

# 前 言

根据 21 世纪化学工程与工艺课程体系设置的要求,结合高等院校体制改革后的学生就业背景,石油工业出版社组织有关高等院校和工程设计人员,进行石油化工系列教材的编写工作,本书是其中之一。

化工设计是高等院校化学工程与工艺专业的一门专业必修课。化工技术人员在实际工作中会遇到与化工设计基本知识相关的各种问题。通过本课程的学习,有利于培养学生的独立工作、独立思考和综合运用所学知识解决实际工程技术问题的能力;本书强化工程概论,能使學生迅速适应工作岗位的需要,也是提高学生综合工程素质、使大学生向工程师转化的一个重要教学环节。

化工设计是建立在化工原理、化工热力学、反应工程、分离工程、化工工艺学和化工制图等专业课程基础上的一门综合性、内容广泛和工程实用性强的课程,以便于提高读者的计算能力和工程能力。学好本课程,对大多数化工类学生来说,无论今后是在科研院所、工程设计单位,还是在工厂、企业,都具有重要意义。

本书是按教学用书的要求而编写的,编者根据自己从事化工设计、化工厂技术改造和工艺研究的体会,结合多年讲授《化工设计》课程和指导毕业设计的经验,同时结合工程实例,以常规工程设计的工作程序为顺序编排并参考有关资料编写成此书。本书在全面介绍化工设计基本知识的基础上,重点讲述工艺流程设计、物料衡算和热量衡算、化工装置的工艺设计计算、车间装置设计等内容,适当介绍非工艺专业的相关内容,并结合化工设计实例来加以说明。本书中工艺计算、图表及各种图纸实例较多,可供学生和工程技术人员参考。

参加本书编写的有长江大学尹先清(1、5.5(部分)、7.5、12、13);侯明波(2.1~2.5);付家新(3、4);吴洪特(2.6、6、7(附图)、11);王任芳(5.1、5.2、5.3、5.4(部分));陈武(10);武汉工程大学包传平、何寿林(5.4、5.5、5.6);湖北沙隆达化工设计院李佑芳、王正国(7.1~7.4);西南石油大学诸林、刘瑾(8、9);湖北浩信药业有限公司姜能桥(5.7、附录)。全书由尹先清拟定大纲、组织编写、负责统筹并修改定稿;研究生郑琼、刘琴参加了书稿的部分绘图和文字录入工作;大庆石油学院张建光参与了编写提纲的讨论,提出了许多好的建议。全书承蒙武汉工程大学校长吴元欣教授主审,提出修改意见;在编写过程中,得到长江大学化学与环境工程学院梅平教授、李克华教授的大力支持和帮助,在此一并谨表致谢。

由于化工设计所涉及的知识面广,而编者的知识和经验有限,书中错误和不妥之处恳请读者和同行批评指正。

编 者

2006 年 7 月

# 目 录

<b>第 1 章 化工设计概述</b>	1
1.1 化工设计指导思想	1
1.2 化工厂(公司)概况	2
1.3 基本建设程序	5
1.4 项目立项	6
1.5 化工设计要求	7
1.6 化工设计的分类	8
1.7 化工设计的程序	10
1.8 化工设计的内容	17
1.9 质量管理体系	21
1.10 设计部门与其他部门的关系	22
<b>第 2 章 工艺路线与工艺流程设计</b>	23
2.1 工艺路线的选择与确定	23
2.2 工艺流程设计	28
2.3 典型单元设备的控制流程设计	33
2.4 特定过程管路的流程设计	46
2.5 辅助生产流程	51
2.6 工艺流程图设计实例	57
<b>第 3 章 化工过程中的物料衡算</b>	58
3.1 物料衡算的基本方法和基本程序	58
3.2 物理过程的物料衡算	72
3.3 化学过程的物料衡算	87
<b>第 4 章 化工过程中的能量衡算</b>	99
4.1 能量衡算的基本方法和基本程序	99
4.2 物理过程的能量衡算	109
4.3 化学过程的能量衡算	118
4.4 物料衡算与热量衡算的联算	125
4.5 非稳定系统的物热衡算	134
4.6 有效能(烟)衡算	140
<b>第 5 章 化工设备选型和设计计算</b>	152
5.1 化工设备工艺设计的内容	152
5.2 物料输送设备	153
5.3 换热设备的设计与选用	163
5.4 塔器的设计	169

5.5	反应器的设计 .....	180
5.6	分离设备的设计 .....	202
5.7	储罐容器的选型和设计 .....	206
<b>第 6 章</b>	<b>化工车间装置(布置)设计</b> .....	<b>210</b>
6.1	概述 .....	210
6.2	车间厂房布置设计 .....	210
6.3	车间设备布置设计及要求 .....	213
6.4	车间布置设计图及示例 .....	229
<b>第 7 章</b>	<b>化工管路设计</b> .....	<b>239</b>
7.1	管道设计基础 .....	239
7.2	绝热工程 .....	250
7.3	化工管路设计内容及要求 .....	253
7.4	管道布置图的绘制方法 .....	258
7.5	典型设备的管道布置设计实例 .....	261
<b>第 8 章</b>	<b>化工公用工程设计及安全卫生</b> .....	<b>271</b>
8.1	供水与排水 .....	271
8.2	供热 .....	278
8.3	供电 .....	280
8.4	采暖与通风 .....	284
8.5	安全和卫生 .....	287
<b>第 9 章</b>	<b>化工工程设计概算</b> .....	<b>289</b>
9.1	概述 .....	289
9.2	工程概算费用与概算项目 .....	289
9.3	工程项目设计概算的编制 .....	295
9.4	引进项目投资编制办法 .....	302
<b>第 10 章</b>	<b>化工环境工程设计</b> .....	<b>306</b>
10.1	化工环境污染概况 .....	306
10.2	化工污染物的种类及来源 .....	307
10.3	化工生产的污染特点 .....	308
10.4	化工生产中对环境有害的污染物 .....	309
10.5	化工“三废”的一般处理方法 .....	311
10.6	化工“三废”处理工程实例 .....	314
10.7	化工污染防治的发展趋势 .....	316
10.8	化工清洁生产与循环经济 .....	317
<b>第 11 章</b>	<b>化工设计常用软件介绍</b> .....	<b>320</b>
11.1	化工软件发展概述 .....	320
11.2	ASPEN PLUS 简介 .....	321
11.3	工程绘图软件 Auto CAD 2005 应用介绍 .....	333

<b>第 12 章 化工设计实例:5×10<sup>4</sup>t/a 合成甲醛工艺设计</b>	354
12.1 工艺方案的选择	354
12.2 工艺设计计算	356
12.3 设备工艺计算	366
<b>第 13 章 毕业设计(论文)指导</b>	394
13.1 学位论文介绍	394
13.2 毕业设计的目的、意义及要求	396
13.3 毕业设计的指导	397
13.4 毕业设计说明书	402
<b>附录 1 化学工程常用数据及关系图</b>	407
<b>附录 2 化工设计常用图例</b>	414
<b>附录 3 允许排放的有害物质的最高浓度</b>	419
<b>附录 4 常用石油化工、化工工程设计标准</b>	422
<b>参考文献</b>	426



# 第 1 章 化工设计概述

化工设计是由各个专业许多设计人员共同创造的集体成果,它需要设计人员在外部约束条件的制约下,以化工工艺专业为龙头,其他专业设计人员紧密配合,精心设计、构思各种可能的方案,经过反复比较,选择其中优化的方案。化工设计的主体虽是化工工艺人员,但它必须与其他专业人员相配合,才能很好地完成整个化工设计。因而对于一个化工工艺设计人员来说,不但要求其敬业并精通化工工艺,而且要求具备较广泛的其他工程知识,并善于组织各专业共同完成整个化工设计工作。通过学习化工设计这一课程,对于综合运用已学到的各种专业知识,无疑是一个重要的开端。

化工设计是科学与艺术相结合的一项工程,是将实验室的研究成果转化为工业生产的一项具有创造性的劳动。所谓科学即设计人员运用化学工程与工艺的基础知识,解决工程中的有关问题。化工设计还必须考虑技术与经济的结合,例如在反应器优化设计中,反应器的设备费用并不一定是最低的。如果某种设计其反应器的设备费用最低,而离开反应器后的物料处理所需的费用比反应器的设备费用更高时,寻求反应器设备费用最低的设计方案显然是不合适的,因此在设计中应考虑总过程的经济性。所谓艺术,是指当遇到化学工程与工艺的基础知识不能解决问题时,需要通过试验或凭借经验来正确决策,利用所获得的资料及数据解决工程问题。所以化工设计需要有创造性的劳动,才能使工程更完善、更有效,并达到一次开车成功。

化工设计是一项细致而有创意的工作,它要求设计人员具有较全面的知识,例如了解先进的生产技术,掌握各种化工设备的性能及计算方法,熟悉化工生产的特性及产品的生产工艺流程,对设计中所涉及的规范、标准能熟练运用,贴近市场经济,遵循设计管理的规章制度等。

一个新的化工工程项目,从立项、建设、完成施工并投入生产,整个工作可分为设计、制造、安装和试车等几个阶段,其中设计是最基础和最重要的工作之一。为了从特定的原料得到所需的产品,化工设计采用相关的单元过程及单元操作,设计出优化的工艺流程,并根据工艺条件选择合适的设备,设计合理的工厂布局以满足生产的要求,同时进行有关非工艺类和工程经济的设计事项。所以工艺设计人员必须通过调查、参观、查资料、作计算等工作,逐渐掌握新产品、新工艺的流程及设备需求等信息。在设计中切不可一知半解,否则会走弯路,甚至返工,延误设计时间,造成经济损失,这些都对工程建设不利,所以高度的责任心是一个设计工作者应具备的最重要的素质。

## 1.1 化工设计指导思想

化工设计工作的基本任务是按照国家有关方针、政策,执行国家、部门和有关地区的有关设计标准、规范和规定,做出切合实际、安全适用、技术先进、经济合理的高质量、高水平、效益显著的化工工程设计。在整个化工设计过程中,我们必须熟悉它的原则和精神,并贯彻到设计工作中去;在化工设计中灵活运用资源,既符合规范,又不造成对生产的违背,实现对资源的最大利用。

化工设计人员要坚持正确的设计指导思想,保持设计工作的科学性和公正性。要积极采用先进技术,贯彻勤俭方针,精心设计,保证质量。要严格执行国家、部门和项目所在省、区、市颁布的标准、规范、规定,认真贯彻“工厂布置一体化、生产装置露天化、建(构)筑物轻型化、公用工程社会化、引进技术国产化”的基本设计原则。

设计单位要严格按照设计任务书的有关规定严肃认真地编制设计文件,不得改变产品方案、规模和厂址,如果因为生产协作关系或市场变化等因素,需要调整产品品种和规模时,需经原批准任务书部门同意,并在初步设计批文中重新明确。设计单位要与科研和生产单位共同进行新产品、新工艺、新技术、新材料的开发,积极把经过鉴定的新成果用于工程设计,不得采用落后的甚至是淘汰的工艺方法或低效设备。

要合理选择原料路线,合理利用并保护矿产资源;要降低能耗,发展高位热能,进行能量的分级和综合利用,实现能量的有效转换,不能搞降低能量利用率的能量多次转换;要节约用水,减少直流水用量,提高水的循环利用率。新设计的大中型项目在技术水平上,起点要高,其技术经济指标要达到国际上同年代的先进水平。要重视优化设计方案工作,通过设计方案的比较选择来提高设计技术水平和降低工程投资额。在设计方案比较选择中,既要考虑技术上的先进性和可靠性,又要结合国情,因地制宜,节约建设资金。在老装置的技术改造中,要走以内涵为主改造老企业的路子,要处理好采用新技术与利用原有设施之间和全流程技术更新与改造部分旧设备之间的关系。

在编制初步设计之前,设计单位要对建设项目对周围环境的影响做出评价;要严格执行资源综合利用和“三同时”(防治污染和其他公害的设施与主体工程同时设计、同时施工、同时投产使用)原则,积极改进工艺技术,采用无害或少害的工艺流程,并采取有效措施,防止粉尘、毒物、废水、废气、废渣、噪声、放射性物质及其他有害因素对环境的污染,“三废”的排放必须符合国家或地方规定的标准。

## 1.2 化工厂(公司)概况

### 1.2.1 化工生产的特点与化工厂(公司)分类

化学改变人类的生活,化工产品涉及各行各业,与人们的生活息息相关。化工行业范围很广,主要有:化肥工业、无机化工、有机化工、石油化工、合成橡胶工业、合成纤维工业、合成树脂和塑料、染料、涂料工业、农药工业、医药工业、精细化工等。化工厂(公司)是生产这些化工产品的场所。

#### 1. 化工生产的特点

(1)工艺流程复杂。化工生产从某一种特定的原料出发,通过各种化学反应生产所需要的化工产品,大多数反应都不是一次完成的,而是经过许多步反应才能完成,同时还需经过产品提纯、精制、储存等过程。以硫黄为原料制硫酸为例,需经过硫黄燃烧、气体净化、转化、吸收等过程才能完成,同时还需伴随着大量的辅助工程和公用工程,使得化工生产的流程更具复杂性。

(2)流体输送多。与其他行业不同,化工生产绝大多数流程是流体流程,因此化工装置管道最多(约占安装工程用工的40%左右),与之相应的输送设备如泵、压缩机、风机在工程中所占比例较高。

(3)操作状态变化大。任何产品的生产都是在一定的物理状态条件下进行的,诸如温度、压力等。化工生产操作状态的特点是在高温、高压或低温、高压等条件下完成的,这个条件是所有其他行业一般不需要的。我国自行设计的以煤为原料的合成氨工艺的操作压力达30MPa、温度达700℃;操作压力在10MPa以上、温度在105℃以上的化工工艺流程应用也非常普遍。此外,在乙烯深冷分离流程中,也有压力在3.5MPa以上、温度在-170℃以下的操作状态。

(4)具有腐蚀性。化工生产过程的介质复杂,如强酸和强碱,它们对金属有着强烈的腐蚀性,如农药、尿素、医药中间体、磺化物、卤化物等的生产都具有腐蚀性。因此,除了对设备、管道的材质有特殊要求外,还要求对化工厂的建筑物、构筑物采用衬里、防腐涂料等有效的防腐蚀措施。

(5)具有毒性。在化工生产中,很多化工原料和产品都是有毒的,国家《职业性接触毒物危害程度分级》GB 5044—1985中绝大部分都是化工产品。这些都对化工生产装置操作的安全、卫生等方面提出了特殊要求。

(6)易燃、易爆性。化工生产中的原料及产品有些是易燃、易爆的,如一氧化碳、氢气、烷烃、烯烃、炔烃类及其衍生物,特别是苯、甲苯的硝化物是属于甲类防爆物质。生产这些产品的装置建设对防爆要求很高,尤其是对电气工程、自动化仪表工程的要求更高,需要我们熟悉原材料和产品性质,以便对号入座。

(7)非标准设备多。石油化工、化工生产过程的各个单元大部分是在静止设备如反应器、换热器、各种塔器(如蒸馏塔、结晶器、蒸发器)、容器中进行的,由于大多数物料是流体,故原料、半成品、成品的储存多采用卧式储罐、球罐、气柜一类的大型容器,使用非标准设备比例较大。

## 2. 化工厂(公司)分类

(1)按产品分类,可分为石油化工公司、农药化工公司、医药化工公司、化学肥料公司、精细化工公司、日用化工公司、合成橡胶厂、合成树脂厂等种类繁多的化工厂(公司)。

(2)按生产方式分类,可分为连续操作的和间歇操作的化工厂(公司)。

生产连续与否由生产规模和产品的特性而定。一般大、中型化工厂多数是连续生产的,而小型企业以间歇生产方式居多。

(3)按生产规模分类,可分为大型联合化工公司(一般年生产能力在100kt以上),例如湖北宜化化工公司、武汉石油化工总厂等;中型化工公司(年生产能力在10~100kt),例如湖北楚源化工公司等;小型化工厂(年生产能力在10kt以下),例如一些地方企业属于小型化工厂的范畴。各类规模的划分标准见表1.1。

表 1.1 化工基本建设大、中、小型建设项目的分类

名 称	计 算 单 位	大 型	中 型	小 型	备 注
硫铁矿	kt/a	>1000	200~1000	<200	
磷矿	kt/a	>1000	300~1000	<300	
石灰石矿	kt/a	>1000	500~1000	<500	
合成氨厂	kt/a	>150	45~150	<45	
硫酸厂	kt/a	>160	80~160	<80	

续表

名 称	计 算 单 位	大 型	中 型	小 型	备 注
纯碱厂	kt/a	>400	40~400	<40	
烧碱厂	kt/a	>30	7.5~30	<7.5	
磷肥厂	kt/a	>500	200~500	<200	
乙烯厂	kt/a	>40	20~400	<20	
化学纤维单体	kt/a	>40	5~40	<5	
合成橡胶厂	kt/a	>30	5~30	<5	
塑料厂	kt/a	>30	10~30	<10	
农药厂	kt/a	>30	3~30	<3	
橡胶轮胎加工	万套/a	>100	20~100	<20	
化学联合企业	3个品种都达到中型规模即为大型				根据国发 [1987]23号文
其他化学工业	总投资(万元)	>5000		<5000	
化工机械	kt/a	>20	5~20	>5	
石油化工	加工原油 kt/a	>2500	500~2500	>500	

(4)按生产技术的先进程度分类,可分为现代化的化工厂和技术水平一般的化工厂。现代化的化工厂的生产采用计算机控制,自动化程度高;技术水平一般的化工厂少有或没有微机控制,大部分生产环节靠常规的仪表或人工控制。

### 1.2.2 化工厂(公司)结构和专业技术人员组成

各式各样的化工厂(公司),不论其产品的种类、规模、生产方式或生产技术的先进程度是否相同,企业的结构基本上是类同的。

#### 1. 化工厂(公司)结构

(1)人员:化工公司的人员配置包括机关人员、工程技术人员、车间操作人员及后勤行政管理人員。

(2)财务部:化工公司的资金,分为固定资产及流动资金两大类。

(3)物资管理部:化工公司的物资包括各种机器、设备、材料及各种仪表等。

(4)生产部:上述的人、财、物都是为生产服务的,而生产需要依靠科学技术,科学技术先进,则企业的经济效益上升。

(5)供应部:为了使生产能顺利地进行,应当及时向生产部门提供所有的原材料及必要的机器、设备,提供检修所需的一切物资,以利于检修顺利进行,完成维修任务。

(6)技术开发部:为保证企业的技术进步和发展,要不断革新工艺技术,开发高新技术产品。

(7)市场部:化工公司生产出来的合格产品在满足用户要求的前提下应尽快地销售出去,避免压库,使流动资金受阻,妨碍生产。

## 2. 专业技术人员

化工厂(公司)中的专业技术人员主要包括以下 4 个方面:

(1) 工艺工程师: 他的任务是解决从原料到半成品或成品加工过程中的技术问题。

(2) 设备工程师: 设备人员应当对化工设备的作用、构造、材料、性能、制造工艺、操作条件、安装、检修等有较全面地了解。生产正常时, 应保证设备的完好率; 提高生产能力时, 应充分挖掘设备的潜力, 保证设备运行安全、可靠、高效。

(3) 自动控制工程师: 生产中通过各种仪器、仪表来显示各种操作工艺参数, 通过计算机来控制生产过程, 使工艺过程沿着确定的技术路线正常进行。

(4) 电气工程师: 负责全公司的动力电缆、各车间的动力用电负荷、照明负荷、电表、控制及维修等。

此外还有给排水、土建、热工等专业的技术人员。

## 1.3 基本建设程序

一个工程项目从设想到建成投产, 这一阶段称为基本建设阶段, 这个阶段可以分为 3 个时期: 投资决策前期、投资期和生产期。投资决策前期主要是做好技术经济分析工作, 以选择最佳方案, 确保项目建设顺利进行和取得最佳经济效益。这项工作在国外分为机会研究、初步可行性研究、可行性研究、评价和决策等阶段; 国内的做法稍有不同, 分为项目建议书、可行性研究、评估和决策、编制计划任务书等阶段。投资期包括谈判和订立合同、设计、施工、试运转等阶段。我国现行的基本建设程序可用图 1-1 表示。为了比较, 图 1-2 给出了美国采用的基本建设程序。

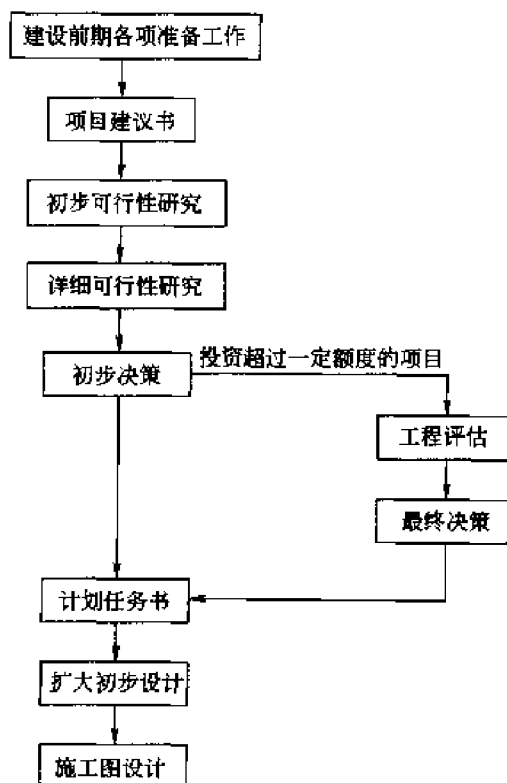


图 1-1 我国现行的基本建设程序

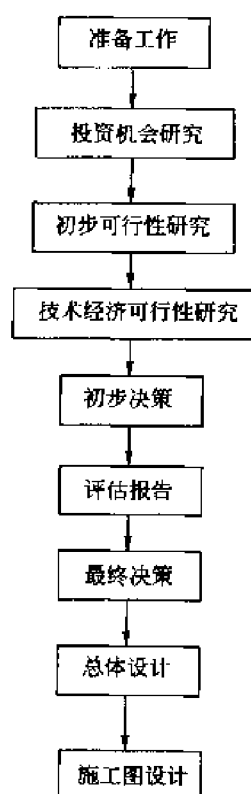


图 1-2 美国现行的基本建设程序

## 1.4 项目立项

### 1.4.1 项目立项

建设单位在建设一个项目之前,首先要经过详细的调查,并报主管部门审批立项后,才能委托设计单位进行设计。立项情况一般根据项目的大小可分为3类:

(1)国家级大型项目。如5000kt/a炼油、300kt/a或更大的乙烯装置,这类项目要经过部委或国务院批准后才能立项,主要考虑此类重大项目在全国布局的合理及资金筹措,因为此类大型项目需投资几十亿元至几百亿元,需要积极的资金筹措方案。

(2)中型项目。由地方政府主管部门批准,这类项目主要考虑此地区的需求合理,由于需要资金相对较少,所以较易解决。

(3)小型项目。通常由化工厂本身发展需要而建设,只需报本地区主管部门批准即可立项并进行建设。

### 1.4.2 招、投标

为了使投资项目得到较好的建设,立项后,建设单位目前均采用招标方式,从投标的设计单位中选择设计方案优秀的单位并委托其设计。

在招、投标中,由有关专家组成招、投标小组,严格审查并确定标的,防止不正当的方式进行竞标;超过或低于标的设计方案都不是优化的方案;在设计与建设中不允许转包,以保证工程质量。

经招标后,中标的设计单位以建设单位上级主管部门的批文为依据,同时根据建设单位提供的设计要求及设计参数开展设计工作。

### 1.4.3 项目建议书的编制

项目建议书(Item Suggestion)是基本建设程序中最初阶段的工作,是建设项目的轮廓设想和立项的先导,是为建设项目取得资格而提出的建议。设计单位接受有关部门的委托编制项目建议书后,首先确定项目负责人,了解有关部门的意见,进行基础资料的调查和收集,综合分析,确定生产路线,进行厂址踏勘,了解建厂条件,提出总图(Assembly Drawing)设想,估算投资费用,项目负责人汇总资料编制成项目建议书,再发送至有关单位,由上级部门审批立项。在有些情况下,与建设单位或上级部门讨论项目意向时就需写出项目建议书。项目建议书应包括以下内容:

- (1)项目建设的目的和意义,即项目提出的背景和依据,投资的必要性及经济效益;
- (2)产品市场需求初步预测;
- (3)产品方案和拟建规模;
- (4)工艺技术初步方案(原料路线、生产方法和技术来源);
- (5)主要原材料、燃料和动力的供应;
- (6)建厂条件和厂址初步方案;
- (7)公用工程及辅助设施初步方案;
- (8)环境保护;

- (9)工厂组织和劳动定员估算;
- (10)项目实施初步规划;
- (11)投资估算和资金筹措方案;
- (12)经济效益和社会效益的初步估算;
- (13)结论与建议。

## 1.5 化工设计要求

要了解化工设计,必须首先从设计要求入手,本节介绍设计程序、设计管理、设计内容等,这些知识是从事化工设计的人员必须掌握的,也是从事化工科研和教学人员应了解的。

### 1.5.1 设计的基本要求

化工装置是由各种单元设备以系统的、合理的方式组合起来的整体。它根据现有的原料和公用工程条件,通过经济合理的途径,生产出符合不同质量要求的产品。化工装置设计必须同时满足下列要求:

- (1)产品的数量和质量指标。
- (2)经济性。生产装置不仅应该有经济指标,而且其技术指标应该有竞争性,即要求经济地使用资金、原材料、公用工程和人力。
- (3)安全。化工生产中大量物质是易燃、易爆或有毒性的,化工装置设计应考虑安全性要求。
- (4)符合国家和各级地方政府制定的环境保护法规,对排放的三废有处理装置。
- (5)整个系统必须可操作和可控制,可操作是指设计不仅能满足常规操作的要求,而且也能满足开停车等非常规操作的要求;可控制是指能抑制外部扰动的影响,系统可调节且稳定。

由此可见,设计是一个多目标的优化问题,不同于常规的数学问题,不是只有惟一正确的答案,设计人员在作出选择和判断时要考虑各种情况是相互矛盾的因素,即要兼顾技术、经济 and 环境保护等的要求。在允许的条件范围内选择一个兼顾各方面要求的方案,这种选择或决策贯穿了整个设计过程。

### 1.5.2 规定和约束条件

设计是一种富有创造性的劳动,它是工程师所从事的工作中最有新意、最能使人感到满足的工作之一。当一项设计任务提出时,设计人员从接受任务之时开始就要根据设计要求,构思各种可能的方案,经过反复比较,选择其中最优化的方案。在酝酿各种方案时必须广开思路,寻找各种可能性,然后根据一系列内部和外部约束条件,排除一些不合理或不可能的方案,使需要进一步开展工作的方案数减少。

对每一个不同的设计任务其外部和内部约束条件是不相同的,外部约束条件是指不随项目具体情况变化的约束条件,通常是指下列几项:

- (1)政府制定的各种法律、规定和要求;
- (2)各种自然规律;

- (3)安全要求;
- (4)资源情况;
- (5)各种必须遵循的标准和规范;
- (6)经济要求,如投资限额和投资回收期。

设计人员在外部约束条件的制约下,制订若干个可能的方案,若对这些可能的方案不加筛选就进行下一步工作,必然要浪费大量的人力和时间。因此,要根据以下这些原则或称为内部约束条件,排除一些不符合要求的方案,这些内部约束条件是:

- (1)生产技术。技术软件的来源、技术成熟程度、价格和使用条件。
- (2)材料。原材料、建筑材料、关键设备等供应的难易。
- (3)时间。允许和需要的设计时间。
- (4)人员。素质和数量。
- (5)产品规格。
- (6)建设单位的具体要求。
- (7)建厂地区的具体情况。

经过内部约束条件的筛选,最后只得到一个可行方案的情况是很少的,因此,还要对保留的少数方案进行深入地分析研究,再根据设计要求进行筛选,不断优化工艺参数和结构,得到惟一的优化流程。若此流程经过安全和操作性能分析符合要求,此流程即为最终的工艺流程,可据此进行工程设计。

由于化工装置是一个由各种单元设备以最优化的方式组合起来的有机整体,因此在进行过程设计与分析时必须从全局出发,而不是从单元设备的角度出发,否则会得出从单元设备来看也许是正确的,但从全局来看却是不正确的结论。这一点正是化工装置设计与单元设备设计的差别,前者不仅要求设计人员掌握各单元设备的设计方法,而且还要求掌握化工系统工程的基本概念。

## 1.6 化工设计的分类

从一个新产品或一个新技术的试验研究开始到进行工厂或装置的建设,整个阶段一般需要进行两大类的设计。第一类是新技术开发过程中的几个重要环节,即概念设计(Conceptual Design)、中试设计(Pilot-plant Design)和基础设计(Foundation Design)等,这一类设计由研究单位的工程开发部门负责进行。若研究单位设计力量不足,可以委托设计单位或与设计单位合作进行。第二类是工程设计(Engineering Design),包括可行性研究(Feasibility Study)、初步设计(Preliminary Design)、施工图设计(Detailed Design)等,这类设计由设计单位负责进行。

同时设计单位所作的通用设计(复用设计)是为了推广较成熟并已经通过生产实践考验的化工装置而编制的设计;“因地制宜”设计是在采用通用设计时,根据建设地区的具体情况对通用设计修改、补充后所编制的设计;也可根据项目性质分为新建项目设计、技术改造项目的设计。

### 1.6.1 根据项目性质分类

#### 1. 新建项目设计

新建项目设计包括新产品设计和采用新工艺或新技术的产品的的设计。这类设计往往由开



发研究单位提供基础设计,然后由工程研究部门根据建厂地区的实际情况做出工程设计。

## 2. 重复建设项目设计

由于市场需要,有些产品需要再建生产装置。由于新建厂的具体条件与原厂不同,即便是产品的规模、规格及工艺完全相同,还是需要由工程设计部门进行设计。

## 3. 现有装置的改造扩建

若一些老的生产装置其产品质量和产量均不能满足客户要求,或者由于技术原因,原材料和能量消耗过高而缺乏竞争能力时,就必须对老装置进行改造,优化生产过程操作控制,以提高能量的综合利用率和促进局部的工艺或设备改造、更新等。

### 1.6.2 根据设计性质分类

#### 1. 新技术开发过程中的设计

化工新技术开发的工作框图见图 1-3。从图中可以看出,化工新技术开发过程中要进行概念设计、中试设计和基础设计 3 种设计。

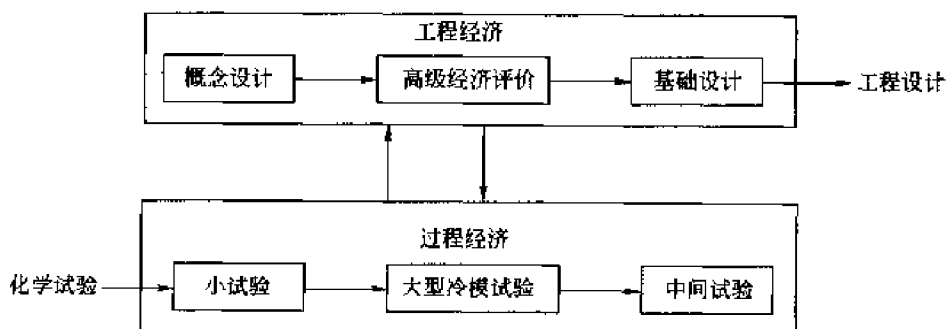


图 1-3 化工新技术开发的工作框图

(1)概念设计。在基础研究结束后完成。概念设计是从工程角度出发进行的一种假想设计,其做法可参照常规的工程设计方法和步骤,设计工艺流程,进行全系统的物料衡算、热量衡算和设备工艺计算,确定工艺操作条件及主要设备的型式和材质,进行参数的灵敏度和生产安全性分析,确定三废治理措施,计算基建投资、产品成本等主要技术经济指标。概念设计的规模应是工业化时的最佳规模。

概念设计的作用是暴露和提出基础研究中存在的工艺流程、主要单元操作、设备结构及材质、过程控制方案及环保安全等方面存在的问题,并为解决这些问题提供途径或方案。另一方面,概念设计结合技术经济评价,应得出开发的新产品或新技术是否有工业化价值的结论。

(2)中试设计。按照现代化工技术开发的观点,中试的主要目的是验证模型和数据,即概念设计中的一些结果和设想通过中试来验证。因此,中试可以不是全流程试验,规模也不是越大越好。中试要进行哪些试验项目、规模多大为好,均要由概念设计来确定。中试设计的内容基本上与工程设计相同。

(3)基础设计。基础设计是新技术开发的最终成果,它是工程设计的依据。基础设计有些类似于我国的技术设计,但又有很大的差别。与技术设计不同的是基础设计内容除了包括一般的工艺条件外,还包括了大量的化学工程方面的数据,特别是反应工程方面的数据以及利用这些数据进行设计计算的结果。基础设计中还要运用系统工程的理论和计算机模拟技术对工艺流程和工艺参数进行优化,力求降低定额和产品成本及项目投资,提高项目的经济效益。基

础设计中对关键技术有详尽的技术说明和数据。工程设计单位根据基础设计,结合建厂地区的具体条件即可做出完整的工程设计。

## 2. 工程设计

根据工程的重要性、技术的复杂性和技术的成熟程度及计划任务书的规定,工程设计可分为三段设计、两段设计和一段设计。重要的大型企业和使用较复杂的技术时,为了保证设计质量,可以按初步设计、扩大初步设计及施工图设计3个阶段进行。一般技术比较成熟的大中型工厂或车间的设计,可按扩大初步设计和施工图设计两个阶段进行。技术上比较简单、规模较小的工厂或车间的设计,可直接进行施工图设计,即一个阶段的设计。

### (1)初步设计。

初步设计是指根据设计任务书,对设计对象进行全面的研究,寻求在技术上可行、经济上合理的最符合要求的设计方案。主要是确定全局性的设计原则、标准和方案、水、电、汽的供应方式和用量、关键设备的选型及产品成本、项目投资等重大技术经济问题。编制初步设计书时,其内容和深度要以能使对方了解设计方案、投资和基本要求为准。

### (2)扩大初步设计。

根据已批准的初步设计,解决初步设计中的主要技术问题,使之明确、细化,编制准确度能满足控制投资或报价使用的工程概算。

### (3)施工图设计。

根据已批准的扩大初步设计,结合建厂地区条件,在满足安全、进度及控制投资等前提下开展施工图设计,其成品是详细的施工图纸、必要的文字说明及工程预算书。

## 1.7 化工设计的程序

本节所述设计程序是针对工程设计而言的。根据原化学工业部《化工设计管理标准》(1992)关于“设计工作基本程序”的规定,化工设计单位在化工基本建设过程中根据建设单位的委托要进行以下工作。

### 1.7.1 设计程序

一般化工设计的工作程序是以基础设计为依据提出项目建议书,经上级主管部门认可后写出可行性研究报告,上级批准后,编写设计任务书,进行扩大初步设计,扩大初步设计经上级主管部门认可后进行施工图设计。

- (1)接受委托,参加编制项目建议书;
- (2)参加厂址选择,编制厂址选择报告;
- (3)进行技术考察;
- (4)编制预可行性研究报告;
- (5)编制可行性研究报告;
- (6)进行厂址复查;
- (7)提出建厂区域地质初勘要求;
- (8)开展初步设计;
- (9)进行设备及主要材料的采购;
- (10)提出详勘要求;

- (11)开展施工图设计；
- (12)配合现场施工；
- (13)参加试车、考核；
- (14)参加竣工验收；
- (15)工程总结、设计回访；
- (16)参加项目后评价。

将工程设计的基本程序用图表示则更加直观,见图 1-4。

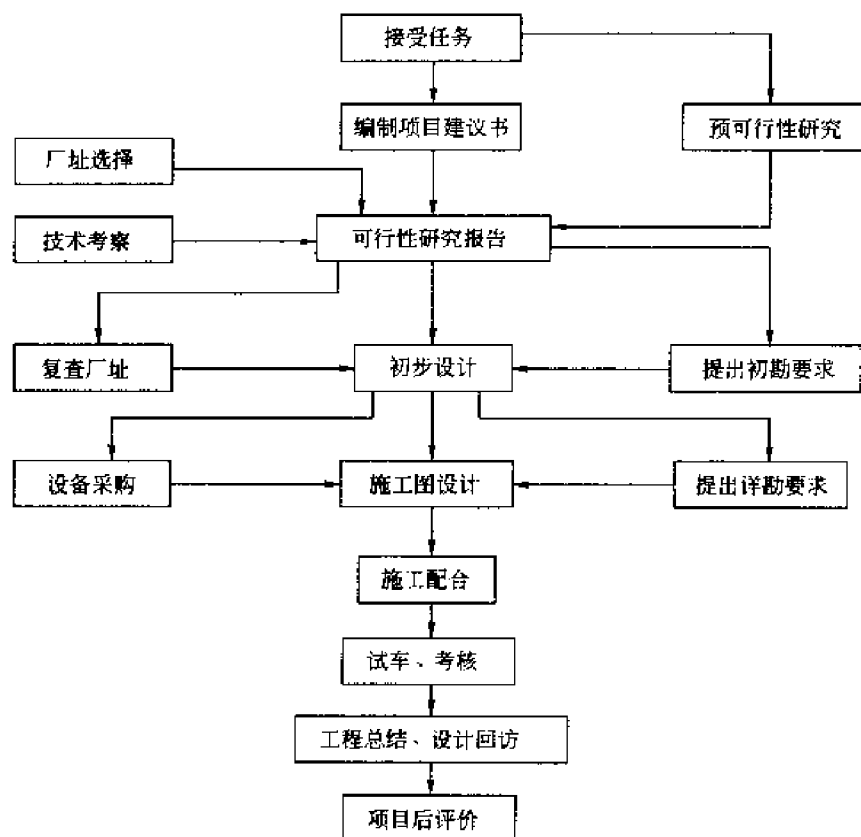


图 1-4 工程设计的基本程序

设计人员按照设计工作的基本程序开展工作,小型建设项目的设计可按本程序合理简化。具体可以按以下简化程序进行:

(1)选定厂址(此前需进行可行性报告及市场前景预测,并出具经济效益及财务分析报告);

(2)进行地质及水文勘探,标定零平面,并出具整个厂区的地质勘探报告;

(3)绘制整个产品带控制点的工艺流程图;

(4)绘制出详细的设备图纸(条件不允许时可绘制设备草图,但设备大小、自重及总重必须给出);

(5)绘制平面布置图,标明设备大小、高度、质量及摆放位置、操作室位置、尺寸、储罐区位置大小,在坚持工艺的先决条件下,还应注意:

- ①降低生产周期;
- ②降低成本、消耗;
- ③制订吊装方案时,充分考虑吊装方便、安全;

- ④考虑操作方便;
- ⑤尽量降低占地面积、建筑高度及梁的跨度;
- ⑥综合考虑整体布局、美观;
- ⑦尽量考虑设计的强制性规定,符合化工规范。

(6)由土建部门或结构工程师设计主厂房;

(7)土建开始施工,再绘制详细设备布置图(包括管口方位、大小),并讨论通过自动化控制方案;

(8)设备开始制作,其他大型设备(或本公司不能够制作的设备)、仪表及自动系统开始招标;

(9)绘制详细的配管图,并按照配管图编制、整理管及管件清单(包括管子、阀门、法兰等标准件)交由设备部门采购;

(10)安装开始,依照现场情况随时调整;

(11)安装结束,系统装置作探伤、水压试验、气密性试验;

(12)调试整个系统(包括设备运行情况、自动化仪表零点及满量程设定、自动化系统静态与动态调试等);

(13)试车,检查各个方面是否运行正常。

下面针对设计程序中的几个关键步骤进行说明。

#### 1. 可行性研究报告的编制

可行性研究报告是基本建设前期工作的重要内容,是对基本建设项目的必要性和可行性分析预测的一种科学方法,是为建设项目正确决策,保证投入的资金发挥最大效益所提供的科学依据。可行性研究报告必须对建设项目在技术上的先进性和经济上的合理性进行全面分析论证,通过多方案比较,提出优化方案,给出评价意见。

可行性研究报告的编制必须以批准的项目建议书为依据,与委托单位签订合同。在有关部门的组织下,由主管部门、建设单位、设计单位组成建厂(车间)小组进行产品的国内外需求情况分析;市场预测、产品方案、生产规模、工艺技术路线的比较和确定;对几个可供选择的厂址从建厂条件方面进行分析论证,提出推荐厂址的意见和理由。

对建厂的经济效益和社会效益进行较深度的评价,综述项目实施方案的企业经济效益和社会效益的情况及不确定性因素对项目经济效益的影响与风险程度;对三废治理方案、安全生产、环境保护设施的投资估计及环境质量做出评价;最终由项目负责人汇总资料编制成可行性研究报告,再发送至有关单位,并报上级部门审批。

根据国家有关部门对“可行性研究报告”的规定,可行性研究报告应包括以下内容:

(1)总论。包括项目名称、主办单位企业性质及法人、可行性研究的依据、可行性研究的主要内容和论据、评价的结论性意见、存在问题和建议等,并附上主要技术经济指标表。

(2)需求预测。包括国内外市场需求情况预测和产品的价格分析。

(3)产品的生产方案及生产规模。

(4)工艺技术方案。包括工艺技术方案的选择、物料平衡和消耗定额、主要设备的选择、工艺和设备拟采用标准化的情况等内容。

(5)原材料、燃料及水、电、汽的来源与供应。

(6)建厂条件和厂址选择、布局方案。

(7)公用工程和辅助设施方案。

(8)节能。

- (9)环境保护。
- (10)劳动保护与安全卫生。
- (11)工厂组织、劳动定员和人员培训。
- (12)项目实施规划。
- (13)投资估算和资金筹措。
- (14)经济效益评价与社会效益评价。
- (15)结论。包括综合评价和研究报告的结论、存在问题及建议等内容。

## 2. 初步设计的内容

初步设计是根据已批准的可行性研究报告,确定全厂性的设计原则、设计标准、设计方案和重大技术问题,如总工艺流程(Process Flow)、生产方法、工厂组织、总图布置、水、电、汽的供应方式和用量、关键设备及仪表选型、全厂的储运方案、消防、职业安全、工业卫生、环境保护和综合利用等,编制出初步设计文件及概算文件。初步设计是确定建设项目的投资额、征用土地、组织主要设备、原材料的采购以及编制施工图设计的主要依据,也是签订建设总承包合同、资金筹措及实行投资包干和控制建设工程拨款的依据。根据原化学工业部对初步设计的说明,规定其内容如下:

- (1)总论。
- (2)技术经济。基础经济数据、经济分析、附表。
- (3)总图运输。厂址选择、总平面布置、竖向布置、工厂运输、工厂防护设施、三废处理、绿化。
- (4)化工工艺。主要考虑原材料及产品的主要技术规格、装置危险性物料表、生产流程叙述、原材料、动力(水、电、气、汽)消耗定额及消耗量、成本估算、车间定员、管道材料等;各种表格包括设备一览表、综合材料表;各种图纸包括带控制点的工艺流程图、物料流程图、设备布置图。
- (5)空压站、氮氧站、冷冻站。
- (6)外部工艺、供热管线。
- (7)设备(含工业炉)。给出有关设备技术特征、主要设备总图。
- (8)电气仪表及自动控制、全厂自动化水平、信号及联锁、环境特征及仪表选型、复杂控制系统、动力供应、通信等。
- (9)供电。给出电源状况、负荷等级及供电要求、主要用电设备材料选择、总变电所及高压配电所、照明、接地、接零及防静电、车间配电、防雷等。
- (10)土建。给出气象、地质、地震等自然条件资料、地方材料、施工安装条件等;建筑设计、结构设计、对地区性特殊问题的设计考虑;对施工的特殊要求、对建筑物内高、大、重的设备安装要求的说明等。
- (11)给水、排水。给出自然条件资料(气象资料、水文、地质资料等),对给水水源及输水管道、给水处理、厂区给水、厂区排水、污水处理站、定员等给予说明;
- (12)供热。
- (13)采暖通风及空气调节。
- (14)维修(机修、仪修、电修、建修)。
- (15)质检部。
- (16)消防。
- (17)环境保护及综合利用。对设计采用的环保标准、主要污染源及主要污染物、设计中采

取的环保措施及简要处理工艺流程、绿化概况、其他环保措施、环境监测体制、环保投资概算、环保管理机构及定员等予以说明。

(18)劳动安全与工业卫生。对生产过程中职业危险因素分析及控制措施、劳动安全及工业卫生设施、预期效果及防范评价、劳动安全与工业卫生专业投资情况予以说明。

(19)节能。对主要耗能装置能耗状况、主要节能措施、节能效益等予以说明。

(20)概算。

业主报送主审部门的初步设计份数,中小型项目为2份,大型项目为3份。参加审查的主管部门由主审部门确定,初步设计一律报送1份。对于环保、消防、劳动、卫生部门和工会组织可报送专业性篇章和缩写本。设计主审部门应在收到设计文件两周内回复是否符合审批条件,对不符合条件的设计应同时通知业主和设计单位进行修改和补充。主审部门对符合条件的中、小型项目应在收到设计文件后一个月内、对符合条件的大型项目应在两个月内组织审查并上报或下达审批文件。如因特殊情况延期审查,主审部门应在收到设计文件后及时通知报送单位。设计单位或业主在向主审部门报送初步设计的同时,也应将初步设计报送由主审部门确定的各有关审查部门。

### 3. 扩大初步设计

扩大初步设计的工作程序和内容见图1-5,左边表示工作程序,右边方框的内容为设计成品。

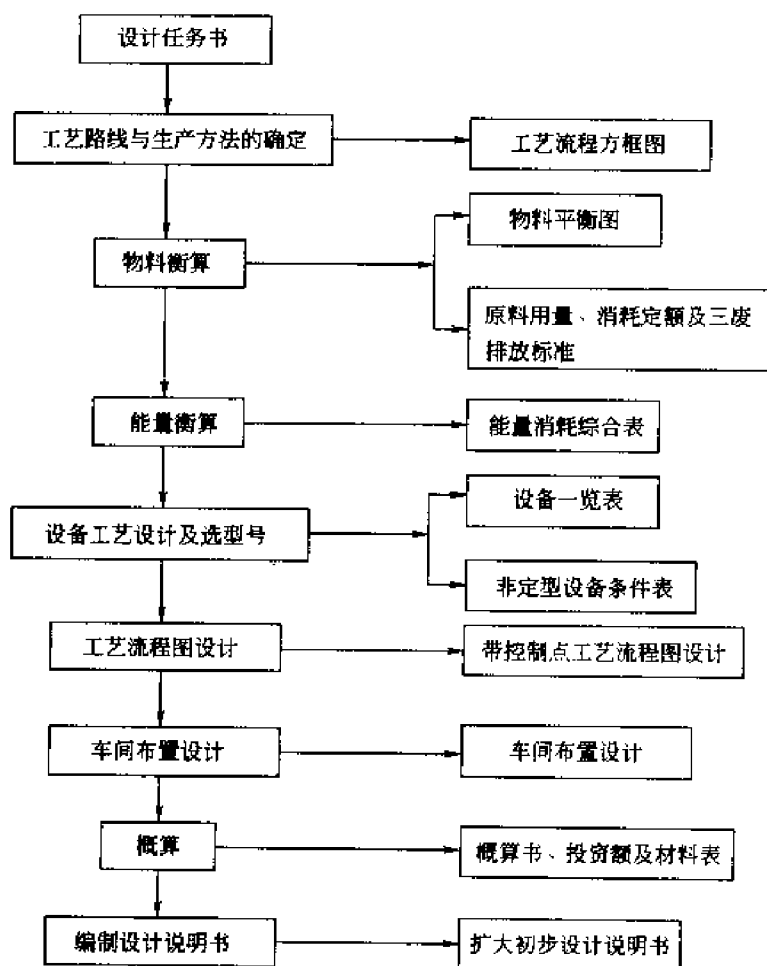


图 1-5 扩大初步设计的程序

#### 4. 施工图设计的内容

施工图设计的任务是根据扩大初步设计的审批意见,解决扩大初步设计阶段存在的各种问题,并以它作为施工单位编制施工组织设计、施工预算和进行施工的依据。施工图设计的内容相对扩大初步设计有较大的变动时,应另行编制修正概算,上报原审批单位核准。施工图设计不能随便改变扩大初步设计。

施工图设计是把初步设计中确定的设计原则和设计方案,根据建筑施工、设备制造及安装工程的需要进一步具体化,满足建筑工程施工、设备及管道安装、设备的制作及自动控制工程等建设造价的要求。业主要与设计单位签订委托设计合同以及其他外部条件的协议文件。施工图设计阶段的设计成品是详细的施工图纸、施工文字说明、主要材料汇总表及工程量。有条件的设计单位根据施工单位的要求还可以提供工艺管道施工模型。

该阶段工艺专业的设计内容主要包括:工艺图纸目录、带控制点的工艺流程图、公用工程系统图、设备布置图、设备一览表、管道布置图、管架、管件图;设备管口方位图、设备和管路保温及防腐施工设计、设备专业非定型设备制造图、设备安装图等。非工艺专业方面的设计内容有土建施工图、供电、给排水、自控仪表线路安装图等,除施工图外,还应附有各部分施工说明以及各部分安装材料表。为了设备订货与制造、材料储备和零部件加工有依据,应附全厂设备一览表与综合材料汇总表,并做出施工图总预算表。

#### 1.7.2 原始资料收集

接受设计任务后,设计人员必须认真细致地研究设计内容,构思设计对象,收集设计所需的一切数据及资料。设计对象的情况是不同的,有些产品已经大规模生产,有些产品尚属试验阶段,只能向技术开发方收集基础设计的内容,查阅文献资料。

##### 1. 原始数据及资料

###### (1) 基础资料。

基础资料包括厂址区域的地形、气象、工程地质、水文地质等资料;人文及地理情况、矿产资源、技术经济条件、原材料、燃料及其他动力供应、交通运输及施工条件等情况。尤其是要充分了解清楚原材料的易燃、易爆特点,特别是甲级危险物的特点。

###### (2) 生产方法和工艺流程。

该内容包括主要原料路线、操作规程、控制指标、主要设备及防腐措施、综合利用情况、生产安全可靠情况、每个工序的主要参数等。

(3) 各种生产方法的技术经济比较。包括产品成本、原材料的用量及供应的可能性、水、电、汽的用量及供应、副产品的利用、三废处理、自动化控制水平、基本建设投资、占地面积、主要基建材料的用量、设备制作的复杂程度等。

##### 2. 工艺资料

(1) 物料衡算:包括生产步骤和化学反应、各步骤所需原料、中间体的规格和物理化学性质;产品的规格和物理化学性质;各反应步骤的转化率、收率;每批加料量等。

(2) 热量衡算及设备计算:包括原材料、中间体、产品的比热容、生成热、燃烧数、导热系数、传热系数等与传热计算有关的热力学数据;各种如温度、压力、流量、液面等生产控制参数;设备的容积、结构、材质、主要设备图;设备材质对介质的稳定性。

(3) 车间布置:包括平面、立面布置情况;防火、防爆措施;设备的检测和吊装要求;控制室和配电室的布置。

### 3. 其他资料

包括非工艺专业如自控、土建、电力、采暖、通风、给排水、供热、废水处理等资料；概算资料；原材料供应、总图运输资料；劳动保护、安全卫生资料；三废排放及处理方法资料等。

### 4. 资料的来源

(1)设计单位的资料。包括可行性研究报告、设计前期工作报告、初步设计说明书、施工图及施工说明书、概(预)算书、标准设计图集、复用设计、标准与规范等。

(2)向科学研究单位收集有关资料。包括小试研究报告、中试研究报告及鉴定报告、中试生产工艺操作规程、中试装置设计资料、基础设计资料、有关产品或技术的国外文献。

(3)向有关生产单位收集资料。包括车间原始记录、各种生产报表、工艺操作规程、设备岗位操作法、设备维护、检修规程、劳动保护及安全技术规程、车间化验分析研究资料、工厂中心试验室的试验研究报告。

(4)向建设单位收集资料。包括厂址选择的原始资料、设计的基础资料如人文、地理、气象、水文、地质等资料、基本建设决算书、施工技术汇总、试车总结及原始记录。

(5)在设计过程中为设计的开展而进行的试验研究的有关资料。

(6)有关产品、目录、样本销售价格等资料。

(7)有关手册、工具书、杂志等书籍、文献和专利、各类化工过程与工艺设备计算书籍、各类生产调查报告、各类生产工艺流程汇集、各类化工设计书籍。

由于技术的保密以及专利的限制,在生产装置所需数据中最重要的工艺数据及化学工程数据应该由建设单位及相关的研究单位提供,部分查阅的数据主要被提供给设计作为参考。

## 1.7.3 项目组织及设计机构

### 1. 项目组织

工程设计是将基础设计转化成工业装置建设所需的施工图纸的过程,这需要许多的专业技术人员协助配合,因此,要有合理的项目组织,其具体结构应根据项目的大小和复杂程度而异。大型工程项目设计需要的专业有:工艺(Chemical Process)、管道工程(Piping)、自动控制(Automatic Control)、设备(Mechanic)、安装(Installment)、土建(Civil)、电气(Electricity)、给排水(Water Supply and Sewage)、环境工程(Environment Engineering)、热力(Thermodynamic)、储运(Store and Transport)、总图(Assembly Drawing)、采暖通风(Heating and Ventilate)、技术经济(Technological Economy)等专业。

每个项目设立一位项目负责人负责项目的总进度,控制投资和各专业之间的协调。各专业设立分项负责人,负责本专业的技术问题和设计进度。对于中小型项目,一般项目负责人由工艺分项负责人兼任;对于大型项目,则需设立专职的项目负责人。为了保证质量,每个专业都有各专业技术负责人,负责对各个项目的重要设计内容进行审核,重大技术问题需由设计院的总工程师审定。

(1)组织设计小组,安排阶段设计计划。

可行性研究报告经批准后,业主与设计单位签订设计合同;由院长任命设计总负责人或设计项目负责人(以下简称总负责人);业主与总负责人安排阶段设计计划,并下达给各设计室。

(2)了解主管部门意见,进一步落实设计条件。

总负责人组织工程设计组成员研究可行性研究报告内容及上级审批意见,并提出工程的



设计指导思想;总负责人根据建设单位提供的正式设计基础资料,组织有关专业人员进行复核,以保证设计质量。

(3)确定生产工艺总流程和全局性的设计方案。

工艺专业负责人组织有关人员设计全厂工艺总流程方案,通过对全过程进行物料衡算和热量衡算,提出不同的方案,与总负责人研究后初步确定全厂工艺流程方案;总负责人根据全厂工艺流程方案,组织有关专业研究、确定原材料和副产品的综合利用方案、废水、废气、废渣的处理原则,提出全厂的工程组成、确立各单项工程的名称、规模以及技术要求;总负责人组织有关专业,编制设计方案,进行方案审核。根据审核意见,与业主研究讨论、修改后报设计院,由技术管理部门会同计划管理部门组织审查。

(4)确定车间设计方案和各专业重大技术方案及设计标准。

由主项负责人按工艺流程的要求,进行车间工艺流程方案的比较,经物料平衡、热量平衡和主要设备计算后,提出车间布置方案。各专业根据总负责人和工艺专业的要求,提出本专业的重大技术方案、设计原则和设计标准,经专业组讨论、补充后,提交总负责人审查。

(5)估算工作量、安排工程进度。

总负责人组织各专业按主项或专业估算设计工作量;各专业负责人配合总负责人编制设计开工报告;总负责人编制工程进度表;主管院长或总工程师批准开工报告;计划管理部门协助总负责人落实各专业人员配备。

(6)开工报告。

由主管院长负责主持开工报告会,总负责人向参加本工程设计的全体人员和有关人员做开工报告。

## 2. 设计机构

(1)机构分支。

承接设计任务的单位是设计院,它是一个经营单位,院长为法人代表,全面负责设计院的生产经营、技术进步和行政管理工作。总工程师协助院长负责全院的技术工作。总经济师协助院长负责全院经营管理、财务审计工作。设计院下设计划管理部门和技术管理部门。计划管理部门负责经营计划、工程设计的管理工作;技术管理部门负责设计质量、基础工作、技术开发等管理工作。化工行业的设计院设立有工艺、安装、配管、设备、土建、结构、概算、总图、给排水、电气、仪表、采暖通风、电算等专业室作为生产部门。

(2)质量保证体系。

对于设计质量,设计院有一套庞大又完整的质量保证体系。工程成品的文件和图纸都需设计、校对、审核三级签字,特别重要的文件和图纸还需审定。各专业之间相关的文件和图纸需会签;项目完成还需做质量评定卡。

(3)硬件、软件配备。

设计院必须配备计算机并用局域网互联,配置各专业的计算及绘图软件,并要有打印机、绘图仪、晒图机、传真机等基本工具。

## 1.8 化工设计的内容

下面以化工工艺工程师为主,说明在项目 and 厂址确定后化工装置设计的内容和应考虑的问题,以便对设计工作的全部有个全面的、概括的了解。

### 1.8.1 设计基础

#### 1. 设计有效生产时间(年操作时间)

有效生产时间亦称年操作时间,是指每年的自然日扣除大、中、小修和非正常停车时间后的实际生产时间,其数值随装置而异,要考虑下列因素:

- (1)工艺介质的腐蚀性强弱;
- (2)生产过程中有无结焦、聚合现象;
- (3)设备备用系数的高低;
- (4)建厂地区管理和操作水平;
- (5)工艺成熟程度。

对于腐蚀性强或易聚合、结焦而设备备用系数较低的装置,或第一次工业化的装置,采用较小的年操作时间,一般取 300d;对于工艺成熟、工况稳定、工人操作水平高的连续化生产过程,一般可取 330d。

#### 2. 原材料规格及特性

化学物质的浓度和纯度高时价格也高,因此应根据工艺过程情况,提出恰如其分的要求。对于原料的浓度和纯度要考虑如下因素:

(1)杂质对反应的影响。有的杂质在一定条件下会与反应物产生副反应,使收率降低并增加产品提纯的困难。

(2)杂质对催化剂的影响。杂质是否会引起催化剂中毒或结焦。

(3)对于惰性杂质,考虑原料浓度降低后对主反应绝对速率和主、副反应相对速率的影响。

(4)原料浓度对反应产物提纯系统的影响。

(5)提高原料浓度和纯度所需付出的代价。

(6)提高原料浓度而分离出的其他副产品的价值。

有时生产上需较高的纯度,而原料纯度尚不能满足时,设计应考虑设置原料的提纯装置以达到工业生产所需的纯度。

此外还要考虑原材料的易燃、易爆特点,如甲级危险物的特点是:

- ①闪点小于 28℃ 的液体;
- ②爆炸极限小于 10% 的液体;
- 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、催化以及遇到有机物或硫黄等易燃的无机物,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大于物质本身自燃点的生产;

#### 3. 产品规格

产品规格应符合国家标准,当生产新产品时,应根据研究制订的企业标准执行。由于一个装置的产品即为另一个装置的原料,因此在决定产品规格时,需要考虑的因素与决定原料规格需要考虑的因素相同。

#### 4. 原材料消耗

对于绝大多数产品而言,占成本因素第一位的是原材料消耗。原材料消耗应以产品收率

作为设计指标加以确定,然后通过合理组织流程和设定设计变量来实现这一指标。

若在确定原材料消耗定额后,经过系统物料和热量衡算得到的消耗定额与原设定值不符,在流程一定的条件下,应判断原定工艺参数是否合适;若参数不合适,则修改原设定值,并重新进行计算。若不能找到适宜的工艺参数,则修改原定消耗定额,结束计算。若系统物料、热量衡算结果符合原定消耗定额,则继续进行单元设备计算,根据计算结果检查原定工艺参数是否合理。

### 5. 界区 (Battery Limits) 交接条件

生产装置占地面积的范围称为界区,界区交接条件是指用管道输送的原料、产品和公用工程在界区边缘(界区线)交接处的温度、压力和状态。公用工程交接条件由公用工程的规格决定。

### 6. 公用工程规格

(1) 动力电:应规定对输入动力电源的要求;回路数;电压;电气设备(包括一般用电)使用的电压、电量;电源配备;照明情况等。

(2) 冷却水:应规定供水温度(根据气象条件决定最高供水温度,例如上海地区可取 $30^{\circ}\text{C}$ );供水压力(根据要求的回水压力加上热交换器阻力和管道系统阻力决定,一般为 $0.45\sim 0.50\text{MPa}$ );回水温度(根据进水温度加 $5\sim 15^{\circ}\text{C}$ 温差作为回水温度,一般回水温度不超过 $40^{\circ}\text{C}$ );回水压力(对于循环冷却水,通常要求回水能直接流到冷却塔塔顶,不另设输送泵,一般要求回水压力不低于 $0.2\sim 0.25\text{MPa}$ );污垢系数(由水质处理费用和热交换器费用决定,大多数工程设计取污垢系数为 $0.000143\text{m}^2\cdot^{\circ}\text{C}/\text{W}$ );

(3) 蒸汽:根据生产需要决定蒸汽压力和温度,常用的蒸汽压力为:

超高压  $11.5\text{MPa}$ (绝压)

高压  $10\text{MPa}$ (绝压)

中压  $2.5\text{MPa}, 4\text{MPa}$ (绝压)

低压  $0.4\text{MPa}, 0.5\text{MPa}, 0.6\text{MPa}, 1.3\text{MPa}, 1.6\text{MPa}$ (绝压)

(4) 仪表用压缩空气:规定仪表用各种压力的空气,正常压力: $0.7\text{MPa}$ (绝压);最高压力: $0.9\text{MPa}$ (绝压);最低压力: $0.4\text{MPa}$ (绝压)。

(5) 冷冻与冷却设备。

### 7. 公用工程消耗及其他

根据系统物料、能量衡算结果,汇总公用工程消耗,列出单位时间和单位产品的消耗量。生产中催化剂、干燥剂、助剂及其他各种化学品用量等,应根据反应器、干燥器等单元过程计算结果和工艺要求而决定。

### 8. 化工三废处理

三废是指废气、废水和废渣。废气的来源有反应器、吸收塔、分离器等工艺设备的排放气、安全阀起跳或泄漏的排放气、海洋石油平台上火炬废气和各种加热炉及锅炉的烟道气。废水是指生产过程排放的有害液体,如酸性或碱性废水、含油污水、高温排水和有毒废水。废渣指废催化剂、废干燥剂、煤渣、结焦聚合物质等各种废固体物。

## 1.8.2 工艺专业的主要设计内容

### 1. 物料衡算和能量衡算

物料衡算意味着设计工作由定性转为定量,它是质量守恒定律的一种表现形式。根据质

量守恒定律,进入过程或设备的物料质量等于操作后所得产物的质量加上损失物料的质量。据此列出物料衡算方程式,求出物料的质量、体积和成分等数据,在此基础上可以正确地进行能量衡算、设备选择与设计、生产工艺流程设计。

根据能量守恒定律,进入过程或设备的能量等于操作结束后所获得的能量加上损失的能量,据此列出能量衡算方程式。根据能量衡算的结果,确定输入或输出设备的热量、加热剂和冷却剂的消耗量,同时结合设备设计,可算出设备传热面积。

物料衡算和能量衡算是进行工艺设计的主要基础内容。

## 2. 物料流程图

物料流程图表示为 PFD (Process Flow Diagram),是系统合成和过程分析的结果。它表示了流程、主要操作条件、物流组成、主要设备特性和主要控制要求,是所有成品中最重要、最本质、最基础的图纸。

## 3. 工艺管道及仪表流程图

工艺管道及仪表流程图也可称为带控制点的工艺流程图,表示为 PID (Piping and Instrumentation Diagram)。它是在 PFD 的基础上,确定工艺管道流程和控制方案,补充所有的开停车和正常操作所需的管道、检测、控制等。

在 PID 设计中,管道直径的确定也是很重要的任务之一。管道直径的确定需根据一定的运算和经验来取得,若管径取得过大,将显著增加投资;但管径过小,又将使动力费用增加。要取一个管径使生产成本最低,这个管径称为经济管径(Economical Pipe Diameter)。

## 4. 工艺设备设计

设备的设计与选择是指通过工艺计算确定设备技术指标。化工设备有标准设备和非标准设备之分,标准设备的设计是通过工艺计算,计算出机、泵等类型设备的工作能力及技术特性,从而选择相应的制造该设备的厂家及设备型号。非标准设备的设计是通过工艺计算,计算出设备的能力、外形尺寸、安装尺寸等,将这些要求提交给设备专业作为非标准设备设计的依据。

工艺设备设计的最终结果是“设备一览表”和“非标设备条件图”。

## 5. 设备平(立)面布置总图

设备布置的任务是在节约用地、安全和便于生产操作的前提下,确定生产过程中使用的各种机器、设备的平面和空间位置,以满足安装、生产、维修的需要和物料与人员的流动路线。设备布置必须遵守防火规范,按工艺流程的次序布置工艺设备,避免不必要的交叉和迂回;采用分区集中同类设备的方法,以便于操作、维修和安装,在设备的立面布置标高上应满足工艺要求。由于生产技术的提高或市场需要,工厂可能变化产品品种或工艺流程,设备有可能需要更新或增添,因此,工厂布置应留有发展余地。

## 6. 管道布置图

化工管道设计大部分工作量都在施工图阶段进行,管道设计的内容包括各种介质的管道材质、等级、阀门选择、管道布置、保温设计、管架敷设等。

## 7. 设备材料表

设备材料统计工作一般在施工图设计的最终阶段进行,它是将在管道布置图中管道上出现的所有材料品种和数量进行统计并列成表,以供施工单位订货、备料。

## 1.9 质量管理体系

化工厂建设的施工安装过程是按设计图纸施工的过程,设计的质量是化工项目建设质量的最直接反应。设计过程中任何粗心和疏忽都会对工程建设质量及化工生产造成损失。目前化工设计行业中实施的质量管理体系为国际标准化组织的 ISO9000 质量体系。

ISO 是国际标准化组织的简称(International Organization for Standardization)。国际标准化组织的众多委员会之一的“质量管理和质量保证技术委员会”(简称 ISO/TC176)其重大成果是制订了 ISO9000 系列国际标准及相关的配套标准。这套系列标准为各国开展质量保证和企业建立、健全质量体系提供了有效的指导。为了使产品与技术在国际市场的竞争中处于不败地位,我国结合自己的管理情况制订了与国际接轨、通用性强、又适合国情的对照标准系列,以下为设计单位常用的质量标准:

(1)GB/T 19000—2000(ISO 9000:2000):质量管理体系基础和术语;

(2)GB/T 19001—2000(ISO 9001:2000):质量管理体系要求;

(3)GB/T 19004—2000(ISO 9004:2000):质量管理业绩改进指南。

在该体系中,设计成品被定义为设计输出,即设计文件、图纸、说明书及其他文件。从该定义划分定义域,可行性研究、方案设计、初步设计、施工图设计、阶段设计或某项设备设计都可以是设计成品。以设计成品为对象把工程设计成品质量形成的全过程分为设计市场调研、合同评审、设计准备、设计和设计评审、文件印制和归档、外部评审、后期服务、回访与总结 8 个阶段,有关各阶段的质量职能,概括如下:

(1)设计市场调研职能:预测或确定设计市场对设计或服务的需求;预测或确定设计市场对建设工程项目的宏观需要;针对调研结果向单位最高管理层提出制定对策的建议——调研报告;建立和实施用户信息反馈系统。

(2)合同评审职能:准确地了解用户的需要,并形成文件;使单位内部有关方面均理解合同规定的“要求”,并确认“要求”的合理性以及本单位有能力满足所有的要求;“要求”以书面方式传达至该项目合同的执行人员。

(3)设计准备职能:合理配置设计项目的人力和其他资源;组织制订项目设计进度计划;搜集、分析、鉴定设计原始资料。

(4)设计及评审职能:将合同规定的要求以及社会要求转化为设计输入;通过方案构思和表述被确定的设计方案的各种作业技术和活动,使设计输入转化为设计输出;通过自校,评审设计输出是否满足了规定的要求;根据设计评审结果,修正设计输出。

(5)文件印制和归档职能:通过打字、印刷、复制、装订等作业活动,将设计输出转化为规格化的出版物;确保设计成品按规定计划完整、完好地交付给用户;按质量体系文件要求及档案管理条例,将有关设计文件编目归档。

(6)设计单位在外部设计评审中的职能:选派合适的人员参加评审活动,接受评审,解释设计,解答质疑;了解评审意见,确定用户的补充要求;按照评审意见更改设计。

(7)后期服务职能:某阶段设计成品对下一阶段设计的服务,如施工工地服务、投产、竣工、验收活动。

(8)回访、总结职能:通过回访活动,搜集质量信息,为用户解决设计缺陷问题,满足用户的合理要求;通过总结,反馈信息,为质量改进提供依据。

## 1.10 设计部门与其他部门的关系

设计工作不是闭门造车,它必须与社会上的许多部门发生关系。设计人员与设计部门只有正确处理好方方面面的关系,才能把设计工作做得更好。

### 1. 建设单位

建设单位是设计院为之服务的单位,设计院称之为业主。从建设单位将设计项目委托给设计院,与设计院签订了合同开始,直到一个化工厂或一套装置建成,被验证达到设计指标,在这段时间内,设计人员一直要与建设单位保持密切的联系。

### 2. 技术研究单位

一套生产新成品装置的设计就是技术研究单位开发的产品或技术转化成生产力的体现。技术研究单位与设计院没有合同关系,但业务上有着紧密的联系。设计院把技术研究单位称为技术方,他们必须在设计院进行设计工作之前,向设计院提交完整的基础设计资料。

### 3. 项目审批部门

项目审批部门有基本建设项目所属地区的发展与改革委员会、建设委员会等。设计院需协助建设单位向这些部门报批项目,为建设单位提供报批项目所需的文件及图纸。

### 4. 管理部门

项目所属地区包括规划局、消防局、压力容器监测站、卫生防疫站等部门对项目进行着各方面管理。设计院的设计文件及图纸内容需由这些管理部门审查,必须符合国家有关的规定。

### 5. 施工单位

一般在设计工作完成之后,设计院才与施工单位发生关系。设计人员需对施工单位进行一次设计思想和设计内容的交底。施工单位的专业设置与设计院基本一致,两单位专业对口的人员互相交流一下,以便施工单位能更好地实现设计院的设计思想。在项目的施工阶段,设计院需派遣人员去现场进行施工配合。施工结束后,设计院与建设单位一起参与对施工质量进行验收及签字。

### 6. 工程建设监理单位

工程建设监理可算是较新的行业,它是针对工程项目建设而设置的,社会化、专业化的工程建设监理单位需接受业主的委托和授权,根据国家批准的工程建设项目文件、有关工程建设的法律、法规和工程建设监理合同以及其他工程建设合同进行而旨在实现项目投资目的的微观监督管理活动。这种监督活动主要针对项目建设的设计阶段(含设计准备)、招标阶段、施工阶段以及竣工验收和保养阶段。

## 第2章 工艺路线与工艺流程设计

### 2.1 工艺路线的选择与确定

#### 2.1.1 概况

一个化工厂的设计是由化工工艺、土建、供排水、采暖、保温、冷冻、电气、自控、概算等专业协同配合完成的,其中工艺专业的设计决定了整个设计的概貌,是设计的核心,其他专业的设计是以工艺设计为基础的。

#### 2.1.2 工艺路线的确定

项目设计过程中,必须确定一个最适宜的工艺过程以获得所需产品。生产同一物质可能有多种不同的制造方法,各种工艺过程必须加以分析比较,以便选择一种最适合现有条件的方法。在大多数情况下,通过比较一些重要变量而从中筛选出合适的方案,主要考虑的因素有:(1)技术原因;(2)原料;(3)成本;(4)设备;(5)环境保护;(6)公用工程;(7)安全生产;(8)国家有关政策及法规。

技术原因主要指技术是否可靠、能否获得;对能量的需求;是否需要特殊的辅助设计;建成投产后其质量指标、产量、运转的可靠性及安全等能否达到国家标准。

原料的影响主要考虑当前和今后原料是否容易获得、原料的纯度及储存条件、原料的运输等问题。

成本估算主要考虑包括原料、能耗、折旧、其他固定成本等因素。

设备方面主要考虑设备购置、加工制造难易和可能性以及维护、安装是否需特殊设计等问题。

环境保护是建设化工厂重点审查的一项内容。化工厂易产生三废,我国目前对环保十分重视,应防止新建化工厂对环境产生严重污染。为此,对三废污染严重的工艺路线应避免采用,新建化工厂的排放物必须达到国家规定排放标准,符合国家环保法的规定。因此,设计中必须充分考虑三废和副产品的产生量、回收价值、处理方法等。

水、电是化工厂建设的必备条件。工厂用水可取自备水源或者市政供应水源,如果需要大量的用水,自备水源较为经济;工厂用电必须考虑是外购还是自建动力装置。

安全生产是化工生产管理的重要内容,中毒、腐蚀、着火、爆炸、人身伤亡和机械的设备事故等是化工厂易发生的安全事故。因此,必须针对发生事故的可能性,充分考虑各项活动之间相互关系,从设备、技术、管理上对安全予以保证,包括制定严格的安全条例,对工作人员进行严格安全培训,对有毒的原料和产品采取相应的措施防止其外溢,确保安全生产。

根据以上原则,经分析、研究、对比,最后确定工艺路线,在此基础上进行工艺流程设计。

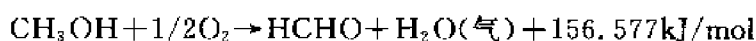
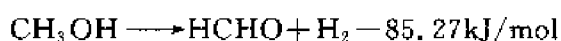
下面以甲醇为原料合成甲醛为例来说明工艺流程的选择。

甲醛是一种重要的基本有机化工原料,是甲醇最重要的衍生产品之一,主要用于生产脲醛、酚醛、季戊四醇、三聚氰胺甲醛树脂、聚甲醛、多元醇、异戊二烯、乌洛托品、尼龙24、维纶

等,还可以用于生产医药、农药和染料以及用作消毒剂、杀菌剂、防腐剂等。

目前,工业上生产甲醛按原料分基本采取3种方法,即甲醇空气氧化法、烃类直接氧化法和二甲醚催化氧化法。其中甲醇空气氧化法因工艺先进,被各国广泛采用,其他两种方法因原料来源、工艺条件等问题仅被少数国家采用。

甲醛生产的主要化学反应如下:



### 1. 方案选择参考条件

甲醛几乎都是采用甲醇空气氧化制取的,按所用催化剂类型甲醇空气氧化制取甲醛的方法分为两类:

(1)铁、钼催化剂法:用 $\text{Fe}_2\text{O}_3$ 、 $\text{MoO}_3$ 作催化剂,还常加入铬和钴的氧化物作助催化剂。甲醇与过量空气混合,经净化、预热,在 $320\sim 380^\circ\text{C}$ 下反应生成甲醛。此法是在空气—甲醇混合气中甲醇浓度低于爆炸区的下限(小于61.7%),即在含有过量空气的情况下操作,由于空气过剩,甲醇几乎全部被氧化,所以又称此法为纯粹的氧化工艺。铁、钼催化剂法工艺路线以瑞典Perstorp公司为典型。

(2)银催化剂法:用银丝网或铺成薄层的银粒为催化剂,控制甲醇过量,反应温度约为 $600\sim 720^\circ\text{C}$ 。使用这种方法时,甲醇在原料混合气中的操作浓度高于爆炸区上限(36%),即在甲醇过量的情况下操作的,由于反应氧化不足,反应温度较高,有脱氢反应同时发生,所以又称之为氧化—脱氢工艺。银催化剂法工艺路线以德国BASF公司为代表。

采用铁、钼催化剂法工艺路线的装置生产能力较大,甲醇转化率高于银催化剂法,可达95%~99%;甲醇单耗低,可以生产高浓度甲醛;甲醛成品中含醇量低,催化剂使用寿命长。但是铁、钼催化剂法生产一次性投资大、电耗高,过氧化时甲酸含量增加。

银催化剂法工艺简单,投资省,调节能力强,产品中甲酸含量少,尾气中含氢,可以燃烧。但是甲醇的转化率低,单耗高,催化剂寿命短,对甲醇纯度要求高,甲醛成品中甲醇含量高,只能生产低浓度甲醛。铁、钼催化剂法和银催化剂法的比较见表2.1。

表 2.1 银催化剂法与铁、钼催化剂法生产甲醛的比较

项 目	铁、钼催化剂法工艺	银催化剂法工艺
甲醇进料浓度,%(质量分数)	<7	>37
反应温度, $^\circ\text{C}$	280~350	600~720
反应器形式	管式绝热,流化床	固定床绝热
催化剂寿命,mon	12~18	3~8
收率,%	95~98	82~87
甲醇单耗,kg/t(37% $\text{HCHO}$ )	420~437	440~460
甲醛浓度,%(质量分数)	55~60	37~40
产品中甲醇含量,%(质量分数)	0.5~0.15	1~8
甲酸含量,mg/L	200~300	100~200
投资	铁、钼催化剂法比银催化剂法高20%	—
对毒物敏感程度	不敏感	敏感
催化剂失活原因	升华	银粒烧结成块,原料气中铁、硫引起中毒



由以上比较可以看出,银催化剂法在爆炸上限操作,原料混合气中甲醇浓度较高,设备负荷大,因而建厂投资较低。但由于银催化剂法在 $300^{\circ}\text{C}$ 以上高温下反应,催化剂银晶粒容易长大,加上银催化剂对毒物(Fe、S)极为敏感,催化剂寿命较铁、钼催化剂法短。铁、钼催化剂活性高、寿命长,对毒物不敏感,铁、钼催化剂法生产甲醛的单耗低,产品甲醛浓度高,含醇低,但其投资大。

## 2. 银催化剂法甲醇催化氧化制甲醛工艺的确定

甲醇经过滤后进入蒸发器,控制一定的液位和蒸发温度,空气鼓泡通过甲醇并与其蒸气混合,再配入一定量的水蒸气,形成三元混合气体。该三元混合气体过热至 $100\sim 140^{\circ}\text{C}$ ,经过滤除去硫、氯、羰基铁等有害杂质后进入氧化反应器。甲醇在银催化剂的作用下经过氧化、脱氢反应生成甲醛。反应产物立即骤冷(反应热用于发生蒸气)至 $230^{\circ}\text{C}$ ,再进一步间接冷却至 $80\sim 90^{\circ}\text{C}$ 后而进入吸收系统。

吸收系统由2个吸收塔组成,第一吸收塔顶用第二吸收塔底贫甲醛溶液喷淋,甲醛气体经吸收后其产品由塔底排出,未被吸收的甲醛和其他气体从塔顶排出进入第二吸收塔;两塔顶用工艺水喷淋进行再次吸收,稀甲醛溶液部分回流。出两塔顶的尾气可送入尾气锅炉作燃料,也可用于变压吸附(PSA)技术分离、回收纯氢产品,其工艺流程图如附图12-1所示。

## 3. 选择银催化剂法生产甲醛应注意的几个能量消耗部位

(1)甲醇蒸发器。在此甲醇从室外温度被加热到 $45^{\circ}\text{C}$ ,尤其在北方的冬季,甲醇液加热温升可达 $70^{\circ}\text{C}$ 以上。蒸发器中设有列管加热器,底部还设有恒温加热的夹套,因此这里是甲醛生产消耗能量的大户。

(2)反应器。由于甲醇氧化反应放出大量热量,为了控制反应温度,需加入一定量的配料蒸气。该蒸气除了能降低反应温度外,还可降低甲醇在空气中的爆炸极限,使反应更安全。

(3)甲醇过热器。为保证进入甲醇氧化器的气体中不含甲醇液滴(该液滴如进入氧化器的催化剂中,将导致甲醇转化率降低),必须使甲醇蒸气过热至 $120^{\circ}\text{C}$ ,因此这里需要一部分加热蒸气。

从上分析可知,如何合理利用甲醛生产中释放的反应热、冷却热、吸收热和尾气燃烧热,将回收的热量合理地分配给生产中耗热的设备,这将是能量能否合理利用的关键,也是衡量甲醛生产装置技术是否先进和完善的关键。

## 4. 设计方案评价

(1)采用二次串联吸收,提高了吸收效果。

(2)蒸发器所需的热量来自于冷却器冷凝水的热量,这样节省了能源,减少了资源消耗。

(3)甲醇氧化器废锅段和冷却段热量的综合利用,有效地节约了能源。

(4)采用催化式焚烧炉来处理尾气,有效地保护了环境。

## 2.1.3 工艺流程

### 1. 工艺流程设计

工艺流程设计是化工设计中极其重要的环节,工艺流程设计的目的是通过流程图的形式,形象地反映出原料转化为化工产品的整个过程、其物料和能量所发生的变化和流向、生产中发生的化工过程及采用的设备以及生产所需的管道和计量控制等。工艺流程设计是工艺设

计的核心,考虑到实际化工生产过程的复杂性以及工艺流程设计与其他工艺设计的牵连关系,因此它不可能一步完成,而必须由浅入深、由定性到定量、分阶段逐步进行。一般工艺流程设计可分为两个阶段,即工艺流程示意图和生产工艺流程图两个阶段。当生产方法确定后,就进行工艺流程示意图的设计,从而使确定的生产方法具体化,随着其他工艺设计项目的开展,再来补充、修改和完善工艺流程示意图的内容,最后完成生产工艺流程图。工艺流程设计总是最早开始,但往往最后结束。

一般化工生产无论多么复杂,大多都是由 6 个基础过程所组成,如图 2-1 所示。

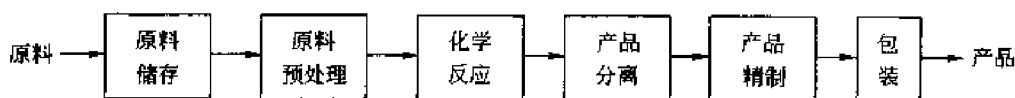


图 2-1 化工工艺流程

(1)原料储存:原料储存是为了保证原料的供应与生产的需求相适应。在化工生产中,原料的储存量主要根据原料的来源、运输方法(海上运输、铁路及公路运输)、原料的物理、化学性质(易燃、易爆等)以及运输所需的时间来决定。一般要求如原料为固态、液态,储存量为几天至三个月;对本厂可以供应的通常仅在生产产品处有储存量外,在车间也要有一定储存量作为缓冲。

(2)原料预处理:通常存在于自然界或通过某些加工方法得到的原料多数不纯,如果直接采用,轻则影响反应器的处理能力,使反应产物组成复杂;重则使催化剂中毒或腐蚀设备,使生产无法进行。因此,反应前原料的预处理操作往往是必不可少的,原料预处理过程一般由使用原料的规格和反应过程对原料要求来决定。

(3)化学反应过程:原料进入反应器后,化学反应(主、副)在反应器中进行,工业生产中的化学反应不可能百分之百地完成,也不可能只生成一种产物。但是,可以通过各种手段加以适当地控制(如催化剂、适宜的反应条件),尽可能抑制副反应的发生,促进主反应的进行。

(4)产品分离:化学反应结束之后,离开反应器的反应产物常是主副反应产物和未反应原料的复杂混合物。为了获得所需要的一定纯度的产品,必须进行产品分离。分离又有一个分离方法的选择和分离序列问题,为了确定分离方法,可根据下列经验进行探试,这样可以缩小研究过程的范围。

- ①进行分离的原理必须与被分离体系相适应,例如不用离子交换法分离非离子型化合物。
- ②最好使用能量分离而不用质量分离剂,因为质量分离剂必须用另一种分离操作除掉。
- ③最好采用具有高分离系数的过程。
- ④最好采用已经有了实践经验的过程。
- ⑤最好采用平衡分离过程,而不用速度分离过程。
- ⑥所采用的分离过程必须要与生产规模相一致。
- ⑦除非有充分理由不用精馏作为分离过程,通常把精馏分离过程作为优先考虑的分离过程。

以上是对分离方法的经验总结,当分离方法确定以后,还有选择分离序列的问题,下面介绍选择分离序列的经验法则:

- ①为了减少过程的输送量,应尽量先转移含量大的组分。
- ②首先移去低沸点的组分。
- ③最难分离的组分放在最后分离。

④尽早除去有腐蚀性的组分。

⑤采出部分馏分可保证产品纯度。

(5)产品精制:多数情况下产品需要经过精制以满足市场要求。有些副产品具有经济价值,也可以经过精制后出售。

(6)储存包装:液体一般用桶或散装槽类装运。固体可用纸桶、金属桶等装运,产品储存量取决于产品的性质和市场情况。

工艺过程除了上述基本过程外,还需要有公用工程及其他附属设施(消防、辅助生产设施等)的配合。

## 2. 流程设计程序

生产工艺流程设计涉及面广,设计周期长,设计工作由原则设计到详细设计是分阶段进行的,各阶段的设计有特定的作用和设计深度要求,在设计中形成了明显的阶段。

流程设计一般由浅入深、由定性到定量进行,根据先后程序可分为4种流程图:

### (1) 流程框图。

项目开始初期,一般采用流程框图来说明设计中采用的技术路线,图中所用的方框表示生产过程中的各种单元过程或单元操作,同时表示生产中各物流的流向;生产过程确定后,框图还可表示各物流的流量,此图变为设计中的物流图。

### (2) 流程示意图。

流程示意图用以在流程框图的基础上,进一步以设备形式定性地表示出各个过程的单元生产路线以及各物流的流向。流程示意图中应表示出设备示意图(以标准图例表示)、设备流程号、主要物料及主要动力(水、蒸汽、压缩空气、真空)的流程管线以及必要的文字注解。

### (3) 流程草图。

流程草图用以在流程示意图的基础上表示生产过程中的物流、各单元过程和单元操作的设备特征、自动控制方案、工艺操作参数的情况等。此外,流程草图在流程示意图的基础上,进一步表示全部物料及全部动力(水、蒸汽、压缩空气、真空)的流程管线及流向箭头、必要的文字注解。

### (4) 工艺流程图。

工艺流程图用以在流程草图的基础上表示出物流及其流向、每一个过程的设备特征、物流组成变化、显示仪表及自动控制方案、工艺操作参数、管道工程、辅助生产流程等,工艺流程图还要求表示出设备示意图(以标准图例表示)、设备流程号、全部物料及全部动力(水、蒸汽、压缩空气、真空)的流程管线及流向箭头、必要的文字注解。工艺流程图要求能表示出生产路线的原则流程、各个过程的设备特征、物料组成变化、自动控制原则、工艺操作参数的情况、管道工程、经济管径、开停车设备及管路、安全生产设施、非正常生产情况及事故处理有关装置及管路等。

一般情况下,化工设计的流程图主要绘制下列两种图纸:

①物料流程图(PFD图);

②带控制点的工艺流程图(PID图)。

此外,在设计计算时,会经常用流程框图表示,物料衡算后的物流量及组成通常以物流图(或框图)表示,全厂(或车间)总体及各设备的能量消耗则以能流图表示。

## 2.2 工艺流程设计

### 2.2.1 流程设计的任务及注意事项

#### 1. 流程设计任务

在工艺流程设计中,主要解决以下问题:

##### (1)确定生产过程的配置和组合。

工艺流程反映了由原料到产品的全过程,因此必须首先确定采用多少工序来构成全流程,确定每个单元过程的具体任务(即物料通过时要发生什么物理变化、化学变化和能量变化),并考虑各工序之间的连接方式。

##### (2)确定各个工序的组成。

应明确采用多少或哪些设备来完成这一生产过程以及各设备之间的连接方式,并明确每台设备的作用和它的主要工艺参数。

##### (3)确定操作条件。

为了使每个过程、每台设备达到工艺要求,应当确定整个生产工序或每台设备的各个部位要达到或保持的操作条件。

##### (4)控制方案的确定。

为正确实现并保持各生产工序和每台设备本身的操作条件以及实现各生产过程之间、各设备之间的正确联系,需要确定正确的控制方案,选用合适的控制仪表。此外,还要增补遗漏的管线、阀门、过滤密封系统以及采样、放净、排空、连通等设施,逐步完善控制系统,最后完成工艺流程图。

##### (5)合理利用原料及能量。

应当合理确定各个生产过程的效率,得出全装置的最佳总效率。为了提高收率,应合理利用原料,并将未反应的原料返回进行循环利用,对在生产过程中不参加反应的溶剂进行回收,同时还要合理地进行能量回收和综合利用。据此确定水、电、蒸汽和燃料的消耗。

##### (6)确定三废治理方案。

除了产品和副产品外,对全流程中所排出的三废需要进行综合治理,以达到国家的排放标准,治理的总费用也是选择方案必须考虑的。

##### (7)确定安全生产措施。

应当对所设计的化工装置在开车、停车、长期运转以及检修过程中可能存在的不安全因素进行认真分析,并遵照国家规定,结合以往的经验教训,制订出切实可靠的安全措施,例如设置事故槽、安全阀、放空管、安全水封、防爆膜、阻火器以及防静电(接地)等。

#### 2. 流程设计应注意的问题

##### (1)合理规划物料和能量流程。

在满足工艺要求的条件下,应以降低过程的能量消耗为依据,使各种能量尽可能在本系统中得到充分利用。例如离开反应器的物料温度很高,可组织热交换用温度高的物料来加热原料。

##### (2)必须具备生产概念,强化工程意识。

在组织流程时,首先应确定主要的化工过程和设备,然后根据连续、稳定生产的工艺要求,

进一步确定配合过程的辅助过程和设备,使流程设计逐步深入。例如为了避免前工序的暂时故障而影响精馏过程的连续、稳定操作,因此在精馏塔进料处设置储槽,再根据储槽的位置和进料方式,确定精馏塔的进料液是否用泵输送或是否采用预热器等。

(3)必须考虑生产操作的要求。

由于在生产过程中的一些工艺条件需要调节和控制,因此在流程设计时必须确定一些设备和管路上需设置的各种控制阀门、检测器、自控仪表等。为了维护和安全生产,在流程设计时要考虑设置必要的设备附件,如储液槽的排液管和阀门、易燃液体储槽的蒸气管路的阻火器、压力容器的泄压阀等。

(4)要考虑装置的操作弹性。

在流程设计时,除考虑正常生产情况外,还要考虑在不正常生产的情况下,各种设备的操作弹性和连接情况等。

(5)选择物料输送方式。

根据物料的性质,在设备在车间布置情况和操作情况以及各工序的不同要求明确的前提下,确定物料输送方式。

(6)考虑利用重力流程。

重力流程是指借助于两个相邻设备的位差,物料依靠自身重力或稍加外力,自上而下流动,这样可减少输送设备并节省能量。

上述问题在流程设计中经常遇到,必须认真对待,抓住主要矛盾,全面平衡得失,才能使设计的流程比较完善。

## 2.2.2 工艺流程图的绘制方法

### 1. 基本要求

(1)流程框图。

采用方框及文字表示主要的工艺设备及过程,用箭头表示物流方向。

(2)流程示意图。

用图例表示出主要工艺设备,用箭头表示物流方向,标注主要工艺设备的信号和名称。

(3)流程简图。

用图例表示出主要工艺设备及部分关键的辅助设备,用箭头表示物流方向,标注工艺设备的位号和名称,以图例表示出主要控制回路仪表的参数、功能、控制方法。

(4)物料流程图。

用图例表示出主要工艺设备及部分关键的辅助设备,用箭头表示物流方向,标注工艺设备的位号和名称,用表格形式表示出各流股的温度、压力、流量、组分含量。

(5)公用工程系统图。

用方框、文字表示使用公用工程的工艺设备及过程,用箭头表示物流方向。

(6)带控制点的工艺流程图。

当设备设计计算结束、控制方案亦确定后,就可以绘制带控制点的工艺流程图,表示出全部工艺设备、物料管路、阀件、设备的辅助管路以及工艺和自控仪表的图例、符号等。带控制点的工艺流程图一般包括如下内容:

①用图例表示出全部工艺设备。

②表示出工艺物料和辅助管道的流向及工艺物料管道上的阀门、异径管等有关附件,但不

必绘出法兰、弯头、三通等一般管件,流程图管道的连接位置应与配管图基本一致。

③用图例表示出控制回路、仪表的参数、功能、仪表信号和控制方法。

④标注全部设备的位号和名称。

⑤表示全部管道的管道代号、管径、材料、保温等。

## 2. 图纸绘制

(1)图纸尺寸及线条要求。

①按工艺车间或工段,原则上一个主项画一张图,其幅面一般采用1号或2号图纸,如流程复杂,可分成几部分进行绘制。

②一般各种设备图例按相对比例进行绘制,如设备过高、过大或过小,则设备外形可以适当缩小或放大,使图面视觉美观。

③线条要求。主要物料管道用粗实线(0.9mm)表示,辅助物料管道用中粗实线(0.6mm)表示,设备轮廓和管道上的各种附件以及局部地平线用细实线(0.3mm)表示。

(2)设备的绘制方法。

①常用设备的外形画法可参照图例绘制,见附录2表2.1,有些设备外形在设计规定中没有图例的,可给出其象征性的简单外形,以表明设备的特征即可。

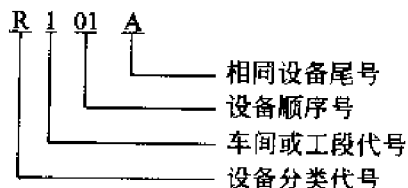
②在流程图上一律不表示设备的支脚、支架、基础和平台。

③设备的布置原则上按流程图自左至右,要求图面饱满、匀称、清晰、整齐。

④流程中若有几台相同设备并联,可以只画一台设备,其余几台用细实线方框表示,在方框内注明位号,并画出通往该设备的支管。若流程中有几套相同设备串联,每套设备内部管道连接均相同,则可只画一套,其他的几套设备位号、名称均写在这一套的设备上,如:

$\frac{R \times \times \times A, B, C}{\text{反应器}}$

⑤设备位号编制为:



设备位号应标注在设备内或附近空白处(如能表示清楚,则可不加引出线),位号和名称用粗实线分开,位号写在上面,如:

$\frac{R101}{\times \times \text{反应器}}$

⑥设备位号应与初步设计一致,若施工图设计中设备有所增加,则位号应按顺序增补;如有取消,原有设备位号不再使用。

(3)物料管道和辅助管道的绘制方法。

①管道、管件及管道附件图例及常用阀门图例见附录2附表。

②固体物料除用粗虚线表示外,还要写出物料名称。

③当工艺流程比较复杂,为使主流程表示清楚,流程图与辅助系统图应分开绘制。在辅助系统流程中,辅助管道只绘制与设备相连的进出口一段支管,并注明代号、编号及管道规格,而辅助管道总管与分管相连的部分由辅助系统图来表示。

④控制仪表与主流程设备管道及辅助管道有联系时,应分别在流程图和辅助管道上适当表示。

⑤各种管道的标注方法。

在工艺管道及仪表流程图、辅助管道及仪表系统图、管道布置图上的全部管道及有关表格均需分段标注流体代号、管道代号、管径、管道等级及隔热代号。管道上直接排入大气的放空短管以及就地排放的短管、阀后直排大气无出气管的安全阀前入口管等的管道和短管,连同它们的阀门、管件等均编入其所在的主管道。

管道代号应分段确定,管道的分段可按设备到设备之间为一段,亦可取设备到管道分支点为一段。流程图、系统图和管道布置图上相应的管道代号必须一致。

管道代号由设备位号及管道的顺序号组成。流程图、系统图及管道布置图上的管道代号标注方法为:按图面,管道为水平方向时,管道代号标注在管线上;管道为垂直方向时,标注在管道左侧。

⑥绘在同一张流程图上的两个设备相距较远时,其物料管道仍要连通,不能用文字表示。对于进出车间的管道或接至另一张流程图上的管道,可在管道断开处用箭头标明至某设备或管道的图号,如排水或排污管必须用文字说明排入何处。



(4)图纸名称。

在图纸的主标题栏中图纸的名称的书写方法如下:

×××吨/年×××车间(界区)××工段  
工艺管道及仪表流程图

(5)辅助管道及仪表系统图。

①辅助管道及仪表系统图用来表示在流程图上未曾画出的辅助管道系统全貌,辅助管道包括蒸汽、冷凝水、给排水、压缩空气、真空等系统,每一种辅助管道系统绘制一张系统图。蒸汽和冷凝水应合并绘制,各种专业有不同的辅助管道,如蒸汽和冷凝水对于热力专业来说就不是辅助管道。

②辅助管道系统图上的设备一般以细实线画的矩形框表示,框内标注设备位号及设备名称或管道代号。

③辅助管道系统图上必须表示该辅助管道总管和支管上的全部阀门、异径管及控制点等。

(6)物料代号。

①物料代号按《管路系统的图形符号,管路》作出的规定,以介质(物料)英语名称的第一字母大写表示,如空气(air)为“A”,蒸汽(steam)为“S”,油(oil)为“O”,水(water)为“W”;

②以分子式为代号,如硫酸为“H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>”;

③采用国际通用代号,如聚氯乙烯为“PVC”等表示。

此外也可以在类别代号的右下角注以阿拉伯数字,以区别该类物料的不同状态和性质。化工系统有关部门根据化工专业特点,还做了一些具体规定,见表 2.2。在工程设计中遇到本规定以外的物料时,可予以补充代号,但不得与表 2.2 中的代号相同。

表 2.2 常用物料代号规定

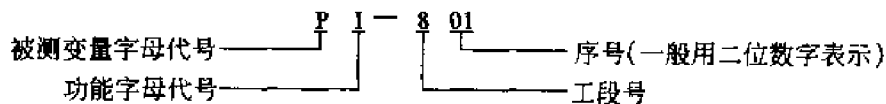
物料代号	物料名称	物料代号	物料名称	物料代号	物料名称	物料代号	物料名称
AR	空气	DW	饮用水、生活用水	L $\bar{O}$	润滑油	R	冷冻剂
AM	氨	F	火炬排放	LS	低压蒸汽	R $\bar{O}$	原料油
BD	排污	FG	燃料气	MS	中压蒸汽	RW	原水
BW	锅炉给水	F $\bar{O}$	燃料油	NG	天然气	SC	蒸汽冷凝水
BR	冷冻盐水(回)	FS	熔盐	NG	氮	SL	泥浆
BS	冷冻盐水(供)	G $\bar{O}$	填料油	$\bar{O}$	氧	S $\bar{O}$	密封油
CA	压缩空气	HM	载热体	PS	工艺固体	SW	软水
CS	化学污水	HWR	热水(回)	PA	工艺空气	TS	伴热蒸汽
CWS	循环冷却水(供)	HWS	热水(供)	PG	工艺气体	V	放空气
CWR	循环冷却水(回)	HS	高压蒸汽	PL	工艺液体	VA	真空排放气
DR	排液、排水	LA	仪表空气	PW	工艺水		

(7) 自控及仪表表示。

工艺生产流程中的仪表及控制点应该在有关管道上并大致按安装位置用代号、符号给予表示。

仪表、调节机构、执行机构等图例见附录表,将仪表图形符号和字母代号组合起来,可以表示工业仪表所处理的被测变量和功能,或表示仪表、设备、元件、管线的名称;字母代号和阿拉伯数字编号组合起来,就组成了仪表的位号。

在检测控制系统中,一个回路中的每一个仪表(或元件)都应标注仪表位号。仪表位号由字母组合和阿拉伯数字编号组成。第一个字母表示被测变量,后继字母表示仪表的功能。数字编号表示仪表的顺序号,数字编号可按车间或工段进行编制。



在管道及仪表流程图中,标注仪表位号的方法是将字母代号填写在圆圈的上半部分,数字编号填写在圆圈的下半部分,表 2.3 表示出被测量变量和仪表功能的字母代号。

表 2.3 表示被测量变量和仪表功能的字母代号

字母	第一字母		后续字母	字母	第一字母		后续字母
	被测变量或初始变量	修饰词	功能		被测变量或初始变量	修饰词	功能
A	分析	—	报警	I	电流	—	指示
B	喷嘴火焰	—	供选用	J	功率	扫描	
C	电导率	—	控制	K	时间或时间程序	—	自动、手动操作器
D	密度	差		L	物位	—	指示灯
E	电压	—	检出元件	M	水分或湿度	—	—
F	流量	比(分数)		N	供选用	—	供选用
G	尺度	—	玻璃	O	供选用	—	节流孔
H	手动	—		P	压力或真空	—	试验点



续表

字母	第一字母		后续字母	字母	第一字母		后续字母
	被测变量或初始变量	修饰词	功能		被测变量或初始变量	修饰词	功能
Q	数量或件数	积分、计算	积分、计算	V	粘度	—	阀、挡板
R	放射性	—	记录或打印	W	重量或力	—	套管
S	速度或频率	安全	开关或联锁	X	未分类	—	未分类
T	温度	—	传达(变送)	Y	供选用	—	计算器
U	多变量	—	多功能	Z	位置	—	驱动、执行的执行器

### 2.2.3 带控制点的工艺流程图

带控制点的工艺流程设计是根据工艺过程对控制和检测的要求、控制和检测对象的特征及其与其他工艺参数间的关系而确定的。随着工业技术的不断发展,化工厂装置对自动化的要求越来越高。在设计工作中,一般重要的自控方案必须由工艺、自控专业联合提出,工艺和仪表在流程设计中是不可分的,其表达方式和内容如附图 12-2 和附图 12-3 所示。

## 2.3 典型单元设备的控制流程设计

控制流程设计是带控制点工艺流程图设计中的一个重要环节。化工生产过程中,任何单元设备对流程设计都有一定的要求,有着一定的共性。以下对典型化工流程作以介绍。

### 2.3.1 输送设备的控制流程设计

#### 1. 离心泵

离心泵流程设计一般包括:

(1) 泵的入口和出口均需设置切断阀,一般采用闸阀,此阀适用于各种介质的切断,流体流经阀门时,不改变介质流向,阻力小。设此阀的目的是为了保证维修和开车。

(2) 在泵出口与第一个切断阀之间应安装止回阀,防止停泵时物料倒流,在靠近出口处安装。

(3) 在泵吸入侧、入口切断阀后入泵前设一个 Y 型过滤器,防止杂物进入泵体。

(4) 泵体和泵的切断阀前后的管线应设置放净阀。

(5) 在切断阀与泵之间安装压力表,离泵愈近愈好,压力表供泵开车观察和调节出口压力用。

(6) 根据具体和特殊情况应补加辅助管线,如密封、冲洗、冷却、平衡、保温、防凝等管线。

离心泵流量控制的目的是将泵的排出量恒定于某一给定的数值上。流量控制在化工厂是常见的,例如进入化学反应器的原料量需要维持恒定、精馏塔的进料量或回流量需要维持恒定等。离心泵流量控制大体可采用直接节流法、旁路调节法和改变泵的转速调节法。直接节流法是在泵的出口管线上设置调节阀,利用阀的开度变化而调节流量,如图 2-2 所示。这种方法简单、易行,得到普遍的采用,但不适宜于介质正常流量低于泵的额定流量的 30% 以下的场合。

旁路调节法是将泵的部分排出量重新送回到吸入管路,用改变旁路阀开启度的方法来控制泵的实际排出量,如图 2-3 所示。但这种方法会使泵的总机械效率降低,它的优点是调节阀直径较小,可用于介质流量偏低的场合。

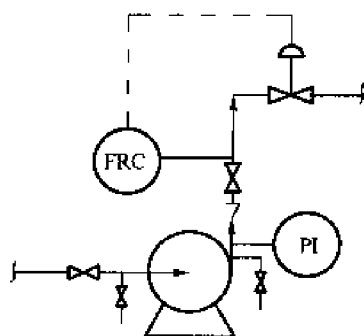


图 2-2 离心泵的直接节流法

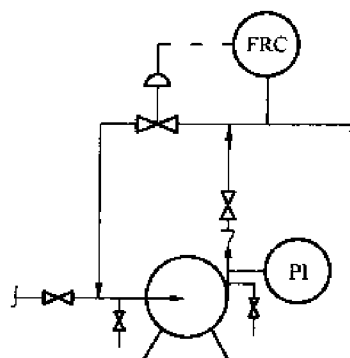


图 2-3 离心泵的旁路调节法

改变泵的转速调节法是指当泵的转速改变时,泵的流量特性曲线会发生改变,从而达到调节流量的目的。这种方法的优点是节约能量,但驱动机械及其调速设施的投资较高,一般只适用于较大功率的机泵。

## 2. 往复泵

往复泵多用于流量较小、压头要求较高的场合。用蒸汽机带动的往复泵可通过改变原动机的转速,控制泵的出口旁路,改变冲程来实现流量调节。改变电动机的转速可借助于改变蒸汽流量的方法方便地控制转速,进而控制往复泵的出口流量,如图 2-4 所示。控制泵出口旁路是用改变旁路阀开度的方法来控制实际排出量,如图 2-5 所示。

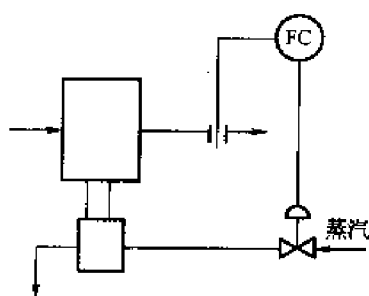


图 2-4 改变电动机转速控制  
往复泵的出口流量

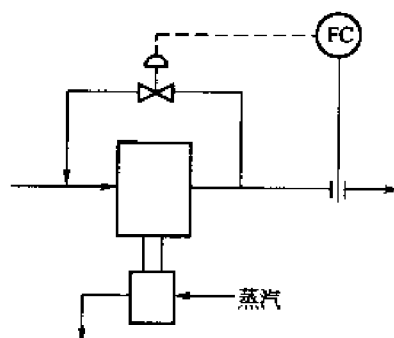


图 2-5 控制出口旁路来调节  
往复泵的出口流量

## 3. 真空泵

真空泵可采用吸入支管调节和吸入管阻力调节的方案,如图 2-6(a)和图 2-6(b)所示。蒸汽喷射泵的真空度可以用调节蒸汽的方法来调节,如图 2-7 所示。

## 4. 离心压缩机

(1)压缩机的进出口管道上均应设置切断阀,但自大气抽吸空气的往复式空气压缩机的吸入管道上可不设切断阀。

(2)压缩机出口管道上应设置止回阀。离心式氢气压缩机的出口管道如压力等级大于或等于 4MPa,可设置串联的双止回阀。

(3)多级往复式氢气压缩机各级间进出口管道上均应设置双切断阀。在两个切断阀之间的管段上应设置带有切断阀的排向火炬系统的放空管道。

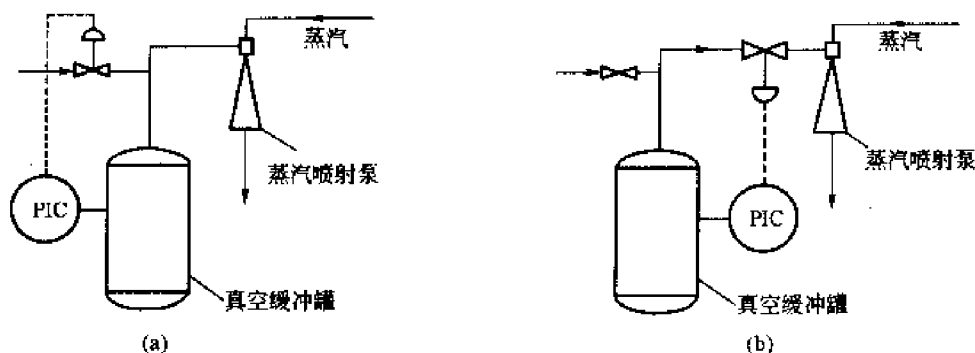


图 2-6 真空泵的流量调节  
(a)真空吸入支管调节;(b)真空吸入管阻力调节

(4)压缩机吸入气体中如经常夹带机械杂质,应在进口管嘴与切断阀之间设置过滤器。

(5)往复式压缩机各级吸入端均应设置气液分离罐;当凝液为可燃或有害物质时,凝液应排入相应的密闭系统。

(6)离心式压缩机应设置反飞动放空管线。空气压缩机的反飞动线可接至安全处排入大气,有毒、有腐蚀性、可燃气体压缩机的反飞动线应接至工艺流程中设置的冷却器或专门设置的循环冷却器,将压缩气体冷却后返回压缩机入口切断阀上游的管道中。

(7)可燃、易爆或有毒介质的压缩机应设置带三阀组盲板的惰性气体置换管道,三阀组应尽量靠近管道成 8 字形的连接点处,置换气应排入火炬系统或其他相应系统。

为了使离心式压缩机正常稳定操作,防止喘振现象的产生,单级叶轮压缩机的流量一般不能小于其额定流量的 50%,多级叶轮(例如 7~8 级)的高压压缩机的流量不能小于其额定流量的 75%~80%。常用的流量调节方法有入口流量调节旁路法、改变进口导向叶片的角度和改变压缩机的转速法等。改变转速法是一种最为节能的方法,应用比较广泛。由于调节转速有一定的限度,因此需要设置放空设施。

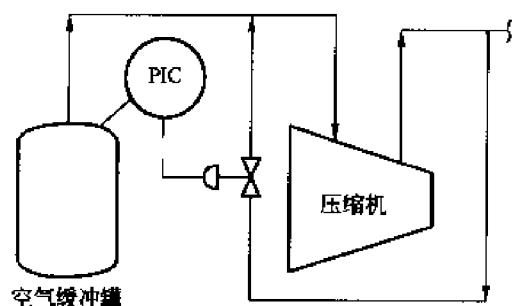


图 2-8 压缩机进口压力调节的原理图

压缩机的进口压力调节一般可采用在压缩机进口前设置一缓冲罐,从出口端引出一部分介质返回缓冲罐以调节缓冲罐的压力,如图 2-8 所示。

### 2.3.2 传热设备的控制流程设计

化工生产常用的传热设备主要有换热器、冷凝器、再沸器及加热炉等,由于传热的目的不同,被控变量也不完全一样,多数情况下,被控变量是温度。

#### 1. 两侧均无相变的情况

当换热器两侧流体均无相变时,可以通过改变换热器的热负荷来保证工艺介质温度在换热器出口处恒定在给定值上。可采用调节载热体的流量、控制载热体旁路流量、控制被加热流体自身流量及控制被加热流体自身流量的旁路几种方法来实现。

(1) 调节载热体的流量。

通过调节载热体的流量稳定被加热介质出口温度的方法如图 2-9 所示,适用于载热体流量的变化对温度影响敏感的场所。若载热体本身的压力不稳定,可另设稳压系统,或者采用以温度为主变量、流量为副变量的串级控制系统,如图 2-10 所示。

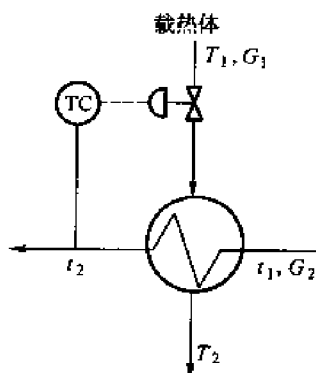


图 2-9 改变载热体流量控制温度

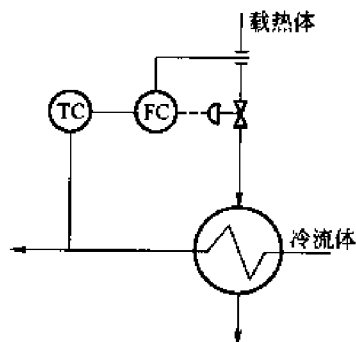


图 2-10 换热器串级控制系统

(2) 调节载热体旁路流量。

若载热体为工艺流体,其流量需保持恒定,可采用如图 2-11 所示的控制方法。此方法采用三通控制阀来改变进入换热器的载热体流量与旁路流量的比例。此法既可以改变进入换热器的载热体流量,又可以保证载热体总流量不受影响。

(3) 调节被加热流体自身流量。

若工艺介质的流量允许变化,调节阀可安装在被加热流体进入换热器的管道上,如图 2-12 所示。

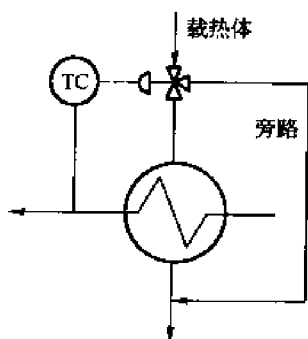


图 2-11 用载热体旁路控制温度

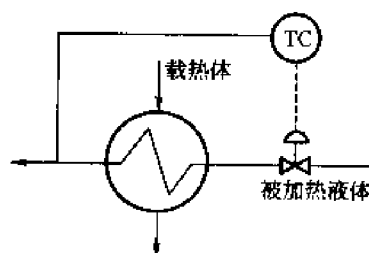


图 2-12 用介质自身流量控制温度

(4) 调节被加热流体自身流量的旁路。

若被加热流体的总流量不允许改变,而换热器的传热面积有余量时,可让一小部分被加热的流体由旁路直接流到出口处,使冷热物料混合来控制温度,如图 2-13 所示。运用此法过程中,载热体一直处于最大流量,且需传热面积有较大裕量,因此在通过换热器的被加热介质流量较小时,运用此法不太经济。

## 2. 载热体进行冷凝的加热器自动控制

用蒸汽冷凝来加热介质,蒸汽由气相变为液相,放出热量,加热工艺介质。此种传热过程不同于两侧均无相变的传热,蒸汽在整个冷凝过程中温度不变。传热过程分为两个阶段,先冷凝后降温。若被加热介质出口温度为被控变量,可采用以下两种方法:

### (1) 控制蒸汽流量。

当蒸汽压力较稳定时,采用如图 2-14 所示的方法控制加热器出口温度较为简单,可通过改变加热蒸汽量来稳定被加热介质的出口温度。当阀前蒸汽压力有波动时,可对蒸汽总管加设压力定值控制,或者采用温度与蒸汽量串级控制,通过加设压力定值控制较为方便。

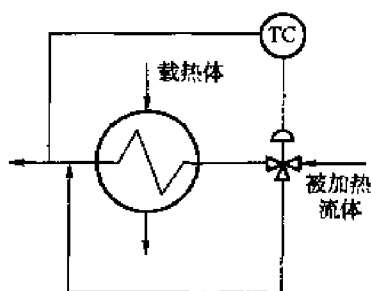


图 2-13 用介质旁路控制温度

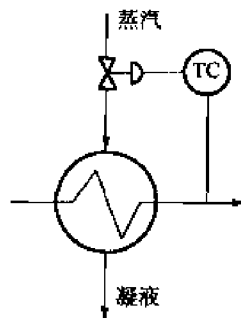


图 2-14 用蒸汽流量控制温度

### (2) 改变换热器的有效传热面积。

此法是通过改变传热面积以控制被加热介质的出口温度。若被加热介质出口温度高于给定值,说明传热量过大,可将凝液控制阀关小,凝液就会积聚起来,减少了有效蒸汽冷凝面积,使传热量减小,出口温度就会降低;反之,若被加热介质出口温度低于给定值,可开大凝液控制阀,增大有效传热面积,使传热量相应增加,如图 2-15 所示。

以上两种方案各有优缺点,控制蒸汽流量的方法简单易行,过渡过程短,控制迅速,缺点是需选用较大的蒸汽阀门,传热量变化比较剧烈。控制凝液排出量的方案控制通道长,变化迟缓,且需要有较大的传热面积裕量。正由于变化缓慢,此法有防止局部过热的优点,对一些过热后容易引起化学变化的过敏性介质比较适用。

### 3. 用冷却剂进行汽化的冷却器

当用水或空气作冷却剂不能满足冷却温度的要求时,需要用液氨等冷却剂。液体冷却剂在冷却器中汽化为气体时带走大量潜热,从而冷却工艺介质。

#### (1) 控制冷却剂的用量。

通过改变冷却剂的进入量来控制介质的出口温度,如图 2-16 所示。

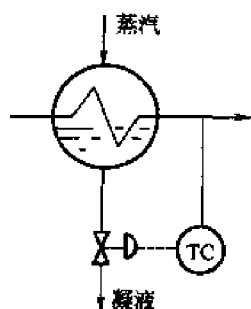


图 2-15 用凝液排出量控制温度

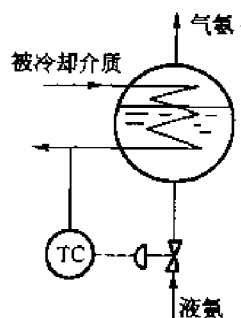


图 2-16 用冷却剂流量控制温度

#### (2) 温度与液位的串级控制。

操纵变量仍然是液氨流量,但以液位作为主变量构成串级控制系统。用此方案对冷却剂的液位上限值应加以控制,保证有足够的蒸发空间,如图 2-17 所示。

#### (3) 控制汽化压力。

由于氨的汽化温度与压力有关,可将控制阀装在气氨出口管道上,如图 2-18 所示。此方法控制作用迅速,只要汽化压力稍有变化,就能很快影响汽化温度,达到控制工艺介质出口温度的目的。但由于控制阀安装在气氨出口管道上,故要求氨冷却器要耐压,当氨气压力由于整个制冷系统的统一要求不能随意加以控制时,这个方法就不能采用了。

