkbox"/> 填料环数量						
△冷却							
36	<input type="radio"/> 冷却部位		<input type="radio"/> 轴承箱		<input type="radio"/> 密封腔		<input type="radio"/> 支座 <input type="radio"/>
37	<input type="radio"/> 冷却水		<input type="radio"/> 循环水		<input type="radio"/> 新鲜水		<input type="radio"/> 冷凝水 <input type="radio"/> 盐水
38	<input type="checkbox"/> 总冷却水量, m <sup>3</sup> /h		<input type="radio"/> 进水/回水压力, / MPa (G)		<input type="radio"/> 进/出口温度, / °C		
39	管道材料:		<input type="radio"/> 碳钢无缝钢管		<input type="radio"/> 不锈钢无缝钢管		<input type="radio"/>
40	其它要求:						
<input type="checkbox"/> 材料							
41	壳体		轴套		衬里		
42	叶轮		垫片				
43	轴		底盘				
△电动机							
44	<input type="radio"/> 制造厂				<input type="radio"/> 额定功率, kW		
45	<input type="radio"/> 安装型式		<input type="radio"/> B3 <input type="radio"/> V1 <input type="radio"/>		<input type="radio"/> 型号		
46	<input type="radio"/> 防爆要求				<input type="radio"/> 防护/绝缘要求		
47	<input type="radio"/> 进线方式		<input type="radio"/> 钢管布线 <input type="radio"/> 塑套电缆		<input type="radio"/> 起动方式		<input type="radio"/> 直接 <input type="radio"/> Y-△ <input type="radio"/> 启动设备
48	<input type="radio"/> 电源 (电压/相/频率)		V/3Ph/50Hz		<input type="radio"/> 转速, r/min		
49	<input type="checkbox"/> 起动时间, s				<input type="checkbox"/> 堵转时间, s		
50	<input type="checkbox"/> 起动电流, A				<input type="checkbox"/> 堵转电流, A		
51	<input type="checkbox"/> 额定电流, A				<input type="checkbox"/> 功率因数		
<input type="radio"/> 试验和检验							
52		性能试验	静平衡试验	动平衡试验	水压试验	机械运行试验	试验后拆卸与检查
	观察	<input type="radio"/>	<input type="radio"/>	<input type="radio"/>	<input type="radio"/>	<input type="radio"/>	<input type="radio"/>
	非见证	<input type="radio"/>	<input type="radio"/>	<input type="radio"/>	<input type="radio"/>	<input type="radio"/>	<input type="radio"/>
	见证	<input type="radio"/>	<input type="radio"/>	<input type="radio"/>	<input type="radio"/>	<input type="radio"/>	<input type="radio"/>
<input type="checkbox"/> 重量, kg							
53	总重		风机		驱动器		底盘 最大维修件
<input type="radio"/> 主要供货范围							
54	<input type="radio"/> 风机 <input type="radio"/> 驱动器		<input type="radio"/> 共用底座		<input type="radio"/> 地脚螺栓、螺母、垫片		
	<input type="radio"/> 联轴器 <input type="radio"/> 防护罩 ( <input type="radio"/> 无火花型)		<input type="radio"/> 进口滤网		<input type="radio"/> 皮带传动装置		
	<input type="radio"/> 消声器 <input type="radio"/> 进口导叶		<input type="radio"/> 进、出口配对法兰及螺栓、螺母、垫片				
	<input type="radio"/> 要求以法兰连接的辅助管道要配到底盘端面						
<input type="radio"/> 制造厂的资料							
55	机组外形图		应包括外形尺寸、基础尺寸及主要管口尺寸等			填充完整的数据表	
56	风机剖面图		应标出主要零部件名称			密封装配图	
57	试验曲线		应给出额定值			随机发送操作手册	
58	辅助配管图		应包括放空、放空、冷却等管口				
△说明							
1	执行标准:						
2							
3							
4							
5							
6							
7							
8							
9							
10							
11							
12							

公司名称		罗茨鼓风机数据表		编号:		修改:	
		位号:		第 2 页 共 3 页			
注: <input type="radio"/> 由买方填写 <input type="checkbox"/> 由制造厂填写 <input type="triangle"/> 双方共同填写							
设备名称:		台数:		操作:		台 备用: 台	
风机制造厂:		型式:		型号			
○操作条件							
1	气体名称	组分名称	mol %	相对分子质量	备注		
	1						
	2						
	3						
	4						
	5						
2	腐蚀/磨损介质						
3	安装环境		<input type="radio"/> 室内 <input type="radio"/> 室外 <input type="radio"/> 腐蚀 防腐等级: <input type="radio"/> 危险介质分级分组: <input type="radio"/> 危险区类别:				
4	相对湿度, %		重量流量 (干), kg/h				
5	平均相对分子质量		体积流量 (进口状态下), m <sup>3</sup> /h				
6	进口条件下密度, kg/m <sup>3</sup>		进口压力, kPa (G)				
7	绝热指数, K		出口压力, kPa (G)				
8	进口温度, °C		压缩比,				
9	出口温度, °C		压缩系数 Z,				
10	注:						
□性能							
11	性能曲线号		转子长径比				
12	容积效率, %		转子直径, mm				
13	轴功率, kW		壳体设计压力, kPa (G)				
14	风机转速, r/min		壳体设计温度, °C				
15	临界转速, r/min		噪声等级, dBA				
16							
17	注:						
△结构							
18	主管口	名称	公称尺寸	压力等级	密封面	位置	
		进口					
		出口					
19	壳体开孔		○放空	○放净	○仪表	□其它	
		型式					
		规格					
20	□管口法兰标准:						
21	力和力矩	管口允许的力和力矩	进口		出口		
			力, kN	力矩, kN·m	力, kN	力矩, kN·m	
			轴向				
			垂直				
		水平 90 度					
22	壳体剖分型式		<input type="checkbox"/> 轴向 <input type="checkbox"/> 径向				
23	转子制造方法		<input type="checkbox"/> <input type="checkbox"/>				
24	风机转向		<input type="checkbox"/> 顺时针 <input type="checkbox"/> 逆时针 (从驱动端看)				
25	同步齿轮		<input type="checkbox"/> 型式:		<input type="checkbox"/> 润滑方式:		<input type="checkbox"/> 油牌号:
26	轴承型式		径向轴承: <input type="checkbox"/> 滑动		<input type="checkbox"/> 滚动		<input type="checkbox"/> 轴承型号:
			止推轴承: <input type="checkbox"/> 滑动		<input type="checkbox"/> 滚动		<input type="checkbox"/> 轴承型号:
27	轴承润滑方式		<input type="checkbox"/> 油脂 <input type="checkbox"/> 油环		<input type="checkbox"/> 压力油		<input type="checkbox"/> 油牌号:
28	流量调节方式		<input type="checkbox"/> 旁路 <input type="checkbox"/> 进口节流		<input type="checkbox"/> 变转速		<input type="checkbox"/> 无 <input type="checkbox"/> 调节范围:
29	底座		<input type="checkbox"/> 风机与驱动机共用		<input type="checkbox"/> 分开		
30	传动方式		<input type="checkbox"/> 直联 <input type="checkbox"/> 皮带		<input type="checkbox"/> 齿轮箱		
31	联轴器		<input type="checkbox"/> 弹性柱销 <input type="checkbox"/> 弹性膜片		<input type="checkbox"/> <input type="checkbox"/>		<input type="checkbox"/> 带加长段
32	其它:		<input type="checkbox"/> 检查和清洗口 <input type="checkbox"/> 进口滤网		<input type="checkbox"/> 进口消声器		<input type="checkbox"/> 出口消声器 <input type="checkbox"/> 隔声罩:

公司名称		罗茨鼓风机数据表		编号:		修改:	
		位号:		第 3 页 共 3 页			
△密封和冲洗							
33	<input type="radio"/> 填料密封		<input type="radio"/> 迷宫密封		<input type="radio"/> 浮环密封		
34	<input type="checkbox"/> 型式						
35	<input type="checkbox"/> 填料环数量						
△冷却							
36	<input type="radio"/> 冷却部位		<input type="radio"/> 轴承箱		<input type="radio"/> 密封腔		<input type="radio"/> 机壳
37	<input type="radio"/> 冷却水		<input type="radio"/> 循环水		<input type="radio"/> 新鲜水		<input type="radio"/> 冷凝水
38	<input type="checkbox"/> 总冷却水量, m <sup>3</sup> /h		<input type="radio"/> 进水/回水压力, / MPa (G)		<input type="radio"/> 进/出口温度, /		℃
39	管道材料:		<input type="radio"/> 碳钢无缝钢管		<input type="radio"/> 不锈钢无缝钢管		<input type="radio"/>
40	其它要求:						
<input type="checkbox"/> 材料							
41	壳体		轴套				
42	转子		同步齿轮				
43	轴		底座				
△电动机							
44	<input type="radio"/> 制造厂				<input type="radio"/> 额定功率, kW		
45	<input type="radio"/> 安装型式		<input type="radio"/> B3 <input type="radio"/> V1 <input type="radio"/>		<input type="radio"/> 型号		
46	<input type="radio"/> 防爆要求				<input type="radio"/> 防护/绝缘要求		
47	<input type="radio"/> 进线方式		<input type="radio"/> 钢管布线 <input type="radio"/> 塑套电缆		<input type="radio"/> 起动方式		<input type="radio"/> 直接 <input type="radio"/> Y—△ <input type="radio"/> 启动设备
48	<input type="radio"/> 电源 (电压/相/频率)		V/3Ph/50Hz		<input type="radio"/> 转速, r/min		
49	<input type="checkbox"/> 起动时间, s				<input type="checkbox"/> 堵转时间, s		
50	<input type="checkbox"/> 起动电流, A				<input type="checkbox"/> 堵转电流, A		
51	<input type="checkbox"/> 额定电流, A				<input type="checkbox"/> 功率因数		
<input type="radio"/> 试验和检验							
52		性能试验	静平衡试验	动平衡试验	水压试验	机械运转试验	试验后拆卸与检查
	观察	<input type="radio"/>	<input type="radio"/>	<input type="radio"/>	<input type="radio"/>	<input type="radio"/>	<input type="radio"/>
	非见证	<input type="radio"/>	<input type="radio"/>	<input type="radio"/>	<input type="radio"/>	<input type="radio"/>	<input type="radio"/>
	见证	<input type="radio"/>	<input type="radio"/>	<input type="radio"/>	<input type="radio"/>	<input type="radio"/>	<input type="radio"/>
<input type="checkbox"/> 重量, kg							
53	总重		风机		驱动机		底座
<input type="radio"/> 主要供货范围							
54	<input type="radio"/> 鼓风机 <input type="radio"/> 驱动机		<input type="radio"/> 共用底座		<input type="radio"/> 地脚螺栓、螺母、垫片		
	<input type="radio"/> 联轴器 <input type="radio"/> 防护罩 ( <input type="radio"/> 无火花型)		<input type="radio"/> 进口滤网		<input type="radio"/> 皮带传动装置		
	<input type="radio"/> 消声器 <input type="radio"/> 就地仪表		<input type="radio"/> 进、出口配对法兰及螺栓、螺母、垫片				
	<input type="radio"/> 要求以法兰连接的辅助管道要配到底盘端面		<input type="radio"/> 隔声罩		<input type="radio"/>		
<input type="radio"/> 制造厂的资料							
55	机组外形图		应包括外形尺寸、基础尺寸及主要管口尺寸等		填充完整的数据表		
56	风机剖面图		应标出主要零部件名称		密封装配图		
57	试验曲线		应给出额定值		管口允许的力和力矩		
58	辅助配管图		应包括放空、冷却等管口		随机发送操作手册		
△说明							
1	执行标准:						
2	合同技术附件号:						
3							
4							
5							
6							
7							
8							
9							
10							
11							
12							

公司名称		离心式压缩机数据表		编号:		修改:				
		位号:		第 2 页 共 7 页						
注: <input type="radio"/> 由买方填写		<input type="checkbox"/> 由制造厂填写		<input type="checkbox"/> 双方共同填写						
设备名称:		台数:								
压缩机制造厂:		压缩机型号:								
△操作条件										
1	<input type="radio"/> 压缩介质组分 mol%		相对分子质量	正常	额定	其它工况	备注			
	1									
	2									
	3									
	4									
	5									
	6									
	7									
	8									
	9									
2	<input type="radio"/> 重量流量 ( <input type="radio"/> 干, <input type="radio"/> 湿), kg/h									
3	<input type="radio"/> 体积流量 (0.1013MPa, 0℃), Nm <sup>3</sup> /h									
4	<input type="radio"/> 压力, MPa (A)									
5	<input type="radio"/> 温度, ℃									
6	<input type="radio"/> 相对湿度, %									
7	<input type="radio"/> 绝热指数 $C_p/C_v$ ( $K_1$ 或 $K_{平均}$ )									
8	<input type="checkbox"/> 压缩性系数 ( $Z_1$ 或 $Z_{平均}$ )									
9	<input type="checkbox"/> 容积流量 ( <input type="radio"/> 干, <input type="radio"/> 湿), m <sup>3</sup> /h									
10	<input type="radio"/> 出口压力, MPa (A)									
11	<input type="checkbox"/> 温度, ℃									
12	<input type="checkbox"/> 绝热指数 $C_p/C_v$ ( $K_2$ 或 $K_{平均}$ )									
13	<input type="checkbox"/> 压缩性系数 ( $Z_2$ 或 $Z_{平均}$ )									
14	<input type="checkbox"/> 性能曲线号									
15	<input type="checkbox"/> 轴功率 (包括全部损失), kW									
16	<input type="checkbox"/> 多变能量头, N·m/kg									
17	<input type="checkbox"/> 多变效率, %									
18	<input type="checkbox"/> 转速, r/min									
19	<input type="radio"/> 保证点									
20	<input type="checkbox"/> 预计的喘振范围 (上述转速), m <sup>3</sup> /h									
21	操作方式		<input type="radio"/> 连续	<input type="radio"/> 间断	<input type="radio"/> 备用					
22	驱动方式		<input type="radio"/> 电动机	<input type="radio"/> 汽轮机	<input type="radio"/> 详见文件号:					
23	流量调节方式		<input type="radio"/> 可调进口导叶	<input type="radio"/> 进口节流	<input type="radio"/> 旁路	<input type="radio"/> 变转速 <input type="radio"/>				
24	流量调节范围		<input type="radio"/>	<input type="radio"/>	<input type="radio"/>					
25	防喘振旁路		<input type="radio"/> 手动	<input type="radio"/> 自动	<input type="radio"/> 无	<input type="radio"/>				
26	隔声措施		<input type="radio"/> 消声器	<input type="radio"/> 隔声罩	<input type="radio"/> 无	<input type="checkbox"/> 噪声值: dBA				
27	信号源		<input type="radio"/> 电信号 mA	<input type="radio"/> 气信号 MPa (G)	<input type="radio"/> 其它:					
○安装环境及现场条件										
28	环境	安装位置	<input type="radio"/> 室内 <input type="radio"/> 室外 <input type="radio"/>			环境温度	℃			
29		异常条件	<input type="radio"/> 湿热带 <input type="radio"/> 粉尘 <input type="radio"/>			环境湿度	%			
30		危险区域划分	<input type="radio"/> 介质分级分组: <input type="radio"/> 危险区类别:			大气压	mmHg			
31	冷却水	进水温度	℃			允许温升	℃			
32		进水压力	MPa (G)			最大压降	MPa			
33		污垢系数								
34	仪表空气:		压力:	MPa (G)	正常露点: ℃					
35	供电	低压电源	V ph Hz			高压电源	V ph Hz			
36		应急电源	V ph Hz			直流电源	V			
37	供汽		最高压力	正常压力	最低压力	单位	最高温度	正常温度	最低温度	单位
38		驱动机用				MPa (G)				℃
39		加热用				MPa (G)				℃

公司名称		离心式压缩机数据表		编号:		修改:	
		位号:		第 3 页 共 7 页			
△结构特点							
40	气缸	气缸序号		92	轴承箱	型式	<input type="checkbox"/> 单独 <input type="checkbox"/> 整体
41		气缸型号		93		剖分	<input type="checkbox"/> 轴向 <input type="checkbox"/>
42	转速	最高连续转速, r/min		94	径向轴承	材料	
43		跳闸转速, r/min		95		型式	<input type="checkbox"/> 衬套 <input type="checkbox"/> 瓦块
44		叶轮最高周速 (额定转速时), m/s		96		制造厂	
45	临界转速	横向临界转速 (一阶), r/min		97	推力轴承	基本材料	
46		横向临界转速 (二阶), r/min		98		瓦块数	
47		横向临界转速 (三阶), r/min		99		单位载荷, kN	
48		扭转临界转速 (一阶), r/min		100		型式	<input type="checkbox"/> 瓦块式
49		扭转临界转速 (二阶), r/min		101		制造厂	
50	缸壁	扭转临界转速 (三阶), r/min		102	温度监测	基本材料	
51		缸壁厚, mm		103		瓦块数	
52		缸壁腐蚀裕度, mm		104		单位载荷, kN	
53		最高工作压力, MPa (G)		105		润滑方式	
54		最高设计压力, MPa (G)		106		推力盘型式	
55	压力	○系统安全阀整定压力, MPa (G)		107	轴	推力盘材料	
56		水压试验压力, MPa (G)		108		○探测器型式	
57	温度	最高工作温度, °C		109	轴承	○制造厂	
58		最低工作温度, °C		110		○用于径向轴承的数量	
59	机壳	设计温度, °C		111	温度	○用于推力轴承的数量	
60		机壳剖分型式		112		○监视器型式	
61		机壳材料		113		○制造厂	
62	叶轮	机壳剖分处密封		114	监测	量程, °C	
63		每缸叶轮数		115		报警设定值, °C	
64		叶轮型式		116		停车设定值, °C	
65	轴	叶轮材料		117	轴	延时, s	
66		叶轮制造方法		118		○安装位置	
67		轴端型式		119		注:	
68	轴套	轴硬度		120	振动	○探测器型式	<input type="checkbox"/>
69		轴材料		121		○制造厂	
70	平衡盘	轴套材料 (级间密封处)		122	监测	○每个轴承安装数量	
71		轴套材料 (轴密封处)		123		○监视器型式	
72	迷宫密封	平衡盘材料		124	轴	○制造厂	
73		平衡盘面积, mm <sup>2</sup>		125		量程, μm	
74	平衡盘	平衡盘装配方法		126	位移	报警设定值, μm	
75		级间密封型式		127		停车设定值, μm	
76	平衡盘密封	级间密封材料		128	监测	延时, s	
77		平衡盘密封型式		129		○安装位置	
78	轴	平衡盘密封材料		130	轴	注:	
79		○轴封型式		131		○探测器型式	
80	轴封	○轴封稳定压力, MPa (G)		132	轴	○制造厂	
81		○特殊操作条件		133		○安装数量	
82	缓冲气	○缓冲气类别		134	轴	○监视器型式	
83		缓冲气用于	<input type="checkbox"/> 试车口	135		○制造厂	
84	密封	缓冲气流量, m <sup>3</sup> /h		136	位移	○量程, μm	
85		缓冲气压力, MPa (G)		137		报警设定值, μm	
86	其它	接触型密封的附加设备		138	监测	停车设定值, μm	
87		负压密封的加压气体		139		延时, s	
88	隔板	内漏油保证值, m <sup>3</sup> /d		140	轴	○安装位置	
89		隔板材料		141		注:	
90	其它	转向 (从驱动侧看)		142	其它		
91		振动试验允许值 (峰—峰), μm		143			

公司名称		离心式压缩机数据表			编号: 修改:				
		位号:			第 4 页 共 7 页				
△结构特点 (续)									
144	主管口	名称	数量	型式	规格	压力等级	密封面	方位	备注
145		进口							
146		出口							
147		润滑油进口							
148		润滑油出口							
149		密封油进口							
150		密封油出口							
151		机壳排放							
152		其它	级间排放						
153		排气							
154	冷却水								
155	测压								
156	测温								
157	轴承箱吹扫								
158	轴承与密封间吹扫								
159	密封与气体间吹扫								
160	溶剂喷入								
161									
162	○管口法兰标准:								
163	力和力矩	管路允许的力	进口			出口			
164		和力矩	力, kN	力矩, kN·m	力, kN	力矩, kN·m			
165		轴向							
166		垂直							
167		水平 90 度							
168	管路振动								
169									
170									
171									
△辅助设备及附件									
172	联轴器	○型式		□间隔套长度	mm				
173		□型号		○防护罩型式					
174		○制造厂		□润滑方式					
175		□最大连续扭矩		□润滑油量	L/h				
176	底座	○独立底座	○共用底座, 上装: ○压缩机 kN·m		○驱动器 ○齿轮箱				
177		○集液槽	○调水平凸台 ○调水平垫块		○				
178	齿轮箱	○型式		□齿轮材料					
179		○制造厂		□箱体材料					
180		□速比		□润滑方式					
181	过滤器								
182									
183									
184									
185	冷却器								
186									
187									
188	分离器								
189									
190									
191									
192	其它								
193									
194									

公司名称		离心式压缩机数据表				编号:		修改:			
		位号:				第 5 页 共 7 页					
□仪表											
195	压 力 表	用途	就地	就地盘	控制室	220	温 度 计	用途	就地	就地盘	控制室
196		各段气体进出口	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	221		气体进口温度	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
197		压缩机密封气	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	222		气体出口温度	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
198		润滑油总管	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	223		冷却水进出口温度	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
199		密封油总管	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	224		油箱油温	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
200		调节油总管	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	225		油冷却器出口	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
201		油过滤器压差	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	226			<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
202			<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	227		密封油回油	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
203			<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	228		径向轴承	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
204		参比气与密封油压差	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	229		径向轴承回油	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
205		各油泵出口压力	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	230		推力轴承	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
206		密封室压力	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	231		推力轴承回油	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
207		平衡室压力	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	232		脱气槽	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
208		平衡盘压差	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	233		齿轮箱轴承回油	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
209					234	联轴器回油	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>		
210					235	各段气体进口温度	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>		
211					236	各段气体出口温度	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>		
212					237						
213	液 位 计	各气体分离器	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	238	液 流 视 镜	压缩机各轴承回油	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
214		润滑油箱	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	239		齿轮箱各轴承回油	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
215		密封油箱	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	240		联轴器回油	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
216		润滑油高位槽	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	241		油冷却器水出口	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
217		密封油高位槽	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	242					
218		密封油收集器	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	243		轴位移指示	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
219						244		轴振动指示	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
报警与联锁停车											
245		项目	接点信号	就地盘	控制室	259		项目	接点信号	就地盘	控制室
246		报警停车	报警停车	报警停车	报警停车	260		报警停车	报警停车	报警停车	报警停车
247		进气压力低	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	261		段间分离器液位高	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
248		进气压力高	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	262		密封油—气压差低	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
249		进气温度高	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	263		润滑油箱油位低	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
250		排气压力低	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	264		密封油箱油位低	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
251		排气压力高	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	265		润滑油高位油箱油位低	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
252		排气温度高	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	266		密封油高位油箱油位低	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
253		平衡盘压差高	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	267		润滑油总管压力低	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
254		轴向位移	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	268		密封油总管压力低	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
255		转子振动	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	269		调节油总管压力低	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
256		径向轴承温度高	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	270		油过滤器压差高	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
257		推力轴承温度高	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	271		油冷却器出口油温高			
258						272					
○车间检验与试验											
273		项目	要求	见证	观察	284		项目	要求	见证	观察
274		水压试验	○	○	○	285		扭振测量	○	○	○
275		叶轮超速试验	○	○	○	286		齿轮箱试验	○	○	○
276		机械运转	○	○	○	287		氮检漏试验	○	○	○
277		轴端密封检查	○	○	○	288		车间检查	○	○	○
278		气体泄漏试验	○	○	○	289		噪声试验	○	○	○
279		性能试验	○	○	○	290		确认的试验数据副本	○	○	○
280		整机试验	○	○	○	291					
281		串联试验	○	○	○	292					
282		全载荷/全速/全压试验	○	○	○	293					
283					294						



公司名称		离心式压缩机数据表 位号:				编号: 修改:			
第 3 页 共 3 页									
□润滑油、密封油、调节油系统									
295	耗油	供油对象	压缩机轴承	压缩机密封处	压缩机控制	驱动机轴承	驱动机调节	齿轮箱	联轴器
296		流量, L/min							
297		压力, MPa (G)							
298		安全阀整定值, MPa							
299	油牌号:		运动粘度:		Pa·s 首次充油量:		m <sup>3</sup>		
300	油泵	型式	型号	流量, m <sup>3</sup> /h	排压, MPa(A)	驱动机	功率, kW	驱动机型号	
301		主油泵							
302		辅助油泵							
303	容器	型式	配置	管子材料	壳体材料	设计压力管/壳, MPa (G)		换热面积, m <sup>2</sup>	
304		油冷却器					/		
305		型式	配置	过滤精度	壳体材料	设计压力, MPa (G)		切换压差, MPa	
306		油过滤器							
307		型式		容积, m <sup>3</sup>	壳体材料	设计压力, MPa (G)			
308		油蓄能器							
309	器	总容积, m <sup>3</sup>		工作容积, m <sup>3</sup>	材料	加热方式			
310		油箱							
311		总容积, m <sup>3</sup>	设计压力, MPa (G)	材料					
312	高位槽	润滑油							
313		密封油							
314	收集器	公称容积, L	设计压力, MPa (G)	材料	操作方式				
315		低压密封油							
316		高压密封油							
317	脱气槽	最大容积, m <sup>3</sup>	排气流量, m <sup>3</sup> /h	材料	加热方式				
318									
319		备注:							
□公用工程总消耗									
320	冷却水	m <sup>3</sup> /h		仪表空气		Nm <sup>3</sup> /h			
321	蒸汽 kg/h	驱动机用:	加热用:	吹扫气	□空气	□氮气	Nm <sup>3</sup> /h		
322	电	驱动机:	辅助设备:	加热器:	kW				
323	备注:								
□重量, kg									
324	压缩机	驱动机	润滑油站	齿轮箱					
325	压缩机转子	驱动机转子	密封油站	齿轮箱转子					
326	压缩机上机壳	底座	高位油箱	最大维修件					
327	总重量:	总运输重量							
328	备注:								
□空间要求, m									
329	长	宽	高	备注					
330	整机								
331	润滑油站								
332	密封油站								
333	高位油箱								
334	备注:								
○主要供货范围									
335	○压缩机	○就地仪表	○进口过滤器	○地脚螺栓及螺母垫片					
336	○驱动机	○就地仪表盘	○后冷却器及分离器	○配对法兰及螺栓螺母垫片					
337	○底座	○控制室仪表盘	○段间冷却器及分离器	○专用工具					
338	○齿轮箱	○振动监测系统	○润滑及密封油系统	○备用转子					
339	○调节及控制系统	○轴位移监测系统	○消声器	○开车备件 (附清单)					
340	○防喘振系统	○温度监测系统	○联轴器及护罩	○两年操作备件 (附清单)					
341									
342									

公司名称		离心式压缩机数据表		编号:	
		位号:		修改:	
				第 7 页 共 7 页	
○图纸资料					
343	○外形尺寸图及连接件清单	○密封油路部件图及参数	○转速与启动转矩关系曲线	○水压试验记录	
344	○剖视图和材料表	○润滑油路 PID 及材料表	○填充完整的数据表	○机械运转试验记录	
345	○转子装配图及材料表	○润滑油路装配图及接管表	○振动分析数据	○转子平衡记录	
346	○止推轴承装配图及材料表	○润滑油路部件图及参数	○横向监界转速分析	○转子机械和电的总跳动值	
347	○径向轴承装配图及材料表	○电气仪表系统图及材料表	○扭转监界转速分析	○操作和维护手册	
348	○密封装配图及材料表	○电气仪表布置图及接点表	○瞬时扭矩分析	○推荐的备品备件表	
349	○联轴器装配图及材料表	○多变能量头效率流量曲线	○法兰的许用负荷	○	
350	○密封油路 PID 及材料表	○出口压力功率流量曲线	○找正图	○	
351	○密封油路装配图及接管表	○平衡管压力与推力曲线	○焊接程序	○	
352	备注:				
△总说明					
353					
354					
355					
356					
357					
358					
359					
360					
361					
362					
363					
364					
365					
366					
367					
368					
369					
370					
371					
372					
373					
374					
375					
376					
377					
378					
379					
380					
381					
382					
383					
384					
385					
386					
387					
388					
389					
390					
391					
392					
393					

公司名称		往复式压缩机数据表		编号:		修改:	
		位号:		第 2 页 共 7 页			
注: <input type="radio"/> 由买方填写 <input type="checkbox"/> 由制造厂填写 <input type="checkbox"/> 双方共同填写							
<input type="radio"/> 设备名称:				<input type="radio"/> 台数:			
<input type="radio"/> 压缩机制造厂:				<input type="radio"/> 压缩机型号:			
△操作条件							
1	<input type="radio"/> 压缩介质组分 mol%		相对分子质量	正常工况	额定工况	其它工况	备注
	1						
	2						
	3						
	4						
	5						
	6						
	7						
	8						
	9						
2	<input type="radio"/> 重量流量 ( <input type="radio"/> 干, <input type="radio"/> 湿), kg/h						
3	<input type="radio"/> 体积流量 (0.1013MPa, 0℃), Nm <sup>3</sup> /h						
4	<input type="radio"/> 进口压力, MPa (G)						
5	<input type="radio"/> 温度, ℃						
6	<input type="radio"/> 相对湿度, %						
7	<input type="radio"/> 绝热指数 $C_p/C_v$ ( $K_1$ 或 $K_{平均}$ )						
8	<input type="checkbox"/> 压缩性系数 ( $Z_1$ 或 $Z_{平均}$ )						
9	<input type="checkbox"/> 容积流量 ( <input type="radio"/> 干, <input type="radio"/> 湿), m <sup>3</sup> /h						
10	<input type="radio"/> 出口压力, MPa (G)						
11	<input type="checkbox"/> 温度 ℃						
12	<input type="checkbox"/> 绝热指数 $C_p/C_v$ ( $K_2$ 或 $K_{平均}$ )						
13	<input type="checkbox"/> 压缩性系数 ( $Z_2$ 或 $Z_{平均}$ )						
14	<input type="checkbox"/> 轴功率 (包括全部损失), kW						
15	<input type="checkbox"/> 容积效率, %						
16	<input type="checkbox"/> 总效率, %						
17	<input type="checkbox"/> 保证点						
18	<input type="checkbox"/> 总压缩比					<input type="checkbox"/> 转速, r/min	
19	<input type="checkbox"/> 惯性矩, GD <sup>2</sup> , kg·mm <sup>2</sup>					<input type="checkbox"/> 临界转速, r/min	
20	气缸润滑方式		<input type="radio"/> 有油 <input type="radio"/> 无油		<input type="checkbox"/> 转向 (从驱动机看) <input type="checkbox"/> CW <input type="checkbox"/> CCW		
21	操作方式		<input type="radio"/> 连续 <input type="radio"/> 间断 <input type="radio"/>		<input type="checkbox"/> 盘车装置 <input type="checkbox"/>		
22	驱动方式		<input type="radio"/> 电动机, 文件号:		<input type="radio"/> 汽轮机, 文件号:		
23	传动方式		<input type="radio"/> 直联 <input type="radio"/> 齿轮箱 <input type="radio"/> 皮带				
24	流量调节方式		<input type="radio"/> 吸气阀 <input type="radio"/> 变余隙容积 <input type="radio"/> 旁路 <input type="radio"/> 变转速 <input type="radio"/>				
25	流量调节范围		<input type="radio"/>				
26	控制方式		<input type="radio"/> 手动 <input type="radio"/> 气动 <input type="radio"/> 电动 <input type="radio"/> 液动				
27	信号源		<input type="radio"/> 电信号: mA <input type="radio"/> 气信号: MPa(G) <input type="radio"/> 其它:				
○安装环境及公用工程							
28	环境	安装位置	<input type="radio"/> 室内 <input type="radio"/> 室外 <input type="radio"/> 遮棚		环境温度	℃	
29		异常条件	<input type="radio"/> 湿热带 <input type="radio"/> 粉尘 <input type="radio"/>		环境湿度	%	
30		危险区域划分	<input type="radio"/> 介质分级分组 <input type="radio"/> 危险区类别		大气压	kPa	
31	冷却水	进水温度	℃		允许温升	℃	
32		进水压力	MPa (G)		最大压降	MPa	
33		污垢系数	m <sup>2</sup> K/W				
34	仪表空气: 压力: MPa (G) 正常露点: ℃						
35	电	低压电源	V	ph	Hz	高压电源	V ph Hz
36		应急电源	V	ph	Hz	直流电源	V
37	蒸汽	最高压力	正常压力	最低压力	单位	最高温度	正常温度 最低温度 单位
38		驱动机用			MPa (G)		
39		加热用			MPa (G)		

公司名称		往复式压缩机数据表		编号:			修改:		
		位号:		第 3 页 共 7 页					
□结构特点									
40	气 缸	级序号	1	2	3	4	5		
41		每级气缸数/作用形式							
42		缸内径, mm							
43		余隙容积, %							
44		气缸冷却							
45		设计压力, MPa (G)							
46		水压试验压力, MPa (G)							
47		设计温度, °C							
48		缸套型式							
49		气阀配置位置							
50	安全阀整定压力, MPa (G)								
51	活 塞	活塞型式							
52		行程, mm							
53		最大允许活塞力, kN							
54		平均活塞速度, m/s							
55		活塞密封形式							
56		活塞环数量							
57		活塞环润滑方式							
58	活 塞 杆	活塞杆直径, mm							
59		活塞杆密封形式							
60		填料函润滑 <input type="checkbox"/> 有 <input type="checkbox"/> 无							
61		填料函冷却 <input type="checkbox"/> 水冷 <input type="checkbox"/> 油冷							
62		填料函氮封 <input type="checkbox"/> 需要 <input type="checkbox"/> 不要							
63		氮气流量, m³/h							
64		氮气压力, MPa (G)							
65	气 阀	排放气压力, MPa (G)							
66		气阀型式							
67		吸气阀数目							
68		排气阀数目							
69		曲轴型式							
70		连杆形式							
71		十字头型式							
72	传 动 机 构	十字头与活塞杆连接方式							
73		十字头销形式							
74		中体型式							
75		润滑方式							
76		传动机构润滑油路类型							
77		气缸							
78		气缸套							
79	结 构 材 料	活塞							
80		活塞环							
81		支承环							
82		活塞杆							
83		阀片							
84		阀座							
85		阀限制器							
86	料	填料							
87		十字头							
88		连杆							
89		中体							
90		曲轴							
91		机身							



公司名称		往复式压缩机数据表				编号:				修改:			
		位号:				第 5 页 共 7 页							
□仪表													
		用途				就地		就地盘		控制室			
143	压 力 表	气体进口				<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>			168		
144		每级气体进口				<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>			169		
145		气体出口				<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>			170		
146		每级气体出口				<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>			171		
147		主润滑油泵出口				<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>			172		
148		辅助润滑油泵出口				<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>			173		
149		机身集管处润滑油压				<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>			175		
150		润滑油过滤器压差				<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>			176		
151		冷却水进口集总管				<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>			177		
152						<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>			178		
153					<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>			179			
154					<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>			180			
155	液 位 计	各气体分离器				<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>			181		
156		润滑油箱				<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>			182		
157						<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>			183		
158						<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>			184		
159						<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>			185		
160										186			
161	液 流 视 镜	压缩机主轴承回油				<input type="checkbox"/>					186		
162		齿轮箱各轴承回油				<input type="checkbox"/>					187		
163		油冷却器水出口				<input type="checkbox"/>					188		
164		中间冷却器水出口				<input type="checkbox"/>					189		
165		后冷却器水出口				<input type="checkbox"/>					190		
166						<input type="checkbox"/>					191		
167										192			
报警与联锁停车													
		项目		接点信号		就地盘		控制室					
193			报警停车		报警停车		报警停车				207		
194			报警停车		报警停车		报警停车				208		
195	进气压力低		<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>			209		
196	进气压力高		<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>			210		
197	进气温度高		<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>			211		
198	排气压力低		<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>			212		
199	排气压力高		<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>			213		
200	各级排气压力高		<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>			214		
201	排气温度高		<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>			215		
202	各级排气温度高		<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>			216		
203	压缩机振动大		<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>			217		
204	主轴承温度高		<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>			218		
205	电机轴承温度高		<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>			219		
206	机身油温高		<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>			220		
		项目		接点信号		就地盘		控制室					
		报警停车		报警停车		报警停车		报警停车					
		轴承润滑油压低		<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>					
		油过滤器压差高		<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>					
		机身润滑油液位低		<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>					
		辅助润滑油泵故障		<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>					
		气缸润滑系统故障		<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>					
		各气缸夹套水温高		<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>					
		各分离器液位高		<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>					
		隔离 N <sub>2</sub> 压力低		<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>					
				<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>					
				<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>					
○车间检验与试验													
		项目		要求		见证		观察					
221			要求		见证		观察				232		
222	按 NEMA 标准试验		<input type="radio"/>	<input type="radio"/>	<input type="radio"/>	<input type="radio"/>	<input type="radio"/>	<input type="radio"/>			233		
223	按制造厂标准试验		<input type="radio"/>	<input type="radio"/>	<input type="radio"/>	<input type="radio"/>	<input type="radio"/>	<input type="radio"/>			234		
224	气缸水压试验		<input type="radio"/>	<input type="radio"/>	<input type="radio"/>	<input type="radio"/>	<input type="radio"/>	<input type="radio"/>			235		
225	气缸气密性试验		<input type="radio"/>	<input type="radio"/>	<input type="radio"/>	<input type="radio"/>	<input type="radio"/>	<input type="radio"/>			236		
226	机械运转试验		<input type="radio"/>	<input type="radio"/>	<input type="radio"/>	<input type="radio"/>	<input type="radio"/>	<input type="radio"/>			237		
227	气缸套水压试验		<input type="radio"/>	<input type="radio"/>	<input type="radio"/>	<input type="radio"/>	<input type="radio"/>	<input type="radio"/>			238		
228	盘车检查余隙		<input type="radio"/>	<input type="radio"/>	<input type="radio"/>	<input type="radio"/>	<input type="radio"/>	<input type="radio"/>			239		
229	润滑油控制台运行试验		<input type="radio"/>	<input type="radio"/>	<input type="radio"/>	<input type="radio"/>	<input type="radio"/>	<input type="radio"/>			240		
230			<input type="radio"/>	<input type="radio"/>	<input type="radio"/>	<input type="radio"/>	<input type="radio"/>	<input type="radio"/>			241		
231											242		
		项目		要求		见证		观察					
		车间检查		要求		见证		观察					
				要求		见证		观察					
				要求		见证		观察					
				要求		见证		观察					
				要求		见证		观察					
				要求		见证		观察					
				要求		见证		观察					
				要求		见证		观察					
				要求		见证		观察					

公司名称		往复式压缩机数据表				编号:		修改:	
		位号:				第 6 页 共 7 页			
□ 润滑油系统									
243	供油	供油对象	压缩机机身		驱动机		齿轮箱		联轴器
244		流量, L/min							
245		压力, MPa (G)							
246		安全阀整定值, MPa (G)							
247	润滑方式:		油牌号:		动力粘度:		Pa's 首次充油量: m <sup>3</sup>		
248		型式	型号	流量 m <sup>3</sup> /h	排压 MPaA	驱动机	功率, kW	驱动机型号	
249	主油泵								
250	辅助油泵								
251		型式	配置	管子材料	壳体材料	设计压力管/壳, MPa (G)		换热面积, m <sup>2</sup>	
252	油冷却器								
253		型式	配置	过滤精度	壳体材料	设计压力, MPa (G)		切换压差, MPa	
254	油过滤器								
255		型式	容积, m <sup>3</sup>		壳体材料	设计压力, MPa (G)			
256	油蓄能器								
257		总容积, m <sup>3</sup>	工作容积, m <sup>3</sup>		材料	加热方式			
258	油箱								
259		总容积, m <sup>3</sup>	设计压力, MPa (G)		材料				
260	润滑油高位槽								
261	注油器	驱动方式	流量, L/h		油牌号				
262									
263	油管路材料:								
264	备注:								
265									
266									
267									
□ 公用工程总消耗									
268	冷却水	m <sup>3</sup> /h		仪表空气			Nm <sup>3</sup> /h		
269	蒸汽	kg/h		吹扫气	□ 空气	□ 氮气	Nm <sup>3</sup> /h		
270	电	□ 驱动机:	□ 辅助设备:	□ 加热器		kW			
271	备注:								
□ 质量, kg									
272	压缩机	底座			齿轮箱	独立控制盘			
273	驱动机	润滑油站			齿轮箱转子	最大安装质量			
274	驱动机转子	高位油箱			最大维修件	最大维修件			
275	机组总质量:				总装运质量:				
276	备注:								
□ 空间要求, mm									
277		长	宽		高		备注:		
278	整机组								
279	润滑油站								
280	独立安装控制盘								
281	活塞杆移动距离								
282									
□ 主要供货范围									
283	□ 压缩机	□ 就地仪表	□ 进口过滤器		□ 地脚螺栓及螺母垫片				
284	□ 驱动机	□ 就地仪表盘	□ 后冷却器及分离器		□ 配对法兰及螺栓螺母垫片				
285	□ 底座	□ 控制室仪表盘	□ 中间冷却器及分离器		□ 专用工具				
286	□ 齿轮箱	□ 振动监测系统	□ 润滑油系统		□ 开车备件 (附清单)				
287	□ 调节及控制系统	□ 安全阀	□ 消声器		□ 两年操作备件 (附清单)				
288	□ 盘车机构	□ 脉动抑制装置	□ 联轴器及护罩		□				
289	□	□	□						
290									

公司名称		往复式压缩机数据表		编号:		修改:	
		位号:		第 7 页 共 7 页			
□ 图纸资料							
291	<input type="checkbox"/> 外形尺寸图及管口表	<input type="checkbox"/> 冷却系统原理图及材料表	<input type="checkbox"/> 启动速度与扭矩的关系曲线	<input type="checkbox"/> 所有主要辅助设备外形尺寸图			
292	<input type="checkbox"/> 剖视图和材料表	<input type="checkbox"/> 冷却系统组装图及管口表	<input type="checkbox"/> 扭转临界分析	<input type="checkbox"/> 最终版数据表			
293	<input type="checkbox"/> 注有地脚螺栓位置的基础平面图	<input type="checkbox"/> 隔距件简图及管口表	<input type="checkbox"/> 瞬时扭转分析	<input type="checkbox"/> 最终版尺寸及数据			
294	<input type="checkbox"/> 法兰允许负荷	<input type="checkbox"/> 流量控制原理图及材料表	<input type="checkbox"/> 声学特性分析数据	<input type="checkbox"/> 操作及维修手册			
295	<input type="checkbox"/> 不平衡力和力矩	<input type="checkbox"/> 电气仪表系统图及材料表	<input type="checkbox"/> 脉动抑制装置剖面图	<input type="checkbox"/> 带有剖面图的零件表			
296	<input type="checkbox"/> 重心: 垂直及平面位置	<input type="checkbox"/> 电气仪表布置图及接点表	<input type="checkbox"/> 水压试验记录	<input type="checkbox"/> 专用工具清单			
297	<input type="checkbox"/> 润滑油系统原理图及材料表	<input type="checkbox"/> 性能曲线	<input type="checkbox"/> 焊接工艺	<input type="checkbox"/> 推荐的备件清单			
298	<input type="checkbox"/> 润滑油系统组装图及管口表	<input type="checkbox"/> 十字头负荷反向图	<input type="checkbox"/> 驱动机外形图	<input type="checkbox"/>			
299	<input type="checkbox"/> 润滑油系统部件图及数据	<input type="checkbox"/> 活塞杆综合负荷数据	<input type="checkbox"/> 驱动机性能特性	<input type="checkbox"/>			
300	备注:						
总 说 明							
301	执行标准:						
302							
303							
304							
305							
306							
307							
308							
309							
310							
311							
312							
313							
314							
315							
316							
317							
318							
319							
320							
321							
322							
323							
324							
325							
326							
327							
328							
329							
330							
331							
332							
333							
334							
335							
336							
337							
338							
339							
340							
341							



公司名称		螺杆式压缩机数据表		编号:		修改:				
		位号:		第 2 页 共 7 页						
注: <input type="radio"/> 由买方填写 <input type="checkbox"/> 由制造厂填写 <input type="checkbox"/> 双方共同填写										
设备名称:				台数:						
压缩机制造厂:				压缩机型号:						
△操作条件										
1	<input type="radio"/> 压缩介质组分 mol%	相对分子质量	正常	额定	其它条件	备注				
	1									
	2									
	3									
	4									
	5									
	6									
	7									
	8									
	9									
2	<input type="radio"/> 重量流量 (○干, ○湿), kg/h									
3	<input type="radio"/> 体积流量 (0.1013MPa, 0℃), Nm <sup>3</sup> /h									
4	<input type="radio"/> 进口压力, MPa (A)									
5	<input type="radio"/> 温度, °C									
6	<input type="radio"/> 相对湿度, %									
7	<input type="radio"/> 绝热指数 $C_p/C_v$ ( $K_1$ 或 $K_{平均}$ )									
8	<input type="checkbox"/> 压缩系数 ( $Z_1$ 或 $Z_{平均}$ )									
9	<input type="checkbox"/> 体积流量 (○干, ○湿), m <sup>3</sup> /h									
10	<input type="radio"/> 出口压力, MPa (A)									
11	<input type="checkbox"/> 温度, °C									
12	<input type="checkbox"/> 绝热指数 $C_p/C_v$ ( $K_2$ 或 $K_{平均}$ )									
13	<input type="checkbox"/> 压缩系数 ( $Z_2$ 或 $Z_{平均}$ )									
14	<input type="checkbox"/> 性能曲线号									
15	<input type="checkbox"/> 轴功率 (包括全部损失), kW									
16	<input type="checkbox"/> 压缩比									
17	<input type="checkbox"/> 容积效率, %									
18	<input type="checkbox"/> 转速, r/min									
19	<input type="checkbox"/> 消声器压降, MPa									
20										
21	操作方式		<input type="radio"/> 连续 <input type="radio"/> 间断							
22	驱动方式		<input type="radio"/> 电动机, 文件号: <input type="radio"/> 汽轮机, 文件号:							
23	流量调节方式		<input type="radio"/> 滑阀调节 <input type="radio"/> 进口节流 <input type="radio"/> 旁路 <input type="radio"/> 变转速 <input type="radio"/>							
24	流量调节范围		<input type="radio"/>							
25	流量调节执行方式		<input type="radio"/> 手动 <input type="radio"/> 自动 <input type="radio"/>							
26	隔声措施		<input type="radio"/> 消声器 <input type="radio"/> 隔声罩 <input type="radio"/> 无 <input type="checkbox"/> 噪声值: dBA							
27	信号源		<input type="radio"/> 电信号 mA <input type="radio"/> 气信号: MPa(G) <input type="radio"/> 其它:							
○安装环境及公用工程										
28	环境	安装位置	<input type="radio"/> 室内 <input type="radio"/> 室外 <input type="radio"/>			环境温度	°C			
29		异常条件	<input type="radio"/> 湿热带 <input type="radio"/> 粉尘 <input type="radio"/>			环境湿度	%			
30		危险区域划分	<input type="radio"/> 介质分级分组: <input type="radio"/> 危险区类别:			大气压	kPa			
31	冷却水	进水温度	°C			允许温升	°C			
32		进水压力	MPa (G)			最大压降	MPa			
33		污垢系数	m <sup>2</sup> K/W							
34	仪表空气:		压力:		MPa (G)	正常露点: °C				
35	电	低压电源	V		ph	Hz	高压电源	V	ph	Hz
36		应急电源	V		ph	Hz	直流电源	V		
37	蒸汽		最高压力	正常压力	最低压力	单位	最高温度	正常温度	最低温度	单位
38		驱动机用				MPa (G)				°C
39		加热用				MPa (G)				°C

公司名称		螺杆式压缩机数据表		编号:		修改:	
		位号:		第 3 页 共 7 页			
△结构特点							
40	转 速	最高连续转速, r/min	92	轴 承 箱	型式	<input type="checkbox"/> 独立	<input type="checkbox"/>
41		跳闸转速, r/min	93		剖分	<input type="checkbox"/> 整体	<input type="checkbox"/> 剖分
42		转子最高周速 (额定转速时), m/s	94		材料		
43	临 界 转 速	横向临界转速 (一阶), r/min	95	径 向 轴 承	型式/间距	/	
44		横向临界转速 (二阶), r/min	96		制造厂		
45		横向临界转速 (三阶), r/min	97		基体材料		
46		扭转临界转速 (一阶), r/min	98		瓦块数/材料		
47		扭转临界转速 (二阶), r/min	99		单位载荷, kPa		
48		扭转临界转速 (三阶), r/min	100		型式		
49	机 壳	转向 (从驱动侧看) <input type="checkbox"/> CW <input type="checkbox"/> CCW	101	推 力 轴 承	制造厂		
50		振动允许值 (峰-峰), $\mu\text{m}$	102		基体材料		
51		剖分型式 <input type="checkbox"/> 水平 <input type="checkbox"/> 垂直	103		瓦块数		
52		剖分处密封	104		单位载荷, kPa		
53		材料	105		润滑方式		
54		壁厚, mm	106		推力盘型式		
55		其中腐蚀裕度, mm	107		材料		
56		最高工作压力, MPa (G)	108		<input type="checkbox"/> 探测器型式		
57		最高设计压力, MPa (G)	109		<input type="checkbox"/> 制造厂		
58		安全阀整定压力, MPa (G)	110		<input type="checkbox"/> 用于径向轴承的数量		
59	转 子	水压试验压力, MPa (G)	111	轴 承 温 度 监 测	<input type="checkbox"/> 用于推力轴承的数量		
60		最高工作温度, $^{\circ}\text{C}$	112		<input type="checkbox"/> 监测器型式		
61		最低工作温度, $^{\circ}\text{C}$	113		<input type="checkbox"/> 制造厂		
62		是否喷液 <input type="checkbox"/> 是 <input type="checkbox"/> 否	114		量程, $^{\circ}\text{C}$		
63		液体名称	115		报警设定值, $^{\circ}\text{C}$		
64		型式	116		停车设定值, $^{\circ}\text{C}$		
65	转 子	直径, mm	117	轴 振 动 监 测	<input type="checkbox"/> 延时, s		
66		齿数 (阳转子/阴转子)	118		<input type="checkbox"/> 安装位置		
67		制造方法	119		注:		
68		材料	120		<input type="checkbox"/> 探测器型式		
69		长径比 (L/D)	121		<input type="checkbox"/> 制造厂		
70		转子之间间隙, mm	122		<input type="checkbox"/> 每个轴承安装数量		
71	轴 及 轴 套	冷却 <input type="checkbox"/> 内部冷却 <input type="checkbox"/> 否	123	轴 位 移 监 测	<input type="checkbox"/> 监测器型式		
72			124		<input type="checkbox"/> 制造厂		
73			125		量程, $\mu\text{m}$		
74		轴端型式 <input type="checkbox"/> 圆柱 <input type="checkbox"/> 圆锥	126		报警设定值, $\mu\text{m}$		
75		轴硬度	127		停车设定值, $\mu\text{m}$		
76		轴材料	128		<input type="checkbox"/> 延时, s		
77	轴 封	轴套材料 ( <input type="checkbox"/> 轴密封处)	129	轴 位 移 监 测	<input type="checkbox"/> 安装位置		
78		轴封型式 <input type="checkbox"/> 机械密封 <input type="checkbox"/> 迷宫 <input type="checkbox"/> 浮环 <input type="checkbox"/> 填料	130		注:		
79		<input type="checkbox"/> 密封系统型式	131		<input type="checkbox"/> 探测器型式		
80		轴封稳定压力, MPa (G)	132		<input type="checkbox"/> 制造厂		
81		特殊操作条件	133		安装数量		
82		<input type="checkbox"/> 缓冲气名称	134		<input type="checkbox"/> 监测器型式		
83		缓冲气流量, $\text{m}^3/\text{h}$	135		<input type="checkbox"/> 制造厂		
84		缓冲气压力, MPa (G)	136		量程, $\mu\text{m}$		
85		接触型密封的附加设备	137		报警设定值, $\mu\text{m}$		
86		负压密封的加压气体	138		停车设定值, $\mu\text{m}$		
87		内漏油保证值, L/d	139		<input type="checkbox"/> 延时, s		
88			140		<input type="checkbox"/> 安装位置		
89	注:	141	注:				
90	其它	蓄能器压力, MPa (G)	142	其它			
91			143				

公司名称		螺杆式压缩机数据表			编号: 修改:				
		位号:			第 4 页 共 7 页				
△结构特点 (续)									
144	主管口	名称	数量	型式	规格	压力等级	密封面	方位	备注
145		进口							
146		出口							
147	其它管口	润滑油进口							
148		润滑油出口							
149		密封油进口							
150		密封油出口							
151		机壳放净口							
152		喷液口							
153		放空口							
154		冷却水进口							
155		冷却水出口							
156		测压口							
157		测温口							
158		轴承箱吹扫口							
159		轴承与密封间吹扫口							
160		密封与气体间吹扫口							
161									
162	○管口法兰标准:								
163	力和力矩	管路允许的	进口			出口			
164		力和力矩	力, kN	力矩, kN·m	力, kN	力矩, kN·m			
165		轴向							
166		垂直							
167		水平 90度							
168	管路振动								
169									
170									
171									
辅助设备 & 附件									
172	联轴器	安装位置	驱动器—齿轮箱	齿轮箱—压缩机	安装位置	驱动器—齿轮箱	齿轮箱—压缩机		
173		○型式			□加长段长 mm				
174		□型号			○防护罩型式				
175		□最大连续转矩, kN·m			○润滑方式				
176		○制造厂			□安装方式				
177	底座	○分开底座	○共用底座, 装设: ○压缩机		○驱动器		○齿轮箱		
178		○集液槽	○调水平凸台		○调水平垫块		○		
179	齿轮箱	○型式			□齿轮材料				
180		○制造厂			□箱体材料				
181		□速比			□润滑方式				
182		□允许传递功率			kW				
183	同步齿轮	○型式			□齿轮材料				
184		○制造厂			□箱体材料				
185		□速比			□润滑方式				
186		□允许传递功率			kW				
187	其它	过滤器:							
188									
189		冷却器:							
190									
191		分离器:							
192									
193									
194									

公司名称		螺杆式压缩机数据表				编号:				修改:					
		位号:				第 5 页 共 7 页									
□仪表															
195	压力表	用途	就地	就地盘	控制室	220	用途	就地	就地盘	控制室	220	用途	就地	就地盘	控制室
196		压缩机进出口	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	221	气体进口	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	221	气体出口	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
197		压缩机密封气	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	222	冷却水进出口	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	222	油箱油温	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
198		润滑油总管	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	223	润滑油冷却器出口	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	223	密封油冷却器出口	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
199		密封油总管	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	224	密封油回油	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	224	径向轴承	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
200		调节油总管	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	225	径向轴承回油	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	225	推力轴承	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
201		润滑油过滤器压差	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	226	推力轴承回油	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	226	脱气槽	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
202		密封油过滤器压差	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	227	齿轮箱轴承回油	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	227	联轴器回油	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
203		调节油过滤器压差	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	228		<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	228		<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
204		参比气压力	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	229		<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	229		<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
205		各油泵出口	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	230		<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	230		<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
206		密封室压力	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	231		<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	231		<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
207		平衡管线	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	232		<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	232		<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
208			<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	233		<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	233		<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
209					234					234					
210					235					235					
211					236					236					
212					237					237					
213	液位计	各气液分离器	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	238	压缩机各轴承回油	<input type="checkbox"/>			238	压缩机各轴承回油	<input type="checkbox"/>		
214		润滑油箱	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	239	各密封油回油	<input type="checkbox"/>			239	各密封油回油	<input type="checkbox"/>		
215		密封油箱	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	240	联轴器回油	<input type="checkbox"/>			240	联轴器回油	<input type="checkbox"/>		
216		润滑油高位槽	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	241	油冷却器水出口	<input type="checkbox"/>			241	油冷却器水出口	<input type="checkbox"/>		
217		密封油高位槽	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	242					242				
218		密封油收集器	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	243	轴位移指示	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	243	轴位移指示	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
219						244	轴振动指示	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	244	轴振动指示	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
□报警及联锁停车															
245	报警及联锁	项目	接点信号	就地盘	控制室	259	项目	接点信号	就地盘	控制室	259	项目	接点信号	就地盘	控制室
246			报警停车	报警停车	报警停车	260		报警停车	报警停车	报警停车	260		报警停车	报警停车	报警停车
247		进气压力低	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	261	段间分离器液位高	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	261	密封油—气压差低	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
248		进气压力高	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	262	润滑油箱油位低	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	262	密封油箱油位低	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
249		进气温度高	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	263	密封油箱油位低	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	263	高位油箱油位低	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
250		排气压力低	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	264	润滑油总管压力低	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	264	密封油总管压力低	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
251		排气压力高	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	265	调速油总管压力低	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	265	油过滤器压差高	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
252		排气温度高	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	266	油冷却器出口油温高	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	266		<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
253		平衡鼓压差高	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	267					267				
254		轴向位移大	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	268					268				
255		转子振动大	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	269					269				
256		径向轴承温度高	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	270					270				
257		推力轴承温度高	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	271					271				
258						272					272				
○车间检验与试验															
273	车间检验与试验	项目	要求	见证	观察	284	项目	要求	见证	观察	284	项目	要求	见证	观察
274		液压试验	○	○	○	285	扭振测量	○	○	○	285	扭振测量	○	○	○
275		机械运转试验	○	○	○	286	齿轮箱试验	○	○	○	286	齿轮箱试验	○	○	○
276		轴端密封检查	○	○	○	287	氮检漏试验	○	○	○	287	氮检漏试验	○	○	○
277		备用转子机械运转试验	○	○	○	288	车间检查	○	○	○	288	车间检查	○	○	○
278		性能试验	○	○	○	289	噪声测量	○	○	○	289	噪声测量	○	○	○
279		整机试验	○	○	○	290		○	○	○	290		○	○	○
280		全载荷/全速/全压试验	○	○	○	291		○	○	○	291		○	○	○
281		试验后拆卸检查	○	○	○	292		○	○	○	292		○	○	○
282			○	○	○	293					293				
283					294					294					

公司名称		螺杆式压缩机数据表				编号:			
		位号:				修改:			
第 6 页 共 7 页									
<input type="checkbox"/> 润滑油、密封油、控制油系统									
295	供油	供油对象	压缩机轴承	压缩机密封处	压缩机控制	驱动机轴承	驱动机调速	齿轮箱	联轴器
296		流量, L/min							
297		压力, MPa (G)							
298		安全阀整定值, MPa							
299	油牌号:		动力粘度:		Pa·s 首次充油量:		m <sup>3</sup>		
300	油泵	型式	型号	流量, m <sup>3</sup> /h	排压, MPa	驱动机	功率, kW	驱动机型号	
301		主油泵							
302		辅助油泵							
303		型式	配置	管子材料	壳体材料	设计压力管/壳, MPa	换热面积, m <sup>2</sup>		
304	容器	油冷却器				/			
305		型式	配置	过滤精度	壳体材料	设计压力, MPa	切换压差, MPa		
306		油过滤器							
307		型式		容积, m <sup>3</sup>	壳体材料	设计压力, MPa			
308	器	油蓄能器							
309		总容积, m <sup>3</sup>	工作容积, m <sup>3</sup>	材料	加热方式				
310		油箱							
311		总容积, m <sup>3</sup>	设计压力, MPa (G)	材料					
312	高位槽	润滑油							
313		密封油							
314	收集器	公称容积, L	设计压力, MPa (G)	材料	操作方式				
315		低压密封油							
316		高压密封油							
317	脱气槽	最大容积, m <sup>3</sup>	排气流量, m <sup>3</sup> /h	材料	加热方式				
318									
319	备注:								
<input type="checkbox"/> 公用工程总消耗									
320	冷却水, m <sup>3</sup> /h				仪表空气	Nm <sup>3</sup> /h			
321	蒸汽, kg/h	<input type="checkbox"/> 驱动机:	<input type="checkbox"/> 加热器:	吹扫气	<input type="checkbox"/> 空气	<input type="checkbox"/> 氮气	Nm <sup>3</sup> /h		
322	电	<input type="checkbox"/> 驱动机:	<input type="checkbox"/> 辅助设备:	<input type="checkbox"/> 加热器:	kW				
323	备注:								
<input type="checkbox"/> 质量, kg									
316	压缩机		驱动机		润滑油站		齿轮箱		
317	压缩机转子		驱动机转子		密封油站		齿轮箱转子		
318	压缩机上机壳		底座		高位油箱		最大维修件		
319	机组总质量:				总运输质量:				
320	备注:								
<input type="checkbox"/> 空间要求, m									
321		长			宽		高	备注	
322	整机								
323	润滑油站								
324	密封油站								
325	高位油箱								
326	备注:								
<input type="checkbox"/> 主要供货范围									
327	<input type="checkbox"/> 压缩机	<input type="checkbox"/> 就地仪表			<input type="checkbox"/> 进口过滤器		<input type="checkbox"/> 地脚螺栓及螺母垫片		
328	<input type="checkbox"/> 驱动机	<input type="checkbox"/> 就地仪表盘			<input type="checkbox"/> 后冷却器及分离器		<input type="checkbox"/> 配对法兰及螺栓螺母垫片		
329	<input type="checkbox"/> 齿轮箱	<input type="checkbox"/> 控制室仪表盘			<input type="checkbox"/> 油系统		<input type="checkbox"/> 专用工具		
330	<input type="checkbox"/> 底座	<input type="checkbox"/> 振动监测系统			<input type="checkbox"/> 消声器		<input type="checkbox"/> 备用转子		
331	<input type="checkbox"/> 调速及控制系统	<input type="checkbox"/> 轴位移监测系统			<input type="checkbox"/> 联轴器及护罩		<input type="checkbox"/> 开车备件 (附清单)		
332	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/> 温度监测系统			<input type="checkbox"/>		<input type="checkbox"/> 两年操作备件 (附清单)		
333									
334									

公司名称		螺杆式压缩机数据表		编号:		修改:	
		位号:		第 7 页 共 7 页			
○图纸资料							
335	○外形尺寸图及管口表	○密封油路部件图及参数	○转速与启动转矩关系曲线	○焊接程序			
336	○剖视图和材料表	○润滑油路示意图及材料表	○填充完整的数据表	○水压试验记录			
337	○转子装配图及材料表	○润滑油路装配图及接口表	○振动分析数据	○机械运转试验记录			
338	○止推轴承装配图及材料表	○润滑油路部件图及参数	○横向临界转速分析	○转子平衡记录			
339	○径向轴承装配图及材料表	○电气仪表系统图及材料表	○扭转临界转速分析	○转子机械和电的总跳动值			
340	○密封装配图及材料表	○电气仪表布置图及接点表	○瞬时扭矩分析	○操作和维护手册			
341	○联轴器装配图及材料表	○启动转矩与转速关系曲线	○法兰的许用负荷	○推荐的备品备件清单			
342	○密封油路示意图及材料表	○消声器图纸及规格书	○找正图	○			
343	○密封油路装配图及管口表	○进口流量功率及出口温度与压比和转速的关系曲线	○	○			
344	备注:						
○总说明							
345							
346							
347							
348							
349							
350							
351							
352							
353							
354							
355							
356							
357							
358							
359							
360							
361							
362							
363							
364							
365							
366							
367							
368							
369							
370							
371							
372							
373							
374							
375							
376							
377							
378							
379							
380							
381							
382							
383							
384							
385							

公司名称		汽轮机数据表		编号:		修改:	
		位号:		第 2 页 共 7 页			
注: <input type="radio"/> 由买方填写 <input type="checkbox"/> 由制造厂填写 <input type="checkbox"/> 双方共同填写							
设备名称:				台数:			
汽轮机制造厂:				汽轮机型号:			
被驱动机名称:				被驱动机位号:			
<input type="checkbox"/> 性能							
1			正常值	额定值	最小值		
2	主 轴	主轴功率, kW					
3		主轴转速, r/min					
4	进 汽	进汽压力, MPa (G)					
5		进汽流量, kg/h					
6		进汽温度, °C					
7	抽 汽	抽汽流量, kg/h					
8		抽汽压力, MPa (G)					
9		抽汽温度, °C					
10	补 汽	补汽流量, kg/h					
11		补汽压力, MPa (G)					
12		补汽温度, °C					
13	排 汽	排汽压力, MPa (G)					
14		排汽温度, °C					
15		<input type="checkbox"/> 汽耗, kg/(kW·h)					
16		<input type="checkbox"/> 热耗, MJ/(kW·h)					
<input type="radio"/> 蒸汽参数							
17			正常值	最大值	最小值		
18	进 汽	进汽压力, MPa (G)					
19		进汽温度, °C					
20	抽 汽	抽汽流量, kg/h					
21		抽汽压力, MPa (G)					
22	补 汽	补汽流量, kg/h					
23		补汽压力, MPa (G)					
24		补汽温度, °C					
25	排 汽	排汽压力, MPa (G)					
26		排汽温度, °C					
27	操作方式		<input type="radio"/> 连续 <input type="radio"/> 间断				
28	型式		<input type="radio"/> 背压式 <input type="radio"/> 凝汽式 <input type="radio"/> 抽汽凝汽式 <input type="radio"/> 抽汽背压式				
29	转向 (从进汽端看)		<input type="radio"/> 逆时针 <input type="radio"/> 顺时针				
30	信号源		<input type="radio"/> 电信号:      mA <input type="radio"/> 气信号:      MPa (G) <input type="radio"/> 其它:				
31	备注:						
32							
33							
34							
<input type="radio"/> 安装环境及公用工程条件							
35	环 境	安装位置	<input type="radio"/> 室内 <input type="radio"/> 室外 <input type="radio"/>		环境温度	°C	
36		异常条件	<input type="radio"/> 湿热带 <input type="radio"/> 粉尘 <input type="radio"/>		环境湿度	%	
37		危险区域划分	<input type="radio"/> 介质分级分组: <input type="radio"/> 危险区类别:		大气压	kPa	
38	冷 却 水	进水温度	°C		允许温升	°C	
39		进水压力	MPa (G)		最大压降	MPa	
40		污垢系数	m <sup>2</sup> K/W				
41	仪表空气:		压力:	MPa (G)	正常露点:	°C	
42	供 电	低压电源	V	ph	Hz	高压电源	V      ph      Hz
43		应急电源	V	ph	Hz	直流电源	V
44	供 气		最高压力	正常压力	最低压力	单位	最高温度      正常温度      最低温度      单位
45		进气				MPa (G)	
46		排气				MPa (G)	

公司名称		汽轮机数据表		编号:		修改:	
		位号:		第 3 页 共 7 页			
△结构特点							
47	汽缸允许最高工作压力, MPa (G)	进汽:	排汽:	99	位置	进汽端	排汽端
48	汽缸允许最高工作温度, °C	进汽:	排汽:	100	型式		
49	汽缸水压试验压力, MPa (G)	高压缸:	中压缸:	101	制造厂		
50		排汽缸:		102	材料		
51	喷嘴环进汽度, %			103	型式		
52	焊接喷嘴环 <input type="radio"/> 允许 <input type="radio"/> 不允许			104	制造厂		
53	隔板静叶固定法 <input type="checkbox"/> 焊接 <input type="checkbox"/> 整体 <input type="checkbox"/>			105	基体材料		
54	隔板轴向定位 <input type="checkbox"/> 逐个定位 <input type="checkbox"/> 堆叠			106	瓦块数		
55	转速, r/min, 允许最高转速: 脱扣转速:			107	单位载荷, kPa		
56	最高连续转速:			108	型式		
57	横向临界转速, r/min 一阶: 二阶:			109	制造厂		
58	扭转临界转速, r/min 一阶: 二阶:			110	基体材料		
59	动叶叶顶最高线速度, m/s:			111	瓦块数		
60	未级动叶叶片长度, mm:			112	单位载荷, kPa		
61	现场平衡环 数量: 位置:			113	润滑方式	<input type="checkbox"/> 溢流 <input type="checkbox"/> 直供	
62	级数:			114	推力盘型式	<input type="checkbox"/> 整锻 <input type="checkbox"/> 可拆	
63	主轴型式: <input type="checkbox"/> 整锻轮盘式 <input type="radio"/> 双出轴 <input type="checkbox"/>			115	推力盘材料		
64	汽封内轴段 <input type="checkbox"/> 轴套 <input type="checkbox"/> 电镀 <input type="checkbox"/> 喷镀			116	轴封型式	<input type="checkbox"/> 迷宫 <input type="checkbox"/> 碳环	
65	轴承间距, mm:			117	密封表面线速度, m/s		
66	轴端型式 <input type="radio"/> 圆柱 <input type="radio"/> 圆锥			118	最高密封压力, MPa (G)		
67	对外连接型式 <input type="radio"/> 单键 <input type="radio"/> 双键 <input type="radio"/> 液压			119	蒸汽泄漏量, kg/h		
68				120	空气泄漏量, Nm³/h		
69	位置 <input type="checkbox"/> 主进汽 <input type="checkbox"/> 补汽			121	轴封处轴径, mm		
70	制造厂			122	每个汽封的密封环数		
71	型号			123	每个密封的压差, MPa		
72	规格			124	静迷宫型式		
73	压力等级			125	动迷宫型式		
74	密封面			126	级间汽封型式:	<input type="checkbox"/> 迷宫 <input type="checkbox"/>	
75	动作 <input type="checkbox"/> 拉出就位 <input type="checkbox"/> 压入就位			127		控制油	润滑油
76	复位 <input type="checkbox"/> 手动 <input type="checkbox"/>			128	正常流量, m³/h		
77	脱扣 <input type="checkbox"/> 就地手动 <input type="checkbox"/> 遥控			129	瞬时流量, m³/h		
78	执行器 <input type="checkbox"/> 就地手动 <input type="checkbox"/> 遥控			130	油压, MPa (G)		
79	滤网尺寸			131	油温, °C		
80	阀门的弹性支座 <input type="checkbox"/> 买方提供 <input type="checkbox"/> 卖方提供			132	排除总热量, MJ/h		
81				133	油类型		
82				134	油牌号		
83	盘车装置 <input type="checkbox"/> 需要 <input type="checkbox"/> 不需要			135	动力粘度, Pa·s		
84	制造厂			136	过滤精度, μm		
85	型式			137	供货厂		
86	型号			138			
87	离合方式 <input type="checkbox"/> 自动 <input type="checkbox"/> 手动			139	位置	主汽阀	抽汽阀
88	驱动方式 <input type="checkbox"/> 电动 <input type="checkbox"/>			140	脱扣位置 (开/关)		
89	安装者 <input type="checkbox"/> 买方安装 <input type="checkbox"/> 卖方安装			141	阀的数量		
90	真空系统供货厂			142	密封泄漏量, kg/h		
91	密封蒸汽压力, MPa (G)			143	制造厂		
92	密封蒸汽流量, kg/h			144	绝热与罩壳		
93	安全阀设定压力, MPa (G)			145	绝热层	<input type="checkbox"/> 要求 <input type="checkbox"/> 不要求	
94	流量调节阀型式			146	罩壳型式	<input type="checkbox"/> 可拆式 <input type="checkbox"/>	
95	汽封暖汽器 详见位号:			147	罩壳材料	<input type="checkbox"/> 碳钢 <input type="checkbox"/> 不锈钢	
96	汽封抽气器 详见位号:			148			
97	蒸汽压力, MPa (G) 蒸汽流量, kg/h			149			
98	真空泵 详见位号:			150			



公司名称		汽轮机数据表		编号:		修改:	
		位号:		第 4 页 共 7 页			
△结构特点 (续)							
151	调速器型式	<input type="radio"/> 机械 <input type="radio"/> 电子 <input type="radio"/>		203	真空破坏器		
152	型号			204	安装位置		
153	NEMA 等级			205	阀门制造厂		
154	制造厂			206	阀门型式		
155	操作要求	<input type="radio"/> 机械驱动 <input type="radio"/> 电动		207	阀门规格/等级		
156	机械驱动时转速控制由	<input type="radio"/> 工艺压力 <input type="radio"/>		208	法兰密封面		
157	电动时转速控制由	<input type="radio"/> 同步控制 <input type="radio"/>		209	阀门数量		
158	就地转速变换器型式			210	止逆阀		
159	遥控设备型式			211	设定压力, MPa (G)		
160	转速传感器数量	型式:		212	蒸汽流量, kg/h		
161	手动阀数量			213	制造厂		
162	操作方式	<input type="checkbox"/> 手动 <input type="checkbox"/> 电动		214	型式		
163	超速保安器 型式	<input type="radio"/> 机械式 <input type="radio"/> 电动式		215	规格/等级		
164	型号			216	法兰密封面		
165	整定点, r/min			217	数量		
166	转速传感器数量			218	轴承温度监测系统		
167	型式	<input type="radio"/> 直联 <input type="radio"/> 60 齿齿轮		219	探测器型式		
168	调速器安装位置	<input type="radio"/> 就地 <input type="radio"/> 远程 <input type="radio"/>		220	制造厂		
169	安装方式	<input type="radio"/> 盘上 <input type="radio"/> 表面 <input type="radio"/>		221	用于径向轴承的数量		
170	电源要求			222	用于推力轴承的数量		
171	就地调速器控制盘	<input type="radio"/> 要求 <input type="radio"/> 不要求		223	监测器型式		
172	安装位置	<input type="radio"/> 就地 <input type="radio"/> 控制室		224	制造厂		
173	保护装置			225	量程, °C		
174	排汽安全阀			226	报警设定值, °C		
175	安装位置			227	停车设定值, °C		
176	设定压力, MPa (G)			228	延时, s		
177	蒸汽流量, kg/h			229	安装位置		
178	制造厂			230	轴振动监测系统		
179	型式			231	探测器型式		
180	规格/等级			232	制造厂		
181	法兰密封面			233	每个轴承安装数量		
182	数量			234	监测器型式		
183	抽汽安全阀			235	制造厂		
184	安装位置			236	量程, $\mu\text{m}$		
185	设定压力	MPa (G)		237	报警设定值, $\mu\text{m}$		
186	蒸汽流量	kg/h		238	停车设定值, $\mu\text{m}$		
187	制造厂			239	延时, s		
188	型式			240	安装位置		
189	规格/等级			241	轴位移监测系统		
190	法兰密封面			242	探测器型式		
191	数量			243	制造厂		
192	补汽安全阀			244	安装数量		
193	安装位置			245	监测器型式		
194	设定压力	MPa (G)		246	制造厂		
195	蒸汽流量	kg/h		247	量程, $\mu\text{m}$		
196	制造厂			248	报警设定值, $\mu\text{m}$		
197	型式			249	停车设定值, $\mu\text{m}$		
198	规格/等级			250	延时, s		
199	法兰密封面			251	安装位置		
200	数量			252			
201				253			
202				254			

公司名称		汽轮机数据表		编号:		修改:			
		位号:		第 5 页 共 7 页					
△结构特点 (续)									
255	主管口	名称	数量	型式	规格	压力等级	密封面	方位	备注
256		进汽口							
257		排汽口							
258		抽汽口							
259		补汽口							
260		润滑油进口							
261		润滑油出口							
262		控制油进口							
263		控制油出口							
264		机壳排放							
265	其它接管	冷却水							
266		测压							
267		测温							
268		轴承箱吹扫							
269									
270									
271									
272									
273	管口法兰标准:								
274	力和力矩	管路允许的力	进汽口		出汽口		抽汽或补汽口		
275		和力矩	力, kN	力矩, kN·m	力, kN	力矩, kN·m	力, kN	力矩, kN·m	
276		轴向 X							
277		垂直 Z							
278	水平 90 度 Y								
279	结构材料	高压缸				轴端汽封			
280		中压缸				级间汽封			
281		排汽缸				油管			
282		蒸汽室				主汽阀阀杆			
283		隔板				主汽阀代座			
284		隔板喷嘴				主汽阀密封			
285		喷嘴环				控制阀阀杆			
286		轮盘				控制阀阀座			
287		动叶				控制阀密封			
288		动叶固定件							
289		拉筋							
290		围带							
291	围带固定件								
△辅助设备附件									
292	联轴器	型式				加长段长度	mm		
293		型号				防护罩型式			
294		制造厂				润滑方式			
295		最大连续转矩	kN·m			润滑油量	L/h		
296	底座	○分开底座	○共用底座, 装设: ○压缩机		○驱动机		○齿轮箱		
297		○集液槽	○调水平凸台		○调水平垫块		○		
298	齿轮箱	型式				齿轮材料			
299		制造厂				箱体材料			
300		速比				润滑方式			
301	其它								
302									
303									
304									
305									

公司名称		汽 轮 机 数 据 表				编号: _____						
		位号: _____				修改: _____						
第 6 页 共 7 页												
□ 仪表												
306	压 力 表	用途	就地	就地盘	控制室	317	温 度 计	用途	就地	就地盘	控制室	
307		主进汽	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	318		主汽轮机进汽	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	
308		一级后	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	319		主汽轮机抽汽	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	
309		抽汽	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	320		主汽轮机排汽	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	
310		补汽	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	321		径向轴承	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	
311		排汽	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	322		推力轴承	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	
312		蒸汽室	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	323						
313		喷嘴室	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	324						
314		汽封	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	325		轴位移指示	<input type="checkbox"/>			
315		喷射器蒸汽	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	326		轴振动指示	<input type="checkbox"/>			
316		<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	327							
○ 报警与联锁停车												
328		项目	接点信号	就地盘	控制室	334		项目	接点信号	就地盘	控制室	
329		报警停车	报警停车	报警停车	报警停车	335		报警停车	报警停车	报警停车	报警停车	
330		排汽压力高	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>		336	补汽压力高	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
331		一级后压力高	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>		337	排汽温度高	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
332		抽汽压力高	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>		338		<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
333			<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>		339		<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
○ 车间检验与试验												
340	机 械 运 转	项目	要求	见证	观察	367	着 色 探 伤	项目	要求	见证	观察	
341		合同转子	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	368		脱扣和节流阀	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	
342		备用转子	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	369		蒸汽室	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	
343		试验/现场用联轴器	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	370		汽缸	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	
344		要求试验记录带	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	371		管道	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	
345		记录带提供给买方	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	372		转子	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	
346			<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	373		脱扣和节流阀	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	
347		性能试验	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	374		蒸汽室	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	
348		整机试验	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	375		汽缸	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	
349		扭转振动	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	376		管道	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	
350	选 择 试 验	噪声级测试	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	377	转子	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>		
351		脱扣和节流阀	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	378	脱扣和节流阀	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>		
352		汽封密封系统	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	379	蒸汽室	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>		
353		汽封真空系统	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	380	汽缸	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>		
354		润滑油系统	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	381	管道	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>		
355		安全阀	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	382	转子	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>		
356		汽缸内部检查	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	383	热稳定性	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>		
357		联轴器与轴的配合	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	384	清洁度	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>		
358		盘车装置	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	385	硬度	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>		
359		要求最终装配记录	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	386	水压试验	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>		
360	磁 粉 探 伤		<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	387	叶片振动(静态)	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>		
361		脱扣和节流阀	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	388	转子平衡 标准方式	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>		
362		蒸汽室	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	389	高速	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>		
363		汽缸	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	390	最终表面检验	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>		
364		管道	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	391	包装箱检查	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>		
365		转子	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	392	备用转子安装	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>		
366						393						
□ 公用工程总消耗												
394	冷却水	$m^3/h$			仪表空气:	$Nm^3/h$						
395	辅助设备耗蒸汽	$kg/h$			吹扫气:	<input type="checkbox"/> 空气	<input type="checkbox"/> 氮气	$Nm^3/h$				
396	电	<input type="checkbox"/> 辅助驱动机:			<input type="checkbox"/> 辅助设备:	<input type="checkbox"/> 加热器:		$kW$				
397	备注:											
398												

公司名称		汽 轮 机 数 据 表		编号:		修改:	
		位号:		第 7 页 共 7 页			
重量, kg							
399	汽轮机			脱扣及节流阀			
400	汽轮机转子			最大维修件重量			
401	汽轮机上半汽缸			总装运重量			
空间要求, m							
402		长	宽	高	备注		
403	整机						
404	控制盘						
405							
406	备注:						
供货范围							
407	○汽轮机	○就地仪表	○盘车装置		○地脚螺栓及螺母垫片		
408	○底座	○就地仪表盘	○调速装置		○配对法兰及螺栓螺母垫片		
409	○齿轮箱	○控制室仪表盘	○汽封及真空系统		○专用工具		
410	○控制阀	○振动监测系统	○润滑及控制油系统		○备用转子		
411	○保护装置	○轴位移监测系统	○绝热层和罩壳		○开车备件 (单)		
412	○脱扣及节流阀	○温度监测系统	○联轴器及护罩		○两年操作备件 (附清单)		
413	备注:						
图纸资料							
414	○外形尺寸图及管口表	○电气仪表系统图及材料表		○瞬时扭矩分析		○操作和维护手册	
415	○剖视图和材料表	○电气仪表布置图及接点表		○法兰的许用负荷		○推荐的备品备件清单	
416	○转子装配图及材料表	○控制及调速系统说明及简图		○找正图		○进度报告及交付计划	
417	○止推轴承装配图及材料表	○超速停车系统说明及简图		○焊接工艺		○图纸清单	
418	○径向轴承装配图及材料表	○蒸汽流量与功率关系曲线		○水压试验记录		○装运清单	
419	○密封装配图及材料表	○蒸汽流量与第一级压力关系曲线		○机械运转试验记录		○特殊工具	
420	○联轴器装配图及材料表	○蒸汽流量与转速及效率关系曲线		○无损检测工艺		○技术手册	
421	○密封油路示意图及材料表	○蒸汽流量与阀的开度曲线		○钢厂试验报告		○储存包装及运输程序	
422	○密封油路装配图及管口表	○抽汽与补汽性能曲线		○转子平衡记录		○装配及起吊手册	
423	○密封油路部件图及参数	○蒸汽修正系数		○转子机械和电的总跳动值		○振动探针安装部位图	
424	○润滑油路示意图及材料表	○叶片振动分析		○制造用数据表		○	
425	○润滑油路装配图及管口表	○横向临界转速分析		○制造用尺寸及数据		○	
426	○润滑油路部件图及参数	○扭转临界转速分析		○安装手册		○	
总 说 明							
427							
428							
429							
430							
431							
432							
433							
434							
435							
436							
437							
438							
439							
440							
441							
442							
443							
444							
445							
446							

## 4.14 劳动安全卫生

根据建设项目（工程）劳动安全卫生监察规定（劳动部第3号令）的要求，工程设计单位对建设项目劳动安全卫生设施的设计负技术责任。在设计中要严格遵守现行的劳动安全卫生标准，在编制初步设计文件时，应同时编制《劳动安全卫生专篇》，劳动安全卫生专篇的主要内容包括如下几个方面。

### 4.14.1 建设依据和设计依据

- (1) 设计合同（名称和文号）
- (2) 国家或地方的相关法规
- (3) 设计执行的相关标准、规范
- (4) 可研或总体设计批复文件及劳动安全卫生预评价报告

### 4.14.2 工程概述

- (1) 装置的建设性质、规模和产品方案
- (2) 工艺过程或生产方法简述
- (3) 装置平面布置
- (4) 装置与全厂劳动安全卫生设施、管理机构的依托关系。

### 4.14.3 生产过程中职业危险、危害因素分析

- (1) 火灾、爆炸危险

装置的火灾危险类别：火灾、爆炸危险区域划分；火灾、爆炸危险物料的种类、数量、性质及使用条件。

- (2) 毒性物质危险

装置使用的毒性物料的种类、数量、毒性及使用条件。

- (3) 腐蚀性危害

装置使用的腐蚀性物料的种类、数量、形态及使用条件。

- (4) 噪声危害

分析装置内主要噪声源及高噪声区，给出A声压级。

- (5) 其它危害

装置内其它职业安全卫生危险因素，如高温灼伤、粉尘、坠落、放射性等。

- (6) 危险岗位

装置各危险岗位、危险类别及在岗人员数。

### 4.14.4 设计采用的主要安全卫生防范措施

(1) 装置中，根据全面分析各种危险因素确定的工艺路线，选用的可靠设备，依据火灾爆炸危险类别设置的泄压、防爆、防火等安全设施和必要的检测、检验设施。

(2) 按照爆炸和火灾危险场所的类别、等级、范围选择电气设备、控制仪表、安全距离、防雷、防静电及防止误操作等设施。

(3) 生产过程中的自动控制系统和紧急停机、事故处理的保护措施。

(4) 说明危险性较大的生产过程中，一旦发生事故和急性中毒的抢救、疏散方式及应急措施。

(5) 防止尘毒危害所采用的防护设备、设施及其效果等。

(6) 经常处于高温、高噪声、高振动工作环境所采用的降温、降噪及降振措施，防护设

备性能及检测、检验设施。

(7) 改善繁重体力劳动强度方面的设施。

(8) 防放射性危害的设施。

#### 4.14.5 预期效果与评价

对劳动安全卫生方面存在的主要危害所采取的治理措施提出预期效果与综合评价。

#### 4.14.6 劳动安全卫生预评价结论

劳动安全卫生预评价结论及设计采取的相应措施。

#### 4.14.7 专用投资概算

劳动安全卫生专用投资概算应包括下列费用：

①劳动安全卫生专项防范设施投资；②检测装备和设施投资；③安全教育装备和设施费用；④事故应急措施费用。

#### 4.14.8 存在问题与建议

提出存在的问题及其处理的意见。

#### 4.14.9 附图

- (1) 工艺流程图
- (2) 装置平面位置图
- (3) 爆炸危险区域划分图
- (4) 可燃性气体及有毒气体浓度报警系统布置图

### 4.15 人员编制

按照积极贯彻工厂设计模式改革，逐步实现设计水平、管理水平、操作水平向国际石化先进水平靠近的目标，本着科学性、先进性和可操作性的要求，石化集团公司制订了《石油化工生产装置设计定员暂行规定》。规定中推荐了石油化工生产装置的设计定员人数。在我们的设计中如果业主没有特殊要求，一般都应按此规定执行。

其中，班长负责组织本班生产和班组管理工作，内操人员负责室内 DCS 的控制调节、安全平稳运行，外操人员负责外设备的操作和维护、定期巡回检查。

对联合生产装置有集中的 DCS 操作系统的生产装置，一般应按照“一人多岗，一岗多能”的原则减少定员，按单个生产装置比上述规定的要求减少 10% ~ 15% 的设计定员来执行。

### 4.16 工艺系统及其它专业的条件关系

前面介绍的内容都是工艺系统专业在基础设计过程中应做的工作。完成这些工作的过程不是一次性的过程，而是反复多次不断完善的过程，也是伴随着和各个专业之间的条件往来进行的。

熟悉工艺系统和各专业之间的条件关系是工艺系统专业设计者的一项基本功。下面我们就专门介绍这方面的内容。

#### 4.16.1 工艺系统在各个设计阶段的条件关系

##### 4.16.1.1 与项目经理或设计经理的条件关系

I 基础工程设计阶段提供给工艺系统专业的条件和资料

- (1) 全厂总平面布置图
- (2) 工艺设计包文件

- (3) 各专业设计统一规定
- (4) 设计主项表
- (5) 开工会议议定书
- (6) 合同文件
- (7) 开工报告

#### II 基础工程设计阶段工艺系统专业提交给项目或设计经理的条件和资料

- (1) 各版工艺管道及仪表流程图 (PID)
- (2) 各版公用物料管道及仪表流程图
- (3) 各版管道表
- (4) 安全和工业卫生条件表
- (5) 测量和控制系统条件表
- (6) 用电条件表
- (7) 爆炸危险区域划分条件表
- (8) 电信用户条件表
- (9) 软水及脱盐水条件表
- (10) 蒸汽及冷凝水条件表
- (11) 给排水条件表
- (12) 水消防条件表
- (13) 氧气条件表
- (14) 氮气条件表
- (15) 仪表空气条件表
- (16) 装置空气条件表
- (17) 局部通风条件表
- (18) 采暖通风空调条件表
- (19) 用冷条件表
- (20) 噪声条件表
- (21) 高架源排放条件表
- (22) 无组织排放废气条件表
- (23) 废渣 (液) 条件表
- (24) 其它污染条件表
- (25) 工艺设备表
- (26) 加热炉条件表
- (27) 火炬气排放条件表
- (28) 装置火炬气排放点汇总表
- (29) 外管条件表
- (30) 定员表

#### III 详细工程设计阶段提供给工艺系统专业的条件和资料

- (1) 基础工程设计文件业主审核会议纪要
- (2) 各专业商定的修改方案
- (3) 批准的总平面图

#### IV 详细工程设计阶段工艺系统专业提交给项目或设计经理的条件和资料

- (I) I、2、3 版工艺管道及仪表流程图 (PID)
- (2) 各版公用物料管道及仪表流程图
- (3) 工艺设备表

#### 4.16.1.2 与其它专业的条件关系

- (1) 基础工程设计阶段提供给工艺系统专业的条件和资料 (见表 4-12)

表 4-12 工艺系统专业接受条件表

序号	提出条件专业	条 件 名 称	往返关系	备 注
1	工艺专业	(1) 安全和工业卫生状况表		
		(2) 测量和控制系统条件表		
		(3) 程序控制装置条件表		
		(4) 用电条件表		
		(5) 爆炸危险区域划分条件表		
		(6) 电气控制连锁条件表		
		(7) 电加热条件表		
		(8) 软水及脱盐水条件表		
		(9) 蒸汽及冷凝水条件表		

续表

序号	提出条件专业	条 件 名 称	往返关系	备 注
		(10) 给排水条件表		
		(11) 水消防条件表		
		(12) 装置空气条件表		
		(13) 仪表空气条件表		
		(14) 氧气条件表		
		(15) 氮气条件表		
		(16) 用冷条件表		
		(17) 化验分析条件表		
		(18) 高架源排放废气条件表		
		(19) 无组织排放废气条件表		
		(20) 废渣(液)条件表		
		(21) 其它污染条件表		
		(22) 原料、燃料、产品、副产品、催化剂、化学品条件表		
		(23) 定员表		
		(24) 加热炉条件表		
		(25) 工艺管道使用条件表		
		(26) 工艺设备表		
		(27) 各类工艺设备数据表		
		(28) 泵工艺数据汇总表		
		(29) 压缩机、鼓风机类工艺数据汇总表		
		(30) PFD 及 UFD		
		(31) 建议的设备布置图		
		(32) 可燃气体检测点布置图		
2	配管专业	(1) 配管材料规定		
		(2) 隔热设计规定		
		(3) 伴热设计规定		
		(4) 概略版设备布置图		
		(5) 初步版设备布置图		
		(6) 安全阀、爆破片等制造厂返回资料		
3	电气专业	(1) 爆炸危险区域划分图		
4	总图专业	(1) 全厂总平面一次条件表		
		(2) 全厂总平面布置条件图		
		(3) 全厂竖向条件图		
5	仪表专业	(1) 工艺控制图(PCD)		
		(2) 各版PID(填写仪表数据)	返回	设计经理明确
6	容器专业	(1) 各版设备图		



续表

序号	提出条件专业	条 件 名 称	往返关系	备 注
7	机泵专业	(1) 机泵数据表		
		(2) 制造厂提供的先期确认 (ACF) 图纸资料和最终确认 (CF) 图纸资料		
8	机械专业	(1) 机械类数据表		
		(2) 制造厂提供的先期确认 (ACF) 图纸资料和最终确认 (CF) 图纸资料		

(2) 基础工程设计阶段工艺系统专业提交 (或返回) 给其它专业的条件和资料 (见表 4-13)

表 4-13 工艺系统专业提交条件表

序号	条 件 名 称	接 受 条 件 专 业	往返关系	备注
1	A、B、O 版工艺管道及仪表流程图 (PID)	工艺、环保、配管、仪表		工艺仅需 A 版
2	A、B、O 版公用物料管道及仪表流程图	工艺、环保、配管、仪表		工艺仅需 A 版
3	各版管道表	配管		
4	安全和工业卫生状况表	工艺、环保、配管、仪表、电气、电信、建筑、总图		
5	测量和控制系统条件表	仪表		
6	程序控制装置条件表	仪表		
7	电气控制联锁条件表	电气		
8	电加热条件表	电气		
9	用电条件表	电气		
10	爆炸危险区域划分条件表	电气		
11	电信用户条件表	电信		
12	装置空气条件表	辅助系统		
13	仪表空气条件表	辅助系统		
14	氧气条件表	辅助系统		
15	氮气条件表	辅助系统		
16	蒸汽及冷凝水条件表	配管、热工		
17	软水及脱盐水条件表	配管、热工		
18	给排水条件表	环保、配管、给排水		
19	水消防条件表	配管、给排水		
20	采暖通风空调条件表	暖风		
21	局部通风条件表	暖风		
22	用冷条件表	辅助系统		
23	噪声条件表	环保、配管、建筑		
24	建构筑物特征条件表	建筑、暖通空调		
25	高架源排放废气条件表	环保、配管、总图		
26	无组织排放废气条件表	环保、配管、总图、暖通空调		
27	废渣 (液) 条件表	环保、配管、总图、工业炉		
28	其它污染条件表	环保、配管、总图、建筑		
29	安全阀规格书	管道材料		

续表

序号	条 件 名 称	接受条件专业	往返关系	备注
30	特殊阀门规格书	管道材料		
31	呼吸阀规格书	管道材料		
32	疏水器规格书	管道材料		
33	过滤器规格书	管道材料		
34	阻火器规格书	管道材料		
35	消音器规格书	管道材料		
36	喷嘴规格书	管道材料		
37	爆炸片规格书	管道材料		
38	搅拌器数据表	容器		
39	容器数据表	容器		
40	反应器数据表	容器		
41	压缩机、鼓风机、泵类工艺数据条件表	机泵		
42	机械类数据表	机械		
43	加热炉条件表	工业炉		
44	装置火炬气排放点汇总表	环保、火炬		
45	火炬气排放条件表	环保、火炬		
46	外管条件表	配管、辅助系统		
47	定员表	给排水、电信、建筑、总图、暖通空调		
48	原料、燃料、产品、副产品、催化剂、化学品条件表	分析、辅助系统、建筑、总图		
49	化验分析条件表	分析		
50	工艺设备表	工艺、配管、电气、容器、机泵、机械、工业炉		
51	可燃气体检测点布置图	工艺、配管、仪表		

(3) 详细工程设计阶段其它专业提供给工艺系统专业的条件和资料 (见表 4-14)

表 4-14 工艺系统专业接受条件表

序号	提出条件专业	条 件 名 称	往返关系	备 注
1	工艺专业	(1) 2 版 PID 的确认意见 (2) 最终确认的分析取样点		
2	机械、机泵专业	(1) 制造厂返回资料 (2) 制造厂最终确定的图纸样本资料		
3	配管专业	(1) 详细设计管道布置图 (2) 详细设计设备布置图 (3) 配管专业返回的修改补充条件 (4) 配管专业校核其成品后的修改条件		
4	总图	(1) 全厂总平面布置条件图 (2) 全厂竖向条件图		
5	管道材料	(1) 修改版配管材料规定		

(4) 详细工程设计阶段工艺系统专业提交其它专业的条件和资料 (见表 4-15)。

表 4-15 工艺系统专业提交条件表

序号	接受条件专业	条 件 名 称	往返关系	备 注
1	工艺、环保、配管、仪表	1、2 版工艺管道及仪表流程图 (PID)		工艺仅需 2 版
2	工艺、环保、配管、仪表	1、2 版公用物料管道及仪表流程图		工艺仅需 2 版
3	配管	各版管道表		
4	工艺、配管、电气、容器、机械、机泵、工程经济	工艺设备表		
5	分析	化验分析条件表		
6	(接收条件专业同基础工程设计)	条件表的修改和补充		

#### 4.16.2 工艺系统和仪表专业之间的条件关系

为了让工艺系统设计人员更具体地明白工艺系统和其它专业之间的条件关系,我们以工艺系统和仪表专业之间的工作关系为例,具体介绍他们之间的分工和如何填写仪表数据表。

##### 系统和仪表专业分工及数据表

##### I 工艺系统专业和仪表专业之间的分工

##### (1) 管道和仪表流程图 (PID)

一般的控制系统,以及复杂的控制系统均由工艺系统专业提出要求,并与仪表专业商定方案。

仪表专业负责完成控制测量回路、联锁回路及所有仪表的编号,并对 PID 上仪表专业内容提出修改和完善,以条件形式返回工艺系统专业。

(2) 工艺开停车顺序要求和紧急联锁停车系统的详细说明及因果表由工艺系统提出,仪表专业负责编制联锁及顺序逻辑图。工艺系统专业在详细设计结束前提供联锁、报警值、调节阀设定值。

(3) 现场可燃气体、有毒气体检测探头和火灾报警的位置由工艺系统提出,配管专业确认,仪表专业负责选型。

(4) 自动分析取样位置由工艺系统专业与配管专业协商提出,仪表专业负责选型、样气预处理、提出开孔要求和返回点的操作条件,由工艺系统专业确定返回点位置。

##### (5) 仪表规格书

仪表专业负责编制各类仪表规格书,工艺系统专业需向仪表专业提出仪表的工艺数据表。仪表定货后,制造厂返回的资料由仪表专业负责确认,液位仪表还需经容器、配管专业确认。若引起 PID、配管图或容器制造图修改时,由仪表专业通知工艺系统、配管、容器等专业作相应修改。

##### II 仪表数据表

工艺系统专业需向仪表专业提出仪表的工艺数据表《测量和控制系统条件表》。就此表的填写说明如下。

(1) 顺序号:同项目号。

(2) 仪表回路号:指在检测、控制系统中,构成一个回路的一组工业自动化仪表的编号。如 FIC—101。根据仪表专业编制的回路号填写。

(3) 安装位置:CR—中心控制室;LR—就地控制室;L—就地。

(4) 仪表位号:组成仪表回路号中的若干个仪表的编号。如 FIC—101 中的 FE—101 (节流装置);FV—101 (调节阀)。根据仪表专业编制的仪表位号填写。

			测量和控制系统条件表		提出条件专业	
					接受条件专业	
编制			地址		项目名称	
校核			项目号		主项	
审核			编号		设计阶段	
1	顺序号					
2	仪表回路号					
3	用途					
4	安装位置 (CR, LR, L)					
5	仪表位号					
6	PID 图号或 PCD 图号					
7	物流号					
8	检测管道编号或设备位号					
9	公称直径					
10	管道等级					
11	管道外径, mm					
12	管道壁厚, mm					
13	管道材质					
14	流量, kg/h	最大				
		正常				
		最小				
15	流量, Nm <sup>3</sup> /h	最大				
		正常				
		最小				
16	上游压力 MPa (A)	最大				
		正常				
		最小				
17	调节阀下游压力, MPa (A)					
18	阀关闭时最大压差, MPa					
19	节流装置允许压损, kPa					
20	上游操作 温度, °C	最大				
		正常				
		最小				
21	介质名称					
22	介质状态 (L, S, G, M)					
23	操作密度, kg/m <sup>3</sup>					
24	标准密度, kg/Nm <sup>3</sup>					
25	平均分子量					
26	操作状态动力粘度, mPa·s					
27	液体饱和蒸汽压, MPa (A)					
28	临界压力, MPa (A)					
29	比热比 ( $C_p/C_v$ )					
30	压缩系数 Z					
31	气体相对湿度, %					
32	饱和蒸汽压, MPa (A)					
33	饱和蒸汽温度, °C					
34	饱和蒸汽密度, kg/m <sup>3</sup>					
35	阀动作时间 (开或关) (s)					
36	气源故障阀动作 (FO, FC, FL)					
37	阀泄漏量等级					
38	测 界 面 用	上液体名称				
		上液体密度, kg/m <sup>3</sup>				
		下液体名称				
		下液体密度, kg/m <sup>3</sup>				
39	报 警 设 定	L				
		LL				
		H				
		HH				

(5) 介质状态: L——液体; S——蒸气; G——气体; M——混合介质。

(6) 阀动作时间: 指采用双切断阀或调节阀对流量进行控制时, 对切断阀或调节阀的动作时间要求, 一般应根据工艺要求计量的准确程度, 如有严格要求时填写, 单位以秒计, 以确保流量的准确性。

(7) 气源故障阀动作: FO——故障开, 即故障时阀全开; FC——故障闭, 即故障时阀全闭; FL——故障锁定, 即故障时阀保持原位。

(8) 阀泄漏量等级: 按美国 ANSI B16.104—1976 调节阀的泄漏量标准填写。调节阀的最小泄漏量分为 II、III、IV、V、VI 级。一般情况调节阀的泄漏量等级为 II、III 级 (即调节阀的型式定为双座或单座)。物料为有毒介质时为 IV 级, 等级越高, 允许泄漏量越小, 要求零泄漏时为 VI 级。

(9) 测界面用上液体名称; 下液体名称: 指两种不互溶的液体, 分为上下两层, 上层为上液体, 下层为下液体。如上层为油和下层为水, 则上液体名称为油, 下液体名称为水。当其液体有界面高度位置测定要求时才填写。

(10) 报警设定: L——低报警; LL——低低报警; H——高报警; HH——高高报警。

本表勿需逐项填写, 而是根据所选仪表的不同类型, 分项填写, 具体要求如下。

(1) 压力、温度的指示、记录、报警、联锁等

填写 1~13; 16; 20~24; 39 项。

(2) 在线分析仪的指示、记录、报警、联锁等

填写 1~13; 16; 20~24; 26; 39 项。

还需在空栏处增填:

①背景组成: 指被测介质的组成百分比。按最小、正常和最大填写。

②时滞: 指从输入变量产生变化的瞬间起到它所引起的输出变量开始变化的瞬间为止的时间间隔。一般分析器少于 60 秒, 工业色谱稍大。

(3) 差压或差温的指示、记录、报警、联锁等

填写 1~13; 16; 20~24; 39 项。

还需在空栏处增填: 差压或差温的最小、正常和最大值。

(4) 液位测量的指示、报警、联锁等

填写 1~8; 20~23; 39 项。

如有界面测定要求时, 增填 38 项, 还需在空栏处填写界面的操作波动范围。

(5) 流量的指示、记录、报警、联锁等

①介质为液体时, 填写 1~14; 16; 19~23; 26~27; 39 项。

②介质为气体时, 填写 1~13; 15~16; 19~24; 26; 29~31; 39 项。

③介质为蒸汽时, 填写 1~14; 16; 19~23; 26; 29; 32~34; 39 项

(6) 调节阀

①介质为液体时, 填写 1~14; 16~18; 20~29; 35~37 项。

②介质为气体时, 填写 1~13; 15~18; 20~24; 26; 30~31, 35~37 项;

③介质为蒸汽时, 填写 1~14; 16~18; 20~23; 26; 32~37 项。

(7) 双位切断阀

填写 1~13; 16; 18; 20~22; 35~37 项。

## 第5章 系统设计

### 5.1 概 述

工艺系统专业 (Process System Section) 是从工艺专业中分离出来的一个新专业, 它是石油化工工程设计中的一个关键环节和重要组成部分。随着先进国家设计方法的引进和消化吸收, 石油化工工艺系统专业的重要性和必要性, 被越来越多的石油化工行业人士认同。在我国不少大型石油化工设计院, 都陆续设立了这个专业。

传统的设计方法, 由于专业分工较粗, 所设计的过程只是一个静态的孤立过程。近些年来由于科学技术的迅速发展, 石油化工装置的经济规模逐步扩大, 技术要求越来越高。要求现代设计方法能对生产过程进行深入的、动态的、连续的分析研究, 并进行优化, 这样才能提出比较经济的设计条件和工艺流程。要完成这些复杂的设计任务, 工艺系统专业担负着先锋和参谋的重要作用。工艺系统专业的设计成果对石油化工装置建设的经济效益、产品的市场竞争能力都会起到重要作用。

工艺系统设计的主要任务是, 整个工艺流程的系统分析, 管道水力学计算, 全流程的安全阀、疏水器等管件阀门的设置, 全流程的控制方案的设计; 最后向各个有关专业提出设计条件; 绘制出全流程的 PID 图。

随着计算机的飞速发展, 计算机在石油化工系统设计中的应用会越来越广泛。目前系统设计中的计算任务、制图任务、制表任务全都可以由计算机来完成, 可以大大提高工作效率和工作质量。计算机软件不断发展, 计算机的应用会更深入, 不久的将来一定能实现工艺系统设计全过程的计算机化。到那时手工书写的劳动将减到很低程度, 而设计的效率和可靠性将大大提高。由于设计周期缩短, 要求设计者对问题要有更准确的分析和判断, 进而要求设计者具有更深的理论知识和实践经验。总之随着计算机应用的深入, 不会降低对设计人员素质的要求, 而是要求更高了。所以分工也就越来越细了。

### 5.2 设计压力的确定

设备的设计压力是工艺系统专业确定的一个重要参数, 是设备和管道强度设计的主要依据, 也是保证装置长周期安全运转的基础数据。一定要采取科学态度, 认真对待, 应在满足安全要求的基础上, 尽可能做到既经济又合理。

设备设计压力的确定, 不能只考虑单台设备的最高压力, 而要把设备放到一个系统中, 结合系统前后的管道压力降或者静压头来考虑, 用最高压力加上 (或减去) 这个管道压力降或者静压头, 才能得到可靠的设计压力。

具体来说是先对单台设备按 5.2.3 的原则确定它们的初步设计压力, 再按 5.2.2 的系统分析方法把单台设备放到一个系统中去分析研究才能得出最终的设计压力, 这个最终设计压力才是提给设备专业进行设备设计的依据。

#### 5.2.1 术语

##### (1) 最大工作压力

设备在正常工作过程中, 设备顶部可能达到的最大压力, 称为最大正常工作压力。由工

艺专业提出。

## (2) 最高压力

用来确定设备设计压力的基准压力。由设备最大工作压力加上流程中工艺系统的附加压力后，在设备顶部可能达到的压力。此值由工艺系统专业确定。

### 5.2.2 系统分析

#### (1) 物性分析

对一些特殊物料如：剧毒的和贵重的物料，为防止它们泄露，一般都把这些设备的设计压力定得高于 5.2.3 确定的标准。对沥青、石蜡、苯酐等常温下就会凝固成固体的物料，对它们的设备和管道必须设计可靠的伴热管；必要时也可适当提高这类设备的设计压力。

#### (2) 安全阀

对有安全阀存在的系统，安全阀的上下游设备的设计压力确定的原则是不同的，要具体分析后才能确定。例如：塔设备的安全阀一般装在塔的馏出管道上，而且从塔顶到回流罐不加截断阀，这时回流罐不再安装安全阀，回流罐的设计压力应等于塔的设计压力加上塔顶冷凝器到回流罐的液体静压力。如果安全阀装在回流罐上，塔的设计压力等于回流罐的设计压力加上塔到回流罐的管道阻力降，再加上冷凝器到回流罐的液体静压力。而这时回流罐的设计压力应等于罐内物料的液体在冷凝后的温度下的饱和压力。

#### (3) 泵系统

泵可分为离心泵和容积式泵两种，在泵出口的切断阀关闭的情况下，两种泵的出口管道中的压力是完全不同的。离心泵的出口压力等于流量为零时的泵的排出压力；容积式泵的出口切断阀是不能关死的，因为出口管内的压力会升得很高，不能以这个压力来确定设备最高压力。

对离心泵而言，泵吸入侧设备的设计压力按 5.2.3 的原则确定；泵输出侧设备（在最后切断阀上游）的最高压力等于泵吸入侧设备的最高压力加上泵出口阀关闭时的压差再加上（或减去）静压力。泵输出侧设备（在最后切断阀下游）的最高压力等于它的最大工作压力加上系统附加条件后的数值。

对离心泵而言，泵的输出侧有串联设备，管道上又装有安全阀时，当安全阀仅用于着火保护时，设备（如换热器）的设计压力 = 泵出口关闭压力；当安全阀是用于着火外的情况或与着火同时发生的任何其它情况（如热膨胀）时，则设备（如换热器）的设计压力 = 安全阀的开启压力加上管道压力降。

如果泵吸入容器的设计压力等于泵出口阀关闭压力，则输出侧的串联设备设计压力等于泵出口关闭压力。当泵吸入容器的设计压力低于泵出口阀关闭压力时，泵输出侧的串联设备设计压力 =  $1.1 \times$  泵出口关闭压力。

对离心泵而言，泵的输出侧有串联设备，但管道上没有安装安全阀时，设备上游有切断阀时，输出侧的串联设备设计压力 =  $(\text{泵出口最大工作压力} - \text{泵至设备沿程压力降}) \times 1.1$ 。

对容积式泵而言，由于输出流量和压力都在脉冲式改变，所以在泵输出侧有串联设备，管道上装有安全阀时，串联设备的设计压力等于安全阀的开启压力。这时的安全阀开启压力应高于泵设计流量时最大工作压力的 20%。

对容积式泵而言，泵吸入侧设备的设计压力按 5.2.3 的原则确定；泵输出侧设备的最高压力是该设备的最大工作压力加上系统附加条件后的数值。

#### (4) 压缩机系统

处于系统中安全阀下游设备的设计压力等于安全阀开启压力。

处于系统中安全阀上游设备的设计压力等于安全阀开启压力加上设备至安全阀在最大流量时压力降。

#### (5) 液化气体容器

储存临界温度高于 50℃ 液化气体的压力容器，当设计有可靠的保冷设施，其最高压力为所装液化气体在可能达到的最高工作温度下的饱和蒸气压力；如无保冷设施，其最高压力不得低于该液化气体在 50℃ 时的饱和蒸气压力。

储存临界温度低于 50℃ 液化气体的压力容器，当设计有可靠的保冷设施，并能确保低温储存时，其最高压力不得低于实测的最高温度下的饱和蒸气压力；没有实测数据或没有保冷设施的压力容器，其最高压力不得低于该液化气体在规定的最大装填量时，温度为 50℃ 的饱和蒸气压力。

常温下储存混合液化石油气的压力容器，应以 50℃ 为设计温度。当其 50℃ 的饱和蒸气压力低于异丁烷 50℃ 的饱和蒸气压力时，取 50℃ 异丁烷的饱和蒸气压力为最高压力；当其高于 50℃ 时异丁烷的饱和蒸气压力时，取 50℃ 丙烷的饱和蒸气压力为最高压力；如高于 50℃ 丙烷的饱和蒸气压力时，取 50℃ 丙烯的饱和蒸气压力为最高压力。常温下储存混合液化石油气的设计压力取值见表 5.2-1。

表 5.2-1 常温下储存混合液化石油气的设计压力取值表

储 存 介 质	设计压力取值
介质为丁烷、丁烯、丁二烯时	0.79MPa (G)
介质 50℃ 时的饱和蒸气压 < 1.57MPa (G) 时	1.57MPa (G)
介质为液态丙烯或介质 50℃ 时的饱和蒸气压 > 1.57MPa (G) 又 < 1.62MPa (G) 时	1.77MPa (G)
介质为液态丙烯或介质 50℃ 时的饱和蒸气压 > 1.62MPa (G) 又 < 1.94MPa (G) 时	2.16MPa (G)

#### (6) 冷冻系统

冷冻系统在正常工作时分为高压侧和低压侧，在停车后高压侧压力将降低而低压侧压力将升高，最后两侧压力相等，这时的压力即是“停车压力”。

“停车压力”按高压侧至低压侧等焓节流来计算。

高压侧的最大工作压力通常是工艺规定的压力，一般高于“停车压力”。

低压侧的最大工作压力为“停车压力”加上一定的富裕量；或者就取最高预期环境温度下冷冻剂的平衡压力。

### 5.2.3 设备设计压力的确定原则

#### (1) 本规定的适用范围

本规定仅适用于以下范围的压力容器的设计压力的确定：

0.1MPa (G) ≤ 设计压力 ≤ 35MPa (G)；

真空度高于 2kPa (200mmH<sub>2</sub>O) (G)。

本规定仅适用于以下范围的常压容器的设计压力的确定：

设计压力低于 0.1MPa (G)；

真空度低于 2kPa (200mmH<sub>2</sub>O) (G)。

#### (2) 常压设备

设计压力为常压，用常压加上系统附加条件校核。

#### (3) 外压设备

设计外压力取不小于在工作过程中可能产生的最大内外压力差。



#### (4) 内压设备

没装安全泄放装置时，一般取 1.0~1.10 倍最高压力 (G)；

有安全阀时，取 1.05~1.10 倍最高工作压力。当最高工作压力偏高时，取下限，反之取上限，且不低于安全阀开启压力。

有爆破片时，取不小于爆破片的最大标定爆破压力。

#### (5) 真空设备

对无夹套的真空设备，当有安全阀时，设计外压力取 1.25 倍最大内外压力差值或 0.1MPa (G) 进行比较，两者取较小值。当无安全阀时，按全真空条件设计，即设计外压力取 0.1MPa (G)。

对有夹套的真空设备，夹套内有内压时，容器壁按外压容器设计，其设计压力取无夹套真空容器规定的压力值，再加上夹套内设计压力，且必须校核在夹套试验压力 (外压) 下的稳定性；夹套壁的设计内压力按内压容器规定选取。

设备设计压力的选取可参考表 5.2-2。

表 5.2-2 设备设计压力选取表

类 型		设 计 压 力	
常压容器	常压下工作	设计压力为常压，用常压加上系统附加条件校核	
内压设备	未装安全泄放装置	一般取 1.00 ~ 1.10 倍最高压力 (G)	
	装有安全阀	1.05 ~ 1.10 倍最高工作压力 (当最高工作压力偏高时，可取下限，反之取上限)，且不低于安全阀开启压力	
	装有爆破片	不小于最大标定爆破压力 [详见《爆破片的设置和选用》 (HG/T 20570.3—95)]	
	出口管道上装有安全阀	不低于安全阀开启压力加上流体从容器至安全阀处的压力降	
	容器位于泵进口侧，且无安全泄放装置时	取无安全泄放装置时的设计压力，且以 0.10MPa (G) 外压进行校核	
	容器位于泵出口侧，且无安全泄放装置时	取泵的关闭压力	
真空容器	无夹套真空容器	设有安全泄放装置	设计外压力取 1.25 倍最大内外压力差或 0.10MPa (G) 进行比较，两者取较小值
		未设有安全泄放装置	按全真空条件设计 [即设计外压取 0.10MPa (G)]
	夹套内为内压的带夹套真空容器	容器壁	按外压容器设计，其设计压力取无夹套真空容器规定的压力值，再加夹套内设计压力，且必须校核在夹套试验压力 (外压) 下的稳定性
		夹套壁	设计内压力按内压容器规定选取
	外压容器		设计外压力取不小于在工作过程中可能产生的最大内外压力差

#### 5.2.4 管道设计压力的确定原则

##### (1) 适用范围

本规定适用于以下工作范围的管道：

压力管道：0MPa (G) ≤ 设计压力 ≤ 35MPa (G) 范围的管道；

真空管道：设计压力 ≤ 0MPa (G) 的管道。

##### (2) 管道设计压力的确定原则

管道设计压力不得低于最大工作压力。

装有安全泄压装置的管道，其设计压力不得低于安全泄压装置的开启压力 (或爆破压力)。

所有与设备相连接的管道，其设计压力不应低于所连接设备的设计压力。

输送制冷剂、液化气等沸点低的介质的管道，按阀被关闭或介质不流动时可能达到的最大饱和蒸气压力作为设计压力。

### (3) 管道设计压力的取值

设有安全阀的压力管道，管道设计压力  $\geq$  安全阀开启压力

与不设安全阀的设备相连的压力管道，管道设计压力  $\geq$  设备设计压力

离心泵出口管道，管道设计压力  $\geq$  泵的关闭压力

往复泵出口管道，管道设计压力  $\geq$  泵出口安全阀开启压力

压缩机排出管道，管道设计压力  $\geq$  安全阀开启压力 + 压缩机出口至安全阀管道内最大正常流量下的压力降。

真空管道，管道设计压力 = 全真空

凡不属于上述范围的管道，管道设计压力  $\geq$  工作压力变动中的最大值。

## 5.3 设计温度的确定

设备的设计温度是指在正常工作过程中，与用来确定设备设计压力的最高压力相对应的设备材料达到的温度。

### 5.3.1 设备设计温度的确定

工艺系统专业如果能知道设备在正常工作过程中介质的最高（或最低）工作温度或最高工作温度下的壁温，这个温度是通过传热计算或实测得到的，就可以作为设计温度。

工艺系统专业如果不能知道设备在正常工作过程中介质的最高（或最低）工作温度，只能以化工工艺专业提出的正常工作温度加上（或减去）一定裕量作为设计温度。设备壁与介质直接接触并且有外部保温时，计算原则见表 5.3-1。

表 5.3-1

介质温度 $T, ^\circ\text{C}$	设计温度	
	I	II
$T < -20^\circ\text{C}$	介质最低工作温度	介质正常工作温度减 $0 \sim 10^\circ\text{C}$
$-20^\circ\text{C} \leq T < 15^\circ\text{C}$	介质最低工作温度	介质正常工作温度减 $5 \sim 10^\circ\text{C}$
$T \geq 15^\circ\text{C}$	介质最高工作温度	介质正常工作温度加 $15 \sim 30^\circ\text{C}$

其它情况设备设计温度的计算原则，如表 5.3-2 所示。

表 5.3-2

设备工作情况	设计温度计算原则
壳体的温度由大气温度确定 当大气温度 $\leq -20^\circ\text{C}$ 当 $-20^\circ\text{C} \leq$ 大气温度 $\leq -10^\circ\text{C}$	取历年来“月平均最低温度”的最低值 取 $-20^\circ\text{C}$ 取 $-10^\circ\text{C}$
设备内用蒸汽或其它加热元件	取正常工作过程中介质的最高温度
直接加热时 设备器壁两侧与不同温度介质接触 当介质之一的温度低于 $-20^\circ\text{C}$	取较高介质温度确定设计温度 取较低的介质温度为设计温度
设备器壁两侧与不同温度介质接触 但不会只与单一介质接触 内壁有可靠的隔热层	要通过传热计算确定设计温度 要通过传热计算确定设计温度
设备内不同部位出现不同温度	应按不同温度选取元件相应的设计温度

### 5.3.2 管道设计温度的确定

管道设计温度指的是管道在正常工作过程中，在相应设计压力下可能达到的管道材料温度。工艺系统专业根据化工工艺专业提出的正常工作过程中的工作温度，按“最苛刻条件下的压力温度组合”来选取管道设计温度。

管道设计温度由以下方法确定：最好用传热计算或实测得到的正常工作过程中介质的最高工作温度下的壁温作为设计温度。如果不能得到实测或计算的最高工作温度，按正常工作过程中介质的最高工作温度，用表 5.3-3 的原则确定。

表 5.3-3

金属管道	不保温管道		外保温管道	内衬保温材料	介质温度 $\leq 0^{\circ}\text{C}$
	介质温度 $< 38^{\circ}\text{C}$	介质温度 $\geq 38^{\circ}\text{C}$			
	设计温度 = 介质最高温度	设计温度 = $0.95 \times$ 介质最高温度	设计温度 = 介质最高温度	设计温度 = 介质最高温度	设计温度 = 介质最低温度
非金属	无环境温度影响的管道		安装在环境温度高于介质最高温度的环境中		
	设计温度 = 介质最高温度		设计温度 = 环境温度		

## 5.4 管道水力学的设计

工艺系统专业在工艺流程基本确定后，就要进行带仪表控制点的工艺流程图（PID）的设计工作，其中的一个重要内容就是根据工艺、公用及辅助系统的物料条件，来进行管道水力学计算，确定每一条管道的直径。而管道直径的大小将影响工程的投资和生产成本。所以管道水力学设计的最终目的，是求得在已有条件下比较合理的管理直径。

计算管道直径需要经过复杂的计算步骤，首先要根据经验初选流速，初估所需的管道直径；然后根据管道上下游的阀门、仪表、管件的位置和型号等内容及流体性质计算每条管道的总压力降，再结合管道物料性质，选取每段管道的许用压力降，来确定合理的管道直径。所以我们要重点介绍管道压力降的计算方法。由于管道压力降的计算方法是以流体的不同流动特性（如：单相流、两相流、真空系统等）为基础推导出计算公式或归纳出经验计算方法，所以我们的介绍也按流动特性的区别来分别叙述。

目前计算机的发展速度之快，使得传统的计算手段发生了很大变化，在国内石化行业的乙级设计院中，都已经做到人手一机的水平。工艺系统设计工程师，已经不需要再用手算的办法来进行管道水力学设计了。现在有很多计算机软件在应用中，例如 PRO II、INPLANT 等软件。但它们的计算方法和原理，基本上还是依据本章介绍的内容。所以我们还是一步一步的介绍最基本的计算方法，在作者比较有把握的部分，我们也介绍自己的一些在应用计算机设计方面的体会以供参考。

### 5.4.1 管道水力学设计步骤

管道水力学设计要解答的问题一般可分为以下两类。

第一类是已知管径、流量求阻力降，它的计算步骤是：

- ① 计算雷诺数以确定流型；
- ② 选择管壁绝对粗糙度，计算相对粗糙度，求得摩擦系数；
- ③ 求单位管道长度的压力降；
- ④ 确定直管长度和管件、阀门等的当量长度；
- ⑤ 分别求出  $\Delta p_f$ 、 $\Delta p_N$  和  $\Delta p_s$ ，得到管道的总阻力降。

第二类是已知压力降、流量求管径：

- ① 选用合理的流速初估管径；
- ② 计算雷诺数以确定流型；
- ③ 选择管壁粗糙度，求得摩擦系数；
- ④ 求单位管道长度的压力降；
- ⑤ 确定直管长度和管件、阀门等的当量长度；
- ⑥ 分别求出  $\Delta p_f$ 、 $\Delta p_N$  和  $\Delta p_s$  得到管道的总阻力降；

⑦ 得到总压力降，用总压力降和已知压力降进行比较；如计算的总压力降和已知的压力降不符，则调整管径，按上述步骤重新迭代计算，直到二者基本符合为止，最后以 105% 的流量进行校核。

这里介绍的仅仅是管道水力学计算的一般步骤，在得到实际条件后，要先分析问题的内容，找出已知条件和未知条件的关系，确定计算步骤，再进行计算。

管道阻力降由以下几方面组成：

$$\Delta p_t = \Delta p_f + \Delta p_s + \Delta p_N \quad (5.4-1)$$

式中  $\Delta p_t$ ——管道总阻力降；

$\Delta p_f$ ——管道摩擦阻力降；

$\Delta p_s$ ——管道静压力降；

$\Delta p_N$ ——管道速度阻力降。

其中摩擦阻力降的计算比较复杂，摩擦阻力降由两部分组成，一部分是流体在管道内流动，由流体与管壁摩擦而引起的阻力降；另一部分是流体通过管件的变径、变方向的部位和阀门时引起的阻力降。它们分别称为摩擦压力降和局部压力降。计算摩擦压力降，需要先确定流体流动的流型，选取管道的相对粗糙度，根据不同的流型选取摩擦系数计算公式求得摩擦系数，才能计算摩擦阻力降。计算局部压力降工程上常用的方法有两种：当量长度法和阻力系数法；只要选取其中之一一种方法来计算就可以了。下面分别介绍管道直径的计算、摩擦压力降和局部压力降的计算步骤、计算方法。

#### 5.4.2 初选管径的计算

这部分内容适用于化工生产装置中的工艺和公用物料管道，不包括储运系统的长距离输送管道、非牛顿型流体及固体粒子气流输送管道。

在管道情况比较简单，设计人员对流体流动情况比较熟悉时，管径不需要严格计算；可以直接采用 (5.4-2 ~ 5.4-5) 四个方程介绍的方法来计算管径。

初选管径第一步是按表 5.4-1 选择流速，再按公式 (5.4-2) 和公式 (5.4-3) 来计算初选管径。或是按表 5.4-4 选择 100m 管道长度的压力降控制值，采用公式 (5.4-4) 和公式 (5.4-5) 来计算初选管径。

对有腐蚀性的流体的流速，可按表 5.4-5 来选取。

$$d = 18.81 \sqrt{\frac{W}{u \cdot \rho}} \quad (5.4-2)$$

$$d = 18.81 V_0^{0.5} u^{-0.5} \quad (5.4-3)$$

$$d = 18.16 W^{0.38} \rho^{-0.207} \mu^{0.033} \Delta p_{100}^{-0.207} \quad (5.4-4)$$

$$d = 18.16 V_0^{0.38} \rho^{-0.207} \mu^{0.033} \Delta p_{100}^{-0.207} \quad (5.4-5)$$

式中  $d$ ——管道的内径, mm;

$W$ ——管内介质的质量流量, kg/h;

$V_0$ ——管内介质的体积流量,  $\text{m}^3/\text{h}$ ;

$\rho$ ——介质在工作条件下的密度,  $\text{kg}/\text{m}^3$ ;

$u$ ——介质在管内的平均流速,  $\text{m}/\text{s}$ ;

$\mu$ ——介质的动力粘度,  $\text{Pa}\cdot\text{s}$ ;

$\Delta p_{\text{H00}}$ ——计算管长的压力降控制值,  $\text{kPa}$ 。

当进行详细管道阻力降计算时, 要用到管道许用压力降的数据, 许用压力降为各种流体在一定范围内允许使用的最高压力降损失数值, 以保证管道工作压力降在比较经济的状态下工作, 可使生产成本控制在一个合理的水平上, 同时也使管道的一次投资不会过高。所以用许用压力降来控制管道尺寸是比较科学的。一般来说, 管道工作压力降  $\Delta p$  与许用压力降  $\Delta p_e$  之间有下列关系。

$$\Delta p / \Delta p_e = 0.33 \sim 1.0 \quad (5.4-6)$$

即工作压力降可以选择在许用压力降的 33% ~ 100% 范围内, 尽可能不超过许用压力降的 20% 以上。

许用压力降的数值是在长期生产实践和大量实验数据总结的基础上确定的。已经被越来越多的工程设计人员采用。

管道内各种介质常用流速范围见表 5.4-1。表中管道的材质除注明外, 一律为钢。该表中流速为推荐值。

常用流体的许用压力降数值及管道压力降控制值见表 5.4-2、表 5.4-3 和表 5.4-4, 该表中压力降值为推荐值。

表 5.4-1 常用流速的范围表<sup>①</sup>

介 质	工作条件或管径范围	流速, $\text{m}/\text{s}$
饱和蒸汽	$DN > 200$	30 ~ 40
	$DN = 200 \sim 100$	35 ~ 25
	$DN < 100$	30 ~ 15
饱和蒸汽	$p < 1\text{MPa}$	15 ~ 20
	$p = 1 \sim 4\text{MPa}$	20 ~ 40
	$p = 4 \sim 12\text{MPa}$	40 ~ 60
过热蒸汽	$DN > 200$	40 ~ 60
	$DN = 200 \sim 100$	50 ~ 30
	$DN < 100$	40 ~ 20
二次蒸汽	二次蒸汽要利用时	15 ~ 30
	二次蒸汽不利用时	60
高压乏汽		80 ~ 100
乏 汽 <sup>②</sup>	排气管: 从受压容器排出	80
	从无压容器排出	15 ~ 30
压缩气体	真空	5 ~ 10
	$p \leq 0.3\text{MPa (G)}$	8 ~ 12
	$p = 0.3 \sim 0.6\text{MPa (G)}$	20 ~ 10
	$p = 0.6 \sim 1\text{MPa (G)}$	15 ~ 10
	$p = 1 \sim 2\text{MPa (G)}$	12 ~ 8
	$p = 2 \sim 3\text{MPa (G)}$	8 ~ 3
	$p = 3 \sim 30\text{MPa (G)}$	3 ~ 0.5

续表

介 质	工作条件或管径范围	流速, m/s
氧 气 <sup>②</sup>	$p = 0 \sim 0.05\text{MPa (G)}$	10 ~ 5
	$p = 0.05 \sim 0.6\text{MPa (G)}$	8 ~ 6
	$p = 0.6 \sim 1\text{MPa (G)}$	6 ~ 4
	$p = 2 \sim 3\text{MPa (G)}$	4 ~ 3
煤 气	管道长 50 ~ 100m	
	$p \leq 0.027\text{MPa}$	3 ~ 0.75
	$p \leq 0.27\text{MPa}$	12 ~ 8
	$p \leq 0.8\text{MPa}$	12 ~ 3
半水煤气	$p = 0.1 \sim 0.15\text{MPa (G)}$	10 ~ 15
天然气		30
烟道气	烟道内	3 ~ 6
	管道内	3 ~ 4
石灰窑窑气		10 ~ 12
氮 气	$p = 5 \sim 10\text{MPa}$	2 ~ 5
氢氮混合气 <sup>③</sup>	$p = 20 \sim 30\text{MPa}$	5 ~ 10
氮 气	$p = \text{真空}$	15 ~ 25
	$p < 0.3\text{MPa (G)}$	8 ~ 15
	$p < 0.6\text{MPa (G)}$	10 ~ 20
	$p < 2\text{MPa (G)}$	3 ~ 8
乙烯气	$p = 22 \sim 150\text{MPa (G)}$	5 ~ 6
乙炔气 <sup>④</sup>	$p < 0.01\text{MPa (G)}$	3 ~ 4
	$p < 0.15\text{MPa (G)}$	4 ~ 8 (最大)
	$p < 2.5\text{MPa (G)}$	最大 4
氮	气体	10 ~ 25
	液体	1.5
氯 仿	气体	10
	液体	2
氯化氢	气体 (钢衬胶管)	20
	液体 (橡胶管)	1.5
溴	气体 (玻璃管)	10
	液体 (玻璃管)	1.2
氟化甲烷	气体	20
	液体	2
氟乙烯 二氟乙烯 三氟乙烯		2
乙二醇		2
苯乙烯		2
二溴乙烯	玻璃管	1
水及粘度相似的液体	$p = 0.1 \sim 0.3\text{MPa (G)}$	0.5 ~ 2
	$p \leq 1\text{MPa (G)}$	3 ~ 0.5
	$p \leq 8\text{MPa (G)}$	3 ~ 2
	$p \leq 20 \sim 30\text{MPa (G)}$	3.5 ~ 2
自来水	主管 $p = 0.3\text{MPa (G)}$	1.5 ~ 3.5
	支管 $p = 0.3\text{MPa (G)}$	1.0 ~ 1.5
锅炉给水	$p > 0.8\text{MPa (G)}$	1.2 ~ 3.5
蒸汽冷凝水		0.5 ~ 1.5
冷凝水	自 流	0.2 ~ 0.5

续表

介 质	工作条件或管径范围	流速, m/s
过热水		2
海水, 微碱水	$p < 0.6\text{MPa (G)}$	1.5 ~ 2.5
油及粘度较大的液体	粘度 $0.05\text{Pa}\cdot\text{s}$ DN25	0.5 ~ 0.9
	DN50	0.7 ~ 1.0
	DN100	1.0 ~ 1.6
	粘度 $0.1\text{Pa}\cdot\text{s}$ DN25	0.3 ~ 0.6
	DN50	0.5 ~ 0.7
	DN100	0.7 ~ 1.0
	DN200	1.2 ~ 1.6
	粘度 $1\text{Pa}\cdot\text{s}$ DN25	0.1 ~ 0.2
	DN50	0.16 ~ 0.25
	DN100	0.25 ~ 0.35
	DN200	0.35 ~ 0.55
液 氮	$p = \text{真空}$	0.05 ~ 0.3
	$p \leq 0.6\text{MPa (G)}$	0.8 ~ 0.3
	$p \leq 2\text{MPa (G)}$	1.5 ~ 0.8
氢氧化钠	浓度 0 ~ 30%	2
	30% ~ 50%	1.5
	50% ~ 73%	1.2
四氯化碳		2
硫 酸	浓度 88% ~ 93% (铅管)	1.2
	93% ~ 100% (铸铁管, 钢管)	1.2
盐 酸	(衬胶管)	1.5
氯化钠	带有固体	2 ~ 4.5
	无固体	1.5
排出废水		0.4 ~ 0.8
泥状混合物	浓度 15%	2.5 ~ 3
	25%	3 ~ 4
	65%	2.5 ~ 3
气 体	鼓风机吸入管	10 ~ 15
	鼓风机排出管	15 ~ 20
	压缩机吸入管	10 ~ 20
	压缩机排出管: $p < 1\text{MPa (G)}$	10 ~ 8
	$p = 1 \sim 10\text{MPa (G)}$	10 ~ 20
	$p > 10\text{MPa (G)}$	8 ~ 12
	往复式真空泵吸入管	13 ~ 16
	往复式真空泵排出管	25 ~ 30
	油封式真空泵吸入管	10 ~ 13

续表

介 质	工 作 条 件 或 管 径 范 围	流 速, m/s
水及粘度相似的液体	往复泵吸入管	0.5~1.5
	往复泵排出管	1~2
	离心泵吸入管 (常温)	1.5~2
	离心泵吸入管 (70~110℃)	0.5~1.5
	离心泵排出管	1.5~3
	高压离心泵排出管	3~3.5
	齿轮泵吸入管	≤1
	齿轮泵排出管	1~2

- ①本表所列流速,在选用时还应参照相应的国家标准。
- ②氧气流速应参照《氧气站设计规范》(GB 50030—91)。
- ③氯气流速应参照《氯气站设计规范》(GB 50177—93)。
- ④乙炔流速应参照《乙炔站设计规范》(GB 50031—91)。
- ⑤乏汽指蒸汽做功后利用的排放气,如汽轮机的排放气等。

表 5.4-2 一般工程设计的管道压力降控制值

管 道 类 别	最大摩擦压力降, kPa/100m	总压力降 kPa	管 道 类 别	最大摩擦压力降, kPa/100m	总压力降 kPa
液 体			公用物料支管		按进口压力的 2%
泵进口管	8		压缩机进口管		
泵出口管			$p < 350\text{kPa(G)}$		1.8~3.5
DN40、50	93		$p > 350\text{kPa(G)}$		3.5~7
DN80	70		压缩机出口管		14~20
DN100 及以上	50		蒸 汽		按进口压力的 3%
蒸汽和气体					
公用物料总管		按进口压力的 5%			

表 5.4-3 某些管道中流体允许压力降范围

序号	管道种类及条件	压力降范围, kPa (100m 管长)	序号	管道种类及条件	压力降范围, kPa (100m 管长)
1	蒸 汽 $p = 6.4 \sim 10\text{MPa (G)}$	46~230		进口管 (接管点至阀)	最大取整定压力 <sup>①</sup> 的 3%
				出口管	最大取整定压力的 10%
	总管 $p < 3.5\text{MPa (G)}$	12~35		出口汇总管	最大取整定压力的 7.5%
	$p \geq 3.5\text{MPa (G)}$	23~46	4	一般低压工艺气体	2.3~23
	支管 $p < 3.5\text{MPa (G)}$	23~46	5	一般高压工艺气体	2.3~69
	$p \geq 3.5\text{MPa (G)}$	23~69	6	塔顶出气管	12
	排气管	4.6~12	7	水总管	23
2	大型压缩机 $> 735\text{kW}$		8	水支管	18
	进口	1.8~9	9	泵	
	出口	4.6~6.9		进口管	最大取 8
	小型压缩机进出口	2.3~23		出口管 $< 34\text{m}^3/\text{h}$	35~138
	压缩机循环管道及压缩机出口管	0.23~12		$34 \sim 110\text{m}^3/\text{h}$	23~92
				$> 110\text{m}^3/\text{h}$	12~46
3	安全阀				

①整定压力即安全阀的开启压力。



表 5.4-4 每 100m 管长的压力降控制值( $\Delta p_{100}$ )

介 质	管 道 种 类	压 力 降, kPa
输送气体的管道	负压管道 <sup>①</sup> $p \leq 49\text{kPa}$ $49\text{kPa} < p \leq 101\text{kPa}$	1.13 1.96
	通风机管道 $p = 101\text{kPa}$	1.96
	压缩机的吸入管道 $101\text{kPa} < p \leq 111\text{kPa}$ $111\text{kPa} < p \leq 0.45\text{MPa}$ $p > 0.45\text{MPa}$	1.96 4.5 0.01p
	压缩机的排出管和其它压力管道 $p \leq 0.45\text{MPa}$ $p > 0.45\text{MPa}$	4.5 0.01p
	工艺用的加热蒸汽管道 $p \leq 0.3\text{MPa}$ $0.3\text{MPa} < p \leq 0.6\text{MPa}$ $0.6\text{MPa} < p \leq 1.0\text{MPa}$	10.0 15.0 20.0
输送液体的管道	自流的液体管道	5.0
	泵的吸入管道 饱和液体 不饱和液体	10.0 ~ 11.0 20.0 ~ 22.0
	泵的排出管道 流量小于 $150\text{m}^3/\text{h}$ 流量大于 $150\text{m}^3/\text{h}$	45.0 ~ 50.0 45.0
	循环冷却水管道	30.0

①表中  $p$  为管道进口端的流体之压力 (绝对压力)。

表 5.4-5 某些对管壁有腐蚀及磨蚀流体的流速

序号	介质条件	管道材料	最大允许流速, m/s	序号	介质条件	管道材料	最大允许流速, m/s
1	烧碱液 (浓度 > 5%)	碳钢	1.22	5	盐水	碳钢	1.83
2	浓硫酸 (浓度 > 80%)	碳钢	1.22		管径 $\geq 900$	衬水泥或沥青钢管	4.60
3	酚水 (含酚 > 1%)	碳钢	0.91		管径 < 900	衬水泥或沥青钢管	6.00
4	含酚蒸汽	碳钢	18.00				

注: 当管道为含镍不锈钢时, 流速有时可提高到表中流速的 10 倍以上。

### 5.4.3 摩擦压力降的计算

#### 5.4.3.1 雷诺数的计算

雷诺数按下式计算:

$$Re = du\rho/\mu = 354 W/d/\mu = 354 V\rho/d/\mu \quad (5.4-7)$$

式中  $Re$ ——雷诺数, 无因次;

$d$ ——管道内径, m;

$u$ ——流体平均流速, m/s;

$\rho$ ——流体密度,  $\text{kg}/\text{m}^3$ ;

$\mu$ ——流体粘度,  $\text{mPa}\cdot\text{s}$ ;

$W$ ——流体的质量流量,  $\text{kg}/\text{h}$ ;

$V$ ——流体的体积流量,  $\text{m}^3/\text{h}$ 。

#### 5.4.3.2 摩擦系数的计算

##### (1) 名词解释

**绝对粗糙度 ( $\epsilon$ )** 由于管道材料的性质和加工处理后, 会使管道的内表面出现凸凹不平的现象。用管壁凸起的高度  $\epsilon(\text{m})$  表示管壁的绝对粗糙度。

**相对粗糙度 ( $\epsilon/d$ )** 同样的绝对粗糙度  $\epsilon$ , 而管道直径不同时, 对摩擦系数的影响也不同, 用绝对粗糙度  $\epsilon$  和管道直径  $d$  的比值  $\epsilon/d$  称为相对粗糙度。

**流动型态** 流体在管道中流动型态分为层流和湍流两种流型, 层流和湍流间有一段不稳定的临界区。湍流区又可分为过渡区和完全湍流区。工业生产中流体流型大多数属于过渡区。确定管道内流体流动型态的准则是雷诺数。

a. 层流。雷诺数  $Re < 2000$ , 其摩擦损失与剪应力成正比, 摩擦压力降与流体流速的一次方成正比。

b. 湍流。雷诺数  $Re \geq 4000$ , 其摩擦压力降几乎与流速的平方成正比。

**过渡区:** 摩擦系数是雷诺数和管壁相对粗糙度的函数, 在工业生产中, 除粘度较大的某些液体 (如稠厚的油类等) 外, 为提高流量或传热、传质速率, 要求  $Re > 10^4$ 。因此, 工程设计中管内的流体流型多属于湍流过渡区的范围。

**完全湍流区:** 在图 5.4-1 中,  $M-N$  线上部范围内, 摩擦系数与雷诺数无关, 仅随管壁相对粗糙度而变化。

c. 临界区。  $2000 < Re < 4000$ , 在计算中, 当  $Re > 3000$  时, 可按湍流来考虑, 其摩擦系数和雷诺数及管壁相对粗糙度均有关, 当粗糙度一定时, 摩擦系数随雷诺数而变化。

## (2) 光滑管和粗糙管

从理论上讲摩擦系数是雷诺数和相对粗糙度的函数。但对光滑管而言, 光滑管的摩擦系数只是雷诺数的函数; 而粗糙管的摩擦系数只是相对粗糙度的函数。

摩擦系数的计算可选择图表法和算法两种。首先要计算雷诺数来确定流体流型, 根据流型选择计算公式, 再选取管道粗糙度后就可计算出摩擦系数。

工程上常采用相对粗糙度判断是否是光滑管,

$$Re < 26.98 (d/\epsilon)^{8/7} \quad (5.4-8)$$

计算结果能满足上式时, 可用光滑管摩擦系数公式来计算。公式中的字母含义同上。

常用工业管道的绝对粗糙度可以从表 5.4-10 查出。

**绝对粗糙度**表示管道内壁凸出部分的平均高度。在选用时, 应考虑到流体对管壁的腐蚀、磨蚀、结垢和使用情况等因素。如无缝钢管, 流体是石油气、饱和蒸汽以及干压缩空气等腐蚀性小的流体时, 可选用绝对粗糙度  $\epsilon = 0.2\text{mm}$ ; 输送蒸汽冷凝液 (有空气) 则取绝对粗糙度  $\epsilon = 0.5\text{mm}$ ; 输送纯水时绝对粗糙度  $\epsilon = 0.2\text{mm}$ ; 对未处理的水取绝对粗糙度  $\epsilon = 0.3 \sim 0.5\text{mm}$ ; 对酸、碱等腐蚀性较大的流体, 则取绝对粗糙度  $\epsilon = 1\text{mm}$  或更大些。

在湍流时, 管壁粗糙度对流体流动的摩擦系数影响更大些。

## (3) 摩擦系数的计算公式

常用摩擦系数的计算公式及适用范围见表 5.4-6。为了让工艺系统的设计人员更好地掌握这些公式的应用范围, 在后面我们将分别介绍每个公式的应用条件。摩擦系数的计算公式主要以流体流动性来区分, 按层流、临界流、湍流三种流型来计算。

从表中可看出在层流区计算公式只有一个, 计算也简单。因为在层流时, 绝对粗糙度突起的高度比层流底层的厚度小得多, 故粗糙度的影响可忽略不计, 因此层流摩擦系数仅是雷诺数的函数。必需指出这个公式只适用于圆形管; 在计算其它管型的层流摩擦系数时, 需要校正。为了方便设计者我们把这个公式的不同管型的计算结果全部列入表 5.4-8 ~ 表 5.4-11

中，设计者可根据雷诺数直接查出摩擦系数。

对于湍流区计算公式比较多，又分为三个小区（光滑、粗糙、过渡）也要用雷诺数或者相对粗糙度（ $\epsilon/d$ ）来判断。为了方便设计者我们把光滑区的第一，第二两个公式的计算结果全部列入表 5.4-12 和表 5.4-13 中，设计者可根据雷诺数直接查出摩擦系数。

对临界流和湍流中的粗糙区和过渡区三部分的摩擦系数要设计者按公式自己计算；也可由图 5.4-1 和图 5.4-2 中直接查出。

表 5.4-6 摩擦系数公式汇总表

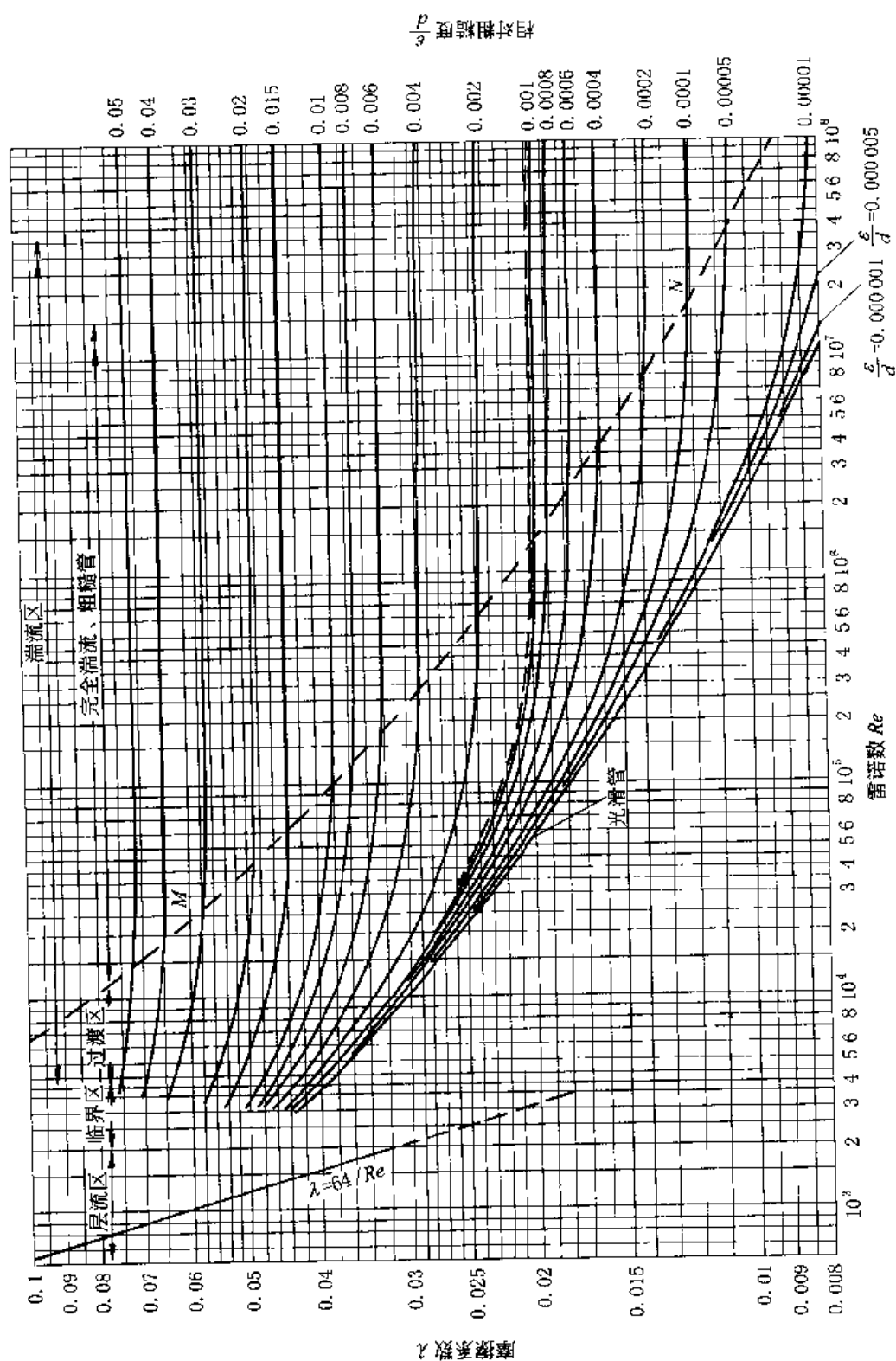
流 态	$Re$	阻力区	判断式	计算公式
层 流	$< 2000$		$Re \leq 2000$	$\lambda = \frac{J}{Re}$ 正方形管 $J = 57$ 矩形管 $J = 62$ 圆管 $J = 64$ 套管环隙 $J = 96$
临界流	$2000 \sim 4000$		$2000 < Re < 4000$	$\lambda = 0.0025 Re^{1/3}$ $\lambda = 0.1 \left( \frac{\epsilon}{d} + \frac{100}{Re} \right)^{0.25}$
湍 流	$\geq 4000$	光滑区	$Re < 26.98 \left( \frac{d}{\epsilon} \right)^{8/7}$	$\frac{1}{\sqrt{\lambda}} = 2 \lg (Re \sqrt{\lambda}) - 0.8$ $\lambda = 0.3164 Re^{-0.25} \quad (2000 < Re < 10^5)$ $\lambda = \frac{1}{(1.8 \lg Re - 1.5)^2} \quad (10^5 < Re < 10^6)$
		粗糙区	$Re > \frac{191.2 d}{\sqrt{\lambda} \epsilon}$	$\lambda = \frac{1}{\left( 1.74 + 2 \lg \frac{d}{2\epsilon} \right)^2}$ $\lambda = 0.11 \left( \frac{\epsilon}{d} \right)^{1/4}$ $\lambda = 0.0055 + 0.15 \left( \frac{\epsilon}{d} \right)^{1/3}$
		过渡区	$26.98 < Re < \frac{191.2 \left( \frac{d}{\epsilon} \right)^{8/7}}{\sqrt{\lambda}}$	$\frac{1}{\sqrt{\lambda}} = 1.74 - 2 \lg \left( \frac{18.7}{Re \sqrt{\lambda}} + \frac{2\epsilon}{d} \right)$ $\lambda = 0.0055 \left[ 1 + \left( 2000 \frac{\epsilon}{d} + \frac{10^6}{Re} \right)^{1/3} \right]$ $\lambda = 0.11 \left( \frac{\epsilon}{d} + \frac{68}{Re} \right)^{0.25}$

摩擦系数（ $\lambda$ ）与雷诺数（ $Re$ ）及管壁相对粗糙度（ $\epsilon/d$ ）的关系见图 5.4-1 所示；在完全湍流情况下，清洁新管的管径（ $d$ ）占绝对粗糙度（ $\epsilon$ ）的关系见图 5.4-2 所示。

某些工业管道的绝对粗糙度见表 5.4-7；相对粗糙度由图 5.4-2 查得。

表 5.4-7 某些工业管道的绝对粗糙度

序号	管 道 类 别		绝对粗糙度 $\epsilon$ mm	序号	管 道 类 别		绝对粗糙度 $\epsilon$ mm
1	金 属 管	无缝黄铜管、铜管及铅管	0.01 ~ 0.05	8	非 金 属 管	干净玻璃管	0.0015 ~ 0.01
2		新的无缝钢管或镀锌铁管	0.1 ~ 0.2	9		橡皮软管	0.01 ~ 0.03
3		新的铸铁管	0.25 ~ 0.42	10		木管道	0.25 ~ 1.25
4		具有轻度腐蚀的无缝钢管	0.2 ~ 0.3	11		陶土排水管	0.45 ~ 6.0
5		具有显著腐蚀的无缝钢管	0.5 以上	12		接头平整的水泥管	0.33
6		旧的铸铁管	0.85 以上	13		石棉水泥管	0.03 ~ 0.8
7		钢板制管	0.33				

图 5.4-1 摩擦系数 ( $\lambda$ ) 与雷诺数 ( $Re$ ) 及管壁相对粗糙度 ( $\varepsilon/d$ ) 的关系



续表

Re	0	10	20	30	40	50	60	70	80	90
400	0.1425	0.1390	0.1357	0.1326	0.1295	0.1267	0.1239	0.1213	0.1187	0.1163
500	0.1140	0.1118	0.1096	0.1075	0.1056	0.1036	0.1018	0.1000	0.0983	0.0966
600	0.0950	0.0934	0.0919	0.0905	0.0891	0.0877	0.0864	0.0851	0.0838	0.0826
700	0.0814	0.0803	0.0792	0.0781	0.0770	0.0760	0.0750	0.0740	0.0731	0.0722
800	0.0712	0.0704	0.0695	0.0687	0.0679	0.0671	0.0663	0.0655	0.0648	0.0640
900	0.0633	0.0626	0.0620	0.0613	0.0606	0.0600	0.0594	0.0588	0.0582	0.0576
1000	0.0570	0.0564	0.0559	0.0553	0.0548	0.0543	0.0538	0.0533	0.0528	0.0523
1100	0.0518	0.0514	0.0509	0.0504	0.0500	0.0496	0.0491	0.0487	0.0483	0.0479
1200	0.0475	0.0471	0.0467	0.0463	0.0460	0.0456	0.0452	0.0449	0.0445	0.0442
1300	0.0438	0.0435	0.0432	0.0429	0.0425	0.0422	0.0419	0.0416	0.0413	0.0410
1400	0.0407	0.0404	0.0401	0.0399	0.0396	0.0393	0.0390	0.0388	0.0385	0.0383
1500	0.0380	0.0377	0.0375	0.0373	0.0370	0.0368	0.0365	0.0363	0.0361	0.0358
1600	0.0356	0.0354	0.0352	0.0350	0.0348	0.0345	0.0343	0.0341	0.0339	0.0337
1700	0.0335	0.0333	0.0331	0.0329	0.0328	0.0326	0.0324	0.0322	0.0320	0.0318
1800	0.0317	0.0315	0.0313	0.0311	0.0310	0.0308	0.0306	0.0305	0.0303	0.0302
1900	0.0300	0.0298	0.0297	0.0295	0.0294	0.0292	0.0291	0.0289	0.0288	0.0286
2000	0.0285									

表 5.4-9 矩形管层流摩擦系数表

$$\lambda = K/Re \quad (K = 62, Re = 100 \sim 2000)$$

Re	0	10	20	30	40	50	60	70	80	90
100	0.6200	0.5636	0.5167	0.4769	0.4429	0.4133	0.3875	0.3647	0.3444	0.3263
200	0.3100	0.2952	0.2818	0.2696	0.2583	0.2480	0.2385	0.2296	0.2214	0.2138
300	0.2067	0.2000	0.1938	0.1879	0.1824	0.1771	0.1722	0.1676	0.1632	0.1590
400	0.1550	0.1512	0.1476	0.1442	0.1409	0.1378	0.1348	0.1319	0.1292	0.1265
500	0.1240	0.1216	0.1192	0.1170	0.1148	0.1127	0.1107	0.1088	0.1069	0.1051
600	0.1033	0.1016	0.1000	0.0984	0.0969	0.0954	0.0939	0.0925	0.0912	0.0899
700	0.0886	0.0873	0.0861	0.0849	0.0838	0.0827	0.0816	0.0805	0.0795	0.0785
800	0.0775	0.0765	0.0756	0.0747	0.0738	0.0729	0.0721	0.0713	0.0705	0.0697
900	0.0689	0.0681	0.0674	0.0667	0.0660	0.0653	0.0646	0.0639	0.0633	0.0626
1000	0.0620	0.0614	0.0608	0.0602	0.0596	0.0590	0.0585	0.0579	0.0574	0.0569
1100	0.0564	0.0559	0.0554	0.0549	0.0544	0.0539	0.0534	0.0530	0.0525	0.0521
1200	0.0517	0.0512	0.0508	0.0504	0.0500	0.0496	0.0492	0.0488	0.0484	0.0481
1300	0.0477	0.0473	0.0470	0.0466	0.0463	0.0459	0.0456	0.0453	0.0449	0.0446
1400	0.0443	0.0440	0.0437	0.0434	0.0431	0.0428	0.0425	0.0422	0.0419	0.0416
1500	0.0413	0.0411	0.0408	0.0405	0.0403	0.0400	0.0397	0.0395	0.0392	0.0390
1600	0.0387	0.0385	0.0383	0.0380	0.0378	0.0376	0.0373	0.0371	0.0369	0.0367
1700	0.0365	0.0363	0.0360	0.0358	0.0356	0.0354	0.0352	0.0350	0.0348	0.0346
1800	0.0344	0.0343	0.0341	0.0339	0.0337	0.0335	0.0333	0.0332	0.0330	0.0328
1900	0.0326	0.0325	0.0323	0.0321	0.0320	0.0318	0.0316	0.0315	0.0313	0.0312
2000	0.0310									

表 5.4-10 圆管层流摩擦系数表

$$\lambda = K/Re \quad (K = 64, Re = 100 \sim 2000)$$

Re	0	10	20	30	40	50	60	70	80	90
100	0.6400	0.5818	0.5333	0.4923	0.4571	0.4267	0.4000	0.3765	0.3556	0.3368
200	0.3200	0.3048	0.2909	0.2783	0.2667	0.2560	0.2462	0.2370	0.2286	0.2207
300	0.2133	0.2065	0.2000	0.1939	0.1882	0.1829	0.1778	0.1730	0.1684	0.1641
400	0.1600	0.1561	0.1524	0.1488	0.1455	0.1422	0.1391	0.1362	0.1333	0.1306

续表

Re	0	10	20	30	40	50	60	70	80	90
500	0.1280	0.1255	0.1231	0.1208	0.1185	0.1164	0.1143	0.1123	0.1103	0.1085
600	0.1067	0.1049	0.1032	0.1016	0.1000	0.0985	0.0970	0.0955	0.0941	0.0928
700	0.0914	0.0901	0.0889	0.0877	0.0865	0.0853	0.0842	0.0831	0.0821	0.0810
800	0.0800	0.0790	0.0780	0.0771	0.0762	0.0753	0.0744	0.0736	0.0727	0.0719
900	0.0711	0.0703	0.0696	0.0688	0.0681	0.0674	0.0667	0.0660	0.0653	0.0646
1000	0.0640	0.0634	0.0627	0.0621	0.0615	0.0610	0.0604	0.0598	0.0593	0.0587
1100	0.0582	0.0577	0.0571	0.0566	0.0561	0.0557	0.0552	0.0547	0.0542	0.0538
1200	0.0533	0.0529	0.0525	0.0520	0.0516	0.0512	0.0508	0.0504	0.0500	0.0496
1300	0.0492	0.0489	0.0485	0.0481	0.0478	0.0474	0.0471	0.0467	0.0464	0.0460
1400	0.0457	0.0454	0.0451	0.0448	0.0444	0.0441	0.0438	0.0435	0.0432	0.0430
1500	0.0427	0.0424	0.0421	0.0418	0.0416	0.0413	0.0410	0.0408	0.0405	0.0403
1600	0.0400	0.0398	0.0395	0.0393	0.0390	0.0388	0.0386	0.0383	0.0381	0.0379
1700	0.0376	0.0374	0.0372	0.0370	0.0368	0.0366	0.0364	0.0362	0.0360	0.0358
1800	0.0356	0.0354	0.0352	0.0350	0.0348	0.0346	0.0344	0.0342	0.0340	0.0339
1900	0.0337	0.0335	0.0333	0.0332	0.0330	0.0328	0.0327	0.0325	0.0323	0.0322
2000	0.0320									

表 5.4-11 套管环隙层流摩擦系数表

$$\lambda = K/Re \quad (K = 96, Re = 100 \sim 2000)$$

Re	0	10	20	30	40	50	60	70	80	90
100	0.9600	0.8727	0.8000	0.7385	0.6857	0.6400	0.6000	0.5647	0.5333	0.5053
200	0.4800	0.4571	0.4364	0.4174	0.4000	0.3640	0.3692	0.3556	0.3429	0.3310
300	0.3200	0.3097	0.3000	0.2909	0.2824	0.2743	0.2667	0.2595	0.2526	0.2462
400	0.2400	0.2341	0.2286	0.2233	0.2182	0.2133	0.2037	0.2043	0.2000	0.1959
500	0.1920	0.1882	0.1846	0.1811	0.1778	0.1745	0.1714	0.1684	0.1655	0.1627
600	0.1600	0.1574	0.1548	0.1524	0.1500	0.1477	0.1455	0.1433	0.1412	0.1391
700	0.1371	0.1352	0.1333	0.1315	0.1297	0.1280	0.1263	0.1247	0.1231	0.1215
800	0.1200	0.1185	0.1171	0.1157	0.1143	0.1129	0.1116	0.1103	0.1091	0.1079
900	0.1067	0.1055	0.1043	0.1032	0.1021	0.1011	0.1000	0.0990	0.0980	0.0970
1000	0.0960	0.0950	0.0941	0.0932	0.0923	0.0914	0.0906	0.0897	0.0889	0.0881
1100	0.0873	0.0865	0.0857	0.0850	0.0842	0.0835	0.0828	0.0821	0.0814	0.0807
1200	0.0800	0.0793	0.0787	0.0780	0.0774	0.0768	0.0762	0.0756	0.0750	0.0744
1300	0.0738	0.0733	0.0727	0.0722	0.0716	0.0711	0.0706	0.0701	0.0696	0.0691
1400	0.0686	0.0681	0.0676	0.0671	0.0667	0.0662	0.0658	0.0653	0.0649	0.0644
1500	0.0640	0.0636	0.0632	0.0627	0.0623	0.0619	0.0615	0.0611	0.0608	0.0604
1600	0.0600	0.0596	0.0593	0.0589	0.0585	0.0582	0.0578	0.0575	0.0571	0.0568
1700	0.0565	0.0561	0.0558	0.0555	0.0552	0.0549	0.0545	0.0542	0.0539	0.0536
1800	0.0533	0.0530	0.0527	0.0525	0.0522	0.0519	0.0516	0.0513	0.0511	0.0508
1900	0.0505	0.0503	0.0500	0.0497	0.0495	0.0492	0.0490	0.0487	0.0485	0.0482
2000	0.0480									

表 5.4-12 光滑管摩擦系数表 (一)

$$\lambda = 0.3164 Re^{-0.25} \quad (2000 < Re < 10^5)$$

Re	0	50	100	150	200	250	300	350	400	450
2000		0.0470	0.0467	0.0465	0.0462	0.0459	0.0457	0.0454	0.0452	0.0450
2500	0.0447	0.0445	0.0443	0.0441	0.0439	0.0437	0.0435	0.0433	0.0431	0.0429
3000	0.0428	0.0426	0.0424	0.0422	0.0421	0.0419	0.0417	0.0416	0.0414	0.0413
3500	0.0411	0.0410	0.0408	0.0407	0.0406	0.0404	0.0403	0.0402	0.0400	0.0399
4000	0.0398	0.0397	0.0395	0.0394	0.0393	0.0392	0.0391	0.0390	0.0388	0.0387

















续表

Re	0	500	1000	1500	2000	2500	3000	3500	4000	4500
820000	0.0120	0.0120	0.0120	0.0120	0.0120	0.0120	0.0120	0.0119	0.0119	0.0119
825000	0.0119	0.0119	0.0119	0.0119	0.0119	0.0119	0.0119	0.0119	0.0119	0.0119
830000	0.0119	0.0119	0.0119	0.0119	0.0119	0.0119	0.0119	0.0119	0.0119	0.0119
835000	0.0119	0.0119	0.0119	0.0119	0.0119	0.0119	0.0119	0.0119	0.0119	0.0119
840000	0.0119	0.0119	0.0119	0.0119	0.0119	0.0119	0.0119	0.0119	0.0119	0.0119
845000	0.0119	0.0119	0.0119	0.0119	0.0119	0.0119	0.0119	0.0119	0.0119	0.0119
850000	0.0119	0.0119	0.0119	0.0119	0.0119	0.0119	0.0119	0.0119	0.0119	0.0119
855000	0.0119	0.0119	0.0119	0.0119	0.0119	0.0119	0.0119	0.0119	0.0119	0.0119
860000	0.0119	0.0119	0.0119	0.0119	0.0119	0.0119	0.0119	0.0119	0.0119	0.0119
865000	0.0118	0.0118	0.0118	0.0118	0.0118	0.0118	0.0118	0.0118	0.0118	0.0118
870000	0.0118	0.0118	0.0118	0.0118	0.0118	0.0118	0.0118	0.0118	0.0118	0.0118
875000	0.0118	0.0118	0.0118	0.0118	0.0118	0.0118	0.0118	0.0118	0.0118	0.0118
880000	0.0118	0.0118	0.0118	0.0118	0.0118	0.0118	0.0118	0.0118	0.0118	0.0118
885000	0.0118	0.0118	0.0118	0.0118	0.0118	0.0118	0.0118	0.0118	0.0118	0.0118
890000	0.0118	0.0118	0.0118	0.0118	0.0118	0.0118	0.0118	0.0118	0.0118	0.0118
895000	0.0118	0.0118	0.0118	0.0118	0.0118	0.0118	0.0118	0.0118	0.0118	0.0118
900000	0.0118	0.0118	0.0118	0.0118	0.0118	0.0118	0.0118	0.0118	0.0118	0.0118
905000	0.0118	0.0118	0.0118	0.0118	0.0118	0.0118	0.0118	0.0118	0.0117	0.0117
910000	0.0117	0.0117	0.0117	0.0117	0.0117	0.0117	0.0117	0.0117	0.0117	0.0117
915000	0.0117	0.0117	0.0117	0.0117	0.0117	0.0117	0.0117	0.0117	0.0117	0.0117
920000	0.0117	0.0117	0.0117	0.0117	0.0117	0.0117	0.0117	0.0117	0.0117	0.0117
925000	0.0117	0.0117	0.0117	0.0117	0.0117	0.0117	0.0117	0.0117	0.0117	0.0117
930000	0.0117	0.0117	0.0117	0.0117	0.0117	0.0117	0.0117	0.0117	0.0117	0.0117
935000	0.0117	0.0117	0.0117	0.0117	0.0117	0.0117	0.0117	0.0117	0.0117	0.0117
940000	0.0117	0.0117	0.0117	0.0117	0.0117	0.0117	0.0117	0.0117	0.0117	0.0117
945000	0.0117	0.0117	0.0117	0.0117	0.0117	0.0117	0.0117	0.0117	0.0117	0.0117
950000	0.0117	0.0117	0.0117	0.0117	0.0117	0.0117	0.0117	0.0117	0.0117	0.0117
955000	0.0117	0.0117	0.0117	0.0116	0.0116	0.0116	0.0116	0.0116	0.0116	0.0116
960000	0.0116	0.0116	0.0116	0.0116	0.0116	0.0116	0.0116	0.0116	0.0116	0.0116
965000	0.0116	0.0116	0.0116	0.0116	0.0116	0.0116	0.0116	0.0116	0.0116	0.0116
970000	0.0116	0.0116	0.0116	0.0116	0.0116	0.0116	0.0116	0.0116	0.0116	0.0116
975000	0.0116	0.0116	0.0116	0.0116	0.0116	0.0116	0.0116	0.0116	0.0116	0.0116
980000	0.0116	0.0116	0.0116	0.0116	0.0116	0.0116	0.0116	0.0116	0.0116	0.0116
985000	0.0116	0.0116	0.0116	0.0116	0.0116	0.0116	0.0116	0.0116	0.0116	0.0116
990000	0.0116	0.0116	0.0116	0.0116	0.0116	0.0116	0.0116	0.0116	0.0116	0.0116

#### 5.4.4 管网压力降的计算

管道压力降的计算中还会遇到管网的计算问题,就是说要计算几条管道汇合在一起的阻力降的计算问题。

##### (1) 简单管道的阻力降计算

凡是没有分支的管道称为简单管道。简单管道中如果管径不同,那么它的流量和压力降,分别按下式计算:

$$V_{\text{f}} = V_{\text{B1}} = V_{\text{B2}} = V_{\text{B3}} = V_{\text{B4}} \cdots$$

此式表示通过各管段的流量不变。

$$\Delta p = \Delta p_1 + \Delta p_2 + \Delta p_3 + \Delta p_4 + \cdots$$

此式表示整个管道的压力降等于各管段的压力降之和。

## (2) 复杂管路的阻力降计算

凡是有分支的管道，称为复杂管道。复杂管道可视为由若干简单管道组成。复杂管道由并联管道组成时，

$$\Delta p = \Delta p_1 = \Delta p_2 = \Delta p_3 = \Delta p_4 = \cdots$$

此式表示各分支管道的压力降相等，在计算压力降时只计算其中一根管道的阻力降就行了。

$$V_f = V_{f1} + V_{f2} + V_{f3} + V_{f4} + \cdots$$

此式表示主管道的流量等于各支管流量之和。

复杂管道由枝状管道组成时，所谓枝状管道指，从主管某处分出支管或支管上再分出支管，而不再汇合成为一根主管。那么它的主管流量等于各支管流量之和；支管所需能量按耗能最大的支管计算。对较复杂的枝状管道，可在分支处划为若干简单管道，再按一般简单管道分别计算。

### 5.4.5 单相流（不可压缩流体）的管道压力降计算

本部分内容适用于牛顿型单相流体在管道中流动压力降的计算。牛顿型流体是流体剪应力与速度梯度成正比，而粘度为其比例系数。凡是气体都是牛顿型流体，除由高分子等物质组成的液体和泥浆外，多数液体也属于牛顿型流体。

单相流体按其压缩性可以分为：可压缩单相流和不可压缩单相流两类。

按照流体流态不同，单相流又可以分为：层流单相流和湍流单相流；而湍流单相流又可分为：光滑区单相流、粗糙区单相流、过渡区单相流。

对牛顿型流体，不论是单相流、两相流，它们的管道的摩擦系数、阀门和管件的当量长度都可用相同的方法求取。

本部分介绍的内容都不考虑安全系数，计算时应根据实际情况选用合理的安全系数数值。对平均需用 5~10 年的钢管，在摩擦系数中加 20%~30% 的安全系数，就可以适应其粗糙度条件的变化；再考虑到流量会增加，应对摩擦压力降的计算结果乘上 1.15 倍系数，但对静压力降和其它压力降就不必乘系数。

计算精确度取小数后两位为宜。

管道摩擦阻力降的计算公式由于流体流动的管道截面型式的不同而不同。根据使用经验选择了四种管型（圆管、非圆管、冷却水管、螺旋管）的摩擦阻力降计算公式供选用。对静压力降和速度阻力降的计算方法，各种不同类型的管道都和圆型管一样。

#### 5.4.5.1 圆形截面管

##### (1) 摩擦压力降

由于流体和管道管件等内壁摩擦产生的压力降称为摩擦压力降。摩擦压力降都是正值，正值表示压力下降。可由当量长度法表示，亦可以阻力系数法表示，即

$$\Delta p_f = \left( \frac{\lambda L}{D} + \sum K \right) \frac{u^2 \rho}{2} \times 10^{-3} \quad (5.4-9)$$



此式称为范宁 (Fanning) 方程式, 为圆截面管道摩擦压力降计算的通式, 对层流和湍流两种流动形态均适用。

式中  $\Delta p_f$ ——管道总摩擦压力降, kPa;

$\lambda$ ——摩擦系数, 无因次;

$L$ ——管道长度, m;

$D$ ——管道内直径, m

$\sum K$ ——管件、阀门等阻力系数之和, 无因次;

$u$ ——流体平均流速, m/s;

$\rho$ ——流体密度, kg/m<sup>3</sup>。

通常, 将直管摩擦压力降和管件、阀门等的局部压力降分开计算, 对直管段用以下公式计算。

#### a. 层流

$$\Delta p_f = \frac{32\mu u L}{d^2} \quad (5.4-10)$$

#### b. 湍流

$$\Delta p_f = \frac{\lambda L}{d} \cdot \frac{u^2 \rho}{2 \times 10^3} = 6.26 \times 10^4 \frac{\lambda L W^2}{d^5 \rho} = 6.26 \times 10^4 \frac{\lambda L V_i^2 \rho}{d^5} \quad (5.4-11)$$

式中  $d$ ——管道内直径, mm;

$W$ ——流体质量流量, kg/h;

$V_i$ ——流体体积流量, m<sup>3</sup>/h;

$\mu$ ——流体粘度, mPa·s。

其余符号意义同前。

#### (2) 静压力降

由于管道出口端和进口端标高不同而产生的压力降称为静压力降。静压力降可以是正值或负值, 正值表示出口端标高大于进口端标高, 负值则相反。其计算式为

$$\Delta p_s = (Z_2 - Z_1) \rho g \times 10^{-3} \quad (5.4-12)$$

式中  $\Delta p_s$ ——静压力降, kPa;

$Z_2$ 、 $Z_1$ ——管道出口端、进口端的标高, m;

$\rho$ ——流体密度, kg/m<sup>3</sup>;

$g$ ——重力加速度, 9.81m/s<sup>2</sup>。

#### (3) 速度压力降

由于管道或系统的进、出口端截面不等使流体流速变化所产生的压差称速度压力降。速度压力降可以是正值, 亦可以是负值。其计算式为

$$\Delta p_N = \frac{u_2^2 - u_1^2}{2} \rho \times 10^{-3} \quad (5.4-13)$$

式中  $\Delta p_N$ ——速度压力降, kPa;

$u_2$ 、 $u_1$ ——出口端、进口端流体流速, m/s;

$\rho$ ——流体密度,  $\text{kg/m}^3$ 。

#### (4) 阀门、管件等的局部压力降

流体经管件、阀门等产生的局部压力降, 通常采用当量长度法和阻力系数法计算, 分述如下。

##### (4.1) 当量长度法

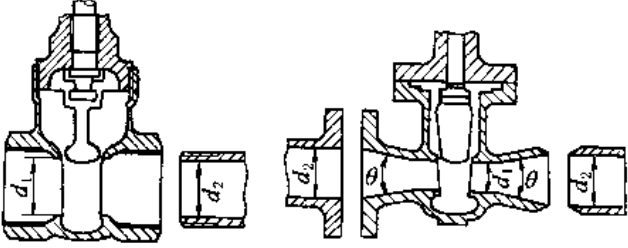
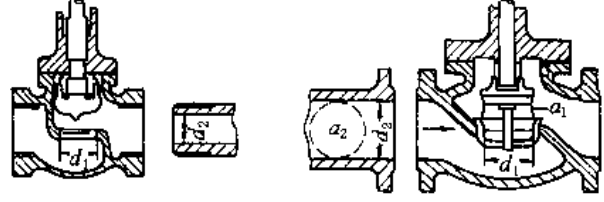
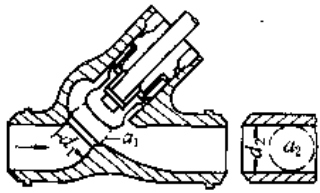
将管件和阀门等折算为相当的直管长度, 此直管长度称为管件和阀门的当量长度。计算管道压力降时, 将当量长度加到直管长度中一并计算, 所得压力降即该管道的总摩擦压力降。常用管件和阀门的当量长度见表 5.4-14 和表 5.4-15。

表 5.4-14 和表 5.4-15 的使用说明为

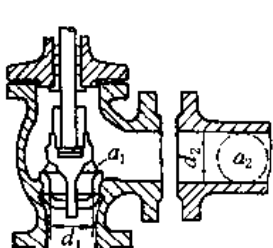
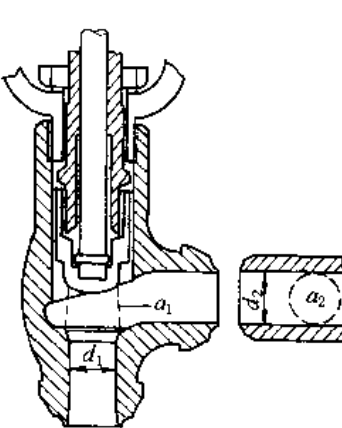
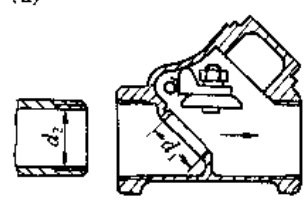
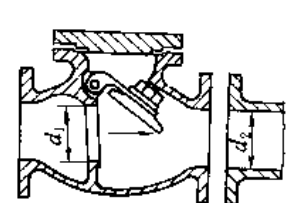
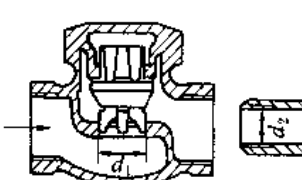
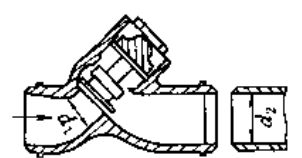
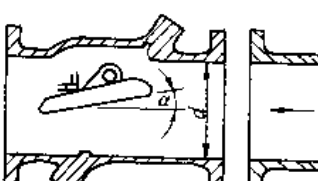
①表中所列常用阀门和管件的当量长度计算式, 是以新的清洁钢管绝对粗糙度  $\epsilon = 0.046\text{mm}$ , 流体流型为完全湍流条件下求得的, 计算中选用时应根据管道具体条件予以调整。

②按①条件计算, 可由图 5.4-1 查得摩擦系数  $\lambda_T$  (完全湍流摩擦系数), 亦可采用表 5.4-16 中数据。

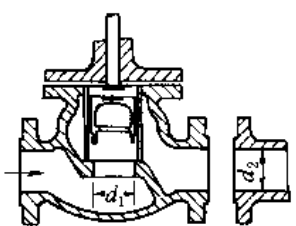
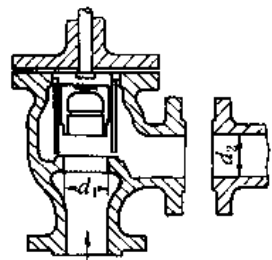
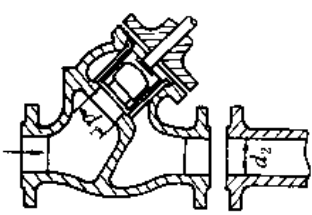
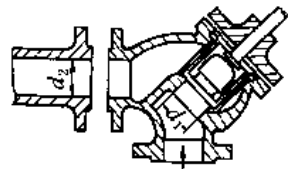
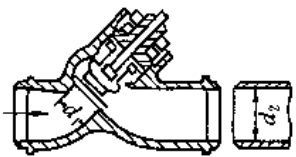
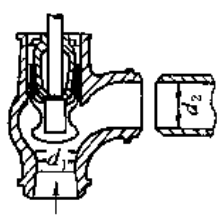
表 5.4-14 常用阀门以管径计的当量长度

序号	名称及示意图	当量长度 $L_e/\text{m}$	备注
1	闸阀 (全开) 楔形盘、双圆盘、栓状圆盘等 	$L_e = 8DN$  $DN$ ——管道公称直径, m。以下同	
2	截止阀 (全开) a. 阀杆与流体垂直, 阀座为平面、倾斜及栓状   b. Y 型 	a. $L_e = 340DN$          b. $L_e = 55DN$	

续表

序号	名称及示意图	当量长度 $L_e/m$	备注														
3	角阀 (全开) a.  b. 	a. $L_e = 150 DN$  h. $L_e = 55 DN$															
4	止逆阀 (全开) a. 旋启式 (a)  (b)  b. 升降式 (a)  (b)  c. 斜盘式 	a (a) $L_e = 100 DN$ a (b) $L_e = 50 DN$  b (a) $L_e = 600 DN$  b (b) $L_e = 55 DN$  <table border="1"> <thead> <tr> <th rowspan="2">公称通径 (DN) mm</th><th colspan="2"><math>L_e</math> m</th></tr> <tr> <th><math>\alpha = 5^\circ</math></th><th><math>\alpha = 15^\circ</math></th></tr> </thead> <tbody> <tr> <td>50 ~ 200</td><td>40 DN</td><td>120 DN</td></tr> <tr> <td>250 ~ 350</td><td>30 DN</td><td>90 DN</td></tr> <tr> <td>400 ~ 1200</td><td>20 DN</td><td>60 DN</td></tr> </tbody> </table>	公称通径 (DN) mm	$L_e$ m		$\alpha = 5^\circ$	$\alpha = 15^\circ$	50 ~ 200	40 DN	120 DN	250 ~ 350	30 DN	90 DN	400 ~ 1200	20 DN	60 DN	
公称通径 (DN) mm	$L_e$ m																
	$\alpha = 5^\circ$	$\alpha = 15^\circ$															
50 ~ 200	40 DN	120 DN															
250 ~ 350	30 DN	90 DN															
400 ~ 1200	20 DN	60 DN															

续表

序号	名称及示意图	当量长度 $L_e/m$	备注
5	截断式 (全开)		
a.		a. $L_e = 400 DN$	
b.		b. $L_e = 200 DN$	
c.		c. $L_e = 300 DN$	
d.		d. $L_e = 350 DN$	
e.		e. $L_e = 55 DN$	
f.		f. $L_e = 55 DN$	


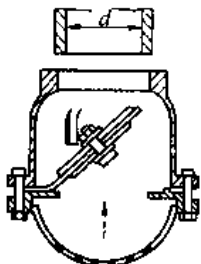
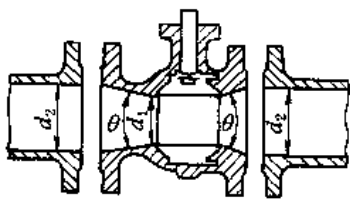
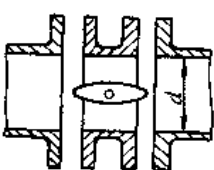
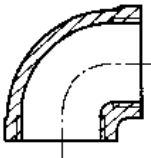
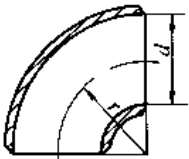
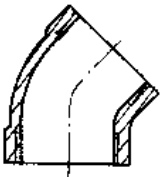
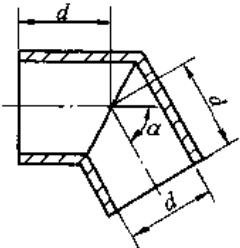
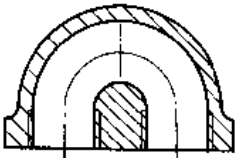
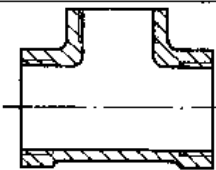
序号	名称及示意图	当量长度 $L_e/m$	备注										
6	<p>带滤网底阀 (全开)</p> <p>a. 升降式</p> 	<p>a.</p> $L_e = 420 DN$											
	<p>b. 合页式</p> 	<p>b.</p> $L_e = 75 DN$											
7	<p>球阀 (全开)</p> 	$L_e = 30 DN$											
8	<p>蝶阀 (全开)</p> 	<table><tr><th>公称通径 (DN)</th><th><math>L_e</math></th></tr><tr><th>mm</th><th>m</th></tr><tr><td>50 ~ 200</td><td>45 DN</td></tr><tr><td>250 ~ 350</td><td>35 DN</td></tr><tr><td>400 ~ 600</td><td>25 DN</td></tr></table>	公称通径 (DN)	$L_e$	mm	m	50 ~ 200	45 DN	250 ~ 350	35 DN	400 ~ 600	25 DN	
公称通径 (DN)	$L_e$												
mm	m												
50 ~ 200	45 DN												
250 ~ 350	35 DN												
400 ~ 600	25 DN												



表 5.4-15 常用管件以管径计的当量长度

序号	名称及示意图	当量长度 $L_e$ m	备注																										
1	90°弯头 (1) 标准型 	$L_e = 30 DN$	$DN$ ——管道公称直径, m。以下同																										
	(2) 法兰连接或焊接 	<table border="1"> <thead> <tr> <th><math>r/d</math></th><th><math>L_e, m</math></th><th><math>r/d</math></th><th><math>L_e, m</math></th></tr> </thead> <tbody> <tr><td>1</td><td>20 <math>DN</math></td><td>10</td><td>30 <math>DN</math></td></tr> <tr><td>2</td><td>12 <math>DN</math></td><td>12</td><td>34 <math>DN</math></td></tr> <tr><td>3</td><td>12 <math>DN</math></td><td>14</td><td>38 <math>DN</math></td></tr> <tr><td>4</td><td>14 <math>DN</math></td><td>16</td><td>42 <math>DN</math></td></tr> <tr><td>6</td><td>17 <math>DN</math></td><td>18</td><td>46 <math>DN</math></td></tr> <tr><td>8</td><td>24 <math>DN</math></td><td>20</td><td>50 <math>DN</math></td></tr> </tbody> </table>		$r/d$	$L_e, m$	$r/d$	$L_e, m$	1	20 $DN$	10	30 $DN$	2	12 $DN$	12	34 $DN$	3	12 $DN$	14	38 $DN$	4	14 $DN$	16	42 $DN$	6	17 $DN$	18	46 $DN$	8	24 $DN$
$r/d$	$L_e, m$	$r/d$	$L_e, m$																										
1	20 $DN$	10	30 $DN$																										
2	12 $DN$	12	34 $DN$																										
3	12 $DN$	14	38 $DN$																										
4	14 $DN$	16	42 $DN$																										
6	17 $DN$	18	46 $DN$																										
8	24 $DN$	20	50 $DN$																										
2	45°弯头 	$L_e = 16 DN$																											
3	斜接弯头 	<table border="1"> <thead> <tr> <th><math>\alpha</math></th><th><math>L_e</math></th><th><math>\alpha</math></th><th><math>L_e</math></th></tr> </thead> <tbody> <tr><td>15°</td><td>4 <math>DN</math></td><td>60°</td><td>25 <math>DN</math></td></tr> <tr><td>30°</td><td>8 <math>DN</math></td><td>75°</td><td>40 <math>DN</math></td></tr> <tr><td>45°</td><td>15 <math>DN</math></td><td>90°</td><td>60 <math>DN</math></td></tr> </tbody> </table>	$\alpha$	$L_e$	$\alpha$	$L_e$	15°	4 $DN$	60°	25 $DN$	30°	8 $DN$	75°	40 $DN$	45°	15 $DN$	90°	60 $DN$											
$\alpha$	$L_e$	$\alpha$	$L_e$																										
15°	4 $DN$	60°	25 $DN$																										
30°	8 $DN$	75°	40 $DN$																										
45°	15 $DN$	90°	60 $DN$																										
4	180°回弯头 	$L_e = 50 DN$																											
5	标准三通 a. 直通 b. 分枝 	a. $L_e = 20 DN$ b. $L_e = 60 DN$																											

注：图中  $d$ ——内直径或表示内直径长度； $r$ ——曲率半径； $\alpha$ ——角度。

表 5.4-16 新的清洁钢管在完全湍流下的摩擦系数

(由图 5.4-1 查得)

公称直径 $DN, \text{mm}$	15	20	25	32	40	50	65 ~ 80	100	125	150	200 ~ 250	300 ~ 400	450 ~ 600
摩擦系数 $\lambda_T$	0.027	0.025	0.023	0.022	0.021	0.019	0.018	0.017	0.016	0.015	0.014	0.013	0.012

## (4.2) 阻力系数法

①管件或阀门的局部压力降按下式计算, 式中有关符号见图 5.4-3 所示。

$$\Delta p_k = K \cdot \frac{u^2 \rho}{2 \times 10^3} \quad (5.4-14)$$

式中  $\Delta p_k$ ——流体经管件或阀门的压力降, kPa; $K$ ——阻力系数, 无因次。

其余符号意义同前。

逐渐缩小的异径管, 当  $\theta \leq 45^\circ$  时,

$$K = \frac{0.8 \sin \frac{\theta}{2} (1 - \beta^2)}{\beta^4} \quad (5.4-15)$$

$$\beta = \frac{d_1}{d_2}$$

当  $45^\circ < \theta \leq 180^\circ$  时,

$$K = \frac{0.5 (1 - \beta^2) \sqrt{\sin \frac{\theta}{2}}}{\beta^4} \quad (5.4-16)$$

逐渐扩大的异径管, 当  $\theta \leq 45^\circ$  时

$$K = \frac{2.6 \sin \frac{\theta}{2} (1 - \beta^2)^2}{\beta^4} \quad (5.4-17)$$

当  $45^\circ < \theta \leq 180^\circ$  时,

$$K = \frac{(1 - \beta^2)^2}{\beta^4} \quad (5.4-18)$$

式中各符号意义同前, 并见图 5.4-3 说明。

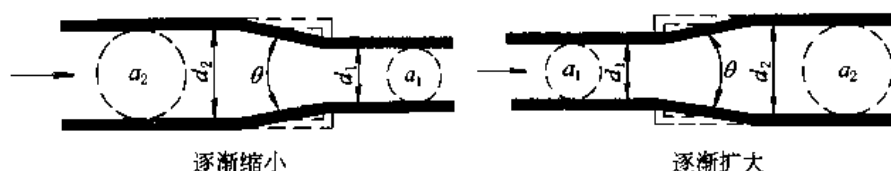


图 5.4-3 逐渐缩小及逐渐扩大的异径管 [应用式 (5.4-15 ~ 5.4-18)]

 $a_1$ 、 $a_2$ ——异径管的小管段、大管段截面积; $d_1$ 、 $d_2$ ——异径管的小管段、大管段内径; $\theta$ ——异径管的变径角度

②通常, 流体经孔板、突然扩大或缩小以及接管口等处, 将产生局部压力降。

突然缩小和从容器到管口 (容器出口) 按下式计算。



$$\Delta p_K = (K + K_v) \frac{u^2 \rho}{2 \times 10^3} \quad (5.4-19)$$

突然扩大和从管口到容器（容器进口）按下式计算。

$$\Delta p_K = (K - K_v) \frac{u^2 \rho}{2 \times 10^3} \quad (5.4-20)$$

式中  $\Delta p_K$ ——局部压力降, kPa;

$K$ ——阻力系数, 无因次, 见表 5.4-17, 通常取  $K=0.5$ ;

$K_v$ ——管件速度变化阻力系数, 无因次。

其余符号意义同前。

管件速度变化阻力系数  $K_v = 1 - \left(\frac{d_{\text{小}}}{d_{\text{大}}}\right)^4$ 。对容器接管口,  $\left(\frac{d_{\text{小}}}{d_{\text{大}}}\right)^4$  值甚小, 可略去不计, 故  $K_v = 1$ 。因此, 通常  $K + K_v = 1.5$ ,  $K - K_v = -0.5$ ; 将此关系式分别代入式 (5.4-19) 和式 (5.4-20) 得

$$\text{容器出口} \quad \Delta p_K = 1.5 \times \frac{u^2 \rho}{2 \times 10^3} \quad (5.4-21)$$

$$\text{容器进口} \quad \Delta p_K = -0.5 \times \frac{u^2 \rho}{2 \times 10^3} \quad (5.4-22)$$

当  $\Delta p_K$  为负值, 表示压力回升, 计算中作为富裕量, 略去不计。

完全湍流时容器接管口阻力系数, 在要求比较精确的计算中, 可查表 5.4-17, 层流时阀门和管件的阻力系数见表 5.4-18。

表 5.4-17 容器接管口的阻力系数 ( $K$ ) (湍流)

1	容器的出口管 (接管插入容器)	1.0	5	容器或其它设备出口 (锐边接口)	0.5
2	容器或其它设备进口 (锐边接口)	1.0	6	容器的出口管 (小圆角接口)	0.28
3	容器进口管 (小圆角接口)	1.0	7	容器的出口管 (大圆角接口)	0.04
4	容器的进口管 (接管插入容器)	0.78			

表 5.4-18 管件、阀门局部阻力系数 (层流)

序号	管件及阀门名称	局部阻力系数 $K$			
		$Re = 1000$	$Re = 500$	$Re = 100$	$Re = 50$
1	90°弯头 (短曲率半径)	0.9	1.0	7.5	16
2	三通 (直通)	0.4	0.5	2.5	
	(分枝)	1.5	1.8	4.9	9.3
3	闸阀	1.2	1.7	9.9	24
4	截止阀	11	12	20	30
5	旋塞	12	14	19	27
6	角阀	8	8.5	11	19
7	旋启式止回阀	4	4.5	17	55

#### 5.4.5.2 非圆形截面管

##### (1) 水力半径

水力半径为流体通过管道的自由截面积与被流体所浸润的周边之比, 即

$$R_H = A/C \quad (5.4-23)$$

##### (2) 当量直径

当量直径为水力半径的 4 倍, 即

$$D_e = 4R_H \quad (5.4-24)$$

某些非圆形截面管的当量直径见表 5.4-19。

### (3) 压力降

用当量直径计算湍流非圆形截面管压力降。计算公式如下。

$$\Delta p_f = \lambda (L/D_e) [u^2 \rho / (2 \times 10^3)] \quad (5.4-25)$$

式中  $R_H$ ——水力半径, m;

$A$ ——管道的自由截面积,  $m^2$ ;

$C$ ——浸润周边, m;

$D_e$ ——管道的当量直径, m;

其余符号意义同前。

式 (5.4-25) 对非满流的圆截面管也适用, 但不适用于很窄或成狭缝的流动截面, 对矩形管其周边长度与宽度之比不得超过三比一, 对环形截面管可靠性较差。对层流用当量直径计算不可靠, 在必须使用当量直径计算时, 应对摩擦系数进行修正, 即

$$\lambda = J / Re \quad (5.4-26)$$

式中  $Re$ ——雷诺数, 无因次;

$J$ ——常数, 无因次, 见表 5.4-19。

表 5.4-19 某些非圆形管的当量直径 ( $D_e$ ) 及常数 ( $J$ )

序号	非圆形截面管	当量直径 $D_e$ , m	常数 $J$
1	正方形, 边长为 $a$	$a$	57
2	等边三角形, 边长为 $a$	$0.58a$	53
3	环隙形, 环宽度 $b = (d_1 - d_2) / 2$ ( $d_1$ 为外管内径; $d_2$ 为内管外径)	$d_1 \sim d_2$	96
4	长方形, 长为 $2a$ , 宽为 $a$	$1.3a$	62
5	长方形, 长为 $4a$ , 宽为 $a$	$1.6a$	73

#### 5.4.5.3 冷却水管

冷却水管有结垢, 推荐采用哈森-威廉<sup>①</sup>的经验公式进行计算, 即

$$\Delta p_f = 1.095 \times 10^{10} \left( \frac{V_f}{C_{HW}} \right)^{1.85} \cdot (L/d^{4.8655}) \quad (5.4-27)$$

式中  $\Delta p_f$ ——摩擦压力降, kPa;

$V_f$ ——冷却水体积流量,  $m^3/h$ ;

$C_{HW}$ ——Hazen-Williams 系数, 铸铁管  $C_{HW} = 100$ , 衬水泥铸铁管  $C_{HW} = 120$ , 碳钢管

$C_{HW} = 112$ , 玻璃纤维增强塑料管  $C_{HW} = 150$ ;

$d$ ——管道内直径, mm;

$L$ ——管道长度, m。

式 (5.4-27) 仅在流体的粘度约为  $1.1mPa \cdot s$  (水在  $15.5^\circ C$  时的数值) 时, 其值才准确。水的粘度随温度而变化,  $0^\circ C$  时为  $1.8mPa \cdot s$ ;  $100^\circ C$  时为  $0.29mPa \cdot s$ 。在  $0^\circ C$  时可能使计算出的摩擦压力降增大 20%,  $100^\circ C$  时可能减小 20%。其它流体当粘度和水近似时, 也可用此公式计算。

#### 5.4.5.4 螺旋管

① 哈森-威廉式即 Hazen-Williams 式。

流体经螺旋管的摩擦压力降按下式计算：

$$\Delta p_f = \left( \frac{\lambda_c L_c}{D} + \sum K \right) \frac{u^2 \rho}{2 \times 10^3} = \left( \frac{4 f_c L_c}{D} + \sum K \right) \frac{u^2 \rho}{2 \times 10^3}$$

$$L_c = n \sqrt{H^2 + 9.87 \bar{D}_c^2}$$

式中  $\Delta p_f$ ——螺旋管摩擦压力降，kPa；

$f_c$ 、 $\lambda_c$ ——螺旋管摩擦系数，由图 5.4-4 得出 ( $\lambda_c = 4f_c$ )；

$K$ ——螺旋管进、出口连接管口的阻力系数，由表 5.4-17 查得；如果出口管口直接与螺旋管相切连接，则滞流时  $K = 0.5$ ，湍流时  $K = 0.1$ ；

$u$ ——流体平均流速，m/s；

$\rho$ ——流体密度，kg/m<sup>3</sup>；

$L_c$ ——螺旋管长度，m；

$D$ ——螺旋管管子内直径，m；

$\bar{D}_c$ ——螺旋管直径（以管中心为准），m；

$H$ ——螺距（以管中心为准），m；

$n$ ——螺旋管圈数。

上述管道压力降计算后填写管道计算表（见表 5.4-20 式样）

表 5.4-20 管道计算表  
(单相流)

管道编号和类别				
自				
至				
物料名称				
流量	m <sup>3</sup> /h			
相对分子质量				
温度	℃			
压力	kPa			
粘度	mPa·s			
压缩系数				
密度	kg/m <sup>3</sup>			
真空度				
管道公称直径	mm			
表号或外径×壁厚				
流速	m/s			
雷诺数				
流导	cm <sup>3</sup> /s			
压力降	kPa (100m)			
直管长度	m			
管 件 当 量 长 度  m	弯头 90°			
	三通			
	大小头			
	闸 阀			
	截止阀			
	旋 塞			
	止逆阀			
	其 它			
总长度		m		

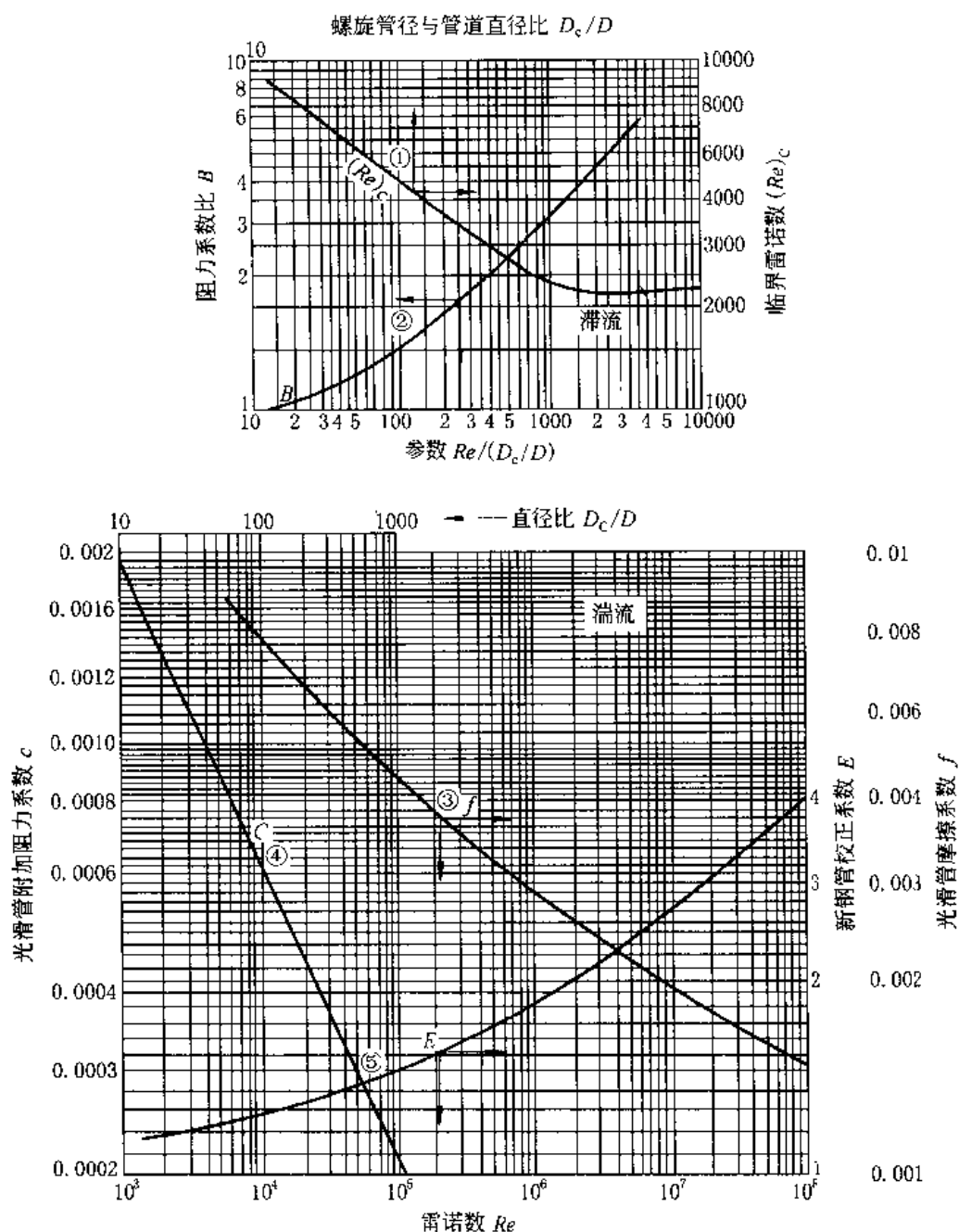


图 5.4-4 螺旋管摩擦系数

求  $f_c$  步骤:

1. 层流: 当  $Re < (Re)_c$ ,  $(Re)_c$  由曲线①而得: 光滑管  $f_c = 16B/Re$ ;  
新钢管  $f_c = 19.2B/Re$ ,  $B$  由曲线②而得。
2. 湍流: 当  $Re > (Re)_c$ ,  $f$  由曲线③而得: 光滑管  $f_c = c + f$ ,  $c$  出  
曲线④而得; 新钢管  $f_i = E(c + f)$ ,  $E$  由曲线⑤而得。

## 5.4.5.5 计算实例

以下将管道计算的一般步骤介绍如下。

(1) 已知管径、流量求压力降

- a. 计算雷诺数以确定流型;
- b. 选择管壁绝对粗糙度, 计算相对粗糙度, 查图 5.4-1 得摩擦系数;

- c. 求单位管道长度的压力降；
- d. 确定直管长度和管件及阀门等的当量长度；
- e. 分别求出  $\Delta p_f$ 、 $\Delta p_N$  和  $\Delta p_s$  得到管道的总压力降。

(2) 已知允许压力降、流量求管径

- a. 选定合理流速估算管径；
- b. 计算雷诺数确定流型；
- c. 选择管壁粗糙度查摩擦系数；
- d. 求单位管道长度的压力降；
- e. 确定直管长度和管件及阀门等的当量长度；
- f. 分别求出  $\Delta p_f$ 、 $\Delta p_N$  和  $\Delta p_s$ ，其和则为总压力降；

g. 得到总压力降后，按额定负荷进行压力降平衡计算和核算管径。如计算的管径与最初估算的管径值不符，则按上述步骤重新计算，直至两者基本符合，最后以 105% 负荷进行校核。

计算时应按实际情况确定计算步骤后再进行计算。

**例 5.4-1** 某液体反应器系统，由反应器经一个控制阀和一个流量计孔板，将液体排入一个储槽中，反应器中的压力为 540kPa，温度为 35℃，反应器中液体的密度为 930kg/m<sup>3</sup>，粘度为  $9.1 \times 10^{-4}$ Pa·s，流经控制阀时基本上没有闪蒸，质量流量为 4900kg/h，管道为钢管，求控制阀的允许压力降。

**解** 选流体流速为 1.8m/s，则管径为

$$d = 18.8 \sqrt{\frac{W}{u\rho}} = 18.8 \sqrt{\frac{4900}{1.8 \times 930}} = 32.16\text{mm}$$

选用内直径为 33mm 管 ( $\phi 38 \times 2.5$ )，则实际流速为

$$u = 18.8^2 \times \frac{4900}{930 \times 33^2} = 1.71\text{m/s}$$

$$Re = 354 \frac{W}{d\mu} = \frac{354 \times 4900}{33 \times 9.1 \times 10^{-4} \times 1000} = 5.78 \times 10^4 > 4000 \text{ (湍流)}$$

取管壁绝对粗糙度  $\epsilon = 0.2$ ，则相对粗糙度  $\epsilon/d = 0.2/33 = 0.0061$ ，查图 5.4-1，得摩擦系数  $\lambda = 0.0336 \approx 0.034$ 。

单位管道长度的摩擦压力降

$$\Delta p'_f = 6.26 \times 10^4 \frac{\lambda L W^2}{d^5 \rho} = \frac{6.26 \times 10^4 \times 0.034 \times 1 \times 4900^2}{33^5 \times 930} = 1.40\text{kPa}$$

当量长度（管件及阀门均为法兰连接）

直管 176m，90°弯头（曲率半径为 2 倍，管内径 15 个） $0.4 \times 15 = 6\text{m}$ ，三通（6 个直通，两个支流） $0.66 \times 6 + 1.98 \times 2 = 7.92\text{m}$ ，闸阀（4 个全开） $0.264 \times 4 = 1.06\text{m}$

总长度（以上合计） $190.98 = 191\text{m}$

因此，摩擦压力降为

$$\Delta p_f = 1.4 \times 191 = 267.4\text{kPa}$$

我们用自己编制的程序对同一例题进行计算，结果是：

摩擦系数  $\lambda = 0.033619$

雷诺数  $Re = 57710$

单位摩擦压力降  $\Delta p_f = 1.3867 \text{ kPa/m}$

摩擦压力降  $\Delta p_f = 1.3867 \times 191 = 264.858 \text{ kPa}$

反应器出口 (锐边)  $\Delta p_N = (K + K_v) \frac{u^2 \rho}{2 \times 10^3}$

查表 5.4-17 得  $K = 0.5$ , 又  $K_v = 1$ , 则

$$\Delta p_{N1} = 1.5 \times \frac{1.71^2 \times 930}{2 \times 10^3} = 2.04 \text{ kPa}$$

贮槽进口 (锐边),  $\Delta p_N = (K - K_v) \frac{u^2 \rho}{2 \times 10^3}$

查表 5.4-17 得  $K = 1$ , 又  $K_v = 1$ , 故  $\Delta p_{N2} = 0$

取孔板允许压力降为  $35 \text{ kPa}$

以上摩擦压力降之和为  $267.4 + 2.04 + 35 = 304.44 \text{ kPa}$

反应器和贮槽的压差为

$$540 - \frac{1.0133 \times 10^5}{10^3} = 438.67 \text{ kPa}$$

控制阀的允许压力降 ( $\Delta p_v$ ) 为以上压差与以上各项摩擦压力降之和的差值, 即

$$\Delta p_v = 438.67 - 304.44 = 134.23 \text{ kPa}$$

计算  $[\Delta p_v / (\Delta p_v + \Delta p_f)] \times 100\% = \frac{134.23}{134.23 + 304.44} \times 100\% = 30.60\%$

通常此值为  $25\% \sim 60\%$ , 故计算结果可以使用。

**例 5.4-2** 一并联输油管路, 总体积流量  $10800 \text{ m}^3/\text{h}$ , 各支管的尺寸分别为  $L_1 = 1200 \text{ m}$ ,  $L_2 = 1500 \text{ m}$ ,  $L_3 = 800 \text{ m}$ ; 管道内直径  $d_1 = 600 \text{ mm}$ ,  $d_2 = 500 \text{ mm}$ ,  $d_3 = 800 \text{ mm}$ ; 油的粘度为  $5.1 \text{ mPa} \cdot \text{s}$ , 密度为  $890 \text{ kg/m}^3$ , 管道材质为钢, 求并联管路的压力降及各支管的流量。

**解** 并联管路各支管压力降相等, 即

$\Delta p_1 = \Delta p_2 = \Delta p_3$ , 即

$$\frac{\lambda_1 L_1 V_{f1}^2}{d_1^5} = \frac{\lambda_2 L_2 V_{f2}^2}{d_2^5} = \frac{\lambda_3 L_3 V_{f3}^2}{d_3^5}$$

则

$$V_{f1} : V_{f2} : V_{f3} = \sqrt{\frac{d_1^5}{\lambda_1 L_1}} : \sqrt{\frac{d_2^5}{\lambda_2 L_2}} : \sqrt{\frac{d_3^5}{\lambda_3 L_3}}$$

又因

$$V_f = V_{f1} + V_{f2} + V_{f3}$$

设管壁绝对粗糙度  $\epsilon_1 = \epsilon_2 = \epsilon_3$ , 取钢管  $\epsilon = 0.2 \text{ mm}$

$$\epsilon_1/d_1 = 0.2/600 = 3.33 \times 10^{-4}$$

$$\epsilon_2/d_2 = 0.2/500 = 4 \times 10^{-4}$$

$$\epsilon_3/d_3 = 0.2/800 = 2.5 \times 10^{-4}$$

设流体在全湍流条件下流动, 则  $\lambda$  与  $Re$  无关, 查图 5.4-1 得

$$\lambda_1 = 0.0153, \lambda_2 = 0.016, \lambda_3 = 0.0144$$

由

$$\begin{aligned} V_{f1} : V_{f2} : V_{f3} &= \sqrt{\frac{d_1^5}{\lambda_1 L_1}} : \sqrt{\frac{d_2^5}{\lambda_2 L_2}} : \sqrt{\frac{d_3^5}{\lambda_3 L_3}} \\ &= \sqrt{\frac{600^5}{0.0153 \times 1200}} : \sqrt{\frac{500^5}{0.016 \times 1500}} : \sqrt{\frac{800^5}{0.0144 \times 800}} \end{aligned}$$

$$= 2057983:1141088.7:5333333.3$$

$$= 1:0.554:2.592$$

$$V_{\text{H}} = 10800 \times \frac{1}{1 + 0.554 + 2.592}$$

$$= 2605 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$V_{\text{E}} = 10800 \times \frac{0.554}{1 + 0.554 + 2.592} = 1444 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$V_{\text{B}} = 10800 \times \frac{2.592}{1 + 0.554 + 2.592} = 6751 \text{ m}^3/\text{h}$$

校核  $\lambda$  值:

$$Re_1 = 354 \times \frac{V_{\text{H}} \rho}{d_1 \mu} = \frac{354 \times 2605 \times 890}{600 \times 5.1} = 2.68 \times 10^5$$

$$Re_2 = 354 \times \frac{V_{\text{E}} \rho}{d_2 \mu} = \frac{354 \times 1443 \times 890}{500 \times 5.1} = 1.78 \times 10^5$$

$$Re_3 = 354 \times \frac{V_{\text{B}} \rho}{d_3 \mu} = \frac{354 \times 6752 \times 890}{800 \times 5.1} = 5.21 \times 10^5$$

查图 5.4-1 得  $\lambda_1 = 0.0173$ ,  $\lambda_2 = 0.0185$ ,  $\lambda_3 = 0.0159$ , 与原假设值不符, 应重新计算。

第二次假设

$$\lambda_1 = 0.0173, \lambda_2 = 0.0185, \lambda_3 = 0.0159$$

$$\text{则 } V_{\text{H}}:V_{\text{E}}:V_{\text{B}} = \sqrt{\frac{600^5}{0.0173 \times 1200}}:\sqrt{\frac{500^5}{0.0185 \times 1500}}:\sqrt{\frac{800^5}{0.0159 \times 800}}$$

$$= 1935372:1061191:5075530$$

$$= 1:0.5483:2.6225$$

所以

$$V_{\text{H}} = 10800 \times \frac{1}{(1 + 0.5483 + 2.6225)} = 2589 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$V_{\text{E}} = 10800 \times \frac{0.5483}{(1 + 0.5483 + 2.6225)} = 1420 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$V_{\text{B}} = 10800 \times \frac{2.6225}{(1 + 0.5483 + 2.6225)} = 6791 \text{ m}^3/\text{h}$$

校核  $\lambda$  值:

$$Re_1 = \frac{354 \times 2589 \times 890}{600 \times 5.1} = 2.67 \times 10^5$$

$$Re_2 = \frac{354 \times 1420 \times 890}{500 \times 5.1} = 1.75 \times 10^5$$

$$Re_3 = \frac{354 \times 6791 \times 890}{800 \times 5.1} = 5.24 \times 10^5$$

查图 5.4-1 得  $\lambda_1 = 0.0173$ ,  $\lambda_2 = 0.0185$ ,  $\lambda_3 = 0.0159$  与假设值符合, 故

$V_{\text{H}} = 2589 \text{ m}^3/\text{h}$ ;  $V_{\text{E}} = 1209 \text{ m}^3/\text{h}$ ;  $V_{\text{B}} = 6791 \text{ m}^3/\text{h}$  可作为本题答案。

并联管路压力降

$$\Delta p = \Delta p_1 = \Delta p_2 = \Delta p_3$$

$$\Delta p_1 = \frac{6.26 \times 10^4 \times 0.0173 \times 1200 \times 2589^2 \times 890}{600^5} = 99.73 \text{ kPa}$$

$$\Delta p_2 = \frac{6.26 \times 10^4 \times 0.0185 \times 1500 \times 1420^2 \times 890}{500^5} = 99.73 \text{ kPa}$$

$$\Delta p_3 = \frac{6.26 \times 10^4 \times 0.0159 \times 800 \times 6791^2 \times 890}{800^5} = 99.73 \text{ kPa}$$

三根支管压力降差别极微, 计算结果是正确的, 可取  $\Delta p$  值为 99.73 kPa (或 100 kPa)。

将计算结果填入表中, 供各版次管道仪表流程图 (P&ID) 使用, 见表 5.4-20。

用我们自编的计算机程序计算的结果是:

管线号	摩擦系数 $\lambda$	$Re$	流量 $V_f, \text{m}^3/\text{h}$	压力降 $\Delta p$ kPa
1 <sup>#</sup>	0.017399	265370	2579.74	99.438
2 <sup>#</sup>	0.018554	174853	1416.50	99.438
3 <sup>#</sup>	0.015811	524912	6803.76	99.438

#### 5.4.6 单相流 (可压缩流体) 的管道压力降计算

##### 5.4.6.1 计算方法

本计算方法适用于工程设计中单相可压缩流体在管道中流动压力降的一般计算, 对某些流体在高压下流动压力降的经验计算式也作了简单介绍。

可压缩流体是指气体、蒸汽和蒸气等 (以下简称气体), 因其密度随压力和温度的变化而差别很大, 具有压缩性和膨胀性。

可压缩流体沿管道流动的显著特点是沿程摩擦损失使压力下降, 从而使气体密度减小, 管内气体流速增加。压力降越大, 这些参数的变化也就越大。

计算中应注意以下事项。

①压力较低, 压力降较小的气体管道, 按等温流动一般计算式或不可压缩流体流动公式计算, 计算时密度用平均密度; 对高压气体, 首先要分析气体是否处于临界流动。

②一般气体管道, 当管道长度  $L > 60\text{m}$  时, 按等温流动公式计算;  $L < 60\text{m}$  时, 按绝热流动公式计算, 必要时用两种方法分别计算, 取压力降较大的结果。

③流体所有的流动参数 (压力、体积、温度、密度等) 只沿流动方向变化。

④安全阀、放空阀后的管道、蒸发器至冷凝器管道及其它高流速及压力降大的管道系统, 都不适宜用等温流动计算。

可压缩流体当压力降小于进口压力的 10% 时, 不可压缩流体计算公式、图表以及一般规定等均适用, 误差在 5% 范围以内。

流体压力降大于进口压力 40% 时, 如蒸汽管可用式 (5.4-43) 进行计算; 天然气管可用式 (5.4-44) 或式 (5.4-45) 进行计算。

为简化计算, 在一般情况下, 采用等温流动公式计算压力降, 误差在 5% 范围以内。必要时对天然气、空气、蒸汽等可用经验公式计算。

(1) 管道系统压力降的计算与不可压缩流体基本相同, 即

$$\Delta p = \Delta p_f + \Delta p_s + \Delta p_N$$

静压力降  $\Delta p_s$ , 当气体压力低、密度小时, 可略去不计; 但压力高时应计算。在压力降较大的情况下, 对长管 ( $L > 60\text{m}$ ) 在计算  $\Delta p_f$  时, 应分段计算密度, 然后分别求得各段的  $\Delta p_f$ , 最后得到  $\Delta p_f$  的总和才较正确。

(2) 可压缩流体压力降计算的理论基础是能量平衡方程及理想气体状态方程, 理想气体状态方程为



$$pV = WRT/M \quad (5.4-30)$$

或  $p/\rho = C$  (等温流动)

对绝热流动, 上式应变化为

$$p/\rho^k = C \quad (5.4-31)$$

上述各式中  $\Delta p$ ——管道系统总压力降, kPa;

$\Delta p_f$ 、 $\Delta p_s$ 、 $\Delta p_N$ ——分别为管道的摩擦压力降, 静压力降和速度压力降, kPa;

$p$ ——气体压力, kPa;

$V$ ——气体体积,  $m^3$ ;

$W$ ——气体质量, kg;

$M$ ——气体相对分子质量;

$R$ ——气体常数,  $8.314 \text{ kJ}/(\text{kmol} \cdot \text{K})$ ;

$\rho$ ——气体密度,  $\text{kg}/m^3$ ;

$C$ ——常数;

$k$ ——气体绝热指数,  $k = C_p/C_v$ ; (5.4-32)

$C_p$ 、 $C_v$ ——分别为气体的定压比热容和定容比热容,  $\text{kJ}/(\text{kg} \cdot \text{K})$ 。

### (3) 绝热指数 ( $k$ )

绝热指数 ( $k$ ) 值由气体的分子结构而定, 部分物料的绝热指数见行业标准《安全阀的设置和选用》(HG/T 20570.2—95) 表 16.0-2 所列。

一般单原子气体 (He、Ar、Hg 等)  $k = 1.66$ , 双原子气体 ( $O_2$ 、 $H_2$ 、 $N_2$ 、CO 和空气等)  $k = 1.40$ 。

### (4) 临界流动

①当气体流速达到声速时, 称为临界流动。其速度即临界流速, 是可压缩流体在管道出口处可能达到的最大速度。

通常, 当系统的出口压力等于或小于入口绝对压力的一半时, 将达到声速。达到声速后系统压力降不再增加, 即使将流体排入压力更低的设备中 (如大气), 流速仍不会改变。对于系统条件是由中压到高压范围排入大气 (或真空) 时; 应判断气体状态是否达到声速, 否则计算出的压力降可能有误。

气体的声速按以下公式计算:

$$\text{绝热流动} \quad u_c = \sqrt{\frac{10^3 kRT}{M}} \quad (5.4-33)$$

$$\text{等温流动} \quad u_c = \sqrt{\frac{10^3 RT}{M}} \quad (5.4-34)$$

式中  $u_c$ ——气体的声速,  $m/s$ ;

$k$ ——气体的绝热指数;

$R$ ——气体常数,  $8.314 \text{ kJ}/(\text{kmol} \cdot \text{K})$ ;

$T$ ——气体的绝对温度, K;

$M$ ——气体的相对分子质量。

②临界流动判别。通常可用下式判别气体是否处于临界流动状态, 下式成立时, 即达到临界流动。

$$\frac{p_2/p_1}{G/G_{\text{eni}}} \leq \frac{0.605}{\sqrt{k}} \sqrt{\frac{T_2}{T_1}} \quad (5.4-35)$$

### ③临界质量流速

$$G_c = 11 p_1 \sqrt{M/T_1} \quad (5.4-36)$$

式中  $p_1$ 、 $p_2$ ——分别为管道上、下游气体的压力，kPa；

$G$ 、 $G_c$ ——分别为气体的质量流速和临界质量流速， $\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ ；

$T_1$ 、 $T_2$ ——分别为管道上、下游气体温度，K；

$G_{\text{eni}}$ ——参数，见式 (5.4-41)， $\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ ；

其余符号意义同前。

(5) 管道中气体的流速应控制在低于声速的范围内。

#### 5.4.6.2 管道压力降计算

##### (1) 摩擦压力降

##### (1.1) 等温流动

当气体与外界有热交换，能使气体温度很快地接近于周围介质的温度来流动，如煤气、天然气等长管道就属于等温流动。

等温流动计算式如下：

$$\Delta p_f = 6.26 \times 10^3 g \frac{\lambda L W_G^2}{d^5 \rho_m} \quad (5.4-37)$$

式中  $\Delta p_f$ ——管道摩擦压力降，kPa；

$g$ ——重力加速度， $9.81 \text{ m/s}^2$ ；

$\lambda$ ——摩擦系数，无因次；

$L$ ——管道长度，m；

$W_G$ ——气体质量流量， $\text{kg/h}$ ；

$d$ ——管道内直径，mm；

$$\rho_m \text{——气体平均密度，} \text{kg/m}^3, \rho_m = \frac{\rho_1 + \rho_2}{3} + \rho_2 \quad (5.4-38)$$

$\rho_1$ 、 $\rho_2$ ——分别为管道上、下游气体密度， $\text{kg/m}^3$ 。

##### (1.2) 绝热流动

假设条件：对绝热流动，当管道较长时 ( $L > 60\text{m}$ )，仍可按等温流动计算，误差一般不超过 5%，在工程计算中是允许的。对短管可用以下方法进行计算，但应符合下列假设条件：a. 在计算范围内气体的绝热指数是常数；b. 在匀截面水平管中的流动；c. 质量流速在整个管内横截面上是均匀分布的；d. 摩擦系数是常数。

计算步骤：可压缩流体绝热流动的管道压力降计算辅助图见图 5.4-7 所示。

##### ①计算上游的质量流速

$$G_1 = W_G / A \quad (G_1 = G, G_1 \text{ 即图 5.4-7 中 } G) \quad (5.4-39)$$

##### ②计算质量流量

$$W_G = 1.876 \times 10^{-2} p_1 d^2 \sqrt{\frac{M}{T_1}} \left( \frac{G}{G_{\text{eni}}} \right) \quad (5.4-40)$$

③计算参数 ( $G_{\text{eni}}$ )

$$G_{\text{eni}} = 6.638 p_1 \sqrt{\frac{\bar{M}}{T_1}} \quad (5.4-41)$$

④假设  $N$  值, 然后进行核算

$$N = \frac{\lambda L}{D} \quad (5.4-42)$$

⑤计算下游压力 ( $p_2$ ), 根据  $N$  和  $G_1/G_{\text{eni}}$  值, 由图 5.4-5 查得  $p_2/p_1$  值, 即可求得下游压力 ( $p_2$ )。

式中  $G$ ——气体的质量流速,  $\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ ;

$G_1$ ——上游条件下气体的质量流速,  $\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ ;

$W_G$ ——气体的质量流量,  $\text{kg}/\text{s}$ ;

$A$ ——管道截面积,  $\text{m}^2$ ;

$p_1$ ——气体上游压力,  $\text{kPa}$ ;

$d$ ——管道内直径,  $\text{mm}$ ;

$M$ ——气体相对分子质量;

$T_1$ ——气体上游温度,  $\text{K}$ ;

$G_{\text{eni}}$ ——无实际意义, 是为使用图 5.4-5 方便而引入的一个参数,  $\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ ;

$N$ ——速度头数;

$\lambda$ ——摩擦系数;

$L$ ——管道长度,  $\text{m}$ ;

$D$ ——管道内直径,  $\text{m}$ 。

## 绝热流动的微机计算方法

在上面介绍的绝热流动计算方法, 需要查阅“计算辅助图 5.4-5”有不方便之处。这里介绍一种简化的计算方式可以用微机完成。计算原理是把一段长管道分为若干段, 对每段采用等温流动的计算公式, 而每段出口的密度用下式计算。

根据公式 (5.4-31),

$$p/\rho^k = C$$

得

$$\rho_2 = \rho_1 \left( \frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{1}{k}}$$

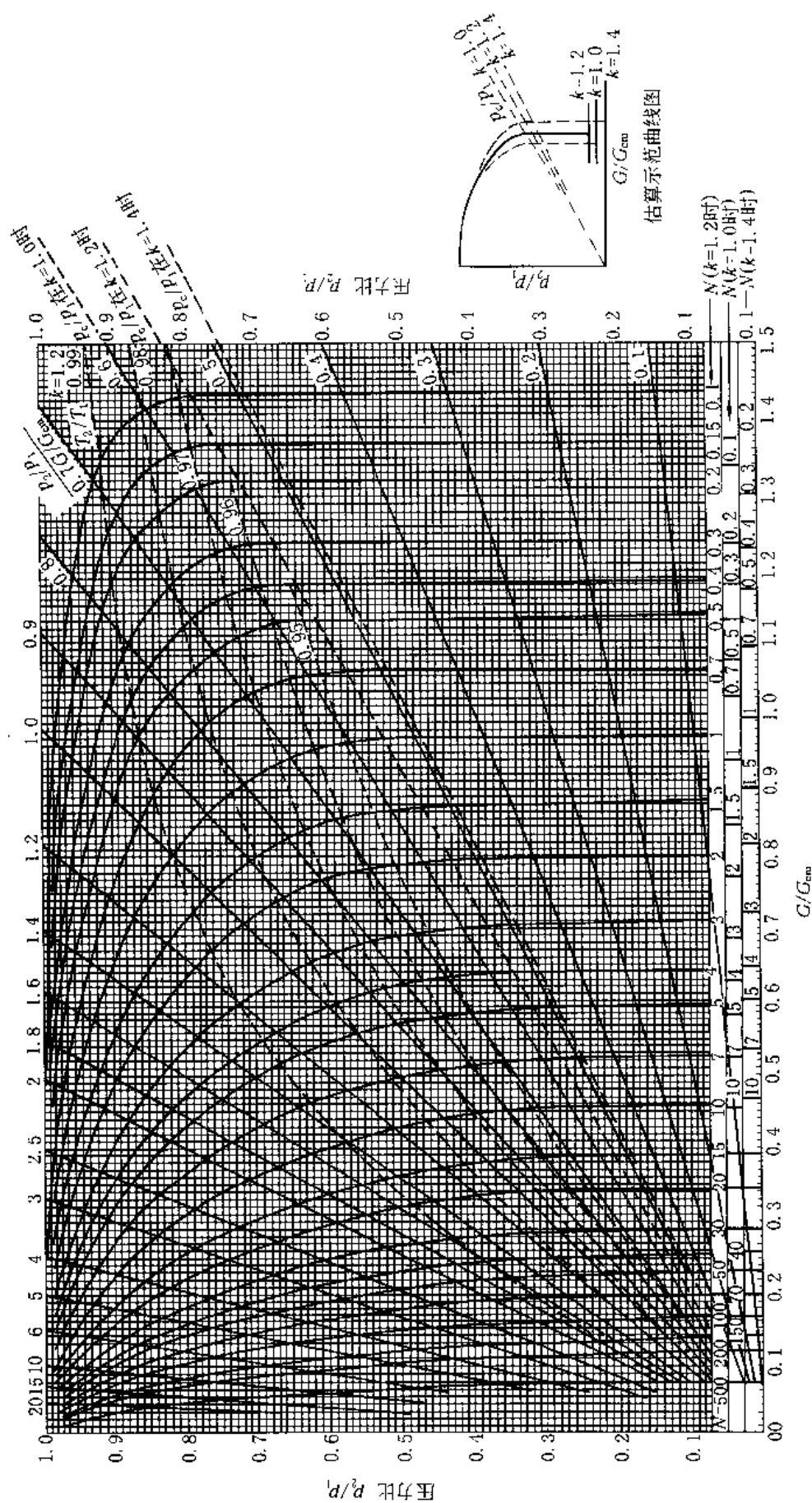
当  $k=1$  时,

$$\rho_2 = \rho_1 \left( \frac{p_2}{p_1} \right)$$

用此式计算出该段的密度  $\rho_2$  和出口压力  $p_2$ , 作为下段管道的入口压力和密度, 重复这个计算, 累加每段的出口压力即可得总的摩擦压力降。计算结果介于等温流动和绝热流动的计算值之间。

## (1.3) 高压下的流动

当压力降大于进口压力的 40% 时, 用等温流动和绝热流动计算式均可能有较大误差, 在这种情况下, 可采用以下的经验公式进行计算。



### 图 5.4-5 可压缩流体绝热流动的管道压力降计算辅助图

①巴布科克式<sup>①</sup>

$$\Delta p_f = 678 \frac{W_G^2 L}{\rho_m d^5} + 6.2 \times 10^4 \frac{W_G^2 L}{\rho_m d^6} \quad (5.4-43)$$

式中  $\Delta p_f$ ——摩擦压力降, kPa;

$W_G$ ——气体的质量流量, kg/h;

$L$ ——管道长度, m;

$\rho_m$ ——气体平均密度, kg/m<sup>3</sup>;

$d$ ——管道内直径, mm。

本式用于蒸汽管的计算, 在压力等于或小于 3450kPa 情况下结果较好, 但当管径小于 100mm 时, 计算结果可能偏高。

②韦默思式<sup>②</sup>

$$V_G = 2.538 \times 10^{-5} d^{2.667} \sqrt{\frac{(p_1^2 - p_2^2)}{\gamma L}} \times \frac{273}{T} \quad (5.4-44)$$

式中  $V_G$ ——气体体积流量, m<sup>3</sup> (标) /s, (标——标准状态);

$d$ ——管道内直径, mm;

$p_1$ 、 $p_2$ ——分别为管道上、下游压力, kPa;

$\gamma$ ——气体相对密度。气体密度与相同温度、压力下的空气密度之比;

$L$ ——管道长度, km;

$T$ ——气体热力学温度, K。

本式用于在 310 ~ 4240kPa 压力、管道直径大于 150mm 的稳定流动情况下, 计算天然气管道压力降的结果较好。对相对密度接近 0.6, 常温, 流速为 4.5 ~ 9.0m/s, 直径为 500 ~ 600mm 的气体管道也适用。

③潘汉德式<sup>③</sup>

$$V_G = 3.33 \times 10^{-5} E d^{2.6182} \left( \frac{p_1^2 - p_2^2}{L} \right)^{0.5349} \quad (5.4-45)$$

式中  $E$ ——流动效率系数;

$L$ ——管道长度, km。

对于没有管道附件、阀门的水平新管, 取  $E = 1.00$ ;

工作条件较好, 取  $E = 0.95$ ;

工作条件一般, 取  $E = 0.92$ ;

工作条件较差, 取  $E = 0.85$ 。

其余符号意义同前。

本式用于管道直径在 150 ~ 600mm,  $Re = (5 \times 10^6) \sim (1.4 \times 10^7)$  的天然气管道, 准确度较式 (5.4-44) 稍好。

④海瑞思式<sup>④</sup>

① 巴布科克式即 Babcock 式。

② 韦默思式即 Weymouth 式。

③ 潘汉德式即 Panhandle 式。

④ 海瑞思式即 Harris 式。

$$\Delta p_f = 7.34 \times 10^5 \frac{LV_G^2}{p_m d^{5.31}} \quad (5.4-46)$$

式中  $p_m$ ——气体平均压力, kPa,  $p_m = \frac{p_1 + p_2}{2}$ 。 (5.4-47)

其余符号意义同前。

本式通常用于压缩空气管道的计算。

#### (2) 局部压力降

局部压力降和“单相流(不可压缩流体)”一样,采用当量长度或阻力系数法计算,在粗略计算中可按直管长度的 1.05 ~ 1.10 倍作为总的计算长度。

#### (3) 速度压力降

速度压力降采用“单相流(不可压缩流体)”的管道一样的计算方法。

在工程计算中对较长管道此项压力降可略去不计。

#### (4) 静压力降

静压力降计算与“单相流(不可压缩流体)”压力降中的方法相同,仅在管道内气体压力较高时才需计算,压力较低时密度小,可略去不计。

### 5.4.6.3 计算步骤及例题

#### (1) 一般计算步骤

①“不可压缩流体”管道的一般计算步骤,雷诺数、摩擦系数和管壁粗糙度等的求取方法及有关图表、规定等均适用。

②假设流体流速以估算管径。

③计算雷诺数 ( $Re$ )、相对粗糙度 ( $\varepsilon/d$ )、然后查图 5.4-1, 求摩擦系数 ( $\lambda$ ) 值。

④确定直管长度及管件和阀门等的当量长度。

⑤确定或假设孔板和控制阀等的压力降。

⑥计算单位管道长度压力降或直接计算系统压力降。

⑦如管道总压力降超过系统允许压力降,则应核算管道摩擦压力降或系统中其它部分引起的压力降,并进行调整,使总压力降低于允许压力降。如管道摩擦压力降过大,可增大管径以减少压力降。

⑧如管道较短,则按绝热流动进行计算。

#### (2) 临界流动的计算步骤

##### (2.1) 已知流量、压力降求管径

①假设管径,用已知流量计算气体流速。

②计算流体的声速。

③当流体的声速大于流体流速,则用有关计算式计算,可得到比较满意的结果。如两种流速相等,即流体达到临界流动状况,计算出的压力降不正确。因此,重新假设管径使流速小于声速,方可继续进行计算,直到流速低于声速时的管径,才是所求得的管径。

④或用式 (5.4-35) 进行判别,如气体处于临界流动状态,则应重新假设管径计算。

(2.2) 已知管径和压力降求流量,计算步骤同上,但要先假设流量,将求出的压力降与已知压力降相比较,略低于已知压力降即可。

##### (2.3) 已知管径和流量,确定管道系统入口处的压力 ( $p_1$ )

①确定管道出口处条件下的声速,并用已知流量下的流速去核对,若声速小于实际流

速, 则必须以声速作为极限流速, 流量也要以与声速相适应的值为极限。

②采用较声速低的流速以及与之相适应的流量为计算条件, 然后用有关计算式计算压力降。

③对较长管道, 可由管道出口端开始, 利用系统中在某些点上的物理性质将管道分为若干段, 从出口端至进口端逐段计算各段的摩擦压力降, 其和即为该管道的总压力降。

④出口压力与压力降之和为管道系统入口处的压力 ( $p_1$ )。

**例 5.4-3** 将25℃的天然气 (成分大部分为甲烷), 用管道由甲地输送到相距 45km 的乙地, 两地高差不大, 每小时送气量为 5000kg, 管道直径为 307mm (内径) 的钢管 ( $\epsilon = 0.2\text{mm}$ ), 已知管道终端压力为 147kPa, 求管道始端气体的压力。

**解** (1) 天然气在长管中流动, 可视为等温流动, 用等温流动公式计算。

天然气可视为纯甲烷, 则相对分子质量  $M = 16$ 。

设: 管道始端压力  $p_1 = 440\text{kPa}$ 。

摩擦压力降按下式计算, 即

$$\Delta p_f = 6.26 \times 10^3 g \frac{\lambda W_G^2}{d^5 \rho_m}$$

雷诺数  $Re = 354 W_G / d / \mu$ , 25℃时甲烷粘度  $\mu$  为  $0.011\text{mPa}\cdot\text{s}$

则  $Re = 354 \times 5000 / 307 / 0.011 = 5.24 \times 10^5$

相对粗糙度  $\epsilon / d = 0.2 / 307 = 6.51 \times 10^{-4}$

由图 5.4-1, 查得  $\lambda = 0.0176$

气体平均密度

$$\rho_m = \rho_2 + \frac{1}{3} (\rho_1 - \rho_2)$$

$$\rho_1 = PM / (RT) = 440 \times 16 / (8.3143 \times 298) = 2.8414\text{kg/m}^3$$

$$\rho_2 = 147 \times 16 / (8.3143 \times 298) = 0.9493\text{kg/m}^3$$

因此,  $\rho_m = 0.9493 + \frac{(2.8414 - 0.9493)}{3} = 1.5800\text{kg/m}^3$

摩擦压力降 
$$\begin{aligned} \Delta p_f &= 6.26 \times 10^3 g \frac{\lambda W_G^2}{d^5 \rho_m} \\ &= 6.26 \times 10^3 \times 9.81 \times \frac{0.0176 \times 45000 \times 5000^2}{(307)^5 \times 1.58} \\ &= 282.2\text{kPa} \end{aligned}$$

始端气体压力 
$$\begin{aligned} p_1 &= p_2 + \Delta p_f = 147 + 282.2 \\ &= 429.2\text{kPa} < 440\text{kPa} \end{aligned}$$

第二次假设 
$$\begin{aligned} p_1 &= 429.2\text{kPa} \\ \rho_1 &= 429.2 \times 16 / (8.3143 \times 298) = 2.7717\text{kg/m}^3 \\ \rho_m &= 0.9493 + \frac{(2.7717 - 0.9493)}{3} = 1.5568\text{kg/m}^3 \end{aligned}$$

因此, 
$$\begin{aligned} \Delta p_f &= 6.26 \times 10^3 \times 9.81 \times \frac{0.0176 \times 45000 \times 5000^2}{(307)^5 \times 1.5568} \\ &= 286.4\text{kPa} \\ p_1 &= 147 + 286.4 \approx 433.4\text{kPa} \end{aligned}$$

## (2) 用韦默思式计算

$$V_G = 2.538 \times 10^{-5} d^{2.667} \sqrt{\frac{(p_1^2 - p_2^2)}{\gamma L} \times \frac{273}{T}}$$

标准状态下气体密度

$$\rho = \frac{pM}{RT} = \frac{1.0133 \times 10^2 \times 16}{8.3143 \times 273} = 0.7143 \text{ kg/m}^3$$

气体相对密度

$$\gamma = 16/29 = 0.552$$

$$d^{2.667} = (307)^{2.667} = 4297.32 \times 10^3$$

标准状态下气体体积流量  $V_G = W_G/\rho = 5000/0.7143 \approx 7000 \text{ m}^3 (\text{标})/\text{h}$ 

$$7000 = 2.538 \times 10^{-5} \times 4297.32 \times 10^3 \sqrt{\frac{p_1^2 - 147^2}{0.552 \times 45} \times \frac{273}{298}}$$

$$p_1 = 365.08 \approx 365.1 \text{ kPa}$$

 $\Delta p = 218.08 \text{ kPa}$ , 此值较等温流动式计算值小。

## (3) 用潘汉德式计算

$$V_G = 3.33 \times 10^{-5} E d^{2.6182} \left( \frac{p_1^2 - p_2^2}{L} \right)^{0.5394}$$

$$7000 = 3.33 \times 10^{-5} \times 0.92 \times (307)^{2.6182} \left( \frac{p_1^2 - 147^2}{45} \right)^{0.5394}$$

$$p_1 = 375.68 \approx 375.7 \text{ kPa}$$

 $\Delta p = 375.68 - 147 = 228.68 \text{ kPa}$ , 此值较等温流动式计算值小, 而较韦默思式计算值大。

计算结果见下表。

项 目 计算式	压力, kPa		压力降 $\Delta p$ kPa	误差, %	
	始端 $p_1$	终端 $p_2$		$p_1$	$\Delta p$
等温式	433.4	147	286.4	+9.03	+11.71
韦默思式	365.1	147	218.1	-6.98	-11.1
潘汉德式	375.7	147	228.7	-4.28	-6.8
平均	391.4		244.4		

由计算结果看出, 用潘汉德式计算误差最小, 但为稳妥起见, 工程设计中应采用等温式计算的结果, 即天然气管始端压力为 433.4 kPa。考虑到未计算局部阻力以及计算误差等, 工程计算中可采用  $433.4 \times 1.15 \text{ kPa} = 498.4 \approx 500 \text{ kPa}$  作为此天然气管道始端的压力。

**例 5.4.4** 空气流量  $8000 \text{ m}^3 (\text{标})/\text{h}$ , 温度  $38^\circ\text{C}$ , 钢管内直径  $100 \text{ mm}$ , 长度  $64 \text{ m}$ , 已知始端压力为  $785 \text{ kPa}$ , 求压力降。在何种条件下达到声速, 产生声速处的压力是多少?

解 (1) 按等温流动计算

设终点压力  $p_2 = 590 \text{ kPa}$ 

$$\rho_1 = p_1 M / (RT) = 785 \times 29 / (8.3143 \times 311) = 8.804 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_2 = p_2 M / (RT) = 590 \times 29 / (8.3143 \times 311) = 6.617 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{因此 } \rho_m = 6.617 + \frac{(8.804 - 6.617)}{3} = 7.346 \text{ kg/m}^3$$

查得标准状态下空气密度  $\rho = 1.293 \text{ kg/m}^3$



则空气的质量流量  $W_G = V_G \rho = 8000 \times 1.293 = 10344 \text{ kg/h}$

查得  $38^\circ\text{C}$  空气粘度  $\mu = 0.019 \text{ mPa}\cdot\text{s}$

$$Re = 354 \frac{W_G}{d\mu} = 354 \times \frac{10344}{100 \times 0.019} = 1.93 \times 10^6$$

取  $\varepsilon = 0.2 \text{ mm}$ , 则  $\varepsilon/d = 0.2/100 = 0.002$

查图 5.4-1 得  $\lambda = 0.0235$ 。

摩擦压力降

$$\Delta p_f = 6.26 \times 10^3 g \frac{\lambda L W_G^2}{d^5 \rho_m} = 6.26 \times 10^3 \times 9.81 \times \frac{0.0235 \times 64 \times 10344^2}{100^5 \times 7.346} = 134.53 \text{ kPa}$$

$p_2 = p_1 - \Delta p_f = 785 - 134.53 = 650.47 \text{ kPa}$ , 与假设不符。

第二次假设  $p_2 = 650 \text{ kPa}$ , 则

$$\rho_2 = 650 \times 29 / (8.3143 \times 311) = 7.2899 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_m = 7.2899 + \frac{(8.804 - 7.2899)}{3} = 7.7946 \text{ kg/m}^3$$

$$\Delta p_f = 6.26 \times 10^3 \times 9.81 \times \frac{0.0235 \times 64 \times 10344^2}{100^5 \times 7.7946} = 126.79 \text{ kPa}$$

$p_2 = 785 - 126.79 = 658.21 \text{ kPa}$ , 与假设不符合。

第三次假设  $p_2 = 658 \text{ kPa}$

$$\rho_2 = 658 \times 29 / (8.3143 \times 311) = 7.3797 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_m = 7.3797 + \frac{8.804 - 7.3797}{3} = 7.8545 \text{ kg/m}^3$$

$$\Delta p_f = 6.26 \times 10^3 \times 9.81 \times \frac{0.0235 \times 64 \times 10344^2}{100^5 \times 7.8545} = 125.82 \text{ kPa}$$

$$p_2 = 785 - 125.82 = 659.18 \text{ kPa}$$

计算结果

$$\Delta p = 785 - 659.18 = 125.82 \text{ kPa}$$

等温流动声速

$$u_c = \sqrt{\frac{10^3 RT}{M}} = \sqrt{\frac{1000 \times 8.3143 \times 311}{29}} = 298.60 \text{ m/s}$$

声速下的临界流量

$$\begin{aligned} V_{uc} &= u_c A, [A = \pi/4(0.1)^2 = 7.85 \times 10^{-3} \text{ m}^2] \\ &= 298.60 \times 7.85 \times 10^{-3} = 2.344 \text{ m}^3/\text{s} = 8438.4 \text{ m}^3/\text{h} \end{aligned}$$

声速下的临界压力

$$p_{uc} = W_G RT / (V_{uc} M) = 10344 \times 8.3143 \times 311 / (8438.4 \times 29) = 109.30 \text{ kPa}$$

声速下的临界密度

$$\rho_{uc} = p_{uc} M / (RT) = 109.30 \times 29 / (8.3143 \times 311) = 1.2258 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{平均密度 } \rho_m = 1.2258 + \frac{(8.804 - 1.2258)}{3} = 3.7519 \text{ kg/m}^3$$

压力降  $\Delta p = 785 - 109.30 = 675.70 \text{ kPa}$

$$\text{由 } 675.70 = 6.26 \times 10^3 \times 9.81 \times \frac{0.0235 L (10344)^2}{(100)^5 \times 3.7519}$$

得  $L = 157.97 \approx 158\text{m}$

即在管长为 158m 处可达临界条件，其流速为声速，达到声速时的临界压力  $p_{uc}$  为 109.30kPa。

(2) 按绝热流动考虑

质量流速  $G_1 = W_G/A = 10344/(7.85 \times 10^{-3} \times 3600) = 366.03\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$

$$G_{cni} = 6.638p_1 \sqrt{M/T_1} = 6.638 \times 785 \times \sqrt{29/311} = 1591.20\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$$

比值  $G_1/G_{cni} = 366.03/1591.20 = 0.23$

$$N = \lambda L/D = 0.0235 \times 64/0.1 = 15.04$$

由图 5.4-7 查得  $p_2/p_1 = 0.83$ ，则  $p_2 = 0.83p_1 = 0.83 \times 785 = 651.55\text{kPa}$  及  $p_{uc}/p_1 = 0.108$ ，则  $p_{uc} = 0.108p_1 = 0.108 \times 785 = 84.78\text{kPa}$

因  $N = 48$ ，则声速条件下距离为

$$L = ND/\lambda = 48 \times 0.1/0.0235 = 204.26\text{m}$$

压力降  $\Delta p = p_1 - p_2 = 785 - 651.55 = 133.45\text{kPa}$

计算结果比较见下表：

项 目	终端压力 $p_2$ kPa	压力降 kPa	临界条件		误差, %			
			$p_c$ kPa	距离 $L$ m	$p_2$	$\Delta p$	$p_c$	$L$
计算式								
等温式	659.18	125.82	109.30	158	+ 0.59	- 3.04	+ 12.63	- 14.64
绝热式	651.55	133.45	84.78	204.26	- 0.59	+ 3.04	- 12.63	+ 14.64
平均	655.37	129.64	97.04	182.13				

由上表计算可知，用两种方法计算所得压力降相差为 6.08% > 5%。管长 64m 应按绝热流动计算。因管长仅 64m，故该管道系统不可能达到声速条件。

5.4.6.4 管道计算表

“可压缩流体”管道计算表的编制步骤、用途及专业关系等均与“不可压缩流体”管道计算表相同，见表 5.4-21。

表 5.4-21 管道计算表（单相流）

管道编号和类别			
自			
至			
物料名称			
流量	m <sup>3</sup> /h		
相对分子质量			
温度	℃		
压力	kPa		
粘度	mPa·s		
压缩系数			
密度	kg/m <sup>3</sup>		
真空度			
管道公称直径	mm		
表号或外径×壁厚			
流速	m/s		
雷诺数			
流导	cm <sup>3</sup> /s		
压力降	(kPa) 100m		

续表

管道编号和类别				
直管长度		m		
管 件 当 量 长 度  m	弯头 90°			
	三通			
	大小头			
	闸 阀			
	截止阀			
	旋 塞			
	止逆阀			
	其 它			
总长度		m		
管道压力降		kPa		
孔板压力降		kPa		
控制阀压力降		kPa		
设备压力降		kPa		
始端标高		m		
终端标高		m		
静压力降		kPa		
设备接管口压力降		kPa		
总压力降		kPa		
压力 (始端)		kPa		
压力 (终端)		kPa		
版 次 或 修 改	版次			
	日期			
	编制			
	校核			
	审核			

## 符号说明

$A$ ——管道截面积,  $\text{cm}^2$ ;  
 $C$ ——常数;  
 $C_p$ 、 $C_v$ ——分别为气体的定压比热和定容比热,  $\text{kJ}/(\text{kg} \cdot \text{K})$ ;  
 $D$ ——管道公称直径,  $\text{m}$ ;  
 $d$ ——管道内直径,  $\text{cm}$ ,  $\text{mm}$ ;  
 $E$ ——流动效率系数;  
 $G$ ——气体的质量流速,  $\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ ;

$G_{\text{ou}}$ ——无实际意义, 为使用图 5.4-5 方便而引入一个参数,  $\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ ;  
 $g$ ——重力加速度,  $9.81\text{m}/\text{s}^2$ ;  
 $k$ ——气体绝热指数,  $k = C_p/C_v$ ;  
 $L$ ——管道长度,  $\text{m}$ ,  $\text{km}$ ;  
 $M$ ——气体相对分子质量;  
 $N$ ——速度头数;  
 $p$ ——压力,  $\text{kPa}$ ;

$p_{uc}$ ——声速下的临界压力, kPa;	$V_{uc}$ ——声速下的临界流量, $m^3/h$ ;
$R$ ——气体常数, $8.3143, kJ/(kmol \cdot K)$ ;	$W$ ——气体质量, kg;
$Re$ ——雷诺数;	$W_c$ ——气体质量流量, kg/h;
$\gamma$ ——气体相对密度;	$\Delta p$ ——压力降, kPa;
$T$ ——气体温度, K;	$\epsilon$ ——管壁绝对粗糙度, mm;
$u$ ——气体流速, m/s;	$\lambda$ ——摩擦系数;
$u_c$ ——气体声速, m/s;	$\rho$ ——气体密度, $kg/m^3$ ;
$V$ ——气体体积, $m^3$ ;	$\rho_{uc}$ ——声速下的临界密度, $kg/m^3$ ;
$V_c$ ——气体体积流量, $m^3$ (标)/h;	压力——本规定除注明外, 均为绝对压力。

#### 5.4.7 气-液两相流 (非闪蒸型) 的管道压力降计算

气-液两相流的阻力降计算是一个复杂的过程, 因为在两相流的管道中, 气相和液相物流的流量和密度都在不断变化。如再沸器的气相返回管道中, 就是典型的两相流。在再沸器及返回管道中, 气-液两相流的实际变化是从第一个气泡出现, 到气相达到气化率要求为止的全过程都存在; 这当中也包含流型的变化过程, 即分散流、环状流、柱状流等流型的改变过程。

要解答复杂的工程问题, 总是先做实验。不少科学家用 水、空气或汽油、空气为介质, 在一定条件下, 来测定气-液两相流的管道中的流速和压力降, 再回归成经验公式。在实验过程中随着流速的变化, 可看到不同的流型出现, 所以提出流型的概念。Dukler 和 Lockhart-Martinelli 公式都是在实验的基础上提出来的。

在手工计算的设计阶段, 受运算速度的限制, 只能把复杂的工程问题简化后来计算。在气-液两相流的计算中, 就是先假设在流动过程中, 存在两种情况; 一种是气液相体积分率不变的非闪蒸型; 另一种是随着压力降的减少, 液体不断挥发的闪蒸型; 还可再分为气-液两相流速相等的均相型和两相流速不相等的非均相型。在这样的前提下, 运用有一定条件的计算方法来解决工程问题。

计算机广泛运用以后, 有条件计算这些复杂的工程问题了。前提很简单, 就是把两相流的管道分为很小的管段, 小到足以认为在此管段中, 两相流的气液密度和流速都可视为不变, 因此就可运用前面讲的经验公式来解决问题。从国外工程公司引进的几种计算机应用程序的计算方法, 都是应用这个原则来计算两相流问题。

为了使设计者对两相流有一个完整的了解, 我们还是从流型的知识介绍起, 而且还按过去的系统来介绍两相流的计算问题。一般来说两相流的阻力降要比相同质量流速的单相流大得多, 因为两相流的界面还有摩擦阻力; 液体在管中起伏运动, 产生能量损失等。当气液混合物中气相在 6% ~ 98% (体积) 范围内, 应采用两相流的计算方法来进行管道阻力降计算。

确定气-液两相流的流型, 对于两相流的阻力降计算是非常重要的。在水平管道中, 气-液两相流大致可分为七种类型, 见表 5.4-22 所示; 在垂直管中, 气-液两相流大致可分为五种类型, 见表 5.4-23 所示。

在工程设计中, 一般要求两相流的流型为分散流或环状流, 避免柱状流和活塞流, 以免引起管道及设备严重震动。若计算后确定为柱状流, 应在压力降允许的情况下尽量缩小管径, 增大流速, 使其形成环状流或分散流。也可采用增加旁路、增大流量等办法来避免柱状流。

表 5.4-22 水平管中的气-液两相流型

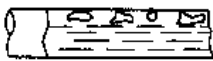
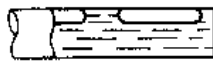
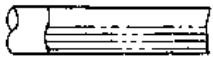
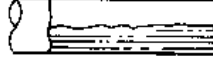
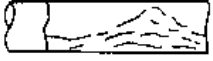
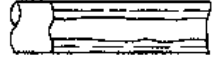
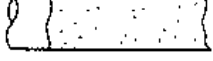





	气泡流: 气泡沿管上部移动, 其速度接近液体速度
	活塞流: 液体和气体沿管上部交替呈活塞状流动
	层流: 液体沿管底部流动, 气体在液面上流动, 形成平滑的气-液界面
	波状流: 类似于层流, 但气体在较高流速下流动, 其界面受波动影响而被搅乱
	柱状流: 由于气体以较快速度流动而周期性崛起波状, 形成泡沫栓, 并以比平均流速大得多的速度流动
	环状流: 液体呈膜状沿管内壁流动, 气体则沿管中心高速流动
	分散流: 大部分或几乎全部液体被气体雾化而带走

表 5.4-23 垂直管中的气-液两相流型

	气泡流: 气体呈气泡分散在向上流动的液体中, 当气体流速增加时, 气泡的尺寸, 速度及数目也增加
	柱状流: 液体和气体交替呈柱状向上移动, 液体柱中含有一些分散的气泡, 每一气体柱周围是一层薄液膜, 向柱底流动。当气体流速增加时, 气体柱的长度和速度都增加
	泡沫流: 薄液膜消失, 气泡和液体混合在一起, 形成湍动紊乱的流型
	环状流: 液体以小于气体的速度沿管壁向上移动, 气体在管中心向上移动, 部分液体呈液滴夹带在气体中。当气体流速增加时, 夹带也增加
	雾状流: 当气体流速增加时, 全部液体离开管壁呈微细的液滴, 被气体带走

由于气-液两相流的流动情况复杂, 目前尚无准确的压力降计算公式, 多以半经验公式来计算, 计算方法有多种, 但各种方法都存在着局限性。综合各种情况, 推荐以下计算方法。

### (1) 流型判断

对于水平管, 使用图 5.4-6<sup>①</sup> 判断。对于垂直管, 使用图 5.4-7<sup>②</sup> 判断。

### (2) 压力降计算

如判断结果为分散流、环状流、波状流或层流, 则用均相法和杜克勒法两种方法进行气-液两相流压力降计算, 取其中较大值。

如判断为柱状流、活塞流, 则应采取缩小管径、增大流速等措施来避免。然后也应用均相法和杜克勒法两种方法计算, 取其较大值。

#### 5.4.7.1 流型判断

##### (1) 水平管流型判断

在以流动条件、流体性能和管径来判断水平管中气-液两相流流型的许多图表中, 图 5.4-6 为最常用, 该图以气相的质量速度  $G'$  (每单位面积的质量流率) 为纵坐标, 两相质量比  $L'/G'$  及添加的参数  $\lambda$  和  $\psi$  为横坐标而作出的。此图把两相流在水平管中的流动分成七个流型区域。这里应该注意到, 分隔不同流型区域的边界存在着相当宽的过渡区, 因此, 计算时对邻接流型也应加以考虑。图 5.4-6 中  $B_y$  和  $B_x$  的计算公式如下。

$$B_y = \frac{7.1 \times W_G}{A(\rho_G \rho_L)^{0.5}} \quad (5.4-48)$$

$$B_x = \frac{2.1 W_L}{W_G} \times \frac{(\rho_G \rho_L)^{0.5}}{\rho_L^{0.67}} \times \frac{\mu_L^{0.33}}{\sigma_L} \quad (5.4-49)$$

式中  $B_y$ 、 $B_x$ ——伯克 (Baker) 参数;

$W_G$ ——气相质量流量, kg/h;

$W_L$ ——液相质量流量, kg/h;

$\rho_G$ ——气相密度, kg/m<sup>3</sup>;

$\rho_L$ ——液相密度, kg/m<sup>3</sup>;

$\mu_L$ ——液相粘度, Pa·s;

$A$ ——管道截面积, m<sup>2</sup>;

$\sigma_L$ ——液相表面张力, N/m。

通常, 先计算  $B_y$ , 当  $B_y \geq 80000$ , 对于一般粘度的液态烃类, 其流型多在环状流或气泡流区域, 无需计算  $B_x$ 。  $B_y < 80000$ , 需计算  $B_x$ 。

根据计算出的  $B_x$ 、 $B_y$  值, 从图 5.4-6 中查出其流型。

##### (2) 垂直管流型判断

图 5.4-6 把垂直管的气-液两相流流型划分为三个区域: 气泡流、柱状流和环状流或雾状流区域。判断流型的参数如下。

$$Fr = \frac{[(V_G + V_L)/A]^2}{g \cdot d} \quad (5.4-50)$$

$$F_v = \frac{V_G}{V_G + V_L} \quad (5.4-51)$$

其中

① 图 5.4-6 即 Baker 图。

② 图 5.4-7 即 Griffith-Wallis 图。

$$V_G = \frac{W_G}{3600 \times \rho_G} \quad (5.4-52)$$

$$V_L = \frac{W_L}{3600 \times \rho_L} \quad (5.4-53)$$

式中  $Fr$ ——弗鲁特 (Froude) 数;

$F_v$ ——气相体积分率;

$V_G$ ——气相体积流量,  $\text{m}^3/\text{s}$ ;

$V_L$ ——液相体积流量,  $\text{m}^3/\text{s}$ ;

$d$ ——管道内直径,  $\text{m}$ ;

$A$ ——管道截面积,  $\text{m}^2$ ;

$g$ ——重力加速度,  $9.81 \text{ m/s}^2$ 。

其余符号意义同前。

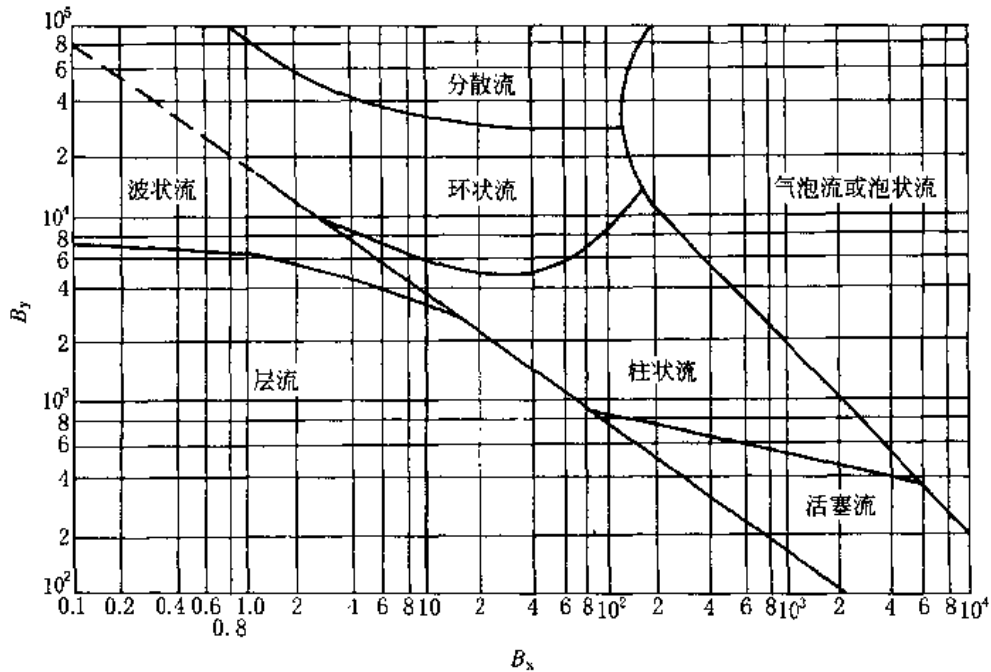


图 5.4-6 水平管内气-液两相流型图

通过计算, 求出  $Fr$ 、 $F_v$  值, 在图 5.4-7 中查出其流型。

#### 5.4.7.2 压力降计算

##### (1) 均相法

气-液两相流压力降计算比较复杂, 均相法是力图简单化, 其特点是假定气-液两相在相同的速度下流动, 将气-液混合物视为其物性介于液相与气相之间的均相流, 这个假定在理论上可用于分散流, 但不能用于环状流, 因环状流的气相流速高于液相流速。均相法计算步骤如下。

##### ① 均相物性计算

$$W_T = W_G + W_L \quad (5.4-54)$$

$$Y = \frac{W_G}{W_G + W_L} \quad (5.4-55)$$

$$\rho_H = \frac{1}{(Y/\rho_G) + (1-Y)/\rho_L} \quad (5.4-56)$$

$$X = (W_L/\rho_L)/(W_T/\rho_H) \quad (5.4-57)$$

$$\mu_H = X\mu_L + (1-X)\mu_G \quad (5.4-58)$$

$$u_H = \frac{W_T}{3600 \times 0.785 \times d^2 \times \rho_H} \quad (5.4-59)$$

$$Re = \frac{\rho_H \cdot u_H \cdot d}{\mu_H} \quad (5.4-60)$$

式中  $W_T$ ——气-液两相流总的质量流量, kg/h;

$W_L$ ——液相质量流量, kg/h;

$W_G$ ——气相质量流量, kg/h;

$Y$ ——气相质量分率;

$\rho_H$ ——气-液两相流平均密度, kg/m<sup>3</sup>;

$\rho_G$ ——气相密度, kg/m<sup>3</sup>;

$\rho_L$ ——液相密度, kg/m<sup>3</sup>;

$X$ ——液相体积分率;

$\mu_H$ ——气-液两相流平均粘度, Pa·s;

$\mu_L$ ——液相粘度, Pa·s;

$\mu_G$ ——气相粘度, Pa·s;

$u_H$ ——气-液两相流平均流速, m/s;

$d$ ——管道内直径, m;

$Re$ ——雷诺数。

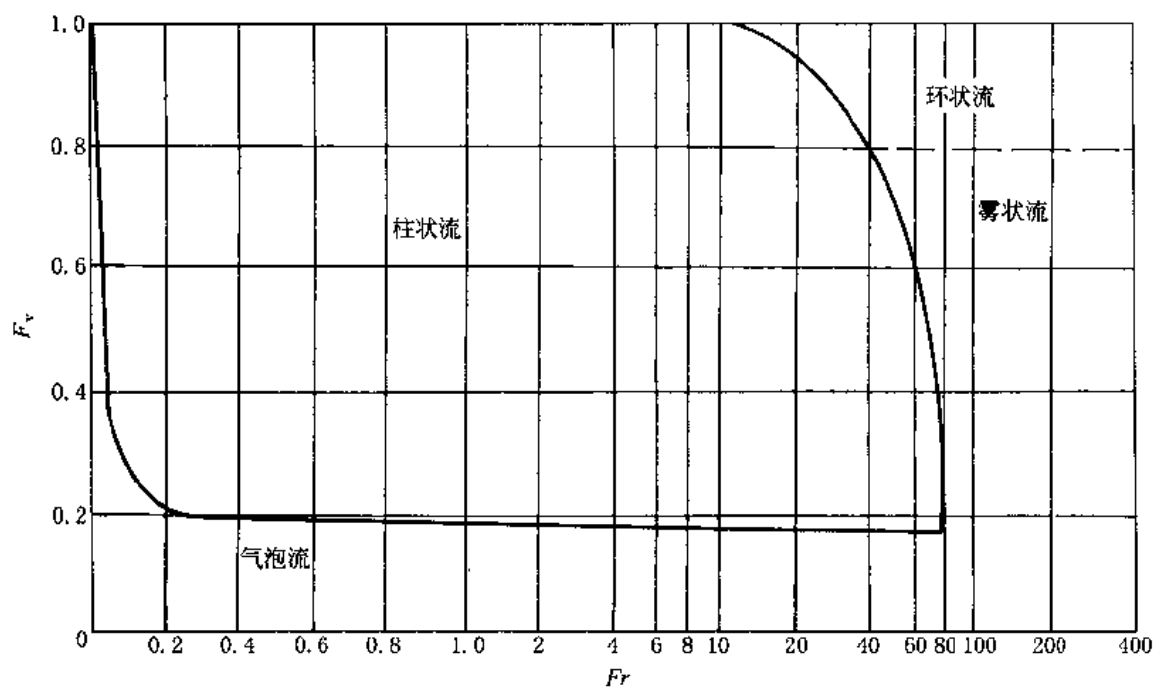


图 5.4-7 垂直管内气-液两相流流型图



②压力降计算。根据管道材料及管内径,从“单相流(不可压缩流体)”中图 5.4-2 查取  $\epsilon$  (管壁绝对粗糙度) 和  $\epsilon/d$  (管壁相对粗糙度)。

根据  $Re$  (雷诺数) 和  $\epsilon/d$ , 从图 5.4-1 查取  $\lambda$  (摩擦系数), 即  $\lambda_H$ 。

a. 直管段摩擦压力降

$$\Delta p_f' = \frac{\lambda_H \times \rho_H \times u_H^2}{2} \times \frac{L}{d} \times 10^{-6} \quad (5.4-61)$$

根据经验应乘以安全系数 3

$$\Delta p_f = 3 \times \Delta p_f' \quad (5.4-62)$$

b. 局部压力降。按当量长度法进行计算, 常用管件和阀门的当量长度见“单相流(不可压缩流体)”中表 5.4-14。

$$\Delta p_k' = \frac{\lambda_H \times \rho_H \times u_H^2}{2} \times \frac{L_e}{d} \times 10^{-6} \quad (5.4-63)$$

根据经验应乘以安全系数 3

$$\Delta p_k = 3 \times \Delta p_k' \quad (5.4-64)$$

上升管静压降

$$\Delta p_s = (Z_2 - Z_1) \times \rho_H \times 9.81 \times 10^{-6} \quad (5.4-65)$$

总压力降 (忽略管两端的速度压力降)

$$\Delta p = 1.15(\Delta p_f + \Delta p_k + \Delta p_s) \quad (5.4-66)$$

式中 1.15 为安全系数;

$\Delta p_f$ ——直管段摩擦压力降, MPa;

$\lambda_H$ ——管壁的摩擦系数;

$L$ ——直管段长度, m;

$\Delta p_k$ ——局部压力降, MPa;

$L_e$ ——管件的当量长度, m;

$Z_2$ ——管道终端标高, m;

$Z_1$ ——管道始端标高, m;

$\Delta p_s$ ——上升管静压降, MPa;

$\Delta p$ ——总压力降, MPa。

其余符号意义同前。

(2) 杜克勒法<sup>①</sup>

此法考虑了气-液两相在管内并非以同等速度流动的影响, 计算分两步进行。

①试差法求液相实际体积分率  $K_L$

$$K_L = 1 - K(1 - X) \quad (5.4-67)$$

$$X = u_L / u_H \quad (5.4-68)$$

$$Z = (Re)^{1/6} (Fr)^{1/3} / X^{1/4} \quad (5.4-69)$$

$$Re = d \times u_H \times \rho_H / \mu_{TP} \quad (5.4-70)$$

$$\mu_{TP} = K_L \times \mu_L + (1 - K_L) \mu_G \quad (5.4-71)$$

① 杜克勒法即 Dukler 法。

$$Fr = u_H^2 / (g \times d) \quad (5.4-72)$$

$$u_L = W_L / (\rho_L \times 3600 \times 0.785 \times d^2) \quad (5.4-73)$$

$$u_H = W_T / (\rho_H \times 3600 \times 0.785 \times d^2) \quad (5.4-74)$$

当  $Z \leq 10$  时,

$$K = -0.16367 + 0.31037Z - 0.03525Z^2 + 0.001366Z^3 \quad (5.4-75)$$

当  $Z > 10$  时,

$$K = 0.75545 + 0.003585Z - 0.00001436Z^2 \quad (5.4-76)$$

以上各式中

$K_L$ ——液相实际体积分率 (试差初值可取  $K_L = 0.5$ );

$K$ ——班可夫 (Barkoff) 流动参数;

$X$ ——液相体积分率;

$u_L$ ——液相流速, m/s;

$u_H$ ——气-液两相流平均流速, m/s;

$\mu_{TP}$ ——气-液两相流混合粘度, Pa·s;

$Fr$ ——均相弗鲁特 (Froude) 数;

$Re$ ——雷诺数;

$g$ ——重力加速度,  $9.81 \text{ m/s}^2$ ;

$Z$ ——计算用中间参数。

其余符号意义同前。

试差法求  $K_L$  的计算过程是先假定  $K_L$  值, 由式 (5.4-68) 至式 (5.4-74) 计算  $Re$ 、 $Fr$ 、 $X$ 、 $Z$  和  $K$  值等, 然后再由式 (5.4-67) 核算  $K_L$  值, 若核算值与假定值不符, 则用核算值作为假定值重新计算, 直至两者接近为止。

## ②压力降计算

### a. 直管段及局部摩擦压力降

$$\Delta p_f + \Delta p_k = \frac{\lambda_{TP} \rho_{cs} u_H^2}{2} \left( \frac{L + L_e}{d} \right) \times 10^{-6} \quad (5.4-77)$$

$$\lambda_{TP} = \alpha_x \lambda_0 \quad (5.4-78)$$

$$Re_{TP} = \frac{\rho_{cs} u_H d}{\mu_H} \quad (5.4-79)$$

$$\alpha_x = 1 - \ln X / \xi \quad (5.4-80)$$

$$\xi = 1.28 + 0.478 \ln X + 0.444 (\ln X)^2 + 0.094 (\ln X)^3 + 0.00843 (\ln X)^4 \quad (5.4-81)$$

$$\rho_{cs} = \rho_L X^2 / K_L + \rho_G (1 - X)^2 / (1 - K_L) \quad (5.4-82)$$

$$\mu_H = X \mu_L + (1 - X) \mu_G \quad (5.4-83)$$

### b. 速度-压力降。管两端气-液两相流速度压力降

$$\Delta p_s = 10^{-6} \times \left\{ \left[ \frac{G_L^2}{\rho_L K_L} + \frac{G_G^2}{\rho_G (1 - K_L)} \right]_{\text{出}} - \left[ \frac{G_L^2}{\rho_L K_L} + \frac{G_G^2}{\rho_G (1 - K_L)} \right]_{\text{入}} \right\} \quad (5.4-84)$$

$$G_G = \frac{W_G}{(3600 \times 0.785 d^2)} \quad (5.4-85)$$

$$G_L = \frac{W_L}{(3600 \times 0.785 d^2)} \quad (5.4-86)$$

式中  $[\ ]_{\text{出}}$   $[\ ]_{\text{入}}$ ——分别为管道始端和终端处的数据。

对非闪蒸的气-液两相流, 若气体和液体体积分率及气体密度沿管道流向的变化不大, 则速度压力降可以忽略不计。

c. 上升管静压力降

$$\Delta p_s = (Z_2 - Z_1) \rho_{TP} \times 9.81 \times 10^{-6} \quad (5.4-87)$$

$$\rho_{TP} = K_L \rho_L + (1 - K_L) \rho_G \quad (5.4-88)$$

d. 总压力降

$$\Delta p = 1.15(\Delta p_f + \Delta p_k + \Delta p_N + \Delta p_s)$$

1.15 为安全系数。

以上各式中

$\Delta p_f$ ——气-液两相流直管段摩擦压力降, MPa;

$\Delta p_k$ ——气-液两相流局部摩擦压力降, MPa;

$\lambda_{TP}$ ——气-液两相流摩擦系数;

$\lambda_0$ ——单相流摩擦系数; 可由“单相流 (不可压缩流体)”中图 5.4-1 和图 5.4-2 查得;

$\Delta p_N$ ——气-液两相流速度压力降, MPa;

$\Delta p_s$ ——气-液两相流静压力降, MPa;

$Re_{TP}$ ——两相流雷诺数;

$\rho_{cs}$ ——气-液两相流平均密度的校正密度,  $\text{kg}/\text{m}^3$ ;

$\rho_{TP}$ ——气-液两相流密度,  $\text{kg}/\text{m}^3$ ;

$\alpha_x$ ——摩擦系数率;

$\xi$ ——中间参数;

$\mu_H$ ——气-液两相流粘度,  $\text{Pa}\cdot\text{s}$ ;

$Z_1$ 、 $Z_2$ ——管道始端和终端标高, m;

$\Delta p$ ——总压力降, MPa;

$G_L$ ——液相质量流速,  $\text{kg}/(\text{m}^2\cdot\text{s})$ ;

$G_G$ ——气相质量流速,  $\text{kg}/(\text{m}^2\cdot\text{s})$ 。

其余符号意义同前。

**例 5.4-5** 求再沸器出口返回再生塔的上升管段总压力降。已知条件见下表。

参数或物性	单 位	气 相	液 相
质量流量	kg/h	$W_G = 55441$	$W_L = 317659$
密度	$\text{kg}/\text{m}^3$	$\rho_G = 0.9259$	$\rho_L = 1217.41$
粘度	$\text{Pa}\cdot\text{s}$	$\mu_G = 1 \times 10^{-5}$	$\mu_L = 0.5 \times 10^{-3}$
表面张力	N/m		$\sigma_L = 0.07$
管道内直径	m	$d = 1.024$	
管道材质		碳钢	
管长	m	$L = 16.0\text{m}$ , 其中垂直管长 6m	
管件	个	90°弯头 1 个	
压力	MPa	$p = 0.168$ (管始端)	

**解** 水平管内流型判断

$$B_y = \frac{7.1 W_G}{A (\rho_L \rho_G)^{0.5}} = \frac{7.1 \times 55441}{0.785 \times 1.024^2 \times (1217.41 \times 0.9259)^{0.5}} = 14244$$

由于  $B_y < 80000$ , 因此必须计算  $B_x$ 。

$$\begin{aligned} B_x &= \frac{2.1 W_L}{W_G} \times \frac{(\rho_L \rho_G)^{0.5}}{\rho_L^{0.67}} \times \frac{\mu_L^{0.33}}{\sigma_L} \\ &= \frac{2.1 \times 317659}{55441} \times \frac{(1217.41 \times 0.9259)^{0.5}}{1217.41^{0.67}} \times \frac{(0.5 \times 10^{-3})^{0.33}}{0.07} \\ &= 4.02 \end{aligned}$$

由图 5.4-6 查得水平管内为环状流。

垂直管内流型判断

$$\begin{aligned} V_G &= \frac{W_G}{3600 \rho_G} = \frac{55441}{3600 \times 0.9259} = 16.63 \text{ m}^3/\text{s} \\ V_L &= \frac{W_L}{3600 \rho_L} = \frac{317659}{3600 \times 1217.41} = 0.0725 \text{ m}^3/\text{s} \\ Fr &= \frac{[(V_G + V_L)/A]^2}{gd} = \left( \frac{16.63 + 0.0725}{0.785 \times 1.024^2} \right)^2 / (9.81 \times 1.024) = 41.00 \\ F_v &= \frac{V_G}{(V_G + V_L)} = \frac{16.63}{(16.63 + 0.0725)} = 0.996 \end{aligned}$$

由图 5.4-7 查得垂直管内为环状流。

在已知流型情况下, 下面分别用均相法和杜克勒法计算两相流体的压力降。

(1) 均相法

先进行均相物性计算

$$\begin{aligned} W_T &= W_G + W_L = 55441 + 317659 = 373100 \text{ kg/h} \\ Y &= \frac{W_G}{(W_G + W_L)} = \frac{55441}{(55441 + 317659)} = 0.149 \\ \rho_H &= 1 / \left[ \frac{Y}{\rho_G} + \frac{(1-Y)}{\rho_L} \right] = 1 / \left[ \frac{0.149}{0.9259} + \frac{(1-0.149)}{1217.14} \right] = 6.204 \text{ kg/m}^3 \\ X &= \frac{W_L \rho_H}{W_T \rho_L} = \frac{317659 \times 6.204}{373100 \times 1217.41} = 0.00434 \\ \mu_H &= X \mu_L + (1-X) \mu_G = 0.00434 \times 0.5 \times 10^{-3} + (1-0.00434) \times 10^{-5} = 1.2 \times 10^{-5} \text{ Pa} \cdot \text{s} \\ u_H &= W_T / (3600 \times 0.785 d^2 \rho_H) = 373100 / (3600 \times 0.785 \times 1.024^2 \times 6.204) = 20.30 \text{ m/s} \\ Re &= \rho_H u_H d / \mu_H = 6.204 \times 20.30 \times 1.024 / 1.2 \times 10^{-5} = 1.075 \times 10^7 \end{aligned}$$

查图 5.4-2, 得  $\epsilon = 0.046$ ,  $\epsilon/d = 0.000045$

查图 5.4-1, 得  $\lambda_H = 0.0105$

计算直管段摩擦压力降

$$\begin{aligned} \Delta p_f &= 3 \times \frac{\lambda_H \rho_H u_H^2}{2} \times \frac{L}{d} \times 10^{-6} \\ &= 3 \times \frac{0.0105 \times 6.204 \times 20.30^2}{2} \times \frac{16}{1.024} \times 10^{-6} \\ &= 0.000689 \text{ MPa} \end{aligned}$$

计算局部压力降

$$\Delta p_k = 3 \times \frac{\lambda_H \rho_H u_H^2}{2} \times \frac{L_e}{d} \times 10^{-6}$$

$$\begin{aligned}
 &= 3 \times \frac{0.0105 \times 6.204 \times 20.30^2}{2} \times 30 \times 10^{-6} \\
 &= 0.00121 \text{ MPa}
 \end{aligned}$$

计算上升管静压降

$$\Delta p_s = (Z_2 - Z_1) \rho_H \times 9.81 \times 10^{-6} = 6 \times 6.204 \times 9.81 \times 10^{-6} = 0.000365 \text{ MPa}$$

总压力降

$$\begin{aligned}
 \Delta p &= 1.15(\Delta p_f + \Delta p_k + \Delta p_H) \\
 &= 1.15 \times (0.000629 + 0.00121 + 0.000365) \\
 &= 0.00253 \text{ MPa}
 \end{aligned}$$

(2) 杜克勒法

由均相法计算中已知  $\rho_H = 6.204 \text{ kg/m}^3$ ,  $u_H = 20.30 \text{ m/s}$

$$u_L = \frac{W_L}{\rho_L \times 3600 \times 0.785 d^2} = \frac{317659}{1217.41 \times 3600 \times 0.785 \times 1.024^2} = 0.088 \text{ m/s}$$

$$X = \frac{u_L}{u_H} = \frac{0.088}{20.30} = 0.00434$$

$$Fr = \frac{u_H^2}{gd} = \frac{20.30^2}{9.81 \times 1.024} = 41.023$$

假定  $K_L = 0.07$  (如无参考资料, 可以  $K_L = 0.5$  开始试差计算)

$$\mu_{TP} = \mu_L K_L + \mu_G(1 - K_L) = 0.5 \times 10^{-3} \times 0.07 + 1 \times 10^{-5}(1 - 0.07) = 4.43 \times 10^{-5} \text{ Pa} \cdot \text{s}$$

$$Re = \frac{du_H \rho_H}{\mu_{TP}} = \frac{1.024 \times 20.30 \times 6.204}{4.43 \times 10^{-5}} = 2.911 \times 10^6$$

$$\begin{aligned}
 Z &= (Re)^{\frac{1}{6}} \times (Fr)^{\frac{1}{8}} / (X)^{\frac{1}{4}} \\
 &= (2.911 \times 10^6)^{\frac{1}{6}} \times (41.023)^{\frac{1}{8}} / (0.00434)^{\frac{1}{4}} \\
 &= 74.062
 \end{aligned}$$

由于  $Z > 10$

$$\begin{aligned}
 K &= 0.75545 + 0.003585 Z - 0.00001436 Z^2 \\
 &= 0.75545 + 0.003585 \times 74.062 - 0.00001436 \times 74.062^2 \\
 &= 0.942
 \end{aligned}$$

$$K_L = 1 - K(1 - X) = 1 - 0.942(1 - 0.00434) = 0.062$$

计算出的  $K_L$  与原假定值 ( $K_L = 0.07$ ) 不符, 应重新假定, 假定  $K_L = 0.06$

$$\mu_{TP} = 0.06 \times 0.5 \times 10^{-3} + (1 - 0.06) \times 10^{-5} = 3.94 \times 10^{-5} \text{ Pa} \cdot \text{s}$$

$$Re = \frac{1.024 \times 20.30 \times 6.204}{3.94 \times 10^{-5}} = 3.273 \times 10^6$$

$$Z = (3.273 \times 10^6)^{\frac{1}{6}} \times (41.023)^{\frac{1}{8}} / (0.00434)^{\frac{1}{4}} = 75.523$$

由于  $Z > 10$

$$K = 0.75545 + 0.003585 \times 75.523 - 0.00001436 \times 75.523^2 = 0.944$$

$$K_L = 1 - 0.944(1 - 0.00434) = 0.060$$

计算出的  $K_L$  值与假定值 ( $K_L = 0.060$ ) 相符, 试算结束。以  $K_L = 0.06$  计算两相流体压力降。

$$\begin{aligned}\rho_{cs} &= \rho_L \frac{X_L^2}{K_L} + \rho_V \frac{(1-X)^2}{(1-K_L)} \\ &= 1217.41 \times \frac{0.00434^2}{0.06} + 0.9259 \times \frac{(1-0.00434)^2}{(1-0.06)} \\ &= 1.3586 \text{ kg/m}^3\end{aligned}$$

$$Re_{TP} = \frac{\rho_{cs} du_H}{\mu_H} = \frac{1.3586 \times 1.024 \times 20.30}{1.2 \times 10^{-5}} = 2.35 \times 10^6$$

由图 5.4-2, 查得  $\epsilon = 0.046$ ,  $\epsilon/d = 0.000045$ 。

由图 5.4-1, 查得  $\lambda_H = 0.0116$ 。

$$\begin{aligned}\xi &= 1.281 + 0.478 \ln X + 0.444 (\ln X)^2 + 0.094 (\ln X)^3 + 0.00843 (\ln X)^4 \\ &= 1.281 + 0.478 \ln 0.00434 + 0.444 (\ln 0.00434)^2 + 0.094 (\ln 0.00434)^3 + 0.00843 (\ln 0.00434)^4 \\ &= 4.07\end{aligned}$$

$$\alpha_x = 1 - \frac{\ln X}{\xi} = 1 - \frac{\ln 0.00434}{4.07} = 2.337$$

$$\lambda_{TP} = \alpha_x \lambda_0 = 2.337 \times 0.0116 = 0.0271$$

90°弯头一个, 由表 5.4-15, 查得  $L_e/d = 30$

$$\begin{aligned}\Delta p_f + \Delta p_k &= \lambda_{TP} \frac{\rho_{cs} u_H^2}{2} \cdot \frac{(L + L_e)}{d} \times 10^{-6} \\ &= 0.0271 \frac{1.3586 \times 20.30^2}{2} \times \left( \frac{16}{1.024} + 30 \right) \times 10^{-6} \\ &= 0.000346 \text{ MPa}\end{aligned}$$

计算上升管静压力降

$$\rho_{TP} = K_L \rho_L + (1 - K_L) \rho_G = 0.06 \times 1217.41 + (1 - 0.06) \times 0.9259 = 73.92 \text{ kg/m}^3$$

$$\Delta p_s = (Z_2 - Z_1) \times \rho_{TP} \times 9.81 \times 10^{-6} = 6 \times 73.92 \times 9.81 \times 10^{-6} = 0.00435 \text{ MPa}$$

总压力降(忽略速度压力降)

$$\Delta p = 1.15 \times (0.000346 + 0.00435) = 0.0054 \text{ MPa}$$

两种方法的计算结果如下:

均相法:  $\Delta p = 0.00253 \text{ MPa}$

杜克勒法:  $\Delta p = 0.0054 \text{ MPa}$

最后总压力降取两者中较大值, 即  $\Delta p = 0.0054 \text{ MPa}$ 。

**例 5.4-6** 现以乙烯装置中压缩区的一条管道为例, 说明两相流压力降计算方法。其物流性质如下:

参数和物性	单位	气相	液相
质量流量	kg/h	68149	2989
密度	kg/m <sup>3</sup>	5.56	811
粘度	Pa·s	$\mu_G = 0.011$	$\mu_L = 0.43$
表面张力	N/m		$\sigma_L = 0.23$
管道内径	m	$d = 0.387$	
管道材质		碳钢	
管长	m	$L = 21.5 \text{ m}$ (直管), $L_{\text{弯头}} = 4.995 \text{ m}$	
管件	个	90°弯头, 5 个	
压力	MPa	$p = 0.544$ (管始端)	

估算这段管子的压力降。

解 (1) 流型判断

水平管

$$B_y = \frac{7.1 W_G}{A(\rho_L \rho_G)^{0.5}} = \frac{7.1 \times 68149}{0.785 \times 0.387^2 \times (5.56 \times 811)^{0.5}} = 61288.4$$

由于  $B_y < 80000$ , 所以还要计算  $B_x$ ,

$$\begin{aligned} B_x &= \frac{2.1 W_L}{W_G} \times \frac{(\rho_L \rho_G)^{0.5}}{\rho_L^{0.67}} \times \frac{\mu_L^{0.33}}{\sigma_L} \\ &= \frac{2.1 \times 2989}{68149} \times \frac{(811 \times 5.56)^{0.5}}{811^{0.67}} \times \frac{0.43^{0.33}}{0.23} \\ &= 0.23 \end{aligned}$$

查图 5.4-6, 知水平管内为环状流;

垂直管

$$\begin{aligned} V_G &= \frac{W_G}{3600 \times \rho_G} = \frac{68149}{3600 \times 5.56} = 3.405 \\ V_L &= \frac{W_L}{3600 \times \rho_L} = \frac{2989}{3600 \times 811} = 0.001 \\ Fr &= \frac{[(V_G + V_L)/A]^2}{gd} = \frac{[(3.405 + 0.001)/(0.785 \times 0.387^2)]^2}{9.81 \times 0.387} = 221.07 \\ F_v &= \frac{3.405}{3.405 + 0.001} = 0.9997 \end{aligned}$$

由图 5.4-7, 查得垂直管为环状流。

(2) 均相法计算管道压力降

均相物性计算

$$\begin{aligned} W_T &= W_G + W_L = 71138 \text{ kg/h}; \\ Y &= \frac{W_G}{W_G + W_L} = \frac{68149}{71138} = 0.958; \\ \rho_H &= 1 / \left[ \frac{Y}{\rho_G} + \frac{(1-Y)}{\rho_L} \right] = 1 / \left[ \frac{0.958}{5.56} + \frac{(1-0.958)}{811} \right] = 5.80 \text{ kg/m}^3; \\ X &= \frac{W_L \rho_H}{W_T \rho_L} = \frac{2989 \times 5.80}{71138 \times 811} = 3.0 \times 10^{-4}; \\ \mu_H &= X \mu_L + (1-X) \mu_G = 3 \times 10^{-4} \times 0.43 + (1-3 \times 10^{-4}) \times 0.011 \approx 0.011 \text{ Pa} \cdot \text{s}; \\ u_H &= W_T / (3600 \times A \times \rho_H) = 71138 / (3600 \times 0.785 \times 0.387^2 \times 5.80) = 28.98 \text{ m/s} \\ Re &= \rho_H u_H d / \mu_H = 5.80 \times 28.98 \times 0.387 / 0.011 = 5913.5 \end{aligned}$$

查图 5.4-2 得  $\epsilon = 0.046$ ,  $\epsilon/d = 0.00012$ ;

查图 5.4-1 得  $\lambda_H = 0.0359$ ;

计算直管摩擦压力降

$$\begin{aligned} \Delta p_f &= 3 \times \frac{\lambda_H \rho_H u_H^2}{2} \times \frac{L}{d} \times 10^{-6} \\ &= 3 \times \frac{0.0359 \times 5.8 \times 28.98^2}{2} \times \frac{21.5}{0.387} \times 10^{-6} \end{aligned}$$

$$= 0.0146 \text{ MPa}$$

计算局部压力降

$$\begin{aligned}\Delta p_k &= 3 \times \frac{\lambda_H \rho_H u_H^2}{2} \times \frac{L_v}{d} \times 10^{-6} \times 5 \\ &= 3 \times \frac{0.0359 \times 5.80 \times 28.98^2}{2} \times 30 \times 10^{-6} \times 5 \\ &= 0.0393 \text{ MPa}\end{aligned}$$

计算上升管静压降

$$\begin{aligned}\Delta p_H &= (Z_2 - Z_1) \rho_H \times 9.81 \times 10^{-6} \\ &= 4.995 \times 5.80 \times 9.81 \times 10^{-6} \\ &= 0.000284 \text{ MPa}\end{aligned}$$

所以总压力降

$$\begin{aligned}\Delta p &= 1.15 \times (\Delta p_f + \Delta p_k + \Delta p_H) \\ &= 1.15 \times (0.0146 + 0.0393 + 0.000284) \\ &= 0.0623 \text{ MPa}\end{aligned}$$

(3) 杜克勒法计算

由前面均相法可知  $\rho_H = 5.8 \text{ kg/m}^3$ ,  $u_H = 28.98 \text{ m/s}$ ,

$$\begin{aligned}u_L &= \frac{W_L}{3600 \rho_L A} \\ &= \frac{2989}{811 \times 3600 \times 0.785 \times 0.387^2} \\ &= 0.0087 \text{ m/s};\end{aligned}$$

$$X = \frac{u_L}{u_H} = \frac{0.0087}{28.98} = 3.0 \times 10^{-4}$$

$$Fr = \frac{u_H^2}{gd} = \frac{28.98^2}{9.81 \times 0.387} = 221.22$$

假定  $K_L = 0.1$ , 开始试差计算。

$$\mu_{TP} = 0.43 \times 0.1 + 0.011 \times (1 - 0.1) = 0.0529$$

$$Re = \frac{0.387 \times 28.98 \times 5.8}{0.0529} = 1229.65$$

$$Z = (1229.65)^{1/6} \times (221.22)^{1/8} / (0.0003)^{1/4} = 48.84$$

因为  $Z > 10$ , 所以

$$K = 0.75545 + 0.003585 \times 48.84 - 0.00001436 \times 48.84^2 = 0.896$$

$$K_L = 1 - K(1 - X) = 1 - 0.896 \times (1 - 0.0003) = 0.104$$

可见  $K_L$  值与假设值已经很接近了, 故再假设  $K_L = 0.104$ ,

$$\mu_{TP} = 0.43 \times 0.104 + 0.011 \times (1 - 0.104) = 0.0546$$

$$Re = \frac{0.387 \times 28.98 \times 5.8}{0.0546} = 1191.36$$

$$Z = (1191.36)^{1/6} \times (221.22)^{1/8} / (0.0003)^{1/4} = 48.58$$

由于  $Z > 10$ , 所以

$$K = 0.75545 + 0.003585 \times 48.58 - 0.00001436 \times 48.58^2 = 0.896$$



$$K_L = 1 - 0.896 \times (1 - 0.0003) = 0.104$$

$K_L = 0.104$  与假设值相同, 所以  $K_L = 0.104$ 。

下面以  $K_L = 0.104$  计算两相流压力降。

$$\rho_{cs} = \rho_L \times \frac{X_L^2}{K_L} + \rho_G \frac{(1-X)^2}{(1-K_L)} = 811 \times \frac{0.0003^2}{0.104} + 5.56 \times \frac{(1-0.0003)^2}{(1-0.104)} = 6.20$$

$$Re_{TP} = \frac{\rho_{cs} du_H}{\mu_H} = \frac{6.20 \times 0.387 \times 28.98}{0.011} = 6321$$

由前面均相法可知

$$\epsilon = 0.046, \quad \epsilon/d = 0.00012, \quad \lambda_H = 0.0359$$

$$\xi = 1.281 + 0.478 \ln X + 0.444 (\ln X)^2 + 0.094 (\ln X)^3 + 0.00843 (\ln X)^4 = 12.93$$

$$\alpha_x = 1 - \frac{\ln X}{\xi} = 1 - \frac{\ln 3.0 \times 10^{-4}}{12.93} = 1.626$$

$$\lambda_{TP} = 1.626 \times 0.0359 = 0.0584$$

则

$$\begin{aligned} \Delta p_f + \Delta p_k &= \lambda_{TP} \frac{\rho_{cs} u_H^2}{2} \cdot \frac{(L + L_e)}{d} \times 10^{-6} \\ &= 0.0584 \times \frac{6.2 \times 28.98^2}{2} \times \left( \frac{21.5}{0.387} + 30 \times 5 \right) \times 10^{-6} \\ &= 0.0313 \text{ MPa} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \rho_{TP} &= K_L \rho_L + (1 - K_L) \rho_G \\ &= 0.104 \times 811 + 0.896 \times 5.56 = 89.33 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta p_s &= (Z_2 - Z_1) \times \rho_{TP} \times 9.81 \times 10^{-6} \\ &= 4.995 \times 89.33 \times 9.81 \times 10^{-6} \\ &= 0.0044 \end{aligned}$$

∴ 总压力降 (忽略速度压力降)

$$\Delta p = 1.15 \times (0.0313 + 0.0044) = 0.0411 \text{ MPa}$$

两种方法计算结果比较:

均相法:  $\Delta p = 0.0623 \text{ MPa}$ ;

杜克勒法:  $\Delta p = 0.041 \text{ MPa}$ ;

所以这段两相流管道的压力降, 取其中最大值:

$$\Delta p = 0.041 \text{ MPa}。$$

#### 5.4.7.3 管道计算表

“气-液两相流 (非闪蒸型)” 的压力降计算表见表 5.4-24。编制步骤、用途及专业关系与“单相流”管道计算表相同。

表 5.4-24 管道计算表 (两相流)

管道编号和类别				
自				
至				
流量	$\text{m}^3/\text{h}$			
温度	$^{\circ}\text{C}$			
压力	$\text{kPa}$			
粘度	$\text{mPa}\cdot\text{s}$			
密度	$\text{kg}/\text{m}^3$			
表面张力	$\text{N}/\text{m}$			
流速	$\text{m}/\text{s}$			
管道公称直径	$\text{mm}$			
外径 $\times$ 壁厚				
直管长度	$\text{m}$			
管 件 当 量 长 度  $\text{m}$	弯 头			
	三 通			
	异径管			
	闸 阀			
	截止阀			
	旋 塞			
	止回阀			
总长度	$\text{m}$			
管道压力降	$\text{kPa}$			
孔板压力降	$\text{kPa}$			
控制阀压力降	$\text{kPa}$			
设备压力降	$\text{kPa}$			
始端标高	$\text{m}$			
终端标高	$\text{m}$			
静压力降	$\text{kPa}$			
设备接管口压力降	$\text{kPa}$			
总压力降	$\text{kPa}$			
压力 (始端)	$\text{kPa}$			
压力 (终端)	$\text{kPa}$			

管道编号和类别									
版次或修改	版次								
	日期								
	编制								
	校核								
	审核								

## 符号说明

- $A$ ——管道截面积,  $\text{m}^2$ ;  
 $B_x$ 、 $B_y$ ——伯克 (Baker) 参数;  
 $d$ ——管道内直径,  $\text{m}$ ;  
 $Fr$ ——弗鲁特 (Froude) 数;  
 $F_v$ ——气相体积分率;  
 $g$ ——重力加速度,  $9.81\text{m/s}^2$ ;  
 $G_G$ ——气相质量流速,  $\text{kg}/(\text{m}^2\cdot\text{s})$ ;  
 $G_L$ ——液相质量流速,  $\text{kg}/(\text{m}^2\cdot\text{s})$ ;  
 $K$ ——班可夫 (Barkoff) 流动参数;  
 $K_L$ ——液相实际体积分率;  
 $L$ ——管道长度,  $\text{m}$ ;  
 $L_e$ ——管件当量长度,  $\text{m}$ ;  
 $P$ ——压力,  $\text{MPa}$ ;  
 $Re$ ——雷诺数;  
 $Re_{TP}$ ——气-液两相流雷诺数;  
 $u_G$ ——气相流速,  $\text{m/s}$ ;  
 $u_L$ ——液相流速,  $\text{m/s}$ ;  
 $u_H$ ——气-液两相流平均流速,  $\text{m/s}$ ;  
 $V_G$ ——气相体积流量,  $\text{m}^3/\text{s}$ ;  
 $V_L$ ——液相体积流量,  $\text{m}^3/\text{s}$ ;  
 $W_G$ ——气相质量流量,  $\text{kg/h}$ ;  
 $W_L$ ——液相质量流量,  $\text{kg/h}$ ;  
 $W_T$ ——气-液两相流总质量流量,  $\text{kg/h}$ ;  
 $X$ ——液相体积分率;  
 $Y$ ——气相质量分率;  
 $Z$ ——计算用中间参数;  
 $Z_1$ 、 $Z_2$ ——管道始端和终端标高,  $\text{m}$ ;  
 $\alpha_s$ ——摩擦系数率;  
 $\Delta p$ ——总压力降,  $\text{MPa}$ ;  
 $\Delta p_f$ 、 $\Delta p'_f$ ——摩擦压力降,  $\text{MPa}$ ;  
 $p_k$ 、 $\Delta p'_k$ ——局部压力降,  $\text{MPa}$ ;  
 $\Delta p_N$ ——速度压力降,  $\text{MPa}$ ;  
 $\Delta p_s$ ——静压力降,  $\text{MPa}$ ;  
 $\xi$ ——中间参数;  
 $\lambda_0$ 、 $\lambda_H$ ——摩擦系数;  
 $\lambda_{TP}$ ——气-液两相流摩擦系数;  
 $\mu_G$ ——气相粘度,  $\text{Pa}\cdot\text{s}$ ;  
 $\mu_L$ ——液相粘度,  $\text{Pa}\cdot\text{s}$ ;  
 $\mu_H$ ——气-液两相流平均粘度,  $\text{Pa}\cdot\text{s}$ ;  
 $\mu_{TP}$ ——气-液两相流体混合粘度,  $\text{Pa}\cdot\text{s}$ ;  
 $\rho_G$ ——气相密度,  $\text{kg}/\text{m}^3$ ;  
 $\rho_H$ ——气-液两相流平均密度,  $\text{kg}/\text{m}^3$ ;  
 $\rho_L$ ——液相密度,  $\text{kg}/\text{m}^3$ ;  
 $\rho_{TP}$ ——气-液两相流密度,  $\text{kg}/\text{m}^3$ ;  
 $\rho_{cs}$ ——气-液两相流平均密度的校正密度,  $\text{kg}/\text{m}^3$ ;  
 $\sigma$ ——液相表面张力,  $\text{N/m}$ ;  
 压力——本规定除注明外, 均为绝对压力。

## 5.4.8 气-液两相流 (闪蒸型) 的管道压力降计算

闪蒸型气-液两相流的特点是, 在流动过程中气-液两相流的密度和流量都随着阻力降的下降而减少, 液相量不断减少, 气相量不断增多。例如回收蒸汽冷凝液管道中、锅炉排污管内的流体都是闪蒸型两相流。由于两相流的特点, 就不能采用单相流或均相流的方法计算压力降, 而是采用上一节中讲到的分段计算原则来处理。

在这里我们介绍两种计算方法: 计算方法一和计算方法二。使用计算方法一, 需要管道入口及至少一个中间点的工艺数据, 中间点越多, 计算结果越准确; 若无中间点数据, 则推荐使用计算方法二, 但精度较差。

## 5.4.8.1 计算方法一的公式

流体质量流量 ( $W_T$ )、管道截面积 ( $A$ ) 与系统压力 ( $p$ ) 和物料密度 ( $\rho_s$ ) 之间的关系如下。

$$\left(\frac{W_T}{3600A}\right)^2 = 2 \times 10^6 \times \frac{\int_{p_1}^{p_2} (-\rho_a) dp}{2 \ln \frac{\rho_{a1}}{\rho_{a2}} + \frac{\lambda L}{d}} \quad (5.4-89)$$

若将管道分成  $n-1$  段, 上式中的积分项可用下式表示

$$\int_{p_1}^{p_n} (-\rho_a) dp = \frac{(\rho_{a1} + \rho_{a2})}{2} \times (p_1 - p_2) + \cdots + \frac{\rho_a(n-1) + \rho_{an}}{2} \times (p_{n-1} - p_n)$$

因此式 (5.4-89) 可简化为

$$\left(\frac{W_T}{3600A}\right)^2 = 2 \times 10^6 \times \frac{\frac{(\rho_{a1} + \rho_{a2})}{2} (p_1 - p_2) + \cdots + \frac{(\rho_{a(n-1)} + \rho_{an})}{2} (p_{n-1} - p_n)}{2 \ln \frac{\rho_{a1}}{\rho_{a2}} + \frac{\lambda L}{d}} \quad (5.4-90)$$

要注意的是式 (5.4-89) 未顾及管道出口与入口端的静压力降 (式中  $L$  指管道计算总长度), 摩擦系数 ( $\lambda$ ) 值为不变的平均值、由平均粘度及平均雷诺数等求取。

#### 5.4.8.2 计算方法一的计算步骤

(1) 给出入口、出口及一个或多个中间点的工艺数据, 即给出温度 ( $T$ )、压力 ( $p$ )、质量流量 ( $W$ )、分子量 ( $M$ ) 和密度 ( $\rho$ ) 等, 同时给出管径、长度等管道数据。

(2) 计算两相流体的平均密度

$$\rho_a = \frac{W_T}{(W_L/\rho_L + W_G/\rho_G)} \quad (5.4-91)$$

(3) 依据两相流体平均密度 ( $\rho_a$ ) 与相应的压力 ( $p$ ) 绘制  $\rho_a - p$  图 (见图 5.4-8)

(4) 计算两相流体的液相平均体积分率

$$X = \frac{W_L/\rho_L}{W_L/\rho_L + W_G/\rho_G} \quad (5.4-92)$$

(5) 计算两相流体的平均粘度

$$\mu_a = \mu_L \cdot X + \mu_G \cdot (1 - X) \quad (5.4-93)$$

(6) 计算雷诺准数

$$Re = \frac{W_T \cdot d}{3600A \cdot \mu_a} \quad (5.4-94)$$

并由图 5.4-2 和图 5.4-1 查得管道的相对粗糙度 ( $\epsilon/d$ ) 及摩擦系数 ( $\lambda$ ), 并计算  $\lambda L/d$ 。

(7) 由给定的质量流量及管道截面积计算  $\left(\frac{W_T}{3600A}\right)^2$

式中  $W_T$ ——气-液两相流总质量流量, kg/h;

$W_L$ ——液相质量流量, kg/h;

$p_1$ ——管道始端压力, MPa;

$p_n$ ——管道  $n$  点压力 ( $n=1, 2, 3, \dots$ ), MPa;

$W_G$ ——气相质量流量, kg/h;

$\rho_a$ ——气-液两相流平均密度, kg/m<sup>3</sup>;

$\rho_L$ ——液相密度,  $\text{kg/m}^3$ ;

$\rho_G$ ——气相密度,  $\text{kg/m}^3$ ;

$X$ ——液相平均体积分率;

$\lambda$ ——摩擦系数;

$\mu_L$ ——液相粘度,  $\text{Pa}\cdot\text{s}$ ;

$\mu_G$ ——气相粘度,  $\text{Pa}\cdot\text{s}$ ;

$\mu_a$ ——气-液两相流平均粘度,  $\text{Pa}\cdot\text{s}$ ;

$A$ ——管道截面积,  $\text{m}^2$ ;

$d$ ——管道内直径,  $\text{m}$ ;

$L$ ——管道计算长度,  $\text{m}$ 。

(8) 确定  $n-2$  个压力点, 连同始端、终端的压力值共  $n$  个点, 再由  $\rho_a-p$  图查取与  $p_1$ 、 $p_2\cdots p_n$  点相对应的  $\rho_{a1}$ 、 $\rho_{a2}\cdots\rho_{an}$ , 由式 (5.4-90) 计算点 1 与点 2、点 1 与点 3...点 1 与点  $n$  的  $n-1$  个  $\left(\frac{W_T}{3600A}\right)^2$  值。若其中某一点已达到本节 (7) 的  $\left(\frac{W_T}{3600A}\right)^2$  值, 则表示管截面积为  $A$  的管道可以满足要求。不过从经济性或工艺控制要求考虑, 还应进一步作  $A$  值的调整计算。另外, 为确保操作, 一般应用 1.08 倍的安全系数。

#### 5.4.8.3 计算方法二的公式

计算方法二由 8 个公式组成, 式 (5.4-95) 至式 (5.4-102) 是在假设密度随压力的变化是一条直线的基础上进行计算的, 因此仅需要入口及出口两个点的工艺数据。设点 1、2、3 分别为管道始端、终端、中间点数据。中间点的工艺数据按下列方法确定。

$$p_3 = p_2 + \frac{p_1 - p_2}{3} \quad (5.4-95)$$

$$W_{G3} = W_{G2} + \frac{W_{G1} - W_{G2}}{3} \quad (5.4-96)$$

$$W_{L3} = W_{L2} + \frac{W_{L1} - W_{L2}}{3} \quad (5.4-97)$$

$$T_3 = T_2 + \frac{T_1 - T_2}{3} \quad (5.4-98)$$

$$M_3 = M_2 - \frac{M_2 - M_1}{3} \quad (5.4-99)$$

$$\rho_{G3} = \rho_{G2} + \frac{\rho_{G1} - \rho_{G2}}{3} \quad (5.4-100)$$

$$\rho_{L3} = \rho_{L2} + \frac{\rho_{L1} - \rho_{L2}}{2} \quad (5.4-101)$$

$$\rho_{a3} = \frac{W_T}{\frac{W_{G3}}{\rho_{G3}} + \frac{W_{L3}}{\rho_{L3}}} \quad (5.4-102)$$

式中  $p_1$ 、 $p_2$ 、 $p_3$ ——管道始端、终端、中间点压力,  $\text{MPa}$ ;

$W_{G1}$ 、 $W_{G2}$ 、 $W_{G3}$ ——管道始端、终端、中间点气体质量流量,  $\text{kg/h}$ ;

$W_{L1}$ 、 $W_{L2}$ 、 $W_{L3}$ ——管道始端、终端、中间点液体质量流量,  $\text{kg/h}$ ;

$T_1$ 、 $T_2$ 、 $T_3$ ——管道始端、终端、中间点温度,  $^{\circ}\text{C}$ ;

$M_1$ 、 $M_2$ 、 $M_3$ ——管道始端、终端、中间点流体相对分子质量;

$\rho_{G1}$ 、 $\rho_{G2}$ 、 $\rho_{G3}$ ——管道始端、终端、中间点气体密度,  $\text{kg/m}^3$ ;

$\rho_{L1}$ 、 $\rho_{L2}$ 、 $\rho_{L3}$ ——管道始端、终端、中间点液体密度,  $\text{kg/m}^3$ ;

$\rho_{a3}$ ——管道中间点的流体密度,  $\text{kg/m}^3$ 。

其余符号意义同前。

#### 5.4.8.4 计算方法二的计算步骤

(1) 假设一个管径, 用点 3 的平均密度、平均粘度等数据按“单相流”的方法计算  $\Delta p$ , 此压力降包括摩擦压力降、速度压力降及静压力降三个部分, 具体方法见“单相流(不可压缩流体)”。若忽略 1、2 点间混合物的密度差别, 则其中速度压力降可按式计算。

$$\Delta p_N = \frac{W_T (u_2 - u_1)}{3600A} \times 10^{-6} \quad (5.4-103)$$

式中  $u_1$ 、 $u_2$  为流体在管始端及终端处的流速,  $\text{m/s}$ 。

其余符号意义同前。

(2) 将计算出压力降与允许的压力降比较, 若计算的压力降小于且接近允许压力降, 则假设管径可用, 否则需重新假设管径计算压力降, 直至计算压力降小于且接近允许压力降, 即为所求管径。

#### 5.4.8.5 计算实例

**例 5.4-7** 采用计算方法一, 式 (5.4-90) 的计算举例如下。

已知条件: 炼油厂裂化炉油气输出管道, 气-液正常总流量  $W_T = W_G + W_L = 165333 \text{kg/h}$ ; 负荷安全系数 1.08; 气-液最大总流量  $W_m = W_T \times 1.08 = 178560 \text{kg/h}$ ;

设定数据点序号 1、2、3、4, 分别代表设定数据点位置: 炉子出口、中间点、中间点、塔入口。

各点的工艺数据列于下表中。

各点的工艺数据

数据点 序号	温度 $^{\circ}\text{C}$	压力 $\text{MPa}$	物料流量, $\text{kg/h}$		气 体		液 体	$\rho_a$ , $\text{kg/m}^3$
			气 $W_G$	液 $W_L$	相对分子质量	$\rho_G$ , $\text{kg/m}^3$	$\rho_L$ , $\text{kg/m}^3$	
1	460	0.1496	38325	127008	315	7.69	684	31.98
2	457	0.1379	49443	115890	318	7.21	689	23.53
3	449	0.1014	58061	107272	333	5.61	713	15.75
4	440.5	0.0621	76881	88452	352	3.68	737	7.87

表中  $\rho_a$  用式 (5.4-91) 计算。绘  $\rho_a$ - $p$  曲线, 如图 5.4-8 所示。

在平均压力为 0.106MPa 时, 物料平均粘度为 0.0001Pa·s。用式 (5.4-93) 计算, 选用合适尺寸的输送管道。

**解** 试选 DN250 和 DN300 两种规格管道。

(1) 选用 DN250 钢管

管道内径  $d = 0.2545\text{m}$ , 管截面积  $A = 0.0508\text{m}^2$ , 管道计算长度  $L = 47.85\text{m}$

$$\begin{aligned} \left( \frac{W_T}{3600A} \right)^2 &= \left( \frac{165333}{3600 \times 0.0508} \right)^2 \\ &= 817310 \text{kg}^2 / (\text{s}^2 \cdot \text{m}^4) \end{aligned}$$

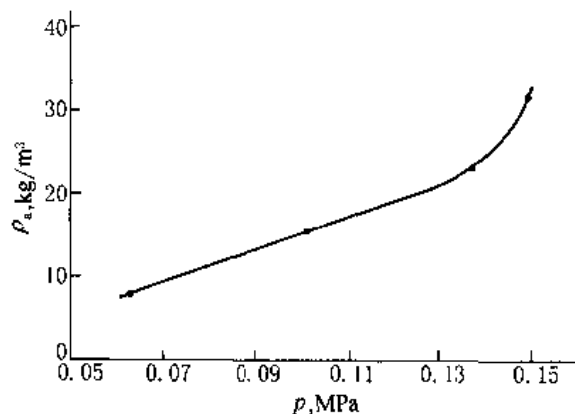


图 5.4-8  $\rho_a$ - $p$  关系图

$$\left(\frac{W_m}{3600A}\right)^2 = \left(\frac{178560}{3600 \times 0.0508}\right)^2 = 953314 \text{ kg}^2 / (\text{s}^2 \cdot \text{m}^4)$$

$$Re = \frac{W_T d}{3600 A \mu_a} = \frac{165333 \times 0.2545}{3600 \times 0.0508 \times 0.0001} = 2.3 \times 10^6$$

由图 5.4-2 查得相对粗糙度  $\epsilon/d = 1.8 \times 10^{-4}$

由图 5.4-1 查得摩擦系数  $\lambda = 0.014$

$$\lambda \frac{L}{d} = 0.014 \times \frac{47.85}{0.2545} = 2.63$$

(2) 选用 DN300 钢管

管道内径  $d = 0.3037\text{m}$ , 截面积  $A = 0.0724\text{m}^2$ , 长度  $L = 52.43\text{m}$

$$\left(\frac{W_T}{3600A}\right)^2 = \left(\frac{165333}{3600 \times 0.0724}\right)^2 = 402380 \text{ kg}^2 / (\text{s}^2 \cdot \text{m}^4)$$

$$\left(\frac{W_m}{3600A}\right)^2 = \left(\frac{178560}{3600 \times 0.0724}\right)^2 = 469338 \text{ kg}^2 / (\text{s}^2 \cdot \text{m}^4)$$

$$Re = \frac{W_T d}{3600 A \mu_a} = \frac{165333 \times 0.3037}{3600 \times 0.0724 \times 0.0001} = 1.93 \times 10^6$$

由图 5.4-2 查得相对粗糙度  $\epsilon/d = 1.4 \times 10^{-4}$

由图 5.4-1 查得摩擦系数  $\lambda = 0.0136$

$$\lambda \frac{L}{d} = 0.0136 \times \frac{52.43}{0.3037} = 2.35$$

将以上计算结果列入下表中。

计算结果

项 目	单 位	管 道 规 格	
		DN250	DN300
管道内径 $d$	m	0.2545	0.3037
管道截面积 $A$	m <sup>2</sup>	0.0508	0.0724
相对粗糙度 $\epsilon/d$		$1.8 \times 10^{-4}$	$1.4 \times 10^{-4}$
平均粘度 $\mu_a$	Pa·s	0.0001	0.0001
$[W_T / (3600 \cdot A)]^2$	kg <sup>2</sup> / (s <sup>2</sup> ·m <sup>4</sup> )	817310	402380
$Re$		$2.3 \times 10^6$	$1.93 \times 10^6$
摩擦系数 $\lambda$		0.014	0.0136
计算长度 $L$	m	47.85	52.43
$\lambda L / d$		2.63	2.35
$[W_m / (3600 \cdot A)]^2$	kg <sup>2</sup> / (s <sup>2</sup> ·m <sup>4</sup> )	953314	469338

(3) 由图 5.4-8 的  $\rho_a-p$  曲线查取 8 组对应的  $\rho_a-p$ , 将管路分成 7 段, 求取不同管径下允许的最大流速。以 DN250 管为例:

第 1 点  $p_1 = 0.1496\text{MPa}$   $\rho_{a1} = 32.04\text{kg/m}^3$

第 2 点  $p_2 = 0.1379\text{MPa}$   $\rho_{a2} = 23.39\text{kg/m}^3$

第 3 点  $p_3 = 0.1242\text{MPa}$   $\rho_{a3} = 18.42\text{kg/m}^3$

从第 1 点到第 2 点间

$$\left(\frac{W}{3600A}\right)^2 = \frac{\left(\frac{32.04 + 23.39}{2}\right) \times (0.1496 - 0.1379) \times 2 \times 10^6}{2 \ln \frac{32.04}{23.39} + 2.63} = 199018 \text{ kg}^2 / (\text{s}^2 \cdot \text{m}^4)$$

从第 1 点到第 3 点间

$$\begin{aligned} \left(\frac{W}{3600A}\right)^2 &= \frac{\frac{32.04+23.39}{2} \times (0.1496-0.1379) \times 2 \times 10^6}{2\ln \frac{32.04}{8.42} + 2.63} \\ &\quad + \frac{\frac{23.39+18.42}{2} \times (0.1379-0.1342) \times 2 \times 10^6}{2\ln \frac{32.04}{8.42} + 2.63} \\ &= 326840 \text{kg}^2 / (\text{s}^2 \cdot \text{m}^4) \end{aligned}$$

依此类推计算出一组数据，列于下表。

$\Delta p \sim \left(\frac{W}{3600A}\right)^2$  对应表

序号	压力 $p$ MPa	平均密度 $\rho_s$ kg/m <sup>3</sup>	压力降 MPa	$\int_{p_1}^{p_n} (-\rho_s) dp$		$2\ln \frac{\rho_{s1}}{\rho_{sn}} + \frac{\Delta L}{d}$		$\left(\frac{W}{3600A}\right)^2$	
				末 项	总 和	DN250	DN300	DN250	DN300
1	0.1496	32.04							
2	0.1379	23.39	0.0117	0.3243	0.3243	3.259	2.979	199018	217724
3	0.1242	18.42	0.0137	0.2864	0.6107	3.737	3.457	326840	353312
4	0.1103	16.02	0.0139	0.2894	0.8501	4.016	3.736	423357	455086
5	0.0965	14.42	0.0138	0.2100	1.0601	4.227	3.947	501585	537167
6	0.0828	12.82	0.0137	0.1866	1.2467	4.462	4.182	558808	596222
7	0.0689	9.61	0.0139	0.1559	1.4026	5.038	4.758	556808	589575
8	0.0621	7.85	0.0068	0.0594	1.4020	5.443	5.163	537204	566337

注：积分  $\int_{p_1}^{p_n} (-\rho_s) dp$  中“总和”指  $\int_{p_1}^{p_n} (-\rho_s) dp$ ，“末项”指  $\int_{p_{n-1}}^{p_n} (-\rho_s) dp = \frac{\rho_{s(n-1)} + \rho_{sn}}{2} (p_{(n-1)} - p_n)$ 。

(4) 讨论

由上表看出，对于一定的起始压力和压力降，有一个对应的  $\left(\frac{W_T}{3600A}\right)^2$  值（最大），二者相互对应。

由上表得知，对于 DN250 管，终点压力为 0.0621MPa 时， $\left(\frac{W_T}{3600A}\right)^2$  值为 537204， $\Delta p = 0.1496 - 0.0621 = 0.0875\text{MPa}$ 。

由上表得知，DN250 管最大流通能力约为 537204，而计算结果表中要求 DN250 管最大流通能力为 953314，满足不了要求，对于 DN300 管的最大流通能力为 566337，计算结果表中要求 DN300 管的最大流通能力为 469338，因此选用 DN300 管可满足工艺要求。

在求取各终点压力下的  $W_T$  值时，要计算相应条件下的  $\left(\frac{W_T}{3600A}\right)^2$  值，该  $\left(\frac{W_T}{3600A}\right)^2$  值相应于流过计算长度为  $L$  的管道的临界流量，其压力降为起点压力减去相应的终点压力。

例 5.4-8 采用计算方法二，式 (5.4-95) 至式 (5.4-102) 的计算举例。

例题条件同例 5.4-7。

(1) 选用 DN300 管道， $d = 0.3037\text{m}$ ， $A = 0.0724\text{m}^2$ ， $L = 52.43\text{m}$ ， $\mu_s = 0.0001\text{Pa}\cdot\text{s}$ ，始、终点的工艺数据列于下表中。



始、终点的工艺数据

数据点 序号	$p$ MPa	$T$ ℃	$u$ m/s	$M$	$W_G$ kg/h	$W_L$ kg/h	$\rho_C$ kg/m <sup>3</sup>	$\rho_L$ kg/m <sup>3</sup>	$\rho_a$ kg/m <sup>3</sup>
1	0.1496	460	19.80	315	38325	127008	7.69	684	32.04
2	0.0621	440.5	80.81	352	76881	88452	3.68	737	7.85

由点 1、点 2 计算第 3 点（中间点）的各数据。

由式 (5.4-95) 至式 (5.4-102) 得

$$p_3 = 0.0913 \text{ MPa}, T_3 = 447^\circ\text{C}, M_3 = 339.7, W_{G3} = 64029 \text{ kg/h}, W_{L3} = 101304 \text{ kg/h}, W_T = 165333 \text{ kg/h}, \rho_{C3} = 5.02 \text{ kg/m}^3, \rho_{L3} = 719 \text{ kg/m}^3, \rho_{a3} = 12.82 \text{ kg/m}^3, u_3 = \frac{165333}{12.82 \times 3600 \times 0.0724} = 49.48 \text{ m/s}$$

压力降  $\Delta p$  的计算

$$Re = \frac{W_T d}{3600 A \mu_a} = \frac{165333 \times 0.3037}{3600 \times 0.0724 \times 0.0001} = 1.926 \times 10^6$$

由图 5.4-2, 查得普通碳钢管的相对粗糙度  $\varepsilon/d = 1.4 \times 10^{-4}$

由图 5.4-1, 查得  $\lambda = 0.0136$

以第 3 点数据计算管道的摩擦压力降  $\Delta p_f$

$$\Delta p_f = \frac{\rho_{a3} u_3^2}{2} \times \frac{\lambda L}{d} \times 10^{-6} = \frac{12.82 \times 49.48^2}{2} \times \frac{0.0136 \times 52.43}{0.3037} \times 10^{-6} = 0.0368 \text{ MPa}$$

以 1、2 点两个端点数据计算速度压力降  $\Delta p_N$

$$\Delta p_N = \frac{W_T (u_2 - u_1)}{3600 A} \times 10^{-6} = \frac{165333 (80.81 - 19.8)}{3600 \times 0.0724} \times 10^{-6} = 0.0387 \text{ MPa}$$

假设该管道为水平管, 故静压力降  $\Delta p_s = 0$ ;

因此, 系统总压力降  $\Delta p = \Delta p_f + \Delta p_N + \Delta p_s = 0.0368 + 0.0387 = 0.0755 \text{ MPa}$

实际上, 两端间压力降  $\Delta p = 0.1496 - 0.0621 = 0.0875 \text{ MPa}$

(2) 选用 DN250 管道,  $d = 0.2545 \text{ m}$ ,  $A = 0.0508 \text{ m}^2$ ,  $L = 47.85 \text{ m}$

由式 (5.4-95) 得

$$p_3 = 0.0913 \text{ MPa}, T_3 = 447^\circ\text{C}, M_3 = 339.7, W_T = 165333 \text{ kg/h}, \rho_{a3} = 12.83 \text{ kg/m}^3, u_3 = 70.52 \text{ m/s}$$

$$Re = \frac{165333 \times 0.2545}{3600 \times 0.0508 \times 0.0001} = 2.3 \times 10^6$$

由图 5.4-2, 查得  $\varepsilon/d = 1.8 \times 10^{-4}$

由图 5.4-1, 查得  $\lambda = 0.014$

$$\Delta p_f = \frac{12.82 \times 70.52^2}{2} \times 0.014 \times \frac{47.85}{0.2545} \times 10^{-6} = 0.0839 \text{ MPa}$$

$$u_1 = \frac{165333}{32.04 \times 3600 \times 0.0508} = 28.22 \text{ m/s}$$

$$u_2 = \frac{165333}{7.85 \times 3600 \times 0.0508} = 115.17 \text{ m/s}$$

$$\Delta p_N = \frac{165333 \times (115.17 - 28.22)}{3600 \times 0.0508} \times 10^{-6} = 0.0786 \text{ MPa}$$

水平管  $\Delta p_s = 0$

因此系统总压力降  $\Delta p = 0.0839 + 0.0786 = 0.1625 \text{ MPa}$

实际上, 两端间压力降为  $0.0875 \text{ MPa}$ , 因此选用 DN250 管是不合适的, 应选用 DN300 管。

5.4.8.6 管道计算表

“气-液两相流（闪蒸型）”的管道压力降计算表，见表 5.4-25。

编制步骤、用途及专业关系与“单相流”管道计算表相同。

表 5.4-25 管道计算表（两相流）

管道编号和类别									
自									
至									
流量	m <sup>3</sup> /h								
温度	℃								
压力	kPa								
粘度	mPa·s								
密度	kg/m <sup>3</sup>								
表面张力	N/m								
流速	m/s								
管道公称直径	mm								
外径×壁厚									
直管长度	m								
管 件 当 量 长 度  m	弯 头								
	三 通								
	异径管								
	闸 阀								
	截止阀								
	旋 塞								
	止回阀								
	总长度	m							
	管道压力降	kPa							
	孔板压力降	kPa							
	控制阀压力降	kPa							
	设备压力降	kPa							
	始端标高	m							
	终端标高	m							
	静压力降	kPa							
	设备接管口压力	kPa							
	总压力降	kPa							
	压力（始端）	kPa							
	压力（终端）	kPa							
版 次 或 修 改	版 次								
	日 期								
	编 制								
	校 核								
	审 核								

## 符号说明

$A$ ——管道截面积,  $\text{m}^2$ ;  
 $d$ ——管道内直径,  $\text{m}$ ;  
 $DN$ ——管道公称直径,  $\text{mm}$ ;  
 $L$ ——管道计算长度,  $\text{m}$ ;  
 $M$ ——相对分子质量;  
 $p$ ——压力,  $\text{MPa}$ ;  
 $p_1$ ——入口始端压力,  $\text{MPa}$ ;  
 $p_n$ ——出口  $n$  点压力,  $\text{MPa}$ ;  
 $Re$ ——雷诺数;  
 $T$ ——温度,  $^{\circ}\text{C}$ ;  
 $u$ ——流速,  $\text{m/s}$ ;  
 $W$ ——质量流量,  $\text{kg/h}$ ;  
 $W_G$ ——气相质量流量,  $\text{kg/h}$ ;  
 $W_L$ ——液相质量流量,  $\text{kg/h}$ ;  
 $W_m$ ——气-液两相流最大总流量,  $\text{kg/h}$ ;  
 $W_T$ ——气-液两相流总质量流量,  $\text{kg/h}$ ;  
 $X$ ——液体平均体积分率;

$\Delta p$ ——压力降,  $\text{MPa}$ ;  
 $\Delta p_f$ ——摩擦压力降,  $\text{MPa}$ ;  
 $\Delta p_N$ ——速度压力降,  $\text{MPa}$ ;  
 $\Delta p_s$ ——静压力降,  $\text{MPa}$ ;  
 $\varepsilon/d$ ——相对粗糙度;  
 $\lambda$ ——摩擦系数;  
 $\mu_a$ ——气-液两相流平均粘度,  $\text{Pa}\cdot\text{s}$ ;  
 $\mu_G$ ——气相粘度,  $\text{Pa}\cdot\text{s}$ ;  
 $\mu_L$ ——液相粘度,  $\text{Pa}\cdot\text{s}$ ;  
 $\rho$ ——密度,  $\text{kg/m}^3$ ;  
 $\rho_a$ ——气-液两相流平均密度,  $\text{kg/m}^3$ ;  
 $\rho_G$ ——气相密度,  $\text{kg/m}^3$ ;  
 $\rho_L$ ——液相密度,  $\text{kg/m}^3$ ;  
 压力——本规定除注明外, 均为绝对压力。  
 各符号下标 1、2、3……表示管道计算时分段号。

## 5.4.9 气-固两相流的管道压力降计算

## 5.4.9.1 概述

气体和固体在管道内一起的流动称为气-固两相流动 (简称气-固两相流)。气-固两相流出现在气力输送系统中。

气力输送按其被输送物料在管道中的运动状态可分为以下几类, 见图 5.4-9 和图 5.4-10 所示。

## (1) 稀相动压气力输送

在输送物料时, 物料悬浮在管中并呈均匀分布, 在水平管道中呈飞翔状态, 空隙率很

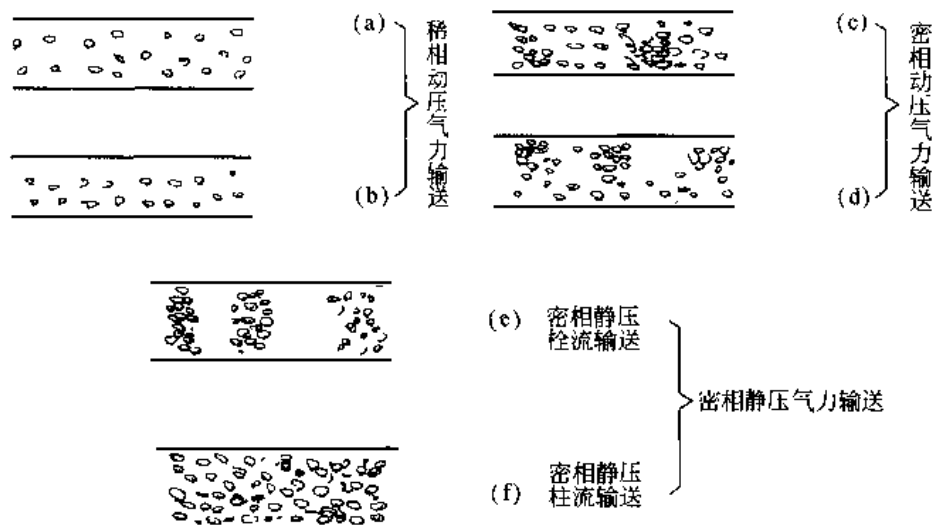


图 5.4-9 水平气力输送物料运动状态

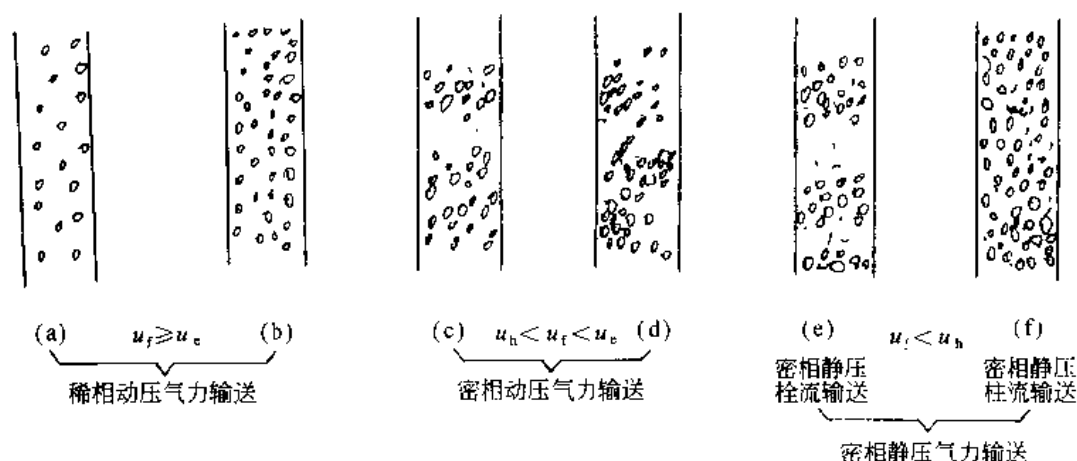


图 5.4-10 垂直气力输送物料运动状态

大，物料输送主要靠由较高速度在工作气体所形成的动能来实现。气流速度通常在  $12\text{m/s}$  至  $40\text{m/s}$  之间，质量输送比（简称输送比，即被输送物料的质量流量与工作气体质量流量之比，以  $m$  表示）通常在  $1 \sim 5$  之间，对于粒料，输送比可高达  $15$ 。

### (2) 密相动压气力输送

物料在管道内已不再均匀分布，而呈密集状态，物料从气流中分离出来，但管道并未被堵塞，物料呈沙丘状，密相动压输送亦是依靠工作气体的动能来实现的。

通常密相动压输送中，气流速度在  $8 \sim 15\text{m/s}$  之间，输送比（ $m$ ）在  $15 \sim 20$  之间，对于易充气的物料，输送比（ $m$ ）可高达  $200$  以上。

### (3) 密相静压气力输送

物料在管道中沉积、密集而堵塞管道，依靠工作气体的静压来推送物料，比起前两种输送方式，密相静压输送的气流速度更低，输送比（ $m$ ）更高。

设计气力输送系统时，应根据被输送物料的特性、装置的技术经济要求以及生产过程的工艺特性和工艺要求等因素，选择合适的输送方式。要考虑温度对被输送物料的影响，同时系统中应采取消除静电和防爆措施，确保安全操作。

确定正确的输送方式后，可根据系统的允许压力降和工作气体的流量选择送风或引风设备。

气力输送系统的压力降包括输送管道（包括管件）和附属设备，如分离器、喷嘴或吸嘴以及袋滤机等压力降。本章只给出管道（包括管件）压力降的计算公式，附属设备压力降的计算可参考有关制造厂的产品说明和有关的文献资料。

气力输送的计算一般采用半经验半理论的方法。化工物料品种繁多，形状各异。设计气力输送装置时，可根据实际应用装置，选取设计参数，若无实际装置参考，可通过实验来确定，也可从与被输送物料性质接近（指形状、密度等物理性质接近）的实际装置中选取有关数据。

①在某一气体流速下输送物料其压力降最小，该气体流速称为经济流速，以  $u_e$  表示。

②当气体流速低到某一值时，输送物料开始沉积而堵塞管道，此时的气体流速称为噎塞流速，用  $u_h$  表示。

③稀相动压输送时，气体流速大于经济流速。密相动压输送时，气体流速介于经济流速

与噎塞流速间。密相静压输送的气体流速则低于噎塞流速。输送过程中,随着输送距离的加大,有时应逐渐加大输送管径以适应流速的增加。

④经济流速和噎塞流速由实验测定。输送比则可根据物料特性及输送方式来确定

$$m = \frac{W_s}{W_G} \quad (5.4-104)$$

式中  $m$ ——料-气质量输送比,简称输送比;

$W_s$ ——物料质量流量, kg/h;

$W_G$ ——气体质量流量, kg/h;

⑤使物料保持悬浮状态的气体最小流速称为悬浮流速,以  $V_t$  表示,由实验测定,亦可由下式估算。

对于粉料(通常粒径小于 0.001m 称为粉料)

$$V_t = \frac{d_s^2 (\rho_s - \rho_f) g}{18 \mu_f} \quad (5.4-105)$$

对于粒状物料(通常粒径大于 0.001m 称为粒料)

$$V_t = \left[ \frac{3g(\rho_s - \rho_f)d_s}{\rho_f} \right]^{0.5} \quad (5.4-106)$$

式中  $V_t$ ——悬浮流速, m/s;

$d_s$ ——输送物料的当量球径(同体积圆球的直径), m;

$\rho_s$ ——输送物料的堆积密度, kg/m<sup>3</sup>;

$\rho_f$ ——工作气体的密度, kg/m<sup>3</sup>;

$g$ ——重力加速度, m/s<sup>2</sup>;