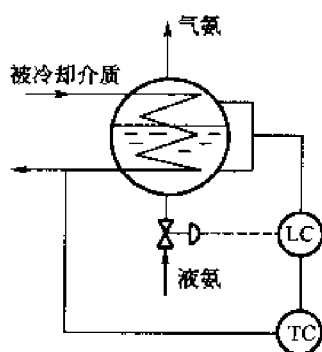


图 2-17 温度-液位串级控制

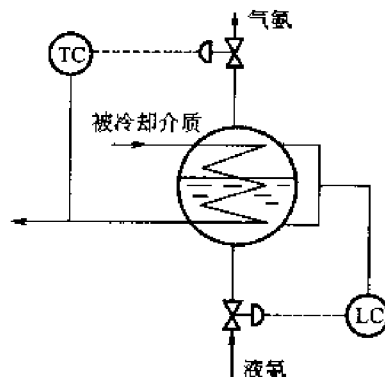


图 2-18 用汽化压力控制温度

### 2.3.3 加热炉的控制流程

化工生产中常见的管式加热炉是关键的工艺设备,主要的用途是使物料加温和汽化,供给反应原料以反应热。加热炉物料出口温度是加热炉的主要控制指标。

对多管程加热炉来说,其管程数宜为偶数。当炉管入口处的工艺介质为两相流体时,其进出口工艺管道应分别采用对称形式的流程;当工艺介质为单相流体时,其进出口工艺管道可采用对称形式的流程外,也可采用非对称形式流程,但需在各管程入口管道上设置流量调节阀和流量指示仪表,并在多管程出口管道上设置温度指示仪表。

炉管内需要注水或蒸汽时,应在水或蒸汽管道上设置切断阀、检查阀和止回阀。炉出口过热蒸汽放空管道上应设置消声器,烘炉时炉管内一般要通入防护蒸汽,应设置相应的设施。

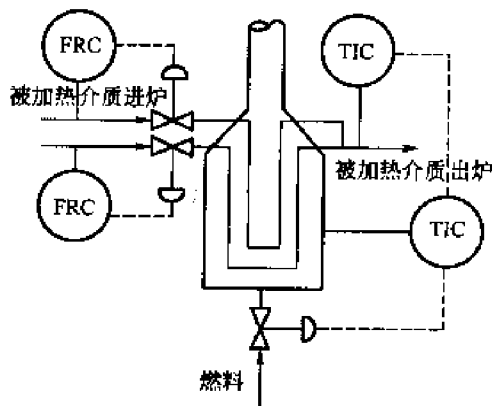


图 2-19 加热炉温度、进料流量控制

(1) 出炉温度控制。根据被加热介质的出炉温度直接调节燃料量。在此情况下,由于传热元件及测温元件的滞后较大,当燃料的压力或热值稍有波动时,就会引起被加热介质出炉温度的显著变化。因此,这种单参数的控制方法只适用于对出炉温度要求不严格的场合。如果采用被加热介质出炉温度与炉膛烟气温度串级调节,如图 2-19 所示,就可克服被加热介质出口温度的滞后,可显著地改善调节效果,因而得到了较广泛的应用。

(2) 进料的流量控制。进料在炉管中产生汽化或分解时,通过炉管的压力降会随物料汽化的百分率或分解深度而变化,在这种情况下,应在进料前装设流量调节器。如果为多路进料,则需要每路进料管道上装设流量调节器。当进料来自上游的分馏塔底时,工艺要求既要保证塔底液位平衡,又要保证进料恒定。此时可采用均匀控制系统,用给定流量调节器调节塔底液位。

### 2.3.4 精馏塔的控制流程

精馏过程是现代化工生产中应用极为广泛的传质过程,其目的是利用混合液中各组分挥发度的不同将各组分进行分离,并达到规定的纯度要求。

精馏塔是精馏过程的关键设备,在精馏操作中,被控变量多,可选用的操纵变量也多,它们之间又可以有各种不同组合,所以控制方案繁多。由于精馏塔对象的通道很多,反应缓慢内在机理复杂,变量之间相互关联,加之控制要求又较高,因此必须深入分析工艺特性,总结实践经验,结合具体情况,才能设计出合理的控制方案。精馏塔自控流程中应注意的问题:

(1) 塔的进料量由进料罐液控制。

(2) 塔的回流量由回流罐液控制。

(3) 塔底液面控制塔底出料泵的调节阀。

(4) 由蒸汽流量和塔的温度控制再沸器的加热蒸汽流量,并在进入再沸器的蒸汽管道上设置压力计,在蒸汽进入再沸器前设置疏水器。

(5) 塔顶设安全阀,防止塔超压损坏。

(6) 塔顶馏出线上一概不设阀门,直接接塔顶冷凝器。

(7) 塔底出料接泵入口,故塔内管口附近设有防涡流板;一般塔底出料泵靠近塔布置,塔底出料管线不设阀门。

(8) 塔顶和中段回流管线在塔管口处不宜设置切断阀;侧线汽提塔塔顶气体返回分馏塔的管线上不应设置切断阀;对同一产品有多个抽出口的塔,其各出口均应设置切断阀。以下介绍压力、温度、进料量及液位的几种控制方法。

#### 1. 塔顶压力控制

精馏塔的操作需要保持恒定压力,塔顶压力与气液平衡有密切的关系,压力的任何波动都将影响塔的稳定操作。操作压力的选择要根据工艺物料性质及经济比较来确定,精馏塔根据选择压力的不同可分为常压精馏、减压精馏、加压精馏,以下分3种情况分别讨论。

##### (1) 常压精馏塔。

在对精馏操作压力恒定要求不高的情况下,常压精馏不需要任何压力调节系统,仅需要蒸馏设备上设置一个通大气的管道来平衡压力,以保证塔内压力接近大气压,此种情况下,塔内压力将随大气压的变化而变化。如果常压精馏对精馏操作压力稳定性要求高时,应设置压力调节系统,以维持塔内压力。

##### (2) 真空精馏塔。

① 改变不凝性气体的抽吸量,如图2-20所示。如果真空抽吸装置为蒸汽喷射泵,那么在真空度控制的同时,应在蒸汽管路上设置蒸汽压力控制系统,如图2-21所示,由于真空度与蒸汽压力之间有着严重的非线性,不宜用蒸汽压力或流量来直接控制真空度。如果真空抽吸装置采用的是电动真空泵,通常把调节阀安装在真空泵返回吸入口的旁路管线上,如图2-22所示。

② 改变旁路吸入空气或惰性气体量。在回流罐至真空泵的吸入管上,连接一根通大气或某种惰性气体旁路,并在该旁路上安装一调节阀,通过改变经旁路管吸入的空气量或惰性气体量,即可控制塔的真空度,如图2-23所示。

精馏操作中通常采用产生真空的方法是用蒸汽喷射泵和电动真空泵。蒸汽喷射泵因其结构简单、工作可靠、维护容易而被广泛采用。

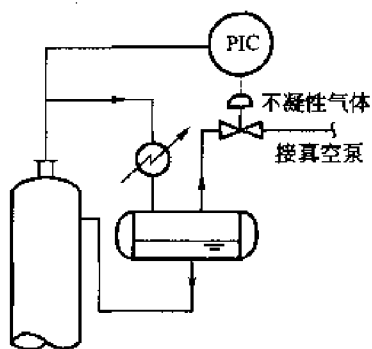


图 2-20 改变不凝性气体的抽吸量来控制塔压

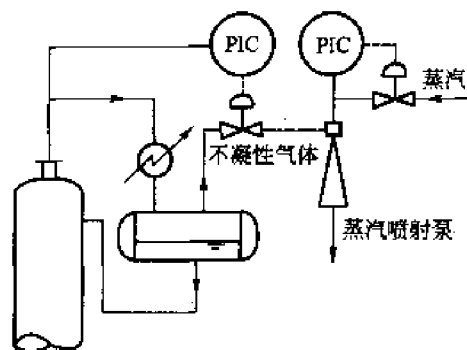


图 2-21 用蒸汽喷射泵控制真空的塔压控制

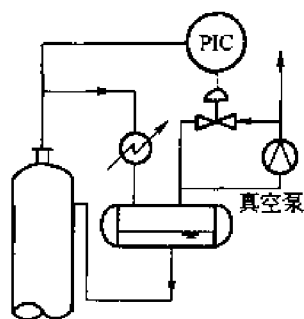


图 2-22 用电动真空泵控制  
真空的塔压控制

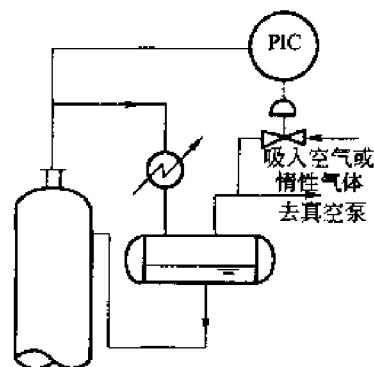


图 2-23 改变旁路吸入空气或  
惰性气体量来控制塔压

### (3) 加压精馏塔。

加压精馏塔是指操作压力大于大气压的情况,压力控制对产品质量安全生产影响巨大。加压精馏塔压力调节方案的确定与馏出物的状态及馏出物中不凝性气体组成密切相关,分几种情况加以讨论:

#### ① 塔顶气相馏出物不冷凝。

此种流程工业上很少采用,压力调节阀可设置在塔顶气相管线上,如图 2-24 所示。

#### ② 塔顶馏出物部分冷凝。

通常采用压力调节器调节气相馏出物,气相流量变化对压力影响敏感效果较好,如图 2-25 所示。

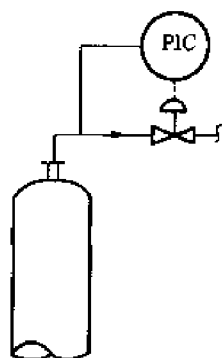


图 2-24 塔顶气相馏出物  
不冷凝的塔顶压力调节

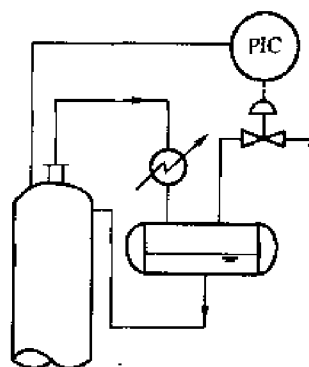


图 2-25 塔顶馏出物部分  
冷凝的塔顶压力调节



③塔顶馏出物含微量不凝性气体。

a. 调节冷却水流量。

调节冷却水量以改变气体在冷凝器中冷凝的速度从而调节塔压,如图 2-26 所示。该方案的优点是操作费用低,调节阀可不考虑介质腐蚀。缺点是塔顶温度过高时,可能使冷凝器水出口温度过高而加速冷凝器的腐蚀和结垢。

b. 热气体旁通法控制塔压。

如图 2-27 所示,此法优点是调节系统滞后小,调节阀尺寸小,便于维修。此法缺点是冷却水的耗量大。

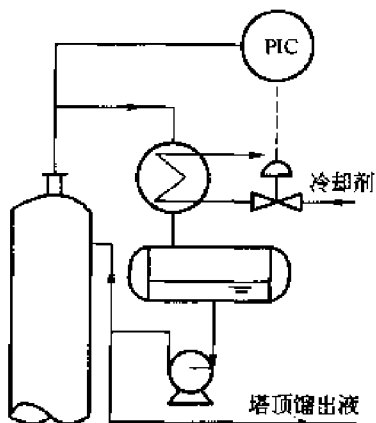


图 2-26 用冷却剂流量控制塔压的方案

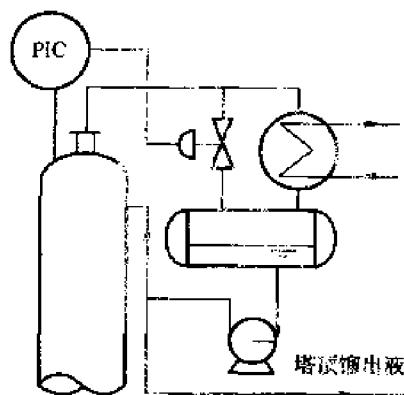


图 2-27 用热气体旁路法控制塔压的方案

下列情况下可采用此法调节塔压：

- I. 塔顶气体温度过高,不能采用调节冷却水量来调节压力时;
- II. 塔设备容量过大,用调节冷却水流量法过渡时间太长;
- III. 回流罐底高于冷凝器时。

c. 调节塔顶气相流量控制塔压。

压力调节系统的调节阀直接装在冷凝管线上,以调节冷凝面积,如图 2-28 所示。

d. 用冷凝器排液量调节与热旁路相结合的方案控制塔压,如图 2-29 所示。这时压力调节器的输出控制两只调节阀而构成分程控制,这样可以扩大调节阀的可调范围。该方法的缺点是需采用两个调节阀,增加了投资。

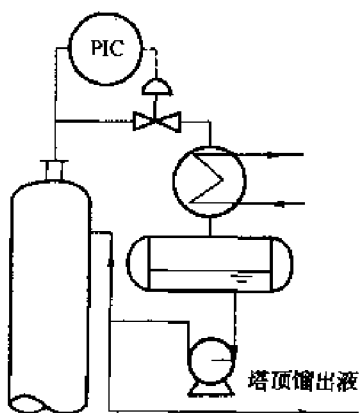


图 2-28 用塔顶气相流量控制塔压的方案

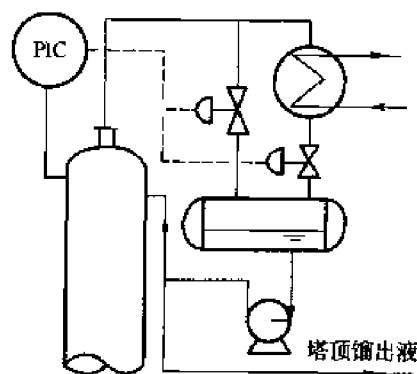


图 2-29 冷凝器排液量调节与热气体旁路相结合来控制塔压的方案

e. 当冷凝器位于回流罐下方时,可采用浸没式冷凝器塔压控制方案,如图 2-30 所示。这时调节阀安装在通回流罐的气相管路上。这种控制方法一般希望进入冷凝器的冷却剂量大,保持过冷,用改变压差的方法使传热面积发生变化,以改变气相的冷凝量,达到控制塔压的目的。

#### ④塔顶馏出物中含少量不凝性气体。

当塔顶气相中不凝性气体的含量小于塔顶气相总量的 2% 时,或在塔的操作中预计只在部分时间里产生不凝性气体时,就不能采用将不凝性气体放空的方法控制塔压。因为这样做损失太大,会有大量未被冷凝下来的产品被排放掉。此时可采用图 2-31 所示的分程控制方案对塔压进行控制。首先用冷却水调节阀控制塔压,若冷却水阀全开塔压还降不下来时,再打开放空阀,以维持塔压的恒定。

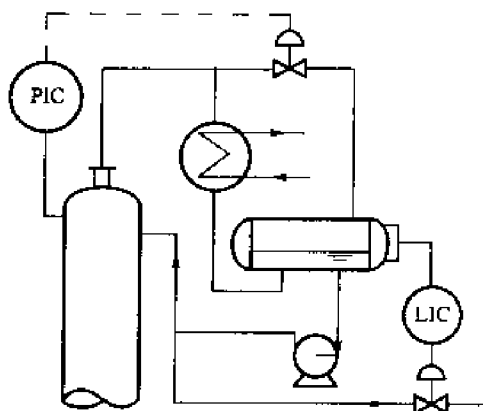


图 2-30 浸没式冷凝器塔压控制方案

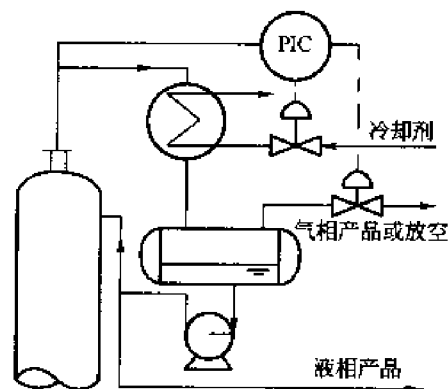


图 2-31 用分程控制方案来控制塔压

#### ⑤馏出物中有较多不凝性气体。

当塔顶馏出物中含有不凝性气体比较多时,塔压控制可以通过改变回流罐的气相排放量来实现,如图 2-32 所示。该方案适用于进料流量、组分、塔釜加热蒸汽压力波动不大,且塔顶蒸汽经冷凝器的阻力变化也不大的条件。因为只有这样,回流罐上的压力才可以代替塔顶的压力。如果冷凝器阻力变化值可能接近或超过塔压波动的最大值,此时回流罐上的压力就不能代表塔顶压力。

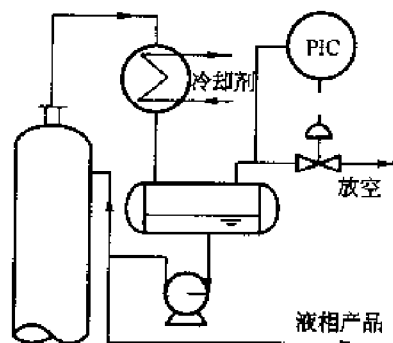


图 2-32 用回流罐气相排放量控制塔压的方案

## 2. 精馏塔的温度控制

### (1) 精馏塔提馏段的温度控制。

如图 2-33 所示是常见提馏段温度控制的一种方案。该主要控制系统是以提馏段塔板温度为被控变量、加热蒸汽量为操纵变量。

采用提馏段温度控制的场合:

①由于采用了提馏段温度作为间接质量指标,因此,它能较直接反映提馏段产品情况。将提馏段温度保持恒定后,就能较好地保证塔底产量和质量达到规定值。所以在以塔底产品为主要产品,对塔釜成分要求比馏出物高时,常采用提馏段温度控制方法。

②全部为液相进料时。由于液相进料比气相进料或气液进料带入的热量较少,塔操作必须由再沸器供给较大的热量,进料量或进料成分的变化首先要影响塔底的成分,故用提馏段温

度控制就能比较及时,动态过程也比较快。

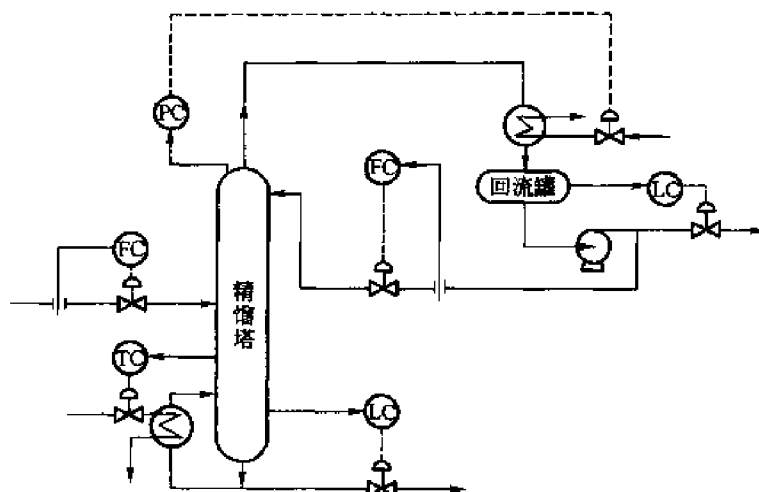


图 2-33 提馏段温度控制的控制方案示意图

③当塔顶或精馏段塔盘上的温度不能很好地反应组成变化时。即当组成变化时,精馏段塔盘上温度变化不显著;或者由于进料中含有比塔顶产品更轻的杂质组分,而这些杂质会影响温度与组成的关系。

④当实际回流比较最小回流比大好几倍时,回流量的较小变化对操作影响很不显著,而较大变化又反而会对稳定操作造成干扰,用精馏段温度控制得不到好的效果,应考虑采用提馏段温度调节。

#### (2)精馏段的温度控制。

如图 2-34 是常见的精馏段温度控制的一种方案,它的主要控制系统是以精馏段塔板温度为被控变量,而以回流量为操纵变量。

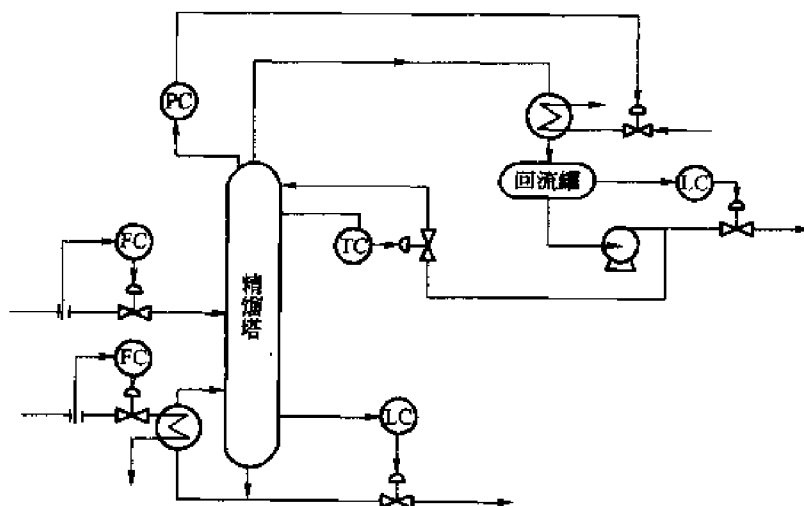


图 2-34 精馏段温度控制的控制方案示意图

精馏段温度控制的主要特点与适用场合为:

①由于采用了精馏段温度作为间接质量指标,因此,它能较直接地反映精馏段的产品情况,当塔顶产品纯度要求比塔底严格时,一般采用精馏段温度控制方案。

②当全部为气相进料时,由于进料量的变化首先影响塔顶的成分,采用精馏段控制就比较合理。

③当塔底或提馏段塔盘上的温度不能很好地反映组成变化时。

(3)精馏塔的温差控制及双温差控制。

上述两种方案均以温度作为被控变量,对一般的精馏操作是可行的,但在精密精馏时,产品纯度要求很高,而且塔顶、塔底产品的沸点差又不大时,应采用温差控制,以进一步提高产品质量。

如图 2-35 所示的双温差控制的系统图,双温差控制是分别在精馏段与提馏段上选取温差信号,然后将两个温差信号相减,作为控制器的测量信号。从工艺角度来理解选取双温差的理由是由压降引起的温差不仅出现在塔顶,也出现在塔底,这种因负荷引起的温差相减后就可相互抵消。双温差法是一种控制精馏塔进料板附近的组成分布,使其产品质量合格的办法。

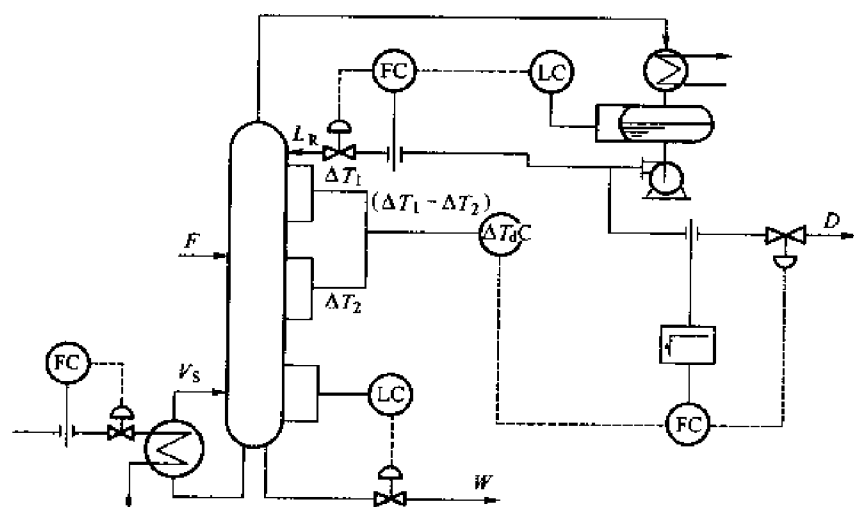


图 2-35 双温差控制方案

### 3. 精馏塔流量控制

精馏操作中进料量的波动直接影响分离效果,最终影响到产品的质量。然而进料量的波动通常是难以避免的,多数情况下精馏塔的处理量是由上一工序所决定,为了缓和上、下工序之间的冲突,上一工序可以采用液位均匀调节系统来出料,以使进塔流量的变动不至于过于剧烈。若塔的进料来自一个很大的中间储槽或原料罐,可以设置流量定值调节系统来恒定进料

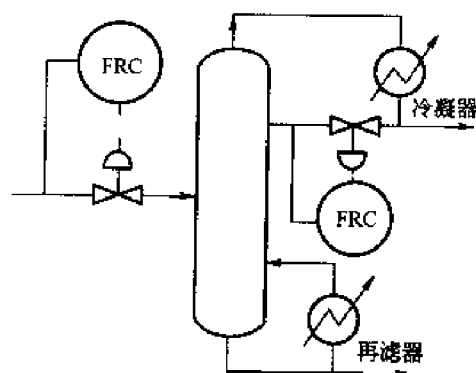


图 2-36 全凝器的回流量控制

流量。采用的调节方案可根据所选用泵的类型决定。回流量的调节可根据使用的泵的类型决定。采用重力回流时,调节方法如图 2-36 所示。

### 2.3.5 反应器的控制流程

化学反应器是化工生产中重要的设备之一,反应器温度控制的好坏直接关系到生产的产量和质量指标。由于化学反应和反应器种类繁多,自控的难易程度相差很大,方案千差万别,以下仅介绍几种常见反应器的控制方案。

## 1. 釜式反应器的温度控制

### (1) 控制进料温度。

反应物料经预热器(或冷却器)进入反应釜,通过改变进入预热器(或冷却器)的加热剂量(或冷却剂量)可以改变进入反应釜的物料温度,从而达到维持釜内温度恒定的目的,如图 2-37 所示。

### (2) 改变传热量。

大多数反应釜都有传热面,以引入或移除反应热,所以用改变引入传热量多少的方法就能实现温度控制。图 2-38 为一带夹套的反应釜,当釜内温度改变时,可用改变加热剂(或冷却剂)流量的方法控制釜内温度。此方案的结构比较简单,使用仪表少,但由于反应釜容量大,温度控制滞后严重。

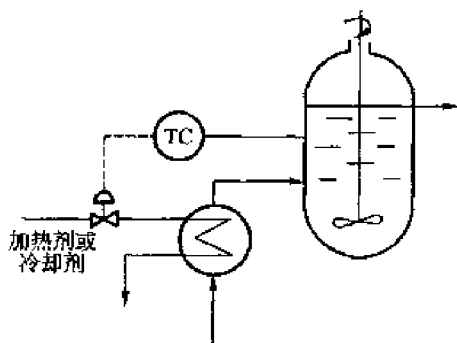


图 2-37 改变进料温度控制釜温

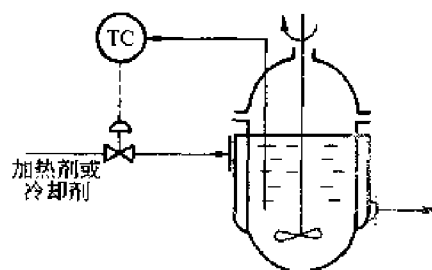


图 2-38 改变加热剂或冷却剂流量控制釜温

### (3) 串级控制。

针对反应釜温度控制滞后较大的特点,可采用串级控制方案。根据不同情况采用釜温与加热剂(或冷却剂)流量串级控制方案如图 2-39 所示,釜温与夹套温度串级控制如图 2-40 所示,釜温与釜压串级控制如图 2-41 所示。

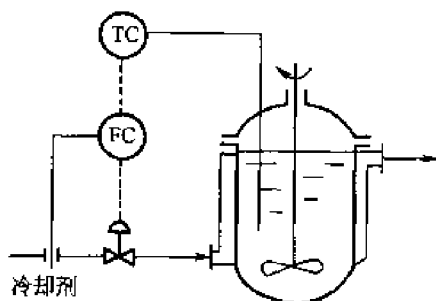


图 2-39 釜温与冷却剂流量串级控制示意图

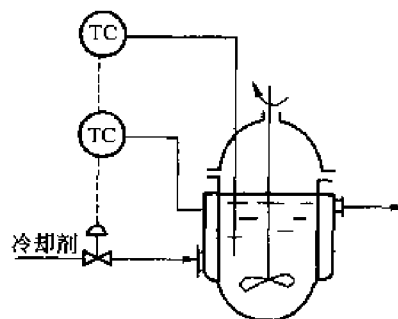


图 2-40 釜温与夹套温度串级控制示意图

## 2. 固定床反应器的自动控制

固定床反应器温度控制十分重要,温度控制首要的是要正确选择敏感点位置,把感温元件安装在敏感点处,及时反映整个催化剂床层温度的变化。多段的催化剂床层往往要求分段进行温度控制,使操作更趋合理。以下为常见的几种控制温度方案。

### (1) 改变进料浓度。

对放热反应,原料浓度越高,放热量越大,反应温度越高。以硝酸生产为例,当氨浓度在 9%~11% 范围内时,氨含量每增加 1% 可使反应温度提高 60~70℃。图 2-42 是通过改变进料浓度以保证反应温度恒定的实例,本例可通过改变氨和空气比值从而改变进料浓度。

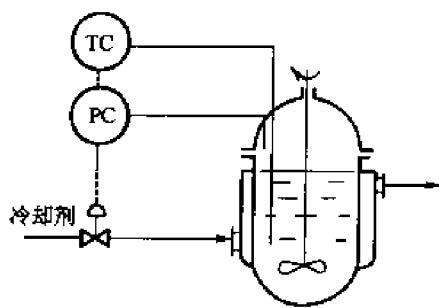


图 2-41 釜温与釜压串级控制系统示意图

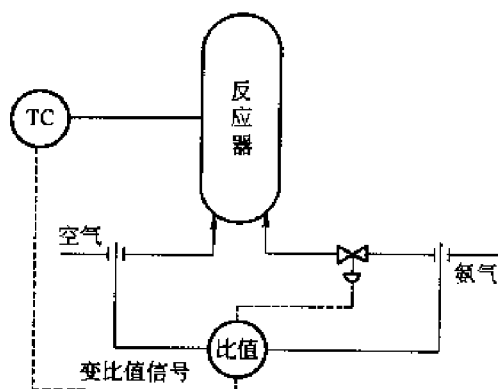


图 2-42 改变进料浓度控制反应器温度

## (2) 改变进料温度。

如图 2-43 所示,如果原料在进入反应器前需预热,可通过改变进入换热器的载热体量控制反应床温度;也可通过改变旁路流量大小来控制床层温度,如图 2-44 所示。

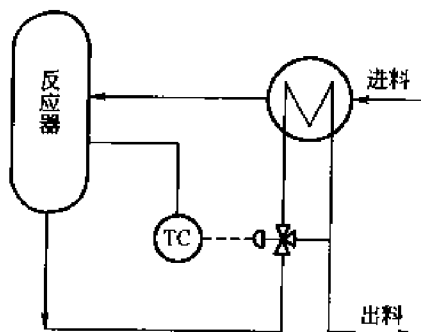


图 2-43 用载热体流量控制温度

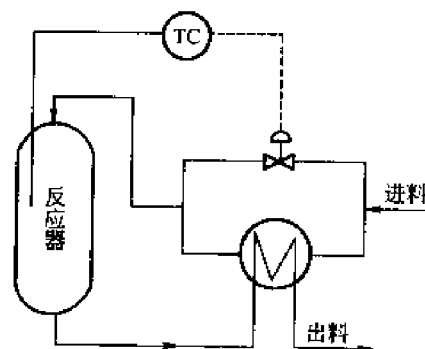


图 2-44 用旁路流量控制温度

## (3) 改变段间进入的冷气量。

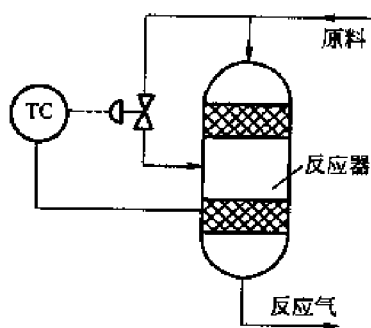


图 2-45 用改变段间冷气量控制温度

对于多段床层反应器,可将部分冷的原料气不经预热直接进入段间,与上一段反应后的热气体混合,从而降低了下一段入口气体的温度。图 2-45 为硫酸生产中用  $\text{SO}_2$  氧化成  $\text{SO}_3$  的固定床反应器温度控制方案。此方案由于冷的一部分原料气少经过一段催化剂层,所以原料气总的转化率有所降低。

## 3. 流化床反应器的自动控制

与固定床反应器的温度控制相似,也可以通过改变原料入口温度,或通过改变进入流化床的冷却剂流量以控制流化床反应器的温度,如图 2-46、图 2-47 所示。

## 2.4 特定过程管路的流程设计

除了化工单元设备在流程设计上有典型的要求外,一些由若干单元设备组成的特定的过程(如气流输送过程、真空过程等)及特定的管路系统在流程设计上也有一定的共性和要求。

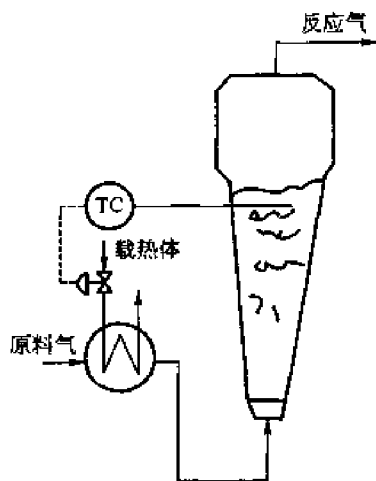


图 2-46 改变原料入口温度控制反应器温度

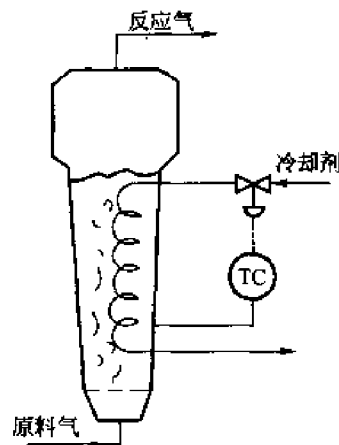


图 2-47 改变冷却剂流量控制温度

### 2.4.1 气力输送

气力输送属流体输送,是以空气或其他惰性气体作为工作介质,通过气体的流动将粉粒状物料输送到指定地点,或者可以把气力输送定义为借助正压或负压气流通过管道输送物料的技术。气力输送系统由这几部分组成:供料装置;输送管道;分离设备;空气动力源。

气力输送系统可分为吸送和压送两大类。根据气力输送系统的特征,所需风量和压力等的不同,又可将其分为多种不同的形式,但用于输送散装粉粒状物料的气力输送系统主要有以下 3 种类型。

#### 1. 吸送式

通常以  $20\sim 40\text{m/s}$  的气流速度在管路系统内悬浮输送物料,最高真空度可达  $60\text{kPa}$ 。该系统在许多行业中得以应用,其流程如图 2-48 所示。

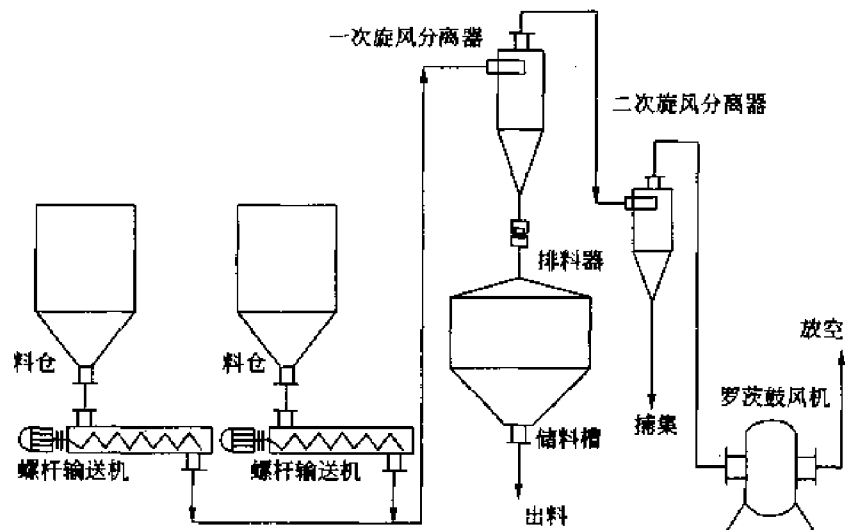


图 2-48 吸送式气流输送流程图

该系统的特点如下:

- (1) 保证物料和灰尘不会飞逸外扬;
- (2) 适宜于物料从几处向一处集中输送;

- (3)适用于堆积面广或存放在深处的物料输送；
- (4)进料方式比压送系统中的供料器简单；
- (5)对卸料口、除尘器的严密性要求高，致使这两种设备构造较复杂；
- (6)输送量、输送距离受到限制，且动力消耗较高。

## 2. 压送式

压送式气力输送系统是靠压气机械产生的正压气流化输送管道中的物料而进行输送的。其流程如图 2-49 所示，该系统的特点如下：

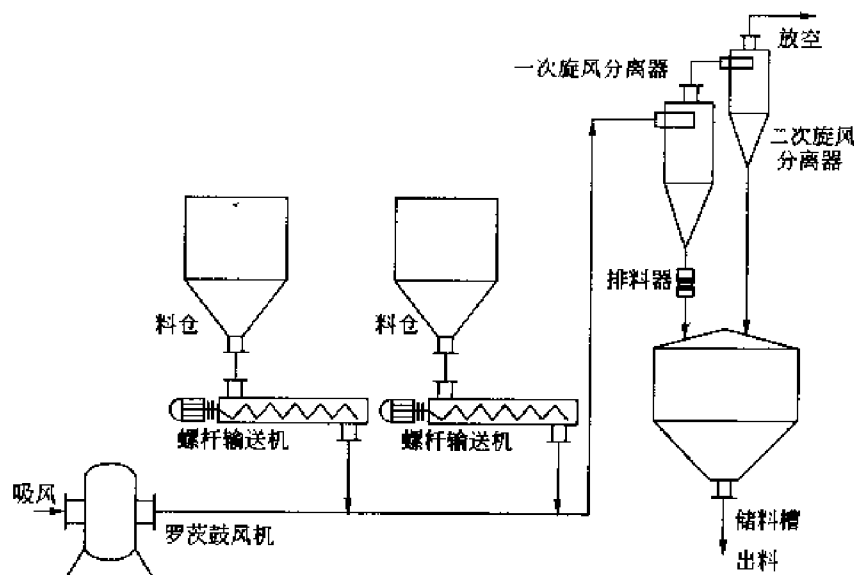


图 2-49 压送式气流输送流程图

- (1)适合于物料的大流量、长距离输送；
- (2)卸料器结构简单；
- (3)系统能够防止杂质、油和水的侵入；
- (4)容易造成粉尘外扬。

压送式气力输送可分为低压压送式、中压压送式和高压压送式 3 类。低压压送式用中速气流在管路系统中悬浮输送物料，操作表压一般为 82kPa 以下，最高约达 100kPa；中压压送采用低速气流，操作表压可达 310kPa；高压压送也采用低速气流，操作表压可达 860kPa。

## 3. 混合式

混合式气力输送是由吸送和压送两种方式组合在一起而构成的，该系统具有两者的共同特点，比较适宜于长距离输送物料。

除了以上 3 种气力输送系统外，还有一些特殊类型的气力输送系统，如脉冲栓流式、文丘里供料式低压压送系统、循环输送式、空气槽等。

### 2.4.2 气体管路

气相管道应根据气体物料的性质、操作压力、温度来确定管道材料，可采用碳钢、不锈钢或非金属材料。管道直径应根据气体的排气量来决定。管道采用无缝钢管时，管道壁厚应按照受外压的计算公式来计算决定，同时还要考虑腐蚀裕量和加工裕量。管道中介质若是空气或蒸汽，温度小于 100℃ 时，公称压力一般为 1.6MPa；管道中介质若是有毒或是石油气体，操作



温度大于  $100^{\circ}\text{C}$  时,公称压力则应为  $2.5\text{MPa}$ 。同时应根据公称压力和介质的温度来决定管路附件的形式。碳钢衬胶管只适用于真空度小于  $40\text{kPa}$  的情况,否则衬胶易松脱而被腐蚀。为了减少管道中物料的压降损失,要求配管设计时管道应尽力缩短,并减少阀门管道附件。管道周围环境温度要求在  $20^{\circ}\text{C}$  左右,当温度低时,可能引起气体管道内气体冷凝,因此必要时可采取保温措施。

### 2.4.3 蒸汽及排空管路、冷凝液管路

在蒸汽喷射泵的管路设计时,工作蒸汽管道应独立进入各喷射泵,不得与其他用汽点相连,以免互相影响,造成蒸汽压力波动。进入蒸汽喷射泵的工作蒸汽管道上应设置汽水分离器及过滤器。

如果单级喷射泵或多级喷射泵的最后一级的气体直接排入大气,则放空管道一定要短,放空管道的直径应大于喷射泵扩散器的气体进出口直径。从喷射泵排出的部分蒸汽有可能在排出管道中冷凝,因此水平的排出管道应向排出端倾斜。凡机械真空泵或蒸汽喷射泵向外排出的气体若是可燃性气体,应排至低压燃烧气管网或单独排至烧嘴;若是有毒气体,应集中排放,并经处理后方可排至室外最高处。多级蒸汽喷射泵的中间冷凝器的冷凝液排出管(俗称大气腿)不宜共用,而应该每级喷射泵有各自的大气腿;这些大气腿最好能垂直插入水封池中,尽量避免弯曲段和水平段;如果各级喷射泵的大气腿共用一个水封池,而某根大气腿又不能垂直插入水封池时,可以采用小于  $45^{\circ}$  弯头,不用  $90^{\circ}$  弯头,如图 2-50 所示。

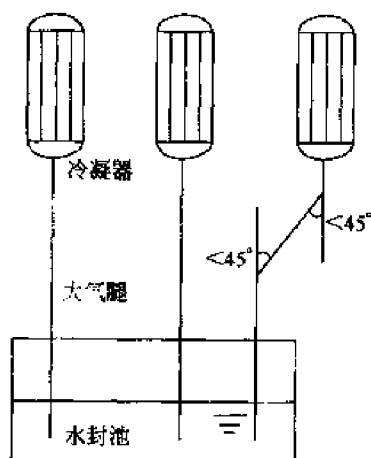


图 2-50 蒸汽喷射泵的大气腿

### 2.4.4 导热油加热系统

导热油属于有机高温热载体,主要品种有:(1)由许多芳香烃化合物组成或长碳链饱和烃的 YD 系列高温热载体;(2)牌号为 SD 系列的高温热载体;(3)导热油系列,它是一种以联苯和联苯衍生物组成的有机化合物的统称。

导热油具有高温下热稳定性好、操作压力低、温度控制范围大的特点,能够为生产装置提供长期、稳定的热源,广泛用作加热、伴热、冷却等传热过程的热载体。导热油系统典型的流程主要有以下 3 种类型:

(1)气相自然循环式,如图 2-51 所示,这是较简单的气相加热系统。由于使用点的冷凝液完全靠自流返回蒸发器,所以,使用点与蒸发器液面之间的位差(图中的  $H$ )需大于导热油循环系统压力降。哈脱福特杯是为了防止循环系统的压降过大、使用点液面上升,使蒸发器内液面下降而设的安全措施。喷射器是为开工时抽走管道系统的空气而设置的。

(2)气相强制循环式,如图 2-52 所示,用于较复杂系统的温度控制。根据各使用点的不同要求,强制循环式的温度控制在使用点入口处调节。根据加热条件的不同,有蒸发器加热和加热炉加热两种形式,图 2-52 为蒸发器加热。

(3)液相强制循环式,如图 2-53 所示。由于导热油液体受热膨胀,体积增大,需有一个平衡液体的膨胀槽。各使用点的温度可根据进口的流量来调节。

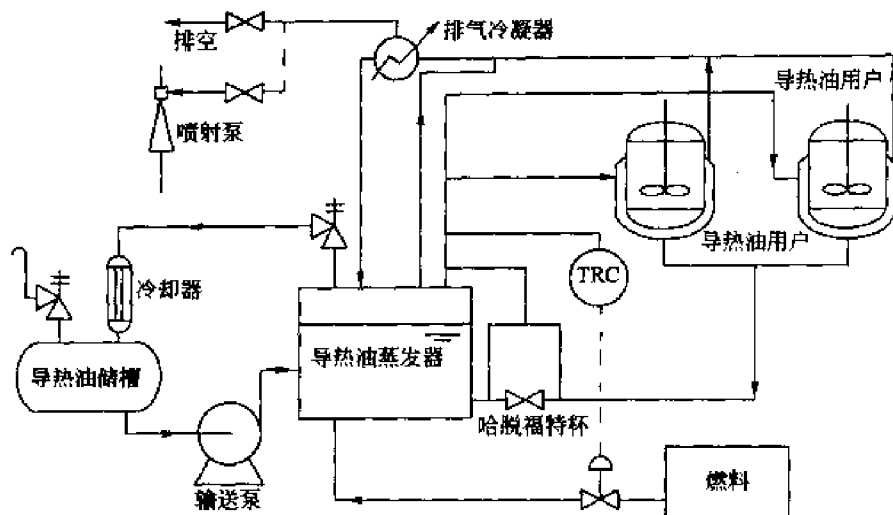


图 2-51 气相自然循环式导热油系统的流程示意图

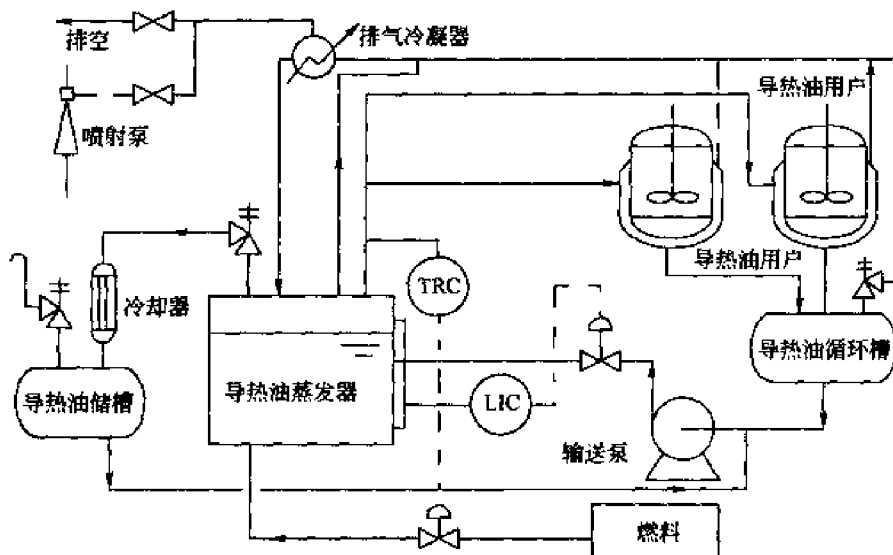


图 2-52 气相强制循环式导热油系统的流程示意图

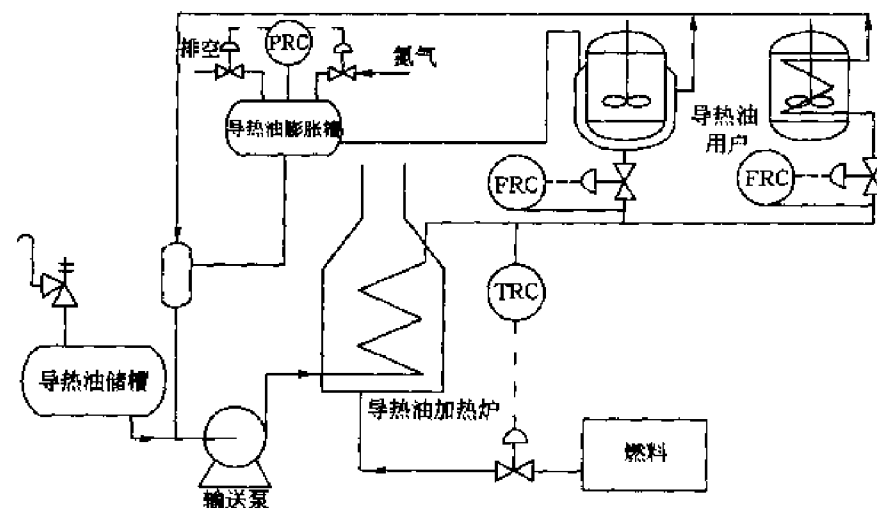


图 2-53 液相强制循环式导热油系统的流程示意图

为了有效地利用热能,实际的导热油循环系统还有其他辅助设备。气相或液相系统的选择主要是从经济性、可操作性、日常维修量和温度控制精度等来考虑。液相加热循环系统较简单,投资费用较低,日常的导热油补充量很小,不易泄漏,但温度控制精度不高。气相循环系统主要应用于温度控制要求严格、传热要求均匀的生产装置。同时,气相系统使用的导热油一次投入量要比液相系统少得多,管道系统虽较复杂,但操作控制方便。因此两种系统各有利弊,可以根据生产装置的实际情况进行选择。

## 2.5 辅助生产流程

化工工艺流程设计不仅要符合正常生产的要求,而且要满足装置开车、停车、安全生产、事故状态等各种情况,使装置在投入生产后,维护、管理、事故处理等都符合要求,操作方便。

### 2.5.1 公用工程

化工厂存在大量用水、蒸汽、压缩空气、氮气等公用工程,这些辅助生产设施设计是否合理对化工装置的运行有着很大的影响。

#### 1. 蒸汽系统流程

##### (1) 蒸汽系统的压力。

在化工装置中,蒸汽的用途主要为:动力、加热、工艺、伴热、吹扫、灭火消防、稀释等。国内化工装置常用锅炉发生的蒸汽系统的压力为:4MPa、2.5MPa、1.6MPa、1.3MPa、0.8MPa。工艺上若需要其他蒸汽等级,可设置减压装置而得到。

##### (2) 蒸汽系统流程一般原则。

①各种用途的蒸汽支管均应自蒸汽主管的顶部接出,支管上的切断阀应安装在靠近主管的水平管段上,以避免存液。

②在动力、加热及工艺等重要用途的蒸汽支管上不再引出灭火、消防、吹扫等其他用途的蒸汽支管。

③一般从蒸汽主管上引出的蒸汽支管均采用二阀组,而从蒸汽主管或支管引出接至工艺设备或工艺管道的蒸汽管上,必须设三阀组,即两切断阀之间设一常开的 DN20 检查阀,以便随时发现泄漏。

④凡饱和蒸汽主管进入装置,在装置侧的边界附近应设蒸汽分水器,在分水器下部设疏水器。过热蒸汽主管进入装置一般可不设分水器。

⑤在蒸汽管道的 U 形补偿器上不得引出支管。在靠近 U 形补偿器两侧的直管上引出支管时,支管不应妨碍主管的变形或位移。因主管热膨胀而产生的支管引出点的位移不应使支管承受过大的应力或过多的位移。

⑥对于直接排至大气的蒸汽放空管,应在该管下的弯头附近开一个  $\phi 6\text{mm}$  的排液孔,并接 DN15 的管子引至边沟、漏斗等合适的地方。如果放空管上装有消声器,则消声器底部应设 DN15 的排液管并与放空管相接。

⑦连续排放或经常排放的放汽管道应引至非主要操作区和操作人员不多的地方。

#### 2. 冷凝水系统流程

由于散热损失,蒸汽管道内可能会产生凝结水,若不及时排除,传热效果急剧下降,另外在管道改变走向处可能产生水击,造成振动、噪声甚至管道破裂。因此,蒸汽管道需要疏水。一

般有两种疏水方式:

- (1)经常疏水:在运行过程中所产生的凝结水通过疏水阀自动阻汽排水;
- (2)启动疏水:在启动暖管过程中所产生的凝结水通过手动阀门排出。

下列蒸汽管道的各处应设经常疏水:

- (1)饱和蒸汽管的末端、最低点、立管下端以及长距离管道的每隔一定距离;
- (2)蒸汽分管道下部;
- (3)蒸汽管道减压阀、调节阀前;
- (4)蒸汽伴热管末端。

下列蒸汽管道的各处应设启动疏水:

- (1)蒸汽管道启动时有可能积水的最低点;
- (2)分段暖管的管道末端;
- (3)水平管道流量孔板前,但在允许最小直管长度范围内不得设疏水点;
- (4)过热蒸汽不经常疏通的管道切断阀前、入塔汽提管切断阀前等。

为了降低能耗,对蒸汽用量较大的凝结水设回收系统,一般在装置内设凝结水罐和泵,将凝结水送往动力站。蒸汽凝结水在流动过程中因压降而产生二次蒸汽,形成汽液混相流,当流速增加或改变流向时会引起水击,导致管道发生振动甚至破裂。所以,在确定凝结水管径时,应充分估计汽液相的混相率,并应留有充分的裕量,同时,在布置凝结水管道时应防止产生水击。

从不同压力的蒸汽疏水阀出来的凝结水应分别接至各自的凝结水回收总管,例如,从使用 1MPa 蒸汽加热或伴热的疏水阀出来的凝结水与使用 0.3MPa 蒸汽加热或伴热的疏水阀出来的凝结水由于压差较大,不应接至同一凝结水回收总管。但是,蒸汽压力虽不同而疏水阀后的背压较小且不影响低压疏水阀的排水时,可合用一个凝结水回收总管。此时,各疏水阀出来的凝结水支管与凝结水回收总管相接处应设止回阀以防止压力波动的相互影响。

### 3. 压缩空气系统流程

化工装置内一般都设有压缩空气系统,压力一般为 0.35~0.8MPa,通常由工厂压缩空气站供给,也可由装置内自行解决。

#### (1)工艺用压缩空气。

①压缩空气可用于吹扫、反吹等,一般在化工装置内的软管应设螺纹软管接头,支管由总管上部引出。当支管长度超过 15m 时,在总管引出处需设切断阀。

②对于塔、反应器以及多层冷换设备框架,为了便于检修时使用风动扳手,应在有人孔和设备头盖法兰的平台上设置非净化压缩空气螺纹软管接头。

③空气压缩机(或鼓风机)等吸气管道顶部应设防雨罩,并用铜丝网保护。安装空气压缩机的吸、排气管道时,应考虑管道振动对建筑物的影响,应在进出口管道设置单独基础的支架。空气压缩机的放空管和吸气管应尽量考虑降低噪声。

④管道气压试验用压缩空气管一般作为施工时临时管道,也有作为永久性管道敷设在管廊上,此时应在装置内以适当的间隔距离靠近主管设几个阀门,可在建成后保留,供检修时用。

⑤压缩空气进入装置后,可根据工艺需要设非净化空气罐;罐底设放水阀,罐顶设安全阀,在压缩空气罐入口管上设置止回阀。装置内的压缩空气总管的低点要考虑放水。

#### (2)仪表用净化压缩空气。

①仪表的信号风和动力风要求用净化压缩空气,又称净化风或仪表风。

②净化风管道必须与非净化风管道分开设。

③净化风用无油压缩机加压,经干燥、过滤后进入净化风罐,然后送往各个装置。

为了保证在事故条件下净化风的供应,进装置的净化风一般先进入净化风罐,经脱尘、脱水器进入净化风总管,供给装置内气动仪表用。净化风罐的容量要根据事故时需要保证供风时间而定。净化风罐底设放水阀,罐顶设安全阀,在净化风罐入口管道上应装止回阀,流程如图 2-54 所示。

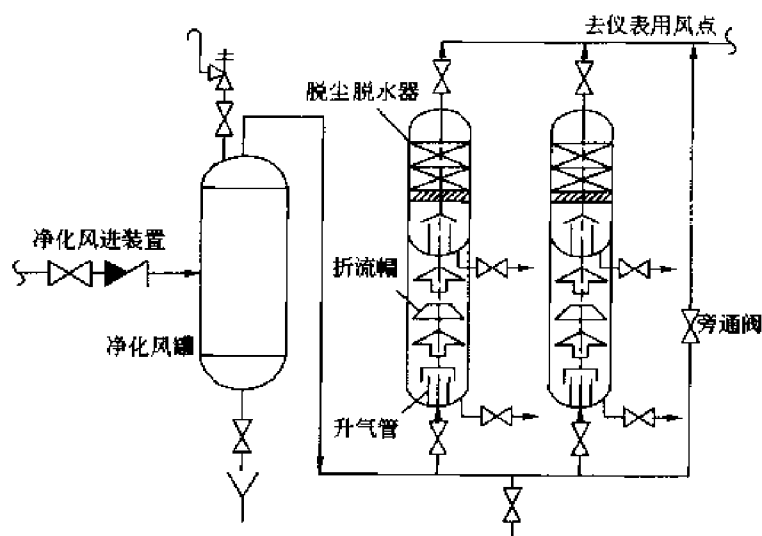


图 2-54 净化风净化流程示意图

#### 4. 氮气系统流程

氮气一般用于设备、管道内物料或空气的置换,也可作为储罐隔离密封和安全物料等。

(1)装置中吹扫用氮气,一般同装置内的软管站一起设置螺纹管接头。大量的氮气泄漏会使人缺氧而窒息,为了安全操作要求设置双阀。

(2)工厂系统的高压氮气进装置后需经减压后供给装置使用,可用角式截止阀和减压阀减压,如图 2-55 所示。

(3)氮气管道的设计要求与压缩空气管道、高压氮气管道一样,应根据压力等级择定材质。

(4)催化剂系统需要的高纯度氮气应从总管上单独接出,不应与其他氮气系统相混。

(5)气封系统管道的设计。

在化工厂中,通常用氮气作为气封系统的气源。气封系统可以使储罐内部维持一定的压力,防止外界气体进入后污染储罐内储存的介质或产生化学反应。常规的气封系统如图 2-56 所示。

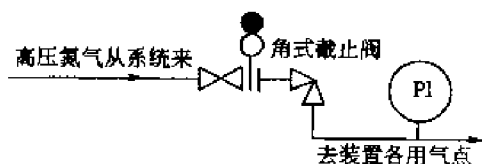


图 2-55 高压氮气减压流程示意图

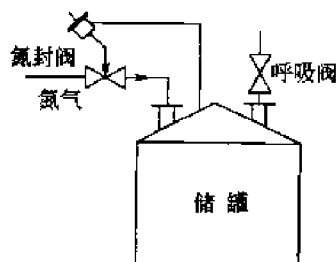


图 2-56 氮封系统流程示意图

高压氮气由系统经多级减压后送入储罐,维持罐内一定压力;当罐内储存的介质被泵抽出,同时由于温度降低罐内的气体冷凝或收缩时,要补充气封氮气,以杜绝罐外空气的进入;当向罐内进料及气温升高导致罐内压力升高时,装在罐顶的泄压真空阀自动打开,将超压的气体排入大气;为了保证储罐不被抽成真空,当罐内压力低于大气压,而气封系统由于故障不能保证罐内的正压时,真空阀打开,保护储罐不被破坏。储罐气封系统的供气量必须大于或等于由于泵抽出储罐内存液体所需的补充气量与由于气温变化而产生的罐内气体冷凝和收缩所需气体量总和。

## 2.5.2 开停车流程

不同的化工装置,其开、停车在流程中要考虑的因素是不同的,为此所增加的开、停车设施、管路系统也不同,这里仅介绍在工艺流程设计中要考虑开、停车的有关概念。

### 1. 设备与管道的吹扫

吹扫是指用特定的吹扫介质在开车前对设备与管道进行清洗排渣,在停车时将设备和管道的某些物料的积料排除出系统。吹扫介质一般为低压蒸汽、压缩空气、工业水、惰性气体。

### 2. 设备与管道的排液

#### (1) 设备的排液。

①装置内各种设置均应在其低点或与其连接的管道的最低点设排液管。一般容器的排液管安装在容器底部,而反应器、塔类、冷换设备、加热炉等的排液管一般设在其底部相连接的管道的最低点,且在出口切断阀前。泵体下部的排液口一般为自带的丝堵,宜安装闸阀和接管并引至地漏或泵前的排污沟,机泵底盘上的排液口也宜接管并引至地漏或泵前的排污沟。

反应器、塔及容器的排液管尺寸一般根据设备的直径确定,但也有根据设备的容积确定的,同时还有根据立式容器的直径或卧式容器的容积确定的。

②反应器、塔和容器开、停工经水冲洗后,污水经底部排液管排至污水系统,排液管阀后加盲板。如果排液管作为正常操作作用时,其排液管应加双阀,如图 2-57 所示。

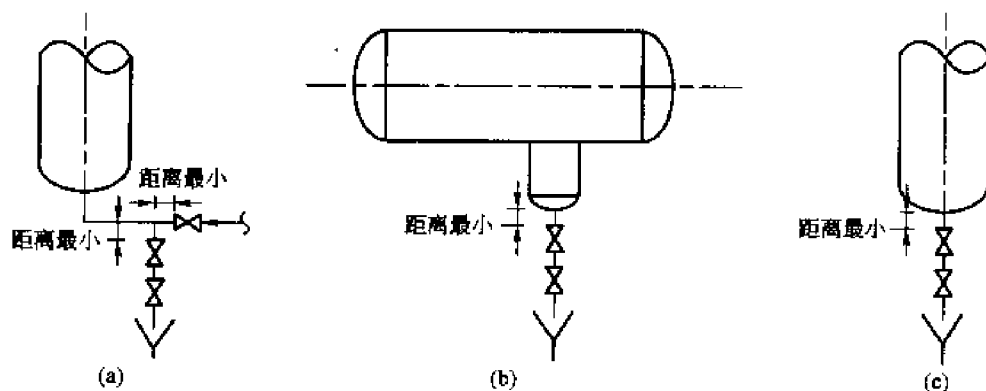


图 2-57 反应器、塔和容器的排液

(a) 反应器; (b) 塔; (c) 容器

③凡输送含有毒性、腐蚀性的液体,应设置回收或特殊处理设施,使之达到国家有关排放标准的规定后,方可排放。

④对于泵体内积料,一般在装置全部停工时,利用泵出入口吹扫蒸汽短时间通过泵体而将其扫净。

#### (2) 管道的排液。

管道排液的目的有：为排除管道内液体，水压试验后排液，停工检修前也要排液。一般水压试验时用作流体的注入管可以作为管系的空气和蒸汽吹扫出口使用。

下列地方需设置排液：

- (1) 呈液袋管路的地方；
- (2) 主管的末端，例如加热炉的燃料油、燃料气管道的末端；
- (3) 管桥上蒸汽管、低压可燃气体管等的末端；
- (4) 仪表调节阀前与切断阀之间应加排液管，如图 2-58 所示。

### 3. 设备与管道的排气

(1) 设备的排气。

① 反应器、塔、立、卧容器都应设置排气管，供停工时吹扫排气及开工排气。排气管的大小也有不同的标准。根据经验，排气管直径宜选较大值，尽可能少用  $DN20$ 、 $DN25$ 。

② 反应器、塔和容器在停工吹扫或开工排气时用的放气管宜在塔顶和容器顶部就地排放。

③ 反应器、塔和容器或其主管上的放气阀门，其温度、压力等级和材质应与塔、容器或其主管的温度、压力等级和材质相同。

(2) 管道的排气。

管道排气的目的：

- ① 当泵的入口管道有气袋形成时，应在泵的启动之前排出空气；
- ② 为尽快排除管道内流体，在高点设置放空以便借大气压力排液；
- ③ 为管道水压试验而在管系的高点排出空气。

下列地方应设置排气：

- ① 液体管道呈气袋的地方，例如泵的入口管道；在不可避免出现  $\Omega$  形的上部。
- ② 在管桥上的燃料气管道末端上部应设排气管，作开停工吹扫用；液化石油气或燃料气管道在无法避免  $\Omega$  形时，应在  $\Omega$  形管高处设排气管。

## 2.5.3 安全生产流程

安全生产的概念贯穿于整个化工装置建设中，除了安装、施工、操作中要考虑外，设计过程中的周密考虑能消除安全隐患，使事故损失降低到最小。

在设计中，流程上要考虑的安全因素主要是避免设备和管道内介质的压力超过允许的操作压力而造成灾难性事故的发生。一般利用安全泄压装置来及时排放管道内的介质，使管道内介质的压力迅速下降。设备及管道中采用的安全泄压装置主要有爆破片和安全阀，或在管道上加安全水封和安全放空管。

### 1. 安全阀的设置

(1) 安全阀是一种自动阀门，它不借助任何外力而是利用介质本身的力来排出一定数量的流体，以防止系统内压力超过预定的安全值。当压力恢复正常后，阀门再自行关闭阻止介质继续流出。

(2) 按国家有关标准的规定，在不正常条件下，可能超压的下列设备应设安全阀：

- ① 顶部操作压力大于  $0.07\text{MPa}$  的压力容器。
- ② 顶部操作压力大于  $0.03\text{MPa}$  的蒸馏塔、蒸发塔和汽提塔（汽提塔顶蒸汽通入另一蒸馏塔者除外）。

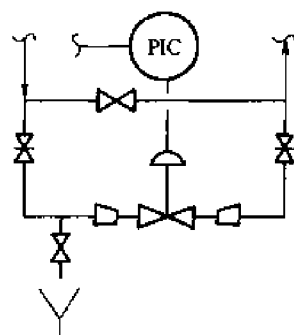


图 2-58 调节阀组的排液示意图

③往复式压缩机各段出口或电动往复泵、齿轮泵、螺杆泵等容积式泵的出口(设备本身已有安全阀者除外)。

④凡与鼓风机、离心式压缩机、离心泵或蒸汽往复泵出口连接的设备不能承受其最高压力时;上述机泵的出口。

⑤可燃的气体或液体受热膨胀,可能超过设计压力的设备。

(3)下列工艺设备不宜设安全阀:

①加热炉炉管。

②在同一压力系统中,压力来源处已有安全阀,则其余设备可不设安全阀。

(4)有可能被物料堵塞或腐蚀的安全阀应在其入口前设爆破片,或在其出入口管道上采取吹扫、加热或保温等防堵措施。

(5)有突然超压或发生瞬时分解爆炸危险物料的反应设备,如安全阀不能满足要求时,应装爆破片和导爆管。

(6)因物料爆聚、分解而造成超温、超压,可能引起火灾、爆炸的反应设备,应设报警信号和泄压排放设施以及自动或手控的紧急切断进料设施。

## 2. 爆破片的设置

爆破片可在容器或管道压力突然升高而尚未引起爆炸前先行破裂,排出设备或管道内的高压介质,从而防止设备或管道破裂的一种安全泄压装置。爆破片是由爆破片、夹持器、真空托架等零件装配组成的一种压力泄放安全装置,当爆破片两侧压力差达到预定温度下的预定值时,爆破片即会破裂,泄放出压力介质。

(1)爆破片的特点。爆破片与安全阀相比较,具有结构简单、灵敏、可靠、经济、无泄漏、适应性强等优越性,但也有其局限性,主要有以下特点。

优点:

①密封性能好,在设备正常压力下能保持严密不漏。

②泄压反应迅速。爆破片的动作一般在 $2\sim 10\text{ms}$ 内完成,而安全阀则因为机械滞后作用,全部动作时间要高 $1\sim 2$ 个数量级。

③对粘稠性或粉末状污物不敏感。即使气体中含有一定量的污物也不至于影响它的正常动作,而不像安全阀那样容易粘结或堵塞。

局限性:

①爆破元件(膜片)动作后不能复位,不但设备内介质全部流失,设备也要中止运行。

②动作压力不太稳定,爆破片的爆破压力允许偏差一般都比安全阀的稳定压力允许偏差大。

③爆破片的使用寿命较短,常因疲劳而早期失效。

(2)爆破片的适用场所。

①化学反应将使压力急剧升高的设备。

②高压、超高压容器优先使用。

③盛载昂贵或剧毒介质的设备。

④介质对安全阀有较强的腐蚀性时。

⑤介质中含有较多的粘稠性或粉末状、浆状物料的设备。

⑥由于爆破片为一次性使用的安全设施,动作后(爆破后)该设备必须停止运行,因此一般广泛应用于间歇生产过程。



⑦爆破片不宜用于液化气体储罐,也不宜用于经常超压的场所。

### 3. 高压管路

一般以  $PN10.0 \sim 100.0 \text{ MPa}$  为高压,高压等级以  $PN16.0$ 、 $PN20.0$ 、 $PN22.0$ 、 $PN32.0$  为多见,如合成氨、尿素、甲醇等装置。高压管路在设计时要注意管道材料的选择、管道与管道之间的连接形式、仪表的安装、双阀的设置以及中、低压管道系统的连接等。

在高压管道系统设计中,常常会有与中、低压管道系统相连接的情况如放空、排液或转到中、低压系统,例如从压力为  $32.0 \text{ MPa}$  或  $22.0 \text{ MPa}$  的高压管道系统,过渡到  $2.5 \text{ MPa}$  以下的低压管道系统中,其过渡形式为高低压异径管,异径管材料一般为 20 号钢,高压端法兰为 35 号钢。

在高压管道设计中,当必须设置阀门时,不管其管径大或小,一般均需设置双阀,以防止介质泄漏;双阀的安装宜紧密相连,以减少管件,更便于操作。

## 2.6 工艺流程图设计实例

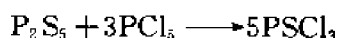
三氯硫磷是生产有机磷农药的主要中间体,如甲基对硫磷、乙基对硫磷、甲胺磷、水胺硫磷、甲基异硫磷、蔬果磷、马拉硫磷等,也可以用于其他有机磷化工产品。三氯硫磷挥发出来的气体有毒,有刺激性和腐蚀性,它对皮肤和粘膜有强烈的刺激性,对眼睛角膜的刺激尤为厉害,吸入会引起化学性肺气肿,对现场操作的工人造成危害。因此,三氯硫磷的生产成本相对来说就比较高,导致三氯硫磷的生产受到抑制,故应设计一条工艺流程,减少三氯硫磷对操作工人的危害,国内外现在有很多家农药厂和化工厂生产三氯硫磷,生产工艺比较成熟。

### 2.6.1 工艺方案的选择

#### 1. 国内外生产工艺概况

生产三氯硫磷的工艺路线有以下两条:

(1)五硫化二磷与五氯化磷在高温、高压作用下生成三氯硫磷:



(2)三氯化磷与硫在金属铝催化剂存在作用下生成三氯硫磷:



#### 2. 工艺路线的对比

第一种合成方法的反应条件比较苛刻,高温、高压条件下反应比较危险,不易控制,对设备的要求也比较高,而第二种方法的操作条件比较好控制,且对设备的要求不高,从工艺角度来说应该选择第二种方法;第一种方法的原料成本较高,而第二种方法的原料比较常见,成本相对来说要低,从经济角度来说也应该选择第二种方法。因此生成三氯硫磷的工艺设计选用第二种工艺路线。

### 2.6.2 带控制点的工艺流程图

采用第二种工艺生产三氯硫磷,其带控制点的工艺流程图如附图 2-1 所示(见书末)。

## 第3章 化工过程中的物料衡算

化工过程中的物料衡算是化工工艺计算中最基本也是最重要的计算内容之一,它是能量衡算的基础。设计或研究一个化工过程,或者对生产过程进行分析,都必须在物料衡算的基础之上才能进一步计算出各物质之间交换的能量以及整个过程的能量分布情况,在物热衡算完成之后方能进行设备的工艺结构计算。因此,物料衡算是进行化工工艺设计、过程经济分析以及过程最优化的基础。

通常,物料衡算有两种情况:

(1)对已有的生产设备或装置利用实际测定的数据计算出另一些不能直接测定的物料量,然后用此计算结果对生产情况进行分析、作出判断,并提出改进措施。

(2)设计一种新的设备或装置。根据设计任务首先作出物料衡算,求出进出该设备的各股物流量,然后再作能量衡算,求出该设备的热负荷,从而最终确定设备的工艺结构尺寸以及整个工艺流程。

### 3.1 物料衡算的基本方法和基本程序

#### 3.1.1 物料衡算的目的与依据

##### 1. 物料衡算的目的

对于任何一个化工过程的工艺设计,无论规模大小、过程复杂与否,都必须进行物料衡算。通过物料衡算可以达到以下目的:

- (1)根据设计任务可计算出主、副产品的产量、废物排出量或三废生成量。
  - (2)算出原材料消耗定额和消耗量。
  - (3)为能量衡算提供依据。利用物料衡算的计算结果,通过能量衡算确定需要提供或需要移走或需要回收的能量。
  - (4)利用物热衡算的结果,可以对过程进行技术经济分析和成本估算,以评价过程的经济合理性。
  - (5)为设备或装置的设计或选型提供量化的依据,从而确定设备的台数、套数和设备的主要工艺结构尺寸。
  - (6)为物料的输送提供数据,以便为工艺管路系统的设计以及为计量和控制系统的配备提供条件。
  - (7)为储运系统以及公用工程提供设计依据。
  - (8)通过对每一个过程或单元衡算结果的分析,可修正和完善工艺流程的设计。
- 此外,物料衡算的结果还可以为以后的开工和生产操作提供参考。

##### 2. 物料衡算的依据

物料衡算的依据是质量守恒定律。对于任何一个体系或任何一个化工过程,不论是物理加工过程还是化学加工过程,也不论是总过程还是单元过程,都是采用质量守恒定律来进行物

料衡算(核反应例外)的。在工艺计算过程中,除了要应用到质量守恒定律外,还需要如下几方面的计算依据:

(1)设计任务中确定的工艺技术方案、产品生产规模、年工作时间以及操作法等。

(2)建设单位或研究单位提供的要求、设计参数以及小试或中试试验数据等,主要包括:  
①主要化学反应方程式、反应物配比、转化率、选择性、总收率、催化剂状态及加入配比量、催化剂是否回收使用、物料安全性能(爆炸上、下限)等;②原料及产品的分离方式、各步的回收率,若采用分离剂分离时,加入分离剂的配比等;③化学品的物性,如沸点、熔点、饱和蒸汽压、临界参数、闪点、密度、粘度、溶解度、扩散系数、导热系数、亨利系数、相对挥发度、表面张力、比热容等。其中相平衡物性参数、化学性质参数、热力学参数用于物热衡算中,而传递物性参数通常用于设备工艺结构计算中。

(3)工艺流程示意图。

(4)消防、安全、卫生和环保方面的法律、法规等。

### 3.1.2 物料衡算的基本方法与基本程序

#### 1. 物料衡算的基本方法

(1)物料衡算式。

化工过程根据其操作方式可以分为连续过程、间歇过程和半连续过程3类,或者将其分为稳态过程和非稳态过程两类。在作物料衡算前,必须了解过程的类别。

对于任一化工过程单元或过程单元系统,不论是物理加工过程还是化学加工过程,也不论是总过程还是单元过程,均可写出如下物料平衡方程的通式:

$$\begin{aligned} & \left( \begin{array}{c} \text{进入过程单元} \\ \text{的物料量 } F_i \end{array} \right) - \left( \begin{array}{c} \text{流出过程单元} \\ \text{的物料量 } F_o \end{array} \right) + \left( \begin{array}{c} \text{在过程单元内} \\ \text{生成的物料量 } D_p \end{array} \right) - \left( \begin{array}{c} \text{在过程单元内} \\ \text{消耗的物料量 } D_r \end{array} \right) \\ & = \left( \begin{array}{c} \text{在过程单元内} \\ \text{累积的物料量 } W \end{array} \right) \end{aligned}$$

$$\text{即} \quad (F_i - F_o) + (D_p - D_r) = W \quad (3-1)$$

物料衡算式(3-1)既可对总物料,也可对其中任一组分或元素列出。该式在下列情况下可简化:

①稳定操作过程( $W=0$ ):  $(F_i - F_o) + (D_p - D_r) = 0$ ;

②系统内无化学反应( $D_p=0, D_r=0$ ):  $F_i - F_o = W$ ;

③系统内无化学反应的稳态操作过程( $D_p=0, D_r=0, W=0$ ):  $F_i = F_o$ 。

对于没有化学反应的过程,一般只列写各组分的衡算方程,只有涉及化学反应时,才列写出各元素的衡算方程。

(2)物料衡算基准。

物料衡算时,必须选择一计算基准,并在整个运算中保持一致。恰当地选择计算基准可使计算变得简单,同时缩小计算误差。在工艺计算中,选择的基准大致有以下几种:

①时间基准。

对于连续操作过程,选用单位时间作为基准是很自然的,单位时间可取1d、1h或1s,等等。此时得到的物料流量可以直接与设备或管道尺寸相联系。

②批量基准。

对于间歇操作过程,按投入一批物料的数量为基准计算最为方便。

### ③质量基准。

例如,可取某一基准物流的质量为 1kg 或 100kg 或 1000kg 等,然后计算其他物流的质量。至于取哪一个物流为基准,可以是产品,可以是原料,也可以是任何一个中间物流。一般情况下,取某一已知变量最多(或未知变量最少)的物流作为基准最为合适。

### ④物质的量基准。

对于有化学反应的过程,由于化学反应是按摩尔进行的,因此用物质的量基准更为方便。

### ⑤标准体积基准。

对于气体物料,可采用标准体积基准,其实质与物质的量基准相同。因为在标准状态下,1kmol 气体相当于 22.4m<sup>3</sup> 标准体积的气体,这样可实现体积与摩尔数之间的互换。标准体积符号用 m<sup>3</sup>(STP)表示。

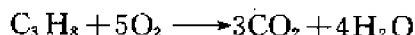
### ⑥干基基准。

生产中的物料,不论是气态、液态还是固态,均含有一定数量的湿分(通常指水分),因而在选用基准时就存在包不包括湿分在内的计算问题。不计湿分的则为干基,否则为湿基。例如,空气组成通常取含氧 21%、氮 79%(体积分数),这就是以干基计算出来的。

在计算过程中,经常要用到组成单位的换算。最常用的是质量分数与摩尔分数的互换,有时也需进行干基和湿基的互换。

实际计算时,究竟采用哪一种基准,要根据具体情况选取。下面通过一个例子来说明合理选用计算基准的重要性。

【例 3—1】 丙烷充分燃烧时,要供入的空气量为理论量的 125%,反应式为:



问每 100mol 燃烧产物需要多少 mol 的空气。

解:画出物料衡算流程图如图 3-1 所示。

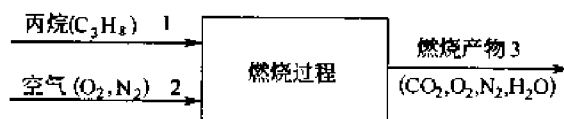


图 3-1 例 3—1 物料衡算流程图

该体系共有 3 股物流:丙烷、空气和燃烧产物。原则上任一物料量均可作为基准,基准选取不同,解题的复杂程度会相差很大。

(1)基准:1molC<sub>3</sub>H<sub>8</sub>。

1mol C<sub>3</sub>H<sub>8</sub> 完全燃烧理论需氧量为 5mol,实际供氧量为 1.25×5=6.25(mol),对应的实际空气量为 6.25/0.21=29.76(mol),其中氮为 29.76×0.79=23.51(mol)。物料衡算结果见表 3.1。

表 3.1 以 1molC<sub>3</sub>H<sub>8</sub> 为衡算基准所得的物料衡算结果

输 入			输 出		
组分	摩尔数, mol	质量数, g	组分	摩尔数, mol	质量数, g
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	1	44	CO <sub>2</sub>	3	132
O <sub>2</sub>	6.25	200	H <sub>2</sub> O	4	72
N <sub>2</sub>	23.51	658.28	O <sub>2</sub>	1.25	40
—	—	—	N <sub>2</sub>	23.51	658.28
总计	30.76	902.28	总计	31.76	902.28

因为  $1\text{mol C}_3\text{H}_8$  完全燃烧需  $29.76\text{mol}$  的空气,同时产生  $31.76\text{mol}$  的燃烧产物(烟道气),所以,每  $100\text{mol}$  燃烧产物所需空气量为:

$$\frac{100(\text{mol 烟道气}) \times 29.76(\text{mol 空气})}{31.76(\text{mol 烟道气})} = 93.7(\text{mol 空气})$$

(2)基准:  $1\text{mol}$  空气。

依题意,供入的空气量为理论量的  $125\%$ ,  $1\text{mol}$  空气中氧气量为  $0.21\text{mol}$ 。所以,供燃烧  $\text{C}_3\text{H}_8$  的氧气量为  $0.21/1.25$ ,燃烧的  $\text{C}_3\text{H}_8$  量为  $(0.21/1.25) \times 1/5 = 0.0336(\text{mol})$ 。物料衡算结果见表 3.2。

表 3.2 以  $1\text{mol}$  空气为衡算基准所得的物料衡算结果

输 入			输 出		
组分	摩尔数, mol	质量数, g	组分	摩尔数, mol	质量数, g
$\text{C}_3\text{H}_8$	0.0336	1.48	$\text{CO}_2$	0.101	4.44
空气	1.0	28.84	$\text{H}_2\text{O}$	0.135	2.43
其中: $\text{O}_2$	0.21	6.72	$\text{O}_2$	0.042	1.34
其中: $\text{N}_2$	0.79	22.12	$\text{N}_2$	0.79	33.12
总计	1.0336	30.32	总计	1.068	30.33

所以,每  $100\text{mol}$  燃烧产物(烟道气)所需空气量为:

$$\frac{100(\text{mol 烟道气}) \times 1(\text{mol 空气})}{1.068(\text{mol 烟道气})} = 93.6(\text{mol 空气})$$

(3)基准:  $100\text{mol}$  烟道气。

设  $M$  为烟道气中  $\text{O}_2$  的 mol 数;  $N$  为烟道气中  $\text{N}_2$  的 mol 数;  $P$  为烟道气中  $\text{CO}_2$  的 mol 数;  $Q$  为烟道气中  $\text{H}_2\text{O}$  的 mol 数;  $A$  为入口空气的 mol 数;  $B$  为入口  $\text{C}_3\text{H}_8$  的 mol 数。

根据  $\text{C}_3\text{H}_8 + 5\text{O}_2 \longrightarrow 3\text{CO}_2 + 4\text{H}_2\text{O}$ , 列元素平衡有:

$$\text{C 平衡} \quad 3B = P \Rightarrow 3B - P = 0$$

$$\text{H 平衡} \quad 8B = 2Q \Rightarrow 4B - Q = 0$$

$$\text{O 平衡} \quad 0.21 \times 2A = 2M + 2P + Q \Rightarrow 0.21A - M - P - 0.5Q = 0$$

$$\text{N 平衡} \quad 0.79 \times 2A = 2N \Rightarrow 0.79A - N = 0$$

$$\text{烟道气总量} \quad M + N + P + Q = 100$$

$$\text{过剩氧量} \quad 0.21A \times 0.25/1.25 = M \Rightarrow 0.042A - M = 0$$

以上 6 个方程式为独立方程式,含有 6 个未知数,用矩阵求解。将以上 6 个线性方程写成如下形式:

$$\begin{array}{cccccc}
 A & B & N & M & P & Q \\
 0 & + 3B & + 0 & + 0 & - P & + 0 = 0 \\
 0 & + 4B & + 0 & + 0 & + 0 & - Q = 0 \\
 0.21A & + 0 & + 0 & - M & - P & - 0.5Q = 0 \\
 0.79A & + 0 & - N & + 0 & + 0 & + 0 = 0 \\
 0 & + 0 & + N & + M & + P & + Q = 100 \\
 0.042A & + 0 & + 0 & - M & + 0 & + 0 = 0
 \end{array}$$

写成系数矩阵:

$$\begin{bmatrix} 0 & 3 & 0 & 0 & -1 & 0 \\ 0 & 4 & 0 & 0 & 0 & -1 \\ 0.21 & 0 & 0 & -1 & -1 & -0.5 \\ 0.79 & 0 & -1 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 1 & 1 & 1 & 1 \\ 0.042 & 0 & 0 & -1 & 0 & 0 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} A \\ B \\ N \\ M \\ P \\ Q \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} 0 \\ 0 \\ 0 \\ 0 \\ 100 \\ 0 \end{bmatrix}$$

采用高斯(Gauss)消元法,将上式改写成:

$$\begin{bmatrix} 0.042 & 0 & 0 & -1 & 0 & 0 \\ 0 & 3 & 0 & 0 & -1 & 0 \\ 0 & 0 & 1 & 1 & 1 & 1 \\ 0.21 & 0 & 0 & -1 & -1 & -0.5 \\ 0.79 & 0 & -1 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 4 & 0 & 0 & 0 & -1 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} A \\ B \\ N \\ M \\ P \\ Q \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} 0 \\ 0 \\ 100 \\ 0 \\ 0 \\ 0 \end{bmatrix}$$

由此解得:

$$\begin{bmatrix} 1 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 93.7 \\ 0 & 1 & 0 & 0 & 0 & 0 & 3.148 \\ 0 & 0 & 1 & 0 & 0 & 0 & 74.02 \\ 0 & 0 & 0 & 1 & 0 & 0 & 3.935 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 1 & 0 & 9.445 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 1 & 12.59 \end{bmatrix} \quad \text{即} \quad X = \begin{bmatrix} A \\ B \\ N \\ M \\ P \\ Q \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} 93.7 \\ 3.148 \\ 74.02 \\ 3.935 \\ 9.445 \\ 12.59 \end{bmatrix}$$

从上述3种解法可看出,第三种解法虽然避免了换算,但比第一、第二种解法工作量大。如果线性方程组较复杂,则解方程时工作量更大。从本题看,选择前两种基准比较恰当。

## 2. 物料衡算的基本程序

在进行物料衡算时,为了避免错误,便于检查核对,必须采取正确的计算步骤,使之做到条理清晰、计算迅速、结果准确。一般按以下程序进行:

(1) 绘制工艺流程示意图并确定衡算的对象和范围。

如一个单元设备、一套装置或一个系统,要画出工艺流程草图(或工艺流程方框图)。对于整个生产流程,还要画出物料流程示意图(或物流方框图)。绘制物料流程图时,要着重考虑物料的种类和走向,输入和输出要明确。

绘制工艺流程图时,要着重考虑物料的来龙去脉,对设备的外形、尺寸、比例等并不严格要求,对于那些物料在其中既没有发生化学变化(或相变化),也没有损耗的过程(或设备),且不需要计算的,允许不画。但与物料衡算有关的无论是主管线还是辅助管线,均应画出。图面表达的主要内容:物料的流动变化情况;注明物料的名称、数量、组成及流向;注明与计算有关的工艺条件,如温度、压力、流量、配比等都要标明在图上。不但已知的数据要标明在图上,对于待求的未知项,也要用适当的字母、符号标定清楚,这样的示意图中已知项、未知项一目了然,便于分析,不易出现差错。当然,若流程本身比较复杂,所有参数都标在图上反而显得有点混乱时,可以只标出计算主要参数,这可参考氨合成工段的工艺流程与物料流程示意图,如图3-2和图3-3所示。

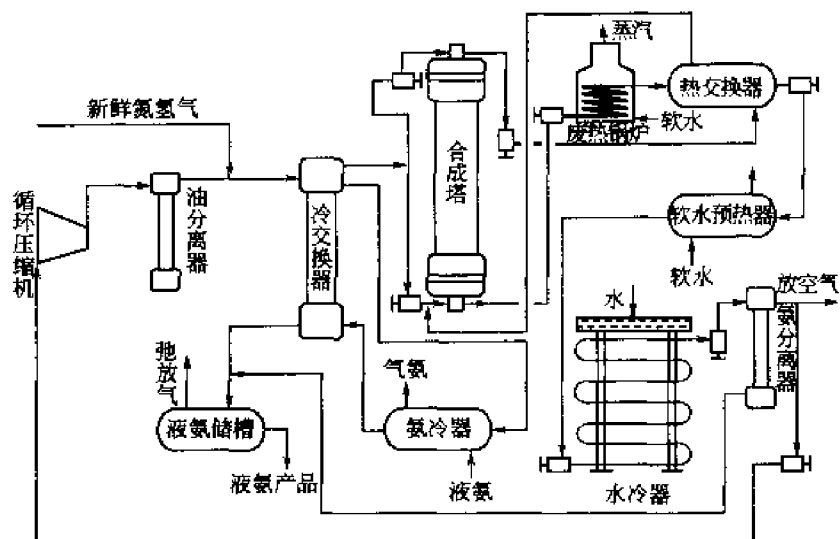


图 3-2 氨合成工段的工艺流程示意图

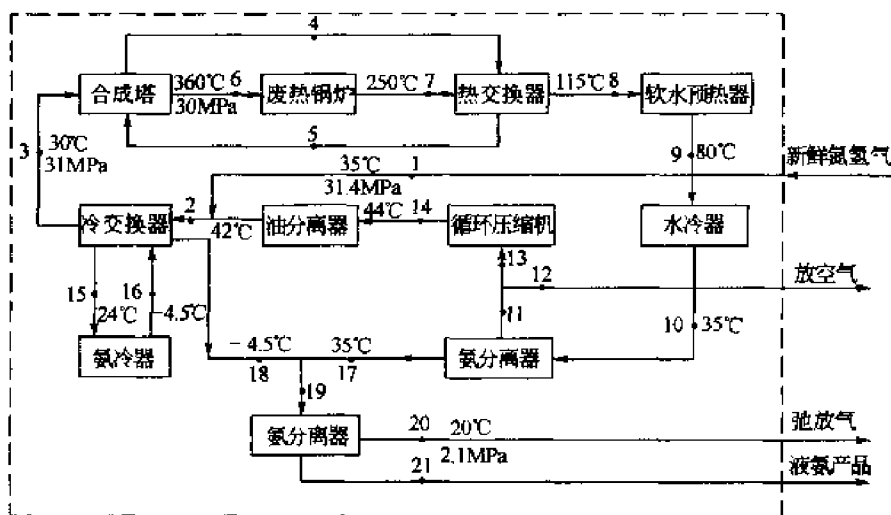


图 3-3 氨合成工段的物料流程示意图

(2) 列出化学反应方程式。

对于有化学反应发生的,要写出其化学反应方程式,明确反应前后的物料组成和各个组分之间的定量关系,必要时还应指出其转化率和选择性,为计算做准备。

需要说明的是,当副反应很多时,对那些次要的而且所占的比重也很小的副反应,可以略去,或将类型相近的若干副反应合并,以其中之一为代表,以简化计算,但这样处理所引起的误差必须在允许误差的范围之内。而对于那些产生有害物质或明显影响产品质量的副反应,其量虽小,却不能随便略去,因为这是进行某些分离、精制设备设计和三废治理设计的重要依据。而且,为了下一步进行热量衡算方便,应同时写明各反应过程的热效应。

(3) 确定计算任务。

明确哪些是已知项、哪些是待求项,选择适当的数学公式,力求计算方法简便。

(4) 给物流和组分编号。

对各物流流股进行编号,并标注物流变量。同时确定各流股所涉及的组分,并对所有组分依次编号(若过程较简单可省去,否则会感到繁琐)。

#### (5)收集数据资料。

数据资料包括两类:一类为设计任务所规定的已知条件;另一类为与过程有关的物理化学参数。具体地说,应包括以下内容:

##### ①生产规模和生产时间。

生产规模为设计任务中所规定。生产时间指全年的有效生产天数。生产时间应根据全厂检修、车间检修、生产过程和设备的特殊性考虑,一般按 330d 或 8000h 考虑。

对于生产难以控制,易出不合格产品,停车检修频繁的生产装置,或者试验性车间,生产时间一般采用 7200h(或年工作日 300d)。

##### ②有关的定额和技术指标。

这类数据包括单位产品所消耗的原材料;原料和产品的允许损失量;配料比、循环比、回流比、气液比、利用率、单程收率、转化率、回收率,等等。收集这类数据时应注意其可靠性和准确性。有些根据经验设定的数据一定要仔细斟酌,慎之又慎。

##### ③原辅材料、产品及中间产品的规格。

包括原料有效成分的含量;杂质的含量、气体或液体混合物的组成等。

##### ④与过程计算有关的物理、化学参数。

可通过查阅相关手册取得有关的化工基础数据。如临界参数(临界压力、临界温度等)、密度或比热容、状态方程参数、蒸气压、气液平衡常数或平衡关系式、粘度、扩散系数等。

在收集有关的数据资料时,应特别注意其准确性、可靠性和适用范围。然而有些特殊物质的物化数据在手册或文献中查不到现成的数据或查得不完整时,可根据物理和化学的一些基本定律进行估算(通过一些文献和专著书籍介绍的物性数据的简略计算方法进行估算)。同时要充分利用许多大型企业、科研单位、高等院校建立的物性数据库,检索和估算所要求的数据。

最后应强调的是,所有数据包括物料数量、组成和物化数据等,都要换算为同一单位制下的单位或 SI 单位。

#### (6)列出过程的全部独立物料平衡方程式及其他相关约束式。

相关约束式可分为两类:

##### ①分数约束式。

当一般物流的组成用摩尔分数或质量分数表示时,有式(3-2)成立:

$$\sum_{j=1}^{N_c} x_{ij} = 1 \quad (i = 1, 2, \dots, N_s) \quad (3-2)$$

式中  $x_{ij}$ ——第  $j$  组分在第  $i$  股物流中的摩尔分数(或质量分数);

$N_s$ ——物流的股数;

$N_c$ ——物流组分数。

##### ②设备约束式。

常见的设备约束式有:a. 进料比(或任何两股物流的量之比)为一常数;b. 两股物流具有相同的组成(如分流器);c. 相平衡常数;d. 化学平衡常数;e. 化学反应过程中的转化率、选择性或其他限制。有时设备约束式相当复杂。

#### (7)选择计算基准(前已述及)。



(8)统计变量个数与方程个数,确定设计变量及全部变量的个数。

在统计变量个数时,如果在一个过程单元的每一股物流  $i$  中都含有全部组分  $N_c$  个,则对其中任一股物流  $i$  有  $N_c$  个摩尔分数(或质量分数)  $x_{ij}$  ( $j=1,2,\dots,N_c$ ),还有流量  $F_i$ ,计  $(N_c+1)$  个物流变量。若共有  $N_s$  股物流,并有  $N_P$  个设备参数,则该过程共有变量的个数  $N_v$  为:

$$N_v = N_s(N_c + 1) + N_P \quad (3-3)$$

当一个或多个组分从一股物流或多股物流中消失时,式(3-3)不再适用,必须逐股统计变量,得  $N_v$  进而确定设计变量。设计变量是指在衡算之前必须确定其值的变量或参数,即通常所说的由设计者根据经验赋予变量以定值。对于设计型的衡算,常取某些设计指标及特定的操作条件为设计变量;对于模拟型的计算,则常取进料物流的流量、组成、状态及某些设备参数为设计变量,此时还应考虑到获取设计变量量值的可行性(如现场采样的安全性、真实性、样品分析的经济性等)。

在物料衡算过程中,方程组有确定解的充要条件是独立方程的个数等于未知数的个数。因此,设计变量的个数  $N_d$  必须满足下列关系:

$$N_d = N_v - N_e \quad (3-4)$$

式中  $N_e$ ——方程组的个数。

(9)整理并校核计算结果。

当计算完成后,要对计算结果进行整理,并根据需要换算基准,最后形成表格即物流表。

(10)绘制物料流程图,编写物流表。

根据物料衡算结果正式绘制物料流程图,并填写物流表。物料流程图(表)一般作为设计成果编入正式设计文件中,此项工作常常易被设计者忽视。

上述步骤可归纳为:①陈述的问题;②列出可获得的数据;③画出衡算方框图;④对物流流股及各组分编号;⑤确定衡算范围;⑥建立系统各参数的基准;⑦建立各组分和总物料的衡算方程;⑧解析方程;⑨校核计算结果;⑩绘制物料流程图,编写物流表。

物料衡算工作完成之后,应充分应用计算结果对全流程和其中的某一过程从技术经济角度进行分析评价,考察其生产能力和效率是否符合预期的要求、物料损耗是否合理、工艺条件是否适用等,以便及时发现设计中存在的问题,使工艺流程设计得更趋完善。

下面给出图 3-3 年产 4 万吨合成氨合成工段物料衡算的结果(物流表)供参考。表中的  $m^3$  (STP)指标准状态下的体积。

图 3-3 中各分点对应物流的流量及其组成见表 3.3。

表 3.3 氨合成工段各分点对应的物流衡算结果

工艺点	组分	摩尔分数, %	吨氨消耗, $m^3$ (STP)/t( $NH_3$ )	体积流率, $m^3$ (STP)/h	摩尔流率, kmol/h
合成塔一次入 (3 点)、一次出 (4 点)、二次入 (5 点)	$NH_3$	3	350.5883	1947.8686	86.9584
	$H_2$	61.125	7143.2356	39687.8170	1771.7775
	$N_2$	20.375	2381.0785	13229.2722	590.5925
	$CH_4$	11.814	1380.6165	7670.7053	342.4422
	Ar	3.686	430.7561	2393.2809	106.8429
	合计	100.00	11686.2755	64928.9467	2898.6137

续表

工艺点	组分	摩尔分数, %	吨氨消耗, m <sup>3</sup> (STP)/t(NH <sub>3</sub> )	体积流量, m <sup>3</sup> (STP)/h	摩尔流量, kmol/h
合成塔出口(6点)和(7、8、9、10点)	NH <sub>3</sub>	17.000	1748.9568	9717.2040	433.8037
	H <sub>2</sub>	49.045	5045.7391	28034.1264	1251.5235
	N <sub>2</sub>	16.348	1681.8787	9344.5181	417.1660
	CH <sub>4</sub>	13.420	1380.6467	7670.8731	342.4497
	Ar	4.187	430.7577	2393.2898	106.8433
	合计	100.000	10287.9785	57160.0086	2551.7861
氨分离器出口气(11点)	NH <sub>3</sub>	10.518	999.6761	5554.2004	247.9554
	H <sub>2</sub>	52.927	5030.4102	27948.9591	1247.7214
	N <sub>2</sub>	17.653	1677.8172	9321.9524	416.1586
	CH <sub>4</sub>	14.380	1366.7372	7593.5919	338.9996
	Ar	4.522	429.7904	2387.9155	106.6034
	合计	100.000	9504.4310	52806.6186	2357.4383
循环压缩机进出口(13、14点)	NH <sub>3</sub>	10.518	981.3188	5452.2073	243.4021
	H <sub>2</sub>	52.927	4938.0356	27435.7258	1224.8092
	N <sub>2</sub>	17.653	1647.0071	9150.7714	408.5166
	CH <sub>4</sub>	14.380	1341.6395	7454.1491	332.7745
	Ar	4.522	421.8980	2344.0653	104.6458
	合计	100.000	9329.8989	51836.9183	2314.1481
放空气(12点)	NH <sub>3</sub>	10.518	18.3563	101.9876	4.5530
	H <sub>2</sub>	52.927	92.3698	513.2066	22.9110
	N <sub>2</sub>	17.653	30.8086	171.1726	7.6416
	CH <sub>4</sub>	14.380	25.0964	139.4356	6.2248
	Ar	4.522	7.8919	43.8474	1.9575
	合计	100.000	174.5230	969.6498	43.2879
新鲜补充气(1点)	NH <sub>3</sub>	0	0	0	
	H <sub>2</sub>	73.770	2208.9555	12272.9568	547.8999
	N <sub>2</sub>	24.590	736.3185	4090.9856	182.6333
	CH <sub>4</sub>	1.250	37.4298	207.9600	9.2839
	Ar	0.390	11.6781	64.8835	2.8966
	合计	100.000	2994.3818	16636.7853	742.7136

续表

工艺点	组分	摩尔分数, %	吨氨消耗, m <sup>3</sup> (STP)/t(NH <sub>3</sub> )	体积流率, m <sup>3</sup> (STP)/h	摩尔流率, kmol/h
冷交换—入(2点)、—出(15点)、二入(16点)	NH <sub>3</sub>	7.963	981.3824	5452.5606	243.4179
	H <sub>2</sub>	57.991	7146.9736	39708.5853	1772.7047
	N <sub>2</sub>	19.338	2383.2694	13241.4448	591.1359
	CH <sub>4</sub>	11.190	1379.0870	7662.2074	342.0628
	Ar	3.551	433.5682	2408.9049	107.5404
	合计	100.000	12324.2807	68473.7036	3056.8618
氨分离器出口 液氨(17点)	NH <sub>3</sub>	95.688	749.7609	4165.6716	185.9675
	H <sub>2</sub>	1.926	15.0911	83.8462	3.7431
	N <sub>2</sub>	0.512	4.0118	22.2896	0.9951
	CH <sub>4</sub>	1.755	13.7513	76.4022	3.4108
	Ar	0.0119	0.9324	5.1804	0.2313
	合计	100.000	783.5475	4353.3899	194.3478
冷交换器出口 液氨(18点)	NH <sub>3</sub>	98.361	627.5488	3486.6611	155.6545
	H <sub>2</sub>	0.873	5.5698	30.9458	1.3815
	N <sub>2</sub>	0.272	1.7354	9.6419	0.4304
	CH <sub>4</sub>	0.473	3.0178	16.7669	0.7485
	Ar	0.01	0.0638	0.3545	0.0158
	合计	100	637.9355	3544.3696	158.2308
液氨储罐入口 (19点)	NH <sub>3</sub>	96.936	1377.9968	7656.1502	341.7924
	H <sub>2</sub>	1.434	20.3851	113.2596	5.0562
	N <sub>2</sub>	0.400	5.6862	31.5925	1.4104
	CH <sub>4</sub>	1.156	16.4332	91.3028	4.0760
	Ar	0.068	0.9667	5.3710	0.2398
	合计	99.994	1421.4679	7897.6756	352.5748
弛放气(20点)	NH <sub>3</sub>	59.329	60.6185	336.7964	15.0356
	H <sub>2</sub>	19.394	19.8155	110.0949	4.9150
	N <sub>2</sub>	5.419	5.5368	30.7625	1.3733
	CH <sub>4</sub>	14.857	15.1799	84.3395	3.7652
	Ar	0.918	0.9380	5.2115	0.2327
	合计	99.917	102.0887	567.2048	25.3216

续表

工艺点	组分	摩尔分数, %	吨氨消耗, $\text{m}^3(\text{STP})/(\text{t}(\text{NH}_3))$	体积流率, $\text{m}^3(\text{STP})/\text{h}$	摩尔流率, $\text{kmol}/\text{h}$
产品液氨(21点)	$\text{NH}_3$	99.868	1317.6471	7320.8473	326.8235
	$\text{H}_2$	0.034	0.4486	2.4924	0.1113
	$\text{N}_2$	0.0098	0.1187	0.6595	0.0294
	$\text{CH}_4$	0.089	1.1611	6.4511	0.2880
	Ar	0.002	0.0264	0.1467	0.0065
	合计	100.000	1319.4019	7330.5970	327.2588

(2)对图 3-3 虚线框内作总物料平衡得氨合成工段的总物料平衡结果如图 3-4 所示。

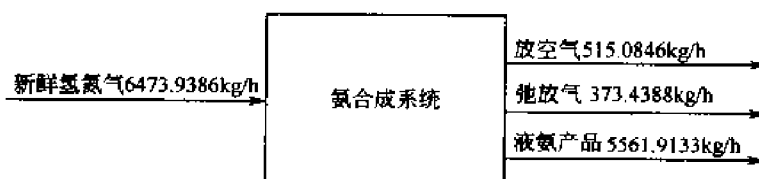


图 3-4 氨合成系统总物料平衡

进出系统的物料平衡数据略有差别,此由过程计算误差所至,在允许的误差范围之内,可以接受。若用物流表表示,则有表 3.4。

表 3.4 氨合成系统的总物料平衡表

组分	进 项		出 项					
	新鲜氢氮气		放空气		弛放气		液氨产品	
	摩尔流率 $\text{kmol}/\text{h}$	质量流率 $\text{kg}/\text{h}$	摩尔流率 $\text{kmol}/\text{h}$	质量流率 $\text{kg}/\text{h}$	摩尔流率 $\text{kmol}/\text{h}$	质量流率 $\text{kg}/\text{h}$	摩尔流率 $\text{kmol}/\text{h}$	质量流率 $\text{kg}/\text{h}$
$\text{NH}_3$	0	0	4.5530	77.4010	15.0356	255.6052	326.8235	5555.9995
$\text{H}_2$	547.8999	1095.7998	22.9110	45.8220	4.9150	9.8300	0.1113	0.2226
$\text{N}_2$	182.6333	5113.7324	7.6416	213.9648	1.3733	38.4524	0.0294	0.8232
$\text{CH}_4$	9.2839	148.5424	6.2248	99.5968	3.7652	60.2432	0.2880	4.6080
Ar	2.8966	115.8640	1.9575	78.3000	0.2327	9.3080	0.0065	0.2600
小计	742.7136	6473.9386	43.2879	515.0846	25.3216	373.4388	327.2588	5561.9133
合计	6473.9386kg/h		6450.4367kg/h					

为了加深对物料衡算的基本程序和设计变量概念的理解,下面通过一个例子加以说明。

【例 3—2】在蒸馏塔中进行乙醇和水混合物的分离,进料流率为  $16\text{kmol}\cdot\text{h}^{-1}$ ,混合物中含有乙醇 1.5%。馏出物中含有 87%乙醇,塔底液中含有 0.15%乙醇,组成均为摩尔分数,试写出其方程式,并确定设计变量的数目。

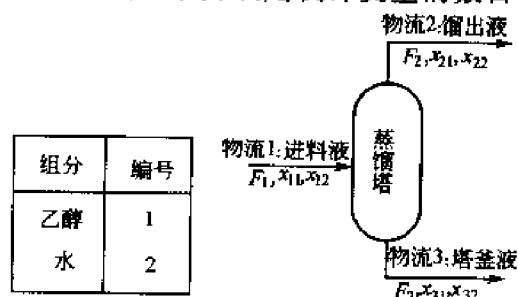


图 3-5 例 3-2 的附图

解:依题意作图 3-5。图中各符号的意义: $F_i$  表示物流  $i$ (稳态下的)的摩尔流率; $x_{ij}$  表示组分  $j$  在物流  $i$  中的摩尔分率。物流编号及组分编号见图表:

(1)方程组和约束式。

①物料衡算式:

$$F_1 x_{11} = F_2 x_{21} + F_3 x_{31} \quad (1)$$

$$F_1 x_{12} = F_2 x_{22} + F_3 x_{32} \quad (2)$$

②摩尔分数约束式(归一化式)。

$$x_{11} + x_{12} = 1 \quad (3)$$

$$x_{21} + x_{22} = 1 \quad (4)$$

$$x_{31} + x_{32} = 1 \quad (5)$$

③设备约束式:无。

(2)变量个数:  $N_v = N_s(N_c + 1) + N_p = 3(2 + 1) + 0 = 9$ 。

(3)设计(或判定)变量个数:  $N_d = N_v - N_e = 9 - 5 = 4$ 。

分析表明:9个变量中有4个是设计变量,其他5个为未知数,可由5个独立方程求解而得。在这种特殊情况下,选择的4个设计变量为  $F_1$ 、 $x_{11}$ 、 $x_{21}$ 、 $x_{31}$ ,然后由上述5个独立方程解出其余5个未知数  $F_2$ 、 $F_3$ 、 $x_{12}$ 、 $x_{22}$ 、 $x_{32}$ 。

值得注意的是,物料衡算式除了上述式(1)和式(2)外,还有总物料平衡式  $F_1 = F_2 + F_3$ 。这3个式子中只有任意2个为独立方程,另一个衡算式可由其余2个物料衡算式结合归一化式推导出来。因此可推知,对于不发生化学反应的过程单元,若物流中有  $n$  个组分,可列出  $n+1$  个物料衡算方程,但其中只有任意  $n$  个衡算式是独立的。

(4)方程式的求解。

由归一化式(3)、式(4)、式(5)可直接求得  $x_{12}$ 、 $x_{22}$  和  $x_{32}$  的解。式(1)和式(2)为含变量  $F_2$  和  $F_3$  的线性方程组,其解为:

$$F_2 = \frac{F_1(x_{11}x_{32} - x_{12}x_{31})}{x_{21}x_{32} - x_{31}x_{22}}$$

$$F_3 = \frac{F_1(x_{11}x_{21} - x_{11}x_{22})}{x_{21}x_{32} - x_{31}x_{22}}$$

本例中设定的设计变量值为:  $F_1 = 16(\text{kmol} \cdot \text{h}^{-1})$ ;  $x_{11} = 0.015$ ;  $x_{21} = 0.87$ ;  $x_{31} = 0.0005$ 。

其解为:  $F_2 = 0.267(\text{kmol} \cdot \text{h}^{-1})$ ;  $F_3 = 15.733(\text{kmol} \cdot \text{h}^{-1})$ ;  $x_{12} = 0.985$ ;  $x_{22} = 0.13$ ;  $x_{32} = 0.9995$ 。

需要注意的是:在进行物料衡算时,一定要记住:物料平衡是质量平衡,而不是物质体积、物质摩尔数和物料重量的平衡。

### 3.1.3 物料衡算中的一些常用术语

在化工计算中经常遇到一些名词,如与“量”有关的名词有:流量(有时叫流率)、产量、消耗量、循环量、回流量、排放量等;与“率”有关的名词有:转化率、单程收率、全程收率、回收率、产率等;与“度”有关的名词有:浓度、纯度、分离度等;与“比”有关的名词有:配料比、循环比、回流比等,这些物性参数都与物料衡算有关,所有这些量都要经过物料衡算才能确定下来,其中有的名词一目了然,比较容易理解,有几个与化学反应有关的名词概念容易模糊,在此需作一定的解释。

(1)消耗量:指生产一定时间(或数量)产品所需要的原料或辅助材料等的数量。消耗量的大小并不能说明生产情况的好坏。

(2)消耗定额:指生产 1t 合格产品所需要的原料或辅助材料的数量。消耗定额的大小说明原材料利用的程度,如消耗定额低,说明原材料利用充分,同时也说明产品的收率高而成本低,生产过程副反应少、三废少;反之,消耗定额高势必增加产品的成本,加重三废治理的负担。

但盲目地追求某项低的消耗定额,往往导致失衡或产率低、分离要求太高、设备投资费用增加,从而致使产品成本增加。所以说消耗定额是工程师进行物料衡算的重要数据,也是衡量生产技术水平的重要经济指标。

(3)转化率:转化率是针对反应物而言的,它用来表示一个化学反应进行的程度。所谓转化率是指原料中某一反应物在反应器中被转化的百分率或分率,其计算式为:

$$\text{转化率}(X) = \frac{\text{某一反应物的转化量(反应消耗量)}}{\text{该反应物的起始量(或投加量)}} \times 100\% \quad (3-5)$$

如果反应物不只一种,根据不同反应物计算所得的转化率可能是不一样的,但它们反映的都是同一客观事实。因此,按哪一种反应物来计算转化率都是可以的。但工业生产中各反应组分之间的比例往往不符合化学计量关系,通常选用不过量的反应物计算转化率,这样的组分称为“关键组分”或“着眼组分。”

通常,关键组分是反应物中价格最昂贵的组分,其他反应物价格相对较便宜,常常也是过量的。因此关键组分转化率的高低直接影响到反应过程的经济效果。

应该指出,如果原料中各组分间的比例符合化学计量关系,对于同一反应或同一状态,无论按哪一种反应物来计算转化率,其数值都是相同的。

计算转化率还有一个起始状态(或起始量)的选择问题,对于连续反应器,一般以反应器进口处原料的状态作为起始状态;而对于间歇反应器,则以反应开始时的状态为起始状态。当数个反应器串联使用时,往往以进入第一个反应器的原料组成作为计算基准,这样做有利于计算和比较。

一个反应系统因受化学平衡和其他因素的限制,为了提高转化率或原料利用率,往往需要将反应器出口物料中的反应产物分离出来,余下的物料再送回反应器入口处,与新鲜原料一起进入反应器再反应,然后再分离、再循环等。对于这种有循环物料的反应系统,有两种含义不同的转化率:一种是新鲜原料通过反应器一次所达到的转化率,称为单程转化率,这可以理解为以反应器进口物料为基准的转化率;另一种是新鲜原料进入反应系统起到离开反应系统止所达到的转化率,称为全程转化率。显然,全程转化率大于单程转化率。

合理提高转化率至少应从3方面考虑。首先,从设备能力上看,转化率是越高越好。因为这样可使未反应的原料量减少,使原料的再循环量相应减少,这样有可能降低设备的投资费用并增大设备的生产能力。其次,从化学反应速率上看,随着化学反应的不断进行,转化率不断升高,从而导致剩余原料浓度不断下降,化学反应速率逐渐变慢,要达到高转化率所需的时间必然相应变长,这样有可能使设备生产能力下降。再次,从副反应上看,在化学反应过程中往往有多种化学反应存在,生成主产品的主反应转化率虽然提高了,但生成副产品的副反应转化率也可能相应提高,这反而增加了分离精制设备的负担。

(4)收率:转化率是针对反应物而言的,收率则是针对产物而言的。收率的定义式为:

$$\text{收率}(Y) = \left| \frac{\nu_A}{\nu_R} \right| \frac{\text{反应产物的生成量}}{\text{关键组分的起始量}} = \frac{\text{生成反应产物所消耗的关键组分量}}{\text{关键组分的起始量}} \times 100\% \quad (3-6)$$

式中  $\nu_A$ 、 $\nu_R$ ——关键组分A和反应产物R的化学计量系数。

对于有物料循环的系统,与转化率一样,收率也有单程收率和全程收率之分,前者指的是原料通过反应器一次时反应产物的收率,后者则是原料多次循环后所达到的收率。同样也可

从计算的基准不同去理解,前者以反应器进口物料为基准,后者以新鲜原料为基准。因此也是全程收率大于单程收率。

对比转化率与收率的计算公式不难看出,对于单一反应,转化率与收率在数值上相等,且无论按哪一个反应产物计算的收率,在数值上都相等。但是,若系统中进行的反应不止一个,情况就不是这样。因此,对于复合反应,除了采用转化率和收率外,还要引入一个概念——选择性。

(5)选择性:对于某个反应产物,生成它所消耗的原料量在全部转化了的原料量中所占的比例称为选择性,其计算式为:

$$\text{选择性}(S) = \frac{\text{生成目的产物所消耗的关键组分量}}{\text{已转化的关键组分量}} \times 100\% \quad (3-7)$$

由于复合反应中副反应的存在,转化了的反应物不可能全部都变为目的产物。因此,选择性恒小于1。

选择性的大小可以说明主反应在各种主、副反应中所占的百分比,在提高转化率的同时,必须考虑选择性的变化趋势,如果选择性变差,副产物增加过多,则原料的消耗定额会增大。因此,一般选择性越高越好。但选择性高只能说明副反应少,不能说明过程就经济合理,如果通过反应器只有一小部分原料参加反应,即使这部分反应掉的原料全部转化为目的产物,设备的生产能力仍然很低。因此要确定一个工艺过程是否合理,就需要对转化率和选择性进行综合考虑。

转化率、收率与选择性三者之间的关系为:

$$\text{收率}(Y) = \text{转化率}(X) \times \text{选择性}(S) \quad (3-8)$$

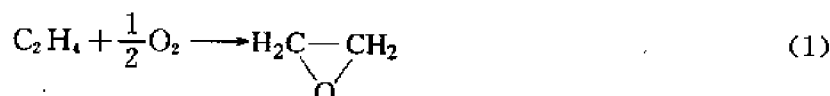
这说明它们三者之中只有两个是独立的。

工业生产中常常遇到产率、收率等名词,它们有时是指选择性,有时是指单程收率,必须分清到底代表什么。用产率这个名词时,必须明确是以哪一个物料量为基准的。

影响转化率和反应收率的因素一般有:原料的组成、催化剂、反应温度、反应压力、反应物在反应区域中的停留时间、设备的材料和结构等。对于每一个反应过程都有它的收率和转化率的最适宜的指标。当反应原料不止一种时,对不同的原料就有不同的转化率、选择性和单程收率,一般要着重考虑最昂贵的原料的相应指标。同样,反应产物一般也不止一种,因此,每种产物的选择性和单程收率也不一样,其中最重视的是目的产物的选择性和单程收率,但有时也要相应地计算副产物的选择性和单程收率,这要根据具体需要确定。

**【例3—3】** 在银催化剂上进行乙烯氧化制环氧乙烷,进入催化反应器的气体组成(体积分数,下同)为  $\text{C}_2\text{H}_4$  15%、 $\text{O}_2$  7%、 $\text{CO}_2$  10%、 $\text{Ar}$  12%,其余为  $\text{N}_2$ 。反应器出口气体中含  $\text{C}_2\text{H}_4$  13.1%、 $\text{O}_2$  4.8%。试计算乙烯的转化率、环氧乙烷收率和反应的选择性。

解:首先写出该反应系统的化学方程式:



以 100kmol 进料为基准,用  $x$  和  $y$  分别代表环氧乙烷和二氧化碳的生成量,根据题给组成和该系统的化学反应方程式,可列出表 3.5。

表 3.5 物料组成表

组 分	反应器进口, kmol	反应器出口, kmol
$C_2H_4$	15	$15 - x - y/2$
$O_2$	7	$7 - x/2 - 3y/2$
$C_2H_4O$	0	$x$
$CO_2$	10	$10 + y$
$H_2O$	0	$y$
Ar	12	12
$N_2$	56	56
合计	100	$100 - x/2$

由于反应器出口气体中乙烯和氧的浓度已知,所以可列出下面两个方程:

$$\frac{15 - x - y/2}{100 - x/2} = 0.131 \quad \frac{7 - x/2 - 3y/2}{100 - x/2} = 0.048$$

解得:  $x = 1.504$  (kmol),  $y = 0.989$  (kmol)

乙烯的转化量为:  $1.504 + 0.989/2 = 1.999$  (kmol)

乙烯的转化率为:  $X = 1.999/15 = 0.1333$  或 13.33%

环氧乙烷的收率:  $Y = 1.504/15 = 0.1003$  或 10.03%

反应的选择性为:  $S = 0.1003/0.1333 = 0.7524$  或 75.24%

由此可见,乙烯转化率和环氧乙烷收率都很低,实际生产中是将反应出来的气体用水吸收以除去环氧乙烷,用碱吸收除出二氧化碳,余下的气体用循环压缩机压缩后与新鲜乙烯和氧混合后送入反应器继续反应,构成再循环,从而提高乙烯的转化率和环氧乙烷的收率。

## 3.2 物理过程的物料衡算

用物理化学方法将化工原料加工成产品,其加工过程可分为物理过程和化学过程两大类,通常可概括为 3 个步骤:(1)原料的预处理;(2)所进行的化学反应;(3)反应产物的分离与提纯。其中,第二步为全过程的核心,属于化学反应工程的范畴;第一、第三步从属于第二步,属于化工单元操作。一个化工过程常常离不开反应工程、分离工程和公用工程三部分,尽管反应过程为全过程的核心,实际上只有一个或几个单元设备是进行化学反应的,就整个生产而言,往往是为数众多的单元操作决定了全厂的设备投资和操作费用,因此,对无化学反应过程(即物理过程)的物料衡算显然是十分重要的。

在化工过程中,有些过程是只有物理变化而不发生化学反应的单元操作,如破碎、混合、过滤、浓缩、蒸馏、吸收、萃取、结晶、干燥等,这些过程的物料衡算都可以根据下面的物料衡算式列出总物料和各组分的衡算方程,再用代数法求解:

$$\left( \begin{array}{c} \text{输入的} \\ \text{物料量 } F_i \end{array} \right) - \left( \begin{array}{c} \text{输出的} \\ \text{物料量 } F_o \end{array} \right) = \left( \begin{array}{c} \text{累积的} \\ \text{物料量 } W \end{array} \right)$$

即

$$F_i - F_o = W \quad (3-9)$$

化工过程的单元操作较多,每一单元操作又因其过程有其特殊性,利用质量守恒原理,又可推导出一些相应的具体计算公式,本节不作此方面的论述,仅就物料衡算的通用方法结合一些例题说明质量守恒原理在这些单元操作中的应用。



### 3.2.1 简单过程的物料衡算

化工过程多为连续过程,其过程可以是一个简单过程,也可以是一个复杂过程。简单过程是指仅有一个设备或一个单元操作或整个过程简化成一个设备的过程,这种过程的物料衡算比较简单,在物料流程简图中,设备的边界就是衡算体系的边界;复杂过程指的则是多单元系统。所谓多单元系统,指的是由数个单元设备所构成,并且需要对每一单元设备作出衡算的系统。显然,多单元系统是多个简单过程的组合,因此可将复杂过程分解为简单过程来计算。

#### 1. 混合过程的物料衡算

简单混合是指多股物流进入混合器混合为一股物流后而流出的过程。

**【例 3—4】** 一种废酸由 23% 的  $\text{HNO}_3$ 、57% 的  $\text{H}_2\text{SO}_4$  和 20% 的  $\text{H}_2\text{O}$  (均为质量分数) 组成,现加入 93% 的  $\text{H}_2\text{SO}_4$  和 90% 的  $\text{HNO}_3$ ,要求混合后为含 27% 的  $\text{HNO}_3$  和 60% 的  $\text{H}_2\text{SO}_4$  的混合酸,试完成各股物流的物料平衡。

解:(1)绘制物料流程简图,并将已知参数和待求参数标示如图 3-6 所示。

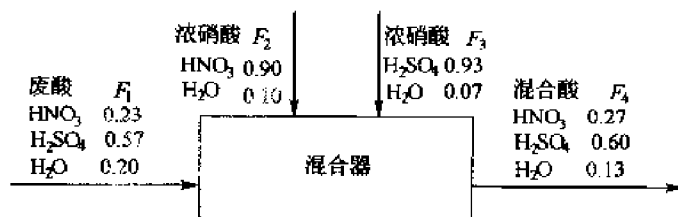


图 3-6 例 3—4 的物料衡算图

(2)选择计算基准。

因四股物流组成均已知,选任何一股物流作基准,计算都很方便,不妨选 100kg 混合酸作基准。

(3)列出物料衡算式。

该体系有 3 种组分,可列出 3 个独立方程,所以能求出 3 个未知量  $F_1$ 、 $F_2$ 、 $F_3$ 。

总物料衡算式:  $F_1 + F_2 + F_3 = F_4 = 100$

$\text{HNO}_3$  衡算式:  $0.23F_1 + 0.90F_2 = 100 \times 0.27$

$\text{H}_2\text{SO}_4$  衡算式:  $0.57F_1 + 0.93F_3 = 100 \times 0.60$

联立求解上述 3 个方程,得:  $F_1 = 41.8\text{kg}$  (废酸),  $F_2 = 19.2\text{kg}$  (浓硝酸),  $F_3 = 39\text{kg}$  (浓硫酸)。

根据水平衡,校核以上结果:

加入水量为  $41.8 \times 0.2 + 39 \times 0.07 + 19.2 \times 0.1 = 13\text{kg}$ ,混合后酸中含水 13% (相当于  $100 \times 13\% = 13\text{kg}$ ),故以上计算结果正确。

#### 2. 过滤过程的物料衡算

过滤是固液机械分离的单元操作之一。

**【例 3—5】** 在连续过滤机中,将含有 25% (质量分数) 的固体料浆过滤,料浆的进料流量为 2000kg/h。滤饼含有 90% 的固体,而滤液含有 1% 的固体,试计算滤液和滤饼的流量。

解:首先画出流程示意图 3-7,该过程为稳态。

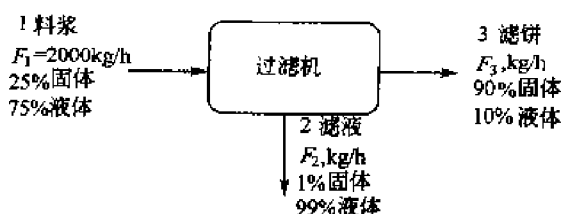


图 3-7 例 3—5 的物料衡算图

总物料:  $F_1 = F_2 + F_3 = 2000$

液体:  $0.75F_1 = 0.99F_2 + 0.10F_3$

联立解得:

$$F_2 = 1460.7(\text{kg/h})$$

$$F_3 = 539.3(\text{kg/h})$$

校核结果, 固体平衡:

$$0.25 \times 2000 = 0.01 \times 1460.7 + 0.90 \times 539.3$$

结果正确。

### 3. 蒸发过程的物料衡算

**【例 3—6】** 将浓度为 10%NaOH 及 10%NaCl 的水溶液浓缩。浓缩过程中由于水分蒸发, 部分 NaCl 结晶成晶粒而留在母液中。操作停止后, 分析母液的成分为: NaOH50%、NaCl2% 及  $\text{H}_2\text{O}$ 48%。若每批处理量为 1000kg 原料液, 试求每批操作中: (1) 获得的母液量; (2) 蒸发出的水分量; (3) 结晶出的 NaCl 量。

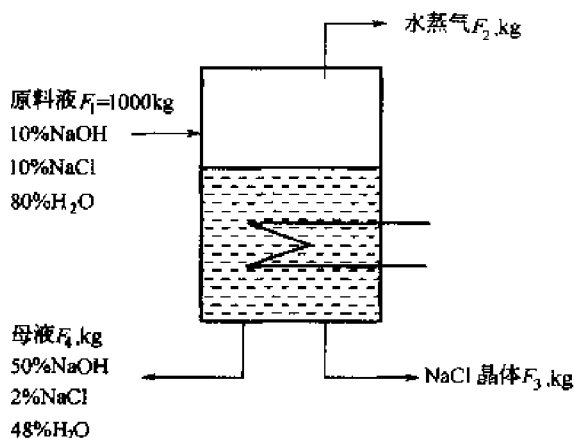


图 3-8 NaOH 浓缩过程示意图

解: 画出流程图 3-8, 取批基准: 1000kg 原料液。

总物料平衡:  $F_1 = F_2 + F_3 + F_4 = 1000$

组分物料平衡:

NaOH 平衡:  $1000 \times 0.1 = 0.5F_4$

NaCl 平衡:  $1000 \times 0.1 = 0.02F_4 + F_3$

$\text{H}_2\text{O}$  平衡:  $1000 \times 0.8 = F_2 + 0.48F_4$

解得:  $F_2 = 704(\text{kg})$ ,  $F_3 = 96(\text{kg})$ ,  $F_4 = 200(\text{kg})$ 。

### 4. 吸收过程的物料衡算

**【例 3—7】** 在一常压填料吸收塔中, 用清水处理  $3000\text{m}^3/\text{h}$ 、含  $\text{NH}_3$  5% (体积分数) 的空气, 要求  $\text{NH}_3$  的回收率为 99%, 取塔底空塔气速为  $1.1\text{m/s}$ , 实际用水量为最小用水量的 1.5 倍。已知塔内操作温度为  $25^\circ\text{C}$ , 平衡关系为  $y = 1.3x$ , 试求:

(1) 用水量和出塔溶液浓度;

(2) 若入塔水中含氨 0.1% (摩尔分数), 所需填料层高度可随意增加, 能否达到 99% 的回收率? 画出物料流程图 3-9。

解: 已知:

$$Q = 3000(\text{m}^3/\text{h}) = 0.833(\text{m}^3/\text{s}), y_1 = 0.05, \varphi = 0.99,$$

$$y = 1.3x, u = 1.1(\text{m/s}), x_2 = 0$$

因属低浓度气体吸收, 吸收气体的溶解热可忽略, 并可直接用摩尔分数代替摩尔比计算。

(1) 用水量和出塔溶液浓度:

① 填料吸收塔的截面积  $\Omega$ :

$$\Omega = Q/u = 0.833/1.1 = 0.7576(\text{m}^2)$$

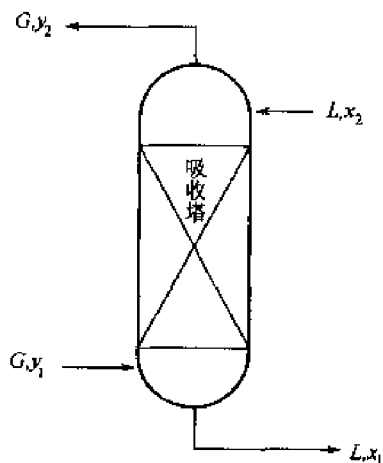


图 3-9 逆流吸收塔物料衡算图

②气相总摩尔流率  $G$ ：

$$G = \left( \frac{p_i Q}{RT} \right) / \Omega = \left( \frac{p_i Q}{RT} \right) / \left( \frac{Q}{u} \right) = \frac{p_i u}{RT} = \frac{101.3 \times 1.1}{8.314 \times 298} \\ = 0.045 [\text{kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})] = 162 [\text{kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})]$$

③出塔气相浓度  $y_2$ ：

由回收率  $\varphi = (y_1 - y_2)/y_1$  得：

$$y_2 = (1 - \varphi)y_1 = (1 - 0.99) \times 0.05 = 5 \times 10^{-4}$$

④实际液气比  $L/G$ ：

$$L/G = 1.5 \left( \frac{L}{G} \right)_{\min} = 1.5 \left( \frac{y_1 - y_2}{x_1^* - x_2} \right) = 1.5 \times \frac{\varphi y_1}{y_1/m - x_2} \\ = 1.5 m \varphi = 1.5 \times 1.3 \times 0.99 = 1.93$$

⑤用水量  $L$ ：

$$L = 1.93G = 1.93 \times 162 = 312.66 [\text{kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})] \\ = 312.66 \times 18 \times 0.7576 = 4260 (\text{kg}/\text{h})$$

⑥出塔液相浓度  $x_1$ ：

对氨作全塔物料衡算有：

$$x_1 = \frac{G}{L} \times (y_1 - y_2) + x_2 = \frac{1}{1.93} \times (0.99 \times 0.05) + 0 = 0.0256$$

(2)若入塔水中含有 0.1% (摩尔分数) 的氨, 即  $x_2 = 0.001$ , 与之呈平衡的气相浓度为：

$$y_2^* = m x_2 = 1.3 \times 0.001 = 0.0013$$

其最大吸收率  $\varphi_{\max} = (y_1 - y_2^*)/y_1 = 97.4\%$ , 显然不可能达到 99% 的回收率, 因为其极限值才只有 97.4%。

## 5. 精馏过程的物料衡算

以二元普通精馏为例, 各物流参数如精馏塔物料衡算图 3-10 所示。

全塔物料衡算有：

$$\left. \begin{aligned} F &= D + W \\ Fx_F &= Dx_D + Wx_W \\ D &= F(x_F - x_W)/(x_D - x_W) \\ W &= F(x_D - x_F)/(x_D - x_W) \\ W &= F - D \end{aligned} \right\} \Rightarrow \quad (3-10)$$

假定汽液两相流满足恒摩尔流 (或恒质量流), 则精馏段与提馏段汽、液两相物流的关系为：

$$\left. \begin{aligned} V' &= V - (1 - q)F \\ L' &= L + qF \end{aligned} \right\} \quad (3-11)$$

式 (3-11) 可通过图 3-11 加以证明。

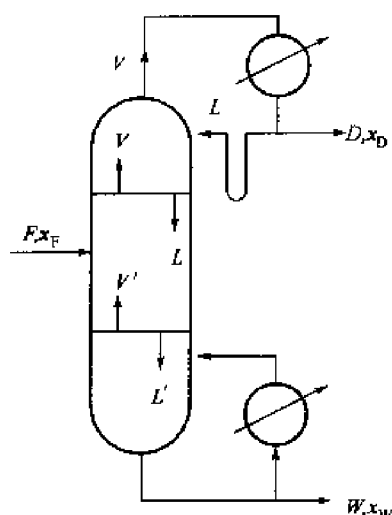


图 3-10 精馏塔物料衡算图

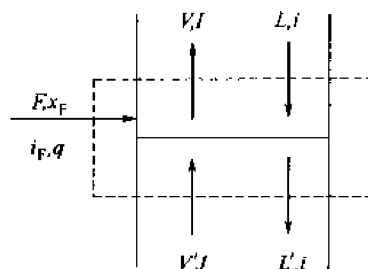


图 3-11 加料板上的物热平衡

对加料板作物热平衡有：

$$\text{物料平衡：} \quad F + L + V' = L' + V \quad (3-12)$$

$$\text{热量平衡：} \quad Fi_F + Li + V'I = L'i + VI \quad (3-13)$$

式中  $I$ ——饱和蒸汽的焓；

$i$ ——饱和液体的焓；

$i_F$ ——原料液的焓。

联立求解式(3-12)和式(3-13)得：

$$\frac{L' - L}{F} = \frac{I - i_F}{I - i}$$

$$\text{令：} q = \frac{L' - L}{F} = \frac{I - i_F}{I - i} \quad (q \text{ 的定义式})$$

则有： $L' = L + qF$ ，将此结果代入式(3-12)，即可得：

$$V' = V - (1 - q)F$$

从  $q$  的定义式看，一方面， $q$  代表原料液中液相所占的百分率；另一方面， $q$  又代表 1kmol 原料液完全汽化所需之热与其摩尔汽化潜热的比值。故有：

$$q = \frac{I - i_F}{I - i} = \frac{1\text{kmol 进料从进料状况变为饱和蒸汽所需热量}}{1\text{kmol 进料的汽化潜热}} = \frac{r + c_{pm}(t_b - t)}{r} = \frac{L' - L}{F} \quad (3-14)$$

式中  $r$ ——原料液在饱和状态下的汽化潜热，kJ/kmol；

$c_{pm}$ ——原料液的摩尔定压热容，kJ/(kmol·℃)；

$t_b$ ——原料液的泡点温度，℃；

$t$ ——原料液的进口温度，℃。

值得注意的是，推导过程以恒摩尔流(或恒质量流)假设为前提，否则，上述关系不成立。恒摩尔流的物流和热流以摩尔为基准，恒质量流的物流和热流以质量为基准，应注意二者的区别。

**【例 3—8】** 在一精馏塔中分离苯、氯苯的混合液，已知进料量  $F = 100$  (kmol/h)，其中含苯  $x_F = 0.50$ ，泡点进料。塔釜上升蒸汽量  $V' = 90$  (kmol/h)，要求塔顶产品中苯的含量不小于 0.98，即  $x_D \geq 0.98$ ，塔釜产品中含苯不超过 0.02，即  $x_W \leq 0.02$ 。试作整个精馏塔的物料平衡。

解: (1) 全塔物料平衡, 求取  $D$  和  $W$ 。

直接利用式(3-10)有:

$$\left. \begin{aligned} D &= F(x_F - x_W)/(x_D - x_W) \\ W &= F(x_D - x_F)/(x_D - x_W) \end{aligned} \right\} \Rightarrow \begin{cases} D = 50(\text{kmol/h}) \\ W = 50(\text{kmol/h}) \end{cases}$$

(2) 进料液的液相分率:

因为饱和液体进料( $i_F = i$ ), 从  $q$  的定义式知:  $q = 1$ 。

(3) 提馏段物料平衡, 求取塔内提馏段液相流量  $L'$ :

$$L' = V' + W = 90 + 50 = 140(\text{kmol/h})$$

(4) 精馏段物料平衡, 求取塔内精馏段汽、液相流量  $V, L$ :

$$\left. \begin{aligned} V' &= V - (1 - q)F \\ L' &= L + qF \end{aligned} \right\} \Rightarrow \begin{cases} V = V' + (1 - q)F = 90(\text{kmol/h}) \\ L = L' - qF = 140 - 1 \times 100 = 40(\text{kmol/h}) \end{cases} \text{ 或 } \begin{cases} V = (R + 1)D = 90(\text{kmol/h}) \\ L = V - D = 40(\text{kmol/h}) \end{cases}$$

(5) 回流比  $R$ :

$$R = L/D = 40/50 = 0.8$$

**【例 3—9】** 以苯为溶剂, 共沸精馏分离乙醇与水混合物制取无水乙醇, 假定料液中含水 60%、乙醇 40%, 在精馏塔馏出液中含苯 75%、水 24%, 其余为醇。若乙醇产量为 1000kg/h, 试计算精馏中所需苯的量。组成均为质量分率。

解: 画出流程图 3-12。

总物料平衡:  $F_1 + F_2 = F_3 + F_4$

组分物料平衡:

苯平衡:  $F_2 = 0.75F_3$

水平衡:  $0.6F_1 = 0.24F_3$

醇平衡:  $0.4F_1 = (1 - 0.24 - 0.75)F_3 + F_4$

解得:  $F_1 = 2667(\text{kg/h}), F_2 = 5000(\text{kg/h}), F_3 =$

6667(kg/h)。

应该指出, 在共沸精馏分离乙醇与水混合物制取无水乙醇中, 实际上苯可经分离后回流入塔循环使用。

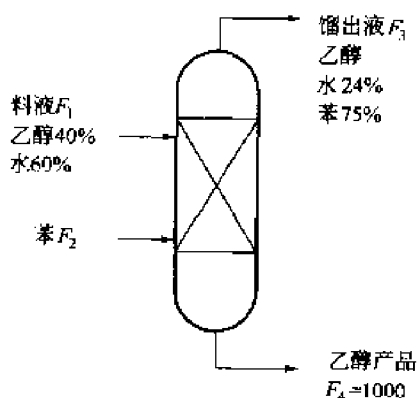


图 3-12 例 3-9 的流程图

## 6. 萃取过程的物料衡算

**【例 3—10】** 用液态  $\text{SO}_2$  作溶剂, 从炼厂液流(由链烷烃和环烷烃组成的混合物)中萃取分离回收苯, 液流中含苯 70%, 每千克料液所用  $\text{SO}_2$  量为 3kg, 萃余液中含  $\text{SO}_2$  (1/6), 其余为苯。萃取液中含有  $\text{SO}_2$ 、非苯物质及少量苯, 其中每千克非苯烃约含有 0.25kg 苯。试计算苯的回收率。

解: 依题意画出流程图 3-13。各组分编号为: 苯为 1, 非苯烃为 2,  $\text{SO}_2$  为 3。

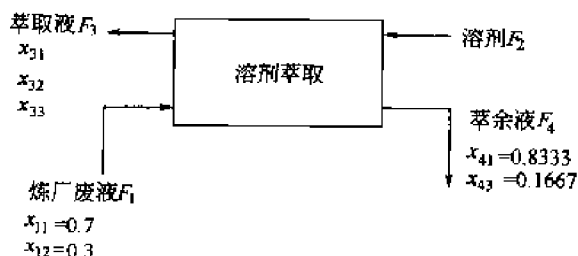


图 3-13 例 3-10 的物料平衡图

已知萃取的溶剂比为 3, 即:

$$F_2/F_1 = 3$$

在萃取液中, 苯与非苯烃的质量比为:

$$\frac{F_3 x_{31}}{F_3 x_{32}} = \frac{x_{31}}{x_{32}} = 0.25$$

列物料平衡式:

总物料平衡:  $F_1 + F_2 = F_3 + F_4$

苯平衡:  $F_3 x_{31} + x_{41} F_4 = x_{11} F_1 \Rightarrow F_3 x_{31} + 0.8333 F_4 = 0.7 F_1$

非苯烃平衡:  $F_3 x_{32} = x_{12} F_1 \Rightarrow F_3 x_{32} = 0.3 F_1$

SO<sub>2</sub> 平衡:  $F_3 x_{33} + x_{43} F_4 = F_2 \Rightarrow F_3 (1 - x_{31} - x_{32}) + 0.1667 F_4 = F_2$

基准:  $F_1 = 1000(\text{kg/h})$ , 则有:

$$F_2 = 3F_1 = 3000(\text{kg/h})$$

$$F_3 x_{31} = 0.25 F_3 x_{32} = 0.25 \times 0.3 F_1 = 75(\text{kg/h})$$

$$75 + 0.8333 F_4 = 0.7 \times 1000 \Rightarrow F_4 = 750(\text{kg/h})$$

$$F_3 = F_1 + F_2 - F_4 = 1000 + 3000 - 750 = 3250(\text{kg/h})$$

$$x_{31} = 75/3250 = 0.0231$$

苯回收量:

$$700 - 75 = 625(\text{kg/h})$$

$$x_{32} = x_{31}/0.25 = 4 \times (75/3250) = 0.09231$$

苯的回收率:

$$(625/700) \times 100\% = 89.3\%$$

## 7. 脱水和干燥过程的物料衡算

化工产品常常需要控制一定的含水量, 脱水的目的是为了减轻干燥的负担。由于在脱水和干燥过程中物料含水率在不断下降, 致使进出口物料含水率不同。因此, 采用干基作为计算基准比较方便。

**【例 3—11】** 有一干燥设备, 处理湿物料 1500 kg/h, 经干燥后, 物料的湿基含水量由 35% 减至 5% (质量分数), 求: (1) 干燥器中水分蒸发量; (2) 干燥器出口物料流量; (3) 干燥器出口物料含水量。

解: 首先将湿基换算成干基。

$$\text{进口物料含水率: } X_1 = \frac{0.35}{1-0.35} = 0.5385 [\text{kg(水)/kg(物料)}]$$

$$\text{出口物料含水率: } X_2 = \frac{0.05}{1-0.05} = 0.05263 [\text{kg(水)/kg(物料)}]$$

$$\text{干基物流量: } 1500 \times (1-0.35) = 975(\text{kg/h})$$

(1) 蒸发水量:

$$975 \times (0.5385 - 0.05263) = 473.8(\text{kg/h})$$

(2) 出口物流量:

$$1500 - 473.8 = 1026.2(\text{kg/h})$$

(3) 出口物料含水量:

$$1026.3 \times 0.05 = 51.31(\text{kg/h})$$

### 3.2.2 多单元系统的物料衡算

在化工过程中,常常会遇到由多单元构成的系统。图 3-14 是由两个单元构成的二单元系统,共有 5 股物流。假设每股物流中都有  $S$  种物质,对每一单元作衡算,可列出  $S$  个物料衡算方程。若将虚线框作为一个单元来处理并作物料衡算,也可列出  $S$  个物料衡算方程,但此时内部物流 3 将不出现在物料平衡方程式中。通常以整个过程列出的一组平衡方程称为总平衡方程,而以每一单元设备列出的一组平衡方程称为单元平衡方程。

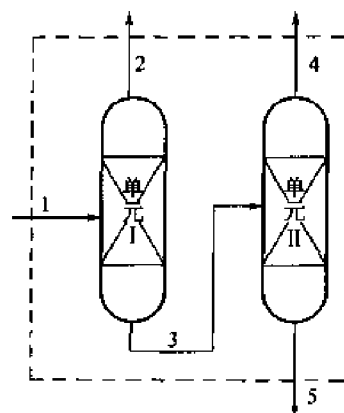


图 3-14 多单元系统

**【例 3—12】** 用四个塔来分离  $1000\text{kg/h}$  的碳氢化合物,料液组成为:  $C_1 20\%$ ,  $C_2 25\%$ ,  $C_3 40\%$ ,  $C_4 15\%$ , 将其分成 5 个馏分,给定的组成均为摩尔分数,如图 3-15 所示。假设循环至单元 I 的量为单元 II 塔底液量的  $50\%$ ,试计算系统中各物流的流率。

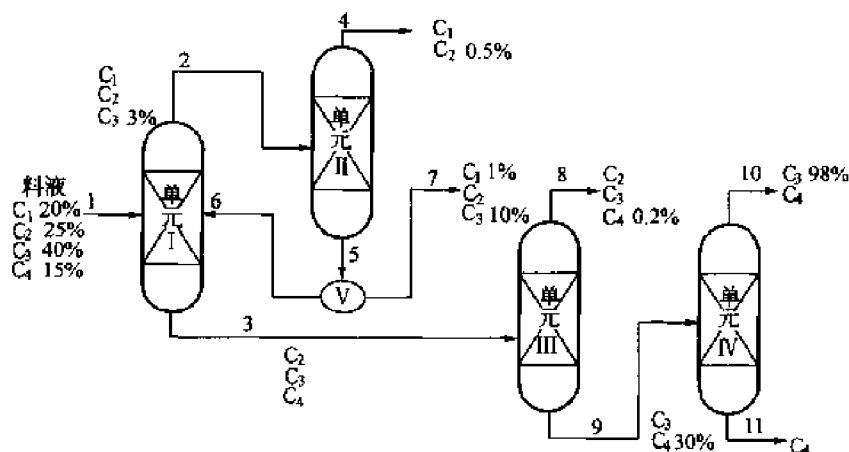


图 3-15 例 3-12 的流程图

解:首先作各塔自由度分析,分析结果见表 3.6。

表 3.6 分析结果

	单元 I	单元 II	单元 III	单元 IV	单元 V	过程	总平衡
变量数	13	8	8	5	9	29	15
平衡方程数	4	3	3	2	3	15	4
设计变量	4(+2)	2(+2)	2	2	2	10	8
流量参数	1	—	—	—	—	1	1
设备参数	—	—	—	—	2	2	—
回流比	—	—	—	—	1	1	—
自由度	2	1	3	1	1	0	2

单元 V 为分流器。设物流 5 的流率为  $1000\text{mol/h}$ 。

$$F_5 = 1000 = F_6 + F_7$$

依题意:循环至单元 I 的量为单元 II 塔底液量的  $50\%$ , 则  $F_6 = F_7$ , 即  $F_6 = F_7 = 0.5F_5 = 500(\text{mol/h})$ 。

由于单元 V 为分流器,其组成应相同,即:

$$x_{5,C_1} = x_{6,C_1} = x_{7,C_1} = 0.01$$

$$x_{5,C_2} = x_{6,C_2} = x_{7,C_2} = 0.10$$

(1)对单元Ⅱ作衡算:

$$\text{总物料: } F_2 = F_4 + F_3 = F_4 + 1000$$

$$C_3 \text{ 组分: } 0.03F_2 = 0.1 \times 1000$$

$$C_2 \text{ 组分: } F_2 x_{2,C_2} = 0.005F_4 + 0.89 \times 1000$$

$$\text{由 } C_3 \text{ 平衡得: } F_2 = \frac{1}{3} \times 10^4 \text{ mol/h} \approx 3333 (\text{mol/h})$$

$$\text{从总平衡得: } F_4 = \frac{7}{3} \times 10^3 \text{ mol/h} \approx 2333 (\text{mol/h})$$

$$\text{由 } C_2 \text{ 平衡得: } x_{2,C_2} = 0.2705$$

(2)对单元Ⅰ作衡算:

$$C_1 \text{ 平衡: } 0.20F_1 = 0.995F_4 + 0.01F_7 + 0 \times F_3 \Rightarrow F_1 = 11633 (\text{mol/h})$$

$$\text{由总物料平衡: } F_3 = F_1 - (F_4 + F_7) = 11633 - (2333 + 500) = 8800 (\text{mol/h})$$

物流3的组成:因单元Ⅰ四股物流均已算出,且其中有三股物流组成已确定,故物流3的组成可由各组分平衡式求得:

$$x_{3,C_2} = 0.2786$$

$$x_{3,C_3} = 0.5231$$

$$x_{3,C_4} = 0.1983$$

(3)对单元Ⅲ作衡算:

由总物料及  $C_4$  平衡可解得:

$$F_8 = 3003.4 (\text{mol/h})$$

$$F_9 = 5796.6 (\text{mol/h})$$

$$x_{8,C_3} = 0.8163$$

(4)对单元Ⅳ作衡算:

$$\text{由 } C_3 \text{ 平衡得: } F_{10} = 4140.4 (\text{mol/h})$$

$$\text{由总平衡得: } F_{11} = 1656.2 (\text{mol/h})$$

以  $F_5 = 1000 (\text{mol/h})$  为基准计算得出的  $F_1 = 11633 (\text{mol/h})$ ,而实际进料量为  $F_1 = 1000 (\text{mol/h})$ ,故应将计算所得的各物流数据乘以  $1000/11633 = 0.08596$  才是本题的解,其结果如表 3.7。

表 3.7 物料组成表

物流号	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
流率, mol/h	1000	286.5	756.5	200.6	85.9	42.98	42.98	258.2	498.3	355.9	142.4
摩尔 分数	$C_1$	0.20	0.6995	—	0.995	0.01	0.01	0.01	0.8163	—	—
	$C_2$	0.25	0.2705	0.2786	0.005	0.89	0.89	0.89	0.1817	—	—
	$C_3$	0.40	0.030	0.5231	—	0.10	0.10	0.10	0.002	0.7	0.98
	$C_4$	0.15	—	0.1983	—	—	—	—	—	0.3	0.02

【例 3—13】液体丙酮以  $24 \text{ m}^3/\text{h}$  的流量进入加热室,并在加热室中蒸发,蒸发时与氮气流相混,离开加热室的气体被另一以  $25000 \text{ m}^3 (\text{STP})/\text{h}$  流量的氮气流稀释。然后混合气在



325℃下压缩至总压 740kPa,该物流中丙酮的分压为 66.5kPa。试计算:

(1)离开压缩机物流中组分的摩尔分数;

(2)设进入蒸发器的氮气温度为 27℃,压力为 164.4kPa,则进入蒸发器的氮气流量为多少?

解:(1)绘制物料流程简图,并将已知参数和待求参数标示如图 3-16 所示。显然此为由蒸发和压缩所构成的二单元操作系统。

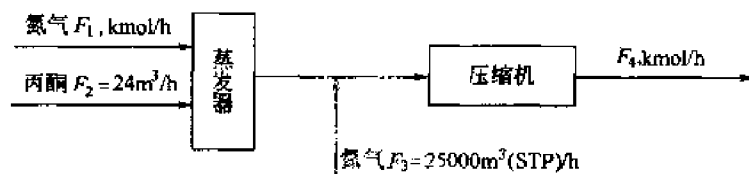


图 3-16 例 3-13 的物料衡算图

(2)列出相关计算式并求解提问。

①离开压缩机的物流  $F_4$  中只有丙酮蒸气 1 和氮气 2,因此有:

$$y_{41} = 66.5/740 = 0.0899$$

$$y_{42} = 1 - 0.0899 = 0.9101$$

②液体丙酮的密度为 792kg/m³,则有:

$$F_2 = \frac{24 \times 792}{58.1} = 327.16(\text{kmol/h})$$

$$F_3 = \frac{25000}{22.414} = 1115.4(\text{kmol/h})$$

压缩前后的摩尔分数不变,故有:

$$\frac{F_2}{F_1 + F_2 + F_3} = \frac{327.16}{F_1 + 327.16 + 1115.4} = 0.0899$$

$$F_1 = 2196.6(\text{kmol/h}) = 49234.5[\text{m}^3(\text{STP})/\text{h}(\text{氮气})]$$

在  $T=300(\text{K})$ ,  $P=164.4(\text{kPa})$  下氮气的流量为:

$$F_1 = 49234.5 \times \frac{101.325}{164.4} \times \frac{300}{273} = 33346(\text{m}^3/\text{h})$$

### 3.2.3 相平衡过程的物料衡算

#### 1. 气体溶解与亨利定律

混合气体在吸收剂中的溶解度与吸收的压力、温度和混合气体的组成有关,对于难溶气体或低浓度气体,在常温、常压下,其溶解度一般满足亨利定律,常见的平衡关系见表 3.8。

表 3.8 平衡关系式

表达形式	符号意义	系数名称
$p_A^* = E_A x_A$	$p_A^*$ ——气相平衡分压, $x_A$ ——液相摩尔分数	$E_A$ ——亨利系数
$p_A^* = c_A/H$	$p_A^*$ ——气相平衡分压, $c_A$ ——液相摩尔浓度	$H$ ——溶解度系数
$y_A^* = m x_A$	$y_A^*$ ——气相摩尔分数, $x_A$ ——液相摩尔分数	$m$ ——相平衡常数
$Y_A^* = m X_A$	$Y_A^*$ ——气相摩尔比, $X_A$ ——液相摩尔比	$m$ ——相平衡常数

对于难溶气体或低浓度气体,各系数之间存在关系见表 3.9。

表 3.9 系数关系式

$m-E$ 关系	$m=E_A/p_i$	$C_i$ 为总的摩尔浓度, $p_i$ 为系统总压, $\rho_L$ 和 $\rho_S$ 分别代表吸收液和吸收剂的密度, $M_L$ 和 $M_S$ 分别代表吸收液和吸收剂的相对分子质量。对稀溶液有: $C_i = \rho_L/M_L \approx \rho_S/M_S$
$E-H$ 关系	$E_A = \frac{\rho_L}{M_S H} \approx \frac{\rho_S}{M_S H}$	
$m-H$ 关系	$m = \frac{\rho_L}{M_S H p_i} \approx \frac{\rho_S}{M_S H p_i}$	

究竟采用亨利定律的哪一种形式,应视系数的获取及后续计算方便而定。

【例 3—14】 在 25℃ 及 100kPa 下,将含有 CO<sub>2</sub> 80%、空气 20%(体积分数,下同)的混合气体 1m<sup>3</sup> 与 1m<sup>3</sup> 清水在容积为 2m<sup>3</sup> 的密闭容器中接触,问 CO<sub>2</sub> 的最终浓度及剩余气体的总压各为多少? 若在 500kPa 下进行,其结果又如何?

解:要求 CO<sub>2</sub> 的最终浓度及剩余气体的总压,实际上就是要求取其在 1m<sup>3</sup> 水中的溶解量。在常温、常压下,CO<sub>2</sub> 和空气在水中的溶解度均很小,其溶解应满足亨利定律。在 25℃ 及 100kPa 下,查得 CO<sub>2</sub> 和空气在水中溶解的亨利系数分别为  $E_A = 1.66 \times 10^5$  (kPa),  $E_B = 7.29 \times 10^6$  (kPa)。

初始时:气相总摩尔数为:  $n_T = p_i V / RT = 40.36$  (mol)

气相中 CO<sub>2</sub> 的摩尔数为:  $n_A = 0.2n_T = 8.07$  (mol)

气相中空气的摩尔数为:  $n_B = 0.8n_T = 32.29$  (mol)

平衡时:设 1m<sup>3</sup> 水中溶有  $a$  mol 的 CO<sub>2</sub>、 $b$  mol 的空气,对 CO<sub>2</sub> 和空气有:

液相摩尔分数:

$$x_A = \frac{10^{-3}a}{10^{-3}a + 10^{-3}b + 1000/18} \approx 18 \times 10^{-6}a$$

$$x_B = \frac{10^{-3}b}{10^{-3}a + 10^{-3}b + 1000/18} \approx 18 \times 10^{-6}b$$

气相摩尔分数:

$$y_A = \frac{8.07 - a}{40.36 - a - b} \quad y_B = \frac{32.29 - b}{40.36 - a - b}$$

溶解平衡时气体的总压:

$$p'_i = \frac{40.36 - a - b}{40.36} \times 100$$

应用亨利定律:

$$\left. \begin{aligned} p_A^* &= y_A p'_i = \frac{8.07 - a}{40.36 - a - b} \times \frac{40.36 - a - b}{40.36} \times 100 = E_A x_A \\ p_B^* &= y_B p'_i = \frac{32.29 - b}{40.36 - a - b} \times \frac{40.36 - a - b}{40.36} \times 100 = E_B x_B \end{aligned} \right\} \rightarrow \begin{cases} a = 3.66 \text{ (mol)} \\ b = 0.60 \text{ (mol)} \end{cases}$$

CO<sub>2</sub> 在水中的最终浓度为:  $x_A = 18 \times 10^{-6} \times 3.66 = 6.588 \times 10^{-5}$

剩余气体总压为:  $p'_i = \{[40.36 - (3.66 + 0.60)]/40.36\} \times 100 = 89.4$  (kPa)

若上述过程在 500kPa 下进行,此时 CO<sub>2</sub> 的分压已达 100kPa,在恒定温度 25℃ 下,  $E_{CO_2}$  仍可视作常数,且仍为  $E_{CO_2} = 1.66 \times 10^5$  (kPa)。对于空气,虽然其分压已达 400kPa,但因空气比 CO<sub>2</sub> 更难溶于水,因此无论是 CO<sub>2</sub> 还是空气在水溶液中亦为稀溶液,其亨利系数只是温度的

函数,即  $E_{\text{air}} = 7.29 \times 10^6 \text{ (kJ)}$ 。其求解步骤同上,结果为:

$$a' = 6.50 \text{ (mol)} \quad b' = 2.786 \text{ (mol)}$$

$\text{CO}_2$  在水中的最终浓度为:  $x_A = 18 \times 10^{-6} \times 6.50 = 1.17 \times 10^{-4}$

剩余气体总压为:  $p'_i = \{[40.36 - (6.50 + 2.786)]/40.36\} \times 500 = 385 \text{ (kPa)}$

说明:本题若忽略空气在水中的溶解量,由此计算得到平衡时的总压为:

$p_i = 100 \text{ (kPa)}$  时,平衡时的总压:  $p'_i = 91.08 \text{ (kPa)}$ ,误差为  $-1.9\%$ ;

$p_i = 500 \text{ (kPa)}$  时,平衡时的总压:  $p'_i = 419.5 \text{ (kPa)}$ ,误差为  $-9.0\%$ 。

## 2. 蒸气部分冷凝

有些相平衡关系常常没有用数学表达式描述出来,通常以表格的形式给出。此时,对于表格中未给出的中间点数据需要采用内插方法求得。内插的方法是将相邻两点连接为直线段,在其两点之间给自变量赋值,利用直线段斜率相等求取另一因变量。

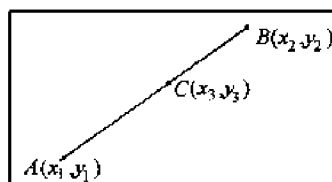


图 3-17 内插法的示意图

在图 3-17 中,已知 A、B 两点的参数  $A(x_1, y_1)$  和  $B(x_2, y_2)$ , 要求  $x_3$  所对应的值为  $y_3$ , 根据内插原理(直线段  $\overline{AB}$ 、 $\overline{AC}$  和  $\overline{CB}$  斜率相等)有:

$$\frac{y_2 - y_1}{x_2 - x_1} = \frac{y_2 - y_3}{x_2 - x_3} \left( = \frac{y_3 - y_1}{x_3 - x_1} \right) \Rightarrow y_3 = y_2 - (x_2 - x_3) \frac{y_2 - y_1}{x_2 - x_1}$$

【例 3—15】空气中含有  $\text{CCl}_4$  蒸气,由  $101.3 \text{ kPa}$  及  $293 \text{ K}$  压缩到  $1013 \text{ kPa}$  后通入冷却、冷凝器,测得  $313 \text{ K}$  下开始有  $\text{CCl}_4$  蒸气,混合气出冷凝器时的温度为  $300 \text{ K}$ ,求:

(1) 压缩前及冷凝前、后,  $\text{CCl}_4$  蒸气的质量分数、比质量分数和摩尔浓度;

(2)  $\text{CCl}_4$  蒸气冷凝的百分率。

已知  $\text{CCl}_4$  的饱和蒸气压数据见表 3.10。

表 3.10  $\text{CCl}_4$  的饱和蒸气压数据

$T, \text{K}$	273	283	288	293	300	313
$p^s, \text{kPa}$	4.49	7.41	9.48	11.97	16.4	28.0

解:首先画出该过程的示意图 3-18。以 A 表示  $\text{CCl}_4$ , B 表示空气。混合气体在从  $101.3 \text{ kPa}$  及  $293 \text{ K}$  压缩到  $1013 \text{ kPa}$  并在此压力下冷却至  $313 \text{ K}$  这一过程中,混合气体的相对组成不变,故可由  $1013 \text{ kPa}$  及  $313 \text{ K}$  下  $\text{CCl}_4$  气相分压达到饱和蒸气压时的状态参数求解。此时:

$$p'_{A2} = 28.0 \text{ (kPa)}, p'_{B2} = 1013 - 28.0 = 985 \text{ (kPa)}$$

$$p_{A1}/p_{B1} = p'_{A2}/p'_{B2}, m_{A1}/m_{B1} = m'_{A2}/m'_{B2}$$

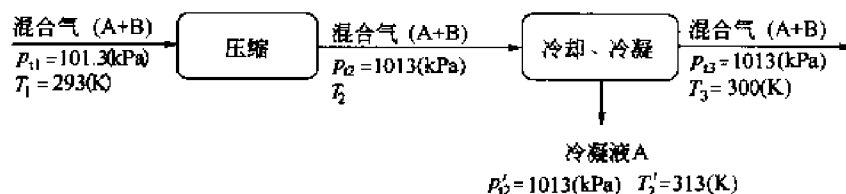


图 3-18 例 3—15 的示意图

(1) 压缩前及冷凝前、后,  $\text{CCl}_4$  蒸气的质量分数、比质量分数和摩尔浓度:

① 压缩前:

$$\left\{ \begin{array}{l} \text{质量分数: } w_1 = \frac{m_{A1}}{m_{t1}} = \frac{m'_{A2}}{m'_{t2}} = \frac{p'_{A2} M_A / RT'_2}{p'_{A2} M_A / RT'_2 + p'_{B2} M_B / RT'_2} = \frac{28.0 \times 154}{28.0 \times 154 + 985 \times 29} \\ \quad = 0.1312 \\ \text{比质量分数: } \overline{w}_1 = \frac{w_{A1}}{w_{B1}} = \frac{w_1}{1 - w_1} = \frac{0.1312}{1 - 0.1312} = 0.151 \\ \text{摩尔浓度: } C_1 = C_{t1} x_{A1} = \frac{p_{t1}}{RT_1} \frac{w_1 m_{t1} / M_A}{w_1 m_{t1} / M_A + (1 - w_1) m_{t1} / M_B} \\ \quad = 0.04158 \times 0.02765 = 0.00115 (\text{kmol/m}^3) \end{array} \right.$$

②压缩后冷凝前,此时混合气中的  $\text{CCl}_4$  气相分压已上升至气相平衡饱和蒸气压,于是有:

$$\left\{ \begin{array}{l} \text{质量分数: } w_2 = w_1 = 0.1312 \\ \text{比质量分数: } \overline{w}_2 = \overline{w}_1 = 0.151 \\ \text{摩尔浓度: } C_2 = C'_{t2} x'_{A2} = (p'_{t2} / RT'_2) x_{A1} \\ \quad = 0.3893 \times 0.02765 = 0.01076 (\text{kmol/m}^3) \end{array} \right.$$

③冷凝后,因  $\text{CCl}_4$  蒸气冷凝,故气相混合物相对组成发生改变,气相中  $\text{CCl}_4$  蒸气压下降,露点亦下降。此时的露点由原来的 313K 下降至 300K,即  $T_3 = 300 (\text{K})$ ,  $p_{A3} = 16.4 (\text{kPa})$ ,  $p_{B3} = 1013 - 16.4 = 996.6 (\text{kPa})$ ,于是有:

$$\left\{ \begin{array}{l} \text{质量分数: } w_3 = \frac{p_{A3} M_A}{p_{A3} M_A + p_{B3} M_B} = \frac{16.4 \times 154}{16.4 \times 154 + 996.6 \times 29} = 0.0804 \\ \text{比质量分数: } \overline{w}_3 = \frac{w_3}{1 - w_3} = \frac{0.0804}{1 - 0.0804} = 0.0874 \\ \text{摩尔浓度: } C_3 = C_{T3} x_{A3} = \left( \frac{p_{t3}}{RT_3} \right) \left[ \frac{w_3 / M_A}{w_3 / M_A + (1 - w_3) / M_B} \right] \\ \quad = 0.4061 \times 0.0162 = 0.00658 (\text{kmol/m}^3) \end{array} \right.$$

(2)冷凝百分率:因冷凝前后惰性组分空气的质量未变,即  $m_{B2} = m_{B3} = m_B$ ,故有:

$$\text{冷凝百分率} = \frac{m_{A2} - m_{A3}}{m_{A2}} = \frac{m_{A2}/m_B - m_{A3}/m_B}{m_{A2}/m_B} = \frac{\overline{w}_2 - \overline{w}_3}{\overline{w}_2} = \frac{0.151 - 0.0874}{0.151} = 42.12\%$$

### 3. 平衡蒸馏

平衡蒸馏涉及液体的气液相平衡。对双组分物系的气、液相平衡,组分数  $C=2$ ,相数  $\phi=2$ 。根据相律,该平衡物系的自由度  $F$  为:

$$F = C - \phi + 2 = 2 - 2 + 2 = 2$$

该平衡物系所涉及的参数有 4 个:温度  $t$ 、压强  $p$  及汽、液相组成  $y$ 、 $x$ 。如果蒸馏过程为一恒压操作,则平衡物系的自由度为 1。可见,对恒压操作的双组分平衡物系必然存在:(1) $x-t$  或  $y-t$  对应关系;(2) $x-y$  对应关系。

用上面观点分析简单蒸馏过程可推知:釜温随液相组成的变化而变化;气相组成随液相组成的变化而变化;冷凝温度随气相组成的变化而变化。

在工程上研究气液相平衡原理的目的就是为了寻求  $x-t$  或  $y-t$  及  $x-y$  对应关系的表达式。

对于理想物系(液相为理想溶液,服从 Raoult 定律;气相为理想气体,服从理想气体定律及 Dalton 分压定律),其相平衡关系见表 3.11。

表 3.11 方程式表达形式

定量关系	表达形式	推导依据	方程名称
$x-t$	$x_A = \frac{p_t - p_B^\circ}{p_A^\circ - p_B^\circ}$	Raoult 定律: $p_A = p_A^\circ x_A, p_B = p_B^\circ x_B$ 沸腾条件: $p_t = p_A + p_B$	泡点方程
$y-t$	$y_A = \frac{p_A^\circ}{p_t} \frac{p_t - p_B^\circ}{p_A^\circ - p_B^\circ}$	Raoult 定律: $p_A = p_A^\circ x_A, p_B = p_B^\circ x_B$ Dolton 分压定律: $p_A = p_t y_A$	露点方程
$y-x$	$y_A = \frac{\alpha x_A}{1 + (\alpha - 1)x_A}$	挥发度: $v_A = p_A/x_A, v_B = p_B/x_B$ 相对挥发度: $\alpha = v_A/v_B = \frac{p_A/x_A}{p_B/x_B} = \frac{y_A/x_A}{y_B/x_B}$	相平衡方程

非理想溶液的起因在于溶液中异种分子间作用力与同种分子间作用力不同,导致溶液平衡蒸气压对 Raoult 定律的偏差。根据偏差数值的正负,非理想溶液有正偏差溶液与负偏差溶液之分,实际的非理想溶液多为正偏差溶液。对非理想溶液若仍采用 Raoult 定律,则需引入活度系数加以校正。

某些溶液对理想溶液具有较大的正偏差(或负偏差),以至于有的溶液在某一组成下两组分蒸气压之和会出现最大值(或最小值),该组成下的泡点比两纯组分的沸点要低(或高),分别称之为具有最低(或最高)恒沸点的溶液,如乙醇、水的溶液具有最低恒沸点,而硝酸、水的溶液具有最高恒沸点。在恒沸点组成下,  $\alpha=1, y=x$ 。

对双组分,尤其是理想物系,采用相对挥发度法来求解多级精馏问题比较方便;若为多组分,相平衡常数法求解多级精馏问题则显优势。

【例 3—16】 苯、甲苯物系初始时含苯 40%(摩尔分数),求其在 101.3kPa 及 100℃ 下的液气量(摩尔数)之比。

解:应用泡点方程、露点方程及物料衡算求解:

苯、甲苯物系属于理想物系,查 100℃ 下苯和甲苯的饱和蒸气压得:

$$p_A^\circ = 180.0(\text{kPa}) \quad p_B^\circ = 74.2(\text{kPa})$$

$$\text{则平衡时的气液相组成 } x = \frac{p_t - p_B^\circ}{p_A^\circ - p_B^\circ} = \frac{101.3 - 74.2}{180.0 - 74.2} = 0.256$$

$$y = p_A^\circ x / p_t = 180.0 \times 0.256 / 101.3 = 0.455$$

设总物料量为  $F(\text{kmol})$ ,平衡时气相量为  $V(\text{kmol})$ ,液相量为  $L(\text{kmol})$ ,对苯作物料衡算有:

$$(V+L)x_F = Vy + Lx \Rightarrow \frac{L}{V} = \frac{y - x_F}{x_F - x} = \frac{0.455 - 0.4}{0.4 - 0.256} = 0.382 \text{ (即液气量摩尔数之比)}$$

#### 4. 液、液萃取

多级逆流萃取和多级错流萃取在工业中得到了广泛应用。以多级错流萃取为例,为了提高萃取的分离效果,即降低萃余液的组成  $x_R$ ,可将上一级萃取得到的萃余相  $R_i$  引入下一萃取器,加入溶剂  $S$  进行萃取,直到第  $N$  级所得的萃余相  $R_N$  满足要求为止。将最终所得萃余相  $R_N$  在溶剂回收设备 II 中脱除溶剂  $S$ ,得到萃余液  $R'$ ,作为产品或循环使用。各萃取级所得到的萃取相  $E_i$  可在汇总后经溶剂回收设备 I 脱除溶剂  $S$ ,得到萃取液  $E'$ 。两处回收的萃取溶剂  $S$  分别加入各个萃取级而循环使用,可得到如图 3-19 所示的多级错流萃取流程。

这一流程既可连续,亦可间歇操作。现分两种情况讨论:

(1) 萃取剂  $S$  与原溶剂  $B$  完全不互溶。

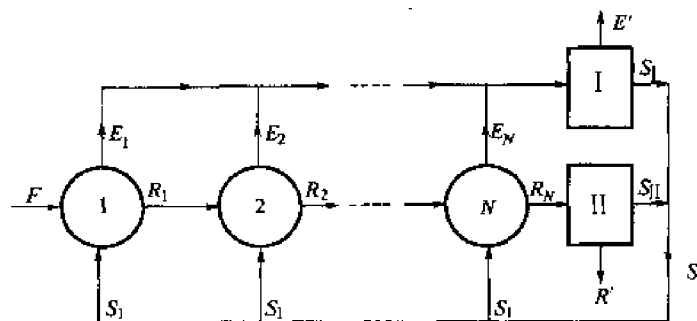


图 3-19 多级错流萃取流程图

原料液(A+B)  $\xrightarrow{\text{加 S 萃取}}$   $\begin{cases} \text{萃取相 } E(S+A) & (S \text{ 不变}) \\ \text{萃余相 } R(B+A) & (B \text{ 不变}) \end{cases}$  (S 和 B 不互溶)

在这种情况下,各级萃余相  $R_i$  中的原溶剂量都相等,并与原料液中的相同,现以  $B$  表示,同时,加入到每一级的萃取剂都进入萃取相。可以证明,当萃取剂总量一定时,以加入各级的量都相等效果为最好,现以  $S_1$  表示加入每一级的萃取剂,对第一级作溶质的物料衡算有:

$$BX_F + S_1Y_0 = S_1Y_1 + BX_1 \Rightarrow Y_1 = Y_0 - (B/S_1)(X_1 - X_F)$$

式中的  $Y$  代表萃取相中溶质  $A$  与萃取剂  $S$  的质量比或摩尔比,  $Y_0$  代表进入各级的萃取剂中溶质的含量(质量比或摩尔比);  $X$  代表原料液或萃余相中溶质  $A$  与原溶剂  $B$  的质量比或摩尔比。

对其余各级列物料衡算式,得到:

$$Y_2 = Y_0 - (B/S_1)(X_2 - X_1)$$

$$Y_3 = Y_0 - (B/S_1)(X_3 - X_2)$$

$\vdots$

$$Y_N = Y_0 - (B/S_1)(X_N - X_{N-1})$$

各级利用相平衡关系  $Y=mX$ , 现忽略循环萃取剂  $S$  中溶质  $A$  的含量, 即  $Y_0=0$ , 采用逐级计算法进行逐级计算。

$$\text{第一级: } Y_1 = mX_1, Y_1 = -(B/S_1)(X_1 - X_F) = mX_1 \Rightarrow X_1 = X_F / (1 + mS_1/B)$$

$$\text{第二级: } Y_2 = mX_2, Y_2 = -(B/S_1)(X_2 - X_1) = mX_2 \Rightarrow X_2 = X_F / (1 + mS_1/B)^2$$

.....

$$\text{第 } N \text{ 级: } X_N = X_F / (b+1)^N, Y_N = mX_F / (b+1)^N$$

(3-15)

式中  $b = mS_1/B$ ——萃取因素, 类似于脱吸因素  $S = mG/L$ 。

(2) 萃取剂  $S$  与原溶剂  $B$  部分互溶。

在图 3-20 中, 设原料量为  $F$ , 其组成为  $x_F$ , 与量为  $S_1$  的萃取剂在第一级中混合后, 混合液的组成以图中  $M_1$  点代表, 点  $M_1$  在图中  $FS$  的连线上, 且  $\overline{M_1F} / \overline{M_1S} = S_1/F$ 。达到相平衡后并经分层, 得萃余相和萃取相, 其组成分别以通过点  $M_1$  的连结线的端点  $R_1$  和  $E_1$  代表, 其量为  $R_1$  和  $E_1$ , 按式(3-16)计算  $R_1$  和  $E_1$ :

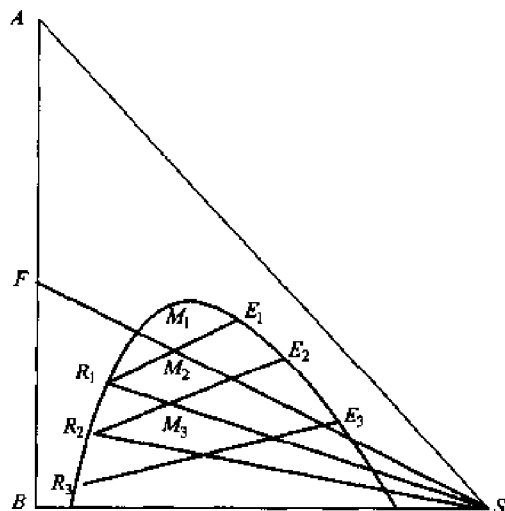


图 3-20 多级错流萃取的图解

$$\begin{aligned} R_1 + E_1 &= F + S_1 = M_1 \\ R_1/E_1 &= \overline{M_1 E_1} / \overline{M_1 R_1} \end{aligned} \quad (3-16)$$

第一级的萃余相  $R_1$  在第二级与量为  $S_1$  萃取剂混合,混合后的组成以连线  $R_1 S_1$  上的点  $M_2$  点代表,点  $M_2$  的位置按  $\overline{M_2 R_1} / \overline{M_2 S_1} = S_1 / R_1$  确定。通过点  $M_2$  作连接线,可得经过第二级萃取后的萃余相和萃取相的量和组成。依此类推,直到第  $N$  级萃余相中溶质的组成  $x_N$  降到指定要求为止。

和单组分气体吸收(一元相图)、二组分液体精馏(二元相图)相比,萃取最少涉及 3 个组分(三元相图),因此,萃取计算过程相对比较烦琐。

### 3.3 化学过程的物料衡算

对有化学反应过程的物料衡算,物料中的组分通常比较复杂,因为工业上的化学反应其各反应物的实际用量并不一定等于化学反应式中的理论量。为了使所需的反应顺利进行,或使其中较昂贵的反应物全部转化,常常使较低廉的一些反应物过量。此外,在化学反应中,由于反应进行的程度往往不完全,留下剩余的反应物,或者由于中间反应、平行反应或串联反应而生成副产物,或者存在不参加反应的惰性组分等,致使这些剩余反应物或副产物与产物混杂在一起排出,使物料衡算比无化学反应时的计算复杂,尤其是当物料组成和化学反应比较复杂时更是如此。

对于有化学反应过程的物料衡算,可用下列几种方法求解:

- (1)直接求解法;
- (2)反应速率法;
- (3)元素平衡法;
- (4)平衡常数法;
- (5)联系组分法;
- (6)结点衡算法。

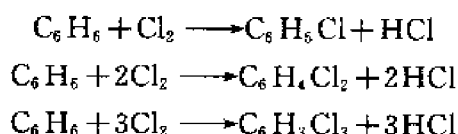
#### 3.3.1 化学过程物料衡算的方法

##### 1. 直接求解法

有些化学反应过程的物料衡算因未知量并不是很多,所以这类计算问题通常比较简单,可不必列物料衡算式而是采用直接求解法直接求解。

**【例 3—17】** 用苯氯化生产氯化苯,得液态产品组成为:苯 65.0%,氯化苯 32.0%,二氯化苯 2.5%,三氯化苯 0.5%,商品原料苯的纯度为 97.5%,工业用氯气纯度为 98%(皆为质量分数)。为避免生成大量的多氯化物,在反应混合物中未起反应的苯约 60.65%时停止反应。试作该反应过程的物料平衡。

解:写出化学反应:



各组分的摩尔质量见表 3.12。

表 3.12 各组分的摩尔质量

组 分	$C_6H_6$	$Cl_2$	$C_6H_5Cl$	$C_6H_4Cl_2$	$C_6H_3Cl_3$	HCl
相对分子质量	78	71	112.5	147	181.5	36.5

基准:1000kg  $C_6H_5Cl$ 。

液态反应产物中,多氯化苯含量为:

$$C_6H_4Cl_2: 1000 \times (2.5/32) = 78(\text{kg})$$

$$C_6H_3Cl_3: 1000 \times (0.5/32) = 15.6(\text{kg})$$

产品混合物中还有 HCl,其数量分别为:

$$1000 \times (36.5/112.5) = 324(\text{kg})$$

$$78 \times 2 \times (36.5/147) = 39(\text{kg})$$

$$15.6 \times 3 \times (36.5/181.5) = 9.4(\text{kg})$$

HCl 的总量为  $324 + 39 + 9.4 = 372.4(\text{kg})$

用苯生产 1000kg  $C_6H_5Cl$  所需的纯苯消耗量为:

$$\text{生产 } C_6H_5Cl: 1000 \times 78 \div 112.5 = 693(\text{kg})$$

$$\text{生产 } C_6H_4Cl_2: 78 \times 78 \div 147 = 41(\text{kg})$$

$$\text{生产 } C_6H_3Cl_3: 15.6 \times 78 \div 181.5 = 6.7(\text{kg})$$

$$\text{未反应的苯量: } 1000 \times 65 \div 32 = 2031.0(\text{kg})$$

$$\text{苯的总消耗量: } 693 + 41 + 6.7 + 2031 = 2771.7(\text{kg})$$

$$\text{工业级苯: } 2771.7 \div 0.975 = 2842.8(\text{kg})$$

用来生产 1000kg  $C_6H_5Cl$  所需氯的消耗量可按下列各量相加求得:

$$\text{生产 } C_6H_5Cl: 1000 \times 71 \div 112.5 = 631(\text{kg})$$

$$\text{生产 } C_6H_4Cl_2: 78 \times 71 \div 147 = 75(\text{kg})$$

$$\text{生产 } C_6H_3Cl_3: 15.6 \times 3 \times 71 \div 181.5 = 18.3(\text{kg})$$

$$\text{氯的总消耗量: } 631 + 75 + 18.3 = 724.3(\text{kg})$$

$$\text{工业级氯消耗量: } 724.3 \div 0.98 = 739(\text{kg})$$

计算结果见表 3.13(以 1000kg 氯化苯计)。

表 3.13 计算结果

输 入		输 出	
物料	质量, kg	产品	质量, kg
工业级苯包括	2842.8	$C_6H_5Cl$	1000
其中:纯苯	2771.7	$C_6H_4Cl_2$	78
杂质	71.1	$C_6H_3Cl_3$	15.6
工业级氯包括	739	$C_6H_6$	2031
其中:纯氯	724.3	HCl	372.4
杂质	14.7	$C_6H_6$ 中杂质	71.1
—	—	$Cl_2$ 中杂质	14.7
合计	3581.8	—	3582.8



## 2. 反应速率法

对于连续过程,当以物质的量(kmol)进行衡算时,由于发生化学反应,则任一物质 S 输出与输入的摩尔流率之差  $R_S$  为:

$$R_S = F_{S_o} - F_{S_i} \quad (3-17)$$

若 S 为反应物,则习惯称  $R_S$  为反应物 S 的转化速率或消耗速率;若 S 为反应产物,则习惯称  $R_S$  为反应产物 S 的生成速率。因此,化学反应过程的物料衡算式(3-17)可写为:

$$F_{S_o} = F_{S_i} + R_S \quad (3-18)$$

设有一化学反应:  $\nu_A A + \nu_B B = \nu_C C + \nu_D D$

根据化学反应原理, A、B、C、D 各物质的反应速率一般因化学反应式中化学计量系数的不同而不同( $\nu_A = \nu_B = \nu_C = \nu_D$  例外),但因:

$$R_A : R_B : R_C : R_D = \nu_A : \nu_B : \nu_C : \nu_D \Rightarrow \frac{-R_A}{\nu_A} = \frac{-R_B}{\nu_B} = \frac{R_C}{\nu_C} = \frac{R_D}{\nu_D} = r \quad (3-19)$$

在物料衡算中为了方便起见,设以  $\nu_S$  表示物质 S 的化学计量系数,则反应速率  $r$  可定义为:

$$r = R_S / \nu_S \quad (3-20)$$

为保证  $r$  恒为正数,规定式中化学计量系数  $\nu_S$  对生成物为正、对反应物为负。根据这一定义,任一物质 S 的生成速率  $R_S$  可由反应速率  $r$  乘以其计量系数  $\nu_S$  而得到,即:

$$R_S = \nu_S r \quad (3-21)$$

若某一组分 S 同时参与  $n$  个反应,则有:

$$R_S = \sum_{j=1}^n \nu_{Sj} r_j \quad (3-22)$$

因此物质的摩尔平衡方程式可写为:

$$F_{S_o} = F_{S_i} + \sum_{j=1}^n \nu_{Sj} r_j \quad (3-23)$$

**【例 3-18】** 合成氨原料气中的 CO 通过变换反应器而除去,如图 3-21 所示,在反应器 1 中 CO 大部分转化为  $\text{CO}_2$ ,在反应器 2 中  $\text{CO}_2$  完全被脱去。

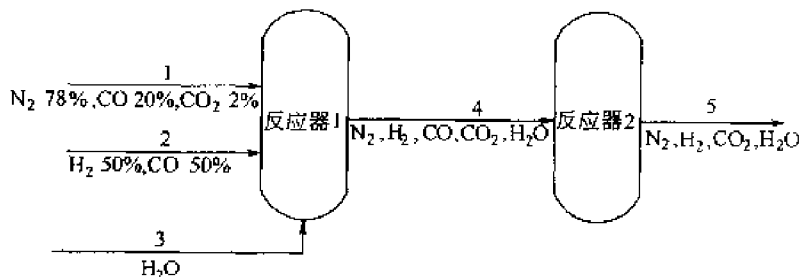
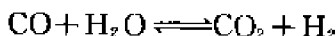


图 3-21 合成氨的变换过程

原料气是由发生炉煤气(78%  $\text{N}_2$ , 20%  $\text{CO}$ , 2%  $\text{CO}_2$ )和水煤气(50%  $\text{H}_2$ , 50%  $\text{CO}$ )混合而成的半水煤气,在反应器中与水蒸气发生反应:



最后得到物流中  $\text{H}_2$  与  $\text{N}_2$  之比为 3:1。假定水蒸气流率是原料气总量(干基)的两倍,同时反应器 1 中 CO 的转化率为 80%,试计算中间物流 4 的组成。

解:对本题有:  $F_{S_o} = F_{S_i} + \nu_S r$

其中  $\nu_{\text{CO}} = -1, \nu_{\text{H}_2\text{O}} = -1, \nu_{\text{CO}_2} = 1, \nu_{\text{H}_2} = 1$ 。

基准: 物流 1 为  $100\text{mol/h}$ , 即  $F_1 = 100\text{mol/h}$ 。

(1) 先由总单元过程摩尔衡算式进行计算:

$$\text{N}_2 \text{ 平衡: } F_{5,\text{N}_2} = 0.78 \times 100 = 78 (\text{mol/h})$$

$$\text{CO 平衡: } F_{5,\text{CO}} = 0.2 \times 100 + 0.5F_2 - r = 0$$

$$\text{H}_2\text{O 平衡: } F_{5,\text{H}_2\text{O}} = F_3 - r$$

$$\text{CO}_2 \text{ 平衡: } F_{5,\text{CO}_2} = 0.02 \times 100 + r$$

$$\text{H}_2 \text{ 平衡: } F_{5,\text{H}_2} = 0.5F_2 + r$$

已知  $\text{H}_2$  与  $\text{N}_2$  之比为  $3:1$ , 则:  $F_{5,\text{H}_2} = 3F_{5,\text{N}_2} = 3 \times 78 = 234 (\text{mol/h})$ 。

原料气(干基)与水蒸气之比为  $1:2$ , 则:  $F_3 = 2(F_1 + F_2)$ 。

将  $\text{H}_2$  和  $\text{CO}$  的平衡式相加, 消去  $r$  得,  $F_2 = 234 - 20 = 214 (\text{mol/h})$ 。

将  $F_2$  值代入  $\text{CO}$  平衡式中, 得:  $r = 20 + 107 = 127 (\text{mol/h})$ 。

由此得:  $F_3 = 2 \times (100 + 214) = 628 (\text{mol/h})$ 。

最后由  $\text{CO}_2$  和  $\text{H}_2\text{O}$  的平衡式得到:

$$F_{5,\text{CO}_2} = 129 (\text{mol/h})$$

$$F_{5,\text{H}_2\text{O}} = F_3 - r = 628 - 127 = 501 (\text{mol/h})$$

(2) 计算反应器 1 的反应速率, 然后计算物流 4 的组成:

由式(3-20)及式(3-17)得:

$$r = \frac{R_S}{\nu_S} = \frac{F_{S_0} - F_{S_1}}{\nu_S} = \frac{-F_{S_1} X_S}{\nu_S}$$

其中  $X_S$  为 S 物质的转化率。

已知反应器 1 中  $\text{CO}$  的转化率为  $0.80$ , 由此得反应器 1 的反应速率为:

$$r = \frac{-(100 \times 0.2 + 214 \times 0.5) \times 0.8}{-1} = 101.6 (\text{mol/h})$$

已知  $r$  后, 物流 4 中每一物质的流率可以用物料衡算求得, 即:

$$\text{N}_2 \text{ 平衡: } F_{4,\text{N}_2} = 0.78 \times 100 = 78 (\text{mol/h})$$

$$\text{CO 平衡: } F_{4,\text{CO}} = 0.2 \times 100 + 0.5 \times 214 - 101.6 = 25.4 (\text{mol/h})$$

$$\text{H}_2\text{O 平衡: } F_{4,\text{H}_2\text{O}} = 628 - 101.6 = 526.4 (\text{mol/h})$$

$$\text{CO}_2 \text{ 平衡: } F_{4,\text{CO}_2} = 0.02 \times 100 + 101.6 = 103.6 (\text{mol/h})$$

$$\text{H}_2 \text{ 平衡: } F_{4,\text{H}_2} = 0.5 \times 214 + 101.6 = 208.6 (\text{mol/h})$$

于是物流 4 的组成(摩尔分数)为:

$$\text{N}_2: 0.083; \quad \text{CO}: 0.027; \quad \text{H}_2\text{O}: 0.559; \quad \text{CO}_2: 0.110; \quad \text{H}_2: 0.221$$

【例 3-19】反应物 A 和 B 经下列反应生成产物 C:

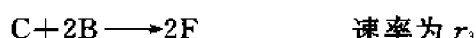


反应物 A 的进料速率为  $200\text{mol/h}$ , 料液中 A 与 B 的摩尔比为  $2$ , A 的转化率为  $80\%$ ; 产品混合物 A 和 B 的摩尔比为  $4$ , 其余为 C、D、E、F 生成物的量(摩尔数)与未反应的 A 和 B 的量(摩尔数)之比为  $6$ , 试计算:

(1) 三个反应的反应速率。

(2)出口各物质的流率及其组成。

解:设:



单位时间进料量、出料量以及反应生成或消耗各物质的量见表 3.14。

表 3.14 各股物流的流率与出料流率以及反应生成或消耗各物质的流率

项 目	A	B	C	D	E	F
进料, mol/h	200	100	0	0	0	0
反应 1	$-2r_1$	$-r_1$	—	$2r_1$	$r_1$	—
反应 2	$-r_2$	—	$2r_2$	$-r_2$	$r_2$	—
反应 3	—	$-2r_3$	$-r_3$	—	—	$2r_3$
出料, mol/h	$200-2r_1-r_2$	$100-r_1-2r_3$	$2r_2-r_3$	$2r_1-r_2$	$r_1+r_2$	$2r_3$
$\Sigma$ 出料, mol/h	$300+r_2-r_3$					

(1)三个反应的反应速率:

对各物质进行衡算:

$$A: 200-2r_1-r_2=200(1-0.8)=40(\text{mol/h})$$

$$B: 100-r_1-2r_3=10(\text{mol/h})$$

$$C+D+E+F: 2r_2-r_3+2r_1-r_2+r_1+r_2+2r_3=(40+10) \times 6=300(\text{mol/h})$$

化简得:

$$2r_1+r_2=160$$

$$r_1+2r_3=90$$

$$3r_1+2r_2+r_3=300$$

解上述联立方程式得:

$$r_1=43.33(\text{mol/h}), r_2=73.33(\text{mol/h}), r_3=23.33(\text{mol/h})。$$

(2)出口各物质的流率及其组成。

将各反应速率数据代入表 3.14 中的倒数第二行,可得出各物质的摩尔流率,再将各物质的流率用出料总摩尔流率相除即得各物质的组成,计算结果见表 3.15。

表 3.15 各物质的流率及其组成汇总

项 目	A	B	C	D	E	F
流率, mol/h	40	10	123.33	13.33	116.66	46.66
组成(摩尔分数)	11.4	2.85	35.2	3.8	33.4	13.3

### 3. 元素平衡法

由于化学反应中化学物质发生了变化,故常采用元素平衡的方法进行物料衡量,该法并不需要考虑具体的化学反应方程式,而是按照元素种类被转化或重新组合的概念来计算。即:

$$\text{输入(某种元素)} = \text{输出(某种元素)}$$

对反应过程较复杂而无法用一二个反应式来表示的物料衡算问题,元素衡算法较适用。

【例 3—20】一催化裂化过程,输入的原料(烷烃)和催化裂化后产物的组成见表 3.16,试计算产物量与原料量的摩尔比。

表 3.16 原料和产物的组成表(摩尔分数)

组 分	原 料 组 成	产 物 组 成	组 分	原 料 组 成	产 物 组 成
$C_6H_{14}$	0	5	$C_{12}H_{26}$	20	10
$C_7H_{16}$	0	15	$C_{15}H_{32}$	35	10
$C_8H_{18}$	3	20	$C_{17}H_{36}$	35	15
$C_{11}H_{24}$	7	25	—	—	—

解:因催化裂化反应复杂,可根据原料和产物组成作氢元素平衡求解此题。

基准:100kmol 原料。

设产物的量为  $P$  kmol,其组成见表 3.17。

表 3.17 物料组成

组 分	原料量, kmol	原料中 H 量, kmolH 原子	产物量, kmol	产物中 H 量, kmolH 原子
$C_6H_{14}$	0	0	$0.05P$	$0.05P \times 14 = 0.7P$
$C_7H_{16}$	0	0	$0.15P$	$0.15P \times 16 = 2.4P$
$C_8H_{18}$	3	$3 \times 18 = 54$	$0.20P$	$0.20P \times 18 = 3.6P$
$C_{11}H_{24}$	7	$7 \times 24 = 168$	$0.25P$	$0.25P \times 24 = 6.0P$
$C_{12}H_{26}$	20	$20 \times 26 = 520$	$0.10P$	$0.10P \times 26 = 2.6P$
$C_{15}H_{32}$	35	$35 \times 32 = 1120$	$0.10P$	$0.10P \times 32 = 3.2P$
$C_{17}H_{36}$	35	$35 \times 36 = 1260$	$0.15P$	$0.15P \times 36 = 5.4P$
合计	100	3122	$P$	$23.9P$

H 原子平衡:  $3122 = 23.9P \Rightarrow P = 130.6(\text{kmol})$

故产物量与原料量之比为:  $130.6/100 = 1.306$

【例 3—21】 合成气组成为  $\text{CH}_4 0.4\%$ ,  $\text{H}_2 52.8\%$ ,  $\text{CO} 38.3\%$ ,  $\text{CO}_2 5.5\%$ ,  $\text{O}_2 0.1\%$  和  $\text{N}_2 2.9\%$ (体积分数)。若用 10% 过量空气燃烧,设燃烧气中不含 CO,计算燃烧气组成。

解:合成气燃烧示意图如图 3-22 所示。



图 3-22 合成气燃烧过程的物料平衡

基准:合成气 1000mol/h。

气体中含:

C:  $4 + 383 + 55 = 442(\text{mol})$

H:  $4 \times 4 + 2 \times 528 = 1072(\text{mol})$

O:  $383 + 2 \times 55 + 1 \times 2 = 495(\text{mol})$

理论氧量:  $\text{O}_2 = 442 + 1072/4 - 495/2 = 462.5(\text{mol})$

理论空气:  $462.5/0.21 = 2202.4(\text{mol})$

实际空气:  $1.1 \times 2202.4 = 2422.6(\text{mol})$

$\text{N}_2$ :  $0.79 \times 2422.6 = 1914(\text{mol})$

$\text{O}_2$ :  $0.21 \times 2422.6 = 508.8(\text{mol})$

对各物质进行平衡：

$$\text{N}_2 \text{ 平衡: } 29 + 1914 = F_{\text{N}_2} = 1943 (\text{mol})$$

$$\text{C 平衡: } 4 + 383 + 55 = F_{\text{CO}_2} = 442 (\text{mol})$$

$$\text{H}_2 \text{ 平衡: } 4 \times 2 + 1 \times 528 = F_{\text{H}_2\text{O}} = 536 (\text{mol})$$

$$\text{O}_2 \text{ 平衡: } 0.5 \times 383 + 55 + 1 + 508.8 \text{ mol} = F_{\text{CO}_2} + 0.5 F_{\text{H}_2\text{O}} + F_{\text{O}_2} = 442 + 0.5 \times 536 + F_{\text{O}_2}$$

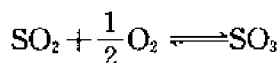
$$\text{由此可得: } F_{\text{O}_2} = 46.3 (\text{mol})$$

燃烧气组成:  $\text{CO}_2$  为 0.149,  $\text{H}_2\text{O}$  为 0.1806,  $\text{O}_2$  为 0.0156,  $\text{N}_2$  为 0.6548。

#### 4. 平衡常数法

对有平衡反应过程的物料衡算,除了需要建立物料或元素衡算关系式外,还要利用到化学反应的平衡关系。在可逆反应过程中,反应物料的化学反应(正反应)总伴随有反应产物的化学反应(逆反应),当正、逆反应速率相等时,即达到化学平衡状态。

【例 3—22】在接触法硫酸生产中,  $\text{SO}_2$  被氧化成  $\text{SO}_3$ , 该反应为可逆反应。其反应式为:



氧化温度为  $570^\circ\text{C}$ , 压力为  $1.1 \text{ atm}$ 。输入气体的组成为:  $\text{SO}_2$  8%,  $\text{O}_2$  9%,  $\text{N}_2$  83% (摩尔分数)。试计算平衡转化率及平衡组成(已知在  $570^\circ\text{C}$  下的平衡常数  $K_p = 14.9$ )。

解: 基准:  $1 \text{ kmol}$  输入气体, 设  $\text{SO}_2$  的平衡转化率为  $x$ , 反应前、后各组分的量如图 3-23 所示。

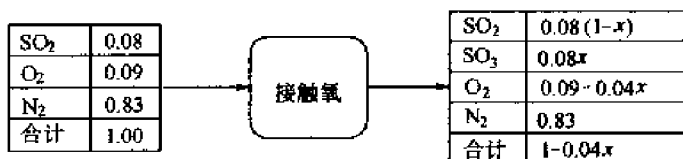


图 3-23 例 3—22 的物料衡算附图

各组分分压为:

$$p_{\text{SO}_2} = \frac{0.08(1-x)}{1-0.04x} p_t$$

$$p_{\text{SO}_3} = \frac{0.08x}{1-0.04x} p_t$$

$$p_{\text{O}_2} = \frac{0.09-0.04x}{1-0.04x} p_t$$

根据化学反应平衡常数:  $K_p = \frac{p_{\text{SO}_3}}{p_{\text{SO}_2} \sqrt{p_{\text{O}_2}}}$ , 有:

$$K_p = \frac{\frac{0.08x}{1-0.04x} p_t}{\frac{0.08(1-x)}{1-0.04x} p_t \sqrt{\frac{0.09-0.04x}{1-0.04x} p_t}} = \frac{x}{(1-x) \sqrt{\frac{0.09-0.04x}{1-0.04x}} \times 1.1} = 14.9$$

试差解得  $x = 0.793$ , 即平衡转化率为 79.3%。

平衡产物组成见表 3.18。

表 3.18 平衡产物组成

组 分	摩尔数, kmol	摩 尔 分 数
SO <sub>2</sub>	$0.08(1-0.793)=0.0166$	1.71
SO <sub>3</sub>	$0.08 \times 0.793=0.0634$	6.02
O <sub>2</sub>	$0.09-0.04 \times 0.793=0.0583$	6.55
N <sub>2</sub>	0.83	85.72
总计	0.9683	100

### 5. 联系组分法

联系组分是指随物料进出反应系统但不参加化学反应的惰性组分。由于它的数量在反应过程中不发生变化,可以利用它与其他物料在组成中的比例关系来计算其他物料的数量。

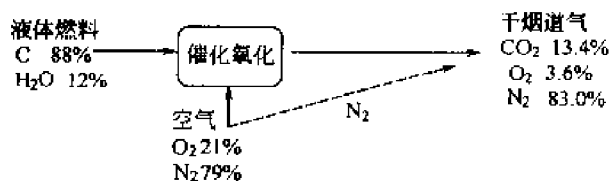


图 3-24 例 3-23 的催化燃烧过程示意图

【例 3-23】 将一成分为 C 88% 和 H<sub>2</sub>O 12% 的液体燃料汽化并在图 3-24 所示的装置中燃烧,所得干烟道气组成为:CO<sub>2</sub> 13.4%, O<sub>2</sub> 3.6%, N<sub>2</sub> 83.0%。为了计算燃烧装置的体积,求 100kg 燃料燃烧产生多少 kmol 干烟道气及过量空气量。

解:主要物流为燃料、干烟道气和空气。在燃烧过程中, N<sub>2</sub> 的数量并未改变,现用联系组分法求解。

(1)以 C 元素联系作 C 元素平衡,计算干烟道气量:

输入的 C 物质量 = 输出的 C 物质量

设 100kmol 干烟道气含 C 量为:  $100 \times 0.134 \times 12 = 161(\text{kg})$ 。

100kg 燃料含 C 量为 88kg, 所以有:

$(100/161) \times 88 = 54.66[\text{kg}(\text{干烟道气})/100\text{kg}(\text{燃料})]$

(2)用 N<sub>2</sub> 作为联系组分,计算出燃烧过程中过量空气的百分数。

基准:100kmol 干烟道气。

在 100kmol 干烟道气中有 83.0kmol N<sub>2</sub>, 而 1.0kmol 空气中含有 0.79kmol N<sub>2</sub>, 故有:

$$(83.0/0.79) \times 1.0 = 105.0[\text{kmol 空气}/100\text{kmol}(\text{干烟道气})]$$

进入的 O<sub>2</sub> 为  $105.0 \times 0.21 = 22.1(\text{kmol})$ 。

过量空气为:

$$\frac{\text{过量的 O}_2}{\text{进入的 O}_2 - \text{过量的 O}_2} = \frac{3.6}{22.1 - 3.6} \times 100\% = 19.5\%$$

### 6. 结点计算法

在工艺流程图中,物料的分流点或汇流点称之为结点。因结点无物料累积,故输入等于输出。

【例 3-24】 化工厂用烃类气体转化制合成气生产甲醇。合成气体量为 2321m<sup>3</sup>(STP)/h, CO 和 H<sub>2</sub> 的摩尔比为 1/2.4。但是由于转化后的气体体积组成为 CO 43.12%, H<sub>2</sub> 54.20%, 不符合要求,为此需将部分转化气送去 CO 变换反应器,经变换后气体组成为 CO 8.76%, H<sub>2</sub> 89.75%。此气体经脱除 CO<sub>2</sub> 后体积减少 2%。用此脱碳气去调节转化气,使其达到合成甲醇原料气的要求,其合成原料气中 CO 和 H<sub>2</sub> 的总含量为 98%。试求各物流的量。

解:画出流程示意图 3-25 如下。

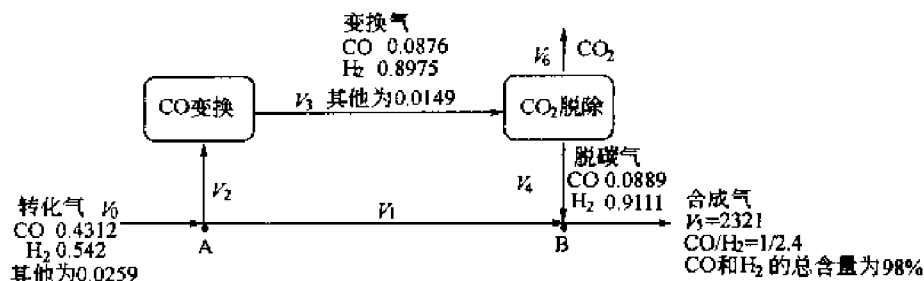


图 3-25 例 3-24 的流程图

本题中,  $V_2$  从 A 点分流,  $V_4$  在 B 点合并, 合并时无化学变化和体积变化。A、B 两点称为结点。因此根据结点衡算原理, 可对 A、B 两点做出衡算。

首先求取经脱去  $\text{CO}_2$  后脱碳气  $V_4$  的组成:

变换气中 CO 和  $\text{H}_2$  的总含量:  $0.0876 + 0.8975 = 0.9851$

其他气体(惰气及  $\text{CO}_2$ )总含量:  $1 - 0.9851 = 0.0149$

不计脱碳过程中 CO 和  $\text{H}_2$  的损失, 忽略其他气体的量, 则脱碳气  $V_4$  的组成为:

CO:  $0.0876 / 0.9851 = 0.0889$

$\text{H}_2$ :  $0.8975 / 0.9851 = 0.9111$

对 B 点进行物料衡算:

总平衡:  $V_1 + V_4 = V_5 = 2321$

CO 平衡:  $0.4312V_1 + 0.0889V_4 = 2321y_{\text{CO}}$

$\text{H}_2$  平衡:  $0.542V_1 + 0.9111V_4 = 2321y_{\text{H}_2}$

$$y_{\text{H}_2} = 2.4y_{\text{CO}}$$

$$y_{\text{CO}} = 0.98 / (1 + 2.4) = 0.2882$$

$$y_{\text{H}_2} = 0.98 \times 2.4 / (1 + 2.4) = 0.6918$$

解上述方程得:

$$V_1 = 1364 [\text{m}^3 (\text{STP}) / \text{h}]$$

$$V_4 = 957 [\text{m}^3 (\text{STP}) / \text{h}]$$

$$V_3 = V_4 / (1 - 2\%) = 957 / 0.98 = 977 [\text{m}^3 (\text{STP}) / \text{h}]$$

求  $V_2$ :

变换反应:  $\text{CO} + \text{H}_2\text{O} = \text{CO}_2 + \text{H}_2$

设在变换反应器中, 有  $x$  kmol 的 CO 转化为  $\text{CO}_2$ , 因气体以干基计, 对变换反应器作平衡有:

总体积平衡:  $V_2 = V_3 - 22.4x$

CO 平衡:  $0.4312V_2 = 0.0876V_3 + 22.4x$

$\text{H}_2$  平衡:  $0.542V_2 = 0.8975V_3 - 22.4x$

两式相加得:  $V_2 = 989 [\text{m}^3 (\text{STP}) / \text{h}]$

$$V_0 = V_1 + V_2 = 1364 + 989 = 2353 [\text{m}^3 (\text{STP}) / \text{h}]$$

脱除  $\text{CO}_2$ :  $V_{\text{CO}_2} = V_6 = V_3 - V_4 = 977 - 957 = 20 [\text{m}^3 (\text{STP}) / \text{h}]$

### 3.3.2 带有循环和旁路过程的物料衡算

#### 1. 循环过程的物料衡算

在有化学反应的过程当中, 当单程转化率不是很高且未达到人们所希望的那样时, 常将未

反应的原料与生成产物分离后再与新鲜原料一起再进入反应器反应。在无化学反应的过程当中,精馏塔塔顶回流也是循环过程的一个例子。

在没有循环时,一系列单元物料平衡的步骤可按顺序依次推进,每次可取一个单元。如果有循环,因循环量未知,所以,逐次计算并不能计算出循环量。

这类问题通常有两种解法:

(1)试差法。估计循环流量,并继续计算至循环回流的那一点。将估计值与计算值比较,若差别较大,重新调整估计值,一直到计算值与估计值之差在允许误差的范围之内。

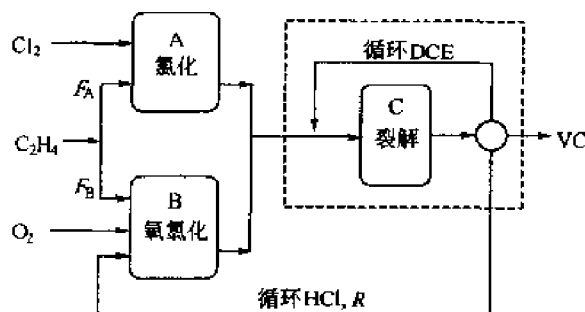


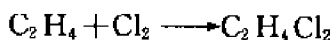
图 3-26 例 3-25 的流程示意图

(2)代数法。有循环时,一般以循环流量作为未知数,应用联立方程组求解。

在只有一个或两个循环物流的简单情况下,只要计算基准及系统边界选择适当,计算常可简化。在衡算时,一般先进行总过程的衡算,再对循环系统列出方程式求解。

【例 3-25】 乙烯生产氯乙烯的主要过程如图 3-26 所示,每一方框表示反应器及加工单元。主要反应为:

方框 A 为氯化过程:



二氯乙烷(DCE)产率:基于乙烯为 98%。

方框 B 为氧氯化:  $\text{C}_2\text{H}_4 + 2\text{HCl} + \frac{1}{2}\text{O}_2 \longrightarrow \text{C}_2\text{H}_4\text{Cl}_2 + \text{H}_2\text{O}$

二氯乙烷(DCE)产率:基于乙烯为 95%,基于 HCl 为 90%。

方框 C 为裂解:  $\text{C}_2\text{H}_4\text{Cl}_2 \longrightarrow \text{C}_2\text{H}_3\text{Cl} + \text{HCl}$

氯乙烯(VC)产率:基于 DCE 为 99%。

HCl 产率:99.5%。

HCl 从裂解工序循环返回至氧氯化工序。将进入氯化 and 氧氯化反应器的乙烯流率进行调节,以使其过程中的 HCl 达到平衡。裂解反应器中的转化率为 55%,未反应的二氯乙烷分离后循环返回裂解反应器。根据产率,忽略其余任何损失,试计算生产 12500kg/h 氯乙烯每一反应器的乙烯流率及进入裂解反应器的二氯乙烷(DCE)流率。

解:相对分子质量:氯乙烯 62.5,二氯乙烷 99.0, HCl 36.5。

氯乙烯产量:  $12500/62.5 = 200 (\text{kmol/h})$

画出每一方框的边界, DCE 循环包含在工序 C 中。

设进入方框 A 的乙烯流率为  $F_A$ , 进入方框 B 乙烯流率为  $F_B$ , HCl 循环量为  $R$ 。

生成的 DCE 总量:  $F_2 = 0.98F_A + 0.95F_B$

生成 HCl 总量(方框 C):  $F_{3,\text{HCl}} = 0.995F_2 = 0.995(0.98F_A + 0.95F_B) = R$  (1)

由方框 B, 基于 HCl 的产率是 90%, 故生成 DCE 的量为:  $0.90R/2 = 0.45R$

基于乙烯, DCE 的产率是 95%,  $0.45R = 0.95F_B \Rightarrow R = 0.95F_B/0.45$  (2)

将式(2)代入式(1), 于是有:

$$0.995(0.98F_A + 0.95F_B) = 0.95F_B/0.45 \Rightarrow F_B = 0.837F_A$$
 (3)

由于生成的总氯乙烯(VC)为  $0.99 \times$  总的 DCE, 故  $0.99(0.98F_A + 0.95F_B) = 200$  (4)



将式(3)代入式(4),解得:

$$F_A = 113.8(\text{kmol/h})$$

$$F_B = 0.837 \times 113.8 = 95.3(\text{kmol/h})$$

$$\text{乙烯总进料: } F = F_A + F_B = 113.8 + 95.3 = 209.1(\text{kmol/h})$$

$$\text{HCl 循环量: } R = (0.98 \times 113.8 + 0.95 \times 95.3) \times 0.995 = 201.1(\text{kmol/h})$$

$$\text{总产率: } \frac{200}{113.8 + 95.3} \times 100 = 98\%$$

## 2. 驰放过程

在带有循环物流的过程中,由于有些惰性组分或某些杂质没有分离掉,在循环中逐渐积累,会影响正常生产和正常操作。为了使循环系统中惰性组分保持在一定浓度范围内,需要将一部分循环气排放出去,这种排放称为驰放过程。

在连续驰放过程中,稳态的条件为:驰放时惰性气体排出量=系统惰性气体进入量。驰放物流中任一组分的浓度与进行驰放那一点的循环物流浓度相同。因此,驰放物流的流率由式(3-24)决定:

$$\text{料液流率} \times \text{料液中惰性气体浓度} = \text{驰放物流流率} \times \text{指定循环流中惰性气体浓度} \quad (3-24)$$

**【例 3—26】** 由氢气和氮气生产合成氨

时,原料气中总含有一定数量的惰性气体,如氩和甲烷。为了防止循环氢、氮气中惰性气体的积累,因此应设置驰放装置,如图 3-27 所示。

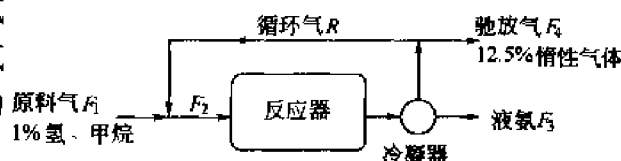


图 3-27 例 3—26 的流程示意图

假定原料气的组成(摩尔分数)  $N_2$  24.75,  $H_2$  74.25, 惰性气体 1.00。  $N_2$  的单程转化率为

25%, 循环物流中惰性气体为 12.5%,  $NH_3$  3.75%(摩尔分数), 试计算各股物流的流率和组成。

解: 基准: 原料气 100mol/h。

循环物流组成(以 I 代表惰性组分):

因循环气与驰放气从同一结点分流, 故循环物流组成与驰放气组成相同。

$$I = 0.125, NH_3 = 0.0375$$

$$N_2 = (1 - 0.125 - 0.0375) / 4 = 0.2094$$

$$H_2 = 0.2094 \times 3 = 0.6281$$

驰放气流率  $F_4$  由惰性气体平衡求出:

$$\text{惰性气体平衡: } 100 \times 0.01 = 0.125 F_4 \Rightarrow F_4 = 8(\text{mol})$$

循环物流流率  $R$  由  $N_2$  组分衡算求取:

$N_2$  组分衡算:

$$(0.2475 F_1 + 0.2094 R) \times (1 - 0.25) = (F_4 + R) \times 0.2094 \Rightarrow R = 322.58(\text{mol})$$

进反应器混合气的流率  $F_2$ :  $F_2 = R + F_1 = 322.58 + 100 = 422.58(\text{mol})$

产品液氨的流率  $F_3$  (由质量衡算得):

为简化计算, 将惰性气体全部看做是 Ar, 取惰性气体的相对分子质量为 40, 则有:

$$\text{原料气质量流率: } 1 \times 40 + 99 \times \frac{3}{4} \times 2 + 99 \times \frac{1}{4} \times 28 = 881.5(\text{g})$$

$$\text{驰放气质量流率: } 8 \times 0.125 \times 40 + 8 \times 0.0375 \times 17 + 8 \times 0.2094 \times 28 + 8 \times 0.6281 \times 2 = 102(\text{g})$$

$$\text{液氨质量流率: } 881.5 - 102 = 779.5(\text{g})$$

液氨摩尔流率  $F_3; F_3 = 779.5/17 = 45.85(\text{mol})$

物料衡算结果汇总见表 3.19。

表 3.19 物料衡算结果

项 目	原料气 $F_1$	循环气 $R$	混合气 $F_2$	弛放气 $F_4$	液氨 $F_3$
摩尔流率, mol/h	100	322.58	422.58	8	45.85
物流组成 (摩尔分数)	$\text{N}_2$	0.2475	0.2094	0.2094	0
	$\text{H}_2$	0.7425	0.6281	0.6281	0
	I	0.01	0.125	0.125	0
	$\text{NH}_3$	0	0.0375	0.0375	1.00
合计	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00

### 3. 旁路过程

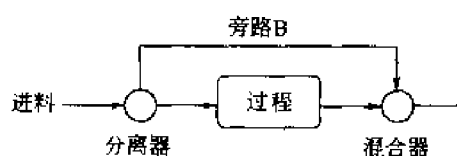


图 3-28 旁路过程示意图

工业生产中,物流不经过某些单元而是分流后直接进入下一工序,这一过程称为旁路过程(或超越过程)。旁路主要用于控制物流组成和温度。

具有旁路的物料衡算与具有循环流的物料衡算相似,有时还容易一些。图 3-28 是旁路过程的一个例子。

#### 3.3.3 物料衡算的求解方法

本章主要简述了单个设备单元及简单过程的物料衡算。实际上,一个化工过程通常由反应器、蒸馏塔、吸收塔、混合器、分离器等一系列基本单元构成,过程中任何一个单元的物流变化都可能会导致整个过程的物流量的改变。因此,既需要计算各单元的物流量,也需要作全过程的物料平衡分析。

在全过程物料衡算的求解问题上,应首先对各个单元设备的变量、设计变量、可列出的方程进行分析,确定其自由度。当自由度为零时,方程组才有解。

在求解方程的过程中,对于线性方程组的求解比较简单,高斯法是常采用的方法;对于非线性方程组的求解,常常会遇到试算的问题,此时采用牛顿迭代法比采用直接迭代法更方便。此时应注意,当迭代次数不能满足精度要求时,应适当增加迭代次数;若迭代次数增至很多也满足不了精度要求,此时应降低收敛精度;若迭代发散,应改换初值或采用其他迭代方法。

对于由许多单元构成的复杂系统,在判断各单元对过程的总收率、产品的纯度、价格和成本诸因素的影响时,为了寻找单元设计缺陷,对全过程进行优化,人们常将每个单元看作是一个模块,单独进行分析;最后,根据过程设计把这些模块组合起来,解所有模块的方程组,求得其未知变量。此法称为模块近似法。

模块近似法是以各单元的物料平衡方程为基础的一种迭代方法。在一个单元模块中,若给了某些所需的设计变量后,就可用来解此单元的其他未知变量。如果设定的设计变量为进料流率及其组成,这时传送数据的流程与过程流程相同;如果设定的设计变量为产品的流率和组成,则传送数据的流程与过程流程恰好相反。

对于一个简单过程,求解整个方程组比用模块近似法方便。倘若过程复杂,与过程有关的方程组就十分复杂,此时难以使用简单的化简法或代入法求解方程组,应借助数字计算机,选用模块近似法也许是最好的方法。

## 第4章 化工过程中的能量衡算

能量衡算是化工设计中极其重要的组成部分,热力学第一定律是能量衡算的依据,全面的能量衡算应包括对热能、电能、化学能、辐射能、机械能等的衡算。但因化工操作中常常涉及的是热能,所以,化工中的能量衡算多指热量衡算。

### 4.1 能量衡算的基本方法和基本程序

#### 4.1.1 能量衡算的目的和依据

##### 1. 能量衡算的目的

能量的消耗是化工生产中的一重要指标,任何化工生产都必然要消耗能量,因此它是衡量工艺流程、设备结构和操作法是否先进合理的重要指标。在物料衡算之后,工艺过程涉及能耗时必须进行能量衡算。通过能量衡算可以确定过程中要供给或移走的能量,从而为换热器的设计提供依据,同时也为反应器、结晶器、塔式设备、输送设备、压缩系统、分离设备及各种控制仪表等提供参数,并确定单位产品的能耗指标等。

通过能量衡算可达到以下目的:

##### (1) 确定换热设备的热负荷。

这些换热设备包括:①管壳式换热器(固定管板式、U型管式、浮头式、填料函式等);②板式换热器(板式、螺旋板式、板翅式、伞板式、板壳式等);③其他换热器(套管式、蛇管式、刺刀管式、升降膜式、喷淋式、蓄热式、特种材料换热器等);④空冷器(自然通风空冷器、机械通风空冷器、增湿空冷器等);⑤蒸发及分离设备的换热(闪蒸器、蒸发器、再沸器、冷凝器)等。

##### (2) 确定反应器的换热量。

这些反应器包括:管式反应器、釜式反应器、塔式反应器、固定床反应器、流化床反应器、移动床反应器、滴流床反应器等。为维持这些反应器所需反应温度,必须通过热量衡算确定需要供给或移走的热量。

##### (3) 确定塔设备换热装置的热负荷。

对一些热效应比较大的吸收过程(多见于化学吸收),如吸收塔、精馏装置等,吸收塔内设置了冷却装置(制碱工业的碳化塔就是设有很多冷却水箱的吸收塔),而精馏装置常常设置塔底再沸器和塔顶冷凝器,有的再沸器内置于塔内(内置式再沸器),这些换热装置的热负荷需通过热量衡算确定。

##### (4) 确定冷激式多段绝热固定床反应器的冷激剂用量。

如解决合成氨变换工段二段或三段冷激式绝热固定床反应器的冷激剂(原料气)的用量和分配问题,这些问题的解决都需要通过热量衡算提供依据。

##### (5) 确定加热蒸汽、冷却水、冷冻盐水的用量。

这些量是其他工程如供热、供排水、冷冻站等的设计依据。

##### (6) 确定有机高温热载体(如联苯、导热油等)和熔盐的循环量。

工业上使用这些高温热载体时一般都设计成循环系统(例如邻二甲苯氧化工段就有熔盐循环系统),循环流程中有储罐、换热器或废热锅炉、循环泵等设备,这些设备的重要设计参数是热载体的循环量,而热载体的循环量则是通过热量衡算确定的。

(7)确定冷冻系统的制冷量和冷冻剂循环量。

化工生产中常用液态氨、液态乙烯、液态丙烯、氟利昂等作为冷冻剂,通过热量衡算可确定冷冻系统制冷量和冷冻剂的循环量,作为设计冷冻系统的基本参数。

(8)确定换热器冷、热支路的物流比例。

在化工生产流程中,常设置不经过换热器的冷支路以调节物料温度,通过热量衡算可确定进换热器和进冷支路的物流比例。

(9)确定设备进、出口的各股物料中某股物料的温度。

最常见的例子是求算吸收塔塔底出塔吸收液的温度,以此确定塔底处吸收推动力。此外还为仪表、自控设计提供条件。

## 2. 能量衡算的依据

能量衡算的依据是热力学第一定律,根据能量守恒原理,其衡算的通式可写为:

$$(\text{输入能量} - \text{输出能量}) + (\text{生成能量} - \text{消耗能量}) = \text{累积能量} \quad (4-1)$$

针对某一具体单元设备,能量衡算式还可写成如下形式:

$$Q_1 + Q_2 + Q_3 = Q_4 + Q_5 + Q_6 \quad (4-2)$$

式中  $Q_1$ ——各股物料带入设备的热量;

$Q_2$ ——由加热剂传递给设备和物料的热量;

$Q_3$ ——过程的各种热效应,如反应热、溶解热等;

$Q_4$ ——各股物料带出设备的热量;

$Q_5$ ——消耗在加热设备上的热量或可能是气体产物冷凝传出的热量;

$Q_6$ ——设备向外界环境散失的热量。

上述各项热量可以分成如下5种类型:

(1)显热:如  $Q_1$  和  $Q_4$ ,是由于温度变化引起的热量;

(2)潜热:或相变热,如  $Q_3$ ,温度不变;

(3)化学反应热:如  $Q_3$ ,放热或吸热;

(4)外加有用热:如  $Q_2$ ,外界提供的热量;

(5)热损失:如  $Q_6$ ,此项往往是其他项总收支的差值。

式(4-2)亦为通用公式,遇到具体问题,要注意下面几个方面:

(1)正确建立各个热量之间热平衡关系,必须根据物料走向及变化具体分析热量间关系,要注意各热量的正负号。上式中除了  $Q_1, Q_4$  是正值以外,其他各项都有正、负两种情况,因此要根据具体情况进行具体分析,判断清楚再进行计算。

(2)要弄清楚过程中存在的热量类型,从而确定收集哪些物性数据,例如显热就需要查寻比热容值,相变热就需要查取相应的热数值(如汽化热或冷凝热),同时要注意数据的可靠性。

(3)合理划定衡算范围,确定适宜的进料和出料部位,这对于方程中包括哪些热量与不包括哪些热量都直接相关,一般和设备的进、出口一致,或者与物料衡算确定的衡算范围一致。

(4)计算时对于一些量小、比率小的热量可以略去不计,以简化计算,其误差可归于热损失中。

(5)正确选定计算基准。

#### 4.1.2 能量衡算的基本方法和基本程序

能量衡算的基本方法和基本程序与物料衡算相同,亦包括绘制流程简图、划定衡算范围、给物流及组分编号、列写方程式与约束式、求解方程组及结果整理等若干步骤。由于能量衡算是以物料衡算为基础的,故其方程式与约束式包括物料衡算所需的全部方程式与约束式,再加上能量平衡方程(每个过程单元一个)与质量焓值方程(每股过程物流一个)。在一些衡算中,某些物流具有相同的温度与压力,亦属一种设备约束条件。能量衡算的步骤大致如下:

##### 1. 绘制物料流程图

因为能量衡算是在物料衡算的基础上进行的,因此其能量平衡范围和物料衡算是相似的。在物料流程图上标明已知温度、压力等条件,并将已查出的有关能量计算数据列上。

##### 2. 选定计算基准

与物料衡算一样,能量衡算时也要确定计算的基准,它包括基准数量、基准温度和基准相态。

(1)物料数量上的基准:因为一般能量衡算是在物料衡算的基础上进行的,基准量尽量和物料衡算所选定的基准量相一致,如100kg、100mol、100m<sup>3</sup>(STP)等,或按每小时进料量计算。这样可以直接利用物料衡算的结果。

(2)温度及相态的基准:基准温度和基准相态是可以任意选定的,以计算方便为原则。采用平均比热容法计算时,大都取25℃作为热量衡算的基准温度(亦有取0℃作为热量衡算的基准温度),因为手册中平均热容值多以25℃为基准。采用统一基准焓法计算时,因为焓的数据中已经规定了基准温度和状态,在进行热量衡算时,就不需要再去选择。

只有在物料的组成中有相态变化(如含有水而出现汽化或水蒸气凝结)时才需要规定相态基准。例如湿煤燃烧或含碳氢化合物的燃烧,在烟道气中含有水蒸气,此时就需要规定相态基准,应指明是液态还是气态为基准。在热量衡算中,由于基准温度和基准相态不同,热量衡算方程式中各项的值是不同的,因此在同一设计计算中,要选定一个基准温度和基准相态。

##### 3. 收集数据

能量衡算的数据包括:

- (1)设计条件规定的有关工艺操作数据,如温度、压力等;
- (2)涉及能量衡算的各股物料的量及其组成,标在物料流程图上;
- (3)有关的物化数据,如汽化热或冷凝热、比热容、焓、反应热、溶解热等。

以上这些数据,有的来自设计任务书,有的来自物料衡算的结果,有的来自有关的资料和手册,有的可以从工厂的实际生产的数据、中试数据、研发数据中合理选取。这样,把计算涉及的数据资料预先收集好,可以节省计算时间,并可提高计算的准确性。

##### 4. 列出热量衡算方程式

能量衡算大多以单元设备为衡算对象,可以按物料走向依次列出热量衡算方程式。首先分析热效应的项目,切勿漏项,特别应注意反应热和相变热;项目确定后,即可按前述能量守恒定律列出总的热平衡方程式。

##### 5. 计算和核算

根据所列方程进行求解。在求解过程中,要分析所列方程的复杂程度,分成独立求解和联立求解,解出的结果要反复核对。如不平衡,要分析原因,必要时应重新计算。

## 6. 绘制能量衡算图和编写能量衡算表

把整个过程衡算的结果经反复核对无误后列表,具体要求如下:

(1)表格可与物料衡算结果同时列入;

(2)按计算所选定的物料基准列表;

(3)换算以单位产品为基准的数据,为产品成本估算提供依据;

(4)换算为时间基准,即单位时间产品量对应的数据,为设备选型、物料输送、仓储配置以及其他经济指标提供条件。

### 4.1.3 能量衡算中需注意的几个问题

#### 1. 比热容与显热

(1)显热。

显热是指物料在不发生相变时,由基准温度升高(或降低)至某一温度所吸收(或放出)的热量。其通式为:

$$Q = m \int_{T_1}^{T_2} c_p dT$$

或

$$Q = mc_p(T_2 - T_1) \quad (4-3)$$

(2)比热容。

比热容  $c_p$  是温度的函数,描述  $c_p-T$  关系有 3 种方法:图示法、表格法和函数法。其中,函数法便于积分。

一些气体和液体的  $c_p-T$  关系常表述成如下的函数形式:

$$c_p = a + bT + cT^2 + dT^3 + eT^4 \quad (4-4)$$

$$c_p = \int_{T_1}^{T_2} c_p dT / (T_2 - T_1) \quad (4-5)$$

采用算术平均比热容  $c_p$  虽然可使计算得以简化,但计算精度比积分差。

压力对固体热容的影响很小,一般不予考虑;压力对液体热容也只有临界点附近才有影响,一般情况下亦可忽略;压力对理想气体的热容无影响,仅对真实气体的热容影响较显著。各种真实气体在温度  $T$ 、压力  $p$  下的摩尔定压热容  $c_{pm}$  与同样温度下理想气体的摩尔定压热容  $c_{pm}^\circ$  之差  $(c_{pm} - c_{pm}^\circ)$  和对比温度  $T_r$ 、对比压力  $p_r$  有关,  $(c_{pm} - c_{pm}^\circ)$  的数值符合对应状态原理,可通过查对比状态曲线图获取真实气体的  $c_{pm}$  值,如图 4-1 所示。

(3)混合物的比热容。

①气体混合物的摩尔定压热容。

理想气体:  $c_{pm}^\circ = \sum x_i c_{pm,i}^\circ$  ( $x_i$  为混合气体中  $i$  组分的摩尔分数)。

真实气体:求真实气体混合物的摩尔定压热容时,首先求取混合气体在同样温度下处于理想气体时的摩尔定压热容  $c_{pm}^\circ$ ,再根据混合气体的假临界温度  $T'_c$  和假临界压力  $p'_c$ ,求取混合气体的对比温度和对比压力,最后在图 4-1 上查出  $(c_{pm} - c_{pm}^\circ)$  值,求取  $c_{pm}$  值。

②液体混合物的比热容。

液体混合物的质量定压热容还没有比较理想的计算方法,一般借助于理想气体混合物的公式按组分组成加和求取。这种做法对分子结构相似的混合液体还比较准确,对其他液体混合物会产生较大的误差。

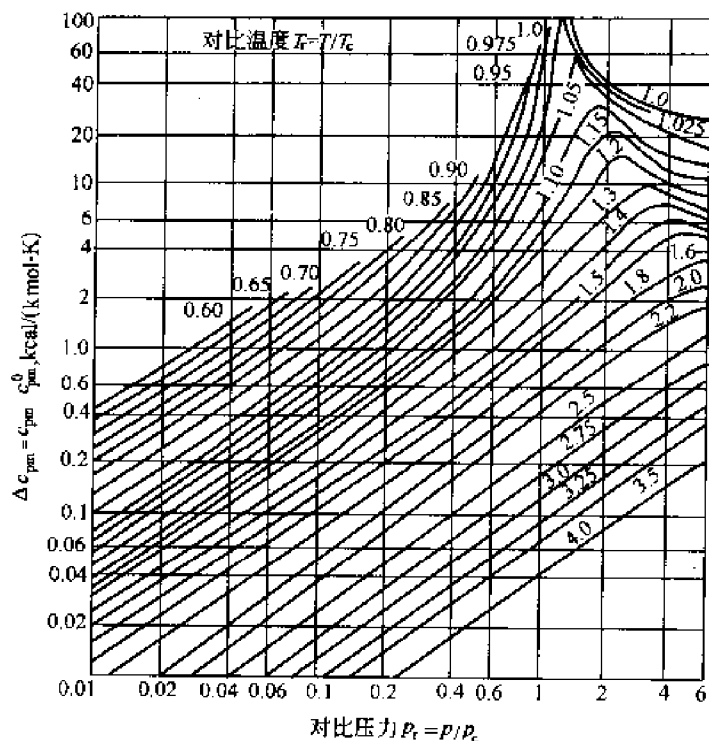


图 4-1  $(c_{pm} - c_{pm}^0)$  与  $T_r$ 、 $p_r$  的关系曲线

## 2. 比焓与潜热

潜热: 物质发生相变(熔化、汽化、升华)时于恒温下吸收(或放出)的热量。其通式为:

$$Q = m\Delta H \quad (4-6)$$

式中  $\Delta H$ ——比焓之差, 如液体汽化热、蒸气冷凝热等。

焓为状态函数, 其绝对值无法获取, 所使用的焓值均是相对于某一基准态而言的, 使用时应弄清所采用的基准态。

焓值数据的获取:  $\Delta H$  可从物性数据手册查得, 查不到时可按经验公式求取。

(1) 沃森(Watson)公式。

用沃森(Watson)公式计算汽化潜热, 即用已知温度  $T_1$  下的汽化潜热估算另一温度  $T_2$  下的汽化潜热。

$$\Delta H_{V2} = \Delta H_{V1} \left( \frac{T_2 - T_c}{T_1 - T_c} \right)^{0.38} \Rightarrow \frac{\Delta H_{V2}}{\Delta H_{V1}} = \left( \frac{1 - T_{r2}}{1 - T_{r1}} \right)^{0.38} \quad (4-7)$$

式中  $\Delta H_{V1}$ 、 $\Delta H_{V2}$ ——温度  $T_1$ 、 $T_2$  时所对应的汽化潜热,  $\text{kJ/kmol}$ ;

$T_c$ ——物质的临界温度,  $\text{K}$ 。

此式比较准确, 离临界温度  $10^\circ\text{C}$  以外时用此公式计算汽化潜热误差仅为 1.8%, 因此它被广泛采用。

(2) 特鲁顿(Trouton)法则。

$$\frac{\Delta H_v}{T_b} = C_1 \quad (4-8)$$

式中  $\Delta H_v$ ——液体的汽化潜热,  $\text{kJ/kmol}$ ;

$T_b$ ——液体的正常沸点,  $\text{K}$ ;

$C_1$ ——对水与低分子醇类,其值为 109;对非极性液体,如庚烷与辛烷,其值为 88。

此法是计算标准汽化潜热(正常沸点时的汽化潜热)的简单方法,又称沸点法,其计算结果的误差在 30% 以内。

(3) 陈氏(chen)公式。

$$\Delta H_v = \frac{T_b[0.0331(T_b/T_c) - 0.0923 + 0.0297 \lg p_c]}{1.07 - (T_b/T_c)} \quad (4-9)$$

此式用于由液体沸点及临界参数推算正常沸点下的汽化潜热,对烃类及弱极性化合物均适用,误差一般小于 4%。该公式不适用于醇、酸等具有缔合性的化合物。对于一元醇和一元羧酸类的沸点汽化潜热,可用 Kistiakowsky 经验公式计算,其平均误差在 3% 左右,但 Kistiakowsky 经验式不适用于甲酸。

(4) Kistiakowsky 经验式。

$$\Delta H_v = T_b(a + b \lg T_b) + cT_b/M + dT_b^2/M + eT_b^3/M \quad (4-10)$$

式中  $\Delta H_v$ ——液体的沸点汽化潜热, J/mol;

$M$ ——相对分子质量。

方程中的各系数见表 4.1。

表 4.1 Kistiakowsky 方程中的系数

项 目	$a$	$b$	$c$	$d$	$e$
一元醇	81.1737	13.0917	-25.7861	0.14663	$-2.13761 \times 10^{-4}$
一元羧酸	20914.029	-7873.487	602.7485	-4.46129	$7.02068 \times 10^{-8}$