$\mu_f$ ——工作气体的粘度, Pa·s。

#### 5.4.9.2 稀相动压气力输送管压力降计算

稀相动力气力输送的气体流速高于经济流速( $u_e$ ),计算时,应首先选定气体流速( $u_f$ ),  $u_f$  由经验选定,或由下式估算。

$$u_f = K_L \sqrt{(\rho_s/1000)} + K_d \cdot L_t \quad (5.4-107)$$

式中  $u_f$ ——气体流速, m/s;

$K_L$ ——输送物料的粒度系数,见表 5.4-26;

$K_d$ ——输送物料的特性系数,取  $2 \times 10^{-5} \sim 5 \times 10^{-5}$ ,对于干燥粉料取较小值;

$L_t$ ——输送距离, m;

$$L_t = L_1 + n_1 L_h + n_2 L_2' + n_b L_b \quad (5.4-108)$$

$L_1$ ——水平管长度, m;

$L_2$ ——倾斜管长度, m;

$L_h$ ——垂直管长度, m;

$L_b$ ——弯管当量长度, m; 90°弯管当量长度见表 5.4-27;

$n_1$ ——垂直管校正系数,  $n_1 = 1.3 \sim 2.0$ ;

$n_2$ ——倾斜管校正系数,  $n_2 = 1 + 2\alpha(n_1 - 1)/\pi$  或  $n_2 = 1.1 \sim 1.5$ ;

$\alpha$ ——倾斜直管与水平面的夹角,rad;  
 $n_b$ ——弯管数量。

其余符号意义同前。

除上述可由式(5.4-107)估算  $u_f$  外,亦可以  $u_f = 2 V_t$  作为初选气体流速。

表 5.4-26 物料的粒度系数  $K_L$  表

物料种类	颗粒大小,m	$K_L$ 值	物料种类	颗粒大小,m	$K_L$ 值
粉 料	< 0.001	10 ~ 16	细块状物料	0.01 ~ 0.02	20 ~ 22
均质粒状物料	0.001 ~ 0.01	16 ~ 20	中块状物料	0.02 ~ 0.08	22 ~ 25

表 5.4-27 90°弯管当量长度  $L_b$ (m)

$R_0/D$ 物料种类	4	6	8	10
粉状料	4 ~ 8	5 ~ 10	6 ~ 10	8 ~ 10
大小均匀的颗粒	—	8 ~ 10	12 ~ 16	16 ~ 20
大小不均匀的小块粒	—	—	28 ~ 35	35 ~ 45
大小均匀的大块粒	—	—	60 ~ 80	70 ~ 90

注:  $R_0$ ——弯管的曲率半径,m;  $D$ ——输送管内直径,m。

气力输送中,满足工况要求可以选用的气体流速和输送比的范围是较宽的,但如何确定最优方案却是比较困难的。本章提到的经济流速,是指输送管中物料颗粒在气流中由均匀分布到不再均匀分布的临界点,即稀相动压输送与密相动压输送间的临界点,并非输送中气流的最优流速。一般气力输送计算中应选择几组气体流速及料-气输送比,进行压力降、管径和风机选择等计算,然后根据装置的具体情况,从经济角度来选取较优的方案。

此外,气力输送中,工作气体的密度,流速以及与此有关的其它参数(如后面提到的料-气容积比等)值是有变化的。通常在稀相和输送距离不远的密相动压输送中,这种变化可以忽略。在本节有关的计算公式中,上述参数是指输送管入口端(对压送式装置)或输送管出口端(对吸送式装置)的值。对于密相静压输送或距离较远的密相动压输送中,由于压力变化较大,在进行有关计算时,应采用平均值。

选定气体流速( $u_f$ )及输送比( $m$ )后,根据下式计算输送管起始段的内直径( $D$ )。

$$D = \frac{1}{30\sqrt{\pi \cdot m \cdot \rho_f \cdot u_f}} \sqrt{W_s} \tag{5.4-109}$$

式中  $D$ ——输送管内直径,m。

其余符号意义同前。

稀相动压气力输送管道压力降由直管段压力降( $\Delta p_{mt}$ )、弯管段压力降( $\Delta p_{mb}$ )和管件局部压力降( $\Delta p_{tp}$ )三部分组成,分述如下。

(1) 直管段压力降( $\Delta p_{mt}$ )计算

直管段压力降是由两部分组成:加速段压力降( $\Delta p_{sa}$ )和恒速段压力降( $\Delta p_{sc}$ ),即

$$\Delta p_{mt} = \Delta p_{sa} + \Delta p_{sc} \tag{5.4-110}$$

(2) 加速段压力降( $\Delta p_{sa}$ )计算

在长距离输送中,由于管道总压力降较大,加速段压力降相对较小,可以忽略不计,但在短距离输送中,必须计算。

对垂直输料管,物料达到稳定运动时的速度( $V_m$ )常取

$$V_m = u_f - V_t \tag{5.4-111}$$

处于垂直加速段的物料速度( $V_s$ )可按图 5.4-11 根据参数( $m_1$ )及( $u_f/V_t$ )值查得  $V_s/u_f$  而求得,其中参数

$$m_1 = 2gL_{ho}/V_t^2 \quad (5.4-112)$$

式中  $L_{ho}$ ——垂直直管加速段长度, m。

其余符号意义同前。

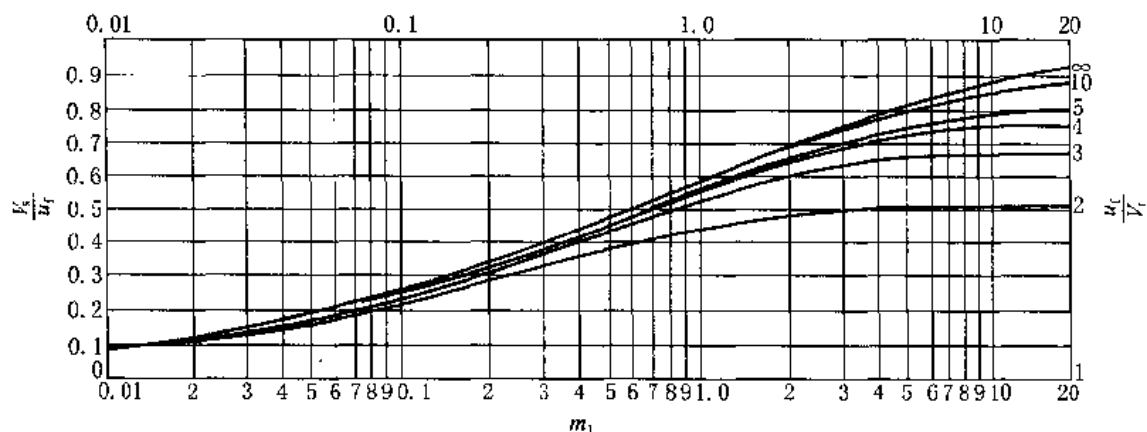


图 5.4-11 垂直管加速段  $V_s/u_f$  与  $m_1$  的关系

设计计算时,先计算垂直加速段长度( $L_{ho}$ ),令  $V_s = V_m$ ,根据  $u_f/V_t$  及  $V_s/u_f$  (也即  $V_m/u_f$ ) 数值,查图 5.4-11 得到  $m_1$ ,则有

$$L_{ho} = \frac{m_1 \cdot V_t^2}{2g} \quad (5.4-113)$$

式中符号意义同前。

若  $L_{ho} > L_h$ ,则说明整个垂直段,物料一直处于加速状态,此时  $L_{ho} = L_h$ ,用式(5.4-112)及图 5.4-11 计算  $V_s$ 。

若  $L_{ho} \leq L_h$ ,则在垂直段中,物料已达到稳定运动状态,且加速段末期,物料速度  $V_s = V_m$ 。

对水平输料管,物料达到稳定运动时的速度( $V_m$ )常近似取

$$V_m = u_f - V_{起} \quad (5.4-114)$$

$$\text{或} \quad V_m \approx (0.70 \sim 0.85) u_f \quad (5.4-115)$$

式中  $V_{起}$ ——物料在水平输料管中的起始流速, m/s。

处于水平加速段的物料速度( $V_s$ ),可按图 5.4-12 根据参数( $m_2$ )及( $V_m/u_f$ )值查得  $V_s/u_f$  而求得,其中参数

$$m_2 = 2gL_0/V_t^2 \quad (5.4-116)$$

式中  $L_0$ ——水平加速段长度, m。

其余符号意义同前。

设计计算时,先计算水平加速段长度( $L_0$ ),令  $V_s = V_m$ ,根据  $V_m/u_f$  及  $V_s/u_f$  (即  $V_m/u_f$ ) 数值,查图 5.4-12 得到  $m_2$ ,则有

$$L_0 = \frac{m_2 \cdot V_t^2}{2g} \quad (5.4-117)$$

式中符号意义同前。

若  $L_0 > L_1$ ,则说明整个水平直管段物料一直处于加速状态,此时  $L_0 = L_1$ ,用式(5.4-116)及图

5.4-12 计算  $V_s$ 。

若  $L_0 \leq L_1$ , 则在水平直管段中, 物料已达到稳定运动状态, 且加速段末段, 物料速度  $V_s = V_m$ 。

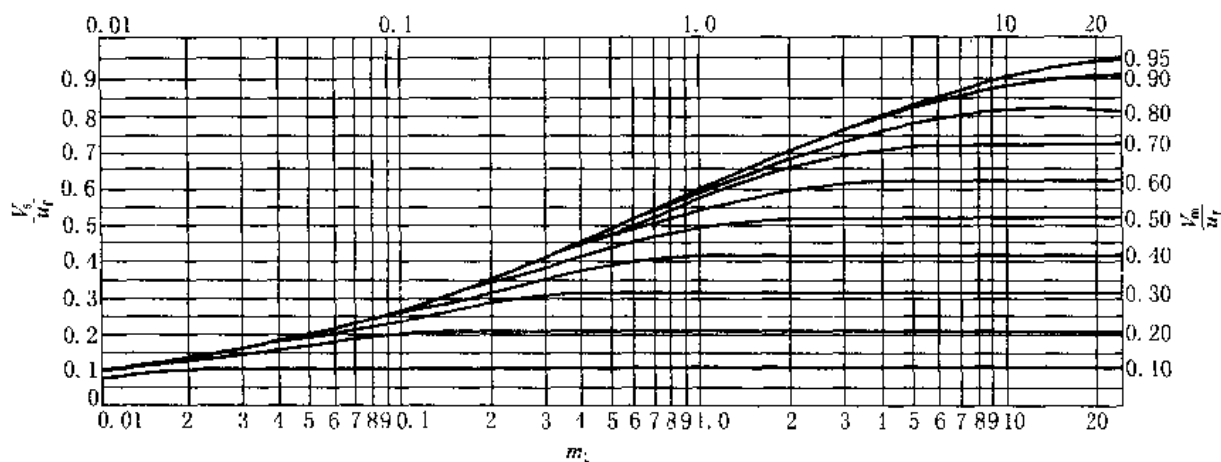


图 5.4-12 水平管加速段  $V_s/u_f$  与  $m_2$  的关系

对于倾斜直管加速段, 可先求得垂直加速段的速度比 ( $V_s/u_f$ ), 再乘以  $\sin\alpha$  而求得倾斜直管加速比 ( $V_s/u_f$ ),  $\alpha$  为倾斜角 (与水平方向的夹角)。

设物料由初始速度 ( $V_0$ ) 加速到  $V_s$ , 加速度阻力系数 ( $\lambda_{sa}$ ) 为

$$\lambda_{sa} = 2 \times (V_s - V_0) / u_f \quad (5.4-118)$$

$$\Delta p_{sa} = \lambda_{sa} \cdot m \cdot \rho_f \cdot (u_f^2) / 2 \quad (5.4-119)$$

式中  $\lambda_{sa}$ ——加速段阻力系数;

$V_0$ ——物料初始速度, m/s;

其余符号意义同前。

### (3) 恒速段压力降 ( $\Delta p_{sc}$ ) 计算

#### ① 稀相动压输送时直管恒速段压力降计算公式

垂直直管

$$\Delta p_{sc} = \Delta p_f \left\{ 1 - m \frac{2\eta}{\lambda_f} \left[ \frac{gD}{u_f(u_f - V_t)} \right] \right\} \quad (5.4-120)$$

其中

$$\eta = 1 + 0.0156 \left[ \frac{(u_f - V_t)^2}{gD} \right]^{0.85} \quad (5.4-121)$$

水平直管

$$\Delta p_{sc} = \Delta p_f \left( 1 + m \frac{0.0312}{\lambda_f} Fr_c^{0.85} \frac{gD}{V_c \cdot V_t} \right) \quad (5.4-122)$$

其中

$$V_c = u_f - C \cdot V_t \quad (5.4-123)$$

$$C = 0.55 + 0.0032 Fr^{0.85} \quad (5.4-124)$$

$$Fr = u_f / (gD)^{0.5} \quad (5.4-125)$$

$$Fr_c = V_c / (gD)^{0.5} \quad (5.4-126)$$

式中  $\Delta p_f$ ——纯工作气体单相流动时的压力降, Pa;



$\lambda_f$ ——工作气体的摩擦阻力系数。

其余符号意义同前。

倾角为  $\alpha$  的倾斜直管,可用垂直直管的计算公式,但其中

$$\eta = \sin \alpha + 0.0156 Fr^{0.85} \quad (5.4-127)$$

以上各式中,  $\Delta p_f$ 、 $\lambda_f$  分别为纯工作气体(空气)单相流动时的压力降及摩擦阻力系数,  $\lambda_f$  值根据雷诺数按有关公式计算。表 5.4-28 给出了  $\lambda_f$  的实验值。

表 5.4-28 直管摩擦阻力系数( $\lambda_f$ )(实验值)

管道内径 mm	$\lambda_f$			管道内径 mm	$\lambda_f$		
	新钢管	旧钢管	特别旧的积垢钢管		新钢管	旧钢管	特别旧的积垢钢管
0.025	0.049	0.065	0.078 以上	0.250	0.023	0.028	0.032 以上
0.050	0.038	0.049	0.057 以上	0.300	0.022	0.027	0.030 以上
0.075	0.033	0.042	0.049 以上	0.350	0.022	0.026	0.029 以上
0.100	0.030	0.038	0.049 以上	0.400	0.021	0.025	0.028 以上
0.150	0.027	0.033	0.038 以上	0.450	0.020	0.024	0.027 以上
0.200	0.025	0.030	0.035 以上	0.500	0.020	0.023	0.026 以上

要注意的是式(5.4-120)和式(5.4-122)只适用于表 5.4-30 所列的有关范围,若超出适用范围则应按下式计算  $\Delta p_{sc}$

$$\Delta p_{sc} = [\lambda_f + (\lambda_h + \lambda_s + \lambda_{ss}) \varphi_m \cdot m] \frac{L_3}{D} \cdot \frac{\rho_f u_f^2}{2g} \quad (5.4-128)$$

式中  $L_3$ ——水平直管或垂直直管或倾斜直管恒速段长度, m;

$\lambda_h$ ——与物料自重及悬浮有关的阻力系数,  $\lambda_h$  的计算公式见下表:

	水平直管	垂直直管	倾斜直管
$\lambda_h$	$\frac{2Fr_f}{\varphi_m^2 \cdot Fr^3}$ (5.4-129)	$\frac{2}{\varphi_m^2 \cdot Fr^2}$ (5.4-130)	$\frac{2(Fr_f/Fr + \varphi_m) \sin \alpha}{\varphi_m^2 \cdot Fr^2}$ (5.4-131)

$\varphi_m$ ——料-气最大速度比,其值等于  $V_m/u_f$ ,当物料流速达到最大值  $V_m$  时,物料就处于恒速运动状态。 $\varphi_m$  值的计算公式见下表:

$\varphi_m$	粉状物料	粒状物料
水平直管	$\frac{(1 + 2\lambda_s Fr Fr_f)^{0.5} - 1}{\lambda_s Fr Fr_f}$ (5.4-132)	$\frac{1 - \left\{ 1 - \left( 1 - \frac{\lambda_s}{2} Fr_f^2 \right) \left[ 1 - \left( \frac{Fr_f}{Fr} \right) \right]^3 \right\}^{0.5}}{\left( 1 - \frac{\lambda_s}{2} Fr_f^2 \right)}$ (5.4-133)
垂直直管	$\frac{\left[ \left( \frac{Fr}{Fr_f} \right)^2 - 2\lambda_s Fr^2 \left( 1 - \frac{Fr}{Fr_f} \right) \right]^{0.5} - \frac{Fr}{Fr_f}}{\lambda_s Fr^2}$ (5.4-134)	$\frac{1 - \frac{Fr_f}{Fr} \left[ 1 + \frac{\lambda_s}{2} (Fr^2 - Fr_f^2) \right]^{0.5}}{1 - \frac{\lambda_s}{2} Fr_f^2}$ (5.4-135)
倾斜直管	垂直直管的 $\varphi_m$ 与 $\sin \alpha$ 的乘积	$\frac{1 - \left[ 1 - \left( 1 - \frac{\lambda_s}{2} Fr_f^2 \right) \left( 1 - \frac{Fr_f^2}{Fr^2} \sin \alpha \right) \right]^{0.5}}{\left( 1 - \frac{\lambda_s}{2} Fr_f^2 \right)}$ (5.4-136)



### 5.4.9.3 密相动压气力输送管压力降计算

密相动压气力输送时,气体流速高于噎塞流速( $u_h$ ),而低于经济流速( $u_e$ ),可表示为  $u_h < u_f < u_e$ 。

同稀相动压气力输送压力降的计算一样,先选定气体流速( $u_f$ ),并根据实验或参考已有装置确定输送比( $m$ )。由于  $u_f$  应小于  $u_e$ ,因此应先估算经济流速。经济流速( $u_e$ )的估算公式如下。

$$u_e = 2.87 \sqrt{f_w} \cdot V_t \quad (5.4-139)$$

或

$$u_e = 2 V_t \quad (5.4-140)$$

式中  $f_w$ ——颗粒对管壁的滑动摩擦系数,由实验测定。

其余符号意义同前。

密相动压气力输送管道压力降由直管段压力降( $\Delta p_{mt}$ )、弯管段压力降( $\Delta p_{mb}$ )和管件压力降( $\Delta p_{fp}$ )三部分组成,分述如下。

①直管段压力降( $\Delta p_{mt}$ )计算。直管段压力降( $\Delta p_{mt}$ )由加速段压力降( $\Delta p_{sa}$ )和恒速段压力降( $\Delta p_{sc}$ )两部分组成。一般情况下,加速段的长度较短,加速段的压力降可以忽略不计。直管内恒速段的压力降为:

$$\Delta p_{mt} = \frac{\lambda_f L_s}{D} \cdot \frac{\rho_f u_f^2}{2} + \frac{f_k L_s \rho_f g m}{\varphi_m} \quad (5.4-141)$$

式中  $L_s$ ——水平管道长度或垂直管道提升高度, m; 对于倾斜直管,  $L_s$  为倾斜直管长度与  $\sin \alpha$  的乘积;

$$\varphi_m \text{——料-气最大速度比, 此处 } \varphi_m = V_m / u_f = 1 - \frac{V_{te}}{u_f} \sqrt{f_k}; \quad (5.4-142)$$

$f_k$ ——比例常数; 对垂直管  $f_k = 1$ , 对水平管  $f_k = V_{te} / u_f$ ;

以上  $f_k$ 、 $\varphi_m$  中的  $V_{te}$  为实效悬浮流速, 实效悬浮流速的计算公式如下:

$$V_{te} = V_t (1.1 + 5.71 \delta) \quad (5.4-143)$$

式中  $V_{te}$ ——实效悬浮流速, m/s;

$$\delta \text{——料-气容积输送比, } \delta = \frac{W_s \cdot \rho_f}{W_G \cdot \rho_s} \quad (5.4-144)$$

$\delta$  值的实测范围为: 粒料  $\delta = 0.03 \sim 0.10$ , 粉料  $\delta = 0.07 \sim 0.4$ 。

其余符号意义同前。

②弯管及管件压力降( $\Delta p_{mb}$ 、 $\Delta p_{fp}$ )。对于弯管及其它管件的压力降, 是将其折算成当量长度来计算的, 折算值见表 5.4-31。

### 5.4.9.4 密相静压气力输送管压力降计算

密相静压气力输送是低速高浓度输送装置, 而且是较好的中等距离输送方式, 密相静压输送的气流速度低于噎塞速度。

输送比关联式为

$$m = 227 (\rho_s / G)^{0.38} L_t^{-0.75} \quad (5.4-145)$$

式中  $G$ ——气体质量流速,  $\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ 。

其余符号意义同前。

密相静压气力输送压力降计算公式如下。

水平直管压力降

$$\Delta p_{\text{ml}} = 5mL_1\rho_f u_f^{0.45} g / \left( \frac{D}{d_s} \right)^{0.25} \quad (5.4-146)$$

垂直直管压力降

$$\Delta p_{\text{ru}} = 2m\rho_f g L_b \quad (5.4-147)$$

倾斜直管压力降

$$\Delta p_{\text{ml}} = 2m\rho_f \cdot g \cdot L_2 \cdot \sin\alpha \quad (5.4-148)$$

弯管压力降

$$\Delta p_{\text{mb}} = (\lambda_f + \lambda_{\text{zb}} \cdot m) \frac{L_b}{D} \cdot \frac{u_f^2 \rho_f}{2} (1 + K_b) \quad (5.4-149)$$

式中  $K_b$ ——与曲率半径( $R_0$ )有关的系数:

当弯管由水平转向垂直时,  $K_b = 13.8 - 0.3(R_0/D)$ ;

当弯管由垂直转向水平时,  $K_b = 2.1 - 0.03(R_0/D)$ ;

$\lambda_{\text{zb}}$ ——物料运动阻力系数,  $\lambda_{\text{zb}} = 3.75 Fr^{-1.6}$ 。

其余符号意义同前。

密相静压输送时,加速段压力降可以忽略。管件压力降可通过折算成当量长度水平直管来计算,管件折算见表 5.4-31。

#### 5.4.9.5 分流管压力降的计算

等截面 Y 形分流圆管在水平面内的压力降为

$$\Delta p_d = \varepsilon \cdot \rho_f u_f^2 / 2 \quad (5.4-150)$$

$$\text{式中 } \varepsilon = \left( \frac{W_2}{W_1} \right)^2 - C_1 \left( \frac{W_2}{W_1} \right) + C_2 + m_3 \left[ C_3 \left( \frac{W_2}{W_1} \right)^2 + \varphi \right] \quad (5.4-151)$$

系数  $C_1$ 、 $C_2$ 、 $C_3$ 、和  $\varphi$  见表 5.4-32。

$W_1$ ——分流前物料的体积流量,  $\text{m}^3/\text{h}$ ;

$W_2$ ——分流后物料的体积流量,  $\text{m}^3/\text{h}$ ;

$m_3$ ——分流后的料-气质量输送比。

其余符号意义同前。

表 5.4-32  $C_1$ 、 $C_2$ 、 $C_3$  和  $\varphi$  值

分叉角	30°	45°	60°	90°	120°	分叉角	30°	45°	60°	90°	120°
$C_1$	1.60	1.59	1.50	1.21	0.85	$C_3$	0.51	0.48	0.55	0.74	0.85
$C_2$	0.88	0.97	0.91	0.93	0.78	$\varphi$	0.09	0.09	0.07	0.06	0.10

#### 5.4.9.6 肘形管压力降的计算

设计中应避免或尽量少用肘形管。

肘形管压力降( $\Delta p_e$ )为

$$\Delta p_e = (\phi + m\beta) \rho_f u_f^2 / 2 \quad (5.4-152)$$

式中  $\phi$ ——纯工作气体在肘形管中单相流动的阻力系数;

$\beta$ ——形状系数,对 90°肘形管  $\beta = 0.66$ 。

其余符号意义同前。

#### 5.4.9.7 排料压力降的计算

在压送式气力输送中,物料将从输送管末端直接向大气或向分离室排出,排料的压力降计算公式如下:

$$\Delta p_{ef} = \frac{\rho_{ef} \times u_{ef}^2}{2} (1 + 0.64m) \quad (5.4-153)$$

式中  $\Delta p_{ef}$ ——排料压力降, Pa;

$\rho_{ef}$ ——输送管末端出口处气体密度,  $\text{kg}/\text{m}^3$ ;

$u_{ef}$ ——输送管末端出口处气体流速,  $\text{m}/\text{s}$ 。

其余符号意义同前。

#### 5.4.9.8 功率计算

压机所需功率( $N$ )等于克服气力输送系统压力降所需的功率

$$N = \frac{V_G \cdot \Delta p_t}{102 \cdot \eta_e \cdot g} \quad (5.4-154)$$

式中  $N$ ——风机功率, kW;

$V_G$ ——工作气体体积流量,  $\text{m}^3/\text{s}$   $V_G = K_e \cdot A \cdot u_t$  (5.4-155)

$K_e$ ——系统漏气增加的系数,一般取 1.1 ~ 1.2;

$\eta_e$ ——风机效率,一般取 0.65;

$\Delta p_t$ ——系统总压力降,即输送管道压力降及管道附件压力降及其它部件压降之和, Pa;

$A$ ——管道截面积,  $\text{m}^2$ ,  $A = \frac{\pi}{4} D^2$ 。 (5.4-156)

其余符号意义同前。

#### 5.4.9.9 计算实例

**例 5.4-9** 某装置吸送产品,已知输送物料为粒料,平均粒径  $d_s = 0.0035\text{m}$ ,最大输送量  $W_s = 4000\text{kg}/\text{h}$ ,物料堆积密度  $\rho_s = 1320\text{kg}/\text{m}^3$ ,测得悬浮流速  $V_t = 8\text{m}/\text{s}$ ,物料与管壁的摩擦系数  $\lambda_s = 0.0024$ ,装置的系统布置见图 5.4-13 所示。

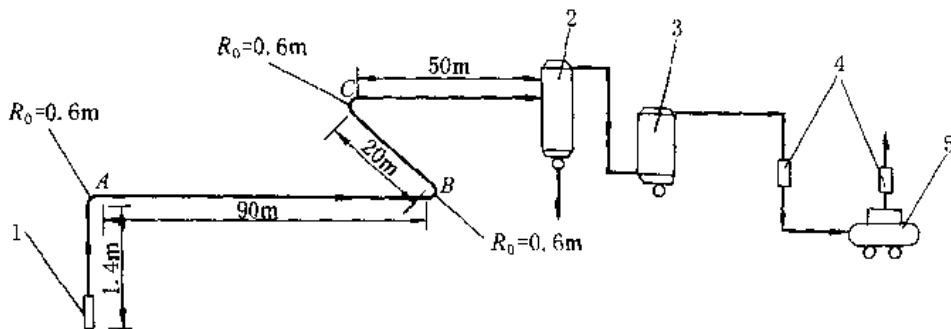


图 5.4-13 产品吸送系统示意图

1—吸嘴; 2—分离器; 3—袋滤器; 4—消声器; 5—空压机

试决定系统主要参数,并计算压力降。

**解** (1) 根据物料性质,采用稀相动压输送比较合适,用空气为工作气体。选择输送比  $m = 5.7$ 。

(2) 估算气体流速( $u_f$ ),由式(5.4-107)得

$$u_f = K_L \sqrt{(\rho_s/1000)} + K_d \cdot L_t$$

$$\rho_s = 1320 \text{ kg/m}^3, K_L \text{ 取 } 18, K_d \text{ 取 } 4 \times 10^{-5}$$

由公式(5.4-108)  $L_t = L_1 + n_1 L_h + n_2 L_2 + n_b L_b$

$L_1 = 90 + 20 + 50 = 160 \text{ m}$ ,  $L_2 = 0$ ,  $L_b = 1.4 \text{ m}$ ,  $n_1$  取 1.6,  $90^\circ$  弯头 1 个,  $45^\circ$  弯头 2 个, 近似取  $90^\circ$  弯头 2 个,  $n_b = 2$ ,  $L_b$  取  $10 \text{ m}$ 。

得  $L_t = 160 + 1.6 \times 1.4 + 0 + 2 \times 10 = 182.24 \text{ m}$

$$u_f = 18 \sqrt{(1320/1000)} + 4 \times 10^{-5} \times 182.24 = 20.69 \text{ m/s}$$

取  $u_f = 20 \text{ m/s}$

(3) 空气密度取  $\rho_f = 1.29 \text{ kg/m}^3$ , 由式(5.4-109), 求输送管道内径  $D$ 。

$$D = \frac{1}{30\sqrt{\pi \times m \times \rho_f \times u_f}} \sqrt{\frac{W_s}{\pi \times 5.7 \times 1.29 \times 20}} = \frac{1}{30\sqrt{\pi \times 5.7 \times 1.29 \times 20}} \sqrt{\frac{4000}{\pi \times 5.7 \times 1.29 \times 20}} = 0.098 \text{ m}$$

取  $D = 0.1 \text{ m}$

(4) 计算系统管道压力降时, 分为垂直直管及水平直管两大部分。

由空气物性表查得  $20^\circ\text{C}$ 、相对湿度 50% 时空气的运动粘度为

$$\nu_f = 1.512 \times 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s}$$

由式(5.4-125)和式(5.4-137), 求弗鲁特数

$$Fr = \frac{u_f}{\sqrt{g \cdot D}} = \frac{20}{\sqrt{9.81 \times 0.1}} = 20 \quad Fr_t = \frac{V_t}{\sqrt{g \cdot D}} = \frac{8}{\sqrt{9.81 \times 0.1}} = 8$$

$$\text{雷诺数} \quad Re = \frac{u_f \times D}{\nu_f} = \frac{20 \times 0.1}{1.512 \times 10^{-5}} = 1.32 \times 10^5$$

纯空气在管内流动时, 处于湍流状态, 因此对于光滑管可用表 5.4-6 公式

$$\lambda_f = \frac{0.3164}{Re^{0.25}} = \frac{0.3164}{(1.32 \times 10^5)^{0.25}} = 0.0166$$

①为求垂直管上吸嘴末端的物料流速( $V_s$ ), 由式(5.4-112)先计算参数(取  $L_{ho} = L_h = 1.4$ )。

$$m_1 = 2gL_{ho}/V_t^2 = 2 \times 9.81 \times 1.4/8^2 = 0.429$$

查图 5.4-11, 当  $m_1 = 0.429$ ,  $u_f/V_t = 20/8 = 2.5$  时

$$V_s/u_f = 0.38, V_s = 0.38 \times 20 = 7.6 \text{ m/s}$$

对垂直直管, 根据式(5.4-135)计算物料达到稳定运动时的流速  $V_m$

$$\varphi_m = \frac{1 - \frac{Fr_t}{Fr} \sqrt{1 + \frac{\lambda_s}{2} (Fr^2 - Fr_t^2)}}{1 - \frac{\lambda_s}{2} Fr_t^2} = \frac{1 - \frac{8}{20} \sqrt{1 + \frac{0.0024}{2} (20^2 - 8^2)}}{1 - \frac{0.0024}{2} \times 8^2} = 0.57$$

$$V_m = \varphi_m \cdot u_f = 0.57 \times 20 = 11.4 \text{ m/s}$$

若按式(5.4-111),  $V_m = u_f - V_t$ , 算得  $V_m = 20 - 8 = 12 \text{ m/s}$ 。

可见两种方法算出的  $V_m$  值很接近。

由于  $V_s = 7.6 \text{ m/s}$  小于  $V_m$ , 因此可以得知物料颗粒尚未达到应有的稳定(最大)流速, 前面取  $L_{ho} = L_h = 1.4$  正确。

进出 A 点弯管物料流速  $V_1 = V_4 = 7.6\text{m/s}$ 。

②对水平直管,求物料达到稳定运动,即达到最大流速  $V_m$  可按式(5.4-133)计算。

$$\varphi_m = \frac{1 - \sqrt{1 - \left(1 - \frac{\lambda_s}{2} Fr_1^2\right) \left(1 - \frac{Fr_1^3}{Fr^3}\right)}}{1 - \frac{\lambda_s}{2} Fr_1^2} = \frac{1 - \sqrt{1 - \left(1 - \frac{0.0024}{2} \times 8^2\right) \left(1 - \frac{8^3}{20^3}\right)}}{1 - \frac{0.0024}{2} \times 8^2} = 0.684$$

$$V_m = \varphi_m \cdot u_f = 0.684 \times 20 = 13.7\text{m/s}$$

根据式(5.4-115)计算  $V_m = (0.70 \sim 0.85) \cdot u_f = 0.75 \times 20 = 15\text{m/s}$ , 两者结果相差无几, 取  $V_m = 13.7\text{m/s}$

③计算水平加速段长度  $L_0$ , 由式(5.4-116)得

$$L_0 = m_2 \cdot V_1^2 / 2g$$

由于加速段末期, 物料颗粒速度  $V_s = V_m = 13.7\text{m/s}$ , 因此当  $V_m/u_f = 0.684$ ,  $V_s/u_f = 0.684$  时, 查图 5.4-12 得  $m_2 = 4.5$ 。

计算得  $L_0 = 4.5 \times 8^2 / (2 \times 9.81) = 14.7\text{m}$ , 即由 A 点开始, 经 14.7m 的加速段后, 物料由初始流速  $V_0 = 7.6\text{m/s}$  达到最大流速  $V_m = 13.7\text{m/s}$ 。

④计算水平管加速段压力降  $\Delta p_{sa}$ , 根据式(5.4-119)和式(5.4-118),

$$\Delta p_{sa} = \lambda_{sa} \cdot m \cdot \rho_f \cdot u_f^2 / 2$$

$$\lambda_{sa} = 2 \times \frac{V_s - V_0}{u} = 2 \times (13.7 - 7.6) / 20 = 0.61$$

得  $\Delta p_{sa} = 0.61 \times 5.7 \times 1.29 \times 20^2 / 2 = 897.06\text{Pa}$

⑤计算水平管恒速段压力降  $\Delta p_{sc}$  按式(5.4-122)

$$\Delta p_{sc} = \Delta p_f \left( 1 + m \frac{0.0312}{\lambda_f} \times Fr_c^{0.85} \frac{gD}{V_c V_1} \right)$$

根据式(5.4-123)及式(5.4-126)

$$V_c = u_f - CV_1 \quad Fr_c = \frac{V_c}{\sqrt{gD}}$$

由式(5.4-124)得

$$C = 0.55 + 0.0032 Fr^{0.85} = 0.55 + 0.0032 \times (20)^{0.85} = 0.591$$

$$V_c = 20 - 0.591 \times 8 = 15.3\text{m/s}$$

$$Fr_c = \frac{15.3}{\sqrt{9.81 \times 0.1}} = 15.3$$

系统中共有三个弯管(90°一个, 45°两个), 相当于 90°弯管两个,  $R_0/D = 6$ , 查表 5.4-27 得当量长度  $L_b = 10\text{m}$ , 两个弯管总长度为 20m, 恒速段总长度  $L_1 = 90 + 20 + 50 + 20 - 14.7 = 165.3\text{m}$ , 按“单相流(不可压缩流体)”的“单相流”压力降公式来计算恒速段水平直管摩擦压力降  $\Delta p_f$

$$\text{即 } \Delta p_f = \lambda_f \cdot \frac{L_1}{D} \cdot \frac{u_f^2 \rho_f}{2} = 0.0166 \times \frac{165.3}{0.1} \times \frac{20^2 \times 1.29}{2} = 7079.5\text{Pa}$$

$$\text{得 } \Delta p_{sc} = 7079.5 \left( 1 + 5.7 \times \frac{0.0312}{0.0166} \times 15.3^{0.85} \times \frac{9.81 \times 0.1}{15.3 \times 8} \right) = 13256.8\text{Pa}$$

(5) 已知吸嘴、分离器、袋滤器以及连接管等压力降之和为 6164Pa, 忽略了垂直直管

(1.4m)的压力降,则系统总压力降为

$$\Delta p_t = 6164 + 897.06 + 13256.8 = 20317.9 \text{ Pa}$$

将已知的参数和计算结果,对照表 5.4-30 校核,得知是符合适用范围的,因此本例所采用的有关公式是合适的。

(6) 计算压气机功率

由式(5.4-156)计算管道内截面积  $A$

$$A = \frac{\pi}{4} D^2 = \frac{3.14}{4} \times 0.1^2 = 0.00785 \text{ m}^2$$

取  $K_e = 1.1$ ,由式(5.4-155)得

$$V_G = K_e \cdot A \cdot u_t = 1.1 \times 0.00785 \times 20 = 0.1727 \text{ m}^3/\text{s}$$

根据式(5.4-154)计算压气机功率  $N$

$$N = \frac{V_G \cdot \Delta p_t}{102 \cdot \eta_c \cdot g}$$

取  $\eta_c = 0.65$ ,得

$$N = \frac{0.1727 \times 20317.9}{102 \times 0.65 \times 9.31} = 5.68 \text{ kW}$$

本例中给出一组  $u_t$  和  $m$  值,设计计算时应再选择几组,进行经济比较后,确定最优方案。

**例 5.4-10** 某厂拟设计一套密相动压输送物料的压送式装置,物料量  $W_s = 20000 \text{ kg/h}$ ,物料粒径  $d_s = 0.0041 \text{ m}$ ,物料堆积密度  $\rho_s = 1351 \text{ kg/m}^3$ ,悬浮流速( $V_t$ )测定为  $8.2 \text{ m/s}$ ,颗粒对管壁的滑动摩擦系数  $f_w = 0.45$ ,容积输送比  $\delta = 0.035$ ,工作气体为空气,温度  $300 \text{ K}$ ,试决定输送系统的主要参数并计算管道压力降。物料输送系统示意图如图 5.4-14。

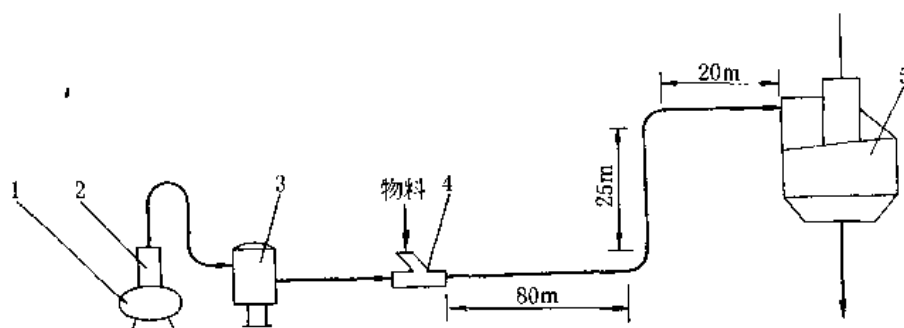


图 5.4-14 物料压送系统示意图

1—鼓风机;2—消声器;3—储气罐;4—进料喷嘴;5—出料分离器

**解** (1) 实效悬浮流速( $V_{te}$ )按式(5.4-143)计算

$$V_{te} = (1.1 + 5.71\delta) V_t = (1.1 + 5.71 \times 0.035) \times 8.2 = 10.66 \text{ m/s}$$

(2) 计算经济流速  $u_e$ ,按式(5.4-139)和式(5.4-140)

$$u_e = 2.87 \sqrt{f_w} \cdot V_t = 2.87 \times \sqrt{0.45} \times 8.2 = 15.79 \text{ m/s}$$

或  $u_e = 2V_t = 2 \times 8.2 = 16.4 \text{ m/s}$

(3) 取气体流速  $u_t = 13 \text{ m/s}$  ( $< 15.79 \text{ m/s}$ )

(4) 计算输送比( $m$ )

由质量输送比( $m$ )及料气容积输送比( $\delta$ )的定义,即采用式(5.4-104)及式(5.4-144)来计算



$$m = \frac{W_s}{W_G}, \quad \delta = \frac{W_s \cdot \rho_f}{W_G \cdot \rho_s}$$

得到  $m = \frac{\delta \cdot \rho_s}{\rho_f} = \frac{1351 \times 0.035}{\rho_f} = \frac{47.3}{\rho_f}$

以上  $u_f$  和  $\rho_f$  分别为工作气体在输送管内的平均流速和平均密度。

(5) 输送管的内直径计算

由式(5.4-109)得

$$D = \frac{1}{30} \sqrt{\frac{W_s}{\pi \cdot m \cdot \rho_f \cdot u_f}} = \frac{1}{30} \sqrt{\frac{2000}{3.14 \times \frac{47.3}{\rho_f} \times \rho_f \times 13}} = 0.1073 \text{ m}$$

若取  $D = 0.1 \text{ m}$ , 则有

$$u_f = \frac{W_s}{\pi \cdot m \cdot \rho_f \cdot (30D)^2} = \frac{2000}{3.14 \times \frac{47.3}{\rho_f} \times \rho_f \times (30 \times 0.1)^2} = 14.96 \text{ m/s} \approx 15 \text{ m/s} (< 15.79 \text{ m/s})$$

故可取  $D = 0.10 \text{ m}$ ,  $u_f = 15 \text{ m/s}$

(6) 按式(5.4-141)计算水平直管的压力降( $\Delta p_{m1}$ )

$$\Delta p_{m1} = \frac{\lambda_f \cdot L_s \cdot \rho_f \cdot u_f^2}{D \cdot 2} + \frac{f_k \cdot L_s \cdot \rho_f \cdot g \cdot m}{\varphi_m}, \quad f_k = \frac{V_{te}}{u_f} = \frac{10.66}{15} = 0.71$$

$$\varphi_m = 1 - \frac{V_{te}}{u_f} \sqrt{f_k} = 1 - 0.71 \sqrt{0.71} = 0.402$$

由表 5.4-28 得  $\lambda_f = 0.030$   $L_s = 120 \text{ m}$  (其中包括两个弯头的当量长度)得

$$\Delta p_{m1} = \frac{0.03 \times 120 \times 15^2 \times \rho_f}{0.1 \times 2} + \frac{0.71 \times 120 \times 47.3 \times 9.81}{0.402} = 4050 \rho_f + 98343.1 \text{ Pa}$$

(7) 按式(5.4-141)计算垂直直管的压力降( $\Delta p_{m2}$ )

$$f_k = 1 \quad \varphi_m = 1 - \frac{10.66}{15} \sqrt{1} = 0.289$$

$$\Delta p_{m2} = \frac{0.03 \times 25 \times 15^2 \times \rho_f}{0.1 \times 2} + \frac{1 \times 25 \times 47.3 \times 9.81}{0.289} = 843.75 \rho_f + 40139.75 \text{ Pa}$$

(8) 已知喷嘴、消声器、贮气罐和风管等压力降为 20000 Pa, 则系统总压力降 (不包括排料压力损失) 为

$$\Delta p_{m1} = (4050 + 843.75) \rho_f + 98343.1 + 40139.5 + 20000 = 4893.75 \rho_f + 158482.6 \text{ Pa}$$

(9) 按式(5.4-153)计算排料压力降

$$\Delta p_{ef} = \frac{\rho_{ef} \cdot u_{ef}^2}{2} (1 + 0.64 m)$$

(10) 由于工作气体在输送管的入口和出口端的压力、密度和流速均为未知数 (工作气体在输送管中的平均流速已经计算得到), 因此以下计算将用试差法。

令输送管入口端的压力为  $p_1$ , 密度为  $\rho_1$ , 流速为  $u_1$ , 输送管出口端 (在管内一侧) 分别为  $p_2, \rho_2$  和  $u_2$ , 而平均值为  $p_f, \rho_f$  和  $u_f = 15 \text{ m/s}$ 。同时假定输送过程在等温条件下进行, 空气按理想气体考虑, 因此有以下关系:

$$p_1 u_1 = p_2 u_2 = p_f u_f \quad \rho_1 u_1 = \rho_2 u_2 = \rho_f u_f$$

$$p_1/\rho_1 = p_2/\rho_2 = p_f/\rho_f = RT/M$$

若排料罐直接连通大气,大气压取为 101300Pa,则有

$$p_2 = 101300 + \Delta p_{ef} = 101300 + \frac{\rho_2 \cdot u_2^2}{2} \times \left( 1 + 0.64 \times \frac{47.3}{\rho_f} \right)$$

第一次假定  $p_f = 0.2 \times 10^6$  Pa, 则

$$p_2 u_2 = p_f u_f = 0.2 \times 10^6 \times 15 = 3 \times 10^6$$

$$\rho_f = \frac{p_f \cdot M}{RT} = \frac{0.2 \times 10^6 \times 29}{8.314 \times 300 \times 1000} = 2.325 \text{ kg/m}^3$$

由  $\rho_2 u_2 = \rho_f u_f = 2.325 \times 15 = 34.88$

$$p_2 = 101300 + \frac{34.88 \times 3 \times 10^6}{2 \times p_2} \left( 1 + 0.64 \times \frac{47.3}{2.325} \right) = 108086.67 \text{ Pa}$$

若按简单算术平均值计算  $p_1$ , 即  $p_f = (p_1 + p_2)/2$

$$p_1 = 2 \times 0.2 \times 10^6 - 108086.67 = 291913.33 \text{ Pa}$$

$$p_1 - p_2 = 183826.66 \text{ Pa}$$

由于系统总压力降(不包括排料压力降)

$$\Delta p_{mt} = 4893.75 \times 2.325 + 158482.6 = 169860.57 \text{ Pa}$$

与假设不符,作第二次假定  $p_f = 0.192 \times 10^6$  Pa

同理,  $p_2 u_2 = p_f u_f = 0.192 \times 10^6 \times 15 = 2.88 \times 10^6$

$$u_2 = 2.88 \times 10^6 / p_2$$

$$\rho_f = \frac{0.192 \times 10^6 \times 29}{8.314 \times 300 \times 1000} = 2.232 \text{ kg/m}^3$$

由  $\rho_2 u_2 = \rho_f u_f = 2.232 \times 15 = 33.49$

$$p_2 = 101300 + \frac{33.49 \times 2.88 \times 10^6}{2 \times p_2} \left( 1 + 0.64 \times \frac{47.3}{2.232} \right)$$

得  $p_2 = 107813.96 \text{ Pa}$

$$p_1 = 2 \times 0.192 \times 10^6 - 107813.96 = 276186.03 \text{ Pa}$$

$$p_1 - p_2 = 168372.1 \text{ Pa}$$

$$\Delta p_{mt} = 4893.75 \times 2.232 + 158482.6 = 169405.5 \text{ Pa}$$

与假设基本符合,即不包括排料压力降的总压力降为  $0.169 \times 10^6$  Pa,排料部分压力降为  $6.7 \times 10^3$  Pa,输送管入口端的压力需要  $0.276 \times 10^6$  Pa,质量输送比  $m = 22.2$ 。

**例 5.4-11** 试计算每小时输送  $W_s = 3000 \text{ kg}$  聚氯乙烯树脂粉的密相静压气力输送管的管径及压力降。已知管线总长 50m(其中垂直直管 15m),树脂粉堆积密度  $\rho_s = 560 \text{ kg/m}^3$ ,平均粒度  $d_s = 0.000184 \text{ mm}$ ,用空气为工作气体,温度为  $27^\circ\text{C}$  (300K)。

**解** 根据经验,取入口端  $u_f = 5 \text{ m/s}$ ,设入口端气体密度为  $3 \text{ kg/m}^3$ ,则气体质量流速  $G = 5 \times 3 = 15 \text{ kg/(m}^2 \cdot \text{s)}$

(1) 按式(5.4-145)估算料-气输送比  $m$

$$m = 227(\rho_s/G)^{0.38} L_t^{-0.75} = 227 \times (560/15)^{0.38} \times 50^{-0.75} = 47.8$$

(2) 管径计算

管道截面积

根据式(5.4-109)及式(5.4-156)得

$$D = \frac{1}{30} \sqrt{\left( \frac{W_s}{\pi \cdot m \cdot \rho_f \cdot u_f} \right)}$$

$$A = \frac{\pi}{4} D^2 = \frac{W_s}{3600 \cdot m \cdot G}$$

$$A = 3000 / (47.8 \times 3600 \times 15) = 0.00116 \text{ m}^2$$

管道内直径

$$D = \sqrt{\frac{0.00116}{0.785}} = 0.0385 \text{ m}$$

可选用管道内直径为 0.041m 的  $1 \frac{1}{2}$ " 管,  $G = \frac{3000}{47.8 \times 3600 \times 0.785 \times 0.041^2} = 13.2 \text{ kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ 。

(3) 压力降计算时应使用气体平均密度及平均流速。采用试差法, 首先设管内气体平均压力为 150000Pa, 则平均密度为

$$\rho = \frac{29 \times 150000}{8.314 \times (273 + 27)} = 1744 \text{ g}/\text{m}^3 \text{ 或 } 1.744 \text{ kg}/\text{m}^3$$

气体平均流速  $u_f = G/\rho_f = 13.2/1.744 = 7.6 \text{ m}/\text{s}$

(4) 水平直管压力降按式 (5.4-146) 计算

$$\Delta p_{m1} = 5 m L_1 \rho_f u_f^{0.45} g / \left( \frac{G}{d_s} \right)^{0.25}$$

$$= 5 \times 47.8 \times (50 - 15) \times 1.744 \times 7.6^{0.45} \times 9.81 / \left( \frac{0.041}{0.000184} \right)^{0.25}$$

$$= 92269 \text{ Pa}$$

(5) 垂直直管压力降按式 (5.4-147) 计算

$$\Delta p_{m2} = 2 m \rho_f g L_h = 2 \times 47.8 \times 1.744 \times 9.81 \times 15 = 24534 \text{ Pa}$$

(6) 总压降

$$\Delta p_{m1} = \Delta p_{m1} + \Delta p_{m2} = 92269 + 24534 = 116803 \text{ Pa}$$

(7) 由于已知入口端气体密度为  $3 \text{ kg}/\text{m}^3$ , 温度为 300K, 因此入口端气体压力为  $8.314 \times 300 \times 3000/29 = 258021 \text{ Pa}$ 。

管内平均压力为  $258021 - 116803/2 = 199620 \text{ Pa}$  与假定值 (150000Pa) 不符, 必须重新试差。第二次设管内气体平均压力为 190000Pa, 则平均密度  $\rho_f = 2.21 \text{ kg}/\text{m}^3$ , 平均流速  $u_f = 13.2/2.21 = 5.97 \text{ m}/\text{s}$

$$\Delta p_{m1} = 5 \times 47.8 \times (50 - 15) \times 5.97^{0.45} \times 9.81 / (41/0.184)^{0.25} = 104888 \text{ Pa}$$

$$\Delta p_{m2} = 2 \times 47.8 \times 2.21 \times 9.81 \times 15 = 31089 \text{ Pa}$$

总压降

$$\Delta p_{m1} = \Delta p_{m1} + \Delta p_{m2}$$

得

$$\Delta p_{m1} = 135977 \text{ Pa}$$

管内平均压力为  $258021 - 135977/2 = 190032 \text{ Pa}$ , 与假定值 (190000Pa) 相近。于是得压力降为  $135977 \text{ Pa} \approx 135.98 \text{ kPa}$ 。

#### 5.4.9.10 管道计算表

“气-固两相流”管道压力降计算表见表 5.4-33。编制步骤、用途及专业关系与“单相

流”管道计算表相同。

表 5.4-33 管道计算表（气-固两相流）

管道编号和类别									
自									
至									
输送物料量	kg/h								
粒径	mm								
温度	℃								
压力	kPa								
粘度	mPa·s								
密度	kg/m <sup>3</sup>								
表面张力	N/m								
流速	m/s								
管道公称直径	mm								
外径×壁厚									
直管长度	m								
管 件 当 量 长 度  m	弯 头								
	三 通								
	异径管								
	闸 阀								
	截止阀								
	旋 塞								
	止回阀								
总长度	m								
管道压力降	kPa								
孔板压力降	kPa								
控制阀压力降	kPa								
设备压力降	kPa								
始端标高	m								
终端标高	m								
静压力降	kPa								
设备接管口压力降	kPa								
总压力降	kPa								
压力（始端）	kPa								
压力（终端）	kPa								
版 次 或 修 改	版 次								
	日 期								
	编 制								
	校 核								
	审 核								

## 符号说明

- $A$ ——管道截面积,  $\text{m}^2$ ;  
 $C, C_1, C_2, C_3$ ——系数;  
 $D$ ——输送管内直径,  $\text{m}$ ;  
 $d$ ——移动吸嘴的内直径,  $\text{m}$ ;  
 $d_s$ ——输送物料当量球径(同体积圆球直径),  $\text{m}$ ;  
 $f_k$ ——比例常数;  
 $Fr$ ——以气体流速( $u_f$ )输送为基准的弗鲁特数;  
 $Fr_c$ ——以  $V_c$  为基准的弗鲁特数;  
 $Fr_t$ ——以悬浮流速( $V_t$ )为基准的弗鲁特数;  
 $f_w$ ——颗粒对管壁的滑动摩擦系数;  
 $G$ ——气体质量流速,  $\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ ;  
 $g$ ——重力加速度,  $9.81 \text{m/s}^2$ ;  
 $K_b$ ——与曲率半径( $R_0$ )有关的系数;  
 $K_d$ ——输送物料的特性系数;  
 $K_a$ ——系统漏气增加的系数;  
 $K_L$ ——输送物料的粒度系数;  
 $l$ ——软管长度,  $\text{m}$ ;  
 $L_0$ ——水平加速段长度,  $\text{m}$ ;  
 $L_1$ ——水平管长度,  $\text{m}$ ;  
 $L_2$ ——倾斜管长度,  $\text{m}$ ;  
 $L_3$ ——水平直管或垂直直管或倾斜直管恒速段长度,  $\text{m}$ ;  
 $L_b$ ——弯管当量长度,  $\text{m}$ ;  
 $L_h$ ——垂直直管长度,  $\text{m}$ ;  
 $L_{ho}$ ——垂直直管加速段长度,  $\text{m}$ ;  
 $L_s$ ——水平管道长度或垂直管道提升高度,  $\text{m}$ ;  
 $M$ ——工作气体相对分子质量;  
 $m$ ——料-气质量输送比, 简称输送比;  
 $m, m_1$ ——参数;  
 $N$ ——风机功率,  $\text{kW}$ ;  
 $n_1, n_2$ ——校正系数;  
 $n_b$ ——弯管数量;  
 $p_f$ ——例题中引入的管道内平均压力,  $\text{Pa}$ ;  
 $p_1, p_2$ ——例题中引入的输送管入口和出口端的压力,  $\text{Pa}$ ;  
 $R$ ——气体常数,  $8.3143 \text{kJ}/(\text{kmol} \cdot \text{K})$ ;  
 $Re$ ——雷诺数;  
 $R_0$ ——弯管曲率半径,  $\text{m}$ ;  
 $u_1, u_2$ ——例题中引入的输送管入口和出口端的气体流速,  $\text{m/s}$ ;  
 $u_c$ ——经济流速,  $\text{m/s}$ ;  
 $u_{ef}$ ——输送管末端出口处气体流速,  $\text{m/s}$ ;  
 $u_f$ ——气体流速,  $\text{m/s}$ ;  
 $u_h$ ——噎塞流速,  $\text{m/s}$ ;  
 $V_0$ ——物料初始速度,  $\text{m/s}$ ;  
 $V_1$ ——弯管进口处物料流速,  $\text{m/s}$ ;  
 $V_4$ ——弯管出口处物料流速,  $\text{m/s}$ ;  
 $V_{\text{起}}$ ——物料在水平输送管中的起始流速,  $\text{m/s}$ ;  
 $V_c$ ——参数,  $V_c = u_f - C \cdot V_t$ ,  $\text{m/s}$ ;  
 $V_G$ ——工作气体体积流量,  $\text{m}^3/\text{s}$ ;  
 $V_m$ ——恒速段物料流速,  $\text{m/s}$ ;  
 $V_a$ ——加速段物料流速,  $\text{m/s}$ ;  
 $V_t$ ——悬浮流速,  $\text{m/s}$ ;  
 $V_w$ ——实效悬浮流速,  $\text{m/s}$ ;  
 $W_1$ ——分流前物料的体积流量,  $\text{m}^3/\text{h}$ ;  
 $W_2$ ——分流后物料的体积流量,  $\text{m}^3/\text{h}$ ;  
 $W_G$ ——气体质量流量,  $\text{kg/h}$ ;  
 $W_s$ ——物料质量流量,  $\text{kg/h}$ ;  
 $\alpha$ ——倾斜直管与水平面的夹角,  $\text{rad}$ ;  
 $\beta$ ——形状系数;  
 $\nu$ ——工作气体的运动粘度,  $\text{m}^2/\text{s}$ ;  
 $\Delta p_d$ ——Y形分流圆管压力降,  $\text{Pa}$ ;  
 $\Delta p_r$ ——肘形管压力降,  $\text{Pa}$ ;  
 $\Delta p_{ef}$ ——排料压力降,  $\text{Pa}$ ;  
 $\Delta p_f$ ——纯工作气体单相流动时的压力降,  $\text{Pa}$ ;  
 $\Delta p_{fp}$ ——管件局部压力降,  $\text{Pa}$ ;  
 $\Delta p_{mb}$ ——弯管段压力降,  $\text{Pa}$ ;  
 $\Delta p_{ml1}$ ——例题中引入的水平直管压力降,  $\text{Pa}$ ;  
 $\Delta p_{ml2}$ ——例题中引入的垂直直管压力降,  $\text{Pa}$ ;  
 $\Delta p_{ml}$ ——直管段压力降,  $\text{Pa}$ ;  
 $\Delta p_{sa}$ ——加速段压力降,  $\text{Pa}$ ;  
 $\Delta p_{sc}$ ——恒速段压力降,  $\text{Pa}$ ;  
 $\Delta p_t$ ——系统总压力降,  $\text{Pa}$ ;  
 $\delta$ ——料-气容积输送比;  
 $\varepsilon$ ——系数;

- $\eta$ ——系数；  
 $\eta_e$ ——风机效率；  
 $\lambda_h$ ——与物料自重及悬浮有关的阻力系数；  
 $\lambda_t$ ——工作气体的摩擦阻力系数；  
 $\lambda_s$ ——物料运动时与管壁的摩擦阻力系数；  
 $\lambda_{sa}$ ——加速段阻力系数；  
 $\lambda_{ss}$ ——与物料颗粒间碰撞有关的阻力系数；  
 $\lambda_z$ ——物料运动阻力系数；  
 $\mu_t$ ——工作气体的粘度，Pa·s；  
 $\rho_1$ 、 $\rho_2$ ——例题中引入的输送管入口和出口端的气体密度，kg/m<sup>3</sup>；  
 $\rho_{cl}$ ——输送管末端出口处的气体密度，kg/m<sup>3</sup>；  
 $\rho_f$ ——工作气体的密度，kg/m<sup>3</sup>；  
 $\rho_s$ ——输送物料的堆积密度，kg/m<sup>3</sup>；  
 $\phi$ ——纯工作气体在肘形管中单相流动的阻力系数；  
 $\varphi$ ——系数；  
 $\varphi_m$ ——料-气最大速度比；  
 压力——本规定除注明外，均为绝对压力。

#### 5.4.10 真空系统的管道压力降计算

本规定主要用于真空系统管道压力降计算，不包括系统中的设备设计及泵的选型等。

对一般低真空系统直接用式(5.4-178)计算管道压力降。对要求较高的中真空和高真空系统，可按照例5.4-12的计算方法，使管径适应流导要求，并用允许压力降校核，直至压力降和流导相适应为止。

##### 5.4.10.1 一般计算

##### (1) 真空区域的划分

根据 GB 3163—82《真空技术名词术语》的分类，真空区域的大致划分见表5.4-34。

表 5.4-34 真空区域的划分

低真空	$10^2 \sim 10^3 \text{ Pa}$	高真空	$10^{-1} \sim 10^{-3} \text{ Pa}$
中真空	$10^2 \sim 10^{-1} \text{ Pa}$	超高真空	$< 10^{-3} \text{ Pa}$

##### (2) 流型划分及判别

通常流型划分及判别标准如下：

$$\text{粘性流动} \quad p_m \cdot d > 66.66 \text{ (Pa} \cdot \text{cm)} \quad (5.4-157)$$

$$\text{分子流动} \quad p_m \cdot d < 1.998 \text{ (Pa} \cdot \text{cm)} \quad (5.4-158)$$

$$\text{过渡流动} \quad 1.998 \text{ (Pa} \cdot \text{cm)} < p_m \cdot d < 66.66 \text{ (Pa} \cdot \text{cm)} \quad (5.4-159)$$

式中  $p_m$ ——管道中气体的平均压力，Pa

$$p_m = (p_1 + p_2)/2 \quad (5.4-160)$$

$p_1$ 、 $p_2$ ——分别为管道两端的压力，Pa；

$d$ ——管道内直径，cm。

##### (3) 流导的划分

气体沿管道流动的能力，称为流导，其计算式如下：

$$C = \frac{Q}{p_1 - p_2} \quad (5.4-161)$$

##### ① 串联管道流导

总流导的倒数等于各管段流导倒数之和，即

$$\frac{1}{C} = \frac{1}{C_1} + \frac{1}{C_2} + \frac{1}{C_3} + \dots \quad (5.4-162)$$

##### ② 并联管道流导

总流导等于各管段流导之和，即

$$C = C_1 + C_2 + C_3 + \cdots \quad (5.4-163)$$

式中  $C$ 、 $C_1$ 、 $C_2$ 、 $C_3$ ——分别为管道的总流导和各分管段流导,  $\text{cm}^3/\text{s}$ ;

$Q$ ——单位时间内通过给定截面的气体量,  $\text{Pa} \cdot \text{cm}^3/\text{s}$ ;

$p_1$ 、 $p_2$ ——管道两端的压力,  $\text{Pa}$ 。

#### (4) 流导的计算

##### ①粘性流动流导

##### a. 圆直长管 ( $L > 20d$ )

$$C_{vl} = \frac{10^3 \pi d^4 p_m}{128 \mu L} \quad (5.4-164)$$

式中  $C_{vl}$ ——粘性流动长管流导,  $\text{cm}^3/\text{s}$ ;  $d$ ——管道内直径,  $\text{cm}$ ;

$\mu$ ——气体粘度,  $\text{mPa} \cdot \text{s}$ ;  $L$ ——管道长度,  $\text{cm}$ ;

$p_m$ ——管道中气体的平均压力,  $\text{Pa}$ 。

##### b. 圆孔流导

$$C_{vo} = 3.16 \times 10^3 \sqrt{\frac{2k}{(k-1)}} \cdot \frac{RT}{M} \cdot X^{\frac{1}{k}} \cdot \sqrt{1 - X^{\left(\frac{k-1}{k}\right)}} \cdot \frac{A_0}{(1-X)} \quad (5.4-165)$$

20℃空气的圆孔流导 ( $k = 1.4$ ,  $M = 29$ )

当  $1 \geq X \geq 0.525$  时

$$C_{vo} = 7.66 \times 10^4 \cdot X^{0.712} \sqrt{1 - X^{0.288}} \cdot \frac{A_0}{(1-X)} \quad (5.4-166)$$

当  $X \leq 0.525$  时

$$C_{vo} \approx \frac{2 \times 10^4 A_0}{(1-X)} \quad (5.4-167)$$

当  $X \leq 0.1$  时

$$C_{vo} \approx 2 \times 10^4 A_0 \quad (5.4-168)$$

式中  $C_{vo}$ ——粘性流动圆孔的流导,  $\text{cm}^3/\text{s}$ ;

$k$ ——气体的绝热指数,  $k = C_p/C_v$ ;

$C_p$ 、 $C_v$ ——分别为气体的定压比热容和定容比热容,  $\text{kJ}/(\text{kg} \cdot \text{K})$ ;

$R$ ——气体常数,  $8.3143 \text{kJ}/(\text{kmol} \cdot \text{K})$ ;

$T$ ——气体的绝对温度,  $\text{K}$ ;

$M$ ——气体相对分子质量;

$X$ ——气体压力比,  $X = p_2/p_1$ ;

$p_1$ 、 $p_2$ ——分别为孔前和孔后的气体压力,  $\text{Pa}$ ;

$A_0$ ——圆孔截面积,  $\text{cm}^2$ 。

##### c. 短管流导 ( $L \leq 20d$ )

$$C_{vs} = \frac{C_{vl} \cdot C_{vo}}{C_{vl} + C_{vo}} \quad (5.4-169)$$

式中  $C_{vs}$ ——粘性流动短管流导,  $\text{cm}^3/\text{s}$ ;

$C_{vl}$ ——粘性流动长管流导,  $\text{cm}^3/\text{s}$ , 按式 (5.4-164) 计算;

$C_{vo}$ ——粘性流动圆孔流导,  $\text{cm}^3/\text{s}$ , 按式 (5.4-165) 计算,  $A_0$  按管截面积计算。

##### ②分子流动流导

a. 圆直长管 ( $L > 20d$ )

$$C_{ml} = \frac{3.16 \times 10^3}{6} \sqrt{\frac{2\pi RT}{M}} \cdot \frac{d^3}{L} \quad (5.4-170)$$

b. 圆孔流导

$$C_{mo} = 3.16 \times 10^3 \sqrt{\frac{RT}{2\pi M}} \cdot A_0 \quad (5.4-171)$$

c. 短管流导 ( $L \leq 20d$ )

$$C_{ms} = 3.16 \times 10^3 \sqrt{\frac{RT}{2\pi M}} \cdot A \cdot \alpha \quad (5.4-172)$$

式中  $C_{ml}$ ——分子流动长管流导,  $\text{cm}^3/\text{s}$ ;

$C_{mo}$ ——分子流动圆孔流导,  $\text{cm}^3/\text{s}$ ;

$C_{ms}$ ——分子流动短管流导,  $\text{cm}^3/\text{s}$ ;

$A$ 、 $A_0$ ——分别为短管、圆孔截面积,  $\text{cm}^2$ ;

$\alpha$ ——修正系数, 其值见表 5.4-35。

表 5.4-35 短管流导修正系数

$L/d$	0	0.05	0.1	0.2	0.4	0.6	0.8
$\alpha$	1	0.965	0.931	0.870	0.769	0.690	0.625
$L/d$	1	2	4	6	8	10	20
$\alpha$	0.572	0.40	0.25	0.182	0.143	0.117	0.0625

其余符号意义同前。

### ③过渡流动流导

圆直长管

$$C_T = \frac{10^3 \pi d^4}{128 \mu L p_m} + \frac{3.16 \times 10^3}{6} \sqrt{\frac{2\pi RT}{M}} \cdot \frac{d^3}{L} \cdot \frac{\left(1 + 3.162 \times 10^{-4} \sqrt{\frac{M}{RT}} \cdot \frac{10^3 dp_m}{\mu}\right)}{\left(1 + 3.921 \times 10^{-4} \sqrt{\frac{M}{RT}} \cdot \frac{10^3 dp_m}{\mu}\right)} \quad (5.4-173)$$

式中  $C_T$ ——过渡流动流导,  $\text{cm}^3/\text{s}$ ;

$p_m$ ——管道中气体平均压力, Pa;

$\mu$ ——气体粘度,  $\text{mPa} \cdot \text{s}$ ;

$R$ ——气体常数,  $8.3143 \text{ kJ}/(\text{kmol} \cdot \text{K})$ ;

$d$ ——管道内直径, cm;

$L$ ——管道长度, cm;

$M$ ——气体相对分子质量。

### (5) 抽气速度

①名义抽气速度。真空泵性能表中所列泵的抽气速度, 称为名义抽气速度, 简称抽速。

②有效抽气速度。真空泵对真空容器抽气口的抽气速度 (真空容器出口) 称为有效抽气速度。当管道的流导很大时, 有效抽气速度接近于名义抽气速度; 反之, 有效抽速小于名义抽速。设计中为使有效抽速增大, 必须使真空管道长度尽量短而直径适当增大。

③名义抽速和有效抽速的关系。在一般情况下, 两种抽速之比为  $u/u_p = 0.6 \sim 0.8$ 。真空容器、泵及管道的流导关系 (因是串联) 如下:

$$\frac{1}{u} = \frac{1}{u_p} + \frac{1}{C} \quad (5.4-174)$$

式中  $C$ ——管道的流导,  $\text{cm}^3/\text{s}$ ;



$u$ 、 $u_p$ ——有效抽速和名义抽速,  $\text{cm}^3/\text{s}$ 。

#### (6) 抽气时间

真空系统中从某一压力抽到另一指定压力所需的时间, 称为抽气时间。

在低真空和中真空下, 不考虑设备和管道本身出气的影响, 对机械泵从某一压力开始抽气时, 抽速随真空度升高而下降, 其抽气时间用下式计算:

$$t = 2.3 K \frac{V}{u_p} \lg \frac{p_1}{p_2} \quad (5.4-175)$$

式中  $t$ ——抽气时间,  $\text{s}$ ;

$V$ ——真空设备容积,  $\text{L}$ ;

$u_p$ ——泵的名义抽速,  $\text{L}/\text{s}$ ;

$p_1$ ——设备开始抽气时的压力,  $\text{Pa}$ ;

$p_2$ ——经  $t$  时间抽气后的压力,  $\text{Pa}$ ;

$K$ ——修正系数, 与设备抽气终止时的压力有关, 其值见表 5.4-36。

表 5.4-36 抽气时间修正系数

$p_2$ , $\text{kPa}$	133.32 ~ 13.33	13.33 ~ 1.33	1.33 ~ 0.133	0.133 ~ 0.0133	0.0133 ~ 0.00133
$K$	1	1.25	1.5	2	4

在粗略计算中, 用图 5.4-15 计算机械泵的抽气时间。

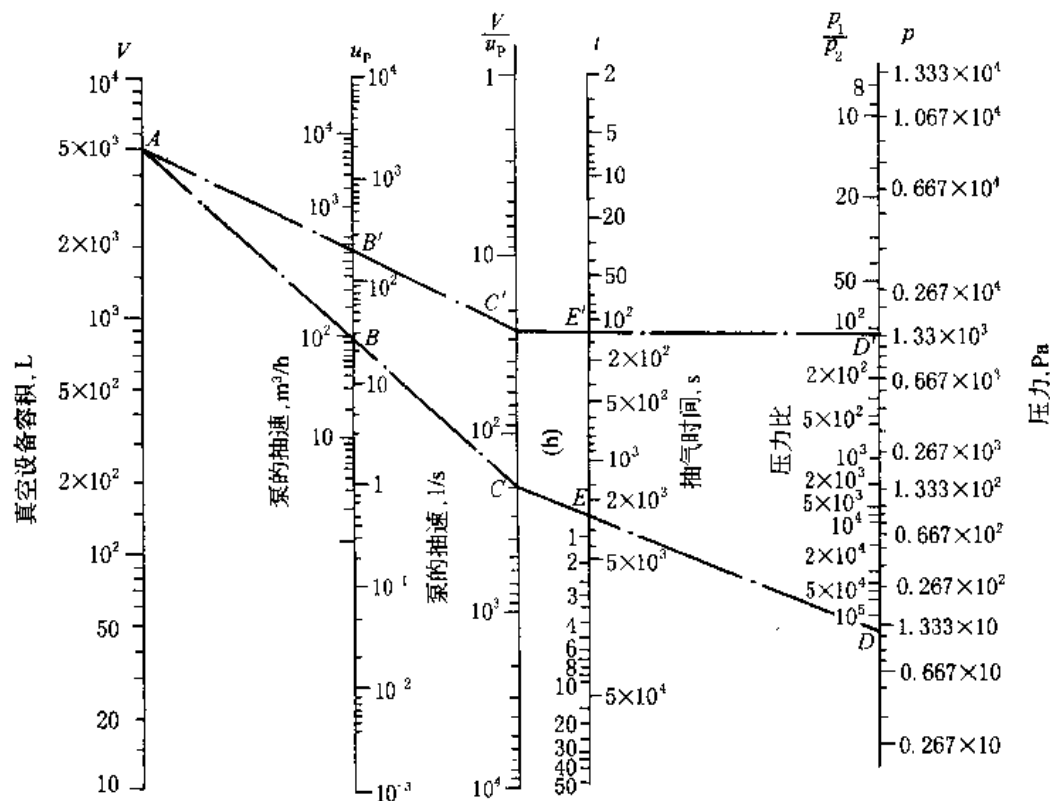


图 5.4-15 抽气时间计算图

使用说明:

(1) 从大气压抽到所需的压力  $p$ : 从  $V$  线上找到容积点  $A$ ,  $u_p$  线上找到抽速点  $B$ ,  $A$ 、 $B$  两点连线交  $V/u_p$  线于点  $C$ ,  $C$  点与  $p$  线上所需压力点  $D$  连线交  $t$  线于  $E$  点,  $E$  点所示即抽气时间。

(2) 如从  $p_1$  开始抽到  $p_2$ , 则应求出  $p_1/p_2$  的值点  $D'$ ,  $A$  和  $u_p$  线上  $B$  连线延长交  $V/u_p$  线上  $C$  点, 连接  $C'D'$  交  $t$  线于  $E'$  点,  $E'$  点所示即抽气时间。

## 5.4.10.2 压力降计算

## (1) 湍流

空气或蒸汽在圆截面管中流动, 当压力降小于最终压力的 10%, 且符合以下限制时, 用式 (5.4-177) 计算。当压力降大于最终压力的 10% 时用分段法计算。

$$\text{限制条件为} \quad \frac{W_G}{D} \geq 360 \quad (5.4-176)$$

压力降计算为

$$\Delta p = 2.759 \times 10^4 \frac{(F_1 \times C_{D1} \times C_{T1}) + (F_2 \times C_{D2} \times C_{T2})}{p_1} \quad (5.4-177)$$

式中  $W_G$ ——气体质量流量, kg/h;

$D$ ——管道内直径, m;

$\Delta p$ ——真空管每米管道长度压力降, Pa;

$F_1$ 、 $F_2$ ——基准摩擦系数, 见图 5.4-17 所示;

$C_{D1}$ 、 $C_{D2}$ ——管径校正系数, 见图 5.4-17 所示;

$C_{T1}$ 、 $C_{T2}$ ——温度校正系数, 见图 5.4-16 所示;

$p_1$ ——气体管道始端压力, Pa。

(2) 层流 ( $W_G/D < 360$ )

对空气, 当压力范围在 6.666Pa ~ 133.32Pa 之间, 且压力降不超过最终压力的 10% 时, 用式 (5.4-178) 计算。

$$\Delta p = \frac{\lambda L \rho u_1^2}{2D} \quad (5.4-178)$$

式中  $\Delta p$ ——真空管每米压力降, Pa;

$L$ ——管道长度, m;

$u_1$ ——流体流速, m/s;

$D$ ——管道内直径, m;

$\rho$ ——气体平均密度, kg/m<sup>3</sup>;

$\lambda$ ——摩擦系数,  $\lambda = 4f$ ,  $f$  由图 5.4-17 查得。

对一般低真空系统, 也可用此式计算, 但应由图 5.4-1 中查得摩擦系数。

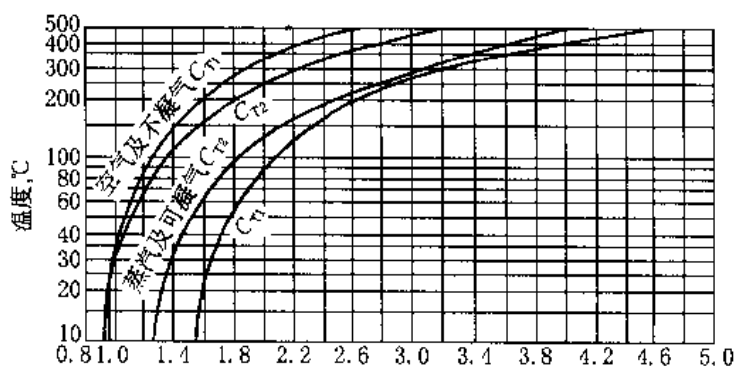


图 5.4-16 温度修正系数 ( $C_{T1}$ )、( $C_{T2}$ )

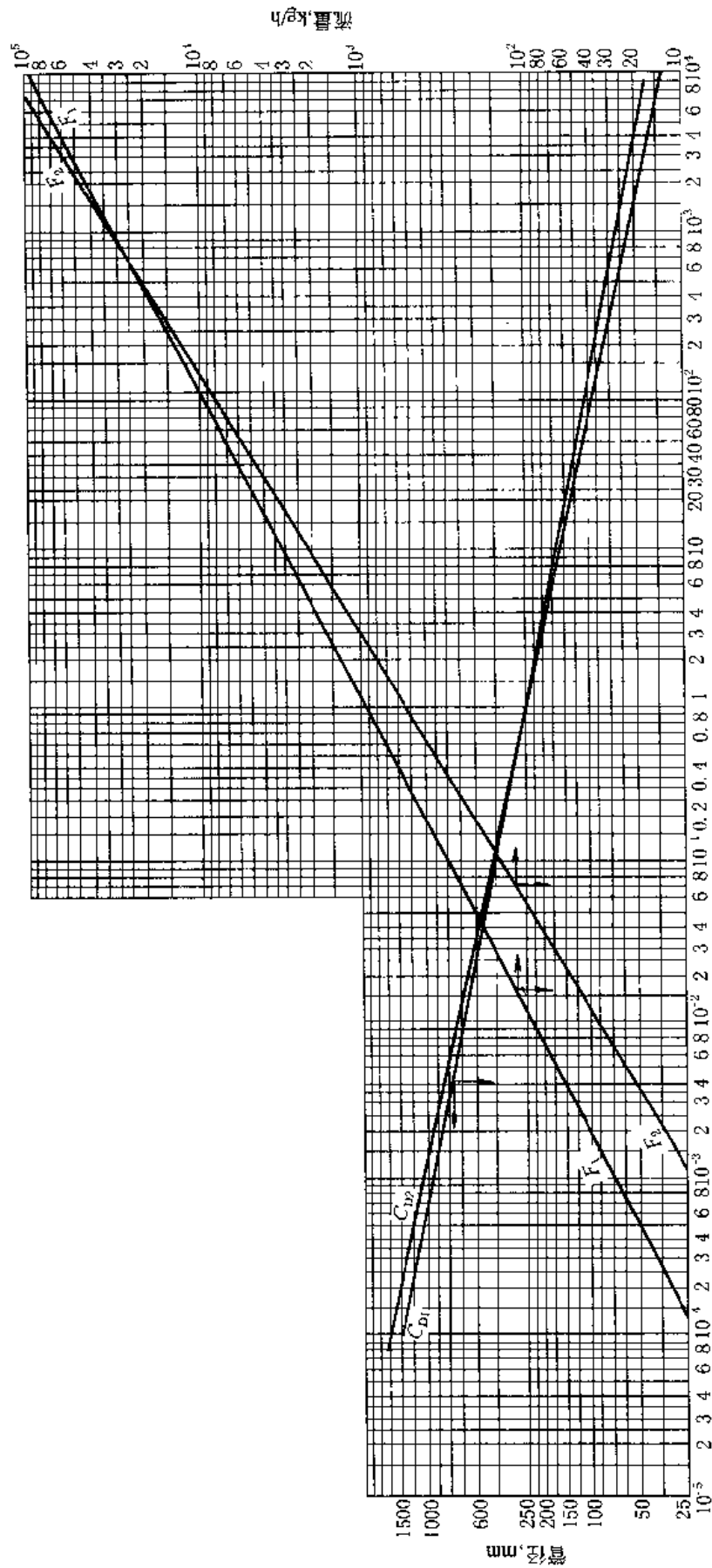


图 5.4-17 摩擦系数( $F_1$ )、( $F_2$ )和管径修正系数( $C_m$ )、( $C_{m2}$ )

## 5.4.10.3 计算步骤及例题

## 计算步骤

①已知泵的抽气速度及初始压力，求管径。

a. 假设管道直径以判断流型。

b. 求在泵抽气速度下的管道流导。用假设的管径求管道的流导，此值如小于泵抽速下的流导，则应重新假设管径进行计算，直至流导大于泵抽速下的流导为止。

c. 核算压力降

②  $W_c/D \geq 360$  (湍流)，按式 (5.4-177) 计算。

③  $W_c/D < 360$  (层流)，按式 (5.4-178) 计算。

④ 计算的压力降和最终压力之比  $\Delta p/p_2 \leq 10\%$ ，所假设的管径即为所求的结果。否则需重新假设管径或分段计算。

②已知流量及初始压力，求管径。

a. 假设管径求雷诺数。

b. 查出摩擦系数 ( $f$ ) (见图 5.4-18) 及修正系数 ( $C_D$ )、( $C_T$ ) 值。

c. 核算压力降。在按式 (5.4-177) 或式 (5.4-178) 计算所得压力降与最终压力之比小于 10% 时，所假设的管径即为所求的结果，否则需重新假设管径计算或分段计算。

③已知流量、管径及初始压力，求压力降。

a. 查基准摩擦系数 ( $f$ ) 及校正系数 ( $C_D$ )、( $C_T$ ) 值。

b. 计算压力降

c. 如前所述，在按式 (5.4-177) 和式 (5.4-178) 计算的压力降与终点压力之比小于 10% 时，则计算结束，大于 10% 时，对管段分段计算压力降，各管段压力降之和即为所求压力降值。应当指出，当计算结果大于 10%，并非此管径在设计中不能采用，而是强调使用分段计算法的计算结果将比较精确。管径的尺寸应取决于工艺对总压降或终点压力的要求，见例 5.4-14 所示。

④层流流动可参考“单相流”计算方法及以上步骤进行计算。

**例 5.4-12** 一真空系统，抽出 20℃ 空气，真空容器出口有效抽速为 25L/s，如泵的抽速损失为 20%，压力为 6.666Pa，泵和真空容器间管道长度为 3m，求管径。

**解** (1) 泵的抽速

$$u_p = \frac{u}{0.8} = \frac{25}{0.8} = 31.25 \text{ L/s} = 112.5 \text{ m}^3/\text{h} = 0.03125 \text{ m}^3/\text{s}$$

(2) 流导计算

由  $\frac{1}{u} = \frac{1}{u_p} + \frac{1}{C}$  得

$$C = \frac{u \cdot u_p}{u_p - u} = \frac{25 \times 31.25}{31.25 - 25} = 125 \text{ L/s}$$

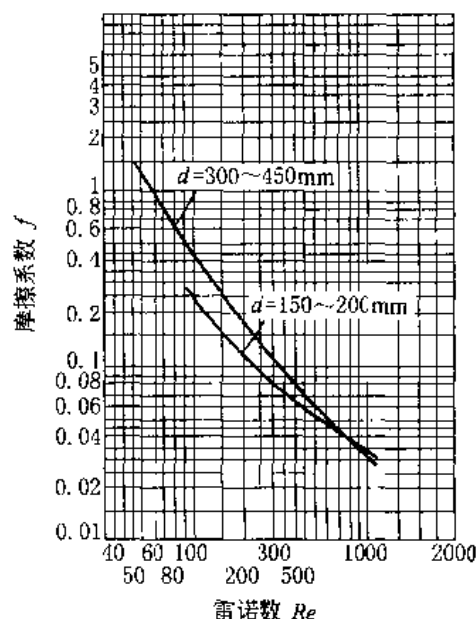


图 5.4-18 空气在 6.666Pa 至 133.32Pa 压力下层流流动的摩擦系数

设压降甚微, 则平均压力  $p_m \approx p_1 = 6.666 \text{ Pa}$

### (3) 管径计算

设管道内直径  $d = 7 \text{ cm}$ , 则

流型  $p_m \cdot d = 6.666 \times 7 = 46.662 \text{ Pa} \cdot \text{cm}$

$1.998 (\text{Pa} \cdot \text{cm}) < 46.662 (\text{Pa} \cdot \text{cm}) < 66.6 (\text{Pa} \cdot \text{cm})$

属于过渡流动

### (4) 核算管径

$20^\circ\text{C}$  空气粘度  $\mu = 1.81 \times 10^{-2} \text{ mPa} \cdot \text{s}$

$d^3 = 7^3 = 343$ ,  $d^4 = 2401$ , 代入式 (5.4-173) 得

$$\begin{aligned} C_T &= \frac{10^3 \pi \times 2401 \times 6.67}{128 \times 1.81 \times 10^{-2} \times 300} + \frac{3.16 \times 10^3}{6} \sqrt{\frac{2\pi \times 8.3143 \times 293}{29}} \times \frac{343}{300} \times \\ &\quad \frac{1 + 3.162 \times 10^{-4} \sqrt{\frac{29}{8.3143 \times 293}} \times \frac{7 \times 6.67 \times 10^3}{1.81 \times 10^{-2}}}{1 + 3.921 \times 10^{-4} \sqrt{\frac{29}{8.3143 \times 293}} \times \frac{7 \times 6.67 \times 10^3}{1.81 \times 10^{-2}}} \\ &= 7238.6 + 1186.6 = 83573.2 \text{ cm}^3/\text{s} \\ &= 83.6 \text{ L/s} < 125 \text{ L/s} \end{aligned}$$

流导过小, 不能满足要求, 应重新假设管径进行计算。

又假设管道内直径  $d = 8 \text{ cm}$ , 得

$p_m \cdot d = 6.666 \times 8 = 53.328 \text{ Pa} \cdot \text{cm}$  仍属于过渡流动, 且  $d^3 = 512$ ,  $d^4 = 4096$ , 代入式 (5.4-173) 得

$C_T = 140173.1 \text{ cm}^3/\text{s} = 140.21 \text{ L/s} > 125 \text{ L/s}$ , 故第二次假设  $d = 8.0 \text{ cm}$  是正确的。

### (5) 核算压力降

空气密度  $\rho = 7.94 \times 10^{-8} \text{ g/cm}^3 = 7.94 \times 10^{-5} \text{ kg/m}^3$

质量流量  $W_G = 7.94 \times 10^{-5} \times 112.5 = 8.93 \times 10^{-3} \text{ kg/h}$

$W_G/d = 8.93 \times 10^{-3}/0.08 = 0.1116 < 360$  (层流)

雷诺数  $Re = 354 \frac{W_G}{d\mu} = \frac{354 \times 8.93 \times 10^{-3}}{80 \times 1.81 \times 10^{-2}} = 2.18$

查图 5.4-18, 取  $f = 1$ , 则  $\lambda = 4f = 4$

管道截面积  $A = 5.026 \times 10^{-3} \text{ m}^2$

气体流速  $u_1 = \frac{0.03125}{5.026 \times 10^{-3}} = 6.22 \text{ m/s}$ , 代入式 (5.4-178)。

管道压力降  $\Delta p = \frac{\lambda L \rho u_1^2}{2d} = \frac{4 \times 3 \times 7.94 \times 10^{-5} \times 6.22^2}{2 \times 0.08}$   
 $= 0.23 \text{ Pa}$  (此值甚微, 与假设符合)

$p_2 = 6.666 - 0.23 = 6.436 \text{ Pa}$

$\Delta p/p_2 = \frac{0.23}{6.436} \times 100\% = 3.57\% < 10\%$

由以上计算, 管道内直径为  $8.0 \text{ cm}$  是正确的, 可选用  $\phi 89 \times 4.5$  钢管。

**例 5.4-13** 一真空管道, 抽吸  $175^\circ\text{C}$  空气, 流量  $115 \text{ kg/h}$ , 管道始端压力为  $2133 \text{ Pa}$ , 总长度  $100 \text{ m}$ , 求管径。

**解** 设管道内直径  $d = 20.7 \text{ cm} = 0.207 \text{ m}$

$\frac{W_G}{d} = \frac{115}{0.207} = 555 > 360$  属湍流流动, 采用式 (5.4-177) 计算。

由图 5.4-16 和图 5.4-17 查得

$$\begin{aligned} F_1 &= 1.55 \times 10^{-2} & C_{D1} &= 3.5 & C_{T1} &= 1.5 \\ F_2 &= 7.1 \times 10^{-2} & C_{D2} &= 3.2 & C_{T2} &= 1.67 \end{aligned}$$

代入式 (5.4-177) 得

$$\Delta p = 2.764 \times 10^4 \times \frac{(1.55 \times 10^{-2} \times 3.5 \times 1.5) + (7.1 \times 10^{-2} \times 3.2 \times 1.67)}{2133} = 5.963 \text{ Pa}$$

$$\Delta p_{\Sigma} = 100 \times 5.963 = 596.3 \text{ Pa}$$

$$p_2 = 2133 - 596.3 = 1536.7 \text{ Pa}$$

$$\frac{\Delta p_{\Sigma}}{p_2} \times 100\% = 38.8\% > 10\%$$

说明不符合工艺对终点压力的要求。

又设  $d = 25.7 \text{ cm}$ , 则  $W_G/D = 115/0.257 = 447 > 360$ , 仍属湍流, 查图 5.4-16 得  $C_{D1} = 0.96$ ,  $C_{D2} = 0.96$ , 其余系数值不变, 计算得  $\Delta p_{\Sigma} = 176.388 \text{ Pa}$ ,  $p_2 = 2133 - 176.388 = 1956.6 \text{ Pa}$

$$\frac{\Delta p_{\Sigma}}{p_2} \times 100\% = 9.01\% < 10\%$$

因此管道内直径  $d = 25.7 \text{ cm}$  是正确的, 可选  $\phi 273 \times 8$  钢管。

**例 5.4-14** 有气体管道 (不凝气体), 管道内直径  $150 \text{ mm}$  ( $\phi 159 \times 4.5$ ), 长度  $30 \text{ m}$ , 质量流量  $80 \text{ kg/h}$ , 温度  $38^\circ \text{C}$ , 始端压力为  $1733 \text{ Pa}$ , 求压力降。

解  $\frac{W_G}{d} = \frac{80}{0.150} = 533 > 360$ , 湍流流动, 查图 5.4-16 和图 5.4-17 得

$$\begin{aligned} F_1 &= 7.7 \times 10^{-3} & C_{D1} &= 15 & C_{T1} &= 1.02 \\ F_2 &= 4.1 \times 10^{-2} & C_{D2} &= 11.5 & C_{T2} &= 1.08 \end{aligned}$$

每米管道压力降

$$\Delta p = 2.764 \times 10^4 \times \frac{(7.7 \times 10^{-3} \times 15 \times 1.02) + (4.1 \times 10^{-2} \times 11.5 \times 1.08)}{1733} = 10.00 \text{ Pa}$$

$$\Delta p_{\Sigma} = 30 \times 10 = 300 \text{ Pa}$$

$$p_2 = 1733 - 300 = 1433 \text{ Pa}$$

$$\frac{\Delta p_{\Sigma}}{p_2} \times 100\% = 20.94\% > 10\%$$

由于  $\frac{\Delta p_{\Sigma}}{p_2} \times 100\% = 20.94\% > 10\%$ , 不符合要求, 现改用分段法计算, 将管段分为四段, 每段增量为  $7.5 \text{ m}$ , 图 5.4-16 和图 5.4-17 的各系数数值不变。

$$\Delta p_1 = 10 \times 7.5 = 75 \text{ Pa}$$

$$p_2 = p_1 - \Delta p_1 = 1733 - 75 = 1658 \text{ Pa}$$

$$\Delta p_2 = 2.764 \times 10^4 \times \frac{0.627 \times 7.5}{1658} = 78.39 \text{ Pa}$$

$$p_3 = p_2 - \Delta p_2 = 1658 - 78.39 = 1579.6 \text{ Pa}$$

$$\Delta p_3 = 2.764 \times 10^4 \times \frac{0.627 \times 7.5}{1579.6} = 82.28 \text{ Pa}$$

$$p_4 = p_3 - \Delta p_3 = 1579.6 - 82.28 = 1497.3 \text{Pa}$$

$$\Delta p_4 = 2.764 \times 10^4 \times \frac{0.627 \times 7.5}{1497.3} = 86.81 \text{Pa}$$

$$p_5 = p_4 - \Delta p_4 = 1497.3 - 86.81 = 1410.49 \text{Pa}$$

总压力降  $\Delta p = \Delta p_1 + \Delta p_2 + \Delta p_3 + \Delta p_4 = 75 + 78.39 + 82.28 + 86.81 = 322.48 \text{Pa}$

终点压力  $p_5 = 1733 - 322.48 = 1410.52 \text{Pa}$

5.4.10.4 管道计算表

本表的编制步骤、用途及专业关系，以及计算表格式、内容与“单相流”管道计算表相同，见表 5.4-37。

表 5.4-37 真空管道计算表

管道编号和类别				
自				
至				
物料名称				
流量	m <sup>3</sup> /h			
相对分子质量				
温度	℃			
压力	kPa			
粘度	mPa·s			
压缩系数				
密度	kg/m <sup>3</sup>			
真空度				
管道公称直径	mm			
表号或外径×壁厚				
流速	m/s			
雷诺数				
流导	cm <sup>3</sup> /s			
压力降	kPa (100m)			
直管长度		m		
管 件 当 量 长 度 m	弯头 90°			
	三通			
	大小头			
	闸 阀			
	截止阀			
	旋 塞			
	止逆阀			
其 它				
总长度		m		
管道压力降		kPa		
孔板压力降		kPa		
控制阀压力降		kPa		
设备压力降		kPa		
始端标高		m		
终端标高		m		
静压力降		kPa		
设备接管口压力降		kPa		
总压力降		kPa		
压力 (始端)		kPa		
压力 (终端)		kPa		
版 次 或 修 改	版 次			
	日 期			
	编 制			
	校 核			
	审 核			

## 符号说明

$A$ ——管道截面积, $\text{cm}^2$ ;	$p_1$ ——一段压力, $\text{kPa}$ , $\text{Pa}$ ;
$A_0$ ——圆孔截面积, $\text{cm}^2$ ;	$p_2$ ——二段压力, $\text{kPa}$ , $\text{Pa}$ ;
$\alpha$ ——修正系数, 其值见表 5.4-35;	$p_3$ ——三段压力, $\text{kPa}$ , $\text{Pa}$ ;
$C$ 、 $C_1$ 、 $C_2$ 、 $C_3$ ——分别为管道的总流导和各分管段流导, $\text{cm}^3/\text{s}$ , $\text{L/s}$ ;	$p_4$ ——四段压力, $\text{kPa}$ , $\text{Pa}$ ;
$C_{D1}$ 、 $C_{D2}$ ——管径修正系数, 见图 5.4-17 所示;	$p_5$ ——终点压力, $\text{kPa}$ , $\text{Pa}$ ;
$C_{ml}$ 、 $C_{mo}$ 、 $C_{ms}$ ——分别为分子流动长管、圆孔、短管流导, $\text{cm}^3/\text{s}$ , $\text{L/s}$ ;	$p_m$ ——管道中气体的平均压力, $\text{Pa}$ ;
$C_p$ 、 $C_v$ ——分别为气体的定压比热容和定容比热容, $\text{kJ}/(\text{kg}\cdot\text{K})$ ;	$Q$ ——气体流量, $\text{Pa}\cdot\text{cm}^3/\text{s}$ ;
$C_T$ ——过渡流动流导, $\text{cm}^3/\text{s}$ , $\text{L/s}$ ;	$R$ ——气体常数, $8.3143\text{kJ}/(\text{kmol}\cdot\text{K})$ ;
$C_{T1}$ 、 $C_{T2}$ ——温度校正系数, 见图 5.4-16 所示;	$Re$ ——雷诺数, 无因次;
$C_{vi}$ 、 $C_{vo}$ 、 $C_{vs}$ ——分别为粘性流动长管、圆孔、短管流导, $\text{cm}^3/\text{s}$ , $\text{L/s}$ ;	$t$ ——抽气时间, $\text{s}$ ;
$D$ ——管道内径, $\text{m}$ ;	$u$ ——有效抽气速度, $\text{L/s}$ , $\text{m}^3/\text{h}$ , $\text{cm}^3/\text{s}$ ;
$d$ ——管道内径, $\text{cm}$ ;	$u_1$ ——管中气体平均流速, $\text{cm/s}$ , $\text{m/s}$ ;
$d_0$ ——孔的直径, $\text{cm}$ ;	$u_p$ ——名义抽气速度, $\text{cm}^3/\text{s}$ , $\text{L/s}$ ;
$F_1$ 、 $F_2$ ——基准摩擦系数, 无因次;	$V$ ——设备容积, $\text{L}$ ;
$f$ ——摩擦系数, 无因次;	$W_G$ ——气体质量流量, $\text{kg/h}$ ;
$K$ ——修正系数, 与设备抽气终止时的压力有关, 其值见表 5.4-36;	$X$ ——气体压力比, $X = p_2/p_1$ ;
$k$ ——气体绝热指数, $k = C_p/C_v$ ;	$\Delta p$ ——压力降, $\text{kPa}$ , $\text{Pa}$ ;
$L$ ——管道长度, $\text{m}$ , $\text{cm}$ ;	$\Delta p_1$ ——一段压力降, $\text{kPa}$ , $\text{Pa}$ ;
$M$ ——气体相对分子质量;	$\Delta p_2$ ——二段压力降, $\text{kPa}$ , $\text{Pa}$ ;
$p$ ——压力, $\text{kPa}$ , $\text{Pa}$ ;	$\Delta p_3$ ——三段压力降, $\text{kPa}$ , $\text{Pa}$ ;
	$\Delta p_4$ ——四段压力降, $\text{kPa}$ , $\text{Pa}$ ;
	$\lambda$ ——摩擦系数, 无因次;
	$\mu$ ——气体粘度, $\text{mPa}\cdot\text{s}$ ;
	$\rho$ ——气体密度, $\text{kg/m}^3$ ;
	压力——本规定除注明外, 均为绝对压力

## 5.4.11 浆液流的管道压力降计算

浆液由液、固两相组成, 属两相流范畴, 其流型属非牛顿型流体; 按固体颗粒在连续相中的分布情况, 又可分为均匀相浆液、混合型浆液和非均匀相浆液三种流型。

确定浆液输送管道的尺寸, 必须注意下列几点:

①均匀相流动的浆液, 要求固体颗粒均匀地分布在液相介质之中, 只要计算出浆液中固体颗粒的最大粒径 ( $d_{mh}$ ), 将它与已知筛分数据进行比较, 若全部固体颗粒小于  $d_{mh}$ , 则为均匀相浆液, 否则为混合型浆液或非均匀相浆液。

②为避免固体粒子在管道中沉降, 要使浆液浓度、粘度和沉降速度间处于合理的关系中。对于均匀相浆液的输送, 必须确定浆液呈均匀相流动时的最低流速, 且要获得高浓度、低粘度、低沉降速度。浆液流动要求有一个适宜的流速, 它不宜太快, 否则管道摩擦压力降大; 它亦不宜太慢, 否则易堵塞管道。该适宜的最低流速数据由试验确定。为获得高浓度、低粘度、低沉降速度, 可采用合适的添加剂。

③混合型浆液或非均匀相浆液的输送, 应保证浆液流动充分呈湍流工况。

本规定提出了计算浆液流体的管道压力降的数据收集、关联式回归和计算步骤的一般内



容和要求,适用于均匀相浆液、混合型浆液或非均匀相浆液三种流型的压力降计算。

#### 5.4.11.1 计算依据

须提供下列数据。

##### (1) 实测数据

包括最低的浆液流体流速 ( $U_{min}$ ); 固体筛分的质量百分数 ( $X_{pi}$ ); 固体筛分的密度 ( $\rho_{pi}$ ); 浆液流的表观粘度 ( $\mu_s$ ) 与剪切速率 ( $\tau$ ) 的相关数据或流变常数 ( $\eta$ ) 和流变指数 ( $n$ )。

##### (2) 可计算数据

包括连续相 (水) 的物性数据: 粘度 ( $\mu_L$ )、密度 ( $\rho_L$ ); 固体的质量流量 ( $W_s$ ) 或浆液的质量流量 ( $W_{sl}$ ) 及浆液的浓度 ( $C_{sl}$ ); 连续相 (水) 的质量流量 ( $W_L$ ); 浆液的平均密度 ( $\rho_{sl}$ ); 固体的平均密度 ( $\rho_s$ )。

##### (3) 计算浆液流体物性数据

①已知  $\rho_s$ 、 $\rho_L$ 、 $W_s$ 、 $W_L$  计算  $\rho_{sl}$

$$\rho_{sl} = (W_s + W_L) / [(W_s / \rho_s) + (W_L / \rho_L)] \quad (5.4-179)$$

②已知  $\rho_{sl}$ 、 $\rho_L$ 、 $W_{sl}$ 、 $C_{sl}$ , 计算  $\rho_s$

$$W_s = W_{sl} \cdot C_{sl} \quad (5.4-180)$$

$$W_L = W_{sl} - W_s \quad (5.4-181)$$

$$\rho_s = \rho_{sl} \cdot \rho_L \cdot W_s / (W_{sl} \cdot \rho_L - W_L \cdot \rho_{sl}) \quad (5.4-182)$$

##### ③计算均匀相浆液的物性数据

$$\rho_{1s} = 100 / (\sum X_{pi} / \rho_{pi}) \quad (5.4-183)$$

$$\rho_a = \rho_{hsL} = \rho_{sl} \quad (5.4-184)$$

##### ④计算混合型浆液物性数据

$$\rho_{1s} = \sum [W_s \cdot (X_{pi} / 100)] / \sum [W_s \cdot (X_{pi} / 100) / \rho_{pi}] \quad (5.4-185)$$

$$\rho_{2s} = \sum [W_s \cdot (X_{p2} / 100)] / \sum [W_s \cdot (X_{p2} / 100) / \rho_{pi}] \quad (5.4-186)$$

$$\rho_{hsL} = \rho_a = \frac{\sum [W_s \cdot (X_{pi} / 100)] + W_L}{\sum [W_s \cdot (X_{pi} / 100) / \rho_{pi}] + (W_L / \rho_L)} \quad (5.4-187)$$

$$X_{vs} = (W_s / \rho_s) / [(W_s / \rho_s) + (W_L / \rho_L)] \quad (5.4-188)$$

$$X_{vhs} = \sum [W_s \cdot (X_{p2} / 100) / \rho_{pi}] / [(W_s / \rho_s) + (W_L / \rho_L)] \quad (5.4-189)$$

##### (4) 浆液流体流型的确定和计算均匀相浆液的最大粒径 ( $d_{mh}$ )

根据流变常数 ( $\eta$ )、流变指数 ( $n$ ) [由试验测得浆液流的表观粘度 ( $U_a$ ) 与剪切速率 ( $\gamma$ ) 的相关数据求得] 计算  $\mu_a$ ; 由浆液流的有关参数 ( $Y$ )、阻滞系数 ( $C_h$ ) ( $Y$  与  $C_h$  的关联式由实验数据回归获得) 计算  $d_{mh}$ 。

均匀相浆液的表观粘度 ( $\mu_a$ ) 由下式计算。

$$\gamma = 8 U_a / D \quad (5.4-190)$$

$$\mu_s = 1000 \eta \times \gamma^{n-1} \quad (5.4-191)$$

$$Y = 12.6 [\mu_s (\rho_{1s} - \rho_a) / \rho_a^2]^{1/3} \quad (5.4-192)$$

当  $Y > 8.4$  时,

$$C_h = 18.9 Y^{1.41} \quad (5.4-193)$$

当  $8.4 \geq Y > 0.5$  时,

$$C_h = 21.11 Y^{1.46} \quad (5.4-194)$$

当  $0.5 \geq Y > 0.05$  时,

$$C_h = 18.12 Y^{0.963} \quad (5.4-195)$$

当  $0.05 \geq Y > 0.016$  时,

$$C_h = 12.06 Y^{0.824} \quad (5.4-196)$$

当  $0.016 \geq Y > 0.00146$  时,

$$C_h = 0.4 \quad (5.4-197)$$

当  $Y \leq 0.00146$  时,

$$C_h = 0.1 \quad (5.4-198)$$

$$d_{mh} = 1.65 C_h \times \rho_a / (\rho_{1s} - \rho_a) \quad (5.4-199)$$

若固体颗粒粒度全小于  $d_{mh}$ , 为均匀相浆液, 否则为混合型浆液或非均匀相浆液。

### (5) 管径的确定

#### ① 输送均匀相浆液

由试验获得浆液最低流速 ( $U_{min}$ ), 计算管径 ( $D$ )

$$U_a = U_{min} \quad (5.4-200)$$

$$D = \sqrt{[(W_s/\rho_s) + (W_L/\rho_L)] / (3600 \times 0.785 U_a)} \quad (5.4-201)$$

$$Re = 1000 D \times \rho_a \times U_a / \mu_a \quad (5.4-202)$$

浆液流型应控制在滞流的范围之内, 故  $Re$  在 2300 以下。调整  $D$  到满足要求为止。

#### ② 输送混合型浆液或非均匀相浆液

由试验获得浆液最低流速 ( $U_{min}$ ), 可计算允许流速 ( $U_a$ ); 由浆液流的有关参数 ( $x$ )、非均匀相中固体颗粒的平均粒径 ( $d_{wa}$ ), 可计算管径 ( $D$ )。  $x$  与  $U_{min}/(gD)^{0.5}$  的关联式由回归获得。

$$U_a = U_{min} - 0.8 \quad (5.4-203)$$

$$U = [(W_s/\rho_s) + (W_L/\rho_L)] / (3600 \times 0.785 D^2) \quad (5.4-204)$$

$$x = 100 x_{ves} \cdot F_d (\rho_{2s} - \rho_a) / \rho_a \quad (5.4-205)$$

$$d_{wa} = \sum (x_{p2} \sqrt{d_1 \times d_2}) / \sum x_{p2} \quad (5.4-206)$$

当  $d_{wa} \geq 368$  时

$$F_d = 1 \quad (5.4-207)$$

当  $d_{wa} < 368$  时

$$F_d = d_{wa} / 386 \quad (5.4-208)$$

当  $0.006 < x \leq 2$  时

$$U_{min}/(gD)^{0.5} = \exp[1.053 x^{0.149}] \quad (5.4-209)$$

当  $2 < x \leq 70$  时

$$U_{min}/(gD)^{0.5} = \exp[(4.2718 \times 10^{-3} \ln x + 5.0264 \times 10^{-2}) \ln x + 4.7849 \times 10^{-2}] \ln x + 8.8996 \times 10^{-2} \quad (5.4-210)$$

浆液流应控制在湍流的范围之内, 目标函数  $|U_a - U| \leq \delta$ 。调整  $D$  到满足要求为止。

5.4.11.2 泵压差 ( $\Delta p$ ) 的计算

管道中包括直管段、阀门、管件、控制阀、流量计孔板等。管道系统的压力降是各个部分的摩擦压力降、速度压力降和静压力降的总和。

## (1) 通用数据的计算

由浆液流的有关参数 ( $Z$ )、非均匀相阻滞系数 ( $C_{he}$ ) ( $Z$  与  $C_{he}$  的关联式由回归获得), 可计算非均匀相尺寸系数 ( $C_{ra}$ )、沉降流速 ( $V_t$ )。

$$Z = 0.000118 d_{wa} [\rho_a (\rho_{2s} - \rho_a) / \mu_a^2]^{1/3} \quad (5.4-211)$$

当  $Z > 5847$  时,

$$C_{he} = 0.1 \quad (5.4-212)$$

当  $20 < Z \leq 5847$  时,

$$C_{he} = 0.4 \quad (5.4-213)$$

当  $1.5 < Z \leq 20$  时,

$$C_{he} = 10.979 Z^{-1.106} \quad (5.4-214)$$

当  $0.13 < Z \leq 1.5$  时,

$$C_{he} = 13.5 Z^{-1.61} \quad (5.4-215)$$

$$V_t = 0.00361 \sqrt{d_{wc} (\rho_{2s} - \rho_a) / (\rho_a \times C_{he})} \quad (5.4-216)$$

$$C_{ra} = \sum (X_{p2} \sqrt{C_{he}}) / \sum X_{p2} \quad (5.4-217)$$

(2) 摩擦压力降 ( $\Delta p_k$ ) 的计算

它由直管段、阀门、管件的摩擦压力降组成。其值为正, 表示压力下降。流体流经阀门、管件的局部阻力有两种计算方法: 阻力系数法和当量长度法。现推荐当量长度法。

① 均匀相浆液摩擦压力降 ( $\Delta p_k$ ) 的计算

$$\Delta p_k = 0.03262 \times 10^{-6} \times \mu_a \times U_a (L + \sum L_e) / D^2 \quad (5.4-218)$$

② 混合型浆液或非均匀相浆液摩擦压力降 ( $\Delta p_k$ ) 的计算

浆液中非均匀相固体的有效体积分率 ( $\phi$ ) 为

$$\phi = 0.5 [1 - U / (V_t / \sin \alpha)] \pm \sqrt{0.25 [1 - U / (V_t / \sin \alpha)]^2 + X_{vhes} \cdot U / (V_t / \sin \alpha)} \quad (5.4-219)$$

$$U_{hsL} = U + \phi \cdot V_t \cdot \sin \alpha \quad (5.4-220)$$

$$\text{若 } X_{vhes} \cdot V_t \cdot \sin \alpha \ll U \quad \text{则 } \phi = X_{vhes} \quad U_{hsL} = U \quad (5.4-221)$$

## a. 非垂直管道

$$\Delta p_{kl} = (4 F_n / D) \cdot \rho_a \cdot U_{hsL}^2 (L + \sum L_e) / (20000 g_c) \quad (5.4-222)$$

$$dd = \{ U_{hsL}^2 \cdot \rho_a \cdot C_{ra} / [\cos \alpha \cdot 9.81 D (\rho_{2s} - \rho_a)] \}^{1.5} \quad (5.4-223)$$

$$\Delta p_k = \frac{0.11 \Delta p_{kl} [1 + (85 \phi / dd)]}{(1 + 0.1 \cos \alpha)} \quad (5.4-224)$$

## b. 垂直管道

$$\Delta p_k = 0.11 [(4 F_n / D) \cdot \rho_a \cdot U_{hsL}^2 (L + \sum L_e) / (20000 g_c)] \quad (5.4-225)$$

(3) 速度压力降 ( $\Delta p_v$ ) 的计算

由温度和截面积变化引起密度和速度的变化, 它导致压力降的变化。

① 均匀相浆液速度压力降 ( $\Delta p_v$ ) 的计算

$$\Delta p_v = 0.1 \rho_a \cdot U_a^2 / (20000 g_c) \quad (5.4-226)$$

②非均匀相浆液速度压力降 ( $\Delta p_v$ ) 的计算

$$\Delta p_v = \frac{0.1 [(1 - X_{vhes}) U_{hsL}^2 + (\rho_{2s}/\rho_a) (U_{hsL} - V_t \cdot \sin \alpha)^2 \cdot X_{vhes}] \rho_a}{(20000 g_c)} \quad (5.4-227)$$

若  $V_t \cdot \sin \alpha \ll U_{hsL}$ , 则可用简化模型

$$\Delta p_v = 0.1 \rho_a \cdot U_{hsL}^2 / (20000 g_c) \quad (5.4-228)$$

(4) 静压力降 ( $\Delta p_s$ ) 的计算

由于管道系统进(出)口标高变化而产生的压力降称静压力降。其值可为正值或负值。正值表示压力降低, 负值表示压力升高。

①均匀相浆液静压力降 ( $\Delta p_s$ ) 的计算

$$\Delta p_s = 0.1 [(Z_{s,d} \cdot \sin \alpha \cdot \rho_a / 10000) \pm (H_{s,d} \cdot \rho_{sL} / 10000)] \quad (5.4-229)$$

②非均匀相浆液静压力降 ( $\Delta p_s$ ) 的计算

$$\Delta p_s = 0.1 \{ Z_{s,d} \cdot \sin \alpha \{ 1.1 \phi [(\rho_{2s} - \rho_a) / \rho_a] + 1 \} (\rho_a / 10000) \pm (H_{s,d} \cdot \rho_{sL} / 10000) \} \quad (5.4-230)$$

(5) 泵压差 ( $\Delta p$ ) 的计算

$$\sum \Delta p_s = (\Delta p_k)_s + (\Delta p_v)_s + (\Delta p_s)_s \quad (5.4-231)$$

$$\sum \Delta p_d = (\Delta p_k)_d + (\Delta p_v)_d + (\Delta p_s)_d \quad (5.4-232)$$

$$\Delta p = p_{rd} - p_{rs} + \sum \Delta p_s + \sum \Delta p_d \quad (5.4-233)$$

(6) 摩擦系数 ( $F_n$ ) 的计算

推荐采用牛顿型流体摩擦系数的计算方法。

①在层流范围之内 ( $Re < 2300$ )

$$F_n = 16 / Re \quad (5.4-234)$$

②在过渡流范围之内 ( $2300 < Re \leq 10000$ )

$$F_n = 0.0027 [(10^6 / Re) + 16000 \epsilon / D]^{0.22} \quad (5.4-235)$$

③在湍流范围之内 ( $Re > 10000$ )

$$F_n = 0.0027 (16000 \epsilon / D)^{0.22} \quad (5.4-236)$$

(7) 当量长度 ( $\sum L_e$ ) 的计算

若只知阀门管件的局部阻力系数 ( $K_n$ ) 的计算方法, 可采用 ( $L_e$ ) 与 ( $K_n$ ) 的关系式求得  $L_e$ 。

$$L_e = K_n \cdot D / (4 F_n) \quad (5.4-237)$$

局部阻力系数、当量长度的计算方法见第1章“单相流(不可压缩流体)”。

### 5.4.11.3 计算步骤及例题

(1) 确定流型和管径

①计算浆液流体物性数据。

②计算均匀相浆液的最大粒径 ( $d_{mh}$ ) 及管径 ( $D$ )。

a. 设浆液全为均匀相浆液, 校核其最大粒径。

①计算均匀相固体的平均密度 ( $\rho_{1s}$ )、均匀相固体的体积分率 ( $X_{vs}$ )。

②计算管径 ( $D$ )。

③计算均匀相浆液的表观粘度 ( $\mu_a$ )。

④计算均匀相浆液的允许流速 ( $U_a$ )。

⑤计算均匀相浆液的最大粒径 ( $d_{mh}$ )。

b. 设浆液为混合型浆液或非均匀相浆液, 校核其最大粒径。

①计算浆液均匀相部分固体的平均密度 ( $\rho_{1s}$ ) 及非均匀相部分固体的平均密度 ( $\rho_{2s}$ )。

②计算均匀相浆液密度 ( $\rho_a$ ) 及非均匀相浆液中固体的体积分率 ( $X_{vhs}$ )。

③计算非均匀相浆液中固体颗粒的平均粒径 ( $d_{wa}$ )。

④计算非均匀相浆液中允许最低流速 ( $U_a$ ) 及实际流速 ( $U$ )。

(2) 计算吸入端、排出端总压力降 ( $\Delta p_k$ )、( $\sum p_s$ )、( $\sum p_d$ ) 及泵压差 ( $\Delta p$ )。

**例 5.4-15** 已知如图 5.4-19 所示的泥浆系统和下列数据: 固体流量  $W_s = 122500\text{kg/h}$ , 液体流量  $W_L = 40820\text{kg/h}$ , 固体平均密度  $\rho_s = 2499\text{kg/m}^3$ , 液体密度  $\rho_L = 865\text{kg/m}^3$ , 液体粘度  $\mu_L = 0.2\text{mPa}\cdot\text{s}$ , 泥浆粘度  $\mu_{sL} = 3\text{mPa}\cdot\text{s}$ , 温度  $t = 26.7^\circ\text{C}$ , 最大流速  $U = 3.66\text{m/s}$ , 流变常数  $\eta = 0.0773$ , 流变指数  $n = 0.35$ , 泵排出端容器液面的压力为  $0.17\text{MPa}$ , 泵吸入端容器液面的压力为  $0.1\text{MPa}$ 。

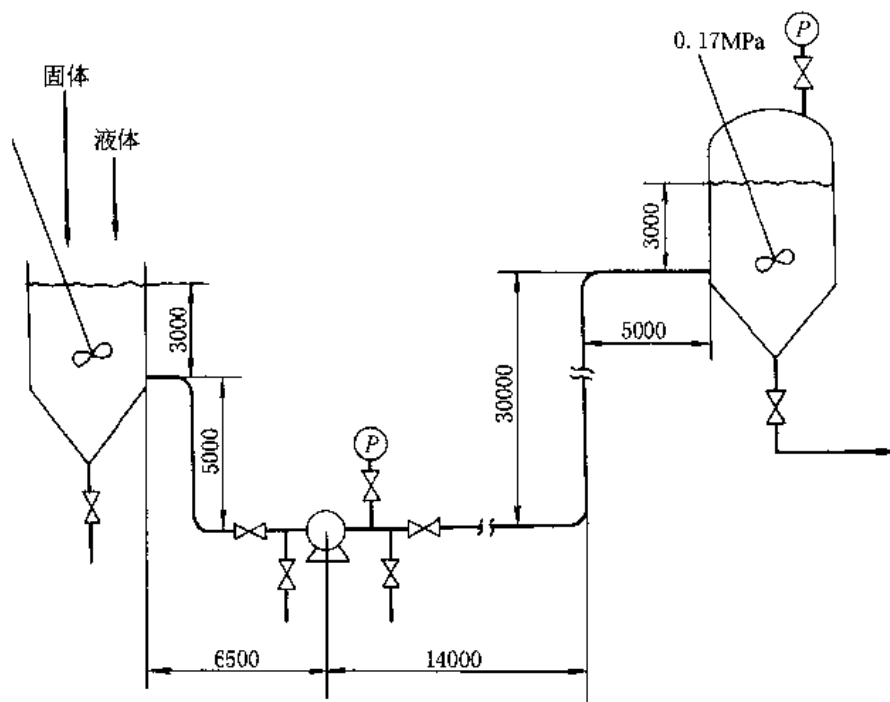


图 5.4-19 计算示意图

固体筛分数据

网 目	粒度 ( $\mu\text{m}$ )	重量百分数, %	密度, $\text{kg/m}^3$	网 目	粒度 ( $\mu\text{m}$ )	重量百分数, %	密度, $\text{kg/m}^3$
20 ~ 48	840 ~ 300	5	4806	100 ~ 200	150 ~ 74	30	2403
48 ~ 65	300 ~ 210	10	4005	200 ~ 325	74 ~ 44	20	2403
65 ~ 100	210 ~ 150	20	3204	325	44	15	1602

压力降计算有关数据

	$\alpha$	弯头数	三通数	闸阀数	钝边进口数	钝边出口数	管道长度, m
泵吸入端:							
水平管	0	1	1	1	1	0	6.5
下降管	90	1	0	0	0	0	5
泵排出端:							
水平管	0	1	2	1	0	1	19
上升管	90	1	0	0	0	0	30

试求系统管径和泵压差。

解 (1) 确定流型和管径

按 5.4.11.3 中计算步骤进行。先假设全为均匀相泥浆并校核其最大粒径, 获结果: 固体颗粒粒径非全小于最大粒径 ( $d_{mh}$ ), 可见假设不妥 (具体计算步骤省略)。然后假设最后三个筛分级在均匀相泥浆中, 重复上述计算, 获结果: 该三个筛分级固体颗粒仍非全小于最大粒径 ( $d_{mh}$ ), 可见假设仍不妥 (具体计算步骤省略)。继续假设最后两个筛分级在均匀相泥浆中并校核其最大粒径。

按式 (5.4-179),

$$\begin{aligned}\rho_{sL} &= (W_s + W_L) / [(W_s / \rho_s) + (W_L / \rho_L)] \\ &= (122500 + 40820) / [(122500 / 2499) + (40820 / 865)] = 1698 \text{ kg/m}^3\end{aligned}$$

按式 (5.4-185)

$$\begin{aligned}\rho_{1s} &= \frac{\sum [W_s \cdot (X_{p1} / 100)]}{\sum [W_s \cdot (X_{p1} / 100) / \rho_{pi}]} = \frac{122500(0.2 + 0.15)}{122500[(0.2 / 2403) + (0.15 / 1602)]} \\ &= 1979 \text{ kg/m}^3\end{aligned}$$

按式 (5.4-186)

$$\begin{aligned}\rho_{2s} &= \frac{\sum [W_s \cdot (X_{p2} / 100)]}{\sum [W_s \cdot (X_{p2} / 100) / \rho_{pi}]} \\ &= \frac{122500(0.05 + 0.1 + 0.2 + 0.3)}{122500[(0.05 / 4806) + (0.1 / 4005) + (0.2 / 3204) + (0.3 / 2403)]} \\ &= 2920 \text{ kg/m}^3\end{aligned}$$

按式 (5.4-187)

$$\begin{aligned}\rho_a &= \frac{\sum [W_s \cdot (X_{p1} / 100)] + W_L}{\sum [W_s \cdot (X_{p1} / 100) / \rho_{pi}] + (W_L / \rho_L)} \\ &= \frac{122500(0.2 + 0.15) + 40820}{122500[(0.2 / 2403) + (0.15 / 1602)] + (40820 / 865)} \\ &= 1216 \text{ kg/m}^3\end{aligned}$$

按式 (5.4-189)

$$\begin{aligned}X_{vhes} &= \frac{\sum [W_s \cdot (X_{p2} / 100) / \rho_{pi}]}{[(W_s / \rho_s) + (W_L / \rho_L)]} \\ &= \frac{122500[(0.05 / 4806) + (0.1 / 4005) + (0.2 / 3204) + (0.3 / 2403)]}{[(122500 / 2499) + (40820 / 865)]} \\ &= 0.283\end{aligned}$$

按式 (5.4-206)

$$d_{wa} = \frac{\sum (X_{p2} \sqrt{d_1 \times d_2})}{\sum X_{p2}}$$

$$= \frac{5 \sqrt{840 \times 300} + 10 \sqrt{300 \times 210} + 20 \sqrt{210 \times 150} + 30 \sqrt{150 \times 74}}{(5 + 10 + 20 + 30)}$$

$$= 180 \mu\text{m}$$

按式 (5.4-208),

$$F_d = d_{wa}/368 = 180/368 = 0.489$$

按式 (5.4-205),

$$x = 100 X_{\text{vhes}} \times F_d (\rho_{2s} - \rho_a) / \rho_a$$

$$= 100 \times 0.283 \times 0.489 (2920 - 1216) / 1216 = 19.4$$

按式 (5.4-210),

$$U_{\min} / (gD)^{0.5} = \exp \{ [ (4.2718 \times 10^{-3} \ln x + 5.0264 \times 10^{-2}) \ln x + 4.7849 \times 10^{-2} ] \ln x + 8.8996 \times 10^{-2} \} = 2.19$$

按式 (5.4-203),

$$U_{\min} = 2.19 (gD)^{0.5} = 2.19 \times 9.81^{0.5} \sqrt{D} = 6.86 \sqrt{D}$$

$$U_a = U_{\min} + 0.8 = 6.86 \sqrt{D} + 0.8$$

按式 (5.4-204),

$$U = \frac{[(W_s/\rho_s) + (W_l/\rho_l)]}{3600 \times 0.785 D^2} = \frac{[(122500/2499) + (40820/865)]}{3600 \times 0.785 \times D^2} = 0.034 / (D^2)$$

目标函数  $|U_a - U| \leq \delta$ , 调整  $D$ , 满足要求为止, 见下表。

$D, \text{m}$	$U_a, \text{m/s}$	$U, \text{m/s}$	$D, \text{m}$	$U_a, \text{m/s}$	$U, \text{m/s}$
0.075	2.68	6.04	0.125	3.23	2.18
0.100	2.97	3.40			

根据目标函数要求, 选用  $D = 0.100\text{m}$

又按式 (5.4-190) ~ 式 (5.4-199) 得

$$\mu_a = 1000 \eta \times \gamma^{n-1} = 77.3 (8 \times 3.4/0.1)^{0.35-1} = 2.02 \text{mPa} \cdot \text{s}$$

$$Y = 12.6 [\mu_a (\rho_{1s} - \rho_a) / \rho_a^2]^{1/3}$$

$$= 12.6 [2.02 (1979 - 1216) / 1216^2]^{1/3} = 1.28$$

$$C_h = 21.11 Y^{1.46} = 30.3$$

$$d_{mh} = 1.65 C_h \times \rho_a / (\rho_{1s} - \rho_a)$$

$$= 1.65 \times 30.3 \times 1216 / (1979 - 1216) = 79.7 \mu\text{m}$$

经比较, 确定最后两个筛分级在均匀相泥浆中, 其余筛分级在非均匀相泥浆中。允许最低流速  $U_a = 2.97\text{m/s}$ ; 实际流速  $U = 3.4\text{m/s}$ 。

(2) 计算压力降及泵压差

(2.1) 计算通用数据

① 计算颗粒沉降速度 ( $V_t$ )

按式 (5.4-211) ~ 式 (5.4-216),

$$Z = 0.000118 d_{wa} [\rho_a (\rho_{2s} - \rho_a) / \mu_a^2]^{1/3}$$

$$= 0.000118 \times 180 [1216 \times (2920 - 1216) / 2.02^2]^{1/3} = 1.69$$

$$C_{he} = 10.979 Z^{-1.106} = 6.15$$

$$V_1 = 0.00361 \sqrt{\frac{d_{wa}(\rho_{2s} - \rho_a)}{\rho_a \times C_{he}}} = 0.00361 \sqrt{\frac{180 \times (2920 - 1216)}{1216 \times 6.15}} = 0.023 \text{ m/s}$$

②计算非均匀相尺寸系数 ( $C_{ra}$ )

按式 (5.4-211) ~ 式 (5.4-217) 得

$$Z = 0.000118 \sqrt{840 \times 300} [1216 \times (4806 - 1216) 2.02^2]^{1/3} = 6.06$$

$$C_{he} = 10.979 Z^{-1.106} = 1.5$$

$$Z = 0.000118 \sqrt{300 \times 210} [1216 \times (4005 - 1216) / 2.02^2]^{1/3} = 2.78$$

$$C_{he} = 10.979 Z^{-1.106} = 3.5$$

$$Z = 0.000118 \sqrt{210 \times 150} [1216 \times (3204 - 1216) / 2.02^2]^{1/3} = 1.76$$

$$C_{he} = 10.979 Z^{-1.106} = 5.88$$

$$Z = 0.000118 \sqrt{150 \times 74} [1216 \times (2403 - 1216) / 2.02^2]^{1/3} = 0.88$$

$$C_{he} = 13.5 Z^{-1.61} = 16.6$$

由式 (5.4-217) 得

$$C_{ra} = \frac{\sum (X_{p2} \sqrt{C_{he}})}{\sum X_{p2}} = \frac{(5 \times \sqrt{1.5}) + (10 \times \sqrt{3.5}) + (20 \times \sqrt{5.88}) + (30 \times \sqrt{16.6})}{(5 + 10 + 20 + 30)} = 3.01$$

(2.2) 计算压力降及泵压差

按式 (5.4-220) ~ 式 (5.4-221) 得

$$X_{vhes} \cdot V_1 \cdot \sin 90^\circ = 0.283 \times 0.023 = 0.00651$$

由于  $X_{vhes} \cdot V_1 \cdot \sin 90^\circ \ll U$ , 则  $\phi = 0.283$ ,  $U_{hsL} = 3.4 \text{ m/s}$

按式 (5.4-202) 和式 (5.4-236) 得

$$Re = 1000 D \cdot U_{hsL} \cdot \rho_a / \mu_a = 1000 \times 0.1 \times 3.4 \times 1216 / 2.02 = 204673$$

$$F_n = 0.0027 (16000 \varepsilon / D)^{0.22} = 0.0027 (16000 \times 0.0000457 / 0.1)^{0.22} = 0.00418$$

泵吸入端

水平管道

①当量长度 ( $L_e$ ) 的计算

泵吸入端水平管道连接管件	件数	$L_e$ , m	$K_n$
闸板阀	1	$8D = 0.8$	1.0
90°短径弯头	1	$30D = 3$	
三通直通	1	$20D = 2$	
进口 (即容器出口)	1	$K_n \times D / (4F_n) = 5.98$	
$\Sigma$	4	11.78	

②压力降的计算

按式 (5.4-222) ~ 式 (5.4-225)、式 (5.4-228)、式 (5.4-230) ~ 式 (5.4-233) 得

$$\begin{aligned} \Delta p_{kl} &= (4F_n / D) \cdot \rho_a \cdot U_{hsL}^2 (L + \sum L_e) / (20000 g_c) \\ &= 4 \times 0.00418 / 0.100 \times 1216 \times 3.4^2 \times (6.5 + 11.78) / (20000 \times 9.81) \\ &= 0.219 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} dd &= \{ U_{hsL}^2 \times \rho_a \times C_{ra} / [\cos \alpha \times 9.81 D (\rho_{2s} - \rho_a)] \}^{1.5} \\ &= \{ 3.4^2 \times 1216 \times 3.01 / [\cos 0 \times 9.81 \times 0.1 (2920 - 1216)] \}^{1.5} = 127.344 \end{aligned}$$

$$\Delta p_k = [0.11 \Delta p_{kl} / (1 + 0.1 \cos \alpha)] (1 + 85 \phi / dd)$$



$$= [0.11 \times 0.219 / (1 + 0.1)] (1 + 85 \times 0.283 / 127.344) = 0.026 \text{ MPa}$$

垂直管道

①当量长度 ( $L_e$ ) 的计算

泵吸入端垂直下降管道连接管件	件数	$L_e$
90°短径弯头	1	$30D = 3$
$\Sigma$	1	3

②压力降的计算

$$\begin{aligned}\Delta p_k &= 0.11 [(4F_n/D) \cdot \rho_a \cdot U_{hsL}^2 (L + \Sigma L_e) / (20000 g_c)] \\ &= 0.11 [(4 \times 0.00418 / 0.1) \times 1216 \times 3.4^2 (5 + 3) / (20000 \times 9.81)] \\ &= 0.01054 \text{ MPa} \\ \Delta p_v &= -0.1 \rho_a \times U_{hsL}^2 / (20000 g_c) = -0.1 \times 1216 \times 3.4^2 / (20000 \times 9.81) \\ &= -0.00716 \text{ MPa}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta p_s &= 0.1 \{ Z_a \cdot \sin \alpha [1.1 \psi [(\rho_{2s} - \rho_a) / \rho_a] + 1] (\rho_a / 10000) - H_a \cdot \rho_{sL} / 10000 \} \\ &= 0.1 \{ -5 \sin 90^\circ [1.1 \times 0.283 [(2920 - 1216) / 1216 + 1] (1216 / 10000) - 3 \times 1698 / 10000 \} \\ &= -0.1383 \text{ MPa}\end{aligned}$$

泵排出端

水平管道

①当量长度 ( $L_e$ ) 的计算

泵排出端水平管道连接管件	件数	$L_e, \text{m}$	$K_a$
闸板阀	1	$8D = 0.8$	0.5
90°短径弯头	1	$30D = 3$	
三通直通	2	$2 \times 20D = 4$	
出口(即容器入口)	1	$K_n \times D / (4F_n) = 2.99$	
$\Sigma$	5	10.79	

②压力降的计算

$$\begin{aligned}\Delta p_{k1} &= (4F_n/D) \cdot \rho_a \cdot U_{hsL}^2 (L + \Sigma L_e) / (20000 g_c) \\ &= (4 \times 0.00418 / 0.1) \times 1216 \times 3.4^2 (19 + 10.79) / (20000 \times 9.81) \\ &= 0.357 \text{ MPa} \\ dd &= \{ U_{hsL}^2 \cdot \rho_a \cdot C_{ra} / [\cos \alpha \cdot 9.81 D (\rho_{2s} - \rho_a)] \}^{1.5} \\ &= \{ 3.4^2 \times 1216 \times 3.01 / [\cos 0 \times 9.81 \times 0.1 (2920 - 1216)] \}^{1.5} \\ &= 127.344 \\ \Delta p_k &= [0.11 \Delta p_{k1} / (1 + 0.1 \cos \alpha)] (1 + 85 \psi / dd) \\ &= [0.11 \times 0.357 / (1 + 0.1)] (1 + 85 \times 0.283 / 127.344) = 0.0424 \text{ MPa}\end{aligned}$$

垂直管道

①当量长度 ( $L_e$ ) 的计算

泵排出端垂直上升管道连接管件	件数	$L_e, \text{m}$
90°短径弯头	1	$30D = 3$
$\Sigma$	1	3

②压力降的计算

$$\Delta p_k = 0.11[(4F_n/D) \cdot \rho_a \cdot U_{hsL}^2(L + \sum L_e)/(20000g_c)]$$
$$= 0.11[4 \times 0.00418/0.1 \times 1216 \times 3.4^2(30 + 3)/(20000 \times 9.81)]$$
$$= 0.0435\text{MPa}$$
$$\Delta p_v = 0.1\rho_a \cdot U_{hsL}^2/(20000g_c)$$
$$= 0.1 \times 1216 \times 3.4^2/(20000 \times 9.81) = 0.00716\text{MPa}$$
$$\Delta p_s = 0.1|Z_d \cdot \sin\alpha|1.1\psi[(\rho_{2s} - \rho_a)/\rho_a] + 1|(\rho_a/10000) + H_d \cdot \rho_{sL}/10000|$$
$$= 0.1|30\sin90|1.1 \times 0.283[(2920 - 1216)/1216 + 1]|(1216/10000) + 3 \times 1698/10000|$$
$$= 0.5749\text{MPa}$$

计算结果汇总表

	$\Delta p_k$ , MPa	$\Delta p_v$ , MPa	$\Delta p_s$ , MPa	$\sum \Delta p_{s,d}$ , MPa
泵吸入端:				
水平管	0.0260			
下降管	0.01054	- 0.00716	- 0.1383	
$\Sigma$	0.0365	- 0.00716	- 0.1383	- 0.1090
泵排出端:				
水平管	0.0424			
上升管	0.0435	0.00716	0.5749	
$\Sigma$	0.0859	0.00716	0.5749	0.6680

(3) 泵压差

$$\Delta p = p_{rd} - p_{rn} + \sum \Delta p_s + \sum \Delta p_d = 0.17 - 0.1 - 0.1090 + 0.6680 = 0.629\text{MPa}$$

5.4.11.4 管道计算表

“浆液流”管道压力降计算表见表 5.4-38。编制步骤、用途及专业关系与“单相流”管道计算表相同。

表 5.4-38 管道计算表（浆液流）

管道编号和类别			
自			
至			
浆液流量		m <sup>3</sup> /h	
浆液平均密度		kg/m <sup>3</sup>	
温度		℃	
流变常数 (η)		kg/(m·s <sup>2-n</sup> )	
流变常数 (1000η)		kg/(m·s <sup>2-n</sup> )	
		泵吸入端	泵排出端
管道公称直径		mm	
表号或外径×壁厚			
流 速		m/s	
浆液表观粘度		mPa·s	
雷诺数			
直管长度		m	
管 件 当 量 长 度  m	弯头 90°		
	三 通		
	大小头		
	闸 阀		
	截止阀		
	旋 塞		
	止逆阀		
	其 它		

总长度	m		
摩擦压力降 ( $\Delta p_k$ )	MPa		
速度压力降 ( $\Delta p_v$ )	MPa		
始端液面标高 (距管接口)	m		
终端液面标高 (距管接口)	m		
静压力降 ( $\Delta p_s$ )	MPa		
容器液面的压力	MPa		
总压力降	MPa		
版次或修改	版次		
	日期		
	编制		
	校核		
	审核		

## 符号说明

- $C_h$ ——阻滞系数;  
 $C_{hr}$ ——非均匀相阻滞系数;  
 $C_{sl}$ ——浆液浓度;  
 $C_{rk}$ ——非均匀相尺寸系数;  
 $D$ ——管道内直径, m;  
 $d_1$ ——非均匀相浆液中固体颗粒的下限,  $\mu\text{m}$ ;  
 $d_2$ ——非均匀相浆液中固体颗粒的上限,  $\mu\text{m}$ ;  
 $d_{mh}$ ——均匀相浆液中最大粒径,  $\mu\text{m}$ ;  
 $d_{wa}$ ——非均匀相浆液中固体颗粒的平均粒径,  $\mu\text{m}$ ;  
 $dd$ ——计算  $\Delta p_k$  的中间变量;  
 $F_d$ ——直径系数;  
 $F_a$ ——非牛顿型流体的摩擦系数;  
 $g$ ——重力加速度,  $9.81\text{m/s}^2$ ;  
 $g_c$ ——因次常数,  $9.81\text{kgm}/(\text{kgf}\cdot\text{s}^2)$ ;  
 $H_d$ ——泵排出端容器液面至管接口之距离, m;  
 $H_s$ ——泵吸入端容器液面至管接口之距离, m;  
 $H_{s,d}$ ——泵吸入(排出)端容器液面至管接口之距离, m;  
 $K_n$ ——阀门、管件的局部阻力系数;  
 $L$ ——直管段长度, m;  
 $L_e$ ——阀门、管件的当量长度, m;  
 $n$ ——流变指数;  
 $p_{rd}$ ——泵排出端容器液面的压力, MPa;  
 $p_{rs}$ ——泵吸入端容器液面的压力, MPa;  
 $Re$ ——雷诺数;  
 $t$ ——温度,  $^{\circ}\text{C}$ ;  
 $U$ ——浆液流的实际流速, m/s;  
 $U_a$ ——浆液流的允许流速, m/s;  
 $U_{hsL}$ ——非均匀相浆液流体实际流速, m/s;  
 $U_{min}$ ——浆液流体最低流速(试验确定), m/s;  
 $V_t$ ——沉降流速, m/s;  
 $W_L$ ——连续相(水)的质量流量, kg/h;  
 $W_s$ ——固体颗粒的质量流量, kg/h;  
 $W_{sL}$ ——浆液流的质量流量, kg/h;  
 $x$ ——浆液流体有关系数;  
 $X_p$ ——浆液固体颗粒粒度的质量百分比;  
 $X_{p1}$ ——均匀相部分的浆液固体颗粒的质量百分比;  
 $X_{p2}$ ——非均匀相部分的浆液固体颗粒的质量百分比;  
 $X_{vhes}$ ——浆液中非均匀相部分固体颗粒的体积分率;  
 $X_{vs}$ ——浆液中均匀相部分固体颗粒的体积分率;  
 $Y$ ——浆液流有关系数;  
 $Z$ ——浆液流有关系数;  
 $Z_d$ ——泵排出端垂直管长度。有正负号, 上升管为“+”, 下降管为“-”, m;  
 $Z_s$ ——泵吸入端垂直管长度。有正负号, 上升管为“+”, 下降管为“-”, m;  
 $Z_{s,d}$ ——泵吸入(排出)端垂直管长度。有正负号, 上升管为“+”, 下降管为“-”, m;  
 $\alpha$ ——与水平线所呈之锐角, 向上为正, 向下为负。“+”: 表示向上流动;“-”: 表示向下流动;

- $\gamma$ ——剪切速率,  $s^{-1}$ ;  
 $\delta$ ——计算精度;  
 $\Delta p$ ——泵压差; MPa  
 $\Delta p_k$ ——摩擦压力降, MPa;  
 $\Delta p_{kl}$ ——计算浆液流摩擦压力降 ( $\Delta p_k$ ) 的中间变量, MPa;  
 $(\Delta p_k)_s$ ——吸入端摩擦压力降, MPa;  
 $(\Delta p_k)_d$ ——排出端摩擦压力降, MPa;  
 $\Delta p_s$ ——静压力降, MPa;  
 $(\Delta p_s)_s$ ——吸入端静压力降, MPa;  
 $(\Delta p_s)_d$ ——排出端静压力降, MPa;  
 $\Delta p_v$ ——速度压力降, MPa;  
 $(\Delta p_v)_s$ ——吸入端速度压力降, 有正负号, 吸入端由大口容器进入管道, 截面积缩小, 导致 ( $\Delta p_v$ ) 增加, 则  $\Delta p_v$  应取 “-”, MPa;  
 $(\Delta p_v)_d$ ——排出端速度压力降, MPa;  
 $\varepsilon$ ——管道内壁绝对粗糙度, m (对新钢管  $\varepsilon = 0.0000457$ );  
 $\eta$ ——流变常数,  $kg/(m \cdot s^{2-n})$ ;  
 $\mu_a$ ——浆液流体的表观粘度,  $mPa \cdot s$ ;  
 $\mu_{hsL}$ ——浆液均匀相流体的粘度,  $mPa \cdot s$ ;  
 $\mu_L$ ——连续相 (水) 的粘度,  $mPa \cdot s$ ;  
 $\rho_a$ ——浆液流体的平均密度,  $kg/m^3$ ;  
 $\rho_L$ ——连续相水的密度,  $kg/m^3$ ;  
 $\rho_{pi}$ ——筛分的固体颗粒的密度,  $kg/m^3$ ;  
 $\rho_s$ ——浆液中固体的平均密度,  $kg/m^3$ ;  
 $\rho_{is}$ ——浆液中均匀相部分固体颗粒的平均密度,  $kg/m^3$ ;  
 $\rho_{2s}$ ——浆液中非均匀相部分固体颗粒的平均密度,  $kg/m^3$ ;  
 $\rho_{hsL}$ ——浆液中均匀相部分的平均密度,  $kg/m^3$ ;  
 $\rho_{sL}$ ——浆液的平均密度,  $kg/m^3$ ;  
 $\sum L_e$ ——阀门、管件的当量长度之和, m;  
 $\sum \Delta p_d$ ——泵排出端总压力降, MPa;  
 $\sum \Delta p_s$ ——泵吸入端总压力降, MPa;  
 $\phi$ ——浆液中非均匀相固体的有效体积分数;  
 压力——本规定除注明外, 均为绝对压力。

#### 5.4.12 计算机软件的应用

目前计算机在设计领域的应用越来越广泛, 在石油化工行业内的管道水力学设计中, 也有不少应用软件, 如常用于流程模拟的 ASPEN 和 PRO II 都可以进行管道水力学的设计计算。在化工装置中应用得比较广泛的是美国 Simsci 公司的计算工艺管道、公用工程及火炬排放网络中, 物流稳态压力、温度和汽液量互相变化的模拟软件 INPLANT; 它可以处理单相液体、单相气体和汽液混合相体系的流体流动的问题。它可以用于方案研究和管径的计算, 能帮助用户迅速地解决一系列的工程问题。

我们通过实际应用后, 感到该软件的计算结果可靠, 准确性好。只是由于编者使用的数据库对输入数据有一定的要求, 因此对输入数据的范围有一定的限定, 使用者需要先熟悉它的要求, 才好使用它。

此外 SimSci 公司还开发了一种专门用于计算火炬排放系统的模拟软件, 取名为 Visual Flure。同 INPLANT 相比, 它的特点是能对多火炬系统及带有循环流 (Loop) 的复杂管网系统进行水力学计算。

在炼油装置的设计中, 常用的管道水力学设计软件是 ASPEN 或其它软件。

### 5.5 安全阀的选择与应用

#### 5.5.1 概述

##### (1) 适用范围

在石油化工生产过程中, 为了防止由于其它生产事故, 造成生产系统压力超过容器和管道的设计压力, 而发生爆炸事故, 应在容器或管道上设置安全阀。

本节所介绍的安全阀选用内容, 仅适用于石油化工企业, 用于保护压力容器和管道不出现超压事故。不适用于其它行业的压力容器及管道的保护。

对于安全阀的描述在国际上多遵循美国的 ASME 标准,在该标准中“安全阀”仅指用于蒸汽或气体工况的泄压设施,而用“安全泄压阀”表示包含安全阀、泄压阀、安全泄压阀在内的全部泄压设施。由于历史的原因,在我国是用“安全阀”代表了 ASME 的安全泄压阀的含义。本节仍按现行的国家标准来命名,以安全阀代表 ASME 的安全泄压阀的全部含义。

## (2) 有关安全阀的专业名词

### ①安全阀的几何尺寸特性

**实际排放面积** 实际排放面积是实际测定的决定阀门流量的最小净面积。

**帘面积** 帘面积是当阀瓣在阀座上升起时,在其密封面之间形成的圆柱形或圆锥形通道的面积。

**有效排放面积** 有效排放面积不同于实际排放面积,它是介质流经安全阀的名义面积或计算面积,用于确定安全阀排量的流量计算公式中。

**喷嘴面积** 也称喷嘴喉部面积,是指喷嘴的最小横截面积。

**入口尺寸** 除特别说明外,均指安全阀进口的公称管道尺寸。

**出口尺寸** 除特别说明外,均指安全阀出口的公称管道尺寸。

**开启高度** 是当安全阀排放时,阀瓣离开关闭位置的实际行程。

### ②安全阀的操作特性

**最高操作压力** 设备运行期间可能达到的最高压力。

**背压力** 安全阀出口处压力,它是附加背压力和排放背压力的总和。

**整定压力(或开启压力)** 安全阀阀瓣在运行条件下开始升起的进口压力。在该压力下,开始有可测量的开启高度,介质呈由视觉或听觉感知的连续排放状态。

**排放压力** 阀瓣达到规定开启高度的进口压力。

**回座压力** 排放后阀瓣重新与阀座接触,即开启高度变为零时的进口压力。

**超过压力** 排放压力与整定压力之差,通常用整定压力的百分数来表示。

**启闭压差** 整定压力与回座压力之差,通常用整定压力的百分数来表示。

**排放背压力(也称“积聚背压”或“动背压”)** 由于介质通过安全阀流入排放系,而在阀出口处形成的压力。

**附加背压力(也称“叠加背压”或“静背压”)** 安全阀动作前,在阀出口处存在的压力,它是由其它压力源在排放系统中引起的。

**冷态试验压力** 是安全阀在试验台上调整到开启时的进口静压力。这个试验压力包含了对于背压和温度等工作条件的修正。

**积聚压力** 在安全阀排放期间,安全阀的入口压力超出容器的最高操作压力的增值。以压力的百分数表示,叫做积聚压力。

## 5.5.2 设置安全阀的场合

### (1) 压力容器

所有的压力容器都需要设置泄压设施。当一个安全阀用于保护多个压力容器时,必须满足下列要求:

①连接容器、换热器和填料塔的管道上,不可装有阀门、调节阀等可把设备和安全阀断开的设施。

②当容器与换热器相接时,换热器管线上的切断阀只有在维修时才关闭。如同时又能满足下述“(2) 换热器”的要求时,管线上可设置阀门,但必须铅封,正常操作时保持在开启

状态。

### (2) 换热器

①预热用的换热器常设计成可承受泵出口阀门关闭时的压力，故一般不再设置安全阀。若泵出口阀门关闭时的压力可能超过换热器设计压力的 110%，则需设置安全阀。

②换热器进出口设有阀门。若在操作时低温侧阀门可能全部或部分关闭，则低温侧需设置安全阀保护。

③冷凝器出入口装有阀门时，若被冷凝液体在常温下的蒸汽压力可能超过设备设计压力的 110%，需设置安全阀。

④当换热器两侧的压差很大时，要考虑换热管破裂后低压侧的压力保护。

### (3) 加热炉

加热炉只在工艺物料出口装有调节阀或其它可能造成出口有背压时才考虑设置安全阀。安全阀最好装在加热炉的出口处，这样在安全阀排放时，介质一定要流经炉管，可保护炉管不致过热。

### (4) 机械设备

①往复泵出口阀门关闭时的压力有可能超过泵体能承受的最高压力时，要设安全阀。往复泵安全阀的定压至少应高于泵高峰压力的 110%。

②一般情况下，往复泵安全阀的定压为泵体的最大允许工作压力，并不超过下游管线最大允许工作压力的 121%。泵安全阀出口一般与泵吸入口相接。

③在非正常吸入工况下，离心泵的压力可能超过泵体能承受的最高压力，或者高于下游配管最大允许工作压力的 133%时，要设安全阀。

④往复式压缩机各级出口都要设安全阀，并排往同级的吸入口。

⑤冷凝式汽轮机常在出口管或冷凝器上设置安全阀，以保护汽轮机的低压侧和冷凝器在冷却水系统出现故障时不超压。

### (5) 管道系统

①装置内的一般管道不需考虑由于液体热膨胀造成超压。制冷剂管道，当两端阀门可能被切断，且常温下制冷剂蒸汽压力可能超过管道的最大允许工作压力的 133%时，要设保护措施。

②装置外的架空液体管道，当直径大于或等于 200mm，长度超过 30m，且可能被切断阀在两端切断时，要设液体膨胀泄压用安全阀。安全阀的入口管径为 DN20，定压为工作温度下管线法兰所允许的最高工作压力。

③液化石油气管道两端可能被切断时，要考虑设置泄压设施。

④若在切断阀旁设一带止回阀的旁通，当管线内压力升高时，止回阀能起到泄压的作用，可免设液体膨胀用安全阀。

## 5.5.3 安全阀的结构形式及分类

### (1) 重力式安全阀

利用重锤的重力控制定压的安全阀被称为重力式安全阀。当阀前静压超过安全阀的定压时，阀瓣上升以泄放被保护系统的超压；当阀前压力降到安全阀的回座压力时，可自动关闭，见图 5.5-1。

### (2) 弹簧安全阀

①通用式弹簧安全阀，由弹簧作用的安全阀。其定压由弹簧控制。其动作特性受背压的影响。见图 5.5-2。

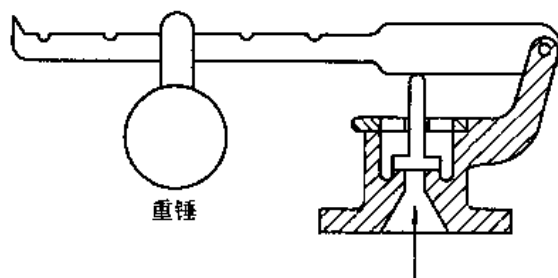
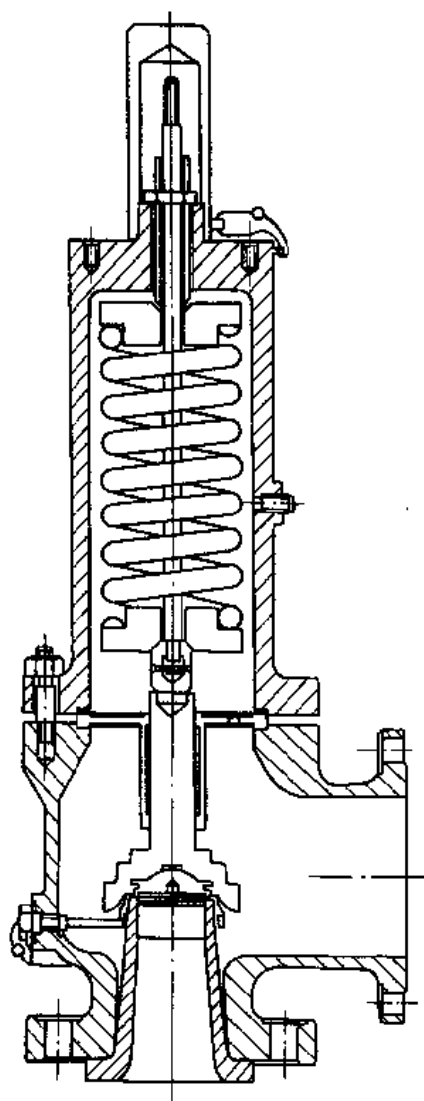
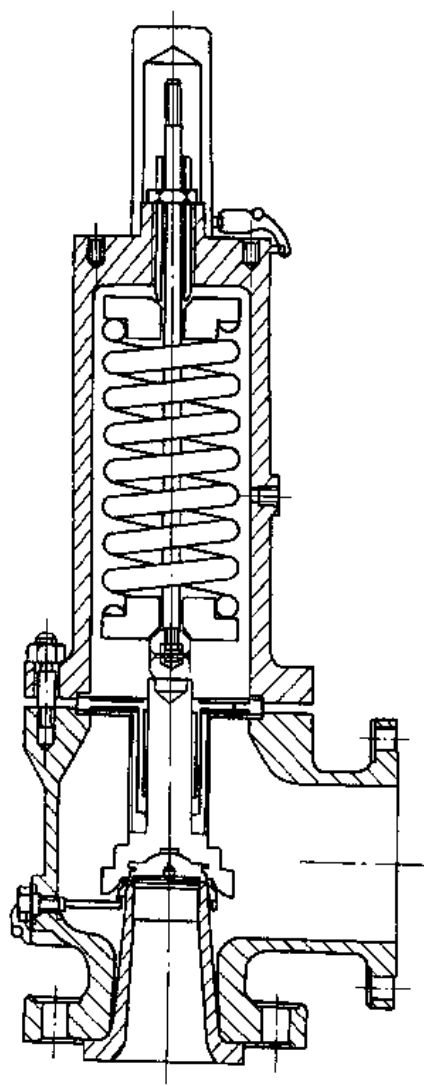


图 5.5-1 重力式安全阀



JOS 型

图 5.5-2 通用式弹簧安全阀



JBS 型

图 5.5-3 波纹管平衡式弹簧安全阀

②平衡式弹簧安全阀，由弹簧作用的安全阀。其定压由弹簧控制。用活塞或波纹管减少背压对安全阀的动作性能的影响。见图 5.5-3。

(3) 先导式安全阀

由导阀控制的安全阀。其定压由导阀控制，动作特性基本上不受背压的影响。结构见图 5.5-4。带导阀的安全阀又分快开型（全启）和调节型（渐启）两种；导阀又分流动式和不流动式两种。

导阀是控制主阀动作的辅助压力泄放阀。本文所命名的安全阀实际包括这三种压力泄放阀。

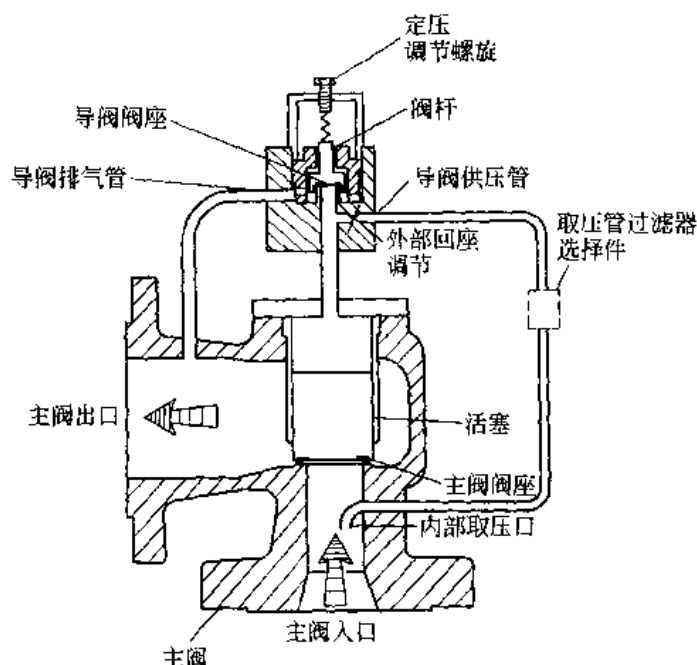


图 5.5-4 先导式安全阀

#### (4) 微启式安全阀和全启式安全阀

①微启式安全阀，当安全阀入口处的静压达到设定压力时，阀瓣位置随入口压力升高而成比例的升高，最大限度的减少排出的物料。一般用于不可压缩流体。阀瓣的最大上升高度不小于喉径的 $1/20 \sim 1/40$

②全启式安全阀，当安全阀入口处的静压达到设定压力时，阀瓣迅速上升到最大高度，最大限度地排出超压的物料。一般用于可压缩流体。阀瓣的最大上升高度不小于喉径的 $1/4$ 。

#### 5.5.4 安全阀的选择

##### (1) 安全阀的选型

①排放不可压缩流体（如水和油等液体）时，应选用微启式安全阀；排放可压缩流体（如蒸汽和其它气体）时，应选用全启式安全阀。

②下列情况应选用波纹管安全阀或先导式安全阀。

- a. 安全阀的动背压大于其定压的 10% 时。
- b. 安全阀的背压不稳定，其变化可能影响安全阀的运行。

c. 下列情况应选用波纹管安全阀：由于波纹管能在一定范围内防止背压变化所产生的不平衡力，因而弹簧力所平衡的压力值即为定压值；波纹管还能将导向套、弹簧和其它顶部工作部件与通过的介质隔开；故当介质具有腐蚀性或易结垢，安全阀的弹簧会因此而导致工作失常时，要采用波纹管安全阀。但波纹管安全阀不适用于酚、蜡液、重石油馏分、含焦粉等介质以及往复式压缩机的场合。因为在这些应用工况下，波纹管有可能被堵塞或被损坏。



d. 先导式安全阀, 阀座密封性能好, 当入口压力接近定压时, 仍能保持密封; 而一般的弹簧式安全阀当阀前压力超过 90% 定压时, 就不能密闭。这就是说, 同一容器使用先导式安全阀时, 可允许比较高的工作压力, 且泄漏量小, 有利于安全生产和节省装置的运行费用, 应优先考虑。流动式导阀由于在正常运行时, 有少量介质需要连续排放, 不宜用于有害介质的排放; 而不流动式导阀适用于有害介质的应用。

e. 液体膨胀用安全阀允许采用螺纹连接, 但入口应为锥形管螺纹连接, 一般采用入口  $DN20$ , 出口  $DN25$ 。

f. 除液体膨胀泄压用安全阀外, 石油化工生产装置一般只采用法兰连接的弹簧式安全阀或先导式安全阀。

g. 除波纹管安全阀及用于排放水、水蒸气或空气的安全阀外, 所有安全阀都要选用带封闭式弹簧罩结构。

h. 只有介质是水蒸气或空气时, 允许选用带扳手的安全阀。扳手有两种, 开放式扳手, 扳手使用时介质会从扳手处流出; 封闭式扳手, 介质不会从扳手处流出。

扳手的作用主要是检查安全阀阀瓣的灵活程度, 有时也可用作紧急泄压。

i. 介质温度大于  $300^{\circ}\text{C}$  时, 安全阀要选用带散热片的弹簧式安全阀。

j. 软密封安全阀。采用软密封可有效地减少安全阀开启前的泄漏, 比常规的硬密封更耐用, 更易维修, 价格也较低。只要安全阀使用温度和介质允许。选用软密封。常用软密封材料的适用温度范围如表 5.5-1 所示。

表 5.5-1 软密封材料适用温度

丁腈橡胶	$-54 \sim 135^{\circ}\text{C}$	聚氨基甲酸酯	$-54 \sim 149^{\circ}\text{C}$	聚三氟氯乙烯	$-253 \sim 204^{\circ}\text{C}$
氟橡胶	$-54 \sim 204^{\circ}\text{C}$	聚四氟乙烯	$-253 \sim 204^{\circ}\text{C}$	环氧树脂	$-54 \sim 163^{\circ}\text{C}$

由于安全阀对保护化工、石化生产装置的安全性至关重要, 而安全阀产品质量的出入较大, 故在采购前要对选用的安全阀制造厂的产品质量进行考察, 选用可靠的产品。

## (2) 安全阀的最小尺寸

除液体膨胀泄压用安全阀外, 安全阀入口最小尺寸为  $DN25$ ; 液体膨胀泄压用安全阀的最小尺寸不小于  $DN20$ 。

## (3) 安全阀的选材

安全阀的阀体、弹簧罩的材料应同安全阀入口的配管材料一致。对某些特殊系统, 如排出的液体经安全阀阀孔的节流降压后会气化, 导致温度降低的自制冷系统, 应考虑选用能满足低温要求的材料。安全阀的阀瓣和喷嘴应使用耐腐蚀的 Cr-Ni 或 Ni-Cr 钢, 不允许使用碳钢。碳钢阀体的安全阀, 其阀杆要用锻制铬钢; 奥氏体钢阀体的安全阀, 阀杆用 SS316 或相当的不锈钢。

低温用安全阀的冲击试验仅限于阀体、弹簧罩和法兰。

## (4) 安全阀与管道和设备的连接

除液体膨胀泄压用安全阀采用螺纹连接外, 其它应用场合均采用法兰连接。

## (5) 弹簧式安全阀和先导式安全阀

弹簧式安全阀是我们常用的一种安全阀, 但其性能不及先导式安全阀, 比较如下。

①安全阀阀座的关闭力。由于安全阀的泄漏往往受阀的关闭力的影响, 就作用原理而言, 先导式安全阀阀前压力越高, 阀门关闭越严密而普通弹簧式安全阀恰恰相反, 阀前压力

越接近定压, 阀门的关闭力越小, 越易泄漏 (见图 5.5-5)。

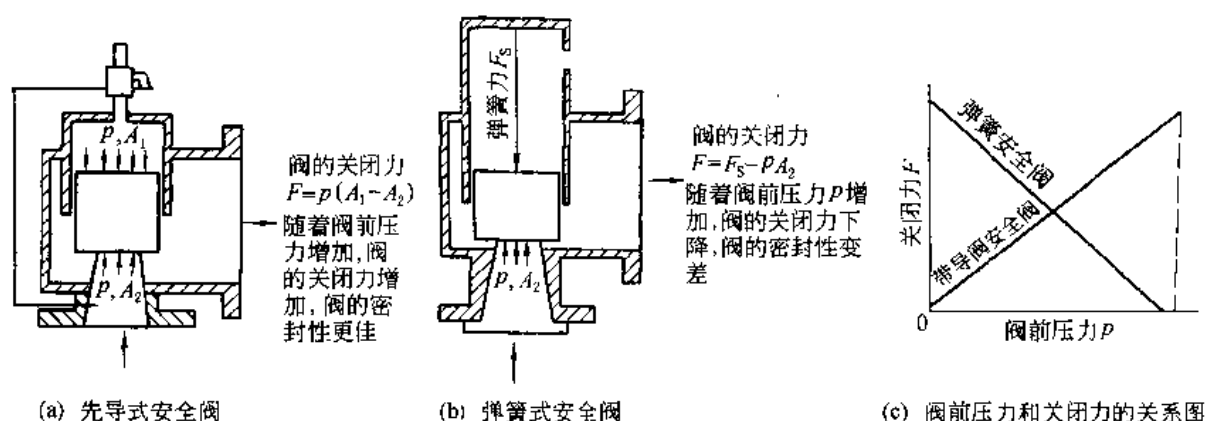


图 5.5-5 安全阀关闭力示意图

②软密封。大部分化工生产过程的温度并不是很高, 且随着现代工业的发展, 已开发出多种可耐温的弹性体作阀门的密封材料。先导式安全阀其阀门的密封大都采用软密封, 可保证良好的密封性; 而弹簧式安全阀的密封大都是硬密封, 密封性能较差。再加上先导式安全阀在阀前压力作用下, 其关闭力较大, 这些保证了先导式安全阀有很好的密封性。

③安全阀开启前的泄漏。弹簧式安全阀在阀前压力达到定压的 90% ~ 95% 的情况下就会有泄漏, 且随着阀前压力的继续升高, 阀门的泄漏量增大。当阀前压力达到定压时, 阀门开启; 阀前压力升高达到定压的 110% 时, 阀门全开。随着压力的泄放, 阀前压力回降, 直到降到定压的 95% 时, 阀芯回座, 阀门关闭, 见图 5.5-6 (a)。快开式先导式安全阀, 当阀前压力达到定压的 98% 时才开始泄漏, 阀前压力达到定压时 (无需超压), 阀门即可全开; 当阀前压力降到定压的 95% ~ 98% 时, 阀门关闭, 见图 5.5-6 (b)。调节式先导式安全阀, 当阀前压力达到定压的 98% 时才开始泄漏, 阀前压力达到定压时, 阀门即开启; 随着阀前压力升高达到定压的 110% 时, 阀门全开; 当阀前压力下降时, 阀开度下降; 直到阀前压力降到定压的 98% ~ 99% 时, 阀门关闭, 见图 5.5-6 (c)。可见, 先导式安全阀在阀前压力达到定压前, 开始泄漏较晚, 泄漏量小; 而阀前压力降到定压以下时, 它又能较早地关闭, 从而减少了泄漏及过量排放。这样, 既减少了工艺物料的损失, 又有利于环境保护。弹簧安全阀及先导式安全阀的开度与定压的关系见图 5.5-6。

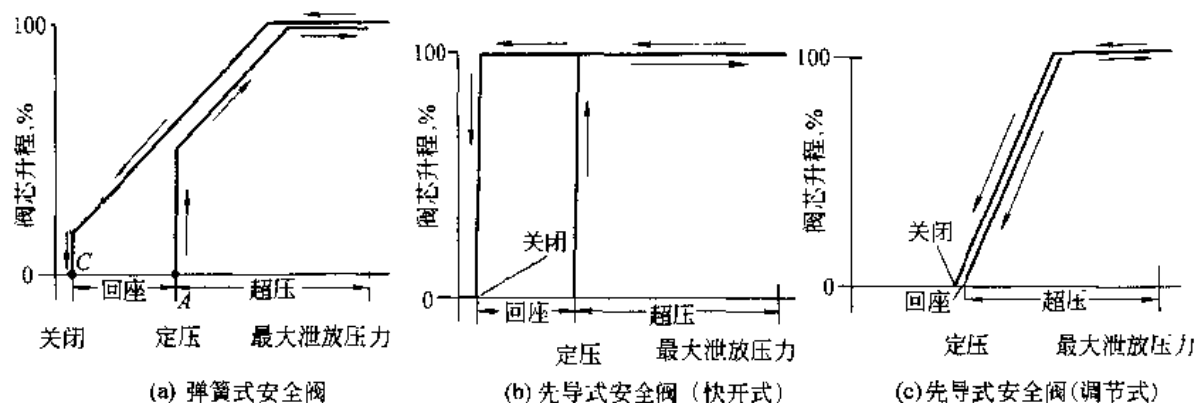


图 5.5-6 安全阀的开度和定压的关系

④维修。先导式安全阀泄放压力后，阀芯能顺利回座，并能继续有效地起到超压保护作用，从而不必将安全阀拆下重新调整。若阀门密封面损坏，不必将整个阀门拆下研磨加工，只需将阀体上部压盖打开即可取出活塞及阀座进行修理或更换。此外，调整定压也不需卸下整个阀门，而只需用一个小型压缩气钢瓶在线进行定压检查或调整即可。进行定压检查时，装置仍可以正常运行，如果在测试过程中系统超压，安全阀仍会开启，以策安全。

⑤工作特性不受背压的影响。通用式弹簧安全阀的背压超过入口压力的 15% 就会影响安全阀的排放能力，所以在工程设计中常要限制通用式弹簧安全阀的背压，要求它不超过安全阀入口压力的 10%。平衡式弹簧安全阀虽可承受一定的背压，但当背压大于入口压力的 30% 时也会影响安全阀的泄放能力。先导式安全阀可承受比以上两种弹簧安全阀高得多的背压，三种安全阀的背压特性见图 5.5-7，图 5.5-8，图 5.5-9 所示，由此可见，应用先导式安全阀可避免因背压过高而影响泄压系统的正常工作，给泄压系统的设计带来很大的方便，也给泄压系统的运行带来更高的可靠性。

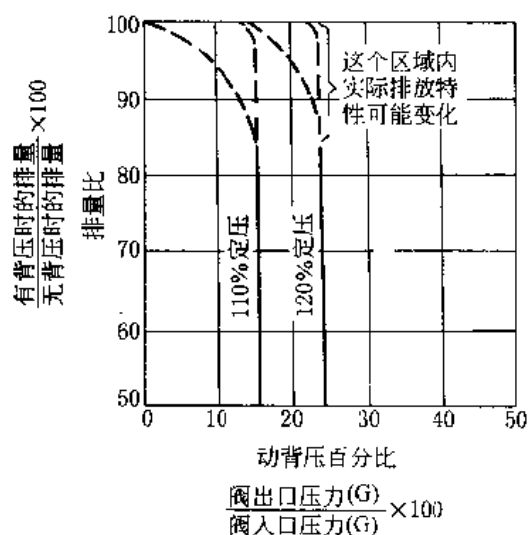


图 5.5-7 通用式弹簧安全阀动背压对泄放能力的影响

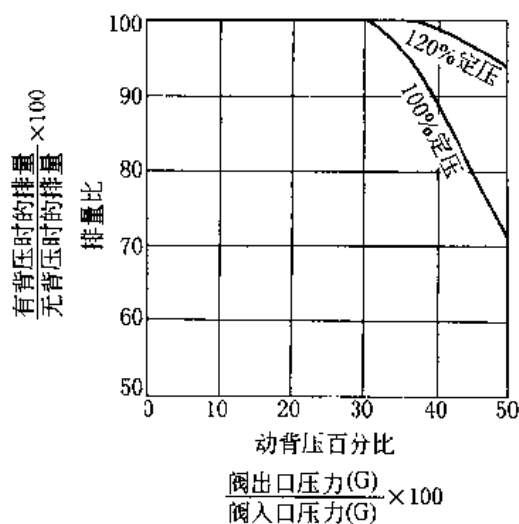


图 5.5-8 平衡式弹簧安全阀的动背压特性对泄放能力的影响

⑥安全阀价格。弹簧安全阀靠弹簧的力量保持安全阀的关闭状态，对于口径较大，定压

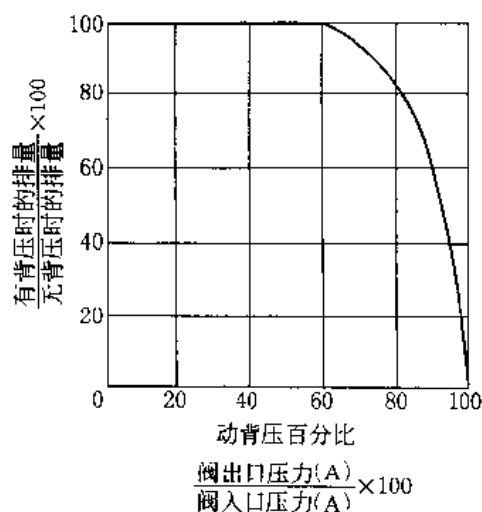


图 5.5-9 先导式安全阀的动背压对泄放能力的影响

较高的安全阀来说，弹簧的尺寸必然较大、重量亦重。因此，这类阀门的造价就会增加。先导式安全阀却不论口径大小，在一定压力范围内使用的导阀都是同一尺寸。所以，大口径、高压先导式安全阀之造价比弹簧安全阀低。以入口 DN100 (600<sup>#</sup>)，出口 DN150 (150<sup>#</sup>) 的安全阀为例，先导式安全阀重量为 72kg，总高 660mm；而同样规格的弹簧安全阀重量则为 113.6kg，总高 1057mm。但在低压小口径时，先导式安全阀的价格会比同样规格的弹簧安全阀贵，比平衡式弹簧安全阀低。

⑦泄放量。弹簧安全阀的喷嘴大多为半喷嘴，而半喷嘴的直径比安全阀入口的法兰内径要小；而先导

式安全阀的喷嘴为全喷嘴，对同样尺寸的入口法兰来说，其直径可比半喷嘴大，这就是说，在入口法兰尺寸相同的情况下，先导式安全阀的喷嘴尺寸可以比弹簧安全阀大，因而先导式安全阀泄放能力较大。

⑧安全阀入口管的压降。弹簧安全阀入口管的压降不可超过入口压力的3%，否则可能会影响弹簧安全阀的使用；而先导式安全阀，可将安全阀的导压管加长，直接接在压力源的容器或管道上取压。这样，既可直接检测被保护系统的实际压力，又不致受安全阀入口管道压降过大的影响使安全阀工作失常。

⑨先导式安全阀还可配上各种附件来改变它的性能，如防止背压回流，导阀取压过滤，手控泄放，手动检查阀芯，遥控泄压等。

#### (6) 各种安全阀的比较和应用范围

表 5.5-2 列出各种安全阀的优点和应用范围的限制供选用安全阀时参考。必需根据具体应用工况、类似应用经验、规范要求及市场供应等进行选用。

表 5.5-2 各种安全阀的优点和应用范围的限制

优 点	应 用 范 围 的 限 制
重力式安全阀	
价格低廉 定压可以很低 简单	定压难于调节 密封差，阀开启前有较长的开启过程 阀达到全开时需要很高的超压，有时甚至超 100% 定压 低温应用时，阀座很容易被冻住
通用金属阀座弹簧安全阀	
价格最低（低压、小口径） 广泛用于化学工业：适于高温应用	阀座易漏，导致工艺介质损失，环境污染 开启过程长和回座过程慢，导致阀前超压和介质过量排放 安全阀入口管道压降过大会影响安全阀的性能 背压对安全阀的定压和排量产生影响 定压容易漂移
平衡式波纹管金属阀座弹簧安全阀	
波纹管保护，阀座免受腐蚀 定压不受背压影响 高背压才会影响安全阀的排量 有比较好的高温性能	阀座易漏，导致工艺介质损失，环境污染 开启过程长和回座过程慢，导致阀前超压和介质过量排放 波纹管寿命有限；价格贵、维护费用高 能承受有限的背压 安全阀入口管道的过大压降将影响安全阀的性能 定压容易漂移
通用或平衡式软阀座弹簧安全阀	
安全阀排放前阀座密封良好 安全阀排放回座后阀座密封仍良好 反复启闭后仍有良好的回座密封性 维护费低	工作温度受阀座材料耐温性的限制 阀座材料限制适用介质的腐蚀性 安全阀入口管道的过大压降将影响安全阀的性能 承受有限的背压
软阀座先导式安全阀（活塞式）	
尺寸小、重量轻（高压、大口径） 安全阀排放前阀座密封极佳 安全阀排放回座后阀座密封仍极佳 容易调整定压和回座压力 有快开和调节两种排放特性可供选用 主阀可在线维护 可配测压元件，输出压力信号 回座压差很小 现场在线进行定压设定 可遥控泄压 安全阀的开启不受背压影响	应用在聚合过程，取压管必须冲洗 软密封材料必须满足介质对温度和腐蚀的要求 定压不能太低（0.1MPaG）

续表

优 点	应 用 范 围 的 限 制
软阀座先导式安全阀（薄膜式或金属波纹管式）	
可在很低的定压下工作（75mm 水柱） 安全阀排放前阀座密封极佳 安全阀排放回座后阀座密封仍极佳 容易调整定压和回座压力 有快开和调节两种排放特性可供选用 可配测压元件，输出压力信号 回座压差小；现场在线进行定压设定 可遥控泄压 安全阀的开启不受背压影响 快开式在定压下阀全开，无超压 低温时阀座不会冻住 主阀可在线维护	应用在聚合过程，取压管必须带有冲洗 软密封材料必须满足介质对温度和腐蚀的要求 定压不能太高（0.35MPa） 不宜用于液体介质
爆破片	
爆破片破裂前绝对不漏； 可用多种材料制作； 所占位置很小	爆破压力偏差较大； 爆破后不能关闭； 压力波动时，可能会提前爆破

5.5.5 安全阀的定压、积聚压力和背压的确定

(1) 定压

安全阀的定压应不大于被保护的容器或管道的设计压力。

(2) 积聚压力

非火灾工况时，压力容器允许的最大积聚压力为设计压力的 10%。火灾工况时，压力容器允许的最大积聚压力为设计压力的 20%。管道允许的最大积聚压力为设计压力的 33%。

(3) 背压

①通用式安全阀的允许背压值。通用式安全阀在非火灾工况使用时，动背压的值不可超过定压的 10%；在火灾工况下使用时，动背压不可超过定压的 20%。

②波纹管平衡式安全阀。波纹管平衡式安全阀在火灾及非火灾工况下总的背压（静背压 + 动背压）不高于定压值的 30%。

③背压对安全阀泄放能力的影响。图 5.5-10 为通用式安全阀用于泄放蒸汽和气体时，背压对泄放能力的修正曲线。图 5.5-11 为波纹管平衡式安全阀用于泄放蒸汽和气体时泄放能力的修正曲线。图 5.5-12 为波纹管平衡式安全阀在超压 25%泄放液体时背压对泄放能力影响的修正曲线。

④对于有背压的泄放系统，其安全阀的出口法兰、弹簧罩、波纹管的机械强度都应满足背压的要求。

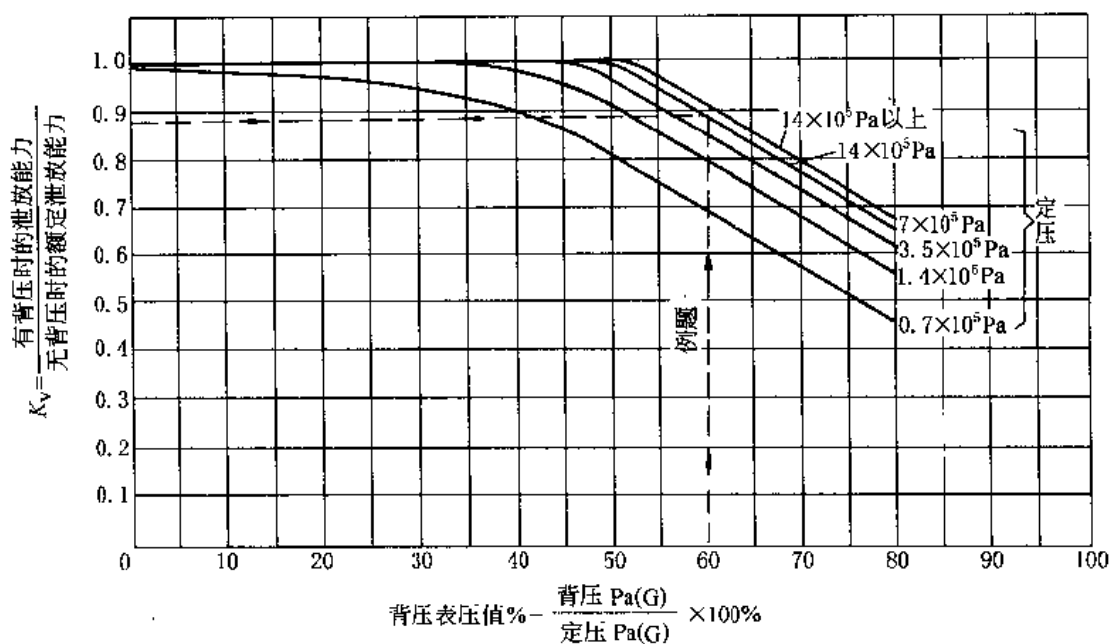
(4) 安全阀的压力工况

液体用安全阀（渐开式）阀前压力达到定压时，阀瓣开始打开，阀前压力逐渐上升，直到超过定压 10% ~ 33%（视使用工况而定，非火工况下的压力容器为 10%，受火工况下的压力容器为 20%，管道为 33%）。在安全阀定压等于容器或管道的设计压力时，安全阀的超压值即为积聚压力。当超压 25% 时，安全阀达到额定排放量。图 5.5-13 所示为液体通用安全阀和波纹管平衡式安全阀的压力工况。图 5.5-14 所示为蒸汽和气体用安全阀的压力工况。在阀前压力达到定压时，阀打开，压力继续上升，超压 3% 时阀全开；当压力降低低于定压 4% 时，阀弹回阀座，停止排放。

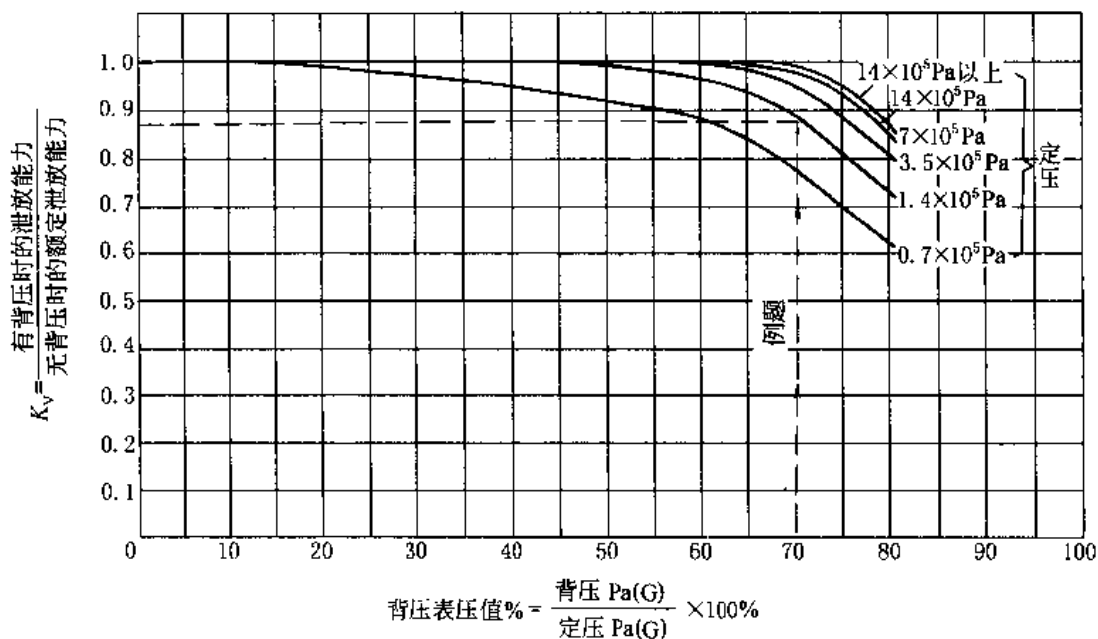
(5) 冷态试验压力

冷态试验压力不是安全阀的定压，而是考虑了使用工况的背压和温度修正后在试验台上





(a)



(b)

图 5.5-11 波纹管平衡式安全阀用于泄放蒸汽和  
气体时全背压对泄放能力修正曲线

全阀在定压下工作时, 由于工作压力非常接近定压, 阀门很容易泄漏; 而弹簧安全阀则随着阀的开启度增大, 弹簧变形增大, 作用在阀芯上的弹簧力也增大, 导致阀无法开足, 使阀门难于达到设计能力。为此, 在新版 API 620 中, 对大型贮罐用低压安全阀(我们习惯把此种低压安全阀和破真空阀合称呼吸阀)的使用作出了新的规定, 对低压工况推荐使用先导式安全阀以取代弹簧安全阀和重力式安全阀。

(2) 先导式低压安全阀的应用: 先导式低压安全阀是用导阀控制主阀的。由于导阀采用薄膜结构, 薄膜面积大, 故在很低的工作压力下仍可达到一定的作用力。从而控制主阀动作。此外, 在导阀开启前, 主阀不受控制流的作用, 关闭严密, 故先导式安全阀可以达到气泡级密封。这种安全阀不易损坏, 维修工作量小, 易于调整定压, 故在工程中得到广泛应用。先导式低压安全阀不只适用于一般的化工物料低压常温贮罐, 也适用于天然气及合成氨、丙烷、丁烷、氧气等的低温贮罐。常

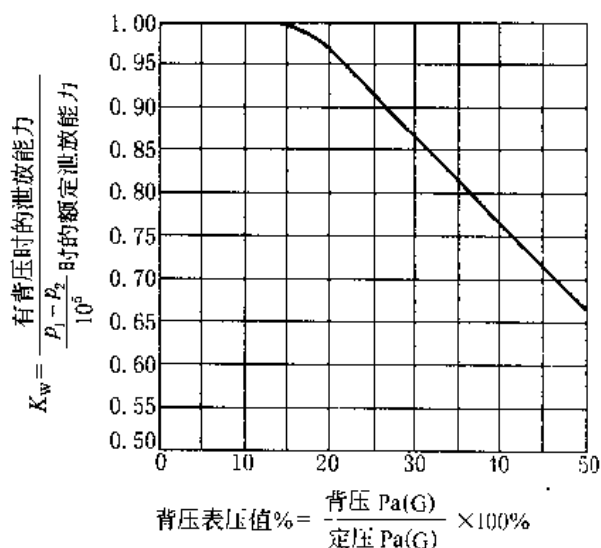


图 5.5-12 波纹管平衡式安全阀在超压 25% 泄放液体时背压对泄放能力影响的修正曲线

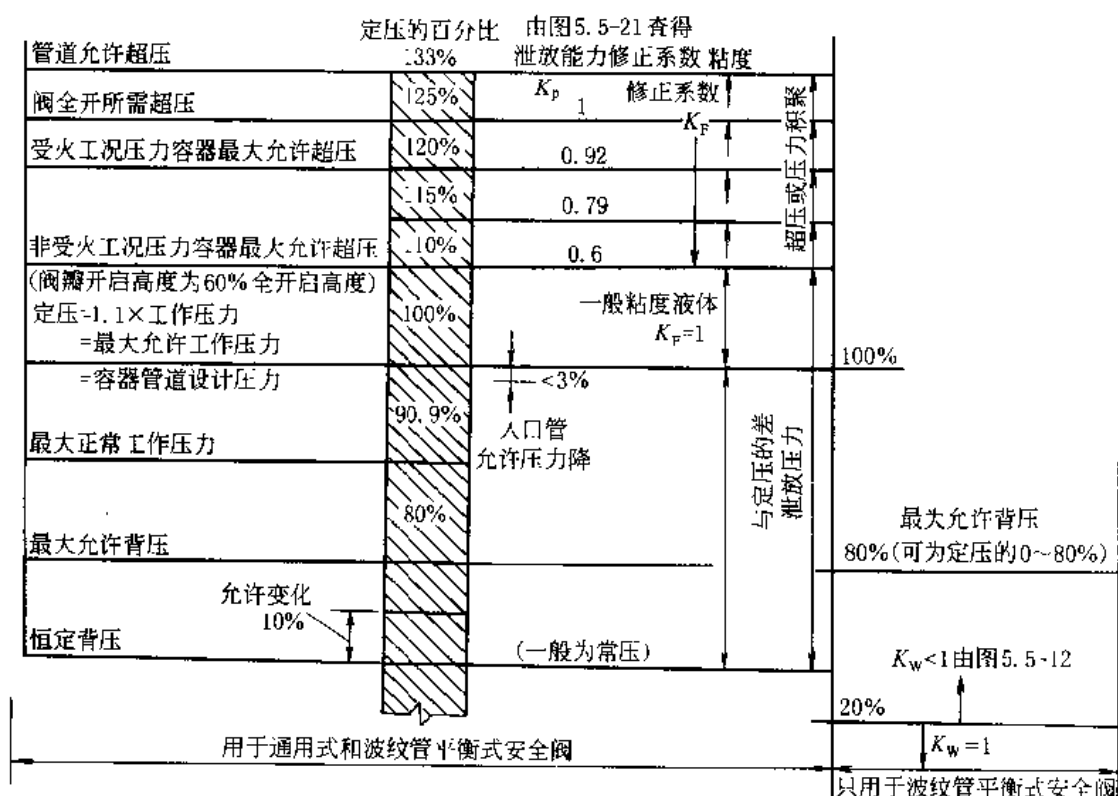


图 5.5-13 液体用安全阀的压力工况

波纹管平衡式安全阀与一般安全阀相比有一特点: 当流量在 100% (背压 20%) 到 40% (背压 80%) 变化时, 背压可在 0~80% 范围内变化。超压 25% 时, 要乘以修正系数  $K_w$ 。



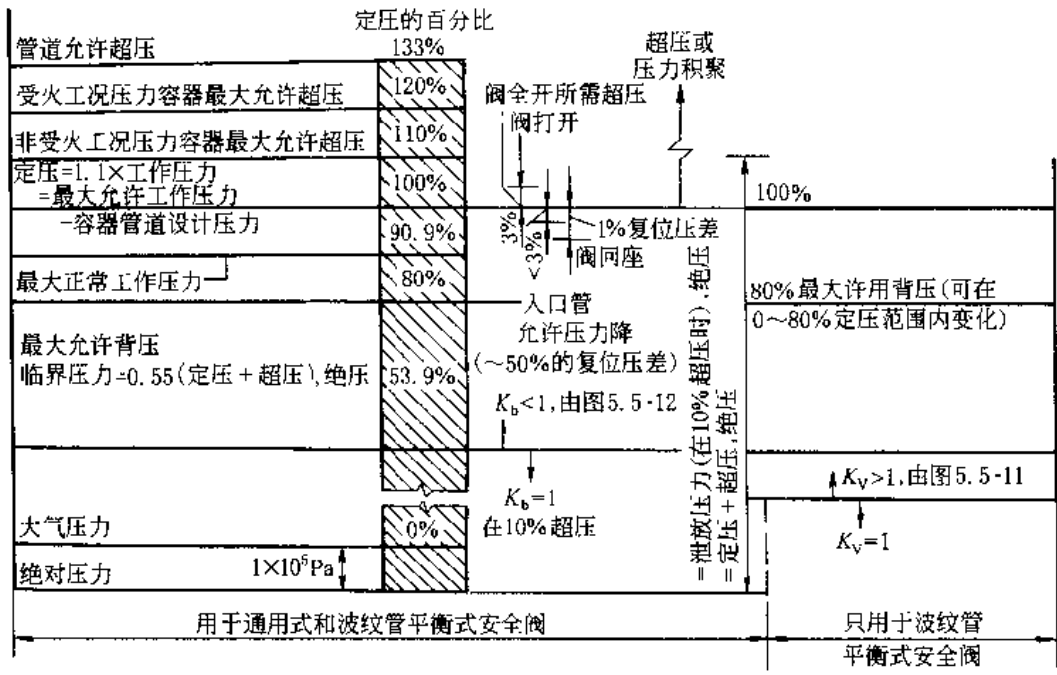


图 5.5-14 气体和蒸汽用安全阀的压力工况  
波纹管平衡式安全阀计算时用  $K_v$  (见图 5.5-11) 代替  $K_b$

用的软密封材料见表 5.5-1。

图 5.5-15 所示为市场上可买到的先导式 93T 型低压安全阀，这种安全阀适用于 736mm 汞柱真空到 91kPa (G)；图 5.5-16 为带波纹管的导阀型安全阀，适用范围为 736mm 汞柱真空到 3.5 巴表压。这类产品的特点是，若配上双导阀，用单一阀门即可提供泄压和破真空能力，当作泄压真空阀用（一般重锤式呼吸阀都是由一个重锤式安全阀和一个重锤式真空阀组合而成）。图 5.5-17 示出带导阀的低压呼吸阀的工作原理。

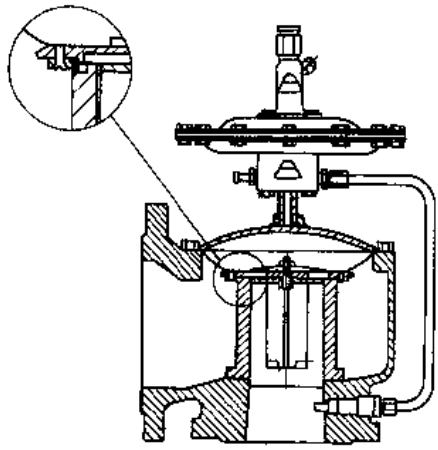


图 5.5-15 93T 型低压安全阀

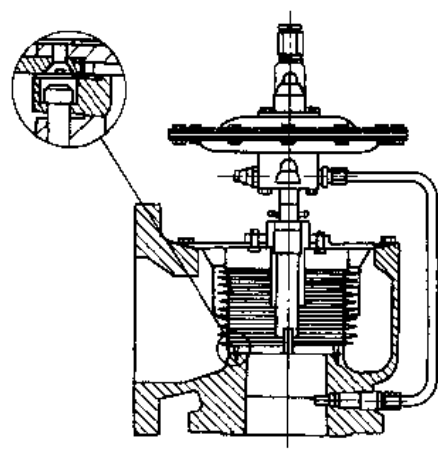


图 5.5-16 带波纹管的导阀型安全阀

如图 5.5-17 (a) 所示，在正常操作条件下，系统压力作用在主阀阀座底部上、主阀膜片顶部上以及导阀检测室内。主阀阀座由一巨大作用力维持紧闭，这一作用力等于系统压力乘以主阀膜片的不平衡面积。

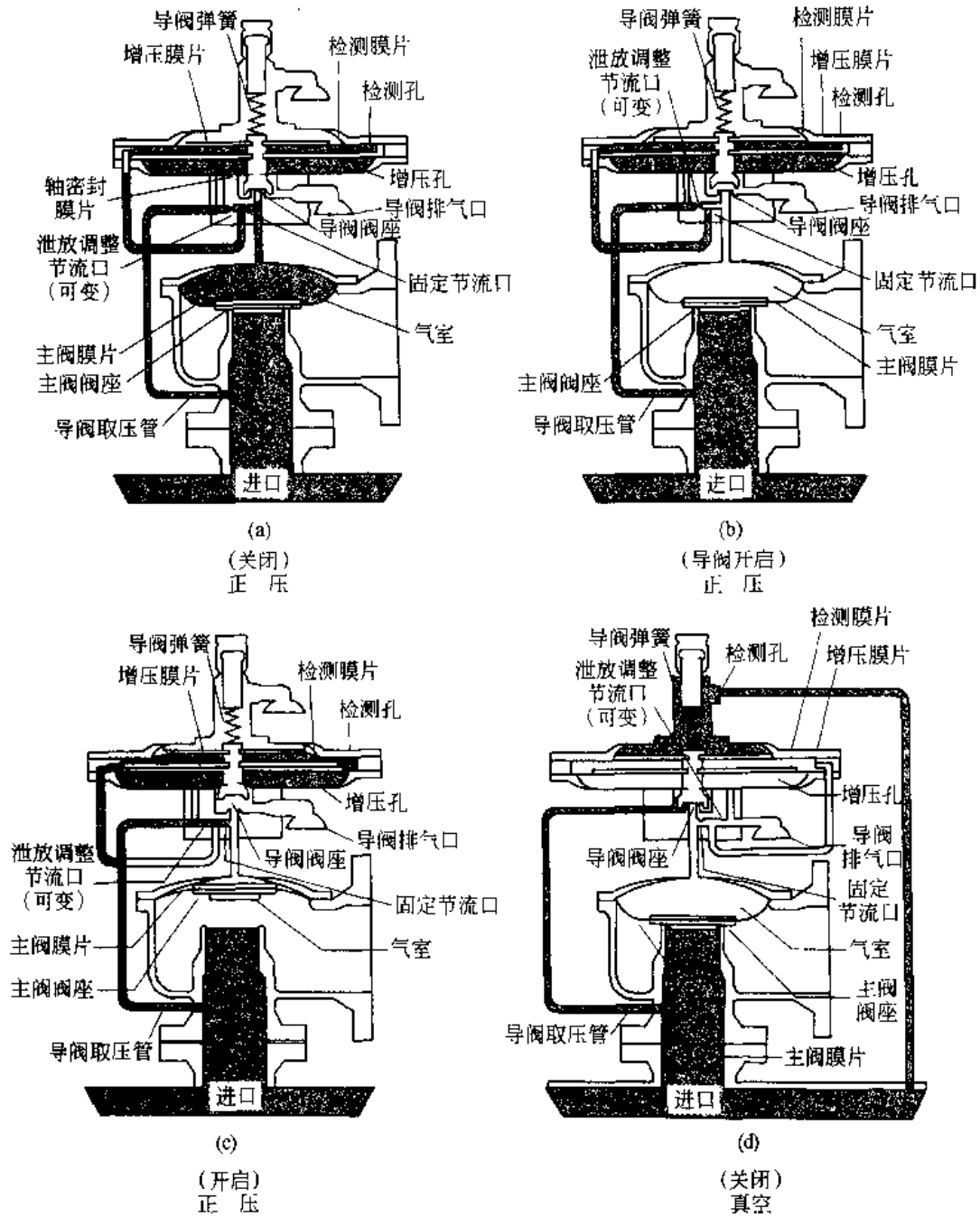


图 5.5-17 先导式低压呼吸阀工作原理

系统压力也作用于可变节流口下游的增压孔和检测孔。

导阀软阀座维持关闭，这时导阀弹簧载荷大于作用在检测膜片上的向上作用力。

如图 5.5-17 (b) 所示，给定压力是作用于检测膜片上的向上作用力刚好超越弹簧载荷。这时，导阀阀座稍为开启，给定一微小流量在导阀检测管里。这一微小流量流过泄放调整节流口，导致节流口下游和检测孔里压力减低。虽然这只是微量的压力减低，却形成一巨大向上作用力，使导阀快速全开。

图 5.5-17 (c) 导阀全开时，主阀膜片顶部上的压力大量减低，使主阀阀座达致全行程。经过主阀的流体继续流动，直到系统压力减低至导阀弹簧能够克服作用于检测膜片上的

提升力的时候。当导阀开始关闭时,经过泄放调整节流口的流量和压降都减小。这时检测孔压力增高,以助导阀加速关闭。导阀关闭后,系统压力又再集中作用于气室面积上,使主阀门座关闭,并使压力回到图(a)所示的部位上。

导阀弹簧克服作用于增压膜片上的净提升力的压力点可能随着改变经过泄放调整可变节流口的压降而变动。较小的节流口调整使阀门能在较低的压力下关闭(较长时间泄放)。

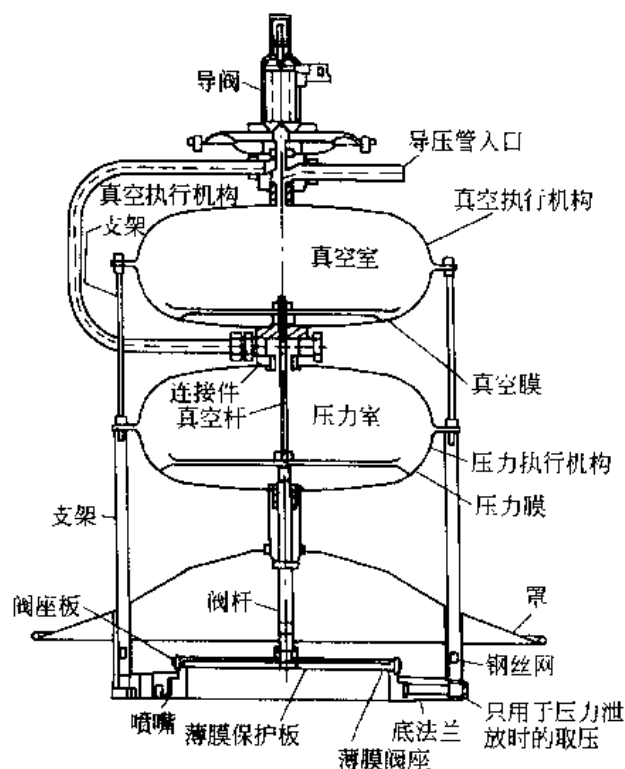


图 5.5-18 9200 系列超低压先导式泄压真空阀

是空心的,套在真空膜阀杆外;当压力膜阀杆上滑时,真空膜阀杆不动)。当主阀前压力为真空时,若达到定压,真空膜上侧压力为导阀入口压力(真空),真空膜下侧通压力室,此时通大气,产生一向上的作用力,使真空膜上抬;真空膜阀杆上升时,把空心的压力膜阀杆带上,其开启力大于真空对主阀的吸力,主阀打开,真空破坏。这种阀的开启度随着阀前压力升高而增大,到超压 6% 时,阀开足。这种结构的阀采用特殊的阀座密封,阀瓣下有一塑料薄膜,此薄膜两侧相通,故阀前正压时,薄膜上侧也有压;但薄膜在阀座外部分,由于薄膜下通大气,而薄膜上部有微压,使薄膜紧贴在阀座上,防止了泄漏,减小了物料损失,这种泄压真空阀在阀前压力达到 98% 定压时仍能保持不漏,见图 5.5-19。

### 5.5.7 安全阀需要排放量的计算

我国劳动部《压力容器安全技术监察规程》中对计算安全阀在不同工况下的排放量有明确规定,在规定以外的内容可参见美国石油学会 API RP 520 和 API RP 521 的有关部分。本节

图(d)操作原理基本上和正压泄压相同。较大的气室面积载压大于阀座下的进口压力,即可形成一阀座力。在关闭的情况下,大气压力存在于主阀的气室面积内,而真空则存在于进口,形成一种净作用力,可以关闭阀座。在设定点上,导阀开启,把气室压力通过供应管送到进口真空处。当部分真空在气室形成时,大气压力就使膜片和阀座开启,并在阀内形成气流,从而破除系统真空。当导阀复位时,供应管即由导阀阀座关闭。这时大气压力又再通过泄放调整节流口和固定节流口流入气室,关闭主阀。

在超低压时(如低压在 100mm 水柱以下),前述的先导式低压呼吸阀也不能很好地工作,此时要选用超低压泄压真空阀,具体结构见图 5.5-18。当主阀前压力达到定压时,导阀动作,使压力室通大气,由于主阀前压力的作用,使主阀打开;但此时真空膜不动(由于压力膜阀杆

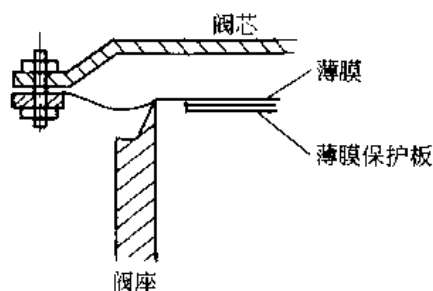


图 5.5-19 9200 阀阀座详图

所介绍的方法是考虑了工程的处理和我国有关规定的推荐方法,总的来说,与 API RP 520 和 API RP 521 推荐的方法一致或更安全些,同时也满足了我国《压力容器安全技术监察规程》的要求。

在下列诸种工况中,按单一事故的最大排量选用安全阀。

#### (1) 冷凝器的冷却故障

冷凝器发生故障有多种情况。其中之一是冷凝器失去全部冷凝功能。此时,安全阀的排放量取用正常组分和温度下的正常进料蒸汽量,所以它与开始排放时的蒸汽组分非常接近。由于温度升高低于压力上升,从而使蒸汽量稍有保守。

另一种是冷凝器失去部分冷凝能力。此时,排放量按正常工况下进入的蒸汽量和冷凝量的差值计算。不安装百叶的空冷器在发生供电故障时,其自然通风冷却负荷按 25% 正常负荷考虑,泄压排放量按正常负荷的 75% 考虑。当空冷器安装有百叶时,百叶在故障时的位置(若采用动力驱动)和百叶在冬天的最小定位是决定自然通风冷却负荷率的主要因素。百叶在冬天的位置可能接近关闭。

在考虑冷凝器出现故障时的排放量时,应视回流罐的容量、操作者处理事故的能力和冷凝器对塔负荷影响的大小等因素,决定是否加回流负荷。

#### (2) 回流和出料故障

①塔顶回流故障。当发生塔顶回流故障时,初期的排放量是在正常操作温度下进入顶层塔盘的蒸汽量减去塔顶冷凝器的冷凝量。一旦冷凝器充满液体,泄压排放量是正常温度下进入顶层塔盘的正常进料量。

②塔底出料故障。塔底出料泵停止运行或者阀门关闭时,产生的蒸汽量相当于泵抽出流量所带走热量产生的蒸汽。

塔顶回流和塔底出料同时发生故障的机会是罕见的。此时可按两者中影响较大者考虑。

③回流故障。回流冷凝器的冷却水故障也会造成蒸馏塔的超压,在一个典型的蒸馏系统,冷却水故障可能造成短时间的回流故障(典型的大约 15 分钟),API RP 521 要求此时失去回流前后的泄放量都要计算,因为不知哪一个所需的泄压量大,取用大者作为选用安全阀的基础。

(3) 装置停电故障。考虑装置停电故障所需安全阀大小时,必须详细分析停电的范围及影响生产的情况。因为停电时,可能影响泵、风机、压缩机和阀门等的电动执行机构的工作,有时还会影响仪表压缩空气的工作。

#### (4) 调节阀故障

虽然 API RP 520 规定“工艺用自控调节阀一般安装在设备的入口或出口处。当安装在设备入口的调节阀发生故障而关闭时,不必考虑设备超压时的泄压措施”;但工程公司在作安全泄压分析时却常按“所有的调节阀假定事故时阀门常开,而不管设计时的事故假设”,比较保守的处理这个问题。若发生故障时,入口阀门全开或部分开启,则有可能需要设置泄压措施,以防超压。若同一事故使一个或几个出口阀门关闭,而入口阀门仍开着,则需要的泄放量就是最大入口流量和仍开着的出口阀门的最大流出量的差值。

一般情况下,一个调节阀的故障不致影响其它调节阀。若有故障调节阀的开、闭影响其它调节阀的功能的话,则需要增加安全阀的泄放量。造成调节阀故障的原因有两个,即仪表压缩空气故障和弹簧故障。

有时,情况要复杂得多。如一个高压容器,其底部有液面控制,液体排入低压系统。正

常运行时，高压气体不会进入低压系统，高压液体排入低压系统，部分液体闪蒸。但设计时要考虑容器在高压下失去液面而导致高压气体进入低压系统的可能。若进入低压系统的气体量大，或者高压气源是“无限”的，则低压系统可能很快超压。这样，低压系统的泄压措施需要满足通过液面控制调节阀进入低压系统的全部气体量。当高压气体量不大，而低压系统的容量又较大时，高压气体进入低压侧使低压侧压力升高，同时高压侧的压力随之下降；这时，考虑高压气体正常补给工况下的泄放量，再加上一定的富裕量即可。

临时开车，事故处理或由于排放量等原因，部分打开旁通阀时，在调节阀全开情况下可按旁通阀开启 25% 考虑。

#### (5) 不正常的工艺热量输入

在决定安全阀的尺寸时，要考虑过程热量输入的潜在能力，不能只考虑正常的热量输入。例如，炉子燃烧器的最大负荷往往可达到炉子铭牌负荷的 125%，此时应按泄压工况下的最大蒸汽发生量减去正常冷凝量或蒸汽流出量选用安全阀。

进行系统设计时，若考虑到将来扩建，则安全阀和配管尺寸应满足扩建后的需要，但安全阀喷嘴的尺寸必须按当前的设计量考虑。

对于用蒸汽加热的再沸器和类似的管式换热器，在决定调节阀故障时的换热工况时，假设管子是清洁无污垢的。

#### (6) 液体膨胀

参见本手册 5.5.2.5 管道系统，5.5.4.1 安全阀的选型及 5.5.4.2 安全阀的最小尺寸。

#### (7) 内部爆炸

设备内部爆炸一般采用爆破片泄压。对于一般炼油厂和石油化工厂发生的烃类和空气混合物的爆炸，按  $0.06\text{m}^2/\text{m}^3$  蒸汽容积决定爆破片的面积。爆破片的厚度应由爆破片制造厂决定。

#### (8) 化学反应

计算化学反应引起的泄放量时应考虑反应率和反应动力学。若化学反应可能引起爆炸，则按上述内部爆炸考虑。

放热反应产生热量，使温度升高，反应加快；继而产生更多的热量，反应速度更快，此时温度、压力都升高。当温度、压力的上升达到指数加速时，采用常规的压力泄放措施是不够的，此时必须控制反应速度，使温度、压力达不到指数上升。较好的办法是往反应器内引入足够量的易挥发液体或用低温介质撤热，以吸收过多的反应热，控制反应在安全水平；或往反应器内加入中止剂来控制反应。

#### (9) 外部火灾

液体烃类物质的贮存压力大于或等于与贮存温度相对应的蒸汽压力，当贮罐暴露于火焰前时，由于辐射、对流传热和火焰的直接接触，容器内贮存的物质被加热，压力升高，直到安全阀开启，使容器内压力不超过最大允许压力。若安全阀的泄放能力小于产生的蒸汽量，则容器内的压力就会升高到最大允许压力以上，这是不安全的。

容器暴露于火焰前，按传入容器的热量计算安全阀所需的排放量。API RP 520 根据试验数据给出了贮罐在火灾时的安全阀计算方法，按容器的含液表面（称为湿表面）在火灾时吸热来计算；而忽略不含液容器表面的受热。

① 对无绝热材料保温的液体容器。由于容器有否合适的消防设施和容器附近有否很好的下水系统对容器在火灾时的消防有一定的影响，故按两种情况进行考虑。

a. 容器有合适的消防设施和良好的下水系统, 火灾时安全阀所需排放量  $G$  按式 (5.5-1) 计算。

$$G = \frac{155400 FA^{0.82}}{L} \quad (5.5-1)$$

b. 当容器没有合适的消防设施和良好的下水系统, 公式 5.5-1 改为式 (5.5-2)。

$$G = \frac{255000 FA^{0.82}}{L} \quad (5.5-2)$$

式中  $G$ ——火灾工况时安全阀所需的排放量, kg/h;

$F$ ——容器外壁校正系数, 见表 5.5-4;

$A$ ——容器湿表面积,  $m^2$ ;

$L$ ——液体在泄压工况时的气化潜热, kJ/kg。

计算容器的湿表面积时: 应按下述要求进行。

对于卧式和立式容器, 整个容器的表面积为湿表面积。

对于球形贮罐, 取球罐的最大水平截面积高度和距地面 7.5m 高度二者中的较大者计算的表面积为湿表面积。所谓地面, 通常指地平面, 但也可以是任何能形成相当大火焰的平面。

气体压缩机出口的缓冲罐一般只盛一半液体, 湿表面积按容器总表面积的 50% 计。

分离罐内只有少量的液体, 湿表面积按比例计算。分馏塔的湿表面积可假设为塔底和 7.5m 高度的塔盘内积盛液体部分表面积之和。

壳管式换热器的壳侧要考虑 100% 的外表面积为湿表面积; 釜式换热器按 75% 外表面积为湿表面积; 分子筛气体干燥器按 25% 考虑; 分子筛液体干燥器按 100% 考虑; 气体洗涤器按 50% 考虑。

表 5.5-4 容器外壁校正系数

安装形式	$F^{①}$	安装形式	$F^{①}$
不保温容器	1.0	10220	0.0376
保温容器 <sup>②</sup> (下面所列的保温材料导热系数,		8176	0.03
$J/m^2h^{\circ}C$ )		6745	0.026
81760	0.3	不保温容器且有水喷淋 <sup>③</sup>	1.0
40880	0.15	采用减压和卸压等空罐措施 <sup>④</sup>	1.0
20440	0.075	地下贮罐	0.3 <sup>⑤</sup>
13695	0.05	地面上用土覆盖的贮罐 <sup>⑥</sup>	

①表中所列的  $F$  值只是建议值。若情况不完全相同时需用工程经验判断。可采用较大的  $F$  值或用减压。

②用限制热量输入的方法对贮罐进行保护。用保温来减弱吸热的可靠性的关键因素是保温材料在高温下的耐热性和机械强度。因此要求:

保温材料必须是块状或预制的, 能连续承受 593℃ 的高温。这就使大多数的玻璃棉和矿棉无法使用。

发生火灾时, 在高压消防水的冲击下, 保温层和保护层的结构和材料要保证它们保持在原来的位置上而不掉下。

采用不同材料组成多层保温层时, 要检验预定温度下每层材料的物理性能。

③往金属表面上喷淋水可形成水膜。在理想情况下, 水膜可吸收大量的辐射热, 使金属表面保持较低的温度。一般采用的喷淋强度为  $0.124 \sim 0.49 m^3/hm^2$ 。对于容器, 水喷淋的最重要部位是顶部, 因为容器顶部无液体保护, 容易发生局部过热。影响水喷淋可靠性的因素很多, 如冬天冰冻、系统堵塞、水力不足、风速过高等都会影响水喷洒的均匀性, 所以 API-RP-520 不考虑喷淋水的外壁校正系数。由于水喷淋能有效地降低金属表面温度, 所以对贮存大量轻烃类的贮罐, 要特别考虑采用喷淋水系统。安全阀能使容器内部压力不超过容器的最大积聚压力, 但并不能保护非湿表面因局部过热造成的损坏。

④对贮罐采用减压和泄压等空罐措施可减少贮罐内的压力和罐壁所受的应力, 这有利于减少贮罐破裂后罐内燃料加入火灾的可能。但减压和泄压措施并不能减少泄压设施的负荷。

⑤我国国家劳动总局《压力容器安全监察规程》埋地贮罐的容器外壁修正系数为 0.3。

⑥把贮罐埋地是一种有效的减少燃料输入的保护方法, 可用式 5.5-3 来计算所需的安全阀排量。

## ②对有完善保护的液体容器

$$G = \frac{2.61 (650 - t) \lambda A^{0.82}}{\delta L} \quad (5.5-3)$$

式中  $G$ ——火灾工况时安全阀所需的排放量, kg/h;  
 $t$ ——泄压工况时被泄放液体的饱和温度, °C;  
 $\lambda$ ——常温下绝热材料的导热系数, kJ/m<sup>2</sup>·h·°C;  
 $A$ ——容器表面积, m<sup>2</sup>;  
 $\delta$ ——保温层厚度, m;  
 $L$ ——液体在泄压工况时的汽化潜热, kJ/kg。

## ③气体贮罐 火灾工况, 气体贮罐安全阀的有效通过面积按下式计算:

$$A = \frac{19 F' A_s}{\sqrt{\frac{p_1}{10^5}}} \quad (5.5-4)$$

式中  $A$ ——安全阀的有效通过面积, cm<sup>2</sup>;  
 $F'$ ——安全阀的工作系数, 由图 5.5-20 查得;  
 $A_s$ ——容器暴露的外表面积, m<sup>2</sup>;  
 $p_1$ ——安全阀入口压力, 为安全阀定压的 1.1 倍或 1.2 倍 (由允许的超压值决定), Pa (A)。

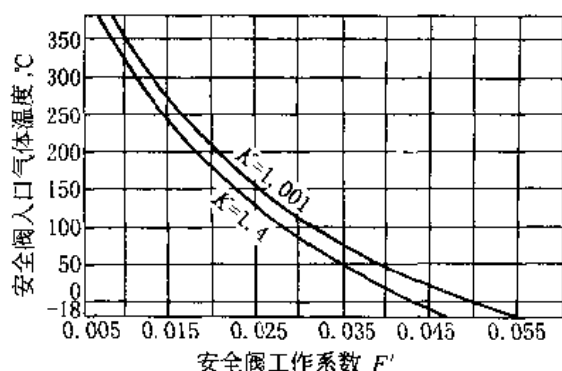


图 5.5-20 安全阀工作系数图

- (1) 本图适用于碳钢容器, 并按容器壁温 650°C 考虑  
 (2) 推荐使用最小值  $F' = 0.01$

## ④空冷器火灾时, 空冷器的换热表面全部暴露在火焰前, 可用下式计算吸入的热量

$$Q = 154.8 \times 1000 A \quad (5.5-5)$$

式中  $Q$ ——湿表面总的吸热量, J/h;  
 $A$ ——总的湿表面积或暴露外表面积, m<sup>2</sup>。

当空冷器有冷凝而无过冷时, 湿表面积按光管面积 30% 计; 冷凝而有过冷时, 冷凝段的湿表面积按 30% 光管面积计, 过冷段的湿表面积等于光管面积; 气体冷却用空冷器的暴露外表面积等于光管面积; 液体冷却时的湿表面积等于光管面积。决定空冷器的湿表面积或暴露

外表面积时, 不存在 7.5m 高度范围问题。

⑤管道。火灾区内的管道表面积也应考虑。一般考虑管道湿表面积为贮罐表面积的 10% ~ 20%。

## (10) 换热管破裂

①决定换热器在换热管超压破裂时是否需要设置压力保护, 应与整个低压系统的超压情况一起考虑, 具体规定如下。

换热器运行时, 内部气体所占的容积大于或等于换热器体积的 50%, 而高压侧的压力是低压侧的 1.5 倍以上, 由于换热管破裂造成低压侧的压力超过其设计压力 1.5 倍时, 低压侧应设置安全阀。

换热器运行时, 液体容积大于或等于换热器体积的 50%, 高压侧设计压力低于

7MPa (G), 且管子损坏会造成低压侧压力超过其设计压力 1.5 倍时, 低压侧要设安全阀。

换热器运行时, 液体容积大于或等于换热器体积的 50% 时, 换热管破裂造成低压侧超过其设计压力, 高压侧设计压力大于 7MPa (G), 且高低压比值大于 1.5 或高低压侧的压差大于或等于 7MPa 时, 需要用爆破片来防止低压侧超压。

②换热器安全阀定压和尺寸的决定。安全阀定压为保护侧 (即低压侧, 常为壳侧) 的设计压力。

换热管的破裂计算按 API RP 520 和刊登在 1992 年二月号烃加工杂志的论文 WingY. Wong 著〈换热管破裂时的安全阀尺寸〉推荐。API RP 520 规定是按介质通过一根换热管断面的加倍面积的流量所需的泄压面积来考虑。按与破裂的换热管同样断面积的锐边孔板来计算通过破裂换热管的介质流量, 然后乘 2 得到计算所需泄压面积的流量; 计算时, 假定流体是绝热流动, 不考虑介质通过管子破裂处时介质的闪蒸和两相流作为均匀的混合物考虑; 然后可用有关的锐边孔板公式计算通过的流量。在计算中, 介质通过管子时的任何附加的压力降都不考虑。

计算时高压侧的压力采用高压侧的最大允许工作压力 (MAWP), 低压侧的压力采用低压侧的最大允许工作压力。计算所需安全阀阀孔尺寸或爆破片尺寸时, 必须考虑高压液体进入低压侧的闪蒸, 并在选材上考虑由于液体闪蒸可能产生的低温。

安全阀应安装在换热器壳侧或管箱上部, 排出最少量液体的位置。

#### (11) 低压贮罐

带易损坏顶壳连接的贮罐如 API 650 所述, 不需事故泄压设施, 在超压时, 罐顶和罐壁的连接会自动脱开; 但还是需要设置吸入和呼出装置。

按 API 12B (螺栓连接贮罐)、12D (现场焊接贮罐) 和 12F (工厂焊接贮罐) 制造的低压贮罐在这些规范中明确规定了根据贮罐尺寸来决定正常和事故工况下的推荐泄放量和最大聚积压力。由于油气厂内的低压贮罐主要按 API 12 来设计, 此时, 计算安全阀时用 API 12 来取代 API 2000。

①吸入气量。根据贮罐的最大流出量 (泵的最大唧出能力) 和由于大气温度变化造成的气量减少, API 2000 有明确规定, 对容积大于和等于  $3180\text{m}^3$  来说, 为防止由于温度变化而造成贮罐真空损坏所需的气量与贮罐的外壳和罐顶的表面积有关, 每  $\text{m}^2$  罐外表面积每小时需补入  $0.6\text{m}^3$  补给气; 对容积小于  $3180\text{m}^3$  的罐来说, 每  $\text{m}^2$  罐外表面积每小时需补入  $0.178\text{m}^3$  补给气。上述的气量是基于罐内气体每小时的温度变化  $56^\circ\text{C}$ , 这是偏安全的。表 5.5-5 列出了常用贮罐因气温变化所需的供气量。

表 5.5-5 贮罐由于气温变化所需的补气量

罐容积, $\text{m}^3$	气量, $\text{Nm}^3$	罐容积, $\text{m}^3$	气量, $\text{Nm}^3$	罐容积, $\text{m}^3$	气量, $\text{Nm}^3$
10	1.8	800	143	7000	1030
15	2.7	1000	178	8000	1140
50	9.0	1500	267	10000	1250
80	14.3	2000	356	15000	1630
100	17.8	3000	534	20000	2020
150	26.8	4000	684	25000	2300
300	53.5	5000	800	30000	2600
500	89	6000	920		

注: 当贮罐容积与表中不一致时, 可用插入法求出所需气量。



②呼出气量。贮罐的呼出气量根据贮罐的最大流入量（泵的最大唧入能力）和由于大气温度升高而造成的气体蒸发和膨胀的最大量。泵唧入所需的泄压面积与介质的闪点和唧入量有关。介质的闪点高于 37.8℃ 时，每小时进料 1m<sup>3</sup> 需呼出 1.069m<sup>3</sup> 的气体；闪点低于 37.8℃ 的气体，每小时进料 1m<sup>3</sup> 需呼出 2.138m<sup>3</sup> 的气体。蒸发和气体膨胀的量与贮罐的容积有关，可参见 API-2000 表一的第三和第四行的有关规定。在计算呼出气量时，介质的闪点大于或小于 37.8℃ 是个重要因素，故每次计算前，先要决定介质的闪点是大于或小于 37.8℃。

③低压贮罐的定压。在进行低压贮罐的泄压设计时，先要决定贮罐的最大允许工作压力，然后决定低压贮罐泄压设施的定压。和高压贮罐用安全阀的定压不同，低压贮罐用泄压设施的定压有可能比容器的最大允许工作压力低很多。

低压贮罐的泄压常通过罐的一些辅件来进行，如：通过罐的泄压人孔来泄压，这种人孔被当作重力式安全阀用；此时，达到全泄压能力需要 100% 的超压，故定压只能是贮罐最大允许工作压力的 50% 或其它低于最大允许泄放压力的值。详见有关的低压贮罐规范。

### 5.5.8 安全阀泄放能力的计算

本文介绍 API 的安全阀计算方法；近年也有人采用 ASME 的计算方法。ASME 的方法与 API 的主要不同在于 ASME 采用安全阀的喷嘴通过面积和安全阀的流量系数都是具体阀的实测值；而 API 计算采用的面积和系数都是公称数值。

#### (1) 安全阀有效通过面积的计算

##### ①全启式安全阀（安全阀阀芯开启高度等于或大于 1/4 喷嘴喉部直径）

$$A = 0.785 D^2 \quad (5.5-6)$$

式中  $A$ ——安全阀的有效通过面积，cm<sup>2</sup>；

$D$ ——安全阀喷嘴喉部直径，cm。

##### ②微启式安全阀（安全阀阀芯开启高度小于 1/4 喷嘴喉部直径）。

$$A = \pi D L \quad (5.5-7)$$

式中  $A$ ——安全阀的有效通过面积，cm<sup>2</sup>；

$D$ ——安全阀阀座直径，cm；

$L$ ——阀芯开启高度，cm。

当阀座为斜面时，

$$A = \pi D L \sin \theta \quad (5.5-8)$$

式中  $A$ ——安全阀的有效通过面积，cm<sup>2</sup>；

$D$ ——安全阀阀座直径，cm；

$L$ ——阀芯开启高度，cm；

$\theta$ ——斜面角度，°。

#### (2) 安全阀泄放能力的计算

##### ①排放介质为气体或蒸汽时，

$$W = 230 A \left( \frac{p}{10^5} + 1 \right) \sqrt{\frac{M}{T}} K_b \quad (5.5-9)$$

式中  $W$ ——排放量，kg/h；

$A$ ——安全阀的有效通过面积，cm<sup>2</sup>；

$p$ ——安全阀定压，Pa (G)；

$T$ ——排出气体的绝对温度，K；

$M$ ——气体相对分子质量，排出气体为混合物时，为平均相对分子质量；

$K_b$ ——背压影响泄放能力的修正系数，由图 5.5-10 或图 5.5-11 查得。

②排放介质为水蒸气。式 (5.5-10) 计算的结果和气体公式 (5.5-9) 一样，但本式已把蒸汽的物理参数计入，不需再代入。考虑到蒸汽一般排入大气，故一般计算时不需考虑安全阀背压对排放的影响；但加入了过热蒸汽修正系数，校正蒸汽过热对泄放量的影响。

$$W = 40 \left( \frac{1.03p}{10^5} + 1 \right) ACK_b \quad (5.5-10)$$

式中  $W$ ——排放量，kg/h；

$A$ ——阀的有效通过面积， $\text{cm}^2$ ；

$p$ ——安全阀定压，Pa (G)；

$C$ ——过热蒸汽修正系数，由表 5.5-6 查得；

$K_b$ ——背压修正系数，由图 5.5-10 查得。

选用波纹管平衡式安全阀时，式 5.5-11 中的  $K_b$  由  $K_v$  (由图 5.5-11 查得) 代替。

表 5.5-6 过热水蒸气修正系数  $C$

定压 $10^5 \text{ Pa (G)}$	饱和温度 $^{\circ}\text{C}$	修 正 系 数 $C$							
		0.99	0.98	0.97	0.96	0.95	0.94	0.93	0.92
		蒸 汽 温 度, $^{\circ}\text{C}$							
0.7	114.6	131.1	151.5	168.1	186.5	204.3	219.9	237.7	255.5
1.0	119.6	135.7	153.9	170.2	188.4	205.6	221.2	238.5	255.5
1.5	126.8	142.4	158.0	173.4	191.0	207.5	223.1	239.7	255.5
2.0	132.9	147.9	161.9	176.3	192.9	208.9	224.8	240.6	255.7
3.5	147.2	160.1	172.7	184.1	196.5	212.8	229.2	243.0	256.6
5.0	158.1	170.2	181.6	192.7	203.8	219.9	235.6	246.2	257.7
6.5	167.0	179.4	188.3	199.6	210.7	224.9	239.7	250.4	259.2
8.0	174.5	186.3	195.7	205.5	216.6	230.8	244.8	253.4	261.9
9.5	181.2	—	202.1	211.4	222.6	234.2	248.1	257.5	264.9
11.0	187.1	—	206.4	217.4	227.7	238.8	252.2	260.6	268.3
12.5	192.5	—	212.3	221.7	231.8	242.9	255.2	264.2	272.5
14.0	197.4	—	215.4	226.5	235.4	246.0	258.2	267.2	274.9
15.5	201.9	—	221.2	229.5	239.6	249.0	261.2	269.6	277.9
17.0	206.1	—	224.2	233.7	243.6	252.0	264.2	272.4	280.8
18.5	210.1	—	227.2	238.3	246.5	254.8	267.1	274.8	283.1
20.0	213.9	—	231.2	241.2	249.5	257.9	269.4	277.8	285.6
22.5	219.7	—	236.2	245.7	254.3	263.5	273.3	281.7	290.0
25.0	225.0	—	241.3	249.6	258.5	267.4	277.3	285.5	292.7
30.0	234.6	—	249.1	258.8	267.6	275.9	284.9	291.8	299.0
35.0	243.0	—	257.0	267.1	274.2	283.7	291.5	297.6	305.3
40.0	250.6	—	263.8	273.9	281.1	288.8	296.6	304.5	310.9
55.0	269.8	—	283.6	290.9	297.6	305.9	312.7	319.9	328.3
70.0	285.4	—	296.9	305.2	312.5	319.7	326.5	333.6	340.4
85.0	298.7	—	309.4	316.2	324.5	330.2	335.8	344.1	351.3
100.0	310.3	—	—	328.4	335.3	341.4	347.4	354.4	361.3
120.0	323.8	—	—	340.0	347.3	352.8	358.5	365.2	371.3

续表

定压 10 <sup>5</sup> Pa (G)	饱和温度 ℃	修正系数 C							
		0.99	0.98	0.97	0.96	0.95	0.94	0.93	0.92
		蒸汽温度,℃							
140.0	335.7	—	—	351.4	356.9	362.5	367.6	375.3	381.3
160.0	246.3	—	—	359.5	365.9	371.5	377.7	383.7	388.9
180.0	355.8	—	—	367.2	373.8	379.4	385.4	390.9	395.8
210.0	368.5	—	—	378.1	383.6	389.2	394.2	399.3	405.2
定压 10 <sup>5</sup> Pa (G)	饱和温度 ℃	修正系数 C							
		0.91	0.90	0.89	0.88	0.87	0.86	0.85	0.84
		蒸汽温度,℃							
0.7	114.6	271.2	285.1	299.1	312.9	325.8	340.7	355.2	368.5
1.0	119.6	270.6	284.2	297.6	311.6	324.3	339.4	348.1	367.2
1.5	126.8	269.9	283.1	295.5	309.7	322.5	337.5	340.8	365.3
2.0	132.9	269.2	282.4	294.6	308.3	321.4	336.1	339.2	363.9
3.5	147.2	268.2	281.5	293.4	305.8	320.3	333.6	348.8	362.0
5.0	158.1	268.4	279.9	291.9	304.4	318.8	332.3	345.4	360.5
6.5	167.0	268.1	279.4	290.6	304.3	318.4	331.3	344.6	360.0
8.0	174.5	270.3	280.1	291.3	304.6	318.3	332.0	344.8	360.1
9.5	181.2	273.2	281.7	292.8	306.8	319.2	332.1	345.8	359.1
11.0	187.1	276.2	284.5	295.6	307.6	320.9	333.1	346.0	358.3
12.5	192.5	279.2	287.5	298.6	309.8	322.0	334.9	346.5	359.9
14.0	197.4	282.1	290.5	301.6	311.0	323.8	335.4	347.8	360.0
15.5	201.9	285.6	293.4	302.8	313.3	325.0	337.8	348.9	361.1
17.0	206.1	288.0	296.3	306.3	315.8	326.9	338.5	351.2	362.9
18.5	210.1	290.9	298.7	308.0	317.6	328.7	340.8	352.4	363.5
20.0	213.9	292.7	301.4	310.4	319.3	330.4	342.0	353.5	365.9
22.5	219.7	297.2	304.9	313.6	323.1	334.0	344.9	355.9	368.2
25.0	225.0	300.5	308.3	317.2	326.1	336.6	347.7	359.4	371.6
30.0	234.6	306.9	315.3	323.4	332.7	342.9	340.4	365.0	377.2
35.0	243.0	313.7	320.9	329.3	340.9	348.7	260.5	371.0	383.1
40.0	250.6	318.9	327.0	334.4	344.4	354.7	341.3	372.6	388.4
55.0	269.8	333.8	342.1	350.9	358.8	369.9	379.0	390.8	402.2
70.0	285.4	348.6	356.9	353.1	373.6	383.7	393.1	404.2	413.3
85.0	208.7	358.7	367.1	373.8	383.2	390.5	403.6	413.8	429.9
100.0	210.3	368.9	376.5	383.8	392.5	401.9	412.7	422.7	433.3
120.0	323.8	379.2	386.4	393.6	402.4	412.5	422.5	432.0	443.0
140.0	335.7	388.6	395.8	402.5	411.4	420.9	431.9	440.4	451.5
160.0	346.3	396.3	402.6	410.4	418.8	429.3	438.3	448.0	458.2
180.0	355.8	403.1	409.0	419.8	425.2	436.4	444.6	454.6	464.6
210.0	368.5	411.5	418.1	423.7	433.1	444.2	454.1	462.6	473.6

注：若蒸汽压力和温度是表中值以外的数值，可用插入法求修正系数。按表中最相近的压力、温度取最近的高值求修正系数。

### ③排放介质为液体

#### a. 一般液体

$$W = 3660A \sqrt{\frac{p_1 - p_2}{10^5}} GK_p \quad (5.5-11)$$

式中  $W$ ——排放量, kg/h;

$A$ ——阀的有效通过面积, cm<sup>2</sup>;

$p_1$ ——定压, Pa (G);

$p_2$ ——背压, Pa (G);

$G$ ——液体相对密度;

$K_p$ ——积聚压力修正系数, 由图 5.5-21 查得。

⑧积聚压力低于 25% 时, 泄放能力受孔口系数和积聚压力变化的影响; 当积聚压力大于 25% 时, 泄放能力只受积聚压力数值的影响。

⑨积聚压力值不宜小于 10%。

#### b. 高粘度液体

当排放介质为高粘度液体时, 需要对排放量进行粘度修正。一般根据流体在管道内流动的雷诺数选用粘度修正系数 (见表 5.5-7)。则

$$W = 3660 A \sqrt{\frac{p_1 - p_2}{10^5}} G K_p K_v \quad (5.5-12)$$

式中  $K_v$ ——粘度修正系数, 由表 5.5-7 查得。

表 5.5-7 由雷诺数决定的粘度修正系数  $K_v$

雷诺数	5000	3000	2000	1500	1000	500
粘度修正系数	0.98	0.97	0.96	0.95	0.91	0.89
雷诺数	100	50	40	30	20	10
粘度修正系数	0.59	0.41	0.35	0.28	0.19	0.11

在很多情况下, 用蒸汽伴热管或蒸汽夹套可以防止介质粘度过大或在阀体内凝固。

当采用波纹管平衡式安全阀时, 式 5.5-12 的右侧要乘以背压修正系数  $K_w$  (见图 5.5-12), 则

$$W = 3660 A \sqrt{\frac{p_1 - p_2}{10^5}} G K_p K_v K_w \quad (5.5-13)$$

c. 饱和液体。饱和液体是液体在安全阀泄放前是 100% 液体, 但在安全阀排放过程中, 介质流经安全阀阀孔时有压降, 产生闪蒸。推荐按闪蒸蒸汽量计算阀孔面积  $A_v$  和余下的饱和液体量计算所需阀孔面积  $A_l$  之和, 即为需要安全阀阀孔的通过面积。

$$A = A_v + A_l \quad (5.5-14)$$

式中的  $A_v$  用式 (5.5-9) 计算,  $A_l$  用式 (5.5-11) 计算。对波纹管平衡式安全阀, 其排放量按式 (5.5-13) 计算。

此法计算得到的阀孔面积偏大。为了避免流量过小使安全阀启闭过于频繁, 可以选用两个安全阀并联安装, 其中一个阀的阀孔面积为 1/3 由上式计算得到的安全阀有效通过面积  $A$ , 另一个为 1/3 由上式计算得到的安全阀有效通过面积  $A$ 。阀孔面积小的安全阀, 其定压比面积大的高 3%。

d. 两相流。两相流是介质在泄放温度和压力下介质已是两相, 计算时按气体和液相分别计算所需的泄压面积, 两者之和为所需的泄压面积。其它同上面饱和液体的计算。

### 5.5.9 安全阀计算实例

#### (1) 火灾工况

例 5.5-1 一个卧式丙烷贮罐, 直径  $D = 3.6\text{m}$ , 长  $L = 12.6\text{m}$  (一端封头切线至另一端封

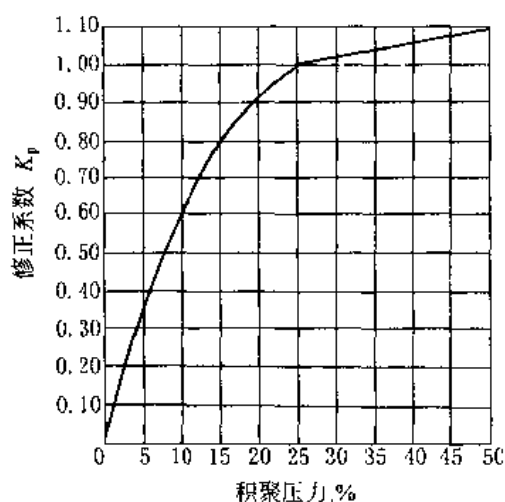


图 5.5-21 安全阀泄放液体时, 积聚压力对泄放能力的修正系数  $K_p$

头切线之距离), 椭圆形封头, 外壁不保温, 安全阀定压  $1.76\text{MPa (G)}$ , 操作温度  $26.7^\circ\text{C}$ , 丙烷相对分子质量  $M = 44$ ; 罐有良好的消防系统保护, 罐附近有良好下水系统。求所需安全阀泄放能力。

$$\begin{aligned}\text{解 贮罐的湿表面积 } A &= \pi DL + 2 \times 1.66 \times \frac{\pi D^2}{4} \\ &= \pi DL + 2.61 D^2 \\ &= 3.14 \times 3.6 \times 12.6 + 2.61 \times 3.6^2 \\ &= 176.33\text{m}^2\end{aligned}$$

(椭圆形封头的表面积等于 1.66 倍平封头的表面积)

由表 5.5-4 查得, 无保温容器外壁的修正系数  $F = 1$ 。

根据一般规定, 火灾工况时压力容器允许超压 20%, 则安全阀入口压力 (见本手册 5.5.5 (2) 积聚压力)

$$p_1 = 1.2 \text{ 倍安全阀定压} = 1.2 \times 1.76 \times 10^6 = 2.112 \times 10^6 \text{Pa (G)}$$

对应的丙烷的气化潜热  $L = 261.5\text{J/kg}$ , 故贮罐所需安全阀的泄放能力由式 (5.5-1) 为

$$G = \frac{255000 F A^{0.82}}{L} = \frac{255000 \times 1 \times 176.33^{0.82}}{261.5} = 67773 \text{ kg/h}$$

(2) 排放气体时

**例 5.5-2** 一容器, 顶部排出正己烷气体, 相对分子质量  $M = 86$ , 设计温度  $t = 135^\circ\text{C}$ , 安全阀定压  $p = 0.4 \times 10^6 \text{Pa (G)}$ , 需要排放量为  $W = 2770\text{kg/h}$ , 决定所需安全阀的喷嘴面积  $A$ , 并计算选用安全阀的实际排放能力  $W$ 。

**解** 由式 5.5-9 得

$$A = \frac{W}{230 \left( \frac{p}{10^5} + 1 \right) \sqrt{\frac{M}{T}} K_b}$$

式中,  $W = 2770\text{kg/h}$ ,  $p = 0.4 \times 10^6 \text{Pa (G)}$ ,  $M = 86$ ,  $T = 135 + 273 = 408\text{K}$ ,  $K_b = 1$ 。

所需安全阀的喷嘴面积

$$A = \frac{2770}{230 \times \left( \frac{0.4 \times 10^6}{10^5} + 1 \right) \sqrt{\frac{86}{408}} \times 1} = 5.25\text{cm}^2$$

选用安全阀的喷嘴喉部直径  $D = 3.2\text{cm}$ , 开启高度  $L = 0.8\text{cm}$ 。开启高度为喷嘴喉部直径的  $1/4$ , 属于全启式安全阀。由式 (5.5-6)

$$A = 0.785 D^2 = 0.785 \times 3.2^2 = 8.04\text{cm}^2$$

故此安全阀的泄放能力为 (由式 5.5-9)

$$W = 230 \times 8.04 \times \left( \frac{0.4 \times 10^6}{10^5} + 1 \right) \sqrt{\frac{86}{408}} \times 1 = 4.245\text{kg/h}$$

(3) 排放水蒸气

**例 5.5-3** 一个锅炉汽包安全阀, 定压  $p = 6.6 \times 10^6 \text{Pa (G)}$ , 求饱和蒸汽排放量  $W = 14000\text{kg/h}$  时所需安全阀喷嘴面积及选用安全阀的通过能力。

**解** 由式 (5.5-10) 得

$$A = \frac{W}{40 \left( \frac{1.03 p}{10^5} + 1 \right) C K_b}$$

式中,  $W = 14000 \text{ kg/h}$ ,  $p = 6.6 \times 10^6 \text{ Pa (G)}$ ,  $C = 1$ ,  $K_b \approx 1$ 。

所需安全阀的喷嘴面积

$$A = \frac{14000}{40 \times \left( \frac{1.03 \times 6.6 \times 10^6}{10^5} + 1 \right) \times 1 \times 1} = 5.07 \text{ cm}^2$$

选用安全阀的喉部直径为 3cm, 平面阀座直径为 3.7cm, 开启高度为 0.65cm。  $L < D/4$ , 属于微启式安全阀。由式 5.5-7,

$$A = \pi DL = 3.1416 \times 3.7 \times 0.65 = 7.55 \text{ cm}^2$$

故选用安全阀的实际排放能力为

$$W = 40 \times \left( \frac{1.03 \times 6.6 \times 10^6}{10^5} + 1 \right) \times 7.55 \times 1 \times 1 = 20840 \text{ kg/h}$$

#### (4) 排放液体

**例 5.5-4** 液态丙烯的相对密度  $G = 0.5$ , 要求排放量为  $13250 \text{ kg/h}$ , 定压为  $1.79 \times 10^6 \text{ Pa (G)}$ , 背压为  $0 \sim 0.1 \times 10^6 \text{ Pa (G)}$ , 积聚压力为 25% 定压。求安全阀所需的喷嘴面积和选用安全阀的实际排放能力。

**解** 由图 5.5-21, 可查得 25% 积聚压力时的修正系数  $K_p = 1$ , 则由式 5.5-11, 得

$$A = \frac{W}{3660 \times \sqrt{\frac{p_1 - p_2}{10^5} G K_p}}$$

式中,  $W = 13250 \text{ kg/h}$ ,  $p_1 = 1.79 \times 10^6 \text{ Pa (G)}$ ,  $p_2 = 0.1 \times 10^6 \text{ Pa (G)}$ ,  $G = 0.5$ ,  $K_p = 1$ 。

则所需的安全阀喷嘴面积

$$A = \frac{13250}{3660 \times \sqrt{\frac{1.79 \times 10^6 - 0.1 \times 10^6}{10^5} \times 0.5 \times 1}} = 1.25 \text{ cm}^2$$

选用安全阀的喉部直径  $D = 1.6 \text{ cm}$ , 开启高度  $L = 0.4 \text{ cm}$ 。  $L = D/4$ , 属于全启式安全阀。由式 (5.5-6)

$$A = 0.785 \times 1.6^2 = 2.01 \text{ cm}^2$$

选用安全阀的实际排放能力为

$$W = 3660 \times 2.01 \times \sqrt{\frac{(1.79 - 0.1) \times 10^6}{10^5}} \times 0.5 \times 1 = 21385 \text{ kg/h}$$

#### (5) 塔回流泵停电故障时的释压负荷

**例 5.5-5** 计算图 5.5-22 催化裂化装置汽油稳定塔汽油稳定塔在塔顶回流故障时的安全阀泄压负荷。

**解** 排放量是在正常温度下第一块塔板处产生的蒸气量, 不进行由于蒸气组分变化引起的调整。由于没有测量第一块塔板的温度, 故假定第一块塔板液体温度是塔顶部的温度, 而上升到第一块塔板物料的蒸气温度则比塔顶流出的蒸气温度高  $8.3^\circ\text{C}$ 。

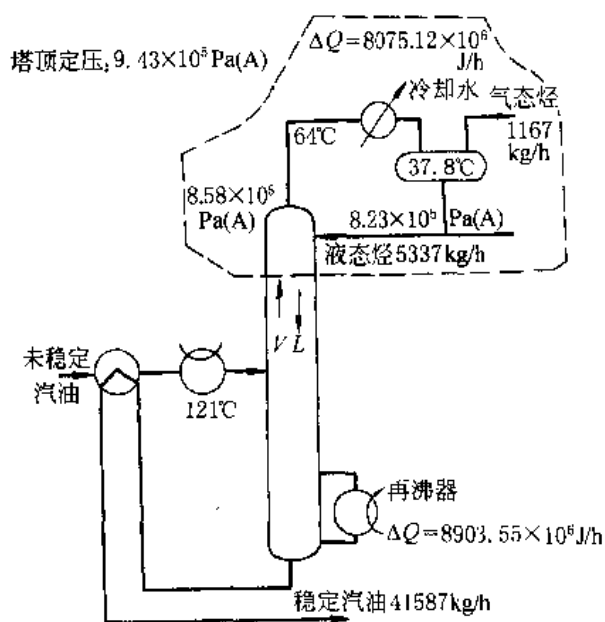


图 5.5-22 催化裂化装置汽油稳定塔

图 5.5-22 中被虚线包围部分的热量平衡和物料平衡计算如下:

$$V = L + 1167 + 5337 \quad \text{kg/h}$$

进入第一块塔板蒸气的温度为  $72^{\circ}\text{C}$ , 输入热量见表 5.5-8。

输入总热量为  $2614.524 \times 10^6 + 389.1 \times 10^3 L \quad \text{J/h}$

离开回流罐的物料温度是  $37.8^{\circ}\text{C}$ , 输出热量见表 5.5-9。

总的输出热量 =  $8482.395 \times 10^6 + 92.048 \times 10^3 L \quad \text{J/h}$

则  $2614.524 \times 10^6 + 389.1 \times 10^3 L = 8482.395 \times 10^6 + 92.048 \times 10^3 L$

$$L = 19754 \quad \text{kg/h}$$

第一块塔板处的总蒸气量为蒸气产品、液体产品和内回流之和, 即

$$1167 + 5337 + 19754 = 26258 \quad \text{kg/h}$$

所以泄压蒸气负荷为  $26258 \quad \text{kg/h}$

表 5.5-8 输入热量表

物 料	kg/h	J/kg	J/h
气态烃	1167	$422.6 \times 10^3$	$493.174 \times 10^6$
被冷凝成液态的烃	5337	$397.5 \times 10^3$	$2121.35 \times 10^6$
第一块塔板的内回流	$L$	$389.1 \times 10^3$	$389.1 \times 10^3 L$

表 5.5-9 输出热量表

物 料	kg/h	J/kg	J/h
气态烃	1167	$359.82 \times 10^3$	$419.9 \times 10^6$
液态烃	5337	$-2.343 \times 10^3$	$-12.505 \times 10^6$
离开第一块塔板的内回流	$L$	$92.048 \times 10^3$	$92.048 \times 10^3 L$
冷凝负荷			$8075 \times 10^6$

#### (6) 蒸馏塔冷却器故障时的泄压负荷

**例 5.5-6** 计算图 5.5-23 所示常压蒸馏塔在一中段冷却器发生故障时的泄压负荷。塔顶温度和侧线温度是  $4.15 \times 10^5 \text{ Pa (A)}$  (安全阀定压 + 积聚压力 = 安全阀的定压的 1.1 倍) 对应的饱和温度, 原油入口温度  $377^{\circ}\text{C}$ , 但原油在  $4.15 \times 10^5 \text{ Pa (A)}$  下蒸发时温度会下降。用原油闪蒸汽化曲线决定进料中蒸汽含量和液体含量。

**解** 对整个塔进行热平衡计算, 可以求出被蒸发的内回流量, 然后即可计算出泄压负荷。输入热量见表 5.5-10, 输出热量见表 5.5-11。

根据热量平衡

$$344698 \times 10^6 = 337519 \times 10^6 + X$$

$$X = 7719 \times 10^6 \quad \text{J/h}$$

第一块塔板处内回流的汽化潜热是  $320.9 \times 10^3 \text{ J/h}$ , 则内回流蒸汽量为

$$\frac{7719 \times 10^6}{320.9 \times 10^3} = 22371 \quad \text{kg/h}$$

总的塔顶总蒸汽混合量为

$8120 + 33026 + 97083 + 22371 = 160600\text{kg/h}$

故泄压蒸汽总负荷为 160600kg/h

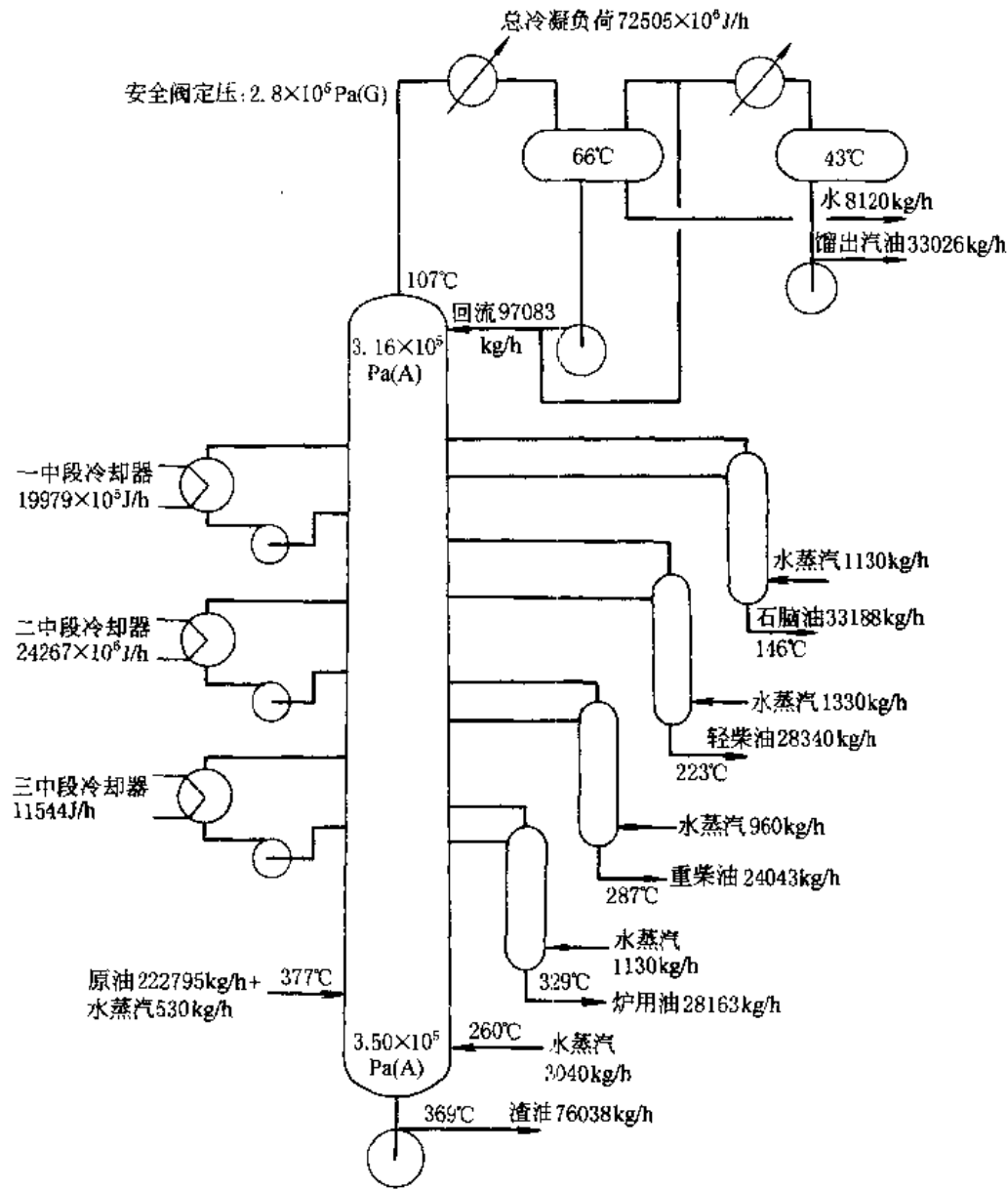


图 5.5-23 常压蒸馏塔的泄压负荷计算

原油进料泵是蒸汽透平驱动的，脱盐罐后的原油加压泵和所有的产品油泵都是电动的

表 5.5-10 输入热量表

项 目	℃	Pa (A)	kg/h	J/kg	°API	J/h
原油：蒸气	377	$4.15 \times 10^5$	130462	$1383 \times 10^3$	46.3	$180690 \times 10^6$
原油：液体	377	$4.15 \times 10^5$	92333	$1105 \times 10^3$	18.3	$102028 \times 10^6$
汽提蒸汽	260		7590	$2803 \times 10^3$		$21275 \times 10^6$
原油含的水分	377		530	$3226 \times 10^3$		$1710 \times 10^6$
外回流	78		97083	$402 \times 10^3$		$38995 \times 10^6$

注：总的输入热量 =  $344698 \times 10^6 \text{ J/h}$



表 5.5-11 输出热量表

项 目	℃	Pa (A)	kg/h	J/kg	°API	J/h
塔顶气体：水蒸气	121	$3.89 \times 10^5$	8120	$2.724 \times 10^3$		$22119 \times 10^5$
产品	121	$3.89 \times 10^5$	33026	$849 \times 10^3$	77.1	$28039 \times 10^6$
回流	121	$3.89 \times 10^5$	97083	$787 \times 10^3$	73.5	$76404 \times 10^6$
成品油：石脑油	160		33186	$573 \times 10^3$	49.5	$19015 \times 10^6$
轻柴油	241		28340	$766 \times 10^3$	38.5	$21708 \times 10^6$
重柴油	304		24043	$946 \times 10^3$	33.6	$22745 \times 10^6$
炉用油	349		18163	$1.063 \times 10^3$	27.5	$29937 \times 10^6$
渣油	369		76038	$1.075 \times 10^3$	16.4	$81741 \times 10^6$
一中段冷却器						0
二中段冷却器						$24267 \times 10^6$
三中段冷却器						$11544 \times 10^6$
内回流蒸气						X

注：总的输出热量 =  $337519 \times 10^6 + X$

(7) 进口安全阀的选用

①选用进口安全阀的注意点

当前，我们还使用一定数量的进口安全阀，国外制造生产的安全阀其规格与国内规格有所不同，选用时应注意。

a. 安全阀的出口直径比入口直径大；一种入口尺寸的安全阀可能配几种出口尺寸。

b. 安全阀入口法兰的压力等级较高，出口法兰的压力等级可能比入口法兰低或相同；一般出口法兰的压力等级为 150 # 或 300 # 。

c. 入口法兰和出口法兰直径相同的安全阀可配不同的喷嘴直径，一般，可配三到四种不同的喷嘴。

②API 标准安全阀喷嘴面积代码表。美国生产的安全阀，其喷嘴尺寸用喷嘴尺寸代码表示，表 5.5-12 示出 API 喷嘴代码的尺寸。

表 5.5-12 API 安全阀喷嘴尺寸代码表

喷嘴代码	喷嘴面积, cm <sup>2</sup>	喷嘴代码	喷嘴面积, cm <sup>2</sup>	喷嘴代码	喷嘴面积, cm <sup>2</sup>
D	0.71	J	8.30	P	41.16
E	1.26	K	11.86	Q	71.29
F	1.98	L	18.41	R	103.23
C	3.25	M	23.23	T	167.74
H	5.06	N	28.00		

安全阀表示法：2×J×3 表示安全阀的入口尺寸为 2"，出口尺寸为 3"。

③下面列出 API 安全阀规格书的格式和填写说明。

弹簧安全阀规格书	页号： 申请单号： 工程名称： 日期： 修改： 设计者：
总 则	设计基础
1. 项目名称：	5. 规范：ASMEⅡ [ ] 钢印需要 [ ] 不 [ ]
2. 安全阀位号：	其它 [ ] 说明：
3. 被保护设备或管线号：	6. 符合 API526： 是 [ ] 不 [ ]

续表

弹簧安全阀规格书	页号: 申请单号: 工称名称: 日期: 修改: 设计者:
4. 需要个数:	7. 火灾 <input type="checkbox"/> 其它 <input type="checkbox"/> 说明:
	8. 爆破片: 有 <input type="checkbox"/> 无 <input type="checkbox"/>
阀 选 型	材 料
9. 阀形式:	17. 阀体:
通用式 <input type="checkbox"/> 波纹管 <input type="checkbox"/> 活塞平衡式 <input type="checkbox"/>	18. 阀盖:
10. 喷嘴形式: 全 <input type="checkbox"/> 半 <input type="checkbox"/>	19. 阀座 (喷嘴): 阀芯:
其它 <input type="checkbox"/> 说明:	20. 弹性体制软阀座:
11. 弹簧罩: 开放 <input type="checkbox"/> 封闭 <input type="checkbox"/>	21. 导向:
12. 阀座: 金属对金属 <input type="checkbox"/> 弹性体 <input type="checkbox"/>	22. 调节环:
13. 阀座严密性: API527 <input type="checkbox"/>	23. 弹簧: 垫片:
其它 <input type="checkbox"/> 说明:	24. 波纹管:
	25. 平衡活塞:
连 接	26. 符合 NACE MRO175: 是 <input type="checkbox"/> 不 <input type="checkbox"/>
14. 入口尺寸: 压力等级 法兰面	27. 其它 (说明):
15. 出口尺寸: 压力等级 法兰面	
16. 其它 (说明):	
使 用 工 况	附 件
33. 介质及状态:	28. 阀帽: 螺纹 <input type="checkbox"/> 螺栓 <input type="checkbox"/>
34. 每个阀的设计排量, $\text{m}^3/\text{min}$ 或 $\text{kg}/\text{h}$ :	29. 提升扳手: 开式 <input type="checkbox"/> 闭式 <input type="checkbox"/> 无 <input type="checkbox"/>
35. 介质分子量或比重:	30. 试验塞: 有 <input type="checkbox"/> 无 <input type="checkbox"/>
36. 介质在流动温度下的黏度:	31. 弹簧罩放空口滤网: 有 <input type="checkbox"/> 无 <input type="checkbox"/>
37. 操作压力, MPa (G):	32. 其它 (说明):
38. 定压, MPa (G):	
39. 回座压力: 标准 <input type="checkbox"/> 其它 <input type="checkbox"/>	
40. 介质气化潜热, J/kg:	
41. 操作温度, $^{\circ}\text{C}$ :	尺寸计算和选用
42. 泄放温度, $^{\circ}\text{C}$ :	49. 计算需要阀孔面积, $\text{cm}^2$ :
43. 动背压, % 或 MPa:	50. 选用阀孔面积, $\text{cm}^2$ :
44. 静背压, % 或 MPa:	51. 阀孔代码 (英文字母):
45. 冷差试验压力, %:	52. 制造厂:
46. 允许超压值, % 或 MPa (G):	53. 阀门型号:
47. 介质压缩系数 Z:	54. 是否需要供应商计算书: 要 <input type="checkbox"/> 不 <input type="checkbox"/>
48. 绝热指数 $k_p$ :	

弹簧式安全阀规格书填写说明

1. 填入项目名称。
2. 填入安全阀位号。
3. 填入被保护设备或被保护管线的位号。
4. 需要的安全阀个数。
5. 填写适用的规范名称, 是否按美国机械工程师学会 ASME 的第 VIII 篇标准制造安全阀和安全阀是否需要 ASME 钢印;

如需 ASME 钢印, 则安全阀的价格会增高。

6. 安全阀的制造是否需要完全符合 API526 的标准, API526 是钢制法兰安全阀的制造标准。

7. 填写安全阀应用是否系外部火灾工况或其它的应用工况, 如: 冷凝器的冷却故障、回流和出料故障……, 参见本书 5.5.7。

8. 在安全阀入口有没有安装爆破板? 如有爆破板, 安全阀的有效阀座面积需要乘个系数, 详见本书 5.7.6 (3)。

9. 安全阀的主要结构, 是通用式安全阀或平衡式安全阀? 平衡式安全阀是波纹管式还是活塞式? 平衡式弹簧式安全阀可以在阀后动背压不大于 10% 安全阀定压的情况下使用。如背压超过此值, 建议改用先导式安全阀, 详见本书 5.5.4。

10. 给出安全阀喷嘴的详细要求, 如全喷嘴、半喷嘴或其它形式, 按制造厂样本选用。

11. 说明弹簧罩是开式的或闭式的: 开式的适用于水、水蒸汽和空气, 其它介质都用封闭式弹簧罩, 见本书 5.5.4 (1)。

12. 安全阀密封面的材料, 金属和金属的硬密封适用于高温高压工况, 但密封性能不及弹性体制软阀座好。弹性体制软密封材料的适用范围见表 5.5-1。

13. 说明阀座密封试验的要求, 如不是 API527, 请说明阀座泄漏试样要求。API527 是美国石油学会安全阀阀座严密性的标准。

14. 安全阀入口尺寸、法兰压力等级和法兰面形式。

15. 安全阀出口尺寸、法兰压力等级和法兰面形式。

16. 如安全阀连接不是法兰连接, 请写明连接方式, 如: 螺纹连接、承插焊等。

17. 填写阀体材料, 参见本书 5.5.4.3。

18. 填写弹簧罩材料, 参见本书 5.5.4 (3)。

19. 选用阀座的喷嘴和阀芯材料, 参见本书 5.5.4 (3)。

20. 如采用软阀座, 需说明阀座制作材料, 参见表 5.5-1。

21. 规定安全阀导向的材料。

22. 规定调节环的材料。

23. 规定弹簧和弹簧垫片材料。

24. 规定波纹管的制作材料。

25. 规定平衡活塞材料。

26. 规定材料选用是否符合美国 NACE 的要求, NACE 是美国防腐学会的缩写。

27. 如安全阀对任何其它材料有要求需在此列出。

28. 安全阀的阀帽与弹簧罩的联接是螺纹联接或螺栓联接。

29. 说明安全阀带否提升扳手? 如带扳手, 是什么形式的?

30. 安全阀带否试验塞?

31. 波纹管或平衡活塞式安全阀的弹簧罩放空口有否滤网。

32. 其它附件的需求, 如位置开关。

33. 介质名称及介质状态, 如: 液体, 气体。

34. 安全阀在泄放工况下的设计流量, 单位可用  $\text{m}^3/\text{min}$  或  $\text{kg}/\text{h}$ 。

35. 泄放工况下的介质相对分子质量或相对密度。

36. 泄放工况下的介质黏度。

37. 操作压力, 单位为 MPa (G)。

38. 定压值, MPa (G)。

39. 回座压力, 如与标准值不同, 说明最大回座压力, 以定压值的百分比表示。

40. 介质的气化潜热, 单位为  $\text{J}/\text{kg}$ 。

41. 操作温度, 单位为  $^{\circ}\text{C}$ 。

42. 排放工况时的实际温度,  $^{\circ}\text{C}$ 。

43. 由于安全阀排放而造成的本安全阀出口的压力增加值, MPa。

44. 安全阀不论排放与否安全阀出口都存在的背压, 如是一个变动值, 给出最大和最小值, MPa。

45. 在试验台上试验时的定压, 冷差试验压力包括使用工况和试验工况不同的修正及背压的修正值。

46. 规定允许的超压值, % 或 MPa。

47. 气体介质的压缩系数。

48. 介质的绝热指数  $K_p$ 。

49. 计算得到的需要阀孔面积,  $\text{cm}^2$ 。

50. 选用阀孔面积,  $\text{cm}^2$ , 根据制造厂的标准选用; 国外生产的安全阀大都按美国 API 标准生产, 其尺寸用代码表示。

51. 安全阀阀孔代码, 参见本书表 5.5-12。

52. 如愿意, 可填入安全阀制造厂名称。

53. 如愿意, 可填入制造厂的产品型号。

54. 确认是否需要制造厂的阀孔面积计算书, 如需制造厂确认计算书, 需在此说明。

## 先导式安全阀规格书

页号：  
 申请单号：  
 工程名称：  
 日期：  
 修改：  
 设计者：

总 则	设计基础
1. 项目名称:	5. 规范: ASME 槽 [ ] 钢印 需要 [ ] 不 [ ]
2. 安全阀位号:	其它 [ ] 说明:
3. 被保护设备或管线号:	6. 符合 API526: 是 [ ] 不 [ ]
4. 需要个数:	7. 火灾 [ ] 其它 [ ] 说明:
	8. 爆破片: 有 [ ] 无 [ ]
阀选型	材料
9. 阀形式: 活塞式 [ ] 薄膜式 [ ]	20. 阀体:
10. 导阀个数:	21. 阀座 (喷嘴): 阀芯:
11. 导阀形式: 流动 [ ] 不流动 [ ]	22. 弹性阀座: 密封:
12. 导阀动作: 全开 [ ] 调节式 [ ]	23. 活塞密封:
13. 导阀取压: 本体 [ ] 远程 [ ]	24. 活塞衬里/导向:
14. 阀座: 金属对金属 [ ] 弹性软密封 [ ]	25. 薄膜/波纹管:
15. 阀座严密性: API527 [ ]	
其它 [ ] 说明:	
16. 导阀放空: 大气 [ ] 出口 [ ]	26. 阀体/阀盖:
其它 [ ] 说明:	27. 内件:
	28. 阀座: 密封:
	29. 薄膜:
连接	30. 导压管/管件:
17. 入口尺寸: 压力等级 法兰面	31. 过滤器体: 内件:
18. 出口尺寸: 压力等级 法兰面	32. 弹簧:
19. 其它 (说明):	33. 符合 NACE MRO175: 是 [ ] 否 [ ]
	34. 其它 (说明):
使用工况	附件
43. 介质及状态:	35. 外部过滤器: 有 [ ] 无 [ ]
44. 每个阀的设计排量, $\text{m}^3/\text{min}$ 或 $\text{kg}/\text{h}$ :	36. 提升扳手: 开式 [ ] 闭式 [ ] 无 [ ]
45. 介质分子量或比重:	37. 现场试验接头: 有 [ ] 无 [ ]
46. 介质在流动温度下的黏度:	38. 现场试验指示器: 有 [ ] 无 [ ]
47. 操作压力, MPa (G):	39. 背压防止器: 有 [ ] 无 [ ]
48. 定压, MPa (G):	40. 手工排放阀: 有 [ ] 无 [ ]
49. 回座压力: 标准: [ ] 其它 [ ]	41. 试验接口: 有 [ ] 无 [ ]
50. 介质气化潜热, $\text{J}/\text{kg}$ :	42. 其它 (说明):
51. 操作温度, $^{\circ}\text{C}$ :	
52. 泄放温度, $^{\circ}\text{C}$ :	尺寸计算和选用
53. 动背压, % 或 MPa:	59. 计算需要阀孔面积, $\text{cm}^2$ :
54. 静背压, % 或 MPa:	60. 选用阀孔面积, $\text{cm}^2$ :
55. 冷差试验压力, %:	61. 阀孔代码 (英文字母):
56. 允许超压值, % 或 MPa (G):	62. 制造厂:
57. 介质压缩系数 Z:	63. 阀门型号:
58. 绝热指数 $k_p$ :	64. 是否需要供应商计算书: 要 [ ] 不 [ ]

## 先导式安全阀规格书填写说明

- 填入项目名称。
- 填入安全阀位号。
- 填入被保护设备或被保护管线的位号。
- 需要安全阀个数。
- 填写适用的规范名称, 是否按美国机械工程师学会 ASME 的第 VIII 篇标准制造安全阀和安全阀是否需要 ASME 钢印; 如需 ASME 钢印, 则安全阀的价格会增高。
- 安全阀的制造是否需要完全符合 API526 的标准, API526 是钢制法兰安全阀的制造标准。
- 填写安全阀应用是否系外部火灾工况或其它的应用工况, 如: 冷凝器的冷却故障、回流和出料故障……参见本书 5.5.7。

8. 在安全阀入口有没有安装爆破板? 如有爆破板, 安全阀的有效阀座面积需要乘个系数, 参见本章。
9. 安全阀的主阀的结构形式, 主阀是活塞式的或是薄膜式的。
10. 每个主阀的导阀数。
11. 导阀形式, 是流动型的或是不流动型的。
12. 导阀的动作特性, 是全开的还是调节型。
13. 说明取压点位置, 从主阀入口取压或远距取压。
14. 说明阀座密封是金属对金属或弹性软密封。
15. 如阀座密封泄漏要求不是 API527 标准, 说明阀座密封试验的要求。
16. 说明导阀放空到大气, 还是泄到安全阀出口或其它闭式系统。
17. 说明安全阀入口法兰的尺寸、压力等级和法兰面形式。
18. 说明安全阀出口法兰的尺寸、压力等级和法兰面形式。
19. 如安全阀不是法兰联接, 则说明联接形式 (如: 螺纹联接、承插焊等)。
20. 阀体材料, 参见本书 5.5.4 (3)。
21. 阀座或者喷嘴和活塞的材料, 参见本书 5.5.4 (3)。
22. 如是软密封, 要说明弹性软阀座的制作材料, 参见本书表 5.5-1。
23. 活塞密封材料。
24. 活塞衬里或导向材料。
25. 薄膜或波纹管材料。
26. 导阀阀体和阀盖材料。
27. 导阀内件材料。
28. 导阀阀座和密封材料。
29. 薄膜材料。
30. 取压导管和管件材料。
31. 过滤器体和内件材料。
32. 弹簧材料。
33. 安全阀材料的要求是否符合 NACE MRO175 的要求。
34. 说明任何其它的材料要求。
35. 如需要外过滤器, 请说明。
36. 安全阀是否带有扳手; 如有, 请说明是升式或闭式。
37. 安全阀阀体是否带有现场试验接口?
38. 安全阀是否配有试验指示器?
39. 安全阀是否要配背压防止器?
40. 安全阀要否配手工排放阀?
41. 安全阀要否配试验接口?
42. 说明安全阀是否需要配其它配件?
43. 填写被排放介质名称和状态 (液相、气相)。
44. 安全阀在泄放工况下的设计流量, 单位可用  $\text{m}^3/\text{min}$  或  $\text{kg}/\text{h}$ 。
45. 泄放工况下的介质相对分子质量或相对密度。
46. 泄放工况下的介质黏度。
47. 操作压力, 单位为 MPa (G)。
48. 定压值, MPa (G)。
49. 回座压力, 如与标准值不同, 说明最大回座压力, 以定压值的百分比表示。
50. 介质的气化潜热, 单位为  $\text{J}/\text{kg}$ 。
51. 操作温度, 单位为  $^{\circ}\text{C}$ 。
52. 排放工况时的实际温度,  $^{\circ}\text{C}$ 。
53. 由于安全阀排放而造成的安全阀出口的压力增加值, MPa。
54. 安全阀不论排放与否安全阀出口都存在的背压, 如是一个变动值, 给出最大和最小值, MPa (A)。
55. 在试验台上试验时的定压, 冷差试验压力包括使用工况和试验工况不同的修正及背压的修正值。
56. 规定允许的超压值, % 或 MPa。
57. 气体介质的压缩系数。
58. 介质的绝热指数  $k_p = C_p/C_v$ 。
59. 计算得到的需要阀孔面积,  $\text{cm}^2$ 。
60. 选用阀孔面积,  $\text{cm}^2$ , 根据制造厂的标准选用; 国外生产的安全阀大都按美国 API 标准生产, 其尺寸用代码表示。
61. 安全阀阀孔代码, 请参见本书表 5.5-12。
62. 如愿意, 可填入安全阀制造厂名称。

63. 如愿意, 可填入制造厂的型号。

64. 确认是否需要制造厂的阀孔面积计算书, 如需制造厂确认计算书, 需在此说明。

### 5.5.10 安全阀的安装

#### (1) 安全阀的安装

安全阀必须垂直安装, 并尽量靠近被保护的设备或管道。

安全阀应安装连接在容器或管道上部气相空间。

安全阀安装在易于检修和调节之处, 周围要有足够的工作空间。立式容器的安全阀,  $DN80$  以下, 允许安装在平台上边缘处;  $DN100$  以上, 拟安装在平台外, 靠近平台处。由于大口径安全阀的重量大, 故在布置时要考虑大口径安全阀拆装时吊装的可能, 建议安全阀重量超过  $50\text{kg}$  时要设置吊杆。

#### (2) 安全阀入口管道设计

①当被保护容器或管道内的压力超过安全阀定压, 安全阀开始排放前, 安全阀入口静压力即为容器内的静压力; 当安全阀开始排放后, 由于安全阀入口管道内的动压头损失, 安全阀入口静压力低于容器内的静压力; 此时, 若安全阀入口管道压降过大, 安全阀入口静压力低于安全阀回座压力时, 安全阀即刻关闭; 一旦安全阀关闭, 安全阀入口管道内无介质流动, 则安全阀入口管道内的动压头损失为零; 安全阀入口静压力回升到容器内的静压力, 当超过安全阀的定压时, 安全阀再次开启; 如此, 安全阀反复启闭, 产生颤振。故必须控制安全阀入口管道的压降, 以免安全阀产生颤振。

②从保护设备到安全阀入口流体的压力降应低于安全阀定压的  $3\%$ 。流量应按照安全阀排放时通过安全阀的最大流量计算。采用远端取压的先导式安全阀不受此限制。

③若安全阀入口管道的压力降超过  $3\%$ , 可增大入口管径或将管道和设备连接处做成圆弧状以减少压力降。一般入口管管径大于或等于安全阀入口法兰管径。

④安全阀应尽量靠近被保护的设备或管道安装, 使安全阀的入口管道尽量缩短, 采用先导式安全阀时, 由于先导式安全阀有单独的取压管, 可以直接在容器上取压, 取压管内的介质不流动, 故不会产生前述的安全阀入口管道压降对安全阀动作性能的影响。

⑤为免除安全阀入口管道及出口管道堵塞, 需要时要采取防堵措施, 诸如蒸汽或气体反吹, 蒸汽伴热等措施来防堵。

⑥对输送腐蚀性介质或易凝结介质的管道及设备, 为了避免其安全阀被腐蚀或堵死, 在安全阀前应加置爆破片。此时, 在爆破片和安全阀之间要增加检查阀; 计算安全阀通过能力时, 要考虑爆破片对安全阀排放能力的影响。

⑦管道上安装的安全阀, 应设置在流体压力比较稳定、且距波动源有一定距离的地方, 如图 5.5-24 所示。安全阀不应装在水平管道的死端, 因死端容易积聚脏物或液体。

⑧对液体管道、换热器或容器等, 当阀门关闭后, 可能由于热膨胀而造成压力憋高的地方, 要设置安全阀。此阀可水平安装, 直接向下排出。

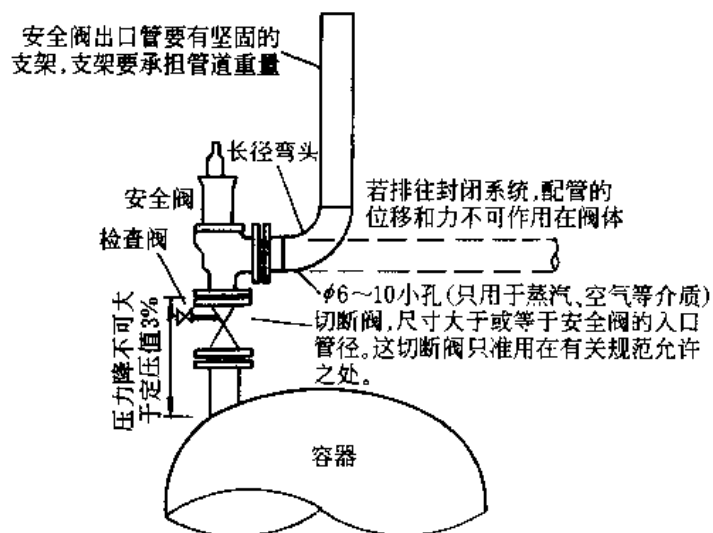
#### (3) 安全阀出口管道设计

①安全阀需向大气排放有危险性或可燃性气体时, 应按有关标准规范执行。而且切成平口省工、省料。这种方法近年来获得广泛应用。

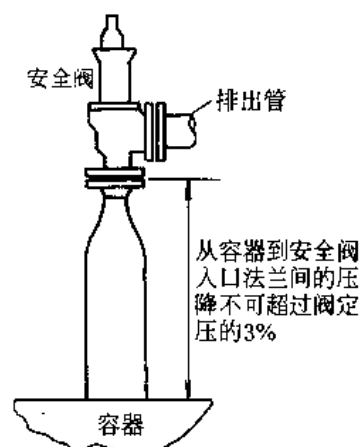
一般都应与火炬系统相连接。安全阀出口管口与火炬总管相连接时, 都应遵守向下斜接的原则如图 5.5-25 中 (g) 图所示。

②相对分子质量小于 80 的气体直接排放大气时, 若对附近地面或操作平台上的气体浓

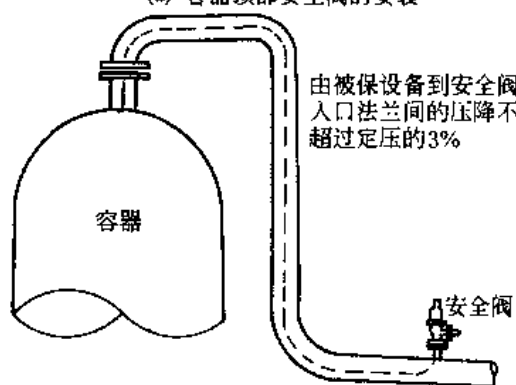
安全阀出口管要有坚固的支架, 支架要承担管道重量



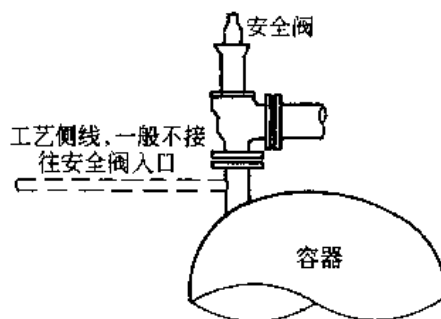
(a) 容器顶部安全阀的安装



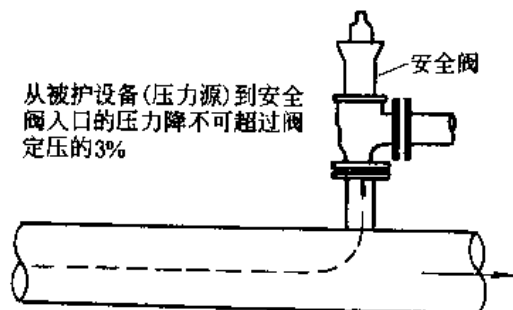
(b) 长入口管时安全阀的安装



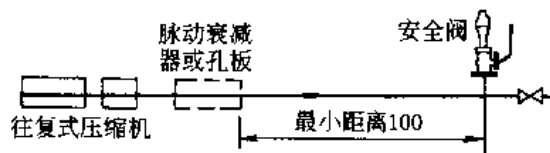
(c) 容器上部气相管安全阀的安装



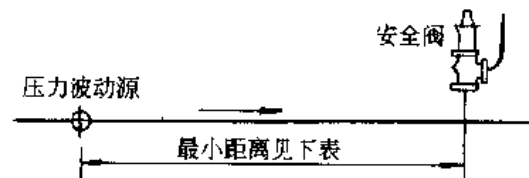
(d) 工艺侧线的连接



(e) 工艺蒸汽管线安全阀的安装



(f) 往复压缩机出口安全阀的安装



压力波动源	最小直管段长度
调节阀和截止阀	25D
不在一个平面内的二个弯头	20D
同一平面内的二个弯头	15D
一个弯头	10D
脉动衰减器	10D

(g) 安全阀在压力波动源后的安装

图 5.5-24 安全阀入口管线的设计

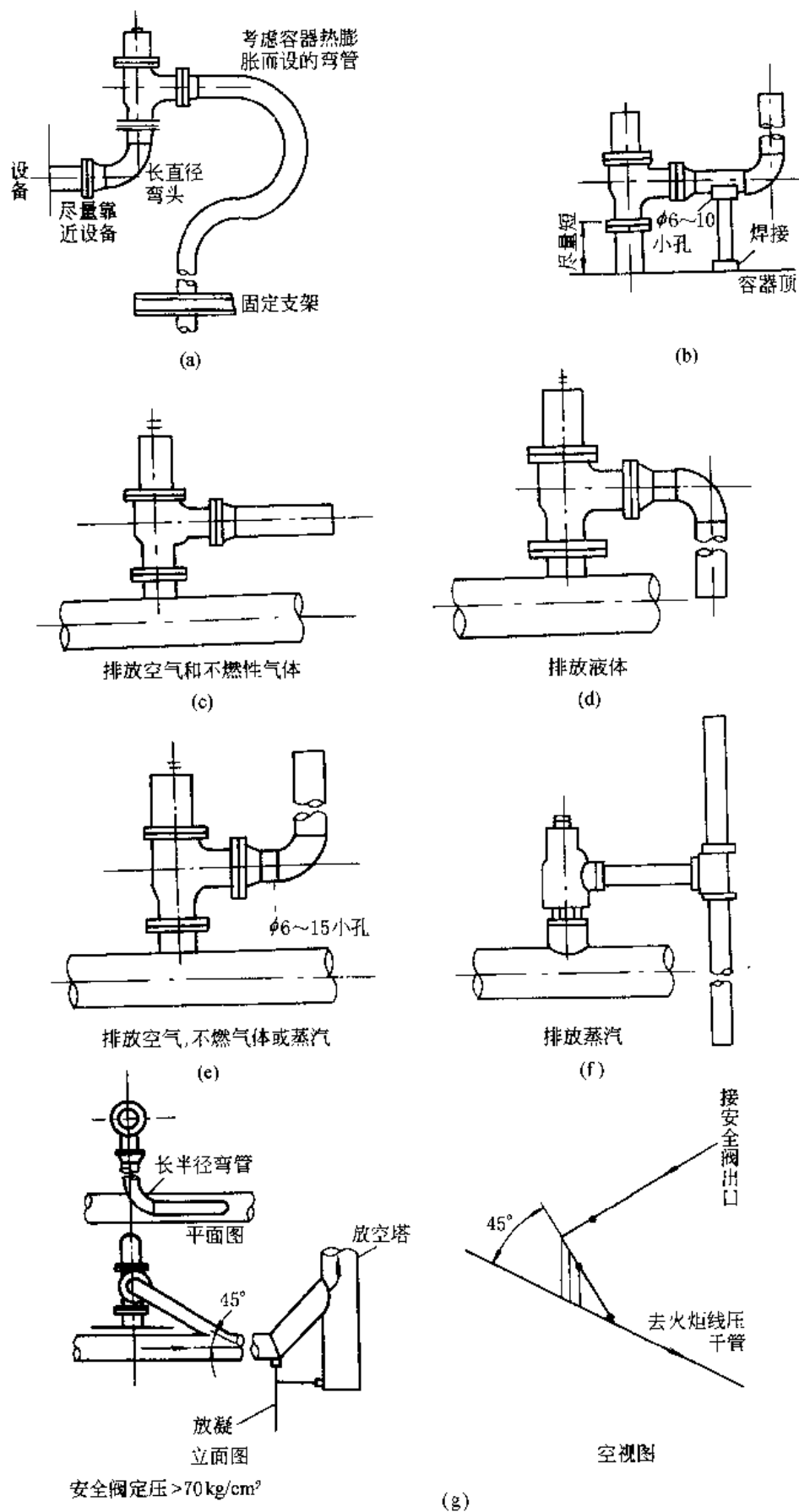


图 5.5-25 安全阀出口管线的设计



度不致造成毒性、腐蚀性及其它危害时,则可以考虑直接排入大气;但应取得环保及安全专业的同意。

③安全阀向大气排放时,无毒无危险性气体的安全阀排放管口应高出以排放口为中心的7.5m半径范围内的操作平台、设备2.5m以上;对有腐蚀性、易燃或有毒的介质,排放口要高出15m半径范围内的操作平台、设备或地面3m以上。应遵循《石油化工企业设计防火规范 GB 50162—92》和有关国家环保卫生规定。

④分馏塔塔顶安全阀,直接排入大气且泄放能力为100%进料量时,液面高位报警以上的

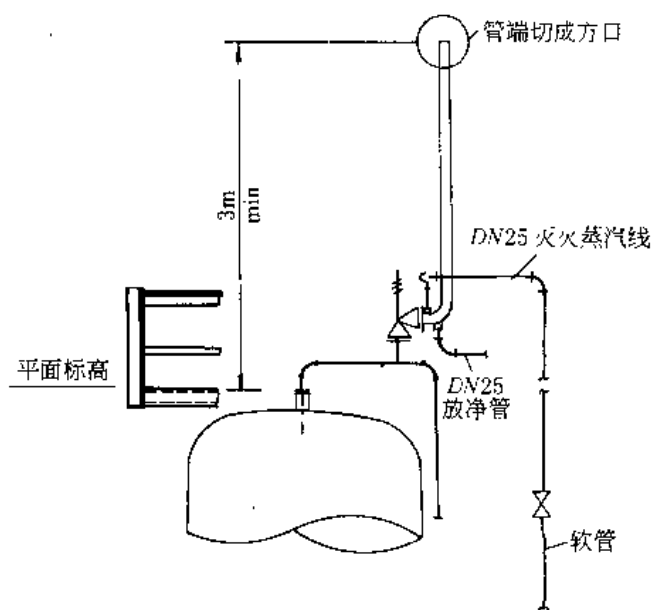


图 5.5-26 安全阀的灭火蒸汽管

的贮液容积至少应有15分钟进料量的体积,否则应排往闭式泄压系统。对安装在贮罐和小型塔上的安全阀,贮液量无要求,但需排向闭式泄压系统。

⑤排放可燃性气体安全阀的放空管应在其底部连接灭火用蒸汽管。若放空管公称直径小于或等于DN100时需连接DN25蒸汽管;大于DN100时,需连接DN40蒸汽管。灭火蒸汽阀应设在距排出口一定距离处,如图5.5-26所示。

⑥湿气体排放系统,应考虑泄压系统低点的凝液排放或加热蒸发。所谓湿泄压系统是指泄压系统内可能有液体产生的系统;大多指在安全阀排放时,系统内可能产生凝液的系统。所以,对湿

气体排放系统,从安全阀出口到泄压系统末端的管线只能向下坡,不能上翻,以免袋形管段积液;即安全阀的安装高度应高于泄压系统。当实际情况受限制,排出管需要上翻时,应在低处易于接近的地方设手动放液阀,见图5.5-27。

⑦在寒冷地区,“袋形”管段需要蒸汽伴热防冻。蒸汽伴热也可使“袋形”管段内的冷凝液汽化,避免积液。但即使采用伴热管,手动放液阀仍是必须的。

如“袋形”管段的放液阀不易接近时,可设双阀。即在“袋形”管段附近设一常开的阀门,阀后接一段排液管至容易接近处,再设一操作阀。

⑧泄压系统在装置边界的泄压管道总阀要求铅封开;此阀门采用闸阀,阀杆要往下安装,以免阀瓣与阀杆连接的销子腐蚀后,阀瓣由于重力下滑,造成泄压系统阻塞。

⑨虽然排出气体的温度低于自然温度,但由于雷击而可能着火时,也要考虑设置灭火蒸汽管。

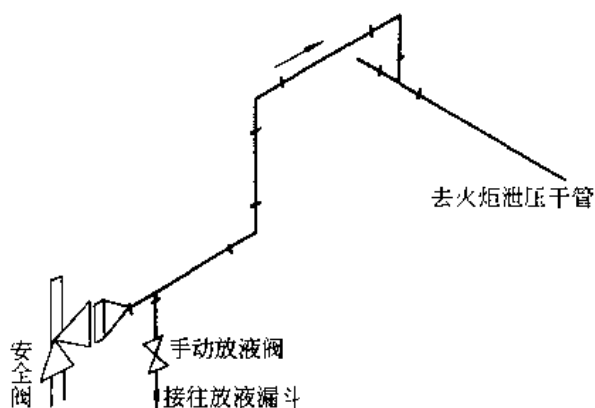


图 5.5-27 泄压系统放液阀

⑩灭火蒸汽管最小直径  $DN25$ 。灭火蒸汽管应坡向切断阀和软管接头, 软管长度小于 6m。

⑪安全阀排放液体时, 需引向装置内最近的、合适的工艺废料系统, 不允许排往大气。

⑫电动往复泵出口管上的安全阀, 需排向泵的吸入管或泵的吸入容器。

⑬安全阀出口接往泄压总管时, 应由上部顺着流向以 45 度角插入总管, 以免总管内的凝液倒入支管, 并可减少安全阀的背压。当安全阀定压大于 7MPa 时, 必须采用 45 度插入, 见图 5.5-25。

⑭对有可能有液化烃类排入的泄压管道, 因介质气化而导致可能产生低温, 应考虑采用低温材料。

⑮对有可能用蒸汽吹扫的泄压系统, 应考虑由于蒸汽吹扫而产生的泄压管道的热膨胀。

⑯安全阀出口管道的压降过大会造成安全阀出口背压过大, 而导致弹簧式安全阀工作失常。故在设计过程中要检查安全阀出口的背压, 检查背压对安全阀排放能力和性能的影响。

⑰安全阀出口排回工艺过程时, 要检查工艺过程接受安全阀泄放的可能和压力工况。

#### (4) 安全阀的切断阀

安全阀入口处一般不允许设置切断阀; 若出于检修需要 (如泄放介质中含有固体颗粒, 影响安全阀开启后不能再关闭, 需拆开检修; 或用于泄放黏性、腐蚀性介质) 可加置切断阀并设检查阀。

安全阀的切断阀应符合下列要求:

①安全阀入口和出口设置的切断阀应铅封在开启状态;

②安全阀的旁通阀应铅封在关闭状态。其安装要求如图 5.5-28 所示;

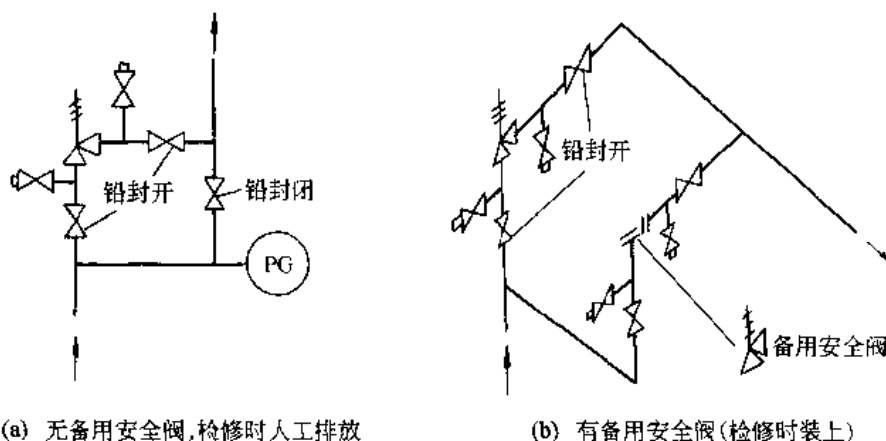


图 5.5-28 安全阀的切断阀之安装

③切断阀应是全通径的闸阀或球阀, 和管径同直径;

④闸阀的阀杆应水平安装或者向下安装, 以免阀杆与阀瓣连接处的销钉腐蚀后, 阀瓣由于重力而下降; 造成泄压系统意外堵塞, 不能保护装置的安全运行。

#### (5) 安全阀的切换阀

安全阀前安装切断阀时, 安全阀入口管道的压降极易超过 3% 安全阀的定压, 也易出现切断阀关闭, 安全阀无法工作的状况。近年来美国已不允许在安全阀前加装普通切断阀, 而采用一种叫安全阀的切换阀的阀门来达到此功能 (见图 5.5-29)。由于介质流经安全阀切换阀的压降很小, 采用 45 度弯管引导介质流向, 且能保证在任何时刻, 安全阀出口至少有一

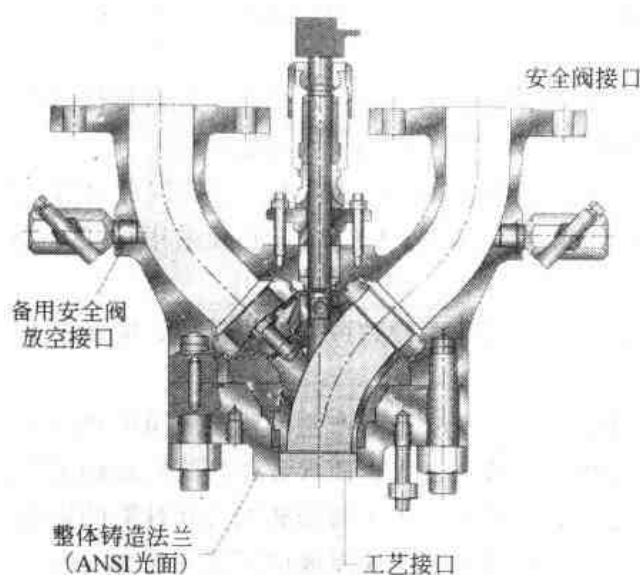


图 5.5-29 安全阀的切换阀

## (7) 需要分别设置泄压系统的场合

由于介质的温度、腐蚀性等不同，所需管材不同，这时可分别设置合金钢或不锈钢、碳素钢泄压系统，这样可能是经济的。

泄放一般介质与泄放重黏性介质，宜分设两个系统。因为泄放重黏性介质的管道和安全阀要经常检修，有时还需要伴热、蒸汽吹扫、设置备用安全阀和切断阀等，而一般泄压系统不需要这些设施。

泄放可燃性气体和不燃性气体，可设立两个泄放系统。因前者需设分液罐，而后者并不需要。

高压泄放和低压泄放，应分设高压泄放系统和低压泄放系统。

## (8) 安全阀出口的反力

由于气体或蒸汽由安全阀排入大气时，在出口管中心线上产生与流向相反的作用力  $F$ ，致使安全阀与压力容器壁连接管口之根部有一弯矩  $M$  和剪力  $F$ ，如图 5.5-30 所示；此外尚需承受出口管的自重、振动和热膨胀等力的作用，故在安全阀出口管口附近需设立固定支架，如图 5.5-25 (a)、(b) 所示。

安全阀入口管段  $L$  较长时，压力容器壁应设补强。

安全阀排出口反力可按下式计算。

$$F = \frac{W}{273} \sqrt{\frac{KT}{(k_p + 1)M}} \quad (5.5-15)$$

式中  $F$ ——安全阀出口管中心线的反力，kg；

$W$ ——气体或蒸汽排放量，kg/h；

路是畅通的，不致于造成安全阀出口管路关闭的事故。安全阀切换阀可以只装在安全阀入口管（安全阀后排往大气），或两者都装（安全阀后排入闭式系统）。

## (6) 检查阀的设置

安全阀和入口切断阀之间要设检查阀。

当安全阀出口管接往容器、有压管道而不是泄压总管时，在安全阀和出口切断阀之间要设检查阀。

允许将检查阀安装在切断阀阀体上靠安全阀一侧。

液体膨胀用安全阀不必设置检查阀。

安全阀前设置爆破片时，安全阀和爆破片之间要设置检查阀。

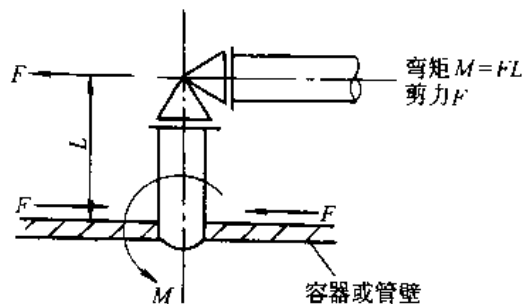


图 5.5-30 安全阀排放时管口根部受力示意图

$k_p$ ——气体或蒸汽的绝热指数,  $k_p = c_p / c_v$ ;

$T$ ——入口绝对温度, K ( $C + 273$ );

$M$ ——气体或蒸汽的相对分子质量。

式 (5.5-15) 是假设安全阀出口处的气体或蒸气达到临界流速, 水平排入大气, 不连接排出管的公式。如出口速度低于临界流速, 其反力小于式 (5.5-15) 的计算值。

**例 5.5-7** 一安全阀的入口法兰向下垂直安装, 排放异丁烯气体, 排量为 31800kg/h, 排出温度 66℃, 异丁烯相对分子质量  $M = 56$ , 绝热指数  $k_p = 1.094$ 。阀后不接管子, 求排放时安全阀出口的反力  $F$ 。

**解** 由式 5.5-15  $W = 31800\text{kg/h}$ ,  $k = 1.094$ ,  $T = 66 + 273 = 339^\circ\text{C}$ ,  $M = 56$

$$F = \frac{31800 \sqrt{\frac{1.094 \times 339}{(1.094 + 1) \times 56}}}{273} = 207\text{kg}$$

### 5.5.11 安全阀的泄漏试验

安全阀阀座的严密程度是检验安全阀性能的一项重要指标, 安全阀出厂前或检修后要做阀座泄漏试验。下面介绍 API 527 安全阀阀座严密性试验的主要内容。

#### (1) 适用范围

下列的允许泄漏量适用于安全阀定压介于 0.1MPa (G) 到 41.4MPa (G) 之间。如需要的安全阀阀座的严密性要高于下列数值, 需在定货的安全阀规格书上说明。

#### (2) 试验介质

安全阀阀座泄漏试验介质可以是空气、蒸汽或水, 但应与定压试验的介质相同。如用空气或水, 其温度应接近室温。

#### (3) 试验设施

安全阀阀座泄漏试验用空气作介质时的设施见图 5.5-31, 泄漏管外径 7.9mm, 壁厚 0.89mm, 管口切成方形且光滑, 插入水面下 12.7mm, 管子垂直插入水中。

试验时安全阀应垂直安装在试验台上, 试验装置如图 5.5-31 所示装在安全阀的出口处, 所有其它的开口要封闭, 如放空、放液接口等。在开始计数气泡个数前, 试验压力至少要保持 1 分钟的稳定 (对 DN50 及以下的安全阀), DN65 ~ 100mm 的阀要 2 分钟, DN150mm 及以上的阀要 5 分钟; 试验时间不小于 1 分钟。

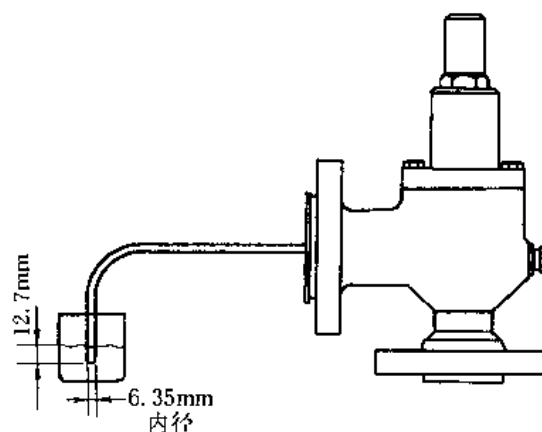


图 5.5-31 安全阀阀座泄漏试验装置示意图

#### (4) 试验压力

对金属阀座的安全阀, 定压大于 345kPa (G) 时, 安全阀入口的试验压力为 90% 安全阀的定压; 当安全阀的定压等于或小于 345kPa (G) 时, 试验压力应是定压减去 34.5kPa。

对软密封安全阀, 其试验压力为 90% 或 95% 的定压。

#### (5) 允许泄漏率

金属阀座安全阀的允许泄漏量见表 5.5-13, 软密封阀在 1 分钟的试验时间内, 不允许有气泡泄漏。

对先导式安全阀, 阀座允许泄漏率只适用于导阀。

表 5.5-13 金属阀座安全阀最大允许泄漏表

定压 MPa(G)	有效阀孔面积 $1.98\text{cm}^2$ 及以下		有效阀孔面积 $1.98\text{cm}^2$ 以上	
	泄漏量气泡/分	24 小时泄漏量(标) $\text{m}^3$	泄漏量气泡/分	24 小时泄漏量(标) $\text{m}^3$
0.103 ~ 6.896	40	0.017	20	0.0085
10.3	60	0.026	30	0.013
13	80	0.034	40	0.017
17.2	100	0.043	50	0.021
20.7	100	0.043	60	0.026
27.6	100	0.043	80	0.034
38.5	100	0.043	100	0.043
41.4	100	0.043	100	0.043

## 参 考 文 献

- 1 API RP 520 Sizing Selection and Installation of Pressure-Relieving Devices in Refineries, Part I Sizing and Selection
- 2 API RP 520 Sizing Selection and Installation of Pressure-Relieving Devices in Refineries, Part II Installation
- 3 API RP 521 Guide for Pressure-Relieving and Depressuring Systems
- 4 API 526 Flanged Steel Pressure Relief Valve
- 5 ASME Boiler and Pressure Vessel Code Section VIII, Division 1-Unfired Pressure Vessel Paragraph UG-125 through UG-136
- 6 Pressure Relief Valve Types and Selection, G.B.Emerson, Hydrocarbon Processing, May 1988
- 7 API Guide for Inspection of Refinery Equipment-Chapter XVI Pressure Relieving Devices
- 8 API Standard 527 Seat Tightness of Pressure Relief Devices
- 9 API Standard 620 Recommended Rules for Design and Construction of Large Welded Low-Pressure Storage Tanks
- 10 劳动部《压力容器安全技术监察规程》
- 11 JIS B 8243 压力容器的构造
- 12 蔡尔辅编. 化工厂系统设计. 化学工业出版社, 1992
- 13 蔡尔辅编. 石油化工管线设计. 化学工业出版社, 1986

## 5.6 疏水器的计算和选型

本节适用于石油化工工程设计中对疏水器的设置、计算、选型并确定其规格。

### 5.6.1 疏水器的设置

下列各点均应考虑安装疏水器

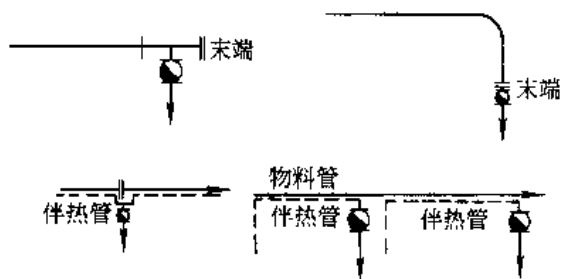


图 5.6-1 蒸汽管末端及伴热蒸汽管

①饱和蒸汽输送管和用于伴热的蒸汽管的末端或最低点。如图 5.6-1。

②长距离输送蒸汽的管道中途。对于饱和蒸汽的蒸汽管道可在每个补偿弯前或立管的最低点, 如图 5.6-2。排凝点的间隔一般以 25 ~ 50m 为宜。对于过热蒸汽的管道可根据过热度酌情减少安装疏水器数量。

③蒸汽管线上的减压阀和控制阀的入口端。如图 5.6-3。

④蒸汽管不经常流动的死端且又是最低点处, 如公用工程软管站的蒸汽管的阀门前端如图 5.6-4。

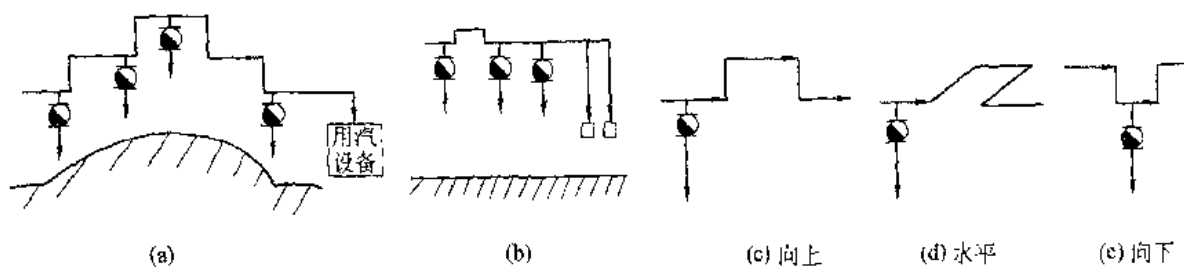


图 5.6-2 蒸汽输送管

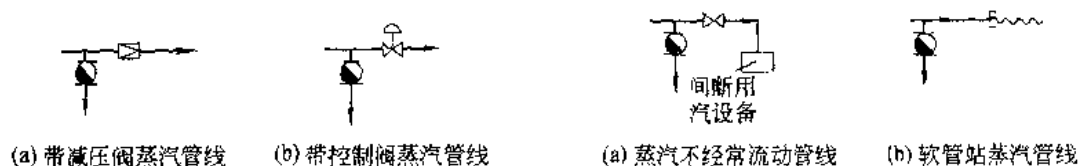


图 5.6-3 阀入口端示意图

图 5.6-4 不经常流动的管线

⑤蒸汽分水器，蒸汽分配罐或管，蒸汽闪蒸罐，蒸汽减压增湿器的低点或控制的水位处如图 5.6-5。

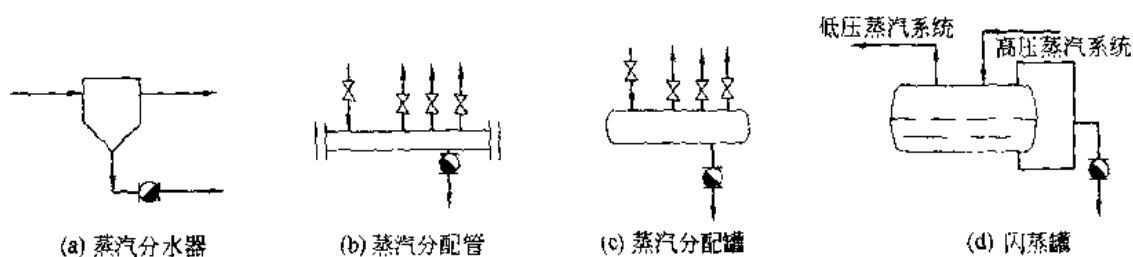


图 5.6-5 低点或控制水位处

⑥蒸汽加热设备、夹套、盘管的凝结水出口。如图 5.6-6。

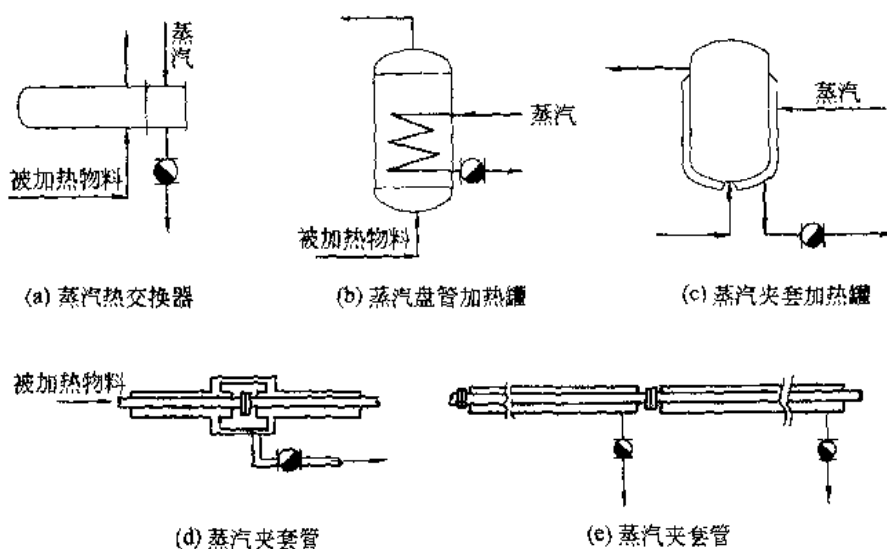


图 5.6-6 蒸汽加热设备凝结水出口

⑦经常处于热备用状态的设备和机泵，间断操作的设备和机泵，以及有开有备的设备和机泵的进汽管的最低点。如蒸汽往复套的汽缸等进汽管的切断阀前。

⑧其它需要经常疏水的场合。

以上所述各点是否设置疏水器，应视整个系统的配管情况而定，如因管线的坡向或其它原因使得在这些地方没有凝结水积累或形成，则可不设疏水器。

### 5.6.2 疏水器的种类及主要技术性能

疏水器排放凝结水最基本的原理是利用蒸汽和凝结水物理性质的不同来实现疏水的目的，其动作原理是多种多样的，根据其动作原理的不同，大致分类如表 5.6-1 所示。

表 5.6-1 疏水器的分类

疏水器的种类		动作原理
热动力型	孔板式 圆盘式	蒸汽和凝结水的热力学，流体力学特性
热静力型	双金属式 波纹管式	蒸汽和凝结水的温差
机械型	浮子式 吊桶式	蒸汽和凝结水的密度差

#### 5.6.2.1 热动力型疏水器

热动力型疏水器的动作原理是在入口压力和出口压力的中间设置一个中间压力的变压室，当变压室内流入蒸汽或高湿凝结水时（饱和温度的凝结水），由该蒸汽压力、或凝结水的再蒸发蒸汽产生的压力来关闭疏水器。若变压室的温度因蒸汽凝结成水而下降，或自然冷却至某一温度以下时，变压室内的压力就下降，使疏水器开启。从而起到关闭疏水器阻汽，开启疏水器排水的目的。这类疏水器所共有的特征：①体积小重量轻，便于安装和修理；②成本低；③抗水击能力强；④不易冻结；⑤不适用于大排量（其中迷宫式适合于特大排量）；⑥由于是根据热力学性质进行动作，易受压力影响。当使用蒸汽的设备由自动调节阀控制进口压力时，往往使进口压力变化频繁引起动作不协调。

代表这类疏水器的有圆盘式，脉冲式，迷宫式或微孔式。

##### (1) 圆盘式疏水器

结构简单，间断排水，有噪声，可排饱和温度的水，允许过冷度为  $6 \sim 8^{\circ}\text{C}$ ，有一定漏汽量（约 3%），能自动排气。其背压不可超过最低入口压力的 50%，最小工作压差为  $\Delta p = 0.05\text{MPa}$ 。安装方位不受限制。如果有可能发生冻结而需要垂直安装时，出口向下。适应于可能冻结及过热蒸汽场合。此类型的阀适用范围广，比较常用。

##### (2) 脉冲式疏水器

结构简单，能连续排水，但有较大的漏气量，背压度较低（允许 25%），能排除一定量的冷热空气，最小过冷度为  $6 \sim 8^{\circ}\text{C}$ ，不需要防冻，可用于过热蒸汽系统。动作敏感，但性能不太可靠，控制缸易卡住，使用时间短。

##### (3) 迷宫式或微孔式疏水器

利用凝结水通过迷宫式通道的多节膨胀降压，或通过微孔的一次膨胀所产生的二次蒸汽来阻止或减少蒸汽的泄漏。结构简单，能连续排水，排空气。微孔式适用于小排量，迷宫式适用于特大排量。但都不能适应压力及流量变化较大的情况，而且要注意防止流道的阻塞和冲蚀。

#### 5.6.2.2 热静力型疏水器（恒温型）

热静力型疏水器为温度启动式，它利用蒸汽（高温）和凝结水（低温）的温差原理，使用双金属、膨胀液或波纹管等感温元件随温度变化而改变形状、变位，达到开闭疏水器的目的。这类疏水器所共有的特征如下述。

①低温时呈开启状态。在开始启动时,是处在低温条件下,呈最大开阀状态,大量产生的凝结水可在短时间内排除,同时可排除空气,不会产生气堵。

②设备停止运转时,设备内形成低温,疏水器呈开启状态,残留的凝结水能排除,疏水器不会冻结。

③与其它类型的疏水器比,噪音小,有利于用在要求控制噪音的场合。

④此种疏水器当达到蒸汽温度时能准确关阀,凝结水的温度不降低,疏水器不开启,不会漏汽。

⑤依靠温差而动作,动作不灵敏,不能随负荷的急剧变化而变化。但从另一个角度讲,高温凝结水可以在用汽设备内滞留而有效地利用显热。它适合用来调节温度。

⑥仅适用于压力较低,压力变化不大的场合。

⑦需在疏水器前配约 1m 长的散热管。

这类疏水器又分为双金属片式,液体膨胀式,波纹管式等。

#### (1) 液体膨胀式疏水器

结构复杂,灵敏度不高,能排除 60~100℃ 的低温水,也能排除空气。适用于要求伴热温度较低的伴热管道及采暖用管道排凝结水。

#### (2) 膜盒蒸汽压力式疏水器

结构简单,动作灵敏,可连续排水,排空气性能良好,过冷 3~20℃,允许背压度 30%~60%,漏汽量小于 3%,不受安装位置限制。但抗污垢,抗水击性差。应用范围较广,可作为蒸汽系统的排空气阀用。

#### (3) 波纹管压力式疏水器

结构简单,动作灵敏,间断性排水,过冷 5~20℃ 左右,工作压力受波纹管材料的限制,一般为 1.6MPa。抗水击性能差,可以作为蒸汽系统排空气阀。

#### (4) 双金属片疏水器

动作灵敏度高,能连续排水,排水性能好,过冷度较大,并可调节,排气性能好,而且反向密封的型式具有止回功能,从低压到高压都适用。最高使用压力可达 21.5MPa,最高使用温度可达 550℃。抗污垢,抗水击性强。允许最大背压为入口压力的 50%,经调整可提高背压。可作为蒸汽系统排空气阀。

#### (5) 双金属式温度调整型疏水器 (TB 型)

可人为地控制凝结水的排放温度,可利用高温凝结水的显热。采用了 SCCV<sup>①</sup> 关闭系统,寿命长,体积小,可任意方位安装,连续排水,排气性能好。背压度可达 80%。节能效果好。

### 5.6.2.3 机械型疏水器

机械型疏水器,其动作的根本原理是基于浮力的纯力学原理。所以在蒸汽疏水器的设计压力范围内,若蒸汽压力的变化或温度(蒸汽和凝结水的温差及凝结水的温度)的变化有小偏差,其性能不会受影响。这种类型的疏水器的容量是根据进出口压差和阀口面积来决定的。机械型疏水器的一般共性如下。

①适用于大排量。但是,由于要使用浮子,使其外型比其它类型的疏水器大。

②由于是依靠浮力使浮子上下移动,所以阀体需要水平安装。但也不是绝对不能垂直安装。

① SCCV 是自动关阀,自动定心和自动落阀的英文缩写。



- ③使用压力若超过疏水器的设计压力, 阀门则不能打开, 也就不能排除凝结水。
- ④在疏水器内部存有凝结水, 在寒冷地区需要保温以防冻结, 尤其是在室外。
- ⑤不要安装在有剧烈振动的部位。
- ⑥当背压异常高时, 不会泄漏蒸汽, 但凝结水的排量降低。
- ⑦阀的操作噪声小, 适用于需要安静的场合。
- ⑧可排饱和水, 适用于凝结水需尽快排、温度控制严格、设备要求快速加热的场合。
- ⑨一般来说, 小口径阀的灵敏度较大口径的高, 浮球式灵敏度高于浮桶式疏水器。

机械型疏水器还分密闭球状浮子的“浮球式”和桶状开口形浮子的“浮桶式”。浮桶式又分为桶口向上的“浮桶式”和桶口向下的“倒吊桶式”, 亦称“钟形浮子”或“反浮桶式”。

#### (1) 自由浮球式疏水器

结构简单, 灵敏度高, 能连续排水, 漏汽量小。分为具有自动排气功能与不具有自动排气功能两种。若选用后者, 可附加热静力型排气阀或设置手动放气阀。最大工作压力 9.0MPa (表), 允许背压度较大, 可达 80%, 抗水击, 抗污垢能力差, 动作迟缓, 但有规律, 性能稳定, 可靠。

#### (2) 杠杆浮球式疏水器

结构较为复杂, 灵敏度稍低, 连续排水, 漏汽量小。内置自动排除空气装置或汽阻释放阀, 该阀具有自动排除空气功能。否则, 需附加热静力型排气阀或设置手动放气阀。能适应负荷的变化, 自动调节排水量, 但抗水击, 抗污垢能力差。

#### (3) 浮球式双座平衡型疏水器

排量较大, 可达 60t/h, 相对同类疏水器体积小, 重量轻。内置有双金属空气排放阀, 可自动排除空气。浮球内装有挥发性液体, 增加了浮球的耐压, 抗水击能力。可连续排水。

#### (4) 浮桶式疏水器

灵敏度不高, 间断排水, 不能自动排除空气, 需设置手动或自动放气阀。启动时先放气、充水。仅用于较低的操作压力, 如果压力波动大大或压力范围不符合它的要求时, 均影响其动作, 必须进行调整。进出口压差不能小于 0.05MPa。抗水击, 抗污垢性比浮球式强。但阀座经常与阀口碰撞, 易磨损。有逐渐被倒吊桶式取代的趋势。

#### (5) 倒吊桶式(钟形浮子式)疏水器

间歇排放凝结水, 漏汽量为 2% ~ 3%, 可排空气, 额定工作压力范围通常小于 1.6MPa, 使用条件可以自动适应。允许背压度为 80%, 但进出口压差不能小于 0.05MPa。动作迟缓, 有规律, 性能稳定, 可靠。启动时需要先充水, 并且必须使疏水器内经常保持一定水位的凝结水。应使用在凝结水间断时间不长的场合, 否则浮筒浮不起来, 阀常升而大量漏汽。工作压力必与浮筒的体积、重量相适应。阀结构较复杂, 阀座及销钉尖易磨损。但是, 随着疏水器结构的改进, 有一些厂家生产的倒吊桶疏水器, 简化了结构, 没有固定支点, 减少磨损和卡阻的现象, 阀座和阀瓣为球形结构, 在磨损时密封不受影响。在选用时, 请注意厂家的说明。

#### (6) 杠杆钟形浮子式疏水器 (ES 型)

采用了 SCCV 关闭系统, 寿命较长, 动作灵活, 阻汽排水性能好, 自动排除空气, 节能效果好, 背压度可达 90%。与同类疏水器相比体积小, 排量大。阀结构较复杂。

#### (7) 差压钟型浮子式疏水器 (ER 型)

采用了 SCCV 关闭系统, 寿命长, 动作灵活, 阻汽排水性能好, 自动排除空气, 与同类疏水器比体积小排量大, 强度好。采用双重关闭方式, 使操作振动小, 主副阀动作平稳, 克

服了撞击磨损的缺点。阀结构较复杂。

5.6.2.4 其它类型疏水器

有些疏水器具有热动力型或热静力型或机械型两种或两种以上的性能，有些疏水器具有常规疏水器不具备的功能。这类阀只介绍两种为例。

(1) 浮子型双金属疏水器

结构复杂，动作灵敏，具有疏水器，过滤器，排空气，止回阀，截止阀和旁通阀的功能，在规定的操作范围内都能正常工作。结构为防冻型。必须水平安装。

(2) 反冲过滤旁通疏水器

具有可调恒温疏水器的性能（见 5.6.2.2⑤），并具有过滤功能，不拆阀能对滤芯进行反向冲洗，阀前、阀后可旁通。

SCCV 自动关阀具体含义：它的关阀系统（图 5.6-7）是由一个针状锥体阀芯和一个带有锥体的阀座配合而成，形成一个特殊的关闭系统。此系统专门为保护阀门的关闭件而设计，在锥体阀芯与阀座关闭过程中能自动定心、浮动自由、动作灵活，且巧妙的利用了流体的吸入力和阀体中的内压力进行平缓动作，属一种“软着陆”关闭方式，避免了缓冲阀芯与阀座的直接刚性碰撞，减少了关闭件间的撞击与磨损，有效地解决了当今疏水器关闭件易磨损的最大难点，使疏水器的寿命延长。

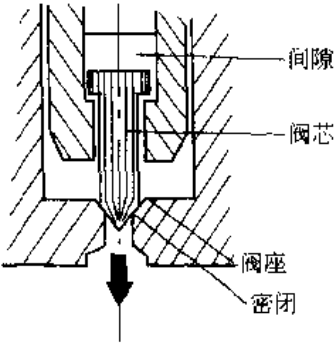


图 5.6-7 SCCV 关闭系统示意图

表 5.6-2、表 5.6-3 列出了各种疏水器的主要特征，表 5.6-4 对各种疏水器蒸汽损失的难易作了比较。表 5.6-5 为常用疏水器的性能比较。

表 5.6-2 各种疏水器的主要特征（一）

型 式		优 点	缺 点
机 械 型	浮桶式	动作准确，排放量大、不泄漏蒸汽、抗水击能力强	排除空气能力差，体积大，有冻结的可能，疏水器内的蒸汽层有热量损失
	倒吊桶式	排除空气能力强，没有空气气堵和蒸汽汽锁现象，排量大，抗水击能力强	体积大，有冻结的可能
	杠杆浮球式	排量大，排除空气性能连续（按比例动作）排除凝结水	体积大，抗水击能力差，疏水阀内蒸汽层有热损失，排除凝结水时有蒸汽卷入
	自由浮球式	排量大，排空气性能好，能连续（按比例动作）排除凝结水，体积小，结构简单，浮球和阀座易互换	抗水击能力比较差，疏水阀内蒸汽有热损失排除凝结水时有蒸汽卷入
热 静 力 型	波纹管式	排量大，排空气性能良好，不泄漏蒸汽，不会冻结，可控制凝结水温度，体积小	反应迟钝，不能适应负荷的突变及蒸汽压力的变化，不能用于过热蒸汽，抗水击能力差，只适用于低压的场合
	圆板双金属式	排量大，排空气性能良好，不会冻结，不泄漏蒸汽，动作噪声小，无阀瓣堵塞事故抗水击能力强可利用凝结水的显热	很难适应负荷的急剧变化，不适应蒸汽压力变动大的场合，在使用中双金属板特性有变化
	圆板双金属温调式	凝结水显热利用好，节省蒸汽，不泄漏蒸汽，动作噪声小，随蒸汽压力变化应动性能好	不适用于大排量
热 动 力 型	孔板式	体积小，重量轻，排空气性能良好，不易冻结，可用于过热蒸汽	不适用于大排量，泄漏蒸汽，易有故障，背压容许度低（背压限制在 30%）
	圆盘式	结构简单，体积小，重量轻，不易冻结，维修简单，可用于过热蒸汽，安装角度自由，抗水击能力强，可排饱和温度的凝结水	空气流入后不能动作，空气气堵多，动作噪声大，背压允许度低（背压限制在 50%）不能在低压（0.0MPa 以下）使用，阀片有空打现象，蒸汽层放热有热损失，蒸汽有泄漏，不适用于大排量

表 5.6-3 各种疏水器的主要特征 (二)

疏水阀名称	蒸汽	空气 障碍	蒸汽 障碍	背压 允许度	动作 检查	耐水 击性能	凝结 水排量	需要时间		比例 控制	排放 特性	安装	冻结	耐久 性	凝结水 显热的 利用
								开阀	闭阀						
浮桶式	○	×	×	○	○	○	○	△	△	×	×	×	×	○	×
倒桶式	○	○	○	○	○	○	○	△	△	×	×	×	×	×	×
浮球式	×	△	×	○	×	×	○	○	○	○	○	×	×	×	×
波纹管式	○	○	×	○	×	×	○	×	×	×	×	×	○	×	○
圆板双金属式	○	○	×	○	×	×	○	×	×	×	×	×	○	○	○
圆板双金属温 调疏水阀	○	○	×	○	×	×	○	×	×	×	×	×	○	○	○
孔板式	×	○	○	×	×	○		×	○	×	×	×	○	×	×
圆盘式	×	×	×	×	○	○	×	×	○	×	×	○	○	×	×
判定记号	○难 ×易	○没有 ×有 △高温 空气有	○没有 ×有	○高 ×低	○容易 ×难	○大 ×小	○大 ×小	○不需要时 间 △需要一定 时间 ×需要长时 间		○可 ×否	○连续 ×间歇	○角度 自由 ×只限 水平 安装	○大 ×小	○大 ×小	○可 ×否

表 5.6-4 各种疏水器蒸汽损失的难易

蒸汽损失原因	易损失蒸汽的型式	不易损失蒸汽的型式
动作特点决定了在闭阀之前要泄漏蒸汽, 因此造成蒸汽损失	圆盘式	双金属式浮桶式倒吊桶式
排放凝结水时有可能卷入蒸汽, 造成蒸汽损失	圆盘式浮球式	双金属式浮桶式倒吊桶式
疏水阀内部的蒸汽层散热, 造成蒸汽的损失	圆盘式浮球式浮桶式	双金属式浮桶式倒吊桶式
不能利用凝结水的显热, 造成蒸汽损失	圆盘式浮球式吊桶式	双金属式波纹管式

表 5.6-5 常用疏水器技术性能比较表

项 目	热动力型疏水阀		机械型疏水器			热静力型疏水阀		
	热动力式	脉冲式	倒吊桶式	浮球式	浮筒式	波纹管式	双金属式 (圆盘形)	双金属式 (长方形)
排水性能	间歇排水	间歇排水	间歇排水	连接排水	间歇排水	间歇排水	间歇排水	间歇排水
排气性能	较好 (随 每次动作排 气)	好	较好	不好	不好	好	好	好
使用条件 变动时	自动适应	需调整	自动适应		需调整浮 筒重量		除很大的 变动外不要 调整	宜调整
允许最大 背压或允许 背压度	允许背压 度 50% 最 低度作压力 0.05MPa	允许背压 度 25%	$\Delta p >$ 0.5MPa	$\Delta p >$ 0.5MPa	$\Delta p >$ 0.5MPa	允许背压 极低	允许背压 度 50% 时, 不必调整	允许背压 级低但调整 后可提高
动作性能	敏感, 可 靠	敏感控制 缸易卡住	迟缓但规 律稳定可靠	迟缓但规 律稳定可靠	迟缓但规 律稳定可靠	迟缓, 不 可靠	迟缓, 不 可靠	迟缓, 不 可靠
适用范围	可用于过 热蒸汽	可用于过 热蒸汽				仅适用于 低压(0.2MPa)		
蒸汽泄漏	<3%	1%~2%	2%~3%	无	无		无	
排水温度	接近饱和 温度					低于饱和 温度	低于饱和 温度	低于饱和 温度
耐久性能	较好	较差	阀和销钉 尖部分的磨 损较快		阀门部分 磨损较快而 漏气		好	好
结构大小	小	小	较大	大	大		小	小

### 5.6.3 疏水器的选择

#### 5.6.3.1 疏水器的选型原则

- ①能及时排除凝结水（有过冷要求的除外）。
- ②尽量减少蒸汽泄漏损失。
- ③操作压力范围大，压力变化后不影响其正常工作。
- ④背压影响小，允许背压大（凝结水不回收的除外）。
- ⑤能自动排除不凝性气体。
- ⑥动作敏感、性能可靠、耐用、噪声小、抗水击、抗污垢能力强。
- ⑦安装方便，容易维修。
- ⑧外形尺寸小，重量轻，价格便宜。

⑨除上述外，还须对以下条件进行充分的研究：疏水器的形式（工作特性）；疏水器的容量（排凝结水量）；疏水器的最高使用压力；疏水器的最高使用温度；正常状态下疏水器的进口压力；正常状态下疏水器的出口压力（背压）；疏水器阀体材料；疏水器的连接管径（配管尺寸）；疏水器的进、出口的连接方式。

#### 5.6.3.2 疏水器选型要点

(1) 选疏水器时，应选择符合国家标准的优质节能疏水器。这种疏水器在阀门代号 S 前都冠以“C”字代号。其使用寿命  $\geq 8000\text{h}$ ，漏汽率  $\leq 3\%$ 。注意不要选用已淘汰的产品。有关疏水器性能应以制造厂说明书或样本为准。

(2) 在负荷不稳定的系统中，如果排水量有可能低于额定最大排水量 15% 时，不应选用脉冲式疏水器，以免在低负荷下引起新鲜蒸汽泄漏。

(3) 在凝结水一经形成，必须立即排除的情况下，不宜选用脉冲式和波纹管式疏水器。（二者均要求有一定的过冷度），可选用浮球式，ES 型和 ER 型疏水器。也可选用圆盘式疏水器。

(4) 像热交换器，加热釜，组合加热器，管式干燥器等蒸汽加热设备适用浮球式和倒吊桶式，也可用圆盘式疏水器。对于热水器或重油贮罐内的油加热器等，由于被加热物的加热温度不足  $100^{\circ}\text{C}$ ，并且凝结水量较少，适宜使用双金属式温调疏水器。如果管式干燥器的加热管较长，易产生水击，要选用抗水击能力强的圆盘式疏水器，可带旁通。

(5) 对于蒸汽泵，带分水器的蒸汽主管及透平机外壳等工作场合，以选用浮球式疏水器为宜。必要时选用热动力式疏水器，不可选用脉冲式和恒温型疏水器。

(6) 蒸汽伴线工程上伴管对疏水器要求：①重量轻体积小，容易安装；②水平方向和垂直方向均可安装；③使用压力范围广；④具有防冻功能。

因而，伴热管的疏水器最适于选用圆盘式和双金属式温调式疏水器。

(7) 热动力式疏水器有接近连续排水的性能，其应用范围较广，一般都可选用，但最高允许背压不得超过入口压力的 50%，最低进出口压差不得低于  $0.05\text{MPa}$ 。只有要求安静的地点不宜使用，此时应选用机械型疏水器。

(8) 间歇工作的室内蒸汽加热设备或管线，可选用倒吊桶式疏水器。

(9) 机械型疏水器不宜室外使用，否则应有防冻措施。

(10) 疏水器的安装位置不同，选择不同类型的疏水器。

①疏水器安装位置低于加热设备时可选任何型式的疏水器。

②疏水器安装位置高于加热设备时，不可选用浮筒式，可选用双金属式疏水器。

③疏水器安装位置标高与加热设备基本一致的可选机械型，热动力式和双金属式疏水器。

(11) 对于易发生蒸汽汽锁的蒸汽使用设备，可选用倒吊桶式疏水器或安装与解锁阀并用的浮球式疏水器。

解锁阀是可使安装在疏水器内的排气阀强行开阀的装置，它主要用于浮球式疏水器。

(12) 适合各种蒸汽使用设备的各种蒸汽疏水器，归纳如表 5.6-6。

表 5.6-6 蒸汽疏水器的选择（按使用设备和用途分类）

用 途	适 用 形 式	备 注
蒸汽输送管	圆盘式、自由浮球式、倒吊桶式	凝结水量少时，用双金属式温调疏水阀
热交换器	浮球式、倒吊桶式	加热温度在 100℃ 以下，凝结水量少时用双金属式温调疏水阀
加热釜	浮球式、倒吊桶式、圆盘式	用圆盘式时，希望与自动空气排放阀并列安装
暖气（散热器和对流加热器）	散热器疏水阀、温调疏水阀	对散热器，使用 0.1~0.3MPa（表）的蒸汽时，用浮球式倒吊桶式比较恰当
空气加热器（组合加热器、电加热器）	浮球式、倒吊桶式、圆盘式	
筒式干燥器	浮球式、倒吊桶式	
干燥器（管道干燥器）	浮球式、圆盘式、倒吊桶式	
直接加热装置（蒸馏甑、硫化器）	浮球式、倒吊桶式	
热板压力机	浮球式、倒吊桶式	
伴 线	双金属式温调疏水阀、圆盘式	加热温度在 100℃ 以下时，用温调疏水阀最合适

### 5.6.3.3 确定疏水器的规格

#### (1) 排水量

##### ①排水量的计算

a. 对于连续操作的用汽设备，计算的凝结水量  $G_{\text{计}}$  应采用工艺计算的最大连续用汽量。对于间断操作的用汽设备， $G_{\text{计}}$  应采用操作周期中的最大用汽量。

b. 当开工时的用汽量大于上述数值时，可按具体情况加大安全系数  $n$  [见 5.6.3.3. (2)] 或通过排污阀排放或再并联一个疏水器。

c. 蒸汽管道，蒸汽伴热管的疏水量可取正常运行时产生的凝结水量计算值。如果在开工时产生的凝结水量大于计算值，可通过排污阀排放。

d. 蒸汽管道及阀门在开工时所产生的凝结水量

$$G_{\text{计}} = \frac{W_1 C_1 \Delta t_1 + W_2 C_2 \Delta t_2}{i_1 - i_2} \times 60 \quad (5.6-1)$$

式中  $G_{\text{计}}$ ——计算的凝结水量，kg/h；

$W_1$ ——钢管和阀门的总量，kg；

$W_2$ ——用于钢管和阀门的保温材料重量，kg；

$C_1$ ——钢管的比热容，kJ/kg·℃，碳素钢  $C_1 = 0.469$ ，合金钢  $C_1 = 0.486$ ；

$C_2$ ——保温材料的比热容，kJ/kg·℃，或取  $C_2 = 0.837$ ；

$\Delta t_1$ ——管材的升温速度，℃/min，一般取  $\Delta t_1 = 5^\circ\text{C}/\text{min}$ ；

$\Delta t_2$ ——保温材料的升温速度，℃/min，一般取  $\Delta t_2 = \Delta t_1/2$ ；

$i_1$ ——工作条件下过热蒸汽的焓或饱和蒸汽的焓, kJ/kg;

$i_2$ ——工作条件下饱和水的焓, kJ/kg。

e. 正常工作时蒸汽管的凝结水量

$$G = \frac{Q}{i_1 - i_2} \quad (5.6-2)$$

式中  $Q$ ——蒸汽管道的散热量, kJ/h;

$G, i_1, i_2$ ——同式 (5.6-1)。

f. 蒸汽伴热管的冷凝水量。蒸汽伴热管的凝结水量等于蒸汽伴热管用蒸汽量。参见表 5.6-7。

表 5.6-7 蒸汽伴热管用汽量 (蒸汽压力 1MPa)

环境温度 ℃	保持介质温度 ℃	项 目	工艺管径 $DN$ , mm				
			40 ~ 50	80 ~ 100	150 ~ 200	250 ~ 350	400 ~ 500
不低于 ~ 20	$\leq 60$	根数 $\times$ 伴热管通径	1 $\times$ 15	1 $\times$ 15	1 $\times$ 20	1 $\times$ 15	2 $\times$ 20
		最大放水距离, m	100	100	120	150	120
		用汽量, kg/m $\cdot$ h	0.2	0.2	0.25	0.35	0.5
	61 ~ 100	根数 $\times$ 伴热管通径	1 $\times$ 20	1 $\times$ 25	2 $\times$ 20	2 $\times$ 20	2 $\times$ 25
		最大放水距离, m	120	150	120	120	150
		用汽量, kg/m $\cdot$ h	0.25	0.35	0.5	0.5	0.7
21 ~ - 30	$\leq 60$	根数 $\times$ 伴热管通径	1 $\times$ 20	1 $\times$ 20	1 $\times$ 25	2 $\times$ 20	2 $\times$ 25
		最大放水距离, m	120	120	150	120	150
		用汽量, kg/m $\cdot$ h	0.25	0.25	0.35	0.5	0.7
	61 ~ 100	根数 $\times$ 伴热管通径	1 $\times$ 25	2 $\times$ 20	2 $\times$ 25	2 $\times$ 25	2 $\times$ 40
		最大放水距离, m	150	120	150	150	200
		用汽量, kg/m $\cdot$ h	0.35	0.5	0.7	0.7	0.9