(5) 克劳修斯—克拉贝隆(Clausius - Clapeyron)公式。

简称克—克公式。利用蒸气压数据计算汽化潜热。

$$\ln \frac{p_1^\circ}{p_2^\circ} = \frac{\Delta H_v}{R} \left( \frac{T_1 - T_2}{T_1 T_2} \right) \quad (4-11)$$

式中  $p^\circ$ ——蒸气压, kPa;

$R$ ——通用气体常数, 8.314 kJ/(kmol·K)。

(6) 欣达(Honda)法则。

$$\frac{\Delta H_s}{T_s} = C_2 \quad (4-12)$$

式中  $\Delta H_s$ ——溶解热, kJ/kmol;

$T_s$ ——凝固点, K;

$C_2$ ——对无机化合物,其值为 20.92~29.29;对有机化合物,其值为 37.66~46.02;对元素,此值为 8.37~12.55。

(7) 标准熔化热的经验估算式。

$$\Delta H_m \approx \begin{cases} 9.2 T_m (\text{金属元素}) \\ 25 T_m (\text{无机化合物}) \\ 50 T_m (\text{有机化合物}) \end{cases} \quad (4-13)$$

式中  $\Delta H_m$ ——标准熔化热, J/mol;

$T_m$ ——正常熔点。

另外,理想气体(工程上将低压气体视为理想气体)的焓可查理想气体焓表。某些物质的



物性参数可查热力学图表,如焓温图、焓浓图、湿焓图、压焓图、焓熵图等,这些热力学图表专门为工程计算绘制,极大地方便了工程计算,值得借鉴。

### 3. 过程热(溶解热、稀释热、混合热与反应热)

#### (1)溶解热。

固体、液体或气体溶解于溶剂中吸收或放出的热量称为溶解热。溶解热有积分溶解热和微分溶解热之分。

##### ①积分溶解热 $I$ 。

积分溶解热指 1mol 溶质(A)溶于某定量( $n$ mol)的溶剂(S)中,形成具有摩尔分数为  $x = 1/(1+n)$  的溶液(A+S)时所产生的热效应,单位为 kJ/kmol(A+S),即热量的计算以溶液为基准。

##### ②微分溶解热 $i$ 。

微分溶解热指 1mol 溶质 A 溶于大量溶液(A+S)中,溶液浓度可认为不变时的热效应,单位为 kJ/kmol(A),即热量的计算以溶质为基准,也称定浓溶解热。

在塔内某一较小的区间 $[n-1, n]$ 内作热量衡算,且当溶液浓度变化较大时,此区间的热量衡算应采用此区间内的积分溶解热计算,同时,进出该区间的液相流率按物料平衡求取,即:

$$\left. \begin{aligned} L_2(1-x_2) &= L(1-x) \\ Q &= LI - L_2 I_2 \end{aligned} \right\} \text{或} \left. \begin{aligned} L_{n-1}(1-x_{n-1}) &= L_n(1-x_n) \\ Q &= L_n I_n - L_{n-1} I_{n-1} \end{aligned} \right\} \quad (4-14a)$$

(塔顶至任一截面间)

( $n-1$  截面至  $n$  截面间)

式中  $L_2$  和  $x_2$ ——入塔液相的流率和组成;

$L$  和  $x$ ——塔内任一截面处的液相流率和组成。

在区间 $[n-1, n]$ 内,当溶液浓度变化较小时应采用此区间的平均微分溶解热  $i_m$  计算,此时溶液浓度由  $x_{n-1}$  变为  $x_n$ ,因浓度变化较小,可将此区间塔内的液相流率  $L$  视为常数或取算术平均值。

为了计算吸收塔内的温度分布,常假定溶解热全部用于升高溶液的温度,这是由于:①液体的平均摩尔定压热容流量( $Lc_{pmL}$ )通常比气体的大得多,后者因温度变化引起的显热变化可忽略不计;②穿过塔壁散失掉的和溶剂汽化所消耗的热量在塔内系统温度不高时亦可忽略。故有:

$$\left. \begin{aligned} Lc_{pmL}(t_n - t_{n-1}) &= L(x_n - x_{n-1})i_m \\ t_n &= t_{n-1} + (i_m/c_{pmL})(x_n - x_{n-1}) \end{aligned} \right\} \quad (4-14b)$$

式中  $i_m$ ——区间 $[n-1, n]$ 内的平均微分溶解热, kJ/kmol;

$c_{pmL}$ ——溶液的平均摩尔定压热容, kJ/(kmol·K);

$L$ ——液相流率,因溶液浓度变化较小,可将其视为常数或取此区间内的算术平均值。

于是借助溶解热可计算出塔内各点的温度分布。

一般从手册中查得的溶解热数据都是指定了温度和压力的,通常都指标准状态,称为标准溶解热(或标准溶解焓),此处的标准状态系指 298K 和 101.3kPa 下所处的状态。通常,压力对其焓值的影响是很小的。

#### (2)稀释热和混合热。

在一定温度及压力下,向溶液中加入纯溶剂使其稀释至一定组成所引起的焓变,称为稀释热(或稀释焓);而在一定温度及压力下,两种或两种以上相同聚集状态的纯物质相互混合生成

一定组成的均相混合物所引起的焓变,称为混合热(或混合焓)。同样,手册中一般只给出标准稀释焓和标准混合焓值,使用时应注意物质所处的状态。

### (3) 反应热(或反应焓)。

反应热(或反应焓)是指伴随化学反应所产生的热效应。

标准反应热可通过标准生成热或标准燃烧热计算得到:

按标准生成热计算,有:

$$\Delta H_r^\circ = \sum \nu_i (\Delta H_f^\circ)_i \Big|_{\text{生成物}} - \sum \nu_i (\Delta H_f^\circ)_i \Big|_{\text{反应物}} \quad (4-15)$$

按标准燃烧热计算,有:

$$\Delta H_r^\circ = \sum \nu_i (\Delta H_c^\circ)_i \Big|_{\text{反应物}} - \sum \nu_i (\Delta H_c^\circ)_i \Big|_{\text{生成物}} \quad (4-16)$$

注意两点:①两个式子很相似,但反应物和生成物前后顺序不同,不要搞混;②实际反应并不一定处于标准状态,因此要对标准反应热作温度和压力的矫正后才能得到实际的反应热。

### 4. 统一基准焓法(或标准焓法)

由于过程焓随温度变化,任一温度  $T$  时的过程热应由 298K 到温度  $T$  之间的焓变来求取。以反应热为例,为简化起见,规定各个单质在 298K 下的焓为零作为基准。

各种气体统一基准焓可用下列通式求取:

$$H = a_0 + a_1 T + a_2 T^2 + a_3 T^3 + a_4 T^4 \quad (4-17)$$

式中  $H$ ——各种气体统一基准焓, kJ/kg;

$T$ ——热力学温度, K;

$a_0$ ——气体经验常数, kJ/kg;

$a_1$ ——气体经验常数, kJ/(kg·K);

$a_2$ ——气体经验常数, kJ/(kg·K<sup>2</sup>);

$a_3$ ——气体经验常数, kJ/(kg·K<sup>3</sup>);

$a_4$ ——气体经验常数, kJ/(kg·K<sup>4</sup>)。

采用统一基准焓法进行热量衡算时,只需直接按公式计算或从表中查出各物质始、末态的焓值(或进、出系统的焓值),二者相减,即可得出过程所发生的热量变化,而不需考虑系统的显热、潜热和反应热,因此,使用统一基准焓法可使计算过程简化。

### 5. 外加有用热(传热剂)

在化工过程中,需要传入(或传出)设备的热量一般由传热剂进行传递,因此,要正确地选用传热剂并计算其用量。传热剂一般有水蒸气、燃料、电和冷却水等。

#### (1) 水蒸气作加热剂。

$$Q_R = G(H - c_p t) \quad (4-18)$$

式中  $Q_R$ ——水蒸气提供的热量, kJ;

$G$ ——水蒸气消耗量, kg;

$H$ ——水蒸气的焓, kJ/kg;

$c_p$ ——水蒸气的质量定压热容, kJ/(kg·K);

$t$ ——冷却水的温度, °C。

#### (2) 燃料作为热源。

$$Q_R = \eta B Q_T \quad (4-19)$$

式中  $Q_{\text{燃}}$ ——燃料提供的有用热量, kJ;  
 $\eta$ ——燃料燃烧的热效率;  
 $B$ ——燃料消耗量, kg;  
 $Q_T$ ——燃料的发热值(低), kJ/kg。

(3)以电作热源时的用电量。

$$Q_{\text{电}} = 3600\eta B \quad (4-20)$$

式中  $Q_{\text{电}}$ ——由电能提供的热量, kJ;  
 $\eta$ ——用电设备的电效率;  
 $B$ ——用电量, kW·h。

(4)冷却水。

$$Q_{\text{水}} = Wc_p(t_2 - t_1) \quad (4-21)$$

式中  $Q_{\text{水}}$ ——过程中应移走的热量, kJ;  
 $W$ ——冷却水用量, kg;  
 $c_p$ ——冷却水的质量定压热容, kJ/(kg·K);  
 $t_1, t_2$ ——冷却水的进、出口温度, °C。

#### 4.1.4 总能量衡算与热力学第一定律

##### 1. 几种主要的能量形式

几种主要的能量形式见表 4.2。

表 4.2 能量的几种形式

能量性质	能量形式	物理解释	说明
状态函数	由热力学状态确定	内能( $U$ )	1. 分子的动能(内动能): 包括分子的平动、转动和振动, 与温度有关 2. 分子间相互作用的势能(内势能): 指分子间力, 与体积有关 3. 分子内部的能量: 包括原子的振动, 原子内核外电子的运动、核运动及其他未知的能量 内能为宏观性质 $U = f(T, V)$
	由宏观运动状态确定	动能( $E_k$ )	物体因宏观运动所具有的能量 $E_k = \frac{1}{2}mu^2$
		势能( $E_p$ )	物体距基准面一定高度所具有的能量 $E_p = mgz$
途径函数	由过程确定	热( $Q$ )	热不能储存在物体内部, 它是在物体之间转移的一种能量形式。当某物体吸热后, 其储存的并非热, 而是增加了体系的内能 体系吸热为正, 放热为负
		功( $W$ )	同热一样, 是一种转化的能量形式。只影响微观状态的功称为内功, 热力学所讨论的一般指外功。常见的外功有机械功、电功、化学功、表面功、磁功等 体系受功为正, 作功为负

若体系从衡算的边界外获取热量为  $Q$ , 接受外功为  $W$ , 使体系获得能量的增量为  $\Delta E$ , 根据热力学第一定律, 总能量衡算方程可写为:

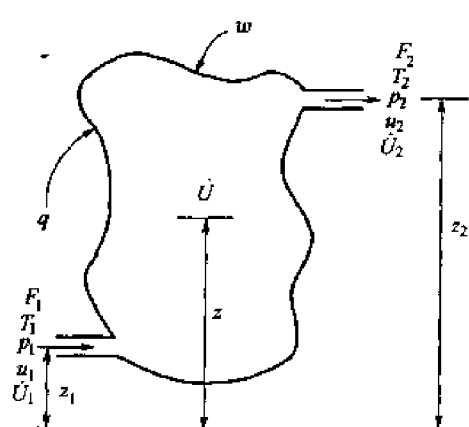
$$Q + W = \Delta E_k + \Delta E_p + \Delta U = \Delta E \quad (4-22)$$

##### 2. 流体流动与热力学第一定律

化工过程中常见的是流体在设备及管路系统中的流动, 流动系统示意图如图 4-2 所示,

其流动的规律可用热力学第一定律来描述。流体流动属于开放体系(简称开系),就某一单元过程的流动体系而言,如图4-2所示,单位质量的能量衡算可写为:

$$(\text{能量输入速率}) - (\text{能量输出速率}) = (\text{能量累积速率}) \quad (4-23)$$



$$\text{即 } \Delta \dot{U} + g\Delta z + \frac{1}{2} \Delta u^2 + \frac{d}{dt} \left( \dot{U} + gz + \frac{1}{2} u^2 \right) = q + w \quad (4-24)$$

其中系统总功  $w$  为流动功  $w_p$  与轴功  $w_s$  之和,即:

$$w = w_p + w_s \quad (4-25)$$

当流体从衡算的边界外侧进入衡算体系时,环境对体系做功为  $(p\nu)_1$  (取正号),而当流体流出衡算体系的边界时,体系对环境做功为  $(p\nu)_2$  (取负号)。此时衡算体系内的流动功应为:

$$w_p = (p\nu)_1 - (p\nu)_2 = -\Delta(p\nu) \quad (4-26)$$

图4-2 流动系统示意图

(1) 稳态流动。

稳态时:  $\frac{d}{dt} \left( \dot{U} + gz + \frac{1}{2} u^2 \right) = 0$ , 式(4-24)变为:

$$\Delta \dot{U} + \Delta(p\nu) + g\Delta z + \frac{1}{2} \Delta u^2 = \Delta h + g\Delta z + \frac{1}{2} \Delta u^2 = q + w_s \quad (4-27)$$

$$\text{或} \quad F_2 \left( h + gz + \frac{u^2}{2} \right)_2 - F_1 \left( h + gz + \frac{u^2}{2} \right)_1 = W_s + Q \quad (4-28)$$

式中  $h$ ——比焓,  $h = \dot{U} + p\nu$ ;

$Q$ ——边界外获取热量,  $Q = mq$ ;

$W_s$ ——轴功,  $W_s = mw_s$ 。

若动能、势能与热能及轴功相比很小,同时流入与流出的质量流量相同,则式(4-28)可简化为:

$$Q + W_s = \Delta H \quad \Delta H = F\Delta h \quad (4-29)$$

(2) 封闭体系。

因为封闭体系无物质交换(不存在1-1截面和2-2截面物质的进、出),其能量衡算式可写为:

$$\frac{d}{dt} \left( \dot{U} + gz + \frac{1}{2} u^2 \right) = q + w \Rightarrow \Delta \dot{U} + g\Delta z + \frac{1}{2} \Delta u^2 = q + w \quad (4-30)$$

若动能、势能与热能及轴功相比很小,同时流入与流出的质量流量相同,则式(4-30)可进一步简化为:

$$Q + W = \Delta U \quad \Delta U = F\Delta \dot{U} \quad (4-31)$$

(3) 孤立体系。

孤立体系也叫独立体系或隔离体系,与外界无功和热交换,即:

$$\Delta \dot{U} + g\Delta z + \frac{1}{2} \Delta u^2 = 0 \quad (4-32)$$

值得注意的是:

①在流体稳定流动过程中,倘若在反应器、蒸馏塔、蒸发器、换热器等这一类设备中,轴功

以及动能和势能的变化较之传热量、内能和焓的变化常常可以忽略。在这类设备中,总能量衡算式可以简化成:

稳定流动或敞开系统:  $Q = \Delta H$  [参考式(4-29)]

间歇过程或封闭系统:  $Q = \Delta H$  [参考式(4-31)]

②在流体稳定流动过程中,若所涉及的对象是流体进出储罐、精馏、工艺设备、输送设备、废物排放设备等,或在这些设备之间的管路系统流动时,总能量衡算方程中的传热量、内能和焓的变化与流体流动的机械能和功相比是次要的,如流体的输送,此时主要应用机械能衡算式(即伯努利方程式)解决问题。

③在有化学反应过程的能量衡算中,由于化学反应大多伴有热效应,除绝热反应外,大多需要由系统向环境排出热量或由环境向系统补充热量,因此过程的衡算是以反应热计算为中心展开的。

## 4.2 物理过程的能量衡算

在化工过程中,有各种各样的物理过程,本节讨论一些经常遇到的物理过程的热量衡算,它们是:流体流动、混合与溶解、汽化、换热、溶液稀释、物理吸收、液体蒸馏、增湿和减湿、干燥等。

### 4.2.1 流体流动过程

稳定流动系统的热力学第一定律表达式为:  $E_1 + W + Q = E_2 \Rightarrow W + Q = \Delta E$ 。

$$\Delta E \begin{cases} \left. \begin{array}{l} \text{由热力学状态决定的能量(热力学能)} \Rightarrow \text{内能增量: } m\Delta\dot{U} \\ \text{(由热力学状态决定)} \end{array} \right\} \\ \left. \begin{array}{l} \text{由流体宏观运动及位置决定的能量(机械能)} \Rightarrow \text{机械能增量: } m\Delta E_t \\ \text{(由机械运动状态决定)} \end{array} \right\} \begin{cases} \text{位能: } mg\Delta z \\ \text{动能: } m\Delta u^2/2 \\ \text{压力能: } m\Delta(pv) \end{cases} \\ \Delta E = m(\Delta\dot{U} + \Delta E_t) = m\{\Delta\dot{U} + [g\Delta z + \Delta u^2/2 + \Delta(pv)]\} = W + Q \end{cases} \quad (4-33)$$

流体流动的机械能衡算式:

在流体输送过程中,主要考虑各种形式机械能的相互转换,为便于使用热力学第一定律的展开式,可把  $\Delta\dot{U}$  和  $q$  从式中消除,从而得到适用于计算流体输送系统的机械能变化关系式。由热力学第一定律知:

$$\Delta\dot{U} = q' - \int_{v_1}^{v_2} p dv \quad (4-34)$$

式中  $\int_{v_1}^{v_2} p dv$  ——1kg 流体从截面 1-1' 流到截面 2-2' 因被加热而引起的体积膨胀所做的功, J/kg;

$q'$  ——1kg 流体在截面 1-1' 和截面 2-2' 之间所获得的热, J/kg。

实际上,  $q'$  应由两部分组成:

$$q' = \left\{ \begin{array}{l} \text{流体从环境吸收的热, } q \\ \text{克服流动阻力消耗的机械能转化为热, } w_t \end{array} \right\} \Rightarrow q' = q + w_t \quad (4-35)$$

$$\text{将式(4-35)代入式(4-34)得: } \Delta\dot{U} = q + w_t - \int_{v_1}^{v_2} p dv \quad (4-36)$$

将式(4-36)代入式(4-33)得:  $g\Delta z + \Delta u^2/2 + \Delta(pv) - \int_{v_1}^{v_2} p dv = w - w_f$  (4-37)

将  $\Delta(pv) = \int_1^2 d(pv) = \int_{v_1}^{v_2} p dv + \int_{p_1}^{p_2} v dp$  代入式(4-37)得:

$$g\Delta z + \frac{\Delta u^2}{2} + \int_{p_1}^{p_2} v dp = w - w_f \quad (4-38)$$

对不可压缩流体:  $g\Delta z + \frac{\Delta u^2}{2} + \frac{\Delta p}{\rho} = w - w_f$  (伯努利方程) (4-39)

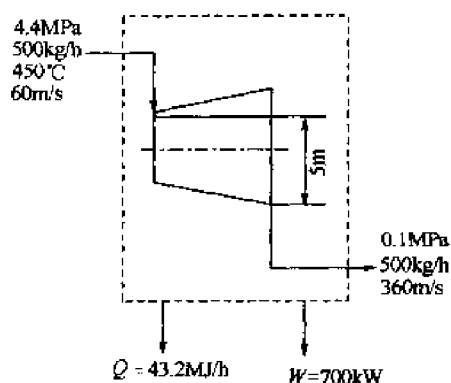


图 4-3 例 4-1 的过程示意图

**【例 4-1】** 某汽轮机,进口蒸汽量为 500kg/h,压力为 4.4MPa,温度为 450°C,流速为 60m/s。蒸汽出口较进口低 5m,出口蒸汽压力为 0.1MPa,流速为 360m/s。汽轮机对外做功 700kW。若汽轮机热损为 43.2MJ/h,试计算过程的焓变。

解:依题意画出过程示意图 4-3。对稳定流动系统,可利用总能量衡算式(4-33):

$$m \left( \Delta h + g\Delta z + \frac{1}{2} \Delta u^2 \right) = Q + W$$

$$\frac{500}{3600} \left[ \Delta h + 9.81 \times (-5) + \frac{1}{2} (360^2 - 60^2) \right]$$

$$= -\frac{4.32 \times 10^7}{3600} - 700 \times 10^3$$

求取焓变:  $\Delta h = -5189(\text{kJ/kg})$ 。

## 4.2.2 混合与溶解过程

**【例 4-2】** 在盐酸生产过程中,如果用 100°C 的  $\text{HCl}(\text{g})$  和 25°C 的  $\text{H}_2\text{O}(\text{L})$  生产 40°C、25%(质量分数)的  $\text{HCl}$  水溶液 1000kg/h,试计算吸收装置应加入或移走的热量。

解:(1)物料衡算。

计算  $\text{HCl}(\text{g})$  和  $\text{H}_2\text{O}(\text{L})$  的摩尔流率:

基准:1000kg/h 25%(质量分数)的  $\text{HCl}$  水溶液。

$$F_{\text{HCl}} = \frac{1000 \times 0.25}{36.5} = 6.849(\text{kmol/h})$$

$$F_{\text{H}_2\text{O}} = \frac{1000 \times 0.75}{18} = 41.667(\text{kmol/h})$$

绘制盐酸生产物流示意图如图 4-4 所示。

(2)能量衡算。

基准:  $\text{HCl}(\text{g})$ ,  $\text{H}_2\text{O}(\text{L})$ , 25°C。

入热  $Q_A$  (有两股热流,由  $\text{HCl}$  气体入热和  $\text{H}_2\text{O}$  入热构成):

$\text{HCl}$  气体入热:  $\text{HCl}(\text{g}, 25^\circ\text{C}) \longrightarrow \text{HCl}(\text{g}, 100^\circ\text{C})$

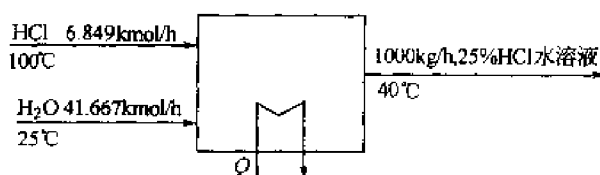


图 4-4 例 4-2 的生产物流示意图

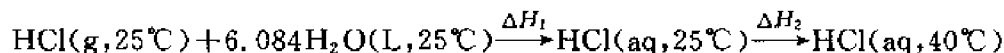
$$c_{pm} = 29.13 - 0.1341 \times 10^{-2} T + 0.9715 \times 10^{-5} T^2 - 4.335 \times 10^{-9} T^3$$

$$\begin{aligned}\Delta h &= \int_{25}^{100} c_{pm} dT \\ &= \int_{25}^{100} (29.13 - 0.1341 \times 10^{-2} T + 0.9715 \times 10^{-5} T^2 - 4.335 \times 10^{-9} T^3) dT \\ &= 2181.5 (\text{J/mol}) = 2.182 [\text{kJ/mol}(\text{HCl})]\end{aligned}$$

$\text{H}_2\text{O}$  入热为零。

出热  $Q_m$  (只有一股热流):

HCl 水溶液的摩尔比:  $X = 41.667/6.849 = 6.084 [\text{kmol}(\text{H}_2\text{O})/\text{kmol}(\text{HCl})]$



查溶解热数据得:

$$\Delta h_1 = \Delta h_s(25^\circ\text{C}, 6.084) = -65.23 [\text{kJ/mol}(\text{HCl})]$$

又查得 25% 盐酸的热容为  $0.685 \text{kcal}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})$

$$c_p = 0.685 [\text{kcal}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})] = \frac{0.685 \times 4.184 \times 1000}{6.849 \times 10^3} = 0.4185 (\text{kJ/mol})$$

$$\Delta h_2 = \int_{25}^{40} c_p dT = 0.4185(40 - 25) = 6.278 (\text{kJ/mol})$$

$$\Delta h_{\text{输出, HCl, aq}} = \Delta h_1 + \Delta h_2 = -65.23 + 6.278 = -58.95 [\text{kJ/mol}(\text{HCl})]$$

$$\begin{aligned}Q &= \sum n_{\text{输出}} \Delta h_{\text{输出}} - \sum n_{\text{输入}} \Delta h_{\text{输入}} \\ &= 6.849 \times 10^3 \times (-58.95) - 6.849 \times 2.182 \\ &= -418.7 \times 10^3 (\text{kJ}) = -418.7 (\text{MJ})\end{aligned}$$

即吸收过程需移走热量 419MJ。

### 4.2.3 汽化过程

**【例 4—3】**  $0.182 \text{MPa}$  ( $1.8 \text{atm}$ ) 压力下液氮的饱和温度为  $-22^\circ\text{C}$ , 在  $0.182 \text{MPa}$ 、 $-22^\circ\text{C}$  下把  $1 \text{kg}$  的液氮汽化, 并使气氮在加热器中进一步过热成为  $120^\circ\text{C}$  的过热氮蒸气, 求这一过程吸收的热量。

解: 利用热容和汽化热数据求解。假设热力学途径如图 4-5 所示:

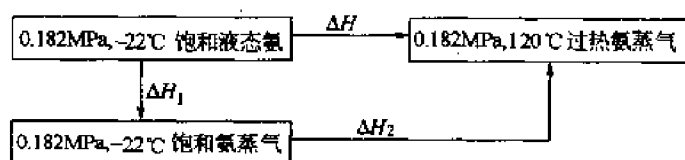


图 4-5 例 4—3 的热力学途径图

(1) 氮在  $-22^\circ\text{C}$  下的汽化潜热  $\Delta H_1$ 。

从手册查得正常沸点 ( $-33.35^\circ\text{C}$ ) 下氮的汽化潜热为  $(\Delta H_v)_1 = 23.35 (\text{kJ/mol})$ 。

$\text{NH}_3$  的临界温度为  $T_c = 405.3 (\text{K})$ , 其对比温度:

$$T_{r1} = T_1/T_c = (273.15 - 33.35)/405.3 = 0.5917$$

$$T_{r2} = T_2/T_c = (273.15 - 22)/405.3 = 0.6197$$

氮在  $-22^\circ\text{C}$  下的汽化潜热  $(\Delta H_v)_2$ :

$$(\Delta H_v)_2 = (\Delta H_v)_1 \left( \frac{1 - T_{r2}}{1 - T_{r1}} \right)^{0.38} = 23.35 \left( \frac{1 - 0.6197}{1 - 0.5917} \right)^{0.38} = 22.73 (\text{kJ/mol})$$

$$\Delta H_1 = 22.73 (\text{kJ/mol}) = 22.73 \times 1000/17 = 1337 (\text{kJ/kg})$$

(2) 温度由  $-22^\circ\text{C}$  升至  $120^\circ\text{C}$  的显热  $\Delta H_2$ 。

从手册查得低压下气体氮的摩尔定压热容与温度的关系为：

$$c_{pm}^\circ = 6.5846 + 6.1251 \times 10^{-3} T + 2.3663 \times 10^{-6} T^2 - 1.598 \times 10^{-9} T^3$$

平均温度： $T_m = (-22 + 120)/2 = 71^\circ\text{C} = 334 (\text{K})$

$$\begin{aligned} c_{pm}^\circ &= 6.5846 + 6.1251 \times 10^{-3} \times 344 + 2.3663 \times 10^{-6} \times 344^2 - 1.598 \times 10^{-9} \times 344^3 \\ &= 8.907 [\text{cal}/(\text{mol} \cdot \text{K})] = 37.27 [\text{J}/(\text{mol} \cdot \text{K})] \end{aligned}$$

若采用平均摩尔定压热容的定义式(4-5)，求得的摩尔定压热容值为  $36.62 \text{J}/(\text{mol} \cdot \text{K})$ 。

$$\Delta H_2 = n c_{pm}^\circ (t_2 - t_1) = (1000/17) \times 37.27 (120 + 22) = 311314 (\text{J/kg}) = 311.3 (\text{kJ/kg})$$

(3) 实际过程热  $\Delta H$ ：

$$\Delta H = \Delta H_1 + \Delta H_2 = 1337 + 311.3 = 1648.3 (\text{kJ/kg})$$

#### 4.2.4 换热过程

【例 4—4】 已知  $400^\circ\text{C}$  的热气体，其组成(体积分数)为  $\text{C}_6\text{H}_6$  40,  $\text{C}_6\text{H}_5\text{CH}_3$  30,  $\text{CH}_4$  10,

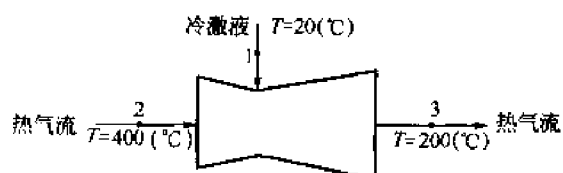


图 4-6 例 4—4 的过程示意图

$\text{H}_2$  20。用  $20^\circ\text{C}$  的液体苯直接冷激后，温度迅速下降至  $200^\circ\text{C}$ 。热气体流率为  $1000 \text{kmol/h}$ 。假定过程是绝热的，试计算需要的液苯流量。

解：绘制过程示意图如图 4-6 所示。

依题意，过程是绝热的，压力对焓的影响可以忽略，势能和动能亦可忽略，以摩尔形式的能量平

衡方程为：

$$F_1 [h_1(20^\circ\text{C}) - h_1(T_r)] + F_2 [h_2(400^\circ\text{C}) - h_2(T_r)] = F_3 [h_3(200^\circ\text{C}) - h_3(T_r)] \quad (1)$$

选定参考温度  $T_r = T_3 = 200^\circ\text{C}$ ，式(1)可化为：

$$\begin{aligned} F_1 [h_1(200^\circ\text{C}) - h_1(20^\circ\text{C})] \\ = F_2 [h_2(400^\circ\text{C}) - h_2(200^\circ\text{C})] \end{aligned} \quad (2)$$

因物流 2 的流率和组成已知，应用式(4-4)，于是式(2)右边为：

$$\begin{aligned} F_2 [h_2(400^\circ\text{C}) - h_2(200^\circ\text{C})] &= \sum F_{2i} \int_{473.2}^{673.2} c_{pmi} dT \\ &= 200 \sum F_{2i} a_i + \frac{673.2^2 - 473.2^2}{2} \sum F_{2i} b_i + \frac{673.2^3 - 473.2^3}{3} \sum F_{2i} c_i + \\ &\quad \frac{673.2^4 - 473.2^4}{4} \sum F_{2i} d_i + \frac{673.2^5 - 473.2^5}{5} \sum F_{2i} e_i \\ &= 200 \sum F_{2i} a_i + 114640 \sum F_{2i} b_i + 6.63783 \times 10^7 \sum F_{2i} c_i + \\ &\quad 3.88123 \times 10^9 \sum F_{2i} d_i + 2.29083 \times 10^{13} \sum F_{2i} e_i \end{aligned}$$

热气流中各物质的摩尔定压热容及流率数据见表 4.3。



表 4.3 物质的摩尔定压热容及速率数据

组分 $i$	$a$	$b \times 10$	$c \times 10^2$	$d \times 10^5$	$e \times 10^8$	$F_{2i}, \text{kmol/h}$
苯	18.587	-0.11744	0.12751	-0.20798	0.10533	400
甲苯	31.820	-0.16165	0.14447	-0.22895	0.11357	300
甲烷	38.387	-0.73664	0.029098	-0.026385	0.0080068	100
氢气	17.639	0.67006	0.013149	0.010588	-0.002918	200

求得:

$$\sum F_{2i} a_i = 2.4347 \times 10^4$$

$$\sum F_{2i} b_i = -3.5123$$

$$\sum F_{2i} c_i = 0.99885$$

$$\sum F_{2i} d_i = -1.5240 \times 10^{-3}$$

$$\sum F_{2i} e_i = 7.6420 \times 10^{-7}$$

故  $F_2 [h_2(400^\circ\text{C}) - h_2(200^\circ\text{C})] = 2.9126 \times 10^7 (\text{kJ/h})$

苯的沸点为 353.26K, 按类似方法计算, 式(2)左边为:

$$F_1 [h_1(200^\circ\text{C}) - h_1(20^\circ\text{C})] = F_1 \left( \int_{293.2}^{353.2} c_{\text{pmL}} dT + \Delta H_{\text{LV}} + \int_{353.3}^{473.2} c_{\text{pmV}} dT \right)$$

其中  $\Delta H_{\text{LV}}(353.26\text{K}) = 30763.4 (\text{kJ/kmol})$ ,  $c_{\text{pmL}} = 59.23 + 0.2336T$ .

$$\int_{293.2}^{353.2} c_{\text{pmL}} dT = 8.0979 \times 10^3 (\text{kJ/kmol})$$

$$\int_{353.3}^{473.2} c_{\text{pmV}} dT = 1.8676 \times 10^4 (\text{kJ/kmol})$$

$$F_1 [h_1(200^\circ\text{C}) - h_1(20^\circ\text{C})] = F_1 \times 5.7537 \times 10^4$$

故  $F_1 = 2.9126 \times 10^7 / (5.7537 \times 10^4) = 506.2 (\text{kmol/h})$

本例中, 如果参考温度选为  $T_r = 400(^\circ\text{C})$  或  $T_r = 20(^\circ\text{C})$ , 均可得到相同的结果。

#### 4.2.5 溶液稀释过程

【例 4—5】将 78% (质量分数) 的  $\text{H}_2\text{SO}_4$  加水稀释至 25% 的  $\text{H}_2\text{SO}_4$  水溶液, 计算每配 1000kg 25% 的  $\text{H}_2\text{SO}_4$  放出多少热量?

解: 为便于查图, 首先将质量分数转换成摩尔比:

$$\text{H}_2\text{SO}_4 \text{ 的初始浓度: } x_1 = \frac{22}{18} / \frac{78}{98} = 1.54 [\text{mol}(\text{H}_2\text{O}) / \text{mol}(\text{H}_2\text{SO}_4)]$$

$$\text{稀释后 } \text{H}_2\text{SO}_4 \text{ 浓度: } x_2 = \frac{75}{18} / \frac{25}{98} = 16.4 [\text{mol}(\text{H}_2\text{O}) / \text{mol}(\text{H}_2\text{SO}_4)]$$

因溶液浓度变化较大, 应采用积分溶解热计算。查对应组成下的积分溶解热如下:

$$x_1 = 1.54 [\text{mol}(\text{H}_2\text{O}) / \text{mol}(\text{H}_2\text{SO}_4)] \text{ 时: } \Delta H_1 = -9000 [\text{cal/mol}(\text{H}_2\text{SO}_4)]$$

$$x_2 = 16.4 [\text{mol}(\text{H}_2\text{O}) / \text{mol}(\text{H}_2\text{SO}_4)] \text{ 时: } \Delta H_2 = -16600 [\text{cal/mol}(\text{H}_2\text{SO}_4)]$$

$$\Delta H_2 - \Delta H_1 = -16600 - (-9000) = -7600 [\text{cal/mol}(\text{H}_2\text{SO}_4)] = -31798 [\text{kJ/mol}(\text{H}_2\text{SO}_4)]$$

负值说明稀释过程是放热的。

#### 4.2.6 气体物理吸收过程

【例 4—6】 在一常压吸收塔中用水吸收空气中少量氨,混合气进塔流量为  $15000\text{m}^3$  (STP)/h,其中氨的摩尔分数为 5%,氨的吸收率为 90%,水的流量为  $25000\text{kg/h}$ ,入塔水温为  $20^\circ\text{C}$ ,求出塔稀氨水的温度。

解:塔内氨被吸收的量:

$$\frac{15000}{22.4} \times 0.05 \times 0.9 = 30.13 (\text{kmol/h})$$

由于吸收剂用量大,溶质  $\text{NH}_3$  的量相对很小,液相中氨的含量变化很小,所以,吸收放出的热量等于塔顶、塔底液相含量下的微分溶解热的均值与被吸收氨量的乘积。

塔底处液体中氨的质量分数为:

$$x_1 = \frac{30.13 \times 17}{25000 + 30.13 \times 17} = 0.02$$

查  $x_1 = 0.02$  的微分溶解热为  $496\text{kcal/kg}(\text{NH}_3)$ ,即  $2075\text{kJ/kg}(\text{NH}_3)$ 。

被吸收氨所产生的溶解热为:

$$(-\Delta H_{\text{sol}})_1 = 2075 \times 17 = 35275 [\text{kJ/kmol}(\text{NH}_3)]$$

塔顶处液体中氨的质量分数为零,从氨溶解的微分溶解热曲线图中可以看出, $(-\Delta H_{\text{sol}})_2$  与  $(-\Delta H_{\text{sol}})_1$  相差极小,所以,二者的均值近似等于  $35275\text{kJ/kmol}(\text{NH}_3)$ 。因此,塔内由于  $\text{NH}_3$  溶解所释放的热量为:

$$35275 \times 30.13 = 1.063 \times 10^6 (\text{kJ/h})$$

此热量使水温升高到  $t_1$ ,故有:

$$Lc_p(t_1 - t_2) = 25000 \times 4.184(t_1 - 20) = 1.063 \times 10^6$$

解得:  $t_1 = 30.2(^\circ\text{C})$ 。

需要说明的是:解题过程中并未考虑吸收过程中因水汽化所带走的热量、进出塔气体显热的变化和塔的热损失。实际上这三项均很小,完全可忽略。

#### 4.2.7 溶液蒸发过程

【例 4—7】 一个蒸发器在常压下每小时蒸发  $1500\text{kg}$  四氯化碳。进料物流有两股:  $30^\circ\text{C}$  的液体  $1000\text{kg/h}$ ;  $70^\circ\text{C}$  的液体  $500\text{kg/h}$ 。蒸发后成为  $200^\circ\text{C}$  的过热蒸气。计算蒸发器的热负荷。

解:依题意作图 4-7,列热量(焓)衡算式:

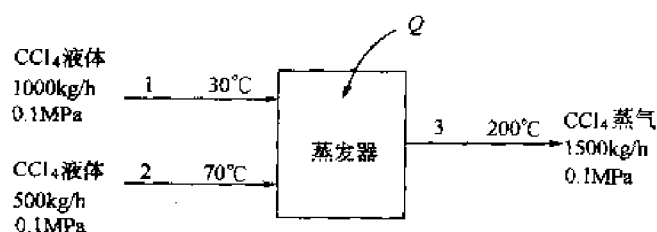


图 4-7 例 4-7 的过程示意图

$$F_1 h_1 + F_2 h_2 + Q = F_3 h_3$$

令参考温度  $T_r = 30(^{\circ}\text{C})$ 。

物流 1:  $h_1 = 0$

物流 2: 液体  $\text{CCl}_4$  的质量定压热容在  $30 \sim 70^{\circ}\text{C}$  之间的变化不大, 取  $50^{\circ}\text{C}$  下的质量定压热容作为平均值:

$$\bar{c}_p = 0.866 [\text{kJ}/(\text{kg} \cdot \text{K})]$$

$$h_2 = \bar{c}_p (T_2 - T_r) = 0.866 \times (343.15 - 303.15) = 34.64 (\text{kJ}/\text{kg})$$

物流 3: 有相变, 由 3 部分焓变组成:

(1) 将液体由参考温度加热至正常沸点 ( $76.7^{\circ}\text{C}$ ) 的焓变:

$$\Delta h_1 = \bar{c}_p (T_b - T_r) = 0.866 (349.85 - 303.15) = 40.44 (\text{kJ}/\text{kg})$$

(2) 在正常沸点下液体汽化的焓变:

$$\Delta h_2 = 194.22 (\text{kJ}/\text{kg})$$

(3) 将气体从  $76.7^{\circ}\text{C}$  加热至  $200^{\circ}\text{C}$  的焓变:

查  $\text{CCl}_4$  蒸气的摩尔定压热容:

$$c_{pmV} = 38.861 + 21.334 \times 10^{-2} T - 2.397 \times 10^{-4} T^2 + 9.443 \times 10^{-8} T^3$$

$$\Delta h_3 = \int_{T_b}^{T_3} c_{pmV} dT = 74.05 (\text{kJ}/\text{kg})$$

$$h_3 = \Delta h_1 + \Delta h_2 + \Delta h_3 = 40.44 + 194.22 + 74.05 = 308.7 (\text{kJ}/\text{kg})$$

$$\text{所以: } Q = F_3 h_3 - F_2 h_2 - F_1 h_1 = 1500 \times 308.7 - 500 \times 34.64 - 0$$

$$= 445730 (\text{kJ}/\text{h}) = 446 (\text{MJ}/\text{h})$$

#### 4.2.8 连续精馏过程

**【例 4—8】** 用一常压连续精馏塔分离含苯 40% (质量分数, 下同) 的苯—甲苯混合液, 要求塔顶产品含苯 97% 以上、塔底产品含苯 2% 以下。现拟定采用以下 5 种进料方式: (1) 过冷  $20^{\circ}\text{C}$  液体进料; (2) 饱和液体进料; (3) 气液混合物 (两相摩尔流率各占一半) 进料; (4) 饱和蒸气进料; (5) 过热蒸气 ( $180^{\circ}\text{C}$ ) 进料。已知进料量  $G_F = 15000 (\text{kg}/\text{h})$ , 回流比  $R = 3.5$ , 并在涉及的温度范围内, 苯和甲苯液体的平均质量定压热容均为:  $c_{pL} = 1.84 [\text{kJ}/(\text{kg} \cdot \text{K})]$ , 苯和甲苯蒸气的平均质量定压热容均为:  $\bar{c}_{pV} = 1.26 [\text{kJ}/(\text{kg} \cdot \text{K})]$ , 且在 5 种进料热状况下塔的热损失假定均为  $Q_L = 1.6 \times 10^6 (\text{kJ}/\text{h})$ 。在总压  $p_t = 101.3 (\text{kPa})$  的正常沸点下, 苯的汽化潜热  $r_A = 394 (\text{kJ}/\text{kg})$ , 甲苯的汽化潜热  $r_B = 364 (\text{kJ}/\text{kg})$ 。求 5 种不同进料热状况下再沸器和冷凝器的热负荷。若再沸器采用  $245 \text{kPa}$  (绝) 的饱和水蒸气作热源, 求蒸汽消耗量。

**解:** 绘制衡算示意图, 各参数标注于图 4-8。

将以质量分数表示的进料液组成换算成摩尔分数:

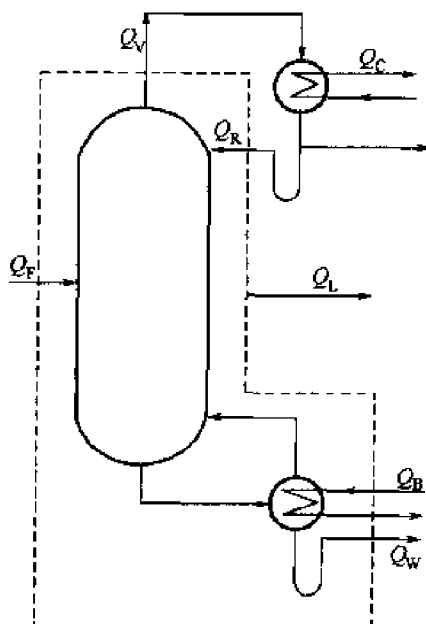


图 4-8 例 4—8 连续精馏的热量衡算图

$$x_F = \frac{40/78.11}{40/78.11 + 60/92.13} = 0.44$$

查苯—甲苯物系的温度—组成图知：对组成为  $x_F=0.44$  的进料混合液，其泡点为  $t_F=94(^{\circ}\text{C})$ ，露点为  $100.5^{\circ}\text{C}$ 。

对全塔进行物料衡算，求取塔顶、塔底物流的质量流率：

选用式(3-10)得：

$$\begin{aligned} G_D &= \frac{40-2}{97-2} \times 15000 \\ &= 6000(\text{kg/h}) \\ G_W &= 9000(\text{kg/h}) \end{aligned}$$

以  $0^{\circ}\text{C}$ 、液态物料为基准：

(1) 过冷液体( $20^{\circ}\text{C}$ )进料。

进料带入的热量：

$$\begin{aligned} Q_F &= G_F C_F t_F \\ &= 15000 \times 1.84 \times 20 \\ &= 0.552 \times 10^6 (\text{kJ/h}) \end{aligned}$$

回流液带入的热量：

泡点回流，回流液的温度近似取纯苯的饱和温度( $79.11^{\circ}\text{C}$ )。

$$\begin{aligned} Q_R &= R G_D C_R t_R \\ &= 3.5 \times 6000 \times 1.84 \times 79.11 \\ &= 3.057 \times 10^6 (\text{kJ/h}) \end{aligned}$$

塔顶气流带出的热量：

按纯苯饱和蒸气( $79.11^{\circ}\text{C}$ )计算。

$$\begin{aligned} Q_V &= G_D (R+1) (C_A t_A + r_A) \\ &= 6000 \times 4.5 \times (1.84 \times 79.11 + 394) \\ &= 14.568 \times 10^6 (\text{kJ/h}) \end{aligned}$$

塔底产品带出热量：

塔底产品的温度近似取纯甲苯的沸点( $110.63^{\circ}\text{C}$ )。

$$Q_W = G_W C_W t_W = 9000 \times 1.84 \times 110.63 = 1.832 \times 10^6 (\text{kJ/h})$$

塔的热损失：

$$Q_L = 1.6 \times 10^6 (\text{kJ/h})$$

再沸器的热负荷：

$$\begin{aligned} Q_{BI} &= Q_V + Q_W + Q_L - (Q_F + Q_R) \\ &= (14.568 + 1.832 + 1.6) \times 10^6 - (0.552 + 3.057) \times 10^6 \\ &= 14.391 \times 10^6 (\text{kJ/h}) \end{aligned}$$

再沸器蒸汽用量：

加热蒸汽一般只能利用其冷凝热，查  $245\text{kPa}$ (绝)饱和水蒸气的潜热为  $2186\text{kJ/kg}$ ，故蒸汽用量为：

$$G_B = 14.391 \times 10^6 / 2186 = 6583(\text{kg/h})$$

(2) 饱和液体( $94^{\circ}\text{C}$ )进料。

除  $Q_F$  外,其余各项热量与上相同,于是有:

$$Q_F = G_F C_F t_F = 15000 \times 1.84 \times 94 = 2.594 \times 10^6 \text{ (kJ/h)}$$

故再沸器的热负荷为:

$$\begin{aligned} Q_{B2} &= Q_V + Q_W + Q_L - (Q_F + Q_R) \\ &= (14.568 + 1.832 + 1.6) \times 10^6 - (2.594 + 3.057) \times 10^6 \\ &= 12.35 \times 10^6 \text{ (kJ/h)} \end{aligned}$$

再沸器蒸汽用量为:

$$G_B = 12.35 \times 10^6 / 2186 = 5650 \text{ (kg/h)}$$

(3) 气—液混合进料( $q=0.5$ )。

查苯—甲苯物系的温度组成相图 $[t-x(y)]$ ,在  $x_F=0.44$  及液相摩尔分数为 0.5 的情况下,利用杠杆原理,查得此时进料温度为  $97.3^\circ\text{C}$ ,进料中苯的气—液相组成: $y=0.55, x=0.33$ 。

进料的平均摩尔质量及摩尔流率:

$$\text{平均摩尔质量: } M_m = 78.11 \times 0.44 + 92.13 \times 0.56 = 85.96 \text{ (kg/kmol)}$$

$$\text{进料摩尔流率: } F = 15000 / 85.96 = 174.5 \text{ (kmol/h)}$$

气、液相平均摩尔质量:

$$M_{V_m} = 78.11 \times 0.55 + 92.13 \times 0.45 = 84.42$$

$$M_{L_m} = 78.11 \times 0.33 + 92.13 \times 0.67 = 87.50$$

$$\text{进料中液相的焓: } Q_{FL} = 0.5 \times 174.5 \times 87.50 \times 1.84 \times 97.3 = 1.367 \times 10^6 \text{ (kJ/h)}$$

进料中气相的焓:假定气相中苯和甲苯均在  $97.3^\circ\text{C}$  汽化,在假定温度下的汽化潜热为:

$$r_A|_{97.3} = r_A|_{79.11} \left( \frac{T_2 - T_c}{T_1 - T_c} \right)^{0.38} = 394 \times \left( \frac{370.45 - 562.6}{352.26 - 562.6} \right)^{0.38} = 380.7 \text{ (kJ/kg)}$$

$$r_B|_{97.3} = r_B|_{110.63} \left( \frac{T_2 - T_c}{T_1 - T_c} \right)^{0.38} = 364 \times \left( \frac{370.45 - 593.9}{383.78 - 593.9} \right)^{0.38} = 372.6 \text{ (kJ/kg)}$$

式中  $T_1$ ——纯液体的正常沸点(苯 352.26K, 甲苯 383.78K), K。

$$\begin{aligned} Q_{FV} &= 1.367 \times 10^6 + 0.5 \times 174.5 \times 0.55 \times 78.11 \times 380.7 + 0.5 \times \\ &\quad 174.5 \times 0.45 \times 92.13 \times 372.6 \\ &= 4.142 \times 10^6 \text{ (kJ/h)} \end{aligned}$$

$$Q_F = Q_{FL} + Q_{FV} = 1.367 \times 10^6 + 4.142 \times 10^6 = 5.509 \times 10^6 \text{ (kJ/h)}$$

$$\begin{aligned} Q_{B3} &= Q_V + Q_W + Q_L - (Q_F + Q_R) \\ &= (14.568 + 1.832 + 1.6) \times 10^6 - (5.509 + 3.057) \times 10^6 \\ &= 9.434 \times 10^6 \text{ (kJ/h)} \end{aligned}$$

$$G_B = 9.434 \times 10^6 / 2186 = 4316 \text{ (kg/h)}$$

(4) 饱和蒸气进料( $100.5^\circ\text{C}$ )。

因题中给出的汽化潜热为纯液体在正常沸点下的数值,在计算本题时,可认为较低沸点的苯在  $94^\circ\text{C}$  (饱和液体温度) 下完全汽化后再升温至  $100.5^\circ\text{C}$  (过热蒸气温度),而较高沸点的甲苯则是升温至  $100.5^\circ\text{C}$  (饱和蒸气温度) 并在  $100.5^\circ\text{C}$  下全部汽化。于是:

$$Q_F = 15000 \times 1.84 \times 94 + 0.4 \times 15000[394 + 1.26(100.5 - 94)] + 0.6 \times 15000[1.84 \times (100.5 - 94) + 364] \\ = 8.391 \times 10^6 (\text{kJ/h})$$

$$Q_{B4} = Q_V + Q_W + Q_L - (Q_F + Q_R) \\ = (14.568 + 1.832 + 1.6) \times 10^6 - (8.391 + 3.057) \times 10^6 \\ = 6.55 \times 10^6 (\text{kJ/h})$$

$$G_B = 6.55 \times 10^6 / 2186 = 2996 (\text{kg/h})$$

也可按(3)中介绍的方法求取。

(5) 过热蒸气(180℃)进料。

同(4), 较低沸点的苯在 94℃(饱和液体温度)下完全汽化后再升温至 180℃(过热蒸气温度), 而较高沸点的甲苯则是升温至 100.5℃(饱和蒸气温度)并在 100.5℃下全部汽化后, 再继续升温至 180℃(过热蒸气温度)。于是:

$$Q_F = 15000 \times 1.84 \times 94 + 0.4 \times 15000[394 + 1.26(180 - 94)] + 0.6 \times 15000[1.84 \times (100.5 - 94) + 364 + 1.26(180 - 100.5)] \\ = 9.894 \times 10^6 (\text{kJ/h})$$

$$Q_{D5} = Q_V + Q_W + Q_L - (Q_F + Q_R) \\ = (14.568 + 1.832 + 1.6) \times 10^6 - (9.894 + 3.057) \times 10^6 \\ = 5.05 \times 10^6 (\text{kJ/h})$$

$$G_D = 5.05 \times 10^6 / 2186 = 2310 (\text{kg/h})$$

5 种进料状况下再沸器的热负荷之比为:

$$Q_{B1} : Q_{B2} : Q_{B3} : Q_{B4} : Q_{B5} = 14.39 : 12.35 : 9.434 : 6.55 : 5.05 \\ = 1 : 0.86 : 0.66 : 0.46 : 0.35$$

从计算中得知: 过冷液体进料, 再沸器的热负荷最大, 而过热蒸气进料, 再沸器的热负荷最小。冷凝器的热负荷:

塔正常操作时, 因塔顶回流及塔顶产物的组成与热状况并未因进料热状况的改变而改变, 故 5 种进料方式下塔顶冷凝器的热负荷均相同, 其值为:

$$Q_C = Q_V - (Q_R + Q_D) = (R + 1)G_D r_A = 4.5 \times 6000 \times 394 = 10.638 \times 10^6 (\text{kJ/h})$$

将 5 种情况的计算结果列于表 4.4。

表 4.4 计算结果

项 目	过 冷 液 体	饱 和 液 体	两 相 进 料	饱 和 蒸 气	过 热 蒸 气
再沸器热负荷, GJ/h	14.39	12.35	9.43	6.55	5.05
蒸汽消耗量, kg/h	6583	5650	4316	2996	2310
冷凝器热负荷, GJ/h	10.638				

### 4.3 化学过程的能量衡算

化学过程的热量衡算主要是化学反应热的计算。前已述及, 标准反应热可查文献或利用标准生成热或标准燃烧热计算, 标准反应热可转换至反应温度和反应压力下的真实反应热, 其方法是首先拟定一个合理的转换过程, 然后作热的平衡。

### 4.3.1 化学反应热的计算

化学反应热不仅与反应过程的温度有关,而且与反应过程的压力有关,如图 4-9 和图 4-10 所示,其反应热与温度和压力的对应关系式如下:

$$\Delta H_{r,T,p} = \Delta H_r^\circ + \int_{298}^T \left[ \left( \frac{\partial H_P}{\partial T} \right)_p - \left( \frac{\partial H_R}{\partial T} \right)_p \right] dT + \int_{p_0}^p \left[ \left( \frac{\partial H_P}{\partial p} \right)_T - \left( \frac{\partial H_R}{\partial p} \right)_T \right] dp \quad (4-40)$$

其中  $p^\circ = 1 \text{ atm} = 101.3 \text{ kPa}$ 。

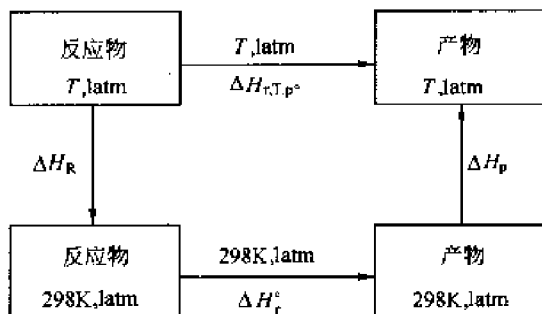


图 4-9 恒压下温度为  $T$  时的反应热

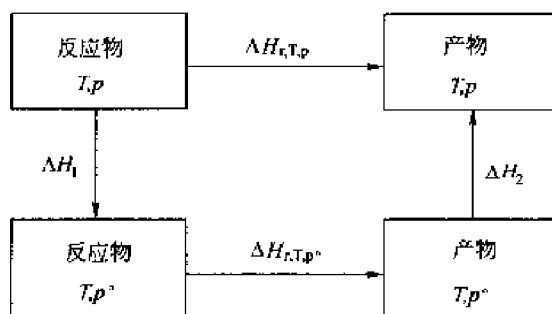


图 4-10 恒温下压力为  $p$  时的反应热

#### 1. 常压下温度为 $T$ 时的反应热(如图 4-9 所示)

$$\Delta H_{r,T,p^\circ} = \Delta H_R + \Delta H_r^\circ + \Delta H_P$$

$$\Delta H_R = \int_{298}^T c_{pm,R} dT = - \int_{298}^T c_{pm,K} dT$$

$$\Delta H_P = \int_{298}^T c_{pm,P} dT$$

$$\Delta H_{r,T,p^\circ} = \Delta H_r^\circ + \int_{298}^T (c_{pm,P} - c_{pm,R}) dT = \Delta H_r^\circ + \int_{298}^T \Delta c_{pm} dT \quad (4-41)$$

式中  $\Delta H_R, \Delta H_P$ ——反应物和生成物在恒压条件下因温度变化而引起的焓变。

#### 2. 温度为 $T$ 、压力为 $p$ 时的反应热(如图 4-10 所示)

$$\Delta H_{r,T,p} = \Delta H_1 + \Delta H_{r,T,p^\circ} + \Delta H_2$$

$$\Delta H_{r,T,p} = \Delta H_r^\circ + \int_{298}^T \left[ \left( \frac{\partial H_P}{\partial T} \right)_p - \left( \frac{\partial H_R}{\partial T} \right)_p \right] dT + \int_{p^\circ}^p \left[ \left( \frac{\partial H_P}{\partial p} \right)_T - \left( \frac{\partial H_R}{\partial p} \right)_T \right] dp \quad (4-42)$$

式中  $\Delta H_1, \Delta H_2$ ——反应物和生成物在恒温条件下因压力变化而引起的焓变。

**【例 4-9】** 计算反应  $\text{CO(g)} + 2\text{H}_2 \rightarrow \text{CH}_3\text{OH(g)}$  在 600K 和 10.13MPa 下的反应热。

**解:** 计算反应热是一项多步骤的过程。一般首先用 298K 的标准生成热计算标准反应热,然后换算到实际体系温度和压力下的反应热值。计算步骤如下:

(1) 计算 298K 时的标准反应热  $\Delta H_{298K}^\circ$ 。

查手册,得上述各物质( $\text{CH}_3\text{OH}$  和  $\text{CO}$ )的标准生成热  $\Delta H_f^\circ$  分别为  $-48.08 \text{ kcal/mol}$  和  $-26.416 \text{ kcal/mol}$ ,氢气的生成热等于零(规定稳定相态单质的生成热为零)。标准反应热按式(4-15)计算,即产物生成热的总和减去反应物生成热的总和即为标准反应热。

$$\Delta H_{298K}^\circ = -48.08 - (-26.416 + 2 \times 0) = -21.664 (\text{kcal/mol})$$

(2) 计算摩尔定压热容常数。

根据  $c_{pm} = a + bT + cT^2 + dT^3$  计算  $\Delta c_{pm} = \Delta a + \Delta bT + \Delta cT^2 + \Delta dT^3$

其中  $\Delta a = \sum (v_i a_i) \Big|_{\text{生成物}} - \sum (v_i a_i) \Big|_{\text{反应物}}$  (其余同)。

本例中各物质的摩尔定压热容常数见表 4.5。

表 4.5 物质的摩尔定压热容常数

项 目	CH <sub>3</sub> OH	CO	H <sub>2</sub>
$a$	4.55	6.726	6.952
$b \times 10^2$	2.186	0.04001	-0.04576
$c \times 10^5$	-0.291	0.1283	0.09563
$d \times 10^9$	-1.92	-0.5307	-0.2079

$$\Delta a = 4.55 - (6.726 + 2 \times 6.952) = -16.08$$

$$\Delta b = \{2.186 - [0.04001 + 2 \times (-0.04576)]\} \times 10^{-2} = 2.2375 \times 10^{-2}$$

$$\Delta c = \{-0.291 - [0.1283 + 2 \times 0.09563]\} \times 10^{-5} = -0.61056 \times 10^{-5}$$

$$\Delta d = \{-1.92 - [-0.5307 + 2 \times (-0.2079)]\} \times 10^{-9} = -0.9735 \times 10^{-9}$$

(3) 计算 600K 时的反应热  $\Delta H^\circ_{600K}$ 。

根据式(4-41)有:  $\Delta H^\circ_T = \Delta H^\circ_{298K} + \int_{298}^T (\Delta a + \Delta bT + \Delta cT^2 + \Delta dT^3) dT$ , 积分得:

$$\Delta H^\circ_T = \Delta H^\circ_{298K} + \Delta a(T - 298) + \frac{\Delta b}{2}(T^2 - 298^2) + \frac{\Delta c}{3}(T^3 - 298^3) + \frac{\Delta d}{4}(T^4 - 298^4)$$

$$\begin{aligned} \Delta H^\circ_{600K} &= -21.664 - 16.08 \times (600 - 298) + \frac{2.2375 \times 10^{-2}}{2}(600^2 - 298^2) \\ &\quad - \frac{0.61056 \times 10^{-5}}{3}(600^3 - 298^3) - \frac{0.9735 \times 10^{-9}}{4}(600^4 - 298^4) \\ &= -23.9(\text{kcal/mol}) \end{aligned}$$

(4) 校正到真实压力下的反应热  $\Delta H_{600K, 100\text{atm}}$ 。

计算  $\Delta H^\circ_{600K}$  时所用的生成热是以 1atm 压力为基准的, 本例中的压力是 100atm。校正方程是:

$$\begin{aligned} \Delta H_{600K, 100\text{atm}} &= \Delta H^\circ_{600K} - \Delta H' \\ \Delta H' &= \Delta H^\circ + \omega \Delta H'' \end{aligned}$$

式中的  $\Delta H^\circ$ 、 $\Delta H''$  是对比温度和对比压力的函数,  $\omega$  是偏心因子。可以找到一些计算  $\Delta H^\circ$ 、 $\Delta H''$  的普遍化关联式, 亦可利用表格数据计算。

本例采用的表格数据见表 4.6。

表 4.6 热力学参数

组 分	$\omega$	$\Delta H'', \text{cal/mol}$	$\Delta H'', \text{cal/mol}$	$\Delta H', \text{cal/mol}$
CH <sub>3</sub> OH	0.556	1222	305.5	1392
CO	0.041	0	0	0
H <sub>2</sub>	0	0	0	0

$$\text{所以有: } \Delta H_{600K, 100\text{atm}} = -23.9 - 1.392 = -25.3(\text{kcal/mol})$$

当进入的反应物和流出的产物温度不同时, 由这一温差引起的焓差应该单独计算, 并与焓的压力偏差一起并入到  $\Delta H^\circ_{298K}$  中去。



在工程计算中,根据已知压力下的反应热效应计算任一压力下的反应热效应时,常采用普遍化焓差图,如图 4-11(a)和图 4-11(b)所示。普遍化焓差图适用于气体和液体,图中的  $H^\circ$  为 101.3kPa 时物质的摩尔热焓,  $H$  为压力  $p$  时的摩尔热焓。

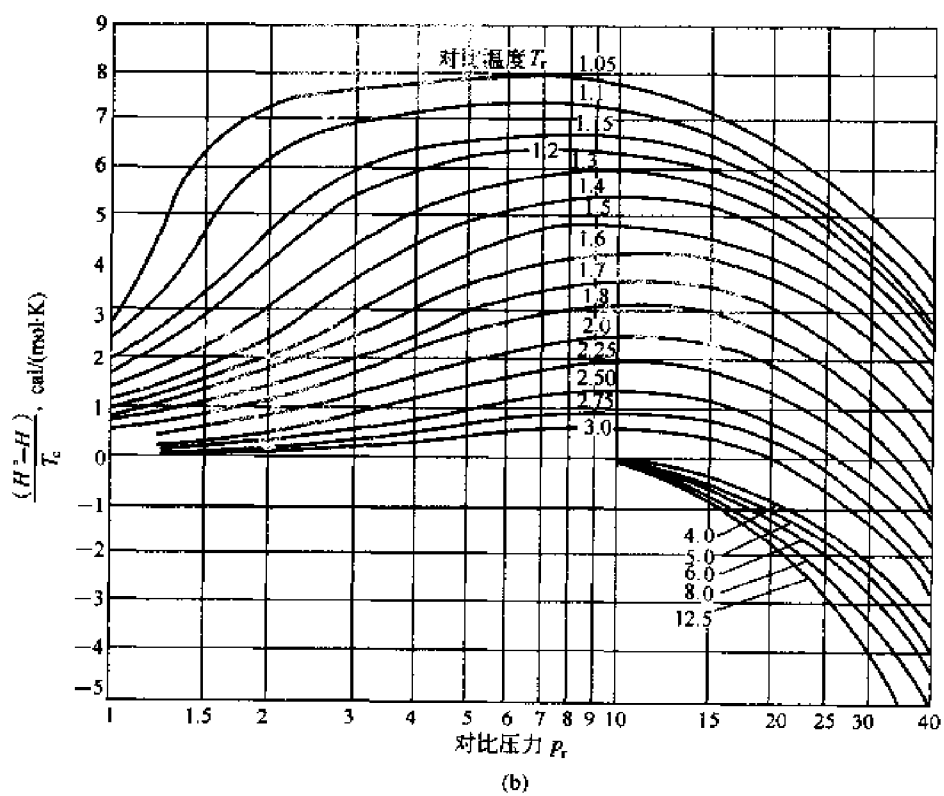
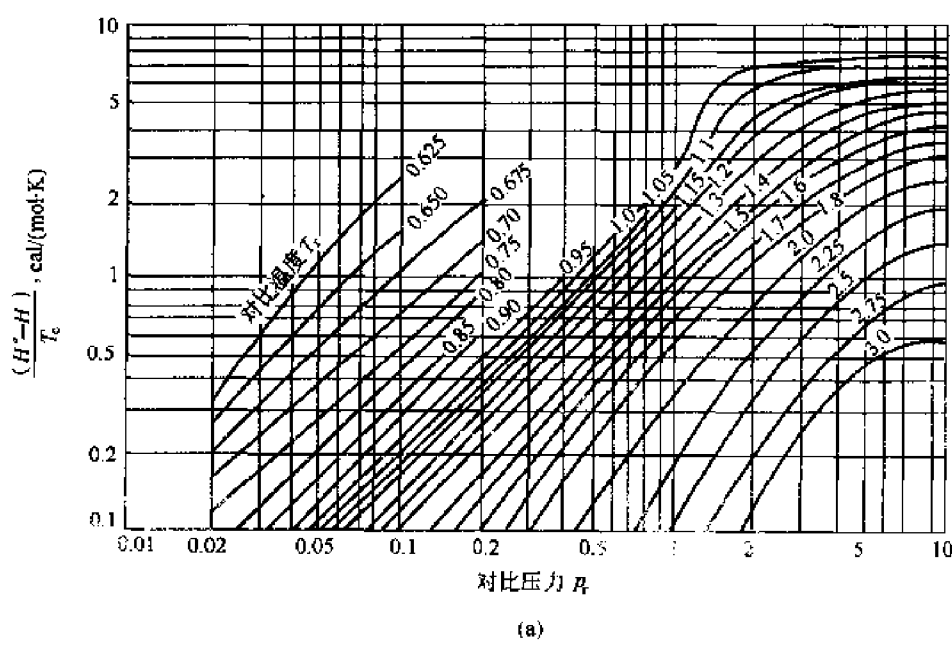


图 4-11 普遍化焓差图

【例 4—10】 试计算温度为 563K、压力为 7.09MPa 时, 乙烯水合制取乙醇的反应热效应。已知压力为 101.3kPa, 温度为 563K 时,  $\Delta H_r = -45.877(\text{kJ/mol})$ 。

解: 化学反应式为:



$$\Delta H_{r,T,p} = \Delta H_1 + \Delta H_{r,T,p^\circ} + \Delta H_2$$

现利用普遍化焓差图求取, 压力变化引起的焓变, 结果见表 4.7。

表 4.7 焓变参数表

组 分	$T_c$	$T_r$	$p_c$	$p_r$	$(H^\circ - H)/T_c$	$(H^\circ - H)$
	K	K	MPa	MPa	J/(mol · K)	J/mol
$\text{C}_2\text{H}_4(\text{g})$	282	1.996	5.04	1.407	2.094	591
$\text{H}_2\text{O}(\text{g})$	647	0.870	22.05	0.322	4.187	2709
$\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}(\text{g})$	514	1.095	6.15	1.153	11.72	6024

$\Delta H_1$  为反应物乙烯和水从 7.09MPa 降至 0.1MPa 引起的焓变, 即:

$$\Delta H_1 = 591 + 2709 = 3300(\text{J/mol})$$

$\Delta H_2$  为产物乙醇从 0.1MPa 上升至 7.09MPa 引起的焓变, 即:

$$\Delta H_2 = -6024(\text{J/mol})$$

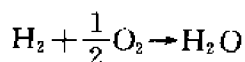
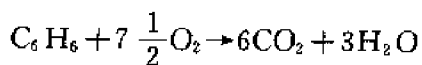
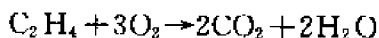
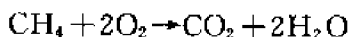
因此,  $\Delta H_{r,T,p} = 3300 - 45.877 \times 10^3 - 6024 = -48601(\text{J/mol}) = -48.60(\text{kJ/mol})$

### 4.3.2 理论燃烧温度

燃料本身所含热量及燃烧时放出的热量会使燃烧后气体的温度上升, 在完全燃烧且没有热量散发到外界的情况下, 所达到的温度称为理论燃烧温度。此温度为某一反应温度的上限, 实际温度要比此值低(因为反应可能不完全, 且有部分热量散失到外界)。

【例 4—11】 组成为  $\text{CH}_4$  85,  $\text{C}_2\text{H}_4$  3,  $\text{C}_6\text{H}_6$  3,  $\text{H}_2$  5,  $\text{N}_2$  4(摩尔分数)的天然气, 进料温度为 25℃, 试计算其与理论量的空气混合燃烧时所能达到的理论温度。

解: 天然气完全燃烧的反应如下:



(1) 物料衡算。

基准: 100mol 天然气。

完全燃烧后的产物中:

$$\text{CO}_2: 85 + 2 \times 3 + 6 \times 3 = 109(\text{mol})$$

$$\text{H}_2\text{O}: 2 \times 85 + 2 \times 3 + 3 \times 3 + 5 \times 1 = 190(\text{mol})$$

$$\text{N}_2: (2 \times 85 + 3 \times 3 + 7.5 \times 3 + 5 \times 0.5) \times 79/21 + 4 = 772(\text{mol})$$

因此, 每摩尔天然气可得  $\text{CO}_2$  1.09mol,  $\text{H}_2\text{O}$  1.90mol,  $\text{N}_2$  7.72mol, 亦即每  $1\text{m}^3$  天然气可得  $\text{CO}_2$   $1.09\text{m}^3$ ,  $\text{H}_2\text{O}$   $1.90\text{m}^3$ ,  $\text{N}_2$   $7.72\text{m}^3$ 。

(2) 热量衡算。

基准:  $1\text{m}^3$  天然气, 并设基准温度为  $25^\circ\text{C}$ 。

天然气带入热量  $Q_1$ :  $Q_1 = \sum m_i C_{pi} \Delta t = 0$

空气带入热量  $Q_2$ :  $Q_2 = m c_p \Delta t = 0$

燃烧时放出热量  $Q_3$ :

$\text{CH}_4$ :  $0.85 \times 8560 = 7276(\text{kcal}) = 30.44(\text{MJ})$

$\text{C}_2\text{H}_4$ :  $0.03 \times 14480 = 434(\text{kcal}) = 1.82(\text{MJ})$

$\text{C}_6\text{H}_6$ :  $0.03 \times 33490 = 1005(\text{kcal}) = 4.2(\text{MJ})$

$\text{H}_2$ :  $0.05 \times 2582 = 129(\text{kcal}) = 0.54(\text{MJ})$

即  $Q_3 = 37(\text{MJ})$ 。

上述计算中燃烧热的单位为  $\text{kcal}/\text{m}^3$ 。

燃烧后气体产物所含热量  $Q_4$ :

$$Q_4 = \sum m_i c_{pi} (T_e - T_d)$$

其中  $T_e$  为理论燃烧温度,  $\text{K}$ ;  $T_d$  为环境温度,  $\text{K}$ 。

查文献得各组分的体积定压热容 ( $\text{kcal}/(\text{m}^3 \cdot ^\circ\text{C})$ ):

$\text{CO}_2$ :  $0.406 + 9 \times 10^{-5} t$

$\text{H}_2\text{O}$ :  $0.373 + 5 \times 10^{-5} t$

$\text{N}_2$ :  $0.302 + 2.2 \times 10^{-5} t$

其中的  $t$  为温度, 单位为摄氏度,  $^\circ\text{C}$ 。对于本题,  $t = T_e$ 。

$$\begin{aligned} \text{所以有: } Q_4 &= 4.187 [1.09 \times (0.406 + 9 \times 10^{-5} t) + 1.90 \times (0.373 + 5 \times 10^{-5} t) + \\ &\quad 7.72 \times (0.302 + 2.2 \times 10^{-5} t)] \times (t - 25) \\ &= 37000 \end{aligned}$$

解得:  $T_e = t = 2107(^\circ\text{C})$

### 4.3.3 燃料的燃烧热

若根据燃烧元素成分来计算燃烧热时, 工程上常采用门捷列夫公式:

$$Q_{\min} = 339.3C + 1256H - 109(O - S) - 25.2(9H - W) \quad (4-43)$$

式中  $C, H, O, S, W$ ——燃料中碳、氢气、氧气、硫及水的质量浓度, 以质量分数计;

$Q_{\min}$ ——燃料燃烧热的最低值,  $\text{kJ}$ 。

假设由于燃烧而产生的水分以及燃料中所含的水分都被冷凝成液态水, 离开的烟道气也被冷却到燃料的初始温度, 其计算所得的燃烧热称为燃烧热的最大值:

$$Q_{\max} = Q_{\min} + 25.2(9H - W) \quad (4-44)$$

燃料燃烧时, 空气的理论消耗量按式(4-45)计算:

$$G = 0.116C + 0.348H + 0.0435(S - O) \quad (4-45)$$

湿空气所带的热量按式(4-46)计算:

$$Q_{\text{air}} = \alpha G (1.02 + 1.95X) t_{\text{air}} \quad (4-46)$$

式中  $\alpha$ ——空气的过量比, 一般固体燃料,  $\alpha$  在  $1.3 \sim 1.7$  范围; 液体燃料,  $\alpha$  在  $1.1 \sim 1.2$  范围; 气体燃料,  $\alpha$  在  $1.0 \sim 1.2$  范围;

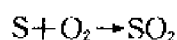
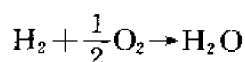
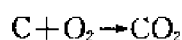
$X$ ——空气的湿含量,  $\text{kg}(\text{水})/\text{kg}(\text{干空气})$ ;

$t_{\text{air}}$ ——燃料燃烧用空气的温度。

式中的 1.02 是空气的质量定压热容,单位为  $\text{kJ}/(\text{kg} \cdot \text{K})$ 。

【例 4-12】 已知页岩组成(质量分数)为 C 70,  $\text{H}_2$  6.5,  $\text{O}_2$  10, S 2,  $\text{N}_2$  1, 灰分 5.5,  $\text{H}_2\text{O}$  5。空气过量比为 1.55, 空气的相对湿度为 100%。在  $25^\circ\text{C}$  时空气的湿含量为  $23.1\text{g}/\text{m}^3$  (干空气)。页岩和空气初温均为  $25^\circ\text{C}$ , 操作条件下干空气的密度取  $1.2928\text{kg}/\text{m}^3$ , 由炉壁传出和炉渣带走的热量(热损失)为总量的 8%。试估算页岩的燃烧温度。

解:页岩的燃烧反应:



基准:1kg 页岩。

根据式(4-43),页岩最低燃烧热:

$$Q_{\text{min}} = 339.3 \times 70 + 1256 \times 6.5 - 109(10 - 2) - 25.2(9 \times 6.5 - 5) = 29694.8(\text{kJ}/\text{kg})$$

页岩的平均质量定压热容为  $0.78\text{kJ}/(\text{kg} \cdot \text{K})$ , 1kg 页岩在温度为  $25^\circ\text{C}$  下带入的热量:

$$Q_1 = 1 \times 0.78 \times 25 = 19.5(\text{kJ})$$

根据式(4-45),空气理论消耗量:

$$G = 0.116 \times 70 + 0.348 \times 6.5 + 0.0435(2 - 10) = 10.03(\text{kg})$$

或  $V = 10.03/1.2928 = 7.76(\text{m}^3)$  (1.2928 为干空气在略为正压和  $25^\circ\text{C}$  时的密度)。

其中:

$$\text{N}_2: 7.76 \times 0.79 = 6.13(\text{m}^3)$$

$$\text{O}_2: 7.76 \times 0.21 = 1.63(\text{m}^3)$$

空气带入炉子的热量按式(4-46)计算, 1kg 干空气所含水量为:

$$X = 23.1 \times 7.76/10.03 = 17.9(\text{g}) = 0.0179(\text{kg})$$

$$Q_{\text{air}} = 1.55 \times 10.03 \times (1.02 + 1.95 \times 0.0179) \times 25 = 410(\text{kJ})$$

总热量:  $Q_1 = 29694.8 + 19.5 + 410 = 30124.3(\text{kJ})$

热损失:  $Q_L = 30124.3 \times 0.08 = 2410(\text{kJ})$

烟道气的热量:  $Q = Q_1 - Q_L = 30124.3 - 2410 = 27714(\text{kJ})$

于是可得燃烧产物的组成,见表 4.8。

表 4.8 燃烧产物的组成

页岩和空气的组分		燃烧产物, kmol				
组分	摩尔数, kmol	$\text{CO}_2$	$\text{H}_2\text{O}$	$\text{SO}_2$	$\text{N}_2$	$\text{O}_2$
C	$0.7/12=0.0583$	0.0583	—	—	—	—
$\text{H}_2$	$0.065/2=0.033$	—	0.0325	—	—	—
S	$0.02/32=0.000625$	—	—	0.000625	—	—
$\text{N}_2$ (页岩中)	$0.01/28=0.000357$	—	—	—	0.000357	—
$\text{N}_2$ (空气中)	$6.13 \times 1.55/22.4=0.4242$	—	—	—	0.4242	—
$\text{O}_2$ (过量)	$1.63 \times 0.55/22.4=0.0400$	—	—	—	—	0.0400
$\text{H}_2\text{O}$ (空气中)	$1.55 \times 10.03 \times 0.0179/18=0.01546$	—	0.01546	—	—	—
合计		0.0583	0.0480	0.000625	0.4246	0.0400

又查得各气体的焓值见表 4.9。

表 4.9 各气体的焓

kJ/kmol

组 分	1300℃	1400℃	组 分	1300℃	1400℃
H <sub>2</sub>	39300	42600	CO <sub>2</sub>	66800	72700
O <sub>2</sub>	43400	47600	H <sub>2</sub> O	52200	56800
N <sub>2</sub>	41600	45600	SO <sub>2</sub>	67900	73800

试差求解燃烧温度：

设燃烧温度为 1300℃，则烟道气热量为：

$$\begin{aligned}
 Q' &= 0.0583 \times 66800 + 0.0480 \times 52200 + 0.000625 \times 67900 \\
 &\quad + 0.4246 \times 41600 + 0.0400 \times 43400 \\
 &= 25342(\text{kJ}) > Q = 27714(\text{kJ})
 \end{aligned}$$

设燃烧温度为 1400℃，则烟道气热量为：

$$\begin{aligned}
 Q'' &= 0.0583 \times 72700 + 0.0480 \times 56800 + 0.000625 \times 73800 \\
 &\quad + 0.4246 \times 45600 + 0.0400 \times 47600 \\
 &= 28277(\text{kJ}) < Q = 27715(\text{kJ})
 \end{aligned}$$

显然，其温度应在 1300~1400℃之间，采用内插法得：

$$t = 1300 + \frac{27714 - 25342}{28277 - 25342} \times (1400 - 1300) = 1377(^{\circ}\text{C})$$

## 4.4 物料衡算与热量衡算的联算

在化工过程中，有些过程可先由物料衡算方程式求解出各物流的流量和组成，然后再进行能量衡算，此时，物料平衡方程的变量与能量平衡方程的变量无关。

然而，当物料衡算方程的变量（流量和组成）与能量衡算方程的变量（温度、压力、焓、传热速率等）相关联时，物料平衡与能量平衡就不可能分开求解，必须将二者联立一起求解物、热衡算方程组。

**【例 4-13】** 将某种原油加热到 510K，以 0.01m<sup>3</sup>/h 的流量加到一实验室蒸馏塔的闪蒸区里，闪蒸区的绝对压力为 110kPa。试计算汽化率、顶流及底流的量。假设气相和液相处于平衡状态。

**解：**显然，此题因缺少足够的已知条件，不能单独采用物料衡算方程求解。现就此题简要阐述其计算方法和步骤。

(1) 选择计算方法。

油品的密度、比热容、汽化潜热和汽化率等与闪蒸区的温度有关，可作为闪蒸区温度的函数。因此，不妨假设一个汽化率，依据相平衡关系对应一个相应的闪蒸区温度，然后作出能量衡算来进行校对，最后完成物料衡算。显然，应采用物热联算的方法。

(2) 假设一个汽化率（或闪蒸区温度），查找在此条件下系统的数据。

第一次假设汽化率为 30%(体积分数),查得此油相应的闪蒸区温度为 483K,在此闪蒸温度下油品的部分物性数据见表 4.10。

表 4.10 油品的部分物性数据

项 目	汽化部分(顶流)	未汽化部分(底流)	进 料
密度, kg/m <sup>3</sup>	750	892	850
比热容, kJ/(kg · K)	2.89	2.68	2.85
潜热, kJ/kg	291	—	—

(3)作出能量衡算。

基准:483K,0.01m<sup>3</sup>/h。

进料带入系统的能量  $Q_1$  :

$$Q_1 = 0.01 \times 850 \times 2.85 \times (510 - 483) = 654(\text{kJ/h})$$

顶流与底流带出系统的能量  $Q_2$  :

$$\begin{aligned} Q_2 &= 0.01 \times 0.3 \times 750 \times [291 + 2.89 \times (483 - 483)] \\ &\quad + 0.01 \times 0.7 \times 892 \times 2.86 \times (483 - 483) \\ &= 655(\text{kJ/h}) \end{aligned}$$

$Q_1 \approx Q_2$ ,此结果满足设计计算精度,故汽化率为 30%是正确的。

(4)作出物料衡算。

进料:  $0.01 \times 850 = 8.5(\text{kg/h})$

出料:  $\begin{cases} \text{顶流: } 0.01 \times 0.3 \times 750 = 2.25(\text{kg/h}) \\ \text{底流: } 0.01 \times 0.7 \times 892 = 6.24(\text{kg/h}) \end{cases}$

$8.5 = 2.25 + 6.24$ ,满足计算精度要求。

#### 4.4.1 合成氨生产中脱碳塔的物热联算

无论是以固体原料或以烃类原料制氨,经 CO 变换后所得粗原料气中均含有一定数量的 CO<sub>2</sub>;有些用于制取合成氨原料气的含烃气体(如天然气、焦炉气等)本身就含有较多的 CO<sub>2</sub>。为了将原料气加工成纯净的 H<sub>2</sub> 和 N<sub>2</sub>,必须将这些 CO<sub>2</sub> 从粗原料气中除去。此外,CO<sub>2</sub> 还是生产尿素、纯碱、碳铵等产品的原料,而且还可以将其加工成干冰用于其他部门。因此,从粗原料气中分离并回收 CO<sub>2</sub> 尤为重要。

工业上把脱除 CO<sub>2</sub> 的过程称为“脱碳”。目前,工业脱碳的方法很多,其中碳酸丙烯酯(简称为 PC)脱碳在中小型合成氨厂被广泛采用。本题针对碳丙脱碳塔进行物热衡算,为碳丙脱碳塔的工艺结构设计作准备。

**【例 4-14】** 已知:(1)每吨氨耗变换气近似取 4278m<sup>3</sup>(STP)(简记为 4278m<sup>3</sup>(STP)变换气/t 氨,下同);(2)变换气组成为:CO<sub>2</sub> 28.0,CO 2.5,H<sub>2</sub> 47.2,N<sub>2</sub> 22.3(均为体积分,下同,其他组分被忽略);(3)要求出塔净化气中 CO<sub>2</sub> 的浓度不超过 0.5%;(4)PC 吸收剂的入塔浓度根据操作情况选取;(5)气液两相的入塔温度均选定为 30℃;(6)操作压力(塔底)为 2.8MPa(绝);(7)年工作日为 330d,每天 24h 连续运行。试作出脱碳塔的物料衡算和热量衡算。

解:本题的物料衡算涉及吸收的气液相平衡。因出塔液的温度未知,故出塔气液的相平衡难以确定,需物热联算。

(1)计算前的准备。

依照:年工作日以 330d,每天以 24h 连续运行计,共运行  $330 \times 24 = 7920(\text{h})$ ,此处按 8000h/a 计算。

合成氨:  $(40000\text{t/a})/(8000\text{h/a}) = 5.0(\text{t/h})$

变换气:  $4278[\text{m}^3(\text{STP})/(\text{变换气})/\text{t 氨}]$  变换气的组成及分压见表 4.11。

表 4.11 变换气的组成及分压

进塔变换气	CO <sub>2</sub>	CO	H <sub>2</sub>	N <sub>2</sub>	合计
体积分数, %	28.0	2.5	47.2	22.3	100
组分分压, MPa	0.784	0.070	1.3216	0.6244	2.800
组分分压, kgf/cm <sup>2</sup>	7.9928	0.7136	13.4736	6.3657	28.5457
组分分压, atm	7.7375	0.6908	13.0432	6.1623	27.6338

① CO<sub>2</sub> 在 PC 中的溶解度关系。

因为是高浓度气体吸收,故吸收塔内 CO<sub>2</sub> 的溶解热应予考虑。现假设出塔气的温度与入塔液的温度相同,为  $T_{V2} = 30(^{\circ}\text{C})$  (出塔气温度比入塔液温度略高,高出部分的焓变可忽略),出塔液的温度为  $T_{L1} = 35(^{\circ}\text{C})$ ,并取吸收饱和度(定义为出塔溶液浓度对其平衡浓度的百分数)为 80%,然后利用物料衡算结合热量衡算验证上述温度假设的正确性。

查相关文献得 CO<sub>2</sub> 在 PC 中溶解的相平衡关系,因数据来源不同,关联式略有差异,见表 4.12 所示。

表 4.12 CO<sub>2</sub> 在 PC 中溶解的相平衡关系

经验公式	物理量单位
$\lg X_{\text{CO}_2} = \lg p_{\text{CO}_2} + \frac{644.25}{T} - 4.112$ (1-a)	$X_{\text{CO}_2}$ ——kmol (CO <sub>2</sub> )/kmol (PC); $p_{\text{CO}_2}$ ——kgf/cm <sup>2</sup> ; $T$ ——K
$\lg X_{\text{CO}_2} = \lg p_{\text{CO}_2} + \frac{701.16}{T} - 4.267$ (1-b)	$X_{\text{CO}_2}$ ——kmol(CO <sub>2</sub> )/kmol(PC); $p_{\text{CO}_2}$ ——atm; $T$ ——K
$\lg x_{\text{CO}_2} = \lg p_{\text{CO}_2} + \frac{726.90}{T} - 4.3848$ (1-c)	$x_{\text{CO}_2}$ ——摩尔分数,无因次; $p_{\text{CO}_2}$ ——atm; $T$ ——K

本文用上述关联式(1-a)计算出塔溶液中 CO<sub>2</sub> 的浓度有

$$\lg X_{\text{CO}_2} = \lg 7.9928 + \frac{644.25}{308.15} - 4.112 = -1.1186$$

$$X_{\text{CO}_2} = 0.0761 \text{ kmol}(\text{CO}_2)/\text{kmol}(\text{PC}) = \frac{0.0761 \times 22.4}{102.09/1187} = 19.82 [\text{m}^3(\text{STP})/\text{m}^3(\text{PC})]$$

其中 102.09 kg/kmol 为 PC 的摩尔质量;1187kg/m<sup>3</sup> 为出塔液的密度(近似取纯 PC 的密度)。

② PC 密度与温度的关系。

PC 密度与温度的关系：

$$\rho = 1223.3 - 1.032t \quad (2)$$

式中  $t$ ——温度,  $^{\circ}\text{C}$ ;

$\rho$ ——密度,  $\text{kg}/\text{m}^3$ 。

$t = 30^{\circ}\text{C}$ ;  $\rho_{L1} = 1192(\text{kg}/\text{m}^3)$ ;  $t = 35^{\circ}\text{C}$ ;  $\rho_{L2} = 1187(\text{kg}/\text{m}^3)$ 。

③ PC 的蒸气压。

查 PC 理化数据知, PC 蒸气压与操作总压及  $\text{CO}_2$  的气相分压相比均很小, 故可认为 PC 不挥发。

④ PC 的粘度。

$$\lg \mu = -0.822 + \frac{185.5}{T - 153.1} \quad (3)$$

式中  $T$ ——热力学温度,  $\text{K}$ 。

⑤ 其他物性将在后续计算中给出。

(2) 物料衡算。

① 各组分在 PC 中的溶解量。

查各组分在操作总压为  $2.8\text{MPa}$ 、操作温度为  $35^{\circ}\text{C}$  下在 PC 中的溶解度数据, 并取其相对吸收饱和度均为  $80\%$ , 将计算所得结果列于表 4.13:

表 4.13 组分溶解度与溶解气体组成的体积分数

组 分	$\text{CO}_2$	$\text{CO}$	$\text{H}_2$	$\text{N}_2$	合 计
组分分压, $\text{MPa}$	0.784	0.070	1.3216	0.6244	2.800
溶解度, $\text{m}^3(\text{STP})/\text{m}^3(\text{PC})$	19.82	0.0365	0.2408	0.4693	20.567
溶解量, $\text{m}^3(\text{STP})/\text{m}^3(\text{PC})$	15.856	0.0292	0.1926	0.3754	16.453
溶解气组成的体积分数, %	96.37	0.18	1.17	2.28	100.0

因溶解气中  $\text{CO}_2$  占到了  $96.37\%$ , 其他气体在 PC 中的溶解度很小, 故也可将除  $\text{CO}_2$  以外的组分视为惰性气体而忽略不计, 而只考虑  $\text{CO}_2$  的溶解吸收, 即将多组分的吸收简化为单组分的吸收问题。

说明: 进塔吸收液中  $\text{CO}_2$  的残值取  $0.2\text{m}^3(\text{STP})/\text{m}^3(\text{PC})$ , 故计算  $\text{CO}_2$  的实际溶解量时应将其扣除。其他组分本身溶解度就很小, 经解吸后的残值完全可被忽略。

$\text{CO}_2$  溶解量的计算如下:

前已算出  $35^{\circ}\text{C}$  时  $\text{CO}_2$  在 PC 中的平衡溶解度:  $X_{\text{CO}_2} = 19.82[\text{m}^3(\text{STP})/\text{m}^3(\text{PC})]$

PC 对  $\text{CO}_2$  的实际溶解能力为:  $19.82 \times 0.8 - 0.2 = 15.656[\text{m}^3(\text{STP})/\text{m}^3(\text{PC})]$

② 溶剂夹带量。

以  $0.3\text{m}^3(\text{STP})/\text{m}^3(\text{PC})$  计, 各组分被夹带的量如下:

$\text{CO}_2$ :  $0.3 \times 0.28 = 0.084[\text{m}^3(\text{STP})/\text{m}^3(\text{PC})]$

$\text{CO}$ :  $0.3 \times 0.025 = 0.0075[\text{m}^3(\text{STP})/\text{m}^3(\text{PC})]$

$\text{H}_2$ :  $0.3 \times 0.472 = 0.1416[\text{m}^3(\text{STP})/\text{m}^3(\text{PC})]$



$$N_2: \quad 0.3 \times 0.223 = 0.0669 [\text{m}^3(\text{STP})/\text{m}^3(\text{PC})]$$

③ 溶液带出的气量。

溶液带出的气量为夹带量与溶解量之和：

CO <sub>2</sub> :	0.084 + 15.656 = 15.740 [m <sup>3</sup> (STP)/m <sup>3</sup> (PC)]	95.07%
CO:	0.0075 + 0.0292 = 0.0367 [m <sup>3</sup> (STP)/m <sup>3</sup> (PC)]	0.22%
H <sub>2</sub> :	0.1416 + 0.1926 = 0.3342 [m <sup>3</sup> (STP)/m <sup>3</sup> (PC)]	2.02%
N <sub>2</sub> :	0.0669 + 0.3754 = 0.4423 [m <sup>3</sup> (STP)/m <sup>3</sup> (PC)]	2.69%
	16.5562 [m <sup>3</sup> (STP)/m <sup>3</sup> (PC)]	100%

④ 出脱碳塔净化气量。

以  $V_1$ 、 $V_2$ 、 $V_3$  分别代表进塔、出塔及溶液带出的总气量，以  $y_1$ 、 $y_2$ 、 $y_3$  分别代表 CO<sub>2</sub> 相应的体积分数，对 CO<sub>2</sub> 作物料衡算有：

$$V_1 = V_2 + V_3$$

$$V_1 y_1 = V_2 y_2 + V_3 y_3$$

联立两式解之得：

$$V_3 = \frac{V_1 (y_1 - y_2)}{y_3 - y_2} = \frac{4278 \times 5.0 \times (0.28 - 0.005)}{0.9507 - 0.005} = 6220 [\text{m}^3(\text{STP})/\text{h}]$$

$$V_2 = V_1 - V_3 = 21390 - 6220 = 15170 [\text{m}^3(\text{STP})/\text{h}]$$

⑤ 计算 PC 循环量。

因每 m<sup>3</sup>PC 带出 CO<sub>2</sub> 为 15.74m<sup>3</sup>(STP)，故有：

$$\begin{aligned} L &= \frac{V_3 y_3}{15.74} = \frac{6220 \times 0.9507}{15.74} = 375.7 (\text{m}^3/\text{h}) \\ &= 375.7 \times 1187 \\ &= 445956 (\text{kg}/\text{h}) \end{aligned}$$

塔底操作的气液比为  $V_1/L = 21390/375.7 = 56.94 [\text{m}^3(\text{STP})/\text{m}^3]$

⑥ 带出气体的质量流量。

夹带气量： $375.7 \times 0.3 = 112.7 [\text{m}^3(\text{STP})/\text{h}]$

夹带气的平均相对分子质量： $\bar{M}_1 = 44 \times 0.28 + 28 \times 0.025 + 2 \times 0.472 + 28 \times 0.223$   
 $= 20.208 (\text{kg}/\text{kmol})$

夹带气的质量流量： $112.7 \div 22.4 \times 20.208 = 101.7 (\text{kg}/\text{h})$

溶解气量： $6220 - 112.7 = 6107.3 [\text{m}^3(\text{STP})/\text{h}]$

溶解气的平均相对分子质量： $\bar{M}_2 = 44 \times 0.9637 + 28 \times 0.0018 + 2 \times 0.0117 + 28 \times 0.0228$   
 $= 43.115 (\text{kg}/\text{kmol})$

溶解气的质量流量： $6107.3 \div 22.4 \times 43.115 = 11755.2 (\text{kg}/\text{h})$

带出气体的总质量流量： $101.7 + 11755.2 = 11856.9 (\text{kg}/\text{h})$

⑦ 验算吸收液中 CO<sub>2</sub> 残量为 0.2m<sup>3</sup>(STP)/m<sup>3</sup>(PC)时净化气中 CO<sub>2</sub> 的含量。

取脱碳塔阻力降为 0.5kgf/cm<sup>2</sup>，则塔顶压力为  $28.5457 - 0.5 = 28.0457 (\text{kgf}/\text{cm}^2)$ ，对应 CO<sub>2</sub> 的分压为：

$$p_{\text{CO}_2} = 28.0457 \times 0.005 = 0.1402 (\text{kgf/cm}^2)$$

与此分压呈平衡的  $\text{CO}_2$  液相浓度为：

$$\lg X_{\text{CO}_2} = \lg 0.1402 + (644.25/303.15) - 4.112 = -2.840$$

$$X_{\text{CO}_2} = 0.001445 [\text{kmol}(\text{CO}_2)/\text{kmol}(\text{PC})]$$

$$= (0.001445 \times 22.4) / (102.09/1192)$$

$$= 0.378 [\text{m}^3(\text{STP})/\text{m}^3(\text{PC})] > 0.2 [\text{m}^3(\text{STP})/\text{m}^3(\text{PC})]$$

式中,1192 为吸收液在塔顶  $30^\circ\text{C}$  时的密度,近似取纯 PC 液体的密度值。计算结果表明,要使得出塔净化气中  $\text{CO}_2$  的浓度不超过 0.5%,则入塔吸收液中  $\text{CO}_2$  的极限浓度可达  $0.378 \text{m}^3(\text{STP})/\text{m}^3(\text{PC})$ ,本设计取值正好在其所要求的范围之内,故选取值满足要求。

⑧ 出塔气体的组成。

出塔气体的体积流量应为入塔气体的体积流量与 PC 带走气体的体积流量之差。

$\text{CO}_2$ :	$21390 \times 0.28 - 15.74 \times 375.7 = 75.682$	$[\text{m}^3(\text{STP})/\text{h}]$	0.50%
$\text{CO}$ :	$21390 \times 0.025 - 0.0367 \times 375.7 = 520.962$	$[\text{m}^3(\text{STP})/\text{h}]$	3.43%
$\text{H}_2$ :	$21390 \times 0.472 - 0.3342 \times 375.7 = 9970.521$	$[\text{m}^3(\text{STP})/\text{h}]$	65.73%
$\text{N}_2$ :	$21390 \times 0.223 - 0.4453 \times 375.7 = 4602.671$	$[\text{m}^3(\text{STP})/\text{h}]$	30.34%
	15169.836	$[\text{m}^3(\text{STP})/\text{h}]$	100.00%

出塔气的平均相对分子质量:  $\bar{M}_2 = 44 \times 0.005 + 28 \times 0.0343 + 2 \times 0.6573 + 28 \times 0.3034 = 10.99 (\text{kg/kmol})$

出塔气的质量流量:  $L_{V2} = 15169.8 \div 22.4 \times 10.99 = 7442.7 (\text{kg/h})$

(3) 热量衡算。

在物料衡算中曾假设出塔液相的温度为  $35^\circ\text{C}$ ,现通过热量衡算对出塔溶液的温度进行校核,看其是否为  $35^\circ\text{C}$ (出塔气相的温度本身变化不大,且其焓值相对较小,温升引起的焓变可不予考虑),如果校核结果是出塔液相温度偏离  $35^\circ\text{C}$  较大,则应调整出塔液相的温度、溶剂吸收饱和度和溶剂循环量,以使热量衡算得到的结果与物料衡算所作的假设大致相等或完全一致。具体计算步骤如下:

① 混合气体的摩尔定压热容  $c_{pmV}$

因难以查到真实气体的摩尔定压热容,考虑到气体的压力并非很高,故可借理想气体的摩尔定压热容公式近似计算。理想气体的摩尔定压热容公式为:  $c_{pmi} = a_i + b_i T + c_i T^2 + d_i T^3$ ,其温度系数见表 4.14。

表 4.14 各气体组分摩尔定压热容公式中的温度系数

组 分	$a$	$b$	$c$	$d$	$c_{pmi}(30^\circ\text{C})$
$\text{CO}_2$	4.728	$1.754 \times 10^{-2}$	$-1.338 \times 10^{-5}$	$4.097 \times 10^{-9}$	8.930/37.39
$\text{CO}$	7.373	$-0.307 \times 10^{-2}$	$6.662 \times 10^{-6}$	$-3.037 \times 10^{-9}$	6.970/29.18
$\text{H}_2$	6.483	$2.215 \times 10^{-3}$	$-3.298 \times 10^{-6}$	$1.826 \times 10^{-9}$	6.902/28.90
$\text{N}_2$	7.440	$-0.324 \times 10^{-2}$	$6.4 \times 10^{-6}$	$-2.79 \times 10^{-9}$	8.933/37.40

注:表中  $c_{pm}$  的单位为  $\text{kcal}/(\text{kmol} \cdot ^\circ\text{C})$  或  $\text{kJ}/(\text{kmol} \cdot ^\circ\text{C})$ 。

进出塔气体的摩尔定压热容为：

$$\begin{aligned}
 c_{pmV1} &= \sum c_{pmi} y_i \\
 &= 37.39 \times 0.28 + 29.18 \times 0.025 + 28.90 \times 0.472 + 37.40 \times 0.223 \\
 &= 33.18 [\text{kJ}/(\text{kmol} \cdot ^\circ\text{C})] \\
 c_{pmV2} &= \sum c_{pmi} y_i \\
 &= 37.39 \times 0.005 + 29.18 \times 0.0343 + 28.90 \times 0.6573 + 37.40 \times 0.3034 \\
 &= 31.53 [\text{kJ}/(\text{kmol} \cdot ^\circ\text{C})]
 \end{aligned}$$

② 液体的质量定压热容  $c_{pL}$ 。

溶解气体占溶液的质量分数： $\frac{(15.656 \div 22.4) \times 43.10}{1187} = 0.025$  (1187 为  $35^\circ\text{C}$  纯 PC 的密度，单位  $\text{kg}/\text{m}^3$ )

其量很少，因此可用纯 PC 的密度作为溶液的密度 (其他物性亦如此)。

通过文献查得纯 PC 的质量定压热容：

$$c_{pL} = 1.39 + 0.00181(t - 10) [\text{kJ}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})] \quad (4)$$

据此算得：

$$c_{pL1} = 1.435 [\text{kJ}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})]$$

$$c_{pL2} = 1.426 [\text{kJ}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})]$$

③  $\text{CO}_2$  的溶解热  $Q_s$ 。

通过文献查得  $\Delta H_{\text{CO}_2} = 14654 [\text{kJ}/\text{kmol}(\text{CO}_2)]$  (实验测定值)。

$\text{CO}_2$  在 PC 中的溶解量为  $15.656 \times 375.7 = 5882 [\text{m}^3(\text{STP})/\text{h}] = 262.6 (\text{kmol}/\text{h})$

故  $Q_s = 14654 \times 262.6 = 3847957 (\text{kJ}/\text{h})$ 。

④ 出塔溶液的温度  $T_{L1}$ 。

全塔热量衡算有：带入的热量 ( $Q_{V1} + Q_{L2}$ ) + 溶解热量 ( $Q_s$ ) = 带出的热量 ( $Q_{V2} + Q_{L1} + Q_{V\text{夹}}$ )。

$$\begin{cases}
 Q_{V1} = V_1 c_{pmV1} (T_{V1} - T_0) = (21390/22.4) \times 33.18 \times 30 = 950518 (\text{kJ}/\text{h}) \\
 Q_{L2} = L_2 c_{pL2} (T_{L2} - T_0) = (445956 + 147.6) \times 1.426 \times 30 = 19084312 (\text{kJ}/\text{h}) \\
 Q_s = 3847957 (\text{kJ}/\text{h}) \\
 Q_{V2} = V_2 c_{pmV2} (T_{V2} - T_0) = (15169.8/22.4) \times 31.53 \times 30 = 640585 (\text{kJ}/\text{h}) \\
 Q_{L1} = L_1 c_{pL1} (T_{L1} - T_0) = 457858.8 \times 1.435 T_{L1} = 657027.4 T_{L1} (\text{kJ}/\text{h}) \\
 Q_{V\text{夹}} = (112.7/22.4) \times 31.34 (T_{L1} - T_0) = 157.7 T_{L1}
 \end{cases}$$

式中， $L_1 = 445956 + 147.6 + 11755.2 = 457858.8 (\text{kJ}/\text{h})$

热量平衡： $950518 + 19084312 + 3847957 = 640585 + 657027.4 T_{L1} + 157.7 T_{L1}$

由此解得： $T_{L1} = 35.37 (^\circ\text{C})$ ， $Q_{V\text{夹}} = 5577 (\text{kJ}/\text{h})$ 。

$Q_{L1} = 897807 + 19084312 + 3847957 - 640585 - 5577 = 23236625 (\text{kJ}/\text{h})$

与假设接近，可以接受。若要使计算值与假设值完全相等，需重新试差重复上述物料衡算与

热量衡算的步骤,直至满足要求为止。此项工作可在计算机上完成,此处不再作重新调整计算。

⑤ 最终的衡算结果汇总于表 4.15。

表 4.15 物热衡算结果汇总表

输 入 项					输 出 项				
入塔气及其组成(30℃)					出塔气及其组成(大约 30℃)				
$V_1=21390[\text{m}^3(\text{STP})/\text{h}]=19296.8(\text{kg}/\text{h})$ $Q_{v1}=950518(\text{kJ}/\text{h}) \quad \bar{M}_1=20.208$					$V_2=15170[\text{m}^3/(\text{STP})/\text{h}]=7442.7(\text{kg}/\text{h})$ $Q_{v2}=640585(\text{kJ}/\text{h}) \quad \bar{M}_2=10.99$				
CO <sub>2</sub>	CO	H <sub>2</sub>	N <sub>2</sub>	21390	CO <sub>2</sub>	CO	H <sub>2</sub>	N <sub>2</sub>	15170
5989.2	534.75	10096.08	4769.97	m <sup>3</sup> (STP)/h	75.85	520.96	9970.5	4602.7	m <sup>3</sup> (STP)/h
28.0	2.5	47.2	22.3	100%	0.5	3.43	65.73	30.34	100%
入塔液及其组成(30℃)					出塔液及溶解气组成(35℃)				
$L_2=445956+147.6=446103.6(\text{kg}/\text{h})$ $Q_{L2}=19084312(\text{kJ}/\text{h})$					$L_1=446103.6+11755.2=457858.8(\text{kg}/\text{h})$ $Q_{L1}=23236625(\text{kJ}/\text{h}) \quad \bar{M}_s=43.115$				
CO <sub>2</sub>	CO	H <sub>2</sub>	N <sub>2</sub>	—	CO <sub>2</sub>	CO	H <sub>2</sub>	N <sub>2</sub>	6107.3
75.14	—	—	—	m <sup>3</sup> (STP)/h	5885.6	11.0	71.5	139.2	m <sup>3</sup> (STP)/h
—	—	—	—	—	96.37	0.18	1.17	2.28	100%
CO <sub>2</sub> 的溶解热					出塔液夹带气组成(35℃)				
$V_{\text{CO}_2}=5882[\text{m}^3(\text{STP})/\text{h}]=11553.8(\text{kg}/\text{h})$ $Q_s=14654 \times 262.6=3847957(\text{kJ}/\text{h})$					$V_{\text{夹}}=112.7[\text{m}^3(\text{STP})/\text{h}]=101.7(\text{kg}/\text{h})$ $Q_{v\text{夹}}=5577(\text{kJ}/\text{h}) \quad \bar{M}_{\text{夹}}=20.208$				
					CO <sub>2</sub>	CO	H <sub>2</sub>	N <sub>2</sub>	112.7
					31.56	2.82	53.2	25.1	m <sup>3</sup> (STP)/h
					28.0	2.5	47.2	22.3	100%
$G_1=465400(\text{kg}/\text{h}) \quad Q_1=23882787(\text{kJ}/\text{h})$					$G_0=465403(\text{kg}/\text{h}) \quad Q_0=23882787(\text{kJ}/\text{h})$				

#### 4.4.2 气流干燥器的物热联算

【例 4-15】 从气流干燥器来的细颗粒物料,其中含水量为 3%,要求在卧式多室流化床干燥器中干燥至 0.3%(以上均为湿基)。已知参数如下:

(1) 被干燥物料:处理湿物料量  $G_1=2500(\text{kg}/\text{h})$ ,颗粒密度  $\rho_s=1400(\text{kg}/\text{m}^3)$ ,堆积密度  $\rho_b=450(\text{kg}/\text{m}^3)$ ,干物料质量定压热容  $c_{ps}=1.256[\text{kJ}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})]$ ,临界湿含量  $X_c=0.015(\text{kg}/\text{kg})$ ,平衡湿含量近似为 0,颗粒平均直径  $d_m=0.15(\text{mm})$ ,进口温度  $\theta_1=40(^{\circ}\text{C})$ 。在干燥系统中要求收率为 99.5%(回收  $5\mu\text{m}$  以上的颗粒)。

(2) 干燥介质(空气):进预热器温度  $t_0=25(^{\circ}\text{C})$ ,初始湿度  $H_0=0.018(\text{kg}/\text{kg})$ ,进干燥器温度  $t_1=105(^{\circ}\text{C})$ 。

(3) 热源:392.4kPa 的饱和蒸汽。

采用流程为:来自气流干燥器的颗粒状物料用星形加料器加到干燥器的第一室,依次经过各室后,于  $51.5^{\circ}\text{C}$  下离开干燥器。湿空气经空气过滤器过滤后由送风机送到翅片式换热器升温到  $105^{\circ}\text{C}$  后进入干燥器,与悬浮物料接触进行传热传质后温度降到  $71.5^{\circ}\text{C}$ 。废气经旋风分

分离器净化后由抽风机排至大气。空气加热器以 392.4kPa 的饱和蒸汽作热载体。流程中采用前后抽式供气系统,维持干燥器在略为负压下操作。

解:依题意,绘制干燥流程示意图 4-12。

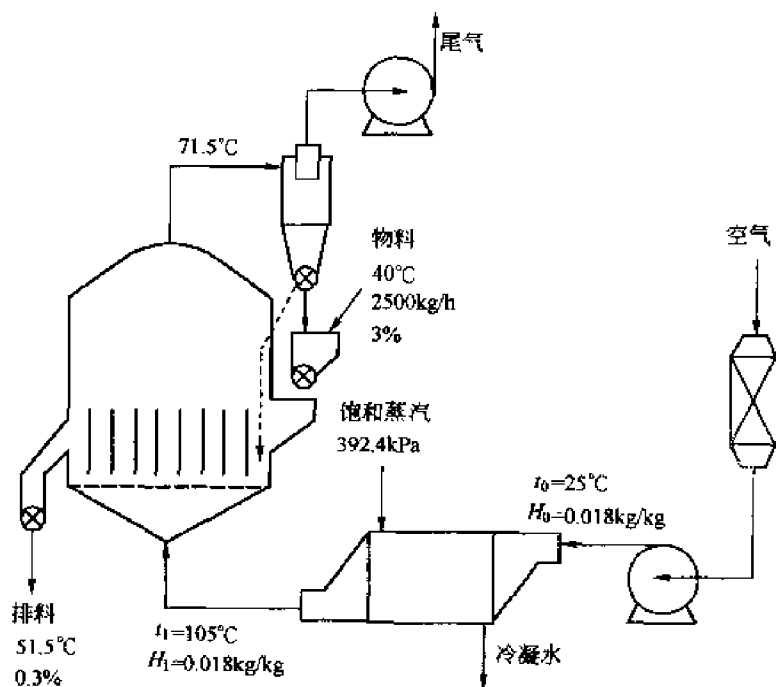


图 4-12 例 4-15 的干燥流程示意图

(1) 物料衡算:

绝干物料:  $G_c = G_1(1 - w_1) = 2500 \times (1 - 0.03) = 2425 (\text{kg/h})$

蒸发水分:  $W = G_c(X_1 - X_2) = 2425 \times (0.03093 - 0.003) = 67.73 (\text{kg/kg})$

式中,  $X_1 = \frac{3}{100-3} = 0.03093$ ,  $X_2 = \frac{0.3}{100-0.3} \approx 0.003$

空气消耗量:  $L = \frac{W}{H_2 - H_1} = \frac{67.73}{H_2 - 0.018}$

要求  $L$ , 亦即求  $H_2$ , 必须首先确定空气的出口状态, 因此需热量衡算计算出空气的出口温度。

(2) 空气和物料的出口温度。

空气的出口温度应比出口处湿球温度高出 20~50°C, 这里取 35°C, 即  $t_2 = t_{w2} + 35$ 。

由  $t_1 = 105 (^\circ\text{C})$ ,  $H_1 = 0.018 (\text{kg/kg})$  查  $H-I$  图得  $t_{w1} = 36.5 (^\circ\text{C})$ , 近似取  $t_{w2} = t_{w1} = 36.5 (^\circ\text{C})$ , 于是  $t_2 = 36.5 + 35 = 71.5 (^\circ\text{C})$ 。

物料离开干燥器的温度由式(1)计算:

$$\frac{t_2 - \theta_2}{t_2 - t_{w2}} = \frac{r_{w2}(X_2 - X^*) - c_{ps}(t_2 - t_{w2})\left(\frac{X_2 - X^*}{X_c - X^*}\right)^{\frac{r_{w2}(X_c - X^*)}{c_{ps}(t_2 - t_{w2})}}}{r_{w2}(X_c - X^*) - c_{ps}(t_2 - t_{w2})} \quad (1)$$

查水蒸气表得  $r_{w2} = 2409 (\text{kJ/kg})$ , 将有关数据代入式(1)得:

$$\frac{71.5 - \theta_2}{71.5 - 36.5} = \frac{2409 \times 0.003 - 1.256 \times (71.5 - 36.5) \times \left(\frac{0.003}{0.015}\right)^{\frac{2409 \times 0.015}{1.256 \times (71.5 - 36.5)}}}{2409 \times 0.015 - 1.256 \times (71.5 - 36.5)}$$

解得  $\theta_2 = 51.5(^{\circ}\text{C})$ 。

(3)干燥器的热量衡算。

干燥器中不补充热量,  $Q_D = 0$ , 因此可用式(2)计算:

$$Q = Q_P = Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_L \quad (2)$$

物料蒸发水分所需的热量  $Q_1$ :

$$Q_1 = W(2490 + 1.88t_2) = 67.73 \times (2490 + 1.88 \times 71.5) = 177750(\text{kJ/h}) = 49.38(\text{kW})$$

干燥产品升温所需的热量  $Q_2$ :

$$\begin{aligned} Q_2 &= G_c C_{m2}(\theta_2 - \theta_1) = G_c(C_s + 4.187X_2)(\theta_2 - \theta_1) \\ &= 2425 \times (1.256 + 4.187 \times 0.003) \times (51.5 - 40) \\ &= 35377(\text{kJ/h}) = 9.83(\text{kW}) \end{aligned}$$

空气带走的热量  $Q_3$ :

$$\begin{aligned} Q_3 &= L(1.01 + 1.88H_0)(t_2 - t_0) \\ &= L(1.01 + 1.88 \times 0.018) \times (71.5 - 25) = 48.54L(\text{kJ/h}) = 0.01348L(\text{kW}) \end{aligned}$$

干燥器的热损失  $Q_L$ :

取干燥器的热损失为有效耗热量( $Q_1 + Q_2$ )的 15%, 即:

$$Q_L = 0.15(Q_1 + Q_2) = 0.15(49.38 + 9.83) = 8.9(\text{kW})$$

提供给预热器的热量  $Q_P$ :

$$\begin{aligned} Q_P &= L(1.01 + 1.88H_0)(t_1 - t_0) \\ &= L(1.01 + 1.88 \times 0.018) \times (105 - 25) \\ &= 83.51L(\text{kJ/h}) = 0.0232L(\text{kW}) \end{aligned}$$

于是有  $0.0232L = 0.01348L + 49.38 + 9.83 + 8.9 \Rightarrow L = 7007(\text{kg/h})$

由  $L = \frac{W}{H_2 - H_1} = \frac{67.73}{H_2 - 0.018}$ , 求得  $H_2 = 0.0277(\text{kg/kg})$

(4)预热器的热负荷和加热蒸汽消耗量。

$$Q_P = 0.0232 \times 7007 = 162.5(\text{kW})$$

由水蒸气表查得 392kPa 下水蒸气的温度为  $T_s = 142.9(^{\circ}\text{C})$ , 冷凝潜热  $r = 2140(\text{kJ/kg})$ , 取预热器的热损失为有效传热量的 15%, 则蒸汽消耗量为:

$$D = \frac{162.5}{2140 \times 0.85} = 0.08933(\text{kg/s}) = 321.6(\text{kg/h})$$

干燥器的热效率为:

$$\eta = \frac{Q_1}{Q_P} \times 100\% = \frac{49.38}{162.5} \times 100\% = 30.39\%$$

## 4.5 非稳定系统的物热衡算

前面涉及的主要是连续稳定过程的物热衡算, 化工中常常会遇到诸如间歇过程、半连续过程或一般连续过程的开停车等, 这类过程的性质随着时间的改变而改变, 属于非稳定过程。而

当一个稳态过程因受外界条件的扰动或强制改变操作条件,致使进入系统的流量、温度、压力等操作参数发生改变时,也会使此连续过程短时变为非稳态过程。

对于非稳态系统,其平衡方程式中的累积项不为零,一般可用微分方程式来描述。若所描述的问题相对比较简单,方程式可用数学解析的方法求解;若问题比较复杂,则需用计算机求解。

#### 4.5.1 非稳态过程的物料衡算

设物质 A 在某一时刻进出某一系统的质量流量分别为  $F_1$  (kg/s) 和  $F_2$  (kg/s),在该系统中因化学反应生成和消耗的速率分别为  $r_1$  (kg/s) 和  $r_2$  (kg/s),  $F_1$ 、 $F_2$ 、 $r_1$ 、 $r_2$  均随时间变化。则经过  $dt$  时间后,在  $dt$  的时间段内对系统作微分物料衡算有:

$$(\text{累积量}) = (\text{输入量}) - (\text{输出量}) + (\text{生成量}) - (\text{消耗量})$$

$$dm = F_1 dt - F_2 dt + r_1 dt - r_2 dt \quad (4-47)$$

$$\frac{dm}{dt} = (F_1 - F_2) + (r_1 - r_2) \quad (4-48)$$

式(4-48)为微分质量平衡方程通式。

将其在  $t=t_1 \rightarrow t_2$  内积分得:

$$\int_{t_1}^{t_2} dm = m(t_2) - m(t_1) = \int_{t_1}^{t_2} F_1 dt - \int_{t_1}^{t_2} F_2 dt + \int_{t_1}^{t_2} r_1 dt - \int_{t_1}^{t_2} r_2 dt \quad (4-49)$$

对于无化学反应的非稳态过程,有:

$$m(t_2) - m(t_1) = \int_{t_1}^{t_2} F_1 dt - \int_{t_1}^{t_2} F_2 dt \quad (4-50)$$

例如简单蒸馏(或称微分蒸馏),因该过程是一间歇过程,各物理量随时间连续变化,所以过程描述应采用微积分的方法,如图 4-13 所示。

如果令:

$W$ ——釜中任一瞬时  $t$  的液体量, kmol;

$x$ ——任一瞬时  $t$  釜内液体中轻组分的浓度;

$y$ ——与  $x$  对应的平衡气相浓度。

在  $dt$  时间内蒸馏出的物料量为  $dW$ ,釜内液体组成由  $x \rightarrow x - dx$ 。则在  $dt$  始末的轻组分物料衡算式为:

$$Wx = ydW + (W - dW)(x - dx)$$

$$\Rightarrow (y - x)dW - Wdx + dWdx = 0$$

略去高阶无穷小量并分离变量有:

$$\frac{dW}{W} = \frac{dx}{y - x} \quad (4-51)$$

在  $x = x_1 \rightarrow x_2$ ,  $W = W_1 \rightarrow W_2$  时,对式(4-51)积分得:

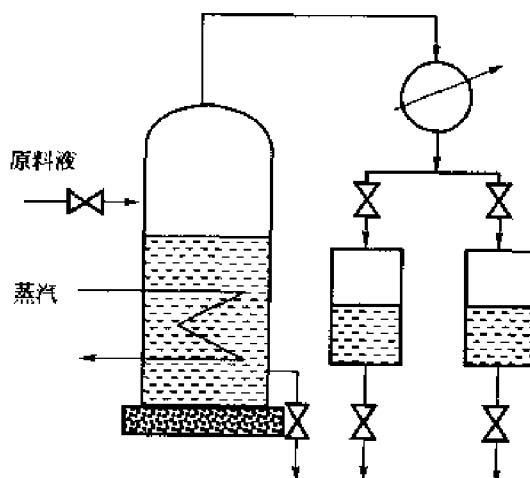


图 4-13 简单蒸馏图

$$\ln \frac{W_1}{W_2} = \int_{x_2}^{x_1} \frac{dx}{y-x} \quad (4-52)$$

**【例 4-16】** 在常压下将含苯 60%、甲苯 40% 的混合液进行平衡蒸馏，汽化率为 30%，已知物系的相对挥发度为 2.47，试求：

(1) 气、液两相的组成；

(2) 若对此混合液进行简单蒸馏，使残液浓度与平衡蒸馏相同，所得馏出物中的平均浓度为多少？馏出物占原料液的百分数为多少？

(3) 若将剩下的残液继续进行简单蒸馏，使总汽化率与平衡蒸馏相同，所得馏出物单独收集，问此馏出物中苯的平均浓度为多少？两阶段简单蒸馏所得馏出物的总平均组成如何？

**解：**平衡蒸馏亦称闪蒸，它是一个连续稳态过程，而简单蒸馏则是一个间歇的非稳态过程。

(1) 气、液两相的组成。

在作平衡蒸馏时，物料衡算式可写为：

$$y = \frac{f-1}{f}x + \frac{x_F}{f} = \frac{0.3-1}{0.3}x + \frac{0.6}{0.3} = -2.33x + 2 \quad (\text{物料平衡方程})$$

苯—甲苯物系属于理想物系，其相平衡关系可描述为：

$$y = \frac{\alpha x}{1 + (\alpha - 1)x} = \frac{2.47x}{1 + 1.47x} \quad (\text{相平衡方程})$$

前已述及，以物料衡算得到的方程称为操作线方程，式中的  $f$  为汽化率， $x_F$  为进料中苯的含量。联立上述两式求解可得：

$$\text{气相: } y = 0.743$$

$$\text{液相: } x = 0.539$$

(2) 依题意，在第一阶段简单蒸馏终了时，残液浓度  $x=0.539$ 。设第一阶段简单蒸馏终了时的残液量为  $W_2$ ，将相平衡方程中的  $y$  代入式(4-52)积分得：

$$\ln \frac{W_1}{W_2} = \frac{1}{\alpha-1} \left( \ln \frac{x_1}{x_2} + \alpha \ln \frac{1-x_2}{1-x_1} \right) = \frac{1}{1.47} \left( \ln \frac{0.6}{0.539} + 2.47 \ln \frac{1-0.539}{1-0.6} \right) = 0.312$$

$$W_2/W_1 = 0.732$$

所得馏出物占原料的百分数为：

$$\left( \frac{W_1 - W_2}{W_1} \right) \times 100\% = (1 - W_2/W_1) \times 100\% = (1 - 0.732) \times 100\% = 26.8\%$$

$$\text{馏出物的平均组成为: } \bar{y}_1 = \frac{W_1 x_1 - W_2 x_2}{W_1 - W_2} = \frac{x_1 - (W_2/W_1)x_2}{1 - W_2/W_1} = \frac{0.6 - 0.732 \times 0.539}{1 - 0.732} = 0.767$$

(3) 设第二阶段简单蒸馏终了时的残液浓度为  $x'_2$ ，则有：

$$\ln \frac{W_1}{W'_2} = \frac{1}{\alpha-1} \left( \ln \frac{x_1}{x'_2} + \alpha \ln \frac{1-x'_2}{1-x_1} \right) \Rightarrow \ln \frac{1}{0.7} = \frac{1}{1.47} \left( \ln \frac{0.6}{x'_2} + 2.47 \ln \frac{1-x'_2}{1-0.6} \right) = 0.3576$$

试差解得： $x'_2=0.5297$

两阶段所得馏出液中苯的平均浓度为：

$$\bar{y} = \frac{W_1 x_1 - W'_2 x'_2}{W_1 - W'_2} = \frac{x_1 - (W'_2/W_1)x'_2}{1 - W'_2/W_1} = \frac{0.6 - 0.7 \times 0.5297}{1 - 0.7} = 0.764$$



第二阶段所得馏出液中苯的平均浓度为：

$$\begin{aligned}\bar{y}_2 &= \frac{\bar{y}(W_1 - W'_2) - \bar{y}_1(W_1 - W_2)}{W_2 - W'_2} = \frac{\bar{y}(1 - W'_2/W_1) - \bar{y}_1(1 - W_2/W_1)}{W_2/W_1 - W'_2/W_1} \\ &= \frac{0.764 \times (1 - 0.7) - 0.767 \times (1 - 0.732)}{0.732 - 0.7} = 0.7389\end{aligned}$$

从上述计算结果可见，在馏出率相等的条件下，简单蒸馏所得馏出物的浓度比平衡蒸馏高，原因是平衡蒸馏的馏出物浓度与残液浓度呈平衡，而简单蒸馏所得到的大部分馏出物（第一阶段馏出物）与浓度较高的液体呈平衡，只有一小部分（第二阶段馏出物）与浓度低于 0.539 的液体呈平衡。

由此可见，平衡蒸馏虽然实现了过程的连续化，但同时也造成了物料的混合，其分离效果不如间歇操作的简单蒸馏。

**【例 4-17】** 如图 4-14 所示。在槽 A 中装有 NaOH 和 NaCl 的混合水溶液，现需将该溶液放入反应槽 B 中，阀 C 和阀 D 同时打开。问如槽 A 液面降至 0.3m 需要多少时间。已知槽 A 与槽 B 的直径均为 2m，管道尺寸为  $\phi 32\text{mm} \times 2.5\text{mm}$ ，溶液在管中的瞬时流速  $u = 0.7(\Delta z)^{0.5}(\text{m/s})$ ，式中  $\Delta z$  为该瞬时两槽的液面高差。

**解：**随着 A 槽液面的不断下降，两液面高差也不断减小，从而造成流体流动的推动力不断下降，致使流速不断减小。显然，此属于非稳态流动，应列微分物料衡算式求解。

设在某一瞬间，A 槽液面高度为  $z$ ，经历时间  $dt$  后，液面高度改变了  $dz$ ，在此  $dt$  时间内，对 A 槽液面以下的空间（划定体积）作物料衡算：

混合液输入速率 - 混合液输出速率 = 混合液累积速率

$$0 - 0.7\sqrt{\Delta z}A_0 = A dz/dt$$

$$\Delta z = (15 + 3) - 2 \times (3 - z) = 12 + 2z$$

式中， $A_0$ 、 $A$  分别为管和槽的内截面积。

$$\text{由此得：} dt = -\frac{A}{0.7A_0} \times \frac{dz}{\sqrt{12+2z}}$$

$$= -\frac{1}{0.7} \times \left( \frac{2000}{32 - 2.5 \times 2} \right)^2 \times \frac{dz}{\sqrt{12+2z}} = -7838 \times \frac{dz}{\sqrt{12+2z}}$$

当  $t=0 \rightarrow t$  时，则  $Z=3 \rightarrow 0.3$

$$\begin{aligned}t &= -7838 \int_3^{0.3} \frac{dz}{\sqrt{12+2z}} = -7838 \times (\sqrt{12+2z_2} - \sqrt{12+2z_1}) \bigg|_{Z_2=0.3}^{Z_1=3} \\ &= 7838 \times (\sqrt{12+2 \times 3} - \sqrt{12+2 \times 0.3}) = 5432(\text{s}) = 1.51(\text{h})\end{aligned}$$

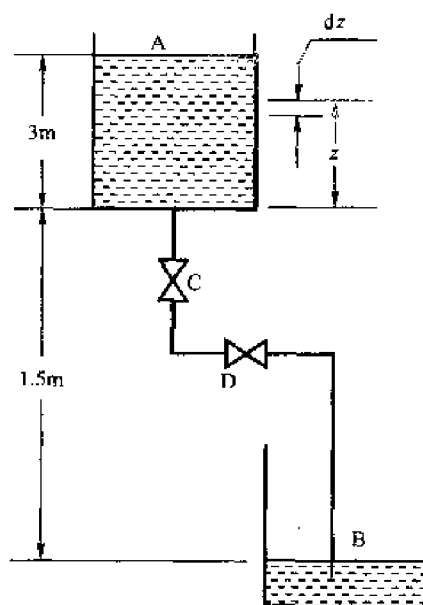


图 4-14 例 4-17 的流程示意图

### 4.5.2 非稳态过程的能量衡算

非稳态系统的能量衡算亦采用微分能量衡算表达式,因微分能量衡算的表述比较复杂,此处不予表述。下面依然举例说明非稳态系统的能量衡算方法。

【例 4—18】 现要把原料加入到容器中,并使其升到一定温度后送入反应器,但容器中只有一小的蛇管加热器。为加快升温过程,采用例 4—18 所示流程图如图 4-15 所示:原料先经外部预热器用蒸汽预热后进入容器,再经蛇管加热器进一步加热到所需温度。

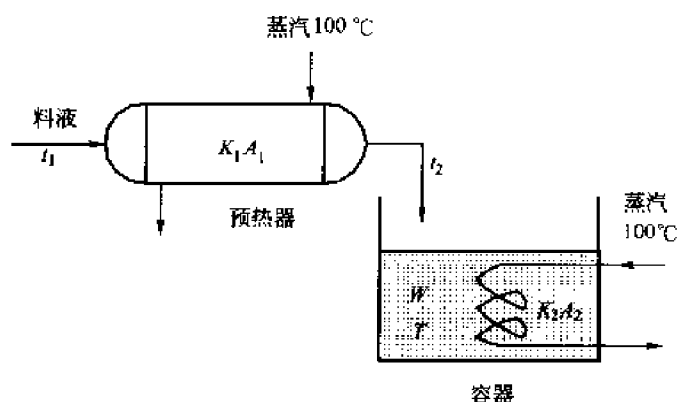


图 4-15 例 4—18 的流程示意图

已知有关参数如下:

容器中原有料液  $W_1 = 30(\text{kg})$ , 温度  $T_1 = 10(^{\circ}\text{C})$ , 添加完毕后容器中料液  $W_2 = 150(\text{kg})$ , 温度  $T_2 = 90(^{\circ}\text{C})$ , 料液添加速率  $m = 40(\text{kg/h})$ , 料液进口温度  $t_1 = 10(^{\circ}\text{C})$ , 蒸汽温度  $T_s = 100(^{\circ}\text{C})$ , 料液质量定压热容  $c_p = 4.0[\text{kJ}/(\text{kg} \cdot \text{K})]$ ,  $K_1A_1 = 17.7\text{m}^{0.6}[\text{kJ}/(\text{h} \cdot \text{K})]$  ( $m$  的单位为  $\text{kg/h}$ ),  $K_2A_2 = 160[\text{kJ}/(\text{h} \cdot \text{K})]$ 。求升温至规定温度所需的时间。

解:对预热器而言,其进出口温度恒定不变,属于稳定操作;但对容器而言,因其加热属于间歇操作,容器内料液温度随时间变化,属于非稳态过程。因此应结合物热微分衡算求解此题。

对预热器,采用传热效率—传热单元数( $\epsilon$ -NTU)法求取料液经预热器预热后的出口温度  $t_2$ 。

因为蒸汽加热,故有:

$$\epsilon = \frac{t_2 - t_1}{T_s - t_1} = 1 - \exp\left(-\frac{K_1A_1}{mc_p}\right) \Rightarrow t_2 = T_s - (T_s - t_1)\exp\left(-\frac{K_1A_1}{mc_p}\right) \quad (1)$$

设加完料液所需时间为  $\theta^*$ :

$$\theta^* = (W_2 - W_1)/m \quad (2)$$

容器中料液量  $W$ :

$$\text{当加料时间 } \theta \leq \theta^* \text{ 时: } W = W_1 + m\theta \quad (3)$$

$$\text{当加料时间 } \theta > \theta^* \text{ 时: } W = W_2 \quad (4)$$

再对容器中料液作物热衡算。记任一时刻容器中料液的温度为  $T^{\circ}\text{C}$ ,并以  $0^{\circ}\text{C}$  作为焓的计算基准。

$$\text{对容器中料液作热衡算: } \frac{d(Wc_p T)}{d\theta} = K_2 A_2 (T_s - T) + mc_p t_2 \quad (5)$$

情形 1: 当料液未加完时 ( $W = W_1 + m\theta$ ), 将式(3)、式(1)代入式(5)化简得:

$$\left(\frac{W_1}{m} + \theta\right) \frac{dT}{d\theta} = -\left(1 + \frac{K_2 A_2}{mc_p}\right) T + \left(1 + \frac{K_2 A_2}{mc_p}\right) T_s - (T_s - t_1) \exp\left(-\frac{K_1 A_1}{mc_p}\right)$$

令  $a = 1 + \frac{K_2 A_2}{mc_p}$ ,  $b = \left(1 + \frac{K_2 A_2}{mc_p}\right) T_s - (T_s - t_1) \exp\left(-\frac{K_1 A_1}{mc_p}\right)$ ,  $c = \frac{W_1}{m}$  ( $a, b, c$  为常数)。

上式简化为:

$$(c + \theta) \frac{dT}{d\theta} = -aT + b \quad (6)$$

记料液加完时的温度为  $T^* \text{ } ^\circ\text{C}$ , 则

$$\int_0^{\theta^*} \frac{d\theta}{c + \theta} = \int_{T_1}^{T^*} \frac{dT}{-aT + b}$$

$$\text{积分得: } \frac{-aT^* + b}{-aT_1 + b} = \left(\frac{c + \theta^*}{c}\right)^{-a} \Rightarrow T^* = \left(T_1 - \frac{b}{a}\right) \left(1 + \frac{\theta^*}{c}\right)^{-a} + \frac{b}{a} \quad (7)$$

情形 2: 当料液已加完毕后 ( $W = W_2$ ), 有:

$$\frac{d(Wc_p T)}{d\theta} = K_2 A_2 (T_s - T)$$

当  $\theta$  从  $\theta^* \rightarrow \theta_2$  时, 温度从  $T^* \rightarrow T_2$ , 作积分:

$$\int_{T^*}^{T_2} \frac{dT}{T_s - T} = \int_{\theta^*}^{\theta_2} \frac{K_2 A_2}{W_2 c_p} d\theta$$

化简得:

$$\theta_2 = \theta^* + \frac{W_2 c_p}{K_2 A_2} \ln \frac{T_s - T^*}{T_s - T_2} \quad (8)$$

将有关数据代入得:

$$K_1 A_1 = 17.7 \times 40^{0.6} = 162 [\text{kJ}/(\text{h} \cdot \text{K})]$$

$$t_2 = 100 - (100 - 10) \exp\left(-\frac{162}{40 \times 4.0}\right) = 67.3 (^\circ\text{C})$$

$$\theta^* = (150 - 30)/40 = 3.00 (\text{h})$$

$$a = 1 + \frac{160}{40 \times 4.0} = 2.00$$

$$b = 2 \times 100 - (100 - 10) \times \exp\left(-\frac{162}{40 \times 4.0}\right) = 167.3$$

$$c = 30/40 = 0.75$$

$$T^* = \left(10 - \frac{167.3}{2.00}\right) \left(1 + \frac{3.00}{0.75}\right)^{-2.00} + \frac{167.3}{2.00} = 80.7 (^\circ\text{C})$$

$$\theta_2 = 3.00 + \frac{150 \times 4.0}{160} \ln \frac{100 - 80.7}{100 - 90} = 5.47 (\text{h})$$

对于本题的间歇加热过程,加料速率对所需时间有很大影响。若加料速率过小,则出预热器的料液温度高,料液在容器中加热所需时间较短,但加料时间过长,使最终所需时间较长;反之,若加料速率过大,则加料时间短,但出预热器的料液温度低,料液在容器中加热所需时间过长。换句话说,存在最佳加料速率,使所需时间最短。

对本题,采用上述同样的计算方法考察加料速率对物料温度和加热时间的影响,采用计算机计算,得其结果见表 4.16,最佳加料速率范围为 25~28kg/h,使所用时间最短。

表 4.16 例 4-18 的计算结果

质量速率 $m$ , kg/h	$t_2$ , °C	$T^*$ , °C	$\theta^*$ , h	$\theta_2$ , h
70	59.9	69.4	4.71	5.91
50	64.3	76.3	2.40	5.64
40	67.3	80.7	3.00	5.48
30	71.1	85.8	4.00	5.32
29	71.5	86.3	4.14	5.31
28	72.0	86.9	4.29	5.30
26	72.9	88.0	4.62	5.30
25	73.5	88.6	4.80	5.30
24	74.0	89.1	5.00	5.31
23	74.5	89.7	5.22	5.32

## 4.6 有效能(焔)衡算

### 4.6.1 有效能衡算的目的和依据

#### 1. 有效能衡算的目的

能量有各种形态,不同形式的能量之间可以相互转换,在转换时能量是守恒的,在数值上遵循能量守恒定律(即热力学第一定律),这也就是前述热量衡算的依据。然而不同形式的能量相互转换时,还有明显的方向性和限度,即存在转换效率的问题。例如电能、机械能可以 100%地转换为热能,但要连续地使热量反方向转换为其他能量,即使在理论上转化效率也不可能达到 100%。这说明热能的转换能力与其他形式的能量相比是低质量的,而且同样是热能,条件(如温度)不同,其转换能力也不同,也就是说,能量在转换时具有量的守恒性和质的差异性。为了从量与质两个方面评价能量的价值,引入一个新的物理量——有效能,又称为可用能,用它来度量物系所具有的作功能力。

有效能的定义是:一定状态下的物系,当其变化到与周围环境处于热力学平衡状态时,它所具有的能量中能够转变为最大有用功的那部分能量,称为有效能,也称焔。

由以上定义可知,有效能是以周围环境为基准状态的,当物系处于与周围环境呈热力学平衡的状态(周围环境状态也叫“dead state”)——即物系处于“寂态”时,其有效能为零。

这里所说的热力学平衡,包括热平衡、力平衡、相平衡以及化学平衡。

有效能是物系的一种热力学性质,是状态函数,但它与内能、焓、熵、自由焓、自由能等热力学性质不同,其除了与本身状态有关外,尚与周围自然环境状态有关;而内能等只与物系本身

的状态有关。

当指定了有效能的基准状态,即热力学“寂态”后,物系的有效能只取决于物系的状态,物系的有效能具有惟一的数值。

出于能量充分合理的利用,仅仅依据热力学第一定律对化工过程作出能量衡算已不能满足现代化工装置能量系统节能的要求。用物热衡算来评价装置的能量转化、利用情况和作为工艺及设备设计的基础,已经是不够的,必须联合应用热力学第一定律和热力学第二定律对能量作出合理的分析。因为,应用热力学第一定律,仅以能量数量的守恒关系来考虑用能和节能,使人们的注意力集中于如何减少能量的排弃和泄漏,没有顾及能量品质的变化,因此不能找到能量损耗的根本原因,使节能工作受到很大的限制。20 世纪 70 年代以后迅速发展的炯衡算法(又称炯分析法)是热力学第一定律和热力学第二定律的联合应用,它指出能量消耗的实质不是能量数量的减少而是能量质量的下降。能量在传递和转化过程中虽然数量是守恒的,但是由于过程不可逆因素的存在,能量的质量(炯含量)不断下降,这是能量损耗的根本原因。能量质量下降也称能量贬值。

炯分析法是迄今为止最为完善的热力学分析方法,它可以准确地描述过程或装置在能量利用上的完善程度,并揭示其薄弱环节;它启发人们除了减少能量排泄损失外,更为重要的是设法减少过程的不可逆程度,从而减少因能量贬值而导致的炯损失。这样可为改进生产和设计提供可靠的依据,指明正确的方向和途径。

因此,化工科技工作者在掌握物料衡算与能量衡算计算方法的同时,还应熟悉炯的计算方法和炯衡算法。在化工工艺设计中要通过炯衡算核查已初步确定的工艺流程和装置的合理性,特别是涉及高品位的能量转换,还要核查换热网络的配置方面是否做到能量充分利用,必要时对流程或方案作进一步的修正和完善,以使工艺设计达到在技术上和经济上都比较先进、合理。

## 2. 有效能衡算的依据

炯衡算的理论基础是热力学第一、第二定律及其综合应用。热力学第一定律描述的是能量在转化过程中的数量守恒,热力学第二定律描述的是功和能在转化过程中的方向和限度。热力学第二定律有许多不同的然而等价的说法。对于化学化工领域,一种说法是:自发过程在适当条件下可以作功,即自动发生的过程具有对外作功的能力,如果过程是可逆的,那么将得到最大功。例如,(1)水从上而下自动流过水轮机便可得到机械功。(2)热量在自动地从高温热源传给低温热源的过程中,只要借助于热机,便可将部分(而不是全部)热能转化为功。处于任何状态下的物系,只要其温度、压力、组成等与其周围自然环境有差别,便会发生传热、膨胀、压缩、化学变化、扩散等自发过程,于是该体系也就具有一定的作功能力。

炯是能量中可以转化为有用功的部分,而能量中不能转化为有用功的部分称为熵,能量就是炯与熵的总和。炯是要花一定的代价才能获得的,而熵则比比皆是,例如大气或者天然水域所含的内能。因此,节能的正确含义就是节炯。

用能过程的热力学第二定律的基本要点为:

- (1)在一切不可逆过程中,炯转化为熵;
- (2)只有可逆过程,炯才守恒;
- (3)由熵转化为炯是不可能的。

由上述描述可见,能量消耗(确切地说是炯的消耗)的过程是不可逆的。

## 4.6.2 有效能的计算方法

### 1. 基准状态

根据有效能定义可知,要计算一个给定状态物系的有效能,必须把物系所处的周围环境加以明确规定,周围环境指定以后,物系的基准状态就确定了。周围环境状态包括温度、压力和基准物。

化工中一般选定温度为  $25^{\circ}\text{C}$ , 压力为  $101.3\text{kPa}$ , 基准物为纯水和湿空气作为基准状态。基准状态湿空气的组成规定见表 4.17。

表 4.17 基准状态湿空气的组成

组 分	$\text{N}_2$	$\text{O}_2$	$\text{CO}_2$	$\text{H}_2\text{O}(\text{g})$	Ar
摩尔分数	0.7557	0.2034	0.0003	0.0316	0.009

### 2. 有效能计算

针对不同情况可把有效能划分为物理有效能和化学有效能。任意状态的物系,如仅由于其温度和压力与环境不同时所具有的有效能称为物理有效能;而如果物系仅由于其所含组分与环境不同时所具有的有效能称为化学有效能。物系的温度和压力与环境的温度、压力一样的化学有效能,即温度、压力均分别为  $298.15\text{K}$ 、 $101.3\text{kPa}$  时,称为标准化学有效能,或简称标准有效能。

对于加热、冷却、压缩、膨胀等过程,通常只计算物系的物理有效能就可以了,因为过程前后的化学有效能无变化;对于评价自然资源和产物,由于它们的温度、压力往往与周围环境相同,因而只需考虑化学有效能;而对于有化学变化的过程、传递过程以及其他复杂问题,则需要计算物理有效能和化学有效能之和。这样,针对不同的具体问题,应采取不同的计算方法。

(1) 物理有效能的计算。

当物系的温度、压力与周围环境不同时,其有效能按式(4-53)计算:

$$E_{\text{ph}} = \Delta H - T_0(\Delta S) = H - H_0 - T_0(S - S_0) \quad (4-53)$$

式中  $E_{\text{ph}}$ 、 $H$ 、 $S$ ——给定状态下物系的有效能( $\text{J/mol}$ )、焓( $\text{J/mol}$ )、熵[ $\text{J}/(\text{mol} \cdot \text{K})$ ];

$H_0$ 、 $S_0$ 、 $T_0$ ——物系处于环境状态下的焓( $\text{J/mol}$ )、熵[ $\text{J}/(\text{mol} \cdot \text{K})$ ]和环境温度( $\text{K}$ )。

某些物质的热力学性质如水蒸气的不同温度、压力下的焓值和熵值,可以从水和水蒸气表查得。

当物系找不到合适的热力学数据时,可按式(4-54)、式(4-55)分别计算焓差和熵增量:

$$\Delta H = Q_p = \int_{T_0}^T c_{\text{pm}} dT \quad (4-54)$$

$$\Delta S = \int_{T_0}^T \frac{c_{\text{pm}}}{T} dT - R \ln \frac{p}{p_0} \quad (4-55)$$

若为混合物,摩尔定压热容可按加法求取(前已述及)。

(2) 化学有效能的计算。

当物系由于其组成与基准状态(湿空气)的组成不一致时,所具有的有效能称为化学有效能,分以下几种情况:

① 环境中所具有的组分:如  $\text{N}_2$ 、 $\text{O}_2$  等,单独存在(处于纯态)时,与基准组成是不相同的。

若其处于 25℃ 和 101.3kPa 状态,所具有的有效能称为标准有效能。

而环境湿空气中相应的组分压力均小于纯态压力(101.3kPa),需经扩散才能达到平衡,这一过程就是一个等温可逆膨胀过程,此过程所作的最大功为:

$$E_s = RT_0 \ln \frac{1}{p_i} \quad (4-56)$$

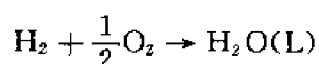
式中  $p_i$ ——环境中组分  $i$  的压力分数。

按式(4-56),可求出湿空气中各组分于纯态时的标准有效能,见表 4.18。

表 4.18 组分于纯态时的标准有效能

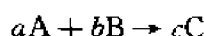
组 分	N <sub>2</sub>	O <sub>2</sub>	CO <sub>2</sub>	H <sub>2</sub> O(g)	Ar
标准有效能, kJ/mol	0.69	3.95	20.14	8.541	11.66

② 环境中不存在的组分,如 H<sub>2</sub>、CO、NH<sub>3</sub> 等,它们若在 101.3kPa 和 25℃ 下与环境达到平衡,可设法使其经过化学反应变成环境中含有的组分。例如:



其标准有效能的计算可借助于化学反应方程式和该反应生成物的标准生成自由能  $\Delta G^\circ_{f,C}$ ,并结合环境组分的标准有效能进行。

假定反应为:



此反应的生成物 C 的标准生成自由能为  $\Delta G^\circ_{f,C}$ ,因为  $\Delta G^\circ_{f,C}$  是该反应系统在 101.3kPa、25℃ 时对环境所作的最大有用功。可以把标准生成自由能看做该反应的生成物与反应物的标准有效能之差,即:

标准生成自由能 = (标准有效能)<sub>生成物</sub> - (标准有效能)<sub>反应物</sub>

$$\Delta G^\circ_{f,C} = cE^\circ_{s,C} - (aE^\circ_{s,A} + bE^\circ_{s,B}) \quad (4-57)$$

③ 化合物的标准有效能:它可以根据构成化合物的元素的标准有效能与化合物的标准生成自由能  $\Delta G^\circ_{f,C}$  按式(4-58)计算:

$$E^\circ_{s,\text{化合物}} = \Delta G^\circ_{f,C} + \sum x_i E^\circ_{s,i} \quad (4-58)$$

式中  $x_i$ ——化合物中元素的原子数目;

$E^\circ_{s,i}$ ——化合物中元素的有效能。

④ 混合物的标准有效能:由混合物中各组分的摩尔分数与纯组分的标准有效能按式(4-59)计算:

$$E^\circ_{s,\text{混合物}} = \sum y_i E^\circ_{s,i} + RT_0 \sum y_i \ln y_i \quad (4-59)$$

式中  $y_i$ ——组分的摩尔分数。

(3) 燃料的化学有效能。

由于煤、石油等可燃物质的组成很复杂,可以采用一些近似的经验公式计算。

(4) 有效能衡算和有效能损失。

对于一个过程的有效能衡算,与能量衡算相似,但对于能量衡算,输入的总能量恒等于输

出的总能量,输出项包括热损失;而对于有效能衡算,要看过程是否可逆,对于稳定流动系统,根据热力学第一定律和第二定律,可以列出如下衡算式:

对于可逆过程:

$$\sum E_{x\lambda} = \sum E_{x\text{出}} \quad (4-60)$$

对于不可逆过程:

$$\sum E_{x\lambda} = \sum E_{x\text{出}} + \sum E_{x\text{损}} \quad (4-61)$$

有效能损失包括两类:有形损失和无形损失。

① 有形损失也称外部损失,是由于过程在进行中向外排泄的物料和热量包含的损失,如生产中的废气、废水、废渣以及产品直接排放到自然环境中的能量损失。这类损失可通过物料衡算和热量衡算检验出来。

② 无形损失也称内部损失,是由于过程的不可逆因素造成能量贬值而导致有效能损失。如有温差的传热过程、有压差的流体流动过程、有浓度差传质扩散过程以及有化学位差的化学反应过程等,都会引起有效能的损失。

有效能损失的计算,可以通过对过程的所有物流和能流的有效能衡算的方法或者通过对物系与环境总熵变计算来求取,即:

$$\sum E_{x\text{损}} = T_0(\Delta S_{\text{体系}} + \Delta S_{\text{环境}}) \quad (4-62)$$

(5) 有效能效率。

为了表示实际过程或装置在能量利用上的完善程度,不仅可由能量损失的绝对量(即有效能损失)来衡量,也可以用能量损失的相对大小(即热力学效率)来加以评定。通常热力学效率有两种——热效率和有效能效率。

热效率也称能量利用率,是利用热力学第一定律计算的效率,其数学表达式为:

$$\text{能量利用率}(\eta_E) = \frac{\text{实际被利用的能量}}{\text{输入的或消耗的能量}} \quad (4-63)$$

它表示了各种形式的能量在数量上的利用程度,并未考虑不同形式的能量在品位上的高低,也未反映出能量在转化过程中的不可逆损耗。因此严格地说,热效率并不是衡量和评判过程中能量利用经济性最合理的尺度。

有效能效率也称炯利用率,是利用热力学第二定律计算的效率,其数学表达式为:

$$\text{有效能利用率}(\eta_{E_e}) = \frac{\text{输出的或提供的有效能}}{\text{输入的或消耗的有效能}} \quad (4-64)$$

式(4-64)表示不论何种形式的能量,理论上分子、分母都是同品位的能量,它真正能够作为全面衡量能量利用经济性的尺度。式中分子与分母之差即为有效能损失。对于可逆过程,内部有效能损失为零,则其有效能效率为1;而对于不可逆过程,有效能效率恒小于1。有效能效率越接近于1,有效能损失越小。

#### 4.6.3 能量流的有效能

一个化工生产过程,除了有输入、输出的物流外,还与外界进行着能量交换,把这种能量称



为能量流。它所具有的有效能,可以分为高级能量与低级能量。

高级能量:那些可以100%转化为功的能量称为高级能量。一般说高级能量全部都是有效能。凡以机械形式存在的能量都能够全部转化为有用功。包括:

$$\text{电能: } E_{\text{电}} = W_{\text{e}} = IU t$$

$$\text{动能: } E_{\text{动}} = E_{\text{e}} = \frac{1}{2} m u^2$$

$$\text{位能: } E_{\text{位}} = E_{\text{p}} = m g h$$

物系所具有的机械能可以全部用来作功,理论上是全部有用的能,因此全部为有效能。而热能是一种低级的能量,即使它通过理想的卡诺热机,也只有一部分转化为有用功,根据卡诺循环原理,其热能中的有效能为:

$$E_{\text{xQ}} = W_{\text{max}} = \left(1 - \frac{T_0}{T}\right) Q \quad (4-65)$$

#### 4.6.4 有效能衡算的方法与步骤

有效能衡算的基本方法和步骤一般为:

(1)确定有效能衡算的对象,即物系。物系可以为某个设备、某个工序或者整个生产流程,也可以是设备的某一局部。这取决于要达到的目的,和物料衡算一样,要把计算对象画出轮廓草图,标明能流和物流。例如,要想了解一个换热器的有效能损失的分布,就需要对此换热器作有效能衡算,就需要对冷、热流体的进出口所处的状态进行有效能计算,并加以衡算,从而可了解该换热过程局部的有效能损失情况和有效能效率。

(2)规定环境的基准状态,如未明确指定,即认为是  $T_0 = 298.15\text{K}$  和  $p_0 = 101.3\text{kPa}$ ,因为有效能定义已明确是针对环境而言的。

(3)物料基准:因为有效能衡算是在物料衡算及能量衡算的基础上进行的,如果物料衡算、能量衡算的基准是单位时间的物料量,则各物流、能流的数量就用流率表示(与此对应的,还有焓流率、熵流率、可用能流率等)。但也可以根据计算方便和统一比较选定,例如锅炉装置,多以单位燃料投入量为基准,所有项目如水量、产汽量、烟道气量等均折合为燃料的基准。

(4)确定输入和输出物系的各物流和能流的数量、组成、温度和压力等参数,并查寻和计算有关热力学数据,如焓、熵、单质的标准有效能、温度校正系数等。

(5)根据前述方法计算各物流和能流的有效能。

(6)进行有效能衡算,求出可用能损失的数量,算出可用能利用率,即有效能效率。

至此,已经完成了该物系的有效能衡算。如果对生产流程中的各个设备、工序均完成上述计算,那么为了查明全装置能量利用情况及薄弱环节,找出节能的主攻方向,尚应进行以下步骤:

(1)计算各设备、各工序的有效能损失和损耗在全装置中所占的相对百分比,以弄清有效能损失和损耗的分布情况。为了找出引起有效能损失和损耗的原因,应进一步把有效能损失进行分类统计。例如,要计算出由于散热和“三废”排放引起的外部损失和过程内部的不可逆性引起的内部损耗各为多少,而在计算内部不可逆因素引起的损耗时,还要分别统计传热、传质、节流、化学反应等引起的损耗各占多少,等等。

(2)将有效能衡算结果列成表格,并画成有效能流图将其表示出来。

#### 4.6.5 稳态流动体系的焓衡算式

##### 1. 稳态过程的焓衡算式

稳态流动系统的各焓流如图 4-16 所示。

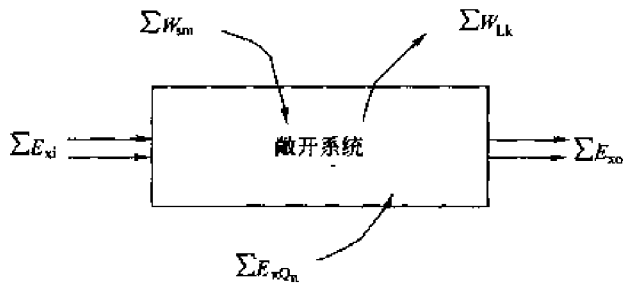


图 4-16 焓平衡示意图

$\sum E_{xi}$  —— 流入系统物料各焓流之和；  
 $\sum E_{xo}$  —— 流出系统物料各焓流之和；  
 $\sum E_{xQ_n}$  —— 进入系统各热焓流之和；  
 $\sum W_{sm}$  —— 进入系统轴功之和；  
 $\sum W_{Lk}$  —— 敞开系统各单元设备内部焓损失之和。

敞开系统稳态过程的焓平衡式：

$$\sum E_{xo} - \sum E_{xi} = \sum E_{xQ_n} + \sum W_{sm} - \sum W_{Lk} \quad (4-66)$$

焓损失：

$$\sum W_{Lk} = \sum E_{xi} - \sum E_{xo} + \sum E_{xQ_n} + \sum W_{sm} \quad (4-67)$$

##### 2. 由熵产生量求内部焓损失

除了可用焓衡算式求焓损失外，还可用不可逆过程产生的熵增量  $\Delta S_g$  求得：

$$W_L = T_0 \Delta S_g = T_0 \left( \sum m_o s_o - \sum m_i s_i \right) - \sum (Q_k / T_k) \quad (4-68)$$

通过熵产生量求取内部焓损失的方法称为熵分析法。熵分析法的优点是计算比较简单，但是熵分析法不能求取外部焓损失。

##### 3. 各焓流的计算

各焓的计算见表 4.19。

表 4.19 计算公式

焓 流	计 算 公 式	备 注
动能焓	$E_{zk} = \frac{1}{2} m u^2$	流体的动能可全部转化为有用功
位能焓	$E_{zp} = m g z$	流体的位能可全部转化为有用功
物理焓	$E_{xph} = -(H_o - H) + T_0 (S_o - S)$	稳流过程
化学焓	$E_{xch} = E_{xch}^\circ + \xi (T'_0 - 298.15)$	$\xi$ 为温度修正系数, $T'_0$ 为任一环境温度
热流焓	$E_{xQ} = Q \left( 1 - \frac{T_0}{T} \right)$ (恒温热流) $E_{xQ} = Q \left( 1 - \frac{T_0}{T_w} \right)$ (变温热流)	变温热流时: $T_m = \frac{T_2 - T_1}{\ln(T_2/T_1)}$ $T_1, T_2$ 为热流的初、终态温度

【例 4-19】某氨厂用废热锅炉回收二段炉转化气的热量，转化气进废热锅炉的温度为 1000℃，从废热锅炉出来的温度为 380℃。废热锅炉进水温度为 54℃，产生 3.727MPa、430℃ 的过热蒸汽。现用蒸汽通过透平机输出轴功。乏汽为 0.1049MPa 的饱和蒸汽。锅炉的热损

失忽略不计。转化气的流量为  $5160\text{m}^3(\text{STP})/\text{h}$ ，在  $380\sim 1000^\circ\text{C}$  之间的平均摩尔定压热容为  $36\text{kJ}/(\text{kmol}\cdot\text{K})$ 。大气温度为  $25^\circ\text{C}$ 。试分别用能量衡算法、熵分析法与有效能分析法评价过程能量利用的情况。装置示意图以及水蒸气表中查到的焓与熵值标绘于图 4-17。

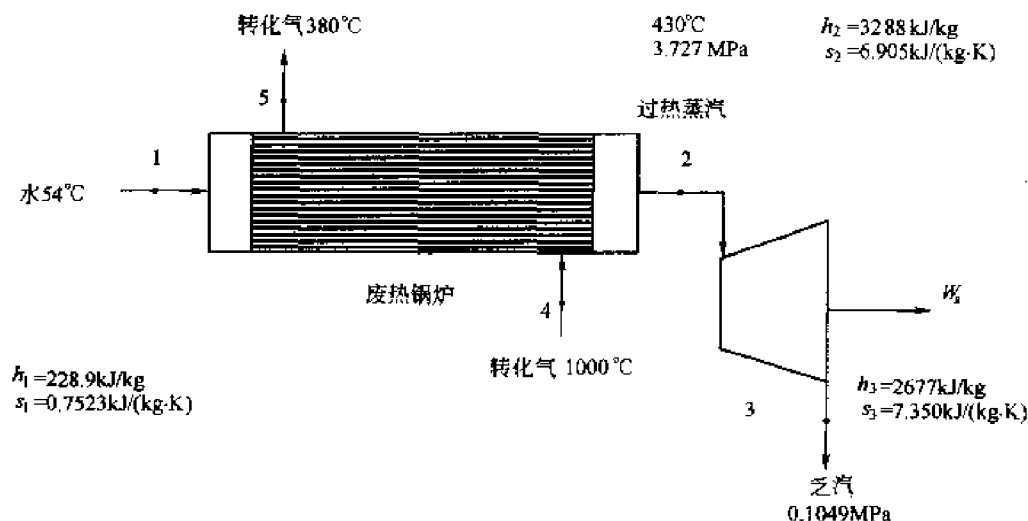


图 4-17 高温、高压余热利用装置的示意图

解：时间基准：1h。

(1) 能量衡算法。

设每小时的转化气量为  $N(\text{kmol})$ ，则：

$$N = \frac{5160}{22.4} = 230.4(\text{kmol})$$

① 转化气向废热锅炉中的水提供的热量  $Q$ ：

$$Q = \Delta H_{\text{转化}} \approx N c_{pm} (T_5 - T_4) = 230.4 \times 36 \times (380 - 1000) \\ = -5.142 \times 10^6 (\text{kJ})$$

② 透平机输出的轴功  $W_s$ ：

先求出废热锅炉的产气量  $G(\text{kg/h})$ ，根据题意，忽略废热锅炉的热损失，对废热锅炉作焓衡算，即：

$$\Delta H_{\text{水}} + \Delta H_{\text{转化气}} = 0 \\ G(h_2 - h_1) + N c_{pm} (T_5 - T_4) = 0 \Rightarrow G = 1681(\text{kg/h})$$

因进、出透平机的质量流率不变，利用稳定流动系统的总能量衡算式(4-33)，即：

$$W_s + Q = F(\Delta \dot{U}) + F[g\Delta z + \Delta(p\nu) + \Delta u^2/2]$$

忽略透平热损失，同时因动能和位能与轴功相比很小，所以式(4-33)可继续简化为：

$$W_s \approx F[\Delta \dot{U} + \Delta(p\nu)] = F\Delta h = \Delta H$$

故有： $W_s = \Delta H = G(h_3 - h_2) = 1681 \times (2677 - 3288) = -1.027 \times 10^6 (\text{kJ})$

③ 乏汽排出带走的热量  $Q_L$ ：

总过程能量平衡有：

$$Q_L = |Q| - |W_s| = (5.142 - 1.027) \times 10^6 = 4.115 \times 10^6 (\text{kJ})$$

④ 装置的热能利用率：

$$\eta_E = \frac{|W_s|}{Q} = \frac{1.027 \times 10^6}{5.142 \times 10^6} = 0.1997$$

⑤ 因乏汽排出带走热能而产生的损失为:

$$(1 - 0.1997) \times 100\% = 80.03\%$$

⑥ 列能量衡算结果:

$$\begin{array}{ll} \text{输入: } 5.142 \times 10^6 \text{ kJ} & 100\% \\ \text{输出: } \begin{cases} \text{轴功 } W_s = 1.027 \times 10^6 \text{ kJ} & 19.97\% \\ \text{乏汽 } Q_L = 4.115 \times 10^6 \text{ kJ} & 80.03\% \end{cases} \end{array}$$

根据单纯的能量衡算结果,能量主要是损失在乏汽的排放上,因此,节能改造的措施应是乏汽热量的合理利用。

(2) 熵分析法。

① 物料、能量衡算同(1)。

② 转化气在废热锅炉中降温过程向水提供的有用能为( $E_{x4} - E_{x5}$ ),根据:

$$\begin{aligned} E_{x4} - E_{x5} &= -\Delta H_{\text{转化气}} + T_0 \Delta S_{\text{转化气}} \\ E_{x4} - E_{x5} &\approx -Nc_{pm}(T_5 - T_4) + T_0 Nc_{pm} \ln(T_5/T_4) \\ &= -230.4 \times 36 \times (380 - 1000) + 298 \times 230.4 \times 36 \ln(653/1273) \\ &= 3.493 \times 10^6 \text{ (kJ)} \end{aligned}$$

③ 总过程的有用能损失  $W_{L, \text{总}}$ :

$$\begin{aligned} W_{L, \text{总}} &= T_0 \Delta S_{g, \text{总}} = T_0 [(m_{\text{转}} s_5 + m_{\text{蒸}} s_3) - (m_{\text{转}} s_4 + m_{\text{蒸}} s_1)] \\ &= T_0 (\Delta S_{\text{转}} + \Delta S_{\text{水}}) \\ &= T_0 \left[ Nc_{pm} \ln \frac{T_5}{T_4} + G(s_3 - s_1) \right] \\ &= 298 \times \left[ 230.4 \times 36 \ln \frac{653}{1273} + 1681 \times (7.350 - 0.7523) \right] \\ &= 298 \times (-5537 + 11091) = 1.655 \times 10^6 \text{ (kJ)} \end{aligned}$$

④ 废热锅炉和透平的有用能损失:

$$\begin{aligned} W_{L, \text{废锅}} &= T_0 \Delta S_{g, \text{废锅}} \\ &= T_0 (\Delta S_{\text{转}} + \Delta S_{\text{水}}) = T_0 \left[ Nc_{pm} \ln \frac{T_5}{T_4} + G(s_2 - s_1) \right] \\ &= 298 \times \left[ 230.4 \times 36 \ln \frac{653}{1273} + 1681 \times (6.905 - 0.7523) \right] \\ &= 298 \times (-5537 + 10343) = 1.432 \times 10^6 \text{ (kJ)} \\ W_{L, \text{透平}} &= T_0 \Delta S_{g, \text{透平}} = T_0 G(s_3 - s_2) = 298 \times 1681 \times (7.350 - 6.905) \\ &= 0.2229 \times 10^6 \text{ (kJ)} \end{aligned}$$

$$\text{或 } W_{L, \text{透平}} = W_{L, \text{总}} - W_{L, \text{废锅}} = (1.655 - 1.432) \times 10^6 = 0.2230 \times 10^6 \text{ kJ}$$

⑤ 乏汽带出有效能损失  $E_{x, \text{乏汽}}$ :

$$\begin{aligned} E_{x, \text{乏汽}} &= (E_{x4} - E_{x5}) - |W_s| - W_{L, \text{废锅}} - W_{L, \text{透平}} \\ &= (3.493 - 1.027 - 1.432 - 0.223) \times 10^6 \\ &= 0.8109 \times 10^6 \text{ (kJ)} \end{aligned}$$

⑥ 装置有效能利用率  $\eta_{Ex}$ :

$$\eta_{Ex} = \frac{|W_s|}{E_{x4} - E_{x5}} = \frac{1.027 \times 10^6}{3.493 \times 10^6} = 0.294$$

⑦ 将熵分析结果列于表 4.20。

表 4.20 熵分析结果

项 目		数 量		所占百分数	
输出有效能 $E_{x4} - E_{x5}$		$E_{x4} - E_{x5} = 3.493 \times 10^6 \text{ (kJ)}$		100%	
1	输出有效能 $W_s$	$W_s = 1.027 \times 10^6 \text{ (kJ)}$	合计: $3.493 \times 10^6 \text{ (kJ)}$	29.4%	合计: 100%
2	内部损失 $W_L$	$W_{L, \text{废锅}} = 1.432 \times 10^6 \text{ (kJ)}$		41.0%	
		$W_{L, \text{透平}} = 0.223 \times 10^6 \text{ (kJ)}$		6.4%	
3	外部损失 $E_{x, \text{乏汽}}$	$E_{x, \text{乏汽}} = 0.8109 \times 10^6 \text{ (kJ)}$		23.2%	

由熵分析结果知,有效能损失最大的是废热锅炉,其次是外部损失。节能的正确含义是节有效能,因此节能的主攻对象应该是废热锅炉的改造。废热锅炉内部熵损失的原因是水和转化气的传热温差太大,若能减少传热温差,如对锅炉给水进行预热、加大传热面积等,在废热锅炉出口处水蒸气的温度和压力就能提高,则透平机就能输出更多的轴功。这样,装置热能利用率就可提高。

另外,乏汽的热损失占 80% 左右,而熵损失仅占 23%,其原因是乏汽热能中熵的含量较低(能级低)。当然,对于乏汽热能的利用也不能忽视,可采用凝汽式透平或背压式透平,这样可减少乏汽热能的损失。总之,熵分析法能求出系统内部由于不可逆因素造成的熵损失,求出装置熵的利用率,比单纯的能量衡算要完善得多,它可以揭露能量损失的根本原因。但是熵分析法在一般情况下只能求出内部熵损失,无法求出外部熵损失(本例情况比较特殊,只用一项外部熵损失,可利用熵平衡求出此项),因此又发展了更为完善的热力学分析法,即熵分析法。

(3) 熵分析法。

① 物料、能量衡算同(1)。

② 计算各物流的熵,结果见表 4.21。

表 4.21 物流熵的计算结果

序 号	状 态	$t$ ℃	$p$ MPa	$h$	$s$	$e_x$	G 或 N	$E_x$ kJ/h
基态 0	水	25	0.1013	104.9 kJ/kg	0.3646 kJ/(kg·K)	0 kJ/kg	1681 kg/h	0
1	水	54	3.727	278.9 kJ/kg	0.7523 kJ/(kg·K)	9.30 kJ/kg	1681 kg/h	$0.01563 \times 10^6$
2	过热蒸汽	430	3.727	3288 kJ/kg	6.905 kJ/(kg·K)	1234.8 kJ/kg	1681 kg/h	$2.076 \times 10^6$
3	饱和蒸汽	105	0.1049	2677 kJ/kg	7.350 kJ/(kg·K)	491.2 kJ/kg	1681 kg/h	$0.8257 \times 10^6$
基态 0	转化气	25	0.1013	0 kJ/kmol	0 kJ/(kmol·K)	0 kJ/kmol	230 kmol/h	0
4	转化气	1000	0.1013	35100 kJ/kmol	52.27 kJ/(kmol·K)	19524 kJ/kmol	230.4 kmol/h	$4.498 \times 10^6$
5	转化气	380	0.1013	12780 kJ/kmol	28.24 kJ/(kmol·K)	4364 kJ/kmol	230.4 kmol/h	$1.0055 \times 10^6$

物流熵计算：水与水蒸气的化学熵为零。又由于位能、动能变化不大，只要计算物理熵即可。

$$\begin{aligned}e_{x1} &= (h_1 - h_0) - T_0(s_1 - s_0) \\&= (228.9 - 104.9) - 298(0.7523 - 0.3674) \\&= 9.30(\text{kJ/kg}) \\e_{x2} &= (h_2 - h_0) - T_0(s_2 - s_0) = 1234.8(\text{kJ/kg}) \\e_{x3} &= (h_3 - h_0) - T_0(s_3 - s_0) = 491.2(\text{kJ/kg})\end{aligned}$$

转化气在废热锅炉中只有物理变化，只需计算物理熵。

$$\begin{aligned}e_{x4} &= (h_4 - h_0) - T_0(s_4 - s_0) = c_{pm}(T_4 - T_0) - T_0 C_{pm} \ln(T_4/T_0) \\&= 36 \times (1273 - 298) - 298 \times 36 \ln(1273/298) = 19524(\text{kJ/kmol}) \\e_{x5} &= (h_5 - h_0) - T_0(s_5 - s_0) = 4364(\text{kJ/kmol}) \\E_{x1} &= 1681e_{x1} = 0.015633 \times 10^6(\text{kJ/h}) \\E_{x2} &= 1681e_{x2} = 2.076 \times 10^6(\text{kJ/h}) \\E_{x3} &= 1681e_{x3} = 0.8257 \times 10^6(\text{kJ/h}) \\E_{x4} &= 230.4e_{x4} = 4.498 \times 10^6(\text{kJ/h}) \\E_{x5} &= 230.4e_{x5} = 1.0055 \times 10^6(\text{kJ/h})\end{aligned}$$

③ 总的熵损失  $W_{L,总}$ 。

根据熵平衡时求取总熵损失：

$$\begin{aligned}W_{L,总} &= W_s + (E_{x1} + E_{x4}) - (E_{x3} + E_{x5}) \\&= [-1.0271 + (0.015633 + 4.498) - (0.8257 + 1.0055)] \times 10^6 \\&= 1.655 \times 10^6(\text{kJ})\end{aligned}$$

此结果与熵分析计算的结果一致。

④ 废热锅炉和透平的熵损失：

$$\begin{aligned}W_{L,废锅} &= (E_{x1} + E_{x4}) - (E_{x2} + E_{x5}) \\&= [(0.015633 + 4.498) - (2.076 + 1.0055)] \times 10^6 \\&= 1.432 \times 10^6(\text{kJ})\end{aligned}$$

此结果亦与熵分析计算的结果一致。

$$W_{L,透平} = W_{L,总} - W_{L,废锅} = (1.655 - 1.432) \times 10^6 = 0.2230 \times 10^6(\text{kJ})$$

⑤ 熵利用率。

两种计算方法：

$$\text{a. } \eta_{E_x} = \frac{|W_s|}{E_{x4} - E_{x5}} = \frac{1.027 \times 10^6}{(4.498 - 1.0055) \times 10^6} = 0.294 \quad (1)$$

$$\text{b. } \eta_{E_x} = \frac{E_{x3} + E_{x5} + |W_s|}{E_{x1} + E_{x4}} = \frac{(0.8257 + 1.0055 + 1.027) \times 10^6}{(0.015633 + 4.498) \times 10^6} = 0.634 \quad (2)$$

式(1)是表征内、外部热力学完善性的熵效率，即只有在内、外部熵损失均为零时， $\eta_{E_x}$  值为 1；式(2)则是表征热力学完善性的熵效率，即只要内部熵损失为零时， $\eta_{E_x}$  值为 1。本例中真正代表熵利用率的应该是式(1)。在式(2)中， $E_{x3}$  (即乏汽带走熵)并没有利用。

⑥ 烟衡算结果汇总于表 4.22 中。

表 4.22 烟衡算结果汇总表

输入	$E_{x1}$	$0.015633 \times 10^6 \text{ kJ}$	0.35%
	$E_{x4}$	$4.4980 \times 10^6 \text{ kJ}$	99.65%
合计	—	$4.5136 \times 10^6 \text{ kJ}$	100%
输出轴功	$W_s$	$1.027 \times 10^6 \text{ kJ}$	22.75%
内部损失	$W_{L, \text{废锅}}$	$1.432 \times 10^6 \text{ kJ}$	31.73%
	$W_{L, \text{透平}}$	$0.2230 \times 10^6 \text{ kJ}$	4.94%
外部损失	$E_{23}$	$0.8257 \times 10^6 \text{ kJ}$	18.30%
	$E_{x5}$	$1.0055 \times 10^6 \text{ kJ}$	22.28%
合计	—	$4.5136 \times 10^6 \text{ kJ}$	100%

## 第5章 化工设备选型和设计计算

化工设备是组成化工装置的基本单元,化工设备的设计是工程设计的基础。化工设备从设计角度可分为两类:一类为标准设备或定型设备,是成批成系列生产的设备,可以从设备生产厂家买到,并可以从产品目录或样本手册中查阅其规格及牌号;另一类为非标准设备或非定型设备,是化工过程中需要专门设计的特殊设备,需要根据工艺要求,通过工艺计算及机械计算而设计,然后提供给有关工厂制造。本章主要介绍各种化工设备的概况及技术指标等,目的是从工程角度了解并掌握化工设备的计算及选型。

### 5.1 化工设备工艺设计的内容

在化工设备的工艺设计工作中,化工设计人员的设计内容如下:

(1)确定化工单元操作所用设备的类型。这项工作应与工艺流程设计结合起来进行。例如,工艺流程中需要使液固混合物分离,就要考虑是用过滤机还是用离心机;要实现气固分离,就要考虑是使用旋风分离器,还是用沉降槽;要使液体混合物各组分分离,就要考虑是采用萃取方法,还是采用蒸馏方法;要实现气固催化反应,就要考虑是使用固定床反应器,还是流化床反应器等。

(2)确定设备的材质。根据工艺操作条件(温度、压力、介质的性质)和对设备的工艺要求确定符合要求的设备材质,这项工作应与设备设计专业人员共同完成。

(3)确定设备的设计参数。设备的设计参数是通过工艺流程设计、物料衡量、热量衡算、设备的工艺计算多项工作得到的。对不同的设备,不同的设计参数如下:

① 换热器。热负荷、换热面积、热载体的种类、冷、热流体的流量、温度和压力。

② 泵。流量、扬程、轴功率、允许吸上高度。

③ 风机。风量和风压。

④ 吸收塔。气体的流量、组成、压力和温度,吸收剂种类、流量、温度和压力,塔径、筒体的材质、塔板的材质、塔板的类型和板数(对板式塔),填料种类、规格、填料总高度,每段填料的高度和段数(对填料塔)。

⑤ 蒸馏塔。进料物料、塔顶产品、塔釜产品的流量、组成和温度,塔的操作压力、塔径、筒体的材质、塔板的材质、塔板类型和板数(对板式塔),填料种类、规格、填料总高度、每段填料高度和段数(对填料塔),加料口位置,塔顶冷凝器的热负荷及冷却介质的种类、流量、温度和压力,再沸器的热负荷及加热介质的种类、流量、温度和压力,灵敏板位置等。

⑥ 反应器。反应器的类型,进、出口物料的流量、组成、温度和压力,催化剂的种类、规格、数量和性能参数,反应器内换热装置型式、热负荷以及热载体的种类、数量、压力和温度,反应器的主要尺寸、换热式固定床催化反应器的温度、浓度沿床层的轴向(对大直径床还包括径向)分布,冷激式多段绝热固定床反应器的冷激气用量、组成和温度。

(4)确定标准设备(即定型设备)的型号或牌号,并确定台数。标准设备是一些加工厂成批、成系列生产的设备,即那些能直接向生产厂家订货或购买的现成的设备。在标准设备中,



一些类型的设备是除化工行业外,其他行业也能或可能广泛采用的设备,例如泵、风机、电动机、压缩机、减速机 and 起重运输装置等,这种类型的设备有众多的生产厂家,型号很多,可选择的范围很大;另外一些是化工行业常用的标准设备,它们是冷冻机、除尘设备、过滤机、离心机和搅拌器等。

(5)对已有标准图纸的设备,确定标准图的图号和型号。随着中国化工设备标准化的推进,有些本来属于非标准设备的化工装置,已逐步走向系列化、定型化。它们虽还未全部统一,但已有了一些标准的图纸,有些还有了定点生产厂家。这些设备包括换热器系列、容器系列、搪玻璃设备系列以及圆泡罩、F1 型浮阀和浮阀塔塔盘系列等。它们已经有了国家标准,如 5.3.2 节和 5.3.3 节所述。还有一些虽未列入国家标准,但已有标准施工图和相应的生产厂家,例如国家医药管理局上海医药设计院设计的发酵罐系列和立式薄壁常压容器系列。对已有标准图纸的设备,设计人员只需根据工艺需要确定标准图图号和型号便可以了,不必自己设计。

(6)对非标准设备,向化工设备专业设计人员提出设计条件和设备草图,明确设备的型式、材质、基本设计参数、管口、维修、安装要求、支撑要求及其他要求(如防爆口、人孔、手孔、卸料口、液面计接口等)。

(7)编制工艺设备一览表。在初步设计或扩大初步设计阶段,根据设备工艺设计的结果,编制工艺设备一览表,可按非定型工艺设备和定型工艺设备两类编制。初步设计阶段的工艺设备一览表作为设计说明书的经成部分提供给有关部门进行审查。其格式见表 5.1,设备一览表在各设计阶段都要编制,它是设计成品之一。

表 5.1 工艺设备一览表

序号	设备位号	设备名称及规格	型号	材质	操作参数		单位	数量	质量	来源	备注
					温度	压力					

施工图设计阶段的工艺设备一览表是施工图设计阶段的主要设计成品之一。在施工图设计阶段,由于非标准设备的施工图纸已经完成,工艺设备一览表可以填写得十分准确和足够的详尽。

(8)当工艺设备的施工图纸完成后,需与化工工艺的专业设计人员进行会签。

## 5.2 物料输送设备

化工厂或化工装置在工艺流程上的各种物料、公用工程(水、气、汽等)都需要输送装置,这些物料输送设备品种多而且复杂。从化工设计角度来看输送设备,可分为:

- (1)液体物料输送设备——常规的设备为各种泵;
- (2)气体物料输送、压缩、制冷设备——常规的设备为风机、压缩机、真空泵、制冷机等;
- (3)固体物料输送设备——常规的设备为各种给料机械设备、气流输送设备。

### 5.2.1 液体输送设备

化工厂中液体输送较多采用的是泵,按泵作用于液体的原理可分为叶片式泵和容积式泵

两大类。叶片式泵是由泵内的叶片在旋转时产生的离心力作用将液体吸入和压出,容积式泵是由泵的活塞或转子在往复或旋转运动中产生挤压作用将液体吸入和压出。叶片式泵又因泵内叶片结构形式不同分为离心式(屏蔽泵、管道泵、自吸泵等)、轴流式和旋涡式,容积式泵也可具体分为往复式(活塞泵、柱塞泵、隔膜泵、计量泵)和回转式(齿轮泵、螺杆泵、滑片泵、液环泵等)。各类型泵的特点见表 5.2。

表 5.2 各种类型泵的基本特点

指 标	叶 片 式			容 积 式	
	离心式	轴流式	旋涡式	往复式	回转式
液体排出状态	流率均匀			有脉动	流率均匀
液体品质	均一液体 (或含固体的液体)	均一液体	均一液体	均一液体	均一液体
汽蚀余量, m	4~8	—	2.5~7	4~5	4~5
扬程(或排出压力)	范围大, 低至 10m, 高至大约 600m (多级)	2~20m	较高, 单级可达 100m	范围大,排出压力高,为 0.3~60MPa	
体积流量, m <sup>3</sup> /h	范围大,低至 5, 高至大约 3000	较大,大约 60000	较小,0.4~20	范围较大,1~600	
流量与扬程关系	流量减小,扬程 增大,反之,流量 增大,扬程减小	同离心式	同离心式, 但增率和降率 较大即曲线较陡	流量增减,排出压力不变; 压力增减,流量几乎为定值	
构造特点	转速高,体积小,运转平稳, 基础小,设备维修较易		与离心式基本上相同。 叶轮较离心泵的叶片 简单,制造成本低	转速低,排液量小, 设备外形大	同离心式泵
流量与轴功率的关系	流量减小时轴功率 减小	流量减小时轴功率 增加	流量减小时轴功率 减小	当排出压力一定时, 流量减小时轴功 率减小	同往复式

泵也常按其用途命名,如水泵、油泵、钻井泵、砂泵、耐腐蚀泵、冷凝液泵等,或附以结构特点命名,如悬臂水泵、齿轮油泵、螺杆泵、液下泵、立式泵、卧式泵等。

### 1. 泵型式的确定

确定泵的型式首要依据是被输送物料的基本性质,物料的基本性质包括相态、温度、粘度、密度、挥发性、毒性、与空气形成爆炸性混合物的可能性和化学腐蚀性等。此外,选择泵的型式时还要考虑生产的工艺过程、动力、环境和安全要求等条件,例如,是否长期连续运转,扬程和流量是否波动,动力(电、蒸汽)的类型以及是否是防爆车间等情况。

许多场合化工用泵所输送的液体性质和一般清水泵不同,另外化工装置还有要求长期连续运行的特点,所以除操作方便、运行可靠、性能良好和维修方便等一般要求外,在不同的情况下还有不同的特殊要求,简单介绍如下:

(1) 输送剧毒和贵重的介质时,可采用密封性能可靠、完全无泄漏的屏蔽泵和磁力驱动泵。

(2) 输送腐蚀性介质时,应选用耐腐蚀泵。金属耐腐蚀泵的过流部件的材质有普通铸铁、高硅铸铁、不锈钢、高合金钢、钛及其合金等;非金属耐腐蚀泵过流部件的材质有聚氯乙烯、玻璃钢、聚丙烯、氟合金、超高相对分子质量聚乙烯、石墨、陶瓷、搪玻璃和玻璃等。可根据介质的特性和温度范围选用材质,一般来说,非金属耐腐蚀泵的耐腐蚀性能优于金属泵,但非金属耐腐蚀泵的耐温、耐压性能一般比金属泵差,非金属耐腐蚀泵常用于流量不大且温度和使用压力较低的情况。表 5.3 列出了非金属耐腐蚀泵的常用材料性能。

表 5.3 非金属耐腐蚀泵常用材料性能

材料名称		氟合金	聚全氟乙丙烯	聚偏氟乙烯	超高相对分子质量聚乙烯	聚丙烯	酚醛玻璃钢	铬 刚 玉	增强聚丙烯
允许使用温度极限,℃		大约 150	大约 150	大约 120	大约 80	大约 90	大约 100	大约 100	大约 100
耐 腐 蚀 性	弱酸	耐	耐	耐	耐	耐	耐	耐	耐
	强酸	耐	耐	除热浓硫酸	除氧化性酸	除氧化性酸	除氧化性酸	耐	除氧化性酸
	弱碱	耐	耐	耐	耐	耐	高耐	耐	耐
	强碱	耐	耐	耐	耐	耐	不耐	不耐	耐
	有机溶剂	耐	耐	耐大多数溶剂	耐大多数溶剂	耐大多数溶剂(<80℃)	耐大多数溶剂	耐	耐大多数溶剂
	典型不耐蚀介质	氢氟酸 氟元素	氢氟酸 氟元素 发烟硝酸	铬酸 发烟硫酸 强碱	浓硝酸 浓硫酸 含氟有机溶剂	浓硝酸 铬酸	浓硝酸、浓碱 浓硫酸、热碱	氢氟酸 热碱	浓硝酸 铬酸
耐磨性能		不好	不好	较好	好	不好	较差	很好	较差
抗气蚀性能		较好	较好	较好	较好	较好	较差	好	较好

(3) 输送易汽化液体时应选用低温泵。易汽化液体指沸点低的液体,如液态烃、液化天然气、液态氧、液态氢等,这些介质的常压沸点通常为 $-30\sim-160^{\circ}\text{C}$ 。

易汽化液体在常温常压下通常为气态,只有在一定压力和(或)低温下才是液态,所以泵的入口压力比较高,例如甲烷的液化条件为 $3\text{MPa}$ 、 $-100^{\circ}\text{C}$ ,乙烯的液化条件为 $2\text{MPa}$ 、 $-30^{\circ}\text{C}$ ,并且汽化压力随温度变化非常显著,一般当温度变化 $\pm 25\%$ 时,汽化压力可变化 $\pm(100\%\sim 200\%)$ ,同时介质的密度、比热容、汽化热等物性也发生相应变化。绝大部分的易汽化液体有腐蚀性和危险性,因此不允许泄漏,而且由于其易汽化,若有漏液,液体汽化吸热极易造成密封部位结冰,因此,此类泵对密封要求很严。

(4) 输送粘性液体时要根据粘度的大小选泵,粘度大的液体、胶体或膏糊料可用往复泵,最好选用齿轮泵、螺杆泵。表 5.4 给出了不同类型泵的适用粘度范围。

表 5.4 不同类型泵的适用粘度范围

泵的型式	类 型	适用的粘度范围, mm <sup>2</sup> /s
叶片式泵	离心泵	<150
	旋涡泵	<37.5
容 积 式 泵	往复泵	<850
	计量泵	<800
	旋转活塞泵	200~10000
	单螺杆泵	<200000
	双螺杆泵	<1500
	三螺杆泵	<3750
	齿轮泵	<440000

(5) 输送夹带或溶有气体的液体时应选用容积式泵。泵输送液体中的允许含气量(体积分数)的极限为:离心泵小于 5%,旋涡泵为 5%~20%,容积式泵为 5%~20%。选用时不得超过,否则会产生噪声、振动、腐蚀加剧或出现断流现象。

(6) 输送含固体颗粒的悬浮液则宜用钻井泵或隔膜泵。固体颗粒的存在使泵的扬程、效率降低,应按有关规定校核。

(7) 输送高温介质时可考虑选用热油泵。

(8) 要求高吸入性能时,选用允许汽蚀余量小的泵,如液态烃泵、双吸式离心泵。

(9) 要求低流量、高压头且液体又无悬浮物、粘度不高时宜选用旋涡泵或多级离心泵。

(10) 当打液量精度要求高时,可用计量泵。

(11) 输送易燃易爆的液体时,选用蒸汽往复泵或水喷射泵、蒸汽喷射泵是很安全的;若采用电动泵输送易燃易爆液体,则必须配用防爆电动机。

实际上,在选择泵的类型时,往往不可能完全满足各个方面的要求,应以满足工艺和安全要求为主要目标,例如输送盐酸,防腐是主要要求;输送氢氰酸时,防毒是主要要求,其他方面的要求(如扬程、流量)都要服从主要的要求。

## 2. 泵扬程和流量的确定

作为选泵的主要参数之一的流量,以物料衡算确定的流量值为基础值。如果给出正常流量、最大、最小流量,选泵时应按最大流量考虑;如果给出正常流量,考虑到操作中有可能出现的流量波动以及开车、停车的需要,应在正常流量值的基础上乘以 1.1~1.2 的安全系数。

泵的扬程也是由工艺计算确定的,即由泵的布置位置、输送距离和高度以及管路阻力确定。由于管道阻力计算常有误差,而且在运行过程中管道的结垢、积碳也使管道阻力大于计算值,所以扬程也应采用计算值的 1.05~1.1 倍。

## 3. 泵扬程和流量的校核

制造厂提供的泵的性能曲线或性能表一般是在常温常压下用清水测得的,若输送的液体的物理性质与水有较大差异(例如输送高粘度液体),则应将泵的性能指标流量、扬程换算成对被输送液体来说的流量和扬程的值,然后把工艺条件要求的流量和扬程与换算后的泵的流量和扬程比较,确定所选泵的性能是否符合工艺要求。

扬程和流量的校核方法参考化工手册的有关章节。

## 4. 泵的轴功率的校核

离心泵的轴功率计算公式为:

$$N = \frac{QH\rho}{102\eta} \quad (5-1)$$

式中  $N$ ——泵的轴功率, kW;  
 $Q$ ——泵的流量,  $\text{m}^3/\text{s}$ ;  
 $H$ ——泵的扬程, m;  
 $\rho$ ——液体的密度,  $\text{kg}/\text{m}^3$ ;  
 $\eta$ ——泵的效率。

从泵的轴功率的计算公式可以清楚地看出, 轴功率受液体密度的影响。液体粘度因能影响泵的扬程、流量及泵的效率, 所以间接地影响泵的轴功率。泵样本上给定的功率是用水测得的, 当输送密度和粘度与水相差较大的液体时, 须使用有关公式进行校正, 重新算出泵的轴功率, 用校正后的轴功率选择配套电动机。如果泵的生产厂家已有配套电动机, 则需根据校正后的轴功率确定是否需向生产厂家提出更换电动机的要求。

### 5. 泵的台数和备用率

对于泵的台数, 考虑一开一备是合理的, 但如为大型泵, 一开一备的配置并不经济, 这种情况下可设两台较小的泵供正常操作使用, 另一台同样大小的泵备用。

一般来说, 一些重要岗位的泵、高温操作或其他苛刻条件下使用的泵, 均应设置备用泵, 备用率一般取 100%。而其他情况下连续操作的泵, 可考虑采用 50% 的备用率。在连续操作的大型装置中使用的泵应考虑较大的备用率。

### 6. 离心泵安装高度的校核

为避免发生汽蚀或打不上液体的情况, 泵的安装高度必须低于泵的允许吸上高度。为了安全起见, 安装高度应比计算出来的允许吸上高度低 0.5~1m。因此, 在泵的型号选定之后, 要计算允许吸上高度的值, 并核对泵的安装高度是否合乎要求, 若不符合安装要求, 则应降低泵的安装高度或加大容器的操作压力, 使其达到要求。

在计算允许吸上高度时, 有两种情况分别予以讨论。

(1) 输送低沸点液体的泵(例如油泵)的性能表里通常给出允许汽蚀余量  $\Delta h_{\text{允许}}$  的值, 这种情况下, 使用式(5-2)计算泵的允许吸上高度:

$$Z_{s, \text{允许}} = \frac{p_a}{\rho g} - \frac{p_v}{\rho g} - \Delta h_{\text{允许}} - \sum h_{f, s} \quad (5-2)$$

式中  $Z_{s, \text{允许}}$ ——允许吸上高度, m;  
 $p_a$ ——液体容器液面上方的压力, Pa;  
 $p_v$ ——液体在输送温度下的饱和蒸汽压, Pa;  
 $\rho$ ——液体在输送温度下的密度,  $\text{kg}/\text{m}^3$ ;  
 $\Delta h_{\text{允许}}$ ——所选泵的允许汽蚀余量, 其值可从泵的产品样本中查得, m;  
 $\sum h_{f, s}$ ——泵的吸入管路的压头损失, m。

(2) 水泵性能表中常给出允许吸上真空度  $H_{s, \text{允许}}$  的值, 此值为出厂时以常压下 20℃ 的清水为介质测定的, 使用式(5-3)计算允许吸上高度:

$$Z_{s, \text{允许}} = H_{s, \text{允许}} - \sum h_{f, s} \quad (5-3)$$

式中  $H_{s, \text{允许}}$ ——泵的允许吸上真空度, 其值从泵的产品样本上可查到, m。

若当地海拔较高(即  $p_a$  值较小), 输送的是密度与水不同的液体以及所输送的液体为易挥

发液体或输送温度较高(均导致  $p_v$  值大)时,由式(5-3)计算得到的允许吸上高度  $Z_{s,允许}$  的值较小,则先要对  $H_{s,允许}$  的值按式(5-4)进行校正:

$$H'_{s,允许} = [H_{s,允许} + (H_a - 10.33) - (H_v - 0.24)] \frac{\rho_w}{\rho} \quad (5-4)$$

式中  $H'_{s,允许}$ ——校正后的允许吸上真空度, m;

$H_a$ ——当地大气压头, m;

$H_v$ ——液体在输送温度下的饱和蒸汽压头, m;

$\rho, \rho_w$ ——被输送液体及常温水的密度,  $\text{kg}/\text{m}^3$ 。

然后用式(5-5)求泵的允许吸上高度:

$$Z_{s,允许} = H'_{s,允许} - \sum h_{t,s} \quad (5-5)$$

## 7. 泵输系统设计

在选定泵的操作特性、扬程和必须汽蚀余量已经确定之后,泵已经选型且准备订购时,应对泵输系统的管线和设备的配置进行认真的校核设计,不仅使之能在正常操作条件下运行,而且要能适应泵的瞬变条件,如开泵、停泵、维修、更换等。

### (1) 泵的灌注系统。

离心泵操作前,其壳内必须充满液体。吸入口位置低于吸入容器液面时,灌注可以通过液面静压头实施;而对需往上吸入的泵,则需要设计灌注的装置与管线。

最简单的灌注系统是在吸入管的底端有一个特殊的单向底阀,在泵停止工作时,避免液体从吸入管中放出。底阀并不能长期保持吸入管内的液柱,这样就需要安装一个人工灌注的管线,或设计一套能实施自灌注的系统。

### (2) 泵的最小流量。

泵的功率是按给定的流量和扬程测定的,如流量降低,泵的效率下降,能量将转变成热;如果任凭能量降低,泵内流体可能被加热,甚至于引起汽化,形成汽蚀。因此,必须保持泵的运行中有一个最小流量。

最小流量往往在泵的样本或说明书中注明。如无此数据,可用简单公式估算,即电动机的功率全部用来产生热量,使最小流量的液体温度升高达到最高允许温升,最高允许温升是泵的样本或铭牌上标明的。

许多生产系统中流量可能发生变化,有时不论下游流量要求如何变化,总需要泵连续运转,因此,就必须设计一个泵的回流管线。回流管线设计应力求简单、方便和可靠,通常设计限流孔板或自动阀、电磁阀,根据流量和电压差来控制回流的液量,使泵在正常流量范围内运转,防止温升过高引起汽蚀。

### (3) 储液池设计。

储液槽的位置和尺寸大小的确定,要使泵的性能处于最佳状态,管线安排力求简便,应在储槽和管线安排上考虑留有泵检修、拆卸、安装的空间。

## 5.2.2 气体输送、压缩设备

气体输送、压缩设备按出口压力的大小可分为4类。

(1) 通风机。简称为风机,出口压力在  $0.115\text{MPa}$  以下,它又可分为轴流风机和离心风机。用于通风、干燥等过程,使用较普遍。压缩比为  $1\sim 1.15$ 。

(2) 鼓风机。出口压力在  $0.15\sim 0.4\text{MPa}$ ,它又可分为罗茨鼓风机和离心鼓风机。一般用

于生产中要求相当压力的原料气的压缩、液体物料的压送、固体物料的气流输送。压缩比小于4。

(3)压缩机。出口压力在0.4MPa以上,又可分为离心式压缩机、螺杆式压缩机和往复式压缩机。可用于工艺气体、气动仪表用气、压料过滤、吹扫管道等。压缩比大于4。

(4)真空泵。用于减压,出口极限压力接近0,其压缩比由真空度决定。

### 1. 通风机

工业上常用的通风机有轴流式和离心式两类。轴流式通风机排送量大,但所产生的风压很小,一般只用来通风换气,而不用来输送气体。化工生产中,在空冷器和冷却水塔的通风方面,轴流式通风机的应用还是很广的。

离心式通风机的结构与离心泵相似,包括蜗壳叶轮、电动机和底座3部分,离心式通风机根据所产生的压头大小可分为:

(1)低压离心式通风机:风压 $\leq 1\text{kPa}$ ;

(2)中压离心式通风机:风压为 $1\sim 3\text{kPa}$ ;

(3)高压离心式通风机:风压为 $3\sim 15\text{kPa}$ 。

离心式通风机的主要参数和离心泵差不多,主要包括风量、风压、功率和效率。

通风机在出厂前,必须通过试验测定其特征曲线,试验介质是压强为 $101.3\text{kPa}$ 、温度为 $20^\circ\text{C}$ 的空气(密度 $\rho=1.2\text{kg/m}^3$ )。因此选用通风机时,如所输送的气体密度与试验介质相差较大时,应将实际所需风压换算成试验状况下的风压,风量则通常以进口状态计。

### 2. 鼓风机

化工厂中常用的鼓风机有旋转式和离心式两类。

罗茨鼓风机是旋转式鼓风机中应用最广的一种,如图5-1所示,罗茨鼓风机的工作原理与齿轮泵极为相似。因转子端部与机壳、转子与转子之间缝隙很小,当转子作旋转运动时,可将机壳与转子之间的气体强行排出,两转子的旋转方向相反,可将气体从一侧吸入,从另一侧排出。罗茨鼓风机的风量与速度成正比,而与出口压力无关。罗茨鼓风机的风量为 $2\sim 700\text{m}^3/\text{min}$ ,出口压力不超过 $81\text{kPa}$ (表压),出口压力太高,则泄漏量增加,效率降低。罗茨鼓风机工作时,温度不能超过 $85^\circ\text{C}$ ,否则易因转子受热膨胀而发生卡住现象。



图5-1 罗茨鼓风机图

离心式鼓风机与离心式通风机的的工作原理相同,由于单级通风机不可能产生很高的风压(一般不超过 $50\text{kPa}$ (表压)),故压头较高的离心式鼓风机都是多级的,与多级离心泵类似。离心式鼓风机的出口压力一般不超过 $0.3\text{MPa}$ (表压),因压缩比不大,不需要冷却装置,各级叶轮尺寸基本相等。



图5-2 压缩机分类

### 3. 压缩机

如图5-2所示,按工作原理压缩机可分为两类:容积式压缩机和速度式压缩机。在容积式压缩机中,气体压力的提高是由于压缩机中气体体积缩小,使单位体积内空气分子的密度增加而形成的。在速度式压缩机中,空气的压力是由空气分子的速度转化而来,即先使空气分子得到一个很高的速度,然后在固定元件中使一部分动能(速度能)进一步转化为气体的静压能(压力能)。

用作压缩空气的压缩机在中小流量时,使用最广泛的是活塞式空气压缩机,在大流量时,则采用离心式空气压缩机。下面介绍几种常用的压缩机。

#### (1) 活塞式空气压缩机。

活塞式空气压缩机属于中小型活塞式压缩机的类型。在活塞式空气压缩机中,空气是依靠在汽缸内做往复运动的活塞而被压缩的。一般常用的中小型活塞式空气压缩机根据其结构型式又分为:

① L 型、V 型、W 型及卧式、立式、对称平衡式等;

② 水冷式(用水冷却)和空冷式(用空气冷却)以及单级、两级或多级。

活塞式空气压缩机包括:空压机、电动机、空气过滤器、中间冷却器、电控设备等部件。压缩机的一般技术性能参数有排气量、排气压力、进出口气体温度、冷却水用量、功率等。

压缩机的排气量是指单位时间内压缩机最后一级排出的空气换算到第一级进气条件时的气体容积值。压缩机的理论排气量为压缩机在单位时间内的活塞行程容积。由于压缩机的进气条件不同,使压缩机实际供气量发生变化,工艺设计者常需要计算出压缩机在指定操作状况下,即标准状况下(进气压力为 0.1MPa、温度为 0℃)的干基空气(扣除空气中水分含量)的供气能力。

空气压缩机的轴功率(不包括因冷却所需的水泵或风扇的功率)一般可由产品样本或说明书直接查得,并按制造厂配用的原动机选取。

油润滑空气压缩机的排气温度一般规定不超过 160℃,移动式空气压缩机的排气温度不超过 180℃。无油润滑空气压缩机的排气温度一般限在 180℃ 以下。压缩机的排气温度取决于进气温度、压缩比以及压缩过程指数。

#### (2) 离心式空气压缩机。

离心式空气压缩机工作时,主轴带动叶轮旋转,空气自轴向进入,并以很高的速度被离心力甩出叶轮,进入流通面积逐渐扩大的扩压器中,使气体的速度降低而压力提高。接着又被第二级吸入,通过第二级进一步提供压力,依此类推,一直达到额定压力。

#### (3) 螺杆式空气压缩机。

螺杆式空气压缩机是依靠两个螺旋形转子相互啮合而进行气体压缩的。在∞形的汽缸中平行放置两个高速回转、按一定传动比相互啮合的螺旋形转子,形成进气、压缩和排气过程。

螺杆式压缩机与往复式压缩机一样,同属于容积式压缩机,就其运动形式而言,压缩机的转子与离心式压缩机一样做高速运动。所以螺杆压缩机兼有活塞式压缩机与离心式压缩机的特点。

但螺杆式压缩机没有往复运动部件,不存在不平衡惯性力,所以螺杆式压缩机的设备基础要求低。螺杆式压缩机还具有强制输气的特点,即排气几乎不受排气压力的影响。螺杆式压缩机在宽广的工作范围内仍能保持较高的效率,没有离心式压缩机在小排气量时喘振和大排气量时的扼流现象。

螺杆式压缩机适用于中低压及中小排气量,如干式螺杆压缩机,其排气量范围为 3~500m<sup>3</sup>/min,排气压力小于 1.0MPa;喷油螺杆压缩机,其排气量范围为 5~100m<sup>3</sup>/min,排气压力小于 1.7MPa。

### 4. 制冷机

制冷机主要有活塞式、离心式、螺杆式、溴化锂吸收式及氨吸收式等。各种制冷机的特点



如下:

#### (1) 活塞式制冷机。

活塞式制冷机压力范围广,能够适应较宽的能量范围,有高速、多缸、能量可调、热效率高等优点。缺点是结构复杂,运行平稳性差。这种制冷机在国内应用广泛,较成熟,但目前应用范围有缩小趋势。

活塞式氨压缩制冷机的工作原理与活塞式空气压缩机相似。它的技术性能指标有:标准工况产冷量、汽缸直径、汽缸个数、活塞行程等。活塞式氨压缩制冷机还包括许多辅助设备,如:氨冷凝器、液氨分离器、油分离器、储氨器、蒸发器、中间冷却器、集油器、空气分离器、过冷器等。

#### (2) 离心式制冷机。

离心式制冷机与活塞式制冷机相比,具有转速高、制冷量大、运行平稳、经济等优点,可在30%~100%的范围内无级调节。其缺点是效率稍低于活塞式制冷机。离心式制冷机具有制冷能力大、体积小、便于实现多级蒸发温度的特点,近年来在石油化工、大型空调工程中得到了推广和应用。

以氟利昂-12为制冷剂的单级离心式制冷机组由这些部分组成:封闭式单级离心式压缩机(包括增速器和电动机)、冷凝器、蒸发器(带浮球阀装置)、抽气回收装置、自动安全保护装置、自动温度调节装置、仪表及开关柜。

#### (3) 螺杆式制冷机。

螺杆式制冷机与活塞式制冷机相比,具有结构简单、体积小、单机压缩比大、制冷量在10%~100%范围内无级调节、可连续运行 $(2\sim5)\times 10^4\text{h}$ 等优点。由于它们优点突出,近年来得到迅速发展。

#### (4) 溴化锂吸收式制冷机。

溴化锂吸收式制冷机主要用于空气调节制冷,它可以利用锅炉蒸汽、燃油、天然气等热源,故运行费用低。溴化锂吸收式制冷机结构简单,运行平稳安全,制冷量可在10%~100%范围内无级调节,易于实现自动化。

#### (5) 氨吸收式制冷机。

氨吸收式制冷机是以消耗热能而获得 $0^{\circ}\text{C}$ 以下温度的制冷机。它适用于有余热或廉价燃料而且要求冷却水温度低、水源充足的地区。

制冷剂是制冷系统中的制冷介质,制冷剂在低温下,由于蒸发而吸收热量;制冷剂在高温下,经过压缩冷凝而放出热量。由于这个作用,它能使热量从低温处转移至高温处而产生低温。目前制冷剂的品种已达七八十种,但绝大部分用于化工低温和特殊场合,用于一般空调和冷藏制冷的仅十多种。在压缩式制冷机中广泛使用的制冷剂是氨、氟利昂-12、氟利昂-22。

### 5. 真空泵

真空泵用来维持工艺系统要求的真空状态。

常用的真空泵有下面几种:

#### (1) 往复式真空泵。

往复式真空泵的构造和原理与往复式压缩机基本相同,但真空泵的压缩比较高,例如,95%的真空度时,压缩比约为20左右,所抽吸气体的压力很小,故真空泵的余隙容积必须更小。

往复式真空泵所排送的气体不应含有液体,如气体中含有大量蒸汽,必须把可凝性气体设法除掉(一般采用冷凝)之后再让所排送的气体进入泵内,即它属于干式真空泵。

#### (2)水环真空泵。

水环真空泵工作时,由于叶轮旋转产生的离心力作用,将泵内水甩至壳壁形成水环。此水环具有密封作用,使叶片间的空隙形成许多大小不同的密封室,叶轮的旋转使密封室由小变大形成真空,将气体从吸入口吸入,然后密封室由大变小,气体由压出口排出。水环真空泵最高真空度可达85%,为维持泵内液封,水环真空泵运转时要不断地充水。

#### (3)液环真空泵。

液环真空泵又称纳氏泵,外壳呈椭圆形,其内装有叶轮,当叶轮旋转时,液体在离心力作用下被甩向四周,沿壁成一椭圆形液环。和水环真空泵一样,液环真空泵的工作腔也是由一些大小不同的密封室组成的,液环真空泵的工作腔有两个,是由于泵壳的椭圆形状所形成的。由于叶轮的旋转运动,每个工作腔内的密封室逐渐由小变大,从吸入口吸进气体,然后由大变小,将气体强行排出。此外,液环真空泵所输送的气体不与泵壳直接接触,所以,只要叶轮采用耐腐蚀材料制造,液环真空泵也可用于介质为腐蚀性气体的情况。

#### (4)旋片真空泵。

旋片真空泵属旋转式真空泵,当带有两个旋片的偏心转子旋转时,旋片在弹簧及离心力作用下,紧贴泵体内壁滑动。吸气工作室扩大,被抽气体通过吸气口进入吸气工作室,当旋片转至垂直位置时,吸气完毕,此时吸入的气体被隔离。转子继续旋转,被隔离的气体被压缩后压力升高,当压力超过排气阀的压力时,气体从泵排气口排出。因此转子每旋转一周,有两次吸气、排气过程。

#### (5)喷射真空泵。

喷射真空泵是利用高速流体射流时静压能向动能转换所造成的真空将气体吸入泵内,并在混合室通过碰撞、混合以提高吸入气体的机械能,气体和工作流体一并排出泵外。喷射真空泵的工作流体可以是水蒸气,也可以是水,前者称为蒸汽喷射真空泵,后者称为水喷射真空泵。

单级蒸汽喷射真空泵仅能达到90%的真空度。为获得更高的真空度可采用多级蒸汽喷射真空泵。喷射真空泵的优点是工作压力范围广、抽气量大、结构简单、适应性强(可抽吸含有灰尘以及腐蚀性、易燃、易爆的气体等),其缺点是效率很低。

### 5.2.3 固体搬运及粉碎设备

在化工生产中,常有固体的原料或产品,为了减轻劳动强度,一般都用机械设备来起重、搬运、输送、计量、包装这些固体物料。下面介绍几种常见的机械设备。

#### 1. 起重设备

起重设备有吊钩、手拉葫芦、电动葫芦、电动单梁起重机、桥式起重机等。它的技术指标有:跨度、最大起重重量、运行速度、起重机自重等。

#### 2. 仓储设备

仓储设备有:叉式装卸车、手动液压装卸车、圆筒搬运车、无轨巷道堆垛机、桥式堆垛机、桥式联合堆包机、液压升降台、装载机。技术指标有:起重重量、升起高度、空载行走速

度等。

### 3. 运输设备

固体物料运输设备有：移动式皮带输送机（适用于矿山、工厂、建筑工地、车站、码头输送散状或成件物体、物品）、气垫带式输送机（运行平稳、安全可靠。适用于输送堆积密度为 $0.5\sim 2.5\text{t/m}^3$ 的各种块状、粒状、粉状等散状固体物料，也可输送成件物品）、带倾角的挡边带式输送机、斗式提升机（用于垂直或倾斜时输送粉状、颗粒状及小块状物料）、螺旋输送机（用于输送粉状、颗粒状及小块状物料，对易变质、粘性大和易结块的物料不宜采用）、载货电梯。

### 4. 给料设备

固体物料经过输送后，加入到反应器或干燥机之前要使用给料设备。给料设备要求具有以下性能：定量供料，不漏料和不漏气，不破坏物料形状；结构简单可靠，功耗低，外形小，加料方便，计量精确，并有防止粉料成拱不能下落和喷粉的措施等。给料设备主要有：各种电磁振动给料机、振动料斗等。技术指标为：料斗尺寸（进料口直径、出料口直径、锥高）、激振电动机型号与功率、激振力等。

### 5. 破碎设备

破碎设备有：粗碎颚式破碎机、环锤式破碎机、锤式破碎机等。技术指标为：最大进料粒度（目）、排料粒度（目）、公称排料口的处理能力、配用电动机型号与功率。

另外还有气流粉碎设备，它适用于聚乙烯、醋酸纤维塑料、环氧树脂、石灰石、碳酸钙、硫黄、活性炭、石墨、橡胶、钛白粉、氧化铁等化工原料。整套气流粉碎设备一般要包括料斗、电磁振动供料机、高速涡流粉碎机、旋风分离器、旋转阀和除尘器。

### 6. 计量包装设备

计量设备有：台秤、地磅、配料秤、自动称量机等。固体物料整套自动计量包装设备包括：自动给料机、自动称量系统、落料斗、吸尘口、夹袋机、称量控制器、皮带输送机、缝包卷边机、电控仪表箱、支架等。

## 5.3 换热设备的设计与选用

在化工厂中传热设备占着极为重要的地位，热交换器是化工、炼油和食品等工业部门广泛应用的通用设备，对化工炼油工业尤为重要。物料的加热、冷却、蒸发、冷凝、蒸馏等都要通过传热设备进行热交换，才能达到要求。通常在化工厂的建设中，热交换器约占总投资的11%。一般的说，热交换器约占炼油、化工装置设备总重的40%。合理的选用和使用热交换器，可节省投资，降低能耗，由此可见，换热器在化工生产中占有很重要的地位。

### 5.3.1 传热设备的分类及性能比较

根据工艺用途可将传热设备分为加热器、冷却器、冷凝器、蒸发器、再沸器、空冷器等。根据冷、热流体热量交换的方法，传热设备可分为：间壁式（参与换热的两流体不直接接触）、直接式（适用于参与换热的两种流体不相混溶，或允许两者之间有物质扩散、机械夹带的场合）及蓄热式（多用于从高温炉气中回收热量以预热空气或将气体加热至高温）3类，其中间壁式换热设备是化工生产中使用最多的一类。

间壁式换热器可分为管式换热器（一般承压能力高）及板式换热器（一般承压能力低）。

表 5.5 列出了主要型式的换热器性能的比较,设计时可作为选择换热器型式的参考。

表 5.5 各种类型热交换器性能的比较

换热器类型	允许最大操作压力,MPa	允许最高操作温度,℃	单位体积传热面积 m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup>	每平方米表面积的质量 kg/m <sup>2</sup>	传热系数 kJ/(m <sup>2</sup> ·h·K)	单位传热量的金属耗量 kg	结构是否可靠
固定管板式列管换热器	84	1000~1500	40~164	35~80	3050~6100	1	○
U形管式列管换热器	100	1000~1500	30~130	—	3050~6100	1	○
浮头式列管换热器	84	1000~1500	35~135	—	3050~6100	1	△
板式换热器	2.8	360	250~1500	小	10500~25000	—	△
螺旋板式换热器	4.0	1000	100	35~50	2500~10450	0.2~0.9	○
板翅式换热器	5.0	269~500	2500~4370	—	125~1250 (气—气) 40~6300 (油—油)	—	△
套管式换热器	100	800	20	175~200	—	2.5~4.5	○
沉浸盘管换热器	100	—	15	90~120	—	1~6	○
喷淋式换热器	10	—	16	45~60	—	0.5~2	△

换热器类型	传热面是否便于调整	是否具有热补偿能力	清洗管子是否容易	清洗管间是否容易	检修是否方便	能否用脆性材料制造
固定管板式列管换热器	×	×	○	×	×	×
U形管式列管换热器	×	○	×	×	×	△
浮头式列管换热器	×	○	○	○	○	△
板式换热器	○	○	○	○	○	×
螺旋板式换热器	×	○	×	×	×	△
板翅式换热器	×	○	—	—	×	×
套管式换热器	○	△	不可拆式× 可拆式○	不可拆式× 可拆式○	○	○
沉浸盘管换热器	×	○	×	○	○	○
喷淋式换热器	○	○	×	○	○	○

注:① 各符号表示的意义是:○——好;△——尚可;×——不好。

② 单位传热量的金属耗量以列管式换热器等于 1 为基准。

### 5.3.2 换热器设计的一般原则

换热器设计的基本要求为:满足工艺要求的传热面积,传热效率尽量高;满足工艺操作条件,在长期连续运转下不泄漏,维修清洗方便;流动阻力尽量小,满足工艺布置的安装尺寸等。

#### 1. 流体流速的选择

根据经验,流体的流速范围见表 5.6。

表 5.6 流体的流速范围

流体在直管内常用流速		流体在壳程内常用流速	
冷却水(淡水)	0.7~3.5m/s	水及水溶液	0.5~1.5m/s
冷却水(海水)	0.7~2.5m/s	低粘度油类	0.4~1.0m/s
低粘度油类	0.8~1.8m/s	高粘度油类	0.3~0.8m/s
高粘度油类	0.5~1.5m/s	油蒸气	3.0~6.0m/s
油类蒸气	0.5~1.5m/s	气液混合物	0.5~3.0m/s
气液混合物	2.0~6.0m/s		

对易燃易爆液体,设计上要考虑安全允许速度。

## 2. 流体的流程选择

在换热中哪一种流体走管内,哪一种流体走管外,这个问题受多方面因素的限制,一般选择的原则如下:

- (1)不清洁和易结垢的流体宜走管程,以便于清洗。
- (2)流量小的流体和粘度大的液体宜走管程,因管程易做成多程结构,可以得到较大的流速,提高给热系数。
- (3)腐蚀性液体宜走管程,以免管束和壳体同时受腐蚀。
- (4)压力高的流体宜走管程,这样可以减小对壳程的机械强度要求。
- (5)饱和蒸汽宜走壳程,因为流速对饱和蒸汽的冷凝给热系数几乎无影响,饱和蒸汽的冷凝表面又不需要清洗,在壳程流动易于及时排除冷凝水。
- (6)被冷却的流体宜走壳程,这样可利用外壳向环境散热,增强冷却效果。
- (7)有毒性的介质走管程,因为管程泄漏的几率小。

## 3. 换热器两端冷、热流体温差的取值

换热器两端冷、热流体的温差大,可使换热器的传热面积小,节省设备投资。但要使冷、热流体温差大,冷却剂出口温度就要低,导致冷却剂的用量大,增大了操作费用。所以,当换热器中有一方流体是冷却剂时,换热器两端冷、热流体温差的取值应考虑其经济合理性,即要选择适宜的换热器两端冷、热流体温差,使投资和操作费用之和最小。一般认为,采用下面所列的数值是比较经济合理的。

- (1)换热器热端冷、热流体温差应在 20℃ 以上。
- (2)用水或其他冷却介质时,冷端温差可以小些,但不要低于 5℃。
- (3)冷凝含有惰性气体的流体时,冷却剂出口温度至少比冷凝液的露点低 5℃。
- (4)空冷器冷、热流体温差应大于 15℃,最好大于 20~25℃。
- (5)用水为冷却剂时,冷却水进、出口温度差一般取 5~10℃,缺水地区用比较大的温差,而水源丰富地区用比较小的温差。

## 4. 压降的选择

压力降一般随操作压力不同而有一个大致的范围。

压力降的影响因素较多,但通常希望换热器的压力降在表 5.7 参考范围内。

表 5.7 换热器压力降的大致范围

操作压力 $p$ , MPa	换热器压力降 $\Delta p$ , MPa
0~0.1(绝压)	$\Delta p = \frac{p}{10}$
0~0.07(表压)	$\Delta p = \frac{p}{2}$
0.07~1.0(表压)	0.035
1.0~3.0(表压)	0.035~0.18
3.0~8.0(表压)	0.07~0.25

## 5. 总传热系数的选择

初估换热面积时总传热系数可按经验值选取,常用的列管换热器的总传热系数经验值见表 5.8。

表 5.8 列管式换热器总传热系数的推荐值

换热器情况	高温流体	低温流体	总传热系数范围 $W/(m^2 \cdot ^\circ C)$	备 注
用作冷却器	水	水	1200~2400	污垢系数 $0.0006(m^2 \cdot h \cdot ^\circ C)/W$
	有机物粘度 $5 \times 10^{-4} Pa \cdot s$ 以下	冷冻盐水	190~490	—
	气体	水	10~240	—
用作加热器	水蒸气	水	1000~3400	污垢系数 $0.0002(m^2 \cdot h \cdot ^\circ C)/W$
	水蒸气	气体	20~240	—
	热水	稀硫酸溶液	500~1000	传热面材料为石墨
用作换热器	重油	重油	40~240	—
	水	水	1200~2400	—
	有机溶剂	有机溶剂	100~300	—
	$SO_2$ 气体	$SO_2$ 气体	5~7	—
用作冷凝器	有机质蒸气	水	200~800	传热面为塑料衬里
	21%盐酸蒸气	水	100~1500	传热面为不透性石墨
	汽油蒸气	原油	100~150	—
	甲醇(管内)	水	550	直立式换热器
用作蒸发器	水蒸气	液体	1500~4000	强制循环,管内流速 1.5~3.5m/s
	水蒸气	液体	4000	强制循环,管内流速 2~5m/s
	水蒸气	水	1700~3660	—

## 6. 污垢热阻的选择

换热器使用中会在壁面产生污垢,这是常见的事,在设计换热器时应充分考虑。由于目前对污垢造成的热阻尚无可靠的公式,不能进行定量计算,一般参考经验值,管壳式换热器总污垢系数推荐值见表 5.9。在设计时应慎重考虑流速和壁温的影响。选择过于大的安全系数,有时会适得其反,传热面积的安全系数过大,将会出现流速下降,自然的“去垢”作用减弱,污垢反会增加。

表 5.9 管壳式换热器污垢热阻推荐值

物 料	污垢热阻 ( $\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C}$ )/W	物 料	污垢热阻 ( $\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C}$ )/W
冷冻盐水	0.0002	海水	0.0001
有机热载体	0.0002	蒸馏水	0.0001
工业水,温度小于 $50^\circ\text{C}$ ,流速小于 $1\text{m/s}$	0.0002	轻质柴油	0.0004
水蒸气	0.0001	沥青和残渣油	0.002
空气	0.0004	塔顶工艺物料蒸气	0.0002
燃料油	0.001	无水原油,温度小于 $90^\circ\text{C}$ , 流速小于 $0.6\text{m/s}$	0.0005
重油	0.001	有机溶剂	0.0002
汽油	0.0002	烧碱溶液	0.0004

## 5.3.3 管壳式换热器的设计和系列选用

### 1. 汇总设计数据、分析设计任务

根据工艺衡算和工艺物料的要求、特性,掌握物料流量、温度、压力和介质的化学性质、物性参数等数据(这些数据可以从手册中查到),还要掌握物料衡算和热量衡算得出的有关设备的负荷、流程中的地位、与流程中其他设备的关系等数据。这样,换热设备的负荷和它的流程中的作用就清楚了,即设计任务就明确了。

### 2. 设计换热流程

换热器的位置在工艺流程设计中已得到确定,在具体设计换热器时,应将换热的工艺流程仔细探讨,以利于充分利用热量,充分利用热源。

(1)要设计换热流程时,应考虑到换热和发生蒸汽的关系,有时应采用余热锅炉,充分利用流程中的热量。

(2)换热中把冷却和预热相结合。有的物料要预热,有的物料要冷却,将二者巧妙结合,可以节省热量。

(3)安排换热顺序。有些换热场所,可以采用二次换热或多次换热,即不是将物料一次换热,而是先将物料与一种介质换热至一定的温度,再一次与另一介质换热,以充分利用能量。

(4)合理使用冷介质。化工厂常使用的冷介质一般是水、冷冻盐水和要求预热的冷物料,一般应尽量减少冷冻盐水的使用场合,或减少冷冻盐水的换热负荷。

(5)合理安排管程和壳程的介质。以有利于传热,减少压力损失,节约材料,安全运行,方便维修为原则,力求达到最佳选择。

### 3. 选择换热器的材质

根据介质的腐蚀性能和其他有关性能,按照操作压力、温度、材料规格和制造价格,综合选择。除了碳钢(低合金钢)材料外,常见的换热材料还有不锈钢、低温用钢(低于 $-20^{\circ}\text{C}$ )、有色金属如铜和铅等。非金属作换热器的材质具有很强的耐腐蚀性能,常见的耐腐蚀换热器材料有玻璃、搪瓷、聚四氟乙烯、陶瓷和石墨,其中应用最多的是石墨换热器,国家已有多种系列,近年来聚四氟乙烯换热器也得到重视。此外,一些稀有金属如钛、钽、锆等在换热器材质选择上也被人们重视,虽然价格昂贵,但其性能特殊,如钽能耐除氢氟酸和发烟硫酸外的一切酸和碱,钛的资源丰富,强度好,质轻,对海水、含氯水、湿氯水、金属氯化物等都有很高的耐蚀性能,是不锈钢无法比拟的,虽然价格高,但用材少,造价也未必昂贵。

### 4. 选择换热器类型

根据热负荷和选用的换热器材质,选定某一种类型换热器,见表 5.5。

### 5. 确定换热器中介质的流向

根据热载体的性质、换热任务和换热器的结构,决定换热器中介质的流向,分为并流、逆流或错流、折流等方式。

### 6. 确定和计算平均温差 $\Delta t_m$

确定终端温差,根据化学工程有关公式,算出平均温差  $\Delta t_m$ 。

### 7. 计算热负荷 $Q$ 、流体对流传热系数 $\alpha$

可用粗略估计的方法,估算管内和管间流体的对流传热系数  $\alpha_1$ 、 $\alpha_2$ 。热负荷可用热量衡算方法求出。

### 8. 估计污垢热阻 $R_s$ 并初算出总传热系数 $K$

现在有各种工艺算图,将公式和经验汇集在一起,可以方便地求取传热系数  $K$ 。在许多设计中, $K$  常取经验值,见表 5.8。作为粗算或试算的依据,许多手册、书籍中都罗列出各种条件下的  $K$  的经验值,但经验值所列的数据范围较宽,作为试算,还可与  $K$  值的计算公式结果参照比较。

### 9. 计算总传热面积 $A$

利用传热速率公式  $A = \frac{Q}{K \cdot \Delta t_m}$ ,很方便就能算出总传热面积  $A$ 。

### 10. 调整温度差而再算一次传热面积

在工艺的允许范围内,调整介质的进出口温度,或者考虑到生产的特殊情况,重新计算  $\Delta t_m$ ,并重新计算  $A$  值。

### 11. 选用系列换热器的某一个型号

根据两次或三次改变温度算出的传热面积  $A$ ,并考虑有 10%~25%的安全系数裕度,确定换热器的选用传热面积  $A$ 。根据国家标准系列换热器型号,选择符合工艺要求和车间布置(立式或卧式、长度)的换热器,并确定设备的台件数。

### 12. 验算换热器的压力降

换热器的压力降一般利用工艺算图或由摩擦系数通过化学工程的公式计算。如果核算的压力降不在工艺的允许范围之内,应重选设备。

如果不是选用系列换热器,则在计算出总传热面积时,按下列顺序反复试算:



(1)根据上述程序计算传热面积  $A$ ,或者简化计算,取一个  $K$  的经验值,计算出热负荷  $Q$  和平均温差  $\Delta t_m$  之后,算出一个试算的传热面积  $A$ 。

(2)确定换热器基本尺寸和管长、管数:根据上条试算出的传热面积  $A$ ,确定换热管的规格和每根管的管长(有通用标准和手册可查),再由  $A$  算出管数。

根据需要的管子数目,确定排列方法,从而可以确定实际的管数,按照实际管数可以计算出有效传热面积和管程、壳程的流体流速。

(3)计算设备的管程、壳程流体的对流传热系数。

(4)根据经验选取污垢热阻,见表 5.9。

(5)计算该设备的传热系数。此时不再使用经验数据,而是用公式计算,以管外面积计算的总传热系数为:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_2} + R_{S1} + \frac{b}{\lambda_w} \cdot \frac{A_1}{A_m} + R_{S2} \frac{A_1}{A_2} + \frac{1}{\alpha_1} \frac{A_1}{A_2}} \quad (5-6)$$

式中  $R_{S1}$ 、 $R_{S2}$ ——管外、管内污垢热阻系数,  $(m^2 \cdot s \cdot ^\circ C)/W$ ;

$b$ ——管壁厚度,  $m$ ;

$\alpha_1$ 、 $\alpha_2$ ——管内、管间流体的对流传热系数,  $W/(m^2 \cdot ^\circ C)$ ;

$\lambda_w$ ——管壁导热系数,  $W/(m \cdot ^\circ C)$ ;

$A_1$ 、 $A_2$ 、 $A_m$ ——管外、管内传热面积和管壁平均传热面积,  $m^2$ 。

(6)求实际所需传热面积:用计算出的  $K$  和热负荷  $Q$ 、平均温差  $\Delta t_m$ ,计算出传热面积  $A_H$ ,并且在工艺设计允许范围内改变温度重新算出  $\Delta t_m$ ,重新计算  $A_H$ 。

(7)核对传热面积:将初步确定的换热器的实际传热面积与  $A_H$  相比,一般认为实际传热面积比计算值大 10%~25% 比较可靠。如若不然,则要重新确定换热器尺寸、管数,直到计算结果满意为止。

(8)确定换热器各部尺寸、验算压力降。如果压力降不符合工艺允许范围,也应重新试算确定,反复选择计算,直到完全合适时为止。

## 5.4 塔器的设计

塔器是气—液、液—液间进行传热、传质分离的主要设备,广泛应用于气体吸收、液体精馏、萃取、吸附、增湿、离子交换等过程中。传质分离过程用于各种均相混合物的分离,其特点是有传递现象发生。按所依据的物理化学原理不同,工业上常用的传质分离过程又可分为平衡分离过程和速率分离过程两大类。传质分离设备很多,属于新型分离方法的速率分离过程包括膜分离、热扩散等,可参考有关书籍,本节不作介绍。对于平衡分离过程,常用的气液传质设备主要是填料塔与板式塔,均为非标准设备,应根据工艺条件进行设计。

### 5.4.1 塔型的选择

关于塔型的选择,很难提出一个绝对的标准,下面所列仅为确定塔型的一些参考因素。

(1)塔径大小。板式塔以单位塔板面积计的造价随塔径增大而减少,而填料塔造价则与其体积成正比。小直径填料塔(直径为 0.8m 以下)的造价一般比板式塔低,所以,从设备投资的角度来看,大塔用板式塔而小塔用填料塔是经济的;另外,板式塔在直径大时效率较高,而填料

塔在大塔径时由于液体分布难以均匀而影响效率,因此,大塔宜用板式塔而小塔宜用填料塔。

(2)板式塔可适应比较小的液体流量,若此条件下用填料塔则易导致填料润湿不足。

(3)处理有腐蚀性的物料时宜用填料塔。若用板式塔,塔板需要用耐腐蚀的金属材料制造,造价较高;而用填料塔时,可以考虑使用廉价的陶瓷填料,当操作温度不高时,还可以使用塑料填料,造价会低得多。

(4)热敏性物料的蒸馏宜用填料塔。高温下易发生聚合、分解或相互作用的热敏性物料的蒸馏常采用减压蒸馏,减压蒸馏要求较小的压力降,而填料塔的压力降一般比较小,近年来又发展了压力降很小的规整填料,更有利于降低填料塔的压力降,而且填料塔内液体的滞留量比较少,物料在塔内的停留时间短,也有利于热敏性物料的蒸馏。

(5)填料塔适用于处理易发泡的液体,因填料能起到破碎泡沫的作用。

(6)含有固体颗粒的物系,宜选用液流通过量较大的板式塔,例如孔径较大的筛板塔、泡罩塔、浮阀塔、舌形板塔等;若用填料塔,则填料易被固体颗粒堵塞。

(7)产生大量溶解热或反应热的物系,一般应采用板式塔,因为可以比较方便地在塔板上安装冷却排管,或从塔板上引出液体在塔外冷却后再返回塔内,以利控制塔温。

(8)液膜控制的过程宜使用板式塔,气膜控制的过程宜用填料塔。在板式塔中,气体在液层内鼓泡上升,这种方式有利于处理液相阻力为主的系统;在填料塔中的气液流动情况有利于减小气膜的阻力,故适于气膜控制的系统。

(9)对操作弹性要求较高的系统,宜采用浮阀塔或其他具有浮动型塔板的板式塔,其次是泡罩塔;填料塔和无溢流塔板的板式塔的操作弹性则相对较小。

(10)如果工艺上要求侧线出料,宜选用板式塔。

(11)如果设备的质量是关键因素,宜选用板式塔,板式塔的质量一般比相同处理量的填料塔为轻。但采用塑料填料时,填料塔的质量也不大。

(12)要求液体在塔内停留时间短的吸收过程(例如用氨水脱除混合气体中  $H_2S$  的吸收过程,停留时间短有利于氨水选择性地吸收  $H_2S$ )可选用充填滞液量小的填料的填料塔;反之,对于要求液体在塔内停留时间长的吸收过程,可采用板式塔或充填滞液量大的填料的填料塔。

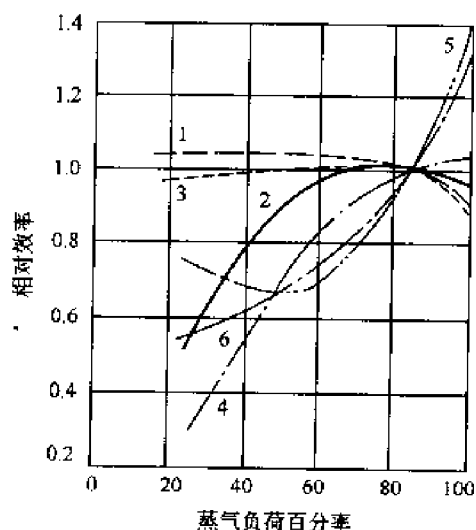


图 5-3 几种塔型的效率

1—泡罩塔;2—筛板塔;3—浮阀塔;4—克特板塔;  
5—鲍尔环填料塔;6—折板网填料塔

关于各种塔的性能比较,虽然已经有许多人进行过研究,但由于各种原因,所得结论往往不一致,舍特维格(Zuiderweg)等作了较细致的工作,比较了6种塔型的性能,其结果如图5-3所示。从图5-3可以看出,填料塔和无溢流克特板塔(Kittel tray)的操作弹性较差,其效率随负荷有较大变化。在有溢流的塔板中,泡罩塔、浮阀塔和筛板塔在正常负荷下的效率大致相仿,泡罩塔和浮阀塔在负荷有较大范围变化时,仍能保持高效,而筛板塔则在低负荷时效率有较大下降,它的操作弹性小。

霍浦(Hoppe)对多种板式塔的性能作了综合比较,其结果列于表5.10中,蒸气负荷和价格两栏是对比于泡罩塔而言的。从表中可以看出,各种塔板的蒸气负荷都比泡罩塔大,各种有溢流塔板的效率大致相仿,无溢流塔板的压力降最低,操作弹性小,效率也较

低,但板间距小,造价最低。

表 5.10 板式塔性能的比较

塔板型式	板上蒸气的相对负荷		效 率		操 作 弹 性		85% 最大蒸气负荷时的板压力降 /mmH <sub>2</sub> O	塔板间距,mm	与泡罩塔相比的相对价格	质量 kg/m <sup>2</sup>
	低值	中等值	85% 最大 负荷	在允许 可变负 荷之下	负荷 变化 范围①	最大蒸气负 荷对最小蒸 气负荷之比				
泡罩塔板	—	—	80	60~80	50	4~5	45~80	400~800	1	90~140
单流型泡罩塔板	1.1	1.2	80~90	60~80	50	4~5	45~80	400~800	0.6	40~70
浮阀塔板	1.2	1.5	80	70~80	80	5~8	40~60	300~600	0.7	40~60
筛孔塔板	1.2	1.3	80	70~80	55	2~3	30~50	400~800	0.7	30~40
舌形塔板	1.1	1.35	80	60~80	80	3~4.5	40~70	400~600	0.7	60~80
克特爾塔板	1.1	1.4	80	70~80	40	2~3	20~50	300~400	0.6	30~50
淋降筛板	1.2	1.4	75	60~80	10	2~3	30~40	300~400	0.5	30~50
无溢流槽板	1.5	2.0	70	60~80	10	1.2~2.5	25~40	200~400	0.5	30~50
波纹塔板	1.2	1.6	70	60~80	50	2~3	20~30	300~400	0.5	30~50

①负荷变化范围是指效率降低 15%时,气体负荷变化的最大百分数。例如泡罩塔的负荷变化范围为 80%,是表示气体在最大负荷和最大负荷的 20%之间变化时,效率可保持 85%的正常效率值。