## ②安全系数 ( $n$ ) 选定

由于疏水器最大排水能力是按照连续正常排水测得的, 计算求得的设备或管道凝结水量应乘以安全系数  $n$ 。影响安全系数值的因素有: 疏水器的操作特性; 估计或计算凝结水量的准确性; 疏水器进出口压力。

如果凝结水量及压力条件可以准确确定, 安全系数可以取小一些, 以避免选用大尺寸的疏水器。

若安全系数过大, 安装使用了容量过大的蒸汽疏水器时, 会产生下列弊端; a. 蒸汽疏水器的容量大会增高成本; b. 若为间歇动作的蒸汽疏水器时, 容量过大会使疏水器动作周期加长, 凝结水的平均滞留量增加, 用汽设备的能力降低; c. 对于像浮球式疏水器那样连续 (按比例) 动作的蒸汽疏水器, 由于阀瓣开度小, 过大的容量会使阀座产生拉毛现象 (高速流体通过狭窄的缝隙时, 对接触表面产生腐蚀作用, 而形成沟槽), 使阀座损伤而引起泄漏; d. 使蒸汽疏水器的寿命缩短。

相反, 如果安全系数大小, 会使所用疏水器的容量过小, 则会产生以下故障: a. 不能适应蒸汽使用设备的负荷变化, 使运转效率显著降低; b. 通过疏水器的凝结水经常达到最高限量, 使阀瓣和阀座容易产生腐蚀性损伤; c. 使蒸汽疏水器的寿命缩短。

因此, 在选用蒸汽疏水器时, 不但对疏水器的型式, 容量等作多方面的充分研究, 同时要接受蒸汽疏水器生产厂家的指导。安全系数  $n$  的推荐值见表 5.6-8。

表 5.6-8 安全系数  $n$  的推荐值

序号	使用部位	使用要求	$n$ 值
1	分汽缸下部排水	在各种压力下, 能进行快速排除凝结水	3
2	蒸汽主管疏水	每 100m 或控制阀前、管路拐弯、主管末端等处疏水	3
3	支管	支管长度大于 5m 处的各种控制阀的前面设疏水	3
4	汽水分离器	在汽水分离器的下部疏水	3
5	伴热管	伴热管径为 $DN15$ , $\leq 50m$ 处设疏水点	2
6	暖风机	压力不变时	3
		压力可调时 $0 \sim 0.1MPa$ (G)	2
		$0.2 \sim 0.6MPa$ (G)	3
7	单路盘管加热 (液体)	快速加热	3
		不需快速加热	2
8	多路并联盘管加热 (液体)		2
9	烘干室 (箱)	压力不变时	2
		压力可调时	3
10	溴化锂制冷设备蒸发器疏水	单效: 压力 $\leq 0.1MPa$ (G)	2
		双效: 压力 $\leq 1.0MPa$ (G)	3
11	浸在液体中的加热盘管	压力不变时	2
		压力可调时 $0.1 \sim 0.2MPa$ (G)	2
		大于 $0.2MPa$ (G)	3
		虹吸排水	5
12	列管式热交换器	压力不变时	2
		压力可调时 $\leq 0.1MPa$ (G)	2
		大于 $0.2MPa$ (G)	3
13	夹套锅	必须在夹套锅上方设排空气阀	3
14	单效、多效蒸发器	凝结水量 $< 20t/h$	3
		$> 20t/h$	2
15	层压机	应分层疏水, 注意水击	3
16	间歇、需速加热设备		4
17	回转干燥圆筒	表面线速度 $U \leq 30m/s$	5
		$\leq 80m/s$	8
		$\leq 100m/s$	10
18	二次蒸汽罐	罐体直径应保证二次蒸汽速度 $U \leq 5m/s$ 且罐体上部要设排空气阀	3
19	淋浴	单独热交换器	2
		多喷头	4
20	采暖	压力 $\geq 0.1MPa$ (G)	2~3
		压力 $< 0.1MPa$ (G)	4

③需要排水量的确定。计算的排水量  $G_{\text{计}}$  乘以安全系数  $n$  为需要的排水量  $G_{\text{需}}$ , 以此作为选择疏水器的依据。即

$$G_{\text{需}} = G_{\text{计}} \cdot n \quad (5.6-3)$$

式中  $G_{\text{需}}$ ——需要的排水量,  $kg/h$ ;

$G_{\text{计}}$ ——计算的凝结水量,  $kg/h$ ;

$n$ ——安全系数。

## (2) 疏水器使用压力的确定

①最高使用压力。疏水器的最高使用压力应根据疏水器安装系统的最高压力来确定。疏水器的公称压力应满足安装系统的设计压力。如图 5.6-8。

丙烯系统压力为  $2.0MPa$  (G), 考虑到丙烯有漏到蒸汽侧的可能, 蒸汽进口管的安全阀

设置压力为 2.0MPa (G)，蒸汽系统（指“止回阀”后）的最高压力为 2.0MPa (G)，设计压力 2.2MPa (G)，因此疏水器的最高使用压力为 2.0MPa (G)，设计压力为 2.2MPa (G)。

②入口压力  $p_1$ 。疏水器的入口压力  $p_1$  是指疏水器入口处的压力，它比蒸汽压力  $p$  低 0.05 ~ 0.1MPa；疏水器的公称压力按工程规定的管道等级选用，而疏水器的疏水能力应按入口压力  $p_1$  选择。

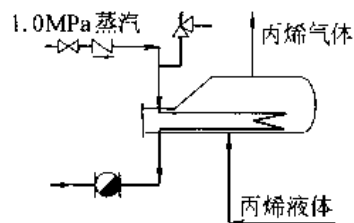


图 5.6-8

③出口压力  $p_2$ 。疏水器的出口压力  $p_2$  也称为背压，它由疏水器后的系统压力决定，如果凝结水不回收就地排放时，出口压力可视为零。但是，一般将凝结水经管网集中回收。此时疏水器的出口压力是管道系统的阻力降、位差及凝结水槽或界区要求压力的总和。

④疏水器的工作压差  $\Delta p$

$$\Delta p = p_1 - p_2 \quad (5.6-4)$$

式中  $\Delta p$ ——疏水器的工作压差，MPa；

$p_1$ ——疏水器的进口压力，MPa (G)；

$p_2$ ——疏水器的出口压力，MPa (G)；

$$p_2 = \frac{H}{96.8} + p_3 + L \cdot \Delta p_e \quad (5.6-5)$$

式中  $H$ ——疏水器与凝结水槽之间的位差或疏水器与出口最高管系之间的位差（两者取大的）m；

$p_3$ ——凝结水槽内的压力或界区要求的压力，MPa (G)；

$\Delta p_e$ ——每米管道的摩擦阻力，MPa/m；

$L$ ——管道的当量长度，m；

由于疏水器的排水量与  $\sqrt{\Delta p}$  成正比，因此  $p_1$ 、 $p_2$  的计算很重要。

注意，在一些厂家的疏水器样本上，排水量曲线或表中的压力大都指压差  $\Delta p$ 。

⑤背压度

$$\text{背压度} = \frac{\text{疏水器系统背压 } p_2}{\text{疏水器入口压力 } p_1} \times 100\% \quad (5.6-6)$$

⑥背压对排水量的影响。由于疏水器的排水量大都是在不同的进口压力下，出口为排到大气而测得的，在有背压的条件下使用时，排水量必须校正。背压度越大，疏水器排水量下降的越多。校正时可参照表 5.6-9。

表 5.6-9 背压使疏水器排水量下降的百分率 (%)

背压度, %	进口压力, MPa (G) (PSIG)			
	0.035 (5)	0.17 (25)	0.69 (100)	1.38 (200)
25	6	3	0	0
50	20	12	5	5
75	38	30	23	23

### (3) 疏水器通径的选择

疏水器通径选择，一般根据所需要的凝结水排水量及压差，对照所选型号的疏水器的排



水量曲线或表, 选择公称通径; 然后以此为参考决定进出口管径。

#### (4) 排水能力的比较

根据所选的疏水器通径及计算的压差和疏水器的凝结水排水量曲线或表, 确定疏水器的凝结水最大排水量, 将最大排水量与需要的排水量进行比较, 要求:

$$G_{\text{最大}}(1-f) \geq G_{\text{需}} \quad (5.6-7)$$

式中  $G_{\text{最大}}$ ——疏水器的最大排水量, kg/h;

$f$ ——背压使疏水器排水量下降率;

$G_{\text{需}}$ ——需要的排水量。

如果需要的排水量大于单个疏水器的排水量, 可以采用两个以上的疏水器并联使用。此时疏水器的型号应一致, 规格尽可能相同。如果需要较多的疏水器并联, 应与采用分水罐自动控制液位的方法做经济比较, 以选用更合适的排水方案。疏水器并联示意图见图 5.6-24。

#### 5.6.4 疏水器系统设计

疏水器不允许串联使用, 应单机疏水, 必要时可以并联。

不能多台用汽设备共用一台疏水器, 以防短路。

##### 5.6.4.1 疏水器的入口管

(1) 疏水器的入口管应设在用汽设备的最低点。对于蒸汽管道的疏水, 应在蒸汽管道底部设置一个集液包, 由集液包底接至疏水器。集液包的管径一般比主管径小两级, 但最大不超过 DN250。见图 5.6-9。

如果输送蒸汽的管道有可能存在杂质, 而杂质会与凝结水一起进入集液包, 为防止杂质进入疏水器, 可采用图 5.6-10 所示的连接方式。

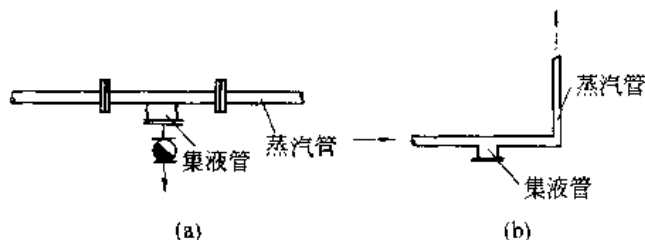


图 5.6-9

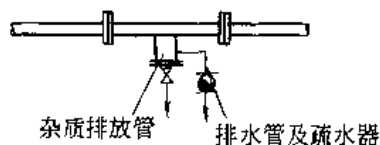


图 5.6-10

(2) 从凝结水出口至疏水器入口管段应尽可能的短, 且凝结水自然流下进入疏水器。但对于热静力型疏水器应留有 1m 长的管段, 且不设绝热层。而在寒冷环境中, 如果由于停车或间断操作而有冻结危险, 或在需要对人员采取保护的情况下, 凝结水管可设绝热层或防护层。

(3) 疏水器一般都自带过滤器, 如果不带者, 应在阀前安装过滤器, 如图 5.6-24。过滤器的滤网为网孔  $\phi 0.7 \sim 1.0\text{mm}$  的不锈钢丝网, 其过滤面积不得小于通道面积的 1.5 倍。

(4) 对于凝结水回收的系统, 疏水器前要设置切断阀和排污阀, 排污阀一般设在凝结水出口管的最低点。除特别必要外, 一般不设旁路, 以免新鲜蒸汽窜入凝结水管网, 使背压升高而干扰其它疏水器正常运行。

(5) 用汽设备到疏水器这段管路, 应沿流向有 4% 的坡度, 尽量少拐弯。管路的公称通径不应小于疏水器的公称通径, 以免形成汽阻造成管路不畅。

(6) 疏水器安装的位置一般都比凝结水出口低, 只有在必要时, 采取防止积水和防止汽

锁措施, 才能将疏水器安装在比凝结水出口高的位置上, 如图 5.6-11 (a)。在蒸汽管的低点设置返水接头, 靠返水接头的作用把凝结水压上来。另外, 在这种情况下, 为了使立管内被隔离的蒸汽迅速凝结, 防止汽锁, 便于凝结水顺利压升, 最好立管的尺寸小一级, 或用带散热片的管子作立管。当加热管的表面不能加工出螺纹时, 可在加热管末端做成 U 形并密封, 虹吸管下端插入 U 形管底, 虹吸管上部设置疏水器, 如图 5.6-11 (b)。

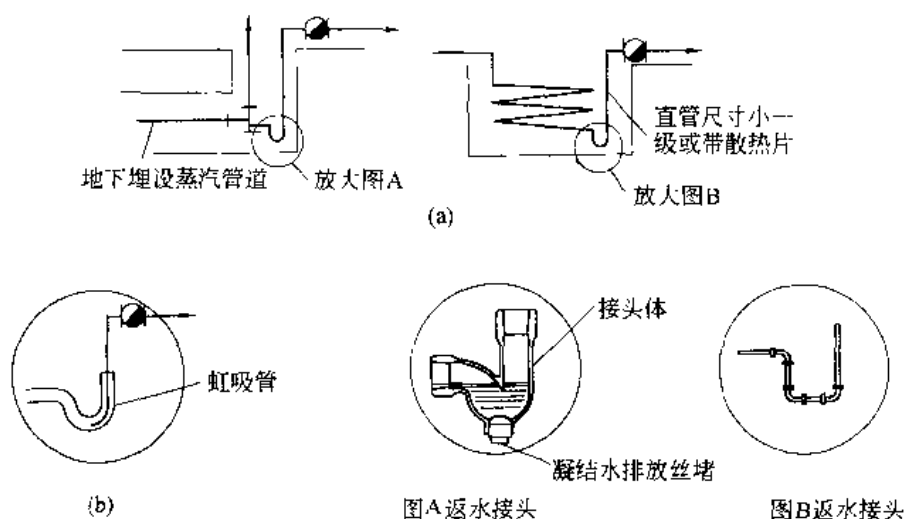


图 5.6-11

注意, 返水接头后主管 (吸升凝结水的高度) 一般以 600mm 左右为宜。如果需要进一步提高, 可用 2 段或 3 段组合, 高度可达 600 ~ 1000mm。返水接头会使管内的空气排放受阻。因此要尽量避免使用及使用过高的吸升高度。

(7) 疏水器安装安置不得远离用汽设备。

#### 5.6.4.2 疏水器的出口管

(1) 疏水器的出口管应少弯曲, 尽量减少向上的立管, 管径按汽液混合相计算, 一般比疏水器口径大 1 ~ 2 级。

(2) 疏水器后凝结水管允许抬升高度, 应根据疏水器的最低入口压力、凝结水管的摩擦阻力和凝结回收设备或界区要求的压力来确定 (见式 5.6-5)。

(3) 如果出口管有向上的立管时, 在疏水器后应设止回阀, 且止回阀尽量靠近疏水器安装。有止回功能的疏水器阀后可不设止回阀。

(4) 对于凝结水回收的系统, 疏水器阀后要设置切断阀, 检查阀或窥视镜。

(5) 若出水管插入水槽的水面以下时, 为防止疏水器在停止动作时出口管形成真空, 将泥沙等异物吸进导致疏水器故障, 可在出口管的弯头处开小孔 ( $\phi 4\text{mm}$ ), 如图 5.6-12。

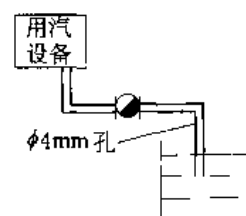


图 5.6-12 防止出口管产生真空示意图

(6) 凝结水集合管应坡向凝结水回收设备的方向。为不增加静压和防止水垂现象的产生, 集合管不宜向上抬升。如图 5.6-13 (a) 为不正确敷设形式, 图 5.6-13 (b) 为正确的敷设形式。

(7) 疏水器的出口压力取决于疏水器后的系统压力, 因此高低压蒸汽系统的疏水器, 可

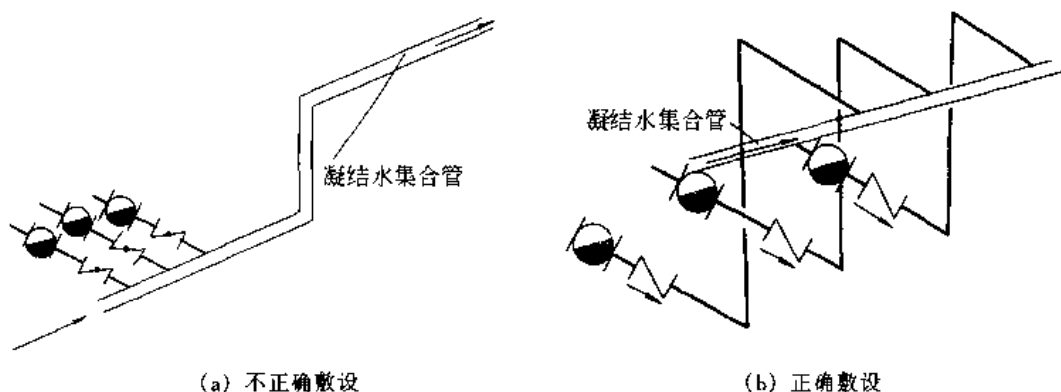


图 5.6-13

合用一个凝结水系统，不会干扰，如图 5.6-14 (a)。但当疏水器设置旁通管时，必须分别将高低压凝结水排入两个系统，如图 5.6-14 (b) 所示。

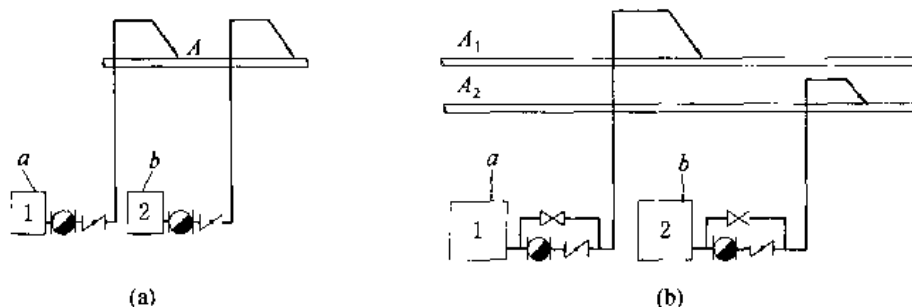


图 5.6-14 凝结水系统选用示意图

1—高中压蒸汽加热设备；2—低压蒸汽加热设备；a—高中压蒸汽；b—低压蒸汽  
A—凝结水集合管；A<sub>1</sub>—高中压凝结水集合管；A<sub>2</sub>—低压凝结水集合管



(8) 为保证凝结水畅通，各支管与集合管相接宜采用顺流由管上方 45°斜交。如图 5.6-15。

(9) 疏水器往往由于装置的条件所限必须装在室外，这样在寒冷季节，一旦蒸汽使用设备或管道停用，蒸汽疏水器及其配管内的滞留凝结水将会发生冻结。为防冻可采用下列措施：

图 5.6-15

a. 入口管和出口管保温；

b. 不要把出口管设置为竖管，否则在低点设置排净阀；

c. 对于任意安装的圆盘式蒸汽疏水器，垂直安装时，尽量使出口向下；

d. 对于只能水平安装的机械型疏水器，可在阀的底部设置自动防冻阀；

自动防冻阀是类似于球体止回阀一样的结构，在蒸汽使用设备操作时，靠蒸汽压力关阀，当不操作停用时，疏水器内压力降至大气压力，防冻阀靠弹簧将阀瓣（球体）顶起，从而开阀将疏水器内凝结水全部排掉。当设备再投入运行后，疏水器内压力升高，防冻阀将自动关闭；

e. 如不能安装自动防冻阀，可给疏水器适当加保温罩。必要时可对疏水器本身保温。如图 5.6-16 (a)；

f. 把压缩空气系统连接在疏水器的进口管上，当蒸汽

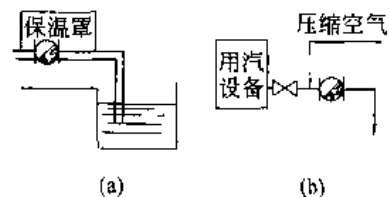


图 5.6-16 防止冻结的措施

使用设备在冬季停止运行时,关闭疏水器进口阀,打开压缩空气阀,靠压缩空气将疏水器及管内水强行排除。如图 5.6-16 (b)。

(10) 当疏水器向大气排放凝结水时,由于疏水器排放动作的声音,有时会产生噪声,对抑制噪声可采取下列措施:

- a. 采用可低温排水的热静力型疏水器;
- b. 可把出口管末端插入排入槽或排水沟的水面以下。如图 5.6-12;
- c. 凝结水的压力较低时,采用较长的出口管 (2m 以上),使二次蒸汽能在管内凝结。

如图 5.6-17;

d. 使出口管通过排水沟的底部,使再蒸发蒸汽凝结,但这时出口管的末端应露出水面。如图 5.6-18;

- e. 在出口管安装消声器。如图 5.6-19;

f. 凝结水直接排向砂土地面,但在疏水器停止动作时出口管也会形成真空使砂土吸入疏水器,因而必须采用 5.6.4.2 (5) 的办法防止故障。如图 5.6-20。

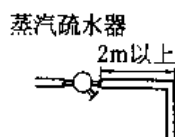


图 5.6-17 长出口管示意图



图 5.6-18 出口管通过水沟示意图

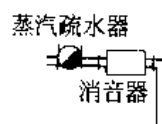


图 5.6-19 出口管装消声器示意图

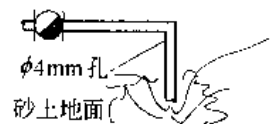


图 5.6-20 凝结水排向砂土地面示意图

### 5.6.4.3 疏水器的配置

#### (1) 闭式凝结水系统 (凝结水回收)

- ① 疏水器出口管有向上立管 (图 5.6-21)
- ② 疏水器出口无向上的立管 (图 5.6-22)

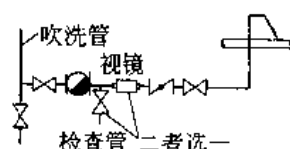


图 5.6-21 疏水器出口管有向上立管的配置

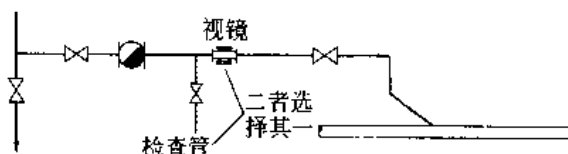


图 5.6-22 疏水器出口无向上立管的配置

#### (2) 开式凝结水系统 (凝结水不回收) (图 5.6-23)

#### (3) 需要两个或多个疏水器并联 (图 5.6-24)

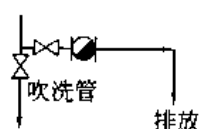


图 5.6-23 疏水器出口管直接排放的配置

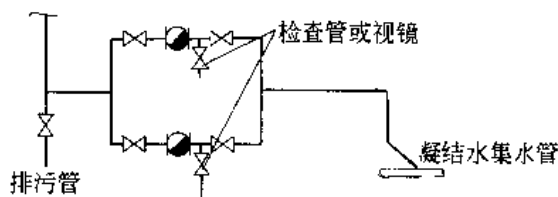


图 5.6-24 疏水器并联的配置  
(要求疏水器同一标高)

(4) 疏水器本身不带过滤器, 而配用在线过滤器 (图 5.6-25)

(5) 必须设置旁通 (图 5.6-26)

疏水阀图例及计算选型表如图 5.6-27 及表 5.6-10 所示。

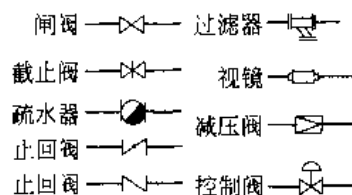
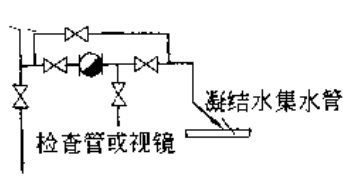
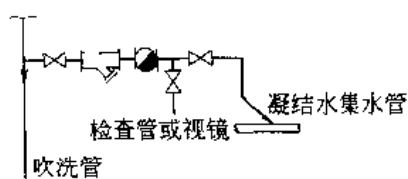


图 5.6-25 疏水器不带  
过滤器的配置

图 5.6-26 疏水器设置旁通配置  
(要求旁通管的标高不低于疏水器的标高)

图 5.6-27

表 5.6-10 疏水阀计算、选型表

编 制		蒸汽疏水阀计算、选型表			工 程		专 业	
校 核					项 目		版 次	
审 核					主 项		第 页 共 页	
疏水阀编号		蒸汽系统设计压力 $p_{\text{设}}$	MPa·G		用 户	设备位号	安装方式	<input type="checkbox"/> 室外 <input type="checkbox"/> 室内
蒸汽系统设计温度 $T_{\text{设}}$ °C		蒸汽系统最高压力 $p_{\text{最}}$	MPa·G			管道编号		<input type="checkbox"/> 水平 <input type="checkbox"/> 垂直
蒸汽系统操作温度 $T_{\text{操}}$ °C		蒸汽系统操作压力 $p_{\text{设}}$	MPa·G					<input type="checkbox"/> 倾斜 <input type="checkbox"/>
计算排水量 $G_{\text{计}}$ kg/h		开工启动	正常操作	计算方法	疏水阀型号			
	蒸汽管道				公称压力 $P_N$		MPa(G)	
	蒸汽伴热				公称直径 $DN$			
	蒸汽加热设备				连接形式			
	蒸汽驱动设备				最高工作压力 $P_{\text{max}}$		MPa(G)	
	汽水分离器				最高工作温度 $T_{\text{max}}$		°C	
	其它				允许背压度		%	
					过冷度		°C	
排水要求	<input type="checkbox"/> 连续 <input type="checkbox"/> 间断 <input type="checkbox"/> 立即 <input type="checkbox"/> 过冷				是否带过滤器		<input type="checkbox"/> 带 <input type="checkbox"/> 不带	
压差 $\Delta p$	进口压力 $p_1$	蒸汽系统至疏水阀进口的阻力降 $\Delta p'$ MPa			最大排水量 $G_{\text{max}}$		kg/h	
		进口压力 $p_1 = p - \Delta p'$ MPa(G)			校正后的排水量		$G_{\text{校}} = G_{\text{max}}(1 - f)$ = kg/h	
	出口压力 $p_2$	疏水阀与集水槽的位差 $H_1$ m			疏水阀的安装形式		<input type="checkbox"/> 单机 <input type="checkbox"/> 并联 <input type="checkbox"/> 多个并联 $m^* =$	
		疏水阀与阀后最高管泵的位差 $H_2$ m						
		$H_1, H_2$ 取最大者为 $H$ m						
		集水槽内压力或凝结水出界压力 $p_3$ MPa(G)			判 别 是否满足要求 所选疏水	$P_{\text{max}} \geq P_{\text{设}}$		
		每米管道的摩擦阻力降 $\Delta p_f$ MPa/m				$T_{\text{max}} \geq T_{\text{设}}$		
		管道的当量长度 $L$ m				允许背压度 $\geq$ 背压度		
		$p_2 = H/96.8 + p_3 + L \cdot \Delta p_f$ MPa(G)				$m - G_{\text{校}} \geq G_{\text{需}}$		
	$\Delta p = p_1 - p_2 =$ MPa			备 注		* 仅限于同型号同规格。		
安全系数	$n =$							
需要的排水量	$G_{\text{需}} = n \cdot G_{\text{计}} =$ kg/h							
背压度	$p_2/p_1 \times 100 =$							
背压对排水量的影响		使排水量下降 $f =$ %						

## 5.7 爆破片的设计和选用

### 5.7.1 概述

#### 5.7.1.1 适用范围

在石油化工生产过程中为了防止因火灾烘烤或操作失误造成系统压力超过设计压力而发生爆炸事故，应设置泄压设施以保护设备或管道系统。

本章所介绍的爆破片设计适用于石油化工装置新建、改建和扩建工程中石化装置压力容器、管道或其它密闭空间防止超压的拱形金属爆破片和爆破片装置的设置、计算和选型。爆破片的爆破压力最高不大于 35MPa，最小不低于 0.01MPa (G)。

#### 5.7.1.2 相关标准

压力容器安全技术监察规程 (质技监局锅发 [1999] 154 号)

拱形金属爆破片技术条件 (GB 567—89)

爆破片的设置和选用 (HG/T 20570.3—95)

钢制压力容器 (GB 150—1998)

### 5.7.2 有关爆破片的名词、术语

#### (1) 爆破片装置

由爆破片 (或爆破片组件) 和夹持器 (或支撑圈) 等装配组成的压力泄放安全装置。当爆破片两侧压力差达到预定温度下的预定值时，爆破片立即动作 (破裂或脱落)，泄放出压力介质。

#### (2) 爆破片

在爆破片装置中，能够因超压而迅速动作的压力敏感元件，用以封闭压力，起到控制爆破压力的作用。

#### (3) 爆破片组件 (又称组合式爆破片)

由压力敏感元件、背压托架、加强环、保护膜等两种或两种以上零件组合成的爆破片。

#### (4) 正拱型爆破片

压力敏感元件呈正拱型。在安装时，拱的凹面处于压力系统的高压侧，动作时该元件发生拉伸破裂。

① 正拱普通型爆破片。压力敏感元件无需其它加工，由坯片直接成型的正拱型爆破片。

② 正拱开裂型爆破片。压力敏感元件由有缝 (孔) 的拱型片与密封膜组成的正拱型爆破片。

#### (5) 反拱型爆破片

压力敏感元件呈反拱型。在安装时，拱的凸面处于压力系统的高压侧，动作时该元件发生压缩失稳，导致破裂或脱落。

① 反拱带刀架 (或鳄齿) 型爆破片。压力敏感元件失稳翻转时因触及刀刃 (或鳄齿) 而破裂的反拱型爆破片。

② 反拱脱落型爆破片。压力敏感元件失稳翻转时沿支承边缘脱落，并随高压侧介质冲出的反拱型爆破片。

#### (6) 刻槽型爆破片

压力敏感元件的拱面 (凸面或凹面) 刻有减弱槽的拱型 (正拱或反拱) 爆破片。

#### (7) 夹持器

在爆破片装置中，具有设计给定的泄放口径，用以固定爆破片位置，保证爆破片准确动作的配合件。

#### (8) 支承器

用机械方式或焊接固定反拱脱落型爆破片位置，保证爆破片准确动作的环圈。

#### (9) 背压

存在于爆破片装置泄放侧的静压，在泄放侧若存在其它压力源或在入口侧存在真空状态均形成背压。

泄放侧压力超过入口侧压力的差值称为背压差。

#### (10) 背压托架

在组合式爆破片中，用来防止压力敏感元件因出现背压差而发生意外破坏的拱型托架。该类托架需与压力敏感元件配合，拱面开孔（或缝）。

置于正拱型爆破片凹面的背压托架，在出现背压差时，防止爆破片凸面受压失稳。当系统压力可能出现真空时，此种背压托架有时称为真空托架。

置于反拱型爆破片凸面的背压托架，在出现背压差时，防止爆破片凹面受压破坏。

#### (11) 加强环

在组合式爆破片中，与压力敏感元件边缘紧密结合，起增强边缘刚度作用的环圈。

#### (12) 密封膜

在组合式爆破片中，对压力敏感元件起密封作用的薄膜。

#### (13) 保护膜（层）

当压力敏感元件易受腐蚀影响时，用来防止腐蚀的覆盖薄膜，或者涂（镀）层。

#### (14) 坯片

从金属薄带或薄板材上冲剪出来的，在制成拱型爆破片以前的金属片。

#### (15) 爆破压力

爆破片装置在相应的爆破温度下动作时，爆破片两侧的压力差值。

①设计爆破压力。爆破片设计时由需方提出的对应于爆破温度下的爆破压力。

②最大（最小）设计爆破压力。设计爆破压力加制造范围，再加爆破压力允差的总代数和。

③试验爆破压力。爆破试验时，爆破片在爆破瞬间所测量到的实际爆破压力。测量此爆破压力的同时应测量试验爆破温度。

④标定爆破压力。经过爆破试验标定符合设计要求的爆破压力。当爆破试验合格后，其值取该批次爆破片按规定抽样数量的试验爆破压力的算术平均值。

同一批次爆破片的标定爆破压力必须在商定的制造范围以内，当商定制造范围为零时，标定爆破压力应是设计爆破压力。

#### (16) 最大正常工作压力

容器在正常工作过程中，容器顶部可能达到的最大的压力。

#### (17) 最高压力

容器最大正常工作压力加上流程中工艺系统附加条件后，容器顶部可能达到的压力。

#### (18) 爆破温度

与爆破压力相应的压力敏感元件壁的温度。此术语可以与“设计”或“试验”等定语连用。

(19) 制造范围

为方便爆破片制造，设计爆破压力在制造时允许变动的压力范围。此种允许变动的压力范围须由供需双方协商确定。

(20) 爆破压力允差

爆破片实际的试验爆破压力相对于标定爆破压力的最大允许偏差。其值可以是正负相等的绝对值或百分数。

当商定制造范围为零时，此允差即表示对设计爆破压力的最大偏差。

(21) 泄放面积

爆破片装置几何上最小的流通面积。用以计算爆破片装置的理论泄放量。

(22) 泄放量（又称泄放能力）

爆破片爆破后，通过泄放面积泄放出去的压力介质流量。

(23) 批次

具有相同型式、规格、标定爆破压力与爆破温度，且其材料（牌号、性能）和制造工艺完全相同的一组爆破片为一个批次。

5.7.3 爆破片设置及选用

5.7.3.1 爆破片的分类

(1) 正拱型爆破片（拉伸型金属爆破片装置）

(2) 反拱型爆破片（压缩型金属爆破片装置）

按组件结构特征还可细分，见表 5.7-1，此外还有石墨和平板型爆破片。

表 5.7-1 金属爆破片分类

型 式	名 称	型 式	名 称
正拱型	普通型	反拱型	卡圈型
	开缝型		背压托架型
	背压托架型		刀架型
	加强环型		锯齿型
	软垫型		刻槽型
	刻槽型		

夹持器的夹持面及外接密封面形式见表 5.7-2。

表 5.7-2 夹持器的夹持面及外接密封面形式

夹持面形状	平面 锥面	外接密封面形状	平面 凹凸面 榫槽面
-------	----------	---------	------------------

5.7.3.2 爆破片的设置

(1) 独立的压力容器和（或）压力管道系统设有安全阀、爆破片装置或这两者的组合装置。

(2) 满足下列情况之一应优先选用爆破片

①压力有可能迅速上升的；

②泄放介质含有颗粒、易沉淀、易结晶、易聚合和介质粘度较大者；

③泄放介质有强腐蚀性，使用安全阀时其价值很高；

④工艺介质十分昂贵或有剧毒，在工作过程中不允许有任何泄漏，应与安全阀串联使用；



- ⑤工作压力很低或很高时, 选用安全阀则其制造比较困难;
- ⑥当使用温度较低而影响安全阀工作特性;
- ⑦需要较大泄放面积。

(3) 对于一次性使用的管路系统 (如开车吹扫的管路放空系统), 爆破片的破裂不影响操作和生产的场合, 设置爆破片。

(4) 为减少爆破片破裂后的工艺介质的损失, 可与安全阀串联使用, 详见 5.7.6 节。

(5) 作为压力容器的附加安全设施, 可与安全阀并联使用, 例如爆破片用于火灾情况下的超压泄放。

(6) 为增加异常工况 (如火灾等) 下的泄放面积, 爆破片可并联使用。

(7) 爆破片不适用于经常超压的场合。

(8) 爆破片不适用于温度波动很大的场合。

#### 5.7.4 爆破片的泄放量和泄放面积的计算及爆破压力

##### 5.7.4.1 泄放量的计算

根据劳动部颁发的《压力容器安全监察规程》(劳锅字 [1990] 8 号) 附录 5 之规定来计算压力容器的安全泄放量。

(1) 压缩气体或水蒸气压力容器的安全泄放量

①对于压缩贮气罐和汽包等压力容器的安全泄放量应取设备的最大生产能力 (产气量)。

②气体贮罐等压力容器的安全泄放量, 按下式计算。

$$W' = 2.83 \times 10^{-3} \rho \cdot v \cdot d^2 \quad (5.7-1)$$

式中  $W'$ ——压力容器的安全泄放量, kg/h;

$\rho$ ——泄放压力下的气体密度, kg/m<sup>3</sup>;

$d$ ——压力容器进口管的内径, mm;

$v$ ——压力容器进口管内气体的流速, m/s。

(2) 液化气体压力容器的安全泄放量

①介质为易燃液化气体或装设在有可能发生火灾的环境下工作时的非易燃液化气体。

a. 对无绝热材料保温层的压力容器

$$W' = \frac{2.55 \times 10^5 \cdot F \cdot A^{0.82}}{r} \quad (5.7-2)$$

式中  $W'$ ——压力容器的安全泄放量, kg/h;

$r$ ——在泄放压力下液化气体的汽化潜热, kJ/kg;

$F$ ——系数, 压力容器装在地面以下, 用沙土覆盖时, 取  $F = 0.3$ ; 压力容器在地面上时, 取  $F = 1$ ; 对设置在大于 10L/m<sup>2</sup> 水喷淋装置下时, 取  $F = 0.6$ ;

$A$ ——压力容器的受热面积, m<sup>2</sup>。按下列公式计算:

对半球形封头的卧式压力容器  $A = \pi D_0 L$

对椭圆形封头的卧式压力容器  $A = \pi D_0 (L + 0.3 D_0)$

对立式压力容器  $A = \pi D_0 L'$

对球形压力容器  $A = \frac{1}{2} \pi D_0^2$  或从地平面起到 7.5m 高度以下所包括的外表面积, 取二者中较大的值。

式中  $D_0$ ——压力容器直径, m;

$L$ ——压力容器总长, m;

$L'$ ——压力容器内最高液位, m。

b. 对有完善的绝热材料保温层的液化气体压力容器

$$W' = \frac{2.61(650 - t)\lambda \cdot A^{0.82}}{\delta \cdot r} \quad (5.7-3)$$

式中  $W'$ ——压力容器的安全泄放量, kg/h;

$t$ ——泄放压力下的饱和温度, °C;

$\lambda$ ——常温下绝热材料的热导率 (导热系数), kJ/(mh°C);

$A$ ——压力容器的受热面积, m<sup>2</sup>;

$\delta$ ——保温层厚度, m;

$r$ ——泄放压力下液化气体的汽化潜热, kJ/kg。

②介质为非易燃液化气体的压力容器, 而且装设在无火灾危险的环境下工作时, 安全泄放量可根据其有无保温层分别选用不低于按公式 (5.7-2) 或式 (5.7-3) 计算值的 30%。

(3) 由于化学反应使气体体积增大的压力容器, 其安全泄放量应根据压力容器内化学反应可能生成的最大气量以及反应时所需的时间来决定。

根据美国石油学会标准 API-520 中规定: 对于有足够的消防保护措施和能及时排走地面上泄漏的物料时, 其泄放量由式 (5.7-4) 计算

$$W' = \frac{1.555 \times 10^5 \times F \times A^{0.82}}{r} \quad (5.7-4)$$

否则采用式 (5.7-5) 计算

$$W' = \frac{2.55 \times 10^5 \times F \times A^{0.82}}{r} \quad (5.7-5)$$

式中符号同式 (5.7-2),  $F$  的计算, 取值根据美国石油学会标准 API-520:

a. 容器在地面上无保温  $F = 1.0$

b. 容器有水喷淋设施  $F = 1.0$

c. 容器地面上有良好的保温时, 按式 (5.7-6) 计算

$$F = 4.2 \times 10^6 \frac{\lambda}{d_0} (904.4 - t) \quad (5.7-6)$$

式中  $\lambda$ ——保温材料的热导率 (导热系数), kJ/(mh°C);

$d_0$ ——保温材料厚度, m;

$t$ ——泄放温度, °C。

d. 容器在地面之下和有沙土覆盖的地上容器,  $F$  值按式 (5.7-6) 计算。将其中保温材料的导热系数和厚度换成土壤或沙土相应的数值。

另外, 保冷材料一般不耐烧, 保冷容器的外壁校正系数  $F$  为 1.0。

#### 5.7.4.2 泄放面积的计算

根据劳动部颁发的《压力容器安全技术监察规程》附件五之规定进行爆破片泄放面积的计算 (气体、临界条件下)

$$a \geq \frac{W'}{7.6 \times 10^{-2} \cdot C_0 \cdot X \cdot p \sqrt{\frac{M}{ZT}}} \quad (5.7-7)$$

式中  $a$ ——爆破片泄放面积,  $\text{mm}^2$ ;

$W'$ ——压力容器安全泄放量,  $\text{kg/h}$ ;

$C_0$ ——流量系数, 对一般直圆管  $C_0 = 0.71$ , 对喇叭型接管  $C_0 = 0.87$ ;

$p$ ——爆破片设计爆破压力,  $\text{MPa}$ ;

$X$ ——气体特性系数, (按本节附录 6 选取);

$M$ ——压力容器内气体的摩尔质量,  $\text{kg/kmol}$ ;

$T$ ——压力容器内气体的热力学温度,  $\text{K}$ ;

$Z$ ——气体的压缩系数。

对于化学超压过程 (如内部爆炸), 由于其机理复杂和工况繁多, 目前还没有计算公式, 要经过试验才能确定所需要的爆破片。API-521 的《GUIDE FOR PRESSURE-RELIEVING AND DEPRESSURING SYSTEMS》1990 标准中推荐在没有试验数据时, 爆破面积为  $6.6\text{m}^2/100\text{m}^3$  容积 (适用于空气-碳氢化合物体系)。

由公式 (5.7-7) 计算出爆破片的最小泄放面积  $a$  后, 再由  $a$  值来计算泄放口径  $d$ , 并按标准管径的公称直径向上圆整  $d$  值。至此初步选定了爆破片的泄放面积和泄放口径。

#### 5.7.4.3 爆破片额定泄放量的核算

按圆整后选定的  $d$  值计算爆破片泄放面积  $a$  值, 并根据工况利用下列公式之一来计算爆破片的额定泄放量  $W$ , 如满足要求 ( $W \geq W'$ ) 则  $a$  和  $d$  即为选定的泄放面积和泄放口径。

物理超压过程的爆破片额定泄放量 (泄放能力) 的核算或计算按以下公式计算。

$$\text{气体} \quad W \leq 55.8 C_0 C_a p \sqrt{\frac{M}{ZT}} \quad (5.7-8)$$

$$\text{水蒸气} \quad W \leq 5.2 C_0 C_s a p \quad (5.7-9)$$

$$\text{液体} \quad W \leq 55.8 C_0 C_a p \sqrt{\rho p} \quad (5.7-10)$$

式中  $W$ ——爆破片的额定泄放量 (泄放能力),  $\text{kg/h}$ ;

$a$ ——爆破片的最小泄放面积,  $\text{mm}^2$ ;

$C$ ——气体的特性系数, 由附录 3 查取或按下式计算。

$$C = \sqrt{\frac{k}{k-1} \left[ \left( \frac{p_0}{p} \right)^{\frac{2}{k}} - \left( \frac{p_0}{p} \right)^{\frac{k+1}{k}} \right]} \quad (5.7-11)$$

当  $\frac{p_0}{p} = \left( \frac{2}{k+1} \right)^{\frac{k}{k-1}}$  时为临界泄放压力比, 当  $p_0/p$  等于或小于临界泄放压力比时,  $C$  有极大值。

$$C_{\max} = 0.7071 \sqrt{k \left( \frac{2}{k+1} \right)^{\frac{k+1}{k-1}}} \quad (5.7-12)$$

$k$ ——绝热指数;

$C_s$ ——水蒸气的特性系数, 蒸汽压力小于  $16\text{MPa (G)}$  的饱和蒸汽,  $C_s \approx 1$ ; 过热蒸汽的  $C_s$  值随过热温度而减少, 查附录 2;

$M$ ——气体的相对分子质量;

$p$ ——爆破片的设计爆破压力,  $\text{MPa (G)}$ ;

$p_0$ ——背压,  $\text{MPa}$ ;

$T$ ——容器或设备内泄放气体的热力学温度,  $\text{K}$ ;

$Z$ ——气体的压缩系数, 根据  $T_r$  与  $p_r$  由附录 5 查得。对比温度  $T_r = T/T_{ct}$  ( $T_{ct}$ ——临界温度, K); 对比压力  $p_r = p/p_{ct}$  ( $p_{ct}$ ——临界压力, MPa);

$\rho$ ——液体密度,  $\text{kg/m}^3$ ;

$C_0$ ——额定泄放系数, 取  $C_0 = 0.62$  或实测值;

$\xi$ ——液体动力粘度校正系数, 根据雷诺数

$$Re = \frac{0.3134 W}{\mu \sqrt{\alpha}} \quad (5.7-13)$$

由附录 4 查取; 当液体粘度等于或小于水的粘度时, 取  $\xi = 1$ 。

#### 5.7.4.4 爆破片的设计爆破压力和标定爆破压力

##### (1) 标定设计压力

每一爆破片装置应有指定温度下的标定爆破压力, 其值不得超过容器的设计压力。当爆破试验合格后, 其值取该批次爆破片按规定抽样数量的试验爆破压力的算术平均值。爆破压力允差见表 5.7-3, 表示实际的试验爆破压力相对于标定爆破压力的最大允许偏差。

表 5.7-3 爆破压力允差

爆破片形式	标定爆破压力 MPa (G)	允许偏差	爆破片形式	标定爆破压力 MPa (G)	允许偏差
正拱型	< 0.2	$\pm 0.010$	反拱型	< 0.3	$\pm 0.015$
	$\geq 0.2$	$\pm 5\%$		$\geq 0.3$	$\pm 5\%$

##### (2) 爆破片制造范围

爆破片的制造范围是设计爆破压力在制造时允许变动的压力幅度, 须由供需双方协商确定。在制造范围内的标定爆破压力应符合本规定的爆破压力允差 (见表 5.7-3)。当商定制造范围为零时, 则标定爆破压力应是设计爆破压力。

①正拱形爆破片制造范围。分为: 标准制造范围; 1/2 标准制造范围; 1/4 标准制造范围; 亦可以是零。爆破片制造范围见表 5.7-4。

表 5.7-4 爆破片制造范围 (MPa)

设计爆破压力 MPa (G)	标准制造范围		1/2 标准制造范围		1/4 标准制造范围	
	上 限 (正)	下 限 (负)	上 限 (正)	下 限 (负)	上 限 (正)	下 限 (负)
0.10 ~ 0.16	0.028	0.014	0.014	0.010	0.008	0.004
0.17 ~ 0.26	0.036	0.020	0.020	0.010	0.010	0.006
0.27 ~ 0.40	0.045	0.025	0.025	0.015	0.010	0.010
0.41 ~ 0.70	0.065	0.035	0.030	0.020	0.020	0.010
0.71 ~ 1.0	0.085	0.045	0.040	0.020	0.020	0.010
1.1 ~ 1.4	0.110	0.065	0.060	0.040	0.040	0.020
1.5 ~ 2.5	0.160	0.085	0.080	0.040	0.040	0.020
2.6 ~ 3.5	0.210	0.105	0.100	0.030	0.040	0.025
3.6 及以上	6%	3%	3%	1.5%	1.5%	0.8%

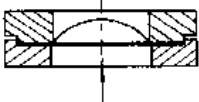
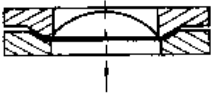
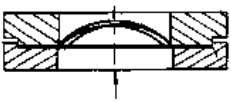

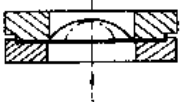
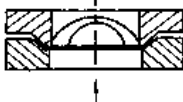
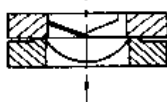
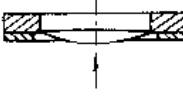
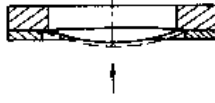
②反拱刀架 (或刻槽) 型爆破片制造范围。按设计爆破压力的百分数计算, 分为: -10%; -5%; 0。

③制造范围说明。爆破片的制造范围与爆破压力允差不同, 前者是制造时相对于设计爆破压力的一个变动范围, 而后者是试验爆破压力相对于标定爆破压力的变动范围。

### (3) 爆破片的设计爆破压力

为了使爆破片获得最佳的寿命, 对于每一种类型的爆破片的设备最高压力与最小标定爆破压力之比见表 5.7-5。

表 5.7-5

型别名称及代号	简 图	$\frac{\text{设备最高压力 (表压)}}{\text{最小标定爆破压力 (表压)}} \times 100\%$
正拱普通平面型 LPA		70%
正拱普通锥面型 LFB		70%
正拱普通平面托架型 LPTA		70%
正拱普通锥面托架型 LPTB		70%
正拱开缝平面型 LKA		80%
正拱开缝锥面型 LKB		80%
反拱刀架型 YD		90%
反拱卡圈型 YQ		90%
反拱托架型 YT		80%

对于新设计的压力容器, 确定最高压力之后, 根据所选择的爆破片形式和表 5.7-5 中的比值, 确定爆破片的设计爆破压力。

设计爆破压力  $p_B$  = 最小标定爆破压力  $p_n$  + 制造范围负偏差的绝对值。

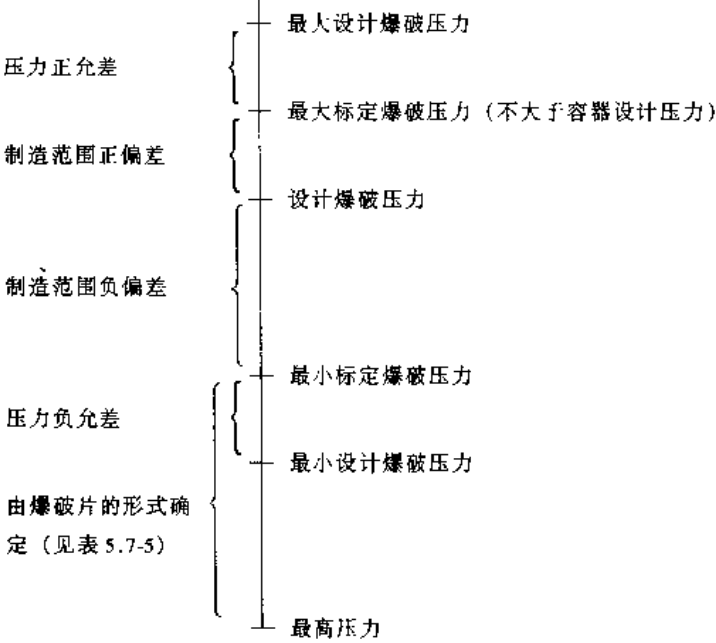
根据 GB 150—1998《钢制压力容器》附录 B, 容器的设计压力为

设计压力大于、等于设计爆破压力加上制造范围正偏差。

旧设备新安装爆破片, 容器的设计压力和最高压力已知时, 按选定爆破片的制造范围确定设计爆破压力, 查表 5.7-5, 确定合适的爆破片形式。

### (4) 压力关系图和表

①与爆破片相关的压力关系图，如下图所示。本图表示了爆破片的最高压力（即被保护容器的最高压力）与爆破片设计、制造时的各类爆破压力的关系。



②与容器相关的压力关系，见表 5.7-6。本表表明了不同情况下被保护系统设置爆破片的最大设计爆破压力、最大标定爆破压力的数值与被保护容器的设计压力或最大允许工作压力数值的比例关系。

表 5.7-6 爆破片与容器相关的压力关系表（见 API-520）

压力容器要求	容器压力	爆破片典型特征
容器设计压力（或最大允许工作压力） 最高压力	121%	火灾情况下最大设计爆破压力
	116%	多个爆破片用于非火灾情况下最大设计爆破压力
	110%	{ 多个爆破片用于火灾情况下的最大标定爆破压力 单个爆破片用于非火灾情况下最大设计爆破压力
	105%	多个爆破片用于非火灾情况下的最大标定爆破压力
	100%	最大标定爆破压力（单个爆破片）

5.7.4.5 设计计算举例

例 5.7-1 订购一批爆破片，设计爆破压力为1MPa（G）。试确定最大、最小设计爆破压力范围。

解（1）情况一：按标准制造范围选用正拱形爆破片。

查表 5.7-4，这一爆破压力的标准制造范围为  $\left( \begin{smallmatrix} +0.085 \\ -0.045 \end{smallmatrix} \right)$  MPa，制造厂可按 0.955 ~ 1.085MPa（G）范围内的任何一个值作为该批爆破片的标定爆破压力交货。若提供标定爆破压力为 1.05MPa（G），规定压力允差为 ± 5%，则该批爆破片的实际爆破压力为 1.05 ± 0.0525MPa（G）；若提供的标定爆破压力为 0.955MPa（G），规定压力允差为 ± 5%，则该批爆破片的实际爆破压力为 0.955 ± 0.0478MPa（G）。

(2) 情况二：按 1/2 标准制造范围选用正拱形爆破片。

查表 5.7-4 的 1/2 标准制造范围为  $\begin{pmatrix} +0.04 \\ -0.02 \end{pmatrix}$  MPa，即规定爆破压力的范围为 0.98 ~ 1.04 MPa (G)，制造厂只能在此范围内确定该批爆破片的标定爆破压力，压力允差按规定计算。

(3) 情况三：按 0 标准制造范围选用反拱形爆破片。

制造范围为 0 表示该批爆破片的规定爆破压力不允许变动。因压力允差为  $\pm 5\%$ ，故制造厂将按用户要求提供实际爆破压力为  $1.0 \pm 0.05$  MPa (G) 的反拱型爆破片。

(4) 情况四：按制造范围为  $-10\%$  选用反拱形爆破片。

制造范围为  $-10\%$  的反拱形爆破片，标定爆破压力可在 0.9 ~ 1.0 MPa (G) 范围内由制造厂确定。若提供的标定爆破压力为 0.95 MPa (G)，规定的压力允差为  $\pm 5\%$ ，则该批爆破片的实际爆破压力就是  $0.95 \pm 0.0475$  MPa (G)。

**例 5.7-2** 设计一非易燃液化气体容器，容器为椭圆封头的卧式容器，直径  $D_0 = 2$  m，容器总长  $L = 5$  m，无保温。因考虑到现场有可能发生火灾，拟在容器上安装爆破片装置，泄放至大气，最高压力为 1.5 MPa (G)，工作温度为 0 ~ 30℃，试进行选用。

**解** (1) 确定爆破片的爆破压力及容器设计压力，拟选择正拱型普通爆破片，其设备最高压力与最小标定爆破压力之比为 70%，所以，爆破片的最小标定爆破压力为

$$p_n = 1.5 \div 70\% = 2.14 \text{ MPa (G)}$$

若制造范围为标准制造范围，查表 5.7-4 为： $\begin{pmatrix} +0.16 \\ -0.085 \end{pmatrix}$

容器的设计压力不能低于最大标定爆破压力： $2.14 + 0.16 + |-0.085| = 2.385$ ，因此确定容器的设计压力为 2.4 MPa (G)。

(2) 确定爆破温度

此液化气体在 2.14 MPa (G) 时，对应的饱和温度为 60℃，故取 60℃ 为爆破片的爆破温度。

(3) 泄放口径的确定

根据《压力容器安全技术监察规程》按式 5.7-2 计算，泄放量为  $5.65 \times 10^4$  kg/h。可按式 (5.7-8) 计算最小泄放面积

$$a \geq \frac{W}{55.8 \times C_0 \times C \times p} \sqrt{\frac{ZT}{M}}$$

已知： $M = 17$ ， $k = C_p / C_v = 1.36$ ， $C = 0.44$ ， $C_0 = 0.62$ ， $Z = 0.72$ ， $T = 273 + 60 = 333$

$$p = 2.14 + 0.085 = 2.225 \text{ MPa}$$

$$a \geq \frac{5.65 \times 10^4}{55.8 \times 0.62 \times 0.44 \times 2.225} \sqrt{\frac{0.72 \times 333}{17}}$$

$$a \geq 6269 \text{ mm}^2 \quad d \geq \sqrt{\frac{4a}{3.14}} = 89.3 \text{ mm}$$

泄放口径应大于等于 89.3 mm，因此选公称直径为 100 mm 的爆破片。

也可以用式 (5.7-7) 计算泄放面积，但由于  $C_0$  取值偏大，计算结果通常偏小。

(4) 确定爆破片爆破压力允差

查《拱形金属爆破片技术条件》(GB 567—89)，爆破压力允差为  $+5\%$ 。得最大设计爆破压力  $p_{B, \max} = 2.385 \times 105\% = 2.5 \text{ MPa (G)}$

最小设计爆破压力  $p_{B,\min} = 2.14 \times 95\% = 2.03\text{MPa (G)}$

#### (5) 爆破片材料选择

考虑介质有轻微腐蚀性，故选用不锈钢材料。

(6) 按表 5.7-6 要求，火灾情况下单个爆破片最大设计爆破压力不大于设备的设计压力的 121%。

设备设计压力的 121% =  $2.4 \times 121\% = 2.9\text{MPa (G)}$ ，而从 (4) 计算得最大设计爆破压力  $p_{B,\max} = 2.5\text{MPa (G)}$ ，故计算结果满足表 5.7-6 要求。

### 5.7.5 爆破片的选用

#### 5.7.5.1 爆破片形式的确定

选择爆破片形式时，应考虑以下几个因素。

##### (1) 压力

- a. 压力较高时，爆破片宜选择正拱型；
- b. 压力较低时，爆破片宜选择开缝型或反拱型；
- c. 系统有可能出现真空或爆破片可能承受背压时，要配置背压托架；
- d. 有循环压力或承受脉动压力的中低压容器则优先选择反拱型。

##### (2) 温度

考虑高温对金属材料 and 密封膜的影响，各种材料最高使用温度见表 5.7-8。

##### (3) 使用场合

- a. 在安全阀前使用，爆破片爆破后不能有碎片；
- b. 用于液体介质，不能选用反拱型爆破片；

表 5.7-7 为各种爆破片的特性汇总表。

表 5.7-7 各种爆破片特性汇总表

类型名称	正拱普通型	正拱刻槽型	正拱开缝型	反拱刀架型	反拱锯齿型	反拱刻槽型
内力类型	拉伸	拉伸	拉伸	压缩	压缩	压缩
抗压力疲劳型	较好	好	差	优良	优良	优良
爆破时有无碎片	有	无	有，但很少	无	无	无
可否引起撞击火花	可能	否	可能性很小	可能	可能性小	否
可否与安全阀串联使用	否	可	可以	可	可	可
背压托架	可加	可加	已加	不加	不加	不加
爆破压力	0.03 ~ 20	0.01 ~ 8		0.2 ~ 10	0.08 ~ 2.5	0.15 ~ 10

#### 5.7.5.2 爆破片材料的选择

制造爆破片的标准材料为铝、镍、不锈钢、因康镍、蒙乃尔。特殊用途时，可采用金、银、钛、哈氏合金等。石墨仅适用于强腐蚀和低压场合（小于 1MPa），其它材料无法满足腐蚀要求且允许爆破片破裂时有碎片产生。

爆破片材料的选择主要有以下因素：

①不允许爆破片被介质腐蚀，必要时，要在爆破片上涂覆盖层或用聚四氟乙烯等衬里来保护。常用的衬里材料有聚四氟乙烯、镍、金、不锈钢、银、铂。常用的涂层材料有聚四氟乙烯、氟化乙丙烯、氯丁橡胶等。

②使用温度和材料的抗疲劳特性。

表 5.7-8 为爆破片材料的最高使用温度，表 5.7-9 为部分材料的抗疲劳性能比较。表 5.7-10 是成都航空仪表公司的产品数据。



表 5.7-8 各种爆破片材料最高使用温度

爆破片材料	最高使用温度,℃			爆破片材料	最高使用温度,℃		
	无保护膜	有 保 护 膜			无保护膜	有 保 护 膜	
		聚四氟乙烯	氟化乙丙烯			聚四氟乙烯	氟化乙丙烯
铝	100	100	100	钛	350	—	—
银	120	120	120	不锈钢	400	260	200
铜	200	200	200	蒙乃尔	430	260	200
镍	400	260	200	因康镍	480	260	200

表 5.7-9 部分材料抗疲劳性能比较

爆 破 片 材 料	性能比较	爆 破 片 材 料	性能比较	爆 破 片 材 料	性能比较
镍	1000	316 不锈钢	700	铜	2
厚铝板 (≥0.25mm)	1000	蒙乃尔	400	银	2
因康镍	700	薄铝板 (≤0.127mm)	7		

表 5.7-10 爆破片主要材料及最高使用温度

爆 破 片 材 料	最高温度	爆 破 片 材 料	最高温度	爆 破 片 材 料	最高温度
铝	120℃	钛	350℃	因康镍	480℃
镍	400℃	钽	260℃	石墨	<200℃
不锈钢 (316、316L)	480℃				

5.7.5.3 爆破片选用程序

- (1) 根据 5.7.3.2 节的原则确定被保护设备或压力管道系统是否需要设置爆破片。
- (2) 根据工艺介质和操作条件按 5.7.5.1 节原则确定爆破片的形式及材料。
- (3) 根据被保护容器或压力管道系统的最高压力及工艺选用的爆破片形式,按表 5.7-5 中的比值确定爆破片的最小标定爆破压力,再根据 5.7.4.4 节的规定和选定的爆破片制造范围,查出制造范围的负偏差,则设计爆破压力 = 最小标定爆破压力 + 制造范围负偏差的绝对值。同时验证设计爆破压力是否小于被保护容器的设计压力。
- (4) 根据工艺条件、物理参数按 5.7.4.1 节的公式计算爆破片的安全泄放量  $W'$ 。
- (5) 根据 5.7.4.2 节的公式计算出爆破片的最小泄放面积  $a$ ,再由  $a$  计算出需要的泄放口径  $d$ ,并按标准管径的公称直径向上圆整  $d$  值,再按圆整  $d$  值计算泄放面积,至此初步选定了爆破片的泄放面积和泄放口径。
- (6) 如果需要,可按 5.7.4.3 节规定进行爆破片额定泄放量的核算。一般由制造厂核算。
- (7) 填写爆破片规格书,提供给材料专业,作为订货的技术条件。使用单位必须选用有制造许可证的单位生产的产品。

5.7.6 爆破片与安全阀的组合使用

5.7.6.1 爆破片安装在安全阀的入口

为了避免因爆破片的破裂而损失大量的工艺物料,在安全阀不能直接使用的场合(如物料腐蚀、剧毒、严禁泄漏等),一般在安全阀入口处安装一个爆破片。

爆破片的标定爆破压力与安全阀的设定压力相同。爆破片的公称直径不小于安全阀的入口管径。爆破片破裂后泄放面积应不小于安全阀进口面积,同时应保证爆破片破裂的碎片不影响安全阀的正常动作。爆破片的阻力按当量长度计算时,为 75 倍公称直径。

5.7.6.2 爆破片安装在安全阀的出口

如果泄放总管有可能存在腐蚀性气体环境,爆破片应安装在安全阀的出口处,以保护安全阀不受腐蚀。此时容器内的介质应是洁净的,不含有胶着物质或阻塞物质。

爆破片的最大设计爆破压力不超过弹簧式安全阀设定压力的 10%。爆破片的公称直径与安全阀出口管径相同。爆破片的泄放面积不得小于安全阀的进口面积。爆破片安装在安全阀出口处附近, 爆破片的阻力降按当量长度计时, 为 75 倍公称直径。

#### 5.7.6.3 爆破片与安全阀的并联使用

为防止在异常工况下压力容器内的压力迅速升高, 或增加在火灾情况下的泄放面积, 安装一个或几个爆破片与安全阀并联使用。

爆破片的标定爆破压力略高于安全阀的设定压力, 并不得大于容器的设计压力。爆破片要有足够的泄放面积, 以达到保护容器的要求。

### 5.7.7 爆破片的安装与维护

#### 5.7.7.1 爆破片的安装

- (1) 爆破片在安装时应保持清洁, 并检验有无破损、锈蚀、气泡和夹渣。铭牌朝向泄放侧。
- (2) 爆破片的入口管道应短而直, 管径不小于爆破片的公称直径。
- (3) 爆破片的出口管道应泄向安全场所或密闭回收系统。出口管道应有足够的支撑。要考虑爆破时的反冲力和震动。出口管道的管径要保证管内流速不大于 0.5 马赫数。对易燃、毒性为极度、高度或中度危害介质的压力容器, 应将排放介质引至安全地点, 进行妥善处理, 不得直接排入大气。
- (4) 爆破片单独用做泄压装置时, 有时需要及时更换, 爆破片的入口管设置一切断阀。切断阀应在开启状态加铅封 (C.S.O)。
- (5) 爆破片在安全阀前串联使用时, 应在爆破片与安全阀之间设置压力表和放空阀或报警指示器。压力表和放空阀可设置在夹持器上, 订货时要说明。
- (6) 爆破片在安全阀后串联使用时, 在安全阀与爆破片之间应设置放空管或排污管, 以防止压力累积。

#### 5.7.7.2 爆破片与夹持器的标志

每片爆破片与夹持器都应有永久性标志, 其内容如下。

##### (1) 爆破片

制造单位及许可证编号      年      月  
 制造批号      日期  
 型号      规格  
 材料  
 爆破压力 (标定爆破压力)  
 适用介质和适用温度  
 泄放能力

##### (2) 夹持器

型号  
 规格  
 材料

#### 5.7.7.3 爆破片的维护

- ① 正常情况下, 爆破片不需特殊维护。
- ② 爆破片应定期检验, 检查表面有无伤痕、腐蚀、变形和异物吸附。
- ③ 爆破片应定期更换。

④爆破片在安全阀前串联使用时,要经常检查压力表,确认爆破片是否破裂。

### 附录

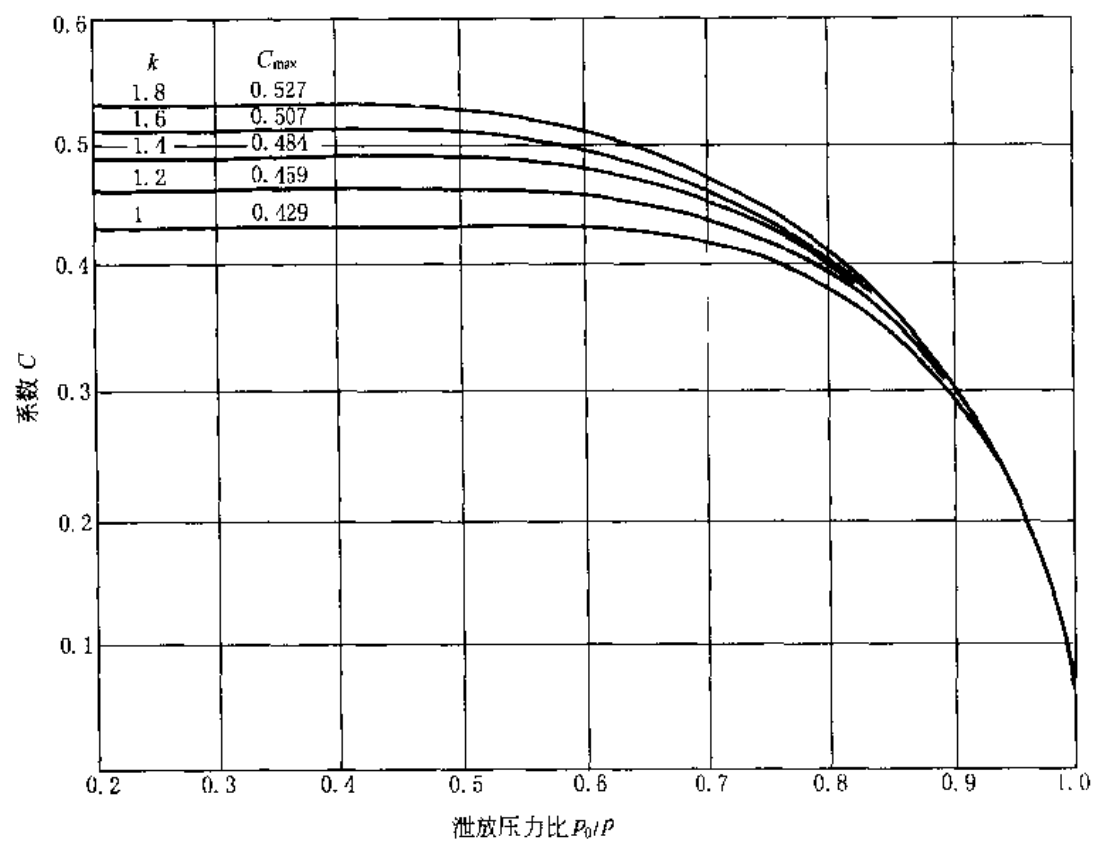
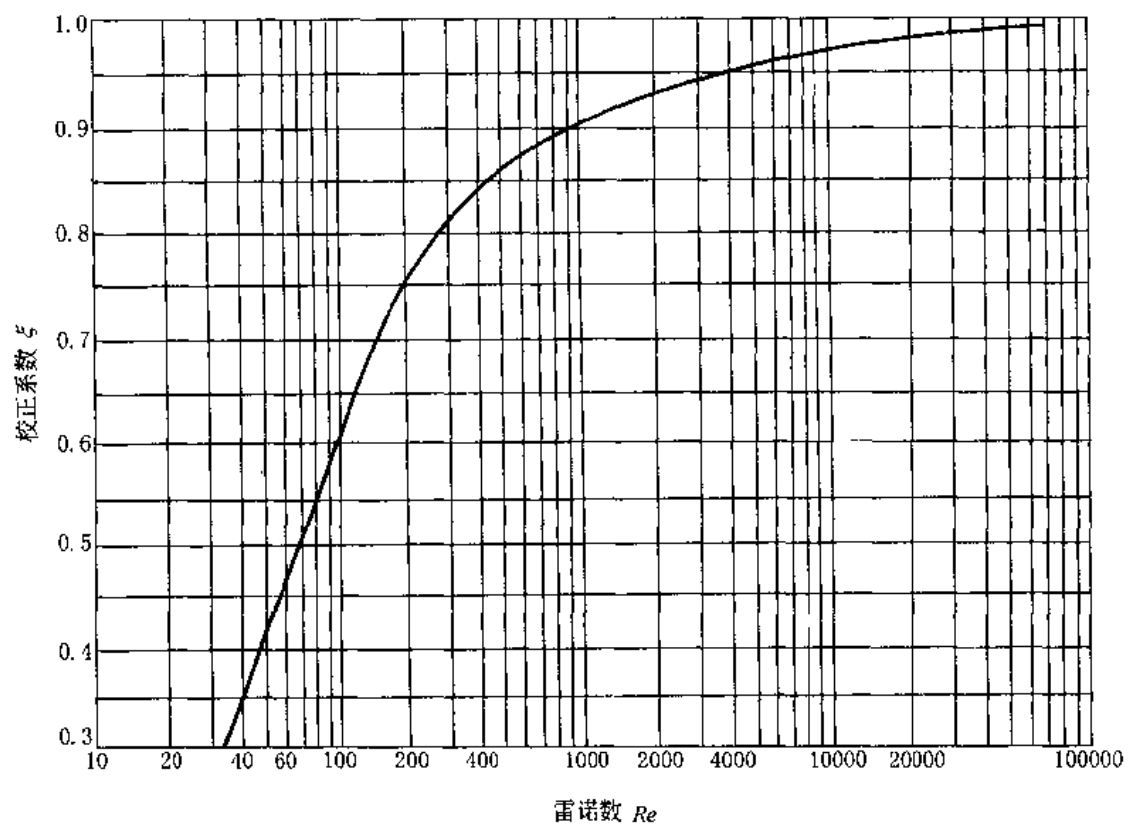
#### 1. 安全阀与爆破片性能比较表

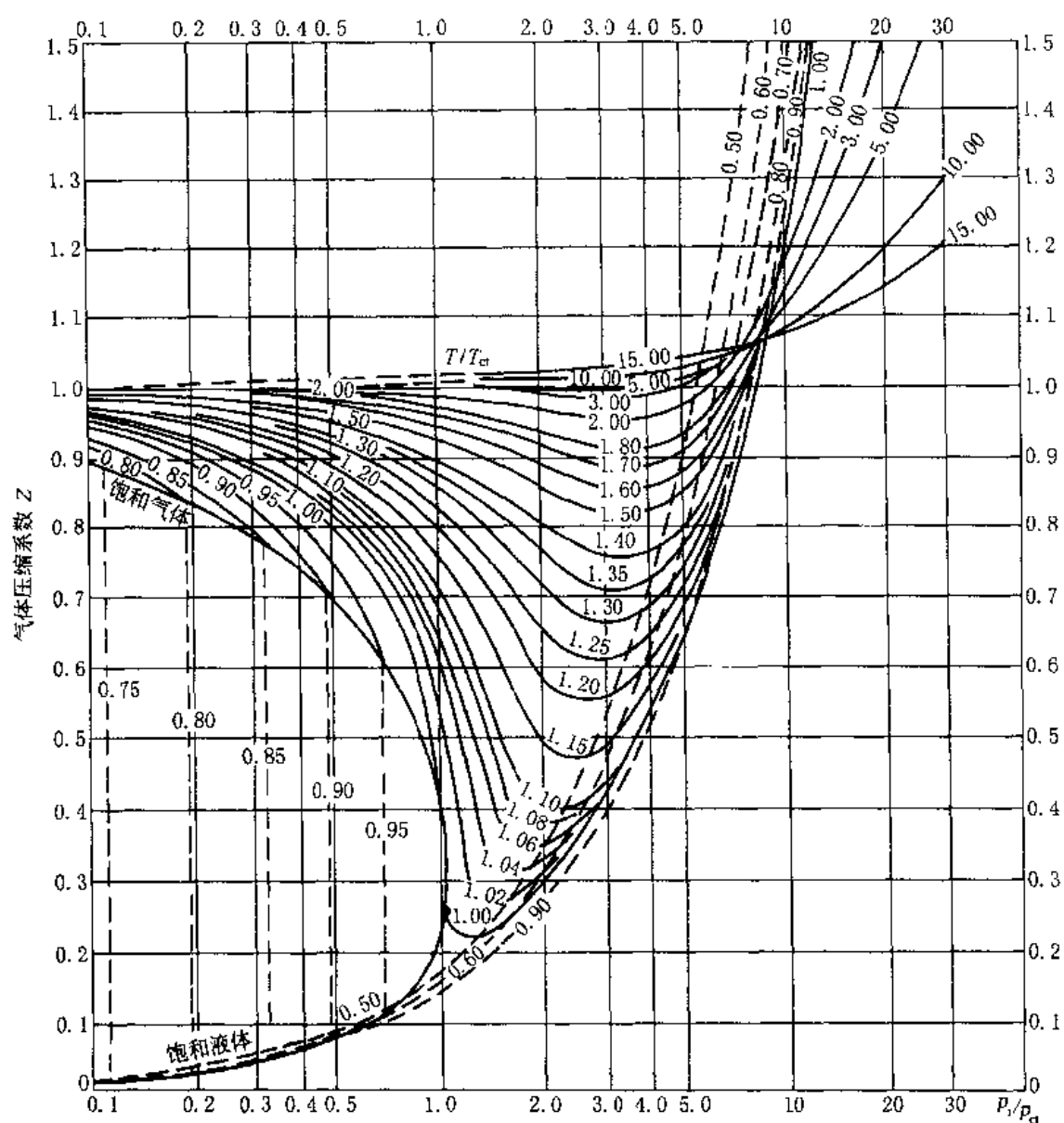
内 容	对比项目	爆 破 片	安 全 阀
结构形式	1 品种	多	较少
	2 基本结构	简单	复杂
适用范围	3 口径范围	$\phi 3 \sim \phi 1000 \text{mm}$	大口径或小口径均难
	4 压力范围	几十毫米水柱 ~ 几千大气压力	很低压力或很高压力均难
	5 温度范围	$-250 \sim 500^\circ\text{C}$	低温和高温均难
	6 介质腐蚀性	可选用各种耐腐蚀材料或可作简单防护	选用耐腐蚀材料有限,防护结构复杂
	7 介质粘稠,有沉淀结晶	不影响动作	明显影响动作
	8 对温度敏感性	高温时动作压力降低低温时动作压力升高	不很敏感
	9 工作压力与动作压力差	较大	较小
	10 经常超压的场合	不适用	适用
防超压动作	11 动作特性	一次性爆破	泄压后可以复位,多次使用
	12 灵敏性	惯性小,急剧超压时反应迅速	不很及时
	13 正确性	一般 $\pm 5\%$	波动幅度大
	14 可靠性	一旦受损伤,爆破压力降低	甚至不起跳或不闭合
	15 密闭性	无泄漏	可能泄漏
	16 动作后对生产造成损失	较大,必须更换后恢复生产	较小,复位后正常生产
维护与更换	17	不需要特殊维护,更换简单	要定期检验

#### 2. 水蒸气特性系数 ( $C_s$ ) 表

绝对 压力 MPa	温 度, $^\circ\text{C}$													
	饱和	200	220	260	300	340	380	420	460	500	560	600	660	700
	系 数 ( $C_s$ )													
0.5	1.005	0.996	0.972	0.931	0.896	0.864	0.835							
1	0.978	0.981	0.983	0.938	0.901	0.868	0.838							
1.5	0.977	0.976	0.970	0.947	0.906	0.872	0.841							
2	0.972		0.967	0.955	0.912	0.876	0.845	0.817	0.792	0.768				
2.5	0.969			0.961	0.918	0.880	0.848	0.819	0.793	0.770				
3	0.967			0.957	0.924	0.885	0.851	0.822	0.795	0.774	0.742	0.721	0.695	0.679
4	0.965			0.958	0.934	0.894	0.857	0.826	0.799	0.775	0.744	0.725	0.696	0.680
5	0.966				0.953	0.904	0.865	0.832	0.803	0.778	0.747	0.732	0.697	0.681
6	0.968				0.953	0.911	0.872	0.838	0.808	0.781	0.747	0.729	0.698	0.682
7	0.971				0.958	0.924	0.881	0.844	0.812	0.785	0.749	0.731	0.702	0.683
8	0.975				0.967	0.937	0.888	0.850	0.817	0.789	0.752	0.731	0.701	0.684
9	0.980					0.957	0.897	0.856	0.822	0.792	0.754	0.733	0.702	0.685
10	0.986					0.961	0.909	0.863	0.827	0.796	0.757	0.735	0.703	0.686
12	0.999					0.975	0.926	0.876	0.838	0.805	0.762	0.739	0.706	0.688
14	1.016					1.002	0.956	0.893	0.846	0.811	0.768	0.743	0.711	0.691
16	1.036						0.988	0.907	0.858	0.819	0.774	0.748	0.714	0.693
18	1.063						1.004	0.929	0.873	0.828	0.779	0.752	0.717	0.697
20	1.094						1.028	0.953	0.885	0.835	0.786	0.757	0.720	0.700
22	1.129						1.072	0.982	0.900	0.849	0.793	0.761	0.724	0.702
24								1.016	0.915	0.861	0.797	0.766	0.727	0.705
26								1.055	0.935	0.871	0.804	0.772	0.731	0.708
28								1.096	0.956	0.883	0.811	0.776	0.735	0.710
30								1.132	0.977	0.895	0.821	0.781	0.735	0.715
32								1.169	1.009	0.908	0.824	0.787	0.742	0.714

注:压力和温度处于中间值时, $C_s$ 可以由内插法计算。

3. 气体特性系数  $C$  图4. 液体粘度校正系数  $\xi$  图

5. 气体压缩系数  $Z$ 

$p_r$ —绝对压力, MPa;  $p_c$ —临界压力, MPa;  $T$ —热力学温度, K;  $T_c$ —临界温度, K。

6. 气体特性系数 ( $X$ ) 值 (式 5.7-7 用)

$K$	$X$	$K$	$X$	$K$	$X$	$K$	$X$
1.00	315	1.20	337	1.40	356	1.60	372
1.02	318	1.22	339	1.42	358	1.62	374
1.04	320	1.24	341	1.44	359	1.64	376
1.06	322	1.26	343	1.46	361	1.66	377
1.08	324	1.28	345	1.48	363	1.68	379
1.10	327	1.30	347	1.50	364	1.70	380
1.12	329	1.32	349	1.52	366	2.00	400
1.14	331	1.34	351	1.54	368	2.20	412
1.16	333	1.36	352	1.56	369		
1.18	335	1.38	354	1.58	371		

注: 表中  $K$  为气体的比定压热容与比定容热容之比。

## 7. 爆破片装置规格书

				编号:		修改:			
				第 页 共 页					
一般情况	位号				单独使用				
	所在 PID 图号				应用在压力泄放阀的入口侧				
	排出物去向				设置在压力泄放阀的出口侧				
	需要数量 (套)				爆破碎片是否脱落破碎				
	保护对象设计规范								
介质	名称				位号				
	主要组分				名称				
	状态				设计规范				
	分子量				操作压力 (MPa·G)				
	要求的泄放量 (kg/h)				设计压力 (MPa·G)				
	泄放状态下的密度 (kg/m <sup>3</sup> )				操作真空度 (kPa)				
	泄放状态下的粘度 (MPa·s)				最大真空度 (kPa)				
	压缩系数 Z				操作温度 (℃)				
	比热容比 $k = C_p/C_v$				设计温度 (℃)				
					操作中压力变化率				
膜片	类型	正拱普通型				夹持器	盒式/插入式		
		正拱开缝型					满直径		
		反拱刀架型 (或锯齿型)					组合式		
		反拱卡圈型					栓状/螺钉型		
		反拱托架型							
	尺寸	石墨型				托架	数量 (套)		
		平板型					入口侧夹持器材质		
		其它					出口侧夹持器材质		
		尺寸					类型	开启型	
		爆破泄放能力 (kg/h)					类型	非开启型	
片	爆破温度 (℃)				管	材质			
	爆破温度下的爆破压力 (MPa·G)					入口管径			
	允许超压 (%)					入口连接型式			
	爆破压力允许偏差 (+)					入口连接标准			
	爆破压力允许偏差 (-)					出口管径			
	背压 (MPa·G)				管	出口连接型式			
	材质					出口连接标准			
	入口侧涂层								
	出口侧涂层								
	需要数量 (片)								
其中安装 (片)				推荐型号					
其中备用 (片)				推荐厂商					
备注: 静 (已有) 背压 (MPa·G)									

## 5.8 阻火器计算

### 5.8.1 概述

阻火器（又名放火器、隔火器）是用来阻止易燃气体和易燃液体蒸气的火焰向外蔓延的安全装置。它由一种能够通过气体的、具有许多细小通道或缝隙的固体材料（阻火元件）所组成。要求阻火元件的缝隙或通道尽量小，因而当火焰进入阻火器后，被阻火元件分成许多细小的火焰流，由于传热作用（气体被冷却）和器壁效应，火焰流猝灭。

本文中给出的有关阻火器计算的内容仅作为设计时参考，具体选用时，应核对阻火器产品资料中的“流量-压力降曲线”，是否满足工艺过程的要求。

### 5.8.2 分类

阻火器按阻止火焰速度、安装位置、用途、结构、适用的气体或蒸气介质等可以分为很多类。其中按适用气体介质可以分为：

- ①适用于ⅡA级气体的阻火器；
- ②适用于ⅡB级气体的阻火器；
- ③适用于ⅡC级气体的阻火器。

气体或蒸气爆炸性混合物分级见附录。

按结构可以分为：

- ①充填型阻火器（也称填料型阻火器）；
- ②板型阻火器（分为平行板型和多孔板型两种）；
- ③金属网型阻火器；
- ④液封型阻火器，可以用于含有少量固体粉粒的物料体系；
- ⑤波纹型阻火器，性能稳定，应用广泛。

### 5.8.3 阻火器的设置

#### （1）放空阻火器的设置

放空阻火器安装在贮罐（或槽车）的放空管道上，用以防止外部火焰传入贮罐（或槽车）内。

①石油油品贮罐阻火器的设置按《石油库设计规范（1995年局部修订）》（GBJ 74—84）规定执行；

②化学品的闪点 $\leq 43^{\circ}\text{C}$ 的贮罐（和槽车），其直接放空管道（含带有呼吸阀的放空管道）上设置阻火器；

③贮罐（和槽车）内物料的最高工作温度大于或等于该物料的闪点时，其直接放空管道（含带有呼吸阀的放空管道）上设置阻火器。该最高工作温度要考虑到环境温度变化、日光照射、加热管失控等因素；

- ④可燃气体在线分析设备的放空汇总管上设置阻火器；
- ⑤进入爆炸危险场所的内燃发动机排气口管道上设置阻火器；
- ⑥其它有必要设置阻火器的场合。

#### （2）管道阻火器的设置

①管道阻火器安装在密闭管路系统中，用以防止管路系统一端的火焰蔓延到管路系统的另一端；

②输送爆炸性混合气体的管道（应考虑可能的事故工况），在接收设备的入口处设置管

道阻火器；

③输送能自行分解爆炸并引起火焰蔓延的气体物料的管道（如乙炔），在接收设备的入口或由试验确定的阻止爆炸最佳位置上，设置管道阻火器；

④火炬排放气进入火炬头前应设置阻火器或阻火装置；

⑤其它应设置管道阻火器的场合。

5.8.4 阻火器的设计

5.8.4.1 阻火器设计与火焰速度的关系

阻火器应根据不同的火焰速度设计成不同的结构，而火焰速度又同所使用的介质种类和点火距离（点火点距阻火器之间的距离称为点火距离）有关。由表 5.8.4-1 和表 5.8.4-2 可以看出，不同性质的气体在不同的点火距离有不同的火焰速度。

在一般情况下，应使点火距离尽可能短，这样可以降低回火火焰速度，设计出更为经济的阻火器。

回火距离（火焰距设置阻火器之间的距离）随着管径的增大而增大。

此外，当管道内有少许的阻碍物时（约为管道断面的 5%）或小的弯角三通时，就会使管道内的火焰产生加速，爆炸压力也会增大，故在选择安装阻火器位置时最好要远离管道的弯角或阻碍物。

(1) 开口端点火时的火焰速度。

靠近管道开口端点火情况示意于图 5.8-1，火焰由开口一端进入密闭的设备或管道内。这时阻火器内的火焰速度取决于可燃气体的性质和点火距离。表 5.8-1 给出了点火点靠近管道开口一端时几种不同性质气体的火焰速度，这些数值是在没有阻碍的光滑直管内测定的。对于管径大于 300mm 到 900mm 的管道也可参考。

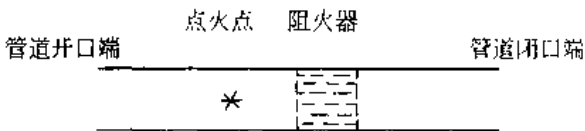


图 5.8-1 点火点靠近管道开口一端

表 5.8-1 点火点靠近管道开口一端时几种不同性质气体的火焰速度  
(管道直径 300mm)

火焰速度, m/s 气体名称	点火距离, m				火焰速度, m/s 气体名称	点火距离, m			
	0.304	1.5	3	10		0.304	1.5	3	10
丙烷/空气	4.8 <sup>①</sup>	70	100	100	城市煤气/空气	30	—	6	12
乙烯/空气	30	70	152	213 <sup>②</sup>	氢气/空气	—	27	6	12

①表示点火距离小于 0.076m 时，火焰速度可取 1.2m/s；  
②表示爆裂火焰速度，其值可达 2133m/s。

丙烷和其它饱和烃及许多易燃性气体同空气混合的火焰速度可达 1768m/s，城市煤气/空气和氢气/空气的火焰速度可达 2133m/s。

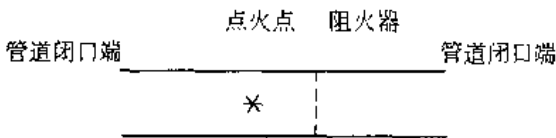


图 5.8-2 点火点靠近管道闭口一端

对于此种情况，点火距离最好不超过 10m，在某些特殊情况下需要超过 10m 时，设计的管道阻火器应能承受 3.5MPa 的压力，并设置泄爆孔。

(2) 闭口端点火时的火焰速度

靠近管道闭口端点火情况示意于图 5.8-2，



火焰由闭口一端进入密闭的设备或管道内。这时阻火器内的火焰速度取决于可燃气体的性质和点火距离,表 5.8-2 给出了点火点靠近管道闭口一端时几种不同性质气体的火焰速度,同样这些数值也是在没有阻碍的光滑直管内测定的。对于管径大于 300mm 到 900mm 的管道也可参考。

表 5.8-2 点火点靠近管道闭口一端时几种不同性质气体的火焰速度  
(管道直径 300mm)

火焰速度, m/s 气体名称	点火距离, m				火焰速度, m/s 气体名称	点火距离, m			
	0.304	1.5	3	10		0.304	1.5	3	10
丙烷/空气	33.5	116	128	149	城市煤气/空气	—	—	①	①
乙烯/空气	—	—	—	①	氢气/空气	—	①	①	①

①表示爆轰火焰速度,其值可达 2133m/s。

对于此种情况,点火距离最好不超过 10m。在某些特殊情况下需要超过 10m 时,设计的管道阻火器应能承受爆轰所产生的压力(可能超过初始内压的 40 倍)。

#### 5.8.4.2 阻火器阻火层的设计

应根据使用气体组分、温度、压力、流率、压降及其安装位置而进行阻火层的设计。

##### (1) 熄灭直径的计算

通常应通过试验得到易燃气体的熄灭直径,几种气体的标准燃烧速度和熄灭直径见表 5.8-3,也可以采用式 5.8-1 估算熄灭直径。

$$D_0 = 6.976 H^{0.403} \quad (5.8-1)$$

式中  $H$ ——最小点火能量, mJ;

$D_0$ ——熄灭直径, mm。

表 5.8-3 几种气体的标准燃烧速度和熄灭直径

气体名称	标准燃烧速度 m/s	熄灭直径, mm	气体名称	标准燃烧速度 m/s	熄灭直径, mm
甲烷/空气	0.365	3.68	乙烯/空气	0.701	1.9
丙烷/空气	0.457	2.66	城市煤气/空气	1.127	2.03
丁烷/空气	0.396	2.8	乙炔/空气	1.767	0.787
己烯/空气	0.396	3.04	氢气/空气	3.352	0.86

##### (2) 阻火层能够阻止最大火焰速度的计算

阻火层的有效阻止火焰速度要通过试验决定,但作为参考,波纹型、金属网型和多孔板型阻火层能够阻止最大火焰速度可用式 5.8-2 进行计算。

$$V = 0.38 ay/d^2 \quad (5.8-2)$$

式中  $V$ ——阻火层能够阻止最大火焰速度, m/s;

$a$ ——有效面积比(即阻火层面积与阻火层空障面积之比);

$y$ ——阻火层的厚度, mm;

$d$ ——孔隙直径, cm。

使用式 5.8-2 应符合以下条件: a.  $d$  值不超过气体熄灭直径的 50%; b. 对于波纹型阻火器  $y$  值至少为 13mm; c. 适用于单层金属网。

图 5.8-3 (a)、(b) 给出了火焰速度与阻火层厚度的关系。

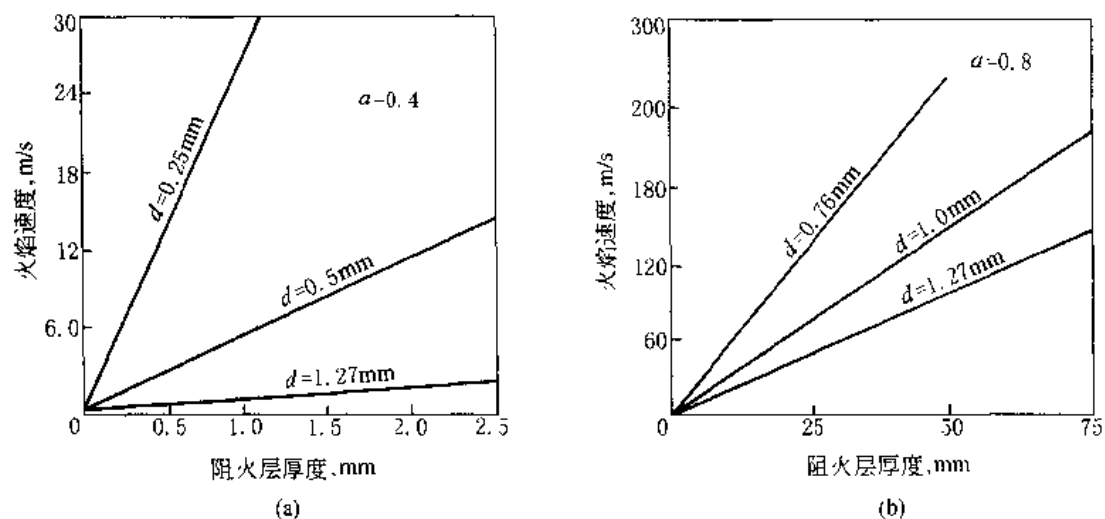


图 5.8-3 阻火层厚度与火焰速度的关系

### (3) 阻火层厚度计算

如果已知阻火层能够阻止最大火焰速度，则也可以根据式 5.8-2 反过来计算需要的阻火层的厚度。

波纹型阻火器阻火层厚度与波纹高度与气体的分级有关，参见表 5.8-4。

表 5.8-4 波纹型阻火器阻火层厚度与波纹高度及气体分级的关系

气体分级	II A	II B	II C
波纹高度, mm	0.61	0.61	0.43
阻火层厚度, mm	19	38	76

注：气体分级见附录。

图 5.8-4 给出了波纹高度与压力的关系，而图 5.8-5 则给出了波纹高度与温度的关系。

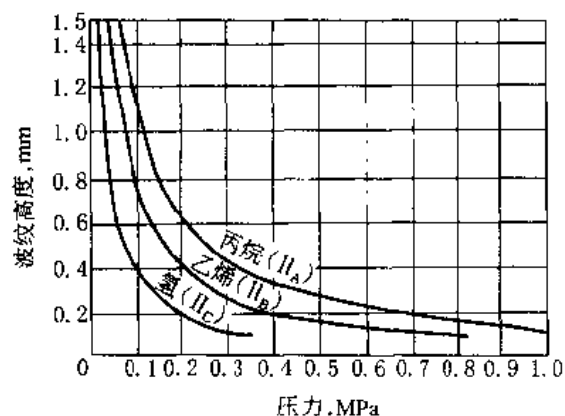


图 5.8-4 阻火层波纹高度与压力的关系

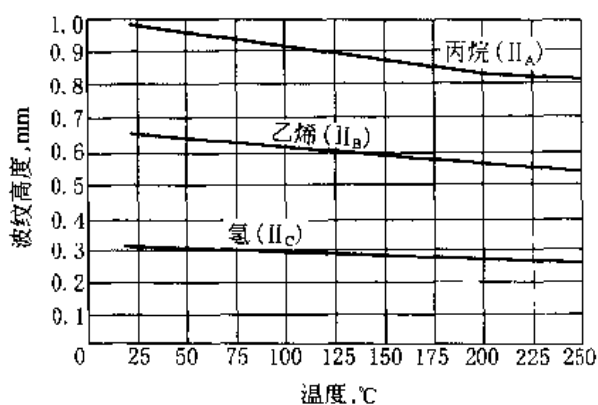


图 5.8-5 阻火层波纹高度与温度的关系

### 5.8.5 阻火器压力降的计算

#### (1) 金属网型阻火器压力降计算

雷诺数

$$Re = \rho U d (1 - Md)^2 / [4 \mu e (1 - e)] \quad (5.8-3)$$

雷诺数  $< 5000$  时, 根据以下经验公式计算:

$$\text{阻力系数} \quad N = pD_1^2 / [4h(1-e)\rho U^2] \quad (5.8-4)$$

$$\lg 15N = 1.75 Re^{-0.203} \quad (5.8-5)$$

式中  $p$ ——金属网型阻火器压力降, inH<sub>2</sub>O;

$D_1$ ——孔隙的水力直径, in;

$h$ ——金属网层厚度, in;

$e$ ——阻火层体积孔隙率 = 阻火层有效空间体积/总体积, %;

$U$ ——阻火器内流体速度, ft/s;

$\rho$ ——流体密度;

$\mu$ ——流体粘度;

$d$ ——金属网丝直径;

$M$ ——金属网目数。

利用以上关系式绘制成压力降计算图 (参见图 5.8-6), 通常可以利用此图计算金属网型阻火器的压力降。

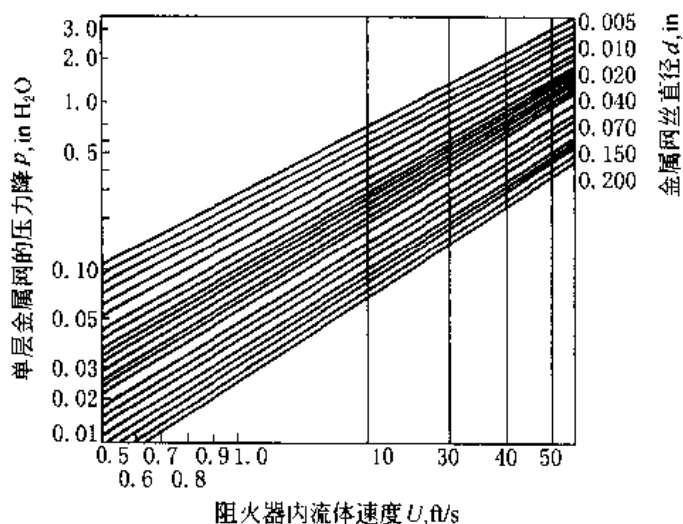


图 5.8-6 金属网型阻火器压力降计算图

## (2) 波纹型阻火器压力降计算

根据以下经验公式计算:

$$\text{雷诺数} \quad Re = \rho U d / \mu e \quad (5.8-6)$$

$$\text{阻力系数} \quad N = pD_1^2 / (4h\rho U^2) - Z \quad (5.8-7)$$

雷诺数  $< 2000$  时,  $N = 4.0 Re^{0.9}$

雷诺数  $> 2000$  时,  $N = 0.353 Re^{0.58}$

$$p = 1.14 \times 10^{-4} (U/e)^{1.082} h^{0.665} / d^{1.583} \quad (5.8-8)$$

式中  $h$ ——波纹型阻火层厚度, in;

$Z$ ——总的进出口压力损失系数,  $Z = 8h[(1.5-e)^2 + (1-e)^2]/d$ ;

$d$ ——波纹板厚度, in;

$p$ ——波纹型阻火器压力降, inH<sub>2</sub>O;

其它符号意义同前。

利用以上关系式绘制成压力降计算图 (参见图 5.8-7), 通常可以利用此图计算波纹型阻火器的压力降。

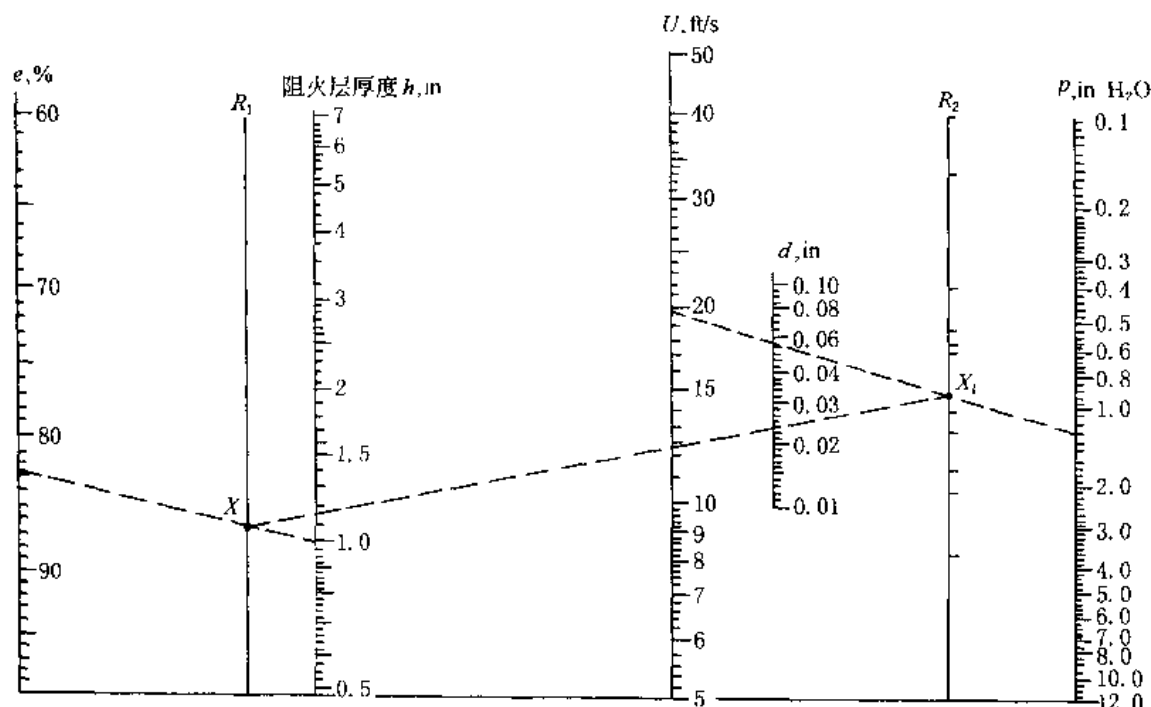


图 5.8-7 波纹型阻火器压力降计算图

### (3) 多孔板型阻火器压力降计算

雷诺数  $Re = \rho U d / \mu e$

雷诺数  $< 10000$  时, 根据以下经验公式计算:

流量系数  $C = (U/e) \{ (1 - e^2) / (2gp) \} \quad (5.8-9)$

$$p = 2.2 \times 10^{-4} U^2 (0.905/e)^{0.1} (1 - e^2) K \quad (5.8-10)$$

式中  $g$ ——重力加速度, ft/s<sup>2</sup>;

$d$ ——孔板孔径, in;

$p$ ——多孔板型阻火器压力降, inH<sub>2</sub>O;

$$K = 1/C^2 \quad (5.8-11)$$

其它符号意义同前。

利用以上关系式绘制成压力降计算图 (参见图 5.8-8), 通常可以利用此图计算多孔板型阻火器的压力降。

### (4) 充填型阻火器压力降计算

根据以下经验公式计算:

$$N = p d / [h \rho U^2 F(e)] \quad (5.8-12)$$

$$Re = \rho U d / \mu e \quad (5.8-13)$$

雷诺数  $> 3$ , 同时雷诺数  $< 1000$  时,

$$N = 1000/Re + 125/Re^{0.5} + 14 \quad (5.8-14)$$

$$p = 2.4 \times 10^{-4} (1-e)^{3.5} h U^2 / (de) [8.56/(Ud) + 2.47/(Ud)^{0.5} + 63.5] \quad (5.8-15)$$

式中  $p$ ——充填型阻火器压力降；

$F(e)$ ——罗斯孔隙度函数；

$h$ ——充填层厚度；

$d$ ——充填料粒径；

其它符号意义同前。

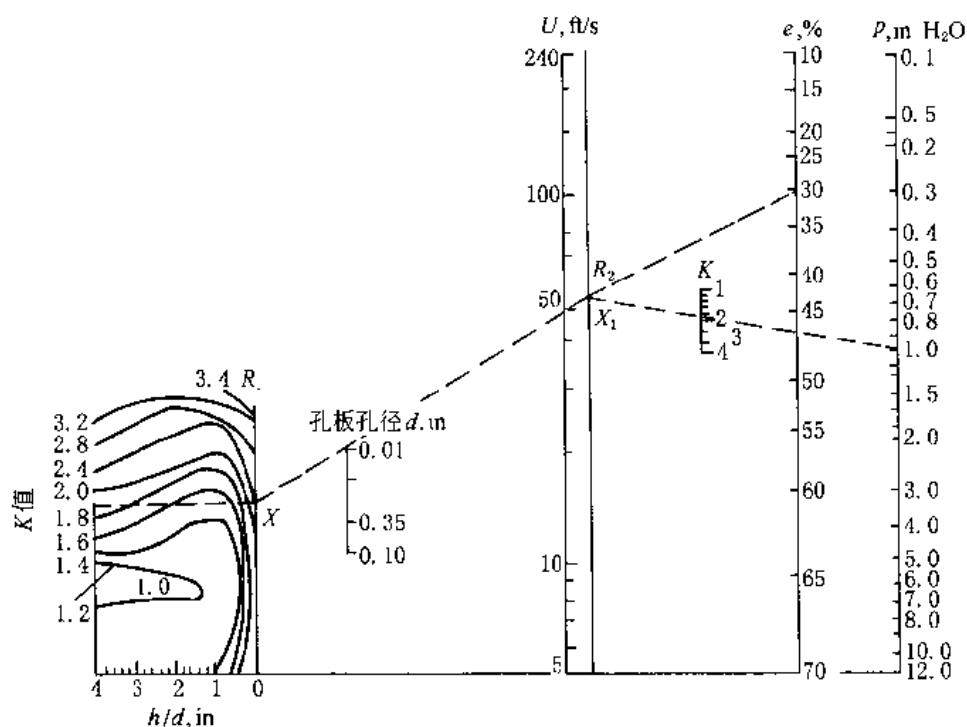


图 5.8-8 多孔板型阻火器压力降计算图

利用以上关系式绘制成压力降计算图（参见图 5.8-9），通常可以利用此图计算充填型阻火器的压力降。

#### (5) 阻火器压力降计算图应用示例

##### 例 5.8-1 金属网型阻火器压力降计算

已知金属网孔径为 0.2in，阻火器内气体流速为 10ft/s，由图 5.8-6 中查得单层金属网层的压力降约为 0.06inH<sub>2</sub>O。

##### 例 5.8-2 波纹型阻火器压力降计算

已知波纹型阻火器的阻火层孔隙的水力直径  $d_1$  是 0.025in，阻火层厚度 1.0in，孔隙率 82.7%。阻火器内气体速度为 20ft/s。用图 5.8-7 由标尺  $e$  上的 82.7% 与  $h$  标尺上的 1.0in 相连，于参考线  $R_1$  上的点  $X$  相交，将点  $X$  与  $d_1$  标尺上的 0.025in 相连，延长相交于参考线  $R_2$  上的点  $X_1$ ，再通过点  $X_1$  与  $U$  标尺上的数 20ft/s 相连并延长交  $p$  标尺于 1.3inH<sub>2</sub>O，此值即为该阻火器的压力降。

##### 例 5.8-3 多孔板型阻火器压力降计算

已知多孔板型阻火器孔板上的孔径  $d$  为 0.01in，而  $h/D$  等于 4，阻火器内气体速度 50ft/s，孔隙率  $e$  为 30%。借助于图 5.8-8。先将  $U$  标尺上的速度 50ft/s 与孔径标尺  $d$  的

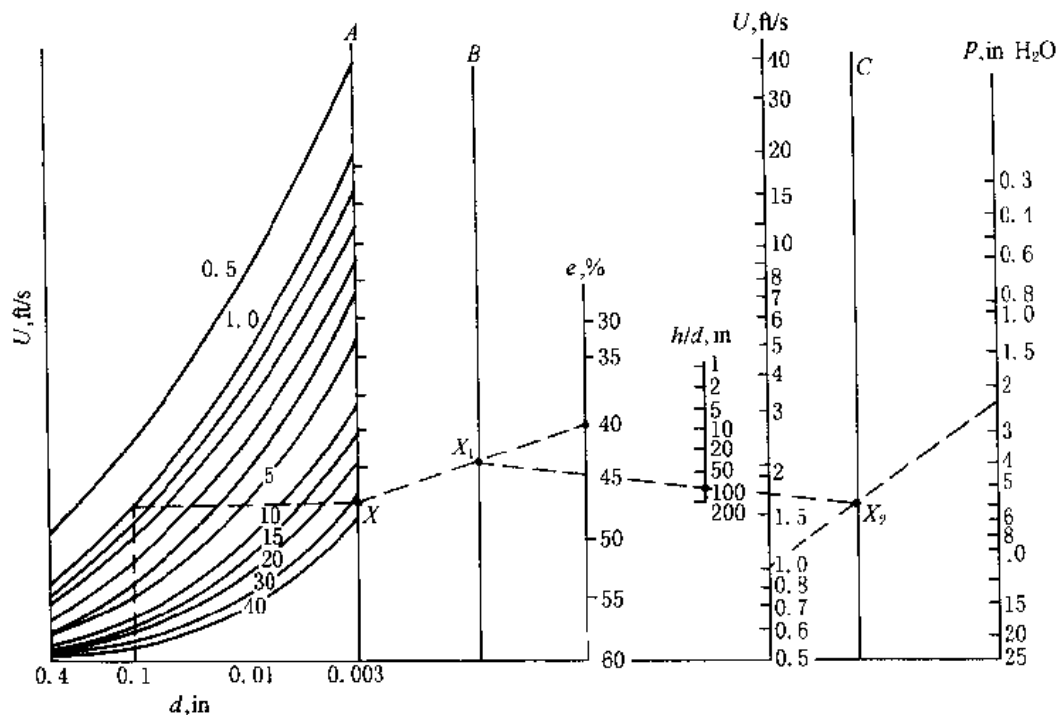


图 5.8-9 充填型阻火器压力降计算图

0.01in 相连并延长交  $R_1$  于  $X$  点。过  $X$  点做水平线，当  $h/D$  为 4 时得  $K$  值为 1.85。再将  $e$  标尺上为 30% 的点与  $U$  标尺上 50ft/s 的点相连，交参考线  $R_2$  上点  $X_1$ 。从  $R_2$  上的点  $X_1$  与右边的  $K$  标尺上为 1.85 的点相连并延长交  $p$  标尺于 1.0inH<sub>2</sub>O，此值为该阻火器的压力降。

例 5.8-4 充填型阻火器压力降计算

已知充填型阻火器的阻火层充填砾石颗粒直径为 0.1in，阻火器内气体速度为 1ft/s，阻火层厚度为 10in，孔隙率为 40%， $h/d$  值为 100。借助于图 5.8-9。先在横坐标  $d$  为 0.1in 处作垂直线与速度为 1.0ft/s 的曲线相交，再作该交点的水平线交辅助轴  $A$  于  $X$  点。将  $X$  点与  $e$  标尺 40% 点相连，与辅助轴  $B$  交于点  $X_1$ 。再将  $X_1$  点与  $h/d$  上的 100 点相连并延长交辅助轴  $C$  于点  $X_2$ 。最后将  $X_2$  点与  $U$  标尺上的速度为 1.0ft/s 点相连并延长交  $p$  标尺于 2.3inH<sub>2</sub>O，此值即为该阻火器的压力降。

附录

气体或蒸气爆炸性混合物分级

Ⅱ A 级一览表

序号	类 别	物质名称	分子式 (或结构式)	序号	类 别	物质名称	分子式 (或结构式)
1	一、烃类 (一) 链烷类	甲烷	CH <sub>4</sub>	9	(二) 环烷类	壬烷	C <sub>9</sub> H <sub>20</sub>
2		乙烷	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	10		癸烷	C <sub>10</sub> H <sub>22</sub>
3		丙烷	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	11		环丁烷	CH <sub>2</sub> (CH <sub>2</sub> ) <sub>2</sub> CH <sub>2</sub>
4		丁烷	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	12		环戊烷	CH <sub>2</sub> (CH <sub>2</sub> ) <sub>3</sub> CH <sub>2</sub>
5		戊烷	C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	13		环己烷	CH <sub>2</sub> (CH <sub>2</sub> ) <sub>4</sub> CH <sub>2</sub>
6		己烷	C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>				
7		庚烷	C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>				
8		辛烷	C <sub>8</sub> H <sub>18</sub>				

续表

序号	类别	物质名称	分子式 (或结构式)	序号	类别	物质名称	分子式 (或结构式)
14		环庚烷	$\text{CH}_2(\text{CH}_2)_5\text{CH}_2$		(二) 醇类和 酚类		
15		甲基环丁烷	$\text{CH}_3\text{CH}(\text{CH}_2)_2\text{CH}_2$	45		甲醇	$\text{CH}_3\text{OH}$
16		甲基环戊烷	$\text{CH}_3\text{CH}(\text{CH}_2)_3\text{CH}_2$	46		乙醇	$\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$
17	(二) 环烷类	甲基环己烷	$\text{CH}_3\text{CH}(\text{CH}_2)_4\text{CH}_2$	47		丙醇	$\text{C}_3\text{H}_7\text{OH}$
18		乙基环丁烷	$\text{C}_2\text{H}_5\text{CH}(\text{CH}_2)_2\text{CH}_2$	48		丁醇	$\text{C}_4\text{H}_9\text{OH}$
19		乙基环戊烷	$\text{C}_2\text{H}_5\text{CH}(\text{CH}_2)_3\text{CH}_2$	49		戊醇	$\text{C}_5\text{H}_{11}\text{OH}$
20		乙基环己烷	$\text{C}_2\text{H}_5\text{CH}(\text{CH}_2)_4\text{CH}_2$	50		己醇	$\text{C}_6\text{H}_{13}\text{OH}$
21		萘烷(十氢化萘)	$\text{C}_{10}\text{H}_{18}$	51		庚醇	$\text{C}_7\text{H}_{15}\text{OH}$
22	(三) 链烯类	丙烯	$\text{CH}_3\text{CH}=\text{CH}_2$	52		辛醇	$\text{C}_8\text{H}_{17}\text{OH}$
23	(四) 芳烃类	苯乙烯	$\text{C}_6\text{H}_5\text{CH}=\text{CH}_2$	53		壬醇	$\text{C}_9\text{H}_{19}\text{OH}$
24		甲基苯乙烯	$\text{C}_6\text{H}_5\text{C}(\text{CH}_3)=\text{CH}_2$	54		环己醇	$\text{CH}_2(\text{CH}_2)_4\text{CHOH}$
25	(五) 苯类	苯	$\text{C}_6\text{H}_6$	55		甲基环己醇	$\text{CH}_3\text{CH}(\text{CH}_2)_4\text{CHOH}$
26		甲苯	$\text{C}_6\text{H}_5\text{CH}_3$	56		苯酚	$\text{C}_6\text{H}_5\text{OH}$
27		二甲苯	$\text{C}_6\text{H}_4(\text{CH}_3)_2$	57		甲酚	$\text{CH}_3\text{C}_6\text{H}_4\text{OH}$
28		乙苯	$\text{C}_6\text{H}_5\text{C}_2\text{H}_5$	58		4-羟基-4-甲基戊 酮(双丙酮醇)	$(\text{CH}_3)_2\text{C}(\text{OH})\text{CH}_2\text{COCH}_3$
29		三甲苯	$\text{C}_6\text{H}_3(\text{CH}_3)_3$		(三) 醛类		
30		萘	$\text{C}_{10}\text{H}_8$	59		乙醛	$\text{CH}_3\text{CHO}$
31		异丙苯	$\text{C}_6\text{H}_5\text{CH}(\text{CH}_3)_2$	60		聚乙醛	$(\text{CH}_3\text{CHO})_n$
32		甲基异丙苯	$(\text{CH}_3)_2\text{CHC}_6\text{H}_4\text{CH}_3$		(四) 酮类		
33	(六) 混合烃 类	甲烷(工业用)		61		丙酮	$(\text{CH}_3)_2\text{CO}$
34		松节油		62		2-丁酮(甲基乙基 酮)	$\text{C}_4\text{H}_8\text{COCH}_3$
35		石脑油		63		2-戊酮(甲基丙基 酮)	$\text{C}_5\text{H}_{10}\text{COCH}_3$
36		煤焦油		64		2-己酮(甲基丁基 酮)	$\text{C}_6\text{H}_{12}\text{COCH}_3$
37		石油(包括车用汽 油)		65		甲基戊基酮	$\text{C}_5\text{H}_{11}\text{COCH}_3$
38		洗涤汽油		66		戊间二酮(乙酰丙 酮)	$\text{CH}_3\text{COCH}_2\text{COCH}_3$
39		燃料油		67		环己酮	$\text{CH}_2(\text{CH}_2)_4\text{CO}$
40		煤油			(五) 酸类		
41		柴油		68		醋酸	$\text{CH}_3\text{COOH}$
42		动力苯			(六) 酯类		
	二、含氧化 合物类			69		甲酸甲酯	$\text{HCOOCH}_3$
	(一) 氧化物 (包括醚) 类			70		甲酸乙酯	$\text{HCOOC}_2\text{H}_5$
43		一氧化碳	$\text{CO}$	71		醋酸甲酯	$\text{CH}_3\text{COOCH}_3$
44		二丙醚	$(\text{CH}_3\text{CH}_2)_2\text{O}$	72		醋酸乙酯	$\text{CH}_3\text{COOC}_2\text{H}_5$
				73		醋酸丙酯	$\text{CH}_3\text{COOC}_3\text{H}_7$
				74		醋酸丁酯	$\text{CH}_3\text{COOC}_4\text{H}_9$
				75		醋酸戊酯	$\text{CH}_3\text{COOC}_5\text{H}_{11}$
				76		甲基丙烯酸甲酯	$\text{CH}_2=\text{C}(\text{CH}_3)\text{COOCH}_3$
				77		甲基丙烯酸乙酯	$\text{CH}_2=\text{C}(\text{CH}_3)\text{COOC}_2\text{H}_5$
				78		醋酸乙烯酯	$\text{CH}_3\text{COOCH}=\text{CH}_2$
				79		乙酰基醋酸乙酯	$\text{CH}_3\text{COCH}_2\text{COOC}_2\text{H}_5$

续表

序号	类别	物质名称	分子式 (或结构式)	序号	类别	物质名称	分子式 (或结构式)
	三、含卤化合物类 (一) 无氧化合物类			101		四氢噻吩	$\text{CH}_2-(\text{CH}_2)_2-\text{CH}_2-\text{S}$
80		氯甲烷	$\text{CH}_3\text{Cl}$	102	五、含氮化合物类	氨	$\text{NH}_3$
81		氯乙烷	$\text{C}_2\text{H}_5\text{Cl}$	103		乙腈	$\text{CH}_3\text{CN}$
82		溴乙烷	$\text{C}_2\text{H}_5\text{Br}$	104		亚硝酸乙酯	$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{ONO}$
83		氯丙烷	$\text{C}_3\text{H}_7\text{Cl}$	105		硝基甲烷	$\text{CH}_3\text{NO}_2$
84		氯丁烷	$\text{C}_4\text{H}_9\text{Cl}$	106		硝基乙烷	$\text{C}_2\text{H}_5\text{NO}_2$
85		溴丁烷	$\text{C}_4\text{H}_9\text{Br}$		六、胺类		
86		二氯乙烷	$\text{C}_2\text{H}_4\text{Cl}_2$	107		甲胺	$\text{CH}_3\text{NH}_2$
87		二氯丙烷	$\text{C}_3\text{H}_6\text{Cl}_2$	108		二甲胺	$(\text{CH}_3)_2\text{NH}$
88		氯苯	$\text{C}_6\text{H}_5\text{Cl}$	109		三甲胺	$(\text{CH}_3)_3\text{N}$
89		氯苄	$\text{C}_6\text{H}_5\text{CH}_2\text{Cl}$	110		二乙胺	$(\text{C}_2\text{H}_5)_2\text{NH}$
90		二氯苯	$\text{C}_6\text{H}_4\text{Cl}_2$	111		二乙胺	$(\text{C}_2\text{H}_5)_2\text{N}$
91		氯丙烯	$\text{CH}_2=\text{CHCH}_2\text{Cl}$	112		正丙胺	$\text{C}_3\text{H}_7\text{NH}_2$
92		二氯乙烯	$\text{CHCl}=\text{CHCl}$	113		正丁胺	$\text{C}_4\text{H}_9\text{NH}_2$
93		氯乙烯	$\text{CH}_2=\text{CHCl}$	114		环己胺	$\text{CH}_2(\text{CH}_2)_4\text{CHNH}_2$
94		三氟甲苯	$\text{C}_6\text{H}_5\text{CF}_3$	115		2-乙醇胺	$\text{NH}_2\text{CH}_2\text{CH}_2\text{OH}$
95		二氯甲烷	$\text{CH}_2\text{Cl}_2$	116		2-二乙氨基乙醇	$(\text{C}_2\text{H}_5)_2\text{NCH}_2\text{CH}_2\text{OH}$
	(二) 含氧化合物类			117		乙二胺	$\text{NH}_2\text{CH}_2\text{CH}_2\text{NH}_2$
96		乙酰氯	$\text{CH}_3\text{COCl}$	118		苯胺	$\text{C}_6\text{H}_5\text{NH}_2$
97		氯乙醇	$\text{CH}_2\text{ClCH}_2\text{OH}$	119		N,N-二甲基苯胺	$\text{C}_6\text{H}_5\text{N}(\text{CH}_3)_2$
	四、含硫化合物类			120		1-苯基-2-氨基丙烷	$\text{C}_6\text{H}_5\text{CH}_2\text{CH}(\text{NH}_2)\text{CH}_3$
98		乙硫醇	$\text{C}_2\text{H}_5\text{SH}$	121		甲苯胺	$\text{CH}_3\text{C}_6\text{H}_4\text{NH}_2$
99		1-丙硫醇	$\text{C}_3\text{H}_7\text{SH}$	122		吡啶	$\text{C}_5\text{H}_5\text{N}$
100		噻吩	$\text{CH}=\text{CH}-\text{CH}=\text{CHS}$				

II B 级一览表

序号	类别	物质名称	分子式 (或结构式)	序号	类别	物质名称	分子式 (或结构式)
	一、烃类			9		甲基乙基醚	$\text{CH}_3\text{OC}_2\text{H}_5$
1		丙炔(甲基乙炔)	$\text{CH}_3\text{C}\equiv\text{CH}$	10		二乙醚	$(\text{C}_2\text{H}_5)_2\text{O}$
2		乙烯	$\text{C}_2\text{H}_4$	11		二丁醚	$(\text{C}_4\text{H}_9)_2\text{O}$
4		环丙烷	$\text{CH}_2\text{CH}_2\text{CH}_2$	12		环氧乙烷	$\text{CH}_2\text{CH}_2\text{O}$
4		1,3-丁二烯	$\text{CH}_2=\text{CHCH}=\text{CH}_2$	13		1,2-环氧丙烷	$\text{CH}_3\text{CHCH}_2\text{O}$
	二、含氮化合物类			14		1,3-二噁戊烷	$\text{CH}_2\text{CH}_2\text{OCH}_2\text{O}$
5		丙烯腈	$\text{CH}_2=\text{CHCN}$	15		1,4-二噁烷	$\text{CH}_2\text{CH}_2\text{OCH}_2\text{CH}_2\text{O}$
6		硝酸异丙酯	$(\text{CH}_3)_2\text{CHONO}_2$	16		1,3,5-三噁烷	$\text{CH}_2\text{OCH}_2\text{OCH}_2\text{O}$
7		氰化氢	$\text{HCN}$	17		羟基醋酸丁酯	$\text{HOCH}_2\text{COOC}_4\text{H}_9$
	三、含氧化合物类						
8		二甲醚	$(\text{CH}_3)_2\text{O}$				



续表

序号	类别	物质名称	分子式 (或结构式)	序号	类别	物质名称	分子式 (或结构式)
18	三、含氧化合物类	四氢糠醇	$\text{CH}_2\text{CH}_2\text{CH}_2\text{OCH}_2\text{CH}_2\text{OH}$	25	四、混合气类	焦炉煤气	
19		丙烯酸甲酯	$\text{CH}_2=\text{CHCOOCH}_3$				
20		丙烯酸乙酯	$\text{CH}_2=\text{CHCOOC}_2\text{H}_5$	26	五、含卤化合物类	四氟乙烯	$\text{C}_2\text{F}_4$
21		呋喃	$\text{CH}=\text{CHCH}=\text{CHO}$				
22		丁烯醛	$\text{CH}_3\text{CH}=\text{CHCHO}$			环氧氯丙烷	$\text{OCH}_2\text{CHCH}_2\text{Cl}$
23		丙烯醛	$\text{CH}_2=\text{CHCHO}$				
24		四氢呋喃	$\text{CH}_2(\text{CH}_2)_2\text{CH}_2\text{O}$	27		硫化氢	$\text{H}_2\text{S}$
				28			

II C 级一览表

序号	类别	物质名称	分子式	序号	类别	物质名称	分子式
1		氢	$\text{H}_2$	4		硝酸乙酯	$\text{C}_2\text{H}_5\text{ONO}_2$
2		乙炔	$\text{C}_2\text{H}_2$	5		水煤气	
3		二硫化碳	$\text{CS}_2$				

5.9 蒸汽喷射泵的设计

5.9.1 蒸汽喷射泵的原理和计算

具有一定压力的水蒸气，高速通过喷嘴时，压力能转变成速度能，将系统中的气体吸入混合室，气体与工作蒸汽随即混合，混合后的气体以一定的速度进入扩散器，速度能又变成压力能，减速增压后排出，这一过程使与吸入口相连的系统形成一定的真空。喷射泵中，压力和速度的分布见图 5.9-1。

蒸汽喷射泵的结构如图 5.9-2 所示。

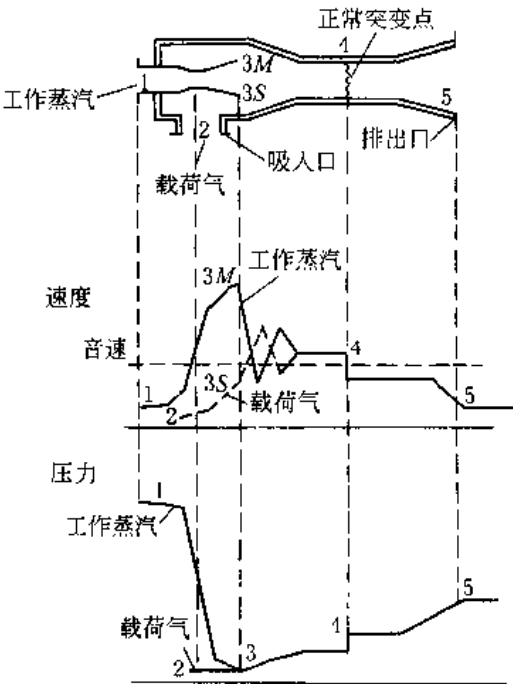


图 5.9-1 喷射泵中速度与压力变化图

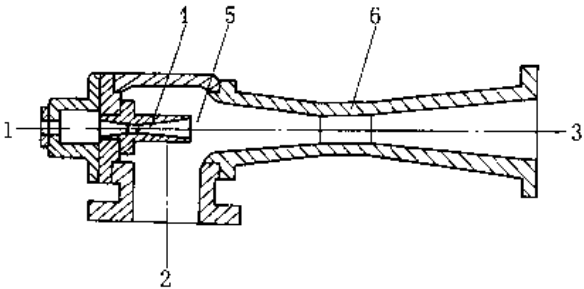


图 5.9-2 蒸汽喷射泵结构示意图

1—工作蒸汽入口；2—抽出气体入口；  
3—混合气排出口；4—喷嘴；  
5—混合室；6—扩散器

5.9.1.1 工作蒸汽消耗量计算

(1) 计算蒸汽消耗比  $R_s$  (kg 工作蒸汽量/kg 抽出气体量)

$$R_s = R_0 \cdot M_p \cdot M_s \cdot M_d \quad (5.9-1)$$

式中  $R_0$ ——工作蒸汽压力为 11.6kgf/cm<sup>2</sup> 的消耗比 (kg 工作蒸汽量/kg 抽出气体量), 由抽吸压力和排出压力查图 5.9-3;

$M_p$ ——工作蒸汽压力校正系数, 由工作蒸汽操作压力查图 5.9-4;

其中 (a) 为其它级 (末级除外) 蒸汽泵, (b) 为末级蒸汽泵。图中横坐标的单位为 lb/(in)<sup>2</sup>, 如工作中所用的工作蒸汽的压力为 kg/cm<sup>2</sup> 则应乘以 14.22 系数后再查图 5.9-4。

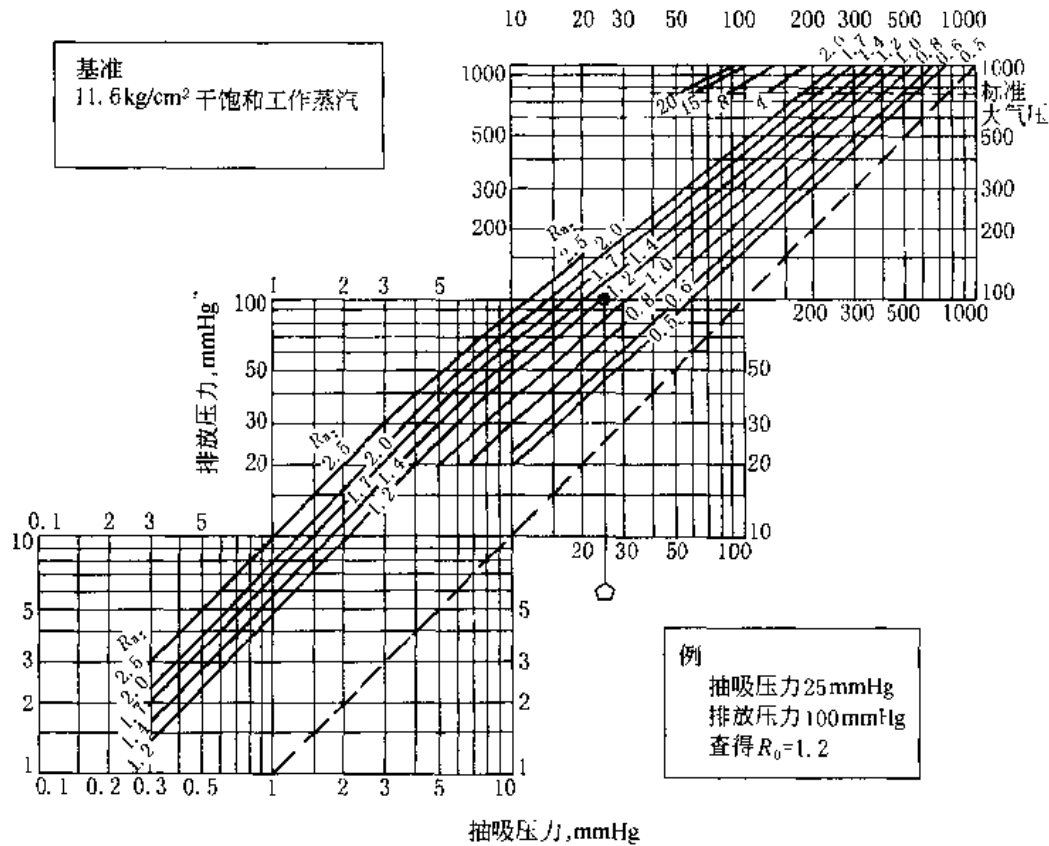


图 5.9-3 工作蒸汽压力为 11.6kg/cm<sup>2</sup> 时的蒸汽消耗比  $R_0$   
(附录中有放大的图供查用)

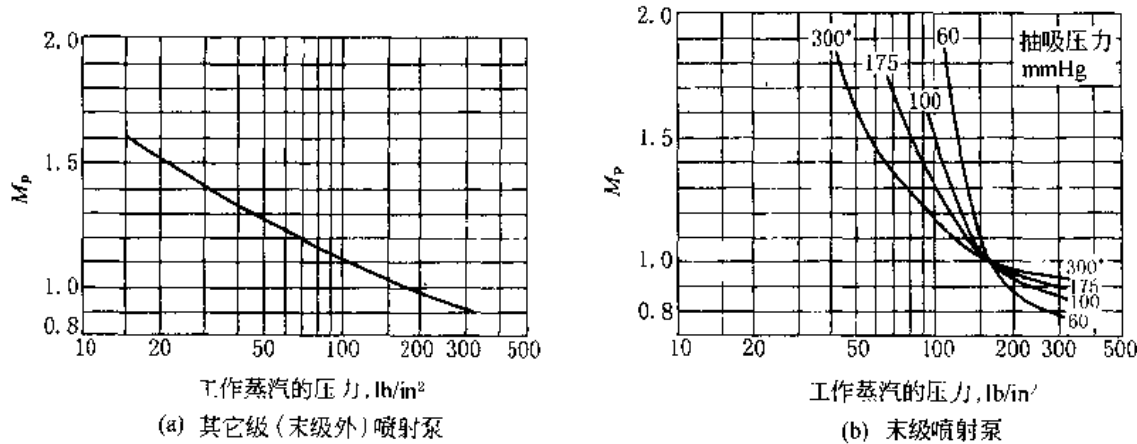


图 5.9-4 工作蒸汽压力校正系数  $M_p$

$M_s$ ——稳定性校正系数, 末级的  $M_s = 1.15$ , 其它级  $M_s = 1.0$ ;

$M_d$ ——载荷校正系数, 末级的  $M_d = 1.10$ ; 其它级  $M_d = 1.0$ 。

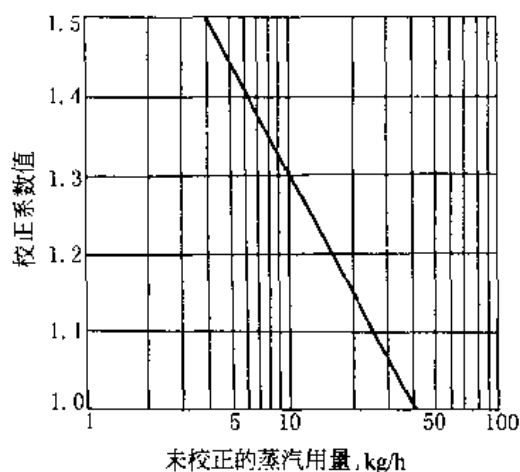


图 5.9-5 蒸汽用量校正系数图

## (2) 工作蒸汽消耗量计算

$$G_1 = R_s \cdot G_2 \quad (5.9-2)$$

式中  $G_1$ ——工作蒸汽消耗量, kg/h;

$R_s$ ——蒸汽消耗比, kg 工作蒸汽/kg 抽气量;

$G_2$ ——抽出的气体量, kg/h。

当计算的工作蒸汽用量  $G_1 < 40 \text{ kg/h}$  时, 需要用图 5.9-5 作校正。上述所采用的计算图表, 与制造商的实际数据相比较, 误差约为 20% 左右, 而当工作蒸汽压力  $> 4.5 \text{ kg/cm}^2$ , 压缩比  $< 10$  时, 误差在 10% 左右范围。

## 5.9.1.2 喷射泵几何尺寸计算

喷射泵的几何尺寸, 主要有喷嘴喉径  $d_0$ , 扩散器喉径  $D_0$ , 喷射泵估计总长  $L$ , 吸入口直径  $D_2$  和排出口直径  $D_3$  等, 详见图 5.9-6 所示。

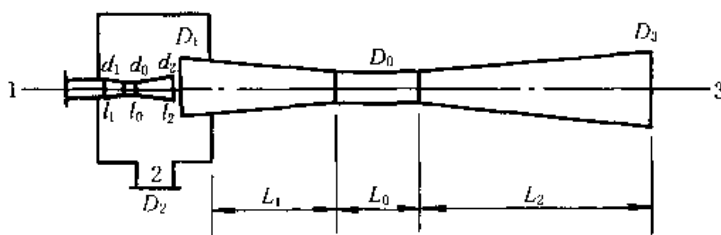


图 5.9-6 喷射泵主要几何尺寸

### (1) 喷嘴喉径

$$d_0 = 1.5 \sqrt{G_1 / p_1^{0.96}} \quad (5.9-3)$$

式中  $d_0$ ——喷嘴喉径, mm;

$G_1$ ——工作蒸汽消耗量, kg/h;

$p_1$ ——工作蒸汽压力,  $\text{kg/cm}^2$ 。

反映喷嘴喉径与流量关系的式 (5.9-3) 是非常正确的。通常误差在 2% ~ 3% 左右。喷射泵的其它几何尺寸的误差最大可达 30%, 设计时应作相应的考虑。

### (2) 扩散器喉径

$$D_0 = 1.6 \sqrt{\frac{G_1 + G_2}{p_3}} \quad (5.9-4)$$

式中  $D_0$ ——扩散器的喉径, mm;

$G_1$ ——工作蒸汽消耗量, kg/h;

$G_2$ ——抽吸气体量, kg/h;

$p_3$ ——排出压力,  $\text{kg/cm}^2$ 。

### (3) 喷射泵总长度估算

$$L = 27 D_0 \quad (5.9-5)$$

式中  $L$ ——喷射泵总长度, mm;

$D_0$ ——扩散器喉径, mm。

(4) 吸入口直径

$$D_2 = 2.3 \sqrt{G_2 / p_2} \quad (5.9-6)$$

式中  $D_2$ ——吸入口直径, mm;

$G_2$ ——吸入的气体量, kg/h;

$p_2$ ——吸入压力, kg/cm<sup>2</sup>。

(5) 排出口直径

$$D_3 = 2 D_0 \quad (5.9-7)$$

(6) 其它几何尺寸

$$L_0 = 4 D_0 \quad (5.9-8)$$

$$L_1 = e D_0 \quad (5.9-9)$$

$e$  值与压缩比  $\beta$  有关, 见表 5.9-1。

表 5.9-1 系数  $e$  值

$\beta$	3	4~5	6~7
$e$	6	7	8

$$\beta = p_3 / p_2 \quad (5.9-10)$$

式中  $\beta$ ——压缩比;

$p_2$ ——吸入压力, kg/cm<sup>2</sup> 或 mmHg;

$p_3$ ——排出压力, kg/cm<sup>2</sup> 或 mmHg;

$$L_2 = 10 D_0 \quad (5.9-11)$$

$$D_1 = \sqrt{2} D_0 \quad (5.9-12)$$

$L_0$ ——从理论上说, 喷嘴的喉部不需要直线长度, 但为便于制造和防止使用过程中喉部的迅速磨损而改变喉部尺寸, 所以要求有一直线长度, 一般取 3~5mm。

$L_1$ ——由装置几何尺寸决定

$$L_2 = 3.8 (d_2 - d_0) \quad (5.9-13)$$

$$d_1 = (4 \sim 6) d_0 \quad (5.9-14)$$

$$d_2 = c d_0 \quad (5.9-15)$$

$c$  值与膨胀比  $E$  有关, 见表 5.9-2。

表 5.9-2 系数  $c$  值

$E$	$c$	$E$	$c$	$E$	$c$	$E$	$c$	$E$	$c$
10	1.60	45	2.70	100	3.75	450	7.17	1000	10.0
12	1.68	50	2.83	120	4.07	500	7.5	1200	10.8
14	1.76	55	2.95	140	4.36	550	7.8	1400	11.6
16	1.84	60	3.05	160	4.60	600	8.1	1600	12.3
18	1.92	65	3.14	180	4.84	650	8.4	1800	12.8
20	2.00	70	3.23	200	5.06	700	8.7	2000	13.4
25	2.17	75	3.32	250	5.53	750	8.95	2500	14.7
30	2.33	80	3.41	300	6.00	800	9.2	3000	15.9
35	2.46	85	3.50	350	6.43	850	9.4	3500	16.9
40	2.58	90	3.59	400	6.80	900	9.6	4000	17.8

$$E = p_1/p_2 \quad (5.9-16)$$

式中  $p_1$ ——工作蒸汽压力,  $\text{kg}/\text{cm}^2$  或  $\text{mmHg}$ ;

$p_2$ ——抽吸压力,  $\text{kg}/\text{cm}^2$  或  $\text{mmHg}$ 。

### 5.9.1.3 工作蒸汽要求

对抽气量较小的喷射泵, 工作蒸汽压力不宜过高, 以免喷嘴喉部直径过小而造成堵塞。当喷嘴直径小于  $6\text{mm}$  时, 必须要求在蒸汽入口处装设蒸汽过滤器。

在一定压力范围内, 工作蒸汽压力愈高, 单位抽气量所消耗的蒸汽就愈少, 但当蒸汽压力高于  $24\text{kg}/\text{cm}^2$  时, 节约蒸汽的效果就不太明显了。当工作蒸汽压力过低, 如低于  $0.25\text{kg}/\text{cm}^2$  时, 喷射泵的操作不易稳定。另外工作蒸汽既不应采用饱和蒸汽, 也不应采用过热度很高的蒸汽, 最适宜的是略呈过热状态。在一般情况下, 蒸汽压力在  $6 \sim 12\text{kg}/\text{cm}^2$  范围时较宜。

工作蒸汽应尽量不带水, 因为湿蒸汽不仅会使真空度下降, 而且还将腐蚀喷射泵, 缩短使用寿命。

### 5.9.1.4 压缩比与分级

蒸汽喷射泵排出压力  $p_3$  与吸入压力  $p_2$  之比  $\beta$  称为压缩比。如式(5.9-10)所示

$$\beta = p_3/p_2$$

蒸汽喷射泵的经济压缩比范围大致为  $\beta = 1 \sim 6$ , 最大  $\beta = 8$  左右。所以当喷射泵的吸入压力较低(即真空度较高)时, 就需要用多个喷射泵串联(串联的个数叫级数), 才能使最后一级的排出压力稍高于一个大气压。喷射泵的级数可根据最低吸入压力而定, 其关系参见表 5.9-3。

表 5.9-3 蒸汽喷射泵级数与吸入压力的关系

吸入压力 \ 泵级数	1	2	3	4	5	6
mmHg	90 ~ 300	20 ~ 100	5 ~ 30	0.8 ~ 5	0.07 ~ 1	0.005 ~ 0.1
kg/cm <sup>2</sup>	0.122 ~ 0.408	0.027 ~ 0.136	0.0068 ~ 0.0408	0.0011 ~ 0.0068	0.000095 ~ 0.00136	0.0000068 ~ 0.000136

对于多级喷射泵, 除最初的抽吸压力和最终的排出压力是已知的外, 其它级间的抽吸和排放压力, 均应根据压缩比的分配来确定。压缩比的大小直接影响工作蒸汽消耗量, 因此压缩比的分配要慎重, 需通过多个压缩比分配方案的计算, 视蒸汽消耗量多少, 选择一个最合适的压缩比分配方案。经验是:

- 如果抽吸气体全部为不凝气时, 各级可按等压缩比考虑;
- 如果抽吸的是可凝汽和不凝气混合物时, 第一级可小些, 其它各级可略大一些(有级间冷却器时);
- 压缩比越大, 工作蒸汽的消耗量越大, 但喷射泵的操作稳定性越好。

### 5.9.1.5 末级排放压力的确定

对单级喷射泵或多级的最后一级喷射泵, 其排出压力应稍高于大气压。一般在  $1.035 \sim 1.1\text{kg}/\text{cm}^2$  的范围内, 取  $1.05\text{kg}/\text{cm}^2$  的压力是比较适中的。

### 5.9.1.6 级间吸入压力和排出压力的确定

对每级蒸汽喷射泵, 在计算出吸入、排出压力后, 可以按 5.9.1.1 节所述计算方法, 逐级计算出每个喷射泵的几何尺寸和工作蒸汽用量。

### 5.9.1.7 级间压力分配计算方法

真空系统要求达到的压力  $p_2^0$  和排出压力  $p_3^0$  为已知。首先由  $p_2^0$  的大小, 从表 5.9-3 查得喷射泵需要的级数  $n$ , 然后计算总压缩比  $\beta^0$

$$\beta^0 = p_3^0 / p_2^0 \quad (5.9-17)$$

如果按等压缩比分配, 则每级的压缩比为

$$\beta = (\beta^0)^{1/n} \quad (5.9-18)$$

对第  $n$  级的吸入、排出压力为

$$n = 1 \text{ (第一级) 时, } p_2^1 = p_2^0 \quad (5.9-19)$$

$$p_3^1 = \beta \cdot p_2^1 \quad (5.9-20)$$

$$n > 1 \text{ (其它级) 时, } p_2^n = p_3^{n-1} \quad (5.9-21)$$

$$p_3^n = \beta \cdot p_2^n \quad (5.9-22)$$

式中  $p_2$ 、 $p_3$  分别为吸入、排出压力 ( $\text{kg}/\text{cm}^2$ ), 上角标表示级数。

#### 5.9.1.8 计算举例

第一级的抽吸压力  $p_2^0 = 0.01 \text{ kg}/\text{cm}^2$ , 末级的排放压力  $p_3^0 = 1.05 \text{ kg}/\text{cm}^2$ , 决定达到要求的级数和每一级喷射泵的进出压力分配。

解 (1)  $p_2^0 = 0.01 \text{ kg}/\text{cm}^2$ , 由表 5.9-3 查得需 3 级喷射, 即  $n = 3$

(2) 由式(5.9-17), 计算总压缩比  $\beta^0$

$$\beta^0 = 1.05 / 0.01 = 105$$

(3) 由式(5.9-18), 计算每级的压缩比

$$\beta = (105)^{1/3} = 4.718$$

(4) 由式(5.9-19) ~ 式(5.9-22), 计算每级的吸入、排出压力 (上角标表示级数, 下角标表示: 2—吸入口, 3—排出口)

第 1 级

$$p_2^1 = p_2^0 = 0.01 \text{ kg}/\text{cm}^2$$

$$p_3^1 = \beta \cdot p_2^1 = 4.718 \times 0.01 = 0.04718 \text{ kg}/\text{cm}^2$$

第 2 级

$$p_2^2 = p_3^{1-1} = p_3^1 = 0.04718 \text{ kg}/\text{cm}^2$$

$$p_3^2 = \beta \cdot p_2^2 = 4.718 \times 0.04718 = 0.2226 \text{ kg}/\text{cm}^2$$

第 3 级

$$p_2^3 = p_3^{2-1} = p_3^2 = 0.2226 \text{ kg}/\text{cm}^2$$

$$p_3^3 = \beta \cdot p_2^3 = 4.718 \times 0.2226 = 1.05 \text{ kg}/\text{cm}^2 \text{ (与 } p_3^0 = 1.05 \text{ kg}/\text{cm}^2 \text{ 一致)}$$

#### 5.9.1.9 级间压降影响

多级喷射泵除最后一级排出压力应稍高于一个大气压 (一般取  $1.05 \text{ kg}/\text{cm}^2$ ) 外, 其余各级压力, 由于级间有连接管线或级间冷凝器, 必须考虑这部分压降的存在。所以除末级外的排出压力应加上  $1/2$  级间压降; 除第一级以外的吸入压力应减去  $1/2$  级间压降。

直接接触式冷凝器, 其压降大约为  $10 \sim 20 \text{ mmHg}$ , 表面式凝汽器为  $5 \text{ mmHg}$ , 列管式冷凝器为  $25 \text{ mmHg}$  左右。

#### 5.9.1.10 抽出气体的当量空气量

本节通过一个算例, 来说明当量空气量计算方法和步骤。

假定被抽气体是由 100kg/h 的水蒸气, 58kg/h 的空气, 132kg/h 的  $\text{CO}_2$  及 100kg/h 平均相对分子质量为 50 的烃蒸气, 吸入温度为 95℃, 计算抽出气体的当量空气量。

首先, 把抽出气体分成两部分, 一是水蒸气, 二是其余混合气体, 经分别处理后相加, 即为当量空气量, 作为那一级喷射泵的抽气量  $G_2$ 。

对水蒸气作相对分子质量和温度校正

从图 5.9-7 中查得相对分子质量校正系数  $C_w = 0.8$ , 从图 5.9-8 中查得温度校正系数  $C_t = 0.957$

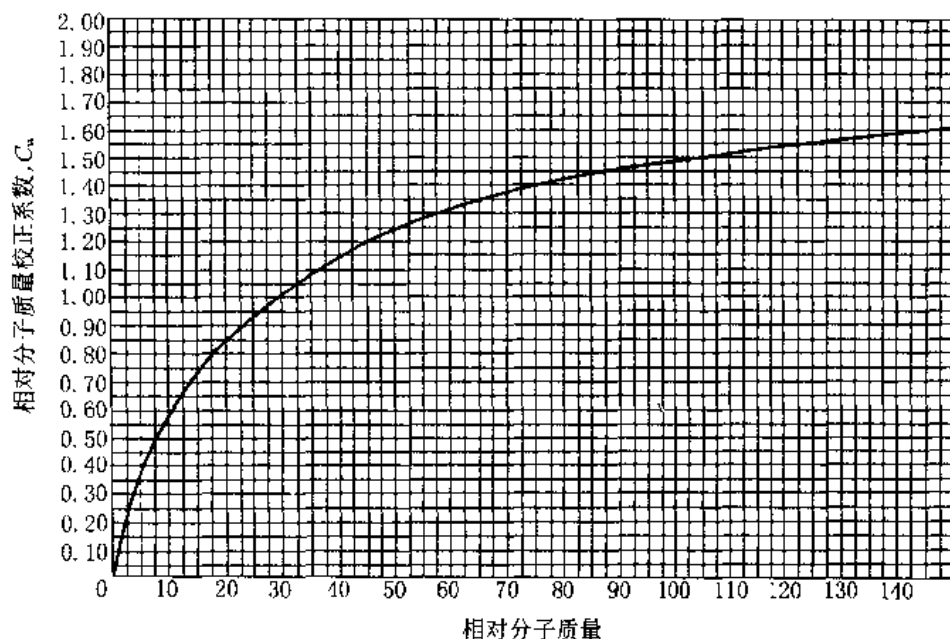


图 5.9-7 相对分子质量校正系数

$$G_{\text{水蒸气}} = \frac{\text{未校正的水蒸气量 (kg/h)}}{C_w \cdot C_t} \quad (5.9-23)$$

$$= \frac{100}{0.8 \times 0.957} = 130.6 \text{ kg/h}$$

对其余混合气体作相对分子质量、温度校正

(1) 计算混合气体的平均相对分子质量

名 称	流 量	相对分子质量	kg·mol/h
空气	58	29	2
$\text{CO}_2$	132	44	3
烃	100	50	2
$\Sigma$	290		7

平均相对分子质量  $M_w =$

$$\frac{W_1 + W_2 + W_3 + \dots}{W_1/M_1 + W_2/M_2 + W_3/M_3 + \dots} \quad (5.9-24)$$

$$= \frac{290}{7} = 41.4$$

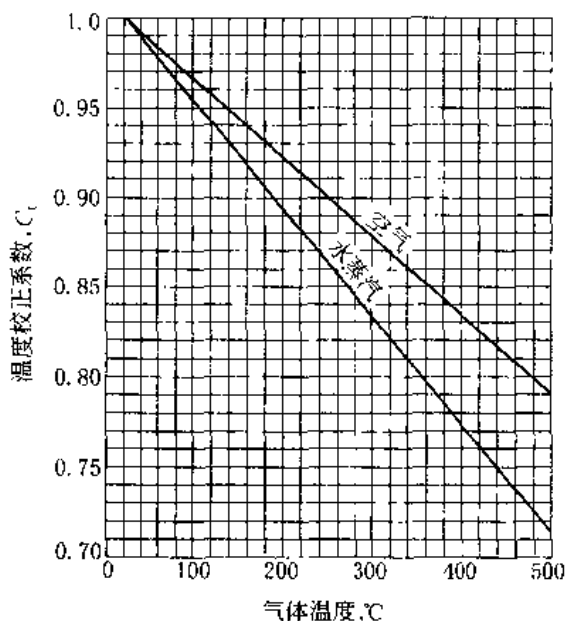


图 5.9-8 气体温度校正系数

- (2) 从图 5.9-7 中查得相对分子质量校正系数,  $C_w = 1.15$
- (3) 从图 5.9-8 中查得温度校正系数,  $C_t = 0.967$ , 用式 (5.9-23) 计算

$$G_{混合气} = \frac{290}{1.15 \times 0.967} = 260.8 \text{ kg/h}$$

(4) 计算抽出气体的当量空气量  $G_2$

$$G_2 = G_{水蒸气} + G_{混合气} = 130.6 + 260.8 = 391.4 \text{ kg/h}$$

5.9.1.11 抽气量的确定

吸入气体一般由可凝气与不可凝气组成。可凝气有工艺气和水蒸气, 不可凝气有工艺过程中产生的不凝气体, 漏入的空气和冷却水中释放的溶解空气及饱和蒸汽压以下的水蒸气。

工艺过程中产生的可凝气和不可凝气应该是已知的, 由工艺条件确定。漏入到真空系统的空气量可查表 5.9-4, 表 5.9-5 及图 5.9-9 得到。

表 5.9-4 真空管道连接处漏入空气量

管 件 种 类	漏入空气量 kg/h	管 件 种 类	漏入空气量 kg/h
螺纹接头		填料式阀门	
50mm 以下	0.05	杆径 > 12.7mm	0.5
50mm 以上	0.1	润滑旋塞阀	0.05
法兰接头		小旋塞阀	0.1
150mm 以下	0.3	视镜	0.5
150 ~ 600mm	0.4	仪表玻璃管 (包括仪表旋塞)	0.9
600 ~ 1800mm	0.5	搅拌机、泵等轴填料、盒液封	0.2/每 25mm 轴径
1800mm 以上	0.9	通常填料盒	0.7/每 25mm 轴径
填料式阀门		安全阀、真空开关	0.5/每 25mm 直径
杆径 < 12.7mm	0.3		

表 5.9-5 喷射泵和中间冷凝器的空气漏入量

喷 射 泵		气压冷凝器		表面式凝汽器	
扩散器喉径	漏入量	内 径	漏入量	内 径	漏入量
mm	kg/h	mm	kg/h	mm	kg/h
10 ~ 20	0.2	300	0.6	300	0.7
25 ~ 32	0.3	400	0.8	400	1.0
40 ~ 50	0.5	500	1.0	500	1.5
64 ~ 80	1.0	600	1.2	600	2.0
100 ~ 152	1.5	800	1.5	800	3.0
200 以上	2.0	1000	2.0	1000	4.0

从冷却水中释放出来的溶解空气量查图 5.9-10。

混合气体中低于饱和蒸汽压而被夹带的水蒸气量, 可查图 5.9-11。

吸入气中最大的水蒸气量应该是前一级排放气中, 由于未经中间冷凝器而直接进入的含有大量工作蒸汽的混合气体, 这部分水蒸气绝对不能忘记。

$$G_{抽气量} = G_{工艺可凝气} + G_{工艺不可凝气} + G_{空气} + G_{水蒸气} \tag{5.9-25}$$

计算出  $G_{抽气量}$  后, 按照 5.9.1.10 节方法, 计算出当量空气量  $G_2$ 。再根据工作蒸汽压力 ( $p_1$ ), 要求的系统压力 (抽吸压力  $p_2$ ) 和泵的排放压力 ( $p_3$ ), 用 5.9.1 节介绍的计算方法就可以得到工作蒸汽用量  $G_1$ , 喷嘴喉径  $d_0$ , 扩散器喉径  $D_0$  及其它主要尺寸。



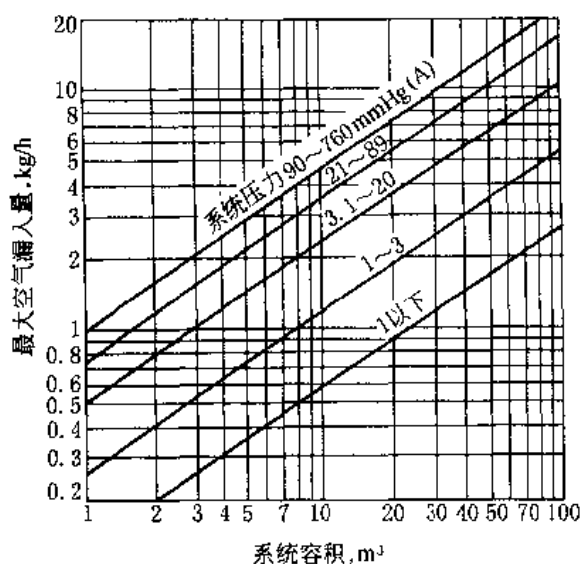


图 5.9-9 真空设备的空气漏入量

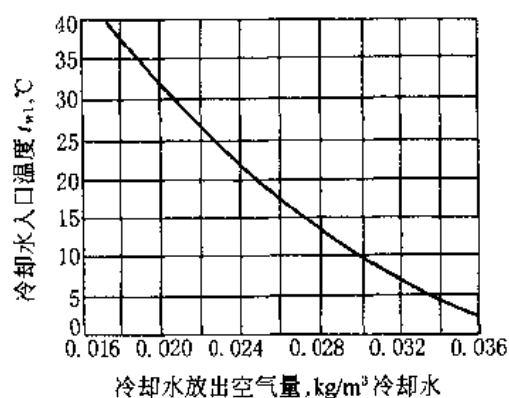


图 5.9-10 冷却水放出的空气量

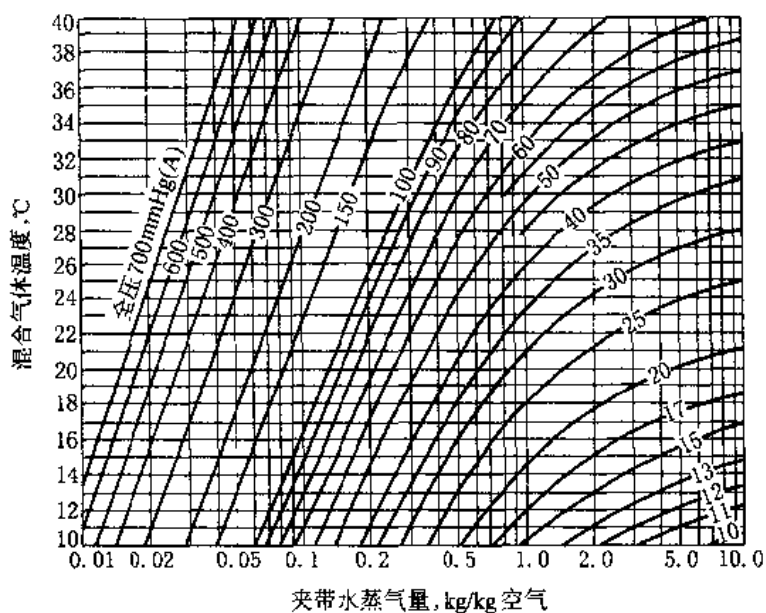


图 5.9-11 水-空气系统的夹带水蒸气量

为计算方便,设计了计算表格,见附录表。

## 5.9.2 安装与操作

### 5.9.2.1 蒸汽喷射泵的布置与安装

#### (1) 布置

各种级数蒸汽喷射泵的布置方式,见图 5.9-12~图 5.9-18 所示。

#### (2) 安装

①蒸汽喷射泵可以水平安装,也可垂直安装,但应注意安装方位所引起的喷射泵内部的可能积液。因此,垂直向下安装时,应使扩散器的进口低于或等于吸入室底面;水平放置时,应使吸入室的吸入口朝下。



图 5.9-12 单级喷射泵

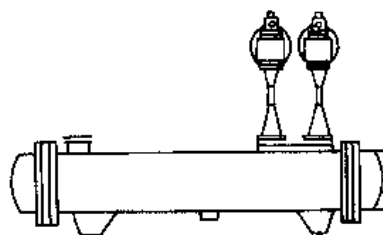


图 5.9-13 单级喷射泵并联

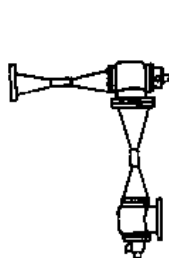
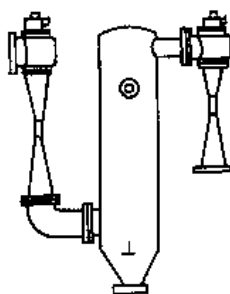
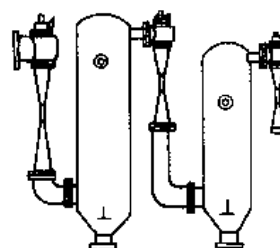
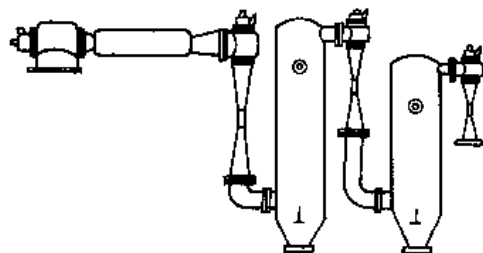
图 5.9-14 两级喷射泵  
直接串联图 5.9-15 两级间设中间  
冷凝器的串联图 5.9-16 三级喷射泵  
连接方法

图 5.9-17 四级喷射泵连接方法

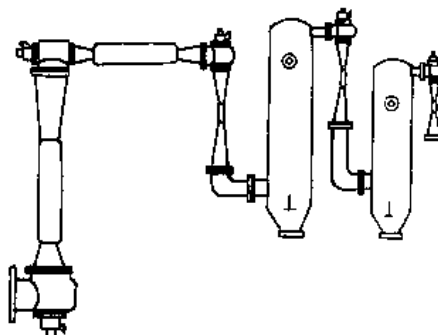


图 5.9-18 五级喷射泵连接方法

②工作蒸汽压力需保持稳定, 各级喷射泵的用汽不能互相影响, 造成压力波动, 所以安装时工作蒸汽管线应独立, 不能与其它用汽点相连。

③工作蒸汽进入喷射泵之前, 应先进入汽水分离器, 蒸汽过滤器等, 以确保进入蒸汽泵的工作蒸汽是清洁的和干燥饱和的, 否则将导致喷射泵的效率降低和喉径处磨损。

④所有工作蒸汽管线、分离器、过滤器及喷射泵的排出端均应保温, 以防烫伤和蒸汽冷凝; 对喷射泵的吸入部分和级间冷凝器, 则不需保温。

⑤蒸汽喷射泵系统的安装质量, 直接关系到喷射泵能否顺利开车和正常操作。由于系统在真空状态下运行, 对设备和管线的密封性要求较高, 应特别重视安装质量。

#### 5.9.2.2 蒸汽喷射泵的开、停车

##### (1) 开车

①做好开车前的准备, 包括检查设备、管线、阀门、仪表等是否完好, 工作蒸汽压力是否与要求一致。一切满足要求后, 方能开车。

②对多级蒸汽喷射泵，从操作考虑，一般有两种布置方式，如图 5.9-19、图 5.9-20 所示。图 5.9-19 为工作蒸汽阀串联布置；图 5.9-20 为并联布置。这两种布置方式均可以，但各有优缺点。图 5.9-19 开、停车操作方便，不会误操作，不足之处是所有阀门均安装在蒸汽分配头上，导致阀门的尺寸较大；另外，这种安装方式不能预热第一级喷射泵，而且第一级位于总管线的末端，是最“湿”的地方，这对第一级启动非常不利。图 5.9-20 为常规布置，只要按要求的顺序操作是不会出问题的，而且避免了图 5.9-19 的一些缺点。

③当级后有冷凝器时，首先应打开冷却水阀门，向冷凝器通水，然后再开启该级喷射泵的工作蒸汽阀门，启动该级。切记先开冷却水，后开工作蒸汽。

④开车时，应从末级开始，逐级向前开启阀门；对于图 5.9-19 和图 5.9-20 来说，应按 (1)、(2)、(3)、(4) 的顺序打开阀门。

#### (2) 停车

①停车时，先关工作蒸汽，后关冷却水。

②对多级蒸汽喷射泵，停车时应从第一级开始，逐级向后关闭阀门。对图 5.9-19 和图 5.9-20，应按 (4)、(3)、(2)、(1) 阀门顺序关闭。

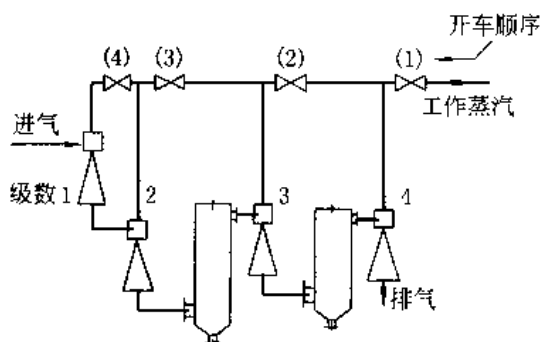


图 5.9-19 工作蒸汽阀门串联布置

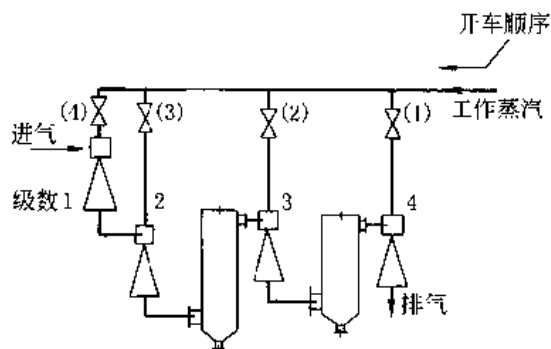


图 5.9-20 工作蒸汽阀门并联布置

### 5.9.3 喷射泵计算实例

#### 例 5.9-1 一级喷射泵计算

用  $12\text{kg/cm}^2$  的微过热工作蒸汽，要求系统压力达到  $0.272\text{kg/cm}^2$  ( $200\text{mmHg}$ )，排放压力为  $1.05\text{kg/cm}^2$  ( $772\text{mmHg}$  进入消音器)。抽气量为  $200\text{kg/h}$  的空气，吸入温度  $35^\circ\text{C}$ ，试确定该喷射泵的工作蒸汽用量和主要尺寸。

**解** 由系统要求达到  $0.272\text{kg/cm}^2$  的压力，查表 5.9-3，确定采用单级蒸汽喷射泵。由于抽出气体为  $35^\circ\text{C}$  的空气，对  $G_2$  不需要作相对分子质量和温度的校正。按照附录中的计算表格，逐项计算。详细计算见表 5.9-6。主要计算结果摘录如下：

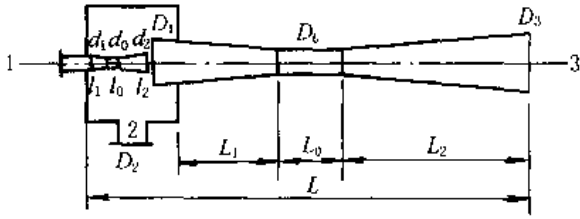
工作蒸汽用量  $480\text{kg/h}$ ；喷嘴喉径  $9.97\text{mm}$ ；扩散器喉径  $40.7\text{mm}$ ；估计总长度  $1100\text{mm}$ 。

#### 例 5.9-2 多级喷射泵计算

抽出气体中，含有  $10\text{kg/h}$  的水蒸气， $5.8\text{kg/h}$  的空气， $13.2\text{kg/h}$  的  $\text{CO}_2$  和  $10\text{kg/h}$  的平均相对分子质量为 50 的烃类混合气。吸入温度为  $92^\circ\text{C}$ 。工作蒸汽压力为  $11\text{kg/h}$ ，入口的压力  $p_2^0 = 0.0272\text{kg/cm}^2$  ( $20\text{mmHg}$ )，排出压力为  $p_3^0 = 1.05\text{kg/cm}^2$  ( $772\text{mmHg}$ )。级间有直接接触水冷凝器，冷却水温度  $25^\circ\text{C}$ ，确定级数，计算工作蒸汽用量及泵的基本尺寸。

**解** 级数的确定及级间压力分配

表 5.9-6 蒸汽喷射泵计算表

	名 称	单 位	符 号	数 值	备 注
已知条件	工作蒸汽压力	kg/cm <sup>2</sup>	$p_1$	12	= 170.6lb/(in) <sup>2</sup>
	吸入压力	kg/cm <sup>2</sup>	$p_2$	0.272	= 200mmHg
	排放压力	kg/cm <sup>2</sup>	$p_3$	1.05	= 772mmHg
	当量空气抽气量	kg/h	$G_2$	200	
计算参数	压缩比: $p_3/p_2$		$\beta$	3.86	式 (5.9-10)
	膨胀比: $p_1/p_2$		$E$	44.1	式 (5.9-16)
	11.6kg/cm <sup>2</sup> 蒸汽消耗比	kg 蒸汽/kg 抽气	$R_0$	1.9	查图 5.9-3
	工作蒸汽压力校正系数		$M_p$	1.0	查图 5.9-4
	稳定性校正系数		$M_s$	1.15	末级 $M_s = 1.15$ , 其它 $M_s = 1$
	载荷校正系数		$M_d$	1.10	末级 $M_d = 1.10$ , 其它 $M_d = 1$
	蒸汽消耗比	kg 蒸汽/kg 抽气	$R_s$	2.4	式 (5.9-1)
计算结果	工作蒸汽消耗量	kg/h	$G_1$	480	式 (5.9-2)
	喷嘴喉径	mm	$d_0$	9.97	式 (5.9-3)
	扩散器喉径	mm	$D_0$	40.7	式 (5.9-4)
	吸入口直径	mm	$D_2$	62.4	式 (5.9-6)
	排出口直径	mm	$D_3$	81.4	式 (5.9-7)
	总长度估算	mm	$L$	1100	式 (5.9-5)
说明					

## (1) 确定级数

按 5.9.1.4 节, 根据 20mmHg 的吸入压力, 由表 5.9-3 查得要达到这一压力需要采用 3 级喷射泵。

## (2) 各级间压力分配

按等压缩比分配原则, 确定各级的进出口压力。

用式 (5.9-17) 计算压缩比  $\beta^0$

$$\beta^0 = p_3^0 / p_2^0 = 1.05 / 0.0272 = 38.6$$

平均压缩比 (分三级, 用式 5.9-18 计算)

$$\beta = \beta^{0/3} = 38.6^{1/3} = 3.38$$

## (3) 各级初步压力分配 (式 5.9-19 ~ 式 5.9-21)

第一级:  $p_2^1 = p_2^0 = 0.0272$

$$p_3^1 = p_2^1 \cdot \beta = 0.0272 \times 3.38 = 0.0919$$

第二级:  $p_2^2 = p_3^{2-1} = p_3^1 = 0.0919$

$$p_3^2 = p_2^2 \cdot \beta = 0.0919 \times 3.38 = 0.31$$

第三级:  $p_2^3 = p_3^{3-1} = p_3^2 = 0.31$

$$p_3^3 = p_2^3 \cdot \beta = 0.31 \times 3.38 = 1.05 \text{ (与末级排出压力 } p_3 = 1.05 \text{ 完全一致)}$$

## (4) 考虑级间压降影响, 修正进、出口压力

由于一级与二级之间, 二级与三级之间, 存在连接管线和设有级间冷凝器, 应考虑这部分压降, 为了简便, 假定这部分压降约共为 15mmHg ( $0.02\text{kg/cm}^2$ )。据此, 对各级进出压力作修正。

第一级:  $p_2^1 = 0.0272$

$$p_3^1 = 0.0919 + \frac{1}{2} \times 0.02 = 0.1019$$

第二级:  $p_2^2 = 0.0919 - \frac{1}{2} \times 0.02 = 0.0819$

$$p_3^2 = 0.31 + \frac{1}{2} \times 0.02 = 0.32$$

第三级:  $p_2^3 = 0.31 - \frac{1}{2} \times 0.02 = 0.30$

$$p_3^3 = 1.05$$

### 例 5.9-3 各级抽气量计算

对无级间冷凝器的多级喷射泵:

中间各级的抽气量 = 前一级的抽气量(可凝和不可凝) + 级间漏入的空气量 + 前一级工作蒸气量

对有级间冷凝器的多级喷射泵:

中间各级的抽气量 = 前一级的不凝气量 + 级间漏入的空气量 + 直接接触冷凝器中冷却水放出的溶解空气量 + 饱和不凝气的水蒸气量

第二级和第三级前, 设有直接接触冷凝器, 冷却水温度为  $25^\circ\text{C}$ 。经过冷凝器后, 烃类气体和工作蒸汽被冷凝。假定从冷却水中释放出的空气量可以忽略。根据这一操作情况, 按 5.9.1.10 节方法计算各级抽气量。

(1) 第一级抽气量

① 计算当量空气抽气量

• 水蒸气当量空气量

水蒸气相对分子质量 18, 吸入温度为  $92^\circ\text{C}$ , 由此查图 5.9-7, 得相对分子质量校正系数  $C_w = 0.8$ , 查图 5.9-8, 得温度校正系数  $C_t = 0.96$ , 用式 (5.9-24) 计算

$$G_{\text{水蒸气}} = \frac{10}{0.8 \times 0.96} = 13.02 \quad \text{kg/h}$$

• 计算其余混合气体当量空气量

先用式 (5.9-25) 计算混合气的平均相对分子质量

$$M_w = \frac{5.8 + 13.2 + 10}{5.8/29 + 13.2/44 + 10/50} = 41.4$$

从图 5.9-7 中查得  $C_w = 1.15$ , 从图 5.9-8 中查得  $C_t = 0.97$  ( $92^\circ\text{C}$  时)

$$G_{\text{混合气}} = \frac{29}{1.15 \times 0.97} = 26.0 \quad \text{kg/h}$$

② 第一级抽气量  $G_2^1$

$$G_2^1 = G_{\text{水蒸气}} + G_{\text{混合气}} = 13.02 + 26.0 = 39.02 \quad \text{kg/h}$$

(2) 第二级抽气量计算

经过冷凝器后, 只有空气 ( $5.8\text{kg/h}$ ) 和  $\text{CO}_2$  ( $13.2\text{kg/h}$ ) 未被冷凝。如果入口处温度为

30℃, 吸入压力为 0.0819kg/cm<sup>2</sup> (60mmHg), 则用图 5.9-11 可查得每 kg 不凝气所夹带出的水蒸气量: 0.7kg 水蒸气/kg 不凝气。估计级间漏入的空气量为 1.5kg/h。

①夹带的水蒸气量

$$G_2 = (5.8 + 13.2 + 1.5) \times 0.7 = 14.35 \text{ kg/h}$$

②计算当量空气量

水蒸气当量空气量

相对分子质量 = 18, 温度 = 30℃, 查图 5.9-7 得  $C_w = 0.8$ , 图 5.9-8 得  $C_t = 0.995$

$$G_{\text{水蒸气}} = \frac{14.35}{0.8 \times 0.995} = 18.03 \text{ kg/h}$$

计算其余混合气体当量空气量

用式 (5.9-25) 计算平均相对分子质量

$$M_w = \frac{(5.8 + 1.5) + 13.2}{\frac{5.8 + 1.5}{29} + \frac{13.2}{44}} = 37.2$$

由相对分子质量 37.2 和 30℃, 查图 5.9-7 得  $C_w = 1.12$ , 查图 5.9-8 得  $C_t = 0.996$

$$G_{\text{混合气}} = \frac{20.5}{1.12 \times 0.996} = 18.38 \text{ kg/h}$$

③第二级抽气量

$$G_2^2 = 18.03 + 18.38 = 36.41 \text{ kg/h}$$

(3) 第三级抽气量计算

经过二、三级间的冷凝器后除空气 7.3kg/h 和 CO<sub>2</sub> 13.2kg/h 不冷凝, 继续进入第三级外, 其余均被冷凝, 漏入的空气量估计为 1kg/h。单位不凝气夹带水蒸气量, 由吸入压力 0.30kg/cm<sup>2</sup> (220mmHg) 和 30℃ 查图 5.9-11 得 0.11kg 水蒸气/kg 不凝汽。

①夹带的水蒸气量

$$G_3 = (7.3 + 13.2 + 1) \times 0.11 = 2.37 \text{ kg/h}$$

②计算当量空气量

水蒸气分子量 = 18, 温度 = 30℃, 查图 5.9-7 得  $C_w = 0.8$ , 查图 5.9-8 得  $C_t = 0.995$

$$G_{\text{水蒸气}} = \frac{2.37}{0.8 \times 0.995} = 2.98 \text{ kg/h}$$

计算其余混合气体当量空气量

用式 (5.9-25) 计算平均相对分子质量

$$M_w = \frac{(7.3 + 1) + 13.2}{\frac{7.3 + 1}{29} + \frac{13.2}{44}} = 36.7$$

用计算的相对分子质量 36.7 和 30℃, 查图 5.9-7 得  $C_w = 1.1$ , 查图 5.9-8 得  $C_t = 0.996$

$$G_{\text{混合气}} = \frac{21.5}{1.1 \times 0.996} = 19.62 \text{ kg/h}$$

③第三级的抽气量  $G_2^3$

$$G_2^3 = 2.98 + 19.62 = 22.6 \text{ kg/h}$$

计算数据汇总

第一级  $p_1^1 = 11\text{kg/cm}^2$ ,  $p_2^1 = 0.0272\text{kg/cm}^2$ ,  $p_3^1 = 0.1019\text{kg/cm}^2$ ,  $G_2^1 = 39.0\text{kg/h}$

第二级  $p_1^2 = 11\text{kg/cm}^2$ ,  $p_2^2 = 0.0819\text{kg/cm}^2$ ,  $p_3^2 = 0.32\text{kg/cm}^2$ ,  $G_2^2 = 36.41\text{kg/h}$   
第三级  $p_1^3 = 11\text{kg/cm}^2$ ,  $p_2^3 = 0.30\text{kg/cm}^2$ ,  $p_3^3 = 1.05\text{kg/cm}^2$ ,  $G_2^3 = 22.60\text{kg/h}$   
主要计算结果汇总:

编 号	工作蒸汽用量	喷嘴喉径	扩散器喉径	估计长度
	kg/h	mm	mm	mm
1	42.9	3.11	45.36	1220
2	50.97	3.39	26.44	710
3	48.6	3.31	13.18	360

详细计算步骤见表 5.9-7 ~ 表 5.9-10。

表 5.9-7 蒸汽喷射泵计算表 1 级

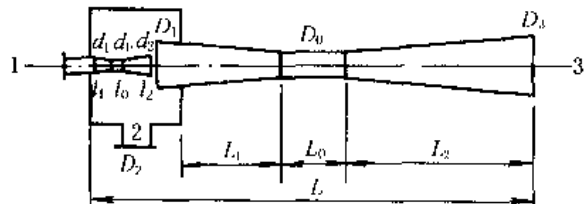
	名 称	单 位	符 号	数 值	备 注
已知条件	工作蒸汽压力	kg/cm <sup>2</sup>	$p_1$	11	1561b/in <sup>2</sup>
	吸入压力	kg/cm <sup>2</sup>	$p_2$	0.0272	20mmHg
	排放压力	kg/cm <sup>2</sup>	$p_3$	0.1019	75mmHg
	当量空气抽气量	kg/h	$G_2$	39.0	当量空气抽气量
计算参数	压缩比: $p_3/p_2$		$\beta$	3.75	式 (5.9-10)
	膨胀比: $p_1/p_2$		$E$	404	式 (5.9-16)
	11.6kg/cm <sup>2</sup> 蒸汽消耗比	kg 蒸汽/kg 抽气	$R_0$	1.1	查图 5.9-3
	工作蒸汽压力校正系数		$M_p$	1.0	查图 5.9-4
	稳定性校正系数		$M_s$	1.0	末级 $M_s = 1.15$ , 其它 $M_s = 1$
	载荷校正系数		$M_d$	1.0	末级 $M_d = 1.10$ , 其它 $M_d = 1$
计算结果	蒸汽消耗比	kg 蒸汽/kg 抽气	$R_s$	1.1	式 (5.9-1)
	工作蒸汽消耗量	kg/h	$G_1$	42.9	式 (5.9-2)
	喷嘴喉径	mm	$d_0$	3.11	式 (5.9-3)
	扩散器喉径	mm	$D_0$	45.36	式 (5.9-4)
	吸入口直径	mm	$D_2$	87.09	式 (5.9-6)
	排出口直径	mm	$D_3$	90.72	式 (5.9-7)
	总长度估算	mm	$L$	1220	式 (5.9-5)
说明					

表 5.9-8 蒸汽喷射泵计算表 2 级

	名 称	单 位	符 号	数 值	备 注
已知条件	工作蒸汽压力	kg/cm <sup>2</sup>	$p_1$	11	1561b/in <sup>2</sup>
	吸入压力	kg/cm <sup>2</sup>	$p_2$	0.0819	60mmHg
	排放压力	kg/cm <sup>2</sup>	$p_3$	0.32	235mmHg
	当量空气抽气量	kg/h	$G_2$	36.41	
计算参数	压缩比: $p_3/p_2$		$\beta$	3.9	式 (5.9-10)
	膨胀比: $p_1/p_2$		$E$	134	式 (5.9-11)
	11.6kg/cm <sup>2</sup> 蒸汽消耗比	kg 蒸汽/kg 抽气	$R_0$	1.4	查图 5.9-3
	工作蒸汽压力校正系数		$M_p$	1.0	查图 5.9-4
	稳定性校正系数		$M_s$	1.0	末级 $M_s = 1.15$ , 其它 $M_s = 1$
	载荷校正系数		$M_d$	1.0	末级 $M_d = 1.10$ , 其它 $M_d = 1$
	蒸汽消耗比	kg 蒸汽/kg 抽气	$R_s$	1.4	式 (5.9-1)

续表

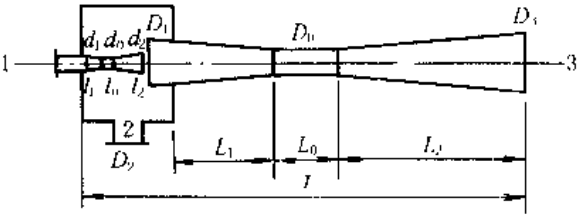
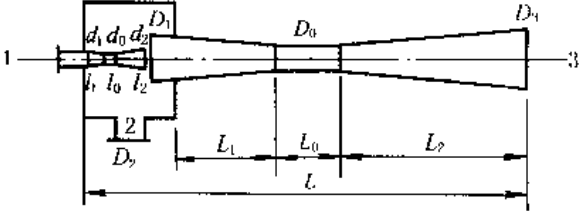
	名 称	单 位	符 号	数 值	备 注
计算结果	工作蒸汽消耗量	kg/h	$G_1$	50.97	式 (5.9-2)
	喷嘴喉径	mm	$d_0$	3.39	式 (5.9-3)
	扩散器喉径	mm	$D_0$	26.44	式 (5.9-4)
	吸入口直径	mm	$D_2$	48.49	式 (5.9-6)
	排出口直径	mm	$D_1$	52.88	式 (5.9-7)
	总长度估算	mm	$L$	710	式 (5.9-5)
说明					

表 5.9-9 蒸汽喷射泵计算表 3 级

	名 称	单 位	符 号	数 值	备 注
已知条件	工作蒸汽压力	kg/cm <sup>2</sup>	$p_1$	11	1561h/in <sup>2</sup>
	吸入压力	kg/cm <sup>2</sup>	$p_2$	0.3	220mmHg
	排放压力	kg/cm <sup>2</sup>	$p_3$	1.05	772mmHg
	当量空气抽气量	kg/h	$G_2$	22.60	
计算参数	压缩比: $p_3/p_2$		$\beta$	3.5	式 (5.9-10)
	膨胀比: $p_1/p_2$		$E$	36.7	式 (5.9-16)
	11.6kg/cm <sup>2</sup> 蒸汽消耗比	kg 蒸汽/kg 抽气	$R_0$	1.70	查图 5.9-3
	工作蒸汽压力校正系数		$M_p$	1.0	查图 5.9-4
	稳定性校正系数		$M_s$	1.15	末级 $M_s = 1.15$ , 其它 $M_s = 1$
	载荷校正系数		$M_d$	1.1	末级 $M_d = 1.10$ , 其它 $M_d = 1$
计算结果	蒸汽消耗比	kg 蒸汽/kg 抽气	$R_s$	2.15	式 (5.9-1)
	工作蒸汽消耗量	kg/h	$G_1$	48.6	式 (5.9-2)
	喷嘴喉径	mm	$d_0$	3.31	式 (5.9-3)
	扩散器喉径	mm	$D_0$	13.18	式 (5.9-4)
	吸入口直径	mm	$D_2$	19.96	式 (5.9-6)
	排出口直径	mm	$D_1$	26.36	式 (5.9-7)
	总长度估算	mm	$L$	360	式 (5.9-5)
说明					



附表 5.9-10 蒸汽喷射泵计算表 第 级

	名 称	单 位	符 号	数 值	备 注
已知条件	工作蒸汽压力	kg/cm <sup>2</sup>	$p_1$		= lb/in <sup>2</sup>
	吸入压力	kg/cm <sup>2</sup>	$p_2$		= mmHg
	排放压力	kg/cm <sup>2</sup>	$p_3$		= mmHg
	当量空气抽气量	kg/h	$G_2$		
计算参数	压缩比: $p_3/p_2$		$\beta$		式 (5.9-10)
	膨胀比: $p_1/p_2$		$k$		式 (5.9-16)
	11.6kg/cm <sup>2</sup> 蒸汽消耗比	kg 蒸汽/kg 抽气	$R_0$		查图 5.9-3
	工作蒸汽压力校正系数		$M_p$		查图 5.9-4
	稳定性校正系数		$M_s$		末级 $M_s = 1.15$ , 其它 $M_s = 1$
	载荷校正系数		$M_d$		末级 $M_d = 1.10$ , 其它 $M_d = 1$
	蒸汽消耗比	kg 蒸汽/kg 抽气	$R_s$		式 (5.9-1)
计算结果	工作蒸汽消耗量	kg/h	$G_1$		式 (5.9-2)
	喷嘴喉径	mm	$d_0$		式 (5.9-3)
	扩散器喉径	mm	$D_0$		式 (5.9-4)
	吸入口直径	mm	$D_2$		式 (5.9-6)
	排出口直径	mm	$D_3$		式 (5.9-7)
	总长度估算	mm	$L$		式 (5.9-5)
说明					

5.10 呼吸阀的选用

5.10.1 呼吸阀的用途和结构

呼吸阀是一种用于常压罐的安全设施，它可以保持常压罐中的压力始终处于正常状态，用来降低常压贮罐内挥发性液体的蒸发损失，并保护贮罐免受超压或超真空度的破坏。

呼吸阀的内部结构是由一个低压安全阀（即呼气阀）和一个真空阀（即吸气阀）组合而成的，习惯上把它称为呼吸阀。

目前石油化工企业中常用的呼吸阀可分为两种基本类型：即重力式呼吸阀（或称阀盘式呼吸阀）和先导式呼吸阀。

重力式呼吸阀的结构见图 5.10-1；先导式呼吸阀的结构见图 5.10-2。

当罐内压力正好等于大气压时，呼吸阀内的压力阀和真空阀的阀盘都不动作，靠阀座上的密封结构具有的“吸附”效应来保持良好的密封作用。

重力式呼吸阀的结构比较简单，压力阀和真空阀的阀盘是互不干涉，独立工作的。罐内压力升高时，呼气阀动作，向罐外排放气体；罐内压力降到设定的负压以下时，吸气阀动作，向罐内吸入大气。压力阀阀盘和真空阀阀盘既可并排布置，也可以重叠布置。在任何时候，呼气阀和吸气阀不能同时处于开启状态。

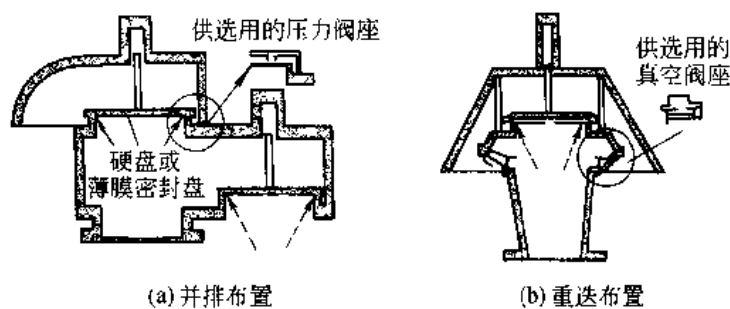


图 5.10-1 阀盘式呼吸阀工作原理图

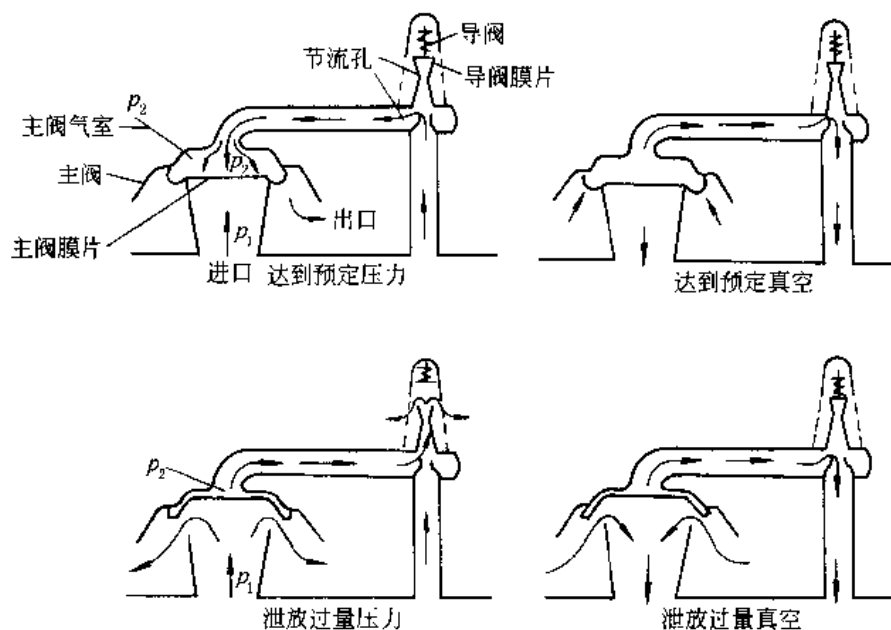


图 5.10-2 先导式呼吸阀结构图和工作原理图

先导式呼吸阀的结构是由一个主阀和一个导阀组成，两阀先后动作来联合完成呼气或吸气动作。导阀借助合适的材料制成的薄膜来控制主阀的动作，由于导阀采用薄膜结构，薄膜面积大，故在很低的工作压力下，仍可以输出足够的作用力来控制主阀的动作。在导阀开启前，主阀不受控制流的作用，关闭严密，无泄漏现象。主阀的密封是采用软密封，所以先导式呼吸阀可达到汽泡级的密封。在 API 620《大型焊接低压贮罐的设计和施工规定》中就推荐使用先导式呼吸阀，有利于达到所需的控制精度，有利于保证安全生产。

其工作原理简述如下。

在正常情况下作用于主阀膜片上下的压力  $p_1$ 、 $p_2$  和作用于导阀膜片上的压力相等，主阀膜片处于关闭状态，而导阀上的弹簧作用力大于导阀膜片向上的作用力，使导阀也处于关闭状态。

当系统压力上升达到定压值时，作用在导阀膜片向上的作用力，刚好超过弹簧作用力时使导阀开启，封闭在主阀气室内的气体通过导管经节流孔向外排除，使主阀气室内的压力降低，此时作用于主阀膜片上下的压力  $p_1 > p_2$ ，使主阀膜片迅速打开，系统内超高的压力得到泄放。当系统压力降低到定压值以下时，作用在导阀膜片下方的压力小于弹簧作用力时导

阀被关闭,系统内的气流通过导管进入主阀气室,使压力  $p_1 = p_2$ , 由于主阀膜片上方(气室内一侧)受压面积大于阀座下方的受压面积,使两侧受力不等,从而使主阀膜片关闭并密封。

当系统处于真空状态,并达到设定的真空度时,存在于主阀膜片上面气室的压力  $p_2 > p_1$ , 气室内的气体通过导管经过节流孔进入贮罐,使气室压力  $p_2$  下降,外部的大气压力就使主阀膜片开启,并在阀内形成气流,从而解除系统真空。大气压力又再通过导管经过节流孔,进入气室使主阀关闭。

先导式呼吸阀的一个显著特点是,定压范围可低于  $0.5\text{oz/in}^2$  (盎司/英寸<sup>2</sup>)<sup>①</sup> ( $21.97\text{mmH}_2\text{O}$ ), 因此可用于低压罐上。此外由于该阀设计成“导阀一旦打开,主阀就完全打开;导阀一旦关闭,主阀就迅速关闭”。因此在泄压时达到最大流量的超压非常小,可以忽略不计。当阀门在吸入时,由于导阀不起作用,因此超负压的作用等同于阀盘式呼吸阀。先导式呼吸阀的不足之处是,该类呼吸阀中有些设计是在贮罐压力比呼吸阀定压低得多的压力时它才关闭,增大了呼吸损耗。选用时应当注意。

实际应用中呼吸阀分为以下几种基本型式。

①标准型呼吸阀:安装在贮罐上,能保持罐内压力正常,不出现超压或负压状态。但没有防冻、防火功能。

②防火型呼吸阀:安装在贮罐上,对罐内压力的保护功能同上一款的内容,又具有防冻功能,能用于寒冷地区。

③防冻型防火呼吸阀:安装在贮罐上,对罐内压力的保护功能同上一款的内容,又具有防冻、防火功能,能用于寒冷地区;它的防火功能指当发生火灾事故时,安装了这种呼吸阀的贮罐可能阻挡火苗窜入罐内,相当于安装了一个阻火器。

④呼吸人孔:只适用于常压罐,可直接安装在人孔盖上,而且对罐内介质要求是,在常温下基本不挥发或有少量挥发物也不会对环境造成污染的常压罐上。它也能保护罐内不出现超压或负压状态。

⑤真空泄压阀:只适用于防止贮罐不出现真空状态。

⑥泄压阀:只适用于防止贮罐不出现超压状态。

以上几种类型的呼吸阀的适用范围详见 5.10.3 的内容。

### 5.10.2 呼吸阀的计算

#### (1) 确定呼吸量

呼吸阀的计算内容主要是确定呼吸量,呼吸量按下列条件确定。

①贮罐向外输出物料时,造成贮罐内压力降低,需要吸入气体保持贮罐内压力平衡。

②向贮罐内灌装物料时,造成贮罐内压力升高,需要排出气体保持贮罐内压力平衡。

③由于气候等影响引起贮罐内物料蒸气压增大或减少,造成的呼出和吸入(通称热效应)。

④火灾时贮罐受热,引起蒸发量骤增而造成的呼出。

前三个原因引起的呼吸量叫正常呼吸量,后一个原因引起的呼吸量叫火灾呼吸量。

#### (2) 正常呼吸量的计算

根据 A.P.I (美国石油协会) 标准 2000, 1982 年 1 月 (第三版) “常压和低压贮罐的通

①  $1\text{oz} = \frac{1}{16}\text{lb} = 31.04\text{g}$ 。

气”中规定呼吸阀适用于设计操作条件在 216 ~ 7456Pa (22 ~ 760mmH<sub>2</sub>O) 的地上液体石油贮罐及地上与地下低温贮罐的正常通风量的计算结果见表 5.10-1 所示。原表是用英制单位绘制的, 表 5.10-1 是从英制换算成公制单位后制成的。

### (3) 火灾呼吸量的计算

对于不设保护措施(如: 喷淋、保温等)的贮罐, 火灾时的排气量的计算可查表 5.10-2, 该表的使用条件是 1 个大气压(绝)和 15.6℃。

表 5.10-1 热效应引起的呼吸气量

罐的容积 m <sup>3</sup>	热效应引起的 吸入量(适用 各种闪点) m <sup>3</sup> /h	热效应引起的呼出气量		罐的容积 m <sup>3</sup>	热效应引起的 吸入量(适用 各种闪点) m <sup>3</sup> /h	热效应引起的呼出气量	
		38℃闪点及 以上的油品 m <sup>3</sup> /h	38℃闪点 以下的油品 m <sup>3</sup> /h			38℃闪点及 以上的油品 m <sup>3</sup> /h	38℃闪点 以下的油品 m <sup>3</sup> /h
9.46	1.69	1.10	1.69	5564.3	877.82	538	877.82
16.89	2.83	1.69	2.83	6359.2	962.77	594.65	962.77
79.49	14.15	8.49	14.15	7154.4	1047.72	651.29	1047.72
158.98	28.3	15.108	28.3	7949.0	1132.67	679.6	1132.67
317.96	56.63	33.98	56.63	9538.8	1245.104	764.55	1245.104
475.104	84.95	50.97	84.95	11128.6	1359.21	764.55	1245.104
635.103	113.26	67.96	113.26	12718.4	1472.47	877.82	1472.47
794.91	141.58	84.95	141.58	14308.2	1586.74	962.77	1586.74
1589.83	283.17	169.9	283.17	15898.0	1699	1019.4	1699
2384.74	424.75	254.85	424.75	19077.6	1926.54	1160.99	1926.54
3179.65	566.34	339.8	566.34	22257.2	2123.76	1274.26	2123.76
3974.57	679.60	424.75	679.60	25436.8	2324.99	1416.84	2324.99
4769.4	792.87	481.39	792.87	28616.4	2548.53	1529.11	2548.53

注: 1. 热效应呼吸气量指在 1 个大气压(绝)和 15.6℃时, 以空气为介质经试验测得的数据。

2. 本表原文为英制单位, 表中的公制单位数据是由英制换算得出的。

3. 表中未列出的贮罐容量的计算值可用内查法算出。

表 5.10-2 火灾时紧急排气量与湿润面积的关系(在 1 个大气压(绝)和 15.6℃条件下的计算值)

湿润面积 m <sup>2</sup>	排气量 m <sup>3</sup> /h	湿润面积 m <sup>2</sup>	排气量 m <sup>3</sup> /h	湿润面积 m <sup>2</sup>	排气量 m <sup>3</sup> /h	湿润面积 m <sup>2</sup>	排气量 m <sup>3</sup> /h
1.858	597.5	32.52	8156.24	9.290	2973.3	111.484	15772.46
2.787	894.81	37.161	8834.842	11.148	3567.92	130.06	16621.96
3.716	1192.14	46.452	10024.15	13.006	4263.57	148.645	17386.52
4.645	1492.3	56.742	11100.2	14.86	4757.22	167.23	18094.44
6.574	1789.62	66.032	12119.59	16.723	5380.2	186.806	18746.72
6.503	2085.105	74.322	13082.36	18.581	5974.85	229.67	19936.03
7.432	2384.275	83.613	13960.18	23.226	6767.72	260.13	21011.07
8.361	2684.432	92.903	14838.0	27.871	7503.95	260.13 以上	

对于设计压力超过 1 个大气压(绝)的贮罐和容器的湿润表面积大于 260m<sup>2</sup> 时, 火灾时的总排气量可按下列公式计算

$$CFH = 1107A^{0.82}$$

式中  $CFH$ ——排气量, ft<sup>3</sup>/h (以 14.7lb/ft<sup>2</sup> 绝压, 60°F 空气表示, 相当于 1 个大气压(绝)和 15.6℃时的空气排气量);

$A$ ——湿润表面积, ft<sup>2</sup>。

### 5.10.3 呼吸阀的选用及安装

#### (1) 呼吸阀的选用步骤和注意事项

当贮罐内物料的闪点 $\leq 60^{\circ}\text{C}$ 时,应选用呼吸阀。

呼吸阀的选用步骤应先计算确定呼吸量,对照呼吸阀制造厂提供的各种规格的呼吸阀不同定压值的性能曲线,选用呼吸阀尺寸,也就决定了呼吸阀的起跳压力和通气压力。

当单个呼吸阀的呼吸量不能满足要求时,可安装两个以上的呼吸阀。如果没有呼吸阀制造厂提供的各种规格性能曲线,还可根据中国石油化工总公司的标准《石油化工企业储运系统罐区设计规范》(SHJ 7—88)的规定按进出贮罐的最大液体量( $\text{m}^3/\text{h}$ )选用呼吸阀的规格尺寸,见表 5.10-3。

表 5.10-3 呼吸阀的选用

进出贮罐的最大液体量, $\text{m}^3/\text{h}$	呼吸阀的个数 $\times$ 公称直径 mm	进出贮罐的最大液体量, $\text{m}^3/\text{h}$	呼吸阀的个数 $\times$ 公称直径 mm
$\leq 25$	$1 \times 50$	151 ~ 250	$1 \times 200$
26 ~ 50	$1 \times 80$	301 ~ 500	$1 \times 250$
51 ~ 100	$1 \times 100$	301 ~ 500	$2 \times 200$
101 ~ 150	$1 \times 150$	$> 500$	$2 \times 250$

呼吸阀的选用还和气候有关,在冬季会结冰的地区,要选用防水型呼吸阀;而在非冰冻地区可选用标准型呼吸阀。呼吸阀必需配备阻火器。选用呼吸阀时还应选用呼吸阀挡板。

#### (2) 呼吸阀的安装及注意事项

呼吸阀还可以和气封系统一块使用。常用的气封气有氮气、燃料气等。当罐内物料被泵抽出,或由于温度降低,罐内的气体冷凝收缩时,要补入气封气防止空气进入罐内。当向罐内送料或温度升高使罐内压力升高时,呼吸阀自动打开,将超压的气体排入大气。当罐内压力低于大气压,而气封系统又不能正常工作时,呼吸阀内的真空阀开启,空气进入罐内保证贮罐不受破坏。呼吸阀和气封系统一同使用时的配管图见图 5.10.3 所示。

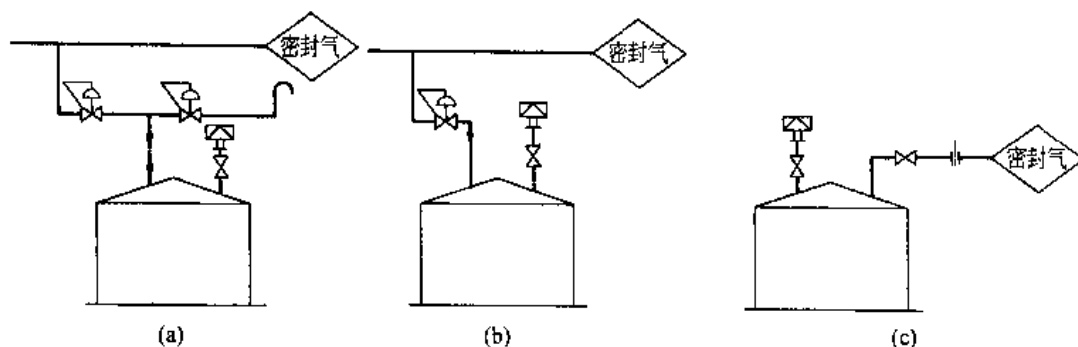


图 5.10-3 呼吸阀与气封系统的配管图

呼吸阀应安装在贮罐的顶部高点,最好是最高点,以便能顺利地提供通向呼吸阀最直接和最大的通道。通常对于立式罐,呼吸阀应尽量安装在罐顶中央顶板范围内,对于罐顶需设隔热层的贮罐,可安装在梯子平台附近。

当需要安装两个呼吸阀时,它们与罐顶的中心距离应相等。

若呼吸阀用在氮封罐上,则氮气供气管的接管位置一定要远离呼吸阀接口,并由罐顶部插入贮罐内约 200mm,这样氮气进罐后不直接排出,达到氮封的目的。

5.10.4 呼吸阀的参数表

下面我们把国内厂家的呼吸阀的参数表按不同类型分别列出，并把美国 ENARDO 公司的呼吸阀系列产品的参数表也附在后面，供设计人员选用。

(1) 标准型呼吸阀

适用于非冰冻地区。

①该阀是安装在固定顶罐上的通风装置，起减少油品蒸发损耗，控制贮罐压力的作用，其阀盘为硬质铝合金。

②该阀分 HXF-88A 型和 HXF-88B 型。

③该阀具有通风量大，耐腐蚀等特点，并有静电接地线，使阀与罐体保持等电位。

④ 操作压力：正压，B 级 980.7Pa (100mmH<sub>2</sub>O)

A 级 1765.2Pa (180mmH<sub>2</sub>O)

负压，294.2Pa (30mmH<sub>2</sub>O)。

呼吸阀的结构见图 5.10-4，规格和尺寸见表 5.10-4 和表 5.10-5。

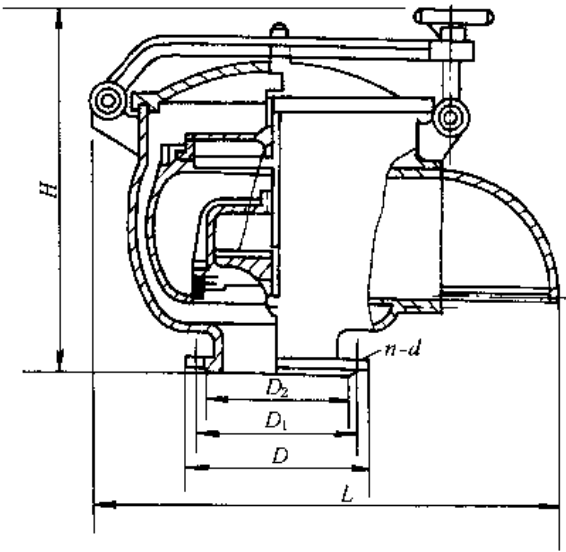


图 5.10-4 HXF-88 型呼吸阀

表 5.10-4 HXF-88 型呼吸阀的规格

型 号	名 称	规 格	材 质	单 位	质量, kg	生 产 厂
HXF-50	呼吸阀	DN50 HXF-88 型	组合件	台	35	高州机件厂
HXF-80	呼吸阀	DN80 HXF-88 型	组合件	台	55	东海石油机械厂
HXF-100	呼吸阀	DN100 HXF-88 型	组合件	台	60	东海石油机械厂
HXF-150	呼吸阀	DN150 HXF-88 型	组合件	台	100	东海石油机械厂
HXF-200	呼吸阀	DN200 HXF-88 型	组合件	台	120	东海石油机械厂
HXF-250	呼吸阀	DN250 HXF-88 型	组合件	台	180	东海石油机械厂
B <sub>1</sub> ~ B <sub>8</sub>	呼吸阀	DN40 ~ DN250	组合件			温州市四方化工机械厂

表 5.10-5 HXF-88 型呼吸阀结构尺寸

规 格	尺 寸, mm						
	H	L	D	D <sub>1</sub>	D <sub>2</sub>	n	d
DN50	270	330	φ140	φ110	φ90	4	14
DN80	440	490	φ185	φ150	φ125	4	18
DN100	450	490	φ205	φ170	φ145	4	18
DN150	550	610	φ260	φ225	φ200	8	18
DN200	570	700	φ315	φ280	φ255	8	18
DN250	660	900	φ370	φ335	φ310	12	18

(2) 防水型呼吸阀（或称全天候呼吸阀）

适用于寒冷地区。

①该阀是安装在固定顶罐上的通风装置，起减少油品蒸发损耗，控制贮罐压力的作用。其阀盘结构为空气垫型膜式阀盘。

②该阀具有通风量大，泄漏量小，耐腐蚀等特点，并有静电接地线，使该阀与罐体保持等电位。

③该阀具有防冻性能，适用于寒冷地区。

④操作压力：正压：353Pa（36mmH<sub>2</sub>O）。

980.7Pa（100mmH<sub>2</sub>O）

负压：294.2Pa（30mmH<sub>2</sub>O）

呼吸阀的结构见图 5.10-5，规格和尺寸见表 5.10-6 和表 5.10-7。

表 5.10-6 QHXF-89 型呼吸阀的规格

型 号	名 称	规 格	材 质	单 位	质量, kg	生 产 厂
QHXF-50	全天候呼吸阀	DN50 QHXF-89 型	组合件	台	18	抚顺石油学院机械厂
QHXF-80	全天候呼吸阀	DN80 QHXF-89 型	组合件	台		东海石油机械厂
QHXF-100	全天候呼吸阀	DN100 QHXF-89 型	组合件	台	32	东海石油机械厂
QHXF-150	全天候呼吸阀	DN150 QHXF-89 型	组合件	台	49	东海石油机械厂
QHXF-200	全天候呼吸阀	DN200 QHXF-89 型	组合件	台	66	东海石油机械厂
QHXF-250	全天候呼吸阀	DN250 QHXF-89 型	组合件	台	90	东海石油机械厂

表 5.10-7 QHXF-89 型呼吸阀结构尺寸

規 格	尺 寸, mm								
	H	L	D	D <sub>1</sub>	D <sub>2</sub>	n		d	
						n <sub>1</sub>	n <sub>2</sub>	d <sub>1</sub>	d <sub>2</sub>
DN50	255	362	φ140	φ110	φ90	3	1	14	12
DN80	342	508	φ185	φ150	φ125	3	1	18	16
DN100	342	508	φ205	φ170	φ145	3	1	18	16
DN150	460	640	φ260	φ225	φ200	3	1	18	16
DN200	545	770	φ315	φ280	φ255	6	2	18	16
DN250	648	918	φ370	φ335	φ310	9	3	18	16

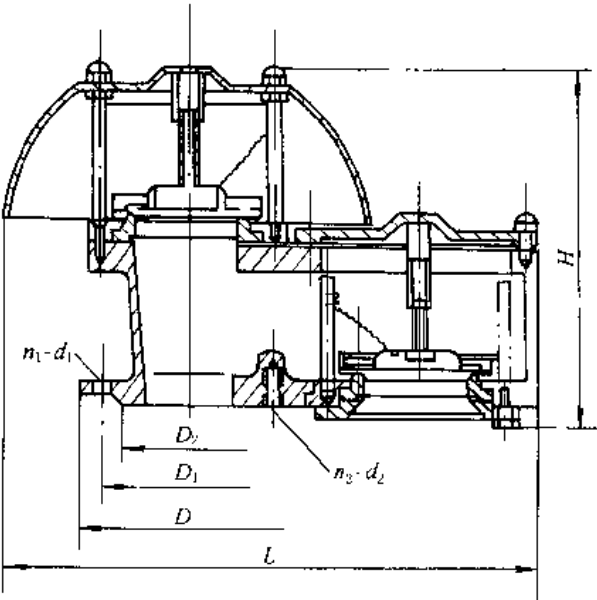


图 5.10-5 QHXF-89 型呼吸阀（P<sub>v</sub> = 0.6MPa）

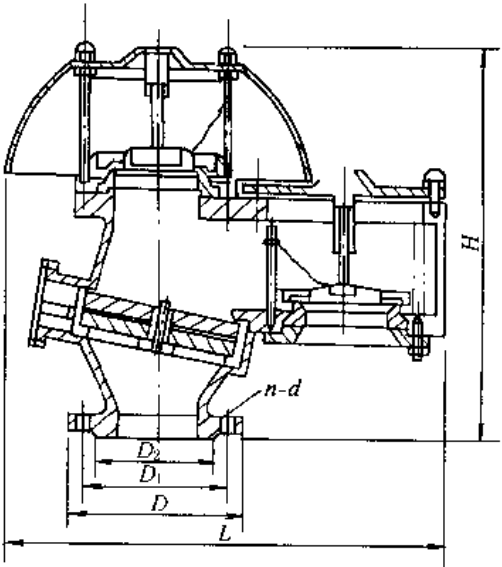


图 5.10-6 QZF-89 型呼吸阀

(3) 防冻型防火呼吸阀（或称全天候防火呼吸阀）

适用于寒冷地区并不需配置阻火器。

①该阀是安装在固定顶罐上的通风装置，起减少油品蒸发损耗，控制贮罐压力及阻止外

界火焰传入的作用。

②该阀具有通风量大、泄漏量小和耐腐蚀等特点，并有静电接地线，使该阀与罐体保持等电位。

③该阀具有防冻性能，适用于寒冷地区。

④操作压力：正压，353Pa (36mmH<sub>2</sub>O)，

980.7Pa (100mmH<sub>2</sub>O)

负压，294.2Pa (30mmH<sub>2</sub>O)

呼吸阀的结构见图 5.10-6，规格和尺寸见表 5.10-8 和表 5.10-9。

表 5.10-8 QZF-89 型呼吸阀的规格

型 号	名 称	规 格	材 质	单 位	质量, kg	生 产 厂
QZF-50	全天候防火呼吸阀	DN50 QZF-89 型	组合件	台	25	东海石油机械厂
QZF-80	全天候防火呼吸阀	DN80 QZF-89 型	组合件	台		东海石油机械厂
QZF-100	全天候防火呼吸阀	DN100 QZF-89 型	组合件	台	47	东海石油机械厂
QZF-150	全天候防火呼吸阀	DN150 QZF-89 型	组合件	台	71	东海石油机械厂
QZF-200	全天候防火呼吸阀	DN200 QZF-89 型	组合件	台	98	东海石油机械厂
QZF-250	全天候防火呼吸阀	DN250 QZF-89 型	组合件	台	130	东海石油机械厂
BF <sub>1</sub> ~ BF <sub>2</sub>	全天候防火呼吸阀	DN40 ~ DN250	组合件	台		温州市四方化工机械厂

表 5.10-9 QZF-89 型呼吸阀结构尺寸

规 格	尺 寸, mm						
	H	L	D	D <sub>1</sub>	D <sub>2</sub>	n	d
DN50	360	362	φ140	φ110	φ90	4	14
DN80	445	513	φ185	φ150	φ125	4	18
DN100	445	513	φ205	φ170	φ145	4	18
DN150	610	640	φ260	φ225	φ200	4	18
DN200	700	770	φ315	φ280	φ255	8	18
DN250	828	918	φ370	φ335	φ310	12	18

#### (4) 呼吸人孔 (XYXA<sup>500</sup><sub>600</sub>型)

工作压力吸入 - 392.2Pa，呼出 + 1961.2Pa，环境温度 - 30 ~ 60℃，主体材质有不锈钢、碳钢两种，生产厂为温州市四方化工机械厂。

#### (5) 真空泄压阀

①该阀是安装在贮罐上的负压通风装置，可与呼吸阀配套使用，以用于增加贮罐空气吸入量以防贮罐抽瘪。也可单独使用。

②该阀具有通风量大，泄漏量小，耐腐蚀等特点，并有静电接地线，使该阀与罐体保持等电位。

③该阀具有防冻性能，也适用于寒冷地区。

④操作压力 392.5Pa (- 40mmH<sub>2</sub>O) 或按用户要求定。

真空泄压阀的结构见图 5.10-7、规格和尺寸见表 5.10-10 和表 5.10-11。

表 5.10-10 ZXF-89 型真空泄压阀的规格

型 号	名 称	规 格	材 质	单 位	质量, kg	生 产 厂
ZXF-50	真空泄压阀	DN50 ZXF-89 型	组合件	台	17	东海石油机械厂
ZXF-100	真空泄压阀	DN100 ZXF-89 型	组合件	台	44	高州机件厂
ZXF-150	真空泄压阀	DN150 ZXF-89 型	组合件	台	77	无锡市石化设备配件厂
ZXF-200	真空泄压阀	DN200 ZXF-89 型	组合件	台	106	无锡市石化设备配件厂
ZXF-250	真空泄压阀	DN250 ZXF-89 型	组合件	台	148	无锡市石化设备配件厂



表 5.10-11 ZXF-89 型真空泄压阀的结构尺寸

规 格	尺 寸, mm						
	H	L	D	D <sub>1</sub>	D <sub>2</sub>	n	d
DN50	258	284	φ140	φ110	φ90	4	14
DN100	372	446	φ205	φ170	φ145	4	18
DN150	400	632	φ260	φ225	φ200	8	18
DN200	461	736	φ315	φ280	φ255	8	18
DN250	520	876	φ370	φ335	φ310	12	18

## (6) 泄压阀

①该阀是安装在贮罐上的正压通风装置, 可与呼吸阀配套使用或用于增加贮罐正压通风量以防超压。也可用于氮封罐和安装在管道上以控制压力。

②该阀具有防冻性能, 也适用于寒冷地区。

③操作压力: +1863.3Pa (+190mmH<sub>2</sub>O) (或按用户要求定)。

泄压阀的结构见图 5.10-8, 规格和尺寸见表 5.10-12 和表 5.10-13。

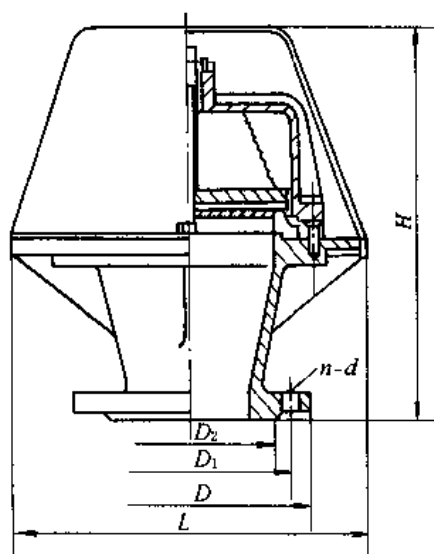
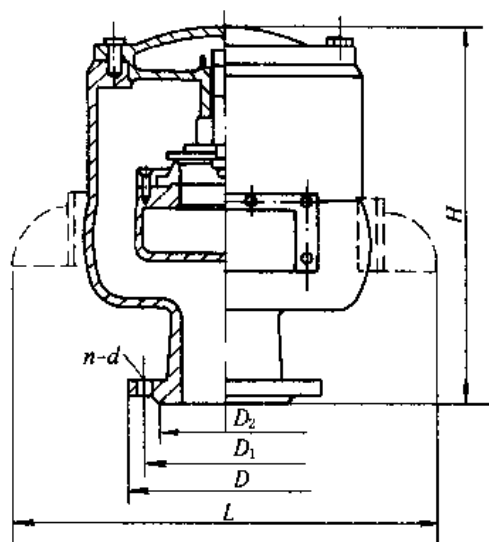
图 5.10-7 ZXF-89 型真空泄压阀  
(PN = 0.6MPa)图 5.10-8 XYF-89 型泄压阀  
(PN = 0.6MPa)

表 5.10-12 XYF-89 型泄压阀的规格

型 号	名 称	规 格	材 质	单 位	质量, kg	生 产 厂
XYF-50	泄压阀	DN50 XYF-89 型	组合件	台	17	东海石油机械厂
XYF-100	泄压阀	DN100 XYF-89 型	组合件	台	24	高州机件厂
XYF-150	泄压阀	DN150 XYF-89 型	组合件	台	39	无锡市石化设备配件厂
XYF-200	泄压阀	DN200 XYF-89 型	组合件	台	52	无锡市石化设备配件厂
XYF-250	泄压阀	DN250 XYF-89 型	组合件	台	73	无锡市石化设备配件厂

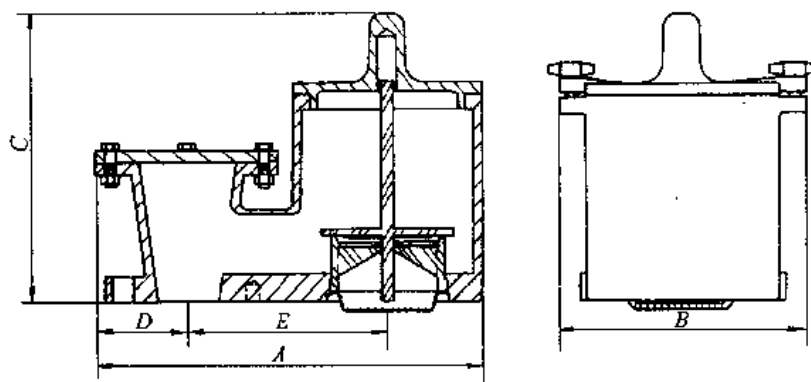
表 5.10-13 XYF-89 型泄压阀的结构尺寸

规 格	尺 寸, mm						
	H	L	D	D <sub>1</sub>	D <sub>2</sub>	n	d
DN50	266	242	φ140	φ110	φ90	4	14
DN100	296	332	φ205	φ170	φ145	4	18
DN150	390	372	φ260	φ225	φ200	8	18
DN200	468	452	φ315	φ280	φ255	8	18
DN250	544	532	φ370	φ335	φ310	12	18

附录系美国 ENARDO 公司和温州市四方化工机械厂的呼吸阀系列产品(部分), 供选用。



## 2 ENARDO 952 型管线末端真空减压阀



ENARDO 952 (顶置) 减压阀是一项先进的通大气装置。由于这一设计采用了最新的技术, 该阀可以有效地防止过负压, 阻止空气进入, 减少产品损失, 同时一些带有异味的和可能有害的气体也不会溢出, 其它没有随阀门一起供应的部件包括: Enardo Sabde Guide 阀门系统, 先进的合成 PPS 密封圈和 trim, 一并使用该阀门将提供更好的服务。

型 号	进口尺寸	A 总长度	B 总宽度	C 总高度	D 至边	E I/V	铝材 单位重量 <sup>①</sup>	球墨铸铁 单位重量 <sup>①</sup>	S.S 单位重量 <sup>①</sup>
952	2"	14 $\frac{1}{4}$	9 $\frac{1}{4}$	10 $\frac{3}{8}$	3 $\frac{3}{8}$	7 $\frac{1}{2}$	17	48	52
952	3"	14 $\frac{1}{4}$	9 $\frac{1}{4}$	10 $\frac{3}{8}$	3 $\frac{3}{8}$	7 $\frac{1}{2}$	19	52	56
952	4"	19 $\frac{1}{4}$	11	13 $\frac{1}{8}$	4 $\frac{1}{2}$	9 $\frac{1}{16}$	39	98	104
952	6"	20 $\frac{1}{4}$	11	13 $\frac{1}{8}$	5 $\frac{1}{4}$	10	43	112	119
952	8"	33 $\frac{1}{8}$	16 $\frac{1}{8}$	20 $\frac{1}{2}$	7 $\frac{1}{16}$	17 $\frac{1}{8}$	107	286	
952	10"	33 $\frac{1}{4}$	16 $\frac{1}{8}$	20 $\frac{1}{4}$	8	17 $\frac{1}{8}$	116	308	

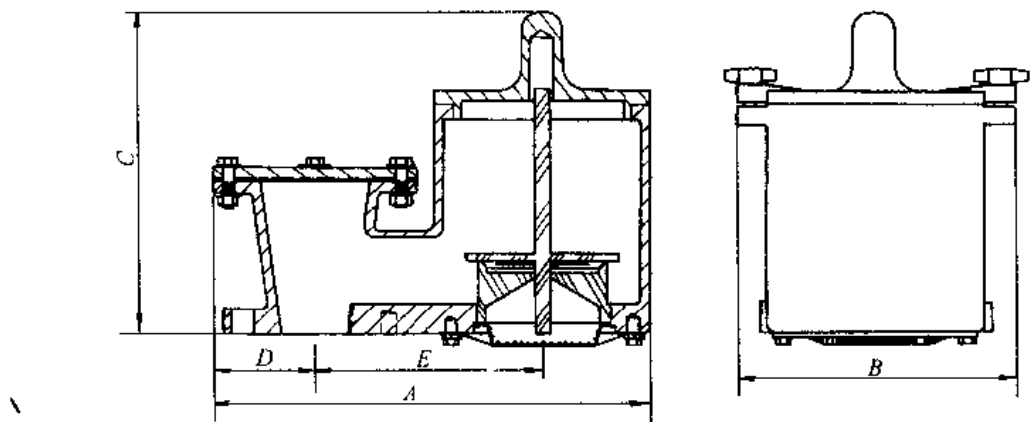
①标准压力下阀门以磅为单位的净重 (常压 0.5oz/in<sup>2</sup>, 减压 0.5oz/in<sup>2</sup>), 不包括装运箱重。

注: 上表中所有尺寸均以英寸为单位。

## ENARDO 减压阀主要技术参数

952—	<input type="checkbox"/>	—	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	—	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	—	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
进口连接 尺寸 (2" ~ 10")	阀体材料	垫衬和阀座 圈材料	垫衬密封材料	压力设计值	选项							
	1. 铝	1. 高级聚苯硫 醚	1. FEP 特富龙	n, in 水柱	0 无选项							
	2. 球墨铸铁	2. 316 不锈钢	2. 丁腈橡胶	x, oz/in <sup>2</sup>	A. 特殊涂层							
	3. 复合玻璃 纤维	3. 其它	3. 氟橡胶	0.5 ~ 24oz/in <sup>2</sup>	B. 不锈钢砑码							
	4. 不锈钢		4. 其它	(0.5oz/in <sup>2</sup> 增长)	C. 其它砑码材料							
	5. 其它			1.0 ~ 41.5in 水柱	D. 其它硬件							
				(0.5in 水柱增加)	E. 其它密封垫材料							
					F. 其它玻璃纤维树脂							
					G. 蒸汽夹套或连杆杆							
					H. 其它							

3 ENARDO 952/MVC 型汽液控制系统真空减压阀



ENARDO 952/MVC 真空减压阀是为了满足 USCG 汽液控制系统中 CFR33 Part 154 的要求而专门设计的。这一设计中特殊部件包括有 30×30 不锈钢的入口防火层，特富龙内部密封垫和 316 不锈钢硬件。其它没有随阀门一起供应的部件包括：Enardo Saber Guide 阀门系统一并使用将使该阀的表现更加卓越。

型 号	进口连接 尺寸	A 总长度	B 总宽度	C 总高度	D 进口尺寸	E I/O	球墨铸铁 单位重量 <sup>①</sup>
952/MVC	4"	19 <sup>1</sup> / <sub>4</sub>	11	13 <sup>3</sup> / <sub>4</sub>	4 <sup>1</sup> / <sub>2</sub>	9 <sup>1</sup> / <sub>16</sub>	98
952/MVC	6"	20 <sup>1</sup> / <sub>4</sub>	11	13 <sup>3</sup> / <sub>4</sub>	5 <sup>1</sup> / <sub>2</sub>	10	112
952/MVC	8"	33 <sup>3</sup> / <sub>4</sub>	16 <sup>1</sup> / <sub>4</sub>	20 <sup>1</sup> / <sub>2</sub>	7 <sup>13</sup> / <sub>16</sub>	17 <sup>1</sup> / <sub>4</sub>	286
952/MVC	10"	33 <sup>3</sup> / <sub>4</sub>	16 <sup>1</sup> / <sub>4</sub>	20 <sup>1</sup> / <sub>2</sub>	8	17 <sup>1</sup> / <sub>4</sub>	308

①标准压力下阀门以磅为单位的净重（常压 0.5oz/in<sup>2</sup>，减压 0.5oz/in<sup>2</sup>），不包括装运箱重。  
注：上表中所有尺寸均以英寸为单位。

ENARDO 减压阀主要技术参数

952/MVC—

□

—

2

2

1

—

□

□

—

D

E

H

进口连接  
尺寸  
4" ~ 10"

材料  
2. 球墨铸铁

垫衬和阀座  
圈材料  
2. 316 不锈钢

垫衬密封材料  
1. FEP 特富龙

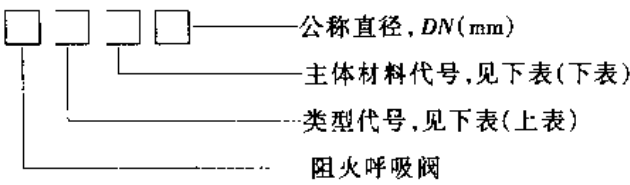
压力件  
n, in 水柱  
z, oz/in<sup>2</sup>  
0.5 ~ 24oz/in<sup>2</sup>  
(0.5oz/in<sup>2</sup> 增长)  
1.0 ~ 41.5in 水柱  
(0.5in 水柱增加)

选项  
0. 无选项  
A. 特殊涂层  
B. 不锈钢砑码  
C. 其它砑码材料  
D. 其它硬件  
E. 其它垫片材料  
F. 其它玻璃纤维树脂  
G. 蒸汽夹套或连动杆  
H. 其它



5 温州市四方化工机械厂的呼吸阀、阻火呼吸阀标准

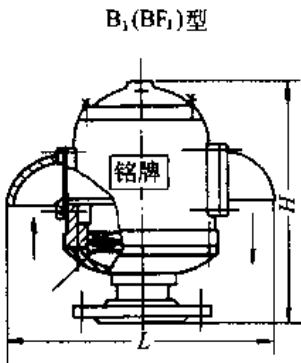
型号标记



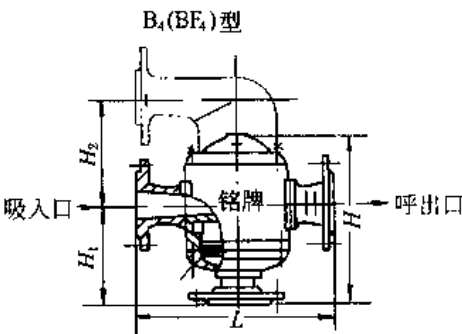
类 型	代 号	类 型	代 号
呼吸阀	B1 (BL1)	阻火呼吸阀	BF1 (BLF1)
带吸入接管呼吸阀	B2	带吸入接管阻火呼吸阀	BF2
带呼出接管呼吸阀	B3	带呼出接管阻火呼吸阀	BF3
带双接管呼吸阀	B4	带双接管阻火呼吸阀	BF4
呼出阀	B5	阻火呼出阀	BF5
带接管呼出阀	B6	带接管阻火呼出阀	BF6
吸入阀	B7	阻火吸入阀	BF7
带接管吸入阀	B8	带接管阻火吸入阀	BF8

主 体 材 料	代 号	主 体 材 料	代 号
ZG 200—400	I	ZG 0Cr18Ni12Mo2Ti	Ⅳ
ZG 0Cr18Ni9	Ⅱ	ZL 102	V
ZG 0Cr18Ni9Ti	Ⅲ	HT 150	Ⅵ

呼吸阀、阻火呼吸阀



呼吸阀 (阻火呼吸阀)



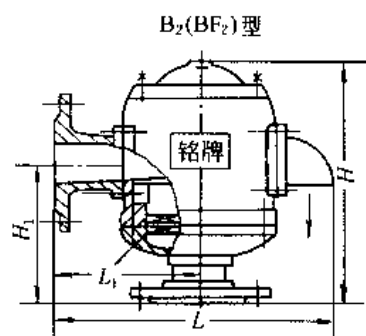
带双接管呼吸阀 (带双接管阻火呼吸阀)

mm

DN	40	50	80	100	150	200	250
H	310	310	410	485	585	680	835
L	275	275	397	450	640	835	1060
WT(kg)	22	24	32	43.5	70	120	183

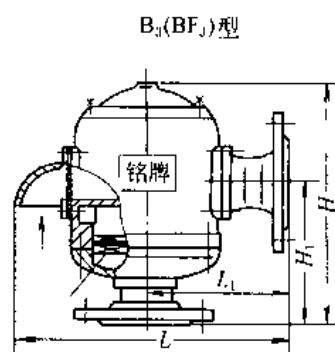
mm

DN	40	50	80	100	150	200	250
H <sub>2</sub>	175	220	250	280	345	420	480
H	310	310	410	485	585	680	835
H <sub>1</sub>	178	178	220	265	295	320	405
L	325	325	397	435	584	715	860
WT(kg)	23	25	33	44.5	74	124	185

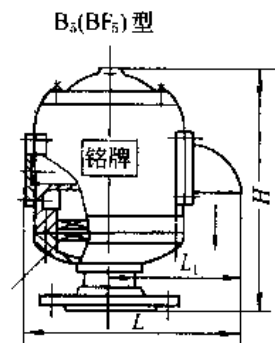


	mm						
DN	40	50	80	100	150	200	250
H	310	310	410	485	585	680	835
H <sub>1</sub>	178	178	220	265	295	320	405
L	300	300	397	448	612	775	960
L <sub>1</sub>	162	162	198	218	292	358	430
WT(kg)	22.5	24.5	32.5	44	72	122	184

带吸入接管呼吸阀(带吸入接管阻火呼吸阀)

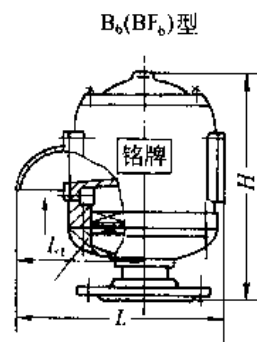


带呼出接管呼吸阀(带接管阻火呼吸阀)

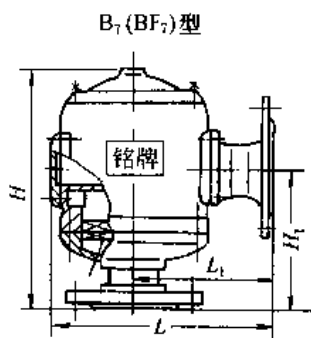


呼出阀(阻火呼出阀)

	mm						
DN	40	50	80	100	150	200	250
H	310	310	410	485	585	680	885
L	240	240	330	367	540	700	880
L <sub>1</sub>	138	138	200	225	320	418	530
(kg)	22	23	30	41.5	68	118	179

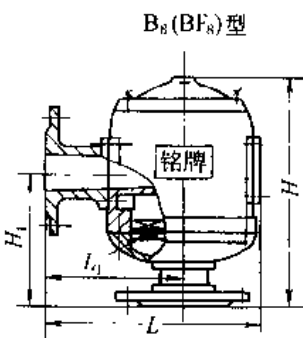


吸入阀(阻火吸入阀)

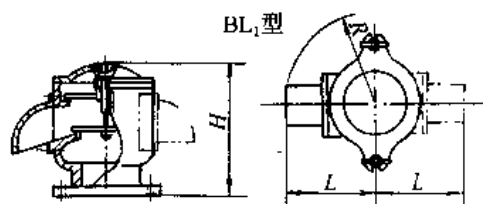


带接管呼出阀(带接管阻火呼出阀)

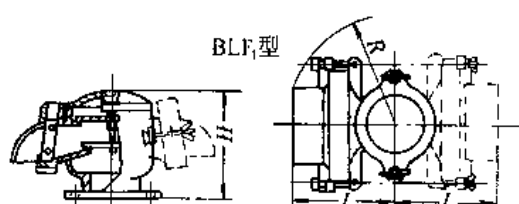
	mm						
DN	40	50	80	100	150	200	250
H	310	310	410	485	585	680	885
H <sub>1</sub>	178	178	220	265	295	320	405
L	263	263	330	370	508	640	780
L <sub>1</sub>	163	163	200	218	292	358	430
WT(kg)	22.5	23.5	30.5	42	70	128	180



带接管吸入阀(带接管阻火吸入阀)



呼吸阀

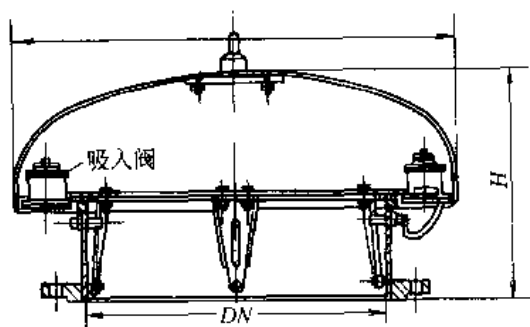


阻火呼吸阀

	mm			
DN	L	H	R	WT(kg)
40	162	185	166	20
50	162	185	166	22
80	203	200	210	29
100	235	240	244	39
150	330	460	343	63
200	425	560	444	108
250	535	740	557	165

	mm			
DN	L	H	R	WT(kg)
40	190	185	200	24
50	190	185	200	26
80	220	200	240	35
100	235	240	290	48
150	410	460	450	77
200	460	560	505	132
250	590	740	690	201

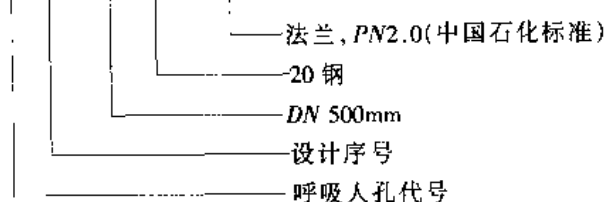
## XYXA 500/600 呼吸人孔



工作压力 Pa (G)	吸入	-392.2 (~40mmH <sub>2</sub> O)
	呼出	+1961.2 (200mmH <sub>2</sub> O)
适用温度℃	-30 ~ 60	
吸入面积 m <sup>2</sup>	0.043116	

## 标记示例

XYX A 500- I - 2.0(SH)



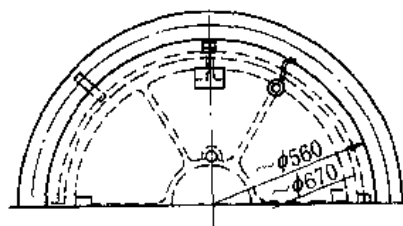
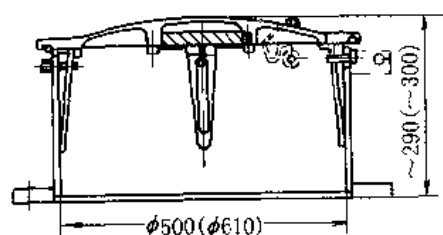
DN	φ	H
500	705	380
600	805	480

材 料	代号
钢 20 CS20	I
0Cr19Ni9 (304)	II
00Cr19Ni11 (304L)	III
0Cr18Ni11Ti (321)	IV
0Cr17Ni12Mo2 (316)	V
00Cr17Ni14Mo2 (316L)	VI

## 紧急放空人孔盖

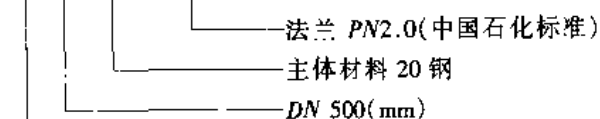
PN 2.0 DN 500、600

XY 500/600



## 标记示例

XY 500- I - 2.0(SH)



## 5.11 隔热及伴热设计

在石油化工企业内,从广义上讲所有的设备和管道都在加热或冷却的状态下工作;在这些工作过程中都要伴随能量转换,从节能的角度讲,做好隔热及伴热设计是保证工程的技术经济先进性的关键问题之一。

解决这类问题主要有两个方面的工作,首先根据需保护的对象性质,选择适当的隔热及伴热类型;然后通过严格的计算提出需要的隔热层厚度。按照设计专业的分工原则,工艺系统专业主要负责确定需要隔热及伴热的设备和管道,并将这些设备和管道的工作压力和温度向配管专业提出设计条件。隔热材料的选用和隔热层的厚度计算都是由配管专业来完成的。所以本节只介绍如何确定需要隔热的设备和管道,不介绍隔热层厚度的计算和隔热材料



的选用的详细内容。但对于伴热的设计,就不仅需要工艺系统专业、既要选择所需伴热的设备和管道,而且还要完成伴热的设计计算。本节将详细介绍各种伴热保温的计算方法。

但为了适应还未划分工艺及工艺系统两个专业的设计单位的工作需要,我们也把隔热层厚度的计算图表,附加在本节供需要者选用,见表 5.11-3 和表 5.11-4。

### 5.11.1 隔热设计

设备、管道的隔热设计一般是指隔热、隔冷、防烫、防冻等的设计工作。

凡具有下述情况之一的设备、管道、管件、阀门必须采取隔热措施。

①表面温度大于  $50^{\circ}\text{C}$  以及外表面温度虽然低于  $50^{\circ}\text{C}$ , 而根据生产工艺需要采取隔热保温措施的设备和管道。

②介质凝固点高于环境温度的设备和管道。

③表面温度超过  $60^{\circ}\text{C}$  的不需要隔热的设备和管道, 但需要操作员经常维护的部位应在下列范围内设置防烫伤隔热层:

- 距离地面或工作平台的高度小于  $2.1\text{m}$ ;
- 靠近操作平台距离小于  $0.75\text{m}$ 。

④需阻止、减少冷介质及冷载体在生产和输送过程中的冷损失。

⑤需阻止、减少冷介质及冷载体在生产和输送过程中的温度升高。

⑥需阻止低温设备及管道外表面凝露。

⑦因外界温度影响而产生冷凝液, 从而腐蚀设备管道。

⑧设备和管道发出的噪声大于工程规定的允许噪声级时, 需要用隔声材料包裹设备、管道来降低噪声。这时常采用隔热材料来达到目的。

凡属以下情况的设备和管道不应保温。

- ①必需裸露的设备和管道。
- ②工艺要求散热的设备和管道。
- ③恒温型疏水器前的管道。
- ④直接通大气的排凝放空管道。

### 5.11.2 伴热的选用

在隔热不能满足工艺物料的隔热保温要求时, 一般采用伴热保温形式。伴热保温的形式有蒸汽伴热保温、热水伴热保温、导热油伴热保温和电热带伴热保温等。

蒸汽伴热保温常用饱和蒸汽作为热源介质, 采用的蒸汽等级, 由工艺介质需保持的温度而定, 一般情况下蒸汽温度应高于被保温介质的温度。选择伴热用蒸汽温度时还要考虑工艺物料的特性, 如介质是否容易结焦、是否容易聚合等。采用的蒸汽压力一般等于或低于  $1300\text{kPa}$ , 常用  $350 \sim 1000\text{kPa}$ , 最低  $200\text{kPa}$ 。这股蒸汽热源在操作期间和开、停工时不应中断。

热水伴热保温常用于冬季气温虽然低于零度以下, 但不低于零下  $10$  度的地区; 而且被保温的介质需要的温度不太高, 一般在  $90^{\circ}\text{C}$  以下, 或者要求介质局部也不能过热的场合。

导热油伴热保温常用于被伴热的介质温度较高 (在  $140 \sim 355^{\circ}\text{C}$  之间), 用其它热介质伴热达不到保温的目的时采用。导热油一般采用石蜡烃、环烷烃和芳香烃等轻质油作为热载体, 采用导热油伴热时, 装置内必须设置相应的导热油加热系统。设备导热油伴热保温的计算方法与设备蒸汽伴热保温的计算方法相似, 但各项给热系数应按导热油传热的情况计算。

电伴热保温常用于被伴热的介质温度不高 (一般在  $30 \sim 120^{\circ}\text{C}$  之间), 防火防爆要求不

高或远离蒸汽热源的设备、机泵、管道的场所。电伴热保温的热效率高、一般可达 80% ~ 90%，还可以对伴热温度进行调节，并具有施工简单、运行可靠、不需要经常维修等优点，但由于电热带烧断后不易发现，耗电量较大，一般不推荐采用。仅在远离蒸汽热源或没有蒸汽，而又必需伴热的管道才采用电伴热保温的方式。

### 5.11.3 蒸汽伴热保温计算

#### (1) 设备蒸汽伴热保温的设计要求

设备内介质是酸性或其它严重腐蚀性的物料时，如需伴热保温应采用外部伴热，对于其它物料，可以采用外部伴热或内部伴热。

#### (2) 管道蒸汽伴管伴热保温的设计要求

物料管道一般采用外部伴热。对于所需伴热管的根数，由工艺系统专业按管道材料专业提出的伴热保温管道所需伴热管根数的要求来选取。

如果介质要求保温的温度比较高，而且要求各点受热均匀（相当于温度控制较严），采用蒸汽伴热管伴热不能满足工艺介质的保温要求时，应采用夹套伴热的形式。当输送的工艺物料的凝固点等于或大于 150℃ 又需要保温均匀时，一般采用蒸汽夹套管保温。

#### (3) 设备蒸汽伴热保温的计算

##### 设备伴热管管径的选择

设备的蒸汽的伴热管径的规格，通常采用 DN15 ~ DN25 管径的管道，特殊需要时也可采用再大一点的管道。

##### 设备伴热管在隔热后的热损失计算

这部分计算的最终目的是求所需伴热管的长度。计算的思路 and 一般传热计算的思路一致。

首先计算保温隔热层表面到空气的给热系数  $\alpha_0$ ,  $W/(m^2 \cdot ^\circ C)$ ;

$$\alpha_0 = \alpha_r + \alpha_k \quad (5.11-1)$$

式中  $\alpha_r$ ——保温隔热层的辐射传热系数,  $W/(m^2 \cdot ^\circ C)$ ;

$\alpha_k$ ——对流传热系数,  $W/(m^2 \cdot ^\circ C)$ 。

##### ① 辐射传热系数 $\alpha_r$ 的计算

$$\alpha_r = \frac{C}{(t_s - t_a) \{ [(t_s + 273)/100]^4 - [(t_a + 273)/100]^4 \}} \quad (5.11-2)$$

式中  $t_s$ ——保温隔热层外表面温度,  $^\circ C$ ;

$C$ ——辐射系数,  $W/(m^2 \cdot ^\circ C^4)$ ;

薄铁皮或油漆表面  $C = 6.23$ , 铝板表面  $C = 0.33$

$t_a$ ——周围环境温度,  $^\circ C$  (室外常年运行的取历年的年平均温度的平均值, 季节性运行的取历年运行期日平均温度的平均值, 或者根据工程标准选取; 室内均取 25℃ 或者根据工程标准选取)。

##### ② 对流传热系数 $\alpha_k$ 的计算

在室内无风情况下:

$$\alpha_k = \frac{26.38}{(397 + t_{cp})^{0.5} \times [(t_s - t_a)/D_1]^{1/4}} \quad (5.11-3)$$

式中  $t_{cp}$ ——保温隔热层的平均温度,  $^\circ C$ ;

$$t_{cp} = \frac{1}{2} \times (t_s + t_a) \quad (5.11-4)$$

$D_1$ ——保温隔热层外径, m。如果设备外形不是圆形, 则  $D_1 = P/3.14$ ;

$P$ ——横截面的外周长, m。

在室外有风情况下:

若  $V \times D_1 < 0.8 \text{ m}^2/\text{s}$ ,

$$\text{则} \quad \alpha_s = 4.04 \times V^{0.618} / D_1^{0.382} \quad (5.11-5)$$

若  $V \times D_1 > 0.8 \text{ m}^2/\text{s}$ ,

$$\text{则} \quad \alpha_k = 4.24 \times V^{0.805} / D_1^{0.15} \quad (5.11-6)$$

$V$ ——风速, m/s。隔热保温采用冬季平均风速, 隔冷保温采用夏季平均风速, 或者根据工程标准选取。在工程设计中也可采用下述简便计算方法, 确定隔热层外表面至周围空气的给热系数。

在室内时,  $\alpha_0 = 9.76 + 0.07(t_s - t_a)$ ;

一般取  $t_s - t_a = 15 \sim 20^\circ\text{C}$

在室外时,  $\alpha_0 = \alpha'_0 + 6.97 \sqrt{V}$

对于隔热或加热保护绝热结构, 一般取  $\alpha'_0 = 11.62 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$ 。

③热损失的传热系数  $K$  的计算

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_0} + \frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_2}{\lambda_2}} \quad (5.11-7)$$

式中  $K$ ——热损失的传热系数,  $\text{W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$ ;

$\alpha_1$ ——设备外壁至保温隔热层内侧空隙间空气的给热系数,  $\text{W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$ , 一般工程计算中取  $\alpha_1 = 11.62 \sim 13.95 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$ ;

$\delta_2$ ——保温隔热层厚度, m;

$\lambda_2$ ——保温隔热层导热系数,  $\text{W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$ 。

④热损失的传热温差  $\Delta t$

保温设备内介质对外壁的传热一般忽略不计, 这样设备外壁温度 ( $t_w$ ) 与设备内工作温度 ( $t$ ) 可看成一致。

$$\Delta t = t_w - t_a = t - t_a \quad (5.11-8)$$

式中  $\Delta t$ ——热损失的传热温差,  $^\circ\text{C}$ ;

$t_w$ ——保温设备的外壁温度,  $^\circ\text{C}$ ;

$t$ ——保温设备内的工作温度,  $^\circ\text{C}$ 。

⑤损失的热负荷  $Q$  的计算

$$Q = K \times F \times \Delta t \quad (5.11-9)$$

式中  $Q$ ——热损失的负荷, W;

$F$ ——设备的外表面积,  $\text{m}^2$ 。

⑥伴热管的长度  $L$  计算

伴热管与伴热保温设备之间的传热系数 ( $K_1$ ) 的计算

$$K_1 = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_2} + \frac{1}{\alpha_3} + \frac{1}{\alpha_4} + \frac{\delta}{\lambda}} \quad (5.11-10)$$

式中  $K_1$ ——伴热管与伴热保温设备之间的传热系数,  $\text{W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$ ;

$\alpha_2$ ——伴热管内蒸汽冷凝给热系数, 一般取  $11622.50 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$ ;

$\alpha_3$ ——蒸汽伴热管至保温隔热层内空气给热系数,  $\text{W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$ ;

$\alpha_4$ ——保温隔热层内空气至被加热设备的给热系数,  $\text{W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$ ;

$\delta$ ——伴热管的管壁厚度,  $\text{m}$ ;

$\lambda$ ——伴热管的导热系数,  $\text{W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$ ;

$\alpha_3$  和  $\alpha_4$  的经验数据见表 5.11-1 和表 5.11-2。

表 5.11-1 蒸汽伴热管至保温隔热层内空气给热系数  $\alpha_3$

蒸汽温度 $t$ ℃	伴热管的公称直径, mm				蒸汽温度 $t$ ℃	伴热管的公称直径, mm			
	25	32	40	50		25	32	40	50
120	18.36	17.78	17.09	16.62	164	22.08	21.50	20.69	20.34
138	19.76	19.06	18.36	18.01	180	23.71	23.12	22.43	21.85
151	20.80	20.34	19.53	19.06					

表 5.11-2 保温隔热层内空气至被加热设备的给热系数  $\alpha_4$

蒸汽温度 $t$ , °C	138	151	164
给热系数 $\alpha_4$ , $\text{W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$	13.37	13.95	14.53

伴热管与保温设备之间的传热温差  $\Delta t_1$

$$\Delta t_1 = t_v - t_w = t_v - t \quad (5.11-11)$$

式中  $t_w = t$  的理由同前的叙述

$t_v$ ——伴热管内蒸汽的工作温度, °C。

伴热管表面积  $F_1$  的计算

$$F_1 = \frac{Q}{K_1 \Delta t_1} \quad (5.11-12)$$

伴热管长度 ( $L$ ) 的计算

$$L = \frac{F_1}{2 \times 3.14 \times r} = \frac{F_1}{3.14 d} \quad (5.11-13)$$

式中  $L$ ——伴热管长度,  $\text{m}$ ;

$r$ ——伴热管外半径,  $\text{m}$ ;

$d$ ——伴热管外直径,  $\text{m}$ 。

以上计算公式的适用范围是设备被伴热的外径 (圆筒形)  $> 1\text{m}$ 。

**例 5.11-1** 设备伴热管计算举例。已知条件: 保温设备直径  $\phi 1400\text{mm}$ , 高度约为  $3000\text{mm}$ ; 设备中物料温度  $160^\circ\text{C}$ ; 按工程标准环境温度  $-10^\circ\text{C}$ ; 保温伴管直径  $d = 25\text{mm}$ , 厚度  $\delta = 3\text{mm}$ ; 保温隔热层厚度  $100\text{mm}$ ; 冬季平均风速  $7\text{m/s}$ ; 饱和蒸汽温度  $175^\circ\text{C}$ , 压力  $900\text{kPa}$ 。

**解** (1) 热损失计算

① 热损失传热系数  $K$ 。保温隔热层表面至周围空气的给热系数  $\alpha_0$ , 由下式计算得

$$\alpha_0 = \alpha'_0 + 6.97 \sqrt{W} = 11.62 + 6.97 \sqrt{7} = 30.06 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}), \alpha'_0 \text{ 取 } 11.62。$$

设备外壁至保温隔热层内侧空隙间空气的给热系数  $\alpha_1$

取  $\alpha_1 = 11.62 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$

保温隔热层的导热系数  $\lambda_2$

$$\lambda_2 = 0.0604 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$$

热损失传热系数  $K$ , 由式(5.11-7)得

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_0} + \frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_2}{\lambda_2}} = \frac{1}{\frac{1}{30.06} + \frac{1}{11.62} + \frac{0.1}{0.0604}} \\ = 0.56 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$$

②设备的外表面积  $F$ ,  $F = 3.14 \times 1.4 \times 3 = 13.19 \text{ m}^2$

③热损失的传热温差  $\Delta t$ , 由式(5.11-8)得

$$\Delta t = t_w - t_a = 160 - (-10) = 170^\circ\text{C}$$

④热损失  $Q$ , 由式(5.11-9)得

$$Q = K \cdot F \cdot \Delta t = 0.56 \times 13.19 \times 170 = 1255.69 \text{ W}$$

(2) 伴管长度计算

(2.1) 传热面积  $F_1$

①伴热管与保温设备之间的传热系数  $K_1$

蒸汽冷凝给热系数  $\alpha_2$

取  $\alpha_2 = 11622.50 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$

钢管导热系数  $\lambda = 46.52 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$

伴热管至保温隔热层内空气给热系数  $\alpha_3$

查表 5.11-1,  $\alpha_3 = 22.08 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$

保温隔热层内空气至被加热设备的给热系数  $\alpha_4$

查表 5.11-2,  $\alpha_4 = 14.53 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$ , 伴管壁厚  $\delta = 3\text{mm}$

伴热管与保温设备之间的传热系数  $K_1$

由式(5.11-10)得

$$K_1 = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_2} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_3} + \frac{1}{\alpha_4}} = \frac{1}{\frac{1}{11622.50} + \frac{0.003}{46.52} + \frac{1}{22.08} + \frac{1}{14.53}} \\ = 8.75 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$$

②伴热管与保温设备之间的传热温差  $\Delta t_1$

由式(5.11-11)得

$$\Delta t_1 = t_v - t_w = 175 - 160 = 15^\circ\text{C}$$

③传热面积  $F_1$

由式(5.11-12)得

$$F_1 = \frac{Q}{K_1 \cdot \Delta t_1} = \frac{1255.69}{8.75 \times 15} = 9.57 \text{ m}^2$$

(2.2) 伴管长度  $L$

由式(5.11-13)得

$$L = \frac{F_1}{\pi d} = \frac{9.57}{3.14 \times 0.025} = 121.91 \text{ m}$$

表 5.11-3 就是提供选用保温层厚度的通用表。该表的使用方法是根据选用的保温材料对应的导热系数值  $\lambda$  以及管内流体与周围空气温度之差  $t_f - t_a$  的数值选中一行, 再用管道的公称直径数值选一系列交叉值就是确定了绝热层表面温度后的保温层厚度。如选用导热系数  $\lambda$  值为

0.02 kcal/(h·m·℃)而  $t_f - t_a$  等于 100℃时,公称直径为 100mm 的管道的保温层厚度是 20mm。

表 5.11-4 是求已知保温层厚度后要确定保温材料共用多少体积 (m<sup>3</sup>) 和表面油漆工程量的表面积 (m<sup>2</sup>) 的表格,它是根据管道的公称直径和厚度来确定的。

表 5.11-3 给定绝热层表面温度求保温层厚度 (用于无风时)

mm

绝热材料 导热系数	$t_f - t_a$ ℃	管 路 公 称 直 径																			平壁
		≤25	40	50	65	80	100	125	150	200	250	300	350	400	450	500	600	700	800		
$\lambda = 0.02$  kcal/h·m·℃	50	20	20	20	20	20	20	20	20	20	20	20	20	20	20	20	20	20	20	20	
	100	20	20	20	20	20	20	20	20	20	20	20	20	20	20	20	20	20	20	20	
	150	20	20	20	20	20	20	20	20	20	30	30	30	30	30	30	30	30	30	30	
	200	20	20	20	20	20	30	30	30	30	30	30	30	30	30	30	30	30	30	30	
	250	20	20	20	30	30	30	30	30	30	30	30	30	30	30	30	30	30	30	30	
	300	20	20	30	30	30	30	30	30	30	30	30	30	30	30	30	30	30	30	40	
	350	20	20	30	30	30	30	30	30	30	30	30	30	30	30	30	30	30	30	40	
	400	20	20	30	30	30	30	30	30	30	30	30	30	30	30	30	30	30	30	40	
	450	30	30	30	30	30	30	40	40	40	40	40	40	40	40	40	40	40	40	50	
	500	30	30	30	30	30	30	40	40	40	40	40	40	40	40	40	40	40	40	50	
$\lambda = 0.03$	50	20	20	20	20	20	20	20	20	20	20	20	20	20	20	20	20	20	20	20	
	100	20	20	20	20	20	20	20	20	20	20	20	20	20	20	20	20	20	20	30	
	150	20	30	30	30	30	30	30	40	40	40	40	40	40	40	40	40	40	40	40	
	200	30	30	30	30	40	40	40	40	40	40	40	40	40	40	40	40	40	40	50	
	250	30	30	30	30	40	40	40	40	40	40	40	40	40	40	40	40	40	40	50	
	300	30	40	40	40	40	40	40	50	50	50	50	50	50	50	50	60	60	60	60	
	350	30	40	40	40	40	40	40	50	50	50	50	50	50	50	50	60	60	60	60	
	400	30	40	40	40	40	40	40	50	50	50	50	50	50	50	50	60	60	60	60	
	450	40	40	40	40	50	50	50	50	50	50	50	60	60	60	60	60	60	60	70	
	500	40	40	40	40	50	50	50	50	50	50	50	60	60	60	60	60	60	60	70	
$\lambda = 0.04$	50	20	20	20	20	20	20	20	20	20	20	20	20	20	20	20	20	20	20	20	
	100	20	20	20	30	30	30	30	30	30	30	30	40	40	40	40	40	40	40	40	
	150	30	40	40	40	40	40	40	50	50	50	50	50	50	50	50	50	60	60	60	
	200	30	40	40	40	40	50	50	50	50	50	50	50	50	50	60	60	60	60	60	
	250	40	40	40	40	50	50	50	50	50	50	50	60	60	60	60	60	60	60	70	
	300	40	40	50	50	50	50	60	60	60	60	60	60	60	60	70	70	70	70	80	
	350	40	40	50	50	50	50	60	60	60	60	60	60	60	60	70	70	70	70	80	
	400	40	40	50	50	50	50	60	60	60	60	60	60	60	60	70	70	70	70	80	
	450	50	50	50	60	60	60	60	70	70	70	70	70	80	80	80	80	80	80	90	
	500	50	50	50	60	60	60	60	70	70	70	70	70	80	80	80	80	80	80	90	
$\lambda = 0.05$	50	20	20	20	20	20	20	20	20	20	20	20	20	20	20	20	20	20	20	20	
	100	30	30	30	30	30	40	40	40	40	40	40	50	50	50	50	50	50	50	50	
	150	40	40	50	50	50	50	50	60	60	60	60	60	60	60	70	70	70	70	70	
	200	40	50	50	50	50	50	60	60	60	60	60	60	70	70	70	70	70	70	80	
	250	40	50	50	50	50	60	60	60	60	60	60	70	70	70	70	70	70	80	80	
	300	50	50	60	60	60	70	70	70	70	70	70	80	80	80	90	90	90	90	100	
	350	50	50	60	60	60	70	70	70	70	70	70	80	80	80	90	90	90	90	100	
	400	50	50	60	60	60	70	70	70	70	70	70	80	80	80	90	90	90	90	100	
	450	60	60	60	70	70	70	80	80	80	90	90	90	90	90	90	90	100	100	110	
	500	60	60	60	70	70	70	80	80	80	90	90	90	90	90	90	90	100	100	110	
$\lambda = 0.06$	50	20	20	20	20	20	20	20	20	20	20	20	20	20	20	20	20	20	20	20	
	100	30	30	40	40	40	40	40	40	50	50	50	50	50	50	50	50	50	50	60	
	150	50	50	50	50	60	60	60	60	70	70	70	70	70	70	80	80	80	80	90	

绝热材料 导热系数	$t_f - t_a$ ℃	管 路 公 称 直 径																		
		25	40	50	65	80	100	125	150	200	250	300	350	400	450	500	600	700	800	平壁
$\lambda = 0.06$	200	50	50	60	60	60	60	70	70	70	70	70	70	80	80	80	80	80	80	90
	250	50	50	60	60	60	70	70	70	70	70	80	80	80	80	80	90	90	90	100
	300	60	60	70	70	70	80	80	80	90	90	90	100	100	100	100	100	100	100	120
	350	60	60	70	70	70	80	80	80	90	90	90	100	100	100	100	100	100	100	120
	400	60	60	70	70	70	80	80	80	90	90	90	100	100	100	100	100	100	100	120
	450	60	70	70	80	80	80	90	90	100	100	100	110	110	110	110	110	110	120	130
	500	60	70	70	80	80	80	90	90	100	100	100	110	110	110	110	110	110	120	130
$\lambda = 0.07$	50	20	20	20	20	20	20	20	20	20	20	20	20	20	20	20	20	20	20	30
	100	40	40	40	50	50	50	50	50	50	50	50	60	60	60	60	60	60	60	70
	150	50	60	60	60	60	70	70	70	80	80	80	80	80	90	90	90	90	90	100
	200	60	60	60	70	70	70	70	80	80	80	90	90	90	90	90	90	90	100	110
	250	60	60	60	70	70	70	80	80	80	90	90	90	90	90	100	100	100	100	110
	300	70	70	70	80	80	80	90	90	100	100	100	110	110	110	110	120	120	120	140
	350	70	70	70	80	80	80	90	90	100	100	100	110	110	110	110	120	120	120	140
	400	70	70	70	80	80	80	90	90	100	100	100	110	110	110	110	120	120	120	140
	450	70	80	80	90	90	90	100	100	110	110	120	120	120	120	130	130	130	130	150
	500	70	80	80	90	90	90	100	100	110	110	120	120	120	120	130	130	130	130	150
$\lambda = 0.08$	50	20	20	20	20	20	20	20	20	30	30	30	30	30	30	30	30	30	30	40
	100	40	50	50	50	50	50	50	60	60	60	60	60	60	60	60	70	70	70	70
	150	60	60	70	70	70	80	80	80	90	90	90	90	90	100	100	100	100	100	110
	200	60	70	70	70	80	80	80	90	90	90	100	100	100	100	100	110	110	110	120
	250	60	70	70	80	80	80	90	90	90	100	100	100	100	110	110	110	110	110	130
	300	70	80	80	90	90	100	100	110	110	120	120	120	120	130	130	130	130	140	150
	350	70	80	80	90	90	100	100	110	110	120	120	120	120	130	130	130	130	140	150
	400	70	80	80	90	90	100	100	110	110	120	120	120	120	130	130	130	130	140	150
	450	80	90	90	100	100	110	110	120	120	130	130	130	140	140	140	140	150	150	170
	500	80	90	90	100	100	110	110	120	120	130	130	130	140	140	140	140	150	150	180
$\lambda = 0.09$	50	20	20	20	30	30	30	30	30	30	30	30	40	40	40	40	40	40	40	40
	100	50	50	50	50	60	60	60	60	70	70	70	70	70	70	70	70	70	70	80
	150	60	70	70	80	80	80	90	90	90	100	100	100	110	110	110	110	110	110	130
	200	70	70	80	80	80	90	90	90	100	100	110	110	110	110	120	120	120	120	140
	250	70	70	80	80	90	90	90	100	100	110	110	110	110	120	120	120	120	120	140
	300	80	90	90	100	100	100	110	110	120	120	130	130	130	140	140	140	140	150	170
	350	80	90	90	100	100	100	110	110	120	120	130	130	130	140	140	140	140	150	170
	400	80	90	90	100	100	100	110	110	120	120	130	130	130	140	140	140	140	150	170
	450	90	100	100	110	110	120	120	120	130	140	140	150	150	150	160	160	160	170	200
	500	90	100	100	110	110	120	120	130	130	140	140	150	150	150	160	160	160	170	200
$\lambda = 0.10$	50	30	30	30	30	30	40	40	40	40	40	40	40	40	40	40	40	40	40	40
	100	50	50	60	60	60	60	60	70	70	70	70	70	80	80	80	80	80	80	90
	150	70	70	80	80	90	90	90	100	100	110	110	110	120	120	120	120	120	120	140
	200	70	80	80	90	90	90	100	100	110	110	120	120	120	120	130	130	130	130	150
	250	70	80	80	90	90	100	100	110	110	120	120	120	120	130	130	130	130	140	160
	300	80	90	100	110	110	110	120	120	130	140	140	140	150	150	150	160	160	160	190
	350	80	90	100	110	110	110	120	120	130	140	140	140	150	150	150	160	160	160	190
	400	80	90	100	110	110	110	120	120	130	140	140	140	150	150	150	160	160	160	190
	450	90	100	110	120	120	130	130	140	150	150	160	160	160	170	170	180	180	180	220
	500	90	100	110	120	120	130	130	140	150	150	160	160	160	170	170	180	180	180	220

表 5.11-4 公称直径小于或等于 1m 的管路,每 m 长绝热层的体积( $\text{m}^3$ )和绝热层的外表面积( $\text{m}^2$ )

绝 热 层 厚 度, mm																			
0	10	20	30	40	50	60	70	80	90	100	110	120	130	140	150	160	170	180	
32		0.0013	0.0033	0.0058	0.0090	0.0129	0.0173	0.0224	0.0281										
	0.100	0.163	0.226	0.289	0.352	0.414	0.477	0.540	0.603										
38		0.0015	0.0036	0.0064	0.0098	0.0138	0.0185	0.0237	0.0296	0.0362	0.0433								
	0.119	0.182	0.245	0.308	0.371	0.433	0.496	0.559	0.621	0.685	0.747								
45		0.0017	0.0040	0.0070	0.0106	0.0148	0.0196	0.0251	0.0311	0.0379	0.0454								
	0.138	0.201	0.263	0.327	0.390	0.452	0.515	0.578	0.640	0.703	0.766								
57		0.0021	0.0048	0.0082	0.0122	0.0168	0.0220	0.0279	0.0344	0.0415	0.0493	0.0577	0.0677	0.0763	0.0866				
	0.179	0.242	0.304	0.367	0.430	0.493	0.556	0.619	0.681	0.744	0.807	0.870	0.933	0.996	1.058				
76		0.0027	0.0060	0.0100	0.0146	0.0198	0.0256	0.0321	0.0392	0.0469	0.0553	0.0642	0.0739	0.0841	0.0950	0.1064	0.1186		
	0.238	0.301	0.364	0.427	0.490	0.553	0.615	0.678	0.741	0.804	0.867	0.929	0.992	1.055	1.118	1.181	1.243		
89		0.0031	0.0068	0.0112	0.0162	0.0218	0.0281	0.0350	0.0425	0.0506	0.0593	0.0687	0.0788	0.0894	0.1007	0.1126	0.1251		
	0.279	0.342	0.405	0.469	0.532	0.593	0.656	0.720	0.782	0.843	0.908	0.970	1.035	1.096	1.159	1.221	1.284		
108		0.0037	0.0080	0.0130	0.0186	0.0248	0.0317	0.0391	0.0472	0.0560	0.0653	0.0753	0.0859	0.0972	0.1090	0.1215	0.1346	0.1484	
	0.339	0.402	0.464	0.527	0.590	0.652	0.715	0.780	0.840	0.905	0.967	1.030	1.093	1.155	1.218	1.281	1.343	1.407	
133		0.0050	0.0096	0.0154	0.0217	0.0287	0.0364	0.0446	0.0535	0.0630	0.0732	0.0839	0.0953	0.1074	0.1156	0.1333	0.1472	0.1617	
	0.417	0.480	0.543	0.606	0.668	0.732	0.795	0.860	0.923	0.985	1.046	1.108	1.171	1.234	1.297	1.360	1.422	1.484	
159		0.0053	0.0112	0.0178	0.0250	0.0328	0.0413	0.0502	0.0600	0.0704	0.0813	0.0929	0.1051	0.1186	0.1314	0.1455	0.1603	0.1703	
	0.499	0.562	0.625	0.687	0.750	0.813	0.876	0.939	1.002	1.064	1.127	1.190	1.253	1.316	1.378	1.441	1.504	1.567	
219		0.0072	0.0150	0.0235	0.0325	0.0422	0.0526	0.0635	0.0751	0.0837	0.1002	0.1136	0.1277	0.1425	0.1578	0.1738	0.1964	0.2076	
	0.688	0.750	0.813	0.876	0.940	1.001	1.064	1.128	1.190	1.252	1.325	1.378	1.440	1.502	1.566	1.630	1.693	1.756	
273		0.0089	0.0184	0.0285	0.0393	0.0507	0.0627	0.0754	0.0887	0.1026	0.1171	0.1323	0.1481	0.1645	0.1816	0.1992	0.2175	0.2365	
	0.857	0.920	0.983	1.046	1.108	1.171	1.234	1.297	1.360	1.422	1.485	1.548	1.611	1.674	1.736	1.799	1.862	1.925	

管子外径, mm



续表

绝 热 层 厚 度, mm																				
0	10	20	30	40	50	60	70	80	90	100	110	120	130	140	150	160	170	180		
325		0.0105	0.0217	0.0334	0.0458	0.0589	0.0725	0.0868	0.1017	0.1173	0.1335	0.1502	0.1677	0.1857	0.2044	0.2237	0.2437	0.2642	0.2854	
	1.020	1.083	1.146	1.209	1.271	1.334	1.397	1.461	1.523	1.586	1.648	1.711	1.773	1.837	1.900	1.963	2.025	2.089	2.151	
377		0.0122	0.0249	0.0383	0.0524	0.0670	0.0823	0.0983	0.1148	0.1320	0.1498	0.1682	0.1873	0.2070	0.2273	0.2482	0.2698	0.2920	0.3148	
	1.184	1.247	1.309	1.372	1.435	1.497	1.561	1.623	1.685	1.749	1.811	1.875	1.937	2.000	2.063	2.126	2.189	2.251	2.314	
426		0.0137	0.0280	0.0430	0.0585	0.0747	0.0916	0.1090	0.1271	0.1458	0.1652	0.1851	0.2057	0.2270	0.2488	0.2713	0.2944	0.3184	0.3425	
	1.338	1.400	1.463	1.526	1.591	1.653	1.715	1.777	1.840	1.903	1.966	2.028	2.091	2.154	2.217	2.280	2.342	2.405	2.468	
476		0.0153	0.0311	0.0477	0.0648	0.0826	0.1011	0.1200	0.1397	0.1600	0.1809	0.2024	0.2246	0.2474	0.2708	0.2948	0.3195	0.3448	0.3708	
	1.494	1.557	1.620	1.683	1.746	1.809	1.872	1.934	1.997	2.060	2.123	2.186	2.249	2.311	2.374	2.437	2.500	2.563	2.625	
529		0.0169	0.0345	0.0527	0.0715	0.0909	0.1111	0.1317	0.1530	0.1749	0.1975	0.2207	0.2445	0.2694	0.2941	0.3198	0.3562	0.3731	0.4007	
	1.661	1.724	1.786	1.850	1.912	1.976	2.038	2.101	2.163	2.225	2.289	2.352	2.414	2.477	2.540	2.603	2.666	2.728	2.791	
630		0.0201	0.0398	0.0623	0.0843	0.1069	0.1302	0.1541	0.1768	0.2037	0.2295	0.2559	0.2830	0.3106	0.3389	0.3679	0.3974	0.4276	0.4584	
	1.981	2.044	2.107	2.160	2.233	2.295	2.358	2.421	2.483	2.546	2.608	2.671	2.734	2.797	2.861	2.923	2.985	3.048	3.111	
720		0.0229	0.0465	0.0707	0.0955	0.1209	0.1470	0.1736	0.2010	0.2289	0.2575	0.2867	0.3165	0.3470	0.3781	0.4098	0.4421	0.4751	0.5087	
	2.261	2.324	2.386	2.449	2.512	2.575	2.637	2.700	2.763	2.826	2.888	2.950	3.014	3.077	3.139	3.202	3.266	3.328	3.391	
820		0.0261	0.0528	0.0801	0.1080	0.1366	0.1654	0.1956	0.2261	0.2512	0.2889	0.3212	0.3542	0.3878	0.4220	0.4569	0.4924	0.5285	0.5652	
	2.575	2.638	2.700	2.763	2.826	2.890	2.952	3.014	3.077	3.139	3.202	3.266	3.329	3.391	3.453	3.517	3.579	3.642	3.704	
920		0.0292	0.0590	0.0895	0.1206	0.1523	0.1847	0.2176	0.2512	0.2854	0.3203	0.3558	0.3919	0.4294	0.4660	0.5040	0.5426	0.5818	0.6217	
	2.889	2.952	3.014	3.077	3.140	3.203	3.266	3.328	3.391	3.454	3.517	3.580	3.642	3.705	3.768	3.830	3.893	3.956	4.020	
1020		0.0323	0.0653	0.0989	0.1331	0.1680	0.2036	0.2396	0.2763	0.3137	0.3517	0.3903	0.4296	0.4694	0.5099	0.5511	0.5928	0.6352	0.6782	
	3.023	3.266	3.328	3.390	3.454	3.516	3.579	3.642	3.705	3.768	3.830	3.894	3.956	4.019	4.082	4.144	4.208	4.270	4.333	

注: 表中上一格的数据为体积, 下一格为表面积。

管子外径, mm

#### 5.11.4 电伴热保温计算

##### (1) 电伴热的种类

①恒功率电热带。恒功率电热带能较准确的维持管道或加热体的介质温度，适合用于埋在地下的管道及有腐蚀性气体的场合。

②三相恒功率电热带。三相恒功率电热带适合用于长距离、大口径管道的加热和伴热保温。

③自限式电热带。自限式电热带的特点是能自动控制温度，使加热基本等于热平衡，适用于介质温度低于 35℃ 的管道、阀门、泵体的防冬保温，以及维持仪表管道的工艺温度。

④挠性电热板。挠性电热板热效率高、重量轻、安装方便、适应性强、耐热耐寒性好，既能维持容器保持 120℃ 的温度，又能在 -30℃ 的低温下仍然保持挠性，能在户内、户外和工厂 I 区、II 区的爆炸性气体场所使用。也适用于油罐和容器的伴热保温。

⑤高温电热带。高温电热带用于相对湿度 < 80%，无爆炸性危险场所的工业设备和实验室的罐体、管道的加热、保温，也可用于其它容器的加热，最高耐热温度大约是 450℃，我们推荐使用范围是 < 350℃。

⑥船用电热带。

⑦船用电热带的结构与恒功率电热带、三相恒功率电热带相同，主要用于海洋船舶、海上石油钻井、平台或其它具有海洋性恶劣气候环境条件的爆炸性气体场合。

##### (2) 电伴热选用原则

选用电伴热产品的型号要按下列步骤进行。

①根据管道正常工作温度及短期内的最高工作温度来选用电伴热产品的耐热等级，具体耐热等级按生产厂家的产品性能而定。

②根据供电条件、电网负荷情况、电热带的使用长度，选择电压等级（是 220V 或 380V）。

③根据不同管径或容器的单位耗热量来确定需要的电伴热产品的单位长度或单位面积上的功率（即 W/m 或 W/m<sup>2</sup>）。

④根据环境条件是否埋地或是否有腐蚀性气体存在等情况来确定所需电伴热产品的结构。

##### (3) 电伴热的计算方法

电伴热热损失  $Q$  的计算

①当被保温的管道和设备的外径  $\leq 1\text{m}$  时

$$Q = \frac{t_w - t_a}{\left[ \frac{0.5 \times \pi \ln\left(\frac{D_1}{D_0}\right)}{\lambda_2} \right] + \frac{D_1}{\pi \cdot \alpha_0}} \quad (5.11-14)$$

式中  $Q$ ——电伴热热损失，W/m；

$t_w$ ——被保温管道、设备外壁温度，℃；

$t_a$ ——周围环境温度，℃；

$\lambda_2$ ——隔热层在平均温度下的导热系数，W/(m·℃)；

$D_1$ ——管道、设备的保温隔热层外径，m；

$D_0$ ——被保温管道、设备的外径，m；

$\alpha_0$ ——保温隔热层表面至周围空气的给热系数，W/(m<sup>2</sup>·℃)。

表 5.11-5 某厂自控电伴热线技术性能

品 名	型 号	功率, W/m·10℃	交 流 工 作 电 压 $U_w$ , V	最高维持温度, °C	最高承受温度, °C	最低安装温度, °C	最大使用长度, m
低温薄型电热线	BDXW	5, 10, 15	6, 12, 24, 36, 48, 110, 220	60 ± 5	105	-20	30
低温窄型电热线	DX <sub>2</sub> W	10, 15, 25, 35	6, 12, 24, 36, 48, 110, 220	65 ± 5	105	-20	50
低温基本型电热线	DXW	15, 25, 35	6, 12, 24, 36, 48, 110, 220	70 ± 5	105	-20	100
低温宽型电热线	DX <sub>4</sub> W	25, 35, 45	6, 12, 24, 36, 48, 110, 220	70 ± 5	105	-20	150
中温薄型电热线	BZXW	15, 25	6, 12, 24, 36, 48, 110, 220	90 ± 5	135	-20	30
中温窄型电热线	ZX <sub>2</sub> W	25, 35, 45	6, 12, 24, 36, 48, 110, 220, 380	90 ± 5	135	-30	50
中温基本型电热线	ZXW	35, 45, 55	6, 12, 24, 36, 48, 110, 220, 380	105 ± 5	135	-30	100
中温宽型电热线	ZX <sub>4</sub> W	35, 45, 60	6, 12, 24, 36, 48, 110, 220, 380	105 ± 5	135	-30	150
高温窄型电热线	GX <sub>2</sub> W	25, 35, 45, 55	6, 12, 24, 36, 48, 110, 220, 380, 600	135 ± 5	155	-30	100
高温基本型电热线	GXW	25, 35, 45, 55, 70	6, 12, 24, 36, 48, 110, 220, 380, 600	135 ± 5	155	-30	100
高温宽型电热线	GX <sub>4</sub> W	35, 45, 55, 70	6, 12, 24, 36, 48, 110, 220, 380, 600	135 ± 5	155	-30	150
低温基本型组合线	ZHnDXW	n. (15, 25, 35)	110, 220, 380	70 ± 5	105	-20	100
低温窄型组合线	ZHnDX <sub>2</sub> W	n. (10, 15, 25)	110, 220, 380	65 ± 5	105	-20	50
中温基本型组合线	ZHnZXW	n. (35, 45, 60)	110, 220, 380	105 ± 5	135	-20	100
中温窄型组合线	ZHnZX <sub>2</sub> W	n. (25, 35, 45, 55)	110, 220, 380	105 ± 5	135	-20	50
高温基本型组合线	ZHnCXW	n. (35, 45, 55, 70)	110, 220, 380	135 ± 5	155	-20	100
高温窄型组合线	ZHnCX <sub>2</sub> W	25, 35, 45, 55	110, 220, 380	135 ± 5	155	-20	100
低温宽型中长线	DX <sub>4</sub> W-J-J <sub>3</sub>	25, 35, 45, 55	220 ~ 380	70 ± 5	105	-20	350
中温宽型中长线	ZX <sub>4</sub> W-J-J <sub>3</sub>	35, 45, 55, 60	220 ~ 380	105 ± 5	135	-20	350
高温宽型中长线	GX <sub>4</sub> W-J-J <sub>3</sub>	35, 45, 55, 70	220 ~ 380	135 ± 5	155	-20	350
低温特长型	TnDXW	n.P	380 ~ 600	60 ± 5	105	-20	2000
中温特长型	TnZXW	n.P	380 ~ 600	90 ± 5	135	-20	2000
高温特长型	TnCXW	n.P	380 ~ 600	120 ± 5	155	-20	2000
低温抽油杆伴热电缆	DSW <sub>n</sub> -J	n.P	380 ~ 600	注: P: 特长每条功率, 单位为 kW/km, 10℃, 详情见说明书。			
中温抽油杆伴热电缆	ZSW <sub>n</sub> -J	n.P	380 ~ 600				
高温抽油杆伴热电缆	GSW <sub>n</sub> -J	n.P	380 ~ 600				
低温抽油杆伴热电缆	DSW <sub>n</sub> -G	P	380 ~ 600				
中温抽油杆伴热电缆	ZSW <sub>n</sub> -G	P	380 ~ 600				
高温抽油杆伴热电缆	GSW <sub>n</sub> -G	P	380 ~ 600				

生产厂: 安徽省芜湖市科华新材料应用有限公司。

②当被保温设备为平壁及管道、圆筒型设备的外径  $> 1\text{m}$  时

$$Q = \frac{t_w - t_a}{\frac{\delta_2}{\lambda_2} + \frac{1}{\alpha_0}} \quad (5.11-15)$$

式中  $Q$ ——电伴热热损失,  $\text{W}/\text{m}^2$ ;

$\delta_2$ ——管道、设备的保温隔热层外径,  $\text{m}$ ;

其余符号的说明同前所述。

**例 5.11-2** 电伴热计算举例。计算某设备电伴热热损失。

已知条件: 设备内介质温度为  $100^\circ\text{C}$ ; 设备外形尺寸为  $\phi 1200 \times 4000$ ; 周围环境温度  $-5^\circ\text{C}$ ; 风速为  $10\text{m/s}$ ; 保温隔热层的厚度为  $50\text{mm}$ 。

**解** (1) 电伴热热损失计算

保温隔热层的平均温度为  $[100 + (-5)]/2 = 47.5^\circ\text{C}$

保温隔热层的导热系数  $\lambda_2 = 0.044\text{W}/(\text{m}\cdot^\circ\text{C})$

保温隔热层至周围空气的给热系数  $\alpha_0$ , 由下式计算得

$$\alpha_0 = \alpha'_0 + 6.97\sqrt{\bar{W}} = 11.62 + 6.97\sqrt{10} = 33.66 \quad \text{W}/(\text{m}^2\cdot^\circ\text{C})$$

电伴热热损失, 由式(5.11-15)得

$$\begin{aligned} Q &= \frac{t_w - t_a}{\frac{\delta_2}{\lambda_2} + \frac{1}{\alpha_0}} = \frac{100 - (-5)}{\frac{0.05}{0.044} + \frac{1}{33.66}} \\ &= 90.05 \quad \text{W}/\text{m}^2 \end{aligned}$$

总热损失

$$\begin{aligned} Q_{\text{总}} &= F \cdot Q = (\pi \cdot d \cdot h + 2 \cdot \frac{\pi}{4} d^2) Q \\ &= (3.14 \times 1.2 \times 4 + 2 \times \frac{3.14}{4} \times 1.2^2) \times 90.05 \\ &= 1560.82 \quad \text{W} \end{aligned}$$

(2) 最小电热板功率  $P_{\min}$  计算

传热效率  $\eta = 0.85 \sim 0.95$  取  $\eta = 0.86$

$$P_{\min} = \frac{Q_{\text{总}}}{\eta} = \frac{1560.82}{0.86} = 1814.91 \quad \text{W}$$

(3) 选型

根据热损失量由电伴热产品规格中选择合适的电热板或电热带。电热板或电热带的额定功率应大于或等于热损失的量。如果单个电热板或电热带不能满足要求时, 可选用多个并联。表 5.11-5 可供参考。

## 5.12 管道混合器的计算与选型

这里介绍的管道混合器主要是指静态混合器。

### 5.12.1 应用范围

静态混合器可应用于液-液、液-气、液-固、气-气的混合、乳化、中和、吸收、萃取、反应和强化传热等工艺过程, 可在很宽的粘度范围 (可高到  $10^6\text{mPa}\cdot\text{s}$ ) 内应用, 可在不同的流型 (层流、过渡流、湍流) 状态下应用, 可用于间歇操作, 也可用于连续操作。下面先简

单介绍不同应用情况的适用范围。

#### (1) 液-液混合

从层流至湍流, 粘度在  $10^6 \text{ mPa}\cdot\text{s}$  的范围内的流体都能达到良好的混合。分散液滴最小直径可达到  $1 \sim 2 \mu\text{m}$ , 且大小分布均匀。

#### (2) 液-气混合

静态混合器可以使液-气两相组分的相界面连续更新和充分接触, 在一定条件下可代替鼓泡塔或筛板塔。

#### (3) 液-固混合

当少量固体颗粒或粉末 (固体占液体体积的 5% 左右) 和液体在湍流条件下混合, 使用静态混合器, 可强制固体颗粒或粉末充分分散, 能达到使液体萃取或脱色的要求。

#### (4) 气-气混合

可用于冷、热气体的混合, 不同气体组分的混合。

#### (5) 强化传热

由于静态混合器提供了很好的流体接触面, 增大了流体的接触面积, 即提高了给热系数, 一般来说对气体的冷却或加热, 如果使用静态混合器, 气体的给热系数可提高 8 倍; 对于粘性液体的加热, 给热系数可提高 5 倍; 对于有大量不凝性气体存在的气体冷凝时, 给热系数可提高 8.5 倍; 对于高分子熔融体的换热可以减少管截面上熔融体的温度和粘度梯度。

### 5.12.2 静态混合器的类型

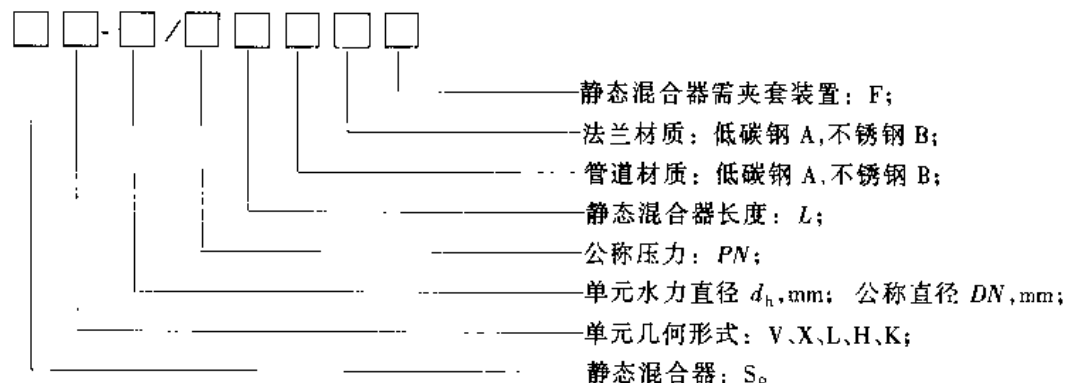
按照目前应用的行业标准《静态混合器》(JB/T 7660—95) 的规定把静态混合器分为五类: SV 型、SX 型、SL 型、SH 型和 SK 型。

先用表格形式介绍这几种型号的静态混合器的结构。

型号	单元结构特点	型号	单元结构特点
SV	由一定规格的波纹板组装而成的圆柱体	SH	由双孔道单元组成, 单元之间设有流体再分配室
SX	由交叉的横条按一定规律构成许多 X 形单元	SK	由单孔道左、右扭转的螺旋片组焊而成
SL	由交叉的横条按一定规律构成单 X 形单元		

几种型号静态混合器的结构简图见图 5.12-1。

产品型号、规格表示方法



现在国营启东混合器厂又新研制出三个系列的产品投放市场。即是: JH 型、JHF/1 型和 SQS 型的静态混合器。

这些产品是针对一些特定对象而设计的, JH 型主要配套用于纺丝机、单螺杆挤出机、注射成型机; JHF/1 型主要适用于高粘度介质的热交换过程和聚合反应过程; SQS 型主要适用于蒸汽和水直接混合将水加热, 具有低噪声、无振动、热交换效率高等特点。详细材料和

参数请看本节的最后部分。

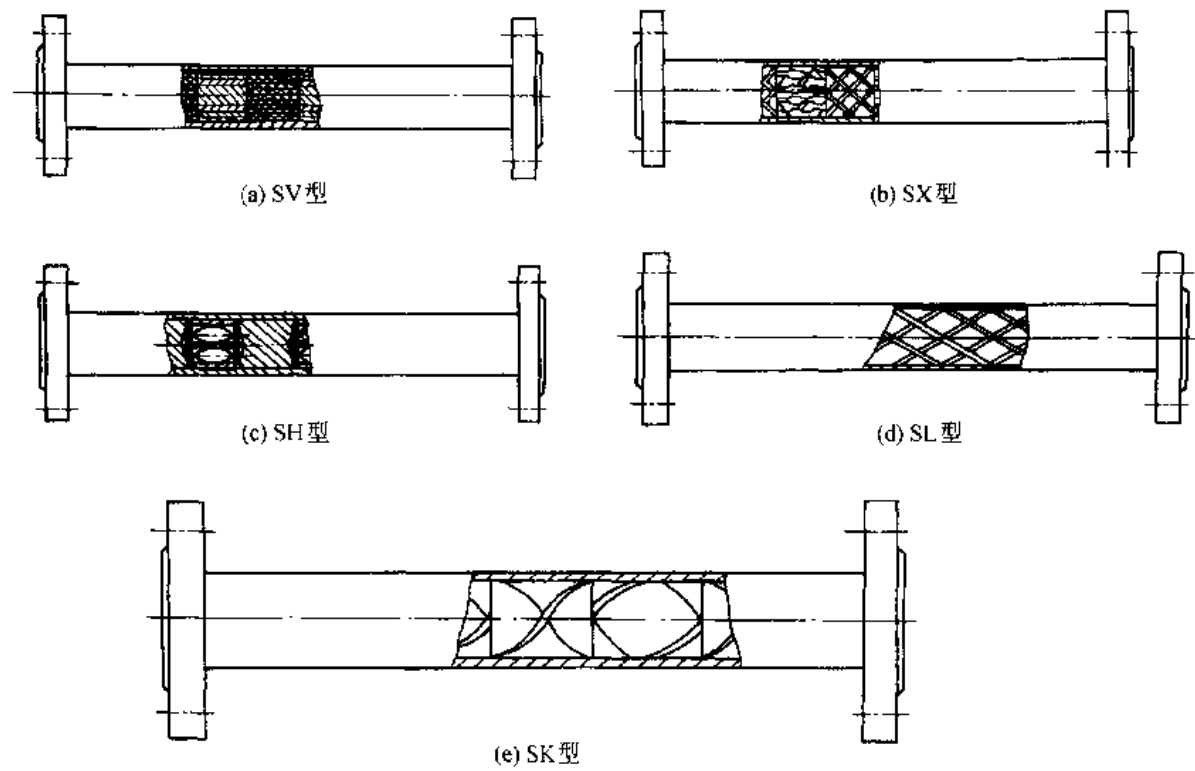


图 5.12-1 几种静态混合器的结构

各类静态混合器的适用范围表

型号	产 品 适 用 范 围
SV	适合于粘度 $\leq 10^2 \text{ mPa}\cdot\text{s}$ 的液-液、液-气、气-气的混合、乳化、中和、吸收、萃取、反应和强化传热过程； $d_h^{①} \leq 3.5$ ，适用于清洁介质； $d_h \geq 5$ ，介质可伴有少量非粘结性杂质
SX	适合于粘度 $\leq 10^4 \text{ mPa}\cdot\text{s}$ 的中高粘度液-液混合，反应吸收过程或生产高聚物流体的混合，处理量大时效果更好
SL	适合于化工、石油、油脂等行业，粘度 $\leq 10^6 \text{ mPa}\cdot\text{s}$ 或伴有高聚物流体的混合；同时进行传热、混合和传热反应的热交换器；粘性产品的热交换单元操作中
SH	适合于精细化工、塑料、合成纤维、矿业等行业的混合、乳化、配色、注塑纺丝、传热等过程。特别适合于流量小、混合要求高的中、高粘度（ $\leq 10^4 \text{ mPa}\cdot\text{s}$ ）的清洁介质
SK	适合于化工、石油、炼油、精细化工、塑料挤出、环保、矿业等行业的中、高粘度（ $\leq 10^6 \text{ mPa}\cdot\text{s}$ ）流体或液-固混合、反应、吸收、萃取、塑料配色、挤出、传热等过程。特别适合于小流量并伴有杂质的粘性介质

①  $d_h$ ——单元水力直径，mm。

各类静态混合器性能比较表

比较内容	SV 型	SX 型	SL 型	SH 型	SK 型	空 管
强化倍数 <sup>①</sup>	8.7 ~ 16.2	6.0 ~ 14.3	2.1 ~ 5.10	4.7 ~ 11.9	2.6 ~ 7.5	1
粘度范围， $\text{mPa}\cdot\text{s}$	$\leq 10^2$	$\leq 10^4$	$\leq 10^6$	$\leq 10^4$	$\leq 10^6$	
适用介质	清洁流体	伴杂质的流体	伴杂质的流体	清洁流体	伴杂质的流体	
压力降倍数	$\Delta p_K / \Delta p_{\text{空管}} = 7 \sim 8$ 倍					
层流压力降（ $\Delta p$ 倍数）	18.6 ~ 23.5 <sup>②</sup>	11.6	1.85	8.14	1	
完全湍流压力降（ $\Delta p$ 倍数）	2.43 ~ 4.47	11.1	2.07	8.66	1	

① 比较条件是介质、长度（混合设备）、规格相同或相近，不考虑压力降的情况下，流速取 0.15 ~ 0.6m/s 时与空管比较的强化倍数。

② 18.6 倍是指  $d_h \geq 5$  时的  $\Delta p$ ，23.5 倍是指  $d_h < 5$  时的  $\Delta p$ 。

### 5.12.3 静态混合器的技术参数及压力降计算

#### (1) 各种静态混合器的流速适用范围

静态混合器的选用步骤要根据流体的流速和粘度、混合的要求等指标来确定。按行业标准的推荐以上五种静态混合器的适用范围如下。

对于中、高粘度流体的混合、传热、比较慢的化学反应的情况下使用静态混合器，适合按层流条件操作，流速控制在  $0.1 \sim 0.3 \text{ m/s}$ 。

对于低、中粘度流体的混合、萃取、中和、传热、中速反应的情况下使用静态混合器，适合按过渡流或湍流条件操作，流体流速控制在  $0.3 \sim 0.8 \text{ m/s}$ 。

对于低粘度又比较难混合时的流体的混合、乳化、快速反应、预反应等过程的情况下使用静态混合器，适合按湍流条件操作，流体流速控制在  $0.8 \sim 1.2 \text{ m/s}$ 。

对于气-气、液-气的混合、萃取、吸收、强化传热过程的情况下使用静态混合器，适合按完全湍流条件操作，流体流速控制在  $1.2 \sim 14 \text{ m/s}$ 。

上述流体流速是指表观空管内径的计算流速。

对于液-固两相的混合、萃取过程选用静态混合器，适合按湍流条件操作，设计选型时，原则上取液体流速大于固体最大颗粒在液体中的沉降速度。固体颗粒在液体中的沉降速度用 Stokes 定律来计算。

$$V = d^2 g (\rho_1 \sqrt{\rho_2} - 1) / 18 \sqrt{\mu} \quad (5.12-1)$$

式中  $V$ ——颗粒的沉降速度， $\text{m/s}$ ；

$d$ ——颗粒最大直径， $\text{m}$ ；

$\rho_1, \rho_2$ ——操作工况条件下的颗粒、液体的密度， $\text{kg/m}^3$ ；

$\mu$ ——操作工况条件下的液体动力粘度， $\text{mPa}\cdot\text{s}$ ；

$g$ ——重力加速度， $9.81 \text{ m/s}^2$ 。

#### (2) 静态混合器的长度与混合效果的关系

静态混合器的混合效果与它的长度有一定关系，混合流体的流型不同，长度对混合效果的影响也不同。对气-气混合过程，其混合比较容易，在完全湍流的情况下静态混合器的长度与管径的比  $L/D = 2 \sim 5$  就行。

对液-液、液-气、液-固混合过程要根据流型不同采用不同的长度与管径之比。在湍流条件下，混合效果与混合器长度无关。行业推荐的  $L/D = 7 \sim 10$ ，对 SK 型取  $L/D = 10 \sim 15$ 。

在过渡流条件下，行业推荐的  $L/D = 10 \sim 15$ 。

在层流条件下，混合效果与混合器长度有关，行业推荐的  $L/D = 10 \sim 30$ 。

对于既要混合均匀，又要很快分层的萃取过程，在控制流型情况下，行业推荐的  $L/D = 7 \sim 10$ 。

对于使用在萃取过程的静态混合器，如果连续相与分散相的体积百分比和粘度相差悬殊，混合效果与混合器的长度有关，一般取上述推荐长度的上限值。

对于乳化、传质、传热的过程使用的静态混合器，它的长度应根据工艺要求另行确定。

#### (3) 静态混合器的压力降计算

静态混合器使用在管路中，它所产生的压力降并不大。使用静态混合器的系统压力比较高时，可忽略静态混合器产生的压力降。如果使用静态混合器的系统压力比较低时，就要校核静态混合器的压力降。静态混合器的压力降计算方法因混合器的型号不同而不同。

## ①SV型、SX型、SL型的压力降计算公式

$$\Delta p = f \frac{\rho_c}{2\epsilon^2} u^2 \frac{L}{d_h} \quad (5.12-2)$$

$$Re = \frac{d_h \rho_c u}{\mu \epsilon} \quad (5.12-3)$$

水力直径  $d_h$  定义为混合单元空隙体积的 4 倍与润湿表面积(混合单元和管壁面积)之比

$$d_h = 4 \left( \frac{\pi}{4} D^2 L - \Delta A \delta \right) / (2\Delta A + \pi DL) \quad (5.12-4)$$

式中  $\Delta p$ ——单位长度静态混合器压力降, Pa;

$f$ ——摩擦系数;

$\rho_c$ ——工作条件下连续相流体密度,  $\text{kg}/\text{m}^3$ ;

$u$ ——混合流体流速(以空管内径计),  $\text{m}/\text{s}$ ;

$\epsilon$ ——静态混合器空隙率,  $\epsilon = 1 - A\delta$ ;

$d_h$ ——水力直径, m;

$Re$ ——雷诺数;

$\mu$ ——工作条件下连续相粘度,  $\text{Pa}\cdot\text{s}$ ;

$L$ ——静态混合器长度, m;

$\Delta A$ ——混合单元总单位面积,  $\text{m}^2$ ;

$A$ ——SV型, 每  $\text{m}^3$  体积中的混合单元单位面积,  $\text{m}^2/\text{m}^3$ ;

$d_h$ , mm	2.3	3.5	5	7	15	20
$A$ , $\text{m}^2/\text{m}^3$	700	475	350	260	125	90

$\delta$ ——混合单元材料厚度, m, 一般  $\delta = 0.0002\text{m}$ ;

$D$ ——管内径, m。

摩擦系数  $f$  与雷诺数  $Re$  的关系式见表 5.12-1 和图 5.12-2 所示。

## ②SH型、SK型压力降计算公式

$$\Delta p = f \frac{\rho_c}{2} u^2 \cdot L/D \quad (5.12-5)$$

$$Re_D = D\rho_c u / \mu \quad (5.12-6)$$

摩擦系数  $f$  与雷诺数  $Re_D$  的关系式见表 5.12-2 和图 5.12-2 所示。关系式的压力降计算值允许偏差  $\pm 30\%$ , 适用于液-液、液-气、液-固混合。

表 5.12-1 SV型、SX型、SL型静态混合器  $f$  与  $Re_D$  关系式

混合器类型		SV—2.3/D	SV—3.5/D	SV—5~15/D	SX型	SL型
层流区	范 围	$Re_D \leq 23$	$Re_D \leq 23$	$Re_D \leq 150$	$Re_D \leq 13$	$Re_D \leq 10$
	关系式	$f = 139/Re_c$	$f = 139/Re_c$	$f = 150/Re_c$	$f = 235/Re_c$	$f = 156/Re_c$
过渡流区	范 围	$23 < Re_D \leq 150$	$23 < Re_D \leq 150$	—	$13 < Re_D \leq 70$	$10 < Re_D \leq 100$
	关系式	$f = 23.1 Re_D^{-0.428}$	$f = 43.7 Re_D^{-0.631}$	—	$f = 74.7 Re_D^{-0.476}$	$f = 57.7 Re_D^{-0.568}$
湍流区	范 围	$150 < Re_D \leq 2400$	$150 < Re_D \leq 2400$	$Re_D > 150$	$70 < Re_D \leq 2000$	$100 < Re_D \leq 3000$
	关系式	$f = 14.1 Re_D^{-0.129}$	$f = 10.3 Re_D^{-0.351}$	$f \approx 1.0$	$f = 22.3 Re_D^{-0.194}$	$f = 10.8 Re_D^{-0.205}$
完全湍流区	范 围	$Re_D > 2400$	$Re_D > 2400$	—	$Re_D > 2000$	$Re_D > 3000$
	关系式	$f \approx 1.09$	$f \approx 0.702$	—	$f \approx 5.11$	$f \approx 2.10$



表 5.12-2 SH 型、SK 型静态混合器  $f$  与  $Re_D$  关系式

混合器类型		SH 型	SK 型
层流区	范 围 关系式	$Re_D \leq 30$ $f = 3500 / Re_D$	$Re_D \leq 23$ $f = 430 / Re_D$
过渡流区	范 围 关系式	$30 < Re_D \leq 320$ $f = 646 Re_D^{-0.543}$	$23 < Re_D \leq 300$ $f = 87.2 Re_D^{-0.491}$
湍流区	范 围 关系式	$Re_D > 320$ $f = 80.1 Re_D^{-0.141}$	$300 < Re_D \leq 11000$ $f = 17.0 Re_D^{-0.208}$
完全湍流区	范 围 关系式	— —	$Re_D > 11000$ $f \approx 2.53$

③气-气混合压力降计算公式

气-气混合一般采用 SV 型静态混合器，其压力降与静态混合器长度和流速成正比，与混合单元水力直径成反比。对不同规格 SV 型静态混合器测试，关联成以下经验计算公式

$$\Delta p = 0.0502 (u \sqrt{\rho_c})^{1.5339} \frac{L}{d_h} \tag{5.12-7}$$

式中  $\Delta p$ ——单位长度静态混合器压力降，Pa；  
 $u$ ——混合气工作条件下流速，m/s；  
 $\rho_c$ ——工作条件下混合气密度，kg/m<sup>3</sup>；  
 $L$ ——静态混合器长度，m；  
 $d_h$ ——水力直径，mm。

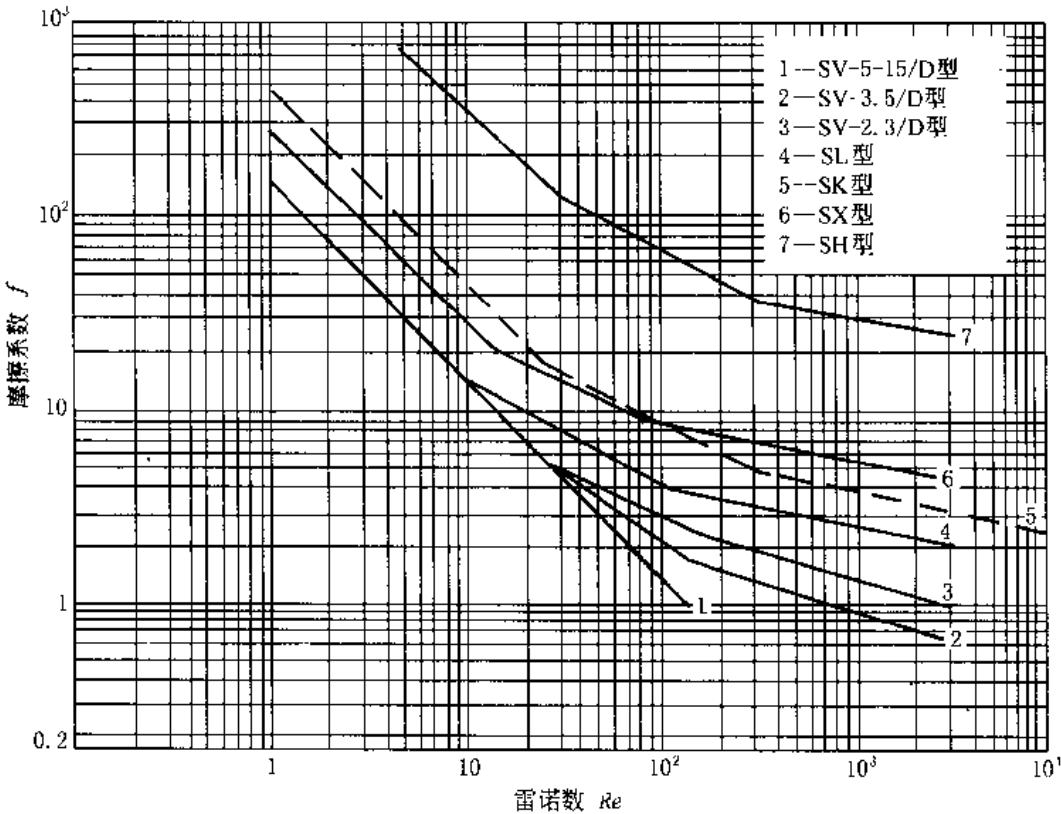


图 5.12-2 各种类型静态混合器摩擦系数  $f$  与雷诺数  $Re$  的关系

## 5.12.4 主要静态混合器参数表

SV型参数表

型 号	公称直径 $DN$ mm	水力直径 $d_h$ mm	空 隙 率 $\epsilon$	混合器长度 $L$ mm	处 理 量 $V$ $m^3/s$
SV-2.3/20	20	2.3	0.88	1000	0.5 ~ 1.2
SV-2.3/25	25	2.3	0.88	1000	0.9 ~ 1.8
SV-3.5/32	32	3.5	0.909	1000	1.4 ~ 2.8
SV-3.5/40	40	3.5	0.909	1000	2.2 ~ 4.4
SV-3.5/50	50	3.5	0.909	1000	3.5 ~ 7.0
SV-5/80	80	5	~ 1.0	1000	9.0 ~ 18.0
SV-5/100	100	5	~ 1.0	1000	14 ~ 28
SV-5 ~ 7/150	150	5 ~ 7	~ 1.0	1000	30 ~ 60
SV-5 ~ 15/200	200	5 ~ 15	~ 1.0	1000	56 ~ 110
SV-5 ~ 20/250	250	5 ~ 20	~ 1.0	1000	88 ~ 176
SV-7 ~ 30/300	300	7 ~ 30	~ 1.0	1000	120 ~ 250
SV-7 ~ 30/500	500	7 ~ 30	~ 1.0	1000	353 ~ 706
SV-7 ~ 50/1000	1000	7 ~ 50	~ 1.0	1000	1413 ~ 2826

SX型参数表

型 号	公称直径 $DN$ mm	水力直径 $d_h$ mm	空 隙 率 $\epsilon$	混合器长度 $L$ mm	处 理 量 $V$ $m^3/s$
SX-12.5/50	50	12.5	~ 1.0	1000	3.5 ~ 7.0
SX-20/80	80	20	~ 1.0	1000	9.0 ~ 18
SX-25/100	100	25	~ 1.0	1000	14 ~ 28
SX-37.5/150	150	37.5	~ 1.0	1000	30 ~ 60
SX-50/200	200	50	~ 1.0	1000	56 ~ 110
SX-62.5/250	250	62.5	~ 1.0	1000	88 ~ 176
SX-75/300	300	75	~ 1.0	1000	125 ~ 250
SX-125/500	500	125	~ 1.0	1000	353 ~ 706
SX-250/1000	1000	250	~ 1.0	1000	1413 ~ 2826

SL型参数表

型 号	公称直径 $DN$ mm	水力直径 $d_h$ mm	空 隙 率 $\epsilon$	混合器长度 $L$ mm	处 理 量 $V$ $m^3/s$
SL-12.5/25	25	12.5	0.937	1000	0.7 ~ 1.4
SL-25/50	50	25	0.937	1000	3.5 ~ 7.0
SL-40/80	80	40	~ 1.0	1000	9 ~ 18
SL-50/100	100	50	~ 1.0	1000	14 ~ 28
SL-75/150	150	75	~ 1.0	1000	30 ~ 60
SL-100/200	200	100	~ 1.0	1000	56 ~ 110
SL-125/250	250	125	~ 1.0	1000	88 ~ 176
SL-150/300	300	150	~ 1.0	1000	125 ~ 250
SL-250/500	500	250	~ 1.0	1000	357 ~ 706

SH 型参数表

型 号	公称直径 $DN$ mm	水力直径 $d_h$ mm	空 隙 率 $\epsilon$	混合器长度 $L$ mm	处 理 量 $V$ $m^3/s$
SH-3/15	15	3	$\sim 1.0$	1000	0.1 ~ 0.2
SH-4.5/20	20	4.5	$\sim 1.0$	1000	0.2 ~ 0.4
SH-7/30	30	7	$\sim 1.0$	1000	0.5 ~ 1.1
SH-12/50	50	12	$\sim 1.0$	1000	1.6 ~ 3.2
SH-19/80	80	19	$\sim 1.0$	1000	4.0 ~ 8.0
SH-24/100	100	24	$\sim 1.0$	1000	6.5 ~ 13
SH-49/200	200	49	$\sim 1.0$	1000	26 ~ 52

SK 型参数表

型 号	公称直径 $DN$ mm	水力直径 $d_h$ mm	空 隙 率 $\epsilon$	混合器长度 $L$ mm	处 理 量 $V$ $m^3/s$
SK-5/10	10	5	$\sim 1.0$	1000	0.1 ~ 0.3
SK-7.5/15	15	7.5	$\sim 1.0$	1000	0.3 ~ 0.6
SK-10/20	20	10	$\sim 1.0$	1000	0.6 ~ 1.2
SK-12.5/25	25	12.5	$\sim 1.0$	1000	0.9 ~ 1.8
SK-25/50	50	25	$\sim 1.0$	1000	3.5 ~ 7.0
SK-40/80	80	40	$\sim 1.0$	1000	9.0 ~ 18
SK-50/100	100	50	$\sim 1.0$	1000	14 ~ 24
SK-75/150	150	75	$\sim 1.0$	1000	30 ~ 60
SK-100/200	200	100	$\sim 1.0$	1000	56 ~ 110
SK-125/250	250	125	$\sim 1.0$	1000	88 ~ 176
SK-150/300	300	150	$\sim 1.0$	1000	120 ~ 250

### 5.12.5 静态混合器的安装

以上介绍的五大系列产品,是江苏国营启东混合器厂的系列数据,它们在安装时应尽可能靠近二股或多股流体的初始混合处。在不同的使用场合,这五大系列产品的安装形式也有一定差别。具体要求见下表。

静态混合器安装形式

型号	安 装 形 式
SV	气-液相:垂直安装(并流) 液-气相:水平或垂直(自上而下)安装 气-气相:水平或垂直(气相密度差小,方向不限)安装
SX	液-液相:水平或垂直(自上而下)安装
SL	液-液相:水平或垂直(自上而下)安装 液-固相:水平或垂直(自上而下)安装
SH	气-液相:两端法兰尺寸按产品公称直径放大一级来定,采用 SL 型安装形式
SK	气-液相:以可拆内件不固定的一端为进口端

注:气-液相指气相物流是工作物流,而液相物流是被动物流。

液-气相指液相物流是工作物流,而气相物流是被动物流。

工程设计一般以单台或串联静态混合器来完成混合目的, 如果以两台静态混合器并联操作时, 配管设计时应保证流体分配均匀。

当使用小规格 SV 型时, 如果介质中含有杂质, 应在混合器前设置两个并联切换操作的过滤器, 滤网规格一般选用 40~20 目的不锈钢滤网。

静态混合器上尽量不安装流量、温度、压力等指示仪表和检测点, 特殊要求时在订货时出图说明。

对于需要在混合器外壳设置换热夹套管时, 要在订货时说明。

对于 SH 系列产品, 由于其加工精度高, 维修困难, 要求使用的介质清洁或能用溶剂清洗, 要不就是介质在高温下能熔化才行。

对于 SV 系列产品, 若因流体不清洁而堵塞, 可拆卸设备、用水(蒸汽)或溶剂倒置清洗, 也可拆掉单元, 取出堵物。

对于 SK 系列的活络单元产品, 可将整个单元抽出清洗, 但拉出时切忌敲击, 以免单元变形。

#### 5.12.6 选型步骤及例题

(1) 按照需要混合的几股流体的流量和粘度, 参照静态混合器的适用范围表, 先确定静态混合器的型号。

(2) 根据所选取的静态混合器型号的参数表, 选择静态混合器的管径。

(3) 根据 5.12.3 的内容, 初选出静态混合器的  $L/D$  的取值。

(4) 根据所选取的静态混合器型号的参数表, 选择静态混合器的水力直径  $d_h$  的值。

(5) 最后根据所选取的静态混合器型号的压力降计算公式, 计算所选静态混合器的压力降, 和已知条件比较能满足已知条件就好。否则再另选静态混合器的管径计算, 直到合格为止。

(6) 联接法兰的尺寸, 可由设计人员根据工程统一规定管路支道的要求, 选用国际国内的各种法兰标准制造, 启东混合器厂可以按要求给混合器配上各种法兰。

**例 5.12-1** SV 型用于液-液混合例题。

某炼油厂油品混合, 原料油流量  $111.4\text{m}^3/\text{h}$ , 密度  $897.6\text{kg}/\text{m}^3$ ,  $100^\circ\text{C}$  时粘度  $28.3\text{mPa}\cdot\text{s}$ , 输送压力  $1.86\text{MPa (G)}$ , 输送管径  $200\text{mm}$ , 工作温度  $230^\circ\text{C}$ , 回炼油流量  $32.95\text{m}^3/\text{h}$ ,  $100^\circ\text{C}$  时粘度  $5.35\text{mPa}\cdot\text{s}$ , 输送压力  $1.86\text{MPa (G)}$  输送管径  $100\text{mm}$ , 工作温度  $350^\circ\text{C}$ 。两股油品要求混合均匀, 静态混合器压力降  $\leq 0.05\text{MPa}$ , 需初选静态混合器规格、型号、长度和计算压力降。

**解** (1) 根据各类静态混合器的适用范围表, 两股油品粘度  $< 10^2\text{mPa}\cdot\text{s}$ , 选择 SV 型较合适。

(2) 根据 SV 型参数表, 当总体积流量  $144.35\text{m}^3/\text{h}$ , 选择静态混合器管径为  $250\text{mm}$ 。

$$\text{流体流速 } u = \frac{V_1 + V_2}{\frac{\pi}{4} D^2 \times 3600} = \frac{111.4 + 32.95}{0.785 \times 0.25^2 \times 3600} = 0.817\text{m/s}$$

(3) 根据 5.12.3 的内容, 初选长度  $L/D = 10$

$L = 10 \times 250 = 2500\text{mm}$ , 设计压力为  $2.5\text{MPa}$

查表 SV 型参数表,  $d_h$  取  $15\text{mm}$  (SV 型混合效果已列于各类静态混合器产品性能比较表中, 因此  $d_h$  大小视压力降的大小进行调节)。

该静态混合器型号表示式为 SV-15/250-2.5-2500。

#### (4) 压力降计算

按式 (5.11-3) 查表 SV 参数表得  $\epsilon = 1.0$

$$Re = d_h \rho_c u / (\mu / \epsilon) = \frac{0.015 \times 897.6 \times 0.817}{28.3 \times 10^{-3} \times 1.0} = 388.7$$

查表 5.11-1 和图 5.11-6 得  $Re > 150$ ,  $f = 1.0$ ,  $\epsilon = 1.0$

按式 (5.11-2)

$$\begin{aligned} \Delta p &= f \frac{\rho_c}{2\epsilon^2} u^2 \frac{L}{d_h} = 1.0 \times \frac{897.6}{2 \times 1^2} \times 0.817^2 \times \frac{2.5}{0.015} \\ &= 49930 \text{ Pa} \end{aligned}$$

结论：按题意要求，油品混合均匀对工艺有利，SV 型静态混合器混合效果比之其它类型为最高。计算以连续相粘度  $100^\circ\text{C}$  时为基准，由于工作温度分别为  $230^\circ\text{C}$  和  $350^\circ\text{C}$ ，因此计算压力降值与实际产生压力降应为负偏差，满足工艺要求。

#### 例 5.12-2 SX 型液-液混合例题。

某化工生产装置需将胶液与防老剂混合。已知胶液流量  $V_1 = 34.68 \text{ m}^3/\text{h}$ ，密度  $750 \text{ kg}/\text{m}^3$ ，粘度  $350 \text{ mPa}\cdot\text{s}$ ，工作温度  $80^\circ\text{C}$ ，输送压力  $1.6 \text{ MPa (G)}$ ，输送管道内径  $DN200$ ，防老剂流量  $V_2 = 0.327 \text{ m}^3/\text{h}$ ，密度  $780 \text{ kg}/\text{m}^3$ ，粘度  $0.91 \text{ mPa}\cdot\text{s}$ ，工作温度  $40^\circ\text{C}$ ，输送压力  $1.8 \text{ MPa (G)}$ ，允许静态混合器压力降小于  $0.05 \text{ MPa}$ 。选择静态混合器规格、型号和长度并计算产生的压力降。

解 (1) 分散相防老剂流量很小，静态混合器规格按  $DN200$  选择。

$$\text{流速 } u = \frac{V_1 + V_2}{\frac{\pi}{4} D^2 \times 3600} = \frac{34.68 + 0.327}{0.785 \times 0.2^2 \times 3600} = 0.31 \text{ m/s}$$

(2) 连续相粘度  $350 \text{ mPa}\cdot\text{s}$ ，查各类静态混合器产品用途表选择 SX 型较为合适。

(3) 根据 5.12.3 的内容，初选长度  $L/D = 10$ ， $L = 2000 \text{ mm}$ ，设计压力  $2.5 \text{ MPa}$ ，该静态混合器型号表示式为 SX-50/200-2.5-2000。

#### (4) 压力降计算

查表 SX 型参数表得  $d_h = 50 \text{ mm}$ ， $\epsilon = 1.0$ 。

按式 (5.12-3)

$$Re_\epsilon = d_h \rho_c u / (\mu \epsilon) = \frac{0.05 \times 750 \times 0.31}{350 \times 10^{-3} \times 1.0} = \frac{11.625}{0.35} = 33.21$$

查表 5.12-1 或图 5.12-6 得

$$f = 74.7 Re_\epsilon^{-0.476} = 14.1$$

按式 (5.12-2)， $\epsilon \approx 1$ 。

$$\begin{aligned} \Delta p &= f \frac{\rho_c}{2\epsilon^2} u^2 \frac{L}{d_h} = 14.1 \times \frac{750}{2 \times 1^2} \times 0.31^2 \times \frac{2}{0.05} \\ &= 20325 \text{ Pa} \end{aligned}$$

结论：由于混合体积比相差较大，初选长度压力降尚低，为增加混合效果，建议采用  $L/D = 12.5$ ， $\Delta p < 0.05 \text{ MPa}$ 。推荐选用

SX-50/200-2.5-2500。

### 例 5.12-3 SK 型用于油品碱洗例题。

某厂油品精制工艺，已知催焦汽油处理量  $80\text{m}^3/\text{h}$ ，加碱液量  $2\text{m}^3/\text{h}$ ，在工作温度为  $40^\circ\text{C}$  时，油品粘度  $28.9\text{mPa}\cdot\text{s}$ 、密度  $710\text{kg}/\text{m}^3$ ，酸度  $0.6\text{mgKOH}/100\text{ml}$ ，系统压力  $1.6\text{MPa}$ 。要求选用静态混合器碱洗后，油品无酸度，无水溶性碱及油碱分离容易，无乳化现象。

解 (1) 查 5.12.3 的内容，萃取、中和工艺操作流速适宜于  $0.3 \sim 0.8\text{m/s}$  之间。总体积流量  $82\text{m}^3/\text{h}$ ，初选静态混合器管径  $200\text{mm}$ ，流体速度  $u$  为

$$u = \frac{Q}{\frac{\pi}{4} D^2 3600} = \frac{82}{0.785 \times 0.2^2 \times 3600} = 0.725\text{m/s}$$

(2) 查各类静态混合器产品性能比较表和按 5.12.3 的内容要求，对既要混合均匀又要分离容易的过程，选择静态混合器的混合效果不能很高，选择 SK 型静态混合器较合适。长度取  $L/D = 10$ ，型号规格为

SK-100/200-1.6-2000。

(3) 压力降计算

按式 (5.12-6)

$$Re_D = D\rho_c u / \mu = 0.2 \times 710 \times 0.725 / (28.9 \times 10^{-3}) = 3562.3$$

查表 5.12-2 或图 5.12-2 得  $300 < Re_D < 11000$

$$f = 17 Re_D^{-0.205} = 3.18$$

按式 (5.12-5)

$$\Delta p = f \frac{\rho_c}{2} u^2 \frac{L}{D} = 3.18 \times \frac{710}{2} \times 0.725^2 \times \frac{2}{0.2} = 5933.8\text{Pa}$$

结论：SK 型混合器操作弹性较大，且能防止乳化，因此建议选用 SK-100/200-1.6-2000 壹台。

### 例 5.12-4 SH 型用于混合例题。

聚氯乙烯融料混合，处理量  $0.6\text{m}^3/\text{h}$ ，操作状态下粘度  $1000\text{mPa}\cdot\text{s}$ ，密度  $1380\text{kg}/\text{m}^3$ ，原系统管道内径  $30\text{mm}$ ，系统压力降  $0.18\text{MPa}$ 。选择静态混合器，使融料混合均匀，静态混合器允许压力降小于  $0.3\text{MPa}$ 。

解 (1) 查各类产品性能比较表和按 5.12.3 的内容要求，较高粘度、小流量的混合选用 SH 型较合适，为与原工艺匹配，初选 SH-7/30-2.5-500， $L/D = 16.6$ 。

(2) 压力降计算

$$\text{流速 } u = \frac{V}{\frac{\pi}{4} D^2 3600} = \frac{0.6}{0.785 \times 0.03^2 \times 3600} = 0.236\text{m/s}$$

按式 (5.12-6)

$$Re_D = D\rho_c u / \mu = 0.03 \times 1380 \times 0.236 / (1000 \times 10^{-3}) = 9.8$$

查表 5.12-2， $Re_D < 30$ ， $f = 3500 / Re_D = 3500 / 9.8 = 357.1$

按式 (5.12-5)

$$\Delta p = f \frac{\rho_c}{2} u^2 \frac{L}{D} = 357.1 \times \frac{1380}{2} \times 0.236^2 \times \frac{0.5}{0.03} = 228724\text{Pa}$$

结论：初选 SH-7/30-2.5-500，符合工艺要求。

## 附录

## 1 JHF/I 系列静态混合器

## (1) 产品特性

JHF/I 系列静态混合器, 适用于高粘度介质的热交换过程和聚合反应过程, 对于粘度大于 3000cP 的高粘度介质, 传热膜系数仍能达到  $200 \sim 400 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$ , 比体积传热率也能达到  $10 \sim 20 \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$  与普通的列管式换热器相比提高到 4~5 倍, 与板式换热器相比用于高粘度介质时, JHF/I 型传热膜系数是它的 2 倍左右。JHF/I 型的这些优异性能非常适用于高粘度介质的加热、冷却、热量回收等过程。

JHF/I 系列静态混合器整个换热器的每一横截面处温度分布均匀。JHF/I 型不仅依靠流体从管壁到管中心双向的交叉流动, 使物料、温度变得均匀, 而且从内部进行均匀加热(或冷却), 因此用作聚合反应时, 基本上能消除由于温度分布不均造成的聚合不均匀, 有利于提高聚合物质量, 对减少能耗, 提高转化率大有好处。

## (2) 产品型号及主要参数

型 号	JHF/I-1.4	JHF/I-3	JHF/I-6	JHF/I-14	生产厂
传热面积 $\text{m}^2$	1.4	3	6	14	国营启东混合器厂
设备体积 $\text{m}^3$	0.022	0.047	0.094	0.22	
高粘度介质接管	DN40, 50	DN50, 70	DN70, 80	DN80, 100	
冷却(或加热)介质接管	G3/4"	G1"	G1 1/4"	G1 1/2"	
设备长度 m	2.6	3.3	4.3	5.6	
处理量 $\text{kg/h}$	180~1800	300~3000	470~4700	840~8400	
适用介质粘度 (cP)	$10^2 \sim 10^8$	$10^2 \sim 10^8$	$10^2 \sim 10^8$	$10^2 \sim 10^8$	

## (3) 产品用途

JHF/I 型静态混合器适用于以下高粘度介质的换热过程。

- 食品工业中油脂的加热和冷却;
- 合纤和塑料工业中熔融树脂的加热, 冷却以及聚合物溶液的加热和冷却;
- 日化工业中粘结剂的加热, 冷却以及化妆品的加热和冷却;
- 石油工业中熔融沥青、重油、原油、渣油的加热和冷却;
- 炸药工业中乳化炸药的冷却。

JHF/I 型静态混合器还适用作以下各种聚合反应器。

- 用作聚苯乙烯的聚合反应;
- 用于丙烯腈丁二烯苯乙烯共聚物的生产装置;
- 用于苯乙烯丙烯腈共聚物的生产装置;
- 用作聚酰胺 6 的聚合反应器。

## 2 JH 型静态混合器

## (1) 产品特性

单元是由若干片长度和宽度成一定比例的长方形片材两端呈  $180^\circ$  角成形后的混合元件, 相互交叉连接, 再装入圆柱形通道内而成的, 物料通过静态混合器时, 不断地被分割、混合, 从而达到掺混的目的, 混合元件对流体的分割混合作用是以  $N = 2 \times 2^n$  进行的, 式中:

$N$ ——被流体分层的层数； $n$ ——静态混合器中的元件数。

(2) 产品型号

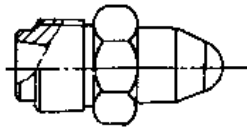
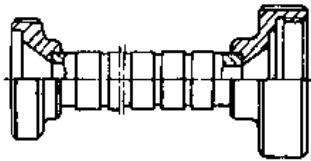
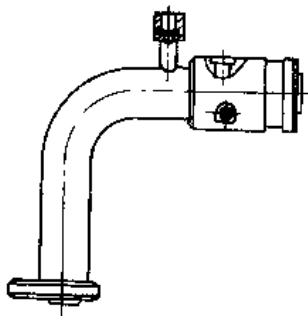
型 号	规格品种	配 套 设 备	生 产 厂 家
JH-1A	JH-1A-16	V <sub>c</sub> -403 纺丝机	国营启东混合器厂
	JH-1A-22D	V <sub>c</sub> -404 纺丝机大弯管	
	JH-1A-1622X	V <sub>c</sub> -404 纺丝机小弯管	
	JH-1A-22L	V <sub>c</sub> -406 纺丝机	
JH-1B	JH-1B-20	SJ-20 单螺杆挤出机	
	JH-1B-30	SJ-30 单螺杆挤出机	
	JH-1B-45	SJ-45 单螺杆挤出机	
	JH-1B-65	SJ-65 单螺杆挤出机	
	JH-1B-90	SJ-90 单螺杆挤出机	
	JH-1B-120	SJ-120 单螺杆挤出机	
	JH-1B-150	SJ-150 单螺杆挤出机	
	JH-1B-200	SJ-200 单螺杆挤出机	
JH-1C	JH-1C-60	SX-ZY-60 注塑成型机	
	JH-1C-125	SX-ZY-125 注塑成型机	
	JH-1C-250	SX-ZY-250 注塑成型机	
	JH-1C-350	SX-ZY-350 注塑成型机	
	JH-1C-500	SX-ZY-500 注塑成型机	
	JH-1C-1000	SX-ZY-1000 注塑成型机	
	JH-1C-2000	SX-ZY-2000 注塑成型机	
	JH-1C-3000	SX-ZY-3000 注塑成型机	
	JH-1C-4000	SX-ZY-4000 注塑成型机	
	JH-1C-6000	SX-ZY-6000 注塑成型机	
	JH-1C-8000	SX-ZY-8000 注塑成型机	

(3) 产品用途

JH-1A 型是为了适用于国产熔纺设备专门设计成弯管式静态混合器来取代原来熔纺挤出机与分配管之间的连接弯管。

JH-1B 型是配套使用于各种规格单螺杆塑料挤出机，适用于吹塑、薄膜、片材、型材、泡沫塑料及电线电缆，包覆层等塑料制品。

JH-1C 型配套使用于各种注射容量的塑料注射成型机。加工复杂形状的塑料制品等。



3 SQS 系列汽水混合器

(1) 产品特性

SQS 系列汽水混合器是新型节能环保产品，它是利用蒸汽与水直接混合将水加热，具有低噪声、无振动、热交换效率高、节省能源等特点，被广泛地使用在生活、生产用热水及热水采暖和热力除氧等系统中，该加热器主要由喷管、壳体、网板、垫圈等部分组成。被加热



水通过呈拉伐尔管状的喷管时, 蒸汽从喷管外侧通过管壁上许多斜向小孔喷入水中, 二者在高速流动中瞬时良好混合, 以达到加热水的目的。

对于不同型号规格的加热器, 在额定流量下, 加热不同温度的热水所需蒸汽量可由下式计算:

$$D_0 = D_1 C_1 (T_2 - T_1) / i_0'' = D_1 (qT_2 - qT_1) / (i_0'' - C_2 T_2)$$

式中  $D_1$ ——额定流量, t/h;

$D_0$ ——所需蒸汽量, t/h;

$T_2$ ——加热后的水温,  $^{\circ}\text{C}$ ;

$i_0''$ ——进入加热器在压力  $p_0$  下的饱和蒸汽热焓, kJ/kg;

$C_1$ ——水在  $t_1$  温度下比热容, kJ/kg $\cdot^{\circ}\text{C}$ ;

$C_2$ ——水在  $t_2$  温度下比热容, kJ/kg $\cdot^{\circ}\text{C}$ ;

$T_1$ ——进入加热器水温,  $^{\circ}\text{C}$ 。

在额定进水流量及蒸汽压力为 0.4MPa 下, 不同加热温差与蒸汽消耗量的关系见下表。

开式系统蒸汽消耗量, t/h

SQS-	4	6	8	10	12	16	20	24	32	40	48
额定进水量, L	1.2	2.5	4.5	7.0	10	16	25	35	60	105	165
加热 温差 $^{\circ}\text{C}$	20	0.039	0.081	0.146	0.228	0.325	0.520	0.813	1.138	1.951	3.145
	40	0.081	0.188	0.303	0.471	0.672	1.076	1.681	2.353	4.034	7.057
	60	0.125	0.261	0.469	0.730	1.043	1.669	2.609	3.652	6.261	10.952
	80	0.173	0.360	0.649	1.009	1.441	2.306	3.603	5.045	8.649	15.135

循环系统蒸汽消耗量, t/h

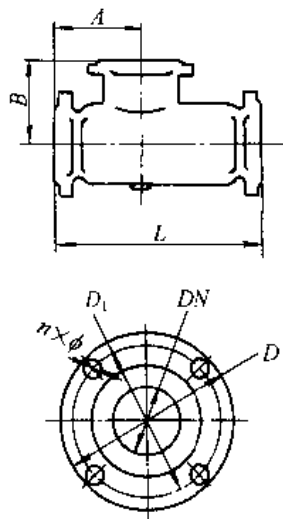
SQS-	4	6	8	10	12	16	20	24	32	40	48
额定进水量, L	1.2	2.5	4.5	7.0	10	16	25	35	60	105	165
加热 温差 $^{\circ}\text{C}$	75 ~ 95	0.054	0.112	0.201	0.312	0.446	0.714	1.116	1.562	2.678	4.678
	70 ~ 110	0.088	0.183	0.330	0.514	0.734	1.174	1.830	2.569	4.404	7.706
	70 ~ 130	0.137	0.286	0.454	0.800	1.143	1.829	2.857	4.000	6.857	12.000

## (2) 产品型号

型 号	SQS-4	SQS-6	SQS-8	SQS-10	SQS-12	SQS-16	SQS-20	SQS-24	SQS-24	SQS-32	SQS-40	SQS-48	生产厂
安装尺寸	A	105		130			220			450			国营启东混合器厂
	B	105		130			170			300			
	L	240		360			660			1200			
水侧法兰尺寸	DN	30		50			100			200			
	DL	110		145			210			350			
	D	145		180			245			405			
	$n \times \phi$	$4 \times 18$		$4 \times 18$			$8 \times 18$			$12 \times 22$			
汽侧法兰尺寸	DN	40		65			125			250			
	DL	110		145			210			350			
	D	145		180			245			405			
	$n \times \phi$	$4 \times 18$		$4 \times 18$			$8 \times 18$			$12 \times 22$			

### (3) 产品用途

- 用于热水采暖系统中, 作加热设备代替原板式换热器。
- 用于浴室加热热水, 送入水箱, 代替热水箱中原高噪声, 强振动的蒸汽直接加热方式。
- 用于除氧器预热软水。
- 用于水-水换热。



## 5.13 气封和液封的设计

### 5.13.1 气封的作用

在石油化工企业的罐区内, 有不少储存液体油品的常压或低压贮罐。这些贮罐在使用过程中, 由于液体的正常流动、外界环境温度的变化等原因, 都会引起罐内气体的膨胀或收缩, 使液面不断的改变, 气相压力也在改变, 这种现象就称贮罐在“呼吸”。这种“呼吸”现象, 可能导致会污染环境的气体排放到大气中; 也可能使罐内出现真空, 导致空气吸入罐内, 使不能接触空气的液体受污染变质; 或者使常压罐受到破坏。为了避免以上情况的出现, 在这类常压或低压贮罐上应该安装保护措施。