按照工艺的不同要求和各类塔型的不同性能,在选择塔型时可参考表 5.11 的选用顺序。

表 5.11 各种塔型的选用顺序

因 素	选 择 顺 序	因 素	选 择 顺 序
1. 塔径 小于 800mm 大于或等于 800mm	填料塔 有降液管的板式塔	5. 真空塔	(1) 填料塔 (2) 浮阀板塔 (3) 筛板塔 (4) 泡罩板塔 (5) 其他斜喷式板塔(斜孔板塔、 钢板网塔等)
2. 有强腐蚀性物料	(1) 填料塔 (2) 穿流板塔 (3) 筛板塔 (4) 固舌板塔	6. 大液气比	(1) 导向筛板塔 (2) 多降液管板式塔 (3) 填料塔 (4) 浮阀板塔 (5) 筛板塔 (6) 条形泡罩板塔
3. 有污垢物料	(1) 大孔筛板塔 (2) 穿流板塔 (3) 固舌板塔 (4) 浮阀板塔 (5) 泡罩板塔		
4. 高操作弹性	(1) 浮阀板塔 (2) 泡罩板塔 (3) 筛板塔	7. 液相分层	(1) 穿流板塔 (2) 填料塔

5.4.2 填料塔与板式塔

填料塔为微分接触逆流操作,塔内以填料作为气液接触的基本构件,填料又可分为通用型填料和精密填料两大类,拉西环、鲍尔环、矩鞍填料等属于通用型填料,θ 网环、波纹网填料等属于精密填料。通用型填料效率较低,但适应性较好;精密填料效率较高,但要求也苛刻,在很

多场合下适应性就受到限制。板式塔属于逐级接触逆流操作,塔内以塔板作为气液接触的基本构件,塔板又可分为有降液管塔板和无降液管塔板两种。在有降液管的塔板上气相与液相流向相互垂直,属于错流型,在无降液管的塔板(穿流型)上气相与液相流向则属于逆流型。这两类又包括了许多不同型式的板上气液接触部件,如筛孔、栅条、浮阀、泡罩、浮板等。此外,还有一些不属于填料或塔板型的特殊气液接触设备,例如并流喷射塔、文氏管、卧式塔、喷雾塔等。

板式塔与填料塔均可用于蒸馏、吸收、萃取等传递过程,但在两者之间进行选择 and 比较时,应考虑各塔的优缺点。随着规整填料的研究与开发,填料塔有了很大发展。板式塔和填料塔的对比见表 5.12。

表 5.12 板式塔和填料塔的对比

项 目	填 料 塔	板 式 塔
塔径: $\phi 800\text{mm}$ 以下 大直径	造价便宜 一般采用新型填料,投资较大	安装较为困难 投资较低
空塔速度(生产能力)	散装填料较小,规整填料较大	较大
塔效率	散装填料低,规整填料高	较稳定,效率较高
压力降	散装填料较大,规整填料较小	较大
持液量	较小	较大
内部结构	简单,便于用非金属材料制作, 可用于腐蚀较严重的场合	复杂,多数不便于用非金属材料制作
安装检修	大塔清理费用大,劳动量大	清理容易,劳动量小

塔型选用涉及因素很多,应该结合具体情况作具体考虑。若同时存在几种因素产生矛盾时,应该用辩证法的观点进行分析,找出主要矛盾,确定取舍,以最大限度适应生产需要。一般塔型选取优先可考虑情况为:

#### 1. 优先考虑选用填料塔情况

- (1) 塔径小于  $\phi 800\text{mm}$ , 若选用大直径塔或分离要求高时可采用新型填料。
- (2) 填料塔可用非金属材料制作,被分离物料含有强腐蚀性介质可采用。
- (3) 采用真空操作分离热敏性物质时。

#### 2. 优先考虑选用板式塔情况

- (1) 大塔径塔可采用有降液管的板式塔。
- (2) 分离污垢物料、有结晶和少量固体颗粒物料,其优先选用顺序为:  
①大孔筛板塔;②串流板塔;③固舌板塔;④浮阀板塔;⑤泡罩板塔等。
- (3) 按工艺要求,塔需要设置多个进料、出料口,或设置内部换热元件(如蛇管),板式塔结构易满足这些要求。
- (4) 由于高压操作塔内气液比较小或液相负荷较小,用填料塔不能润湿填料的情况可采用板式塔。

化工生产中使用的塔型有喷洒塔、板式塔和填料塔,其中填料塔和板式塔最为普遍,而蒸馏操作和吸收操作又是使用板式塔和填料塔最多的地方,本节主要讨论蒸馏和吸收操作用的板式塔和填料塔。

### 5.4.3 板式塔的设计

板式塔设计包括设计方案确定、工艺计算、塔体和塔板主要尺寸设计、流体力学的验算与

操作负荷性能图、主要接管尺寸和辅助设备的选择。

### 1. 板式塔的工艺计算

在板式塔设计方案确定后首先要进行工艺计算,工艺计算内容包括物料衡算、最小回流比计算、操作回流比选定、理论板级数计算、塔板效率和实际塔板级数的计算与热量衡算。该内容在分离工程中已有详细叙述。

### 2. 板式塔板主要尺寸设计

工艺计算完成后,要进行板式塔板主要尺寸设计,首先根据具体操作条件和物性参数确定采用塔型,然后对该塔型的塔径及塔板结构进行设计,板式塔因塔板结构不同可分为泡罩塔、浮阀塔、筛板塔、舌形塔等。板式塔的塔板可分为有降液管及无降液管两大类。就气液流动关系来分,板式塔有错流型(如一般的单流型和双流型等)、逆流型(如穿流板)及并流型(如气体提升管型的卧式塔)等。就其气液接触状态来分,板式塔有鼓泡状态(鼓泡层中液体为连续相)、喷射状态(气体为连续相,液相为分散的雾滴状态),事实上这两种状态之间往往存在过渡状态。塔板主要尺寸设计的具体方法参考有关塔板结构设计专著,其步骤为:

- (1)确定已知工艺条件:操作温度及压力、气液相负荷、气液相密度、液体的表面张力、粘度;
- (2)设计塔径;
- (3)设计堰参数(对于有降液管塔):确定流型、降液管及堰尺寸;
- (4)孔径、孔数与布置:选择合理的孔径及孔数,对孔布置。

### 3. 流体力学的验算与操作负荷性能图

塔板流体力学验算的目的在于校验各项工艺尺寸已确定了的塔板,在设计任务规定的气液相负荷下能否正常操作,以便决定是否需要对有关的工艺尺寸进行必要的调整。塔板结构参数确定后,该塔板在不同的气液相负荷内有一稳定的操作范围,超出稳定区,塔的效率显著下降,甚至不能正常操作,将出现各种不正常的流体力学的界限,用曲线表示出来,便是操作负荷性能图。流体力学的验算与确定操作负荷性能图步骤为:

- (1)漏液计算:计算漏液点,并计算其稳定性,必要时调整孔数及开孔面积;
- (2)计算塔板压力降;
- (3)校核液泛情况;
- (4)计算液沫夹带量;
- (5)确定操作负荷的允许上下限。

**【例 5—1】** 塔板设计。拟建一板式浮阀塔分离某混合物,经物料衡算、能量衡算后,试根据已知工艺条件,对该塔板结构进行设计。

已知工艺条件:

最大气(V)、液(L)相负荷:

$$V_s = 2779.2 (\text{m}^3/\text{h})$$

$$L_s = 6.228 (\text{m}^3/\text{h})$$

气体、液体密度:  $\rho_V = 2.81 (\text{kg}/\text{m}^3)$ ;  $\rho_L = 940 (\text{kg}/\text{m}^3)$ 。

液体的表面张力:  $\sigma = 32 (\text{mN}/\text{m})$ ; 平均操作压力:  $p = 1.013 \times 10^5 (\text{Pa})$ 。

解:

(1)塔径计算。

设塔板间距  $H_T = 0.3 (\text{m})$ ; 板上液层深度  $h_L = 0.07 (\text{m})$ , 故分离空间为:

$$H_T - h_L = 0.3 - 0.07 = 0.23 (\text{m})$$

$$\text{动能参数: } \frac{L_s}{V_s} \left( \frac{\rho_L}{\rho_V} \right)^{1/2} = \frac{L}{V} \left( \frac{\rho_V}{\rho_L} \right)^{0.5} = \frac{6.228}{2779.2} \times \left( \frac{940}{2.81} \right)^{0.5} = 0.041$$

由图 5-4 查得负荷系数  $C_{20}=0.047$ , 该值为液体的表面张力等于  $20\text{mN/m}$  时的系数, 对其进行校正, 即:

$$C = C_{20} / \left( \frac{20 \times 10^{-3}}{\sigma} \right)^{0.2} = \frac{0.047}{(20 \times 10^{-3} / 32 \times 10^{-3})^{0.2}} = 0.052$$

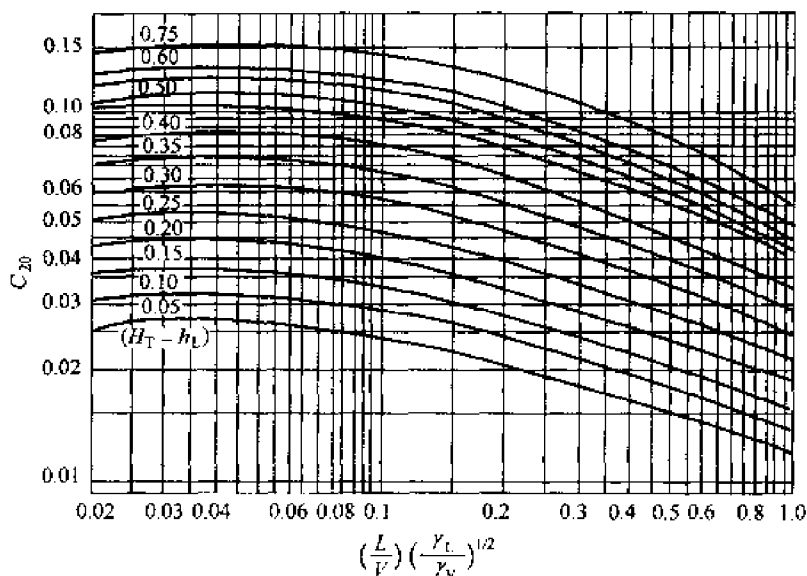


图 5-4 史密斯关联图

最大允许空塔速度:

$$W_{G(\max)} = C \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}} = 0.052 \times \sqrt{\frac{940 - 2.81}{2.81}} = 0.95 (\text{m/s})$$

适宜空塔速度一般为最大允许空塔速度的  $0.6 \sim 0.8$  倍, 取:

$$W = 0.7 W_{G(\max)} = 0.8 \times 0.95 = 0.76 (\text{m/s})$$

则塔径:

$$D' = \sqrt{\frac{V_s / 3600}{0.785 \times W}} = \sqrt{\frac{2779.2 / 3600}{0.785 \times 0.76}} = 1.13 (\text{m})$$

按标准取  $D=1.2(\text{m})$ , 实际塔截面积:

$$A_r = \frac{\pi}{4} D^2 = \frac{\pi}{4} \times 1.2^2 = 1.13 (\text{m}^2)$$

实际空塔速度:

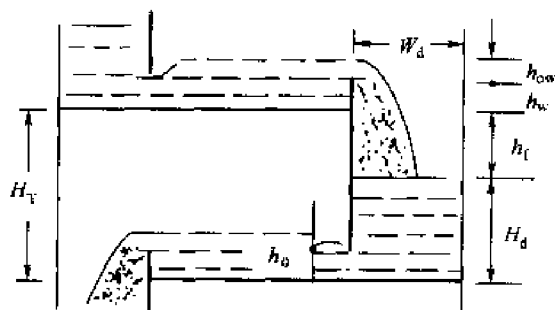


图 5-5 塔板结构参数与构型

$$W = \frac{V_s}{A_r} = \frac{2779.2 / 3600}{1.13} = 0.683 (\text{m/s})$$

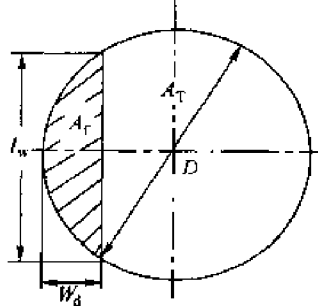
安全系数:  $W / W_{G(\max)} = 0.683 / 0.95 = 0.72$ , 在  $0.6 \sim 0.8$  之间, 符合要求。

(2) 堰参数设计。

堰参数如图 5-5 表示, 包括堰长  $l_w$ 、堰宽  $W_d$ 、堰高  $h_w$  和液体高度等。一般堰长  $l_w$  取塔径  $D$  的  $0.6 \sim 0.8$  倍, 有关参数参阅表 5.13。由表 5.13 可得  $l_w = 794 (\text{mm})$ , 堰宽  $W_d = 150 (\text{mm})$ ; 降液管面积  $A_f = 0.0816 (\text{m}^2)$ , 与塔

截面积之比  $A_f/A_T = 7.22\%$ ;  $l_w/D = 0.661$ 。

表 5.13 单流型塔板系列参数摘录<sup>①</sup>

塔径 $D$ mm	塔板间距 $H_T$ mm	弓形降液管		降液管面积 $A_f$ $m^2$	$A_f/A_T$ %	$l_w/D$	备 注
		堰长 $l_w$ mm	堰宽 $W_d$ mm				
1000	350	650	120	0.0534	6.8	0.650	
	400	714	150	0.0970	9.8	0.714	
	500	800	200	0.1120	14.3	0.800	
	600						
1200	350	794	150	0.0816	7.22	0.661	
	450						
	500	876	190	0.1150	10.2	0.730	
	600						
1400	800	960	240	0.1610	14.2	0.800	
	350	903	165	0.1020	6.63	0.645	
	400						
	500	1029	225	0.1610	10.45	0.735	
	600						
	800	1104	270	0.2065	13.4	0.790	

①摘自化学工程手册(第13篇)。

降液管的容积与液相流量之比  $\tau$ , 有时亦称为液体在降液管中的停留时间, 一般应大于 5s, 个别情况下可小至 3s, 对于易起泡物系要取较大值。

$$\tau = \frac{A_f \cdot H_T}{L_s} = \frac{0.0816 \times 0.3}{6.228/3600} = 14.15(s) > 5(s)$$

液流堰有平堰、齿形堰和圆形液流管多种形式供选择, 在计算堰上液流高度  $h_{ow}$  时, 不宜超过 60~70mm, 过大时宜改用双流型或多流型布置。对于液流量小时,  $h_{ow}$  应不小于 6mm, 以免造成板上液相分布不均匀, 如达不到液相均匀分布, 可采用齿型堰。若采用平堰, 堰上的液流高度  $h_{ow}$  可用 Francis 公式计算:

$$h_{ow} = 0.00284E \left( \frac{L_s}{l_w} \right)^{2/3} = 0.00284E \left( \frac{6.228}{0.794} \right)^{2/3} = 0.0112E$$

式中  $E$  为液体的校正系数, 又称为液体的收缩系数, 一般物系近似等于 1。收缩系数值可由图 5-6 查取, 得到  $E=1.035$ , 所以  $h_{ow}=0.0112 \times 1.035=0.0116(m)$ 。堰高  $h_w$  就是板上液层深度  $h_L$  与  $h_{ow}$  之差:  $h_w=0.07-0.0116=0.0584(m)$ 。降液管底部离塔板距离  $h_0$ , 考虑液封取  $h_0$  比  $h_w$  小 15mm, 即  $h_0=0.0584-0.015=0.0434(m)$ 。

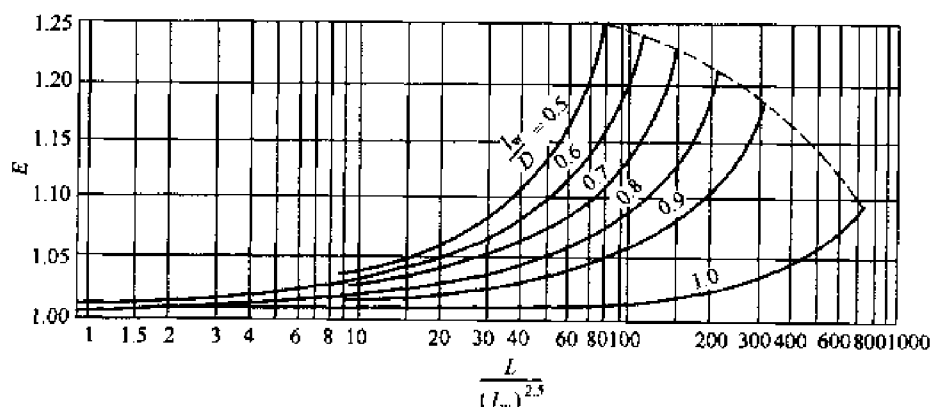


图 5-6 液体收缩系数

$L$ —液体流量( $m^3/h$ );  $l_w$ —堰长( $m$ );  $D$ —塔径( $m$ )

(3) 浮阀布置。

取动能因素  $F_0 = 11$ , 则孔速为:

$$W_0 = \frac{F_0}{\sqrt{\rho v}} = \frac{11}{\sqrt{2.81}} = 6.57 (\text{m/s})$$

取 F1 型浮阀, 孔径为 39mm, 故每层塔板浮阀个数为:

$$N = \frac{V_s/3600}{0.785 \times 0.039^2 W_0} = \frac{2779.2/3600}{0.785 \times 0.039^2 \times 6.57} = 98.5 \approx 99 (\text{个})$$

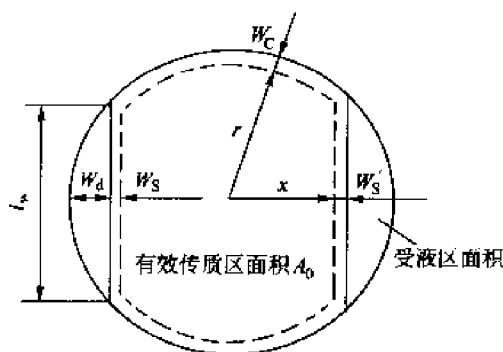


图 5-7 单流型塔板设置

单流型塔板布置如图 5-7 所示, 有效传质区又称鼓泡区, 是板面上的开口区, 已知  $W_d = 0.15 (\text{m})$ , 选取无效边缘区宽度  $W_c = 0.05 (\text{m})$ , 破沫区宽度  $W_s = 0.075 (\text{m})$ , 阀孔总面积可由式(1)计算:

$$\begin{aligned} A_s &= 2 \left[ x \sqrt{r^2 - x^2} + \frac{\pi}{180^\circ} r^2 \arcsin \left( \frac{x}{r} \right) \right] \\ x &= \frac{D}{2} - (W_s + W_d) \\ &= \frac{1.2}{2} - (0.075 + 0.15) \\ &= 0.375 (\text{m}) \end{aligned} \quad (1)$$

$$r = \frac{D}{2} - W_c = \frac{1.2}{2} - 0.05 = 0.55 (\text{m})$$

$$\text{所以有: } A_s = 2 \times \left[ 0.375 \sqrt{0.55^2 - 0.375^2} + \frac{\pi}{180^\circ} \times 0.55^2 \times \arcsin \left( \frac{0.375}{0.55} \right) \right] = 0.756 (\text{m}^2)$$

阀孔的排列如图 5-8 所示, 有正三角形排列和等腰三角形排列两种, 按正三角形排列时, 孔心距  $t$  计算公式为:

$$t = d_0 \sqrt{\frac{0.907 A_s}{A_0}} \quad (2)$$

式中  $d_0$ ——阀孔孔径, m;

$A_s$ ——阀孔总面积,  $\text{m}^2$ ;

$A_0$ ——鼓泡区面积,  $\text{m}^2$ 。

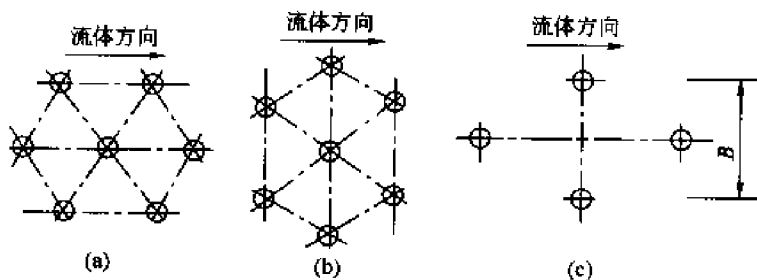


图 5-8 阀孔排列

(a) 顺排, (b) 错排, (c) 等腰三角形排列

按等腰三角形排列时, 等腰三角形底边孔心距固定为 75mm, 等腰三角形高度  $t'$  计算公式为:

$$t' = \frac{A_s}{0.075n} \quad (3)$$

式中  $n$ ——阀孔数目;



$A_a$ ——鼓泡区面积。

该塔采用等腰三角形排列,高度  $t'$  为:

$$t' = \frac{A_a}{0.075n} = \frac{0.756}{0.075 \times 99} = 0.102(\text{m})$$

塔径为 1.2m,塔板可按三块布置,中间矩形和两边弓形。按等腰三角形排列,考虑到分块的支撑与衔接,取等腰三角形高度  $t' = 0.08\text{m}$ ,等腰三角形底边孔心距固定为 75mm,矩形部分排 5 排,共 52 个;弓形部分各排三排,第一排 11 个,第二排 8 个,第三排 5 个,共 24 个,阀孔数总计为 100 个。重新核算:

孔速  $W_0$  为:

$$W_0 = \frac{V_s}{\pi/4 d_0^2 N} = \frac{2779.2/3600}{0.785 \times 0.039^2 \times 100} = 6.47(\text{m/s})$$

动能因素:  $F_0 = W_0 \sqrt{\rho_v} = 6.47 \times \sqrt{2.81} = 10.84$ , 在 9~12 之间,合适。

塔板开孔率:  $\phi = A_0/A_T = N \left( \frac{d_0}{D} \right)^2 = 100 \times \left( \frac{0.039}{1.2} \right)^2 = 10.56\%$ , 在 10%~14% 之间,合适。

塔板设计完成后,要进行塔板流体力学计算,包括塔板压力降计算、降液管中液体高度计算等,用以校验所选定的塔板结构尺寸及塔板间距是否合适。同时,为了评价塔板的设计性能是否处于最佳状态,还应该进行适宜的操作区计算,如计算雾沫夹带量、漏液点、气液相负荷上下限等,以便进一步改善设计和选择最佳的塔板性能。如果不够理想,则应调整塔板结构尺寸或塔板间距,重新进行验算,以期最终获得最佳塔板结构设计。

#### 5.4.4 填料塔的设计

填料塔是最常用的气液传质设备,广泛应用于精馏和吸收等单元操作。填料塔一般采用金属制造,当处理腐蚀性流体时,也可采用非金属材料如塑料、玻璃钢等制造。填料是填料塔的核心,主要分为散装填料和规整填料。目前开发的新型高效填料解决了流体的均匀分布问题,使填料塔的最大塔径可达 14~18m。由于规整填料的压力降较小,有些精馏过程如苯乙烯、甲醇精制等已由填料塔取代原先的板式塔。

填料塔的设计程序如下:

- (1) 选择填料形式及尺寸;
- (2) 根据工艺的分离要求,确定塔高;
- (3) 根据流量及处理气相和液相负荷,确定塔径;
- (4) 塔内部构件的选择和设计;填料支撑、液体分布;
- (5) 液体再分布的设计。

#### 5.4.5 塔的内部工艺结构设计

塔的内部工艺结构包括塔顶、塔底、塔裙以及塔的各种类型的进口、抽出板、出口;塔的各种类型防冲挡板、防涡器、滤焦器、破沫网等。上述结构在实际生产中有各种不同形式,并已取得了较成熟的实际经验。各种塔的工艺条件及生产要求均不同,故其内部工艺结构尺寸应由设计者按实际需要确定。

##### 1. 塔顶

- (1) 物料出口。

物料出口一般为平接式,其直径与塔顶工艺管线相同。

## (2) 塔顶空间。

塔顶空间是塔顶第一块塔板到塔板切线距离。为了减少塔顶出口气体中携带液体量,塔顶空间一般取 1.2~1.5m,以利于气体中的液滴自由沉降。

## (3) 破沫网。

破沫网用以分离气体中携带的液体,提高产品质量改善塔顶气体进压缩机的操作。带液滴的气体经过丝网时,气体中的液滴与细丝撞击,附着于丝网上,随之向下流至两根丝的接触处,由于接触缝隙的毛细管作用,液滴就不再往下流。当液滴聚集到一定体积后,其重力超过毛细管与气体上升的联合作用力,液滴自行下落。破沫网的直径取决于气量及选定的气速。而气速有受气体与液体重度、液体的表面张力、液体的粘度、丝网的比表面积、气体中的雾沫量等因素影响,其中以气体及液体重度影响最大。支撑丝网的栅板支架占去的面积应不大于丝网总面积的 10%。在大直径的塔中装设破沫网,多半是采用分块的,从人孔装入塔内。为了提高分馏效果,在炼油装置中,曾把带状丝网压成波纹状,生产实践证明,把破沫网压成波纹重叠安装,分离效果比平丝网较好。

## 2. 进口

进口包括塔顶回流、中间回流、蒸汽及原料进口等。原料进料段的高度取决于进料的结构型式及介质状态。如果为液相进料,原料进料段的高度可取与塔板间距相同或稍大的数值;如果为气相进料,则原料进料段的高度应根据进料型式决定。一般进料管大小均采用与工艺管线相同的直径。

现将常用的几种进口形式分别介绍如下:

### (1) 塔顶回流进口。

为了确保塔板操作稳定,防止回流液入塔时直接冲击塔板,产生液峰或在塔板上飞溅,因此在进口处应考虑设置防冲设施,例如设置防冲挡板、防冲斗、入口堰、缓冲管等。

### (2) 中段回流进口。

对于不易起泡沫的回流液,某些塔的中段回流进口管可直接插入降液管中;对于易起泡沫的回流液,若将其进口管插入降液管中,可能会造成塔的液泛,影响塔的正常操作或降低处理能力。因此,在炼油装置中经常采用中段回流结构形式:回流液进口管插入降液管外侧,尽可能靠近上层塔板;管上开有 1~2 排与降液板成 45° 的孔,回流液即从小孔中喷出沿降液板流入塔板;开孔有两种形式:一种为圆形孔,一种为矩形孔;开孔面积一般等于 1.3~1.5 倍的回流液进口管截面积。

### (3) 油气进口。

进口管应与降液管平行,与塔板上液流方向成垂直布置,同时进口管应靠近上层塔板。

### (4) 气液进口。

有代表性的如常减压装置采用一种螺旋型导向板的切线进料口,其特点是进口压力降小,可以减轻塔的振动及对塔壁的冲击,有利于气液的分离。热虹吸式再沸器的回塔管线进口大部分采用切线形式,进口位置刚好在液封板的下面。

### (5) 汽提蒸汽进口。

为保证汽提蒸汽均匀分布,在塔内设有蒸汽分配管,安装在液面上方,分配管开孔方向应与塔壁成 45° 垂直向上,开孔面积最小应为 1.3~1.5 倍进口管截面积。

## 3. 抽出盘及出口

塔内下流的液体在某层塔板处可全部或部分抽出作为侧线产品或循环回流。在设计各种类型抽出口时,一般可参考下列原则:

#### (1)部分抽出斗。

在降液管下面加一凹槽作为抽出斗,抽出嘴装在斗底或装在斗侧。斗的水平截面积一般应保证净液流速不大于  $0.06\text{m/s}$ ,凹下深度最小应是抽出嘴直径的 1.5 倍。如果斗长大于深度的 1.5 倍,则在相当于塔板面高度处加装一块平的防涡流挡板。抽出斗不得妨碍下层塔板上降液管的入口,否则应加大塔板间距。部分抽出斗的抽出口嘴子尺寸一般按出口嘴子流速  $0.9\text{m/s}$  考虑。

#### (2)全抽出斗。

全抽出斗的容积设计与部分抽出斗相同,但应在降液管及斗之间增设液封板,保持降液板液封高度最低为  $25\text{mm}$ 。同时还应设有较高的溢流堰,以防止液体流到下层塔板上,而且塔板间距应选择适当,即使在最大塔板压力降的情况下,仍能使液体通过溢流堰而不致全部充满降液管,造成液泛。

#### (3)抽出用的无泡帽塔板(盲塔板)。

盲塔板上设有升气管,其截面积约占塔板截面积的 15%,即油气通过升气管的速度不应超过塔板泡帽升气管速度,一般最大不超过  $9\text{m/s}$ 。升气管高度应高于塔板上最高液面  $150\sim 250\text{mm}$ 。为使盲塔板上进出的油气分布均匀,在升气管顶上及下面可以安装水平折流挡板,其直径与升气管相同。挡板与升气管间的环隙面积应不小于升气管的截面积。抽出嘴子与塔板平行安装,并建议安装防涡流除气器。

#### (4)水抽出斗。

水抽出斗内筛板上的开孔面积占筛板的 25%。斗的截面积应保证净液流速不大于  $0.06\text{m/s}$ 。

#### (5)一般抽出口嘴子尺寸。

一般抽出口嘴子均推荐采用与工艺管线直径一样的尺寸。

### 4. 人孔

在炼油装置塔器中,当油品清洁且不需要经常清洗时,每隔 6~8 块塔板处设一个人孔;当油品脏污,需经常清洗时,每隔 3~4 块塔板处设一个人孔。凡有人孔处塔板间距应等于或大于  $600\text{mm}$ 。人孔的中心距操作平台一般考虑为  $800\sim 1200\text{mm}$ 。人孔直径一般为  $450\sim 550\text{mm}$ ,特殊的也有长形人孔。人孔伸出塔器筒体长度为  $200\sim 250\text{mm}$ 。

### 5. 塔底

#### (1)塔底空间。

塔底空间是指塔底第一块塔板到塔底切线的距离。当进料设有 15min 缓冲时间的容量时,塔底产品停留时间可取  $3\sim 5\text{min}$ ,否则需 15min 左右,但对塔底产品最大的塔,停留时间一般也取  $3\sim 5\text{min}$ 。对易结焦的介质,塔底停留时间应缩短,一般取  $1\sim 1.5\text{min}$ 。

#### (2)塔底出口。

塔底出口直径一般与工艺管线直径相同,出料管可通过人孔通道进入裙座内安装。但对于人体有危险的物料,不宜在裙座内采用法兰连接,以免发生意外事故。

#### (3)防涡器。

为了使液体物料流出时不致产生涡流,将气体带进泵里而使泵抽空,或为了使液面的操作稳定,故在许多设备底部的液体出料端设置防涡器。另外,为了防止介质中的脏物被带入泵内,在塔底设有过滤器或排净口。

#### (4)滤焦器。

在减压分馏塔、催化分馏塔、焦化分馏塔及类似的分馏塔底部都装有滤焦器,以防止焦块

进入管线带入泵或其他设备中,影响正常工作。

## 6. 塔裙

塔类裙座形式有圆柱形和圆锥形两种,据参考文献分析,当塔高径比大于 30 时,采用圆锥形裙座。裙座上的人孔为长圆形,人孔尺寸较大,约为  $510\text{mm} \times (1000 \sim 1800)\text{mm}$ ,使进出方便。裙座内的塔底接管不采用法兰连接,而是用弯管焊接,将接管引出裙座以外后,再用法兰连接。

## 5.5 反应器的设计

化学反应过程和反应器是化工生产流程中的中心环节,反应器的设计往往占有重要的地位。相对而言,化工生产流程中的单元操作如热交换、蒸馏、吸收和干燥等,只涉及物理变化,其设计计算理论较为成熟,实践经验较为丰富;而在反应器中发生的是传热、传质等物理过程和化学反应过程共同以及交互作用的结果,比单纯的物理操作或化学过程要复杂得多。反应器设计所依据的是化学反应工程理论,是化学反应工程理论的实际应用。由于化学反应的多样性,化学反应工程理论在实际应用方面尚处于发展之中,一个好的反应器设计往往较多地倚重研究试验工作。

反应器设计主要包括:反应器选型;寻找合适的工艺条件;确定实现这些工艺条件所需的技术措施;确定反应器的结构尺寸,确定必要的控制手段。本节内容侧重于反应器设计的基础原理,引导如何实际应用。

### 5.5.1 反应器的基本类型

反应器按结构大致可分为管式反应器、釜式反应器、塔式反应器、固定床反应器和流化床反应器等类型。它们的主要适用范围和特性见表 5.14。由于每个反应均有其自身的特点,选型时需要结构反应器的特性进行综合分析,做出合理选择。

表 5.14 反应器的型式与特性

型 式	适用的反应	优 缺 点	生 产 举 例
搅拌槽,一级或多级串联	液相,液—液相,液—固相	适用性大,操作弹性大,连续操作时温度、浓度容易控制,产品质量均一,但高转化率时,反应容积大	苯的硝化、氯乙烯聚合、釜式法高压聚乙烯、顺丁橡胶聚合等
管式	气相,液相	返混小,所需反应器容积较小,比传热面大。但对慢速反应,管要很长,压力降大	石脑油裂解、甲基丁炔醇合成、管式法高压聚乙烯
空塔或搅拌塔	液相,液—液相	结构简单,返混程度与高/径比及搅拌有关,轴向温差大	苯乙烯的本体聚合、己内酰胺缩合、醋酸乙烯溶液聚合等
鼓泡塔或挡板鼓泡塔	气—液相,气—液—固(催化剂)相	气相返混小,但液相返混大;温度较易调节;气体压力降大,流速有限制,有挡板可减少返混	苯的烷基化、乙烯基乙炔的合成、二甲苯氧化等
填料塔	液相,气—液相	结构简单,返混小,压力降小;有温差,填料装卸麻烦	化学吸收、丙烯连续聚合
板式塔	气—液相	逆流接触,气液返混均小;流速有限制。如需传热,常在板间另加传热面	苯连续磺化、异丙苯氧化
喷雾塔	气—液相快速反应	结构简单,液体表面积大;停留时间受塔高限制;气流速度有限制	高级醇的连续磺化

续表

型 式	适用的反应	优 缺 点	生 产 举 例
湿壁塔	气—液相	结构简单,液体返混小,温度及停留时间易调节;处理量小	苯的氯化
固定床	气—固(催化或非催化)相	返混小,高转化率时催化剂用量少,催化剂不易磨损;传热控温不易,催化剂装卸麻烦	乙苯脱氢、乙炔法制氯乙烯、合成氨、乙烯法制醋酸乙烯等
流化床	气—固(催化或非催化)相,特别是催化剂失活很快的反应	传热好,温度均匀,易控制,催化剂有效系数大;粒子输送容易,但磨损大;床内返混大,对高转化率不利,操作条件限制较大	苯氧化制苯酚、石油催化裂化、乙烯氨氧化制二氯乙烷、丙烯氨氧化制丙烯腈等
移动床	气—固(催化或非催化)相,催化剂失活很快的反应	固体返混小,固气比可变性大,粒子输送较容易;床内温差大,调节困难	石油催化裂化、矿物的焙烧或冶炼
滴流床(滑流床)	气—液—固(催化剂)相	催化剂带出少,分离易;气液分布要求均匀,温度调节较困难	焦油加氢精制和加氢裂解、丁炔二醇加氢等
蓄热床	气相,以固相为载体	结构简单,材质容易解决,调节范围较广,但切换频繁,温度波动大,收率较低	石油裂解、天然气裂解
回转筒式	气—固相,固—固相高粘度液相,液—固相	粒子返混小,相接触界面小,传热效能低,设备容积较大	苯酚转位成对苯二甲酸、十二烷基苯的磺化
载流管	气—固(催化或非催化)相	结构简单,处理量大,瞬间传热好,固体传送方便;停留时间有限制	石油催化裂化
喷嘴式	气相,高速反应的液相	传热和传质速度快,流体混合好,反应物急冷易,但操作条件限制较严	天然气裂解制乙炔、氯化氢的合成
螺旋挤压机式	高粘度液相	停留时间均一,传热较困难,能连续处理高粘度物料	聚乙烯醇的醇解、聚甲醛及氯化聚醚的生产

### 5.5.2 反应器设计的基本方法及数学模型的组成

设计反应器要尽可能全面掌握下列各方面的资料和数据:

- (1)温度、浓度和压力对反应速率的影响,副反应的情况,反应条件对选择性的影响;
- (2)催化剂的粒度对反应的影响,催化剂的失活原因和失活速率,催化剂的强度和耐磨性;
- (3)反应热效应;
- (4)原料中杂质对反应的影响;
- (5)反应物和产物的物理性质、爆炸极限等;
- (6)反应器中物料的流动和返混特性,反应器的传热物性和允许的压力降;
- (7)搅拌釜中搅拌浆的特性;
- (8)多相流中分散相的分散方法和聚并特征;
- (9)气固流态化系统中粒子的磨损和带出;
- (10)开停车所需的辅助设施;
- (11)反应器操作、控制方法。

工业规模反应器的开发设计往往和反应器的放大相联系,一般采用逐级经验放大法,或数学模型法或介于两者之间的半经验法来处理,这些方法都需要完成数量不等的实验室试验工作,通常依靠高校和科研机构的研究力量来完成。

由表 5.14 可知,反应器的型式很多,但不论是哪一类反应器,其间发生的是哪一种反应,反应过程基本上都可以分解为反应、传热、传质和动量传递等。因此,反应速率方程、物料衡算方程、能量衡算方程、动力衡算方程及流动模型等,就构成了反应器的数学模型,这些方程是交互作用的。

反应速率方程在反应工程课程中已经学习,这里不予重复叙述。

物料衡算方程可通过对一个反应器微元段应用质量守恒定律得出:

$$\left[ \begin{array}{c} \text{单位时间内} \\ \text{物料 A 的进料量} \end{array} \right] - \left[ \begin{array}{c} \text{单位时间内} \\ \text{物料 A 的出料量} \end{array} \right] - \left[ \begin{array}{c} \text{单位时间内} \\ \text{物料 A 的转化量} \end{array} \right] = \left[ \begin{array}{c} \text{单位时间内} \\ \text{物料 A 的积累量} \end{array} \right]$$

能量衡算方程可通过对一个反应器微元段应用能量守恒定律得出,如无特殊情况可忽略动能、位能、功等,只计算反应热和其他热传递项:

$$\left[ \begin{array}{c} \text{单位时间反应} \\ \text{混合物带入的热量} \end{array} \right] - \left[ \begin{array}{c} \text{单位时间反应} \\ \text{混合物带出的热量} \end{array} \right] - \left[ \begin{array}{c} \text{单位时间} \\ \text{的反应热} \end{array} \right] = \left[ \begin{array}{c} \text{单位时间通过} \\ \text{热交换带出的热量} \end{array} \right]$$

对整个反应器积分后得到总的物料衡算和能量衡算。

动量衡算方程一般情况下只需考虑压力降和反应器中不同位置的静压头等。

### 5.5.3 匀相反应器

#### 1. 间歇釜式反应器

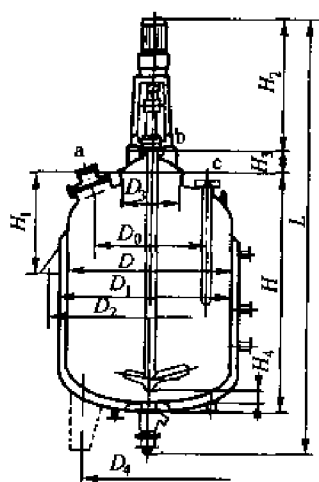


图 5-9 搅拌釜式反应器

搅拌釜式反应器是一种最常见的间歇反应器,如图 5-9 所示。其顶部有一搅拌器,以使釜内物料混合均匀,顶盖上有多个管口,用于加入反应物料或测量温度、压力等,有些在筒体外部装有夹套用来加热或冷却,还有些在反应器内设盘管以增大传热面积。

对于间歇釜式反应器,反应物料一次加入,釜内温度、浓度由于搅拌作用而达到均匀,因而对微元的物料衡算可扩大到整个反应器。A 组分的物料衡算方程为:

$$[A \text{ 的进料量}] - [A \text{ 的出料量}] - [A \text{ 的反应量}] = [A \text{ 的积累量}]$$

$$(-\gamma_A)V_R = n_{A0} \frac{dx_A}{dt} \quad (5-7)$$

整理并积分后可得在一定操作条件下,当转化率达到  $x_A$  时所需的反应时间为:

$$t = n_{A0} \int_0^{x_A} \frac{dx_A}{(-\gamma_A)V_R} \quad (5-8)$$

式中  $V_R$ ——反应器体积,  $m^3$ ;

$n_{A0}$ ——加入反应器的组分 A 的摩尔数;

$x_A$ ——组分 A 的转化率;

$t$ ——反应时间, s。

当反应器保持恒定容积时,式(5-8)可写为:

$$t = \frac{n_{A0}}{V} \int_0^{x_A} \frac{dx_A}{-\gamma_A} = C_{A0} \int_0^{x_A} \frac{dx_A}{-\gamma_A} = - \int_{C_{A0}}^{C_A} \frac{dC_A}{-\gamma_A}$$

由于是间歇操作,每进行一批生产都要进行清釜、装卸料、升降温等辅助操作,需要一定的时间。因此,间歇反应器一般适用于一些反应时间较长的慢反应,由于操作灵活、简便,在小批量、多品种的染料、医药及精细化工中间体等行业中有广泛的应用。

## 2. 平推流反应器(PFR)

平推流反应器中物料的流动满足这样的假定：即通过反应器的物料沿着同一方向以相同的速度向前流动。因此，PFR 反应器中所有物料的停留时间均相同。在实际应用的反应器中，管径较小、长度较长、流速较大的管式反应器比较接近理想的平推流反应器，常可按平推流反应器来计算。

等温的平推流反应器中，在沿反应器长度的不同截面上，物料的组成是变化的，取长度为  $dl$  (体积为  $dV$ ) 的微元段对 A 组分作物料衡算如图 5-10 所示。

可得：

$$F_A - (F_A + dF_A) - (-r_A)dV = 0 \quad (5-9)$$

$$dF_A = d[F_{A0}(1 - x_A)] = -F_{A0}dx_A$$

$$F_{A0}dx_A = (-r_A)dV$$

式中  $F_A$ ——反应组分 A 在某一时刻的摩尔流量, kmol/h;

$F_{A0}$ ——进料中反应组分 A 的摩尔流量, kmol/h。

对整个反应器积分后, 可得：

$$\frac{V_R}{F_{A0}} = \frac{\tau}{C_{A0}} = \int_0^{x_A} \frac{dx_A}{-r_A} \quad (5-10)$$

$$\tau = \frac{V_R}{Q_0} = C_{A0} \int_0^{x_A} \frac{dx_A}{-r_A} \quad (5-11)$$

式中  $V_R$ ——反应器体积,  $m^3$ ;

$Q_0$ ——反应物体积流量,  $m^3/s$ ;

$\tau$ ——反应器空时,  $\tau = V_R/Q_0$ , s;

$C_{A0}$ ——反应釜入口液体中关键组分 A 的初始浓度, mol/L;

$C_{Af}$ ——反应釜出口液体中关键组分 A 的最终浓度, mol/L。

对于变容系统, 可用膨胀率  $\epsilon$  或膨胀因子  $\delta$  来表示变容特征, 不同反应级数的平推流反应器计算式在反应工程课程中均有详细介绍。

## 3. 全混釜式反应器(CSTR)

全混釜式反应器的型式和间歇釜式反应器相似, 区别是间歇釜式反应器是间歇操作, 而全混釜式反应器是连续进出料, 如图 5-11 所示。由于搅拌作用, 全混釜内物料达到完全混合状态, 组成、温度均匀, 并且等于出口处的组成和温度。

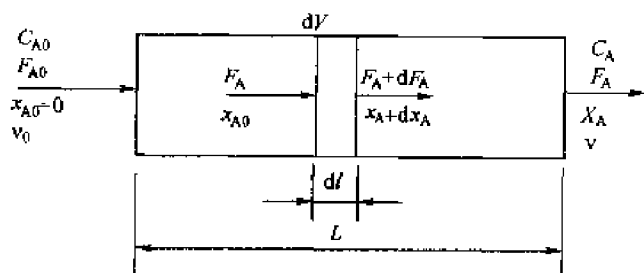


图 5-10 平推流反应器的物料衡算示意图

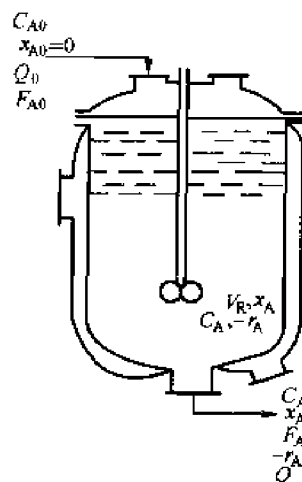


图 5-11 全混釜式反应器的示意图

对整个反应器作物料衡算,可得:

$$\begin{aligned} F_{A0} - F_A - (-r_A)V_R &= 0 \\ F_{A0}x_A &= (-r_A)V_R \end{aligned} \quad (5-12)$$

整理后可得:

$$\frac{V_R}{F_{A0}} = \frac{\tau}{C_{A0}} = \frac{x_A}{-r_A} \quad (5-13)$$

$$\tau = \frac{V_R}{Q_0} = \frac{C_{A0}x_A}{-r_A} \quad (5-14)$$

因全混釜多用于液相恒容系统,故还可简化为:

$$\frac{V_R}{F_{A0}} = \frac{x_A}{-r_A} = \frac{C_{A0} - C_A}{C_{A0}(-r_A)} \quad (5-15)$$

$$\tau = \frac{V_R}{Q_0} = \frac{C_{A0} - C_A}{(-r_A)} \quad (5-16)$$

反应釜体积计算公式为:  $V_R = Q_0\tau$ 。

#### 4. 循环反应器

对一管式反应器,将其出口物料的一部分循环到反应器入口,即成为循环操作的平推流反应器,如图 5-12 所示。循环比  $R$  为表示循环反应器特征的参数:

$$R = \frac{\nu_R}{\nu_0} \quad (5-17)$$

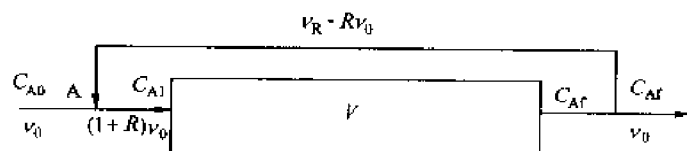


图 5-12 循环反应器的示意图

反应器进口处物料浓度  $C_{A1}$  为:

$$\begin{aligned} \nu_0 C_{A0} + \nu_0 R C_{Af} &= (1+R)\nu_0 C_{A1} \\ C_{A1} &= \frac{C_{A0} + R C_{Af}}{1+R} \quad \text{或} \quad \frac{C_{A1} - C_{Af}}{C_{A0} - C_{A1}} = \frac{1}{R} \end{aligned}$$

当  $R=0$  时,  $C_{A1} = C_{A0}$ , 循环反应器变成平推流反应器;当  $R=\infty$  时,  $C_{A1} \rightarrow C_{Af}$ , 循环反应器内各处浓度趋向于反应器出口浓度,实质上就变成全混釜式反应器。一般情况下,  $R>16\sim 20$  时,可认为其流动形态接近于全混釜。

#### 5. 反应器的组合

由不同流动模式(平推流、全混流、循环流)的反应器以不同的连接方式(串联、并联、串并联)组合而成的反应系统,可依据上述几节来计算。对于不同特性的反应,不同的反应器组合会有不同的结果。常见的是多釜串联搅拌槽式反应器。一般来说,反应所需体积较大且平推流型对反应有利时,采用串联反应器较有利。但组合反应器体系中各反应器的设备型式、体积、物料流和传热的安排等则应根据反应系统的特性作适当的安排,例如以空气为原料的许多烃类氧化反应,一般气相均作并联流动,而液相采用多釜串联流动。又例如为适应某些反应进程中特定的动力学条件,如后期与初期反应速率相差较大,热负荷分配前后不一致,且受条件限制又不能在内部增加传热面积,只能采用夹套传热,这时可考虑串联多釜型式,反应体积应用先小后大,使比表面积和传热要求相适应;或调整反应温度先高后低以适应传热要求。



此外,不同型式的反应器也可组合,如全混釜多级串联后加平推流等,组合方式多种多样,目的是为了达到较高的转化率、较高的收率或节省投资等。

## 6. 非等温情况的能量衡算

化学反应总是伴随着一定的热效应,热效应将影响反应器内的温度分布,从而影响反应速率。反应器的传热和一般的加热、冷却过程的重要差别是传热过程和反应过程有交互作用,例如放热反应,当外界因素使反应温度升高,反应将大大加快,瞬间将放出大量的热量,使温度急剧升高,极易发生“爆料”现象。

反应器按对反应热的处理方式不同可分为等温和非等温两类。等温过程中反应产生的热量全部移出反应器,反应系统温度恒定,等温过程反应速率只是浓度的函数,如以上部分所述;而非等温过程是指反应系统中有温度变化,这时应把物料衡算、能量衡算及动力学方程联立求解。

### (1) 间歇釜式反应器。

能量衡算式为:

$$KA(T_m - T) + (-\Delta H_r) \times (-r_A) = c_p m \frac{dT}{dt} \quad (5-18)$$

式中  $c_p$ ——物料的质量定压热容,  $J/(kg \cdot K)$ ;

$K$ ——总传热系数,  $J/(m^2 \cdot K \cdot s)$ ;

$A$ ——传热面积,  $m^2$ ;

$T_m$ ——传热介质的平均温度,  $K$ ;

$m$ ——物料的质量,  $kg$ ;

$(-\Delta H_r)$ ——反应热,  $J/kmol$ ;

$r_A$ ——反应速率,  $kmol/s$ 。

若是绝热操作,则  $KA(T_m - T) = 0$ 。

由此:

$$(-\Delta H_r)(-r_A) = c_p m \frac{dT}{dt} \quad (5-19)$$

对于一级不可逆反应,  $A \rightarrow P$ , 由式(5-19)可得:

$$t = - \int_{C_{A0}}^{C_A} \frac{dC_A}{(-r_A)} = - \int_{C_{A0}}^{C_A} \frac{dC_A}{k_0 e^{-E/RT} C_A} \quad (5-20)$$

因为  $T$  是变化的,故式(5-20)要和热量衡算式结合,求出  $C_A$  (或  $x_A$ ) 与  $T$  的关系,通常是复杂的非线性关系,需采用数值法或图解法求解。

### (2) 平推流反应器。

对图 5-13 所示平推流反应器,取微元段  $dl$ , 作如下热量衡算。

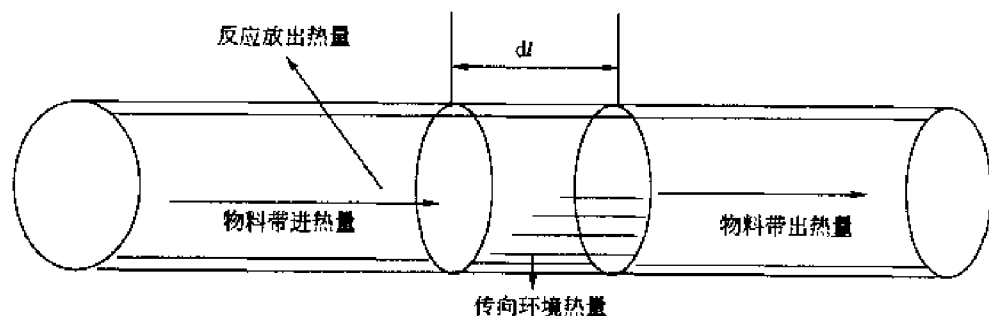


图 5-13 平推流反应器热量衡算的示意图

物料带入  $dl$  的热量为:

$$\sum F_i c_{pmi} T = F_t c_{pmt} T$$

物料离开  $dl$  带走的热量为:

$$\sum F_i c_{pmi} (T + dT) = F_t c_{pmt} (T + dT)$$

微元  $dl$  内反应放出的热量为:  $(-r_A)(-\Delta H_r)Sdl$ 。

微元  $dl$  向周围环境散热为:  $K\pi D(T - T_m)dl$ 。

汇总上述四项可得:

$$F_t c_{pmt} dT = (-r_A) \times (-\Delta H_r) S dl = -K\pi D(T - T_m) dl \quad (5-21)$$

$$\frac{dT}{dl} = \frac{(-r_A)(-\Delta H_r)S + K\pi D(T - T_m)}{F_t c_{pmt}} \quad (5-22)$$

将平推流反应器物料衡算  $F_{A0} dx_A = S(-r_A)dl$  代入式(5-22)可得:

$$\frac{dT}{dx_A} = F_{A0} \frac{(-\Delta H_r) - \frac{K\pi D(T - T_m)}{S(-r_A)}}{F_t c_{pmt}} \quad (5-23)$$

式中  $D$ ——管径, m;

$S$ ——截面积,  $m^2$ ;

$F_i$ —— $i$  组分的摩尔流量, kmol/h;

$F_{A0}$ ——进料中 A 组分的摩尔流量, kmol/h;

$F_t$ ——总的摩尔流量, kmol/h;

$c_{pmi}$ —— $i$  组分的摩尔定压热容, J/(kmol · K);

$c_{pmt}$ ——物料平均摩尔定压热容, J/(kmol · K);

$K$ ——总传热系数, W/( $m^2 \cdot K$ );

$(-\Delta H_r)$ ——反应热, J/kmol;

$T_m$ ——传热介质温度, K。

将热量衡算式和物料衡算式  $F_{A0} dx_A = S(-r_A)dl$  与动力学方程联立求解, 即可求得沿反应器轴向的温度和转化率分布。通常将反应器沿轴向分成若干小区间  $\Delta l$ , 每个区间内认为温度均匀, 逐段试差求解或编成程序用计算机求解。

对绝热情况, 式(5-23)简化为:

$$dT = \frac{\left[ \frac{F_{A0}(-\Delta H_r)}{F_t c_{pmt}} \right]}{dx_A} \quad (5-24)$$

积分得:

$$T - T_0 = \int_{x_{A1}}^{x_{A2}} \frac{F_{A0}}{F_t \bar{c}_{pm}} (-\Delta H_r) dx_A$$

式中  $T_0$ ——进料温度, K;

$\bar{c}_{pm}$ —— $T$  和  $T_0$  下的摩尔定压热容平均值, J/(kmol · K)。

通常称  $(F_{A0}/F_t) \times (-\Delta H_r)/\bar{c}_{pm}$  为绝热温升(对吸热反应, 称为绝热温降)。

(3) 全混釜式反应器及其热稳定性。

全混釜式反应器的热量衡算见式(5-25), 各物理量符号如图 5-14 所示。

$$V c_p \rho (T - T_0) + KA(T - T_m) = (-r_A)V(-\Delta H_r) \quad (5-25)$$

式中  $c_p$ ——质量定压热容, J/(kg · K);

$T_0$ ——进料温度, K。

其余符号同前述。

物料衡算式为:

$$V(C_{A0} - C_A) = (-r_A)V \text{ 或 } F_{A0}(x_A - x_{A0}) = (-r_A)V$$

以上物料衡算式和能量衡算式与动力学方程联立求解即可得到转化率和温度。

如图 5-15 所示, 当操作处于稳定点时, 反应产生的热量和反应器与外界的热量是相等的, 传热速率  $q_c$  和  $T$  的线性关系为:

$$q_c = Vc_p\rho(T - T_0) + KA(T - T_m) \quad (5-26)$$

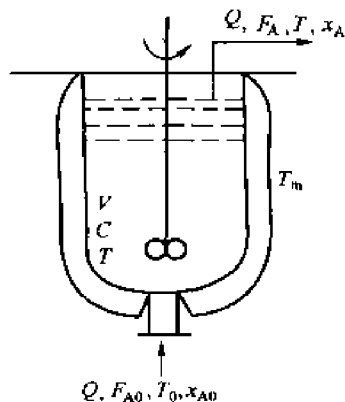


图 5-14 全混釜式反应器的参数示意

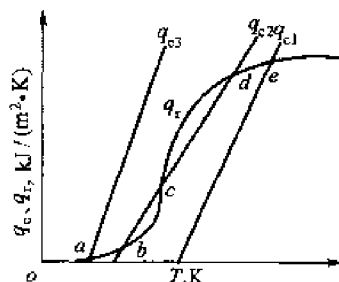


图 5-15 全混釜式反应器的热稳定态

反应放热速率  $q_r$  和  $T$  是曲线关系为:

$$q_r = (-r_A)V(-\Delta H_r) \quad (5-27)$$

以一级不可逆反应为例:

$$q_r = kC_A V(-\Delta H_r) = k_0 e^{-E/RT} \left( \frac{C_{A0}}{1 + k\tau} \right) V(-\Delta H_r) = \frac{k_0 e^{-E/RT} F_{A0} \tau (-\Delta H_r)}{1 + \tau k_0 e^{-E/RT}}$$

如果改变进料温度  $T_0$  或冷却介质温度  $T_m$ , 则  $q_c$  线与横坐标交于不同的位置; 如改变冷却介质流量或传热系数, 则  $q_c$  线斜率改变。当传热线为  $q_{c1}$  及  $q_{c3}$  时, 与  $q_r$  只交一点, 只有一个热稳定操作温度; 对  $q_{c2}$ , 有  $b, c, d$  三个交点, 其中  $b, d$  点受到扰动能自动恢复, 称为真稳定点, 而  $c$  点受到扰动, 或升至  $d$  点或降至  $b$  点才能稳定, 称为假稳定点, 实际操作中在  $c$  点不能达到稳定。

#### 5.5.4 固定床反应器

流体流过不动的固体物料粒子所构成的床层而进行反应的反应器, 称为固定床反应器。其中最主要的是气相反应物通过固体催化剂粒子构成的床层进行反应的气—固相催化反应器。

固定床反应器的设计需要将固定床中的各项传递特性与动力学结合起来。

##### 1. 粒子几何特性

表征固体粒子的尺寸常用粒径  $d_p$  表示, 对非球形粒子则用以下几种当量直径来表示, 其中体积当量直径  $d_v$  是最常用的。

体积当量直径  $d_v$  为:

$$d_v = \left( \frac{6V_p}{\pi} \right)^{1/3} \quad (5-28)$$

式中  $V_p$ ——粒子体积。

面积当量直径  $d_s$  为:

$$d_s = \sqrt{\frac{a_p}{\pi}} \quad (5-29)$$

式中  $a_p$ ——粒子外表面积。

比表面积当量直径  $d_s$  为:

$$d_s = \frac{6}{S_v} = \frac{6V_0}{a_p} \quad (5-30)$$

式中  $S_v$ ——粒子比表面积。

表征固体粒子形状的常用形状系数  $\varphi_s = a_s/a_p$ , 其中  $a_s$  是同体积球形粒子外表面积,  $\varphi_s$  值均小于 1。

## 2. 床层压力降

床层压力降的关联式通常采用式(5-31):

$$\left(\frac{\Delta p}{\rho u_m^2}\right) \left(\frac{d_s}{L}\right) \left(\frac{\epsilon_B^3}{1-\epsilon_B}\right) = \frac{150}{Re_M} + 1.75 \quad (5-31)$$
$$Re_M = \frac{d_s \rho u_m}{\mu(1-\epsilon_B)}$$

式中  $u_m$ ——床层平均流速, m/s;

$\rho$ ——流体密度, kg/m<sup>3</sup>;

$L$ ——床层高度, m;

$\Delta p$ ——压力降, Pa;

$Re_M$ ——物料通过床层的雷诺数;

$\epsilon_B$ ——床层空隙率。

## 3. 床层的传质

床层中的传质是指粒子与流体之间的传质。床层中 A 组分向单位质量的粒子传递的摩尔传质速率为:

$$N_A = k_{CA} a_m (C_A - C_{AS}) = k_{GA} a_m (p_A - p_{AS}) \quad (5-32)$$

式中  $k_C, k_G$ ——分别以浓度  $C$ 、分压  $p$  表示的传质系数,  $k_G = k_C/RT$ ;

$a_m$ ——单位质量粒子的传质表面积。

下标 S 表示粒子与流体两者的界面。

## 4. 床层的传热

(1) 粒子与流体间传热。

粒子的传热膜系数  $h_s$  常通过传热因子  $J_H$  来关联:

$$J_H = \left(\frac{h_s}{c_p G}\right) \left(\frac{c_p \mu}{\lambda}\right)^{2/3} \quad (5-33)$$

式中  $c_p$ ——流体的定压热容;

$\lambda$ ——流体的导热系数。

$J_H$  的关联式可由相关文献导出。

(2) 固体床的有效导热系数。

床层的有效导热系数  $\lambda_e$  是表征床层中粒子与流体间的对流传热、粒子及流体本身的导热、固体粒子间的辐射传热等的一个综合参数, 并把床层视为均相体系。由此床层中径向传热

通量  $q$  与温度梯度  $dT/dr$  间的关系为:

$$q = \frac{-\lambda_e dT}{dr} \quad (5-34)$$

$\lambda_e$  的计算可由相关文献公式求出。

(3) 固定床和器壁间的传热膜系数。

使用一维模型时, 床层径向温度认为一致, 传热量  $Q$  为:

$$Q = h_0 A (T_m - T_w) \quad (5-35)$$

使用二维模型时, 床层有径向分别, 壁上传热量  $Q$  为:

$$Q = h_w A (T_R - T_w) \quad (5-36)$$

式中  $h_0$ ——传热膜系数,  $W/(m^2 \cdot K)$ ;

$h_w$ ——壁面传热膜系数,  $W/(m^2 \cdot K)$ ;

$A$ ——传热面积,  $m^2$ ;

$T_m$ ——床层平均温度,  $K$ ;

$T_w$ ——壁温,  $K$ ;

$T_R$ ——靠近壁面处床层的温度,  $K$ 。

$h_0, h_w$  可由相关文献公式求出。

### 5.5.5 流化床反应器

气体或液体以某一定流速向上流过固体颗粒床层而将固体粒子托起, 使固体粒子可以在床层内自由流动, 整个床层具有流体的状态, 这种反应器称为流化床反应器。流化床的操作受到两个速度的制约, 一个是最低流速, 即临界流态化速度, 另一个是扬析点以下使粒子带出的速度。

流化床反应器如按功能可分为气相加工流化床反应器与固相加工流化床反应器两大类, 前者为工业上常见的以固体催化剂颗粒进行的气相反应, 而后者如硫铁矿颗粒的焙烧反应生成  $SO_2$  气体等, 二者的颗粒流动与传递过程以至于影响反应的宏观过程有很大的区别。现代化工的主体为石油化工与有机化工, 涉及催化气相反应较多, 常采用流化床反应器技术。因此, 本节以流化床气相加工为主, 尤其是以常见的细颗粒流化床气相加工为主要内容。

流化床的特点是颗粒细, 粒子内扩散阻力往往可以忽略, 传热效率高, 颗粒流动容易, 并可方便地进出反应器, 但存在气流状况不均匀, 粒子的运动方式基本上是全混式, 粒子有磨损和带出等问题。

粒径不同的粒子流化性能不同, 流态化颗粒粒径范围可以划分为 A、B、C、D 四个区域, 如图 5-16 所示。对一般的催化反应, A 区的粒子(细粒)比 B 区的粒子(粗粒)更合适。C 区粒子过细, 一般不用于流态化; 而 D 区的粒子太粗, 只能用在焙烧、干燥等固相加工过程。

#### 1. 流化床的流体力学行为

##### (1) 临界流化速度 $u_{mf}$ 。

临界流化速度是指恰好使粒子流化起来的气体空床速度, 可由流化床压降式和固定床压降式导出:

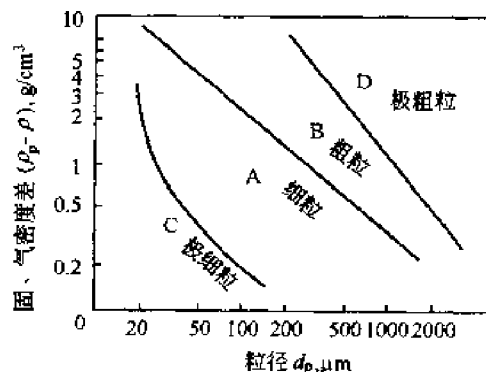


图 5-16 流态化粒子粒径范围(Geldart)

$$\frac{d_p \rho u_{mf}}{\mu} = \left[ 33.7^2 + 0.0408 \frac{d_p^2 \rho (\rho_p - \rho) g}{\mu^2} \right]^{1/2} - 33.7 \quad (5-37)$$

式中  $d_p$ ——粒径, m;  
 $\mu$ ——流体粘度, mPa·s(cP);  
 $\rho_p, \rho$ ——固体粒子和流体的密度, kg/m<sup>3</sup>;  
 $g$ ——重力加速度, m/s<sup>2</sup>。

对雷诺数  $Re_{mf} = \frac{d_p \rho u_{mf}}{\mu} < 20$  的小粒子, 式(5-37)简化为:

$$u_{mf} = \frac{d_p^2 (\rho_p - \rho) g}{1650 \mu} \quad (5-38)$$

对  $Re_{mf} > 1000$  的大粒子, 则式(5-37)简化为:

$$u_{mf}^2 = \frac{d_p (\rho_p - \rho) g}{24.5 \rho} \quad (5-39)$$

为确定临界流化速度, 目前已提出相当多的半经验计算公式, 这里推荐一个一般认为比较可靠的公式:

$$u_{mf} = \frac{4.08 d_p^{1.32} (\rho_p - \rho)^{0.94}}{\mu_t^{0.88} \rho^{0.66}} \quad (5-40)$$

式中  $u_{mf}$ ——临界流化速度(以空塔计), m/s;  
 $\mu_t$ ——气体粘度, mPa·s(cP);  
 $\rho_p, \rho$ ——催化剂颗粒密度和气体密度, kg/m<sup>3</sup>;  
 $d_p$ ——固体颗粒的平均直径, m。

式(5-39)适用于临界雷诺数  $Re_{mf} < 5$  的情况, 若  $Re_{mf} > 5$ , 则须校正:

$$Re_{mf} = \frac{1000 d_p u_{mf} \rho}{\mu_t}$$

(2) 带出速度  $u_t$ 。

当气速大到某一值, 流体对粒子产生的曳力与粒子重力相等时, 粒子开始被气流带走, 这一气速称为带出速度, 又称为终端速度, 其值等于粒子的自由沉降速度。由力平衡可得出关系式。

$$C_d (Re_t)^2 = \frac{4}{3} \times Ar \quad (5-41)$$

式中  $Ar$ ——阿基米得数,  $Ar = \frac{d_p^3 \rho g (\rho_p - \rho)}{\mu^2}$ , 无因次;

$Re_t$ ——雷诺数,  $Re_t = \frac{d_p \rho u_t}{\mu}$ , 无因次;

$C_d$ ——曳力系数。

对不同的球形粒子和非球形粒子,  $C_d$  的计算可参考有关文献求得。

(3) 起始鼓泡速度  $u_{mb}$ 。

对于气体——大颗粒系统,  $u_{mb}$  与  $u_{mf}$  一致; 对细粒子体系, 二者有显著的差别, 其关联式为:

$$\frac{u_{mb}}{u_{mf}} = \frac{2300 \rho^{0.126} \mu^{0.523} \exp(0.716F)}{d_p^{0.8} g^{0.934} (\rho_p - \rho)^{0.034}} \quad (5-42)$$

(4) 床层空隙率。

起始流化时空隙率查相关图表。起始流化时的床高  $L_{mf}$  可由静床高  $L_0$  及静床空隙率  $\epsilon_0$  求得：

$$L_{mf} = \frac{L_0(1 - \epsilon_0)}{1 - \epsilon_{mf}} \quad (5-43)$$

起泡时的床层空隙率可由  $\epsilon_{mf}$  来估算：

$$\frac{\epsilon_{mb}}{\epsilon_{mf}} = \left( \frac{u_{mb}}{u_{mf}} \right)^{0.11} \quad (5-44)$$

## 2. 流化床反应器主体尺寸的确定

### (1) 流化床直径。

流化床的直径用式(5-45)计算：

$$D = \sqrt{\frac{4V}{\pi u}} \quad (5-45)$$

式中  $D$ ——流化床直径, m;

$V$ ——气体的体积流量,  $m^3/s$ ;

$u$ ——空床气速, 即流化床的操作气速,  $m/s$ 。

流化床的操作气速可根据生产或实验数据选取, 表 5.15 是一些工业流化床常用的操作气速。工业流化床常用的操作气速为  $0.2 \sim 1.0 m/s$ 。

表 5.15 一些工业流化床常用的操作气速

产 品	反应温度, $^{\circ}C$	催化剂粒子直径, $\mu$	操作空塔速度, $m/s$
丁烯氧化脱氢制丁二烯	480~500	40~80	0.8~1.2
丙烯氢氧化制丙烯腈	475	40~80	0.6~0.8
萘氧化制苯二甲酸酐	370	40	0.3~0.4
乙炔制醋酸乙烯	200	24~28	0.25~0.3

一般认为操作速度应在临界流化速度和带出速度之间, 但有些流体床操作时, 操作速度高于带出速度而操作状态正常, 所以不应把带出速度定为操作速度的上限。

也可以使用流化数(操作气速与临界流化速度的比值)计算操作气速：

$$u = nu_{mf} \quad (5-46)$$

式中  $u$ ——操作气速,  $m/s$ ;

$n$ ——流化数;

$u_{mf}$ ——临界流化速度,  $m/s$ 。

流化数往往根据物料的特性与工艺要求参照实际生产数据选定。苯酐流化床的流化数一般为  $n \geq 10 \sim 40$ , 有些反应甚至取  $n > 100$  或  $n > 200 \sim 300$ , 例如石油催化裂化流化床的流化数  $n$  在  $300 \sim 1000$  范围内。

### (2) 扩大段直径。

流化床扩大段的设置是为了使较小的颗粒在此处沉降, 以减轻过滤器的负荷。

按设计要求先决定不让带出流化床的颗粒的最小直径, 再计算此直径的颗粒的带出速度, 然后计算扩大段直径。一般来说, 扩大段所能分离下来的固体颗粒的直径大于  $50 \mu m$ , 所以在计算带出速度时所用的颗粒直径应在此范围内选择。

由于流化床的颗粒细小, 沉降一般在层流区进行。在层流区, 计算带出速度的公式为：

$$u_t = \frac{d_p^2 (\rho_p - \rho)}{18\mu_t} \quad (5-47)$$

式中  $u_t$ ——带出速度, m/s;  
 $\mu_t$ ——气体粘度, Pa·s。

有些设计取扩大段气速为操作气速的 1/2 来确定扩大段直径。

(3) 浓相段高度  $H_1$ 。

浓相段高度的计算公式为:

$$H_1 = RH_{mf} \quad (5-48)$$

一般情况下

$$H_{mf} = H_0$$

式中  $H_1$ ——浓相段高度, m;

$R$ ——膨胀比, 其计算方法和经验值可在有关资料中得到;

$H_0$ ——静床高, m;

$H_{mf}$ ——临界流化速度下的床层高度, m。

静床高  $H_0$  可根据反应器中催化剂的用量计算出来:

$$H_0 = \frac{G_{cat}}{\rho_B \frac{\pi}{4} D^2} \quad (5-49)$$

式中  $G_{cat}$ ——催化剂用量, kg;

$\rho_B$ ——催化剂的堆密度, kg/m<sup>3</sup> (堆);

$D$ ——流化床浓相段直径, m。

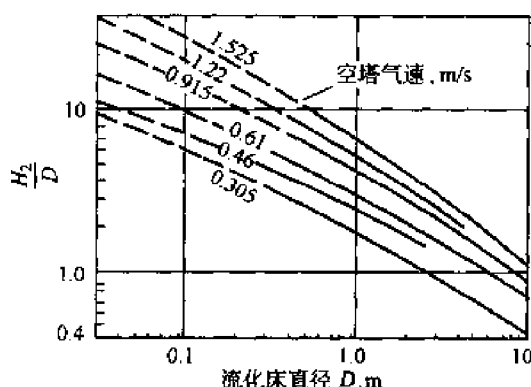


图 5-17 稀相段高度  $H_2$  与流化床直径  $D$  之比  $H_2/D$  与  $D$  的关联图

催化剂的质量  $G_{cat}$  的值常用催化剂负荷数据 (由生产装置实测得到) 计算出来, 也可以根据接触时间求出, 参见相关资料。

(4) 稀相段高度 (也称分离段高度)  $H_2$ 。

分离段高度又称 TDH (Transport Disengaging Height), 曾有许多学者对此进行过研究, 公布了许多 TDH 的经验关联式, 但误差较大。有些手册上将它与流化床直径的比  $H_2/D$  与流化床直径  $D$  作成关联图, 如图 5-17 所示, 使用此图可以得到  $H_2$  的值。

(5) 扩大段高度  $H_3$ 。

扩大段高度主要是根据内过滤管或内旋风分离器的安装、检修的需要确定。

### 3. 流化床反应器的传热装置

(1) 流化床反应器传热装置的型式。

流化床反应器传热装置的型式有列管式、鼠笼式、管束式和蛇管式 4 种。

① 列管式换热器。列管式换热器是将换热管竖直放置在床内, 无论在浓相还是稀相都可使用。目前, 这种换热器常用单管式和套管式两种。单管式列管换热器如图 5-18 所示, 载热体 (一般用水、耐高温油、联苯等) 由总环管进入, 经连接管分配至各垂直的热交换管, 再汇总到总管, 经汽化的水汽混合物由此引出。套管式列管换热器如图 5-19 所示, 水从总管分配至各中心管, 流经套管与中心管间的环隙 (换热主要在此进行), 经汽化的水汽混合物升入蒸汽总管而被引出。



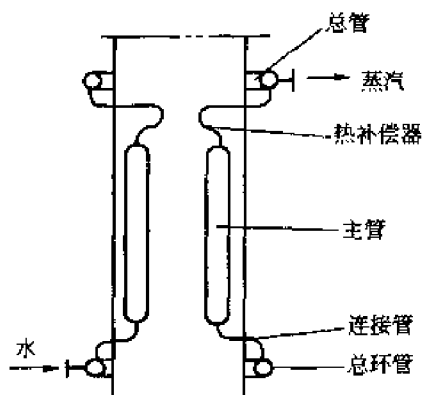


图 5-18 单管式列管换热器

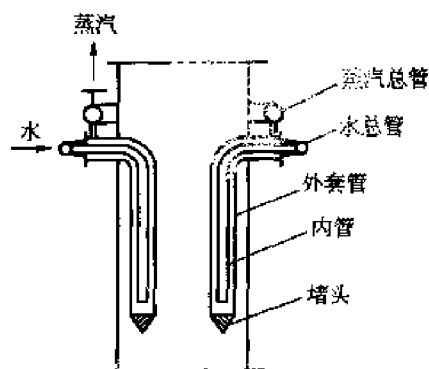


图 5-19 套管式列管换热器

②鼠笼式换热器。鼠笼式换热器的结构如图 5-20 所示,此种型式的换热器传热面积较大,但焊缝较多,在温差大的场合易胀裂。

③管束式换热器。管束式换热器如图 5-21 所示。管束可以竖置亦可横排。横排用于流化质量要求不高而热交换量很大的场合,如沸腾燃烧锅炉等。

④蛇管式换热器。蛇管式换热器如图 5-22 所示。与一般蛇管换热器类似。根据换热量大小,可在浓相段设置一个或多个蛇管式换热器。

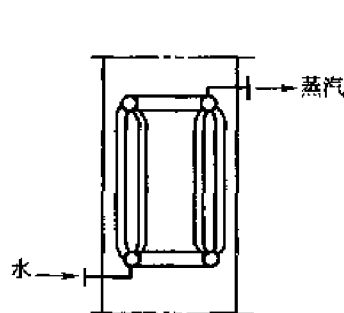


图 5-20 鼠笼式换热器

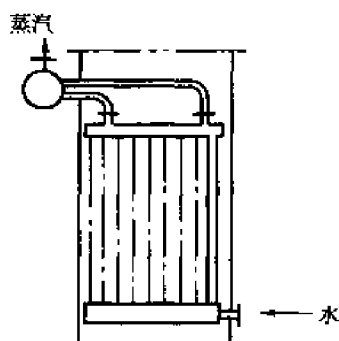


图 5-21 管束式换热器

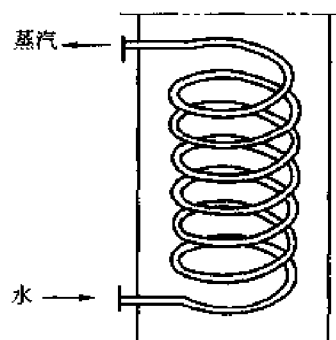


图 5-22 蛇管式换热器

## (2)传热面积的计算。

传热面积的计算方法同一般换热器相似,基本公式仍是传热速率方程式。换热装置的热负荷由热量衡算确定,总传热系数可由各给热系数求出,但设计时常采用总传热系数的经验值。表 5.16 是一些工业流化床总传热系数  $K$  的经验值。

表 5.16 流化床总传热系数  $K$  的经验值

工 艺 过 程	床内线速, m/s	浓相段的传热系数, $W/(m^2 \cdot K)$	换热方式及介质
丁烯氧化脱氢制丁二烯	0.8~1.2	465~581	套管, 水
丙烯氧化制丙烯腈	0.6~0.8	233~349	套管, 水
苯氧化制苯酐	0.3~0.4	300~416	列管, 水, 汽水
乙炔制醋酸乙烯	0.25~0.3	233	套管, 水, 汽水

当用给热系数计算总传热系数  $K$  值时,牵涉到床层对传热管管壁的给热系数。不同的工艺过程、不同的操作条件和不同的设备结构,其给热系数值均不相同。目前已有不少计算流化

床给热系数的关联式,可查阅有关资料。由于流化床内粒子的强烈搅动和对传热管管壁的冲刷,床层对传热管管壁的给热系数较大。

### 5.5.6 气液反应器

#### 1. 气液反应器的选择原则

气液相反应器的结构型式有很多种,原则上应结合反应动力学及传递要求综合考虑来加以选择。下列为选型时一般应考虑的因素:

(1)当气液比很大,为快速反应,而且是扩散控制时,如果阻力在气膜一侧,则应选用气相为连续相的设备,且希望湍动条件好,相界面大,如喷雾塔、填料塔等;如果阻力在液膜一侧,则以板式塔为好,这时液相为连续相,又有足够大的持液量以利于液膜传质。

(2)如气液比很小,对液相来说反应较缓慢,且过程为扩散的液膜控制或动力学控制,液相返混对反应无影响,则对这类体系选用液相为连续相并有足够大的持液量、结构又简单的鼓泡塔或搅拌鼓泡塔。

(3)如为连串反应,中间产物为目的产物,反应为动力学控制,或非一级反应还有扩散控制,这类体系都不希望有过多的返混,建议用并流的多级鼓泡塔或有横向挡板的多级鼓泡搅拌的反应器。

(4)对于扩散控制而必须要具有大的相界面或尽量提高传质系数的情况以及混有一定固体粒子的气液反应,需采用带有机械搅拌的反应设备。

(5)用固体催化剂的气液反应,如反应必须在催化剂表面或经内扩散在其内表面上进行,且反应热可以靠绝热温升解决时,可采用滴流床反应器。

(6)对气液反应来说,并流或逆流的管式反应器工业上用得不多。这一类反应器用在化学反应本身速度较快而对单位体积的传热面积又有较大要求的场合。

#### 2. 气液反应器中的传递过程

##### (1)鼓泡流型。

鼓泡装置中的流体力学区域一般可划分为滞流区与湍动区,介于两者之间有一个过渡区。滞流区的特征是有序地形成单个鼓泡,液相中搅拌很微弱,一般气体的空塔速度小于4.5cm/s时属于这一区域;湍动区的特征是无定向气液接触,相界面变动很激烈,物料的混合程度很高,一般空塔速度为10cm/s时属于此区域。

##### (2)分布器开孔率。

分布器开孔率的大小会直接影响反应过程,如开孔率过大,有些孔会不出气,反而会被堵塞或分布不均匀,一般开孔要求保证气体孔速大于小孔的临界气速 $u_{gc}$ ,即:

$$\frac{u_{gc}}{c} = \frac{65.6}{\rho_g} \left[ (\rho_L - \rho_g) \frac{\sigma_L^2}{d_0} \right]^{1/3} \quad (5-50)$$

式中  $u_{gc}$ ——小孔临界气速,cm/s;

$c$ ——流量系数,无量纲,由式(5-52)计算;

$\rho_g, \rho_L$ ——气体和液体的密度,g/cm<sup>3</sup>;

$\sigma_L$ ——液相表面张力,dyn/cm;

$d_0$ ——小孔直径,cm。

故最大开孔率 $\Phi_M$ 为:

$$\Phi_M = \frac{u_g}{u_{gc}} \quad (5-51)$$

式中  $u_g$  — 空塔气速, cm/s。

式(5-50)中的  $c$  按式(5-52)计算。

$$c = 0.8705 - 0.0647 \left[ \frac{d_0}{\delta} \right] + 0.6757 \times 10^{-2} \left[ \frac{d_0}{\delta} \right]^2 - 0.2989 \left[ \frac{d_0}{\delta} \right]^3 \quad (5-52)$$

(3) 气泡尺寸。

在滞流区, 气泡尺寸与孔径有关; 而在湍动区, 气泡由于破裂与聚并而达到某一平衡分布, 气泡平均直径与孔径关系不大。影响气泡尺寸的主要因素是液体的性质。

### 3. 气液鼓泡反应器的设计计算

(1) 设计计算步骤。

根据目前的技术水平及工程实践的需要, 对气液反应器有必要并有可能建立数学模型进行模拟计算。

①从实验或文献记载查明化学反应本身的基本机理与主要历程, 抓住主反应, 将主要副反应归并, 或删除一些对物料平衡、收率、主要反应产物的产率分布、热量衡算等影响不大的副反应。

②从实验测定或文献记载中获得化学反应本身的动力学模型, 并作出这些模型方程的参数估计。

③利用实验或估算等判别方法, 作出反应体系的判断。

④如膜内无反应, 有为连续操作全混釜(塔), 则将化学动力学方程代入以单个反应器为基础, 以出口(即平均)浓度为基准的物料衡算式求解(一般可用迭代法并借助计算机求解)计算反应结果。如膜内有反应, 则首先解决宏观动力学方程中的效率因子  $\eta$  或增强比  $\beta$ 。

⑤如膜内无反应, 但传质速率不可忽略, 则查得或推算得参与反应的气相组分对液相的平衡溶解度、传质系数、气含率、相界面积等有关数据, 然后推算其传质速率, 核对是否大于或等于气相组成物的反应速率(结合物料平衡)。如果不等, 则必须在气液平衡范围内调整该气相组成物的溶质溶解浓度, 作反复试差计算。如果通过调整溶解组分浓度还达不到工艺要求, 则表示传质阻力较大, 必须另外调整系统压力或调整其他增加传质速率的参数。如膜内有反应, 上述各传质参数同样是必须的, 所不同的是直接应用于宏观动力学方程, 以体现传质和反应的交互作用而综合求解。

⑥如物系流型为非理想流动, 则需选择合适的流动模型, 并从停留时间分布求得模型参数, 或直接从关联式求得模型参数, 结合动力学方程, 在明确的边界条件下求解(如为微分式), 并与传质速率拟合(有必要时也必须同样结合相同的流动模型求解)。

⑦完成上述各步计算后, 将其结果沿反应器轴向的分布数据乘以相应的热化学数据, 按系统的操作条件如等温、绝热或介于两者之间的情况, 安排传热设施, 并采用合适的传热公式作传热速率计算, 核对反应温度是否与原定的一致。一般来说, 如系统不是绝热操作, 传热设施中传热面积的多少及冷却介质的出口温度和流量又是可以调节的, 则反应温度的试差计算可免去。但是, 如果系统是绝热操作或非完全绝热系统, 由于客观限制, 传热设施调整幅度有限, 不能满足原先设定的反应温度要求, 或由于为了选择最佳温度与最优化经济为目的, 那么这方面的试差计算为不可缺少的过程。

在一般情况下, 计算需要借助计算机进行, 求解方法也往往用各种迭代法或数值解法较切合实际。

(2) 经验处理原则。

假若模拟计算的条件不具备, 且涉及的反应过程规模又很小, 系统又很复杂, 此时只能依

靠实验结果作经验处理。以下是一般在作经验处理时所应考虑的主要方面：

①根据所观察到的反应系统的动力学及传质基本规律，合理地选择反应器的结构型式。

②利用实验考察主副反应之间的关系，包括各自的反应级数及反应历程的定性关系以及反应器的返混程度等，弄清这些因素对反应转化率、收率的影响程度。

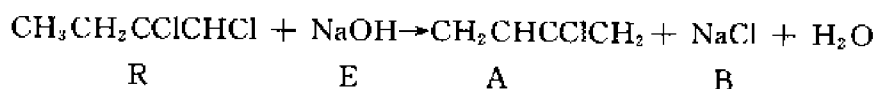
③若反应过程为动力学控制，则可以从提高反应温度、增加停留时间、提高反应物浓度等方面来提高反应速率，增加反应产率。但也应注意温度对主副反应的影响程度，以保证适宜的选择性。若过程为传质控制，则必须设法改进两相接触条件。

④传热膜系数的计算一般来说是可靠的，问题在于必须根据反应的总括速率才能进行热量衡算，所以在不知道总括速率的情况下，只能根据实验的测定。在放大设计时，对于湍动条件、传热设备型式、温度范围等主要影响因素最好不变或少变，且处理上要偏保守些。

在作经验处理时，某些方面的限制条件是互相制约的，因此要权衡利弊，正确平衡各种关系。

### 5.5.7 设计计算举例

**【例 5—2】** 生产氯丁橡胶的单体 2-氯-1,3-丁二烯是将 3,4-二氯丁烯在乙醇中用碱脱氯化氢而得，反应方程式为：



当  $C_{B0}/C_{A0} = \beta \neq 1$  时，动力学积分式为：

$$\ln \frac{\beta - x_A}{\beta(1 - x_A)} = C_{A0}(\beta - 1)kt$$

已知条件如表 5.17。

表 5.17 例 5—2 的已知条件

T, K	303	313	323
反应速率常数 $k, \text{L} \cdot (\text{mol} \cdot \text{min})^{-1}$	0.03	0.07	0.19

据此，进行如下计算：

(1)间歇釜，反应前期温度为 40℃，反应时间为 30min，反应后期温度为 50℃，反应时间为 20min， $C_{A0} = 2.20 (\text{mol/L})$ ， $\beta = 1.25$ ，求总转化率为多少？

(2)全混釜，反应温度为 40℃，求转化率分别为 98% 和 99% 时所需时间？

(3)用两只大小相同的全混釜串联，第一釜温度为 40℃，第二釜温度为 50℃，求转化率分别达 98% 和 99% 所需的时间？

(4)三只大小相同的全混釜串联，前二釜温度为 40℃，第三釜温度为 50℃，求转化率分别达 98% 和 99% 所需的时间？

(5)对以上结果进行比较讨论。

解：(1)间歇釜。

反应前期：

$$\ln \frac{\beta - x_{A1}}{\beta(1 - x_{A1})} = C_{A0}(\beta - 1)kt$$

$$\ln \frac{1.25 - x_{A1}}{1.25(1 - x_{A1})} = 2.2 \times (1.25 - 1) \times 0.07 \times 30$$

得:  $x_{A1} = 91.5\%$ 。

反应后期:

$$C_{A1} = C_{A0}(1 - x_{A1}) = 2.2 \times (1 - 0.915) = 0.187(\text{mol/L})$$

$$C_{B1} = 2.2 \times 1.25 - (2.2 - 0.187) = 0.737(\text{mol/L})$$

$$\beta = 3.94$$

$$\ln \frac{3.94 - x_{A2}}{3.94(1 - x_{A2})} = 0.187 \times (3.94 - 1) \times 0.19 \times 20$$

得:  $x_{A2} = 90.5\%$ 。

总转化率:  $91.5\% + (1 - 0.9155) \times 90.5\% = 99.2\%$

(2) 全混釜。

转化率为 98% 时:

$$\begin{aligned}\tau_1 &= \frac{C_{A0} - C_A}{(-r_A)} = \frac{C_{A0} - C_A}{k_1 C_A C_B} = \frac{C_{A0} - C_A}{k_1 C_A [C_A + (\beta - 1)C_{A0}]} \\ &= \frac{x_A}{k_1(1 - x_A)C_{A0}[(1 - x_A) + (\beta - 1)]} \\ &= \frac{0.98}{0.07 \times 0.02 \times 2.2 \times 0.25} = 1180(\text{min})\end{aligned}$$

转化率为 99% 时:

$$\tau_2 = \frac{0.99}{0.07 \times 0.01 \times 2.2 \times 0.25} = 2470(\text{min})$$

(3) 两釜串联。

$$\begin{aligned}\tau_1 &= \frac{C_{A0} - C_{A1}}{(-r_{A1})} \\ \tau_2 &= \frac{C_{A1} - C_{A2}}{(-r_{A2})} \\ \tau_1 &= \tau_2\end{aligned}$$

可用代数法试差或用图解法求得, 当转化率为 99% 时, 有:

$$C_{A1} = 0.294(\text{mol/L}); C_{A2} = 0.0227(\text{mol/L}); \tau_1 = \tau_2 = 110(\text{min})$$

当转化率为 98% 时,  $\tau_1 = \tau_2 = 70(\text{min})$ 。

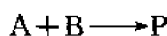
(4) 三釜串联。

转化率为 98% 时, 每釜反应时间 35min, 总共 105min。

转化率为 99% 时, 每釜反应时间 50min, 总共 150min。

(5) 在高转化率区, 转化率增加 1%, 反应时间将大大增加, 对连续单釜, 反应时间可从 1180min 增加到 2470min。另外, 如串联操作的釜数越多, 所需反应时间越短。

【例 5—3】 在一间歇釜式反应器内进行等溶液相反应:



已知  $\Delta H_r = 11800(\text{kJ/kmol})$ ,  $n_{A0} = n_{B0} = 2.5(\text{kmol})$ ,  $V = 1(\text{m}^3)$ ,  $U = 1836[\text{kJ}/(\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{K})]$ 。在  $70^\circ\text{C}$  的恒温条件下, 经 1.5h 后转化率达 90%。若加热介质的最高温度  $T_m = 200^\circ\text{C}$ , 为达 75% 转化率, 传热表面应如何配置?

解: 由式(5-18), 因等温即  $dT/dt = 0$ , 得:

$$KA(T_m - T) = -(-\Delta H_r)(-r_A)$$

对二级反应：

$$(-r_A) = -\frac{1}{V} \times \frac{dn_A}{dt} = k \left( \frac{n_A}{V} \right) \left( \frac{n_B}{V} \right) = k \frac{(n_{A0} - n_{A0}x_A)}{V} \times \frac{(n_{B0} - n_{B0}x_A)}{V}$$

$$\text{所以 } \frac{dx_A}{dt} = \frac{k}{V} n_{A0} n_{B0} (1 - x_A)^2$$

积分得：

$$\left[ \frac{1}{1 - x_A} \right]_0^{0.9} = \frac{k}{V} n_{A0} n_{B0} t$$

$$k = \frac{9V}{n_{A0} t} = \frac{9}{2.5 \times 1.5} = 2.4 [\text{m}^3 / (\text{kmol} \cdot \text{h})]$$

传热表面积  $A$ ：

$$A = \frac{\Delta H_r (-r_A)}{K(T_m - T)} = \frac{\Delta H_r \frac{k}{V^2} n_{A0}^2 (1 - x_A)^2}{K(T_m - T)}$$

设  $T_m$  恒定在  $200^\circ\text{C}$ ，则不同转化率时所需传热面积见表 5.18。

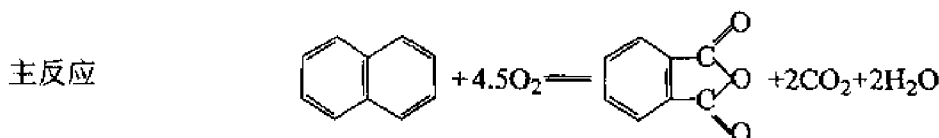
表 5.18 不同转化率时所需传热面积

$x_A$	0	0.2	0.4	0.5	0.6	0.7	0.75
$A, \text{m}^2$	0.295	0.19	0.105	0.074	0.054	0.027	0.0185

随反应进行，所需传热面积不断减少，可设计成内盘管加外夹套，外夹套面积为  $0.02\text{m}^2$  左右，内盘管可分几圈，总表面积为  $0.27\text{m}^2$  左右。

**【例 5—4】** 确定萘氧化生产苯二甲酸酐流化床反应器的主要工艺参数。已知条件为：

(1) 化学反应方程式和反应热。



此外，还有生成萘醌、顺丁烯二酸酐、 $\text{CO}_2$  及  $\text{CO}$  等的副反应发生。包括主、副反应在内的  $25^\circ\text{C}$  的反应热。  $\Delta H_r = 18410 [\text{kJ/kg}(\text{萘})]$ 。

(2) 年产 1000t 苯酐，设计裕量按 9.5% 考虑，年工作日 330 天。

(3) 萘的消耗定额为  $1.053 \text{ t}_{\text{萘}}/\text{t}_{\text{苯酐}}$ 。

(4) 温度：

空气进口：	$80^\circ\text{C}$
萘进口：	$120^\circ\text{C}$
反应温度：	$370^\circ\text{C}$
气体出口：	$260^\circ\text{C}$

(5) 操作压力为  $196\text{kPa}$ 。

(6) 空气与萘的质量比 15。

(7) 催化剂：

催化剂负荷： $26.7\text{g}(\text{萘})/(\text{kg} \text{ 催化剂} \cdot \text{h})$

催化剂颗粒平均直径： $d_p = 0.188(\text{mm})$

堆密度： $\rho_b = 700(\text{kg}/\text{m}^3)$

颗粒密度： $\rho_s = 1270(\text{kg}/\text{m}^3)$

解:

(1) 物料衡算。

① 萘的加料量:

$$G_1 = \frac{1000 \times 1000 \times 1.095}{330 \times 24} \times 1.053 = 146 (\text{kg/h})$$

② 空气加入量:

$$G_2 = 146 \times 15 = 2190 (\text{kg/h})$$

③ 催化剂用量:

$$G_{\text{cat}} = \frac{146 \times 10^3}{26.7} = 5460 (\text{kg})$$

(2) 热量衡算。

比热容数据:

查得空气在下列温度范围的平均比热容为:

25~80°C: 1.004 kJ/(kg·K)

260~370°C: 1.05 kJ/(kg·K)

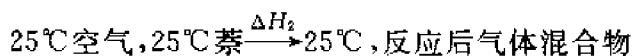
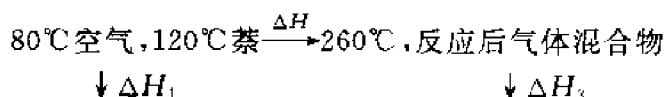
25~260°C: 1.01 kJ/(kg·K)

萘的比热容为 1.966 kJ/(kg·K) (各温度范围均用此值)。

反应后混合物中空气占绝大部分, 故近似使用空气的比热容来代替。

① 反应器需要取出的热量。

假设按下面的热力学途径计算过程的总焓变:



$$\Delta H_1 = 2190 \times 1.004 \times (25 - 80) + 146 \times 1.966 \times (25 - 120) = -1.482 \times 10^5 (\text{kJ/h})$$

$$\Delta H_2 = 146 \times (-18400) = -2.686 \times 10^6 (\text{kJ/h})$$

$$\Delta H_3 = (2190 + 146) \times 1.01 \times (260 - 25) = 5.544 \times 10^5 (\text{kJ/h})$$

$$\begin{aligned} \Delta H &= \Delta H_1 + \Delta H_2 + \Delta H_3 = -1.482 \times 10^5 - 2.686 \times 10^6 + 5.544 \times 10^5 \\ &= -2.28 \times 10^6 (\text{kJ/h}) \end{aligned}$$

$\Delta H$  为负值, 可见过程放热, 需要取出热量。

散热量按 10% 计算, 则需要由冷却介质取出的总热量为:

$$Q_T = 2.28 \times 10^6 \times (1 - 0.1) = 2.052 \times 10^6 (\text{kJ/h})$$

② 稀相段移出的热量  $Q_{\text{dil}}$ :

$$Q_{\text{dil}} = (2190 + 146) \times 1.05 \times (370 - 260) = 2.698 \times 10^5 (\text{kJ/h})$$

③ 浓相段移出热量  $Q_{\text{conc}}$ :

$$Q_{\text{conc}} = Q_T - Q_{\text{dil}} = 2.052 \times 10^6 - 2.698 \times 10^5 = 1.782 \times 10^6 (\text{kJ/h})$$

(3) 床型和换热装置型式的选择。

选圆筒形流化床, 换热装置用单管式列管换热器。

(4) 流化床反应器的直径。

① 操作气速。

参照实际生产数据, 苯酐流化床的流化数  $n \geq 10 \sim 40$ , 本设计取  $n = 28$ 。

计算临界流化速度:

$$d_p = 1.88 \times 10^{-4} (\text{m})$$

$$\rho_s = 1270 (\text{kg/m}^3)$$

$$\rho_t = \frac{28.8}{22.4 \times \frac{273+370}{273} \times \frac{101.3}{196}} = 1.056 (\text{kg/m}^3)$$

$$\mu_t = 0.0302 (\text{mPa} \cdot \text{s}) (\text{cP})$$

代入式(5-40)得:

$$u_{mf} = 4.08 \times \frac{(1.88 \times 10^{-4})^{1.82} \times (1270 - 1.056)^{0.94}}{0.0302^{0.88} \times 1.056^{0.06}} = 0.012 (\text{m/s})$$

因  $Re_{mf} = \frac{1000 \times (1.88 \times 10^{-4}) \times 0.012 \times 1.056}{0.0302} = 0.079 < 5$ , 故求出的  $Re_{mf}$  不必校正。

所以有:

$$u = nu_{mf} = 28 \times 0.012 = 0.336 (\text{m/s})$$

②流化床直径。

气体的体积流量为:

$$V = \left( \frac{146}{128} + \frac{2190}{28.8} \right) \times 22.4 \times \frac{273+370}{273} \times \frac{101.3}{196} = 2105 (\text{m}^3/\text{h}) = 0.5846 (\text{m}^3/\text{s})$$

因此,流化床的直径为:

$$D = \sqrt{\frac{4V}{\pi u}} = \sqrt{\frac{4 \times 0.5846}{3.14 \times 0.336}} = 1.49 (\text{m})$$

取  $D=1.5 (\text{m})$ 。

(5)扩大段直径。

要求反应器带出的尘粒粒径不大于  $75 \mu\text{m}$ , 此粒径的粒子的带出速度计算如下:

$$d_p = 0.75 \times 10^{-4} (\text{m})$$

$$\mu_t = 0.0302 \times 10^{-3} (\text{Pa} \cdot \text{s}) = 3.08 \times 10^{-6} (\text{kgf} \cdot \text{s}/\text{m}^2)$$

代入式(5-47)得:

$$u_t = \frac{(0.75 \times 10^{-4})^2 (1270 - 1.056)}{18 \times 3.08 \times 10^{-6}} = 0.129 (\text{m/s})$$

气体的体积流量为:

$$V = \left( \frac{146}{128} + \frac{2190}{28.8} \right) \times 22.4 \times \frac{273+260}{273} \times \frac{101.3}{196} = 1745 (\text{m}^3/\text{h}) = 0.4847 (\text{m}^3/\text{s})$$

因此,扩大段的直径为:

$$D' = \sqrt{\frac{4V}{\pi u_t}} = \sqrt{\frac{4 \times 0.4847}{3.14 \times 0.129}} = 2.19 (\text{m})$$

若取扩大段气速为操作气体的一半, 则  $u_t = \frac{1}{2} \times 0.336 = 0.168 (\text{m/s})$ 。

$$D' = \sqrt{\frac{4V}{\pi u_t}} = \sqrt{\frac{4 \times 0.4847}{3.14 \times 0.168}} = 1.92 (\text{m})$$

取扩大段直径为  $2.5 \text{m}$ 。

(6)浓相段高度  $H_1$ 。

由式(5-49)得静床高为:



$$H_0 = \frac{5460}{700 \times 0.785 \times 1.5^2} = 4.41(\text{m})$$

查阅资料知,对于带有挡板的苯酐流化床,可采用下面的公式计算膨胀比  $R$ :

$$R = \frac{0.517}{1 - 0.76u^{0.1924}} \quad (0.07 < u \leq 0.92)$$

式中  $u$ ——流化床的操作气速,  $\text{m/s}$ 。

所以有:

$$R = \frac{0.517}{1 - 0.76(0.336)^{0.1924}} = 1.347$$

把  $H_0$  和  $R$  的值代入式(5-48)得浓相段高度为:

$$H = RH_0 = 1.347 \times 4.41 = 5.94(\text{m})$$

取  $H=7(\text{m})$ 。

(7)稀相段高度  $H_2$ 。

已知:  $D=1.5(\text{m})$ ,  $u=0.336(\text{m/s})$ 。

查图 5-17 得:

$$H_2/D = 1.8$$

所以,稀相段高度为:

$$H_2 = 1.8 \times 1.5 = 2.7(\text{m})$$

取  $H_2=3(\text{m})$ 。

(8)扩大段高度  $H_3$ 。

根据生产经验  $H_3=2.1(\text{m})$ 。

(9)换热器的计算。

①浓相段换热器。

浓相段换热器的热负荷  $Q_{\text{conc}} = 1.782 \times 10^6 (\text{kJ/h}) = 4.95 \times 10^5 (\text{J/s})$

已知冷却水进口温度为  $80^\circ\text{C}$ , 出口温度为  $120^\circ\text{C}$ , 床层温度为  $370^\circ\text{C}$ , 因此, 传热对数平均温差为:

$$\Delta t_m = \frac{(370-80) - (370-120)}{\ln \frac{370-80}{370-120}} = 269.5(^\circ\text{C})$$

由表 5.16 知, 萘氧化制苯酐的流化床内气体线速度为  $0.3 \sim 0.4 \text{m/s}$  时, 其总传热系数为  $K$  取  $300 \sim 416 \text{W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$ , 取  $K=300 [\text{W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})]$ 。

故浓相段换热器的换热面积为:

$$A_{\text{conc}} = \frac{4.95 \times 10^5}{300 \times 269.5} = 6.12(\text{m}^2)$$

设计采用  $\phi 2''$  管为换热管, 其高度取  $5.5 \text{m}$  (比浓相段高度稍小), 因此, 需要换热管的根数:

$$n_{\text{conc}} = \frac{6.12}{3.14 \times 0.06 \times 5.5} = 5.45(\text{根})$$

取 10 根换热管。

②稀相段换热器。

稀相段床层温度从  $370^\circ\text{C}$  降至  $260^\circ\text{C}$ , 冷却水进口温度为  $80^\circ\text{C}$ , 出口温度为  $120^\circ\text{C}$ , 冷却水和床层气流作逆向流动。传热对数平均温差为:

$$\Delta t_m = \frac{(370-120) - (260-80)}{\ln \frac{370-120}{260-80}} = 213(^\circ\text{C})$$

稀相段换热器总传热系数  $K$  取  $70 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$ 。

稀相段换热器的热负荷:  $Q_{\text{dil}} = 2.698 \times 10^5 \text{ kJ/h} = 7.5 \times 10^4 (\text{J/s})$ 。

故稀相段传热面积为:

$$A_{\text{dil}} = \frac{Q_{\text{dil}}}{K \Delta t_m} = \frac{7.5 \times 10^4}{70 \times 213} = 5 (\text{m}^2)$$

由于稀相段高度为  $2.7 \text{ m}$ , 用  $\phi 2''$ 、高  $2 \text{ m}$  的换热管, 需要换热管的根数为:

$$n_{\text{dil}} = \frac{5}{3.14 \times 0.06 \times 2} = 13 (\text{根})$$

取 15 根冷却管。

## 5.6 分离设备的设计

在化工生产中, 为纯化原料和精制产品, 需要进行物质之间的分离。分离过程分为机械分离和传质分离两大类。机械分离过程的分离对象是由两相以上所组成的混合物, 其目的是将两相分开, 如过滤、沉降、离心分离、旋风分离、静电除尘等。传质分离过程用于各种均相混合物的分离, 其特点是该过程有质量传递现象发生, 如精馏、吸收、萃取、吸附、膜分离等。

许多化工生产过程中, 要求分离非均相物系, 如含尘和含雾的气体、悬浮液、乳浊液、泡沫液等。非均相物系分离的目的: (1) 回收分散物质; (2) 精制分散介质; (3) 劳动保护和环境卫生等。因此, 非均相物系的分离在工业生产具有重要意义。通常用来分离非均相混合物的设备有离心机、过滤机、旋风分离器等。

### 5.6.1 固液分离设备

固液分离设备一般为定型设备, 用户可根据实际情况查找有关手册选取。固液分离过程从其原理上说, 主要分为两大类: 其一为液体受限制, 固体颗粒在流动的过程中, 包括浮选、重力沉降和离心沉降等操作; 其二为固体颗粒受限制, 液体在流动的过程中, 包括滤饼过滤、深层过滤和筛滤等操作。固液分离是化工生产中常见的分离方法, 如在离心力作用下从液体混合物中机械沉降固体、利用过滤介质将溶液过滤等。常见的固液分离设备有离心机、过滤机。离心机又分为过滤式、沉降式、高速分离、台式、生物冷冻和旁滤式。过滤机也分为压滤机、转鼓真空过滤机、盘式过滤机、带式过滤机等。

#### 1. 离心机

##### (1) 过滤式离心机。

离心过滤是以离心力为推动力, 用过滤方式来分离固、液两相混合物的操作。悬浮液中的固相颗粒在离心力场中被过滤介质所截留, 并不断堆积成滤饼层, 液体在离心力作用下通过所形成的多孔滤饼而分离。离心过滤按卸料过程和方式分为间歇卸料式、活塞卸料式和连续卸料式 3 种。

##### ① 间歇卸料式过滤机。

间歇卸料式过滤机主要有三足式离心机、上悬式离心机和卧式刮刀卸料离心机等机型。三足式离心机具有结构简单、运行平稳、操作方便、过滤时间可随意掌握、滤渣能充分洗涤、固体颗粒不易破坏等优点, 缺点是间歇操作、生产中辅助时间长、生产能力低、劳动强度大, 广泛应用于化工、轻工、制药、食品和纺织纤维等工业部门, 用作分离含固体直径大于或等于

0.01mm 的悬浮溶液或成件纤维状物料的甩干。上悬式离心机分过滤式和沉降式两种,以过滤式应用较为普遍,离心机运行时,转鼓回转速度连续按加料、分离、洗涤、再分离、卸料、滤网再生等工序循环作周期性变化,适用于分离含中等颗粒直径(0.1~1mm)和细颗粒直径(0.01~0.1mm)固体的悬浮液,如砂糖、葡萄糖、盐类以及聚氯乙烯树脂等。卧式刮刀卸料离心机适用于滤饼较密实的场合,刮刀卸料离心机的优点是可在全速下进行各工序,产量大、分离洗涤效果好,各工序所需的时间和操作周期的长短可视物料的工艺要求而定,适应性较好,但卸渣时因受刮刀的刮削作用易使固体颗粒有一定程度的破碎,振动较大,刮刀容易磨损。

### ②活塞卸料式过滤离心机。

活塞卸料式过滤离心机是自动操作、连续运转、脉动卸料的过滤式离心机,其特点是滤渣破坏程度小,功率消耗均匀。活塞卸料式离心机对物料的固液比很敏感,所以对悬浮液的浓度应尽量保持稳定。它适用于固体颗粒直径大于或等于 0.25mm、含固体量大于或等于 30% 的结晶状或纤维状物料分离,大量用于碳酸氢铵、硫酸铵、尿素等化肥及制盐等工业部门。对于分散度高的以及对滤液澄清度要求高的悬浮液及胶状物料均不宜采用此种离心机,也不宜用于无定形物料和具有较高摩擦系数的物料的分。

### ③连续卸料式过滤离心机。

连续卸料式过滤离心机有锥篮形离心机、螺旋卸料离心机两种。

锥篮形过滤离心机对物料的过滤过程是一种动态过滤,过滤分离时薄层滤饼不断移动与更新,有利于提高分离效果。过滤速率的大小与料浆的性质、转鼓结构尺寸(如直径、锥角大小)、转速、滤网形式、网孔尺寸等多种因素有关。该离心力卸料离心机有立式与卧式两种,立式用于分离含固相颗粒直径大于或等于 0.25mm 易过滤结晶的悬浮液,如用于制糖、制盐等生产;卧式用于分离固相颗粒在 0.1~3mm 范围内易过滤但不允许破碎的、浓度在 50%~60% 的悬浮液,如用于硫酸铵、碳酸氢铵等生产。离心力卸料离心机有结构简单、能连续操作等优点,但一定锥角转鼓只能适用于某一类物料的分。

螺旋卸料过滤离心机是一种以薄层分离固液混合物的连续操作离心机。这类离心机分离因数较高,具有较大的当量过滤面积及过滤强度。由于分离时物料层较薄,并不断地被螺旋所翻转,所以可在较短时间内获得含湿量较低的滤渣。它具有体积小、产量大、脱水效率高、滤渣较干及运转费用低等优点,适用于固体颗粒为 0.01~0.06mm 的悬浮液分离,用于芒硝、硫酸钠、硫酸铜、羧甲基纤维素等结晶的分。

### (2)沉降式离心机。

离心沉降泛指在离心惯性力作用下,用沉降方法分离固液、液液、气固、气液等非均相系的操作。利用离心沉降方法分离固液混合物的机械有沉降式离心机和旋流器。用沉降离心机分离悬浮液有 3 种不同的操作方式:①在离心机运转前,装上一定容积的悬浮液后,在分离过程中不再加料也不排出分离液和沉渣,待停车后再分别排出,如试管离心机;②分离过程中同时进料和排出分离液,聚集在转鼓内的沉渣在停车后排出,如三足式沉降离心机和管式分离机;③在分离过程中连续进料和连续排出分离液和沉渣,如螺旋卸渣沉降离心机和喷嘴排渣碟式分离机。

#### ①三足式沉降离心机和卧式刮刀卸料沉降离心机。

三足式沉降离心机的结构与同样型式的过滤离心机相似。卧式刮刀卸料沉降离心机操作时悬浮液加入到鼓底,分离液经转鼓拦液盖溢流入机壳后,由排液管排出。这类离心机转鼓壁无孔,且不需要过滤介质。常用的转鼓直径为 300~1200mm,转鼓的长径比一般为 0.5~0.6。分离因数最大达 1800,最大处理量可达 18m<sup>3</sup>/h 的悬浮液。一般用于处理固体颗粒尺寸为

5~40 $\mu\text{m}$ 、固液二相密度差大于 0.05g/cm<sup>3</sup> 和固相浓度小于 10% 的悬浮液。

## ②螺旋卸渣沉降离心机。

螺旋卸渣沉降离心机有立式和卧式两种结构,常用卧式结构,转鼓可以是锥筒形或锥筒、圆筒组合型。悬浮液经加料管进入螺旋内筒后,再经内筒的加料孔进入转鼓,沉降到鼓壁的沉渣由螺旋输送转鼓小端排渣孔排出。这类沉降离心机是连续操作的,也可用于处理液—液—固三相混合物。这类沉降离心机的分离性能较好,适应性较强,对进料浓度的变化不敏感,浓度在一定范围内变化不影响分离效果,操作温度范围为-100~300℃,操作压力一般为常压。

## ③碟式分离机。

碟式分离机的结构特点是转鼓内装有一叠锥形碟片,悬浮液由中心进料管进入转鼓,从碟片外缘进入碟片间隙向碟片内缘流动。碟式分离机的碟片数多,碟片间隙小,增大了沉降面积,缩短了沉降距离,因此分离效率较高。碟片数一般为 50~180 片,视机型大小而定;碟片间隙常用 0.5~1.5mm,视处理物料性质而定;碟片母线与轴心线的夹角,即锥形碟片的半锥顶角一般为 30°~45°,此角度应大于固体颗粒与碟片表面的摩擦角。

## ④管式分离机。

管式分离机的转鼓直径较小而长度较长且形状如管,故称管式分离机。分离机转鼓的转速高,用于处理难于分离的悬浮液、乳浊液或液—液—固三相混合物。这种分离机转鼓重心远低于轴的支点,运转时能自动定心,工作平稳。乳浊液或悬浮液自转鼓下端加入,被转鼓内纵向筋板带动与转鼓同速旋转,乳浊液被分离为轻、重液层,重液层在外,轻液层在内,分别自转鼓顶端的轻、重液溢流口排出。

## ⑤沉降式离心机的适用范围。

颗粒直径  $d$  和沉降速度  $u_{\text{固}}$  与处理量  $Q$  的关系如图 5-23 所示,该图为沉降离心机的性能范围图,供初选沉降式离心机参考。图中是按密度差  $\Delta\rho = \rho_{\text{固}} - \rho_{\text{液}} = 1\text{g/cm}^3$  和液体粘度  $\mu = 1 \times 10^{-3}\text{Pa} \cdot \text{s}$  作出的,若与之不符,可由式(5-53)转换:

$$\frac{d_1}{d_2} = \left( \frac{\mu_1 \rho_2}{\mu_2 \rho_1} \right)^{1/2} \quad (5-53)$$

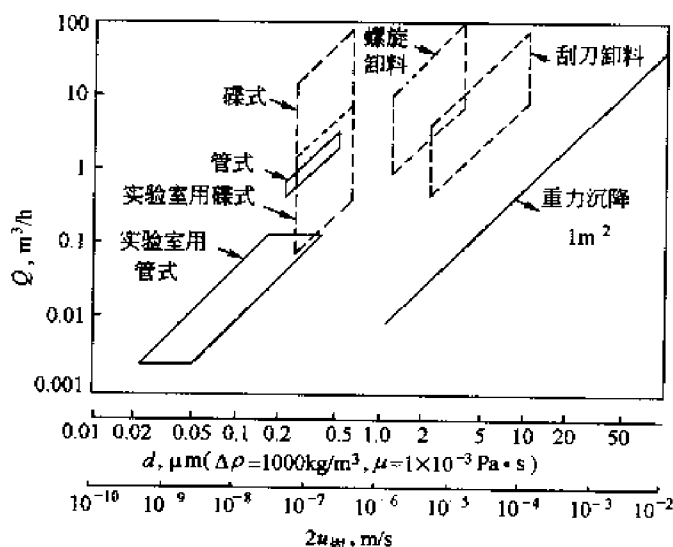


图 5-23 各种离心沉降设备的负荷性能图

## 2. 过滤机

在过滤介质表面上沉积相当厚的固体颗粒的过滤装置称作滤饼式过滤机,所处理的料液中固相浓度一般约从1%至10%甚至超过10%(质量分数)。这种装置的过滤过程最初由于过滤介质的孔隙较大,初始溶液可能不清;当固体颗粒在过滤介质表面上开始沉积成滤饼时,这层滤饼就起到比过滤介质更有效的截留作用,使滤液达到要求的澄清度。因此,可采用使初始滤液循环的方法,直至滤液变清;或者使用精密过滤器(澄清类),进一步处理滤液,以达到满意的澄清要求为止。

用滤饼式过滤机过滤可得到滤饼或滤液作为产品,或两者同时均为产品。滤液作为产品时,为达到最经济的要求,可用洗涤或采用空气或其他气体吹扫的方法从滤饼中尽量排除液体。为了得到含水量低和密实的达到纯度的滤饼产品,一般采用洗涤、气体吹扫或采用机械压榨等方法排除残液。滤饼通常都呈粘性,卸除滤饼是很难处理的事,因此过滤机是否具有干净的卸饼性能是选型的重要依据。

### (1) 加压过滤机。

#### ① 箱式压滤机。

该机立式安装,待棒物料用帆布袋包装后放进一串连的钢箱中,这些钢箱置于压滤机的固定端板和活动端板之间。每一压滤箱有排液栅板,其上均铺有多孔滤垫,布袋即置于这些滤垫上并由其上钢箱封死。在液压作用下,这串钢箱作为整体受到挤压。

#### ② 板式压滤机。

板式压滤机是所有加压过滤机中最简单和应用最广的一种机型,它由板和框交替装配而成。板和框均可由各种结构材料制作,如金属、衬里金属、木材、高分子聚合物等。滤板表面可做成骨架形式,或者开槽,或者钻孔以作为排液通路,滤框是中空的。在过滤过程中,滤饼在滤框内集聚,一般过滤介质覆盖着每块滤板的两个过滤表面。滤板和滤框可做成矩形或圆形。滤板和滤框垂直悬挂在一对横梁上,止推板固定于一端,另一端的压紧板借助于旋转丝杠和扳手转动杆,或齿轮传动装置,或液压压紧装置使压紧板向前移动,把滤板和滤框压紧在两板之间使其紧固不漏液。板式压滤机的优点是结构简单,价格便宜,生产能力弹性大,能够在高压下操作,滤饼中含液量较一般过滤机的低,单位产量所占地面和空间小。板式压滤机的缺点是:由于滤饼的密实性和变形,洗涤不完全;由于排渣和洗涤易发生对过滤介质的磨损,过滤介质的寿命短;手动拆框劳动强度大,工作条件不好,保压性能差,增加了后处理负荷。

### (2) 真空过滤机。

真空过滤机在滤室一侧低于一个大气压力下操作。过滤的料浆可在大气压力下加入过滤机,而滤液在收集器内必须增至一个大气压后才能排放,一般采用滤液泵(通常为自动注水的离心泵或透平泵)或大气管排液。对于由真空作为过滤推动力的真空过滤机而言,真空泵是主要的附属设备。出于这一设备的投资较大,选泵时必须根据操作要求和经济性在湿式真空泵、干式真空泵、水环泵、往复式泵中进行选择。间歇式和连续式真空过滤机都在生产过程中得到广泛的使用,但是具有重要地位的是连续式真空过滤机。

真空过滤机的优点为:a. 连续式操作,效率高;b. 劳动强度小;c. 过滤面在大气压这一侧,便于检修和修理;d. 检修费用一般比较低。真空过滤机的缺点为:a. 真空系统必须经常维护;b. 沸点低的或在操作温度下滤液呈挥发性的物料不能过滤;c. 不能处理难以过滤的可压缩性的物料;d. 连续过滤机操作因受压差限制,如果处理含固体量或颗粒特性变化大的料浆,效果

不好。

### (3) 过滤设备的选择原则。

选择过滤设备必须把与过程有关的影响因素和与设备(包括过滤介质)相关的特性区分开来。与过程有关的主要因素包括料浆的特性、产量、操作条件、性能要求和允许使用的结构材料。与设备相关的主要因素包括循环类型(间歇或者连续)、推动力、最大和最小设备的产率、分离液澄清度、洗涤能力、可靠性以及允许使用的结构材料和费用。估计费用时必须包括安装费、折旧费、维修费、操作劳力、过滤介质更换费和涉及的产品损失费用。在权衡过程参数和设备参数之间要考虑滤料浆的预处理和使用助滤剂。

## 5.6.2 气固分离设备

气固分离是重要的化工单元操作,在化工、冶金、电力以及环境工程中有着广泛的应用。气固分离的目的为:回收有用的物质,如气流干燥产品的收集等;获得洁净气体,如硫铁矿生产硫酸过程中原料气中的粉尘的净化;净化排放气体,保护环境。

凡能将粉尘从气体中分离出来,使气体得以净化,粉尘得到回收的设备,统称为气体的净化设备——除尘器。除尘器可分为干式除尘器和湿式除尘器两大类。

干式除尘器包括重力除尘器、惯性除尘器、旋风除尘器、脉冲袋式除尘器、电除尘器。重力除尘器一般用于  $50\mu\text{m}$  以上尘粒,利用粉尘与气体密度不同,靠粉尘本身重力从气体中自然沉降。惯性除尘器一般用于较粗大离子沉降,利用粉尘与气体在运动中惯性不同将粉尘从气体中分离出来。旋风除尘器适用于分离  $5\sim 10\mu\text{m}$  的非粘性、非纤维性的干燥粉尘,利用旋转含尘气体所产生的离心力不同将粉尘从气体中分离出来。脉冲袋式除尘器对细微尘( $1\sim 5\mu\text{m}$ )的净化效率可达 99% 以上,还可以除去  $1\mu\text{m}$  甚至  $0.1\mu\text{m}$  的微尘。电除尘器适用于温度小于  $500^\circ\text{C}$ 、大风量和细微粉尘的除去,该设备投资高,但操作费用低。

湿式除尘器借用水或其他液体与含尘气体接触,利用液滴或液膜捕获尘粒使气体得到净化。湿式除尘器形式很多,最有代表性的有湍流塔、泡沫除尘器、自激式除尘器、文式管除尘器等。湿式除尘器适用于非纤维性的、非粘性的、能受潮受冷的且与水不发生化学作用的含尘气体。干式除尘器如能加上湿法操作,除尘效率将有明显提高。

## 5.7 储罐容器的选型和设计

### 5.7.1 储罐的选型

储罐容器的设计要根据所储存物料的性质、使用目的、运输条件、现场安装条件、安全可靠程度和经济性等原则选用其材质和大体型式。

储罐根据形状来划分,有方形储罐、圆筒形罐、球形罐和特殊形储罐(如椭圆形、半椭圆形),每种型式又按封头形式不同,分为若干种。常见的封头有平板封头、锥形封头、球形封头、碟形封头、椭圆形封头等。有些容器如气柜、浮顶式储罐,其顶部(封头)是可以升降浮动的。

储罐按制造的材质有钢、有色金属和非金属材质之分,常见的有普通碳钢、低合金钢、不锈钢、搪瓷、陶瓷、铝合金、聚氯乙烯、聚乙烯和环氧玻璃钢、酚醛玻璃钢等。

储罐按用途又可分为储存容器和计量、回流、中间周转、缓冲、混合等工艺容器。

选择储罐应从下列各方面综合考虑:

(1) 储存(中转)物料的状态。

储存物料为气体且气压较低时,可选用气柜,而要求气密性能好,有汽液相平衡时,通常不选气柜而选卧式或立式储罐。气压较高时应选椭圆封头的圆筒式或球形储罐。

储存的物料如果是固体,除非是稀浆以及空气接触会变质或有危险的物料,一般不要求不透水、不透气的结构。固体通常是立式储存,下底常用锥形,便于出料。

(2) 物料的温度、压力和腐蚀性。

温度的使用区间决定了储罐使用的材料。在有压力的情况下,无论正压或负压,都要求储罐有一定的耐压强度,大型罐外要有加强圈。对于耐腐蚀介质来说,储罐选材要适当。当使用非金属材料时,对于大型、特大型储罐,要注意非金属材料的强度,有时要在内部或外部设计加强装置,如内加强筋板、外加钢制加强圈或选择鸟笼式结构以保护非金属储罐。

(3) 根据现场的地理条件选择立式或卧式储罐。

经常是开阔地区使用卧式储罐,可使操作平台降低。有些储罐应当在地下或半地下储放,有些应有防爆措施等。

在实际选择储罐的型式时,除了应考虑各种条件之外,还有设计者的经验。在一个化工工程设计中,储罐的形状尽量能够简化。

## 5.7.2 设计储罐的一般程序

### 1. 汇集工艺设计数据

这些数据包括:经过物料衡算和热量衡算,已知储罐中将储存物料的温度、压力、最大使用压力、最高使用温度、最低使用温度、介质的腐蚀性、毒性、蒸气压、介质进出量、储罐的工艺方案等。

### 2. 选择容器材料

从工艺要求来决定容器材料的适用与否,对于化工设计来说,介质的腐蚀性是选择储存容器材料的一个十分重要的参数。通常许多非金属储罐一般只作单纯的储存容器在使用,而作为工艺容器时,有时因温度、压力等不能满足工艺要求,所以必要时,应选用搪瓷容器或由钢制压力容器衬胶、衬瓷、衬聚氟乙烯等加以解决。

### 3. 容器型式的选用

我国已有许多化工储罐实现了系列化和标准化,在储罐型式选用时,应尽量参照标准,选择已经标准化的产品,供设计选用。

### 4. 容积计算

容积计算是储罐工艺设计和尺寸设计的核心,它由容器的用途而异。

(1) 单纯用于储存原料和成品的储罐。

这类储罐的体积与需要储存的物料关系十分明显,原料的储存有全厂性的原料库房储存和车间工段性的原料储存,如化工厂常用酸碱库,外购的浓硫酸、液碱,每次运进的量较大,有专门的仓库储存,储罐总容量是考虑两次运进量再加 10%~20% 的裕度。车间的储罐一般考虑至少半个月的用量储存,因为车间的成本核算常常是逐月进行的,储量的多少应该是既要满足生产,又要经济,不主张超过一个月。

成品的储罐一般是指液体和固体,固体的成品储罐使用较少,常常都及时包装,只有中间性储罐。液体的产品储罐一般设计至少能储存一周的产品产量,如果是厂的终端产量,储罐作为待包装储罐,存量可以设计得稍大些,可以达两周或略多时间的产量。因为气柜不宜旷日持

久储存,当下一工段停止使用时,这一产气工序应考虑停车。

液体储罐的装载系数通常可达80%,这样可以计量出原料产品的最大储存量。

#### (2) 计量罐、回流罐。

计量罐的容积一般考虑少到10min、15min,多到2h或4h产量的储存,计量罐装载系数一般只考虑60%~70%,因为计量罐的刻度一般在罐的直筒部分,使用度常为满量程的80%~85%。

回流罐一般考虑5~10min左右的液体保有量,作冷凝器液封之用。

#### (3) 缓冲罐、汽化罐。

缓冲罐的目的是使气体有一定数量的积累,使之压力比较稳定,从而保证工艺流程中流量操作的稳定,因此往往考虑储量较大,常常是下游使用设备5~10min的用量,有时可以超过15min的用量,以备在紧急时,以充裕时间处理故障,调节流程或关停机器。

某些物料在恒定温度下,以气液平衡的状态出现在储罐中,而我们在工艺过程中使用的是其蒸气,则这类储存容器称为汽化罐(可加热也可不加热),其物料汽化空间常常是储罐总容积的一半。汽化空间的容量大小常常根据物料汽化速度来估计,一般希望汽化空间足够下游岗位3min以上的使用量,至少在2min左右,一般汽化都能实现。

#### (4) 混合、拼料罐。

化工产品有一些是要随间歇生产而略有波动变化的,如某些物料的固含量、粘度、pH值、色度或相对分子质量等可能在某个范围内波动。为使产物质量统一,或减少出厂检验的批号分歧,在产品包装前若干批加以拼混,俗称“混批”,混批罐的大小根据工艺条件而定。考虑若干批的产量,装载系数约70%(用气体鼓泡或搅拌混合)。

总之,储罐的容积设计要根据物料的工艺条件和工艺要求、储存条件等决定。有效容积一般占储罐的总体数为装载系数,不同场合下,考虑装载系数不一样,一般在60%~80%左右,某些场合(如汽化空间)可低至50%或更少,有时可以高至85%;固体包装罐或在固体储罐中装有充压、吹扫等装置的,其装载系数应偏低。正是鉴于对这些情况的考虑,可以算出容器的设计体积。

### 5. 确定储罐基本尺寸

根据前几项的设计原则,我们已经选择了储罐材料,确定了基本型式(即卧式、立式、封头型式等)并计算了设计容积,现在则应根据物料重度、卧式或立式的基本要求、安装场地的大小,确定储罐的大体直径。储罐直径大小的确定要根据国家规定的设备的零部件即筒体与封头的规范,据此计算储罐的长度,核实长径比,如长径比太大(即偏长)、太小(即偏圆),应重新调整,直到大体满意。确定储罐基本尺寸要遵循外形美观实用,储罐大小与其他设备般配,整体美观,并与工作场所的尺寸相适应等。

### 6. 选择标准型号

国家关于各类容器有通用设计图系列,根据我们计算初步确定的直径、长度、容积等数据,在有关手册中查出与之符合或基本相符的规格,有的手册中还注明通用设计图的供货供图单位,可以向有关单位购买复印标准图,既省时间,又可充分保证设计质量。即使从标准系列中找不到符合的规格,亦可根据相近的结构规格在尺寸上重新设计。

### 7. 开口和支座

对于容器的管口和方位来说,如果选用标准图系列,则其管口及方位都是固定的,工艺工程师在选择标准图纸之后,要设计并核对设备的管口,考虑管口的用途及其大小尺寸、管口的



方位和相对位置的高低,通常在设备上考虑进料、出料、温度、压力(真空)、放空、液面计、排液、放净以及人孔、毛孔、吊装等装置,并留有一定数目的备用孔。当然不主张储罐上开口太多,如标准图纸的开孔及管口方位不符合工艺要求而又必须重新设计时,可以利用标准系列型号在订货时加以说明并附有管口方位图。

容器的支承方式和支承座的方位在标准图系列上也是固定的,如位置和形式有变更要求,则在利用标准图订货时加以说明,并附有方位草图。

#### **8. 绘制设备草图(条件图)、标注尺寸并提出设计条件和订货要求**

储罐容器的工艺设计成果是选用标准图系列的有关复印图纸,作为订货的要求,应在标准图的基础上,提出管口方位、支座等的局部修改和要求,并附有图纸。

如标准图不能满足工艺要求,应重新设计,由工艺工程师绘制设备草图。所谓草图,并不是徒手潦草绘制的意思,而应该绘制设备容器的外形轮廓,标注一切有关尺寸,包括容器接管口的规格,并填写“设计条件表”,由设备专业的工程师设计非标准设备。

## 第6章 化工车间装置(布置)设计

### 6.1 概述

车间布置是设计中的重要环节,既要符合工艺要求,又要经济实用,合理布局。车间布局直接影响到项目的建设投资、建设后生产的正常运转、设备维修和安全以及各项经济指标的完成。所以在进行车间布置时要做到充分掌握有关资料,全面权衡,做到深思熟虑,仔细推敲,以取得一个最佳方案。

车间布置设计是以工艺(基础设计阶段)、配管(详细设计阶段)为主导专业,并在管道、机械、总图、土建、自控、电力、设备、冷冻、暖风等其他专业的密切配合下完成的。因此,在进行车间布置设计时,要集中各方面的意见,最后由工艺人员汇总完成。车间布置主要是设备布置,工艺人员首先确定设备布置的初步方案,对厂房建筑的大小、平立面结构、跨度、层次、门窗、楼梯等以及与生产操作、设备安装有关的平台、预留空间等向土建专业提出设计要求,待厂房设计完成后,工艺人员再根据厂房建筑图,对设备布置进行修改和补充,最终的设备布置图(施工图)就作为设备安装和管道安装的依据。

#### 6.1.1 设计依据

在车间布置设计时应遵循国家的标准、规范和规定,熟悉并执行有关防火、防雷、防爆、防毒和卫生等方面最新的规范。

#### 6.1.2 基础资料

- (1)工艺和仪表流程图(初步设计阶段)及管道和仪表流程图(施工图设计阶段);
- (2)物料衡算数据及物料性质(包括原料、成品的数量及性质,三废的数量及处理方法);
- (3)设备一览表(包括设备外形尺寸、质量、支承形式及保温情况);
- (4)公用系统耗用量:供排水、供电、供热、冷冻、压缩空气、外管资料;
- (5)车间定员表;
- (6)厂区总平面布置草图。

### 6.2 车间厂房布置设计

车间布置设计的内容可分为车间厂房布置和车间设备布置。车间厂房布置是对整个车间各工段、各设施在车间场地范围内,按照它们在生产中所起的作用进行合理的平面和立面布置。车间设备布置是根据生产流程及各种有关因素,把各种工艺设备在一定的区域进行排列。车间布置设计中车间厂房布置和车间设备布置两项内容是相互联系的,在进行车间平面布置时,必须以设备结构草图为依据,以此为条件,对车间内生产厂房、辅助厂房及其所需的面积进

行估算,而详细的设备结构图又必须在已确定的车间厂房总布置图基础上进一步具体化。

### 6.2.1 车间厂房布置的原则

(1)设备布置应顺从工艺流程,从上往下,力求紧凑、缩短输送管线,从经济观点出发,达到节省材料费用及运行费用的目的。

(2)设备布置应整齐,根据地形、主导风向等条件,尽量采用露天布置;控制室和配电室布置在生产区域的中心部位,并在危险区之外。

(3)有毒、有腐蚀性介质的设备应分别集中布置,并设围堰;明火设备必须布置在全年最小频率风向的下侧,并集中布置在装置(车间)边缘。

(4)设备布置应留有发展余地;设置安全通道,人流、物流方向应错开。

(5)符合有关劳动保护、安全消防、建筑防腐等标准、规范要求。

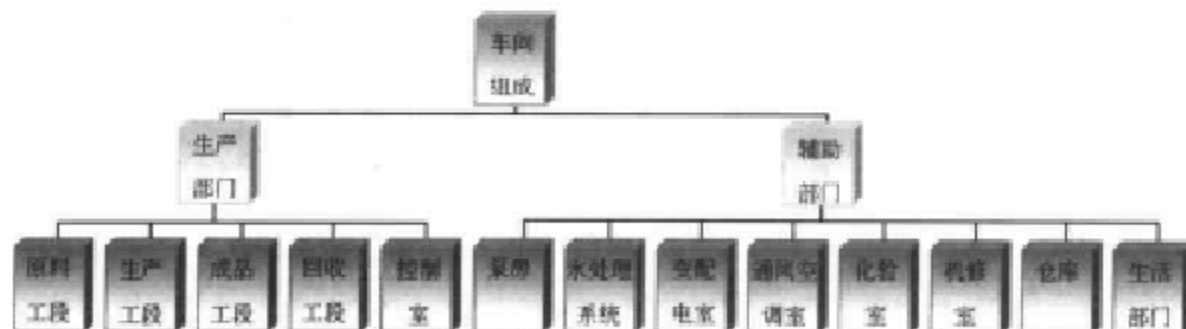
### 6.2.2 车间厂房布置的内容

车间厂房的整体布置的依据是生产规模、生产特点以及厂区面积、厂区地形、地质条件等。根据工艺流程的需要将厂房设计成单层、多层或单层与多层相结合的形式,一般单层厂房的利用率高,建设费用低。厂房层数的设计要根据工艺流程的要求、投资、用地的条件等各种因素进行综合分析。

车间厂房整体布置的另一重要问题是室外场地的利用和设计。在操作上可以放在露天的设备,原则上应尽可能布置在室外。体形巨大的容器、储罐、较高大塔的露天布置可以大大地缩减厂房的建筑面积;有火灾和爆炸危险的设备、产生大量有毒物质的设备,其露天布置能降低厂房的防火、防爆等级,简化厂房的防火、防爆措施,降低厂房的通风要求,改善厂房内的卫生及操作条件;设备的露天布置也使厂房的改建和扩建具有更大的灵活性。可以说设备的露天布置无论在技术上还是经济上都有很大好处。

#### 1. 装置(车间)组成

装置(车间)组成包括生产、辅助等部分,设计时应根据生产流程,原料、中间体、产品的物化性质以及它们之间的关系,确定生产工段、辅助部门。生产、辅助等部门的划分如下:



#### 2. 车间(装置)的平面布置

平面布置是根据生产工艺条件(包括工艺流程、生产特点、生产规模等)以及建筑本身的可能性与合理性(包括建筑形式、结构方案、施工条件和经济条件等)来考虑的。厂房的平面设计应力求简单,这会给设备带来更多的可变性和灵活性,同时给建筑的定型化创造有利条件。

车间厂房的平面布置其外形一般有Ⅰ型(长方形)、Ⅱ型、Ⅲ型和Ⅳ型等。长方形厂房是比

较常用的形式,一般适用于中小型车间,其特点是施工方便,设备布置有较大灵活性,有利于今后的发展,也有利于采光和通风。但有时为了适应地形的要求或生产的需要,也有采用 L 型或 T 型的车间厂房平面布置形式,这些形式适用于较复杂的车间,此时应充分考虑采光、通风、交通和立面等各方面的因素。至于 II 型,由于平面形式复杂,用得较少,除了特殊需要外,一般不予采用。

厂房的柱网布置要根据结构而定。生产类别为甲、乙类生产,宜采用框架结构,采用的柱网间距一般为 6m,当需要大于或小于 6m 时,宜采用 4.5m 或 6m 等。但不论框架结构或混合结构,在一幢厂房中不宜采用多种柱距。柱距要尽可能符合建筑模数的要求,充分利用建筑结构上的标准预制构件。一般单层、多层厂房宜采用 6m×6m 柱网的布置。

为了尽可能地利用自然采光和通风以及考虑建筑经济上的要求,一般单层厂房宽度不宜超过 30m,多层厂房宽度不宜超过 24m,厂房宽度有 9m、12m、14.4m、15m、18m,也有 24m 的。根据厂房中设备布置及人流和物流的运输要求,单层厂房常为单跨,即跨度等于厂房宽度,厂房内没有柱子;多层厂房若跨度为 9m,厂房中间若不设立柱子,所用的梁就要很大,因而不经济。所以 6m 是常用的跨度,例如 12m、14.4m、15m、18m 宽度的厂房,常分别布置成 6-6, 6-2.4-6, 6-3-6, 6-6-6 的形式(6-2.4-6 表示三跨,跨度为 6m、2.4m、6m 中间的 2.4m 是内走廊的宽度),如图 6-1(a)、图 6-1(b)所示。

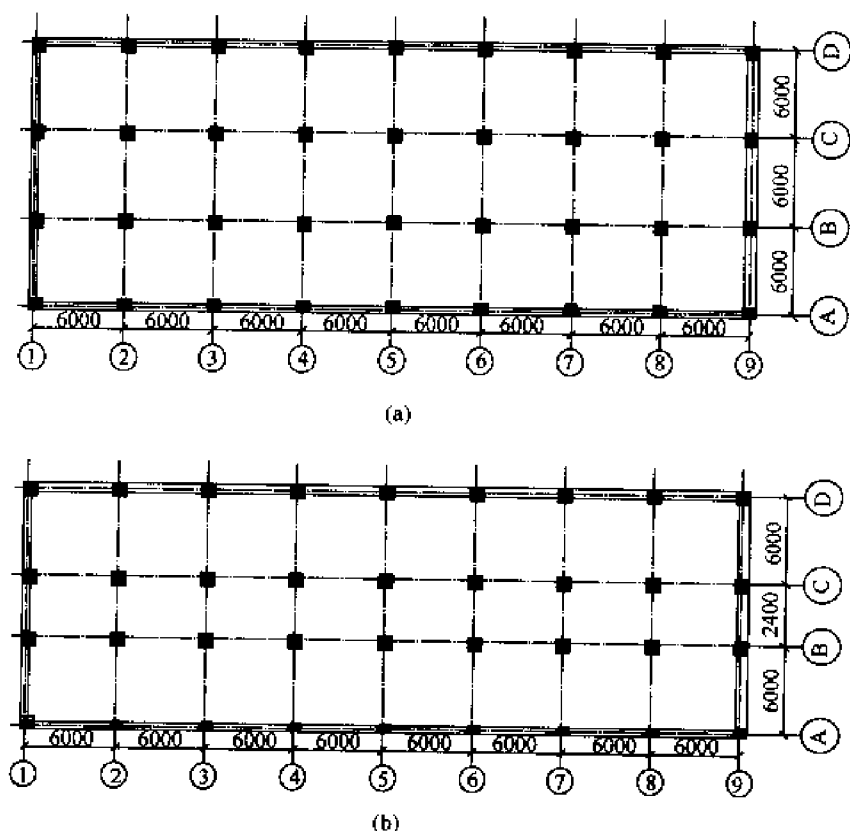


图 6-1 多层式厂房网柱的示意图

(a)方格式网柱;(b)内廊式网柱

### 3. 车间(装置)的立面布置

厂房的立面形式有单层、多层和单层与多层相结合的形式。多层厂房占地少但造价高,而单层厂房占地多但造价低。采用单层还是多层主要应根据工艺生产的需要。例如制碱车间的

碳化塔,根据工艺要求需放在厂房内,塔又比较高,且操作岗位安排在塔的中部以便观察塔内情况,这样就需要设计多层厂房;另一种情况是:设备大部分露天布置,厂房内只需要安置泵或风机,这种情况可设计成单层厂房。

厂房的高度主要由工艺设备布置要求所决定。厂房的立面布置要考虑充分利用空间,每层高度取决于设备的高低、安装的位置、检修要求及安全卫生等条件。一般框架或混合结构的多层厂房,层高多采用 5m、6m,最低不得低于 4.5m;每层高度尽量相同,不宜变化过多。

对于为新产品工业化生产而设计的厂房,由于生产过程中对工艺流程和设备需要不断改进和完善,一般都设计一个较高的单层厂房,利用便于移动、拆装、改建的钢制操作平台代替钢筋混凝土操作台,以适应工艺流程和设备变化的需要。

有爆炸危险的车间宜采用单层,厂房内设置多层操作台以满足工艺设备位差的要求。如必须设在多层厂房内,则应布置在厂房顶层;如整个厂房均有爆炸危险,则在每层楼板上设置一定面积的泄爆孔。这类厂房还应设置必要的轻质层面或增加外墙以及门窗的泄压面积。泄压面积与厂房体积的比值采用  $0.05 \sim 0.1 \text{ m}^2/\text{m}^3$ ;泄压面积应布置合理,并应靠近爆炸部位,不应面对人员集中的地方和主要交通道路。车间内防爆区与非防爆区(生活、辅助及控制室等)间应设防火墙分隔,如两个区域需要互通时,中间应设双门斗,即设两道弹簧门隔开。上下层防火墙应设在同一轴线处。防爆区上层不应布置非防爆区。有爆炸危险的车间的楼梯间宜采用封闭式。

## 6.3 车间设备布置设计及要求

车间设备布置设计就是确定各个设备在车间平面与立面上的位置,确定场地(指室外场地)与建筑物、构筑物的尺寸,确定工艺管道、电气仪表管线及采暖通风管道的走向和位置。

### 6.3.1 车间设备布置设计的原则

(1)设备布置一般按流程式布置,使由原料到产品的工艺路线最短,投资也最小;结构相似、操作相似或操作经常发生联系的设备一般集中或靠近布置。

(2)设备布置尽量采用露天布置或半露天框架式布置形式,以减少占地面积和建筑投资,间歇操作设备一般可以布置在室内。

(3)有酸、碱等腐蚀性的介质设备尽量集中布置在建筑物的底层,不宜布置在楼上和地下室。

(4)有爆炸危险的设备最好露天布置,若室内布置,要加强通风,防止易燃易爆物聚集。将有爆炸危险的设备布置在单层厂房或场地的外围,有利于防爆泄压和消防。

(5)有毒、有粉尘和有气体腐蚀的设备应各自相对集中布置,并加强通风设施和防腐、防毒措施。

(6)设备布置的同时应考虑到管道布置空间、管架和操作阀门的位置;设备管口方位的布置要结合配管,力求设备的管路走向合理,距离最短,无管路相互交叉现象,并有利于操作。

(7)设备之间、设备与墙之间、运送设备的通道和人行道的宽度都有一定的规范,设备布置设计时要参照执行,见表 6.1。

表 6.1 车间布置设计的有关尺寸和设备之间的安全距离

序号	项 目	尺寸,m
1	泵与泵的间距	不小于 0.7
2	泵列与泵列之间的距离	不小于 2.0
3	泵与墙之间的净距	不小于 1.2
4	回转机械离墙距离	不小于 0.8~1.0
5	回转机械彼此之间的距离	不小于 0.8~1.2
6	往复运动机械的运动部分与墙面的距离	不小于 1.5
7	被吊车吊动的物件与设备最高点的距离	不小于 0.4
8	储槽与储槽之间的距离	不小于 0.4~0.6
9	计量槽与计量槽之间的距离	不小于 0.4~0.6
10	换热器与换热器之间的距离	不小于 1.0
11	塔与塔之间的距离	1.0~2.0
12	反应罐盖上传动装置离天花板距离(如搅拌轴拆装有困难时,距离还需加大)	不小于 0.8
13	通道、操作台通行部分的最小净空	不小于 2.0~2.5
14	操作台梯子的坡度(特殊时可做成 60°)	一般不超过 45°
15	一人操作时设备与墙面的距离	不小于 1.0
16	一人操作并有人通过时两设备间净距	不小于 1.2
17	一人操作并有小车通过时两设备间的距离	不小于 1.9
18	工艺设备与道路间的距离	不小于 1.0
19	平台到水平人孔的高度	0.6~1.5
20	人行道、狭通道、楼梯、人孔周围的操作台宽	0.75
21	换热器管箱与封盖间的距离,室外/室内	1.2/0.6
22	管束抽出的最小距离(室外)	管束长+0.6
23	离心机周围通道	不小于 1.5
24	过滤机周围通道	1.0~1.8
25	反应罐底部人行道距离	不小于 1.8~2.0
26	反应罐卸料口至离心机的距离	不小于 1.0~1.5
27	控制室、开关室与炉子之间距离	15
28	生产可燃性的设备和炉子间距离	不小于 8.0
29	工艺设备和道路间的距离	不小于 1.0
30	不常通行的地方,净高不小于	1.9

### 6.3.2 车间设备布置的一般要求

#### 1. 符合有关的安全要求、安全规范且满足物料特性要求

在决定各个工段、设备间及设备与墙、柱等的安全距离时都要考虑与之有关的一些规范和标准,如在液化气站的设计中,液化气罐布置的安全距离在 GB 50016—2006《建筑设计防火规范》中,明确规定:球罐之间的布置距离不小于相邻较大罐的半径,卧式罐之间的布置距离不小于相邻较大罐的直径;罐区必须设防护堤,堤高不小于 1m。这些规定基本上规范了罐区的设

备布置。要考虑物料特性对防火、防爆、防毒及控制噪声的要求,比如对噪声大的设备,宜采用封闭式间隔等;生产剧毒物及处理剧毒物料的场所,要和其他部分完全隔开,并单独设置自己的生活辅助室;对于可燃液体及气体场所应集中布置,以便处理;传动设备要有安装安全防护装置的位置。

## 2. 满足生产工艺和操作的要求

在布置设备时一定要满足工艺流程顺序,要保证水平方向和垂直方向的连续性。有压差的设备应利用位差布置,以节省动力设备及费用。通常把计量槽、高位槽布置在最高层,主要设备如反应器等布置在中层,储槽等布置在底层。这样既可利用位差进出物料,又可减少各层楼面的荷重,降低造价。但在保证垂直方向连续性的同时,应注意避免操作人员在多层厂房中过多地往返于楼层之间。凡属相同的设备或同类的设备或操作性质相似的设备,应尽可能少备用设备,即互为备用或相似设备具有互换使用的可能性。在设备布置设计时,要尽量创造良好的操作条件,给操作人员适当的操作空间和安全距离,如在设备布置时,除要考虑设备本身所占的位置外,还需有足够的操作、通行及检修需要的位置,如图 6-2 所示。对于经常发生联系的设备应尽量靠近布置,以便于操作,同时应尽量安排好采光条件,并让操作人员背光操作。

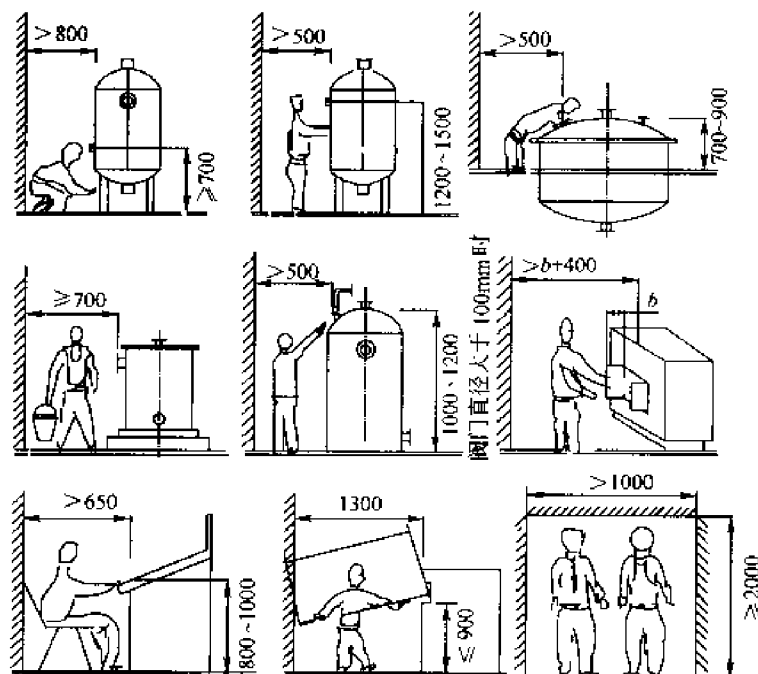


图 6-2 操作设备所需的最小间距(图中尺寸以 mm 计)

## 3. 要符合安装维修要求

日常维修、操作空间易于满足,但大型检修往往需要更大的空间,尤其对于那些需要拆换的设备的附件,在设备布置设计时应特别注意,留有必需的维修空间;对于大型的设备安装,在设备布置时,还应留有吊装孔等。

室外设备一般安装在地面上,安装检修空间容易满足,如在设备布置时常把塔的人孔和换热器的管箱正对着道路,以便利用道路空间进行检修;布置在敞开式框架上的设备一般利用框架设起重梁和钩钩起吊,但要留有使设备能够移动并降到地面上的空间;布置在室内的设备则要特别注意它的搬运通道、进出口、吊装设施和存放空间。

通过楼层的设备,楼面上要设置吊装孔。厂房比较短时,吊装孔设在靠墙的一端;厂房长度超过 36m,则吊装孔应设在厂房中央。

多层楼面的吊装孔应在每一层相同的平面位置。在底层吊装孔附近要有大门,使需要吊装的设备由此进出。吊装孔不宜开得过大(一般控制方圆在 2.7m 以内,对于外形尺寸特别大的设备的吊装,可采用安装墙或安装门,设备可直接从安装墙或安装门进入该设备位置就位)。

#### 4. 要符合建筑要求

设备的布置方案最终决定厂房的布置,厂房的跨度和高度尽量合乎建筑的要求,当二者发生矛盾时,就需要工艺人员适当地调节设备布置方案,尽量符合建筑要求。常见的要求有:

(1)有剧烈振动的设备,其操作台和基础不得与建筑物的柱、墙在一起,否则将影响建筑物的安全;凡是笨重设备或运转时会产生很大振动的设备,如压缩机、真空泵、粉碎机等,应该尽可能地布置在厂房的底层,并采取有效的防振措施。

(2)布置设备时,要避开建筑物的柱子及主梁,如避免设备支撑在柱子或梁上,起吊负荷重量及吊装设备须事先与土建人员商议。

(3)设备不应布置在建筑物的沉降缝或伸缩缝处。

(4)厂房中设备操作平台必须统一考虑,防止平台支柱林立重复,既有碍于整齐美观,又影响生产及检修。

(5)设备布置时应考虑设备的运输路线及安装、检修方式,以便其地面或建筑设施作相应处理。

(6)在厂房的大门或楼梯旁布置设备时,要不影响开门和妨碍行人出入畅通。

(7)设备应尽可能避免布置在窗前,以免影响采光和开窗;如必须布置在窗前时,设备与墙间的净距离应大于 600mm。

(8)可燃易爆设备应与其他工艺设备分开布置,并集中布置在装置(车间)一处,以便土建设置隔爆墙等有关措施。

### 6.3.3 典型设备的布置

在化工设计中,设备的形式千差万别,多种多样,但有些设备差不多每个设计中都能涉及,有些设备甚至是经常成组出现。而设备的布置基本决定着化工厂房的平面和立面形式,所以,常见设备的布置显得尤为重要。

#### 1. 容器

容器按形式可分为立式容器和卧式容器。生产中的中间储罐一般布置在装置内。中间储罐一般按流程顺序,布置在与之有关的设备附近,以缩短流程;对于盛有毒、易燃、易爆介质的中间储罐,则尽量集中布置,并采取必要的防范措施。原料和成品储罐一般集中布置在储罐区,尽量靠近厂房,缩短物料输送流程;有毒、易燃、易爆的原料、成品储罐,则应集中布置在远离厂房的储罐区,并采取必要的防护措施。布置在地坑内的容器,应妥善处理坑内积水和防止有毒、可燃、易爆介质的积累,地坑尺寸应满足操作和检修要求;容器位于泵前时,其安装高度应符合泵的 NPSH 的要求;一般设备的基础高度应符合 HG 20546—92《化工装置设备布置设计规定》的要求。设备底部需设隔热层时,基础面至少应高于地面 100mm,并按此核算设备支撑点的标高;在室外布置易挥发液体储罐时,应设喷淋冷却设施;液位计、进出料接管、仪表尽量集中于储罐的一侧,另一侧供通道和检修用;易燃、可燃液体储罐周围应按规定设置防火堤,



储存腐蚀性物料罐区除设围堰外,其地坪应作防腐蚀处理。

(1)立式容器的布置。

①立式容器特别是大型立式容器布置时应考虑运输、吊装等因素,其布置要留有余地。

②容器内带加热或冷却管束时,在抽出管束的一侧应留有管束长度加 0.5m 的净距离,并与配管专业协商抽出的方位。

③立式储罐集中布置时,按罐外壁或罐中心线取齐。

④立式储罐的人孔若设置在罐侧,其离地高度应不大于 800mm;若设置在罐顶,应设检修平台,多个储罐设联合检修平台,单只储罐设上下直爬梯。图 6-3 为穿楼板容器的立面布置。

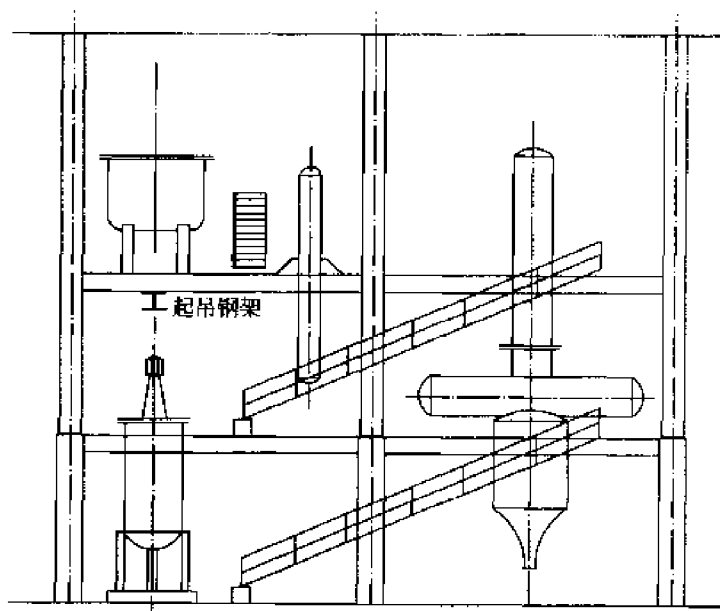


图 6-3 穿楼板容器的立面布置

(2)卧式容器的布置。

①卧式容器宜成组布置。成组布置的卧式容器宜按支座基础中心线对齐或按封头切线对齐。卧式容器之间的净空可按 0.7m 考虑。

②在工艺设计中确定卧式容器尺寸时,尽可能选用长度相同而直径不同的容器,以利于设备布置。

③确定卧式容器的安装高度时,除应满足物料重力流或泵吸入高度等要求外,尚应满足下列要求:

- a. 容器下有集液包时,应有集液包的操作和检测仪表所需的足够高度;
- b. 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;
- c. 不同直径的卧式容器成组布置在地面或同一层楼板或平台上时,直径较小的卧式容器中心线标高需要适当提高,使与直径较大卧式容器筒体顶面标高一致,以便于设置联合平台。

④卧式容器平台的设置要考虑人孔和液面计等操作因素。对集中布置的卧式容器可设联合平台,如图 6-4(a)、图 6-4(b)、图 6-4(c)所示。当液面计上端口高度距地面或操作平台超过 3m 时,液面计要装在直梯附近。卧式容器顶部平台标高应比顶部管嘴法兰面低 150mm,如图 6-5 所示。

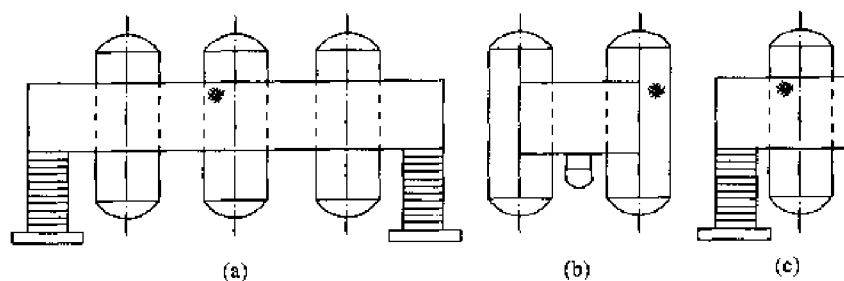


图 6-4 卧式容器平台  
(a)联合平台;(b)联合平台;(c)独立平台

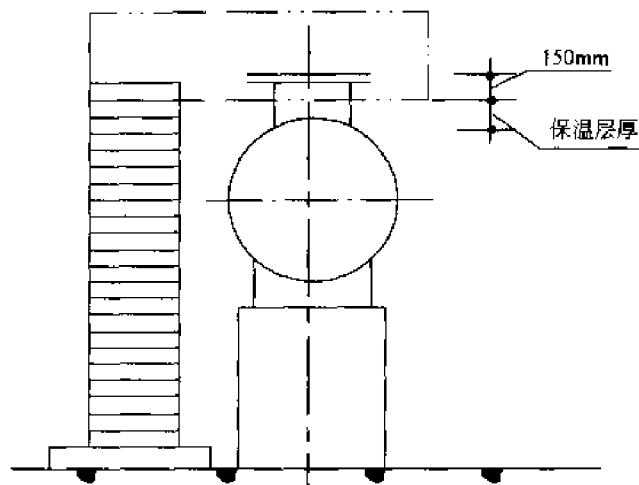


图 6-5 卧式容器顶部平台标高的确定

### (3) 容器的常用支承安装方式。

容器一般按标准选用,一般长度、直径相同的容器有利于成组布置,并设置共用操作平台和共同支承。图 6-6 为容器的常用支承安装方式。

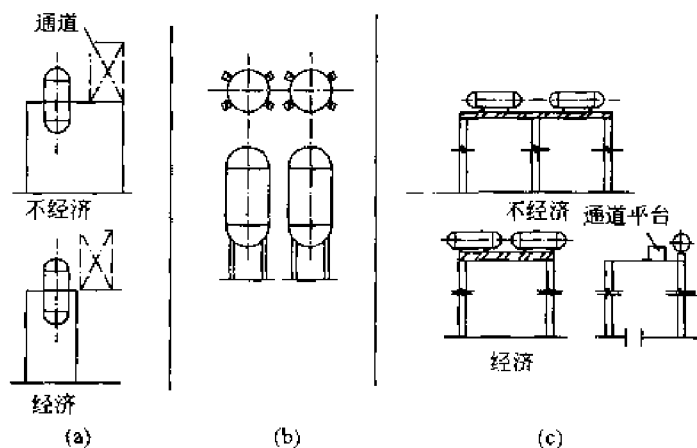


图 6-6 容器的支承与安排  
(a)立式容器;(b)大(重)型容器;(c)卧式容器

① 立式容器常用罐耳承支在框架或楼板上,图 6-6(a)的下图比上图经济合理,它减少了承重横梁的跨度,钢架的尺寸可以减小,降低钢架的投资。

② 大型、重型容器,常常直接支承在钢筋混凝土的支柱上,比吊在楼板或框架上要经济得多,如图 6-6(b)所示。

③ 卧式容器用支脚支承在框架楼面上的布置如图 6-6(c)所示,其下图比上图经济,一跨支承比二跨支承既可以减少一根横梁,又可以改善横梁及柱的受力状态,还可以节约布置空间。

## 2. 反应器

### (1) 带搅拌反应器的安装。

反应器的形式很多,可按类似的设备进行布置。如塔式反应器可按塔类设备来布置,固定床催化反应器与容器设备相似,可按容器类设备布置;大型的搅拌釜式反应器,由于质量大,又有振动和噪声,常单独布置在框架或室外,用支脚直接支撑在地面上,有时可布置在室内的底层,但布置设计时必须注意将其基础与建筑物的基础分开,以免将噪声和振动传给建筑物,其布置形式如图 6-7(a)、图 6-7(b)、图 6-7(c)所示。

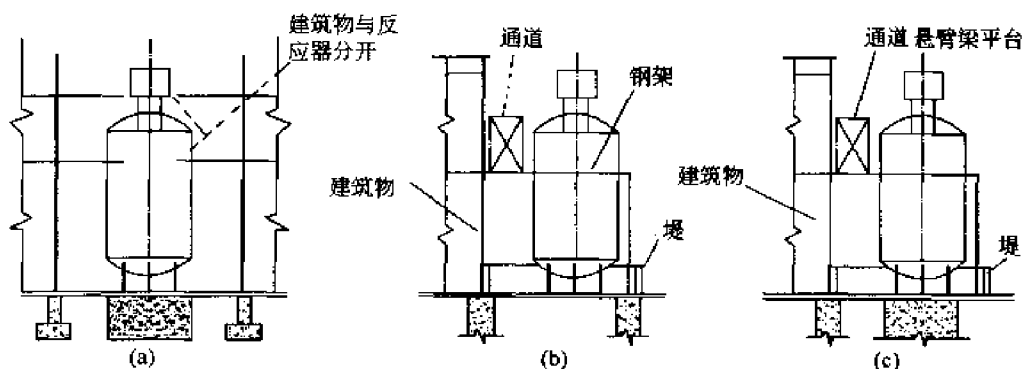


图 6-7 带搅拌的釜式反应器的安排布置

(a) 反应器安装在室内或框架内; (b) 反应器吊在室外的钢架上; (c) 反应器用支脚直接支撑在室外的基础上

中小型的间歇反应器或操作频繁的反应器常布置在室内,用罐耳悬挂在楼板的设备孔中,呈单排或双排布置,如图 6-8(a)、图 6-8(b)所示。设备孔常常设计成方形,设备由孔中吊上,旋转  $45^\circ$  方向后,使设备的罐耳落在梁上支撑,再用螺栓找平固定。设备孔的剩余面积可铺上安全钢板或篦子板,管道可由此穿过,如图 6-8(c)所示。设备也可先由吊装孔吊上楼面后,然后落进设备孔中,此时,设备孔也可做成圆形,如图 6-8(d)所示。空隙 A 要比罐耳下部突出物的最大尺寸大  $0.1 \sim 0.3\text{m}$ 。

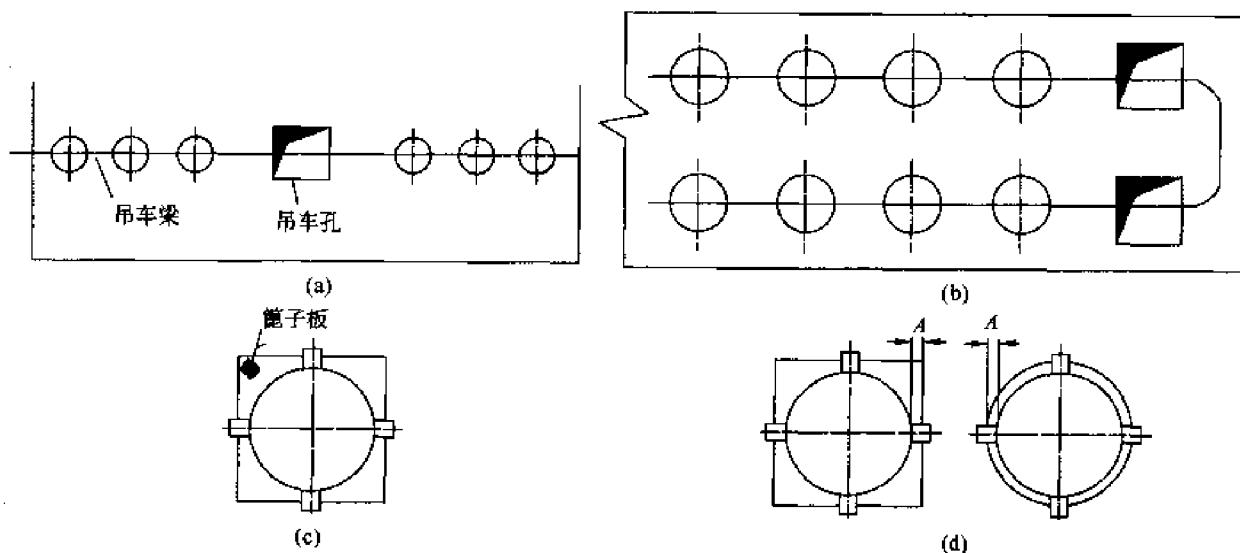


图 6-8 反应器的室内吊挂安装

(a) 单排布置; (b) 双排布置; (c) 由下向上吊装; (d) 由上向下吊装

## (2) 釜式反应器的布置。

①釜式反应器通常是间歇操作,布置时要考虑便于加料和出料。液体物料通常是经高位槽计量后依靠位差加入釜中。固体物料大多是用吊车从人孔或加料口加入釜内,因此人孔或加料口离地面、楼面或操作平台面的高度以 800mm 为宜。如图 6-9 所示。

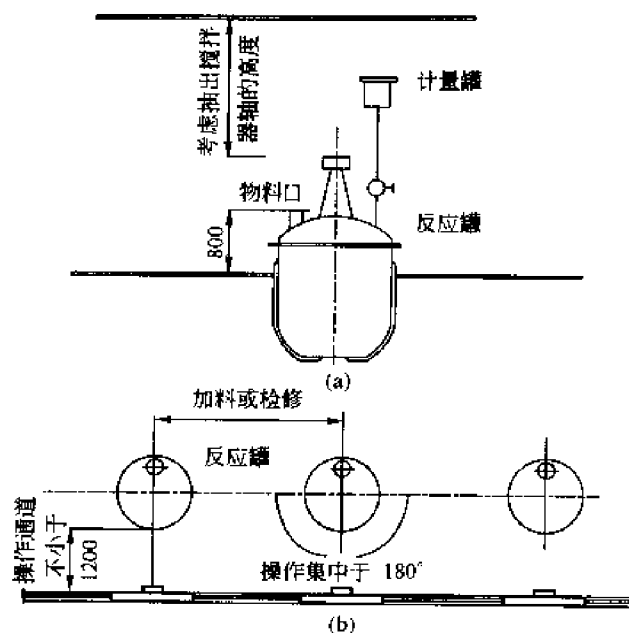


图 6-9 釜式反应器的布置示意图  
(a)立面布置图;(b)平面布置图

②釜式反应器一般用耳架支撑在建(构)筑物上或操作大梁上。对大型、质量大或振动的设备,要用支脚直接支撑在地面上,以减少设备的振动和楼面的载荷。

③两台以上相同的反应器应尽可能排成一直线,如图 6-10(a)、图 6-10(b)所示。反应器之间的距离应根据设备大小、附属设备和管道具体情况而定。管道阀门应尽可能集中布置在反应器一侧,以便于操作。

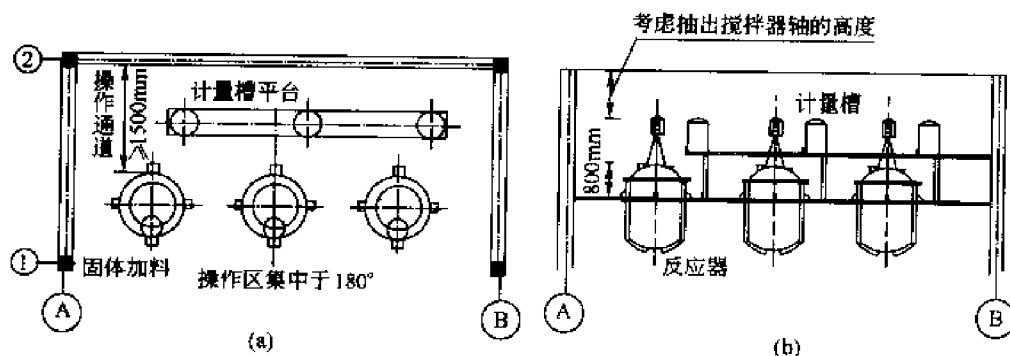


图 6-10 釜式反应器的布置示意图  
(a)平面布置;(b)立面布置

④带有搅拌器的反应器,其上部应设置安装及检修的起吊设备。小型反应器如不设起吊设备,则必须设置吊钩,以便临时设置起吊设施。设备顶端与建筑物之间留出足够的高度,以便抽出搅拌器轴等。

⑤跨楼板布置的反应器,反应物粘度大,或含有固体物料的反应器,要考虑疏通堵塞和管

道清洗等问题,要设置出料阀门操作台。大型釜式反应器底部有固体触媒卸料时,反应器底部需留有的净空应大于 3m,以便车辆进入。

⑥反应器底部出口离地面高度:物料从底部出料口自流进入离心机要有 1~1.5m 距离;底部不设出料口,有人通过时,底部离基准面最小距离为 1.8m;搅拌器安装在设备底部时设备底部应留出抽取搅拌器轴的空间,净空高度不小于搅拌器轴的长度。

⑦可燃、易爆反应器,特别是反应激烈、易出事故的反应器,布置时要考虑足够的安全措施,包括泄压及排放方向。

### (3) 固定床反应器的布置。

①反应器上部要留有足够的净空,供检修或吊装催化剂篮筐用,装料口离操作台 800mm 左右,超过 800mm 时要设置工作平台。

②催化剂如若从反应罐底部(或侧面出料口)卸料,应根据催化剂接受设备的高度,留有足够的净空;当反应罐底部离地面大于 1.5m 时,应设置操作平台,反应罐底部离地面最小距离不得小于 500mm。多台反应器应布置在一条中心线上。操作阀门和取样口应尽量集中在一侧,并与加料口不在同一侧,以免相互干扰。

### (4) 流化床反应器的布置。

布置要求和固定床反应器基本相同,对于体积大、反应压力较高的反应器,应该采用坚固的结构支撑;反应器支座(或裙座)应有足够的散热长度,使支座与建筑物或地面的接触面上的温度不至于过高,要求支撑钢结构不高于 150℃,支撑钢筋混凝土不高于 100℃。

## 3. 换热器

换热器是化工设计中使用最多的设备之一,有定型的系列图可供选用,设备布置设计就是把它布置于适当的地方,确定其管口方位,使其符合生产工艺的要求,并使换热器与其连接的设备间的配管合理。常见的布置方式有:

### (1) 独立换热器的布置。

大型换热器应尽量安排在室外。换热器外壳和配管净空高对于不保温外壳最小为 0.05m,对保温外壳最小为 0.25m;两个换热器外壳之间有配管,但无操作要求时其最小间距为 0.75m,如图 6-11 所示。

### (2) 附设换热器的布置。

这种换热器的布置一般是取决于与之有联系的设备,以顺应流程。如塔的换热器、再沸器和冷凝器都应布置在塔的附近;塔的回流冷凝器除要近塔布置外,还要尽量靠近回流罐和回流泵。塔和立式容器附近的换热器,与塔和立式容器之间都应有 1m 宽的通道。从塔釜(或容器)经换热器抽出液体时,换热器要尽量靠近塔釜(或容器),使泵的吸入管道最短,以改善吸入条件。

### (3) 成组布置的换热器。

成组布置换热器可以节约空间。对于卧式换热器,两个换热器并列布置时,外壳之间有配管但无操作要求时其最小间距为 0.75m;两台换热器之间无配管时最小距离为 0.6m;换热器与其他设备的间距至少要留出 1m 的水平距离,位置受限制时,最少也不得小于 0.6m,如图 6-12。若两个换热器重叠布置可以合用上下水管,但要有抽出管束的位置和空间,上层换热器不能太

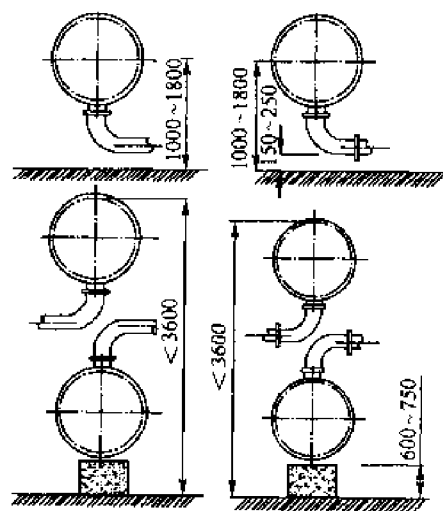


图 6-11 换热器的安装高度

高,一般管壳顶高不大于 3.6m 为宜,将进出口管改成弯管可降低安装高度,如图 6-11 所示。

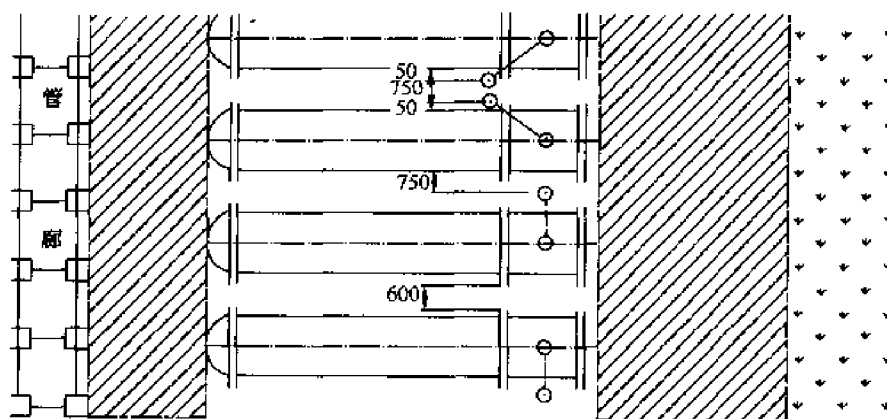


图 6-12 地面上的换热器布置

#### 4. 塔类设备

##### (1) 塔的布置形式。

塔的布置形式很多,大型塔类设备常采用室外露天布置,以裙座支撑于地面基础上;小型塔设备可布置于室内,也可以在框架中或沿建筑物外沿进行布置;在满足工艺要求的前提下,塔类设备既可以单独布置,也可以集中布置。

##### ① 单独布置。

一般单塔和特别高大的塔采用单独布置,利用塔身设操作平台,供进出人孔与操作、维修之用,平台的高度根据人孔的高度和配管的情况来定。

##### ② 成列布置。

成列布置即将几个塔的中心连成一条线,并将高度相近的塔相邻布置,通过适当调节安装高度和操作点的位置(如适当改变塔裙高度、内部管道布置或在工艺条件允许的情况下适当改变塔板间距),就可做联合平台,既方便操作,又节省投资。采用联合平台时必须允许各塔有不同的热膨胀,联合平台由分别安装在各塔塔身上的平台组成,通过平台间的铰链或预留缝隙来满足不同的伸长量,以免拉坏平台。相邻塔间的中心距一般为塔直径的 3~4 倍。

##### ③ 成组布置。

数量不多,然而大小、结构相似的塔可以成组布置,并可做联合平台。如果塔的高度不同时,一般只将第一层操作平台取齐,其他各层可不予考虑,如图 6-13 所示。几个塔组成一个

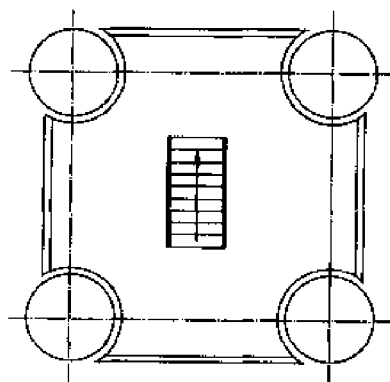


图 6-13 塔的成组布置

空间体系,可提高塔群的刚度和抗风、抗震强度,塔的壁厚也可降低。

##### ④ 沿建筑物或框架布置。

将塔安装在高位换热器和容器的建筑物边框架旁,利用容器或换热器的平台作为塔的人孔、仪表和阀门的操作与维修通道;有时将细而高的负压塔的侧面固定在建筑物或框架的适当高度,从而可增加塔的刚度,减少塔的壁厚。

##### ⑤ 室内或框架内布置。

小塔或操作频繁的塔安装在室内或框架中,平台和管道都支承在建筑物上,冷凝器可放在屋顶上,利用位差重力回流。

### (2) 塔设备的布置安装。

单塔或塔群常布置在设备区外侧或单独框架内。为便于安装施工、配管和维修,塔的操作面常对着道路,配管对着管廊;确定塔的管口方位时,要首先确定人孔的方位及位置,然后根据塔盘位置,明确奇数板和偶数板的降液管位置,再从上到下依次确定各管口的位置和方位。回流管口应设在距离降液板最远的位置,而维修侧则布置在有人孔的地方并应靠近通道和吊装空地;爬梯宜位于两者之间,常与仪表协调布置,如图 6-14 所示。塔顶设起吊装置,用于吊装塔盘等零部件;填料塔常在装料孔的上空设吊车梁,以供吊装填料之用。塔的安装高度必须考虑塔釜泵的净正吸入压头、热虹吸式再沸器的吸入压头、自然流出的压头及管道、阀门、控制仪表等的压头损失。塔的冷凝器、冷却器、中间槽、回流罐等一般可在框架上和塔在一起联合布置,如图 6-15 所示,也可隔一管廊和塔分开布置,如图 6-16 所示。

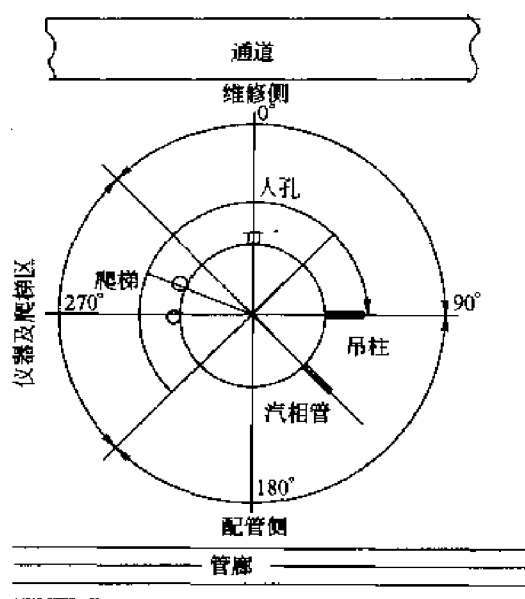


图 6-14 塔的维修侧和配管侧布置

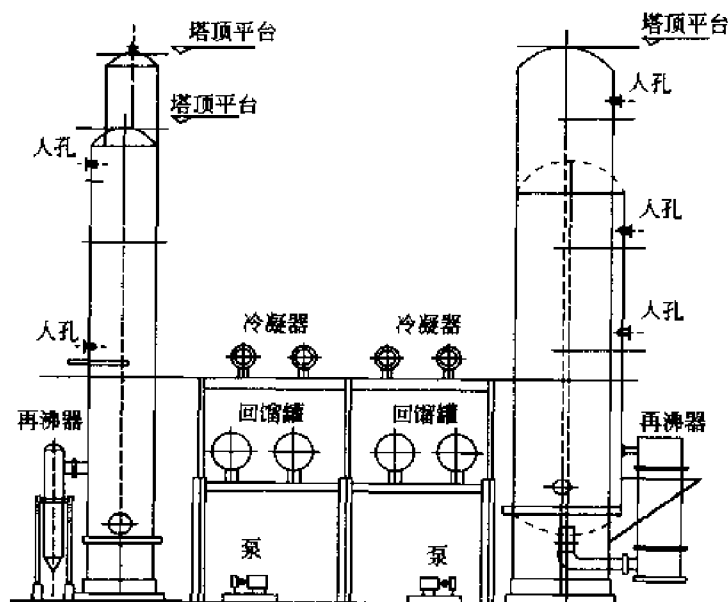


图 6-15 塔和框架联合布置(立面)

## 5. 回转机械

(1) 泵。

①泵的布置应尽量靠近供料设备,以保证泵有良好的吸入条件。

②多台泵应尽量集中布置,排列成一条线,也可背靠背地排成两排,电动机端对齐,正对道路。泵的排列次序由与之相关的设备位置和管道布置所决定。泵与泵之间的距离视泵的大小而定,一般不小于 0.7m;双排泵之间的距离一般不小于 2m;泵与墙之间的距离一般不小于 1.2m,以便于通行;当布置受限时,也可两台泵共用一个基础。图 6-17 为泵在管廊下或泵房中的典型布置。

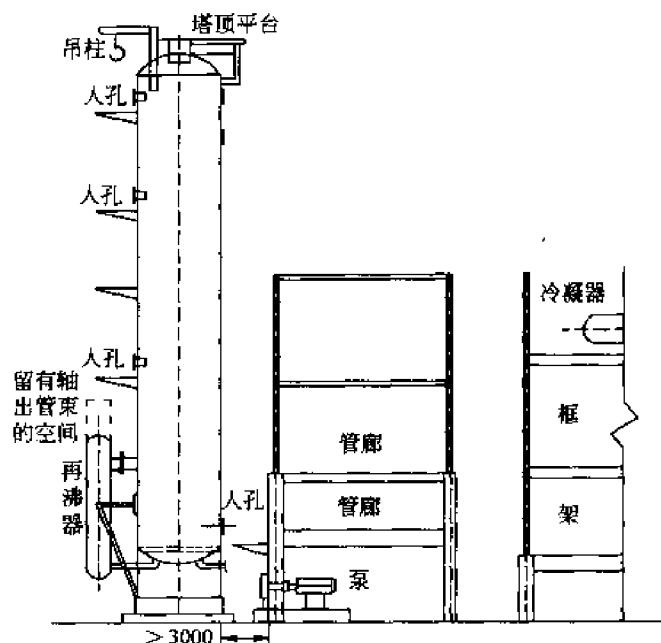


图 6-16 塔和框架分开布置

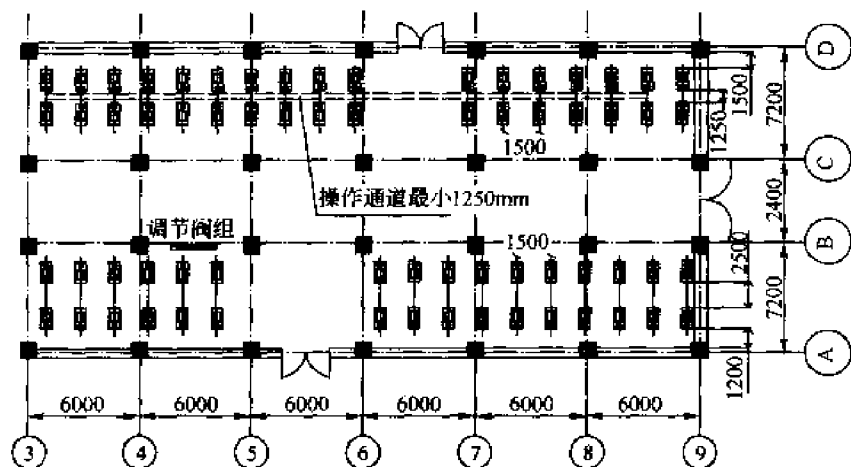


图 6-17 泵在罐廊下或泵房中的典型布置

③泵往往布置在室内底层或集中布置在泵房,小功率(7kW 以下)的泵可布置在楼板上或框架上。泵的基础一般比地面高 100~200mm,不经常操作的泵可在室外布置,但需设防雨罩保护电动机,北方寒冷地区还要注意防冻。

④泵需要经常检修,泵的周围应留有足够的空间;对于质量较大的泵和电动机,应设检修用的起吊设备,建筑物与泵之间应有足够的高度供起吊用。

室内布置泵经常将泵沿墙布置,可节省面积;如果将工艺罐放在室外,管道穿过墙与泵相连,则空间更省,操作也很方便。

⑤年极端最低温度在 $-38^{\circ}\text{C}$ 以下的地区,宜在室内布置泵,其他地区可根据雨雪量和风沙情况等采用敞开或半敞开布置泵。敞开布置或半敞开布置泵时,其配套的电气、仪表设施均采用户外型。

输送高温介质的热油泵和输送可燃易爆介质或有害介质(如氨等)的泵,要求有通风的环



境,一般宜采用敞开或半敞开布置。

⑥集中布置是将泵集中布置在泵房或露天、半露天的管廊下或者框架下,呈单排或双排布置形式。对于工艺流程中塔设备较多时,常将泵集中布置在管廊下面,在寒冷地区则集中将泵布置在泵房内。

⑦分散布置是按工艺流程将泵直接布置在塔或容器附近。泵的数量较少时,从经济上考虑,集中布置是不合理的;其他如工艺上有特殊要求,或出于安全方面考虑,也要采用分散布置泵。

⑧泵的布置首先要考虑方便操作和检修,其次是整齐美观。离心泵的排出口应取齐,并列布置,以使泵的出口管整齐美观,也便于操作。图 6-18 所示为泵的典型布置方式。当泵的排出口不能取齐时,则可采用泵的一端基础取齐,这种布置方式便于设置排污管或排污沟。

⑨当移动式起重设施无法接近质量较大的泵及其驱动机时,应设置检修用固定式起重设施,如吊梁、单轨吊车或桥式吊车,在建筑物、构筑物内要留有足够的空间。

⑩布置泵时要考虑阀门的安装和操作位置。

⑪泵前沿基础应设置泵排水沟,为了防止可燃气体窜入排水沟,也可使用排水漏斗和埋地管以取代排水沟。

⑫泵房设计应符合防火、防爆、安全和卫生等规定,并应考虑采暖、通风、采光和噪声控制等设施。

⑬管廊上部安装空冷器时,若泵的操作温度小于  $340^{\circ}\text{C}$ ,则泵出口管中心线应在管廊柱中心线外侧  $600\text{mm}$ ,如图 6-19 所示;若泵的操作温度不小于  $340^{\circ}\text{C}$ ,则泵不应布置在管廊下面。

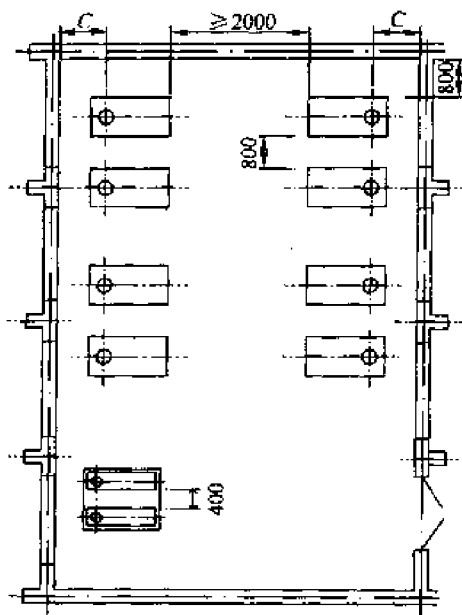


图 6-18 室内泵的典型布置方式  
(尺寸 C 按阀门布置情况决定)

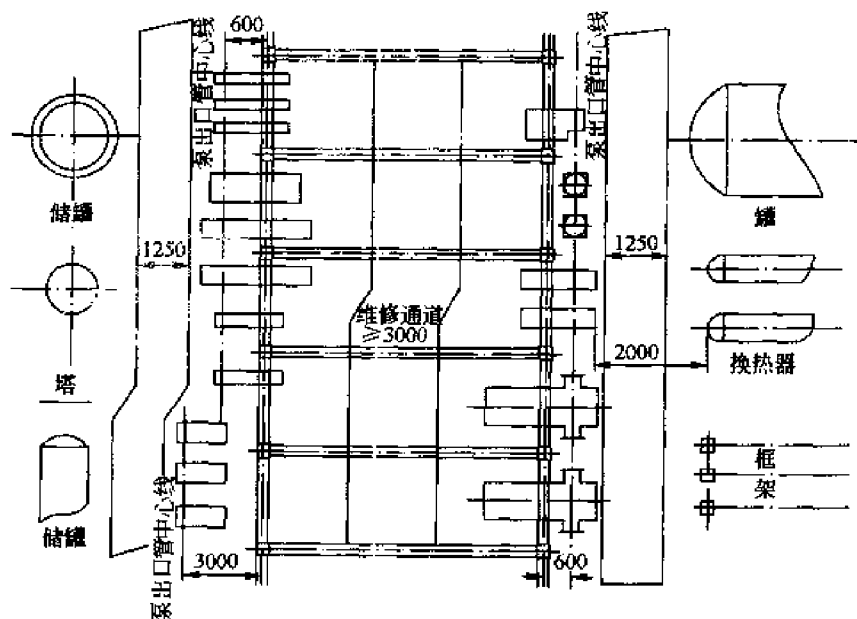


图 6-19 室外管廊下泵的布置(管廊上有空冷器)

⑭管廊上部不安装空冷器时,泵出口管中心线一般在管廊柱中心线内侧 600mm,如图 6-20 所示。但对于大的装置,当管廊的跨度很大时,则泵出口管中心线可不受此限制。

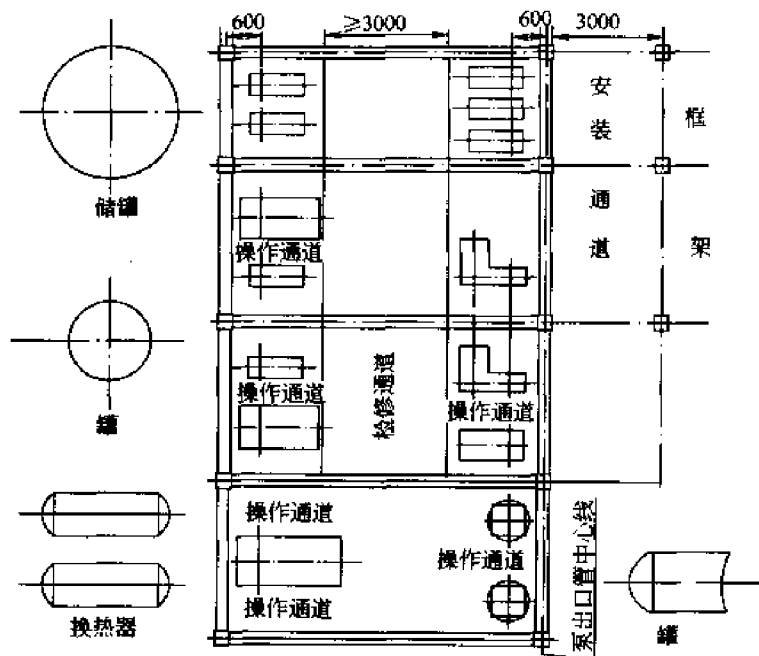


图 6-20 室外管廊下泵的布置(管廊上空冷器)

⑮两台相同的小泵可布置在同一基础上,相邻泵的突出部位之间最小距离为 400mm。

⑯如泵房靠管廊时,柱距宜于管廊的柱距相同,一般为 4m 和 6m,跨度一般采用 4.5m、6m、9m 和 12m。

⑰泵房的层高(梁底标高)应由进出口管线和设备检修用起重设备所需的高度确定,一般层高为 4.0~5.0m。

⑱罐区泵房一般设置在防火堤外,距防火堤外侧的距离不应小于 5m,与可燃易爆液体的储罐的距离应满足防火要求。

⑲泵的吸入口管线尽可能短,同时泵的吸入口标高和储罐或塔类设备的标高的关系应满足净正吸入压头(NPSH——允许气蚀余量,下同)的要求。

⑳泵的吸入口标高设计一般要求满足吸入管线应无袋形(指露天布置时),因此要求吸入管带有坡度,坡向泵的方向,并按此要求决定泵的标高。

㉑地下槽用离心泵应放在地下槽的同层高度。

㉒对于需设置移动式泵的场所,应考虑集中布置同类型泵,使移动泵处在易通行又不妨碍操作与检修作业的区域。如需要以移动式泵来代替某台泵时,该泵应留有切换管道作业的位置。

## (2) 风机。

①一般小型风机常布置在室外,以减少厂房内的噪声,但要设防雨罩保护电动机;大型风机可布置在室内,也可在室外或半露天布置。风机布置在室内时,要设置必要的消音设备,如不能有效地控制噪声,通常将其布置在封闭的机房中,以减少噪声对周围的影响。用于鼓风机组的监控仪表可设在单独的或集中的控制室内。

②风机的布置应考虑操作维修方便,并设置适当的吊装设备;布置时应注意进出口接管简捷,尽量避免风管弯曲和交叉,在转弯处应有较大的回转半径。

③大型风机的基础要考虑隔振,与建筑物的基础要分开,还要防止风管将振动传递到建筑物上。

④鼓风机组的监控仪表宜设置在单独的或集中的控制室内,控制室要有隔音设施和必要的通风设备。

⑤为了安装的方便,鼓风机房里应该设置适当的起吊设备。

### (3)离心机。

①离心机为转动设备,由于转鼓载荷不均匀会引起很大的震动,故一般均布置在厂房的底层,并且安装在坚固的基础上,基础和建筑物应完全脱开。小型离心机布置在楼板上时,需布置在梁上或在建筑物设计上采取必要的措施。大型离心机需考虑减振措施。

②离心机周围要有足够的操作和检修场地,通道宽度不得小于 1.5m。

③离心机的安装高度根据出料方式确定。底部卸料的离心机要按照固体物料的运输方式确定所需的空间。

④设置供检修用的起吊梁时,多台离心机可排列成一行,以减少梁的数量。离心机周围的配管布置应不妨碍取出电动机和转鼓。

⑤离心机不应布置在有腐蚀的区域或管道下面。离心机的泄漏物应收集在有围堤的区域内,且有一定的坡度,使漏出物流向地沟,排入废液处理装置。

⑥离心机操作时,排出大量空气,当其有有害气体或可燃易燃的蒸气时,在离心机上方要加装排气罩,必要时对排出的有害气体应作处理。

### (4)离心式压缩机。

①离心式压缩机(由电动机驱动时)是电负荷最大的关键设备,布置时要同时考虑变电室、配电室的位置。一般变、配电室安装在敞开或半敞开的建筑物内,在严寒地区(冬季在 $-40^{\circ}\text{C}$ 以下)或在风沙大的地区采用封闭式厂房布置。

②离心式压缩机机组及其附属设备的布置应满足制造厂的要求,当布置在二楼时,应设置起吊设施;当布置在室外时,为了大型组合件的检修和运输,还要考虑所需检修通道,并与厂区道路相通;当布置在室内时,其基础应考虑隔振,并与厂房的基础隔开。为便于进出厂房,楼梯应靠近通道,并设置第二楼梯或直爬,便于紧急情况时疏散,如图 6-21 所示。

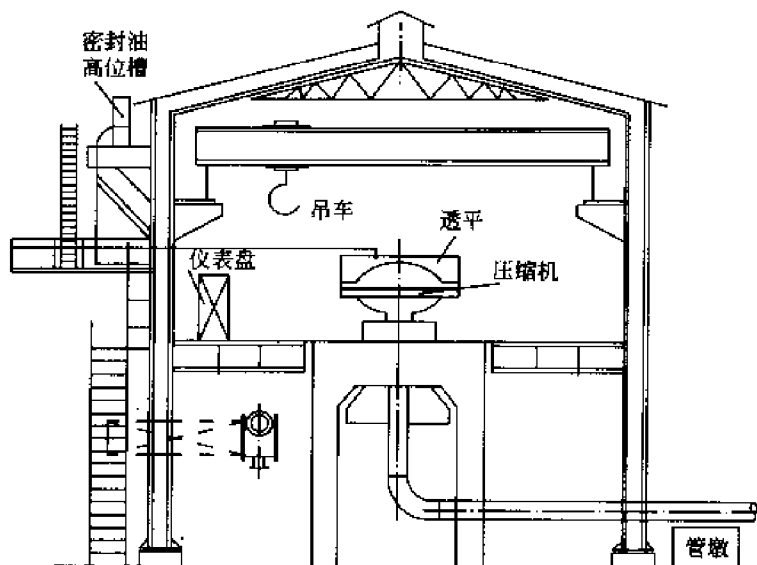


图 6-21 离心式压缩机的立面布置(进出管口在下部)

③为了安全,离心式压缩机与分馏设备距离要大于10m,其厂房外缘与道路边缘的距离应大于5m。

④在厂房内布置离心式压缩机时,应满足下列要求:

- a. 机组和厂房墙壁的静距应满足压缩机或驱动机的活塞、曲轴、转子等的检修要求,并且不应小于2m。
- b. 机组一侧有放置最大部件及进行检修作业部件的场地。
- c. 压缩机两侧应有消防通道,如图6-22所示。

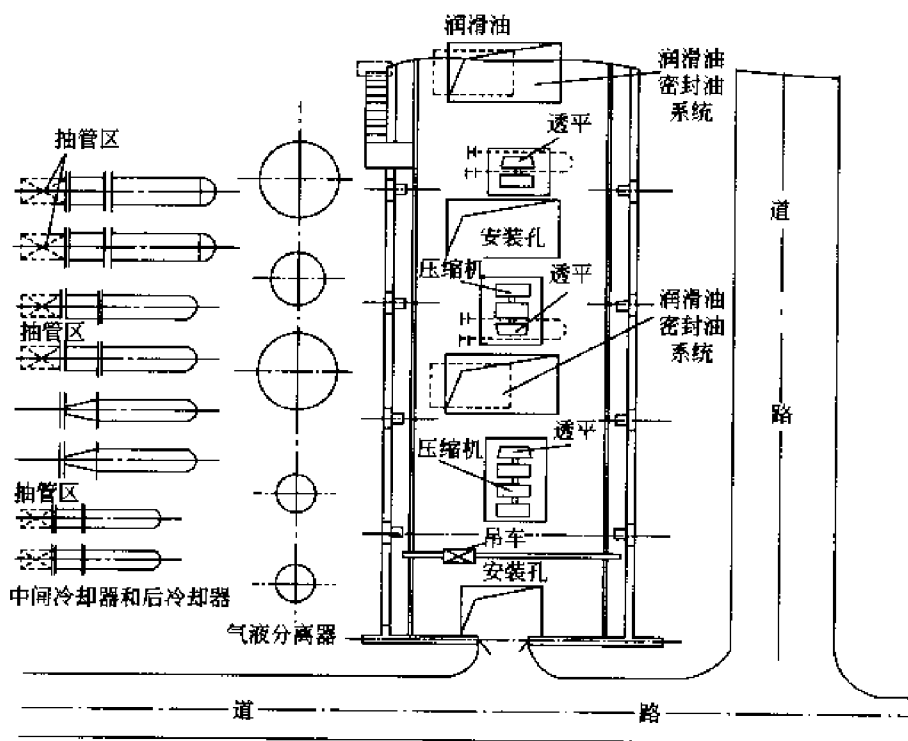


图6-22 多台离心式压缩机的平面布置

⑤离心式压缩机基础的最小高度应由以下因素确定:

- a. 冷凝器的外形尺寸;
- b. 冷凝液泵的净正吸入压头(NPSH)的要求;
- c. 冷凝器出口安全阀管道的净空要求;
- d. 离心式压缩机制造厂的要求;
- e. 润滑油和密封油槽的排油能自流,如图6-21所示。

⑥离心式压缩机厂房内必须通风良好以利于散热。

- a. 处理比空气轻的气体时或散热量大的压缩机,半敞开式厂房上部要设置风帽或天窗,以排出积聚在厂房上部的危险气体或热量,如图6-22所示。
- b. 如处理比空气重的可燃性气体时,厂房内要避免地沟和地坑,以免气体积聚造成爆炸危险,并应有防爆的安全措施,如事故通风、事故照明、安全出入口等。
- c. 为使空气压缩机吸入较新鲜的空气,空气压缩机厂房必须布置在散发有害气体的设备或散发灰尘场所的全年最小频率风向的上方位置。

## 6. 罐区布置

(1)甲、乙、丙类液体(或气体)储罐宜露天布置。其罐区、装卸站应布置在装置(车间)区边缘一侧,并需在明火或散火花地点的侧风或上风向。其装卸站应靠近道路(或铁路),既利于安

全,又为今后发展留有场地。

(2)甲、乙、丙类液体储罐按物料类别和储量成排、成组排列布置,一组储罐不应超过两行。

(3)甲、乙、丙类液体储罐四周应设防火堤,并根据物料性质类别设备分隔堤。防火堤、分隔堤内有效面积大小根据储罐大小及台数而定,一般单个储罐的堤内容积应略大于储罐容积,多台储罐在采取足够措施后,容积可酌减,但不得小于最大罐的容积或储罐总容积的一半,并取得消防部门同意。堤高一般为 $1\sim 1.6\text{m}$ ,其实际高度应比计算高度高 $0.2\text{m}$ 。

(4)储罐区四周应设消防通道和消防设施。

(5)储罐区应设置静电接地和防雷设施。

(6)防火堤或分隔堤内侧应设排水沟,并坡向集水点,从集水点引出的排水管上应装阀门控制,根据排出污水的性质分别排至相应排水处理系统。

(7)输送所有进出物料用的泵不应布置在防火堤或分隔堤内。

(8)生产操作需要的缓冲罐、中间储罐不宜大量储存甲、乙、丙类液体。

## 6.4 车间布置设计图及示例

### 6.4.1 建筑物绘图基本知识介绍

由于设备平面布置图和立面(剖面)布置涉及厂房和建筑物绘制,为此必须在制图时了解建筑制图的规范。

#### 1. 定位轴线及其编号

(1)建筑物平面图是用以表示建筑平面形状和内部各房间大小、用途和布置以及墙的厚度、门窗位置等,是沿水平方向通过门窗将建筑物剖切开,其用细点划线绘出定位轴线。所谓定位轴线就是建筑物的柱网中心线或承重墙在水平和垂直方向上的连轴线,建筑物的开间跨度一般以此划分。

(2)建筑物立面图是用以表示建筑立面形状和内部各房间大小、用途和布置以及墙的厚度、门窗位置等,沿垂直方向将建筑剖切开,标出房屋各部位的标高及局部尺寸,通常注出室外地坪、室内地坪、窗台、窗口上沿、站口、檐口等处的标高。标高以室内地坪为 $\pm 0.000$ ,高于它的为“正”,不写“+”,低于它的为“负”,要写出“-”。

(3)平面图上定位轴线的编号圈(圆圈)宜在图样的下方和左侧(可例外),横向编号以阿拉伯数字从左至右编号,如1、2、3、4,竖向编号应用大写拉丁字母A、B、C、D从下至上顺次编号,字母“I”、“O”、“Z”不能用作编号。

(4)如果建筑物较复杂,可以分为若干区,定位轴线可以分区编号,在上述编号原则的前面,再加上区号,中间用小短线隔开,但所有编号包括短线都必须在圆圈内。

(5)由于建筑图比例较小,为表达清楚,有时要绘成大比例尺的详图,一个详图适用于几根立柱轴线时,应同时注明各有关轴线的编号。

(6)有时在标注时,用上述原则标注主轴线,而在某一定位轴线之后,有附加轴线,则这个附加轴线往往用分数来表达,分母表示前一个主轴的代号,分子则为这个附加轴顺序代号。如 $1/2$ 表示第二个主轴线后的第一个附加轴, $2/3$ 表示第三个主轴线后的第二个附加轴, $2/A$ 表示A主轴线后的第二个附加轴,图例如图6-23所示。

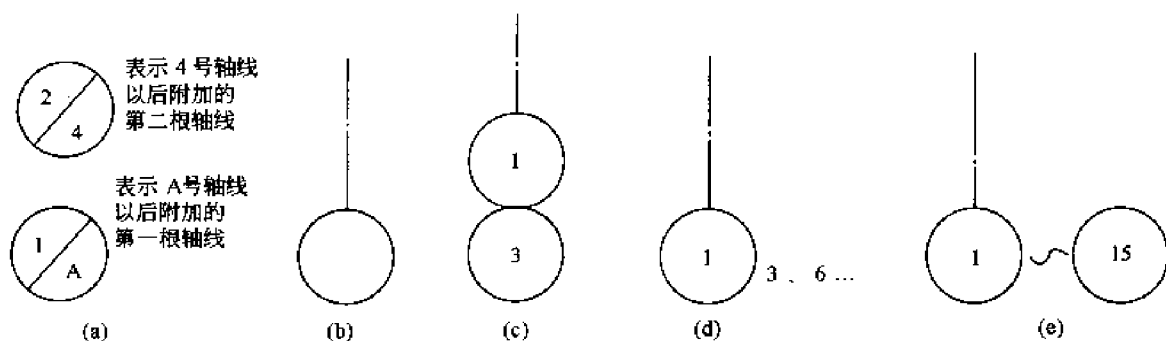


图 6-23 定位轴线的各种注法

(a)附加轴线;(b)通用详图的轴线号(只用圆圈,不注写编号);(c)详图用于两个轴线时;

(d)详图用于三个或三个以上轴线时;(e)详图用于三个以上连续编号的轴线时

#### (7)指北针。

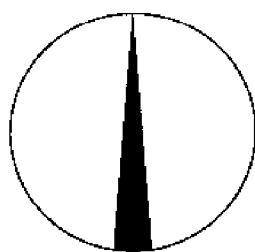


图 6-24 指北针

指北针,如图 6-24 所示,表达建筑物的朝向,其用细实线绘制,圆的直径宜为 24mm。指针尖为北向,指针尾部宽度宜为 3mm。需用较大直径绘制指北针时,指针尾部宽度宜为直径的 1/8。

#### 2. 门、窗、门洞等表达方式

建筑平面图是假想一个水平面把建筑物窗台以上部分切掉,因此,在墙上有横剖面,而在门、窗、门洞位置上可以见到墙的外轮廓线,而门和门洞则空空如也。

#### 3. 尺寸标注

建筑尺寸标注与机械制图尺寸标注有些不同,见表 6.2。

#### 4. 设备布置图上建筑物及其他构件表达

(1)建筑物中心线、柱网的外形轮廓线、建筑物外形轮廓线、建筑物内墙、承重墙、非承重墙、分隔空间、分间大小都用细实线表达;

(2)墙的厚度通常有 180mm、240mm、370mm、490mm 等,柱的大小由结构设计决定,楼板厚度、屋盖厚度均由建筑结构设计决定;

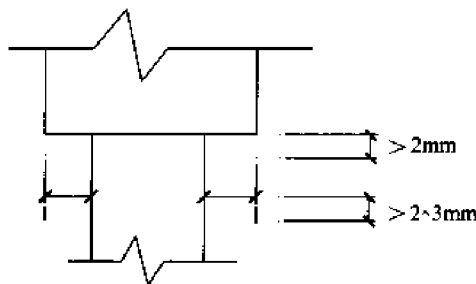
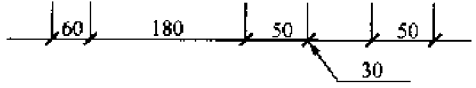
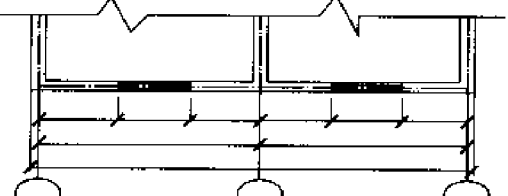
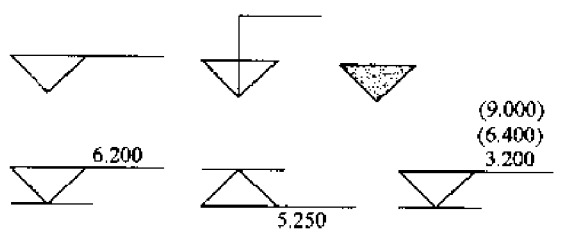
(3)建筑物附件如楼板的预留孔、吊装孔、地坑、地沟、孔洞、平台、栏杆、楼梯、吊装梁、设备基础等必须按比例和规定的图例画出,并注明基本尺寸;

(4)与设备关系不大的门、窗和门的开启等,只在平面图上画出其位置和方向,而在剖面图上一般可以不予表达。

对化工厂建筑物的特殊要求:如屋顶的防晒柱和防腐等只作为建筑条件提出,在设备平面图上可不表示。

表 6.2 建筑制图尺寸注法示例(摘自 GBJ 1—1986《房屋建筑制图统一标准》)

<p>尺寸的组成</p>	<p>如右图所示,图样上的尺寸,应包括尺寸界线、尺寸线、尺寸起止符号和尺寸数字</p>	
--------------	---	--

尺寸界线与尺寸线	<p>如右图所示,尺寸界线、尺寸线及尺寸起止符号的一般规定如下:</p> <p>(1)尺寸界线应该用细实线绘制,一般应与被注长度垂直,其一端应离开图样轮廓线不小于 2mm,另一端宜超出尺寸线 2~3mm。必要时,图样轮廓线可以用作尺寸界线</p> <p>(2)尺寸线应该用细实线绘制,与被注长度平行,且不宜超出尺寸界线,任何图线都不得用作尺寸线</p> <p>(3)除半径、直径、角度与弧长的尺寸起止符号宜用箭头表示外,尺寸起止符号一般应该用短和斜的中实线绘制,其倾斜方向应与尺寸界线成顺时针 45°,长度宜为 2~3mm</p>	
尺寸数字	<p>(1)图样上的尺寸单位,除标高及总平面图以 m 为单位外,都必须用 mm 为单位</p> <p>(2)如右图所示,尺寸数字应依据其读数方向注写在靠近尺寸线的上方中部,如没有足够的注写位置,最外边的尺寸数字可注写在尺寸界线的外侧,中间相邻的尺寸数字可错开注写,也可引出注写</p>	
尺寸的排列	<p>如右图所示,相互平行的尺寸线,应从被注的图样轮廓线由近向远整齐排列,小尺寸应离轮廓线较近,大尺寸应离轮廓线较远;尺寸线与图样最外轮廓线之间的距离不宜小于 10mm,平行排列的尺寸线的间距宜为 7~10mm,并应保持一直;总尺寸的尺寸界线应靠近所指部位,中间的分尺寸界线可稍短,但其长度应相等</p>	
标高的标注	<p>(1)标高符号采用细实线绘制的等腰三角形,将斜边放置成水平方向,直角的顶点与对边的距离为 3mm</p> <p>(2)个体建筑物图样上的标高符号应按本栏图示第一图绘制;如标注位置不够,则可按第二图绘制</p> <p>(3)总平面图上的标高符号宜用涂黑的三角形表示,如本栏图示第一行的右起第一图所示</p> <p>(4)标高符号的尖端应指至被注的高度,尖端可向下,如本栏图示第二行的左起第一图所示;也可向上,如本栏图示第二行的左起第二图所示</p> <p>(5)标高数字应以 m 为单位,注写到小数点以后第三位;在总平面图中,可注写到小数点以后第二位。零点标高应注写成 ±0.000,正数标高不注“+”,负数标高应注“-”,例如:3.000、-0.600</p> <p>(6)在图样的同一位置需表示几个不同标高时,标高数字可按本栏图中第二行的右图所示的形式注写</p>	

## 6.4.2 设备布置图绘图的基本要求

### 1. 设备布置图一般绘图规定和尺寸标注

设备布置设计是化工工程设计的一个重要阶段。绘制设备布置图时,应以工艺施工流程图、厂房建筑图、设备设计条件单等原始资料为依据,通过这些图纸资料,充分了解工艺过程的特点和要求、厂房建筑的基本结构等。设备平面布置必须满足工艺、经济、用户、操作、维修、安装、安全、外观等方面的要求。

(1)设备布置图一般采用 A1 图纸,不宜加宽或加长,小的主项可用 A2 号图纸。比例一般为 1:100,有时可用 1:200、1:400 或其他比例。一个主项或车间分段绘制布置图时,比例必须统一。方向标、设备安装一览表、标题栏绘制于图纸的右方,标题栏中图名一般分成两排,上一排写“设备布置图”,下一排写标高,如“ $\pm 0.000$  平面”、“+4.800”平面等。

(2)图纸的内框“下边”和“右边”的外侧以 3mm 长的粗线划分等份,一号图纸“下边”为 8 等份,2 号图纸“下边”为 6 等份;一号图纸“右边”为 6 等份,2 号图纸“右边”为 4 等份。下边的各等份依次在等份的中点,从右向左标注 A、B、C……。右边的各等份中点依次从下至上标注 1、2、3……。注意,图纸边框的标注文字正好与建筑物的定位轴标注用的文字(拉丁字和阿拉伯数字)相反,而下边的标注起始方向又相反。如果图纸竖着绘制,即以短边为横边(下边)时等份数额也跟着变,即一号图纸短边作为“下边”时,分为 6 等份,而它的长边即“右边”却要等分为 8 等份;标注的文字不变,即右边仍然是由下而上标注 1、2、3、4……,“下边”仍然从右至左标 A、B、C……。

(3)多层建筑物或框架应依次分层绘制,例如要在同一张图纸上绘制几个平面时,应从最低层平面开始,在图上由下往上排布,不可混乱。如某一层有操作平台时,在该建筑物平面上可以只画操作平台下的设备,而操作平台上设备可另行画一个局部平面布置图。设备布置图一般只绘平面布置图,只有当平面图表达不清楚时,才绘竖向图(剖面图)或局部剖面图。

(4)设备图中各种尺寸,包括标高和坐标,一律用 mm 为单位,只注数字不注单位;标注建筑物的地平、地沟、地下平面(负平面)、楼板等,仍然以“米”为单位标注,在以“米”为单位的标注尺寸后,加“m”符号表示单位,以示区别。

(5)根据建筑制图要求,画出门、窗、柱、楼梯、操作台、栏杆、安装孔、吊车梁(标出梁下部即底部的标高)水算子、管沟(注沟底标高)、明沟(注沟底标高)散水坡及其他构件等,辅助室和生活室要标出名称。设备的基础要画出起始特征管口(如人孔、手孔),并表示方位角、动作(旋转)。设备可以只画出其基础,表示出特征管口及电动机位置。

(6)设备布置图上应标注设备的尺寸,定位尺寸尽量以建筑物的轴线或管架、管廊柱中心线、中心线连线为基准线进行标注;某个设备以轴线为基准标注之后,另外一些设备可以以这个设备的中心线为基准线。尽量不用区的分界线为基准线。

(7)设备本身的基准线也应标注,立式容器以它互相垂直的两条中心线为基准线,卧式容器(包括换热器)以中心线和管口中心线为两条互相垂直的基准线,泵类、风机、蒸汽透平、压缩机的基准线是以它本身的中心线,包括母轴中心线和排出口或吸入口的中心线为基准。尺寸标注是注明基准线之间的距离,用箭头或 45°斜线作尺寸线起止符号均可。

(8)设备代号注在设备的中心线的延长线上方,而在中心线延长线的下方(同上方设备代号对齐)则注明设备的标高。

(9)设备标高有下列注法:大型压缩机、鼓风机、蒸汽透平、泵等应标注的是主轴中心线的标高,在数字前加一个“ $\phi$ ”符号,如“ $\phi+1050$ ”表示某个鼓风机的主轴比基准平面高 1050mm。小型压缩机、泵、鼓风机等则标注支撑点即底板底面的标高,标注底面的标高要在数字前加“POS”符号,如“POS+1050”是指某个风机的底面比基准平面高出 1050mm。

(10)立式容器应标注支撑点的标高,用“POS+ $\times\times\times\times$ ”表示;有些设备的裙座、支脚是由制造厂加工时已经附在设备上的,则“POS”表示的是基础支撑面的标高。如果立式容器用



支架是现场加工安装的,则此时的“设备支撑点”就是现场支架的顶面,此时应该注支架顶面的标高,在数字前面用符号“TOS”表示,如“TOS+1050”是指这个设备放在某个支架上,这个支架的顶面比基准平面高1050mm,支撑耳架一般也注TOS高度。卧式容器(包括换热器)则注中心线标高,如同卧式泵类一样,用符号“ $\phi$ ”表示,如“ $\phi$ +1050”表示某卧式容器中心线标高1050mm。卧式容器有支架、支柱、支座(如鞍座等),如系由设备加工厂供应的(即设备设计时要求的),也只注“ $\phi$ ”尺寸;如不是由设备厂供应的,则参照上述立式容器原则,改注支架顶面的标高,用符号“TOS”表示。管廊、管架则注出廊、架顶部的标高,用符号“TOS”表示。这里有3个标注符号“ $\phi$ ”、“POS”、“TOS”,分别表示中心线、底部和顶部的标高,根据设备的具体情况标注。

## 2. 车间设备布置图

### (1) 车间平面布置图内容。

①厂房建筑平面图。先用细点划线画出建筑定位轴线,再用细实线标注厂房边墙轮廓线、门、窗位置、楼梯位置、柱网间距和编号及各层相对标高,并标上具体尺寸。

②用点划线画出设备中心线,用粗实线画出表示设备、支架、基础、操作平台等外形特征的俯视图并标明设备编号。

③标明设备定位尺寸、设备管口方位、大小及典型管口代号。

④操作台平面示意图、主要尺寸和台面相对标高。

⑤吊车及吊车梁的平面位置。

⑥地坑、地沟位置、尺寸及地坑、地沟相对标高。

⑦吊装孔的位置和尺寸。

⑧辅助室、生活室的位置、尺寸及室内设备器具等的示意图和尺寸。

### (2) 车间立面布置图内容。

①厂房建筑立面图。包括厂房边墙轮廓线、门及楼梯位置、柱网间距和编号以及各层相对标高、梁的高度等,并标上具体尺寸。

②设备外形尺寸侧视图和设备编号。

③设备高度定位尺寸和尺寸线。

④设备支撑形式。

⑤操作台立面示意图和主要尺寸。

⑥吊车梁的立面位置及高度。

⑦地坑、地沟的位置及深度。

### (3) 车间剖视图的布置。

①用细实线画出厂房剖面图。

②画出各设备中心线,用粗实线画出设备的立面图,并注出设备的位号及名称。

③注出厂房定位轴线尺寸和标高尺寸。

④注出设备基础标高。

### (4) 装置总平面图。

大型装置布置图如分单体绘制时,尚需增加总平面图,作为整个装置全貌的介绍及各个单体的索引。总平面图包括如下内容:

①各建筑物轮廓线、门及楼梯位置、柱网编号和尺寸、室外设备外形尺寸、设备编号和定位尺寸。

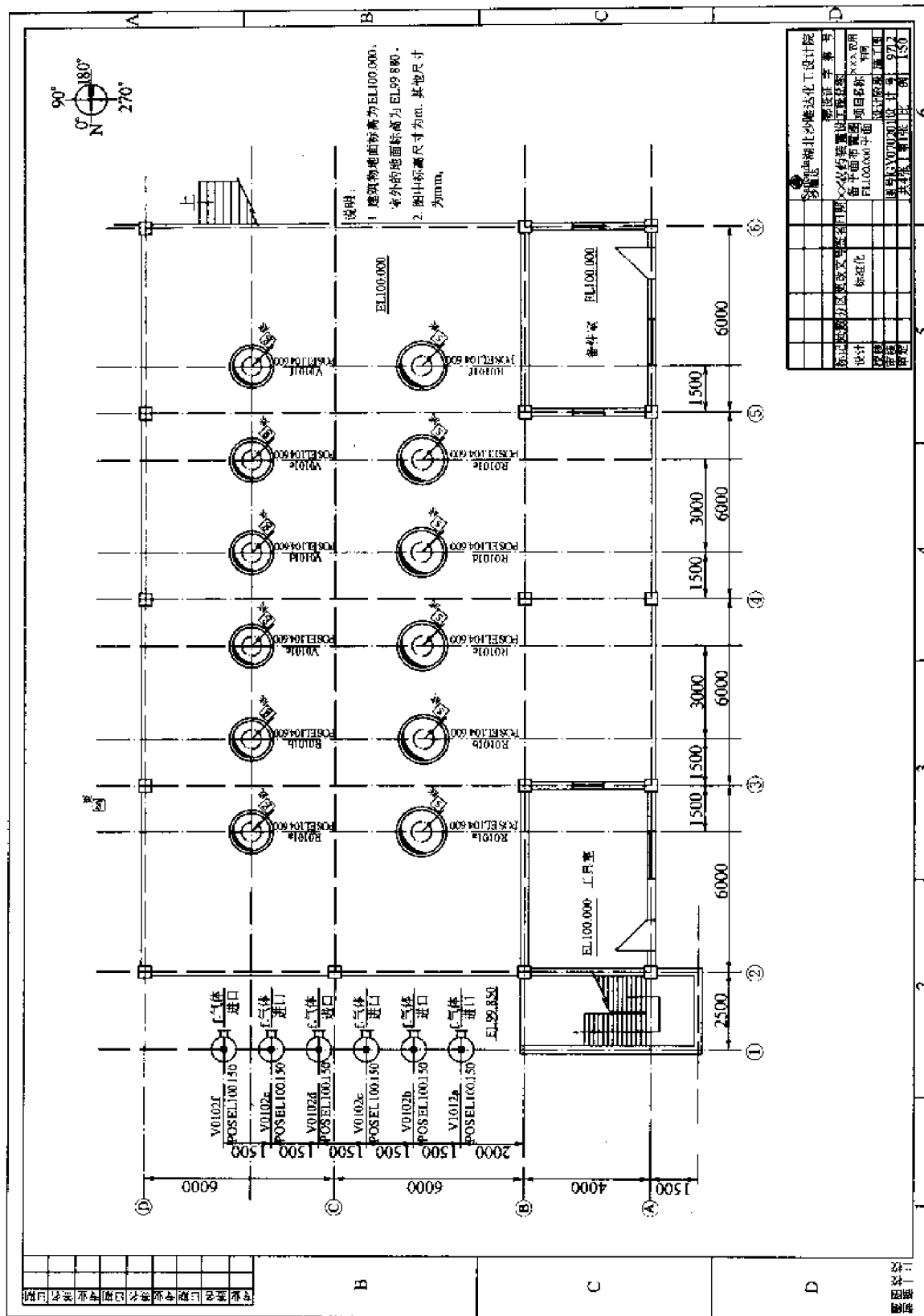
②操作控制室及辅助设施示意图；界区内道路、铁路专用线；运搬设施、管廊、管沟、地坑、消防设施的位置及尺寸。

③以总界区左下角为基准点，标出基准点的坐标即相当于在总图上的坐标。

### 3. 车间设备布置图示例

介绍某化工厂车间设备布置图示例，如附图 6-1 所示（见书末）。生产流程采用磷和氯反应生成化工产品，主要的设备有反应器、塔、储槽、换热器及泵。生产过程中使用磷和液氯作原料，根据建筑设计防火规范，该装置属于甲类生产，采用半敞开式厂房。设备布置在三层厂房内、EL100.000 平面，如图 6-25(a)所示，工具室、备件室布置在一楼，方便操作；氯气缓冲罐布置在室外，有利于通风；计量罐靠墙布置，设备平面布置采用两列布置，第一列为计量罐，第二列为反应罐，物流利用位差，节省能量。采用了两个安全楼梯，一个室内，一个室外。EL104.500 平面，如图 6-25(c)所示，采用了钢架操作平台(EL106.400)，磷计量罐放置于平台上，利用位差将物料流入反应罐中。反应罐采用跨楼板布置，便于工人操作洗涤塔穿楼板布置 EL109.600 平面，如图 6-25(d)所示。只有室内楼梯。设钢架操作平台(EL111.700)，双排布置冷凝器，从洗涤塔出来物料进冷凝器，冷凝物料利用位差流入尾气缓冲罐。储存设备单独布置在罐区，见 EL99.850 平面，如图 6-25(b)所示，采用露天布置。该区布置了 3 台卧式储罐，两台立式进料罐，两台立式缓冲罐，两台尾气吸收器和两台送料泵。平面图表达了各设备之间及设备与墙之间的距离。整个厂区的主导风向是东南风，所以主要反应器、塔等布置在南面，而中间储槽布置在北面。所有管道沿框架柱子布置，既美观又不需要单独敷设管架，节约投资费用。

整个装置根据各类设备特点、操作要求，采用半露天、框架及室内相结合的方式布置，满足了生产工艺的要求，并有效地利用了建筑面积和土地，节约基建投资。





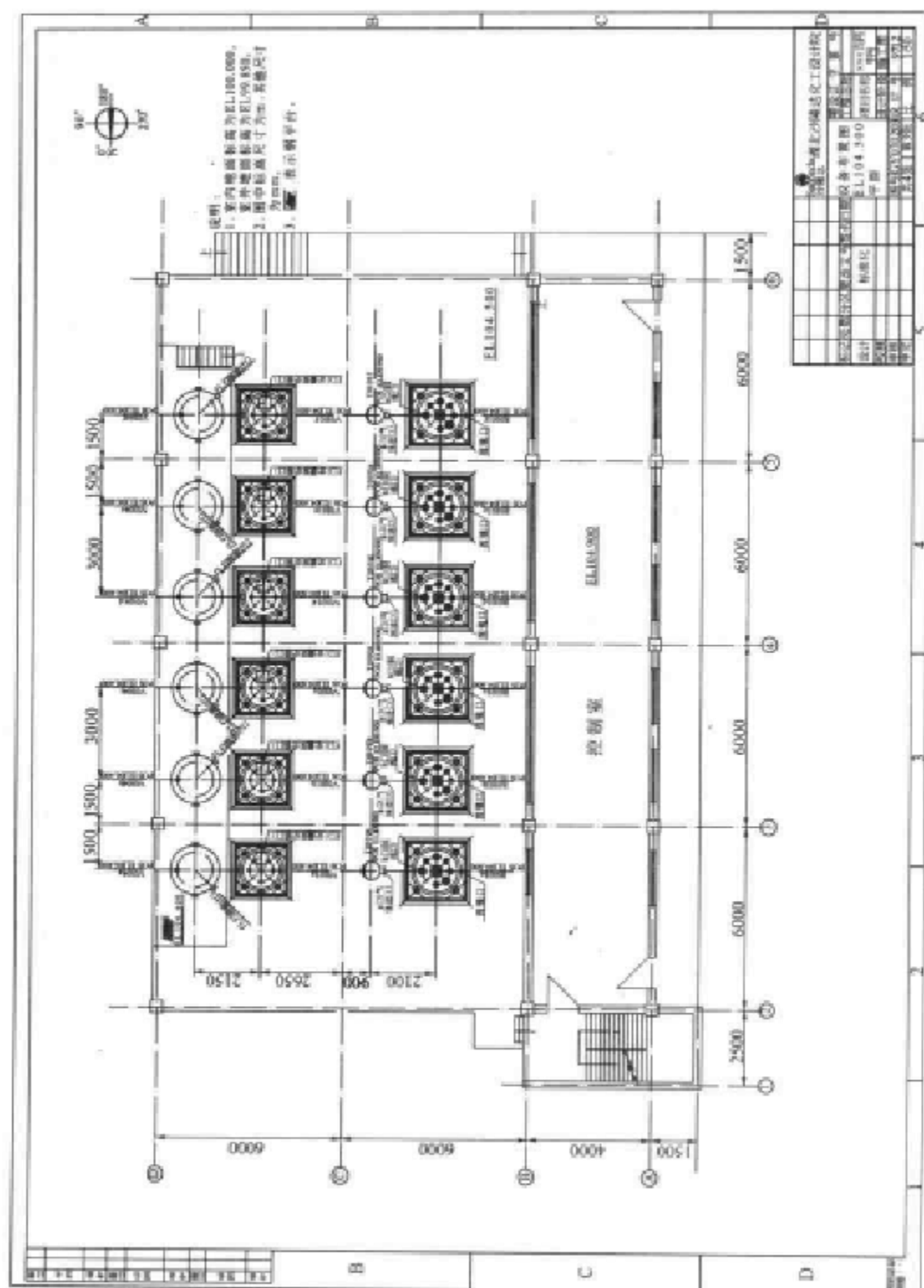
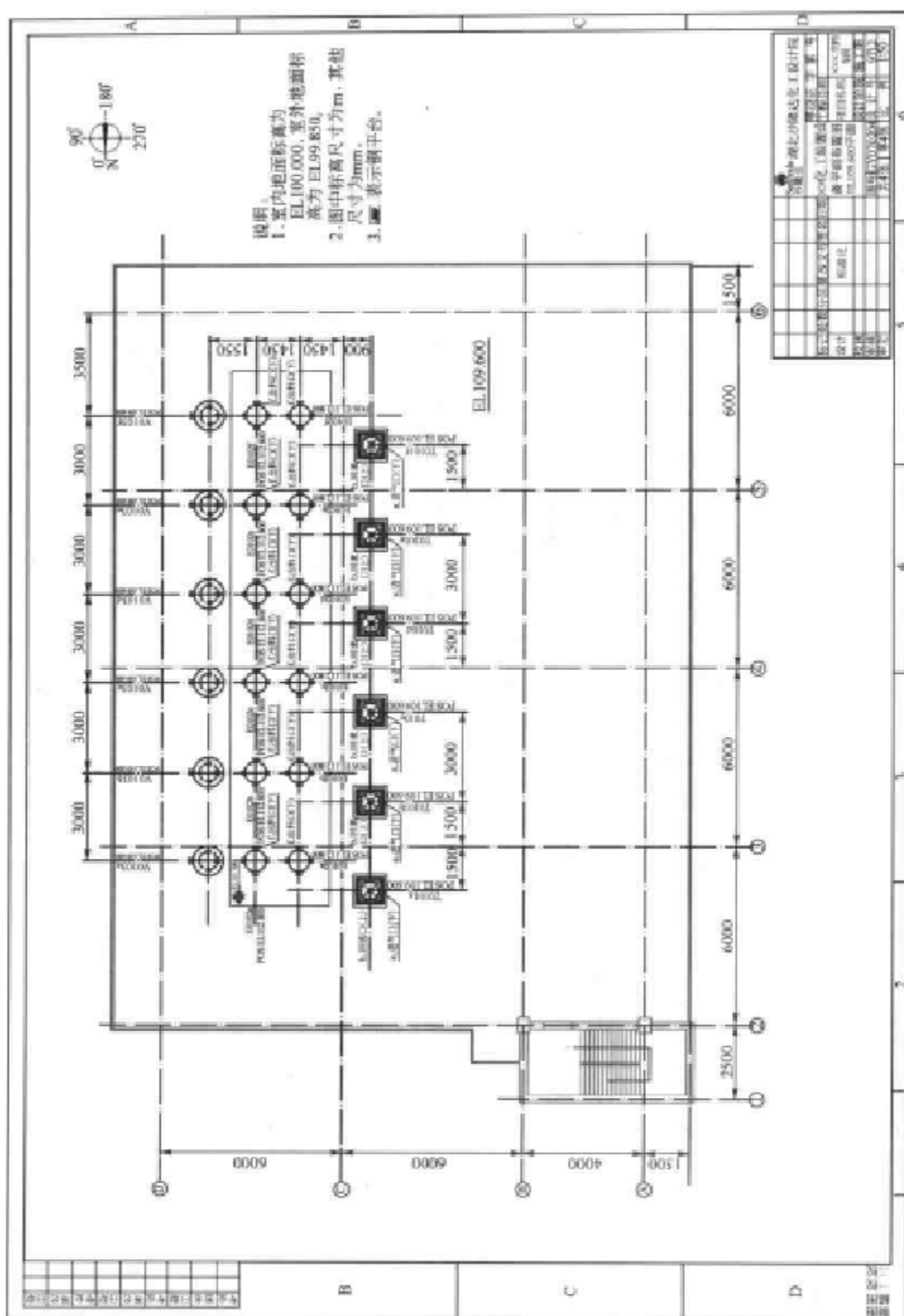


图6-25(c) 104.50平面设备布置图



## 第7章 化工管路设计

化工装置是由各种单元设备以系统的、合理的方式组合起来的整体,而各单元设备间则是由管道连接起来。故管道布置设计是化工设计的一项重要内容,它是以带控制点工艺流程图、最终确认的设备布置图以及土建、自控、电气、采暖通风、给排水、外管等有关专业所提出的设计条件图和有关资料作为依据对管路做出综合性的布置设计。本章简述了化工装置中管道布置设计的有关内容,使之对化工管路设计有个概括的了解。

### 7.1 管道设计基础

#### 7.1.1 管道设计条件

##### 1. 设计压力

管道的设计压力应不低于正常操作时由操作内压(或操作外压)与操作温度组合构成的最苛刻条件下的压力。最苛刻条件是指导致管子及管道组件具有最大壁厚和最高压力等级的条件。

##### 2. 设计温度

管道的设计温度应不低于正常操作时由操作压力与操作温度组合构成的最苛刻条件下的温度。

##### 3. 其他与设计有关的因素

其他与设计有关的因素:环境因素、动载荷影响、质量载荷影响、热应力影响及管道支架、固定架和与之相连接的设备由于热膨胀、基础沉降或其他外部因素的原因所产生的位移等。

#### 7.1.2 管道的分类及选用

##### 1. 压力管道

###### (1) 压力管道的定义。

压力管道是指在生产、生活中使用的可能引起燃爆或中毒等危险性较大的特种设备。更具体地说,凡是具有下列属性的管道均为压力管道。

①输送 GB 5044—1985《职业性接触毒物危害程度分级》中规定的毒性程度为极度危害介质的管道;

②输送 GB 50160—1992(1999 年版)《石油化工企业设计防火规范》及 GB 50016—2006《建筑设计防火规范》中规定的火灾危险性为甲、乙类介质的管道;

③最高工作压力大于或等于 0.1MPa(表压),输送介质为气(汽)体、液化气体的管道;