常见的保护措施有: 安装呼吸阀和气封系统, 它们的作用相类似, 所以在设计时可以采用呼吸阀, 也可以采用气封系统。对于储存既不会污染环境, 也不会被空气氧化的物料, 采用呼吸阀比较好, 可节省密封气的消耗量。反之要同时采用呼吸阀和气封系统。两种措施同时采用, 可避免物料和空气接触, 也可避免罐内挥发的气体污染环境。

我们这里指的贮罐主要是常压或低压的拱顶罐或固定顶罐; 对内浮顶罐一般不用再加保护措施, 如果罐内储存的是剧毒物料时也应增加类似的保护措施。

### 5.13.2 气封的设计

#### (1) 气封用气的选择

常用的气封气有氮气、燃料气、天然气等, 具体选用哪种气体由储存物料的性质、气封气是否容易获得及其经济性来决定。

#### (2) 供气量的计算

气封气的需用量由两部分组成: 一部分是由泵抽出液体需补充的气量, 这个气量在数值上等于泵的最大输出流量。另一部分是由气温变化引起罐内气体冷凝所需补充的气量。第二部分气量的计算应按美国石油学会 API 标准 2000《常压和低压贮罐的放空》中规定为:

容积 $\geq 3180\text{m}^3$ 的贮罐，每 $\text{m}^2$ 罐外壳和罐顶表面积，每小时需补充 $0.6\text{m}^3$ 的气封气；对容积 $< 3180\text{m}^3$ 的贮罐，每 $\text{m}^3$ 容积，每小时需补入 $0.178\text{m}^3$ 的气封气。这种初估的计算方法的基准是，允许罐内气体每小时温度变化 $37.8^\circ\text{C}$ ，是偏于保守的估算方法，完全可以满足工程设计的精度要求。

气温变化时贮罐所需的气封气量计算表

贮罐容积	气 量	贮罐容积	气 量	贮罐容积	气 量
$\text{m}^3$	$\text{m}^3/\text{h}$	$\text{m}^3$	$\text{m}^3$	$\text{m}^3$	$\text{m}^3/\text{h}$
10	1.8	800	143	7000	1030
15	2.7	1000	178	8000	1140
50	9.0	1500	267	10000	1250
80	14.3	2000	356	15000	1630
100	17.8	3000	534	20000	2020
150	26.8	4000	684	25000	2300
300	53.5	5000	800	30000	2600
500	89	6000	920		

注：当贮罐容积与表中所列的不一致时，可用内插法求得所需气量，表中气量的单位是标准 $\text{m}^3/\text{h}$ 。

(3) 气封系统的设计

一些有代表性的气封系统设计图例，见图 5.13-1 所示。

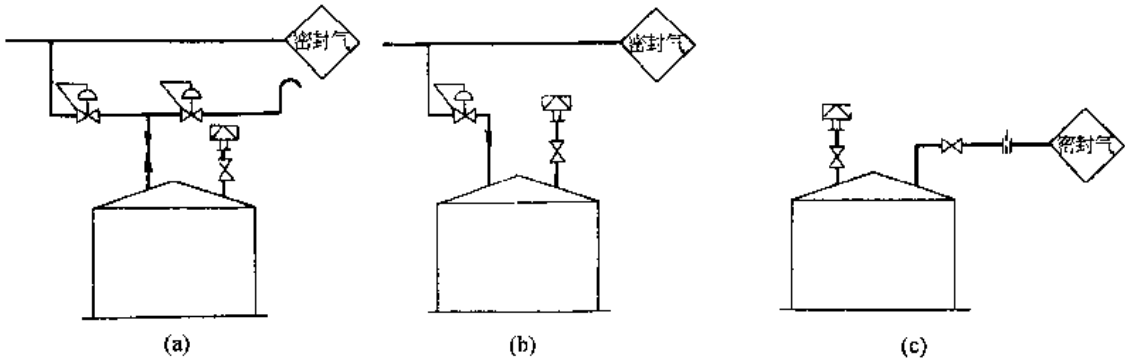


图 5.13-1 典型的气封设计

为防止呼吸阀和气封系统同时失灵，而出现贮罐内超压或负压的情况，可采用液封和气封装置相结合的系统，该系统的设计示意图，见图 5.13-2。

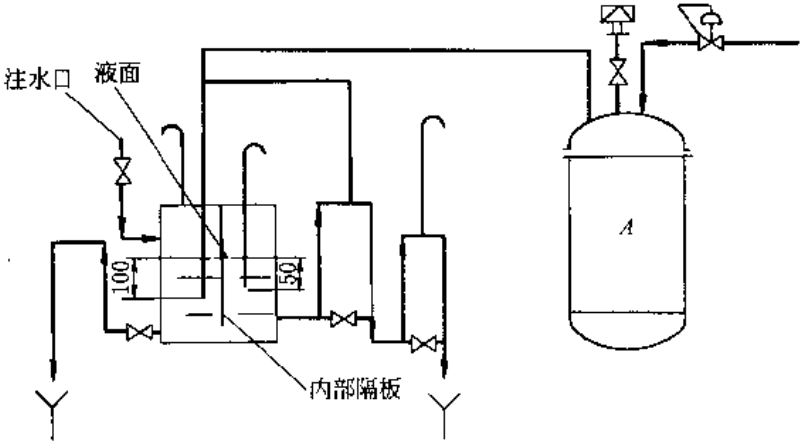


图 5.13-2 液封和气封结合设计

气封系统和液封系统结合使用的好处是：

当呼吸阀失灵时，液封可起到呼出气体的作用；

当气封系统发生故障时，可通过液封泄压，减轻呼吸阀的负荷；

当气封系统和呼吸阀同时发生故障，贮罐内发生负压时，可通过液封吸入空气，保护贮罐不会变形损坏。

选用气封阀（也称自力式调节阀）时，因制造厂家不同，他们推荐的计算方法就不相同，只能根据已选定的产品的制造厂所提供的计算公式、尺寸系数，按所需工况进行气量和阀门的选型计算。没有通用的计算方法推荐给读者。

对同时使用呼吸阀和气封的常压罐，为防止空气吸入，使用的气封压力一般取  $0.0005 \sim 0.001 \text{ MPa (G)}$ ，这是一个可靠的经验值。

### 5.13.3 液封的类型

液封系统也是常用来保持系统压力、或设备内的液位稳定的方法。但液封仅适用于常压或很低的正压系统。

它的常用类型有以下几种。

#### (1) 液封罐型

采用液封罐液面高度通过插入管维持设备系统内一定压力，从而防止空气进入系统内或罐内物料外泄。为防止液封液倒灌入系统内，采用惰性气体通过液封向被控制的设备系统内充气，保持系统内压力恒定，见图 5.13-3 所示。惰性气体也可通过自控系统向系统内充气。液封液通常采用水或其它不与物料发生化学反应的液体。此种类型的液封在常压、很低压力的蒸馏塔和贮罐的放空系统中应用。

#### (2) U 型管液封

它是利用 U 型管内充满液体，依靠 U 型管的液封高度阻止设备系统内物料排放时不帶出气体，并维持系统内的一定压力。液封采用的介质通常是系统内的物料液体。此类液封装置应用较多。常用的 U 型管液封的设置情况，见图 5.13-4 所示。

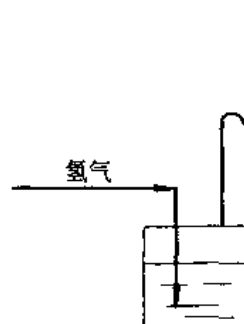


图 5.13-3 气体放空管的液封罐

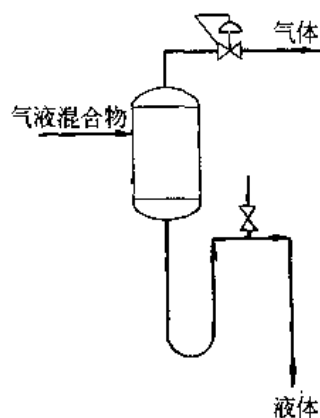


图 5.13-4 分离罐液封管

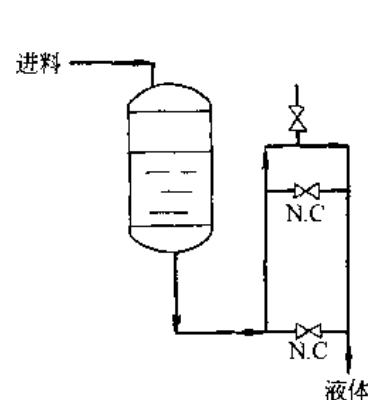


图 5.13-5 II 形管型液封

#### (3) II 形管型液封

它是采用 II 形管的高度维持设备内一定液面，并阻止气体不随排出的液体带出系统。它是依靠 II 形管的液封高度来实现的，这个高度的数值是由工艺要求确定的，见图 5.13-5。此类型多用于设备内需要控制一定液面高度的地方，如乳化塔等。

#### (4) 自动排液器型

此种类型的液封装置常用于系统压力较高的气-液分离系统的排液使用,如压缩机的贮气罐、分离罐等设备自动排放凝析液。此类液封可采用调节阀控制、也可采用自动排液器,它是利用浮球在流体中受到的浮力原理而随液位改变沉浮,同时启动关闭喷嘴口,实现自动排液并阻止气体外漏。它广泛应用于各种压缩机的中间冷却器、气-液分离罐、气体贮罐内的凝析液的排放。图 5.13-6 所示是以调节阀控制液体排放的例子。

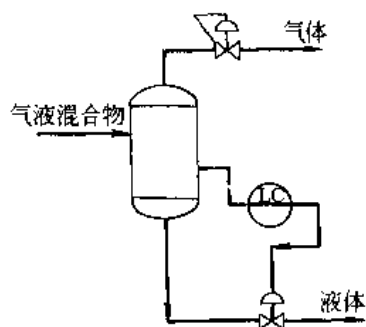


图 5.13-6 自动排液的液封控制



图 5.13-7 气柜进口水封槽

#### 5.13.4 液封的设计

##### (1) 需要设置液封的地方

储存易燃易爆液体或闪点低于、等于所在地的环境温度的可燃液体的设备,例如在贮罐的排液或排气管处设置液封,见图 5.13-7。

需要连续或间断排放液体,并使系统内气体不随液体带出或外漏的设备,排放液体的管口处,见图 5.13-5。

在需要保持一定较低压力的设备内,可在排出液体的出口管上安装液封系统来保持设备内的压力,见图 5.13-4。

需要维持一定液面高度的设备,在出口处可安装液封系统,见图 5.13-5。

其它工艺要求需设置液封的地方。

##### (2) 液封安装设计举例

①常压及微压塔的尾气放空系统。在常、微压蒸馏塔内,如果系统内的物料不允许空气中的水分带入塔内,或物料与空气会形成爆炸性混合气体时,其尾气放空系统需设置液封装置,与空气隔断,见图 5.13-8 所示。又为防止氮气压力突然降低,使液封的液体倒流入系统,液封管上部应维持一定高度和管道容量。此类情况也可设计为气封系统。

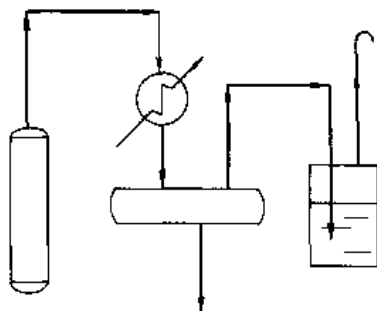


图 5.13-8 塔内尾气放空液封示意图

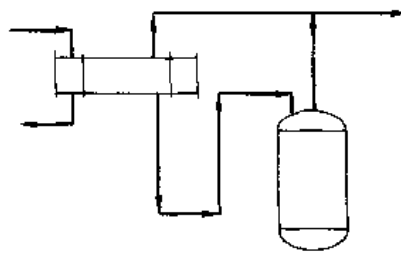


图 5.13-9 冷凝器排液液封管

②冷凝器排液管。为提高冷凝效率,阻止气体随冷凝液排放而带出,一般在冷凝器排液管上设置 U 形管液封装置,冷凝液经 U 形管排到中间罐,见图 5.13-9 所示。

③塔底排液管、塔顶回流管。常压操作的精馏塔、吸收塔、水洗塔的塔底物料排放,通常采用位差为动力,为阻止塔内气体随液体排放而带出,一般采用 U 形管或液封罐型液封装置,可参考图 5.13-5、图 5.13-6 的设计。

④气-液分离罐排液管。为了提高分离效率或液体倒入压缩机入口,需及时排除分离罐析出来的液体,保持一定的气-液分离空间;同时又要防止气体外漏,一般应设置 U 形管液封装置,如果分离罐内压力较高,采用 U 形管液封高度太大时,采用自动排液器作液封装置较合适,见图 5.13-4 或图 5.13-6 所示。

⑤乳化塔、反应器排液管。根据工艺要求需要维持设备内一定的液面高度,且排料时又不会使气体外漏,通常在排料管上安装 U 形管液封装置。见图 5.13-5 所示,图中字母 N.C 表示正常状态下阀门应关闭。

⑥氢气放空管。氢气是易燃易爆气体,与空气混合后易形成爆炸性气体,为防止空气进入系统内,保证安全生产应在氢气放空管系统设置液封,见图 5.13-3 所示。

⑦燃料气柜进出口。为使设备内保持一定压力,保证安全生产,在燃料气柜进出口应设置水封,见图 5.13-7 所示。

⑧防止两系统液体混合。当吸收塔为气相进料时,为防止因为前个系统压差波动,使塔内液体返冲到分离塔(或缓冲罐内),气体进料管应设置成 U 形管,其高度应高于塔内液面 1~2m,见图 5.13-10 所示。

⑨防止液体进压缩机。压缩机入口管前应设置分离罐,用于气液分离。在生产过程中压力和分离液的液面都可能发生波动,为防止在液面波动时使液体被吸入压缩机内的危害出现,常将分离罐出口到压缩机入口的管道设计成 U 形管,其高度根据可能出现的压差波动而定,一般设计成 2m 以上,见图 5.13-11 所示。

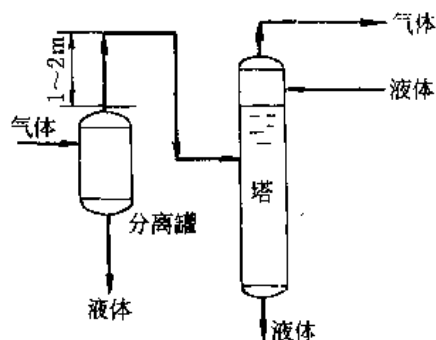


图 5.13-10 防止两系统液体混合的气体进料 U 形管

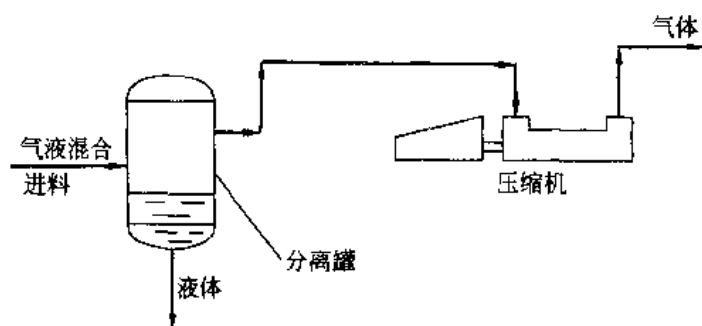


图 5.13-11 防止液体进入压缩机的配管

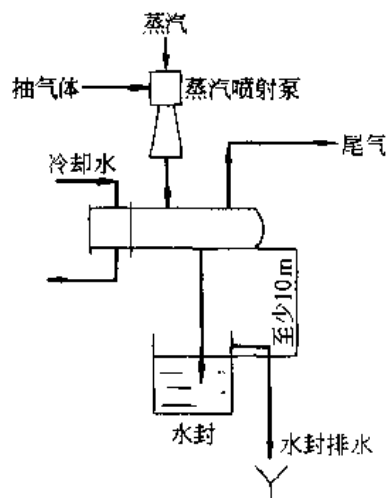


图 5.13-12 蒸汽喷射泵用水封示意图

⑩用蒸汽喷射泵抽真空时,排除冷凝液时需要设置液封,见图 5.13-12 所示。

### (3) 液封设置的注意事项

a. 采用 U 形管作液封时,为方便调节液位,可在 U 形管上部设置 1~2 个旁通管并加设阀门。

b. U 形管、U 形管作液封时,为防止管顶部积存气体,阻碍液体的流动,应在最高处设置放空阀或设置与系统相联系的平衡管道。

c. 一般在 U 形管的最低点设置放空阀,便于停车时排尽液体。在需要观察管内液体流动情况时,可在出料管上安装视镜。

d. 在设计 U 形管、U 形管的进出料管管径时,管内流速的取值应在 0.1~0.3m/s 之间,且最小管径不应小于 20mm。

e. 采用 U 形管作液封时,一般液封高度都小于 3m。如果罐内压力较高,要求液封压力大于 3m 时,应采用自动排液阀或控制阀。控制阀排出液体量根据容器内所需液面来确定。

### (4) 液封高度的确定

液封高度的确定是按能量平衡的原理来进行。这里只介绍 U 形管的液封方案,其它形式的液封高度计算可参考这个方案。具体使用如下的公式

$$H = \frac{(p_1 - p_2) \times 10.2}{r} - h \quad (5.13-1)$$

式中  $H$ ——最小液封高度, m;

$p_1$ ——系统内压力,  $10^5 \text{ Pa}$ ;

$p_2$ ——受液罐内压力,  $10^5 \text{ Pa}$ ;

$r$ ——液体相对密度;

$h$ ——管道压力降, m。

$$h = \lambda \cdot \frac{L}{d} \cdot \frac{u^2}{2g} \quad (5.13-2)$$

式中  $\lambda$ ——摩擦系数;

$L$ ——U 型管长度的一半, m;

$d$ ——管道内径, m;

$u$ ——液体流速, m/s;

$g$ ——重力加速度,  $9.81 \text{ m/s}^2$ 。

一般来说管道阻力降都很小,可忽略不计。计算公式可简化为下式

$$H = (p_1 - p_2) \times 10.2 / r \quad (5.13-3)$$

为保证液封效果,最后设计采用的液封高度,在用以上公式计算的基础上再加 0.3~0.5m 的富余量较好。

## 5.14 管道过滤器和检流器的设计

一般来说过滤器分为两种,一种属于工艺设备,按设备位号编制,由工艺专业根据需要选用,并在设备表中体现出来。另一种是管道过滤器,由工艺系统专业选用,按特殊管件编号,本节只叙述管道过滤器的内容。

管道过滤器是安装在管道上,用来清除流体中固体杂质的管道附件,属于管件的一种。它能有效地防止杂物进入工艺设备、流量仪表与特殊管件(如压缩机、泵、喷嘴、疏水器

等)内,造成这些设备不能正常工作,或者造成管件的破坏和堵塞。安装了管道过滤器就能起到稳定工艺生产过程、保证安全生产的作用。

工艺系统专业负责选用合适的类型和材料的管道过滤器,在管道及仪表流程图上表示并编号。同时要完成和过滤器有关的系统设计(如放净、放空、旁路、保温等)。必要时还需计算过滤器系统的压力损失,与材料专业共同完成过滤器规格书。

#### 5.14.1 管道过滤器的分类

按功能分类,有以下两种。

##### (1) 永久性过滤器

表示过滤器和所保护的设备、管件同时投入使用,并连续运行。在石油化工装置中,主要生产流程上的泵都配有备用泵,每台泵入口都安装有管道过滤器,当泵切换使用时就可以清洗过滤器,这样的管道过滤器虽然不能在线清洗,但也属于永久性管道过滤器。

设计要求:网式永久性过滤器的有效面积不得小于安装管道横截面积的3倍。永久性过滤器本体材料应采用和所安装的管道一致的材料。

常用的永久性过滤器的结构形式可分为网式、线隙式、烧结式、磁滤式。最常用的还是网式过滤器。

##### (2) 临时性过滤器

这种过滤器仅用于开工试运转时,或停车较久后再开车时使用,投用一段时间后就拆除不用,它的结构形式较为简单。

设计要求:临时性过滤器的有效面积不得小于安装管道横截面积的2倍。安装临时性过滤器的位置应在流程图上表示清楚,同时标注T.S(TEMPORARY STRAINER的缩写)和特殊管件号。

使用临时性过滤器时它的过滤网材料一般选用100目/in过滤网。

按结构分类,有以下几种。

##### (1) 网式过滤器

网式过滤器在石油化工装置中应用最广泛,可作为临时性过滤器,也可作为永久性过滤器。此种过滤器已有化工部标准HGJ 532—91可供设计人员查看。此类过滤器能安装在各种泵和工业炉燃料喷嘴之前。安装在泵前的过滤器用滤网的规格一般为144~256目/in,网孔数最大可达400目/in。网式过滤器可分为SY型、ST型、SC型、SD型和其它型号,其外壳可以是铸铁、碳钢、低合金钢、不锈钢或其它材料,滤网可采用铜丝网或不锈钢丝网。特殊情况还可与制造厂商定材质。

选用时可参照行业标准《化工管道过滤器》(HGJ 532—91)。不锈钢丝网结构参数见表5.14-1。不锈钢丝网的技术特性见表5.14-4;表5.14-5为一般金属丝网的技术特性。

表 5.14-1 不锈钢丝网结构参数

目数/in	可截粒径 $\mu\text{m}$	丝 径 mm	开孔面积 百分数	目数/in	可截粒径 $\mu\text{m}$	丝 径 mm	开孔面积 百分数
10	2032	0.508	64%	50	356	0.152	50%
20	955	0.315	57%	60	301	0.122	51%
30	614	0.234	53%	80	216	0.102	47%
40	442	0.193	49%	100	173	0.081	46%

注:表中所指丝网均为正方形编织网,网目是指每英寸长度上的孔(目)数。



网式管道过滤器的压力降近似值：公称直径  $DN$  与当量直管段长度  $L$  的关系见表 5.14-2。

表 5.14-2 网式管道过滤器的压力降近似值

$DN$ , mm	50	80	100	150	200	250	300	350	400	450
$L$ , m	38 ~ 45	22 ~ 35	19 ~ 27	34 ~ 46	41 ~ 55	38 ~ 64	70 ~ 89	54 ~ 98	75 ~ 105	75 ~ 108

注：1. 表中数据仅用于网式管道过滤器。

2. 当采用 20 目/in 滤网时， $L$  取最小值。

3. 当采用 100 目/in 滤网时， $L$  取最大值。

## (2) 线隙式过滤器

线隙式过滤器的主要特点是过滤器可在过滤工作中清除机械杂质。特别适合于要求不间断地精细过滤油品的场合，不需另设备用过滤器。过滤器的结构较为复杂、制造精度要求较高。

线隙式过滤器一般用于过滤液压油系统及燃油系统中的颗粒杂质，多作为泵吸入口、回油管路、炉前燃油等过滤器使用。目前国内产品有一般的和压差超过允许值可发信号的两种。

## (3) 烧结式过滤器

该型过滤器系用金属粉末（不锈钢、纯镍、纯铁）烧结成多孔材料作过滤元件，目前主要用于导热油的过滤，可将导热油在热运过程中生成的少量的但用一般网式过滤器过滤不掉的高聚物及焦炭（粒）过滤掉，以减少导热油在热传导过程中的热阻，提高传热效果。该型过滤器尚可应用于多种牌号的变压器油的过滤以及气体和液体的过滤、净化、分离等过程，技术性能见表 5.14-3。

表 5.14-3 烧结式过滤器主要技术性能表

项 目 规 格	技 术 性 能			
	使用压力 MPa (G)	使用温度 ℃	流 量 $m^3/h$	允许压差 MPa
DL-8	0.6	300	8	$\geq 0.25$
DL-14	0.6	300	14	$\geq 0.25$

## (4) 磁滤式过滤器

该型过滤器系选用高磁场强度的永磁材料和反铁磁材料组合而成。其外罩为不锈钢套管。特点是：吸附力强、可在线清洗。适用于对液压油箱、润滑油箱、齿轮油箱中的各种油液进行净化，可滤除  $5\mu m$  以下的铁磁性微粒。同时，可吸附混入油箱的各种大颗粒铁磁性有害颗粒。

## (5) 纸质、化纤过滤器

纸质、化纤过滤器精度较高，可用于压力管路和回油管路中。有些系列回油滤油器还设有旁通阀、止回阀、液流扩散器、积污盅等装置，并配有永久磁铁，能滤除铁性颗粒。

线隙式过滤器、烧结式过滤器、磁滤式过滤器、纸质、化纤过滤器型号及特性可参见附录中制造厂有关资料。

### 5.14.2 管道过滤器订货须知

目前我国最有实力的过滤器制造厂是江苏的国营启东混合器厂，它生产制造了几个系列的过滤器，广泛运用于石油化工、化工、医药、农药、染料食品等行业。下面就以它的产品为例介绍过滤器的型号和使用参数等内容。

表 5.14-4 不锈钢丝网的技术特性

孔目数 目/in	丝 径 mm	可拦截的粒径 $\mu\text{m}$	有效面积 %	孔目数 目/in	丝 径 mm	可拦截的粒径 $\mu\text{m}$	有效面积 %
10	0.508	2032	64	30	0.234	614	53
12	0.457	1660	61	32	0.234	560	50
14	0.376	1438	63	36	0.234	472	46
16	0.315	1273	65	38	0.213	455	46
18	0.315	1096	61	40	0.193	442	49
20	0.315	955	57	50	0.152	356	50
22	0.273	882	59	60	0.122	301	51
24	0.273	785	56	80	0.102	216	47
26	0.234	743	59	100	0.081	173	46
28	0.234	673	56	120	0.081	131	38

表 5.14-5 一般金属丝网的技术特性

孔目数 目/in	丝 径 mm	可拦截的粒径 $\mu\text{m}$	有效面积 %	孔目数 目/in	丝 径 mm	可拦截的粒径 $\mu\text{m}$	有效面积 %
10	0.559	1981	61	30	0.234	614	53
12	0.457	1660	61	32	0.213	581	54
14	0.376	1438	63	34	0.213	534	52
16	0.315	1273	65	36	0.213	493	50
18	0.315	1096	61	40	0.173	462	54
20	0.274	996	62	50	0.152	356	50
22	0.274	881	59	60	0.122	301	51
24	0.254	804	58	80	0.102	216	47
26	0.234	743	59	100	0.08	174	50
28	0.234	673	56	120	0.07	142	50

表 5.14-6 各型式过滤器的主要性能及推荐安装方式

[illegible]

国营启东混合器厂的过滤器分为粗过滤器和细过滤器两大类。

粗过滤器有三种大型号,这三种型号是 SBY 型、SBL 型、SC 型,其中 SC 型是临时过滤器。

细过滤器又分为五种大型号,它们是:JGB 型、JGM 型、JGN 型、JGP 型和 JGO 型。这种过滤器是属于工艺设备范畴。

上述每一个大型号内又根据过滤器的结构形式和连接方式分为很多小型号。我们把比较常用的一些过滤器的规格参数附在后面的表格里,以方便设计人员选用。

在订货时一般要填写以下列数据:①介质的流量、压力、温度;②介质的物理、化学特性;③要求过滤网的目数。

### 5.14.3 管道过滤器的安装

(1) 过滤器的安装应该按生产厂家提供的产品样本和安装说明中所示的流向及推荐的安装方法、安装要求等进行。

(2) 过滤器的上下游,可根据工艺要求设置压差计或压力表,用来判断过滤器的堵塞情况,对于容易堵塞的过滤器还需配置反吹清洗管道。

(3) 配管时应考虑永久性过滤器和临时性过滤器的安装和拆卸的方便。

(4) 对间断操作的过滤器,要在过滤器前后设置切断阀,以便清洗过滤器。

(5) 对连续操作的永久性过滤器,需要设置并联的两套过滤器,用切断阀控制使用哪个过滤器。

表 5.14-6 示出一些过滤器的主要性能及推荐安装方式。

### 5.14.4 检流器的类型

检流器俗称“管道视镜”。主要用于监视工艺管道和公用工程管道内流体流动情况。

常用的检流器的类型有:直流式、摇板式、浮球式、叶轮式、灯笼式、框式等。

检流器的材质按工艺物料的性质而定。

不同类型的检流器的适用范围:

①三通检流器。物料经冷凝器冷却后仍有少量不凝气时,需要把不凝气排除又不影响液体的流动,可安装三通式检流器。

②浮球式、叶轮式、摇板式检流器。当管道内物料是满管流动时采用这几类检流器。

③直流式、摇板式、灯笼式检流器。当管道内物料不是满管流动时采用这几类检流器。

④灯笼式检流器。流体介质的压力较低时,如要在多个方向均能看到介质的流动情况,选用这种检流器。

⑤框式检流器。流体介质的压力较高时,为监视它的流动情况时,选用这种检流器。

⑥直流式、灯笼式检流器。当流动介质中含有微量结晶或其它微粒,需监视其流动情况时,宜选用这几类检流器。

### 5.14.5 检流器的设置

现在石油化工装置的自控水平不断提高,流体流动的情况主要靠流量检测仪表来完成任务,所以在有流量检测仪表的管道上不需要安装检流器。除此而外,在下列情况时应该设置检流器:

对某些设备(如气液分离器、油水分离器等)的出口管道上,为观察液体的排放情况和油水的分离情况,就应设计安装检流器;

为对某些设备(如压缩机的段间冷却器和润滑油的供油管道等)的不间断排放的液体进行监视,比如为观察压缩机的段间冷却器的冷却水,是否连续流动要在回水管道上安装检流器;

为使有气体排除的液体能回收排除的气体，在这台设备的出口处安装既能排除气体又能监视液体流动情况的三通式检流器。

#### 5.14.6 检流器的安装

(1) 由于检流器要用玻璃材料，所以它的使用温度的范围是有限制的，要按产品说明书的规定选用。

(2) 在寒冷的地区使用，要防止冻结流体，应选用带蒸汽夹套式的检流器。

(3) 检流器一般来说都应安装在水平管道上（三通式和灯笼式除外），以利于对介质流动情况的观察。

(4) 检测物料易粘附在玻璃上，难于观察物料流动情况时，不宜采用检流器。

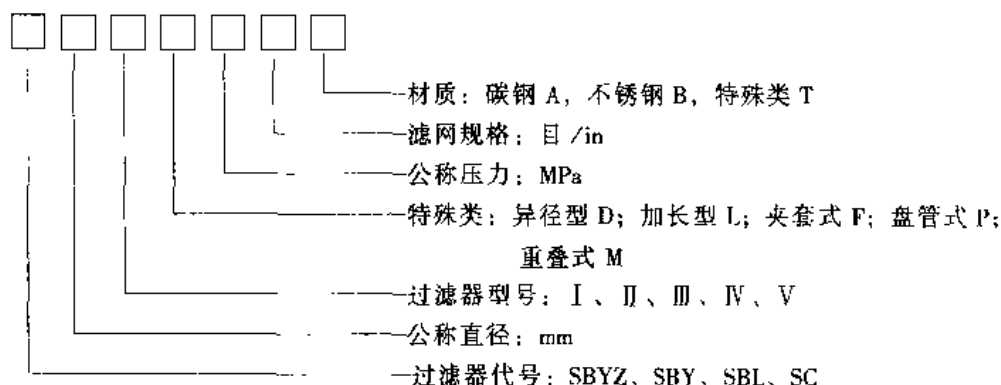
(5) 检流器是定型产品，都是按制造厂的产品说明书对压力、温度和允许使用的介质进行选择。检流器的壳体材料通常采用碳钢、不锈钢、铝、塑料等。

### 附录

#### 一、粗过滤器系列

粗过滤器是除去液体中少量固体颗粒的小型设备，可保护压缩机、泵、仪表和其它设备的正常工作，当流体进入置有一定规格滤网的滤筒后，其杂质被阻挡，而清洁的滤液则由过滤器出口排出，当需要清洗时，只要将可拆卸的滤筒取出，处理后重新装入即可，因此，使用维护极为方便。

#### 型号标注



#### 标注示例

举例：● 选择公称直径 40 × 32，2.5MPa，SBYZ 型，碳钢材质，滤网为 30 目/in 的异径法兰连接式过滤器

标注：SBYZ40 × 32 III D-2.5/30A

● 选择公称直径 200，2.5MPa，SBY 型，不锈钢材质，滤网为 60 目/in 的 Y 型过滤器

标注：SBY200 II -2.5/60B

● 选择公称直径 100，2.0MPa，SBL 型，碳钢材质，滤网为 30 目/in 的带夹套直通法兰连接式过滤器

标注：SBL100 I F-2.0/30A

● 选择公称直径 150，1.0MPa，不锈钢材质，滤网为 100 目/in 的平底临时过滤器

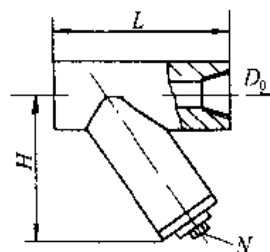
标注：SC150 III -1.0/100B

## 1. SBY 型过滤器

## (1) SBYZ-I 型

mm

公称直径 $DN$	结构尺寸 ( $PN \leq 4.0\text{MPa}$ )			管塞 $N$
	$D_0$	$L$	$H$	
15	RC1/2"	120	160	ZG1/4"
20	RC3/4"	130	170	ZG1/4"
25	RC1"	140	175	ZG1/4"
32	RC1/2"	170	185	ZG1/4"
40	RC1/2"	190	195	ZG1/4"
50	RC1 1/2"	220	210	ZG1/4"

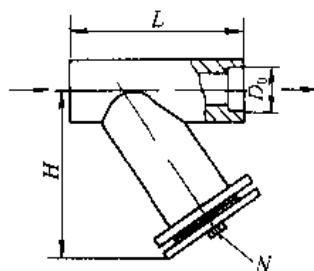


SBYZ-I

## (2) SBYZ-II 型

mm

公称直径 $DN$	结构尺寸 ( $PN \leq 4.0\text{MPa}$ )			管塞 $N$
	$D_0$	$L$	$H$	
15	21.8/18.5	120	170	ZG1/4"
20	27.4/25.5	130	180	ZG1/4"
25	34.2/32.5	140	185	ZG1/4"
32	42.9/38.5	170	210	ZG1/4"
40	48.8/48.5	190	220	ZG1/4"

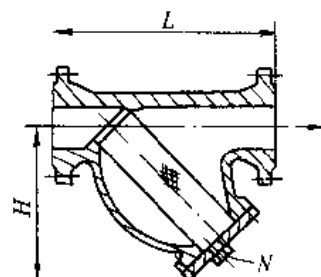


SBYZ-II

## (3) SBYZ-III 型

mm

公称直径 $DN$	结构尺寸		管塞 $N$
	$L$	$H$	
32	240	160	ZG3/8"
40	250	160	ZG3/8"
50	270	190	ZG3/8"
65	290	200	ZG3/8"
80	360	250	ZG3/8"
100	410	280	ZG3/8"
150	515	360	ZG3/8"
200	660	450	M20 × 1.5
250	870	670	M20 × 1.5

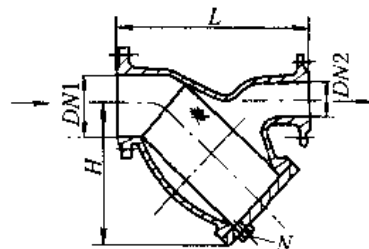


SBYZ-III

## (4) SBYZ-III D 型

mm

公称直径 $DN1 \times DN2$	结构尺寸		管塞 $N$
	$L$	$H$	
40 × 32	250	160	ZG3/8"
50 × 40	270	190	ZG3/4"
80 × 50	318	250	ZG3/4"
80 × 65	360	250	ZG3/4"
100 × 65	410	280	ZG3/4"
100 × 80	410	280	ZG3/4"
150 × 100	515	360	ZG3/4"
200 × 100	660	450	M20 × 1.5
200 × 150	660	450	M20 × 1.5
250 × 200	870	670	M20 × 1.5

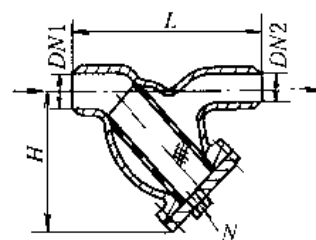


SBYZ-III D

(5) SBYZ-ⅣD 型 (公称压力  $\leq 2.5\text{MPa}$ )

mm

公称直径 $DN1 \times DN2$	结构尺寸		管塞 $N$
	$L$	$H$	
40 × 32	210	160	ZG3/8"
50 × 40	240	180	ZG3/4"
80 × 50	310	250	ZG3/4"
80 × 65	310	250	ZG3/4"
100 × 65	370	280	ZG3/4"
100 × 80	370	280	ZG3/4"
150 × 100	490	360	ZG3/4"
200 × 100	600	450	M20 × 1.5
200 × 150	600	450	M20 × 1.5
250 × 200	850	670	M20 × 1.5

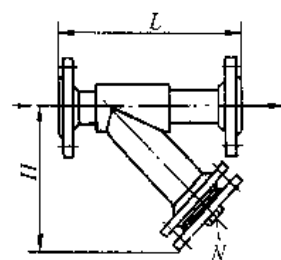


SBYZ-ⅣD 型

(6) SBY-Ⅰ 型 (公称压力  $\leq 5.0\text{MPa}$ )

mm

公称直径 $DN$	结构尺寸		管塞 $N$
	$L$	$H$	
15	260	180	ZG1/4"
20	270	190	ZG1/4"
25	270	190	ZG1/4"
32	280	230	ZG1/4"
40	280	230	ZG1/4"

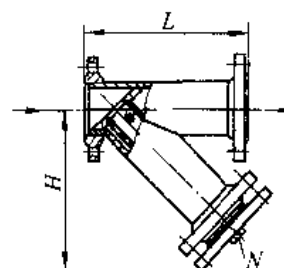


SBY-Ⅰ 型

(7) SBY-Ⅱ 型 (公称压力  $\leq 5.0\text{MPa}$ )

mm

公称直径 $DN$	结构尺寸		管塞 $N$
	$L$	$H$	
50	290	245	ZG3/8"
65	320	280	ZG3/8"
80	350	315	ZG3/8"
100	425	360	ZG3/8"
150	540	460	ZG3/4"
200	700	540	ZG3/4"
250	800	660	M20 × 1.5
300	950	750	M20 × 1.5
350	1050	845	M20 × 1.5
400	1250	920	M20 × 1.5

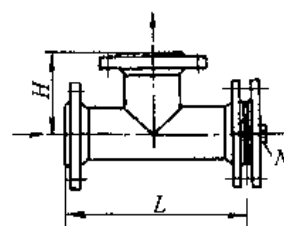


SBY-Ⅱ 型

(8) SBY-Ⅲ 型 ( $PN \leq 5.0\text{MPa}$ )

mm

公称直径 $DN$	结构尺寸		管塞 $N$
	$L$	$H$	
80	330	150	ZG3/8"
100	360	160	ZG3/8"
150	440	200	ZG3/4"
200	540	230	ZG3/4"
250	600	270	M20 × 1.5
300	680	300	M20 × 1.5
350	750	340	M20 × 1.5
400	850	380	M20 × 1.5

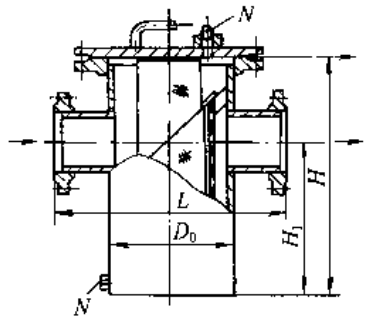


SBY-Ⅲ 型

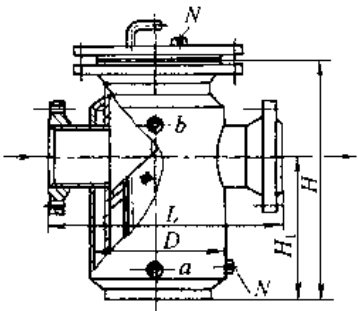
2. SBL 型过滤器

(1) 篮式重叠直通法兰加接式过滤器 (SBL I F 型、SBL I M 型)  
( $DN25 \sim 300$ ,  $PN \leq 5.0MPa$ )

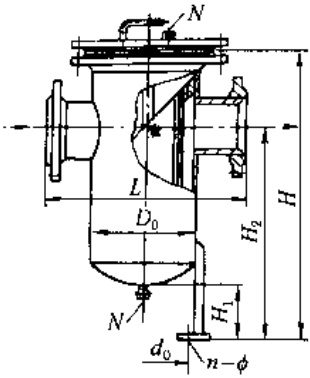
公称直径 $DN$	结构尺寸 ( $PN \leq 5.0MPa$ )				管 塞 $N$
	$L$	$H$	$H_1$	$D_0$	
25	180	260	160	$\phi 76$	ZG3/4"
32	200	270	160	$\phi 76$	ZG3/4"
40	260	300	170	$\phi 108$	ZG3/4"
50	260	300	170	$\phi 108$	ZG3/4"
65	330	360	210	$\phi 133$	ZG3/4"
80	340	400	250	$\phi 159$	ZG3/4"
100	400	470	300	$\phi 219$	ZG3/4"
125	480	550	360	$\phi 273$	ZG3/4"
150	500	630	420	$\phi 273$	ZG3/4"
200	560	780	530	$\phi 325$	ZG3/4"
250	660	930	640	$\phi 426$	M20 $\times$ 1.5
300	750	1200	840	$\phi 478$	M20 $\times$ 1.5



SBL I M 型



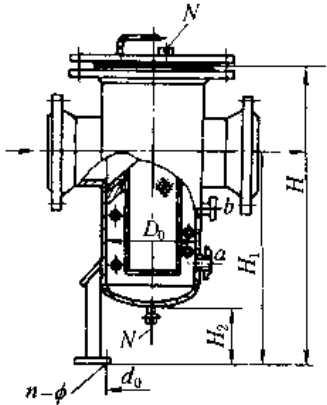
SBL I F 型



SBL II 型

(2) 篮式盘管直通法兰连接式过滤器 (SBL II 型、SBL II P 型)  
( $DN250 \sim 500$ ,  $PN \leq 5.0MPa$ )

公称直径 $DN$	公称压力 $PN$	结 构 尺 寸							夹 套		管 塞 $N$
		$L$	$H$	$H_1$	$H_2$	$D_0$	$d_0$	$n-\phi$	蒸汽压力	$a, b$	
250	$\leq 5.0MPa$	660	1230	940	300	$\phi 426$	$\phi 350$	3- $\phi 20$	$\leq 4.0MPa$	DN15 DN15 DN20 DN20 DN20 DN25	ZG1"
300		750	1500	1140	300	$\phi 478$	$\phi 400$	3- $\phi 20$			
350		800	1680	1310	300	$\phi 500$	$\phi 420$	3- $\phi 20$			
400		840	1850	1450	300	$\phi 550$	$\phi 450$	3- $\phi 20$			
450		960	2050	1610	300	$\phi 600$	$\phi 520$	3- $\phi 24$			
500		1060	2210	1740	300	$\phi 700$	$\phi 620$	3- $\phi 24$			



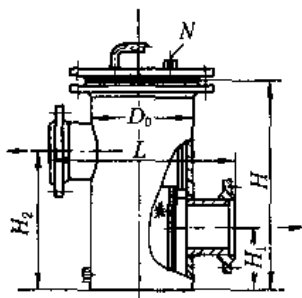
SBL II P 型

(3) 篮式高低接管法兰连接式过滤器 (SBL III型)  
( $DN25 \sim 300$ ,  $PN \leq 5.0MPa$ )

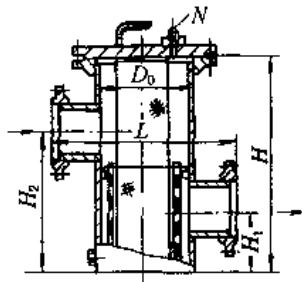
SBL III型、SBL III M型

公称直径 $DN$	公称压力 $PN$	结 构 尺 寸					管 塞 $N$
		$L$	$H$	$H_1$	$H_2$	$D_0$	
25	$\leq 5.0MPa$	180	280	110	180	$\phi 76$	ZG3/4"
32		200	285	110	180	$\phi 76$	
40		260	340	120	220	$\phi 108$	
50		260	340	120	220	$\phi 108$	
65		330	400	160	270	$\phi 133$	
80		340	460	180	320	$\phi 159$	
100		400	550	200	390	$\phi 219$	
125		480	630	260	450	$\phi 273$	
150		500	720	310	530	$\phi 273$	
200		560	900	390	670	$\phi 325$	
250		660	1070	480	800	$\phi 426$	
300		750	1360	640	1040	$\phi 478$	M20 $\times$ 1.5

(4) 篮式重叠高低接管法兰连接式过滤器 (SBL III M型) (见上表)  
( $DN25 \sim 300$ ,  $PN \leq 5.0MPa$ )



SBL III型

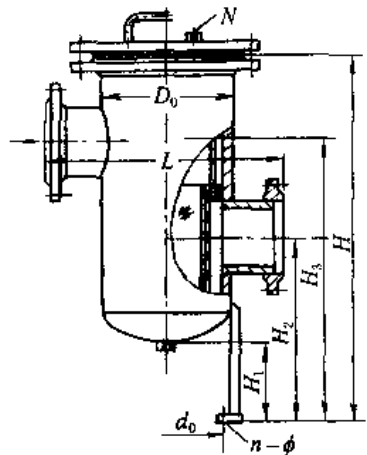


SBL III M型

(5) 篮式支承高低接管法兰连接式过滤器 (SBL IV型) ( $DN350 \sim 500$ ,  $PN \leq 5.0MPa$ )

SBL IV型

公称直径 $DN$	公称压力 $PN$	结 构 尺 寸								管 塞 $N$
		$L$	$H$	$H_1$	$H_2$	$H_3$	$D_0$	$d_0$	$n-\phi$	
350	$\leq 5.0MPa$	800	1890	300	1070	1520	500	$\phi 420$	3- $\phi 20$	ZG1"
400		840	2000	300	1080	1600	550	$\phi 430$	3- $\phi 20$	
450		960	2320	300	1280	1880	600	$\phi 520$	3- $\phi 24$	
500		1080	2510	300	1390	2040	700	$\phi 620$	3- $\phi 24$	



SBL IV型



## 3. SC 型临时过滤器

(1) 锥形临时过滤器 (SC I、SC II 型) 见下页图 ( $DN25 \sim 600$ ,  $PN \leq 2.5MPa$ )

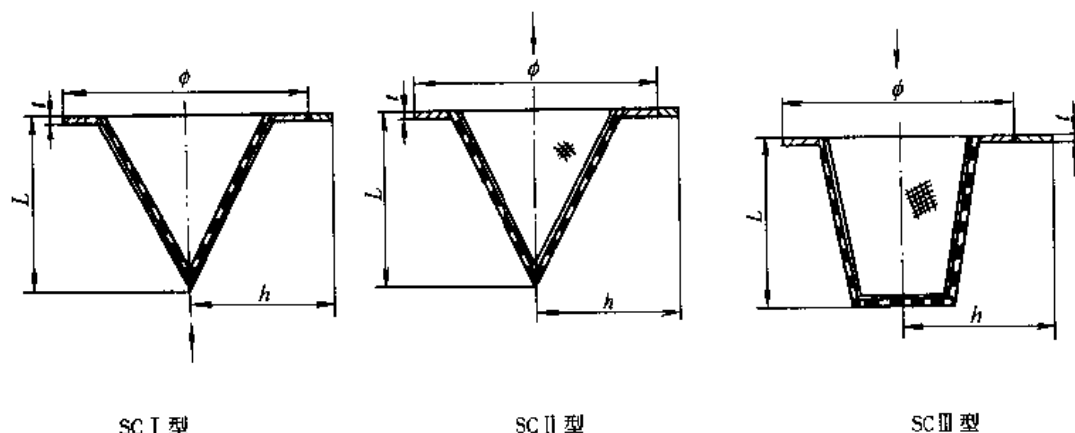
mm

公称直径 $DN$	$\phi$			$L$	$h$	$t$
	$PN0.6$	$PN1.0$	$PN2.5$			
25	62	70	70	26	90	2
32	72	80	80	34	100	2
40	84	90	90	41	120	2
50	94	105	105	55	130	2
65	114	125	125	77	140	2
80	132	142	142	92	150	2
100	152	162	162	113	160	2
125	182	192	192	143	190	2
150	206	218	218	172	210	2
200	262	272	282	242	240	2
250	316	326	340	302	270	3
300	370	382	395	363	300	3
350	420	438	454	425	340	6
400	470	492	510	479	365	6
500	575	590	616	600	430	6
600	676	690	726	714	490	6

(2) 平底临时过滤器 (SC III 型) 见下页图 ( $DN25 \sim 600$ ,  $PN \leq 2.5MPa$ )

mm

公称直径 $DN$	$\phi$			$L$	$h$	$t$
	$PN0.6$	$PN1.0$	$PN2.5$			
25	62	70	70	46	90	2
32	72	80	80	61	100	2
40	84	90	90	66	120	2
50	94	105	105	81	130	2
65	114	125	125	91	140	2
80	132	142	142	111	150	2
100	152	162	162	141	160	2
125	182	192	192	172	190	2
150	206	218	218	202	210	2
200	262	272	282	262	240	2
250	316	326	340	322	270	3
300	370	382	395	362	300	3
350	420	438	454	404	340	6
400	470	492	510	464	365	6
500	575	590	616	564	430	6
600	676	690	726	684	490	6



## 二、订货须知

● 本厂生产的过滤器，其法兰公称压力为 0.6、1.0、1.6、2.5、4.0MPa 时，采用化工部 HGJ 标准；公称压力为 2.0、5.0、10MPa 时，采用中石化 SH 标准；锥管螺纹采用 GB 7306—87 标准，用户如采用 GB、JB、HG、SYJ 或 ANSI、JIS 等法兰标准，应在合同中注明。

● 粗过滤器的滤网材质如无特殊要求，均采用 1Cr18Ni9Ti，具体结构参数见附表一。

● 精细过滤器的进出口压差是验证滤件使用情况的一个重要手段，为方便用户，我们在精细过滤器上均安装压力表，如果需要远距离检测或警报系统，请在订货时提出。另外，对采用反冲洗系统的精细过滤器，我们也可以提供全自动反冲系统，但也须在订货时提出。

● 除本样本所列产品外，我厂可根据用户需要设计、制造符合特殊工艺要求的过滤器，为更好地符合您的要求，请正确填写附表五，即使最微小的事情，我们将尽善尽美为您解决。

## 三、其它参考资料

### 1. 粗过滤器选用原则

● 对于易燃、易爆、有毒的介质，以及小口径管道过滤器可选用承插焊连接、对焊连接的过滤器，经常需要检修更换的宜选用法兰连接的过滤器。

● 过滤器的本体材料应与相应的管道材料一致或相当，滤网无特殊要求时，均为不锈钢丝网。

● 对固体杂质含量较多的、粘度较大的工作介质，选过滤面积较大的篮式过滤器为宜。

● 滤网目数的选择应考虑能满足工艺过程的需要或对泵、压缩机等流体输送机械起到保护作用的目的。

### 2. 粗过滤器压力降的计算

当流体通过 SBYZ、SBY 型过滤器所产生的压力降，可近似地按当量直管段的压力降计算：

$$\Delta p = \lambda \frac{\rho}{2} \cdot w^2 \cdot \frac{L}{D}$$

$$\lambda = 64 / Re$$

$$Re = \rho \cdot D \cdot w / \mu$$

## 符号说明

 $\Delta p$ ——压力降, 单位  $\text{N}/\text{M}^2$ ; $\rho$ ——流体密度,  $\text{kg}/\text{m}^3$ ; $w$ ——流体线速度,  $\text{m}/\text{s}$ ; $Re$ ——雷诺数, 无因次; $L$ ——当量直管段长度,  $\text{mm}$ ; $\lambda$ ——摩擦系数, 无因次; $D$ ——管道内径,  $\text{mm}$ ; $DN$ ——公称直径,  $\text{mm}$ ; $\mu$ ——粘度,  $\text{cp}$ 。

不锈钢丝网结构参数

目数/in	10	20	30	40	60	80	100
丝径, mm	0.5	0.315	0.224	0.18	0.125	0.112	0.06
可截粒径	2032	955	614	442	301	216	173
开孔面积, %	64	58	54	48	44	41	44

公称直径  $DN$  与当量直管段长度关系

$DN$	50	80	100	150	200
$L$	$38 \times 10^3 \sim 45 \times 10^3$	$22 \times 10^3 \sim 35 \times 10^3$	$19 \times 10^3 \sim 27 \times 10^3$	$34 \times 10^3 \sim 46 \times 10^3$	$41 \times 10^3 \sim 55 \times 10^3$
$DN$	250	300	350	400	450
$L$	$38 \times 10^3 \sim 64 \times 10^3$	$70 \times 10^3 \sim 89 \times 10^3$	$54 \times 10^3 \sim 98 \times 10^3$	$75 \times 10^3 \sim 105 \times 10^3$	$75 \times 10^3 \sim 108 \times 10^3$

注: 当采用 20 目/in 滤网时,  $L$  取最小值; 当采用 100 目/in 滤网时,  $L$  取最大值; 如采用其余规格滤网时,  $L$  值按插入法计算。

法兰的工作温度与工作压力的对应关系

公称压力 MPa	法兰材料	工 作 温 度, $^{\circ}\text{C}$						
		100	150	200	250	300	350	400
		最高无冲击压力, MPa						
1.0	20	0.71	0.68	0.64	0.58	0.51	0.42	0.32
	1Cr18Ni9Ti	0.78	0.69	0.64	0.60	0.51	0.42	0.32
1.6	20	1.60	1.44	1.28	1.12	0.96	0.80	0.56
	1Cr18Ni9Ti	1.38	1.29	1.21	1.13	1.06	1.02	0.976
2.0	20	1.42	1.35	1.27	1.15	1.02	0.84	0.65
	1Cr18Ni9Ti	1.57	1.39	1.29	1.20	1.02	0.84	0.65
2.5	20	2.5	2.25	2.0	1.75	1.50	1.25	0.88
	1Cr18Ni9Ti	2.15	2.01	1.89	1.77	1.66	1.59	1.53
4.0	20	4.0	3.60	3.20	2.80	2.40	2.0	1.40
	1Cr18Ni9Ti	3.44	3.22	3.02	2.83	2.65	2.54	2.44
5.0	20	3.56	3.39	3.18	2.88	2.57	2.39	2.19
	1Cr18Ni9Ti	3.94	3.47	3.24	3.01	2.78	2.66	2.66
10.0	20	7.12	6.78	6.36	5.76	5.14	4.78	4.38
	1Cr18Ni9Ti	7.88	6.94	6.48	6.02	5.56	5.32	5.32

T 型对焊连接式过滤器 (SBY IV) ( $DN80 \sim 400$ ,  $PN \leq 10.0\text{MPa}$ )

公称直径 $DN$	$D_1 = D_2$		$L_2 = L_3$	$L_1$					管 塞 $N$
	I	II		$PN2.0$	$PN2.5$	$PN4.0$	$PN5.0$	$PN10$	
80	88.9	89	86	268	261	263	282	289	ZG3/8"
100	114.3	108	105	312	304	314	330	352	ZG3/8"
150	168.3	159	143	402	392	394	423	453	ZG3/4"
200	219.1	219	178	489	469	487	510	546	ZG3/4"
250	273	273	216	566	550	579	599	649	M20 $\times$ 1.5
300	323.9	325	254	656	632	670	691	732	M20 $\times$ 1.5
350	355.6	377	279	722	695	730	757	795	M20 $\times$ 1.5
400	406.4	426	305	776	764	808	815	866	M20 $\times$ 1.5

T 型加长型对焊连接式过滤器 (SBY IV L 型) ( $DN50 \sim 300$ ,  $PN \leq 10.0\text{MPa}$ )

公称直径 $DN$	$D_1 = D_2$		$L_2 = L_3$	$L_1$					管 塞 $N$
	I	II		$PN2.0$	$PN2.5$	$PN4.0$	$PN5.0$	$PN10$	
50	60.3	57	64	263	252	252	272	278	ZG1/2"
65	76.1	76	76	326	313	313	335	342	ZG1/2"
80	88.9	89	86	358	351	353	372	379	ZG3/8"
100	114.3	108	105	412	404	414	430	452	ZG3/8"
150	168.3	159	143	522	512	514	543	573	ZG3/4"
200	219.1	219	178	669	649	667	690	726	ZG3/4"
250	273	273	216	816	800	829	849	899	M20 $\times$ 1.5
300	323.9	325	254	956	932	970	991	1032	M20 $\times$ 1.5

## 5.15 管道限流孔板和盲板的设计

### 5.15.1 限流孔板的应用

在石油化工装置中,限流孔板安装在管道中用于限制流体的流量或降低流体的压力。它主要应用于以下几个方面:

物料需要降压,而且降压的精度要求不高时;

在管道中阀门上、下游需要有较大压力降时,为减少流体对阀门的冲蚀,而且经孔板减压后不会产生气化时,可在阀门上游串联孔板;

当需要连续流过小流量的地方,如泵的冲洗管道、热备用泵的旁路管道(低流量保护管道)、分析取样管等地;

当需要降低压力降以减少噪音或磨损的地点,如放空系统上。

### 5.15.2 限流孔板选型

#### 5.15.2.1 限流孔板的分类

单孔板:在孔板上只开一个孔。

多孔板:在孔板上开了多个孔。

按所选用的板数又可分为单板和多板的孔板。

#### 5.15.2.2 限流孔板选型要点

(1) 对于气体和蒸汽管道

孔板前后的压力变化如果太大,会产生噎塞流。限流孔板后的压力( $p_2$ )不能小于板前

压力 ( $p_1$ ) 55%, 既  $p_2 \geq 0.55p_1$ , 因此当  $p_2 < 0.55p_1$  时, 不能用单板, 要选择多板, 其板数要保证每个板的板后压力大于板前压力的 55%。

## (2) 对于液体管道

当液体要求的压降小于或等于 2.5MPa 时, 选用单板孔板。

当液体要求的压降大于 2.5MPa 时, 选择多板孔板, 而且每块孔板的压降应该小于 2.5MPa。

### 5.15.2.3 孔数的确定

(1) 管道公称直径小于或等于 150mm 的管道, 通常采用单孔孔板; 大于 150mm 时, 采用多孔孔板。

(2) 多孔孔板的孔径  $d_0$ , 一般选用 12.5mm, 20mm, 25mm, 40mm。当需要多孔孔板时, 先按单孔孔板求出孔径  $d$ , 然后按下式求得所选用的多孔孔板的孔数  $N$ 。

$$N = d^2 / d_0^2 \quad (5.15-1)$$

$d$  和  $d_0$  的单位都是 m。

### 5.15.3 限流孔板计算方法和实例

#### 5.15.3.1 单板孔板

(1) 气体、蒸汽的单板孔板按下式计算

$$W = 43.78 \cdot C \cdot d_0^2 \cdot p_1 \sqrt{\left(\frac{M}{ZT}\right) \left(\frac{k}{k-1}\right) \left[\left(\frac{p_2}{p_1}\right)^{\frac{2}{k}} - \left(\frac{p_2}{p_1}\right)^{\frac{k+1}{k}}\right]} \quad (5.15-2)$$

式中  $W$ ——流体的重量流量, kg/h;

$C$ ——孔板流量系数, 由  $Re$  和  $d_0/D$  值查图 5.15-1;

$d_0$ ——孔板孔径, m;

$D$ ——管道内径, m;

$p_1$ ——孔板前压力 Pa;

$p_2$ ——孔板后压力或临界限流压力, 取其大者, Pa;

$M$ ——相对分子质量;

$Z$ ——压缩系数, 根据流体对比压力 ( $p_r$ ) 对比温度  $T_r$  查气体压缩系数图求取;

$T$ ——孔板前流体温度, K;

$k$ ——绝热指数,  $k = C_p / C_v$ ;

$C_p$ ——流体定压热容, kJ/(kg·K);

$C_v$ ——流体定容热容, kJ/(kg·K)。

临界限流压力 ( $p_c$ ) 的推荐值:

饱和蒸汽  $p_c = 0.58p_1$

过热蒸汽及多原子气体  $p_c = 0.55p_1$

空气及双原子气体  $p_c = 0.53p_1$

上述三式中  $p_1$  为孔板前的压力。

(2) 液体的单板孔板按下式计算

$$Q = 128.45 \cdot C \cdot d_0^2 \sqrt{\frac{\Delta p}{\gamma}} \quad (5.15-3)$$

式中  $Q$ ——工作状态下体积流量,  $\text{m}^3/\text{h}$ ;

$C$ ——孔板流量系数, 由  $Re$  值和  $d_0/D$  查图 5.15-1 求取;

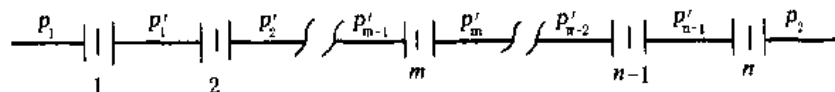
$d_0$ ——孔板孔径,  $\text{m}$ ;

$\Delta p$ ——通过孔板的压降,  $\text{Pa}$ ;

$\gamma$ ——工作状态下的相对密度, (与  $4^\circ\text{C}$  水的密度相比)。

### 5.15.3.2 多板孔板

(1) 气体、蒸汽的多板孔板, 先计算出孔板总数及每块孔板前后的压力 (见下图)



以过热蒸汽为例:

$$\begin{aligned} p'_1 &= 0.55 p_1 & p'_2 &= 0.55 p'_1 & \dots\dots \\ p_2 &= 0.55 p'_{n-1} & p_2 &= (0.55)^n p_1 \\ n &= \lg(p_2/p_1)/\lg 0.55 = -3.85 \lg(p_2/p_1) \end{aligned} \quad (5.15-4)$$

$n$  圆整为整数后重新分配各板前后压力, 按下式求取某一板的板后压力

$$p'_m \approx (p_2/p_1)^{1/n} \cdot p'_{m-1} \quad (5.15-5)$$

式中  $n$ ——总板数;

$p_1$ ——多板孔板第一块板板前压力,  $\text{Pa}$ ;

$p_2$ ——多板孔板最后一块板板后压力,  $\text{Pa}$ ;

$p'_m$ ——多板孔板中第  $m$  块板板后压力,  $\text{Pa}$ ;

然后, 根据每块孔板前后压力, 计算出每块孔板孔径, 计算方法同单板孔板。同样  $n$  圆整为整数后, 重新分配各板前后压力。

(2) 液体的多板孔板, 先计算孔板总数  $n$  及每块孔板前后的压力。

按下式计算出  $n$ , 然后圆整为整数, 再按每块孔板上压降相等, 以整数  $n$  来平均分配每板前后压力

$$n = \frac{p_1 - p_2}{2.5 \times 10^6} \quad (5.15-6)$$

式中  $n$ 、 $p_1$ 、 $p_2$  定义同前。

计算每块孔板孔径, 计算方法同单板孔板算法。

### 5.15.3.3 气-液两相流

先分别按气-液流量用各自公式计算出  $d_L$  和  $d_V$ , 然后以下式求出两相流孔板孔径

$$d = \sqrt{d_L^2 + d_V^2} \quad (5.15-7)$$

式中  $d$ ——两相流孔板孔径,  $\text{m}$ ;

$d_L$ ——液相孔板孔径,  $\text{m}$ ;

$d_V$ ——气相孔板孔径,  $\text{m}$ 。

### 5.15.3.4 限流作用的孔板计算

按式 (5.15-2) 或式 (5.15-3) 或式 (5.15-7) 计算孔板的孔径  $d_0$ , 然后根据  $d_0/D$  值和  $k$  值由表 5.15-1 查临界流率压力比 ( $\gamma_c$ ), 当每块孔板前后压力比  $p_2/p_1 \leq \gamma_c$  时, 可使流体

流量限制在一定数值,说明计算出的  $d_0$  有效,否则需改变压降或调整管道的管径,再重新计算,直到满足要求为止。

### 5.15.3.5 计算实例

例 5.15-1 有一股尾气经孔板降压后去燃料气管网,气体组成如下:

组成	CH <sub>4</sub>	H <sub>2</sub>	N <sub>2</sub>	Ar	NH <sub>3</sub>
V%	6.09	63.38	29.08	1.43	0.02

气体流率 3466kg/h, 气体绝对压力 10.3MPa, 温度为 57℃, 降压前气体粘度为  $1.305 \times 10^{-5}$  mPa·s, 降压后气体绝对压力为 2.0MPa, 降压前管子内径  $D = 38.1$ mm, 计算限流孔板尺寸。

解 (1) 按式 (5.15-4) 计算所需孔板数

$$\begin{aligned} \text{总板数} \quad n &= -3.85 \lg(p_2/p_1) = -3.85 \lg(2.0/10.3) \\ &= 2.74 \end{aligned}$$

$$\text{取} \quad n = 3$$

再按式(5.15-5)计算

$$\begin{aligned} p'_m &= (p_2/p_1)^{1/3} p'_{m-1} \\ p'_1 &= (2.0/10.3)^{1/3} 10.3 = 5.96 \text{MPa} \\ p'_2 &= (2.0/10.3)^{1/3} 5.96 = 3.45 \text{MPa} \\ p_2 &= (2.0/10.3)^{1/3} 3.45 = 2.00 \text{MPa} \end{aligned}$$

(2) 按式 (5.15-2) 计算第一块孔板

$$\text{孔径 } d_0^2 = \frac{W}{43.78 \cdot C \cdot p_1 \sqrt{\left(\frac{M}{ZT}\right) \left(\frac{k}{k-1}\right) \left[ \left(\frac{p_2}{p_1}\right)^{2/k} - \left(\frac{p_2}{p_1}\right)^{\frac{k+1}{k}} \right]}}$$

已知:  $p = 10.3 \times 10^6$ Pa,  $W = 3466$ kg/h,  $M = 11.0$ ,  $T = 330$ K, 计算  $Z$  和  $k$  值。

组成	CH <sub>4</sub>	H <sub>2</sub>	N <sub>2</sub>	Ar	NH <sub>3</sub>
$T_c$ , K	190.7	33.3	126.2	151	405.6
$p_c$ , MPa	4.64	1.30	3.39	4.86	11.40
$k$	1.33	1.4	1.41	1.67	1.34

混合气体  $T_c = 71.66$ K,  $p_c = 2.16$ MPa

取混合气体  $k = 1.4$

对比温度  $T_r = 330/71.66 = 4.6$

对比压力  $p_r = 10.3/2.16 = 4.77$

根据  $p_r$ 、 $T_r$  查气体压缩系数图得  $Z = 1.08$

质量流速  $G = 3466 / (3600 \times 0.785 \times 0.0381^2) = 844.9$ kg/m<sup>2</sup>·s

粘度  $\mu = 1.305 \times 10^{-5}$  mPa·s,  $D = 0.0381$ m

$$Re = \frac{DG}{\mu} = \frac{0.0381 \times 844.9}{1.305 \times 10^{-5}} = 2.5 \times 10^6$$

$$\begin{aligned} d_0^2 &= 3466 / 43.78 \times C \times 10.3 \times 10^6 \sqrt{\left(\frac{11}{1.08 \times 330}\right) \left(\frac{1.4}{0.4}\right) \left[ \left(\frac{5.96}{10.3}\right)^{\frac{2}{1.4}} - \left(\frac{5.96}{10.3}\right)^{\frac{2.4}{1.4}} \right]} \\ &= 9.256 \times 10^{-5} / C \end{aligned}$$

设  $C = 0.60$ , 求得  $d_0 = 12.4$ mm

取  $d_0 = 12.5\text{mm}$ ,  $d_0/D = 12.5/38.1 = 0.328$

由图 5.15-1 查得  $C = 0.601 \approx 0.60$ , 这说明求得的  $d_0 = 12.5\text{mm}$  有效。

### (3) 第二块板

对比压力  $p_r = 5.96/2.16 = 2.76$

假定  $T_r$  不变, 根据  $p_r$ 、 $T_r$  查气体压缩系数图, 查得  $Z = 1.04$ ;  $k = 1.4$

为简化计算, 假定气体粘度不变, 则  $Re = 2.5 \times 10^6$

将有关数据代入求取  $d_0^2$  的公式中得到

$$d_0^2 = 3466/43.78 \times C \times 5.96 \times 10^6 \sqrt{\left(\frac{11}{1.04 \times 330}\right) \left(\frac{1.4}{0.4}\right) \left[\left(\frac{3.45}{5.96}\right)^{\frac{2}{1.4}} - \left(\frac{3.45}{5.96}\right)^{\frac{2.4}{1.4}}\right]}$$

$$= 1.557 \times 10^{-4} / C$$

设  $C = 0.61$ , 得  $d_0 = 0.01598\text{m}$ , 取  $d_0 = 16\text{mm}$ ,  $d_0/D = 0.42$

查图 5.15-1,  $Re = 2.5 \times 10^6$ ,  $d_0/D = 0.42$

得  $C = 0.61$ , 这说明取  $d_0 = 16\text{mm}$  有效。

### (4) 第三块板

对比压力  $p_r = 3.45/2.16 = 1.597$

假设  $T_r$  不变, 根据  $p_r$ 、 $T_r$  查气体压缩系数图, 得气体压缩系数  $Z = 1.0$ ; 取  $k = 1.4$ 。

假定气体粘度不变, 则  $Re = 2.5 \times 10^6$

$$d_0^2 = 3466/43.78 \times C \times 3.45 \times 10^6 \sqrt{\left(\frac{11}{1 \times 330}\right) \left(\frac{1.4}{0.4}\right) \left[\left(\frac{2.0}{3.45}\right)^{\frac{2}{1.4}} - \left(\frac{2.0}{3.45}\right)^{\frac{2.4}{1.4}}\right]}$$

求得  $d_0 = 2.61 \times 10^{-4} / C$

设  $C = 0.63$ ,  $d_0 = 0.02035\text{m}$

取  $d_0 = 20\text{mm}$ ,  $d_0/D = 0.525$

查图 5.15-1:  $Re = 2.5 \times 10^6$ ,  $d_0/D = 0.525$

得  $C = 0.63$ , 这说明取  $d_0 = 20\text{mm}$  有效。

**例 5.15-2** 已知某脱碳溶液, 流量为  $1150\text{m}^3/\text{h}$ , 采用限流孔板降压, 降压前绝对压力为  $p_1 = 2.06\text{MPa}$ , 降压后绝对压力为  $p_2 = 0.74\text{MPa}$ , 管道内径为  $D = 509\text{mm}$ , 溶液温度  $t = 110^\circ\text{C}$ , 粘度为  $0.56 \times 10^{-3}\text{mPa}\cdot\text{s}$ , 相对密度  $\gamma = 1.24$ , 求此限流孔板孔径。

**解**  $\Delta p = 2.06 - 0.74 = 1.32\text{MPa} < 2.5\text{MPa}$

因此选用单板限流孔板。

溶液质量流速  $G$  为

$$G = \frac{1150 \times 1240}{3600 \times 0.785 \times 0.509^2} = 1947.7\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$$

$$Re = \frac{0.509 \times 1947.7}{0.56 \times 10^{-3}} = 1.77 \times 10^6$$

采用式 (5.15-3)

$$Q = 128.45 \times C \times d_0^2 \sqrt{\frac{\Delta p}{\gamma}}$$

$$1150 = 128.45 \times C \times d_0^2 \sqrt{\frac{1.32 \times 10^6}{1.24}}$$

$$d_0^2 = 8.68 \times 10^{-3} / C$$



设  $C = 0.595$  则  $d_0 = 0.12\text{m}$        $d_0/D = 0.12/0.509 = 0.2358$   
由图 5.15-3 查得  $C = 0.595$ ， $C$  值选取合适，这说明  $d_0 = 0.12\text{m}$  有效（单孔、单板）。  
若选用多孔孔板，取孔径为  $0.02\text{m}$ ，则总孔数为  $N = (0.12)^2/(0.02)^2 = 36$  个。

5.15.4 限流孔板设计附图和附表

(1) 限流孔板的流量系数  $C$  与  $Re$ ， $d_0/D$  关系见图 5.15-1。

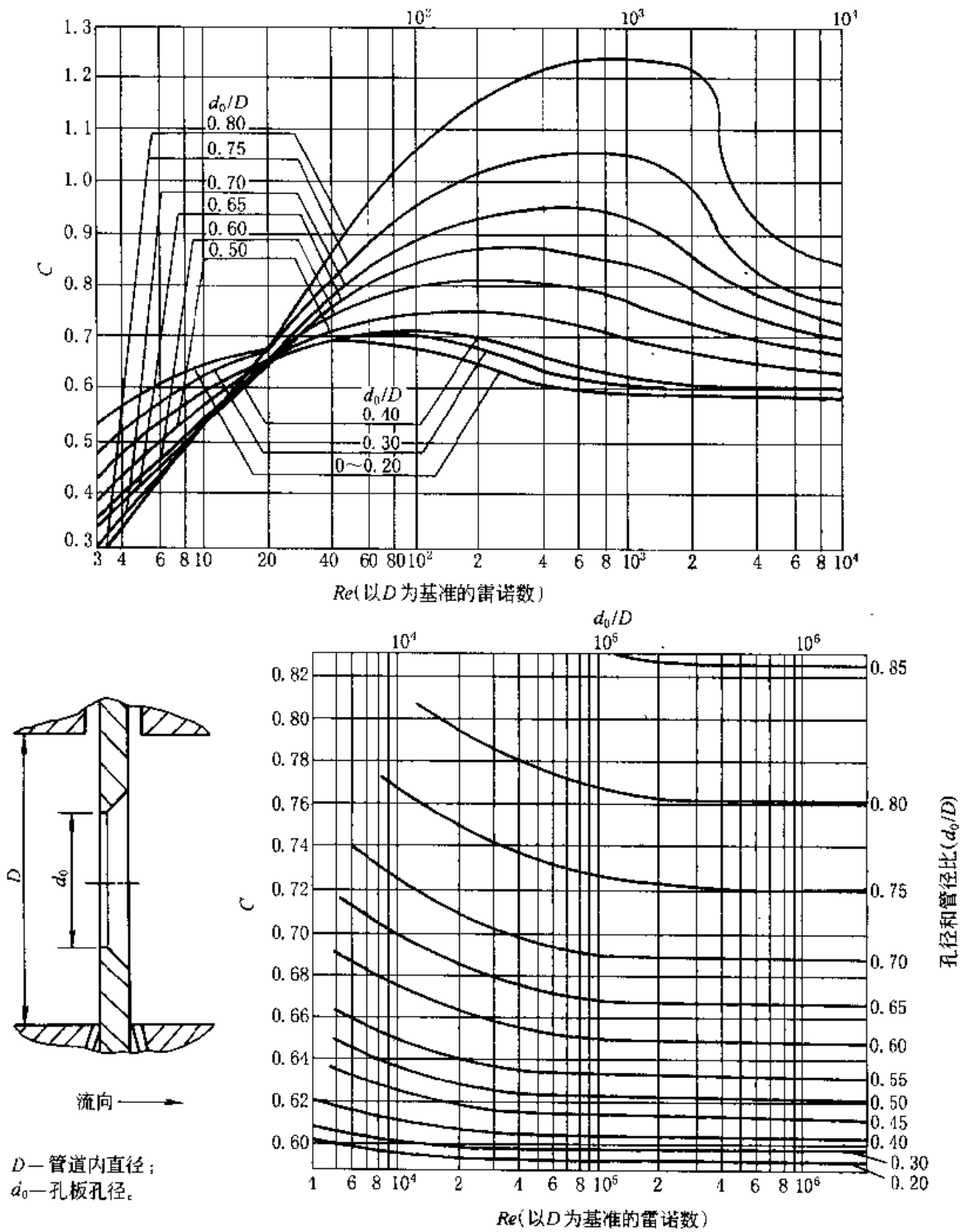


图 5.15-1 限流孔板  $C-Re-d_0/D$  关系图

(2) 临界流率压力比  $\gamma_c$  与流体绝热指数  $k$  及孔板孔径  $d_0$  和管道内径  $D$  的关系, 见表 5.15-1。

表 5.15-1  $\gamma_c$ - $k$ - $d_0/D$  关系表<sup>①</sup>

$\frac{d_0}{D} \backslash \gamma_c$	$k = \frac{C_p}{C_v}$									
	1.05	1.10	1.15	1.20	1.25	1.30	1.35	1.40	1.45	1.50
0.05	0.5954	0.5874	0.5744	0.5645	0.5549	0.5457	0.5369	0.5283	0.5200	0.5120
0.10	0.5954	0.5847	0.5744	0.5645	0.5549	0.5457	0.5369	0.5283	0.5200	0.5120
0.15	0.5954	0.5847	0.5744	0.5645	0.5550	0.5458	0.5369	0.5283	0.5201	0.5121
0.20	0.5956	0.5849	0.5746	0.5647	0.5551	0.5459	0.5370	0.5285	0.5202	0.5122
0.25	0.5958	0.5851	0.5748	0.5649	0.5554	0.5462	0.5373	0.5288	0.5205	0.5125
0.30	0.5963	0.5856	0.5753	0.5654	0.5559	0.5467	0.5378	0.5293	0.5210	0.5130
0.35	0.5971	0.5864	0.5762	0.5663	0.5567	0.5476	0.5387	0.5302	0.5219	0.5139
0.40	0.5983	0.5877	0.5774	0.5676	0.5580	0.5489	0.5400	0.5315	0.5232	0.5153
0.45	0.6001	0.5895	0.5793	0.5694	0.5600	0.5508	0.5420	0.5335	0.5252	0.5173
0.50	0.6027	0.5921	0.5819	0.5721	0.5627	0.5536	0.5448	0.5363	0.5281	0.5201
0.55	0.6062	0.5957	0.5856	0.5758	0.5664	0.5574	0.5486	0.5401	0.5320	0.5241
0.60	0.6111	0.6006	0.5906	0.5809	0.5715	0.5625	0.5538	0.5454	0.5373	0.5294
0.65	0.6175	0.6072	0.5973	0.5877	0.5784	0.5695	0.5609	0.5525	0.5445	0.5367
0.70	0.6262	0.6160	0.6062	0.5968	0.5877	0.5788	0.5703	0.5621	0.5541	0.5464

$\frac{d_0}{D} \backslash \gamma_c$	$k = \frac{C_p}{C_v}$									
	1.55	1.60	1.65	1.70	1.75	1.80	1.85	1.90	1.95	2.00
0.05	0.5043	0.4968	0.4895	0.4825	0.4757	0.4690	0.4626	0.4564	0.4503	0.4444
0.10	0.5043	0.4968	0.4895	0.4825	0.4757	0.4691	0.4626	0.4564	0.4503	0.4445
0.15	0.5043	0.4968	0.4896	0.4825	0.4757	0.4691	0.4627	0.4565	0.4504	0.4445
0.20	0.5045	0.4970	0.4897	0.4827	0.4759	0.4693	0.4628	0.4566	0.4505	0.4447
0.25	0.5048	0.4973	0.4900	0.4830	0.4762	0.4696	0.4631	0.4569	0.4508	0.4450
0.30	0.5053	0.4978	0.4906	0.4835	0.4767	0.4701	0.4637	0.4575	0.4514	0.4455
0.35	0.5062	0.4987	0.4914	0.4844	0.4776	0.4710	0.4646	0.4584	0.4523	0.4464
0.40	0.5075	0.5001	0.4928	0.4858	0.4790	0.4724	0.4660	0.4598	0.4537	0.4479
0.45	0.5096	0.5021	0.4949	0.4879	0.4811	0.4745	0.4681	0.4619	0.4558	0.4500
0.50	0.5124	0.5050	0.4978	0.4908	0.4840	0.4774	0.4711	0.4648	0.4588	0.4530
0.55	0.5164	0.5090	0.5018	0.4948	0.4881	0.4815	0.4752	0.4690	0.4630	0.4571
0.60	0.5218	0.5144	0.5073	0.5004	0.4936	0.4871	0.4808	0.4746	0.4686	0.4628
0.65	0.5291	0.5218	0.5147	0.5078	0.5011	0.4946	0.4883	0.4822	0.4762	0.4704
0.70	0.5389	0.5317	0.5247	0.5178	0.5112	0.5048	0.4985	0.4924	0.4865	0.4807

①  $p_2/p_1 \leq 0.63$  管道大小不限, 见 5.15.3.3 节的规定。

②  $0.2 \leq d_0/D \leq 0.7$  管道流体雷诺数不限。

$p_2$ —孔板前压力, Pa;  $p_1$ —孔板后压力, Pa;  $d_0$ —孔板孔径, m;  $D$ —管道内径, m。

### 5.15.5 盲板的设置

#### (1) 盲板的作用和分类

在石油化工装置中常用盲板将生产介质的流动完全隔断, 防止切断阀关闭不严发生泄漏或串料时发生事故。它可以用于处于生产过程中的管道上, 也可以用于停车检修时。

从盲板的外观上看, 可分为 8 字盲板、插入盲板 (圆形盲板) 和垫环 (插入盲板和垫环互为盲通)。通常推荐使用 8 字盲板, 但如果管径较大, 8 字盲板拆卸很不方便, 应安装使用插入盲板和垫环。

## (2) 需要设置盲板的部位

①在开车准备阶段，当进行管道的强度试验或气密性试验时，与之连接的设备不能同时进行试验时，需在设备与管道的连接法兰处安装盲板。

②在装置的界区处，各种规格的工艺物料管道和公用物料管道在第一个切断阀的阀后法兰处都应安装盲板。

③如果装置内有并联的几条生产线，从界区外来的各种工艺和公用物料的总管道要分为若干分管道进入每一条生产线，那么在每条分管道的第一个切断阀的阀后法兰处最好安装盲板。

④设备在切换使用或定期检查维修时，若该设备需要完全断开时，应在设备的每个切断阀处安装盲板。

⑤如有与工艺设备相连的氮气、压缩空气管道，在与该设备相连的第一个切断阀的阀后法兰处要安装盲板。

⑥在设备或管道上的低点排净，都要集中排放到统一的收集系统内，应在切断阀后安装盲板。

⑦对有毒、会危害健康的、易燃易爆的物料的排气管、排液管、取样管在阀后要安装盲板或丝堵。

⑧装置如果分期建设，在有联系的管道上的切断阀处应安装盲板。

⑨其它工艺要求安装盲板的部位。

以上说明部分的示意图见图 5.15-1 ~ 图 5.15-5。

装置为多系列生产时，盲板设置见图 5.15-3 所示。

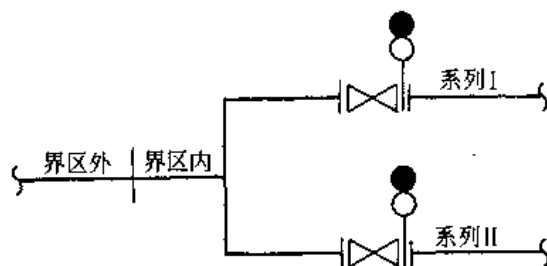
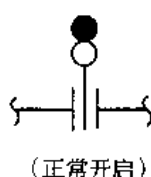
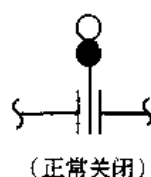


图 5.15-2 8 字盲板图形

图 5.15-3 装置为多系列

充压管道、置换管道的盲板设置，见图 5.15-4 所示。

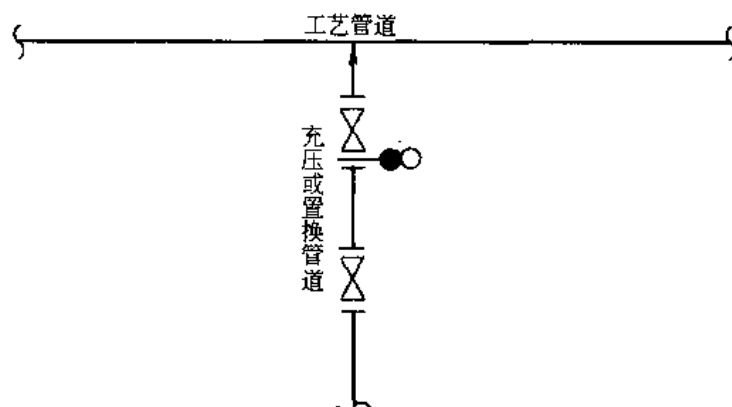


图 5.15-4 充压或置换管道

设备管道低点排净的盲板设置，见图 5.15-5 所示。

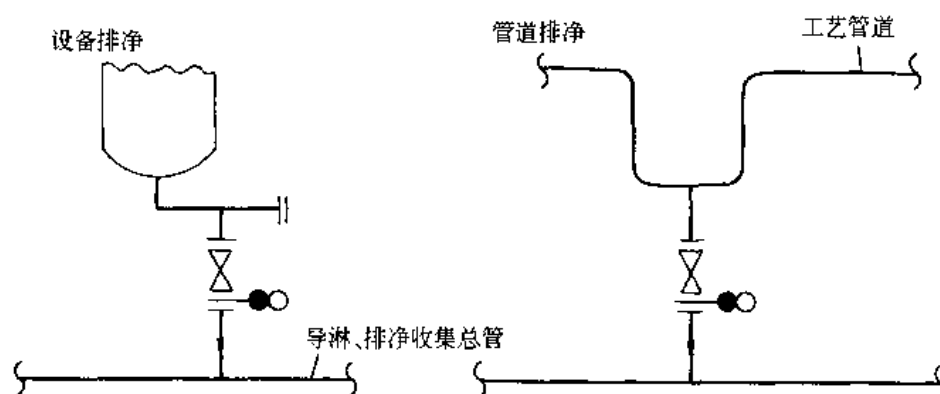


图 5.15-5 设备管道低点排净

装置分期建设时，盲板设置见图 5.15-6 所示。

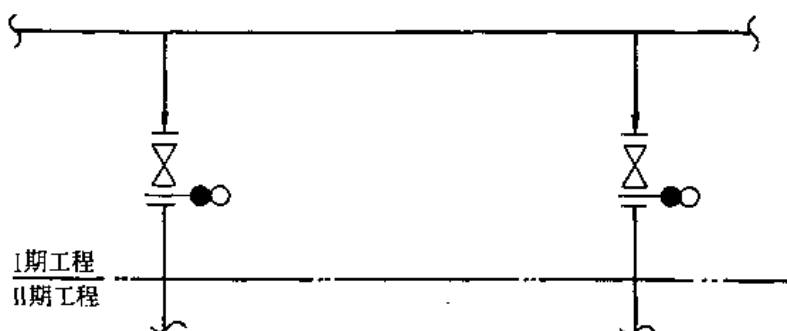


图 5.15-6 装置分期建设

### (3) 盲板设置注意事项

- ①在满足工艺要求的前提下，要尽可能少设置盲板。
- ②选用插入盲板时，为防止操作失误，在插入盲板旁应安装醒目的盲板牌，以提示操作员。
- ③在流程图上对所设置的盲板必须注明正常开启或正常关闭。
- ④除去上节特别说明的部位外，盲板究竟应该安装在切断阀的上游还是下游，要从切断效果、安全和工艺要求综合考虑后确定。

## 5.16 贮罐的选型

在石油化工装置中需要使用贮罐来储存原料、中间产品等物料，而贮罐有很多不同的型式。在贮罐的选用时要涉及储存的目的和用途，要储存的物料的性质，以及各种贮罐的应用范围。另外在不同的应用情况下，每个贮罐上应该设置的管口又不相同，这一节的目的就是介绍在石油化工装置中使用的不同贮罐的工艺选型及设计的有关内容，不包括生产装置外的大型罐区的设计内容。

### 5.16.1 贮罐的分类及其用途

- (1) 按容器的设计压力  $p$ （表压）的大小，可将压力容器分为

①低压容器。 $0.1 \leq p < 1.6$  (单位 MPa, 下同);

②中压容器。 $1.6 \leq p < 10$ ;

③高压容器。 $10 \leq p < 100$ ;

④超高压容器。 $p \geq 100$ 。

(2) 按容器储存介质的危害程度 (参照国家标准 GB 5044 的规定) 按其最高容许浓度, 可分为四级:

①极度危害 (I 级)  $< 0.1 \text{ mg/m}^3$ ;

②高度危害 (II 级)  $0.1 \sim < 1.0 \text{ mg/m}^3$ ;

③中度危害 (III 级)  $1.0 \sim < 10 \text{ mg/m}^3$ ;

④轻度危害 (IV 级)  $\geq 10 \text{ mg/m}^3$ 。

I 级和 II 级毒物如氢氰酸、光气、氟化氢、碳酸氟、氯等, III 级毒物如二氧化硫、氨、一氧化碳、氯化烯、甲醇、氧化乙烯、硫化乙烯、二硫化碳、乙炔、硫化氢等, IV 级毒物如氢氧化钠、四氟乙烯、丙酮等。

(3) 按压力容器的压力等级, 介质的性质和危害程度以及设备的类型, 将适合《压力容器安全技术监察规程》范围的容器分为以下三类。

①一类压力容器。指低压容器, 但规定为二类 and 三类压力容器的低压容器除外。

②二类压力容器。指下列情况之一

- 中压容器, 但规定为三类压力容器的中压容器除外;
- 易燃介质或毒性程度为中度危害介质的低压反应容器和储存容器;
- 毒性程度为极度和高度危害介质的低压容器;
- 搪玻璃压力容器。

③三类压力容器。指下列情况之一

- 高压容器;
- 毒性程度为极度和高度危害介质的中压容器和  $p \times V$  ( $p$  为设计压力,  $V$  表示容积) 大于等于  $0.2 \text{ MPa} \times \text{m}^3$  的低压容器;
- 易燃介质或毒性程度为中度危害介质且  $p \times V$  大于等于  $10 \text{ MPa} \times \text{m}^3$  的中压储存容器。

(4) 按用途分类

①回流罐。用于储存各种精馏塔顶冷凝液, 保持回流泵能连续稳定地吸入液体的贮罐。

②原料罐。专门用于储存本装置或本单元使用的工艺原料。

③中间罐。用于储存产品和副产品, 提供质量检验的必需时间, 以保证送出产品合格; 或当上游装置生产不正常时, 为不影响下游装置的生产, 用于储存不合格产品用的贮罐。

④分水罐。提供含水液体足够的停留时间, 使非极性液体与水能分层, 一般水从罐底排出。

⑤产品罐。用于储存产品和副产品, 按规范规定储存足够的时间。

⑥溶剂罐。专门用于储存生产装置使用的溶剂。

⑦计量罐。专门用于需要计量液体流量的贮罐, 罐体侧应安装指示体积的刻度表。

(5) 按贮罐的结构分类

①卧式罐。贮罐筒体轴向和地面平行安装的罐叫卧式罐。卧式罐支座安装在筒体部分、且垂直于筒体轴向。见图 5.16-1。

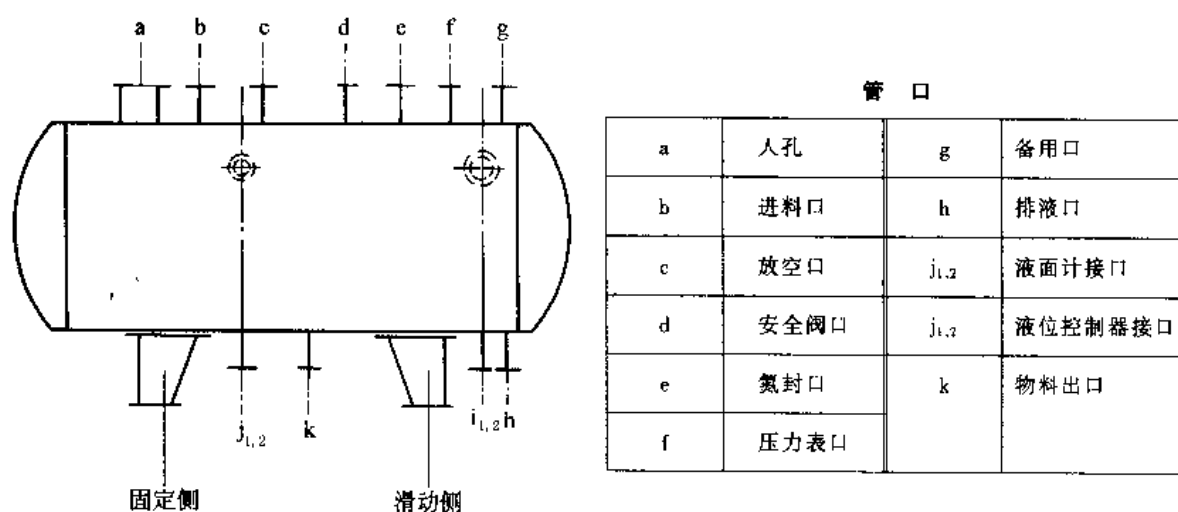


图 5.16-1 卧式罐结构示意图

②立式罐。贮罐筒体轴向垂直安装在地面上的罐叫立式罐。大型立式罐常用底座支承而不设支耳；小型立式罐需要支耳，设在筒体一侧；也可设支腿；直接焊在筒体上。见图 5.16-2。

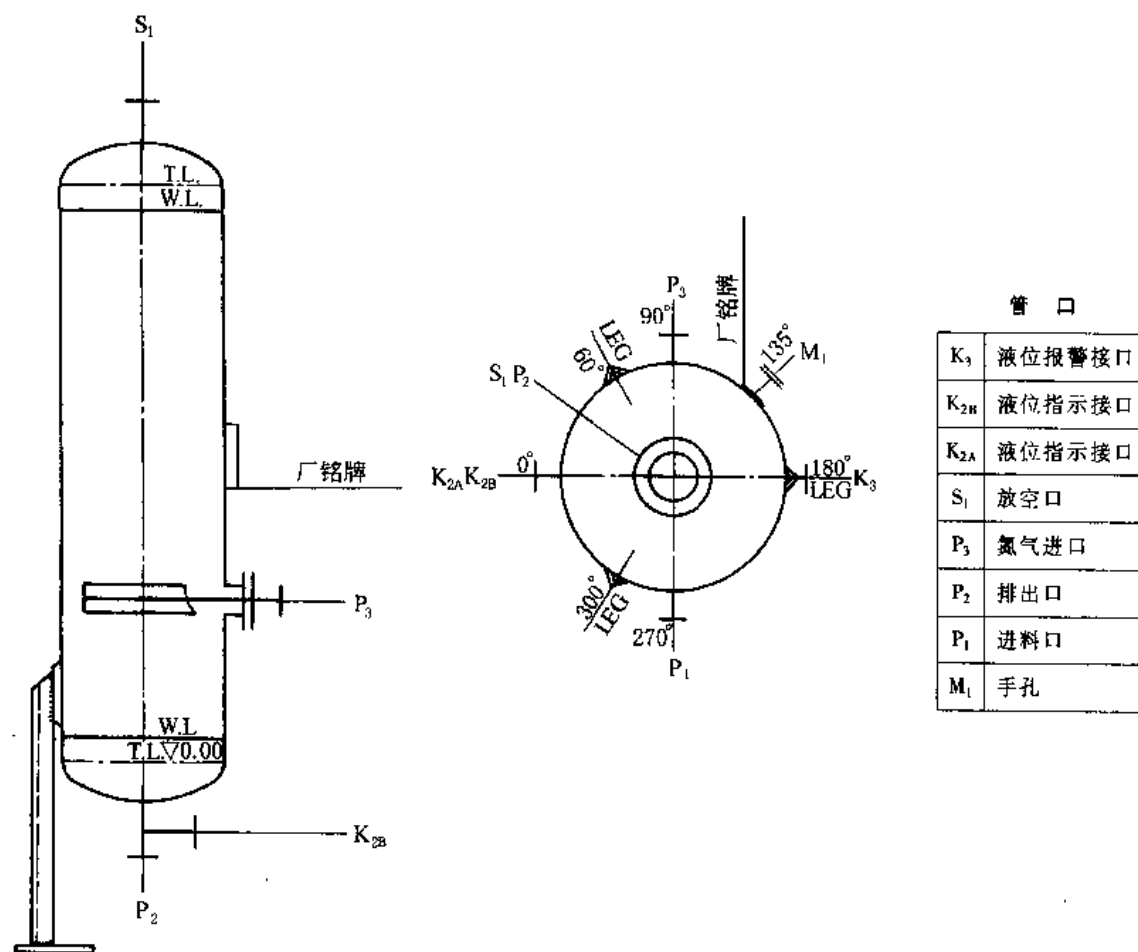


图 5.16-2 立式罐结构示意图

③固定顶罐。是立式罐的一种，罐顶有圆形、抛物线形；罐顶与筒体多是焊接联接的，也可以是法兰联接的。

④浮顶罐。是立式罐的一种，罐顶是一个浮盘，用密封圈与筒体密封，浮盘随罐内液面的改变能上下移动，保持罐内压力趋于恒定（高液位时稍高于大气压）。可有效地防止液体气化外泄或吸入空气。

⑤内浮顶罐。是立式罐的一种，在浮盘的上方还有一个固定顶，能有效防止雨水渗入罐内。此罐内的浮盘也能随液面的改变上下移动，使罐内压力趋于恒定。它是最常用的浮顶罐。见图 5.16-3。

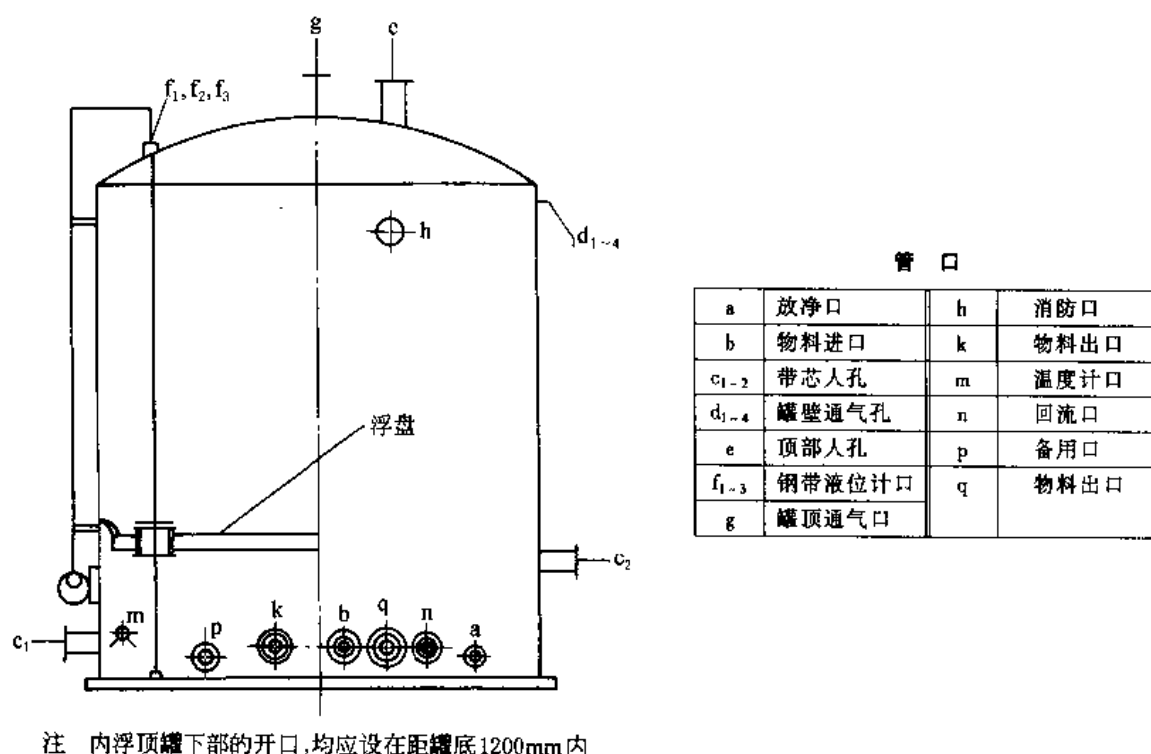


图 5.16-3 内浮顶罐结构示意图

⑥球罐。是用很多瓜皮状的钢板焊接成的球状贮罐。制造比较困难、造价高，但能耐较高的压力，在同样直径下储存体积最大。见图 5.16-4。

⑦乙烯低温贮罐。为较长时间较大量的储存乙烯，可以选用乙烯低温贮罐。常用的乙烯低温贮罐为双层外拱顶形式，内罐顶是活动的吊顶，它悬挂在外罐顶部。这种结构形式是为了满足在  $-103^{\circ}\text{C}$ 、 $107\text{kPa}$  的操作条件下储存液态乙烯。

内罐一般为圆柱型吊顶式结构的金属罐，吊顶悬挂在外罐的顶部。外罐为拱顶结构的金属罐。内罐与外罐底之间的保冷材料用泡沫玻璃，内外罐之间的保冷材料用珠光砂，内罐吊顶与外罐顶之间的保冷材料是矿物棉。贮罐结构见图 5.16-5。

#### (6) 不同贮罐的适用范围

①卧式罐。使用范围比较广，常用于回流罐、中间罐、产品罐、必要时也可用于分水罐。

②立式罐。多用于计量罐、分水罐和汽液或液液分离罐，利于液体分水和分离液体。立式罐又可分为：平顶平底罐，平顶锥底罐，拱顶平底罐，拱顶锥底罐；这些罐的外型简图见

本节附录 1。锥底罐常用于计量罐，平顶罐常用于常压罐。拱顶罐常用于带压罐，见图 5.16-6。

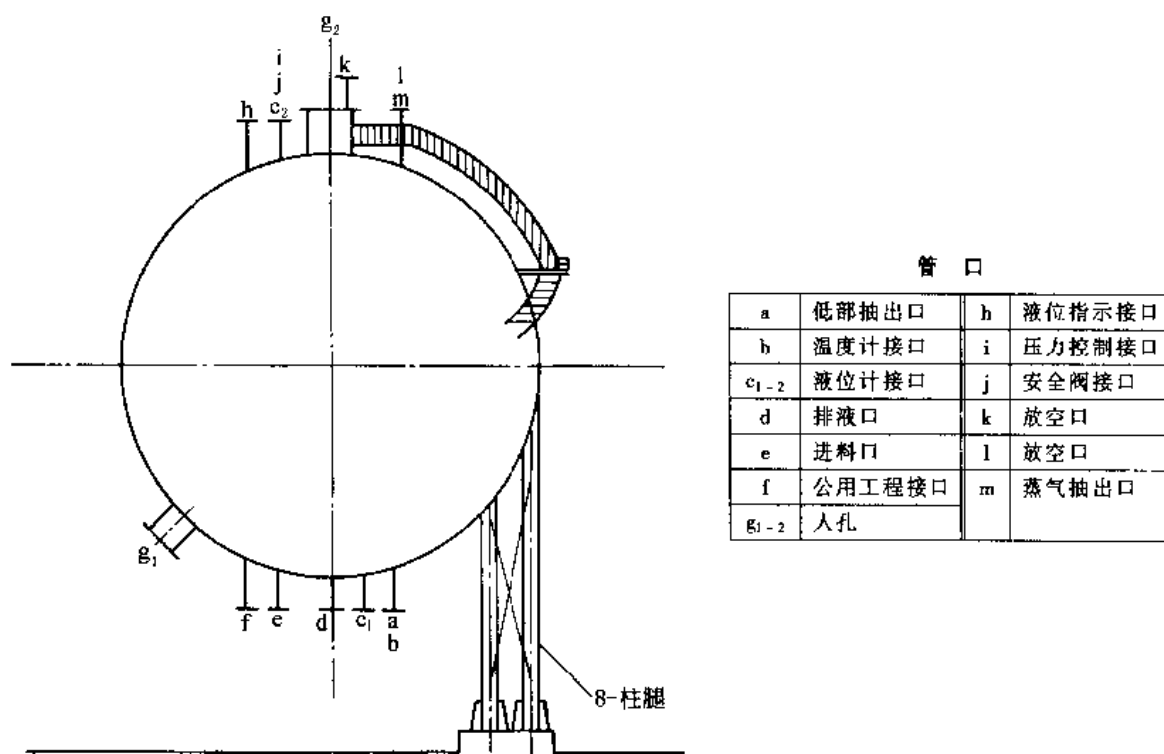


图 5.16-4 球罐结构示意图

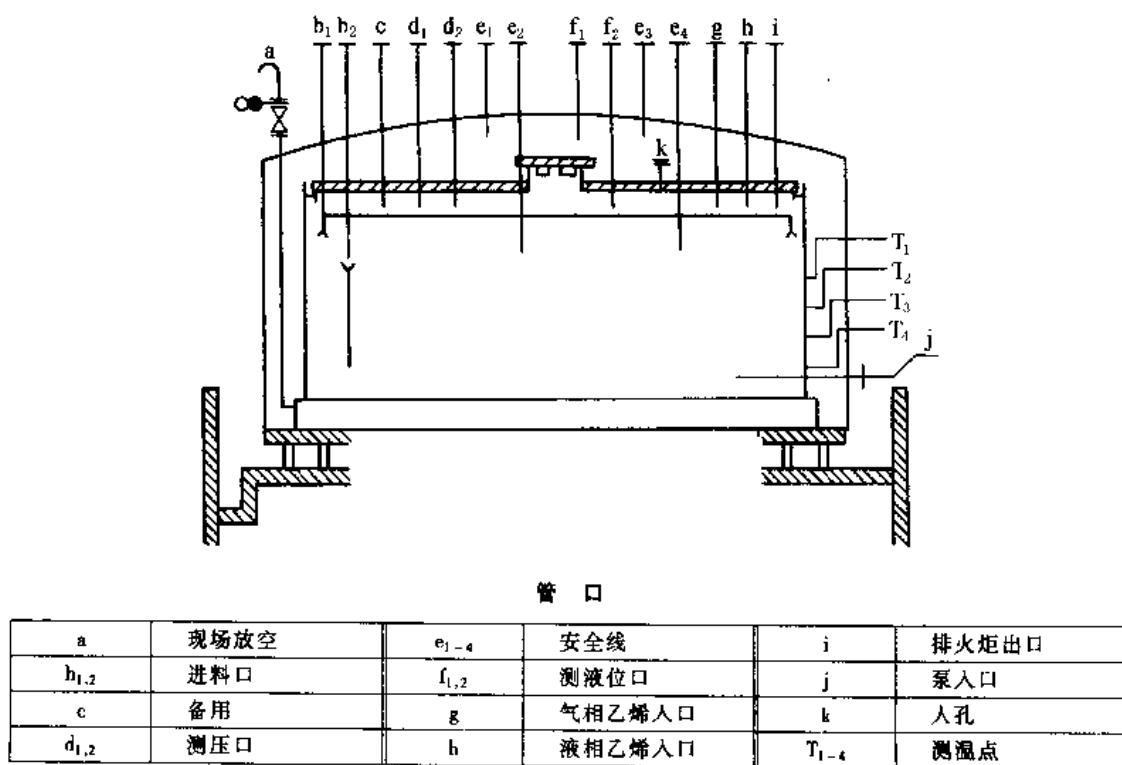
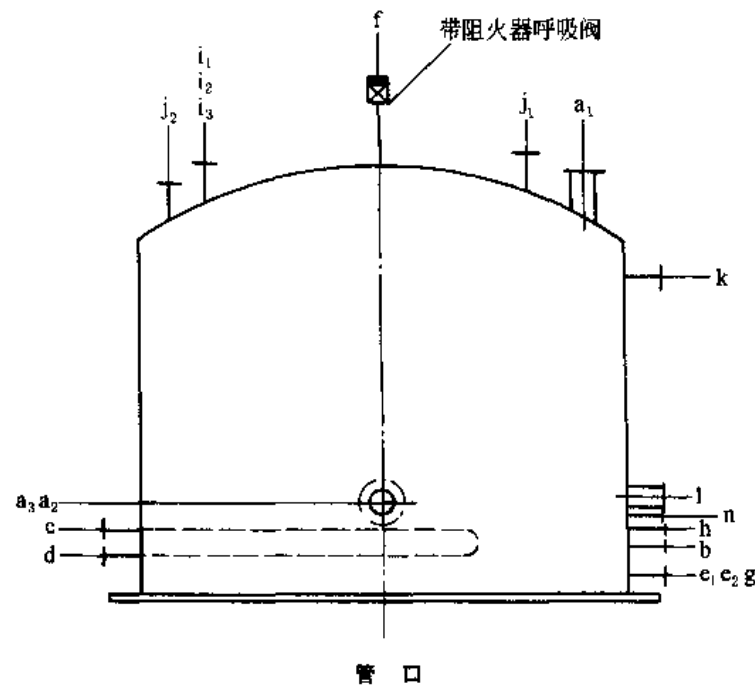


图 5.16-5 乙烯低温罐结构示意图





$a_{1-3}$	人孔	f	放空口	k	氮封接口
b	进料孔	g	公用工程接口	l	空气泡沫接口
c	蒸汽进口	h	温度计接口	n	液体出口
d	蒸汽出口	$i_{1-3}$	浮子液位计接口		
$e_{1-2}$	排液口	$j_{1-2}$	氮气接口		

图 5.16-6 拱顶罐结构示意图

③固定顶罐。常用作中间罐、原料罐和产品罐等需要储存较多液体的情况，而且这些液体在常温下是不易挥发的。

④浮顶罐。由于浮顶暴露在大气中，会污染环境，也会使雨水渗入罐内，目前基本不用这种罐。

⑤内浮顶罐。常用作中间罐、产品罐等需要储存液量较多的情况，而且这些液体在常温下会挥发出气体。用这种罐可以较好的保护环境。与固定顶罐相比，可减少蒸发损失85%~90%，只适用于常压罐，且使用温度受密封材料的限定，一般不超过80℃。公称容积100~30000m<sup>3</sup> 公称直径DN4500~44000mm。

⑥球罐。常用于储存乙烯、丙烯等常温下饱和压力较高的产品。

5.16.2 名词解释

(1) 切线长度

封头与封头直边间的连线称为切线，切线间的距离称为切线长度。

(2) 长径比

容器的两个封头之间切线长度和容器直径的比例。

(3) 装料系数

石油化工装置中盛装液体的容器都不允许充满液体，只能装到一个小于1.0的体积比值，这个比值就叫装料系数。

(4) 停留时间

在操作压力下,从流体进入容器开始计时,到流体液面达到最大装料系数时所需的时间称为停留时间,常用单位是分或小时。

#### (5) 储存天数

为保证连续、正常生产的需要根据流体的流量,确定需要储存的时间,称为储存周期,常用天为单位。主要用于全厂罐区和中间罐区的贮罐。对回流罐,分水罐等常建在生产装置内的容器不用储存周期,只用停留时间这个概念。

#### (6) 缓冲板

为防止高速流动及有腐蚀性的液体对罐体壁或内件的冲刷破坏,在罐内物料进口处安装的挡板称为缓冲板。

#### (7) 防涡流挡板

在液体流出口,为防止液体流动,引起涡流造成夹带杂物或减弱液体沉降分离的效果,而在出口处设立的挡板称为防涡流挡板。

#### (8) 插底管

液体在流动中也会产生静电,为防止静电的产生,把液体进入罐内的管口插入罐内,达到罐直径的一半以上,新鲜液体可以直接达到罐内原液体,不会发生静电;这种管口称为插底管。

#### (9) 气体出口挡板

常用于需要除去气体夹带液体的贮罐内,在气相出口的下方安装出口挡板。

#### (10) 丝网分离器

常用于需要除去气体夹带液体的场合,适用于分离气体中直径大于  $10 \sim 30\mu\text{m}$  的液滴。

#### (11) 重力分离器

常用于需要分离液滴直径大于  $200\mu\text{m}$  的气液分离的场合。

### 5.16.3 贮罐选型的原则与步骤

#### (1) 选型前的工作

首先要研究介质性质,闪点是多少?在  $50^\circ\text{C}$  时的饱和蒸气压是否大于 1 个大气压?是否有腐蚀性?

根据闪点可确定物料的防爆等级。

根据  $50^\circ\text{C}$  时的饱和蒸气压可确定物料的挥发性。从而选择使用带压罐或是常压罐。

储存有腐蚀性的物料,罐体要使用防腐蚀的材料如:不锈钢或塑料制品。如何选择防腐材料,不是本规定的介绍重点。请参照有关规定。

若是选择回流罐,因为回流罐通常安装在二层平台上,不适合用立式罐,所以选择卧式罐,用卧式罐还可以使液面容易稳定。

#### (2) 确定介质流率

这是确定容器容积的主要参数,常用单位:  $\text{m}^3/\text{h}$ 。

#### (3) 确定操作压力

取在正常工作过程中,可能出现的最大工作压力为该容器的操作压力。

#### (4) 确定操作温度

取在正常工作过程中,可能出现的最高工作温度为该容器的操作温度。

#### (5) 确定储存周期

按照行业标准 SHJ 7—88 规范的规定来选取大型贮罐的储存周期。

#### 5.16.4 贮罐容积的计算方法

##### (1) 回流罐、产品罐、中间罐的容积计算

①停留时间的确定。对回流罐，分水罐或液液分离罐等常建在生产装置内的容器，可根据介质流率的大小，取 5~10min 的停留时间。一般流率大停留时间取较小值，反之取大值；分水罐或液液分离罐一般取 10~20min 以上为好。对于改造项目，如果操作熟练且自动控制系统可靠，也可把停留时间取得短些。

②装料系数的确定。对易挥发的物料，装料系数取 0.70~0.75 之间；对不易挥发的物料，装料系数取 0.75~0.80；在石油化工装置内不论对哪种物料，装料系数最大不能大于 0.85。

##### ③容积的计算

容器的容积 = 介质流率 × 停留时间(储存周期)/装料系数

应注意的是：④单位要统一，介质流率用  $\text{m}^3/\text{h}$ ，那么停留时间及储存周期都要用 h 为单位；⑤计算结果如果有小数位，按四舍五入原则圆整到整数，最好取到整十位数，例如计算结果是  $106.89\text{m}^3$ ，就圆整为  $106\text{m}^3$  或者  $110\text{m}^3$  都行。

##### (2) 内浮顶罐的容积计算

由于内浮顶罐的容积都比较大，而泵的吸入管口，一般最低也要和罐底留出 0.3m 左右的空隙，以保证不抽出罐底的污物，另外内浮顶罐的最大储存容积也受浮盘上升高度的限制。所以内浮顶罐的容积计算不能采用回流罐那样的计算方法。在内浮顶罐第一次填充液体时，最大填充量与计算容积相当；可在正常工作状况下，进出罐内的液体量是小于计算容积的最大填充量的。

内浮顶罐的选用步骤如下。

①确定要储存的物料流量。

②按储存要求参考有关规范确定停留时间或储存天数。

③内浮顶罐的计算容积 = 物料流量 × 储存天数 × 1.05。

##### (3) 贮槽（或塔釜）中液体最少停留时间

贮槽（或塔釜）中液体最少停留时间见下表。

操作条件	最少停留时间, min	操作条件	最少停留时间, min
液体由液面控制排放并且直接由压力向另一塔给料	2	液体由流量控制排放	3~5
液体由液面控制排放并且泵送。备用泵手动开启	3	液体流经热虹吸式重沸器而无液面控制器来维持贮槽中的液面	1
液体由液面控制排放并且向一定距离外的设备或向仪表不是在同一个控制板上的设备给料	3 5~7		

#### 5.16.5 贮罐内件的设置原则

##### (1) 缓冲板

以下两种情况下要安装缓冲板。

①介质有腐蚀性及磨损性且  $\rho V^2 > 740$ 。

②介质无腐蚀性及磨损性且  $\rho V^2 > 2355$ ， $V$  为流体线速度， $\text{m/s}$ ； $\rho$  为流体密度， $\text{kg/m}^3$ 。

##### (2) 防涡流挡板

在下列情况之一时，应设计防涡流挡板。

①容器底部与泵直接相连的出口（以防止泵抽空）。

②为防止因旋涡而将容器底部杂质带出，影响产品质量或沉积堵塞后面管道的液体出口。

③需进行沉降分离或液相分层的容器底部出口（用以稳定液面，提高分离或分层的效果）。

④为减少出口液体夹带气体的出口。

### (3) 内部梯子

当人孔设在筒体侧面时，容器内壁宜设置梯子、把手。

### (4) 气体出口挡板

为防止雾沫夹带，在罐内气体出口处应设计出口挡板。

## 5.16.6 常压罐的管口

### (1) 常压罐顶部应设的管口

①人孔、手孔。容器直径 300~1000mm 时，应设计一个手孔。

容器直径 1000~2600mm 时，应设计一个人孔。

容器直径  $\geq 2600$ mm，卧式容器筒体长度  $\geq 6000$ mm 时，应设计两个人孔。

②进料口。对总容积大于  $100\text{m}^3$  的罐应设两个进料口。液体进料口应设计成插底管。用于气液分离的立式罐上的气液混合进料口应设计成切线进口。

③压力表口。常装一个可同时显示真空和正压的压力表。

④呼吸阀口。常压罐必须安装呼吸阀。储存对环境有害的物料的呼吸阀口应该联结到高架的放空管上。

⑤液位计口。容器上安装的液位计有两种：现场液位计和控制室仪表用液位计。除浮顶罐液位计外，不论哪种液位计一般都有两个接口，对立式罐常把它们两个管口都接到罐的一侧筒体上；对卧式罐可把这两个管口都接到一侧的封头上；也可以把气相管口接到罐顶部，另一管口接到罐底部，这样安装的好处是，可以先不知道液位计的安装尺寸，就可提出设备条件；而且使液位计的最低点在容器的零液位之下，能准确反映罐内全部液位情况。对现场用液位计常用这类安装方法。浮顶罐的液位计一般只有一个接口，要按仪表专业的要求提设备设计条件。

⑥氮封口。储存对环境有害的物料的贮罐应该安装氮封口。氮封口上应安装双阀组，以防可燃气体漏入氮气系统。

⑦备用口。一般设计一个备用口，以便临时性使用，备用口上应安装截止阀和盲板。

### (2) 常压罐底部应设的管口

①出料口。出料口一般只安装一个，对径向长度比较大的卧式罐出料口安装在罐的底部中央。

②排污口。排污口一般只安装一个，一般安装在罐的一侧，方便操作的地方。

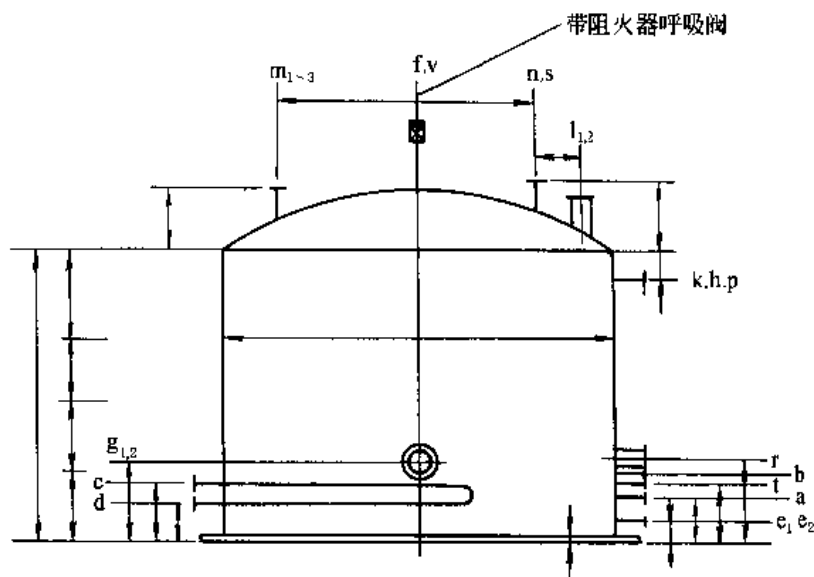
常压罐应设管口的布置图见图 5.16-7。

在容器的条件图上应有每个管口的定位尺寸。尺寸标注方式见图 5.16-7。

## 5.16.7 带压罐的管口

### (1) 带压罐顶部应设的管口

①人孔、手孔。300mm < 容器直径 < 1000mm 时，应设计一个手孔。1000mm < 容器直径 < 2600mm 时，应设计一个人孔。



符 号	公称尺寸	公称压力 MPa (G)	用 途	符 号	公称尺寸	公称压力 MPa (G)	用 途
a	80	1.6	进料口	k	100	1.6	量油孔
b	100	1.6	出料口	l <sub>1-2</sub>	250	1.6	透光孔
c	50	1.6	蒸汽进口	m <sub>1-2</sub>	80	1.6	浮子液位计口
d	40	1.6	蒸汽冷凝液出口	n	80	1.6	氮封口
e <sub>1-2</sub>	50	1.6	排污口	p/r	80/50	1.6	差压液位计口
f	150	1.6	放空口	s	25	1.6	压力真空计口
g <sub>1-2</sub>	500		人孔	t	50	1.6	温度计口
h	80	1.6	消防口	v	200	1.6	呼吸阀口

图 5.16-7 常压罐管口条件图

容器直径 $\geq 2600\text{mm}$ ，卧式容器筒体长度 $\geq 6000\text{mm}$ 时，应设计两个人孔。

②进料口。对总容积大于 $100\text{m}^3$ 的罐应设两个进料口。液体进料口应设计成插底管。用于气液分离的立式罐上的气液混合进料口应设计成切线进口。

③放空口。放空口常用阀门和火炬系统相连接，一般不允许把气体直接排到大气里。

④压力表口。常装一个压力表。

⑤液位计口。容器上安装的液位计有两种，即为现场液位计和控制室仪表用液位计。不论哪种液位计一般都有两个接口，对立式罐常把它们两个管口都接到罐的一侧筒体上；对卧式罐可把这两个管口都接到一侧的封头上；也可以把气相管口接到罐顶部，另一个口接到罐底部，这样安装的好处是，可以先不知道液位计的安装尺寸，就可提出设备条件；而且使液位计的最低点在容器的零液位之下，能准确反映罐内全部液位情况。对现场用液位计常用这类安装方法。

⑥安全阀口。根据储存量的多少，经过认真计算可设计一个到两个安全阀口。安全阀的排放气，如果背压允许，应该接到火炬系统。

⑦氮封口。储存对环境有害的物料的贮罐应该安装氮封口。氮封口上应安装双阀组，以防可燃气体漏入氮气系统。具体安装情况见图 5.16-8。

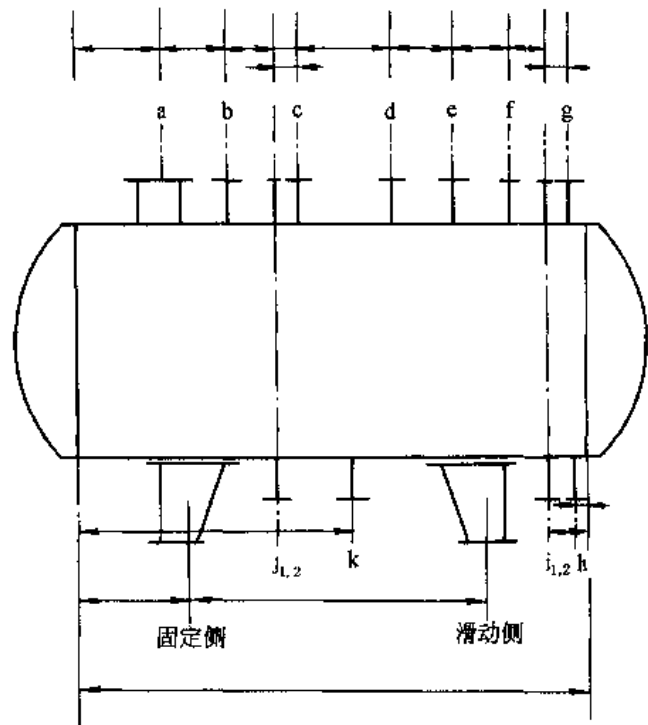
⑧备用口。一般设计一个备用口，以便临时性使用，备用口上应安装截止阀和盲板。

(2) 带压罐底部应设的管口

①出料口。出料口一般只安装一个，对径向长度比较大的卧式罐出料口安装在罐的底部

中央。

②排污口。排污口一般只安装一个，一般安装在罐的一侧，方便操作的地方。  
带压罐应设管口的布置图，见图 5.16-8。  
在容器的条件图上应有每个管口的定位尺寸。尺寸标注方式见图 5.16-8。



接管表

符号	公称尺寸	公称压力 MPa (G)	用 途	符号	公称尺寸	公称压力 MPa (G)	用 途
a	500		人孔	f	25	1.6	压力表口
b	50	1.6	进料口	g	50	1.6	备用口
c	50	1.6	放空口	h	50	1.6	排液口
d	40	1.6	安全阀口	i <sub>1,2</sub>	50	1.6	液面计口
e	50	1.6	氮封口 (存易燃 易爆气体用)	j <sub>1,2</sub>	50	1.6	液位控制器口
				k	50	1.6	物料出口

图 5.16-8 压力罐管口条件图

例 5.16-1 不同用途的罐选型。以乙烯及芳烃装置为例，对贮罐选型示于下表。

物 料	操作压力 MPa	操作温度 ℃	公称容积 m <sup>3</sup>	用 途	选 型
乙 烯	0.35	-110	50	回流罐	卧式罐
	1.8	-40	1000	中间罐	球罐
	1.8	-40	5000	产品罐	球罐或低温罐
丙 烯	1.2	-20	1000	产品罐	球罐
轻柴油	常压	常温	1000	原料罐	拱顶罐
高压蒸汽及冷凝水	0.4	90	40	连续排污罐	立式带压罐
废 碱	常压	常温	20	液固分离罐	卧式带压、带隔板罐
压缩机吸入口	0.6	30	15	汽液分离罐	立式带压、带除沫板
苯	常压	常温	200	产品罐	内浮顶罐
甲 苯	常压	常温	200	产品罐	内浮顶罐
混合二甲苯	常压	常温	200	产品罐	拱顶罐

## 例 5.16-2 贮罐容积计算

(1) 回流罐容积计算。已知：物料流量  $100\text{m}^3/\text{h}$ ，物料清洁无腐蚀，操作压力  $0.4\text{MPa}$  (G)，求：回流罐的容积。

解 因操作压力是  $0.4\text{MPa}$  (G)，要按带压罐设计，要选用带封头的罐。




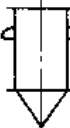



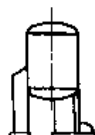

因物料清洁不带水，取回流罐停留时间为  $5\text{min}$ 。回流罐的装料系数取  $0.8$ 。

回流罐的容积  $= 100/60 \times 5/0.8 = 8.3/0.8 = 10.42\text{m}^3$ 。

故此回流罐的容积最后定为  $12\text{m}^3$ 。

## 附录

## (1) 不同形式贮罐的适用范围

类 型		立 式							卧 式	
型 式	平底平 盖贮罐	平底平 顶贮罐	平底锥 顶贮罐	90°无折边 锥底平顶 贮罐	90°无折边锥底 平顶贮罐		椭圆封头贮罐		椭圆封头 贮罐	
					悬挂式支座	支 腿	悬挂式支座	支 腿		
示意图										
设计压力 × 10 <sup>-2</sup> MPa	常 压				59		25 59 98 157 176 196 216 245 294 392			
公 称 容 积  m <sup>3</sup>	0.1	0.1 ~ 1.5							0.5 ~ 100	
	0.2									
	0.3									
	0.5									
	0.8									
	1									
	1.5									
	2	0.1 ~ 8		0.1 ~ 8	0.1 ~ 8	0.1 ~ 8	0.1 ~ 10	0.1 ~ 40		
	2.5									
	3									
	4									
	5									
	6									
	8									
	10		10 ~ 80							
	12									
	16									
	20									
	25									
	32									
	40									
	50									
	63									
	80									
	100									

## (2) 《钢制立式圆筒形固定顶贮罐系列》(HG 21502.1—92) 摘录

工作条件

压力 负压: 0.3kPa 正压: 1.8kPa

温度 +150℃

公称容积 100~30000m<sup>3</sup> 公称直径 DN5200~44000mm

序号	标准序号	公称容积 m <sup>3</sup>	计算容积 m <sup>3</sup>	贮罐内径 $\phi$ , mm	罐壁高度 mm	拱顶高度 mm	总高 mm
1	HG 21502.1—92 201~203	100	110	5200	5200	554	5754
2	HG 21502.1—92 204~206	200	220	6550	6550	700	7250
3	HG 21502.1—92 207~209	300	330	7500	7500	805	8350
4	HG 21502.1—92 210~212	400	440	8250	8250	887	9137
5	HG 21502.1—92 213~215	500	550	8920	8920	972	9892
6	HG 21502.1—92 216~218	600	660	9500	9315	1023	10338
7	HG 21502.1—92 219~221	700	770	10200	9425	1112	10537
8	HG 21502.1—92 222~224	800	880	10500	10165	1132	11297
9	HG 21502.1—92 225~227	1000	1100	11500	10650	1241	11891
10	HG 21502.1—92 228~230	1500	1645	13500	11500	1468	12968
11	HG 21502.1—92 231~233	2000	2220	15780	11370	1721	13091
12	HG 21502.1—92 234~236	3000	3300	18900	11760	2049	13809
13	HG 21502.1—92 237~239	5000	5500	23700	12530	2573	15103
14	HG 21502.1—92 240~242	10000	11000	31000	14580	3368	17948
15	HG 21502.1—92 243~245	20000	23500	42000	17000	4546	21546
16	HG 21502.1—92 246~248	30000	31300	44000	20600	4782	25388



## (3)《钢制立式圆筒形内浮顶贮罐系列》(HG 21502.2—92)

工作条件

压力 0kPa (G)

温度 +80℃

公称容积 100~30000m<sup>3</sup> 公称直径 DN4500~44000mm

序号	标准序号	公称容积 m <sup>3</sup>	计算容积 m <sup>3</sup>	贮罐内径 $\phi$ , mm	罐壁高度 mm	拱顶高度 mm	总高 mm
1	HG 21502.1—92 101, 102	100	110	5200	5200	554	5754
2	HG 21502.1—92 103, 104	200	220	6550	6550	700	7250
3	HG 21502.1—92 105, 106	300	320	7500	7500	805	8350
4	HG 21502.1—92 107, 108	400	430	8250	8250	887	9137
5	HG 21502.1—92 109, 110	500	530	8920	8920	972	9892
6	HG 21502.1—92 111, 112	600	635	9500	9315	1023	10338
7	HG 21502.1—92 113, 114	700	764	10200	9425	1112	10537
8	HG 21502.1—92 115, 116	800	864	10500	10165	1132	11297
9	HG 21502.1—92 117, 118	1000	1140	11500	10650	1241	11891
10	HG 21502.1—92 119, 120	1500	1650	13500	11500	1468	12968
11	HG 21502.1—92 121, 122	2000	2186	15780	11370	1721	13091
12	HG 21502.1—92 123, 124	3000	3360	18900	11760	2049	13809
13	HG 21502.1—92 125, 126	5000	5360	23700	12530	2573	15103
14	HG 21502.1—92 127, 128	10000	10700	31000	14580	3368	17948
15	HG 21502.1—92 129, 130	20000	22400	42000	17000	4546	21546
16	HG 21502.1—92 131, 132	30000	31300	44000	22000	4788	26788

## 5.17 噪声控制的设计

## 5.17.1 噪声控制标准

工厂噪声控制是环境保护要求的重要内容,国家和有关行业对此均有相关标准公布,化工行业也有相关的标准发布。这些标准都是我们设计工作中必须严格遵守的。

根据国家标准《工业企业噪声控制设计规范》GBJ 87—85 的内容，编成下面的表格提供工艺系统设计人员参考。

序号	地 点 类 别		dB (A)
1	生产车间及作业场所（工人每天连续接触噪声 8h）		90
2	高噪声车间设置的值班室、休息室的室内背景噪声级别	无电话通讯要求	75
		有电话通讯要求	70
3	精密装配线、精密加工车间的工作地点和计算机房（正常工作）		70
4	车间所属办公室、实验室、设计室的室内背景噪声级别		70
5	集中控制室、电话总机室、消防值班室的室内背景噪声级别		60
6	厂部所属办公室、会议室、设计室、中心实验室、计量室的室内背景噪声级别		60
7	医务室、教室、哺乳室、托儿所、工人值班室的室内背景噪声级别		55

### 5.17.2 噪声控制设计原则

控制生产装置的噪声，首先应该对声源进行控制，就是要选择低噪声的工艺，选用低噪声的机组、设备和设施。如采用以上措施仍不能满足规范要求时，应在工程设计中采用消声、吸声、隔声、隔振及综合治理措施。

工艺系统专业在噪声控制设计中的主要作用是配合环境保护专业完成设计任务。工艺系统专业的工作不代替环境保护专业的任务和责任。工艺系统专业在噪声控制设计中的主要任务是完成整个装置中的管道系统的噪声控制和消声器设置的设计任务，并对其它有关专业提出噪声控制的要求。

在生产车间及岗位中噪声比较大的部位，已经采用以上措施仍不能使噪声达到国家有关标准要求，而且这些地点不需要操作者经常停留在附近，则可对巡回检查的操作人员配带护耳器，进行个人防护。

### 5.17.3 设计内容

#### 5.17.3.1 消除管道噪声

在管道系统中可能产生噪声的部位主要是，阀门的节流声，水锤声、机械振动声、流体的流速或流向突然改变引起的噪声。消除管道噪声的措施如下。

##### (1) 选用低噪声阀门

常用的低噪声阀门有：多级降压型和分散流道型。

多级降压型阀门的阀芯与阀座为多级配合，即在阀座内设计有直立串联的节流层，使每级的压降比减少，因此降低冲击噪声与气穴噪声。它适用于大压降的场合，可比一般控制阀降低 20~25dB(A) 的噪声。但由于这种阀门的导流能力小，仅为一般球形控制阀的  $1/3 \sim 1/4$ ，若在低压降和大流量下，降噪声的效果不明显。

分散流道型阀门是由许多小孔或细长间隙构成的通道来代替一般阀门的大通道，从而降低阀门噪声。

##### (2) 设置辅助控制阀

减低噪声大的调节阀的措施是，适当开启旁路阀可避免管道共振产生的噪声。如果噪声是由于调节阀前后的压差太大而引起的，可开启调节阀的前后保护阀来分散压力降，也可降低噪声。

##### (3) 安装限流孔板

解决管道噪声的另一种方案是在适当的地方安装限流孔板，它可以降低阀门的节流压

降，另外孔板本身也有抗性消声的作用。安装限流孔板一般可降低噪声 10 ~ 15dB (A)。限流孔板的孔径不能调节，当流体流量改变时它的消声效果也跟着改变。所以限流孔板应根据常用的负荷参数进行设计。

(4) 选用合适的消声器

在气体动力设备的进、出口和在气流管道的阀门上，下游安装合适的消声器是控制设备噪声和阀门噪声沿管道传播和辐射的有效措施。消音器主要分为阻性消声器、抗性消声器、阻抗复合消声器等，消音效果一般在 20 ~ 25dB。

在液体输送管道中，当液体压力大于 1MPa 时，可采用液体消声器，一般降噪音量 20dB/0.5m。

(5) 控制流速

流体在阀门或管道内的流速越高，噪声也越高。所以对流速应加以限制，当然这个限定值不适用于气流输送管系。管内流速控制值见下表。

管道周围的声压级, dB	防止噪声的流速限制值, m/s	管道周围的声压级, dB	防止噪声的流速限制值, m/s
70	33	90	57
80	45		

(6) 选用合适的管道配管方案

在配管时应尽量避免 T 型连接，最好采用弯曲管道连接，对于管径大于 200mm 的管道更要注意。

管道的转弯半径应大于 5 倍直径。

对于泵的接管，其转向应与泵的叶片旋转方向相同。详见图 5.17-1 所示。

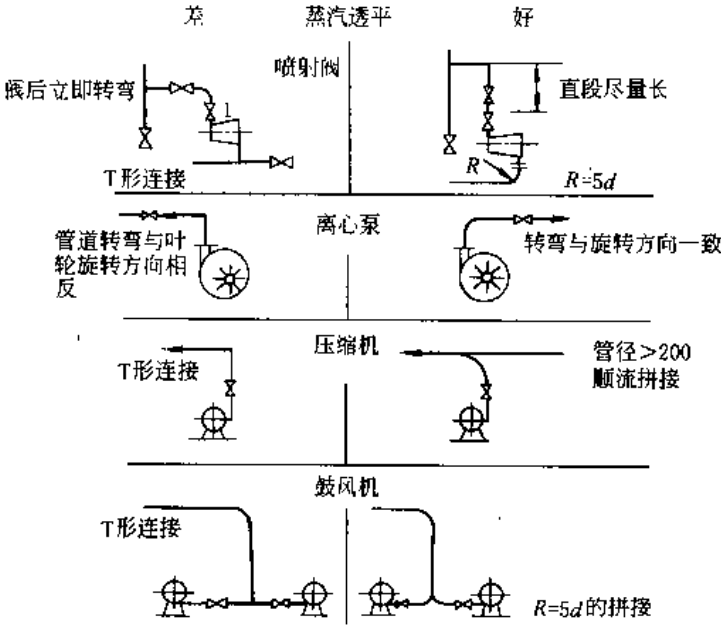


图 5.17-1 合理的管道连接

(7) 采用挠性连接

挠性接管，可以隔绝噪声在管内的传递，可防止动力设备振动传递给管道，又可对管道

中心线的偏移给以补偿。

挠性接管有定型产品，在有关手册中可查到，一般可降低噪声 10 ~ 15dB (A)。

#### (8) 管道隔声用弹性支吊架

采用弹性支吊架也可防止管道噪声从吊架、支座传递到墙壁、天花板、基础上，这类弹性支吊架已有定型产品，在有关手册中可查到。

#### (9) 使用吸声保温材料

一般的保温材料都具有吸声和隔声的作用。那么对工艺上已经有保温要求的管道和阀门等于也有吸声和隔声的措施。而对于本不需要保温，但会发出噪声的管道和阀门，可以在弯头或阀门处，设计成部分保温可起到吸声和隔声的作用。这时采用的保温厚度应取 50 ~ 80mm。这个措施对控制低频噪声有利，但对控制高频噪声会使吸声效果下降。

#### 5.17.3.2 放空消声的措施

蒸汽、工艺气体放空、空气动力设备的放空，都会产生较大的噪声，最高可达到 140dB (A)，影响半径在 500m。排气放空噪声也称为喷注噪声，按喷口气流速度的不同可分为亚声速喷注和阻塞喷注两种。

放空消声的措施，最有效的办法是在排气口安装消声器。常用的型号有扩散缓冲型消声器和小孔型消声器。这些消音器已有系列产品生产，可按产品说明书选用。

放空系统消音器的安装注意事项如下。

①消声器的排放气能力要和放空的气体量相等，不然消声器的选用规格太小，会降低消音效果。

②如果排放系统中排气体的点很多，也不必每个放空点都设消声器。可以在每个放空点上设置限流孔板，而在管网中共用一个消声器。

③对排放易燃易爆气体的系统，所选用的消声器要设计有相应的防爆措施。

④消声器的选用和设计要考虑到它的刚性和防腐蚀性。消音器支架的荷载要包括排气放空时的反冲力和管道位移。

⑤大型的蒸汽放空消声器要设计有疏水装置。

#### 5.17.3.3 火炬消声

火炬也是石油化工企业中产生噪声的主要设置之一，它的噪声产生的主要原因是，由于燃烧、熄灭烟气的蒸汽喷射运动，密封罐中的水运动、湿气的冷凝冲击等引起的。根据全厂的噪声水平的总体要求，火炬燃烧时的噪声干扰应控制在低于 80dB (A)，事故状态时它的噪声级不宜大于 100dB (A)。

火炬的消声措施：

①火炬头的蒸汽喷射器采用多孔喷嘴，可降低喷射噪声。

②在放空气的喷嘴处设置消声罩。

③采用多孔圆筒挡圈，设置在浸入管的外围，用来抑制液面波动而产生的噪声。

#### 5.17.3.4 排气放空噪声的计算

前面已经介绍过排气放空噪声按气流速度可分为两种，对它们可进行定量的研究分析。下面就介绍有关的计算方法。

##### ①亚声速喷注噪声计算

亚声速喷注噪声，喷口处的驻点压力（或容器内压力）( $p_s$ ) 小于临界压力，如式 5.17-1 所示。

$$p_s < p_0 [(k+1)/2]^{k/(k-1)} \quad (5.17-1)$$

式中  $p_s$ ——驻点压力, Pa;

$p_0$ ——环境压力, Pa;

$k$ ——绝热指数, 过热蒸汽和燃料气取  $k = 1.33$ , 常见气体的绝热指数, 可查有关标准。

亚声速喷注噪声具有明显的指向性, 在与喷射方向成  $30^\circ$  方位处噪声最强烈。呈现连续宽带状态, 带宽约为 6 个倍频程。亚声速喷注噪声频谱是斯特劳哈尔数的函数。对于已经确定的管径 ( $D$ ) 和排气速度 ( $V$ ), 噪声的峰值频率 ( $f$ ) 可用式 (5.17-2) 计算。

$$f = St(V/D) \quad (5.17-2)$$

式中  $f$ ——峰值频率, Hz;

$St$ ——斯特劳哈尔数,  $St = 0.15 \sim 0.2$ ;

$V$ ——排气速度, m/s;

$D$ ——管径, mm。

分析式 (5.17-2) 可知, 排气速度越高, 管径越小, 则噪声的峰值频率就越高。

亚声速喷注噪声的声功率可用赖塞尔八次方定律估算, 见式 (5.17-3)。

$$W = K_0 \frac{\rho^2 V^8 D^2}{\rho_0 C_0^5} \quad (5.17-3)$$

式中  $W$ ——喷注时辐射的总声功率, W;

$\rho$ ——喷注介质密度,  $\text{kg/m}^3$ ;

$\rho_0$ ——大气密度,  $\text{kg/m}^3$ ;

$C_0$ ——环境声速, m/s;

$D$ ——喷口直径, mm;

$K_0$ ——常数, 采用 SI 单位制时  $K_0 = (0.3 \sim 1.8) \times 10^{-4}$ 。

从式 (5.17-3) 可知, 亚声速喷注速度减小一半, 噪声可降低 24dB, 声功率下降为原有的 4%。

## ②阻塞喷注噪声

喷口处气流速度等于声速时为阻塞喷注, 产生的噪声除一般的湍流噪声外, 还有因喷口阻塞而在喷口外形成的冲击波, 沿轴向形成一系列的冲击室, 对声波起放大和反馈作用, 所以阻塞喷注噪声分为两部分, 即连续谱噪声和离散谱噪声。连续谱噪声与亚声速喷注相似, 但峰值频率较高, 离散谱噪声主要产生于气室压力等于  $0.2 \sim 0.4\text{MPa}$ 。

## ③排气放空噪声计算

a. 亚声速喷注时, 离喷口 1m 远处, 侧向喷注湍流噪声的声压级由式 (5.17-4) 计算。

$$L_{90^\circ} = 80 + 20\lg \frac{(R-1)^2}{(R-0.5)} + 20\lg D \quad (5.17-4)$$

式中  $L_{90^\circ}$ ——喷口 1m 远处侧向喷注湍流噪声的声压级, dB;

$R$ ——驻点压力比,  $R = \frac{p_s}{p_0}$ ;

$p_s$ ——喷口内的驻点压力或气室绝对压力, Pa;

$p_0$ ——环境大气压:  $p_0 = 9.8 \times 10^4 \text{ Pa}$ ;

$D$ ——喷口直径, mm。

b. 阻塞喷注时, 已知排气量和排气管径, 求  $A$  声级。距喷口 1m 远, 与喷射方向成  $45^\circ$  时,  $A$  声级计算经验式如式 (5.17-5) 所示。

$$L_A = 110 + 20\lg Q - 20\lg D \quad (5.17-5)$$

式中  $L_A$ ——与喷射方向成  $45^\circ$  时  $A$  声级, dB (A);

$Q$ ——排气流量, kg/h;

$D$ ——排气管内径, mm。

#### 5.17.4 设置隔声罩

##### (1) 隔声罩的常用结构及降噪量

对于独立的强噪声设备或装置 (包括装置上的阀门), 可按操作、维修及通风冷却要求采用不同型式的隔声罩。

固定密封型结构的隔声罩, 降噪量在 30 ~ 40dB (A)。

活动密封型结构的隔声罩, 降噪量在 15 ~ 30dB (A)。

局部开敞型结构的隔声罩, 降噪量在 10 ~ 20dB (A)。

带有通风散热消声结构的隔声罩, 降噪量在 15 ~ 25dB (A)。

##### (2) 隔声罩的设计要点

①隔声罩的设计必须以不影响生产和不妨碍操作为原则。

②隔声罩内的吸声层表面用穿孔率  $\geq 18\%$  的穿孔钢板护面或钢丝网护面, 吸声材料用中粗无碱玻璃布袋装, 其平均吸声系数  $\geq 0.5$ 。

③隔声罩内部若安装发热设备, 则必须进行通风换气, 通风口必须配以消声器, 其消声量以不降低隔声要求为准。

④隔声罩外形避免方形平行罩壁, 以防止罩内因空气声驻波效应而使隔声量出现低谷。

⑤钢结构隔声罩为防止共振和吻合效应产生, 应在罩壁钢板内侧涂刷阻尼材料, 抑制钢板振动。阻尼层厚度不小于钢板厚度的 2 ~ 4 倍, 并且做到粘结紧密、牢固, 结构上应尽量去掉不必要的金属面。

⑥隔声罩与噪声源设备不可有刚性接触, 防止声桥形成而降低隔声效果。

⑦罩板各连接点要做好密封处理, 工艺管线、电缆穿过罩壁时, 必须加套管并做好密封处理。

⑧隔声罩安装时, 罩内声源设备与隔声罩的罩壁落地部分应采取隔振措施, 以提高隔声效果。

##### (3) 消声器的分类

①阻性消声器。阻性消声器利用声波在多孔性吸声材料中传播时, 因摩擦作用将声能转化为热能而达到消声的目的, 对中高频消声效果好。根据其几何形状可分为管式、蜂窝式、列管式、片式、折板式、迷宫式和声流式, 消声量在 20 ~ 30 dB (A)。

②抗性消声器。抗性消声器以控制声抗大小来消声，即利用声波的反射、干涉及共振的原理，吸收或阻碍声能向外传播，适用于消除中低频噪声或窄带噪声。根据作用原理的不同可分为扩张式、共振式和干涉式等多种，消声量在 15 ~ 25dB (A) 左右。

③阻抗复合消声器。把阻性消声器和抗性消声器结合在一起构成阻抗复合消声器。该消声器既具有阻性特点——消除中高频噪声，又具有抗性特点——消除中低频及特殊频率的噪声。结构中既具有阻性材料又具有共振器、扩张室等声学滤波器。通常将抗性段放在气流入口端。消声量：低频段为 10 ~ 15dB，中高频段为 20 ~ 35dB，经 A 计权后平均消声量在 25 ~ 30 dB (A)。

④微穿孔板消声器。微穿孔板消声器是一种新型的阻抗复合式消声器。利用微孔结构的阻性和抗性双重作用来降低噪声，消声量在 20 ~ 25 dB (A)。

⑤小孔消声器。小孔消声器又称孔群消声器，是利用气体从小孔中高速喷射达到升频效应来消声。气体喷射时的压力比一般大于临界压力比 1.89，消声量高达 35 ~ 40 dB (A)。

#### (4) 消声器的选用原则

①消声器适用于降低空气动力机械，如风机、压缩机、内燃机的进、排气口，管道排气、放空所辐射的空气动力性噪声。

②空气动力机械和排气放空管道除产生气流噪声外，同时产生固体传声，所以采用消声器外，同时还应配合相应的隔声、隔振、阻尼减振等措施。

③进、排气口敞开的动力机械，均需在敞口处加装消声器。

④在设计或选用消声器时，应从经济和效果两方面平衡考虑，其消声量一般不超过 50 dB (A)。

⑤设计和选用消声器时应控制气流速度，使再生噪声小于环境噪声。消声器（或管道）中气流速度推荐值：

a. 鼓风机、压缩机、燃汽轮机的进入排气消声器处流速应  $\leq 30\text{m/s}$ ；

b. 内燃机的进入排气消声器处流速应  $\leq 50\text{m/s}$ ；

c. 高压大流量排气放空消声器流速应控制在  $\leq 60\text{m/s}$ （管道中）。

⑥选用消声器时应核对其压力降，使消声器的阻力损失控制在工艺操作的许可范围内。

⑦消声器除满足降噪要求外，还需满足工程上对防潮、防火、耐油、耐腐蚀、耐高温高压的工艺要求。

⑧对尚无系列产品供应，并有一定要求的消声器，可作为特殊管件进行设计制造。在选用和设计消声器时推荐考虑以下几点：

a. 选用阻性消声器时，应防止高频失效的影响。当管径  $> 400\text{mm}$  时，不可选用直管式消声器；

b. 当噪声频谱特性呈现明显的低中频脉动时，选用扩张式消声器；

c. 当噪声频谱呈现中低频特性但无脉动时，选用共振消声器；

d. 高温高压排气放空噪声，选用小孔消声器；

e. 大流量放空噪声，选用扩散缓冲型消声器；

f. 具有火焰喷射和阻力降要求很小的放空噪声，采用微穿孔金属板消声器。

#### (5) 排气消声器的性能数据

①KX-P型消声器系列。本系列消声器分中压、高压、超高压、亚临界四大类。见表5.17-1。

表 5.17-1 KX-P型消声器系列性能数据表

消声器类别	消声器型号	适用锅炉参数			消 声 器 特 性					重量 kg
		容量 t/h	压力 kgf/cm <sup>2</sup>	温度 ℃	设计排 放量 t/h	消声量 dB (A)	总高度 L mm	最大直 径 D mm	接管直径×厚度 d×h mm	
中 压	φ2KXP (ZH) -10	35	39	450	10	36.4	1175	φ108	φ57×3	29
	φ2KXP (ZH) -10A	35			10	36.4	1079	φ260	φ57×3.5	37
	φ2KXP (ZH) -25	65			25	40.4	1604	φ219	φ57×3	64
	φ2KXP (ZH) -25A	65			25	40.4	1578	φ260	φ57×3.5	49
	φ2KXP (ZH) -40	130			40	36.7	1976	φ273	φ108×4.5	126
	φ2KXP (ZH) -40A	130			40	36.7	2040	φ260	φ108×4.5	86
	φ2KXP (ZH) -60	220			60	36.5	2394	φ273	φ108×4.5	142
高 压	φ2KXP (G) -60A-Ⅱ	220	100	540	60	36.3	2284	φ516	φ133×10	194
	φ2KXP (G) -85A-Ⅱ	410			85	39	2644	φ516	φ133×10	217
	φ2KXP (G) -100A-Ⅱ	410			100	39.7	2848	φ516	φ133×10	232
超高压	φ2KXP (CH) -100A-Ⅱ	410	140	540	100	40.7	2831	φ516	φ133×16	242
	φ2KXP (CH) -200A-Ⅱ	670			2×100	—	—	—	—	—
亚临界	φ2KXP (Y) -150A-Ⅱ	1000	170	555	150	42.4	3492	φ516	φ133×16	288

②GUP型排气放空消声器系列。本系列分6种规格，外形呈圆筒状，见表5.17-2

表 5.17-2 GUP型排气放空消声器性能数据表

型号	配用排气管 直径, mm	外形尺寸, mm			连接法兰尺寸, mm				重量, kg
		总长度	有效长度	外径	外径	螺孔中径	内径	螺孔数-螺孔直径	
GUP-1	38 (1½")	350	300	188	145	110	41	4-φ18	22
GUP-2	50 (2")	450	375	200	160	125	53	4-φ18	30
GUP-3	63 (2½")	550	450	215	180	145	67	4-φ18	37
GUP-4	76 (3")	600	500	228	195	160	80	4-φ18	45
GUP-5	100 (4")	650	550	254	215	180	100	8-φ18	55
GUP-6	127 (5")	750	600	280	245	210	131	8-φ18	76

③ZK-V型排气放空消声器系列。本系列消声器分11种规格，外形呈圆筒状，见表5.17-3。

表 5.17-3 ZK-V型排气放空消声器系列性能数据表

型 号	适用压力 kgf/cm <sup>2</sup>	适用流量 t/h	外形尺寸, mm		消声量 dB (A)	型 号	适用压力 kgf/cm <sup>2</sup>	适用流量 t/h	外形尺寸, mm		消声量 dB (A)
			外径 D	有效长度 L					外径 D	有效长度 L	
1 <sup>#</sup>	1~8	0.5~10	300	600	30~40	7 <sup>#</sup>	42~99	5~70	700	1500	30~40
2 <sup>#</sup>	1~8	11~100	900	2200	30~40	8 <sup>#</sup>	100~130	10~50	700	1700	30~40
3 <sup>#</sup>	9~25	1~20	500	1000	30~40	9 <sup>#</sup>	100~130	51~150	1000	2500	30~40
4 <sup>#</sup>	9~25	21~100	1000	2200	30~40	10 <sup>#</sup>	131~141	50~200	1200	3000	30~40
5 <sup>#</sup>	26~41	5~30	600	1200	30~40	11 <sup>#</sup>	142~180	80~250	1300	3500	30~40
6 <sup>#</sup>	26~41	31~100	1000	2300	30~40						



④B型排气消声器系列。本系列消声器共分3种规格,见表5.17-4。

表 5.17-4 B型排气消声器性能数据表

型号	外形尺寸 mm			接管尺寸 mm	消声频段 Hz	最大静态 消声量 dB (A)	允许介质 最高流速 m/s	允许介质 最大压差 kgf/cm <sup>2</sup>	允许介质 最高温度 ℃	压力损失 mmH <sub>2</sub> O
	直径	有效长度	安装长度							
B802	φ102	260	404	ZGφ12.7 (即 1/2") ZGφ19 (即 3/4")	125 ~ 16000	42	70	8	150 ~ 200	120
B811	φ300	916	1196	φ89 × 4.5 或法兰盘	125 ~ 16000	40	70	2	150 ~ 200	88
B812	φ258	692	958	φ57 × 4.5 或法兰盘	63 ~ 16000	43	70	1.5	150	42

⑤PX型排气放空消声器系列。本系列消声器共分14种规格见表5.17-5。

表 5.17-5 PX型排气放空消声器系列性能数据表

型号	入口管径 mm	设计排量 t/h	外形尺寸, mm		重量 kg	配用设备及用途
			直径	长度		
PX-1	57	6	500	800	145	适用于 6t/h 以下的低压工业锅炉排汽及安全阀排汽
PX-2	108	10	600	1200	230	适用于 6 ~ 12t/h 的低压工业锅炉排汽及安全阀排汽
PX-3	108	20	600	1500	280	适用于 35t/h 中压锅炉点火排汽及低压锅炉的安全阀排汽
PX-4	133	30	700	1500	360	适用于 35 ~ 65t/h 中压锅炉点火排汽及低压锅炉的安全阀排汽
PX-5	133	45	800	1500	460	适用于 130t/h 中压锅炉或 220t/h 高压锅炉点火排汽及中压锅炉的安全阀排汽
PX-6	108	60	800	1800	580	130 ~ 220t/h 高压锅炉点火排汽, 65t/h 中压锅炉安全阀排汽
PX-7	133	75	900	1800	650	230t/h 高压锅炉点火排汽, 130t/h 中压锅炉安全阀排汽
PX-8	133	100	900	2100	700	400t/h 超高压锅炉点火排汽, 220t/h 高压锅炉安全阀排汽
PX-9	133	130	1000	2100	820	400t/h 高压及超高压锅炉点火排汽, 220t/h 高压锅炉安全阀排汽
PX-10	159	130	1100	2200	1050	670t/h 超高压锅炉点火排汽, 400t/h 高压锅炉安全阀排汽
PX-11	219	230	1200	2200	1300	670t/h 超高压锅炉点火排汽, 400t/h 高压、超高压锅炉安全阀排汽
PX-12	219	300	1300	2600	1700	400t/h、670t/h、1000t/h 高压、超高压锅炉点火排汽, 安全阀排汽
PX-13	273	400	1400	2800	2200	1000t/h 超高压锅炉点火及安全阀排汽, 400t/h、670t/h 高压或超高压锅炉安全阀排汽
PX-14	325	550	1500	2900	2800	1000t/h 超高压锅炉安全阀排汽

⑥CQ扩散缓冲型放空消声器系列。见表5.17-6。

⑦CS小孔型放空消声器系列。见表5.17-7。

表 5.17-6 CQ 扩散缓冲型放空消声器  
系列性能数据表

型 号	放空量, m <sup>3</sup> /h	备 注
CQ <sub>1A</sub>	11000	消声量为 30dB (A)
CQ <sub>2A</sub>	22000	
CQ <sub>3B</sub>	32000	
CQ <sub>4B</sub>	54000	
CQ <sub>5C</sub>	108000	
CQ <sub>6D</sub>	160000	
CQ <sub>7D</sub>	220000	
CQ <sub>8D</sub>	320000	

表 5.17-7 CS 型放空消声器  
系列性能数据表

型 号	放空量, t/h	备 注
CS1-A	1	消声量为 35~40dB (A)
CS2-A	2.5	
CS3-A	5	
CS4-A	10	
CS5-A	15	
CS6-A	25	
CS7-A	50	

### 5.17.5 消声器选用实例

某化工厂生产工段的放空管共有 8 个点, 规格为  $\phi 159 \times 4.5$ , 放空介质为热空气, 温度  $260^{\circ}\text{C}$ , 放空流量  $\leq 12000\text{m}^3/\text{h}$ , 放空压力为  $0.47\text{MPa (G)}$ , 放空点离厂界围墙的水平距离  $80\text{m}$ , 围墙外有商店、居民住宅和交通干线。所在地区属于Ⅲ类, 即工业区。需设计消声器降低放空噪声。

#### 设计步骤

(1) 用公式 5.17-5 估算距放空管  $1\text{m}$  远  $45^{\circ}$  方向处的噪声级

已知:  $Q = 12000\text{m}^3/\text{h}$ ,  $D = 150\text{mm}$ ,  $\rho = 1.293\text{kg}/\text{m}^3$

$$\begin{aligned} \therefore L_{A1} &= 110 + 20\lg(12000 \times 1.293) - 20\lg 150 \\ &= 110 + 83.8 - 43.5 \\ &= 149.8\text{dB (A)} \end{aligned}$$

(2) 选定噪声限制值

据国际 GB 12348—90 规定, 工业区厂界噪声限制值: 昼间  $65\text{dB (A)}$ , 夜间  $55\text{dB (A)}$ 。

又据该标准中第 1.3 条规定, 白天排气噪声峰值允许超标  $10\text{dB (A)}$ , 夜间允许超标  $15\text{dB (A)}$ , 所以选定噪声限制值为: 白天  $75\text{dB (A)}$ , 夜间  $70\text{dB (A)}$ 。

(3) 设计目标值确定

①噪声的距离衰减计算 ( $\Delta L$ )。已知放空管口与厂界水平距离为  $80\text{m}$ , 又由于放空管口安装在厂房顶, 标高为  $50\text{m}$ , 经计算得放空管口与厂界的实际距离约  $94\text{m}$  ( $\sqrt{80^2 + 50^2} = 94$ )。

距离衰减值为

$$\Delta L = 20\lg \frac{r_2}{r_1} = 20\lg \frac{94}{1} = 39.5\text{dB(A)}$$

②估算厂界外噪声级 ( $L_{A\text{界}}$ )

$$L_{A\text{界}} = 149.8 - 39.5 = 110.3\text{dB(A)}$$

③消声量的设计目标值确定 ( $\Delta L_{\text{消}}$ )

$$\Delta L_{\text{消}} = 110.3 - 75 = 35.3\text{dB(A)}$$

(4) 消声器选型

据前面规定可知, 该排气噪声属于阻塞喷注, 放空口处驻点压力  $p_s > p_0$ 。[  $(k+1)/2$  ] <sup>$(k/k-1)$</sup> 。空气的  $k = 1.4$ , 所以  $p_s > 1.89$ , 其峰值频率极高。为此选用 CS 放空消声器, 该

消声器的消声量在 35 ~ 40dB (A), 符合设计目标值 35.3dB (A)。

根据表 5.17-7 选定型号为 CS7-A (特)。

(5) 型号中加 (特) 的有关说明。

①表 5.17-7 中 CS 型放空消声器适用于排气压力为 1MPa, 而本例的排气压力为 0.47MPa, 订货时应作特别说明。

②本例的排气压力为 0.47MPa, 推力较小, 为了减少排气阻力, 确保正常排气, 订货时要加以说明。

由于上述两项原因, 故在原型号后加 (特) 字, 以示区别。

## 5.18 人身防护系统的设计

在石油化工装置中都有发生事故状况的可能, 为保障职工的安全和健康, 应该选用必需的人身防护设施。

石油化工企业内的人身防护系统, 应包括安全喷淋洗眼器、防护面罩、应急氧气呼吸系统、专用药剂、机械损伤保护等。对一般的石油化工装置而言, 至少应选用防护面罩、应急氧气呼吸器等。在设计过程中, 需要设置上述设施时, 由工艺系统专业向安全专业提出有关条件, 由安全专业负责选型并完成相应的综合材料表。而安全喷淋洗眼器的设计, 是由工艺系统专业完成, 并绘制在公用物料管道及仪表流程图上, 再向有关专业提出设计条件。因此我们只重点介绍有关安全喷淋洗眼器的设计内容。

### 5.18.1 应用范围

在石油化工企业内, 凡是使用和生产对人体有腐蚀或对人体的皮肤、眼睛有刺激或容易被皮肤吸收, 而损害内部器官组织的有毒化学品的装置, 都要设计有安全喷淋洗眼器。

### 5.18.2 安装位置

装置系统内安全喷淋洗眼器的安装位置应遵循以下原则。

一般性有毒、有腐蚀性的化学品的生产和使用区域内, 包括装卸、储存和分析取样点附近、安全喷淋洗眼器按 20 ~ 30m 距离安装一个。

在剧毒、强腐蚀及温度高于 70℃ 的化学药品以及酸性、碱性物料的生产和使用区内, 包括装卸、储存和分析取样点附近, 应设置安全喷淋洗眼器。具体位置是在上述范围内, 离最可能使操作员受伤害的地点 3 ~ 5m 处。但不能小于 3m, 而且要避开化学品喷射方向布置, 以免事故发生时影响它的使用。

在化学分析室内需要频繁使用有毒、有腐蚀性的试剂, 并有可能对人体发生损伤的岗位、要设计安装安全喷淋洗眼器。

电瓶充电室附近应设计安装安全喷淋洗眼器。

一般来说安全喷淋洗眼器应设计安装在通畅的过道旁, 多层厂房内应布置在同一轴线上或靠近出口处。

### 5.18.3 设计要求

安全喷淋洗眼器属于特殊管件, 在公用物料管道仪表流程图上采用的图形符号、类别代号及编号的方法, 应参考化工行业标准《管道仪表流程图设计规定》(HG 20559—93) 的内容。

(1) 安全喷淋洗眼器用水的设计条件

水质: 冲洗用水必须用生活水, 没有生活水的地方应使用过滤水。

水压：0.2~0.4MPa (G)。

水温：10~35℃为宜。

水量：安全喷淋器最小水流量 114L/min (安装在实验室的安全喷淋器最小水流量 76L/min)，安全喷淋洗眼器最小水量 12L/min (每用一次需要冲水洗 15min)。水量要求连续而充足地供应。

#### (2) 安全喷淋洗眼器的配管设计要求

安全喷淋洗眼器尽量与经常流动的给水管道相连接，而且连接管道要求尽可能短。

安全喷淋洗眼器的喷淋头的安装高度以 2.0~2.4m 为宜。

当给水的水质较差，则在安全喷淋洗眼器前安装一个过滤器，过滤网采用 80 目的为好。安全喷淋洗眼器的给水管道应采用镀锌钢管。

在寒冷地区选用安全喷淋洗眼器，要选用埋地式的，它的进水口与排水口的位置必需埋在冻土层以下 200mm。这时还应选用电热式安全喷淋洗眼器。

#### (3) 安全喷淋洗眼器的电气设计要求

安全喷淋洗眼器处要安装标识灯，灯光为绿色。在防爆区内应选用防爆灯。在防爆区内选用电热式安全喷淋洗眼器，也应选用防爆型的。

#### (4) 安全喷淋洗眼器的自控设计要求

各个安全喷淋洗眼器应在控制室内设有指示灯。

#### (5) 其它要求

每星期至少试用两次。

安全喷淋洗眼器处要设立醒目的安全标志牌，标志牌的底色为绿色，字体为白色。

### 5.18.4 性能数据和产品图示

安全喷淋洗眼器的性能参数见表 5.18-1。温州四方化工机械厂制造的事故喷淋洗眼器的几种类型见图 5.18-1~图 5.18-13。

表 5.18-1 安全喷淋洗眼器性能参数

序号	型号	名称	功能	特点	安装要求		
					供水压力 MPa (G)	供水流量 L/s	接口尺寸 管螺纹
1	AX-I	事故洗眼冲洗器	喷淋、洗眼	内有滞留积水，不适用结冰的地区，拉手柄开阀	0.2~0.4	1~2	1"或 1.25"
2	AX-X-I	事故洗眼器	洗眼		0.2~0.4	0.15~0.25	1"或 1.25"
3	AX-II	事故洗眼冲洗器	喷淋、洗眼	存水能自动排完，适用于任何地区，踩脚踏板开阀	0.2~0.4	1~2	1"或 1.25"
4	AX-X-II	事故洗眼器	洗眼		0.2~0.4	0.15~0.25	1"或 1.25"
5	AX-L-I	事故冲洗器	喷淋	有积水，拉手柄开阀	0.2~0.4	1~2	1"或 1.25"
6	AX-L-II	事故冲洗器	喷淋	不存水，踩脚踏板开阀	0.2~0.4	1~2	1"或 1.25"
7	AX-I-Y	事故洗眼冲洗器	喷淋、洗眼	同 AX-I，且能配洗眼药水	0.2~0.4	1~2	1"或 1.25"
8	AX-X-IY	事故洗眼器	洗眼	同 AX-X-I，且能配洗眼药水	0.2~0.4	0.15~0.25	1"或 1.25"
9	AX-IIY	事故洗眼冲洗器	喷淋、洗眼	同 AX-II，且能配洗眼药水	0.2~0.4	1~2	1"或 1.25"
10	AX-X-IY	洗眼器	洗眼	同 AX-X-II，且能配洗眼药水	0.2~0.4	0.15~0.25	1"或 1.25"
11	AX-III	事故洗眼冲洗器	喷淋、洗眼	进水阀深埋，能排水及配眼药水	0.2~0.4	1~2	1"或 1.25"
12	AX-X-J	简易洗眼器	洗眼	简易、轻巧、安装方便	0.2~0.4	0.15~0.25	1"或 1.25"
13	AX-L-J	简易冲洗器	冲洗全身	简易、轻巧、安装方便	0.2~0.4	1~2	1"或 1.25"

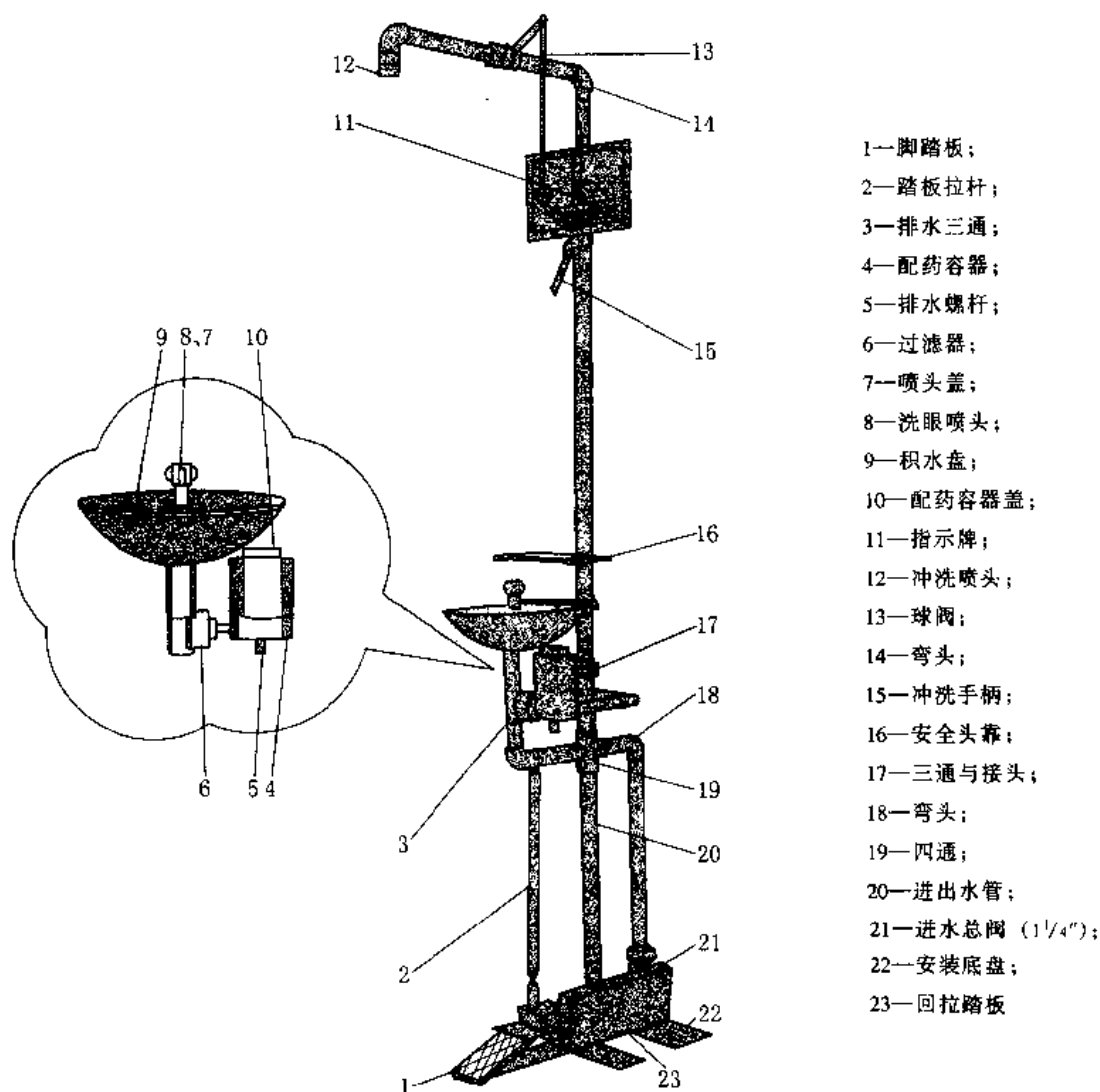


图 5.18-1 事故洗眼冲洗器结构示意图

#### (1) AX-I 型事故洗眼冲洗器

如图 5.18-2, 该产品管内留有积水, 适宜冬天不结冰的地区使用, 冲洗全身与洗眼的安全防护产品。

拉下上手柄, 就可冲洗全身。推开洗眼喷头盖时, 即可清洗眼睛与脸部。

#### (2) AX-X-I 型事故洗眼器

如图 5.18-3, 该产品管件内留有积水, 适宜冬天不结冰地区使用。只要推开洗眼喷头盖, 即可进行清洗眼睛与脸部。

#### (3) AX-II 型事故洗眼冲洗器

如图 5.18-4, 该产品管件内水能自动排完, 不留积水, 任何地区均可使用。

由特制球阀作为进水控制, 首先踩踏脚踏板, 打开进水开关。当拉下上手柄, 即可冲洗全身; 推开洗眼喷头盖即可清洗眼睛与脸部。冲洗完毕, 脚踩回位踏板, 进水关闭。

#### (4) AX-X-II 型事故洗眼器

如图 5.18-5, 该产品管件内水能自动排完, 不留积水, 任何地区均可使用。

踩踏脚踏板, 打开进水开关。当推开洗眼喷头盖, 即可进行清洗眼睛与脸部。冲洗完

毕，脚踩回位踏板，进水关闭。

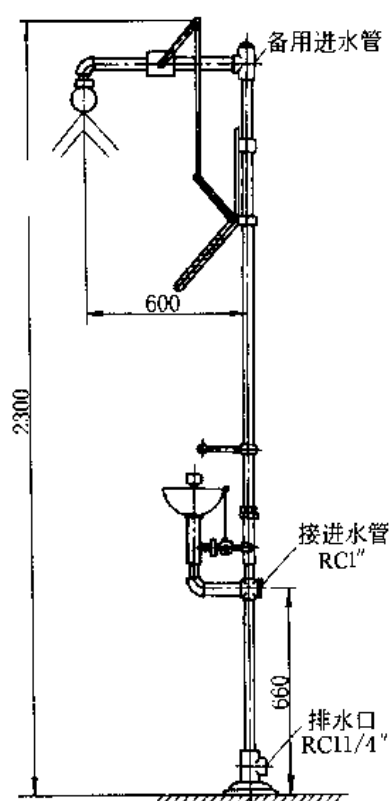


图 5.18-2 AX-I 型事故洗眼冲洗器

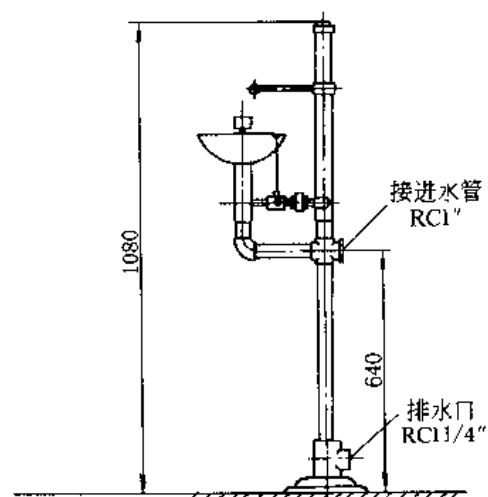


图 5.18-3 AX-X-I 型事故洗眼器

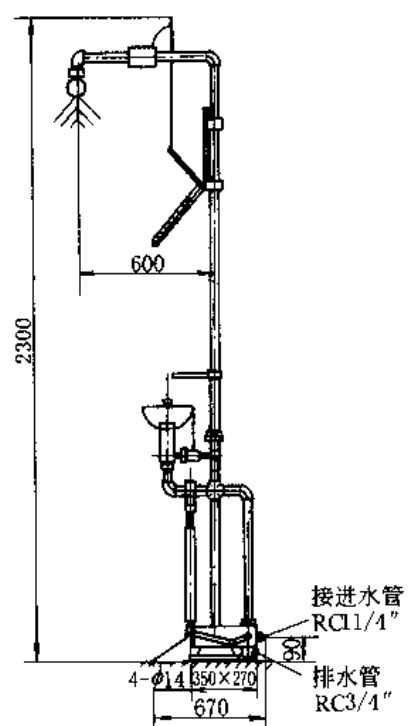


图 5.18-4 AX-II 型事故洗眼冲洗器

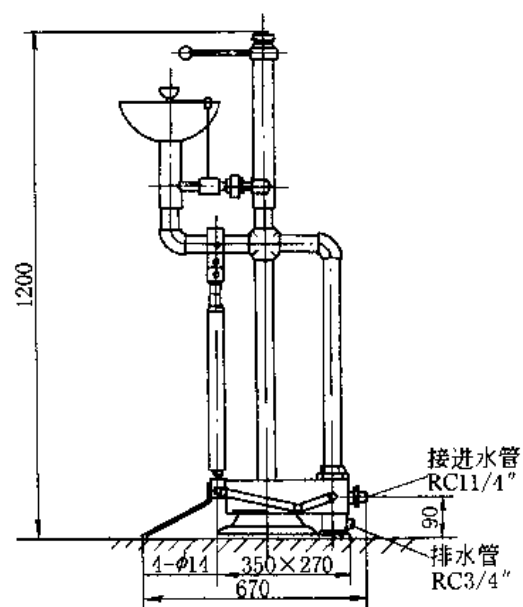


图 5.18-5 AX-X-II 型事故洗眼器

## (5) AX-L-I 型事故冲洗器

如图 5.18-6, 该型产品使用后管件内留有积水, 适宜冬天不结冰的任何地区使用。工作时, 只要拉下上手柄, 即可冲洗全身。

## (6) AX-L-II 型事故冲洗器

如图 5.18-7, 该型产品使用后管件内积水能自动排完, 不会冻结, 任何地区均可使用。

踩踏脚踏板, 打开进水开关。即可冲洗全身。冲洗完毕, 脚踩回位踏板, 进水关闭。

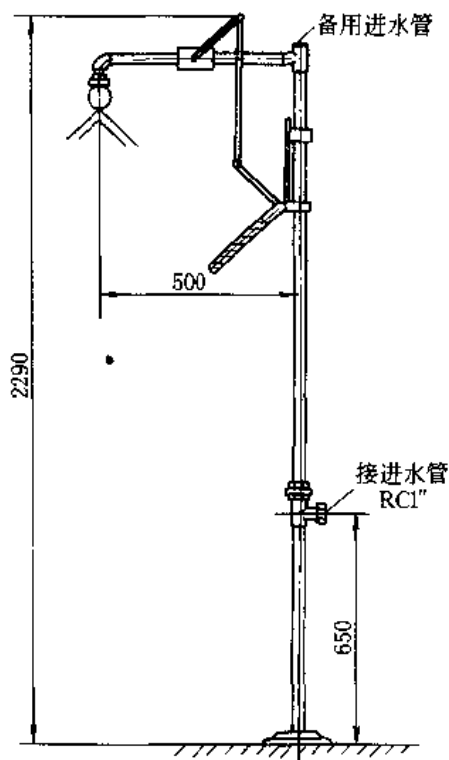


图 5.18-6 AX-L-I 型事故冲洗器

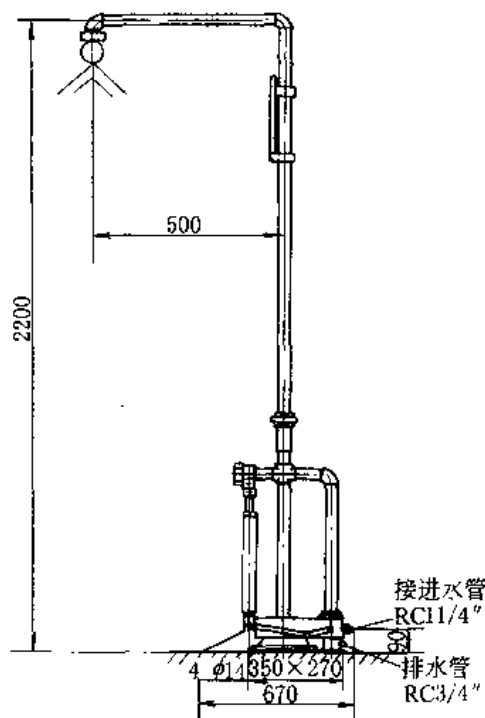


图 5.18-7 AX-L-II 型事故冲洗器

## (7) AX-I Y 型事故洗眼冲洗器

如图 5.18-8, 该型产品带有一个配药洗眼功能, 其它功能、结构及特点均与 AX-I 型相同。

## (8) AX-X-I Y 型事故洗眼器

如图 5.18-9, 该型产品带有一个配药洗眼功能, 其它功能、结构及特点均与 AX-X-I 型相同。

## (9) AX-II Y 型事故洗眼冲洗器

如图 5.18-10, 该型产品带有配药洗眼功能、其它功能、结构及特点均与 AX-II 型相同。

## (10) AX-X-II Y 型洗眼器

如图 5.18-11, 该型产品带有配药洗眼功能, 其它功能、结构及特点均与 AX-X-II 型相同。

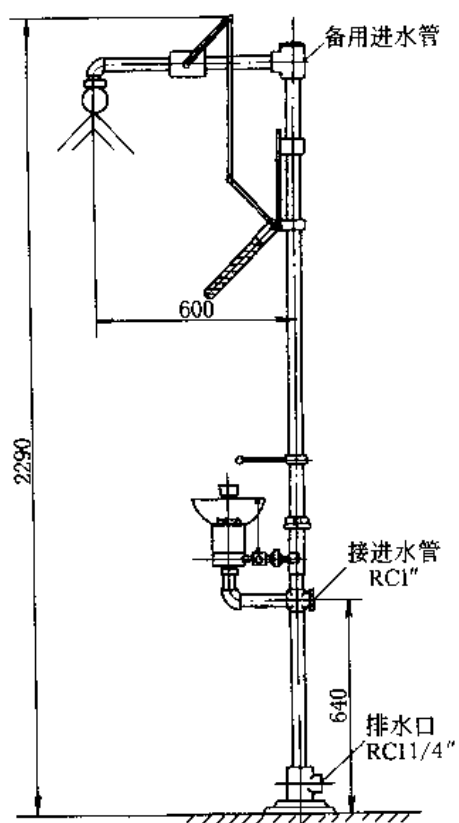


图 5.18-8 AX-I Y 型事故洗眼冲洗器

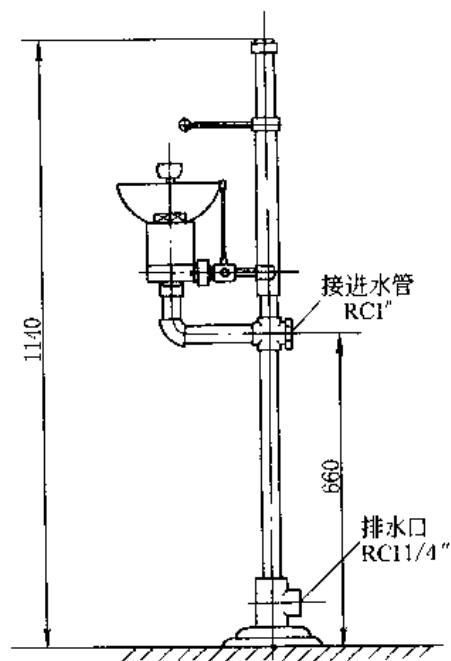


图 5.18-9 AX-X-I Y 型事故洗眼器

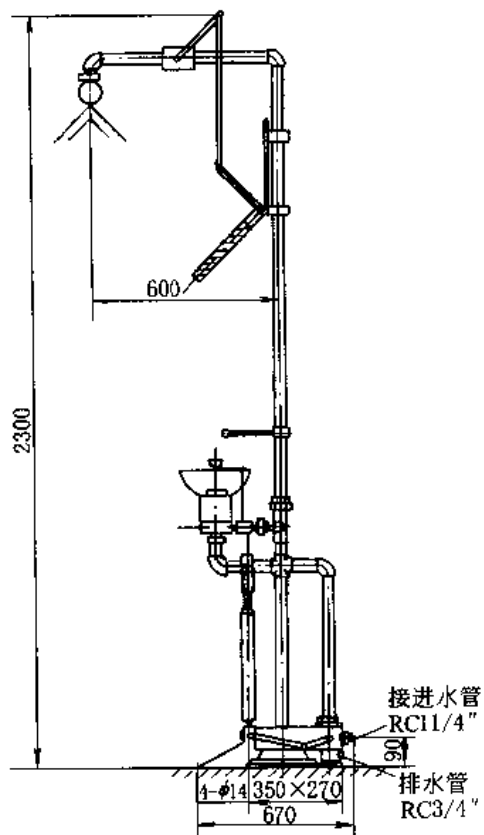


图 5.18-10 AX-II Y 型事故洗眼冲洗器

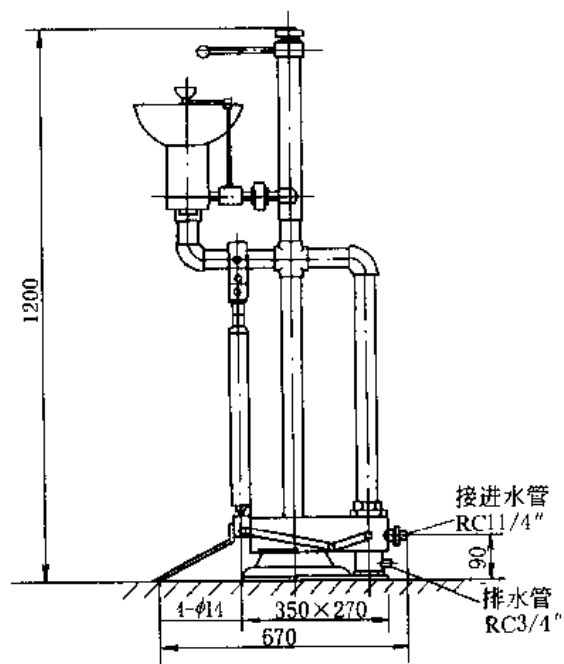


图 5.18-11 AX-X-II Y 型洗眼器



### (11) AX-Ⅲ型事故洗眼冲洗器

如图 5.18-12, 该型产品特点是进水控制阀埋在地下 65 ~ 120cm 处, 管件内水能自行排完, 不留积水, 并有配药物功能, 任何地区均可使用。

工作时, 开启总阀, 拉下上手柄, 即可冲洗全身, 推开洗眼喷头盖即可洗眼睛和脸部。

### (12) AX-X-J 型简易洗眼器

如图 5.18-13, 其特点是简易、轻巧、安装方便, 只需将进水口就地接入水源管路就可进行工作。推开洗眼器喷头盖即可清洗眼睛和脸部。

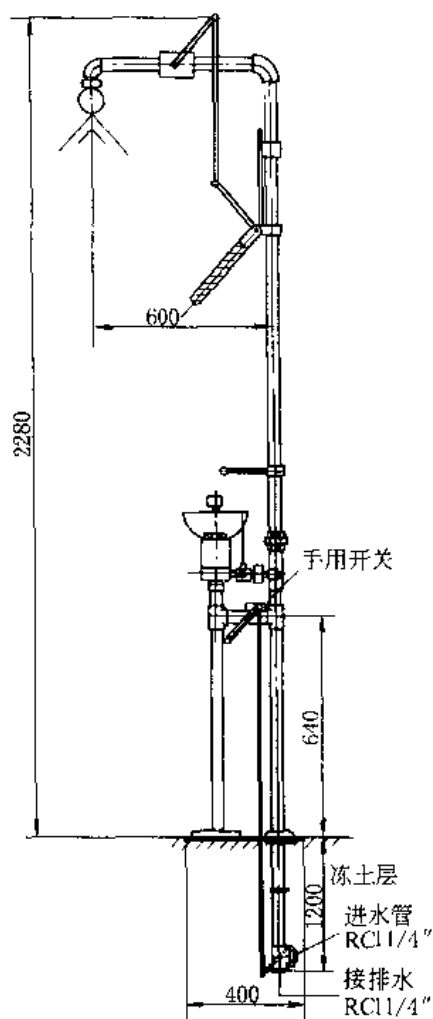


图 5.18-12 AX-Ⅲ型事故洗眼冲洗器

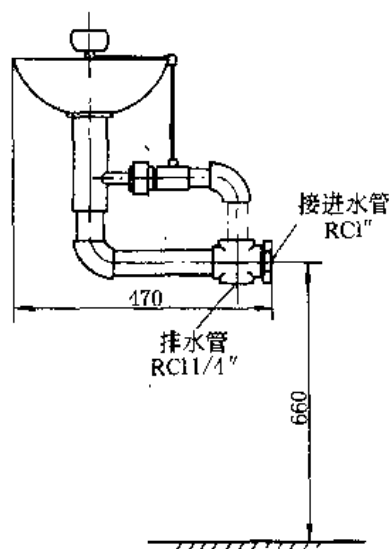


图 5.18-13 AX-X-J 型简易洗眼器

## 5.19 装置内辅助系统的设计

装置内辅助系统主要包括生产辅助系统和公用物料站两大部分, 它们是一个石油化工装置中不可缺少的组成部分。

### 5.19.1 辅助系统的设计

石油化工装置的辅助系统应包括全部为生产过程服务的水、气(汽)、燃料气(油)等的系统, 我们在这里主要介绍蒸汽及冷凝水系统、循环冷却水等六个不同的系统, 如果设计者在完成设计任务时碰到其它系统也可参照这里介绍的原则处理。这些系统的设计要求有很

多共同之处，我们先介绍这些共同的设计要求。

#### (1) 总管、干管、支管的设置

从公用物料系统到各个使用设备之间都要用管道来连接，由于用户很多连接管道必然是错综复杂的。为了合理利用能量，需要合理设计管道分配系统，所以把管道分为总管、干管和支管。

支管——连接一台设备的公用物料管道。

干管——连接多根支管的公用物料管道。当装置内只有一根干管时，该干管也可称总管。

总管——连接多根干管的公用物料管道。

#### (2) 根部阀的设置

在总管与干管（或干管与干管）的连接处设置的阀门，称为根部阀。

设置根部阀的目的是，防止一台设备出故障要停工检修，造成整个装置被迫停工的后果。一般在连接多台设备的支管上，都应设置根部阀。

#### (3) 盲板的设置

一般在总管的根部阀的内法兰处要设置盲板，以便整个石油化工装置检修时可以完全切断公用物料系统。

#### (4) 自控仪表的设置

一般公用物料系统管道，在进装置总管的截断阀后的管道上要安装一些自控仪表，如压力表、温度计、流量计，流量计要设计成有流量指示和累计的功能，以便计量公用物料的消耗量，对蒸汽管道还要根据工艺的要求，安装压力控制阀或减温减压器。

在设计有 DCS 系统的石油化工装置内，上述的压力表、温度计、流量计一般要引入计算机系统内。

#### (5) 公用物料系统流程图（UFD）和管道仪表流程图（PID）的设计原则。

UFD 应表示完整的生产过程，包括使用或生产公用物料的设备、公用物料干管及主要控制方案等。

对使用或生产公用物料的设备，应表示出不同工况下需要或产生的公用物料量，填写设备位号及名称，有温度、压力变化处，表示出温度和压力。

在公用物料干管上要表示出各种不同压力、温度的公用物料主干管，正确表示公用物料经过的设备顺序和走向。

经过管道水力学计算后，在 UFD 图和 PID 图上要表示出管径。

按照管道等级规定和管道标志要求进行管道标注和绝热设计及标注。

经过安全分析后，进行安全阀、报警、联锁等安全设计。

在公用物料的 PID 图中应表示所有的管道、包括总管、干管及支管。

在总管及干管上需要安装的仪表、调节阀、安全泄压阀、阀门、管件等都在该系统的 PID 图上表示。

在支管上工艺生产操作需要安装的仪表、调节阀、阀门、管件等都应在工艺系统的 PID 图上表示。而在支管上需要安装的根部阀、止回阀等应在公用物料系统的 PID 图上表示，这样规定的目的是，为了避免统计材料时造成重复浪费。

以上原则适用于各类公用物料系统。

### 5.19.2 蒸汽及冷凝水系统

蒸汽系统的 PID 图设计应按高压、中压和低压系统分别设计。

蒸汽系统的 PID 仅表示使用或产生蒸汽的设备（包括备用设备）。设备以方块图表示，有特殊要求时，可用适当的图形表示。对装置内的分析室、泡沫消防站、办公室等辅助设施需用蒸汽时，把该辅助设施名称写在方块图内按设备处理。

在蒸汽系统内部，应按照疏水器的设计原则，设置必需的疏水器。

高压、中压和低压蒸汽系统应分别采用稳压措施，但都不能采用经常排放一部分蒸汽的办法。

不同压力等级的蒸汽冷凝水要降级使用，先进入下一个压力等级的蒸汽冷凝水罐，使高压的蒸汽冷凝水减压气化排出低压蒸汽，这样可充分利用能量。回收二次蒸汽后的冷凝水及不能回收二次蒸汽的冷凝水根据其水质分别用泵送到脱氧罐或界区外使用。

### 5.19.3 冷冻盐水系统

常用的冷冻水包括氯化钙水溶液、丙二醇水溶液和乙二醇水溶液在内；氯化钙水溶液由于对碳钢管道有腐蚀而逐渐被淘汰不用了。

冷冻盐水系统的设计应考虑节能措施，使能量得到合理利用，降低产品的能耗。冷冻盐水系统 PID 图的设计应按不同温度等级的冷冻盐水分别编制。

冷冻盐水系统的 PID 仅表示使用冷冻盐水的设备（包括备用设备）。设备以方块图表示，有特殊要求时，可用适当的图形表示。对装置内的分析室、泡沫消防站、办公室等辅助设施需用冷冻盐水时，把该辅助设施名称写在方块图内按设备处理。

### 5.19.4 循环水系统

循环水系统的 PID 仅表示使用循环水的设备（包括备用设备和成套机组）。设备以方块图表示，有特殊要求时，可用适当的图形表示。对装置内的分析室、泡沫消防站、办公室等辅助设施需用循环水时，把该辅助设施名称写在方块图内按设备处理。

在寒冷地区要注意防冻问题，在上水和回水间要加平衡线及阀门，在装置临时停车检修期间，可不停循环水，也不会冻坏管道和设备。

### 5.19.5 仪表空气系统

仪表空气系统的 PID 仅表示使用仪表空气的设备和仪表用仪表空气阀门甩头。设备以方块图表示，有特殊要求时，可用适当的图形表示。仪表空气应在总管及干管上设置阀门甩头。

对装置内的分析室、泡沫消防站、办公室等辅助设施需用仪表空气时，把该辅助设施名称写在方块图内按设备处理。

### 5.19.6 氮气、装置空气系统

氮气、装置用空气系统的 PID 仅表示使用氮气、装置空气的设备（包括备用设备）。设备以方块图表示，有特殊要求时，可用适当的图形表示。对装置内的分析室、泡沫消防站、办公室等辅助设施需用氮气、装置用空气时，把该辅助设施名称写在方块图内按设备处理。

### 5.19.7 燃料气系统

在一个装置内只适合设置一个燃料气系统，该系统的压力应在 0.2~0.5MPa（G）的范围内，如果有压力低于 0.2MPa（G）的燃料气，也可根据需要另设管网系统，但不得超过两个管网系统。

燃料气排放管网的集液低点应设计有密闭排凝设施，对凝结液收集罐、分液罐和缓冲罐等设备和管网系统，应根据需要采取防冻措施。

为稳定生产需要，而经常或定期排放的燃料气体，当其操作条件与燃料气系统相适应时，应排入燃料气系统，作为补充；当燃料气系统压力过低时可用液态烃气化后补充。

燃料气用户应考虑采用燃料油作为备用燃料。只能烧气的装置应有液化石油气的气化器，以气化的液化石油气作为备用燃料。

液化石油气的气化器的正常气化量，可取燃料气总用量的 5% ~ 10%。

气化热源可采用低压蒸汽，气化器应设安全泄压阀。

当装置建在寒冷地区时，如果液化石油气在控制压力下的冷凝温度高于当地的月平均最低温度时，应有防凝措施。

#### 5.19.8 公用物料站的设计

在石油化工装置中为满足临时性的检修和清洗工作的要求应设置若干的公用物料站（也称软管站或公用工程站）。公用物料站不应用于正常的工艺生产过程中，只是作为清洗、置换，开车前的准备，事故处理及维修等阶段的公用物料补充的来源。

应根据不同工艺条件和要求以及物料性质设置相应的公用物料站。

##### 5.19.8.1 公用物料站的物料

公用物料站常用的物料有：蒸汽、压缩空气、水和氮气。公用物料站用的蒸汽、压缩空气、水和氮气管道不能和生产过程中使用的蒸汽、压缩空气、水和氮气共用一条支管，应在进入装置后与其分开，避免当装置停车后公用物料站就不能工作。

在一个具体的装置中是否一定要设置以上四种公用物料，要根据装置的物料性质来决定，如果装置内的物料没有易燃易爆的，都是不可燃的物料，就可不设氮气的公用物料站；但如果公用物料不仅用于清洗和置换扫线，还要用于消防灭火，那样的话装置内还要设置灭火蒸汽线。

##### 5.19.8.2 公用物料站的位置

公用物料站的设置位置按覆盖面积约 15m 半径的区域来设计，使之能为整个装置服务。下面分几个特定的场所来介绍它们的公用物料站的设计原则，如果工艺有明确的设置场合的要求，应按工艺要求设置。

###### (1) 构筑物内的公用物料站

构筑物内的公用物料站应按覆盖面积约 15m 半径的区域来设计，一般把公用物料站设计在立柱的附近便于公用物料站的支撑固定和操作。

###### (2) 室内公用物料站

室内公用物料站也是按覆盖面积约 15m 半径的区域来设计，一般也是靠墙或立柱安装，便于公用物料站的支撑固定和操作。

###### (3) 塔和立式反应器的公用物料站

塔和立式反应器的公用物料站，应设立在地面上和操作平台上靠近设备处。一般每隔两层平台设置一个公用物料站。塔顶平台上应该安装一个公用物料站。在塔上的公用物料系统站的连接管不应影响人孔盖的开启和人在直爬梯上的行动。

###### (4) 大型设备附近的公用物料站

这里指的大型设备包括：工业炉、锅炉在内。在这些设备附近的地面上和操作平台上安装公用物料站，而且在主操作面的每一个方向上都应该安装公用物料站。

###### (5) 罐区和装卸区的公用物料站

罐区的公用物料站应安装在罐区的围堰外，在围堰的四周靠近堰边的地点设置。公用物

料站之间相隔 15m 安装一个。如果罐区较大, 只在围堰外设置公用物料站, 公用物料站距围堰内的罐超出 15m 时, 也可在围堰内罐与罐之间设置公用物料站。

在装卸区公用物料站应设置在装卸台附近的地面上, 以不影响操作为准。对液体槽车的装卸台的公用物料站, 就应该设置在操作平台上。

对泵区的公用物料站就应安装在设备附近的地面上。

#### 5.19.8.3 管道的排列次序

对常用的四种公用物料: 水、蒸汽、压缩空气和氮气, 它们的排列次序应该是蒸汽、水、压缩空气和氮气。这样排列有利于施工和安全操作, 而且每个公用物料站的介质排列次序应该完全一致, 以免在紧急情况下因接错介质而扩大事故。

#### 5.19.8.4 公用物料站的安装高度

公用物料站的管端快速接头的安装高度一般是 0.8 ~ 1.2m。

#### 5.19.8.5 软管箱的设置

公用物料站可以设置软管箱, 这样可以方便使用。软管箱一般设置在公用物料站的旁边, 在它的侧面或背面, 以方便操作为目的。

#### 5.19.8.6 公用物料站的防冻措施

公用物料站中的蒸汽管道不论在什么地区都应保温。当装置建在寒冷地区时, 水管道应该采用保温防冻措施, 保温方法有两种: 一种是水管和蒸汽管道一起保温, 这样的方法保温效果显著; 另一种方法是水管和蒸汽管道分别保温, 在气温不太低的地区可以这样做保温。在寒冷地区, 公用物料站的水管的供水阀应该安装在阀门井中。

#### 5.19.8.7 公用物料站管口的连接方式

公用物料站的各种物料管道的管口接头一定要方便操作, 所以应采用快速接头, 如果是连接橡胶管可采用宝塔型接头。阀门规格从 DN15 ~ DN50 不等, 可根据装置特点而定。

#### 5.19.8.8 公用物料站的系统压力

公用物料站的系统压力的选择, 要兼顾安全和适用的原则, 压力不能太高, 否则可能伤人。常用的办法是公用物料站的蒸汽系统, 从低压蒸汽管网接; 水从工业用水管网上接。

公用物料站的各种物料压力范围见下表。

水	0.2 ~ 0.4MPa (G)	压缩空气	0.3 ~ 0.6MPa (G)
蒸汽	0.2 ~ 0.4MPa (G)	氮气	0.3 ~ 0.6MPa (G)

## 5.20 取样系统的设计

在石油化工装置中为检测生产过程是否正常, 产品是否合格, 都需要按时在原料、中间产品和产品中采取样品供化验用, 而所取样品的代表性是否可靠, 对分析化验结果的正确性有很大影响。要保证样本的代表性, 就需要正确设计一个取样系统。取样系统的设计是否正确对保证正常生产和产品质量有很大关系。

### 5.20.1 系统的分类

对取样系统最重要的要求是, 一定要从有代表性的流动物流中取样, 不能从流体的死角处取样。所以取样系统应该是和主物流流向一致的一个流动的封闭系统。

一个完整的取样系统应包括: 直通阀、取样口的前后保护阀、取样阀及相应的管道。取样系统的阀门和管道, 应和流体的主管道取相同的设计条件。

在工艺系统专业完成的带控制点工艺流程图上, 取样系统的画法, 可以简单的用一个方框或字母代号表示; 也可以按选用的具体取样系统, 完整地画出来, 具体怎么做可由工程项目具体规定。但如选用简便方法表示, 就应该在图例符号的说明中有详尽说明并附上设计详图。

如果要取样的物料对人体和环境不会造成损害和污染, 不论是对气相或液相取样, 取样系统都可采用敞口取样器。敞口取样器的示意图见图 5.20-1 (a) 和图 5.20-1 (b)。

如果要取样的物料对人体和环境会造成损害和污染, 不论是对气相或液相取样, 取样系统必须采用密闭取样器系统。密闭取样器的示意图见图 5.20-3 和图 5.20-4。

如果要取样的物料温度高于  $60^{\circ}\text{C}$  以上, 不论是对气相或液相取样, 取样系统必须采用带水冷却装置的取样器。带水冷却装置的取样器的示意图见图 5.20-2 和图 5.20-3, 图 5.20-2 仅适用于液体取样系统, 而图 5.20-3 可适用于气体或液体取样系统。

根据以上原则, 取样系统可以分为不同类型, 在具体设计中究竟选用哪种取样器, 主要从以下几个方面考虑。

①需要安装取样器的管道中介质的操作温度, 如果大于  $60^{\circ}\text{C}$  就要选用带水冷却装置的取样器; 对小于  $60^{\circ}\text{C}$  的介质就可以选用不带水冷却装置的取样器。

②需要安装取样器的管道中介质的物料性质, 如果介质是会污染环境的有毒、有害和易燃易爆的物料, 就要选用密闭系统的取样器; 介质是不会污染环境的介质就可选用敞口取样器。对于毒性大的物料即便选用密闭取样器, 在取样时工人也要戴好防毒面具, 因为取出取样瓶前虽然关闭了前后阀, 但是软管内仍有毒气存在, 也能危害人体。

③根据需要安装取样器的管道的直径来选择安装方式, 对公称直径大于  $80\text{mm}$  的管道需要在安装取样器的管道上设计一个限流孔板, 见图 5.20-1(b), 使取样工作更方便、更安全。

### 5.20.2 各类取样系统的设计

#### (1) 介质对环境不污染时

①介质温度小于  $60^{\circ}\text{C}$  的取样系统。见图 5.20-1。

②介质温度大于  $60^{\circ}\text{C}$  的取样系统。见图 5.20-2。

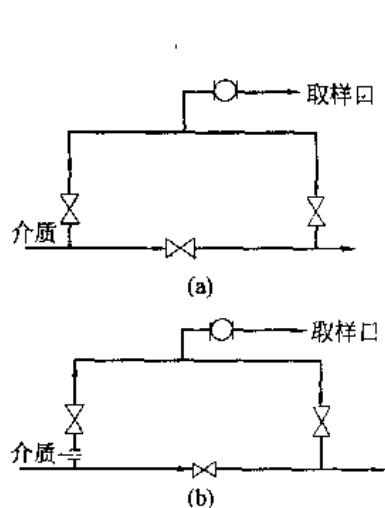


图 5.20-1 敞口取样器示意图 (一)

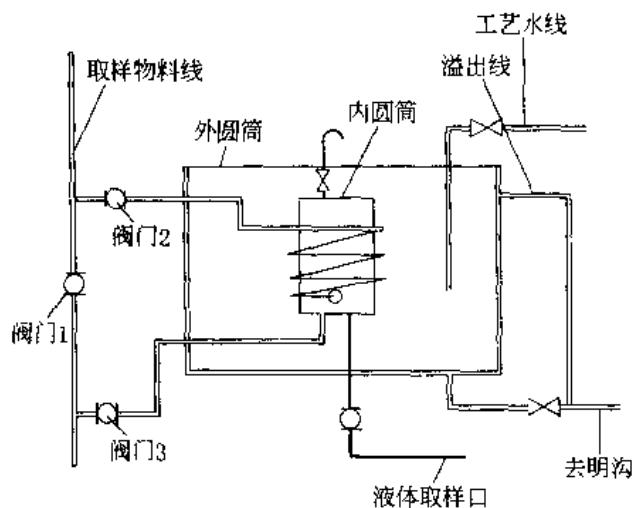


图 5.20-2 敞口取样器示意图 (二)

#### (2) 介质对环境有污染时

①介质温度大于  $60^{\circ}\text{C}$  的取样系统。见图 5.20-3。

②介质温度小于  $60^{\circ}\text{C}$  的取样系统。见图 5.20-4。

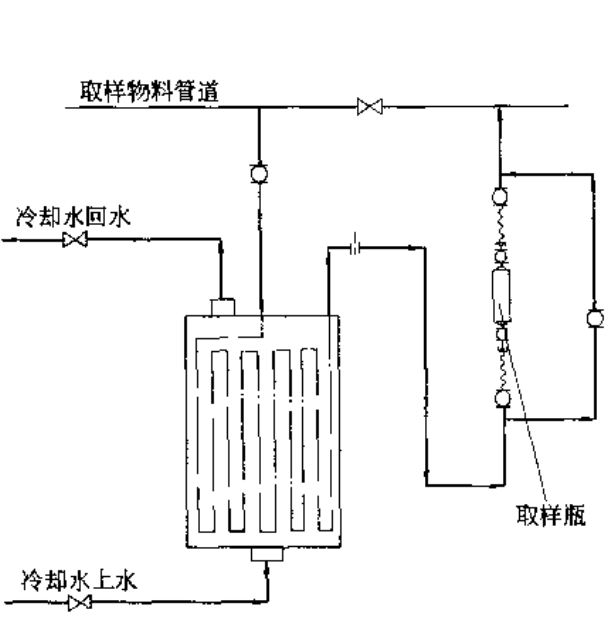


图 5.20-3 密闭取样器示意图 (一)

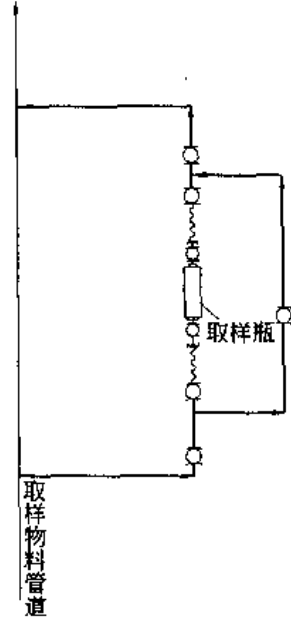


图 5.20-4 密闭取样器示意图 (二)

5.20.3 取样器的使用注意事项

在取样前先打开取样口的前后阀门，并关闭直通阀，让流体从取样口的循环管道中流动几分钟后再打开取样阀门取样。

对适合使用针头取样的物料，可以把取样阀改为针型取样器。

取样系统中的冷却器、软管和取样专用钢瓶都有专门的厂家生产，可按管件购买。常用取样冷却器的制造尺寸见表 5.20-1 和表 5.20-2。

以下介绍的几种气、液取样阀和取样冷却器，可供选用。

表 5.20-1 取样冷却器系列

项目 型号	介质种类	设计温度 ℃	设计压力 MPa	盘管材质	设备 开 口						金属总重 kg
					1	2	3	4	5	6	
A	油品	350	3.92	20	15	15	20	25	G1/2"		20
B	含硫油品	350	3.92	0Cr18Ni9Ti	15	15	20	25	G1/2"		20
C	油气	350	3.92	20	15	15	20	25	G1/2"		20
D	含硫油气、氢气	350	3.92	0Cr18Ni9Ti	15	11	20	25	G1/2"		20

表 5.20-2 取样冷却器

型 号	材 料		公称压力, MPa		传热面积, m <sup>2</sup>	管程截面积, m <sup>2</sup>	
	管 程	壳程	管程	壳程		碳钢	不锈钢
8CG-10C	20	Z	10.0	1.0	0.22	1.01	0.57
8CD-10C	20	K		1.0			
8CC-10C	20	C		1.0			
8S1C-10C	1Cr18Ni11Ti	Z		1.0			
8S1D-10C	1Cr18Ni11Ti	K		1.0			
8S1C-10C	1Cr18Ni11Ti	C		1.0			
8S6G-10C	0Cr17Ni12Mo2	Z		2.0			
8S6D-10C	0Cr17Ni12Mo2	K		1.0			
8S6C-10C	0Cr17Ni12Mo2	C		2.0			

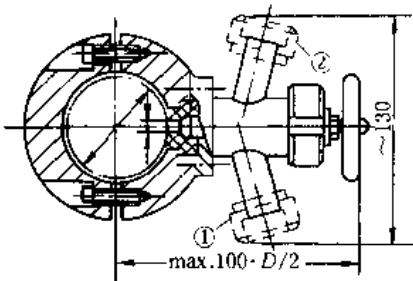
注: Z—灰铸铁; K—可锻铸铁; C—铸钢。

(代表制造厂家如 温州四方化工机械厂)

(1) 冲洗式液体取样阀

FLS 型冲洗式液体取样阀，阀瓣紧靠被取样管的管壁。因此，液体入口处无死角。此外还有冲洗管口，可用水冲洗阀门内腔存液，可使取样准确，可靠。该阀以四种不锈钢和聚四氟乙烯制造。具有良好的耐腐蚀性能，可广泛应用于石油、化工、医药等生产装置的管道设备上。

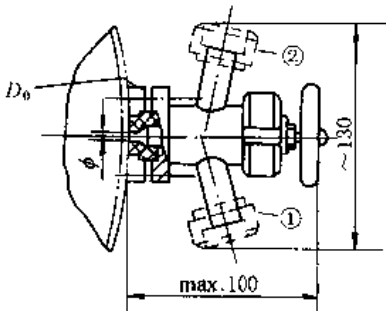
图 5.20-5 ~ 图 5.20-8 为几种形式的冲洗式液体取样器。



工作压力, MPa	≤ 0.6
工作温度, ℃	≤ 180
适用介质	无固体颗粒的液体

图 5.20-5 FLS<sub>1</sub> 型冲洗式（管卡型）液体取样阀

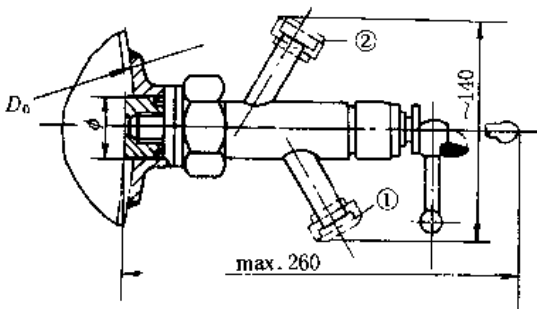
适用于被取样管径  $DN20 \sim 50$ ，安装时应在被取样管壁上钻  $\phi 8$  孔。



工作压力, MPa	≤ 0.6
工作温度, ℃	≤ 180
适用介质	无固体颗粒的液体

图 5.20-6 FLS<sub>2</sub> 型冲洗式（法兰型）液体取样阀

适用于被取样管径  $DN \geq 100$ ，安装时应在被取样管壁上钻  $\phi 8$  孔。



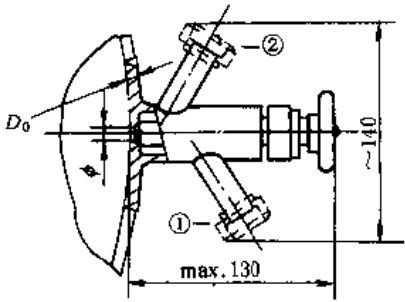
工作压力, MPa	≤ 1.6
工作温度, ℃	≤ 180
适用介质	无固体颗粒的液体

图 5.20-7 FLS<sub>3</sub> 型冲洗式（鞍座型）液体取样阀

适用于被取样管径  $DN \geq 100$ ，安装时应在被取样管壁上钻  $\phi 30$  孔。

①—取样管口， $DN 1/4"$ ；      ②—冲洗管口， $DN 1/4"$





工作压力, MPa	≤1.6
工作温度, °C	≤180
适用介质	无固体颗粒的液体

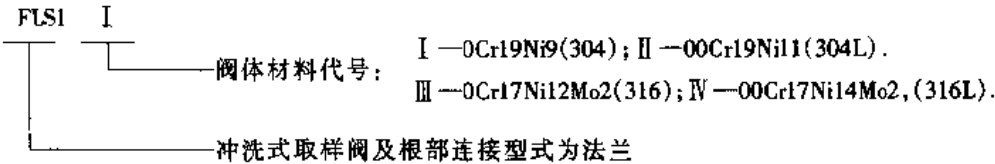
注:  $D_b$  = 被取样管壁厚, 由客户提供

图 5.20-8 FLS<sub>4</sub> 型冲洗式 (镶入型) 液体取样阀

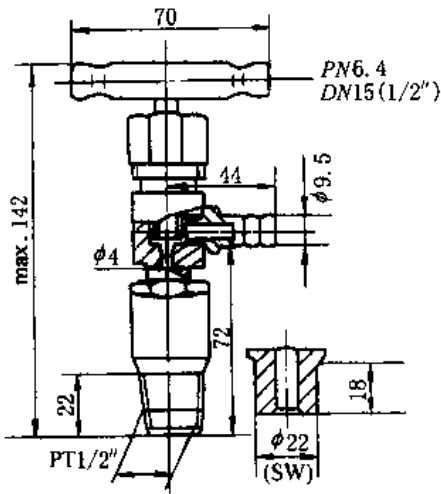
适用于被取样管径  $DN \geq 200$ , 安装时应在被取样管壁上钻  $\phi 81$  孔。

选用 FLS 型取样阀时, 应提供被取样管材质及外径  $\times$  壁厚的数据。

型号标记举例



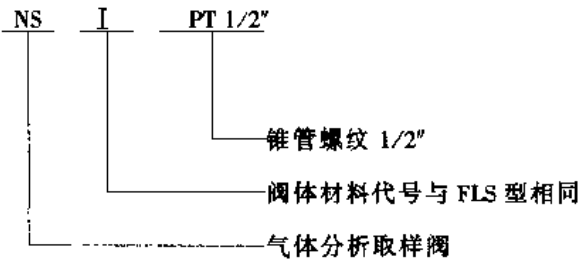
(2) 气体分析取样阀 (图 5.20-9)



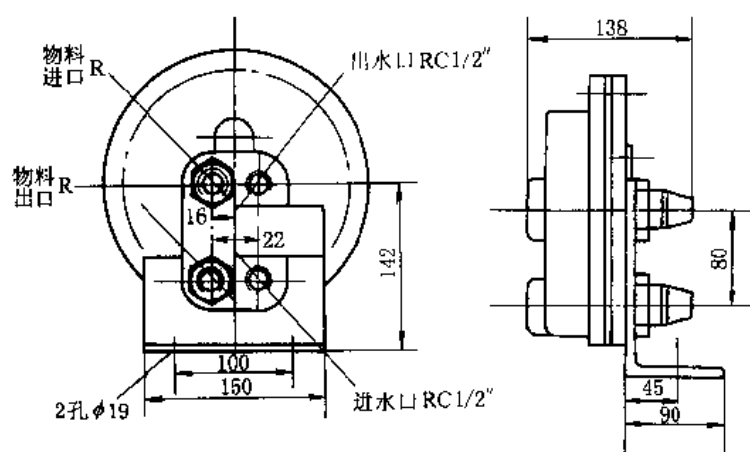
工作压力, MPa	≤6.4
工作温度, °C	≤200
适用介质	气体

图 5.20-9 NS 型气体分析取样阀

型号标记举例



## (3) 取样冷却器 (图 5.20-10)



介质温度 ℃	冷却水入口	≤ 32
	冷却水出口	≤ 40
	物料入口	≤ 520 <sup>①</sup>
	物料出口	≤ 60 <sup>②</sup>
工作压力 MPa	壳程	≤ 1.0
	管程	≤ 10.0

①一般物料温度小于或等于 350℃。

②当物料凝固点较高时可为小于或等于 90℃

图 5.20-10 取样冷却器

建议采用图 5.20-11 所示的取样流程。

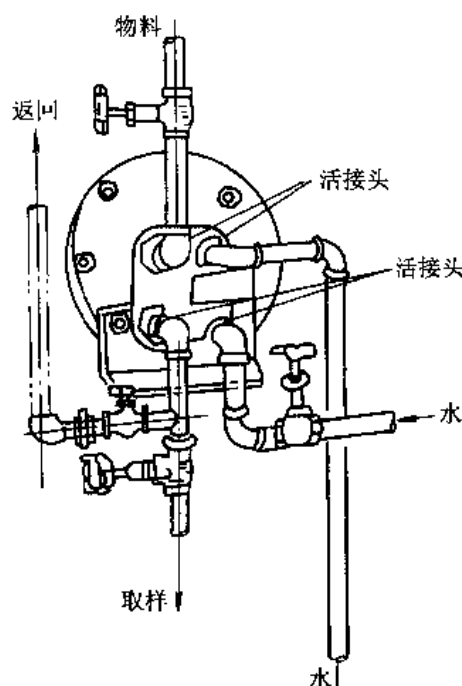


图 5.20-11 建议的取样流程

## 5.21 阀门选用设计

阀门是石油化工管道系统的重要组成部分，在生产过程中起着重要作用。本节所介绍的内容只涉及阀门的类型，不介绍阀门具体型号的内容。阀门的选用是工艺系统专业在完成管道及仪表流程图设计时的一个重要工作内容。正确地选用阀门需要综合考察流体的性质、装置生产、维修、安全的需要、生产的经济性和用户的特殊要求。本节内容主要介绍生产和安全的一般要求。本节所介绍的阀门不包含调节阀、安全阀、疏水器、减压阀等，主要叙述切断阀的选用，也包括限流孔板、盲板等与阀门有类似作用的管件的设置原则。

### 5.21.1 阀门的选用

阀门的选用原则是根据操作介质的物性、操作状态下的工作条件, 结合各种类型阀门的使用范围来进行综合分析后, 再确定选用什么阀门。

#### (1) 物料状态和性质

对气体物料, 要考虑是纯气体或是气液混合、气固混气物, 该物料是否容易凝结成液体等。

对液体物料, 要考虑是纯液体或是液体混合物, 是否含有易挥发的组分, 是否含有固体悬浮物, 以及液体的粘度、凝固点和倾点。

对所有状态的物料而言, 都要考虑是否有腐蚀性、毒性、对阀门结构材料是否有溶解性, 物料是否易燃易爆等。这些性能不仅影响阀门材质, 还会影响结构上的特殊要求, 或者需要提高管道的等级。

#### (2) 操作状态

选用阀门时根据阀门的操作压力和操作温度, 按本章第1节设计压力和设计温度的确定方法确定该阀门所需的设计温度和设计压力。

另外还要考虑阀门的操作频率, 如果是经常要打开和关闭的阀门, 要选用耐磨的阀门结构, 要求再高就应考虑用双阀。

如果要安装阀门的管道上允许压力降比较小, 又不需要进行流量调节时, 应选用压力降较小的阀型如闸阀和直通的球阀。

需要调节流量的管道上, 应选用调节性能较好的阀型, 如截止阀、蝶阀、柱塞阀。

在寒冷地区安装的阀门的阀体要选用铸钢材料, 而不能选用铸铁材料。

#### (3) 各类阀门的功能

##### ①按阀门的功能分类

切断阀: 能切断流体流动的阀门。几乎所有的阀门都能起到这个作用, 但只用于切断而不需要调节流量的时候应选用闸阀、球阀等。要求迅速切断时应选用旋塞阀、球阀、蝶阀。

调节流量: 截止阀、柱塞阀可满足一般的流量调节, 针形阀可用于微量调节, 在较大流量范围内进行稳定的调节, 则以节流阀为好。

改变流向: 利用两通或三通的球阀或旋塞阀, 可以迅速改变流体流向, 且用一个阀门就可以起到两个以上直通阀门的作用。

截断一个流向: 防止流体倒流时采用止回阀。

##### ②按阀门的结构分类

闸阀: 流体在闸阀内流动流向基本不变, 闸阀全开时的阻力系数是所有阀门种类中最小的一种。而且它的口径和压力的适用范围很宽。闸阀在半开时, 阀芯容易产生振动, 所以它不适用于需要调节流量的场合, 只适合于全开或全闭的情况。与同口径的截止阀相比, 其安装尺寸较小, 所以在石油化工装置中应用最多。

截止阀: 流体在截止阀内要改变流动方向, 因而阻力降较大。但它的密封性能可靠, 也适合于调节流量, 所以多用于需要调节流量的场合。截止阀与同口径的闸阀相比较, 体积较大, 因此截止阀的最大口径不超过200mm。另外截止阀不适用于悬浮液。

除普通截止阀外还有Y型截止阀和角式截止阀, 它们的压力降比较小一些。针形阀也是截止阀的一种, 其阀芯为锥形, 可用于小流量微调或取样阀。

旋塞阀、球阀、柱塞阀：这三种阀门虽然结构不同，但是功能是相似的，都是可以迅速开关的阀门。阀芯是横向开孔，流体直通过，故压力降较小，适用于悬浮液或粘稠液体。阀芯又可以作成 L 形或 T 形通道成为三通或四通阀。外形比较规整，易作成夹套阀用于需保温的地点。而且它们比较容易制成气动阀或电动阀用于遥控。三者相比旋塞阀的工作压力较低，而球阀和柱塞阀的工作压力较高。

蝶阀：采用圆盘式启闭件，圆盘状阀瓣固定于阀杆上，阀杆旋转 90°即可完成启闭作用，操作简便，可以调节流量，特别适用于大流量的调节。它的使用温度受密封材料的限制。

止回阀：这是专门用于防止流体反向流动的阀门，一般用于流体倒流会引起污染、压力、温度升高或机械损坏的管道上。止回阀按结构特点可分为升降式、旋启式、压紧式和底阀四种。

升降式止回阀的结构与截止阀相似，阀体和阀瓣与截止阀相同。按管道的安装位置分为两种型式，直通式升降止回阀和立式升降止回阀。

旋启式止回阀的阀瓣呈圆盘状，绕阀座通道的转轴作旋转运动。

旋启式止回阀的流动阻力比直通式升降止回阀小，适用于大口径的场合，但密封性能不如升降式，适用于低流速和流速不经常变动的场合，不适用于脉动流。根据阀瓣的数目多少，旋启式止回阀又分为以下三种：单瓣式、双瓣式和多瓣式。

旋启式止回阀可以安装在水平或垂直管道上，安装在垂直管道上时流体应自下而上流动。升降式和球式止回阀只适合于安装在水平管道上。

止回阀的密封性能较差，在要求严格禁止倒流的场合，不能只用止回阀还要采取其它措施。

隔膜阀和管夹阀：这两种阀门在使用时流体只与隔膜或软管接触而不接触阀体的其它部位，故特别适合用于腐蚀性的流体或粘稠液、悬浮液。但是使用的范围受隔膜或软管的材料限制。

### 5.21.2 阀门和阀门组的设置

前面一节叙述了单个阀门的选用原则，这一节主要叙述工艺系统专业在 PID 设计时常用化工单元设备及管道阀门和阀门组配置的一般要求。

#### (1) 界区处阀门设置

工艺物料和公用物料管道在装置界区处（通常在装置界区内侧）应设截断阀，下列几种情况例外：a. 排气系统，在界区处不能安装阀门，但为检修方便可在界区处设置一组法兰；b. 紧急排放槽设于边界外时的泄放管上，这种情况如必须设阀门时，亦需铅封开启（C.S.O）；c. 不会引起串料和事故的物料管；d. 不需计量的物料管。

边界处阀门设置见图 5.21-1 所示的几种方式。其中（a）适用于一般物料的切断；当串料可能引起爆炸、着火等安全事故或重要产品质量事故的地方，为防止阀门内漏，采用图 5.21-1 中（b）、（d）、（e）加盲板的设置形式；图 5.21-1 中（c）和（e）适于送料后需向上游或下游扫线的情况，阀 a 可兼作吹扫、排净、检查泄漏之用，也可将检测计量仪表装在串联的两个阀门之间。图 5.21-1 中（e）适用于压力变化可能较大之处，止回阀可起瞬间的切断作用。

#### (2) 根部阀的设置

一种介质需输送至多个用户时，为了便于检修或节能、防冻，除在设备附近装有切断阀外，在分支管上紧靠总管处加装一个切断阀叫根部阀。通常用于公用物料系统（如蒸汽、压

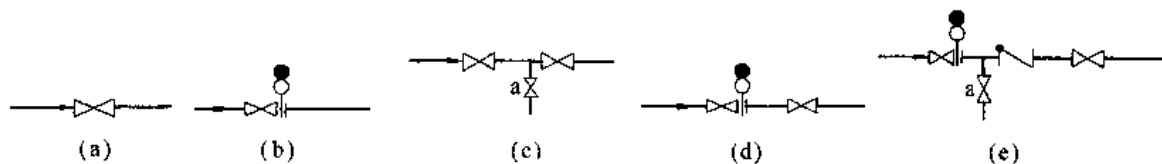


图 5.21-1 边界处阀门设置

压缩空气、氮气等)。当一种工艺物料通向多个用户时(例如溶剂),需作同样设置。图 5.21-2 中所示阀门即为根部阀。在有节能防冻等要求时,根部阀与主管的距离应尽量小。

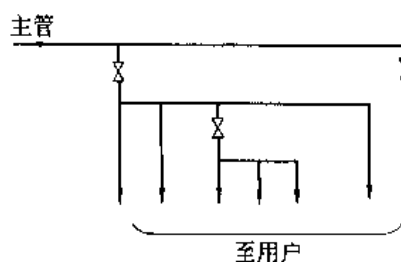


图 5.21-2 根部阀设置示意图

化工装置内所有的公用物料管道分支管上都应装根部阀,以免由于个别阀门损坏引起装置或全厂停车。

蒸汽和架空的水管道,即使只通向一个装置或一台设备,当支管超过一定长度时也需加根部阀以减少死区,降低能耗,防止冻结。

两台以上互为备用的用汽设备应根据在生产中的重要程度确定是否分别设分支管根部阀。

公用物料分支管的根部阀由工艺系统专业设置。

并将根部阀表示在公用物料 PT 图上。

### (3) 双阀

液化石油气、其它可燃、有毒、贵重液体、有强腐蚀性(如浓酸、烧碱)和有特殊要求的(如有恶臭的介质等对环境造成严重污染的)介质的贮罐,在其底部通向其它设备的管道上,不论靠近其它设备处有无阀门,都应安装串联的两个阀(双阀),其中一个应紧贴贮罐接管口。当贮罐容量较大或距离较远时,此阀最好是遥控阀。为了减少阀门数量,在操作允许的情况下,按图 5.21-3 所示将数根管道合并接到一个管口上。

装有上述介质的容器的排净阀,也应是双阀,见图 5.21-3 所示。

上述介质管道上的取样阀及排净阀应按操作频繁程度及其它条件来决定是否采用双阀。

在装置运行中需切断检修清扫或进行再生的设备,应设双阀,并在两阀之间设检查阀。设备从系统切断时,双阀关闭,检查阀打开。

也可采取其它措施代替双阀。备用的再沸器因阀门直径较大,且对压力降有严格要求,此时可装单阀(一般为明杆闸阀)并配以 8 字盲板,在再沸器一侧应设有各自的排净阀,见图 5.21-6 所示。对需切换再生的设备,由于再生温度往往比工作温度高出许多,此时若安装可转换方向的回转弯头,则既可安全切换,又可避免巨大的热应力。见图 5.21-4 所示。

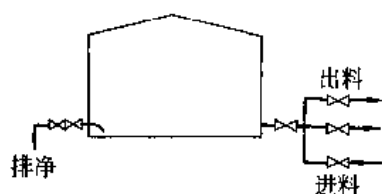


图 5.21-3 贮罐底部进出料共用阀门的双阀设置及排净管双阀设置

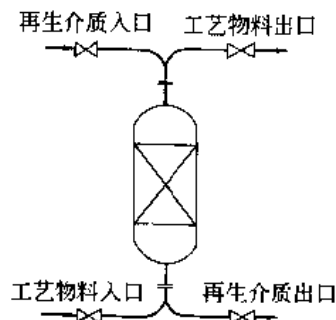


图 5.21-4 再生用回弯头示意图

公用物料管道尽可能不与工艺物料管道固定连接, 应通过软管站以快速接头方式连接。当操作需要直连时则应以双阀连接, 中间设检查阀, 检查阀在停止进料时打开, 或加铅封开 (C.S.O)。在压力可能有波动的场合再加止回阀, 见图 5.21-5 所示。

若公用物料的压力计距此阀组较远时, 可在此双阀间设一压力计以便在使用时能就地监视该公用物料的压力。

这种连接方式也适用于氧气、氢气等辅助物料较频繁地向工艺系统输入的场合。

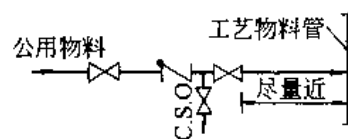


图 5.21-5 公用物料与工艺物料管道连接

为避免液体物料对水系统的污染, 在需经常加入水时, 应将水管接至设备的气相空间, 这种情况下亦可不设双阀。

化工工艺系统专业在设计高压废热锅炉及蒸汽系统时, 可参照执行电力工业部《火力发电厂汽管道设计技术规定》(DL/T 5054—96) 的有关规定执行。

对于烃类和有毒、有害化学药剂等物料与其它工艺物料连接处的上游和放空、放净管上设置双阀, 可参照表 5.21-1。

表 5.21-1 应用双阀的温度和压力条件

介 质 名 称	工作温度, $^{\circ}\text{C}$	工作压力, $10^5\text{Pa (G)}$
重烃类 (灯油、润滑油、沥青等)	$\geq 200$	$\geq 20$
雷特蒸汽压低于 $1.05 \times 10^5\text{Pa (G)}$ 、闪点低于 $37.8^{\circ}\text{C}$ 的烃类 (粗汽油等)	$\geq 180$	$\geq 20$
雷特蒸汽压高于 $1.05 \times 10^5\text{Pa (G)}$ 、低于 $4.57 \times 10^5\text{Pa (G)}$ 的烃类 (丁烷、轻质粗汽油等)	$\geq 150$	$\geq 18$
雷特蒸汽压高于 $4.57 \times 10^5\text{Pa (G)}$ 的烃类 (丙烷等)	$\geq 120$	$\geq 18$
$\text{H}_2$ 、液化石油气	任意	任意
任何可燃气体	$\geq 120$	$\geq 25$
有毒气体及有害化学药剂	任意	$\geq 3.5$

#### (4) 公用物料站 (公用工程站)

化工装置内的公用物料站可按覆盖面积约  $15\text{m}$  半径的区域来设置, 装置区外的厂区公用站则按设计需要来设置。

各介质的切断阀规格自  $\text{DN}15$  至  $\text{DN}50$  视装置特点而定。

站上公用物料的阀门、接头的型号规格可有意地不一致, 而各公用站介质排列的顺序要一致, 这样可避免紧急情况下接错介质扩大事故。

寒冷地区室外公用站的水管可按下述作法: a. 多层框架, 按常规配管设置阀门, 在底层地面附近截断并设快速接头, 用水时从附近水阀门井内引出。若采用固定管道加排净阀的方式, 则排净阀应设于阀门井内; b. 贮罐区或装卸站台等, 可与给排水专业协商适当调整阀门井位置, 将供水阀门设在阀门井内; c. 与蒸汽管一起保温。

为适应维修时使用风动工具, 可将公用站上压缩空气管的管径及切断阀适当加大, 例如由  $\text{DN}25$  加大为  $\text{DN}50$ 。

设备、管道与公用站相匹配的管接头对小型装置可与设备管道的排净放空口共用; 对大型装置, 可在设备上设专用的公用物料连接口 (U.C), 此连接口和放空阀应分别设在立式设备的下部和上部或卧式设备长度方向的两端。

#### (5) 塔

保持塔顶冷凝器内冷凝的蒸汽压力尽可能与塔顶压力相同, 应把塔顶管道的压力降限至最小, 除工艺控制的特殊需要外, 塔顶至冷凝器的管道上不设置切断阀。

再沸器(包括中间再沸器)与塔体的连接管道, 除工艺控制需要或需在装置运行中清理者外, 均不设置切断阀。

热虹吸式再沸器与塔体的连接管上需装阀门时, 应采用与连接管直径相同的闸阀。在阀门与再沸器间设 8 字盲板, 同时, 再沸器应设各自的排净阀, 见图 5.21-6 所示。

一次通过式热虹吸式再沸器应在再沸器物料入口和塔底出料口之间加连通管并设置切断阀, 见图 5.21-7 所示, 此阀的口径应至少比塔底出料管大  $\frac{1}{4}$  寸。

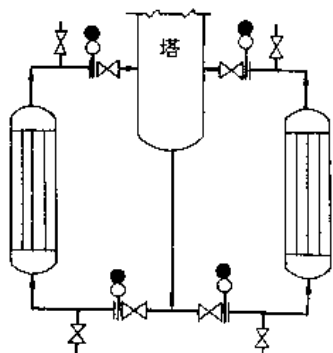


图 5.21-6 备用的热虹吸式再沸器工艺侧阀门设置

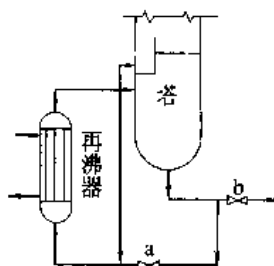


图 5.21-7 一次通过式再沸器阀门设置  
a—连通阀; b—出料阀

强制循环的再沸器在再沸器至塔的管道上, 靠近塔体处安装一个节流阀。此阀可用限流孔板代替。但当过量闪蒸不会降低由于强制循环而提高效率, 或降低对数平均温差的情况下可取消此节流阀。见图 5.21-8 所示。

汽提塔侧线出料及蒸汽返回管道除因工艺控制需要外, 不设置切断阀。

进料组成可能有变化的塔, 应按设计变化幅度增设进料口, 各进料口的切断阀应贴近塔体的进料管口。

由于减压会产生两相流的物料(液化气或饱和吸收液), 进料切断阀亦应尽量接近塔的进料管口。

塔板数多、塔身过长而分为两段串联的塔顶部至另一塔底的气相管道上不设置切断阀。釜液因工艺控制需要而加的切断阀或控制阀应尽量接近受料塔的管口, 见图 5.21-9 所示。

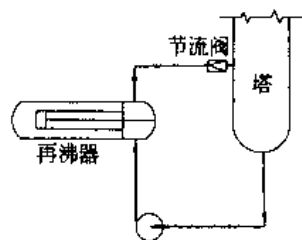


图 5.21-8 强制循环再沸器节流阀设置  
(其它常规阀门略)

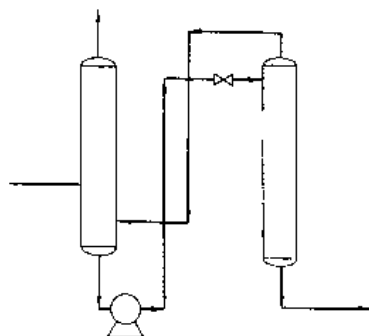


图 5.21-9 串联塔阀门设置示意图

## (6) 换热器

除了控制需要或在装置运行中需（可）切断的换热器，一般在工艺物料侧不加切断阀。换热器两侧均为工艺流体，则按操作和控制的情况只在一侧装切断阀。

换热器因生产或维修需设置旁路时，则进出管道及旁路均设切断阀。通常在下列情况需设旁路：a. 生产周期中某些过程不需传热，应切断换热器；b. 自动的或人工调节工艺温度；c. 因维修需临时切断换热器。

①对蒸汽加热设备：a. 加热蒸汽进口管应设调节性能较好的自动控制阀；b. 必须在适当位置设不凝气排放阀，此阀应位于设备上远离蒸汽进口一侧的最高处，如图 5.21-10 所示。c. 用蛇管加热的情況，采用疏水阀前的检查阀排除不凝气，不另设不凝气排除阀。

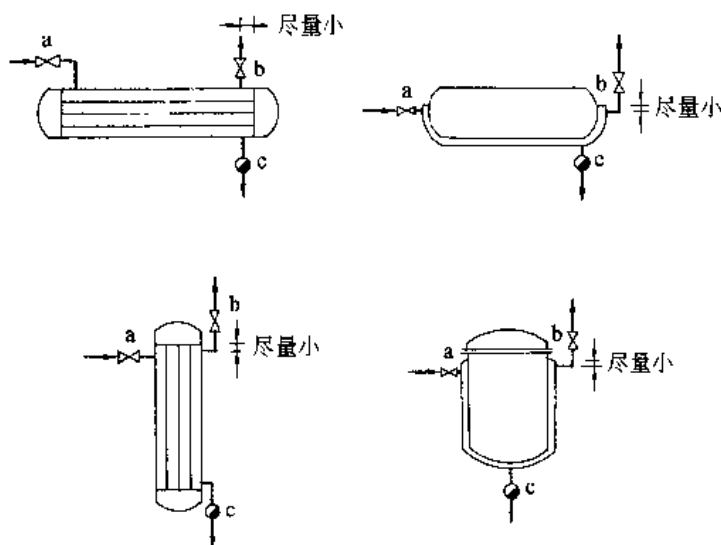


图 5.21-10 蒸汽加热设备不凝气排放阀设置

a—进气阀；b—不凝气，排放阀；c—疏水阀组

②对水冷却设备：a. 冷却水在运行中被加热并释放出溶解气，需在换热设备的适当位置设排气阀，此阀也用于开工时排出设备内气体，或停工排净时进气；b. 每台设备的进水口以及机泵的各冷却回路进口均应设各自的切断阀，当需要调节水量时，此阀应是自控阀或调节性能好的手动阀；c. 自流回水，出水口不设切断阀；d. 压力回水，出水口一般均应设切断阀。只有可同时停用的数台设备才可在出口共用一个切断阀；e. 通常在管道的低点设排净阀，当管道上排净阀不能排净设备内的水时，才在设备上加排净阀，多程列管式换热器及装有折流板的换热器采用在隔板上开泪孔的方式排液；f. 寒冷地区室外的水冷却器，若需在装置运行中停工检修，则应设防冻副线。

③对空冷器：空冷器进出口管道上一般不设置切断阀，但进料是两相流的情况居多，所以要特别注意每组冷却管束的压力降分布，在设计中对进出口管道要采取对称布置。

工艺过程需要隔断操作或需在运行中维修的空冷器，应在其进出口设切断阀，排净阀和放空阀等。

## (7) 容器

包括装置内容器及贮罐两大类。下列情况应装阀门。

①有多个进口或出口需更替操作的，在管口外装阀门。

②盛装易燃、有毒、有腐蚀性物料的容器出口的管口处装阀门，装置内容器一般装单



阀,中间或全厂罐区的贮罐装双阀。应在工程设计中针对特殊情况作出工程规定。

③最低点设排净阀,出料管位置应略高于排净阀。

④体积小(不设检修用人孔)或可与系统一起置换的容器以外,均需在容器下部设公用物料接管(U.C)并装切断阀,并在容器顶部离公用物料管口较远的一端设放空阀。

⑤对需作惰性气体保护的容器和贮槽应设自力式调节阀或调节系统并串接止回阀,参见5.13《气封和液封的设计》一节。

⑥大型锥顶、拱顶常压贮罐在储存易挥发物料时应装呼吸阀。在有条件或放空组分量超出环境保护和卫生标准的场所,采用低温冷凝系统代替呼吸阀。

#### (8) 压缩机

除了从大气中吸气的空压机不装进口阀外,所有的压缩机进出口需装切断阀。在装置运行中有可能检修的压缩机,还应在进出口内侧加8字盲板。并联的空压机应各有独立的吸风口。

所有压缩机出口阀前都应安装放空阀,压缩机的放空阀一定要安装在出口阀前。

①压缩机进出口阀门间应有旁通管并设阀门。

a. 往复式压缩机设置旁通管用以在启动时保持低负荷启动,在检修后的试车时可与系统切断不致憋压,同时亦用来保持进口处的正压,这在操作介质为易燃易爆气体时特别重要。

b. 多级往复式压缩机的旁通管可逐级连通,这样除节省能量外还可以在调试过程中调节各级负荷使之均衡运转。当工艺或安全有需要,可再设一个终段与进口间的旁路。

c. 空压机只需在出口阀上游加一个带切断阀的直通大气的出口。

d. 对离心式压缩机,旁路的通过能力应至少相当于压缩机喘振点的负荷。

#### ②压缩机的辅助系统

a. 辅助系统一般包括冷却水、润滑油、密封油、冲洗油、放空及排净等。

为充分利用冷却水,可按温度要求串联使用,冷却水先至后冷器再至汽缸夹套。

每一冷却水回路进口均应设各自的切断阀,并在出口采取措施:常压回水出水口要高出回水漏斗的上沿,压力回水装检流器等,以便观察水流情况。压力回水的冷却水出口必须设切断阀,以便停车检修。同一台设备的各出水口可合并后装一个切断阀。

b. 压缩机产品资料说明不随机配带润滑油、密封油及冲洗油系统时,应按资料要求配置管道、阀门。对重要部位(例如轴承处的润滑)必须有独立的回路。

c. 压缩机各级间分离罐应设各自的排净阀。当所有的液体排向一根总管时,应核算压力降,确保总管处压力低于各级的压力,并在各段分离液体出口加止回阀。

d. 绝不允许液滴进入压缩机,这对往复式和离心式来说,会立即引起机械损坏;对螺杆式液环式压缩机损坏不显著但会影响密封油(液)的质量。所以,在压缩机进口一定要设置性能良好、能力足够的分离罐;配管设计要合理并避免将气体中凝液带入压缩机;①. 设置管道放净阀,将管道中凝液、液滴排出;②. 限制压缩机进出管道高于压缩机的垂直直管高度。

e. 压缩机需要置换时,可在吸入分离罐或并联压缩机的每台进出口加公用物料接管,出口应排至安全位置。

#### (9) 泵

泵按结构形式可分为多种类型,本规定从对配管及阀门设置的角度分为两大类:即叶片式(包括离心泵、轴流泵和旋涡泵)及容积式(包括往复式和回转式)。

### ①进出口切断阀

- a. 每台泵的进出口均应设切断阀。
- b. 泵入口切断阀应与管道口径相同。当吸入管道比泵入口大两级时, 可选用比管口大一级的阀门。此时必须验算各种条件下的有效净正吸入压头。
- c. 泵出口切断阀应与管道大小相同。当输出管径比泵出口大两级或两级以上, 则阀可较管径小一级。

### ②止回阀

a. 容积式泵。容积式泵(如往复式泵)通常有内装的止回阀, 因而不需要在管道上另设止回阀来防止流体倒流, 工艺系统专业应对所选用的泵资料进行检查, 如泵制造厂未提供内装止回阀则应加上此阀。

b. 叶片式泵。液体的倒流将导致发生下述各种情况时, 在泵出口管道上应设止回阀:  
 ①液体温度升高, 比正常输送温度高  $90^{\circ}\text{C}$  以上; ②输出流体温度与压力综合情况超过泵壳体的设计条件; ③叶轮会由于倒转而损坏; ④工艺操作不能容许的各种变化。

- c. 止回阀大小应与泵出口切断阀相同。
- d. 并联的泵应在每台泵出口分别装止回阀。

### ③进出口连通阀

- a. 离心泵通常不设此阀。
- b. 容积式泵及旋涡泵因在启动或单台试车时不允许憋压, 必须在泵的进出口阀门之间设连通阀, 见图 5.21-11 (a) 所示。
- c. 对小型往复式计量泵可只设安全阀不设进出口连通阀。

### ④排气阀

a. 离心泵在启动前需注满液体, 应设排气阀。大型的卧式离心泵在泵壳体上方设置排气阀, 一般离心泵可在泵出口止回阀和泵之间略高于泵体的位置设此阀, 对较小的泵, 可用止回阀和切断阀之间的排净阀作排气阀, 立式离心泵(包括液下泵)需按产品资料所示结构决定是否设此阀, 见图 5.21-11 (b) 所示。

b. 容积式泵不需设此阀。

⑤底阀。离心泵的吸入液位低于泵进口时, 需在泵进口管底部设底阀(有时需加滤网)以便向泵体充装液体时不致泄漏。

⑥低流量保护设施。离心泵在流量较低的操作时效率很低, 甚至不能运转, 需设低流量保护设施。

a. 泵有可能短期内在小于它的额定流量的 20% 的条件下操作, 应装一个带限流孔板的旁路, 不设阀门, 该孔板的大小应按通过泵的流量至少保持在流量的 20% (应按泵的操作曲线确定)。当液体通过旁路孔板可能产生闪蒸时, 旁路管道要返回泵的上游吸液设备, 并使孔板贴近该设备, 见图 5.21-11 (c) 所示。

b. 泵有可能长期处在额定流量的 40% 以下操作, 应设一帶有孔板式控制阀的旁路或手动阀门。

c. 泵长期在低流量下操作, 旁路管道应返回泵的上游吸液设备。

d. 采用泵保护用自动再循环控制阀, 使部分液体再循环流至泵的入口可保证泵的最小流量, 维持泵稳定运转, 较常规措施节省投资和维护费用。见图 5.21-14。

⑦泵的放空、排净。放空阀可参照 5.21.2 (9) 中④的规定合并设置。对于液化气或饱

和吸收液，需在泵进口设排气线。当所释放的气体为易燃易爆或有毒害气体时，排气管道应就近与贮罐气相空间或火炬管道连通。真空系统泵的放空均应返回至上游吸液设备的气相空间，见图 5.21-11 (d) 所示。此管道也用于检修前排除泵内液化气。

从管道上的排净阀可以将泵内液体排净时，或所输送液体是无害（无毒、无腐蚀性、无污染）的，可不在泵体上设排净阀，反之应按泵产品资料上所给排液孔大小配置排净阀。

⑧暖泵及防凝旁路。下列情况的泵应设暖泵及防凝旁路，见图 5.21-11 (e) 所示。

- a. 输送温度超过  $200^{\circ}\text{C}$ 。
- b. 气温可能低于物料的倾点或凝点；防凝用旁路应采用蒸汽伴热或电伴热保温。
- c. 可用在止回阀阀瓣上钻孔的方式取代此旁路。

⑨高压旁路。高扬程的泵其出口切断阀两侧压差较大，尺寸较大的阀门阀瓣单向受压太大不易开启，需在阀门前后设  $DN20$  的旁路，在阀门开启前先打开旁路使阀门两侧压力平衡。见图 5.21-11 (f) 所示。

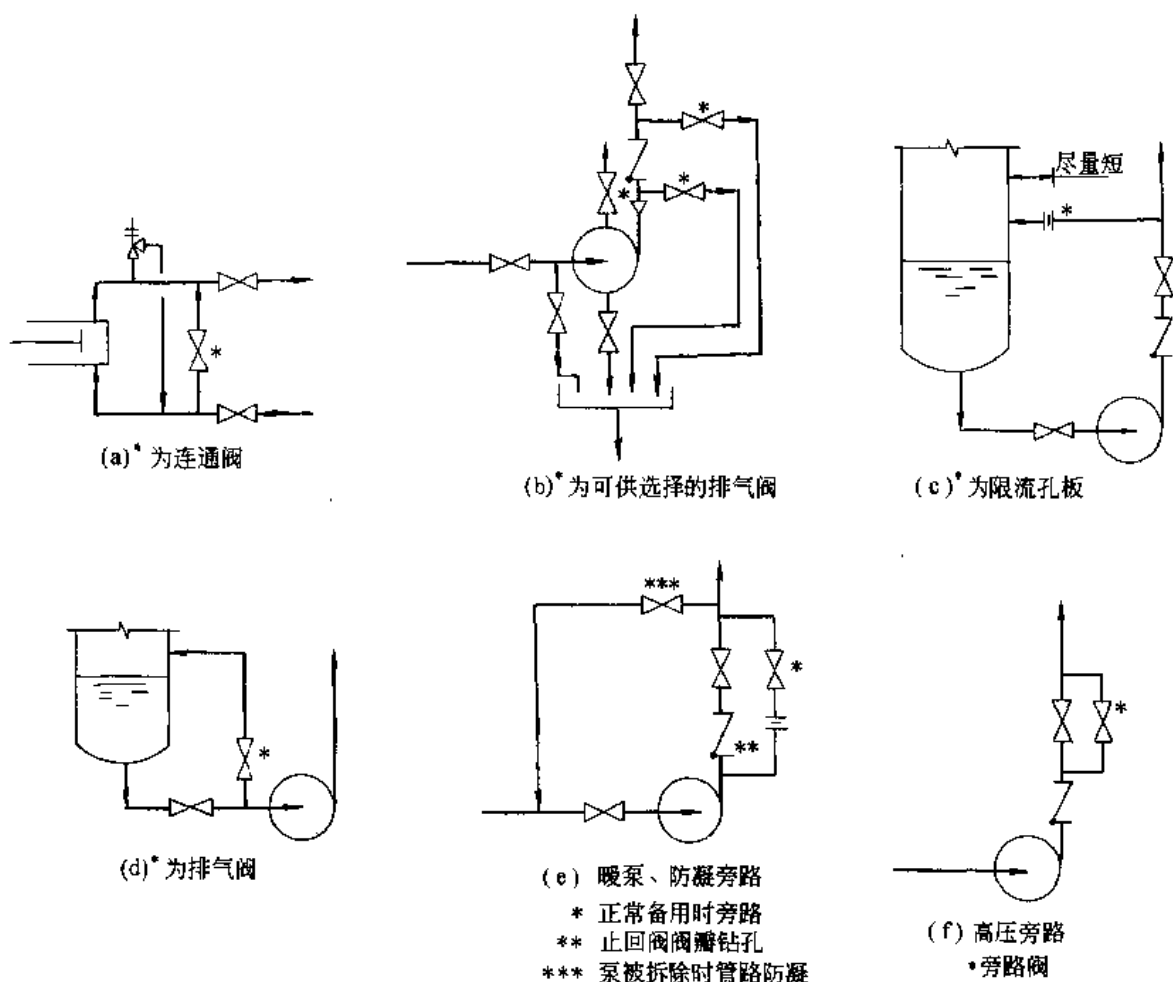


图 5.21-11 泵的各种阀门设置

#### ⑩其它

a. 冷却水、冲洗液、密封液管道：一般情况下数个进口管可合用一个进口切断阀，但在重要的场合（例如高温或高速泵的轴承）则应每一回路各设一进口阀，且出口应有分别观

察冷却水等介质流动状况的措施, 见压缩机的阀门设置规定。

b. 蒸汽往复泵的蒸汽管道在管道低点设疏水阀, 在进口阀和乏汽出口外侧均应设排净阀。

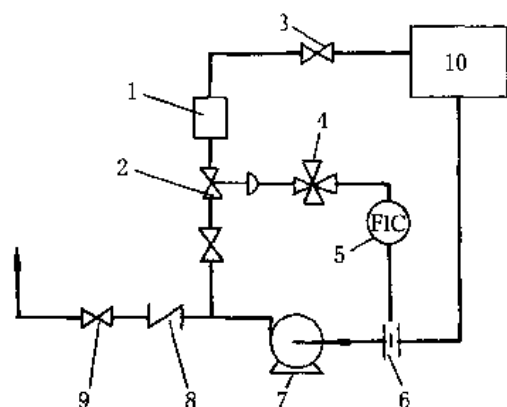


图 5.21-12 常规泵的保护措施

1—多级减压孔板；2—再循环控制阀；3—闸阀；  
4—四通电磁阀；5—流量计；6—测量孔板；  
7—泵；8—止回阀；9—闸阀或调节阀；10—水箱

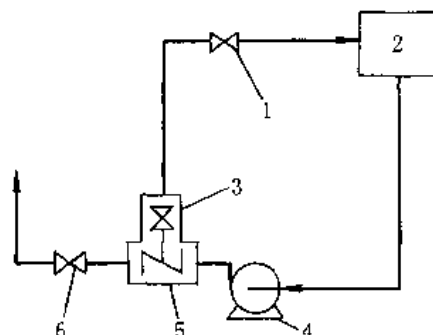


图 5.21-13 自动再循环控制阀的保护系统

1—闸阀或遥控背压调节阀；2—水箱；  
3—多级旁通元件；4—泵；5—自动再循环阀；  
6—闸阀或调节阀

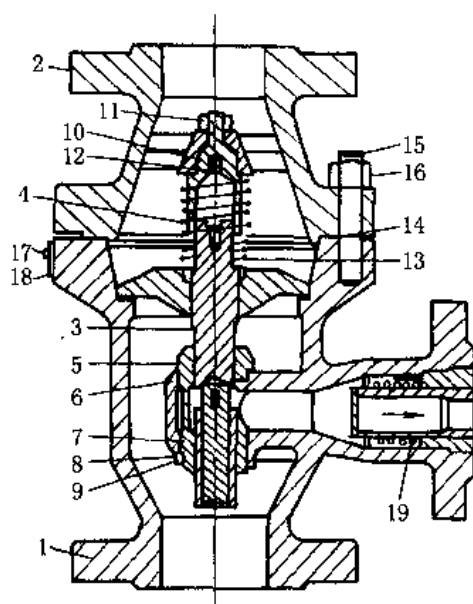


图 5.21-14 自动再循环控制阀

1—阀体；2—阀盖；3, 4—阀瓣组合件；5—9—旁通套管；  
10~12—上导向套管；13—弹簧；14—O形圈；15—螺栓；  
16—螺母；17—螺钉；18—铭牌；19—背压调节器

## 5.22 安全泄压系统的设计

石油化工厂安全泄压系统的分析不单在新厂设计的时候要进行；在工厂生产运行后，过一定年限还要做并对现有工厂的安全泄压系统进行改造。这项工作要反复进行，直到工厂报废停止生产。新装置设计时按当时的有关规定和规范进行设计，当工厂运行若干年后，由于生产情况的改动和人们对生产技术认识的发展，原先设计的安全泄压系统已不能满足新情况

的要求, 需要对安全泄压系统进行改造, 以满足新的生产情况及新的规定和规范的要求, 确保工厂生产运行的安全。

本节介绍作者在安全泄压系统设计时的一点经验、具体工作步骤, 供读者参考。

### 5.22.1 概述

在开展安全泄压系统的分析时, 要做下列各项工作。

#### 5.22.1.1 安全泄压系统分析的范围

要对设备逐台分析其是否属于分析范围内的设备, 详见表 5.22-1。

表 5.22-1 石油化工设备安全泄压考虑基础

序号	工 况	压力泄放设施 (液体泄压)	压力泄放设施 (气体泄压)
1	容器出口阀关闭	泵最大输入量	总的蒸汽和工艺蒸汽量, 加上在泄压过程中产生的量见本章 5.5.2 (1)
2	冷凝器冷却水故障	—	在泄压工况下去冷凝器的总工艺蒸汽量, 见本章 5.5.7 (1)
3	塔顶回流故障	—	总的蒸汽和工艺蒸汽量, 加上在泄压过程中产生的量减去侧回流蒸汽冷凝量, 见本章 5.5.7 (2)
4	侧回流故障	—	在泄压工况下蒸汽进入和离开量的差值
5	去吸收器的解析油故障	—	一般不存在
6	不可冷凝气体聚集	—	对塔同序号 2, 对其它容器同序号 1
7	高挥发性物质	—	对塔, 不可预见
	水进入热油	—	对换热器, 假设安全阀的喷嘴面积为—根换热管内截面积的加倍, 以排放由于换热管破裂介质进入热油而挥发所需的泄压面积
	轻烃进入热油	—	—
8	贮罐或收料罐过量进料	泵最大输入量	—
9	自动调节阀故障	—	必须按具体工况个别分析, 详见本章 5.5.7 (4)
10	不正常热量或蒸汽输入	—	估算由于热量过量输入所产生的最大蒸汽量和不凝气体量, 参见本章 5.5.7 (5)
11	换热管破裂	—	一根换热管内截面积的加倍, 同序号 7, 见本章 5.5.7 (10)
12	内部爆炸	—	无法用常规泄压设施来保护, 要避免这种情况发生, 见本章 5.5.7 (7)
13	化学反应	—	从正常和不正常工况估算产生的蒸汽量, 见本章 5.5.7 (8)
14	液体膨胀	—	见本章 5.5.2 (5)
	冷液体关闭在管段中	—	见本章 5.5.2 (5)
	工艺装置外的关闭管线	—	见本章 5.5.7 (9)
15	外部火灾	—	研究安装工况决定动力故障的影响, 根据可能发生的最坏工况估算安全阀尺寸, 参见本章 5.5.7 (3)
16	动力故障 (蒸汽、电或其它)	—	所有的泵停下, 同时回流和冷却水也发生故障
	蒸馏塔	—	考虑搅拌、急冷或阻滞蒸汽故障, 按反应失控产生的蒸汽量计算安全阀喷嘴面积
	反应器	—	风机故障, 根据正常和事故时的负荷差决定安全阀所需的喷嘴面积, 见本章 5.5.7 (1)
	空冷器	—	—
	收料罐	最大液体进料量	—

#### 5.22.1.2 安全阀的选用

##### (1) 决定安全阀的形式

根据工艺设备的工作特性决定选用何种结构的安全阀, 如一般工艺介质, 可用普通弹簧

安全阀；如介质有腐蚀性或安全阀出口有一定背压，要选用平衡式安全阀，请参见本章 5.5.4 (1)；如安全阀使用场合的背压很高，则选用先导式安全阀，见本章 5.5.4 (1)；如安全阀安装的位置常要起跳，由于弹簧安全阀的回座性能欠佳，建议选用先导式安全阀；如其处理的介质有一定毒性，建议选用不流通导阀。

如介质的温度高于 300℃，要选用带散热片的安全阀；如被排放的介质是水蒸气或空气，则安全阀要带扳手。对低压贮罐的安全阀建议选用低压用先导式安全阀，不要选用机械式呼吸阀，请见 5.5.6 低压安全阀。

对接入公用泄压系统的安全阀，当定压低于 0.5MPa 时，建议采用平衡式或先导式安全阀，以避免安全阀后泄压系统对安全阀背压的影响而造成安全阀工作的失常。

#### (2) 决定安全阀的压力等级和定压

根据安全阀泄放时的设计温度和压力，查法兰温压表 (ANSI-B16.5) 来决定安全阀的压力等级，然后再根据设计压力来决定安全阀的定压，并要考虑安全阀使用时的背压对安全阀开启的影响及温度不同于定压设定时的影响，要做修正，见 5.5.5 (5) 冷态试验压力。

(3) 确定每个可能会超压设备所需的安全阀排量，根据本章 5.5.2 及 5.5.7 的介绍决定需要的排量。

#### (4) 计算所需的安全阀泄放面积

在计算泄压系统安全阀所需的泄压面积时，要再次复习安全阀的定压，聚积压力及超压的定义；它们对安全阀的计算有很重要的影响。定压是安全阀开始排放时的入口表压；积聚压力是容器通过压力泄放设施泄压时，泄压设施入口压力超过最大允许工作压力 MAWP 的压力值，用 MPa 或最大允许工作压力 MAWP 的百分比表示，最大允许聚积压力需根据有关的规范和安全阀的工作场合决定；超压是安全阀入口压力超过安全阀定压的值，当安全阀的定压和容器的最大允许工作压力 MAWP 相同时，超压即为聚积压力，用 MPa 或百分比表示。

计算安全阀泄放能力时的介质物理特性是按泄放工况来考虑的，但在某些时候要作些特殊考虑，如计算换热管破裂时，安全阀所需的排放量是按比定压高的压力工况来考虑；但计算安全阀的排放能力时，则按定压（低压侧的最大允许工作压力 MAWP）来计算。还需注意，有时被排放时的参数并不是介质在容器内正常工况下的参数，如流体经绝热闪蒸后排入安全阀，此时，要按闪蒸后的工况计算安全阀入口的介质参数。

根据安全阀的需要排量按本章 5.5.8 介绍的程序进行计算，求出所需安全阀的喷嘴面积，然后根据制造厂标准由产品样本选用标准产品。此时，要根据泄压系统的工况分析进行安全阀背压检查，看安全阀的背压与原来假设的是否一致，如有出入，要根据实际工况进行选型修改或考虑背压对安全阀排放的影响。

由于安全阀的选用面积一般常比计算需要面积大，故当安全阀的选用面积比计算需要面积大很多时，要反算安全阀实际排放的最大瞬时量，以保证泄压系统和火炬的安全。

对接往泄压系统的低定压安全阀需复核安全阀出口背压对安全阀排放性能的影响。

#### 5.22.1.3 泄压系统的分析

根据下面介绍的方法和步骤对安全泄压系统的管网的水力性能进行分析；并包括泄压系统走向分析，泄漏分析、泄压分离罐分析和辐射分析。

压力泄放系统分析的结果要汇总成一个大表，这个表中要列出所有考虑过的工艺生产事故和它的解决方法。而这些考虑都要基于标准工业实践 (API-RP-520、API-RP-521、NFPA-30

和 ASME-VIII 等)。

在对泄压系统做详细的分析时, 需要把各种与工艺生产和安全泄压有关的资料都收集起来, 在工作进行之中, 要尽量多收集资料, 其中有的可能一时用不到, 但还是要尽量收集; 如漏了什么, 则整个分析可能会报废。

对不同的生产装置, 由于生产流程和各地的安全规程不同, 分析报告的具体内容可能不同, 但一般应包括下列内容。

#### (1) 泄压设备清单

典型做法是按潜在的超压设备来分析。考虑当这些设备在下列情况时会发生什么事故及如何处置或如何控制计算结果在允许范围内; 如没有安全阀泄压时, 安全阀尺寸不够大时, 介质通过安全阀和安全阀出口管道时的压降太大时等等。

#### (2) 泄压设施

把每个安全阀、罐放空口和爆破片的数据列表进行分析。表中列出每个泄压设施按计算得到的实际排放量 (根据计算条件得到的在安全阀全启时的最大排放量), 并需列出那些不需计算的排放量 (如热膨胀泄压)。表中要列出选用的安全阀喷嘴面积和此时的最大排放能力及工艺过程泄压需要的安全阀排量 and 喷嘴面积。若安全阀在某些工况下能满足工艺工况需要, 但在某些情况下又不能满足, 这个情况要详细的记录下来。此外, 所有的安全阀, 包括热膨胀用安全阀的入口和出口管道的压降都要计算。每个安全阀的出入口管道都要画出透视图, 示出详细的管径、管长度和管件情况, 以进行安全阀出入口管道的水力计算

#### (3) 泄压总管分析

泄压总管的分析除了泄压总管的压力分布外, 还包括火炬辐射强度图和火炬分离罐分析。

①列出每个设备位号及其相配的安全阀排放时, 安全阀出口的动背压;

②画一张泄压总管的轴测图;

③在这张轴测图上标出每个在排放的安全阀出口的背压, 如一个安全阀有多种不同的泄压工况时, 可把不同工况的背压值都写在一张图上, 用不同的颜色标志。然后可以得到泄压总管的压力分布图。

④画一张火炬辐射强度图, 示出离火炬根部不同半径的辐射强度; 如基准辐射强度超过允许值 (典型的为  $2.05\text{kW/m}^2$ ), 然后在此图上把超过基准辐射强度的那部分面积用颜色涂上, 示出超过基准辐射强度的面积。

⑤火炬分离罐的分析。在做泄压系统的安全分析时, 完整的工艺流程图 PFD (或者提供工艺的物料平衡和热平衡) 和管道及仪表流程图 PID 是必须的, 故在开始作安全分析前, 要把这些材料准备好。

### 5.22.2 潜在超压范围的划分

确认潜在设备超压的范围应由对工艺及泄压系统设计有经验的工程师来进行。超压范围的确认应以 API-RP-520 为准 (见表 5.22-1), 列出设备名称 (如: 容器、泵、压缩机等), 再把这 16 项设备分为可能常超压或偶尔超压两大类。虽然需对所有符合 API-RP-520 规定的 16 项设备进行泄压分析, 但分析常集中在可能超压的设备。可参见表 5.22-2 来决定某设备是属于可能超压或偶尔超压。

①可能超压工况。典型的如外部火灾、出口阀关闭、调节阀故障和压力容器过量进料。详见本节表 5.22-2。

表 5.22-2 安全阀超压矩阵

设备类型	出口 阀 切断	冷凝器 冷却 故障	塔顶 回流 故障	侧流 回流 故障	去吸收 器解析 油故障	不可冷 凝气体 积聚	易挥发 物质进 入热油	过量 进料	调节 阀 故障	非正常 热量或 蒸汽输入	换热 管破 裂	内部 爆炸	化学 反应	热 膨胀	外部 火灾
压力容器	可能	偶	偶	偶	偶	偶	偶	可能	可能	偶	偶	偶	偶	偶	可能
低压贮罐	偶	偶	偶	偶	偶	偶	偶	可能	偶	偶	偶	偶	偶	偶	可能
吸附器	可能	偶	偶	偶	偶	偶	偶	偶	可能	偶	偶	偶	偶	偶	可能
吸收塔	可能	偶	偶	偶	可能	偶	偶	偶	可能	偶	偶	偶	偶	偶	可能
蒸馏塔	可能	可能	可能	可能	偶	偶	偶	偶	可能	偶	偶	偶	偶	偶	可能
换热器	可能	偶	偶	偶	偶	偶	偶	偶	可能	偶	可能	偶	偶	可能	可能
空冷器	可能	偶	偶	偶	偶	偶	偶	偶	偶	偶	偶	偶	偶	偶	偶
加热炉	可能	偶	偶	偶	偶	偶	偶	偶	偶	偶	偶	偶	偶	可能	偶
往复泵	可能	偶	偶	偶	偶	偶	偶	偶	偶	偶	偶	偶	偶	偶	偶
离心泵	可能	偶	偶	偶	偶	偶	偶	偶	偶	偶	偶	偶	偶	偶	偶
往复压缩机	可能	偶	偶	偶	偶	偶	偶	偶	偶	偶	偶	偶	偶	偶	偶
离心压缩机	可能	偶	偶	偶	偶	偶	偶	偶	偶	偶	偶	偶	偶	偶	偶
过滤器	可能	偶	偶	偶	偶	偶	偶	偶	偶	偶	偶	偶	偶	可能	可能
管段	偶	偶	偶	偶	偶	偶	偶	偶	偶	偶	偶	偶	偶	偶	偶

注：可能指可能超压；偶指偶尔超压；

②偶尔发生的超压。这些设备产生超压的可能性比较少，譬如反应器反应失控；一般不需对这些设备进行偶尔超压的泄压安全分析。

确定超压分类主要根据带控制点流程图和机械设备数据表来确定。一般，超压由下列原因造成：a. 压力源上游可能超过设备的最大允许工作压力 MAWP；b. 机械能量输入（譬如泵和压缩机）；c. 热量输入（譬如工艺加热、化学反应和外部火灾）；d. 失去冷却能力（譬如冷凝器故障）。

可以系统化地进行超压设备分类，PID 用来确定所有设备可能的入口超压；设备规格书常用来确定机械设备可能造成的最高压力。此外，下列假设用来考虑阀门的位置。虽然 API-RP-520 规定“当安装在设备入口的调节阀发生故障而关闭时，不必考虑设备超压时的泄压措施”，但工程公司在处理这个问题时，常规定“所有的调节阀在做泄压系统的安全分析时按事故时阀门常开考虑，而不管设计时的事故假设”；手动阀在事故时可能是开或关，除非阀门是铅封或带锁的可按假设的位置考虑。

#### 5.22.2.1 压力容器（最大允许工作压力 MAWP > 105kPa(G)）

压力容器及任何其它可能有压的容器都要按有关规范（如 ASME 第 VIII 篇）的要求进行设计，但容器的制造可能在现场制作；任何承压容器，不论它用于工艺过程、储存、收料等用途必须按有关规定进行设计和制造。只有个别情况可以例外，譬如过滤器和滤清器可作管件考虑，而不按压力容器要求进行设计和制造，。这要由项目来决定。

压力容器可能超压的工况有以下几种。

##### (1) 外部火灾

任何储存液体的容器都有面对外部火灾的可能，而储存液体的量可由液面指示或液面控制可知。注意，API-RP-520 并不要求对离地面 7.5m 以上的液体储存采用泄压措施。

API-RP-520 认为安全泄压设施不能保护气体贮罐在外部火灾时的罐壁温度快速升高，而导致气体贮罐的损坏；故在泄压系统分析时一般不考虑气体贮罐的超压。



## (2) 调节阀故障

入口调节阀故障使任何压力容器，在上游安装有调节阀时可能产生罐内压力超过最大允许工作压力 MAWP 的可能。如前所述，所有的调节阀，不论事故时的位置如何，建议均按事故时全开考虑。此时，有两点要确认：④容器入口有压力调节阀；⑥调节阀上游的安全阀的定压要大于下游容器的最大允许工作压力 MAWP。此时有一特殊工况要考虑，高压源是公用工程总管系统的一部分，如冷却水系统或蒸汽系统；此时，由于一个设备的关闭，不致造成系统的超压，介质可能由其它出口泄掉，调节阀故障可能不会造成设备的超压。需根据项目的具体情况来决定入口调节阀故障的适用场合和合适的上游压力。

## (3) 特殊工况

压缩机再循环管道调节阀故障是一种特殊情况，下面列出三种不同的系统结构供参考。既适用于往复式压缩机，也适用于离心式压缩机。

图 5.22-1 所示的结构，再循环管自压缩机出料罐后、止回阀前引往压缩机进料罐前进料止回阀后；注意，压缩机入口有止回阀。此时，再循环调节阀出故障时，要根据吸入罐和排出罐的压力平衡后的系统压力决定系统是否可能超压。若系统的平衡压力超出容器的最大允许工作压力 MAWP 和 10% 超压的和，循环调节阀的故障就可能导致压缩机进料罐的超压。平衡压力是根据吸入罐和排出罐的正常操作条件来决定的。若罐的容积和操作条件是知道的话，可以由理想气体定律求得总的气体质量（此时可考虑气体的压缩性）。所以，总的气体质量、总的容积（吸入罐和排放罐容积之和）及加权平均温度可以求得；然后，可以求得系统的平衡压力。

图 5.22-2 所示的压缩机再循环系统，再循环管自压缩机出口后、止回阀前引往压缩机进料罐前进料止回阀后；注意，压缩机入口有止回阀。此时，再循环调节阀出故障时，由于压缩机出口管道的容积远小于压缩机进料罐的容积，再循环调节阀的故障不会导致压缩机进料罐的超压；此时，系统的平衡压力接近吸入侧压力。

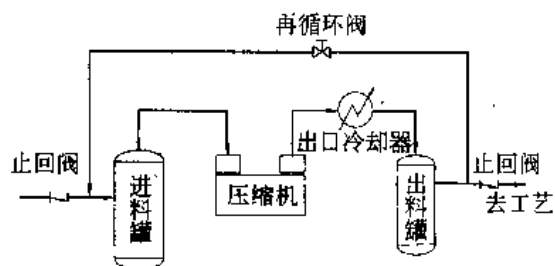


图 5.22-1 压缩机的回流（一）

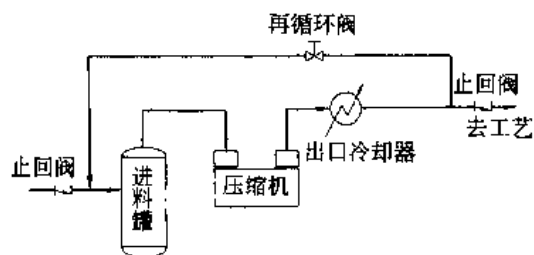


图 5.22-2 压缩机的回流（二）

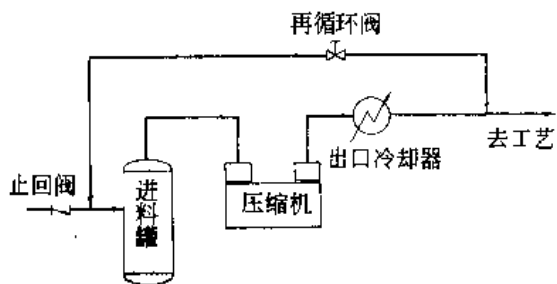


图 5.22-3 压缩机的回流（三）

图 5.22-3 所示的压缩机再循环系统，压缩机出口无止回阀，但压缩机入口有止回阀。此时，若再循环调节阀发生故障，高压侧的气体进入低压吸入侧，压缩机吸入罐会发生超压。

## (4) 容器出口阀关闭

在下列工况下，如容器出口阀关闭，容器可能产生超压：当一系列容器串联相通时，某个容器出口阀关闭时，此系统内所有位于这容器上游的容器都要考虑有超压的可能。

容器上游的压力源（泵、压缩机、高压贮罐、热量等）的压力高于容器的最大允许工作压力 MAWP，要考虑下列因素的影响：

a. 上游泄压阀的定压。我们假设在决定设备超压范围时，上游设备有合适的泄压面积；若上游设备的泄压面积不够，要重新做分析。

b. 设备的物理限制，如离心泵或离心压缩机的死端压力。

c. 由于热量加入而产生的温度变化的影响。例如，热源不可能超过 150℃，而系统内的压力就不可能超过液体在 150℃时的蒸汽分压。

d. 在容器入口管道有调节阀时，调节阀故障和容器出口阀关闭都需要考虑，此时安全阀的排量要取两者中的大者。若下游安全阀尺寸能满足调节阀全开的流量，而调节阀又是此容器的唯一入口时，调节阀需要的泄放面积要大于容器出口阀门关闭所需的面积；若容器有多个进料口，或容器有溢流口，则要根据具体情况进行分析后才能决定最坏的泄压工况。

e. 当容器分别有气体和液体出口时，液体出口阀关闭可认为容器过量进料。

f. 此时有一特殊工况要考虑，高压源是一个总管系统的一部分，如冷却水系统或蒸汽系统；此时，若一个出口关闭，不致造成设备的超压。此时要根据具体的工程项目情况进行分析。

g. 离心泵或离心压缩机的出口阀关闭，不需考虑泄压。

h. 往复泵或往复式压缩机出口配有合适的泄压设施，下游的容器不再需要考虑出口阀关闭的泄压设施。

i. 容器上游有一带泄压设施的贮罐，不需再考虑容器出口阀关闭的泄压。

j. 容器出口没有切断阀时，不需考虑容器的超压。

k. 容器只有一个入口且入口装有调节阀，不需考虑容器出口阀门关闭的泄压，因为调节阀故障按调节阀全开来考虑泄压要求，其所需的泄压面积比容器出口阀关闭的要大。

#### (5) 过量进料

压力容器过量进料有几种可能：

a. 容器的出口阀关闭，而压力源的压力比容器的最大允许操作压力 MAWP 高；

b. 液体进料量可能比最大溢流量要大，此时容器出口不需切断阀，压力源的液体压力可能比容器的最大允许工作压力 MAWP 大；

c. 在分析过程中要考虑过量进料的可能性，如相对于容器的容积来说液体进料量比较小，而容器又有液面报警或高液位自动进料切断设施，容器产生超压的可能就减低了。此时，可以不考虑此容器的过量进料超压。

另外，也有偶尔发生的超压，根据 API-RP-520，下列情况下可能产生容器的超压：不可冷凝气体的积聚；内部爆炸；化学反应；非正常热量或蒸汽输入；热膨胀。

#### 5.22.2.2 低压贮罐（最大允许工作压力 MAWP < 105kPa (G)）

低压贮罐的压力泄放设计根据 API-2000、NFPA-30 进行，这些贮罐的设计可能按照 API 推荐的方法制造，如按 API-12B 做螺栓连接的贮罐，按 API-12D 制造现场焊接的贮罐和按 API-12F 制作工厂焊接的贮罐或按 API-650 制造贮罐。

此时要注意，有些低压贮罐的设计把贮罐的顶部和贮罐壁的连接做成易损坏的；在贮罐超压时，罐顶和罐壁的连接首先损坏，贮罐泄压。API-2000 和 NFPA-30 都认可易损罐顶和罐壁连接作为低压贮罐的事故泄压保护措施。

NFPA-30 的第 2-3.6.2 节对容积大于 45m<sup>3</sup> 储存 Class-III B 的液体，与储存 Class-I 或

Class-II 液体的贮罐用围堰隔开, 不需考虑火灾事故放空。Class-III B 的液体, 其闪点高于 93℃, 而 Class-I 和 Class-II 液体的闪点低于 60℃; 需根据项目具体情况进行判断。

可能发生的超压工况如下所述。

#### (1) 外部火灾

所有的低压贮罐, 除了带易损罐壁和罐顶连接结构的外, 都要考虑外部火灾时的泄压。带易损罐壁和罐顶连接的贮罐也有超压的可能, 但在计算泄压系统时不需考虑。贮罐的外部火灾泄压要按 API-2000 而不是 API-520 进行设计; 有些低压贮罐可能位置远离厂区, 在做低压贮罐的泄压系统分析时考虑外部火灾工况和厂区内的贮罐不同, 当距最近的燃料源超过 33m 时, 可以不考虑。

#### (2) 吸人气

所有的低压贮罐都要考虑合适的吸入, 以防止物料抽出或气温降低时, 罐内形成真空。API-2000 对低压贮罐的吸入有详细的规定, 可设置开口的通大气的鹅颈管、气封系统或其它设施来达到此目的。

#### (3) 呼出气

所有的低压贮罐都要考虑合适的呼出, 以防止物料送入或气温升高时, 罐内发生超压。API-2000 对低压贮罐的呼出有详细的规定, 可设置开口的通大气的鹅颈管、气封系统或其它设施来达到此目的。

#### (4) 过量进料

低压贮罐的过量进料的判断和处理同压力容器的过量进料。另外, 还可发生入口调节阀故障, 造成低压贮罐的超压, 特别是气封系统的调节阀故障或高压洗涤器液面调节阀故障造成低压罐超压, 参见压力容器部分。

### 5.22.2.3 低压浮顶罐

一共有三种不同结构的浮顶罐, 内浮顶、外浮顶和封闭浮顶罐; 这三种浮顶罐的顶都是直接浮在储存的液体表面。只有罐顶和罐壁间的密封是机械密封时才要在浮顶罐的顶上设边缘放空; 在顶浮动时, 它将排出边缘部分的压力。这个放空是由罐制造厂提供, 在我们的分析中不必考虑。同时, 浮顶罐的浮顶装有在罐由空罐开始进料和排空时自动打开的呼吸阀; 当浮顶在罐底时, 此呼吸阀会自动打开。这个呼吸阀是由罐制造厂提供, 我们的分析不需考虑。

外浮顶罐无另外的固定的罐顶, 浮顶直对大气。选用浮顶罐的主要原因是它不像内浮顶罐在浮顶和固定顶之间有个大的可能积聚可燃气体的空间; 它减少了蒸发损失和可燃气体积聚的危险。外浮顶设有雨水排水管, 它可排 24h 下 250mm 的雨水。外浮顶罐不需考虑超压。

内浮顶罐浮顶外有一个固定的顶。为对夹于固定顶和内浮顶间的空间通风, 以免爆炸气体积聚在这个空间内, 内浮顶罐的固定顶上设有循环通风装置。内浮顶罐适用于雨水负荷或雪负荷大的地区以及大风及多雷地区。根据 API-520, 内浮顶罐要考虑外部火灾时的超压保护。

封闭浮顶罐有一个固定的顶, 但没有循环通风装置通大气; 只有压力/真空通风口。选用封闭浮顶罐的原因是浮顶上的发散物可以很容易的收集和回收。有些介质由于环保要求, 需要回收。同时, 封闭浮顶罐可以保护罐承受大的风、雨、雪荷载和雷电。根据 API-520, 封闭浮顶罐要考虑外部火灾时的超压保护。

可能超压工况是外部火灾引起。

对内浮顶罐和封闭浮顶罐必须进行外部火灾的安全泄压分析。安全阀的泄放量计算和固

定顶罐低压贮罐一样。

当贮罐位于距最近的燃料源 33m 以上，可以不考虑外部火灾危险的安全泄压分析。

#### 5.22.2.4 吸收塔

在一个典型的吸收系统，进料中的组分由吸收剂来分离。吸收器应和压力容器一样分析，再加上考虑吸收剂故障。

可能发生的超压工况是因吸收剂故障——吸收溶剂中断。

在吸收剂不流动，而进料仍继续进入时，正常工况下该被吸收的组分将仍保留在介质中流出吸收塔；这样，增加了出吸收塔的材料量。此时，安全阀的计算排放量要根据吸收塔的材料平衡来定，相当于进料被吸收量。

在很多情况下，如解吸塔，进料中的被吸收部分与进料相比，相对比较小；故吸收溶剂中断，一般不需压力泄放。此外，进料中的气体常在进入吸收塔前在吸收塔的最大允许工作压力 MAWP 或小于此压力下泄放，此时吸收溶剂中断不会造成超压。需根据吸收系统的具体情况进行分析，以决定该系统是否需要泄压。

其它可能超压工况同压力容器可能超压工况一样考虑。

偶尔发生的超压同压力容器偶尔发生的超压工况一样考虑。

#### 5.22.2.5 蒸馏系统

在一个典型的蒸馏系统，不同的组分通过有填料或塔板的压力容器，在不同的温度下分馏。典型的分馏系统用再沸器和冷凝器来维持分馏塔自塔顶到塔底的不同温度；而在冷凝器中冷凝的液体常返回到塔顶作为液体回流，此时，若冷凝器中的冷却介质或回流发生故障，塔顶可能有额外的气体需泄放。蒸馏系统需和压力容器一样来分析泄压的需要，再加上考虑冷凝器/回流故障的需要。

一个完整的蒸馏系统常包括蒸馏塔、再沸器、冷凝器和收料罐，它们之间常不能用阀门切断；此时，任何超压发生都不单影响蒸馏系统中的一台设备，而是影响蒸馏系统内的所有设备。例如，再沸器的换热管破裂会造成蒸馏塔超压；再沸器、收料罐和蒸馏塔附件的火灾可能会造成相配的冷凝器的超压。

可能超压工况如塔顶冷凝器故障，回流中断，不能把蒸馏塔内的热量去掉会造成塔顶蒸气量加大，这部分蒸气量需要压力泄放。可能由于下列原因造成：

- a. 塔顶冷凝器的冷却介质系统故障，造成无回流或回流量减少；
- b. 由于回流泵的故障，造成失去回流；
- c. 塔顶进料中的冷进料部分减少或中断；
- d. 其它泵的故障。

由于蒸馏系统的复杂性，在做完详细的蒸馏系统安全泄压分析前，很难判断何时冷凝器或回流系统发生故障；为此，上述四个原因中的任一个存在时，就要考虑塔顶冷凝器发生故障和失去回流的可能。

由于蒸馏系统有很多种结构，需要按实际情况进行分析。其它有关蒸馏塔的超压分析和压力容器一样。

偶尔发生的超压同压力容器一样考虑。

#### 5.22.2.6 壳管换热器

壳管换热器可当作两个压力容器来考虑。壳侧可作为一个大的容器，管侧包括装在换热器壳体内部的管箱、管板和管子。壳侧和管侧的温压等级可能是不同的；由于两侧的介质和工

艺工况不同, 需要把壳侧和管侧作为两个不同的容器来处理。

可能发生的超压工况如下。

#### (1) 换热管破裂

换热管破裂时, 换热管内的高压介质会流入低压的壳侧; 此时, 壳侧会产生超压。另有一种情况是换热管破裂后, 高压流体可能进入贮罐, 譬如热油罐, 就会产生事故。具体做法参见本章 5.5.7 (10) 换热管破裂。

换热管破裂不适用于双管换热器, 但适用于多管的翅片式换热器。

#### (2) 热膨胀

不可压缩的液体在封闭的容积中受热膨胀, 对换热器有两种工况。

①热侧温度高于常温, 冷侧被切断而热侧继续流动; 下列两种情况同时存在必须考虑超压的可能: 一是冷侧充满液体 (如冷却水); 二是冷侧入口和出口被机械堵塞。

②热侧在低于常温下工作且两端被切断, 下列两种情况同时存在必须考虑超压的可能: 一是换热器两侧充满液体; 二是进口和出口都被堵塞。

在各厂的操作工培训中可能要求操作工在热侧切断前不可切断冷侧; 但做安全泄压分析时, 仍要考虑超压的可能。

若冷侧没有充满液体 (第一种工况) 或换热器不是两侧都充满液体时 (第二种工况), 不需考虑热膨胀超压; 当冷侧没有被堵塞 (第一种工况) 或充满液体而被切断时 (第二种工况) 不需考虑热膨胀超压。

当设置热膨胀泄压时, 安全阀排量不需进行计算, 选用安全阀的入口直径不可小于 DN20, API-520 推荐采用入口 DN20/出口 DN25 的安全阀作热膨胀保护用安全阀。

#### (3) 外部火灾

壳管式换热器的壳侧要考虑外部火灾的超压。要根据工艺资料决定液面高度。通常, 如壳侧是 100% 蒸汽或气体, 然后被冷凝下来, 壳侧按充满气体考虑; 反之, 考虑壳侧 100% 充液或釜式换热器带液面控制的壳侧为部分充液。注意, 对双管式换热器不需考虑外部火灾的超压。

#### (4) 换热器其它常见的超压

压力容器的超压原则都适用于换热器的壳侧和管侧。

偶尔发生的超压同压力容器一样考虑。

#### 5.22.2.7 空冷器

对泄压系统的分析来说, 空冷器和压力容器一样处理。

可能超压工况同压力容器一样考虑。

#### (1) 外部火灾

外部火灾考虑工艺侧的情况, 若工艺介质是蒸汽或气体, 按气体容器考虑; 反之, 要考虑 100% 充液, 按压力容器一样考虑。API-521 的 3.15.4.4 节规定: 空冷器不论离地面多高, 都要考虑外部火灾的泄压, 参见本章 5.5.7 (9) ④。

#### (2) 换热器其它常见的超压

压力容器的超压原则都适用于空冷器的外部火灾超压。

偶尔发生的超压同压力容器一样考虑。

#### 5.22.2.8 加热炉

加热炉的炉管内充满工艺介质, 是面对火焰的受压元件, 它接受加入工艺过程的热量。

大多数的加热炉有多组炉管，它们的温压等级可能是不同的，此时，需分开设置泄压设施。从工艺分析的角度来说，加热器的工艺侧应作为压力容器一样来处理；再加上由于火焰加热的热量输入。

可能超压工况是出口关闭。这种工况发生在加热炉炉管出口阀关闭，而加热炉还在加热；这可造成炉管内的热膨胀或气化。若炉管出口没有阀门关闭，就不需考虑。

偶尔发生的超压同压力容器一样考虑。

#### 5.22.2.9 容积泵

容积泵的出口关闭时，可造成很高的出口压力。容积泵通常包括往复泵、齿轮泵和柱塞泵、通常可由带控制点流程图 PID 图例得知。

有些容积泵自带内泄压设施，而一般带控制点流程图 PID 并不表示此内泄压设施；若可能的话，应核对清楚。

可能超压工况是出口阀关闭。通常，所有的容积泵都应有出口阀关闭的超压保护；用流体驱动的容积泵（如：用空气驱动或乙二醇驱动），由于驱动侧的压力限制，出口侧的压力可能达不到危险值；此时可能是个例外。

容积泵不需考虑偶尔发生的超压。

#### 5.22.2.10 离心泵

离心泵出口的压力可由制造厂提供的泵特性曲线查得，它与泵的流量有关。

可能超压工况是出口阀关闭。若泵出口阀关闭时泵的最高排出压力高出泵体的最大允许工作压力 MAWP，此时要设超压保护；但一般情况下，泵制造厂设计泵的外壳已经满足泵可能的最高出口压力。但由于介质的相对密度或吸入压头过高，可能造成泵出口压力超出泵体的最高允许工作压力 MAWP；故需对每台离心泵根据泵的特性曲线核对可能产生的最高出口压力。

离心泵不存在偶尔发生的超压问题。

#### 5.22.2.11 往复压缩机

往复压缩机若出口关闭，其出口产生的高压可能高出机体的最大允许工作压力。另外，要考虑吸入罐和排出罐最大允许工作压力。一般情况下，排出罐是决定往复压缩机出口安全阀的定压主要因素。

可能超压工况是出口切断。

往复式压缩机出口若被阀门切断，可能产生超压。由于一般情况下，往复压缩机的吸入压力很低（如：140kPa（G））此时排出罐造成超压所需的压缩比会很高；这时，必须的容积系数是负数，故不必考虑出口阀关闭的超压。

往复压缩机不存在偶尔发生的超压问题。

#### 5.22.2.12 离心压缩机

离心压缩机出口的压力可由制造厂提供的压缩机特性曲线查得，它与压缩机的流量有关。一般由制造厂提供流量压头曲线；若制造厂不能提供，可以计算得到离心压缩机的出口压力。

若压缩机在出口关闭无流量时出口的压力可能超过压缩机壳的最大允许工作压力 MAWP，此时，压缩机出口阀关闭可能会造成压缩机壳超压，要设泄压措施。由于排出压力与介质的相对密度和吸入压力有关，而这两个数都会变；所以，所有的离心压缩机都需检查有否超压的可能。

离心压缩机不存在偶尔发生的超压问题。

### 5.22.2.13 过滤器

过滤器需按压力容器来考虑超压问题,再加热膨胀的考虑不可压缩的液体在封闭的容积中受热膨胀,对过滤器满足下列工况要考虑超压:过滤器充满液体,在常温以下工作;过滤器进口和出口有阀门切断。

压力容器的超压原则都适用于过滤器。

偶尔发生的超压同压力容器一样考虑。

### 5.22.2.14 管段

盛满液体两端封闭的管段,在等于或低于常温的工况下,由于受太阳辐射热或气温的变化影响,有可能产生超压。参见本章 5.5.2 (5)。

管段还有其它可能超压的原因,需根据具体情况进行分析。

## 5.22.3 安全阀所需泄压排放量的决定

计算安全阀所需的排放量时,被保护设备的最大允许工作压力 MAWP 是一个重要的参数。最大允许工作压力是在设计温度下,容器顶部允许的最高表压;这个压力是用容器每个部件的公称厚度扣除腐蚀余度及除压力强度外的其它各种余度后,计算得到的压力。最大允许工作压力 MAWP 是决定安全阀定压的基准。

计算泄压系统所需的排放量需知道被分析系统的特性。通常,需要带热平衡和物料平衡的工艺流程图或工艺流程模拟计算结果来了解工艺装置的特点。在做泄压分析前,先要研究装置的特点,从制造厂收集最终的机械数据(如泵的特性曲线、压缩机数据表);从设备专业收集设备规格书;从工艺流程图收集工艺生产数据,并存档。然后,分析超压的可能和计算安全阀所需的泄放能力。

具体安全阀所需泄放能力的计算见本章 5.5.7 安全阀排放量的计算。

## 5.22.4 泄压总管的分析

对安全泄压系统的泄压总管进行分析的目的是保证在多个安全阀向泄压总管泄放时,不会由于背压过大而影响其它安全阀的定压和泄放能力。

进行泄压总管的分析时,要吸收熟悉同类生产装置的操作人员对安全操作及可能产生的事故进行分析,分析停车和连锁系统;还要分析安全和停车系统的可靠性和时效性。这部分内容要作为设计的一部分,详细地列出事故怎么会发生?事故造成的影响是怎样?在考虑这些问题时有什么假设?下面列出简要内容。

### 5.22.4.1 外部火灾

一场大火会造成多个安全阀向泄压总管泄压,API-RP-521 推荐火灾事故范围为地面面积介于  $230\text{m}^2$  到  $460\text{m}^2$  之间;工程实践中常采用直径 22m 作为火灾圈,约合火灾范围  $380\text{m}^2$ ;以某点为中心,画个以 11m 为半径的圆圈,以此圈内的面积为考虑外部火灾事故范围的基础。分析时要考虑可燃物的数量和位置,地面排水系统的情况及自然地形和屏障对火灾的影响。外部火灾的可燃物源一般只考虑液体可燃物,气体可燃物此时不作考虑。

### 5.22.4.2 动力故障

动力故障可能对工厂的生产有多方面的影响。所有的电驱动设备都会停下,如:泵、压缩机、空冷器等;此外,工厂的冷却水系统、仪表风系统和装置的停车系统也可能会受影响;此时,也要考虑用不同能源的机械的工作情况,如电动泵常有蒸汽驱动泵备用。API-521 的 2.3.6 节认为备用设备不能认为 100%可靠;但在多台设备平行设置的情况下可以考虑部分故障(即电动泵故障,汽动泵继续工作)。

#### 5.22.4.3 冷却水故障

冷却水故障会造成所有以水来冷却的换热器失去冷却能力,如冷凝器、压缩机润滑油冷却器和旋转设备的水冷夹套。蒸馏塔冷凝器故障会造成塔顶蒸气的超压;润滑油不能冷却和水夹套故障会导致泵和压缩机的高温停车。应根据具体情况分析冷却水故障对设备停车的影响。

#### 5.22.4.4 仪表风故障

仪表风故障的直接反应是所有气动仪表停止工作和气动阀停在开或闭的位置。通常,工厂设计时考虑了设置一个或多个事故仪表风罐,可维持仪表一定时间的继续工作,以让操作人员进行紧急停车处理。另外,工程中设计也可能考虑在仪表风故障时立即自动或手动用压缩空气或氮气来补充仪表风。

#### 5.22.4.5 蒸汽故障

蒸汽故障会导致所有用蒸汽驱动的设备 and 用蒸汽加热的设备,如再沸器,停止工作。蒸汽故障要按具体情况进行分析;在有多个汽源时,要分析单个汽源故障的影响。譬如,一台锅炉停车时,蒸汽压力可能会下降。

#### 5.22.4.6 燃料气故障

燃料气故障会导致加热炉、拖动泵、压缩机和发电机的燃气轮机或锅炉停止工作。分析方法和蒸汽故障类似,燃气也常有几个汽源;考虑燃气故障时可能产生的问题。

按上述的六类分别分析事故时泄压总管的负荷,由于数据很多,且要用多种事故工况来进行泄压系统的水力分析,故一般都用计算机来进行泄压总管的详细水力分析。譬如,在分析外部火灾事故时,圈定火灾范围,然后计算火灾范围内所有受火灾影响设备的泄放量,列成一个表,示出每台设备的排放量和泄压设施名称;然后汇总再进行泄压总管的分析。

水力分析的数学模型编成程序进行水力计算,计算整个泄压系统的背压;包括安全阀的出口管、支管、装置总管和系统总管;火炬出口的压降也要算入。譬如,火炬出口是音速,对系统的背压就会有很大的影响。然后,列出每个泄压设施的背压,计算它占定压的百分比,与这个安全阀的允许背压进行比较,检查背压对泄压设施性能的影响。计算时,每个安全阀入口管和出口管要绘制空视图,按图进行水力计算。

由于安全阀入口管的压降会影响安全阀的性能,故在做泄压系统的水力分析时也要检查安全阀入口管的压降。

### 5.22.5 扩散分析

当泄压系统直接排入大气或火炬排放时,有毒或可燃的排放气可能对附近地区产生危害时,应由环保专业进行有害物及可燃物扩散分析。

### 5.22.6 泄压分离罐分析

API-RP-521-1990 年的第三版 5.4.2.1 节对火炬分离罐的计算有详尽的介绍。

一旦对每个安全阀的泄压系统管道分析完成后,管道分析中得到的介质物性数据和数量可用于火炬分离罐的计算。在分离罐初步估算时,先假设进入泄压罐的泄压流的组分和数量;然后选定分离罐的直径、长度、进口/出口结构;在泄压系统水力分析完成后,把最终物性数据和数量代入,进行复核。

火炬分离罐的主要功能是保证进入火炬的泄压气有充分的气液分离。API 要求,火炬分离罐要在火炬气进入火炬头前,分离掉直径  $300\mu\text{m}$  到  $600\mu\text{m}$  的液滴;API 也要求,分离罐应能储存 20~30min 分离下的液体的量。泄压系统中的液体可能是泄压气在泄压系统中冷凝并分离下来的液体,也可能是由排放液体的安全阀排入泄压系统。



这部分内容在火炬系统的设计中会有详细介绍, 本文从简。

#### 5.22.7 火炬的辐射分析

这部分内容在火炬系统的设计中有详细介绍, 本文从简。

### 5.23 火炬系统

#### 5.23.1 概述

##### 5.23.1.1 火炬的作用

火炬是用来处理石油化工厂、炼油厂、化工厂及其它工厂或装置无法收集和再加工的可燃和可燃有毒气体及蒸气的特殊燃烧设施, 是保证工厂安全生产、减少环境污染的一项重要措施。处理的办法是设法将可燃和可燃有毒气体及蒸气转变为不可燃的惰性气体, 将有害、有臭、有毒物质转化为无害、无臭、无毒物质然后排空。低发热值大于  $8400\text{kJ}/\text{m}^3$  左右的废气可以自行燃烧, 低发热值在  $4200 \sim 8400\text{kJ}/\text{m}^3$  之间的废气不能自行燃烧, 如装置中有其它高发热值的废气, 可以予以混合, 使其低发热值接近  $8400\text{kJ}/\text{m}^3$  将这部分废气送往火炬处理。低发热值低于  $4200\text{kJ}/\text{m}^3$  的废气不能在火炬中安全燃烧, 需补充燃料气后燃烧处理或采取其它特殊方法处理。

火炬系统由火炬气排放管网和火炬装置(简称火炬)组成。一般来说, 各生产装置或生产单元的火炬支管汇入火炬气总管, 通过总管将火炬气送到火炬。火炬有全厂公用和单个生产装置或储运设施独用两种, 火炬的主要作用为:

(1) 安全输送和燃烧处理装置正常生产情况下排放出的易燃易爆气体, 如生产中产生的部分废气可能直接排往火炬系统, 催化剂、干燥剂再生排气, 连通火炬气管网的切断阀和安全阀不严密而泄漏到火炬气排放管网的气体物料。

(2) 处理装置试车、开车、停车时产出的易燃易爆气体。大型石油化工企业有多个工艺装置, 乃至各个生产工序, 其开、停车是陆续进行的。因此在前一个装置或工序后, 其生产出来的半成品物料, 在后一道装置或工序中, 往往有一部分甚至全部不能用掉。这些半成品物料的气体不便于储存, 而且绝大部分是易燃易爆的, 为了保证试车、开车、停车的安全进行和减少环境污染, 一般都将这部分气体排放到火炬系统。

(3) 作为装置紧急事故时的安全措施。工艺装置的事故, 可能是由于停水、停电、停仪表空气, 生产原料的突然中断, 设备故障, 着火和误操作等因素造成的。当事故造成无法继续生产或者部分流程中断时, 必须采取有效措施, 一方面将整个流程或主要设备中的可燃气体紧急排放到火炬系统, 另一方面通入不燃性气体, 如氮气、蒸汽等, 以保证人身和装置的安全, 不使事故的影响程度继续扩大。

由此可见, 火炬是石油化工厂安全生产的必要设施。尽管人们对火炬烧掉大量可燃气体感到可惜, 希望将这些气体加以利用, 消灭火炬, 但由于火炬气排放量变化很大, 从几乎为零到每小时几百吨, 气体组成变化也很大, 很难将这些气体全部回收利用, 所以目前阶段火炬应视为生产流程的有机组成部分之一, 某种意义上来说, 从火炬的燃烧情况也可推断出生产装置的运转正常与否。

##### 5.23.1.2 火炬的分类和组成

根据燃烧特性, 火炬可分为: 有烟火炬、无烟火炬、吸热火炬。

根据支撑结构, 火炬可分为: 高架火炬、地面火炬、坑式火炬。习惯一般按火炬的支撑结构将火炬分类。

高架火炬即采用竖立的火炬筒体将燃烧器（也称为火炬头）高架于空中，火炬气通过火炬筒体进入燃烧器，燃烧后的烟气直接进入空中，随气流扩散至远处。根据火炬筒体的支撑形式高架火炬又分为：拉线式、自支撑式、塔架式，见图 5.23-1。地面火炬一般粗短、无烟、不发光而且几乎无声，近年来有推广使用之趋势。坑式火炬在地平面以下坑中燃烧，现用的较少。

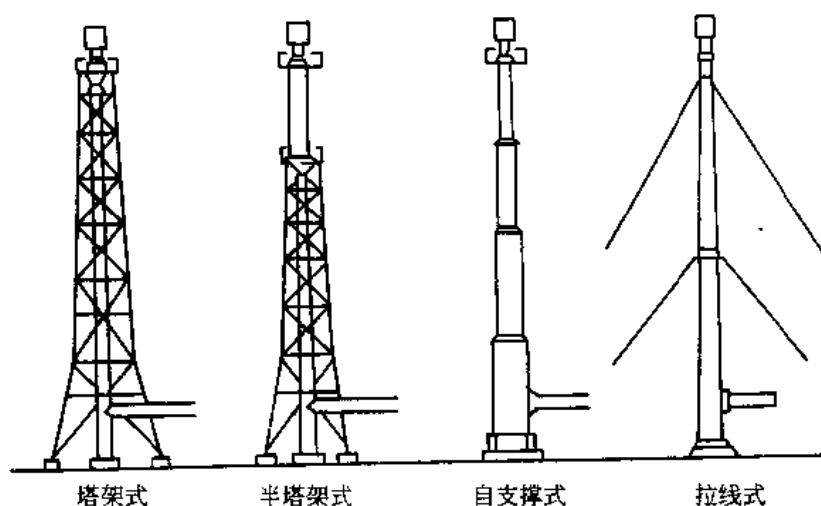


图 5.23-1 火炬筒体支撑结构型式

#### (1) 高架火炬

主要包括如下部分：分液罐（也称排放罐，有的火炬系统不止一个）；密封罐（大多用水封，称为水封罐）；火炬管道；火炬筒体；燃烧器（也称为火炬头）；气体密封；长明灯及点火烧嘴；监测长明灯的热电偶；蒸汽喷射器；点火设施。

图 5.23-2 表示了一个典型的高架火炬系统和它的组成，系统可随着所要求的特性而变化，相应类型的选择和组成与其应用也应视具体情况和技术要求而定。

#### (2) 地面火炬

主要包括如下部分：分液罐（也称排放罐）；密封罐（大多用水封，称为水封罐）；火炬

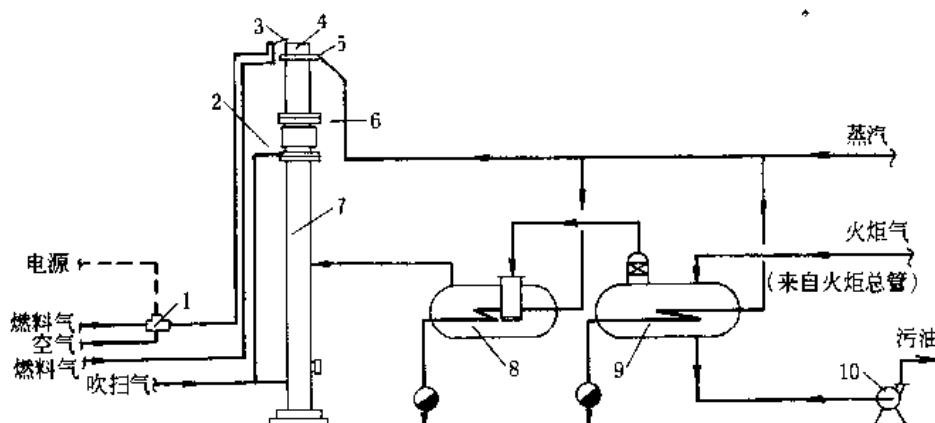


图 5.23-2 典型的高架火炬系统

1—电点火器；2—吹扫气入口；3—长明灯；4—火炬头；5—消烟蒸汽入口；  
6—密封器；7—火炬筒体；8—水封罐；9—分液罐；10—排液泵。

管道；控制阀及防止回火装置；喷嘴及烧嘴；带有内衬耐火材料的钢制燃烧室；长明灯及监测长明灯的热电偶；点火设施；具有隔音、挡光作用的防风墙。

地面火炬中燃烧在地面上进行，尽管结构复杂多样，但燃烧一般都在衬耐火材料的钢罩里进行，如图 5.23-3 所示。

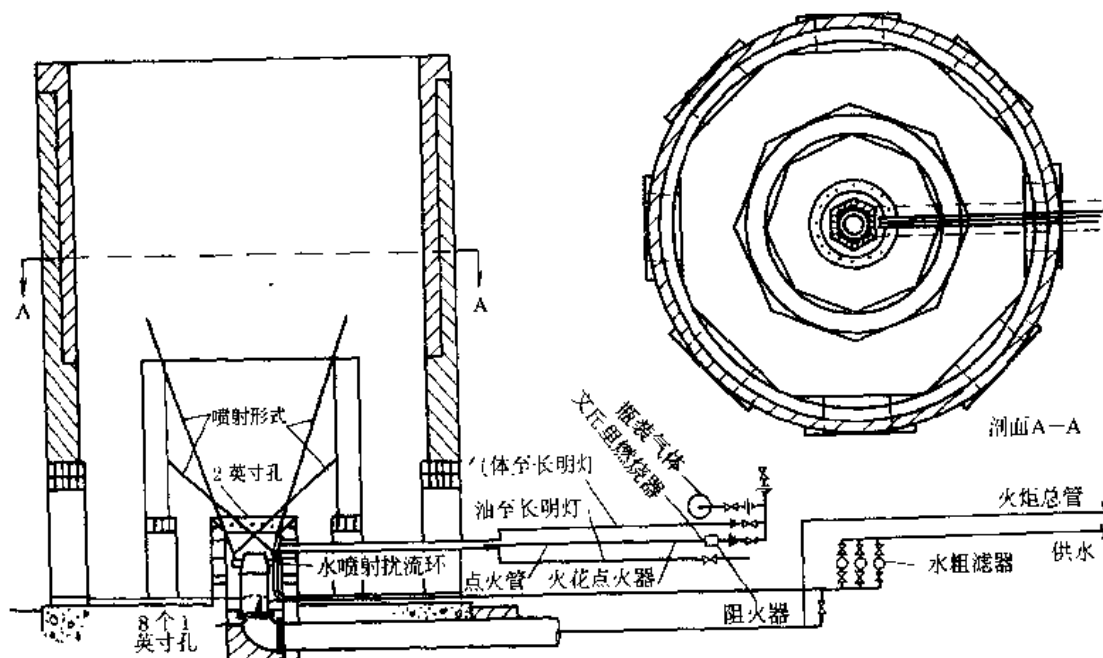


图 5.23-3 喷水消烟地面火炬 1" = 0.025m

### 5.23.1.3 火炬型式的选择

根据火炬系统的设计处理量、工厂所在地的地理条件以及环境保护要求等几个因素，决定采用何种型式的火炬。

当火炬设计处理量高于 30t/h 一般采用高架火炬，因为燃烧气量大，放出的热量多，为了减少地面上的热辐射强度，需要把火炬气送到空中燃烧，而且高架火炬也有利于燃烧产物的扩散，另外，万一火炬灭火，可燃气体得以扩散，地面上的可燃气体浓度不至于达到爆炸极限。由于高架火炬的造价比较低，因而采用比较普遍，但它们的主要缺点是发出光和噪声。

高架火炬的支撑结构中拉线式支撑是最廉价的，其支撑火炬筒体高度可达 180m，它们需要两个或三个方向拉线，这些拉线必须用地下混凝土桩锚住，因为拉线固定桩形成的圆圈半径通常相当于火炬筒体的高度，因而占地大，如果没有拉线或锚定桩的位置，则必须用塔架式支撑或自支撑火炬筒体。

塔架式支撑虽然造价较高，但占地较拉线式少，其支撑火炬筒体高度可达 120m，塔架支撑火炬筒体上附设管道、电缆等容易支撑固定。某几套 30 万 t/a 乙烯装置的火炬设计排放量 440 ~ 662t/h，直径 1.2 ~ 1.25m，高 120m，采用塔架支撑式结构。

自支撑式火炬筒体本身就是火炬的支撑，这种结构限制火炬高度在 75m 以下，要求地面上的火炬筒体基座大，而且风力使得结构振动，通过选用直径不同的管子逐渐变细火炬筒体。茂名乙烯的某个火炬高 30m，设计选用自支撑火炬筒体。

当火炬设计排放量较小，一般低于 30t/h，而且公众强烈要求不受光和噪声的干扰，则

需要选用地面火炬。采用地面火炬时燃烧一般都在衬耐火材料的钢罩里进行,并带有排烟设施。地面火炬采用多喷嘴型,燃烧比高架火炬容易控制,因而燃烧较完全,无烟操作需要蒸汽较少,发光、噪声也不像高架火炬那么引人注目,操作和维修也比较简便。

但与高架火炬相比,随着处理气量的增加,地面火炬的造价增加幅度往往比高架火炬的高得多,地面火炬不能用于有毒物质的焚烧,如果气体含有相当量的硫,则地面上二氧化硫的浓度可能超过空气污染控制规定的限值。由于地面火炬的造价比较高,处理能力有限或两者兼而有之,它们常与高架火炬联合使用。这样设置使得经常性的较少量排放由地面火炬处理,仅比较稀少的大量排放才切换到高架火炬。图 5.23-4 示意了这种联合火炬系统。

#### 5.23.1.4 火炬气排放管网和火炬数目的确定

一个工厂可以设几个火炬气排放管网,共用一个火炬;亦可以设几个火炬气排放管网分别供给各自的火炬。相邻的两个或几个工厂,在条件许可的情况下,可以共设一个火炬气排放管网和一个火炬。对此,在工程设计中,一般应考虑下列主要因素,以便作出几个方案,通过技术经济比较后确定。

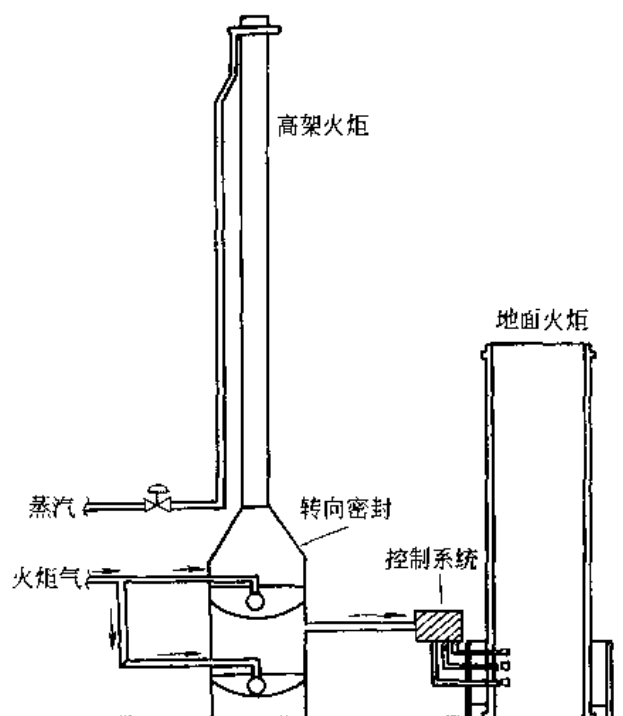


图 5.23-4 地面火炬与高架火炬的联合火炬系统

- (1) 各个生产装置排放火炬气的化学和物理性质  
火炬气的化学和物理性质,是确定工厂火炬气排放管网系统应考虑的一个主要因素。
- (2) 工厂总平面布置及竖向布置  
对于总图布置比较集中的生产装置,原则上应尽量考虑共同设置一个火炬气排放管网和一个火炬,以节约基建投资,减少操作和维护费用。
- (3) 该地区对有害气体、热辐射、噪声、光害等环境保护方面的特殊要求  
在火炬气排放总量相同的情况下,分散设置几个火炬,比集中设置一个总火炬有利于环境保护。

(4) 在几个生产装置共用一个火炬气排放管网和一个火炬时,各装置排出的火炬气不会发生互相干扰,以保证工厂下列工况的生产:

- ① 全厂各装置正常生产;
- ② 某个生产装置开车或停车,其它装置维持正常生产;
- ③ 某个生产装置发生事故,其它装置维持正常生产;
- ④ 工厂大修后,各个生产装置的陆续开车投产。

#### (5) 火炬气的回收利用能力

火炬气回收利用方案,一般应根据下列几个因素,选择几个方案,进行技术经济比较后

确定。

- ①各生产装置排放的可回收利用的火炬气组成、压力、温度和流量参数等；
- ②火炬气用户对火炬气的组成、压力、温度和流量等的要求；
- ③排放火炬气的生产装置和用户在总图布置上的位置情况。

(6) 火炬的个数确定还取决于单个火炬的燃烧能力和对于整个火炬气排放系统安全运行的影响等因素。如地面火炬的燃烧能力一般在 30t/h 以下，如果火炬气量大，则需增加火炬个数，而高火炬的燃烧能力虽然可以根据需要燃烧的火炬气最大排放量来设计，但是随着火炬筒体直径的增加及高度的增加，有可能出现正常生产情况下火炬气排放量过小时，火炬气不易被点燃，或易产生回火等危害，即选定的火炬头和筒体直径及火炬高度要适应火炬气排放量的波动范围。

#### 5.23.1.5 设计范围和设计基本原则

##### (1) 设计范围

火炬系统的设计内容一般包括火炬气排放管网和火炬装置两部分。排放管网的设计内容包括火炬气管道和凝液回收输送设备和管道的工艺、配管、土建、电气等的设计。火炬装置的设计内容包括火炬头、火炬筒体、分液罐、水封罐、点火器、泵等设备及其相应的工艺、配管、电气、电信、自控、土建、给排水、环境保护等设计。

##### (2) 设计基本原则

火炬对生产装置的安全有着很大的影响，火炬是“明火”，且会产生热辐射、噪声、光害和污染，其设置位置、高度与生产装置设备、操作人员的距离等都直接影响装置的安全。火炬本身是为了保障工厂在紧急事故时的安全而设置的，但若火炬的性能不可靠，在关键时刻熄了火，就不但不能起安全作用，反而将原来有可能是分散在各处小量排放的可燃气体集中在一起大量排放，成为一个大“祸源”。如果火炬系统没有设置有效的分液罐，可燃气体夹带大量可燃液体，就会造成下“火雨”。如果设计不正确，火焰燃烧的强烈热辐射不但会损伤设备，而且会烧伤操作人员，影响人身、设备安全。“浓烟滚滚”的火炬也是不合适的。综上所述，对于火炬系统决不可以认为无非一把火烧掉就完了，必须遵循有关设计规范，进行科学的计算，慎重地选择设备材质，并根据现场使用经验进行认真细致的设计。

归纳起来，对火炬的要求主要有以下几点：

- ①能稳定的燃烧，希望所设计的火炬在预定的最大气量和最小气量之间的任何气量下，在预计的气体成分变化范围内，在恶劣的气候条件中都能产生稳定的火焰；
- ②火炬系统能阻挡或分离火炬气中直径大于 300 $\mu\text{m}$  的液滴，使之不被夹带至火焰中而造成“火雨”事故；
- ③要有可靠的长明灯或其它可靠的点燃装置，做到火炬气随来随烧而不致未经燃烧即排空；
- ④燃烧要完全，将易燃和有害物质尽可能完全转变为不燃和无害物质。完全燃烧时的火焰几乎不产生烟雾，故一般称为无烟火炬；
- ⑤噪声要小。有人提出“无烟、无光、无声火炬”，实际上目前还很难做到，但可以使噪声尽量减小；
- ⑥要考虑火炬火焰所产生的热辐射对周围和地面上的设备和人员的影响，从而保证设备和人身安全；
- ⑦要考虑明火与其它装置及设备的安全距离；

⑧如果火炬不能彻底除去有害成分,还要考虑有害成分扩散后在周围地面,特别是下风向的聚集浓度应符合环境保护法规的要求。

#### 5.23.1.6 采用的主要标准规范

石油化工企业燃料气系统和可燃性气体排放系统设计规范	SHJ 9—89
石油化工企业设计防火规范及 1999 年局部修订条文版	GB 50160—92
化工装置工艺系统工程设计规定	HG/T 20570—95
爆炸和火灾危险环境电力装置设计规范	GB 50058—92
过程检测和控制用文字代号和图形符号	HG 20505—92
石油化工企业自动化仪表选型设计规范	SHJ 5—88
化工管道设计规范	HGJ 8—87
工业企业噪声控制设计规范	GBJ 87—85
大气环境质量标准	GB 3095—82
压力容器安全监察规程 (90)	
石油化工剧毒、易燃、可燃介质管道施工及验收规范	SHJ 501—85

### 5.23.2 火炬气排放管网的设计

#### 5.23.2.1 排放管网的组成

确定火炬气排放管网时,应考虑以下几个主要因素。

①排放物料的化学性质,例如,混合后能够起化学反应的物料,有腐蚀性和无腐蚀性的物料,以及某种气体物料能对排入同一系统的其它物料发生化学反应起催化作用时,均不要排放到同一系统中,根据工厂是否有回收设施,决定是否将含有对人体有害成分和不含对人体有害成分的物料,排放到同一系统中去。

②排放物料的物理性质,例如,常压下气化温度在常温以上和常温以下的物料,含有和不含有粉尘的物料均不要排放到同一系统中。根据工厂的具体情况,经技术经济比较后,决定含有蒸汽和不含蒸汽的气体物料,含有液滴和不含有液滴的气体物料是否排放到同一系统中。

③火炬气回收利用价值的大小和排放时噪声的大小。拟回收利用的和不回收利用的火炬气不要排放到同一系统。如果高压气体直接排放到低压火炬气管网噪声大时,可分级排放。

火炬系统的排放管网组成根据工厂的具体情况而定,一般单个装置的比较简单,但有的装置如乙烯装置的排放管网或多个装置的总排放管网比较复杂。

以乙烯装置为例,排放系统根据物料状态不同,分别设置干火炬系统 (DF)、湿火炬系统 (WF)、热火炬系统 (HF) 和低温液态烃排放系统 (LD) 四种。

#### (1) 干火炬系统

干火炬系统用于排放温度低于 4℃ 的干气体,设有一个干火炬分液罐,目的是将该系统中夹带的或冷凝的液体在干火炬分液罐中分离出来,并使之在低温液态烃蒸发器里气化。

#### (2) 湿火炬系统

湿火炬系统用于排放温度高于 4℃ 的湿气体,设有一个湿火炬分液罐,目的是将该系统中夹带的或冷凝的液体在湿火炬分液罐中分离出来。

#### (3) 热火炬系统

热火炬系统用于收集过热、压力较高的干气体,这些气体绕过湿火炬分液罐,直接进入火炬总管。

#### (4) 低温液态烃排放系统

该系统用于低温部分和制冷部分于的冷液体排放。排放的液体在低温液态烃蒸发器内用蒸汽加热气化后，返回于火炬分液罐。

#### 5.23.2.2 设计依据及基础数据

##### (1) 设计条件的确定

由于装置在生产过程中排放的火炬气量和组成是波动的，要求设计的火炬系统能够安全输送和处理各种生产工况下排放的火炬气，火炬气排放量变化可从几乎为零即安全阀泄漏到紧急情况时的最大排放量，火炬气排放量和火炬气的组成、温度、压力、排放频率等是火炬系统设计的主要条件。

最大火炬负荷即设计排放量的确定是火炬系统设计的关键问题，对单个装置用火炬而言，装置正常生产、开车、停车及各种事故工况下排放量最大的可定为设计排放量，对多个装置共用火炬而言，设计排放量的确定比较复杂，首先要分析各种事故工况如停水、停电、停仪表空气、停蒸汽、火灾等的影响范围，弄清楚各装置的排放工况，以便综合考虑确定设计排放量。因此多个装置共用火炬时各装置应尽可能提供详细的火炬气排放条件，以便合理地确定火炬的设计规模，减少投资，为整个工厂各装置的安全运行打下坚实的基础。

以某乙烯工程为例，其火炬的设计能力除了处理 30 万 t/a 乙烯装置本身排放量之外，还包含丁二烯、芳烃抽提装置的火炬气排放量。丁二烯、芳烃抽提装置的排放管道分别汇入乙烯装置的火炬总管。最大火炬负荷见表 5.23-1。

表 5.23-1 最大火炬负荷

装置名称	排放量, t/h	相对分子质量	温度, °C	装置名称	排放量, t/h	相对分子质量	温度, °C
乙烯装置(30 万 t/a)	380	42	80	丁二烯装置(5 万 t/a)	70	56.1	40
芳烃抽提装置(15 万 t/a)	50	86.8	100	最大火炬负荷	500	46	73

##### (2) 基础数据

由于火炬系统比较特殊，其运转与装置密切相关，火炬一般远离装置露天布置，所以设计火炬系统时需要甲方提供火炬布置点及周围的有关资料，包括工程地质条件，与周围工厂、村庄、居民区等的距离，气象资料如气温、风、雨、雪、空气湿度、气压、雷电、土壤最大冻土深度、云雾及日照、地震设防烈度。

火炬设计时需要公用工程数据，如水、燃料气、仪表空气、氮气、蒸汽、电的规格等。

#### 5.23.2.3 排放管网的系统设计

##### (1) 设计压力的确定

火炬系统中潜伏着爆炸危险性，即系统中可能产生易燃易爆的气体—空气混合物并在一定条件下可能在管道内扩散。空气（氧气）可能由以下方面进入火炬系统：通过火炬头末端的敞口，通过管道和管件上的不严密处，系统中没有余压，以及从工艺设备排放含氧的气体等。因此虽然正常操作时，火炬系统中压力较低，但火炬系统的设计压力必须考虑能承受爆炸产生的压力，火炬气排放管网的设计压力为 0.35~1.0MPa (G)。

##### (2) 管径的确定

根据已确定的计算流量和流速，可按一般常规公式估算管径，即

$$D = 1.88 \times 10^{-2} \sqrt{\frac{V}{U}} \quad (5.23-1)$$

$$\text{或} \quad D = 0.5945 \sqrt{\frac{W}{U \rho_m}} \quad (5.23-2)$$

$$\rho_m = \frac{pM}{RT} \quad (5.23-3)$$

以上式中  $D$ ——管子内径, m

$V$ ——气体体积流量,  $\text{m}^3/\text{h}$ ;

$U$ ——气体流速,  $\text{m/s}$ ;

$W$ ——气体质量流量,  $\text{t/h}$ ;

$\rho_m$ ——气体平均密度,  $\text{kg/m}^3$ ;

$T$ ——操作条件下的气体温度, K;

$M$ ——气体平均相对分子质量;

$p$ ——计算管段始端和末端的平均压力,  $\text{kPa (A)}$ ;

$R$ ——气体常数, 取  $8.314 \text{N} \cdot \text{m} / (\text{kg} \cdot \text{mol} \cdot \text{K})$ 。

### (3) 管网压降的计算

如图 5.23-5 所示, 火炬气排放管网是汇总式, 其中 A 点为火炬点, B、C、D、E、F 为设备排放点或各装置区接点,  $J_1$ 、 $J_2$ 、 $J_3$ 、 $J_4$  为结点, AB 段为总管, 其余各段为支管。

计算火炬气排放管网的压力降有如下几个方法。

(3.1) 管道中火炬气流动时压力变化较大, 密度及速度通常变化范围也很大, 火炬气流速很快, 一般把火炬气的流动近似看成可压缩流体等温流动。

可压缩流体在长管道内等温流动时的压力降计算公式为

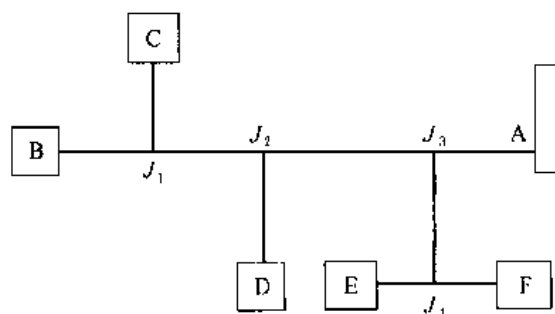


图 5.23-5 火炬气排放管网示意图

$$p_1 - p_2 = -\Delta p = \frac{G^2}{\rho_m} \left( \ln \frac{\rho_1}{\rho_2} + \frac{\lambda L}{2D} \right) \quad (5.23-4)$$

上式为可压缩流体在管内流动时的压降计算公式, 式的右端包括两项, 第一项反映动能的变化, 第二项反映摩擦阻力, 若管道很长, 第一项比第二项为小, 因此, 可略去不计, 则式 5.23-4 成为

$$p_1 - p_2 = -\Delta p = \frac{\lambda L G^2}{2D \rho_m} \quad (5.23-5)$$

$$G = \frac{W}{\frac{1}{4} \pi D^2} \quad (5.23-6)$$

$$Re = \frac{DG}{\mu} \quad (5.23-7)$$

以上式中  $p_1$ ——管道起点压力,  $\text{kPa (A)}$ ;

$p_2$ ——管道终点压力,  $\text{kPa (A)}$ ;

$\Delta p$ ——管道的压力降,  $\text{kPa}$ ;

$L$ ——管道的计算长度, 即直管长度与管件当量长度之和, m;

$G$ ——气体质量流速,  $\text{kg/m}^2 \cdot \text{s}$ ;



$\rho_m$ ——气体平均密度,  $\text{kg}/\text{m}^3$ ;

$D$ ——管子内径,  $\text{m}$ ;

$\mu$ ——气体粘度,  $\text{Pa}\cdot\text{s}$ ;

$Re$ ——雷诺数;

$\lambda$ ——水力摩擦系数, 无因次, 可由图 5.23-6 查得, 也可按以下式计算摩擦系数  $\lambda$  与管内流动介质的雷诺数有关。

在层流时  $Re \leq 2100$ , 摩擦系数  $\lambda$  与管内壁的表面性质无关, 仅为雷诺数的函数。

$$\lambda = \frac{64}{Re} \quad (5.23-8)$$

对于粗糙管(钢管、铸铁管、陶料管以及管内有沉淀物或遭受腐蚀的管), 可用以下经验式。

在过渡区, 摩擦系数  $\lambda$  与管内壁的表面性质、管径及雷诺数有关。

$$\lambda \cong 0.0055 \left[ 1 + \left( 2.0 \times 10^4 \frac{\varepsilon}{D} + \frac{10^6}{Re} \right)^{\frac{1}{3}} \right] \quad (5.23-9)$$

在完全湍流区, 摩擦系数  $\lambda$  与管内壁的表面性质、管径有关, 与  $Re$  无关。

$$\lambda \cong 0.0055 + 0.15 \left( \frac{\varepsilon}{D} \right)^{\frac{1}{3}} \quad (5.23-10)$$

以上式中  $\varepsilon$ ——管内壁绝对粗糙度,  $\text{m}$ ;

$Re$ ——雷诺数。

(3.2) 石油化工企业燃料气系统和可燃性气体排放系统设计规范 (SHJ 9—89) 上提供的计算管道压力降公式如下。

①当管网压力小于或等于 500kPa 时,

$$\frac{p_1^2 - p_2^2}{L} = 6 \times 10^9 \lambda \gamma TV^2 / D^5 \quad (5.23-11)$$

②当管网压力小于或等于 5kPa 时, 可简化为

$$\frac{\Delta p}{L} = 2.96 \times 10^7 \lambda \gamma TV^2 / D^5 \quad (5.23-12)$$

以上式中  $p_1$ ——管道起点压力,  $\text{kPa}$  (A);

$p_2$ ——管道终点压力,  $\text{kPa}$  (A);

$\Delta p$ ——管道的压力降,  $\text{kPa}$ ;

$L$ ——管道的计算长度, 即直管长度与管件当量长度之和,  $\text{m}$ ;

$V$ ——气体体积流量,  $\text{Nm}^3/\text{h}$ ;

$G$ ——气体质量流速,  $\text{kg}/\text{m}^2\cdot\text{s}$ ;

$\rho_m$ ——气体平均密度,  $\text{kg}/\text{m}^3$ ;

$D$ ——管子内径,  $\text{m}$ ;

$\gamma$ ——气体密度与空气密度的比值;

$T$ ——操作条件下的气体温度,  $\text{K}$ ;

$\lambda$ ——水力摩擦系数 (无因次), 可按式计算

$$\lambda = 0.11 \left( \frac{\varepsilon}{D} + \frac{68}{Re} \right)^{0.25} \quad (5.23-13)$$

式中  $\varepsilon$ ——管内壁绝对粗糙度,  $\text{m}$ ;

$Re$ ——雷诺数。

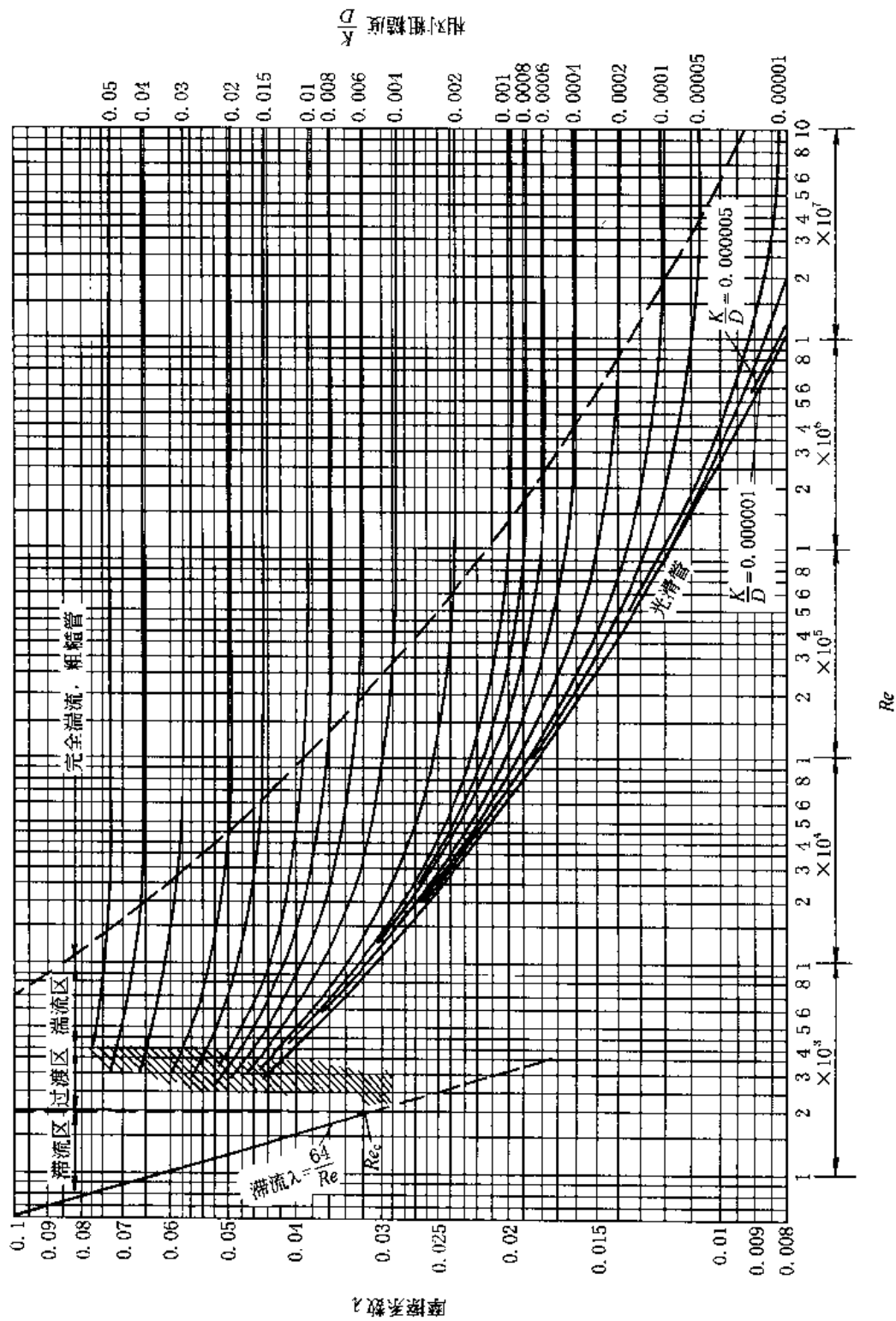


图 5.23-6 摩擦系数  $\lambda$  与雷诺数  $Re$ 、管内壁的表面性质  $\frac{\varepsilon}{D}$  的关系

### (3.3) 计算软件的应用

美国 SimSci 公司 (Simulation Sciences Inc) 开发出一个工艺模拟计算软件 INPLANT, 其中有一节就是讲述该 INPLANT 软件在火炬系统设计和核算中的应用。INPLANT 软件采用逆向求解, 从火炬点开始, 往回推算到排放源即装置和设备排放点。根据各排放源的排放条件 (排放量、温度、组成等)、排放管网的布置、火炬点所需的压力和总排放负荷, 进行计算。

INPLANT 软件在火炬系统中的应用要求:

- ①只能用于已明确的组分系统 (Compositional System);
- ②已知火炬点 (Sink) 的压力和排放源点 (Source) 的排放量;
- ③只允许在火炬总管上有分离器;
- ④逆向求解, 一般不存在网络收敛问题。

INPLANT 软件在火炬系统中应用时计算功能如下:

- ①给定各个排放点的负荷, 火炬点的背压及管道尺寸, 求各个排放点的背压;
- ②已知各排放点的背压, 求管道尺寸。如果求得的背压大于排放压力, 则可改变管道尺寸来满足;
- ③如果给出安全阀的  $K$  值, 还可求出安全阀的开孔面积。

### (3.4) 管网压降计算说明

对管网压降计算需作如下说明。

- ①管网计算由火炬顶端开始, 出口压力是大气压, 然后倒着朝各支管接点逐段计算。
- ②接口处的性质可以由下列混合关系估计 ( $i$  表示第  $i$  个组分)。

$$M = \frac{\sum W_i}{\sum (W/M_i)} \quad (5.23-14)$$

$$T = \frac{\sum W_i \times T_i}{\sum W_i} \quad (5.23-15)$$

$$\mu = \frac{\sum X_i \times \mu_i \times M_i^{0.5}}{\sum X_i \times M_i^{0.5}} \quad (5.23-16)$$

式中  $W$ ——气体质量流量, kg/h;

$X_i$ ——气体体积分数;

其余符号意义同式 (5.23-3) 及式 (5.23-5)。

③在计算每段管道的入口压力  $p_1$  时, 可由已知上游管道的出口压力  $p_2$  和上游管道新的入口压力  $p_1$ , 计算出下游管道的入口压力  $p_1$ ;

④重复进行操作, 逐段计算, 直到各装置界区接点处或设备的安全阀出口处, 检查计算得出的背压与装置接点处或设备安全阀出口的最大允许背压 (Maximum Allowable Back Pressure, 简写成 MABP) 的差额, 计算背压应小于最好是接近最大允许背压, 如果计算背压与 MABP 差额较大, 就应调整管径, 重新计算, 直到计算背压接近 MABP;

⑤对于常规安全阀, MABP 是阀定压的 10%, 对平衡式安全阀 MABP 可允许为阀定压的 40% ~ 50%。

### (3.5) 管网水力计算举例

#### ①某乙烯装置火炬气排放管网水力计算

某乙烯装置火炬气排放管网水力计算的设计数据如下:

火炬本体（包括火炬头、火炬筒体、气体密封器及火炬气出口的速度头）压降为 0.02MPa (0.2kgf/cm<sup>2</sup>)，安全阀后压力定为 0.1MPa (G) (1.0kgf/cm<sup>2</sup>)，管道允许压降为 0.08MPa (0.8kgf/cm<sup>2</sup>)，计算方案比较如下：

火炬系统设计排放量为 414t/h，火炬气平均相对分子质量为 36.37，考虑装置内有 800m 当量管长，在各种管径时的计算数据如表 5.23-2 所示。

表 5.23-2 某乙烯装置的管网设计水力计算结果

管道直径 DN, mm (in)	每 100m 当量长的压降 $\Delta p$ , MPa	$\Delta p = 0.08\text{MPa}$ 时的允 许当量长, m	管道直径 DN, mm (in)	每 100m 当量长的压降 $\Delta p$ , MPa	$\Delta p = 0.08\text{MPa}$ 时的允 许当量长, m
900 (36)	0.014	571	1200 (48)	0.0030	2667
1000 (40)	0.0075	1070	1300 (52)	0.0020	4000
1100 (44)	0.0045	1730			

经方案比较后，火炬气总管采用 DN1200mm (48")。

②用 INPLANT 软件核算某火炬系统结果如下。

INPLANT 的计算基础：火炬系统设计排放量为 166t/h，火炬点压力为 210kPa，管径及管道长度见图 5.23-7。

INPLANT 软件的计算结果与设计数据对比见表 5.23-3，由表 5.23-3 可以看出 IN-PLANT 计算结果与设计数据相比，各点的压力值误差均较小，在工程设计的允许范围内。

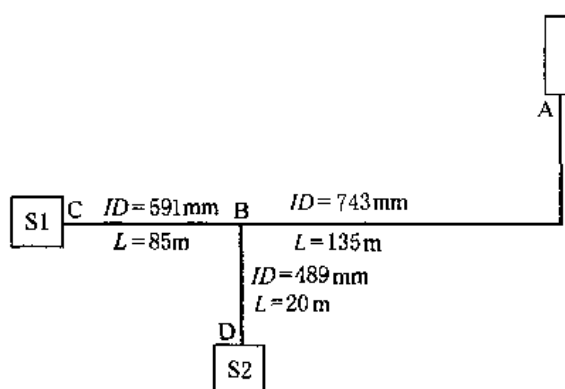


图 5.23-7 某火炬系统排放管网简图

表 5.23-3 INPLANT 的计算结果、设计数据

	INPLANT 计算 值, kPa	设计值 kPa	计算值与设计 值绝对误差	计算值与设计 值相对误差, %		INPLANT 计算 值, kPa	设计值 kPa	计算值与设计 值绝对误差	计算值与设计 值相对误差, %
A 点	210	210	0	0	C 点	233	224	9	3.86
B 点	223	217	6	2.69	D 点	236	250	14	5.93

#### 5.23.2.4 排放管网的配管设计

##### (1) 管道材料的选择

管材的选择主要根据工厂各种生产事故状态下，管内可能达到的最不利参数（压力和温度等）对管材性能的影响来确定。化工和炼油厂火炬气管道的压力一般都低于 1.0MPa (10kgf/cm<sup>2</sup>)，火炬气的最高温度一般为 100~150℃，因此，管材的选取主要决定于火炬气可能达到的最低温度。

通常建议采用的管材为：火炬气最低温度低于 -40℃ 时，用“1Cr18Ni19Ti”不锈钢，高于 -40℃ 时，用“16Mn”钢，高于 -19℃ 时，用碳钢。如果总管与总管相接或总管与支管相接，其接头处材质取两者材质高者，且其长度在上游至少要有 5m。

##### (2) 管道活动支架间跨距的确定

管道活动支架间的允许跨距，取决于管道本身的强度、刚度及管道要求的敷设坡度。设

计中可参照化学工业出版社出版的《化工管路手册》中介绍的方法确定,用此方法计算时,应注意以下两点:

①由于火炬气管道直径一般较大,当直径大于 600mm 时,在选用公式计算时,必须考虑风荷载的影响;

②由于火炬管道的直径大,除了强度、刚度计算外,还必须进行径向稳定性的计算。

### (3) 热补偿措施的确定和计算

火炬气排放管网在正常情况下几乎是按常温常压运行,但由于其直径大,刚性大,即使较小的位移,对管架和所连接的设备也将产生很大的推力。因此对管网运行情况进行热、冷变形分析,并确定合适的补偿方法是必要的。

火炬气管网的热(或冷)补偿一般尽可能利用管道自然补偿予以解决,当自然补偿满足不了要求时,可以选用其它合适的补偿器。

在热补偿计算中,计算数据的选取应注意以下几点。

#### ① 计算温度的选择

a. 管道计算温度的选择。一般火炬气排放管网的温度为  $-40 \sim 140^{\circ}\text{C}$ ,管道的计算温度应以管网排放过程中可能出现的最高(或最低)温度为管道的计算温度。

b. 周围空气计算温度的选择。热补偿计算时,以历年最冷月平均温度作为计算温度(也可用采暖计算温度)。冷补偿计算时,以历年最高月平均温度作为计算温度。

② 计算压力的选择。理论上应取上述计算温度的运行工况下,管内可能达到的最高压力。在工程设计中,可近似地取各种运行工况下管道内可能达到的最高压力。

### (4) 管道安装

火炬气排放管道的安装设计中,应注意以下几个问题。

① 管道坡度的确定。火炬气不同于一般气体物料,管网的存液直接影响管网的安全运行,。火炬气主干管最好全部坡向火炬区内的分液罐或水封罐。如确实有困难时,可在主干管的适当位置设最低点,最低点处应设凝液收集和转送设施。装置内的排放设备或排放阀后的火炬支管坡度不小于 5‰,装置的支于管或火炬主干管的坡度以不小于 2‰为宜。

② 阀门的安装。为了保证工厂各种工况(如个别装置开、停车或发生事故,其它装置维持正常生产或进行检修)下的运行,应在各装置排出火炬气的管道上设切断阀,并在靠装置管网侧设盲板。

如果厂区管网很大,跨越几个界区,而每个界区又由几个装置组成,界区有隔断要求时,也应设切断阀。所有阀门上都应设有阀门所处位置(即开、关或开的程度)的标志。

③ 吹扫系统的设置。为了保证火炬气排放管网的安全运行,火炬气总管的上游最远端设有固定的吹扫设施,该吹扫设施包括一个流量计、一个止回阀和一个手动调节阀。所有的火炬总管都应设吹扫用软管接口。吹扫气体一般用氮气或燃料气,但对于低温管道,吹扫气在最低温度时不应发生部分或全部冷凝,对此一般采用氮气吹扫,吹扫气速在最大火炬管内为  $0.03\text{m/s}$ ,如果火炬系统设有水(液)封,则水封上游吹扫气速为  $0.01\text{m/s}$ 。对于低火炬和富氢排放气则要提高吹扫气速。若无水封,则吹扫气应优先选用可用的最重气体,并要安装低流量报警和指示真空度的低压报警,以防空气倒流入火炬系统。

在管网施工和检修完毕,投入运行前,应用吹扫气体赶走管网中的空气。火炬气排放管网停止运行准备检修前,同样要用吹扫气体将火炬气吹扫至火炬燃尽,直至符合动火或检修要求时,方可停止吹扫,进行检修。

④配管要求。在配管设计中, 应注意以下几点。

a. 管道节点的处理。为了避免各生产装置排出的火炬气把烃冷凝液带入主管, 各生产装置出口支管与主管的连接最好采用上接、斜接或平接, 如图 5.23-8 (a)、(b)、(c) 所示。同时, 为了减少接管处局部阻力, 有利于各种工况排放时管网水力工况平衡, 在支管与主管相接时, 应尽量避免丁字接或对接, 最好支管与主管中心线成  $30^{\circ} \sim 45^{\circ}$  角斜插进。这样不仅可降低高速气流进入主管的冲击力, 并可调节节点处水力工况, 如图 5.23-8 (d)、(e) 所示。

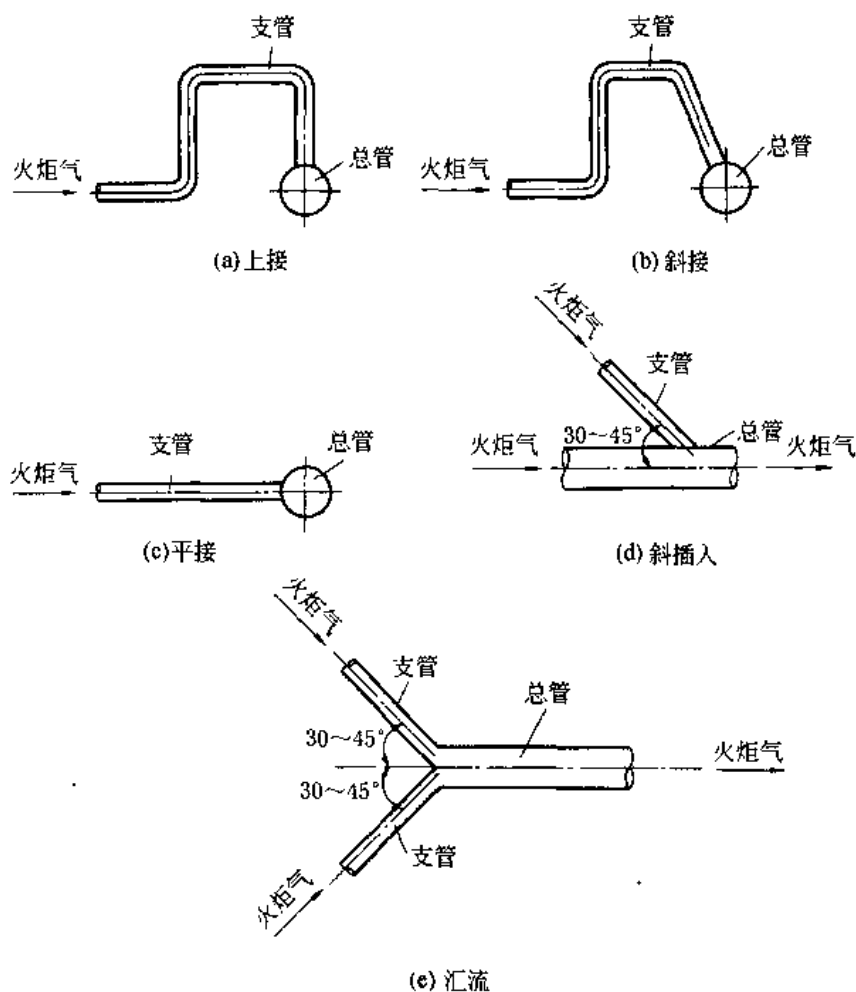


图 5.23-8 配管节点示意图

b. 弯头的选用。火炬气管道弯头宜尽量选用弯曲半径大的弯头, 建议在工程设计中取弯曲半径等于或大于管道直径 2~3 倍, 以减少局部阻力损失。

⑤管道低点排液的收集和转送设施。当从各装置出口至火炬筒体的管道, 全部坡向火炬装置, 能使整个火炬气排放管网内可能产生的凝液全部自流到总的分液罐时, 原则上管网上不再设凝液收集和转送设施。当管道不是一个坡向, 在管网中有最低点出现时, 则必须在管网的最低点设置凝液收集和转送设施, 以排除可能产生凝液在最低点积存, 从而堵塞管道而破坏火炬系统的安全排放。位于厂区管道上的凝液收集和输送设施, 均不设专职的操作工。为此, 可以考虑设置凝液泵自动启动和自动停止的控制系统。为了便于及时掌握凝液泵的故障情况, 还应设置收集罐的高液位报警, 报警信号送到控制室或相应的管理岗位。凝液收集

和转送设施的管理一般由火炬装置或附近其它岗位的操作工兼顾,每班进行1~2次巡回检查。

#### (5) 管道的保温防腐及试压

①管道保温。工厂的火炬气管网一般不进行保温,但出现下列几种情况时,可根据具体运行条件采用保温层保温或蒸汽伴管保温。

- a. 在管网输送过程中,由于热损失而有大量凝液析出时;
- b. 冬季最冷月,液体的析出量影响管网正常运行时;
- c. 管网中有最低点,但未设凝液收集和转送设施,而经保温后可以消除凝液的产生时。

设伴管保温时,应注意由于伴热可能引起火炬气温度升高,要防止由于温升而引起火炬气的化学反应的产生。

②防腐。火炬气管网的防腐,与一般管道一样,并无特殊要求。对具有腐蚀性的火炬气,可考虑加厚管壁厚度,或进行管内刷防腐涂料防腐。

③试压。火炬气管网的试压,应按《石油化工钢制管道工程施工工艺标准》(SHJ 517—91)中的有关章节执行。

### 5.23.3 火炬装置的工艺和系统设计及总图布置

#### 5.23.3.1 火炬装置的工艺流程

##### (1) 高架火炬

为了保证设备及人身安全,火炬装置通常设在离生产装置或厂区有一定距离的地方,通过管道将火炬气输送至火炬进行燃烧处理。

各装置或设备来的火炬气汇总到一根或几根总管,通过总管将火炬气送到火炬筒体前的分液罐,分离凝液后进入水封罐,气体冲破水封进入火炬筒体,沿着火炬筒体上升到火炬头燃烧后放空。典型的高架火炬系统工艺流程如图5.23-9所示。

图5.23-9所示火炬系统的消烟是采用蒸汽喷入火焰的方式。喷入火焰的蒸汽及其带人火焰的空气起助燃作用,促进火炬气完全燃烧,从而达到消烟的目的。

该火炬的点火方式为燃料气和空气强制混合,电点火,密闭传焰点燃长明灯,长明灯再点燃火炬气。点火过程为:由厂区用管道输送来的点火用燃料气和压缩空气,经阀门调节混合到爆炸极限范围后,用电火花引爆发火,再经密闭传焰管点燃火炬顶部的长明灯,这样即可随时点燃从火炬头排出的火炬气。

火炬气经过较长的管道输送后会产生一些凝液,所以总管来的火炬气先进入分液罐,进行气液分离,当分液罐里的凝液达到一定液位时泵启动,把凝液打到凝液管道,送回装置重新利用或由全厂统一考虑其处理。

为了防止火炬管道回火和维持火炬系统正压,分液罐出来的火炬气进入密封罐(通常用水封,也称水封罐),火炬气冲破水封,排入火炬筒体,再沿着火炬筒体上升到火炬头进行燃烧,边燃烧边放空。

水封罐的液位由溢流管保持,流出的含油污水用管道输送排入污水管网,集中到污水处理厂处理。在寒冷地区水封罐和密封水管道及排污管道等设备和管道还应有加热保温措施。

##### (2) 地面火炬

地面火炬的工艺流程基本与高架火炬相似,区别主要在于燃烧器结构不同,高架的火炬头是一个大口径燃烧器,燃烧在高空中进行,而地面火炬的燃烧器具有多级燃烧器即多喷嘴,燃烧在衬耐火材料的钢罩里通过多个小烧嘴在地面进行,因而燃烧容易控制,如图

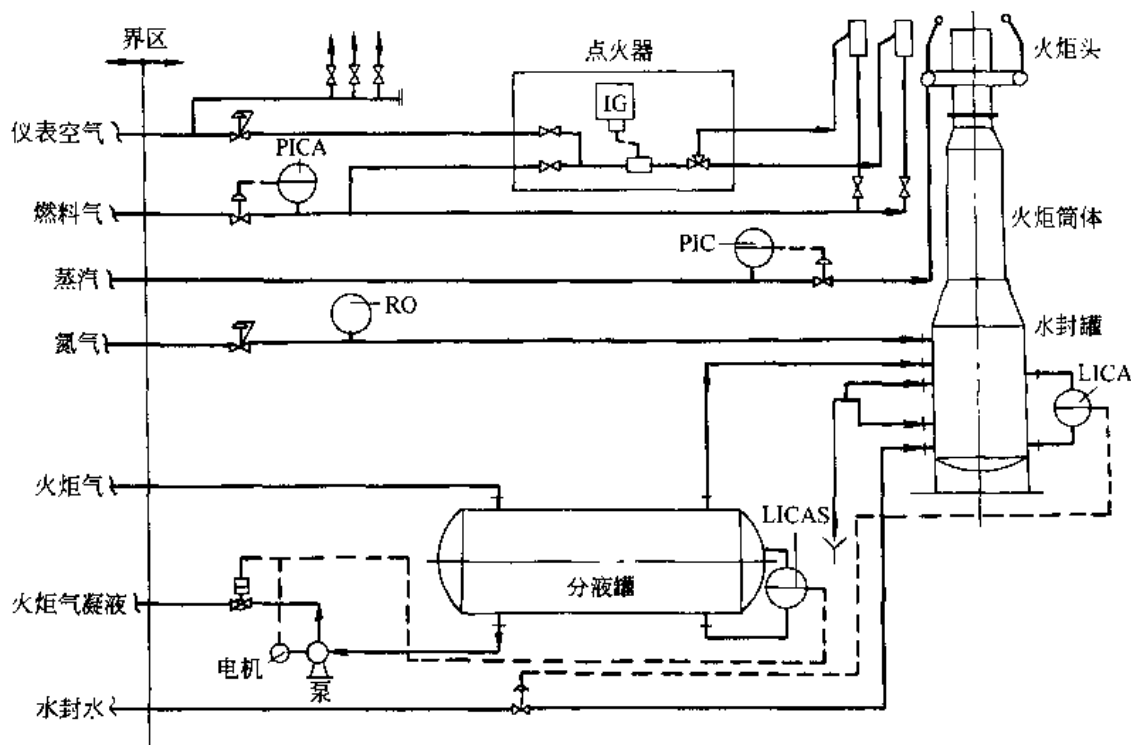


图 5.23-9 典型的高架火炬系统工艺流程图

A—报警；C—控制；F—流量；I—指示；L—液位；

O—孔板；P—压力；R—限流；S—开关或联锁

5.23-4 所示。

目前地面火炬方面的资料比较缺乏，大多是专利技术。随着环境保护要求越来越严格，地面火炬由于其具有无烟、无噪声或无可见火焰的优点，所以有大力发展使用之趋势，图 5.23-10 地面火炬的工艺流程图。

地面火炬生成的烟雾可通过喷射蒸汽、水或空气消除，或者采用特殊烧嘴使得燃烧完全，减少烟雾生成。

由于很多小烧嘴代替一个大型、湍动、嘈杂的火炬，地面火炬具有操作平稳的优点。另一个优点是公用工程消耗少而操作费用低，光和烟雾的生成也大大减少。

### 5.23.3.2 火炬装置的系统设计

#### (1) 密封系统

为了防止空气进入火炬系统而产生回火或爆炸危险，火炬系统设有火炬气密封系统，包括水（液）封和气体密封。

①水封。为了防止火炬总管系统产生真空，需要相对高的吹扫速度（火炬气比空气轻或未经冷却的热火炬气），因而要考虑设置水封。

下列情况下可不设水封：a. 排放设备背压允许值很低，以致于进气立管的入水深度小于 100mm；b. 火炬气温度很低以致于可能引起水封冻结。

如果火炬系统设有水封，则水封本身及其下游设备的设计压力可定为 0.7MPa（G），其上游设备的设计压力可定为 0.35MPa（G），与液封（水封）有关的设计要求如图 5.23-11 所示。



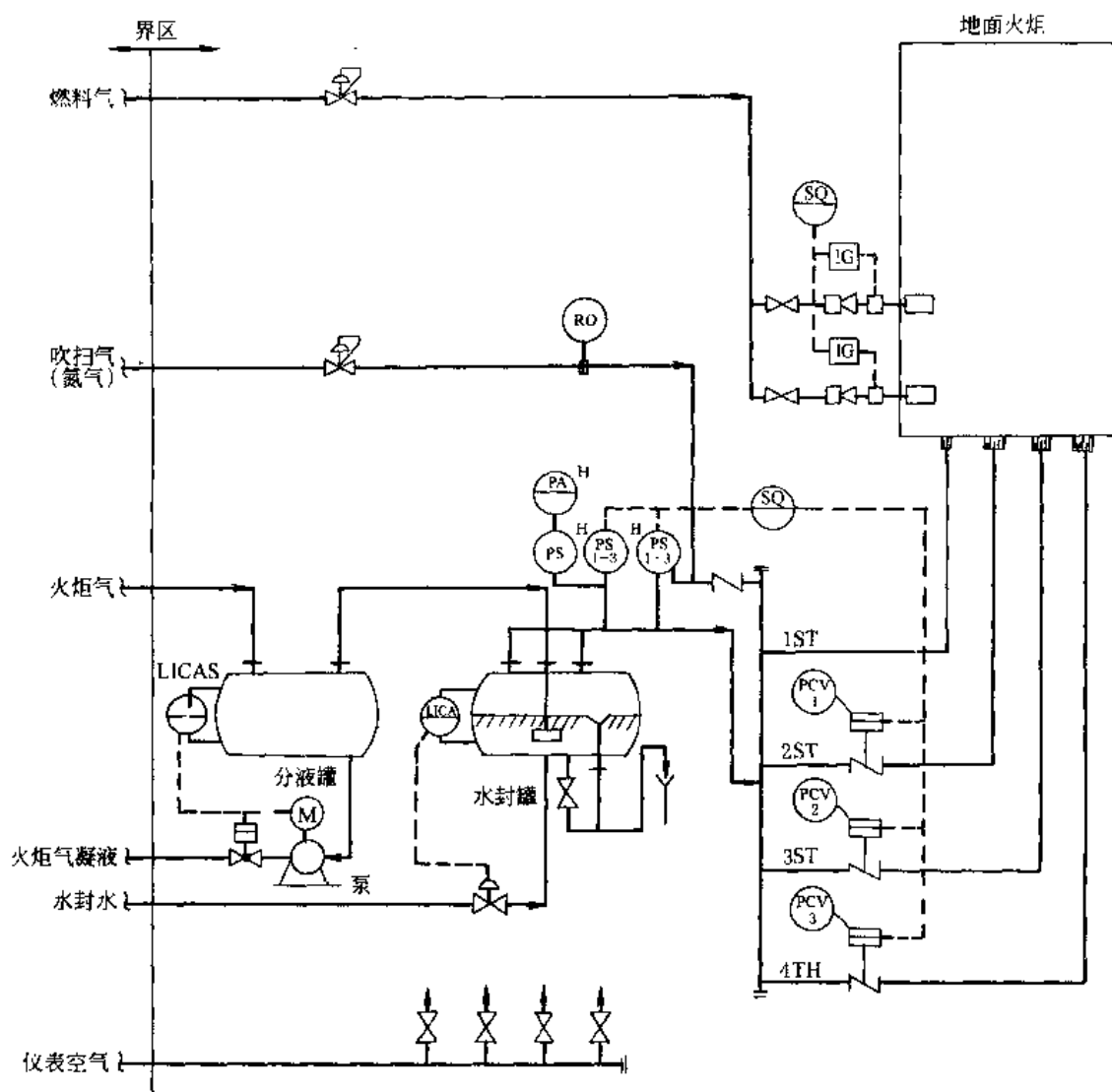


图 5.23-10 地面火炬的流程示意图

A—报警；C—控制；H（尾标字母）—高；I—指示；L（第一位字母）—液位；

L (尾标字母) — 低; O — 孔板; P — 压力; Q — 顺序; R — 限流;

S (第一位字母) — 速度; S (后位字母) — 开关或联锁; V — 阀门

②气体密封。气体密封是用一定量的吹扫气体通过火炬，使火炬在无火炬气排放时维持正压，防止空气进入火炬系统，保证操作安全。图 5.23-12 表示了三种专利气体密封。

下述情况下要设气体密封：a. 无水封；b. 水封下游要求大流量的吹扫气。

气体密封要设在火炬筒顶部。如果仅有气体密封,则整个火炬系统可按 0.35MPa (G) 设计,但设备的壁厚要按 0.7MPa (G) 设计。过去成套引进的乙烯装置的火炬系统都有气体密封器,火炬系统所有设备和管道的设计压力均取 0.35MPa (G)。

## (2) 点火系统

点火系统一般由火源、引火和长明灯三部分组成，现分述如下。

①火源。一般常用电火花,电火花的电源有升压变压器、电阻丝和压电陶瓷等三种。现

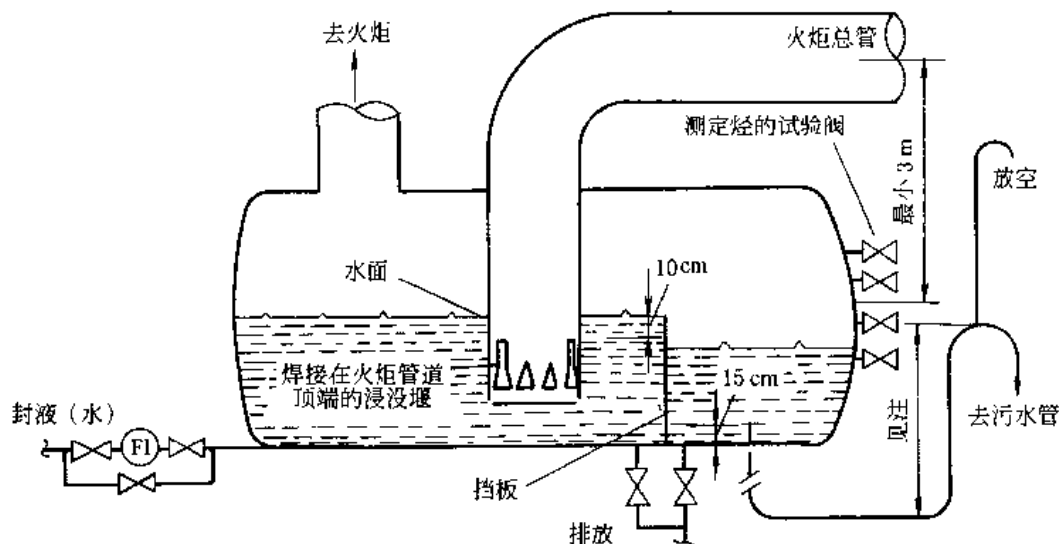


图 5.23-11 火炬气液封(水封)示意图

注: 排液管液封高度至少应为罐最大工作压力的 175%。

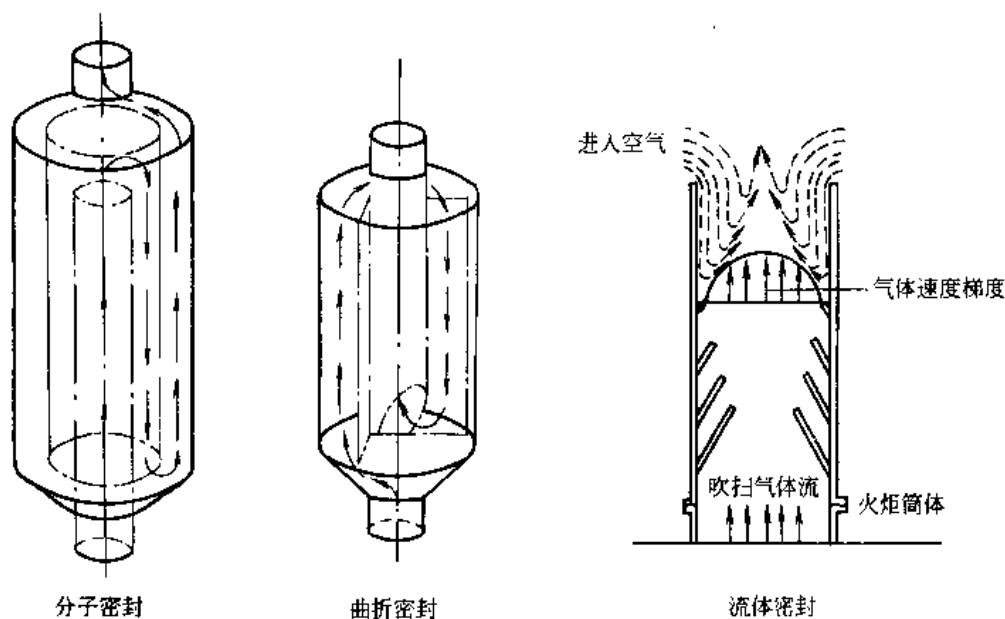


图 5.23-12 专利气体密封

在多采用电点火器产生电火花作火源。

②引火方法。引火部件的作用是把火源引至火炬头, 现在都采用密闭引火。

③长明灯。长明灯是设在火炬头处的一个经常被点燃着的小火种。它被上述引火部件所点燃, 它的任务是及时点燃火炬筒体排放出的火炬气。

一般引火烧嘴和长明灯及监测热电偶、蒸汽喷射器都装配在火炬头上作为一个整体设备供应给用户。

下面分别叙述过去常用的燃料气和空气强制混合电点火和密闭传焰的点火系统和目前正在推广应用的自动点火系统。

燃料气和空气强制混合电点火和密闭传焰的点火系统主要由点火器、传焰管和长明灯组成，如图 5.23-13 所示。点火器一般布置在火炬附近的地面上，点火器上设有点火用燃料气和压缩空气的控制阀、限流孔板和压力表，用来使燃料气和压缩空气混合达到爆炸范围。升压变压器（或压电陶瓷电源）和点燃室用来产生点火的火源。通过敷设在火炬筒体或其支架上的传焰管，用于贮存爆炸范围内的点火用混合气体和将爆炸，（又称爆燃，是燃烧的一种特殊形式）后的火种传递至火炬顶端点燃长明灯。

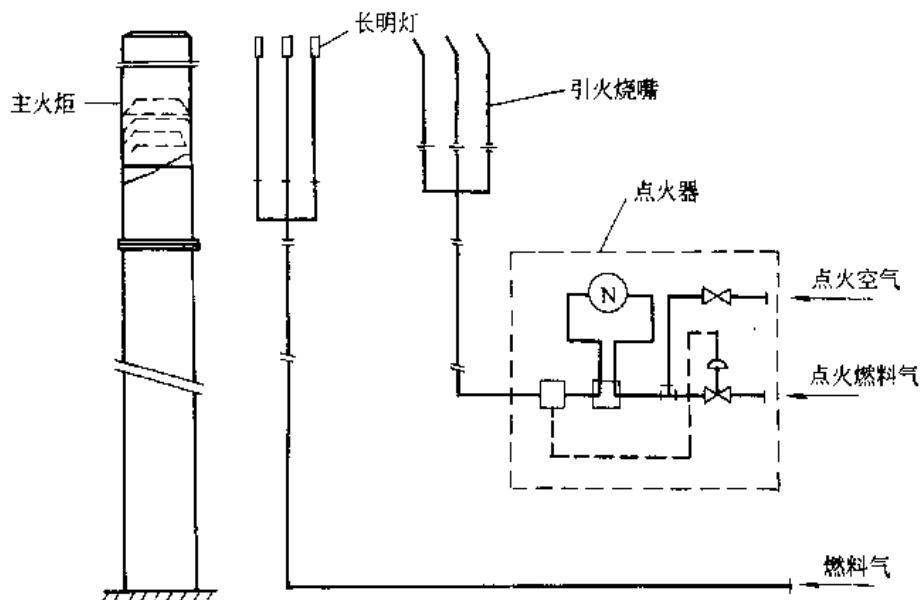


图 5.23-13 点火系统示意图

20 世纪 70 年代和 80 年代引进的乙烯装置和其它聚烯烃装置等石油化工装置的火炬大多采用上述点火系统。根据使用经验，在设计和运行中应注意的问题如下。

①点火用的燃料气宜采用组分不变气体（最好用单一组分）。因为组分变化，会引起爆炸范围的变化，从而增加控制燃料气和压缩空气的混合气体达到爆炸范围的困难。

②在点火用燃料气和压缩空气混合前，必须分别进行过滤和气液分离，以便将其中可能含有的直径大于  $150\mu\text{m}$  的液滴（包括水滴）和固体杂质清除掉。

③正确设计压缩空气和燃料气管道上的限流孔板，以便于控制该两种气体混合物达到爆炸范围。一般以选取两种气体在控制阀后，限流孔板前的压力相等为合适。通过限流孔板的燃料气和空气的流量，应根据该燃料气的爆炸范围，选定燃料气和空气混合的体积比，再予以分别确定。

④点燃室和传焰管的强度，应能满足爆炸时产生的气体压力和管壁可能达到的温度。

⑤正确掌握点火要领，要在传焰管内充满爆炸性气体后，方能按动电钮，发生电火花。若按动电钮发生火花后，不能点燃长明灯时，首先应分析原因，不宜连续按动电钮，一般首次发生电火花没有点燃长明灯的原因，多数是引火管内没有形成爆炸性气体或没有被爆炸性气体充满，这样电火花只能点燃传焰管下部的气体，而不能将火种传至火炬顶端点燃长明灯，为此应根据火炬高度停 15 ~ 20s 或稍多些时间，使传焰管内的燃烧产物排出，新的燃料气和空气被输入，待其形成的爆炸性混合气体充满传焰管后，再次按动电钮发生电火花。

近十多年来由于能源紧张和为了降低产品成本，各企业采取了不少措施减少火炬气排放量和排放频率，回收火炬气，但因存在产用不平衡，同时又受点火技术的限制，火炬大都点着长明灯，白白消耗大量燃料。各企业围绕着消灭长明灯采取了一系列措施，开发火炬自动点火装置就是其中极有成效的一项措施，新近推广应用的火炬自动点火系统流程如图 5.23-14 所示。

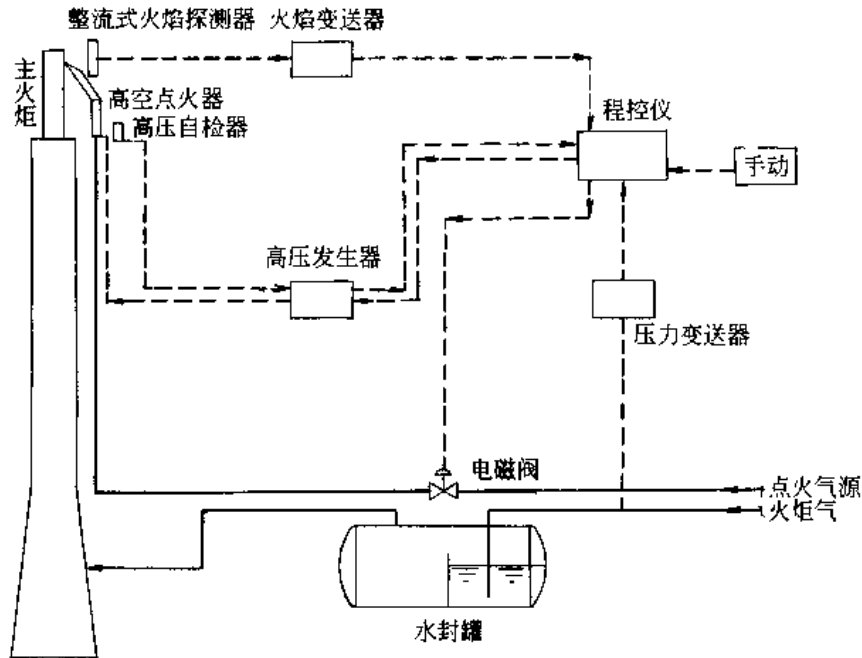


图 5.23-14 火炬自动点火系统流程图

火炬自动点火系统的工作原理如下：当压力变送器把标准信号输送到程控仪，程控仪把采集的信号与设定值进行比较、判断，若超过设定值说明火炬内将有火炬气排放，此时程控仪按照点火程序启动高压发生器，启动点火气源线上的电磁阀，点燃高空点火器，引燃火炬。当火炬点燃后，整流式等离子火焰探测器立即把探测到的标准信号反馈给程控仪，程控仪与设定值进行比较、判断，若高出设定值，则关闭高压发生器，高空点火器停止点火，同时命令关闭电磁阀切断点火气源，熄灭长明灯，程控仪处于检测状态。若由于外部环境恶劣，火炬熄灭，则等离子火焰探测器及时无误地反馈信号，程控仪指令按点火程序及时点火。手动启动也会按照点火程序进行点火；紧急点火可不经过程控仪，直接启动现场点火。高压自检器在点火状态下处于检测状态，并不断进行信号反馈。点火完毕后，程控仪、火焰探测器、压力变送器处于检测状态，而高空点火器、高压发生器、高压自检器、电磁阀处于休息状态，有效地延长了其寿命。

### 5.23.3.3 火炬的总图布置

火炬布置原则如下。

- ①根据高架火炬高度选择必要的防辐射热间距。
- ②《石油化工企业防火设计规范》规定高架火炬与各装置的防火间距为 60~90m。
- ③火炬装置应避免布置在窝风地段，以利排放物的扩散。
- ④两个火炬集中布置时，火炬的间距应使一个火炬燃烧最大气量时产生的热辐射不影响另外一个火炬检修工作的进行。

⑤在保证人身与生产安全的前提下，火炬装置宜靠近主要排放装置布置。

⑥地面火炬周围最小无障碍区的半径为 76~152m。

⑦火炬高度除满足热辐射强度要求外，还应符合现行有关环境保护标准的排放要求及防空标志和灯光保护的有关规定。

根据现场调查情况，高架火炬与周围其它设施，如生产装置、铁路、架空输电线路应保持不小于其高度的间距是需要的。高架火炬距住宅区应尽可能不小于 1.5km，最好相距 2km，距人员较多的办公室也不宜小于 500m。

#### 5.23.4 火炬的燃烧特性

##### 5.23.4.1 火炬头火焰的燃烧特性

###### (1) 燃烧速度

火焰是发生在明显的反应区中的一种自持快速化学反应，火焰有两种基本形式，散射火焰是燃料射流涌入空气着火产生的，而充气火焰是当着火前燃料和空气预混产生的。燃烧速度或火焰速度是指焰尾移动至可燃性混合物表面并进入其中的速度。

###### (2) 火焰的稳定性

对于火炬，一般焰尾是在火炬头顶部。然而风速低时，火炬头顶部发生空气返混。实验表明，如果有足够的燃烧气体流量能保持产生一个在地面上可见的火焰，一般不会有明显的返混空气进入火炬头内。如果气体流量较低时，有在火炬头内部和火炬筒体内燃烧的可能性，则会造成火炬筒体温度高，或火焰熄灭在火炬筒体内，接着形成爆炸性混合物，并且由长明灯引爆。

来自预混合器的充气火焰中，可能发生通常为“逆燃”的现象。这是由于可燃性混合物线速度比火焰速度低，使得火焰返回至混合物处。

无论是充气火焰或散射火焰，如果燃料流量增加到在各点都超出火焰速度，则火焰上升到燃烧器顶部，直到由于湍流混合和与空气稀释而在排气口上方的气流中达到新的稳定状态，这种现象叫“吹出”（火焰的消失叫“吹灭”）。

###### (3) 烟气

在大型石油化工厂和炼油厂中，排放到火炬系统的火炬气主要成分为各种烃类。烃类受热易分解析出炭黑，这是火炬黑烟的主要来源。若考查烃类燃烧的过程，便可发现以下两点：

①不论是直链或是异构烃类，不论是饱和的烷烃或是不饱和的烯烃，亦不论是链烃或芳烃，其氧化过程往往要分两步进行，即氧原子先与氢原子结合，然后才有可能和碳原子结合。

②气体燃烧形成火焰，火焰表面一层空气比较充分，即氧气比较充足，因而燃烧比较完全。火焰芯部氧气不足，燃烧不完全，但受到表面燃烧的热辐射温度升高，因而烃类分解析出炭黑。炭黑随着气流上升，其中一部分炭黑不能烧掉而形成烟雾。

##### 5.23.4.2 无烟燃烧

在实现火炬的无烟燃烧时主要考虑以下几个主要因素：燃烧区域中氧气量及其分布情况；燃烧区域的温度；燃烧烃类的分子量大小及其不饱和程度；同时还应考虑的因素有：噪声、热辐射、所采用的辅助动力、火炬气流量及燃烧的频率。

正确的设计火炬烧嘴，采用强制手段将足量的氧气比较均匀地分布到火焰的芯部使整个火焰成为燃烧区域，这样就可以使火炬实现无烟燃烧。强制手段因所采用的动力来源不同而

不同。最常用的是用 0.6 ~ 2.0MPa 的蒸汽，还有用空气鼓风机等手段的，如图 5.23-15 所示。由于蒸汽本身也是一个消烟剂，所以也有采用喷水消烟的。

火炬采用蒸汽消烟的机理，一种理论认为是蒸汽与炙热的炭粒子反应生成一氧化碳，二氧化碳和氢气，因而在炭粒被冷却并形成烟之前消除掉。另一种理论认为是利用蒸汽将烃分子相互隔开，从而使燃烧过程中的聚合作用减少到最低程度，并以低速率燃烧形成氧化物，燃烧所产生的温度不致使烃类气体分子裂解或聚合。

现在分别讨论上述诸因素。

(1) 氧含量及其分布

燃烧区域中的氧气含量及其分布是影响发烟量的主要因素。为了完全燃烧，应使燃烧区域中有充足的氧气，即要有按化学式计算所需的氧——称之为化学量的氧气。老式火炬筒体中，燃烧气体由筒体中排出与空气相接触而发生燃烧反应产生火焰，这样是不能使空气中的氧气均匀分布到火焰的整个燃烧区域中去的。经验证明为了使氧气均匀分布，必须使大约 20% ~ 30% 左右的化学量氧气（或相应量的空气）以一次空气的形式，通过强制手段分布于火焰的当中部分。其余 70% ~ 80% 的氧气，则可由热抽吸作用以二次空气的形式从大气直接引入火焰。

一次空气和二次空气的比例与烃类不饱和程度有关，一般说来，排放饱和烃类时含 20% 一次空气即可，而不饱和的烯烃则必须 30% 才行。

通常的气态直链烷烃完全燃烧所需化学量空气为 15.5 ~ 17.2:1（重量比），表 5.23-4 列也了几种常见火炬气组分燃烧所需的化学量空气。20% 的一次空气约为 3.1 ~ 3.4:1。引入一次空气的办法，一般采用蒸汽经过喷射器带人空气而形成空气-蒸汽混合气，再行喷入火焰的芯部。中等设计水平的喷嘴，每 kg 蒸汽可带入 10 ~ 15kg 的空气。如按每 kg 蒸汽带入 10kg 空气计算，所需的蒸汽量约为 0.31 ~ 0.34kg/kg 烃类，而气态烯烃的化学量空气约为 14:1 左右，相应一次空气量为  $14 \times 0.3 = 4.2:1$ ，通常装置排放的火炬气为多种烃类及少量惰性气的混合物，故从引入空气以消烟的角度来计算蒸汽的消耗量约为 35% 左右。

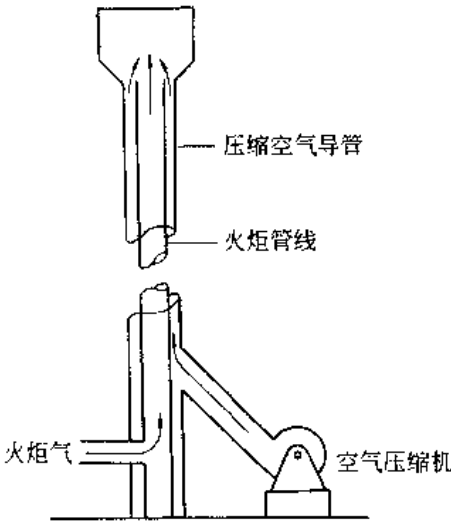


图 5.23-15 空气辅助消烟火炬

表 5.23-4 需要的化学量空气

序号	气体名称	分子式	种 类	化学空气量, Nm <sup>3</sup> /Nm <sup>3</sup>	化学空气量, kg/kg
1	氢气	H <sub>2</sub>		2.38	34.5
2	硫化氢	H <sub>2</sub> S		7.14	6.1
3	一氧化碳	CO		2.38	2.5
4	甲烷	CH <sub>4</sub>	烷 烃	9.52	17.2
5	乙烷	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>		16.66	16.1
6	丙烷	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>		23.8	15.8
7	丁烷	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>		30.94	15.5
8	乙烯	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	烯 烃	14.28	14.8
9	丙烯	C <sub>3</sub> H <sub>6</sub>		21.42	14.8
10	丁烯	C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>		28.56	14.8
11	乙炔	C <sub>2</sub> H <sub>2</sub>	炔 烃	11.9	13.3

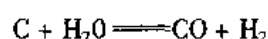
## (2) 燃烧区域的温度

温度影响烃类热分解的量,因而直接影响发烟量。温度升高,烃类热分解加剧,因而发烟。喷入蒸汽除了上述引入一次空气的作用以外,还由于碳-水反应的吸热作用而使火焰温度降低,延长烃类氧化时间,减少其分解量,从而减少发烟倾向,同时蒸汽还增加火焰气体的湍动而有助于温度的均匀分布,避免局部过热冒烟。

温度过低,烃类燃烧不完全也会剧烈冒烟,这种现象产生在燃烧气量急剧减小,而蒸汽量来不及按比例缩小的情况下,过量蒸汽和空气如果超过需要量 300% 就会“淬冷”火焰的燃烧区。因而蒸汽管道应安装调节阀使其流量能自动调节以适应燃烧气量的变化。

## (3) 烃类分解与水煤气反应

烃类在高温下会分解析出游离碳。而碳又会和蒸汽发生反应。



因而蒸汽是一种有效的消烟剂。如果火焰中的水碳比接近于 0.7 (重量比),就不容易发烟了。

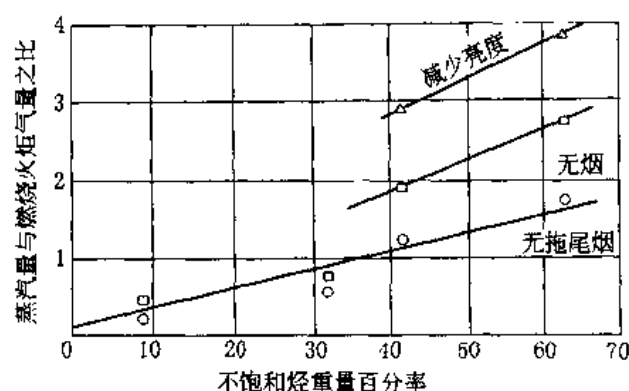


图 5.23-16 不饱和烃对无烟燃烧所要求蒸汽量的影响

## (4) 燃烧烃类的分子量和不饱和程度

烃类分子量越高,蒸汽与二氧化碳之比就越低,冒烟的倾向就越大,烃类的不饱和程度越高,无烟燃烧所需的蒸汽量越大,从图 5.23-16 可以看出不饱和烃对无烟燃烧所要求蒸汽量的影响。

### 5.23.4.3 热辐射

火炬燃烧产生大量辐射热,热辐射强度对人体和设备的影响是火炬设计的关键因素,下面分别讨论各种情况下允许的热辐射强度。

#### (1) 操作人员活动场所的允许热辐射强度

对于火炬附近设置操作岗位或经常有操作人员停留的场所,其允许热辐射强度应该定为多少,有关资料介绍的都不一样。根据《石油化工企业燃料气和可燃性气体排放系统设计规范》(SHJ 9—89),当按事故状态下火炬气的量大排放量计算火炬高度时,其允许的热辐射强度一般选  $1.5\text{kW}/\text{m}^2$ 。国外资料介绍,在常遇事故排放量(一般连续排放 24h 或 24h 以上)经常有人员停留的场所允许热辐射强度取值为  $1.58\text{kW}/\text{m}^2$  ( $500\text{BTU}/\text{ft}^2\cdot\text{h}$ )。还有的规定安全界限允许热辐射强度取值为  $1.39\text{kW}/\text{m}^2$  ( $440\text{BTU}/\text{ft}^2\cdot\text{h}$ )。

#### (2) 非操作人员活动场所的允许热辐射强度

对于火炬附近无操作岗位或操作人员经常活动的场所,其允许的热辐射强度原则上可以大于  $1.5\text{kW}/\text{m}^2$ ,但是应考虑到在突然发生火炬气的最大排放量而出现最大热辐射强度时,火炬筒体周围地区的巡回检查和维修人员能撤离到安全地区(热辐射强度  $\leq 1.5\text{kW}/\text{m}^2$ )。假定从开始承受最大辐射热强度后,在 5s 时间内意识到发生事故(即人体反应时间为 5s)立即快速朝安全地区(热辐射强度  $\leq 1.5\text{kW}/\text{m}^2$ )跑去,此时人体承受的热辐射强度随跑开距离的增大而减弱。要求人员在人体能承受的允许累计总辐射热的时间内跑到安全地方,称这个时间为安全撤离时间。假定跑开的速度为  $6\text{m}/\text{s}$ ,则各种热辐射强度下的安全撤离时间,

以及在安全撤离时间内可跑开的距离见表 5.23-5, 因此, 火炬附近无操作岗位或操作人员经常活动的场所, 其允许的热辐射强度, 应按能满足这个撤离时间 (或撤离距离) 的原则来确定。

表 5.23-5 各种热辐射强度下的安全撤离时间和距离

序号	热辐射强度			开始疼痛时间, s	安全撤离时间, s	可跑开距离, m
	kW/m <sup>2</sup>	kJ/m <sup>2</sup> ·h	BTU/ft <sup>2</sup> ·h			
1	1.39	1193.9	440	∞	∞	
2	1.73	1492	550	60	55	1100
3	2.33	2007.3	740	40	35	700
4	2.9	2495.6	920	30	25	500
5	4.73	4068.9	1500	16	11	220
6	6.31	5425.2	2000	8	3	60
7	6.94	5967.7	2200	7	2	40
8	9.46	8137.8	3000	6	1	20
9	11.67	10036.6	3700	4	—	—
10	19.87	17089.3	6300	2	—	—

按照安全撤离时间进行计算比较繁琐, 为了简化设计, 一般可以按照火炬筒体底部允许热辐射强度为  $4.5\text{kW/m}^2$  来计算火炬的高度。国外资料介绍, 在瞬时最大排放量火炬底部人员短时间所能承受的允许热辐射强度不超过  $4.73\text{kW/m}^2$  ( $1500\text{BTU/ft}^2\cdot\text{h}$ )。还有的认为没有遮蔽物, 但有跑开可能时允许热辐射强度为  $6.31\text{kW/m}^2$  ( $2000\text{BTU/ft}^2\cdot\text{h}$ ), 有遮蔽物时, 允许热辐射强度甚至可为  $9.46\text{kW/m}^2$  ( $3000\text{BTU/ft}^2\cdot\text{h}$ )。

### (3) 设备 (包括建构筑物) 的允许热辐射强度

在大多数情况下, 设备能够安全地承受比对人体所限定高得多的热辐射强度。设备的允许热辐射强度一般应取设备承受热辐射后, 引起温升达到该设备的最高允许温度时的热辐射强度。设备的最高允许温度, 由其材质、结构和用途等因素决定。设备承受热辐射后, 温度上升能够达到的最高温度, 是当其吸收的热量与散发的热量相等时达到的热平衡温度。该温度的高低, 由该设备的材质、结构、形状、尺寸大小、用途及所在地区的气候等因素决定。计算比较繁杂, 而且不易计算准确。因此, 在工程设计中一般不进行具体计算。而按对承受热辐射设备的保护和布置要求考虑, 可以参照如下表 5.23-6 进行。

表 5.23-6 对承受热辐射设备的保护和布置要求表

设计条件	设备材料种类	对设备温升没有严格要求的钢制设备和管道	导热性能低的木制设备
事故状态下火炬气的最大排放量		$\geq 9.46\text{kW/m}^2$ 时应采取隔热 (加保温层) 措施	应布置于 $\leq 4.73\text{kW/m}^2$ 的地方
常遇到的事故状态下火炬气的排放量		$\geq 4.73\text{kW/m}^2$ 时应采取隔热 (加保温层) 措施	应布置于 $\leq 3.14\text{kW/m}^2$ 的地方

对于周围空气温度要求比较严格的设备和构筑物 (如循环冷却水塔), 其允许热辐射强度, 原则上应小于当地正午的太阳总辐射强度。一般可按照上面有操作人员经常活动场所的允许热辐射强度考虑。

综上所述, API 521 (90 版) 和 SHJ 9—89 推荐的火炬热辐射强度设计值如表 5.23-7



所示。

一般工程设计中，都提供火炬的热辐射强度和相应的保护半径规定值。图 5.23-17 是某 30 万 t 乙烯装置高架火炬的热辐射强度及相应的保护半径。

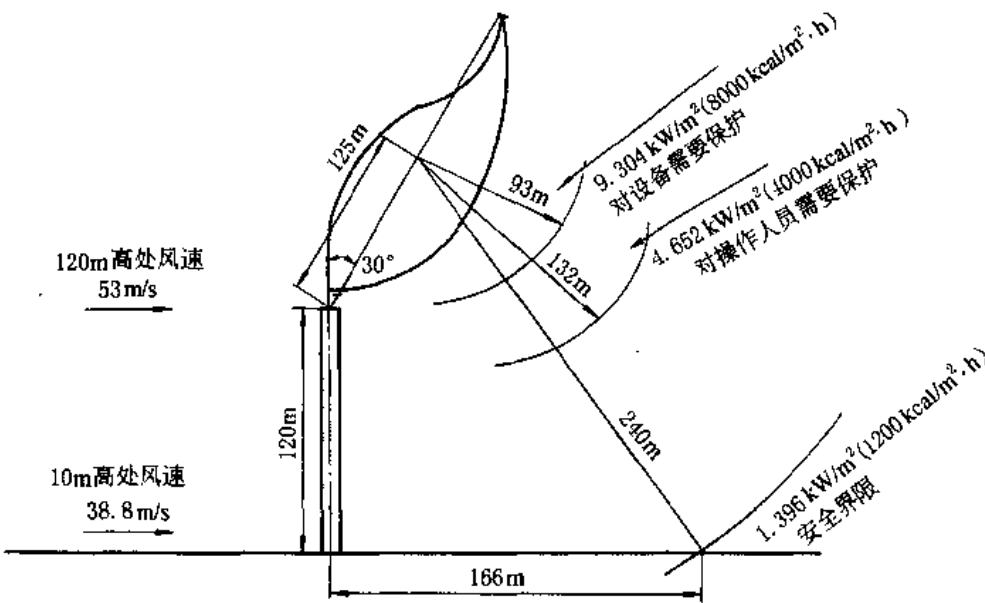


图 5.23-17 某火炬最大火焰时的热辐射强度和相应的保护半径

表 5.23-7 不包括太阳辐射的推荐设计火炬辐射热强度值

序号	API 521 (90 版)		SHJ 9—89	
	允许的热辐射强度设计值 kW/m²	条 件	允许的热辐射强度设计值 kW/m²	条 件
1	15.77	操作人员不大可能到达的或可利用建筑物或设备作为屏蔽辐射热的区域	9	在火炬底部地面发生事故时，必须几秒钟之内撤离现场的地点
2	9.46	在火炬设计排放量下，操作人员有可能进入的任何区域，如火炬下面的地坪或塔附近的操作平台。暴露数秒钟，且能躲避		
3	6.31	热强度对应的区域是，对持续 1min 的意外事故，操作人员无须屏蔽但需穿着适当的防护服		
4	4.73	热强度对应的区域是，对持续数分钟的意外事故，操作人员无须屏蔽但需穿着适当的防护服	4.5	无防护设施，但操作人员有适当防护衣着并需要停留几分钟的地点
5	1.58	热强度对应的区域是，操作人员持续暴露其下在任何地方	1.5	操作人员需要连续暴露的任意地点

5.23.4.4 噪声

火炬燃烧时的噪声有两个来源，即燃烧吼音与喷射噪声。火炬中的主要噪声源是湍动气流燃烧噪声，噪声几乎与燃烧烃量的平方成正比。

燃烧过程中所产生的单一音谱的燃烧吼音是和与燃烧气混合的空气量呈线性函数关系，空气量增加，燃烧吼音也增大。在清静的环境中如果只有一个火炬，燃烧吼音的大小是可以

估算的。在同时存在几个火炬或其它噪声源的情况下，由于互相干扰，总的音响大小的估算必须根据经验加以修正。

无烟火炬的另一个噪声源是由喷射蒸汽产生的。火焰底部喷嘴排放的表压为 0.6~1.0MPa 的蒸汽，导致增加高频噪声（1000Hz 到 2000Hz）。由于燃烧带湍动更强烈，低频燃烧噪声（250Hz 到 500Hz）也增加。流体通过缩孔而产生的喷射噪声，在流量不变的情况，喷射噪声与流体经过缩孔的压力降成正比。由于这一原因设计喷嘴时应尽量减少压力降，亦可采取分级降压的办法，干蒸汽比湿蒸汽好，湿蒸汽中的水滴遇到火焰中的热气会产生撕裂声。

距火炬筒顶部 30m 处的噪声强度，可用下式计算。

$$L_{30} = L - 101g\left(\frac{1}{2} W U_s^2\right) \quad (5.23-17)$$

式中  $L_{30}$ ——离火炬筒顶部 30m 处的噪声强度，dB；

$L$ ——噪声强度，dB，可从图 5.23-18 查得；

$W$ ——火炬气排放量，kg/s；

$U_s$ ——声波在排放的火炬气中的传播速度，m/s，可按下式计算。

$$U_s = \sqrt{\frac{KRT}{M}} \quad (5.23-18)$$

式中  $K$ ——气体绝热指数；

$R$ ——气体常数，取  $8314\text{N} \cdot \text{m}/(\text{kg} \cdot \text{mol} \cdot \text{K})$ ；

$M$ ——气体平均相对分子质量；

$T$ ——操作条件下的气体温度，K。

当离火炬筒顶部距离超过 30m 时，其噪声强度可按下式计算。

$$L_p = L_{30} - 201g \frac{R_p}{30} \quad (5.23-19)$$

式中  $L_{30}$ ——离火炬筒顶部 30m 处的噪声强度，dB；

$R_p$ ——P 点离火炬筒体的距离，m。

### 5.23.5 火炬装置主要设备的设计

#### 5.23.5.1 火炬头

##### (1) 对火炬头设计的基本要求

火炬头实质上就是大型燃烧器，是火炬装置中的一个关键设备，火炬头一般由专业制造厂设计和制造，它的作用是将排放到火炬系统的火炬气燃烧掉，根据不同的要求，火炬头的种类很多，但对火炬头设计的基本要求如下。

- ①能安全燃烧掉各种工况（指不同流量、不同参数和不同组成成分）的火炬气；
- ②将火炬气完全燃烧，燃烧产物对周围环境的污染符合有关规定；
- ③在保证火炬气完全燃烧的前提下，要求能耗（蒸汽、电或水）低；
- ④结构简单，制造容易，选材得当，使用寿命长，重量轻，便于安装和维护检修；

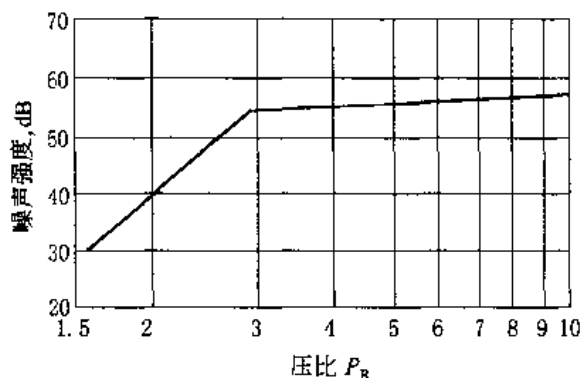


图 5.23-18 离火炬筒顶部 30m 处的噪声强度

注：图中  $P_R$  为噪声源上下游压力之比

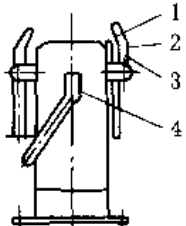
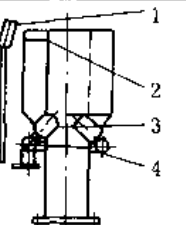
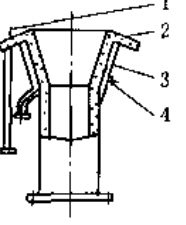
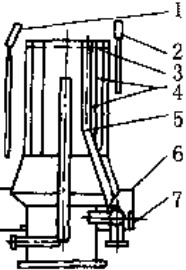
⑤燃烧中产生的噪声和光害小。

## (2) 火炬头的分类及其特点

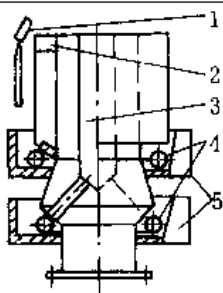
由于火炬一般分为高架火炬和地面火炬,因而火炬头也分成高架火炬头和地面火炬燃烧器两大类。

①高架火炬头。高架火炬常用蒸汽消烟,蒸汽消烟高架火炬头主要有五种类型,其结构和特点如表 5.23-8 所示。

表 5.23-8 蒸汽消烟高架火炬头类型

类 型	结 构 简 图	特 点
中心喷嘴式	 <p>1—稳定圈; 2—顶部蒸汽喷嘴 3—长明灯; 4—蒸汽中心喷嘴</p>	<p>结构简单,在直径较小的情况下,效果较好</p> <p>中心喷嘴喷射蒸汽,改善火炬燃烧区的水碳比;顶部蒸汽喷嘴具有增加火焰燃烧气与空气混合的效果及稳定火焰的作用</p>
中心蒸汽-空气管式	 <p>1—长明灯; 2—环板; 3—蒸汽-空气管; 4—蒸汽喷嘴</p>	<p>中心管将空气-蒸汽引入火焰心部改善燃烧情况,结构简单,但消烟效果不够理想</p>
低噪声无烟式	 <p>1—长明灯; 2—耐火衬里; 3—蒸汽套; 4—蒸汽喷嘴</p>	<p>火炬头上部有蒸汽套,均布数十个喷嘴,使蒸汽-空气混合进入燃烧腔与火炬气混合</p> <p>在气量较小情况下,火焰在燃烧腔中燃烧,火炬头内衬有耐火衬里</p>
多根蒸汽-空气喷管式	 <p>1—长明灯; 2—顶部蒸汽喷嘴; 3—稳定圈; 4—蒸汽-空气管; 5—中心蒸汽管; 6—蒸汽喷嘴; 7—消声器</p>	<p>除具有中心蒸汽喷管外,还有多根蒸汽-空气喷管</p> <p>蒸汽-空气与火炬气混合均匀,燃烧稳定,消烟效果较好,适合于大排放量大型火炬</p> <p>顶部一圈喷嘴使蒸汽呈伞状旋风喷射,具有稳定火焰及冷却火炬头的作用</p> <p>缺点:结构复杂,制造麻烦,噪声较大</p>

续表

类 型	结 构 简 图	特 点
多层式	 <p>1—长明灯；2—旋风叶片；3—中心管； 4—蒸汽喷嘴；5—消声器</p>	燃烧效果与多管式相似，但制造比较简单，使用寿命长，适用大排放量，但在同样流量下质量比多管式增加 30%

②地面火炬的燃烧器。地面火炬的燃烧器具有多个喷嘴，与炉子有点类似，而不是像高架火炬的火炬头那样，只有一个火炬气排出口。地面火炬通过喷射蒸汽、水、空气或采用特殊烧嘴实现无烟燃烧，图 5.23-19 是多喷嘴地面火炬燃烧器装配示意图。地面火炬的控制系统比较复杂。地面火炬大多是专利技术产品，成套引进。

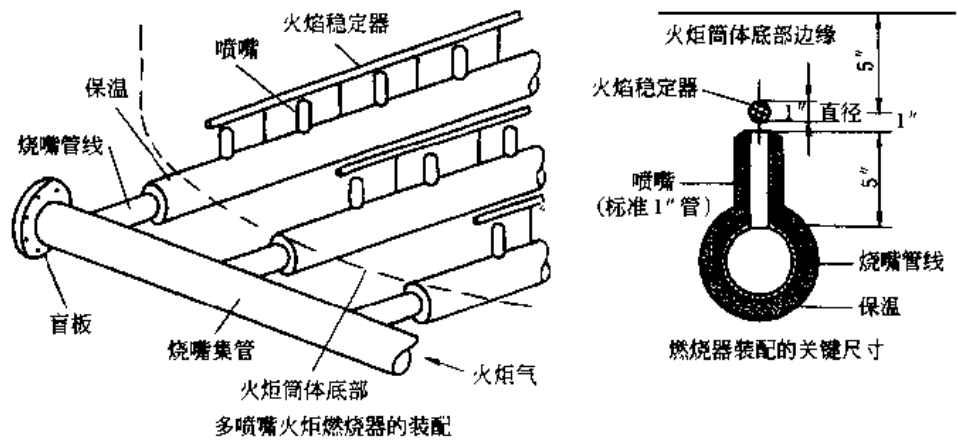


图 5.23-19 多喷嘴火炬燃烧器装配示意图

(3) 高架火炬头的工艺计算

①高架火炬头直径。火炬头燃烧火焰的稳定性与火炬头出口的火炬气流速有关，即马赫数有关，马赫数是火炬头出口火炬气线速度与声波在火炬气中的传播速度之比。马赫数在 0.2 以下能稳定燃烧。没有稳定圈的火炬头马赫数超过 0.2 时，火焰的稳定性开始降低，马赫数达 0.5 时，火焰有被吹跑的危险。有稳定圈的火炬头马赫数在 0.5 以下，火焰都具有一定的稳定性。火炬头大都采用喷射蒸汽带入一次空气，以达到消烟的目的。由于蒸汽和空气的喷入，火炬头出口的实际马赫数远比只按火炬气流速计算所得之值大，实践证明按火炬气流速计算所得的马赫数在 0.05 以下时，消烟效果较好，马赫数超过 0.05 不能完全消烟。因此，一般经验是：

- a. 火炬气量按经常排放不平衡废气量考虑时，马赫数取 0.03~0.05；
- b. 火炬气量按紧急事故排放量考虑时，马赫数取 0.2~0.3；

c. 火炬气量按偶然发生的特事故排放量考虑时, 马赫数取不大于 0.5。

实际直径的选取, 综合上述三种计算结果而定。这样, 在正常排放量下, 火炬是无烟燃烧的, 而在遇到偶然发生的特事故下, 由于一般大型火炬头都安有稳定圈, 仍然能稳定燃烧。

马赫数与火炬头直径的关系式

$$Ma = 11.61 \times 10^{-2} \frac{W}{pD^2} \sqrt{\frac{T}{kM}} \quad (5.23-20)$$

式中  $Ma$ ——火炬头出口火炬气线速度与声波在火炬气中的传播速度之比;

$W$ ——火炬气排放量,  $\text{kg/s}$ ;

$p$ ——在火炬头内侧火炬气的压力,  $\text{kPa}$ ;

$D$ ——火炬头直径,  $\text{m}$ ;

$T$ ——在火炬头内侧火炬气的温度,  $\text{K}$ ;

$k$ ——火炬气绝热指数;

$M$ ——火炬气平均相对分子质量。

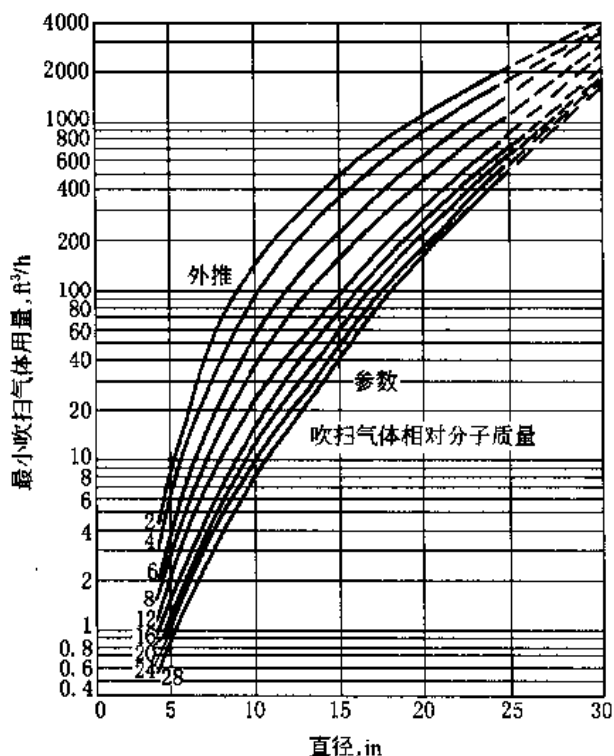


图 5.23-20 推荐的高架火炬最小吹扫气体用量

② 消烟蒸汽量。为了促进火炬气与空气充分混合, 并使燃烧过程中产生的游离炭起水煤气反应, 减少黑烟, 通常在火炬头处往火炬气中喷入蒸汽。无烟燃烧所需的蒸汽量取决于无烟处理量及火炬气混合物的组分。

消烟蒸汽量与烃类分子量和烃类的不饱和程度有关, 烃类分子量越高, 蒸汽与二氧化碳之比就越低, 冒烟的倾向就越大, 烃类的不饱和程度越高, 无烟燃烧所需的蒸汽量越大, 从图 5.23-20 可以看出不饱和烃对无烟燃烧要求的蒸汽量的影响。

火炬气速在马赫数为 0.03 ~ 0.05 时, 应由自动阀门相应减小蒸汽量, 气速超过马赫数 0.05 ~ 0.06 时, 蒸汽量不再增加, 火炬开始冒烟, 这种情况是少见的而且历时较短。建议按下式计算消烟蒸汽量

$$W_s = W \left( 0.68 - \frac{10.8}{M} \right) \quad (5.23-21)$$

式中  $W_s$ ——消烟蒸汽量,  $\text{kg/h}$ ;

$W$ ——无烟处理时的火炬气排放量,  $\text{kg/h}$ ;

$M$ ——火炬气的平均相对分子质量。

上式中无烟处理的火炬气排放量一般按单个装置开、停工时排放量计算, 也可根据设计处理量和经验确定, 通常按设计处理量的 10% ~ 50% 作为无烟燃烧量计算。上式是以蒸汽

与二氧化碳重量比约为 0.7 为基础的, 即反映出火焰中水碳比等于 0.7 的要求, 公式中未计入烃类不饱和度对消烟蒸汽的影响。在任何情况下, 如果采购了专利火炬头, 则应与火炬头专利商协商确定所需要的消烟蒸汽量。

③吹扫气体用量。火炬头出口总要保持一个最小气量, 以防止回火。由于火炬气量难以控制, 一般通过往水封罐气相或火炬筒体中通入一定量的吹扫气体, 主要用氮气或燃料气来保持防止回火所需的最小气量。

由于火炬系统可能出现排放温度高于  $82^{\circ}\text{C}$  ( $150^{\circ}\text{F}$ ) 的热气体, 热气体排放后要很快补充吹扫气体如燃料气或惰性气体以防止由于热收缩产生的真空引起空气进入火炬系统, 造成回火或爆炸危险。

国外资料介绍一般要求吹扫气体的流量足够保持离火炬筒体顶端 7.5m (25ft) 处的氧含量在排放烷烃时不超过 6% (体积), 而排放氢气时不超过 3% (体积)。吹扫气体的用量与火炬筒体直径及吹扫气体的分子量有关, 图 5.23-20 表示这三者之间的关系。对高架火炬系统采用分子密封或流体密封时通常要求吹扫气在火炬出口有不小于  $0.03 \sim 0.06\text{m/s}$  ( $0.1 \sim 0.2\text{ft/s}$ ) 的向上气体流速, 若不采用分子密封, 则吹扫气体要维持不小于  $0.3 \sim 0.6\text{m/s}$  ( $1 \sim 2\text{ft/s}$ ) 的向上气体流速。任何情况下, 如果购买了专利火炬头, 应与火炬头供应商确认吹扫气体的用量。

未采用专利火炬头时, 可用下式估算火炬吹扫气体用量

$$U_p = 0.39 M^{-0.4} \times D^{1.46} \times 10^{-2} \quad (5.23-22)$$

式中  $U_p$ ——吹扫气体流速, ft/s;

$D$ ——火炬头直径, in;

$M$ ——火炬气平均相对分子质量。

#### (4) 火炬头的主要尺寸和材质的确定

火炬头的直径可按式 5.23-20 计算, 但同时要考虑火炬头在水平切面上的内净面积, 原则上应与火炬筒体的内切面积相等。只有在火炬气压力比较低, 火炬气在火炬本体 (包括筒体、气体密封和火炬头) 内的允许压力降小, 又要求保证火炬气从火炬头 (即火炬顶端出口) 排出的规定流速时, 才选取火炬头在水平切面上的内净面积小于火炬筒体的内切面积, 火炬头长度主要由火焰热辐射的影响和火炬头结构本身的要求等因素来决定, 一般取 2.5 ~ 4m。国内几个工厂火炬头的主要尺寸和材质列于表 5.23-9。

表 5.23-9 几个工厂火炬头的主要尺寸和材质

序号	工厂名称	火炬筒体直径 $D_N$ , mm	火炬头长度, mm	火炬头材质
1	北京燕化化工一厂	1224	4191	1Cr18Ni9Ti
2	上海金山化工一厂	1092	4191	
3	大庆石化烯烃厂	1250	4191	SUS310, Incoloy 800H
4	茂名乙烯 B 火炬	1300	3660	SUS310, SUS304
5	茂名乙烯 C 火炬	350	3660	SUS310, SUS304

火炬头处于比较苛刻的条件下操作, 而高架火炬的火炬头的检修不论采用搭脚手架, 人上去在高空中进行, 还是采取将火炬头卸下都是很麻烦的事。尤其是大型乙烯装置的火炬高达 100m 以上, 使检修条件更为恶劣, 因而在设计中应慎重选择火炬头各有关部件之材质, 使其寿命尽量长。

由于喷入大量蒸汽及空气, 一般火焰的根部与火炬头有段小距离。气量大时, 火焰发热量大, 但这段距离也同时增大, 由传热机理决定总是向上方传热的比较多, 所以火炬头承受

热量也不大。在装置发生事故而大量排气时,由气体对流向火炬头传热,使火炬头表面温度可达  $700 \sim 900^{\circ}\text{C}$ 。火炬头位于高空,一般都有风,火焰受风的影响而偏斜,火炬头迎风面温度较低,背风面恰好受到火焰辐射热的照射,温度升高。由于风向经常变化,所以火炬头壳壁实际受交变热应力的作用,经过一段时间作用之后,极易产生裂纹。

对于处理一般腐蚀性不强的以烃类为主的火炬,根据经验火炬头上半部的材料以 SUS310 这类耐热材料为宜,而下半部则可采用 SUS304 不锈钢。火炬头顶部的部件如长明灯烧嘴、点火烧嘴、密封挡板、热电偶保护套、蒸汽喷嘴等,其操作条件甚为恶劣,而材料用量不大,也要采用 SUS310,甚至更好的材料。

由于火炬头更换或检修都比较困难,火炬头在制作中必须对焊接和焊缝检验提出十分严格的要求。例如,焊缝处有裂纹,就会使火炬气漏出而产生小火焰,小火焰局部加热火炬头壳体将导致裂纹迅速扩大,加剧漏火,终将烧毁整个火炬头。

#### (5) 高架火炬头应用举例

我国乙烯装置的火炬头多采用多根蒸汽-空气喷管式火炬头,例如燕化、齐鲁、扬子的乙烯装置的火炬头都属于这个类型,其为 John Zink 公司生产的 STF-SA-S 型。图 5.23-21 为某乙烯装置的火炬头。

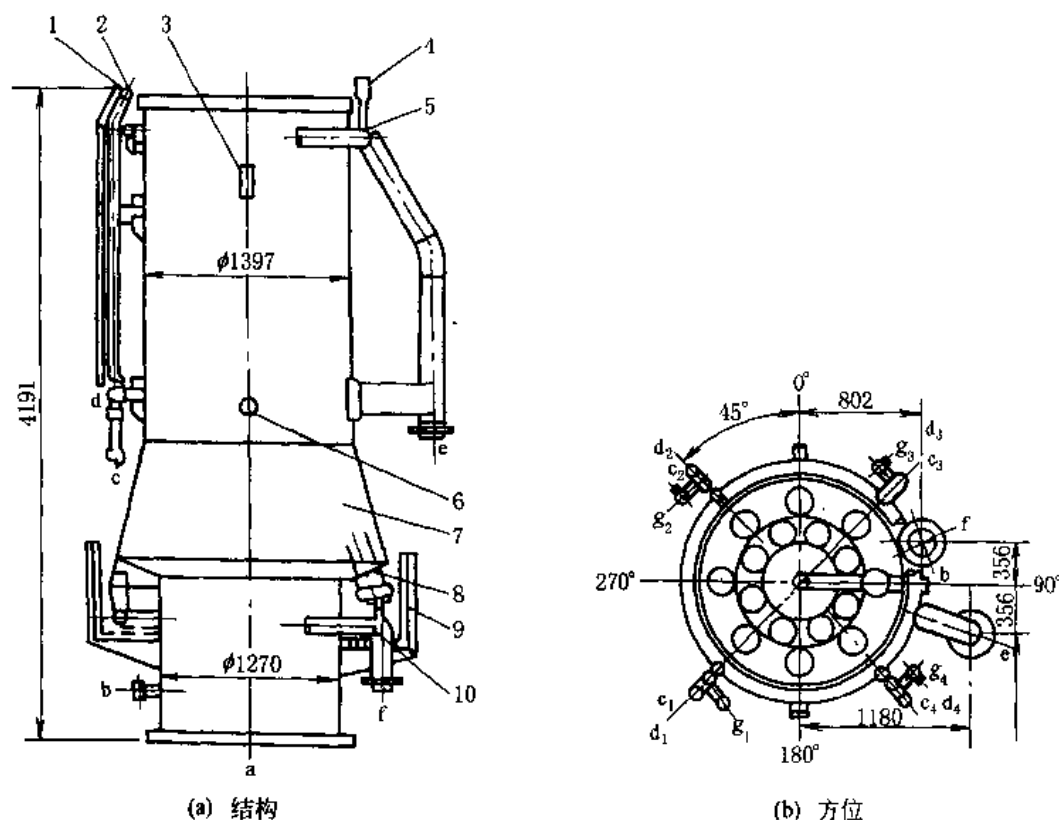


图 5.23-21 火炬头结构图

- 1—长明灯引火管; 2—长明灯; 3—吊耳; 4—蒸汽喷嘴; 5—上部蒸汽盘管;  
6—重心标记; 7—火炬头本体; 8—内部喷射管; 9—消音室; 10—下部蒸汽盘管;  
a—气体进口; b—中心蒸汽进口; c—长明灯气体; d—长明灯点火;  
e—上部蒸汽盘管; f—下部蒸汽盘管; g—热电偶

John Zink 公司生产的 STF-SA-S 型火炬头,使火炬达到了更大的消烟能力,它使用蒸汽

以吸入燃烧所需的空气，同时作为稀释剂的蒸汽-空气混合物抑制了聚合反应。SA 表示蒸汽-空气注入器从火炬头下部安全区吸入空气，并将充分混合的蒸汽-空气混合物注入火炬气流中。S 表示周边环形蒸汽-空气注入系统，这大大提高了 SA 的设计能力。某火炬头的消烟蒸汽分三路，各路蒸汽独立控制，以便调节及正确控制无烟燃烧时所需的各部分蒸汽量。当火炬停止燃烧时，各部分蒸汽管仍要连续供给一定量的冷却用保护蒸汽。各部分蒸汽用量见表 5.23-10。

我国大庆和茂名有的火炬采用 NAO 公司生产的 NFF-RAC 型火炬头，这种专利火炬头带有流体密封、蒸汽喷射器、长明灯、点火烧嘴、火焰稳定圈、监测热电偶、挡风屏等附件，装配好后以一个整体出售，见图 5.23-22，这种火炬头具有结构简单，减少火炬筒体的荷载和安装施工的难度，对火炬气排放阻力小，吹扫气体用量少等优点而受到欢迎。这种火炬头的消烟蒸汽分两路，各路蒸汽独立控制，以便调节及正确控制无烟燃烧时所需的各部分蒸汽量。当火炬停止燃烧时，各部分蒸汽管仍要连续供给一定量的冷却用保护蒸汽。茂名某火炬的蒸汽用量见表 5.23-11，

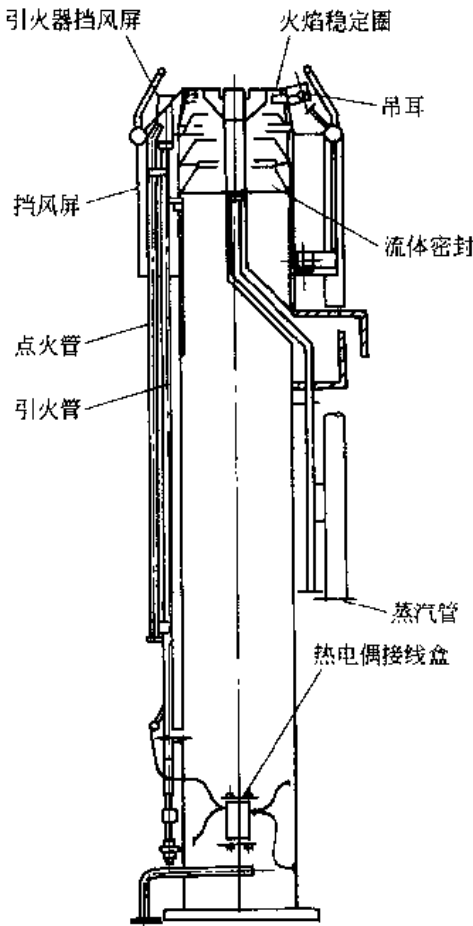


图 5.23-22 带流体密封的专利高架火炬头

表 5.23-10 火炬头蒸汽用量

供应部分	压力, kPa (G)	温度, ℃	用量, kg/h	
			最大用量	冷却保护用量
上部蒸汽	690	170	22407	427
下部蒸汽	690	170	19595	363
中部蒸汽	690	170	2268	227

表 5.23-11 茂名某火炬的蒸汽用量

供应部分	压力, kPa (G)	温度, ℃	用量, kg/h	
			最大用量	冷却保护用量
上部蒸汽	1300	295	34750	179
中部蒸汽	1300	295	6150	47.1

国外的火炬头直径系统为：1"、2"、3"、4"、6"、8"、10"、12"、14"、16"、18"、20"、24"、28"、30"、32"、36"、40"、42"、44"、48"、50"、54"、60"、72"。

5.23.5.2 火炬筒体

(1) 对火炬筒体设计的基本要求

火炬筒体是高架火炬的重要组成部分之一，其作用是把火炬气送到高空的火炬头去燃烧。在确定了火炬系统的最大排放量（也有的称为设计排放量）之后，可根据此最大排放量，按有关规范来计算需要的火炬筒体和火炬头尺寸。



火炬筒体的设计原则是：

①要保证在紧急排放时，即使火炬筒体内的火炬气流速已达到最高限度（火炬头的设计排放量），也不致于将火炬的火焰吹灭，这是决定火炬头和火炬筒体直径的基本条件；

②在最大处理量时，火炬火焰的热辐射不致影响到其周围机械设备的正常运转，也不得影响人员的操作；

③在火炬意外灭火的情况下，地面上的废气浓度不应达到爆炸极限，化学毒害也不应超出安全范围。

## (2) 火炬筒体直径计算

火炬筒体直径可与火炬头直径一样，按前面所述的公式（5.23-20）计算，也可用下式估算。

$$D = \sqrt{\frac{W}{0.785\rho U}} \quad (5.23-23)$$

式中  $D$ ——火炬筒体直径，m；

$W$ ——火炬气质量流量，kg/s；

$\rho$ ——火炬气密度，kg/m<sup>3</sup>；

$U$ ——火炬气流速，一般选用 150m/s。

最后必须检查火炬系统总压力降与安全阀背压之间的关系，应满足排放系统压力降的要求，火炬筒体直径不得小于火炬总管管径，火炬筒体的设计压力不低于 0.35MPa (G)。

## (3) 按允许的热辐射强度确定火炬筒体高度和火炬周围安全界限

以下采用简化法计算火炬筒体高度和火炬周围的安全界限

火炬气燃烧对地面上某点的热辐射强度，与火炬气燃烧释放的热量、火焰的几何尺寸及火焰距地面上该点的距离等因素有关。

### ① 释放的热量

$$Q = 2.78 \times 10^{-7} WH_v \quad (5.23-24)$$

式中  $Q$ ——火焰放出的总热量，kW·h；

$W$ ——气体质量流量，kg/h；

$H_v$ ——气体低热值，J/kg，从表 5.23-12 查得。

表 5.23-12 可燃气体的低热值

气体名称	低热值, J/kg	气体名称	低热值, J/kg	气体名称	低热值, J/kg
氢气	120332800	乙炔	48636431	丁烯	45487200
甲烷	49994000	丙烷	46344073	戊烷	45354400
乙烷	47472320	丙烯	46085867	戊烯	44281600
乙烯	47573600	丁烷	45731531		

②热辐射率。热辐射率  $f$  的理论值相当高，有时达 0.35，而现场实测的数据比理论值低得多，其原因如下：一般排放气体的燃烧不完全；游离碳的存在虽然提高了发光度和辐射率，但由于产生的烟雾遮住了火焰反而降低了热辐射率；热辐射率随距离增加而减少；向无烟火炬头喷入蒸汽会使热辐射率大为减少。

表 5.23-13 列出了几种气体的火焰热辐射率  $f$ ，这些数据仅是气体的辐射。如果是液态，则其热辐射率  $f$  是气体的 3 倍，如果不能确定无烟燃烧是否可靠，则建议用有烟火焰的辐射率  $f$ 。

表 5.23-13 气体的火焰热辐射率  $f$

名 称	无烟火焰	有烟火焰	名 称	无烟火焰	有烟火焰
氢	0.15 <sup>①</sup>	0.19 <sup>①</sup>	氢	0.17	—
丁烷	0.24	0.30	硫化氢	0.17	—
一氧化碳	0.08 <sup>①</sup>	0.10 <sup>①</sup>	甲 烷	0.19	0.24
乙烷	0.23	0.29	丙 烷	0.26	0.33
乙烯	0.30	0.38	丙 烯	0.35 <sup>①</sup>	0.44 <sup>①</sup>
			比丁烷重的烃类	0.30 <sup>①</sup>	0.38 <sup>①</sup>

①表示是估计值。

有如下经验式计算热辐射率  $f$ ，此公式计算出来的热辐射率值比较大。

$$f = 0.048 \sqrt{M}$$
 (5.23-25)

式中  $M$ ——气体相对分子质量。

国外资料报道火炬在没有蒸汽消烟的情况下测得的热辐射率  $f = 0.15$ 。有些资料报道热辐射率  $f$  不超过 0.20。简化计算时可取热辐射率  $f = 0.2$ 。

③火焰的长度和倾斜角。火焰的长度是随排放气流速和释放的热量而变化的，图 5.23-23 是根据各种烃类气体与氢气混合物在相对高的泄放速度下，对火焰长度进行工业化规模实际试验测量而作出的。由图 5.23-23 来确定估计的火焰长度，并认为火焰的中点即为火焰的辐射中心。在风的影响下火焰将倾斜，从图 5.23-24 可查出横向风对火焰的影响。用横向风速与火炬气排放速度之比，在该图可确定火焰中心的水平及垂直偏移。

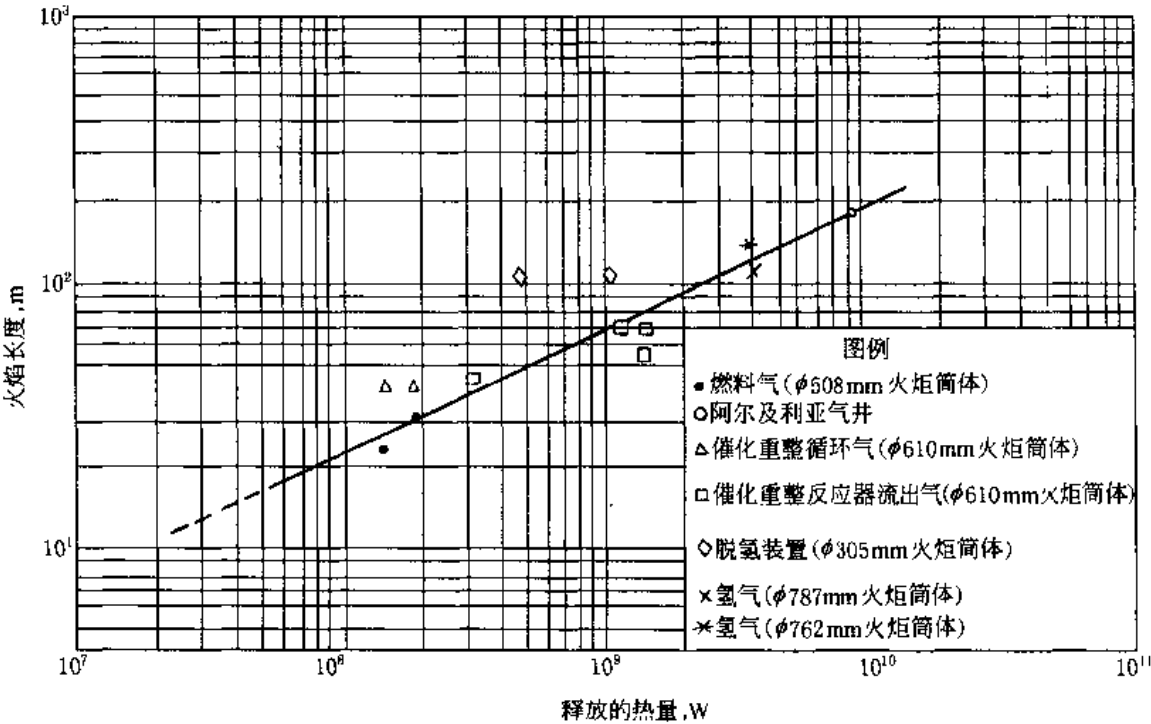


图 5.23-23 火焰长度与释放热量的关系

对于火焰长度的计算在许多文献资料中都有不同的公式，也有不同的粗略计算火焰倾斜公式，但应注意必须要考虑到各种因素（辐射、火焰长度和中心、火焰倾斜）的综合效果。下面列出有关文献资料上介绍的火焰长度计算公式，这些公式都是仅适用于没有喷入火焰助

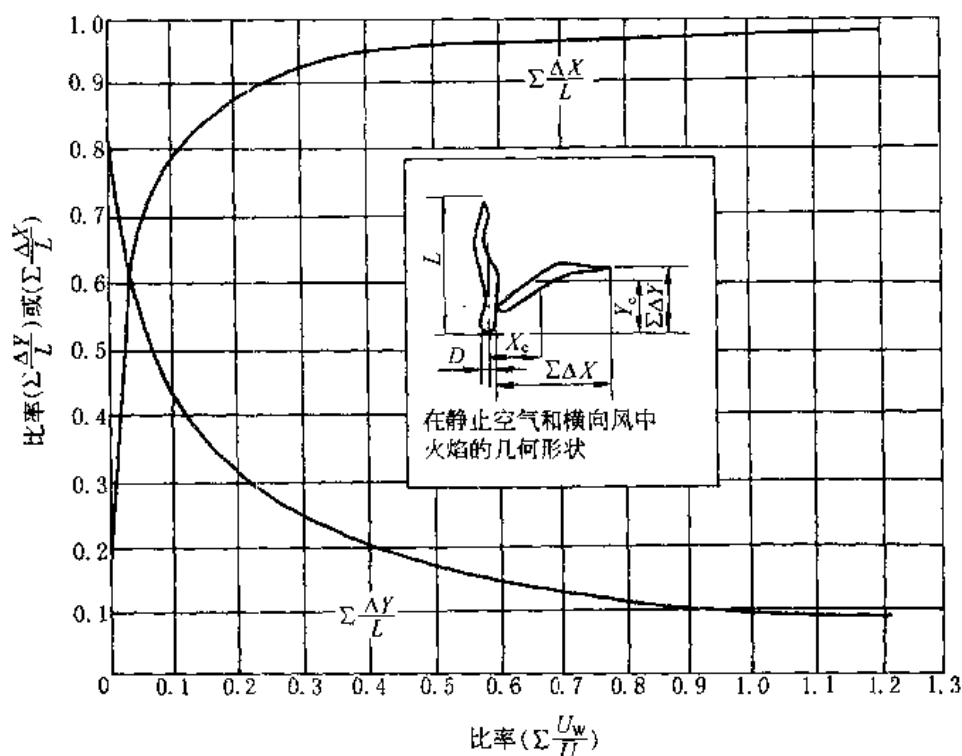


图 5.23-24 因侧向风对火炬出口速度的影响导致的大致火焰变形

燃燃料，且燃烧是处于静止空气条件下的近似计算。

美国的肯特 (G.R.Kent) 提出的计算公式如下：

$$\text{当马赫数 } M_a > 0.2 \text{ 时, } L = 2.5 M_a D; \quad (5.23-26)$$

$$\text{当马赫数 } M_a \approx 0.2 \text{ 时, } L = 118 D; \quad (5.23-27)$$

$$\text{当马赫数 } M_a = 0.1 \text{ 时, } L = 110 D; \quad (5.23-28)$$

$$\text{当马赫数 } M_a \approx 0.06 \text{ 时, } L = 100 D; \quad (5.23-29)$$

以上式中  $L$ ——火焰长度，m；

$D$ ——火炬头的出口内径，m；

$M_a$ ——马赫数，可按下式计算

$$M_a = \frac{U}{U_s} \quad (5.23-30)$$

式中  $U$ ——火炬头出口火炬气的流速，m/s；

$U_s$ ——声波在排放的火炬气中的传播速度，m/s，可按式 (5.23-18) 计算。

日本的本田亨·谷中巖等对大型火炬进行实测和研究后提出如下计算公式

$$L = 730 M_a D \quad (5.23-31)$$

上式中符号意义同式 (5.23-26)。

此公式仅适用于  $M_a \leq 0.06$ ，至多适用于  $M_a \leq 0.1$ 。

国外一些资料中报道，实测的火焰长度比按文献里的方法计算出来的短得多。目前，在国内没有这方面实测数据的情况下，对于以上诸公式，建议在工程设计中，当  $M_a < 0.1$  时，选用式(5.23-31)，当  $M_a > 0.2$  时，选用式(5.23-26)，当  $M_a \approx 0.1 \sim 0.2$  时，选用式(5.23-27)。

#### ④火炬筒体的高度

a. 静止空气中稳定燃烧状况下高度的计算。这种情况下火焰的形状为一正锥体，锥底位于火炬筒体排出口，锥体轴线与筒体轴线重合，如图 5.23-25 所示。此状况假定火焰中心在火焰轴线的中点，总热量从火焰的中心释放出来。

由图 5.23-25 可得出

$$X^2 = X_m^2 + Y^2 \quad (5.23-32)$$

$$X_m = \sqrt{H(H+L)} \quad (5.23-33)$$

$$q = \frac{fQ}{4\pi X^2} = \frac{fQ}{4\pi [H(H+L) + Y^2]} \quad (5.23-34)$$

因此火炬筒体底 ( $Y=0$  时) 的最大热辐射强度计算公式为

$$q_m = \frac{fQ}{4\pi H(H+L)} \quad (5.23-35)$$

由此可得出火炬筒体高度计算公式为

$$H = \frac{1}{2} \left[ \left( L^2 + \frac{fQ}{\pi q_m} \right)^{\frac{1}{2}} - L \right] \quad (5.23-36)$$

火炬周围的安全距离计算公式为

$$X = \sqrt{\frac{fQ}{4\pi \times 1.5}} \quad (5.23-37)$$

$$Y = \sqrt{X^2 - H(H+L)} \quad (5.23-38)$$

以上式中  $X$ ——受热点到火焰中心的距离，m；

$L$ ——火焰长度，m；

$H$ ——火炬筒体高度，m；

$Y$ ——考虑的受热点到火炬筒体中心线的水平距离，m；

$q$ ——火炬的热辐射强度，kW/m<sup>2</sup>；

$f$ ——热辐射率；

$Q$ ——火焰放出的总热量，kW·h。

计算火炬筒体高度时一般要给出考虑的受热点的允许热辐射强度  $q_m$  和到火炬筒体中心线的水平距离  $Y$ 。

b. 受风影响的稳定燃烧状况下高度的计算。风对于火炬气燃烧的影响主要有以下两个：一个是改变了在静止空气中的火焰形状和长度，这是由于火焰的迎风面较背风面受到风的扰动大，供氧足，且从火焰根部至顶端承受的风速随高度的增加而增大；另一个是火焰受风吹影响后与火炬筒体轴线有倾斜角，此角度从火焰根部至顶端随风速的增大而增大（即火焰轴线是一条曲线）。

风对火焰形状、长度和倾斜的具体影响很难计算求得。在假定风不影响火焰长度，并假定倾斜角为一定值，即火焰轴线是一条直线（此直线的斜率为：静止空气中稳定燃烧状况下火焰中心高度处的风速与火炬气在筒体出口处流速之比，同样假定火焰中心在火焰轴线的中点，总热量从火焰的中心释放出来）的条件下，此状况下火焰示意图如图 5.23-26 所示。

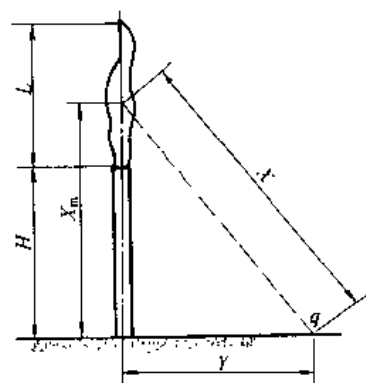


图 5.23-25 火炬筒体和不受风影响的火焰示意图

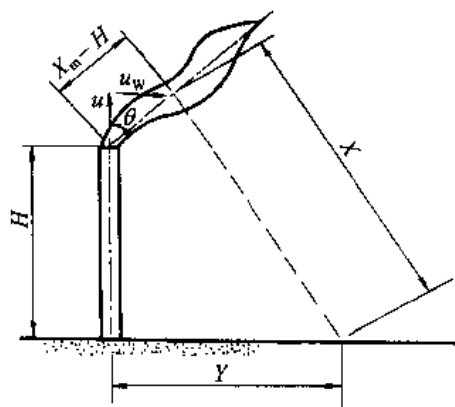


图 5.23-26 火焰筒体和受风影响的火焰示意图

由图 5.23-26 可推导此状况下高度的计算公式如下:

$$\operatorname{tg} \theta = \frac{u_w}{u} \quad (5.23-39)$$

$$u_w = (X_m - H) \sin \theta \quad (5.23-40)$$

$$u = (X_m - H) \cos \theta \quad (5.23-41)$$

$$Y = \left\{ X^2 - [H + (X_m - H) \cos \theta]^2 \right\}^{\frac{1}{2}} + (X_m - H) \sin \theta \quad (5.23-42)$$

以上式中  $\theta$ ——火焰倾斜角;

$u_w$ ——火炬头出口处最大平均风速, m/s;

$u$ ——火炬头出口处火炬气的流速, m/s;

其余符号意义同式 (5.23-32) 至式 (5.23-38)。

c. 有的资料中假定火焰中心在火焰轴线的三分之一处,

即  $X_m = H + \frac{L}{3}$ , 如果考虑的受热点离地面有一定的高度  $h_t$  如塔或其它设备的操作岗位, 火炬筒体的高度  $H_{\text{总}}$  应为上述计算出的高度值  $H$  与  $h_t$  之和, 即  $H_{\text{总}} = H + h_t$ 。

无风时

$$H = \sqrt{\frac{fQ}{4\pi q} - Y^2} - \frac{L}{3} + h_t \quad (5.23-43)$$

有风时

$$H = \sqrt{\frac{fQ}{4\pi q} - \left( Y - \frac{L}{3} \sin \theta \right)^2} - \frac{L}{3} \cos \theta + h_t \quad (5.23-44)$$

以上式中  $h_t$ ——考虑的受热点到地面的垂直距离, m;

其余符号意义同式 (5.23-32) 至式 (5.23-38)。

(4) 根据燃烧产物中有害成分对大气的污染计算火炬高度

①火炬气燃烧产物中的有害成分种类。根据热辐射强度确定火炬高度后要核算燃烧产物中有害成分在大气的浓度, 有害成分排放限值见大气污染物综合排放标准 (GB 16297—1996)。

火炬气的成分随工厂的原料、生产方法和产品 (包括中间产品) 的情况不同而不同, 对于石油化工和炼油企业来讲, 火炬气的主要成分是烃类气体, 一般来说, 其燃烧产物中的有害成分主要是二氧化硫、一氧化碳、氧化氮、硫化氢、未燃烧的烃类, 以及未燃烧的其它有害成分 (如丙烯腈、氨气、丙酮、丙烯醛、甲醇、甲醛、氯化氢、氯丁二烯、苯、二甲苯、二硫化碳和炭黑)。

根据有关资料介绍, 从 20 世纪 60 年代以来, 二氧化硫是对空气的污染最普遍和最严重的有害成分, 二氧化硫的重度比空气大 2.26 倍, 为无色具有窒息性臭味的气体, 它不仅对人体、动物和植物的生长均有影响, 而且它可与大气中的飘尘结合, 发生协同作用, 成为粉尘毒害人类的帮凶, 因此在防止大气污染的工程设计中常以控制二氧化硫在大气中的浓度, 作为主要内容。

对于其它有害成分, 也应根据火炬气中可能含有的数量及火炬气燃烧过程中能否被分解的情况, 确定其对大气可能造成的污染状况及减小 (或消除) 污染的措施, 当火炬气的燃烧温度低于该成分的分解温度时, 则该成分不能被分解而全部排入大气中; 当火炬气的燃烧温

度高于该成分的分解温度时,一般按该种成分排放量的 95% 被分解,还有 5% 排入大气中,并以此确定其在大气中的浓度。

燃烧是一种剧烈的化学反应,石油化工和炼油企业中排放至火炬系统内的气体,绝大部分可以通过燃烧被分解,但也有少量气体在火炬的燃烧中不能被分解(如氧化氮、二氧化氮必须在有触媒的条件下燃烧才能分解)。

②火炬气燃烧产物中有害气体最大落地浓度的计算。有害气体最大落地浓度可根据下式计算。

$$C_{\max} = \frac{846W}{U_w H_e^2} \times \frac{C_z}{C_Y} \quad (5.23-45)$$

式中  $C_{\max}$ ——有害气体最大落地浓度,  $\text{mg}/\text{m}^3$ ;

$W$ ——有害气体的排放量,  $\text{kg}/\text{h}$ , 应取最大事故、常遇事故或停开车和正常生产等状况下的数值分别代入式中进行计算;

$U_w$ ——在排放高度“ $H$ ”处的风速,  $\text{m}/\text{s}$ , 如果没有气象台测得的数据,可按下列式计算求得

$$U_w = U_{w,m} \left( \frac{H_e}{H_m} \right)^{\frac{n}{2-n}} \quad (5.23-46)$$

式中  $H_m$ ——气象台风速测量高度,  $\text{m}$ ;

$U_{w,m}$ ——气象台测得的“ $H_m$ ”高度处的风速,  $\text{m}/\text{s}$ ;

$n$ ——气象参数;对于中性大气(指气温随高度而逐渐降低的垂直递减率等于  $1^\circ\text{C}/100\text{m}$  时的大气状态)  $n = 0.25$ ;对于递减型大气(指气温随高度而逐渐降低的垂直递减率大于  $1^\circ\text{C}/100\text{m}$  时的大气状态)  $n = 0.20$ ;对于倒转型大气(指气温随高度而逐渐降低的垂直递减率小于  $1^\circ\text{C}/100\text{m}$  时的大气状态)  $n = 0.5$ ;考虑到大气状态全年和每天都是变化的,故在缺乏数据的情况下一般可按大气为倒转型选取;

$C_Y$ ——大气在水平方向的扩散系数;

$C_z$ ——大气在垂直方向的扩散系数; $C_Y$ 、 $C_z$  与有害气体的排放高度和大气的状态有关,目前大气状态资料不全的情况下,可暂时采用下列数据:

火炬高度:“ $H$ ”(m) 100      80      60       $\leq 45$

$\frac{C_Y}{C_z}$	0.5	0.75	1.0	1.5
-------------------	-----	------	-----	-----

$H_e$ ——有害气体的排放高度(m),应取与“ $W$ ”相应燃烧状况下的数据。

各种燃烧状况下“ $H_e$ ”的计算公式如下:

在静止空气中稳定燃烧状况下“ $H_e$ ”计算公式如下:

$$H_e = H_A + L \quad (5.23-47a)$$

或

$$H_A = H_e - L \quad (5.23-47b)$$

在受风影响的稳定燃烧状况下“ $H_e$ ”计算公式如下

$$H_e = H_B + L \cos \theta \quad (5.23-48a)$$

或

$$H_B = H_e - L \cos \theta \quad (5.23-48b)$$

式中  $L$ ——各种燃烧状况下的火焰长度, m;

$\theta$ ——火焰倾斜角;

$H_A$ 、 $H_B$ ——在满足有害气体排放标准的情况下, 各种燃烧状况下需要的火炬高度。

③火炬高度的计算。根据式 (5.23-44) 得满足有害气体排放标准时, 需要的有害气体排放高度 “ $H_e$ ” 计算公式如下:

$$H_e = \sqrt{\frac{846 W}{U_w C_0}} \times \frac{C_Y}{C_Z} \quad (5.23-49)$$

式中  $C_0$ ——有害气体的允许排放浓度, mg/m<sup>3</sup>;

其它符号意义同式 (5.23-44), 其中选取 “ $U_w$ ” 数据所依据的高度可近似采用按允许热辐射强度计算求得的火焰中心高度。

④有害成分最大落地浓度出现的距离 “ $X_{max}$ ” 的计算

$$X_{max} = \left( \frac{H_e}{C_Z} \right)^{\frac{n}{2-n}} \quad (5.23-50)$$

式中各符号的意义同式 (5.23-45) 和式 (5.23-46), 在缺乏气象数据的条件下 “ $C_Z$ ” 可暂时选取下列数据:

火炬高度 “ $H$ ” (m)	$\geq 100$	80	60	$\leq 45$
$C_Z$	0.0	0.08	0.09	0.10

### 5.23.5.3 分液罐

#### (1) 分液罐的作用

一般烃类泄放物流主要是蒸气, 但它们通常夹带有一些液体, 液体产生的原因可能有如下两点: ①气体输送过程中冷凝下来的液体; ②随同气体释放的液体。

分液罐的作用是去除火炬气中夹带的凝液和固体。一般装置内需设分液罐以减少火炬气总管中的凝液量, 但当火炬设置在距装置有一定距离的地点时, 火炬气在较长距离输送过程中会产生凝液, 因而在火炬气进入火炬筒体前要设置分液罐, 再次分离凝液, 尤其是全厂公用火炬系统, 必须如此, 以免液滴夹带到火炬头, 造成下火雨。

#### (2) 分液罐的型式

根据结构和布置不同, 分液罐有以下几种型式。

①卧式罐。气体从容器的一端进入而从另一端的顶部排出 (内部无挡板), 一般称为单流式; 气体在水平轴向两端进入, 在中心有一个出口, 或气体在中心进入, 在水平轴的两端排出, 一般称为双流式, 分液罐直径大于 3.6m (12ft) 时通常采用双流式。图 5.23-27 是一典型的带有泵送凝液的卧式分液罐。

②立式罐。气体入口管安装在容器的中部, 出口管装在容器的顶部, 或气体入口管安装在容器直径方向, 并且出口管装在容器垂直的顶部, 入口处应加挡板使气体向下方流动。

③作为火炬筒体基础的立式罐 (又称为火炬底部罐), 与上游用以除去气体中夹带的大量液体的分液罐联合使用。

#### (3) 分液罐的基本设计要求

①分液罐的分离能力为至少将  $\geq 400\mu\text{m}$  的液滴分离下来, 最好将  $\geq 150\mu\text{m}$  液滴也分离下来, 尽量减少液滴夹带;

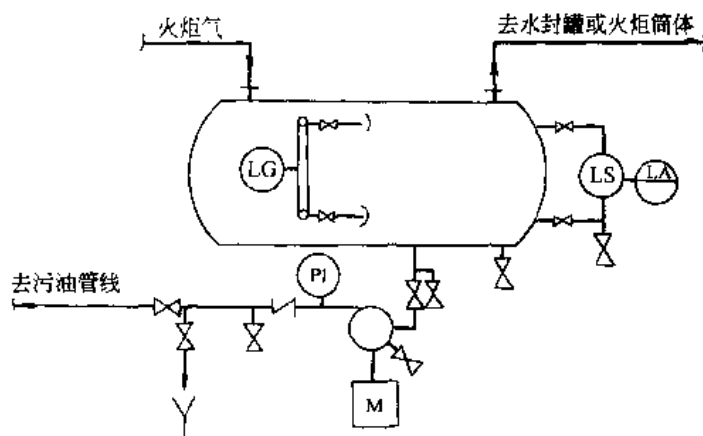


图 5.23-27 典型的带有泵送凝液的卧式分液罐示意图

LA—液位报警；LG—就地液位计；LS—液位开关；PI—压力指示

②分液罐应设置进出气管、排出凝液管、放水管、人孔以及梯子、平台等，分液罐的罐体应设液位计、温度计、压力表，并应设高液位报警；

③建议罐体设计压力不低于 0.35MPa (G)；

④需设完善的凝液回收输送措施，可采用泵送或燃料气压送；采用泵送时，如果停电引起大量液体聚积在分液罐，则除有一台电机驱动凝液泵外，还需要有一台用蒸汽透平驱动；

⑤如果有可能出现两液相且须分离时，则要设分水包；

⑥如果排放的物料温度低或粘稠，气温低时出现冻结问题，则须有加热设施。

#### (4) 分液罐的工艺计算

确定了火炬系统的最大排放量之后，可根据此最大排放量，按有关公式来计算需要的分液罐尺寸。分液罐的尺寸是以排放物流中最大排液量计算，液体在罐中的停留时间为 10 ~ 30min，一般取 20min。分液罐直径是其长度的  $1/2 \sim 1/3$ ，并为火炬直径的 3 ~ 4.5 倍。在选择分液罐尺寸时，还应考虑容器的经济性，经济性也可能影响卧式罐和立式罐的选择。当希望贮存大量液体时并且气体流量大时，卧式罐常常更为经济。

##### (4.1) 卧式分液罐 (图 5.23-28)

①工艺要求：a. 能分离气体中直径大于  $300\mu\text{m}$  的液滴；b. 存液量为罐容积的 30%。

②计算公式

$$D_1 = 1.11 \times 10^{-2} \sqrt{\frac{VT}{K_1 p U_d}} \quad (5.23-51)$$

$$L = K_1 D_1 \quad (5.23-52)$$

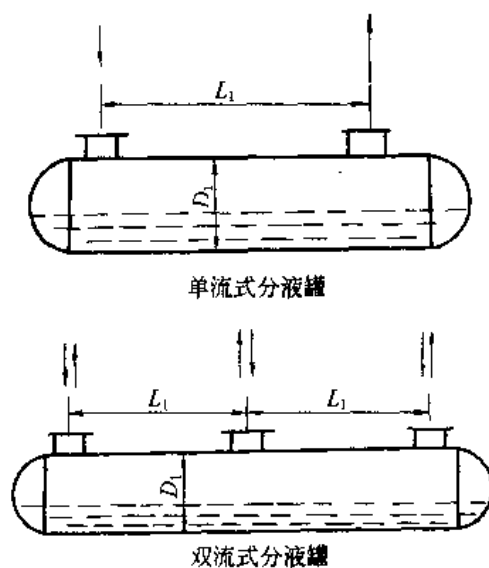


图 5.23-28 卧式分液罐示意图



式中  $D_1$ ——卧式分液罐直径, m;

$V$ ——火炬气的体积流量,  $\text{Nm}^3/\text{h}$ ; 单流式分液罐取全部排放量; 双流式分液罐, 取全部排放量的一半;

$T$ ——操作条件下的气体温度, K;

$K_1$ ——系数, 取 2.5~3;

$p$ ——操作条件下的气体压力, kPa;

$U_d$ ——液滴沉降速度, m/s, 可按下式计算。

$$U_d = \sqrt{\frac{4g(\rho_1 - \rho_2)}{3\rho_2 C}} \quad (5.23-53)$$

式中  $g$ ——重力加速度, 取  $9.81\text{m/s}^2$ ;

$d_1$ ——液滴直径, m;

$\rho_1$ ——液滴的密度,  $\text{kg/m}^3$ ;

$\rho_2$ ——气体的密度,  $\text{kg/m}^3$ , 按下式计算;

$C$ ——液滴在气体中的阻力系数, 由图 5.23-29 查得。

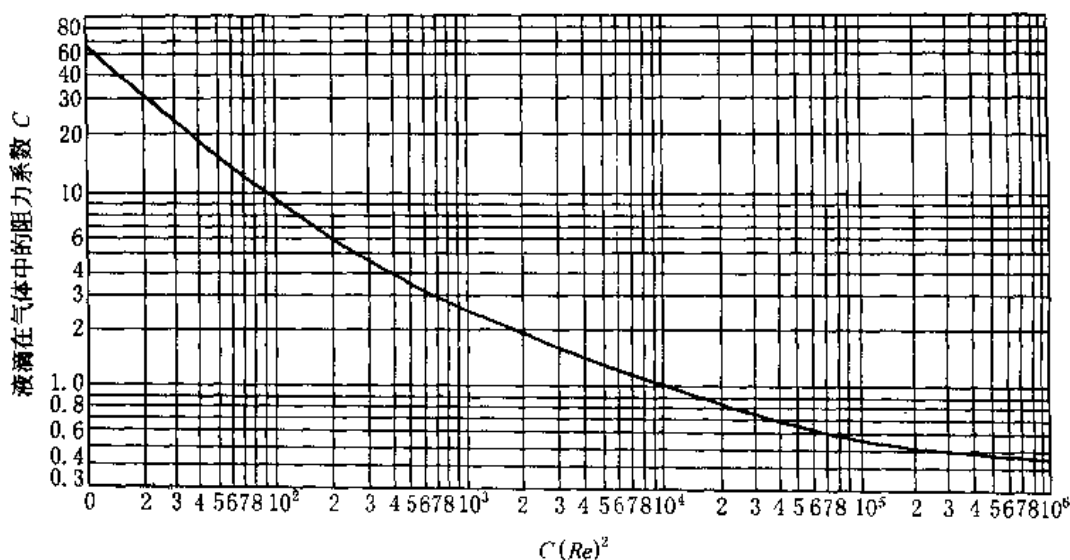


图 5.23-29 液滴在气体中的阻力系数计算列线图

$$C(Re)^2 = \frac{1.307 \times 10^7 d_1^3 \rho_2 (\rho_1 - \rho_2)}{\mu^2} \quad (5.23-54)$$

式中  $\mu$ ——气体动力粘度  $\text{mPa}\cdot\text{s}$ ;

其余符号意义同式 (5.23-53)。

### ③分水包的结构尺寸

- 当分液罐直径大于或等于 1.5m 时, 分水包直径不宜大于分液罐直径的三分之一;
- 当分液罐直径小于 1.5m 时, 分水包直径不宜大于分液罐的半径, 但不得小于 300mm;
- 分水包高度不宜小于 400mm, 并应满足仪表安装要求。

### (4.2) 立式分液罐 (图 5.23-30)

- 工艺要求: 能分离气体中直径大于  $300\mu\text{m}$  的液滴;
- 气体线速度取液滴沉降速度的 80%;
- 存液量应根据泵的流量和液位仪表的控制要求确定, 但液面高度不得小于 500mm。

## ②计算公式

$$D_2 = 1.15 \times 10^{-2} \sqrt{\frac{VT}{K_2 p U_d}} \quad (5.23-55)$$

$$H = h_1 + h_2 \quad (5.23-56)$$

以上式中  $D_2$ ——立式分液罐直径, m;

$K_2$ ——系数, 取 0.8;

$H$ ——立式分液罐筒体高度, m;

$h_1$ ——气体空间高度, m,  $\geq 1.5 D_2$ , 但不小于 3m;

$h_2$ ——筒体下端与液面之间的垂直距离, m;

其余符号意义同式 (5.23-51)。

## 5.23.5.4 水封罐

## (1) 水封罐的作用

水封罐的作用一是防止回火, 保护上游管道和装置; 二是当设有火炬气回收设施时, 作为压力控制设备。水封罐有卧式罐和立式罐两种。水封罐设在火炬筒体和分液罐之间。有的水封罐与火炬筒体分开, 通过管道连接起来; 有的水封罐直接作为火炬筒体的支座, 通过法兰与火炬筒体相连接。

## (2) 水封罐的型式

根据结构和布置不同, 水封罐有以下几种型式。

①卧式罐。卧式水封罐分为不带挡液板 (图 5.23-31) 和带挡液板 (图 5.23-32) 两种型式。

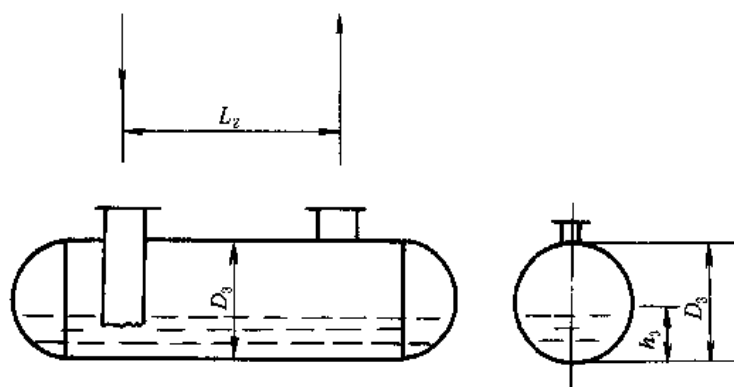


图 5.23-31 不带挡液板的卧式水封罐示意图

②立式罐。气体入口管安装在容器的中部, 出口管装在容器的顶部。有的火炬筒体直接安装在立式水封罐上, 水封罐作为火炬筒体基础, 如图 5.23-33 所示。

## (3) 水封罐的基本设计要求

①水封罐应设置进出气管、进水管、液面控制排液管、排水管、人孔以及梯子、平台等, 水封罐的罐体应设液位计、温度计;

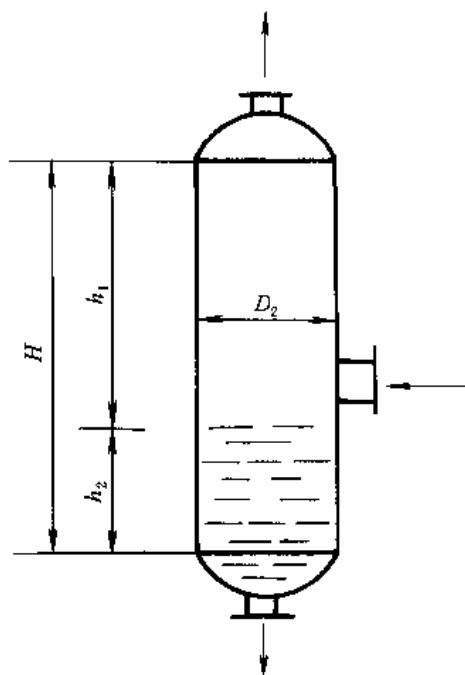


图 5.23-30 立式分液罐示意图

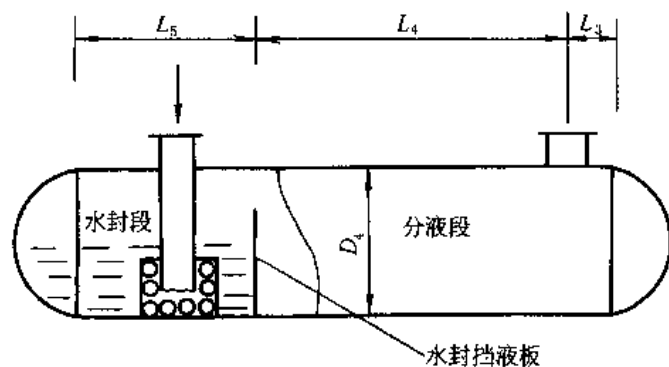


图 5.23-32 带挡液板的卧式水封罐示意图

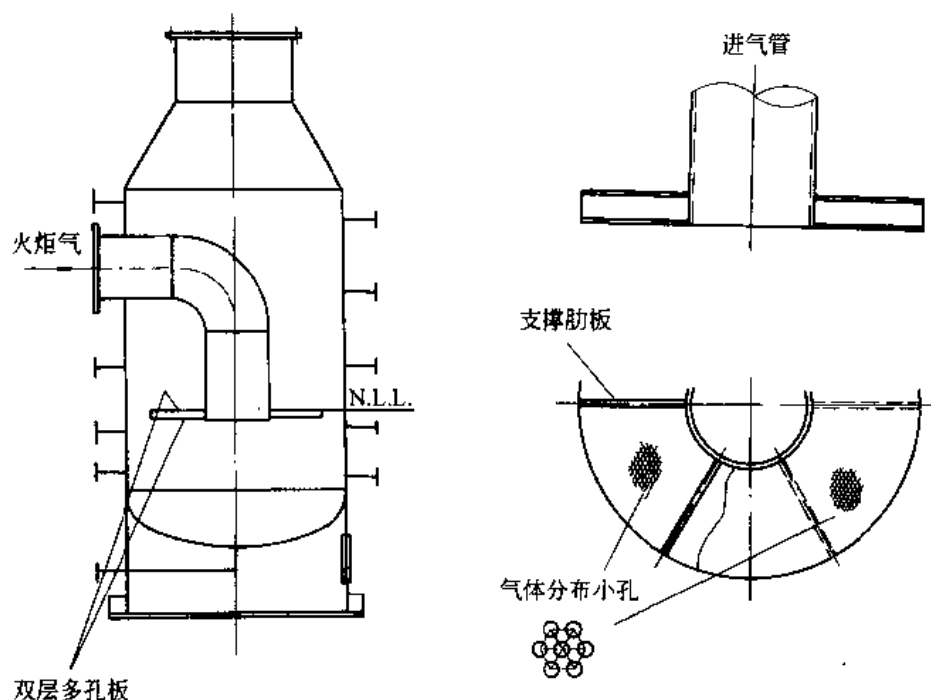


图 5.23-33 水封罐内火炬气入口接管示意图

②有可能排放低温气体的话，为了防止水封水冻结，还应设蒸汽加热盘管。为了防止回火，还往水封罐的气相部分通入吹扫气体；

③水封罐的火炬气入口接管设计或制造对火炬气的排放有很大的影响，如果其设计或制造不合理，会影响火炬气的排放压力大小和压力的波动，而排放压力的波动又往往引起振动，造成连接部位的破坏和泄漏。因而水封罐中浸入水下的气体管，最好要用双层多孔板如图 5.23-33 所示，双层板上的圆孔上下两层要错开，上层阻止液体波动，下层均匀分散气体，多孔板的材料最好用 JIS/SUS304 或相当材质，水封高度一般在 150 ~ 500mm；

④水封罐的水量除满足水封高度所需的水量外，还应考虑进气立管长度 3m 的充水量，维持水封液位的水流量约为 4.5m<sup>3</sup>/h。

#### (4) 水封罐的工艺计算

在确定了火炬系统的最大排放量之后，可根据此最大排放量，按有关公式来计算需要的

水封罐尺寸。在选择水封罐尺寸时, 还应考虑容器的经济性, 经济性也可能影响卧式罐和立式罐的选择。

#### (4.1) 卧式水封罐

①工艺要求: a. 能分离气体中直径大于  $300\mu\text{m}$  的液滴; b. 不带挡液板的卧式水封罐的气体空间高度不小于  $950\text{mm}$ ; c. 带挡液板的卧式水封罐的直径不宜小于  $3\text{m}$ ; d. 带挡液板的卧式水封罐的分液端不考虑存液, 挡液板顶端应高出最高水位  $200\text{mm}$ 。

#### ②计算公式

a. 不带挡液板的卧式水封罐 (图 5.23-31)

$$D_3 = 5.07 \times 10^{-2} \sqrt{\frac{VT(D_3 - h_3)}{K_1(1-b)pU_d}} \quad (5.23-57)$$

$$L_2 = K_1 D_3 \quad (5.23-58)$$

以上式中  $D_3$ ——水封罐直径, m;

$h_3$ ——水封罐内的液面高度, m;

$b$ ——系数, 由表 5.23-14 查得;

$L_2$ ——水封罐进出口中心距离, m;

其余符号意义同式(5.23-51)。

表 5.23-14 系数  $b$

$h_3/D_3$	$b$	$h_3/D_3$	$b$	$h_3/D_3$	$b$	$h_3/D_3$	$b$	$h_3/D_3$	$b$	$h_3/D_3$	$b$	$h_3/D_3$	$b$	$h_3/D_3$	$b$
0.02	0.005	0.16	0.103	0.28	0.229	0.40	0.374	0.52	0.526	0.64	0.676	0.76	0.816	0.88	0.932
0.04	0.013	0.18	0.122	0.30	0.252	0.42	0.399	0.54	0.551	0.66	0.700	0.78	0.837	0.90	0.948
0.06	0.025	0.20	0.142	0.32	0.276	0.44	0.424	0.56	0.576	0.68	0.724	0.80	0.858	0.92	0.963
0.08	0.038	0.22	0.163	0.34	0.300	0.46	0.449	0.58	0.601	0.70	0.748	0.82	0.878	0.94	0.976
0.10	0.052	0.24	0.185	0.36	0.324	0.48	0.475	0.60	0.627	0.72	0.771	0.84	0.897	0.96	0.987
0.12	0.069	0.26	0.207	0.38	0.349	0.50	0.500	0.62	0.651	0.74	0.793	0.86	0.914	0.98	0.995
0.14	0.085													1.00	1.000

b. 带挡液板的卧式水封罐 (图 5.23-32)

$$D_4 = 1.15 \times 10^{-2} \sqrt{\frac{VT}{K_1 p U_d}} \quad (5.23-59)$$

$$L = L_3 + L_4 + L_5 \quad (5.23-60)$$

以上式中  $D_4$ ——分液段直径, m, 可作为水封段直径;

$L$ ——水封段筒体长度, m;

$L_3$ ——气体出口到分液段筒体端部的距离, m, 根据设备结构的要求确定;

$L_4$ ——挡液板与气体出口之间的距离, m, 可按下式计算:

$$L_4 = K_1 D_4 \quad (5.23-61)$$

$L_5$ ——水封段长度, m; 水封段长度应满足下列要求: ①水封水量; ②. 挡液板上气体通道面积应大于进气口截面积; ③. 附属设备安装要求。

其余符号意义同式 (5.23-51)。

#### (4.2) 立式水封罐 (图 5.23-34)

①工艺要求: a. 能分离气体中直径大于  $300\mu\text{m}$  的液滴; b. 气体线速度取液滴沉降速度的 80%。

## ②计算公式

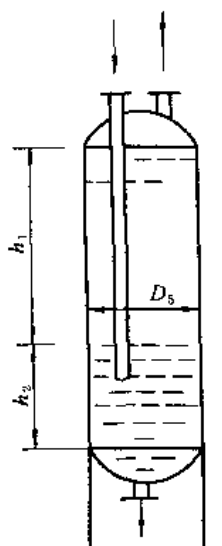


图 5.23-34 立式水封罐示意图

$$D_5 = 1.15 \times 10^{-2} \sqrt{\frac{VT}{K_2 p U_d}} \quad (5.23-62)$$

$$H = h_1 + h_2 \quad (5.23-63)$$

以上式中  $D_5$ ——立式水封罐直径, m, 通常  $D_5 \geq 2D_6$ ;

$D_6$ ——进气立管直径, m;

$K_2$ ——系数, 取 0.8;

$H$ ——立式水封罐筒体高度, m;

$h_1$ ——气体空间高度, m, 通常取水封罐直径的 2~3 倍, 但不宜低于 3m;

$h_2$ ——筒体下端与液面之间的垂直距离, m;

其余符号意义同式 (5.23-51)。

## 5.23.5.5 气体密封

采用气体密封时可以大大减少吹扫气体的用量, 几种气体密封如图 5.23-12 所示, 常用的是分子密封和流体密封两种型式。分子密封器是一个单独的设备, 安装在火炬头和火炬筒体之间, 其工作原理是使用当火炬处于停工和小流量运行状态时, 连续从火炬筒体的入口管道上或水封罐气相部分通入分子量较空气低的吹扫气体如氮气、甲烷或天然气, 利用吹扫气体的浮力在钟罩内形成一个压力高于大气压的区域, 这样使得空气不能进入压力较高的火炬内, 从而阻止了火炬头部燃烧着的火焰倒灌及发生内部爆炸事故。

火炬头中带有挡板的密封型式称为流体密封, 如图 5.23-22 所示。其工作原理是火炬筒体的入口管道上或水封罐气相部分通入分子量较空气低的吹扫气体, 向上流动的气体形成速度梯度, 使得空气向下流的阻力大, 这样使得空气不能进入压力较高的火炬头内, 从而阻止了火炬头部燃烧着的火焰倒灌及发生内部爆炸事故。

分子密封器也是专利设备, 由制造厂设计并提供, 图 5.23-35 为某乙烯装置的火炬系统与 50"火炬头相配分子密封器。分子密封器外径为 2743mm (108")、高 7010mm、厚 10mm, 材料为碳钢, 重约 9.22t。内部带一个钟罩, 进出口均为 1250mm (50") 平面法兰, 分别与火炬筒体及火炬头相连。分子密封器中的凝液需用蒸汽盘管加热蒸发, 不能蒸发的凝液由下部 80mm (3") 排放管排至底部分液罐。为了使分子密封器有效操作, 排液管须设置水封腿, 其高度为最大工作压降的两倍, 为了防止结冰, 水封腿设有蒸汽伴管。该装置使用的吹扫气体为  $N_2$ , 并要求连续供给  $12.5m^3/h$  的  $N_2$ ,  $N_2$  由底部分液罐来, 经火炬筒体到分子密封器, 经钟罩导向, 再通过火炬头部分, 从而起到安全作用。

## 5.23.5.6 点火设备

点火设备是安全可靠地点燃火炬气, 保证火炬气安全燃烧的必不可少的设备。点火设施倘若不能及时点燃排放的火炬气, 使火炬气在大气中和某处的地面 (火炬气中重度比空气大的组分有可能落于下风向的某地) 集聚, 是造成火灾危险因素之一。点火装置一般是由制造厂设计, 成套供货。

过去引进装置的火炬点火设备多随装置引进, 主要组成部分是焰锋发生器 (flame front generator) 即电点火器, 其中设有点火用燃料气和压缩空气的控制阀、限流孔板和压力表,

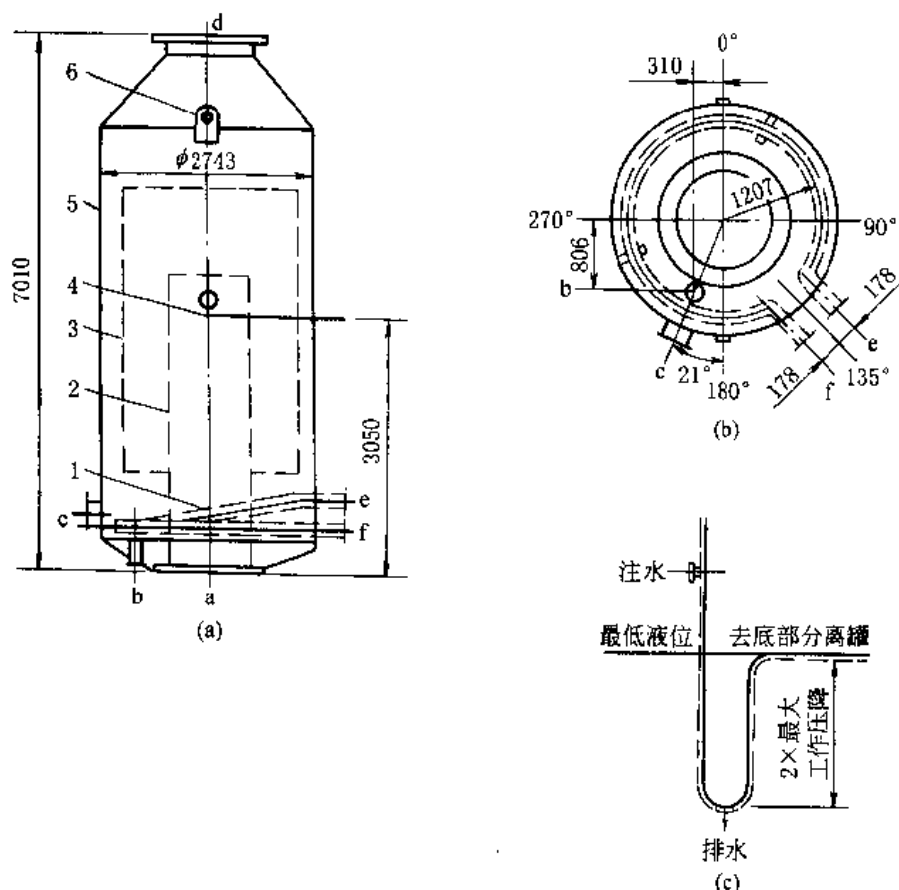


图 5.23-35 分子密封器结构示意图

1—蒸汽加热盘管；2—进气管；3—钟罩；4—重心标记；  
5—壳体；6—吊耳；a—50°进气口；b—3°排液管；c—8°检查孔；  
d—50°出气口；e—2°蒸汽进口；f—2°蒸汽出口。

用来使燃料气和压缩空气混合达到爆炸范围，升压变压器和点燃室用来产生点火的火源。这类点火设备是手动操作点燃长明灯。

目前开始推广应用的国产自动点火装置如图 5.23-14 所示，该装置由火炬自动程控仪、高压发生器、高压强电弧点火器、电磁阀及压力传感器、温度传感器等组成。

#### 5.23.5.7 排液泵

排液泵的作用是将分液罐中积存的液体输送出，大部分情况下是通过管道送到污油罐或集中处理。乙烯装置的湿火炬罐即分液罐中的液体用泵送到急冷水塔。

泵的能力应估计到事故时夹带的液量，约半小时内能将分液罐中的液体排完。排液泵的扬程按排放液体中最小重度的液体计算，电机功率以排放液体中最大重度的液体计算。排液泵的扬程应能满足最大输送量时，将凝液输送至终点的压头（包括位差引起的静压头）要求。

一般采用液位信号自动控制泵的开停，即液位达到高限（H 值）时泵开，达到低限（L 值）时泵停。为了防止泵控制失灵液位超高或过低，还应设有液位达到高高值（HH 值）和低低值（LL 值）时报警，为了防止自动控制失灵还应设有现场手动开停泵开关。



火炬气燃烧过程中产生烟雾和烟尘，其主要原因是由于火炬气没有达到完全燃烧的结果，也就是在氧气不充分的条件下，烃类气体在燃烧时，从烃类分解出的碳粒不能生成 $\text{CO}_2$ ，有些烃类还可能聚合成高分子的烃类，这些碳粒和高分子的烃类在大气中被冷却而形成烟雾和烟尘。要消除火炬气在燃烧中所形成的烟雾，不仅要达到完全燃烧的目的，而且还要消除燃烧产物中的CO有害气体。

由于喷入蒸汽而产生吸热作用，从而降低了火焰燃烧区温度，延长了烃类介质的氧化时间并减小其分子量。适量的蒸汽能促进燃烧反应，从而达到无烟燃烧；而过量的蒸汽不仅浪费蒸汽，噪声也显著增加，并且还会导致火焰脉动使燃烧不稳定甚至熄灭，为此应尽量避免或防止蒸汽过量。

在目前国内外火炬装置中，一般是根据火炬气量和火焰的发烟状况来确定蒸汽用量。操作人员按火炬气量并观测火焰的发烟状况，在控制室内遥控蒸汽流量来保持比例一定，由于当前国内对流量和组分变化幅度较大的火炬气流量测量尚存在问题，因此主要的控制手段是观测火焰的状况来调节蒸汽的流量。这也是当前国外火炬装置中普遍采用的控制方式。

据资料介绍，英国针对火炬装置的特点，提出了称为“Flarscan”火炬黑烟控制系统。它是一种调节无烟火炬头所需蒸汽的控制系统。其原理是基于火焰辐射率随被燃烧气体的成分而异，一般随着产生黑烟趋势的增大而增大。“Flarscan”系统实质上是一套附有蒸汽自动调节器的辐射率测量装置。它把火焰的辐射率作为被调节参数，蒸汽量作为调节参数。火炬气流量、组分的变化都将引起辐射率的变化。因为它们中任何一个参数变化都将反映在生成烟的多少。而辐射率又恰恰与生成烟的多少有关。如果把随机的火炬气量和组分，由辐射率来表示，并由它来控制喷注的蒸汽量。这样就能达到无烟燃烧的目的。系统包括有四个监视火焰的探头和一个用于校正环境温度的补偿器。这四个探头等间距布置在火炬头的周围，并连接在一起，使得不论刮什么风向的风都能得到平均信号，除探头之间连接外，电路中的通往控制单元的于线电缆应是屏蔽铜导线的双电路系统，其长度不受限制。探测头的信号被转换为标准的4~20mA.DC，并传给电子控制器，它包括一个输入和输出的指示器，一个可调放大给定器和一个自动或手动的转换器。

“Flarscan”可用于利用蒸汽消烟的任何火炬系统上，它能显著地节约蒸汽，且不需要目视去连续观测，从而实现昼夜控制。

### (3) 燃料气和空气流量的调节

燃料气用于引火和长明灯，空气的作用是引火。火炬装置投入运行时，首先要引燃长明灯，通过调节空气和燃料气流量比例用点火器产生火花，以便迅速可靠地引燃长明灯。长明灯的作用是用来及时点燃火炬筒中排出的火炬气。生产装置在正常运行过程中为了平衡生产可能排放少部分气体。虽然生产装置的开停车是预知的，而生产装置的事故则是难以预测的，为了维持生产装置的正常运行和事故的迅速排除，长明灯的燃灭是十分关键的，故设置了燃料气流量定值调节系统，燃料气管道上还设有压力检测仪表，压力低于定值时报警，以便操作人员在控制室内对运行情况进行监视并采取适当措施，保证火炬装置的正常运行。

新近推广应用的火炬自动点火装置如图5.23-14所示，由于其技术先进，节能效果显著，正在逐步取代传统的火炬点火方式。

### (4) 吹扫气体的检测控制

为了防止空气进入火炬筒体内发生爆炸事故，火炬筒体内通入密封气体。以前常在火炬



头与火炬筒之间安装分子密封器（又称迷宫密封或曲折密封），并通入密封气体维持其正压进行密封。现在也采用流体密封（又称挡板密封）。装置正常生产时火炬管网系统处于正压，空气侵入的可能性比较小。但当火炬气流量减小到一定值，火炬气先热后紧接着被冷却以及由于夜晚比白天的气温低时火炬气中的重组分将发生冷凝作用，有可能产生真空，引起空气从简体顶端倒流入筒体内，或当火炬气中夹带有氧气在一定条件下将造成火炬系统内达到爆炸极限范围。此时若遇到燃着的长明灯或有其它足够能量的火源时，即将发生爆炸或产生回火。因此火炬头出口要保持一定流量的吹扫气体。

吹扫气体管道上设置压力调节阀和孔板，还设置压力检测仪表，压力低于定值时报警，保证火炬装置的正常运行。

#### （5）分液罐和水封罐的检测控制

分液罐和水封罐是火炬系统正常运行必不可少的设备，它们的运行状况也要能够在控制室监视，主要根据罐内介质的液位、温度、压力参数判断它们的运行情况。

由分液罐里的液位控制凝液泵的关停，液位高时泵自动启动，液位低时泵自动停止，泵自动开停失灵，液位达到高限和低限时报警，以便操作人员及时采取适当措施，防止事故发生。

水封罐的液位靠液流保持。水封罐的液位和温度也可在控制室内监视，在气候寒冷的天气条件下或有可能排放低温气体的情况下，为了防止水封结冰，根据温度参数自动控制通入加热蒸汽或采取其它加热措施。

#### （6）航标灯的控制

火炬的防空标志和灯光保护应按有关规定执行。航标灯的启动要求自动控制，并将其运行信号送到控制室内。

### 5.23.6.2 安全防护

#### （1）防止回火和爆炸

火炬系统自身就是一项安全设施，应保证其安全运转。高架火炬系统存在的潜在危险是回火或爆炸。火炬越高空气越易进入火炬筒内，因而形成爆炸性混合物，引起回火或爆炸。采取密封是防止回火或爆炸的重要手段，它包括火炬筒体的气体密封和火炬气管道上的液封，液封大部分是用水作为密封液体。火炬筒体的密封一般采用在火炬头中设置挡板以起密封作用，也有的是在火炬头下安装阻火器及分子密封器。早期采用在火炬气管道上安装阻火器来防止回火。

①气体密封。在火炬环境条件下，不会达到露点的无氧气体都可用作吹扫气体，如氮气、天然气、富甲烷燃料气等都是理想的吹扫气。若吹扫气体的分子量小于 28，那么吹扫气的体积要增加。另外，不推荐蒸汽作吹扫气体，因为蒸汽冷凝时体积会缩小，这样会将空气抽入火炬系统，且蒸汽的冷凝水会留在火炬系统内，将使部分系统堵塞，存在结冰的危险，同时潮湿将加快材料的腐蚀。

②液封。在火炬简体前的火炬气总管上设水封罐是保护上游设备和管道，防止回火和爆炸的一项常用安全措施，在有火炬气回收设施时，水封罐还作为压力控制设备。其缺点是增加了火炬气的排放阻力，排放时可能引起水封罐周围管道的较大振动，在火炬气量小时，可能引起火焰形成脉冲，它也不能起到保护火炬筒体的作用。

水封罐的水封高度应根据排放系统在正常生产时能阻止火炬回火，在事故排放时排放气体能冲破水封排入火炬所需控制的压力确定；当设有可燃性气体回收设施时，还应根据用户

需要或气柜所控制的压力综合考虑确定。

③阻火器。在火炬气管道上设阻火器也是一个防止回火的措施。其工作原理是：易燃易爆混合气体火焰不能通过狭窄的细缝和间隙传播。因为火焰在这些缝隙中会很快地冷却到着火温度以下。国内炼油厂上采用过阻火器。由于阻火器容易发生堵塞，被腐蚀，或被烧掉，而且当火炬气排放先热后紧接着被冷却时，空气有可能通过阻火器而被倒吸入到火炬系统。因此阻火器用于火炬系统上的效果较差，一般不宜采用。阻火器仅被推荐用于火炬气是非腐蚀的、干燥的不含有任何可能凝结液体的情况下，显然这种条件是很难遇见的。

④绝对禁止误将工艺空气排入火炬系统。

## (2) 防止烧坏火炬头

火炬在点燃的情况下，在火炬头处保持连续供应一定量蒸汽，对火炬头起冷却保护作用，即使无排放气体时，也不允许停止保护蒸汽的供应。当排放量较大时，应及时调节控制阀加大蒸汽量。

## (3) 防止下火雨

火炬下火雨是火炬气中带液燃烧造成的，这种情况极易引起事故，尤其是火炬设在装置区内时，防止下火雨的根本方法是严格控制装置的排放，可燃液体必须经蒸发器后才允许放入火炬系统，同时严格禁止向火炬系统排放重烃液体。在设计分液罐时应保证有足够的容积，还应经常检查凝液泵入口滤网，防止杂物、聚合物堵塞泵入口，并经常检查分液罐的液位。

## (4) 防止冻堵

排放低温物料时速度不能过快，排放速度过快易造成火炬管线冷淬，特别当分液罐和管线有水时，可造成冻堵。

## (5) 其它

火炬应避免布置在窝风地段，以利排放物的扩散。火炬产生的热辐射、光辐射、噪声及污染物浓度应不超过有关标准规定值。高架火炬应按规定设置航标灯。厂外火炬及其附属设备应用铁丝网或围墙围起来。

### 5.23.7 火炬气回收

在火炬中被燃烧的烃类等可燃气体量相当可观，近十多年来，世界各国由于能源紧张和为了降低产品成本及减轻环境污染，开始对火炬系统进行改造，把火炬气回收利用。这样做不仅可以提高经济效益，而且可以消除由于火炬燃烧引起的烟、噪声及排出废气对环境的污染，并延长火炬头的使用寿命。现在我国已有不少乙烯装置都把火炬气加以回收利用，并取得了明显的经济效益。

过去有采用气柜回收利用火炬气的，但气柜操作不稳定，投资高，占地大，近几年来开始采用压缩机直接抽吸将可燃气体即火炬气压缩后送往燃料气系统，流程简单，占地少，操作方便，效益也不错。采用压缩机回收火炬气工艺技术的关键在于选择压缩机，由于火炬气的流量和组成波动很大，因而压缩机的选择也比较困难，如是已建装置，在选择压缩机回收火炬气以前，就应对火炬气的流量和组成进行长期测定，然后求其平均值。根据平均值选择压缩机，若压缩机选择过小，则火炬气不能充分回收，若选择过大，由于部分气体要经常打循环而多耗电。对新建装置，则只能根据同类装置的经验选择压缩机。一般烃类的压缩系数变化不大，但由于比重和绝热指数  $K$  的变化，影响压缩机的功率和压缩机出口温度。目前国内用于火炬气回收的压缩机大多采用螺杆压缩机。

### 5.23.7.1 火炬气回收系统的组成和流程说明

火炬气回收系统由两部分组成：水封系统和火炬气压缩机组。

#### (1) 水封系统

火炬通常设在工艺装置界区外，来自火炬气总管的火炬气进入火炬燃烧前一般先进入火炬分液罐，再次分离火炬气中夹带的直径较大液滴，然后进入水封罐，水封罐一般设在火炬前，既作为防止火炬系统回火的安全设施，又作为火炬气回收和压力控制设备，防止压缩机抽空。水封罐通常作为火炬系统的设备组成之一，其控制由火炬系统统一考虑。

正常情况下火炬气压力低时火炬气被水封封住，火炬气进入火炬气回收装置回收利用。在装置非正常或重大事故紧急排放状况下，火炬气冲破水封排向火炬，气体从火炬筒排出到火炬头燃烧后放空。

#### (2) 火炬气压缩机组

火炬气回收压缩机组由压缩机和有关辅助设备和管路系统组成。使用国产湿式螺杆压缩机组回收火炬气的流程见图 5.23-37，其流程比较简单。从火炬气总管上抽出一根支管去火炬气回收装置，火炬气进入压缩机，经压缩机压缩升压（压力根据燃料气管网的压力确定，一般为  $0.35 \sim 0.45 \text{ MPa (G)}$ ），压缩火炬气时喷水冷却，气液混合物进入分液罐，气液分离。升压后的气体通过分液罐出口进入燃料气管道。分液罐里的水经过水冷却器冷却后循环使用，同时给压缩机组补充少量新鲜水。为了防止火炬气泄漏和空气窜入压缩机，给压缩机通入氮气气封。

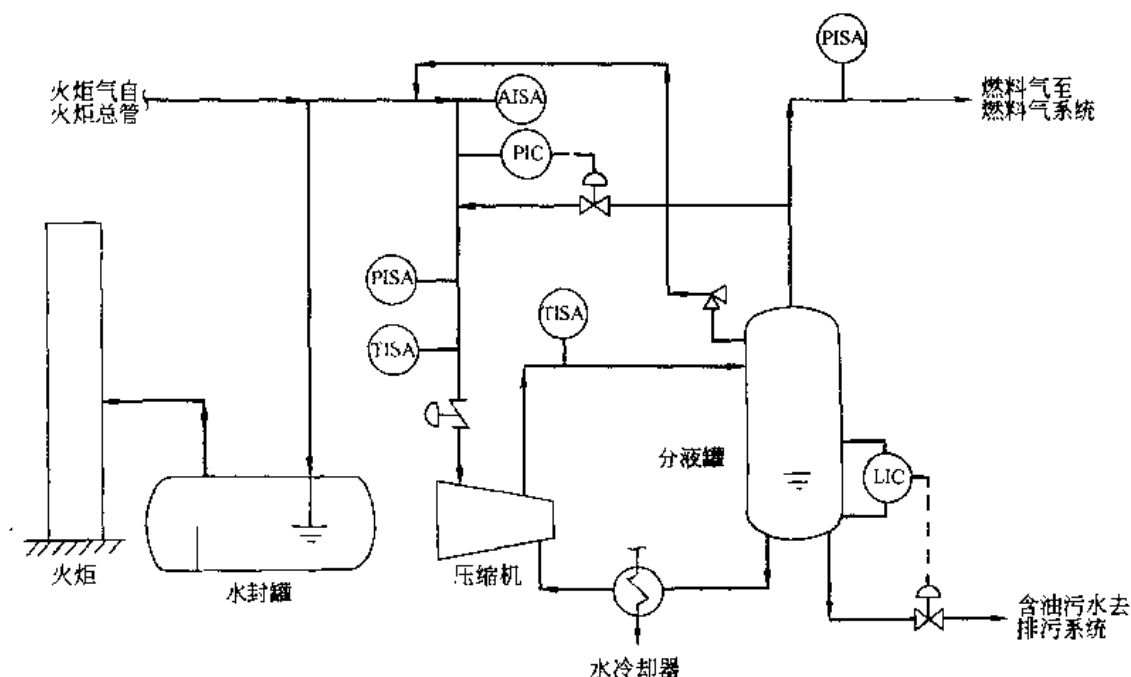


图 5.23-37 火炬气回收流程图

A（第一位字母）—分析；A（后位字母）—报警；

C—控制；I—指示；L—液位；P—压力；S—开关或联锁；T—温度

这套压缩机组的主机为单级喷液式螺杆压缩机，由压缩机、电动机、分液罐、油冷却器、水冷却器、油泵、油箱、气体管路、润滑油管路、冷却液管路组成，根据需要既可把这些设备和管路集中布置在一个公共底座上，也可把有的设备分开布置在另外的底座上，机组

结构紧凑,系统齐全,安装使用方便,无需笨重基础。所有现场电控、自控设备均采用防爆型、并在控制室设有监控仪表及安全联锁及报警系统,操作者可在控制室内舒适地监控机组的运行。

以 LG-15/0.5 湿式螺杆压缩机组为例,压缩机组的性能参数如下。

#### ①压缩机

压缩介质	火炬气	排气压力	0.5MPa (G)
进气压力	> 0.5kPa (G)	排气量	900m <sup>3</sup> /h
进气温度	1 ~ 40℃	冷却方式	喷水冷却
排气温度	< 80℃	机组润滑方式	稀油压力润滑

#### ②主电动机

防爆等级隔爆电机 (dⅡ BT4)	功率	110kW
型号 YB315SWTH	电压	380V
转速 $n = 1450\text{r/min}$		

#### ③主要自控设备

可编程逻辑控制器 PLC

#### ④全机组

压缩机:	分液罐:
外形尺寸 3000 <sup>L</sup> × 2120 <sup>W</sup> × 1682 <sup>H</sup>	外形尺寸 800 <sup>LD</sup> × 2280 <sup>H</sup>
重量约 4000kg	净重约 500kg

火炬气回收的主要自控仪表是压力指示控制报警和联锁、温度指示报警和联锁、氧含量指示报警和联锁、液位指示报警和联锁等。

火炬气压缩机组可以不用厂房,这样既节省投资,又能安全生产。为了防雨和风沙,也可在压缩机和电机上方加一个罩。但在东北这类寒冷地方和广东这类湿热带地方,为了延长设备的使用寿命和操作维修方便,火炬气回收压缩机组需要封闭厂房或遮雨棚。

由于火炬气回收设施占地较少,控制系统比较简单,为了节省投资,简化操作管理,因而宜把火炬气回收设施布置在工艺装置内或附近,控制系统设在工艺装置控制室集中控制,所需公用工程也由工艺装置统一考虑,并由附近有关的岗位操作人员或巡回检查人员兼顾操作和管理,现场不需要为火炬气回收设施单设一个操作岗位或操作控制室,回收火炬气时产生的含油污水也进入工艺装置的排污系统。

#### 5.23.7.2 安全和环保措施

##### I 安全

工艺装置的火炬气,一般来自不平衡物料的排放、泄漏物料的排放、安全阀的排放、紧急事故的排放。这些排放的物料都是易燃、易爆的介质,因此,在处理时要特别注意,火炬气回收系统是在确保火炬系统能安全排放基础上考虑增设火炬气回收装置的,做到既能回收火炬气,又必须确保火炬系统的安全。火炬气回收采取以下几条措施来保证安全。

##### (1) 氧含量分析控制

火炬气中可能夹带有氧,当氧含量达到一定值时可能形成爆炸性混合气体(见表 5.23-15)。为了防止爆炸,确保安全,在压缩机入口管线上安装连续氧含量分析仪,当氧含量高

于一定值时报警,若再继续升高到另一给定值,则压缩机联锁停车,并安装临时取样口,定期分析火炬气中的氧含量,以便校对氧含量分析仪的准确性。

表 5.23-15 火炬气组分的爆炸极限 % (体积)

介质名称	H <sub>2</sub>	CH <sub>4</sub>	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>
爆炸下限	4.1	5.0	3.22	3.05	2.37
爆炸上限	74.2	15.0	12.45	28.6	9.50

## (2) 水封系统

在火炬前的火炬总管上设置水封罐,一是作为防止火炬回火的措施;二是作为火炬气回收系统的压力控制设备,防止压缩机抽空。并将火炬头气封(分子封或流体密封)的补氮点设在或移到水封罐后火炬气总管上,既保证火炬顶部气封的正常使用,又防止回收火炬气中含有大量氮气。

## (3) 压力控制和温度控制

为防止压缩机抽空,在压缩机入口管线上设置低压报警联锁和压缩机进出口压力调节设施。

为保证燃料气管网的安全,当压缩机出口压力达到一定值时压缩机进口蝶阀关闭,压缩机内部打回流,出口压力超过一定值时,压缩机联锁停车。

为保证压缩机正常运行,压缩机入口管线上设置低温报警联锁措施;压缩机出口管线上设置高温报警联锁措施;另外压缩机还有油压、油温等联锁措施。

## (4) 手动控制

现场设置开停车按钮,控制室设置停车按钮,以便及时处理突发事件,保证整个系统的安全。

## (5) 防火防爆

火炬气回收设施属于甲级防火,2区防爆,因而所有现场仪表、电气设施都是选用防爆型的,此外还应考虑防雷措施。现场还安装可燃气体检测器、及时发现可燃气体泄漏。压缩机组周围设置消防系统。

## (6) 其它安全措施

为了防止火炬气泄漏和空气窜入压缩机,影响系统的安全,压缩机设置了一系列的密封措施(包括油封、氮气气封等)。

压缩机组的气液分离罐上设置了安全阀,压力超过安全阀的设定值时安全阀启跳,燃料气排到火炬系统。

## II 环保

火炬气回收设施本身就具有环境保护的作用,所处理的火炬气经压缩机升压分离液滴后送入燃料气系统,减少了火炬燃烧后对大气造成的污染。但回收火炬气的同时也产生含油污水。

如果把火炬气回收设施布置在乙烯装置或其它工艺装置界区内或附近,则回收火炬气时产生的含油污水也返回到附近有关工艺装置的排污系统。否则,要采取其它措施,如设废油罐,油水分离后,废水进入污水系统,废油回收利用。

火炬气排向水封罐时可能夹带一些烃类凝液,因而水封罐排水一般排入生产污水管中,由污水处理设施统一处理。

## 第6章 自动控制

### 6.1 工业自动化仪表

#### 6.1.1 概述

现代工业的一个重要特点是生产装置大型化，高度自动化。自动化是生产装置大规模工业生产安全操作、平稳运行、提高效率（高产、低耗）的基本条件和重要保证。现代化程度越高，这种依从关系越紧密。

工业自动化仪表技术内容包括生产工艺过程中各种工况信息的检测、转换、显示和控制。

##### 6.1.1.1 自动化仪表的分类

自动化仪表可简单地分为检测仪表、显示仪表、控制仪表、执行器四大类，如图 6-1 所示。

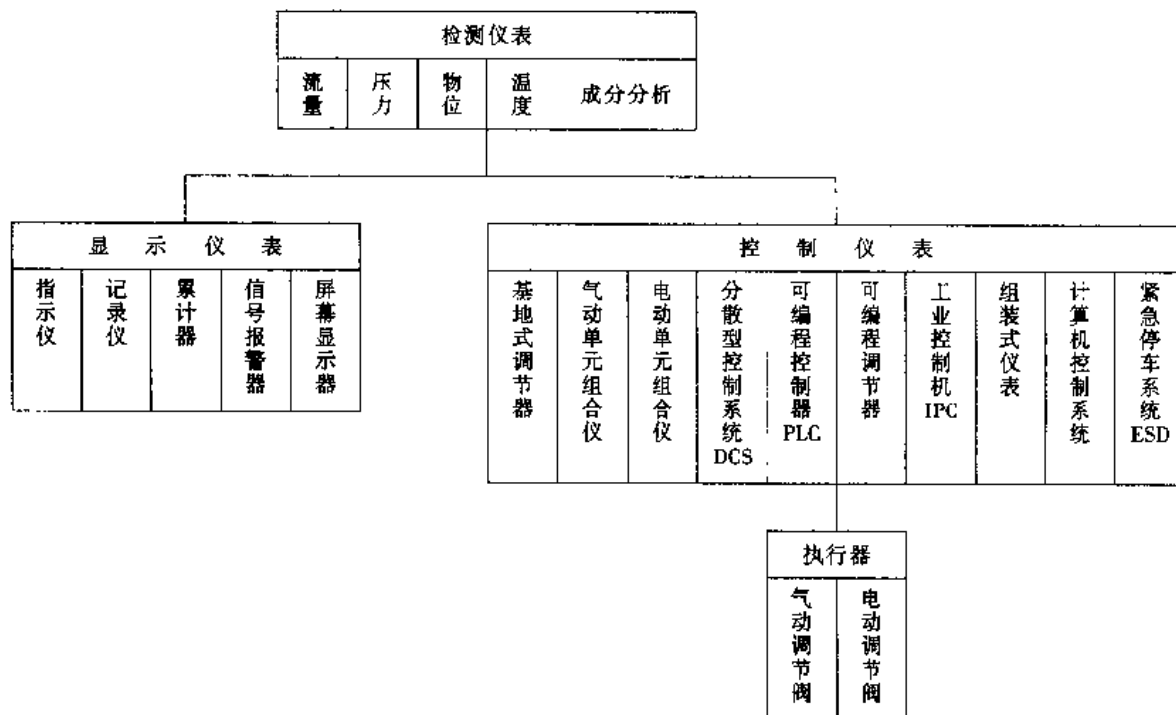


图 6-1 工业自动化仪表分类

##### 6.1.1.2 工业自动化仪表主要品质要求

根据工业自动化仪表应用特点，对它的品质要求如下。

###### (1) 精确度

测量值与实际值的差异程度，表示测量误差大小。

$$\text{精确度} = \frac{\text{测量值} - \text{实际值}}{\text{标尺上限} - \text{标尺下限}} \times 100\% \quad (6-1)$$

###### (2) 灵敏度

仪表稳态时输出变化对输入变化的比值。表示仪表对被测参数变化的灵敏程度。

$$\text{灵敏度} = \frac{\text{指针指示值变化}}{\text{被测参数变化}} \quad (6-2)$$

### (3) 非线性误差

对于理论上具有线性特性的仪表，实际上输入输出特性曲线对理论线性特性的偏离程度。

$$\text{非线性误差} = \frac{\text{实际值与理论值的最大绝对误差值}}{\text{标尺上限} - \text{标尺下限}} \times 100\% \quad (6-3)$$

### (4) 变差

仪表正向（上升）特性与反向（下降）特性差异程度。

$$\text{变差} = \frac{\text{正、反行程时指示值的最大绝对误差}}{\text{标尺上限} - \text{标尺下限}} \times 100\% \quad (6-4)$$

### (5) 动态误差

由于检测环节中存在的元件动惯量（时间常数）、测量传递滞后（纯滞后时间）带来的误差。

## 6.1.2 流量测量仪表

### 6.1.2.1 流量仪表的分类

流量测量与仪表可以按不同原则分类。

#### (1) 按测量对象分类

按测量对象可分为封闭管道流量计和敞开流道（明渠）流量计两大类。封闭管道的流体靠压力输送，而明渠是依据高位差自由排放。一般明渠流动为不满管状态，所以此两类流量计有不同的特性，本书主要介绍封闭管道流量计。但应指出，明渠流量计所依据的物理原理与封闭管道流量计有共同之处，随着环保及农业工程的重视发展，明渠流量计的种类亦迅速增加。

#### (2) 按测量原理分类

各种物理原理是流量测量的理论基础，流量测量原理可按物理学科分类。

①力学原理。应用伯努里定理的差压式、浮子式；应用动量定理的可动管式、冲量式；应用牛顿第二定律的直接质量式；应用流体阻力原理的靶式；应用动量守恒原理的叶轮式；应用流体振动原理的涡街式、旋进式；应用动压原理的皮托管式、均速管式；应用分割流体体积原理的容积式等。

②热学原理。应用热学原理的热分布式、热散效应式和冷却效应式等。

③声学原理。应用声学原理的超声式、声学式（冲击波式）等。

④电学原理。应用电学原理的电磁式、电容式、电感式和电阻式等。

⑤光学原理。应用光学原理的激光式和光电式等。

⑥原子物理原理。应用原子物理原理的核磁共振式和核辐射式等。

⑦其它。标记法等。

#### (3) 按测量方法和结构分类

这是目前最流行的分类方法，封闭管道流量计的分类见图 6-2，敞开流道流量计的分类见图 6-3。

封闭管道流量计可分为推理式流量计和容积式流量计两大类，然后再细分为各种类型。一般流量计由传感器、转换器和显示仪几部分组成。分类是以传感器的特征为依据。目前显示仪的主流产品是以微处理器为基础的智能式流量显示仪，它可以涵盖全部流量计（模拟信

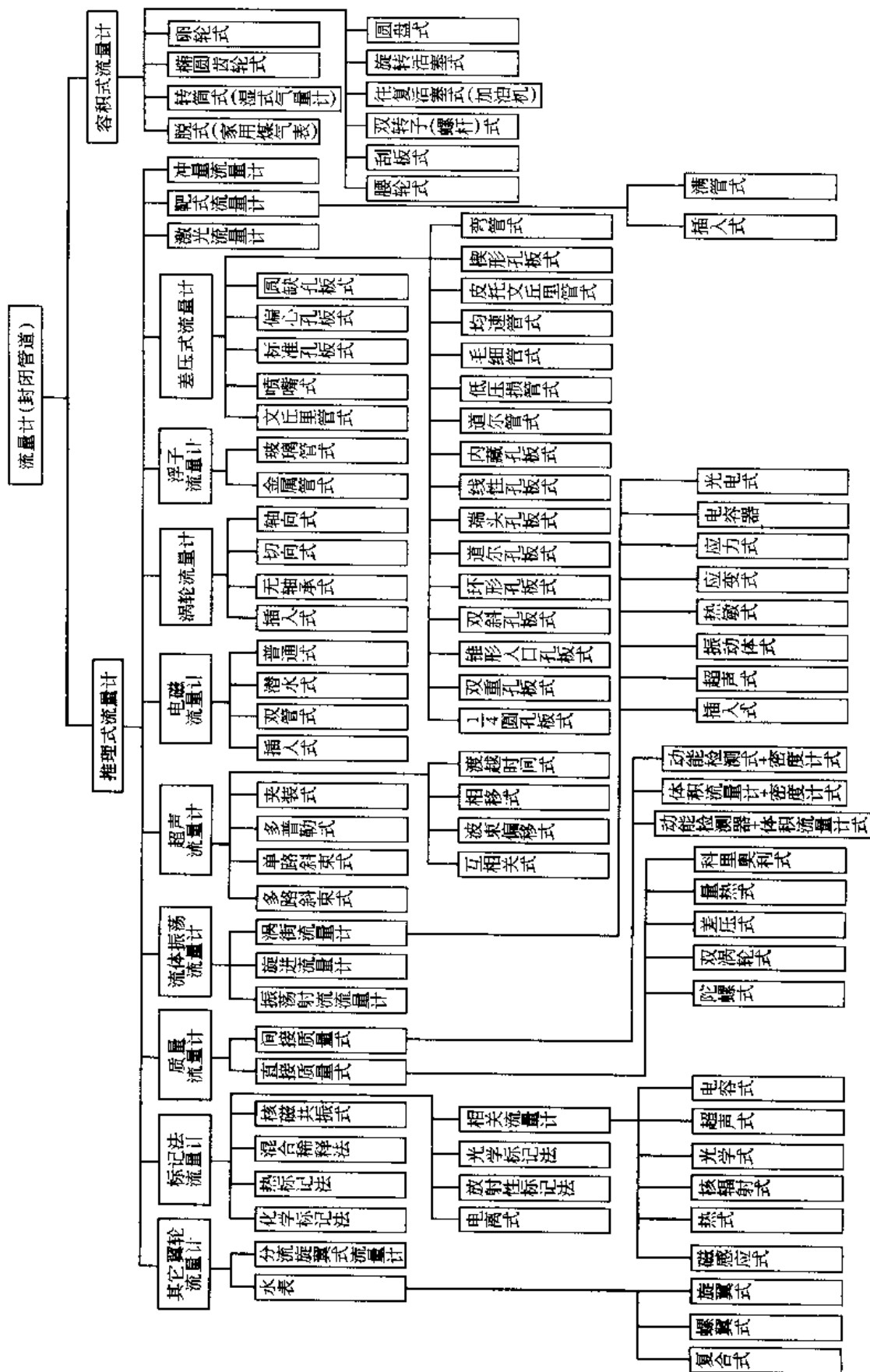


图 6-2 封闭管道流量计分类图



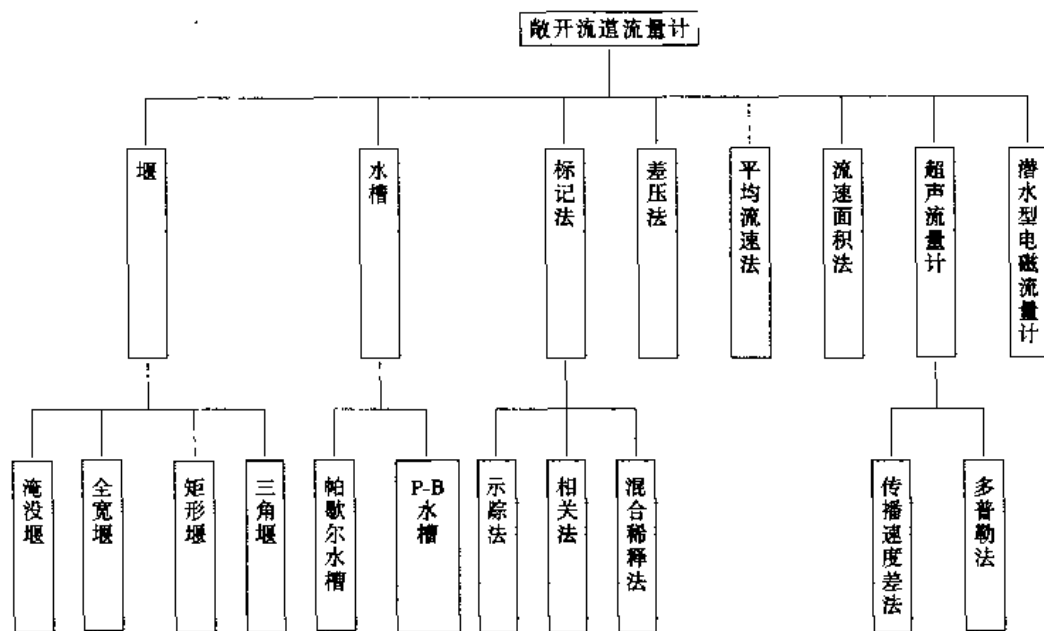


图 6-3 敞开渠道流量计分类图

号和脉冲信号)，只要输出信号转换为标准信号即可与之接口。

#### (4) 按测量体积流量和质量流量分类

按流量计检测信号反映的是体积流量或质量流量可分为体积流量计和质量流量计。

##### (4.1) 体积流量计

流量计检测件的输出信号反映体积流量，有以下几类：电磁流量计、涡轮流量计、涡街流量计、超声流量计、标记法流量计及容积式流量计。这些流量计的输出信号与管道中流体的平均流速或体积流量成一定关系，是反映真实体积流量的流量计，用这些流量计测量流体的质量流量必须配以密度变送器或配以压力、温度补偿，然后求体积流量和流体密度的乘积，即质量流量。

##### (4.2) 质量流量计

质量流量计可分为两大类：直接式质量流量计和间接式（亦称推导式）质量流量计。

①直接式质量流量计。流量计检测件的输出信号直接反映流体的质量流量，近年来国内外出现名为质量流量计和热式质量流量计，制造厂家已有数十家，产品销量亦急剧增加。直接式质量流量计代表性种类如下。

a. 差压式质量流量计。利用孔板（或文丘里管）和定量泵组合起来的直接测量质量流量的仪表。

b. 热式质量流量计。利用流体与热源（流体中外加热的物体或仪表测量管管壁外加热体）之间热量交换的关系测量流量的仪表。

c. 双涡轮式质量流量计。在传感器内安装两个叶片角不同的叶轮，用弹簧把它们连接起来为一个整体，它与平均流速成比例转动，两个叶轮间旋转一个偏移角所需要的时间  $t$  是与管道中流体的质量流量成正比，因此测出此时间  $t$  即可求得质量流量。

d. 科里奥利质量流量计。利用流体在振动管中流动时，产生与质量流量成正比的科里奥利力原理制成的一种直接式质量流量计。

②间接式（推导式）质量流量计。间接式质量流量计的检测件输出信号并不直接反映质量流量的变化，而是通过检测件与密度计组合或者两种检测件的组合而求得质量流量。它有

以下几种形式：

a. 动能 ( $\rho q_v^2$ ) 检测件和密度计 ( $\rho$ ) 的组合方式。差压式流量计的检测件是动能检测件，它们与密度计组合起来通过运算器计算即可求得质量流量。压力温度补偿式是此类流量计用得最广泛的一种类型，其计算式为  $q_m = \rho q_v$ 。

b. 体积流量计和密度计的组合方式。体积流量计 ( $q_v$ ) 和密度计 ( $\rho$ ) 组合起来通过运算器计算即可求得质量流量，通过压力、温度补偿也是常用的方法。

c. 动能检测件和体积流量计的组合方式。由差压式流量计检测件和任何一种体积流量计的组合可求得质量流量，其计算式为  $q_m = \rho q_v$ 。

#### 6.1.2.2 流量仪表的选用

##### (1) 选型步骤

各类流量仪表都有各自的特点，选型的目的就是选择最适宜的仪表。要正确地选择流量测量方法和仪表，必须熟悉仪表和被测对象两方面的情况。

首先要确认是否真正需要安装流量仪表，如果仅希望知道流体是否在管道中流动和大致的流量值，采用价格便宜的流量指示器即可。

确定必须安装流量仪表后，首先按照流体特点及应用范围初选流量测量方法和仪表（如表 6-1 所示）。剔除显然不合适的方法与仪表，余下几种方案再进行下一步深入的分析比较。分析主要按五个方面进行，即仪表性能，流体特性，安装条件，环境条件和经济因素等方面，各方面考虑因素如表 6-2 所示。

选型步骤大致为：

- ① 依据流体种类及五个方面因素初选可用仪表类型；
- ② 依据用户要求逐步淘汰，余下仪表类型排出次序；
- ③ 按五个方面因素再次进行仔细评比，最后淘汰至一种仪表类型。

##### (2) 按仪表性能

不同测量对象有各自测量目的，仪表性能各因素选择有不同侧重点，例如商贸结算和储运测量，对准确度要求较高，而过程控制连续监测一般要求有良好的可靠性及重复性（精密性）。

应该针对使用目的确定准确度要求，如在较宽流量范围保持准确度，还是在某一特定范围即可？所选仪表的准确度能保持多久？是否易于周期校验？校验的方式及代价如何？这些因素都影响仪表的选择。

重复性是由仪表本身工作原理及制造质量决定的，它与仪表校验所用基准高低无关。应用时要求重复性好，如使用条件变化大，则虽然仪表重复性高亦不会达到目的。

范围度常是选型的一个重要指标，速度式流量计（涡轮，涡街，电磁，超声）的范围度比平方型（差压）大得多，但是目前差压式流量计亦在采取各种措施，如开发宽量程差压变送器或同时采用几台差压变送器切换来扩大范围度。要注意有些仪表范围度宽是尽量把上限流量提高，如液体流速为 7~10m/s，气体为 50~75m/s，实际上高流速意义不大，重要的是下限流速为多少？能否适应测量的要求。

压力损失关系到能量消耗，对于大口径其意义较大，它可能大大增加泵功率消耗。选用价格较高而压损较小的仪表，从长期运行费用看更合算。表 6-3 示出常用流量计仪表性能参考数据。

##### (3) 流体特性

表 6-1 流量测量方法和仪表初选表

符号说明: √最适用 △通常适用 ?在一定条件下适用 ×不适用 输出特性:SR平方根 L线性	流体特性和工艺过程条件												测 量 性 能				安 装 条 件																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																															
	液 体						气 体						范围度	压力损失	输出特性	高精度流量适用性			公称通径范围 mm	传感器 安装方位和 流动方向	上游直 管段长 度要求																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																											
	流 体 特 性						工 艺 过 程 条 件																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																									
	清洁	脏污	含颗粒纤维浆	腐蚀性浆	腐蚀性	粘性	非牛顿流体	液液混合	液气混合	高温 <sup>③</sup>	低温	小流量					大流量	脉动流																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																														
差压式	孔板	√ <sup>①</sup>	×	×	×	√ <sup>③</sup>	?	√	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△	△

①圆缺孔板。②取决于测量头类型。③四分之一圆孔板,锥形入口孔板。④500mm 管径以下。⑤只适用高压气体。⑥250mm 管径以下。⑦取决于传感器结构;⑧>200℃。

表 6-2 流量计选型考虑因素

仪表性能方面	精确度, 重复性, 线性度, 范围度, 压力损失, 上、下限流量, 信号输出特性, 响应时间
流体特性方面	流体压力, 温度, 密度, 粘度, 润滑性, 化学性质, 磨损, 腐蚀, 结垢, 脏污, 气体压缩系数, 等熵指数, 比热容, 电导率, 声速, 导热系数, 多相流, 脉动流
安装条件方面	管道布置方向, 流动方向, 上下游管道长度, 管道口径, 维护空间, 管道振动, 接地, 电、气源, 附属设备 (过滤, 消气), 防爆
环境条件方面	环境温度、湿度, 安全性, 电磁干扰, 维护空间
经济因素方面	购置费, 安装费, 维修费, 校验费, 使用寿命, 运行费 (能耗), 备品备件

表 6-3 常用流量计仪表性能参考数据

名 称		精确度(基本误差)	重复性误差	范围度	测量参量 <sup>①</sup>	响应时间	
		(% R 或 % FS) <sup>②</sup>					
差压式	孔板	$\pm (1 \sim 2) FS$	②	3:1	Q	②	
	喷嘴	$\pm (1 \sim 2) FS$	②	3:1	Q	②	
	文丘里管	$\pm (1 \sim 2) FS$	②	3:1	Q	②	
	弯管	$\pm 5FS$	②	3:1	Q	②	
	楔形管	$\pm (1.5 \sim 3) FS$	②	3:1	Q	②	
	均速管	$\pm (2 \sim 5) FS$	②	3:1	$v_m$	②	
浮子式	玻璃锥管	$\pm (1 \sim 4) FS$	$\pm (0.5 \sim 1) FS$	(5 ~ 10):1	Q	无数据	
	金属锥管	$\pm (1 \sim 2.5) FS$	$\pm (0.5 \sim 1) FS$	(5 ~ 10):1	Q	无数据	
容积式	椭圆齿轮	液	$\pm (0.2 \sim 0.5) R$	$\pm (0.05 \sim 0.2) R$	10:1	T	< 0.5s
	腰轮		$\pm (0.05 \sim 0.2) R$	10:1	T	< 0.5s	
	刮板	气	$\pm (1 \sim 2.5) R$	$\pm (0.01 \sim 0.05) R$	(10 ~ 20):1	T	> 0.5s
	膜式		$\pm (2 \sim 3) R$	无数据	100:1	T	> 0.5s
涡轮式		液	$\pm (0.2 \sim 0.5) R$	$\pm (0.05 \sim 0.5) R$	(5 ~ 10):1	Q	5 ~ 25ms
		气	$\pm (1 \sim 1.5) R$				
电磁式			$\pm 0.2R \sim \pm 1.5FS$	$\pm 0.1R \sim \pm 0.2FS$	(10 ~ 100):1	Q	> 0.2s
旋涡式	涡街式	液	$\pm R$	$\pm (0.1 \sim 1) R$	(5 ~ 40):1	Q	> 0.5s
			气				
	旋进式			$\pm (1 \sim 2) R$	$\pm (0.25 \sim 0.5) R$	(10 ~ 30):1	Q
超声式	传播速度差法		$\pm 1R \sim \pm 5FS$	$\pm 0.2R \sim \pm 1FS$	(10 ~ 300):1	Q	0.02 ~ 120s
	多普勒法		$\pm 5FS$	$\pm (0.5 \sim 1) FS$	(5 ~ 15):1	Q	无数据
靶式			$\pm (1 \sim 5) FS$	无数据	3:1	Q	无数据
热式			$\pm (1.5 \sim 2.5) FS$	$\pm (0.2 \sim 0.5) FS$	10:1	Q	0.12 ~ 7s
科氏力质量式			$\pm (0.2 \sim 0.5) R$	$\pm (0.1 \sim 0.25) R$	(10 ~ 100):1	Q	0.1 ~ 3600s
插入式(涡轮,电磁,涡街)			$\pm (2.5 \sim 5) FS$	$\pm (0.2 \sim 1) R$	(10 ~ 40):1	$v_p$	④

①  $R$ ——测量值,  $FS$ ——流量上限值; ② 取决于差压计; ③  $Q$ ——流量,  $T$ ——流过体积,  $v_m$ ——平均流速,  $v_p$ ——点流速; ④ 取决于测量头类型。

初选品种是按照流体种类选定的, 而流体特性对仪表应用有很大影响, 如流体物性参数与流体流动特性 (这部分在安装条件方面考虑) 对测量精确度的影响, 流体化学性质, 脏污结垢等与使用可靠性的关系等。物性参数对仪表精确度的影响程度视仪表工作原理而异, 目前最常用的几类流量计 (差压, 浮子, 容积, 涡轮, 涡街, 电磁, 超声, 热式等) 影响流量计特性的主要物性参数为密度 (包括气体压缩系数及湿度)、粘度、等熵指数、电导率、声速、比热容和导热系数等, 其中尤以密度和粘度的影响最为重要。

密度是影响流量计特性的最主要的参数, 其数据准确度直接影响计量精度。如速度式流量计测量的是体积流量, 但是物料平衡或能源计量皆需用质量流量计算, 因此这些流量计除检测体积流量外, 尚需检测流体的密度, 只在密度为常数或变动不影响计量精度时才可不必检测。涡街流量计的优点是其检测信号不受物性的影响, 但在使用时如果密度是变动的, 同

样会影响其计量精度,这是因为它需把体积流量换算为质量流量。差压式流量计在流量方程中差压和密度两个参数处于同等地位,有同样的作用,如果选用高精度差压计,而流体密度却确定得不准,则测量结果亦不会是高精度的。只有直接式质量流量计,如科氏质量流量计或热式质量流量计,它们的信号直接反映密度的变化,因此无需另外检测密度参数。

粘度对流量计特性影响有两种情况。其一为直接影响。两种精确度最佳的涡轮流量计和容积式流量计,它们的流量特性深受粘度的影响,现场需要采用在线粘度补偿。一般来说,涡轮流量计只适用于低粘度介质,而容积式流量计较适于高粘度介质。但是对某些测量对象,如原油(高粘度)大流量测量,希望采用涡轮流量计。其二为间接影响。粘度是判别流体性质的重要参数,牛顿流体或非牛顿流体就是视其粘度关系式不同而定。目前国内外已颁布的流量测量标准及规程都只适用于牛顿流体,这是一个重要的使用条件。粘度是影响管道内流速分布的重要参数,流速分布对流量计特性的影响是流量计使用时的主要问题之一。

各种类型流量计应用不同的物理原理构成,而各种物理原理皆有其特殊的物性参数需考虑。如临界流流量计的等熵指数,超声流量计的声速,电磁流量计的电导率,热式流量计的比热容、导热系数等。

由于流体物性为压力、温度及介质组分的函数,使用时压力、温度的变化使密度发生改变,需进行压力、温度补偿(修正)。在某些场合,当流体组分亦发生变化时,就不能采用压力、温度补偿,而应采用密度补偿。现场压力、温度波动是不可避免的,由此引起的物性参数的变动是使用时产生附加误差的主要原因之一,在高精度测量时应特别注意。

流体的化学机械性质,如腐蚀、磨蚀、结垢等,对于仪表长期可靠使用也有很大影响,它亦是选型的一个重要考虑因素。流量计的检测件可分为三种情况:可动部件,固定部件与无阻碍件。对于上述情况,当然选取无阻碍件较好,但是选型还需综合其它情况决定。

#### (4) 安装条件

各种类型流量计对安装要求差异很大。例如有些仪表(如差压式,涡轮式)需要长的上游直管段,以保证检测件进口端为充分发展的管流,而另一些仪表(如容积式,浮子式)则无此要求或要求很低。流体流动特性主要决定于管道安装状况,而流体流动特性是影响流量特性的主要因素之一,故选型时应弄清所选仪表对流动特性的要求。

安装条件考虑的因素有仪表的安装方向,流动方向,上下游管道状况,阀门位置,防护性附属设备,非定常流(如脉动流)情况,振动,电气干扰和维护空间等。表 6-4 示出常用流量计安装条件的一般要求。

表 6-4 常用流量计的安装要求

符号说明: ✓可用 ×不可用 ? 有条件下可用		传感器安装方位 和流动方向				测双 向流	上游直管 段长度要 求范围	下游直管 段长度要 求范围	装过滤器			公称通径 范围,mm
		水平	垂直由 下向上	垂直由 上向下	倾斜 任意		(D,公称直径)	推荐 安装	不 需要	可能 需要		
差压式	孔板	✓	✓	✓	✓	✓ <sup>①</sup>	5~80	2~8		✓		50~1000
	喷嘴	✓	✓	✓	✓	×	5~80	4		✓		50~500
	文丘里管	✓	✓	✓	✓	×	5~30	4		✓		50~1200(1400)
	弯管	✓	✓	✓	✓	✓ <sup>③</sup>	5~30	4		✓		>50
	楔形管	✓	✓	✓	✓	✓	5~30	4		✓		25~300
	均速管	✓	✓	✓	✓	×	2~25	2~4			✓	>25
浮子式	玻璃锥管	×	✓	×	×	×	0	0			✓	1.5~100
	金属锥管	×	✓	×	×	×	0	0			✓	10~150

续表

符号说明： ✓可用 ×不可用 ？有条件下可用		传感器安装方位 和流动方向				测双向流	上游直管 段长度要 求范围	下游直管 段长度要 求范围	装过滤器			公称通径 范围,mm
		水平	垂直由 下向上	垂直由 上向下	倾斜 任意		(D,公称直径)		推荐 安装	不需 要	可能 需要	
容积式	椭圆齿轮	✓	？	？	×	×	0	0	✓			6~250
	腰轮	✓	？	？	×	×	0	0	✓			15~500
	刮板	✓	×	×	×	×	0	0	✓			15~100
	膜式	✓	×	×	×	×	0	0		✓		15~100
涡轮式		✓	×	×	×	✓	5~20	3~10			✓	10~500
电磁式		✓	✓	✓	✓	✓	0~10	0~5		✓		6~3000
旋涡式	涡街式	✓	✓	✓	✓	×	1~40	5		✓		50~300
	旋进式	✓	✓	✓	✓	×	3~5	1~3		✓		50~150
超声式	传播速度差法	✓	✓	✓	✓	✓	10~50	2~5		✓		>100(25)
	多普勒法	✓	✓	✓	✓	✓	10	5		✓		>25
靶式		✓	✓	✓	✓	×	6~20	3~4.5		✓		15~200
热式		✓	✓	✓	✓	×	无数据	无数据	✓			4~30
科氏力质量式		✓	✓	✓	✓	×	0	0		✓		6~150
插入式(涡轮,电磁,涡街)		✓	①	①	①	①	10~80	5~10	①			>100

①取决于测量头类型；②双向孔板可用；③45°取压可用。

对于推理式流量计，上下游直管段长度的要求是保证测量准确度的重要条件，目前许多流量计要求的确切长度尚无可靠依据，在仪表选用时可根据权威性标准（如国际标准）或向制造厂咨询决定。

管道中非定常流（脉动流）对仪表特性有复杂的影响，至今全部流量计标准皆要求在稳定流中测量，因为校准流量计实验室的工作条件是稳定流的，如果流量计工作于非定常流（非稳定流）条件下，即使能够使用，其仪表系数的偏离亦会使测量误差增大，因此在安装流量计时最好选择在远离脉动源管流较稳定之处。

管道振动对流量计的影响亦是不可忽视的因素，大部分流量计皆要求无振动场所使用。但是现场绝对不振动较少，这就要视其影响采取一些措施，如管道加固支撑，加装减振器等，以降低其影响。

防备电磁干扰亦是安装中应予考虑的重要方面。

(5) 环境条件

流量仪表一般由检测件、转换器及显示仪组成，后两部分受环境条件影响较大，特别是目前转换器及显示仪大都配备微处理器等电子器件。环境条件的影响因素有环境温度、湿度，大气压，安全性，电气干扰等，表 6-5 列出了常用流量计环境条件的适应性。

表 6-5 环境影响适应性比较

符号说明： ✓可用 ×不可用		温度影响	电磁干扰射频干扰影响	本质安全防爆适用	防爆型适用	防水型适用
差压式	孔板	中	最小~小	①	①	①
	喷嘴	中	最小~小	①	①	①
	文丘里管	中	最小~小	①	①	①
	弯管	中	最小~小	①	①	①
	楔形管	中	最小~小	①	①	①
	均速管	中	最小~小	①	①	①
浮子式	玻璃锥管	中	最小	✓	✓	✓
	金属锥管	中	小~中	✓	✓	✓

续表

符号说明： ✓可用 ×不可用		温度影响	电磁干扰射频 干扰影响	本质安全防 爆适用	防爆型适用	防水型适用
容积式	椭圆齿轮	大	最小~中	✓	✓	✓
	腰轮	大	最小~中	✓	✓	✓
	刮板	大	最小~中	✓	✓	✓
	膜式	大	最小~中	✓	✓	×
涡轮式		中	中	✓	✓	✓
电磁式		最小	中	× <sup>①</sup>	✓	✓
旋涡式	涡街式	小	大	✓	✓	✓
	旋进式	小	大	× <sup>③</sup>	× <sup>③</sup>	✓
超声式	传播速度差法	中~大	大	×	✓	✓
	多普勒法	中~大	大	✓	✓	✓
靶式		中	中	×	✓	✓
热式		大	小	✓	✓	✓
科氏力质量式		最小	大	✓	✓	✓
插入式(涡轮,电磁,涡街)		最小~中	中~大	②	✓	✓

①取决于差压计；②取决于测量头类型；③国外有产品。

环境温、湿度对机电一体化流量计的影响主要在电子部件及某些流量检测部分。如果有严重影响应考虑选用分离型，或者在现场安装场所采取防护性措施，如管道包装绝热层等。应用于爆炸性危险场所应按照安全要求选用防爆型仪表。

(6) 经济性

经济因素是仪表选型要着重考虑的问题之一。一般选表时经常未深入考虑各种费用，进行仔细的计算，如仅考虑仪表本身的购置费，其实全部费用应包括仪表购置费、附件费、安装费、运行费、维护费、校验费和备用件费等等。当然不是每种类型流量计都必须包括上述全部费用。表 6-6 列出了常用流量计经济相对费用的比较。

各种类型流量计安装费用可能差别很大，如有的流量计需安装旁路管以便维修，有的流量计可采用不断流取出型，无需安装旁路管，而旁路管加截止阀等的费用或许远超过仪表购置费。对于运行费用，特别是大口径的，由于压力损失产生的泵送能耗费可能是一笔大数目，甚至一年的能耗费就已超过仪表购置费，这时采用压损小、价格高的流量计反而合算。对于商贸结算和储运发放的仪表，其准确度至关重要。为了提高及维持准确度，在仪表校验费上需花费大笔资金，例如配备一套在线校验装置，其费用就很可观。

表 6-6 经济性相对费用比较

		仪表购置费用	安装费用	流量校验费用	运行费用	维护费用	备件及修理费用
差压式	孔板	低~中 <sup>①</sup>	低~高	最低	中~高	低	最低
	喷嘴	中	中	中	中~高	中	低
	文丘里管	中 <sup>①</sup>	高	最低~高	低~中	中	中
	弯管	低~中 <sup>①</sup>	中	最低	低	低	最低
	楔形管	中	中	中	中	低	中
	均速管	低~中 <sup>②</sup>	中	中~高	低	低	低
浮子式	玻璃锥管	最低	最低	低	低	最低	最低
	金属锥管	中	低~中	低	低	低	低

续表

		仪表购置费用	安装费用	流量校验费用	运行费用	维护费用	备件及修理费用
容积式	椭圆齿轮	中~高	中	高	高	高	最高
	腰 轮	高	中	高	高	高	最高
	刮 板	中	中	高	高	高	最高
	膜 式	低	中	中	最低	低	低
涡轮式		中	中	高	中	高	高
电磁式		中~高	中	中	最低	中	中
旋涡式	涡街式	中	中	中	中	中	中
	旋进式	中	中	高	中	中	中
超声式	传播速度差法	高	最低~中	中	最低	中	低
	多普勒法	低~中	最低~中	低	最低	中	低
靶 式		中	中	中	低	中	中
热 式		中	中	高	低	高	中
科氏力质量式		最高	中~高	高	高	中	中
插入式(涡轮,电磁,涡街)		低	低	中	低	低~中	低~中

①取决于差压计费用。

### 6.1.3 压力测量仪表

#### 6.1.3.1 压力测量仪表的分类

常见的压力测量仪表按测压原理可分为三类。

(1) 按重力与被测压力平衡方法,直接测量单位面积上所承受力的大小。例如液柱式压力计和活塞式压力计。

(2) 按弹性力与被测压力平衡方法,测量弹性元件受压后形变而产生的弹性力大小。例如弹簧管压力表、波纹管压力表、膜片压力表和膜盒压力表。

(3) 利用某些物质与压力有关的物理特性,如受压时电阻变化、受压时电压变化等。例如半导体(压阻)压力传感器和压电式压力传感器。

表 6-7 列出了常见的三大类压力仪表的性能及用途。

#### 6.1.3.2 压力测量仪表选择

在压力测量中,考虑的重点可较少地注意流体特性对测量的影响,而较多地考虑精度、测量范围和材质的选择。

##### (1) 几种测量仪表的比较

###### (1.1) 液柱式压力计

优点:简单可靠;精度高,灵敏度高;可采用不同密度的工作液;适合低压、低压差测量;价格便宜。

缺点:不便携带;没有超量程保护;介质冷凝会带来误差;被测介质与工作液需适当搭配。

###### (1.2) 弹性压力表

###### ①弹簧管压力表

优点:结构简单,价廉;有长期使用经验;量程范围大;精度高。

缺点:对冲击,振动敏感;正、反行程有滞回现象。

###### ②膜片压力表

优点:超载性能好;线性;适于测量绝压、差压;尺寸小,价格适中;可用于粘稠、浆料的测量。

缺点:抗震、抗冲击性能不好;维修困难;测量压力较低。



表 6-7 压力检测仪表分类性能及用途

类别	分 类		测 量 范 围							用途
			10 <sup>5</sup> Pa 1 10 10 <sup>2</sup> 10 <sup>3</sup> 10 <sup>4</sup> 10 <sup>5</sup>							
			10Pa - 10 <sup>3</sup> - 10 <sup>2</sup> - 10 0 10 10 <sup>2</sup> 10 <sup>3</sup> 10 <sup>4</sup>							
液柱式 压力计	U形管压力计									低微压 测量。高 精确度者 可用作基 准器
	单管压力计									
	倾斜微压计									
	补偿微压计									
	自动液柱式压力计									
弹性式 压力表	弹簧管 压力表	一般压力表								表压、负 压、绝对 压力测量， 就地指示、 报警、记录 或发信，或 将被测量远 传，进行集 中显示
		精密压力表								
		特殊压力表								
	膜片压力表									
	膜盒压力表									
	波纹管压力计									
	板簧压力计									
	压力记录仪									
	电接点压力表									
	远传压力表									
负荷式 压力计	活塞式 压力计	单活塞式压力计								精密测 量基准器 具
		双活塞式压力计								
	浮球式压力计									
	钟罩式微压计									
压力传 感器	电阻式压 力传感器	电位器式压力传感器								将被测 压力转换 成电信号， 以监测、报 警、控制及 显示
		应变式压力传感器								
	电感式压 力传感器	气隙式压力传感器								
		差动变压器式压力传感器								
	电容式压力传感器									
	压阻式压力传感器									
	压电式压力传感器									
	振频式压 力传感器	振弦式压力传感器								
		振筒式压力传感器								
霍尔式压力传感器										
压力 开关	位移式压力开关									位 式 控 制 或 发 信 报警
	力平衡式压力开关									

③波纹管压力表

优点：输出推力大；在低、中压范围内使用好；适于绝压，差压测量；价格适中。

缺点：需要环境温度补偿；不能用于高压测量；需要靠弹簧来精细调整其特性；对金属材料的选择有限制。

#### ④化学密封装置

优点：可防止测量元件堵塞；可避免腐蚀性介质与测量元件接触，可降低测量元件材质要求；可避免在测量元件内凝结气化。

缺点：增加费用；降低测量精度（填充工作液受环境温度影响而引起的附加误差）。

### (2) 压力仪表选择

#### (2.1) 量程选择

在测稳定压力时，一般压力表最大量程选择在接近或大于正常压力测量值的 1.5 倍。

在测脉动压力时，一般压力表最大量程选择在接近或大于正常压力测量值的 2 倍。

在测机泵出口压力时，一般压力表最大量程选择接近机泵出口最大压力值。

在测高压压力时，一般压力表最大量程选择应大于最大压力测量值的 1.7 倍。

为了保证压力测量精度，最小压力测量值应高于压力表测量量程的 1/3 处。

#### (2.2) 型式选择

就地指标压力表的选择

①测压  $> 0.4\text{MPa}$  时，可选用弹簧管压力值。

②测压  $< 0.04\text{MPa}$  时，可选用波纹管或膜盒压力表。

③测粘稠、易结晶、腐蚀性、含固体颗粒的场合，可采用膜片压力表或附带化学密封装置。

④测蒸汽或高于  $60^\circ\text{C}$  的介质压力测量应选择不锈钢压力表或安装冷凝圈。

⑤脉动压力测量应附加阻尼器或耐震压力表。

⑥测含有粉尘气体时应设置除尘器。

⑦测含有液体的气体压力时应设置气液分离器。

⑧测某些化工介质应选用专用压力表；对含氨介质压力测量采用氨用压力表；对氧气体压力测量采用氧压力表；对乙炔压力测量采用乙炔压力表；对含硫介质压力测量采用抗硫压力表。

⑨高压压力表 ( $> 10\text{MPa}$ ) 应有泄压安全设施。

⑩远距离压力传送仪表的选择：

- 对需远距离测量或测量精度要求较高的场合，应选择压力传感器或压力变送器；
- 在测量精度要求不高时，可选择电阻或电感式、霍尔效应式远传压力表；
- 气动基地式压力指示调节器适宜作就地压力指示调节；
- 压力变送器、压力开关应根据安装场所防爆要求合理选择。

### 6.1.4 物位测量仪表

#### 6.1.4.1 物位测量仪表分类（按测量方法分类）

##### (1) 直接式液位测量仪表

①玻璃管式液位计。②玻璃板式液位计。这两种液位计又分反射式和透射式液位计。

##### (2) 差压式液位测量仪表

①压力式液位计。②吹气法压力式液位计。③差压式液位（或界面）计。

##### (3) 浮力式液位测量仪表

①浮球式。包括浮球、浮标式液位计。②浮筒式液位计。③磁性翻板式液位计。

##### (4) 电气式液位测量仪表

①电接点式液位计。②磁致伸缩式液位计。③电容式液位计。

## (5) 超声波式液位测量仪表

## (6) 雷达液位计

## (7) 放射性液位计

## 6.1.4.2 物位测量仪表的特征

## (1) 直接式液位测量仪表

直接测量，现场观察，多用于就地指示液位，或用来核准自动液位的零位和最高液位之用。

由于液位计各部与被测介质直接接触，其材质要适应介质要求及能承受操作状态的温度、压力。

## (2) 差压式液位测量仪表

借助于压力和差压变送器来测量液面。

①用吹气法测量液位，需要气源和吹气稳压装置，适宜于常压或开口容器，可测量有腐蚀介质，但测量范围有限，精度取决于变送器精度和稳压装置的性能。

②差压变送器测液位（界面）在石化行业是使用较广的方法。对有腐蚀、粘稠介质可采用法兰式（带毛细管）差压变送器来测量。

由于密度变化直接影响到测量结果，所以适用于密度比较稳定的过程。

## (3) 浮力式液位测量仪表

①浮标钢带（丝）式液位计。不论是机械传动带 4~20mA 输出的变送器，或是钢带密码光导转换器的，还是伺服型液位计，均适用测量范围较大，易燃、有毒介质。伺服型的液位计可进行多参数测量，如界面（油水界面），与多点温度元件相连接时，可测多点温度或平均温度，如选用多点密度浮标，可测多到 10 点的密度，精度也较高。

②浮筒式液位计。测量范围有限，一般为 300~2000mm，适用于液面波动较小，密度稳定，洁净介质的液面和界面测量。对高温、高粘介质，密度变化较大不宜采用。

③磁性翻板式液位计。测量精度不高，适宜于有腐蚀、有毒介质的就地指示，维护工作量较少。

## (4) 电气式液位测量仪表

①电接点式液位计。它结构简单，价格便宜，可用于高温、高压的工况。适用于小型锅炉汽包及除氧槽的液位测量。

②磁致伸缩式液位计。这是一种新开发的液位计（变送器）。它由磁性浮子驱动，变送器精度高，分辨率高。4~20mA 标准信号，24V 直流二线制供电，适宜于洁净的介质精确测量。变送器也可做成耐腐蚀型的。

从结构上讲有两种，其中一种是杆式，浮球顺着杆上下移动，测量范围在 0~3m。当测量范围在 3~10m 时，采用缆式结构，这样运输安装均为方便。

③电容式液位计。电容式液位计适宜于有腐蚀、有毒、导电或非导电介质的液位测量。对粘稠及易结垢的介质，可选用带保护极的测量电极和带有主动补偿放大电路的电容液位计来测量，射频导纳式液位计也是基于这种应用发展起来的。

液位计探头对介质的介电常数非常敏感，操作的温度、压力的变化对介电常数干扰较大的介质是不宜用电容液位计的。

另外，不同形状的设备，选用不同结构的探头。如设备为圆柱形，可选用杆式测量电极；如设备为卧槽，应选用双层同轴式测量电极，其目的是尽量使电极电容值与液位的变化

成线性关系。

#### (5) 超声波液位测量仪表

超声波液位计是用声波反射来测量液位的，是一种无接触式测量。但声波必须在空气中传播，所以真空设备是不能使用的。在测量中要求声速稳定，液面反射良好，如液面上有较多的泡沫，声阻大，反射弱，仪表就不能正常测量。如果有杂散的反射波（非液位），如容器内支架、入口物料反射回来的波等假信号，对测量也有极大影响。这可采用杂波抑制技术，来辨别真正的液位信号。

另外，探头使用一段时间后，弄脏或积灰影响到共振频率变化，目前采用脉冲频率自适应技术，在使用过程中间隔地测出探头的共振频率，不断修正主振荡器振荡频率，使探头能始终工作在共振状态，保证仪表正常工作。

超声液位计适用于液体和固体料位的测量。

#### (6) 雷达液位计

雷达液位计利用高频脉冲电磁波反射原理进行测量。可用于真空设备的测量，适用于恶劣的操作条件，几乎不受介质蒸汽和粉尘的影响。在有杂散反射波的情况下，可采用杂波分析处理系统来识别和处理杂散、虚假反射波，以获得正确的测量信息。可用于液体、固体的液位（料位）的测量。

#### (7) 放射性液位计

放射性液位计是真正的不接触测量各种容器中的液位和料位。能用于各种高温、高压、强腐蚀及粘度较高的工况测量。

用好这种仪表的关键是完全搞清其操作工况、介质、设备材质、壁厚及其它射线穿过的部件，绘出设备的剖面图供制造厂进行计算。

放射性液位计的特点是使用可靠，极少维护，在其它仪表测量比较困难时，可用它来测量。但必须对管理和操作进行专门培训。仪表由专人负责，保证操作和试用的安全性。

#### 6.1.4.3 物位测量方法的选择

##### (1) 测量要求

- ①要根据测量范围、需要的精度及测量功能来选择。
- ②测量仪表面对的环境，如石油化工的工业环境，有可燃（有毒）和爆炸危险气氛的存在，高的环境温度等。
- ③被测介质的物理化学性质和状态，如强酸、强碱、粘稠、易凝固结晶和气化等工况。
- ④操作条件的变化，如介质温度、压力、浓度的变化。有时还要考虑到从开车到参数达到正常生产时，气相和液相浓度和密度的变化。
- ⑤被测对象容器的结构、形状、尺寸、容器内的设备附件及各种进出料管口都要考虑，如塔、溶液槽、反应器、锅炉汽包、立罐、球罐等。
- ⑥其它要求，如环保及卫生等要求。

##### (2) 测量方法的选择

- ①工程仪表选型要有统一的考虑，要求尽可能地减少品种规格，减少备品备件，以利管理。
- ②根据工艺专利商的具体要求。
- ③根据实际的工艺情况。
  - a. 考虑被测对象是属于哪一类设备。如槽、罐类，槽的容积较小，测量范围不会大大；

罐的容积较大，测量范围可能较大。

b. 要看介质的物化性质及洁净程度，首选常规的差压式变送器及浮筒式液位变送器，还要对接触介质部分的材质进行选择。

c. 对有些悬浮物、泡沫等介质可用单法兰式差压变送器。有些易析出、易结晶的用插入式双法兰式差压变送器。

d. 对高粘度介质的液位及高压设备的液位，由于设备无法开孔，可选用放射性液位计来测量。

e. 除了测量方法上和技术上问题外，还有仪表投资问题。

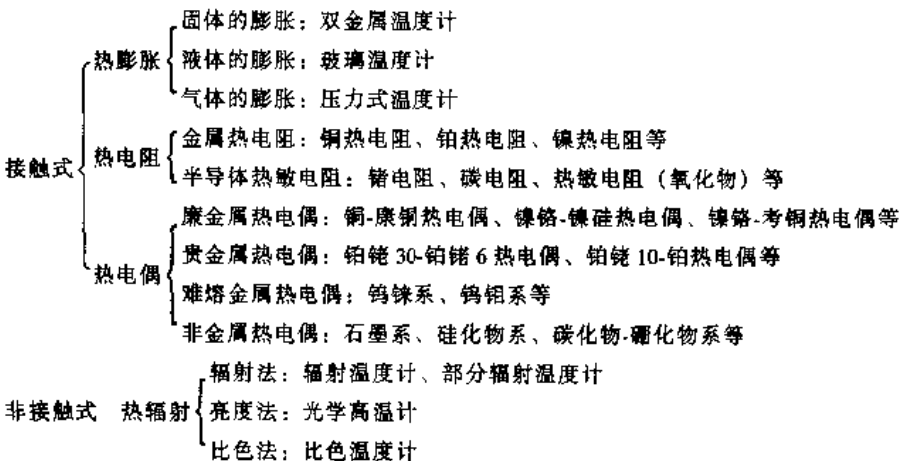
综上所述，液位测量方法的选择，从技术上要可行，经济上要合理，管理上要方便。

6.1.5 温度测量仪表

6.1.5.1 温度仪表的分类

按温度仪表的测量方式通常可分为接触式和非接触式两大类。下面列出了常用工业温度计的分类。

一般说来，接触式温度计结构比较简单、可靠，测温精度也较高。但是由于温度检测元件与被测物体必须经过充分的热交换且达到平衡后才能测量，这样容易破坏被测物体的温度场，同时带来测温过程的延迟现象。



非接触式测温，由于测温元件不和被测物体接触，测温响应也较快，测温范围宽。但缺点是受外界因素影响造成的测量误差较大。

表 6-8 列出了接触式、非接触式两类测温方式特点的比较。

表 6-8 接触式与非接触式测温特点比较

测温方式	优 点	缺 点
接触式	简单、可靠、价廉，测量精确度较高，一般能够测得真实温度	由于检出元件热惯性的影响，响应时间较长，对热容量小的物体，难以实现精确测量。不适宜于直接对腐蚀性介质测温，不能用于极高温测量，难以测量运动体的温度
非接触式	原理上测温范围可以从超低温到极高温，不破坏被测温场，可以测量热容量小的运动温度，可以测量区域的温度分布，响应速度较快	测量误差较大，仪表示值一般仅代表表面温度。在辐射通道上介质吸收及反射光干扰将影响仪表示值。被测对象表面发射率变化影响仪表示值。结构较复杂，价格较昂贵

由于各类测温仪表结构原理不同，有不同的测温应用场合。各种测温仪表的测量范围见图 6-4。

6.1.5.2 温度测量方法选择

温度测量和流量、压力、液位测量一样，常常受到被测介质各种复杂性质及环境条件的

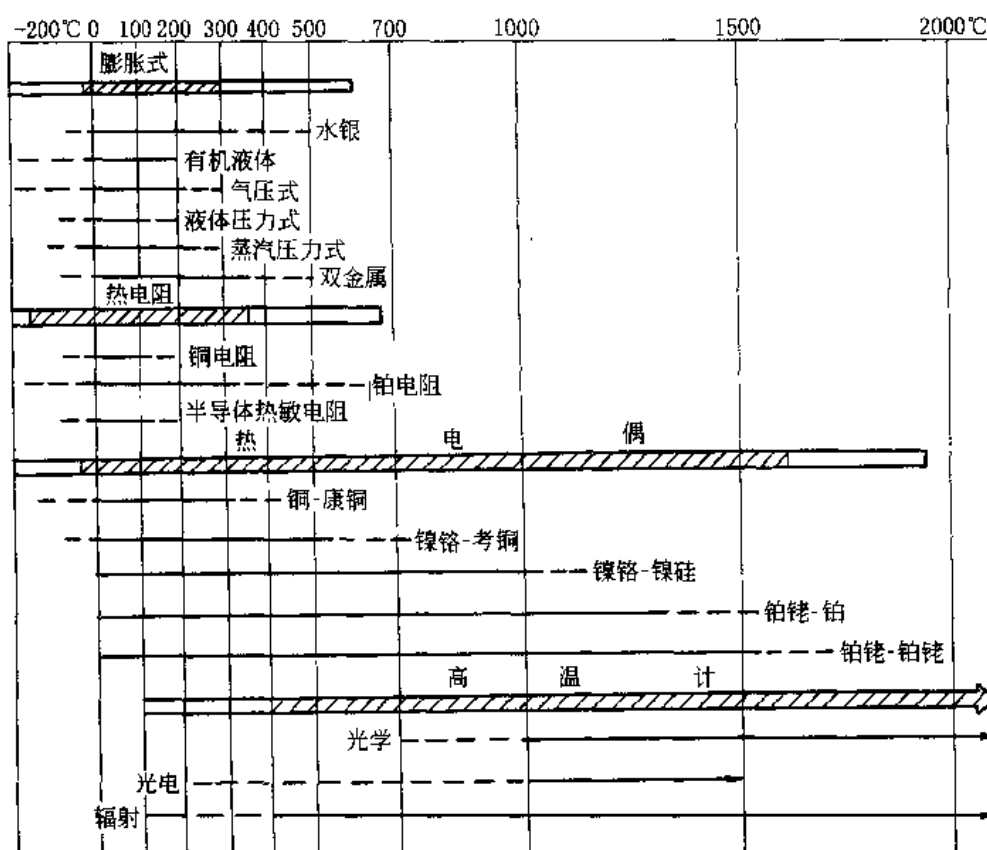


图 6-4 各种温度计的测温范围

约束，接触式测温方法尤其如此。温度测量涉及测温元件与被测对象之间的热量交换，因此传热好坏、热损失、热惯性以及温度场分布都会影响到测温结果。

但对于温度测量，生产工艺及流体特性对测量方法的影响，比起流量、液位测量要小。温度测量方法在大部分场合中都是能工作的。因此，诸如价格、精度、响应时间、可维护性，甚至某些传统习惯都成为选择温度测量方法的考虑因素。

表 6-9 列出各种温度计的特点。根据温度计的特点及被测介质的条件，可以按下列温度计选用原则进行选择。

表 6-9 各种温度计的特点

型式	温度计种类	优点	缺点
接触式仪表	玻璃液体温度计	结构简单，使用方便，测量准确，价格低廉	测量上限和精度受玻璃质量的限制，易碎，不能记录与远传
	压力表式温度计	结构简单，不怕震动，具有防爆性，价格低廉	精度低，测温距离较远时，仪表的滞后性较大
	双金属温度计	结构简单，机械强度大，价格低	精度低，量程和使用范围均有限
	热电阻	测温精度高，便于远距离、多点、集中测量和自动控制	不能测量高温，由于体积大，测点温度较困难
	热电偶	测温范围广，精度高，便于远距离、多点、集中测量和自动控制	需自由端补偿，在低温段测量精度较低
非接触式仪表	辐射式高温计	测温元件不破坏被测物体温度场，测温范围广	只能测高温，低温段测量不准，环境条件会影响测量准确度。对测量值修正后才能获得真实温度

### (1) 各种温度测量方法的比较

#### ①玻璃温度计

优点：结构简单；使用方便；测量精度较高；价格低廉；

缺点：测量上限和精度受玻璃质量的限制；易碎；不能远传。

②压力式测温系统（压力式温度计）。这是最早应用于生产过程温度测量的方法之一。压力式测温系统现在仍然是就地指示和控制温度中应用十分广泛的测量方法。带电接点的压力式测温系统作为电路接点开关，用于就地温度位式控制。

压力式测温系统适用于对铜或铜合金不起腐蚀作用的情况。

优点：结构简单，机械强度高，不怕震动；价格较低；不需要外部能源。

缺点：测温范围有限制， $-80 \sim +400^{\circ}\text{C}$ ；热损性大，响应时间较慢；仪表密封系统（温包，毛细管，弹簧管）损坏难于修理，必须更换；测量精度受环境温度、温包安装位置影响较大；毛细管传送距离有限制。

③双金属温度计。双金属温度计也是用途十分广泛的就地温度计。

优点：结构简单，价格低；维护方便；比玻璃温度计坚固、耐震、耐冲击；示值连续。

缺点：测量精度较低。

④热电阻。热电阻测量精度高，可作标准仪器用。热电阻广泛用于生产过程各种介质的温度测量，输出信号可远传监视、控制用。

优点：测量精度高；再现性好，可保持多年稳定性、精确度；响应速度快；与热电偶测量相比它不需要冷点温度补偿。

缺点：价格较热电偶贵；需外接电源；热惯性较大；避免使用在有机械振动的场合。

铠装热电阻是将温度检测元件、绝缘材料、导线三者封焊在一根金属管内，因此它的外径可以做得很小，具有良好的机械性能，不怕振动。同时具有响应快、时间常数小的优点。铠装热电阻除感温元件外其它部分都可制成缆状结构，具有可挠性，可任意弯曲，适应各种复杂结构场合中的温度测量。

⑤热电偶。热电偶在工业测温中占了很大比重。生产过程远距离测温很大部分使用热电偶。

优点：体积小，方便地安装；信号可远传作指示，控制用；与压力式温度计相比响应速度快；测温范围宽；价格低；精度高；再现性好；校验容易。

缺点：热电势与温度之间呈非线性关系；精度比热电阻低；在同样条件下，热电偶接点容易老化。

⑥光学高温计。光学高温计结构较简单，轻巧便携，使用方便作为一种简易仪表使用在金属冶炼、玻璃熔融、热处理等工艺过程中实现非接触温度测量。主要缺点是测量靠人眼比较，容易引入主观误差。

⑦辐射温度计。辐射温度计包括采用热电堆为检测元件的全辐射温度计和采用光敏元件、热敏元件以及光电池为检测元件的部分辐射温度计。它常用来测量移动或转动的物体温度。也可用于热电偶不能安装测量场合中的温度测量。

全辐射温度计结构较简单、牢固且价低，不需外接电源，输入信号可远传指示记录。

优点：不需要与温度测量目标接触；适合高温测量；重量轻，便于携带；精度较高。

缺点：价格较高；靠人眼比较，有人为误差；被测物体的辐射率会影响测量结果。

⑧辐射高温计。辐射高温计主要用于热电偶无法测量的超高温场合。

优点：测量高温；响应速度快；非接触测温；价格适中。

缺点：非线性刻度；被测对象辐射率、辐射通道中间介质吸收率会对测量造成影响。

部分辐射温度计测量精度较高，稳定性也好，可测温下限较低。缺点是结构较复杂，同样辐射通道中间介质吸收也会影响测量示值。

⑨比色温度计。比色温度计按它的结构可分为单通道和双通道两种。单通道比色温度计精度高，但结构复杂，双通道比色温度计结构较简单但精度低。它主要应用于测量表面发射率低、测量精度要求较高的场合。

## (2) 温度仪表的选择

①就地温度仪表选择。在满足测量范围、工作压力、精确度要求下，应优先选用双金属温度计。

对于  $-80^{\circ}\text{C}$  以下低温，无法近距离观察，有振动以及对精确度要求不高的场合可以选择压力式温度计。

玻璃温度计由于易受机械损伤造成汞害，一般不推荐使用（除作为成套机械，要求测量精度不高的情况下使用外）。

②温度检测元件的选择。热电偶适合一般场合，热电阻适合要求测量精度高、无振动场合。根据对测量响应速度的要求选择。

热电偶 600s, 100s, 20s;

热电阻 90 ~ 180s, 30 ~ 90s, 10 ~ 30s, < 10s

③根据环境条件选择温度计接线盒。

普通式——条件较好场所。

防溅式——条件较好场所（防水式）。

防爆式——易燃、易爆场所。

④特殊场合下的温度计选择。温度  $> 870^{\circ}\text{C}$ ，氢含量大于 5% 的还原性气体、惰性气体及真空场所宜选用吹气热电偶或钨铼热电偶。

设备、管道外壁、转动物体表面温度测量可选择表面热电偶、热电阻或铠装热电偶、热电阻。

测量含坚固体颗粒场所可选择耐磨热电偶。

⑤根据被测介质条件选择测温保护管（表 6-10）。

表 6-10 保护管选用表

材 质	最高使用温度/ $^{\circ}\text{C}$	适 用 场 合	备 注
H62 黄铜合金	350	无腐蚀性介质	有定型产品
10 $^{\circ}$ 钢、20 $^{\circ}$ 钢	450	中性及轻腐蚀性介质	有定型产品
1Cr18Ni9Ti 不锈钢	70	65% 稀硫酸	
新 2 $^{\circ}$ 钢	300	氯化氢、65% 硝酸	
1Cr18Ni9Ti 不锈钢	800	无机酸、有机酸、碱、盐、尿素等	
2Cr13 不锈钢	800	耐高压，适用于高压蒸汽	有定型产品
GH39 不锈钢	800	耐高压，适用于高压蒸汽	
12CrMoV 不锈钢	800	耐高压	
Gr25Ti 不锈钢、Gr25Si2 不锈钢	1000	高温钢适用于硝酸、磷酸等腐蚀性介质及磨损较强的场合	有定型产品
GH39 不锈钢	1200	耐高温	有定型产品
28Cr 铁（高铬铸铁）	1100	耐腐蚀和耐机械磨损，用于硫铁矿焙烧炉	



续表

材 质	最高使用温度/℃	适 用 场 合	备 注
耐高温工业陶瓷及氧化铝	1400 ~ 1800	耐高温, 但气密性差, 不耐压	有定型产品
莫来石刚玉及纯刚玉	1600	耐高温, 气密性耐温度聚变性好, 并有一定防腐性	
蒙乃尔合金	200	氢氟酸	
Ni 镍	200	浓碱 (纯碱、烧碱)	
Ti 钛	150	湿氯气、浓硝酸	
Zr 锆、Nb 铌、Ta 钽	120	耐腐蚀性能超过钛、蒙乃尔、哈氏合金	
Pb 铅	常温	10% 硝酸、80% 硫酸、亚硫酸、磷酸	机械性能

### 6.1.6 过程分析仪表

#### 6.1.6.1 过程分析仪表的分类

##### (1) 按使用目的分类

①生产过程监控。此种分析仪主要用于测量设备或管道内的物料组分, 保证生产过程的正常运行, 提高产品质量和产量。

②装置和人身安全检测。此种分析仪主要用于测量环境气体中的可燃气体或毒性气体浓度, 当这种有害气体达到危险极限时报警, 以便操作人员采取措施。

##### (2) 按工作原理分类

按工作原理可分为红外线分析仪、紫外线分析仪、工业色谱仪、工业质谱仪、磁导式分析仪、热导式分析仪、电化学式分析仪和光电式分析仪等等。

#### 6.1.6.2 过程分析仪表的样品预处理

安装在生产过程中的过程分析仪是否能使用好, 往往并不取决于它本身, 在很大程度上是由样品预处理系统设计的好坏决定的。

过程分析系统与其它工业测量系统的一个差别在于分析系统一般都需要一套完整的样品预处理系统, 这也是过程分析仪设计、选用、运行和维护比较困难的一个主要原因。

样品预处理系统一般包括取样、输送、预处理和样品排放等。它的作用是让过程分析仪及时得到于净的、具有代表性的、符合过程分析仪要求的样品, 把多余的和分析过的样品排掉, 保证过程分析仪能连续、稳定地工作。由于过程分析仪品种、型号和结构不同, 样品种类繁多, 工况复杂, 不可能有一个能适合各种要求和通用的样品预处理系统, 应该根据工艺要求、样品的组分、流量、压力、温度、粘度、腐蚀性、物性和选用的过程分析仪等进行单独设计。样品预处理系统可能很复杂, 也可能很简单。

##### (1) 样品预处理系统的功能

①样品预处理系统应能使过程分析仪得到的样品与工艺管线 (或设备) 中的物料组分和含量一致, 即取得的样品是代表工艺需要分析的样品。

②样品预处理系统应能使过程分析仪得到的样品, 与同一时间的工艺管线 (或设备) 中的物料相接近。换句话说, 要分析的样品尽可能是当时正在工艺管线上流过的物料。

③样品预处理系统应能使过程分析仪连续、稳定地得到满足分析仪要求的样品。这就要求样品经过压力、温度和流量的调节, 达到分析仪所需要的工作条件。在这之前样品预处理系统应将样品中的固体颗粒、液滴或易堵杂质、腐蚀性杂质和对测量有干扰的杂质除掉。

##### (2) 对样品预处理系统的要求

###### (2.1) 取样

①取样点应该离分析仪比较近，尽量减少传输滞后时间。

②取样点必须符合工艺要求，使取出的样品具有代表性。如果测量目的是产品质量，取样点应在产品管线上。如果测量目的是为了控制，取样点应选在响应最快的地方，例如精馏塔的灵敏板上。应该注意取样点不要在取出的样品还在反应过程之中，不要在低流速区、死角处和涡流处，以免取得的样品不是当时过程中的物料。

③取样点尽量选在清洁、干燥、温度、压力合适的地方，这样可以减少对预处理系统的要求。取样口开在工艺管线的侧面，可以减少气体样品中夹带液滴和固体杂质，或液体样品中带气泡和固体杂质。最好是把取样管插到工艺管线中心，使样品的杂质少，更具代表性。但不要因插入取样头而影响流体的流动。

④取样点尽量在安全、尘雾少、容易接近的地方，以便检修。

⑤如果样品容易凝结，应采用伴热保温措施，但要注意不能引起样品组分的变化。

⑥取样点不要选在容易产生相变的地方，例如节流件、减压阀下游，这种地方会使液相中产生气泡。取样点也不要选在旁路管上，因为，这是死区，它会使样品不能代表当时的物流组分。

## (2.2) 样品输送

为了使过程分析仪能及时取得合适的样品，样品输送系统不能泄漏，以免样品组分变化。此外，输送滞后时间要小，不得超过 60s。为了使时滞小，输送系统的容积应该尽量小，使流速在要求的流量和允许的压降下尽可能地高，应在 1.5 ~ 3.5m/s 之间。

根据取样点与过程分析仪的距离、样品本身的经济价值和危险性，以及样品是否能返回工艺过程而分为简单的单线输送系统、快速单线输送系统、简单回路输送系统和快速回路输送系统。

①简单的单线输送系统。当样品本身的经济价值比较低，且危险性很小或没有，如空气、氧气等，取样点与过程分析仪的距离较近，输送系统的滞后时间不会超过 60s，又没有工艺过程的回流点时，可采用简单的单线系统，见图 6-5。

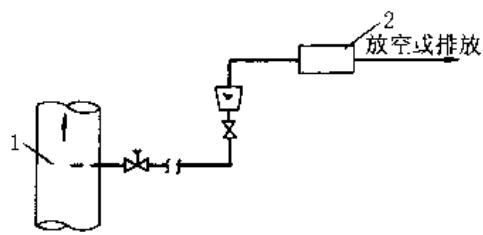


图 6-5 简单的单线输送系统

1—工艺管道；2—过程分析仪

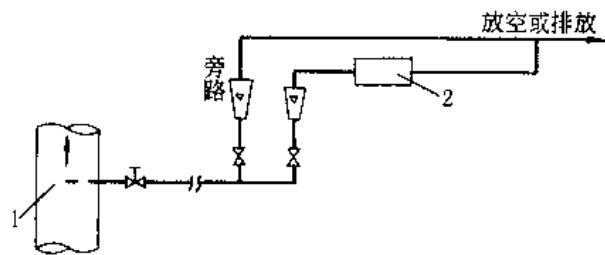


图 6-6 快速单线输送系统

1—工艺管道；2—过程分析仪

如果样品有一定的危险性，但是没有工艺回流点，也可用这种系统，只是放空或排放必须用管子接到火炬、污水池或其它恰当的地方。

②快速单线输送系统。如果在过程分析仪允许通过的流量下，时间滞后超过 60s，此时就要用快速单线输送系统。它是利用旁路管的较大流速使时间滞后小于 60s，旁路接口就在分析器附近，见图 6-6。

③简单的回路输送系统。如果过程有一定压差的回流点，从取样点取出的样品经过过程分析仪后能回到过程的回流点，则形成回路输送系统。这种系统可以不管样品的贵重程度、

放空后的危险程度,不需要放空系统。如果过程分析仪器离取样点比较近,时间滞后小于60s,则可以采用简单的回路输送系统,见图6-7。

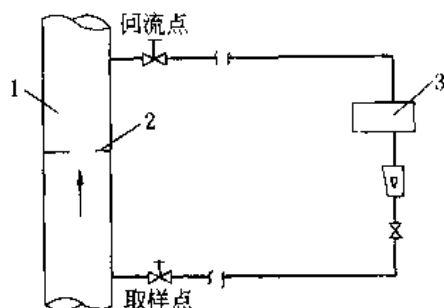


图 6-7 简单的回路输送系统

1—工艺管道; 2—节流件; 3—过程分析仪

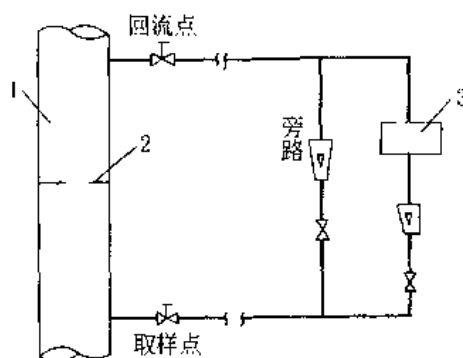


图 6-8 快速回路输送系统

1—工艺管道; 2—节流件; 3—过程分析仪

④快速回路输送系统。如果在过程分析仪允许通过的流量下,时间滞后大于60s,就要采用快速回路输送系统。此系统也是采用旁路的原理,利用旁路以较大流速流过物料,在旁路口有很小的滞后时间,而达到过程分析仪的输送滞后时间小于60s,见图6-8。

如果样品经济价值不高,也没有危险性,分析过的样品可以直接放空。

### (2.3) 样品排放

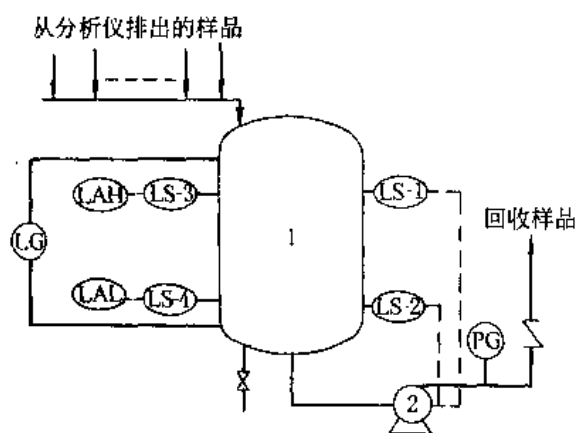


图 6-9 样品回收系统

1—收集槽; 2—泵

经过分析的样品,根据样品的经济价值、危险程度、是否有过程回流点等具体条件有不同的处理。对于经济价值低,没有危险性或者危险性很小的样品,最简单的做法是直接排放,不过放空管要有一定的高度。排放液要进下水道。有回流点的情况下则流进工艺回流点。如果是有经济价值的液体样品,分析回路比较多,又没有工艺回流点,为了回收数量较多的样品,应该采用样品回收系统。用一个具有足够容量的收集槽,把样品收集起来,当液位达到足够高度时用泵送回工艺装置,见图6-9。

### (2.4) 样品预处理

从工艺过程中取得的样品往往不能满足过程分析仪的工作条件的要求,所以要预处理。

为了减压、增压或恒定压力,降低温度或提高温度,需要减压阀、增压泵、压力调节器、冷却器、加热器等处理部件。为了排除冷凝水、气体中水分或雾沫,就要用疏水器、除湿器、雾沫分离器。为了稳定流量就需要流量控制器。为了除去样品中的固体粒子,就用过滤器或净分器等等。

以上都是处理器部件。这些部件与输送系统一样,不能有泄漏,不能因吸附、扩散或化学反应而改变样品的组分。

#### 6.1.6.3 过程分析仪的选用

过程分析仪按各种不同的测量原理进行工作,不但测量范围、精度等级、响应时间、价

格不同,就是同种原理、同种测量范围的过程分析仪,也会由于样品的背景组分不同,而不一定能够适用。例如用热导分析仪测量氢气浓度,在相同的氢浓度下,由于背景气体分别为氩气、空气或甲烷气,所用的分析仪是不一样的。应该根据以下原则来选择。

#### (1) 样品的参数

根据样品中待测组分的正常值、最高和最低值、背景成分及样品温度、压力、异相物等选择仪表类型、测量范围及预处理装置。例如测量样品中的氧含量,如果样品为气态,正常值是常量,可选用磁氧分析仪或氧化锆分析仪。如果样品为气态,正常值是微量,可以采用原电池式微量氧分析仪。如果背景组分中含过量氢,可以采用热化学式氧分析仪。对于同样的样品,由于不同类型的仪表具有不同的要求,预处理装置也有很大的差异。例如样品是烟道气,要测它的氧含量,如果用氧化锆氧分析仪,只要根据烟气温度选择合适的探头直接插入烟道内。如果选用磁氧式氧分析仪,就需要冷却器、过滤器、抽吸泵等一系列预处理装置,使问题变得复杂。

#### (2) 使用的目的

根据分析仪使用目的是过程检测、控制还是环境监视,而对分析仪的精度、响应时间、线性度等有不同的要求,选用的分析仪自然就不同了。例如为了工厂安全而监测环境气体浓度是否达到爆炸极限,就要选用可燃气体报警器。如果是一个重要而危险的生产过程,反应停留时间很短,要求快速分析出试样的组分,那就要采用工业质谱仪。

### 6.1.7 控制室仪表

#### 6.1.7.1 控制室仪表的分类

##### (1) 按信号分类

①气动单元组合仪表。如 QDZ-Ⅲ 系列仪表等,以  $20 \sim 100\text{kPa}$  ( $0.2 \sim 1\text{kgf/cm}^2$ ) 的仪表空气来传递测量和控制信号。它有相应的控制室仪表,如气动指示仪、记录仪、指示调节器以及计算单元、给定单元、电/气转换器和辅助单元等。

②电动单元组合仪表。如 DDZ-Ⅲ 系列仪表等,以  $4 \sim 20\text{mA DC}$  电流来传递测量和控制信号。与气动单元组合仪表相似,亦有相应的控制室仪表。

##### (2) 按结构分类

①基地式仪表。系将测量、控制和显示功能集于一体的仪表,如常见的电子式温度记录调节仪表等。

②单元组合式仪表。系将仪表的功能分散到各自单元,根据需要组成测量和/或控制回路。测量单元通常将信号转换成标准的气压信号或电流信号,此类单元通称变送器。一个测量回路或控制回路,需要由许多单元组合而成。如 QDZ-Ⅲ 系列和 DDZ-Ⅲ 系列等。

③组装式仪表。系上海福克斯波罗公司 SPEC-200 系列产品。它是一种按结构分离型的组件组装式电动仪表。控制室仪表由两大基本功能部分组成,即显示操作部分和机柜组件部分,可按工艺需要任意组合而成,系统由制造厂集成供货。

##### (3) 按功能分类

①显示仪表。系指指示仪、记录仪、积算(或称累计)器、闪光报警器以及半模拟流程图盘等。

②控制仪表。如位式控制器(二位式、三位式及时间比例式等)、比例积分(PI)控制器、比例积分微分(PID)控制器以及手操作器(HC)等。

③辅助仪表。如计算单元类仪表、转换单元类仪表、给定单元类仪表以及信号分配器、

电源分配器、安全栅、限幅器和直流电源箱等。

#### (4) 按安装位置分类

①盘装仪表。即安装在仪表盘正面供操作人员监视和操作的仪表。

②架装仪表。通常指安装在仪表盘内和仪表机柜内的仪表。

#### 6.1.7.2 控制室仪表的功能

控制室仪表主要用来集中监视和控制生产操作过程,确保工艺的技术要求和控制工艺过程的参数符合工艺的操作条件,从而达到安全运行,保证产品的质量。

对于连续工艺过程,工艺参数受外界因素而产生扰动时,控制仪表可发挥控制功能的作用,通过执行机构使其恢复到所设定的参数值上。对于批量生产过程,则可通过顺序和/或程序控制功能,按预先设定的顺序和/或程序进行控制,以确保每批产品质量稳定,并节省能耗。

生产过程的异常和生产环境的异常,均可通过控制仪表进行监视、报警和紧急停车,以确保生产装置的设备和人身的安全。

#### 6.1.7.3 对控制室仪表的要求

不同用途的控制室仪表,对其要求亦不尽相同。但共性的要求是可靠性高,再现性好,响应灵敏。对于计量用的记录仪表,则要有符合计量部门规定准确度的盘装仪表。

对于因联锁停车而可能引发相关联参数报警的报警点,则应考虑选用能区别第一故障原因的报警系统,以便迅速发现故障发生的原因。

#### 6.1.7.4 控制室仪表选择

控制室仪表不断推陈出新,随着电子工业飞快的发展而不断更新。控制室仪表发展的趋势是小型化、数字化、智能化。目前国内气动控制室仪表几乎失去了市场,但对于有爆炸危险的生产过程,规模小,信号传输距离不远(100m以内),采用气动控制仪表既经济又安全,少维护,对环境要求低,更适合现场机组控制。

具有通信功能的数字化控制室仪表,在中、小化工厂及大型工厂的现场机组盘以及公用工程等辅助生产装置中,仍然发挥其应有的作用。

控制仪表选型并没有严格的规则,通常应考虑如下情况。

##### (1) 价格

国内新型仪表价格通常比老仪表要贵;引进技术或合资生产的仪表比国内自行设计的国产仪表贵;数字式仪表比模拟式仪表贵;电动仪表比气动仪表贵。选型时,资金成为重要考虑的因素。要考虑性能/价格比,考虑投资情况。

##### (2) 管理的需要

①通信功能。对于大中型企业,往往要求实现现代化管理,或为今后实现现代化管理创造条件,故控制仪表选型应考虑具有通信功能,以实现联网化。

②维护管理。仪表选型时应统一规划,尽可能使全厂的仪表选型一致,使备品备件降到最低限度,以利仪表的维护和管理。

##### (3) 工艺要求

仪表选型者应考虑生产过程的特点和工艺的要求,选型时应清楚每个仪表回路在生产过程中的作用,使所选的控制仪表能监视生产过程中的主要参数和环境状态;控制生产过程的工艺参数符合工艺的要求;能及时处理生产过程中发生的紧急故障,确保安全生产,避免发生意外的设备和人身事故,使控制室仪表发挥其应有的作用。

#### (4) 环境条件

控制室仪表的选型需要考虑环境条件,对于检测元件和/或执行器处在有爆炸危险的区域内时,应根据危险区划分的标准,考虑是否需选用安全栅,以确保测量和控制回路的安全。

此外,控制室仪表本身,对环境条件亦有要求,如温度范围和湿度范围。除考虑选用适合环境条件的仪表外,若环境条件不能满足仪表的要求,则应改善环境以适应仪表的要求。

#### (5) 公用工程条件

在仪表选型时,应考虑现有的公用工程条件,如仪表气源和/或仪表电源。应适应所提供的气源、电源条件。

### 6.1.8 控制阀

#### 6.1.8.1 控制阀的结构形式及分类

控制阀也称调节阀由执行机构和阀门两部分组成。图 6-10 是气动薄膜控制阀的结构原理图。控制阀种类繁多,按照其执行机构的动力源分类有气动控制阀、电动控制阀、液动控制阀和混合型控制阀四大类。气动控制阀按其执行机构形式又分薄膜式控制阀、活塞式控制阀和长行程控制阀。

电动控制阀的执行机构的运动方式分为直行程和角行程两类。

从图 6-10 看出,阀部分由阀体和阀的内件组成。按阀体结构形式分类分为单座阀、双座阀、角阀、三通阀、偏心旋转阀、蝶阀、球阀、快速切断阀、隔膜阀、阀体分离型阀、低噪音阀、波纹管密封阀、低温控制阀和旋塞阀。下面分别叙述几种主要阀型的特点和适用场合。

#### (1) 直通单座阀、直通双座阀、精小型控制阀

##### (1.1) 直通单座阀(包括小流量控制阀)

①直通单座控制阀。直通单座控制阀的结构如图 6-11 所示,阀体内只有一个阀芯和一个阀座。

单座阀的特点是泄漏量小,因为它是单阀芯结构,容易密闭,甚至可以完全切断,因此其结构上又分调节型和切断型,它们的区别在于阀芯形状不同,前者为柱塞形,后者为平板形。由于单座阀只有一个阀芯,流体对阀芯的推力不能像双座阀那样能互相平衡,因此不平衡力较大,尤其在高压差、大口径时,不平衡力更大,所以单座阀仅适用于低压差的场合,否则必须选用大推力的气动执行机构或配上阀门定位器。

②小流量控制阀。小流量控制阀适用于对微小的流量进行调节,如石油、化工等生产过程中需要加入少量添加剂的场合就应采用这种阀门。一般控制阀的流量系数最小为 0.08,而小流量控制阀的流量系数最小可达 0.003~0.00044。

小流量控制阀的结构如图 6-12 所示,它由阀盖、阀体、阀芯、填料和压盖螺母等零件组成。小流量阀的公称通径  $DN$  为  $3/4"$ ,流量特性有等百分比和线性。

##### (1.2) 直通双座控制阀

直通双座控制阀的结构如图 6-13 所示,阀内有两个阀芯和两个阀座,阀杆作上下移动来改变阀芯与阀座的位置。从图中可以看出,流体从左侧进入,通过上、下阀芯后再汇合一起,由右侧流出。

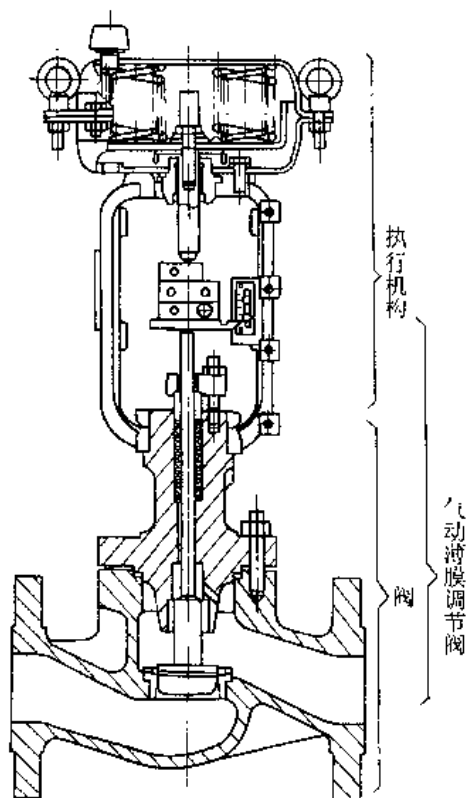


图 6-10 气动薄膜控制阀

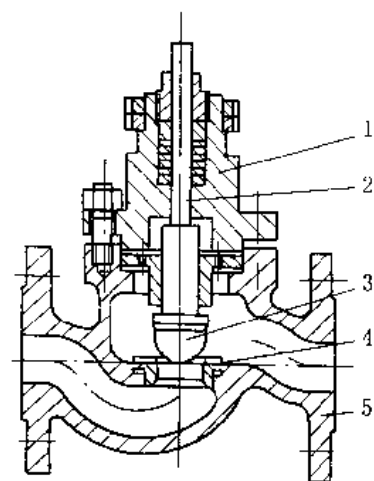


图 6-11 直通单座控制阀结构图

1—阀盖；2—阀杆；3—阀芯；4—阀座；5—阀体

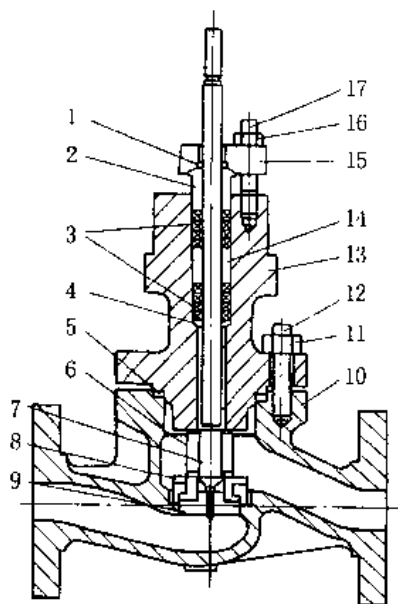


图 6-12 小流量控制阀结构图

1—密封片；2—填料环；3—填料；4—填料座；5—垫片；  
6—导向套；7—阀芯；8—阀座圈；9—阀座环；10—阀体；  
11—螺母；12—螺栓；13—压盖；14—套环；15—填料法  
兰；16—螺母；17—填料双头螺栓

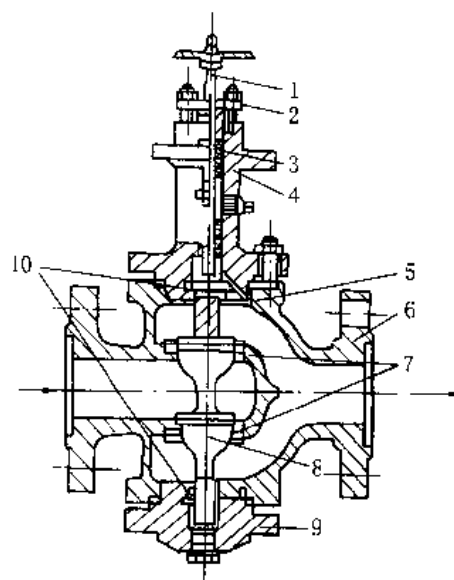


图 6-13 直通双座控制阀结构

1—阀杆；2—压板；3—填料；4—上阀盖；  
5—圆柱销钉；6—阀体；7—阀座；  
8—阀芯；9—下阀盖；10—衬套

双座阀有正装和反装两种。正装时, 阀芯向下位移, 阀芯与阀座间的流通面积减少; 反装时, 阀芯向下位移, 阀芯与阀座间的流通面积增大。正装和反装时, 阀芯位移与流通面积关系可用图 6-14 来表示。

由于双座阀有两个阀芯和阀座, 采用双导向结构, 正装可以方便地改成反装, 只要把阀芯倒装, 阀杆与阀芯的下端连接, 上、下阀座互换位置之后就可改变安装方式, 如图 6-15 所示。

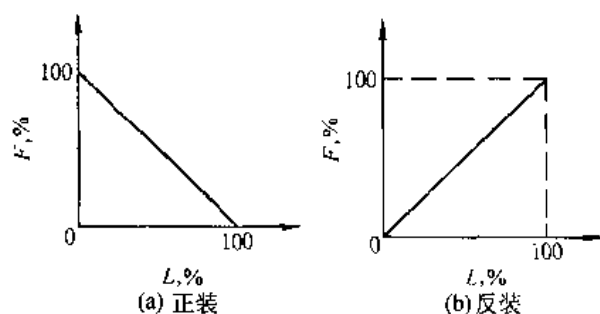


图 6-14 阀芯位移与流通面积的关系

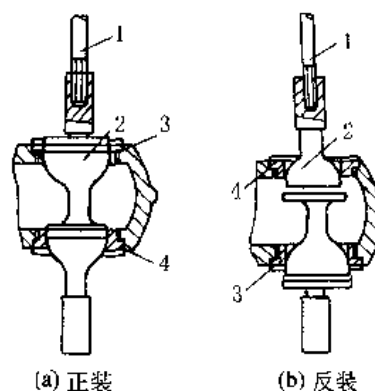


图 6-15 阀芯与阀杆的连接

1—阀杆; 2—阀芯; 3—上阀座; 4—下阀座

双座阀有上、下两个阀芯, 流体作用在上、下阀芯上的推力的方向相反而大小接近相等, 所以双座阀的不平衡力很小, 允许压差较大。双座阀的流通能力比同口径的单座阀大。

但是, 受加工限制, 上、下两个阀芯不易保证同时关闭, 所以关闭时泄漏量较大, 尤其使用于高温、低温的场合, 因材料的热膨胀不同, 更易引起较严重泄漏。此外, 阀体流路较复杂, 不适用于高粘度和含纤维介质的调节。由于受流路变化影响, 执行器作用力正反方向变化, 所以调节精度不高, 在压差允许条件下尽量不选用双座阀。

### (1.3) 精小型控制阀

精小型控制阀是新一代控制阀, 其特点是体积小, 重量轻, 采用多弹簧执行机构, 额定流量系数增大 1/3 (见表 6-11), 体积缩小 1/3, 重量减轻 1/3, 可调范围扩大到 50:1。

表 6-11 额定流量系数对比

DN, mm	20	20	20	20	25	32	40	50	65	80	100	125	150	200	250	300
$d_g$ , mm	10	12	15	20	26	32	40	50	66	80	100	125	150	200	250	300
传统单座阀 C	1.2	2.0	3.2	5	8	12	20	32	50	80	120	200	280	450	700	1000
精小型单座阀直线 C	1.8	2.8	4.4	6.9	11	17.6	27.5	44	69	110	176	275	440	690	1000	1600
精小型单座阀等百分比 C	1.6	2.4	4.0	6.3	10	16	25	40	63	100	160	250	400	630	900	1440

目前国内精小型控制阀主要品种有单座和套筒式。其主要技术指标如下。

公称压力  $PN$ : 0.6; 1.6; 4.0; 6.4MPa

公称通径  $DN$ : 20 ~ 200mm

流量特性: 直线, 等百分比

信号范围: 20 ~ 100kPa

弹簧范围: 20 ~ 100kPa; 40 ~ 200kPa



温度范围：-20 ~ +200℃；-40 ~ +200℃；-40 ~ +450℃

## (2) 角形控制阀

角形控制阀的结构如图 6-16 所示，除阀体为直角形之外，其它结构与直通单座控制阀相似。但是角形控制阀的阀芯为单导向结构，只能正装不能反装，气开式必须采用反作用执行机构来实现。

这种阀的流路简单，阻力小，阀体内侧流线型通路有助于防止固体在内壁堆积，特别适用于高粘度、含有悬浮物和颗粒状物质流体的调节。有时由于现场条件的限制，要求两个管道成直角场合时，就可采用角形控制阀。

从控制阀性能出发，角形控制阀一般用于底进侧出。但是当底进时，阀芯密封面易受损伤，而侧进时，阀座易受损伤。因此，在高压差场合时，可采用侧进底出以改善对阀芯的损伤，同时也有利于介质的流动，避免结焦、堵塞。但在侧进底出时应避免在小开度使用，因为这种状况下容易发生振荡。为了避免这种现象的发生，应选用刚度较大的执行机构或配用阀门定位器。

## (3) 高压控制阀

高压控制阀是专为高压系统使用的一种特殊阀门，最大公称压力  $P_N$  为 32MPa，广泛用于化肥和石油、化工生产中，它的结构可分为单级阀芯和多级阀芯两种。

### (3.1) 单级阀芯的高压控制阀

单级阀芯的高压控制阀的结构又可分为两种，如图 6-17 所示。这种阀为锻造结构，采用直角连接，填料箱与阀体连成整体，阀座与下阀体分开，便于更换。

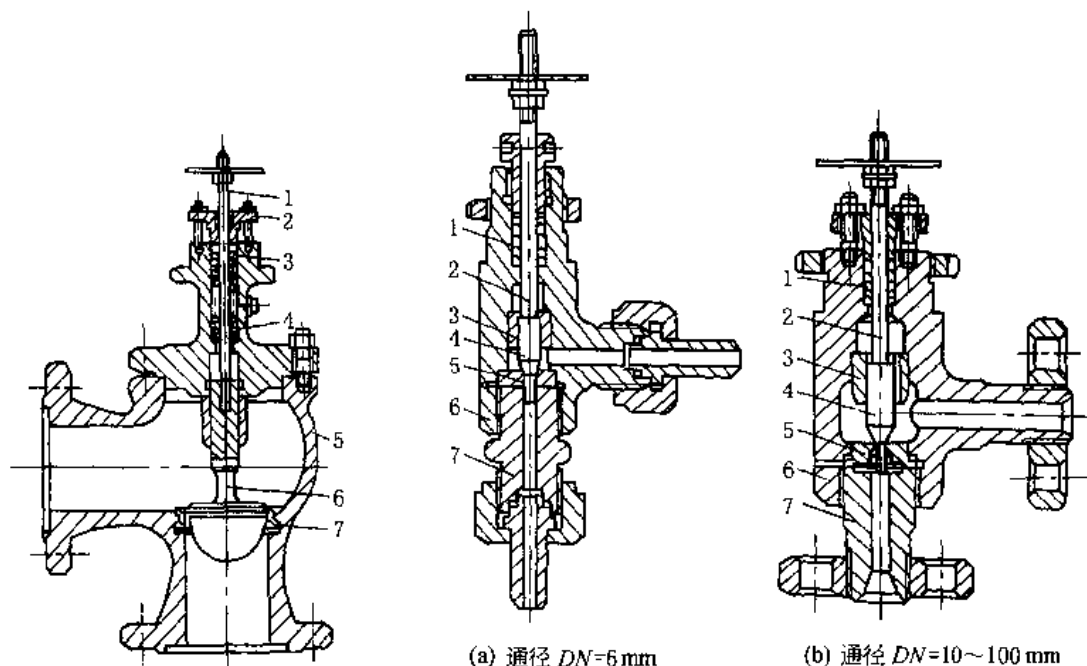


图 6-16 角形控制阀结构图

1—阀杆；2—压板；3—填料；4—上阀盖；5—阀体；6—阀芯；7—阀座

图 6-17 单级阀芯的高压控制阀

1—填料；2—阀杆；3—衬套；4—阀芯；5—阀座；6—阀体；7—接头

高压控制阀为单导向结构，气开式必须采用反作用执行机构来实现。此外，在使用时，因压差大，阀芯为单座阀，介质对阀芯的不平衡力较大，所以应选用刚度较大的执行机构，

一般都要安装阀门定位器。

由于介质对单座控制阀阀芯的不平衡力较大,近年来国内外又推出套筒平衡式和柱塞平衡式,如图 6-18、图 6-19 所示。

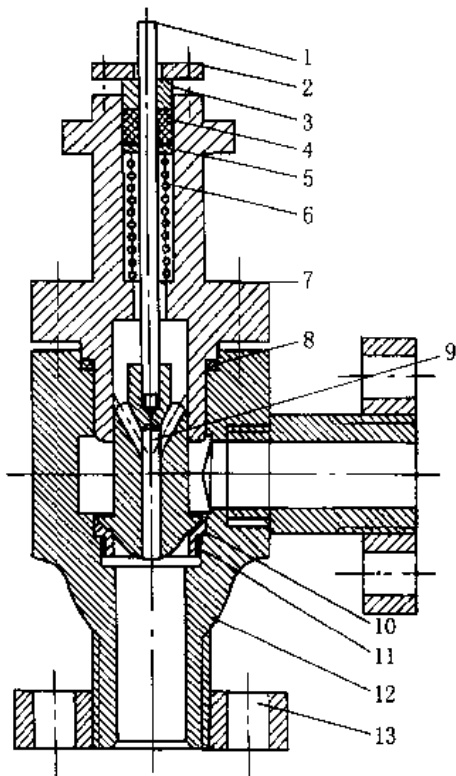


图 6-18 柱塞平衡式 (DN50) 高压控制阀  
1—阀杆; 2—压板; 3—填料压盖; 4—填料;  
5—填料套; 6—填料垫; 7—上阀盖;  
8—密封垫; 9—阀芯; 10—阀座; 11—  
密封垫; 12—阀体; 13—法兰

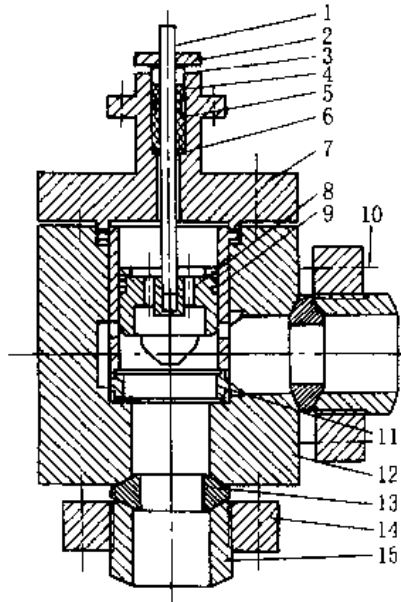


图 6-19 套筒平衡式 (DN65、80、  
100、125) 高压控制阀

1—阀杆; 2—压板; 3—填料压盖; 4—填料;  
5—填料套; 6—填料垫; 7—上阀盖; 8—阀塞;  
9—O形密封圈; 10—双头螺栓; 11—下套  
筒; 12—阀体; 13—透镜垫; 14—螺纹  
法兰; 15—短节

柱塞平衡型和套筒平衡型阀在阀芯内部提供平衡孔腔,流体产生的力被相互消除。所以,在不需要大推力的执行机构条件下用于高压差场合。

### (3.2) 多级阀芯的高压控制阀

单级阀芯的高压控制阀,为了防止高压差的汽蚀现象而损伤阀芯、阀座,所以阀芯、阀座采用较好的材料,但是这种结构的高压阀使用寿命较短,为了解决高压差条件下的阀芯、阀座使用寿命,根据多级降压的原理,使每级阀芯上分担一部分压差,以改善高压差对阀芯、阀座的冲刷和汽蚀作用。通常,不锈钢的阀芯、阀座能承受  $120\text{m/s}$  流速的纯净水的冲刷,也即阀芯两端的最大压差为  $7.0 \sim 8.0\text{MPa}$ ,因此选取每级压降为  $8.0\text{MPa}$ 。

对于公称通径  $DN$  为  $15 \sim 25\text{mm}$ ,最大压差  $\Delta p$  为  $32\text{MPa}$  时,可以采用四级阀芯;对于公称通径为  $DN40 \sim 100\text{mm}$ ,最大压差为  $16\text{MPa}$  时,可以采用二级阀芯。

这种多级阀芯的高压控制阀,如图 6-20 所示,它由四级阀芯组成,把四个阀芯串在一起,不是采用几个阀,而是在一个阀上来实现。

阀芯、阀座采用套筒型式,流量特性由套筒侧面的窗口形状来实现,在结构上把密封面

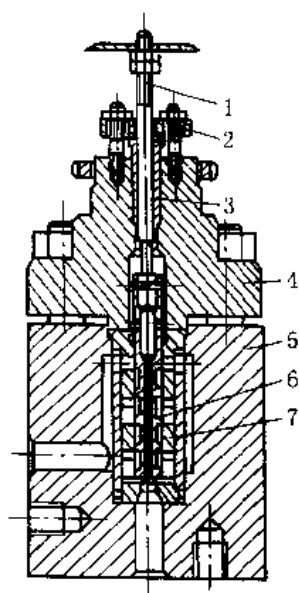


图 6-20 多级阀芯高压控制阀结构图

1—阀杆；2—压板；3—填料；  
4—上阀盖；5—阀体；  
6—阀芯；7—套筒

和节流孔分开，关闭时依靠第一级阀芯和阀座面紧密接触。与普通单座阀一样，流体由底部进入阀体，经过多级逐步降压，在阀体内汇流后由侧面出口流出。为减少高压差下的不平衡力，采用了平衡型阀芯结构。为缩小体积，便于加工，阀体上没有法兰，但留有螺栓孔，管道法兰直接通过螺栓连接在阀体上。

多级阀芯控制阀泄漏量通常是Ⅳ级，泄漏量Ⅴ级也能达到，当阀芯与阀座之间的密封面是软密封时，泄漏量也可达到Ⅵ级。

#### (4) 三通控制阀

##### (4.1) 作用方式和结构

三通控制阀有三个出入口与管道相连，按作用方式可分为合流和分流两种。

合流是两种流体通过阀时混合产生第三种流体，或者两种不同温度的流体通过阀时混合成温度介于前两者之间的第三种流体，这种阀有两个进口和一个出口。

分流是把一种流体通过阀后分成两路，当阀在关闭一个出口的同时就打开另一个出口，这种阀有一个入口和两个出口。

合流阀和分流阀的示意图和结构图分别如图 6-21 和图 6-22 所示。

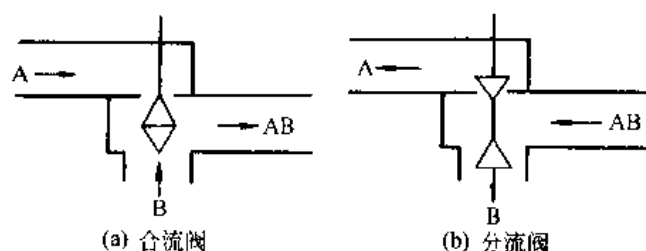


图 6-21 三通控制阀示意图

从图 6-21 中可知，三通控制阀是由直通单、双座控制阀改型而成，在原来下阀盖处改为接管，即形成三通。三通阀的阀芯结构采用圆筒薄壁窗口形，并采用阀芯侧面导向，而不同于柱塞形阀芯的衬套导向，这样可使阀芯导向方便，结构简单，流通能力不致降低。合流阀和分流阀的阀芯形状不一样，合流阀的阀芯位于阀座内部，分流阀的阀芯位于阀座外部，这样设计的阀芯，可使流体的流动方向将阀芯处于流开状态，阀能稳定操作，所以，合流阀必须用于合流的场合，分流阀必须用于分流的场合，但当公称通径  $DN < 80\text{mm}$  时，由于不平衡力较小，合流阀也可以用于分流的场合。三通阀的阀芯不能像双座阀那样反装使用，因此，三通阀气关、气开的选择必须采用正、反作用执行机构来实现。

##### (4.2) 应用

三通控制阀可以省掉一个二通阀和一个三通接管，因此得到广泛应用，常用于热交换器的旁通调节，也可用于简单的配比调节。

旁通调节是调节热交换器的旁通量来控制其出口流体的温度，如图 6-23 所示，三通阀装在旁通的入口为分流，三通阀装在旁通的出口为合流。

合流控制阀流通能力较分流阀大，调节灵敏，但应注意温差对阀的影响。

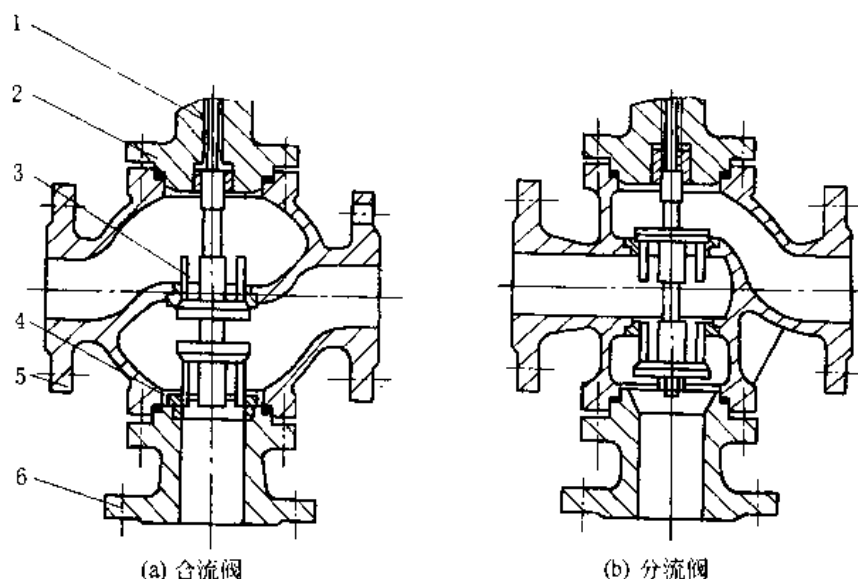
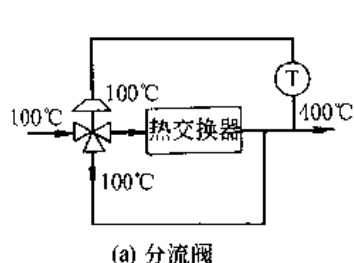


图 6-22 三通控制阀结构图

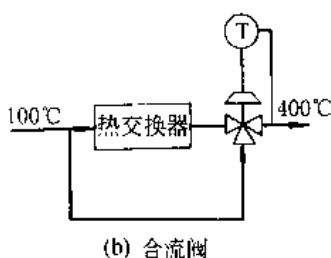
1—阀杆；2—阀盖；3—阀芯；4—阀座；5—阀体；6—连接管

三通阀通常在常温下工作，当三通阀使用于高温或高温差时，由于高温流体通过，引起管子膨胀，使三通阀不能适应这种膨胀，产生较大应力而变形，造成连接处的损坏和泄漏，尤其在高温差时影响更为严重，一般要求三通阀的温差小于  $150^{\circ}\text{C}$ 。当温差过大时可采用两个二通阀来代替一个三通阀，如图 6-24 所示（假定调节器为反作用，当出口温度升高，调节器输出减少；A 阀关小，B 阀开大，冷介质温度升高，故温度降低）。

三通控制阀的泄漏量为Ⅲ级。



(a) 分流阀



(b) 合流阀

图 6-23 三通阀的旁路调节

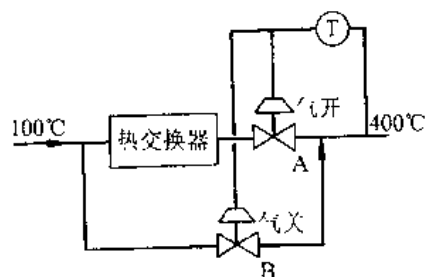


图 6-24 两个二通阀的旁路调节

## (5) 偏心旋转控制阀

### (5.1) 工作原理和结构

偏心旋转控制阀的阀芯结构形式如图 6-25 所示，它不同于直通单双座的柱塞阀、蝶阀和球阀，它是在一个直通阀体内装有一个球面阀芯，阀芯连在柔臂上与轮壳相接，如图 6-26 所示。

轮壳与转轴键滑配，球面阀芯的中心线与轮轴中心偏离，转轴带动阀芯偏心旋转，其运动轨迹是凸轮状的，这种阀的阀芯从全开到全关的偏转角度为  $50^{\circ}$ 。由于阀芯作凸轮状的偏心旋转，使阀芯从前下方进入阀座，依靠柔臂的弹性变形，即挠曲变形，使阀芯球形表面与阀座密封圈紧密接触，达到可靠的密封。由此可知，偏心旋转控制阀的阀芯既起到旋转作

用, 又起到挠曲作用。

工作时, 转轴的运动是由气动执行机构来驱动的, 通过一根连杆, 将转轴与执行机构的推杆连在一起, 组成类似的曲柄连杆机构。

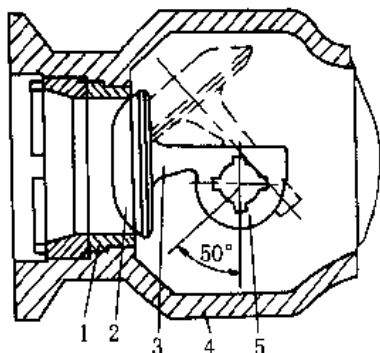


图 6-25 偏心旋转控制阀的阀芯结构图

1—阀座；2—阀芯；3—柔臂；  
4—阀体；5—轮壳

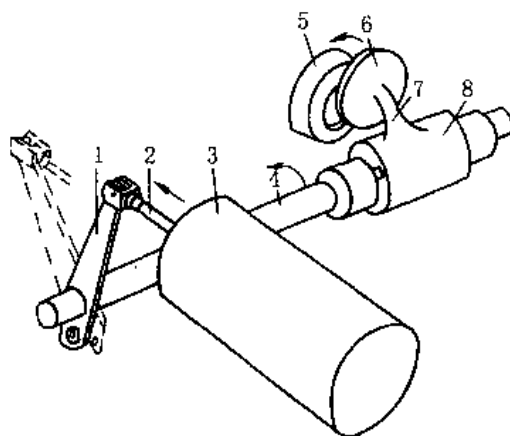


图 6-26 偏心旋转控制阀的动作示意图

1—连杆；2—推杆；3—执行机构；4—转轴；  
5—阀座；6—阀芯；7—柔臂；8—轮壳

### (5.2) 特点

①密封性好。阀芯球面的偏心运动减少了所需的操作力矩, 并且操作稳定。这种阀在施加较小的力时, 可以获得严密封闭的效果。

②流通能力较大。流体通过时, 在阀体内部压力变化较小, 其流通能力比同口径的直通双座阀还要大。

③流量特性得到改善。动态稳定性高, 阀效应不明显, 它介于直线流量特性和等百分比流量特性之间, 接近于修正抛物线特性, 见图 6-27。

在流开(流体流动方向有打开阀门的趋势)和流关(流体流动方向有关闭阀门的趋势)安装时, 流量特性不改变, 见图 6-28。

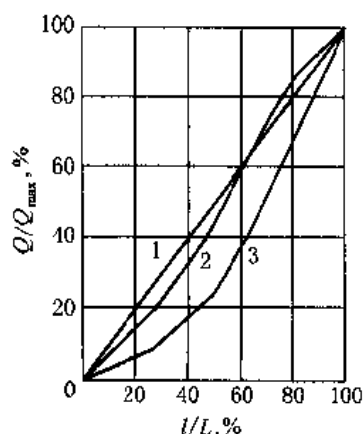


图 6-27 流量特性曲线

1—直线流量特性；2—偏心旋转阀流量特性；3—等百分比流量特性

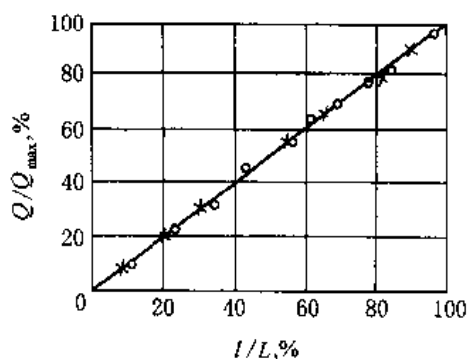


图 6-28 阀的流向曲线

x—流开；o—流关

④它的阀盖和阀体是整体铸造，一般工作温度为 $-40 \sim +250^{\circ}\text{C}$ （高温型可达 $+450^{\circ}\text{C}$ ）。

⑤可调比可达100:1（全腔型）、60:1（60%缩腔型）、40:1（40%缩腔型）。

⑥体积小，重量轻，通用性好。同一规格的阀门，要想改变流通能力时，只需换一个相应的阀座即行，不用换阀芯，阀体内部很容易衬各种衬里，以适应在压力、温度、压差等限制情况下使用，或者能在有腐蚀与浸蚀性的介质中使用。当在粘性液体和发泡介质中要求严密关闭时，可以换成聚四氟乙烯软阀座。

#### （6）蝶阀

蝶阀用来调节液体、气体、蒸汽的流量，由于这种阀具有自己的清洗作用，因此可广泛使用于有悬浮颗粒物和浓浊浆状的流体，它特别适用于大口径、大流量、低压差的场合。

蝶阀按作用形式可分为调节型、调节切断型、切断型三种。按使用要求可分为常温蝶阀（ $-20 \sim 450^{\circ}\text{C}$ ）、高温蝶阀（ $>450^{\circ}\text{C}$ 、 $>600 \sim 850^{\circ}\text{C}$ ）、低温蝶阀（ $-40 \sim -200^{\circ}\text{C}$ ）、高压蝶阀（ $PN32\text{MPa}$ ）和防腐型蝶阀。

##### （6.1）常温蝶阀

常温蝶阀与薄膜执行机构组合后的外形图如图 6-29 所示，它主要由阀体、阀板、曲柄、轴、轴承座等零部件组成。

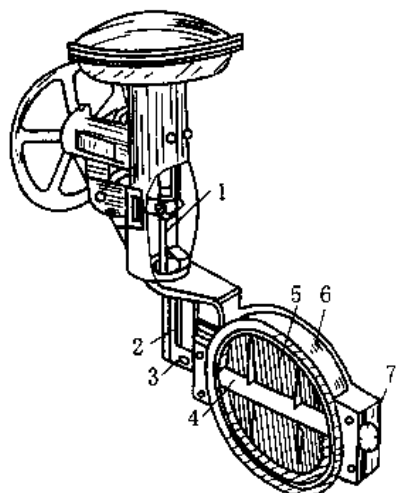


图 6-29 常温蝶阀与薄膜执行机构组合外形图

1—推杆；2—连杆；3—曲柄；4—轴  
5—阀板；6—阀体；7—轴承座

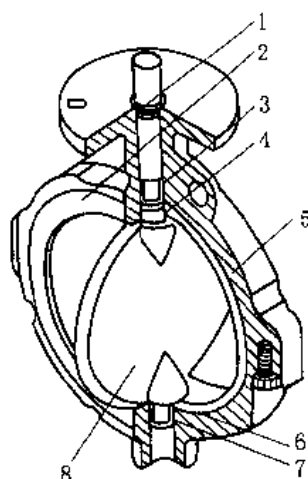


图 6-30 防腐性蝶阀结构

1—O 形环；2—橡胶座环；3—阀棒导衬；4、7—保护圈；5—主体；6—阀体导衬；8—一套圆盘阀杆

当薄膜执行机构或活塞执行机构接受信号压力后，推杆就向下移动，与推杆相连接的连杆也跟着向下移动，促使曲柄绕着蝶阀旋转。如配长行程执行机构，就应通过外接杆将输出臂的旋转运动传到蝶阀的曲柄。由于曲柄通过平键与轴连接，轴与阀板用销子固定，从而带动阀板在阀体内旋转，使管道流通面积变化，达到调节介质的流量。

蝶阀按动作方式可分为气开式和气关式两种。

把气开式改装成气关式时，只要将蝶阀的轴旋转 $70^{\circ}$ ，再与曲柄上另一键槽用键固定即可实现。因此，蝶阀所配用的执行机构均选用正作用式，同时在执行机构上都带有手轮机构，这样当信号压力或执行机构发生故障时，可迅速转动手轮进行手操。

蝶阀的流量特性在转角 $70^{\circ}$ 前与等百分比特性相似，但在 $70^{\circ}$ 后转矩加大，工作不稳定，

所以蝶阀常在  $70^\circ$  转角范围内使用。

### (6.2) 高温蝶阀

高温蝶阀可用作烟道系统放散阀、除氧器蒸汽压力控制阀、热风系统主管道控制阀等。根据钢铁冶炼的被调介质（不包括烟气）温度一般不超过  $600 \sim 850^\circ\text{C}$ ，高温蝶阀的温度范围定为  $> 450 \sim 600^\circ\text{C}$  和  $> 600 \sim 850^\circ\text{C}$  两档。它与常温蝶阀的区别，在于阀体结构和材料不一样。同时  $850^\circ\text{C}$  和  $600^\circ\text{C}$  的高温蝶阀也不一样。

### (6.3) 低温蝶阀

低温蝶阀是常温蝶阀的一种变型产品，它与低温控制阀一样，在执行机构与阀体之间增加一个长颈即可。

### (6.4) 高压蝶阀

高压蝶阀与常温蝶阀不同之处是阀体采用锻钢，而不用铸钢。同时，为了减小流体对阀板产生的不平衡力矩的影响，应采用低转矩阀板。

### (6.5) 防腐型夹钳蝶阀

蝶阀的结构如图 6-30 所示。阀盘（阀板）部分是可熔性聚四氟乙烯包裹在阀板上，板的上下部分有保护圈，使阀杆部分与流体介质隔绝。在阀杆有 O 形环可以隔断外围的空气。阀板和阀座之间是过盈配合。主体阀板两侧有外橡胶夹持，所以保证了阀与板之间良好密封。

防腐型夹钳蝶阀由蝶阀座和蝶板两部分组成，蝶阀座的材料是聚四氟乙烯，蝶板的材料是可熔性聚四氟乙烯。

聚四氟乙烯衬里的蝶阀公称口径从  $50 \sim 800\text{mm}$ ，最大使用压力  $2.5\text{MPa}$ （推荐使用  $1.6\text{MPa}$ ），温度  $-40 \sim 200^\circ\text{C}$ ，适用介质为任何浓度的酸、碱、氯、硫化氢和强氧化剂等，驱动方式为手动、气动和电动。

### (6.6) 低转矩阀板

阀板是蝶阀的关键零部件，它直接影响蝶阀的性能。蝶阀在工作过程中，流体对阀板会产生一个不平衡力矩，见图 6-31。

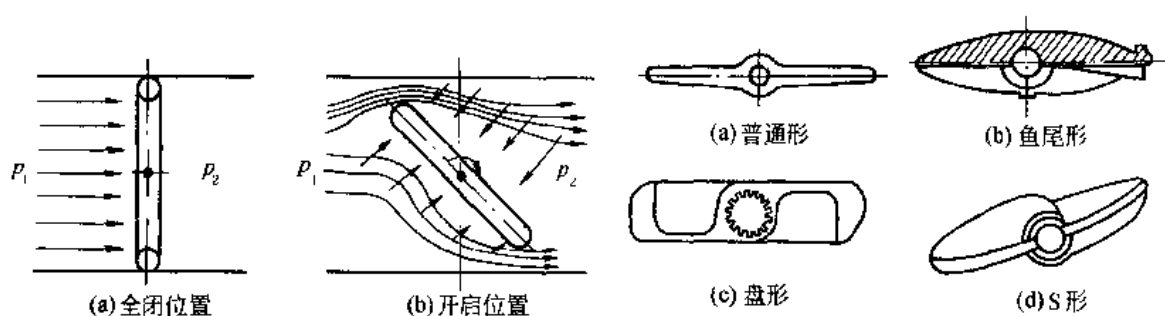


图 6-31 蝶阀不平衡力矩的简图

图 6-32 阀板形式

当阀板处于全闭位置时，流体对阀板的作用力，由于阀板上部分的作用力与阀板下面部分的作用力相等，因此作用在阀板上的合力矩相等，即不平衡力矩为零。当阀板从全闭位置开始开启后，由于阀板上部分流阻大，流体不易通过，而阀板下面部分流阻小，流体容易通过，因此沿着阀板上的压力分布自上而下逐渐减少，流体对阀板的作用力大小如图 6-31 (b) 箭头所示，这样作用在阀板上的合力矩不相等，形成一个使阀板趋向关闭的力矩，这个

力矩就叫做不平衡力矩。当阀的口径和压差一定时,不平衡力矩与阀板的转矩系数有关,阀板的转矩系数越小,则不平衡力矩越小,这样,采用同一个执行机构就可提高蝶阀的允许压差。

阀板的转矩系数决定于阀板形式。过去蝶阀都采用普通形阀板,如图 6-32 (a) 所示,但这种阀板的转矩系数大,使用压差较低。近几年来,随着生产的发展,要求蝶阀能承受较大的压差,因此,对阀板形式进行了研究和改进,阀板形式出现鱼尾形、盘形和 S 形,分别如图 6-32 (b)、(c)、(d) 所示。

这些低转矩阀板是利用改善流路原理来改进阀板结构形式,它可减小压差在阀板上的转矩,同时转矩的变化也有明显改善。从图 6-33 中可知,鱼尾形阀板的转矩是普通形阀板的  $2/3$ ,盘形阀板的转矩是普通阀板的  $1/4$ ,S 形阀板的转矩是普通形阀板的  $1/3$ 。可见,盘形阀板的转矩系数显著减小,但这种阀板也有缺点,即流通能力小,加工工艺复杂。

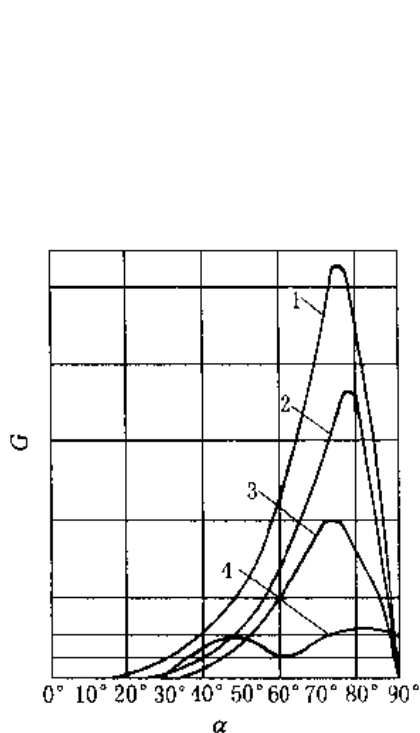


图 6-33 阀板的转矩曲线

1—普通形；2—鱼尾形；3—S 形；4—盘形

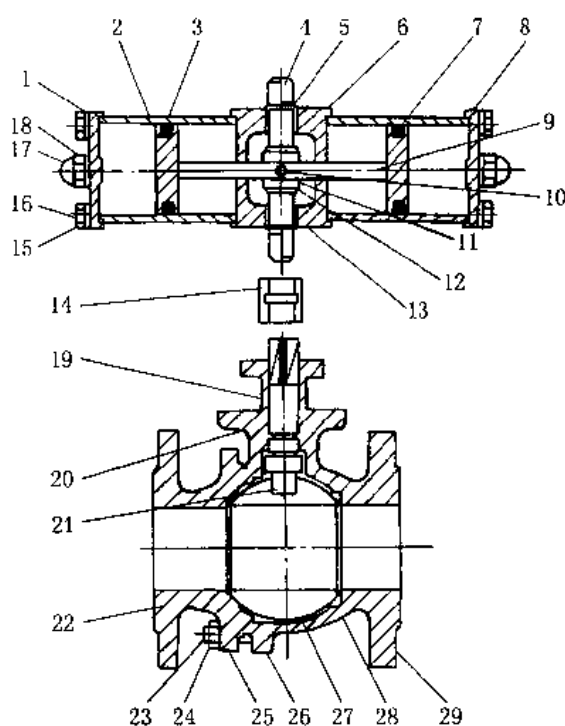


图 6-34 气动球阀构造图

1—气缸盖；2—气缸；3—O 形圈；4—转动轴；5—挡圈；6—气缸接体；7—活塞；8、26—垫片；9—连杆；10—滑动销；11—拨叉；12—滑块；13—衬套；14—连接套；15—弹垫；16—螺栓；17—调节螺母；18、25—垫圈；19—填料压盖；20—填料；21—阀杆；22—阀盖；23—螺柱；24—螺母；27—球体；28—阀座；29—阀体

蝶阀特点如下：

- ①重量轻,结构紧凑,占空间位置小;
- ②流阻较小,在相同压差时,其流量约为同口径单、双座阀的 1.5 倍以上;
- ③易于制造大口径的阀门,根据需要可以制成口径达 2m 以上的蝶阀;
- ④与同口径的其它调节阀相比,造价要低;
- ⑤使用寿命长,维修工作量少;



⑥普通蝶阀的缺点是泄漏量较大。

### (7) 球阀

球阀按阀芯形式可分 O 形球阀和 V 形球阀两种。

#### (7.1) O 形球阀

气动 O 形球阀由气动活塞执行机构和球阀两部分组成, 见图 6-34。

气动活塞执行机构是以 0.4 ~ 0.6MPa 压缩空气为动力推动气缸内活塞, 从而使它与相连的连杆作直线运动, 通过拨叉和滑块带动转轴旋转 90°。转轴的输出力矩, 通过连接套使球阀阀杆旋转, 从而带动球体转动 90°, 实现球阀开关动作。

气动活塞式执行机构分为无弹簧式 (双气控) 和弹簧复位型 (单气控) 活塞执行机构。

O 形球阀的特点是:

- ①开关操作迅速、容易;
- ②带有二次防火密封结构的全密封型, 密封方式采用具有双线密封阀座的双密封结构;
- ③流阻小, 球阀开孔尺寸与管径相同, 适用于对粘性流体、浆料等使用场合;
- ④阀体对称, 能很好地承受来自管道的温度应力;
- ⑤介质流向可以任意, 流量特性为快开特性;
- ⑥流量调节范围大。对气缸活塞执行机构可调比可达到 100:1。对全电子式执行机构, 组合可调比可达 300:1 到 500:1。

O 形球阀常常用于二位式开关控制, 像紧急切断、顺序控制等场合。选用阀门的口径通常是与工艺管道的直径相同。

#### (7.2) V 形球阀

V 形球阀是在 O 形球阀基础上发展起来的, 球体开有一个 V 形口, 其结构如图 6-35 所示。随着球阀的旋转改变开口面积始终保持一个三角形状, 如图 6-36 所示, 以调节流量。V 形切口转入阀体内, 可使球体和阀体上的密封圈紧密接触, 达到良好关闭。

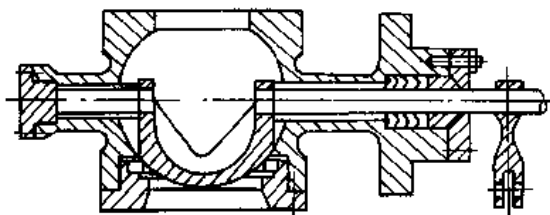


图 6-35 V 形球阀结构图

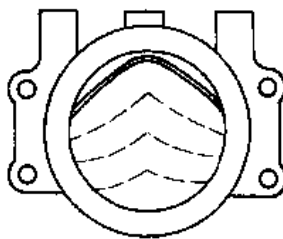


图 6-36 V 形球阀在各位置示意图

V 形球阀的特点是:

- ①流通能力大, 相当于同口径双座阀的 2 ~ 2.5 倍;
- ②具有最大的流量调节范围, 可调比为 200:1 至 300:1;
- ③阀座采用软质材料, 密封性可靠;
- ④流量特性近似于等百分比特性;
- ⑤转角为 0° ~ 90°;
- ⑥V 形口与阀座之间具有剪切作用, 因此特别适用于纤维、纸浆、含有颗粒等粘性介质的调节和切断。

目前国内生产的气动、电动球阀口径可达  $DN400\text{mm}$ ，压力可达  $6.4\text{MPa}$ ，温度可达  $-40 \sim +450^{\circ}\text{C}$ 。

#### (8) 快速切断阀

快速切断阀可以用于生产过程中自动快速排放和紧急切断的操作要求，适用于生产过程和设备的安全保护系统和一般的两位控制和开关操作场合。

我国已生产的快速切断阀由气动多弹簧活塞执行机构和低流阻、双重密封结构切断阀组成。执行机构动作速度快，推力大，有自复位功能，带手操机构，阀体流路通畅，流量系数大，阀杆、阀座有弹性和刚性串级双座密封。

它的主要技术参数及性能如下：

公称压力： $1.6 \sim 6.4\text{MPa}$

泄漏量：硬密封是  $1 \times 10^{-7}$  阀额定容量

公称通径： $25 \sim 200\text{mm}$

软密封：VI级。

全行程时间： $1 \sim 2\text{s}$

#### (9) 隔膜阀

隔膜阀主要有堰式结构，也有直通式结构，如图 6-37 所示。两种都适用于浆料和粘稠流体的调节和切断。

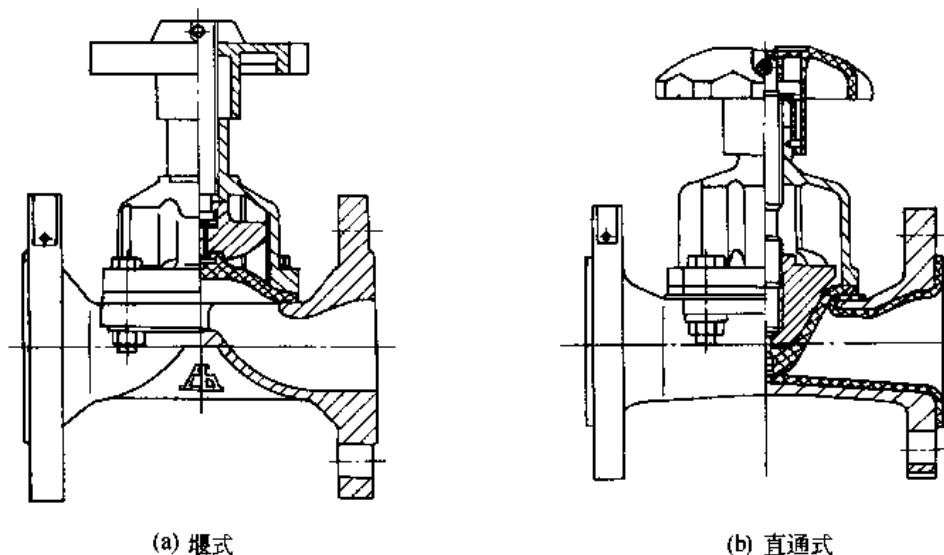


图 6-37 隔膜阀结构图

隔膜阀特点如下：

①采用耐腐蚀衬里的阀体和耐腐蚀的隔膜，可以避免金属阀体的腐蚀，适用于强酸、强碱、强腐蚀性介质的调节和切断；

②阀体流路近似流线型流动，具有自清洗作用，所以流路阻力较小，流通能力比同口径单座、双座阀大；

③流量特性近似快开特性，即在 60% 行程前近似线性，60% 行程后流量不再增加，但可以利用阀门定位器的反馈凸轮来改善特性；

④因受隔膜衬里的限制，耐压、耐温性能较差，一般工作压力小于  $1.0\text{MPa}$ ；

⑤密封性好，因不用填料，所以避免了泄漏。

常用的衬里和隔膜材料如表 6-12 和表 6-13 所示。

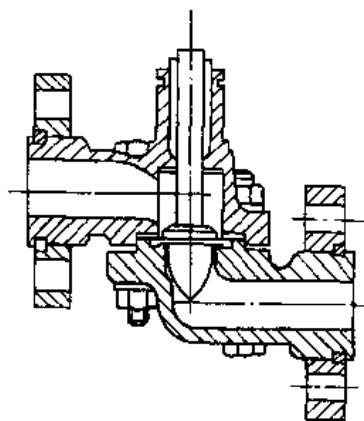
表 6-12 衬里材料耐腐蚀表

衬里材质	代号	适用温度,℃	适用介质
聚四氟乙烯和乙烯共聚物	ETFE	≤100	除熔融碱金属(如锂、钠、钾)、三氯化氟和元素氟之外的所有强酸(包括王水、氢氟酸)、强碱(包括沸腾的苛性钠溶液)、盐类、强氧化剂、还原剂、有机溶剂以及其它类似的强腐蚀性流体
聚全氟乙丙烯	FEP	≤120	同 ETFE
可溶性聚四氟乙烯	PTFA	≤150	同 ETFE
硬橡胶	NR	-10~85	除强氧化剂(如硝酸、铬酸、浓硫酸及过氧化氢和有机溶剂等)外的氢氟酸、氟硅酸、蚁酸、盐酸、30%硫酸、50%氢氟酸、80%磷酸、碱盐类、镀金属溶液、氢氧化钠、氢氧化钾、中性盐水溶液、10%次氯酸钠、湿氯气、氨水、大部分醇类、有机酸和醛类等
丁基胶	11R	-10~120	抗腐蚀,耐磨耗。能耐绝大多数的有机酸、碱和氢氧化合物、无机盐及无机酸、元素气体、醇类、醛类、醚类、酮类、酯类等
氯丁胶	CR	-10~120	动物油、植物油和无机润滑油及 pH 值变化范围很大的腐蚀性泥浆。抗磨性好
耐酸搪瓷		≤100	除氢氟酸、浓磷酸、强碱外

表 6-13 隔膜材料耐腐蚀表

隔膜材质(代号)	适用温度,℃	适用介质
丁基胶(B级)	-40~100	良好的耐酸碱性、85%硫酸、盐酸、氢氟酸、苛性碱和多种酯类
天然胶(Q级)	-50~100	用于净化水、无机盐和稀无机酸

## (10) 阀体分离型阀

图 6-38 阀体分离控制  
阀结构图

分离型阀是把阀体分隔成两部分，用法兰连接起来，其结构如图 6-38 所示。该阀便于拆卸，以便进行内部清洗和更换内部衬里。衬里材料见表 6-12。阀体内流道呈流线型或 S 形。阀内无凹槽和凸出部分，因而阻力小，减少了有存积沉淀物的可能性。适用于高粘度和含悬浮物流体的调节。

在安装阀杆时，不能有过的应力加于衬里，阀杆材料必须与被控流体相兼容，通常用不锈钢或钛、钽、哈氏合金 B 或哈氏合金 C 制成。用钽衬里(0.381~0.762mm)的阀已成功地用于 5.5MPa 表压的硝酸中。

分离型控制阀可与轴线成 90°角的位置安装。其它结构上的问题与单座阀相同。

## (11) 低噪声阀

控制阀产生的噪声必须符合国家要求，也就是每个工作日接触噪声 8h，允许噪声为 85dB(A)，每个工作日接触噪声小于 1h，噪声最大不超过 115dB(A)。

控制阀的噪音主要来源有三方面。

①机械振动。机械噪声是因为阀内湍流流体对阀的内件冲击，造成与其相邻表面之间的振动而产生的噪声。这种振动具有声频特性。如果振动频率接近阀芯阀杆的自然频率，会因谐振而使部件疲劳损坏。不过这种机械振动噪声不是经常发生的，特别是使用了上导向和笼式导向装置后，使其谐振条件受到限制。解决这种噪声问题的方法有：减小导向的间隙，加

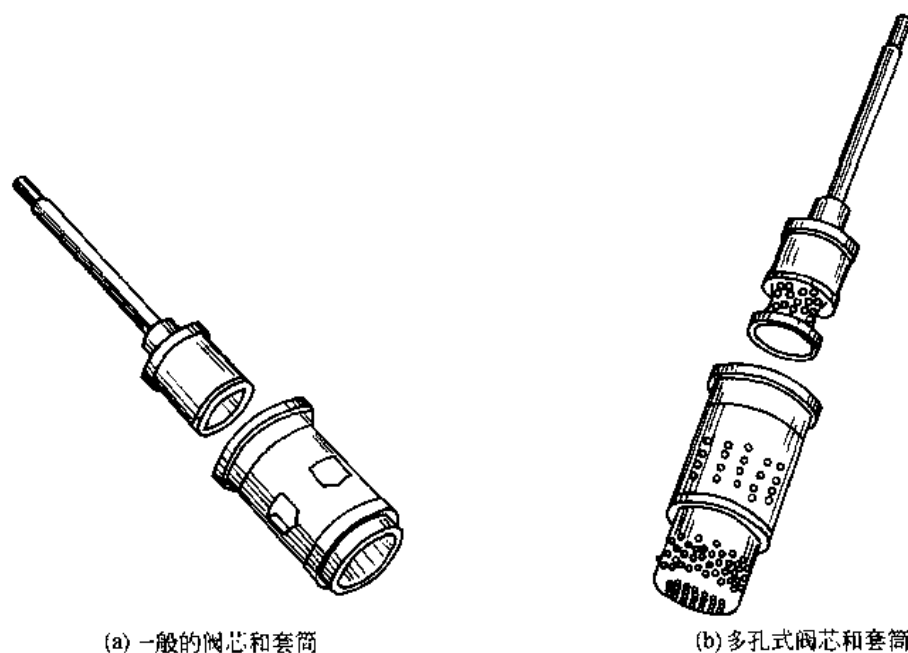


图 6-39 套筒型阀的阀芯和套筒

大阀杆尺寸，改变阀杆的质量，甚至改变流向等，用这些方法改变部件的自然频率。

现在尚无可靠的方法来预估这种由机械振动引起的噪声。

②空气动力学噪声。空气动力学噪声是流体流经阀的节流处的流动机械能转换成声能的直接结果。这种转换的比值称为声学效率。它与阀的压力比和阀的设计有关。

降低阀的空气动力学噪声的方法，一是声源处理，防止噪声的产生；二是流路处理，如管路的隔声或增加管壁厚度等。

③水力学噪声。流体流经阀和管路时产生的噪声，包括流动噪声、空化噪声和闪蒸噪声。在这三种噪声中，空化噪声是最严重的，它可导致阀或管路的多处损坏。流动噪声一般比较轻微，不构成噪声问题。闪蒸噪声一般也很轻，目前也无正式的计算方法。总之，水力学噪声不成为问题。

噪声控制可采用两种途径，或者同时采用。

①声源处理。声源处声功率的防止和降低（低噪声阀）。

②声路处理。降低从声源到收听处之间噪声的传播。

低噪声阀与一般阀不同之处主要是在阀芯上进行改进。现在介绍四种阀芯的低噪音阀。

①多孔式套筒型的低噪声阀。套筒型控制阀由于采用平衡式阀芯，改善了阀芯与阀座的导向结构，因此是一种噪声很低的阀门，它的噪声比直通双座控制阀低 10dB 以上，如采用多孔式阀芯和多孔式套筒，还可进一步降低噪声。如图 6-39 所示，它是利用小孔将压能分散地转换成动能，并在相互冲击中消耗，这种低噪声阀芯与一般阀芯可以互换。图 6-40 所示表示了多孔式套筒型低噪声阀的噪声试验曲线。

②多阶梯阀芯的低噪声阀。它的结构如图 6-41 所示，这种低噪声阀是根据有摩擦的绝热流动原理工作的。在阀体中装上多阶梯形阀芯后，它能产生最大的摩擦和压力损失，阀芯的流通面积向着下游截面逐渐增加，以保持流速减小，这样使阀门的噪声减小到人们所能忍受的程度，并能减低由于高速和振动而造成的疲劳和腐蚀。

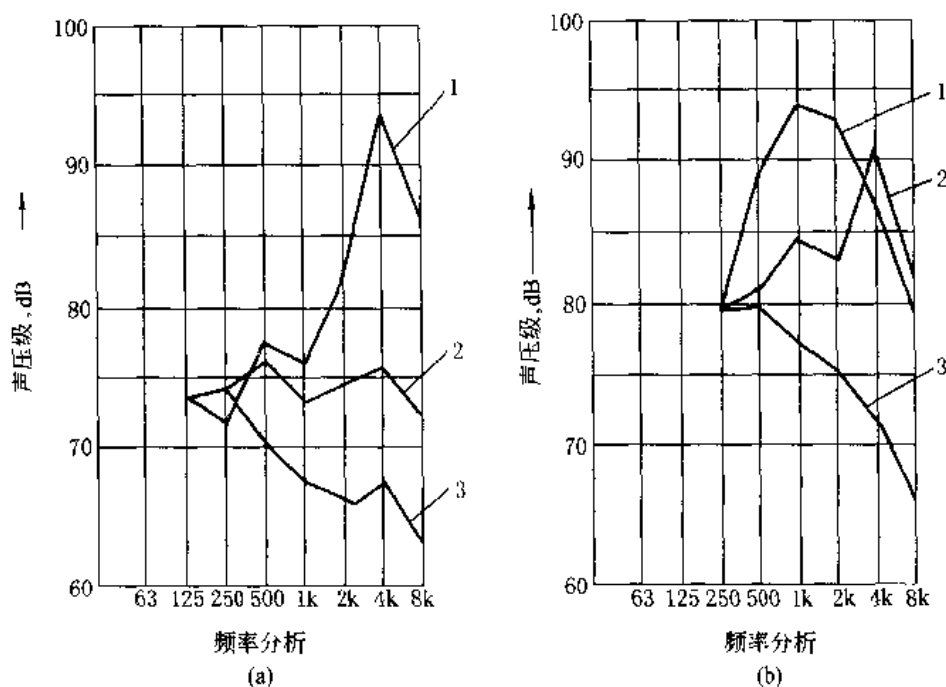


图 6-40 噪声试验曲线

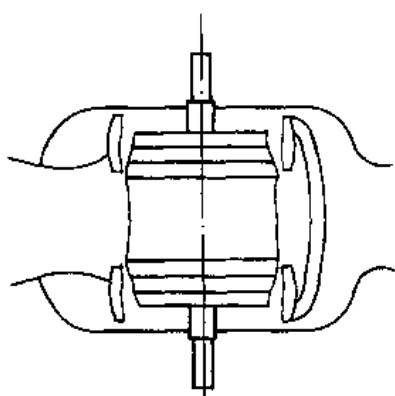


图 6-41 多阶梯形阀芯的低噪声阀

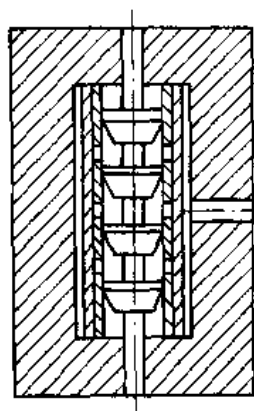


图 6-42 多级阀芯的低噪声阀

③多级阀芯的低噪声阀。它的结构如图 6-42 所示, 这种低噪声阀也是根据有摩擦的绝热流动原理工作的, 由于在阀芯的每一级中部都有导向, 所以不会发生振动。它用于调节高压流体, 不会产生普通阀门中发生的腐蚀、振动或空化现象, 因此是一种高压低噪声阀。

④阶梯式和迷宫式低噪声防气蚀阀。它的结构如图 6-43 所示, 在结构形式上采用多重同心沟槽的圆盘。在剖面上, 这些槽看起来好似 V 形齿, 相邻圆盘上的这些齿相互紧密咬合。在横断面上的槽和中间网眼之间的空隙是可以改变的, 以适应不同要求, 它使用在压力比较大的场合, 可以得到超过 20dB 的噪声衰减。

用声路处理的方法控制噪声, 一般在阀后加装带有小孔的扩散器 (图 6-44), 或在阀后 1m 长管道上覆盖隔音材料。

#### (12) 波纹管密封控制阀

波纹管密封控制阀的结构如图 6-45 所示, 它也是直通单、双座控制阀的变形产品。

波纹管密封控制阀适用于有毒、易挥发及稀有贵重介质的调节，可以避免介质外漏引起环境污染、影响人们健康和防止爆炸等事故，也可用在真空的场合。

这种阀结构与直通单、双座阀不同之处是采用波纹管密封型的上阀盖，它由阀杆、波纹管上座、波纹管、波纹管下座等零件组成。波纹管上端通过波纹管上座与阀杆相焊接，波纹管下端与波纹管下座相焊接，并由上阀盖的下法兰和阀体的上法兰将波纹管下座夹紧连接，这样就可使阀杆阀芯在波纹管下座内自由移动。

为了防止阀芯转动而扭坏波纹管因此在波纹管下座的上面开有方形孔，与阀杆下端的方形孔相配。同时为了安全可靠起见，在波纹管上端仍采用聚四氟乙烯填料密封。

在波纹管密封型上阀盖的外壁上还开有螺纹孔，可连接压力表。

波纹管的材料有黄铜、铍青铜、不锈钢等。黄铜和铍青铜耐压较低，不锈钢耐压较高，也可耐腐蚀性介质。由于波纹管成型加工的限制，对于行程长的控制阀，需用几个波纹管焊接相串。

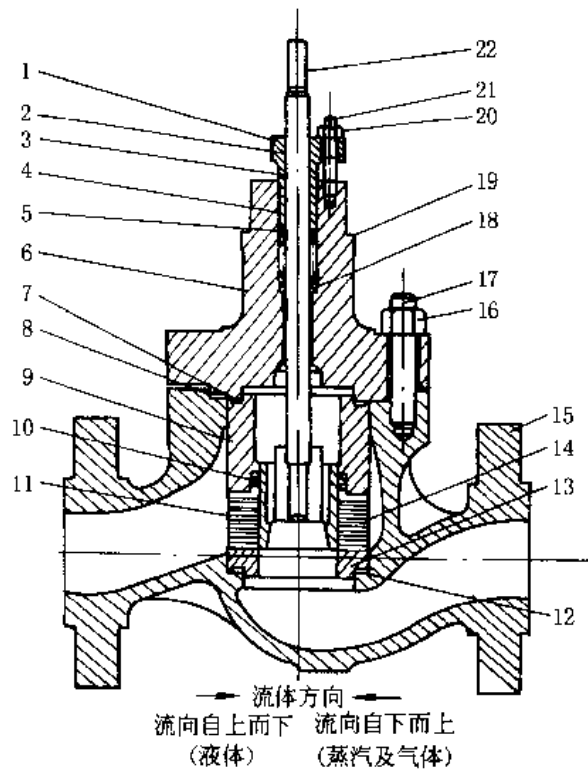


图 6-43 阶梯式和迷宫式低噪声防气蚀阀  
1—填料压板；2—防尘环；3—填料压盖；4—聚四氟乙烯；V形填料；5—TV座；6—阀盖；7—P/B垫圈；8—阀盖垫圈；9—平衡缸；10—平衡密封；11—阀芯；12—阀座垫圈；13—阀座；14—芯片组合；15—阀体；16、20—螺母；17—阀体螺栓；18—填料座；19—填料弹簧；21—压板螺栓；22—阀杆

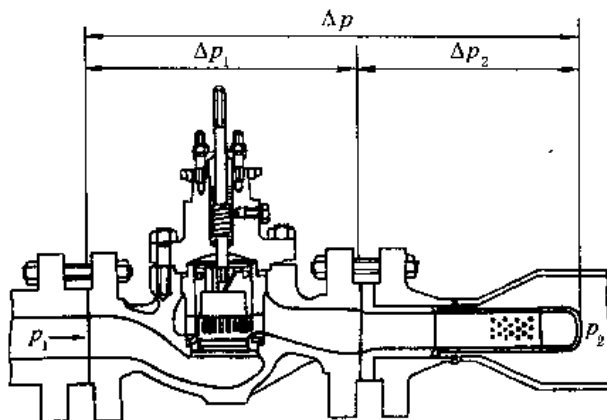


图 6-44 阀和扩散器组件

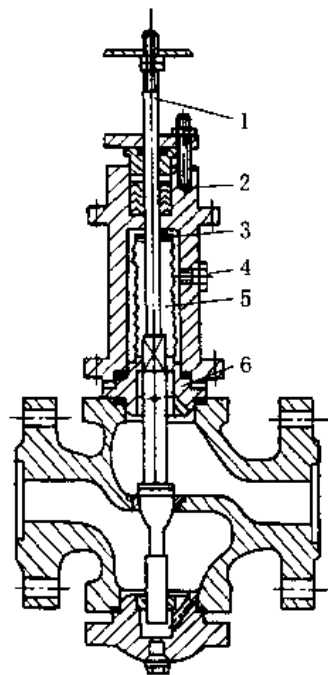


图 6-45 波纹管密封控制阀结构图  
1—阀杆；2—填料；3—波纹管上座；4—螺纹孔；5—波纹管；6—波纹管下座

## (13) 低温控制阀

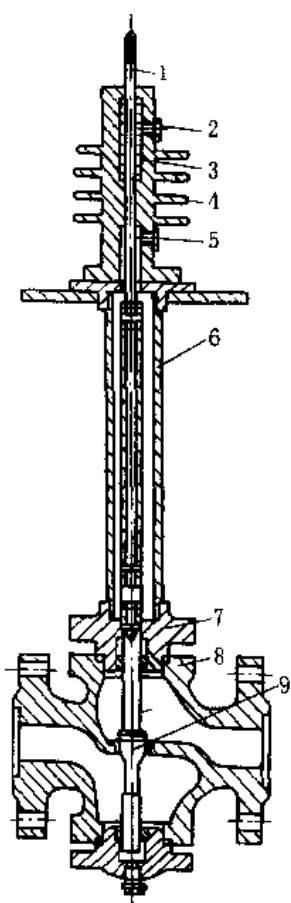


图 6-46 低温控制阀结构图

1—阀杆；2—上方螺孔；3—  
填料；4—散（吸）热片；5—  
下方螺孔；6—长颈；7—上  
阀盖；8—阀体；9—阀芯

低温控制阀的结构如图 6-46 所示，它是直通单、双座控制阀的变形产品。低温控制阀与常温控制阀的不同之处如下。

①采用长颈型的上阀盖，以保护填料处在较高温度，阀在  $-60 \sim -250^{\circ}\text{C}$  的低温下正常工作。散（吸）热片上下方设有两个螺孔。上方一个螺孔供防冻用，在填料外部发生霜冻结冰现象时，可能通入蒸汽，使填料加热消除霜冻。下方一个螺孔供安装管路，即用清洁气体排除管路中废气。

②低温控制阀的接管法兰采用凸凹形密封面，密封面上刻有同心圆形密封沟，密封垫采用浸蜡石棉橡胶板，有较好的密封效果。

## (14) 旋塞阀

旋塞阀在严密切断和高流通能力方面是有名的。其流通口可以是圆的、长方形的或赋予流量特性的形状。阀芯可以是整个的圆柱体、对开的或者是圆锥形的。为了密封一个锥形的阀芯，对于金属对金属的接合面，阀芯必须用机械的方法装入圆锥体中，其夹角通常为  $9^{\circ}$ 。金属接合面的阀门通常需要一些摩擦的阀芯覆盖层，或者需要一个粘性的润滑密封剂来严密地密封，并维持一个适当的操作转矩。许多用于腐蚀性流体的旋塞阀使用聚四氟乙烯阀体衬里或阀座环式密封，放置于阀芯的周围或阀体的内壁上。

由于旋塞阀体积小，重量轻，与阀门定位器配套使用可实现比例控制，具有可靠的动作特性，阀体流道通畅，流阻小，流量系数大，可适用于一般流体介质和工艺条件的过程控制系统。通过对阀结构材料的选择和节流表面处理，可适用于含颗粒、粉尘、浆料介质流体的控制和调节。

6.1.8.2 控制阀选择原则

## (1) 选择控制阀体的结构形式（角形、双座、蝶阀等）

在满足使用要求的前提下，适合的控制阀可能有几种，应综合经济效益来考虑：①使用寿命；②结构简单，维护方便；③产品价格合适。

## (2) 选择控制阀体的材料（铸钢、不锈钢或衬里）

选择材料时，主要考虑材料强度、硬度、耐腐蚀和耐高温、低温的特性。首先应满足安全可靠，还要考虑使用的性能、使用寿命和经济性。对寒冷地区和蒸汽介质尽量不用铸铁阀体。

## (3) 选择控制阀与工艺管道连接形式（螺纹、法兰、压力等级）

(4) 选择控制阀阀芯（直线、等百分比、快开）及其材料（304、316、17-PH 或喷镀钨铬钴合金）

定量地选择阀芯的形式有很多困难。在设计中，通常按照国内外工程公司设计经验来确定。通常，对液位调节系统采用线性流量特性；对于温度、压力和流量调节系统则采用等百

分比特性；需要快速切断系统则用盘形阀芯，即快开特性。

阀芯材料选择，根据需要来决定。

### (5) 流量动作（流开、流闭）

一般控制阀对流向的要求可分为三种情况：

①对流向没有要求，如球阀、普通蝶阀；

②规定了某一定向，一般不得改变，如三通阀、文丘里角阀、双密封带平衡孔的套筒阀；

③根据工艺条件，有流向的选择问题，这类阀主要为单向阀、单密封控制阀，如单座阀、角形阀、高压阀、无平衡孔的单密封套筒阀等。

具体选择如下：

a. 高压阀， $d_g \leq 20$  时，选流闭型； $d_g > 20$ ，因稳定性问题，根据具体情况来决定；

b. 角形阀，对高粘度、悬浮液、含固体颗粒的介质，要求自洁性好，选流闭型；仅为角形时，可选流开型；

c. 单座阀，通常选流开型；

d. 小流量阀，通常选流开型，当冲刷严重时，可选流闭型；

e. 单密封套筒阀，通常选流开型，有自洁要求，可选流闭型；

f. 对两位型控制阀选用流闭型。

### (6) 所需执行器

从可靠性和防爆性考虑，通常选用气动执行器。当缺乏压缩空气时，可选用电动执行器。

(7) 仪表空气有或无（如果无仪表空气采用电动执行器）

(8) 填料材质（TFE、石棉、石墨）

(9) 所需附件（定位器、手轮）

(10) 仪表信号（0.02 ~ 0.1MPa，4 ~ 20mA DC）

## 6.1.9 变送器

变送器直接与生产过程相连，是检测和控制系统的的重要组成部分，见图 6-47。

变送器是将生产过程的物理参数（如流量、压力、温度、液位、距离等）转换成统一电信号（电动变送器）或统一的气信号（气动变送器），送给接收器显示的仪表设备。

当检测点与接收设备较远时，应借助媒体（机械、气、电、液等）进行信号传递。

变送器的种类繁多，就检测原理而言，有电感式、电容式、电阻式、压电式、电位式、光电式、振弦式等。

### (1) 电容式变送器

电容式变送器是利用检测电容的方法测量压力或差压的一种仪表，其精确度、灵敏度及频率响应都很好，虽然存在着分布电容和非线性影响，但目前应用的很广泛。

电容式变送器通常采用变极板间的距离，或者改变两极间电介质来改变电容，经变换电路拾取其电容变化量，并转换成电流、电压或频率信号输出，其结构如图 6-48。

电容式变送器分为单端和差动型两种形式，目前多用差动型，见图 6-49。

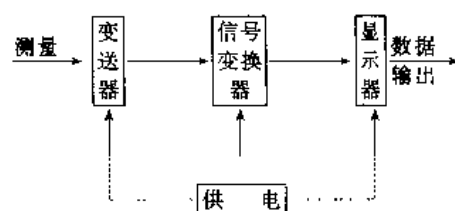


图 6-47 仪表检测系统



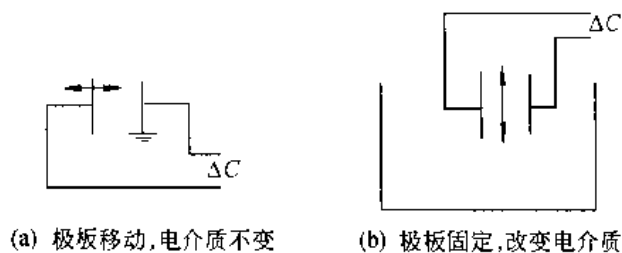


图 6-48 电容检测原理图

差压  $p_1 - p_2$  通过硅油推动极板，改变动极与定极间的距离，定、动极板组成的电容  $C_1$ 、 $C_2$  发生改变。 $p = p_1 - p_2$  差压作用在膜片上的力与  $C_1$  和  $C_2$  的关系为

$$p = \frac{C_1 - C_2}{C_1 + C_2} \quad (6-5)$$

$C_1$  和  $C_2$  组成交流电桥两个臂，对角线作为输出，如图 6-50。

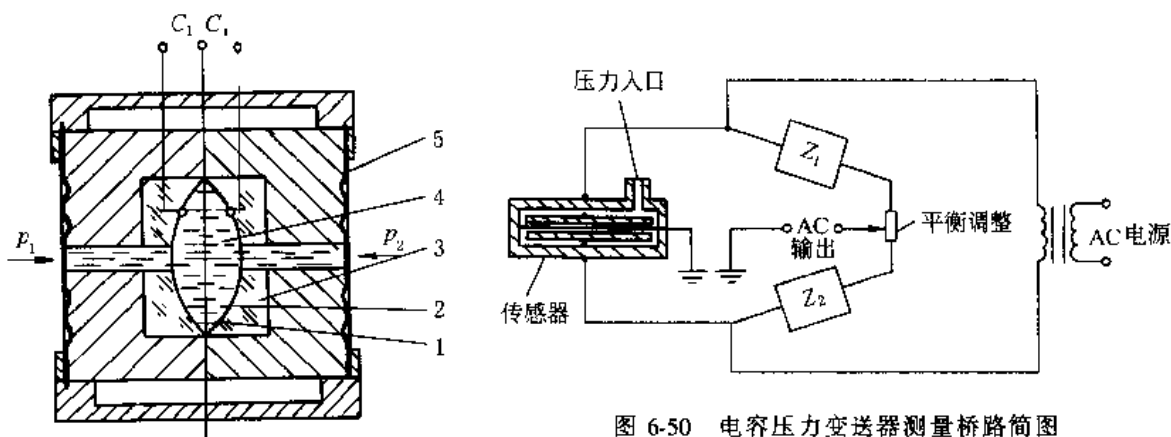


图 6-50 电容压力变送器测量桥路简图

图 6-49 差动型电容检测元件

1—动极膜片；2—定极（金属镀层）；  
3—绝缘体；4—硅油；5—隔离膜片

膜片的位移为 0.1mm。静止时，检测膜片和两静膜片之间的电容都为 150pF，桥臂电压为 30V<sub>p-p</sub>，频率为 32kHz。

## (2) 电感式变送器

电感式变送器是基于被测量（如压力、差压）改变线圈的电感量，从而达到检测的目的。电感式变送器分为磁阻式、差动变压器式及涡流式，其中磁阻式应用比较广，见图 6-51。

现以磁阻式为例加以说明，被测物理量（压力或差压信号）进入容室 5，使得在两个电感组件中的膜片 1 变形，靠向一边，从而改变了电感组件与膜片 1 间的空气间隙，导致两个电感组件的电感量一个增  $\Delta L$ ，另一个减  $\Delta L$ ，成推挽形式，于是桥臂输出一个与被测压力或差压成比例的交流电压信号。

磁阻变送器常用膜盒、膜片、波纹管、弹簧管等作为敏感元件，变送器的电感桥臂用高导磁的铁磁物质做成，具有很高的灵敏度。

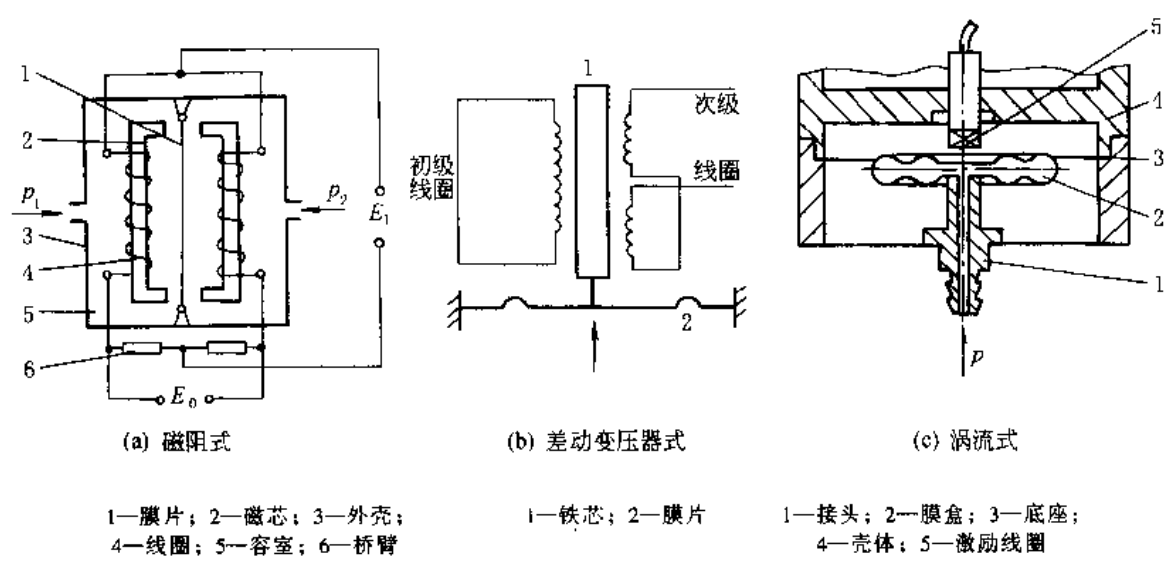


图 6-51 电感式检测器简图

(3) 压阻式变送器

压阻式变送器有时称做固态或扩散硅型变送器。现以扩散硅压力变送器为例说明如下。扩散型压力变送器是利用固体的压阻效应做成，见图 6-52。

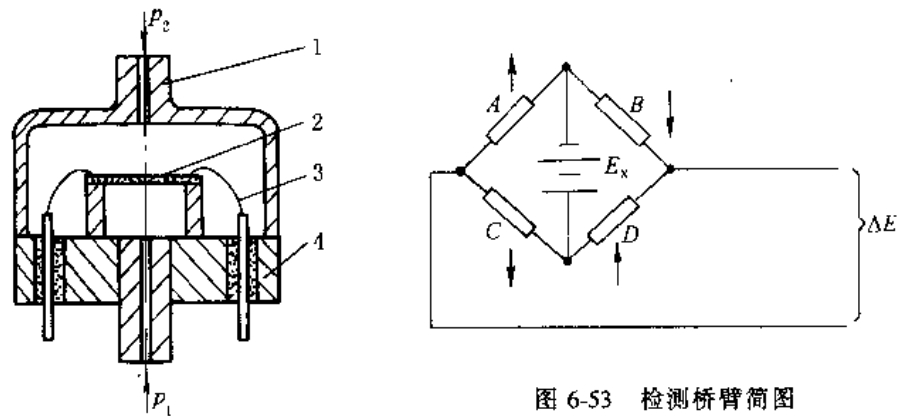


图 6-52 压差式压阻压力传感器结构  
1—外壳；2—硅杯；3—引线；4—基座

硅杯底部为检测膜片，在膜片上用半导体技术扩散了四个电阻，构成一个惠斯登电桥。当压力信号作用在硅杯的膜片上时，膜片变形产生应力，使惠斯登电桥上电阻的阻值发生变化，于是桥路对角线输出一个与被测值成一定关系的电压信号。为了提高电桥的灵敏度，采用电桥的四个电阻阻值在受力时都发生变化，并且使相邻两臂上的阻值变化相反，见图 6-53。

为了提高精度，增加线性，减少温度误差，要求电源  $E_x$  精度要高，并且要求桥臂电阻阻值、温度系数及电阻的变化量尽量相同。

扩散硅压力变送器因硅为半导体材料易受温度影响，为了减少由于环境温度影响引起的误差，可采用半导体材料的深度掺杂法、安装应变电阻或负电阻温度系数的热敏电阻等方法，或是采用通常的桥路补偿法，可以弥补由于环境温度变化产生的误差，用以保证测量精度。

#### (4) 压电式变送器

压电式变送器是基于某些特殊压电材料的压电效应, 即压电材料受到机械应力作用时, 使物质内部的静电荷  $Q$  发生改变或电压 (电势)  $E$  发生改变。另外, 也可以用力使附有敏感元件的晶体发生弯曲而输出信号, 见图 6-54。

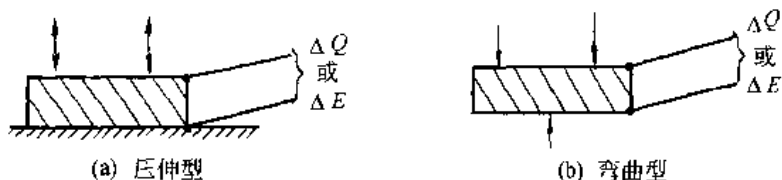


图 6-54 压电式变送器原理图

压电材料分为天然单晶体石英和压电陶瓷多晶体, 如钛酸钡等。为了增加灵敏度, 压电片一般不止一片, 而是多片粘结成并联或串联形式。

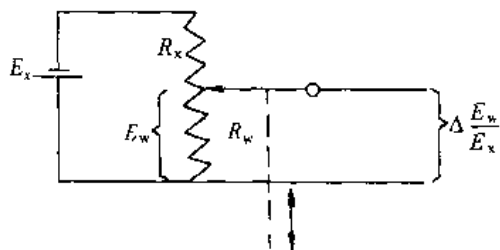


图 6-55 电位变换器简图

#### (5) 电位变送器

电位变送器的检测原理是基于可动触点在电阻器上的位置, 不同的位置有不同的电势, 电阻的比率反映电势的比率, 见图 6-55。

设总电阻为  $R_x$ ,  $E_w$  对应的电阻为  $R_w$ , 则电势  $E_w$  为

$$E_w = \frac{E_x}{R_x} R_w \quad (6-6)$$

$$\frac{E_w}{E_x} = \frac{R_w}{R_x} \quad (6-7)$$

电阻的比率值反映出电势的比值。

#### (6) 振频式变送器

振频式变送器是根据谐波元件——圆筒、膜片钢弦等在外力作用下, 改变其固有谐振频率。力与频率成一定比例关系。

根据谐波元件不同, 可分为振弦式、振筒式和振动膜片式, 此类变送器结构简单, 工作可靠, 精度高, 寿命长。

起初, 振弦式变送器用在航空、航海上, 后来由于克服了温度影响, 才逐渐应用于工业领域里。

结构原理比较简单, 检测部分为一极细的金属丝, 被置于永久磁场内, 弦的一端固定在敏感元件上, 另一端固定在铰链上, 在磁场内设有激磁绕组, 是激励、起振不可缺少的部件。由于振弦丝是将被检测的力转换成频率变化, 是关键部件, 要求弦丝材料抗拉强度高、弹性模量高、磁性好、导电性好、线胀系数小。振弦可用钨丝、钼丝、铍青铜丝等材料制成, 通常钨丝用的比较普遍。

当有电流通过激磁绕组时, 永久磁场的磁场强度急剧增加, 将钨丝吸向一边。

当激磁绕组的激磁电流断开时, 钨丝在磁场内进行振荡, 在振弦内产生的感应电流相应于弦的振荡, 此时振弦的振动频率为其固有频率, 取决于钨丝的尺寸、弦的张紧程度。弦的张紧与被测力有关。

由于磁场中弦的振荡为阻尼振荡，需要外加能量以维持等幅振荡。如果在振弦内通入交变电流，根据左手定则，则会使振弦在磁场内维持等幅振荡。维持等幅振荡的电流及频率与被测力成一定比例关系。如图 6-56 所示。

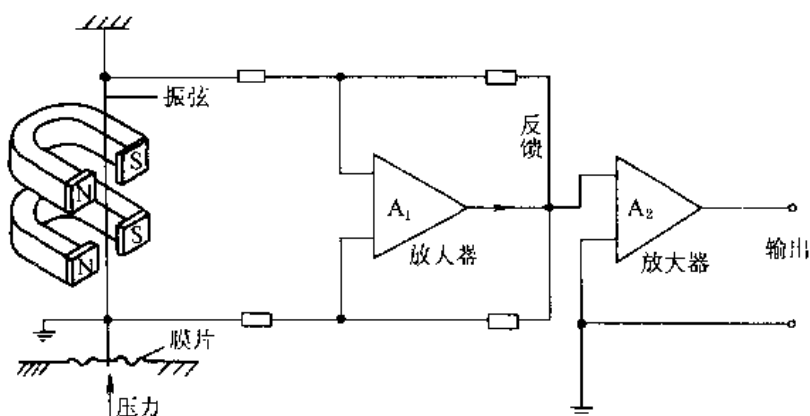


图 6-56 振弦式压力变送器原理图

另外，D/P harp EJA 硅振荡式变送器也很有特点，它技术先进，稳定可靠，两年的漂移不超过  $\pm 0.1\%$ ，接液部采用哈氏合金 C-276、钽材、不锈钢等材质，可以测有严重腐蚀的介质。

使用微处理器技术和采用通讯协议方式，使得 D/P harp 变送器不用 A/D 转换器，缩小体积，减少干扰，用户可以很方便地向现场总线（Fieldbus）靠近。

硅振荡式检测元件是利用单晶硅提供一个三维半导体微机械技术，核心是两个 H 形振荡器，其固有振荡频率为 90kHz，构成两个电桥，如图 6-57。当压力作用在检测元件时，中心电桥受到拉伸，外电桥受到压缩，使固有振荡频率发生改变，即一个增加，另一个减少，微处理器计算出频率变化，这个变化频率与输入压力成线性关系。

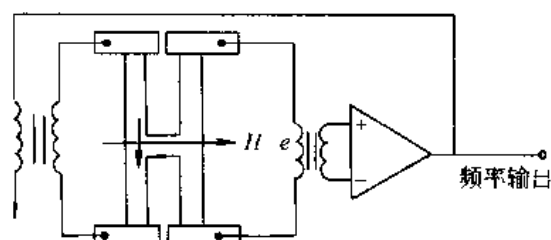


图 6-57 单晶硅振荡器原理图

压力检测元件的精度为 0.003%，之所以采取 90kHz 振荡频率，一则高于任何机械振荡频率，另外，也减少电磁波的干扰，使其稳定可靠。

### (7) 智能变送器

短短的几十年间，世界各大公司都先后推出了具有各自特色的智能式变送器，这是对现场仪表的一次深刻变革，它为工业化仪表的应用向高层次的发展（现场总线）奠定了基础。

由于传感器技术、计算机技术和数字通讯技术飞速发展，使得智能变送器的技术指标、电气性能远远高于普通式变送器。PROM 中存储半导体传感器的宽范围的输入输出特性，使得变送器的量程比非常大，精度高，重复性好。

智能变送器应该具备如下特点。

①精度高。智能变送器应有较高的精度。利用内装的微处理器，能够随时测量出静压、温度变化对检测元件的影响，通过数据处理，对非线性进行校正，对滞后及复现性进行补偿，使得输出信号更精确。

—般情况，精度为最大量程的  $\pm 0.1\%$ （模拟信号），数字信号可达  $\pm 0.075\%$ 。

②功能强。智能变送器应具有多种复杂的运算功能，利用内装的微处理器和存储器，可以执行开方、温度压力补偿及各种复杂运算。

③测量范围宽。普通变送器的量程比最大为 10:1，而智能变送器可达 40:1 或 60:1，迁移量可达 1900% 和 -2000%，减少变送器的规格，增强通用性和互换性，给用户带来很多方便。

④通信功能。智能式变送器可以用一手操器进行操作，既可在现场，将手持式操作器插到变送器相应插孔，也可在控制室将手持操作器接到变送器的信号线上，进行零点及量程的调校及变更。

有的变送器具有模拟量和数字量两种输出方式（如 HART 协议），为实现现场总线通讯奠定了基础。

⑤具有完善的自诊断功能。通过通信器可查出变送器自诊断的故障结果信息。

智能化仪表建立在微电子技术发展的基础上，超大规模集成电路的嵌入，将 CPU、存储器、A/D 转换、输入/输出等功能集成在一块芯片上，甚至将 PID 控制组件也放在变送器中。由于现场总线的出现，变送器与控制系统之间的数字通讯将代替以往的模拟传递，大大提高了精度和可靠性，避免了模拟信号在传输过程中的衰减，长期难以解决的干扰问题得到解决。由于数字通讯，节省了大量电缆、安装材料和安装费用。

## 6.2 自动控制系统的设计

### 6.2.1 简单控制系统

简单控制系统是生产过程中最常见、应用最广泛、数量最多的控制系统。它是由被控对象、测量变送单元、调节器和执行器组成的单回路控制系统。简单控制系统结构简单，投资少，易于调整和投运，能满足一般生产过程的控制要求，因而应用广泛。它尤其适用于被控对象纯滞后和时间常数较小，负荷和干扰变化比较平缓或者对被控变量要求不太高的场合。按被控制的工艺变量来划分，最常见的是温度、压力、流量、液位和成分五种控制系统。

在自控设计过程中，首先应分析生产过程中各个变量的性质及其相互关系，分析被控对象的特性；然后根据工艺的要求，选择被控变量、操纵变量，合理选择控制系统中的测量变送单元、调节器和执行器，建立一个较为合理的控制系统。对有多个控制系统的生产过程，还要考虑各个系统间的相互关联和相互影响，并按可能使每个控制系统对其它控制系统的影响为最小的原则来建立各个控制回路。

#### 6.2.1.1 流量控制系统

在流量控制系统中，被控变量和操纵变量均是流量，所以对象的静态放大系数为 1。流量对象的时间常数很小，一般仅为几秒，对象的纯滞后时间也很小，调节过程中被控变量的振荡周期也很短。因为流量控制一般都与工艺的物料平衡有关，大多数情况下不允许有余差，因而总是选用比例积分调节器。由于对象时间常数小，反应灵敏，调节器不必有微分作用。流量记录曲线上经常出现图 6-58 所示的微小脉动，这是流体湍流流动以及泵的振动所产生的流量噪声引起的，流量噪声也使得调节器不宜有微分作用。

大部分的流量检测都采用孔板和差压流量计，如果不设开方器时，它们呈现出图 6-59 所示的明显的非线性。一般单回路的流量控制系统也可以不使用开方器；但在串级控制系统中，有时流量副回路的非线性会带来十分不利的影响，此时宜设置开方器。在不设开方器的

流量控制系统中, 可以选用直线流量特性的调节阀, 以补偿差压式流量计的非线性。

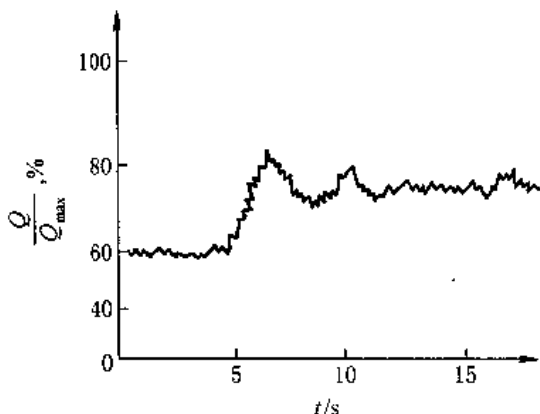


图 6-58 流量控制系统中的噪声

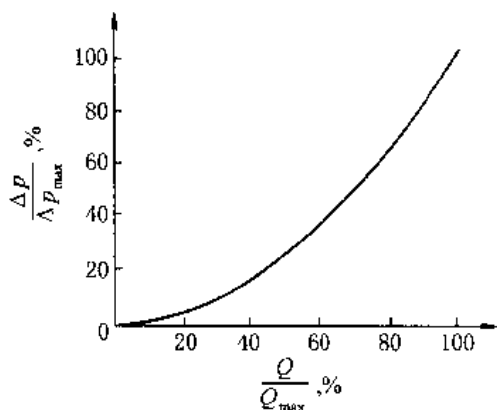


图 6-59 差压式流量计的非线性

#### 6.2.1.2 液位控制系统

一个设备或储罐的液位, 表征了它的流入量和流出量之差的累积, 在化工生产中, 由于生产的连续性, 所以液位控制是为物料平衡服务的, 液位控制应完成如下三项任务:

①保持设备或储罐内的滞留量是在规定的高限和低限之内, 使它们具有一定的缓冲能力;

②在每一种滞留量下, 在绝大部分时间内保持入口流量和出口流量之间的平衡;

③通过容积的缓冲来保持前后工序负荷的平衡, 在需要改变流量时, 希望能逐步地、平滑地调整流量。

从工艺流程上看, 液位控制分成循流向和逆流两种。所谓循流向就是由液位去控制排出量, 这是比较传统的做法。逆流就是由液位去控制进入量, 这种做法的好处是能缩小储罐的容积, 液位对象的时间常数与容器的容积成正比, 与流量成反比, 一般为数分钟以上。

由于液体进入容器时的飞溅和扰动, 液位测量与流量测量相似, 也是有噪声的, 在实践中, 大多数情况下精确地控制液位是没有必要的, 因而可以选用比例调节器。对有相变过程的设备, 如再沸器、锅炉汽包、氨蒸发器等, 它们的液位控制比较复杂, 因为它们不仅与物料平衡有关, 而且与传热有关。在这些设备中, 液位常常以满量程的百分之几左右的幅度急剧波动, 所以要实现良好的液位控制还需设计复杂控制系统。

#### 6.2.1.3 压力控制系统

##### (1) 气体压力

气体压力与液位相似, 它是系统内进出物料不平衡程度的度量, 因而气体的压力控制不是改变流入量就是改变流出量。气体压力对象基本上是单容的, 具有自衡能力, 它的时间常数也与容积成正比与流量成反比, 一般为几秒至几分钟。除了系统附近有脉动的压力源, 如往复式压缩机等, 一般气体压力的测量是没有噪声的, 通常选用比例积分调节器, 积分时间可以放得比流量控制时大。

##### (2) 液体压力

由于液体的不可压缩性, 因而液体的压力控制与流量控制非常相似, 液体压力对象的时间常数仅为几秒, 测量时也有明显的噪声, 一般选用比例积分调节器来进行控制。当同一根工艺管线上既要控制压力又要控制流量时, 两个控制系统会互相影响。

### (3) 蒸汽压力

常见的锅炉汽包压力控制，精馏塔、蒸发器压力控制，其实质上是传热的控制，系统蒸汽的压力就表征了热平衡的状况。所以在这类控制系统中它的特性在某些方面与温度控制有相仿之处。

#### 6.2.1.4 温度控制系统

温度控制实质上是一个传热的控制问题。温度对象常常是多容的，时间常数与对象的热容与热阻的乘积成正比，它可以由几分钟到几十分钟。换热器传热面的结垢会引起热阻增大，因而对象时间常数还具有时变的特性；而且由于不均匀性，往往对象具有分布参数的性质。为了改善温度控制系统的品质，测量元件应选用时间常数小的元件，并尽量安装在测量纯滞后小的地方。调节器可以选用比例积分微分调节器，积分时间可置于几分钟，微分时间相对短一些。由于温度控制对象的非线性，随着负荷增加放大系数下降，所以一般温度控制系统宜选用等百分比流量特性的调节阀。

#### 6.2.1.5 成分控制系统

在生产现场中，出问题最多的往往是成分控制系统。成分控制系统的对象也是多容的，且时间常数大，纯滞后时间大；有的如 pH 控制对象，则具有明显的非线性。造成成分控制系统工作不良的原因，还有分析器本身结构比较复杂，取样系统和样品预处理部分工作不良，纯滞后过大等多方面的原因。

成分控制系统通常选用比例积分微分调节器。由于成分控制系统的惰性较大，系统可靠性不高，所以调节器的比例度一般均放得较大。对于 pH 控制最好能使用非线性调节器；对纯滞后特别大的成分控制系统可以考虑采用采样控制。当选不到合适的成分分析器时，也可以采用间接的被控变量如温度、温差等来代替。

综上所述，把以上五类控制系统的特点以及常用的调节器类型、调节阀合适的流量特性等内容列成表 6-14。

表 6-14 各类常见控制系统的特点

特 点	流量和液体压力	气体压力	液 位	温度和蒸汽压力	成 分
纯滞后	没 有	没 有	大部分没有 <sup>①</sup>	随流量而变	固定不变
容 量	多容、时间常数小	单 容	单容或双容	多 容	多 容
振荡周期	几 秒	几秒~几分	几十秒~几分	几分~几十分	几分~几十分
对象增益	线性、非线性	线 性	线 性	非线性	线性、非线性
测量噪声	有	没 有	有	没 有	有时有
选用调节器	PI(快积分)	PI 或 P	P 或 PI	PID	PID
选用调节阀	直线、等百分比 <sup>②</sup>	直 线	直 线	等百分比	等百分比

①当进料量改变时，精馏塔塔釜的液位需经逐板传递才能开始改变，有较大的纯滞后。

②用差压法测流量时，流量对象增益为非线性，可选用直线特性的调节阀。

### 6.2.2 复杂控制系统

只有一个被控变量的单回路简单控制系统解决了石油化工厂大部分的控制问题，但是它们有一定的局限性。这些局限性主要表现在它们只能完成定值控制，功能单一；对纯滞后较大，时间常数较大，干扰多而剧烈的对象，控制质量较差；对各个过程变量内部存在相关的过程，控制系统相互之间会出现干扰等等。因此在简单控制系统的基础上，又发展了众多的复杂控制系统，它们的名称、特点和使用场合如下。

#### (1) 串级控制系统

它的特点是两个调节器相串联，主调节器的输出作为副调节器的给定，适用于时间常数及纯滞后较大的对象，如加热炉的温度控制等。

## (2) 比值控制系统

它可以控制两个或两个以上的物料流量保持一定的比值关系。

## (3) 均匀控制

它可以控制两个有关的变量，例如精馏塔塔釜的液位和塔底出料流量，使它们都呈缓慢的变化，以缓和供求的矛盾并使后续设备的操作较为平稳。

## (4) 分程控制

由一个调节器去控制两个或两个以上的调节阀，可应用于一个被控变量需要两个以上的操纵变量来分阶段进行控制或者操纵变量需要大幅度改变的情况。

## (5) 采用模拟计算单元的控制系统

调节器的给定值由模拟计算单元给出，它可以是根据工艺工况的变化随时计算出来的值。它可能因为被控变量不能直接测量，只能通过间接计算方能求得。

## (6) 自动选择性控制系统

调节器的测量值可以根据工艺的要求自动选择一个最高值、最低值或者可靠值，也可以根据工艺的工况来自动选择预先设计好的几种控制系统的结构和组成。

## (7) 前馈控制系统

调节器根据干扰的大小，不等被控变量发生变化，直接进行校正控制。它常与反馈控制结合在一起使用，以消除某几个影响最大的干扰。

## (8) 非线性控制系统

当被控对象非线性较为严重时可以采用非线性控制，以起部分补偿作用。或者在某些场合采用非线性控制，以求得被控变量更加平稳。

## (9) 采样控制系统

调节器的输出是断续的，即调节一段时间再保持一段时间等等看。它适用于纯滞后特别大的对象，以防止控制作用超调。

## (10) 模糊控制系统

它适用于被控对象特性复杂，较难控制的情况，它能模拟人的操作方式进行判断、推理和调节。

## (11) 解耦控制系统

利用解耦装置使调节器的输出能抵消对象内部存在的相关作用，以保证控制品质。它适合于控制系统有几个严重相关的被控变量时采用。

复杂控制系统决非仅仅上面提到的 11 种，此外还有预测控制系统、多输出控制系统、自适应控制系统、极值控制系统、最优时间控制系统等等。应当引起重视的是这些复杂控制系统都是为了解决某个特殊矛盾而产生并发展的，它们均有各自适用的场合，不宜随便乱用。能用单回路简单控制系统解决的问题，就不应设计复杂控制系统；复杂控制系统如果使用不当，不仅增加投资，不能奏效，有时反而会带来不必要的麻烦。

### 6.2.2.1 串级控制系统

图 6-60 为串级控制系统的方框图，该系统有两个调节器，调节器 1 为主调节器，调节器 2 为副调节器，主调节器的输出作为副调节器的给定；系统有两个测量变送单元，一个测量主被控变量，另一个测量副被控变量。串级控制系统的目的主要在于控制主被控变量稳



定。现以图 6-61 所示的管式加热炉出口温度串级控制系统为例来说明串级控制系统的工作过程。

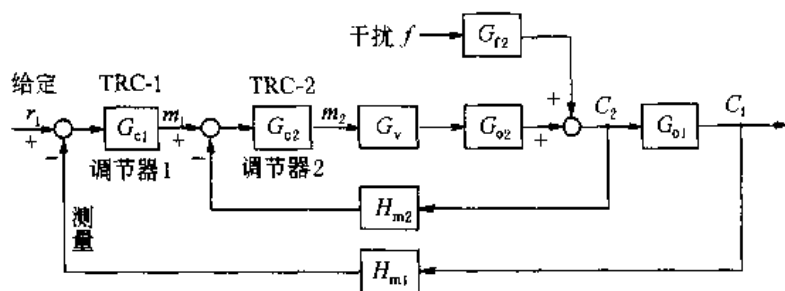


图 6-60 串级控制系统的方框图

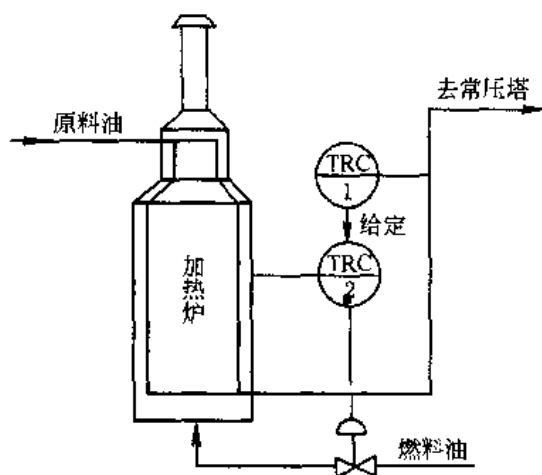


图 6-61 管式加热炉出口温度串级控制系统图

管式加热炉是炼油生产过程中的重要设备，其作用是把原油加热至一定的温度，然后送去分馏，得到各种不同规格的产品。为了保证分馏部分生产正常，延长炉管寿命，要对出口温度加以控制，一般只允许波动  $\pm(1 \sim 2)^\circ\text{C}$ ，为此采用了加热炉出口温度与炉膛温度串级控制系统。在外界干扰的作用下，系统的热平衡遭到破坏，加热炉出口温度发生变化，此时串级控制系统中的主、副调节器便开始了它们的工作过程。根据干扰施加点位置的不同，可分为下列三种情况。

#### (1) 干扰作用于副回路

当燃料油压力、流量、组分等发生变化，炉膛温度也会相应发生变化，此时炉膛温度的副调节器 TRC-2 立即进行调节。如干扰较小，经副回路调节以后，炉膛温度基本保持不变，这样就不会影响加热炉的出口温度。当干扰很大时，还会影响到主被控变量——加热炉的出口温度，这时主调节器 TRC-1 的输出开始发生变化，对副调节器 TRC-2 来说，它将接受给定值与测量值两方面的变化，从而使输入偏差增加，校正作用加强，加速了调节过程。

#### (2) 干扰作用于主回路

当原料油的入口流量和温度发生变化时，炉膛温度尚未发生变化，但加热炉出口温度先行改变。此时主调节器 TRC-1 根据加热炉出口温度的变化去改变副调节器 TRC-2 的给定值，副调节器接到指令后，很快产生校正作用，改变燃料油调节阀的开度，使加热炉出口温度返回给定值。在控制系统中由于多了一个副回路，调节和反馈的通道都缩短了，因而能使被控变量的超调量减小，调节过程缩短。

#### (3) 干扰同时作用于主、副回路

当多个干扰同时作用于主、副回路时，如它们使得主被控变量与副被控变量往同一方向变化，则副调节器的输入偏差将显著增加，因而它的输出也将发生较大的变化，以迅速克服干扰。如果主被控变量与副被控变量分别往相反方向变化，则副调节器输入的偏差将缩小，它的输出只要有较小的变化即能克服干扰。

综上所述，在串级控制系统中，由于主、副两个调节器串联在一起，再加上一个闭合的副回路，因而不仅能迅速克服作用于副回路的干扰，而且对于作用于主回路的干扰也有加快调节的进程。在调节过程中，副回路具有先调、快调、粗调的特点；主回路则刚好相反，具有后调、慢调、细调的特点。主、副回路互相配合，与单回路简单控制系统相比，大大改善了调节过程的品质。

### 6.2.2.2 比值控制系统

#### (1) 单闭环比值控制系统

最简单的比值控制系统是单闭环比值控制系统，它的控制方案及方框图如图 6-62 所示。从图上可以看出， $Q_1$  是主动量，它本身没有反馈控制，因而是可变的。 $Q_2$  是从动量，它随  $Q_1$  而变，在稳态时能保持  $Q_2 = KQ_1$ 。因为只有  $Q_2$  的流量回路形成了闭环，所以叫做单闭环比值控制系统。单闭环比值控制系统适用于  $Q_1$  比较稳定的场合，例如  $Q_1$  是计量泵的輸出流量，它能保持恒定不变。当  $Q_1$  本身波动比较频繁，变化幅度较大时，虽然经过调节  $Q_2$  将力图保持等于  $KQ_1$ ，但由于调节有一个过程，实际上  $Q_2$  无论是从累计量还是瞬时量来看都很难严格保持等于  $KQ_1$ ，同时负荷经常波动也对下一道工序带来不利的影响。因而在此基础上发展了双闭环比值控制系统。

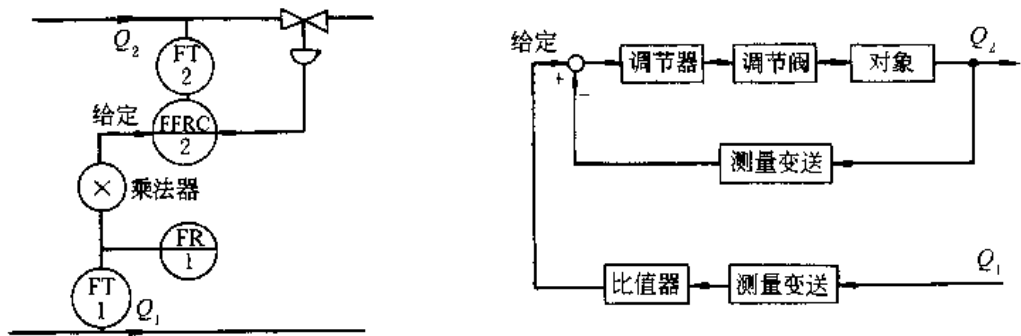


图 6-62 单闭环比值控制系统及其方框图

#### (2) 双闭环比值控制系统

在单闭环比值控制系统的基础上，对  $Q_1$  主动量又增加了一个闭环控制回路，这样就构成了双闭环比值控制系统。它的控制方案及方框图如图 6-63 所示。这类控制系统的特点是在保持比值控制的前提下，主动量和从动量两个流量均构成了闭合回路，这样它能克服自身流量的干扰，使主、从流量都比较平稳，并使得工艺系统总的负荷也较稳定，而且由于  $Q_1$  比较平稳，所以无论从累计量还是从瞬时量来看，比值控制的效果都比单闭环控制系统要好。因而在大多数情况下，都采用双闭环比值控制系统。

#### (3) 串级比值控制系统

有时在生产过程中，虽然采用了比值控制，但两种物料质量流量的比值会受到介质温度、压力、组分变化的影响，难以精确控制在期望值上。此时可以引入代表工艺过程配比质量指标的第三参数来进行比值自动设定，从而构成了串级比值控制系统。如硝酸生产中的氨氧化过程，有的厂采用了氧化炉温度与氨空比的串级控制系统。氨在铂触媒的催化下氧化生成一氧化氮，如反应温度过低，则氧化率低，物料损失；若反应温度过高，则由于一氧化氮

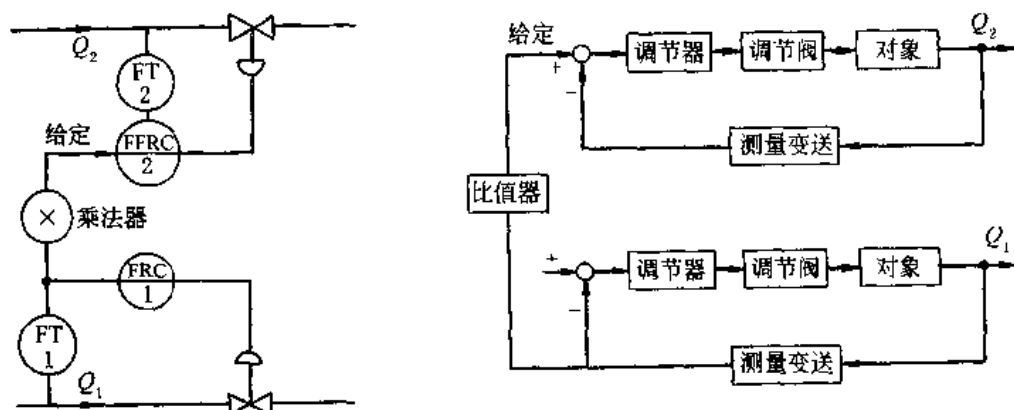


图 6-63 双闭环比值控制系统及其方框图

分解，收率也要下降，而且铂丝触媒网在高温下损失太大。所以综合考虑，一般常压法氧化以控制在  $800^{\circ}\text{C}$  最为经济。而只需改变氨气与空气的流量比值，使氨气在混合气体中占 11.5% 时，就能保持合适的反应温度，并得到 98% 的高氧化率，所以如图 6-64 所示，设计一个氧化炉温度与氨空比的串级控制系统，就能满足上述工艺的要求。图中氧化炉温度调节器是主调节器，氨气流量和空气流量的比值控制构成副回路，当反应温度有偏离时，改变氨气流量，即改变氨空比，使温度恢复正常。

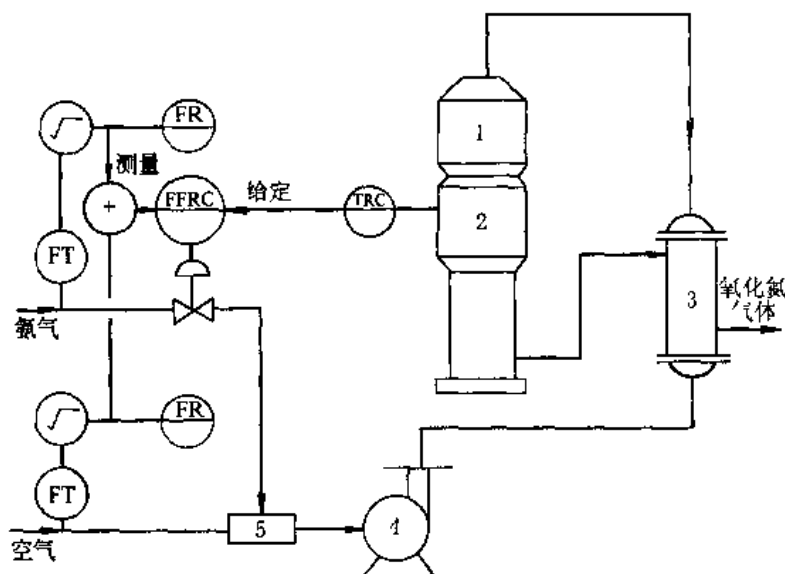


图 6-64 氧化炉温度氨空比串级控制系统

1—过滤器；2—氧化炉；3—预热器；4—鼓风机；5—混合器

#### (4) 带逻辑提量的比值控制系统

图 6-63 所示的双闭环比值控制系统还常用于锅炉燃烧系统，以保持空气流量与燃料流量恰当的比值。但在这样的系统中，一旦风机失灵或调节空气流量的挡板卡死，空气流量就不能随燃料流量变化，过量的燃料就会积聚而发生冒烟，这除了造成燃料损失外还可能导致爆炸。为了防止此类事故发生，同时从节能角度考虑，现在大型锅炉的燃料控制一般设有带

逻辑提量的比值控制系统，它的控制系统如图 6-65 所示。

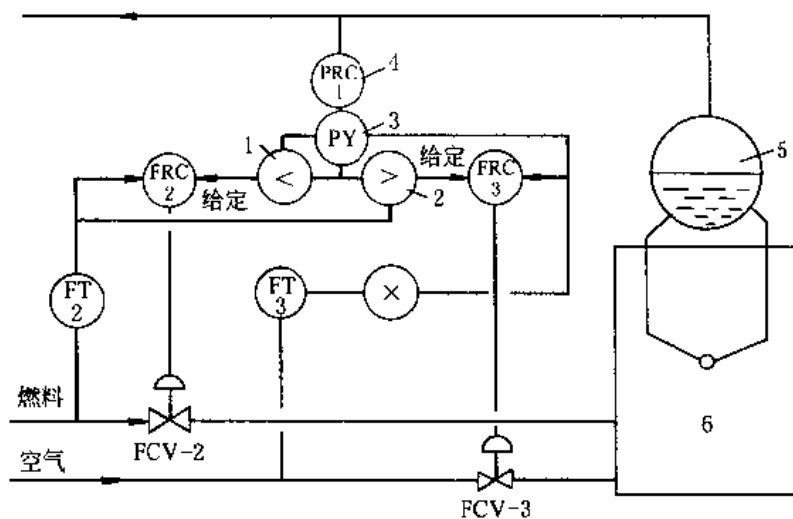


图 6-65 带逻辑提量的串级比值控制系统

1—低选器；2—高选器；3—适配器；4—反作用调节器；5—汽包；6—蒸汽锅炉

上述控制系统在正常工况下，相当于一个蒸汽压力与燃料气流量或空气流量的串级控制系统，以及另一个燃料气流量与空气流量的比值控制系统。此比值控制系统与常见的比值控制系统不同之处是把乘法器放在空气流量测量变送单元 FT-3 之后；而不是放在给定部分。如设蒸汽压力调节器 PRC-1 为反作用，当蒸汽用量增加时，蒸汽总管压力下降，PRC-1 输出增加，它欲指挥燃料流量调节器 FRC-2 开大调节阀 FCV-2，但因 FRC-2 的给定在低选器之后，它不能增加，所以燃料流量不变。只有当 PRC-1 的输出通过高选器，指挥空气流量调节器 FRC-3 把空气调节挡板 FCV-3 开大以后，并待增大的空气流量信息经 FT-3 反馈到低选器以后，燃料流量调节器的给定才开始发生变化，使燃料气流量调节阀 FCV-2 开大。当蒸汽用量减少，蒸汽总管压力上升时，压力调节器 PRC-1 的输出减少，它先通过低选器使燃料气流量调节阀 FCV-2 关小，待减少的燃料气流量信息经 FT-2 反馈到高选器以后，才能使空气流量调节器的给定发生变化，使空气调节挡板 FCV-3 关小。综上所述，上述带逻辑提量的串级比值控制系统实现了按蒸汽负荷的要求先加空气量后加燃料气量，或者先减燃料气量后减空气量的逻辑关系；在正常情况下，它能保持空气流量与燃料气流量成一定比例；在事故情况下，当空气流量中断时，能使燃料气流量也相应的切断，从而实现了保证燃烧完全和确保安全的工艺要求。

#### 6.2.2.3 均匀控制系统

随着石油化工生产的发展，很多产品生产的工艺流程十分复杂，设备数量很多。如以乙烯装置为例，它的工艺部分包括乙烯、裂解汽油加氢、丁二烯抽提等单元，共有设备 700 多台。而且随着生产过程的强化，各个部分紧密相关。为了减少设备投资和装置占地面积，势必要尽可能地减少中间储罐的数量和容积，往往前一个设备的出料直接就是后一个设备的进料。如图 6-66 所示，乙烯装置脱丙烷塔的出料直接作为脱丁烷塔的进料。对脱丙烷塔来说，它要求防止塔被抽空或满塔，而对脱丁烷塔来说，为了操作稳定，它希望进料量稳定。所以脱丙烷塔的塔釜液位控制 LIC-1，除了保证本塔的液位在一定的控制范围以内，还要兼顾到

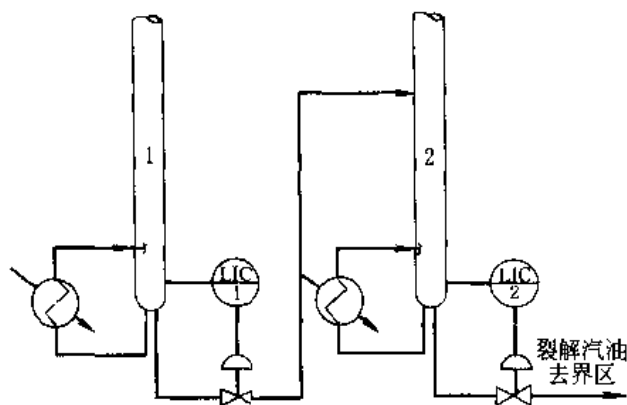


图 6-66 脱丙烷塔的出料直接作为脱丁烷塔的进料

1—脱丙烷塔；2—脱丁烷塔

脱丁烷塔的进料流量，应使它不会有太大的波动，这就是采用均匀控制的目的。

从上面的分析可以知道，均匀控制要完成的任务就是保持塔釜的液位或者容器的压力在一定的控制范围以内，同时又要兼顾到它所操纵的流量，让它逐步地、平滑地变化，不至于影响下一个设备的操作。显然均匀控制既不是要严格保持液位在某一个给定值上，也不是严格控制流量在另一个给定值上，而是要兼顾液位和流量的矛盾，让它们都在各自要求的控制范围内变化。对这个控制范围，不同的工艺过程要求不一样。

有的严、有的宽。根据不同的要求可以设计不同复杂程度的均匀控制系统。

### (1) 简单均匀控制系统

图 6-66 中脱丙烷塔塔釜的液位控制系统是简单均匀控制系统。从外表上看，它与单纯液位控制系统没有任何差别，但根据它们完成的任务不同，主要的差别在于液位测量变送器的量程的确定，以及调节器的选择与参数整定上。均匀控制用的液位测量变送器的测量量程可选得适当大一些，调节器可以选用比例式的。调节器参数整定时，先把比例度放在一个较小的数值，再逐步由小到大，只要在工艺负荷波动的范围内，液位不超出要求的控制范围即可，比例度一般大于 100%。若选用比例积分调节器，积分时间可放长一些，一般为 10min 以上，比例度也可以按照上述方法，由小到大逐步来进行试验。一般这样就能满足基本均匀控制的要求。单纯的液位控制系统，从精确控制液位平稳的要求出发，液位测量变送器的量程不应太大，以使测量值有较高的灵敏度，调节器应选用比例积分的，比例度设置较小。

### (2) 串级均匀控制系统

图 6-67 表示了乙烯精馏塔回流罐液位与塔顶回流量的串级均匀控制系统，它实际上就是一个一般的串级控制系统，图中 LIC 为回流罐液位控制，作主调节器用，FIC 是回流量控制，构成副回路。由于回流罐容积比较小，所以不允许液位有较大的波动，若采用简单的均匀控制系统，要保持液位在规定的控制范围以内，回流量就会有较大幅度的波动，不符合工艺上恒定回流比的要求。因而在这类控制要求较高的精馏塔中，回流罐液位可与塔顶回流量组成串级均匀控制系统。

压力与液位相同，也是衡量进出物料不平衡程度的工艺变量，有时用压力作主被控变量，构成串级均匀控制系统。图 6-68 表示了乙烯装置脱乙烷塔塔釜压力串级均匀控制系统，它根据塔釜压力的高低，改变去乙炔转化器的塔顶气体流量调节器 FRC 的给定值，这个系统能使脱乙烷塔的塔釜压力以及去乙炔转化器的气体流量均比较稳定。

### (3) 双冲量均匀控制系统

双冲量均匀控制是以液位和流量两个信号之差作为被控变量构成的简单控制系统。图 6-69 表示了一个双冲量的均匀控制系统，它能较好地完成均匀控制的任务。图中有一个加法

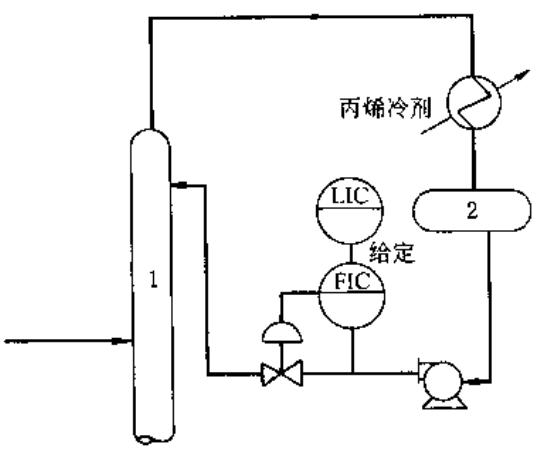


图 6-67 乙烯精馏塔回流罐液位串级均匀控制系统  
1—乙烯精馏塔；2—回流罐

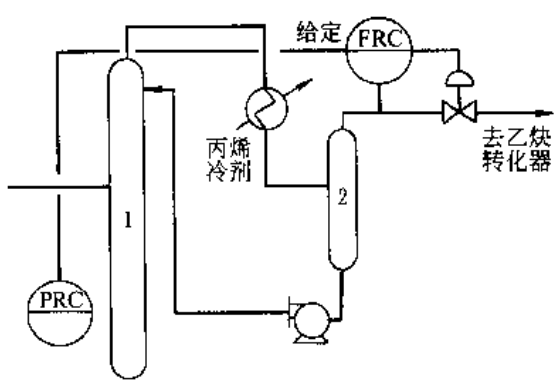


图 6-68 脱乙烷塔塔釜压力串级均匀控制系统图  
1—脱乙烷塔；2—回流罐

器，加法器的输出等于液位测量信号减去流量测量信号，再加上一个固定偏置信号  $C$ ，把加法器的输出送到流量调节器，作为流量控制的测量值。调节可调偏置  $C$ ，使稳态时的液位  $L$  和流量  $F$  都为工艺要求的值。假定在某一时刻，由于进料量的扰动使液位升高，则加法器输出也增加，调节器接受这个偏差信号去调节，开大调节阀，增加出塔流量。待流量增加以后，加法器的输出立即下降，调节器的输入偏差信号减少，使得调节阀不会开得过大，以致引起流量改变过大。当液位和流量两个测量信号之

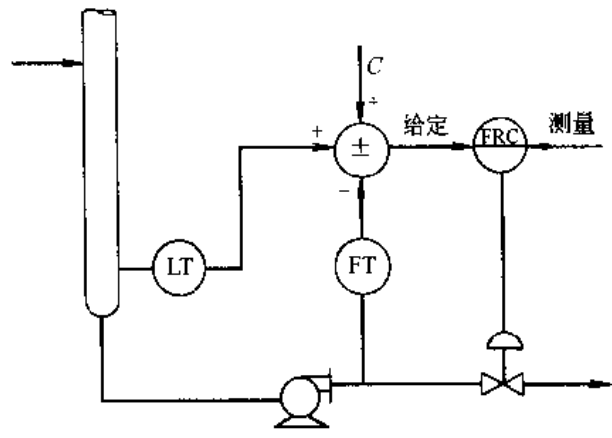


图 6-69 双冲量均匀控制系统

差接近原来的数值时，加法器的输出重新恢复到与调节器的给定值相接近，系统逐渐趋于稳定。显然液位在达到新的稳态时，它将比原有的液位有所升高，而相应的流量在新的稳态时，也将比原来有所增加，从而系统达到了均匀控制的目的。

双冲量均匀控制系统，结构上就是一个以液位与流量之差来作为被控变量的简单控制系统，调节器可以选用比例积分调节器，它的参数整定与前述简单均匀控制系统相似，积分时间放长一些，比例度可比简单均匀控制时为小。由于双冲量均匀控制系统结构较为简单，仅比简单控制系统多用一个加法器，从系统结构上看，加法器相当于一个比例度为 100% 的液位调节器，因而此系统又具有液位-流量串级控制系统的品质，总结起来它具有简单、实用的优点。

#### 6.2.2.4 分程控制系统

在简单控制系统中，一个调节器的输出只带动一个调节阀。而在分程控制系统中，一个调节器的输出去带动两个或两个以上的调节阀工作，每个调节阀仅在调节器输出的某段信号范围内动作。分程控制在石油化工生产中主要应用在下列场合。

- (1) 能适应工艺要求，采用两种或多种手段、介质来进行控制

工艺上有时要求一个被控变量采用两种或两种以上的介质来进行控制,反应器的温度控制。当反应器配置好物料以后,开始时需要对反应器加热,以起动反应过程。反应起动后,因为化学反应放出大量热量,为了能使反应持续、稳定地进行下去,就必须把反应热取走。在这种场合,若要反应器的起动和正常生产都能自动操作,就必须采用分程控制。图 6-70 所示的就是一个反应器温度串级、分程控制系统。在反应起动前,夹套内灌满冷却水,然后起动循环泵,由于反应器内的温度低于要求的反应温度,所以调节器指挥蒸汽阀 A 打开,循环水经蒸汽加热以后,变成热水加热反应器。反应开始后,随着反应热的逐步放出,将逐步关上蒸汽阀 A,当反应充分进行后,就把蒸汽阀 A 全关,打开冷却水阀 B,把反应热取走。这样在反应器的起动过程直至稳定操作,能基本上保持反应器内的温度不变,实现了工艺过程自动控制的要求。TIC-2 夹套温度控制的副回路能减少反应器的时间常数,使 TRC-1 反应器温度控制的调节品质得到改善。

### (2) 满足工艺生产不同负荷和开、停车过程对自控的要求

如在以天然气为原料生产合成氨的大型氨厂中,关键设备一段炉有 200 多个烧嘴,正常生产时每小时消耗燃料气量约  $20000\text{m}^3$ ;但在炉子点火和保温时,只有个别烧嘴点燃,天然气用量大大减少。为了使烧嘴前的燃料气压力在正常生产以及点火、保温时均能保持恒定,燃料气压力控制系统可以设大、小两个调节阀,由分程控制来进行调节。图 6-71 表示了去一段炉烧嘴燃料气压力分程控制系统,图中大阀 A 口径 250mm,小阀 B 口径 25mm。

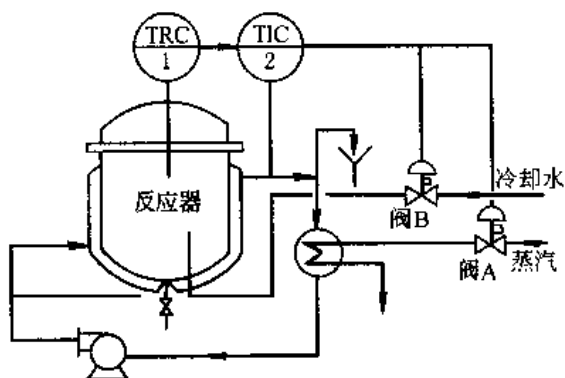


图 6-70 反应器温度与夹套温度串级/分程控制系统图

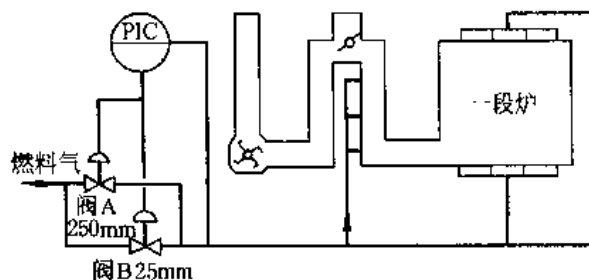


图 6-71 去一段炉烧嘴燃料气压力分程控制系统

### (3) 扩大调节阀的可调比

在生产实践中,如废水中和过程的 pH 控制,由于废水不仅酸碱度变化,而且流量大幅度变化,因而要求控制中和液的调节阀有很大的可调比,才能适应各种情况。有时要求调节阀在很小的开度下工作,此时已接近调节阀可调范围的极限,调节品质变坏;但如把调节阀换小,则在别的情况下,又嫌调节阀太小,满足不了工艺的要求。在这种场合下,就可以采用分程控制,把两个不同口径的调节阀并联起来使用,扩大调节阀的可调比。假设一个分程控制系统采用了两个单座调节阀作为执行器,大阀 A 口径 100mm,流通能力  $C_A = 120$ ;小阀 B 口径 25mm,流通能力  $C_B = 8$ 。若两阀的可调比  $R$  均为 30,则按  $R$  可算出阀 A、阀 B 所能控制的最小流通能力  $C_{\min}$

$$C_{A\min} = \frac{120}{30} = 4 \quad (6-8)$$

$$C_{Bmin} = \frac{8}{30} = 0.27 \quad (6-9)$$

这样由阀 A、阀 B 作为分程控制系统的执行器后，它们总的流通能力范围改为 0.27 ~ 128，所以分程控制时的可调比为

$$R_{分} = \frac{128}{0.27} = 474 \quad (6-10)$$

这样与单个调节阀相比，分程控制后的可调比为原来的 15.8 倍。

### 6.2.2.5 采用计算单元的控制系统

在石油化工生产过程中，有时采用变送单元直接测出的信号作为被控变量，还不能满足工艺生产的要求。如以重油气化制氢生产合成氨的工艺过程，对氧油比需要精确控制，这样就不能直接用测量氧气流量的差压变送器的输出信号来进行调节，还要对氧气流量的测量信号进行温度、压力校正。再如对大口径管道的蒸汽、天然气等流量的计量，对节能和成本核算都有重要意义。为了提高计量精度也需要进行温度、压力校正。还有些工艺过程的生产控制指标无法直接用仪表来测量，例如精馏塔的内回流量、精馏塔进料的热焓、向精馏塔塔釜的供热等等，它们也需要通过间接计算来得到。解决这些问题，可以采用由模拟仪表中的计算单元来进行运算，进而组成控制系统。当然这样的控制系统用的仪表数量要多一些，系统自然也复杂一些。但随着微处理器技术的发展，在 DCS 系统和智能型数字调节器中已有各类运算功能模块，用户在组态时可以随意调用，很方便就可按要求构成具有各类算式的控制系统。

### 6.2.2.6 自动选择性控制系统

在石油化工生产中，自动控制系统的主要任务之一就是要保证生产安全、平稳地进行。但在生产过程中，不可避免地会出现不正常的工况以及其它特殊的情况。这样，原先设计的控制系统往往适应不了，过去通常采用报警后由人工去处理或自动联锁停车的对策。但随着装置的大型化，一次开停车过程要耗费大量的原料、燃料，并排放大量不合格产品，这显然是很不经济的；若出现不正常工况后全部转由人工处理，则可能造成操作人员的过分忙乱和紧张。所以必须考虑在不正常的工况下，由别的调节器按照适合当时特殊情况的一套规律来进行控制。此外有一些工艺变量的控制，受到多种条件的约束和限制，因而也必须根据不同的情况来分别对待。在这样的指导思想下就发展出了自动选择性控制系统。选择性控制系统的基本设计思想就是把在某些特殊场合下工艺过程操作所要求的控制逻辑关系叠加到正常的自动控制中去，它也被叫做超驰控制系统或者取代控制系统。由于选择性控制系统在生产操作中起了软限保护的作用，所以应用相当广泛。

选择性控制系统大体上可以分为如下两类。

(1) 选择器在变送器和调节器之间，对被控变量进行选择

此类选择性控制系统一般比较简单，其特点是几个测量变送器合用一个调节器，它们中常见的有这两种。

① 选择最高或最低测量值。图 6-72

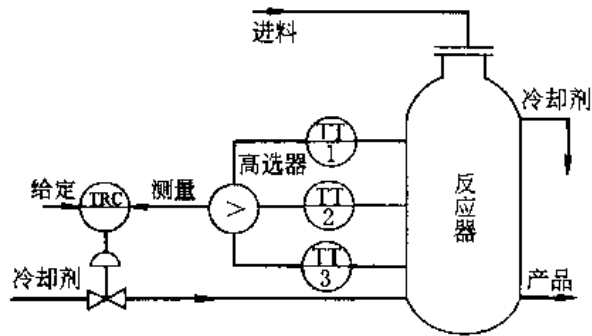


图 6-72 选择反应器热点温度的控制系统



所示的固定床反应器，在长期使用过程中触媒活性会逐渐下降，这样反应器内的最高温度即热点温度的位置会逐渐下移。为了防止反应器内温度过高烧坏触媒，必须根据热点的温度来控制冷却剂量。因而在触媒层的不同部位都设有温度检测器，它们的输出信号经高选器后作为调节器的测量值去进行温度控制，从而保证了触媒的安全使用和正常生产。

图 6-73 是某装置设计中采用的用于两个反应器负荷平衡控制的阀位开度选择性控制系统。工艺流程上采用了两个反应器并联操作，为了保证气体负荷的平均分配和节能，总是希望去两个反应器的流量完全相等，并且尽可能接近上限，为此就要通过反应器前各自管路上的调节阀来进行调节。为了达到这个目的就要使系统阻力大的反应器的管路上调节阀处于接近全开的状态，相应系统阻力小的反应器的管路上调节阀开度小一些，这样能使两个反应器都通过更多的同量气体，得到较高的产率。由于调节阀开度已接近全开就能减少能耗，但又留有一些调节的余地。因而按此意图设计了如图 6-73 所示的阀位开度选择性串级控制系统。

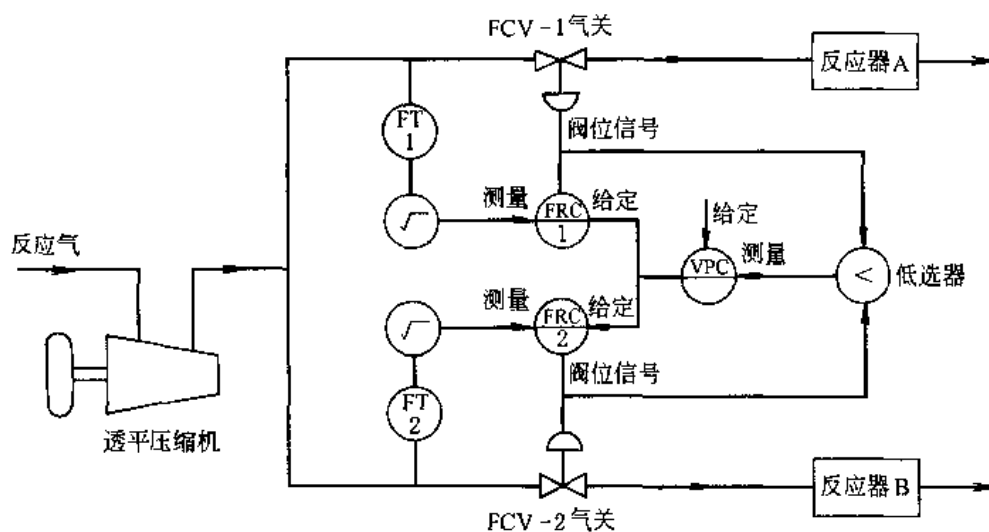


图 6-73 用于两个反应器负荷平衡控制的阀位开度选择性串级控制系统

图中根据工艺生产安全的要求，调节阀 FCV-1、FCV-2 均选用气关阀。它们的阀位信号经过低选器选择阀位开度大的信号送到阀位调节器 VPC，在 VPC 调节器内与给定值相比较后输出一个信号作为流量调节器 FRC-1、FRC-2 的给定。假若 VPC 调节器的给定值设为 25kPa，则它将自动改变其输出，使得 FRC-1 和 FRC-2 流量调节器也改变它们的输出，最终要使得调节阀 FCV-1、FCV-2 中开度较大的一个调节阀的阀位刚好相应于 25kPa 的信号值。采用阀位调节器 VPC 的作用在于始终让调节阀的开度接近最大，以得到较高的产率和降低能耗；而把两个调节阀的阀位信号经低选器选择以后作为阀位调节器 VPC 的测量值，则是为了始终选择系统阻力降大的调节阀的阀位，即开度大的调节阀的阀位作为流量负荷均分的标准，这种方法能保证去反应器 A 和去反应器 B 的气体流量完全相等。反过来倘若设想以阀位开度小的信号作为流量负荷均分的标准，当此阀接近全开时，另一阀可能早已全开到头了，因而不能保证两个系统流量负荷的均分。

②选择可靠测量值。在生产过程中特别重要的检测控制点，为了绝对安全、可靠，往往在同一个检测点安装多台变送器，从中选出可靠值去进行操作控制。此可靠值应从工艺机理去分析，它可以是最高值，也可以是最低值，有时对某些成分分析仪表来说，测量值也可以

选用中间值作为可靠值。图 6-74 表示了高压聚乙烯装置管式反应器中采用的压力选择性控制系统。由于正常生产时管式聚合反应器的操作压力一般都在 100MPa 以上，为了保证压力控制绝对可靠，所以用高选器选择三个压力变送器输出中的高值作为压力调节器的测量值，以保证反应器操作时的安全。

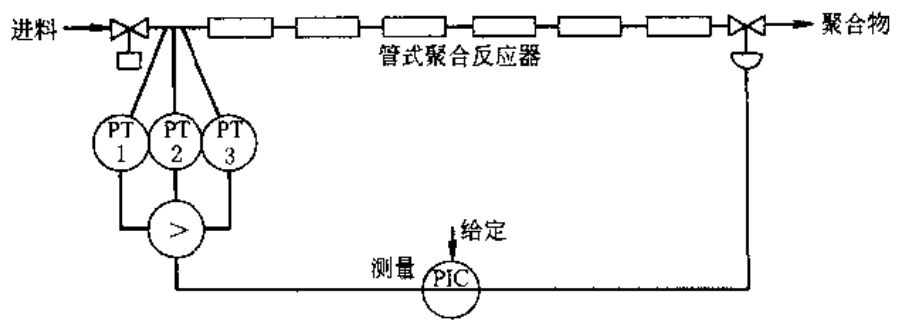


图 6-74 管式聚合反应器压力选择性控制系统

(2) 选择器在调节器和调节阀之间的可变结构式选择性控制系统

① 选择不同调节器输出的选择性控制系统。这种选择性控制系统，可以按工艺约束条件的要求，选择两个不同调节器的输出到同一个调节阀上去，以实现软限保护。这类选择性控制系统有两个调节器，其中在工艺异常情况下起取代作用的调节器也可以是位式的。图 6-75 表示了一个乙烯装置中采用的塔釜压力与制冷剂液位选择性控制系统。图中乙烯精馏塔塔釜的压力通过调节进冷凝器的制冷剂——液态丙烯的流量来进行控制，压力升高时就增大调节阀 PCV 的开度。但当冷凝器里制冷剂液位过高时，LC 位式调节器就动作，切断 PRC 调节器的输出，使调节阀 PCV 处于全关；直到制冷剂液位恢复正常，接点才重新闭合，恢复 PRC 的控制作用。这样的选择性控制系统能防止制冷剂液位过高时制冷剂跑到丙烯压缩机里去产生事故。现场投运时应使 LC 调节器有一定的死区，这样可避免振荡。

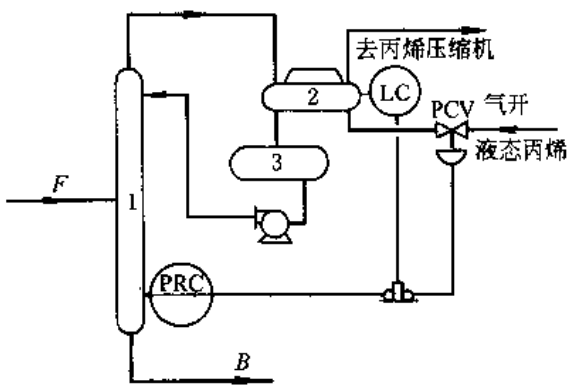


图 6-75 塔釜压力与制冷剂液位选择性控制系统  
1—乙烯精馏塔；2—冷凝器；3—回流罐

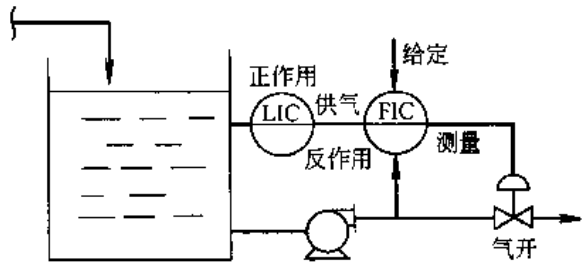


图 6-76 能起均匀控制作用的液位、流量选择性控制系统

选择不同调节器输出的选择性控制系统，还可以用来解决均匀控制的问题。图 6-76 所示的系统即为能起均匀控制作用的液位、流量选择性控制系统。只要储槽内的液体在某一个液位以上，此时流量调节器的控制作用便维持一个恒定的排出量，如果液位低于这个值，则

液位调节器取代流量调节器,限制泵排出的流量,以防止液位进一步下降。其中,液位调节器为比例式的,而流量调节器则为比例积分调节器。液位调节器 LIC 的输出直接作为流量调节器 FIC 的供气,这样可以省去一个低选器。当储槽内的液位远高于给定的某一液位以上时, LIC 因为有较强的输入偏差,所以它的输出接近于气源的压力,此时流量调节器按常规控制排出储罐的流量在给定值。当液位下降至给定值附近或给定值以下时, LIC 的输出显著下降,使 FIC 的供气压力下降,因而必然影响到流量调节器,使它的输出也下降,这样就会关小调节阀。在流量调节器 FIC 的供气压力显著下降以后,它仅仅能中断供气的压力,因而实质上变成由液位调节器 LIC 来控制调节阀,因为供气压力受到限制,故流量调节器 FIC 不可能出现积分饱和的现象,而且 LIC 与 FIC 之间是平滑切换的。显然在图中 LIC 应为正作用, FIC 应为反作用,调节阀应为气开式。

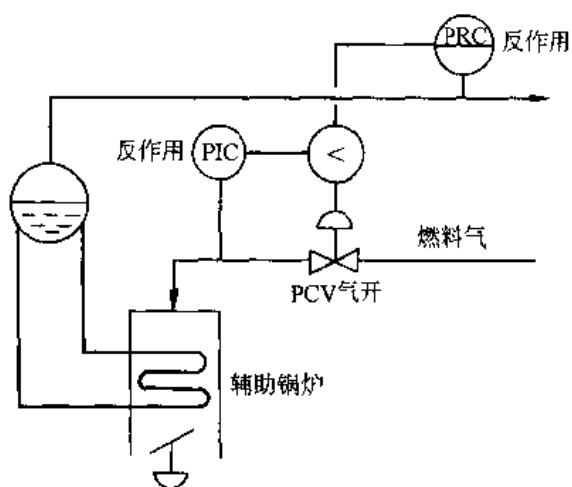


图 6-77 汽包压力与燃料气压力选择性控制系统

图 6-77 所示的是合成氨装置中辅助锅炉汽包压力与燃料气压力的选择性控制系统。压力调节器 PRC 根据汽包的压力来调节燃料气流量,如果汽包压力偏低则开大燃料气调节阀 PCV,但 PCV 开度太大时,由于烧嘴前燃料气压力过高,导致烧嘴中气体速度过大,有可能产生脱火现象。为了避免因烧嘴脱火而造成停车,所以设计了这个选择性控制系统。调节阀 PCV 阀后压力过高时,由于调节器 PIC 是反作用的,所以它的输出下降,将被低选器选上,把 PCV 阀关上一些,这样就避免了脱火现象所造成的停车,起到了软限保护作用。

② 选择不同操作变量的选择性控制系统。这种选择性控制系统,在达到某一个约束条件以后,能按预先设计的逻辑,把调节器的输出从一个调节阀转移到另外一个调节阀上去。因而这类选择性控制系统与前不同,它有两个调节阀。图 6-78 表示了一个燃烧弛放气和燃料气两种燃料的蒸汽锅炉的燃烧控制系统,它要求优先使用弛放气,但弛放气有一定的限量  $F_{\max}$ ,超过此限量时,即使把弛放气调节阀再打开,因受其它条件约束,弛放气流量已不可能再增加。此时为了满足蒸气负荷的要求,再把燃料气调节阀打开,补充烧一部分燃料气,以保持汽包压力稳定。图中汽包压力控制 PRC 与弛放气、燃料气流量控制 FRC-3、FRC-4 组成串级控制系统。当 PRC 调节器的输出小于  $F_{\max}$  值时,它被低选器选上作为弛放气流量调节器 FRC-3 的给定值,此时减法器的两个输入均为 PRC 的输出,所以在减法器内相减后的输出信号,即燃料气流量调节器 FRC-4 的给定值为零,燃料气调节阀 FCV-4 全关。当由于蒸汽用量增加,汽包压力下降,PRC 调节器的输出大于  $F_{\max}$  值以后,此时低选器将选上  $F_{\max}$  值,所以弛放气流量仍然保持在工艺允许的最大值  $F_{\max}$ ;而燃料气流量调节器的给定值为减法器的输出,即 PRC 调节器的输出减去  $F_{\max}$  以后的值,此时燃料气调节阀 FCV-4 开始打开,锅炉不足部分的热负荷将由燃料气补足。为了系统投运方便和改善调节品质,在测量流量的变送器后均设置了开方器。这个选择性控制系统实现了先烧弛放气,不足的热负荷再由燃料气补上的工艺要求。

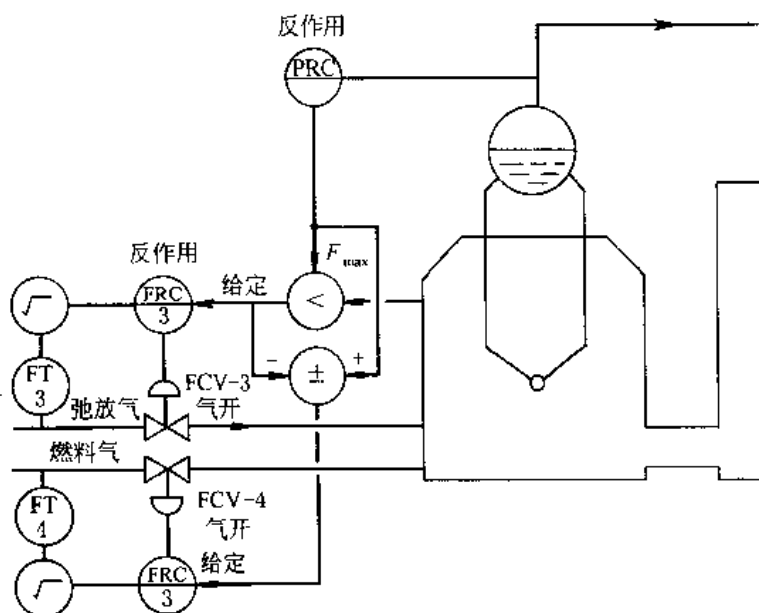


图 6-78 汽包压力与弛放气、燃料气流量选择性控制系统

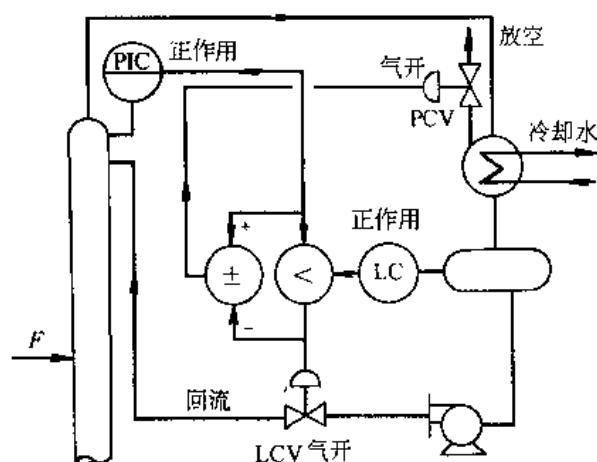


图 6-79 精馏塔压力、回流罐液位选择性控制系统

这种选择不同操作变量的选择性控制系统还可以用在精馏塔的压力控制中，图 6-79 表示了一个精馏塔压力的选择性控制系统。正常生产时，精馏塔塔顶的全部蒸气几乎都是可凝的，因而塔压很低。塔压调节器 PIC 的输出将小于回流罐液位调节器的输出，它经过低选器被选上去控制回流液调节阀 LCV，此时通过调节有一定过冷度的回流量来保持塔压不变；还因为低选器选上 PIC 的输出，所以减法器的两个输入信号相等，它的输出为零，使得放空调节阀 PCV 全关。但当少量不凝性气体逐渐积累时，塔压慢慢升高，因而 PIC 调节器的输出增加，LCV 阀开大。但当回流量

增加较多，回流罐液位较低时，LC 调节器的输出减少，低选器将选上 LC 的输出，使 LCV 阀的开度不会继续加大，回流罐不至于被抽空。为了使塔压能恢复正常，在减法器中把 PIC 的输出减去 LC 的输出，其差值去控制放空调节阀 PCV，使得它有一定的开度，把积聚的不凝性气体排放掉。待塔压恢复正常以后，系统又将重新转到由 PIC 调节器来控制 LCV 阀，同时放空阀 PCV 又将保持全关。

#### 6.2.2.7 前馈控制系统

##### (1) 概述

前面所提到的各类控制系统中，调节器都是按给定值与测量值之差，即按偏差来进行工作的，这就是根据反馈原理工作的控制系统。但是在一些纯滞后时间长、时间常数大、干扰幅度大的对象中，反馈控制的品质往往不能令人满意，究其原因，主要还是为反馈控制本身

的特点所决定。这些特点是：

①反馈控制的性质本身意味着必须存在被控变量的偏差方能进行控制，因而不完善的；

②调节器必须等待被控变量偏离给定值后才开始改变输出，对纯滞后时间长、时间常数大的对象，它的校正作用起步较晚，并且对应一定幅值的干扰，它不能立即提供一个精确的输出，只是在正确的方向上进行试探，以求得被控变量的测量值与给定值相一致，这种尝试的方法就导致了被控变量的振荡；

③如果干扰的频率稍高，这种尝试的方法由于来回反复试探，必然使系统很难稳定。

有一个解决问题的方法，它就是前馈控制。可以把影响被控变量的主要干扰因素测量出来，用前馈控制模型算出应施加的校正值的大小，使得在干扰一出现，刚开始影响被控变量时就起校正作用。所以前馈控制是按照扰动量进行校正的一种控制方式。从理论上讲，似乎前馈控制可以做得十分精确完美，但实际上却不可能。这是因为一个被控对象有许多干扰因素，首先不能对每一个干扰都考虑采用前馈控制；其次有许多干扰如热交换器热阻的变化、反应器触媒活性的下降，它们很难测出；还有前馈控制模型难免有误差，这样在干扰作用后被控变量就回不到给定值。所以在实际应用中，常常把前馈控制与反馈控制结合起来，取长补短，以收到实效。

总结起来，前馈控制适用的场合为：

①当对象的纯滞后时间特别大，时间常数特别大或者特别小，采用反馈控制难以得到满意的调节品质时；

②干扰的幅度大，频率高，虽然可以测出，但受工艺条件的约束，例如工艺生产的负荷；

③某些分子量、粘度、组分等工艺变量，往往找不到合适的检测仪表来构成闭合的反馈控制系统，此时只能采取对主要干扰加以前馈控制的方法，来减少或消除干扰对它们的影响。

## (2) 前馈控制模型

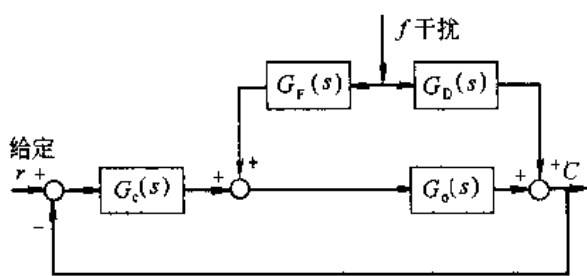


图 6-80 一个前馈-反馈控制系统的方框图

①静态前馈控制模型。图 6-80 表示了一个干扰为  $f$  的前馈反馈控制系统的方框图。按不变性原理，为了使被控变量  $C$  不受干扰  $f$  的影响，前馈控制模型  $G_F$  应符合下式

$$G_F(s) = -\frac{G_D(s)}{G_o(s)} \quad (6-11)$$

式中  $G_F(s)$ ——前馈控制模型的传递函数；

$G_D(s)$ ——干扰通道的传递函数；

$G_o(s)$ ——广义对象的传递函数。

如果只考虑静态前馈，那么对于式 (6-11) 中的各传递函数项只需考虑它的静态放大系数，因而式 (6-11) 可以改写成

$$K_F = -\frac{K_D}{K_o} \quad (6-12)$$

式中  $K_F$ ——前馈控制模型的放大系数；

$K_D$ ——干扰通道的放大系数；

$K_o$ ——广义对象的放大系数。

从式 (6-12) 可见，如果采用静态前馈控制模型构成控制系统较为简单，只需要测出干

扰  $f$  的大小，并经乘法器乘上由式 (6-12) 算出的  $K_F$  的绝对值，如需要时再经加法器反向，最终叠加到调节器的输出信号上即可。所以一般设计前馈控制系统时，首先应该考虑采用静态前馈。

图 6-81 所示的热交换器前馈控制是最容易理解前馈控制系统工作过程的一个例子。进口温度为  $T_1$  的某种物料，经热交换器后被加热到所要求的温度  $T_2$ ，设主要的干扰来自进料温度和进料流量的波动，蒸汽流量被作为控制手段。根据传热的机理可以得到

$$F_s H_s = F_L c_p (T_2 - T_1) \quad (6-13)$$

式中  $F_s$ ——蒸汽流量；

$H_s$ ——蒸汽的蒸发潜热；

$F_L$ ——被加热的液体的流量；

$c_p$ ——被加热的液体的比热容；

$T_1, T_2$ ——被加热的液体进出热交换器的温度。

从上式可以求出当  $F_L$ 、 $T_1$  变化时蒸汽流量  $F_s$  应有的设定值

$$F_s = F_L \cdot \frac{c_p}{H_s} (T_2 - T_1) \quad (6-14)$$

令

$$K = \frac{c_p}{H_s} \quad (6-15)$$

则有

$$F_s = F_L K (T_2 - T_1) \quad (6-16)$$

如果仅仅考虑静态前馈，就可以设计成图 6-81 所示的前馈控制系统。当主要干扰进料流量  $F_L$  发生变化时，蒸汽流量  $F_s$  也会作出相应的变化，此时热交换器出口温度  $T_2$  的变化将如图 6-82 所示。如果静态前馈控制模型足够准确，则在  $F_L$  变化稳定后，热交换器出口温度  $T_2$  必然与原先的设定值相符。在  $F_L$  变化过程中，出口温度  $T_2$  与设定值之间存在一个动态偏差，这是因为传热需要时间，液体从进入热交换器到流出热交换器所需的时间，比起传热过程所需要的时间短得多。因而干扰比较频繁，而控制精度又要求较高的场合，可以按动态前馈控制模型来设计前馈控制系统，这样有利于消除动态偏差。

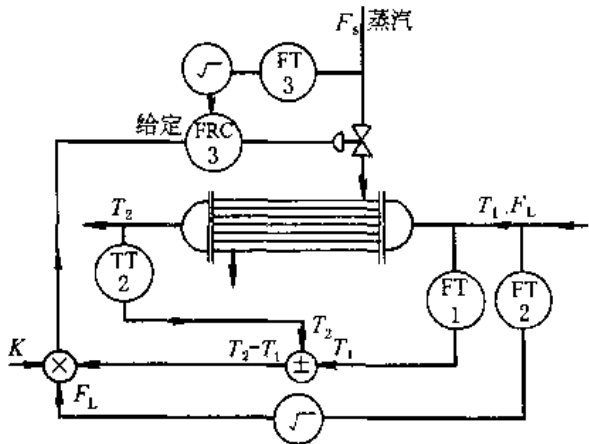


图 6-81 一个典型的热交换器前馈控制系统

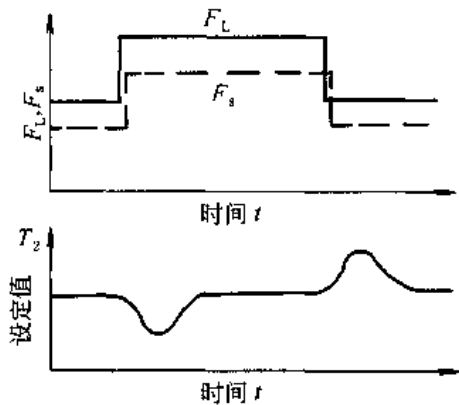


图 6-82 采用静态前馈时被控变量的变化曲线

②动态前馈控制模型。一般工业控制对象均可近似地用一阶加纯滞后环节来表示。设

$$G_D(s) = \frac{K_D}{T_D s + 1} e^{-\tau_D s} \quad (6-17)$$

$$G_o(s) = \frac{K_o}{T_o s + 1} e^{-\tau_o s} \quad (6-18)$$

将上两式代入式(6-11)后可得

$$G_F(s) = -\frac{K_D}{K_o} \cdot \frac{T_o s + 1}{T_D s + 1} e^{(\tau_o - \tau_D)s} \quad (6-19)$$

如果两个纯滞后时间  $\tau_o$  与  $\tau_D$  相近, 并且由式(6-12)  $K_F = -\frac{K_D}{K_o}$ , 则上式可简化为

$$G_F(s) = K_F \cdot \frac{T_o s + 1}{T_D s + 1} \quad (6-20)$$

式(6-20)表示了不考虑纯滞后时间不同时的一阶超前/一阶滞后动态前馈控制模型, 它已在实践中得到使用。若需要用模拟仪表中的计算单元来构成此模型, 则还需要将式(6-20)进行整理。

令

$$A = \frac{T_o}{T_D} - 1 \quad (6-21)$$

则

$$G_F(s) = K_F \left[ A + 1 - \frac{A}{T_D s + 1} \right] \quad (6-22)$$

因而可以用二个乘法器、一个加法器、一个一阶惯性环节来构成动态前馈控制模型, 具体的做法表示在图 6-83 中。从图中可见, 此动态前馈控制模型已较为复杂, 而从效果上看仅仅能减少调节过程中的动态偏差而已, 因而在干扰通道的时间常数与调节通道的时间常数差不多时, 则应尽可能采用静态前馈控制。

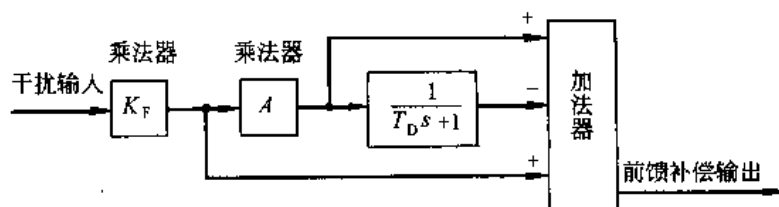


图 6-83 动态前馈控制模型的构成

在智能型数字调节器和 DCS 系统中有超前/滞后功能模块, 它能直接完成式(6-20)的运算, 因而只要在软件组态时直接调用, 即可方便地解决动态前馈的问题。

### (3) 前馈-反馈控制

在前面图 6-81 所示的热交换器前馈控制系统中, 当蒸汽的压力发生波动, 使蒸汽热焓发生变化或热交换器的热阻或热损失发生改变时, 热交换器出口物料的温度与设定值就会不相符合, 这些是无法用前馈控制来解决的, 因而应该引入反馈控制, 由反馈控制来解决那些不在前馈控制回路内的干扰。具体的前馈-反馈控制系统表示在图 6-84 中。当热交换器出口物料的温度  $T_2$  与设定值有偏差时, 温度调节器 TRC-2 将改变其输出  $T'_2$ , 然后根据前馈控制模型来改变蒸汽流量  $F_s$ , 使热交换器出口物料温度  $T_2$  与设定值相符。在这个前馈-反馈控

制系统中, 主要的干扰由前馈控制加以克服, 余下的工作才由反馈控制来完成。反馈调节器 TRC-2 控制方式的选择与简单控制系统相似, 为了消除出口温度的余差, 它应该具有积分作用。

前馈-反馈控制与单纯的前馈控制相比, 具有如下的优点:

①通过反馈控制可以保证被控变量的控制精度, 即保证被控变量稳定后的值, 它能克服没有包括在前馈控制回路内的诸扰动的影响;

②引入反馈控制以后, 降低了对前馈控制模型精度的要求, 使得前馈控制模型便于简化, 有利于它的实施;

③由于反馈控制回路的存在, 提高了前馈控制模型的适应性。

在工程设计中, 总是把前馈-反馈控制结合在一起使用。当然在设计时还得考虑必要性的问题。一般说来, 只能在需要的部位有限地使用。

#### 6.2.2.8 非线性控制系统

具有非线性特性的对象和控制环节在石油化工过程及其控制系统中经常出现, 常用的位式控制系统就是一个非线性控制系统。在以前几节, 都把石油化工对象作为线性对象来处理, 这种处理方法是基于对象的非线性特性不是很严重, 而控制系统又工作在它的稳态工作点附近的小区段内, 因而可以近似地认为, 在这个小区段内对象特性是线性的。另外对象在整个工作范围内的非线性, 还可以通过选择合适的调节阀流量特性等方法来设法加以补偿, 使回路的总增益基本保持不变。实践已证明, 这种处理方法在大多数场合尚能得到较为满意的结果。但有些工艺对象如 pH 对象, 它具有严重的非线性特性, 如果继续用常规的比例积分微分调节器来进行控制, 就较难把 pH 值控制在 6~8 的范围内, 这时可以考虑采用非线性调节器, 它能较好地解决这类控制问题。另外有一些控制系统, 如储罐的液位控制, 对象特性本身是线性或近似线性的, 但是如果人为地、有意识地在控制系统中引入非线性环节, 则更能满足某些工艺的特殊要求, 得到更为理想的控制效果。例如在脉动流量的控制中, 如采用非线性调节器, 由于它在小偏差范围内的低增益, 就能吸收流量测量中的噪声和脉动, 使调节阀的动作更为平稳。在间歇生产过程中, 如采用非线性调节器, 则在开车过程中, 测量值逐渐接近给定值后偏差缩小, 非线性调节器的不灵敏区将起作用, 这样就能防止被控变量的超调。

#### 6.2.2.9 采样控制系统

##### (1) 采样控制的概念

在以前几节所述的控制系统均是连续控制系统, 其特点是在时间域上调节器连续地接收测量信号, 并连续地给出校正信号。与这类连续控制系统不同的还有一类离散控制系统, 其测量和控制作用通过采样开关每隔一段时间进行一次, 这种断续的控制方法就称为采样控制。由于采样控制中调节器的输出是断续的, 为了在采样开关断开以后, 调节阀仍能继续保持它在采样时刻的位置不变, 因而在采样控制系统中必须设有零阶保持器, 以保持调节器的

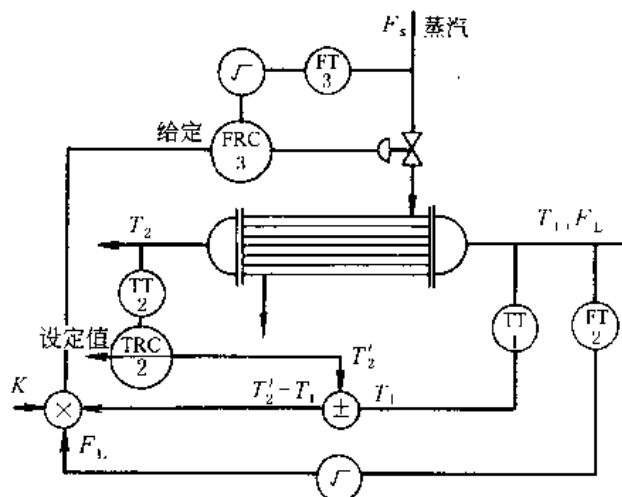


图 6-84 热交换器的前馈-反馈控制系统



输出不变。因此采样控制的特点是通过采样开关和零阶保持器,每隔一个采样周期进行一次测量和一次调节,采样控制系统的方框图如图 6-85 所示。

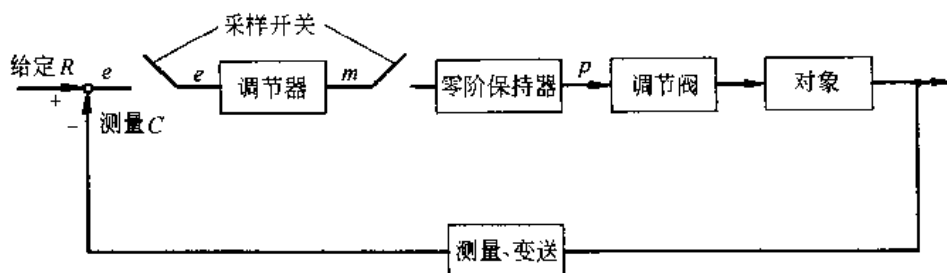


图 6-85 采样控制系统的方框图

采样控制的应用也分为两类。一类是来自工艺过程的被控变量的测量信息,它本身是断续的,如在线色谱仪输出的分析测量数据,或用计算机进行控制时,计算机输入的被控变量信息等,根据这类离散的输入信息构成的控制系统必然是采样控制系统。另一类是人为地把采样控制引入到具有特大纯滞后的工艺对象上去,以期得到较好的控制效果。因为一个具有纯滞后时间为  $\tau$  的被控对象,任何校正作用至少要经过时间  $\tau$  以后才能反映出来。常规的比例积分微分调节器是根据偏差来进行控制的,如果  $\tau$  甚大,则长时间反馈回来的信号无变化,因而调节器对偏差的校正作用因得不到反馈信息而必然过头,积分作用将使过程产生严重的超调和振荡;另外当调节器改变它的输出而看不出效果时,继续改变它的输出就没有任何实际意义。因而在这种纯滞后特别大的场合采用采样控制,从控制策略上来理解,就是“调一下,等等看”的思想与做法。

## (2) 采样控制的原理和工作过程

①用采样调节器进行采样控制。设采样调节器的采样周期为  $T$ ,采样开关接通的时间为  $\Delta t$ ,则零阶保持器保持的时间为  $T - \Delta t$ 。如果采样调节器的控制作用为比例积分,显然采样调节器只有在  $\Delta t$  的时间内才起比例积分控制作用,在第  $n$  个采样周期时采样调节器的输出为

$$p_n = K_c \left( e_n + \frac{\Delta t}{T_i} \sum_{i=0}^n e_i \right) \quad (6-23)$$

因而

$$\Delta p_n = p_n - p_{n-1} = K_c \left( \Delta e_n + \frac{\Delta t}{T_i} e_n \right) \quad (6-24)$$

式中  $p_n$ ——第  $n$  次采样时采样调节器的输出;

$\Delta p_n$ ——第  $n$  次采样时采样调节器输出的增量;

$e_n$ ——第  $n$  次采样时的偏差值;

$\Delta e_n$ ——第  $n$  次采样时的偏差与第  $n-1$  次采样时的偏差之差;

$K_c$ ——放大倍数;

$T_i$ ——积分时间;

$i$ ——采样序号。

在恒定的偏差  $e$  下,采样调节器的输出特性如图 6-86 所示。从图上可见,在同样的  $K_c$ 、 $T_i$  和采样周期  $T$  下,采样时间  $\Delta t$  越长,积分作用越强,  $\Delta t = T$  时,采样调节器的输出特性就与起连续控制作用的基型比例积分调节器的输出特性一致。

②用计算机进行直接数字控制。直接数字控制（DDC）就是用工业控制用的电子计算机代替常规的调节器，实现对工艺过程的闭环控制。因为一台计算机至少要控制十几个或几十个回路，所以对每个回路来讲，计算机是按一定的周期和顺序来进行检测和调节的，计算机也就相当于是各个回路所共有的采样调节器。在实行 DDC 控制时，虽然每次采样时间  $\Delta t$  很短，但它的控制作用的输出却完全是模仿常规的比例积分微分调节器，因而计算机在计算输出时算式中采用的时间间隔取的是采样周期  $T$  而不是采样时间  $\Delta t$ 。实行 DDC 控制时，其输出一般有两种算式，一种是位置算式，另一种是增量算式。输出的位置算式和增量算式表示如下

$$p_n = K_c \left[ e_n + \frac{T}{T_i} \sum_{i=0}^n e_i + \frac{T_d}{T} (e_n - e_{n-1}) \right] \quad (6-25)$$

$$\Delta p_n = K_c \left[ \Delta e_n + \frac{T}{T_i} e_n + \frac{T_d}{T} (\Delta e_n - \Delta e_{n-1}) \right] \quad (6-26)$$

位置算式是计算调节阀开度的绝对值，是依据给定值与被控变量的偏差来进行运算的，因此它的控制方式与常规调节器相似，但一旦计算机有故障时，就可能计算机没有输出，因而对生产过程影响较大。增量算式是计算出调节阀开度在原来基础上的改变量，因而一旦计算机有故障，调节阀就将停留在它原来输出的基础上，对生产过程的影响较小。采用 DDC 控制时，比例积分控制作用的输出特性如图 6-87 所示，从图上可以看出，当采样周期  $T$  较短时，DDC 输出与连续比例积分调节器的输出十分接近。

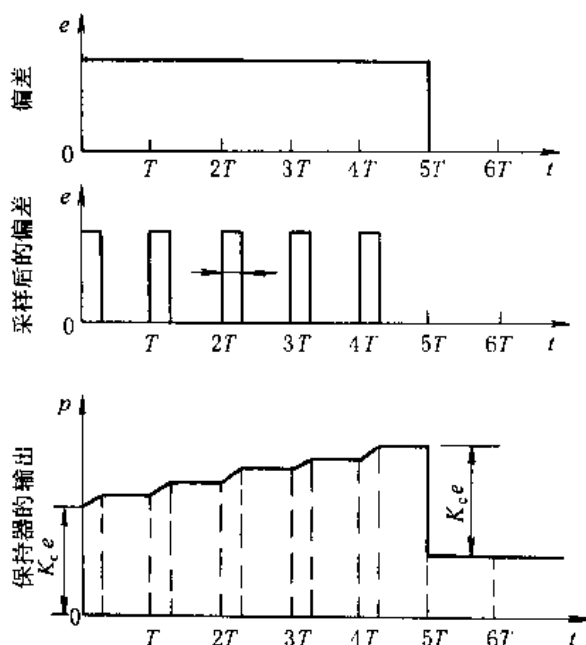


图 6-86 采样调节器的输出特性

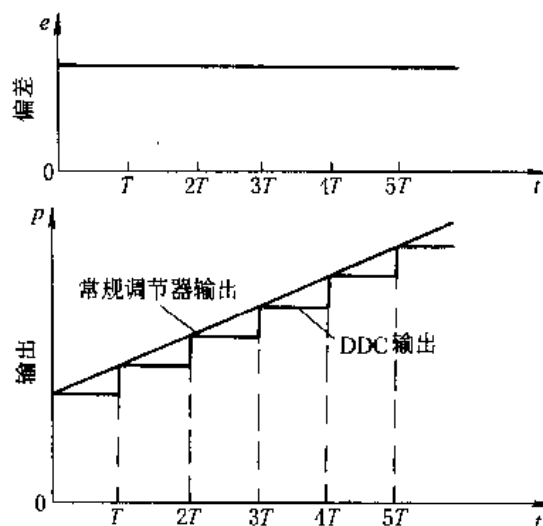


图 6-87 DDC 控制时比例积分控制作用的输出特性

### (3) 采样调节器的结构

从前面采样控制的概念可知，在常规调节器的基础上增加采样开关和零阶保持器，它就变成了采样调节器。具体来说，对于Ⅲ型电动仪表（仪表线路见图 6-88）只需在比例积分运算电路  $IC_3$  的输入端加一个自动采样开关  $J$ ， $IC_3$  由于电容  $C_M$  的保持特性可以兼作零阶保持器，这样就成为采样调节器了。当采样开关  $J$  闭合时，进行正常的比例积分运算；当采样开

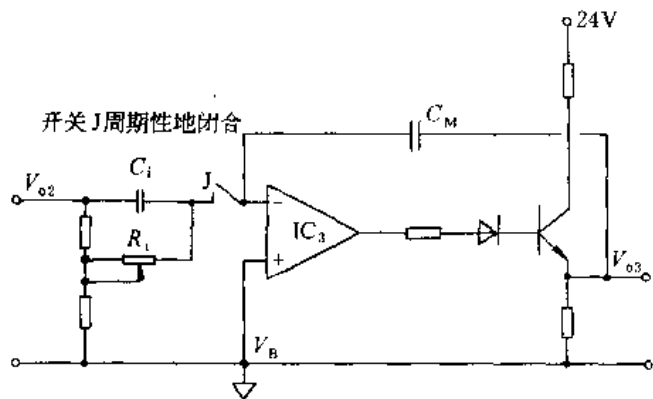


图 6-88 采样调节器中的比例积分运算电路兼作零阶保持器

关 J 断开以后，则变成浮空输入的保持电路，此时输出电压  $V_{03}$  等于反馈电容  $C_M$  上的电压，而电容  $C_M$  上的电压则与采样开关 J 断开那一瞬间的输出电压相等。由于电容  $C_M$  的保持特性，所以即使采样开关 J 已断开，但输出电压  $V_{03}$  仍保持不变，实现了零阶保持。

#### 6.2.2.10 模糊控制系统

随着现代科学技术的发展，各个科学技术领域和生产部门、管理部门都迫切要求数字化、定量化，以便更精确地描述、反映不同的事物和处置各类问题。电子计算机应用的发展在很大程度上解决了这个矛盾。但计算机应用深化后不久，它就面临了一系列不能用经典数学来解决的复杂问题，如多变量非线性系统、人工智能、图像识别、机车自动驾驶、交通管理、天气预报等等。在一个复杂的大系统中随着复杂性增加到了了一定的限度以后，人们再也不能用经典的数学处理方法得到有意义的符合实际的结果。人们无法回避复杂事物中模糊性的存在及其重要性了。

在自动控制系统中，由于被控对象的复杂性，往往在控制过程中出现很多无法精确度量的模糊量，针对这些场合，虽有自适应控制等方法，但由于对象的非线性、时变、不确定性，无法建立对象精确的数学模型，再加上环境的干扰等，使这些系统的控制效果并不理想。而这些复杂的系统若由有经验的人进行模糊的推理、判断和调节却能控制得较好，于是就提出了如何使自动控制系统的工作能模拟人的操作方式，这就导致了模糊控制理论的诞生。

一个有经验的控制工作者可以把熟练的操作人员的操作方法用一组语言定性地表达出来，这就是模糊算法，而按此模糊算法对生产过程进行控制就是模糊控制。模糊控制与传统控制相比有以下特点：

①适用于不易获得精确数学模型的对象，只要能获取操作人员成功的知识、经验和操作数据；

②模糊控制器的控制规律只用语言变量来表达，避开了传递函数、状态方程等；

③系统的适应性强，适用于滞后、高阶、非线性、时变的对象；

④系统设计时可以协调各方面的要求，被控变量可以不是唯一的。

设计模糊控制系统的核心是设计模糊控制器。设计模糊控制器时一般会碰到和处理如下问题。

##### (1) 定义描述输入、输出的语言变量

一般对于单输入单输出控制系统可选用偏差  $E$  和偏差变化率  $E_c$  作为系统输入量，事先定义描述输入量偏差、偏差变化率和输出量的语言变量，如负大、负中、负小、零、正小、正中、正大 (NB、NM、NS、Z、PS、PM、PB) 等。

##### (2) 探索控制策略

控制策略常常是根据有经验的操作人员的经验，依据上述两个输入量  $E$ 、 $E_c$  的变化，考虑到既保证快速响应又有较好的稳定性时应有的输出变化。它们可以以 IF—THEN 的语句

表达。如

IF  $E = NB$  AND  $E_c = NB$  THEN  $C = PB$

⋮

IF  $E = PB$  AND  $E_c = PB$  THEN  $C = NB$

### (3) 确定模糊控制器的算法

根据控制策略可以求出输入输出间的模糊关系  $R$ ，将模糊关系  $R$  存入计算机，然后在实时控制时按如下步骤进行：

- ① 计算采样时刻的偏差和偏差变化率；
- ② 把偏差和偏差变化率模糊化；
- ③ 按控制需要的模糊关系  $R$  进行模糊决策；
- ④ 对模糊决策的输出值进行判断后输出。

基本模糊控制器的结构框图如图 6-89 所示。

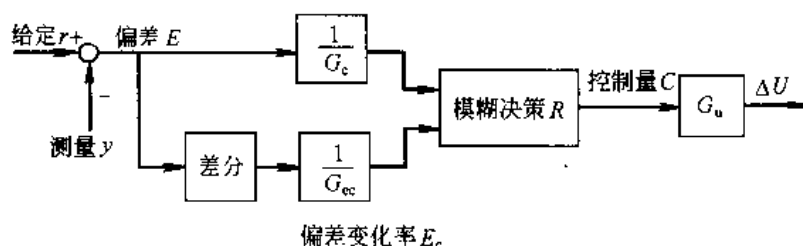


图 6-89 典型的模糊控制器

$\frac{1}{G_c}$ —偏差比例因子； $\frac{1}{G_{ec}}$ —偏差变化率比例因子； $G_u$ —输出比例因子

#### 6.2.2.11 控制系统的相关及解耦

以上为了简化对问题的分析，所讨论的控制系统大多从单一被控变量和单一操纵变量的角度出发，很少考虑多变量过程相互之间的影响。但是任何一个生产装置或工艺过程，很少只有一个控制系统。任何过程，只要它的控制系统在两个或两个以上，控制回路之间就产生了相互关联，当然关联的程度有轻有重。当一个工艺过程有两个被控变量和两个操纵变量时，它们相互配对并组成简单控制系统的方案就有两种。在某些场合下，从工艺机理上很快就能找出配对的做法，答案是明确的，配对以后，好像两个控制回路的工作是独立的一样；此时若要反过来配对就会觉得明显的不合理。在另一些场合下，好像两种配对都可以，都能得到差不多的结果，实质上此时两个回路的相关已达到一定程度，以后很可能两个回路工作时互相影响。还有可能因为两个回路之间的密切相关，使得打算改变某一被控变量时，会引起其它量的变化，反而得到与原来愿望相反的效果，这时两个控制回路密切相关，互相影响，无法控制。

在较为复杂的工艺过程中，操纵变量与被控变量的配对是比较复杂并且不容易确定的。例如精馏塔顶馏出物的组分可以由回流量或者由馏出量来控制；同样塔底出料的组分也可以由塔底出料量或者进再沸器的蒸汽量来控制，答案有时是不太明确的，利用在自动控制领域中近期出现的一些新方法，例如定量计算每个被控变量对每个操纵变量的相对增益，即可帮助自控人员去组成合理的控制系统，估计各个控制系统之间相关的性质和相关的程度，并作出为了保证控制质量是否有必要采取解耦措施等等的判断，进而按需要着手进行控制系统的解耦设计。

## 6.3 先进过程控制

### 6.3.1 概述

近年来, 能源和原材料价格持续上涨, 人们对产品数量需求的增加及对产品质量要求的提高, 石化产品市场竞争日趋激烈, 节约能源保护环境越来越引起人们的关注。利用先进控制技术提高装置操作、控制、管理水平, 追求更大的经济效益, 已成为石化企业迫切需要解决的问题。

目前, 国内外石化企业正在大规模地进行生产装置的改造或控制系统更新, DCS 已逐步取代常规控制仪表, 同时自动化技术和计算机技术的飞速发展, 为石化生产过程控制技术的发展提供了良好的基础。以多变量预估控制为代表的先进控制技术, 以在线实时优化为核心的过程优化技术, 以信息管理和工业控制集成为中心的 CIMS 技术成为这一发展趋势的三大热点问题。国内外许多著名的过程控制软件公司、大学、研究、设计、工厂等共同推出先进过程控制软件, 成功地用于生产装置, 并获得了显著的经济效益。

石油化工是支柱产业之一, 在国民经济中占有重要地位。随着 DCS 的广泛应用, 石化行业的生产过程控制水平有了很大的提高。但是, 多数 DCS 仍然使用常规的控制方法 (PID), 没有充分发挥其功能, 基于模型计算的先进控制与优化生产远未实现, 生产的某些经济技术指标及产品质量指标同国外先进水平相比还存在差距。为此, 石化企业从战略高度将先进过程控制与在线实时优化作为挖潜增效、消除生产“瓶颈”的重要手段之一。

由图 6-90 可以看到, 先进过程控制 (Advanced Process Control-APC) 技术处于金字塔结构的第三层, 可以在 DCS 系统常规控制技术的基础上, 投入小量的资金及人力, 产生较好的收益, 所以先进过程控制技术在世界范围内得到了广泛的应用, 取得了令人满意的结果。由图 6-91 不难看出先进调节控制与先进控制的产出与投入比是最高的。

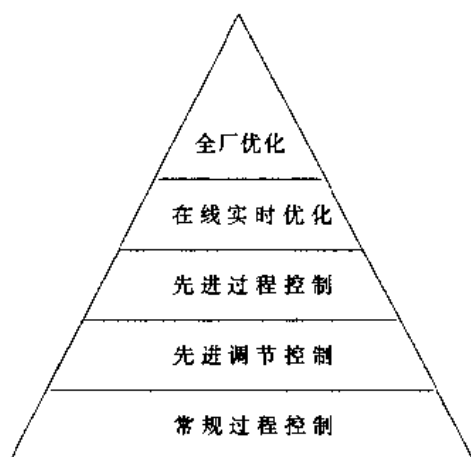


图 6-90 先进过程控制

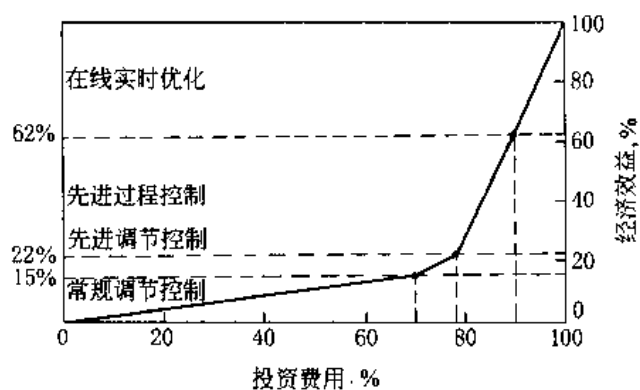


图 6-91 先进过程控制的经济效益

事实上, 国际上一些著名的过程控制公司 (如 Setpoint, DMC, ADERSA, Aspen, HHS 等) 的先进控制软件的核心是模型预测控制方法。这些多变量约束控制软件包在几千个工业现场取得了成功的应用, 获得了巨大的经济效益。这一切也极大地刺激了先进过程控制与优化的应用和发展。

由于其巨大的经济效益, 这些多变量约束控制软件包的价格就非常之高, 例如 IDCOM-M 每套要 70 多万美元, 而且外商对这些软件仅出售使用权, 而不出卖其核心技术。加之国

外的这些高科技公司之间竞争十分激烈。在 1996 年 1 月,著名的 Setpoint 公司和 DMC 公司先后被 AspenTech 公司收购,推出了 DMCplus 控制软件包和 RT-OPT 优化软件包,价格更加昂贵,垄断局面已将形成。因此,及早开发我国自己的相应商品化工程软件,进行推广应用,努力赶上世界先进水平。

从 20 世纪 40 年代开始形成的控制论被称为“20 世纪上半叶三大伟绩之一”,在人类社会的各个方面有着深远的影响。控制理论与其它任何学科一样,源于社会实践和科学实践,是源于生产过程的要求而发展起来的。在自动化的发展中,有两个明显的特点:第一,任务的需要,理论的开拓与技术手段的进展三者相互推动,相互促进,显示了一幅交错复杂,轮廓分明的画卷,清晰的同步性;第二,自动化技术是一门综合性的技术,控制论更是一门广义的学科,在自动化的各个领域,移植和借鉴起了交流汇合的作用。

自动化技术的前驱,可以追溯到我国古代指南车的出现。至于工业上的应用,一般以瓦特的蒸汽机调速器作为正式起点。工业自动化的萌芽是与工业革命同时开始的。这时候的自动化装置是机械式的,而且是自力型的。随着电动、液动和气动这些动力源的应用,电动、液动和气动的控制装置开创了新的控制手段。

蒸汽机的出现,促进反馈控制技术的发展,使控制理论真正走上了系统研究之路。控制理论经过百余年的发展,大致经历了以下三个阶段:

- 经典控制理论;
- 现代控制理论;
- 大系统理论。

为了解决蒸汽机的离心调速器的控制精度和系统稳定性之间的矛盾,Maxwell 在 1868 年提出了用基本系统的微分方程模型分析反馈系统的数学方法。1877 年, Vyshnegradskii 阐述了调节器的数学理论。在 1895 年, Roth 和 Hurwitz 分别提出了基于特征根和行列式的稳定性代数判别方法。这一时期讨论的主要问题是稳定性,主要的数学方法是微分方程解析方法。这时候的系统(包括过程控制系统)是简单控制系统。仪表是基地式的,大尺寸的,适合当时的需要。到第二次世界大战前后,控制理论有了很大发展。电信事业的发展导致了 Nyquist (1932) 频率域分析技术和稳定判据的产生。Bode (1945) 的进一步研究开发了易于实际应用的 Bode 图。1948 年, Evans 提出了一种易于工程应用的求解闭环特征方程根的简单图解方法——根轨迹分析方法。至此,自动控制技术开始形成一套完整的,以传递函数为基础,在频率域对 SISO 控制系统进行分析与设计的理论,这就是今天所谓的古典控制理论,古典控制理论最辉煌的成果之一要首推 PID 控制规律。PID 控制原理简单,易于实现,对无时间延迟的单回路控制系统极为有效,直到目前为止,在工业过程控制中有 90% 的系统还使用 PID 控制规律。经典控制理论的最主要的特点是:线性定常对象,单输入单输出,完成镇定任务。即便对这些极简单对象的描述及控制任务,理论上也尚不完整,从而促使现代控制理论的发展:对经典控制理论精确化,数学化及理论化。

20 世纪 60 年代,现代控制理论迅猛发展,这是以状态空间方法为基础,以极小值原理和动态规划方法等最优控制理论为特征的,而以采用 Kalman 滤波器的随机干扰下前线性二次型系统(LQG)宣告了时域方法的完成。现代控制理论在航天、航空、制导等领域取得了辉煌的成果。现代控制理论中首先得到透彻研究的是多输入多输出系统,其中特别重要的是对描述控制系统本质的基本理论的建立,如可控性、可观性、实现理论、典范型、分解理论等,使控制由一类工程设计方法提高成为一门新的科学。为了扩大现代控制理论的适用范

围,相继产生和发展了系统辨识与估计、随机控制、自适应控制以及鲁棒控制等各种理论分支,使控制理论的内容愈来愈丰富。现代控制理论虽然在航天、航空、制导等领域取得了辉煌的成果,但对于复杂的工业过程却显得无能为力。

从70年代开始,为了解决大规模复杂系统的优化与控制问题,现代控制理论和系统理论相结合,逐步发展形成了大系统理论。其核心思想是系统的分解和协调,多级递阶优化与控制正是应用大系统理论的典范。对于含有大量不确定性和难于建模的复杂系统,模糊控制和智能控制应运而生,它们在许多领域都得到了应用。另外,模型预测控制作为一种多变量约束控制方法,以其优良的控制性能广受过程控制界的青睐,以预测控制技术为核心的多变量约束控制软件包,在应用中所获得的经济效益倍受世人瞩目。预测控制技术已成为当前过程控制理论研究和应用的热点。

### 6.3.2 先进过程控制及预测控制的基本原理

控制和优化是正常生产和取得经济效益的重要保证。控制采用的是动态的回路级模型,优化采用的是稳态的单元级或流程级模型。优化和控制之间是给定和指导的关系,也就是说,稳态优化得到的最优操作条件作为给定值送到下面的控制层。

控制包括了基本调节控制、先进过程控制、约束控制等不同的控制方案。

基本调节控制构成了整个过程生产自动化的基础。其主要功能是采用以PID常规调节器,使生产过程的某些工艺参数稳定在设定值附近,实现安全生产和平稳操作。

先进过程控制的主要作用是提供比基本调节控制更好的控制效果,并且能够适应复杂动态特性、时间滞后、多变量、有不可测变量、变量受约束等情况,在操作条件变化时仍有较好的控制性能。采用先进过程控制可充分发挥装置的潜力,使生产操作更方便可靠。基于模型的控制策略是先进过程控制的主要技术手段,也是先进过程控制区别于常规控制的一个主要特点,模型预测控制技术是先进过程控制技术中的代表。

约束控制的主要作用是根据系统操作状态变化,进行边界条件转化,以求得最优操作工况。

控制的基本目标就是保持稳定生产。实现自动化的经济效益是难以定量估计的。它们蕴含于工艺过程的稳定操作所带来的效益之中。

控制着眼的是局部范围的回路控制,在线优化是自动化系统取得最佳经济效益的关键所在。在线优化层在控制—决策两个环节中起着承上启下的关键作用。它通过采集现场数据,对过程操作状况作出在线评价和分析,不断更新模型参数、不断修正约束条件,根据原料、产品、辅助设备费用等信息寻求过程的最佳操作条件并付诸实施,使生产过程始终处于最优工况附近。

大工业过程递阶控制的四层结构:

Level 3: 生产的时空调度;

Level 2: 在保证产品质量和产量前提下,费用最小的优化求解;

Level 1: 过程的动态多变量控制,其它先进过程控制;

Level 0: DCS; PID 控制等。

应该指出经济效益并非主要来自动态多变量控制及先进过程控制层,而主要是来自优化层。由第0层和第1层控制所能获得的直接经济效益实际上是不明显的,第2层的优化却能明显地提高经济效益。因为好的过程控制只是能减小被控变量与设定值之间的偏差,既减小生产过程的波动,提高装置操作稳定性,而真正的经济效益来自于把被控变量的设定值推向

约束边界，这一点正是由优化层来完成的。但是，这并不意味着前两层的控制不重要。事实上，若想在第2层实现满意的优化，其必要条件是第0层和第1层必须有很好的控制效果。如果第1层的动态控制质量很差，实际值对设定值的偏差很大，为安全起见，工作点就不得不设置得偏离约束边界较远，这样第2层的优化性能指标就难以提高。相反，如果第1层实现严格的动态控制，控制偏差很小，则在第2层优化时便可将工作点设置得临近其约束边界。在保证安全控制的同时，经济效益就可进一步提高。这种控制问题的分层方法为先进过程控制的应用提供了一个基本框架。

所谓预测控制是指通过在未来时段（预测时域）上优化过程输出来计算最佳输入序列的一类算法。预测控制通常建立在下述基本特征基础上。

### （1）预测模型

预测控制是一种基于模型的控制算法，这一模型称为预测模型。预测模型的功能就是能根据对象的历史信息和未来输入预测其未来输出。只要是具有预测功能的信息集合，不论其有什么样的表现形式，均可作为预测模型。因此，状态方程、传递函数这类传统的模型都可以作为预测模型。对于线性稳定对象，甚至阶跃响应、脉冲响应这类非参数模型，也可直接作为预测模型使用。此外，非线性系统、分布参数系统的模型，只要具备上述功能，也可在对这类系统进行预测控制时作为预测模型使用。因此，预测控制打破了传统控制中对模型结构的严格要求，更着眼于在信息的基础上根据功能要求按最方便的途径建立模型。

预测模型具有展示系统未来动态行为的功能。这样，就可以利用预测模型来预测未来时刻被控对象的输出变化及被控变量与其给定值的偏差，作为确定控制作用的依据，使之适应动态系统所具有的存储性和因果性，得到比常规控制更好的控制效果。

### （2）滚动优化

预测控制的最主要特征是在线优化。预测控制这种优化控制算法是通过某一性能指标的最优来确定未来的控制作用的。这一性能指标涉及到系统未来的行为，例如，通常可取对象输出在未来的采样点上跟踪某一期望轨迹的方差最小；要求控制能量为最小同时保持输出在某一给定范围内等等。性能指标中涉及到的系统未来的行为，是根据预测模型由未来的控制策略决定的，但是，预测控制中的优化与通常的离散最优控制算法有很大的差别。这主要表现在预测控制中的优化不是采用一个不变的全局优化目标，而是采用滚动式的有限时段的优化策略。在每一采样时刻，优化性能指标只涉及到从该时刻到未来有限的时间，而到下一采样时刻，这一优化时段同时向前推移。因此，预测控制在每一时刻有一个相对于该时刻的优化性能指标。不同时刻优化性能指标的相对形式是相同的，但其绝对形式，即所包含的时间区域，则是不同的。因此，在预测控制中，优化不是一次离线进行，而是反复在线进行的，这就是滚动优化的含义，也是预测控制区别于传统最优控制的根本点。这种有限时段优化目标的局限性是从在理想情况下只能得到全局的次优解，但优化的滚动实施却能顾及由于模型失配、时变、干扰等引起的不确定性，及时进行弥补，始终把新的优化建立在实际的基础上，使控制保持实际上的最优。对于实际的复杂工业过程来说，模型失配、时变、干扰等引起的不确定性是不可避免的，因此建立在有限时段上的滚动优化策略更加有效。

### （3）反馈校正

预测控制算法在进行滚动优化时，优化的基点应与系统实际一致。作为基础的预测模型，只是对象动态特性的粗略描述，由于实际系统中存在的非线性、时变、模型失配、干扰等因素，不变模型的预测不可能和实际情况完全相符，这就需要用附加的预测手段补充模型



预测的不足,或者对基础模型进行在线修正。滚动优化只有建立在反馈校正的基础上,才能体现出其优越性。因此,预测控制算法在通过优化确定了一系列未来的控制作用后,为了防止模型失配或环境干扰引起控制对理想状态的偏离,不是把这些控制作用逐一全部实施,而是实现本时刻的控制作用。到下一采样时刻,则首先检测对象的实际输出,并利用这一实时信息对基于模型的预测进行修正,然后再进行新的优化。

反馈校正的形式可以在保持预测模型不变的基础上,对未来的误差作出预测并加以补偿,也可以根据在线辨识的原理直接修改预测模型。不论取何种校正形式:预测控制都把优化建立在系统实际的基础上,并力求在优化时对系统未来的动态行为作出较准确的预测。因此,预测控制中的优化不仅基于模型,而且利用了反馈信息,构成了闭环优化。

由于预测控制具有上述的三个基本特征:预测模型、滚动优化和反馈校正,使得它在复杂的工业环境中得以应用。对于复杂的工业对象,由于辨识其最小化模型要花费很大的代价,给基于传递函数或状态方程的控制算法带来困难。预测控制模型结构的不唯一性,它可以根据对象的特点和控制的要求,以最简易的方式集结信息建立预测模型。在许多场合下,只需测定对象的阶跃或脉冲响应,便可直接得到预测模型,而不必进一步导出其传递函数或状态方程,这对其应用无疑是有吸引力的。预测控制汲取了优化控制的思想,利用滚动的有限时段优化取代了一成不变的全局优化。由于实际上不可避免地存在着模型误差和环境干扰,这种建立在实际反馈信息基础上的反复优化,能不断顾及不确定性的影响并及时加以校正,要比只依靠模型的一次优化更能适应实际过程,有更强的鲁棒性。所以,预测控制是针对传统最优控制在工业过程中的不适用性而进行修正的一种新型优化控制算法,它更加贴近复杂系统控制的实际要求,这是预测控制在复杂系统领域中受到重视和应用的根本原因。

### 6.3.3 主要先进控制工具软件包

#### 6.3.3.1 DMC 动态矩阵控制器

美国 DMC 公司成立于 1981 年,总部设在美国德克萨斯州的休斯敦。DMC 公司的技术已在炼油、石化和化工等领域的 570 多个工程项目中得到了应用,取得了显著的经济效益。

DMC 动态矩阵控制和 DMO 在线实时优化技术是 DMC 公司的主要产品。

DMC 控制软件包的主要特征是:

- ◆ 具有完善的多变量动态过程模型辨识软件;
- ◆ 能有效地处理大规模复杂控制问题;
- ◆ 能容易地处理大纯滞后及大的时间常数过程;
- ◆ 应用线性规划原理来实现经济性能指标的最优化;
- ◆ 能处理动态响应区间内被控变量和操作变量的约束条件;
- ◆ 具有动态加权 and 在线整定功能。

DMC 控制软件包中的 DMI 动态矩阵辨识软件可用于高达 60 个独立变量、120 个应变量的复杂相关多变量系统。与传统辨识方法不同,DMI 特点是能在工业生产环境下进行现场装置试验。在动态特性测试期间,过程不需要处于稳态。操作人员可调节任何操作变量以使生产产品符合规格。

DMI 不是人为地规定过程动态模型,例如一阶系统加纯滞后、二阶系统加纯滞后,采用线性微分方程一般形式(即一组数值系数)来逼近实际生产装置数据,可以辨识出任何不寻常动态特性。DMI 软件可剔除诸如分析仪表失灵所引起的不完整数据,并把分段有效的数据

有机地组合在一起综合辨识多变量动态模型。

DMC 控制软件包中的 DMC 控制器是有效的先进过程控制软件之一。它主要由预测模块、线性规划（约束处理和经济性能指标优化）模块以及最优控制作用计算模块组成。DMC 还具有动态加权及在线整定功能。动态矩阵控制器内部结构如图 6-92 所示。

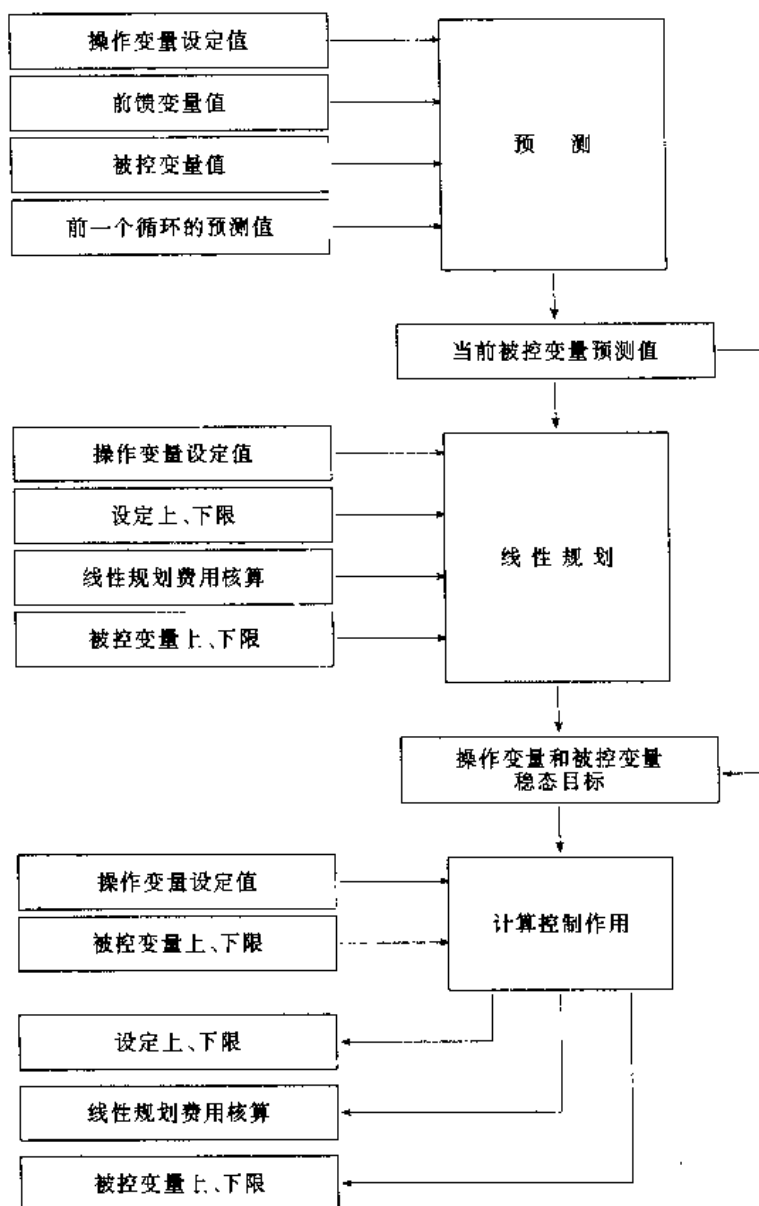


图 6-92 DMC 动态矩阵控制器内部结构图

线性规划程序使用稳态预测和操作变量费用核算来求解约束条件下经济性能指标最优解。线性规划能在每个控制周期里给出最优稳态解，并作为操作变量和应变变量稳态值。线性规划能确保生产过程连续不断地朝着最优目标函数值方向运行。线性规划的目标函数取决于当前产品价格以及原料和辅助设备费用，并且可不断修正。

约束条件可以作为具有上、下限的应变变量引入控制器中。线性规划允许控制器处理操作变量多于被控变量或被控变量多于操作变量的工况。线性规划能确保在满足约束条件下装置操作最佳。

DMC 控制器一般计算 8 到 14 个未来控制作用。DMC 控制器能显著地提高大纯滞后、大的时间常数过程、积分过程以及具有不寻常动态特性的过程的控制品质。

DMC 控制器主要有两种整定参数：操作变量的控制作用抑制系数以及应变量等重要性误差衡量系数。每个操作变量都有一个控制作用抑制系数，其功能是对操作变量控制作用进行抑制。增大控制作用抑制系数将减小控制作用，被控变量预测值与其设定值之间的误差也将相应增加。因而控制作用抑制系数本质上反映了控制作用大小与被控变量误差之间的一种折中。每个被控变量对应于一个等重要性误差衡量系数，该系数是衡量各被控变量相对重要性的一种工具。等重要性误差衡量系数越小表明控制器越重视该被控变量。

DMC 软件具有动态加权功能，即通过自动地改变应变量等重要性误差衡量系数来达到使控制器在应变量接近其约束或设定值时控制更加谨慎的目的。DMC 还具有在线整定功能。

DMC 的控制周期主要取决于过程动态特性，对于快速系统，控制周期为 1min 或小于 1min。对于慢速过程，控制周期可在 2~10min 之间。DMC 控制器在线投运率可达 95%。

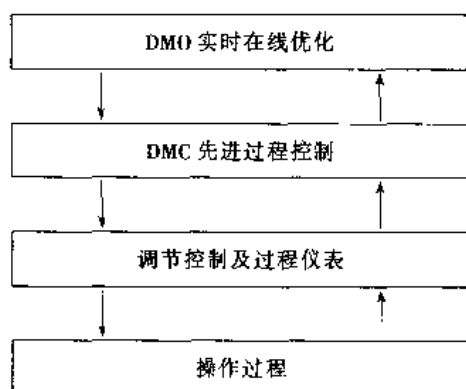


图 6-93 DMC 公司多变量约束控制技术和实时在线优化系统图

实现装置收益最大的关键是使过程时刻处于最优约束操作。如图 6-93 所示的在线闭环实时优化与多变量约束控制是使工况处于最优状态和平稳操作的根本保证。

DMO 实时在线优化系统基于过程稳态精确模型，具有随工况不断更新模型参数、不断修正约束条件以及根据原料、产品、辅助设备费用等信息在线求得使整个过程最优的设定值，并直接实施最优设定值于控制系统等特点。DMC 控制器通过减少过程干扰影响，在最优约束条件下给出连续平稳操作来实现经济性能最优化。DMC

控制器能使过程可靠地运行在系统真实的约束条件下，而不是像诸如 PID 控制器那样留有很大的余地。DMC 控制器已在许多苛刻约束条件下平稳操作运行，提高了过程操作的稳定性，大大减少过程监控及操作人员的干预。

工程应用实践表明，DMC 和 DMO 具有投资少、见效快等特点。在原有基础上通常再能增加 3%~6% 的经济效益。

炼油生产过程实施 DMC 高级过程控制和 DMO 优化所产生的经济效益见表 6-15。

表 6-15 应用 DMC, DMO 控制软件的经济效益表

炼油装置	进料量 bbl/天	增加的收益 万美元/年	炼油装置	进料量 bbl/天	增加的收益 万美元/年
原油蒸馏	150000	225 ~ 450	烷基化	30000	135 ~ 315
催化裂化	70000	420 ~ 1050	延迟焦化	40000	144 ~ 480
重整	50000	150 ~ 450	轻组分气体工厂	40000	120 ~ 240
加氢裂化	50000	225 ~ 450	同分异构化	30000	67.5 ~ 135

在 1996 年 1 月，Setpoint 公司和 DMC 公司先后被 AspenTech 公司收购，使得 AspenTech 公司在过程信息管理（Process information management，简称为 PIM）、先进控制和优化技术方面跃为世界领先地位。AspenTech 公司结合 DMC 公司的 DMC 多变量控制技术和 Setpoint 公司的 SMCA（Setpoint Multivariable Control Architecture）技术推出了 DMCplus 控制软件包。

DMCplus 控制软件包内核与 DMC 一样，其控制系统结构如图 6-94 所示。

它可以处理大规模工业对象，准确地辨识过程对象模型，并控制对象到最优操作点上，从而获得最大的产量，最大的转化率以及最小的能耗。

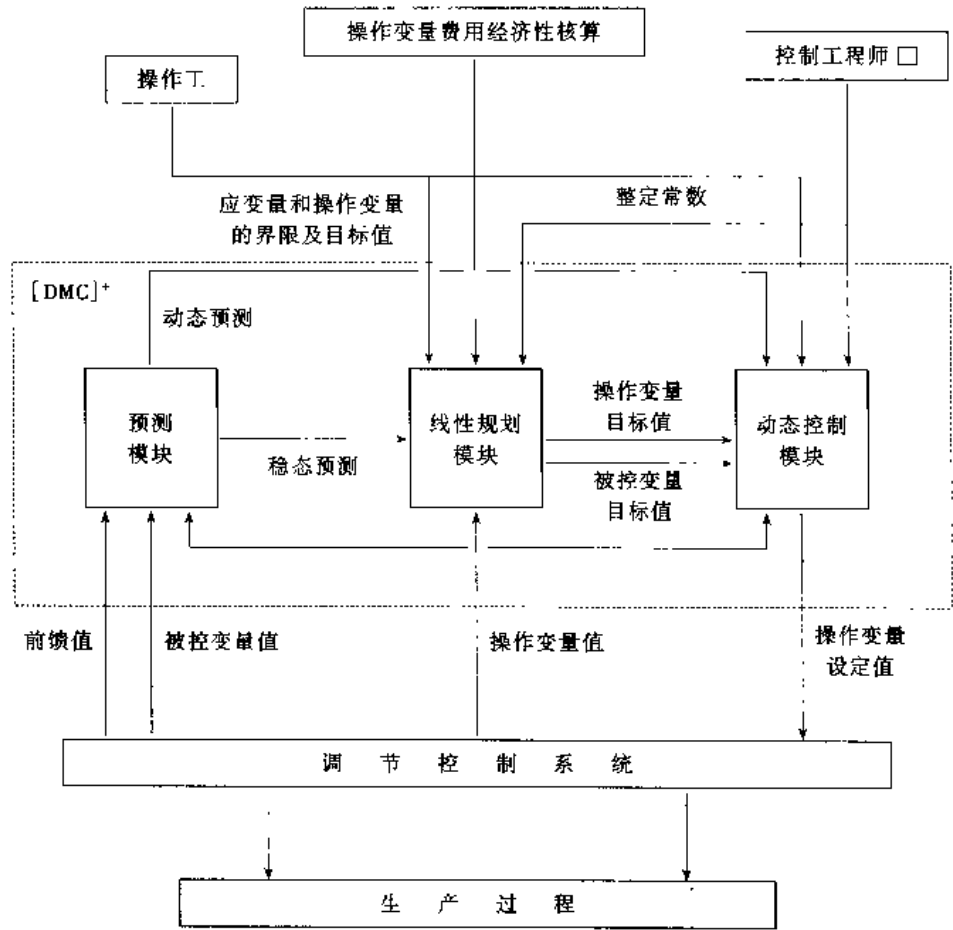


图 6-94 DMCplus 高级过程控制系统图

DMCplus 控制软件包的主要特点是：过程模型辨识；处理约束；经济指标优化；能处理大型控制问题。

AspenTech 公司位于美国德克萨斯州的休斯敦。DMCplus 控制器是多变量约束控制器，可以应用于石油、石化、化工过程中的所有连续过程。

DMCplus 控制软件包可以让控制工程师用比较直观的方法构造复杂的多变量控制器。该技术也比经典的 PID 控制理论易懂，使得工程师能很容易地理解工业控制问题，并把该软件用于实际的生产。

DMCplus 控制软件包可以用比较简单的步骤来构造控制器。工程师对工艺过程和其约束情况的理解，正确选择操作变量(MV's)、干扰变量(DV's)以及被控变量(CV's)是非常重要的。

DMCplus 控制器通过减少过程干扰的影响而获得平稳操作以及使对象始终工作在最佳工作点来获得最大的经济效益。

### 6.3.3.2 IDCOM-M 控制器

Setpoint 公司于 1977 年成立，它是在过程控制领域研究先进控制信息系统的最早的独立公司之一，其总部设在美国德克萨斯州的休斯敦。IDCOM-M 控制器是 Setpoint 公司的主要产品。

IDCOM-M 控制器是一个多变量、多目标、基于模型的预测控制器。在 IDCOM-M 控制器中，有三种过程变量。

- ◆ 操作变量(MV's)。操作变量一般是 DCS 级的设定值，也可以是 IDCOM-M 控制器下一层的先进控制策略的设定值。

- ◆ 被控变量 (CV's)。被控变量一般是过程可测变量, 如温度、压力、液位等, 也可以是一些间接变量, 如塔内回流量等。
- ◆ 干扰变量 (DV's)。干扰变量是一些可测的, 对系统输出有影响的, 但不能控制的变量。这些变量是作为前馈输入的。

IDCOM-M 使用离散脉冲响应模型, 或者一阶、二阶加纯滞后的传递函数。IDCOM-M 能够处理纯积分响应, 通过描述输出对时间的一阶导数的响应来实现的。

被控变量的控制要求有设定值和区域限制两种类型, 这两种类型是不相容的, 一个 CV 要么有设定值要求, 要么有区域限制要求。区域限制还分为“硬”区间限制和“软”区间限制。对每一个 CV 还有很多与闭环系统稳定性和品质有关的整定参数, 这些整定参数以及设定值和区域要求, 都可以在线调整。

操作变量的控制要求有三种, 第一种是 MV 的位置约束和变化速率 (Rate-of-change, 简称 ROC) 约束, 这是 MV 的“硬”约束, 控制器必须严格遵守而不能违背的。ROC 约束的优先级比位置约束的优先级高。第二种是 MV 的理想静态值 (Ideal Resting Values-IRV)。只有在系统有多余的自由度时才考虑 MV 的 IRV 要求。第三种是 MV 的线性经济函数 (Linear economic function, 简称为 LEF), 这与 IRV 相似, 只有在系统有多余的自由度时才考虑。

IDCOM-M 控制器能够处理受约束的多变量控制问题。IDCOM-M 的约束类型分为“硬”约束和“软”约束二种, 其中约束又分为不同的优先级。

IDCOM-M 是采用分层方法来处理控制要求与经济指标之间的关系。IDCOM-M 控制器使用二个独立的目标函数, 第一个目标函数是针对输出变量控制要求的, 第二个目标函数是针对输入变量控制要求的。

IDCOM-M 控制器首先考虑第一个目标函数, 即先控制每一个 CV 到它的设定值或在它的区间限制内。它受到输入“硬”约束和输出“硬”约束的限制, 系统输出要求尽量接近期望值, 期望值来自参考轨迹, 参考轨迹是从当前检测值到设定值之间的一阶光滑曲线。参考轨迹的时间常数决定系统闭环响应时间。

如果满足第一个目标函数的解非唯一, 那么系统还有多余的自由度, 则可以再考虑第二个目标函数。求解第二个目标函数时要引入等式约束, 以保证第一个目标函数的优化结果不受影响。第二个目标函数的求解就可以输入值接近 IRV, 或使 LEF 最大或最小, 以取得更大的经济效益。

IDCOM-M 控制器的控制流程如图 6-95 所示。

IDCOM-M 易于在线组态, 不需编程。还有功能强大的仿真软件包, 可以用来测试、整定和培训。

IDCOM-M 还具有另外的一些特点。

◆ 可控性监测。可控性监测器检查并防止病态系统的产生, 这是 IDCOM-M 控制器的一个非常重要的功能。

◆ 在线增益调整。IDCOM-M 控制器允许在线调整过程模型的稳态增益。这个功能对于过程增益变化很大的对象是很重要的, 这时可以通过专用的算法连续调整。

◆ 处理多个 MV 线性组合的“硬”约束。

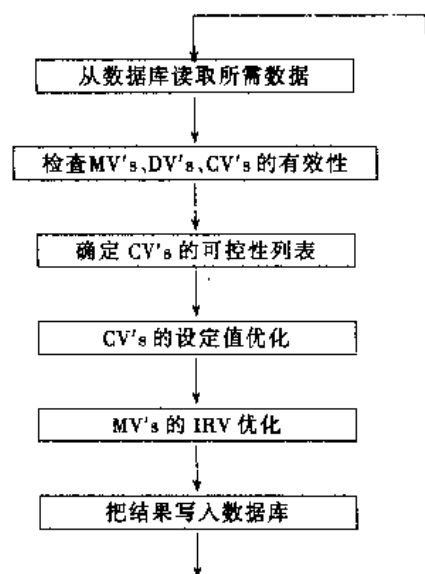


图 6-95 IDCOM-M 控制器的控制流程图

◆ 处理零增益等特殊动态过程。

IDCOM-M 控制器在石油、化工、电力等广大领域取得了许多成功的应用，获得了经济效益，使得 IDCOM-M 控制器成为世界上著名的预测控制软件之一。

随着科学技术的发展，现代工业的规模越来越大型化、复杂化，人们对工业过程的总体性能要求也越来越高，使得过程控制面临越来越严峻的挑战。不同的工业过程虽然都具有其本身的特殊性，但一般来说都有以下特点。

● 多变量和强耦合。现代工业生产的规模越大、越复杂，考虑的控制对象也越大、越复杂，往往有众多的回路和过程变量，而且过程变量之间相互关联很严重，一个变量的变化常常引起其它多个变量发生变化，这就给控制带来了很大的难度。

● 多目标。现在人们对生产过程的要求越来越高，已不再只是对过程平稳的要求，而要实现大规模工业生产安全、高效、优质、低耗的要求。这就要求控制器能够处理多目标的问题。

● 非线性严重。严格地说，所有的工业过程都存在着非线性，只是程度不同而已。虽然一般过程都在稳态操作点附近变化，可以作线性化处理，但随着对控制品质要求的提高，需要进一步考虑非线性的影响。

● 存在各种约束。由于设备的限制，实际工业过程都存在各种各样的约束，而过程的最佳操作点往往在约束的边界上。为了取得更好的经济效益，要求控制器把系统推向约束边界而又不违背约束条件。

● 机理复杂。由于人类的认识水平有限，很多工业过程内部发生的物理变化和化学变化使人们无法确切了解过程的本质特性。这样，就给建模带来了困难。

● 干扰复杂。一般工业对象都受到各种各样的干扰，大多数既无法测量，又无法消除。

对于这样的复杂工业过程，预测控制技术却显现出良好的控制性能，它在石油、化工、电力等领域得到了广泛的应用，取得了明显的经济效益。预测控制的成功在于满足了许多实际的需要：

能处理约束；

采用易于获得的输入、输出模型；

可补偿可测干扰；

标准实施，

对操作者透明。

在控制系统的硬件方面，由于计算机技术的迅猛发展，使得分散型控制系统（DCS）成为大型工业过程自动控制的先进工具，特别在炼油、石化、电力等生产过程中，DCS 已被普遍采用，取得了一定的效果。使得系统的底层控制更加安全可靠，在 DCS 的基础上实现高级过程控制与优化成为可能。很多控制理论研究的新成果，如多变量解耦、多变量约束预测控制、推断控制和推断估计、人工神经网络控制、模糊控制以及各种智能控制等在工业生产中也取得了成功的应用，单元级优化也开始实现，从而使计算机控制的应用更上一层楼，取得比 DCS 更明显的经济效益。

先进过程控制和优化所带来的经济效益是非常大的。这些年来，采用高可靠、智能化仪表和集散控制系统（DCS），开发先进过程控制策略，在各个层次上实现优化，推行管理信息系统（MIS），进而组织计算机集成的管理与控制一体化，已成为发达国家过程工业自动化和计算机应用的标准发展模式。

近十多年来,国内外过程控制界针对过程工业的特点,利用预测控制技术开发出一些实用、有效的控制策略和方法。从事实时控制与优化的软件公司,开发出适用于多变量高级控制和实时在线优化的工程软件,在大型石化、化工、炼油、钢铁等企业应用成功,经济效益显著,其投资回收率在 0.5~2 年之间。

#### 6.3.4 先进过程控制应用举例——聚丙烯先进过程控制

实现聚丙烯先进过程控制的目的是提高生产装置的稳定性、减少在牌号切换过程中的不合格产品,缩短产品牌号切换时间、增加优级品的产量、降低丙烯单耗。APC 软件设计应有鲁棒性、模块化和兼容性,基于反应器的动力学原理,从而改善产品质量;前馈控制用来预测必要的变化,减少反馈时间滞后;约束控制将在不影响过程安全性的前提下,容许卡边操作,从而提高经济效益。

液、气相结合的本体法聚合工艺,从单体丙烯、乙烯为原料,氢气作聚合物熔融指数(MFR)调节剂,采用高效催化剂,可以生产均聚物、无规共聚物和嵌段共聚物,共 29 种牌号的产品。由于聚合反应机理复杂,对关系到产品质量的熔融指数、浆液浓度、反应器产率等重要工艺参数目前不能进行在线测量,在一定程度上影响了生产的稳定和产品质量的提高。在 DCS 系统基础上实施先进过程控制,保证生产装置安全稳定长期优质运行,提高聚丙烯产品的产量、质量,降低物耗、能耗,提高经济效益的重要手段之一。

经过现场实地考察,并分析采集的工艺过程实时数据表明,聚丙烯的主要生产瓶颈和制约因素如下:

- ①聚合反应器稳定性不够;
- ②反应器产品质量指标难以严格控制 [如熔融指数(MFR)、乙烯百分含量(%C<sub>2</sub>)等];
- ③在产品牌号切换过程中产品的优级品率难以控制;

采用先进过程控制,为了消除瓶颈,提高经济效益,从以下几个方面着手:

①增加产率主要是通过减少主要控制参数的波动,并合理地设定控制器的目标值,使其接近生产操作设定值;

②高效率地利用原材料(单体、催化剂等),控制主要反应物的操作条件在其特定的设计水平、并尽量缩短不同产品牌号产品切换过程所需时间;

③改善控制性能、减小波动、监视那些常规控制和计算无法测知的计算变量的波动(如浆液浓度),减少物流堵塞的次数以减少非计划停车;

④通过严格控制 MFR 的范围来实现各个聚合反应器的 MFR 预估,实现生产各种聚丙烯产品的操作指导。

##### 6.3.4.1 APC 推理计算

APC 推理计算(APC Inferential Calculation)是 APC 技术的基础。每个计算都试图“推导”出一个变量的值,如聚丙烯产率、固体浓度等。这些推导出的变量既是重要的质量指标信息,也是 APC 的过程控制变量。推理计算过程是建立反应器数学模型的过程,建模将直接关系到 APC 技术能否较好地发挥作用。

推理计算的机理主要是反应过程中的质量平衡和能量平衡,还包括动量平衡,但动量平衡难以计量和计算,无法提供有价值的过程信息。计算模型大部分采用“一阶模型”。

首先就质量计算与质量平衡的技术进行讨论。大多数的化工工艺过程的流量测量通常是以体积流量单位计量的。从化学反应的角度来看,质量流量能够更真实地反应各种物流的量,而体积流量要受如流体密度、流体的压缩系数、流体粘度、温度、压力等因素的影响。

因此, 首先计算出各物流的质量流量, 为 APC 计算提供准确的过程数据。

利用质量平衡的算法来建立过程的模型。基本算式为

$$\text{注入质量} = \text{流出质量}$$

各组分的总质量平衡算式为

$$\frac{dM}{dt} = M_i - M_o + \text{生成的 } M$$

式中  $M$ ——反应器中各反应物的质量;

$M_i$ ——注入质量;

$M_o$ ——流出质量。

以丙烯单体组分为例, 其质量平衡算式可表示为

$$\frac{d[C_3]}{dt} = F_i^* [C_3]' - F_o^* [C_3] - \text{转化率}$$

式中  $[C_3]'$ ——进料丙烯的浓度, %(质量);

$[C_3]$ ——反应器中的丙烯浓度, %(质量);

$F_i$ ——注入反应器的丙烯质量流量, kg/h;

$F_o$ ——流出反应器的丙烯质量流量, kg/h;

转化率——聚合物转化率, kg/h。

从以上的算式看出, 质量平衡计算关键在于进出反应器的各种物料的质量流量都要准确。

能量平衡的算式与质量平衡相似, 基本算式为

$$\text{注入能量} = \text{撤走能量}$$

由上式可细化为下式

$$\Delta(\text{系统能量}) = \Delta U + \Delta E_k + \Delta E_p = \pm Q \pm W$$

式中  $\Delta U$ ——内部能量 (Internal energy);

$\Delta E_k$ ——动能 (Kinetic energy);

$\Delta E_p$ ——势能 (Potential energy);

$Q$ ——注入 (或撤出) 系统的热能;

$W$ ——注入 (或撤出) 系统的功。

从上面的算式看出, 能量平衡计算比质量平衡计算更加复杂, 能量源是难以考虑周全, 且难以计量。通常情况下, 忽略动能和势能的变化, 并假设系统的内能可以用热焓 (enthalpy) 来表示。热焓不能直接测量到, 是介质状态 (固、汽、液)、温度、压力、及介质分子结构的函数。

运用能量平衡计算时, 计算要按一定的逻辑顺序进行。因为有些能量是可通过实地采集的过程数据或经验公式直接求得的, 而有些能量计算必须基于其它能量的计算结果。

通过反应釜内外质量平衡和能量平衡计算, 建立聚合过程的数学模型, 并通过采集常规的过程数据, 计算出重要的过程参数。聚丙烯 APC 软件系统主要计算和控制的质量指标包括:

- 反应器质量流量
- 反应器传热系数
- 聚合产率



- 反应器固体浓度
- 催化剂活性
- 反应器组分浓度
- 丙烯、丙烷、氢气、乙烯浓度
- 质量计算修正热量计算

#### 6.3.4.2 中介调节控制

在 APC 技术中, 最终的目的是稳定生产操作、获取经济效益。APC 计算与控制中用到了很多工具软件包。这些工具软件为 APC 技术的工程化、实用化发展起到了很大的作用。聚丙烯 APC 用到的主要工具软件包括: 过程信号确认 (Process Signal Validation)、分析仪预估器 (Analyzer Predictor)、约束控制器、约束监视器、启动/监视器、RPID 控制器、压力补偿温度计算、数字积分技术、多用途滤波器程序等。我们谨以过程信号确认及鲁棒 PID 控制器两个工具软件为例进行简要介绍。

##### (1) 过程信号确认

APC 技术对过程数据的要求很高。过程数据可靠性不高, 或常规坏值检测软件工作不良, 则 APC 模型计算和 APC 控制采样值偏离实际的工艺过程, 导致错误的控制动作, 不利于 APC 的工业化应用。为了解决这个问题, 必须设法对过程数据进行测试, 若采样值不可靠, 要用前一次好的采样值作为新的扫描周期的采样值, 使 APC 计算和控制正常、正确地进行。

过程信号确认工具软件包就是为此目的而设计的。主要功能包括:

①一般情况下, 被确认点的 PV 值输入将直接通过传至输出值 (OPEU 值), 如果 PV 值是一个坏值, 比如超高、超低、变化率超限、或冻结, 则输出值 (OPEU) 将保持最后一个好值, 此点的 PV 值状态设为 UNCERTAIN; 同时, 送到操作站一个信息, 并发出一个报警信号。PV 输入可以是过程变量、可以是手动输入值。PV 输入值首先要经过一阶滤波。下游的 APC 过程点均要采集数据有效化确认点的输出值 (OPEU) 作为 PV 输入。

②当 PV 值测试中发现问题后, 又返回正常值, PV 值状态要等待一定时间后才能返回 NORMAL。下游用到该确认点输出值 (OPEU) 作为计算或控制输入的点都要作初始化处理。实现过程的无扰动切换。

③在过程数据值更新后, 强制令过程点进行测试。考虑到分析仪表的数据或手动输入的数据, 这些数据更新周期长, 若频繁对其 PV 值进行测试, 将会浪费系统资源。只需在数据变化时再测试其合理性、可靠性。

④确认控制动作。软件可以检查控制器的 PV 值是否严格跟踪它的 SP 值。若跟踪特性很好, 用控制器的设定值, 作为比值控制系统的输入。SP 值更为平稳、波动小; 当 PV 值变化幅度很大, 超出一定范围, 或 PV 值为手动状态, 这些情况下, PV 值不能跟踪 SP 值, SP 值也不能代表真实 PV 值的变化, 此时, 软件仍会用控制器的 PV 值作为比值控制器的输入; 同时, 系统发出一个“设定值故障”的信息。

⑤低值切除功能 (Low cutoff), PV 值低于某个范围时, 认为其为零。

以上介绍的功能都是可选的。用户若认为其中某些功能不适用, 可以通过一些组态参数将相应的确认功能屏蔽掉, 还可以利用 ONOFF 这个参数根据需要随时屏蔽掉所有的测试确认功能。

APC 计算及控制要用到大量的过程变量数据 (如釜内温度、压力、原料进量等)、计算

程序计算出的数据（如氢气浓度、乙烯浓度等）以及工业色谱的分析数据。这些数据的可靠性将直接影响到 APC 计算的准确性，若现场仪表产生故障，其值严重偏离实际值，则计算结果也必然会有偏差。为了克服这个问题，要利用该数据有效化确认工具包对 APC 计算的过程数据值及计算结果值加以高限、低限、冻结、变化率超高等多项数据有效化检查。若发现该 PV 值为坏值，则下游计算将不用该 PV 值，而是利用上次的“好值”作为新一轮的计算 PV 值，以保证计算结果的可靠性和稳定性。

## (2) RPID 参数整定软件

在大中型生产装置上大部分采用 DCS 进行控制。DCS 控制系统中使用的是数字 PID 调节器，PID 参数整定是非常重要的。正确地整定调节器参数，不仅能使控制系统静态特性好，而且稳定性好。PID 参数整定方法很多，如理论计算法（如率特性法、根轨迹法、最优化法）及工程整定法（如稳定边界法、反应曲线法等）。而 RPID 参数整定是新兴发展起来的控制器整定技术，它将工业过程对象的不确定度融入常规的以模型为基础的 PID 整定技术。RPID 技术可以方便地得到适应对象一定范围的过程动态变化的 PID 参数。目前，该技术已在某些生产装置上得到应用，投运后系统运行效果良好、经济效益显著。

在控制系统中常用的 PID 整定参数有三个  $K$ 、 $\tau_1$  和  $\tau_2$ ，一般根据工艺过程变化或常规 PID 参数整定技术来确定这三个参数，操作人员必须随时监视控制系统的运行情况，当物料变化、设备故障或其它原因引起系统过程动态变化时，通常，原有的 PID 参数无法得到非常理想控制品质。而 RPID 参数整定技术则可以在过程模型的一定动态变化范围内提供良好地控制器，无需再对 PID 控制器参数进行再整定。

RPID (Robust PID) 是一种控制器设计整定软件包，用以计算优化的 PID 控制器调整参数 ( $P$ ,  $T_i$ ,  $T_d$ ,  $T_c$ )。RPID 控制器可以在 DCS 系统上实现。RPID 设计软件包是基于最大-最小原理设计的。它的主要思路是寻找一组合理的 PID 参数，使控制器的控制性能对于模型的不确定性不敏感，并且在模型的一定动态范围内保证控制器有良好的控制性能。标准 PID 调节回路的过程动态传递函数如图 6-96 所示：

在自控制理论中，对控制性能的判据有很多，比如：

$ISE = \int |e| \times dt = \text{Min}$ ；积分方差 (Integral Squared Error)

$ITSE = \int |e| \times t \times dt = \text{Min}$ ；积分时间方差 (Integral Time Squared Error)

$IAE = \int |e| \times dt = \text{Min}$ ；积分平均偏差 (Integral Average Error)

$ITAE = \int |e| \times t \times dt = \text{Min}$ ；积分时间平均偏差 (Integral Time Average Error)

RPID 采用 ISE (积分方差 Integral Squared Error) 判据作为判断控制器性能好坏的依据。具体来讲，对于某个 PID 控制器而言，能够找到最坏的控制性能，既最坏的工艺过程为：

$$\text{MAX } ISE(K_c, T_i, T_d, K, T, \xi) \\ K, T, \xi$$

其中  $ISE(K_c, T_i, T_d, K, T, \xi)$  为积分方差判据， $e$  为 PV 值与 SP 值偏差。 $K_c$ ,  $T_i$ ,  $T_d$  为 PID 调节器调整参数， $K_c$  为比例增益， $T_i$  为积分时间， $T_d$  为微分时间； $K$ ,  $T$ ,  $\xi$  为工艺过程模型参数， $K$  为过程增益， $T$  为过程时间常数， $\xi$  为纯滞后时间。

RPID 设计软件包试图在最坏的工艺情况下寻找最佳的控制性能，即

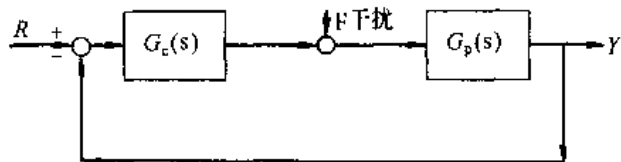


图 6-96 PID 传送函数

MIN MAX ISE ( $K_c, T_i, T_d, K, T, \xi$ )

$K_c, T_i, T_d, K, T, \xi$

RPID 控制器的传递函数为

$$G_c = K_c \left[ 1 + \frac{1}{T_i S} + T_d S \right] \frac{1}{\tau_c S + 1}$$

其中  $T_i$  为控制器的积分时间、 $T_d$  为控制器的微分时间、 $\tau_c$  为后滤波器常数。后滤波器主要是对控制器的 OP 值输出作滤波处理, 防止控制动作过大, 给控制系统引入大的振荡, 滤波器主要是采用一阶惯性滤波。

RPID 调节器具有很强的实用性, 改善控制器的动态性能。RPID 设计软件包与其它基本于模型的参数整定技术相比, 有其独到的设计构思。但 RPID 不是万能的, 也不是对所有的控制器都有效, 需要在实践中不断完善、改进。

RPID 设计软件包用以离线计算优化的控制器参数, 它可以安装在 Apple Macintosh 微机或者普通的 PC 机上。RPID 设计软件包本身不是控制器, 也不是想象的在线参数整定软件; RPID 控制器必须在 DCS 系统上来实现, 由于 RPID 控制器有一个后滤波器时间常数  $T_c$ , 所以常规的调节控制点必须经过一定的修改, 把  $T_c$  包括进来, 实现 OP 值的滤波作用。

RPID 设计软件包括:

- 3.5"软盘 (在 PC 机或 APPLE MACINTOSH 微机上安装 RPID 设计软件)
- DUNGO
- 一张 BERNOULLI CARTRIDGE。其中包括以下 3 个软件:
  - ◇ RPID.CL: 用户数据段 (Custom Data Segments), 可以把  $T_c$  常数包括到 PID 控制器中;
  - ◇ RPID.AO: 它是一个 CL 语言块, 可以实现后滤波器功能;
  - ◇ RPID.EB: 快速起动工具

常规 PID 参数整定技术假设过程模型 (如一阶惯性加纯滞后模型) 是固定不变的。在某个特定的条件下, 某段特定的时间内其控制性能还是很令人满意的。如果工业生产装置中由于原料经常变化 (原料性质及处理量等), 产品的牌号及产量也在变化, 以及环境条件的变化, 均会导致工艺过程模型发生变化, 往往常规参数整定技术整定出的控制器参数不能满足变化了的生产条件的要求, 而导致控制品质不好, 甚至出现振荡或发散现象, 只能重新整定控制器参数。

RPID 设计软件包基于动态过程有不肯定度这一出发点, 运用鲁棒控制理论而设计出的参数整定工具软件包。

RPID 能作为预估控制器, 但它本身不是多变量预估控制器, 它也无法实现在线自寻优等优化控制算法。

RPID 设计软件包使用主要有三个步骤, 过程模型识别、RPID 计算、RPID 控制器在 DCS 系统上实现。

①过程模型识别。用统计模型的方法进行过程模型识别。这里只简单介绍阶跃测试法。这是目前应用最广泛和最成熟的方法。该法的实施最简单, 在系统开环时, 将控制器置于手动, 阶跃改变控制器手动输出, 记录测量变送器的输出, 可得到一条阶跃响应曲线, 经简单处理, 就可得该过程的模型参数。做阶跃测试前, 特别注意选择合适的阶跃幅度及量程、精度合适的变送器, 否则其响应曲线可能被噪声或扰动信号所淹没。为了使阶跃试验成功, 首

先生产过程必须稳定, 在测试期间过程不应该受其它干扰或受其它变量控制。若测试结果不正常, 要重新做; 对于一些重要的工艺参数, 若生产不允许做阶跃测试, 还可以利用其历史数据, 特别是在工艺过程改变, 如开、停车时, 产品牌号更换时的过程历史数据来建立过程的数学模型, 因为这些过程恰好是一个阶跃过程。

可以将高阶对象近似拟合成一阶带纯滞后对象, 对于大多数工业过程模型, 用下面的方法来建立过程的模型, 见图 6-97。

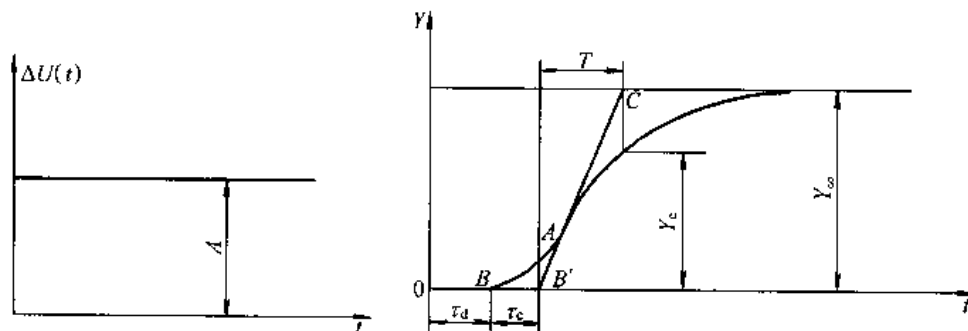


图 6-97 阶跃响应曲线

图中,  $A$  为阶跃幅值,  $B$  点为多阶对象阶跃响应曲线的第一个拐点。模型过程增益  $K$  值计算:  $K = Y(\infty) / A$

纯滞后时间常数的获取: 在曲线拐点处做一切线, 交时间  $t$  轴于  $B'$ 。图中,  $B'$  点与阶跃测试起始点的时间间隔为纯滞后时间常数  $\tau$ , 既  $\tau = \tau_d + \tau_c$ 。

模型时间常数  $T$  获取: 在曲线拐点处所做切线, 交  $t$  轴于  $C$ , 交新稳态值的水平线于  $A$ , 从  $A$  做垂线交于时间轴  $D$  点,  $B'D$  时间间隔即为时间常数  $T$ 。这样, 可以辨识出过程的一阶带纯滞后模型:

$$G(S) = \frac{K}{(T^* S + 1)} e^{-\tau}$$

②计算。首先将模型识别出的模型参数  $K$ 、 $T$ 、 $\tau$  填入相应栏中, 然后填入模型的不确定度 (%)。这主要是基于工程技术人员对现场情况的估计。设不确定度为 20%, 则 RPID 设计的动态范围如下:

$$K - 0.20K \leq K \leq K + 0.20K$$

$$\tau - 0.20\tau \leq \tau \leq \tau + 0.20\tau$$

$$T - 0.20T \leq T \leq T + 0.20T$$

经过实践, 一般不确定度最好设在 20% ~ 40% 范围内。

还要填入闭环时间常数与开环时间常数的比值。

最后, 点击 Design Button, 则 PID 参数值及后滤波器常数值,  $K_c$ 、 $T_1$ 、 $T_2$ 、 $T_c$  都会计算出来。 $K_c$  值为一个范围。它调节闭环响应的快速性, 若  $K_c$  值小, 则响应速度慢, 超调小;  $K_c$  值大, 则响应速度快, 可能有超调。

计算之后, 就可以在 DCS 系统上用这些计算参数生成 RPID 控制器。

③RPID 控制器在 DCS 系统上安装步骤。RPID 控制器可以在 DCS 系统上实现。这里仅介绍在 TDC × 3000 系统上的主要安装步骤与注意事项。

④从 Cartridge 上安装 CDS: "RPID.CL",

ex: CL NET > RPID > RPID-UL

⑥从 Cartridge 上安装目标代码“RPID.AO”到 HM 系统目录下;

⑦在 AM 中组态一个 Regular 点, 具有 PID 控制功能, 并在组态项中组捆绑 1 个 CL 语言块和 1 个 CDS 段, 并将相应 CDS 名组入; PID 算法为 Ideal, 计算公式为  $CTLEQN = EQA$  (关于 Ideal 与 EQA 的具体意义详见附录);

⑧将 RPID 离线设计软件包计算出的 PID 参数及后滤波器常数写到该 Regular 点的相应组态项中;

⑨保存、编译并下装;

⑩将目标代码“RPID.AO”连接 (LINK) 到该 Regular 点上;

ex: LK RPID T210C1

⑪激活 (ACTIVATE) 此点, 则此点即为一个 Robust PID 控制器。

⑫鲁棒 PID 使用的局限性。RPID 在参数整定方面确实具有优越性, 具有其独到的构思, 但它并不能解决所有的控制问题。RPID 是一种简单的带后滤波器的 PID 控制器, 它能够在一定动态范围内保证控制器的控制品质得到改善, 但不能保证对所有动态范围都能进行有效地控制。如果对于某个动态过程, 在常规 PID 调节中无法找到适合的控制器调节参数来保证其控制性能满足要求, 那么, RPID 软件包也不会在相应的动态范围内找到适合的控制器调节参数。

在 RPID 实施时要特别注意在过程动态变化影响过大的系统中不适用, 在过程增益变化较大、不同的程序中用不同的过程增益这种条件也不适用。虽然鲁棒 PID 能作为预估控制器, 但它本身不是多变量预估控制器。

RPID 调节器对于过程模型不经常变化, 或者变化甚小, 其作用还不能完全体现出来, 因为从控制原理出发, RPID 还没有摆脱常规 PID 调节的范畴。

还有一点, RPID 控制器的后滤波器的使用也要慎重。不能对所有的控制过程都加入滤波器, 也不是滤波器常数越大越好; 要根据不同的过程确定不同的滤波器常数。

对于 RPID 的局限性的问题有待深入探讨和研究, 并在今后进一步完善和改进。

## ⑬结论

⑭鲁棒控制理论与经典参数整定方法 (内模法) 相结合: 保持了以模型为基础的经典 PID 调节器参数整定方法 (内模法) 的优点, 可以通过简单地一阶加纯滞后模型或二阶加纯滞后模型等典型的传递函数来计算最佳的 PID 调节参数, 而不需要对过程的复杂模型进行辨识、分析, 实施比较简单; 并且有鲁棒控制理论作为指导, 保证控制器在一定的动态范围内可控。

⑮控制系统的鲁棒性: 能够在很宽的范围内工作, 甚至在过程增益改变 4~5 倍的情况下工作, 对识别的过程模型的精度要求不高。

⑯应用的灵活性: 一旦完成阶跃试验后, 参数整定工作只需花费很少的时间, 而且 RPID 在 DCS 系统上实现也很简单, 不须再添置任何硬件设备。

⑰良好的控制性能: 同内模控制 (IMC) 相比, 其整体控制性能更佳。

⑱控制与鲁棒的辩证性: 若 RPID 控制器的控制性能增强, 那么, 控制器的鲁棒性则下降。

⑲安全性: RPID 控制器调节的 OP 值输出送到常规 PID 调节器的 OP 值, 实现串级控制, 再由常规控制器来控制现场仪表, 保证各操纵变量严格处于其允许的安全范围内, 这样可以

保证一旦 RPID 控制器不能满足要求，可迅速切换到常规 PID 调节器。

在 APC 控制软件投运之前，将重要的控制回路用 RPID 参数整定软件包进行 PID 参数整定，并加入后滤波器功能，改善常规控制的控制品质，为投运更为复杂的控制系统打下了基础。

### (3) 鲁棒多变量预估控制技术 RMPCT

RMPCT (Robust Multivariable Predictive Control Technology)，即鲁棒多变量预估控制技术为变量之间有严重交互影响的过程提供控制和优化。控制器拥有一个过程的动态模型，用它来预估过程的未来动向并确定控制器的输出，从而使过程的所有变量都能保持在给定点上或约束范围之内。“鲁棒性”是 RMPCT 软件的独特能力，它能很好地对有严重交互影响的过程加以控制，甚至在过程模型有很大误差时也能适用。

RMPCT 有不同的版本，以供各种不同的平台使用：

- AM 版：驻留在 TDC3000 的 AM 节点（应用模块）中的在线控制器；
- AXM 版：驻留在 TDC3000 的 AXM 节点的 UNIX 操作系统上的在线控制器；
- VAX 版：驻留在 DCE VAX 计算机的 VMS 操作系统上的在线控制器。可支持众多的过程 I/O 平台；

- 开放版：驻在 Window NT 或 UNIX 处理器中的在线控制器；

尽管版本不一，但 RMPCT 的功能和内容都是相同的。

RMPCT 的输入和输出变量主要包括：

- 受控变量 (CVs)：这些变量是指控制器试图去保持在操作员规定的设定点或范围之内。控制器的首要工作就是将 CVs 保持在规定的约束之内；
- 操纵变量 (MVs)：这些变量是控制器拥有的调整手段，以便使 CVs 保持在约束之内和进行优化操作。同时，任何 MVs 都不至于超出它们自己的约束范围。
- 干扰变量 (DVs)：这些变量是指虽可测但不由控制器所控制（它们可来自上游的过程），但却影响 CVs 值的变量，通过预估 DVs 对未来影响，控制器可以采取行动以防止 CV 超出约束范围。DV 为控制器提供前馈信息。

RMPCT 利用模型来预估过程的行为。过程的总体模型是由众多子过程模型（每一个子模型描述一个自变量 MV 和 DV，对一个 CV 的影响）构成的一个矩阵。这些都是动态模型，即它们描述在一定的时间内，自变量是如何影响 CV 的。许多子模型也许会为零，这表示此自变量对某个 CV 没有影响。

实现 RMPCT 控制器的基本方法：

- 确定过程的 MVs, DVs, CVs；
- 使 MVs 和 CVs 间的回路呈开环状态，然后给 MV 加上一个输入信号（最简单的测试信号便是操作员所给的阶跃）。如有可能也可在 DV 上施加输入信号，否则必须等待 DV 有明显变化时加以收集数据；
- 记录测试过程中的 MV、DV 和 CV 的信号。变量值的采样时间大致要与控制器的期望的执行间隔时间一致。数据收集在一个或多个文件中；
- 用开环测试得到的数据识别过程模型；
- 用识别出的模型建立控制器。其结果是两个文件，它们定义了此 AM 版本的控制器。控制器被初次激活便会读取这两个文件，从而定义控制器的操作；
- 在仿真环境下使控制器运行，以证实它的功能和预期相符；

- 控制器在线安装并运行；

RMPCT 软件由以下基本部分组成：

- 数据采集器：采集指定的 CV、MV 和 DV 值并将它们储存在一个文件中。它在 TDC3000 的 AM 中执行；

• 模型识别器：利用数据采集器产生的文件（或者其它格式的数据）来识别过程模型。在 PC 机上执行；

- 控制器建立器：利用过程模型来建立控制器。在 PC 机上执行；

- 仿真设施：根据指定的仿真方案在仿真过程上运行控制器。在 PC 机上执行；

• 在线控制器：控制一个真实过程或仿真过程。在 TDC3000 的 AM 中执行。包括 TDC3000 能成操作站上的操作员界面；

• 在线过程仿真器：利用以传递函数方式表示的子模型来模拟一个真实过程。此仿真模型可以挂在控制器上并把它当作真实过程。不管被控制的是一个真实过程或仿真过程，操作员使用是同一个界面。

RMPCT 的基本结构如图 6-98。

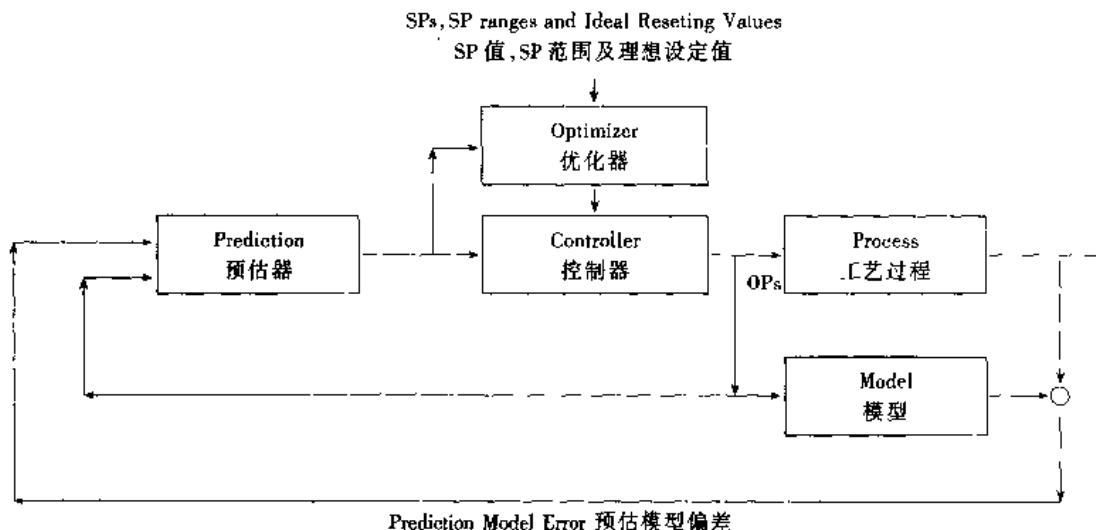


图 6-98 RMPCT 软件基本结构

RMPCT 控制器的典型应用类型包括诸如以下各种过程的控制：

- 整个过程装置，如一个蒸馏装置或一个催化裂化装置；
- 单元操作，如反应器和与其有关的设备；
- 复杂的组合设备，如造纸机械；
- 任何变量之间互相有关或有交互影响的系统；

过程中必须保持在某一值上或处于某一范围之内内的变量是受控变量或 CV。为了保持 CV 在适当的位置上，控制器调整操纵变量或 MV 值。在一个单输入/单输出的控制器中，一个 CV 通常作为控制器的输入，而一个 MV 则作为控制器的输出。对 RMPCT 而言，多个 CV 和 MV，并不是特定的 MV 对应特定的 CV，而是控制器将所有的变量看作一个系统，考虑所有的 MVs 对 CVs 的影响。通常 MV 的数量和 CV 的数量是不相等的；MV 的数量可以多于或少于 CV 的数量。

#### 6.3.4.3 系统构成

##### (1) APC 系统硬件

APC 软件是基于 DCS 系统开发的, APC 模型计算软件也可在上位机系统。扬子石化聚丙烯装置采用 Honeywell 公司的 TDC3000x 系统作为 APC 软件系统的硬件平台。

#### ①带 X 窗口应用模件 (AxM)

先进过程控制 (APC) 的计算软件驻留在 TDC3000x 系统的带 X 窗口应用模件 AxM 节点上 (Application Module x)。AxM 具有双 CPU 的结构, 它将应用模件 AM 与 HP 700 系列 CPU 板的工作站组合在一起, 提供给用户更加开放的环境来开发执行先进过程控制应用软件。HP 工作站称为 AxM 节点的“X 侧”, X 侧的操作系统为 HP-UNIX。AM 是 LCN 网上的节点, 能够与 LCN 上的节点进行通信, AM 能够读写节点的信息。AxM 节点的 X 侧为用户开发高级应用软件提供了更为强大的编程功能、通信功能及运算功能。X 侧可以与工厂上层网络构成全厂管理信息系统 (MIS)。在市场上广泛应用的高级语言, 如 FORTRAN、C、C++ 都可作为用户开发 APC 系统的软件平台, 提高了其扩展性及可维护性, HP-UNIX 侧还可以外接 CD-ROM 驱动器及其它高速贮存设备, 为硬件扩展提供了广阔的空间。图 6-99 为 AxM 系统硬件、软件构成框图。

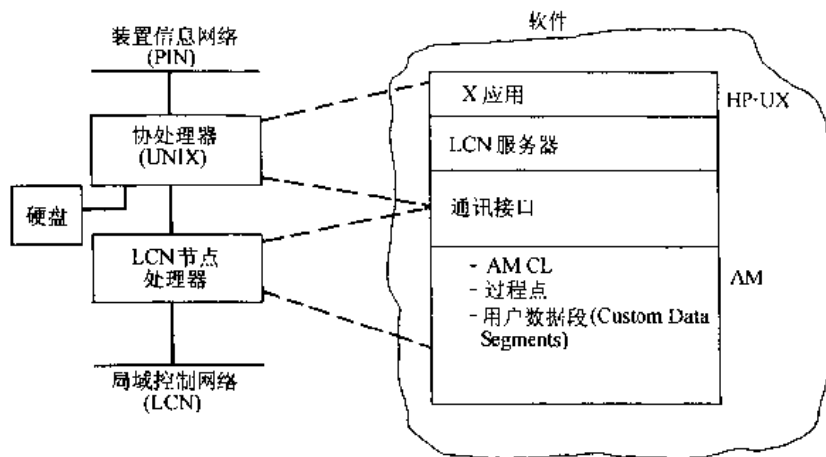


图 6-99 AxM 系统硬件、软件构成框图

AM 与 X 侧的数据通信是通过 OpenDDA 软件来完成 (Open Data Definition and Access)。用户可通过 OpenDDA 访问 LCN 侧的过程数据, 也可以将 X 侧的计算控制的结果下送至 LCN 侧。

AxM 是 TDC3000x 系统中级别最高的上位机, 是 APC 软件系统得以实现的方便与可靠的硬件和软件平台。

#### ②带 X 窗口万能操作站 (UxS)

◇UxS 万能操作站提供了两个界面: TDC3000 系统的人机界面, 访问 X WINDOWS 和开放系统的人机界面。

UxS 具备 US 的全部功能, 还赋予访问 X WINDOWS 和开放系统的人机界面功能。主要特点是:

- 具有双操作系统: LCN 侧为 US 自身的操作系统, X 侧为 UNIX 操作系统
- 具有强大的窗口功能, 在单一显示器上可显示, 管理多个画面
- 单一的 LCN 窗口
- 其 X 侧实际为一台 HP 工作站, 或作为服务器 (Server)。这样我们可以通过连接 LAN 网 (如 Ethernet 网) 与其它非 TDC 计算系统进行数据通信;



- 多窗口功能：我们可以在访问 TDC3000 系统资源的同时，访问多个非 TDC 计算机系统，也可以同时访问多个流程图画面；

- 安全返回功能：当 UNIX 侧运行失败，UxS 可以确保 LCN 侧正常工作，LCN 侧窗口功能不丢失；

- 系统安全措施，X 侧与 US 是安全独立的，即 TDC 系统是上层的开放系统是相互隔离的，不存在任何依存关系，并且对访问 X 侧窗口规定了访问权限，用不同的口令字 (Password) 及登录名 (Login Name) 来管理不同的用户。

UxS 在 UNIX 侧的主要功能包括：

- UNIX 操作系统管理 (管理员)；
- 远程访问 LAN 网上的具有 X WINDOWS 协议 (TCP/IP 协议) 的计算机系统；
- 窗口管理功能；

Honeywell 公司在 X 侧开发了一些应用软件，为用户更好地享用、分析、整理 TDC 系统的资源提供了良好的系统工具软件；

- PCDE 软件：网络动态数据交换软件。它可以装在 PC 机上通过 Microsoft EXCEL 电子表格将 LCN 侧的工艺过程数据读出；

- Reflection X 软件提供 TCP/IP 协议支持和 X 窗口协议支持。TDC3000 系统传输图形的工业标准 (可在 UNIX 环境下运行)，其下层为支持 TCP/IP 协议软件，上层为支持 X 窗口协议，它可以将 LCN 侧系统的实时动态画面传输到上层网络的用户平台 (如用户工作站) 上。

- Multi Schematics 软件可以在 PC 机上用 X 仿真终端显示流程图画面。

- TPH&TPD 软件 (TotalPlant History & TotalPlant Desktop)：TPH 软件是大容量的实时数据库系统，它可以通过同步处理与 DCS 系统上所有类型的点进行存取操作，使用户访问过程数据的界面更加友好。它主要由数据采集器、数据管理器和应用层三部分构成。TPD 软件是利用 TPH 数据库的资源而开发的，它可以在任何安装有 Windows NT、网卡及 TPD 软件的 PC 机、工作站上通过通信方式访问 TPH 资源。

总之，UxS 不仅为 TDC3000 系统提供了人机界面，同时也为在 X 侧开发应用先进过程控制系统提供了良好的人机界面。

### ③ 开放数据定义及访问 (OpenDDA)

OpenDDA (Open Data Definition and Access)，即开放数据定义及访问。它是 Honeywell 公司开发的数据通信软件，其主要设计思路是用户不必直接访问复杂的数据地址，也不必关心 AxM 的具体硬件结构。通过 OpenDDA 的使用，用户在将来改变数据访问内容时，不必考虑任何目标地址的变动。

OpenDDA 接口软件在 AxM 侧运行，它允许程序以 FORTRAN、C 或 C++ 等高级语言形式访问 LCN 侧的过程数据。在 AxM 实时访问过程数据时，用户可定义对原始数据的测试模式，对过程数据进行初始滤波及平滑处理。从运算速度来看，单个的 OpenDDA 应用大约 350 参数/秒。多个 OpenDDA 应用大约 1000 参数/秒。AxM 版本的动态矩阵控制 (DMC) 软件 (Dynamic Matrix Control) 比 VAX 版本的 DMC 软件运行速度要高 3 倍。

### (2) APC 系统软件

APC 系统软件主要有 HPM 层，AM 层和 AxM 层三个层次构成，见图 6-100。

① HPM 层。HPM 是高性能现场控制站，独立完成过程数据采集和控制，是最终用于控制的直接作用对象。在 AxM 中，经过先进过程计算和先进过程控制计算出的过程参数 (如

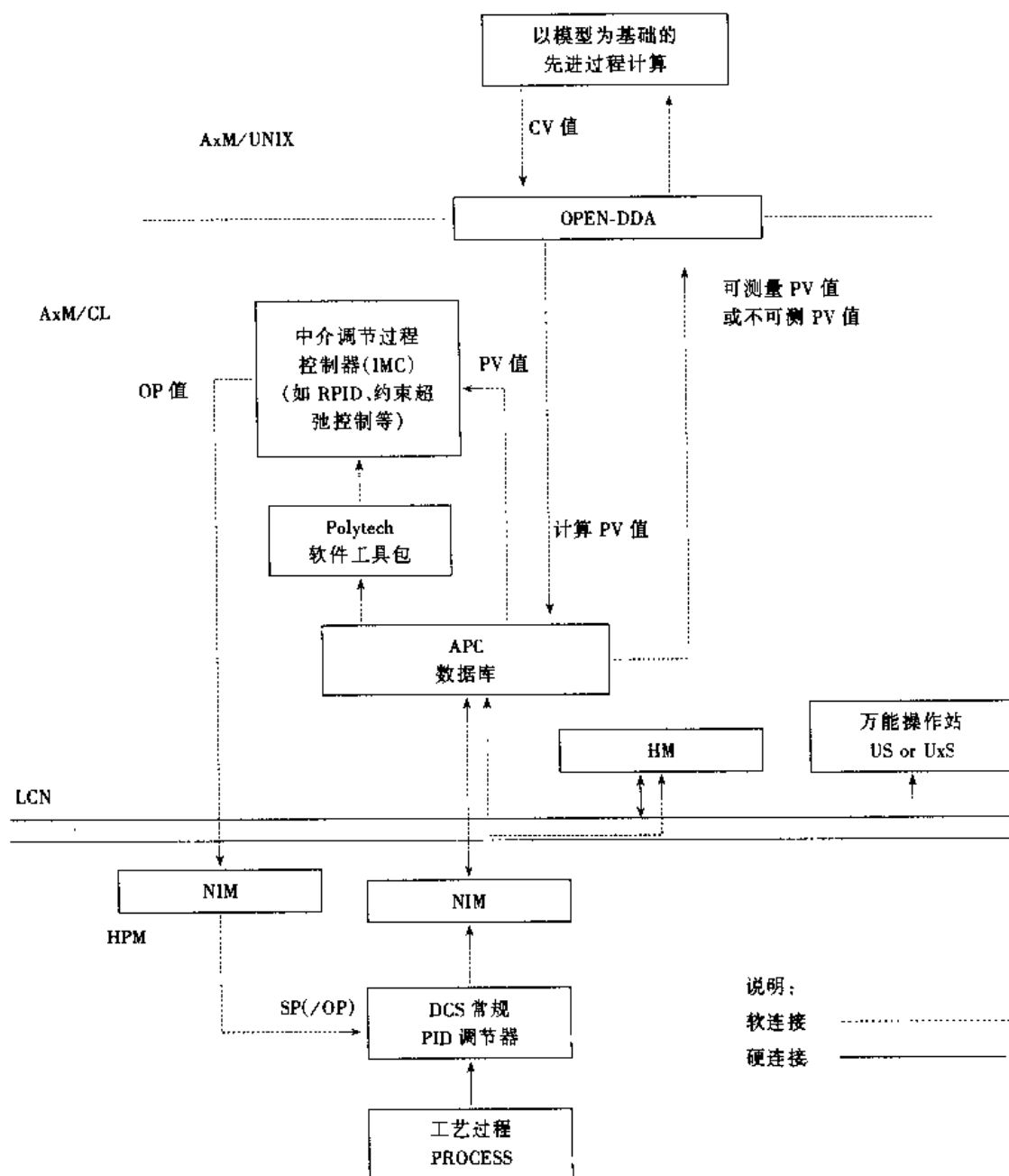


图 6-100 YZPC PP/APC 软件系统构成框图

不可测的 PV 值、先进过程计算的结果或先进过程控制的 OP 值等)，可以通过远程串级 (Remote Cascade)，作为 HPM 中常规控制器的设定值。从而优化常规过程控制的指标。

②AM 层。AM 中驻留有 TDC3000x 系统开发的先进过程控制软件开发工具软件包，提供了常规控制和计算无法实现的功能，使先进计算和控制的开发过程简单化、工程化。

由图 6-100 可以看出，先进过程控制的数据库系统建立在 AM 上的。先进过程计算的计算结果，将由 OpenDDA 通信传递过来，保存到 AM 中建立的 AM/NUMERICS 点中，以便流程图画面或用户直接调用；APC 计算和控制要用到的 HPM 过程点变量，要在 AM 中经过数据有效化确认，再为计算和控制所用。先进控制工具中如鲁棒性 PID 控制器、约束超弛控制器等复杂控制器都是建立在 AM/REGULATORY 点中，通过捆绑特定的 CL/AM 程序块及用户数

据段或用户枚举量 (Customer Data Segment and Custom Enumerations) 而构成的。由于 AM 是 LCN 的节点, 可以建立相应先进过程计算及控制点的历史组操作组或自由格式报表等, 对其进行管理利用。

③ AxM 层。AxM 的 X 窗口实际为一台 HP 工作站, 操作系统为 UNIX。APC 模型计算软件是在 UNIX FORTRAN/9000 语言环境下编写而成, 它驻留在 AxM 的 X 侧硬盘上。FORTRAN 语言的计算功能是世界范围内公认的用于科学计算最理想的高级语言, APC 软件用 FORTRAN 语言编写是非常理想的。APC 计算软件的构思和编写思想基于 Honeywell 公司 Polytech 软件工具包的设计思路, 其重点是利用聚合物生产过程的质量平衡和能量平衡为理论基础, 通过模型技术来完成的。

### (3) APC 人机界面

该 PP/APC 系统的人机界面比较丰富, 操作人员和维护人员可以通过以下四种方式访问 PP/APC 计算软件的计算结果。

① 流程图画面: 以扬子聚丙烯装置先进过程控制 DCS 画面为例, 如图 6-101 所示。

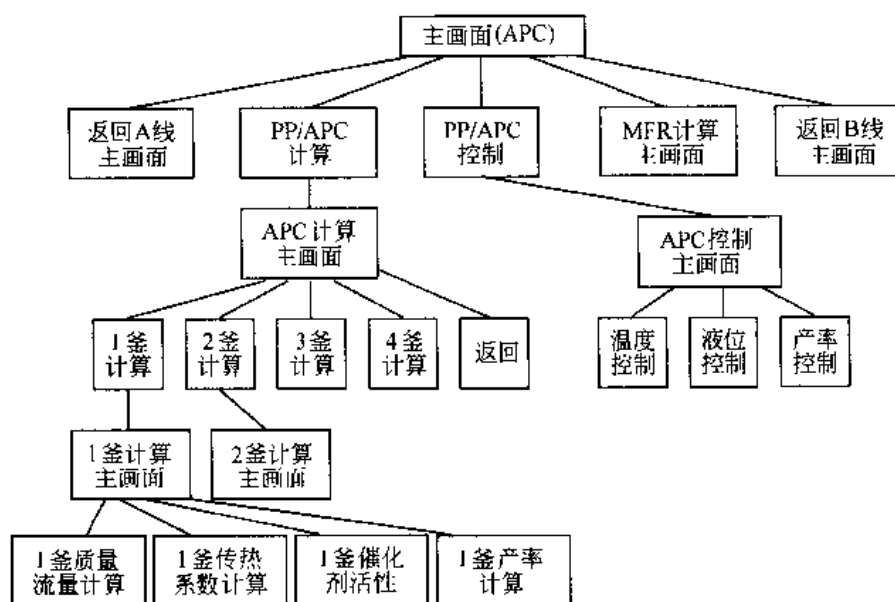


图 6-101 DCS 画面结构

主画面可以通过调出 APC 画面, 也可以按操作键盘上方右上角的 APC 键来调出。每层画面之间都有自动返回的 target (红色的 MENU), 操作人员可以点中该 target 来进行画面间的切换, 当然也可以直接输入画面的名字来调出。计算画面中左边一般为从 TDC 输入过程点的 PV 值, 或者是输入常数值, 右边为 APC 计算结果变量, 当然这些变量都是经过数据有效化确认的。画面中有很多 target, 用户可点中这些部分直接进入某个计算变量或输入变量的细目画面。

② 操作组: 将相关的计算结果变量汇总起来, 操作人员或维护人员可进行比较分析。

③ 历史组: 计算结果中对生产操作非常重要、有一定指导意义的计算变量, 可组态为历史组, 操作人员和维护人员可通过历史组调出这些变量在过去一段时间内的历史趋势数据和曲线, 最多可调出前一周的数据, 供工艺工程师进行分析考核, 并指导生产操作。

④ 直接调用重要计算变量的细目画面 (detail)。

#### 6.3.4.4 APC 技术在聚丙烯装置上应用的主要步骤

APC 技术在聚丙烯装置上的投运可分以下主要步骤:

- |                 |                      |
|-----------------|----------------------|
| ①考察生产过程瓶颈及现场调查; | ⑦DCS 数据库系统及人机界面设计组态; |
| ②确定先进过程控制专利技术;  | ⑧应用软件系统现场下装调试;       |
| ③功能设计;          | ⑨工业化运行;              |
| ④详细设计;          | ⑩系统验收测试;             |
| ⑤编制应用软件;        | ⑪系统维护。               |
| ⑥现场硬件系统改造;      |                      |

### 6.5 原油蒸馏过程建模与在线优化控制

原油蒸馏过程是大型炼油厂首要生产环节, 该过程直接处理原油, 将其分割成各种不同的馏分, 这些馏分将成为直接产品或为后续加工装置的进料。因此该装置的安全、稳定、高效地运行, 不仅可以创造直接经济效益, 而且还有益于后续装置的稳定运行, 进而提高整个企业的经济效益。同时, 原油蒸馏过程的在线优化位于连续过程 CIMS 体系结构中的监控层, 其上计划调度层与经营决策层, 其下是分散控制系统。作为中间环节, 监控层担负着“承上启下”的作用, 它将决策、调度信息转化为生产过程信息, 以使装置按照某种经济指标要求运行在最优生产工况下。装置在线优化的实现是整个 CIMS 工程的关键环节之一。

这里基于虚拟组分概念, 建立内置于模型的原油物性数据库, 采用 BP-SR 混合算法, 对 MESH 方程进行分割叠代计算, 综合应用数据处理技术和模型在线校正技术, 实现原油蒸馏过程的严格机理模型的在线运行, 建立以经济效益为目标的原油蒸馏过程在线优化多变量智能控制系统, 开发了基于人工神经网络技术用于原油常压蒸馏塔质量估计的软测量仪表。

#### 6.5.1 原油蒸馏过程工艺简述

该装置年处理量 2500 万吨, 为燃料型炼油厂、加工原油近 20 余种, 原油性质变化较大。原油从油品罐区经换热网络进入电脱盐、脱水装置, 再经换热后进入初馏塔。初馏塔底拔头油经换热后分四路流量控制进入常压炉加热, 然后进入常压塔。根据生产需要, 常压塔有四种生产方案, 即汽柴油方案、航煤方案、重整料方案和溶剂油方案。以航煤方案为例, 常顶产品分别为常顶瓦斯和直馏汽油; 由 34 层、22 层和 12 层抽出的馏分经汽提得到航空煤油、轻柴油和重柴油; 常四线馏分油、常压重油与减压馏分油混合作为催化裂化原料。其中, 常压塔底及一线汽提塔底有汽提蒸汽吹入。全塔取热系统共有四个, 分别为塔顶二级冷凝冷却系统(热量无法回收)、常顶循环回流、一中循环回流和二中循环回流, 其中循环回流取热用于预热原油进料。

图 6-102 给出了某厂常压蒸馏塔工艺流程图。

装置的控制系统采用美国 Honeywell 公司的 TDC-3000 分散控制系统, 以塔顶温度和塔顶回流量串级控制系统控制塔顶温度, 以液位定值控制系统及馏出温度定值控制系统分别控制侧线馏出油品的产量和质量, 以中段循环回流流量控制系统调节全塔热量分布。

#### 6.5.2 严格在线过程模型

原油蒸馏过程极为复杂, 因此建模是较困难的, 这是因为: ①原油是一种复杂混合物, 各窄馏分之间的热物理性质相差很大, 且计算复杂; ②蒸馏装置是由相互关联的多个简单塔构成的复合塔, 且物料能量之间的耦合关系十分严重; ③汽提蒸汽的引入导致了塔内汽液相的非理想性, 增加了物性计算和仿真计算的难度; ④模型是一组高维非线性方程, 需要一种

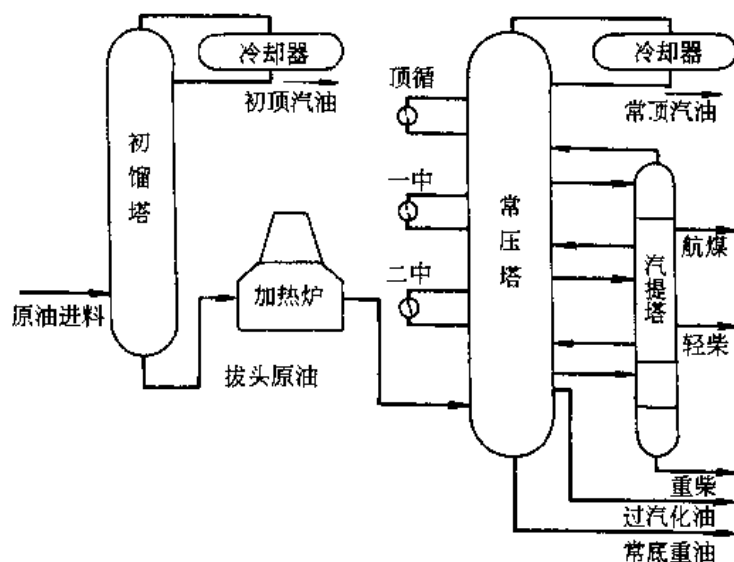


图 6-102 常压蒸馏系统流程

稳定的、有效的计算机求解算法；⑤在市场经济制约下，装置生产方案切换频繁，使得过程呈现出更大的非线性特性，对模型的适应性提出了更高的要求。

通过列写带有汽提塔的改进的 MESH 方程组，使用 BP-SR 混合算法，建立原油常压塔的严格数学模型，并应用原油物性数据计算，数据协调和塔板温度校正等技术，实现了严格机理模型的在线计算，为装置的在线优化奠定了良好的基础。

#### (1) 过程稳态模型的建立

为建立常压蒸馏塔的严格机理模型，这里依据生产工艺提出如下简化假设：①每块板上的汽液相充分混合；②忽略塔板液相滞留量；③忽略热量损失及塔板热容；④汽液相离开塔板时处于汽液相平衡状态。针对塔板模型，如图 6-103 所示，列写全塔物料平衡（包括组分物料平衡）、相平衡方程、摩尔分率加和方程及全塔能量平衡方程，即通常所称的 MESH 方程如下：

M 方程

$$V_1 - V_0 - (L_1 + SL_1) - W = 0$$

$$L_{j-1} - L_j - SL_j - V_j - SV_j + V_{j+1} + F_j = 0$$

$$L_{i,j-1}x_{i,j-1} - (L_{i,j} + SL_{i,j})x_{i,j} - (V_{i,j} + SV_{i,j})y_{i,j} + V_{i,j+1}x_{i,j+1} + F_jz_{i,j} = 0$$

$$(j = 1 \cdots N)$$

E 方程

$$y_{i,j} = k_{i,j}x_{i,j}$$

S 方程

$$\sum_i x_{i,j} = 1 \quad \sum_i y_{i,j} = 1 \quad (i = 1 \cdots C)$$

H 方程

$$V_1 h_1^V - V_0 h_0^V - (L_0 + SL_0) h_0^L - W h_w + Q_0 = 0$$

$$L_{j-1} h_{j-1}^L - (L_j + SL_j) h_j^L - (V_j + SV_j) h_j^V + V_{j+1} h_{j+1}^V + F_j h_j^F + Q_j = 0$$

$$(j = 1 \cdots N)$$

考虑到常压蒸馏塔的工艺特点，在模型建立过程中要处理好以下几方面的问题：常压塔的中段循环回流系统、汽提塔与主塔的相互关联以及汽提蒸馏的处理等。

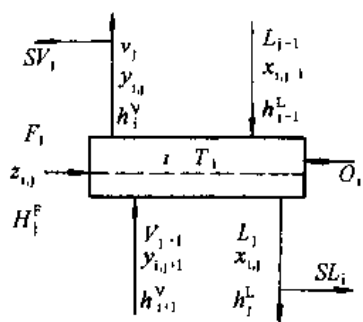


图 6-103 塔板模型



完整的原油评价中应包括全馏程 10℃ 馏分的实沸点蒸馏数据。但是, 就现有条件, 炼油厂所能提供的原油实测实沸点蒸馏数据的范围限制在 60 ~ 500℃, 根据原油种类不同, 馏出馏分仅占原油总量的 40% ~ 70%。对于 > 500℃ 石油馏分, 该数据无法给出详细描述。为此, 必须建立全馏程实沸点曲线的数学模型, 以三次样条技术建立 60 ~ 500℃ 实沸点蒸馏曲线插值模型, 并在此基础上对曲线的前后两端分别按线性、指数关系进行数据处理, 将其扩展至全馏程 30 ~ 850℃。

②操作数据预处理。严格在线模型需要实时获取过程的操作数据来仿真过程的稳态特性, 近年来 DCS 在炼油厂中的广泛应用, 为实时数据采集提供了必要条件。然而, 由于受仪表精度、测量环境以及过程非稳态等因素的影响, 现场采集的数据不可避免地带有一定的误差, 使得测量数据不能真实地反映操作的实际情况。因此, 模型不能直接应用这些数据进行计算, 否则会导致较大的误差甚至错误的计算结果。针对这种情况, 在进行模型计算之前, 必须删除错误数据, 并科学地校正某些数据以降低其误差, 从而提供对当前操作工况的准确估计。具体技术包括数据的均值化处理、过程稳定性的判断、数据有效性的判别以及基于物料、能量平衡的数据协调。其中, 后者可以描述为如下的问题, 即寻求一组过程变量的校正值, 使得在满足物料平衡约束条件的基础上, 校正值向量与测量值向量之间的某种范数最小, 其数学表达式为

$$\begin{aligned} \min (y - \hat{x})^T Q^{-1} (y - \hat{x}) \\ \text{s.t. } y = x + e \\ F(\hat{x}, \hat{u}) = 0 \end{aligned}$$

式中  $x, \hat{x}$ ——过程测量变量的真值与校正值;

$\hat{u}$ ——过程未测量变量的估计值;

$y$ ——过程测量变量的测量值;

$Q$ ——测量误差的方差阵;

$F$ ——物料能量平衡方程。

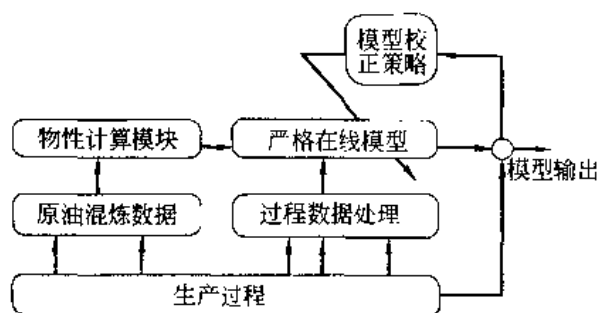


图 6-104 严格在线模型结构

基于数据处理技术和模型校正技术, 将原油物性数据库内置于严格在线模型, 其结构如图 6-104 所示。该模型对大范围工况变化, 诸如在不同生产方案下, 不同混炼原油和进料负荷条件下, 具有较强的适应性。

### 6.5.3 过程稳态优化模型

#### (1) 常压蒸馏过程优化问题的描述

原油产品的质量指标不同于化工精馏过程中的组分浓度, 一般采用馏分油的 ASTM 蒸馏特性或其它性质来描述, 如汽油的干点、航煤的相对密度以及柴油的 90% 点或凝固点等。这些质量指标通常也是常压蒸馏塔操作的控制指标。同“过精馏”普遍存在于化工精馏过程中相类似, 为了保证产品质量, 常压蒸馏塔的操作也往往偏于保守, 因此必须进行优化操作, 实现质量卡边生产, 以提高轻油收率, 企业才能获得最大的经济效益。

常压蒸馏塔的优化问题可以描述为根据蒸馏塔工艺机理 (稳态数学模型), 在一定的质量和设备负荷等约束下, 建立优化模型, 求解并给出优化工况的关键操作变量 (决策变量)

的设定值（如塔温、抽出流量等），为现场操作人员提供指导或进行闭环优化控制。其一般的数学表达式如下

$$\begin{aligned} \max & F(x) \\ \text{s.t. } & h(x) = 0 \\ & c(x) = 0 \\ & g(x) \geq 0 \end{aligned}$$

其中， $F$ 是与经济指标相关联的目标函数等式约束， $h$ 是表示过程物料和能量平衡关系的稳态数学模型；等式约束 $c$ 和不等式约束 $g$ 则表示设备负荷、操作安全或产品质量等约束。该问题是一个典型的有约束非线性优化问题。

## (2) 过程优化模型的建立

归纳起来，过程优化问题需要处理决策变量的选取，确定目标函数、建立约束条件、选择优化算法等问题。

①决策变量的选择。根据生产工艺要求，原油蒸馏过程操作的特点、产品质量及收率主要是由各侧线产品抽出量及塔内汽液相负荷比决定的，而后者又由全塔热平衡所确定。全塔供热仅依靠进料，当进料状态已知时，影响全塔热平衡的主要因素为中段循环回流取热负荷。因此，原油蒸馏过程的优化决策变量包括各侧线产品抽出流量、中段循环回流取热负荷及进料温度。

②目标函数的确定。目标函数通常是与生产成本、产品质量和市场信息等变化量有关的经济指标。在实际生产过程中，可以选择综合效益函数，如下所示

$$\max f_c = \sum P_i c_{Pi} - \sum F_i c_{Fi} - \sum Q_i c_{Qi}$$

式中  $P_i, c_{Pi}$ ——侧线产品 $i$ 的产量及价格因子；

$F_i, c_{Fi}$ ——第 $i$ 股进料的流量及价格因子；

$Q_i, c_{Qi}$ ——第 $i$ 处能量消耗及价格因子。

式中第一项为产值，第二项为进料成本；第三项为能耗。该函数综合考虑了利润、成本及节能等各项指标，能够比较全面地反映装置的生产状况。

③约束条件的建立。常压蒸馏塔在实际运行过程中受到许多约束条件的限制，如生产能力、设备负荷及产品质量要求等，同时还受到过程自身运行规律的限制，如物料能量平衡及热力学要求等。这些限制构成了优化问题的约束条件。具体体现为侧线产品干点、凝固点的限制，过程数学模型的限制及塔板水力学模型的限制。

④优化算法的选择。由目标函数、模型方程和产品质量约束构成了复杂的优化数学模型，其决策变量和约束变量之间存在着隐式的强非线性关系，使得求解上述问题时存在困难。本节根据工艺机理，以变量轮换法为基准，构造了一种直接搜索算法来逐次逼近上述问题的最优点。

## (3) 在线优化系统

过程在线优化系统的目标可以概述为不断地对过程操作状况进行评估，在相关约束下根据某种经济指标，确定装置操作条件，以保证过程始终处于最优生产工况，以获得装置生产的最大利润。

①在线优化系统结构。在线优化系统的一个重要特点是它使用过程实时操作数据替代离线操作优化中由人工输入的模型计算所需数据，整个优化过程由数据采集到优化设定值的实现完全是自动的、闭环的。为此，在线优化系统必须考虑到市场经济条件的变化，将过程模



型、最优化技术与先进控制技术综合起来。其通常的结构分为以下四层。

- a. 生产计划调度层：为优化系统提供市场经济信息、装置生产方案及产品质量要求等。
- b. 在线优化层：接受计划调度层提供的市场经济信息及生产调度指令，并由过程监控系统获得过程操作信息，确定过程优化操作点并直接装到过程控制器执行。
- c. 先进控制层：在常规控制的基础上，应用多变量控制技术协调多个控制回路，保证过程在给定操作点平稳运行。
- d. 常规控制层：即为 PID 控制器，由 DCS 实现。

针对某炼油厂原油蒸馏过程，其在线优化系统结构如图 6-105 所示。该系统以基于过程稳态严格在线机理模型的优化器为核心，以多变量控制技术为手段，实现了原油蒸馏过程的在线优化闭环控制。

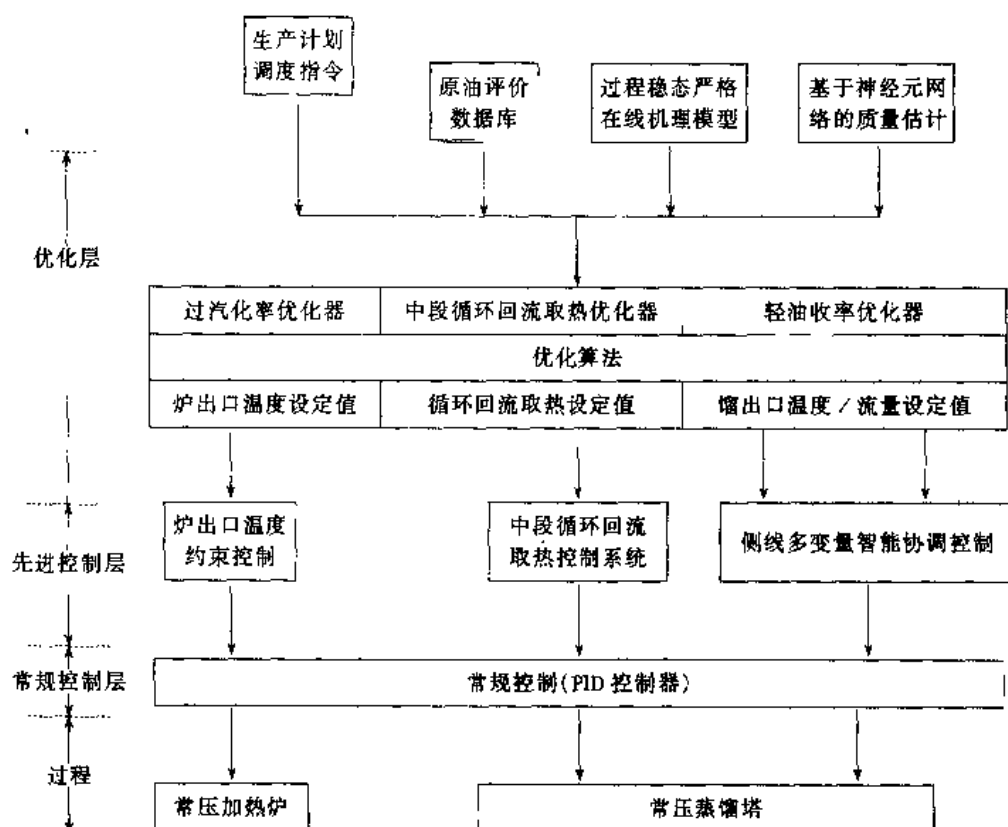


图 6-105 原油蒸馏过程在线优化功能结构图

图中过程优化器是在线优化系统的核心，它在一定的经济指标函数和约束条件下给出装置的关键操作变量优化设定值。根据常压蒸馏过程的特点，过程优化器分为轻油收率优化器、中段循环回流取热优化器、常压加热炉出口温度优化器三个子优化器。

②在线优化策略。在线优化策略如图 6-106 所示。根据设定的优化周期，系统由 DCS 时钟自动启动，开始执行在线优化程序。同时考虑到过程发生变化，优化系统对操作人员的指导作用，系统的启动亦可以由操作人员通过 DCS 操作站执行触发命令启动优化程序。

过程数据的有效性检验、平稳性判别、数据协调及显著误差检测构成了在线优化系统的数据处理模块。经过处理的数据为满足物料平衡约束的稳态数据，它真实地反映了当前的操作状况，是模型计算及优化计算的基础。

过程优化器在上述稳态操作点上，以过程严格机理模型为等式约束，以产品质量约束及设备负荷为不等式约束，给出使装置生产获得最大经济效益的过程优化操作值。

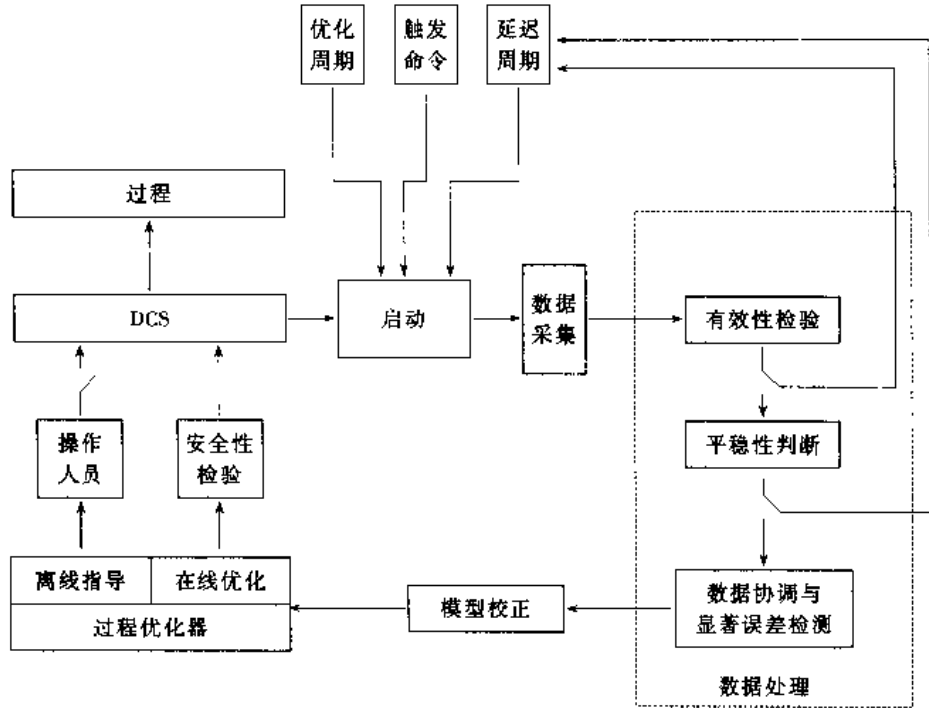


图 6-106 在线优化策略

(4) 应用实例

①加热炉出口温度优化。某炼油厂为沿海炼油厂，加工原油 20 余种，且大部分为进口原油，使得常压蒸馏塔进料性质变化较大。同时根据市场需求情况，加工方案切换频繁。为了稳定装置操作，在不同的原油进料和加工方案下，加热炉出口温度被固定在 360℃，使得在炼制某些原油时过汽化率高达 5% ~ 6%，不利于降低能耗，提高轻油收率。本节以混炼原油虚拟组分物性计算为基础，按照油品平衡汽化理论，并结合实际过汽化油量的测量值，确定炉出口温度的优化设定值，通过炉支路出口温度约束控制实现了炉出口温度的在线优化，将过汽化率控制在 2% ~ 4% 的范围内。

在线优化策略如图 6-107 所示，该塔常四线采用集油箱液位控制的全馏出流程，常四线馏分油与常压重油、减压馏分油混合作为催化裂化的原料。根据工艺流程，图中过汽化率计算器对常四线流量测量值进行数据处理并计算得到过汽化率。炉出口温度优化器根据过汽化率计算值确定合理的原油汽化率，按照下式迭代计算炉出口温度优化值

$$F(e) = \sum \left[ \frac{z_i(k_i - 1)}{(1 - e - ek_i)} \right] = 0 \quad k_i = f(T_i)$$

式中  $e$ ——原油汽化率；  
 $z_i$ ——进料虚拟组分组成；  
 $k_i$ ——组分汽液平衡常数；  
 $T_i$ ——炉出口温度。

在线优化动态实施过程中，考虑了炉出口温度的保持、优化和限幅三种情况。同时为了消除由于轻油拨出不足而对过汽化率计算带来的误差，在炉出口温度优化器中增加了轻油收率约束，避免错误地调整炉出口温度设定值而影响全塔轻油收率或产品质量。

②轻油收率优化。由于加工方案和混炼原油变化频繁，该厂常压蒸馏塔的操作一直凭借操作人员的生产经验，操作存在着较大的优化潜力。本节根据生产工艺要求，提出了常压蒸

馏塔轻油收率在线优化策略, 如图 6-108 所示。

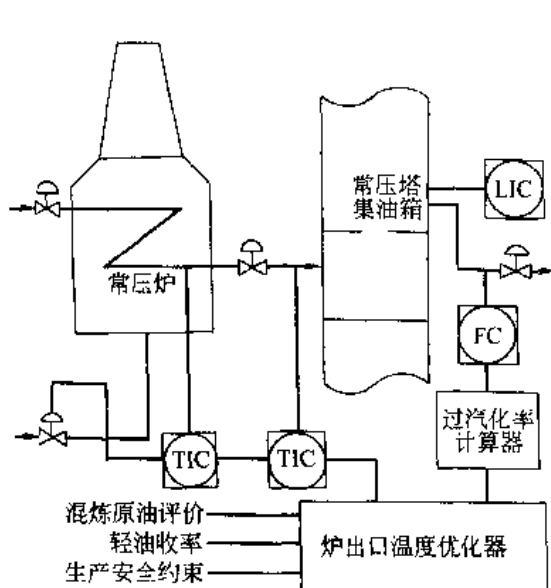


图 6-107 炉出口温度在线优化策略

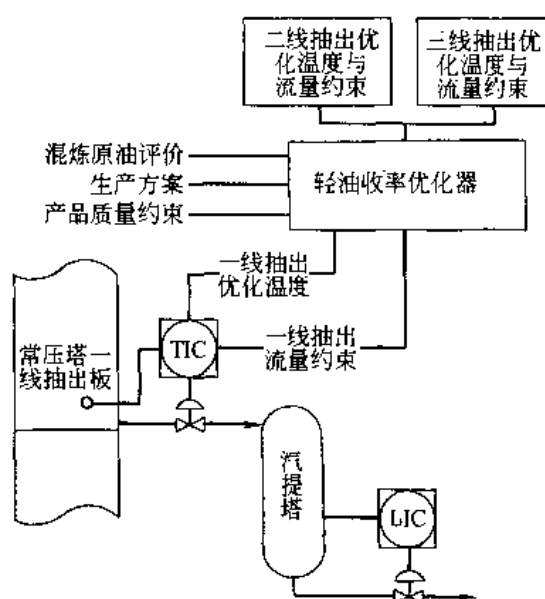


图 6-108 轻油收率在线优化策略

轻油收率优化器选取常一线干点和常三线 90% 点作为产品质量约束, 由生产方案确定上述质量约束的具体控制指标, 并得到相应各侧线产品的切割点, 作为实际的优化约束条件。同时, 由混炼原油评价计算虚拟组分的特性数据并求解常压蒸馏塔数学模型, 为优化提供物料和能量平衡约束条件。

#### 6.5.4 原油常压塔侧线产品质量多变量智能控制

原油常压蒸馏塔主要有三个侧线产品的质量需要控制, 即常一、二、三线。按常压塔原设计要求, 通过控制侧线产品的抽出温度达到控制产品质量的目的, 控制量是各侧线产品的抽出流量。在生产中影响侧线产品抽出温度的因素很多, 如常顶温度、常顶压力、加热炉出口温度、上游侧线抽出流量、全塔能量分布状况、物料平衡状况、原油性质、生产方案等。采用常规的单回路 PID 控制或多变量解耦 PID 控制均难以达到长期稳定的运行效果, 一旦有较大波动就会逐渐引起系统的不稳定。下面介绍借鉴模型预测控制方法中的一些思想, 以及熟练操作工操作复杂生产过程的行为方式, 实现了一种实用的多变量智能控制方法。

##### (1) 控制方案

控制目标是在保证产品质量的前提下, 使全塔平稳运行, 将侧线温度控制在设定值附近, 同时作为控制变量的侧线抽出量在一定约束范围内。

结合现场操作工的经验和对 DCS 历史数据的分析结果, 以常压塔现有控制方案为基础, 提出了常压塔侧线产品控制方案, 如图 6-109 所示。

被控制变量: 常顶温度、常一线气相温度、常三线气相温度。

控制变量: 常顶冷回流流量、常一线抽出量、常三线抽出量。

可测扰动变量: 加热炉出口温度、塔顶压力。

控制方案说明如下。

①常顶温度决定了整个常压塔的能量平衡, 是几个侧线间接产品质量控制系统的主要干扰, 如果常顶温度波动较大, 势必会影响全塔的正常运行。过去采用常顶温度及常顶冷回流

PID 串级控制，常顶温度波动较大，因此决定采用常顶温度及常顶冷回流智能串级控制，以保证常顶温度的平稳。

②常一线的温度由于液相温度不如汽相温度灵敏，因此选择汽相温度作为被控制量。常一线温度的波动主要受常顶温度的影响，因此在常一线智能控制器中引入常顶温度作为前馈。

③常三线温度主要受加热炉出口温度、常一线抽出量和常二线抽出量的影响。在常三线智能控制器中引入加热炉出口温度作为前馈，以尽早消除炉出口温度对常三线温度的影响。为了克服常一线、常三线之间的耦合，在侧线控制器的输出加入不完全解耦环节，以消除上面侧线抽出量变化对下面侧线温度的影响。

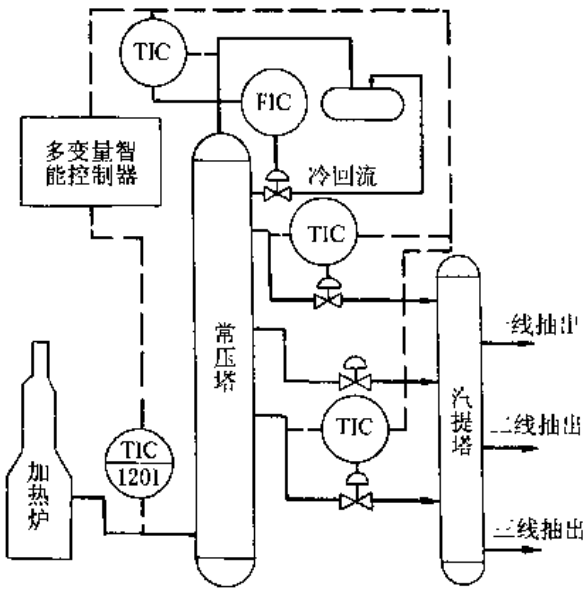


图 6-109 常压塔控制方案

(2) 控制系统结构

多变量智能控制系统的结构采用分层递阶方式，控制系统分为协调层、执行层和控制层。三层，如图 6-110 所示。协调层由多变量智能协调控制器构成，负责协调执行层中各个智能控制器的执行。执行层由各回路智能控制器组成。控制层由常规 PID 控制器组成。

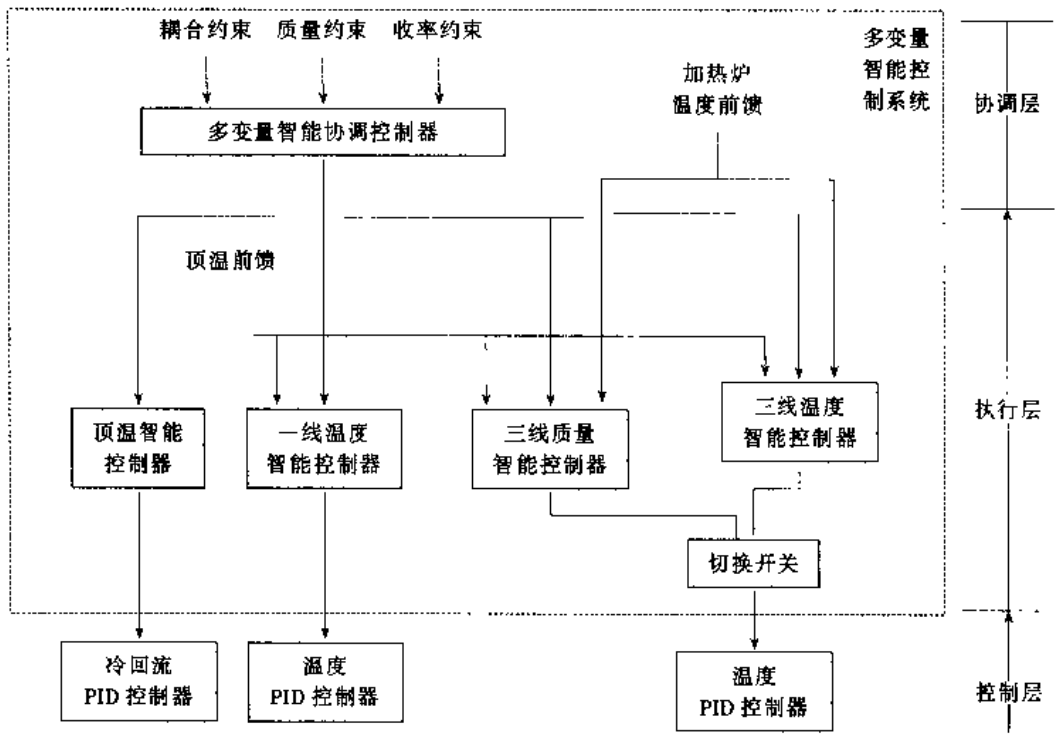


图 6-110 常压塔多变量智能控制系统结构

常三线是决定常压塔轻油收率的重要侧线，因此既要确保常三线的质量平稳性，又要保证常三线抽出量的平稳性。常三线的控制系统采用了两种互为后备的控制方案：基于神经网络 90%点质量软测量的直接质量控制方案和基于常三线温度的间接质量优化控制方案（优

化设定值由常压塔轻油收率优化器给出)。

### (3) 控制系统原理

常压塔多变量智能控制系统结构如图 6-111 所示, 分为协调层和执行层。两层:

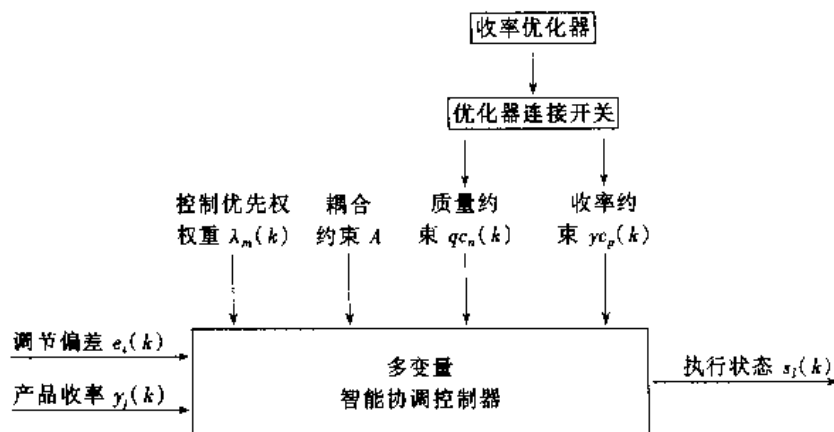


图 6-111 多变量智能协调控制器的基本结构

协调层由多变量智能协调控制器构成。其主要思想是借鉴现场操作工的经验, 从全局上协调智能控制层中各个控制器的调节行为, 使得在每个控制周期内各个控制器都向着有利于多变量全局控制的方向进行调节。

多变量智能协调控制器的输入为: 当前各控制器回路的调节偏差  $e_i(k)$ ,  $i = 1 \sim 3$ , 当前侧线产品收率  $y_j(k)$ ,  $j = 1 \sim 2$ 。输出为: 执行层中智能控制器的执行状态 (静止状态、抑制状态、控制状态)  $s_l(k)$ ,  $l = 1 \sim 3$ 。控制器的可调参数为: 各执行层中各智能控制器的控制优先权重  $\lambda_m(k)$ ,  $m = 1 \sim 3$ , 回路间耦合约束  $A_{3 \times 3}$ , 产品质量约束  $qc_n(k)$ , 和产品收率约束  $yc_p(k)$ ,  $p = 1 \sim 2$ 。

多变量智能协调控制器的计算步骤如下。

①根据各控制回路控制优先权重和当前各控制器回路的调节偏差计算当前控制系统的综合指标  $J(k)$  (越小越好)

$$J(k) = f[\lambda_m(k), e_i(k)] \quad m = 1 \sim 3, i = 1 \sim 3$$

②由当前各控制器回路的调节偏差、各控制回路控制优先权重、产品质量约束和回路间耦合约束, 估算未来各控制器  $q(q = 1 \sim 3)$  进行调节时对应控制系统的综合指标  $J_q(k+1/k)$

$$J_q(k+1/k) = g[\lambda_m(k), e_i(k), qc_n(k), A]$$

$$m = 1 \sim 3, i = 1 \sim 3, n = 1 \sim 2, q = 1 \sim 3$$

③判断各种约束条件, 若控制器已处于约束条件边界, 设置其状态为静止状态。

④选取具有最小预测综合指标的控制器, 设置其状态为控制状态。对于预测综合指标大于当前控制系统综合指标的控制器, 设置其状态为静止状态。

⑤将其它控制器设为抑制状态。

⑥重复 1~5 步。

多变量智能控制系统的执行层由顶温智能控制器、常一线智能控制和常三线智能控制器组成。

智能控制的主要思想是开闭环结合、多模态控制。这两个思想提出的目的就是不增加过多计算量的前提下克服 PID 算法的不足。智能控制的一个特点就是可以将一个复杂的控制过程通过控制区域的划分变成许多相对简单的子过程, 对这些子过程选用相应的较简单的控

制器。智能控制器的结构如图 6-112 所示, 分为三个部分: 动态控制区域划分、控制器选择和模态控制器组部分。其中  $sp$  为控制器设定值,  $e$  为设定值与测量值之间的偏差,  $M$  为控制器模态,  $u$  为控制器输出。

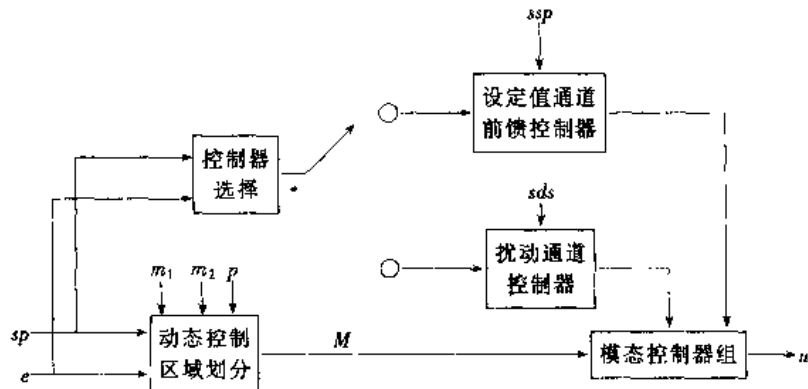


图 6-112 智能控制器的结构

动态控制区域划分是根据过程扰动幅度估计值进行的, 使得智能控制器能够适应各种幅度的设定值变化和扰动变化。

在智能控制算法中, 过渡过程的开始时刻和结束时刻很容易确定。当控制模式为保持模式时, 认为过滤过程结束; 当控制模式为其它形式时, 认为过滤过程正在进行。图 6-112 中  $m_1$ 、 $m_2$ 、 $p$  为控制区域划分的阈值。动态控制区域划分的结果是求出当前的控制模态  $M$ , 据此选择相应的控制器计算控制输出。

智能控制器在功能上又分为两个子控制器: 设定值通道前馈控制器和扰动通道控制器。由智能控制器的控制器选择部分根据实际情况确定哪一个子控制器起作用。设定值通道前馈控制器用于完成设定值  $sp$  的跟踪, 如图 6-112, 其中可调参数  $sdp$  为设定值跟踪速度, 决定了被控制量跟踪设定值的快慢。扰动通道控制器用于消除未知扰动对被控制量的影响, 其中可调参数  $sds$  为调节速度, 决定了控制消除未知扰动的快慢。调节参数  $sdp$  和  $sds$  相互对立, 互不干扰, 可分别进行整定, 大大降低了参数整定的难度, 使得对智能控制器的维护较容易。

智能控制中的每一个子控制器分别由一组模态控制器组成, 模态控制器组根据  $M$  值选择相应的控制器计算控制输出。智能控制是一种多模态控制, 这一特点使得智能控制可以把许多不同的控制算法如开关控制、前馈控制、PID 控制、内模控制等包括进去, 形成一个有机整体, 即模态控制器组。总的来说智能控制模态可分为三种: 加速模态、抑制模态和保持模态。

a. 加速模态。当误差本身很大, 或者误差较大且有增加趋势时, 一般采用设定值前馈控制、大比例增益控制、开关控制或比例 + 微分控制。

b. 抑制模态。当误差较大但有下降趋势时, 一般采用小比例或小比例 + 小微分控制。

c. 保持模态。当误差较小, 一般采用小积分 + 保持控制、小比例 + 小积分 + 保持控制或保持控制, 积分用于消除稳态余差。

多模态控制方法的好处不仅在于可以灵活地采用各种控制算法, 还在于可以根据模态值  $M$  的时序关系  $M$ , 动态地调整控制器的结构和参数, 进一步提高控制器的性能。

作为多变量智能协调控制器的下层, 智能控制器具有三种执行状态: 静止状态、抑制状态、控制状态。在静止状态下, 智能控制器使底层 PID 控制器保持当前输出; 在抑制状态

下,智能控制器降低其输出变化速度;在控制状态下,智能控制器进行正常的操作。

多变量智能控制方法可以进一步利用现有 DCS 的功能,提高 DCS 的应用水平。同时还能充分利用操作工的丰富经验,不需要事先获得准确的过程对象模型,参数调整简便直观,使控制系统投运过程安全可靠。与操作工手动操作相比,常压塔多变量智能控制系统投运后,侧线温度的平稳性显著提高,波动范围明显减小。实际运行结果表明,控制系统可以长期稳定运行,大大提高了侧线温度的控制精度,能够克服加热炉出口温度和原油性质变化的扰动,从而能够实现侧线产品质量的卡边控制,为企业带来可观的经济效益。

#### 6.5.5 原油常压塔质量估计中的软测量仪表

对于原油常压蒸馏塔制约其质量控制水平的一个重大障碍在于检测产品质量的硬仪表精度差、时滞大,无法提供闭环控制所需要的反馈信号。本节以人工神经网络为基础,构造常压塔质量软测量仪表,较好地解决了这一问题。

##### (1) 质量软测量的原理

质量软测量的实施可以通过三条途径来进行:①机理法,即通过建立严格的机理模型来反映常压塔内的蒸馏过程和油品按组分沿塔板的分割,进而计算出各侧线馏出油品的干点或 90%点;②统计法,即在收集大量过程参数与质量分析数据的基础上,运用统计方法建立它们之间的数学关系,从而可以由过程参数算出对应的干点或 90%点,人工神经网络方法也属于统计方法;③机理统计结合法,即借助机理模型确定统计模型的结构或提供间接输入变量,之后由统计方法确定模型的具体参数。

由于常压塔侧线产品质量与各过程变量之间存在着严重的非线性对应关系,很难用一般的数学模型来描述,因此考虑利用人工神经网络这一具有强大非线性映射能力、学习能力和联想记忆能力的数学手段来解决该问题。

人工神经网络中的多层前向网络较多地应用于化工过程中的数学处理和模型建立等领域。其结构特点是:在输入层与输出层之间有若干层(一层或多层)神经元——隐层单元,这些隐层单元与外界无直接联系,但其状态的改变则能影响输入与输出之间的关系。

多层神经网络层与层之间的各个神经元由键连接,键的强弱(一般称之为网络权值)决定了各种神经元之间的联接强度,并进而决定了网络的性能。因此为了使人工神经网络能够适应某一具体的应用环境,具有人们期望的某种特定功能,就需要预先对网络进行训练(或称学习),即通过调整网络的权值,使之能够正确反映期望的输入输出关系,从而精确地跟踪期望的输出值。

目前应用较广的反向传播算法(Back Propagation Algorithm,又称 BP 算法)是一种建立在梯度下降法基础上的有导师学习算法。当信息输入时,输入信号从输入层经隐层传向输出层。如果输出层得不到期望的输出则反向传输,将误差信号沿原来的连接通路返回,去修改各神经元之间的连接权值,使误差减小,如此反复,最终使误差信号达到最小。

此外,人工神经网络理论已证明,含有两个隐含层的多层前向网络可以按任意精度近似任意连续函数,含有一个隐含层的多层前向网络也可以拟合一大批非线性函数,所以此处的常压塔侧线产品质量(常一线干点、常三线 90%馏程点)在线软测量仪表采用了三层(即只含有一个隐含层)的网络结构。

##### (2) 人工神经网络学习算法

①遗传 BP 算法。鉴于传统的 BP 算法收敛速度较慢,易陷入局部极小点,不适于处理常压塔这样的强非线性工业对象的数据样本,将遗传算法引入人工神经网络的学习训练过

程,研究开发了遗传BP算法。遗传算法是根据达尔文的自然界生物进化思想,将其灵活运用到优化运算领域而产生的一种全局寻优算法。

遗传算法的主要优点表现为:在可行解空间同时由多个起始点开始搜索,搜索效率高;本质上属于随机寻优过程,不存在局部收敛问题;不要求准则函数可导,可用于求解非连续函数优化问题。

因此将遗传算法直接与BP算法相集成,以前者的全局寻优能力防止陷入局部极小点,同时依据后者的梯度下降搜索法保证在有限次搜索后快速找到全局最优解。这种新型的复合算法命名为遗传BP算法,将其应用到常压塔软测量模型的建立中,取得了良好效果。

②网络优化策略。根据机理分析的结果和实际运行的经验,选定了人工神经网络的输入变量,也即确定了人工神经网络输入层节点的数目。人工神经网络隐含层节点数目的确定,即网络结构优化问题,长期以来没有得到解决,全凭经验而定,这对于网络的训练时间和训练速度,网络的适应性能力都会造成不利的影响。特别是当用人工神经网络来构造工业过程中的在线软测量仪表时,这种危害尤为明显,为此,专门进行了网络结构优化工作。

其基本思想是:在训练人工神经网络时,除通常给出的反映网络学习精度的指标外,同时引入反映网络结构复杂度的指标,以两者的复合指标来同时指导网络的训练和优化过程。其具体实现过程是以网络剪枝法为基础,以遗传算法为手段,在数学上直接求解一个带约束的非连续函数的极值而完成。这一工作称为网络的优化策略。网络优化策略与学习算法结合,使学习训练与网络结构优化同时完成。

### (3) 常一线干点、常三线90%点的软测量仪表结构

①机理与神经网络结合。借助机理分析,从各种参与混炼的原油的实沸点蒸馏曲线出发,经计算后得出混合后油品的综合收率,将其作为一个独立的输入变量引入人工神经网络,以克服原油品种多变带来的困难。

同时,引入常三线处油气分压与汽液相平衡比的计算。把从二线抽出处下一块塔盘开始至三线抽出处塔盘为止作为一块理论塔板,对其进行油气分压与汽液相平衡比的计算,将油气分压的汽液相比作为网络的一个输入。

②依据不同生产方案间工况的差异程度,划分不同的模型适用区域。当生产方案变化时,软测量仪表自动切换采用不同的模型,这样就可以始终适用于不同的工况。

③开发了软测量仪表的在线学习校正功能,在软测量仪表中另外独立加入一个校正模块,负责监视软测量仪表的输出、反馈回来的化验值和生产运行的工况。软测量仪表的输出(估计值)和反馈回来的化验值之间出现较大差异时,记录该差异及对应段内的生产工况:当这种差异连续数次产生且对应的生产工况始终处于稳定运行状态时,通过计算偏差而给出一个校正量,将它叠加到软测量仪表的输出节点上,同时记录发生偏差时的样本,以便积累到一定数量后,为网络的重新训练增加新样本。

图6-113列出了常一线干点、常三线90%点产品质量软测量仪表的结构框图。

### (4) 软测量仪表的具体实现

首先,通过对常压塔机理分析,从工艺出发分析造成质量波动的主要因素,作为人工神经网络的初步输入变量,然后根据网络优化策略对这些变量进行筛选,同时确定网络的最优结构,最后以经过筛选后留下的主要变量作为人工神经网络的输入,侧线产品质量作为网络的输出,按上述结构框图,来构造软测量仪表。



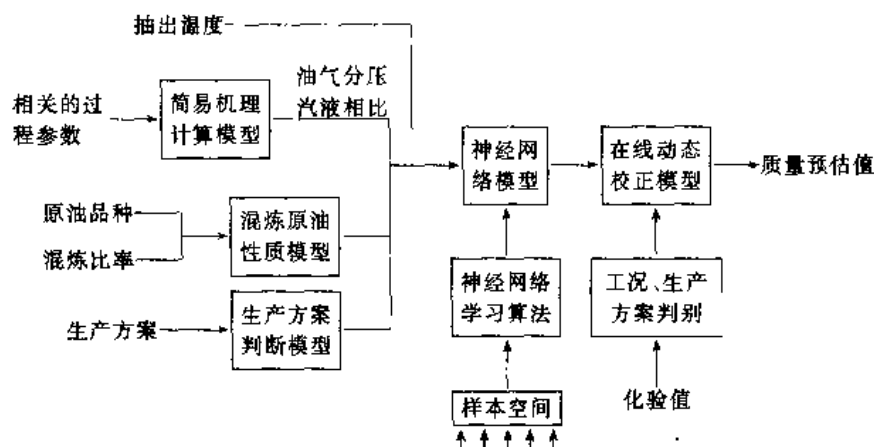


图 6-113 常一线干点、三线 90% 点的产品质量软测量仪表结构框图

接着，从采集到的大量样本数据中选择具有代表性的、能够基本覆盖正常运行工况的适当数量的数据，来作为学习样本训练网络，一旦训练完毕，则只要输入可实时采集的过程参数值，网络就可立即给出相应的质量值，从而实现产品质量在线测量的目标。

## 中美合资无锡梅思安安全设备有限公司生产安全仪表简介

名 称	产 品 简 介	主要技术指标
500 气体检测系统	催化燃烧式可燃性气体、毒性气体报警控制器 优良的稳定性、可靠性与抗干扰性	测量范围：1 ~ 100% LEL 测量精度： $\pm 5\% F \cdot S$ 4 ~ 20mA 输出，防爆等级 ExdII CT 6 电源报警可调
9020 气体检测系统	可与各种气体探测器或变送器任意配置组合使用。每个控制单元都具有一个 RS-485 接口	零点量程漂移： $\leq \pm 0.5\% F \cdot S$ $\pm 1$ 个字 4 ~ 20mA 输出，三级可调报警，重复性： $\pm 1\% F \cdot S$
Uhuca Plus 数字网络气体检测系统	数字网络系统中的各功能部件置于网络的任意位置。每一个功能部件都有自己的代码，具备与网络上任意其它部件通讯的功能。系统适用任何连接方式，可采用总线布局、自由布局。通信电缆长度可达 2600m，通过转发器和路由器可增加系统的总长度	通讯速度：78Kilob: fa/sec; 网络功能：自由拓扑结构。 网络极性：不敏感性。
SA-LEL/SA-CO <sub>2</sub> 可燃性/CO <sub>2</sub> 气体变送器	双盒式结构，可杜绝渗漏现象 抗电磁干扰	测量范围：0 ~ 100% LEL; 0 ~ 100% 体积 CO <sub>2</sub> 精度： $\pm 5\% F \cdot S$ ，量程漂移： $\leq \pm 2\% F \cdot S$ /月 零点漂移： $\leq \pm 1\% F \cdot S$ /月，防爆等级： ExdII CT 5 4 ~ 20mA 输出
DF-9500 毒气变送器	寿命长达 2 年的电化学原理探测器，选择性强，稳定性好。LCD 现场显示气体浓度	测量精度： $\leq \pm 2\% F \cdot S$ ，零点量程漂移： $\leq \pm 2\% F \cdot S$ 防爆等级：EExia II CT6，经 (BUS) 认证。
DF-7100/7010 可燃性变送器	DF-7100 标准 0 ~ 100% LEL 检测 DF-7010 低浓度 0 ~ 10% LEL 可燃性变送器	DF7100: 防护等级：IP54 重量：1.48kg，4 ~ 20mA 输出
CD10 红外可燃性变送器	CD10 基于红外吸收原理，采用最先进的模拟及微处理器技术，固态传感器提高了变送器对环境空气中气体浓度连续测量的可靠性、稳定性及精度	0 ~ 100% LEL (0 ~ 5% 体积) 甲烷，其它气体可查询 长期稳定： $\leq \pm 5\% F \cdot S$ ，4 ~ 20mA 输出 不锈钢外壳，防护等级：IP66
MSA3600 红外气体检测仪	红外光-声吸收型。仪表直接显示读数，4 ~ 20mA 输出，可与 PLC/DCS 连接	稳定性：短期 $\pm 1\%$ ；长期 $\pm 5\%$ 18 个月 噪声： $\pm 5\% F \cdot S$ ，采样管最大长度 30m (100t)

续表

名 称	产 品 简 介	主要技术指标
Responder 袖珍式氧气或毒气检测仪	可分别检测空气中的 CO、H <sub>2</sub> S、O <sub>2</sub> ，其中测氧表配接 3m 电缆（可选件）后可实现远距离检测	CO: 0 ~ 999ppm, O <sub>2</sub> : 0 ~ 100% H <sub>2</sub> S: 0 ~ 500ppm, 重 200g
MSA MICROGARD™ 袖珍式可燃气体和氧气检测仪	采用先进的表面安装技术及操作方便的薄膜开关，有扩散式和泵吸式两种结构、具有阻燃和抗静电、射频干扰的性能	范围: 0 ~ 100% LEL, 1.0 ~ 25% (O <sub>2</sub> ) 精度: ±3% F·S (LEL), ±0.3% (O <sub>2</sub> )
Ultima 气体监测系统	智能型可燃性气体 0 ~ 100% LEL 检测，超过 100% LEL 时仍可锁定读数；可现场显示；数据储存；遥控标定。配用继电器单元时，可为各级报警提供互相独立的继电器输出。探测器即将到达使用寿命时有“更换探测器”显示	可燃气: 0 ~ 100% LEL; O <sub>2</sub> : 0 ~ 25% (体积) 毒气: 可测各类毒气 (详情查询) 零漂: < 5%/年; 量程漂移: < 10%/年; 重量: 2.04kg 重复性: ±1% F·S 或 2ppm; 线性 ±2% F·S 或 2ppm

## 第7章 安全工程

### 7.1 概 述

现代科学的发展、技术的进步,极大地促进了生产力的发展,改善了人类的环境,较充分地满足了人类生存的各种需要。但是也往往会带来一些意想不到的危害,这些危害直接或间接地威胁着人类的安全与健康。

在科学技术尚不甚发达的时期,这些危害的发生,都有较明显的征兆,易被人们觉察与发现。随着科学技术的发展,这些危害的征兆变得越来越隐蔽,很难被预先觉察和发现,变成了“隐患”,这些“隐患”随着科学技术的发展而日益增多,发生危害的后果和对人类安全与健康的威胁也日益严重。据美国政府公布的统计数字,美国1979年全年因各类事故造成的损失,死亡103500人,10万人因此丧失了劳动力,损失费用达375.74亿美元。1984年,印度的一次农药毒气泄漏,造成2500人死亡,20万人中毒的惨剧。1995年美国因各类事故造成的经济损失约200亿美元,其中石油化工行业事故经济损失高达100亿美元。我国近些年在某地亚麻厂、一些石油化工厂、化工厂等企业曾发生几起特大恶性安全事故,给人民生命和国家财产造成重大损失。惨痛的事实迫使人们在发展生产和科学技术的同时,为了保障自身的安全与健康,必须采取有效措施防止危害的发生或控制危害,使其对人的安全与健康的威胁和财产损失达到最小的程度。

当今我们正处在社会经济和科学技术迅速发展的时代。在现代工业生产中,随着新技术、新能源和新材料的不断涌现,生产过程的大规模化和复杂化,以及各种危险物质的品种和处理量的增长,生产中防止灾害和损失的范围日益广泛,安全保障和技术难度也相应增大。而一些已经投入运行的生产装置和设备,由于陈旧和老化,它们的潜在危险也日益暴露出来。随着现代科学技术的使用,出现了种类繁多难于识别的“隐患”,需要用科学的方法和技术去识别、防止与控制。因此近年来在工程技术领域中出现了一门专门的工程技术——安全工程。由于科学技术门类繁多,每一种技术领域中都存在安全问题,在使用技术时均涉及人、机器与环境,所以安全工程是涉及各种技术领域以及社会科学的一种综合性的交叉性的专门技术。

随着社会的发展和技术的进步,人们在工业生产和日常生活中,日益增高对保护自身的要求,使安全工程这门新兴学科获得较快的发展。人们对劳动保护方面的研究越加深入细致,从而也促进了一个新的门类——安全科学的形成和发展。安全科学是分析、评价、控制人、机、环境系统中任何危害人类健康和安全的因素和研究这些因素的规律,以及可能发生的危害,使人、机、环境系统达到最佳状态的科学。安全科学是安全工程的基础。人、机、环境三要素组成了安全科学的内涵。

围绕人、机、环境三个子系统,安全工程又分为安全人机工程、机器安全工程(如锅炉安全技术,压力容器安全技术,电器安全技术,起重搬运安全技术等)、环境安全工程(工业防毒技术,噪声与振动控制,辐射防护技术等)、安全管理工程和系统安全工程等分支。人、机、环境组成一个有机的整体,三者是相互作用,相互依赖的,所以必须运用系统科学

的方法研究解决问题，由此产生了系统安全工程。

我国党和政府十分重视安全生产工作，1987年确立了“安全第一，预防为主”的安全生产方针。国务院原劳动部第3号令关于《建设项目（工程）劳动安全卫生监察规定》中又明确了“建设项目中的劳动安全卫生设施必须符合国家规定的标准，必须与主体工程同时设计、同时施工、同时投产和使用”的“三同时”原则。贯彻“安全第一，预防为主”的方针就是要真正落实安全从源头抓起。其中一个主要内容就是安全要从设计抓起，从前期可行性研究阶段就要认真考虑工程项目的劳动安全卫生问题。具体地说，工程项目的可行性研究报告编制单位、设计单位应对建设项目劳动安全卫生设施的设计负技术责任。设计部门的职责如下。

(1) 在进行可行性研究时，应根据国家有关标准规定对项目的劳动安全卫生同时作出论证，并将论证内容编入可行性研究报告的专门章节。

(2) 在进行初步设计或基础设计中应同时编制《劳动安全卫生专篇》，认真分析建设项目生产过程中职业危险、危害因素，详细说明设计中所采取的安全卫生防范措施，及专用投资概算等，并对预期效果作出评价。

(3) 在设计中应严格遵守现行的劳动安全卫生标准规定，并依据对可行性研究报告的安全卫生预评价报告和审批意见，完善初步设计，保证建设项目劳动安全卫生设施符合国家规定的标准。

(4) 在详细工程设计时，应落实初步设计（基础设计）中的劳动安全卫生内容和初步设计审查中通过的劳动安全卫生方面的审查意见，严格执行“三同时”规定。

近几十年来石油化工持续高速度发展，石油化工产品已渗透到工业、国防和国民经济中的各个领域。石油化工的生产特点是：①生产规模越来越大型化。近廿年来国际上石油化工生产采用大型化生产装置是一个明显的趋势。生产规模大型化可以降低单位产品的基建投资和生产成本，提高企业生产率，降低能源消耗，增加企业的经济效益。近年来，炼油生产装置原油加工能力已达到500~1000万t/a，乙烯生产装置达到80~100万t/a，合成氨生产装置可达90万t/a。合成塑料生产装置的能力也随乙烯装置的扩大而不断增加。装置的规模愈大停产的损失也愈大。一旦发生事故，其后果就更严重，对社会的影响也就更大。②工艺过程复杂。为了使石油化工生产取得最佳经济效益，人们不断开发高效率的工艺过程。由于化工机械制造技术的发展，可以提供承受高温、高压、低温、高真空度、高转速、大流量和耐腐蚀的设备和机器，为工艺技术开发创造了有利条件，也使工艺过程越来越复杂。在石油化工生产中，参与过程的物质绝大多数是易燃、易爆、有毒或有腐蚀性的。而且这些物质的状态在工艺过程中受温度、压力的控制而不断变化，如：蒸汽裂解炉管壁温度高达1100℃，高压聚乙烯装置压缩机出口压力高达3500atm。在加氢重整生产装置中离心式压缩机转速达15000r/min以上，高速泵的转速达25000r/min，乙烯分离和天然气深冷分离装置中部分设备是在-100℃以下的条件下运行的。如果安全措施考虑不周，就有可能发生事故。③生产过程自动化程度越来越高。现代石油化工装置大量采用先进技术。如集散型控制系统，信号报警，安全联锁，程序控制，在线分析和工业电视监视、显示等。由于采用了这些先进手段，使正常情况下安全生产有了保障。由上可见石油化工生产具有易燃、易爆、易中毒、高温、高压、有腐蚀的特点，因此与其它行业相比较，石油化工生产的危险性更大。现代的石油化工生产中错开一个阀门就可能酿成一次重大事故。所以安全是石油化工生产发展的关键，没有安全就没有生产，就没有效益。作为石油化工设计人员，必须充分认识安全对于石油化工生产的重要性，牢固树立“安全第一，预防为主”和“三同时”的指导思想，在设计过程中

认真分析可能遇到的各种职业危险、危害因素，并根据国家、地方或合同中规定的标准规范采取各种有效的劳动安全卫生防范措施，从设计上保障职工的安全和健康，防止和控制各类事故的发生，确保装置能安全生产，确保建设项目在劳动安全卫生方面符合国家的有关标准规范的要求。同时要用系统安全工程的科学方法在初步设计、基础工程设计、和详细工程设计阶段对工艺流程、总图、布置、设备选型、材料选择进行系统安全分析，对发现的不安全因素要采取措施，消灭在施工投产之前。

从石油化工生产的角度看，工业安全有两个侧面，一个是以防火防爆为主的安全措施，另一个侧面是防止污染扩散形成的暴露源对人身造成的健康危害。特别火灾和爆炸是石油化工行业最大的威胁。因此安全设计人员除了要通晓石化专业知识外，还要了解燃烧和爆炸方面的知识，具备生物化学和毒理方面的知识，更要掌握系统安全分析的技能，熟悉各种安全标准规范。

工业生产中的安全要依靠全体工作人员的安全意识，设计工作也不例外，只有人人关心安全，才能达到预期目的，安全设计是完成设计工作的一个重要环节。安全问题既要由各个专业设计人员具体考虑安排落实所需的安全措施，同时还要有专业安全人员进行集中管理、检查、通盘考虑，才能达到总体安全的目的。

## 7.2 劳动安全卫生专篇

### 7.2.1 编制目的

为了贯彻落实“安全第一，预防为主”和“三同时”的精神，根据国家劳动部第3号令的要求，设计单位在编制初步设计（基础设计）文件时，应同时编制《劳动安全卫生专篇》。目的是为了切实作到安全从源头抓起，认真分析生产过程中职业危险、危害因素，说明设计中采用的主要安全卫生防范措施，以保证建设项目中的劳动安全卫生设施符合国家规定的标准的要求；保证装置的安全生产和操作工人的劳动安全卫生。

### 7.2.2 编制依据

专篇的编制内容及原则要求主要依据国家劳动部第3号令《建设项目劳动安全卫生监察规定》之附件一：《劳动安全卫生专篇》编写提要。具体章节内容及深度要求主要依据《石油化工装置基础设计（初步设计）》内容规定（SHSC—033—98）第17项：“劳动安全卫生专篇”之规定（见附录1之劳动安全卫生专篇）。

### 7.2.3 编制步骤

在编制《劳动安全卫生专篇》之前，工艺系统专业首先应对装置进行全面的安全分析，找出生产工艺中存在的危险因素和生产操作中的危险部位。通过分析研究，提出防止或降低装置中固有的危险因素的危害性的安全措施。同时编制好“安全和工业卫生状况表”（见表7-1），提交给设计经理、项目安全工程师及有关专业，作为编写“劳动安全卫生专篇”的依据和基础。“安全和工业卫生状况表”中主要应包括内容有：①单元或岗位名称；②易燃易爆物质危害；③有毒物质危害（名称、数量、状态）；④腐蚀性物质危害（名称、数量、状态）；⑤噪声危害（噪声源、分贝值）；⑥粉尘危害及其它危害如放射性危害、高温灼伤、高空作业危险等；⑦可能受到危险/危害的人数、程度；⑧主要的安全卫生防范措施。其中对各种有害物质的认定所依据的标准规范及各项内容的填写要求如下。

#### （1）易燃易爆物质危害

指出各生产单元的火灾危险类别及爆炸危险区域划分，使用或生产易燃易爆物质的名

称、种类、性质和灭火方法。单元和物料的火灾危险性分类按“石油化工企业设计防火规范”之规定。该项详细内容可以填写在消防条件表中。

## (2) 有毒物质危害

指工人在生产中接触以原料、成品、半成品、中间体、反应副产物和杂质等形式存在，并在操作时可经呼吸道、皮肤或经口腔进入人体而对健康产生的危害。

①有毒物质名称及毒性。(职业性接触毒物危害程度分级参见表 7-2、表 7-3。车间空气中有害物质的最高允许浓度中列举的有毒物质名称摘自《工业企业设计卫生标准》TJ 36—74)。

②有毒物质数量。主要指有毒物质在装置内的用量和贮量。可根据贮存该物料的设备容积和输送管道的容积估计。

③有毒物质状态，如固态、液态和气态。

④有毒物质的使用条件和中毒后的急救处理方法。

## (3) 腐蚀性物质危害

指该物质接触到人体时，能够造成对人体腐蚀伤害危害。应说明装置中使用腐蚀性物质的名称、种类(如酸类或碱类)、状态(如固态、液态和气态)及使用条件。

## (4) 噪声危害

主要指生产过程和设备产生的噪声而对人体健康带来的危害。应写明装置内的主要噪声源及高噪声区，如压缩机厂房、造粒机、机泵房等。并给出在减(防)噪声措施之前的 A 声压级。

## (5) 粉尘危害及其它危害

说明装置内可能产生的生产性粉尘名称，如二氧化硅、石棉、树脂粉末等及粉尘浓度(以  $\text{mg}/\text{m}^3$  表示)。还应说明可能发生的高温灼伤、高(低)温作业、坠落、放射性等危害。

## (6) 可能受职业危害的人数、程度

受危害的人数可根据与有害位置相接触的工作岗位人数估算。受危害程度根据不同情况分别填写。如毒物危害程度，可按《职业性接触毒物危害程度分级》GB 5044—85 的规定填写，职业性接触毒物危害分级，是以急性中毒、急性中毒发病状况、慢性中毒患者状况、慢性中毒后果、致癌性和最高允许浓度等六项指标为基础的定级标准，见 GB 5044—85 表 1，分为极度危害(I 级)、高度危害(II 级)、中度危害(III 级)、轻度危害(IV 级)四个级别。并依据这个分级标准，对我国接触的 56 种常见的毒物的危害程度进行了分级，见表 7-3。对车间空气中有害物质的最高容许浓度的国家标准见表 7-4。

## (7) 主要安全卫生防范措施

说明针对生产过程所存在的各种危害因素，采取或建议要采取的安全卫生防范措施，主要包括：

- ①选用可靠的设备、材料、按照爆炸和火灾危险场所类别等级选择电气设备、控制仪表；
- ②泄压、防爆、防火等安全防护措施和必要的监测、报警设施；
- ③生产过程中的报警、停车连锁保护措施和事故状态下紧急停车设施；
- ④有毒物质泄漏的监测、报警措施；
- ⑤通风、除尘、降温、减噪声和防放射辐射危害措施；
- ⑥事故淋浴、洗眼器、劳动保护用品及有关医疗急救措施；
- ⑦设置安全距离、疏散通道等；
- ⑧防雷、防静电接地措施；

### ⑨其它措施。

工艺系统专业在对装置进行了全面安全分析并编制好“安全工业卫生状况表”后还应及时向有关专业提出消防、防爆区域划分、检测报警、暖通等条件。

有关专业根据“安全和工业卫生状况表”中有关内容和主要安全卫生防范措施的要求及其它有关条件（如防爆、消防、检测报警、暖通条件等）在本专业的基础设计中认真落实安全卫生防范措施，然后根据“编制内容及分工”的要求将本专业负责的章节编写成稿，并经本专业校核后交给“安全专篇”负责人审查汇总成专篇。

《劳动安全卫生专篇》（包括附图）全部完成后交安全专业主任工程师审核，然后送审定人审定，最后由设计经理签署后作为成品入库。

#### 7.2.4 编制内容及分工

《劳动安全卫生专篇》由项目安全工程师或项目设计经理（当项目中没有配备安全工程师时）负责组织编写。各章节内容应按分工由相关专业编写成稿，并经本专业校核后交给“安全专篇”负责人汇总。

单个石化装置的《劳动安全卫生专篇》内容应包括7部分：①设计依据；②工程概述；③生产过程中职业危险、危害因素分析；④设计中采用的主要安全卫生防范措施；⑤预期效果分析；⑥专用投资概算；⑦附图。

建议参考的专篇编制目录，内容要求及编制分工如下。

##### （1）设计依据

由项目负责人编写，其内容为：

- ①可行性研究报告及其批准文件；
- ②建设项目劳动安全卫生预评价及其批准文件；
- ③设计合同；
- ④国家或地方的相关法规；
- ⑤设计执行的相关标准、规范（由安全专业提出）。

##### （2）工程概述

①产品方案、生产规模、建设性质及生产方法。由工艺专业负责人编写。其中建设性质应注明是新建、扩建还是改建。生产方法包括简要说明工艺过程及技术特点。

②装置平面布置、依托关系、自然条件及周围环境。由总图专业负责人编写。内容应说明装置的地理位置，布置方案，自然条件和周围环境对装置劳动安全卫生的影响等。

##### （3）生产过程中职业危险、危害因素分析

由工艺负责人编写，内容包括六部分：

- ①火灾、爆炸危险；
- ②毒性物质危险；
- ③腐蚀性物料的危害；
- ④噪声危害；
- ⑤其它危害；
- ⑥危险岗位分析。

具体内容见7.2.3中有关部分。

##### （4）设计中采用的主要安全卫生防范措施

- ①选用可靠的设备、材料。由电气专业负责人编写装置爆炸危险区域划分等级情况，按

照爆炸和火灾危险场所类别等级要求选择电气设备、控制仪表的情况。由设备专业负责人编写设备选型、选材防腐及耐高温、耐高压,设备超压保护措施等。

②泄压、防爆和防火安全设施。由工艺专业负责人编写系统超压保护及可燃气体排放系统(如火炬系统)设置情况等。给排水专业负责人编写装置内消防系统设置情况。电信或仪表负责人说明火灾报警系统设置情况,如位置、数量、动作原理等。

③报警、停车联锁和紧急停车设施。由仪表专业负责人编写。应说明生产过程中的报警、停车联锁保护措施和事故状态下紧急停车设施及其它安全设施。

④可燃气体和有毒物质泄漏检测、报警措施。由仪表专业负责人编写。应说明检测点的数量,分布情况及报警器选型。

⑤个人劳动保护用具、事故淋浴、洗眼器等救护设施。由安全专业负责人编写。应说明个人劳保用具选型及配备,事故淋浴、洗眼器设置情况和有关医疗急救设施情况。

⑥通风、除尘、降温、采暖、减噪及防放射性危害等设施。通风、除尘、降温和采暖措施由暖通专业负责人编写。减噪由工艺专业和设备专业负责人编写。防放射性危害由工艺专业和仪表专业负责人编写。

⑦防雷、防静电接地措施。由电气专业负责人编写。应说明安全供电、事故电源、事故照明情况,防雷、防静电接地措施等。

⑧建构筑物泄压、安全距离、疏散、急救通道等。由建筑专业负责人编写。应说明建筑物之间的安全距离、危险区内的建筑物泄压防爆措施、建构筑物抗震措施、建构筑物耐火等级、安全疏散、急救通道及出口情况、耐火材料的选用情况、防高空坠落设置情况等。

⑨劳动安全卫生管理人员配备情况。由安全专业负责人编写。应说明装置内是否配有安全员,或原有可依托的安全卫生机构设置情况。

#### (5) 预期效果分析

由安全专篇负责人编写。应对设计采用的安全卫生防范措施的预期效果作出分析评价,说明对建设项目前期劳动安全卫生预评价报告主要结论的落实情况,及在劳动安全卫生方面还存在的问题与建议。

#### (6) 专用投资概算

由概算编制人编制,提出下列有关四个方面的概算数额。

①劳动安全卫生防范设施费用;

②检测装备和设施费用;

③安全教育装备和设施费用;

④事故应急措施费用。

#### (7) 附图

①装置平面位置图,由总图专业提供。

②爆炸危险区域划分图,由电气专业提供。

③可燃气体和有毒气体检测报警系统布置图,由仪表专业提供。

总之工程设计中的安全问题要依靠全体设计人员的安全意识,只有人人关心安全才能达到预期目的。《劳动安全卫生专篇》是基础设计中安全设计内容的集中体现,涉及方方面面,既要靠专篇负责人精心组织,又要靠有关专业齐心协力,共同重视,才有利于把专篇编深编细并逐步规范化。





表 7-2 职业性接触毒物危害程度分级依据 (摘自 GB 5044—85)

指 标		分 级			
		I (极度危害)	II (高度危害)	III (中度危害)	IV (轻度危害)
急性 毒性	吸入 $LC_{50}$ , mg/m <sup>3</sup>	< 200	200—	2000—	> 20000
	经皮 $LD_{50}$ , mg/kg	< 100	100—	500—	> 2500
	经口 $LD_{50}$ , mg/kg	< 25	25—	500—	> 5000
急性中毒发病状况		生产中易发生中毒, 后果严重	生产中可发生中毒, 预后良好	偶可发生中毒	迄今未见急性中毒, 但有急性影响
慢性中毒患病状况		患病率高 ( $\geq 5\%$ )	患病率较高 ( $< 5\%$ ) 或症状发生率高 ( $\geq 20\%$ )	偶有中毒病例发生或症状发生率较高 ( $\geq 10\%$ )	无慢性中毒而有慢性影响
慢性中毒后果		脱离接触后, 继续进展或不能治愈	脱离接触后, 可基本治愈	脱离接触后, 可恢复, 不致严重后果	脱离接触后, 自行恢复, 无不良后果
致癌性		人体致癌物	可疑人体致癌物	实验动物致癌物	无致癌性
最高容许浓度 mg/m <sup>3</sup>		< 0.1	0.1—	1.0—	> 10

表 7-3 职业性接触毒物危害程度分级及其行业举例 (摘自 GB50 44—85)

级别	毒 物 名 称	行业举例	级别	毒 物 名 称	行业举例
I 级 (极度危害)	汞及其化合物	汞冶炼、汞齐法生产氯碱	II 级 (高度危害)	丙烯腈	丙烯腈制造、聚丙烯腈制造
	苯	含苯粘合剂的生产和使用(制皮鞋)		四氯化碳	四氯化碳制造
	砷及其无机化合物 <sup>①</sup>	砷矿开采和冶炼、含砷金属矿(铜、锡)的开采和冶炼		硫化氢	硫化染料制造
	氯乙烯	聚氯乙烯树脂生产		甲醛	酚醛和脲醛树脂生产
	铬酸盐、重铬酸盐	铬酸盐和重铬酸盐生产		苯胺	苯胺生产
	黄磷	黄磷生产		氯化氢	电解铝、氯氨酸制造
	铍及其化合物	铍冶炼、铍化合物的制造		五氟酚及其钠盐	五氟酚、五氟酚钠生产
	对硫磷	生产及储运		镉及其化合物	镉冶炼、镉化合物的生产
	蒽基镍	蒽基镍制造		敌百虫	敌百虫生产、贮运
	八氟异丁烯	二氟-氟甲烷裂解及其残液处理		氯丙烯	环氧氯丙烷制造、丙烯磺酸钠生产
	氯甲基醚	双氯甲基醚、一氯甲基醚生产、离子交换树脂制造		钒及其化合物	钒铁矿开采和冶炼
	锰及其无机化合物	锰矿开采和冶炼、锰铁和锰钢冶炼、高锰焊条制造		溴甲烷	溴甲烷制造
	氰化物	氰化钠制造、有机玻璃制造		硫酸二甲酯	硫酸二甲酯的制造、贮运
II 级 (高度危害)	三硝基甲苯	三硝基甲苯制造和军火加工生产	III 级 (中度危害)	金属镍	镍矿的开采和冶炼
	铅及其化合物	铅的冶炼、蓄电池制造		甲苯二异氰酸酯	聚氨酯塑料生产
	二硫化碳	二硫化碳制造、粘胶纤维制造		环氧氯丙烷	环氧氯丙烷生产
	氟	液氟烧碱生产、食盐电解		砷化氢	含砷有色金属矿的冶炼
				敌敌畏	敌敌畏生产、贮运
				光气	光气制造
				氯丁二烯	氯丁二烯制造、聚合
				一氧化碳	煤气制造、高炉炼铁、炼焦
				硝基苯	硝基苯生产
				苯乙烯	苯乙烯制造、玻璃钢制造

续表

级别	毒物名称	行业举例	级别	毒物名称	行业举例
Ⅲ级 (中度危害)	甲醇	甲醇生产	Ⅲ级 (中度危害)	六氟丙烯	六氟丙烯制造
	硝酸	硝酸制造、贮运		苯酚	酚醛树脂生产、苯酚生产
	硫酸	硫酸制造、贮运		氮氧化物	硝酸制造
	盐酸	盐酸制造、贮运	Ⅳ级 (轻度危害)	溶剂汽油	橡胶制品(轮胎、胶鞋等)生产
	甲苯	甲苯制造		丙酮	丙酮生产
	二甲苯	喷漆		氢氧化钠	烧碱生产、造纸
	三氯乙烯	三氯乙烯制造、金属清洗		四氯乙烯	聚全氟乙烯生产
	二甲基甲酰胺	二甲基甲酰胺制造、顺丁橡胶的合成		氨	氨制造、氮肥生产

①非致癌的无机砷化合物除外。

注:1. 对接触同一毒物的其它行业(表中未列出的)的危害程度,可依据车间空气中毒物浓度、中毒患病率、接触时间的长短,划定级别。凡车间空气中毒物浓度经常达到 TJ 36—79《工业企业设计卫生标准》中所规定的最高容许浓度值,而其患病率或症状发生率低于本分级标准中相应的值,可降低一级。

2. 接触多种毒物时,以产生危害程度最大的毒物的级别为准。

表 7-4 车间空气中有毒物质的最高容许浓度

编号	物质名称	最高容许浓度 mg/m <sup>3</sup>	编号	物质名称	最高容许浓度 mg/m <sup>3</sup>
	一、有毒物质		30	甲 苯	100
1	一氧化碳 <sup>①</sup>	30	31	甲 醛	3
2	一甲胺	5	32	光 气	
3	乙 醚	500		有机磷化合物	0.5
4	乙 腈	3	33	内吸磷(E059)(皮)	0.02
5	二甲胺	10	34	对硫磷(E605)(皮)	0.05
6	二甲苯	100	35	对拌磷(3911)(皮)	0.01
7	二甲基甲酰胺(皮)	10	36	马拉硫磷(4049)(皮)	2
8	二甲基二氯硅烷	2	37	甲基内吸磷(甲基 E059)(皮)	0.2
9	二氧化硫	15	38	甲基对硫磷(甲基 E605)(皮)	0.1
10	二氧化硒	0.1	39	乐戈(乐果)(皮)	1
11	二氯丙醇(皮)	5	40	敌百虫(皮)	1
12	二硫化碳(皮)	10	41	敌敌畏(皮)	0.3
13	二异氰酸甲苯酯	0.2	42	吡 啶	4
14	丁 烯	100		汞及其化合物	
15	丁二烯	100	43	金属汞	0.01
16	丁 醛	10	44	升 汞	0.1
17	三乙基氯化锡(皮)	0.01	45	有机汞化合物(皮)	0.005
18	三氧化二砷及五氧化二砷	0.3	46	松节油	300
19	三氧化铬、铬酸盐、重铬酸盐(换算成 CrO <sub>3</sub> )	0.05	47	环氧氯丙烷(皮)	1
20	三氯氢硅	3	48	环氧乙烷	5
21	己内酰胺	10	49	环己酮	50
22	五氧化二磷	1	50	环己醇	50
23	五氟酚及其钠盐	0.3	51	环己烷	100
24	六六六	0.1	52	苯(皮)	40
25	丙体六六六	0.05	53	苯及其同系物的一硝基化合物(硝基苯及硝基甲苯等)(皮)	5
26	丙 酮	400	54	苯及其同系物的二及三硝基化合物(二硝基苯、三硝基甲苯等)(皮)	1
27	丙烯腈(皮)	2	55	苯的硝基及二硝基氟化物(一硝基氟苯、二硝基氟苯等)(皮)	1
28	丙烯醛	0.3			
29	丙烯醇(皮)	2			

续表

编号	物 质 名 称	最高容许浓度 mg/m <sup>3</sup>	编号	物 质 名 称	最高容许浓度 mg/m <sup>3</sup>
56	苯胺、甲苯胺、二甲苯胺(皮)	5	91	二氯乙烯	30
57	苯乙烯	40	92	四氯化碳(皮)	25
	钒及其化合物		93	氯乙烯	30
58	五氧化二钒烟	0.1	94	氯丁二烯(皮)	2
59	五氧化二钒粉尘	0.5	95	溴甲烷(皮)	1
60	钒铁合金	1	96	碘甲烷(皮)	1
61	苛性碱(换算成 NaOH)	0.5	97	溶剂汽油	350
62	氟化氢及氟化物(换算成 F)	1	98	滴滴涕	0.3
63	氨	30	99	烷基镍(皮)	0.001
64	臭氧	0.3	100	钨及碳化钨	6
65	氧化氮(换算成 NO <sub>2</sub> )	5		醋酸酯	
66	氧化锌	5	101	醋酸甲酯	100
67	氧化镉	0.1	102	醋酸乙酯	300
68	砷化氢	0.3	103	醋酸丙酯	300
	铅及其化合物		104	醋酸丁酯	300
69	铅烟	0.03	105	醋酸戊酯	100
70	铅尘	0.05		醇	
71	四乙基铅(皮)	0.005	106	甲醇	50
72	硫化铅	0.5	107	丙醇	200
73	铍及其化合物	0.001	108	丁醇	200
74	铝(可溶性化合物)	4	109	戊醇	100
75	铝(不溶性化合物)	6	110	糠醛	10
76	黄磷	0.03	111	磷化氢	0.3
77	酚(皮)	5		二、生产性粉尘	
78	萘烷、四氯化萘	100	1	含有 10% 以上游离二氧化硅的粉 尘(石英、石英岩等) <sup>②</sup>	2
79	氰化氢及氰酸盐(换算成 HCN) (皮)	0.3	2	石棉粉尘及含有 10% 以上石棉的 粉尘	2
80	联苯-联苯醚	7	3	含有 10% 以下游离二氧化硅的滑 石粉尘	4
81	硫化氢	10	4	含有 10% 以下游离二氧化硅的水 泥粉尘	6
82	硫酸及三氧化硫	2	5	含有 10% 以下游离二氧化硅的煤 尘	10
83	铈及其化合物	5	6	铝、氧化铝、铝合金粉尘	4
84	锰及其化合物(换算成 MnO <sub>2</sub> )	0.2	7	玻璃棉和矿渣棉粉尘	5
85	氯	1	8	烟草及茶叶粉尘	3
86	氯化氢及盐酸	15	9	其它粉尘 <sup>③</sup>	10
87	氯苯	50			
88	氯苯及氯联苯(皮)	1			
89	氯化苦	1			
	氯代烃				
90	二氯乙烯	25			

①一氧化碳的最高容许浓度在作业时间短暂时可予放宽:作业时间 1 小时以内,一氧化碳浓度容许达到 50mg/m<sup>3</sup>;半小时以内—100mg/m<sup>3</sup>;15—20 分钟—200mg/m<sup>3</sup>。在上述条件下反复作业时,两次作业之间须间隔 2 小时以上。

②含有 80% 以上游离二氧化硅的生产性粉尘,浓度宜不超过 1mg/m<sup>3</sup>。

③其它粉尘系指游离二氧化硅含量在 10% 以下,不含有毒物质的矿物性和动植物性粉尘。

注:1. 表中最高容许浓度是工人工作地点空气中有害物质所不应超过的数值。工作地点系指工人为观察和管理生产过程而经常或定时停留的地点,如生产操作在车间内许多不同地点进行,则整个车间均算为工作地点。

2. 有(皮)标记者为除经呼吸道吸收外,尚易经皮肤吸收的有毒物质。

3. 工人在车间内停留的时间短暂,经采取措施仍不能达到上表规定的浓度时,可与省、市、自治区卫生主管部门协商解决。

4. 本表所列各项有毒物质的检验方法均按卫生部批准的现行《车间空气监测检验方法》执行。

(摘自工业企业设计卫生标准,TJ 36—79)

1988 年又单项发表车间空气中 8 种化学物质卫生标准:

标准编号	标准名称	最高容许浓度 mg/m <sup>3</sup>
GB 8773—88	车间空气中丙烯酸甲酯卫生标准	20(皮)
GB 8774—88	车间空气中锑及其化合物卫生标准	1
GB 8775—88	车间空气中氟丙烯卫生标准	2
GB 8776—88	车间空气中甲基丙烯酸甲酯卫生标准	30
GB 8777—88	车间空气中六氟化硫卫生标准	6000
GB 8778—88	车间空气中磷胺卫生标准	0.02
GB 8779—88	车间空气中氯化锂卫生标准	0.05
GB 8780—88	车间空气中二甲基乙酰胺卫生标准	10(皮)

## 7.3 安全设计

### 7.3.1 安全设计的重要性

石化工业与炼钢、造船、机械、电气设备制造等工业相比,由于大量使用可燃性或有毒性的物质,所以由这些物质引起的火灾、爆炸或中毒的危险性很大。另外,随着装置及设备的大型化,处理量明显增大,其操作也是在危险的反应和高温、高压等苛刻条件下进行的,并且,由于往往在气液平衡状态下采用气液两相操作,所以有可能因其操作中的体积膨胀、收缩而使装置产生异常,这样苛刻的操作条件也增加了装置本身损伤、破坏的危险性。

另外,装置规模大,操作条件苛刻,万一发生火灾、爆炸等事故时,其灾害的波及面也就大,并且增加了消防灭火的困难,最坏的情况是造成企业本身的致命损伤,所以对石化装置来说,安全设计比什么都重要。

### 7.3.2 安全设计的基本思想

在安全设计中必须考虑的基本项目可归纳成以下三项。

#### (1) 工艺的安全性

工艺必须以下列三项作为达到工艺安全的目标进行研究,即①在设计条件下能够安全运转;②即使多少有些偏离设计条件也能将其安全处理并恢复到原来的条件;③确立安全的启动或停车办法。

因此,必须评价化工工艺所具有的各种潜在危险性,例如原料、化学反应、操作条件的不同,偏离正常运转的变化,工艺设备本身的危险性,研究排除这些危险性,或者用其它适当办法对这些危险性加以限制的方法。石化装置一般是由很多工艺过程高度集中构成的,所以有时各工艺过程的每个阶段也影响其它阶段的操作。一开始就考虑全部工艺过程的安全问题是比较复杂的,所以有必要将工艺过程进行分类,考虑每类工艺过程对其它工艺过程的影响,以求达到整个工艺过程的安全化。

#### (2) 防止运转中的事故

应尽力防止由运转中所发生的事故而引起的次生灾害。事故的对象有废物的处理、停止供给动力、混入杂质、误操作、发生异常状态、外因等。

#### (3) 防止扩大受灾范围

万一发生灾害时,应防止灾害扩大,把灾害局限在某一范围内。

以上是安全设计的基本事项,但考虑到工厂厂址、石化装置的特殊性、企业内组织的不同及其它情况,还必须具体问题具体分析。

### 7.3.3 安全设计的分工

关于安全设计,需在设计的各阶段,事前充分审查与各专业设计有关的安全性并制定必

要的安全措施。另外，在通常的设计阶段中，各技术专业也要同时进行研究，对安全设计一定要进行特别慎重的审查，消除考虑不周和缺陷之处。例如，对于设备，在进入制造阶段以后就难以发现问题，即使万一发现问题，也很难采取完备的改善措施。在安全设计方面一般要求附加下列内容。

(1) 各技术专业都要进行安全审查。制定检查表就是其方法之一。

(2) 审查部门或设计部门在设计结束阶段进行综合审查。在综合审查中要征求技术管理、安全、生产、维修等有关部门的意见。另外，要努力弥补技术专业的疏漏，提高安全性、可靠性，提供可操作性、安全性高的设计。

(3) 将设计委托给外部的专业公司时，要确立对安全设计充分检验的管理体制。

安全设计的分工因进行设计的专业或工程公司归属关系及行业侧重点不同，分工也不尽一致，主要内容见表 7-5。

表 7-5 安全措施项目和分工

项目	目的	安全措施的内容	承担的专业
工艺过程的安全	评价物料、反应、操作条件的危险性，研究安全措施	1. 分析由物料特性引起的危险性 (1) 燃烧危险(2) 有毒有害危险(3) 腐蚀危害 2. 反应危险 3. 控制反应的失控 4. 设定数据测定点 5. 判断引起火灾、爆炸的条件 6. 分析操作条件产生的危险性 7. 材质分析 (1) 耐应力性(2) 高低温耐应力性(3) 耐腐蚀性(4) 耐疲劳性(5) 耐电化学性(6) 隔音(7) 耐火、耐热性 8. 填充材料 9. 其它危害分析 10. 提出有关专业安全设计的条件或要求	工 艺
	选择机器、设备的型式、结构，并研究承受负荷的措施	1. 材质 2. 结构 3. 强度 4. 标准等级	机械设备(包括配管、贮罐、加热炉、电气、仪表、建筑)
	研究设备机器偏离正常的操作条件及泄漏时的安全措施	1. 选择泄压设施的性能、结构、位置 (1) 安全阀(2) 爆破片(3) 密封垫(4) 过流量防止器(5) 阻火器 2. 惰性气体注入设备 3. 爆炸抑制设施 4. 其它控制设施(包括程序控制等) 5. 测量仪表 6. 可燃、有毒气体监测报警设施 7. 通风装置(厂房) 8. 确定危险区和决定电气设备防爆结构 9. 防静电措施(包括防杂散电流的措施) 10. 避雷设备 11. 装置内的动火管理	工 艺 工 艺 工 艺 工艺、仪表 仪 表 仪 表 建筑、暖通 电 气 电 气 电 气 工程管理
防止发生运转中的事故	研究防止由运转中所发生事故引起的灾害的措施	1. 紧急输送设备 2. 放空系统 3. 排水、排油设备(包括室外装置的地面) 4. 动力的紧急停供措施 (1) 保安用电力(2) 保安用蒸汽(3) 保安用冷却水 5. 防止误操作措施 (1) 阀等的联锁(2) 其它 6. 安全仪表 7. 防止混入杂质等的措施 8. 防止因外因产生断裂的措施	工 艺 工 艺 给排水 电气、热工 机械、仪表 配 管 仪 表 机 械 机 械

续表

项 目	目 的	安 全 措 施 的 内 容	承 担 的 专 业
防止扩大受害范围的措施	防止发生灾害时扩大受害范围,研究将受害范围限制在最小限度内的措施	1. 总图布置、设备布置 2. 耐火结构 3. 防油、防液堤 4. 紧急断流装置 5. 防火、防爆墙 6. 防火、灭火设备 7. 紧急通话设备 8. 安全避难设备 9. 防爆结构 10. 其 它	总图、配管 建筑、机械 建 筑 工艺、仪表 建 筑 消 防 电 信 项目安全 建 筑 项目安全

### 7.3.4 安全设计的实际措施

安全设计中实际采取的主要安全措施如下所述。

#### (1) 设备的材料、结构

设备应选用能充分承受操作条件的材料、结构强度,其要点如下。

①材料选择。使用的材料应考虑工艺流体、流速、温度、压力等各种因素,选择满足耐腐蚀、具有足够强度以及可加工性(特别是可焊性、机械加工性)的材料。

关于耐腐蚀性,对所有的使用环境都绝对不被腐蚀的材料几乎没有,所以通常采用在使用环境下能承受允许范围内腐蚀的材料。但是,在考虑有可能产生局部腐蚀、晶间腐蚀的地方、流速快时的磨蚀、高温腐蚀、流体中的微量组分,例如氯化物、硫化物、水分等引起的特殊腐蚀等时,必须慎重研究材料。

根据情况不同,有时采取除掉腐蚀物质、防止腐蚀或注入缓蚀剂等辅助手段。

选择材料时,应严格遵循有关标准、规范、规定,并选用在相同或类似的工艺装置中经过长期运转考验验证的材料。

②结构选择。在石化装置中,经常处理不同的原料或尽管处理同种原料,其组分也不相同。另外,由于催化剂的活性降低等原因,有时也必须改变操作条件。因此,从安全上考虑,装置、设备的结构需按苛刻的条件设计。同样,受气温影响的水冷器、空冷器和制冷设备也是如此。

选择结构最重要的因素是设计压力。由于装置、设备的耐压试验规定以设计压力为基础,所以设计压力的选取因工艺的种类不同而有较大的差异。一般规定内压力容器取最高工作压力的1.05~1.10倍,且不低于安全阀开启压力或爆破片的最大标准爆破压力。此工作压力的定义因规定不同而不同,所以必须予以注意。应严格执行国家有关规范。

设计压力及设计温度的确定,请参见本卷6.2和6.3节的有关内容。

在其它特殊情况下,例如在停止运转时,对于压力有可能被急剧均衡的系统中的设备,各自的使用条件需在安全上分别研究。另外,对于停止运转时有可能造成真空的设备,有的还必须作为受外压的设备进行设计。

主要的是在装置、设备的安全设计中,在设计条件上加上机械设计的裕量和性能上的裕量。

#### (2) 适应变化的安全设施

化工装置在进行蒸馏、抽提、反应等化学工程学上的处理操作时,有时会偏离正常的运转状态而超温、超压。因此,在安全上需设置:a.使异常状态恢复成正常状态而保持在最佳条件的压力控制设施;b.其变化明显偏离正常状态有可能导致危险时为避免发生危险

的稳定设施；c. 异常状态进一步发展时的紧急控制设施。

①压力控制设施。压力控制设施有以下二种：a. 迅速将过压排出系统外的泄压设施；b. 在超过一定压力时，自动减少设备内的物体流入量，控制压力的设施。一般多采用前者，后者用于紧急切断进料或热源。表 7-6 是泄压设施的种类和特性等。

表 7-6 泄压设施的种类

种类	特 性
安全阀	可以将过压排放到系统外部，恢复到正常压力继续运转的有以下几种 ·安全阀：用于气体或蒸汽（包括空气、水蒸气） ·泄压阀：主要用于液体 ·安全泄压阀：气体及液体兼用
泄压阀排泄管	可以将液体排放到系统外部，恢复到正常液压而继续运转
爆破片	适用于压力有可能迅速上升、或工作压力很低或很高、或泄放介质含有颗粒、易结晶、聚合、粘度高等不适于选用安全阀的场合 与安全阀并用，可隔开腐蚀性或易堵塞物料，保护安全阀
呼吸阀	排出内部液体的蒸汽或空气，对气温的变化有呼吸作用，防止内部过压或负压

②稳定设施。化学反应引起的升温、升压明显偏离正常状态而有可能导致危险时，只有采用下述的紧急控制设施才能使反应恢复正常状态。这里把能将某种程度的变化恢复到正常状态，使工艺过程保持最佳条件的设施称为稳定设施。稳定设施有下列几种。

a. 反应控制剂注入设施。应使用对各个反应有抑制效果的反应控制剂。如催化剂的中毒剂、钝化剂、反应中止剂。

b. 冷却设施。选择不产生局部高温的冷却方式。避免反应器内局部过热。在有搅拌机的反应器的冷却系统中，这是非常重要的。

③紧急控制设施。紧急控制设施是在异常状态发展到用上述的压力控制设施和稳定设施等不能进行控制的程度时，作为紧急控制来使用的，往往由显示异常的报警设施和与此联锁并用自动或手动进行动作的紧急控制设施组成。

a. 报警设施。报警设施是迅速显示发生异常的设施，安装在需要对工艺参数的异常变化进行报警的装置上，特别是需要对安全有关的工艺参数进行检测报警的装置上，例如为了防止因工艺过程的异常而引起的危险，需要在减压装置上安装能够检测出在正常状态下原料中不应存在的氧气的浓度并能发出报警的设施。

报警设施一般设置在由于下列原因而不能连续运转或在安全上产生故障的系统上：④仪表风、冷却水、燃料气的压力下降；⑤燃料气或压缩机入口的分离罐液位上升，加热炉进料管线的流量降低；⑥其它危险等异常状态。

b. 紧急控制设施。这是在工厂设备发生危险的异常情况下，与上述报警装置联锁进行紧急操作而防患于未然的装置，紧急控制设施有下列几种：⑦紧急切断动力的设施；⑧紧急停止流入流体的设施（紧急切断阀等）；⑨使流体旁通的紧急处理设施（三通阀等）；⑩将流体紧急排入到系统外的设施（放空管线、燃烧池或排泄池等）；⑪紧急冷却设施；⑫紧急送入惰性气体设施；⑬紧急送入反应控制剂设施等。

结合工艺过程的危险性组合这些设施，做成自动式或手动式来使用。有关紧急控制设施已制定了很多的法令规则，所以需要注意。

### (3) 火源的管理

化工厂的装置区或罐区等处，有存留易燃性气体、蒸汽和发生泄漏的危险，附近如果有火源，则发生着火、爆炸的危险极大，所以特别需要妥善管理这些火源，以防发生灾害。



火源有下列几种：装置内的火源（加热炉、锅炉、烟囱、高温的裸露配管等高温物体、机械的摩擦等）；电气设备；操作中发生的静电；雷电；杂散电流；施工用火（焊接及切割、砂轮机的火花、内燃机、焊枪等）；吸烟等。上述各种火源中，对施工用火和吸烟等，一般在工厂的安全管理中都有条文规定，其它的属于安全设计上的问题，采取下列一些措施。

①对于装置内的火源，最重要的是使其配置适当。并要布置在安全区域，距其主设施要有足够的防火间距。其次应根据需要将设备本身制成易燃性气体和蒸气难以进入设备内部的结构，而且作为辅助手段应设置紧急送入惰性气体的装置。设置灭火蒸汽设施（紧急时吹入灭火蒸汽，提高炉内压力，防止易燃性气体进入炉内）就是其中一例。

②电气设备。电气设备一般按照下述技术标准，根据周围环境中易燃性气体、蒸气或粉尘存留的危险性按照“爆炸和火灾危险环境电力装置设计规范”（GB 50058—92）将危险场所分类。根据危险区域的等级来选择适合气体、蒸气或粉尘种类的防爆电气设备。同时要完成防静电接地及防雷电的安全设计。

表 7-7 为国家建筑设计防火规范规定的生产的火灾危险性分类。

表 7-7 生产的火灾危险性分类

生产类别	火 灾 危 险 性 特 征
甲	使用或产生下列物质的生产 1. 闪点 $< 28^{\circ}\text{C}$ 的液体 2. 爆炸下限 $< 10\%$ 的气体 3. 常温下能自行分解或在空气中氧化即能导致迅速自燃或爆炸的物质 4. 常温下受到水或空气中水蒸气的作用，能产生可燃气体并引起燃烧或爆炸的物质 5. 遇酸、受热、撞击、摩擦、催化以及遇有机物或硫磺等易燃的无机物，极易引起燃烧或爆炸的强氧化剂 6. 受撞击、摩擦或与氧化剂、有机物接触时能引起燃烧或爆炸的物质 7. 在密闭设备内操作温度等于或超过物质本身自燃点的生产
乙	使用或产生下列物质的生产 1. 闪点 $< 28^{\circ}\text{C}$ 至 $< 60^{\circ}\text{C}$ 的液体 2. 爆炸下限 $\geq 10\%$ 的气体 3. 不属于甲类的氧化剂 4. 不属于甲类的化学易燃危险固体 5. 助燃气体 6. 能与空气形成爆炸性混合物的浮游状态的粉尘、纤维、闪点 $\geq 60^{\circ}\text{C}$ 的液体雾滴
丙	使用或产生下列物质的生产 1. 闪点 $\geq 60^{\circ}\text{C}$ 的液体 2. 可燃固体
丁	具有下列情况的生产 1. 对非燃烧物质进行加工，并在高热或熔化状态下经常产生强辐射热、火花或火焰的生产 2. 利用气体、液体、固体作为燃料或将气体、液体进行燃烧作其它用的各种生产 3. 常温下使用或加工难燃烧物质的生产
戊	常温下使用或加工非燃烧物质的生产

注：1. 在生产过程中，如使用或生产易燃、可燃物质的量较少，不足以构成爆炸或火灾危险时，可以按实际情况确定其火灾危险性的类别。

2. 一座厂房内或防火分区内有不同性质的生产时，其分类应按火灾危险性较大的部分确定，但火灾危险性大的部分占本层或本防火分区面积的比例小于 5%（丁、戊类生产厂房的油漆工段小于 10%），且发生事故时不足以蔓延到其它部位，或采取防火设施能防止火灾蔓延时，可按火灾危险性较小的部分确定。

3. 对于石油化工装置所使用或生产的可燃气体可燃液体的火灾危险性分类应遵照“石油化工企业设计防火规范”（GB 50160—92）第二章可燃物质的火灾危险性分类的规定。

#### (4) 废物处理设备

在石化工厂中除了生产产品以外，还会产生很多废物。如加热炉及锅炉等排出的燃烧废气，生产过程排出的废气、原料所含的水分等，这些废物必须在运转中进行安全处理。在此阐述废物处理设备中的排放设备、排水器及放空管、废水及废液处理设备。

①排放设备是在运转、停车或紧急停车时，为了安全并迅速地排放装置排出的废气或内部溶液及其蒸气而设置的设备。由下列设备组成：a. 使有害且易燃的气体燃烧后排放到大气中的火炬系统；b. 排放无毒而且比空气轻的气体的排气管道系统。

②排水器和放空管。在运转中如果工艺流体中所含的水和空气进入装置中，则有可能引起突沸和爆炸，所以需要事前将水和空气排到系统外部的设备。负压系统的工艺设备有可能进入空气，所以应尽量避免设置排水器。

排水器是供排除从进料、循环物料中所分离出来的水分及应生成的水分，在水蒸气吹扫中冷凝而残留在系统内的水分等的设备，设置在容器、配管等有可能积存水分的部位的最底部。

放空管是为了排放运转过程中工艺流体中所携带的空气和液体物料的蒸气的设备，设置在配管、容器、贮罐等有可能积存空气及蒸气的部位的最高处。放空管直接通向大气或与排放系统连接。

③废水、废液处理设备。该处理设备通常分为下列两个系统：

a. 含油污水处理系统。该系统用于收集排水时排出的含油污水，做成密封结构设置地下，有些地方设置截流井，末端设置油水分离器和隔油池，将油分完全分离，回收后排放清水。含油污水处理系统中的人孔盖为两层封闭式的气密性结构。

b. 排水系统。排水系统用于收集冷却用水的排水、蒸汽疏水器产生的冷凝水以及雨水，为开式结构。

(5) 防止停止供给动力源的措施

在运转过程中意外停止供给电力、仪表风及蒸气、惰性气、消防用水等动力源就会造成很大的混乱，有可能导致二次灾害。在安全设计中需采取下列措施以防备意外停止供给这些动力源。

①对停电应确保安全的供电系统。

②对仪表风源应储存仪表风并留有余量。

③蒸汽供给系统应设法相互利用或设置备用锅炉。

安全供电是指在停电时为了保持生产设备等的安全、安全停车，必须备有所需容量的电力或仪表风等，或者具备相应能力的安全供电设备，安全供电设备的组合如表 7-8 所示。

表 7-8 安全供电设备的组合

安全电力等设备	市电	自备发电	蓄电池	内燃机驱动发电	蒸汽透平驱动发电	空气或氮气贮罐
自动控制设施	○	○	○			□
紧急断路设施	○	○	○			□
喷水装置	○	○	○	○	○	
消防设备	○	○	○	○	○	
冷却水泵	○	○	○	○	○	
水雾喷射装置	○	○	○	○	○	
除毒气设备	○	○	○	○	○	
紧急照明设备	○	○	○			
泄漏探测报警设施	○	○	○			
通信设施	○	○	○			

注：1. ○表示应从表列设备中选择两种以上加以组合，□表示必须拥有的设备。

2. 自备发电应为经常运转的发电设备。

3. 消防设备或冷却水泵如果是用内燃机或蒸汽透平驱动的，则不需要上表的安全供电设备。

4. 自动控制设施或紧急断路设施在停电等情况下，不管有没有仪表风贮罐、氮气贮罐或自备发电，都能以自动或远离手动操作立即进行安全动作的设施来代替。

### (6) 防止误操作的措施

为了防止由于操作人员误操作和不负责任等引起的事故，理想方法是采用完全自动控制、安全装置（即使发生错误也确保安全）或安全自锁装置，但是全面采用这些方式并非容易，所以通常采取一些措施。

对危险或重要的操作应采用全自动机构或者采用下述的程序控制设施、联锁机构或联动机构。

①程序控制设施。程序控制设施本来是为了使装置的正常运转自动化而开发的，先以正确的操作顺序编成程序，使错误的操作顺序无效。因此，对防止误操作极为有效。一般来说，程序控制应用于如果不按顺序操作就会发生故障或导致极大危险的情况，如反应器等操作中。该装置具有下述功能：不进行前面的操作就不能进行下面操作；从操作上或安全上最重要的因素（例如温度测定装置）为基础来选择装置所需调整的设备。

②联锁机构。虽然其目的和程序控制相同，但是其机构往往是简单的机械机构。具体示例有：a. 在加热炉的常明灯未着火前，烧嘴的主燃料阀不打开的机构；b. 手柄上设机械啮合机构等，以保证不按顺序操作就不能进行阀的操作。另外，高压气体设备还有标准规定。目前石油化工装置均设有 ESD 紧急联锁停车系统。

③联动机构。例如以一定流量混合两种气体时，在偏离规定值就会产生危险的情况下，为了与流量控制容易发生波动的气体的流量保持一定比例而采用自动控制另一种气体流量的联动机构。波动的允许值范围大时，对异常流量采用联锁机构也就足够了，可是在允许值范围窄时，就需要采用联动机构了。

对配置的阀等不应混淆不清。另外，需要标示或辨别开闭状况的配管应涂色或作标记。设备周围的照明应适当。

### (7) 防止外因造成装置破坏的措施

给石油化工装置带来意外损害的外因，除地震、洪水、雷击等天灾外，还有汽车、铁路货车、飞机等运转工具的冲撞。

①天灾的预防措施。关于天灾的预防，在抗震设计应具有防地震措施，而在（3、4）项中对防雷击措施作了叙述，其它的预防措施如下所述。

- a. 在抗风载措施中，设计时应采用各法规及气象局所给的最高风速。
- b. 与排水沟有关的降雨量应采用气象局所给的降雨量。
- c. 寒冷地区为了防冻，应采取适当的保温防冻措施（采用蒸汽伴热和保温材料）。关于降雪，例如浮顶罐可采取安装圆顶等特殊措施。

#### ②防止运输工具冲撞的措施

- a. 禁止在距厂内道路一定距离以内设置装置的重要或危险设备。如果需要则应设置防护墙。对厂内道路的转弯半径需特别注意。
- b. 铁路专用线的末端有配管或设备时，为防备货车的冲撞应采取有效的防护措施。
- c. 为防止其它机械材料的意外接触，装置内的按钮应设置保护罩。

### (8) 布置

石化工厂的布置是从考虑厂址选定上的各个问题开始的，即考虑对工厂的生产活动能方便而有效地供给劳动力、电力、用水及有利于运输原料、产品等，而且该地区的地震、台风、洪水等天灾要少等问题。而从安全上考虑工厂的布置要保证厂区的安全和对厂外设施的安全。

①厂内的安全布置。从厂内安全考虑,原则上是根据各自的目的分区布置设施、设备,即按管理区(办公室、化验室、环监站、中控室、消防站等)、公用工程区(锅炉、给水、发电、变电所、供风及氮气设备等)、装置区、罐区(原料及产品罐等)、其它设备区(火炬、污水及废油处理设备、废物处理设备等)来布置。

各区的相互配置应考虑功能、防止发生灾害、防止扩大受灾面等要求。防火间距要满足“石油化工企业设计防火规范”(GB 50160)。

从各区功能方面考虑,原则上应按从原料进厂到产品制造、储存及出厂的顺序来布置,以防物流互相交错。这与简化连接管道和保证安全有密切关系。

为了防止发生灾害,应考虑易燃性物质的泄漏,注意火源设备的布置,例如加热炉等。

为了防止扩大受害面,除相邻各区之间留有适当的安全距离之外,防灾活动所需的厂内道路还要全厂的统筹考虑。并在危险性设施或设备周围留有适当的安全空地。

②厂外设施的安全布置。应按防火安全设计规定考虑与厂外设施的距离。

### (9) 耐火结构

石油化工装置的构筑物除应考虑到发生火灾时不燃以外,根据需要还必须具有耐火性能,以防止在消防灭火控制火势之前的时间内,因火灾使构筑物的强度降低、变形、破损直至最终倒塌,使受害程度增大。具有这种耐火性能的结构称为耐火结构。

哪个地方采用耐火结构一般根据该场所发生火灾危险程度以及发生火灾的情况来确定。

所谓发生火灾的危险程度是指发生火灾的频率以及由此而产生的影响(重要程度)。一般来说,危险程度较高的场所如下。

①处理易燃物质的大型塔等,如果被周围引起的小规模火灾(因泵、换热器等内部流体泄漏而引起的火灾)加热就会引起大规模火灾的设备,其支承部位应采用耐火结构。例如塔的裙座、加热炉的支承部位等。

②设备或配管的安装框架等构筑物处于火灾多发区,而且结构框架如果遭到破坏,往往会发生二次火灾时,结构的柱、梁或支承部位应采用耐火结构。例如设置罐、换热器等主要钢结构的柱或梁、主管架的支承部位等。

③易燃性液体或液化气贮罐的支承部位,例如球罐或危险品贮罐的支承部位等。

④其它紧急操作所需仪表用的配管或配线等的电缆槽或支架,例如紧急用仪表的导线、液压管的支架等。

根据火灾的情况选择耐火结构的耐火性能及范围。通常,挥发性小的易燃性液体多为地面火灾或容器内火灾,挥发性大的易燃性液体或高温的液体往往喷出很高的火焰。另外,被加压的易燃液体和气体贮罐类或配管如果发生破损着火,就会像火炬一样喷出火焰,会严重烧坏周围的装置。较高的塔发生的火灾是称烟囱效应的火灾现象,火焰一直剧烈上升。通常作法是覆盖耐火层。当耐火层选用防火涂料时,应采用厚型无机并能适用于烃类火灾的防火涂料。

### (10) 防止火灾蔓延及防止爆炸的措施

这是在发生火灾、爆炸时,为了减轻受害程度而采取的措施,具体如下。

①防火门、防火墙。防火门、防火墙都是为了防止火灾蔓延而设的。a. 防火门是安装在建筑外墙或防火墙的出入口的门,有钢板卷门、铁门、夹丝玻璃门及其它材料的门。b. 防火墙是用混凝土、砖、石棉板、钢材或灰泥等不燃性材料,按照建筑物墙体建造的结构

物。关于防火墙的结构、建造方法等有规范规定。防火墙是在建筑物和建筑物之间或存放易燃物场所像屏风一样单独设置的，主要目的是防止火焰接触易燃物或遮蔽辐射热，例如在罐区总管设置的防火墙等，具有适当的防火性能。

②防爆墙及保护墙。在有爆炸危险的装置、设备周围为了控制爆炸冲击波所造成的受害面而设置防爆墙。防爆墙不仅能减轻爆炸冲击波压力，还有遮蔽爆炸产生的飞散物或爆炸火焰而保护附近设施的效果。所以其结构应能足以承受爆炸压力，根据爆炸冲击波的威力，设置在有足够遮蔽效果的位置上。

#### (11) 防止扩大液体流出范围的装置

该装置是防止易燃性气体、蒸气或液体从装置内流出、扩散后引起较大的二次火灾、大爆炸或污染环境的装置，有下列几种：

①挡油堤。挡油堤是阻止从工艺装置或贮罐中流出的液体扩大范围的装置。在石油化工安全设计规定中，对室外贮罐规定了结构或堤内容量。

这些挡油堤不仅仅阻止液体流出，而且在灭火操作时还阻止泡沫灭火剂等扩大流出范围，有助于增加其灭火效果。

②挡液堤。挡液堤是在液化贮罐泄漏时，防止液化气流出的装置。

③紧急断流装置。紧急断流装置是在相衔接的装置发生泄漏或火灾等紧急事故时，切断同该装置的联系、防止受害面扩大的装置。主要设置在处理易燃性气体或液体的大容量装置、贮罐或穿过公共地区的导管上，使用自动式或手动式的断流阀（切断阀）。

#### (12) 消防灭火设备

消防灭火设备是指防止火灾辐射热引起火灾蔓延的防火设备（冷却用喷水设备等）和直接压制火灾的灭火设备的总称。

防火设备本来是指防止火灾辐射热引起的火灾蔓延为主的设备，但有切断气体侵入，稀释气体浓度作用的设备也属防火设备。

①属于前者的是靠喷射潜热大的水来冷却装置，防止引起火灾或破坏。根据喷水方法不同，有以微细雾状喷射的水雾喷射装置、使用喷水管或偏向器进行喷射的喷水装置、从喷嘴喷射柱状水的喷水装置、用喷嘴呈水幕状喷射的水幕喷射装置等。

②属于后者的有通过喷射蒸汽形成汽幕的蒸汽幕喷射装置。

灭火设备是直接扑灭火灾的设备，采用切断“燃烧三要素”中的氧气（或者空气），降低着火温度等灭火手段进行灭火。有喷射粉末、泡沫等的灭火器，喷射水雾、不燃性气体、挥发性液体（容易挥发的液态卤烃等）等的灭火器、消火栓等很多种。

总之，当采用灭火设备时应考虑各种灭火设备的特性，选择适合灭火对象的灭火设备。

在进行消防设计时要符合国家有关法规的要求，特别是“石油化工企业设计防火规范”的要求。

#### (13) 报警、通信设备

为了适当处理事故，将受害面控制在最小范围内，迅速报警或能知发生易燃气体或有毒气体泄漏或火灾等是非常重要的。为此目的应设置报警、通信设备。包括：a. 通知发生火灾的火灾报警设备；b. 探测气体泄漏，发出报警的气体探测报警设备；c. 传达发生事故的通信设备等。目前多使用将它们有系统地组合起来的设备。

①火灾报警设备。火灾报警设备有检测火灾的热量、烟雾、光线及其它情况进行自动报警的和发现火灾者按下变送器的按钮进行报警的类型。

②易燃及有毒气体探测报警设备。气体探测报警设备是及早发现气体泄漏进行报警的设备，目的在于早期发现少量的气体泄漏，以防止发生火灾。因此，重要的是选择最有效的位置进行探测。

气体探测报警设备因敏感元件的不同而有各种形式：利用燃烧热使铂丝电阻发生变化的接触燃烧式、利用气体浓度变化使光线折射率发生变化的光干涉式、利用气体浓度变化使金属氧化物半导体电阻发生变化的半导体式、利用气体浓度变化而产生电化学性质变化的电化学式、利用气体浓度变化而使热导率变化的导热式、利用空气和被探测气密度差的密度差式、利用气体浓度不同而红外线吸收率也不同的红外线式等。

③通信设备。通信设备，一般是指供联络使用的紧急报警设备，通常使用下列一些设备：a. 扩音器、警报器、警钟；b. 专用电话、对讲机、专用广播设备、专用广播设备和专用电话组合的呼叫设备等有线通信设备；c. 无线电收发两用机、民用便携式送话器等无线电通信设备。

#### (14) 施工和安全

石油化工装置的建设施工与大厦等一般建筑物的建设施工相比，有下列特殊之处，所以发生火灾的危险性极大。

①由于所建设的装置复杂，所以施工中应采取的安全措施非常多。

②由于需要多工种的专业公司协助，所以其管理体制和管理方法上有很多复杂的问题。

③在施工过程中的某一时期内各工程有时还必然会交叉进行，所以其安全管理困难。

④在正在运转的装置附近进行新建施工和停止运转后进行维修施工情况下，发生火灾、爆炸及中毒等的危险性大。

因此，为了防止发生火灾，严格的安全管理是必不可少的。

但是，不应忘记保证安全管理还有下列一些内容。

①能安全进行建设施工的周密设计。

②安全的建设方法及施工机械管理方法。

③细致而且合理的施工计划和管理。

对于装置建设施工的安全卫生管理有很多的法令规定，需以这些法令为最低基准进行更好的管理。从内容上看，可归纳如下几点。

①建立安全卫生管理组织，适当地进行管理，作好安全卫生的实际工作。

②为了操作的安全，制定并普及安全操作标准。另外，对于有危险的操作应委派有资格的操作者。需要时应应在操作前对操作者进行教育。

③为了防止发生火灾，对操作环境采取安全措施。

## 7.4 系统安全工程

### 7.4.1 概述

系统安全工程可定义为：用系统工程方法创造系统可以接受的条件，使系统发生的事故减少到最低限度，并达到最佳安全状态。

用系统工程方法，使系统处于可以接受的危险之中。

用系统工程方法，使系统处于安全之中。

这些规定的条件包括有规定的环境、时间、劳动力、能源、效益。就意义上来讲，系统安全工程就是在规定的的环境、时间、劳力、能源、效益等条件下，既要发挥系统的作用，又

必须使人员伤亡、设备损失减少到最低限度。

系统安全工程的方法可概括为：①系统安全分析；②危险性评价（包括对物质、工艺、人机关系、环境等的评价）；③比较；④综合评价；⑤最佳化计划的决策。

可以看出，系统分析和评价是系统安全工程的核心，只有分析得准确，评价得周密，才可能得出最佳决策。

系统安全的分析方法，现在已发展到许多种，其中最常用的则有 25 种，它们各有特点。如果按照从初级到高级的不同程度分，则有安全检查表（CL）、初步危险性分析（PHA）、故障类型影响分析（FMEA）、致命度分析（CA）、事件树分析（ETA）、事故树分析（FTA）。如果按照分析的数理方法分，则有定性及定量分析。如果从逻辑的观点看，则有归纳分析和演绎分析。

系统安全的评价方法，当前主要的有两种：其一为对系统的可靠性，安全性进行评价；其二为利用生产所需原料，所谓物质系数法，进行评价。美国的道化学公司的火灾爆炸指数评价法，经过不断修改，现已发展为第七版。日本的冈山法，疋田法都源于此。最近英国帝国化学公司发展的蒙德法，较大幅度地改善了道化学公司的方法，使评价结果更接近实际。日本 1976 年发表的化工联合企业评价六步骤标准，简单易行，易于掌握，有很多可取之处。

在企业安全领域里引进系统安全工程的方法优越性很多，它可以使安全工作从过去的凭直观、经验的传统方法改变成定性定量的方法，其优越性主要为：

（1）通过分析了解系统的薄弱环节所在及可能发生危险性的尺度，得出定量的概念，从而采取相应的措施，预防事故的发生。不仅如此，通过逻辑分析，不但易于找到真正的事故原因，而且还能查到未想到的原因。

（2）通过综合，可以找出最适当的方法使各分系统之间达到最佳配合，用最少的投资达到最佳的安全效果和大幅度地减少伤亡事故。

（3）系统安全工程的方法，不仅适用于工程，而且适用于管理，实际上现在已形成系统安全工程和系统安全管理两个分支，两者都是全面安全管理的基础，应用范围可归纳为以下方面：①发现事故隐患；②预测由故障引起的危险；③设计和选用安全措施方案；④组织实现安全措施；⑤对措施效果作出总结评价；⑥不断进行改善。

（4）可以促进各项标准的制订和有关可靠性数据的收集。系统安全工程既然需要评价，就需要各种标准，如安全设计标准，人机工程标准等，同时为了定量计算，还促进积累有关可靠性（包括人和物）的数据。

（5）可以迅速提高安全工作人员的水平。要真正搞好系统安全工程就必须熟悉生产，否则就无法进行分析和综合。在了解生产、分析综合的过程中，就可大大地提高安技工作人员的质量。

#### 7.4.2 安全检查表

安全检查表（CL）是进行安全检查，发现潜在危险的一个极为有用的工具。它是系统安全工程最初步的手段。也是为检查某一生产系统或设备的安全状况而事先拟好的问题清单。由于这种表格可以事先组织有关人员编制，容易做到全面周到。经过长时期的实践修订，就可以成为预测和预防事故的重要手段。以此为依据可进行设计新装置，新工艺。现代的系统安全工程分析方法，如初步危险性分析（PHA）、故障类型影响及致命度分析（FMECA）、事故树分析等，都是在这个基础上发展起来的。

##### 7.4.2.1 安全检查表的种类

安全检查表按其用途可分为以下几种。

### (1) 设计审查用安全检查表

设计对防止事故的作用是十分重要的,经验表明,由于设计不良将不安全因素带入建成的工厂或设备并由此发生的事故占事故总量的四分之一以上。

如果在设计中能够设法把不安全因素除掉,则可取得事半功倍的效果。不然,设计付诸实施后,再进行安全方面的修改,不仅浪费资金,而且往往收不到满意效果。

因此,应该在设计之前,为设计者提供相应的安全检查表。检查表中附上有关规程标准,一方面可使设计者知识面延长,另一方面使他们乐意采纳这些标准中所列出的数据要求,以避免与安全人员发生争议。设计者如事先参照安全检查表进行设计,要比设计完成后再照检查表修改省事得多,这一点必须引起充分的注意。

当然,安全人员也可以在三同时设计审查时使用安全检查表。

设计用的安全检查表要求系统、全面、明了。主要用在厂址选择,总平面布置,工艺流程的安全性、装置的布置、建(构)筑物、安全装置与设施、操作的安全性、危险物品的贮存与运输、消防设施等方面。

### (2) 厂级安全检查表

主要用于全厂性安全检查,也可供安技部门进行日常检查时使用。其主要内容包括:各装置的安全可靠性、要害部位、主要安全装置与设施、危险品贮存与使用、消防设施、操作管理及遵章守纪等。检查要突出要害部位,注意力集中在大面的检查上。

### (3) 车间用安全检查表

主要用于预防性检查,如设计审查,定期的安全检查等。

车间安全检查表应包括本车间的安全内容,如设备布置、通道路口、通风照明、噪声振动、颜色标志、人机工程、消防设施等。检查主要针对重点岗位,注意力放在客观检查上。

### (4) 工序和岗位用安全检查表

用于安全检查、工人自检互检或安全教育,其内容主要根据工序或岗位的主体设备,工艺过程、危险部位、防灾控制点,即整个系统的安全性来制订。要求内容具体,结合实际,简明易行。

### (5) 专业性安全检查表

由专门人员、专业机构和职能部门编制和使用。主要用于专业检查、定期检查,如防火防爆、防尘防毒、防寒防冻、防暑降温、压力容器、锅炉、配电装置、起重机具、机动车辆、电气焊等特殊与专业性的检查。检查表的内容要符合专业安全技术要求。

#### 7.4.2.2 安全检查表的编制

(1) 安全检查表要以国家、部门、企业所颁发的有关安全法令、规章、制度以及规定标准等为依据。

(2) 安全检查表应按专业制订。

(3) 安全检查表应参考各种事故资料,查明有关所有的不安全状态。这是控制隐患的起码条件。

(4) 安全检查表要切合实际,要根据本单位的特点和经验编写,切忌生搬硬套。

(5) 对提问的回答以“是”或“否”的方式。“是”表示这个问题符合要求,“否”表示还存在问题。对不适用于本项目的条目可作记号说明不适用。

(6) 安全检查表的表头应包括:项目名称、主项或单元号、设计阶段、自检栏、校审复



检栏、检查者签字等内容。

#### 7.4.2.3 安全检查表的功用

(1) 安全检查人员能够根据检查表预定的目的、要求进行检查,达到突出重点,避免疏忽遗漏,以便于发现和查明各种危险和隐患,及时消除。

(2) 可针对不同的对象专业编制各种要求的安全检查表,实现安全检查、事故分析的标准化和规范化。

(3) 依据安全检查表进行检查,是监督各项安全规章制度是否落实,有无违章的有效方式。同时也使检查者懂得正确的结论,因而起到安全教育的作用。

(4) 有了安全检查表,可以使新设计人员较快地熟悉掌握安全设计的要点。

#### 7.4.2.4 安全检查表示例

##### (1) 厂址选择和区域划分设计安全检查表

①生产区、居住区、生活饮用水水源、码头、废渣堆埋场、火炬和工业废水排放点是否已同时选定?在风向、间距方面是否已满足职业安全卫生的要求?

②厂区是否会遭到飓风、洪水、地震、泥石流、危石、滑坡等和地方病的危害?

③石油化工企业处在山区或丘陵地区时,其生产区是否处在窝风地带,在发生液体、气体或烟雾泄出时,地形是否有加剧危险的可能?

④生产区沿江河岸布置时,是否位于邻近江河的城镇,重要桥梁,大型锚地、船厂等重要建构物的下游?

⑤工厂是否处于主要公路、地区公用设施的下风方向?有无适当的间距?

⑥地区的公路、架空电力线路、排洪沟是否穿越了生产区?

⑦地形和地下水位能否允许厂区充分地排水?

⑧工厂的排水是否能够影响地区的供水系统?

⑨生产区距居民区有无合理的安全卫生防护距离?邻近的居民区是否限制了工厂将来可能的发展?工厂是否限制了居民区的发展方向?

⑩厂区是否邻近能释放有害物的已有工厂?发生火灾、爆炸或其它事故时的相互影响是否已有研究处理?对将来的发展有无影响?

⑪厂区的场地是否足够容纳拟建的工厂或装置(包括工艺生产装置、辅助生产装置、公用设施、仓储及储运设施、三废处理设施、火炬以及停车场地等),并能保证必要的安全生产用地(有防火隔离带,空地等缓冲地带)?是否考虑了将来可能的发展?

⑫工厂所在地区是否有紧急情况下可用于进行急救、医疗和消防的公共设施?

⑬是否在任何时候都能使消防和急救设备进入工厂?在工厂的出入口是否会发生严重的交通阻塞问题?

⑭厂区与相邻工厂或设施的防火间距是否满足设计防火规范 GB 50160—92 中表 3.1.7 的要求?

⑮工厂的防洪频率的选定及与之对应的标高是否合理?

##### (2) 厂区总平面图设计安全检查表

①是否根据工厂各组成部分的生产特点和危险性按功能分区集中布置?其中生产区和行政管理区,仓储区分隔开没有?

②是否所有危险的生产单元离开工厂的厂界(边缘)有一定的安全距离?

③对工厂生产起关键作用的公用设施是否与危险性大的生产单元保持了尽可能大的

距离?

- ④人员比较集中的场所与生产装置的相对位置是否已妥善处理?
- ⑤人员聚集的地区是否处于厂区的边缘且在上风方向? 是否有明显的疏散通道?
- ⑥仓库和储运, 装卸设施是否设于工厂的边缘地区? 厂区内的货运通道是否已减至最少? 装卸场所与生产装置是否已隔开并与火源保持了必要的安全间距?
- ⑦原料或成品中的易燃、可燃、有毒液体是否分别在相应的贮罐区储存? 危险物料的贮罐区和仓库区与其它装置区间是否有必要的安全距离?
- ⑧易燃液体或重的有害蒸汽能否顺斜坡或台阶流到人员集中的场所或布置生产设备的场所? 采取预防措施没有?
- ⑨装置之间的位置是否考虑了有害物质的相互影响? 有无适当的安全间距?
- ⑩工艺生产装置是否可以两个方向接近? 消防设备可否迅速接近生产装置区内各单元?
- ⑪厂区的消防站, 医疗站的位置是否远离危险区域? 有无能顺利到达厂内各地区的通道? 能否在规定的时间内使消防车到达着火地点?
- ⑫冷却塔(凉水塔)的位置能否防止浓雾影响附近主要道路的能见度? 能否避免路面结冰影响行车安全?
- ⑬厂区内的场地排水是否能妥善处理? 在用水灭火情况下, 能否及时把水排出?
- ⑭工厂是否设有围墙, 栅栏等设施? 在发生事故时, 能否阻止无关人员接近事故现场?
- ⑮厂区内是否作了绿化设计? 绿化对消防作业有无不利影响?
- ⑯停车场所是否设在厂区的边缘, 使车辆不致穿越生产区域? 繁忙时间行车是否安全? 人流、货流是否分设?

⑰各装置或各单元之间安全防火距离是否符合设计防火标准 GB 50160—92 规定的要求?

⑱基础设计总平面布置图是否进行了设计评审? 是否已按评审意见修改?

⑲火炬的位置是否安全?

⑳装置周围的道路是否处于爆炸危险区域以外?

### (3) 工艺基础设计(工艺包)安全检查表

- ①从劳动安全卫生的角度观察, 选择此特定的工艺路线是否恰当?
- ②提出的工艺过程和其它生产单元结合的整体性能能否满足安全要求? 生产规模和操作时间是否恰当?
- ③是否所用的工艺物料都是必要的? 有无可能用危害较小的物料代替?
- ④生产过程中所有的每种物料(包括开车、正常运转、及停车、检修时所需或产生的原料、中间产品、成品、副产品、催化剂、化学品、排出物、废弃物等)的物理化学特性和毒性是否已被掌握? 有关数据是否经过核对可信?
- ⑤对易燃、可燃物料发生火灾时的灭火方法和灭火用具是否清楚? 对有毒物料的防护用具, 中毒时的急救方法, 皮肤沾染时的处理方法是否清楚?
- ⑥生产所用物料发生危险的条件是否已明确? 在储存、处理以及废弃时的安全要求是否已经考虑过? 如果某一物料的潜在危险性尚未完全了解, 且不能从文献资料中找到时, 是否已安排试验研究或向专利商索取以获得所需资料?
- ⑦系统中全部可能的化学反应(主反应、副反应、原料中的杂质引起的反应、循环物流中的杂质积累引起的反应、催化剂活化或钝化处理反应等)是否已被确认?
- ⑧处理不稳定物质时, 对热源、压力、摩擦、振动、撞击等激发因素是否已控制在最小

限度?

⑨是否所有变数对反应速度的影响已经清楚?放热反应条件是否已被检查过?有无多余的热量积累起来?防止不希望有的反应和过多的释热等操作条件限制是否已确定?有无恰当控制反应温度的措施?

⑩是否所有可能存在的杂质对反应的影响已经明确了解?副反应能否生成有毒或爆炸性物质?或者引起危险的堵塞?过渡的操作状态如开车、停车、催化剂再生等有无可能形成有害物(例如羰基金属等)?

⑪工艺条件中的各种操作参数是否接近了危险界限?异常的操作条件、浓度或混合比例能否引起危险情况的发生?

⑫有无可能改变反应物的相对浓度或操作条件使反应的危险性减小一点?

⑬是否存在需要特殊操作程序和方法的物料?当加料速度、次序是重要的因素时,可能发生的操作错误是否已经全部研究过?有无采取预防措施?

⑭开车、停车、事故处理状态下,反应物料是否会因操作波动或设计不当而引起混合不良、反应物分布不好,热分布不佳导致不希望的副反应、热点发生或反应失控、换热面结垢等危险?

⑮当反应可能失控时,有无紧急措施?假如需要复杂的自动控制措施使反应安全进行,是否有能引起控制失灵的环境?是否需要冗余的仪表系统?

⑯杂质、循环积累、腐蚀产物产生的危险是否已充分研究过?

⑰异常的气象条件如降雨、冰冻、雷电导致物料发生危险的可能性是否存在?

⑱吹扫、置换、惰性气体停供时能否导致危险结果?气源供应有否保证?

⑲全部高压操作的影响是否已经充分研究过?危险物料有无可能窜进不处理这些物料或操作压力低的系统中?

⑳生产、储运各阶段的物料存量是否保持在最低可运行水平?工艺系统及设备中有害物料存量能否减少是否已充分研究过?

㉑生产过程中能否产生粉尘?所产生的粉尘能否形成爆炸性混合物、加快反应速度或堵塞设备管道?能否采取措施保证安全?

㉒有无由于吸收空气中水分或与其它物料混合而产生危险的物料(如烷基铝)?在废弃物排放系统中,有无因某种废弃物能与另外的废弃物发生反应而导致危险?在有可能形成有害物料的场所(如常压储存含硫烃类的储罐内部形成硫化铁垢)是否有适当的操作、检修程序和办法?

㉓有无在厂内外运输过程中引起危险的物料?不稳定化学品的搬运过程能否减少受热、振动及摩擦?

㉔是否有适当的程序或设施控制催化剂活性或不稳定催化剂引起的危险?

㉕是否有必须与装置中其它部分隔离的危险反应过程?

㉖如有危险物料泄出时,能否用人工或遥控设施使装置安全停车?是否已设置可燃气体和有毒气体检测报警系统?

㉗处理有毒物料时是否有妥善措施保护操作人员?有关泄出有害或有毒物料的法规、标准要求是否全部满足?

㉘是否用适当的耐腐蚀材料制造设备、管道?有无未解决的防腐问题?

㉙对催化剂的各种特性(包括老化、中毒、分裂、活化、再生等)是否考虑了?

④有害的排出物是否有妥善处理措施？

⑤原料、产品贮存中的安定性如何？是否会发生自燃、自聚和分解等反应？

⑥原料的补充是否能及时保证？某种原料如果补充不上有否潜在危险？

⑦发生异常情况时有否将反应物料紧急排放的措施？

(4) 工艺流程图 (PFD) 设计安全检查表

①工艺过程是否已用流程图完整地表达清楚？

②正常的工艺操作条件是否已适当地表示清楚？全部操作条件的容许限值是否已经规定？

③是否有适当的原料和成品储存能力可使装置的生产避免剧烈的波动？

④工艺过程的顺序能否改变从而使生产更安全？

⑤由于下述情况的发生而使工艺反应条件发生偏差时，有什么危险？是否已有防止发生这些危险的措施？

a. 异常的温度；b. 异常的压力；c. 异常的反应时间；d. 加料程序错误；e. 加错物料；f. 物料流动（进料或出料）停止；g. 混合或搅拌不适当；h. 水或污染物混入；i. 设备泄漏（漏入或漏出）；j. 仪表障碍；k. 失去惰性气体的覆盖；l. 阀的启闭错误。

⑥设备中危险物料的存量是否已尽可能减少？

⑦反应器是否已设防止超压，超温的联锁仪表？是否需要保证安全的冗余控制系统？

⑧当工艺过程含有因混合比例不当而能进入爆炸范围的物料时，有无在线分析器、报警、紧急切断进料的措施以防止这种危险情况的发生？

⑨如果反应能在超过某一温度后出现失控，有无措施控制加热介质的最高温度低于反应失控温度？

⑩装置在紧急情况下，要求迅速排出反应物时，有无放空、排出并容纳反应物料的设备？是否需要排出物的处理系统？

⑪循环物料中是否有积累有害物料的可能？痕迹的污染物或不稳定的杂质能否在异常条件（如蒸馏塔的全回流）下被浓缩而发生危险？已采取什么预防措施？

⑫水、电、汽、氮气等公用物料或能量供应中断时，能否发生危险？有无应急措施？

⑬当存在能形成空气——粉尘爆炸混合物的粉尘时，有无防止爆炸混合物形成措施？

⑭设备和管道有无被冻结、堵塞而发生危险的可能？有无防止措施？严寒地区的设计有无周密的防冻措施？

⑮储存反应性（能力）强的物质或不稳定物质时，对其异常的温度变化是否设有报警措施？

⑯与空气接触会出现问题的可燃物质或反应性强的物质在储存时是否需用惰性气体保护？

(5) 管道及仪表流程图 (PID) 设计安全检查表

(5.1) 通用部分

①是否所有非正常状态（包括开车、停车、紧急停车、催化剂活化、催化剂再生和设备管道的蒸汽吹扫、干燥、烧焦、降压、短路等）的安全操作均已考虑？

②是否对供电、供水及冷冻、仪表空气、氮气、蒸气供应等故障的影响均已考虑？是否已设必要的事故供应源或事故用储备量？

③是否已经采取反应失控时的应急措施？例如：a. 切断、旁通或放空反应器；b. 添加

催化剂（引发剂）的抑制（杀死）剂；c. 停止混合；d. 稀释反应器内物料或紧急泄压；e. 迅速抽出反应物料；f. 增加冷却剂的流量或改变冷却剂的种类，加大已有的换热系统的换热量；g. 开动惰性气体、蒸气或其它适用物质的吹扫系统；h. 启动爆炸抑制系统。

④存在反应失控可能的反应器是否设有紧急停车设施？

⑤关键设备（如催化剂泵、进出料系统）的故障能否引起危险？是否需要备用设备？

⑥有无可靠的惰性气体供应？惰性气体的来源和分配系统有无被其它物料的泄漏或倒流污染的可能？采取了哪些措施？

⑦不同系统的物料混合能发生危险时，这些物料是否采取了避免相混的措施？如高压低压系统高温低温系统有无防止意外串通措施？

⑧不同温度的物料（如水和热油）意外混合时，能否导致突然蒸发及增压（如用蒸汽气提热油时）？采取了什么措施（如蒸汽管分离凝水、送气进含油设备前预热管道等）？

⑨如果已规定了避免危险反应失控的最高温度，则加热介质的温度是否已控制到低于反应失控的温度限值？

⑩特殊危险的系统（如含有乙炔、环氧乙烷等物料的反应系统）有无适当的控制设施或其它的安全措施？

⑪是否采取能抑制危险物料外泄保证操作环境不被污染的安全取样设施？

⑫不按低温设计的设备、管道有无防止与低温物料或能闪蒸到低温的物料接触的措施？

⑬是否已把设备、管道的高程要求表示出来？

⑭压缩机的进口和段间是否设有气液分离罐？分离罐有无液位报警和自动停车设施？

⑮在需要使用供气式长管面具的场合是否考虑了呼吸用空气的供气系统？

#### (5.2) 管道部分

①有安全流速要求或防止静电积聚要求的管道其管径选择是否恰当？

②采用的管道材料分类等级或管道规格是否恰当？

③进出界区处的危险物料管道是否设有切断阀和恰当的 8 字盲板？

④有无倒流会引起危险的场合？在能引起危险的场合除设有止回阀外是否还有相应的报警设施或自动切断设施？

⑤泵、压缩机是否有防止设备倒转或物料反向流动的止回阀？

⑥当液体从低压贮罐向高压贮罐泵送时是否需要低流量自动关闭措施？

⑦并联几个换热器（特别是空气冷却器）或并联几个其它设备的管道能否使流量分布均匀？

⑧两相流的管道是否已在 PID 上指出？其设计能否避免发生块状流（Slug flow）？是否需要增强支撑？

⑨输送不同物料的管道联接能否因流向错误而发生危险？已采取了什么预防措施？

⑩操作错误或管道连接有无可能使烃或其它有害物料流进蒸汽管道或其它公用工程管道？有害物料有无可能通过公用工程管道传播到全装置（厂）？

⑪汽轮机的蒸汽进出管道是否有凝水分离及排出措施？

⑫压缩机的循环回路上有无冷却设施使排出气体经过冷却再返回压缩机的进口？有无高温报警？

⑬泵发生故障时，物料能否通过小流量旁路管道倒流？能否发生危险？

⑭换热器的冷流体管道能否使传热面被冷流体淹没？冷流体断流时，冷流体侧能否保持

充满？

⑮气液分离器或液封是否有保持适当液位的措施或设有高低液位报警设施？

⑯在特别有害的联接点处是否设有特殊的阀？或者采用带通气阀的双切断阀组以防止泄漏？

⑰调节阀失灵能否引起危险？已采取了什么措施？能否使必要的维修工作安全的进行？在故障及维修时需要隔断处，是否已设切断阀及8字盲板？

⑱设有紧急切断阀的管道能否承受快速关闭所引起的水击？

⑲设备是否有在维修前完全排净及吹扫的管道？排净有害物的管道上是否设了串联的双阀？

⑳通大气的放空管及排液管是否已经充分研究？有无可能被水化物堵塞或被凝液封住？有无泄出有毒气体或着火等危险？是否已采用相应的措施？

㉑当一个阀的启闭失灵可能引起危险的泄漏处是否已增设成双阀？氢气管线上的阀门是否设成双阀？

㉒能否在开车阶段不使用复杂的热回收装置，以简化开车操作？

㉓有无因凝固或堵塞而引起危险的管道？已采取了什么预防措施或疏通措施？

㉔装置能否经受得住冬季的事故停车？冷却水管、仪表接头、通大气的安全阀排气管以及其它死管能被冻结堵塞否？有无必要的防冻措施？

㉕严寒地区有无周密的防冻措施？设备、管道有无防止低温时物料凝固、堵塞的隔热、伴热措施？对不经常操作的副线，盲肠等部位是否采取了保温、伴热措施？

㉖泵、压缩机、汽轮机的辅助管道是否已像工艺管道那样仔细研究过？

㉗固体颗粒（粉末）能否在管道的死点、袋状管段、缝隙、锐边及阀等处积聚？特别是在低负荷时，有无冲洗、疏通、清理、吹扫措施？

㉘有无必须设事故泄放设施的管道？

㉙可燃气体的放空管道上是否已设阻火器？

㉚燃料气进工业炉前是否经分离器将凝液分离出去？

㉛常开或常闭而须锁住或铅封的阀是否已在PID上正确标注？

㉜热表面是否已规定了防止操作人员被烫伤，防止因骤雨使管道激冷而增加的管道应力，防止因雨滴或水流冲击到热表面而引起破裂的绝热保护措施？

㉝是否已采取隔热措施防止易燃物料被设备、管道的热表面引燃？

### (5.3) 仪表部分

①必须的温度、压力、流量、液位等仪表是否已全部表示清楚？计测范围是否恰当地覆盖了正常和异常的操作状态？

②必要的报警、自动停车或事故紧急停车设施是否已全部表示？保护设备的超限设定点是否留有恰当的安全余地？

③设计的自动切断阀或自动停车设施能否引起新的危险？

④仪表电源或仪表空气源故障时，所有调节阀的正确动作（启闭状态）是否已表示清楚？

⑤工业炉的仪表设计能否保证安全点火、开车、运转、停车？

⑥是否需要考虑防止换热器排出的冷却水过热而引起结垢或腐蚀所需的水温检测仪表？

⑦用作生产控制的仪表和用作安全保护的仪表是否分开设置？

⑧是否存在某些不是必要的安全仪表？它们能否引起混乱？

⑨危险状态是怎样探测到的？有无必要设双重保护？

⑩安全设施是否能在全部运转时间内起作用？它们是否双重的或不会被堵塞、隔绝的？

⑪备用的生产系统能否使正常的安全系统受到不利影响？是否需要补充的安全设施？

⑫危险性的操作是否采取遥控手段？

⑬由控制室进行的（控制检测、操作）监视的控制点是否还需要在操作现场设指示仪表并可进行人工控制？

⑭考虑到仪表故障或控制设备故障是否需对关键的，作用重大的控制设施采取二重化及2中取1或n中取1的保证措施？对生产操作有重大影响的安全设施是否需采用3中取2的表决措施？

⑮当必须将使用的仪表拆去时，操作控制有无保护措施？

#### (5.4) 开车和停车设施部分

①能否安全地开车、容易地实现装置的开车、停车或使装置处在热备用状态？

②装置在开车、停车状态可能发生什么偏离正常操作的情况？会不会引起危险？有无相应的预防措施？

③在装置开车、停车阶段，物料能否从正常运转状态发生相变而引起危险？是否可能混进与工艺物料接触而引起危险的物料？已采取什么预防措施？

④超过极限能发生危险的操作参数是否已经了解并进行检测？达到什么偏离程度需要采取应急措施？是否需要设报警和联锁设施？

⑤在重大事故情况下，系统的压力或工艺物料的存量是否安全有效地降低？在紧急需要时，能否及时得到稀释或吹扫用的惰性物料？

⑥在装置开车、停车阶段有无异常数量或种类的排出物发生？是否能妥善处理？

⑦在装置开车、停车过程中采用人工控制时能否因操作错误而发生危险？采取了哪些安全措施？

⑧在装置停车过程中，能否将空气吸入系统而发生危险？采取了什么预防措施或安全措施？

⑨装置停车后能否安全地更换填料或催化剂？能否安全地疏通堵塞处？

⑩严寒地区冬季停车易凝固或含水有冻结危险的管道能否在2小时内排放完？

#### (5.5) 排放及火炬系统部分

①装置的泄压系统及排放系统是否能适应装置试车、开车、停车、热备用阶段异常的排放量？

②装置的泄压系统及排放系统能否适应装置停电、停水、停汽、停氮、停仪表空气等故障情况下的排放量？

③装置的泄压系统及排放系统在火灾情况下的泄放能力是否以恰当的、预想的着火区为基础计算的？

④排放设备的设计压力 and 设计温度是否已正确选定？所有可能的异常情况是否都已考虑到？

⑤每一个安全阀的负荷是否以预期的最大泄放量为基础决定的？所选安全阀有无发生频跳和颤震的可能？

⑥液相反应器的安全阀是否考虑了放热反应失控出现两相流的排放情况？

⑦换热器的安全阀是否按一侧被加热蒸发和管子泄漏两种情况计算选择？是否考虑了管道切断后液体受热膨胀的泄压？

⑧汽轮机排汽管的安全阀是否以制造厂最终的蒸汽流速为基础选择？是否需设消音器？

⑨输送低沸点的液体的较长管道是否需要考虑管内液体受热膨胀的泄压保护措施？

⑩压力容器是否以直接连通的安全阀保护？如容器与安全阀间必须设切断阀，是否已规定切断阀常开锁住？

⑪安全阀的排放管是否已考虑了排放过程发生的冷却效应？排放管是否配有导淋管、泪孔或气候异常时的保护措施？

⑫根据什么决定爆破片的数量、大小和位置？

⑬爆破片后是否需设排气管？排气管的长度是否已尽可能缩短？

⑭当安全阀进口和容器之间串联安装爆破片时，爆破片与安全阀之间是否设有压力表、旋塞及排气管或报警指示器？

⑮排放系统中有无不容许同时排入的物料存在？已采取什么措施解决？

⑯排入火炬系统的气体是否经过气液分离？设置火炬时，其位置、高度是否恰当？有无防止下火雨和监视燃烧情况的措施？

⑰排气筒、放空管的高度根据什么原则决定？有害气体含量及排放高度是否符合国家标准规定？放空口是否需设阻火器？

⑱安全阀存在被物料堵塞可能时，安全阀的入口是否采用了爆破片保护？如果不采用爆破片保护采取了什么防堵塞措施？

#### (6) 可燃性气体排放系统及火炬设计安全检查表

①全厂排放系统是否需要分设几个管网及火炬？有否酸性气体排放？

②是否有需要专用排放系统处理的气体排入了公用排放系统？如含硫化氢等腐蚀介质的气体，低热值的气体，能与其它介质发生化学反应的气体？

③排放系统的处理能力是否适应系统内最大排放装置的一次最大排放量？能否适应同一次事故（指停电、停水、停汽、停仪表空气、停惰性气体及其它事故）中受影响的几个装置同时排放的排放量总和？马赫数是否偏大？

④系统的总压力降是否不高于排入该系统的所有装置中安全阀所要求的最小允许背压？能否保证系统中所有安全阀的排气均能排入系统中，并能满足火炬筒根部压力的要求？

⑤排放管网是否有吹扫设施和凝液密闭回收设施？

⑥排放总管进入火炬前是否有足够大的分液罐？分液罐的凝液是否进行回收或密闭处理？

⑦火炬有无防止回火的措施？火炬底部是否设有排液管及吹扫管？

⑧水封罐进气管高出水封控制最高液面是否大于3米？

⑨火炬高度是否符合允许热辐射强度和有关排放标准的要求？

⑩分液罐和水封罐是否考虑了防冻措施？

⑪泄压于管和支管连接处是否需要设可锁定开的隔离阀和盲板？是否设有支管的排气管和排液管？

⑫火炬管道的材料是否适合能达到的最高和最低温度？

⑬是否考虑了消烟蒸气管道的配置？

#### (7) 仪表和自动控制设计安全检查表



①具有危险性的操作是否已采用自动控制或遥控措施？

②是否在必要的操作环节设有报警、联锁、停车设施？

③仪表和自动控制系统是否有恰当的事故电源和事故气源？

④是否所有的仪表及控制器都是故障安全的？如果仪表电源或气源发生故障时，是否能保证生产系统趋向安全？

⑤紧急停车回路是否设计得充分可靠而不致经常造成非必要的停车？在紧急停车会对生产造成重大影响的情况是否考虑了检测故障而设了 3 中取 2 的表决系统？

⑥在控制系统故障可能引起重大事故的场合，是否考虑了检测故障而设了  $n:1$  冗余控制系统甚至设置  $1:1$  冗余控制系统？

⑦在自动停车以后，仪表回路是否不能在未经确认及复位的情况下自动回到正常运转的状态？

⑧在生产正常运行过程中，是否有恰当的措施对仪表及停车回路进行测试？

⑨安装在爆炸危险区域内的仪表及控制器是否采用了相应的防爆仪表和控制器？分析仪表采用了什么防爆措施？

⑩是否避免了对有害物料使用玻璃管液位计、玻璃视镜？

⑪对需要确保惰性的气体是否设有可燃物或氧的监测、报警措施？

⑫在有易燃蒸气、可燃气体、有毒气体泄出的地区，是否设了相应的检测报警系统？

⑬是否避免了采用能引起操作人员认识判断混乱的多用途仪表？

⑭装设在泵、压缩机吸入管道上的测压设施，其位置是否处在过滤器下游？

⑮需要在现场读数的仪表是否安装在容易看清楚的地方？需要人工操作的阀、开关及其它控制器能否使操作人员从一个安全的位置接近操作？是否便于维修？

⑯冰冻气候是否会影响仪表的正常运转？在可能的最差条件下，仪表空气干燥器是否适用？

⑰仪表电缆的敷设是否避开了火灾危险场所？是否设有火灾情况下的保护措施（如选用阻燃型电缆等）？

⑱仪表电缆沟是否有防止有害气体积聚的密封措施？

⑲需要安装在现场但不符合防爆要求的分析器和其它复杂仪表是否用外壳封闭起来采用正压通风？

⑳仪表控制室是否设在非爆炸危险区域？是否有必要的疏散通道和出入口？

㉑是否有易燃物料的导管进入控制室？与工艺设备有联接的蒸气管道是否通入了控制室？

㉒控制室是否有事故照明？与装置内外有无充分的通信联系手段？

㉓用作生产控制的仪表和用作安全保护的仪表是否分开设置？

㉔控制系统的响应滞后（Response lag）是否影响工艺操作安全？

㉕现场安装仪表是否有防尘、防水、防霜冻及防雷措施？

㉖仪表接地系统是否设置？是否符合设计规范？

#### (8) 电气设计安全检查表

①电力负荷的等级确定是否正确？供电系统与负荷等级是否适应？

②保安用电负荷是否已经确定？保安电源能否妥善解决？

③事故照明和紧急疏散照明的电源、仪表自控系统的事故电源是否已妥善解决？

- ④划分爆炸危险区域所依据的资料是否正确无漏项？是否得到及时更新？
- ⑤爆炸危险区域划分图的绘制是否正确？是否随设计的进展而及时更新？
- ⑥危险区域划分图是否进行了设计评审？是否已按评审意见修改？
- ⑦变配电室或变配电设备是否布置在非爆炸危险区？
- ⑧在爆炸危险区域内的电气设备（包括电机、开关、按钮、电气仪表、通信设备、灯具等）是否符合相应标准的防爆要求？
- ⑨装置内有无火灾报警设施？厂区内有无火灾报警系统？
- ⑩户内外照明是否恰当？有无区分工作照明、局部照明、事故照明？
- ⑪是否有防雷、防静电、防动力系统故障的接地措施？能否满足规范的要求？
- ⑫供电线路（电缆）的敷设能否避开火灾危险区域？如必须经过火灾危险区域敷设，则是否采取了埋地敷设、桥架隔热等耐火措施？在危险区内是否杜绝了电缆接头？
- ⑬对安全设施的供电（如对火灾报警、气体监测报警、危险反应的监视、紧急切断阀、紧急停车、疏散照明、事故照明等系统的供电）是否得到确实的保证？
- ⑭变配电所建筑物的耐火等级和室内外地平高差是否符合规范要求？
- ⑮露天或半露天变电所的变压器四周是否设有围栏？变压器之间、变压器与围栏之间的净距、变压器与建筑物及建筑物窗户的净距是否符合规范要求？
- ⑯变电所或变压器室的挡油设施和储油设施是否符合规范要求？
- ⑰通向爆炸危险场所的电缆沟是否充沙并有排水措施？
- ⑱配电装置的室内通道、配电装置及裸带电体的安全净距是否符合规范要求？
- ⑲变配电所（室）是否考虑了事故照明和通信设备？
- ⑳是否考虑了防止检（维）修过程中错误通电的措施？
- ㉑配电室及配电装置屏后的安全出口是否符合规范要求？
- ㉒是否采取了防止雨雪和蛇、鼠类等小动物进入室内的设施？

#### (9) 设备设计安全检查表

##### (9.1) 通用部分

- ①是否全面考虑了正常操作、开车、停车、物料性质和事故情况下的紧急操作而选择了适用的构造材料？
- ②核实设计条件是否考虑了所有可能的正常和非正常情况（包括事故情况）下的压力、温度条件？
- ③设备是否设计得尽可能简单、易于检查和维修？是否便于从安装地点拆卸和搬运？
- ④设备故障、计划或非计划更换设备部件能否引起危险？
- ⑤设备是否已经在类似情况下使用过？设计是否作了改进？改进措施对安全有什么影响？
- ⑥在固体流动物料、固液流动物料、固气流动物料的加丁机器、设备中如果有出现堵塞的可能性，将采用什么防备措施？
- ⑦是否研究过有无产生静电的可能性？是否采取了防静电接地等措施？
- ⑧用于粉粒料的设备是否采用静电接地板？
- ⑨吊车梁的载荷是否与吊车的标称载荷一致？

##### (9.2) 工业炉部分

- ①并联运行且共用一台引风机或共用一个烟囱的工业炉数量是否不多于二台？
- ②燃烧室是否有恰当的蒸汽、氮气或空气吹扫措施？

- ③检查门、窥视孔是否可以观察到所有的烧嘴及所有辐射管？
- ④是否设有必要的常燃烧嘴和火焰观测器？
- ⑤使用液体燃料的炉子底下是否能避免操作或维护人员进入作业？
- ⑥有无设水幕或蒸气幕的要求？

### (9.3) 容器部分

- ①核实设计压力和设计温度是否考虑了全部可能的操作情况，是否按最不利的组合条件设计？
- ②检查有无适当的超压或真空防护措施？呼吸管是否足够大，可以防止容器排液时形成真空？
- ③容器及其支承结构能否经受住风载荷和地震载荷？
- ④有无适当的检查、检修、清理孔？内部有无供检修用的爬梯或踏步？有无在事故情况下可从设备内部救出检（维）修人员的开孔？有无救护处在设备上部或顶部操作、检修人员所需的平台、梯子？
- ⑤检查有无设备清洗、吹扫的接管？设备内有无积聚残（凝）液的死点？
- ⑥小的接管口是否能避免踩踏或给予加强以免引起危险？
- ⑦设备的设计是否符合“压力容器安全技术监察规程”的要求？
- ⑧所选构造材料和腐蚀裕度是否恰当？

### (9.4) 换热器部分

- ①核实是否已确定了所有操作情况和可能出现的情况？有无必要设安全阀或泄压阀？
- ②有无适当措施以适应蒸气吹扫、干燥、开车及运转中构件间的热膨胀差？
- ③核实有无防止流体流速过快，冲击管子引起传热管震动损坏的措施？
- ④有无未被支撑的管道会因震动而损坏？
- ⑤当工艺提出一种物流漏到另一种物流中会发生危险时，有无适当的防止措施？
- ⑥有无保证拆卸检修时不泄出危险物料的放空、排净口？

### (9.5) 转动设备部分

- ①处理有害物料的转动设备能否在露天条件下长期稳定运转？是否可以布置在室外？
- ②处理易燃、有毒物料的转动设备是否采用了双端面机械密封或其它更好的密封？
- ③处理易燃、有毒物料的转动设备是否做到了不用铸铁材料？
- ④处理含乙炔气体的压缩机是否排除了采用铜基材料？
- ⑤氧压缩机或高压空气压缩机是否规定采用无润滑的或使用合成润滑剂的设备？
- ⑥临界转速与操作转速间的富裕程度是否充分？在启动或停车时有否可能达到或接近危险转速？
- ⑦是否有防止喘振的自动控制措施？
- ⑧设备的设计和支撑是否减少了联接管道的震动？所有小的接口管是否已妥善设计和支撑以减少振动？
- ⑨在可能发生大量泄漏造成危险的场合是否有遥控的切断阀？
- ⑩是否设有快速动作的止回阀防止物料倒流而可以防止泵、压缩机、驱动机的倒转？
- ⑪润滑油系统中有无过滤器？关键的机器在运转或紧急停车期间有无紧急润滑系统？
- ⑫汽轮机的进汽、排汽管道是否有疏水器和排凝液设施？排凝液点有无可检查流动情况

的设施？

⑬机组中若有汽轮机和其它驱动机时，驱动机能否经受机组中汽轮机的脱扣速度？

⑭供电中断或其它动力供应中断时，有无安全停车的措施？

⑮在下列情况下，是否需要采取报警自动停车措施：吸入压力过低；工艺物料超温；润滑油油压过低；密封油油压过低；轴承温度过高；轴振动过大；超速；有害物料泄漏；电机电流过高。

⑯设备是否按事故情况下可能达到的最高压力及最大压差设计？

⑰从排气口至吸气口的循环回路中是否有冷却设施及高温报警设施？

⑱关键的机器有无备用？有无关键的备件？

⑲机器的检修能否利用简单的起重运输设施？

⑳机器的接管口能否承受管道的作用力？

㉑机器的运行特性，特别是低负荷运行特性能否适应工艺操作？能否引起工艺过程产生不良的影响？

#### (9.6) 可移动（滑动）设备部分

①是否将全部活动部件（包括轴、键、链轮、齿轮、凸轮、皮带、皮带轮、链轴节等）封闭在机壳内或安全罩内？

②在防爆区内，皮带是否防静电，安全罩是否采用了灭火花材料？

③所有暴露的表面是否作到了光滑、圆边、圆角？

④是否限制了冲模、剪切、加压、刹车的活动范围及开孔部位？挤压点、剪切点是否都已掩盖或可防止人体任何部位接近？

⑤设计的部件在组装、使用时，人的头或身体是否只能接触到安全的区域？

⑥滑动部件是否有防止松脱事故的设施？

⑦盘、门、盖的装配是否不致发生跌落、脱扣或割伤操作人员？在使用或安装期间是否不需拆卸？

⑧需要人力移动的部件质量是否不超过 20kg？有无安全的把手？

⑨质量超过 40kg 的部件在其最不稳定的状态下，能否经受得住 245N 的推力？

⑩电缆、管子在设备上的布置是否不可能用于手提、脚踏？有无脱开的危险？

⑪控制电缆组间是否设有屏障？有无防止一组控制电缆着火波及另一组电缆的措施？

⑫有无防止烫伤的隔热或屏蔽措施？

⑬手轮是否光滑、无轮辐或突出物？是否可以在利用动力运转前拆除？

#### (9.7) 冷却（凉水）塔部分

①冷却塔风机是否有报警、联锁措施？检查、检修时，有无切断电源的断路开关？

②冷却水回水管的高点是否设有烃的检测器？

③有无喷淋灭火系统或其它灭火措施？

④是否设有两个楼梯？楼梯和走廊是否采取了防滑措施？

⑤塔顶的走道是否有栏杆？

⑥填料、收水器等采用有机材料构造时，材料是否为阻燃型的？其氧指数是否大于 30？

#### (10) 装置区设备布置设计安全检查表

①设备布置是否满足工艺 PID 的要求？

②设备、建筑物、构筑物是否按生产过程的特点和火灾危险性类别分区布置？设备是否

已尽可能布置在室外或敞开、半敞开的建构筑物内？

③装置范围较大时，是否用道路或防火间隔将装置分成占地面积不大于 10000m<sup>2</sup> 的设备建构筑物小区？

④设备区间和设备区内的设备之间是否有便于施工操作维修及事故情况下进行抢修、急救的场地或间距？

⑤设备、建筑物、构筑物的防火间距是否符合现行的有关防火规范的要求？

⑥每一个操作区、建筑物、构筑物是否有疏散通道和必要的安全出口？

⑦设备区内是否避免了布置危险物料的储罐？中间罐区与其它设备区之间的防火间距是否符合要求？液化烃、可燃气体中间的储罐总数是否符合防火规范的要求？

⑧可能产生易燃易爆气体的装置的控制室、变配电室、化验室、办公室和生活间是否布置在装置区的边缘且处在爆炸危险区域范围以外，并位于全年最小频率风向的下风侧？是否有足够的防火间距？室内外地平高差是否符合安全要求？有无方便的疏散通道？

⑨明火（加热炉、火炬等）是否位于处理加工易燃物料设备的最小频率风向的下风侧？有无必要的防火间距？

⑩空冷器的下方是否未布置操作温度高于物料自燃点的设备和输送或储存液化石油气的设备？如这些设备直接布置在空冷器下方是不可避免时，是否铺设了非燃烧体的隔板隔离保护？

⑪在操作时和检修过程中有可能被油品、腐蚀性介质或有毒物料污染的区域是否设有围堰和导液设施？处理腐蚀性介质的设备区是否铺设了防腐蚀的地面？

⑫废气及有害气体的排放高度是否符合国家现行的有关安全卫生规范的要求？

⑬放空用烟囱的设置是否在装置的一端或边缘区域？是否位于装置全年最小频率风向的上风侧？

⑭可燃气体压缩机与明火设备、非防爆型电器设备的间距是否符合国家现行《爆炸和火灾危险环境电力装置设计规范》和防火规范要求？

⑮装置消防通道的设置是否符合有关的防火规范的要求？

⑯在封闭式泵房内，液化烃泵，可燃液体泵的布置及其泵房的设计是否符合有关防火规范的要求？

⑰装置内烷基金属化合物，有机过氧化物等甲类化学危险品的装卸设施，储存室等，是否设置在装置的边缘？

⑱可燃气体、助燃气体的钢瓶（含实瓶和空瓶）是否分别存放在位于装置边缘的敞棚内？并远离明火或操作温度大于等于其自燃点的设备？

⑲在爆炸危险区域范围内有无地下室、地坑或较深的沟渠？

⑳厂房内的设备是否按危险性的不同而用隔墙或防火墙进行分隔？疏散通道能否保证畅通？

㉑是否考虑了必要的操作平台以保证安全操作？平台上下有无必要的净空？高处作业的操作平台有无防坠落的措施？是否有必要的安全疏散通道？

㉒直梯口、楼梯孔、吊装孔有无防止操作人员坠落的措施？

㉓设备区内的设备布置及构筑物的形式是否充分考虑了场地空气自然流动的条件？

㉔装置区场地能否顺利排水？在灭火情况下，能否及时把水排出？

㉕装置区内有无消防、急救、检修车辆的通道？能否接近任何设备？

- ⑥是否需要防火墙?
- ⑦是否需要蒸气幕、水幕或蒸汽消防管道?
- ⑧有无适当的位置布置事故淋浴器和洗眼器?

#### (11) 物料储运设计安全检查表

##### (11.1) 装卸及输送部分

- ①装卸场所与储罐之间是否有安全距离? 有无收集泄漏液体或排放废气的设施?
- ②是否有可以从两个方向通到装卸场地的消防道路?
- ③装卸场所有无通信和事故照明设施? 有无火灾报警设施? 消防、急救设施是否完善?
- ④液化烃的铁路装卸站台有无足够的安全梯? 有无通到罐车或货车的安全方法?
- ⑤液化烃的铁路装卸站台是否单独设置? 液化烃、易燃液体的铁路罐车和汽车罐车的装卸站台是否有静电接地措施? 有无指示装卸作业完成的声光信号?
- ⑥铁路车辆牵引控制站有无防止工作人员被卷入缆索(钢丝绳)和牵引滚筒之间的防护措施? 能否防止断裂的钢丝绳击伤操作人员?
- ⑦在所有装卸危险物料的管道上是否设有遥控切断阀? 或在易于接近并能安全操作的地点设有紧急切断阀? 软管或装卸管段拆开前是否可将危险物料排净?
- ⑧大量的危险性液体是否用泵通过管道输送? 是否不用压缩空气压送?
- ⑨容器和管道有无吹扫置换的措施? 装卸场所是否有惰性气体供应? 有无溢出液收集、灭火及通风设施?
- ⑩桶装可燃液体的存储、分发地点是否已尽可能远离工艺设备?
- ⑪活性化学品的装卸点是否与搬运其它危险物料的搬运点相隔离? 应保持有适当的距离?
- ⑫不稳定化学品的搬运是否采取了减少振动、摩擦的措施?
- ⑬粉体物料的运输系统是否有限制粉尘飞扬、爆炸性混合物形成的措施? 有无消除静电积聚的措施?
- ⑭处理易燃物料的场所有无可燃气体监测器?

- ⑮有毒或腐蚀性介质的装卸操作区是否有人身冲洗设施或安全淋浴器、洗眼器?

##### (11.2) 储运泵房部分

- ①液化烃泵、可燃液体泵、有毒液体泵是否尽可能布置在室外或开敞的泵房内?
- ②液化烃泵、易燃液体泵、操作温度等于或高于自燃点的可燃液体泵、操作温度低于自燃点的可燃液体泵是否分别布置在不同的房间内并用防火墙隔开?
- ③输送剧毒、高毒物料的泵与输送低毒、无毒物料的泵是否分别布置在不同的房间内?
- ④易燃液体泵房的地面是否避免了地坑、地沟? 在侧墙下部是否有通风孔?
- ⑤泵房与变配电室或控制室相邻布置时, 变配电室或控制室的门、窗是否位于爆炸危险区范围之外?
- ⑥液化烃泵、易燃液体泵或泵的附近是否有可燃气体监测器?
- ⑦可燃物料的泵房是否设有灭火蒸气系统?
- ⑧泵房有无通信、事故照明、火灾报警设施?
- ⑨泵房内的主要通道宽度是否大于等于 2m? 泵机组的质量超过 1000kg 或台数较多时, 是否设有检修用的吊装设备?
- ⑩输送可能灼伤人体或通过皮肤吸收引起急性中毒的介质的泵房、室外泵站是否设有事

故冲洗设施、安全淋浴器和洗眼器？

⑪离心泵的出口是否设有止回阀？

⑫泵除了设就地开—停车开关外是否还设有遥控停泵开关？

⑬输送液化烃的泵进出口管是否均设有排气阀并将排气接至排放系统？

⑭电动容积式泵进出口管道上是否设有安全阀？安全阀是否设在泵出口与切断阀之间？安全阀排出管是否接至泵进口与切断阀间的管道上？

⑮输送易凝固介质的泵房是否设有蒸汽清扫设施？或冲洗油系统？

### (11.3) 仓储部分

①化学危险品是否存储在专用仓库内？库房的耐火等级、占地面积及物品储量是否符合规范要求？

②化学性质或防护、灭火方法相互抵触的化学危险品是否已分库房或分室存储？

③受阳光照射容易燃烧、爆炸或产生有毒气体的化学危险品和桶装、罐装等易燃液体、气体是否存在阴凉通风的地方？

④遇火、遇潮容易燃烧、爆炸或产生有毒气体的化学危险品是否已做到不在露天、潮湿、漏雨或低洼容易积水的地点存放？

⑤化学危险品是否分类分项存放？堆垛之间有无安全距离或主要通道？

⑥库房的通风是否良好？温度是否与危险品的特性相适应？

⑦危险品库房的电气设备、照明灯具、防雷措施与所储危险品的特性是否相适应？

⑧剧毒物品是否采用专用贮柜及专用称量工具？

⑨放射性物质是否有严格防护措施的专用危险品库房并设有明显标志？

⑩合成纤维、合成橡胶、合成树脂、塑料等成品仓库其库房的耐火等级是否不低于二级？屋顶承重构件的燃烧性能和耐火极限是否符合要求？

⑪成品库房内是否需要考虑喷水灭火系统或水幕系统？

⑫库房的安全出入口是否符合规范要求？是否需要设火灾报警设施？

⑬有粉尘爆炸危险的筒仓，其顶部盖板是否有必要的泄压面积？

### (11.4) 罐区部分

①在使用固定顶贮罐有疑问的地方，是否改用了浮顶罐？

②压力容器是否有超压保护措施？

③常压固定顶贮罐是否有负压保护措施？顶盖与壁是否采用了弱联接？

④易燃物料或与空气接触会出现问题的物料贮罐是否采用了惰性气体保护？

⑤可燃物料贮罐的呼吸管上是否设有阻火器？

⑥是否在可能的情况下将挥发物料采取降温减压方法存储？

⑦从汽车罐车装料的贮罐其容积可否容纳两倍于罐车容量的物料？

⑧贮罐分组、间距、防火堤等设计是否符合防火规范的要求？

⑨在危险物料的管道上是否设有事故情况下使用的遥控切断阀？

⑩易燃液体贮罐是否采用液面下进料？是否已尽可能将易燃液体的自然跌落减至最小？

⑪有无到罐顶测量液面或维修放空管、呼吸阀的安全通道及防坠落的安全栏杆？

⑫吸出管口是否位于贮罐内可能存在的最低液面以上？排水管是否采取了安全切水和防冻措施？

⑬在可能泄漏液化烃的场所内是否设有可燃气体监测报警系统？

- ⑭易燃液体的固定顶贮罐是否设有固定的冷却水喷淋系统?
  - ⑮事故存液池(罐)与贮罐及明火之间是否有充分的安全距离?
  - ⑯危险物料的贮罐是否设有液位高位报警及自动切断进料设施?
  - ⑰罐区排水系统能否及时排出灭火时的消防水量?
  - ⑱罐区周围的道路是否考虑了消防要求?是否能从两个方向接近?
  - ⑲罐区有无通信设施和火灾报警设施?有无事故照明?
  - ⑳安全阀、呼吸阀排出的气体和有毒物料有无恰当的处理措施?
  - ㉑是否需要设人身冲洗设施或安全淋浴器、洗眼器以及急救措施?
  - ㉒液化烃压力贮罐是否设有防火堤?防火堤距贮罐是否大于 3m?防火堤高度是否低于 0.6m?防火堤内是否采用现浇混凝土地面并坡向四周?
  - ㉓液化烃压力贮罐是否未设在建筑物内?也没有和易燃液体、可燃液体贮罐设在同一防火堤内?
  - ㉔储存液化烃的卧式容器是否分组布置使每组容器数不大于 6 个?组与组之间是否有 15m 以上的防火间隔?
  - ㉕液化烃贮罐容量超过  $380\text{m}^3$  时,低于最高液面的进出口管上的切断阀能否遥控操作?
  - ㉖为泵供料的液化烃贮罐是否设有低液位报警装置?
  - ㉗液化烃贮罐有无防止过量装料的措施?有无防止液化烃释放到大气中的措施?
  - ㉘液化烃排入大气时,是否没有采用公用的放空总管?排放管是否垂直向上?蒸汽的出口速度是否大于  $30\text{m/s}$ ?罐顶是否有喷水冷却的设施?
  - ㉙液化烃贮罐的取样管道是否设有双阀?双阀之间的距离是否大于 150mm?取样容器的连接点是否在贮罐下部以外?能否在管道上设取样点?
  - ㉚危险物料的贮量是否已尽可能减少?
  - ㉛罐区有无收集、处理泄漏液体(特别是有毒液体)的设施?
  - ㉜罐区消防是否考虑了消防给水系统、泡沫灭火系统、干粉灭火系统?
- (11.5) 液化石油气灌装站
- ①灌装站是否有非燃烧材料构成的实体围墙?围墙下部是否设有通风口?
  - ②灌瓶间和贮瓶间是否为敞开或半敞开式建筑物?是否已用实体围墙隔开并各有出入口?
  - ③灌瓶间和贮瓶间的地面是否采用不发生火花的表面层?灌瓶处有无静电接地设施?
  - ④液化石油气缓冲罐与灌瓶间、贮罐间的距离是否大于 10m?
  - ⑤液化石油气残液是否密闭回收?
  - ⑥液化石油气贮罐是否设有固定的冷却水喷淋系统?
  - ⑦泵房和灌装间是否设有可燃气体检测报警器?
  - ⑧液化石油气汽车槽车是否配有防火罩、灭火器?
  - ⑨首次使用或检验后首次使用的汽车槽车是否有氮气置换、抽真空的设施?
  - ⑩液化气槽车的管道有无紧急截断阀及遥控装置?
  - ⑪灌装站有无通信、火灾报警、事故照明设施?
  - ⑫灌瓶间和贮瓶间是否设有雨淋喷水灭火设备?
- (12) 配管设计安全检查表
- ①管道布置是否满足相应的工艺 PID 要求?
  - ②管道系统是否按全部可能的操作条件、事故状态、试压情况进行了研究,并按最不利



的组合条件设计的?

③管道系统是否有合理的支撑,对管道、支架的热胀冷缩是否采取了正确的补偿措施?

④设计的管道、隔断阀、盲板等能否便于操作、维修?是否考虑了安装盲板、阀门、放空、导淋(放净)管所需的空间?

⑤紧急切断阀的安装地点能否在发生事故的情况下安全使用?

⑥小口径的管口、管接头是否有防止振动及机械损坏的措施?

⑦是否所有的阀门都可以在地面或平台上安全操作?所有事故切断阀及开关的安装地点是否能迅速到达?

⑧调节阀及控制器的安装位置是否便于操作维修?

⑨排到大气的放空管和安全阀排气管是否避免了朝向操作或通行地带?管道能否经受排气时的反作用力?排气管是否避免了积液?高度是否符合要求?

⑩输送蒸汽的管道是否避免了袋形;若有袋形,是否有适当的排凝管?

⑪可能发生两相流的管道是否按振动载荷妥善支承?

⑫含有易聚物质的管道死点(包括安全阀的入口管道和很少使用的排液管)是否设有检查、清除聚合物的设施?

⑬流量较小的管道及输送高凝固点物料的管道,是否采用了防止冻结、堵塞的措施?

⑭压缩机吸入管和火炬管是否坡向分液罐?

⑮是否尽可能限制了管道(廊)横穿道路?在不得不横穿道路时,管道与路面间的净空是否恰当?

⑯是否消除了因管道位置不当而发生碰撞或绊倒的场所?如果无法避免时,是否设有明显的标志?

⑰是否消除了生活饮用水管道与工艺物料管道或生产水管道的联接?

⑱在跨越铁路或道路的工艺管道上是否设有阀门、波纹管、套筒补偿器及法兰、螺纹连接?

⑲是否设有恰当的冲洗水接头?

⑳管道的涂色能否保证在紧急(事故)情况下易于识别?

㉑管廊的下方考虑通行时,管座距地面的净空高度是否符合要求?

㉒管廊上的阀门是否集中布置,便于操作?阀组的操作、维修处是否有平台及梯子?

㉓设备管道的防静电积聚措施是否符合规范要求?

㉔有毒介质管道是否有明显的标志?

㉕在有有毒有腐蚀介质可能发生意外人身伤害的地方是否设有安全淋浴或洗眼器?

㉖灭火蒸汽管道的布置是否符合规范要求?

㉗可燃气体液体的管道,是否避免穿过无关的建筑物?

㉘可燃气体液体的管道,是否避免引入化验室

㉙可燃气体液体的管道,采用管沟敷设时,是否采用防止气液在管沟内积聚的措施?在进出装置及厂房处是否密封隔断?管沟内的污水是否经水封井排入生产污水管道?

㉚氧气管道与可燃气体、液体的管道共架敷设时,是否将氧气管道布置在一侧?并与这些管道保持一定的安全距离?

(13) 土建设计安全检查表

(13.1) 建筑物部分

- ①上游专业有关安全生产的条件是否齐全？
- ②建筑物火灾危险性类别的确定是否符合生产特性并符合规范要求？
- ③建筑物耐火等级，层数和占地面积是否与确定的火灾危险性类别相适应？
- ④有爆炸危险的甲、乙类生产厂房是否采取敞开或半敞开式建筑并单独设置？
- ⑤有爆炸危险的甲、乙类厂房是否采用钢筋混凝土结构或钢结构？钢结构是否已采取防火措施？
- ⑥厂房是否有必要的泄压设施？泄压面积与厂房体积的比值是否符合规范要求？
- ⑦有爆炸危险的厂房防爆设计是否符合规范要求？
- ⑧有爆炸危险的厂房，并在发生爆炸后能涉及其它空间时，是否已采取防爆措施？
- ⑨各项安全疏散的措施，数量，距离是否与建筑物生产类别相吻合？是否满足防火规范要求？
- ⑩针对各种不同的爆炸介质，是否采取各种措施，如轻组分厂房，尽量减少死角，重组分厂房不设地下室，地坑，防止可燃液体的积聚等。
- ⑪建筑物抗震设防等级的确定是否合适？建筑设计是否符合抗震规范的要求？
- ⑫采用的建筑材料在火灾情况下能否释放出有害物质？
- ⑬建筑物的设计是否做到不使气体，粉尘积聚？
- ⑭是否已根据生产特点设置了生产卫生用设施及生活卫生设施？
- ⑮大型厂房的防火塔设置是否符合规范要求？
- ⑯对有可能排出有害液体的部位，排放是否畅通？
- ⑰在可能溢出易燃或有腐蚀性液体的地区，地面是否全部铺砌了？是否考虑了防火或防腐要求？
- ⑱安全疏散通道能否离开预期的火灾地点、有毒物泄漏点远一点？相邻安全疏散通道之间的距离是否满足规范要求？

#### (13.2) 构筑物及平台部分

- ①构筑物的抗震设防等级的确定是否合适？构筑物抗震计算及抗震构造措施是否符合抗震规范的要求？
- ②构筑物的耐火等级是否与生产的火灾危险性等级相适应？
- ③钢结构构件（包括支撑）是否采取耐火保护措施？
- ④当大型动基础的振动对生产人员，工厂生产有害影响时，是否采用了隔振措施？
- ⑤结构平台层高的净空是否满足生产操作及检修设备的空间要求？
- ⑥平台选用的栏杆高度及构造是否符合规范要求？
- ⑦塔，槽，罐，器设备基础设计是否符合抗震规范要求？
- ⑧塔，槽，罐，器设备基础设计是否考虑水压的荷重？
- ⑨卧式换热器基础设计是否考虑了设备的热膨胀力，及在检修时管束的抽芯力的作用？
- ⑩在爆炸危险的场合需设置防爆墙时，防爆墙与相邻结构承重墙是否分开？
- ⑪承重钢框架，支架，裙座，管架，耐火保护的范围，耐火层的耐火极限，是否满足有关规范的要求？
- ⑫构筑物的安全出口数量、距离是否符合要求？相邻的框架、平台是否可用走桥连通？连通相邻平台的走桥可否作为安全疏散通道？
- ⑬构筑物及平台是否有防止工作人员坠落的栏杆及挡板？高度是否符合规范要求？

## (14) 消防设计安全检查表

- ①工厂是否设有消防站？消防站的规模、位置、服务范围和消防车辆的配备是否清楚？
- ②厂区内有无火灾报警设施和通信系统，与消防泵房有无直通电话？
- ③有无可靠的消防水源？消防水池的容量及位置是否恰当？
- ④工厂扩建、新建装置是否增加工厂的消防用水量？现有的消防水源是否适应？
- ⑤工艺装置内是否需要设消防水炮、消防给水竖管？水喷雾或水喷淋冷却系统？
- ⑥消防水泵是否有备用泵？能否满足最不利情况下的消防供水要求？
- ⑦消防水泵是否有双动力源？能否在接到报警后使消防水泵在两分钟内投入运行？
- ⑧是否结合工艺装置的具体情况考虑了泡沫、二氧化碳、干粉灭火设施以及水幕、蒸汽幕等？
- ⑨消防供水和生产供水是否分系统建设？能否保证消防用水量及防止烃类或其它有害物质污染消防水？
- ⑩消防水炮的位置是否恰当？操作时是否可以避开障碍物而充分发挥作用？
- ⑪固定安装的水喷淋或水喷雾系统中有无适用的过滤器？
- ⑫消防水量的计算是否包括了一次灭火所需的所有消防设施的用水量？如：喷淋水量、泡沫水量、消火栓和消防炮用水量。
- ⑬消防系统的计算和设计是否有相应的国家规范的条款作依据？
- ⑭环状消防管网的输水管是否不小于两条？管网上阀门的设置是否保证同时停止使用的消火栓数量不大于五个？
- ⑮消火栓和消防水炮的设置间距和布置位置是否满足规范要求？
- ⑯消防用水与生产、生活用水合并的水池是否有确保消防用水不作他用的技术设施？
- ⑰灭火器的设置种类、数量及位置是否符合灭火器配置规范要求？
- ⑱独立消防给水管道的流速是否经过核算不大于  $5\text{m/s}$ ？
- ⑲泡沫液的选择和系统设计是否按照物料特性和有关规范要求？
- ⑳贮罐或工艺设备的消防冷却面积和喷淋强度是否按规范要求进行计算，喷头的布置是否保证要求冷却的表面均得到了保护？
- ㉑液化烃罐区和可燃液体罐区是否按规范要求设置了消防冷却保护？
- ㉒基础设计消防设施布置图及消防系统图是否作了设计评审？是否已按评审意见修改？

## 7.5 危险性和可操作性研究

危险性和可操作性研究是工艺可操作性的系统，关键的一个验证步骤。当应用于工艺设计或生产装置时，它可以指出偏离设计条件可能发生的潜在危险性。

这个技术是由皇家化学工业石油化工分部（Petrochemicals Division of Imperial Chemical Industries）所开发的，现已普遍用于化学工业和石化工业。

虽然常常称之为“危险性和可操作性”研究，或称“HAZOP”研究。但是对于这种类型的研究应当更确切地使用“可操作性研究”这一术语。当把二者等同起来后，就会造成与“危险性分析”这一术语的混淆。而后者是定量评价危险性的一种技术，或类似的技术。化学工业协会曾经出版了一本“危险性和可操作性研究导则”（*Guide to Hazard and Operability Studies*, CIA (1979b)），书中对此技术做了广泛的叙述并附有例题和应用。Lawley (1974), Wells (1980) 和 Austin 及 Jeffreys (1979) 又进一步提出例题。

为了表示它在工艺设计中的应用, 本节对这种技术也做了简要的说明。可以在基础设计后期用它做设计的初步的验证。当可以获得完整的工艺叙述, 最终流程图、管道和仪表流程图 (P & I diagram) 以及设备详图的时候, 也可以在详细设计后期做详细的研究。

### 7.5.1 基本原则

一个正规的可操作性研究是一个设计的系统研究, 是用“引导字码”来帮助思考对设想操作条件的偏离会造成危险的形势, 对逐个设备逐条管线进行研究。

CIA 的小册子所推荐的七条引导字码列在表 7-9 中, 除此以外也另用下列字码, 它含有下述精确的意义:

表 7-9 引导字码表

引导字码	意 义	注 释
否	全部否定这些打算	设计预想的任何部分都未实现, 但未发生什么事
较多些	定量的增加或减少	指数量或质量如流量和温度, 以及像“加热”和“反应”这些作用
较少些		
一样	定性的增加	所有设计和操作打算均已实现, 并增加了一些作用
部分地	定性的减少	只实现了部分打算, 还有一部分未实现
逆动的	与设计流向相反	逆向流动或化学反应
另外的 (other than)	全部代替	原来的打算全未实现, 发生了一些完全不同的情况

**打算** 工艺某特定部分打算如何操作, 即设计者的打算。

**偏差** 这些是指偏离了设计者打算的事, 要用引导字码系统地进行探查。

**原因** 偏差发生的原因及如何发生的, 只有能指出有现实原因的偏差, 才是有意义的。

**后果** 发生一个有意义的偏差而带来的结果。

**危险性** 能够造成毁坏 (损失) 和伤亡的后果。

可以通过一个简单的例子说明如何使用引导字码。图 7-1 所示是一个氯的气化器, 氯在 0.2MPa 下送入氯化反应器。气化器是用蒸汽冷凝来进行加热的。

考虑蒸汽供给管道和与之配合的仪表控制系统。设计者的打算 是使供应蒸汽的压力和流量要与所需氯相适应。

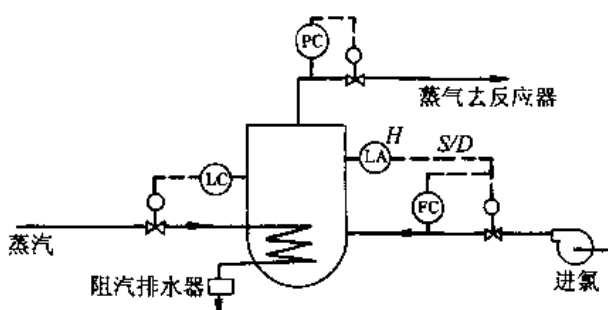


图 7-1 氯气化器仪表控制系统

应用引导字码“否”:

可能的偏离——蒸汽流量为零。

可能的原因——堵塞、阀门失灵 (机械或电力的)、停止供给蒸汽 (总管损坏, 锅炉停工)。

很明显这是一个有意义的偏离, 它具有几种可能的原因。

后果——主要的后果是到氯化反应器失去了氯气流量。它对反应器的操作影响必须考虑, 这可能导致反应器的可操作性研究, 会是氯气没有流量的可能原因。

应用引导字码“较多些”:

可能的偏离——较大的蒸汽流量。

可能的原因——阀门处在全开位置上。

后果——氯化器中造成低液面 (这应使低液面报警启动), 进入反应器的流量增加。

注释: 液面在某种程度上是自动调节的, 由于液面降低, 加热面就随之而露出。

危险性——取决于到反应器的大流量的可能影响程度。

可能的偏离——较高的蒸汽压力（总管压力的升高）。

可能的原因——蒸汽调节阀的失灵。

后果——气化速率提高，应当考虑加热盘管达到蒸汽系统可能最大压力的后果。

危险性——管道破裂（不太可能），去反应器的氯流量突然加大的影响。

### 7.5.2 引导字码说明

表 7-9 中引导字码的基本含意。否、较多些和较少些的含意很容易理解。例如，否、较多些或较少些可以指流量、压力、温度、液面或粘度。导致无流量的所有情况（包括反向流）都应当加以考虑。

需要进一步解释的还有其它字码。

“在某限度内”：对设计意图的增添。例如，杂质、副反应，空气的侵入，附加相的出现。

“部分的”：漏掉了某些东西，只部分地实现了设计意图。例如，物流组成的变化，漏掉了一个组分。

“相反的”：与设计意图相反。如果设计意图是输送物料，这可能意味着逆向流，对于一个反应来说，这可能意味着逆反应。对于传热来说，这可能意味着传热的方向与设计意图相反。

“另外的”：这是一个重要而意义广泛的引导字码，因此其应用也比较含混。它包括不是原设计意图的所有可设想的情况。比如，开车、停车维修、催化剂再生和投加、装置的失败。当涉及到时间，则可以用的引导字码为“较早些”和“较晚些”。

### 7.5.3 步骤

可操作性研究通常是在一个对这项技术有经验的组长领导下，由一组有这种技术、知识和经验的人来进行。

这个组利用引导字码通过审核逐个设备、逐条管道来审核这项工艺是否有什么危险性。

研究所需要的资料取决于调查的深度。

根据工艺叙述和工艺流程图可以作出初步研究。如果要对设计作一个详细的最终研究，则必须有流程图、管道和仪表流程图、设备规格和布置图、如果是间歇式工艺操作，还需要操作顺序的资料，例如操作说明中提出的资料：逻辑图和物流流量表。

图 7-2 所示是一个典型顺序。把经过研究后的每条线在流程图上作好记号说明已经核查。

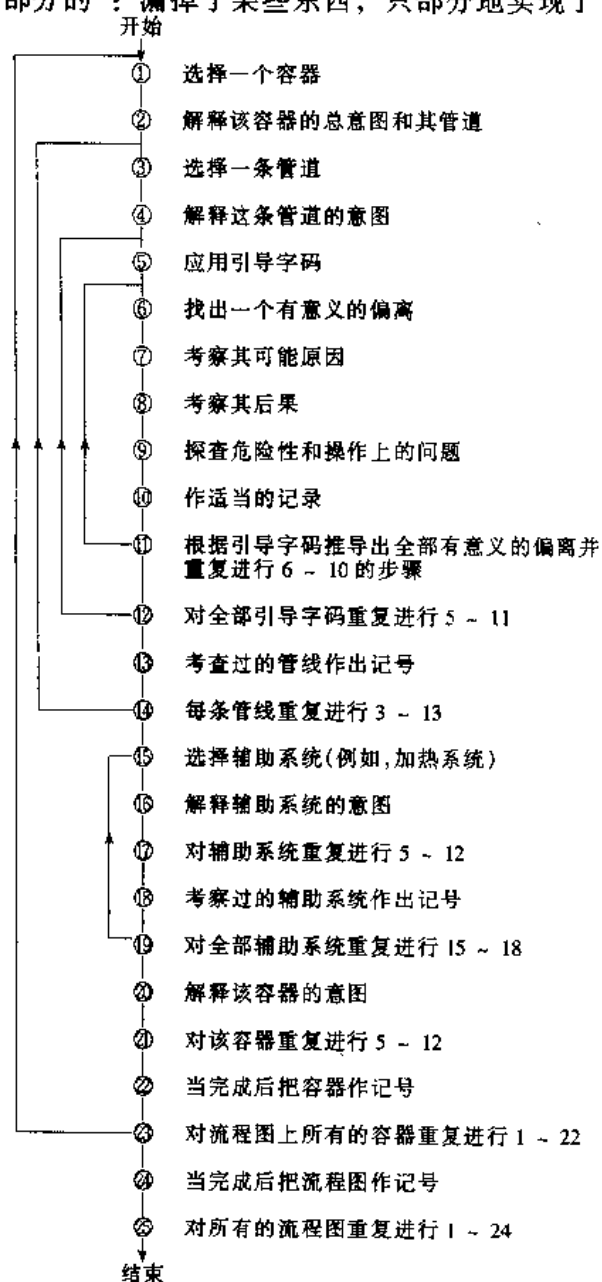


图 7-2 可操作性研究的详细顺序

并不是对研究的每一步都要进行记录，只要把会导致潜在危险的偏离加以记录。如属可能，由小组决定消除危险性应采取的行动并加以记录。如果为了决定最好的行动，需要更多的资料或时间，要把这件事提交设计组决定行动，或者提到研究组的会上去。

当利用可操作性研究去否决一个工艺设计时，对潜在危险性要采取的行动常常是对控制系统和仪表系统的修正，包括增加一些报警、自动跳闸或联锁。如已证明是主要危险，则设计可能要作重要修改。需要另外的工艺方案、材料或设备。

这种“line by line”的分析方法工作量很大，只用于新开发的工艺和高风险的装置分析。对于成熟的工艺流程可采用简化分析的方法，重点对新改动或新开发的局部 PID 进行安全分析。

**例 7-1** 本例题说明如何应用可操作性研究技术和用以决定仪表系统，以求安全操作。图 7-3 (a) 所示是硝酸工艺中的反应部分为了在稳定状态操作，所需的基本仪表系统 and 控制系统。图 7-3 (b) 表示作了可操作性研究后增加的仪表系统和安全自动联锁。

这个工艺中最大的危险性是：如果由于疏忽使反应器中的氨浓度达到爆炸范围 (> 14%)，可能发生爆炸。

可操作性研究

按图 7-2 所示的顺序进行。只把有导致动作的偏差和有意义的后果加以记录。

设备——空气过滤器

打算——去除可能使反应催化剂失效的颗粒

引导字母	偏差	原因	后果及采取的行动
管道号 No P3			
打算——输送在常压及环境温度下的干净空气去压缩机			
较少的	流量	过滤器部分堵塞	可能造成 NH <sub>3</sub> 浓度的具有危险性的增加；加计量及对数压力差
一样	组成	过滤器损坏，安装错误	杂质、催化剂可能中毒；正确维护

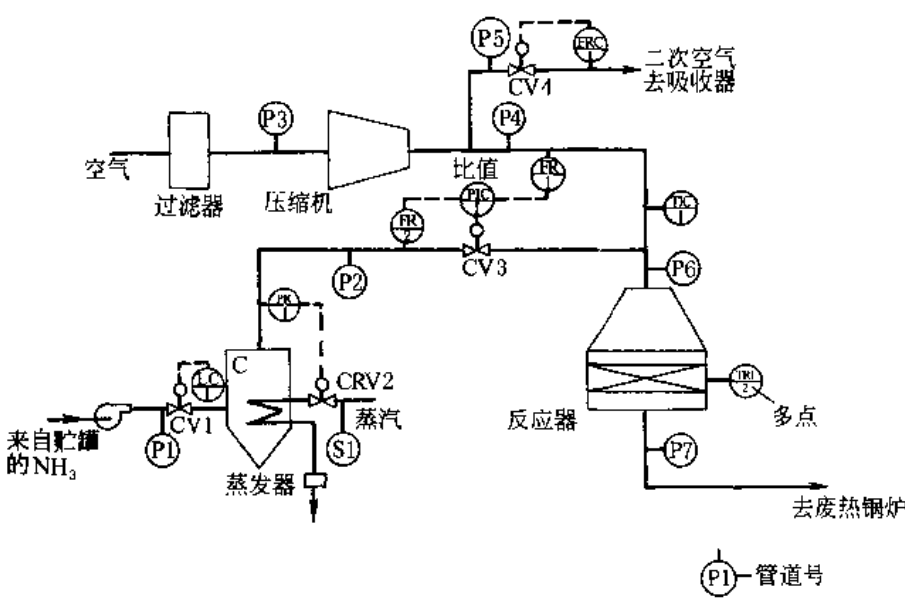


图 7-3 (a) 硝酸装置反应部分的基本仪表系统

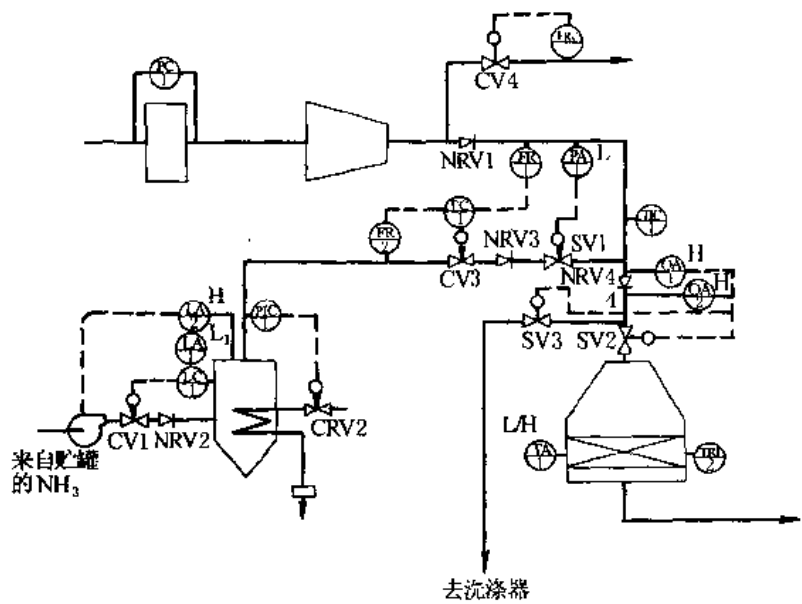


图 7-3 (b) 硝酸装置反应部分全部仪表系统

设备——压缩机  
打算——在 0.8MPa 下向混合三通供给12000kg/h，250℃空气

引导字母	偏差	原因	后果及采取的行动
管道号 NoP4 打算——输送空气至反应器（混合三通）			
否	流量	压缩机失灵	可能的 NH <sub>3</sub> 的危险浓度：低流量压力报警 (PA1) 连锁关闭 NH <sub>3</sub> 流量
较多些	流量	压缩机控制失灵	高反应速率、高反应温度：高温报警 (TA1)
逆动的	流量	管道压力下降（压缩机失灵）反应器处于高压	压缩机内 NH <sub>3</sub> —爆炸危险性：装逆止阀 (NRV1)，热湿酸气腐蚀，装第二个阀 (NRV4)
管道号 NoP5 打算——向吸收器送二次空气			
否	流量	压缩机失灵 CV4 失灵	氧化不完全，吸收器放空的空气污染：操作步骤无流量
较少些	流量	CV4 堵塞 FRCI 失灵	

设备——氨气化器  
打算——在 0.8MPa，25℃，蒸发液氨 731kg/h。

管线 NoP1 打算——从贮存处输送液 NH <sub>3</sub>			
否	流量	泵失灵 CV1 失灵	气化器内液面下降：装低液面报警 (LA1) (LA1) 报警
较少些	流量	部分失灵 泵/阀	
较多些	流量	CV1 卡住，LCI 失灵	气化器满溢，液体去反应器：装高液面报警 (LA2)，并设自动停泵措施
一样	盐水	从冷冻处漏入贮罐	NH <sub>4</sub> OH 在气化器中浓缩：常规分析 维修
逆动的	流量	泵失灵，气化器的压力高于输送压力	蒸气流入贮罐：(LA1)报警，装逆止阀(NRV2)

续表

管线号 No P2 打算——输送蒸气至混合三通			
否	流量	蒸汽流量失灵, CV3 失灵关闭	(LA1) 报警, 反应停止; 放弃考虑过的低流量报警, ——在各种流量下需要重调
较少的	流量 液面	CV3 部分失灵或堵塞 LC1 失灵	无流量 LA2 报警
较多的	流量	FR <sub>2</sub> 比例调节误动作	氨有高浓度的危险, 装报警, 装分析器 (重复), 高位报警, 12% NH <sub>3</sub> (QA1, QA2)
逆动的	液面 流量	LC1 失灵 蒸汽失灵	LA2 报警 反应器来的热、酸气体——腐蚀: 装逆止阀 (NRV3)
管道 SI (辅助)		CRV2 失灵, 阻气排水器冻结	气化器液面高: LA2 动作
设备——反应器 打算——在 0.8MPa, 900℃ 时, 用空气氧化 NH <sub>3</sub> 。			
引导字母	偏差	原因	后果及采取的行动
管道号 No P6 打算——向反应器输送混合物, 250℃。			
否	流量	NRV4 卡住关闭	反应速率下降: 装低温报警 (TA1)
较少些	流量 NH <sub>3</sub> 浓度	NRV4 部分关闭 比例调节失灵	与否同 温度下降: TA1 报警 (考虑对 QA1, 2 低浓度报警)
较多些	NH <sub>3</sub> 浓度	比例调节失灵空气流量受限制	反应器温度高: TA1 报警, 14% 爆炸性混合物进入反应器——灾难性的; 包括自动停车/旁路, 由 QA1, 2, SV2, SV3 动作
	流量	控制系统失灵	反应器温度高: TA1 报警
管道号 No P7 打算——输送反应器的产品去废热锅炉			
一样	组成	反应器来的耐火材料颗粒	可能造成锅炉管堵塞: 在锅炉上游装过滤器

## 7.6 量化风险评估技术 (QRA)

### 7.6.1 概述

#### 7.6.1.1 量化风险评估技术的发展

70 年代发生的几场重大化工事故, 暴露了化工装置存在的大量潜在事故风险, 使人们意识到有必要发展安全风险分析技术来预测事故发生的可能性和事故后果的严重性及影响范围, 以确定现有装置或新建装置带来的风险可否被周围社区所接受, 并寻求有效可靠地预防措施, 使风险降低到可以接受的合理水平。

80 年代初, 英国、挪威、荷兰等国家的环境与规划部门开始了量化风险技术的开发与研究, DNV 公司于 1985 年将初次量化风险评估计算软件投向市场, 目前软件开发投资已超过 1 千万英镑。经过十几年的努力和不断改进, 以 DNV 软件为基础的量化风险技术成为近年来迅速发展的高新技术, 已广泛用于世界石油、化工和其它相关领域。

#### 7.6.1.2 量化风险评估技术的特点

量化风险评估技术 (QRA-Quantitative Risk Assessment) 的核心是识别潜在风险, 分析评估风险和控制管理风险。常规的安全风险分析方法主要有: 安全检查表, “如果—怎么办”分析法, 故障树和事件树分析, 日本六阶段评价法, 英国蒙德分析, 美国火灾爆炸指数法等。



传统安全风险分析方法的主要局限性：根据逻辑推论与判断对风险进行定性分析，其结果随人员水平和经验差别很大；不可能使用大量的统计数据进行复杂计算，缺乏跟踪性与连续性。

量化风险评估技术重在定量风险分析。利用计算机软件建立各类事故统计数据库，将常见的易燃易爆有毒物的泄漏释放事故建成标准模型，从而进行事故风险发生频率和后果严重程度的计算，使多年来不便定义的模糊风险程度可以进行风险值对比分析，使风险分析结果更客观更准确。

量化风险评估技术具有以下优点。

①对生产过程进行危险性识别，根据各类风险在总风险中所占比例进行风险排列，分析发现风险主导因素，便于集中精力控制最主要的风险。

②利用计算机进行复杂繁琐的事故发生频率和统计事故后果影响计算，大大节省人力与时间，有利于进行多次计算和方案优化。

③采用标准工作程序和专家系统帮助，减少个人影响因素，提高分析结果的可靠性和合理性。

④根据安全知识数据库对各类风险案例提供减轻风险建议方案，提高风险控制管理水平。

⑤编制风险矩阵图和绘制风险分布曲线图，可直观了解和审查风险分布情况和确定相应的安全减灾对策。

量化风险评估技术的不足之处如下。

①初期阶段需要较多投资和努力。

②有些概念较复杂，难于理解。

③作为专家工具，要求使用人员具有一定的经验。

#### 7.6.1.3 量化风险评估技术的意义

(1) 有助于进行风险比较和评估，使风险更易于被理解，更便于被控制和管理，并且可以对风险评估过程进行审查、验收和论证。

(2) 量化风险的目的不是提供一个记录事故过程的“黑匣子”，而是重在识别那些最可能带来风险的潜在事故，准确发现事故隐患，恰当的提供安全忠告。

(3) 消减与安全相关的设计和操作费用，而同时又能满足特定的安全标准和要求，降低事故发生率从而提高装置生产利润。

(4) 将项目基本数据和条件输入到评估报告中，可随着项目的改造或扩建不断修改输入条件，及时了解风险变化情况，实现装置的动态量化风险管理。

(5) 对事故风险可接受程度进行正确判断，以减少为了避免最不利事故而难以接受的高费用支出。

### 7.6.2 量化风险评估技术的主要工作程序和内容

#### 7.6.2.1 量化风险评估技术的工作程序

QRA 技术主要包括下列步骤：①基础数据资料收集；②风险识别；③事故频率分析计算；④事故后果分析计算；⑤风险分析及计算；⑥风险评估；⑦风险管理决策。

#### 7.6.2.2 风险识别

##### (1) 风险识别的重要性

①风险识别是风险评估的重要基础，没有被识别的风险不可能进行评估。

②不准确的后果和频率估算可以互相抵消影响，而不全面的风险识别会导致装置风险评估的不准确。

## (2) 风险识别的主要方法

①专家经验 HAZOP。

②What-if/Check list。

③故障模型与影响分析 (FMEA)。

④相关数据库 (如国内外事故统计库)。

### 7.6.2.3 事故频率计算

#### (1) LEAK 软件事故频率计算

DNV 公司编制的 LEAK 软件主要用于进行泄漏事故频率的计算。该软件根据国外多年来发生的灾难事故进行分析和统计计算，建立了泄漏事故统计数据库。

借助 LEAK 软件的数据库基础和统计计算功能，使我们有可能采用系统性事故泄漏/破裂分析法，这就是将 PID 上的每个管道和设备进行一定孔径范围的开孔泄漏和破裂事故的频率计算。这种系统性分析可全面概括事故泄漏的可能性，并发现高频率的泄漏事故条件以便进行有针对性的防范措施。

#### (2) 历史数据事故频率统计计算

采用以前类似装置的事故统计数据进行分析，可避免单纯靠逻辑判断来确定事故的可能性。

### 7.6.2.4 SAFETI 软件事故后果分析计算

DNV 公司编制了排放模型、扩散模型和易燃物/有毒物影响三种事故释放模型，并编制了易燃物模型、爆炸模型和有毒物影响三种事故后果模型，通过计算可得出下列输出结果。

#### (1) 装置风险分析

风险分布图

火灾辐射影响分布图

爆炸波影响分布图

#### (2) 社区风险分析

F-N 曲线图

### 7.6.2.5 风险分析计算及评估

(1) 对计算出的各类风险按风险值大小进行排序。

(2) 根据有关风险标准对风险计算结果进行分析评估，如计算结果超过风险标准，则应采取降低风险并重新计算，直到风险降低到可以接受的程度。

## 7.6.3 量化风险评估技术在工程设计中的应用

安全可靠性是构成每个工程项目必不可少的质量要素之一。由于石化企业原料产品的易燃易爆特性，使石化工程设计的安全风险问题更为突出。多年来，我国实现工程设计的安全性主要是靠设计单位严格执行国家安全标准规范和国家安全环保部门对工程设计的审批制度。目前还只是处于靠法规强制性管理的低级阶段，从未进行过真正的定量安全风险分析与评估，在这方面与国外存在着巨大差距。

#### (1) QRA 技术用于工程设计的意义

①优化工程投资方案，降低风险控制费用，避免不必要的过分投入，获取工程项目安全与经济的最佳效益。

- ②审查设计规划与布置方案，最大限度地保护厂区内生命、财产与环境。
- ③制定项目风险管理决策和应急预案，使风险造成的损失与危害降到最低。
- ④满足政府法律法规对项目审批要求。

#### **7.6.4 量化风险技术的发展前景**

安全风险技术正在发展成为一门独立的专业学科，具有涉及范围广，知识面宽，技术更新快等特点。安全风险技术的应用不仅直接影响到 21 世纪经济上的可持续发展，也必将对公众的环境意识，全球责任感，共同价值观以及企业文化和公司形象等社会观念产生深远的影响。

目前，安全风险技术在我国的应用还刚刚开始，国家还未建立相应的风险控制标准与管理体系。相信在不远的将来会迅速与国际接轨，使我们的中国，我们生存的地球，在 21 世纪和新千年中，具有安全健康环境的光明前景，这也是社会发展的必然。

## 第 8 章 计算机辅助设计

### 8.1 概 述

关于“计算机辅助设计 (Computer Aided Design CAD)”的定义在上海交通大学主编的《机电词典》中是这样描述的:“用计算机系统对某项工程设计进行构思、分析和修改工作,或作最优化设计的一项专门技术。其输入是设计的有关数据信息,输出是设计图纸或资料,其过程是由计算机根据输入的各种信息和程序,在系统中检索出有关数据并作运算而得出结果。较完善的系统是利用图形显示技术和人的设计经验以人一机对话方式对设计过程和结果不断干预修改,借助于计算机程序,经过综合分析 with 优化评价,最终由计算机给出所需的设计图纸或印出有关资料”。

简言之,CAD 系统就是用来帮助人们完成设计过程,由绘图、打印等设备完成图纸和设计文件的一类计算机系统。

近 25 年以来,是 CAD 技术高速发展的时期,随着计算机硬件、软件和数据库技术的进步,CAD 技术已被国内外各行业设计单位普遍应用。用 CAD 技术改造传统的设计方式,在国外已基本完成,在国内已成必然趋势。CAD 技术应用水平不高的工程公司不仅不能与国际上的工程公司合作承接项目,而且没有资格在国外工程招标的过程中进行夺标竞争。更无法得到国外的工程承包项目。而今国内新建项目的业主们也很重视 CAD 技术的应用水平,在投标争取获得大、中型项目的承包任务时,起着关键性、甚至是决定性的作用。

目前,以工作站或超级微机为主的 CAD 系统是应用的主流。可能也是今后发展的方向。

工程工作站为主的 CAD 系统是以个人计算和分布网络环境为前提的,具有高速运算能力(浮点运算、图形处理、逻辑推理等),现时的工作站还有多媒体的能力(如处理图形、画像、声音、数值、文件数据等),将来它将备有知识处理能力等。

分布式网络环境允许工作站自主而协同地工作,既保证了个人单独操作的个人计算环境,又保证了集体的计算环境。因此,它提高了工作效率,又能使同一工程项目分工合作完成。在此环境中的各个工作站,可以互通信息,实现了资源及信息共享,负载的分配。提高了整体处理能力和工效。

微机 CAD 系统是以微机为主的 CAD 系统。近年发展迅速,其运算速度、图形处理功能、多媒体能力不断提高。其功能也从二维逐步向三维扩展,网络功能也在进步,得到了越来越多的应用。

在国际上有的工程公司已经建成了由主机、工作站和微机构成的 CAD 网络,实现了设计一体化,以及各个阶段的集成化。

### 8.2 国内外应用简介

国际上著名的工程公司都已建成了由主机、工作站、微机组成的 CAD 网络,实现了各项应用与不同专业之间的一体化作业,以及从可行性研究、工艺过程和装置设计、图纸档案文件管理、采购、施工安装、试车等各阶段的集成化。保证了信息数据的一致性和共享性。

CAD 应用在工程设计的各个阶段, 因此已经取代了图板。施工现场的 CAD 系统可与设计 CAD 系统联网, 实现了图纸信息的远距离传送。现场可根据设计 CAD 系统传来的不同设计阶段的信息, 组织开工、备料、场地准备、定制设备、安装及配管的施工。不仅如此, 国外还在向更高层次发展。诸如: 提高软件的自动化水平、智能系统、工程数据库多种集成应用等等。

国内现有各级设计院所约 1 万个, 已有近八千家不同程度的应用了 CAD 技术。目前全行业已有工作站 CAD 系统 2800 套; 微机 CAD 系统 11.3 万套, 26 万技术人员掌握了 CAD 应用技术。

近几年来, 工程公司应用 CAD 技术, 使工作效率提高 3~10 倍, 可节约工程建设投资 5% 左右。当今全国各大工程公司 100% 以上的计算工作量、50% 左右的方案设计、100% 的绘图、100% 统计材料、设计文档制作的工作量都是由 CAD 系统完成的。

在电力、交通、石油、石化、化工、建筑、市政等项目设计上, 基本上具备了应用 CAD 系统完成勘察、设计全过程的能力和资源。

### 8.3 计算机辅助设计系统

计算机辅助设计系统一般由硬件和软件两部分组成。

硬件主要有:

微机: 现在多采用 PC 机, 铭牌机或兼容机均可。

工作站: 它有高速独特的运算能力, 网络环境和优异的图形功能特点, 这类机组成的 CAD 系统已占据主流地位。

服务器: 它也是微机或工作站的一种, 它不需要图形处理功能, 只承担文件处理、数据库的输入/输出访问以及网络版的软件保管及调用等服务功能。

打印机: 专门用以输出设计文档, 如说明书、材料统计表等 (一般用喷墨式或激光打印机)。

绘图机: 专门用来输出各专业的工程设计图纸 (主要有喷墨和静电绘图机)

软件主要有:

操作系统: 是计算机的核心和基础软件, 其主要功能是任务的排队、管理及保护数据的安全、对外、对内的通讯管理等。

图形软件: 专为生成工程图形的软件。

CAD 支撑软件: 支持 CAD 应用软件或用户开发的软件的调用。

CAD 应用软件: 它是各专业技术人员进行工程设计的主要工具。

用户开发语言: 为用户开发自己的应用软件而设置的计算机语言工具。

CAD 系统的规模大小、应用水平的高低, 现在均按各工程公司自身的业务需求、经济能力, 掌握 CAD 技术水平的高低而定。基本上有三种系统。

#### 8.3.1 微机 CAD 系统

现在的微机 CAD 系统也具备分布式网络环境, 以一台 (或多台) 高档微机 (内、外存贮量大、处理文件及信息数据能力强、输入/输出、访问速度快) 作服务器, 用网络连接若干台微机工作站构成系统。近年来, 微机不断提高运算速度, 改善图形处理能力, 强化其功能。另外, 微机上适用的 CAD 各类软件越来越丰富, 也能满足二维及三维中、小型项目设计的要求。资金投入较低, 越来越被工程公司看重。

### 8.3.2 工作站 CAD 系统

工作站是以个人计算和网络环境为前提的高机能（高速浮点运算、图形处理、逻辑推理等）计算机，以其独特的功能、网络环境、良好的用户界面、运行三维建立装置模型的先进软件等特点，在计算机家族中占有显著地位。这类系统现在是 CAD 系统的主流。

### 8.3.3 由微机和工作站联网组成的 CAD 系统

近两年来，由于微机的运算、图形、文档信息处理和数据处理功能有明显提高，微机上运行的 CAD 软件的功能也有了长足进步，原来只能在工作站上运行的三维装置设计软件，如 PDS (Plant Design System), PDMS (Plant Design Management System) 都已推出了微机运行的版本。使得若干台微机和多台工作站可以联网运行并同时访问一个共同的数据库，用同一个软件，做同一个项目的设计计算或建立模型等。这类系统的工程能力大大提高，能完成特大型石化、化工装置的设计任务，投资适中，是很有发展前途的 CAD 系统。

## 8.4 计算机辅助石化工艺设计（过程设计）

石化工艺过程是石化装置设计的起点、基础和核心。它一般是根据装置的生产能力、原料的特性、工艺流程和主要设备进行全流程的物料和热量衡算。而今，国内外的设计单位在做石化工艺过程设计时，百分之百地采用化工流程模拟软件来进行物料、热量及单元过程的计算，进而进行方案的优选或优化。现将国内外应用较多的稳态流程模拟软件简要介绍如下：

### 8.4.1 ECSS (Engineering chemical simulation system)

ECSS 是青岛化工学院计算机与化工研究所开发、研制的，水平较高的模拟系统。是当今唯一的国产商品化流程模拟软件，在国内已有近 50 个用户，由于该软件的功能较齐全，服务精神好，易于掌握、价格便宜等，深受用户的喜爱。用户普遍反映，应用 ECSS 系统在他们的工作中取得明显的成效。现在安装在微机上运行的 ECSS 系统是 1995 年推出的 V3.10 汉化增强版。

ECSSV3.10 由 11 个相对独立的软件包组成：用户可按计算要求分别调用，各包之间的信息传递由文件管理系统实现。其关系见图 8-1。

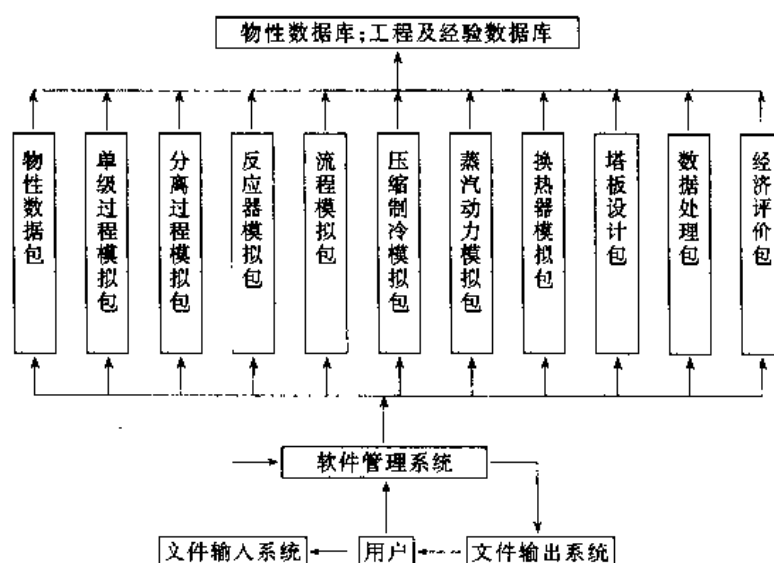


图 8-1 ECSS 各功能包与系统间关系图

ECSS V3.10 各软件的功能简介。

#### (1) 数据库及物性推算包

这个包已在本手册中“石油化工基础数据”篇中作过介绍。

#### (2) 单级过程模拟包

这个包主要对物流进行热力学性质的计算，对烃类物系用状态方程，对极性物系用组合法。可进行单级闪蒸模拟计算。对所选用的状态方程均给出了适用物系的组成，温度和压力范围及其可信度等。

#### (3) 分离过程模拟包

该模拟包可对精馏、吸收、蒸发、萃取等分离过程进行模拟计算，既可用于常规塔（简单精馏、吸收）的设计，又可用于多级多组分复杂塔的模拟计算；处理的物料可以是气-液相、液-液相的极性和非极性物系以及含有石油馏分的物系，窄沸程或宽沸程，既可以校核已有分离塔工况，改进操作、优化工艺条件，又可用以新塔设计，给出合理的设计方案。

#### (4) 化学反应器模拟包

该软件包有“反应程度法”、“三率法”二种黑箱模型、二种热力学模拟算法。已知物流组成及操作条件计算出反应后的生成物流的组成及能量衡算、预测流物的产率在理论上可达到的最高限。

#### (5) 流程模拟包

该包是 ECSS 的核心部分，共设有 25 个不同功能的模块（详见表 8-1），可用来进行石化工艺流程的设计和对已经运行的工艺流程进行校核计算，得到各设备进、出口物料和热量平衡结果，主要设备的工艺尺寸及操作参数等。

该包采用序贯模块法模拟策略，属于通用稳态流程模拟系统，用此系统可以开发出专用的流程模拟系统（如乙烯分离、合成氨、乙二醇等流程模拟系统）。

#### (6) 压缩制冷流程模拟包

表 8-1 ECSS V3.10 单元模块库

名 称	功 能 简 要 说 明
物流传输器	一股物流无变化地传输给另一股物流
加合器	多股物流加合成一股物流，压力取小者，其它取算术平均值
混合器	多股物流混合成一股物流，温度由混合后的焓值求出
分流器	多股进入物流加合，再分成多股出口物流
组分分配器	多股进入物流加合，按给定的各出口流中各组分占总进料中该组分的分率或按给定各出口流中各组分浓度及各出口流的流量占总进料的分率，把进入物流分配成多股出口物流
液体输送泵	一股进入液相物流升压为一股出去物流，并计算泵的功率
气体压缩机	一股进入的气相物流经压缩机压缩，计算出口流信息及压缩功
气体膨胀机	一股进入的气相物流经膨胀机压缩，计算出口流信息及膨胀功
物流水饱和器	一股进入的气相物流，经水饱和器后，出口流中水达到饱和
物流去水器	一物流去除微量水成另一股出去物流，物流的其它状态不变
加氢反应器	进入物流按给定的化学计量系数进行加氢反应求得出口物流
换热器	适用于无相变换热计算
水冷却器	已知输入输出物流或能流，计算冷却负荷及水量
水蒸气加热器	已知输入输出物流或能流，计算冷却负荷及水量
制冷剂冷却器	已知输入输出物流或能流，计算冷却负荷
两相闪蒸器	已知进入物流进行定压定温、定压定冷凝率、定温定冷凝率、定压定焓、定温定焓闪蒸
含水烃三相闪蒸	已知进入物流进行定压定温、定压定焓、定温定焓闪蒸

续表

名 称	功 能 简 要 说 明
简捷法吸收塔	用于吸收或解吸计算: ①已知操作压力及理论板数, 计算出口物流; ②已知操作压力及轻关键组分在塔顶的收率(或重关键组分在塔顶的收率)计算出理论板数及出口物流
简捷法精馏塔	适应于一般的多组分普通精馏设计, 即计算满足关键组分回收率要求的出口物流、中间物流及冷凝器和再沸器热负荷; 以及理论板数、最小回流比、实际回流比、进料位置等参数
吸收蒸馏塔	适用于有多股进料、多股侧线采出、有中间再沸器和中间冷却器的多组分复杂精馏塔。可算出各出口物流及逐板数据
复杂精馏塔	适用于有多股进料、多股侧线采出、有中间再沸器和中间冷却器的多组分复杂精馏塔。可算出各出口物流及逐板数据
化学反应器	可用反应程度法、三率法及平衡常数法计算化学反应器
收敛模块	用于收敛物流或能流。收敛方法有: ①直接迭选法; ②加速迭选法 (Wegstein 法); ③松弛因子法

该包是综合了石化工艺上常用的几类多级压缩制冷流程而开发的, 用户只需给定压缩级数, 冷负荷, 冷剂的组成等条件, 计算出各股物流量及压缩功率等。

#### (7) 蒸汽动力系统模拟包

该软件包在已知透平机的所需功率、加热器热负荷的条件下, 依据一定的动力合成原则, 通过优化给出合理的蒸汽动力、热力系统及其工艺参数和蒸汽流量、热效率等。

#### (8) 塔板设计包

该软件包可用于板式塔的结构设计或对现有塔的结构进行校核计算, 给出水力学性能及负荷图。还可预测塔板效率。

#### (9) 换热器模拟包

该包可对石化工艺中 15 种管壳式换热器进行设计与校核计算, 得到其传热性能及结构尺寸。设计的换热器符合部颁标准, 能处理各种管内外流型的换热器。

#### (10) 经济评价包

本软件包以设备的类型、工艺尺寸、材质及消耗定额作为经济评价的出发点, 不需设备的详细结构及重量。模型和参数是依据国内的大量统计数据建立的, 适合于车间或工厂规模的经济评价。可得到工艺设备的出厂价格, 公用工程建设费用、总固定资本、产品成本、流动资金、开车费用及基建总投资等。

#### (11) 数据处理包

该软件包由二个常规数据处理和五个专用模块组成, 既能做一般数据的处理又考虑到石化过程的特点, 通用性与专用性兼顾。可对试验数据或现场数据进行统计检验, 因素分析, 参数估值, 曲线拟合及插值、过失数据的剔除, 以及正交筛选法自动建立数学表达式, 还可回归有关的热力学方程参数, 建立化学反应动力学方程式等。

ECSS 模拟系统是国内领先水平的软件, 与国外同类软件相比, 现有的功能与国际水平相当。但在软件的规模、模块的数量、适用的范围、数据库的内容、最优化、专家系统以及图形功能等方面还存在一定的差距, 仍需加大开发力度、丰富其内容、增加其功能, 早日赶上国际先进水平。

### 8.4.2 PRO/II 流程模拟系统

PRO/II 是美国 SIMULATION SCIENCES INC 于 1988 年推向市场的该公司第三代流程模拟软件。该软件是一个综合系统, 适用于化工、石油、石化、天然气、合成燃料等工业装置的流程模拟计算, 并得到物料、热量平衡计算结果。



该软件由流程模拟软件（即程序）、大型纯组分物性数据库，应用广泛的热力学性质推算包、最先进而适用性强的单元过程模块所组成。以序贯模块法模拟策略，为工程师提供了一个易于掌握、能灵活运用有效的的设计工具。

该系统还提供了一个非常有经验的最优化工具，它允许工程师把设计最大值或最小值作为执行目标，或者把最经济的投资或最低操作费用当作目标。因为它是有经验、有能力的最优优化程序，可以优化简单的蒸馏过程，也可以优化复杂的全流程。关于它的物性数据库和热力学性质推算系统已在本手册的“石油化工基础数据”卷中做了介绍。其单元操作（过程）模块计有：

间歇蒸馏	液化天然气换热器
物流编码器	物流混合器
蒸馏塔	活塞流反应器
压缩机	参数发生器
连续搅拌槽反应器	泵
膨胀器（节流阀）	透平机（动力回收）
萃取精馏	反应器
内蒸函	变换、甲烷化反应器
三相闪蒸	组分分离器
自由能最小反应器	简捷蒸馏
换热器	物流分割器
严格换热器	阀
液-液萃取	固体物处理（过滤等）
反应精馏	用户自己的单元操作模块
共 40 个左右。	

上面所列是应用较普遍而有能力解决许多典型问题的模块。例如，闪蒸模块可以模拟下述的操作过程：

等温闪蒸  
 等焓闪蒸；计算温度或压力  
 规定液相比率的闪蒸；计算温度或压力  
 泡点和露点计算；计算温度和压力  
 等容闪蒸；计算温度或压力  
 满足产品规定的闪蒸；计算温度或压力  
 严格地三相分离  
 又如，换热器模块可以模拟下述过程：  
 加热器或冷却器  
 预冷器或过冷器  
 加热炉  
 工艺物料之间的换热器  
 工艺物料和公用工程换热器  
 精馏塔侧线加热器或冷却器

依此类推，已建立的模块完全可以满足石油化工、石油炼制、液化天然气、合成燃料等

工业装置的流程模拟计算。

此外, 还有一个管道单元 (pipe unit) 模块, 它的功能是计算单相流或者两相流在管道之间或各种单元过程之间的压力降, 也可以给定压降或者出口压力计算管道的直径, 预测管道出口物流是汽相和/或液相。

PRO/II 流程模拟系统为了用户工作方便, 节省计算时间, 还设置了再启动 (Restart); 工况研究 (Case Study) 和灵敏度分析 (Sensitivity Analysis) 程序, 帮助用户进行工艺流程方案设计。产生并输出工艺流程图及物料、热量平衡表。

PRO/II 也配有设备规格和费用估算系统 (Sizing and Costing), 由于它的内装费用数据与我国价格体系不同, 所以不能直接应用, 必须改变价格体系后才能运用。

PRO/II 还有很强的系统控制能力, 可以自动识别循环物流, 自动排列单元计算顺序, 加速收敛, 作多案例计算并按规定的目标自动寻找优化结果。

HEXTRAN 是 SIMSCI 公司推出的换热器网络综合的过程传热软件包, 它是“缺点” (PINCH POINT) 技术在换热网络和动力系统设计上的具体运用。可对工艺过程进行热量的综合分析, 设计或改造换热器网络, 进行综合的热量及动力循环评价。

HEXTRAN 的优化目标可以是: 回收热量、公用工程消耗量、传热面积、投资费用、操作费用等。在做综合设计时, 用户可规定温度约束, 选定物流参数或作某些设计规定。它还可以按经济回收率对不同区域的传热面积分配进行优化组合。

HEXTRAN 还可以对单个换热器作详细地分析计算, 选定其型式和规格, 也可对换热器进行污垢分析计算, 对其结垢情况进行鉴定, 以确定适宜的清垢方法和周期。

除上述软件外, SIMSCI 还有一些为油田开采, 油气分离、油气集输方面的软件, 其功能及覆盖面也较广泛。

#### 8.4.3 ASPEN PLUS 流程模拟软件

ASPEN PLUS 是美国 ASPEN TECH 公司推出的商品化大型稳态流程模拟系统, 提供应用服务, 并不断地扩展其功能及应用范围。目前 ASPEN PLUS 和 PRO/II 两大软件系统是世界上用户最多、深受用户好评的软件系统。ASPEN PLUS 比 PRO/II 内容更丰富, 应用范围更广泛。

ASPEN PLUS 的新版本配有 Model Manager 用户接口软件, 提供交互式多窗口工作环境, 用户可用符号和图标来构造流程图, 可在专家指导系统 (Expert Guidance System) 的帮助指导下建立工艺流程的模型, 还有在线帮助、提示、教导等手段, 便于用户使用该软件。用户在交互式的完成模拟时, 可建立输入及模型文档。即时按模拟结果绘出各种曲线, 产生并输出工艺流程图 (Process Flowsheet Diagram PFD) 和物流的物料及热量平衡数据表。

ASPEN PLUS 有丰富可靠的物性数据库和大量有效的物性推算模型和完善的物性关联式 (已在基础数据篇中介绍)。

ASPEN PLUS 单元操作模块的种类齐全, 功能多而强, 计有闪蒸、换热、多级分离、反应器、固体物处理、物流操纵等共五十多个。是当今流程模拟系统中单元模块最丰富的系统。其多级分离模型无需初估值, 适应范围宽, 计算结果可靠; 如 RADFRAC 模型可严格模拟各类多级汽-液分离操作, MULTIFRAC 模型可有效地解算若干个多级精馏系统相联的系统。这些模型还能处理汽-液-液三相平衡问题。它的反应器模型也比其它模拟系统齐全。此外, 用户还可以把自己开发的单元操作模块与 ASPEN PLUS 系统连接在一起, 备以后调用。

ASPEN PLUS 备有多种收敛算法, 可同时收敛多股断裂物流和多项设计规定, 并且收敛

迅速而且比较精确。

ASPEN PLUS 具有功能较强的优化软件, 它对约束条件或决策变量的数目没有限定, 并可同时对优化和模拟进行收敛, 求得满足优化目标的各项条件。

ASPEN PLUS 的费用估算 (Costing) 系统可以独立使用, 也可以和流程模拟系统连起来使用。由于内装价格体系和我国的价格有差别, 不易直接应用。

ASPEN TECH 公司已将 ASPEN PLUS 推出了微机上运行的软件版本 MAX 流程模拟软件。

ASPEN TECH 公司应用缺点技术开发了一个过程综合系统 (PROCESS SYNTHESIS SYSTEM) ADVENT, 该公司还为用户提供 ASPENPLUS/ADVENT 接口软件, 可将过程模拟与能量优化联系起来设计出节能优化的工艺流程。

ADVENT 能解决的问题有:

换热器网络设计

热能和动力系统设计

蒸馏系统集成 (设计节能的分离过程)

#### 8.4.4 动态模拟 (Dynamic Simulation)

化工工程在开车、停车、增减负荷或出现操作上的干扰时, 经常处在动态情况下。要使所设计的化工装置能适应各种工况, 就必须研究关键单元过程, 如反应器、压缩机及有关控制系统的动态适应性能, 这就需要动态模拟技术。这种技术现在国内设计上应用的较少, 在生产控制上运用较多, 这里就不详细介绍了。

已经商品化的动态模拟软件有, 英国帝国大学开发的 SPEDUP 软件; 英国 CADCENTER 和日本 JUSE (科技联盟) 共同开发的 DPS (DYNAMIC PROCESS SIMULATION)。

1983~1985 年由化工部计算中心牵头与高校和设计单位联合也开发了 DYSPEN-1 动态流程模拟系统。

## 8.5 计算机辅助石化装置设计

装置设计是以工艺过程设计成果之一, 带控制点工艺流程图 (P&ID) 为依据的工作继续, 或者说是工艺过程设计的具体化——即建立石化装置三维软模型的过程。也是绘制工程图纸、完成材料统计和其它设计文件的必要阶段, 过程设计和装置设计在 CAD 技术中被划分为两个设计阶段。虽然装置设计已不是工艺设计过程的内容, 但还有密切的联系, 所以这里也简单地作些介绍: 装置设计的内容是按照 P&ID 图上显示的设计意图以及有关的标准、规范、法规工程经验等的要求, 在 CAD 系统上建立石化装置的软模型, 再进行分析 (应力分析等), 检查 (碰撞检查) 等, 最后绘出工程图纸、材料表及有关的设计文档, 作为工程建设的基本依据。

现将国内外用户较多的装置设计软件简介如下。

#### 8.5.1 PDA (PEPING DESIGN AUTOMATION)

这是一个微机三维配管设计软件包, 由上海化工设计院徐柱亮、贝建中、俞槐卿、杜志伟等开发, 现已在全国二十四个省市的石油化工、化工、医药、纺织等行业的几十个设计单位应用, 深受用户好评。它是唯一的一个国产商品化的 CAD 软件。它的特点是: “切合国情、操作简便, 性能与价格比好”。并且仍在不断地开发、维护, 1997 年 5 月又推出 PDA2.0 版。每个软件包都增加了一些新功能, 为用户带来了更多的方便, 工作效率可进一步提高, 效益会更好。

PDA 是一个三维装置设计的综合软件包，有图 8-2 所示的诸多功能。

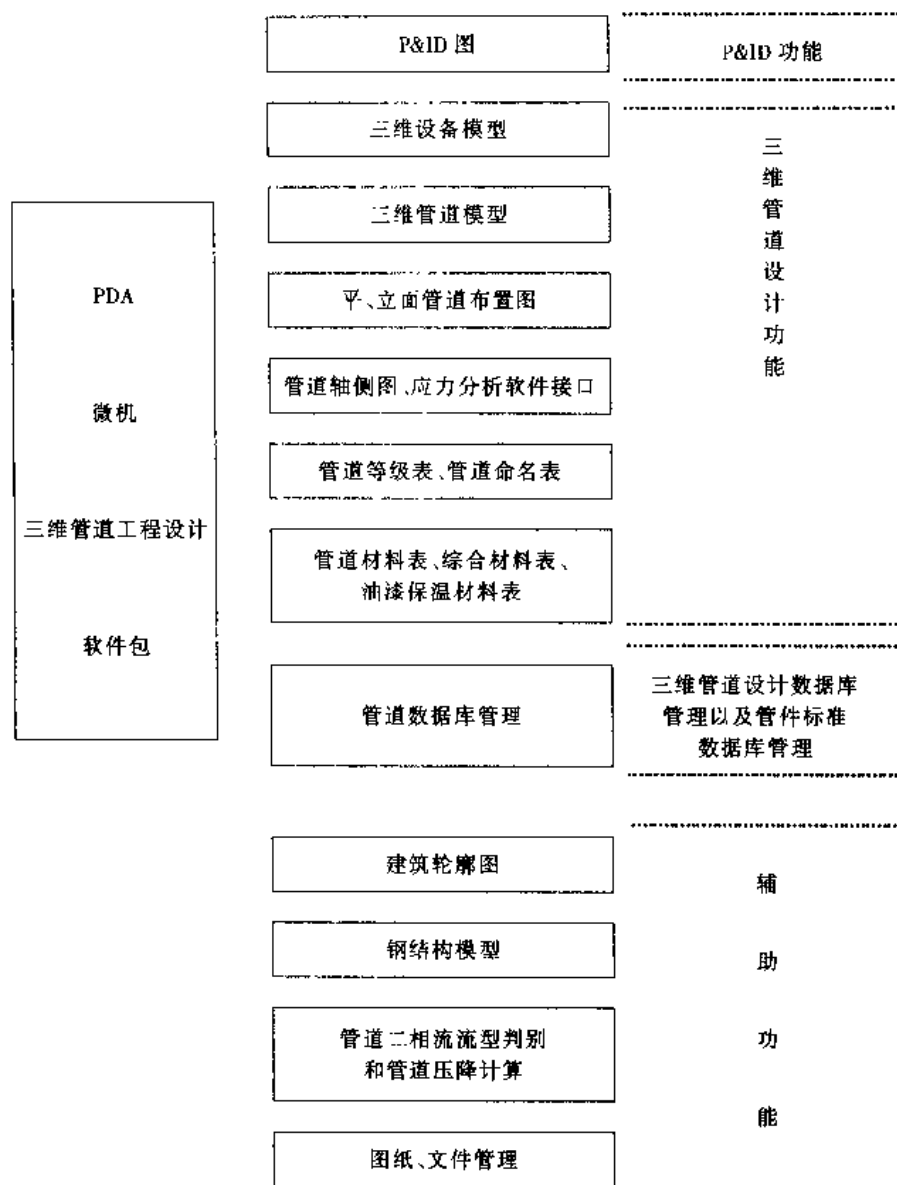


图 8-2 PDA 软件主要功能图

PDA 是一个三维管道模型设计的综合软件包，它基本上包含了管道工程设计专业的所有功能，包括下述诸多功能。

#### (1) P&ID 图 (Process & Instrument Diagram)

该模块主要是调用数据库中已存储的图例、符号，设备图形（贮罐、换热器、泵类、反应器等共 18 大类，每一大类又分为若干子类），阀门、仪表等，完成 P&ID 图的设计。

#### (2) 管道数据库

该数据库分为二级，一级为总库在库中存贮着国内、外各种标准系列的管道（钢管、特种钢管、塑料管、带衬里的管道等）、管件（三通、弯头、异径管等）、法兰及其配套的垫片、螺栓、螺母以及阀门等。二级库是在完成某项具体装置设计时，由总库中抽出要用的管道、管件、阀门、法兰及其配套的螺母螺栓等数据，建立一个工作库，以提高工作效率。

#### (3) 三维设备模型

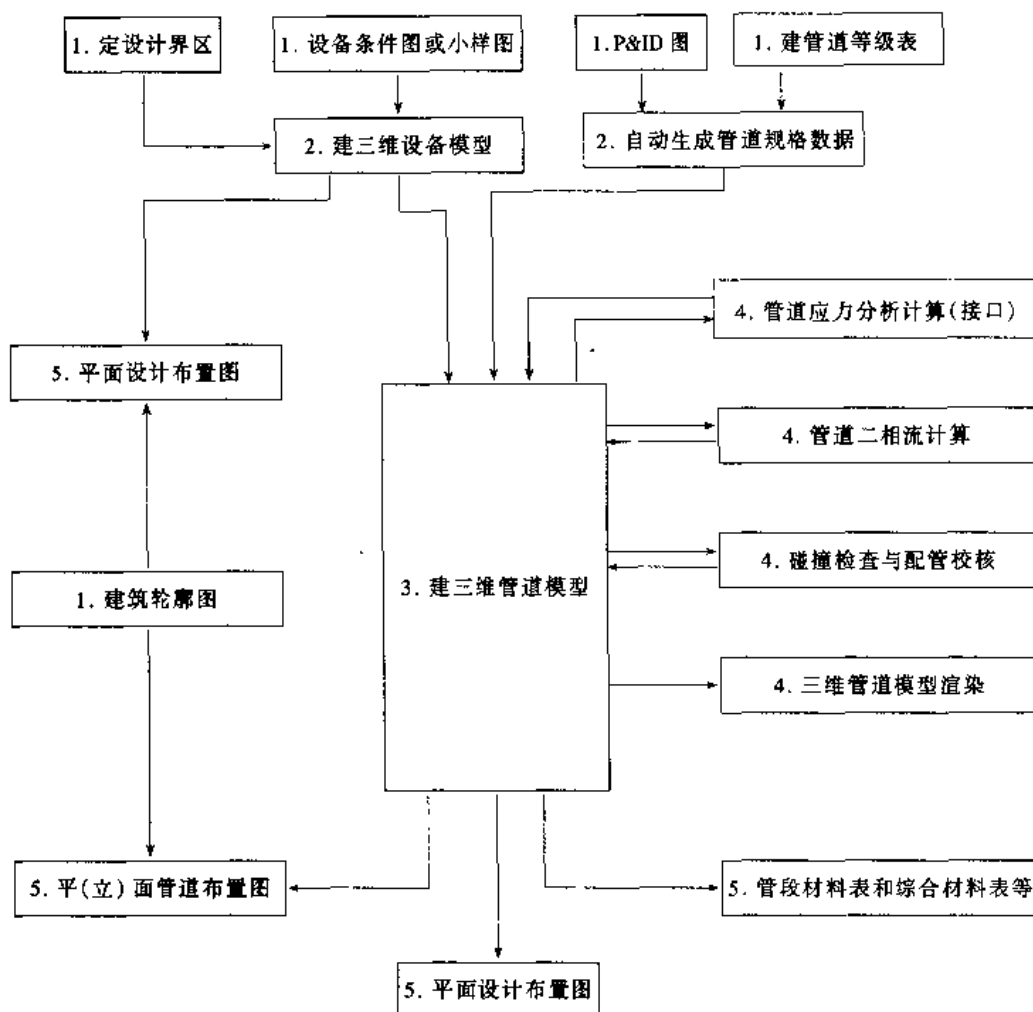


图 8-3 软件各模块运行逻辑顺序图

这个模块的功能有些地方已优于某些国外同类软件的功能，它具有预定义设备（将石化装置用静设备和动设备分成 15 大类，如容器、换热器、工业炉、压缩机、泵等），实现了系列选用。非定型设备可参数化选用。在三维设备模型的基础上，结合建筑轮廓的生成，软件可完成设备平（立）面布置图，并有标注和修改文字等功能。

#### （4）三维管道模型（即建立三维装置模型）

在 P&ID 信息、管道数据库和三维设备布置图的基础上，进行三维管道的设计与研究，建立起三维的装置软模型。有快速管道材料统计功能，例如 9.6MB 的图形，含 338 根管道，统计材料的时间约需 30min，整个项目的综合材料表也易生成。另外，还有完善的碰撞检查功能，按 P&ID 校核三维模型，查询有无遗漏的管道和仪表等。有和应力分析软件 CAESAR II 的接口，能自动生成输入文件，做管道应力分析等功能。

#### （5）材料统计

从管道三维模型和管道数据库中自动抽取并生成规格化的管段材料表，油漆保温材料表、管道命名表、管架一览表和综合材料表等。

#### （6）管段轴侧图

从三维管道模型中抽出任一管段生成轴侧图，自动标注尺寸并生成该管段的材料表，存图后可继续不断地抽取其它管段生成轴侧图，材料表，出图效率高。

有高效编辑功能，如整根管道的位移或尺寸标注线的位移，可很快消除原来的道管和标

注线。

尺寸标注有三级可供选用：①只标注管道的总尺寸；②标注总尺寸、管段和阀门尺寸；③标注全部尺寸，包括管段、弯头、三通、阀门、法兰、垫片等管件的尺寸。用户可以灵活选用。

#### (7) 管道布置图

从复杂的三维模型中生成平、立、剖面管道布置图，可以分层抽取布置图，只要一次性生成装置某一方向上的全投影，就可按出图要求提取该方向任一切面的管道平、立、剖面布置图。在三维管道模型中建立的管架，能在平面图上自动生成管架图形。

#### (8) 建筑轮廓图

这是一个高效生成轮廓图的软件，有柱网、墙面、窗户、门、安装孔、吊装孔、防火墙、水池等自动生成功能。

#### (9) 钢结构生成

提示选择柱、梁的型钢截面结构形式，参数化生成钢平台的柱、梁框架、斜撑、钢梯、栏杆、管架，可与三维模型合并为整体。可以统计钢材，生成平、立面视图，标注尺寸等。

#### (10) 管道二相流型判别和压降计算

为了检验二相流管道的管径是否选择合适，提供了本功能。如计算显示不合理时，用户应修改管道直径。

#### (11) 图纸、文件管理

该软件包提供专责图纸管理功能，用户按主项登录，不同主项的图纸资料分别编目存放，不会混淆，保证了工程图纸和材料表等资料的安全存贮。

微机上使用较多的国外开发的化工装置 CAD 软件有：

AUTOPLANT、CADPIPE、PROPIPE、PELORUS、PIPEGEN 等。这些软件和国内的化工装置 CAD 软件相比，有数据库内容丰富、数据库管理技术先进，在线帮助功能强，走向市场比较早，不断改进、不断完善等优点。在国内外有不少的用户。

### 8.5.2 工作站上运行的化工装置设计 CAD 软件

当前，国内外应用较多的大型石化装置设计 CAD 软件主要有：PDMS、PDS、PASCE、CADD5-5 等。

#### (1) PDMS (Plant Design Management System)

是英国 CAD Center 推出的 CAD 软件，现在已有三千多个用户遍及三十多个国家和地区，很多石油、石化、化工、能源等行业的大型工程公司都以 PDMS 作为 CAD 系统的核心。CAD Center 一直在改进、充实、完善其功能。它的工作平台也日趋高档化 (SGI、DEC、HP 等)。

该软件能完成大型复杂的石化装置设计，它具有很强的建库、校核、管理和数据传送功能。可用它来完成设备布置、钢结构布置和设计、管道布置和设计、电缆槽架、采暖通风管道等方面的三维设计。通过 Design Manager 软件可将 P&ID 图中的数据传送到三维数据库中用于初步的管道布置，并可在三维模型建立过程中，将管道三维模型与 P&ID 图进行相应设计对比、检查。这一功能保证了设计的整体质量。

该软件具有完备的三维建立模型的功能 (全彩色、真三维实体模型)，动态碰撞检查和设计一致性检查功能，丰富的绘图标准功能，高效完成轴侧图和材料统计表及灵活的报告生成功能，其数据库合理、紧凑的结构有很强的工程数据能力和很高的工作效率。

CAD Center 公司的 PEGS (Project Engineering and Graphics System) 很好的结合了图形与数

据库二个功能,可在基础设计的各个阶段产生不同的 PFD 和 P&ID 图、电气原理图、仪表原理图、仪表回路图、平面布置图、工艺管道及设备数据表、设备一览表、阀和仪表列表等。并且 PEGS 能处理设备、管道和仪表之间的连接关系和内在的联系。

CAD Center 推出的 REVIEW QUERY 软件具有很强的动态漫游与查询功能,它利用 SGI 高性能工作站的快速图形功能,从 PDMS 数据库中调出装置或其某一局部的三维模型,以渲染的三维图像动态地显示,还可设“模型人”在模型中穿行,来审查设计模型,发现错误即刻显示出来,及时可以修改,并立即看到修改后的效果。使用这种功能可以作出最佳的无碰撞的管道布置与设计,避免现场施工中的误工或返工的费用。特别是对于空间窄小或危及操作者安全的区域的检查更有用。对于操作人员的培训及维修也很有用。因此可以说:“它对设计、建造、安装、操作和维护等整个项目建设的各阶段建立了视觉通讯的桥梁”。

CAD Acenter 公司的 PEGS、PDMS、Design Manager 和 REVIEW 等软件组成了从概念设计一直到装置建成、试车、正常运行整个过程的 CAD 系列软件,涉及到工艺过程、装置设计的全过程,自动生成设计各阶段,不同要求的图纸、材料表及各种设计资料。可节省项目投资 10% 左右,减少设计工时 40%。

对于三维石化装置设计 CAD 软件来说,目前能采用真三维实体造型的系统,据编者所知,全世界仅有二个系统,即 PDMS 和 EUCLID-AEC。其余的 CAD 系统仍然为线框式造型——即用点、线、弧、棱等几何元素来构造实体的模型,用 PDMS 系统建造的真三维实体模型比线框式模型显得更逼真、清晰,更有利于进行碰撞干扰检查,可更直观、更方便地观察碰撞情况。而且实体造型也利于建立数据时管道特殊件的三维外形构造和设备布置时任意形状的设备三维模型的构成以及管嘴的放置。

PDMS 是了解石化装置设计的技术人员针对装置设计对 CAD 的要求开发的,已有二十年的经验和成效,并且仍在不断的改进、加强其功能,不断的采用新技术促其发展以符合用户更高的技术要求,预计仍将持续不断地发展。

## (2) PDM (Plant Design & Maintenance)

Intergraph 公司开发流程和电力行业的应用软件已有二十多年历史,其产品 PDM (Plant Design & Maintenance) 被公认为是流程行业最好的软件之一,在国际市场上占有率接近 50%。是适用于流程行业全过程的集成化软件包。该软件包不仅可以应用于工厂设计的不同阶段,从项目的可行性研究、初步设计到施工图设计,同时也可以应用于工程的施工阶段和装置投产后的运行阶段。表 8-2 示出 PDM 专业产品的目录。

表 8-2 PDM 产品

应用范围	专 业	产 品
工艺与基础设计阶段	Process Engineering	PDS Schematics (PFD)
	Mechanical Engineering	PDS Schematics (PFD/P&ID) Instrument Data Manager (IDM)
	Control System Engineering	Instrument Data Manager (IDM)
	Electrical Engineering	WrieWorks
	Safety Engineer	PDS Schematics (P&ID)
	Material Engineering	PDS Schematics (P&ID)

续表

应用范围	专 业	产 品
详细设计阶段	Piping	PDS PipeGen Plus
	Structural Engineering	PDS/FrameWorks Plus
	Civil Engineering	InRoads
	Architectural Design	Project Architect Project Layout
	Mechanical Engineering	PDS (PE-HVAC)
	Control System Engineering	Instrument data Manager (IDM) WireWorks
	Electrical Engineering	PDS (EE-Rway)
	All Disciplines	As-Built Visualization DesignReview
项目管理	Project Engineering	SmartPlant Explorer AIM PDME DesignReview
	Owner Engineering	SmartPlant Explorer AIM PDME
施工管理	Construction Supervisor	DesignReview SmartPlant Viewer
	Construction Crew	SmartPlant Viewer SmartPlant Explorer PDME
装置操作和维护	Operation Supervisor	SmartPlant Viewer SmartPlant Explorer PDME
	Maintenance Supervisor	SmartPlant Viewer SmartPlant Explorer
	Plant Engineer	PDS Schematics (P&ID) Instrument Data Manager (IDM) PDME
	Plant Management	SmartPlant Viewer SmartPlant Explorer

PDM 由 PDS 和 BDM 两类产品组成, 其中适用于装置设计的产品是 PDS, PDS 主要应用于工艺、配管、仪表、结构、电气等专业, 形成以装置为核心的集成化设计解决方案, BDM



主要应用于暖通、建筑等专业，形成以建构物为核心的集成化设计解决方案。PDS 又由 PDS2D（二维）和 PDS3D（三维）组成。PDS2D 用于工艺专业和仪表专业的方案设计，PDS3D 用于配管专业、结构专业、电气专业、暖通专业的三维模型设计（见图 8-4）。

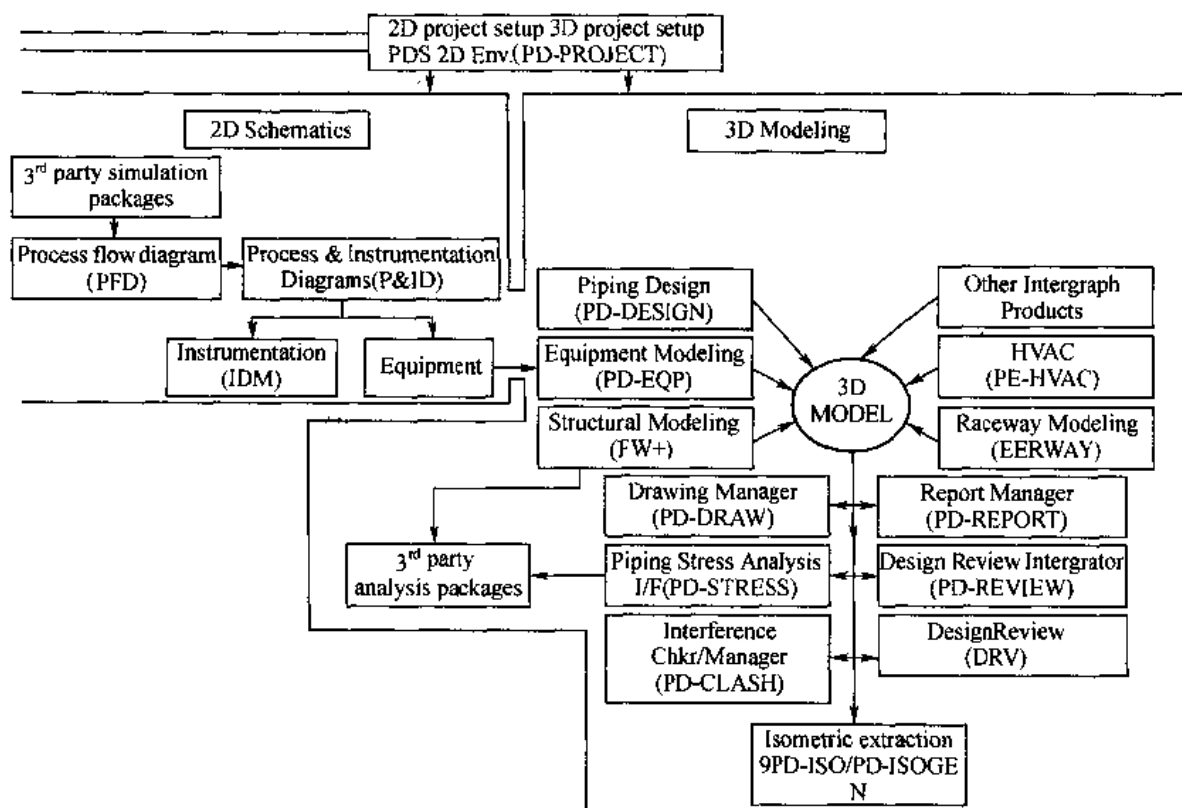


图 8-4 PDS 设计集成化流

#### 8.5.2.1 PDS 的特点

PDS 是一个集成化的设计平台，在设计阶段采用了模块化的模型设计技术，使得设计方法从平面设计走向模型设计，由于模型设计采用了数据库技术和网络技术，从而实现了共享的集成化工作模式，设计人员（多专业）在同一个模型上工作，减少了不必要的条件传递与确认，信息资源得到了充分的共享。并且易于向采购、项目管理等系统提供信息。图形由计算机系统自动产生，使得设计人员可以将主要精力投入到优化设计方案上，设计过程更为直观形象。

使用 PDS 进行模型设计的过程及要点如下：

**预制件**—在计算机中建立数据库，将各种设备、管件、管子、型钢等装置所需的全部元件的特性及工厂设计的规范和规则输入在数据库中，也就是定义好了预制件，项目的设计人员用同一个数据库工作，保证了设计数据的唯一性。

**建模**—就像建设实际工厂一样很直观形象地在计算机中利用定义好的预制件建一座工厂，我们称之为建立软模型。模型主要包括：结构、设备、配管、电缆桥架、暖通空调等模型。

**检查模型**—在建模过程中可利用多种辅助工具来对模型进行检查和完善，确保模型的正确性，提高装置的设计质量。如二维和三维的一致性检查，保证建立的三维模型满足 P&ID 要求；数据库和模型的一致性检查，保证模型中的元件与数据库中的元件一致；几何碰撞检

查保证设备、管子、管件、框架、电缆桥架和风管等不要碰撞。

设计校审—利用在装置中漫游的方式，进行设计校审，很直观地观察并找出可能的错误。

自动生成图形和材料—由计算机按需要自动生成各种图形（如平、立、剖、基础、轴侧和 ISO 等）和产生各种报告（如单线材料、分区材料和汇总材料等）。

施工管理—将模型直接用于施工管理，很直观地对工作量、施工进度、物资使用等施工进度情况进行跟踪管理。

所有这些手段将可能出现的错误消灭在设计阶段（软模型中），可大大减少现场施工中的变更，保证了模型的正确性和工厂设计的质量。

使用 PDS 进行模型设计的优点如下。

设计细化—从平面设计走向模型设计、图形自动产生、设计更为形象、直观、细化。

信息共享—采用数据库、网络技术、实现信息充分共享，实现了共享的工作模式，使一个项目的所有设计人员在同一模型上工作。

便于管理—将 EPC 全过程信息有效管理起来。

一致性—二维与三维、数据库与模型、专业之间等的多方位一致性检查，碰撞检查，确保了工程质量。

贯穿全过程—信息从可研一直共享到工厂管理的全过程。

指导施工—将建立的软模型直接安装在现场的计算机中，可用于指导现场施工，将来还可用于工厂维护与管理（潜在效益）。

提高效率—使设计引入装配概念，易于标准化工作流程，易于将手工作坊式的作业方式变为流水线协作作业方式。

复用设计—在所有设计专业中推行集成化的模型设计技术，更易于实施模块设计、交叉设计、多版次设计和复用设计。

易于修改—方案和设计变化时，只需修改模型，自动更新所有图形和报告，从而保证了各种图形与材料的一致性。

节省材料—可以从模型中自动抽取带编码的准确材料报告，送至物资管理软件，预算、采购、材料控制、工程财务、费用控制及施工管理可直接使用，使总承包全过程实施计算机管理成为现实，使物资管理一体化，这样也节省了装置的材料费用。

#### 8.5.2.2 PDS 的体系结构

PDS 可运行在单一工作站上或配置为 Client/Server 方式。在 Client/Server 方式下，PDS 服务器从应用上可分为数据库服务器、文件服务器、软件服务器、计算服务器、打印服务器、许可证服务器。数据库服务器用于存储项目数据库；文件服务器用于存储项目文件，如参考数据、种子文件、模型文件、图形、报告等；软件服务器用于存储应用软件产品；计算服务器用于执行有大量计算的程序，如消隐设计、抽取 ISO 图等；打印服务器用于执行绘图指令，管理绘图队列；许可证服务器用于管理许可证。在实际运作中，一台服务器可以同时承担若干个服务器的功能，比如说一台服务器既可以是数据库服务器，也可以是文件服务器，同时又是许可证服务器。客户端通过 NetBIOS 或 NTFS 访问服务器。网络采用 TCP/IP 协议。

PDS 使用关系数据库存储项目的大量信息，主要有：

项目数据（Project data）—项目名称、项目位置等。

参考数据（Reference data）—管路等级数据等。

设计数据 (Design data) 与图形元素相关的数据, 如温度、压力等。

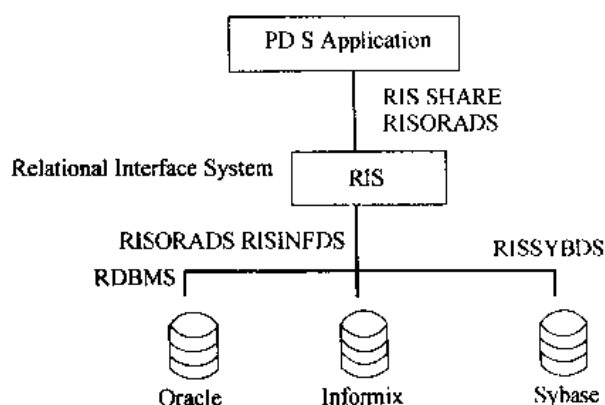


图 8-5 Informix, Oracle 或 Microsoft SQL Server 流程图

在 PDS 中访问数据库是通过 RIS (Relational Interface System) 产品, RIS 是一个通用的关系数据库接口, 它将应用与 RDBMS (Relational Database Management System) 分隔开来。RIS 将应用开发人员的工作重点转移到应用本身, 而不像以往的产品那样需对应每种 RDBMS 编写和维护不同版本的程序来访问数据库。RIS 接口是建立在 ANST (American National Standards Institute) SQL 标准上的。因此, 它和所有与该标准兼容的 RDBMS 兼容, 如 Informix, Oracle 和 Microsoft SQL Server。其流程如图 8-5。

由于 PDS 使用 RIS 来操作 RDBMS 中的数据, 应此必须在数据库中建立 RIS Schema (见图 8-6)。根据 ANSI SQL 标准中的定义, 所谓的 Schema 就是数据库中为某个特定用户所定义的表、视图和权限的集合, 一个 Schema 唯一地对应于数据库中的一个用户。然而, 多数 RDBMS 并不使用 Schema, 而是数据库用户直接建立和拥有所有的表和视图。但是在 PDS 中, RIS 是通过 RIS Schema 来访问数据库中数据的。

按不同的应用及功能, 在 PDS 数据库中需建立如下类型的 Schema:

#### 8.5.2.3 PDS 的二维设计产品介绍

PDS2D 产品由 PFD、P&ID 和 IDM 三个应用组成。主要应用于工艺、仪表专业。PFD (Process Flow Diagram)

在工厂装置的初步设计阶段, 一般要进行可行性研究、费用估算和流程模拟计算。使用国际上流行的流程模拟软件包, 如 Aspen、SimSci 公司的产品进行模拟计算, 其产生的物性数据可以输入到 PFD 中, 通过在 PFD 程序中绘制 PFD 图形、标注相关的属性数据, 可以输出 PFD 图形、物料平衡表等设计成品。

#### P&ID (Process & Instrumentation Diagram)

根据流程数据, 使用 P&ID 程序可以将设备、仪表和管道的信息全部在 P&ID 图上表示出来。在 P&ID 图上对整个工厂的描述较 PFD 更为详细和深入, 它表明了与指定的流程数据相关的所有管子、仪表和控制仪表的情况, 以及塔、容器、泵、换热器、动力设备等设备的布置情况。使用 P&ID 程序, 可以输出 P&ID 图、设备表、管道表、提供给仪表专业的测量和控制系统条件表等设计成品。

#### IDM (Instrument Data Manager)

在用 P&ID 描述了工艺流程后, 必须为各个仪表指定其参数值, IDM 就是对项目中的所有仪表数据进行管理的一个程序。IDM 可从 P&ID 中接收仪表数据, 也可由用户交互式输入数据。使用 IDM, 可以输出仪表规格书、仪表索引表、电缆表、电气联接图、HookUP 图、接线箱图、回路图等设计成品。所有的报告格式均符合美国仪表协会标准 (ISA)。

#### 8.5.2.4 PDS 的三维设计产品介绍

PDS3D 产品主要由以下应用组成。主要应用于配管、电气、仪表、结构、暖通等专业。PD-EQP (Equipment Modeling)

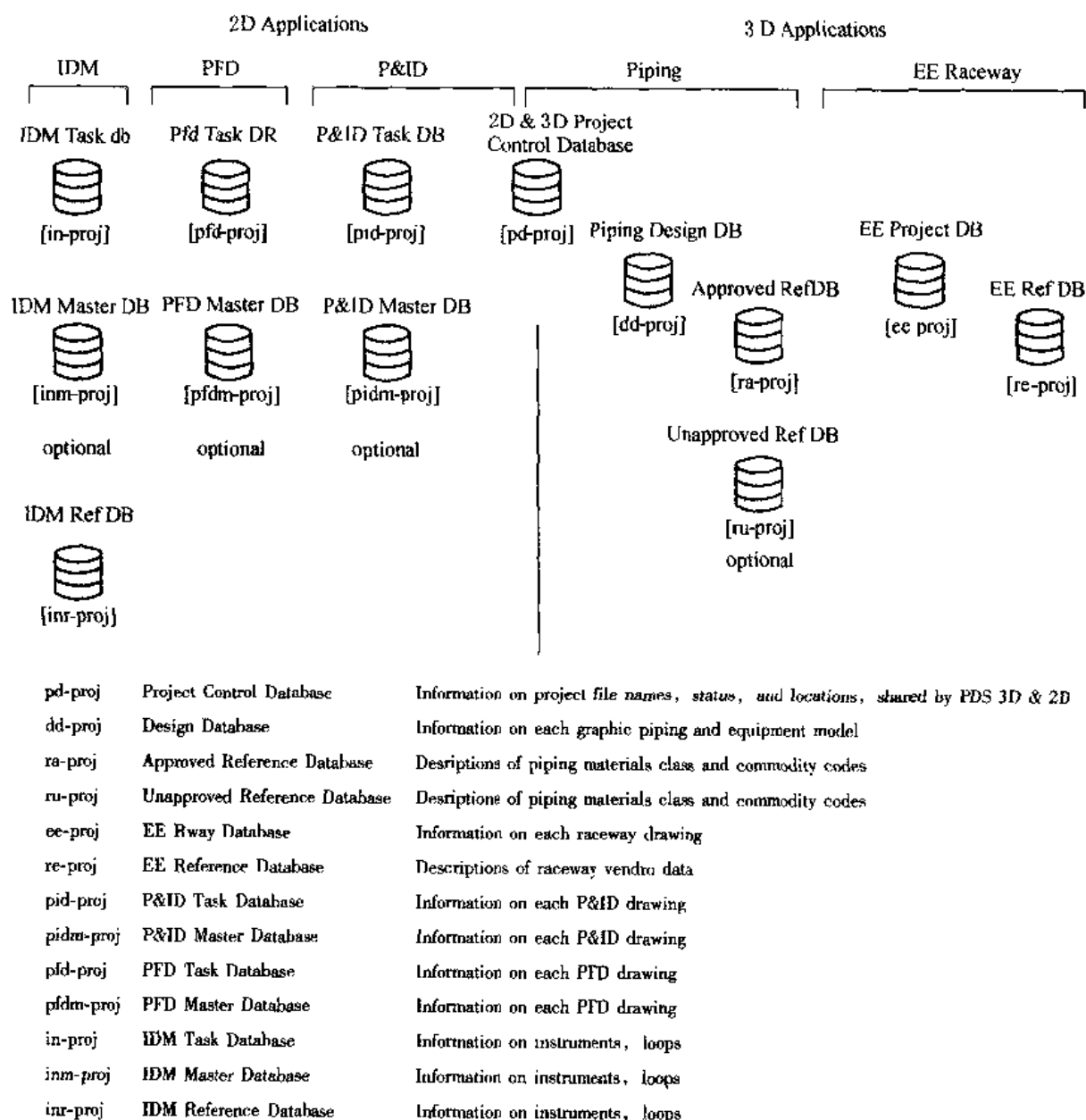


图 8-6 Schema

将在 P&ID 中定义的设备逐个建立三维模型，以便在建立配管设计模型时进行模型参照。为配管设计提供主要的设备外形尺寸和布置坐标、预留外形尺寸、管口连接数据和方位。可使用参数化设计方法建立设备模型，用户通过菜单来定义设备的尺寸和特性来产生设备模型。

#### FWP (FrameWorks Plus)

FrameWorks Plus 是一个钢结构三维设计软件，可以很容易的绘制柱、梁、板、墙等部件，作为 PDS 模块，可以与其它专业的三维模型相互参照。也可将设备、管子的荷载导入到结构框架上，并将结构模型数据传到第三方应力分析软件（如 STADD III）中进行应力计算，将计算结果返回至结构模型中，可自动对模型进行修正。结构模型用中心线表示，构件以单线条图形存贮，用截面形状标注构件的尺寸。但在建模过程中，可以随时生成结构实体模型。它还有一个强有力的特性是构件的相关性，当构件移动时，系统重新装配和重新定向

所有与此构件有关联的构件和框架,这使得设计者可以在最短的时间里构造多种可能的结构形式并进行优化选择。模型建立完成后,可以输出材料报告,生成平、立剖面图,也可与其它三维模型一起进行碰撞检查。

#### PD-Design (Piping Design Graphics)

在 PD-Design 中,设计人员可以使用 P&ID 中定义的管道数据建立三维配管模型,同时建立 P&ID 中表示的在线仪表。在放置仪表和阀门时,设计人员应考虑管线的挠性、施工方式及是否易于维护和操作等各方面因素。在三维模型中布置管线,一般用中心线表示,如果需要的话,也可以显示成实体模型,中心线是智能的,它含有与管道相关的所有信息,如管子材料等级、公称直径、物料代码、保温参数、温度和压力等。

管线上需标注的文字内容可交互输入,也可从 P&ID 中传输过来,既可以在布管线时输入,也可以随后增加和修改。管线可以连接至管嘴,也可以从任意一点开始。当布好管道后,可以在其上放置管件、仪表。配管设计规范提供了管件的选择标准,在 PDS 系统中,提供了一个庞大的管件库,用于描述每个管件的图形表示及尺寸,像其它库一样,该库也可以被扩充和修改。在放置每个管件时,均执行设计检查,这种检查保证了公称直径、压力等级、端面类型以及其它一致性条件的匹配和兼容。管架可按实际的形状建模,也可以按不同种类和功能逻辑表示。

#### PD-Data (Reference Data Manager)

在 PDS 三维模型中放置管件是由管路等级来控制的,参考数据提供了管件选择的原则,管件存放在配管元件库中。参考数据包含在参考数据库中,也可供多个项目使用。

PD-Data 专用于定义和修改 PDS 3D 模型的参考数据。该参考数据保证了管路等级定义和配管元件库定义间的一致性。使用 PD-Data 可以控制 PDS 3D 模型,使之标准化,以反映公司的实际做法和标准。

#### PD-Draw (Drawing Manager)

PD-Draw 产品用来从三维模型中产生图形,修改和管理其产生的图形,用 PD-Draw 可从图形及模型数据产生报告,可以放置注释、标号,并对图形进行消隐处理,打印输出图形等。

#### PD-ISO, PD-ISOGEN (PDS Isometric Interface)

使用 PDS Isometric Interface 应用,可以用交互方式或批处理方式从工厂模型中抽取 ISO 图。在抽取 ISO 图的同时,可自动生成对应于 ISO 图的材料表。

#### PD-Report (Report Manager)

在 PD-Report 中,可对配管和设备模型产生材料统计报告。在产生报告时,不仅可报告出指定模型中的数据,同时也将设计数据库、参考数据库、项目数据库、材料描述库中与之相关的数据报告出来。这些数据包括了一些隐含材料,如:螺钉、垫圈和焊点,他们虽不在模型中表示,但在其它地方会很有用。

#### PD-Clash (Interference Checker/Manager)

PD-Clash 为指定的项目或设计区域内的所有模型中的实体建立外壳文件,或对不同专业需要建立特别外壳的个别模型建立外壳文件。它还为由其它 PDS 模块以前建立过外壳文件的模型收集外壳数据。碰撞检查管理器对指定的设计空间范围进行检查并标识所有的碰撞,产生一个报告以使用户观察碰撞情况、察看或修改碰撞的批准状态。该软件可为项目放置图形标记,产生碰撞图和碰撞报告文件。用户可以在设计的任何阶段进行碰撞检查。

### PD-Stress (PDS Stress Analysis Interface)

PD-Stress 是 PDS 中的一个应力分析接口软件。它由 PDS 模型软件建立的三维配管模型和设备模型产生一个中间接口文件, 该接口文件应是某种第三方应力分析软件能接受的格式, 目前版本的 PDS 提供与 CAESAR II 的接口格式。该接口文件可在直接输到应力分析软件中进行应力分析。

### PE-HVAC (Project Engineer HVAC)

该应用可交互地设置 HVAC 部件和风道并建立三维模型, 用其建立的模型也进行碰撞检查。在建立 HVAC 三维模型时, 可交互地进行风道设计和自动风道尺寸计算, 可自动产生轴测图、平面图、材料报表和其它报告等文件。EERWAY (EE Raceway Modeling)

该应用可交互地建立电缆桥架和管道三维模型, 可生成材料报告, 可与其它专业进行碰撞检查。

#### 8.5.2.5 PDS 的模型漫游和设计校审产品 (Design Review) 介绍

使用 Design Review, 设计人员可以在线框图或渲染图中观察 PDS 产生的模型, 模型中包含了 PDS 中的所有信息。因此使用人员可以在模型中漫游, 检查尺寸、查询数据库、输入设计评语, 校审信息可返回至 PDS 中, 供设计人员可查看, 这些信息可用于修改模型设计, 完成设计校审工作。

#### 8.5.2.6 其它用于装置设计软件简介

目前国内设计单位应用较为普遍的计算机辅助设计软件大致如下。

##### 工艺专业

PDS (Intergraph 公司) 工厂设计系统, 绘制 PID 与 PFD 程序。

##### 配管专业

PDS (Intergraph 公司) 工程师在计算机上建立完整的材料、元件及设备数据库, 建立整套装置的三维模型, 自动生成平面图、抽取单管图和汇总材料, 并可进行碰撞检查。

CAESAR II 管道静、动力应力分析计算, 按照 ANSI B31 和其它主要 (原子能和非原子能) 规范进行管系的静态 (线性和非线性) 和动态分析

ANSYS 非线性动态和静态有限元分析 (包括流体计算功能)

PIPING 工厂模型设计软件 (CV 公司)

AUTOPLANT 工厂模型设计软件

##### 仪表专业

PDS (IDM, EE-RACEWAY) 集成的仪表设计和数据库管理系统及电缆桥架设计系统 (Intergraph 公司)。

##### 电气专业

Power 2000 (EDSA) ANSI 标准的电气设计和计算软件包 (EDSA 公司)。

PDS (EE RACEWAY) 电缆桥架设计软件 (Intergraph 公司)。

PDS (WireWorks) 电气设计 CAD 系统。

##### 土建专业

钢筋混凝土和钢结构设计与绘图, 建筑模型及平、立、剖面设计与绘图, 采暖通风、空调设计与绘图。

ANSYS 非线性静态与动态有限元分析。

SDDP-3D 钢结构设计软件, 用于钢结构建模与施工图绘制。

STADD-III	钢结构计算软件 [基于多种标准]。
PK、PM	钢筋混凝土的分析与设计软件包。
ASA	通用建筑施工图绘制软件包。
ASH	采暖、通风计算与设计软件包。
Architecture office	建筑设计与绘图的软件包 (Intergraph 公司)。
PDS (FWP)	钢结构设计软件, 钢结构建模与施工图绘制 (Intergraph 公司)。

#### 设备专业

ANSYS	非线性动态和静态有限元分析 (包括计算流体功能)。
SW6	钢制压力容器、管壳式换热器、塔设计计算软件包 (国标)。
B-JAC	管壳式换热器设计 (ASME, TEMA 标准)。
VESSEL	容器设计 (ASME 标准), 风载和地震的计算 (UBC, ANSI 标准), 局部应力分析。

## 8.6 展 望

当今, 国际有名的工程公司已建立了主机 (高级服务器)、工作站、微机构成的计算机网络系统, 实现了各类应用及不同专业设计软件的一体化, 以及从设计、订货、采购、施工等各阶段的集成化。各种信息数据、标准规范及定型设计资料等。总之, 所有设计用的基础资料均存入不同的数据库中被用户调用, CAD 运行于设计的全过程, 由打印机和绘图机完成设计资料及绘图的工作, 基本上实现了“无图版”设计。施工现场的计算机系统和工程公司的计算机网络联通, 实现资源共享, 图纸信息远途传送, 建设现场可按设计信息开工、备料, 利用已建好的三维装置模型指导施工、安装、运行、工程管理, 所有设计图纸和资料及原始条件均可录入光盘或其它介质永久保存, 实现“无图纸”设计。

设计软件一体化, 项目的评估、规划、可行性研究、工艺过程设计、装置设计、建设工作前期准备, 直到施工管理、开车、培训、维护等一系列过程的整体化, 都由计算机来完成, 进一步形成 CAD/CAE (Computer Aided Engineering) 系统, 会给各方面带来更好的经济效益。会带来生产力的进一步提高。随着社会实践的深入, CAD/CAE 技术必将有新的进步和新的发展。

## 总附录 1 项目建议书编制提纲

### 概 述

项目建议书和可行性研究报告是基本建设程序中前期工作的两个重要阶段。项目建议书是部门、地区或企业根据国民经济和社会发展的长远规划、行业规划、地区规划等要求，遵照经济建设的方针、政策，结合资源情况、市场需求和建设布局的条件，经过初步调查、预测、分析后提出来的。项目建议书提出了项目的设想，初步分析了建设项目的必要性、可行性，主要包括原料供应、市场需求预测、产品方案、技术路线、厂址条件、投资估算、资金筹措及经济效益的初步分析等内容。

项目建议书按管理权限经评估后报上级主管部门审批，批准后分别列入各级的前期工作计划，也就是对项目作出的初步决策。批准的项目建议书是项目正式开展可行性研究的依据。

项目建议书的主要内容，应符合国家计委计资〔1984〕1684号文《关于简化基本建设项目审批手续的通知》的规定。

下面所拟石油化工项目的项目建议书提纲，其标题和内容深度可根据工程项目的大小、复杂程度、影响工程项目成立的关键因素作相应的调整，但基本内容应按国家计委上述规定编制。

### 项目建议书编制提纲

#### 一、项目名称、建设地点、承办单位及项目负责人

承办单位及项目负责人是指建设单位及建设单位的法人。

#### 二、项目提出的必要性与建设的有利条件

从国家、地区、部门、企业角度论述建设项目在行业政策、资源利用、布点、经济发展、市场需求、改善人民生活、企业改造等方面的必要性、迫切性和重大意义。

从原料、燃料供应、生产技术、总图运输、公用工程、当地协作条件、资金筹措等方面，扼要地综合阐述建设的可能性与有利条件。

#### 三、承办企业的现状和前景

从规模、产值、利税、行业中所处地位、配套及公用工程设施、技术力量等方面阐明企业的现状及从企业的发展规划阐述企业前景。若是改造项目，则应说明可依托条件。

#### 四、项目建设的主要内容

扼要说明项目建设主项包括的生产装置、主要辅助设施、公用工程、总图运输、环保设施及生活福利设施等。

#### 五、产品市场需求预测

叙述国内、国外主要国家或地区近期和远期对产品的需要量；国内同类产品近几年的生产能力和产品进口情况的估计；综合说明本项目产品的销路预计情况和竞争能力。

#### 六、产品方案及建设规模



扼要说明提出的产品方案、建设规模的理由，列表说明生产装置名称、建设规模、产量及产品的去向。

#### 七、生产技术路线选择和技术来源

按产品品种扼要说明主要几种生产技术路线，并阐明选择某种技术路线的理由。提出技术来源的推荐意见。如果是改造项目，即应说明能耗或能耗分析。

#### 八、原料、燃料供应及全厂物料平衡

阐明所需各种主要原料、燃料的名称、主要规格、年需量和供应情况。

用方框图表示全厂主要原料、产品的物料平衡。

#### 九、厂址及建厂条件

扼要说明地区概况、厂址选择意见、规划占地、总图运输（包括运量），水、电供应，地区协作等建厂条件，附厂址位置图及平面布置简图。

#### 十、公用工程

包括供排水、供电、供热、电讯等公用工程。供排水要说明本工程估计的用水量，说明水源情况、简述取水、给水方案，初步分析供水可靠性，原则说明厂区给排水管网及消防系统。估计排水量，说明污水处理和排水方案。

供电要说明负荷等级，初估用电负荷，地区供电情况，本工程供电方案。

供热要说明估计的蒸汽用量、压力等级、温度，以及供汽方案。

通讯要说明通讯方案及设置通讯系统的原则。

#### 十一、生产辅助设施

包括公用气体产生、维修、仓库、罐区、装卸站、消防、厂前区、中央化验室等内容。简述这些辅助设施设置的原则和规模。但应做到公用设施社会化。

#### 十二、环境保护

扼要说明建设地区环境现状，“三废”可能造成对环境的影响，及环境保护的原则措施。以及环境监测等。

#### 十三、工厂管理体制及定员

说明工厂管理体制、定员及定员来源。

#### 十四、项目实施计划

扼要说明项目建设原则、实施步骤、进度设想

#### 十五、投资估算及资金筹措

扼要说明编制依据和原则，列出建设项目总投资估算表。

资金筹措要说明建设项目的资金来源，筹措方式

#### 十六、经济效益分析

扼要说明编制依据、计算基础，企业财务效益分析，附综合经济指标表、总成本表、借款还本付息表、利润表、财务平衡表、现金流量表、单因素敏感度分析表

#### 十七、建厂主要技术经济指标

应包括下述主要内容：

##### 1. 产品

(1)  $\times \times \times$                   万吨/年

(2)  $\times \times \times$                   万吨/年

##### 2. 主要原料

- (1) × × ×            万吨/年
- (2) × × ×            万吨/年
- 3. 公用工程
  - (1) 新鲜水            t/h
  - (2) 电                kW/h
  - (3) 蒸汽              t/h
- 4. 总占地面积
  - (1) 厂区用地          公顷
  - (2) 厂外工程用地      公顷
- 5. 运输量
  - (1) 运入              万吨/年
  - (2) 运出              万吨/年
- 6. 总定员            人
- 7. 总投资            万元
  - (1) 基建投资          万元
    - 其中外汇            万美元
  - (2) 资金筹措
  - (3) 建设期利息        万元
    - 其中外汇            万美元
  - (4) 流动资金          万元
    - 其中外汇            万美元
- 8. 经济效益指标
  - (1) 年均销售收入      万元/年
  - (2) 总税金            万元/年
  - (3) 税后利润          万元/年
  - (4) 借款偿还期        年
  - (5) 投资回收期        年
  - (6) 内部收益率        %

说明:

1. 上述项目建议书编制提纲中每个标题下都可酌情分成若干个小标题,以便突出主题,简单明了说明问题。

2. 上述项目建议书编制提纲中经济效益分析是指企业的经济效益分析。关于国民经济评价是否要摘要根据项目的情况及对国民经济的影响程度来酌情决定。

3. 完整的项目建议书必须有相应的附件:主要是指厂址选择报告,拟建厂址地震、矿藏方面的资料,主要原料供应意向书,水、电供应意向证明,资金来源意向证明等。

4. 本项目建议书编制提纲适用于国内投资建设的项目。中外合资项目要在适当地方增加合资单位、合资内容、范围、注册资本、合资单位的资信等标题及内容。主要技术经济指标中也要增加相应内容。

## 总附录2 中国石油化工总公司《石油化工项目可行性研究报告编制规定》(1997年版)

### 目 录

一、总则 .....	869
二、编制内容 .....	870
第一章 总 论 .....	
第一节 编制项目可行性研究报告的依据和原则 .....	871
第二节 项目背景、经营体制类别、投资意义 .....	871
第三节 项目的范围 .....	871
第四节 研究结果 .....	871
第二章 市场分析和价格预测 .....	
第一节 产品市场分析和价格预测 .....	872
第二节 原料供求和价格预测 .....	872
第三节 辅助材料、燃料的供应 .....	872
第三章 生产规模、总工艺流程及产品方案 .....	
第一节 生产规模 .....	872
第二节 总工艺流程 .....	872
第三节 产品方案 .....	872
第四节 全厂自控水平 .....	872
第四章 工艺装置 .....	
第一节 各装置工艺技术选择简介 .....	872
第二节 工艺装置 .....	873
第五章 建厂地区条件和厂址选择 .....	
第一节 建厂条件 .....	873
第二节 厂址选择 .....	874
第六章 总图运输、储运、土建、厂内外管网 .....	
第一节 总图运输 .....	874
第二节 储运 .....	875
第三节 土建 .....	875
第四节 厂内外管网 .....	876
第七章 公用工程 .....	
第一节 给水、排水 .....	876
第二节 供电、通信 .....	876
第三节 供热、供风 .....	877
第四节 氮氧站、制冷站 .....	877

第五节 采暖通风和空气调节 .....	877
<b>第八章 辅助生产设施</b>	
第一节 消防设施 .....	878
第二节 维修设施 .....	878
第三节 仓库 .....	878
第四节 中心化验室 .....	878
第五节 其它辅助生产设施 .....	878
<b>第九章 能耗分析及节能措施</b>	
第一节 概述 .....	878
第二节 能耗构成分析 .....	878
第三节 工艺装置节能技术 .....	879
第四节 全厂用能综合技术 .....	879
<b>第十章 环境保护</b>	
第一节 建设地区环境现状 .....	879
第二节 本项目污染物状况及治理 .....	879
第三节 环境保护工程所需投资和定员 .....	879
第四节 环境影响评价分析 .....	879
第五节 存在问题和建议 .....	879
<b>第十一章 职业安全卫生</b>	
第一节 职业危害因素及其影响 .....	879
第二节 职业危害因素的防范及治理 .....	880
第三节 职业安全卫生专用投资 .....	880
<b>第十二章 企业组织及定员</b> .....	880
第一节 企业经营体制和管理体制 .....	880
第二节 企业定员 .....	880
<b>第十三章 企业管理设施和生活福利设施</b> .....	880
<b>第十四章 项目实施规划</b> .....	880
<b>第十五章 投资估算及资金筹措</b>	
第一节 投资估算 .....	881
第二节 资金筹措 .....	881
<b>第十六章 生产成本费用估算</b>	
第一节 成本费用估算的依据 .....	881
第二节 成本费用估算及分析 .....	881
<b>第十七章 财务评价</b>	
第一节 财务评价的依据及主要数据、参数 .....	882
第二节 效益及财务评价指标计算 .....	882
<b>第十八章 国民经济评价</b>	
第一节 国民经济评价主要参数 .....	882
第二节 费用计算 .....	883
第三节 效益计算 .....	883

第四节	评价指标计算 .....	883
第十九章	不确定性分析 .....	
第一节	盈亏平衡分析 .....	883
第二节	敏感性分析 .....	883
第三节	概率分析 .....	883
第四节	外汇风险分析 .....	884
第二十章	综合评价 .....	
第一节	工程技术、财务及国民经济综合评价 .....	884
第二节	社会效益评价 .....	884
第三节	结论 .....	884
三、附则	.....	885
四、实施细则	.....	885
(一)	关于编制内容 .....	885
(二)	关于改扩建与技术改造项目经济评价的特点 .....	910
(三)	关于中外合资经营项目经济评价 .....	912
附表 (一)	工程报表 .....	921
附表 (二)	财务评价、国民经济评价报表 .....	921
附表 (三)	改扩建与技术改造报表 .....	922
附表 (四)	合营项目经济评价报表 .....	922

## 一、总 则

**第一条** 为了加强项目建设的前期工作，提高投资决策的科学性，根据国家有关建设项目要进行可行性研究的要求，在总结石化总公司项目建设经验的基础上，并参照国内外编制可行性研究报告的经验和惯例，特制定本规定。

**第二条** 建设项目可行性研究要从实现两个根本性转变（计划经济向市场经济转变，粗放型经营向集约化经营转变）的目标出发，以国家的产业政策、技术政策和行业规划为指导，遵循生产能力总量控制的原则，坚持挖潜改造走内涵发展之路的方向。要以经济效益为中心，加强项目的市场调研；认真落实中国石化总公司关于少投入、多产出、适时投入、快速产出的原则和工厂设计模式改革的要求，千方百计压缩项目投资；在不失稳健原则的前提下实事求是地优化项目成本要素，最大限度地降低项目的目标成本，为正确进行项目决策提供可靠的依据，为可行项目能够成功地建设、生产和经营做好前期研究工作。

**第三条** 本规定适用于大中型石油化工新建、改建、扩建项目和限额以上的技术改造项目的可行性研究报告编制工作。改扩建和限额以上的技术改造项目可行性研究报告的内容，可根据其特点做适当调整。项目预可行性研究报告可参照本规定进行编制。

**第四条** 工程咨询单位应根据项目建议书的正式审批文件编制可行性研究报告。

**第五条** 项目主办单位应委托经国家主管部门审定的有资格的工程咨询单位编制可行性研究报告，并按中国石化总公司有关规定，经其主管部门确认后方可签署相关的合同或协议。工程咨询单位报送可行性研究报告时，须将本单位《工程咨询资格证书》正本缩印件作为可行性研究报告的组成部分一并报送。两个以上工程咨询单位合作承担工程咨询业务时，须同时报送各参与单位的资格证书正本缩印件。对无资格证书或超越资格等级的工程咨询单位编制的可行性研究报告，不予评估。

**第六条** 可行性研究报告编制单位必须客观、公正地进行工作，不应有虚假说明、误导性陈述和重大遗漏；应如实反映研究过程中出现的主要不同意见，保证报告的科学性，并对报告的质量负责。

**第七条** 项目主办单位应及时向可行性研究报告编制单位提供必要的、准确的基础资料，承诺的各项老厂依托条件必须出具加盖公章的证明文件，以备项目各阶段作为审查及审计的依据；与有关单位研究落实建设条件，并签订意向性协议或取得有关单位对项目的意见书；某些不易解决的问题，应报上级单位研究解决，确实解决不了的，应在可行性研究报告中如实反映。

**第八条** 多个编制单位共同承担项目时，应确定其中一个编制单位为总体编制单位。总体编制单位应负责与有关编制单位共同协商，使各部分工作相互衔接、标准统一、不重复、不漏项，并对总体方案优化负责。参与编制单位要按总体院的要求，保证质量和进度。

**第九条** 根据国发〔1996〕36号“国务院批转国家经贸委等部门关于进一步开展资源综合利用意见的通知”的要求，凡具备资源综合利用条件的项目，可行性研究报告均应有综合利用的内容，否则有关部门不予审批。

**第十条** 必须坚决贯彻和积极推行国产化方针，要对项目工艺技术、工程设计和设备制造的国产化进行认真的调查研究，确定合理可靠的方案，并努力创造条件予以落实。

**第十一条** 可行性研究报告必须做多方案比较，特别是对关系到项目建设条件、经济效益以及环境影响等一些重大问题要认真进行方案比较和优化，从中选出技术上先进、可靠，经济上合理，建设上可行的方案作为推荐方案。对推荐方案应做详细阐述，作为对比的方案应有简明叙述，这是决策阶段的必要步骤和科学决策的主要依据。

**第十二条** 可行性研究报告应达到本规定要求的深度。可行性研究报告一经批准，即为基础设计必须遵循的依据，项目的规模、工程内容、标准、工艺路线及产品方案不得任意改变，其投资估算即作为工程造价最高限额。因此，应力求提高投资估算的质量，既要避免漏项少算，又应避免高估多算。涉及上述内容的重大变更，要报可行性研究报告审批单位重新审批后方可实施。

**第十三条** 财务评价应使用中国石化咨询公司发布的项目效益统一测算价格（简称为财务价格）。

所用价格统一为含税价格。

**第十四条** 对大中型项目、涉及原材料或产品进出口的项目、涉及较大数额外资的项目以及由于产品价格不合理，严重扭曲经济效益的项目，应征求主管评估单位的意见，决定是否需要进行国民经济评价。

**第十五条** 中外合资等利用外资的项目，应符合我国国民经济发展的要求。可行性研究报告编制内容应遵守国家 and 地方政府正式批准颁布的中外合资、合作企业有关法律、法规和规章。项目主办单位应对合作外商的资信有充分了解，并应就项目的合资方式、经营管理体制、收益分配、债务承担、产品销售等重要内容做出协议；外汇平衡应该可靠；国内配套项目应该落实。

**第十六条** 为保证可行性研究报告的编制质量，必须保证其必要的工作周期。

**第十七条** 为保证可行性研究报告编制单位能够客观、公正地开展工作，各有关方面不得进行干预；若有指令性的文件，亦应与可行性研究报告一并存档，以备复查。

**第十八条** 经济评价工作应按本规定所列各项经济评价指标、计算公式、计算表格及重要参数进行，以提高项目之间的可比性。也可根据实际需要提出补充比较指标或表格。若在具体工作中需改变某些重要参数，应说明理由。

**第十九条** 企业“改扩建”及增建新装置，原则上应采用“有无对比法”做经济评价，客观地反映出项目在全厂生产中的作用（如项目实施后企业总体效益、负债、还贷和盈利能力情况的变化等）。

**第二十条** 可行性研究报告经正式评估上报后，超过二年才实施建设的项目，原则上应重新评估。在可行性研究报告的时效期内若发现可行性研究报告的基础依据有重大变化时，项目主办单位亦应委托原编制单位及时修改补充或重新编制可行性研究报告，并报原评估单位重新评估。

**第二十一条** 在具体工作中，应注意遵循有关的管理、财务、税务、价格等方面的最新法律、法规和规章。

## 二、编制内容

项目名称：

建设单位和负责人：

编制单位和负责人：

项目负责人：

项目技术负责人：

项目经济负责人：

编制人员名单：

## 第一章 总 论

### 第一节 编制项目可行性研究报告的依据和原则

列出项目建议书审批文件、批复的项目建议书、环境影响报告书及审批文件、建设单位与编制单位签订的委托协议书，以及有关对外协作条件的意向性协议书等文件的名称、文号、日期。所依据的文件及有关协议等作为报告的附件。

说明编制项目可行性研究报告的指导思想和各项原则。

### 第二节 项目背景、经营体制类别、投资意义

扼要说明项目背景、经营体制类别和投资的意义。

说明现有企业的名称、地址、注册日期、所有制、隶属关系、组织结构、所处地区的经济基础设施、原材料供应、产品销售、主要生产装置及生产能力、工人及职员、信用地位、自筹资金能力、资本结构、资产负债及损益状况（附表）等。

### 第三节 项目的范围

说明项目的范围，大型项目应列出主要单项工程一览表（表 1.1）。

### 第四节 研究结果

#### （一）项目的概况

说明不同方案的对比结果。说明推荐方案的概况及总体方案优化的要点。说明推荐方案的能耗、物耗、占地、定员等指标与国内外先进指标的比较情况。

#### （二）主要技术经济指标

列出下列指标：

1. 产品名称、品种、规格和数量（注明商品量和内外销比例）。

2. 副产品的名称、规格和数量（注明商品量）。

3. 主要原材料的品种、规格和用量（注明进口数量）。

4. 水、电、蒸汽、工艺气体和燃料的主要规格和用量。

5. 能耗指标。

6. 运输量（注明运输方式）。

7. “三废”排放量及环境治理结果。

8. 占地面积。

9. 总定员。

10. 总投资（其中包括外汇，注明建设投资、建设期利息、投资方向调节税、流动资金数额）。

11. 筹资额（注明其中铺底流动资金额）。

12. 年均销售收入、年均税金、年均利润。

13. 平均投资利税率。

14. 内部收益率。

15. 借款偿还年限。



### (三) 结论

扼要说明报告的基本观点, 对项目的综合评价等结论性意见。

### (四) 存在问题和建议

## 第二章 市场分析和价格预测

### 第一节 产品市场分析和价格预测

(一) 国内外生产能力与产量的历史及现状。

(二) 国内外市场需求和价格的历史及现状。

(三) 目标市场分析和价格预测。

### 第二节 原料供求和价格预测

(一) 原料市场供求和价格的历史及现状。

(二) 原料供求和价格预测。

(三) 原料来源及供应状况

说明原料的品种、规格、质量、数量, 预测原料供应来源的可靠性。当存在几种原料和几种原料来源可供选择时, 必须进行比较并说明选择的理由。

提出原料运输方式和需要的特殊保护措施。

列出原材料来源表(表 2.1)。

### 第三节 辅助材料、燃料的供应

(一) 列表并说明主要辅助材料和燃料的需要量、规格、来源及供应的可靠性(表 2.2、表 2.3)。

(二) 主要辅助材料和燃料价格预测。

## 第三章 生产规模、总工艺流程及产品方案

### 第一节 生产规模

说明项目的建设规模和生产规模。列表说明项目的装置组成和各装置的规模、年操作时数等(表 3.1)。

### 第二节 总工艺流程

说明全厂总工艺流程的对比与选择, 附推荐方案的总流程图(在图上注明装置名称、规模和物流名称、物流量)和重要物料平衡表、燃料平衡表(表 3.2)。

### 第三节 产品方案

(一) 列表并说明产品(分牌号)、副产品、中间产品的名称、数量、规格、相态、质量和去向, 说明依据的产品标准。

(二) 产品方案的比选及建议。

### 第四节 全厂自控水平

扼要说明全厂自控水平。

## 第四章 工艺装置

### 第一节 各装置工艺技术选择简介

在分列各工艺装置分册的情况下, 为了在本册能对各工艺装置有一概要了解, 需在此第四章对各装置工艺技术选择作简要介绍。以下各节内容在各装置分册中叙述, 本章不再重复。

在不另列工艺装置分册的情况下可取消本节内容。

## 第二节 工艺装置

分装置（如有必要可列工艺装置分册）说明下述内容：

### （一）工艺技术选择

该装置的国内外技术状况和技术特点。

新工艺技术的先进性和可靠性。

引进技术和进口设备的理由，可能的引进来源（国别和厂商）及各转让商的工艺技术特点。引进内容和引进方式，以及对消化吸收的建议。

列出工艺技术方案对比表（表4.1）。

提出推荐的工艺技术方案。

存在的问题和建议。

### （二）主要操作条件

列出主要操作条件，说明主要数据来源。

### （三）装置工艺流程

说明装置工艺流程和关键的生产工序。附装置工艺流程图（注明主要设备名称和主要物料流量及流向）和装置布置图。

列出本装置重要物料平衡表。

### （四）自控水平

说明工艺装置对自动控制的要求。

说明生产过程的自控水平以及控制、检测仪表选型原则。

说明主要的检测及控制方案。

说明保证自控系统正常运行的主要安全技术措施。

说明随设备成套供应的仪表范围。

列出主要仪表一览表。

### （五）主要设备选择

说明主要设备的选择情况，并填写主要设备表（名称、数量、材质、重量、主要参数、规格、来源、价格），在特殊情况下（如技术保密）可不填写主要参数和价格，但报送项目评估单位的设备表要具备设备的主要参数和价格两项内容，其它各专业的设备表同此要求。

说明采用的设备制造标准体系。

### （六）消耗指标

填写原材料、辅助材料（包括催化剂初装量）、公用工程如水、电、蒸汽、工艺气体、冷冻及燃料等的规格和消耗指标表。

### （七）装置界区内的公用工程设施。

### （八）装置“三废”排放。

### （九）装置占地面积、建筑面积及定员。

## 第五章 建厂地区条件和厂址选择

### 第一节 建厂条件

#### （一）厂址自然地理概况

1. 厂址地理位置及区域位置、当地气象条件（气温、相对湿度、降雨量、雷电日、大

气压力、风力与风向等)。

2. 地形地貌、工程地质、水文地质、地震烈度、区域地质构造情况等。邻近通航水域建厂, 还应说明海、河水文条件。

### (二) 社会经济状况

结合项目的要求, 说明地区和城市的现状及发展规划, 建厂地区的协作配合条件及生活福利条件。

属于经济特区、经济技术开发区或三资企业的, 应结合项目说明可享受的有关优惠政策。

### (三) 外部交通运输状况

说明地区的铁路、公路、水运(包括港口、码头吨位和吞吐能力)、管道等的运输条件和运量现状, 潜在能力和发展规划。

### (四) 公用工程状况

1. 水源情况: 如有几种水源, 需分别说明水量(实际水量、规划水量、可供本工程水量)、水温、水质情况及水源地离厂址距离等供水情况。

2. 电源情况: 说明地区电网, 发电厂, 变电所等区域位置, 至厂的距离, 实际容量, 规划容量, 可供本工程负荷量。

3. 通信工程情况: 市话网现况, 地区市话局、长途局至厂的距离, 采用交换机程控式及对用户线路电阻限制值等系统通信对本工程的要求。

4. 供热工程现况和发展规划, 距本工程的距离, 可供本工程的热负荷及参数。

### (五) 土地费用

说明获得土地使用权或征用土地的各种费用, 并说明需搬迁人口数量。

## 第二节 厂址选择

新建工程厂址应作技术、经济等多方案比较, 并归纳各厂址方案的优缺点。综合分析论证, 提出推荐意见。

附: 1. 厂址地理位置图。

2. 厂址方案区域位置图(包括原料进厂管线、水源地、进厂给水管线、热力管线、发电厂或变电所、电源进线、贮灰渣场、铁路专用线、生活区等规划位置)。

# 第六章 总图运输、储运、土建、厂内外管网

## 第一节 总图运输

### (一) 全厂总图

1. 工程总占地面积, 占用农田的面积, 土地购置或场地开发, 需要拆迁的建构筑物情况。说明预留用地的依据。

附: 工程占地表(表 6.1)

2. 总平面布置原则和多方案比较意见(区域划分、防爆、防火、防洪、抗震、绿化、卫生、通道宽度等)。

附: 总平面布置图。

3. 竖向布置原则。

4. 主要工程量。

### (二) 工厂运输

1. 厂内外交通运输方案的比较和选择, 说明货物总吞吐量, 并分项列出各种物料及产品的铁路、公路、水运、管道的运输量 (表 6.2)。

#### 2. 运输方案基本情况

公路及桥梁宽度; 承载能力; 桥下净空; 公路等级及长度; 季节性原因对通行的影响; 自备车辆选择; 公路网 (以地图表示)。

厂内道路及车辆选择。

铁路运输能力; 装卸设施; 季节性原因对交通的限制; 仓储面积; 自备车辆选择和台数; 机车库位置; 运价表; 铁路网 (以地图表示); 有关协议情况。

铁路专用线; 接轨交接方式; 工业站。

水运航道和河流宽度及深度; 船舶 (包括自备船舶) 选择; 码头位置、型式、布置、吨位、吞吐能力及装卸方式; 仓库和货栈及面积; 运费; 航道网、河流、港口 (以地图表示); 有关协议情况。

3. 说明项目的大件运输方案。

4. 列出主要运输车辆清单。

(三) 设计中采用的总图运输标准。

### 第二节 储运

(一) 储运系统规划原则。

(二) 储运系统规划方案

#### 1. 储存系统

说明各种物料 (包括原料、产品、中间物料、化学药剂、溶剂、燃料等) 的储存量, 确定储存方式、储存周期、储存设施的规模。

附: (1) 储运系统流程图。

(2) 贮罐配置一览表 (表 6.3)。

#### 2. 运输系统

(1) 主要物料运输方案的比较和选择, 包括各种物料运输方式的进、出厂运量的分配, 并明确产品采用取货制或送货制。

(2) 水、陆运输设施规模的确定及运输、装卸设施的配置。

(3) 主要管道敷设方式。

#### 3. 其它设施

产品包装设施, 添加剂设施, 化学药剂设施, 槽车洗涤设施, 修桶、洗桶设施, 厂外设施等。

4. 自控水平。

5. 消耗指标。

6. 建筑面积、占地及定员。

7. 主要设备表 (名称、数量、规格、材料)。

(三) 设计中采用的储运标准。

### 第三节 土建

(一) 土建工程方案的选择和原则, 确定地基处理工艺方案及主要构筑物 and 建筑物的结构型式。

附: 总建筑面积和占地面积一览表 (表 6.4)。

(二) 对地区特殊性问题(如地震、大孔土、不良地基等)所采取的处理措施。

(三) 设计中采用的土建标准。

#### 第四节 厂内外管网

说明管道系统选择管道敷设方式、管道通过特殊地区的技术方案、管道使用的特殊技术措施,以及需采用的特殊材料等。

列出厂内外主要管道表(表6.5)。

单项工程可不编写本节,在各有关专业章节中分别开列主要管道表。

## 第七章 公用工程

### 第一节 给水、排水

(一) 水源和输水条件及其方案的比较和选择。说明可供本工程的水量、水质及供水条件。

附:厂外给水工程示意图。

(二) 列出生产装置、辅助设施和生活福利区各种用水量表(生产用水、生活用水、消防用水等)和排水量表(生产污水、清洁废水、生活污水和初期污染雨水等水质、水量),见表7.1、表7.2。

(三) 厂内给水、排水(包括净化水)方案的比较和选择(包括给水、排水系统划分、配水站、加压站、新鲜水、循环水处理等),主要设施及规模。

附:1. 原则框图(给水处理场、循环水场、污水处理场等)。

2. 全厂水量平衡图。

(四) 厂外排水方案的比较、选择及主要设施。

附:厂外排水工程示意图。

(五) 污水处理(含污水预处理,分级控制)原则和方案,主要设施及规模,处理后达到的水质标准。

附:污水处理工艺原则流程图。

(六) 列出水源、给水处理场、加压站、循环水场、污水处理场等的主要设备表(包括名称、规格、材质、数量)。

(七) 说明节水措施。

(八) 建筑面积、占地及定员。

(九) 消耗指标。

(十) 设计中采用的给排水标准。

### 第二节 供电、通信

(一) 电源方案比较与选择(要说明供电点的目前容量、规划容量、实际供应能力、供电可靠性、供电外线、电压等级等。用电量包括离厂址较远的水源地、中转站、码头等)。

(二) 全厂的用电负荷。按装置分项列出需要容量,负荷等级,供电参数等(表7.3)。

(三) 供电原则的确定及方案选择。说明建设自备热电站的理由和自备热电站、变电所的规模、容量及主要设备选型。

(四) 列出主要设备表(名称、规格、型号、数量)。

附:供电系统图。

(五) 说明节电措施。

(六) 通信

全厂通信用户数（按主项列出用户表）及通信系统组网、传输方案的选择与比较。市话公用网的设施和依托条件。并说明下述内容：

1. 行政电话系统：话站容量、设备选型、规格、数量，列出主要设备表。
  2. 调度电话系统（包括会议电话）：说明几级调度、容量、中继方式、设备选型、规格、数量，列出主要设备表。
  3. 扩音对讲系统：容量、回路、设备选型、规格、数量，列出主要设备表。
  4. 无线通讯容量、组网方式、设备选型、规格、数量，列出主要设备表。
  5. 火灾报警系统：容量、设备选型、规格、数量，列出主要设备表。
- （七）建筑面积、占地及定员。
- （八）设计中采用的供电、通信标准。

### 第三节 供热、供风

#### （一）供热系统

（1）分项列出生产装置、辅助设施等的最大和最小蒸汽用量（包括自产蒸汽），蒸汽压力等级（表 7.4、表 7.5）。

（2）供热方案的比较、选择〔包括供热设施、化学水处理、凝结水回收（表 7.6），热水站、余热锅炉〕及设备配置，列出主要设备表（名称、规格、型号、数量）。

附：全厂蒸汽负荷平衡图。

对热电联合设施要说明供汽和发电之间的关系，并附汽、电平衡图。

（3）说明燃料的来源、规格、消耗量和燃料的运输、储存，以及灰渣量、灰渣存放和综合利用措施。

（4）建筑面积、占地及定员。

（5）设计中采用的标准。

#### （二）供风系统

（1）全厂压缩空气（净化风、非净化风）负荷及质量要求和使用方法，按装置分项列出需用量表（表 7.7）。

（2）压缩空气的净化方法及设施。

（3）列出主要设备表（名称、规格、主要参数、数量）。

（4）建筑面积、占地及定员。

（5）设计中采用的标准。

### 第四节 氮氧站、制冷站

（一）按装置分项列出氮氧气、制冷负荷及质量要求和使用方法（表 7.8，表 7.9）。

（二）确定氮氧站、制冷站规模，主要设备及配套设施的选择配置。列出主要设备表（名称、规格、主要参数、数量）。

（三）消耗指标。

（四）建筑面积、占地及定员。

（五）设计中采用的标准。

### 第五节 采暖通风和空气调节

（一）说明采暖、通风及除尘，空气调节及制冷的主要设计原则和设计方案。

（二）列出主要设备表（名称、数量、主要参数、规格）。

（三）消耗指标。

- (四) 建筑面积、占地及定员。
- (五) 设计中采用的标准。

## 第八章 辅助生产设施

### 第一节 消防设施

- (一) 消防体制和任务。
- (二) 消防设置原则(包括说明与邻近单位的协作关系), 设置方式。
- (三) 消防设施配置包括消防车辆型号、种类、数量以及其他消防器材等。
- (四) 消防站占地和建筑面积。
- (五) 人员编制。
- (六) 设计中采用的消防标准。

### 第二节 维修设施

- (一) 维修任务(包括机、电、仪、土建等)。
- (二) 维修体制及设置原则(包括说明协作关系、协作单位能力、检修材料及备品配件供应原则等)。
- (三) 维修规模及主要设备的配置。
- (四) 占地面积和建筑面积。
- (五) 人员编制。

### 第三节 仓库

说明全厂性仓库组成, 库房及堆场的占地面积、建筑面积及主要设备、人员编制。  
列出各种仓库配置一览表。

### 第四节 中心化验室

说明全厂化验室的设置原则。列表并说明中心化验室的主要化验项目及主要设备, 占地面积、建筑面积及人员编制。

### 第五节 其它辅助生产设施

火炬、汽车库、医疗站及其他辅助生产设施的规模, 主要设备选择和占地面积、建筑面积、人员编制。

## 第九章 能耗分析及节能措施

### 第一节 概述

- (一) 编制依据。
- (二) 项目用能特点及节能原则。
- (三) 用能现状(对于技术改造项目)。

### 第二节 能耗构成分析

#### (一) 工艺装置能耗

包括实物能源消耗, 综合能耗, 单位产品(加工量)能耗(列出计算汇总表)。

#### (二) 辅助系统能耗

单位公用介质能耗, 辅助系统能耗, 燃料、水、电、蒸汽的产用, 列出平衡表。

#### (三) 全厂能耗

实物消耗及能耗、炼油能量因数、可比能耗(炼油单位能量因数能耗、耗能指数)等。

#### (四) 能耗构成及分析

对重点耗能装置和全厂用能进行评价分析。

### 第三节 工艺装置节能技术

(一) 节能型工艺流程和技术。

(二) 优化工艺参数节能。

(三) 提高能量回收率。

(四) 提高能量转换设备效率。

### 第四节 全厂用能综合技术

(一) 低温热回收

低温热源、热阱分布情况。确定低温热回收方案、低温热回收利用率、技术经济指标。

(二) 蒸汽产、用逐级利用

余热产汽情况，采用背压透平。阐明其方案及效果。

(三) 装置热联合

工艺装置间热联合、装置与系统热联合。阐明其方案及效果。

(四) 其它节能措施。

## 第十章 环境保护

### 第一节 建设地区环境现状

(一) 建设地区大气环境质量现状和水环境质量现状。

(二) 改扩建工程要列表说明现有厂或车间废气、废水、废渣等污染物排放情况和厂区周围环境状况。

### 第二节 本项目污染物状况及治理

(一) 说明本项目主要污染源及污染物的种类、数量。

污染物种类包括废气、废水、废渣、粉尘、噪声、震动、恶臭、烟雾、放射性废物等，以表格形式列出有害成分、排放量和排放浓度（表 10.1，表 10.2，表 10.3）。

(二) 排放方式和去向。

(三) 控制污染物的治理措施。

1. 可能造成的环境危害。
2. 对污染物治理原则和要求。
3. 治理措施及回收综合利用方案的比较选择。
4. 设计采用的环保标准。
5. 环境监测机构及设施。

### 第三节 环境保护工程所需投资和定员

### 第四节 环境影响评价分析

见环境影响报告书（或表）有关内容。

### 第五节 存在问题和建议

## 第十一章 职业安全卫生

### 第一节 职业危害因素及其影响

说明自然条件、四邻环境、厂区总体布置及生产过程中职业危害因素对本项目职业安全



卫生的影响。

## 第二节 职业危害因素的防范及治理

说明防范措施及治理的预期效果。

## 第三节 职业安全卫生专用投资

列出职业安全卫生专用投资，包括下列方面的费用：

- (一) 主要生产环节职业安全卫生专项防范设施；
- (二) 检测装备和设施；
- (三) 安全教育装备和设施；
- (四) 事故应急措施。

说明设计采用的标准。

# 第十二章 企业组织及定员

## 第一节 企业经营体制和管理体制

### (一) 企业经营体制

对联营企业说明联营各方名称、各方所有制类别及联营方式，说明联营协议的主要内容并附联营协议书。

对中外合营（或合作）项目，应说明合营（或合作）外方的国别（或地区）、外方企业名称，说明合营协议的主要内容并附合营（或合作）协议书。

对股份制公司应说明其类型（股份有限公司或有限责任公司）、设立方式（发起式或募集式）、股权设置（国家股、法人股、个人股、外资股）及各股权比例、主要股东及出资额等重要事项，附设立公司的申请书和章程。

### (二) 企业管理体制

说明企业各级管理机构。

## 第二节 企业定员

列出企业的总定员表及生产运转班制，包括主生产装置定员、辅助生产设施定员、系统与公用工程定员和行政管理定员；说明定员来源，实际新增人员数与老厂分流人员数，以及对员工素质要求和培训计划。企业或装置定员水平必须与国际同类企业或装置基本相近。

# 第十三章 企业管理设施和生活福利设施

- (一) 项目企业管理设施和生活福利设施设置原则及规划方案。
  - (二) 生活区位置、占地面积、总建筑面积及建筑标准、单位造价。
  - (三) 生活区供电、供热、给排水等设施。
  - (四) 远离城镇的工厂需设置的社会设施及本设计所采用的建筑标准。
- 附：当地（省或市、地区）有关生活福利设施标准的文件。

# 第十四章 项目实施规划

根据基建程序，按建设前期（项目建议书及可行性研究报告的编制、报批）和建设期〔工程设计（基础设计、详细设计）、设备及材料采购、施工准备、施工、试车考核〕安排整个项目的工作进度表。

## 第十五章 投资估算及资金筹措

### 第一节 投资估算

(一) 说明投资估算的范围。择要列出投资估算的依据, 并加以说明。列出下列参数及计费方式:

1. 指标及费用;
2. 主要设备、材料价格依据;
3. 外汇与人民币兑换率;
4. 引进费用;
5. 不可预见费取费率;
6. 价差预备费计取方式;
7. 其它。

(二) 投资估算及分析

1. 估算项目建设投资, 并编制工程投资估算表(辅助表 1)。
2. 估算流动资金占用数额, 并编制流动资金估算表(辅助表 2)。

对投资估算中的重要问题进行分析。

估算项目总投资:

$$\text{总投资} = \text{建设投资} + \text{固定资产投资方向调节税} + \text{建设期利息} + \text{流动资金}$$

### 第二节 资金筹措

说明项目资本金额。

$$\begin{aligned} \text{最低资本金额} = & (\text{建设投资} + \text{建设期利息} + \text{投资方向调节税} + \text{铺底流动资金}) \\ & \times \text{规定比例} \end{aligned}$$

说明项目筹资额。

筹资额 = 建设投资 + 固定资产投资方向调节税 + 建设期利息 + 铺底流动资金根据项目实施规划, 编制投资计划与资金筹措表(辅助表 3)、建设期利息计算表(辅助表 4)。

## 第十六章 生产成本费用估算

### 第一节 成本费用估算的依据

择要列出成本费用估算的依据, 并加以说明。列出下列主要数据、参数及计费方式:

- (一) 固定资产折旧年限及折旧方式;
- (二) 固定资产预计净残值率;
- (三) 修理费提取率;
- (四) 原料、主要材料及主要辅助材料价格;
- (五) 水, 电, 汽, 风等的价格;
- (六) 工资及福利;
- (七) 无形及递延资产摊销年限;
- (八) 其他费用内容和计取方法;
- (九) 其它。

### 第二节 成本费用估算及分析

编制无形及递延资产摊销估算表(辅助表 5)、制造成本估算表(辅助表 6)和总成本费

用估算表（辅助表 7）。

对成本费用估算中的重要问题进行分析。

## 第十七章 财务评价

### 第一节 财务评价的依据及主要数据、参数

择要列出财务评价所依据的经济法规和文件，并加以说明。列出下列主要数据及参数：

- （一）项目投产期的生产负荷安排；
- （二）主要产品价格；
- （三）增值税率，消费税定额，城建税率，教育费附加等；
- （四）项目还款资金来源；
- （五）项目计算期；
- （六）财务基准收益率等参数；
- （七）其它。

### 第二节 效益及财务评价指标计算

编制各财务计算表格并进行必要的说明和分析，按规定计算各评价指标。

#### （一）产品销售收入计算

根据产品年销售量、产品价格，计算产品销售收入（辅助表 8）。

#### （二）流转税金及附加计算

根据项目特点及增值税率、消费税定额、城建税率、教育费附加等，计算流转税金及附加（辅助表 8）。

#### （三）损益计算

根据项目产品销售收入、总成本费用、流转税金、所得税等，编制损益表（基本表 2）。

#### （四）借款偿还平衡计算

根据各年可用于还款的资金及逐年借款本息累计，编制借款偿还平衡表（辅助表 9）。

#### （五）现金流量计算

根据逐年现金流入流出量，编制财务现金流量表（基本表 1.1，1.2）计算财务内部收益率、财务净现值、投资回收期等。

#### （六）财务平衡

编制资金来源与运用表（基本表 3），资产负债表（基本表 4），涉及产品出口创汇的项目，应编制财务外汇平衡表（基本表 5）。

## 第十八章 国民经济评价

### 第一节 国民经济评价主要参数

列出下列国民经济评价采用的主要参数：

- （一）社会折现率；
- （二）影子汇率换算系数；
- （三）影子工资换算系数；
- （四）贸易费用率；
- （五）其它。

## 第二节 费用计算

### (一) 建设投资调整

说明建设投资调整的内容及理由，并需列出其中重要投入物的影子价格及其依据和计算过程。

根据建设投资调整结果，编制国民经济评价投资调整计算表（辅助表 10）。

对建设投资调整中的重要问题进行分析。

### (二) 流动资金调整

说明流动资金调整的内容及理由，列出调整后的流动资金在不同生产负荷下的投入数额。

### (三) 经营成本调整

测算成本中重要投入物的影子价格，并说明测算的方法。根据影子价格调整经营成本，并编制国民经济评价经营费用调整计算表（辅助表 11）。

### (四) 间接费用估算

对项目引起的显著的间接费用作定量分析，并编制间接费用估算表；不能定量的，要作定性分析。

## 第三节 效益计算

### (一) 销售收入调整

测算项目产出物的影子价格，并说明测算的依据。根据影子价格调整销售收入，并编制国民经济评价销售收入调整计算表（辅助表 12）。

### (二) 间接效益估算

对项目带来的显著的间接效益作定量分析，并编制间接效益估算表；不能定量的，要作定性分析。

## 第四节 评价指标计算

### (一) 效益费用流量计算

根据调整后的逐年现金流量，编制全部投资国民经济效益费用流量表（基本表 6.1），计算经济内部收益率、经济净现值等。对借外资的项目还应编制国内投资国民经济效益费用流量表（基本表 6.2）。

### (二) 外汇流量计算

涉及产品出口创汇或替代进口节汇的项目，要作外汇效果分析，编制经济外汇流量表（基本表 7），计算经济外汇净现值、经济换汇成本、经济节汇成本等指标。同时还应编制国内资源流量表（辅助表 13）。

# 第十九章 不确定性分析

## 第一节 盈亏平衡分析

根据产品成本、销售价格、产量、流转税金对项目盈亏的作用，做税后产量盈亏平衡分析图，求出盈亏平衡点。

## 第二节 敏感性分析

用可能对项目经济效益产生影响的各因素变化幅度的设定值，进行各项主要经济指标的再计算，编制敏感性分析表（辅助表 14），并绘制内部收益率的敏感性分析图。

## 第三节 概率分析

运用概率方法预测主要不确定性因素对项目经济效益的影响。

#### 第四节 外汇风险分析

预测项目涉及的外币与人民币及不同外币之间的兑换率可能发生的变化给项目造成的风险。

## 第二十章 综合评价

### 第一节 工程技术、财务及国民经济综合评价

根据各方案的工程技术分析、财务评价及国民经济评价结果进行综合性评价。列出主要经济评价数据指标汇总表（汇总表）。

### 第二节 社会效益评价

对项目将会产生的社会效益进行简明扼要的评价。

### 第三节 结论

（一）综述项目评价结果及对方案的推荐意见。

（二）综述不确定因素对主要方案经济效益的影响及风险程度。

（三）项目评价中存在的问题及建议。

附件目录：

根据项目的具体情况，应有下列文件中的有关文件作为可行性研究报告的附件：

1. 项目建议书及批复文件。
  2. 编制可行性研究报告的单位与委托单位签订的协议书。
  3. 选厂址报告和有关批准文件。
  4. 项目所在地政府对项目的意见书。
  5. 国内科研开发的新技术鉴定书。
  6. 联营、合营各方签署的协议书。
  7. 建设单位与贷款银行的意向性协议书或贷款银行对项目的意见书。
  8. 建设单位与原料、燃料、动力供应、供水、征地、通讯、交通运输、生活福利以及生产设备和运输车辆厂外大修理、产品包装等有关协作单位的意向性协议书或协作单位签署的意见。
  9. 建设项目环境影响报告书或环境影响报告表及主管部门审批意见。
  10. 储量委员会正式批准的资源储量、品位、成分的审批意见。
  11. 有关外国厂商的背景资料。
  12. 和外国厂商技术交流及初步询价的有关资料。
  13. 建设单位签署的老厂依托条件书。
  14. 建立股份公司的申请书和章程。
  15. 其它。
- 合营项目可行性研究报告应有下述主要附件：
1. 项目建议书及其审批文件。
  2. 外商资信调查结果。
  3. 合营各方所在国（或地区）政府主管部门发给的营业执照副本。
  4. 合营各方法定代表证明书。
  5. 合营各方资产负债表、损益表。
  6. 有关外部能源、交通等条件的意向性协议。

7. 有关资金筹措的意向性协议。
8. 有关主管部门对地址安排的意见。
9. 有关主管部门对环境保护、消防、劳动安全、卫生设施和地震防范的意见。
10. 对作为出资的实物、工业产权、专有技术的拥有权和处置权的证明文件。
11. 由合营各方授权代表签署的合营企业协议书。
12. 中国合营者的企业主管部门和合营企业所在地的省、自治区、直辖市人民政府对设立该合营企业签署的意见。
13. 中方作为出资的国有资产的估价和批准文件。

### 三、附 则

**第一条** 项目可行性研究工作涉及许多经济数据和技术资料，有些数据、资料 and 文件属国家或企业机密。参加项目可行性研究工作（编制及评估）的单位和个人必须加强保密工作，未征得委托单位和提供资料单位的同意，不得将与项目可行性研究有关的数据、资料 and 文件对外提供。

**第二条** 本规定涉及的各项参数在《项目可行性研究技术经济参数与数据》中发布，并将定期修订、补充。

**第三条** 本规定由中国石化咨询公司负责解释。

**第四条** 本规定自颁发之日起施行。

### 四、实施 细 则

#### （一）关于编制内容

##### 关于第一章 总 论

**第一条** 编制项目可行性研究报告，必须以批复的项目建议书和有关审批文件为依据。必要的附件应该齐备。各种外协条件的落实应以书面文件为依据，可行性研究报告的编制单位应注意外协条件落实的可行性。依托老厂的项目必须有项目主办单位签署的老厂依托条件书。

**第二条** 说明项目的由来和发展（项目的提出、前期准备工作及决策过程等）。说明各有关方面（如主管部门、地方政府、银行及有关行业）对项目的意见。

**第三条** 从社会发展、国民经济、行业和企业的发展等不同角度论证项目投资的意义。说明项目是否符合国家产业政策，是否符合行业规划和地区规划。

**第四条** 国内联营项目要说明联营各方基本情况，以及联营各方商定的协议要点，包括各方出资比例、经营方式、管理机构、利益分配和债务承担等内容。中外合营项目要说明合营各方的国别、公司（或企业）名称、资信调查基本情况，以及各方出资方式、各方投资比例、注册资本占总投资的比例、管理机构、产品销售、收益分配和债务承担、土地使用条件、使用界区外基础设施的条件、使用界区外公用工程如水、电、汽、通讯、物资运输等的条件、职工福利设施对策和可以享受的主要优惠政策等合营各方商定的协议要点。

**第五条** 对现有企业进行扩建、改建或新建单项工程项目，其背景说明中还应包括现有企业的有关概况和条件，如企业现有生产能力、实际生产量、销售情况、原料供应情况、在建

项目情况、可依托的条件（可量化的要量化）、影响企业进一步发展的主要问题等。

**第六条** 项目范围应包括主体工程和配套工程，对大型项目应列出主要单项工程一览表。对不属于本项目可行性研究范围的工程，但由本项目投资或分摊投资时，要加以说明。当项目由几个单位分别编制可行性研究报告时，在总体单位的可行性研究报告中，应有各有可行性研究报告的摘要汇总及说明，并列出整个项目的主要单项工程一览表。

**第七条** 项目不同方案的对比结果指涉及厂址、总图、储运、建设规模、产品方案、原料来源、工艺技术、公用工程、资金条件等多方面因素不同方案的综合性对比结果。推荐方案的概况应包括厂址、经营体制、建设规模、主要产品及销售方向、原料来源及用量、投资额、内部收益率、贷款偿还期等基本内容。改扩建项目还应说明能否成为提高现有企业经济效益的新的增长点，以及对现有企业总体效益的影响。

## 关于第二章 市场分析和价格预测

**第八条** 要认真进行市场分析和价格构成分析，研究项目产品的市场竞争能力，并预测产品价格。市场分析要由有能力承担的咨询机构做。为了保密的原因，这部分内容可另册编写，仅在特定的范围内审阅。市场因素影响很小的项目，其市场部分的内容可以从简。

**第九条** 市场分析包括下述几个主要方面：

一、目标市场结构分析：对目标市场中的顾客、代销商、现有的竞争者和将会出现的竞争者等各重要因素之间的关系进行描述和分析。

二、顾客分析：对顾客的需求及消费行为特征进行分析；对目标市场当前实际销售量和市场潜力（饱和程度、增长率、需求的稳定性等）进行估算，并预测将来需求结构的变化情况、需求量的发展以及出口的可能性。

三、竞争者分析：分析竞争者的现状（规模、产品种类和质量、经验、顾客关系、专营权、销售区域、竞争地位、销售额、市场份额、成本费用等）、营销手段（价格、折扣、支付条件、广告、分销网、商标政策、公共关系、售后服务等）、影响范围、优势、弱点、针对新进入者将采取哪些措施、可能采取的最强烈的反应等。

四、社会经济环境分析：分析内容包括项目产品所处寿命周期的阶段；市场壁垒的高度（竞争强度、法律上的保护性壁垒、高额投资等）；替代产品的压力；买主和供应商的谈判能力；有关生态、环保、原材料、价格、税务、进出口、工资、工会、企业自主权等方面的政策法规；项目所在国的国民收入发展趋势、国际贸易发展趋势、国际收支与外汇汇率发展趋势、通货膨胀趋势、预期的投资趋势、经济发展周期波动、与项目有关的经济部门的发展趋势和一般社会问题（如人口、风俗、文化、工作态度、储蓄倾向、消费心理等）。

五、销售渠道分析：对通过批发商的分销、通过零售商的分销及直接面向消费者的分销等方式进行分析，选择有利的销售渠道。

六、公司内部分析：对项目所属企业进行内部分析，分析公司的销售、生产、研究及开发、财务、人员、管理、组织机构等各方面的长处和短处，结合企业追求的目标和战略，分析企业在目标市场的竞争力及进入市场的前景。

七、综合前述各项分析，明确指出主要的市场风险因素，并确定正确的项目战略：产品订价、销售区域、销售渠道、产品储运、经销机构、商标管理、营销策略等。

**第十条** 原料来源必须明确、可靠。外购原料的项目，应对原料的供求及价格做出预测，并对原料来源、质量、价格、储运等条件进行比较。原料自供的项目，应说明有关生产

装置间的物料平衡情况，并提出原料优选方案。直接用矿产资源为原料并包括开采的项目，须有储量委员会正式批准的资源储量、品位、成分以及开采、利用条件。

**第十一条** 要说明市场预测所用方法，所用资料应注明出处，并说明其可靠性。

**第十二条** 涉及原料或产品进出口的项目，应说明原料和产品的进出口权限。

**第十三条** 原料来源于本企业或产品供本企业自用的项目，原料供求预测或产品市场预测可以从简。

**第十四条** 附国内原料供应意向性协议书或其它有关文件。

### 关于第三章 生产规模、总工艺流程及产品方案

**第十五条** 项目的生产规模按常规的表示方法，以每年的产品量或加工量表示（例如：加工原油×××万吨/年，或生产××产品×××万吨/年。如有特殊需要，亦可表示为××吨/日等）。

项目的生产规模与建设规模一般应是相同的，如由于原料不足或其他原因，生产规模小于建设规模应加以说明。

**第十六条** 对现有企业进行扩建、改建或新建单项工程，因而改变全厂总规模或产品方案时也要做出全厂总流程 and 全厂物料平衡，与现有状况进行对比。只有局部影响的单项工程项目，着重说明本项目与全厂有关的部分（如原料、燃料等）。

**第十七条** 从技术、经济、市场等诸方面论证项目的合理经济规模。说明项目拟采用规模的理由，以及预留发展余地的理由。

**第十八条** 产品方案要优选，并应符合产品市场预测的结果。

### 关于第四章 工艺装置

**第十九条** 概要说明确定推荐方案前的多方案比较情况，客观公正地反映项目主办单位及其它有关方面对这些方案的看法或主要分歧意见。

**第二十条** 全厂性的项目需进行全厂总工艺流程方案、生产装置组成、装置规模、全厂物料平衡的对比、选择。单项生产装置，则仅需进行本装置的工艺技术方案的对比、选择。

**第二十一条** 多装置组成的项目要研究确定生产装置成组布置，组成联合装置的方案。

**第二十二条** 项目如果分期建设、分期投产，应有分期流程的说明和流程图。

**第二十三条** 选用国内外开发的新技术，应有符合正式审批程序的工业化实验技术鉴定书或专利证书。

**第二十四条** 工艺技术方案的选择，既要考虑技术的先进性和可靠性，以及技术的发展方向，又要考虑适合我国的具体国情。要考虑企业素质是否与先进的技术设备相适应，是否能够自行维修，以及性能价格比是否合理等。

**第二十五条** 引进技术设备要充分说明其目的和意义；必须“货比三家”，要掌握国内外同类技术设备的成交价格；要重视软件的引进，同时也要特别注意软件的引进费用要合理，引进条件要合理；进口设备要与国产设备配套平衡，从多家进口的设备要注意相互配套，更新改造项目要注意进口设备与企业原有设备配套；还要注意进口设备应有适量的备品备件。

**第二十六条** 引进技术设备要注意核实是否有失效的专利或不属于专利的技术。

**第二十七条** 在确保项目经济效益的前提下，要注意技术、设备的国产化，尽力避免技



术设备的重复引进。凡是我国自主开发成功已在工业上应用,并经有关部门鉴定合格要求推广的国产化的技术成果,应尽可能在项目中应用。

**第二十八条** 采用国外旧设备,要了解对方出售旧设备的真正原因、设备新旧程度、技术新旧程度,价格要适当。应由国内专家到国外实地考察验证,或委托国外的工程技术事务所或类似的咨询机构提出评价报告,而且要求供货方出具保证设备能够正常运转的证书。

**第二十九条** 对没有先例的引进项目,应进行必要的技术交流和预询价,力争通过各种途径掌握尽量多的有关资料。其技术可靠性应有保证,对国外同类项目的投资额应有了解,尽量保证投资估算的误差在合理的范围以内。

**第三十条** 对国内新开发的,并首次工业化的技术和设备,要着重论证其工业化的可行性,要尽量保证其投资估算的误差在合理的范围内。

### 关于第五章 建厂地区条件和厂址选择

**第三十一条** 厂址选择要符合国土规划、城镇规划、土地管理、环境保护、职业安全卫生和文物保护的要求和规定。

**第三十二条** 厂址选择应就自然地理状况、社会经济状况、外部交通运输状况、水电供应及公用设施状况、占用农田及搬迁条件、企业发展条件、安全卫生和环境保护等方面进行多方案比较,可行性研究报告中应列举主要比选结果。

**第三十三条** 厂址选择应注意生产区、生活区、灰场、水源地、排污口、港口、铁路接轨点等同步选择。

**第三十四条** 对现有企业进行扩建、改建或技术改造的项目,可根据具体情况省略有关厂址选择的内容,着重说明本项目所在厂区位置(以图表示)、方案选择和与本项目有关的厂区情况。

**第三十五条** 新建厂址要有正式选厂址报告和有关批准文件作为可行性研究报告的附件。

### 关于第六章 总图运输、储运、土建、厂内外管网

**第三十六条** 总平面布置和竖向布置要满足生产工艺过程要求,要满足厂内外运输的要求,要适应气象、地形、水文、地质等自然条件和城市规划的要求,要符合安全防护和卫生规范的要求。

根据《中国石油化工总公司工厂设计若干规定》的要求,工厂总平面布置应有利生产、方便管理,在保证安全、便于检修和符合规范的情况下,力求:

1. 工厂总平面布置应本着流程顺畅、紧凑布局的原则,减少街区、缩短物流距离、尽量减少占地面积和新征土地面积。

2. 生产特点相同、原料和生产过程关系密切的生产装置,应组成联合装置,有条件的装置工艺设备应采取按流程布置,加大联合深度;辅助生产设施力求与生产装置一体化联合布置,尽量缩短与生产装置的间距。

3. 生产装置的控制室、配电间、分析间、维修间、休息间等辅助用房,应集中布置,组成综合建筑物。

4. 工厂的办公室、化验室、环保监测站(室)、倒班宿舍、医务室、哺乳室、食堂、浴室等,宜集中设置,组成综合建筑物。

5. 工厂不专设行政办公区或厂前区。

6. 各种成品库、设备库、原材料库、化学品库, 各类物料罐区均应按物料特性和贮存条件分类集中建设, 能合并的尽量合并。在实行联合化布置的生产装置区域内, 原则上不设置中间产品罐区。

7. 不得超标设计厂区道路。

8. 工厂运输应在合理利用运输能力的条件下, 以一种运输方式为主、其他运输方式为辅, 原则上不得重叠计算运力。

**第三十七条** 对现有企业进行扩建、改建或技术改造的项目, 要着重说明本项目的情况(如所在厂区位置或新增占地面积、新增或改造利用的建筑结构、新增或改造利用的储运设施等)和与本项目有关的情况。技术改造项目要尽量利用原有厂房和设施。

**第三十八条** 建筑结构的规划设计要符合“坚固适用、技术先进、经济合理、节约用地”的原则。

**第三十九条** 本着节省投资、提高投资效益的原则, 兼顾生产发展与当前实际需要, 恰当规划总图运输、储运及土建的工程内容。

**第四十条** 附建设单位与公路、铁路、水运、城市规划、土地管理等有关部门的意向性协议书。

## 关于第七章 公用工程

**第四十一条** 新建工厂的水、电、汽供应, 要力求社会化。对现有企业进行扩建、改建或技术改造的项目, 要着重说明本项目所需公用工程的内容和与本项目有关的情况, 以及说明如何利用现有设施与必须改扩建的部分, 并附下表:

1. 说明现有公用工程设施能力(包括规格、参数), 并列出现有企业公用工程供需平衡表, 可供本项目利用的公用工程量。

2. 分项列出项目各有关装置的公用工程负荷增减表。

3. 分项列出改扩建后全厂各装置的公用工程平衡表。

供电、通信、供水、排污等要说明与有关部门的关系和条件。

慎重预测生产发展的远期需要, 与项目实际需要相结合, 最大限度地提高投资效益。

积极学习借鉴国外先进经验、贯彻工厂设计模式改革, 应根据实际情况对公用工程设施采取集中或分散布置的方案进行详细论证对比, 按照有利生产、方便管理、少占土地、节省投资的原则, 选择经济效益最佳的方案。

**第四十二条** 要取得供水、排污、供电、通讯联网、燃料供应等方面与有关部门的意向性协议书。

当厂址涉及附近机场、通讯电台、军事设施时, 或高压输电线路需跨越铁路和航道时, 亦应取得这些单位主管部门的认可文件。

## 关于第八章 辅助生产设施

**第四十三条** 新建工厂要本着节省能源、缩短物流、减少管线、经济合理的原则, 对辅助生产设施做多方案技术经济比选, 分散或集中设置辅助生产设施。集中设置时要靠近最大用户装置; 分散设置时要与用户装置一体化。

依托老厂建设的工程, 要充分挖掘老厂辅助生产和公用设施的潜力, 用技术改造或更换

原有设备的办法满足新增能力,原则上不另新建。

必须新建的辅助生产设施和公用设施,要充分考虑依托和外协条件,按实际需要确定建设方案,原则上不得重复建设。

按照社会主义市场经济的要求,结合工厂产运销条件,因地制宜的确定原材料和产成品的仓储设施容量。

**第四十四条** 新建工厂要根据地区情况,确定检修体制。工业基础好、有老企业可依托或有专门检修力量承担检修任务的地区,工厂不设年检修设施和相应人员,只考虑维修体制。即工厂设维修车间,界区设维修班。

新建工厂的维修车间,其任务是进行日常维护,修理备品配件,制作简单易损件,处理紧急事故。

依托现有企业建设的新装置,充分依托原有维修力量和手段,不再设维修车间;原有工种和工具不足的,可作必要的补充。

**第四十五条** 附建设单位与邻近单位消防协作和维修协作等的意向性协议书。

### 关于第九章 能耗分析及节能措施

**第四十六条** 编制本章应遵循国家颁布的“节约能源法”、节约能源管理暂行条例”的基本原则和计委资源司(1992)1959号文件中“基建项目可行性研究报告节能篇(章)”的要求。

**第四十七条** 能耗计算应符合《中国石化总公司节约能源管理条例》、《石化总公司企业能量消耗计算方法》和中石化总公司标准 SH 2600—92《石油化工企业能量平衡方法》。

**第四十八条** 用能设计应符合中石化总公司标准 SHJ 3—38《石油化工厂合理利用能源设计导则》。

**第四十九条** 要认真贯彻国家产业政策和行业节能设计规范,凡属陈旧落后或国家公布淘汰和限制的低效设备以及耗能高的落后工艺,均不得采用。

**第五十条** 生产装置能耗应与实物能源消耗相对应。

1. 对于装置输出低温热能已在全厂和系统中利用的可作为热输出,输出量应按低温热回收利用率确定。

2. 热联合(热出料进料装置间换热、系统热储)能量均应以对方接收的值为准。其大小计算至规定温度(规定温度可参见 SH 2600—92《石油化工企业能量平衡方法》)。

**第五十一条** 辅助系统应列出水、电、汽、燃料的平衡明细表。并与全厂能耗一致。核算出单位产量水电汽消耗及能耗。

**第五十二条** 全厂能耗应与装置实物消耗一致,计算出单位综合能耗和可比能耗。

炼油可比能耗为:炼油单位能量因数能耗。

化工、化肥、化纤为:辅助能耗系数、能耗指数。

**第五十三条** 可研能耗(装置、全厂)应与国内外同类装置(工厂)进行对比分析,说明处于何种水平。

可研能耗结果应达到实施后同期国内先进水平;重大项目应达到国际水平和国内领先水平。

**第五十四条** 工艺装置节能技术按节能型工艺流程和技术,优化工艺参数节能,提高能量回收率,提高能量转换效率四类汇总评述。

1. 节能型工艺流程及技术。包括采用先进工艺技术、节能型流程、新催化剂、新型塔

盘填料等。

2. 优化工艺参数节能。包括操作条件优化, 如降低回炼比、回流比、循环比、水碳比等, 塔回流取热比例优化调整等。

3. 提高能量回收率。包括能量回收系统的优化匹配、原料预热、余热发生蒸汽、低温位热量回收等。设备管线保温保冷、压差动能回收, 采用气体或液体膨胀透平回收动能等。

4. 提高转换设备效率。包括提高锅炉、加热炉热效率措施。燃机—加热炉联合、燃机—蒸汽联合循环, 机泵变频调速等。

**第五十五条** 全厂用能优化综合技术指标在全厂范围打破单元界限, 统筹协调, 从总体用能上达到最优。

1. 低温热回收利用。对各装置低温热源进行统一调查汇总, 列出明细, 制定低温热回收方案。优先考虑稳定连续的低温热用户。其次, 考虑热泵和供冷, 然后考虑剩余热发电等升级利用形式。低温热利用总体上要按供热—制冷—发电综合方案, 统一考虑, 提高低温热回收利用率。

2. 全厂蒸汽逐级利用, 合理确定汽电联合方案, 以汽定电, 余热产汽。采用背压透平功热联产。

3. 装置热联合, 进行装置间物料合理换热, 减少冷却和加热负荷。

## 关于第十章 环境保护

**第五十六条** 根据中石化〔1992〕生环字 56 号文《关于进一步贯彻建设项目环保管理有关文件的通知》的要求, 大中型石化建设项目环境影响的总体评价任务, 一定要由熟悉石化生产工艺、污染物排放和治理技术, 具有工程分析能力并持有甲级评价证书的单位承担; 建设单位委托评价单位以前要征得总公司环保管理部门的同意, 在正式签订评价合同前, 需取得负责审批的政府环保部门同意。

**第五十七条** 可行性研究报告必须附有环境保护部门批准的环境影响报告书或环境影响报告表, 否则评估单位不予受理。

**第五十八条** 有关环境保护的内容与要求应符合国务院环境保护委员会、国家计委、国家经委(86)国环字第 3 号关于颁发《建设项目环境保护管理办法》通知中的规定。

(一) 关于编制环境影响报告书或环境影响报告表的规定:

1. 对环境影响范围、程度较大的大中型基建项目和限额以上的技改项目要编制环境影响报告书;

2. 对环境影响较小的大中型基本建设项目和限额以上的技改项目, 经省级环保部门确认, 可只填报环境影响报告表;

3. 小型基本建设项目和限额以下的技改项目, 填报环境影响报告表;

4. 县级或县级以上环境保护部门确认为对环境有较大影响的小型项目, 也要编制环境影响报告书。

(二) 关于环境影响报告书或环境影响报告表审批权限的规定:

1. 大中型基本建设项目和限额以上技改项目的环境影响报告书或环境影响报告表, 须经省级以上(含省级)项目主管部门预审后, 报项目所在地的省级环保部门审批;

2. 跨越省、自治区、直辖市界区的大中型基建项目和限额以上技改项目以及国务院审批的特大型建设项目, 其环境影响报告书须经省级以上(含省级)项目主管部门和省级环保

部门预审后，报国家环境保护局审批。

(三) 可行性研究报告环境保护章包括以下主要内容：在明确污染源和对建设项目周围环境状况调查的基础上，分析和预测建设项目对周围地区环境的近期和远期影响。

1. 对周围地区的地质、水文、气象可能产生的影响，防范和减少这种影响的措施；
2. 对周围地区自然资源可能产生的影响，防范和减少这种影响的措施；
3. 对周围地区自然保护区、风景游览区、名胜古迹、疗养区等可能产生的影响，防范和减少这种影响的措施；
4. 对周围生活居住区的影响范围和程度及防治措施；
5. 绿化措施，包括防护地带的防护林和建设区域的绿化；
6. 环保措施的投资估算；
7. 环境监测制度建议，包括监测布点原则、监测项目和监测机构的设置、人员、设备；
8. 环境影响经济损益简要分析；
9. 存在的问题与建议。

**第五十九条** 污染防治应符合国家计委、国务院环保委（87）国环字第 002 号文颁发的《建设项目环境保护设计规定》的各项有关规定。

**第六十条** 改、扩建和技术改造项目，要说明企业现有污染物排放量、现有环保设施和治理措施、治理效果，以及可供本工程使用的设施能力。若原有污染治理设施能力不足，则应在经济合理的条件下，与本工程的污染同时治理。

## 关于第十一章 职业安全卫生

**第六十一条** 职业安全卫生应按照劳动部劳字（1988）48 号文“颁发《关于生产性建设工程项目职业安全卫生监察的暂行规定》的通知”的要求，根据项目的具体情况和可行性研究的深度要求，参照“《职业安全卫生专篇》编写提要”和《石油化工企业职业安全卫生设计规范》进行编制。重点内容如下：

1. 项目所在地的自然灾害（地震、海啸、暴风、洪水、低温、雷电、滑坡、泥石流等）的主要危险因素及防范措施。
2. 四邻情况对本厂职业安全卫生的影响及防范措施。
3. 水源是否卫生，有无地方病及其防范措施。
4. 说明总图布置是否充分考虑到与邻厂和居民区的安全距离、与铁路和公路的安全距离、生产区与生活区的安全距离、厂内建筑物的安全距离、装置之间的安全距离等，以及主要有害气体与主要风向的关系。
5. 锅炉房、氧气站、乙炔站、液化气站、火炬、油罐等及易燃易爆、有毒物品仓库对全厂职工安全卫生的影响及防范措施。
6. 说明工艺和装置是否安全可靠，生产过程中发生异常情况时的自动报警和控制措施。
7. 说明一旦发生事故的抢救、疏散及应急措施。说明本厂医疗和消防设施的应急能力及附近的交通、医疗设施和地区消防能否用于工厂救护。
8. 说明生产过程中使用和产生的易爆、有毒物料的危害性及防范措施。
9. 说明生产过程中的高温、高压、辐射、震动、噪声、尘毒、纤维、静电、高频、腐蚀等危害情况及防范措施。
10. 说明是否有可靠的双回路电源。

11. 说明救护室、医疗室、浴室、更衣室、休息室、哺乳室、女工卫生室等辅助用室设置情况。

12. 职业安全卫生专用投资估算。

### 关于第十二章 企业组织及定员

**第六十二条** 工厂管理体制和定员应根据《中国石油化工总公司工厂设计若干规定》的原则要求进行设计。

新建的工厂，可根据实际情况按工厂、车间两级或按工厂一级管理体制设计。

依托现有企业建设的工厂，一般情况下按工（分）厂、车间两级或工（分）厂一级管理体制设计。其产、供、销、维修、技术等业务管理部门，充分依托（或适当扩充）现有企业的各业务部门，一般不再增设管理机构。

合资建设工厂的管理体制，按合资各方协议（合同）的有关规定设计。

现有企业扩建的生产装置，按车间设计。

工厂定员以生产操作岗位所需人员为计算基数，要贯彻减人增效的原则。

引进技术的工艺装置，原则上依外商设计的生产岗位和定员，按“四班三倒制”，结合国情适量增减人员。企业的定员要接近（或达到）国际同类装置的水平。

国内设计的生产和辅助生产装置依生产操作岗位，按“四班三倒制”计算定员。包装、运输系统按两班制计算定员，维修按一班制计算定员。

有毒有害岗位可实行五班制。

依托现有企业新建工厂的人员来源要充分依托老厂。

采用 DCS 集中控制系统的工程，相应削减二次仪表和岗位操作人员，只设控制室操作人员 and 巡回检查人员。

### 关于第十三章 企业管理设施和生活福利设施

**第六十三条** 生活福利设施由建设单位委托城市建设设计规划单位承担时，其主要内容，包括所需投资，应汇总在本项目的可行性研究报告之内。生活福利设施标准要按国家和地区有关规定严格执行。

**第六十四条** 对现有企业进行扩建、改建或技术改造的项目，仅说明需要增加的企业管、生活福利设施。

凡在城镇新建工厂，其生活服务设施要充分依托社区，本着节省投资的原则，因地制宜、区别情况设计。一般情况下，工厂不设中学、小学、技校、幼儿园、医院，不建大型商场、文化体育馆等。

依托原有企业的改扩建工程，其行政、生活设施要充分依托原有企业，原有企业设施不能满足需要者，可适当补充、完善。

各类行政办公用房应统一规划，尽可能集中设置，合并建设。严格执行国家或地方的有关标准规范，不得超标准设计。

### 关于第十四章 项目实施规划

**第六十五条** 对引进技术或设备进口的项目，建设前期阶段包括询价、谈判、签订合同的时间。

**第六十六条** 在经济评价中,项目建设期开始时间的确定以是否发生较大数额的投资为原则,一般情况下从基础设计开始,引进项目建设期从合同生效开始。

**第六十七条** 大型、复杂项目的实施规划要考虑合理优化的工程分期,以求最佳的投资效益。

要对建设期重点阶段和重点问题进行研究,尤其要说明可能制约项目实施的主要限制条件。

注意项目各阶段工作的合理衔接和交叉。

绘制表示项目进度的“条形图”或“网络图”。

### 关于第十五章 投资估算及资金筹措

**第六十八条** 投资估算按照中国石化咨询公司印发的“中国石油化工总公司石油化工项目可行性研究投资估算编制办法”进行编制。

**第六十九条** 在可行性研究阶段,项目工作前提是可能取得必要的建设资金,因此应对各种可能的资金来源出示具体的依据。应根据可能的资金来源进行资金筹措方案比选,从中选择最优方案,作为项目财务评价的基础。

**第七十条** 生产建设项目实行资本金制度。投资项目资本金,是指在投资项目总投资中,由投资者认缴的出资额,对投资项目来说是非债务性资金,项目法人不承担这部分资金的任何利息和债务;投资者可按其出资的比例依法享有所有者权益,也可转让其出资,但不得以任何方式抽回。外商投资项目按现行有关法规执行。资本金占项目投资额的比例按国家有关规定执行。

投资项目资本金的具体比例,由项目审批单位根据投资项目的经济效益以及银行贷款意愿和评估意见等情况,在审批可行性研究报告时核定。经国务院批准,对个别情况特殊的国家重点建设项目,可以适当降低资本金比例。

**第七十一条** 企业筹集的资本金,分为国家资本金、法人资本金、个人资本金,以及外商资本金等。

国家资本金为有权代表国家投资的政府部门或者机构以国有资产投入企业形成的资本金。

法人资本金为其他法人单位以其依法可以支配的资产投入企业形成的资本金。

个人资本金为社会个人或者本企业内部职工以个人合法财产投入企业形成的资本金。

外商资本金为外国投资者以及我国香港、澳门和台湾地区投资者投入企业形成的资本金。

**第七十二条** 对作为资本金的实物、工业产权、非专利技术、土地使用权,必须经过有资格的资产评估机构依照法律、法规评估作价,不得高估或低估。

**第七十三条** 筹集的资本金中,吸收的投资者的无形资产(不包括土地使用权)的出资不得超过企业注册资金的20%,国家对采用高新技术成果有特别规定的除外。

企业不得吸收投资者的已设立有担保物权及租赁资产的出资。

**第七十四条** 投资者以货币方式认缴的资本金,其资金来源有:

(一) 各级人民政府的财政预算内资金、国家批准的各种专项建设基金、“拨改贷”和经营性基本建设基金回收的本息、土地批租收入、国有企业产权转让收入、地方人民政府按国家有关规定收取的各种规费及其它预算外资金;

(二) 国家授权的投资机构及企业法人的所有者权益(包括资本金、资本公积金、盈余

公积金和未分配利润、股票上市收益资金等)、企业折旧资金以及投资者按照国家规定从资金市场上筹措的资金;

(三) 社会个人合法所有的资金;

(四) 国家规定的其它可以用作投资项目资本金的资金。

**第七十五条** 按国务院有关文件规定,新建、扩建项目必须将项目建成投产后所需的30%的铺底流动资金列入投资计划。凡铺底流动资金不落实的,国家不予批准立项,银行不予贷款。因此,项目流动资金分为30%的自有流动资金和70%的流动资金借款。全额流动资金计入总投资。为在现行投资管理体制下与计划部门安排投资规模工作相衔接,设“筹资额”(即纳入计划部门投资计划规模的筹资额,此处简称筹资额)概念,铺底流动资金计入筹资额。

**第七十六条** 融资租入固定资产是建设项目投资的组成部分,作为现金流出,处理方法同银行贷款,支付的租赁费视同为“还本付息”。这部分固定资产视同为本项目的固定资产,其折旧一般按平均年限法计算,折旧额计入制造成本。

### 关于第十六章 生本成本费用估算

**第七十七条** 成本是关系项目效益的重要因素,因此应注意研究并确定项目的目标成本,并以目标成本作为资金筹措、工程设计、产品方案、产品定价等有关内容研究的重要依据。

目标成本与目标成本利润率及产品价格的关系式如下:

$$\text{目标成本} = \frac{\text{价格} \times (1 - \text{税率})}{1 + \text{目标成本利润率}}$$

**第七十八条** 成本费用估算内容按照《工业企业财务制度》执行。

**第七十九条** 总成本费用 = 外购原材料、燃料及动力 + 工资及福利费 + 修理费 + 折旧费 + 摊销费 + 利息支出 + 其它费用

或 总成本费用 = 制造成本 + 管理费用 + 销售费用 + 财务费用

制造成本包括各项直接支出(直接材料、直接工资和其它直接支出)及制造费用。

制造成本 = 直接材料 + 直接工资 + 其它直接支出 + 制造费用 - 副产品回收

**第八十条** 直接材料包括企业生产经营过程中实际消耗的原材料、辅助材料、备品配件、外购半成品、燃料、动力、包装物及其它直接材料。

原材料系指经过加工构成产品实体的各种原材料和外购半成品。

辅助材料系指不构成产品实体,但有助于产品形成的材料。

燃料系指直接用于生产,为生产提供热能的各种燃料,如重油、石油气等。

动力系指用于生产的水、电、汽、风等。

**第八十一条** 直接工资包括企业直接从事产品生产人员的工资、奖金、津贴和补贴。

**第八十二条** 其它直接支出包括直接从事产品生产人员的职工福利费等。

**第八十三条** 制造费用包括企业各个生产单位(分厂、车间)为组织和管理生产所发生的生产单位管理人员工资、职工福利费、折旧费、修理费、低值易耗品 办公费、差旅费、运输费、保险费、劳动保护费等及其它制造费用。

为简化计算,除折旧费、修理费以外的其它制造费用可按定额计算;

现有企业的项目应根据企业实际情况确定定额并计取其它制造费用。

新建企业可按给定的其它制造费用定额进行计算。



**第八十四条 直接材料价格的计取**

(一) 国内采购的为其出厂价加到厂运杂费。

(二) 如所用为本厂中间产品, 原则上按企业内部价格计取:

本厂提供中间产品价格 = 销售价格 - 流转税金 - 销售费用

(三) 企业直接进口的为其到岸价加进口各种税费加国内运杂费。

以上价格均应采用预测价格。

**第八十五条 扣除副产品的成本计算**

副产品采取按厂内价格在产品成本中扣除的方法, 在成本中扣除的副产品原则上不直接体现利润。

**第八十六条** 每年修理费, 现有企业按实际情况计取, 新建企业按固定资产原值的规定比例计取。

**第八十七条 固定资产折旧计算**

(一) 根据计资(1984)2580号文, 建设期利息全部计入固定资产价值。

(二) 为简化计算, 预备费全额计入固定资产原值。

(三) 投资方向调节税计入固定资产原值。

(四) 固定资产原值计算公式为:

固定资产原值 = 建设投资 - 无形资产 - 递延资产 + 投资方向调节税 + 建设期利息

(五) 固定资产折旧年限按国家有关规定执行。

(六) 固定资产预计净残值率按固定资产原值的规定比例计取。

(七) 采用平均年限法计算折旧的计算公式:

$$\text{年折旧率} = (1 - \text{预计净残值率}) / \text{折旧年限} \times 100\%$$

$$\text{年折旧额} = \text{固定资产原值} \times \text{年折旧率}$$

(八) 允许加速折旧的项目, 其机器设备可用下述两种方法计算折旧。

1. 采用双倍余额递减法的折旧计算公式:

$$\text{年折旧率} = 2 / \text{折旧年限} \times 100\%$$

$$\text{年折旧额} = \text{固定资产净值} \times \text{年折旧率}$$

采用双倍余额递减法, 应在折旧年限最后两年, 将固定资产净值减预计净残值后的净额平均摊销。

2. 采用年数总和法的折旧计算公式:

$$\text{年折旧率} = \frac{\text{折旧年限} - \text{已使用年数}}{\text{折旧年限} \times (\text{折旧年限} + 1) \div 2} \times 100\%$$

$$\text{年折旧额} = (\text{固定资产原值} - \text{预计净残值}) \times \text{年折旧率}$$

**第八十八条** 无形资产按规定期限平均摊销。没有规定期限的按不少于10年摊销。递延资产中的开办费按不少于5年分期摊销。以经营方式租入的固定资产改良支出, 在租赁有效期内分期摊入制造费用或管理费用。

**第八十九条** 管理费用是指企业行政管理部门为管理和组织经营活动的各项费用, 包括公司经费、工会经费、职工教育经费、劳动保险费、待业保险费、董事会费、咨询费、审计费、税金(房产税、车船使用税、土地使用税、印花税等)、土地使用费、土地损失补偿费、技术转让费、技术开发费、无形资产摊销、开办费摊销、业务招待费以及其他管理费用。

在可行性研究报告阶段, 管理费里面的折旧费和修理费并入制造费用中的折旧费和修理

费中。

为简化计算,除摊销费(及折旧费和修理费)以外的其他管理费用可按定额计取。

现有企业的项目应根据企业实际情况确定定额并计取管理费。

新建企业可按给定的其他管理费用定额进行计算。

**第九十条** 财务费用是指企业为筹集资金而发生的各项费用,包括企业生产经营期间发生的利息支出(减利息收入)、汇兑净损失、调剂外汇手续费、金融机构手续费以及筹资发生的其他财务费用等。

**第九十一条** 销售费用是指在销售产品过程中发生的各项费用,以及专设销售机构的各项经费,包括应由企业负担的运输费、装卸费、包装费、保险费、委托代销手续费、广告费、展览费、租赁费(不含融资租赁费)和销售服务费用,销售部门人员工资、职工福利费、差旅费、办公费、折旧费、修理费、物料消耗、低值易耗品摊销等。

销售费用 = 销售收入 × 销售费用率

现有企业的项目应根据企业实际情况计取销售费用率。

新建企业可按给定的销售费用率进行计算。

**第九十二条** 石油化工项目联产品的成本可按成本分离法求出,分离系数为各联产品产值与总产值之比。

**第九十三条** 按各专业所提生产负荷条件及产品质量条件计算各种负荷下的相应成本。

### 关于第十七章 财务评价

**第九十四条** 按工艺所提生产负荷条件下的产量(假定全部销售)和预测价格计算年销售收入。

**第九十五条** 流转税金及附加

流转税金及附加包括增值税、消费税、城乡维护建设税、教育费附加及营业税、资源税。一般石油化工项目不涉及营业税和资源税。

#### (一) 增值税

1. 按《中华人民共和国增值税暂行条例》计算增值税。

2. 应纳税额 = 当期销项税额 - 当期进项税额

销项税额 = 销售收入(即含税销售额) ÷ (1 + 增值税率) × 增值税率

进项税额 = 购货支出 ÷ (1 + 增值税率) × 增值税率

购进固定资产的进项税额不得从销项税额中抵扣。

3. 纳税人进口货物,按照组成计税价格和规定的税率计算应纳税额,不得抵扣任何税额。组成计税价格和应纳税额计算公式:

组成计税价格 = 关税完税价格 + 关税 + 消费税

应纳税额 = 组成计税价格 × 税率

4. 外国政府、国际组织无偿援助的进口物资和设备免征增值税。

5. 纳税人出口应税货物,按国家规定的出口退税办法计算增值税。

#### (二) 消费税

1. 按照《中华人民共和国消费税暂行条例》计算消费税。汽油和柴油实行从量定额办法计算应纳税额。计算公式如下:

应纳税额 = 销售数量 × 单位税额

2. 应税人自产自用的应税消费品，用于连续生产应税消费品的，不纳税。

3. 纳税人出口应税消费品，免征消费税；国务院另有规定的除外。

### (三) 城乡维护建设税

按国家有关规定计算应缴税额。

### (四) 教育费附加

$$\text{教育费附加额} = \text{流转税额} \times \text{附加率}$$

**第九十六条** 按照国家规定计算所得税额。

$$\text{应纳税额} = \text{应纳税所得额} \times \text{所得税率}$$

式中 应纳税所得额 = 利润总额 - 准予扣除项目金额

利润总额 = 销售收入 - 总成本费用 - 流转税金及附加 - 营业外净支出

一般石油化工建设项目不计算营业外净支出。

**第九十七条** 项目发生年度亏损，可以用以后年度的应纳税所得弥补，一年弥补不足的，可以逐年连续弥补，弥补期最长不得超过 5 年，5 年内不论是盈利或亏损，都作为实际弥补年限计算。5 年内不足弥补的，用税后利润等弥补。

**第九十八条** 所得税后利润的分配。

$$\text{所得税后利润} = \text{利润总额} - \text{所得税额}$$

所得税后利润，除国家另有规定者外，按照下列顺序分配：

1. 被没收的财务损失，支付各项税收的滞纳金和罚款（项目财务评价不予考虑）。
2. 弥补企业以前年度亏损。
3. 提取法定盈余公积金。按税后利润扣除前两项后的 10% 提取，盈余公积金已达注册资金的 50% 时可不再提取。
4. 提取公益金。按税后利润扣除前两项后的 5% ~ 10% 提取。
5. 偿还借款。
6. 支付应付利润。

### **第九十九条** 财务现金流量表

(一) 财务现金流量是以项目作为一个独立系统，反映项目计算期内现金流人和现金流出的现金收支状况，用以计算各项动态和静态指标，进行项目财务盈利能力分析。

(二) 按投资计算基础的不同，财务现金流量表分为：

1. 全部投资现金流量表。该表是在不考虑资金来源及构成（即全部投资均视为自有资金）的情况下，用以计算全部投资财务内部收益率、财务净现值、投资回收期等评价指标，考察项目全部投资的盈利能力。表中所得税的计算要剔除资金利息的影响。

2. 自有资金流量表。该表适用于自有资金投资效益的评价，也适用于涉及外资项目，以国内资金作为计算基础，将国外借款利息和本金作为现金流出，用以计算国内投资财务内部收益率、财务净现值等评价指标，考察国内投资的盈利能力及国外借款对项目是否有利。

(三) 现金流量表中的经营成本不包括折旧费，摊销费，借款利息等。

$$\text{经营成本} = \text{总成本费用} - \text{折旧费} - \text{借款利息} - \text{摊销费}$$

(四) 项目计算期包括项目建设和生产期。一般项目的计算期不超过 20 年。

(五) 以建设开始年作为计算期第一年。

**第一〇〇条** 损益表。该表反映项目计算期内各年的利润总额、所得税、及税后利润的分配情况，用以计算投资利润率、投资利税率、资本金利润率等指标。

**第一〇一条** 资金来源与运用表。该表反映项目计算期内各年的资金盈缺情况，用于选择资金筹措方案和确定偿还借款计划，并为编制资产负债表提供依据。

**第一〇二条** 资产负债表。该表综合反映项目计算期内各年末资产、负债和所有者权益的增减变化及对应关系。用以考察资产、负债及所有者权益的结构是否合理。依据此表计算资产负债率、流动比率及速动比率，进行清偿分析。

**第一〇三条** 财务外汇平衡表。该表适用于有外汇收支的项目，用以进行外汇平衡分析。外汇平衡应以经济效益为前提，设计合理可行的外汇平衡方案。

**第一〇四条** 项目财务盈利能力分析包括以下指标

(一) 财务内部收益率 (FIRR)

财务内部收益率是反映项目盈利能力的重要动态评价指标。它是指项目在整个计算期内，各年净现金流量现值累计等于零时的折现率。其表达式为：

$$\sum_{t=1}^n (CI - CO)_t \times (1 + FIRR)^{-t} = 0$$

式中 CI——现金流入量；

CO——现金流出量；

$(CI - CO)_t$ ——第  $t$  年的净现金流量；

$n$ ——计算期；

$\sum_{t=1}^n$ ——计算期总和。

财务内部收益率大于或等于基准收益率的项目是可以考虑接受的。

(二) 财务净现值 (FNPV)

财务净现值是反映项目在计算期内盈利能力的动态评价指标。它是指按设定的基准收益率或折现率，将计算期内各年的净现金流量折现到建设初期的现值之和。

其表达式为

$$FNPV = \sum_{t=1}^n (CI - CO)_t \times (1 + i)^{-t}$$

式中  $i$ ——设定的基准收益率或折现率。

其它符号的定义与内部收益率表达式中各符号相同。

财务净现值大于或等于零的项目是可以考虑接受的。

(三) 投资回收期 ( $P_t$ )

投资回收期是反映项目财务上的投资回收能力的重要静态指标。它是以项目的净收益抵偿全部投资所需要的时间。投资回收期以年表示，一般从建设开始年算起。其计算公式为

$$\text{投资回收期} = \text{累计净现金流量开始出现正值年份数} - 1 + \frac{\text{上年累计净现金流量绝对值}}{\text{当年净现金流量}}$$

投资回收期小于或等于基准投资回收期的项目是可以考虑接受的。

(四) 投资利润率

投资利润率是反映项目单位投资盈利能力的静态指标。一般是指项目达到设计生产能力后的一个正常年份的年利润总额与项目总投资的比率。对生产期内各年利润总额变化幅度较大的项目，应计算生产期年平均利润总额与项目总投资的比率。

其计算公式为

$$\text{投资利润率} = \frac{\text{年利润总额或年均利润总额}}{\text{总投资}} \times 100\%$$

年利润总额 = 年销售收入 - 年总成本费用 - 年流转税金及附加

投资利润率大于或等于行业或部门平均投资利润率的项目是可以考虑接受的。

#### (五) 投资利税率

投资利税率是反映项目单位投资对国家积累的贡献水平的静态指标。它是指项目达到设计生产能力后的一个正常生产年份的年利税总额或项目生产期内的年平均利税总额与总投资的比率。其计算公式为

$$\text{投资利税率} = \frac{\text{年利税总额或年均利税总额}}{\text{总投资}} \times 100\%$$

年利税总额 = 年销售收入 - 年总成本费用

投资利税率大于或等于行业或部门平均投资利税率的项目是可以考虑接受的。

#### (六) 资本金利润率

资本金利润率反映投入项目的资本金的盈利能力。它是指项目达到设计生产能力后的一个正常生产年份的年利润总额与资本金的比率。其计算公式为

$$\text{资本金利润率} = \frac{\text{年利润总额或年均利润总额}}{\text{资本金}} \times 100\%$$

**第一〇五条** 项目基准收益率由投资者确定。一般情况下，应按适用的行业（或中石化总公司）基准参数确定项目基准收益率。

**第一〇六条** 财务评价中的任何一个指标，在使用时都要审慎，因为各指标都是从不同的角度反映项目经济效益，有着各自不同的优点和局限性，因此，方案比较时应注意根据不同情况，侧重选用不同的指标。比较方法如下：

（一）投资额相同的方案，应选用净现值或内部收益率进行比较。

（二）投资额不同，但相差不大的方案，可选用净现值比率进行比较。

财务净现值比率是反映投资各不相同的项目多方案比较时采用的一个指标。它是指财务净现值和所需投资的现值的比率。其表达式为：

$$\text{FNPVR} = \text{FNPV} / I_p$$

式中  $I_p$ ——建设投资现值与流动资金现值之和。

一般情况下，在多个方案比选条件下，应选财务净现值比率大的方案。

如果建设期不超过一年，投资值则不需要折现。

（三）投资额相差较大的方案，可选用净现值和净现值比率进行综合比较。

（四）投资额不同的方案，也可以采用差额投资内部收益率法进行比较。差额投资内部收益率是两个方案各年净现金流量差额的现值之和等于零时的折现率。其表达式为

$$\sum_{t=1}^n [(CI - CO)_2 - (CI - CO)_1]_t \times (1 + \Delta IRR)^{-t} = 0$$

式中  $(CI - CO)_2$ ——投资大的方案的净现金流量；

$(CI - CO)_1$ ——投资小的方案的净现金流量；

$t$ ——第  $t$  年；

$n$ ——计算期；

$\Delta IRR$ ——差额投资内部收益率。

差额投资内部收益率大于或等于基准收益率（或社会折现率）时，投资大的方案较优，

反之,则投资小的方案较优。

(五) 方案比较还有如比较效益基本相同但难于估算的方案时,可用最小费用法,包括费用现值比较法和年费用比较法;比较计算周期不相等方案时,可计算等额年值指标等,应根据项目的具体情况,选择使用。

### 第一〇七条 项目清偿能力分析

项目清偿能力分析主要是考察项目计算期内各年的财务状况和偿债能力,用以下指标表示:

#### 一、建设投资国内借款偿还期

##### (一) 建设投资借款的还款资金来源

1. 可用于还款的利润;
2. 折旧费;
3. 摊销费;
4. 其它。

##### (二) 生产期借款利息及国内借款偿还的计算

1. 借款偿还从正式投产开始。
2. 国内人民币借款还款当年设按年末偿还,按全年计息,利息计算公式为

$$\text{每年应计利息} = \text{年初借款累计} \times \text{年利率}$$

3. 借款偿还期是指在国家财政规定及项目具体财政条件下,以项目投产后可用作还款的利润、折旧、摊销费及其它收益额偿还建设投资借款本金和利息所需要的时间。一般从借款开始年算起,以年表示。

人民币借款一般用借款偿还平衡表推算借款偿还期,借款偿还平衡表上出现盈余的年份即为借款偿还终止年份。计算公式为

$$\text{借款偿还期} = \text{借款偿还后开始出现盈余的年份} - 1 + \frac{\text{当年借款偿还额}}{\text{当年可用于还款的资金}}$$

4. 国外借款(包括国内外币借款)一般还款期是约定的,其偿还本利的方式主要有两种,一种是等额偿还本金和利息总额,另一种是等额偿还本金。其近似值计算公式如下:

$$A = I_c \frac{i(1+i)^n}{(1+i)^n - 1}$$

式中  $A$ ——每年还本付息额;

$I_c$ ——建设期末(或宽限期終了,开始还款时)建设借款本金及利息之和;

$i$ ——年利率;

$n$ ——还款期(年);

$i(1+i)^n / [(1+i)^n - 1]$  为资金回收系数(或  $A/P, i, n$ ) 可通过查复利表求得。

每年的还本付息额中,各年偿还的本金和利息是不等的,偿还本金部分将逐年增多,支付利息部分将逐年减少。计算公式为

$$\text{每年支付利息} = \text{年初借本金累计} \times \text{年利率}$$

$$\text{每年偿还本金} = A - \text{每年应计利息}$$

等额还本,利息照付公式:

$$A'_t = \frac{I_c}{n} + I_c \times \left(1 - \frac{t-1}{n}\right) \times i$$

式中  $A'_t$ ——第  $t$  年的还本付息额。

等额还本，利息照付，各年度之间偿还的本金利息之和是不等的，偿还期内每年偿还本金额是相等的，利息将随本金逐年偿还而减少。计算公式为：

$$\text{每年支付利息} = \text{年初借本金累计} \times \text{年利率}$$

$$\text{每年的还本额} = I_c / n$$

(三) 当借款偿还期满足贷款机构的要求期限时，即认为项目是有清偿能力的。

## 二、资产负债率

资产负债率是反映项目面临的财务风险程度及偿债能力的指标。

$$\text{资产负债率} = \text{负债合计} / \text{资产合计}$$

## 三、流动比率

流动比率是反映项目偿付流动负债能力的指标。

$$\text{流动比率} = \text{流动资产} / \text{流动负债}$$

## 四、速动比率

速动比率是反映项目快速偿付流动负债能力的指标。

$$\text{速动比率} = \text{速动资产} / \text{流动负债}$$

$$\text{速动资产} = \text{流动资产} - \text{存货}$$

## 关于第十八章 国民经济评价

**第一〇八条** 用于国民经济评价的社会折现率，影子汇率换算系数，为国民经济评价通用参数，是国家一级的重要参数，原则上不得随意变动。工作中以国家最新颁布的参数为准。

**第一〇九条** 社会折现率是项目国民经济评价的重要通用参数，在项目国民经济评价中作为计算经济净现值的折现率，并作为衡量经济内部收益率的基准值。它是项目经济可行性和方案比选的主要判据。

**第一一〇条** 影子汇率即外汇的影子价格，是项目国民经济评价的重要通用参数。它体现从国家角度对外汇价值的估量，在项目国民经济评价中用于外汇与人民币之间的换算，同时，它又是经济换汇成本的判据。

在项目评价中，用人民币市场汇价乘以影子汇率换算系数得到影子汇率。影子汇率换算系数是影子汇率与人民币市场汇价的比值系数。国家颁布的影子汇率换算系数以人民币与美元的比价为基础，工作中按人民币市场汇价卖出价乘以影子汇率换算系数得到影子汇率。若项目使用其它外币，应按照做可行性研究报告时国家外汇管理局编制的《各种货币对美元的内部折算率表》（注明时间）换算为美元。

**第一一一一条** 影子工资换算系数是影子工资与财务评价中的名义工资（财务评价中的工资及提取的职工福利基金合称为名义工资）之比。影子工资体现国家和社会为建设项目使用劳动力而付出的代价。

一般建设项目的影子工资换算系数为 1。在有依据的前提下，项目评价中可根据当地劳动力的充裕程度以及所用劳动力的技术熟练程度，适当提高或降低影子工资换算系数。

**第一一二条** 项目国民经济评价中的贸易费用是指物资系统、外贸公司和各级商业批发站等部门花费在生产资料流通过程中以影子价格计算的费用（长途运输除外）。贸易费用率是反映这部分费用相对于货物影子价格的一个综合比率，用以计算贸易费用。

由贸易费用率计算货物的贸易费用，使用下列公式：

1. 进口货物贸易费用 = 到岸价 × 影子汇率 × 贸易费用率

2. 出口货物贸易费用 = (离岸价 × 影子汇率 - 国内运费) / (1 + 贸易费用率) × 贸易费用率

3. 非外贸货物贸易费用 = 出厂影子价格 × 贸易费用率

不经商贸部门流转而由生产厂家直供的货物, 不计算贸易费用。

**第一一三条** 由于现行价格体系下的某些产品价格严重背离价值, 为正确估算项目对国民经济的真实效果, 有必要对在项目效益和费用中占比重较大, 或者价格明显不合理的投入物和产出物的价格进行调整, 其修正价格称为影子价格。

**第一一四条** 一般情况下, 在项目可行性研究报告中, 国家公布的影子价格只能用于项目的非主要投入物和非主要产出物, 或用于项目主要投入物的次级分解投入物 (当采用分解成本方法定价时)。

项目经济评价中的主要产出物和主要投入物的影子价格, 一般应由项目评价人员按照国民经济评价方法自行分析求得; 当条件符合时也可直接选用国家公布的影子价格。

**第一一五条** 项目国民经济评价应遵循统一的效益和费用划分原则。项目的效益是指项目对国民经济所做的贡献, 分为直接效益和间接效益。项目的费用是指国民经济为项目付出的代价, 分为直接费用和间接费用。

**第一一六条** 直接效益是指用影子价格计算项目产出物 (物质产品或服务) 的经济价值。不增加产出的项目, 其效益表现为投入的节约。直接费用为用影子价格计算的投入物的经济价值。

直接效益一般表现为:

(一) 增加该产出物数量满足国内需求的效益;

(二) 替代其它相同或类似企业的产出物, 使被替代企业减产以减少国家有用资源消费 (或损失) 的效益;

(三) 增加出口 (或减少进口) 所增收 (或节支) 的国家外汇等。

直接费用一般表现为:

(一) 其它部门为供应本项目投入物而扩大生产规模所耗用的资源费用;

(二) 减少对其它项目 (或最终消费者) 投入物的供应而放弃的效益;

(三) 增加进口 (或减少出口) 所耗用 (或减收) 的外汇等。

**第一一七条** 项目为社会做出了贡献, 而项目本身并未得益的那部分效益, 称为间接效益。社会为项目付出了代价, 而项目本身并不需要支付的那部分费用, 称为间接费用。项目的间接效益和间接费用统称为外部效果。

**第一一八条** 外部效果能定量的一般应予定量分析。为减少计量上的困难, 可按下述方法处理:

(一) 扩大项目的范围, 将一些相关项目合在一起作为联合体进行评价, 使外部效果内部化。项目之间物料往来按成本计算, 消除订价的困难。

(二) 尽量合理地测算投入物和产出物的影子价格, 使外部效果更大程度地内部化。

按上述方法处理后, 可能还有某些外部效果需要单独计算, 例如:

(一) 拟建项目的投产使其“上、下游”企业原来闲置的生产能力得以发挥或达到经济规模所产生的效果。为防止外部效果扩大化, 计算时需注意: 随着时间的推移, 如果没有该拟建项目, “上、下游”企业生产能力的利用也可能会发生变化, 要按照有无对比的原则计



算增量效果；应注意其它拟建项目是否也有类似的效果。如果有，就不应把“上、下游”企业闲置生产能力的利用都归于该拟建项目，以免造成外部效果重复计算。

(二) 技术扩散的效果。建设技术先进的项目，由于技术培训、人才流动和技术推广，将使整个社会受益。中外合资经营项目还要考虑到管理水平的提高带来的间接效益。定量计算困难时，可只作定性说明。

(三) 因拟建项目的产出导致产品价格下降引起的外部效果，要区别以下两种情况：

1. 增加国内市场供应使价格下降，是国民经济内部的分配转移，不应计作项目效果。
2. 增加出口量导致该产品出口价格下降，减少了创汇的效益，应计为该项目的费用。

(四) 增加或减少环境污染和生态破坏的外部效果。定量计算困难时，可只作定性说明。

**第一一九条** 项目效益与费用原则上应以消费者支付意愿或机会成本来度量。

消费者支付意愿是指消费者愿为某种货物或劳务支付的货币。

机会成本是指由于资源有限，某种资源用于本项目而不能用于其它用途所放弃的可能的最大效益。

**第一二〇条** 国民经济评价中的效益和费用，应该是边际的概念，而不是平均的概念。实践中缺乏边际数据时，也可用平均数据代替。

要注意的是，影子价格应该是边际支付意愿或边际社会效益而不是企业边际收益；度量社会费用的影子价格应该是边际社会成本而不是企业边际成本。

**第一二一条** 为确定货物的影子价格，在对现行价格进行调整时，将货物划分为三种类型。

- (一) 外贸货物。指其生产或使用将直接或间接影响国家进口或出口的货物。
- (二) 非外贸货物。指其生产或使用将不影响国家进口或出口的货物。
- (三) 特殊投入物。指劳动力和土地。

**第一二二条** 间接影响进出口的货物包括：

- (一) 替代其它企业产品使其增加出口的间接出口者；
- (二) 以产顶进减少进口的替代进口者；
- (三) 占用其它企业的投入物使其增加进口的间接进口者；
- (四) 占用原可用于出口的国内产品而减少出口者。

**第一二三条** 非外贸货物包括：

- (一) 所谓“天然”的非贸易货物如施工、国内运输和商业等基础设施的产品和服务；
- (二) 由于运输费用过高或质量低而缺乏国际竞争力的货物；
- (三) 受国内国外贸易政策和其它条件的限制不能进行外贸的货物。

**第一二四条** 划分外贸货物与非外贸货物时，要考虑到在项目计算期内国内国外贸易政策可能发生的变化及国际市场供求的变化。

**第一二五条** 在缺乏充分依据判别货物类型时，应持稳妥原则，在几种可选择价格中，选取最不利于项目通过的价格。

**第一二六条** 确定外贸货物的影子价格时，应力求对供求变化趋势及口岸价格作出有根据的预测。对于预测有困难的外贸货物，可按现行平均口岸价格或现行国际市场价格确定其影子价格。并注明参考价格的时间和地点。

**第一二七条** 外贸货物的影子价格具体定价方法如下：

- (一) 产出物（出厂价格）

1. 直接出口的（外销产品）：离岸价格（以美元计）乘以影子汇率减国内运杂费用和贸易费用。

2. 间接出口的（内销产品，替代其它货物，使其它货物增加出口）：离岸价格乘以影子汇率减去原供应厂到港口的运杂费用及贸易费用，加上原供应厂到用户的运杂费用及贸易费用，再减去拟建项目到用户的运杂费用及贸易费用。缺少资料难以计算的，也可按出口离岸价考虑。

3. 替代进口的（内销产品，以产顶进，减少进口）：原进口货物的到岸价格乘以影子汇率加港口到用户的运杂费用及贸易费用，再减去拟建项目到用户的运杂费用及贸易费用。缺少资料难以计算时，也可按到岸价格考虑。

## （二）投入物（到厂价格）

1. 直接进口（国外产品）：到岸价格乘以影子汇率加国内运杂费用和贸易费用。

2. 间接进口（国内产品，以前进口过现在仍然大量进口）：到岸价格乘以影子汇率加口岸到原用户的运杂费用及贸易费用，减去供应厂到原用户的运杂费用及贸易费用，再加上供应厂到拟建项目的运杂费用及贸易费用。为简化计算，也可按直接进口考虑。

3. 减少出口的（国内产品，以前出口过，现在也能出口）：离岸价格乘以影子汇率减去供应厂到港口的运杂费用及贸易费用，再加上供应厂到拟建项目的运杂费用及贸易费用。缺少资料难以计算时，也可按离岸价格考虑。

**第一二八条** 非外贸货物影子价格按下述原则和方法确定。

## （一）产出物

1. 增加供应数量满足国内消费的产出物，供求均衡的，按财务价格定价；价格不合理的，供不应求的，取国内市场价格并考虑价格变化的趋势定价，但不应高于相同质量产品的进口价格；无法判断供求情况的，取上述价格中较低者。

2. 替代其它相同或类似企业的产出物，致使被替代企业停产或减产的。质量相同的，原则上应按被替代企业相应的产品可变成本分解定价；提高产品质量的，原则上应按被替代产品的可变成本加提高产品质量而带来的国民经济效益定价，其中，提高产品质量带来的效益，可近似地按国际市场价格与被替代产品的价格之差确定。

## （二）投入物

1. 能通过原有企业挖潜（不增加投资）增加供应的，按可变成本分解定价。

2. 在拟建项目计算期内需通过增加投资扩大生产规模来满足拟建项目需要的，按全部分解成本定价。

3. 项目计算期无法通过扩大生产规模增加供应的（减少原用户的供应量），参照国内市场价格、国家统一价格加补贴（如有时）中较高者定价。

4. 非主要投入物可以选用国家发布的投入物影子价格。

**第一二九条** 非外贸货物的成本分解原则上应对边际成本而不是平均成本进行分解。如果缺乏资料，也可分解平均成本。成本分解应分步进行：

（一）按生产费用要素列出某种非外贸货物的财务成本、单位货物耗费的固定资产投资额及占用的流动资金，并列该货物生产厂的建设期限、建设期各年投资比例。缺少固定资产投资资料的、可按固定资产原值除以设定的固定资产形式率求得固定资产投资费用。

（二）剔除上述数据中可能包括的税金。

（三）按本方法第一二七条和第一二八条的规定，对外购原材料、燃料和动力等投入物

的费用进行调整。其中有些可直接使用给定的影子价格或换算系数。对重要的外贸货物应自行测算其影子价格。重要的非外贸货物可留待第二轮分解。有条件时，也应对投资中某些占比例大的费用项目进行调整。

(四) 工资及提取的职工福利基金和其它支出原则上不予调整。

(五) 计算总投资 (包括建设投资和流动资金) 的资金回收费用 (M)，对折旧和流动资金利息进行调整。

计算公式为

$$M = (I - S_V - W)(A/P, i_s, n_2) + (W + S_V)i_s$$

因

$$I = I_F + W$$

故

$$M = (I_F - S_V)(A/P, i_s, n_2) + (W + S_V)i_s$$

当

$S_V = 0$  时，则：

$$M = I_F (A/P, i_s, n_2) + W i_s$$

式中  $I$ ——全部投资；

$I_F$ ——经调整后的换算为生产初期的固定资产投资，按可变成本分解时此项为零；

$W$ ——流动资金占用额；

$S_V$ ——计算期末回收的固定资产余值；

$i_s$ ——社会折现率；

$n_2$ ——生产期；

$(A/P, i_s, n_2)$ ——资金回收系数。 $A$ ：平均年金额； $P$ ：投资现值。其计算式为

$$\frac{i_s(1+i_s)^n}{(1+i_s)^n - 1}$$

$I_F$  可由下式求得

$$I_F = \sum_{t=1}^n I_t(1+i_s)^{n-t}$$

式中  $I_t$ ——建设期第  $t$  年调整后的固定资产投资；

$n_1$ ——建设期。

(六) 必要时按上述办法对分解成本中涉及到的重要的非外贸货物进行第二轮分解。

(七) 综合以上各步之后，即可得到该种货物的分解成本。

也可按总成本进行分解，除以年产量，即得单位货物的分解成本。

### 第一三〇条 税金，利息及补贴等问题的处理

(一) 投资方向调节税的目的在于控制投资规模，引导投资方向，调整投资结构，加强重点建设，对国民经济并无实质性的费用支出。因此，应属国民经济内部转移支付，国民经济评价中不应计为项目的费用。

(二) 消费税、增值税、所得税等是国家调节分配和供求关系的手段，属于国民经济内部的转移支付，不应计为项目的费用。

(三) 土地使用税、耕地占用税、城乡维护建设税、教育费附加等已列入各种费用的影子价格，在国民经济评价中，不再作为项目的费用。

(四) 补贴可视为与税金反向的转移支付，不计为项目的效益。

(五) 国内借款利息为项目与国家或项目与国内借款机构之间的转移支付，不应计为项

目的费用。但国外借款利息的支付会造成国内资源向国外的转移,应计为项目的费用。

### 第一三一条 土地影子费用的计算

在财务评价中,土地征购等有关费用作为支出,计入建设投资中。从国民经济角度看,这笔费用中除居民搬迁费等系社会为项目增加的资源消耗仍应计为项目的费用外,其余支出系国民经济内部的转移支付,在国民经济评价中不应列为费用。国民经济评价中的土地费用,应能反映该土地不用于本项目所能创造的净效益(土地的机会成本)及社会为此而增加的资源消耗(如居民搬迁费等)。若项目占用土地是没有什么用处的荒山野岭,其机会成本可视为零。若项目占用农业土地,应按项目所占用土地的具体情况,计算该土地在整个占用期间的净效益,其机会成本为原来的农业净效益。其现值之和作为土地费用计入项目建设投资中。

**第一三二条** 国民经济评价的效益和费用也可以财务数据为基础,参照《方法与参数》公布的影子汇率换算系数、影子价格及换算系数、影子工资换算系数、贸易费用率及土地影子费用计算方法,并剔除内部转移支付费用,进行调整计算,石化项目一般可采用这种方法。

**第一三三条** 国民经济评价包括国民经济盈利能力分析和外汇效果分析,以经济内部收益率为主要评价指标。根据项目特点和实际需要,也可计算经济净现值等指标。产品出口创汇及替代进口节汇的项目,要计算经济外汇净现值,经济换汇成本和经济节汇成本等指标。此外,还可对难以价值量化的外部效果进行定性分析。

#### (一) 经济内部收益率(EIRR)

经济内部收益率是反映项目对国民经济贡献的相对指标。它是使项目计算期内经济效益流量的折现值累计等于零时的折现率。其表达式为

$$\sum_{t=1}^n (B - C)_t (1 + \text{EIRR})^{-t} = 0$$

式中  $B$ ——效益流入量;

$C$ ——费用流出量;

$(B - C)_t$ ——第  $t$  年的净效益流量;

$n$ ——计算期。

一般情况下,经济内部收益率大于或等于社会折现率的项目表明其对国民经济的净贡献能力超过或达到了要求的水平,应认为是可以考虑接受的。

#### (二) 经济净现值(ENPV)

经济净现值是反映项目对国民经济所作贡献的绝对指标。它是用社会折现率将项目计算期内各年的净效益流量折算到建设初期的现值之和。当经济净现值大于零时,表示国家为拟建项目付出代价后,除得到符合社会折现率的社会盈余外,还可以得到以现值计算的超额社会盈余。其表达式为

$$\text{ENPV} = \sum_{t=1}^n (B - C)_t (P/F, i_s, t)$$

式中  $i_s$ ——社会折现率;

$(P/F, i_s, t)$ ——折现系数,其计算式为  $(1 + i_s)^{-t}$ 。

一般情况下,经济净现值大于或等于零的项目,应认为是可以考虑的。

**第一三四条** 涉及产品出口创汇及替代进口节汇的项目,应进行外汇效果分析,计算经济外汇净现值、经济换汇成本、经济节汇成本等指标。

#### (一) 经济外汇净现值(ENPV<sub>F</sub>)

经济外汇净现值是按国民经济评价中效益、费用的划分原则,采用影子价格、影子工资和社会折现率( $i_s$ )计算、分析、评价项目实施后对国家外汇收支影响的重要指标。通过经济外汇流量表可以直接求得经济外汇净现值,用以衡量项目对国家外汇真正的净贡献(创汇)或净消耗(用汇)。

经济外汇净现值的表达式为

$$ENPV_F = \sum_{t=1}^n (FI - FO)_t (P/F, i_s, t)$$

式中  $FI$ ——外汇流入量;

$FO$ ——外汇流出量;

$(FI - FO)_t$ ——第  $t$  年的净外汇流量;

$n$ ——计算期;

$i_s$ ——社会折现率。

当有产品替代进口时,可按净外汇效果计算经济外汇净现值。

## (二) 经济换汇成本

经济换汇成本是分析、评价项目实施后在国际上的竞争力,进而判断其产品应否出口的指标;是指用影子价格、影子工资和社会折现率计算的为生产出口产品而投入的国内资源现值(人民币单位:元)与生产出口产品经济外汇净现值(外币单位,通常为美元)之比,亦即换取 1 美元外汇所需要的人民币金额。其表达式为

$$\text{经济换汇成本} = \frac{\sum_{t=1}^n DR_t (P/F, i_s, t)}{\sum_{t=1}^n (FI - FO)_t (P/F, i_s, t)}$$

式中  $DR_t$ ——项目在第  $t$  年为出口产品投入的国内资源(包括投资、原材料、工资及其它投入)。

当有产品替代进口节汇时,应计算经济节汇成本,即节约 1 美元外汇所需要的人民币金额,它等于项目计算期内生产替代进口产品所投入的国内资源的现值与生产替代进口产品的经济外汇净现值之比。

经济换汇成本或经济节汇成本(元/美元)小于或等于影子汇率,表明该项目产品出口或替代进口是有利的。

### 第一三五条 经济效益和费用流量计算从两个角度考虑:

(一) 全部投资国民经济效益和费用流量计算。以全部投资作为计算的基础,用以计算全部投资经济内部收益率、经济净现值等评价指标。

(二) 国内投资国民经济效益和费用流量计算。以国内投资作为计算基础,将国外借款利息和本金的偿还作为现金流出,用以计算国内投资的经济内部收益率、经济净现值等指标。

涉及产品出口创汇及替代进口节汇的项目,还应编制经济外汇流量表。

第一三六条 经济效益和费用流量计算及经济外汇流量计算中所列流入和流出项均按影子价格、影子工资计算,并应剔除属于国民经济内部转移支付的部分。

第一三七条 可定量计算的显著的外部效益和外部费用,要计入经济效益和费用流量。

## 关于第十九章 不确定性分析

**第一三八条** 盈亏分析通常是根据项目正常生产年份的产品销售量、成本费用（固定总成本和单位产品可变成本）、产品价格和产品构成（两种以上产品时）等方面的数据确定项目的产量盈亏平衡点，分析、预测产品产量（或生产能力利用率）对项目盈亏的影响。国民经济评价不做此项分析。

税后产量盈亏平衡点的计算公式为  $X_0 = f / (P - T - V)$

式中  $X_0$ ——盈亏平衡点的产量；

$f$ ——年固定总成本费用；

$P$ ——单位产品价格；

$V$ ——单位产品的可变成本；

$T$ ——单位产品的流转税金。

**第一三九条** 敏感性分析是分析、预测影响经济评价结论的各个因素发生变化时，对项目经济效益的影响程度。这些因素主要有：

建设周期、建设投资、产品价格、可变成本、生产负荷、借款利率、外汇兑换率等，应根据项目特点和实际需要选用或增加其它因素。

各因素的变化幅度一般为正常情况的正负 10% ~ 20% 范围内。

通常是分析全部投资内部收益率对各个因素的敏感程度。

进行敏感性分析，一般需绘制敏感性分析图。

**第一四〇条** 敏感性分析只能指出项目评价指标对各不确定因素的敏感程度，但不能表明不确定因素发生各种变化的可能性的的大小，以及在这种可能性下对评价指标的影响程度。因此，根据项目特点和实际需要，有条件时应进行概率分析，一般可采用计算项目净现值的期望值及净现值大于或等于零的累计概率的简单概率分析方法。

**第一四一条** 根据项目特点和实际需要，有条件时应进行外汇风险分析。

## 关于第二十章 综合评价

**第一四二条** 在项目各种因素的综合性评价中，尤其需要注意的是，应在对若干最为敏感的因素着重进行预测和估算的基础上，对项目投资风险做出充分估计。

**第一四三条** 根据项目特点及具体情况确定项目的社会效益评价内容，可参考以下各方面：

- （一）对提高人民物质文化生活及社会福利的影响；
- （二）提高产品质量对产品用户的影响；
- （三）对节约和合理利用国家资源的影响；
- （四）对节能的影响；
- （五）对节约劳动力或提供就业机会的影响；
- （六）对环境保护和生态平衡的影响；
- （七）对发展地区经济或部门经济的影响；
- （八）对减少进口、节约外汇或增加出口、增创外汇的影响；
- （九）对提高石油化工行业科学技术水平的影响；
- （十）对石油化工产品结构的影响；

- (十一) 对发展新型合成材料的影响;
- (十二) 对远景发展的影响;
- (十三) 对石化工业布局的影响;
- (十四) 其它。

**第一四四条** 对以创造社会效益为主的项目, 当项目产出品影子价格不包括上述各项社会效益时, 应按不同情况对其社会效益做出恰当评价。对项目所涉及的难于量化的社会效益, 可做定性分析。

## (二) 关于改扩建与技术改造项目经济评价的特点

**第一四五条** 改建、扩建、恢复、迁建及固定资产更新和技术改造项目(以下简称“改扩建与技术改造项目”)是在现有企业的基础上进行建设的, 这类项目与新建项目相比具有以下特征:

- (1) 在不同程度上利用了原有资产和资源, 以增量调动存量, 以较小的新增投入取得较大的经济效益;
- (2) 建设期内建设与生产同步进行;
- (3) 项目效益和费用的识别与计算比较复杂;
- (4) 项目与企业既有区别又有联系, 有些问题的分析范围需从项目扩展至企业, 如项目清偿能力应视每个项目收益和企业原有财务状况而定, 不可能是一种情况。

因此, 改扩建与技术改造项目的经济评价, 除应遵循一般新建项目经济评价的原则和基本方法外, 还必须针对以上特点, 在具体评价方法上作一些特殊的规定。

**第一四六条** 改扩建与技术改造的计算, 应能反映新建企业所没有的特殊费用(如固定资产损失、停产或减产损失、旧有固定资产拆除费、固定资产残值等)和改扩建与技术改造的目标及其效益(如增加产量、扩大品种、改善质量、降低能耗、合理利用资源、提高技术装备水平、改善劳动条件或减轻劳动强度、保护环境等)。

**第一四七条** 改扩建与技术改造项目经济评价中, 关于效益和费用的数据可以分为以下几种:

1. 现状数据。它反映项目实施前的效益和费用现状, 是单一的状态值。具体计算时, 一般可用实施前一年的数值, 当该年数值不具有代表性时, 也可以选用近几年的平均值。
2. “无项目”数据。它是当不实施项目时, 在现状基础上, 考虑计算期内效益和费用的变化趋势(其变化量可能大于、等于、或小于零), 经预测得出的数值序列。工作中必须预测这些趋势, 以避免人为地低估或夸大项目的效果。
3. “有项目”数据。它是实施项目后的总量效益和费用, 是一个数值序列。
4. 新增数据。它是通过“有项目”效益和费用分别减去现状效益和费用得到的差额值, 用于清偿能力分析和外汇平衡分析。
5. 增量数据。它是通过“有项目”效益和费用分别减去“无项目”效益和费用得到的差额值, 即“有无对比”数据, 用于盈利能力分析和外汇效果分析。

改扩建与技术改造项目经济评价中所用到的增量数据和新增数据是对企业总体而言的, 但改扩建与技术改造项目的范围可能是一条生产线或一个车间, 因此在项目评价中计算费用时, 要注意识别属于企业范围内的沉没费用或生产成本中的固定部分, 不计为增量费用和新增费用。当企业进行局部改造时, 应特别注意这个问题。

在不影响经济评价结论的前提下,可以将计算范围尽可能缩小,以减少数据收集和计算的工作量。如效益和费用可与原有企业分开计算,或经过处理后可以分开的,可视同新建项目,直接计算增量数据,但要注意处理好由项目引起的特殊费用及原企业的效益损失。

**第一四八条** 改扩建与技术改造项目的经济评价分为财务评价和国民经济评价。

则务评价中应进行盈利能力分析、清偿能力分析、外汇平衡分析。

国民经济评价中,应进行盈利能力分析、外汇效果分析。

**第一四九条** 盈利能力和外汇效果分析(以下简称流量分析)的目的是对“建项目”与“不建项目”的两个方案进行比较,优选其中一个方案。方案比较最基本的手段是差额分析,也就是“有项目”和“无项目”的有无对比,增量计算。所以在流量分析时,应采用增量数据。所计算的增量指标为:

财务评价指标——财务内部收益率、财务净现值、投资回收期、投资利润率、投资利税率;国民经济评价指标——经济内部收益率、经济净现值、经济外汇净现值、经济换汇(节汇)成本。

**第一五〇条** 流量分析中的“有项目”与“无项目”两种情况下,效益和费用的计算范围、计算期应保持一致,具有可比性。

为使计算期保持一致,应以“有项目”的计算期为基准,对“无项目”的计算期进行调整。

1. 一般情况下,可通过追加投资(局部更新或全部更新)来维持“无项目”时的生产经营,以延长其寿命期至“有项目”的计算期,并在计算期末将固定资产余值回收。

2. 在某些情况下,通过追加投资延长其寿命期在技术上不可行或经济上明显不合理,此时应使“无项目”的生产经营适时终止,其后各年的现金流量均为零。

**第一五一条** 清偿能力分析和外汇平衡分析的分析范围原则上是整个企业而不仅仅限于项目本身,所编制的资金来源与运用表和资产负债表原则上应体现“有项目”时的企业整体状况。计算的指标为建设投资借款偿还期、资产负债率、流动比率和速动比率。

1. 一般情况下,应以项目新增利润和新增折旧、新增摊销费作为偿还借款的资金来源,计算借款偿还期。

2. 有些项目可以用项目新增利润、新增折旧、新增摊销费及企业自有资金作为偿还借款资金来源,计算借款偿还期。

**第一五二条** 评价改扩建与技术改造项目时,原有固定资产的价值,一般采用账面值(即原值和净值);涉及产权转移时,采用重估值。这一原则同样适合于计算原有流动资产的价值。

“有项目”投资为新增投资和原有资产价值之和。

“有项目”及“无项目”在计算期内的设备更新费用不计入建设投资额中,而应直接体现在现金流量表内。

**第一五三条** 项目范围内的原有固定资产可分为“继续利用”和“不再利用”两部分。计算“有项目”投资时,原有资产无论其利用与否,均与新增投资一起计入投资费用。不再利用的资产如果变卖,其价值按变卖值和变卖时间另行计入现金流入及资金来源栏目,不能冲减新增投资。

“有项目”的情况下,不再利用的原有固定资产只要不处理(报废或变卖),就仍然是固定资产的一部分,但是不能提取折旧,因而导致新增折旧不等于新增固定资产的折旧。新增



折旧是指“有项目”折旧与现状折旧的差额，它等于新增固定资产的折旧减去不再利用的原有固定资产本来应该计提的折旧。只有在原有固定资产全部利用的情况下，这两个数值才相等。清偿能力分析中用新增折旧而不是新增固定资产的折旧。当不再利用的原有固定资产的价值较小时，为简化计算，也可直接采用新增固定资产的折旧。

**第一五四条** 建设期内建设与生产同时进行的项目，其停产或减产造成的损失。已反映在“有项目”建设期内各年的销售收入和经营费用中，因此不需单独列项计算。如果不通过有无对比而直接计算增量效益和增量费用，则可将停产或减产造成的损失列为项目的费用。

**第一五五条** 改扩建与技术改造项目财务评价的报表有：财务现金流量表（全部增量投资、增量自有资金）、损益表、资金来源与运用表、资产负债表、外汇平衡表、借款偿还平衡表。国民经济评价的报表有：国民经济效益费用流量表（增量全部投资、国内增量投资）、经济外汇流量表（增量投资）。见改扩建与技术改造表 1-10。其它辅助报表参照附表（二）的相应报表进行编制。

### （三）关于中外合资经营项目经济评价

**第一五六条** 中外合资经营项目（以下简称合营项目）的经济评价，按照国家计划委员会印发的“中外合资经营项目经济评价方法”执行。与香港、澳门及台湾的公司、企业、其它经济组织或者个人投资举办的合资经营项目，其经济评价也按上述办法执行。

**第一五七条** “中外合资经营项目的经济评价方法”适用于中国境内的股权式中外合资新建、改扩建及更新改造工业项目。中外合资非工业项目可结合项目特点参照本方法有关规定进行评价。

**第一五八条** 本规定依据国家及有关部门制定的有关法规、条例，对“中外合资经营项目经济评价方法”作进一步的补充说明，便于实际工作中有所遵循。

**第一五九条** 上报的合营项目可行性研究报告需经合营各方共同确认。中方合营者应审批部门的要求另行编报项目国民经济评价。

不做国民经济评价的项目，亦应编制国内投资财务现金流量表（合经表 3），供中方内部参考。

**第一六〇条** 合营项目的可行性研究报告应按计贸（1987）808 号文“国家计委、国务院外国投资工作领导小组办公室印发《关于编制、审批外商投资项目可行性研究的规定》（内部试行）的通知”中对可行性研究报告的要求和本规定中可行性研究报告的内容进行编制。

**第一六一条** 可行性研究报告必须明确下列事项：

投资总额，注册资本，合营各方的出资额，出资比例，出资方式，出资的缴付期限，合营各方利润分配，采用的主要生产设备，生产技术及其来源，原材料购买和产品销售方式，产品在中国境内、外销售的比例，外汇资金收支的安排，财务处理的原则，工资、福利和劳动保险，合营企业期限等。

**第一六二条** 对外方合营者情况不甚了解时，中方合营者应通过有关机构对外方合营者的资信进行调查，并将调查结果作为中方合营者上报给主管部门及审批部门的附件。中方合营者的主管部门及审批部门可视情况要求中方合营者开展此项工作。

**第一六三条** 中外合营各方的财务现金流量表，反映合营各方投入资本的盈利能力。合营各方可将各自的财务内部收益率同合营对方的财务内部收益率相比较。通过比较，寻求平

等互利的投资方案，并据以判断是否参加投资。

**第一六四条** 资产负债表，综合反映项目各年末的资产、负债和所有者权益的增减变化及相互间的对应关系，以检查企业资产、负债、所有者权益结构是否合理，据以计算反映财务状况的资产负债率、流动比率、速动比率，反映项目的清偿能力。

一、资产负债率，是反映项目所面临的财务风险程度及偿债能力的指标。其计算公式如下：

$$\text{资产负债率} = \text{负债合计} / \text{资产合计}$$

二、流动比率，即流动资产与流动负债之比，是反映项目偿付流动负债能力的指标。其计算公式如下：

$$\text{流动比率} = \text{流动资产} / \text{流动负债}$$

三、速动比率，即扣除存货后的流动资产与流动负债之比，是反映项目快速偿付流动负债能力的指标。其计算公式如下：

$$\text{速动比率} = (\text{流动资产} - \text{存货}) / \text{流动负债}$$

**第一六五条** 财务评价的主要指标是：

一、反映盈利能力的主要指标有财务内部收益率、投资回收期。也可根据需要计算财务净现值、财务净现值比率等其它指标。

二、反映财务清偿能力的主要指标有资产负债比率、流动比率、速动比率。

**第一六六条** 国民经济效益费用流量表（国内投资），以合营项目中国内投资为计算基础，反映合营项目对国民经济的净贡献。外方合营者的各项收入在该表中均被视为流出。

**第一六七条** 国民经济效益费用流量表（全部投资），假设全部投资均由国内提供，考察该项目不使用外国合营者资金时的经济效益水平，便于与国内同类项目相对比。

**第一六八条** 财务现金流量表（国内投资），视各项税收、国内银行收回本息、土地使用费及中方合营者的收入（股利等）为现金流入，将国内实际投入的资本作为现金流出，反映国内投资的盈利能力。

**第一六九条** 若项目在合同生效后即发生较大的集中投资，可将该投资记在现金流量表的“建设起点”栏内，计算净现值时不予折现。

**第一七〇条** 项目计算期中的生产经营年限取项目折旧年限与合营期限中较短者。

**第一七一条** 中外合营项目资金来源于两方面：

一、合营各方认缴的并在工商行政管理机构登记的注册资本。

二、以合资企业名义向银行借款。

**第一七二条** 根据“合营企业法”，在合营企业的注册资本中，外国合营者的投资比例一般不得低于 25%。合营各方按注册资本比例分享利润并分担风险及亏损。

**第一七三条** 注册资本占总投资的比例，应符合 1987 年 3 月 1 日国家工商行政管理局公布的“中外合资经营企业注册资本与投资总额比例的暂行规定”。

**第一七四条** 中外合营项目的总投资由建设投资、建设期借款利息及流动资金构成。

**第一七五条** 建设投资按下述内容分类：

一、固定资产投资，指项目界区内、外各项建筑安装工程、机器设备的投资。

二、无形资产，指场地使用权、专有技术和专利、设计及其它无形资产（含其它特许权和增容费等）。

三、开办费，指咨询调查费、人员培训费、筹建人员工资及其它筹建费等。

四、预备费，指投资估算中不可预见的因素以及因物价变动因素可能发生的投资费用。

**第一七六条** 项目涉及两种以上货币时，基础数据表中需同时列出外币、人民币收支状况。计算项目综合指标一般应以人民币（外币原则上按近期人民币市场汇价的中间价折算人民币）作为计账货币，经合营各方商定也可以某种外币作为计账货币。

**第一七七条** 根据国发（1983）148号文“国务院发布《中华人民共和国中外合资经营企业法实施条例》”（以下简称“合营企业法实施条例”），合营者可以用货币出资，也可以用建筑物、厂房、机器设备或其它物料、工业产权、专有技术作为出资。以建筑物、厂房、机器设备或者其它物料、工业产权、专有技术出资的，其作价由合营各方参照国际市场价格、经济效益水平和时效性等因素公平合理地协商确定，或聘请合营各方同意的第三者评定。

**第一七八条** 根据“合营企业法实施条例”，作为外方合营者出资的机器设备或其它物料，必须符合下列条件：

一、为合营企业生产所必不可少的；

二、中国不能生产，或虽能生产，但价格过高或在技术性能和供应时间上不能保证需要的；

三、作价不得高于同类机器设备或其它物料当时国际市场价格。

作为外方合营者出资的工业产权或专有技术，必须符合下列条件之一：

一、能生产中国急需的新产品或出口适销产品的；

二、能显著改进现有产品的性能、质量、提高生产效率的；

三、能显著节约原材料、燃料、动力的。

**第一七九条** 根据国发（1987）215号文“中外合资经营企业各方出资若干规定”，合营各方按照合同规定向合营企业认缴的出资，必须是合营者自己所有的现金、自己所有并未设立任何担保物权的实物、工业产权、专有技术等。

凡是以实物、工业产权、专有技术作价出资的，出资者应当出具拥有权和处置权的有效证明（如专利证书或商标注册证书等的复制件）。同时应有该工业产权或专有技术的有关资料，如有效状况及其技术特性、实用价值、作价的计算根据、与中国合营者签订的作价协议等有关文件作为经济评价工作的依据。

合营企业任何一方不得以合营企业名义取得的贷款、租赁（包括融资性租赁）的设备或其它财产以及合营者以外的他人财产作为自己的出资。

**第一八〇条** 固定资产原价按下述方法计取：

一、作为投资的固定资产，以合同、协议所列金额加由企业负担的运输、装卸、保险等费用和应缴纳的税金作为原价。

二、购进的固定资产，以买价加运输、装卸、包装、保险等费用和应缴纳的税金作为原价。

三、自制自建的固定资产，以制造、建造过程中的实际支出作为原价。

四、以融资租赁方式租入的固定资产，以合同规定的价款加由企业负担的运输、装卸、保险等费用和应缴纳的税金作为原价；合同规定的价款中包含了价款利息和手续费的，一般应将利息和手续费从原价中扣除。

五、接受捐赠取得的固定资产，参照其国内、国际市场价格加由企业负担的运输、装卸、保险等费用和应缴纳的税金作为原价。如系旧的固定资产应按原价与估计已提累计折旧间的差额计价。

六、需要安装的固定资产，其安装费用应一并计入原价。

七、固定资产原价应包括以合资企业名义共同借款的建设期借款利息。

八、固定资产原价应包括预备费。

九、可预计的生产期的技术革新、技术改造投资，能够增加固定资产价值的，应调增固定资产原价。

十、中方作为出资的国有资产需经有关部门估价和批准。

**第一八一条** 合营企业订立的技术转让协议，应经企业主管部门同意，并报审批机构批准。技术使用费应公平合理。一般应采取提成方式支付。采取提成方式支付技术使用费时，提成率不得高于国际上通常的水平。提成率应按由该技术所生产产品的净销售额（即从销售额中扣除没有使用引进技术而获得的价值）或双方协议的其它合理方式进行计算。技术使用费的提取比例可以是固定的，也可以按合同期限分几个阶段逐步降低，以反映技术老化的实际情况。技术转让协议的期限一般不超过 10 年，技术转让协议期满后，技术输入方有权继续使用该项技术。

**第一八二条** 根据国发（1980）201 号文“国务院关于中外合营企业建设用地的暂行规定”和“合营企业法实施条例”，中外合营企业用地，不论新征用地，还是原有企业的场地，都应计收场地使用费。

场地使用费的计算，应包括土地使用费和土地开发费两部分。土地开发费包括征用土地的补偿费用，原有建筑物的拆迁费用，人员安置费用，以及为合营企业直接配套的厂外道路、管道等公共设施应分摊的投资等因素。合营企业特殊需要的厂外工程的投资，不包括在场地使用费内。场地使用费根据各地方具体规定计取。

如果合营企业所需场地的使用权已为中国合营者所有，则中国合营者可将其作为合营企业的出资，其作价金额应与取得同类场地使用权所应缴纳的使用费相同。

场地使用费作为中国合营者投资的，凡合同规定经营期限的，按合同规定的合营期限一次预收计算；凡合同未规定合营期限的按 15 年一次预收计算。作为中国合营者投资的场地使用费在合同期限内不得调整。

**第一八三条** 开办费中筹建人员工资、差旅费、职工培训费及其它筹建费用，如有规定的，按有关规定执行；没有规定或原规定与实际情况出入较大的，由合营各方商定。

开办费的起算时间由合营各方商定。

**第一八四条** 根据《中华人民共和国中外合资经营企业法》（以下简称“合营企业法”），合营企业在建设期内的各项保险应向中国的保险公司投保。有关保险额的估算与中国人民保险公司商定后计入开办费。

**第一八五条** 预备费的计算可参照本规定国内项目预备费的计算方法，并与外方合营者协商确定。

**第一八六条** 流动资金需要额为流动资产与流动负债之差，按合辅表 2 填列。

**第一八七条** 建设期当年借款均假定发生在年中，按半年利息计算，其后年份按全年计息。

建设期每年应计利息 = (年初借款本息累计 + 本年借款支用/2) × 年利率

**第一八八条** 建设期间如银行要求当年付息，除在贷款中直接扣付利息的情况外，一般可用合营企业的自有资本付息或用短期贷款付息。

若贷款方允许建设期间暂不支付利息，则按复利计算，在投产后与本金一起偿付。

**第一八九条** 利息计算采用有效年利率，一年结息一次，名义利率按下式换算成有效年利率：

$$\text{有效年利率} = (1 + r/m)^m - 1$$

式中  $r$ ——名义年利率；

$m$ ——每年计算复利次数。

**第一九〇条** 合营企业应按规定的成本项目和费用项目计算成本和费用。

总成本费用 = 制造成本 + 销售费用 + 管理费用 + 财务费用

经营成本 = 总成本费用 - 折旧 - 摊销费 - 财务费用

一、工业企业的制造成本项目，一般应分为直接材料、直接工资、其它直接支出、制造费用等。也可根据需要增设其它项目。制造费用是指企业的车间和工厂管理部门为组织和管理生产所发生的各项费用，包括工资、折旧费、修理费、物料消耗、劳动保护、水电费、办公费、差旅费、运输费、保险费、低值易耗品摊销、租赁费、设计制图费、试验检验费、环境保护费等。

二、销售费用包括在销售产品及工业性劳务过程中所发生的应由企业负担的运输费、装卸费、包装费、保险费、广告费、租赁费、销售服务费、销售佣金及代销手续费以及专设的销售机构的人员工资、折旧费、修理费、物料消耗、低值易耗品摊销、办公费、差旅费和其它经费。

三、管理费用包括公司经费、工会经费、董事会费、顾问费、诉讼费、交际应酬费、税金（房产税和车船牌照税）、场地使用费、技术转让费、无形资产摊销、其它资产费摊销、坏账损失、职工培训费、研究发展费和其它费用。

销售费用和管理费用中工资、折旧不大时，可将其合并制造成本的工资、折旧中。

四、财务费用包括利息支出（减利息收入）、汇兑损失（减汇兑收益）、金融机构手续费及其它因理财活动而发生的费用。

若预计的财务费用项目有限，可将其逐项在管理费用中估列。

**第一九一条** 合营企业一般应采用直线法计算折旧费。合营企业各类固定资产最短折旧年限如下：

房屋、建筑物为 20 年；

火车、轮船、机器设备和其它生产设备为 10 年；

电子设备和火车、轮船以外的运输工具为 5 年；

各类固定资产的使用年限应根据其最短折旧年限具体确定。

**第一九二条** 固定资产残值按不低于固定资产原价的 10% 计取。

**第一九三条** 固定资产折旧足额后仍可继续使用的，不再计算折旧。

**第一九四条** 固定资产折旧根据需要可提取一定比例的外汇。

**第一九五条** 根据财政部（85）财工字第 350 号文“财政部关于中外合资经营企业固定资产折旧使用范围的规定”，合营企业固定资产中属于注册资本数额的固定资产，其所提取的折旧应留在本企业使用，不得按股份分配作为股东回收投资。用贷款购建的固定资产，其按规定提取的折旧，在不影响企业固定资产更新和正常生产经营活动的情况下，可用于归还贷款。还清贷款后所提取的折旧可留在企业用于设备的更新改造。

**第一九六条** 无形资产摊销，应采用直线法，从开始使用年份起，按协议、合同中规定的使用期限分期摊销。没有规定使用期限的，摊销期不得少于 10 年。

开办费摊销,从开始生产经营起分期摊销,摊销期不得少于5年。

**第一九七条** 利息支出,为生产期以合营企业名义发生的长期、短期借款利息(利息支出减利息收入)。

**第一九八条** 合营企业职工的工资水平,由董事会按照不低于所在地区同行业条件相近的国有企业平均工资的120%的原则加以确定。中方高级职员的工资标准,可按略低于外方同级高级职员的标准计算。外籍人员工资由合营各方协商确定。

**第一九九条** 按规定支付中方职工劳动保险、福利费用和国家对职工的个别补贴(如副食、交通、取暖、探亲路费、粮油、房租、文教、卫生、优抚事业等各项补贴)以及职工住房补助基金、中方职工退休养老基金和待业保险基金等,也应计入工资项目计入成本费用。

职工在职期间的保险福利待遇,按照中国政府对合营企业的有关规定执行。

国家补贴部分按企业所在地人民政府的规定执行。

**第二〇〇条** 在管理费用、销售费用中估列的工资数额不大时,可将其合并入直接工资中计列。如果合同、章程中规定工资在合营期间有增长者,须在可行性研究报告中予以反映。

**第二〇一条** 每年提取的修理费由合营各方协商确定,提取至项目计算期终止。

**第二〇二条** 合营企业在投产后所需投保的各种险均需向中国人民保险公司投保。在可行性研究阶段,保险费的确定需同中国人民保险公司协商确定。

**第二〇三条** 根据财政部(86)财工字147号“财政部关于颁发《中华人民共和国中外合资经营企业财务管理规定》的通知”(以下简称“合营企业财务规定”),合营企业每月按本企业职工实际工资总额的规定比例拨交工会经费,在企业成本费用中列支。

**第二〇四条** 房产税,以标准房价按年计征,计入总成本的管理费用。新建房屋,自落成之月份起免纳三年房产税,翻修房屋,超过新建费用二分之一者,自竣工月免纳两年房产税。

**第二〇五条** 车船使用牌照税,按地方政府所确定的本地区车辆适用的税额计征,计入总成本的管理费用。

**第二〇六条** 根据“合营企业法实施条例”的规定,场地使用费在开始用地的5年内不调整。以后随着经济发展、供需情况的变化和地理环境条件的变化需要调整时,调整的间隔期不少于3年。据此,必要时应对项目计算期内场地使用费的增长进行预测。场地使用费按年交纳。

**第二〇七条** 制造费用,销售费用、管理费用、财务费用中的其它各项可根据实际情况,在合营各方协商的基础上估列,也可参照现有同类装置水平进行估列。

**第二〇八条** 按工艺所提生产负荷条件及产品质量条件计算各种负荷下的相应成本。

**第二〇九条** 按工艺所提生产负荷及产品质量条件计算各种负荷下的年度销售收入。

**第二一〇条** 根据“合营企业法实施条例”和1986年1月15日发布的“国务院关于中外合资经营企业外汇收支平衡问题的规定”(以下简称“合营企业外汇收支规定”),合营企业有权自行出口其产品,也可以委托外国合营者的销售机构或中国的外贸公司代销或经销。合营企业的出口产品价格由合营企业自行制定。但属于国家统一经营的,有出口配额的和应申领出口许可证的产品,须报对外经济贸易部特许批准,未经批准,合营企业不得经营此类产品的出口业务。

**第二一一条** 根据“合营企业法实施条例”和“合营企业外汇收支规定”合营企业在

国国内销售产品，除政府实行统一价格管理的外，由企业自主定价，收取人民币。

**第二一二条** 产品售价的确定应建立在市场预测和分析的基础上，并经合营各方认可。

确定销售价格时，需明确交货地点和方式，注意与成本估算时销售费用中的运输、保险等费用计算口径一致。

**第二一三条** 外商投资企业适用国务院发布的增值税暂行条例和消费税暂行条例。

**第二一四条** 合营企业每一纳税年度的收入总额，减除成本、费用及损失后的余额，为应纳税的所得额。

应纳税所得额的计算公式：

应纳税所得额 = 产品销售利润 + 其他业务利润 + 营业外收入 - 营业外支出

式中：产品销售利润 = 产品销售收入 - 产品流转税金 - 产品总成本费用

**第二一五条** 根据《中华人民共和国外商投资企业和外国企业所得税法》和《中华人民共和国外商投资企业和外国企业所得税法实施细则》：

一、合营企业所得税税率为 30%。另按应纳税额附征 10% 的地方所得税。

二、设在经济特区的合营企业，在经济特区设立机构、场所从事生产、经营的合营企业和设在经济技术开发区的生产性合营企业，减按 15% 的税率征收企业所得税。

三、设在沿海经济开发区和经济特区、经济技术开发区所在城市的老市区的生产性合营企业，减按 24% 的税率征收企业所得税。

四、设在沿海开放区和经济特区、经济技术开发区所在城市的老市区或者在国务院规定的其它地区的合营企业，属于能源、交通、港口、码头或者国家鼓励的其它项目的，可以减按 15% 的税率征收企业所得税。

五、对生产性合营企业，经营期在 10 年以上的，从开始获利年度起，第 1 年和第 2 年免征企业所得税，第 3 年至第 5 年减半征收企业所得税。

六、合营企业的外方合营者，将从企业取得的利润直接再投资于该企业，增加注册资本，或者作为资本投资开办其它外商投资企业，经营期不少于 5 年的，经投资者申请，税务机关批准，退还其再投资部分已缴纳所得税的 40% 税款。

七、外国投资者在中国境内直接再投资举办、扩建产品出口企业或者先进技术企业，以及外国投资者将从海南经济特区内的企业获得的利润直接再投资海南经济特区内的基础设施建设项目和农业开发企业，可以依照国务院的有关规定，全部退还其再投资部分已缴纳的企业所得税税款。

八、合营企业在中国境内设立的从事生产、经营的机构、场所发生年度亏损，可以用下一纳税年度的所得弥补。下一纳税年度的所得不足弥补的，可以逐年延续弥补，然后计算应缴纳的所得税，但最长不得超过 5 年。

九、合营企业在中国境内设立的从事生产、经营的机构、场所与其关联企业之间的业务往来，应按照独立企业之间的业务往来收取或者支付价款、费用。

十、外方合营者从合营企业取得的利润汇出境外时，免缴汇出额所得税。

十一、为开发重要技术提供专有技术所取得的特许权使用费，经国务院税务主管部门批准，可以减按 10% 的税率征收所得税，其中技术先进或者条件优惠的，可以免征所得税。

十二、设在经济不发达的边远地区的合营企业在享受减、免所得税优惠待遇期满后，经企业申请，国务院税务主管部门批准，在以后的 10 年内可以继续按应纳税额减征 15% ~ 30% 的企业所得税。

十三、地方所得税的减征或免征，由合营企业所在地的省、自治区、直辖市人民政府决定。

十四、合营企业的所得税以人民币为计算单位。所得为外国货币的，按照人民币市场汇价折合成人民币缴纳税款。

**第二一六条** 根据（86）财税字第 306 号文“财政部关于中外合资经营企业与国内企业再合营如何征税问题的通知”，凡中外合资经营企业与国内企业再合营举办新的合营企业，如果该新办企业属于国家鼓励发展的项目，外资股权比例在 25% 以上，并经国家主管部门及其授权机关批准的，可视为中外合资经营企业，按有关规定纳税。

**第二一七条** 根据 1987 年 1 月 27 日发布的“经贸部关于确认和考核外商投资的产品出口企业和先进技术企业的实施办法”的规定，凡同时具备下列三个条件的外商投资企业，可确认为产品出口企业：

- 一、外商投资企业必须是生产出口产品的企业；
- 二、产品主要用于出口，年出口产品的产值达到当年全部产品产值总额 50% 以上；
- 三、当年实现营业外汇收支平衡或有余（计算公式为：年末外汇收支余额 = 上年结转余额 + 本年实现营业外汇收入 - 本年营业外汇支出）。

凡符合下列条件的，可确认为先进技术企业：

外商投资企业采用的技术、工艺、主要设备，属于国家公布的鼓励投资的项目，具有先进性和适用性；是国内短缺的，或其产品是新开发的，或对国内同类产品能更新换代的，能增加出口的。

凡经确认为产品出口企业或先进技术企业者，可享受《国务院关于鼓励外商投资企业的规定》（以下简称《规定》）中的有关优惠待遇。

**第二一八条** 根据《规定》，产品出口企业和先进技术企业享受下列优惠待遇：

一、除按照国家规定支付或者提取中方职工劳动保险、福利费用和住房补助基金外，免缴国家对职工的各项补贴。

二、场地使用费，除大城市市区繁华地段外，按下列标准计收：

1. 开发费和使用费综合计收的地区，为每年每平方米 5 ~ 20 元。
2. 开发费一次性计收或者上述企业自行开发场地的地区，使用费最高为每年每平方米 3 元。

前款规定的费用，地方人民政府可以酌情在一定期限内免收。

三、先进技术企业按照国家规定减免企业所得税期满后，可以延长 3 年减半缴纳企业所得税。

四、产品出口企业按照国家规定减免企业所得税期满后，凡当年企业出口产品产值达到当年企业产品产值 70% 以上的，可以按照现行税率减半缴纳企业所得税。

五、外国投资者将其从企业分得的利润，在中国境内再投资举办、扩建产品出口企业和先进技术企业，经营期不少于 5 年的，经申请税务机关核准，全部退还其再投资部分已缴纳的企业所得税款。

一个企业同时具备产品出口企业和先进技术企业条件的，可择其一享受相应的优惠待遇。

**第二一九条** 在经济特区、经济技术开发区内开办的生产性合营企业的生产、经营所得和其它所得，在减半征税期内其应享受的优惠税率减半征收所得税。



**第二二〇条** 在经济特区、经济技术开发区开办的生产性合营企业，在按照规定减免企业所得税期满后，凡当年企业出口产品产值达到当年企业产品产值 70% 以上的，当年应减按 10% 的税率缴纳企业所得税。

**第二二一条** 根据“合营企业财务规定”，纳税后的利润应首先提取“储备基金”、“职工奖励及福利基金”、“企业发展基金”。各项基金的提取比例，按合同规定或由董事会确定。

**第二二二条** 根据“合营企业法”，合营企业获得的毛利润减去应纳所得税及按规定提取的三项基金后所剩余的净利润为可供分配的利润。

**第二二三条** 在投产初期合营企业建设投资借款尚未还清时，可用未分配利润偿还借款本金。该部分垫支的利润应用以后年度的折旧费、摊销费归还，分配给合营各方。

**第二二四条** 合营企业的注册资本在合营期内不得减少，不能将折旧费、摊销费作为合营各方的股本资金回收，分配给合营各方。

**第二二五条** 偿还合营项目建设借款本金的资金来源为折旧（注册资本不得减少）、摊销费、未分配利润。企业在生产期支付的借款利息，按年计入财务费用。

还本付息的方式按贷方的要求或惯例确定。

**第二二六条** 可行性研究报告阶段的资金筹措研究，应满足借款还本付息计算的要求。当有多种借款方式时，若未能取得银行的还款方式意向，可暂按先还利率高的，后还利率低的；先还外币借款，后还人民币借款的顺序计算。

**第二二七条** 项目计算期終了涉及合营企业资产清理分配。在经济评价时，将资产清理分配所得列在财务现金流量表（中、外方投资）最后 1 年的现金流入中。资产清理分配所得一般可按合营各方出资比例对回收固定资产余值、回收偿还借款后余留的折旧和摊销、回收流动资金、回收余留储备基金和企业发展基金等进行分配后计算得到（有特殊规定者除外）。

**第二二八条** 根据《中外合资经营企业合营期限暂行规定》确定合营期限。

**第二二九条** 合营项目经济评价还应注意项目所在省、市、自治区发布的地方法规中鼓励外商投资的有关规定。

**第二三〇条** 项目评价人员应随时了解国家、地方政府或有关部门发布的各项有关新法规作为项目评价的依据。

## 附表(一) 工程报表

## 目 录

表 1.1	主要单项工程一览表 .....	924
表 2.1	原材料来源表 .....	924
表 2.2	主要辅助材料来源表 .....	924
表 2.3	燃料来源表 .....	924
表 3.1	生产装置一览表 .....	924
表 3.2	燃料平衡表 .....	924
表 4.1	工艺技术方案对比表 .....	925
表 6.1	工程占地表 .....	925
表 6.2	全厂运输量及运输方式表 .....	925
表 6.3	贮罐配置一览表 .....	926
表 6.4	总建筑面积和占地面积一览表 .....	926
表 6.5	厂内外主要管道表 .....	926
表 7.1	全厂用水量表 .....	926
表 7.2	全厂排水表 .....	926
表 7.3	全厂各装置及辅助设施用电负荷表 .....	927
表 7.4	全厂各装置及辅助设施蒸汽负荷表 .....	927
表 7.5	装置自产蒸汽统计表 .....	927
表 7.6	全厂凝结水量表 .....	927
表 7.7	全厂各装置及辅助设施压缩空气负荷表 .....	927
表 7.8	冷负荷表 .....	927
表 7.9	氮、氧气用量表 .....	927
表 10.1	废水排放表 .....	928
表 10.2	废气排放表 .....	928
表 10.3	废渣排放表 .....	928

## 附表(二) 财务评价、国民经济评价报表

## 目 录

基本表 1.1	财务现金流量表(全部投资) .....	928
基本表 1.2	财务现金流量表(自有资金) .....	929
基本表 2	损益表 .....	929
基本表 3	资金来源与运用表 .....	930
基本表 4	资产负债表 .....	930
基本表 5	财务外汇平衡表 .....	931
基本表 6.1	国民经济效益费用流量表(全部投资) .....	931
基本表 6.2	国民经济效益费用流量表(国内投资) .....	932

基本表 7 经济外汇流量表 .....	932
辅助表 1.1 全厂性工程投资估算表 .....	933
辅助表 1.2 单项工程投资估算表 .....	934
辅助表 2 流动资金估算表 .....	934
辅助表 3 投资计划与资金筹措表 .....	935
辅助表 4 建设期借款利息估算表 .....	935
辅助表 5 无形及递延资产摊销估算表 .....	936
辅助表 6 制造成本估算表 .....	936
辅助表 7 总成本费用估算表 .....	937
辅助表 8 借款偿还平衡表 .....	937
辅助表 9 销售收入和流转税金估算表 .....	938
辅助表 10 国民经济评价投资调整计算表 .....	939
辅助表 11 国民经济评价经营费用调整计算表 .....	939
辅助表 12 国民经济评价销售收入调整计算表 .....	939
辅助表 13 国内资源流量表 .....	940
辅助表 14 敏感性分析表 .....	940
汇总表 主要经济评价数据指标汇总表 .....	941

### 附表(三) 改扩建与技术改造报表

#### 目 录

改扩建与技术改造表 1.1 财务现金流量表(全部增量投资) .....	941
改扩建与技术改造表 1.2 财务现金流量表(全部增量投资) .....	942
改扩建与技术改造表 2.1 财务现金流量表(增量自有资金) .....	943
改扩建与技术改造表 2.2 财务现金流量表(增量自有资金) .....	943
改扩建与技术改造表 3 损益表 .....	944
改扩建与技术改造表 4 资金来源与运用表 .....	944
改扩建与技术改造表 5 资产负债表 .....	945
改扩建与技术改造表 6 财务外汇平衡表 .....	945
改扩建与技术改造表 7.1 国民经济效益费用流量表(全部增量投资) .....	946
改扩建与技术改造表 7.2 国民经济效益费用流量表(全部增量投资) .....	946
改扩建与技术改造表 8.1 国民经济效益费用流量表(国内增量投资) .....	947
改扩建与技术改造表 8.2 国民经济效益费用流量表(国内增量投资) .....	947
改扩建与技术改造表 9 经济外汇流量表 .....	948
改扩建与技术改造表 10 借款偿还平衡表 .....	948

### 附表(四) 合营项目经济评价报表

#### 目 录

合财表 1.1 财务现金流量表(全部投资) .....	949
合财表 1.2 财务现金流量表(外方投资) .....	949

合财表 2	损益表 .....	950
合财表 3	资金来源与运用表 .....	950
合财表 4	资产负债表 .....	951
合经表 1	国民经济效益费用流量表 (国内投资) .....	952
合经表 2	国民经济效益费用流量表 (全部投资) .....	952
合经表 3	财务现金流量表 (国内投资) .....	953
合辅表 1	建设投资估算表 .....	953
合辅表 2	流动资金估算表 .....	954
合辅表 3	投资总额和资金筹措表 .....	955
合辅表 4	建设投资借款还本付息估算表 .....	955
合辅表 5	产品销售收入和流转税估算表 .....	956
合辅表 6	生产期成本和费用估算表 .....	956
合辅表 6.1	原材料、燃料、动力成本估算表 .....	957
合辅表 6.2	人员及年工资估算表 .....	957
合辅表 6.3	各项费用估算表 .....	958
合辅表 6.4	固定资产折旧费估算表 .....	959
合辅表 6.5	无形资产及其它资产摊销估算表 .....	959
合综表	综合经济指标表 .....	960

## 附表(一)

表 1.1 主要单项工程一览表

序号	单元号	工程名称	工程规模, $10^4\text{t/a}$	备 注
1	2	3	4	5

表 2.1 原材料来源表

序号	物料	来源	数量, $10^4\text{t/a}$	规格	价格 元/t	备注
1	2	3	4	5	6	7

表 2.2 主要辅助材料来源表

序号	物料	来源	数量, $10^4\text{t/a}$	规格	价格 元/t	备注
1	2	3	4	5	6	7

表 2.3 燃料来源表

序号	物料	来源	数量, $10^4\text{t/a}$	规格	价格 元/t	备注
1	2	3	4	5	6	7

表 3.1 生产装置一览表

序号	单元号	装置名称	生产能力, $10^4\text{t/a}$	主要产品	年操作时数	技术来源	备注
1	2	3	4	5	6	7	8

表 3.2 燃料平衡表

序号	燃 料 装 置	燃料油, t/h			燃料气, $\text{Nm}^3/\text{h}$			煤, $10^4\text{t/a}$
		消耗	产出	合 计	消耗	产出	合计	
1	2	3	4	5	6	7	8	9
	合 计							
	计划内 外销量							
	可外销量							
	需购进量							

表 4.1 工艺技术方案对比表

序号	指 标 \ 方 案	单 位	工艺技术名称	.....	.....	备注
1	2	3	4	5	6	7
1	技术来源					
2	产品质量					
3	原料单耗					
4	催化剂					
5	主要技术参数					
6	单位能耗 燃料 水 电 汽 折合能耗					
7	投资					
8	操作费用					
9	技术的先进性、应用的广泛性和可靠性					

表 6.1 工程占地表

序号	指 标 名 称	单 位	数 量	备 注
1	2	3	4	5
1	厂区占地面积			
(1)	生产装置			
(2)	油罐区			
(3)	铁路站场			
(4)	辅助设施			
(5)	预留地			
(6)	通道			
(7)	绿化面积			
(8)	...			
(9)	...			
2	厂外工程占地			
(1)	...			
(2)	...			
	合计			

表 6.2 全厂运输量及运输方式表

序号	货物名称	运输方式及运输量, t				货物形态	包装方式	备 注
		铁路	公路	水路	其它			
1	2	3	4	5	6	7	8	9
	运入							
	小计							
	运出							
	小计							

表 6.3 貯罐配置一覽表

序号	贮罐名称	贮 罐		储存天数	油罐型式	备注
		个数	容积, m <sup>3</sup>			
1	2	3	4	5	6	7

表 6.4 总建筑面积和占地面积一览表

序号	名 称	建筑面积, m <sup>2</sup>	占地面积, 10 <sup>4</sup> m <sup>2</sup>	备 注
1	2	3	4	5
一、	生产装置			
1.				
2.				
	小 计			
二、	辅助生产设施			
1.				
2.				
	小 计			
三、	管理和生活福利设施			
1.				
2.				
	小 计			
四、	其 它			
	小 计			
	合 计			

表 6.5 厂内外主要管道表

序号	输送物料	起止点	管径, mm	长度, m	材质	备注
1	2	3	4	5	6	7

表 7.1 全厂用水量表

单位: ✓h

[illegible]

表 7.2 全厂排水表

单位: t/h

[illegible]

表 7.3 全厂各装置及辅助设施用电负荷表

序号	装置名称	6 千伏动力	380 伏动力	照明, kW	小计	年用电量, 10 <sup>4</sup> kW	备注
		需要容量, kW	需要容量, kW		需要容量, kW		
1	2	3	4	5	6	7	8

表 7.4 全厂各装置及辅助设施蒸汽负荷表

单位: t/h

序   号	装 置 名 称	蒸 汽 参 数												备   注
		压力, MPa 温度,℃				压力, MPa 温度,℃				压力, MPa 温度,℃				
		冬		夏		冬		夏		冬		夏		
		连续	间断	连续	间断	连续	间断	连续	间断	连续	间断	连续	间断	
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15

表 7.5 装置自产蒸汽统计表

单位: t/h

序 号	装置及产汽 设备名称	蒸 汽 参 数						备 注
		压力, MPa 温度,℃		压力, MPa 温度,℃		压力, MPa 温度,℃		
1	2	3		4		5		6
	合 计							

表 7.6 全厂凝结水量表

单位: t/h

序号	装置名称	压力, MPa		压力, MPa		备注
		冬	夏	冬	夏	
1	2	3	4	5	6	7
	合计					

表 7.7 全厂各装置及辅助设施压缩空气负荷表

单位: Nm<sup>3</sup>/min

序号	装置名称	净化压缩空气, MPa		非净化压缩空气, MPa		备注
		连续	间断	连续	间断	
1	2	3	4	5	6	7

表 7.8 冷负荷表

装置名称	冷冻介质名称	供介质温度, °C	回介质温度, °C	需冷量, kW	备注
1	2	3	4	5	6

表 7.9 氮、氧气用量表

序号	使用地点及用途	用量, Nm <sup>3</sup> /min		压力, MPa (A)	备注
		正常	间断		
1	2	3	4	5	6
	合计				



表 10.1 废水排放表

序	装置名称	排放点	排放水名称	排放量, m <sup>3</sup> /h	排放浓度, mg/L							排放 方式	治理 措施		
					pH	BOD/COD	油类	硫化物	含氟	含酚					
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16

注: 1. 排放水名称分为含油污水, 含硫污水, 含氟污水, 含酚污水和假定净水、初期污染雨水、生活污水等。

2. 排放方式为连续, 间断, 事故等。

表 10.2 废气排放表

序	装置名称	排放点	排放气 类型	排放量 <sup>①</sup>	排放浓度, ppm						排放 方式	治理 措施
					二氧化硫	氮氧化物	烃类气体	一氧化碳				
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13

①Nm<sup>3</sup>/h 或 kg/h。

注: 1. 排放气类型分为燃烧烟气, 工业废气等。

2. 排放方式分为间断, 连续, 事故, 无组织排放等。

表 10.3 废渣排放表

序	装置名称	排放点	排放量 t/a	排放物组成及浓度						排放方式	治理措施
				污泥	废催化剂	酸渣	碱渣				
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12

注: 排放方式连续, 间断等。

## 附表 (二)

基本表 1.1 财务现金流量表 (全部投资)

单位: 万元

序 号	项 目	年 份		建设期		投产期		达到设计能力生产期			
		1	2	3	4	5	6	...	n		
1	生产负荷, %										
1.1	现金流入										
1.1.1	产品销售 (营业) 收入										
1.1.2	回收固定资产余值										
1.1.3	回收流动资金										
2	现金流出										
2.1	建设投资										
2.1.1	(含投资方向调节税)										
2.2	流动资金										
2.3	经营成本										
2.4	流转税金及附加										
2.5	所得税										
3	净现金流量 (1~2)										
4	累计净现金流量										
5	所得税前净现金流量										
5.1	(3+2.5)										
6	所得税前累计净现金流量										
计算 指 标	财务内部收益率: 财务净现值: ( $i_c =$ %) 投资回收期:	所得税前      所得税后									

注: 1. 根据需要可在现金流入和现金流出栏里增减项目。

2. 生产期发生的更新投资作为现金流出可单独列项或列入固定资产投资项中。

基本表 1.2 财务现金流量表 (自有资金)

单位: 万元

序 号	项 目	建 设 期		投 产 期		达到设计能力生产期			
		1	2	3	4	5	6	...	n
	生产负荷, %								
1	现金流入								
1.1	产品销售 (营业) 收入								
1.2	回收固定资产余值								
1.3	回收流动资金								
2	现金流出								
2.1	自有资金								
2.2	借款本金偿还								
2.3	借款利息支付								
2.4	经营成本								
2.5	流转税金及附加								
2.6	所得税								
3	净现金流量 (1~2)								
计算 指标	财务内部收益率: 财务净现值 ( $i_c =$ %):								

注: 1. 同基本表 1.1 的注。

2. 自有资金是指项目投资者的出资额。

基本表 2 损益表

单位: 万元

序 号	项 目	年 份		投产期		达到设计能力生产期			
		3	4	5	6	...	n		
	生产负荷, %								
1	产品销售收入								
2	流转税金及附加								
3	总成本费用								
4	利润总额 (1~2~3)								
5	弥补以前年度亏损额								
6	应纳税所得额 (4-5)								
7	所得税								
8	税后利润 (4~7)								
8.1	盈余公积金								
8.2	公益金								
8.3	应付利润 (8-8.1-8.2~8.4)								
8.4	未分配利润								
	其中: 偿还借款								
8.5	累计未分配利润								

基本表3 资金来源与运用表

单位: 万元

序 号	年 份 项 目	建设期		投产期		达到设计能力生产期				上年余值
		1	2	3	4	5	6	…	n	
	生产负荷,%									
1	资金来源									
1.1	利润总额									
1.2	折旧费									
1.3	摊销费									
1.4	长期借款									
1.5	流动资金借款									
1.6	其它短期借款									
1.7	自有资金									
1.8	其 它									
1.9	回收固定资产余值									
1.10	回收流动资金									
2	资金运用									
2.1	建设投资									
	(含投资方向调节税)									
2.2	建设期利息									
2.3	流动资金									
2.4	所得税									
2.5	应付利润									
2.6	长期借款本金偿还									
2.7	流动资金借款本金偿还									
2.8	其它短期借款本金偿还									
2.9	其 它									
3	盈余资金									
4	累计盈余资金									

注: 为便于编制资产负债表, 可将第  $n$  年的固定资产余值、回收流动资金和流动资金借款偿还填写在上年余值栏内。

基本表4 资产负债表

单位: 万元

序号	年 份  项 目	投产期		达到设计能力生产期			
		3	4	5	6	...	n
1	资 产						
1.1	流动资产总额						
1.1.1	应收账款						
1.1.2	存 货						
1.1.3	现 金						
1.1.4	累计盈余资金						
1.2	在建工程						
1.3	固定资产净值						
1.4	无形及递延资产净值						
1.5	累计亏损						
2	负债及所有者权益						
2.1	流动负债总额						
2.1.1	应付账款						

续表

序 号	年 份 项 目	投产期		达到设计能力生产期			
		3	4	5	6	...	n
2.1.2	流动资金借款						
2.1.3	其它短期借款						
2.2	长期借款						
2.3	负债小计						
2.3.1	所有者权益						
2.3.2	资本金						
2.3.3	资本公积金						
2.3.4	累计盈余公积金						
2.3.5	累计公益金						
2.3.5	累计未分配利润						
计算 指标	资产负债率: 流动比率: 速动比率:						

注：累计未分配利润为负值时，该值列入资产中“累计亏损”栏。

基本表 5 财务外汇平衡表

单位：万美元

序号	年 份 项 目	建设期		投产期		达到设计能力生产期			
		1	2	3	4	5	6	...	n
	生产负荷, %								
1	外汇来源								
1.1	产品销售外汇收入								
1.2	外汇借款								
1.3	其它外汇收入								
2	外汇运用								
2.1	建设投资中外汇支出								
2.2	进口原材料								
2.3	进口零部件								
2.4	技术转让费								
2.5	偿付外汇借款本息								
2.6	其它外汇支出								
2.7	外汇余缺								

注：1. 其它外汇收入包括自筹外汇等。

2. 技术转让费是指生产期支付的技术转让费。

基本表 6.1 国民经济效益费用流量表（全部投资）

单位：万元

序号	年 份 项 目	建设期		投产期		达到设计能力生产期			
		1	2	3	4	5	6	...	n
	生产负荷, %								
1	效益流量								
1.1	产品销售（营业）收入								
1.2	回收固定资产余值								

续表

序 号	年 份 项 目	建设期		投产期		达到设计能力生产期			
		1	2	3	4	5	6	...	n
1.3	回收流动资金								
1.4	项目间接效益								
2	费用流量								
2.1	建设投资								
2.2	流动资金								
2.3	经营费用								
2.4	项目间接费用								
3	净效益流量 (1~2)								
计算 指标	经济内部收益率: 经济净现值 (is = %):								

注: 生产期发生的更新改造投资作为费用流量单独列项或列入建设投资项中。

基本表 6.2 国民经济效益费用流量表 (国内投资)

单位: 万元

序号	年 份 项 目	建设期		投产期		达到设计能力生产期				合 计
		1	2	3	4	5	6	...	n	
	生产负荷, %									
1	效益流量									
1.1	产品销售 (营业) 收入									
1.2	回收固定资产余值									
1.3	回收流动资金									
1.4	项目间接效益									
2	费用流量									
2.1	建设投资中国内资金									
2.2	流动资金中国内资金									
2.3	经营费用									
2.4	流至国外的资金									
2.4.1	国外借款本金偿还									
2.4.2	国外借款利息支付									
2.4.3	其它									
2.5	项目间接费用									
3	净效益流量 (1~2)									
计算 指标	经济内部收益率: 经济净现值 (is = %):									

注: 同基本报表 6.1 注。

基本表 7 经济外汇流量表

单位: 万美元

序 号	年 份 项 目	建设期		投产期		达到设计能力生产期			
		1	2	3	4	5	6	...	n
	生产负荷, %								
1	外汇流入								
1.1	产品销售外汇收入								
1.2	外汇借款								
1.3	其它外汇收入								
2	外汇流出								
2.1	建设投资中外汇支出								

续表

序号	年 份 项 目	建设期		投产期		达到设计能力生产期			
		1	2	3	4	5	6	...	n
2.2	进口原材料								
2.3	进口零部件								
2.4	技术转让费								
2.5	偿付外汇借款本息								
2.6	其它外汇支出								
3	净外汇流量 (1-2)								
4	产品替代进口收入								
5	净外汇效果 (3+4)								
计算 指标	经济外汇净现值 ( $i_c = \%$ ): 经济换汇成本或经济节汇成本:								

注: 技术转让费是指生产期支付的技术转让费。

辅助表 1.1 全厂性工程投资估算表

单位: 万元 万美元

序号	工程或费用名称	估 算 价 值						占建设 投资的 比例, %	备注
		设备 购置	安装 工程	建筑 工程	其它	合计	其中 外币		
一	建设投资								
1	固定资产费用								
1.1	工程费用								
1.1.1	工艺生产装置								
1.1.2	储运工程								
1.1.3	公用工程								
1.1.4	辅助工程								
1.1.5	服务性工程								
1.1.6	厂外工程								
1.1.7	厂外生活福利工程								
1.2	固定资产其它费用								
2	无形资产费用								
3	递延资产费用								
4	预备费用								
4.1	不可预见费								
4.2	价差预备费								
	小 计								
	占建设投资, %								
二	固定资产投资方向调节税								
三	建设期利息								
四	合 计								

辅助表 1.2 单项工程投资估算表

单位: 万元 万美元

序号	工程或费用名称	估 算 价 值						占建设 投资的 比例, %	备注
		设备 购置	安装 工程	建筑 工程	其它	合计	其中 外币		
—	建设投资								
1	固定资产费用								
1.1	工程费用								
1.1.1	总图竖向布置								
1.1.2	建筑物								
1.1.3	构筑物								
1.1.4	静止设备								
1.1.5	机械设备								
1.1.6	加热炉								
1.1.7	工艺管道安装								
1.1.8	电 气								
1.1.9	通 信								
1.1.10	自控仪表								
1.1.11	给排水								
1.1.12	采暖通风								
1.1.13	热 工								
1.2	固定资产其它费用								
2	无形资产费用								
3	递延资产费用								
4	预备费用								
4.1	不可预见费								
4.2	价差预备费								
	小 计								
	占建设投资, %								
二	固定资产投资方向调节税								
三	建设期借款利息								
四	合 计								

辅助表 2 流动资金估算表

单位: 万元

序号	项 目	年 份	最低周 转天数	周转次数	投产期		达到设计能力生产期			
					3	4	5	6	.....	n
1	流动资产									
1.1	应收账款									
1.2	存 货									
1.2.1	原材料									
1.2.2	燃 料									
1.2.3	在产品									
1.2.4	产成品									
1.2.5	其 它									
1.3	现 金									
2	流动负债									
2.1	应付账款									
2.2	其 它									
3	流动资金 (1~2)									
4	流动资金本年增加额									

注: 1. 原材料、燃料栏目应分别列出具体名称, 分别计算。

2. 用其它方法估算流动资金可不编此表。

辅助表 3 投资计划与资金筹措表

单位: 万元 万美元

序号	项 目	合 计			第 1 年			第 2 年			第 3 年			...	第 x 年		
		外 币	人 民 币	小 计	外 币	人 民 币	小 计	外 币	人 民 币	小 计	外 币	人 民 币	小 计		外 币	人 民 币	小 计
1	总投资																
1.1	建设投资																
1.2	固定资产投资方向调节税																
1.3	建设期利息																
1.4	流动资金																
2	资金筹措																
2.1	自有资金(出资额)																
	其中: 资本金																
	× × × 方																
	其中: 支付利息																
	其中: 流动资金																
2.2	借款																
2.2.1	长期借款																
	本金																
	利息																
	其中: 借款一																
	本金																
	利息																
	借款二																
	本金																
	利息																
	...																
2.2.2	流动资金借款																
2.3	其 它																

辅助表 4 建设期借款利息估算表

单位: 万元

借款来源	利 率	项 目	合 计	建设年份			备注
	%	本 金 利 息 本息合计					
	%	本 金 利 息 本息合计					



辅助表 5 无形及递延资产摊销估算表

单位: 万元

序号	项 目	摊销 年限	原值	投产期		达到设计能力生产期			
				3	4	5	6	...	n
1	无形资产小计								
1.1	土地使用权								
	摊 销								
	净 值								
1.2	专有技术和专利权								
	摊 销								
	净 值								
1.3	其它无形资产								
	摊 销								
	净 值								
2	递延资产 (开办费)								
	摊 销								
	净 值								
3	无形及递延资产合计 (1+2)								
	摊 销								
	净 值								

注: 摊销期相同的项目允许适当归并。

辅助表 6 制造成本估算表

单位: 万元

序号	项 目	规格	单位	消耗 定额	金 额 单 价	投产期			达到设计能力生产期			
						3	4	5	6	7	...	n
1	原材料											
1.1												
2	辅助材料											
2.1												
3	燃料和动力											
3.1												
4	生产工人工资和福利费											
5	制造费用											
5.1	折旧费											
5.2	修理费											
5.3	其它制造费用											
6	副产品回收											
7	制造成本											
	(1+2+3+4+5-6)											

注: 扣除原材料、燃料和动力消耗中自产自用部分。







续表

序号	产品名称	单位	年销售量				财务评价					国民经济评价						
			内销	替代进口	外销	合计	内销		外销		合计	内销		替代进口		外销		合计
							单价	销售收入	单价	销售收入		单价	销售收入	单价	销售收入	单价	销售收入	
	小计																	
2	投产第二年 负荷, %																	
	.																	
	.																	
	小计																	
3	正常生产年 负荷, %																	
	.																	
	.																	
	小计																	

辅助表 13 国内资源流量表

单位: 万元

序号	项 目	年 份		建设期		投产期		达到设计能力生产期			
		1	2	3	4	5	6	...	n		
	生产负荷, %										
1	建设投资中国内投资										
2	流动资金中国内资金										
3	经营费用中国内费用										
4	其它国内投入										
5	国内资源流量合计 (1+2+3+4)										
6	国内资源流量现值 ( $i_s = \%$ )										

辅助表 14 敏感性分析表

序号	项 目	不确定因素 变化率, %	全投资内部收 益率 (税前), %	全投资内部 收益率 (税后), %	敏 感 性	借 款 偿 还 期 年	敏 感 性	备 注
	基本情况							
1	建设投资增加							
2	建设投资减少							
3	产品售价提高							
4	产品售价降低							
5	主要原材料价格提高							
6	主要原材料价格降低							
7	可变成本增加							
8	可变成本降低							
9	正常年生产负荷提高							
10	正常年生产负荷降低							
11	建设期延长一年							
12	外汇比价变化							

注: 根据需要也可做多因素变化下的敏感性分析。









改扩建与技术改造表 3 损益表

单位: 万元

序号	项 目	合计	改 建 期			生 产 期				
			1	2	3	4	5	6	...	n
	生产负荷, %									
1	“有项目”									
1.1	产品销售收入									
1.2	流转税金及附加									
1.3	总成本费用									
1.4	利润总额 (1.1-1.2-1.3)									
1.5	弥补前年度亏损									
1.6	应纳税所得额 (1.4-1.5)									
1.7	所得税									
1.8	税后利润 (1.4-1.7)									
1.9	盈余公积金									
1.10	公益金									
	应付利润									
1.11	(1.8-1.9-1.10-1.12)									
	其中: $\times \times$ 方									
	...									
1.12	未分配利润									
2	“无项目”									
2.1	销售税金及附加									
2.2	利润总额									
3	增量									
3.1	流转税金及附加 (1.2-2.1)									
3.2	利润总额 (1.4-2.2)									

改扩建与技术改造表 4 资金来源与运用表

单位: 万元

序号	项 目	合计	改 建 期			生 产 期					上年 余值
			1	2	3	4	5	6	...	n	
	生产负荷, %										
1	资金来源										
1.1	利润总额										
1.2	折旧费										
1.3	摊销费										
1.4	新增长期借款										
1.5	新增流动资金借款										
1.6	新增短期借款										
1.7	自有资金										
1.8	回收固定资产余值										
1.9	回收流动资金										
1.10	其它										
2	资金运用										
2.1	建设投资 (含投资方向调节税)										
2.2	建设期利息										
2.3	流动资金										
2.4	所得税										
2.5	应付利润										
2.6	长期借款本金偿还										
2.7	流动资金借款本金偿还										
2.8	短期借款本金偿还										
2.9	其它										
3	盈余资金 (1-2)										
4	累计盈余资金										

注: 为便于编制资产负债表, 将第  $n$  年的回收固定资产余值, 回收流动资金和流动资金借款本金偿还填列在上年余值栏内。

改扩建与技术改造表 5 资产负债表

单位: 万元

序号	项 目	合计	改 建 期			生 产 期				
			1	2	3	4	5	6	...	n
1	资 产									
1.1	流动资产总额									
1.1.1	应收账款									
1.1.2	存 货									
1.1.3	现 金									
1.1.4	累计盈余资金									
1.2	在建工程									
1.3	固定资产净值									
1.4	无形及递延资产净值									
2	负债及所有者权益									
2.1	流动负债总额									
2.1.1	应付账款									
2.1.2	流动资金借款									
2.1.3	其它短期借款									
2.2	长期借款									
	负债小计									
2.3	所有者权益									
2.3.1	资本金									
2.3.2	资本公积金									
2.3.3	累计盈余公积金									
2.3.4	累计公益金									
2.3.5	累计未分配利润									
计算 指标	资产负债率, %									
	流动比率, %									
	速动比率, %									

改扩建与技术改造表 6 财务外汇平衡表

单位: 万美元

序号	项 目	合计	改 建 期			生 产 期				
			1	2	3	4	5	6	...	n
	生产负荷, %									
1	新增外汇来源									
1.1	产品销售外汇收入									
1.2	外汇借款									
1.3	其 它									
2	新增外汇运用									
2.1	建设投资和流动资金中外汇									
2.2	进口原材料									
2.3	进口零部件									
2.4	技术转让费									
2.5	偿付外汇借款本息									
2.6	其 它									
3	外汇余缺 (1-2)									
4	累计外汇结余									

注: 技术转让费是指生产期支付的技术转让费。

改扩建与技术改造表 7.1 国民经济效益费用流量表 (全部增量投资) 单位: 万元

[illegible]

改扩建与技术改造表 7.2 国民经济效益费用流量表 (全部增量投资) 单位: 万元

[illegible]





附表(四)

合财表 1.1 财务现金流量表(全部投资)

单位: 万元

序号	项 目	建设起点	建设 期		投 产 期		达到设计能力生产期		
			1	2	3	4	5	...	n
1	现金流入								
1.1	产品销售收入								
1.2	回收固定资产余值								
1.3	回收流动资金								
1.4	其它								
	小计								
2	现金流出								
2.1	建设投资(含更新投资)								
2.2	流动资金								
2.3	经营成本								
2.4	流转税金								
2.5	所得税								
2.6	职工奖励及福利基金								
2.7	其它								
	小计								
3	净现金流量								
4	累计净现金流量								
计算 指标	财务内部收益率	所得税前	所得税后						
	净现值( $i_c = \%$ )								
	投资回收期								

注: 1. “2.2 流动资金”为当年增加额部分, 由合辅表 2 转入。

2. 生产期发生的更新投资, 按发生年份填入建设投资栏目, 或单独列出。

合财表 1.2 财务现金流量表(外方投资)

单位: 万元

序号	项 目	建设起点	建设 期		投 产 期		达到设计能力生产期		
			1	2	3	4	5	...	n
1	现金流入								
1.1	股利								
1.2	技术转让收入								
1.3	资产清理分配								
1.3.1	回收固定资产余值								
1.3.2	回收还借款后余留折旧和摊销								
1.3.3	回收流动资金								
1.3.4	回收余留储备基金和发展基金								
1.4	其它								
2	现金流出								
2.1	建设投资								
2.2	流动资金								
2.3	其它所得税								
2.4	其它								
3	净现金流量								
4	累计净现金流量								
计算 指标	财务内部收益率								
	财务净现值( $i_c = \%$ )								

注: 1. 各项现金流入和流出均指与外方投资相关的部分。

2. 其它所得税指对技术转让费等扣缴的所得税。



续表

序号	项 目	建设起点			建 设 期			建 设 期			达到设计生产能力									上年 余 值					
					1			2			3			4			5				…			n	
		人民币	外币	小计	人民币	外币	小计	人民币	外币	小计	人民币	外币	小计	人民币	外币	小计	人民币	外币	小计		人民币	外币	小计	人民币	外币
2.2	建设期利息																								
2.3	流动资金																								
2.4	所得税																								
2.5	职工奖励和福利基金																								
2.6	偿还建设投资借款																								
2.7	偿还短期借款																								
2.8	偿还流动资金借款																								
3	盈余资金（1-2）																								
4	累计盈余资金																								

注：1. 一般需对人民币、外币分别进行平衡研究。2. 盈余资金应包括未使用的折旧、摊销、储备和发展基金，扣除偿还借款金额后的未分配利润，以及在建设期筹措而未使用的流动资金和计算期末回收的各项资金。若不使用“盈余资金”栏目，则需将有关内容逐条列出。3. 为便于编制资产负债表，可将第  $n$  年末回收的固定资产余值、回收流动资金和流动资金借款偿还填写在上年余值栏内。

合财表 4 资产负债表

单位：万元

序 号	项 目	建设 期		投 产 期		达到设计能力生产期			
		1	2	3	4	5	6	...	n
1	资产 (1.1+1.2+1.3+1.4-1.5)								
1.1	流动资产总额								
1.1.1	应收账款								
1.1.2	存货								
1.1.3	现金								
1.1.4	累计盈余资金								
1.2	在建工程								
1.3	固定资产净值								
1.4	无形资产及其它资产净值								
1.5	亏损								
2	负债及所有者权益 (2.1+2.2+2.3)								
2.1	流动负债总额								
2.1.1	应付账款								
2.1.2	流动资金借款								
2.1.3	其它								
2.2	建设投资借款								
	负债合计 (2.1+2.2)								
2.3	所有者权益								
2.3.1	中方投资								
2.3.2	外方投资								
2.3.3	储备基金								
2.3.4	企业发展基金								
2.3.5	累计未分配利润								
计算 指标	资产负债率, %								
	流动比率, %								
	速动比率, %								







续表

序号	项 目	合 计			设备购置			建筑工程			安装工程			其它费用			占总估 算价值 的比例
		小 计	人 民 币	外 币	小 计	人 民 币	外 币	小 计	人 民 币	外 币	小 计	人 民 币	外 币	小 计	人 民 币	外 币	
2.2	专有技术、工业产权(含设计费)																
2.3	其它无形资产																
3	开办费																
3.1	咨询调查费																
3.2	人员培训费																
3.3	筹建人员工资																
3.4	其它筹建费																
4	预备费																
5	总计																
6	占总估算价值的比例																

注: 1. 栏目要列出单项工程或费用项目名称和投资, 如“主要生产车间”下应分别填写各主要生产车间的名称和相应投资。

2. 厂外工程指由合资企业投资并构成本企业固定资产的部分, 不纳入本企业固定资产的厂外工程投资和增容费记入“其它无形资产”。

3. 本表内未计入建设期利息, 建设期利息记入合辅表3。

4. 小计使用记账货币单位。

合辅表2 流动资金估算表

单位: 人民币: 万元

外 币:

序号	项 目	最低周 转天数	周转 次数	投 产 期						达到设计生产能力					
				3			4			5			...		
				人 民 币	外 币	小 计	人 民 币	外 币	小 计	人 民 币	外 币	小 计	人 民 币	外 币	小 计
1	流动资产														
1.1	应收账款														
1.2	存 货														
1.2.1	原材料														
1.2.2	燃 料														
1.2.3	在产品														
1.2.4	产成品														
1.2.5	其 它														
1.3	现 金														
2	流动负债														
2.1	应付账款														
3	流动资金(1-2)														
4	流动资金本年增加额														
5	流动资金借款														
5	利 息														

注: 1. 小计栏目采用记账货币单位; 原材料、燃料栏目应列出具体名称, 分别计算。

2. 周转次数 =  $360 \div$  最低周转天数;

3. 流动资产和流动负债各项的计算:

应收账款 = 年经营成本  $\div$  周转次数 存货各分项分别等于各项原材料、燃料全年费用除以周转次数 在产品 = (年生产总成本 - 年折旧)  $\div$  周转次数 产成品 = 年经营成本  $\div$  周转次数 现金 = (年工资和福利费 + 年其它费用)  $\div$  周转次数 应付账款 = 原材料、燃料和外购动力全年费用  $\div$  周转次数;

4. 流动资金本年增加额 = 本年流动资金 - 上年流动资金;

5. 小计栏采用记账货币单位。

合辅表3 投资总额和资金筹措表

单位:人民币: 外币:

序 号	项 目	合 计			建设起点			建 设 期						生 产 期											
								1			2			3			4			...			n		
		人民币	外币	小计	人民币	外币	小计	人民币	外币	小计	人民币	外币	小计	人民币	外币	小计	人民币	外币	小计	人民币	外币	小计	人民币	外币	小计
1	投资总额																								
1.1	建设投资																								
1.2	建设期利息																								
1.3	流动资金																								
	小计																								
2	资金筹措																								
2.1	自有资本																								
2.1.1	中方投资																								
	其中:建设投资																								
	流动资金																								
2.1.2	外方投资																								
	其中:建设投资																								
	流动资金																								
2.2	借款																								
2.2.1	建设投资																								
2.2.2	流动资金																								
2.3	其它																								
	小计																								

注:1. 建设投资和流动资金需分年列出。

2. 如有多种借款方式时,需分别列出。

3. 小计栏采用记账货币单位。

合辅表4 建设投资借款还本付息估算表

单位:人民币:

外币:

序 号	项 目	合 计			建设起点			建 设 期						生 产 期											
								1			2			3			4			...			n		
		人民币	外币	小计	人民币	外币	小计	人民币	外币	小计	人民币	外币	小计	人民币	外币	小计	人民币	外币	小计	人民币	外币	小计	人民币	外币	小计
1	年初借款累计																								
2	本年借款																								
3	本年还本付息																								
3.1	本年应付利息(年利率%)																								
3.2	本年应还本金																								
4	年末借款累计																								
5	归还借款本金资金来源																								
5.1	折旧费																								
5.2	摊销费																								
5.3	未分配利润																								
5.4	其它资金																								
	小计																								

注:1. 如有多种借款方式时,需分别列出;

2. 小计栏采用记账货币单位。

合辅表 5 产品销售收入和流转税估算表

单位: 人民币: 万元

外 币:

序 号	项 目	税率 %	销售单价		生 产 期														
			内销	外销	3			4			5			...			n		
			人民币	外币	人民币	外币	小计	人民币	外币	小计	人民币	外币	小计	人民币	外币	小计	人民币	外币	小计
1	产品 A																		
1.1	数量 (单位)																		
1.2	销售收入																		
1.3	流转税金																		
2	产品 B																		
2.1	数量 (单位)																		
2.2	销售收入																		
2.3	流转税金																		
3	产品 C																		
3.1	数量 (单位)																		
3.2	销售收入																		
3.3	流转税金																		
合 计	产品销售收入																		
	流转税金																		

注: 小计栏采用记账货币单位。

合辅表 6 生产期成本和费用估算表

单位: 人民币: 万元

外 币:

序号	项 目	投 产 期						达到设计能力生产期											
		3			4			5			...			n					
		人民币	外币	小计	人民币	外币	小计	人民币	外币	小计	人民币	外币	小计	人民币	外币	小计	人民币	外币	小计
1	制造成本																		
1.1	原材料																		
1.2	燃 料																		
1.3	外购动力																		
1.4	工 资																		
1.5	制造费用																		
2	销售费用																		
3	管理费用																		
4	财务费用																		
5	总成本费用 (1+2+3+4)																		
	其中: 折旧费																		
	摊销费																		
	利息支出																		
6	经营成本																		
7	固定成本																		
8	可变成本																		

注: 1. 本表资料取自合辅表 6.1~6.5;

2. 工资为工人和管理人员的全部工资, 由合附辅表 6.2 转入;

3. 小计栏采用记账单位货币。

合辅表 6.1 原材料、燃料、动力成本估算表 单价单位： 元  
金额单位：万元、万美元

序号	项 目	规格	单 位	单 价		产 品 A			产 品 B			产 品 C			合 计			
						单耗	金 额		单耗	金 额		单耗	金 额		单耗	金 额		
				人民币	外币		定 额	人 民 币		外 币	定 额		人 民 币	外 币		定 额	人 民 币	外 币
1	原材料																	
1.1	× × ×																	
1.2	× × ×																	
1.3	× × ×																	
2	燃料																	
2.1	× × ×																	
2.2	× × ×																	
3	外购动力																	
3.1	水																	
3.2	电																	
3.3	汽																	
	.....																	
	合 计																	

注：本表原材料指构成产品实体或有助于产品形成的各项原材料和外购半成品。

合辅表 6.2 人员及年工资估算表

部门（或工资等级）	人数	工资/人·年		年 工 资	
		人民币	外 币	人民币	外 币
部门 A					
·					
·					
·					
·					
·					
部门 B					
·					
·					
·					
·					
·					
·					
公司					
·					
·					
·					
·					
·					
合 计					

注：1. 如果生产工人采用计件工资，应按可变工资、固定工资分别列出。  
2. 如果合同、章程中规定工资在合营期间有增长者，要列出。  
3. 工人和管理人员工资均列入本表。

台辅表 6.3 各项费用估算表

单位：人民币：万元

外 汇：

制 造 费 用		金 额		销 售 费 用		金 额		管 理 费 用		金 额		财 务 费 用		金 额	
		人民币	外币			人民币	外币			人民币	外币			人民币	外币
1	折旧费			1	独立销售机构费用			1	公司经费			1	利息支出(减利息收入)		
2	修理费			1.1	折旧费			1.1	折旧费			2	汇兑损失(减汇兑收益)		
3	物料消耗			1.2	工资			1.2	工资			3	金融机构手续费		
4	低值易耗品摊销			1.3	修理费			1.3	修理费			4	其他		
5	劳动保护			1.4	物料消耗			1.4	物料消耗				合计		
6	水电费			1.5	低值易耗品摊销			1.5	低值易耗品摊销						
7	办公费			1.6	办公费			1.6	办公费						
8	差旅费			1.7	差旅费			1.7	差旅费						
				2	销售佣金及代销手续费			1.8	其他						
9	运输费			3	运输费										
10	保险费			4	装卸费			2	工会经费						
11	租赁费			5	包装费			3	董事会费						
12	设计制图费			6	保险费			4	顾问费						
13	试验检验费			7	广告费			5	交际应酬费						
14	环境保护费			8	租赁费			6	房产税、车船牌照税						
15	其他			9	其他			7	场地使用费						
	合计				合计			8	技术转让费						
								9	无形资产摊销						
								10	开办费摊销						
								11	职工培训费						
								12	研究发展费						
								13	其他						
									合计						

注：1. 本表按正常生产年费用估算，如各年相差悬殊，可分年列；

2. 各项费用内容可根据资料情况及需要适当归并。

合辅表 6.4 固定资产折旧费估算表

单位: 人民币: 万元

外 币:

序号	项 目	折旧率	生 产 期										残 值	
			3		4		5		...		n			
			人民币	外币	人民币	外币	人民币	外币	人民币	外币	人民币	外币	人民币	外币
1	房屋及建筑物													
1.1	投入原值													
1.2	折旧费													
1.3	净 值													
2	机器设备													
2.1	投入原值													
2.2	折旧费													
2.3	净 值													
3	电子设备													
3.1	投入原值													
3.2	折旧费													
3.3	净 值													
4	运输工具													
4.1	投入原值													
4.2	折旧费													
4.3	净 值													
5	固定资产合计 (1+2+3+4)													
5.1	投入原值													
5.2	折旧费													
5.3	净 值													

合辅表 6.5 无形资产及其它资产摊销估算表

单位: 人民币: 万元

外 币:

序号	项 目	摊销 年限	原 值		生 产 期										残 值	
					3		4		5		...		n			
			人民 币	外币	人民 币	外币	人民 币	外币	人民 币	外币	人民 币	外币	人民 币	外币	人民 币	外币
1	无形资产小计 (2+3+4)															
1.1	摊 销															
1.2	净 值															
2	场地使用权															
2.1	摊 销															
2.2	净 值															
3	专有技术和工业产权															
3.1	摊 销															
3.2	净 值															
4	其它无形资产															
4.1	摊 销															
4.2	净 值															
5	递延资产（开办费）															
5.1	摊 销															
5.2	净 值															
6	无形资产及递延资产 合计（1+5）															
6.1	摊 销															
6.2	净 值															

注: 摊销期相同的项目允许适当归并。



合综表 综合经济指标表

单位:人民币:万元  
外 币:

序 号	项 目	指 标			备 注
		人民币	外 币	合 计	
1	总投资 ~				
(1)	建设投资				
(2)	建设期利息				
(3)	流动资金				
2	注册资本				注册资本百分数
(1)	中 方				中方
(2)	外 方				外方
3	年均销售收入				
4	年均所得税后利润				
5	生产期内年均股利分红				
(1)	中 方				
(2)	外 方				
6	建设投资借款偿还期 (年)				包括建设期
序 号	项 目	评价指标			
		内部收 益率	回收期 (年)	净现值 (万元)	
7	全部投资 (财务)				投资回收期
8	自有资金 (财务)				(包括建设期)
9	国内投资 (财务)				折现率 $i =$
10	中方合营者 (财务)				
11	外方合营者 (财务)				
12	国内投资 (经济)				
13	全部投资 (经济)				
14	总投资利润率				
15	资本金利润率				
16	盈亏平衡点产量百分数				

# 总附录3 中国石油化工总公司 《石油化工项目可行性研究投资估算编制办法》

## 目 录

第一章	总则 .....	962
第二章	投资估算文件组成 .....	962
第三章	费用项目划分和工程费用分类及计算 .....	962
第四章	投资估算方法 .....	965
第五章	引进工程项目投资估算 .....	967
第六章	更新改造、中外合资项目的投资估算 .....	968
第七章	估算中应注意的一些问题 .....	968
附表和附件	.....	970

## 第一章 总 则

**第 1.0.1 条** 为提高石油化工项目投资估算的准确度，并结合石化部门的具体情况，制定本石油化工项目可行性研究投资估算编制办法。

**第 1.0.2 条** 投资估算应符合国家的有关政策和规定；应保证估算所依据的工程量的准确程度在合理的范围内；应掌握市场信息及科学的估价方法。

**第 1.0.3 条** 投资估算主要依据中石化《石油化工项目可行性研究报告编制规定》，中石化《中国石油化工总公司石油化工工程建设设计概算编制办法》、中石化《石油化工工程建设引进工程概算编制办法》及有关规定。在估算中可参照《石油化工工程投资估算指标》。

**第 1.0.4 条** 本编制办法主要适用于可行性研究阶段的新建、改建、扩建和更新改造项目及中外合资项目的投资估算。

## 第二章 投资估算文件组成

**第 2.0.1 条** 投资估算的文件组成如下：

一、编制说明。编制说明包括以下内容：

1. 工程项目的简要介绍，如生产规模、选用工艺的特点、相应的公用工程、生活福利设施等；

2. 投资估算的范围及投资组成（包括外汇数量）；

3. 有关事项说明。

二、编制依据。编制依据包括以下内容：

1. 国家的有关政策和规定；

2. 建筑、安装工程费用取费原则；

3. 设备、材料的计价原则；

4. 引进设备、材料的初步报价文件或参考价格的依据；

5. 设计单位积累的有关资料。

三、投资估算表。根据工程性质不同，选填下述投资估算表：

1. 单项工程投资估算表（见附表 1）。

2. 全厂性工程投资估算表（见附表 2）。

3. 中外合资项目建设投资估算表（见附表 3）。

四、估算说明。具体说明各种取费的标准和计算方法，以及说明有关的重要问题。

五、投资估算分析。投资估算分析包括影响投资的主要因素分析及与类似工程项目投资对比与分析等。

## 第三章 费用项目划分和工程费用分类及计算

### 第一节 费用项目划分

**第 3.1.1 条** 建设项目总投资由建设投资、固定资产投资方向调节税、建设期借款利息及流动资金组成。其中建设投资又分为固定资产、无形资产、递延资产及预备费用四部分。

## 一、建设投资

### (一) 固定资产费用

固定资产是指使用期限超过一年的房屋、建筑物、机器、机械、运输工具以及其它与生产经营有关的设备、器具、工具等。不属于生产经营主要设备的物品，单位价值在 2000 元以上，并且使用期限超过两年的，也应当作为固定资产。融资租入固定资产是项目投资的组成部分。

#### 1. 工程费用

工程项目分为全厂性工程项目和单项工程项目。

(1) 全厂性工程项目分为工艺生产装置、储运工程、公用工程、辅助工程、服务性工程、厂外工程、厂外生活福利工程等。

(2) 单项工程项目分为总图竖向布置、建筑物、构筑物、静止设备、机械设备、工艺管道安装、电气、通信、自控及管理系统、供排水、采暖通风、供热等。

#### 2. 固定资产其它费用

包括施工机构迁移费、超限设备运输特殊措施费、锅炉和压力容器检验费、进口设备材料国内检验费、保险费、土地征用费（包括土地补偿费、青苗补偿费、居民安置费、地面附属物拆迁补偿费、土地管理费等）、耕地占用税、新菜地开发建设基金、建设期的城镇土地使用税、联合试运转费等。

### (二) 无形资产费用

包括工业产权费用、专有技术费用、商誉费用（除企业合并外，商誉不得作价计入投资）、研究试验费、土地使用权出让金、勘察设计费、软件进口税、供电贴费、水增容费等。

### (三) 递延资产费用

递延资产费用是指不能全部计入当年损益，应在以后年度内分期摊销的各项费用，包括开办费，以经营租赁方式租入的固定资产改良支出等。

开办费是指企业在筹建期间发生的费用，包括环境影响评价费、工程监理费、建设单位管理费、生产职工培训费、办公及生活家具购置费，外国工程技术人员来华工资、生活费、接待费、招待所和办公用具费，出国人员生活费、旅费和服装费，图纸资料翻译复制费、银行担保费等。

### (四) 预备费用

预备费用由不可预见费和价差预备费组成。

1. 不可预见费按固定资产、无形资产及递延资产各费用（包括引进部分）之和的规定比例计算。

2. 价差预备费只估算国内购置的设备及安装（包括进口设备的安装）和建筑工程费用的价差。其计算式为

$$C = \sum_{i=1}^m G_i [(1+x)^{n+i} - 1]$$

式中  $C$ ——价差预备费；

$n$ ——自可行性研究报告评估意见上报至项目建设前的年份数；

$m$ ——建设期年数；

$\sum_{i=1}^m$ ——建设期第一年至第  $m$  年合计；

$G_t$ ——以做可行性研究报告当年价格计算的国内部分工程费建设期分年费用；

$x$ ——设备、材料价格指数，只适用于可行性研究报告报审期及建设期设备材料价格计算。

## 二、固定资产投资方向调节税

固定资产投资方向调节税按照“中华人民共和国固定资产投资方向调节税暂行条例”的税目税率计算。投资方向调节税列入项目总投资，并参与项目的财务评价，但不作为设计、施工及其它取费的基数。

## 三、建设期借款利息

建设期借款利息按借款利率、建设期限及资金分年投入的比例计算。

计算方法如下：

### 1. 将名义利率按年计息次数折算成有效年利率

$$\text{有效年利率} = (1 + r/m)^m - 1$$

式中  $r$ ——名义年利率；

$m$ ——每年计息次数。

### 2. 人民币借款利息计算

假定借款发生当年均在年中支用，按半年计息，其后年份按全年计息。

$$\text{每年应计利息} = (\text{年初本息累计} + \text{本年借款额}/2) \times \text{年利率}$$

### 3. 国外借款利息计算

国外借款按双方商定的贷款条件，如宽限期、还款期、利率、承诺费和偿还方式等确定利息计算。

国外借款除支付贷款利息外，还需另计管理费、承诺费等财务费用，为简化计算，可将利率适当提高进行计算。

为简化计算，预备费与固定资产投资方向调节税，建设期借款利息，全部进入固定资产。

## 四、流动资金的估算

### 1. 按流动资金构成分项估算

$$\text{流动资产} = \text{现金} + \text{应收和预付帐款} + \text{存货}$$

$$\text{流动负债} = \text{应付帐款} + \text{预收帐款}$$

$$\text{流动资金} = \text{流动资产} - \text{流动负债}$$

在项目可行性研究阶段可不考虑预付帐款和预收帐款。

上述公式中各项计算方法如下：

$$(1) \text{ 周转次数} = \frac{360 \text{ 天}}{\text{最低需要天数}}$$

$$(2) \text{ 应收帐款} = \text{年经营成本} \div \text{周转次数}$$

### (3) 存货各分项的计算

#### ① 外购原材料、燃料

外购原材料、燃料是指为保证正常生产需要，用于原材料、燃料、包装物、备件等占用资金较多的投入物，需按品种类别逐项分别计算。

计算公式为：

$$\text{外购原材料、燃料} = \text{全年外购原材料、燃料费用} \div \text{周转次数}$$

②在产品 = (年生产成本 - 年折旧费) ÷ 周转次数

或在产品 = 在产品日平均生产费用 × 生产周转天数

③产成品 = 年经营成本 ÷ 周转次数

(4) 现金的计算

现金 = (年工资和福利费 + 年其它费用) ÷ 周转次数

年其它费用 = 年制造费用 + 年管理费用 + 年财务费用 + 年销售费用 - 以上四项费用中  
(年工资和福利费 + 年折旧费 + 年摊销费 + 年修理费 + 年利息支出)

(5) 应付帐款 = (年外购原材料、燃料费 + 年外购动力费用) ÷ 周转次数

2. 或参照同类生产企业百元产值占用流动资金数额分析计取。

3. 也可按项目一个半月到三个月的总成本费用 (或产品的总成本费用) 减贷款利息估算。

## 第二节 工程费用分类及计算

**第 3.2.1 条** 工程费用分为设备购置费、安装工程费、建筑工程费。

一、设备购置费。指需要安装和不需要安装的全部设备、仪器、仪表等和必要的备品备件购置及工器具、生产家具购置费用, 其中包括一次装入的填充物料、触媒及化学药品等的购置费。设备购置费由设备原价、进口从属费、设备运杂费等组成。

二、安装工程费。指需要安装的各种设备、各种管道、设备内部填充及内衬、设备及管道的防腐和保温、金属框架及管廊、电气、自控系统、运输、制冷、采暖通风等的安装费。安装工程费由直接工程费 (直接费、其它直接费、现场经费)、间接费 (企业管理费、财务费用、其它费用)、计划利润、税金、在特定条件下发生的费用组成。定额直接费按“中国石化总公司石油化工安装工程概算指标”计算; 相应费用按“石油化工安装工程费用”的费率和有关规定计算。为了简化计算, 各编制单位可根据经验数据采用系数法来估算, 即各类设备的安装费按占其设备费的百分比计算 (可参照已有的类似项目或“石油化工工程建设投资估算指标”的类似项目), 采用的系数应按不同设备分类和专业组成取定。

三、建筑工程费。是指建设项目设计范围内的建设场地平整、竖向布置土石方工程费; 各类房屋建筑及其附属的室内供水、供热、卫生、电气、燃气、通风空调、弱电等设备与管道安装工程费; 各类设备基础、地沟、水池、冷却塔、烟囱烟道、水塔、栈桥、管架、挡土墙、围墙、厂区道路、绿化等工程费; 铁路专用线、厂外道路、码头等工程费。建筑工程费由直接工程费 (直接费、其它直接费、现场经费)、间接费、计划利润、技术装备费、税金等组成。建筑工程费一般按造价指标估算。如建筑物可按元/平方米估算, 总图竖向布置和构筑物按混凝土元/立方米, 土石方元/立方米, 道路元/平方米估算。也可参照历史资料, 并考虑物价上涨因素、不同地区及地质条件的变化, 按其占工程费用的百分比估算。

## 第四章 投资估算方法

**第 4.0.1 条** 投资估算规定三种方法, 即工程量法、相关系数法和规模指数法。其中: 工程量法和相关系数法可以混合使用; 规模指数法只有在无法获得前两种方法要求的基础资料的情况下方可使用, 并且只能用于多装置构成项目中的个别装置的估算。

**第 4.0.2 条** 工程量法。按各专业提供的主要设备规格表和建安工程量进行估算。

一、单项工程项目估算:

## (一) 建设投资

## 1. 固定资产费用

(1) 分专业估算设备购置费、安装工程费和建筑工程费, 累计为工程费用。

(2) 固定资产其它费用。

## 2. 无形资产费用。

## 3. 递延资产费用。

## 4. 预备费用。

上述四部分费用之和为建设投资。

(二) 固定资产投资方向调节税。

(三) 建设期借款利息。

(四) 流动资金。

上述(一)(二)(三)(四)之和构成建设项目总投资。

## 二、全厂性工程项目估算

## (一) 建设投资

## 1. 固定资产费用

(1) 分专业估算出各单项的工程费用。

(2) 固定资产其它费用。

## 2. 无形资产费用。

## 3. 递延资产费用。

## 4. 预备费用。

上述四部分费用之和为建设投资。

(二) 固定资产投资方向调节税。

(三) 建设期借款利息。

(四) 流动资金。

上述(一)(二)(三)(四)之和构成建设项目总投资。

**第 4.0.3 条** 相关系数法。以单项工程为例, 计算步骤如下:

## 1. 主要设备投资。

2. 按各专业与主要设备投资之比(即相关系数)计算各专业投资及固定资产其它费用, 合计为固定资产费用。

## 3. 无形资产费用。

## 4. 递延资产费用。

## 5. 预备费用。

上述费用之和为建设投资。

建设投资、固定资产投资方向调节税、建设期借款利息与流动资金之和, 构成建设项目总投资。

**第 4.0.4 条** 规模指数法。计算步骤如下:

## 1. 用下式估算拟建项目的装置投资。

$$C_1 = C_2 \left( \frac{N_1}{N_2} \right)^n \cdot (1 + P)^t \cdot D$$

式中  $C_1$ ——拟建项目的装置投资, 它必须与  $C_2$  包括的内容一致;

$C_2$ ——已知项目的实际装置投资；

$N_1$ ——拟建项目的规模；

$N_2$ ——已知项目的规模；

$n$ ——规模指数（见附件1）；

$P$ ——物价上涨指数；

$D$ ——地区指数；

$t$ ——从已知项目建成时间到拟建项目编制估算文件之间的年份数。

2. 按各专业投资与装置投资之比计算各专业投资，并计算固定资产其它费用。

3. 无形资产费用。

4. 递延资产费用。

5. 预备费用。

上述几项费用之和为建设投资。

建设投资、固定资产投资方向调节税、建设期借款利息及流动资金，构成建设项目总投资。

## 第五章 引进工程项目投资估算

**第 5.0.1 条** 引进工程项目的费用项目划分与国内一般项目基本相同，不同之处在于因引进设备、材料和技术相应发生如下引进工程费用。

### 一、以外币支付部分

1. 硬件费：指设备、备品备件、材料、专用工具、化学品等费用，折成人民币列入工程费用中。

2. 软件费：指国外专利、专有技术、技术资料、工程设计及技术保密费用，折成人民币列入无形资产费用中。

3. 从属费用：指国外运费、运输保险费，折成人民币列入工程费用。软件不计这笔费用。

4. 其它：指外国工程技术人员来华工资和生活费，出国人员生活费，折成人民币列入递延资产费用中。

5. 外币折算人民币的算式：

$$\text{人民币金额} = \text{人民币市场汇价} \times \text{外币金额}$$

### 二、以人民币支付部分

1. 从属费用：指进口关税 [减免关税的货物要交纳海关监管手续费（到岸货价  $\times$  减税率  $\times 3\%$ ）]、增值税、银行财务费和外贸手续费。它们随货价进入工程费用。

2. 国内运杂费进入工程费。

3. 安装费列入工程费内，一般项目的安装费取设备费及材料费之和的  $8\% \sim 12\%$ 。

4. 外国技术人员来华接待费、住宿费和办公用具费，出国人员旅费和制装费，引进设备、材料国内检验费，引进项目保险费，图纸资料翻译复制费，银行担保费等，列入递延资产。由于来华专家数目、费用额及出国人员数目在可行性研究阶段无法确定，可按硬件费用的  $0.8\% \sim 1.0\%$ （硬件费大于 1 亿美元）， $1.2\% \sim 3.5\%$ （硬件费小于 1 亿美元，大于 2000 万美元）， $3.8\% \sim 5\%$ （硬件费小于 2000 万美元）计取。

**第 5.0.2 条** 两税四费综合常数的计算：



一般引进石油化工项目,以货物离岸价为计算基数的两税四费综合常数可按下式计取:

$$\begin{aligned} \text{硬件综合常数} = & A \times [\text{关税税率} + \text{增值税率} \times (1 + \text{关税税率}) + \text{外贸手续费率}] \\ & + \text{平均海运费率} + \text{银行财务费率} + \text{海运的运输保险费率} \end{aligned}$$

式中:  $A = 1 + \text{平均海运费率} + \text{海运的运输保险费率}$ ;

海运的运输保险费率  $= 1.0635 \times 3.5\%$ ;

平均海运费率  $6\%$ ; 外贸手续费率  $1.5\%$ ; 银行财务费率  $5\%$ 。

软件综合常数 = 硬件综合常数 - 平均海运费率 - 海运的运输保险费率  
要注意上述费率的最新变化。

## 第六章 更新改造、中外合资项目的投资估算

更新改造和中外合资项目投资估算与一般项目基本相同,但应考虑以下问题。

**第 6.0.1 条** 有关固定资产投资方向调节税的规定:

1. 除适用  $0\%$  税率以外的更新改造项目一律按项目中的建筑工程投资计征,税率为  $10\%$ 。

2. 按照规定,中外合资项目不征收固定资产投资方向调节税。

**第 6.0.2 条** 改扩建与技术改造项目应能反映新建企业所没有的特殊费用,如旧有固定资产拆除费等。

## 第七章 估算中应注意的一些问题

**第 7.0.1 条** 工程量法在工程量可靠、价格和费用取定合理的条件下是比较准确的方法,因此要求工程量要保证在一定的误差范围之内,使用的价格和费用应为现价和现行费用(或虽为历史数据,但已按有关规定调整),在使用《石油化工工程投资估算指标》时,必须按照有关主管部门公布的调整系数进行调整后才能使用。

**第 7.0.2 条** 当使用相关系数法(或与工程量法混用)进行估算时,由于不同工艺各专业投资比例不是一个常数,因此使用系数时要注意以下问题,并根据反馈信息随时修正系数,以保证估算的准确度。

1. 首先要明确主要设备包含的内容,只有明确了主要设备内容以后,才能采用系数进行有实际意义的估算。

2. 不同工艺有不同的设备系数,因此不同的工艺有不同的相关系数。

3. 当拟建项目主要设备为进口时,其设备投资会高于国产设备,因而必然影响到各专业投资与主要设备投资之间的投资比例。

4. 有的项目其主要设备或材料使用昂贵的合金材质,这与一般的碳钢材质相比,相关系数会有很大的变化。

5. 有的项目使用一般的电动仪表,而有的则包括 DCS 系统和进口仪表,后者自控仪表的投资比重会上升。

6. 虽然就全厂而论,建筑工程所占投资比重变化幅度不大,但具体到某个单元而言,则其变化可能很大,这主要取决于建筑面积、结构工程量因地质条件而发生的变化,在估算中要充分考虑。

7. 在引进项目中由于增加了因引进而发生的费用(特别是软件费),固定资产其它费用、无形资产费用、递延资产费用占工程费用的百分比,因而会有所上升。

**第 7.0.3 条** 当使用规模指数法估算时，要求已知的项目与拟建项目的产品相同，工艺流程相同，两者的规模相差倍数不能太大（4~5 倍范围内）。附录 1 中列出了一些装置的规模指数，可供估算时参考。

**第 7.0.4 条** 当引进设备、材料价格只能参考过去引进同类货物的价格时，可参照附录 2、3、4、5 的资料，将之调整到估算年的水平。

## 附表和附件

附表 1 全厂性工程投资估算表

单位: 万元 万美元

序 号	工程或费用名称	估 算 价 值						占建设投资 的比例, %	备注
		设备购置	安装工程	建筑工程	其它	合计	其中外币		
一	建设投资								
1	固定资产费用								
1.1	工程费用								
1.1.1	工艺生产装置								
1.1.2	储运工程								
1.1.3	公用工程								
1.1.4	辅助工程								
1.1.5	服务性工程								
1.1.6	厂外工程								
1.1.7	厂外生活福利工程								
1.2	固定资产其它费用								
2	无形资产费用								
3	递延资产费用								
4	预备费用								
4.1	不可预见费								
4.2	价差预备费								
	小计								
	占建设投资, %								
二	固定资产投资方向调节税								
三	建设期利息								
四	合计								

附表 2 单项工程投资估算表

单位: 万元 万美元

序 号	工程或费用名称	估 算 价 值						占建设投资 的比例, %	备注
		设备购置	安装工程	建筑工程	其它	合计	其中外币		
一	建设投资								
1	固定资产费用								
1.1	工程费用								
1.1.1	总图竖向布置								
1.1.2	建筑物								
1.1.3	构筑物								
1.1.4	静止设备								
1.1.5	机械设备								
1.1.6	加热炉								
1.1.7	工艺管道安装								
1.1.8	电气								
1.1.9	通信								
1.1.10	自控仪表								
1.1.11	供排水								
1.1.12	采暖通风								
1.1.13	热工								
1.2	固定资产其它费用								
2	无形资产费用								
3	递延资产费用								
4	预备费用								



续表

序号	项 目	最低周 转天数	周转 次数	投 产 期						达到设计生产能力					
				3			4			5			...		
				人民 币	外币	小计	人民 币	外币	小计	人民 币	外币	小计	人民 币	外币	小计
1.2.5	其它														
1.3	现金														
2	流动负债														
2.1	应付帐款														
3	流动资金 (1~2)														
4	流动资金本年增加额														
5	流动资金借款														
6	利息														

注：1. 小计栏目采用记帐货币单位；原材料、燃料栏目应列出具体名称，分别计算。

2. 周转次数 =  $360 \div$  最低周转天数；

3. 流动资产和流动负债各项的计算：

应收帐款 = 年经营成本  $\div$  周转次数 存货各分项分别等于各项原材料、燃料全年费用除以周转次数 在产品 = (年生产成本 - 年折旧)  $\div$  周转次数 产成品 = 年经营成本  $\div$  周转次数 现金 = (年工资和福利费 + 年其它费用)  $\div$  周转次数 应付帐款 = 原材料、燃料和外购动力全年费用  $\div$  周转次数；

4. 流动资金本年增加额 = 本年流动资金 - 上年流动资金；

5. 小计栏采用记帐货币单位。

附件 1 各种装置投资规模指数

序号	装 置 名 称	规模指数	序号	装 置 名 称	规模指数
1	常压	0.7	30	白土精制	0.53
2	减压	0.7	31	石蜡发汗	0.7
3	常减压	0.6	32	石蜡脱色	0.6
4	催化裂化	0.7~0.83	33	石蜡成型	0.7
5	宽馏分重整	0.62	34	乙烯裂解	0.58~0.79
6	宽馏分重整 (带抽提)	0.7	35	乳液聚合法丁苯橡胶	0.57~0.67
7	窄馏分重整 (带抽提)	0.75	36	溶液聚合法丁苯橡胶	0.74~0.77
8	加氢裂化	0.75~0.8	37	溶液聚合法顺丁橡胶	0.6~0.85
9	渣油蒸汽裂化	0.7	38	热塑性丁苯橡胶	0.54~0.56
10	加氢精制	0.65~0.85	39	合成氨	0.9
11	延迟焦化	0.7~0.81	40	MTBE	0.46~0.51
12	烷基化	0.6~0.65	41	丁二烯	0.66~0.76
13	迭合	0.58~0.8	42	乙二醇	0.66~0.77
14	减粘裂化	0.6	43	环氧乙烷	0.73~0.77
15	气体分馏	0.7	44	聚丙烯	0.7~0.84
16	氧化沥青	0.65	45	聚乙烯 (低密度)	0.7~0.78
17	渣油加氢脱硫	0.8	46	聚乙烯 (高密度)	0.67~0.8
18	气体脱硫	0.6	47	苯乙烯	0.79~0.83
19	循环氢脱硫	0.7	48	丙烯腈	0.85
20	干气制氢	0.65~0.7	49	聚乙烯醇	0.64~0.71
21	脱硫醇	0.65	50	ABS	0.52~0.54
22	制硫	0.6~0.64	51	乙醛	0.66~0.97
23	原油脱盐	0.6	52	醋酸	0.59~0.68
24	内烷脱沥青	0.73	53	对苯二甲酸	0.79~0.82
25	溶剂抽提	0.73	54	对苯二甲酸二甲酯	0.76~0.82
26	溶剂脱蜡	0.76~0.82	55	聚对苯二甲酸二乙酯	0.68~0.71
27	酚精制	0.8	56	聚己内酰胺	0.48~0.76
28	尿素脱蜡	0.8	57	聚酰胺 66	0.51~0.63
29	压榨脱蜡	0.7			

注：本表所列规模指数，仅适用于由设备尺寸改变而改变生产能力的装置的投资估算。

附件2 美国化学工程装置 (CE) 价格指数 (以 1957 ~ 1959 年为基础)

序 号	年 代	指 数	序 号	年 代	指 数
1	1958	100	20	1977	204.1
2	1959	100	21	1978	218.8
3	1960	102	22	1979	238.1
4	1961	101.5	23	1980	261.2
5	1962	102	24	1981	297
6	1963	102.4	25	1982	314
7	1964	103.3	26	1983	316.9
8	1965	104.2	27	1984	322.7
9	1966	107.2	28	1985	325.3
10	1967	109.7	29	1986	318.4
11	1968	113.7	30	1987	323.8
12	1969	119	31	1988	342.5
13	1970	125.7	32	1989	355.4
14	1971	132.2	33	1990	357.6
15	1972	137.2	34	1991	361.3
16	1973	144.1	35	1992	358.2
17	1974	165.4	36	1993	359.2
18	1975	182.4	37	1994	368.1
19	1976	192.1	38	1995	381.1

附件3 美国纳尔逊炼厂建设价格指数 (以 1946 年为基础)

序号	名 称	年 代											
		1976	1980	1981	1982	1983	1989	1990	1991	1992	1993	1994	1995
1	泵、压缩机等	538.6	777.3	880.6	944.1	944.5	1086.3	1125.6	1177.8	1216.4	1254.6	1278.2	1316.7
2	电气设备	287.2	394.7	431.4	453.8	469	533.1	541	548.1	550.4	555.5	560.5	563.2
3	内燃机	348.3	512.6	576.9	627.7	653.7	721.8	753.8	794.4	809.2	820.6	838.2	854.9
4	仪表	466.4	587.3	623.4	652.5	675.2	770.3	811.4	844.7	865.5	879.3	887.6	904.4
5	换热器	478.5	618.7	727.3	635.9	541.7	737.8	755.7	772.6	746.6	704.1	690.7	758.6
6	各种设备 (平均)	423.8	578.1	649.7	662.8	656.8	769.9	797.5	827.5	837.6	842.8	851.1	879.5
7	材料	445.2	629.2	693.2	707.6	712.4	829.2	832.8	832.3	824.6	846.7	877.2	918.0
8	人工费	729.4	951.9	1044.2	1156.5	1234.8	1440.4	1487.7	1533.3	1579.2	1620.2	1664.7	1708.1
9	纳尔逊炼厂指数	615.7	822.8	903.8	976.9	1025.8	1195.9	1225.7	1252.9	1273.3	1310.8	1349.7	1392.1

附件4 PEP 化工装置价格指数

地 区 时 间	美 国	日 本	德 国 (西)	地 区 时 间	美 国	日 本	德 国 (西)
1978	282.4	261.6	248.9	1987	458.1	342.7	351.9
1979	314.8	286.9	275.3	1988	484.4	359.3	365.8
1980	357.3	298.8	290.3	1989	510.5	372.9	381.5
1981	403.8	312.4	305.3	1990	523.0	396.6	397.7
1982	419.7	320.4	325.8	1991	537.6	420.8	417.5
1983	427.2	332.7	329.1	1992	544.8	424.1	435.8
1984	436.6	335.5	340.7	1993	552.7	418.7	443.3
1985	440.3	348.4	345.7	1994	563.7	425.7	456.1
1986	443.8	339.8	352.8	1995	585.2	403.1	474.5

注: PEP 价格指数以 1958 年为 100。

附件5 PEP化工装置费用地区因子

时 间 \ 地 区	日 本	德国 (西)	时 间 \ 地 区	日 本	德国 (西)
1978	1.05	1.05	1987	1.17	1.03
1979	0.96	1.17	1988	1.27	0.94
1980	0.88	1.14	1989	1.17	0.94
1981	0.78	0.77	1990	1.15	1.13
1982	0.69	0.78	1991	1.30	1.04
1983	0.75	0.75	1992	1.43	1.29
1984	0.75	0.69	1993	1.63	1.17
1985	0.74	0.64	1994	1.77	1.25
1986	1.08	0.90	1995	1.87	1.45

注：以美国为1。

## 总附录4 中国石油化工总公司《石油化工装置基础设计 (初步设计)内容规定》SHSG—033—98

### 目 录

1 总则 .....	976
2 概述 .....	976
3 工艺 .....	978
4 设备 .....	980
5 总图运输 .....	985
6 装置布置 .....	987
7 配管 .....	988
8 仪表 .....	989
9 电气 .....	991
10 电信 .....	994
11 土建 .....	995
12 暖通空调 .....	996
13 分析化验 .....	997
14 给排水及消防 .....	998
15 消防设计专篇 .....	999
16 环境保护专篇 .....	1000
17 劳动安全卫生专篇 .....	1001
18 概算 .....	1002



## 1 总 则

**1.0.1** 为了提高石油化工工程设计质量、统一石油化工装置基础设计文件的内容和深度，特制订《石油化工装置基础设计（初步设计）内容规定》。以下简称“本规定”。

**1.0.2** 本规定适用于新建、扩建、改建的石油化工装置的基础设计。化纤厂的聚合、造粒等前纺装置的基础设计，原则上可按本规定执行。公用设施、辅助设施的基础设计可参照执行。

**1.0.3** 基础设计文件应依据批准的可行性研究报告、总体设计、工艺设计包和设计基础资料进行编制。

**1.0.4** 基础设计文件的深度，应达到能满足上级主管部门和用户审查、设备订货、开展详细设计的要求。

**1.0.5** 本规定是对石油化工装置基础设计文件内容的一般要求。如用户有特殊要求时，可在签订合同时协商确定。

**1.0.6** 本规定对基础设计文件中的图纸、表格格式暂不作统一规定，各设计单位可根据本单位的规定进行编制。

**1.0.7** 本规定不作为设计单位内部专业分工的依据，可作为设计文件篇、章编排的参考。

## 2 概 述

**2.0.1** 概述是对装置基础设计作全面概括的说明，其内容应包括概况、产品及副产品、主要原料、生产方法及能源利用、生产控制、装置位置及周边情况、公用系统及辅助设施、主要技术经济指标、存在问题和建议。

**2.0.2** 在概况中应说明：装置的建设规模、建设性质、建设依据和设计依据、设计中贯彻执行的政策，装置的组成、设计范围和设计分工，装置的年运行时数、操作班次和定员等内容。

(1) 装置的建设规模应列出主产品或加工原料量的设计生产规模，分期建设的项目应列出分期建设的规模；

(2) 装置的建设性质应说明是新建、扩建或改建（技术改造）；

(3) 建设依据和设计依据应列出建设项目可行性研究报告和可行性研究报告的批准文件，建设项目的环境影响报告书（表）和环境影响报告书（表）的批准文件，建设项目劳动安全卫生预评价报告和劳动安全卫生预评价报告的批准文件，设计合同、工艺设计包等文件的名称、文件号和审批单位的名称，含有引进技术的项目尚应列出引进技术合同的名称和合同号；

(4) 说明装置设计贯彻执行的方针政策（包括国家的有关方针政策和建设项目行业主管部门的有关法规文件）；

(5) 说明装置的组成、设计范围和设计分工。装置由单元（主项）组成时，按表 2.0.2-1 列出单元（主项）表：

(6) 说明装置（或单元）的年运行时数和操作班次，并按表 2.0.2-2 列出装置的定员。

**2.0.3** 说明装置全部产品和副产品的名称、主要规格、产量、储存运输条件、运输方

法和去向。

表 2.0.2-1 单元（主项）表

单元（主项）编号	单元（主项）名称	负责设计单位	备 注

表 2.0.2-2 装置定员表

序号	岗位名称	管理人员	技术人员	操作人员	辅助人员	其它	小计	备 注
	合 计							

当建设项目中包括产品储仓时，应说明产品储仓的储存能力（储存周期）。

**2.0.4** 说明装置使用的主要原料的名称和主要规格、预计年用量，并说明原料的来源和供应（输送）方式。

当建设项目中包括原料储仓时，应说明原料储仓的储存能力（储存周期）和储存方式。

**2.0.5** 简要说明装置的生产方法和技术来源，概述其生产过程和节能措施。

**2.0.6** 简要说明装置生产过程的自动化控制水平、主体仪表和控制系统的选型。

**2.0.7** 说明装置在厂区内的位置，与相邻装置、设施的间距和相对位置。

**2.0.8** 说明装置所需电、汽、冷、水、氮、仪表用空气、压缩空气、燃料等的规格或参数，需用量和来源。

说明装置的设备、仪表、电气设备、建（构）筑物维修工作的依托情况。

**2.0.9** 装置设计的主要技术经济指标（表 2.0.9）。

表 2.0.9 主要技术经济指标

序 号	指 标 名 称	数值及单位	备 注
1	设计规模		
2	消耗指标 (1) 原料 (2) 主要辅助材料及催化剂 (3) 新鲜水 (4) 循环冷却水 (5) 电 (6) 蒸汽 (7) 燃料		
3	装置区占地面积		
4	装置总建筑面积		
5	“三废”排放量		
6	运输量 运入装置 运出装置		
7	总定员		
8	总能耗		
9	工艺设备总台数 (1) 容器 (2) 换热器 (3) 工业炉 (4) 机泵 (5) 机械		其中国外订购台数
10	总投资		

## 2.0.10 说明装置设计所存在的问题并提出建议。

# 3 工 艺

**3.0.1** 工艺部分基础设计文件包括：工艺设计基础，工艺说明，界区条件表，管道表，工艺设备表，工艺流程图（PFD），公用物料流程图（UFD），管道和仪表流程图（PID）。如果有工艺设计包文件，工艺部分的基础设计文件可酌情简化。

## 3.0.2 工艺设计基础应包括下列内容：

（1）装置能力、应说明产品年生产能力和小时生产能力或原料处理能力、主生产线数、年运转率（包括操作时间、连续或间断生产）、产品方案；

（2）装置组成及其名称；

（3）原料、产品和副产品性质及技术规格，一般应按不同物料分别列出物性和组成、单位、指标、分析方法和（或）标准号等；对聚合物产品规格应分别列出性能、单位、测试方法和（或）标准号、各牌号产品指标；

（4）催化剂、化学品性质及技术规格，一般应按不同物料分别列出物性及组成、单位、指标、分析方法和（或）标准号等；

（5）原料、催化剂、化学品消耗量和产品、副产品产量，应分别列出物料名称、单位、数量（按每吨产品、每小时、每年的消耗量或产量列出），对于在使用过程中逐渐损耗的溶剂或效能逐渐降低的催化剂、吸附剂和中和剂等，如进行定期补充，则需注明补充间隔时间和补充量，并折成每吨产品的消耗量；对于初次充填的或定期更换的催化剂、溶剂或干燥剂等，必须注明一次填充量和更换的间隔时间，并折成每吨产品的消耗量；

（6）公用物料和能量规格，应分类列出状态、温度、压力和规格等；

（7）公用物料、能量消耗定额和综合能耗，应分类列出消耗定额和小时耗量（包括正常值和峰值）。

## 3.0.3 工艺说明应叙述以下内容：

（1）生产方法、工艺技术路线（说明所采用的工艺技术路线及其依据）、工艺特点（从工艺、设备、自控、操作和安全等方面说明装置的工艺特点）和每个部分的作用。

（2）工艺流程简述，叙述物料通过工艺设备的顺序和生成物的去向；说明主要操作技术条件，如温度、压力、流量配比及主要控制方案等；如系间断操作，则需说明一次操作加料量和时间周期；连续操作或间断操作时需说明工艺设备常用、备用工作情况；说明副产品的回收、利用和三废处理方案。

## （3）安全与卫生

### a 生产过程中主要物料的危险、危害分析：

火灾、爆炸危险物料：装置中火灾、爆炸危险物料的种类、数量、性质和使用条件；

毒性物料：装置中使用的毒性物料的种类、数量、毒性和使用条件；

腐蚀性物料：装置中使用的腐蚀性物料的种类、数量、形态和使用条件；

其它危害：如高温灼伤、粉尘、坠落、放射性等；

### b 针对生产特点具体说明设计中采用的安全卫生措施，如：

工艺路线、设备材料的选择；

泄压、防爆、防火设施；

火灾检测、报警设施；

水、蒸汽、泡沫、化学品等灭火消防设施；  
 可燃气体泄漏检测、报警设施；  
 生产控制中的报警、停车联锁措施和事故状态下紧急停车设施；  
 通风、除尘、降温、减噪设施；  
 事故淋浴、洗眼器、特殊劳保用具以及相关的急救医疗设施等。

**3.0.4** 界区条件表，一般应按原料、化学品、产品、副产品和公用物料分别列出，填写项目为：序号、名称、进/出、状态、输送方式、流量（kg/h）、管径、温度（℃）、压力（MPa（G））等。

**3.0.5** 管道表应包括项目一般为：管道号、公称直径、管道等级、PID图号、管道起止点、物料名称、物料状态、操作压力（MPa（G））、操作温度（℃）、管道级别、隔热要求和伴热形式等。

**3.0.6** 工艺设备表应包括项目一般为：工艺设备的位号、设备名称、台数（操作、备用）、主要操作条件、技术规格、主要材质和重量等。

**3.0.7** 工艺流程图（PFD）应表示完整的生产过程，包括主要工艺设备（不需画出备用设备）、主要工艺管道、操作条件、控制方案和物流数据等。

**3.0.8** 公用物料流程图（UFD）应表示需要和产生公用物料的主要设备、主要公用物料干线、控制方案、流量和技术参数等。

**3.0.9** 工艺管道和仪表流程图需表示如下内容：

(1) 设备

- a 全部编有位号的设备（包括备用设备）及其主要规格；
- b 成套供应的机组制造厂的初步供货范围；
- c 全部设备管口；
- d 非定型设备的内件应适当表示，如塔板形式、与进出口管道有关的塔板序号、折流板、除雾器、加热或冷却盘管等；
- e 如有工艺要求时，应注明设备的安装高度以及设备之间的相对高度；
- f 泵、压缩机、鼓风机等转动设备的驱动型式；
- g 利旧设备。

(2) 管道

- a 与设备相连接的所有工艺和公用物料管道（包括开、停车及事故处理管道），并在管道上标有管道标注和用箭头表示出流体流动方向；
- b 所有阀门及其类型（仪表阀门除外）；
- c 管道上管道等级变化时，要用分界线标明分界；
- d 容易引起振动的两相流管道上应注明“两相流、易振动”；有特殊要求的重力流管道上应注明“重力流”；有坡向和液封要求的管道应表示出坡度要求和液封高度；如果不能有“袋形”者也应注明；
- e 为开车或试运转需要而设置的放空、放净、吹扫及冲洗接头；
- f 蒸汽、热水或其它类型的伴热管、夹套管，及其绝热要求；
- g 所有管道附件，如补偿器、挠性软管、过滤器、视镜、疏水器、限流孔板、盲板、可拆卸短管和其它非标准管件；
- h 取样点的编号、位置、形式和结构；

- i 所有安全泄压设施,如安全阀、爆破片、呼吸阀都应编号,并表示清楚设计要求;
- j 异径管需注明其形式及规格;对改、扩建装置,应表示与已有设备或管道的连接点。

### (3) 仪表

- a 所有在线仪表,包括测量、记录、调节、分析仪表等,所有仪表均需编号;
- b 所有调节阀;
- c 联锁关系;
- d 随机仪表应在 PID 上注明。

### (4) PID 注释

- a 设备注释主要注明设备布置的特殊要求和催化剂、化学品和填料装卸处的空间要求等内容;
- b 管道注释主要注明工艺、配管方面的一些特殊要求;
- c 仪表注释主要注明仪表安装方面的特殊要求。

### 3.0.10 公用系统管道和仪表流程图应表示下列内容:

- (1) 与公用系统有关,即使用或产生公用物料的设备(包括备用设备);
- (2) 公用物料干管、总管、支管和进出设备的所有公用物料管道、管件、阀件等,并作管道标注;
- (3) 公用物料管道上的所有仪表,但在工艺管道及仪表流程图上已表示的公用物料仪表不得重复出现。

## 4 设 备

### 4.1 设备设计说明

**4.1.1** 设备(包括容器、换热器、工业炉、机泵、机械)设计说明一般应有:为了解设备概况所需的、带特征的主要的设备操作、设计参数和工艺物料特性,设备选材要求,设备制造、检验、包装运输的特殊要求,设备(材料)的供货范围和采用的标准,设备汇总表和设备分类汇总表等内容。

**4.1.2** 简要说明本装置带特征的主要的设备操作、设计参数和工艺物料特性,如设备的压力、温度等主要操作参数(特别是最高压力、最高真空度、最高温度和低温设备的最低温度),物料的毒性、易燃、易爆、易渗漏、易飞扬、高粘度和腐蚀性(特别是具有较强腐蚀性的物料)等性能。

**4.1.3** 根据物料特性、操作和设计参数说明设备的选材要求,主要用材、特种用材的品种、规格和供应来源,需要进口或特殊订货的材料要说明理由。

**4.1.4** 提出设备制造、检验、包装运输的特殊要求,如说明需高精度抛光的设备及其要求,对大型设备是否在现场制造的建议及其特殊要求,有可能超限设备的外形尺寸、质量及其可拆部件的最大外形尺寸和质量等。

**4.1.5** 说明设备(材料)的供货范围和采用的标准。

**4.1.6** 设备汇总表可用表格的形式按设备类型分别统计各类设备国内订货和国外订货的设备台数和金属总质量并予以合计,然后将各类设备的数量进行总计。

设备汇总表的格式参见表 4.1.6。

**4.1.7** 设备分类汇总表可用表格的形式将设备按容器、换热器、工业炉、机泵、机械五种类型分别进行再细化分类统计,并进行汇总。具体要求如下:

表 4.1.6 设备汇总表

设备类型	国内订货		国外订货		合 计	
	台 数	金属总质量 t	台 数	金属总质量 t	台 数	金属总质量 t
容 器						
换热器						
工业炉						
机 泵						
机 械						
总 计						

(1) 容器（类）汇总表

将容器（类）分为反应器、储存容器（必要时可再分为球形容器、料仓、内浮顶储罐等）、塔器（必要时可再分为板式塔、填料塔等）及其它容器等类型，分别统计各类容器国内订货和国外订货的台数及金属总质量（其中含合金钢或有色金属的质量应注明），然后将各类容器的数量进行合计，如有非金属容器也可单列一类进行统计。

容器（类）汇总表的格式参见表 4.1.7-1。

表 4.1.7-1 容器（类）汇总表

容器类型	国 内 订 货				国 外 订 货				备 注
	台 数	金属质量, t			台 数	金属质量, t			
		总质量	合金钢或有色金属 材 料      质 量			总质量	合金钢或有色金属 材 料      质 量		
反应容器									可再细化分类
储存容器									可再细化分类
塔      器									可再细化分类
其它容器									可再细化分类
合      计									

(2) 换热器（类）汇总表

将换热器（类）分为管壳式换热器（必要时可再分为固定管板式、浮头式、U 形管式）、套管式换热器、废热锅炉、特殊换热器（板片式、螺旋板式、板翅式、空冷器）等类型，分别统计各类换热器国内订货和国外订货的台数及金属总质量（其中含合金钢或有色金属的质量应注明），然后将各类换热器的数量进行合计。

换热器（类）汇总表的格式可参照容器（类）汇总表进行编制。

(3) 工业炉（类）汇总表

将工业炉（分）分为反应炉、加热炉、焚烧炉、其它（如火炬）等类型，分别统计各类工业炉国内订货和国外订货的台数和金属总质量（其中含合金钢质量应注明），然后将各类工业炉的数量进行合计。

工业炉（类）汇总表的格式参见表 4.1.7-2。

表 4.1.7-2 工业炉 (类) 汇总表

工业炉类型	国 内 订 货				国 外 订 货				备 注
	台 数	金属质量, t			台 数	金属质量, t			
		总质量	炉 管			总质量	炉 管		
			材 料	质 量			材 料	质 量	
反应炉									
加热炉									
焚烧炉									
其 它									
合 计									

## (4) 机泵 (类) 汇总表

将机泵 (类) 分为压缩机 (离心式、往复式)、鼓风机 (离心式、转子式) 和泵 (离心式、往复式) 等类型, 分别统计各类机泵国内订货和国外订货的台数和质量, 并予以合计, 然后将各类机泵的数量进行合计。

机泵 (类) 汇总表的格式参见表 4.1.7-3。

表 4.1.7-3 机泵 (类) 汇总表

机泵类型	国内订货		国外订货		合 计		备 注
	台 数	质量, t	台 数	质量, t	台 数	质量, t	
离心压缩机							
往复压缩机							
离心鼓风机							
转子鼓风机							
离 心 泵							
往 复 泵							
计 量 泵							
真 空 泵							
其它机泵							
合 计							

## (5) 机械 (类) 汇总表

机械 (类) 包括除机泵 (类) 外的单机和成套机组, 如挤压造粒、包装码垛、橡胶后处理、破碎筛分、起重运输、螺旋输送、成型机械、套管结晶器、真空过滤机、离心机、装卸油鹤管、水力除焦机械、污水处理机械、车辆和特种阀门等, 其汇总表可根据各装置的具体情况, 参照机泵 (类) 汇总表进行编制。

## 4.2 容器

4.2.1 容器的基础设计文件应有容器设计规定、容器数据表和主要容器的工程图。

4.2.2 容器设计规定应对现场自然条件、设计采用的标准规范、材料选用、结构设计、零部件选用、制造、检验和验收要求作出规定。一般应包括以下内容:

(1) 现场自然条件应列出地区环境最低温度、雪载荷、基本风压、地震烈度、远近震影响, 场地土类别、地面粗糙度类别;

(2) 设计采用的标准规范应列出标准规范的名称和标准号, 当采用国外标准规范或国家

标准、行业标准以外的标准规范时应加以说明；

(3) 材料选用应依据物料特性和操作参数确定选材要求（选用国外材料，非标准材料时应予以说明）；

(4) 结构设计应提出结构设计要求，如接管伸出长度、内件结构、开孔补强结构、焊接结构等；

(5) 零部件选用应规定零部件采用的标准；

(6) 制造、检验和验收要求除指定应遵循的一般标准规范外，还应提出本装置有特殊要求的项目，如需要表面抛光、做致密性试验、晶间腐蚀试验等。

#### 4.2.3 容器数据表应包括容器机械设计所必须的设计数据和容器简图。

(1) 设计数据一般应包括操作参数、设计参数、结构参数、介质名称（及必要的物性）、腐蚀裕度，接管法兰的标准类型、压力等级、密封面型式等，必要时还应提出载荷特征（如压力温度循环波动）、制造要求（如表面抛光）、推荐容器或零部件规格和用材等。

(2) 容器简图应包括必要的几何尺寸、支承方式、必要的液面高度，需要时还要对部分结构形式给予推荐。

#### 4.2.4 容器工程图应能满足开展配管、土建设计和容器询价（预订货）要求。

容器工程图应包括：

(1) 主要设计规范、设计数据和制造、检验要求表；

(2) 主要零（部）件规格和用材表；

(3) 容器估计总质量（其中特种材料含质量应说明）；

(4) 管口表；

(5) 特殊要求和说明；

(6) 装配简图：标出主要零件的壁厚（或有关尺寸），安装和配管、土建设计用的必要尺寸，附有必要的结构节点放大图。

### 4.3 换热器

4.3.1 换热器的基础设计文件应有换热器设计规定、换热器数据表和主要换热器工程图。

4.3.2 换热器设计规定的编写要求与容器设计规定的编写要求相同，详见本规定 4.2.2 条。可以将换热器设计规定与容器设计规定合并编写。

4.3.3 换热器数据表的编制要求与容器数据表的编制要求相同，详见本规定 4.2.3 条。

4.3.4 换热器工程图的绘制要求与容器工程图的绘制要求相同，详见本规定 4.2.4 条。

### 4.4 工业炉

4.4.1 工业炉的基础设计文件应有工业炉设计规定、设计说明书、工业炉数据表和主要工业炉工程图。

4.4.2 工业炉设计规定应对现场自然条件、设计采用的标准规范、主要材料选用、结构设计，主要部件选型、制造、检验和验收要求等作出规定，其内容一般应包括：

(1) 现场自然条件应列出地区环境最低、最高温度，冬季空气调节室外计算温度，雪载荷，基本风压，地震烈度，远近震影响，场地土类别，地面粗糙度类别。

(2) 设计采用的标准规范应列出和规范的名称和标准编号，当采用国外标准规范或国家标准、行业标准以外的其它标准规范时应加以说明。

(3) 主要材料选用应依据工艺条件、操作制度、施工方法等因素规定炉管及其支撑件等



材质和炉体耐火保温材料的选用要求,当选用国外材料、非标准材料时需加以说明。

(4) 结构设计应提出工业炉总体结构、盘管等主要部件的设计要求。

(5) 选择炉用燃烧器、吹灰器等主要部件的型式和数量。

(6) 制造、检验和验收要求应指定需遵循的一般标准(规定),并提出特殊要求的项目。

**4.4.3** 凡设计采用新结构、新材料、新技术等的工业炉,其工业炉设计说明书应包括新结构、新材料、新技术采用后的效果,设计评审结论,对可能出现的问题应采取的措施等。

**4.4.4** 工业炉数据表一般应包括以下内容:

- (1) 操作条件数据;
- (2) 燃料和燃烧数据;
- (3) 排管数据;
- (4) 耐火、保温材料数据;
- (5) 空气预热器数据;
- (6) 燃烧器和吹灰器数据;
- (7) 炉群和附属设备布置,余热回收流程等简图。

**4.4.5** 工业炉工程图应能满足配管、土建等相关专业开展设计工作和工业炉主要部件预订货的要求。

(1) 工程图中应标出配管、土建设计所需的有关尺寸、标高,主要部件的规格、质量和必要的结构放大图。

(2) 工程图中的材料表应提出设计使用的主要材料和主要部件(如炉管及其支撑件、燃烧器、吹灰器、风机、大型型钢以及耐火保温构件等)的规格、数量、材质、标准号,对无标准号的材料应提出设计要求达到的技术特性。

## **4.5 机泵**

**4.5.1** 机泵的基础设计文件应有机泵设计规定和机泵数据表。

**4.5.2** 机泵设计规定的主要内容一般应包括:

(1) 总则:规定适用范围、现场的自然条件(气温、气压、相对湿度等)、公用物料和能量(水、电、汽等)参数条件等。

(2) 采用的标准规范:列出各类机泵设计、制造、验收应遵循的标准规范的名称和标准号。

(3) 机泵设备的选择(选型)原则,设备配套范围和结构选择(如原动机选择,主要部件选择)等。

(4) 依据介质特性、操作条件规定机泵选材要求,并对润滑、密封、控制油系统的用材做出规定。

(5) 确定主要参数:主要参数指流量、扬程、排出压力、有效汽蚀余量(NPSHA)、电动机功率和动力参数等。

(6) 制造、检验和验收要求除指定应遵循的标准规范外,还应提出有特殊要求的项目。

**4.5.3** 机泵数据表应包括机泵设计(选型)所必须的数据。一般应包括:流体名称(及必要的物性)、操作条件、现场条件、防爆要求,结构数据、主要用材、计量精度、辅机要求、控制连锁要求、接管法兰的标准、压力等级、密封面型式、驱动机要求和冲洗方案、检查和试验要求、供货范围等。

必要时应附机泵结构（或布置）示意图。复杂的机组还应附流程示意图。

#### 4.6 机械

**4.6.1** 机械的基础设计文件应有机械设计规定和机械数据表。

**4.6.2** 机械设计规定一般应包括下列内容：

(1) 基本设计条件：如合同要求，工艺要求，现场的公用物料和能量条件，现场自然条件等；

(2) 设计范围：如配套需求等；

(3) 设计原则：如防爆要求、环保要求、消防要求，主要机械生产能力的裕量、材料要求、精度要求等；

(4) 设计规范：提出机械设计应遵循的设计、制造、验收规范。

**4.6.3** 机械数据表应包括：机械名称、机械位号、要求台数、技术参数、操作（使用）环境、主要用材、结构要求、单台机械净质量和机械总质量。与外部有管路连接的管口应注明接管法兰标准、压力等级、密封面型式。技术参数应包括机械能力、水、电、汽消耗量及其参数，操作方式和连续运转时数等。重要机械应注明制造厂。

必要时应附机械结构（或布置）和操作原理图。

## 5 总图运输

**5.0.1** 总图运输部分的基础设计文件应有：总图运输设计说明，总图运输设计规定，装置位置图，总平面布置图，运输、装卸设备表和材料表。必要时，可出竖向布置图和场地初平图。

**5.0.2** 总图运输设计说明一般包括：概述、总平面布置、竖向布置、装置运输、绿化、消防和主要技术经济指标等内容，具体要求如下：

#### (1) 概述

- a 装置的位置（所在厂区或区域），邻近的装置（或设施），现有交通运输情况；
- b 装置所在场地的地形、地貌、工程地质、水文地质、气象、水文、地震等自然条件；
- c 占用土地的类别及拆迁工程情况，装置占地总面积和征用土地情况；
- d 总图运输设计包括的范围。

#### (2) 总平面布置

- a 说明总平面布置的原则；
- b 说明装置组成部分（区、单元或主项）的名称；
- c 叙述各区、单元或主项的位置和相互关系，预留用地的安排意见、依据，执行标准规范的情况。

#### (3) 竖向布置

- a 说明竖向布置原则、布置方式和控制标高的选定；
- b 说明排除雨水的方式（明沟或暗管）；若采用明沟排水，说明排水沟截面的尺寸、采用的结构材料、纵坡最小值；
- c 土（石）方的计算方法和结果，余土、缺土情况和处理意见，土（石）方平衡应考虑装置内主要设施的基础或基槽的挖方量。

#### (4) 装置运输

- a 说明运输管理体制、运输方式和各种运输方式的比例分配，货物取、送制度；

b 说明装置总运输量,包括运入、运出和装置的倒运量,并列出现运量表,内容包括:流向、货物名称、运输量、运输方式、运输起止点、形态、包装方式;按运入、运出分列出小计,并列出现总量;

c 铁路运输

由铁路承担的运输量、交接方式,铁路专用线接轨点、工业站(或企业站)和装置区内装卸线的配置情况,取送车方式,自备机车、车辆配置的原则及数量,装卸设施的选择;

d 公路运输

由公路承担的运输量,叉车、汽车配置的原则和数量,装卸设施的选择,装置区道路的类型、路宽、路面结构;

e 水路运输

由水路承担的运输量、码头位置和与装置的联系条件,码头型式、装卸方式、船舶配置原则和数量;

f 集装箱运输

集装箱运输量,运输和装卸方式,设备配置情况;

g 运输组织及定员

依据运输管理方式和运输、装卸设备的数量计算的定员。

(5) 绿化

绿化布置的原则、指标。

(6) 消防

a 总平面布置

说明装置与相邻设施、装置内部(区、单元或主项)的防火间距和消防通道的设置,装置区距消防站的距离,满足消防服务半径的情况;

b 消防道路

说明装置四周和装置内部消防道路宽度、转弯半径,道路与架空管道交叉处的净空高度。

(7) 主要技术经济指标

列出主要技术经济指标表,内容包括项目、单位、数量、附注,项目栏中应有:装置占地面积、道路长度(按宽度分列)、铁路长度、场地平整土(石)方量(填方量、挖方量、余、缺方量)、排水沟长度、挡土墙砌体、绿化面积等项目。

**5.0.3 总图运输设计规定应对下列各项提出要求或规定设计原则:**

(1) 总则

说明适用范围;本规定与现行规范和标准的关系。

(2) 设计原则

说明贯彻国家基本建设方针、政策和执行中国石化总公司关于工厂设计若干规定的情况,明确采用国内技术的装置和引起国外技术的装置所执行的防火、消防法规。

(3) 一般规定

a 坐标系统

采用的坐标系统及不同坐标系统之间的换算公式;

b 高程系统

采用的高程系统及绝对标高和相对标高之间的关系,装置区 EL0.000 的定义;

### c 铁路技术条件

专用线等级、牵引类型、限坡、最小曲线半径、路基宽度、路基横坡和排水方式、轨道类型、标准、最小高度，道岔型号，通信、信号类型、车挡类型，照明类型，装卸车站台宽度和高度的规定；

### d 道路技术条件

路型、道路宽度、道路纵坡和横坡的规定，道路转弯半径，结构层材料和作法（应与装置所在地的习惯作法一致），路缘石尺寸；

### e 挡土墙

挡土墙的材料和做法；

### f 铺砌场地和行道

结构层材料和做法；

### g 排水明沟

排水明沟材料和做法。

### (4) 采用的标准和规范

列出选用标准、规范的名称和编号。

**5.0.4** 装置位置图用于明确装置和周围设施的关系。图中应表示出：现有的地形、地貌，装置位置，邻近的设施，相关的公用设施的位置，绘制风玫瑰图及必要的图例。

**5.0.5** 总平面布置图应绘制建筑坐标和测量坐标网、风玫瑰图、装置边界线（或供货线），建筑物、构筑物、框架、储罐、管廊、道路中心、铁路中心、道岔、车挡等的坐标；标注单元或主项及建、构筑物的编号或名称，建筑物室内地坪标高，现有的地形、地貌。

图中应有建、构筑物名称表（列出编号和名称），主要技术经济指标表，图例和说明。

**5.0.6** 竖向布置图应绘制建筑坐标和测量坐标网，指北针或风玫瑰图；标注单元或主项，建、构筑物的编号或名称，建筑物室内、室外地坪标高，道路、铁路的控制点标高、坡度、坡长，挡土墙及其它必要的控制点标高；标注排水坡向或绘制等高线；并有图例和说明。

**5.0.7** 场地初平图，应依据采用的土方计算方法绘制相应的图表。若采用方格网计算，应绘制方格网图，图中标出控制点坐标、四角点的自然标高、设计标高、施工高度和方格网内的土方量和汇总数量，并有图例和必要的说明；若采用断面法计算，应绘制断面平面位置图，断面图和土方数量计算表。

**5.0.8** 运输、装卸设备表应列出铁路机车、铁路车辆、汽车、叉车、轨道衡、地中衡等的名称、规格和数量。

**5.0.9** 材料表列出主要材料名称、规格和数量。

## 6 装置布置

**6.0.1** 装置布置的基础设计文件应有：装置布置设计说明、装置布置设计规定、装置区域划分图和装置设备布置图等。较小装置可不绘制装置区域划分图。

**6.0.2** 装置布置设计说明应阐述装置布置的特点，主要考虑的因素和占地面积等。如设备布置是否按生产流程顺序和同类设备适当集中布置；是否在厂房、框架或利用管廊（带、桥）的上部和下部空间布置设备；操作通道、维修通道、消防通道、疏散通道的设置；装置大气排放和操作辅助设施、围堰、铺砌的设置等。

**6.0.3** 装置布置设计规定应对装置布置的原则,遵守的标准规范,装置布置的一般要求(如操作维修场地、通道、净空、净距和安全间距等要求),确定标高(包括室外铺砌区、非铺砌区,室内地面,设备基础面等的标高)的原则作出规定。

**6.0.4** 装置区域划分图应表示下列内容:

- (1) 各分区范围的定位坐标或尺寸,并在各区界限内注明区号或名称。图中应表示出本区建、构筑物,道路和主要设备简单轮廓线;
- (2) 本装置界区分界线(B.L.)和各分区的分界线(M.L.);
- (3) 标注相对标高,并用文字说明其与绝对标高的关系;
- (4) 辅助设施的范围和名称;
- (5) 图的右上方应绘制建北方位标。

**6.0.5** 装置设备布置图一般以单元(主项)为单位绘制,画出设备布置的平面图,必要时画出立面图。若几个单元联合布置时,可绘在一张图上。图中应表示下列内容:

- (1) 装置界区或分区的范围和尺寸,界区或分区的坐标参考点;
- (2) 装置地面相对标高 $\pm 0.000$ 相对于绝对标高的数值;
- (3) 装置或分区内建、构筑物轮廓线,各层框架(楼层)标高,柱间距尺寸和轴线编号;
- (4) 设备的定位尺寸、支承方式和标高,并标注设备位号及名称;
- (5) 卧式容器和换热器的固定支座端,换热器的抽芯方向及空间;
- (6) 主要设备的操作、维修平台和梯子;
- (7) 重型或超限型设备吊装空间和方位;
- (8) 设备检修空间、检修通道和道路;
- (9) 管廊(带、桥)的走向、宽度、柱距和各层管廊(带、桥)标高,并标注尺寸;
- (10) 界区范围内如有控制室、配电室、生活间和辅助间时,应表示各自的位置和尺寸;
- (11) 装置的建北方位标;
- (12) 当分区绘制设备布置图时,应在图的右方绘制装置设备布置图的索引图,表示出本区在装置设备布置图中的位置。

## 7 配 管

**7.0.1** 配管基础设计文件应包括配管设计规定,管道材料等级规定,管道应力设计规定,设备和管道隔热设计规定,设备和管道涂漆设计规定,阀门规格书,综合材料表,主要管道配管研究图,界区交接点图。

**7.0.2** 配管设计规定应对管道布置的一般要求,管道净空高度和埋设深度,管道间距,管道跨距,管道坡度,放气、排液、取样管道布置要求,公用物料管道的布置,安全阀、调节阀、止回阀、疏水阀和其它阀门的安装要求,管件和管道附件的布置要求,管道上仪表的布置,管道支吊架的布置等设计原则作出规定。

**7.0.3** 管道材料等级规定应包括管道材料的一般规定,标准规范,单位、缩写词、管道材料等级索引、管道材料等级、支管表等。

管道材料等级中应包括管子、管件、法兰、垫片、螺栓、螺母,阀门的名称、公称直径、材料、制造方法、端面类型、壁厚、编码或型号、标准等。阀门除以上内容外还应增加阀门的内件材料和结构型式。

**7.0.4** 管道应力设计规定应包括装置内非埋地管道的柔性分析原则、柔性设计方法、柔性设计计算条件（管道计算压力和管道计算温度）、柔性设计的一般要求（管道端点的附加位移、冷紧、固定点位置和补偿器的选用）和评定标准（许用应力及许用应力范围、位移、作用在设备上的许用载荷和管道对设备的允许推力和力矩）等。

**7.0.5** 设备和管道隔热设计规定应对设备和管道的保温、伴热、保冷和防烫伤的设计原则，各种隔热材料和制品的性能，各种辅助材料的规格要求，隔热材料厚度计算，隔热结构设计安装要求等作出规定。

**7.0.6** 设备和管道涂漆设计规定应对设备和管道的表面处理、涂覆要求、涂漆范围，底漆、面漆的类别和涂覆层数等作出规定。

**7.0.7** 阀门（包括闸阀、截止阀、止回阀、球阀、针形阀、蝶阀、安全阀等）规格书除以表格形式表示阀门编号或型号、管道材料等级、公称尺寸、压力等级、允许最高温度、阀门型式、端面连接、阀门结构、材料、阀门标准等以外，还应包括阀门设计、结构、检验和试验、装运、阀门型的特殊要求、阀门规格中所用缩写词、加长阀杆尺寸表等内容。

**7.0.8** 综合材料表应列出整个装置所用的主要管子、管件、管道附件、阀门、隔热材料、涂料等材料的编码、规格、数量、质量等，并作必要的说明。

**7.0.9** 装置内主要管道（包括主要工艺物料管道和大直径公用物料管道，不包括地下循环水管道）、贵金属管道、有特殊要求的管道、需应力计算的管道和影响设备布置的关键性管道，应进行配管研究，并绘制主要管道配管研究图。

主要管道配管研究图应表示如下内容：

- (1) 管道的走向，管道的主要定位尺寸、标高和物料流向；
- (2) 设备间相对管口直接相连的管道；
- (3) 从控制室和配电室来的仪表、电气电缆桥架（槽板）或埋地电缆的位置和走向；
- (4) 建、构筑物柱间距尺寸、轴线号，梯子、平台、吊车梁等；
- (5) 主要管道的管架型式、管架位置；
- (6) 设备的外形、简单的支承形式，基础、人孔开启方向，设备的定位尺寸、设备位号；
- (7) 当分区绘制主要管道配管研究图时，图中表示图面分界线（M.L）及所连接图号，并在图的右方绘制索引图，表示出本区在装置平面图中的位置。

**7.0.10** 界区交接点图应表示本装置与外部联系的工艺物料管道、公用物料（如蒸汽、压缩空气、氮气等）管道的位置，并标注物料流向。所有管道需按顺序编号并在图中列表填写各管道的介质名称、管道号、去向、标高等；并应绘制建北方位标和总图方位的测北箭头。

## 8 仪 表

**8.0.1** 仪表的基础设计文件应有：仪表设计说明，仪表设计规定，仪表索引表，仪表规格书，仪表盘（柜）规格书，在线分析仪表规格书，在线分析器室规格书，节流装置计算书，调节阀计算书，仪表材料表，控制室平面布置图，可燃气体和有毒气体检测报警器平面布置图，仪表电缆主汇线槽走向图，紧急停车和联锁系统逻辑框图，顺序控制系统逻辑框图，复杂控制回路图和仪表及控制系统的制造厂商推荐表。

当采用分散控制系统、可编程序控制系统、过程计算机系统时，应有分散控制系统

(DCS) 规格书、可编程序控制系统 (PLC) 规格书和过程计算机系统 (PCS) 规格书。

#### 8.0.2 仪表设计说明应包括下列内容：

(1) 生产装置对仪表和控制系统的要求，生产过程自动化水平，主体仪表和控制系统选型原则，原料、中间产品、最终产品计量仪表的设置和精度要求；

(2) 检测和控制方案，包括特殊测量仪表、复杂控制、顺序控制、先进过程控制、紧急停车和安全联锁系统等简要说明；

(3) 控制室（包括操作室、机柜室、UPS 电源室、空调机室、过程计算机室、维修间、交接班室、更衣室、洗手间等）设计要求，操作站、打印机、辅助操作台、仪表盘、各种机柜的规格、数量等；

(4) 为保证操作人员和生产装置的安全，设置紧急停车和安全联锁系统；在爆炸危险区内安装的电气仪表应符合的防爆要求；在可燃或有毒气体泄漏的地方设置可燃气体或有毒气体检测报警器；

(5) 仪表的防护、保温、保冷、隔热、防堵、防腐蚀、接地、防电磁干扰、防雷、防辐射等的措施。

(6) 仪表电源要求：电源种类、电压频率、各种电源容量、UPS 电源要求、备用容量等；

(7) 仪表气源要求：进装置压力、气源质量、露点温度、耗气量、备用容量等；

(8) 仪表伴热要求：伴热介质的种类、温度、压力及耗量；

(9) 随设备成套供应的仪表及控制系统范围。

**8.0.3** 仪表设计规定应对规定的适用范围，仪表和控制系统的选用原则，工艺环境和动力要求，选用的标准规范和中央控制室、现场仪表、安装材料等设计原则作出规定。

(1) 设计选用的标准规范，信号传输标准，测量单位。

(2) 仪表和控制系统的选用原则应包括：

a 控制系统包括分散控制系统 (DCS) 和常规仪表控制系统；

b 紧急停车系统 (ESD) 和安全联锁系统；

c 现场仪表：包括流量、物位、压力、温度仪表，调节阀，计量仪表，分析仪表和其它仪表的选用原则；

d 现场仪表防护、防爆、防电磁干扰、接地系统、防雷等要求。

(3) 仪表电源、气源、热（冷）源。

(4) 规定中央控制室组成、面积、建筑、结构、空调、照明等要求。

(5) 规定安装材料包括电缆、导线、导压配管、空气配管、阀门、管件、伴热及保温等选用原则。

**8.0.4** 仪表索引表应按工艺流程顺序列出每个检测与控制系统回路的仪表和辅助仪表（从检测元件至执行器），并填写必要的数字，包括位号、用途、仪表名称、信号类型、数量、安装位置、所在管道仪表流程图的图号、配管或设备号、伴热等数据。

**8.0.5** 仪表规格书应按仪表的种类填写所有仪表的规格和数据，包括位号、名称、用途，所在管道仪表流程图图号、管道号或设备号、工艺操作条件、管道等级、数量、形式、防护防爆等级、类型或型号、测量范围、信号种类，工艺、电气连接尺寸和附件等。

**8.0.6** 仪表盘（柜）规格书应表示所采用的仪表盘（柜）及其附件的规格与数量，提出对仪表盘（柜）的技术要求。

**8.0.7** 在线分析仪表规格书应列出所采用的各类在线分析器的被测组分、背景气组分、操作条件、所属附件、技术规格要求等。

**8.0.8** 在线分析器室规格书应列出在线分析器室内安装的各类分析器和应成套供应的取样预处理系统、放空、回收系统、公用设施、电气配线等的数量和技术规格要求。

**8.0.9** 节流装置计算书应表示出计算所需的输入条件，计算的结果（输出条件），选择差压和节流装置形式。

**8.0.10** 调节阀计算书应表示出计算所需的输入条件（操作条件、控制要求），计算的结果（输出条件），选择调节阀的 CV 值，调节阀类型和公称直径。

**8.0.11** 仪表材料表应列出仪表安装所需要的主要材料，包括电缆、导线、导压配管、阀门、管件、电信号配管材料、气信号配管材料、伴热保温材料、接线箱、保护（温）箱、接管箱、仪表电缆槽板、钢材等材料的名称、规格和估计数量。

**8.0.12** 控制室平面布置图应按比例绘制，表示出控制室的组成、面积、标高和室内（包括机柜室和辅助间）机柜、操作站、控制台、打印机、辅助盘等的布置。

**8.0.13** 可燃气体和有毒气体检测报警器平面布置图应表示出检测器的位号、位置和安装高度。

**8.0.14** 仪表电缆主汇线槽走向图应表示控制室与各工序（单元）的相对位置，表示电缆主汇线槽的走向、标高和尺寸。

**8.0.15** 紧急停车和联锁系统逻辑框图应用逻辑符号或因果表表示紧急停车和联锁系统输入与输出间的逻辑关系。

**8.0.16** 顺序控制系统逻辑框图应用逻辑符号或流程框图表示顺序控制中相关设备的操作状态及其逻辑关系。

**8.0.17** 分散控制系统（DCS）规格书应说明分散控制系统总体要求、硬件组成。包括控制器单元、操作站、打印机、通信系统和 AI/AO、DI/DO 的数量，并提出技术规格要求；系统冗余和后备，应用程序的说明，主要包括流程图画面、报表、编程等组态软件，全装置的管理和先进过程控制；工程技术服务、组态培训、编制下装调试、开车和工程文件资料等要求，并附 DCS 系统配置图。

**8.0.18** 可编程序控制系统（PLC）规格书应说明可编程序控制器总体要求、硬件组成。包括中央处理单元、输入/输出数量、编程终端、通信接口、编程软件、工程技术服务、编程、培训、下装调试、开车和工程文件资料等要求。

**8.0.19** 过程计算机系统（PCS）规格书应说明过程计算机系统总体要求，硬件组成。包括主机、服务器、打印机等外围设备；系统软件，开放性操作系统，应用程序说明和流程框图，先进过程控制的功能，在线实时优化功能；应用软件、优化软件编制，数据通信，工程技术服务，编程培训，下装调试、开车和工程文件资料等要求。

## 9 电 气

**9.0.1** 电气部分的基础设计文件有：电气设计说明，电气设计规定，电气计算书，电气设备规格书，电气负荷表，电气设备材料表，单线图，逻辑图或电路图，变配电所平剖面布置图，爆炸危险区域划分图，电缆桥架或电缆沟路径图和接地平面图。

**9.0.2** 电气设计说明包括概述，供、配电系统：

(1) 概述部分说明设计范围和与有关单位的设计分工，负荷特性、总用电负荷、负荷等



级和对电源的要求,说明总需要容量,自备发电机发电量和联网方式,电力系统输送容量,有关气象资料。

(2) 供、配电系统应说明电源情况,电源位置,供电能力,主接线方式和线路运行方式,系统短路容量,电源电压和各级配电电压的选择。

配电、用电设备主要电气参数、供、配电系统的构成,用电负荷,负荷分配原则,一级负荷和保安负荷的供电方式,变、配电所的设置,节能措施。

**9.0.3** 电气设计规定应对采用的标准规范,供、配电系统设计,配电设计,照明设计,防雷、接地设计作出规定。并对电气设备、电缆电线和检验、测试提出要求。

(1) 采用的标准规范。

(2) 供、配电系统设计

a 供、配电系统接线方式;

b 高、低压设备材料选型原则:列出高压开关柜、低压开关柜、变压器、电动机、仪表电源装置、直流电源装置、微机监控设备、补偿电容器、动力配电箱、照明配电箱和现场电控设备等技术数据;

c 继电保护和自动装置设置原则:确定供、配电系统电源进线,母线分段,电压互感器、变压器,高、低压电动机,高压电容器,高、低压馈出线等回路继电保护的配置,高、低压系统母联自动投入装置的设置状况,电气系统微机监测控制保护的采用,操作电源的选择;

d 测量仪表配置和电费计量点的设置:确定电源进线,母线分段,电压互感器,变压器,高、低压电动机,高压电容器,高、低压馈出线等回路测量仪表的配置,确定的电费计量点;

e 功率因数补偿原则和补偿方式:确定无功功率补偿设施、补偿点和补偿后功率因数数值;

f 电压降控制指标:系统处于最小短路容量时,装置变配电所高、低压母线上和线路电压降保证值;

g 系统电容电流情况和补偿措施:见电容电流计算书;

h 谐波控制标准:见谐波电流计算书;

(3) 配电设计

a 装置环境特征,说明防爆、防火、防腐蚀环境;

b 防爆、防火、防腐蚀环境对电气设备、材料防爆或防护结构、选型要求,对配电线路的电缆、电线的选择和敷设方式的要求;

c 特殊传动、控制、联锁要求。

(4) 照明设计

照明设计原则,照明方式,照明种类,照度要求,照明供电及控制,光源选择,灯具选型和线路敷设。

(5) 防雷、接地(包括静电接地)的设计原则。确定电气装置接地系统形式和材料选择。

**9.0.4** 电气计算书应列出计算条件和结果,一般包括下列内容:

(1) 负荷计算、变压器选择计算书

a 装置用电负荷计算

用表格形式按工艺单元（或主项）列出序号、名称，不同电压等级用电负荷的设备容量，需用的有功功率和无功功率，照明需用容量，总有功功率和无功功率，功率因数，备注等项，给出平均负荷系数，年工作小时数，年耗电量；

b 各变配电所用电负荷计算书

有两个和以上变配电所时，用表格形式按变配电所编号依次列出序号、名称，各电压等级，需用的有功功率，无功功率，视在功率，功率因数，变压器容量、台数，备注等项。给出平均负荷系数，年工作小时数，年耗电量。

(2) 电容补偿计算书

根据补偿前的变电所总功率因数和规范要求的功率因数，给出各级电压电容器补偿计算容量。

(3) 短路电流计算书

短路电流计算单线图，计算依据和数据，计算结果。

(4) 电动机正常起动或再起动力电压水平计算书

计算条件和数据分析，单线图，计算结果。

(5) 高压设备材料选择计算书

选择高压设备时应校验的项目有电压、电流、开断电流，短路电流校验，动稳定和热稳定校验，见高压设备校验表 9.0.4。

表 9.0.4 高压设备校验表

序号	安装地点	设备名称	计 算 值								选用设备型号	保 证 值					备 注
			工作电压	工作电流	短路容量	次暂态短路电流	短路电流冲击值	稳态短路电流有效值	设备热稳定电流	导体截面	热稳定电流通过时间	额定电压	额定电流	额定短路开断电流	极限通过电流峰值	设备热稳定电流	
			$U$ kV	$I$ kA	$S''$ MVA	$I''$ kA	$i_{sh}$ kA	$I_{\infty}$ kA	$I$ kA	$S$ mm <sup>2</sup>	$t_j$ s	$U$ kV	$I$ kA	$I$ kA	$i_{max}$ kA	$I$ kA	

注：应校验设备由项目确定。

(6) 电缆截面选择计算书

各电压等级电缆敷设条件，选择电力电缆相线截面，依据系统短路参数校验热稳定；按最大工作电流校验电压损失，同时 1kV 及以下电力电缆按持续工作电流校验电压损失及校验与保护电器的配合，确定三相四线制系统电源和照明供电线路中性线截面。

(7) 电容电流计算书

中性点不接地系统单相接地电容电流应包括与网络有电气连接的架空线路，电缆线路，发电机，大容量高压同步电动机，母线和电器的电容电流，总电容电流计算结果。

(8) 谐波电流计算书

电网允许注入的各次谐波电流控制值，各换流设备允许注入公共连接点的谐波电流值。

9.0.5 电气设备规格书，一般包括设备技术要求和各单元单线图：

(1) 各单元一次系统图用电气工程图例符号和必要的表格，以单线图的形式表示，一般包括高压负荷中心、低压负荷中心、电动机控制中心、动力配电盘、照明负荷中心、直流配电等系统的一次系统接线；

(2) 变配电所主要供电、配电、变电设备和成套电控设备规格书内容为：适用范围，卖

方的责任,遵守的规范,设计技术要求,设备的结构和附件,检查和验收,防腐要求,名牌、标牌或标记,卖方文件,供货方式等项,可根据不同的设备选取相应的项目。

**9.0.6** 电气负荷表用列表形式表示电气设备的种类(如电动机、电加热器及成套机组等)负荷等级,是否带成套控制设备,运行方式(连续或间断)。

**9.0.7** 电气设备材料表按变配电装置、配电、照明、防雷和接地等分别列出。表的内容包括序号、名称、型号、规格、单位、数量、备注等项。

**9.0.8** 单线图:用电气工程图例符号和必要的表格,以单线图的形式表示装置变配电所高、低压供配电系统的一次系统接线。图中表示出供电电源数量,最大、最小短路容量,电压等级,频率,各级母线段数和短路电流值,母联自投(ATS)设置状况,高压断路器容量;用电负荷单元号、设备名称/位号、设备容量。

**9.0.9** 逻辑图或电路图:逻辑图用逻辑符号和因果关系、电路图用电气二次元件图例符号或用表格形式,表示供配电系统、电气设备的控制、联锁、继电保护关系。

**9.0.10** 变配电所平剖面布置图:按比例绘制出变配电所的组成、面积、标高,高、低压配电室、控制室、变压器室、电缆室、电容器辅助间等室内外电气设备平剖面布置。

**9.0.11** 爆炸危险区域划分图:依据释放源划分的爆炸危险区域平立面图,释放源、主要介质名称和分级、分组表。

**9.0.12** 电缆桥架或电缆沟路径图:表示变配电所与各单元(主项)的相对位置并绘出主电缆桥架或电缆沟的位置,标高和相对尺寸。

**9.0.13** 接地平面图:表示变配电设备、现场电气设备、需静电接地的设备、贮罐和管道的接地点与接地网的连接和防雷接地,接地装置的材质和接地电阻值。

## 10 电 信

**10.0.1** 电信的基础设计文件应有:电信设计说明、电信设计规定、电信用户表、主要设备材料表。大型生产装置宜附主要设备技术规格书、用户设备配置图和火灾报警系统图;小型生产装置则可不附。

**10.0.2** 电信设计说明应简要说明电信网的设计范围和内容,设计范围包括装置界区内各项电信设施。视项目需要选择电信用户表(表10.0.4)所列的全部或部分电信设施组网。

(1) 行政管理电话和调度电话:说明接自全厂电话站和调度总机的输入方式;

(2) 扩音对讲系统,说明系统功能、控制方式、回路、容量、电源,主机安装位置和主要设备选型;

(3) 火灾报警系统:说明控制方式、回路、消防电气联锁和通讯、应急广播的要求,主盘安装位置和主要设备选型;

(4) 工业电视:说明系统组成、设置场所、观察对象和传输方式;

(5) 无线通讯:说明使用场所的特征、使用频率、功率和通话方式;

(6) 岗位直通电话:在用户表内说明用户相互关系和数量,与装置外用户点联系关系;

(7) 线路路由选择、电缆容量、敷设方式、与装置外引入电缆的交接点。

**10.0.3** 电信设计规定应对下列各项作出规定:

(1) 在爆炸危险区、腐蚀环境安装的电信设备、缆线的防爆、防腐蚀要求和应采取的防护措施;

(2) 设计所选用的国家标准和行业标准。

**10.0.4** 电信用户表是以表格形式列出安装地点，用户设备的名称和数量，环境特征等（见表 10.0.4）。

表 10.0.4 电信用户表

序号	安装地点	行政电话	厂调度电话	专业调度电话	直通电话	无线电话	火灾报警系统			扩音对讲系统		监视电视系统		数据终端	环境特征	备注
							探测器	手动报警器	线型探测器	话机	扬声器	摄像机	监视器			

- 10.0.5** 主要设备材料表应列出设备材料的名称、型号、规格和数量。
- 10.0.6** 主要设备技术规格书应规定设备的功能、防爆等级、电源、接口方式和技术指标等要求。
- 10.0.7** 用户设备配置图是在装置区平面图上标志出用户扩音对讲设备、火灾报警设备、工业电视的配置位置和数量。
- 10.0.8** 大型生产装置火灾报警系统图是用方框图表示系统的组成、回路、用户设备和消防电气联锁等相互关系。

11 土 建

- 11.0.1** 土建部分的基础设计文件应有土建设计说明，建筑设计规定，结构设计规定，建、构筑物一览表，主要建、构筑物平面图、剖面图，主要建、构筑物梁、柱初步布置图和材料表。
- 11.0.2** 土建设计说明应包括下列内容：
- (1) 土建设计所依据的自然条件（如工程地质、气象资料、地震基本烈度等）；
  - (2) 建设地区常用的标准图，可供采用的地方材料情况；
  - (3) 土建设计的分工；
  - (4) 生产特点和对建、构筑物的要求（如防腐蚀、防爆、防火、防噪声、防振等）；
  - (5) 基础方案和对特殊地基所采取的处理措施；
  - (6) 对改扩建装置，应说明对已有建、构筑物的利用情况。
- 11.0.3** 建筑设计规定应包括：
- (1) 设计采用的现行国家标准和行业标准；
  - (2) 对有特殊要求的建、构筑物所采取的措施、基本材料（如墙体、楼地面、屋面、门窗等）做法，防火、防腐、隔声和内外墙装修等的规定。
- 11.0.4** 结构设计规定应包括：
- (1) 建、构筑物的抗震设防烈度；
  - (2) 对国内装置的结构设计采用的现行国家标准和行业标准；
  - (3) 对国外装置的结构设计应按合同规定要求列出有关采用标准。
- 11.0.5** 在建、构筑物一览表中应列出建、构筑物的名称，简图，生产类别，耐火等级，建筑占地面积，建筑面积，建、构筑物特征（包括结构型式、基础、围护结构、楼地面、屋面、门窗、内外装修）。有关起重设备或其它特殊要求，可在备注栏表示（见表 11.0.5）。
- 11.0.6** 主要建、构筑物平面图应表示出：轴线柱网尺寸及建、构筑物的外形尺寸。建

筑物尚应表示各层房间的位置及房间的名称、围护结构材料、厚度及门窗位置。用指北针表示建、构筑物的朝向。

主要建、构筑物剖面图应表示楼层高度和总高度。

表 11.0.5 建筑物、构筑物一览表

序号	建筑物、构筑物名称	简 图	生产类别	耐火等级	建筑占地面积 $m^2$	建筑体积 $m^3$	建筑物、构筑物特征				
							结构型式	基础	围护结构	楼地面	屋面
序号	建筑物、构筑物特征		建构筑物工程量				材				备 注
	门窗	内外装修	钢结构 t	钢筋混凝土结构 $m^3$	混凝土结构 $m^3$	砖石结构 $m^3$	钢筋 t	型钢 t	木材 $m^3$	水泥 t	

11.0.7 主要建、构筑物梁、柱初步布置图应表示出：

- (1) 建、构筑物的柱网布置、温度伸缩缝、沉降缝、抗震缝和垂直支撑的位置；
- (2) 重要建、构筑物的主要梁、柱初步布置，并注明梁、柱的控制断面尺寸（即最大值）。

11.0.8 材料表应列出建、构筑物的名称、钢材（钢筋、型钢）、木材、水泥的估计用量。

## 12 暖通空调

12.0.1 暖通空调部分的基础设计文件应有：暖通空调设计说明，暖通空调设计规定，公用物料和能量消耗，暖通空调设备表，暖通空调工程量表，暖通空调流程图和暖通空调设备、风道平面布置图。

12.0.2 暖通空调设计说明应包括下列内容：

### (1) 供冷/热系统

冷/热媒种类、温度、压力、来源、去向、热力入口设置及与其它专业管道的交接；

### (2) 暖通空调系统

按单元（主项）、房间、系统具体说明：采暖系统形式，通风系统的设置、用途、备用、连锁、控制和设备类型，空调系统的设置、用途、空气处理步骤和设备类型，风道布置原则、风口类型和气流组织，空调系统的备用、连锁和控制，通风、空调系统的安全、消防和连锁，通风、空调水系统概况和设备。

### (3) 暖通空调特性表

按采暖、通风、空调分别列特性表。其内容有：项目名称、房间名称、采暖面积、采暖热负荷、通风热负荷、散热器型号及数量、热风采暖风量及送风温度、蒸汽/热水流量和总管管径。

有害物名称、风量和系统编号（或设备位号），局部排风点名称、风量和系统编号（或设备位号），送风量、送风温度和系统编号（或设备位号）。

空调房间面积、层高、空调冷/热负荷，空调系统送风量、送风温度、回风量、排风量和系统编号（或设备位号），空调水系统冷/热媒流量和主管管径。

**12.0.3** 暖通空调设计规定应对采用的标准规范，暖通空调设计用气象参数，建筑围护结构热工要求，室内空气计算参数，暖通空调设计原则等作出规定。

(1) 设计采用的标准、规范应列出标准规范的名称及其编号。

(2) 暖通空调设计用气象参数

按冬、夏季分别列出建设地点与本项日有关的暖通空调设计专用气象参数：采暖、通风、空调室外计算温度，通风、空调室外计算相对湿度（或湿球温度），室外平均风速，最大频率风向，大气压力及采暖期天数等；

(3) 建筑围护结构热工要求中列出围护结构允许最大传热系数。

(4) 室内空气计算参数

按房间用途分别列出室内空气温度、相对湿度基数和允许波动范围，必要时列出洁净等级、正负压力。

(5) 暖通空调设计原则

集中采暖设置原则，排除余热机械通风/降温设备设置原则，局部通风、全面通风设置原则，舒适性空调设置原则，防爆设备选用原则，冷/热媒选用原则，消声、减振、安全、消防设计原则，设备选用原则，设备备用原则，自控水平等设计原则。

**12.0.4** 公用物料和能量消耗应表示本装置蒸汽、采暖热水、循环水、新鲜水、软水、以及引自外网的冷冻水等公用物料的参数和用量，用电设备安装容量和运行最大容量。

**12.0.5** 暖通空调设备表应表示暖通空调设备的位号、名称、型号、规格、技术性能、单位、数量、质量、备注。可供概算和询价，不作为正式订货依据。

**12.0.6** 暖通空调工程量表应表示材料名称和规格、标准号或图号、材质、单位、数量、质量、备注。

**12.0.7** 暖通空调设计内容复杂的单元（主项）应以暖通空调流程图表示暖通空调系统的工作原理和控制流程。其内容有：空调房间名称、参数，通风/空调设备和位号，风道系统连接关系和风量平衡，水路系统和冷媒管道连接关系，调节阀、执行机构与传感器位置和相互关系，防火阀、消防报警系统及其与通风/空调设备的连锁关系。

**12.0.8** 暖通空调设备、风道平面布置图应绘出建筑物轮廓，通风、空调设备及其位号、风道布置走向和标高。

## 13 分析化验

**13.0.1** 分析化验的基础设计文件应有分析化验设计说明，分析项目表，分析仪器设备表，主要分析仪器设备规格书和分析室平面布置图。

**13.0.2** 分析化验设计说明应包括下列内容：

(1) 分析室的任务，与工厂中央试验室的关系及分工。

(2) 分析仪器设备的选型原则，分析仪器设备总台数，从国外购买的仪器设备台数及理由。

(3) 分析室的组成，布置特点，规模和建筑面积。

(4) 分析室对采暖通风、空调的要求。

(5) 分析室需要的水、电、气等规格要求和消耗量。

**13.0.3** 分析项目表应列出序号、采样地点、介质名称、分析项目、控制指标、分析频率(按开车、正常列出分析次数)和分析方法。

**13.0.4** 分析仪器设备表应列出仪器设备和家具的序号、名称、型号、规格、数量和推荐的生产厂。

**13.0.5** 主要分析仪器设备规格书应包括分析仪器设备的名称、用途、技术规格、随机附件和其它需要说明的要求。

**13.0.6** 绘制带分析化验设备台、通风柜的分析室平面布置图。

## 14 给排水及消防

### 14.1 给排水

**14.1.1** 给排水部分的基础设计文件有:给排水设计说明,给排水设计规定,给排水水量表,给排水管道平面布置图,主要设备材料表。

**14.1.2** 给排水设计说明的内容包括:建设项目所在地有关自然条件,设计范围及分工,对外部系统现状情况的说明,装置内给排水系统说明,节水措施。

**14.1.3** 给排水设计规定应对设计采用的标准规范、系统划分原则、设计采用的计算参数和考虑因素、污水分级控制措施、计量要求、材料设备选用、防腐等级、井类选用等作出规定。

**14.1.4** 给排水水量表应填列:按系统划分给出的各单元的给排水水量、水压、水质和水温等有关参数。

**14.1.5** 给排水管道平面布置图应表示下列内容:

- (1) 按装置总平面布置图表示建、构筑物的名称、位置和标高、铁路、道路等。
- (2) 装置地下给排水干管的相对位置、管径。
- (3) 主要的井(如阀门井,计量井,出装置前的水封井等)的类型及位置。
- (4) 进出装置区的给排水管道的管径、位置、管道编号、控制标高、介质流向。
- (5) 图例。

**14.1.6** 主要设备材料表应填列:设备、管材、阀门、计量设备、井类、卫生器具等的名称、型号、规格和主要参数。

### 14.2 消防

**14.2.1** 消防部分的基础设计文件有:消防设计说明,消防水管道平面布置图,消防设施平面布置图,消防水流程图,消防水泵站布置图,固定式消防设施流程图和布置图,主要设备材料表。

**14.2.2** 消防设计说明的内容应包括:

- (1) 设计范围和分工、装置性质、火灾危险类别等。
- (2) 设计采用的标准、规范。
- (3) 消防水量的确定、消防水源和消防泵房,消防水泵的台数、水泵型号和控制方式等。
- (4) 水消防系统的划分和工作压力、服务范围等。
- (5) 对其它消防系统(如水喷淋或水喷雾系统,泡沫灭火系统,固定式干粉灭火系统,

固定式气体灭火系统等)应分别说明:系统组成、有关设计参数、服务对象及范围、控制水平、设备和材料选型要求。

(6)对装置外部消防能力的特殊要求,如消防车、消防站等。

**14.2.3** 消防水管道平面布置图应表示:消防水管道的管径和位置,消火栓和消防炮的位置,水喷淋、水喷雾、水幕的设置位置,消防竖管的安装位置。根据项目情况,也可与给排水管道平面布置图合并。

**14.2.4** 消防设施平面布置图应表示主要消防设施的示意位置,如:消火栓、消防炮、消防水池或水罐、消防水泵房、水喷淋系统、水喷雾系统、水幕系统;泡沫站、泡沫栓、泡沫炮、泡沫产生器、泡沫喷淋系统;固定式气体灭火系统;固定式干粉灭火系统;小型灭火器的布置及类型等。根据项目情况,也可与给排水管道平面布置图合并。

**14.2.5** 消防水流程图应表示:消防水系统流程,仪表控制点,主要阀门,水喷淋或水喷雾系统的主要控制仪表及阀门、管径。图上宜附泵表,设备表,表示泵和设备的型号、规格、数量等。

**14.2.6** 消防水泵站布置图应表示:消防水池或水罐、水泵和其它设备的平面布置尺寸。

**14.2.7** 固定式消防设施包括泡沫灭火系统、干粉灭火系统、气体灭火系统等。其流程图应表示:系统流程、仪表控制点和主要控制阀门等;其布置图应表示建、构筑物主要尺寸和设备布置尺寸。

**14.2.8** 主要设备材料表应包括:设备名称、型号、规格、主要参数及数量;管材、阀门、消防器材等材料的名称、规格和数量。

## 15 消防设计专篇

**15.0.1** 消防设计专篇说明书的内容应包括:设计依据、概述、装置火灾危险分析、防火安全措施、消防设计、专项投资概算和附图。

**15.0.2** 设计依据部分应列出下列文件的名称和编号:

- (1)设计合同。
- (2)国家或地方的相关法规。
- (3)相关的技术标准、规范。

**15.0.3** 概述部分应简要说明:装置的产品方案、生产规模、建设性质,生产方法和工艺过程,装置与全厂消防设施和管理机构的依托关系,装置的区域位置。

**15.0.4** 装置火灾危险分析应着重对危险物料、危险的主生产过程和装置爆炸危险区域划分作出说明。危险物料应列出危险物料的名称、火灾危险性类别、数量、使用条件、特性和灭火要求(方法)。

**15.0.5** 防火安全措施部分应包括下列内容:

- (1)装置的平面布置、防火间距、消防通道、疏散出口和疏散距离。
- (2)危险物料的安全控制:
  - a 正常工况下危险物料的安全控制;
  - b 非正常工况下危险物料的控制(安全泄压、紧急切断、退料、联锁保护等);
  - c 危险物料的泄漏检测和报警。
- (3)防爆。



(4) 防雷击、防静电积聚。

(5) 供电安全。

(6) 建、构筑物防火：

a 建、构筑物面积及位置、防火间距、泄压比、火灾危险性类别和耐火等级、建筑材料类别和建筑物排烟通风措施；

b 构筑物及钢结构的耐火保护。

**15.0.6** 消防设计部分应简要说明有关消防系统（如水消防、蒸汽消防、泡沫消防、固定式干粉灭火设施、固定式气体灭火设施、火灾报警系统和其它消防设施）的设计情况。

**15.0.7** 列表给出消防设施专项投资概算。

**15.0.8** 消防设计专篇说明书应附有下列图纸：

(1) 消防水系统流程图；

(2) 消防设施平面布置图；

(3) 装置爆炸危险区域划分图；

(4) 可燃性气体浓度检测报警系统布置图；

(5) 火灾报警系统图；

(6) 装置位置图。

## 16 环境保护专篇

**16.0.1** 环境保护专篇说明书的内容应包括：设计依据，概述，装置的主要污染源和主要污染物，环境保护措施，绿化、环境监测设施，环境管理机构，环保投资，环境保护措施的预期效果，环境影响报告书（表）及其批复意见的执行情况。

**16.0.2** 设计依据部分应列出下列文件的名称和编号，批复文件尚应指明审批机关的名称：

(1) 建设项目环境影响报告书（表）；

(2) 建设项目环境影响报告书（表）的批准文件；

(3) 设计合同；

(4) 国家或地方的有关环保法规；

(5) 设计执行的相关环保标准。

**16.0.3** 概述部分应简要说明装置的产品方案、生产规模、建设性质、生产方法和工艺过程，并根据清洁生产的要求进行简要的评述。

**16.0.4** 应分废水、废气、废渣、噪声列表说明装置的主要污染源和主要污染物。

(1) 废水汇总表应表示装置废水排放源和主要污染物的种类、名称、数量或浓度，废水的排放量、排放规律和去向；

(2) 废气汇总表应表示装置的废气排放源和主要污染物的种类、名称、数量、浓度，废气的排放量、排放规律、排放去向和排放条件（排气筒的高度和出口直径等参数）；

(3) 废渣汇总表应表示装置各种废渣的数量、组成、形态、排放规律和去向；

(4) 噪声源表应表示装置主要噪声源的名称和 A 声压级。

**16.0.5** 环境保护措施部分应针对装置排放的各类污染物说明设计采用的预处理措施和最终处理措施，给出主要处理措施的示意图。说明装置内处理设施与全厂环保设施的关系。

**16.0.6** 绿化部分应说明装置区绿化设计情况。

**16.0.7** 环境监测设施部分应说明装置内为监控或处理排放的污染物设置的监测或计量设施。给出监测点位置、监测项目和频率，并说明与企业环境监测系统的关系。

**16.0.8** 环境管理机构部分主要说明装置的环境管理与企业环境管理机构的关系。

**16.0.9** 环保投资部分应统计并分项列表给出装置建设的环境保护投资概算。

**16.0.10** 应对设计采用的环境保护措施作预期效果的评价，并与建设项目环境影响报告书（表）的结论及其批复意见进行比较，对存在的差异应作出必要的说明。

## 17 劳动安全卫生专篇

**17.0.1** 劳动安全卫生专篇说明书的内容应包括：设计依据，概述，生产过程中职业危险，危害因素分析，设计采用的主要安全卫生防范措施，防范措施的预期效果和建设项目劳动安全卫生预评价主要结论的比较，劳动安全卫生专用投资概算和附图。

**17.0.2** 设计依据部分应列出下列文件的名称和编号：

- (1) 可行性研究报告及其批准文件；
- (2) 建设项目劳动安全卫生预评价报告及其批准文件；
- (3) 设计合同；
- (4) 国家或地方的相关法规；
- (5) 设计执行的相关标准、规范。

**17.0.3** 概述部分应简要说明：装置的产品方案、生产规模和建设性质，生产方法和工艺过程，装置平面布置，装置与全厂劳动安全卫生设施、管理机构的依托关系，自然条件和周围环境对劳动安全卫生的影响。

**17.0.4** 生产过程中职业危险、危害因素分析部分，应着重对火灾、爆炸危险，毒性物质危险，腐蚀性物料的危害，噪声危害，其它危害和危险岗位作出说明。如：

(1) 火灾、爆炸危险应指出装置的火灾危险类别，爆炸危险区域划分，火灾、爆炸危险物料的名称、所属种类、数量、性质、使用条件和灭火方法；

(2) 毒性物质危险应指出装置使用的毒性物质名称、所属种类、数量、毒性和最高容许浓度、使用条件和中毒后的急救处理方法；

(3) 腐蚀性物料的危害应指出装置使用的腐蚀性物料的名称、种类、形态和使用条件；

(4) 噪声危害应说明装置内的主要噪声源及高噪声区，给出 A 声压级；

(5) 其它危害应指出装置内其它的职业安全卫生危险因素，如粉尘、高温灼伤、高温作业、坠落、放射性辐射等；

(6) 危险岗位应指出装置内可能受到职业危险、危害的部位、人数及受害程度。

**17.0.5** 应针对生产过程的特点具体说明设计采用的主要安全卫生防范措施。如：

(1) 选用可靠的设备、材料，按照爆炸和火灾危险场所类别等级选择电气设备、控制仪表；

(2) 泄压、防爆、防火等安全设施和必要的检测、报警设施；

(3) 生产过程中的报警、停车联锁保护措施和事故状态下紧急停车设施；

(4) 剧毒物质泄漏的检测、报警措施；

(5) 个人劳保用具、事故淋浴、洗眼器和有关医疗急救设施；

(6) 通风、除尘、降温、减噪和防放射性危害等设施；

- (7) 防雷、防静电接地措施；
- (8) 安全距离、疏散、急救通道等；
- (9) 装置内劳动安全卫生管理人员配备情况。

**17.0.6** 应对设计采用的安全卫生防范措施的预期效果作出评价，与建设项目劳动安全卫生预评价报告的主要结论进行比较，对存在的差异应作必要的说明。

**17.0.7** 列出专用投资概算，劳动安全卫生专用投资概算应包括下列费用：

- (1) 劳动安全卫生防范设施投资；
- (2) 检测装备和设施投资；
- (3) 安全教育装备和设施费用；
- (4) 事故应急措施费用。

**17.0.8** 劳动安全卫生专篇说明书应附有下列图纸：

- (1) 装置平面位置图；
- (2) 爆炸危险区域划分图；
- (3) 可燃性气体和有毒气体浓度报警系统布置图。

## 18 概 算

**18.0.1** 装置基础设计概算按照现行中国石油化工总公司《石油化工工程建设设计概算编制办法》进行编制。

**总附录 5 中国石油化工总公司**  
**《石油化工大型建设项目总体设计内容规定》**  
**SHSG—055—98**

目 录

<b>1 总则</b> .....	1005
<b>2 总说明</b> .....	1006
2.1 概述 .....	1006
2.2 厂址和建厂条件 .....	1007
2.3 建设规模、产品方案 .....	1007
2.4 全厂工艺总流程 .....	1007
2.5 原料、燃料和辅助物料供应 .....	1008
2.6 主项表、设计分工 .....	1008
2.7 全厂管理体制和总定员 .....	1008
2.8 依托社会和企业的情况 .....	1008
2.9 对可行性研究报告的重大修改 .....	1009
2.10 主要技术经济指标 .....	1009
2.11 存在问题和建议 .....	1009
<b>3 生产装置（按装置分别编写）</b> .....	1009
3.1 概述 .....	1009
3.2 产品、副产品、原料、催化剂、化学品、公用物料的技术规格 .....	1010
3.3 消耗（或产出）定额和消耗（或产出）量 .....	1010
3.4 界区条件 .....	1010
3.5 自动控制 .....	1010
3.6 设备 .....	1010
3.7 包装和成品库 .....	1011
3.8 建筑、结构 .....	1011
3.9 环境保护 .....	1011
3.10 劳动安全卫生 .....	1012
3.11 其它 .....	1012
3.12 装置技术经济指标 .....	1012
<b>4 总图运输</b> .....	1012
4.1 厂区总平面布置 .....	1012
4.2 厂区竖向布置 .....	1014
4.3 工厂运输 .....	1014
4.4 总图主要技术经济指标 .....	1015

<b>5 公用工程和辅助设施</b>	1015
5.1 给排水	1015
5.2 供热	1017
5.3 采暖、通风和空调	1018
5.4 工艺和供热外管	1018
5.5 供配电	1018
5.6 电信	1019
5.7 公用工程和辅助设施的自动控制	1020
5.8 空分站	1020
5.9 空压站	1021
5.10 制冷站	1022
5.11 中心化验室	1022
5.12 换热站	1023
5.13 火炬系统	1023
5.14 企业管理系统	1024
5.15 污水处理场	1024
5.16 废渣堆埋场	1025
5.17 维修	1025
5.18 建筑、结构	1025
<b>6 储运系统</b>	1026
6.1 概述	1026
6.2 全厂性仓库	1026
6.3 罐区	1027
<b>7 环境保护</b>	1028
<b>8 劳动安全卫生</b>	1029
<b>9 消防</b>	1029
9.1 概述	1029
9.2 全厂主要装置组成和火灾危险等级	1030
9.3 总体布局和消防道路	1030
9.4 全厂性消防设施	1030
9.5 生产装置消防设计	1030
9.6 辅助生产设施消防设计	1030
9.7 消防管理体制和主要管理措施	1031
<b>10 行政生活设施</b>	1031
<b>11 工程建设进度初步安排</b>	1031
<b>12 工程初步概算</b>	1031
<b>13 附则</b>	1031
附件 A 总体设计阶段总体院与装置院的条件关系表	1032

## 1 总 则

**1.0.1** 为了控制石油化工大型建设项目的工程设计规模,确定工程设计标准、设计原则和技术条件,优化工厂总平面布置,优化公用工程的设计方案,实现对建设项目总工艺流程、总平面布置、总定员、总进度和总投资的控制目标,提高投资效益,协调并统一总体设计文件的内容和深度,特制订本规定。

**1.0.2** 本规定适用于多个设计单位参加的新建大型石油化工建设项目的总体设计。对有多套改、扩建的生产装置、配套设施的建设项目或业主要求进行总体设计的项目,可参照执行。

**1.0.3** 总体设计文件应根据批复的可行性研究报告进行编制。当建设项目中有引进技术时,总体设计文件应在工艺生产技术路线已经确定或签订合同后三个月内完成。

如总体设计文件与批复的可行性研究报告有较大差别,应说明变化的理由和根据。

**1.0.4** (总体设计必须贯彻下列原则)

(1) 贯彻低投入、高产出,实际效益最佳化的指导思想,按照“积极、稳妥、可靠、实事求是”的原则,提高国产化水平;

(2) 贯彻工厂设计模式改革,推行装置联合化、露天化;辅助设施的设置要经济合理,有利生产,方便管理;公用工程设施力求社会化。推行“清洁生产”,注意环境保护,提高投资的经济效益和社会效益,保证工厂设计的主要指标先进、合理,使工厂设计接近国际同类工厂设计水平。

**1.0.5** 总体设计文件的深度应达到设计范围明确、所需建设的单项工程考虑齐全,经审核批准后可以作为各单项工程开展基础设计(初步设计)的依据。总体设计必须完成下列工作内容:

一定:定设计主项和分工。

二平衡:全厂物料平衡;

全厂燃料和能量平衡。

三统一:统一设计指导思想;

统一技术标准;

统一设计基础(如气象条件、公用工程设计参数、原材料和辅助材料规格等)。

四协调:协调设计内容、深度和工程有关规定;

协调环境保护、劳动安全卫生和消防设计方案;

协调公用工程设计规模;

协调生活设施。

五确定:确定总工艺流程图;

确定总平面布置;

确定总定员;

确定总进度;

确定总投资估算。

**1.0.6** 本规定不可能将石油化工大型建设项目的主项全部列出,已列出的项目也不一定包含在每个工程之中,各设计单位可根据项目的具体情况进行增减。

**1.0.7** 本规定不作为设计单位内部专业分工的依据,也不作为设计文件分册和各册篇章的编排依据。各工程可以根据项目的具体情况确定,但整个设计要达到并符合本规定的深度。

## 2 总 说 明

### 2.1 概述

#### 2.1.1 建设项目概述

应包括下列主要内容:

- (1) 项目名称和建设地点。
- (2) 项目内容。说明建设项目中生产装置的名称和建设规模,简要说明配套的公用工程和辅助设施的内容。
- (3) 建设项目的体制。说明经营管理、资金来源等。

#### 2.1.2 设计依据

列出有关设计依据的文件(包括文件名称、文号、日期。重要的宜作为总体设计附件):

- (1) 可行性研究报告和批文。
- (2) 批复的环境影响报告书。
- (3) 主管部门和业主对总体设计重大问题的决定(如重要的会议纪要、批复文件)。
- (4) 建设项目的区域规划资料。
- (5) 厂外工程意向协议。
- (6) 与有关部门签订的依托社会 and 老企业项目的有关协议。
- (7) 各引进项目(装置)与外商签订的引进合同和会议文件等。
- (8) 资金来源、贷款方式和协议等有关文件。
- (9) 设计合同。
- (10) 其它有关重要文件。

#### 2.1.3 设计原则和主要规定

根据国家有关方针、政策,结合建设项目的具体情况,说明本项目应遵循的一些主要设计原则,重点说明以下内容:

- (1) 生产装置联合化、露天化原则。
- (2) 公用工程社会化原则。
- (3) 工艺技术路线选择、确定工程技术标准的原则,引进国外技术和国产化的程度(按工艺装置分述)等。
- (4) 生产装置、公用工程和辅助设施的自动化水平以及仪表和控制系统选型原则,仪表动力供应和气源供应设计规定等。
- (5) 公用工程、辅助设施、非生产设施等的规模、标准、布局和其余量的设计原则。
- (6) 机修、电修、仪修的设置原则。
- (7) 污染防治对策。
- (8) 行政和生活设施的设计原则。
- (9) 安全(含消防)设施的设计原则。
- (10) 储运设计的统一规定。
- (11) 工程设计标准选用规定。

(12) 装置设计与总体设计的界区范围分工原则。

## 2.2 厂址和建厂条件

### 2.2.1 厂址概况

说明下列内容并附地理位置图、区域位置图：

- (1) 工厂地理位置和区域位置，地区概况。
- (2) 当地自然条件，包括工程地质、水文地质、气象条件、地震烈度等。
- (3) 当地交通运输状况。
- (4) 生产区、居住区、施工区的位置。
- (5) 全厂占用土地和现有村庄（或居民点）拆迁的情况。
- (6) 区域规划情况。简要说明地区和城市的现况和发展规划，地区协作配合条件和生活福利设施条件。

注：总说明与总图运输不在一册时，宜在此节附总平面布置图。

### 2.2.2 建厂条件

说明供水、供电、供汽、通信等基础设施现状和发展规划，可供本工程的情况，原料、燃料供应，施工建设条件等。

## 2.3 建设规模、产品方案

### 2.3.1 建设规模

简要说明生产装置、公用工程和辅助设施的名称、规模、年生产小时、工艺技术路线、技术来源（分别列出专利商和工程承包商的国别和公司名称，含引进技术范围和国产化程度）。建设规模说明中，应附工艺技术路线、技术来源一览表（表 2.3.1）。

表 2.3.1 工艺技术路线、技术来源一览表

序号	装置名称和规模	年生产小时数	工艺技术路线	技术来源	备注

2.3.2 产品方案。分装置简要说明产品、主要副产品和中间产品的名称、产量、商品量。如有多个产品方案，应分别表示。附产品方案一览表（表 2.3.2）

表 2.3.2 产品方案一览表

序号	产品（副产品）名称	产量 t/a	商品量 t/a	备 注
—	× × 装置			
1	× ×			
2	× ×			

## 2.4 全厂工艺总流程

### 2.4.1 全厂工艺总流程说明。

### 2.4.2 全厂装置间物料平衡简述（附全厂物料平衡图）。

### 2.4.3 全厂燃料平衡简述（附全厂燃料平衡图）。



## 2.5 原料、燃料和辅助物料供应

### 2.5.1 原料、燃料

分装置说明原料、燃料和辅助物料年用量、开车用量、来源和进厂输送方式。附主要原料、燃料和辅助物料用量表（表 2.5.1）。

表 2.5.1 原料、燃料和辅助物料用量表

序号	名 称	主要规格	年用量, t	开车用量, t	来源	进厂运输方式

### 2.5.2 催化剂、吸附剂、干燥剂等辅助物料

按装置说明主要催化剂、吸附剂、干燥剂等辅助物料名称、主要规格、年用量、一次填充量和来源。附主要催化剂、吸附剂、干燥剂等辅助物料用量表（表 2.5.2）

表 2.5.2 主要催化剂、吸附剂、干燥剂等辅助物料用量表

序 号	· 名 称	主要规格	年用量, t	一次填充量, m <sup>3</sup>	来源	备 注

## 2.6 主项表、设计分工

### 2.6.1 全厂主项和设计分工

列出纳入本工程投资范围的工厂界区内、外的工程。依托社会或企业但需改造和扩充的项目, 也应列入。附全厂主项和设计分工表（表 2.6.1）。

表 2.6.1 全厂主项和设计分工表

序 号	项 目 名 称	设计单位	备 注

## 2.7 全厂管理体制和总定员

2.7.1 工厂管理体制和人员设置的主要原则。

2.7.2 工厂组织机构。

2.7.3 各类生产和辅助生产岗位的工作班制、年开工日数。

2.7.4 工厂总定员, 包括管理部门和生产岗位人员。附全厂总定员表（表 2.7.4）。

表 2.7.4 全厂总定员表

序 号	部门或装置名称	工作班次	定员 (人)	备 注

## 2.8 依托社会和企业的情况

说明依托社会和企业的内容。如有因依托而需改、扩建的项目, 应说明该项目的现状。

## 2.9 对可行性研究报告的重大修改

### 2.9.1 说明主要修改内容。包括：

- (1) 设计主项修改情况。
- (2) 主装置工艺技术、技术来源、工程设计、设备引进与可行性研究报告有关内容进行对比。
- (3) 说明公用工程和配套装置方案、规模变化情况。
- (4) 其它修改事项。

## 2.10 主要技术经济指标

### 2.10.1 列出主要技术经济指标一览表（表 2.10.1）。

表 2.10.1 主要技术经济指标一览表

序 号	项 目（指标）名称	单 位	数 量	备 注
1	主要产品和副产品			其中外销：
2	主要原料和辅助原料			
3	燃料			
4	动力和公用物料消耗 (分别列出新鲜水、电、蒸汽、循环冷却水、脱盐水、仪表空气、装置空气、氮气等消耗)			如有不同等级，应按不同等级分别列出
5	全工程占地面积 (分别列出厂区占地面积、厂外工程占地面积、生活区占地面积)，租地面积等			
6	运输量（运出/运进）			
7	进污水处理场污水量 处理后的污水排放量			
8	总定员			
9	总投资			

## 2.11 存在问题和建议

### 2.11.1 存在问题。

### 2.11.2 建议。

## 3 生产装置（按装置分别编写）

### 3.1 概述

#### 3.1.1 装置概况

说明装置规模、年操作小时数、生产班制以及专利技术来源。对于引进项目，应概括说明软、硬件引进和国产化情况；装置布置原则（联合布置还是单独布置）；辅助设施（车间化验室、办公室、维修间等）设置情况。

#### 3.1.2 装置组成

简要说明装置的组成。附装置主项表（表 3.1.2）。

表 3.1.2 装置主项表

序 号	主 项 名 称	备 注

### 3.1.3 工艺流程简述

简要叙述工艺流程和工艺特点,附概略流程图和主要设备一览表(表 3.1.3)。

表 3.1.3 主要设备一览表

序 号	设备位号	设备名称	数量	主要规格	备 注

## 3.2 产品、副产品、原料、催化剂、化学品、公用物料的技术规格

### 3.3 消耗(或产出)定额和消耗(或产出)量

列出消耗(或产出)定额和消耗(或产出)量表(表 3.3)

表 3.3 消耗(或产出)定额和消耗(或产出)量表

序 号	名 称	主要规格	单位	每吨产品消耗定额 (或产出定额)	消耗量		产出量		备 注
					h	a	h	a	

注:备注栏中注明:1.开车用量或一次充填量;

2.如为间断,应注明频率和时间;

3.必要时,应注明正常量和最大量。

### 3.4 界区条件

3.4.1 说明产品、副产品、原料、燃料、催化剂、化学品和公用物料在界区处的条件。附界区条件表(表 3.4.1)。

表 3.4.1 界区条件表

序号	名 称	界 区		状态	输送方式	压力 MPa	温度 ℃	流量 t/h	备 注
		进	出						

注:1.如有特殊要求,应加以说明;

2.压力按表压计。

### 3.5 自动控制

#### 3.5.1 生产自动化水平

简述工艺物料的特点、采用的控制系统类型、控制室的规模、装置的调节回路数、估计控制回路数和监测点数、数字量输入/输出(DI/DO)点数和工艺对自控的特殊要求。

#### 3.5.2 主要仪表选型

按主体现场仪表,包括流量、液位、料位、压力、温度、调节阀、在线分析仪表等,加以说明。

#### 3.5.3 仪表用空气源、电源等动力供应要求。

### 3.6 设备

#### 3.6.1 设备概况

说明本装置关键设备的名称和特点,简述材料选择原则。列表说明非定型设备、机泵、工业炉、其它机械和定型设备的设备总台数。附装置设备统计表(表 3.6.1)。

表 3.6.1 装置设备统计表

设备类型	国内订货设备(台)	国外订货设备(台)	合计(台)
非定型设备			
机 泵			
工 业 炉			
其它机械和定型设备			
总 计			

### 3.6.2 其它需要说明的问题

如超限设备台数、外形尺寸和重量；采用螺栓连接、需在现场组装的设备；制成半成品、需在现场组焊的设备；需要整体运输的设备；以及设备的防腐要求等。

3.6.3 装置间互供原料、产品贮罐和储量的说明。附产品和中间产品贮罐一览表(表 3.6.3)。

表 3.6.3 产品和中间产品贮罐一览表

序 号	物料名称	贮罐数量, 台	贮罐容积, m <sup>3</sup>	密度, kg/m <sup>3</sup>	备 注

### 3.7 包装和成品库

#### 3.7.1 成品特点

简述成品特点和对包装的特殊要求。

#### 3.7.2 包装装置形式、组成、班制和设备生产能力

说明成品出厂的外运形式和装车方案。

#### 3.7.3 成品存放周期和仓库存储能力。

#### 3.7.4 主要设备的选择。附包装和成品仓库主要设备一览表(表 3.7.4)。

表 3.7.4 包装和成品仓库主要设备一览表

序 号	设备位号	设备名称	数量(台)	主要规格	备 注

### 3.8 建筑、结构

3.8.1 简要说明装置的主要建筑、结构选型。附装置主要建(构)筑物一览表(表 3.8.1)。

表 3.8.1 装置主要建(构)筑物一览表

序 号	建(构)筑物名称	生产类别	耐火等级	建筑结构型式	建筑面积, m <sup>2</sup>	暖通或空调形式	备注

### 3.9 环境保护

3.9.1 生产装置污染物种类, 主要污染物(含废气、废水、废液、固体废弃物)的排放量和主要成分, 综合治理和利用的原则和方案, 主要噪声源的情况和处理方案。

### 3.10 劳动安全卫生

3.10.1 具有危害性的原料、产品和副产品的名称、特性和危害程度。

3.10.2 生产过程中的主要危害因素和防范措施。

### 3.11 其它

3.11.1 存在的问题和建议。

3.11.2 送装置界区外的火炬气和预处理后的污水的有关说明。

3.11.3 装置内所需危险品存储方式和取货方式说明。

3.11.4 其他需说明的有关问题。

注：装置中的公用设施（如装置的分析化验等）、行政办公用房等建设项目可不在本章中列出，但各项目的投资必须纳入。

### 3.12 装置技术经济指标

3.12.1 附装置技术经济指标一览表（表 3.12.1）。

表 3.12.1 装置技术经济指标一览表

序 号	指 标 名 称	单 位	数 量	备 注
一	主要产品和副产品			
二	主要原料和辅助原料			
三	燃料			
四	动力和公用物料消耗			
1	新鲜水	t/h		
2	生活水	t/h		
3	循环冷却水	t/h		
4	消防水	t/h		
5	锅炉给水	t/h		
6	电	kW		
7	蒸汽	t/h		按压力等级分别列出
10	氮气	Nm <sup>3</sup> /h		按压力等级分别列出
11	仪表空气	Nm <sup>3</sup> /h		
12	装置空气	Nm <sup>3</sup> /h		
五	三废（废气、废液、废渣）排放量			
六	装置占地面积	公顷		
七	全厂运输量			
	运出	t/a		
	运进	t/a		
八	装置定员			

## 4 总 图 运 输

### 4.1 厂区总平面布置

#### 4.1.1 概述

说明厂区位置、厂区占地面积和其地形、外貌、地质、水文、交通运输状况。

#### 4.1.2 总图布置原则。

4.1.3 工厂的主要组成（含厂外）和占地面积。附工厂组成和占地面积表（表 4.1.3）。

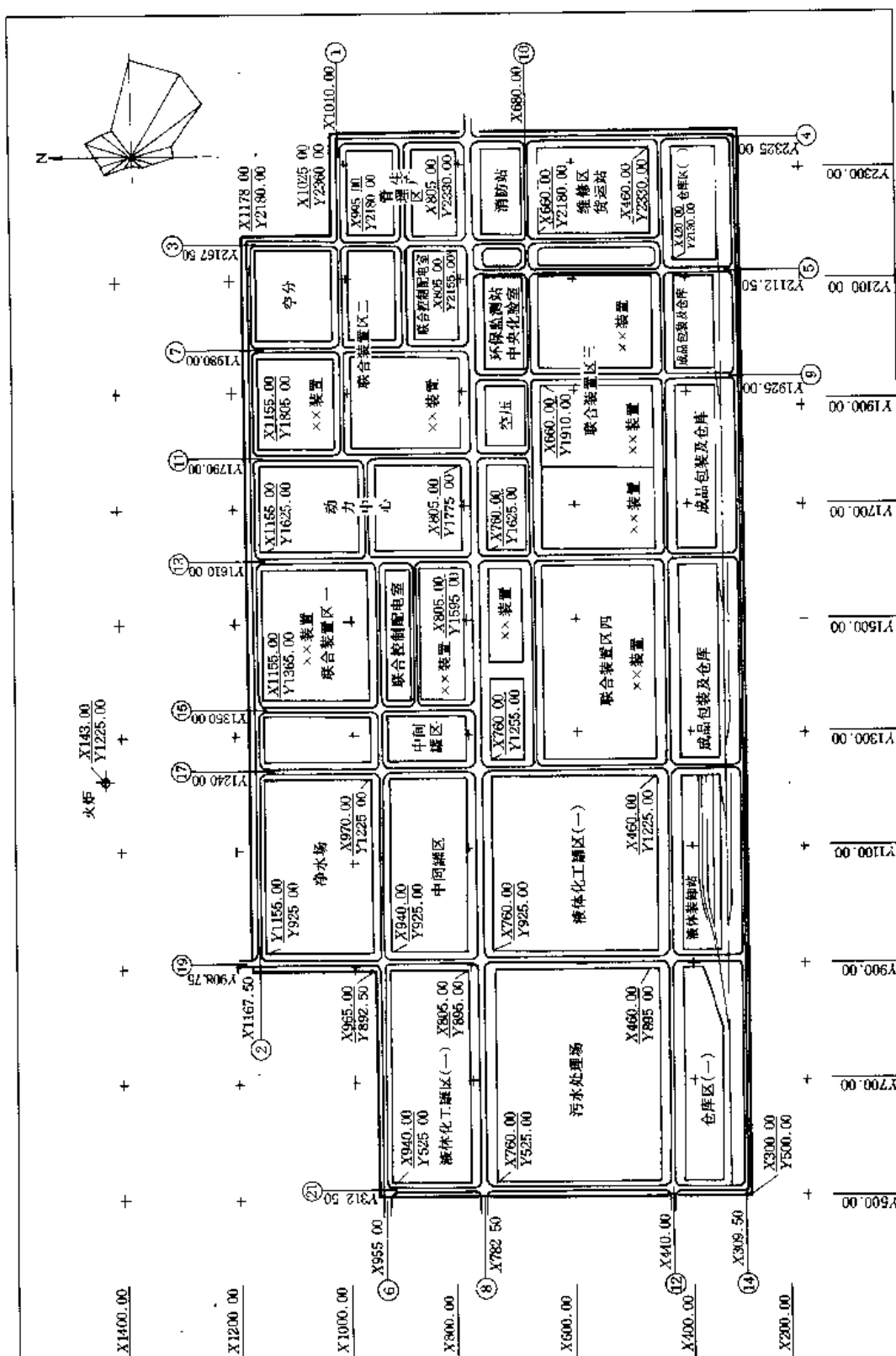


图 4.1.6 总平面布置图深度要求示意图

表 4.1.3 工厂组成和占地面积表

序 号	主项或装置名称	占地面积 (公顷)	备 注

**4.1.4 厂区总平面布置简述**

包括全厂围墙、大门和警卫室设置情况和主管廊走向。附总平面布置图。

**4.1.5 主要工程量 (含厂外)。附主要工程量表 (表 4.1.5)。**

表 4.1.5 主要工程量表

序号	主项或装置名称	单 位	工 程 量	备 注

**4.1.6 总体设计总平面布置图**

总体设计总平面布置图深度要求详见图 4.1.6。

**4.2 厂区竖向布置**

**4.2.1** 说明竖向设计原则、设计标高选定, 并简述厂区竖向布置。

**4.2.2** 说明估算的土石方量。

**4.3 工厂运输****4.3.1 运输原则和运输量**

(1) 说明运输原则和全厂运输量。附全厂运输量和运输方式表 (表 4.3.1-1)

表 4.3.1-1 全厂运输量和运输方式表

序 号	分类	货物名称	运输方式和运输量，t/a				备 注
			铁路	公路	管道	水运	
1	运 入						
2							
3							
小 计							
1	运 出						
2							
3							
小 计							

(2) 运输工具的配置原则。附运输工具配置一览表 (表 4.3.1-2)。

表 4.3.1-2 运输工具配置一览表

序号	名称和型号	数量	备 注

(3) 运行管理方式。

#### 4.3.2 铁路运输

说明运输方案基本情况（包括厂内铁路专用线的设置），铁路运输能力、技术条件，运输设施和设备配置、厂内外的交接方式，计量和管理体制等。

#### 4.3.3 水路运输（包括海运）

说明码头情况（位置、数量、吨位、吞吐能力和装卸方式等）、后方陆域设施和其与工厂的关系、计量和管理体制等。

#### 4.3.4 公路运输（含集装箱运输）

说明厂内道路布置、宽度、结构型式，与厂外公路连接，货物运输量，运输设施和设备配置，计量和管理体制等。

#### 4.3.5 管道运输

说明管道运输的管径、能力、厂内设施、计量和管理体制等。

#### 4.3.6 工厂内部倒运。

### 4.4 总图主要技术经济指标

列表说明总图主要技术经济指标（表 4.4）。

表 4.4 总图主要技术经济指标表

序号	车辆名称和型号	单位	数量	备 注
1	占 地	公顷		
	其中：生产装置	公顷		
	油品储运罐区	公顷		
	公用工程和辅助设施	公顷		
	厂外公用工程和辅助设施	公顷		
	厂外生活福利设施	公顷		
	其 它	公顷		
2	新建铁路长度	km		
3	新建厂外道路	m <sup>2</sup>		

## 5 公用工程和辅助设施

### 5.1 给排水

#### 5.1.1 给水

(1) 概述。说明给水设计的基础资料。包括冷却塔、排水设计气象参数、原水水质和用水标准、设计范围等。

(2) 全厂给排水量。列出全厂水平衡图和全厂给排水量表（表 5.1.1-1）。



表 5.1.1-1 全厂给排水量表

序号	装置或主项名称	生产规模 t/a	生产水 m <sup>3</sup> /h	生活水 m <sup>3</sup> /h	低硅水 m <sup>3</sup> /h	循环水 m <sup>3</sup> /h	生产污水 m <sup>3</sup> /h	生活污水 m <sup>3</sup> /h	清净废水 m <sup>3</sup> /h	污染区 面积 m <sup>2</sup>	初期雨水		备注
											m <sup>3</sup> /次	m <sup>3</sup> /h	

(3) 水源和输水工程设计方案

应包括供水水源简要说明（必要时附供需水量平衡表）和水源工程；取水、输水和净水场工程说明，并附简要流程。

(4) 厂区给水工程设计方案

a 厂区给水系统划分。

b 全厂循环水系统。循环水系统设计原则；各循环水系统的划分、每个系统的服务范围和生产能力；每个循环水系统的组成；冷却塔结构形式、单台能力和冷却塔间数；设计进水温度和压力、设计回水温度和压力及污垢系数；旁滤池的处理量；循环水泵房、水质处理、控制室、变配电室等的建筑面积等。附全厂循环水系统水量表（表 5.1.1-2）。主要应包括以下内容：

表 5.1.1-2 全厂循环水系统水量表

序号	系统名称	需水量 m <sup>3</sup> /h	供水能力 m <sup>3</sup> /h	供水温度 ℃	回水温度 ℃	供水压力 MPaG	回水压力 MPaG	备注

5.1.2 排水

(1) 设计范围。

(2) 设计原则。主要包括以下几方面：

- a 清污分流和层层把关的原则；
- b 根据国家、地方环保部门的要求和技术经济上合理可行的原则考虑排水的排向；
- c 污染区和非污染区的划分原则；
- d 贯彻分级控制、分质处理、特殊污水在装置就近预处理的原则；
- e 初期雨水与后期雨水的切换原则。

(3) 厂区排水系统。分以下几个部分划分排水系统，并说明各排水系统的设计原则：

- a 生活污水排水系统；
- b 生产污水排水系统（包括含油、含硫、酸碱等污水）；
- c 初期雨水排水系统；
- d 清净下水、雨水、后期雨水排水系统；如有必要，雨水排水系统可单独设置。

5.1.3 绘制全厂给排水管网平面布置图，并列出主要材料表（表 5.1.3）。

表 5.1.3 主要材料表

序号	设备名称	型号或主要规格	单位	数量	备注

5.2 供热

5.2.1 概述

简要说明供热设计的范围和设计原则。

5.2.2 供汽负荷和蒸汽等级

说明工程耗汽、副产蒸汽和实际耗汽压力、温度，确定供汽压力等级，附蒸汽负荷表（表 5.2.2）和蒸汽平衡图。

表 5.2.2 蒸汽负荷表

序号	装置或主项名称	蒸汽等级	需要量, t/h			备 注
			正常	平均	最大	

5.2.3 供热方案和供热装置规模

满足工程正常生产、起动、事故状态的供热方案和供热设施类型、规模。

5.2.4 供热、供电设施

(1) 燃油开工锅炉或辅助锅炉。说明燃料种类、来源和规格；燃料的运输、贮存方式；主要设备的选型；燃料供应系统，汽、水系统，燃烧系统流程和自动化水平；附设备概略布置图。

(2) 燃煤热电站、锅炉房或独立的汽轮发电机组。说明燃料种类、来源和规格；燃料的运输、贮存方式；供热、供电负荷；主要设备的选型（供热锅炉、汽轮发电机组规模、性能特点）；燃料制备系统、汽水系统、燃烧系统流程和自动化水平；烟气除尘、锅炉除灰和灰渣综合利用；汽轮机蒸汽冷凝冷却方式和冷却水量；锅炉烟气脱硫简述。大型电站应说明与专业设计单位的设计分工。附设备概略布置图。

5.2.5 脱盐水装置和冷凝水回收处理

(1) 脱盐水装置

a 说明脱盐水、精制水需要量和质量指标，附脱盐水、精制水负荷表（表 5.2.5）。

表 5.2.5 脱盐水、精制水负荷表

序号	装置或主项名称	水质等级	需要量, t/h			备 注
			正常	平均	最大	

b 工艺方案选择、自动化水平和主要设备规格。附简易流程图、设备布置简图。

c 酸碱消耗、酸碱废水排放量和废水处理方式。

(2) 冷凝水回收处理

a 说明工程总的冷凝水回收量、质量指标和处理后水质指标。

b 冷凝水处理工艺方案选择、主要设备规格和自动化水平。附简易处理流程图和设备布置简图。

c 酸碱消耗、酸碱废水排放量和废水处理方式。

5.2.6 燃料和公用工程消耗。列出燃料和公用工程消耗一览表（表 5.2.6-1）、主要设备一览表（表 5.2.6-2）。

表 5.2.6-1 燃料和公用工程消耗一览表

序号	燃料和公用工程名称	消耗定额	小时耗量, t/h			备 注
			正常	平均	最大	

表 5.2.6-2 主要设备一览表

序号	设备名称	数量	主要规格	备 注

### 5.3 采暖、通风和空调

#### 5.3.1 概述

简要说明设计范围、设计采用的基础数据。

#### 5.3.2 设计原则和方案说明

(1) 分别说明采暖、通风和空调的设计原则, 辅助生产建筑物、辅助用品房间采暖、空调的温度、湿度要求和方式。

(2) 采暖、通风和空调主要设备选型和主要设备表。

### 5.4 工艺和供热外管

#### 5.4.1 设计范围和内容。包括接管点位置要求。

5.4.2 设计方案简述。附工艺和供热外管系统图、公用工程外管系统图、工艺和供热外管走向图和火炬外管走向图。

#### 5.4.3 厂区内工艺和公用管道

列出厂区内工艺和公用管道一览表 (表 5.4.3)。

表 5.4.3 厂区内工艺和公用管道一览表

序号	管道编号	输送介质	管径 mm	起止点	设计温度℃	设计压力 MPa	绝热要求	备注

### 5.5 供配电

#### 5.5.1 概述

简要说明供配电设计的依据、设计的基础资料; 设计范围, 与外部电网和装置设计的交接点。

#### 5.5.2 供电电源

(1) 当电源取自地区电力网时, 应说明区域电力网现状和 5~10 年发展规划; 给工厂供电的区域变电所可利用的电源容量、电压等级、主接线、运行方式、系统的阻抗等参数。

(2) 当电源取自自备电站时, 应说明电站设计方案, 包括所装发电机容量、台数, 主变容量、台数, 电站主接线和与区域电网联络关系; 电站各级电压等级、运行方式、系统的阻抗等参数。

#### 5.5.3 用电负荷分级和供电要求

综合各生产装置用电负荷的特点, 说明全厂用电负荷的分级情况和对电源的要求。进行



表 5.6.2-2 电信系统主要设备一览表

序号	设备名称	型号或主要规格	单位	数量	备注

(1) 程控电话站。说明站址选择、中继方式、传输、信令、初装容量和主要设备的选型等。

(2) 生产调度电话系统。说明采用几级调度、容量和功能等。

(3) 无线通信(移动电话、微波)。说明主机容量、工作频段、通适方式和覆盖区。

(4) 工业电视系统。说明系统组成、容量、传输和控制方式等。

(5) 全厂火灾报警系统。说明系统配置、控制方式、容量、消防电气联锁和主要设备的初步选型。

(6) 数据通信。说明非话业务和计算机网络码型、速率、接口和光传输方式;根据智能化要求和信息流量确定综合布线系统方案和传输方式。

(7) 电信线路。说明电信主干线路的路由选择、电缆容量、配线制式、交接区划分等设计原则,结合环境和地形特征确定敷设方式。

## 5.7 公用工程和辅助设施的自动控制

### 5.7.1 自动化水平

简述公用工程和辅助设施采用的控制、管理系统类型,控制室的设置和对自控的要求。

### 5.7.2 主要仪表选型

对主体现场仪表、计量仪表、在线仪表等加以说明。

### 5.7.3 动力供应

说明仪表用空气源和电源的供应要求。

## 5.8 空分站

### 5.8.1 概述

简要叙述空分站的任务和设计范围。

### 5.8.2 氮、氧规格和需要量

说明氮气和氧气的规格。列出全厂氮气、氧气用量表(表 5.8.2-1 和表 5.8.2-2)。

表 5.8.2-1 全厂氮气用量表

序号	用户名称	用气量, Nm <sup>3</sup> /h		连续或间断	事故时用量 Nm <sup>3</sup> /h	开停车或检修用量, Nm <sup>3</sup> /h	备注
		正常	最大				

注:一次最大间断用量和持续时间应填入备注栏中。

表 5.8.2-2 全厂氧气用量表

序号	用户名称	用气量, Nm <sup>3</sup> /h		连续或间断	事故时用量, Nm <sup>3</sup> /h	开停车或检修用量, Nm <sup>3</sup> /h	备注
		正常	最大				

注:一次最大间断用量和持续时间应填入备注栏中。

**5.8.3** 说明空分站是否有液氧、液氮储存,说明储量、气化系统和使用情况,如有装瓶和制氩等设施,也应予以注明。

#### **5.8.4 设备选择和流程说明**

扼要说明空气分离设备的选型和其工艺流程。空分设备技术指标,分子筛纯化系统、预冷系统、和透平膨胀机型式等的特征、液体贮槽的型式、贮槽容积等。并对氮气、氧气压缩、调节系统、产品储存能力和压送系统加以扼要说明。

#### **5.8.5 仪表选型和自动化水平**

#### **5.8.6 公用物料规格和消耗量**

列出公用物料规格和消耗量一览表(表 5.8.6)。

**表 5.8.6 公用物料规格和消耗量一览表**

序号	名 称	主要规格	单 位	消耗量		备 注
				正常	最大	

### **5.9 空压站**

#### **5.9.1 概述**

简要叙述空压站的任务和设计范围。

#### **5.9.2 全厂仪表空气和装置空气规格和用量**

说明仪表空气和装置空气的规格,附全厂仪表空气和装置空气用量表(表 5.9.2-1 和表 5.9.2-2)。

**表 5.9.2-1 全厂仪表空气用量表**

序号	用户名称	用气量, Nm <sup>3</sup> /h		连续或间断	事故时用量, Nm <sup>3</sup> /h	开停车或检修用量, Nm <sup>3</sup> /h	备注
		正常	最大				

注:一次最大间断用量和持续时间应填入备注栏中。

**表 5.9.2-2 全厂装置空气用量表**

序号	用户名称	用气量, Nm <sup>3</sup> /h		连续或间断	事故时用量, Nm <sup>3</sup> /h	开停车或检修用量, Nm <sup>3</sup> /h	备注
		正常	最大				

注:一次最大间断用量和持续时间应填入备注栏中。

#### **5.9.3 设计原则**

简要说明机器、设备选择、气体储存等原则和年操作时数。如:生产气量富裕程度、集中储存还是分散到各个装置里储存等。

### 5.9.4 设备选择和流程简述

说明空压站每小时供气能力；主要设备的名称、规格（包括主电机的功率）、台数，如空气压缩机型式、排气量、排气压力和台数、空气净化干燥的方式、工作压力、处理气量、气体贮罐型式、容积、压力和数量等；简要说明仪表空气的生产流程、净化干燥的方法。

### 5.9.5 仪表选型和自动化水平

### 5.9.6 公用物料规格和消耗量

列出公用物料规格和消耗量一览表（表 5.9.6）。

表 5.9.6 公用物料规格和消耗量一览表

序号	名 称	主要规格	单位	消耗量		备 注
				正常	最大	

## 5.10 制冷站

### 5.10.1 概述

简要叙述制冷站的任务、设置个数，供冷范围、制冷温度系统的设置、用途、载冷剂或制冷剂的名称等。

### 5.10.2 工厂需用冷量概况和制冷设计原则

### 5.10.3 制冷站制冷负荷

列出用冷负荷一览表（表 5.10.3）。

表 5.10.3 用冷负荷一览表

序号	用户名称	用冷量, kJ		制冷剂或 载冷剂名称	温度, °C		压力, MPa (G)		流量 m³/h	备注
		正常	最大		进入	返回	进入	返回		

### 5.10.4 制冷装置规模、主要设备选择和流程简述

按制冷温度系统分别说明其设计能力，并分别说明制冷机组、载冷剂泵、载冷剂贮槽等主要设备的选型和规格等。

### 5.10.5 公用物料规格和消耗量

列出公用物料规格和消耗量一览表（表 5.10.5）。

表 5.10.5 公用物料规格和消耗量一览表

序号	名 称	主要规格	单位	消 耗 量		备 注
				正常	最大	

## 5.11 中心化验室

### 5.11.1 概述

说明项目分析化验和环境监测的管理体制，中心化验室的任务、设置原则以及与装置分析室之间的关系。附主要分析项目一览表（表 5.11.1-1）、环境监测分析项目表（表 5.11.1-2）。

表 5.11.1-1 主要分析项目一览表

序号	分析介质	分析项目	控制指标	分析频率	分析方法	备 注

表 5.11.1-2 环境监测分析项目表

序号	监测项目	监测指标	分析频率	分析方法	备注

### 5.11.2 中心化验室的组成、规模、面积和空调标准

说明中心化验室的生产和行政组织系统和工作范围；布置情况和特点、建筑面积和中心化验室空调设置等。

5.11.3 说明中心化验室的仪器设备选型原则和来源、单机引进仪器设备的理由；主要分析仪器设备台（套）数，其中引进分析仪器设备台（套）数和国内配套分析仪器设备台（套）数。

5.11.4 公用物料规格和消耗量。

## 5.12 换热站

### 5.12.1 概述

简要叙述换热站的任务、供热范围、设置个数、热媒等。

### 5.12.2 换热站设计原则和项目需用热负荷

列出项目热负荷一览表（表 5.12.2）。

表 5.12.2 项目热负荷一览表

序号	装置或主项名称	面积 m <sup>2</sup>	所需热负荷, kW	热水循环量 kW	备注

5.12.3 换热站方案和其能力。如设置采暖锅炉，还应说明其主要设备的选择。

5.12.4 公用物料和能量消耗指标。

## 5.13 火炬系统

### 5.13.1 概述

说明火炬系统的设计原则和设计范围。

### 5.13.2 各装置主要排放的火炬气参数

列出各装置主要排放的火炬气参数一览表（表 5.13.2）。

表 5.13.2 各装置主要排放的火炬气参数一览表

序号	装置名称	主要物料名称	排放压力 MPa (G)	排放温度℃	正常流量 Nm <sup>3</sup> /h	事故流量 Nm <sup>3</sup> /h	设计处理量 Nm <sup>3</sup> /h	备注

5.13.3 火炬和火炬气回收系统设计方案和主要设备选型的说明。

5.13.4 火炬系统的安全措施。



5.14 企业管理系统

5.14.1 概述

简述企业管理系统的设计范围和软件、硬件配制原则。

5.14.2 企业管理系统的功能

说明企业管理系统的目标、构成（数据采集、管理信息和决策支持）；生产管理、财务管理、供销管理、事务管理、办公自动化等主要模块功能。附企业管理系统构成图。

5.14.3 计算机硬件配置

说明服务器、数据采集机配置，与 DCS 的连接，网络、客户机、外设配置、不间断电源和配电、备品备件情况。

5.14.4 系统软件配置

说明操作系统、数据库、程序设计语言和网络软件的配置。

5.14.5 说明机房要求、布置、配套设备和消防设计等。

5.15 污水处理场

5.15.1 概述

说明污水处理场设计原则。

5.15.2 设计规模和进出水水质

列出各装置废水排放量和主要成分一览表（表 5.15.2-1）、进水水质和处理后污水水质表（表 5.15.2-2）。

表 5.15.2-1 各装置废水排放量和主要成分一览表

序号	装置名称	水量, t/h	主要污染物, mg/L	预处理方法	备 注

表 5.15.2-2 进水水质和处理后污水水质表

序号	项 目	单位	进水水质	排放指标	排放水质	备注
1	pH					
2	COD <sub>Cr</sub>	mg/L				
3	BOD <sub>5</sub>	mg/L				
4	油	mg/L				
5	悬浮物	mg/L				
6	酚	mg/L				
7	苯	mg/L				
8	硫化物	mg/L				
9	NH <sub>3</sub> -N	mg/L				
10	总盐	mg/L				

5.15.3 污水处理流程简述和建、构筑物。

(1) 污水处理流程简述。列出污水处理流程简图和污水处理场主要设备一览表（表 5.15.3-1）。

表 5.15.3-1 污水处理场主要设备一览表

序号	设备名称	主要规格	数量（台）	备注

(2) 建、构筑物要求。附建（构）筑物一览表（表 5.15.3-2）。

表 5.15.3-2 建（构）筑物一览表

序号	建、构筑物名称	结构形式	建筑面积, m <sup>2</sup> 或外形尺寸	备 注

5.15.4 公用物料、辅助物料、原料消耗和综合指标。

5.16 废渣堆埋场

5.16.1 概述

简述废渣堆埋场的设计规模和工程需堆埋的废渣状况。附需堆埋废渣一览表（表 5.16.1）。

表 5.16.1 废渣一览表

序号	废渣名称	排放点	排放量, t/a	密度, kg/m <sup>3</sup>	臭味	浸出液 pH 值	主要成分	备 注

5.16.2 说明废渣堆埋场的设计方案和堆埋场的管理。附废渣堆埋场主要设备一览表（表 5.16.2）。

表 5.16.2 废渣堆埋场主要设备一览表

序号	设备名称	主要规格	单位	数量	备 注

5.16.3 堆埋场的防渗漏、防飞扬、防洪水、防溢漫措施。

5.16.4 浸出水（淋溶水）的主要水质指标、覆土要求和监测井布置方案。

5.16.5 废渣堆埋场的占地面积。

5.17 维修

5.17.1 概述

说明项目的维修体制和设计原则；依托老厂或社会的维修内容、项目分工、落实情况。

5.17.2 机修

说明机修任务、机修能力；机修工段的组成和设备选型，公用物料消耗和厂房面积。

5.17.3 电修

说明电修任务、电修能力；电修工段的组成和设备选型，公用物料消耗和厂房面积。

5.17.4 仪修

说明仪修任务、仪修能力；仪修工段的组成和设备选型，公用物料消耗和厂房面积。

5.17.5 防腐和土木维修。

说明维修任务、维修能力；维修工段的组成、设备选型和厂房面积。

5.18 建筑、结构

5.18.1 工程地质概述

说明地形、地貌、地质构造和不良地质现象的处理方案。

5.18.2 地下水情况

说明地下水的分布状况和对土建工程有无不利影响。

5.18.3 建筑物、构筑物的抗震设防

说明各主要建（构）筑物的抗震要求和设防等级。

**5.18.4** 采用的主要建筑材料和标准图。附主要建筑设计标准图汇总表（表 5.18.4）。

表 5.18.4 主要建筑设计标准图汇总表

序号	标准名称	标准编号	备注

**5.18.5** 建筑设计标准。包括如下内容：

(1) 建筑物设计原则

(2) 装置区生活和辅助用房建筑设计原则。主要包括：办公室、男女更衣室、交接班室、会议室、休息室、厕所、淋浴室、化验室、通风机室、配电室、三修和值班室等。

(3) 生产管理区建筑设计原则。主要包括：综合办公楼、电信站、分析化验楼、倒班宿舍、食堂、浴室、医务室、各类车库、自行车棚、传达室等。

(4) 厂区外公用性建筑设计原则。

包括食堂、浴室、消防站、三修、办公室等的设计规模和设计原则。

**5.18.6** 结构选型说明。附全厂各主项建（构）筑物一览表（表 5.18.6）。

表 5.18.6 各主项建（构）筑物一览表

序号	建（构）筑物名称	生产类别	耐火等级	结构型式	建筑面积, m <sup>2</sup>	备 注

## 6 储运系统

### 6.1 概述

说明厂内外储运设施的规划原则，各种物料储存期、储存量的一般规定，储运系统的内容和管理体制等。

### 6.2 全厂性仓库

#### 6.2.1 概述

说明全厂性原料、辅助物料、产品、备品备件、金属材料、建材、化学和危险品仓库的组成及管理体制。

**6.2.2** 各类仓库的设计原则、储存周期、建筑面积、结构形式和露天堆放面积等。附全厂性仓库一览表（表 6.2.2-1）、全厂性仓库主要设备一览表（表 6.2.2-2）。

表 6.2.2-1 全厂性仓库一览表

序号	仓库名称	贮存天数	建筑面积, m <sup>2</sup>	层 数	备 注

表 6.2.2-2 全厂性仓库主要设备一览表

序号	仓库名称	设备名称	主要规格	单位	数量	备 注

6.2.3 仓库给排水和消防。

6.2.4 仓库管理信息系统。

### 6.3 罐区

#### 6.3.1 概述

说明罐区的设置原则和方案。

#### 6.3.2 罐区的组成和流程简述

(1) 罐区组成, 包括贮罐区域、装桶区域、汽车装卸区域、铁路装卸区域、码头装卸区域、辅助设施等。附罐区储存一览表 (表 6.3.2-1)、罐区运输一览表 (表 6.3.2-2)。

表 6.3.2-1 罐区储存一览表

序号	物 料		加工量 t/a	贮 罐		贮罐 型式	装满 系数	储存天数		储存温度 ℃
	名称	密度, kg/m <sup>3</sup>		个数	容积, m <sup>3</sup>			设计	实际	

表 6.3.2-2 罐区运输一览表

序 号	物料名称	运输规模 万 t/a	来源或去向	进、出厂 方式	温 度	压 力	流 量	管 径	备注
					℃	MPa (G)	m <sup>3</sup> /h	mm	

(2) 罐区和全厂各生产装置和厂外储运系统物料互送原则和其特殊要求, 说明各类原料、中间原料、成品、化学药剂储存天数、储运类型的设计原则。附罐区与各生产装置中间罐区、厂外罐区物流网络图。

油品储运系统还应分别按原料油、中间原料油、成品油、燃料油气、污油、油气放空系统、化学药剂等系统进行叙述, 并附流程图 (注明单元间上述各类油品的流程和管径)。

#### 6.3.3 装卸和洗槽设施

按品种说明罐装站和油品装卸鹤位的设置方案及洗槽设施的设置方案。

#### 6.3.4 液体化工罐区的控制方式和自动化水平。

6.3.5 罐区的辅助设施方案。如给排水系统、供电、电信、供汽、供风、综合操作室、制冷站、火炬和消防系统等。

#### 6.3.6 罐区主要设备的选型。列出储运系统主要设备一览表 (表 6.3.6)。

表 6.3.6 储运系统主要设备一览表

序号	设备位号	设备名称	数量	主要规格	备注



(4) 噪声

各装置和辅助设施噪声排放情况。附装置和辅助设施噪声排放一览表（表 7.0.3-4）。

表 7.0.3-4 装置和辅助设施噪声排放一览表

序 号	装置名称	噪声源	距地高度 m	室内/室外	噪声值 dB (A)	减（防） 噪措施	降噪后噪声值 dB (A)	备 注

- 7.0.4 环境保护措施和预期效果。
- 7.0.5 环境监测和绿化。
- 7.0.6 环境保护投资。
- 7.0.7 对环境影响报告书和批复意见的落实情况。
- 7.0.8 存在的问题和建议。

8 劳动安全卫生

- 8.0.1 设计依据和主要设计标准。
- 8.0.2 危险、危害因素分析
  - (1) 火灾、爆炸
  - (2) 毒性和腐蚀性物质
  - (3) 噪声
  - (4) 放射性危害
- 8.0.3 主要防护方案
  - (1) 防火
  - (2) 防爆
  - (3) 电气安全
  - (4) 自动控制
  - (5) 防护设施与卫生设施
  - (6) 防毒
  - (7) 防噪声
  - (8) 防放射性
  - (9) 通风措施
  - (10) 照明、接地
  - (11) 电信
- 8.0.4 劳动安全卫生机构。
- 8.0.5 劳动安全卫生预评价的主要结论。
- 8.0.6 预期效果。
- 8.0.7 专项投资。
- 8.0.8 存在的问题与建议。

9 消 防

- 9.1 概述
- 消防设计原则和所依据的设计规范。可利用的已有消防设施的现状。

**9.2 全厂主要装置组成和火灾危险等级**

**9.3 总体布局和消防道路**

**9.4 全厂性消防设施**

**9.4.1 水消防系统**

(1) 全厂消防水管网。说明高低压消防水系统划分、最大消防水量、管网压力等。

(2) 全厂消防水泵站。说明泵站设计水量、压力，消防水源、消防水池容积和补水能力、消防水泵台数等，泵站的主要服务范围。

(3) 全厂泡沫站。说明泡沫名称、浓度、泡沫罐容积和数量等，泡沫站的主要服务范围。

**9.4.2 全厂火灾报警系统**

说明报警系统配置、控制方式、消防电气联锁等。

**9.4.3 全厂消防站**

(1) 定员和设备配置。说明定员人数、消防车辆名称、型号和台数、车库设置等。附消防车一览表（表 9.4.3）。

表 9.4.3 消防车一览表

序号	车辆名称和型号	数 量	备 注

(2) 全厂消防站和与地区消防力量组成联防情况。

**9.5 生产装置消防设计**

**9.5.1 装置概述**

说明装置构成、平面布置、占地面积和火灾危险等级。

**9.5.2 消防水和泡沫系统设计**

说明高/低压消防水系统、水幕/水喷淋设置、消火栓/消防水炮配置、泡沫系统设施（固定式/半固定式）。

**9.5.3 蒸汽灭火系统**

**9.5.4 火灾探测和报警**

说明火灾探测器、报警器设置区域，与消防控制中心通讯方式等。

**9.5.5 控制室和配电室消防**

说明采用的消防设施（自动灭火系统、便携式灭火器、消火栓等）。

**9.5.6 其他防火、防爆设施**

**9.6 辅助生产设施消防设计**

**9.6.1 罐区和装卸站**

储存物料危险等级、贮罐容量和数量，占地面积，采取的消防设施。

**9.6.2 各类仓库（化学品库、危险品库、成品库和包装仓库等）** 储存物品危险等级和储存数量、仓库分区面积，采取的消防设施。

**9.6.3 综合办公楼和中心化验室。**

建筑面积、层数和耐火等级，采取的消防设施。

**9.6.4 总变配电所**

### 9.6.5 其它主要建构筑物

### 9.7 消防管理体制和主要管理措施

## 10 行政生活设施

### 10.0.1 设计原则和设计标准。

### 10.0.2 全厂行政生活设施规划方案

(1) 全厂行政生活设施的设计范围。附全厂行政生活设施一览表 (表 10.0.2)。

表 10.0.2 全厂行政生活设施一览表

序号	主项名称	千人指标取值	规 模	建筑面积, m <sup>2</sup>	备 注

(2) 全厂行政生活设施规划方案。附全厂行政生活设施规划图。

(3) 全厂行政生活设施建筑面积。

## 11 工程建设进度初步安排

说明安排工程建设总进度的原则。按生产装置分别说明设计、设备和材料采购、施工等主要建设阶段的进度。

## 12 工程初步概算

总体设计概算按现行国家和中国石化总公司有关石油化工工程建设项目投资概算编制办法进行编制。

## 13 附 则

**13.0.1** 总体设计阶段总体院与装置院的条件关系见附件 A——总体设计阶段总体院与装置院的条件关系表。

**13.0.2** 本规定由中国石油化工总公司工程建设部负责解释。

**13.0.3** 本规定自颁布之日起实行。



附件 A 总体设计阶段总体院与装置院的条件关系表

表号	附表名称	工艺	分析	环保	给排水	总图运输	热工	储运	外管	自控	电气	电信	设备	土建	暖通	概算
附表 1	建设项目表	✓														
附表 2	产品和副产品统计表	✓														
附表 3	原料、辅助化工原料和燃料消耗统计表	✓														
附表 4	溶剂、催化剂消耗统计表	✓														
附表 5	液体化工罐区条件表	✓						✓								
附表 6	仪表空气、装置空气、氮气用量统计表	✓														
附表 7	工厂主要原料和产品进出厂方式表	✓				✓										
附表 8	道路运输条件表					✓										
附表 9	铁路运输条件表					✓										
附表 10	给排水条件表	✓			✓											
附表 11	电气设计条件表										✓					
附表 12	电修条件表										✓					
附表 13	蒸汽和凝结水条件表	✓					✓									
附表 14	化学软水和脱盐水条件表	✓					✓									
附表 15	外管条件表	✓							✓							
附表 16	电信条件表											✓				
附表 17	机修条件表	✓														
附表 18	化工原料、产品分析项目表	✓	✓													
附表 19	仪表和自动化装置统计表									✓						
附表 20	定员统计表	✓														
附表 21	高架源排放废气条件表	✓		✓												
附表 22	无组织排放废气条件表	✓		✓												
附表 23	废渣(液)条件表	✓		✓												
附表 24	初期污染雨水水量、水质条件表	✓			✓											
附表 25	生产污水水量、水质一览表	✓			✓											
附表 26	噪声一览表	✓		✓									✓			
附表 27	化学品和危险品仓库条件表	✓														
附表 28	固体物料包装条件表	✓														
附表 29	火炬条件表	✓														
附表 30	建筑物、构筑物条件表	✓												✓		
附表 31	采暖通风条件表	✓	✓							✓	✓				✓	
附表 32	大型动力设备条件表( $V \geq 150kW$ )	✓											✓			
附表 33	综合概算表															✓
附表 34	进口设备材料费用一览表															✓

说明:以上条件表由装置院各有关专业填写并由装置院设计经理汇总盖章后交总体院,各装置院如有必须单独说明的事宜,另用表格或文字说明。

## 总附录 6 常用单位换算

附表 1 长度单位换算

米 (m)	英寸 (in)	英尺 (ft)	码 (yd)	米 (m)	英寸 (in)	英尺 (ft)	码 (yd)
1	39.37	3.2808	1.0936	0.3048	12	1	0.3333
0.0254	1	0.0833	0.0278	0.9144	36	3	1

注：1Å =  $10^{-10}$ m。

附表 2 面积单位换算

米 <sup>2</sup> (m <sup>2</sup> )	英寸 <sup>2</sup> (in <sup>2</sup> )	英尺 <sup>2</sup> (ft <sup>2</sup> )	码 <sup>2</sup> (yd <sup>2</sup> )	米 <sup>2</sup> (m <sup>2</sup> )	英寸 <sup>2</sup> (in <sup>2</sup> )	英尺 <sup>2</sup> (ft <sup>2</sup> )	码 <sup>2</sup> (yd <sup>2</sup> )
1	1550	10.764	1.196	0.0929	144	1	0.1111
$6.4516 \times 10^{-4}$	1	$6.944 \times 10^{-4}$	$7.716 \times 10^{-4}$	0.8361	1296	9	1

附表 3 体积单位换算

米 <sup>3</sup> (m <sup>3</sup> )	分米 <sup>3</sup> , 升 <sup>3</sup> (dm <sup>3</sup> , L <sup>3</sup> )	英寸 <sup>3</sup> (in <sup>3</sup> )	英尺 <sup>3</sup> (ft <sup>3</sup> )	英加仑 (UKgal)	美加仑 (USgal)
1	10 <sup>3</sup>	61024	35.315	220	264.2
10 <sup>-3</sup>	1	61.02	0.0353	0.22	0.2642
$1.64 \times 10^{-5}$	0.0164	1	$5.787 \times 10^{-4}$	$3.605 \times 10^{-3}$	$4.329 \times 10^{-3}$
0.0283	28.317	1728	1	6.2288	7.4805
0.0045	4.546	277.4	0.1605	1	1.201
$3.785 \times 10^{-3}$	3.785	231	0.1337	0.8327	1

注：1 桶（美）（石油）= 9702in<sup>3</sup> = 158.987L = 34.972gal = 42gal（美）

附表 4 质量单位换算

千克 (kg)	磅 (lb)	英吨（长吨） (ton)	美吨（短吨） (US ton)
1	2.2046	$9.842 \times 10^{-4}$	$1.1023 \times 10^{-3}$
0.4536	1	$4.464 \times 10^{-4}$	$5 \times 10^{-4}$
1016.1	2240	1	1.12
907.185	2000	0.892857	1

附表 5 密度单位换算

千克/米 <sup>3</sup> (kg/m <sup>3</sup> )	磅/英寸 <sup>3</sup> (lb/in <sup>3</sup> )	磅/英尺 <sup>3</sup> (lb/ft <sup>3</sup> )	磅/英加仑 (lb/UKgal)	磅/美加仑 (lb/USgal)
1	$3.613 \times 10^{-5}$	$6.243 \times 10^{-2}$	$1.002 \times 10^{-2}$	$8.345 \times 10^{-3}$
$2.768 \times 10^4$	1	1728	277.42	231
16.02	$5.787 \times 10^{-4}$	1	0.1605	0.1337
99.78	$3.605 \times 10^{-3}$	6.229	1	0.8327
119.8	$4.329 \times 10^{-3}$	7.481	1.201	1

附表 6 相对密度、波美度和 API 度对照

$$\text{波美度 } (^{\circ}\text{Be}) = 145 - \frac{145}{\text{相对密度}} \quad (\text{比水重时})$$

$$\text{波美度 } (^{\circ}\text{Be}) = \frac{140}{\text{相对密度}} - 130 \quad (\text{比水轻时})$$

$$\text{API 度 } (^{\circ}\text{API}) = \frac{141.5}{\text{相对密度}} - 131.5$$

相对密度 60°/60°	°Be	°API	相对密度 60°/60°	°Be	°API	相对密度 60°/60°	°Be	°API	相对密度 60°/60°	°Be	°API
0.600	103.33	104.33	0.700	70.00	70.64	0.800	45.00	45.38	0.900	25.56	25.72
0.605	101.40	102.38	0.705	68.58	69.21	0.805	43.91	44.28	0.905	24.70	24.85
0.610	99.51	100.47	0.710	67.18	67.80	0.810	42.84	43.19	0.910	23.85	23.99
0.615	97.64	98.58	0.715	65.80	66.40	0.815	41.78	42.12	0.915	23.01	23.14
0.620	95.81	96.73	0.720	64.44	65.03	0.820	40.73	41.06	0.920	22.17	22.30
0.625	94.00	94.90	0.725	63.10	63.67	0.825	39.70	40.02	0.925	21.35	21.47
0.630	92.22	93.10	0.730	61.78	62.34	0.830	38.67	38.98	0.930	20.54	20.65
0.635	90.47	91.33	0.735	60.48	61.02	0.835	37.66	37.96	0.935	19.73	19.84
0.640	88.75	89.59	0.740	59.19	59.72	0.840	36.67	36.95	0.940	18.94	19.03
0.645	87.05	87.88	0.745	57.92	58.43	0.845	35.68	35.96	0.945	18.15	18.24
0.650	85.38	86.19	0.750	56.67	57.17	0.850	34.71	34.97	0.950	17.37	17.45
0.655	83.74	84.53	0.755	55.43	55.92	0.855	33.74	34.00	0.955	16.60	16.67
0.660	82.12	82.89	0.760	54.21	54.68	0.860	32.79	33.03	0.960	15.83	15.90
0.665	80.53	81.28	0.765	53.01	53.47	0.865	31.85	32.08	0.965	15.08	15.13
0.670	78.96	79.69	0.770	51.82	52.27	0.870	30.92	31.14	0.970	14.33	14.38
0.675	77.41	78.13	0.775	50.65	51.08	0.875	30.00	30.21	0.975	13.59	13.63
0.680	75.88	76.59	0.780	49.49	49.91	0.880	29.09	29.30	0.980	12.86	12.89
0.685	74.38	75.07	0.785	48.34	48.75	0.885	28.19	28.39	0.985	12.13	12.15
0.690	72.90	73.57	0.790	47.22	47.61	0.890	27.30	27.49	0.990	11.41	11.43
0.695	71.44	72.10	0.795	46.10	46.49	0.895	26.42	26.60	0.995	10.70	10.71
									1.000	10.00	10.00

相对密度 60°/60°	°Be	相对密度 60°/60°	°Be	相对密度 60°/60°	°Be	相对密度 60°/60°	°Be	相对密度 60°/60°	°Be
1.010	1.44	1.210	25.17	1.410	42.16	1.610	54.94	1.810	64.89
1.020	2.84	1.220	26.15	1.420	42.89	1.620	55.49	1.820	65.33
1.030	4.22	1.230	27.11	1.430	43.60	1.630	56.04	1.830	65.77
1.040	5.58	1.240	28.06	1.440	44.31	1.640	56.59	1.840	66.20
1.050	6.91	1.250	29.00	1.450	45.00	1.650	57.12	1.850	66.62
1.060	8.21	1.260	29.92	1.460	45.68	1.660	57.65	1.860	67.04
1.070	9.49	1.270	30.83	1.470	46.36	1.670	58.17	1.870	67.46
1.080	10.74	1.280	31.72	1.480	47.03	1.680	58.69	1.880	67.87
1.090	11.97	1.290	32.60	1.490	47.68	1.690	59.20	1.890	68.28
1.100	13.18	1.300	33.46	1.500	48.33	1.700	59.71	1.900	68.68
1.110	14.37	1.310	34.31	1.510	48.97	1.710	60.20	1.910	69.08
1.120	15.54	1.320	35.15	1.520	49.61	1.720	60.70	1.920	69.48
1.130	16.68	1.330	35.98	1.530	50.23	1.730	61.18	1.930	69.87
1.140	17.81	1.340	36.79	1.540	50.84	1.740	61.67	1.940	70.26
1.150	18.91	1.350	37.59	1.550	51.45	1.750	62.14	1.950	70.64
1.160	20.00	1.360	38.38	1.560	52.05	1.760	62.61	1.960	71.02
1.170	21.07	1.370	39.16	1.570	52.64	1.770	63.08	1.970	71.40
1.180	22.12	1.380	39.93	1.580	53.23	1.780	63.54	1.980	71.77
1.190	23.15	1.390	40.68	1.590	53.81	1.790	63.99	1.990	72.14
1.200	24.17	1.400	41.43	1.600	54.38	1.800	64.44	2.000	72.50

附表 7 速度单位换算

米/秒 (m/s)	千米(公里)/时 (km/h)	英尺/秒 (ft/s)	英尺/分 (fpm)·(ft/min)	英里(哩)/时 (mph) (mile/h)
1	3.600	3.281	$1.969 \times 10^2$	2.237
0.2778	1	$9.113 \times 10^{-1}$	54.68	0.6214
0.3048	1.097	1	60.00	0.6818
$5.080 \times 10^{-3}$	$1.829 \times 10^{-2}$	$1.667 \times 10^{-2}$	1	$1.136 \times 10^{-2}$
0.4470	1.609	1.467	88.00	1

附表 8 体积流量单位换算

米 <sup>3</sup> /时 (m <sup>3</sup> /h)	米 <sup>3</sup> /分 (m <sup>3</sup> /min)	米 <sup>3</sup> /秒 (m <sup>3</sup> /s)	英尺 <sup>3</sup> /时 (ft <sup>3</sup> /h)	英尺 <sup>3</sup> /秒 (ft <sup>3</sup> /s)	英加仑/分 (gpm) (Imp. gal/min)	美加仑/分 (gpm) (U. S. gal/min)
1	$1.667 \times 10^{-2}$	$2.778 \times 10^{-4}$	35.31	$9.81 \times 10^{-3}$	3.667	4.403
60	1	$1.667 \times 10^{-2}$	$2.119 \times 10^3$	0.5886	$2.1998 \times 10^2$	$2.642 \times 10^2$
$3.6 \times 10^3$	60	1	$1.271 \times 10^5$	35.31	$1.32 \times 10^4$	$1.585 \times 10^4$
$2.832 \times 10^{-2}$	$4.72 \times 10^{-4}$	$7.866 \times 10^{-6}$	1	$2.778 \times 10^{-4}$	0.1038	0.1247
$1.019 \times 10^2$	1.699	$2.832 \times 10^{-2}$	$3.6 \times 10^1$	1	$3.737 \times 10^2$	$4.488 \times 10^2$
0.2728	$4.546 \times 10^{-3}$	$7.577 \times 10^{-5}$	9.632	$2.676 \times 10^{-3}$	1	1.201
0.2271	$3.785 \times 10^{-3}$	$6.309 \times 10^{-5}$	8.021	$2.228 \times 10^{-3}$	0.8327	1

附表 9 质量流量单位换算

千克/秒 (kg/s)	千克/时 (kg/h)	磅/秒 (lb/s)	磅/时 (lb/h)	吨/日 (t/d)	吨/年(8000小时) (t/a)
1	$3.6 \times 10^3$	2.205	$7.937 \times 10^3$	86.4	$2.88 \times 10^4$
$2.778 \times 10^{-4}$	1	$6.124 \times 10^{-4}$	2.205	$2.4 \times 10^{-2}$	8
0.4536	$1.633 \times 10^3$	1	$3.6 \times 10^3$	39.19	$1.306 \times 10^4$
$1.26 \times 10^{-4}$	0.4536	$2.778 \times 10^{-4}$	1	$1.089 \times 10^{-2}$	3.629
$1.157 \times 10^{-2}$	41.67	0.02552	91.86	1	$3.333 \times 10^2$
$3.472 \times 10^{-5}$	0.125	$7.656 \times 10^{-5}$	0.2756	$3 \times 10^{-3}$	1

附表 10 力单位换算

牛顿(N)	千克力(kgf)	达因(dyn)	磅(lb)	磅达(pdl)
1	0.102	$10^5$	0.2248	7.233
9.807	1	$9.807 \times 10^5$	2.2046	70.93
$10^{-5}$	$1.02 \times 10^{-6}$	1	$2.248 \times 10^{-6}$	$7.233 \times 10^{-6}$
4.448	0.4536	$4.448 \times 10^5$	1	32.174
0.1383	$1.41 \times 10^{-2}$	$1.383 \times 10^4$	$3.108 \times 10^{-2}$	1

附表 11 压力单位换算

牛顿/米 <sup>2</sup> (N/m <sup>2</sup> ) 或帕 斯卡(Pa)	巴 (bar)	千克力/厘米 <sup>2</sup> (kgf/cm <sup>2</sup> ) 或工程大 气压(at)	磅/英寸 <sup>2</sup> psi (lb/in <sup>2</sup> )	大气压(atm) (标准大 气压)	毫米汞柱 (0℃) (mmHg)	英寸汞柱 (0℃) (inHg)	毫米水柱 (15℃) (mmH <sub>2</sub> O)	英寸水柱 (15℃) (inH <sub>2</sub> O)
1	$10^{-5}$	$1.02 \times 10^{-5}$	$1.45 \times 10^{-4}$	$9.869 \times 10^{-6}$	$7.501 \times 10^{-3}$	$2.953 \times 10^{-4}$	0.1021	$4.018 \times 10^{-3}$
$10^5$	1	1.020	14.5	0.9869	750.1	29.53	$1.021 \times 10^4$	401.8
$9.807 \times 10^4$	0.9807	1	14.22	0.9678	735.6	28.96	$1.001 \times 10^4$	394.1
$6.895 \times 10^3$	$6.895 \times 10^{-2}$	$7.031 \times 10^{-2}$	1	$6.805 \times 10^{-2}$	51.71	2.036	$7.037 \times 10^2$	27.7
$1.013 \times 10^5$	1.013	1.033	14.7	1	760	29.92	$1.034 \times 10^4$	407.2
$1.333 \times 10^2$	$1.333 \times 10^{-3}$	$1.36 \times 10^{-3}$	$1.934 \times 10^{-2}$	$1.316 \times 10^{-3}$	1	$3.937 \times 10^{-2}$	13.61	0.5357
$3.386 \times 10^3$	$3.386 \times 10^{-2}$	$3.453 \times 10^{-2}$	0.4912	$3.342 \times 10^{-2}$	25.4	1	$3.456 \times 10^2$	13.61
9.798	$9.798 \times 10^{-5}$	$9.991 \times 10^{-5}$	$1.421 \times 10^{-3}$	$9.67 \times 10^{-5}$	$7.349 \times 10^{-2}$	$2.893 \times 10^{-3}$	1	$3937 \times 10^{-2}$
$2.489 \times 10^2$	$2.489 \times 10^{-3}$	$2.538 \times 10^{-3}$	$3.609 \times 10^{-2}$	$2.456 \times 10^{-3}$	1.867	$7.349 \times 10^{-2}$	25.4	1

注 1. 标准大气压即物理大气压。

2. atm 为以工程大气压表示的绝对压力。

3. 压力单位后加 G 表示表压,如 MPa(G)。

附表 12 表面张力单位换算

达因/厘米 (dyn/cm)	克力/厘米 (gf/cm)	千克力/米 (kgf/m)	磅/英尺 (lb/ft)	达因/厘米 (dyn/cm)	克力/厘米 (gf/cm)	千克力/米 (kgf/m)	磅/英尺 (lb/ft)
1	$1.02 \times 10^{-3}$	$1.02 \times 10^{-4}$	$6.854 \times 10^{-5}$	9807	10	1	0.672
980.7	1	0.1	$6.72 \times 10^{-2}$	14592	14.88	1.488	1

附表 13 (动力) 粘度单位换算

泊·秒 (Pa·s) 或牛顿·秒/米 <sup>2</sup> , (N·s/m <sup>2</sup> )	千克力·秒/米 <sup>2</sup> (kgf·s/m <sup>2</sup> )	泊 (P) 或 克/(厘米·秒) [g/(cm·s)]	厘泊 (cp)	磅·秒/英尺 <sup>2</sup> (lb·s/ft <sup>2</sup> )
9.81	1	98.1	$9.81 \times 10^3$	0.205
1	0.102	10	$10^3$	$20.9 \times 10^{-3}$
0.1	$1.02 \times 10^{-2}$	1	$10^2$	$20.9 \times 10^{-4}$
$10^{-3}$	$1.02 \times 10^{-4}$	$10^{-2}$	1	$2.09 \times 10^{-5}$
47.88	4.88	478.8	$4.788 \times 10^4$	1

注:  $1\text{N} \cdot \text{s}/\text{m}^2 = 1\text{kg}/(\text{m} \cdot \text{s})$ ;  $1\text{dyn} \cdot \text{s}/\text{cm}^2 = 1\text{P}$  (泊)。

附表 14 运动粘度单位换算

米 <sup>2</sup> /秒 (m <sup>2</sup> /s)	厘米 <sup>2</sup> /秒 (cm <sup>2</sup> /s) 或 施 (St)	米 <sup>2</sup> /时 (m <sup>2</sup> /h)	英尺 <sup>2</sup> /秒 (ft <sup>2</sup> /s)	英尺 <sup>2</sup> /时 (ft <sup>2</sup> /h)
$10^{-4}$	1	0.36	$1.076 \times 10^{-3}$	3.875
1	$10^4$	$3.6 \times 10^3$	10.76	$3.875 \times 10^4$
$2.778 \times 10^{-4}$	2.778	1	$2.99 \times 10^{-3}$	10.76
$9.29 \times 10^{-2}$	929	$3.346 \times 10^2$	1	$3.6 \times 10^4$
$2.58 \times 10^{-5}$	0.258	$9.29 \times 10^{-2}$	$2.78 \times 10^{-4}$	1

注: 施是斯托克斯 (Stokes) 的习惯叫法, 1 施 (St) =  $10^2$  厘施 (cSt)。

附表 15 功、能和热量单位换算

焦耳 (J)	千克力·米 (kgf·m)	米制马力·时 (PS·h)	英制马力·时 (HP·h)	千瓦·时 (kW·h)	千卡 (kcal)	英热单位 Btu	英尺·磅 (ft·lb)
1	0.102	$3.777 \times 10^{-7}$	$3.725 \times 10^{-7}$	$2.778 \times 10^{-7}$	$2.389 \times 10^{-4}$	$9.478 \times 10^{-4}$	0.7376
9.807	1	$3.704 \times 10^{-6}$	$3.653 \times 10^{-6}$	$2.724 \times 10^{-6}$	$2.342 \times 10^{-3}$	$9.295 \times 10^{-3}$	7.233
$2.648 \times 10^6$	$2.7 \times 10^5$	1	0.9863	0.7355	632.5	2510	$1.953 \times 10^4$
$2.685 \times 10^6$	$2.738 \times 10^5$	1.014	1	0.7457	641.2	2544.4	$1.98 \times 10^4$
$3.6 \times 10^6$	$3.671 \times 10^5$	1.36	1.341	1	859.8	3412	$2.655 \times 10^4$
4187	426.9	$1.581 \times 10^{-3}$	$1.559 \times 10^{-3}$	$1.163 \times 10^{-3}$	1	3.968	$3.087 \times 10^3$
1055	107.6	$3.985 \times 10^{-4}$	$3.93 \times 10^{-4}$	$2.93 \times 10^{-4}$	0.252	1	778.2
1.356	0.1383	$5.121 \times 10^{-7}$	$5.05 \times 10^{-7}$	$3.768 \times 10^{-7}$	$3.24 \times 10^{-4}$	$1.285 \times 10^{-3}$	1

注: 1 焦耳 (J) = 1 牛顿·米 (N·m) = 1 瓦·秒 (W·s) =  $10^7$  尔格 (erg); 1 尔格 (erg) = 1 达因·厘米 (dyn·cm) =  $10^{-7}$  焦耳 (J)。

附表 16 功率单位换算

瓦 (W)	千瓦 (kW)	米制马力 (PS)	英制马力 (HP)	千克力·米/秒 (kgf·m/s)	千卡/秒 (kcal/s)	英热单位/秒 (Btu/s)	英尺·磅/秒 (ft·lb/s)
1	$10^{-3}$	$1.36 \times 10^{-3}$	$1.341 \times 10^{-3}$	0.102	$2.39 \times 10^{-4}$	$9.478 \times 10^{-4}$	0.7376
$10^3$	1	1.36	1.341	102	0.239	0.9478	737.6
735.5	0.7355	1	0.9863	75	0.1757	0.6972	542.5
745.7	0.7457	1.014	1	76.04	0.1781	0.7068	550
9.807	$9.807 \times 10^{-3}$	$1.333 \times 10^{-2}$	$1.315 \times 10^{-2}$	1	$2.342 \times 10^{-3}$	$9.295 \times 10^{-3}$	7.233
4187	4.187	5.692	5.614	426.9	1	3.968	3087
1055	1.055	1.434	1.415	107.6	0.252	1	778.2
1.356	$1.356 \times 10^{-3}$	$1.843 \times 10^{-3}$	$1.82 \times 10^{-3}$	0.1383	$3.24 \times 10^{-4}$	$1.285 \times 10^{-3}$	1

注: 1 瓦 (W) = 1 焦耳/秒 (J/s) = 1 牛顿·米/秒 (N·m/s); 1 尔格/秒 (erg/s) =  $10^{-7}$  瓦 (W); 1 英尺·磅达/秒 (ft·pdl/s) = 0.04214 牛顿·米/秒 (N·m/s)。

附表 17 比热容单位换算

焦耳/(千克·K) [J/(kg·K)]	焦耳/(克·°C) [J/(g·°C)]	千卡/(千克·°C) [kcal/(kg·°C)]	英热单位/(磅·°F) [Btu/(lb·°F)]	摄氏热单位/(磅·°C) [Chu/(lb·°C)]	千克·米/(千克·°C) [kg·m/(kg·°C)]
1	$10^{-3}$	$2.389 \times 10^{-4}$	$2.389 \times 10^{-4}$	$2.389 \times 10^{-4}$	$1.02 \times 10^{-1}$
$10^3$	1	0.2389	0.2389	0.2389	$1.02 \times 10^{-2}$
$4.187 \times 10^3$	4.187	1	1	1	$4.269 \times 10^{-2}$
9.807	$9.807 \times 10^{-3}$	$2.342 \times 10^{-3}$	$2.342 \times 10^{-3}$	$3.342 \times 10^{-3}$	1

附表 18 温度单位换算

开尔文, K	摄氏度, °C	华氏度, °F	兰金度, °R
$^{\circ}\text{C} + 273.15$	$^{\circ}\text{C}$	$\frac{9}{5}^{\circ}\text{C} + 32$	$\frac{9}{5}^{\circ}\text{C} + 491.67$
$\frac{5}{9} (^{\circ}\text{F} + 459.67)$	$\frac{5}{9} (^{\circ}\text{F} - 32)$	$^{\circ}\text{F}$	$^{\circ}\text{F} + 459.67$
$\frac{5}{9}^{\circ}\text{R}$	$\frac{5}{9} (^{\circ}\text{R} - 491.67)$	$^{\circ}\text{R} - 459.67$	$^{\circ}\text{R}$
K	K - 273.15	$\frac{9}{5}\text{K} - 459.67$	$\frac{9}{5}\text{K}$

附表 19 导热系数单位换算

千卡/(米·时·°C) [Cal/(m·h·°C)]	卡/(厘米·秒·°C) [cal/(cm·s·°C)]	瓦/(米·K) [W/(m·K)]	焦耳/(厘米·秒·°C) [J/(cm·s·°C)]	英热单位/(英尺·时·°F) [Btu/(ft·h·°F)]
1	$2.78 \times 10^{-3}$	1.16	$1.16 \times 10^{-2}$	0.672
360	1	418.7	4.187	242
0.8598	$2.39 \times 10^{-3}$	1	$10^{-2}$	0.578
85.98	0.239	100	1	57.8
1.49	$4.13 \times 10^{-3}$	1.73	$1.73 \times 10^{-2}$	1

附表 20 传热系数单位换算

焦耳/(米 <sup>2</sup> ·秒·K) [J/(m <sup>2</sup> ·s·K)] 瓦/米 <sup>2</sup> , K [W/(m <sup>2</sup> ·K)]	千卡/(米 <sup>2</sup> ·时·°C) [kcal/(m <sup>2</sup> ·h·°C)]	卡/(厘米 <sup>2</sup> ·秒·°C) [cal/(cm <sup>2</sup> ·s·°C)]	英热单位/(英尺 <sup>2</sup> ·时·°F) [Btu/(ft <sup>2</sup> ·h·°F)]
1	0.8598	$2.388 \times 10^{-5}$	0.1761
1.162	1	$2.778 \times 10^{-5}$	0.2048
$4.187 \times 10^3$	$3.6 \times 10^4$	1	7373
5.678	4.882	$1.356 \times 10^{-4}$	1

附表 21 扩散系数单位换算

厘米 <sup>2</sup> /秒 (cm <sup>2</sup> /s)	米 <sup>2</sup> /时 (m <sup>2</sup> /h)	英尺 <sup>2</sup> /时 (ft <sup>2</sup> /h)	英寸 <sup>2</sup> /秒 (in <sup>2</sup> /s)	厘米 <sup>2</sup> /秒 (cm <sup>2</sup> /s)	米 <sup>2</sup> /时 (m <sup>2</sup> /h)	英尺 <sup>2</sup> /时 (ft <sup>2</sup> /h)	英寸 <sup>2</sup> /秒 (in <sup>2</sup> /s)
1	0.36	3.875	0.155	0.2581	0.0929	1	0.04
778	1	10.76	0.4306	6.452	2.323	25	1

附表 17 比热容单位换算

焦耳/(千克·K) [J/(kg·K)]	焦耳/(克·°C) [J/(g·°C)]	千卡/(千克·°C) [kcal/(kg·°C)]	英热单位/(磅·°F) [Btu/(lb·°F)]	摄氏热单位/(磅·°C) [Chu/(lb·°C)]	千克·米/(千克·°C) [kg·m/(kg·°C)]
1	$10^{-3}$	$2.389 \times 10^{-4}$	$2.389 \times 10^{-4}$	$2.389 \times 10^{-4}$	$1.02 \times 10^{-1}$
$10^3$	1	0.2389	0.2389	0.2389	$1.02 \times 10^{-2}$
$4.187 \times 10^3$	4.187	1	1	1	$4.269 \times 10^{-2}$
9.807	$9.807 \times 10^{-3}$	$2.342 \times 10^{-3}$	$2.342 \times 10^{-3}$	$3.342 \times 10^{-3}$	1

附表 18 温度单位换算

开尔文, K	摄氏度, °C	华氏度, °F	兰金度, °R
$^{\circ}\text{C} + 273.15$	$^{\circ}\text{C}$	$\frac{9}{5}^{\circ}\text{C} + 32$	$\frac{9}{5}^{\circ}\text{C} + 491.67$
$\frac{5}{9} (^{\circ}\text{F} + 459.67)$	$\frac{5}{9} (^{\circ}\text{F} - 32)$	$^{\circ}\text{F}$	$^{\circ}\text{F} + 459.67$
$\frac{5}{9}^{\circ}\text{R}$	$\frac{5}{9} (^{\circ}\text{R} - 491.67)$	$^{\circ}\text{R} - 459.67$	$^{\circ}\text{R}$
K	K - 273.15	$\frac{9}{5}\text{K} - 459.67$	$\frac{9}{5}\text{K}$

附表 19 导热系数单位换算

千卡/(米·时·°C) [Cal/(m·h·°C)]	卡/(厘米·秒·°C) [cal/(cm·s·°C)]	瓦/(米·K) [W/(m·K)]	焦耳/(厘米·秒·°C) [J/(cm·s·°C)]	英热单位/(英尺·时·°F) [Btu/(ft·h·°F)]
1	$2.78 \times 10^{-3}$	1.16	$1.16 \times 10^{-2}$	0.672
360	1	418.7	4.187	242
0.8598	$2.39 \times 10^{-3}$	1	$10^{-2}$	0.578
85.98	0.239	100	1	57.8
1.49	$4.13 \times 10^{-3}$	1.73	$1.73 \times 10^{-2}$	1

附表 20 传热系数单位换算

焦耳/(米 <sup>2</sup> ·秒·K) [J/(m <sup>2</sup> ·s·K)] 瓦/米 <sup>2</sup> , K [W/(m <sup>2</sup> ·K)]	千卡/(米 <sup>2</sup> ·时·°C) [kcal/(m <sup>2</sup> ·h·°C)]	卡/(厘米 <sup>2</sup> ·秒·°C) [cal/(cm <sup>2</sup> ·s·°C)]	英热单位/(英尺 <sup>2</sup> ·时·°F) [Btu/(ft <sup>2</sup> ·h·°F)]
1	0.8598	$2.388 \times 10^{-5}$	0.1761
1.162	1	$2.778 \times 10^{-5}$	0.2048
$4.187 \times 10^3$	$3.6 \times 10^4$	1	7373
5.678	4.882	$1.356 \times 10^{-4}$	1

附表 21 扩散系数单位换算

厘米 <sup>2</sup> /秒 (cm <sup>2</sup> /s)	米 <sup>2</sup> /时 (m <sup>2</sup> /h)	英尺 <sup>2</sup> /时 (ft <sup>2</sup> /h)	英寸 <sup>2</sup> /秒 (in <sup>2</sup> /s)	厘米 <sup>2</sup> /秒 (cm <sup>2</sup> /s)	米 <sup>2</sup> /时 (m <sup>2</sup> /h)	英尺 <sup>2</sup> /时 (ft <sup>2</sup> /h)	英寸 <sup>2</sup> /秒 (in <sup>2</sup> /s)
1	0.36	3.875	0.155	0.2581	0.0929	1	0.04
778	1	10.76	0.4306	6.452	2.323	25	1

附表 17 比热容单位换算

焦耳/(千克·K) [J/(kg·K)]	焦耳/(克·°C) [J/(g·°C)]	千卡/(千克·°C) [kcal/(kg·°C)]	英热单位/(磅·°F) [Btu/(lb·°F)]	摄氏热单位/(磅·°C) [Chu/(lb·°C)]	千克·米/(千克·°C) [kg·m/(kg·°C)]
1	$10^{-3}$	$2.389 \times 10^{-4}$	$2.389 \times 10^{-4}$	$2.389 \times 10^{-4}$	$1.02 \times 10^{-1}$
$10^3$	1	0.2389	0.2389	0.2389	$1.02 \times 10^{-2}$
$4.187 \times 10^3$	4.187	1	1	1	$4.269 \times 10^{-2}$
9.807	$9.807 \times 10^{-3}$	$2.342 \times 10^{-3}$	$2.342 \times 10^{-3}$	$3.342 \times 10^{-3}$	1

附表 18 温度单位换算

开尔文, K	摄氏度, °C	华氏度, °F	兰金度, °R
$^{\circ}\text{C} + 273.15$	$^{\circ}\text{C}$	$\frac{9}{5}^{\circ}\text{C} + 32$	$\frac{9}{5}^{\circ}\text{C} + 491.67$
$\frac{5}{9} (^{\circ}\text{F} + 459.67)$	$\frac{5}{9} (^{\circ}\text{F} - 32)$	$^{\circ}\text{F}$	$^{\circ}\text{F} + 459.67$
$\frac{5}{9}^{\circ}\text{R}$	$\frac{5}{9} (^{\circ}\text{R} - 491.67)$	$^{\circ}\text{R} - 459.67$	$^{\circ}\text{R}$
K	K - 273.15	$\frac{9}{5}\text{K} - 459.67$	$\frac{9}{5}\text{K}$

附表 19 导热系数单位换算

千卡/(米·时·°C) [Cal/(m·h·°C)]	卡/(厘米·秒·°C) [cal/(cm·s·°C)]	瓦/(米·K) [W/(m·K)]	焦耳/(厘米·秒·°C) [J/(cm·s·°C)]	英热单位/(英尺·时·°F) [Btu/(ft·h·°F)]
1	$2.78 \times 10^{-3}$	1.16	$1.16 \times 10^{-2}$	0.672
360	1	418.7	4.187	242
0.8598	$2.39 \times 10^{-3}$	1	$10^{-2}$	0.578
85.98	0.239	100	1	57.8
1.49	$4.13 \times 10^{-3}$	1.73	$1.73 \times 10^{-2}$	1

附表 20 传热系数单位换算

焦耳/(米 <sup>2</sup> ·秒·K) [J/(m <sup>2</sup> ·s·K)] 瓦/米 <sup>2</sup> , K [W/(m <sup>2</sup> ·K)]	千卡/(米 <sup>2</sup> ·时·°C) [kcal/(m <sup>2</sup> ·h·°C)]	卡/(厘米 <sup>2</sup> ·秒·°C) [cal/(cm <sup>2</sup> ·s·°C)]	英热单位/(英尺 <sup>2</sup> ·时·°F) [Btu/(ft <sup>2</sup> ·h·°F)]
1	0.8598	$2.388 \times 10^{-5}$	0.1761
1.162	1	$2.778 \times 10^{-5}$	0.2048
$4.187 \times 10^3$	$3.6 \times 10^4$	1	7373
5.678	4.882	$1.356 \times 10^{-4}$	1

附表 21 扩散系数单位换算

厘米 <sup>2</sup> /秒 (cm <sup>2</sup> /s)	米 <sup>2</sup> /时 (m <sup>2</sup> /h)	英尺 <sup>2</sup> /时 (ft <sup>2</sup> /h)	英寸 <sup>2</sup> /秒 (in <sup>2</sup> /s)	厘米 <sup>2</sup> /秒 (cm <sup>2</sup> /s)	米 <sup>2</sup> /时 (m <sup>2</sup> /h)	英尺 <sup>2</sup> /时 (ft <sup>2</sup> /h)	英寸 <sup>2</sup> /秒 (in <sup>2</sup> /s)
1	0.36	3.875	0.155	0.2581	0.0929	1	0.04
778	1	10.76	0.4306	6.452	2.323	25	1



附表 17 比热容单位换算

焦耳/(千克·K) [J/(kg·K)]	焦耳/(克·°C) [J/(g·°C)]	千卡/(千克·°C) [kcal/(kg·°C)]	英热单位/(磅·°F) [Btu/(lb·°F)]	摄氏热单位/(磅·°C) [Chu/(lb·°C)]	千克·米/(千克·°C) [kg·m/(kg·°C)]
1	$10^{-3}$	$2.389 \times 10^{-4}$	$2.389 \times 10^{-4}$	$2.389 \times 10^{-4}$	$1.02 \times 10^{-1}$
$10^3$	1	0.2389	0.2389	0.2389	$1.02 \times 10^{-2}$
$4.187 \times 10^3$	4.187	1	1	1	$4.269 \times 10^{-2}$
9.807	$9.807 \times 10^{-3}$	$2.342 \times 10^{-3}$	$2.342 \times 10^{-3}$	$3.342 \times 10^{-3}$	1

附表 18 温度单位换算

开尔文, K	摄氏度, °C	华氏度, °F	兰金度, °R
$^{\circ}\text{C} + 273.15$	$^{\circ}\text{C}$	$\frac{9}{5}^{\circ}\text{C} + 32$	$\frac{9}{5}^{\circ}\text{C} + 491.67$
$\frac{5}{9} (^{\circ}\text{F} + 459.67)$	$\frac{5}{9} (^{\circ}\text{F} - 32)$	$^{\circ}\text{F}$	$^{\circ}\text{F} + 459.67$
$\frac{5}{9}^{\circ}\text{R}$	$\frac{5}{9} (^{\circ}\text{R} - 491.67)$	$^{\circ}\text{R} - 459.67$	$^{\circ}\text{R}$
K	K - 273.15	$\frac{9}{5}\text{K} - 459.67$	$\frac{9}{5}\text{K}$

附表 19 导热系数单位换算

千卡/(米·时·°C) [Cal/(m·h·°C)]	卡/(厘米·秒·°C) [cal/(cm·s·°C)]	瓦/(米·K) [W/(m·K)]	焦耳/(厘米·秒·°C) [J/(cm·s·°C)]	英热单位/(英尺·时·°F) [Btu/(ft·h·°F)]
1	$2.78 \times 10^{-3}$	1.16	$1.16 \times 10^{-2}$	0.672
360	1	418.7	4.187	242
0.8598	$2.39 \times 10^{-3}$	1	$10^{-2}$	0.578
85.98	0.239	100	1	57.8
1.49	$4.13 \times 10^{-3}$	1.73	$1.73 \times 10^{-2}$	1

附表 20 传热系数单位换算

焦耳/(米 <sup>2</sup> ·秒·K) [J/(m <sup>2</sup> ·s·K)] 瓦/米 <sup>2</sup> , K [W/(m <sup>2</sup> ·K)]	千卡/(米 <sup>2</sup> ·时·°C) [kcal/(m <sup>2</sup> ·h·°C)]	卡/(厘米 <sup>2</sup> ·秒·°C) [cal/(cm <sup>2</sup> ·s·°C)]	英热单位/(英尺 <sup>2</sup> ·时·°F) [Btu/(ft <sup>2</sup> ·h·°F)]
1	0.8598	$2.388 \times 10^{-5}$	0.1761
1.162	1	$2.778 \times 10^{-5}$	0.2048
$4.187 \times 10^3$	$3.6 \times 10^4$	1	7373
5.678	4.882	$1.356 \times 10^{-4}$	1

附表 21 扩散系数单位换算

厘米 <sup>2</sup> /秒 (cm <sup>2</sup> /s)	米 <sup>2</sup> /时 (m <sup>2</sup> /h)	英尺 <sup>2</sup> /时 (ft <sup>2</sup> /h)	英寸 <sup>2</sup> /秒 (in <sup>2</sup> /s)	厘米 <sup>2</sup> /秒 (cm <sup>2</sup> /s)	米 <sup>2</sup> /时 (m <sup>2</sup> /h)	英尺 <sup>2</sup> /时 (ft <sup>2</sup> /h)	英寸 <sup>2</sup> /秒 (in <sup>2</sup> /s)
1	0.36	3.875	0.155	0.2581	0.0929	1	0.04
778	1	10.76	0.4306	6.452	2.323	25	1

附表 17 比热容单位换算

焦耳/(千克·K) [J/(kg·K)]	焦耳/(克·°C) [J/(g·°C)]	千卡/(千克·°C) [kcal/(kg·°C)]	英热单位/(磅·°F) [Btu/(lb·°F)]	摄氏热单位/(磅·°C) [Chu/(lb·°C)]	千克·米/(千克·°C) [kg·m/(kg·°C)]
1	$10^{-3}$	$2.389 \times 10^{-4}$	$2.389 \times 10^{-4}$	$2.389 \times 10^{-4}$	$1.02 \times 10^{-1}$
$10^3$	1	0.2389	0.2389	0.2389	$1.02 \times 10^{-2}$
$4.187 \times 10^3$	4.187	1	1	1	$4.269 \times 10^{-2}$
9.807	$9.807 \times 10^{-3}$	$2.342 \times 10^{-3}$	$2.342 \times 10^{-3}$	$3.342 \times 10^{-3}$	1

附表 18 温度单位换算

开尔文, K	摄氏度, °C	华氏度, °F	兰金度, °R
$^{\circ}\text{C} + 273.15$	$^{\circ}\text{C}$	$\frac{9}{5}^{\circ}\text{C} + 32$	$\frac{9}{5}^{\circ}\text{C} + 491.67$
$\frac{5}{9} (^{\circ}\text{F} + 459.67)$	$\frac{5}{9} (^{\circ}\text{F} - 32)$	$^{\circ}\text{F}$	$^{\circ}\text{F} + 459.67$
$\frac{5}{9}^{\circ}\text{R}$	$\frac{5}{9} (^{\circ}\text{R} - 491.67)$	$^{\circ}\text{R} - 459.67$	$^{\circ}\text{R}$
K	K - 273.15	$\frac{9}{5}\text{K} - 459.67$	$\frac{9}{5}\text{K}$

附表 19 导热系数单位换算

千卡/(米·时·°C) [Cal/(m·h·°C)]	卡/(厘米·秒·°C) [cal/(cm·s·°C)]	瓦/(米·K) [W/(m·K)]	焦耳/(厘米·秒·°C) [J/(cm·s·°C)]	英热单位/(英尺·时·°F) [Btu/(ft·h·°F)]
1	$2.78 \times 10^{-3}$	1.16	$1.16 \times 10^{-2}$	0.672
360	1	418.7	4.187	242
0.8598	$2.39 \times 10^{-3}$	1	$10^{-2}$	0.578
85.98	0.239	100	1	57.8
1.49	$4.13 \times 10^{-3}$	1.73	$1.73 \times 10^{-2}$	1

附表 20 传热系数单位换算

焦耳/(米 <sup>2</sup> ·秒·K) [J/(m <sup>2</sup> ·s·K)] 瓦/米 <sup>2</sup> , K [W/(m <sup>2</sup> ·K)]	千卡/(米 <sup>2</sup> ·时·°C) [kcal/(m <sup>2</sup> ·h·°C)]	卡/(厘米 <sup>2</sup> ·秒·°C) [cal/(cm <sup>2</sup> ·s·°C)]	英热单位/(英尺 <sup>2</sup> ·时·°F) [Btu/(ft <sup>2</sup> ·h·°F)]
1	0.8598	$2.388 \times 10^{-5}$	0.1761
1.162	1	$2.778 \times 10^{-5}$	0.2048
$4.187 \times 10^3$	$3.6 \times 10^4$	1	7373
5.678	4.882	$1.356 \times 10^{-4}$	1

附表 21 扩散系数单位换算

厘米 <sup>2</sup> /秒 (cm <sup>2</sup> /s)	米 <sup>2</sup> /时 (m <sup>2</sup> /h)	英尺 <sup>2</sup> /时 (ft <sup>2</sup> /h)	英寸 <sup>2</sup> /秒 (in <sup>2</sup> /s)	厘米 <sup>2</sup> /秒 (cm <sup>2</sup> /s)	米 <sup>2</sup> /时 (m <sup>2</sup> /h)	英尺 <sup>2</sup> /时 (ft <sup>2</sup> /h)	英寸 <sup>2</sup> /秒 (in <sup>2</sup> /s)
1	0.36	3.875	0.155	0.2581	0.0929	1	0.04
778	1	10.76	0.4306	6.452	2.323	25	1

附表 17 比热容单位换算

焦耳/(千克·K) [J/(kg·K)]	焦耳/(克·°C) [J/(g·°C)]	千卡/(千克·°C) [kcal/(kg·°C)]	英热单位/(磅·°F) [Btu/(lb·°F)]	摄氏热单位/(磅·°C) [Chu/(lb·°C)]	千克·米/(千克·°C) [kg·m/(kg·°C)]
1	$10^{-3}$	$2.389 \times 10^{-4}$	$2.389 \times 10^{-4}$	$2.389 \times 10^{-4}$	$1.02 \times 10^{-1}$
$10^3$	1	0.2389	0.2389	0.2389	$1.02 \times 10^{-2}$
$4.187 \times 10^3$	4.187	1	1	1	$4.269 \times 10^{-2}$
9.807	$9.807 \times 10^{-3}$	$2.342 \times 10^{-3}$	$2.342 \times 10^{-3}$	$3.342 \times 10^{-3}$	1

附表 18 温度单位换算

开尔文, K	摄氏度, °C	华氏度, °F	兰金度, °R
$^{\circ}\text{C} + 273.15$	$^{\circ}\text{C}$	$\frac{9}{5}^{\circ}\text{C} + 32$	$\frac{9}{5}^{\circ}\text{C} + 491.67$
$\frac{5}{9} (^{\circ}\text{F} + 459.67)$	$\frac{5}{9} (^{\circ}\text{F} - 32)$	$^{\circ}\text{F}$	$^{\circ}\text{F} + 459.67$
$\frac{5}{9}^{\circ}\text{R}$	$\frac{5}{9} (^{\circ}\text{R} - 491.67)$	$^{\circ}\text{R} - 459.67$	$^{\circ}\text{R}$
K	K - 273.15	$\frac{9}{5}\text{K} - 459.67$	$\frac{9}{5}\text{K}$

附表 19 导热系数单位换算

千卡/(米·时·°C) [Cal/(m·h·°C)]	卡/(厘米·秒·°C) [cal/(cm·s·°C)]	瓦/(米·K) [W/(m·K)]	焦耳/(厘米·秒·°C) [J/(cm·s·°C)]	英热单位/(英尺·时·°F) [Btu/(ft·h·°F)]
1	$2.78 \times 10^{-3}$	1.16	$1.16 \times 10^{-2}$	0.672
360	1	418.7	4.187	242
0.8598	$2.39 \times 10^{-3}$	1	$10^{-2}$	0.578
85.98	0.239	100	1	57.8
1.49	$4.13 \times 10^{-3}$	1.73	$1.73 \times 10^{-2}$	1

附表 20 传热系数单位换算

焦耳/(米 <sup>2</sup> ·秒·K) [J/(m <sup>2</sup> ·s·K)] 瓦/米 <sup>2</sup> , K [W/(m <sup>2</sup> ·K)]	千卡/(米 <sup>2</sup> ·时·°C) [kcal/(m <sup>2</sup> ·h·°C)]	卡/(厘米 <sup>2</sup> ·秒·°C) [cal/(cm <sup>2</sup> ·s·°C)]	英热单位/(英尺 <sup>2</sup> ·时·°F) [Btu/(ft <sup>2</sup> ·h·°F)]
1	0.8598	$2.388 \times 10^{-5}$	0.1761
1.162	1	$2.778 \times 10^{-5}$	0.2048
$4.187 \times 10^3$	$3.6 \times 10^4$	1	7373
5.678	4.882	$1.356 \times 10^{-4}$	1

附表 21 扩散系数单位换算

厘米 <sup>2</sup> /秒 (cm <sup>2</sup> /s)	米 <sup>2</sup> /时 (m <sup>2</sup> /h)	英尺 <sup>2</sup> /时 (ft <sup>2</sup> /h)	英寸 <sup>2</sup> /秒 (in <sup>2</sup> /s)	厘米 <sup>2</sup> /秒 (cm <sup>2</sup> /s)	米 <sup>2</sup> /时 (m <sup>2</sup> /h)	英尺 <sup>2</sup> /时 (ft <sup>2</sup> /h)	英寸 <sup>2</sup> /秒 (in <sup>2</sup> /s)
1	0.36	3.875	0.155	0.2581	0.0929	1	0.04
778	1	10.76	0.4306	6.452	2.323	25	1

附表 17 比热容单位换算

焦耳/(千克·K) [J/(kg·K)]	焦耳/(克·°C) [J/(g·°C)]	千卡/(千克·°C) [kcal/(kg·°C)]	英热单位/(磅·°F) [Btu/(lb·°F)]	摄氏热单位/(磅·°C) [Chu/(lb·°C)]	千克·米/(千克·°C) [kg·m/(kg·°C)]
1	$10^{-3}$	$2.389 \times 10^{-4}$	$2.389 \times 10^{-4}$	$2.389 \times 10^{-4}$	$1.02 \times 10^{-1}$
$10^3$	1	0.2389	0.2389	0.2389	$1.02 \times 10^{-2}$
$4.187 \times 10^3$	4.187	1	1	1	$4.269 \times 10^{-2}$
9.807	$9.807 \times 10^{-3}$	$2.342 \times 10^{-3}$	$2.342 \times 10^{-3}$	$3.342 \times 10^{-3}$	1

附表 18 温度单位换算

开尔文, K	摄氏度, °C	华氏度, °F	兰金度, °R
$^{\circ}\text{C} + 273.15$	$^{\circ}\text{C}$	$\frac{9}{5}^{\circ}\text{C} + 32$	$\frac{9}{5}^{\circ}\text{C} + 491.67$
$\frac{5}{9} (^{\circ}\text{F} + 459.67)$	$\frac{5}{9} (^{\circ}\text{F} - 32)$	$^{\circ}\text{F}$	$^{\circ}\text{F} + 459.67$
$\frac{5}{9}^{\circ}\text{R}$	$\frac{5}{9} (^{\circ}\text{R} - 491.67)$	$^{\circ}\text{R} - 459.67$	$^{\circ}\text{R}$
K	K - 273.15	$\frac{9}{5}\text{K} - 459.67$	$\frac{9}{5}\text{K}$

附表 19 导热系数单位换算

千卡/(米·时·°C) [Cal/(m·h·°C)]	卡/(厘米·秒·°C) [cal/(cm·s·°C)]	瓦/(米·K) [W/(m·K)]	焦耳/(厘米·秒·°C) [J/(cm·s·°C)]	英热单位/(英尺·时·°F) [Btu/(ft·h·°F)]
1	$2.78 \times 10^{-3}$	1.16	$1.16 \times 10^{-2}$	0.672
360	1	418.7	4.187	242
0.8598	$2.39 \times 10^{-3}$	1	$10^{-2}$	0.578
85.98	0.239	100	1	57.8
1.49	$4.13 \times 10^{-3}$	1.73	$1.73 \times 10^{-2}$	1

附表 20 传热系数单位换算

焦耳/(米 <sup>2</sup> ·秒·K) [J/(m <sup>2</sup> ·s·K)] 瓦/米 <sup>2</sup> , K [W/(m <sup>2</sup> ·K)]	千卡/(米 <sup>2</sup> ·时·°C) [kcal/(m <sup>2</sup> ·h·°C)]	卡/(厘米 <sup>2</sup> ·秒·°C) [cal/(cm <sup>2</sup> ·s·°C)]	英热单位/(英尺 <sup>2</sup> ·时·°F) [Btu/(ft <sup>2</sup> ·h·°F)]
1	0.8598	$2.388 \times 10^{-5}$	0.1761
1.162	1	$2.778 \times 10^{-5}$	0.2048
$4.187 \times 10^3$	$3.6 \times 10^4$	1	7373
5.678	4.882	$1.356 \times 10^{-4}$	1

附表 21 扩散系数单位换算

厘米 <sup>2</sup> /秒 (cm <sup>2</sup> /s)	米 <sup>2</sup> /时 (m <sup>2</sup> /h)	英尺 <sup>2</sup> /时 (ft <sup>2</sup> /h)	英寸 <sup>2</sup> /秒 (in <sup>2</sup> /s)	厘米 <sup>2</sup> /秒 (cm <sup>2</sup> /s)	米 <sup>2</sup> /时 (m <sup>2</sup> /h)	英尺 <sup>2</sup> /时 (ft <sup>2</sup> /h)	英寸 <sup>2</sup> /秒 (in <sup>2</sup> /s)
1	0.36	3.875	0.155	0.2581	0.0929	1	0.04
778	1	10.76	0.4306	6.452	2.323	25	1

附表 17 比热容单位换算

焦耳/(千克·K) [J/(kg·K)]	焦耳/(克·°C) [J/(g·°C)]	千卡/(千克·°C) [kcal/(kg·°C)]	英热单位/(磅·°F) [Btu/(lb·°F)]	摄氏热单位/(磅·°C) [Chu/(lb·°C)]	千克·米/(千克·°C) [kg·m/(kg·°C)]
1	$10^{-3}$	$2.389 \times 10^{-4}$	$2.389 \times 10^{-4}$	$2.389 \times 10^{-4}$	$1.02 \times 10^{-1}$
$10^3$	1	0.2389	0.2389	0.2389	$1.02 \times 10^{-2}$
$4.187 \times 10^3$	4.187	1	1	1	$4.269 \times 10^{-2}$
9.807	$9.807 \times 10^{-3}$	$2.342 \times 10^{-3}$	$2.342 \times 10^{-3}$	$3.342 \times 10^{-3}$	1

附表 18 温度单位换算

开尔文, K	摄氏度, °C	华氏度, °F	兰金度, °R
$^{\circ}\text{C} + 273.15$	$^{\circ}\text{C}$	$\frac{9}{5}^{\circ}\text{C} + 32$	$\frac{9}{5}^{\circ}\text{C} + 491.67$
$\frac{5}{9} (^{\circ}\text{F} + 459.67)$	$\frac{5}{9} (^{\circ}\text{F} - 32)$	$^{\circ}\text{F}$	$^{\circ}\text{F} + 459.67$
$\frac{5}{9}^{\circ}\text{R}$	$\frac{5}{9} (^{\circ}\text{R} - 491.67)$	$^{\circ}\text{R} - 459.67$	$^{\circ}\text{R}$
K	K - 273.15	$\frac{9}{5}\text{K} - 459.67$	$\frac{9}{5}\text{K}$

附表 19 导热系数单位换算

千卡/(米·时·°C) [Cal/(m·h·°C)]	卡/(厘米·秒·°C) [cal/(cm·s·°C)]	瓦/(米·K) [W/(m·K)]	焦耳/(厘米·秒·°C) [J/(cm·s·°C)]	英热单位/(英尺·时·°F) [Btu/(ft·h·°F)]
1	$2.78 \times 10^{-3}$	1.16	$1.16 \times 10^{-2}$	0.672
360	1	418.7	4.187	242
0.8598	$2.39 \times 10^{-3}$	1	$10^{-2}$	0.578
85.98	0.239	100	1	57.8
1.49	$4.13 \times 10^{-3}$	1.73	$1.73 \times 10^{-2}$	1

附表 20 传热系数单位换算

焦耳/(米 <sup>2</sup> ·秒·K) [J/(m <sup>2</sup> ·s·K)] 瓦/米 <sup>2</sup> , K [W/(m <sup>2</sup> ·K)]	千卡/(米 <sup>2</sup> ·时·°C) [kcal/(m <sup>2</sup> ·h·°C)]	卡/(厘米 <sup>2</sup> ·秒·°C) [cal/(cm <sup>2</sup> ·s·°C)]	英热单位/(英尺 <sup>2</sup> ·时·°F) [Btu/(ft <sup>2</sup> ·h·°F)]
1	0.8598	$2.388 \times 10^{-5}$	0.1761
1.162	1	$2.778 \times 10^{-5}$	0.2048
$4.187 \times 10^3$	$3.6 \times 10^4$	1	7373
5.678	4.882	$1.356 \times 10^{-4}$	1

附表 21 扩散系数单位换算

厘米 <sup>2</sup> /秒 (cm <sup>2</sup> /s)	米 <sup>2</sup> /时 (m <sup>2</sup> /h)	英尺 <sup>2</sup> /时 (ft <sup>2</sup> /h)	英寸 <sup>2</sup> /秒 (in <sup>2</sup> /s)	厘米 <sup>2</sup> /秒 (cm <sup>2</sup> /s)	米 <sup>2</sup> /时 (m <sup>2</sup> /h)	英尺 <sup>2</sup> /时 (ft <sup>2</sup> /h)	英寸 <sup>2</sup> /秒 (in <sup>2</sup> /s)
1	0.36	3.875	0.155	0.2581	0.0929	1	0.04
778	1	10.76	0.4306	6.452	2.323	25	1

附表 17 比热容单位换算

焦耳/(千克·K) [J/(kg·K)]	焦耳/(克·°C) [J/(g·°C)]	千卡/(千克·°C) [kcal/(kg·°C)]	英热单位/(磅·°F) [Btu/(lb·°F)]	摄氏热单位/(磅·°C) [Chu/(lb·°C)]	千克·米/(千克·°C) [kg·m/(kg·°C)]
1	$10^{-3}$	$2.389 \times 10^{-4}$	$2.389 \times 10^{-4}$	$2.389 \times 10^{-4}$	$1.02 \times 10^{-1}$
$10^3$	1	0.2389	0.2389	0.2389	$1.02 \times 10^{-2}$
$4.187 \times 10^3$	4.187	1	1	1	$4.269 \times 10^{-2}$
9.807	$9.807 \times 10^{-3}$	$2.342 \times 10^{-3}$	$2.342 \times 10^{-3}$	$3.342 \times 10^{-3}$	1

附表 18 温度单位换算

开尔文, K	摄氏度, °C	华氏度, °F	兰金度, °R
$^{\circ}\text{C} + 273.15$	$^{\circ}\text{C}$	$\frac{9}{5}^{\circ}\text{C} + 32$	$\frac{9}{5}^{\circ}\text{C} + 491.67$
$\frac{5}{9} (^{\circ}\text{F} + 459.67)$	$\frac{5}{9} (^{\circ}\text{F} - 32)$	$^{\circ}\text{F}$	$^{\circ}\text{F} + 459.67$
$\frac{5}{9}^{\circ}\text{R}$	$\frac{5}{9} (^{\circ}\text{R} - 491.67)$	$^{\circ}\text{R} - 459.67$	$^{\circ}\text{R}$
K	K - 273.15	$\frac{9}{5}\text{K} - 459.67$	$\frac{9}{5}\text{K}$

附表 19 导热系数单位换算

千卡/(米·时·°C) [Cal/(m·h·°C)]	卡/(厘米·秒·°C) [cal/(cm·s·°C)]	瓦/(米·K) [W/(m·K)]	焦耳/(厘米·秒·°C) [J/(cm·s·°C)]	英热单位/(英尺·时·°F) [Btu/(ft·h·°F)]
1	$2.78 \times 10^{-3}$	1.16	$1.16 \times 10^{-2}$	0.672
360	1	418.7	4.187	242
0.8598	$2.39 \times 10^{-3}$	1	$10^{-2}$	0.578
85.98	0.239	100	1	57.8
1.49	$4.13 \times 10^{-3}$	1.73	$1.73 \times 10^{-2}$	1

附表 20 传热系数单位换算

焦耳/(米 <sup>2</sup> ·秒·K) [J/(m <sup>2</sup> ·s·K)] 瓦/米 <sup>2</sup> , K [W/(m <sup>2</sup> ·K)]	千卡/(米 <sup>2</sup> ·时·°C) [kcal/(m <sup>2</sup> ·h·°C)]	卡/(厘米 <sup>2</sup> ·秒·°C) [cal/(cm <sup>2</sup> ·s·°C)]	英热单位/(英尺 <sup>2</sup> ·时·°F) [Btu/(ft <sup>2</sup> ·h·°F)]
1	0.8598	$2.388 \times 10^{-5}$	0.1761
1.162	1	$2.778 \times 10^{-5}$	0.2048
$4.187 \times 10^3$	$3.6 \times 10^4$	1	7373
5.678	4.882	$1.356 \times 10^{-4}$	1

附表 21 扩散系数单位换算

厘米 <sup>2</sup> /秒 (cm <sup>2</sup> /s)	米 <sup>2</sup> /时 (m <sup>2</sup> /h)	英尺 <sup>2</sup> /时 (ft <sup>2</sup> /h)	英寸 <sup>2</sup> /秒 (in <sup>2</sup> /s)	厘米 <sup>2</sup> /秒 (cm <sup>2</sup> /s)	米 <sup>2</sup> /时 (m <sup>2</sup> /h)	英尺 <sup>2</sup> /时 (ft <sup>2</sup> /h)	英寸 <sup>2</sup> /秒 (in <sup>2</sup> /s)
1	0.36	3.875	0.155	0.2581	0.0929	1	0.04
778	1	10.76	0.4306	6.452	2.323	25	1

附表 17 比热容单位换算

焦耳/(千克·K) [J/(kg·K)]	焦耳/(克·°C) [J/(g·°C)]	千卡/(千克·°C) [kcal/(kg·°C)]	英热单位/(磅·°F) [Btu/(lb·°F)]	摄氏热单位/(磅·°C) [Chu/(lb·°C)]	千克·米/(千克·°C) [kg·m/(kg·°C)]
1	$10^{-3}$	$2.389 \times 10^{-4}$	$2.389 \times 10^{-4}$	$2.389 \times 10^{-4}$	$1.02 \times 10^{-1}$
$10^3$	1	0.2389	0.2389	0.2389	$1.02 \times 10^{-2}$
$4.187 \times 10^3$	4.187	1	1	1	$4.269 \times 10^{-2}$
9.807	$9.807 \times 10^{-3}$	$2.342 \times 10^{-3}$	$2.342 \times 10^{-3}$	$3.342 \times 10^{-3}$	1

附表 18 温度单位换算

开尔文, K	摄氏度, °C	华氏度, °F	兰金度, °R
$^{\circ}\text{C} + 273.15$	$^{\circ}\text{C}$	$\frac{9}{5}^{\circ}\text{C} + 32$	$\frac{9}{5}^{\circ}\text{C} + 491.67$
$\frac{5}{9} (^{\circ}\text{F} + 459.67)$	$\frac{5}{9} (^{\circ}\text{F} - 32)$	$^{\circ}\text{F}$	$^{\circ}\text{F} + 459.67$
$\frac{5}{9}^{\circ}\text{R}$	$\frac{5}{9} (^{\circ}\text{R} - 491.67)$	$^{\circ}\text{R} - 459.67$	$^{\circ}\text{R}$
K	K - 273.15	$\frac{9}{5}\text{K} - 459.67$	$\frac{9}{5}\text{K}$

附表 19 导热系数单位换算

千卡/(米·时·°C) [Cal/(m·h·°C)]	卡/(厘米·秒·°C) [cal/(cm·s·°C)]	瓦/(米·K) [W/(m·K)]	焦耳/(厘米·秒·°C) [J/(cm·s·°C)]	英热单位/(英尺·时·°F) [Btu/(ft·h·°F)]
1	$2.78 \times 10^{-3}$	1.16	$1.16 \times 10^{-2}$	0.672
360	1	418.7	4.187	242
0.8598	$2.39 \times 10^{-3}$	1	$10^{-2}$	0.578
85.98	0.239	100	1	57.8
1.49	$4.13 \times 10^{-3}$	1.73	$1.73 \times 10^{-2}$	1

附表 20 传热系数单位换算

焦耳/(米 <sup>2</sup> ·秒·K) [J/(m <sup>2</sup> ·s·K)] 瓦/米 <sup>2</sup> , K [W/(m <sup>2</sup> ·K)]	千卡/(米 <sup>2</sup> ·时·°C) [kcal/(m <sup>2</sup> ·h·°C)]	卡/(厘米 <sup>2</sup> ·秒·°C) [cal/(cm <sup>2</sup> ·s·°C)]	英热单位/(英尺 <sup>2</sup> ·时·°F) [Btu/(ft <sup>2</sup> ·h·°F)]
1	0.8598	$2.388 \times 10^{-5}$	0.1761
1.162	1	$2.778 \times 10^{-5}$	0.2048
$4.187 \times 10^3$	$3.6 \times 10^4$	1	7373
5.678	4.882	$1.356 \times 10^{-4}$	1

附表 21 扩散系数单位换算

厘米 <sup>2</sup> /秒 (cm <sup>2</sup> /s)	米 <sup>2</sup> /时 (m <sup>2</sup> /h)	英尺 <sup>2</sup> /时 (ft <sup>2</sup> /h)	英寸 <sup>2</sup> /秒 (in <sup>2</sup> /s)	厘米 <sup>2</sup> /秒 (cm <sup>2</sup> /s)	米 <sup>2</sup> /时 (m <sup>2</sup> /h)	英尺 <sup>2</sup> /时 (ft <sup>2</sup> /h)	英寸 <sup>2</sup> /秒 (in <sup>2</sup> /s)
1	0.36	3.875	0.155	0.2581	0.0929	1	0.04
778	1	10.76	0.4306	6.452	2.323	25	1

附表 17 比热容单位换算

焦耳/(千克·K) [J/(kg·K)]	焦耳/(克·°C) [J/(g·°C)]	千卡/(千克·°C) [kcal/(kg·°C)]	英热单位/(磅·°F) [Btu/(lb·°F)]	摄氏热单位/(磅·°C) [Chu/(lb·°C)]	千克·米/(千克·°C) [kg·m/(kg·°C)]
1	$10^{-3}$	$2.389 \times 10^{-4}$	$2.389 \times 10^{-4}$	$2.389 \times 10^{-4}$	$1.02 \times 10^{-1}$
$10^3$	1	0.2389	0.2389	0.2389	$1.02 \times 10^{-2}$
$4.187 \times 10^3$	4.187	1	1	1	$4.269 \times 10^{-2}$
9.807	$9.807 \times 10^{-3}$	$2.342 \times 10^{-3}$	$2.342 \times 10^{-3}$	$3.342 \times 10^{-3}$	1

附表 18 温度单位换算

开尔文, K	摄氏度, °C	华氏度, °F	兰金度, °R
$^{\circ}\text{C} + 273.15$	$^{\circ}\text{C}$	$\frac{9}{5}^{\circ}\text{C} + 32$	$\frac{9}{5}^{\circ}\text{C} + 491.67$
$\frac{5}{9} (^{\circ}\text{F} + 459.67)$	$\frac{5}{9} (^{\circ}\text{F} - 32)$	$^{\circ}\text{F}$	$^{\circ}\text{F} + 459.67$
$\frac{5}{9}^{\circ}\text{R}$	$\frac{5}{9} (^{\circ}\text{R} - 491.67)$	$^{\circ}\text{R} - 459.67$	$^{\circ}\text{R}$
K	K - 273.15	$\frac{9}{5}\text{K} - 459.67$	$\frac{9}{5}\text{K}$

附表 19 导热系数单位换算

千卡/(米·时·°C) [Cal/(m·h·°C)]	卡/(厘米·秒·°C) [cal/(cm·s·°C)]	瓦/(米·K) [W/(m·K)]	焦耳/(厘米·秒·°C) [J/(cm·s·°C)]	英热单位/(英尺·时·°F) [Btu/(ft·h·°F)]
1	$2.78 \times 10^{-3}$	1.16	$1.16 \times 10^{-2}$	0.672
360	1	418.7	4.187	242
0.8598	$2.39 \times 10^{-3}$	1	$10^{-2}$	0.578
85.98	0.239	100	1	57.8
1.49	$4.13 \times 10^{-3}$	1.73	$1.73 \times 10^{-2}$	1

附表 20 传热系数单位换算

焦耳/(米 <sup>2</sup> ·秒·K) [J/(m <sup>2</sup> ·s·K)] 瓦/米 <sup>2</sup> , K [W/(m <sup>2</sup> ·K)]	千卡/(米 <sup>2</sup> ·时·°C) [kcal/(m <sup>2</sup> ·h·°C)]	卡/(厘米 <sup>2</sup> ·秒·°C) [cal/(cm <sup>2</sup> ·s·°C)]	英热单位/(英尺 <sup>2</sup> ·时·°F) [Btu/(ft <sup>2</sup> ·h·°F)]
1	0.8598	$2.388 \times 10^{-5}$	0.1761
1.162	1	$2.778 \times 10^{-5}$	0.2048
$4.187 \times 10^3$	$3.6 \times 10^4$	1	7373
5.678	4.882	$1.356 \times 10^{-4}$	1

附表 21 扩散系数单位换算

厘米 <sup>2</sup> /秒 (cm <sup>2</sup> /s)	米 <sup>2</sup> /时 (m <sup>2</sup> /h)	英尺 <sup>2</sup> /时 (ft <sup>2</sup> /h)	英寸 <sup>2</sup> /秒 (in <sup>2</sup> /s)	厘米 <sup>2</sup> /秒 (cm <sup>2</sup> /s)	米 <sup>2</sup> /时 (m <sup>2</sup> /h)	英尺 <sup>2</sup> /时 (ft <sup>2</sup> /h)	英寸 <sup>2</sup> /秒 (in <sup>2</sup> /s)
1	0.36	3.875	0.155	0.2581	0.0929	1	0.04
778	1	10.76	0.4306	6.452	2.323	25	1



附表 17 比热容单位换算

焦耳/(千克·K) [J/(kg·K)]	焦耳/(克·°C) [J/(g·°C)]	千卡/(千克·°C) [kcal/(kg·°C)]	英热单位/(磅·°F) [Btu/(lb·°F)]	摄氏热单位/(磅·°C) [Chu/(lb·°C)]	千克·米/(千克·°C) [kg·m/(kg·°C)]
1	$10^{-3}$	$2.389 \times 10^{-4}$	$2.389 \times 10^{-4}$	$2.389 \times 10^{-4}$	$1.02 \times 10^{-1}$
$10^3$	1	0.2389	0.2389	0.2389	$1.02 \times 10^{-2}$
$4.187 \times 10^3$	4.187	1	1	1	$4.269 \times 10^{-2}$
9.807	$9.807 \times 10^{-3}$	$2.342 \times 10^{-3}$	$2.342 \times 10^{-3}$	$3.342 \times 10^{-3}$	1

附表 18 温度单位换算

开尔文, K	摄氏度, °C	华氏度, °F	兰金度, °R
$^{\circ}\text{C} + 273.15$	$^{\circ}\text{C}$	$\frac{9}{5}^{\circ}\text{C} + 32$	$\frac{9}{5}^{\circ}\text{C} + 491.67$
$\frac{5}{9} (^{\circ}\text{F} + 459.67)$	$\frac{5}{9} (^{\circ}\text{F} - 32)$	$^{\circ}\text{F}$	$^{\circ}\text{F} + 459.67$
$\frac{5}{9}^{\circ}\text{R}$	$\frac{5}{9} (^{\circ}\text{R} - 491.67)$	$^{\circ}\text{R} - 459.67$	$^{\circ}\text{R}$
K	K - 273.15	$\frac{9}{5}\text{K} - 459.67$	$\frac{9}{5}\text{K}$

附表 19 导热系数单位换算

千卡/(米·时·°C) [Cal/(m·h·°C)]	卡/(厘米·秒·°C) [cal/(cm·s·°C)]	瓦/(米·K) [W/(m·K)]	焦耳/(厘米·秒·°C) [J/(cm·s·°C)]	英热单位/(英尺·时·°F) [Btu/(ft·h·°F)]
1	$2.78 \times 10^{-3}$	1.16	$1.16 \times 10^{-2}$	0.672
360	1	418.7	4.187	242
0.8598	$2.39 \times 10^{-3}$	1	$10^{-2}$	0.578
85.98	0.239	100	1	57.8
1.49	$4.13 \times 10^{-3}$	1.73	$1.73 \times 10^{-2}$	1

附表 20 传热系数单位换算

焦耳/(米 <sup>2</sup> ·秒·K) [J/(m <sup>2</sup> ·s·K)] 瓦/米 <sup>2</sup> , K [W/(m <sup>2</sup> ·K)]	千卡/(米 <sup>2</sup> ·时·°C) [kcal/(m <sup>2</sup> ·h·°C)]	卡/(厘米 <sup>2</sup> ·秒·°C) [cal/(cm <sup>2</sup> ·s·°C)]	英热单位/(英尺 <sup>2</sup> ·时·°F) [Btu/(ft <sup>2</sup> ·h·°F)]
1	0.8598	$2.388 \times 10^{-5}$	0.1761
1.162	1	$2.778 \times 10^{-5}$	0.2048
$4.187 \times 10^3$	$3.6 \times 10^4$	1	7373
5.678	4.882	$1.356 \times 10^{-4}$	1

附表 21 扩散系数单位换算

厘米 <sup>2</sup> /秒 (cm <sup>2</sup> /s)	米 <sup>2</sup> /时 (m <sup>2</sup> /h)	英尺 <sup>2</sup> /时 (ft <sup>2</sup> /h)	英寸 <sup>2</sup> /秒 (in <sup>2</sup> /s)	厘米 <sup>2</sup> /秒 (cm <sup>2</sup> /s)	米 <sup>2</sup> /时 (m <sup>2</sup> /h)	英尺 <sup>2</sup> /时 (ft <sup>2</sup> /h)	英寸 <sup>2</sup> /秒 (in <sup>2</sup> /s)
1	0.36	3.875	0.155	0.2581	0.0929	1	0.04
778	1	10.76	0.4306	6.452	2.323	25	1

附表 17 比热容单位换算

焦耳/(千克·K) [J/(kg·K)]	焦耳/(克·°C) [J/(g·°C)]	千卡/(千克·°C) [kcal/(kg·°C)]	英热单位/(磅·°F) [Btu/(lb·°F)]	摄氏热单位/(磅·°C) [Chu/(lb·°C)]	千克·米/(千克·°C) [kg·m/(kg·°C)]
1	$10^{-3}$	$2.389 \times 10^{-4}$	$2.389 \times 10^{-4}$	$2.389 \times 10^{-4}$	$1.02 \times 10^{-1}$
$10^3$	1	0.2389	0.2389	0.2389	$1.02 \times 10^{-2}$
$4.187 \times 10^3$	4.187	1	1	1	$4.269 \times 10^{-2}$
9.807	$9.807 \times 10^{-3}$	$2.342 \times 10^{-3}$	$2.342 \times 10^{-3}$	$3.342 \times 10^{-3}$	1

附表 18 温度单位换算

开尔文, K	摄氏度, °C	华氏度, °F	兰金度, °R
$^{\circ}\text{C} + 273.15$	$^{\circ}\text{C}$	$\frac{9}{5}^{\circ}\text{C} + 32$	$\frac{9}{5}^{\circ}\text{C} + 491.67$
$\frac{5}{9} (^{\circ}\text{F} + 459.67)$	$\frac{5}{9} (^{\circ}\text{F} - 32)$	$^{\circ}\text{F}$	$^{\circ}\text{F} + 459.67$
$\frac{5}{9}^{\circ}\text{R}$	$\frac{5}{9} (^{\circ}\text{R} - 491.67)$	$^{\circ}\text{R} - 459.67$	$^{\circ}\text{R}$
K	K - 273.15	$\frac{9}{5}\text{K} - 459.67$	$\frac{9}{5}\text{K}$

附表 19 导热系数单位换算

千卡/(米·时·°C) [Cal/(m·h·°C)]	卡/(厘米·秒·°C) [cal/(cm·s·°C)]	瓦/(米·K) [W/(m·K)]	焦耳/(厘米·秒·°C) [J/(cm·s·°C)]	英热单位/(英尺·时·°F) [Btu/(ft·h·°F)]
1	$2.78 \times 10^{-3}$	1.16	$1.16 \times 10^{-2}$	0.672
360	1	418.7	4.187	242
0.8598	$2.39 \times 10^{-3}$	1	$10^{-2}$	0.578
85.98	0.239	100	1	57.8
1.49	$4.13 \times 10^{-3}$	1.73	$1.73 \times 10^{-2}$	1

附表 20 传热系数单位换算

焦耳/(米 <sup>2</sup> ·秒·K) [J/(m <sup>2</sup> ·s·K)] 瓦/米 <sup>2</sup> , K [W/(m <sup>2</sup> ·K)]	千卡/(米 <sup>2</sup> ·时·°C) [kcal/(m <sup>2</sup> ·h·°C)]	卡/(厘米 <sup>2</sup> ·秒·°C) [cal/(cm <sup>2</sup> ·s·°C)]	英热单位/(英尺 <sup>2</sup> ·时·°F) [Btu/(ft <sup>2</sup> ·h·°F)]
1	0.8598	$2.388 \times 10^{-5}$	0.1761
1.162	1	$2.778 \times 10^{-5}$	0.2048
$4.187 \times 10^3$	$3.6 \times 10^4$	1	7373
5.678	4.882	$1.356 \times 10^{-4}$	1

附表 21 扩散系数单位换算

厘米 <sup>2</sup> /秒 (cm <sup>2</sup> /s)	米 <sup>2</sup> /时 (m <sup>2</sup> /h)	英尺 <sup>2</sup> /时 (ft <sup>2</sup> /h)	英寸 <sup>2</sup> /秒 (in <sup>2</sup> /s)	厘米 <sup>2</sup> /秒 (cm <sup>2</sup> /s)	米 <sup>2</sup> /时 (m <sup>2</sup> /h)	英尺 <sup>2</sup> /时 (ft <sup>2</sup> /h)	英寸 <sup>2</sup> /秒 (in <sup>2</sup> /s)
1	0.36	3.875	0.155	0.2581	0.0929	1	0.04
778	1	10.76	0.4306	6.452	2.323	25	1

附表 17 比热容单位换算

焦耳/(千克·K) [J/(kg·K)]	焦耳/(克·°C) [J/(g·°C)]	千卡/(千克·°C) [kcal/(kg·°C)]	英热单位/(磅·°F) [Btu/(lb·°F)]	摄氏热单位/(磅·°C) [Chu/(lb·°C)]	千克·米/(千克·°C) [kg·m/(kg·°C)]
1	$10^{-3}$	$2.389 \times 10^{-4}$	$2.389 \times 10^{-4}$	$2.389 \times 10^{-4}$	$1.02 \times 10^{-1}$
$10^3$	1	0.2389	0.2389	0.2389	$1.02 \times 10^{-2}$
$4.187 \times 10^3$	4.187	1	1	1	$4.269 \times 10^{-2}$
9.807	$9.807 \times 10^{-3}$	$2.342 \times 10^{-3}$	$2.342 \times 10^{-3}$	$3.342 \times 10^{-3}$	1

附表 18 温度单位换算

开尔文, K	摄氏度, °C	华氏度, °F	兰金度, °R
$^{\circ}\text{C} + 273.15$	$^{\circ}\text{C}$	$\frac{9}{5}^{\circ}\text{C} + 32$	$\frac{9}{5}^{\circ}\text{C} + 491.67$
$\frac{5}{9} (^{\circ}\text{F} + 459.67)$	$\frac{5}{9} (^{\circ}\text{F} - 32)$	$^{\circ}\text{F}$	$^{\circ}\text{F} + 459.67$
$\frac{5}{9}^{\circ}\text{R}$	$\frac{5}{9} (^{\circ}\text{R} - 491.67)$	$^{\circ}\text{R} - 459.67$	$^{\circ}\text{R}$
K	K - 273.15	$\frac{9}{5}\text{K} - 459.67$	$\frac{9}{5}\text{K}$

附表 19 导热系数单位换算

千卡/(米·时·°C) [Cal/(m·h·°C)]	卡/(厘米·秒·°C) [cal/(cm·s·°C)]	瓦/(米·K) [W/(m·K)]	焦耳/(厘米·秒·°C) [J/(cm·s·°C)]	英热单位/(英尺·时·°F) [Btu/(ft·h·°F)]
1	$2.78 \times 10^{-3}$	1.16	$1.16 \times 10^{-2}$	0.672
360	1	418.7	4.187	242
0.8598	$2.39 \times 10^{-3}$	1	$10^{-2}$	0.578
85.98	0.239	100	1	57.8
1.49	$4.13 \times 10^{-3}$	1.73	$1.73 \times 10^{-2}$	1

附表 20 传热系数单位换算

焦耳/(米 <sup>2</sup> ·秒·K) [J/(m <sup>2</sup> ·s·K)] 瓦/米 <sup>2</sup> , K [W/(m <sup>2</sup> ·K)]	千卡/(米 <sup>2</sup> ·时·°C) [kcal/(m <sup>2</sup> ·h·°C)]	卡/(厘米 <sup>2</sup> ·秒·°C) [cal/(cm <sup>2</sup> ·s·°C)]	英热单位/(英尺 <sup>2</sup> ·时·°F) [Btu/(ft <sup>2</sup> ·h·°F)]
1	0.8598	$2.388 \times 10^{-5}$	0.1761
1.162	1	$2.778 \times 10^{-5}$	0.2048
$4.187 \times 10^3$	$3.6 \times 10^4$	1	7373
5.678	4.882	$1.356 \times 10^{-4}$	1

附表 21 扩散系数单位换算

厘米 <sup>2</sup> /秒 (cm <sup>2</sup> /s)	米 <sup>2</sup> /时 (m <sup>2</sup> /h)	英尺 <sup>2</sup> /时 (ft <sup>2</sup> /h)	英寸 <sup>2</sup> /秒 (in <sup>2</sup> /s)	厘米 <sup>2</sup> /秒 (cm <sup>2</sup> /s)	米 <sup>2</sup> /时 (m <sup>2</sup> /h)	英尺 <sup>2</sup> /时 (ft <sup>2</sup> /h)	英寸 <sup>2</sup> /秒 (in <sup>2</sup> /s)
1	0.36	3.875	0.155	0.2581	0.0929	1	0.04
778	1	10.76	0.4306	6.452	2.323	25	1

附表 17 比热容单位换算

焦耳/(千克·K) [J/(kg·K)]	焦耳/(克·°C) [J/(g·°C)]	千卡/(千克·°C) [kcal/(kg·°C)]	英热单位/(磅·°F) [Btu/(lb·°F)]	摄氏热单位/(磅·°C) [Chu/(lb·°C)]	千克·米/(千克·°C) [kg·m/(kg·°C)]
1	$10^{-3}$	$2.389 \times 10^{-4}$	$2.389 \times 10^{-4}$	$2.389 \times 10^{-4}$	$1.02 \times 10^{-1}$
$10^3$	1	0.2389	0.2389	0.2389	$1.02 \times 10^{-2}$
$4.187 \times 10^3$	4.187	1	1	1	$4.269 \times 10^{-2}$
9.807	$9.807 \times 10^{-3}$	$2.342 \times 10^{-3}$	$2.342 \times 10^{-3}$	$3.342 \times 10^{-3}$	1

附表 18 温度单位换算

开尔文, K	摄氏度, °C	华氏度, °F	兰金度, °R
$^{\circ}\text{C} + 273.15$	$^{\circ}\text{C}$	$\frac{9}{5}^{\circ}\text{C} + 32$	$\frac{9}{5}^{\circ}\text{C} + 491.67$
$\frac{5}{9} (^{\circ}\text{F} + 459.67)$	$\frac{5}{9} (^{\circ}\text{F} - 32)$	$^{\circ}\text{F}$	$^{\circ}\text{F} + 459.67$
$\frac{5}{9}^{\circ}\text{R}$	$\frac{5}{9} (^{\circ}\text{R} - 491.67)$	$^{\circ}\text{R} - 459.67$	$^{\circ}\text{R}$
K	K - 273.15	$\frac{9}{5}\text{K} - 459.67$	$\frac{9}{5}\text{K}$

附表 19 导热系数单位换算

千卡/(米·时·°C) [Cal/(m·h·°C)]	卡/(厘米·秒·°C) [cal/(cm·s·°C)]	瓦/(米·K) [W/(m·K)]	焦耳/(厘米·秒·°C) [J/(cm·s·°C)]	英热单位/(英尺·时·°F) [Btu/(ft·h·°F)]
1	$2.78 \times 10^{-3}$	1.16	$1.16 \times 10^{-2}$	0.672
360	1	418.7	4.187	242
0.8598	$2.39 \times 10^{-3}$	1	$10^{-2}$	0.578
85.98	0.239	100	1	57.8
1.49	$4.13 \times 10^{-3}$	1.73	$1.73 \times 10^{-2}$	1

附表 20 传热系数单位换算

焦耳/(米 <sup>2</sup> ·秒·K) [J/(m <sup>2</sup> ·s·K)] 瓦/米 <sup>2</sup> , K [W/(m <sup>2</sup> ·K)]	千卡/(米 <sup>2</sup> ·时·°C) [kcal/(m <sup>2</sup> ·h·°C)]	卡/(厘米 <sup>2</sup> ·秒·°C) [cal/(cm <sup>2</sup> ·s·°C)]	英热单位/(英尺 <sup>2</sup> ·时·°F) [Btu/(ft <sup>2</sup> ·h·°F)]
1	0.8598	$2.388 \times 10^{-5}$	0.1761
1.162	1	$2.778 \times 10^{-5}$	0.2048
$4.187 \times 10^3$	$3.6 \times 10^4$	1	7373
5.678	4.882	$1.356 \times 10^{-4}$	1

附表 21 扩散系数单位换算

厘米 <sup>2</sup> /秒 (cm <sup>2</sup> /s)	米 <sup>2</sup> /时 (m <sup>2</sup> /h)	英尺 <sup>2</sup> /时 (ft <sup>2</sup> /h)	英寸 <sup>2</sup> /秒 (in <sup>2</sup> /s)	厘米 <sup>2</sup> /秒 (cm <sup>2</sup> /s)	米 <sup>2</sup> /时 (m <sup>2</sup> /h)	英尺 <sup>2</sup> /时 (ft <sup>2</sup> /h)	英寸 <sup>2</sup> /秒 (in <sup>2</sup> /s)
1	0.36	3.875	0.155	0.2581	0.0929	1	0.04
778	1	10.76	0.4306	6.452	2.323	25	1

附表 17 比热容单位换算

焦耳/(千克·K) [J/(kg·K)]	焦耳/(克·°C) [J/(g·°C)]	千卡/(千克·°C) [kcal/(kg·°C)]	英热单位/(磅·°F) [Btu/(lb·°F)]	摄氏热单位/(磅·°C) [Chu/(lb·°C)]	千克·米/(千克·°C) [kg·m/(kg·°C)]
1	$10^{-3}$	$2.389 \times 10^{-4}$	$2.389 \times 10^{-4}$	$2.389 \times 10^{-4}$	$1.02 \times 10^{-1}$
$10^3$	1	0.2389	0.2389	0.2389	$1.02 \times 10^{-2}$
$4.187 \times 10^3$	4.187	1	1	1	$4.269 \times 10^{-2}$
9.807	$9.807 \times 10^{-3}$	$2.342 \times 10^{-3}$	$2.342 \times 10^{-3}$	$3.342 \times 10^{-3}$	1

附表 18 温度单位换算

开尔文, K	摄氏度, °C	华氏度, °F	兰金度, °R
$^{\circ}\text{C} + 273.15$	$^{\circ}\text{C}$	$\frac{9}{5}^{\circ}\text{C} + 32$	$\frac{9}{5}^{\circ}\text{C} + 491.67$
$\frac{5}{9} (^{\circ}\text{F} + 459.67)$	$\frac{5}{9} (^{\circ}\text{F} - 32)$	$^{\circ}\text{F}$	$^{\circ}\text{F} + 459.67$
$\frac{5}{9}^{\circ}\text{R}$	$\frac{5}{9} (^{\circ}\text{R} - 491.67)$	$^{\circ}\text{R} - 459.67$	$^{\circ}\text{R}$
K	K - 273.15	$\frac{9}{5}\text{K} - 459.67$	$\frac{9}{5}\text{K}$

附表 19 导热系数单位换算

千卡/(米·时·°C) [Cal/(m·h·°C)]	卡/(厘米·秒·°C) [cal/(cm·s·°C)]	瓦/(米·K) [W/(m·K)]	焦耳/(厘米·秒·°C) [J/(cm·s·°C)]	英热单位/(英尺·时·°F) [Btu/(ft·h·°F)]
1	$2.78 \times 10^{-3}$	1.16	$1.16 \times 10^{-2}$	0.672
360	1	418.7	4.187	242
0.8598	$2.39 \times 10^{-3}$	1	$10^{-2}$	0.578
85.98	0.239	100	1	57.8
1.49	$4.13 \times 10^{-3}$	1.73	$1.73 \times 10^{-2}$	1

附表 20 传热系数单位换算

焦耳/(米 <sup>2</sup> ·秒·K) [J/(m <sup>2</sup> ·s·K)] 瓦/米 <sup>2</sup> , K [W/(m <sup>2</sup> ·K)]	千卡/(米 <sup>2</sup> ·时·°C) [kcal/(m <sup>2</sup> ·h·°C)]	卡/(厘米 <sup>2</sup> ·秒·°C) [cal/(cm <sup>2</sup> ·s·°C)]	英热单位/(英尺 <sup>2</sup> ·时·°F) [Btu/(ft <sup>2</sup> ·h·°F)]
1	0.8598	$2.388 \times 10^{-5}$	0.1761
1.162	1	$2.778 \times 10^{-5}$	0.2048
$4.187 \times 10^3$	$3.6 \times 10^4$	1	7373
5.678	4.882	$1.356 \times 10^{-4}$	1

附表 21 扩散系数单位换算

厘米 <sup>2</sup> /秒 (cm <sup>2</sup> /s)	米 <sup>2</sup> /时 (m <sup>2</sup> /h)	英尺 <sup>2</sup> /时 (ft <sup>2</sup> /h)	英寸 <sup>2</sup> /秒 (in <sup>2</sup> /s)	厘米 <sup>2</sup> /秒 (cm <sup>2</sup> /s)	米 <sup>2</sup> /时 (m <sup>2</sup> /h)	英尺 <sup>2</sup> /时 (ft <sup>2</sup> /h)	英寸 <sup>2</sup> /秒 (in <sup>2</sup> /s)
1	0.36	3.875	0.155	0.2581	0.0929	1	0.04
778	1	10.76	0.4306	6.452	2.323	25	1

附表 17 比热容单位换算

焦耳/(千克·K) [J/(kg·K)]	焦耳/(克·°C) [J/(g·°C)]	千卡/(千克·°C) [kcal/(kg·°C)]	英热单位/(磅·°F) [Btu/(lb·°F)]	摄氏热单位/(磅·°C) [Chu/(lb·°C)]	千克·米/(千克·°C) [kg·m/(kg·°C)]
1	$10^{-3}$	$2.389 \times 10^{-4}$	$2.389 \times 10^{-4}$	$2.389 \times 10^{-4}$	$1.02 \times 10^{-1}$
$10^3$	1	0.2389	0.2389	0.2389	$1.02 \times 10^{-2}$
$4.187 \times 10^3$	4.187	1	1	1	$4.269 \times 10^{-2}$
9.807	$9.807 \times 10^{-3}$	$2.342 \times 10^{-3}$	$2.342 \times 10^{-3}$	$3.342 \times 10^{-3}$	1

附表 18 温度单位换算

开尔文, K	摄氏度, °C	华氏度, °F	兰金度, °R
$^{\circ}\text{C} + 273.15$	$^{\circ}\text{C}$	$\frac{9}{5}^{\circ}\text{C} + 32$	$\frac{9}{5}^{\circ}\text{C} + 491.67$
$\frac{5}{9} (^{\circ}\text{F} + 459.67)$	$\frac{5}{9} (^{\circ}\text{F} - 32)$	$^{\circ}\text{F}$	$^{\circ}\text{F} + 459.67$
$\frac{5}{9}^{\circ}\text{R}$	$\frac{5}{9} (^{\circ}\text{R} - 491.67)$	$^{\circ}\text{R} - 459.67$	$^{\circ}\text{R}$
K	K - 273.15	$\frac{9}{5}\text{K} - 459.67$	$\frac{9}{5}\text{K}$

附表 19 导热系数单位换算

千卡/(米·时·°C) [Cal/(m·h·°C)]	卡/(厘米·秒·°C) [cal/(cm·s·°C)]	瓦/(米·K) [W/(m·K)]	焦耳/(厘米·秒·°C) [J/(cm·s·°C)]	英热单位/(英尺·时·°F) [Btu/(ft·h·°F)]
1	$2.78 \times 10^{-3}$	1.16	$1.16 \times 10^{-2}$	0.672
360	1	418.7	4.187	242
0.8598	$2.39 \times 10^{-3}$	1	$10^{-2}$	0.578
85.98	0.239	100	1	57.8
1.49	$4.13 \times 10^{-3}$	1.73	$1.73 \times 10^{-2}$	1

附表 20 传热系数单位换算

焦耳/(米 <sup>2</sup> ·秒·K) [J/(m <sup>2</sup> ·s·K)] 瓦/米 <sup>2</sup> , K [W/(m <sup>2</sup> ·K)]	千卡/(米 <sup>2</sup> ·时·°C) [kcal/(m <sup>2</sup> ·h·°C)]	卡/(厘米 <sup>2</sup> ·秒·°C) [cal/(cm <sup>2</sup> ·s·°C)]	英热单位/(英尺 <sup>2</sup> ·时·°F) [Btu/(ft <sup>2</sup> ·h·°F)]
1	0.8598	$2.388 \times 10^{-5}$	0.1761
1.162	1	$2.778 \times 10^{-5}$	0.2048
$4.187 \times 10^3$	$3.6 \times 10^4$	1	7373
5.678	4.882	$1.356 \times 10^{-4}$	1

附表 21 扩散系数单位换算

厘米 <sup>2</sup> /秒 (cm <sup>2</sup> /s)	米 <sup>2</sup> /时 (m <sup>2</sup> /h)	英尺 <sup>2</sup> /时 (ft <sup>2</sup> /h)	英寸 <sup>2</sup> /秒 (in <sup>2</sup> /s)	厘米 <sup>2</sup> /秒 (cm <sup>2</sup> /s)	米 <sup>2</sup> /时 (m <sup>2</sup> /h)	英尺 <sup>2</sup> /时 (ft <sup>2</sup> /h)	英寸 <sup>2</sup> /秒 (in <sup>2</sup> /s)
1	0.36	3.875	0.155	0.2581	0.0929	1	0.04
778	1	10.76	0.4306	6.452	2.323	25	1

附表 17 比热容单位换算

焦耳/(千克·K) [J/(kg·K)]	焦耳/(克·°C) [J/(g·°C)]	千卡/(千克·°C) [kcal/(kg·°C)]	英热单位/(磅·°F) [Btu/(lb·°F)]	摄氏热单位/(磅·°C) [Chu/(lb·°C)]	千克·米/(千克·°C) [kg·m/(kg·°C)]
1	$10^{-3}$	$2.389 \times 10^{-4}$	$2.389 \times 10^{-4}$	$2.389 \times 10^{-4}$	$1.02 \times 10^{-1}$
$10^3$	1	0.2389	0.2389	0.2389	$1.02 \times 10^{-2}$
$4.187 \times 10^3$	4.187	1	1	1	$4.269 \times 10^{-2}$
9.807	$9.807 \times 10^{-3}$	$2.342 \times 10^{-3}$	$2.342 \times 10^{-3}$	$3.342 \times 10^{-3}$	1

附表 18 温度单位换算

开尔文, K	摄氏度, °C	华氏度, °F	兰金度, °R
$^{\circ}\text{C} + 273.15$	$^{\circ}\text{C}$	$\frac{9}{5}^{\circ}\text{C} + 32$	$\frac{9}{5}^{\circ}\text{C} + 491.67$
$\frac{5}{9} (^{\circ}\text{F} + 459.67)$	$\frac{5}{9} (^{\circ}\text{F} - 32)$	$^{\circ}\text{F}$	$^{\circ}\text{F} + 459.67$
$\frac{5}{9}^{\circ}\text{R}$	$\frac{5}{9} (^{\circ}\text{R} - 491.67)$	$^{\circ}\text{R} - 459.67$	$^{\circ}\text{R}$
K	K - 273.15	$\frac{9}{5}\text{K} - 459.67$	$\frac{9}{5}\text{K}$

附表 19 导热系数单位换算

千卡/(米·时·°C) [Cal/(m·h·°C)]	卡/(厘米·秒·°C) [cal/(cm·s·°C)]	瓦/(米·K) [W/(m·K)]	焦耳/(厘米·秒·°C) [J/(cm·s·°C)]	英热单位/(英尺·时·°F) [Btu/(ft·h·°F)]
1	$2.78 \times 10^{-3}$	1.16	$1.16 \times 10^{-2}$	0.672
360	1	418.7	4.187	242
0.8598	$2.39 \times 10^{-3}$	1	$10^{-2}$	0.578
85.98	0.239	100	1	57.8
1.49	$4.13 \times 10^{-3}$	1.73	$1.73 \times 10^{-2}$	1

附表 20 传热系数单位换算

焦耳/(米 <sup>2</sup> ·秒·K) [J/(m <sup>2</sup> ·s·K)] 瓦/米 <sup>2</sup> , K [W/(m <sup>2</sup> ·K)]	千卡/(米 <sup>2</sup> ·时·°C) [kcal/(m <sup>2</sup> ·h·°C)]	卡/(厘米 <sup>2</sup> ·秒·°C) [cal/(cm <sup>2</sup> ·s·°C)]	英热单位/(英尺 <sup>2</sup> ·时·°F) [Btu/(ft <sup>2</sup> ·h·°F)]
1	0.8598	$2.388 \times 10^{-5}$	0.1761
1.162	1	$2.778 \times 10^{-5}$	0.2048
$4.187 \times 10^3$	$3.6 \times 10^4$	1	7373
5.678	4.882	$1.356 \times 10^{-4}$	1

附表 21 扩散系数单位换算

厘米 <sup>2</sup> /秒 (cm <sup>2</sup> /s)	米 <sup>2</sup> /时 (m <sup>2</sup> /h)	英尺 <sup>2</sup> /时 (ft <sup>2</sup> /h)	英寸 <sup>2</sup> /秒 (in <sup>2</sup> /s)	厘米 <sup>2</sup> /秒 (cm <sup>2</sup> /s)	米 <sup>2</sup> /时 (m <sup>2</sup> /h)	英尺 <sup>2</sup> /时 (ft <sup>2</sup> /h)	英寸 <sup>2</sup> /秒 (in <sup>2</sup> /s)
1	0.36	3.875	0.155	0.2581	0.0929	1	0.04
778	1	10.76	0.4306	6.452	2.323	25	1

附表 17 比热容单位换算

焦耳/(千克·K) [J/(kg·K)]	焦耳/(克·°C) [J/(g·°C)]	千卡/(千克·°C) [kcal/(kg·°C)]	英热单位/(磅·°F) [Btu/(lb·°F)]	摄氏热单位/(磅·°C) [Chu/(lb·°C)]	千克·米/(千克·°C) [kg·m/(kg·°C)]
1	$10^{-3}$	$2.389 \times 10^{-4}$	$2.389 \times 10^{-4}$	$2.389 \times 10^{-4}$	$1.02 \times 10^{-1}$
$10^3$	1	0.2389	0.2389	0.2389	$1.02 \times 10^{-2}$
$4.187 \times 10^3$	4.187	1	1	1	$4.269 \times 10^{-2}$
9.807	$9.807 \times 10^{-3}$	$2.342 \times 10^{-3}$	$2.342 \times 10^{-3}$	$3.342 \times 10^{-3}$	1

附表 18 温度单位换算

开尔文, K	摄氏度, °C	华氏度, °F	兰金度, °R
$^{\circ}\text{C} + 273.15$	$^{\circ}\text{C}$	$\frac{9}{5}^{\circ}\text{C} + 32$	$\frac{9}{5}^{\circ}\text{C} + 491.67$
$\frac{5}{9} (^{\circ}\text{F} + 459.67)$	$\frac{5}{9} (^{\circ}\text{F} - 32)$	$^{\circ}\text{F}$	$^{\circ}\text{F} + 459.67$
$\frac{5}{9}^{\circ}\text{R}$	$\frac{5}{9} (^{\circ}\text{R} - 491.67)$	$^{\circ}\text{R} - 459.67$	$^{\circ}\text{R}$
K	K - 273.15	$\frac{9}{5}\text{K} - 459.67$	$\frac{9}{5}\text{K}$

附表 19 导热系数单位换算

千卡/(米·时·°C) [Cal/(m·h·°C)]	卡/(厘米·秒·°C) [cal/(cm·s·°C)]	瓦/(米·K) [W/(m·K)]	焦耳/(厘米·秒·°C) [J/(cm·s·°C)]	英热单位/(英尺·时·°F) [Btu/(ft·h·°F)]
1	$2.78 \times 10^{-3}$	1.16	$1.16 \times 10^{-2}$	0.672
360	1	418.7	4.187	242
0.8598	$2.39 \times 10^{-3}$	1	$10^{-2}$	0.578
85.98	0.239	100	1	57.8
1.49	$4.13 \times 10^{-3}$	1.73	$1.73 \times 10^{-2}$	1

附表 20 传热系数单位换算

焦耳/(米 <sup>2</sup> ·秒·K) [J/(m <sup>2</sup> ·s·K)] 瓦/米 <sup>2</sup> , K [W/(m <sup>2</sup> ·K)]	千卡/(米 <sup>2</sup> ·时·°C) [kcal/(m <sup>2</sup> ·h·°C)]	卡/(厘米 <sup>2</sup> ·秒·°C) [cal/(cm <sup>2</sup> ·s·°C)]	英热单位/(英尺 <sup>2</sup> ·时·°F) [Btu/(ft <sup>2</sup> ·h·°F)]
1	0.8598	$2.388 \times 10^{-5}$	0.1761
1.162	1	$2.778 \times 10^{-5}$	0.2048
$4.187 \times 10^3$	$3.6 \times 10^4$	1	7373
5.678	4.882	$1.356 \times 10^{-4}$	1

附表 21 扩散系数单位换算

厘米 <sup>2</sup> /秒 (cm <sup>2</sup> /s)	米 <sup>2</sup> /时 (m <sup>2</sup> /h)	英尺 <sup>2</sup> /时 (ft <sup>2</sup> /h)	英寸 <sup>2</sup> /秒 (in <sup>2</sup> /s)	厘米 <sup>2</sup> /秒 (cm <sup>2</sup> /s)	米 <sup>2</sup> /时 (m <sup>2</sup> /h)	英尺 <sup>2</sup> /时 (ft <sup>2</sup> /h)	英寸 <sup>2</sup> /秒 (in <sup>2</sup> /s)
1	0.36	3.875	0.155	0.2581	0.0929	1	0.04
778	1	10.76	0.4306	6.452	2.323	25	1



附表 17 比热容单位换算

焦耳/(千克·K) [J/(kg·K)]	焦耳/(克·°C) [J/(g·°C)]	千卡/(千克·°C) [kcal/(kg·°C)]	英热单位/(磅·°F) [Btu/(lb·°F)]	摄氏热单位/(磅·°C) [Chu/(lb·°C)]	千克·米/(千克·°C) [kg·m/(kg·°C)]
1	$10^{-3}$	$2.389 \times 10^{-4}$	$2.389 \times 10^{-4}$	$2.389 \times 10^{-4}$	$1.02 \times 10^{-1}$
$10^3$	1	0.2389	0.2389	0.2389	$1.02 \times 10^{-2}$
$4.187 \times 10^3$	4.187	1	1	1	$4.269 \times 10^{-2}$
9.807	$9.807 \times 10^{-3}$	$2.342 \times 10^{-3}$	$2.342 \times 10^{-3}$	$3.342 \times 10^{-3}$	1

附表 18 温度单位换算

开尔文, K	摄氏度, °C	华氏度, °F	兰金度, °R
$^{\circ}\text{C} + 273.15$	$^{\circ}\text{C}$	$\frac{9}{5}^{\circ}\text{C} + 32$	$\frac{9}{5}^{\circ}\text{C} + 491.67$
$\frac{5}{9} (^{\circ}\text{F} + 459.67)$	$\frac{5}{9} (^{\circ}\text{F} - 32)$	$^{\circ}\text{F}$	$^{\circ}\text{F} + 459.67$
$\frac{5}{9}^{\circ}\text{R}$	$\frac{5}{9} (^{\circ}\text{R} - 491.67)$	$^{\circ}\text{R} - 459.67$	$^{\circ}\text{R}$
K	K - 273.15	$\frac{9}{5}\text{K} - 459.67$	$\frac{9}{5}\text{K}$

附表 19 导热系数单位换算

千卡/(米·时·°C) [Cal/(m·h·°C)]	卡/(厘米·秒·°C) [cal/(cm·s·°C)]	瓦/(米·K) [W/(m·K)]	焦耳/(厘米·秒·°C) [J/(cm·s·°C)]	英热单位/(英尺·时·°F) [Btu/(ft·h·°F)]
1	$2.78 \times 10^{-3}$	1.16	$1.16 \times 10^{-2}$	0.672
360	1	418.7	4.187	242
0.8598	$2.39 \times 10^{-3}$	1	$10^{-2}$	0.578
85.98	0.239	100	1	57.8
1.49	$4.13 \times 10^{-3}$	1.73	$1.73 \times 10^{-2}$	1

附表 20 传热系数单位换算

焦耳/(米 <sup>2</sup> ·秒·K) [J/(m <sup>2</sup> ·s·K)] 瓦/米 <sup>2</sup> , K [W/(m <sup>2</sup> ·K)]	千卡/(米 <sup>2</sup> ·时·°C) [kcal/(m <sup>2</sup> ·h·°C)]	卡/(厘米 <sup>2</sup> ·秒·°C) [cal/(cm <sup>2</sup> ·s·°C)]	英热单位/(英尺 <sup>2</sup> ·时·°F) [Btu/(ft <sup>2</sup> ·h·°F)]
1	0.8598	$2.388 \times 10^{-5}$	0.1761
1.162	1	$2.778 \times 10^{-5}$	0.2048
$4.187 \times 10^3$	$3.6 \times 10^4$	1	7373
5.678	4.882	$1.356 \times 10^{-4}$	1

附表 21 扩散系数单位换算

厘米 <sup>2</sup> /秒 (cm <sup>2</sup> /s)	米 <sup>2</sup> /时 (m <sup>2</sup> /h)	英尺 <sup>2</sup> /时 (ft <sup>2</sup> /h)	英寸 <sup>2</sup> /秒 (in <sup>2</sup> /s)	厘米 <sup>2</sup> /秒 (cm <sup>2</sup> /s)	米 <sup>2</sup> /时 (m <sup>2</sup> /h)	英尺 <sup>2</sup> /时 (ft <sup>2</sup> /h)	英寸 <sup>2</sup> /秒 (in <sup>2</sup> /s)
1	0.36	3.875	0.155	0.2581	0.0929	1	0.04
778	1	10.76	0.4306	6.452	2.323	25	1

附表 17 比热容单位换算

焦耳/(千克·K) [J/(kg·K)]	焦耳/(克·°C) [J/(g·°C)]	千卡/(千克·°C) [kcal/(kg·°C)]	英热单位/(磅·°F) [Btu/(lb·°F)]	摄氏热单位/(磅·°C) [Chu/(lb·°C)]	千克·米/(千克·°C) [kg·m/(kg·°C)]
1	$10^{-3}$	$2.389 \times 10^{-4}$	$2.389 \times 10^{-4}$	$2.389 \times 10^{-4}$	$1.02 \times 10^{-1}$
$10^3$	1	0.2389	0.2389	0.2389	$1.02 \times 10^{-2}$
$4.187 \times 10^3$	4.187	1	1	1	$4.269 \times 10^{-2}$
9.807	$9.807 \times 10^{-3}$	$2.342 \times 10^{-3}$	$2.342 \times 10^{-3}$	$3.342 \times 10^{-3}$	1

附表 18 温度单位换算

开尔文, K	摄氏度, °C	华氏度, °F	兰金度, °R
$^{\circ}\text{C} + 273.15$	$^{\circ}\text{C}$	$\frac{9}{5}^{\circ}\text{C} + 32$	$\frac{9}{5}^{\circ}\text{C} + 491.67$
$\frac{5}{9} (^{\circ}\text{F} + 459.67)$	$\frac{5}{9} (^{\circ}\text{F} - 32)$	$^{\circ}\text{F}$	$^{\circ}\text{F} + 459.67$
$\frac{5}{9}^{\circ}\text{R}$	$\frac{5}{9} (^{\circ}\text{R} - 491.67)$	$^{\circ}\text{R} - 459.67$	$^{\circ}\text{R}$
K	K - 273.15	$\frac{9}{5}\text{K} - 459.67$	$\frac{9}{5}\text{K}$

附表 19 导热系数单位换算

千卡/(米·时·°C) [Cal/(m·h·°C)]	卡/(厘米·秒·°C) [cal/(cm·s·°C)]	瓦/(米·K) [W/(m·K)]	焦耳/(厘米·秒·°C) [J/(cm·s·°C)]	英热单位/(英尺·时·°F) [Btu/(ft·h·°F)]
1	$2.78 \times 10^{-3}$	1.16	$1.16 \times 10^{-2}$	0.672
360	1	418.7	4.187	242
0.8598	$2.39 \times 10^{-3}$	1	$10^{-2}$	0.578
85.98	0.239	100	1	57.8
1.49	$4.13 \times 10^{-3}$	1.73	$1.73 \times 10^{-2}$	1

附表 20 传热系数单位换算

焦耳/(米 <sup>2</sup> ·秒·K) [J/(m <sup>2</sup> ·s·K)] 瓦/米 <sup>2</sup> , K [W/(m <sup>2</sup> ·K)]	千卡/(米 <sup>2</sup> ·时·°C) [kcal/(m <sup>2</sup> ·h·°C)]	卡/(厘米 <sup>2</sup> ·秒·°C) [cal/(cm <sup>2</sup> ·s·°C)]	英热单位/(英尺 <sup>2</sup> ·时·°F) [Btu/(ft <sup>2</sup> ·h·°F)]
1	0.8598	$2.388 \times 10^{-5}$	0.1761
1.162	1	$2.778 \times 10^{-5}$	0.2048
$4.187 \times 10^3$	$3.6 \times 10^4$	1	7373
5.678	4.882	$1.356 \times 10^{-4}$	1

附表 21 扩散系数单位换算

厘米 <sup>2</sup> /秒 (cm <sup>2</sup> /s)	米 <sup>2</sup> /时 (m <sup>2</sup> /h)	英尺 <sup>2</sup> /时 (ft <sup>2</sup> /h)	英寸 <sup>2</sup> /秒 (in <sup>2</sup> /s)	厘米 <sup>2</sup> /秒 (cm <sup>2</sup> /s)	米 <sup>2</sup> /时 (m <sup>2</sup> /h)	英尺 <sup>2</sup> /时 (ft <sup>2</sup> /h)	英寸 <sup>2</sup> /秒 (in <sup>2</sup> /s)
1	0.36	3.875	0.155	0.2581	0.0929	1	0.04
778	1	10.76	0.4306	6.452	2.323	25	1

附表 17 比热容单位换算

焦耳/(千克·K) [J/(kg·K)]	焦耳/(克·°C) [J/(g·°C)]	千卡/(千克·°C) [kcal/(kg·°C)]	英热单位/(磅·°F) [Btu/(lb·°F)]	摄氏热单位/(磅·°C) [Chu/(lb·°C)]	千克·米/(千克·°C) [kg·m/(kg·°C)]
1	$10^{-3}$	$2.389 \times 10^{-4}$	$2.389 \times 10^{-4}$	$2.389 \times 10^{-4}$	$1.02 \times 10^{-1}$
$10^3$	1	0.2389	0.2389	0.2389	$1.02 \times 10^{-2}$
$4.187 \times 10^3$	4.187	1	1	1	$4.269 \times 10^{-2}$
9.807	$9.807 \times 10^{-3}$	$2.342 \times 10^{-3}$	$2.342 \times 10^{-3}$	$3.342 \times 10^{-3}$	1

附表 18 温度单位换算

开尔文, K	摄氏度, °C	华氏度, °F	兰金度, °R
$^{\circ}\text{C} + 273.15$	$^{\circ}\text{C}$	$\frac{9}{5}^{\circ}\text{C} + 32$	$\frac{9}{5}^{\circ}\text{C} + 491.67$
$\frac{5}{9} (^{\circ}\text{F} + 459.67)$	$\frac{5}{9} (^{\circ}\text{F} - 32)$	$^{\circ}\text{F}$	$^{\circ}\text{F} + 459.67$
$\frac{5}{9}^{\circ}\text{R}$	$\frac{5}{9} (^{\circ}\text{R} - 491.67)$	$^{\circ}\text{R} - 459.67$	$^{\circ}\text{R}$
K	K - 273.15	$\frac{9}{5}\text{K} - 459.67$	$\frac{9}{5}\text{K}$

附表 19 导热系数单位换算

千卡/(米·时·°C) [Cal/(m·h·°C)]	卡/(厘米·秒·°C) [cal/(cm·s·°C)]	瓦/(米·K) [W/(m·K)]	焦耳/(厘米·秒·°C) [J/(cm·s·°C)]	英热单位/(英尺·时·°F) [Btu/(ft·h·°F)]
1	$2.78 \times 10^{-3}$	1.16	$1.16 \times 10^{-2}$	0.672
360	1	418.7	4.187	242
0.8598	$2.39 \times 10^{-3}$	1	$10^{-2}$	0.578
85.98	0.239	100	1	57.8
1.49	$4.13 \times 10^{-3}$	1.73	$1.73 \times 10^{-2}$	1

附表 20 传热系数单位换算

焦耳/(米 <sup>2</sup> ·秒·K) [J/(m <sup>2</sup> ·s·K)] 瓦/米 <sup>2</sup> , K [W/(m <sup>2</sup> ·K)]	千卡/(米 <sup>2</sup> ·时·°C) [kcal/(m <sup>2</sup> ·h·°C)]	卡/(厘米 <sup>2</sup> ·秒·°C) [cal/(cm <sup>2</sup> ·s·°C)]	英热单位/(英尺 <sup>2</sup> ·时·°F) [Btu/(ft <sup>2</sup> ·h·°F)]
1	0.8598	$2.388 \times 10^{-5}$	0.1761
1.162	1	$2.778 \times 10^{-5}$	0.2048
$4.187 \times 10^3$	$3.6 \times 10^4$	1	7373
5.678	4.882	$1.356 \times 10^{-4}$	1

附表 21 扩散系数单位换算

厘米 <sup>2</sup> /秒 (cm <sup>2</sup> /s)	米 <sup>2</sup> /时 (m <sup>2</sup> /h)	英尺 <sup>2</sup> /时 (ft <sup>2</sup> /h)	英寸 <sup>2</sup> /秒 (in <sup>2</sup> /s)	厘米 <sup>2</sup> /秒 (cm <sup>2</sup> /s)	米 <sup>2</sup> /时 (m <sup>2</sup> /h)	英尺 <sup>2</sup> /时 (ft <sup>2</sup> /h)	英寸 <sup>2</sup> /秒 (in <sup>2</sup> /s)
1	0.36	3.875	0.155	0.2581	0.0929	1	0.04
778	1	10.76	0.4306	6.452	2.323	25	1

附表 17 比热容单位换算

焦耳/(千克·K) [J/(kg·K)]	焦耳/(克·°C) [J/(g·°C)]	千卡/(千克·°C) [kcal/(kg·°C)]	英热单位/(磅·°F) [Btu/(lb·°F)]	摄氏热单位/(磅·°C) [Chu/(lb·°C)]	千克·米/(千克·°C) [kg·m/(kg·°C)]
1	$10^{-3}$	$2.389 \times 10^{-4}$	$2.389 \times 10^{-4}$	$2.389 \times 10^{-4}$	$1.02 \times 10^{-1}$
$10^3$	1	0.2389	0.2389	0.2389	$1.02 \times 10^{-2}$
$4.187 \times 10^3$	4.187	1	1	1	$4.269 \times 10^{-2}$
9.807	$9.807 \times 10^{-3}$	$2.342 \times 10^{-3}$	$2.342 \times 10^{-3}$	$3.342 \times 10^{-3}$	1

附表 18 温度单位换算

开尔文, K	摄氏度, °C	华氏度, °F	兰金度, °R
$^{\circ}\text{C} + 273.15$	$^{\circ}\text{C}$	$\frac{9}{5}^{\circ}\text{C} + 32$	$\frac{9}{5}^{\circ}\text{C} + 491.67$
$\frac{5}{9} (^{\circ}\text{F} + 459.67)$	$\frac{5}{9} (^{\circ}\text{F} - 32)$	$^{\circ}\text{F}$	$^{\circ}\text{F} + 459.67$
$\frac{5}{9}^{\circ}\text{R}$	$\frac{5}{9} (^{\circ}\text{R} - 491.67)$	$^{\circ}\text{R} - 459.67$	$^{\circ}\text{R}$
K	K - 273.15	$\frac{9}{5}\text{K} - 459.67$	$\frac{9}{5}\text{K}$

附表 19 导热系数单位换算

千卡/(米·时·°C) [Cal/(m·h·°C)]	卡/(厘米·秒·°C) [cal/(cm·s·°C)]	瓦/(米·K) [W/(m·K)]	焦耳/(厘米·秒·°C) [J/(cm·s·°C)]	英热单位/(英尺·时·°F) [Btu/(ft·h·°F)]
1	$2.78 \times 10^{-3}$	1.16	$1.16 \times 10^{-2}$	0.672
360	1	418.7	4.187	242
0.8598	$2.39 \times 10^{-3}$	1	$10^{-2}$	0.578
85.98	0.239	100	1	57.8
1.49	$4.13 \times 10^{-3}$	1.73	$1.73 \times 10^{-2}$	1

附表 20 传热系数单位换算

焦耳/(米 <sup>2</sup> ·秒·K) [J/(m <sup>2</sup> ·s·K)] 瓦/米 <sup>2</sup> , K [W/(m <sup>2</sup> ·K)]	千卡/(米 <sup>2</sup> ·时·°C) [kcal/(m <sup>2</sup> ·h·°C)]	卡/(厘米 <sup>2</sup> ·秒·°C) [cal/(cm <sup>2</sup> ·s·°C)]	英热单位/(英尺 <sup>2</sup> ·时·°F) [Btu/(ft <sup>2</sup> ·h·°F)]
1	0.8598	$2.388 \times 10^{-5}$	0.1761
1.162	1	$2.778 \times 10^{-5}$	0.2048
$4.187 \times 10^3$	$3.6 \times 10^4$	1	7373
5.678	4.882	$1.356 \times 10^{-4}$	1

附表 21 扩散系数单位换算

厘米 <sup>2</sup> /秒 (cm <sup>2</sup> /s)	米 <sup>2</sup> /时 (m <sup>2</sup> /h)	英尺 <sup>2</sup> /时 (ft <sup>2</sup> /h)	英寸 <sup>2</sup> /秒 (in <sup>2</sup> /s)	厘米 <sup>2</sup> /秒 (cm <sup>2</sup> /s)	米 <sup>2</sup> /时 (m <sup>2</sup> /h)	英尺 <sup>2</sup> /时 (ft <sup>2</sup> /h)	英寸 <sup>2</sup> /秒 (in <sup>2</sup> /s)
1	0.36	3.875	0.155	0.2581	0.0929	1	0.04
778	1	10.76	0.4306	6.452	2.323	25	1

附表 17 比热容单位换算

焦耳/(千克·K) [J/(kg·K)]	焦耳/(克·°C) [J/(g·°C)]	千卡/(千克·°C) [kcal/(kg·°C)]	英热单位/(磅·°F) [Btu/(lb·°F)]	摄氏热单位/(磅·°C) [Chu/(lb·°C)]	千克·米/(千克·°C) [kg·m/(kg·°C)]
1	$10^{-3}$	$2.389 \times 10^{-4}$	$2.389 \times 10^{-4}$	$2.389 \times 10^{-4}$	$1.02 \times 10^{-1}$
$10^3$	1	0.2389	0.2389	0.2389	$1.02 \times 10^{-2}$
$4.187 \times 10^3$	4.187	1	1	1	$4.269 \times 10^{-2}$
9.807	$9.807 \times 10^{-3}$	$2.342 \times 10^{-3}$	$2.342 \times 10^{-3}$	$3.342 \times 10^{-3}$	1

附表 18 温度单位换算

开尔文, K	摄氏度, °C	华氏度, °F	兰金度, °R
$^{\circ}\text{C} + 273.15$	$^{\circ}\text{C}$	$\frac{9}{5}^{\circ}\text{C} + 32$	$\frac{9}{5}^{\circ}\text{C} + 491.67$
$\frac{5}{9} (^{\circ}\text{F} + 459.67)$	$\frac{5}{9} (^{\circ}\text{F} - 32)$	$^{\circ}\text{F}$	$^{\circ}\text{F} + 459.67$
$\frac{5}{9}^{\circ}\text{R}$	$\frac{5}{9} (^{\circ}\text{R} - 491.67)$	$^{\circ}\text{R} - 459.67$	$^{\circ}\text{R}$
K	K - 273.15	$\frac{9}{5}\text{K} - 459.67$	$\frac{9}{5}\text{K}$

附表 19 导热系数单位换算

千卡/(米·时·°C) [Cal/(m·h·°C)]	卡/(厘米·秒·°C) [cal/(cm·s·°C)]	瓦/(米·K) [W/(m·K)]	焦耳/(厘米·秒·°C) [J/(cm·s·°C)]	英热单位/(英尺·时·°F) [Btu/(ft·h·°F)]
1	$2.78 \times 10^{-3}$	1.16	$1.16 \times 10^{-2}$	0.672
360	1	418.7	4.187	242
0.8598	$2.39 \times 10^{-3}$	1	$10^{-2}$	0.578
85.98	0.239	100	1	57.8
1.49	$4.13 \times 10^{-3}$	1.73	$1.73 \times 10^{-2}$	1

附表 20 传热系数单位换算

焦耳/(米 <sup>2</sup> ·秒·K) [J/(m <sup>2</sup> ·s·K)] 瓦/米 <sup>2</sup> , K [W/(m <sup>2</sup> ·K)]	千卡/(米 <sup>2</sup> ·时·°C) [kcal/(m <sup>2</sup> ·h·°C)]	卡/(厘米 <sup>2</sup> ·秒·°C) [cal/(cm <sup>2</sup> ·s·°C)]	英热单位/(英尺 <sup>2</sup> ·时·°F) [Btu/(ft <sup>2</sup> ·h·°F)]
1	0.8598	$2.388 \times 10^{-5}$	0.1761
1.162	1	$2.778 \times 10^{-5}$	0.2048
$4.187 \times 10^3$	$3.6 \times 10^4$	1	7373
5.678	4.882	$1.356 \times 10^{-4}$	1

附表 21 扩散系数单位换算

厘米 <sup>2</sup> /秒 (cm <sup>2</sup> /s)	米 <sup>2</sup> /时 (m <sup>2</sup> /h)	英尺 <sup>2</sup> /时 (ft <sup>2</sup> /h)	英寸 <sup>2</sup> /秒 (in <sup>2</sup> /s)	厘米 <sup>2</sup> /秒 (cm <sup>2</sup> /s)	米 <sup>2</sup> /时 (m <sup>2</sup> /h)	英尺 <sup>2</sup> /时 (ft <sup>2</sup> /h)	英寸 <sup>2</sup> /秒 (in <sup>2</sup> /s)
1	0.36	3.875	0.155	0.2581	0.0929	1	0.04
778	1	10.76	0.4306	6.452	2.323	25	1

附表 17 比热容单位换算

焦耳/(千克·K) [J/(kg·K)]	焦耳/(克·°C) [J/(g·°C)]	千卡/(千克·°C) [kcal/(kg·°C)]	英热单位/(磅·°F) [Btu/(lb·°F)]	摄氏热单位/(磅·°C) [Chu/(lb·°C)]	千克·米/(千克·°C) [kg·m/(kg·°C)]
1	$10^{-3}$	$2.389 \times 10^{-4}$	$2.389 \times 10^{-4}$	$2.389 \times 10^{-4}$	$1.02 \times 10^{-1}$
$10^3$	1	0.2389	0.2389	0.2389	$1.02 \times 10^{-2}$
$4.187 \times 10^3$	4.187	1	1	1	$4.269 \times 10^{-2}$
9.807	$9.807 \times 10^{-3}$	$2.342 \times 10^{-3}$	$2.342 \times 10^{-3}$	$3.342 \times 10^{-3}$	1

附表 18 温度单位换算

开尔文, K	摄氏度, °C	华氏度, °F	兰金度, °R
$^{\circ}\text{C} + 273.15$	$^{\circ}\text{C}$	$\frac{9}{5}^{\circ}\text{C} + 32$	$\frac{9}{5}^{\circ}\text{C} + 491.67$
$\frac{5}{9} (^{\circ}\text{F} + 459.67)$	$\frac{5}{9} (^{\circ}\text{F} - 32)$	$^{\circ}\text{F}$	$^{\circ}\text{F} + 459.67$
$\frac{5}{9}^{\circ}\text{R}$	$\frac{5}{9} (^{\circ}\text{R} - 491.67)$	$^{\circ}\text{R} - 459.67$	$^{\circ}\text{R}$
K	K - 273.15	$\frac{9}{5}\text{K} - 459.67$	$\frac{9}{5}\text{K}$

附表 19 导热系数单位换算

千卡/(米·时·°C) [Cal/(m·h·°C)]	卡/(厘米·秒·°C) [cal/(cm·s·°C)]	瓦/(米·K) [W/(m·K)]	焦耳/(厘米·秒·°C) [J/(cm·s·°C)]	英热单位/(英尺·时·°F) [Btu/(ft·h·°F)]
1	$2.78 \times 10^{-3}$	1.16	$1.16 \times 10^{-2}$	0.672
360	1	418.7	4.187	242
0.8598	$2.39 \times 10^{-3}$	1	$10^{-2}$	0.578
85.98	0.239	100	1	57.8
1.49	$4.13 \times 10^{-3}$	1.73	$1.73 \times 10^{-2}$	1

附表 20 传热系数单位换算

焦耳/(米 <sup>2</sup> ·秒·K) [J/(m <sup>2</sup> ·s·K)] 瓦/米 <sup>2</sup> , K [W/(m <sup>2</sup> ·K)]	千卡/(米 <sup>2</sup> ·时·°C) [kcal/(m <sup>2</sup> ·h·°C)]	卡/(厘米 <sup>2</sup> ·秒·°C) [cal/(cm <sup>2</sup> ·s·°C)]	英热单位/(英尺 <sup>2</sup> ·时·°F) [Btu/(ft <sup>2</sup> ·h·°F)]
1	0.8598	$2.388 \times 10^{-5}$	0.1761
1.162	1	$2.778 \times 10^{-5}$	0.2048
$4.187 \times 10^3$	$3.6 \times 10^4$	1	7373
5.678	4.882	$1.356 \times 10^{-4}$	1

附表 21 扩散系数单位换算

厘米 <sup>2</sup> /秒 (cm <sup>2</sup> /s)	米 <sup>2</sup> /时 (m <sup>2</sup> /h)	英尺 <sup>2</sup> /时 (ft <sup>2</sup> /h)	英寸 <sup>2</sup> /秒 (in <sup>2</sup> /s)	厘米 <sup>2</sup> /秒 (cm <sup>2</sup> /s)	米 <sup>2</sup> /时 (m <sup>2</sup> /h)	英尺 <sup>2</sup> /时 (ft <sup>2</sup> /h)	英寸 <sup>2</sup> /秒 (in <sup>2</sup> /s)
1	0.36	3.875	0.155	0.2581	0.0929	1	0.04
778	1	10.76	0.4306	6.452	2.323	25	1

附表 17 比热容单位换算

焦耳/(千克·K) [J/(kg·K)]	焦耳/(克·°C) [J/(g·°C)]	千卡/(千克·°C) [kcal/(kg·°C)]	英热单位/(磅·°F) [Btu/(lb·°F)]	摄氏热单位/(磅·°C) [Chu/(lb·°C)]	千克·米/(千克·°C) [kg·m/(kg·°C)]
1	$10^{-3}$	$2.389 \times 10^{-4}$	$2.389 \times 10^{-4}$	$2.389 \times 10^{-4}$	$1.02 \times 10^{-1}$
$10^3$	1	0.2389	0.2389	0.2389	$1.02 \times 10^{-2}$
$4.187 \times 10^3$	4.187	1	1	1	$4.269 \times 10^{-2}$
9.807	$9.807 \times 10^{-3}$	$2.342 \times 10^{-3}$	$2.342 \times 10^{-3}$	$3.342 \times 10^{-3}$	1

附表 18 温度单位换算

开尔文, K	摄氏度, °C	华氏度, °F	兰金度, °R
$^{\circ}\text{C} + 273.15$	$^{\circ}\text{C}$	$\frac{9}{5}^{\circ}\text{C} + 32$	$\frac{9}{5}^{\circ}\text{C} + 491.67$
$\frac{5}{9} (^{\circ}\text{F} + 459.67)$	$\frac{5}{9} (^{\circ}\text{F} - 32)$	$^{\circ}\text{F}$	$^{\circ}\text{F} + 459.67$
$\frac{5}{9}^{\circ}\text{R}$	$\frac{5}{9} (^{\circ}\text{R} - 491.67)$	$^{\circ}\text{R} - 459.67$	$^{\circ}\text{R}$
K	K - 273.15	$\frac{9}{5}\text{K} - 459.67$	$\frac{9}{5}\text{K}$

附表 19 导热系数单位换算

千卡/(米·时·°C) [Cal/(m·h·°C)]	卡/(厘米·秒·°C) [cal/(cm·s·°C)]	瓦/(米·K) [W/(m·K)]	焦耳/(厘米·秒·°C) [J/(cm·s·°C)]	英热单位/(英尺·时·°F) [Btu/(ft·h·°F)]
1	$2.78 \times 10^{-3}$	1.16	$1.16 \times 10^{-2}$	0.672
360	1	418.7	4.187	242
0.8598	$2.39 \times 10^{-3}$	1	$10^{-2}$	0.578
85.98	0.239	100	1	57.8
1.49	$4.13 \times 10^{-3}$	1.73	$1.73 \times 10^{-2}$	1

附表 20 传热系数单位换算

焦耳/(米 <sup>2</sup> ·秒·K) [J/(m <sup>2</sup> ·s·K)] 瓦/米 <sup>2</sup> , K [W/(m <sup>2</sup> ·K)]	千卡/(米 <sup>2</sup> ·时·°C) [kcal/(m <sup>2</sup> ·h·°C)]	卡/(厘米 <sup>2</sup> ·秒·°C) [cal/(cm <sup>2</sup> ·s·°C)]	英热单位/(英尺 <sup>2</sup> ·时·°F) [Btu/(ft <sup>2</sup> ·h·°F)]
1	0.8598	$2.388 \times 10^{-5}$	0.1761
1.162	1	$2.778 \times 10^{-5}$	0.2048
$4.187 \times 10^3$	$3.6 \times 10^4$	1	7373
5.678	4.882	$1.356 \times 10^{-4}$	1

附表 21 扩散系数单位换算

厘米 <sup>2</sup> /秒 (cm <sup>2</sup> /s)	米 <sup>2</sup> /时 (m <sup>2</sup> /h)	英尺 <sup>2</sup> /时 (ft <sup>2</sup> /h)	英寸 <sup>2</sup> /秒 (in <sup>2</sup> /s)	厘米 <sup>2</sup> /秒 (cm <sup>2</sup> /s)	米 <sup>2</sup> /时 (m <sup>2</sup> /h)	英尺 <sup>2</sup> /时 (ft <sup>2</sup> /h)	英寸 <sup>2</sup> /秒 (in <sup>2</sup> /s)
1	0.36	3.875	0.155	0.2581	0.0929	1	0.04
778	1	10.76	0.4306	6.452	2.323	25	1

附表 17 比热容单位换算

焦耳/(千克·K) [J/(kg·K)]	焦耳/(克·°C) [J/(g·°C)]	千卡/(千克·°C) [kcal/(kg·°C)]	英热单位/(磅·°F) [Btu/(lb·°F)]	摄氏热单位/(磅·°C) [Chu/(lb·°C)]	千克·米/(千克·°C) [kg·m/(kg·°C)]
1	$10^{-3}$	$2.389 \times 10^{-4}$	$2.389 \times 10^{-4}$	$2.389 \times 10^{-4}$	$1.02 \times 10^{-1}$
$10^3$	1	0.2389	0.2389	0.2389	$1.02 \times 10^{-2}$
$4.187 \times 10^3$	4.187	1	1	1	$4.269 \times 10^{-2}$
9.807	$9.807 \times 10^{-3}$	$2.342 \times 10^{-3}$	$2.342 \times 10^{-3}$	$3.342 \times 10^{-3}$	1

附表 18 温度单位换算

开尔文, K	摄氏度, °C	华氏度, °F	兰金度, °R
$^{\circ}\text{C} + 273.15$	$^{\circ}\text{C}$	$\frac{9}{5}^{\circ}\text{C} + 32$	$\frac{9}{5}^{\circ}\text{C} + 491.67$
$\frac{5}{9} (^{\circ}\text{F} + 459.67)$	$\frac{5}{9} (^{\circ}\text{F} - 32)$	$^{\circ}\text{F}$	$^{\circ}\text{F} + 459.67$
$\frac{5}{9}^{\circ}\text{R}$	$\frac{5}{9} (^{\circ}\text{R} - 491.67)$	$^{\circ}\text{R} - 459.67$	$^{\circ}\text{R}$
K	K - 273.15	$\frac{9}{5}\text{K} - 459.67$	$\frac{9}{5}\text{K}$

附表 19 导热系数单位换算

千卡/(米·时·°C) [Cal/(m·h·°C)]	卡/(厘米·秒·°C) [cal/(cm·s·°C)]	瓦/(米·K) [W/(m·K)]	焦耳/(厘米·秒·°C) [J/(cm·s·°C)]	英热单位/(英尺·时·°F) [Btu/(ft·h·°F)]
1	$2.78 \times 10^{-3}$	1.16	$1.16 \times 10^{-2}$	0.672
360	1	418.7	4.187	242
0.8598	$2.39 \times 10^{-3}$	1	$10^{-2}$	0.578
85.98	0.239	100	1	57.8
1.49	$4.13 \times 10^{-3}$	1.73	$1.73 \times 10^{-2}$	1

附表 20 传热系数单位换算

焦耳/(米 <sup>2</sup> ·秒·K) [J/(m <sup>2</sup> ·s·K)] 瓦/米 <sup>2</sup> , K [W/(m <sup>2</sup> ·K)]	千卡/(米 <sup>2</sup> ·时·°C) [kcal/(m <sup>2</sup> ·h·°C)]	卡/(厘米 <sup>2</sup> ·秒·°C) [cal/(cm <sup>2</sup> ·s·°C)]	英热单位/(英尺 <sup>2</sup> ·时·°F) [Btu/(ft <sup>2</sup> ·h·°F)]
1	0.8598	$2.388 \times 10^{-5}$	0.1761
1.162	1	$2.778 \times 10^{-5}$	0.2048
$4.187 \times 10^3$	$3.6 \times 10^4$	1	7373
5.678	4.882	$1.356 \times 10^{-4}$	1

附表 21 扩散系数单位换算

厘米 <sup>2</sup> /秒 (cm <sup>2</sup> /s)	米 <sup>2</sup> /时 (m <sup>2</sup> /h)	英尺 <sup>2</sup> /时 (ft <sup>2</sup> /h)	英寸 <sup>2</sup> /秒 (in <sup>2</sup> /s)	厘米 <sup>2</sup> /秒 (cm <sup>2</sup> /s)	米 <sup>2</sup> /时 (m <sup>2</sup> /h)	英尺 <sup>2</sup> /时 (ft <sup>2</sup> /h)	英寸 <sup>2</sup> /秒 (in <sup>2</sup> /s)
1	0.36	3.875	0.155	0.2581	0.0929	1	0.04
778	1	10.76	0.4306	6.452	2.323	25	1



附表 17 比热容单位换算

焦耳/(千克·K) [J/(kg·K)]	焦耳/(克·°C) [J/(g·°C)]	千卡/(千克·°C) [kcal/(kg·°C)]	英热单位/(磅·°F) [Btu/(lb·°F)]	摄氏热单位/(磅·°C) [Chu/(lb·°C)]	千克·米/(千克·°C) [kg·m/(kg·°C)]
1	$10^{-3}$	$2.389 \times 10^{-4}$	$2.389 \times 10^{-4}$	$2.389 \times 10^{-4}$	$1.02 \times 10^{-1}$
$10^3$	1	0.2389	0.2389	0.2389	$1.02 \times 10^{-2}$
$4.187 \times 10^3$	4.187	1	1	1	$4.269 \times 10^{-2}$
9.807	$9.807 \times 10^{-3}$	$2.342 \times 10^{-3}$	$2.342 \times 10^{-3}$	$3.342 \times 10^{-3}$	1

附表 18 温度单位换算

开尔文, K	摄氏度, °C	华氏度, °F	兰金度, °R
$^{\circ}\text{C} + 273.15$	$^{\circ}\text{C}$	$\frac{9}{5}^{\circ}\text{C} + 32$	$\frac{9}{5}^{\circ}\text{C} + 491.67$
$\frac{5}{9} (^{\circ}\text{F} + 459.67)$	$\frac{5}{9} (^{\circ}\text{F} - 32)$	$^{\circ}\text{F}$	$^{\circ}\text{F} + 459.67$
$\frac{5}{9}^{\circ}\text{R}$	$\frac{5}{9} (^{\circ}\text{R} - 491.67)$	$^{\circ}\text{R} - 459.67$	$^{\circ}\text{R}$
K	K - 273.15	$\frac{9}{5}\text{K} - 459.67$	$\frac{9}{5}\text{K}$

附表 19 导热系数单位换算

千卡/(米·时·°C) [Cal/(m·h·°C)]	卡/(厘米·秒·°C) [cal/(cm·s·°C)]	瓦/(米·K) [W/(m·K)]	焦耳/(厘米·秒·°C) [J/(cm·s·°C)]	英热单位/(英尺·时·°F) [Btu/(ft·h·°F)]
1	$2.78 \times 10^{-3}$	1.16	$1.16 \times 10^{-2}$	0.672
360	1	418.7	4.187	242
0.8598	$2.39 \times 10^{-3}$	1	$10^{-2}$	0.578
85.98	0.239	100	1	57.8
1.49	$4.13 \times 10^{-3}$	1.73	$1.73 \times 10^{-2}$	1

附表 20 传热系数单位换算

焦耳/(米 <sup>2</sup> ·秒·K) [J/(m <sup>2</sup> ·s·K)] 瓦/米 <sup>2</sup> , K [W/(m <sup>2</sup> ·K)]	千卡/(米 <sup>2</sup> ·时·°C) [kcal/(m <sup>2</sup> ·h·°C)]	卡/(厘米 <sup>2</sup> ·秒·°C) [cal/(cm <sup>2</sup> ·s·°C)]	英热单位/(英尺 <sup>2</sup> ·时·°F) [Btu/(ft <sup>2</sup> ·h·°F)]
1	0.8598	$2.388 \times 10^{-5}$	0.1761
1.162	1	$2.778 \times 10^{-5}$	0.2048
$4.187 \times 10^3$	$3.6 \times 10^4$	1	7373
5.678	4.882	$1.356 \times 10^{-4}$	1

附表 21 扩散系数单位换算

厘米 <sup>2</sup> /秒 (cm <sup>2</sup> /s)	米 <sup>2</sup> /时 (m <sup>2</sup> /h)	英尺 <sup>2</sup> /时 (ft <sup>2</sup> /h)	英寸 <sup>2</sup> /秒 (in <sup>2</sup> /s)	厘米 <sup>2</sup> /秒 (cm <sup>2</sup> /s)	米 <sup>2</sup> /时 (m <sup>2</sup> /h)	英尺 <sup>2</sup> /时 (ft <sup>2</sup> /h)	英寸 <sup>2</sup> /秒 (in <sup>2</sup> /s)
1	0.36	3.875	0.155	0.2581	0.0929	1	0.04
778	1	10.76	0.4306	6.452	2.323	25	1

附表 17 比热容单位换算

焦耳/(千克·K) [J/(kg·K)]	焦耳/(克·°C) [J/(g·°C)]	千卡/(千克·°C) [kcal/(kg·°C)]	英热单位/(磅·°F) [Btu/(lb·°F)]	摄氏热单位/(磅·°C) [Chu/(lb·°C)]	千克·米/(千克·°C) [kg·m/(kg·°C)]
1	$10^{-3}$	$2.389 \times 10^{-4}$	$2.389 \times 10^{-4}$	$2.389 \times 10^{-4}$	$1.02 \times 10^{-1}$
$10^3$	1	0.2389	0.2389	0.2389	$1.02 \times 10^{-2}$
$4.187 \times 10^3$	4.187	1	1	1	$4.269 \times 10^{-2}$
9.807	$9.807 \times 10^{-3}$	$2.342 \times 10^{-3}$	$2.342 \times 10^{-3}$	$3.342 \times 10^{-3}$	1

附表 18 温度单位换算

开尔文, K	摄氏度, °C	华氏度, °F	兰金度, °R
$^{\circ}\text{C} + 273.15$	$^{\circ}\text{C}$	$\frac{9}{5}^{\circ}\text{C} + 32$	$\frac{9}{5}^{\circ}\text{C} + 491.67$
$\frac{5}{9} (^{\circ}\text{F} + 459.67)$	$\frac{5}{9} (^{\circ}\text{F} - 32)$	$^{\circ}\text{F}$	$^{\circ}\text{F} + 459.67$
$\frac{5}{9}^{\circ}\text{R}$	$\frac{5}{9} (^{\circ}\text{R} - 491.67)$	$^{\circ}\text{R} - 459.67$	$^{\circ}\text{R}$
K	K - 273.15	$\frac{9}{5}\text{K} - 459.67$	$\frac{9}{5}\text{K}$

附表 19 导热系数单位换算

千卡/(米·时·°C) [Cal/(m·h·°C)]	卡/(厘米·秒·°C) [cal/(cm·s·°C)]	瓦/(米·K) [W/(m·K)]	焦耳/(厘米·秒·°C) [J/(cm·s·°C)]	英热单位/(英尺·时·°F) [Btu/(ft·h·°F)]
1	$2.78 \times 10^{-3}$	1.16	$1.16 \times 10^{-2}$	0.672
360	1	418.7	4.187	242
0.8598	$2.39 \times 10^{-3}$	1	$10^{-2}$	0.578
85.98	0.239	100	1	57.8
1.49	$4.13 \times 10^{-3}$	1.73	$1.73 \times 10^{-2}$	1

附表 20 传热系数单位换算

焦耳/(米 <sup>2</sup> ·秒·K) [J/(m <sup>2</sup> ·s·K)] 瓦/米 <sup>2</sup> , K [W/(m <sup>2</sup> ·K)]	千卡/(米 <sup>2</sup> ·时·°C) [kcal/(m <sup>2</sup> ·h·°C)]	卡/(厘米 <sup>2</sup> ·秒·°C) [cal/(cm <sup>2</sup> ·s·°C)]	英热单位/(英尺 <sup>2</sup> ·时·°F) [Btu/(ft <sup>2</sup> ·h·°F)]
1	0.8598	$2.388 \times 10^{-5}$	0.1761
1.162	1	$2.778 \times 10^{-5}$	0.2048
$4.187 \times 10^3$	$3.6 \times 10^4$	1	7373
5.678	4.882	$1.356 \times 10^{-4}$	1

附表 21 扩散系数单位换算

厘米 <sup>2</sup> /秒 (cm <sup>2</sup> /s)	米 <sup>2</sup> /时 (m <sup>2</sup> /h)	英尺 <sup>2</sup> /时 (ft <sup>2</sup> /h)	英寸 <sup>2</sup> /秒 (in <sup>2</sup> /s)	厘米 <sup>2</sup> /秒 (cm <sup>2</sup> /s)	米 <sup>2</sup> /时 (m <sup>2</sup> /h)	英尺 <sup>2</sup> /时 (ft <sup>2</sup> /h)	英寸 <sup>2</sup> /秒 (in <sup>2</sup> /s)
1	0.36	3.875	0.155	0.2581	0.0929	1	0.04
778	1	10.76	0.4306	6.452	2.323	25	1

附表 17 比热容单位换算

焦耳/(千克·K) [J/(kg·K)]	焦耳/(克·°C) [J/(g·°C)]	千卡/(千克·°C) [kcal/(kg·°C)]	英热单位/(磅·°F) [Btu/(lb·°F)]	摄氏热单位/(磅·°C) [Chu/(lb·°C)]	千克·米/(千克·°C) [kg·m/(kg·°C)]
1	$10^{-3}$	$2.389 \times 10^{-4}$	$2.389 \times 10^{-4}$	$2.389 \times 10^{-4}$	$1.02 \times 10^{-1}$
$10^3$	1	0.2389	0.2389	0.2389	$1.02 \times 10^{-2}$
$4.187 \times 10^3$	4.187	1	1	1	$4.269 \times 10^{-2}$
9.807	$9.807 \times 10^{-3}$	$2.342 \times 10^{-3}$	$2.342 \times 10^{-3}$	$3.342 \times 10^{-3}$	1

附表 18 温度单位换算

开尔文, K	摄氏度, °C	华氏度, °F	兰金度, °R
$^{\circ}\text{C} + 273.15$	$^{\circ}\text{C}$	$\frac{9}{5}^{\circ}\text{C} + 32$	$\frac{9}{5}^{\circ}\text{C} + 491.67$
$\frac{5}{9} (^{\circ}\text{F} + 459.67)$	$\frac{5}{9} (^{\circ}\text{F} - 32)$	$^{\circ}\text{F}$	$^{\circ}\text{F} + 459.67$
$\frac{5}{9}^{\circ}\text{R}$	$\frac{5}{9} (^{\circ}\text{R} - 491.67)$	$^{\circ}\text{R} - 459.67$	$^{\circ}\text{R}$
K	K - 273.15	$\frac{9}{5}\text{K} - 459.67$	$\frac{9}{5}\text{K}$

附表 19 导热系数单位换算

千卡/(米·时·°C) [Cal/(m·h·°C)]	卡/(厘米·秒·°C) [cal/(cm·s·°C)]	瓦/(米·K) [W/(m·K)]	焦耳/(厘米·秒·°C) [J/(cm·s·°C)]	英热单位/(英尺·时·°F) [Btu/(ft·h·°F)]
1	$2.78 \times 10^{-3}$	1.16	$1.16 \times 10^{-2}$	0.672
360	1	418.7	4.187	242
0.8598	$2.39 \times 10^{-3}$	1	$10^{-2}$	0.578
85.98	0.239	100	1	57.8
1.49	$4.13 \times 10^{-3}$	1.73	$1.73 \times 10^{-2}$	1

附表 20 传热系数单位换算

焦耳/(米 <sup>2</sup> ·秒·K) [J/(m <sup>2</sup> ·s·K)] 瓦/米 <sup>2</sup> , K [W/(m <sup>2</sup> ·K)]	千卡/(米 <sup>2</sup> ·时·°C) [kcal/(m <sup>2</sup> ·h·°C)]	卡/(厘米 <sup>2</sup> ·秒·°C) [cal/(cm <sup>2</sup> ·s·°C)]	英热单位/(英尺 <sup>2</sup> ·时·°F) [Btu/(ft <sup>2</sup> ·h·°F)]
1	0.8598	$2.388 \times 10^{-5}$	0.1761
1.162	1	$2.778 \times 10^{-5}$	0.2048
$4.187 \times 10^3$	$3.6 \times 10^4$	1	7373
5.678	4.882	$1.356 \times 10^{-4}$	1

附表 21 扩散系数单位换算

厘米 <sup>2</sup> /秒 (cm <sup>2</sup> /s)	米 <sup>2</sup> /时 (m <sup>2</sup> /h)	英尺 <sup>2</sup> /时 (ft <sup>2</sup> /h)	英寸 <sup>2</sup> /秒 (in <sup>2</sup> /s)	厘米 <sup>2</sup> /秒 (cm <sup>2</sup> /s)	米 <sup>2</sup> /时 (m <sup>2</sup> /h)	英尺 <sup>2</sup> /时 (ft <sup>2</sup> /h)	英寸 <sup>2</sup> /秒 (in <sup>2</sup> /s)
1	0.36	3.875	0.155	0.2581	0.0929	1	0.04
778	1	10.76	0.4306	6.452	2.323	25	1

附表 17 比热容单位换算

焦耳/(千克·K) [J/(kg·K)]	焦耳/(克·°C) [J/(g·°C)]	千卡/(千克·°C) [kcal/(kg·°C)]	英热单位/(磅·°F) [Btu/(lb·°F)]	摄氏热单位/(磅·°C) [Chu/(lb·°C)]	千克·米/(千克·°C) [kg·m/(kg·°C)]
1	$10^{-3}$	$2.389 \times 10^{-4}$	$2.389 \times 10^{-4}$	$2.389 \times 10^{-4}$	$1.02 \times 10^{-1}$
$10^3$	1	0.2389	0.2389	0.2389	$1.02 \times 10^{-2}$
$4.187 \times 10^3$	4.187	1	1	1	$4.269 \times 10^{-2}$
9.807	$9.807 \times 10^{-3}$	$2.342 \times 10^{-3}$	$2.342 \times 10^{-3}$	$3.342 \times 10^{-3}$	1

附表 18 温度单位换算

开尔文, K	摄氏度, °C	华氏度, °F	兰金度, °R
$^{\circ}\text{C} + 273.15$	$^{\circ}\text{C}$	$\frac{9}{5}^{\circ}\text{C} + 32$	$\frac{9}{5}^{\circ}\text{C} + 491.67$
$\frac{5}{9} (^{\circ}\text{F} + 459.67)$	$\frac{5}{9} (^{\circ}\text{F} - 32)$	$^{\circ}\text{F}$	$^{\circ}\text{F} + 459.67$
$\frac{5}{9}^{\circ}\text{R}$	$\frac{5}{9} (^{\circ}\text{R} - 491.67)$	$^{\circ}\text{R} - 459.67$	$^{\circ}\text{R}$
K	K - 273.15	$\frac{9}{5}\text{K} - 459.67$	$\frac{9}{5}\text{K}$

附表 19 导热系数单位换算

千卡/(米·时·°C) [Cal/(m·h·°C)]	卡/(厘米·秒·°C) [cal/(cm·s·°C)]	瓦/(米·K) [W/(m·K)]	焦耳/(厘米·秒·°C) [J/(cm·s·°C)]	英热单位/(英尺·时·°F) [Btu/(ft·h·°F)]
1	$2.78 \times 10^{-3}$	1.16	$1.16 \times 10^{-2}$	0.672
360	1	418.7	4.187	242
0.8598	$2.39 \times 10^{-3}$	1	$10^{-2}$	0.578
85.98	0.239	100	1	57.8
1.49	$4.13 \times 10^{-3}$	1.73	$1.73 \times 10^{-2}$	1

附表 20 传热系数单位换算

焦耳/(米 <sup>2</sup> ·秒·K) [J/(m <sup>2</sup> ·s·K)] 瓦/米 <sup>2</sup> , K [W/(m <sup>2</sup> ·K)]	千卡/(米 <sup>2</sup> ·时·°C) [kcal/(m <sup>2</sup> ·h·°C)]	卡/(厘米 <sup>2</sup> ·秒·°C) [cal/(cm <sup>2</sup> ·s·°C)]	英热单位/(英尺 <sup>2</sup> ·时·°F) [Btu/(ft <sup>2</sup> ·h·°F)]
1	0.8598	$2.388 \times 10^{-5}$	0.1761
1.162	1	$2.778 \times 10^{-5}$	0.2048
$4.187 \times 10^3$	$3.6 \times 10^4$	1	7373
5.678	4.882	$1.356 \times 10^{-4}$	1

附表 21 扩散系数单位换算

厘米 <sup>2</sup> /秒 (cm <sup>2</sup> /s)	米 <sup>2</sup> /时 (m <sup>2</sup> /h)	英尺 <sup>2</sup> /时 (ft <sup>2</sup> /h)	英寸 <sup>2</sup> /秒 (in <sup>2</sup> /s)	厘米 <sup>2</sup> /秒 (cm <sup>2</sup> /s)	米 <sup>2</sup> /时 (m <sup>2</sup> /h)	英尺 <sup>2</sup> /时 (ft <sup>2</sup> /h)	英寸 <sup>2</sup> /秒 (in <sup>2</sup> /s)
1	0.36	3.875	0.155	0.2581	0.0929	1	0.04
778	1	10.76	0.4306	6.452	2.323	25	1

附表 17 比热容单位换算

焦耳/(千克·K) [J/(kg·K)]	焦耳/(克·°C) [J/(g·°C)]	千卡/(千克·°C) [kcal/(kg·°C)]	英热单位/(磅·°F) [Btu/(lb·°F)]	摄氏热单位/(磅·°C) [Chu/(lb·°C)]	千克·米/(千克·°C) [kg·m/(kg·°C)]
1	$10^{-3}$	$2.389 \times 10^{-4}$	$2.389 \times 10^{-4}$	$2.389 \times 10^{-4}$	$1.02 \times 10^{-1}$
$10^3$	1	0.2389	0.2389	0.2389	$1.02 \times 10^{-2}$
$4.187 \times 10^3$	4.187	1	1	1	$4.269 \times 10^{-2}$
9.807	$9.807 \times 10^{-3}$	$2.342 \times 10^{-3}$	$2.342 \times 10^{-3}$	$3.342 \times 10^{-3}$	1

附表 18 温度单位换算

开尔文, K	摄氏度, °C	华氏度, °F	兰金度, °R
$^{\circ}\text{C} + 273.15$	$^{\circ}\text{C}$	$\frac{9}{5}^{\circ}\text{C} + 32$	$\frac{9}{5}^{\circ}\text{C} + 491.67$
$\frac{5}{9} (^{\circ}\text{F} + 459.67)$	$\frac{5}{9} (^{\circ}\text{F} - 32)$	$^{\circ}\text{F}$	$^{\circ}\text{F} + 459.67$
$\frac{5}{9}^{\circ}\text{R}$	$\frac{5}{9} (^{\circ}\text{R} - 491.67)$	$^{\circ}\text{R} - 459.67$	$^{\circ}\text{R}$
K	K - 273.15	$\frac{9}{5}\text{K} - 459.67$	$\frac{9}{5}\text{K}$

附表 19 导热系数单位换算

千卡/(米·时·°C) [Cal/(m·h·°C)]	卡/(厘米·秒·°C) [cal/(cm·s·°C)]	瓦/(米·K) [W/(m·K)]	焦耳/(厘米·秒·°C) [J/(cm·s·°C)]	英热单位/(英尺·时·°F) [Btu/(ft·h·°F)]
1	$2.78 \times 10^{-3}$	1.16	$1.16 \times 10^{-2}$	0.672
360	1	418.7	4.187	242
0.8598	$2.39 \times 10^{-3}$	1	$10^{-2}$	0.578
85.98	0.239	100	1	57.8
1.49	$4.13 \times 10^{-3}$	1.73	$1.73 \times 10^{-2}$	1

附表 20 传热系数单位换算

焦耳/(米 <sup>2</sup> ·秒·K) [J/(m <sup>2</sup> ·s·K)] 瓦/米 <sup>2</sup> , K [W/(m <sup>2</sup> ·K)]	千卡/(米 <sup>2</sup> ·时·°C) [kcal/(m <sup>2</sup> ·h·°C)]	卡/(厘米 <sup>2</sup> ·秒·°C) [cal/(cm <sup>2</sup> ·s·°C)]	英热单位/(英尺 <sup>2</sup> ·时·°F) [Btu/(ft <sup>2</sup> ·h·°F)]
1	0.8598	$2.388 \times 10^{-5}$	0.1761
1.162	1	$2.778 \times 10^{-5}$	0.2048
$4.187 \times 10^3$	$3.6 \times 10^4$	1	7373
5.678	4.882	$1.356 \times 10^{-4}$	1

附表 21 扩散系数单位换算

厘米 <sup>2</sup> /秒 (cm <sup>2</sup> /s)	米 <sup>2</sup> /时 (m <sup>2</sup> /h)	英尺 <sup>2</sup> /时 (ft <sup>2</sup> /h)	英寸 <sup>2</sup> /秒 (in <sup>2</sup> /s)	厘米 <sup>2</sup> /秒 (cm <sup>2</sup> /s)	米 <sup>2</sup> /时 (m <sup>2</sup> /h)	英尺 <sup>2</sup> /时 (ft <sup>2</sup> /h)	英寸 <sup>2</sup> /秒 (in <sup>2</sup> /s)
1	0.36	3.875	0.155	0.2581	0.0929	1	0.04
778	1	10.76	0.4306	6.452	2.323	25	1

附表 17 比热容单位换算

焦耳/(千克·K) [J/(kg·K)]	焦耳/(克·°C) [J/(g·°C)]	千卡/(千克·°C) [kcal/(kg·°C)]	英热单位/(磅·°F) [Btu/(lb·°F)]	摄氏热单位/(磅·°C) [Chu/(lb·°C)]	千克·米/(千克·°C) [kg·m/(kg·°C)]
1	$10^{-3}$	$2.389 \times 10^{-4}$	$2.389 \times 10^{-4}$	$2.389 \times 10^{-4}$	$1.02 \times 10^{-1}$
$10^3$	1	0.2389	0.2389	0.2389	$1.02 \times 10^{-2}$
$4.187 \times 10^3$	4.187	1	1	1	$4.269 \times 10^{-2}$
9.807	$9.807 \times 10^{-3}$	$2.342 \times 10^{-3}$	$2.342 \times 10^{-3}$	$3.342 \times 10^{-3}$	1

附表 18 温度单位换算

开尔文, K	摄氏度, °C	华氏度, °F	兰金度, °R
$^{\circ}\text{C} + 273.15$	$^{\circ}\text{C}$	$\frac{9}{5}^{\circ}\text{C} + 32$	$\frac{9}{5}^{\circ}\text{C} + 491.67$
$\frac{5}{9} (^{\circ}\text{F} + 459.67)$	$\frac{5}{9} (^{\circ}\text{F} - 32)$	$^{\circ}\text{F}$	$^{\circ}\text{F} + 459.67$
$\frac{5}{9}^{\circ}\text{R}$	$\frac{5}{9} (^{\circ}\text{R} - 491.67)$	$^{\circ}\text{R} - 459.67$	$^{\circ}\text{R}$
K	K - 273.15	$\frac{9}{5}\text{K} - 459.67$	$\frac{9}{5}\text{K}$

附表 19 导热系数单位换算

千卡/(米·时·°C) [Cal/(m·h·°C)]	卡/(厘米·秒·°C) [cal/(cm·s·°C)]	瓦/(米·K) [W/(m·K)]	焦耳/(厘米·秒·°C) [J/(cm·s·°C)]	英热单位/(英尺·时·°F) [Btu/(ft·h·°F)]
1	$2.78 \times 10^{-3}$	1.16	$1.16 \times 10^{-2}$	0.672
360	1	418.7	4.187	242
0.8598	$2.39 \times 10^{-3}$	1	$10^{-2}$	0.578
85.98	0.239	100	1	57.8
1.49	$4.13 \times 10^{-3}$	1.73	$1.73 \times 10^{-2}$	1

附表 20 传热系数单位换算

焦耳/(米 <sup>2</sup> ·秒·K) [J/(m <sup>2</sup> ·s·K)] 瓦/米 <sup>2</sup> , K [W/(m <sup>2</sup> ·K)]	千卡/(米 <sup>2</sup> ·时·°C) [kcal/(m <sup>2</sup> ·h·°C)]	卡/(厘米 <sup>2</sup> ·秒·°C) [cal/(cm <sup>2</sup> ·s·°C)]	英热单位/(英尺 <sup>2</sup> ·时·°F) [Btu/(ft <sup>2</sup> ·h·°F)]
1	0.8598	$2.388 \times 10^{-5}$	0.1761
1.162	1	$2.778 \times 10^{-5}$	0.2048
$4.187 \times 10^3$	$3.6 \times 10^4$	1	7373
5.678	4.882	$1.356 \times 10^{-4}$	1

附表 21 扩散系数单位换算

厘米 <sup>2</sup> /秒 (cm <sup>2</sup> /s)	米 <sup>2</sup> /时 (m <sup>2</sup> /h)	英尺 <sup>2</sup> /时 (ft <sup>2</sup> /h)	英寸 <sup>2</sup> /秒 (in <sup>2</sup> /s)	厘米 <sup>2</sup> /秒 (cm <sup>2</sup> /s)	米 <sup>2</sup> /时 (m <sup>2</sup> /h)	英尺 <sup>2</sup> /时 (ft <sup>2</sup> /h)	英寸 <sup>2</sup> /秒 (in <sup>2</sup> /s)
1	0.36	3.875	0.155	0.2581	0.0929	1	0.04
778	1	10.76	0.4306	6.452	2.323	25	1

附表 17 比热容单位换算

焦耳/(千克·K) [J/(kg·K)]	焦耳/(克·°C) [J/(g·°C)]	千卡/(千克·°C) [kcal/(kg·°C)]	英热单位/(磅·°F) [Btu/(lb·°F)]	摄氏热单位/(磅·°C) [Chu/(lb·°C)]	千克·米/(千克·°C) [kg·m/(kg·°C)]
1	$10^{-3}$	$2.389 \times 10^{-4}$	$2.389 \times 10^{-4}$	$2.389 \times 10^{-4}$	$1.02 \times 10^{-1}$
$10^3$	1	0.2389	0.2389	0.2389	$1.02 \times 10^{-2}$
$4.187 \times 10^3$	4.187	1	1	1	$4.269 \times 10^{-2}$
9.807	$9.807 \times 10^{-3}$	$2.342 \times 10^{-3}$	$2.342 \times 10^{-3}$	$3.342 \times 10^{-3}$	1

附表 18 温度单位换算

开尔文, K	摄氏度, °C	华氏度, °F	兰金度, °R
$^{\circ}\text{C} + 273.15$	$^{\circ}\text{C}$	$\frac{9}{5}^{\circ}\text{C} + 32$	$\frac{9}{5}^{\circ}\text{C} + 491.67$
$\frac{5}{9} (^{\circ}\text{F} + 459.67)$	$\frac{5}{9} (^{\circ}\text{F} - 32)$	$^{\circ}\text{F}$	$^{\circ}\text{F} + 459.67$
$\frac{5}{9}^{\circ}\text{R}$	$\frac{5}{9} (^{\circ}\text{R} - 491.67)$	$^{\circ}\text{R} - 459.67$	$^{\circ}\text{R}$
K	K - 273.15	$\frac{9}{5}\text{K} - 459.67$	$\frac{9}{5}\text{K}$

附表 19 导热系数单位换算

千卡/(米·时·°C) [Cal/(m·h·°C)]	卡/(厘米·秒·°C) [cal/(cm·s·°C)]	瓦/(米·K) [W/(m·K)]	焦耳/(厘米·秒·°C) [J/(cm·s·°C)]	英热单位/(英尺·时·°F) [Btu/(ft·h·°F)]
1	$2.78 \times 10^{-3}$	1.16	$1.16 \times 10^{-2}$	0.672
360	1	418.7	4.187	242
0.8598	$2.39 \times 10^{-3}$	1	$10^{-2}$	0.578
85.98	0.239	100	1	57.8
1.49	$4.13 \times 10^{-3}$	1.73	$1.73 \times 10^{-2}$	1

附表 20 传热系数单位换算

焦耳/(米 <sup>2</sup> ·秒·K) [J/(m <sup>2</sup> ·s·K)] 瓦/米 <sup>2</sup> , K [W/(m <sup>2</sup> ·K)]	千卡/(米 <sup>2</sup> ·时·°C) [kcal/(m <sup>2</sup> ·h·°C)]	卡/(厘米 <sup>2</sup> ·秒·°C) [cal/(cm <sup>2</sup> ·s·°C)]	英热单位/(英尺 <sup>2</sup> ·时·°F) [Btu/(ft <sup>2</sup> ·h·°F)]
1	0.8598	$2.388 \times 10^{-5}$	0.1761
1.162	1	$2.778 \times 10^{-5}$	0.2048
$4.187 \times 10^3$	$3.6 \times 10^4$	1	7373
5.678	4.882	$1.356 \times 10^{-4}$	1

附表 21 扩散系数单位换算

厘米 <sup>2</sup> /秒 (cm <sup>2</sup> /s)	米 <sup>2</sup> /时 (m <sup>2</sup> /h)	英尺 <sup>2</sup> /时 (ft <sup>2</sup> /h)	英寸 <sup>2</sup> /秒 (in <sup>2</sup> /s)	厘米 <sup>2</sup> /秒 (cm <sup>2</sup> /s)	米 <sup>2</sup> /时 (m <sup>2</sup> /h)	英尺 <sup>2</sup> /时 (ft <sup>2</sup> /h)	英寸 <sup>2</sup> /秒 (in <sup>2</sup> /s)
1	0.36	3.875	0.155	0.2581	0.0929	1	0.04
778	1	10.76	0.4306	6.452	2.323	25	1

附表 17 比热容单位换算

焦耳/(千克·K) [J/(kg·K)]	焦耳/(克·°C) [J/(g·°C)]	千卡/(千克·°C) [kcal/(kg·°C)]	英热单位/(磅·°F) [Btu/(lb·°F)]	摄氏热单位/(磅·°C) [Chu/(lb·°C)]	千克·米/(千克·°C) [kg·m/(kg·°C)]
1	$10^{-3}$	$2.389 \times 10^{-4}$	$2.389 \times 10^{-4}$	$2.389 \times 10^{-4}$	$1.02 \times 10^{-1}$
$10^3$	1	0.2389	0.2389	0.2389	$1.02 \times 10^{-2}$
$4.187 \times 10^3$	4.187	1	1	1	$4.269 \times 10^{-2}$
9.807	$9.807 \times 10^{-3}$	$2.342 \times 10^{-3}$	$2.342 \times 10^{-3}$	$3.342 \times 10^{-3}$	1

附表 18 温度单位换算

开尔文, K	摄氏度, °C	华氏度, °F	兰金度, °R
$^{\circ}\text{C} + 273.15$	$^{\circ}\text{C}$	$\frac{9}{5}^{\circ}\text{C} + 32$	$\frac{9}{5}^{\circ}\text{C} + 491.67$
$\frac{5}{9} (^{\circ}\text{F} + 459.67)$	$\frac{5}{9} (^{\circ}\text{F} - 32)$	$^{\circ}\text{F}$	$^{\circ}\text{F} + 459.67$
$\frac{5}{9}^{\circ}\text{R}$	$\frac{5}{9} (^{\circ}\text{R} - 491.67)$	$^{\circ}\text{R} - 459.67$	$^{\circ}\text{R}$
K	K - 273.15	$\frac{9}{5}\text{K} - 459.67$	$\frac{9}{5}\text{K}$

附表 19 导热系数单位换算

千卡/(米·时·°C) [Cal/(m·h·°C)]	卡/(厘米·秒·°C) [cal/(cm·s·°C)]	瓦/(米·K) [W/(m·K)]	焦耳/(厘米·秒·°C) [J/(cm·s·°C)]	英热单位/(英尺·时·°F) [Btu/(ft·h·°F)]
1	$2.78 \times 10^{-3}$	1.16	$1.16 \times 10^{-2}$	0.672
360	1	418.7	4.187	242
0.8598	$2.39 \times 10^{-3}$	1	$10^{-2}$	0.578
85.98	0.239	100	1	57.8
1.49	$4.13 \times 10^{-3}$	1.73	$1.73 \times 10^{-2}$	1

附表 20 传热系数单位换算

焦耳/(米 <sup>2</sup> ·秒·K) [J/(m <sup>2</sup> ·s·K)] 瓦/米 <sup>2</sup> , K [W/(m <sup>2</sup> ·K)]	千卡/(米 <sup>2</sup> ·时·°C) [kcal/(m <sup>2</sup> ·h·°C)]	卡/(厘米 <sup>2</sup> ·秒·°C) [cal/(cm <sup>2</sup> ·s·°C)]	英热单位/(英尺 <sup>2</sup> ·时·°F) [Btu/(ft <sup>2</sup> ·h·°F)]
1	0.8598	$2.388 \times 10^{-5}$	0.1761
1.162	1	$2.778 \times 10^{-5}$	0.2048
$4.187 \times 10^3$	$3.6 \times 10^4$	1	7373
5.678	4.882	$1.356 \times 10^{-4}$	1

附表 21 扩散系数单位换算

厘米 <sup>2</sup> /秒 (cm <sup>2</sup> /s)	米 <sup>2</sup> /时 (m <sup>2</sup> /h)	英尺 <sup>2</sup> /时 (ft <sup>2</sup> /h)	英寸 <sup>2</sup> /秒 (in <sup>2</sup> /s)	厘米 <sup>2</sup> /秒 (cm <sup>2</sup> /s)	米 <sup>2</sup> /时 (m <sup>2</sup> /h)	英尺 <sup>2</sup> /时 (ft <sup>2</sup> /h)	英寸 <sup>2</sup> /秒 (in <sup>2</sup> /s)
1	0.36	3.875	0.155	0.2581	0.0929	1	0.04
778	1	10.76	0.4306	6.452	2.323	25	1



附表 17 比热容单位换算

焦耳/(千克·K) [J/(kg·K)]	焦耳/(克·°C) [J/(g·°C)]	千卡/(千克·°C) [kcal/(kg·°C)]	英热单位/(磅·°F) [Btu/(lb·°F)]	摄氏热单位/(磅·°C) [Chu/(lb·°C)]	千克·米/(千克·°C) [kg·m/(kg·°C)]
1	$10^{-3}$	$2.389 \times 10^{-4}$	$2.389 \times 10^{-4}$	$2.389 \times 10^{-4}$	$1.02 \times 10^{-1}$
$10^3$	1	0.2389	0.2389	0.2389	$1.02 \times 10^{-2}$
$4.187 \times 10^3$	4.187	1	1	1	$4.269 \times 10^{-2}$
9.807	$9.807 \times 10^{-3}$	$2.342 \times 10^{-3}$	$2.342 \times 10^{-3}$	$3.342 \times 10^{-3}$	1

附表 18 温度单位换算

开尔文, K	摄氏度, °C	华氏度, °F	兰金度, °R
$^{\circ}\text{C} + 273.15$	$^{\circ}\text{C}$	$\frac{9}{5}^{\circ}\text{C} + 32$	$\frac{9}{5}^{\circ}\text{C} + 491.67$
$\frac{5}{9} (^{\circ}\text{F} + 459.67)$	$\frac{5}{9} (^{\circ}\text{F} - 32)$	$^{\circ}\text{F}$	$^{\circ}\text{F} + 459.67$
$\frac{5}{9}^{\circ}\text{R}$	$\frac{5}{9} (^{\circ}\text{R} - 491.67)$	$^{\circ}\text{R} - 459.67$	$^{\circ}\text{R}$
K	K - 273.15	$\frac{9}{5}\text{K} - 459.67$	$\frac{9}{5}\text{K}$

附表 19 导热系数单位换算

千卡/(米·时·°C) [Cal/(m·h·°C)]	卡/(厘米·秒·°C) [cal/(cm·s·°C)]	瓦/(米·K) [W/(m·K)]	焦耳/(厘米·秒·°C) [J/(cm·s·°C)]	英热单位/(英尺·时·°F) [Btu/(ft·h·°F)]
1	$2.78 \times 10^{-3}$	1.16	$1.16 \times 10^{-2}$	0.672
360	1	418.7	4.187	242
0.8598	$2.39 \times 10^{-3}$	1	$10^{-2}$	0.578
85.98	0.239	100	1	57.8
1.49	$4.13 \times 10^{-3}$	1.73	$1.73 \times 10^{-2}$	1

附表 20 传热系数单位换算

焦耳/(米 <sup>2</sup> ·秒·K) [J/(m <sup>2</sup> ·s·K)] 瓦/米 <sup>2</sup> , K [W/(m <sup>2</sup> ·K)]	千卡/(米 <sup>2</sup> ·时·°C) [kcal/(m <sup>2</sup> ·h·°C)]	卡/(厘米 <sup>2</sup> ·秒·°C) [cal/(cm <sup>2</sup> ·s·°C)]	英热单位/(英尺 <sup>2</sup> ·时·°F) [Btu/(ft <sup>2</sup> ·h·°F)]
1	0.8598	$2.388 \times 10^{-5}$	0.1761
1.162	1	$2.778 \times 10^{-5}$	0.2048
$4.187 \times 10^3$	$3.6 \times 10^4$	1	7373
5.678	4.882	$1.356 \times 10^{-4}$	1

附表 21 扩散系数单位换算

厘米 <sup>2</sup> /秒 (cm <sup>2</sup> /s)	米 <sup>2</sup> /时 (m <sup>2</sup> /h)	英尺 <sup>2</sup> /时 (ft <sup>2</sup> /h)	英寸 <sup>2</sup> /秒 (in <sup>2</sup> /s)	厘米 <sup>2</sup> /秒 (cm <sup>2</sup> /s)	米 <sup>2</sup> /时 (m <sup>2</sup> /h)	英尺 <sup>2</sup> /时 (ft <sup>2</sup> /h)	英寸 <sup>2</sup> /秒 (in <sup>2</sup> /s)
1	0.36	3.875	0.155	0.2581	0.0929	1	0.04
778	1	10.76	0.4306	6.452	2.323	25	1

附表 17 比热容单位换算

焦耳/(千克·K) [J/(kg·K)]	焦耳/(克·°C) [J/(g·°C)]	千卡/(千克·°C) [kcal/(kg·°C)]	英热单位/(磅·°F) [Btu/(lb·°F)]	摄氏热单位/(磅·°C) [Chu/(lb·°C)]	千克·米/(千克·°C) [kg·m/(kg·°C)]
1	$10^{-3}$	$2.389 \times 10^{-4}$	$2.389 \times 10^{-4}$	$2.389 \times 10^{-4}$	$1.02 \times 10^{-1}$
$10^3$	1	0.2389	0.2389	0.2389	$1.02 \times 10^{-2}$
$4.187 \times 10^3$	4.187	1	1	1	$4.269 \times 10^{-2}$
9.807	$9.807 \times 10^{-3}$	$2.342 \times 10^{-3}$	$2.342 \times 10^{-3}$	$3.342 \times 10^{-3}$	1

附表 18 温度单位换算

开尔文, K	摄氏度, °C	华氏度, °F	兰金度, °R
$^{\circ}\text{C} + 273.15$	$^{\circ}\text{C}$	$\frac{9}{5}^{\circ}\text{C} + 32$	$\frac{9}{5}^{\circ}\text{C} + 491.67$
$\frac{5}{9} (^{\circ}\text{F} + 459.67)$	$\frac{5}{9} (^{\circ}\text{F} - 32)$	$^{\circ}\text{F}$	$^{\circ}\text{F} + 459.67$
$\frac{5}{9}^{\circ}\text{R}$	$\frac{5}{9} (^{\circ}\text{R} - 491.67)$	$^{\circ}\text{R} - 459.67$	$^{\circ}\text{R}$
K	K - 273.15	$\frac{9}{5}\text{K} - 459.67$	$\frac{9}{5}\text{K}$

附表 19 导热系数单位换算

千卡/(米·时·°C) [Cal/(m·h·°C)]	卡/(厘米·秒·°C) [cal/(cm·s·°C)]	瓦/(米·K) [W/(m·K)]	焦耳/(厘米·秒·°C) [J/(cm·s·°C)]	英热单位/(英尺·时·°F) [Btu/(ft·h·°F)]
1	$2.78 \times 10^{-3}$	1.16	$1.16 \times 10^{-2}$	0.672
360	1	418.7	4.187	242
0.8598	$2.39 \times 10^{-3}$	1	$10^{-2}$	0.578
85.98	0.239	100	1	57.8
1.49	$4.13 \times 10^{-3}$	1.73	$1.73 \times 10^{-2}$	1

附表 20 传热系数单位换算

焦耳/(米 <sup>2</sup> ·秒·K) [J/(m <sup>2</sup> ·s·K)] 瓦/米 <sup>2</sup> , K [W/(m <sup>2</sup> ·K)]	千卡/(米 <sup>2</sup> ·时·°C) [kcal/(m <sup>2</sup> ·h·°C)]	卡/(厘米 <sup>2</sup> ·秒·°C) [cal/(cm <sup>2</sup> ·s·°C)]	英热单位/(英尺 <sup>2</sup> ·时·°F) [Btu/(ft <sup>2</sup> ·h·°F)]
1	0.8598	$2.388 \times 10^{-5}$	0.1761
1.162	1	$2.778 \times 10^{-5}$	0.2048
$4.187 \times 10^3$	$3.6 \times 10^4$	1	7373
5.678	4.882	$1.356 \times 10^{-4}$	1

附表 21 扩散系数单位换算

厘米 <sup>2</sup> /秒 (cm <sup>2</sup> /s)	米 <sup>2</sup> /时 (m <sup>2</sup> /h)	英尺 <sup>2</sup> /时 (ft <sup>2</sup> /h)	英寸 <sup>2</sup> /秒 (in <sup>2</sup> /s)	厘米 <sup>2</sup> /秒 (cm <sup>2</sup> /s)	米 <sup>2</sup> /时 (m <sup>2</sup> /h)	英尺 <sup>2</sup> /时 (ft <sup>2</sup> /h)	英寸 <sup>2</sup> /秒 (in <sup>2</sup> /s)
1	0.36	3.875	0.155	0.2581	0.0929	1	0.04
778	1	10.76	0.4306	6.452	2.323	25	1

附表 17 比热容单位换算

焦耳/(千克·K) [J/(kg·K)]	焦耳/(克·°C) [J/(g·°C)]	千卡/(千克·°C) [kcal/(kg·°C)]	英热单位/(磅·°F) [Btu/(lb·°F)]	摄氏热单位/(磅·°C) [Chu/(lb·°C)]	千克·米/(千克·°C) [kg·m/(kg·°C)]
1	$10^{-3}$	$2.389 \times 10^{-4}$	$2.389 \times 10^{-4}$	$2.389 \times 10^{-4}$	$1.02 \times 10^{-1}$
$10^3$	1	0.2389	0.2389	0.2389	$1.02 \times 10^{-2}$
$4.187 \times 10^3$	4.187	1	1	1	$4.269 \times 10^{-2}$
9.807	$9.807 \times 10^{-3}$	$2.342 \times 10^{-3}$	$2.342 \times 10^{-3}$	$3.342 \times 10^{-3}$	1

附表 18 温度单位换算

开尔文, K	摄氏度, °C	华氏度, °F	兰金度, °R
$^{\circ}\text{C} + 273.15$	$^{\circ}\text{C}$	$\frac{9}{5}^{\circ}\text{C} + 32$	$\frac{9}{5}^{\circ}\text{C} + 491.67$
$\frac{5}{9} (^{\circ}\text{F} + 459.67)$	$\frac{5}{9} (^{\circ}\text{F} - 32)$	$^{\circ}\text{F}$	$^{\circ}\text{F} + 459.67$
$\frac{5}{9}^{\circ}\text{R}$	$\frac{5}{9} (^{\circ}\text{R} - 491.67)$	$^{\circ}\text{R} - 459.67$	$^{\circ}\text{R}$
K	K - 273.15	$\frac{9}{5}\text{K} - 459.67$	$\frac{9}{5}\text{K}$

附表 19 导热系数单位换算

千卡/(米·时·°C) [Cal/(m·h·°C)]	卡/(厘米·秒·°C) [cal/(cm·s·°C)]	瓦/(米·K) [W/(m·K)]	焦耳/(厘米·秒·°C) [J/(cm·s·°C)]	英热单位/(英尺·时·°F) [Btu/(ft·h·°F)]
1	$2.78 \times 10^{-3}$	1.16	$1.16 \times 10^{-2}$	0.672
360	1	418.7	4.187	242
0.8598	$2.39 \times 10^{-3}$	1	$10^{-2}$	0.578
85.98	0.239	100	1	57.8
1.49	$4.13 \times 10^{-3}$	1.73	$1.73 \times 10^{-2}$	1

附表 20 传热系数单位换算

焦耳/(米 <sup>2</sup> ·秒·K) [J/(m <sup>2</sup> ·s·K)] 瓦/米 <sup>2</sup> , K [W/(m <sup>2</sup> ·K)]	千卡/(米 <sup>2</sup> ·时·°C) [kcal/(m <sup>2</sup> ·h·°C)]	卡/(厘米 <sup>2</sup> ·秒·°C) [cal/(cm <sup>2</sup> ·s·°C)]	英热单位/(英尺 <sup>2</sup> ·时·°F) [Btu/(ft <sup>2</sup> ·h·°F)]
1	0.8598	$2.388 \times 10^{-5}$	0.1761
1.162	1	$2.778 \times 10^{-5}$	0.2048
$4.187 \times 10^3$	$3.6 \times 10^4$	1	7373
5.678	4.882	$1.356 \times 10^{-4}$	1

附表 21 扩散系数单位换算

厘米 <sup>2</sup> /秒 (cm <sup>2</sup> /s)	米 <sup>2</sup> /时 (m <sup>2</sup> /h)	英尺 <sup>2</sup> /时 (ft <sup>2</sup> /h)	英寸 <sup>2</sup> /秒 (in <sup>2</sup> /s)	厘米 <sup>2</sup> /秒 (cm <sup>2</sup> /s)	米 <sup>2</sup> /时 (m <sup>2</sup> /h)	英尺 <sup>2</sup> /时 (ft <sup>2</sup> /h)	英寸 <sup>2</sup> /秒 (in <sup>2</sup> /s)
1	0.36	3.875	0.155	0.2581	0.0929	1	0.04
778	1	10.76	0.4306	6.452	2.323	25	1

附表 17 比热容单位换算

焦耳/(千克·K) [J/(kg·K)]	焦耳/(克·°C) [J/(g·°C)]	千卡/(千克·°C) [kcal/(kg·°C)]	英热单位/(磅·°F) [Btu/(lb·°F)]	摄氏热单位/(磅·°C) [Chu/(lb·°C)]	千克·米/(千克·°C) [kg·m/(kg·°C)]
1	$10^{-3}$	$2.389 \times 10^{-4}$	$2.389 \times 10^{-4}$	$2.389 \times 10^{-4}$	$1.02 \times 10^{-1}$
$10^3$	1	0.2389	0.2389	0.2389	$1.02 \times 10^{-2}$
$4.187 \times 10^3$	4.187	1	1	1	$4.269 \times 10^{-2}$
9.807	$9.807 \times 10^{-3}$	$2.342 \times 10^{-3}$	$2.342 \times 10^{-3}$	$3.342 \times 10^{-3}$	1

附表 18 温度单位换算

开尔文, K	摄氏度, °C	华氏度, °F	兰金度, °R
$^{\circ}\text{C} + 273.15$	$^{\circ}\text{C}$	$\frac{9}{5}^{\circ}\text{C} + 32$	$\frac{9}{5}^{\circ}\text{C} + 491.67$
$\frac{5}{9} (^{\circ}\text{F} + 459.67)$	$\frac{5}{9} (^{\circ}\text{F} - 32)$	$^{\circ}\text{F}$	$^{\circ}\text{F} + 459.67$
$\frac{5}{9}^{\circ}\text{R}$	$\frac{5}{9} (^{\circ}\text{R} - 491.67)$	$^{\circ}\text{R} - 459.67$	$^{\circ}\text{R}$
K	K - 273.15	$\frac{9}{5}\text{K} - 459.67$	$\frac{9}{5}\text{K}$

附表 19 导热系数单位换算

千卡/(米·时·°C) [Cal/(m·h·°C)]	卡/(厘米·秒·°C) [cal/(cm·s·°C)]	瓦/(米·K) [W/(m·K)]	焦耳/(厘米·秒·°C) [J/(cm·s·°C)]	英热单位/(英尺·时·°F) [Btu/(ft·h·°F)]
1	$2.78 \times 10^{-3}$	1.16	$1.16 \times 10^{-2}$	0.672
360	1	418.7	4.187	242
0.8598	$2.39 \times 10^{-3}$	1	$10^{-2}$	0.578
85.98	0.239	100	1	57.8
1.49	$4.13 \times 10^{-3}$	1.73	$1.73 \times 10^{-2}$	1

附表 20 传热系数单位换算

焦耳/(米 <sup>2</sup> ·秒·K) [J/(m <sup>2</sup> ·s·K)] 瓦/米 <sup>2</sup> , K [W/(m <sup>2</sup> ·K)]	千卡/(米 <sup>2</sup> ·时·°C) [kcal/(m <sup>2</sup> ·h·°C)]	卡/(厘米 <sup>2</sup> ·秒·°C) [cal/(cm <sup>2</sup> ·s·°C)]	英热单位/(英尺 <sup>2</sup> ·时·°F) [Btu/(ft <sup>2</sup> ·h·°F)]
1	0.8598	$2.388 \times 10^{-5}$	0.1761
1.162	1	$2.778 \times 10^{-5}$	0.2048
$4.187 \times 10^3$	$3.6 \times 10^4$	1	7373
5.678	4.882	$1.356 \times 10^{-4}$	1

附表 21 扩散系数单位换算

厘米 <sup>2</sup> /秒 (cm <sup>2</sup> /s)	米 <sup>2</sup> /时 (m <sup>2</sup> /h)	英尺 <sup>2</sup> /时 (ft <sup>2</sup> /h)	英寸 <sup>2</sup> /秒 (in <sup>2</sup> /s)	厘米 <sup>2</sup> /秒 (cm <sup>2</sup> /s)	米 <sup>2</sup> /时 (m <sup>2</sup> /h)	英尺 <sup>2</sup> /时 (ft <sup>2</sup> /h)	英寸 <sup>2</sup> /秒 (in <sup>2</sup> /s)
1	0.36	3.875	0.155	0.2581	0.0929	1	0.04
778	1	10.76	0.4306	6.452	2.323	25	1

附表 17 比热容单位换算

焦耳/(千克·K) [J/(kg·K)]	焦耳/(克·°C) [J/(g·°C)]	千卡/(千克·°C) [kcal/(kg·°C)]	英热单位/(磅·°F) [Btu/(lb·°F)]	摄氏热单位/(磅·°C) [Chu/(lb·°C)]	千克·米/(千克·°C) [kg·m/(kg·°C)]
1	$10^{-3}$	$2.389 \times 10^{-4}$	$2.389 \times 10^{-4}$	$2.389 \times 10^{-4}$	$1.02 \times 10^{-1}$
$10^3$	1	0.2389	0.2389	0.2389	$1.02 \times 10^{-2}$
$4.187 \times 10^3$	4.187	1	1	1	$4.269 \times 10^{-2}$
9.807	$9.807 \times 10^{-3}$	$2.342 \times 10^{-3}$	$2.342 \times 10^{-3}$	$3.342 \times 10^{-3}$	1

附表 18 温度单位换算

开尔文, K	摄氏度, °C	华氏度, °F	兰金度, °R
$^{\circ}\text{C} + 273.15$	$^{\circ}\text{C}$	$\frac{9}{5}^{\circ}\text{C} + 32$	$\frac{9}{5}^{\circ}\text{C} + 491.67$
$\frac{5}{9} (^{\circ}\text{F} + 459.67)$	$\frac{5}{9} (^{\circ}\text{F} - 32)$	$^{\circ}\text{F}$	$^{\circ}\text{F} + 459.67$
$\frac{5}{9} ^{\circ}\text{R}$	$\frac{5}{9} (^{\circ}\text{R} - 491.67)$	$^{\circ}\text{R} - 459.67$	$^{\circ}\text{R}$
K	K - 273.15	$\frac{9}{5} \text{K} - 459.67$	$\frac{9}{5} \text{K}$

附表 19 导热系数单位换算

千卡/(米·时·°C) [Cal/(m·h·°C)]	卡/(厘米·秒·°C) [cal/(cm·s·°C)]	瓦/(米·K) [W/(m·K)]	焦耳/(厘米·秒·°C) [J/(cm·s·°C)]	英热单位/(英尺·时·°F) [Btu/(ft·h·°F)]
1	$2.78 \times 10^{-3}$	1.16	$1.16 \times 10^{-2}$	0.672
360	1	418.7	4.187	242
0.8598	$2.39 \times 10^{-3}$	1	$10^{-2}$	0.578
85.98	0.239	100	1	57.8
1.49	$4.13 \times 10^{-3}$	1.73	$1.73 \times 10^{-2}$	1

附表 20 传热系数单位换算

焦耳/(米 <sup>2</sup> ·秒·K) [J/(m <sup>2</sup> ·s·K)] 瓦/米 <sup>2</sup> , K [W/(m <sup>2</sup> ·K)]	千卡/(米 <sup>2</sup> ·时·°C) [kcal/(m <sup>2</sup> ·h·°C)]	卡/(厘米 <sup>2</sup> ·秒·°C) [cal/(cm <sup>2</sup> ·s·°C)]	英热单位/(英尺 <sup>2</sup> ·时·°F) [Btu/(ft <sup>2</sup> ·h·°F)]
1	0.8598	$2.388 \times 10^{-5}$	0.1761
1.162	1	$2.778 \times 10^{-5}$	0.2048
$4.187 \times 10^3$	$3.6 \times 10^4$	1	7373
5.678	4.882	$1.356 \times 10^{-4}$	1

附表 21 扩散系数单位换算

厘米 <sup>2</sup> /秒 (cm <sup>2</sup> /s)	米 <sup>2</sup> /时 (m <sup>2</sup> /h)	英尺 <sup>2</sup> /时 (ft <sup>2</sup> /h)	英寸 <sup>2</sup> /秒 (in <sup>2</sup> /s)	厘米 <sup>2</sup> /秒 (cm <sup>2</sup> /s)	米 <sup>2</sup> /时 (m <sup>2</sup> /h)	英尺 <sup>2</sup> /时 (ft <sup>2</sup> /h)	英寸 <sup>2</sup> /秒 (in <sup>2</sup> /s)
1	0.36	3.875	0.155	0.2581	0.0929	1	0.04
778	1	10.76	0.4306	6.452	2.323	25	1

附表 17 比热容单位换算

焦耳/(千克·K) [J/(kg·K)]	焦耳/(克·°C) [J/(g·°C)]	千卡/(千克·°C) [kcal/(kg·°C)]	英热单位/(磅·°F) [Btu/(lb·°F)]	摄氏热单位/(磅·°C) [Chu/(lb·°C)]	千克·米/(千克·°C) [kg·m/(kg·°C)]
1	$10^{-3}$	$2.389 \times 10^{-4}$	$2.389 \times 10^{-4}$	$2.389 \times 10^{-4}$	$1.02 \times 10^{-1}$
$10^3$	1	0.2389	0.2389	0.2389	$1.02 \times 10^{-2}$
$4.187 \times 10^3$	4.187	1	1	1	$4.269 \times 10^{-2}$
9.807	$9.807 \times 10^{-3}$	$2.342 \times 10^{-3}$	$2.342 \times 10^{-3}$	$3.342 \times 10^{-3}$	1

附表 18 温度单位换算

开尔文, K	摄氏度, °C	华氏度, °F	兰金度, °R
$^{\circ}\text{C} + 273.15$	$^{\circ}\text{C}$	$\frac{9}{5}^{\circ}\text{C} + 32$	$\frac{9}{5}^{\circ}\text{C} + 491.67$
$\frac{5}{9} (^{\circ}\text{F} + 459.67)$	$\frac{5}{9} (^{\circ}\text{F} - 32)$	$^{\circ}\text{F}$	$^{\circ}\text{F} + 459.67$
$\frac{5}{9} ^{\circ}\text{R}$	$\frac{5}{9} (^{\circ}\text{R} - 491.67)$	$^{\circ}\text{R} - 459.67$	$^{\circ}\text{R}$
K	K - 273.15	$\frac{9}{5} \text{K} - 459.67$	$\frac{9}{5} \text{K}$

附表 19 导热系数单位换算

千卡/(米·时·°C) [Cal/(m·h·°C)]	卡/(厘米·秒·°C) [cal/(cm·s·°C)]	瓦/(米·K) [W/(m·K)]	焦耳/(厘米·秒·°C) [J/(cm·s·°C)]	英热单位/(英尺·时·°F) [Btu/(ft·h·°F)]
1	$2.78 \times 10^{-3}$	1.16	$1.16 \times 10^{-2}$	0.672
360	1	418.7	4.187	242
0.8598	$2.39 \times 10^{-3}$	1	$10^{-2}$	0.578
85.98	0.239	100	1	57.8
1.49	$4.13 \times 10^{-3}$	1.73	$1.73 \times 10^{-2}$	1

附表 20 传热系数单位换算

焦耳/(米 <sup>2</sup> ·秒·K) [J/(m <sup>2</sup> ·s·K)] 瓦/米 <sup>2</sup> , K [W/(m <sup>2</sup> ·K)]	千卡/(米 <sup>2</sup> ·时·°C) [kcal/(m <sup>2</sup> ·h·°C)]	卡/(厘米 <sup>2</sup> ·秒·°C) [cal/(cm <sup>2</sup> ·s·°C)]	英热单位/(英尺 <sup>2</sup> ·时·°F) [Btu/(ft <sup>2</sup> ·h·°F)]
1	0.8598	$2.388 \times 10^{-5}$	0.1761
1.162	1	$2.778 \times 10^{-5}$	0.2048
$4.187 \times 10^3$	$3.6 \times 10^4$	1	7373
5.678	4.882	$1.356 \times 10^{-4}$	1

附表 21 扩散系数单位换算

厘米 <sup>2</sup> /秒 (cm <sup>2</sup> /s)	米 <sup>2</sup> /时 (m <sup>2</sup> /h)	英尺 <sup>2</sup> /时 (ft <sup>2</sup> /h)	英寸 <sup>2</sup> /秒 (in <sup>2</sup> /s)	厘米 <sup>2</sup> /秒 (cm <sup>2</sup> /s)	米 <sup>2</sup> /时 (m <sup>2</sup> /h)	英尺 <sup>2</sup> /时 (ft <sup>2</sup> /h)	英寸 <sup>2</sup> /秒 (in <sup>2</sup> /s)
1	0.36	3.875	0.155	0.2581	0.0929	1	0.04
778	1	10.76	0.4306	6.452	2.323	25	1

附表 17 比热容单位换算

焦耳/(千克·K) [J/(kg·K)]	焦耳/(克·°C) [J/(g·°C)]	千卡/(千克·°C) [kcal/(kg·°C)]	英热单位/(磅·°F) [Btu/(lb·°F)]	摄氏热单位/(磅·°C) [Chu/(lb·°C)]	千克·米/(千克·°C) [kg·m/(kg·°C)]
1	$10^{-3}$	$2.389 \times 10^{-4}$	$2.389 \times 10^{-4}$	$2.389 \times 10^{-4}$	$1.02 \times 10^{-1}$
$10^3$	1	0.2389	0.2389	0.2389	$1.02 \times 10^{-2}$
$4.187 \times 10^3$	4.187	1	1	1	$4.269 \times 10^{-2}$
9.807	$9.807 \times 10^{-3}$	$2.342 \times 10^{-3}$	$2.342 \times 10^{-3}$	$3.342 \times 10^{-3}$	1

附表 18 温度单位换算

开尔文, K	摄氏度, °C	华氏度, °F	兰金度, °R
$^{\circ}\text{C} + 273.15$	$^{\circ}\text{C}$	$\frac{9}{5}^{\circ}\text{C} + 32$	$\frac{9}{5}^{\circ}\text{C} + 491.67$
$\frac{5}{9} (^{\circ}\text{F} + 459.67)$	$\frac{5}{9} (^{\circ}\text{F} - 32)$	$^{\circ}\text{F}$	$^{\circ}\text{F} + 459.67$
$\frac{5}{9}^{\circ}\text{R}$	$\frac{5}{9} (^{\circ}\text{R} - 491.67)$	$^{\circ}\text{R} - 459.67$	$^{\circ}\text{R}$
K	K - 273.15	$\frac{9}{5}\text{K} - 459.67$	$\frac{9}{5}\text{K}$

附表 19 导热系数单位换算

千卡/(米·时·°C) [Cal/(m·h·°C)]	卡/(厘米·秒·°C) [cal/(cm·s·°C)]	瓦/(米·K) [W/(m·K)]	焦耳/(厘米·秒·°C) [J/(cm·s·°C)]	英热单位/(英尺·时·°F) [Btu/(ft·h·°F)]
1	$2.78 \times 10^{-3}$	1.16	$1.16 \times 10^{-2}$	0.672
360	1	418.7	4.187	242
0.8598	$2.39 \times 10^{-3}$	1	$10^{-2}$	0.578
85.98	0.239	100	1	57.8
1.49	$4.13 \times 10^{-3}$	1.73	$1.73 \times 10^{-2}$	1

附表 20 传热系数单位换算

焦耳/(米 <sup>2</sup> ·秒·K) [J/(m <sup>2</sup> ·s·K)] 瓦/米 <sup>2</sup> , K [W/(m <sup>2</sup> ·K)]	千卡/(米 <sup>2</sup> ·时·°C) [kcal/(m <sup>2</sup> ·h·°C)]	卡/(厘米 <sup>2</sup> ·秒·°C) [cal/(cm <sup>2</sup> ·s·°C)]	英热单位/(英尺 <sup>2</sup> ·时·°F) [Btu/(ft <sup>2</sup> ·h·°F)]
1	0.8598	$2.388 \times 10^{-5}$	0.1761
1.162	1	$2.778 \times 10^{-5}$	0.2048
$4.187 \times 10^3$	$3.6 \times 10^4$	1	7373
5.678	4.882	$1.356 \times 10^{-4}$	1

附表 21 扩散系数单位换算

厘米 <sup>2</sup> /秒 (cm <sup>2</sup> /s)	米 <sup>2</sup> /时 (m <sup>2</sup> /h)	英尺 <sup>2</sup> /时 (ft <sup>2</sup> /h)	英寸 <sup>2</sup> /秒 (in <sup>2</sup> /s)	厘米 <sup>2</sup> /秒 (cm <sup>2</sup> /s)	米 <sup>2</sup> /时 (m <sup>2</sup> /h)	英尺 <sup>2</sup> /时 (ft <sup>2</sup> /h)	英寸 <sup>2</sup> /秒 (in <sup>2</sup> /s)
1	0.36	3.875	0.155	0.2581	0.0929	1	0.04
778	1	10.76	0.4306	6.452	2.323	25	1

附表 17 比热容单位换算

焦耳/(千克·K) [J/(kg·K)]	焦耳/(克·°C) [J/(g·°C)]	千卡/(千克·°C) [kcal/(kg·°C)]	英热单位/(磅·°F) [Btu/(lb·°F)]	摄氏热单位/(磅·°C) [Chu/(lb·°C)]	千克·米/(千克·°C) [kg·m/(kg·°C)]
1	$10^{-3}$	$2.389 \times 10^{-4}$	$2.389 \times 10^{-4}$	$2.389 \times 10^{-4}$	$1.02 \times 10^{-1}$
$10^3$	1	0.2389	0.2389	0.2389	$1.02 \times 10^{-2}$
$4.187 \times 10^3$	4.187	1	1	1	$4.269 \times 10^{-2}$
9.807	$9.807 \times 10^{-3}$	$2.342 \times 10^{-3}$	$2.342 \times 10^{-3}$	$3.342 \times 10^{-3}$	1

附表 18 温度单位换算

开尔文, K	摄氏度, °C	华氏度, °F	兰金度, °R
$^{\circ}\text{C} + 273.15$	$^{\circ}\text{C}$	$\frac{9}{5}^{\circ}\text{C} + 32$	$\frac{9}{5}^{\circ}\text{C} + 491.67$
$\frac{5}{9} (^{\circ}\text{F} + 459.67)$	$\frac{5}{9} (^{\circ}\text{F} - 32)$	$^{\circ}\text{F}$	$^{\circ}\text{F} + 459.67$
$\frac{5}{9}^{\circ}\text{R}$	$\frac{5}{9} (^{\circ}\text{R} - 491.67)$	$^{\circ}\text{R} - 459.67$	$^{\circ}\text{R}$
K	K - 273.15	$\frac{9}{5}\text{K} - 459.67$	$\frac{9}{5}\text{K}$

附表 19 导热系数单位换算

千卡/(米·时·°C) [Cal/(m·h·°C)]	卡/(厘米·秒·°C) [cal/(cm·s·°C)]	瓦/(米·K) [W/(m·K)]	焦耳/(厘米·秒·°C) [J/(cm·s·°C)]	英热单位/(英尺·时·°F) [Btu/(ft·h·°F)]
1	$2.78 \times 10^{-3}$	1.16	$1.16 \times 10^{-2}$	0.672
360	1	418.7	4.187	242
0.8598	$2.39 \times 10^{-3}$	1	$10^{-2}$	0.578
85.98	0.239	100	1	57.8
1.49	$4.13 \times 10^{-3}$	1.73	$1.73 \times 10^{-2}$	1

附表 20 传热系数单位换算

焦耳/(米 <sup>2</sup> ·秒·K) [J/(m <sup>2</sup> ·s·K)] 瓦/米 <sup>2</sup> , K [W/(m <sup>2</sup> ·K)]	千卡/(米 <sup>2</sup> ·时·°C) [kcal/(m <sup>2</sup> ·h·°C)]	卡/(厘米 <sup>2</sup> ·秒·°C) [cal/(cm <sup>2</sup> ·s·°C)]	英热单位/(英尺 <sup>2</sup> ·时·°F) [Btu/(ft <sup>2</sup> ·h·°F)]
1	0.8598	$2.388 \times 10^{-5}$	0.1761
1.162	1	$2.778 \times 10^{-5}$	0.2048
$4.187 \times 10^3$	$3.6 \times 10^4$	1	7373
5.678	4.882	$1.356 \times 10^{-4}$	1

附表 21 扩散系数单位换算

厘米 <sup>2</sup> /秒 (cm <sup>2</sup> /s)	米 <sup>2</sup> /时 (m <sup>2</sup> /h)	英尺 <sup>2</sup> /时 (ft <sup>2</sup> /h)	英寸 <sup>2</sup> /秒 (in <sup>2</sup> /s)	厘米 <sup>2</sup> /秒 (cm <sup>2</sup> /s)	米 <sup>2</sup> /时 (m <sup>2</sup> /h)	英尺 <sup>2</sup> /时 (ft <sup>2</sup> /h)	英寸 <sup>2</sup> /秒 (in <sup>2</sup> /s)
1	0.36	3.875	0.155	0.2581	0.0929	1	0.04
778	1	10.76	0.4306	6.452	2.323	25	1