④最高工作压力大于或等于 0.1MPa(表压),输送介质为可燃、易燃、有毒、有腐蚀性的或最高工作温度高于或等于标准沸点的液体管道;

⑤前四项规定的管道的附属设施及安全防护装置等。

以下四条不属于压力管道的监察范围:

①设备本体所属管道。

②军事装备、交通工具和核装备中的管道。

③输送无毒、不可燃、无腐蚀性气体,公称直径  $DN < 150\text{mm}$ 、最高工作压力小于  $1.6\text{MPa}$  的管道。

④入户(居民楼、庭院)前最后一道阀门后的生活用燃气管道及热力点(不含热力点)后的管道。

(2)压力管道的分类。

根据锅炉压力容器安全监察部门制订的《压力管道设计单位资格认证与管理办法》,将压力管道划分为3类6级。

①长输管道为GA类压力管道,具体划分如下:

a. 符合以下条件之一的长输管道为GA1级压力管道:

I. 输送有毒、可燃、易爆气体介质,设计压力  $p > 1.6\text{MPa}$  的管道;

II. 输送有毒、可燃、易爆液体介质,输送距离大于或等于  $200\text{km}$  且管道公称直径  $DN \geq 300\text{mm}$  的管道;

III. 输送浆体介质,输送距离大于或等于  $50\text{km}$  且管道公称直径  $DN \geq 150\text{mm}$  的管道。

b. 符合以下条件之一的长输管道为GA2级压力管道:

I. 输送有毒、可燃、易爆气体介质,设计压力  $p \leq 1.6\text{MPa}$  的管道;

II. GA1 b 范围以外的长输管道;

III. GA1 c 范围以外的长输管道。

②公用管道为GB类,级别划分为:

a. GB1、燃气管道;

b. GB2、热力管道。

③工业管道为GC类,级别划分为:

a. 符合以下条件之一的工业管道为GC1级压力管道:

I. 输送GB 5044—1985《职业性接触毒物危害程度分级》规定,毒性程度为极度危害介质的管道;

II. 输送GB 50160—1992(1999年版)《石油化工企业设计防火规范》及GB 50016—2006《建筑设计防火规范》中规定的火灾危险性为甲、乙类可燃气体或甲类可燃液体介质且设计压力  $p \geq 4.0\text{MPa}$  的管道;

III. 输送可燃流体介质、有毒流体介质,设计压力  $p \geq 4.0\text{MPa}$  且设计温度大于或等于  $400^\circ\text{C}$  的管道;

IV. 输送流体介质,且设计压力  $p \geq 10.0\text{MPa}$  的管道。

b. 符合以下条件之一的工业管道为GC2级压力管道:

I. 输送GB 50160—1992(1999年版)《石油化工企业设计防火规范》及GB 50016—2006《建筑设计防火规范》中规定的火灾危险性为甲、乙类可燃气体或甲类可燃液体介质,且设计压力  $p < 4.0\text{MPa}$  的管道;

II. 输送可燃流体介质、有毒流体介质,设计压力  $p < 4.0\text{MPa}$  且设计温度大于或等于  $400^\circ\text{C}$  的管道;

III. 输送非可燃流体介质、无毒流体介质,设计压力  $p < 10\text{MPa}$  且设计温度大于或等于  $400^\circ\text{C}$  的管道;

IV. 输送流体介质,设计压力  $p < 10\text{MPa}$  且设计温度小于  $400^\circ\text{C}$  的管道。



## 2. 管子的分类

管子的分类见表 7.1。

表 7.1 管道按材质分类表

大类	中类	小 类	管道名称列举
金属管	铁管	铸铁管	承压铸铁管(砂型离心铸铁管)
	钢管	碳素钢	Q235-A 焊接管、Q235-B 焊接管、10 号无缝钢管、20 号无缝钢管、优质碳素钢无缝钢管
		低合金钢	16Mn 无缝钢管、低温钢无缝钢管
		合金钢	奥氏体不锈钢管、耐热无缝钢管
	有色金属管	铜及合金管	控制及挤制黄铜管、紫铜管、铜镍合金管
		铅管	铅管、铅锡合金管
		铝管	铝及铝合金焊接管、工业用铝及铝合金拉(轧)制管
		钛管	钛管及钛合金管
非金属管	非金属管	橡胶管	输气胶管、输水吸水胶管、输油吸油胶管、蒸汽胶管
		塑料管	聚丙烯管、硬聚氯乙烯管、聚四氟乙烯管、ABS 管、增强聚丙烯管
		石棉水泥管	石棉水泥管
		石墨管	石墨直管
		玻璃管陶瓷管	化工陶瓷管
		玻璃钢管	环氧玻璃钢管、酚醛玻璃钢管、呋喃玻璃钢管
	衬里管	衬里管	橡胶衬里管、衬塑钢管

## 3. 管子的通径和壁厚的确定

### (1) 管子通径。

公称通径是管子的名义直径,英制系列尺寸以英寸单位表示,公制系列尺寸以毫米(mm)单位表示。

①当选定流速时,可由式(7-1)求得管径:

$$d'_i = 18.8 \sqrt{\frac{q_v}{u}} \quad (7-1)$$

式中  $d'_i$ ——直管内径,mm;

$q_v$ ——在操作条件下流体的体积流量, $\text{m}^3/\text{h}$ ;

$u$ ——流体的流速, $\text{m/s}$ 。

①当选定每 100m 管长的压力降时,可由式(7-2)求得管径:

$$d'_i = 11.4 \rho^{0.207} \mu^{0.013} q_v^{0.38} \Delta p_{100}^{-0.207} \quad (7-2)$$

式中  $\rho$ ——流体密度, $\text{kg}/\text{m}^3$ ;

$\mu$ ——流体粘度, $\text{Pa} \cdot \text{s}$ ;

$q_v$ ——在操作条件下流体的体积流量, $\text{m}^3/\text{h}$ ;

$\Delta p_{100}$ ——每 100m 管长允许压力降(查有关表可得),kPa。

③根据允许压力降和流量,从有关表中选定管径。

(2)金属管道壁厚有两种表示方法,即用管表号(Sch)和用毫米(mm)表示壁厚(外径×壁厚)。

目前常用管子“壁厚系列号”(Sch)来表示壁厚,Sch 定义公式是:

$$Sch = \frac{p_s \times 1000}{[\sigma]'} \quad (7-3)$$

式中  $p_s$ ——设计压力, MPa;

$[\sigma]'$ ——设计温度下的材料许用压力, MPa。

例如:某材料设计温度下的材料许用压力为 4.0MPa,  $Sch$  为 40, 则可以方便地算出管子的安全设计压力:

$$p_s = \frac{40 \times 40}{1000} = 1.6 \text{ MPa}$$

(3) 金属直管壁厚的确定:

承受内压的直管, 当  $S_0 < D_0/6$  时计算壁厚为:

$$S_0 = \frac{p_s \times D_0}{2[\sigma]'\phi - p_s} \quad (7-4)$$

直管的选用壁厚为:

$$S = S_0 + C$$

式中  $S_0$ ——直管的计算壁厚, mm;

$p_s$ ——设计压力, MPa;

$D_0$ ——直管外径, m;

$[\sigma]'$ ——设计温度下直管材料的许用压力, MPa;

$\phi$ ——焊缝系数, 对无缝钢管,  $\phi=1$ ;

$S$ ——包括附加裕量在内的直管壁厚, mm;

$C$ ——直管壁厚的附加裕量, mm。

(4) 钢管的理论质量计算:

$$W = 0.02466(D_0 - S) \times S \quad (7-5)$$

式中  $D_0$ ——管子的外径, mm;

$S$ ——管子的壁厚, mm;

$W$ ——钢管的每米质量, kg/m。

#### 4. 管道材料的选用

管道材料的选用首先要明确化工工艺装置生产过程中各操作工况和使用操作条件, 如压力、温度和被输送流体的物理化学性质——组成、腐蚀性、物态、间歇或连续操作, 还要全面了解各种工程材料的特性。正确地选择管道使用的材料, 要认真分析在装置生产过程中可能出现的各种材料问题(如材料韧性降低的影响), 考虑所选择材料的加工工艺性和经济性。

(1) 金属材料选用的注意事项。

① 铸铁材料。

a. 灰铸铁、可锻铸铁、高硅铸铁的拉伸强度和塑性及韧性较低, 仅用于强度、韧性要求不高的工况。

b. 灰铸铁不宜使用于在环境或操作条件下是一种气体或可闪蒸产生气体的液体, 这些流体能点燃并在空气中燃烧。如烃类和可燃气体在特殊情况下必须使用铸铁作管道材料时, 其设计温度不应高于 150℃, 设计压力不应超过 1.0MPa; 对于不可燃、无毒的气体或液体, 设计压力不应超过 1.6MPa, 其设计温度不应高于 230℃。

c. 可锻铸铁温度范围为 -19~300℃, 但为输送可燃性介质的管道时, 温度不应高于

150℃,压力不应大于 2.5MPa。高硅铸铁不得用于可燃性介质管道。

d. 球墨铸铁用于制造受压零部件时,使用温度限制在 $-19\sim 350^{\circ}\text{C}$ ,设计压力不应超过 2.5MPa;在常温下,设计压力不宜超过 4.0MPa,奥氏体球墨铸铁用于 $-19^{\circ}\text{C}$ 以下时应进行低温冲击试验,但使用温度不得低于 $-196^{\circ}\text{C}$ 。

e. 其他铸铁不适用于剧烈循环操作条件,如过热、热振动及机械振动和误操作,若要使用,应采取防护措施。埋地铸铁管道组成条件可用于压力为 2.5MPa 以下的情况。

#### ②碳素钢和低中合金钢。

a. 碳素钢和碳锰钢在高于 $425^{\circ}\text{C}$ 温度下长期使用,应考虑钢中碳化合物相的石墨化倾向。

b. 碳钢和低合金钢大都为铁素体加珠光体组织,在高温下如 $450^{\circ}\text{C}$ 以上,珠光体中的片状渗碳体逐步转化为球状,使材料的蠕变极限及持久强度大大下降。

c. 碳素钢和低中合金钢在高温下不仅强度大大下降,同时材料表面极易氧化。

d. 金属材料在一定的温度和压力范围内与氢介质接触或金属表面受一定浓度的碱性流体长期侵蚀或反复作用易产生氢脆或脆化破裂。

#### ③高合金钢。

奥氏体钢导热性差,其导热系数为碳钢的 $1/3$ 。 $\text{Cr}18-\text{Ni}18$ 型钢既耐低温,也耐高温,可用于 $-196\sim 800^{\circ}\text{C}$ 温度范围,但应力腐蚀破裂是奥氏体不锈钢极为重要的腐蚀破坏形态。能造成奥氏体不锈钢应力腐蚀开裂的介质有各种氯化物水溶液、高温碱液、硫化氢水溶液、高温水及蒸汽等。另外,奥氏体不锈钢对 $\text{Cl}^{-}$ 极为敏感,易产生点腐蚀。

#### (2)非金属材料的选用。

非金属材料在选用时不但要考虑其机械性能,还要考虑光和氧的影响、酸、碱、油介质的影响。各种高分子材料的性能差别较大,在选用时应对各种材料的性能加以综合分析、对比评估,选出合适的材料,同时还需要了解所选材料的加工工艺性和制造、安装、维修等性能。

①各种不同的非金属材料对各种流体有着不同的耐腐蚀性能,可根据有关非金属材料手册、试验数据和产品样本加以选择。

②必须根据非金属材料的温度—压力额定值来选择公称压力。非金属材料对温度非常敏感,温度对其使用寿命影响极大。

③选用非金属材料要考虑对机械振动的敏感性。

④非金属材料的线性膨胀系数较大,导热性差,刚性差。

⑤选用非金属材料必须考虑加工工艺性能和连接性能。

⑥对于衬里材料,需考虑衬里材料和基体材料的粘结力和亲和力,当用于负压工况时尤其应注意。

⑦热塑性塑料不得用于地面上输送可燃性流体。

⑧热固性树脂的材料用于输送有毒或可燃性流体时,应采取安全防护措施。

⑨硼硅玻璃和陶瓷等脆性材料不得用于输送有毒和易燃流体。

⑩对可燃、易燃的非金属材料,必须采取防火措施。

⑪设计塑料类管子的壁厚时必须考虑塑料的蠕变,防止管子在预期寿命内因蠕变而发生破裂,根据不同塑料选用其安全系数。

### 5. 管道等级

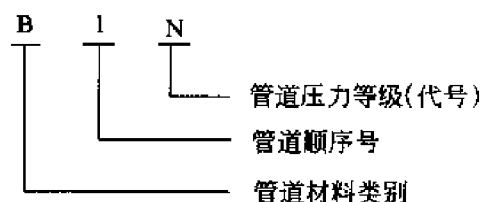
(1)管道等级:把管道按不同的材质、压力和温度等要求分成不同的等级,编入同一等级的管道使用相同材质、型号或形式的管子和附件,这样可以统一各种管道的设计要求,而且可以

用最简捷的方式在图纸上表达各种必要的信息。规定各种不同等级管道所使用的管子及其附件的材质、型号或形式要求的表称为管道等级表。

## (2)管道材质等级号。

管道材质等级代号是由字母和数码组成,它表示了管道公称压力、序号、主要材质。

### ①管道等级号组成:



### ②管道压力等级及代号见表 7.2。

表 7.2 管道压力等级及代号

压力等级, MPa	≤1.0	1.6	2.5	4.0	6.4	10.0	16.0	20.0	22.0	25.0	32.0
压力代号	L	M	N	P	Q	R	S	T	U	V	W

### ③管道材料的代号见表 7.3。

表 7.3 管道材料代号

管道材料代号	管道材料名称	管道材料代号	管道材料名称
A	铸铁及硅铸铁	E	不锈钢
B	碳素钢	F	有色金属
C	普通低合金钢	G	非金属
D	合金钢	H	衬里及内防腐

### ④举例。

B1N:表示主要材质为碳钢,公称压力为 2.5MPa;

C1L:表示需要做低温冲击试验的碳钢管道(用于低温介质),公称压力为 1.0MPa;

G1L:表示主要材质为非金属,公称压力为 1.0MPa;

E2V:表示主要材质为不锈钢,公称压力为 25MPa。

## 7.1.3 管道组成元件

管道组成元件是指用于连接或装配管道的元件,它包括管子、管件、法兰、垫片、紧固件、阀门以及膨胀接头、挠性接头、耐压软管、疏水器、过滤器和分离器等。

### 1. 阀门形式及选用

#### (1)化工厂常用的阀门种类及选择。

阀门的种类很多,用途极广,化工上常用的阀门有旋塞阀、闸阀、截止阀、柱塞阀、节流阀、球阀、蝶阀、隔膜阀、止回阀、减压阀、衬里阀、非金属阀等。阀门种类的选择首先取决于流体的状态、压力降和流通能力,再考虑工作温度。阀门阀体材料的选择取决于流体对阀体材质腐蚀性的大小和流体的工作温度,而阀杆和阀芯则除了要求具有一定的机械性能外,还要具有良好的耐腐蚀性和耐摩擦性能。

#### (2)阀门的结构特点及用途。

①闸阀:闸阀的闸板由阀杆带动,沿阀座密封面作升降运动,可接通或截断流体的通路。

闸阀流动阻力小,启闭省力,广泛用于各种介质管道的启闭。

②截止阀:截止阀是向下闭合式阀门,阀瓣由阀杆带动,沿阀座中心线做升降运动。截止阀的阀瓣是盘形,用以改变流道截面积,以调节流量和压力。

③止回阀:止回阀用于防止管道内的流体逆向流动,介质顺流时阀瓣开启,介质逆流时阀瓣自动关闭。根据结构不同,止回阀可分为升降式止回阀、旋启式止回阀、压紧式止回阀和底阀4种。主要用于防止流体逆向流动的场所。

④球阀:球阀的阀瓣为一中间有通道的球体,球体绕自身轴线作 $90^{\circ}$ 旋转,达到启闭目的。球阀有快速启闭的特点,流动阻力小。一般用于需快速启闭或要求阻力小的场合,不能作调节流量用。

⑤疏水阀:常用的疏水阀有吊桶式疏水阀、杠杆浮球式疏水阀、自由浮球式疏水阀、圆板双金属式疏水阀和圆盘式疏水阀等。

吊桶式、杠杆浮球式、自由浮球式3种疏水阀属于机械型疏水阀,此种疏水阀主要利用蒸汽和凝结水的密度差的原理工作。由于蒸汽和凝结水的密度相差很大,其产生的浮力不同,使浮子升降,从而启闭阀门。此类疏水阀具有排除空气能力强、排液能力大等特点,适用于蒸汽用量大的加热设备的疏水。

圆板双金属式疏水阀属热静力型疏水阀。疏水阀的感温体是双金属圆板,根据凝结水的温度变化使金属圆板呈凸或凹形弯曲,以此启闭疏水阀。此种疏水阀排量大、体积小、动作噪声小,多用于蒸汽伴热管道的疏水。

圆盘式疏水阀属于热动力型疏水阀,它是利用蒸汽和凝结水的温度不同,使变压室的压力发生变化,从而开启疏水阀。此种疏水阀的优点是结构简单、体积小、维修简单;其缺点是空气流入后不能动作,动作噪声大,背压允许度低,不能在低压(0.03MPa以下)使用,蒸汽有泄漏,不适用于大排量。

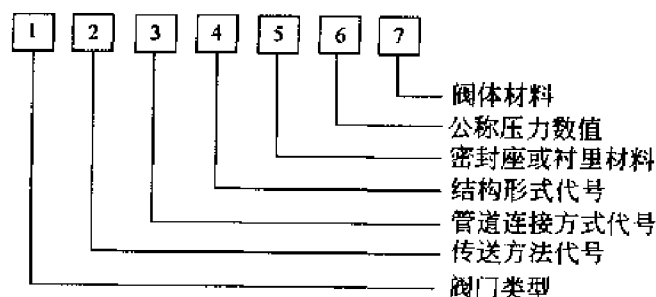
⑥旋塞阀:旋塞阀的结构简单,开关迅速,操作方便,流体阻力小,零部件少,质量轻。适用于温度较低、粘度较大的介质和要求开关迅速的部位,一般不适用于蒸汽介质和温度较高的介质。

⑦蝶阀:蝶阀与公称压力等级的平行式闸阀比较,其尺寸小、质量轻、开关迅速,具有一定的调节性能,适合制成较大口径阀门适用于温度小于 $80^{\circ}\text{C}$ 、压力小于1.0MPa的原油、油品及水等介质。

⑧隔膜阀:隔膜阀的启闭件是一块橡胶隔膜,夹于阀体与阀盖之间。隔膜阀结构简单,密封性能好,便于维修,流体阻力小,适用于温度小于 $200^{\circ}\text{C}$ 、压力小于1.0MPa的油品、水、酸性介质和含悬浮物的介质,不适用于有机溶剂和强氧化剂介质。

### (3) 阀门的表示方法。

阀门型号按JB 308—2004《阀门型号编制方法》的规定,型号标志如下:



①阀门类型代号用汉语拼音字母表示,见表 7.4。

表 7.4 阀门类型代号表

阀门类型	代 号	阀门类型	代 号
闸阀	Z	旋塞阀	X
截止阀	J	止回阀和底阀	H
节流阀	L	安全阀	A
球阀	Q	减压阀	Y
蝶阀	D	疏水阀	S
隔膜阀	G	管夹阀	GJ

②传动方式代号用阿拉伯数字表示,见表 7.5。

表 7.5 传动方式代号表

传动方式	代 号	传动方式	代 号
电磁动	0	伞齿轮	5
电磁—液动	1	气动	6
电—液动	2	液动	7
涡轮	3	气—液动	8
正齿轮	4	电动	9

③连接形式代号用阿拉伯数字表示,见表 7.6。

表 7.6 连接形式代号表

连接形式	代 号	连接形式	代 号
内螺纹	1	对夹	7
外螺纹	2	卡箍	8
法兰	4	卡套	9
焊接	6		

④结构形式代号用阿拉伯数字表示,见表 7.7。

表 7.7 结构形式代号表

阀门名称	结构类型		代 号	阀门名称	结构类型		代 号
闸阀	明杆 楔式	弹性闸板		旋塞阀	填料	直通式	3
		刚性	单闸板			T 型三通式	4
			双闸板			四通式	5

续表

阀门名称	结 构 类 型			代 号	阀门名称	结 构 类 型		代 号
闸 阀	明杆 平行式	刚性	单闸板	3	疏水阀	油封	直通式	7
			双闸板	4			T型三通式	8
	暗杆 楔式	刚性	单闸板	5		—	浮球式	1
			双闸板	6			钟形浮子式	5
	截止阀和节流阀	直通式	铸造	1			双金属片式	7
角式		2		脉冲式			8	
直流式		铸造	3	热动力式		9		
角式			4		止回阀和底阀	升降	浮球式	0
直流式		—	5				多瓣式	1
平衡直通式	6		立式				2	
平衡角式	7		旋启	单瓣式		4		
球 阀	浮动式	直通式	1	—	弹簧 封闭	带散热片全启式	0	
		L形三通式	4			微启式	1	
		T形三通式	5			全启式	2	
	固定式	直通式	7			扳手全启式	4	
蝶 阀	杠杆式	—	0	安全阀	弹簧不 封闭	扳手双弹簧 微启式	3	
	垂直板式		1			扳手微启式	7	
	斜板式		3			扳手全启式	8	
隔膜阀	屋脊式	—	1		—	—	带控制机构 全启式	6
	截止式		3					
	直流式		5					
	闸板式		7					

⑤ 阀座密封面或衬里材料代号用汉语拼音表示,见表 7.8。

表 7.8 阀座密封面或衬里材料代号表

阀座密封面或衬里材料	代 号	阀座密封面或衬里材料	代 号	阀座密封面或衬里材料	代 号
铜合金	T	锡基轴承合金(巴氏合金)	B	衬胶	J
软橡胶	X	合金钢	H	衬铅	Q
尼龙塑料	N	渗氮钢	D	搪瓷	C
氟塑料	F	硬质合金	Y	渗硼钢	P

注:由阀体直接加工的阀座密封面材料代号用“W”表示。

⑥ 阀体材料代号用汉语拼音字母表示,见表 7.9。

表 7.9 阀体材料代号表

阀体材料	代 号	阀体材料	代 号
HT25-47	Z	Cr5Mo	I
KT30-6	K	1Cr18Ni9Ti	P
QT40-15	Q	Cr18Ni12Mo2Ti	R
H62	T	12Cr1MoV	V
ZG25 II	C		

## 2. 法兰的形式及选用

法兰主要用于管子与管子、管子与设备、阀门和管件的连接。法兰也有不同连接方式,又有不同的密封形式。法兰的类型主要有板式平焊、带颈平焊、带颈对焊、承插焊、螺纹、对焊松套、平焊松套,而法兰的密封面形式包括突面、凸凹面、全平面、环形连接面等。法兰形式选用见表 7.10。

表 7.10 法兰形式及选用表(欧洲体系)

介质及用途	管道公称压力, MPa	法兰公称压力, MPa	法兰形式	密封面代号	管法兰标准号
水、空气等	$\leq 1.0$	$\leq 1.0$	板式平焊法兰	RF	HG20593
真空	绝压 $> 8\text{kPa}$	1.0	带颈平焊法兰	RF	HG20594
	绝压 $0.1 \sim 8\text{kPa}$	1.6	带颈平焊法兰	RF	HG20594
工艺介质蒸气	$\leq 1.0$	1.0	带颈平焊法兰	RF	HG20594
	1.6	1.6			
	2.5	2.5			
	4.0	4.0	带颈对焊法兰	凹面 FM 凸面 M	HG20595
	6.3	6.3			
	10.0	10.0			
一般易燃、易爆、有毒(中度危害)介质	$\leq 1.0$	1.0	带颈对焊法兰	RF	HG20595
	1.6	1.6			
	2.5	2.5			
	4.0	4.0	带颈对焊法兰	凹面 FM 凸面 M	HG20595
	6.3	6.3			
	10.0	10.0			
极度、高度危害介质	$\leq 1.6$	2.5	带颈对焊法兰	RF 凹面 FM 凸面 M	HG20595
	2.5	4.0			
不锈钢管道用	$\leq 0.6$	0.6	对焊环松套法兰	RF	HG20599
	$\leq 1.0$	$\leq 1.0$			
	1.6	1.6			
	2.5	2.5			
	4.0	4.0	带颈对焊法兰	凸面 FM、凹面 M	HG20595



### 3. 垫片的形式及选用

垫片是夹在法兰之间,在紧固法兰时使之产生弹性变形,以填补法兰密封面上的微观不平度,从而阻止流体从法兰面的泄漏。常用法兰密封垫片有下列 3 大类:

(1)非金属垫片:主要包括石棉橡胶板垫片、聚四氟乙烯包覆垫片等。垫片形式多为平垫,使用压力不高,一般不高于 2.5MPa。使用温度取决于垫片的材料。

(2)半金属垫片:这种垫片由非金属和金属两种材料组合而成,主要包括缠绕垫片和金属包覆垫等。此种垫片密封性能好。缠绕式垫片最高可用于压力为 25.0MPa 和温度为 600℃ 的苛刻条件。

(3)金属垫:此类垫片为金属材料经机械加工而成。垫片形式有平垫、椭圆形垫和八角形垫等。金属垫的材料根据介质的腐蚀性质和温度决定。各种垫片的形式及选用见表 7.11。

表 7.11 垫片的形式及选用(欧洲体系)

垫片标准号	名 称	材 料		形式(代号)	用 途
HG20606	非金属垫片	棉橡胶  石棉橡胶  合成纤维棉橡胶 聚四氟乙烯		FF(全平面法兰用)  RF(突面法兰用) MFM(凹凸面法兰用)  TG(槽槽面法兰用)	公称压力 $PN \leq 4.0\text{MPa}$ , 温度 $T \leq 290^\circ\text{C}$ , 根据不同介质的要求选用
HG20608	柔性石墨复合垫	碳素钢管道用 304(不锈钢管道用)		RF(突面法兰用)  MFM(凹凸面法兰用)  TG(槽槽面法兰用)	公称压力 $PN \leq 6.3\text{MPa}$ , 温度 $T \leq 450^\circ\text{C}$ , 各种腐蚀介质
HG20607	聚四氟乙烯 · 包覆垫 (只适用于 突面法兰)	包覆层:聚四氟乙烯 嵌入层:石棉橡胶板		$DN \leq 350\text{mm}$ PMF 型 及 PMS 型 $DN \geq 200\text{mm}$ PFT 型	公称压力 $PN \leq 4.0\text{MPa}$ , 温度 $T \leq 150^\circ\text{C}$ , 各种腐蚀介质或有洁净要求的介质
HG20610	缠绕式垫片	金属带材料	非金属带材料	C 型突面法兰用 (带外环) D 型突面法兰用 (带内环) B 型凹凸面法兰用 (带内环) A 型槽槽面法兰用 (不带内外环)	公称压力 $PN$ 为 1.6~16MPa, 温度 $T \leq 450^\circ\text{C}$ , 各种介质
		0Cr18Ni9 0Cr17Ni12Mo2 00Cr17Ni14Mo2	特制石棉纸 或非石棉纸 柔性石墨带 聚四氟乙烯		
HG20612	金属环垫	10 或 08, 0Cr13, 304, 316		椭圆垫和八角垫	公称压力 $PN$ 为 6.3~25MPa, 温度 $T$ 为 450~600℃

续表

垫片标准号	名 称	材 料	形式(代号)	用 途
HG20609	金属包覆垫	纯铝板 L3 纯铜板 T3 镀锡薄钢板 08F 0Cr18Ni9 00Cr19Ni10 00Cr17Ni14Mo2	石棉橡胶板 —	公称压力 PN 为 2.5~10MPa, 温度 $T$ 为 200~500℃ 各种介质
HG20611	齿形组合垫	0Cr13 0Cr18Ni9 00Cr17Ni12Mo2	柔性石墨 柔性石墨 聚四氟乙烯 RF 型(突面法兰用) MFM 型(凹凸面 法兰用)	公称压力 PN 为 1.6~25MPa, 温度 $T$ 为 200~650℃

#### 4. 管件

在管系中改变走向、标高或改变管径以及由主管上引出支管等均需用管件。由于管系形状各异、简繁不等,因此管件的种类较多,有弯头、同心异径管、偏心异径管、三通、四通、活接头、管帽(封头)、堵头(丝堵)、内外丝等。

管件的选择主要是根据用途及使用的场合等来确定,如冲压焊接弯头适用于  $PN \leq 4.0\text{MPa}$ , 温度  $T \leq 200^\circ\text{C}$ , 材料为 20 号、10 号钢的情况,而焊制弯头(或虾米弯)通常用在压力小于或等于 2.5MPa、温度  $T \leq 200^\circ\text{C}$  的管路上。螺纹连接的可锻铸铁管件用于不可燃、无毒、对人体无害的流体,温度在  $-19 \sim 230^\circ\text{C}$  时,设计压力小于 2.5MPa。有些会发生缝隙腐蚀的流体则不能选用承插焊和螺纹连接的管件,宜选用对焊管件。

## 7.2 绝热工程

为了满足生产工艺的要求,改善劳动保护条件和生产条件,减少管道在工作中的热量和冷量损失,以节约能源,需要在管道表面进行保温。为了防止散发热量而进行的保温称为热保温(热保),为了防止吸收热量而进行的保温称为冷保温(保冷),无论是冷保温还是热保温都是采取外加绝热层的方法。因此保温工程又称为绝热工程。

(1)设备管道保温设计应以满足工艺要求、减少设备和管道的热量损失和防止烫伤为原则,具体有下列工况之一应保温:

- ①工艺生产过程中设备和管道的外表面温度在  $50 \sim 850^\circ\text{C}$  时(工艺有散热要求者除外);
- ②工艺生产过程中为维持流体的温度和保持流体温度在结晶凝固点以上的设备和管道及其附件;
- ③工艺的特殊要求。

(2)表面温度超过  $60^\circ\text{C}$  的不保温设备和管道需要经常操作维护又无其他措施防止烫伤的部位,在下列范围内应设置防烫保护:

- ①高出地面或工作平台 2.1m 以内者;
- ②离开工作平台边缘 0.75m 以内者。

(3)保冷范围。

保冷设计应以满足工艺要求,减少设备和管道的冷量损失,确保冷层外表面温度高于当地气象条件下的露点温度,防止保冷层外表面结露为原则,其表面温度在环境温度至 $-196^{\circ}\text{C}$ 的任何设备和管道及其附件均必须保冷。

#### (4)绝热结构设计。

绝热结构是保温与保冷结构的统称,正确选择绝热结构直接关系到绝热效果、投资费用和能量耗损。故绝热设计应保证使用寿命长,在经济使用年限内其结构应能保证完整。绝热结构组成如下:

- ①保温:(防锈层、保温层、保护层和修饰层);
- ②保冷:(防锈层、保冷层、防潮层、保护层和修饰层)。

保温层和保冷层对维护介质的温度稳定起主要作用。保护层包覆在隔热层(保温层或保冷层)的外面,起保护和防止大气、风、雨、雪致使绝热层破坏的作用,延长绝热层的使用寿命,并使绝热层结构外形美观。防潮层是保冷结构用于防水、防潮、维护保冷层保冷效果的关键。

#### (5)管道保温层厚度计算。

在选择管道厚度时,同时应考虑绝热材料的费用和由于绝热而节省能量的价值,因绝热材料的费用随着保温层厚度的增加而上升,但能量损失却下降。因此,对于某一具体的绝热材料价格和能量价格,必然有一最经济的保温厚度,在满足工艺要求的情况下,以“经济厚度”的计算方法确定其厚度。

外径  $D_0 \leq 1\text{m}$  的管道、圆筒形设备按管道绝热层厚度计算:

$$D_1 \ln \frac{D_1}{D_0} = 3.795 \times 10^{-3} \times \sqrt{\frac{P_R \lambda t (T_0 - T_a)}{P_T S}} - \frac{2\lambda}{a_s} \quad (7-6)$$

$$\delta = \frac{1}{2} (D_1 - D_0) \quad (7-7)$$

式中  $D_0$ ——管道或设备外径, m;

$D_1$ ——绝热层外径, m;

$P_R$ ——能价(元/ $10^6\text{kJ}$ ),保温中,  $P_R = P_H$ ,  $P_H$  称为“热价”;保冷中,  $P_R = P_C$ ,  $P_C$  称为“冷价”;

$P_T$ ——绝热结构单位造价,元/ $\text{m}^3$ ;

$\lambda$ ——绝热材料在平均温度下的导热系数,  $\text{W}/(\text{m} \cdot ^{\circ}\text{C})$ ;

$a_s$ ——绝热层(最)外表面向周围空气的给热系数,  $\text{W}/(\text{m}^2 \cdot ^{\circ}\text{C})$ ;

$t$ ——年运行时间, h(常年运行按 8000h 计,其余按实际情况计);

$T_0$ ——管道或设备外表面温度,  $^{\circ}\text{C}$ ;

$T_a$ ——周围环境温度(运行期间平均温度),  $^{\circ}\text{C}$ ;

$\delta$ ——管道保温的经济厚度, mm;

$S$ ——绝热投资年分摊率,  $S = \frac{i(1+i)^n}{(1+i)^n - 1}$ , %;

$i$ ——年利率(复利率), %;

$n$ ——计息年数, 年。

求出  $D_1 \ln \frac{D_1}{D_0}$  值后,查表 7.12 可得保温经济厚度,绝热厚度  $\delta$  速查表见表 7.12。

表 7.12 绝热厚度  $\delta$  速查表

$D_1 \ln(D_1/D_0)$	$D_0, \text{mm}$																					
	18	25	32	38	45	67	76	89	108	133	169	219	273	325	377	426	480	530	630	720	820	920
0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
0.05	16	17	18	18	19	19	20	21	21	22	22	23	23	23	24	24	24	24	24	24	24	24
0.1	27	29	31	32	33	35	36	37	39	40	41	43	44	44	45	45	46	46	47	47	47	48
0.2	40	50	53	55	57	60	64	68	68	71	73	77	80	82	84	85	86	87	89	90	91	91
0.3	63	68	72	75	78	82	88	91	94	99	102	108	113	116	119	121	123	124	127	129	131	133
0.4	79	85	90	93	97	103	109	113	118	124	128	137	143	147	151	154	157	159	163	166	169	171
0.5	94	101	107	111	115	122	130	135	141	147	153	164	171	177	182	186	190	193	198	202	205	209
0.6	108	116	123	128	133	140	150	155	162	170	177	189	198	205	211	216	220	224	231	236	240	246
0.7	122	131	138	144	150	158	169	175	183	192	199	214	224	232	239	245	250	255	262	268	274	279
0.8	135	145	153	160	168	176	187	194	203	212	221	237	249	258	266	273	279	284	293	300	307	312
0.9	148	159	168	175	182	192	205	212	222	233	242	260	273	283	292	300	307	313	323	331	338	345
1.0	161	173	183	190	197	208	222	230	241	262	263	283	297	308	318	326	334	340	352	361	369	376
1.1	174	186	197	204	212	224	239	248	259	272	283	304	319	332	343	351	360	367	380	390	399	407
1.2	180	199	210	219	227	239	256	265	277	291	303	325	342	355	367	376	386	394	408	418	429	438
1.3	198	212	224	233	241	255	272	282	295	309	322	346	364	378	391	401	411	420	435	446	457	467
1.4	210	225	237	248	258	270	289	298	312	327	341	367	385	401	414	425	436	445	461	474	486	496
1.5	222	238	251	260	270	284	304	315	329	346	359	387	407	423	437	449	460	470	487	501	514	525
1.6	234	250	264	274	284	299	319	331	346	363	378	407	427	445	459	472	484	495	513	527	541	553
1.7	245	262	277	287	298	314	334	347	362	380	396	426	448	462	482	495	508	519	538	553	568	581
1.8	257	275	289	300	311	328	350	362	379	397	414	446	468	487	504	517	531	543	563	579	594	608
1.9	268	287	302	313	325	342	365	378	396	414	431	464	488	508	525	540	554	566	588	604	621	635
2.0	379	299	314	326	338	358	379	393	411	431	449	480	508	528	546	562	577	599	612	629	646	662

## 7.3 化工管路设计内容及要求

### 7.3.1 设计原则

(1)管道布置设计必须符合管道仪表流程图(PID)的设计要求,应做到安全可靠、经济合理,并满足施工、操作、维修等方面的要求;

(2)管道布置必须遵守安全及环保的法规,对防火、防爆、安全防护、环保要求等进行检查,以便管道布置能满足安全生产的要求;

(3)管道布置应满足热胀冷缩所需的柔性;

(4)对于动设备的管道,应注意控制管道固有的频率,避免产生共振;

(5)管道布置应严格按照管道等级表和特殊管件表选用管道组成件;

(6)在确定进、出装置的管道方位与敷设方式时,应做到内外协调;

(7)厂区内的全厂性管道的敷设应与厂区整体协调;

(8)管道布置应符合 HG 20546—1992“化工装置设备布置设计工程规定”中的有关要求。

### 7.3.2 设计内容

(1)管子、管件和阀门的选择;

(2)管路的布置设计;

(3)管道支吊架的配制;

(4)管路的绝热设计;

(5)管路的涂漆和防腐设计;

(6)管路的柔性计算与应力分析;

(7)综合材料表的编制;

(8)配管工程说明。

### 7.3.3 管道布置的基本要求

#### 1. 管道布置的一般要求

(1)管道布置的净空高度应符合有关的设计规定。

(2)应按国家现行标准中许用最大支架间距的规定进行管道布置设计。

(3)管道尽可能架空敷设,如必要时,也可埋地或管沟敷设。

(4)管道布置应考虑操作、安装及维护方便,不影响起重机的运行。在建筑物安装孔的区域不应布置管道。

(5)管道布置设计应考虑做支吊架的设计,使管道尽量靠近已有建筑物或构筑物,但应避免使柔性大的构件承受较大的载荷。

(6)有条件的地方,管道应集中成排布置。裸管的管底与管托底面取齐,以便设计支架。

(7)无绝热层的管道不用管托或支座,大口径薄壁裸管及有绝热层的管道应采用管托或支座支撑。

(8)在跨越通道或转动设备上方输送腐蚀性介质的管道上,不应设置可能产生泄漏接点的法兰或螺纹连接。

(9)管道穿过为隔离易爆介质的建筑物隔离墙时应加套管,套管内的空隙应采用非金属柔性材料填充,管道上的焊缝不应在套管内。

(10)消防水和冷却水总管以及下水管一般为埋地敷设,管外表面应按有关规定采取防腐措施。

(11)埋地管道应考虑车辆载荷的影响,管顶与路面的距离不小于0.6m,并应在冻土深度以下。

## 2. 管道排列的基本原则

(1)垂直面排列:

- ①热介质管道在上,冷介质管道在下;
- ②无腐蚀性介质的管道在上,有腐蚀性介质的管道在下;
- ③小管道应尽量支撑在大管道上方或吊在大管道下方;
- ④气体管道在上,液体管道在下;
- ⑤不经常检修的管道在上,检修频繁的管道在下;
- ⑥高压介质管道在上,低压介质管道在下;
- ⑦保温管道在上,不保温管道在下;
- ⑧金属管道在上,非金属管道在下;
- ⑨公用工程管道在上,工艺管道在下。

(2)水平面排列(尤其对于必须在室内布置且沿墙敷设的管道):

- ①大管道靠墙、柱,小管道在外;
- ②常温管道靠墙,热管道在外;
- ③不经常检修的管道靠墙,经常检修的管道在外;
- ④高压管道靠墙,低压管道在外。

## 3. 管道敷设的方式

管道敷设的方式有:地面以上敷设和地面以下敷设两大类。

(1)地面以上敷设通称架空敷设,是化工装置敷设的主要方式,它具有便于施工、操作、检修及经济等特点。架空敷设主要表现在管道成排地集中敷设在管廊、管架或管墩上。有些特殊的管道,如某些有色金属管和大多数非金属管道由于其强度低或脆性大,因此在支撑上要给予特别的考虑。

(2)地下式敷设分为埋地敷设和管沟敷设。

①埋地敷设:其优点是利用地下空间,使地面以上空间较为简洁,不需要支撑措施;其缺点是管道腐蚀强,检查和维修困难,在行车道处有时需要特别处理以承受大的载荷,低点排液不便,易凝油品凝固在管内时处理困难,带隔热层的管道很难保持其良好的隔热功能等,故只有架空敷设不可能时才予以采用。

②管沟敷设:其优点是利用地下空间,并提供较为方便的检查、维修条件,还可敷设有隔热层的高温、易凝介质或腐蚀介质的管道;其缺点是费用高,占地面积大,需设排水点,易积聚或窜入油气,增加不安全因素,污物清理困难等。

## 4. 管道布置设计中应注意的问题

(1)管道应力。

### ①应力分析的内容及其目的。

管道设计为了避免管道及管道对相邻设备施加超出能承受的压力,在设计过程中必须对这些管道进行应力分析,以解决它们的强度、刚度、振动等问题,为管道的设计提供科学根据。管道应力分析分为静力分析和动力分析。

静力分析包括:

- a. 压力载荷和持续载荷作用下的一次应力计算——防止塑性变形破坏;
- b. 管道热胀冷缩以及端点附加位移等位移载荷作用下的二次应力计算——防止疲劳破坏;
- c. 管道对设备作用力的计算——防止作用力太大,保证设备正常运行;
- d. 管道支吊架的受力计算——为支吊架设计提供依据;
- e. 管道上法兰的受力计算——防止法兰泄漏。

动力分析包括:

- a. 管道自振频率分析——防止管道系统共振;
- b. 管道强迫振动响应分析——控制管道振动及应力;
- c. 往复式压缩机(泵)气(液)柱频率分析——防止气柱共振;
- d. 往复式压缩机(泵)压力脉动分析——控制压力脉动值。

### ②影响应力的因素。

影响应力的因素主要考虑以下几点:

- a. 温度载荷:应考虑热胀(或冷缩)受约束而产生的位移应力对管系的影响;
- b. 压力载荷:主要考虑对管道和管件的强度校核以及内压或外压所产生的一次应力对管系的影响;
- c. 质量载荷:主要考虑包括管道及附加结构的质量载荷、流体的质量载荷(包括水压试验部分)、绝热层的质量载荷以及可能有冰或雪的质量载荷所产生的一次应力对管系的影响;
- d. 动力载荷:包括冲击载荷、风载荷、地震载荷、振动载荷以及流体排放的反作用力等。

### ③管道的热补偿。

固然引起管道应力的原因较多,但由管道和设备的热膨胀引起的问题是最主要的,也是最复杂的。为了防止管道热膨胀而产生的破坏作用,在管道设计中需考虑自然补偿或设置各种形式的补偿器以吸收管道的热膨胀或端点位移。除了少量管道采用波形补偿器等专业补偿器外,大多数管道的热补偿是靠自然补偿来实现的。

a. 自然补偿:改变管道的局部走向,以增加管道的柔性;选用弹簧支吊架,利用弹簧支吊架放松约束;在条件许可的情况下,改变设备及固定管架的位置,以增加管系自然补偿能力。

b. 选用补偿器:

常用的补偿器有4种:Π形补偿器(膨胀弯管)、波形补偿器、套管式补偿器及球形补偿器。Π形补偿器结构简单,运行可靠、投资少,在石油化工管道设计中被广泛采用;波形补偿器补偿能力大,占地小,但制造较为复杂、价格高,适用于低压大直径管道;套管式补偿器和球形补偿器因填料容易松弛,易发生泄漏,在剧毒及易爆介质管道中严禁采用。

### (2)管道支架。

对于长管道,为了防止管道的挠度过大,需要设置管道支架,其作用为:承受管道的重力载荷,阻止管道发生非预期方向的位移,控制管道的摆动和冲击等。各种管架的分类及其作用见表7.13。

表 7.13 管架分类表

序 号	大 分 类	小 分 类	用 途
1	承重管架	(1)刚性支吊架 (2)可调刚性支吊架 (3)可变弹簧支吊架 (4)恒力弹簧架	用于无垂直位移的场合 用于无垂直位移但安装误差要求严格的场合 用于有少量垂直位移的场合 用于垂直位移较大或要求支吊点的载荷变化率不能太大的场合
2	限制性管架	(5)固定架 (6)限位架 (7)轴向限位架 (8)导向架	用于固定处,不允许有线位移和角位移的场合 用于限制任一方向线位移的场合 用于限制管道轴向线位移的场合 用于允许有管道轴向位移,但不允许有管道横向位移的场合
3	减振支架	(9)减振器 (10)阻尼器	用于限制或缓和管道振动 用于限制或缓和管道振动

(3)管道坡度。

对于停止生产时要求靠重力排净积存介质的管道,敷设时应有坡度,按介质排放时的流动方向倾斜,倾斜度可取 1/1000~3/1000;对于粘性物料,坡度应更大一些。

(4)管道间距。

管道间距的设计需考虑管道保温和拧紧法兰螺栓所需要的距离,如图 7-1 所示。常用管道间距见表 7.14 和表 7.15。

表 7.14 管道并列且阀的位置对齐时的管道间距

mm

公称直径 DN	25	40	50	80	100	150	200	250
25	250	—	—	—	—	—	—	—
40	270	280	—	—	—	—	—	—
50	280	290	300	—	—	—	—	—
80	300	320	330	350	—	—	—	—
100	320	330	340	360	375	—	—	—
150	350	370	380	400	410	450	—	—
200	400	420	430	450	460	500	550	—
250	430	440	450	480	490	530	580	600

注:①适用于  $PN \leq 2.5\text{MPa}$  的管道。

表 7.15 管道并列、法兰错排时的管道间距

mm

公称直径 DN																								
公称直径	25		40		50		70		80		100		125		150		200		250		300		d	
DN	A	B	A	B	A	B	A	B	A	B	A	B	A	B	A	B	A	B	A	B	A	B	A	B
25	120	200	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	110	130	
40	140	216	150	230	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	120	140	
50	150	220	150	230	160	240	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	130	150	
70	160	230	160	240	170	250	180	260	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	140	170	
80	170	240	170	250	180	260	190	270	200	280	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	150	170	
100	180	250	180	260	190	270	200	280	210	310	220	300	—	—	—	—	—	—	—	—	—	160	190	



续表

公称直径 DN																								
公称直径 DN	25		40		50		70		80		100		125		150		200		250		300		d	
	A	B	A	B	A	B	A	B	A	B	A	B	A	B	A	B	A	B	A	B	A	B	A	B
125	190	260	200	280	210	290	220	300	230	310	240	320	250	330	—	—	—	—	—	—	—	—	170	210
150	210	280	210	300	220	300	230	300	240	320	250	330	260	340	280	360	—	—	—	—	—	—	190	230
200	230	310	240	320	250	330	260	340	270	350	280	360	290	370	300	390	300	420	—	—	—	—	220	260
250	270	340	270	350	280	360	290	370	300	380	310	390	320	410	340	420	360	450	390	480	—	—	250	290
300	290	370	300	380	310	390	320	400	330	410	340	420	350	440	360	450	390	480	410	510	400	540	280	320
350	390	400	330	410	340	420	350	430	360	440	370	450	380	470	390	480	420	510	450	540	470	570	310	350

注:①不保温管与保温管相邻排列时,管道间距=(不保温管间距+保温管间距)/2。

②若系螺纹连接的管子,管道间距可按上表减去 20mm。

③管沟中管壁与管壁之间的净距在 160~180mm,壁管与沟壁之间的距离为 200mm。

④表中 A 为不保温管,B 为保温管,d 为管子轴线离墙面的距离。

⑤本表适用于室内管道安装,不适用于室外长距离管道安装。

#### (5) 管道留孔。

当管道穿越楼板、屋顶或其他混凝土构件,在土建施工时应预留管孔,留孔的直径以比管道最大部位直径大 10mm 左右为宜。

#### 5. 阀门布置的一般要求

(1) 阀门应设在容易操作、便于安装及维护的地方。成排管道上的阀门应集中布置,有利于设置操作平台及梯子。

(2) 按阀门的位置按工艺操作的要求及锁定的要求,应根据带控制点的工艺流程图(PID)的说明进行布置及标注。

(3) 塔、反应器、立式容器等设备底部管道上的阀门不应布置在裙座内。

(4) 需要根据就地仪表的指示操作的手动阀门,其位置应靠近就地仪表。

(5) 调节阀和安全阀应布置在地面或平台上便于维修与调试的地方。

(6) 消火栓或消防用的阀门应设在发生火灾时能安全接近的位置。

(7) 埋地管道的阀门要设在阀门井内,并留有维修的空间。

(8) 阀门应设在热位移小的地方。

(9) 立管上阀门的阀杆中心线的安装高度宜在地面或平台以上 0.7~1.6m 的范围。公称直径 DN40 及以下阀门可布置在 2m 高度以下,位置过高或过低时应设平台或操纵装置,如链轮或伸长杆等便于操作。

(10) 极少数不经常操作的阀,且其操作高度离地面不大于 2.5m,又不便另设永久性平台时,应用便携梯或移动式平台使人能操作。

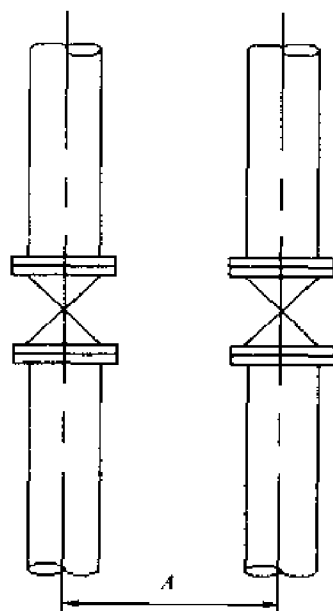


图 7-1 管道间距图示

## 7.4 管道布置图的绘制方法

### 7.4.1 概述

(1)管道布置应在保证安全、正常生产及操作检修方便的前提下,力求整齐美观,创造良好的生产环境。

(2)管道布置应根据具体生产特点,结合设备布置、建筑物和构筑物情况进行综合考虑。

(3)绘制管道安装图时,首先应考虑看图人的方便,同时也考虑制图简便。

(4)绘图人应根据管道仪表流程图及设备布置图、设备图等资料,进行详细分析考虑,然后选用恰当的表达,以最小的图形将各部分管道配置清晰、完整而又主次分明地表达出来。

(5)图形布置要适当、均匀,不要太挤,且比例符合要求。

### 7.4.2 一般规定

#### 1. 图幅

管道布置图图幅应尽量采用 A0,比较简单的也可采用 A1 或 A2。同区的图应采用同一种图幅。图幅不宜加长或加宽。

#### 2. 比例

常用比例为 1:30,也可采用 1:25 或 1:50,但同区的或各分层的平面图应采用同一比例。

#### 3. 尺寸单位

管道布置图中标注的标高、坐标以 m 为单位,其余的尺寸一律以 mm 为单位,只注数字,不注单位。

#### 4. 图名

标题栏中的图名一般分成两行书写,上行写“管道布置图”,下行写“EL×××.×××平面”或“A—A、B—B…剖视”等。

### 7.4.3 图纸宽度及字体规定

#### 1. 图线

(1)所有图线都要清晰光洁、均匀,宽度应符合要求。平行线间距至少要大于 1.5mm,以保证复制件上的图线不会分不清或重叠。

(2)图线宽度分 3 种:①粗线 0.9~1.2mm;②中粗线 0.5~0.7mm;③细线 0.15~0.3mm。

(3)图线用法的一般规定,见表 7.16。

表 7.16 图线用法的一般规定

类 别		图线宽度,mm			备 注
		0.9~1.2	0.5~0.7	0.15~0.3	
管道布置图	单线(实线或虚线)	管道	—	法兰、阀门及其他	—
	双线(实线或虚线)	—	管道	—	—

续表

类 别	图线宽度, mm			备 注
	0.9~1.2	0.5~0.7	0.15~0.3	
设备布置图、设备管口方位图	设备轮廓	设备支架 设备基础	其他	动设备(机泵等) 如只绘出设备基础, 图线宽度用0.9mm
管道轴测图	管道	法兰、阀门、承插 焊、螺纹连接的管 件的表示线	其他	—
设备支架图 设备基础图	设备支架及管架	虚线部分	其他	—
管件图	管件	虚线部分	其他	—
工艺管道及仪表流程图	主物料管道	其他物料管道	其他	—
辅助管道及仪表流程图 公用系统管道及仪表流程图	辅助管道总管 公用系统管道总管	支管	其他	—

## 2. 字体

(1) 图纸和表格中所有文字(包括数字)书写必须字体端正、笔画清楚、排列整齐、间距均匀、粗细一致,应符合国家现行标准及有关要求。

(2) 汉字要尽可能写成长仿宋体或者(至少)写成正楷体(签名除外),并以国家正式公布的简化字为标准。

(3) 字号、字体高度应符合表 7.17 的规定。

(4) 外文字母的大小应符合表 7.17 的规定,外文字母必须全部大写,不得书写草体。

表 7.17 字体高度

书 写 内 容	推荐字号, mm
图标中的图号及视图符号	7
工程名称	5
图纸中的文字说明及轴线号	5
图纸中的数字及字母	3、3.5
图名	7
表格中的文字	5
表格中的文字(格子小于 6mm)	3.5

### 7.4.4 管道布置图的内容

(1) 管道布置图一般只绘平面图。当平面图中局部表示不够清楚时,可绘制剖视图或轴测图,此剖视图或轴测图可画在管道平面布置图边界线以外的空白处,或绘制在单独的图纸上。有的局部管道比较复杂,因受比例限制不能表示清楚时,应画出局部放大图。

(2)对于多层建筑物、构筑物的管道平面布置图应按层次绘制,如在同一张图纸上绘制几张平面图时,应从最底层起,图纸上由上而下或由左至右依此排列,并于各平面图下注明“EL100.000平面”或“EL×××.×××平面”。

(3)在绘有平面图的图纸右上角、管口表的左边,应画一个与设备布置图的设计北向一致的方向标。

(4)在绘制厂房、建筑物外形时,标注建筑物、构筑物标高及厂房方位。

(5)用细实线按比例以设备布置图所确定的位置画出所有设备的外形和基础,标注设备位号、设备名称以及设备的定位尺寸。

(6)同一位号两套以上的设备,如接管方式完全相同,可以只画其中一套的全部接管,其余几套可画出与总管连接的支管接头和位置。

(7)表示出所有管件及仪表的位置、尺寸和管道的标高、管道位置及管架编号等。

(8)操作平台的位置及标高。

(9)标高均以±0.000为基准,单位为mm。

管道布置图举例如附图7-1所示(见书末)。

#### 7.4.5 管道布置图图例

管道转折、交叉及重叠的俯视图画法如图7-2~图7-4所示。管道布置图中管道及阀门图例见附表2.2~附表2.4。

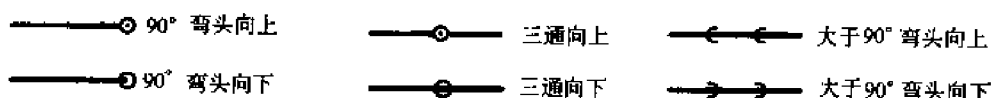


图7-2 管道转折的表示方法

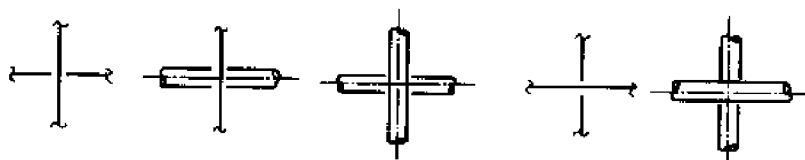


图7-3 交叉管道的表示方法

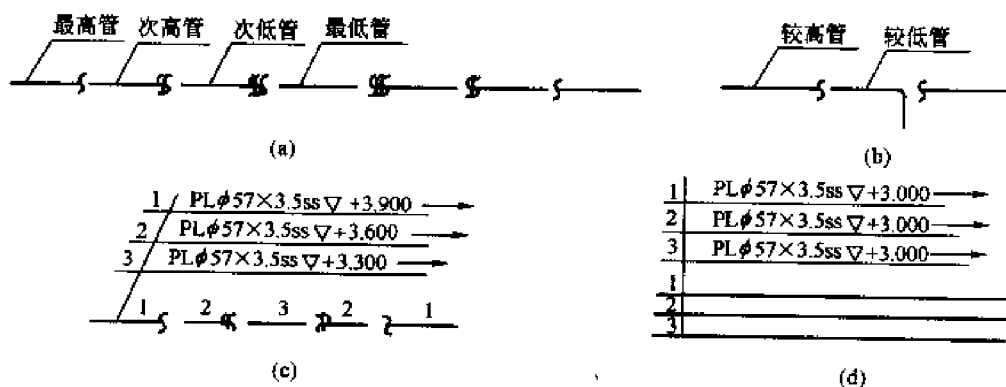


图7-4 重叠管道的表示方法

(a)重叠管道;(b)重叠管道;(c)重叠管道标注;(d)平行管道标注

## 7.5 典型设备的管道布置设计实例

### 7.5.1 塔的配管设计

(1)塔周围原则上分操作侧(或维修侧)和配管侧,操作侧主要有臂吊、人孔、梯子、平台;配管侧主要敷设管道用,不设平台,平台是作为人孔、液面计、阀门等操作用,如图7-5所示。除最上层外,不需设全平台,平台宽度一般为0.7~1.5m,每层平台间高度通常为6~10m左右。

(2)进料管、回流管、出料管等管口方位由塔内结构以及由与塔有关的泵、冷凝器、回流罐、再沸器等设备的位置决定,如图7-6、图7-7所示。

(3)塔顶出气管道(或侧面进气管道)应从塔顶引出(或侧面引出)沿塔的侧面直线向下敷设。

(4)沿塔敷设管道时,垂直管道应在热应力最小处设固定管架,以减少管道作用在管口的载荷。当塔径较小而塔较高时,塔体一般置于钢架结构中,这时塔的管道就不沿塔敷设,而是以置于钢架的外侧为宜。

(5)塔底管道上的法兰接口和阀门不应设在狭小的裙座内,以免操作人员在泄漏物料时躲不及而造成事故。回流罐往往要在开工前先装入物料,因此要考虑安装和相应的装料管道。

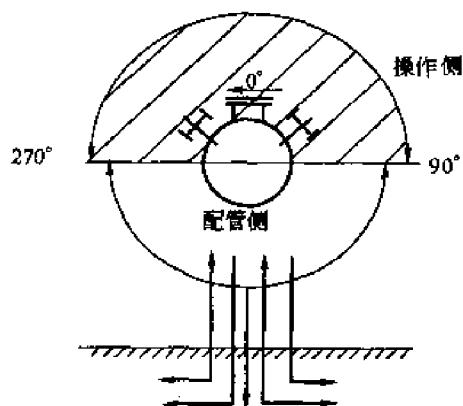


图 7-5 单塔的平面布置图

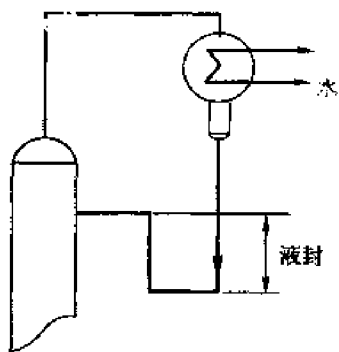


图 7-6 回流管

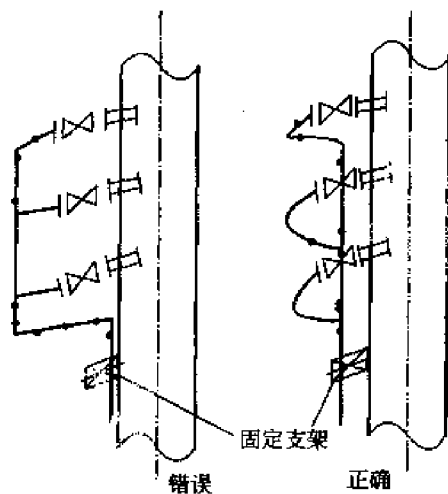


图 7-7 进料管

### 7.5.2 立式容器的配管设计

(1)排出管道沿墙敷设距离可以小些,以节省占地面积,设备间距要求大些,两设备出口管道对称排出,出口阀门在两设备间操作,以便操作人员能进入切换阀门,如图7-8(a)所示。

(2)排出管在设备前引出。设备间距及设备离墙距均可以小些,排出管道经阀门后一般引至地面,或地沟,或平台下,或楼板下,如图7-8(b)所示。

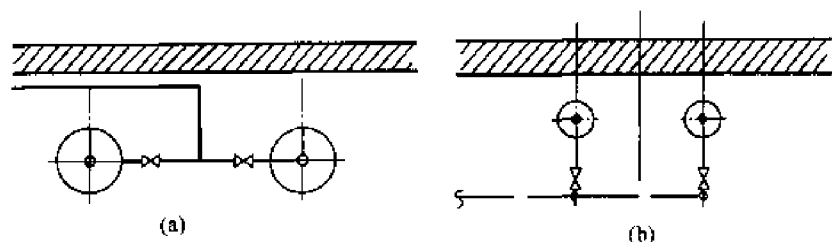


图 7-8 排出管铺设  
(a)排出管沿墙铺设;(b)在设备前引出

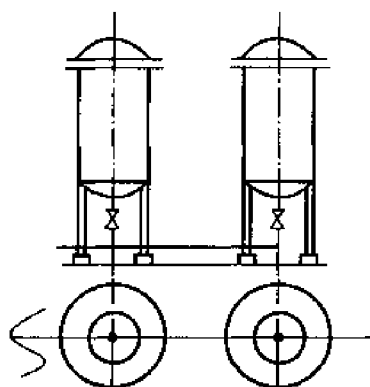


图 7-9 排出管在设备底部中心引出

(3) 排出管在设备底部中心引出,适用于设备底部离地面较高,有足够距离安装与操作阀门。这样敷设管道短,占地面积小,布置紧凑,但限于设备直径不宜过大,否则开启阀门不方便,如图 7-9 所示。

(4) 进入管道为对称安装,如图 7-10 所示,适用于需在操作台上安置启闭阀门的设备。

(5) 进入管敷设在设备前部,适用于能站在地(楼)面上操作阀门,如图 7-11 所示。

(6) 站在地面上操作的较高进(出)料管道的阀门敷设方法如图 7-12 所示。最低处必须设置排净阀。卧式槽的进出料口位置应分别在两端,一般进料在顶部,出料在底部。

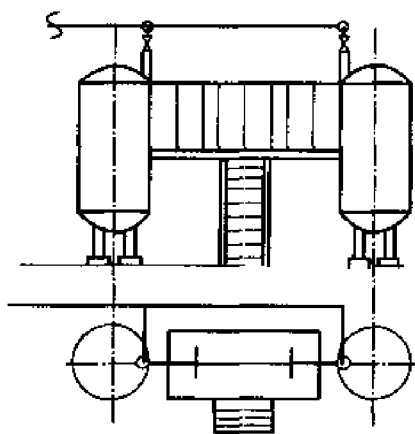


图 7-10 进入管道对称安装

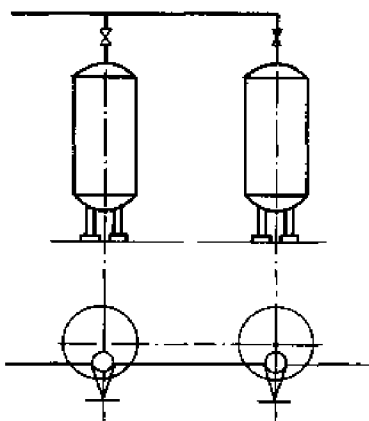


图 7-11 进入管敷设在设备前部

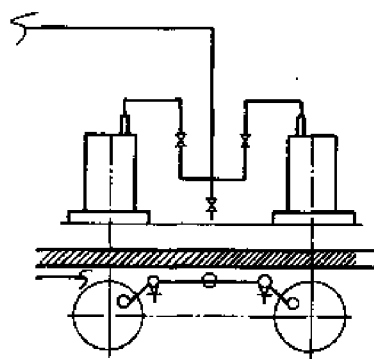


图 7-12 站在地面操作的较高设备的进入管方位

### 7.5.3 冷换设备的配管设计

(1) 冷换设备管道的布置应以方便操作和不妨碍设备的检修、影响设备抽出管束和内管为前提。

(2) 管道和阀门的布置不应妨碍设备法兰和阀门自身法兰的拆卸和安装。

(3) 冷换设备的基础标高应满足冷换设备下部管道或管道上的导淋管距平台的净空应大于或等于 100mm 的条件。

(4)成组布置的冷换设备下部的管道最小净距,如图7-13所示。

(5)两台或两台以上并联的冷换设备的入口管道宜对称布置,对气液两相流的冷换设备,则必须对称布置,如图7-14所示。

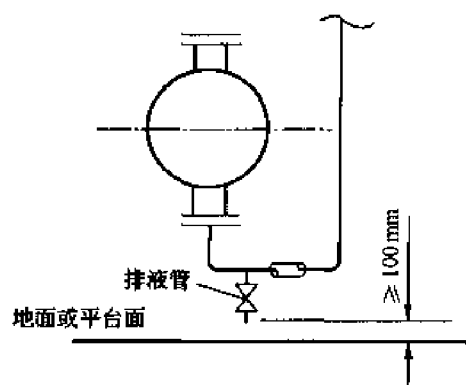


图7-13 成组布置的冷换设备下部的  
管道最小净距

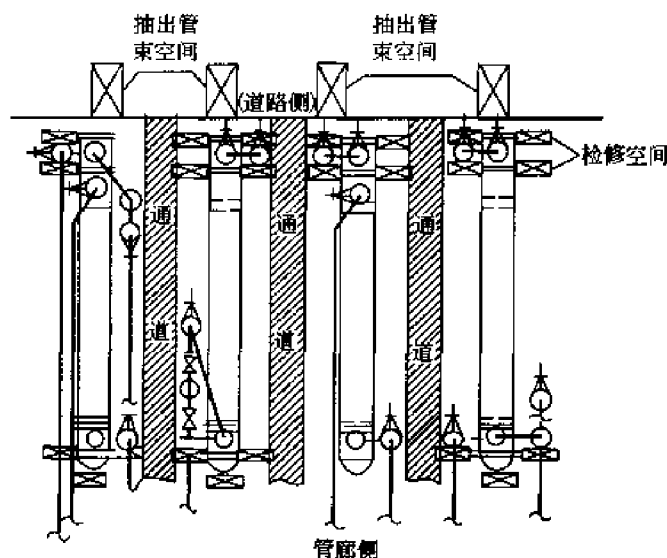


图7-14 成组冷换设备的管道布置

(6)冷却器和冷凝器的冷却水通常从管程下部管组接入,由顶部管组接出,这样既符合逆流换热原理又能使管程充满水。寒冷地区室外的水冷却器上、下管道应设置排液阀和防冻连线,如图7-15所示。

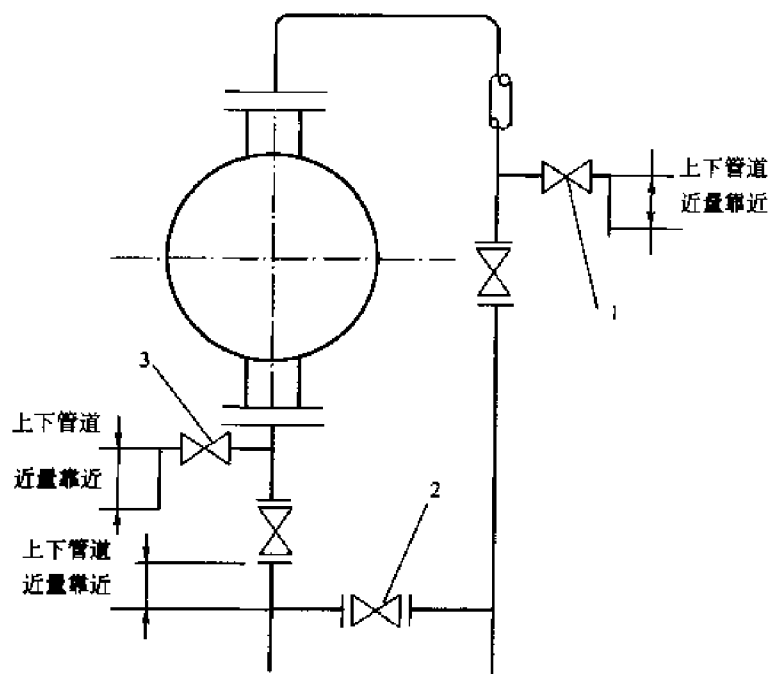


图7-15 上、下水管道的排液阀布置

1、3—排液阀;2—连通管

## 7.5.4 一次仪表的安装和配管设计

### 1. 孔板

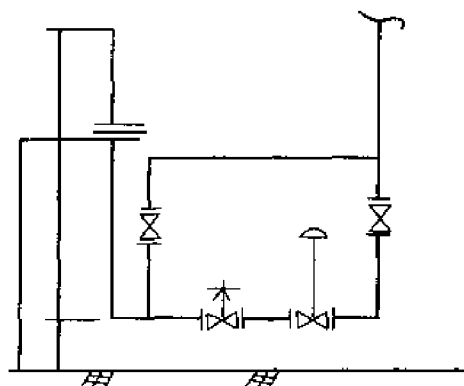


图 7-16 调节阀与孔板安装

孔板一般安装在水平管道上。为方便检修和安装,孔板亦可安装在垂直管轴上。孔板测量引线的阀门应尽量靠近孔板安装。当工艺管道  $DN < 50\text{mm}$  时,宜将孔板前后直管段范围内的工艺管道扩径到  $DN50$ 。当调节阀与孔板组装时,为了便于操作一次阀和仪表引线,孔板与地面(或平台面)距离一般取  $1.8 \sim 2\text{m}$ ,安装尺寸如图 7-16 所示。

### 2. 转子流量计

转子流量计必须安装在垂直且无振动的管道上,介质流向从下向上,安装示意如图 7-17 所示。为了保证在转子流量计拆下清洗或检修时,系统管道仍可继续运行,转子流量计要设旁路,同时为保证测量的精度,转子流量计安装时要保证流量计前有  $5D$  的直管段( $D$  为工艺管道的内径),且不小于  $300\text{mm}$ 。

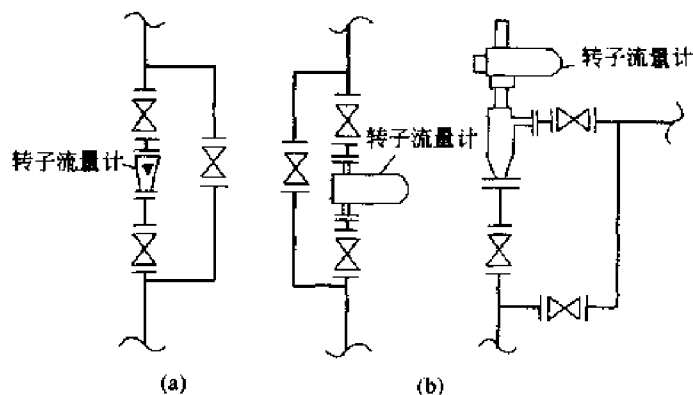


图 7-17 转子流量计的安装

(a)玻璃转子流量计;(b)金属管转子流量计

### 3. 靶式流量计

该流量计可以水平安装或垂直安装,当垂直安装时,介质流向应从下往上。为了提高测量精度,靶式流量计入口端前直管段不应小于  $5D$ ,出口端后直管段不应小于  $3D$ ,同时靶式流量计应设旁路,以便于调整校表及维修。

### 4. 常规压力表

常规压力表应安装在管段上,并设切断阀,如图 7-18(a)所示;使用腐蚀介质和重油时,可在压力表和阀门间装隔离器;当工艺介质比隔离油重时采用 7-18(b)接法;当工艺介质比隔离液轻时,可采用 7-18(c)接法。高温管道的压力表要设管圈,如图 7-18(d)所示。介质脉动的地方要设脉冲缓冲器,以免脉动传给压力表,如图 7-18(e)所示。对于腐蚀介质,应设置隔离膜片式压力表,以免介质进入压力表内,如图 7-18(f)所示,压力表的安装高度亦不高于操作面  $1800\text{mm}$ 。

### 5. 温度计、热电偶

温度计、热电偶应安装在直管上,其安装的最小管径为:工业水银温度计  $DN50$ ;热电偶、



热电阻、双金属温度计  $DN80$ ; 压力式温度计  $DN150$ , 温度计可垂直安装和倾斜  $45^\circ$  安装, 倾斜  $45^\circ$  安装时, 应与管内流体流动方向逆向接触。

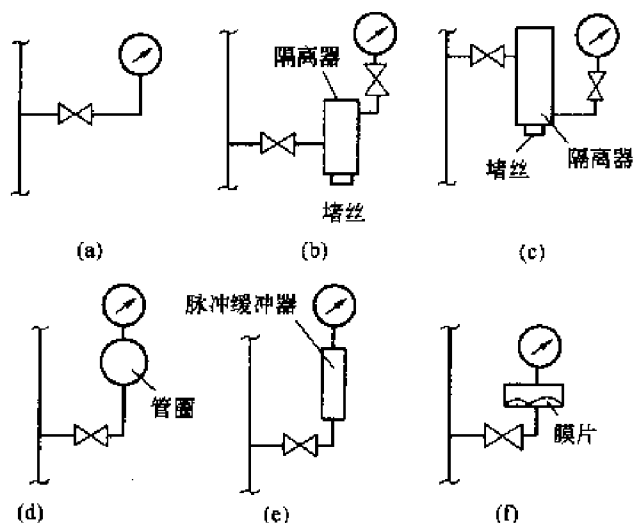


图 7-18 压力表的安装形式

### 7.5.5 公用管道的设计

#### 1. 蒸汽管道

(1) 一般从车间外部架空引进, 经过或不经过减压计量后分送至各用户。

(2) 管道应根据热伸长量和具体位置选择补偿形式和固定点, 首先考虑自然补偿, 然后考虑使用各种类型的伸缩器。

(3) 从总管接出支管时, 应选择总管热伸长位移量小的地方, 且支管应从总管的上面或侧面接出。

(4) 蒸汽管道要适当设置疏水点。中途疏水点采用三通接头, 可防止冷凝水未经分离直接过去。末端也要疏水点, 疏水管一般应设置疏水阀, 过热蒸汽管道疏水可不设疏水点而设置双阀。

(5) 蒸汽冷凝水的支管与主管连接, 应倾斜接入主管的上侧或旁侧, 如图 7-19 所示, 切不要将不同压力的冷凝水接入同一个主管中。

(6) 当蒸汽冷凝产生负压时, 为保持真空稳定, 此蒸汽应由总管单独引出。

(7) 灭火、吹洗及伴热用蒸汽管道应由总管单独引出各自的分管, 以便停工检修时, 这些管道仍能继续操作。在容易发生火灾的厂房内, 一般设有灭火蒸汽管道。大的厂房一般只在门旁设立半固定式的消防蒸汽管, 其口径不得小于  $DN50$ 。小的厂房一般设有固定灭火蒸汽管, 应尽量靠墙敷设, 离地面不高于  $300\text{mm}$ , 在管道朝向室内空间侧开有  $4\sim5\text{mm}$  孔, 孔距为  $50\text{mm}$ 。阀门应安装在室外便于操作的地方。

#### 2. 上下水管道

(1) 生产用的上水管进入车间后, 为防止停止供水或压力不足时倒流回全厂管网中, 应先

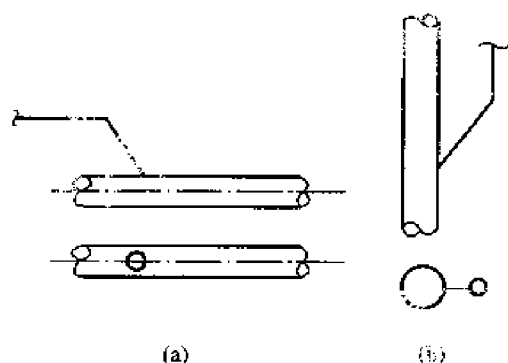


图 7-19 蒸汽冷凝水支管与主管的连接  
(a) 上侧连接; (b) 旁侧连接

装止回阀再装水表,如图 7-20 所示。

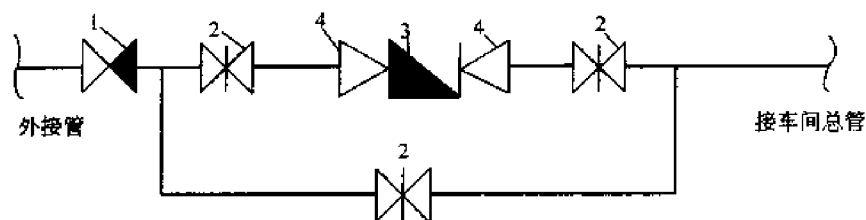


图 7-20 上水管的水表及其阀组配置

1—止回阀;2—闸阀;3—水表;4—异径管

(2)不允许断水的供水管道至少应设两个系统,从室外环形管网的不同侧引入。不得把上下水管道布置在遇水会燃烧、分解、爆炸等物料存在之处。

冷却器、冷凝器的上下水管道和阀门的安装形式有 3 种,如图 7-21 所示。其中图 7-21(a)用于开放式回水系统和开放式排水系统,各排水点的排水漏斗应设置在操作阀门能观察到的地方,各排水漏斗的标高应统一考虑,漏斗下的排水管管径一般应比进漏斗的排水管加大一级或更大,以防外溢。图 7-21(b)、图 7-21(c)用于密闭式回水系统。如图 7-21(c)所示,在上下水管之间装一连通管,当冬季设备停运行时,水能循环不至于冻结。

(3)反应器冷却盘管的接管和阀门安装必须不妨碍开启反应器的盖子。上、下水管道与反应器外壁(包括保温层)净距不小于 100mm。

(4)设置直径为 50~100mm 的地漏。如排放含腐蚀性介质下水(如酸性下水),应选用耐腐蚀地漏,再接至规定的下水系统。

### 3. 压缩空气管道

(1)压缩空气管道上的排水采取人工定期排放。排水管设在容器的底部、管道的末端和停车后能积聚凝结水的部位。车间内用气设备较多时,为彼此不受干扰,又便于集中操作,可设分气罐,分气罐的底部应装排水管。

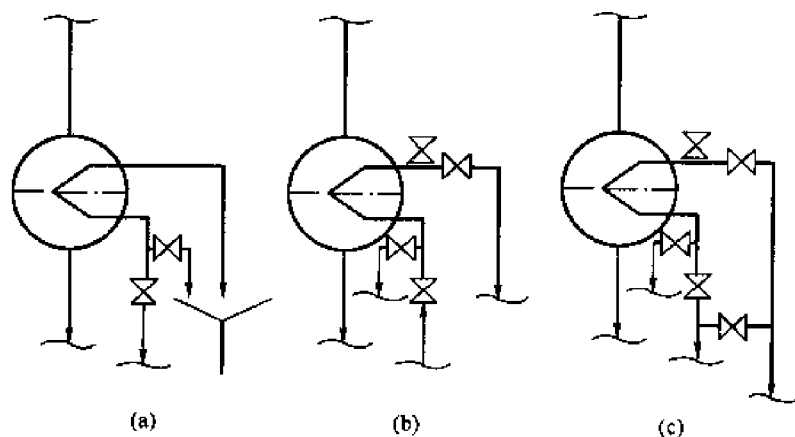


图 7-21 冷却器、冷凝器的上下水管道和阀门的安装形式

(2)在严寒地区,对于含湿量大的压缩空气管道应进行保温。

几种典型设备的详细配管图见图 7-22 至图 7-27。

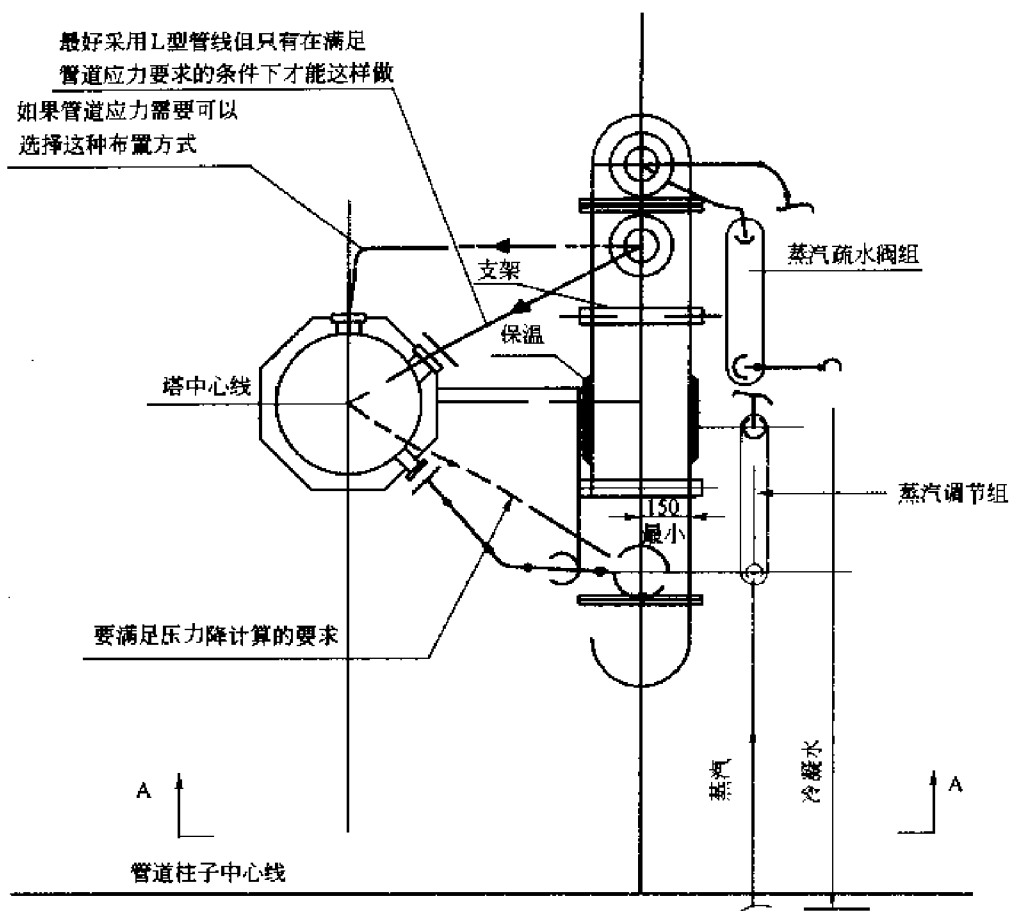


图 7-22 卧式再沸器配管平面图

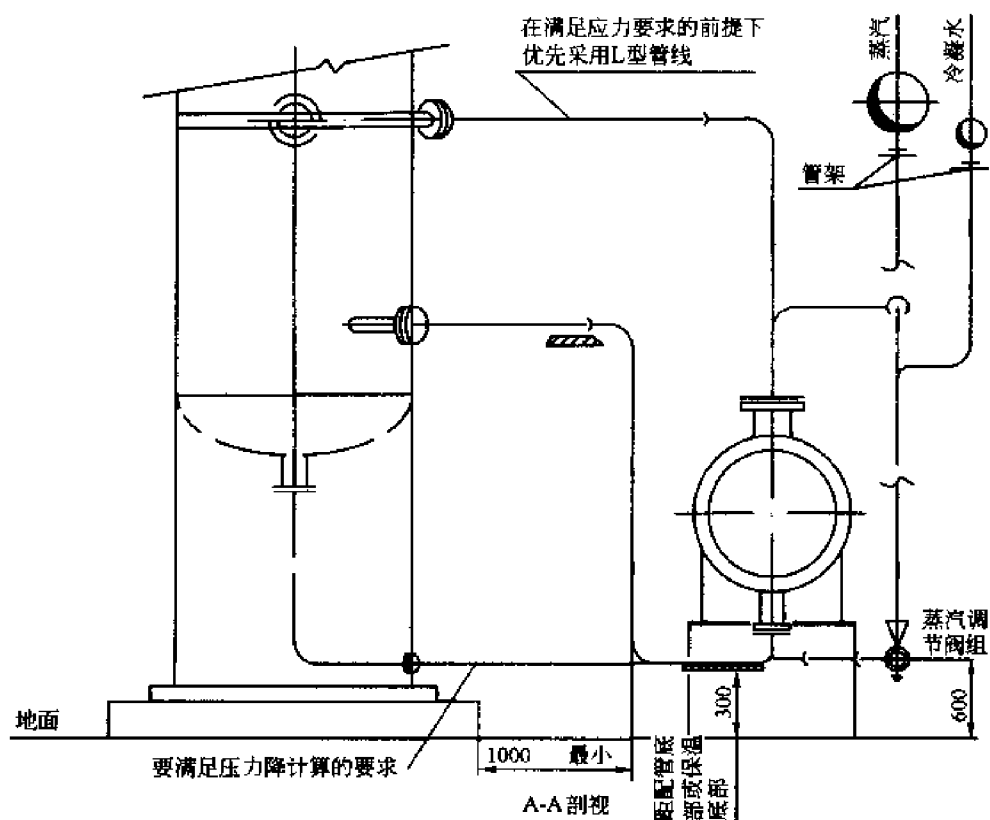


图 7-23 卧式再沸器配管立面图

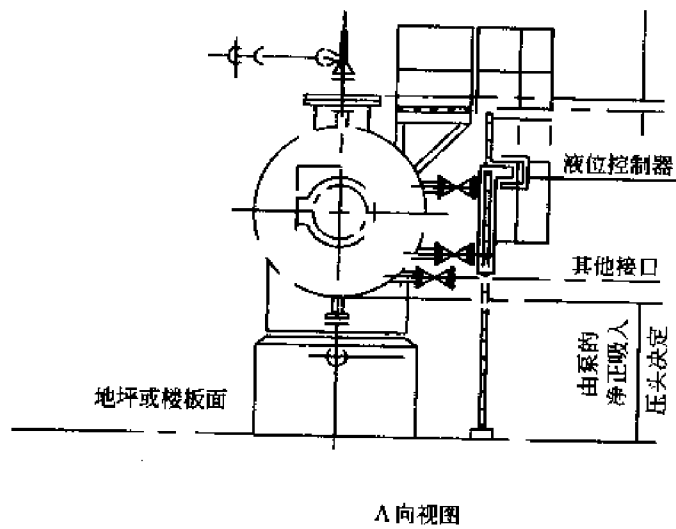
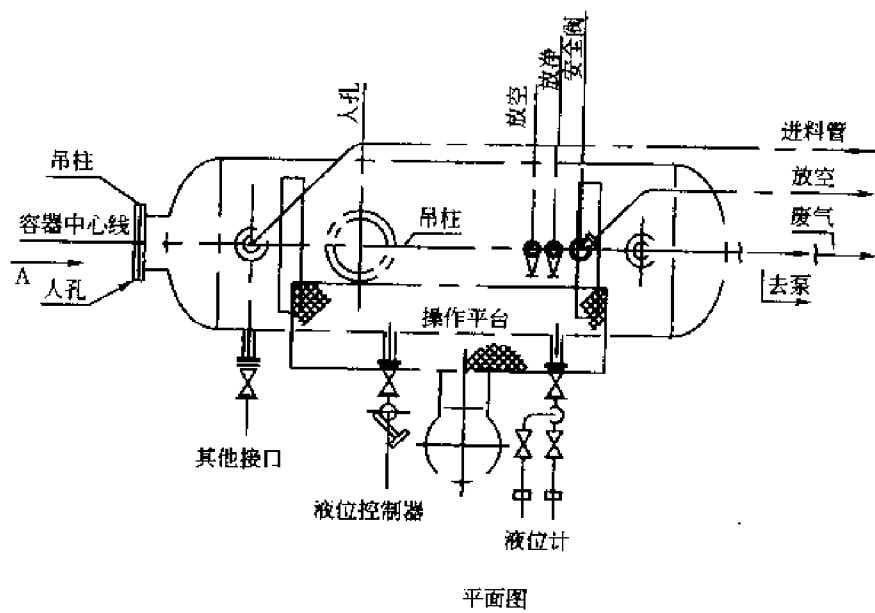


图 7-24 卧式容器配管图

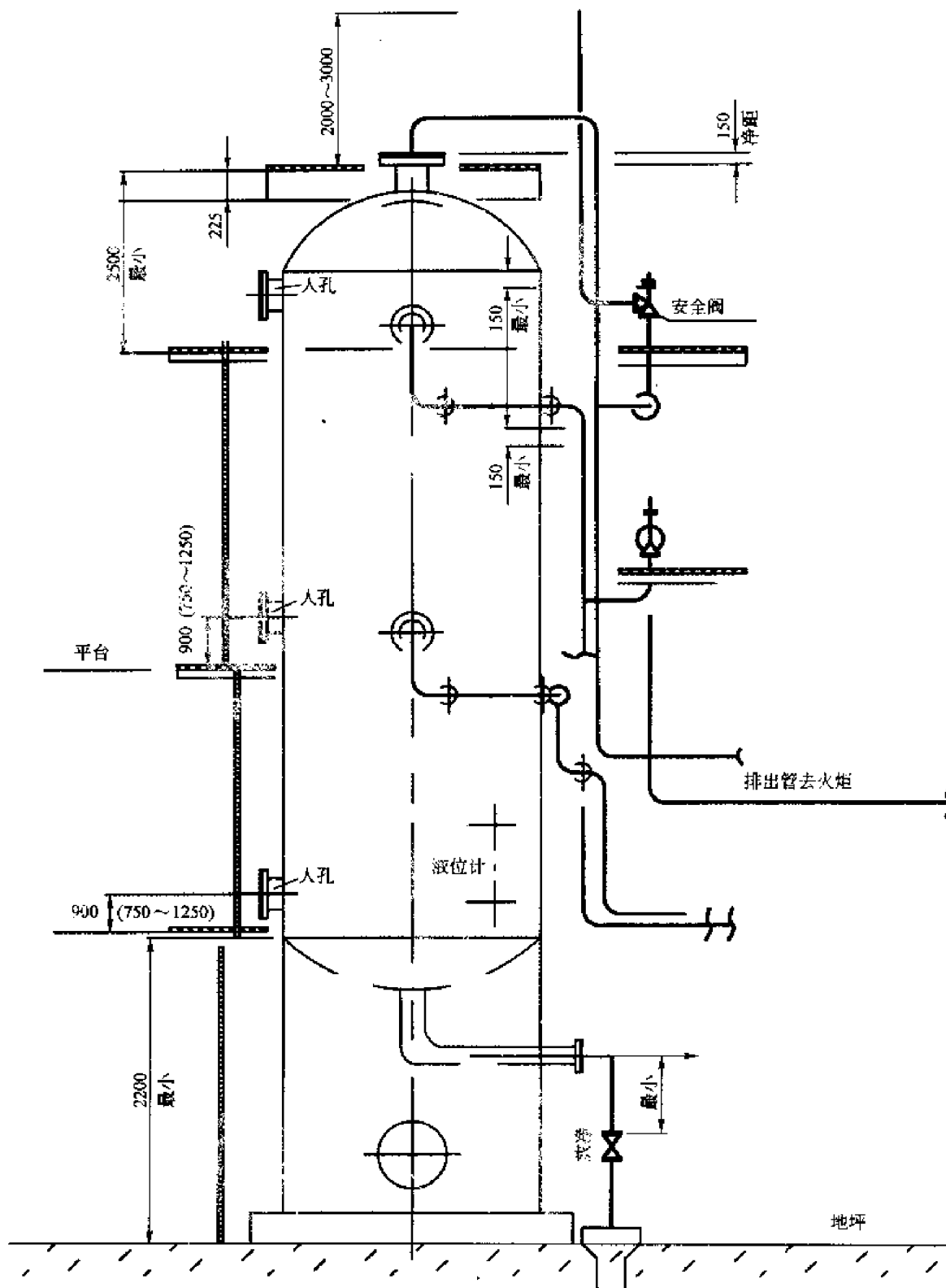


图 7-25 塔的立面配管图

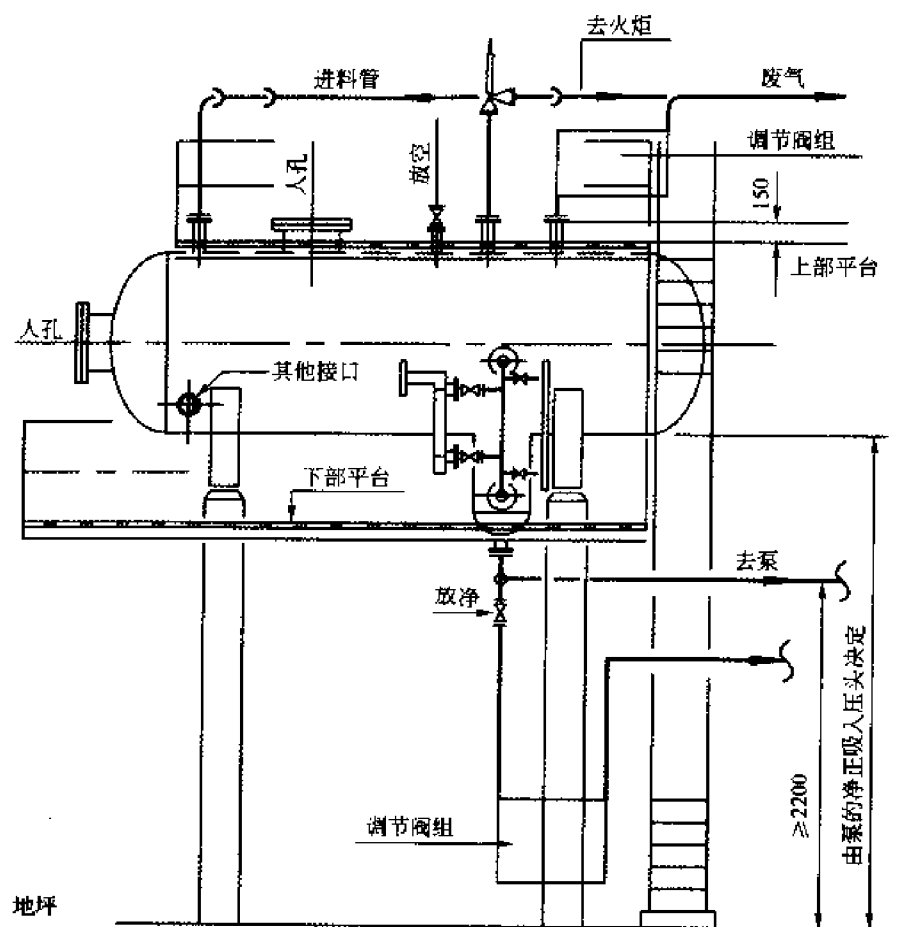


图 7-26 带分离罐的卧式容器配管立面图

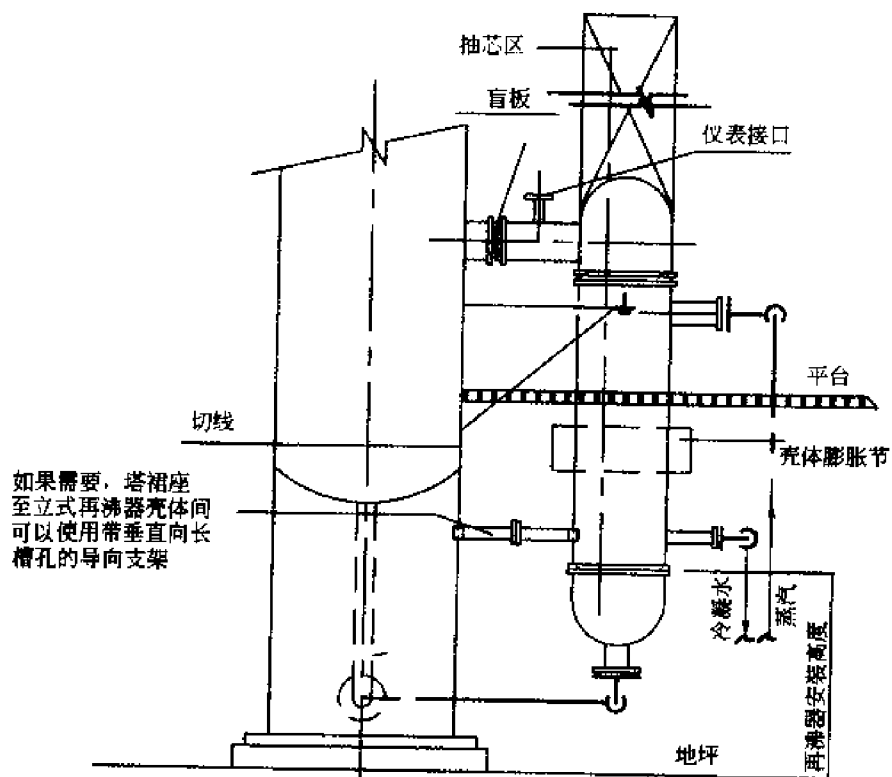


图 7-27 立式再沸器配管立面图

## 第 8 章 化工公用工程设计及安全卫生

公用工程一般是指与全厂各部门有密切关系并为各部门提供共用的一类辅助设施的总称,属于非工艺项目的设计,通常包括给(供)排水、供汽或供热、供电、采暖、通风、仪表、制冷等项目。

公用工程设计的总体原则是:满足生产需要,同时符合环保、卫生要求,运行可靠,投资经济。本章主要介绍公用工程的经常项目和有关安全环保卫生方面的内容。

### 8.1 供水与排水

化工厂的用水量一般较大,用水类型因用途而异,供水与排水的设计任务就是解决生产、生活用水的供给和废水的排放两大问题,应包括:取水及净化工程、厂区及生活区的给排水管网、车间内外给排水管网、室内卫生工程、冷却循环水系统、消防系统等。

在开始设计给排水工程之前需要收集的设计基础资料包括:

- (1)各部门对水量、水质、水温的要求及负荷的时间关系曲线;
- (2)厂址所在地区的气象、水文、地质资料;
- (3)厂区周边引水排水的现状 & 拟引进厂区的市政自来水管网;
- (4)厂区及其周边的地物、地形资料;
- (5)当地相关部门对废水排放和公安消防的有关规定和要求。

#### 8.1.1 水源选择

一般的天然水源有地下水(井水、泉水)、地表水(河水、湖水、水库蓄水),靠近城市的地方还有自来水可供利用。水源的选择必须充分考虑拟建工厂的生产特点、生产规模和用水量的情况,结合各水源的水量、水质、取水距离及取水设施的复杂程度、基建投资和运行费用等进行综合对比研究后作出优化选择。一般而言,规模比较大的工厂宜在河道或湖泊等水源地建立给水基地。当附近没有河道、湖泊、水库时,可钻深井取水;而规模小的工厂且又靠近城市,则宜直接使用城市自来水作为水源。对于建在海边的化工厂可考虑取海水,但需要对其增设处理设施。表 8.1 对主要水源的优劣进行了比较。

表 8.1 主要水源的特点

类 别	优 点	缺 点
自来水	取水设施简单,一次性投资少、投产快、水质稳定	水价高,经常性费用大,有时河水温度不能满足需要
地下水	可就地开凿深井取用,水透明,水质较稳定,经常性费用少	一次性投资大,水中可溶性物质硬度高,抽取地下水会影响地面沉降
地表水	可选水源较多,一般水量较大,经常性费用低	一般水质较差,净化水系统要求高;构筑物多,一次投资大,水质、水温随季节变化大

### 8.1.2 用水种类与用水量

化工厂用水一般分为生产用水、生活用水和消防用水 3 类。

#### 1. 生产用水

生产用水包括工艺用水、锅炉用水和冷却用水。

工艺用水是指直接构成某些产品组成的用水,如需要水作为反应物、稀释剂以及作为精制过程或直接冷却过程的介质等。因此对生产用水都有明确的水质要求,需要经过必要的处理,分别按不同水质用管道输送至装置,如软化水、去离子水或蒸汽凝结水等,对水质要求不高时也可以直接接新鲜水系统。

锅炉用水被供给锅炉用于产生蒸汽,由于无论是地表水或是地下水都含有钙镁离子,这类水通称硬水。如果锅炉直接使用这种水易使锅炉结垢、恶化蒸汽品质、腐蚀锅炉炉体、增加燃料消耗,严重时使锅炉开裂而引起爆炸。因而锅炉用水应按照各种工业锅炉的给水和水质量标准拟定给水处理方案。一般用新鲜水经沉淀软化、离子交换、除氧等处理过程以达到水质要求。不含油的蒸汽凝结水水质良好,可作为锅炉给水循环使用。生产装置中的取热器、蒸汽发生器等设备的用水也应视同锅炉用水标准对待。

冷却用水按水质可分为两类:一类采用普通生产用水;另一类采用软化水。一般根据工艺要求确定采用哪一类用水,但冷却用水一般需要满足:水温尽可能低且全年温度变化小;不会有水垢沉积;对金属的腐蚀性小;不会促进微生物的生长。为节约用水并减少水处理的费用,使用冷却水的地方应该循环使用冷却水,即把经过换热设备的热下水(水温一般为 40℃左右)送至凉水塔与空气换热后降温至 28℃左右,该水水质稳定后即可循环使用,宜少直接采用天然水。

生产用水的用水量应根据生产要求由分别计算出工艺用水、锅炉用水和冷却用水的用水量来核实。工艺用水按配方要求计算。对于冷却用水,则应逐工段、逐工序、逐个设备查明它们与水的消耗关系,按工艺操作要求计算出有关工段或设备的每小时用水量,再根据其运行时间计算出它们的最高用水量和平均用水量。锅炉用水一般可按锅炉蒸发量的 1.2 倍计算,小时变化系数可取 1.5。

#### 2. 生活用水

化工厂内除了生产用水外,还需要饮用水、洗浴以及烹调、化验室用水等,这些水统称生活用水。生活用水必须符合国家规定的卫生标准,要与生产用水分系统供应。生活用水可以在厂内自设净化设备供应,也可用市政部门供应的自来水。

#### 3. 消防用水

消防用水是正常使用水外的紧急用水,在短时间内用水量很大,一般设置独立系统,包括消防水池、消防水泵和消防水管道系统。当工厂附近有大的水库、河流和湖泊时可不设消防水池。消防水系统的压力一般为 0.5~1.0MPa。

消火栓系统的给水量根据充实水柱长度的射流量来计算。实际射流量不得小于 GB 50016—2006《建筑设计防火规范》所列“室内消防用水量”给出的数据。

将以上几种用水量编制成表 8.2,以供储水池及水塔设计作为依据。



表 8.2 全厂用水量表

序 号	用水种类	用水部门	用 水 量				备 注
			单耗 m <sup>3</sup> /h 产品	最大 m <sup>3</sup> /h	平均 m <sup>3</sup> /h	全天 m <sup>3</sup> /h	

根据用水的要求不同,供水系统应采用独立的系统,即生产用水系统、生活用水系统和消防用水系统。目前大多数情况下往往将生活用水和消防用水合二为一。对于厂区内的供水一般采用环形管网,它的优点是当任何一段水管出现故障时,仍能不断供应各部门用水。

最高日用水量计算时应该包括以下用水量:

(1)居住区生活用水量:

$$Q_p = \sum q_i P_i W_i \quad (8-1)$$

式中  $Q_p$ ——居住区最高日用水量, m<sup>3</sup>/d;

$q_i$ ——不同卫生设备的居住区最高日用水量标准, m<sup>3</sup>/(人·d); 参见表 8.3 取值;

$P_i$ ——居住人口密度, 人/m<sup>2</sup>;

$W_i$ ——居住区面积, m<sup>2</sup>。

表 8.3 居住区用水量及小时变化系数

住宅卫生 设备类型	每户有大便器、洗澡盆 无淋浴设备(一)			每户有大便器、洗澡盆 和淋浴设备(二)			每户有大便器、洗澡盆、 淋浴设备和热水供应(三)		
	最高 L/(人·d)	平均 L/(人·d)	日变化 系数	最高 L/(人·d)	平均 L/(人·d)	日变化 系数	最高 L/(人·d)	平均 L/(人·d)	日变化 系数
一	85~120	55~90	2.1~2.6	130~170	90~125	2.0~2.4	170~200	130~170	1.8~2.1
二	90~125	60~95	2.1~2.6	140~180	100~140	2.0~2.4	180~210	140~180	1.8~2.1
三	95~130	65~100	2.1~2.6	140~180	110~150	2.0~2.4	185~215	145~185	1.8~2.1
四	95~130	65~100	2.1~2.6	150~190	120~160	2.0~2.4	190~220	150~190	1.8~2.1
五	85~120	55~90	2.1~2.6	140~180	100~140	2.0~2.4	180~210	140~180	1.8~2.1

(2)工业企业生产用水和工作人员生活用水:

$$Q_w = \sum (Q_1 + Q_2 + Q_3) \quad (8-2)$$

式中  $Q_w$ ——工业企业生产用水和工作人员生活用水量, m<sup>3</sup>/d;

$Q_1$ ——工业企业日生产用水量, m<sup>3</sup>/d;

$Q_2$ ——工业企业中工作人员生活用水量, m<sup>3</sup>/d;

$Q_3$ ——工业企业淋浴用水量, m<sup>3</sup>/d。

(3)浇洒道路和绿化用水量  $Q_L$ 。

浇洒道路用水量一般为 0.1m<sup>3</sup>/次~0.15m<sup>3</sup>/次, 每日浇洒 2~3 次; 绿化用水量一般为 0.15m<sup>3</sup>/次~0.2m<sup>3</sup>/次。

(4)水裕量  $Q_r$ 。

一般情况下,未预见水量及管网漏水量常常一并考虑,按可预见的每日用水量的 15%~20%进行计算。

(5)最高日用水量  $Q_R$ 。

上述所有用水量之和就是最高日用水量  $Q_R$ 。

### 8.1.3 水质要求

根据用途的不同,对水质的要求也有所不同。水质指标是用来表示水中杂质含量的指标。普通生产用水和生活用水的水质应符合 GB 5749—2005《生活饮用水卫生规范》,见表8.4。

表 8.4 生活饮用水水质标准(GB 5749—2005)

编号	项 目	标 准	编号	项 目	标 准
1	感官性状和一般化学指标	色度不超过 15 度并不得呈现其他异色	19	硒	0.01mg/L
2	混浊度	不超过 3 度,特殊情况不超过 5 度	20	汞	0.001mg/L
3	嗅和味	不得有异臭、异味	21	镉	0.01mg/L
4	肉眼可见物	不得含有	22	铬(六价)	0.05mg/L
5	pH 值	6.5~8.5	23	铅	0.05mg/L
6	总硬度 (以碳酸钙计)	450mg/L	24	银	0.05mg/L
7	铁	0.3mg/L	25	硝酸银(以氮计)	20mg/L
8	锰	0.1mg/L	26	氯仿	60μg/L
9	铜	1.0mg/L	27	四氯化碳	3μg/L
10	锌	1.0mg/L	28	苯并(α)蒽	0.01μg/L
11	挥发酚类 (以苯酚计)	0.002mg/L	29	滴滴涕	1μg/L
12	阳离子合成洗涤剂	0.3mg/L	30	六六六细菌学指标	5μg/L
13	硫酸盐	250mg/L	31	细菌总数	100 个/mL
14	氯化物	250mg/L	32	总大肠菌数	3 个/L
15	氟化物	1000mg/L	33	游离余氯放射性指标	在接触 30min 后应不低于 0.3mg/L。集中式给水除水厂水应符合上述要求外,管网末梢水不应低于 0.05mg/L
16	溶解性总固体 毒理学指标	1.0mg/L	34	总 α 放射性	0.1Bq/L
17	氟化物	0.05mg/L	35	总 β 放射性	1Bq/L
18	砷	0.05mg/L			

对化工厂的工艺用水、锅炉用水的水质要求更为严格,必须在符合饮用水标准的基础上作进一步的处理,而冷却用水和消防用水的水质指标则低于生活水水质标准。化学工业用冷却水的水质要求见表 8.5。锅炉给水的水质指标包括悬浮物、溶解盐、硬度、碱度及 pH 值等方面。考虑到溶解氧对锅炉的腐蚀和油污对给水的影响,工业锅炉指标中还对含氧量、含油量等也有具体的要求。表 8.6、表 8.7、表 8.8《低压锅炉水质标准》(GB 1576—1985)适用于设计、制造额定出口蒸汽压力小于或等于 2.45MPa 的固定蒸汽锅炉和热水锅炉。

表 8.5 化学工业用冷却水的水质要求

项 目	指 标	项 目	指 标
钙硬度	处于极限平均值	化学耗氧量,mg/L	<1
Fe <sup>2+</sup> ,mg/L	<0.5	悬浮物,mg/L	1~5
Cl <sup>-</sup> ,mg/L	<100	pH 值	6~7.5
SO <sub>4</sub> <sup>2-</sup> ,mg/L	<100	腐蚀速度,mg/(m <sup>2</sup> ·d)	0~1000

表 8.6 立式水管锅炉、立式火管锅炉、卧式内燃等燃煤锅炉的水质标准(GB 1576—1985)

项 目	给 水		炉 水	
	炉内加药处理	炉外化学处理	炉内加药处理	炉外化学处理
悬浮物,mg/L	≤20	≤5	—	—
总硬度,毫克当量/L	≤3.5	≤0.04	—	—
总碱度,毫克当量/L	—	—	8~20	≤20
pH(25℃)	>7	>7	10~12	10~12
溶解固形物,mg/L	—	—	<5000	<5000
相对碱度	—	—	<0.2	<0.2

注:①如测定溶解固形物有困难,可用测定氯化物间接控制,但两者间的关系必须根据具体情况确定。

②兰开夏锅炉的溶解固形物可小于 1000mg/L。

③相对碱度大于或等于 0.2,应采取防止苛性脆化的措施。

表 8.7 水管锅炉、水火管组合锅炉、燃油锅炉、燃气锅炉的水质标准(GB 1576—1985《低压锅炉水质标准》)

项 目		给 水			炉 水		
工作压力,kgf/cm <sup>2</sup>		≤10	<10≤16	<16≤25	≤10	<10≤16	<16≤25
悬浮物,mg/L		≤5	≤5	≤5	—	—	—
总硬度,毫克当量/L		≤0.04	≤0.04	≤0.04	—	—	—
总碱度 毫克当量/L	无过热器	—	—	—	≤20	≤18	≤14
	有过热器	—	—	—	—	≤14	≤12
pH(25℃)		>7	>7	>7	10~12	10~12	10~12
含油量,mg/L		≤2	≤2	≤2	—	—	—
溶解氧,mg/L		≤0.1	≤0.1	≤0.05	—	—	—

续表

项 目		给 水			炉 水		
溶解固形物, mg/L	无过热器	—	—	—	<4000	<3500	<3000
	有过热器	—	—	—	—	<3000	<2500
$\text{PO}_4^{3-}$ , mg/L		—	—	—	—	10~30*	10~30
相对碱度		—	—	—	<0.2	<0.2	<0.2

注:①当锅炉蒸发量小于或等于 2t/h,采用炉内加药处理时,其给水和炉水水质应符合表 8.5 的规定,但炉水的溶解固形物小于 4000mg/L。

②锅炉蒸发量大于或等于 10t/h 必须除氧,锅炉蒸发量大于或等于 6t/h 且小于 10t/h 时应尽量除氧。对于供汽轮机用汽的锅炉,给水含氧量均应小于 0.05mg/L。

③相对碱度大于或等于 0.2,应采取防止苛性碱化的措施。

\* 仅用于供汽轮机用汽的锅炉。

表 8.8 热水锅炉水质标准

项 目	热 水 温 度			
	$\leq 95^{\circ}\text{C}$ ,采用炉内化学处理		$\leq 95^{\circ}\text{C}$ 或 $>95^{\circ}\text{C}$ ,采用炉外化学处理	
	补给水	循环水	补给水	循环水
悬浮物,mg/L	$\leq 20$	—	$\leq 5$	—
总硬度,毫克当量/L	$\leq 6$	—	$\leq 0.7$	—
溶解氧,mg/L	$> 7$	10~12	$> 7$	8.5~10
pH(25℃)	—	—	$\leq 0.1$	$\leq 0.1$

#### 8.1.4 循环水的处理与利用

##### 1. 循环水的冷却

循环冷却水的利用是化工节能的有效措施之一。将各生产车间换热设备、疏水器等排出的乏汽水收集并作为锅炉给水,这样既节约用水,也使乏汽水的余热得到充分利用,且保证了锅炉供水的质量。

由各冷凝器排出的热水,经过凉水塔或喷水池降温,再作为冷却水使用,可大大降低能量损耗。一般蒸发 1kg 水要吸热约 2512kJ,如果热水经过凉水塔或水池有 1% 的水蒸发,则留下来的水就要降温 6℃。在凉水塔或喷水池中冷却水能达到的最低温度理论上等于大气的湿球温度,实际上一般高于湿球温度 4~5℃。循环水在冷却塔或喷水池中的降温约为 5~10℃。

##### 2. 循环冷却水的水质变化

碳酸钙是生成水垢的主要成分,在含有重碳酸根的水中,存在下列可逆反应:



循环冷却水经热交换后,温度升高,此时,  $\text{CaCO}_3$  在水中的溶解度下降,水中  $\text{CO}_2$  的溶解度也下降,使一部分溶解在水中的  $\text{CO}_2$  逸出,促使反应向右进行从而生成水垢。循环冷却水在冷却塔或喷水池中与大气密切接触,而大气中  $\text{CO}_2$  含量很低,水中溶解的  $\text{CO}_2$  大量逸出,使平衡破坏,反应向右进行促使水垢生成。循环冷却水还能从大气中吸收  $\text{O}_2$ 、 $\text{SO}_2$ 、 $\text{H}_2\text{S}$  等气体,致使水的腐蚀性增加,而水中  $\text{O}_2$  的存在对金属的腐蚀比较激烈,这是因为  $\text{O}_2$  是金属腐蚀原电池阴极的强烈去极化剂。此外,水中  $\text{CO}_2$  的存在,一部分与水生成碳酸,使  $\text{H}^+$  浓度增加,

而  $H^+$  是腐蚀原电池阴极的去极化剂;而另一部分  $CO_2$  则能阻碍在金属表面形成氧化保护膜,两者都能使腐蚀顺利进行下去。

同时,循环冷却水在利用过程中,由于部分水分蒸发,此时水中盐浓度增加,会产生所谓的“水浓缩”现象。

### 3. 循环冷却水的水质稳定处理

为了保证循环冷却水的水质稳定,有利于热效率的提高,应尽量减少水质恶化的发生。

(1)防垢措施。为防止水垢的形成,一般采用下面两种方法:

①酸处理。目的是将循环冷却水中的  $Ca(HCO_3)_2$  转变成  $CaSO_4$ ,以减少低溶解度的  $CaCO_3$  的形成。酸处理时常用  $H_2SO_4$  作为酸化剂。

②加阻垢剂。在循环冷却水中加入适量的阻垢剂,使水中难溶物保持在过饱和状态或保持在分散状态而不形成垢层。常用的阻垢剂是聚磷酸盐。

(2)防腐措施。循环冷却水腐蚀的主要形式为电化学腐蚀,因而防腐的主要措施是在水中加入缓蚀剂,其作用是产生阳极反应(或阴极反应)以形成保护膜,从而使腐蚀受到阻碍。如磷酸盐能生成难溶性阳极产物(磷酸铁)保护膜,锌盐能生成难溶性的阴极产物保护膜,进而阻止阳极与阴极反应的继续进行。

(3)排污措施。由于循环冷却水的浓缩,含盐量相应增加,所以必须采取一方面排放部分含盐量高的循环水,一方面补充一部分含盐量低的新鲜水的方法。

## 8.1.5 排水

化工厂的污水通常有 3 个方面:生产污水(生产过程中排出的废水)、生活污水(来自厨房、盥洗、洗浴、厕所等)和大气降水(雨水、雪水)。生产污水中往往含有大量的酸、碱、盐和多种有害物质,要经过净化达到国家规定的排放标准后才能外排,因此废水处理是化工厂设计中必须充分考虑对待的重要课题。生产污水的排放量应根据具体的生产工艺过程计算确定,但一般可按生产最大量时小时给水量量的 85%~95% 估算。生活污水和大气污水的有害程度都要小于生产污水的有害程度。生活污水的多少与气候、卫生设施、生活习惯等有关,排水量标准等于相应的用水量减去不可回收的水量(如浇灌、冲洗用水等),一般取生活用水最大量时小时给水量量的 85%~90%。而雨水流量则按式(8-3)计算:

$$W = \varphi GF \quad (8-3)$$

式中  $W$ ——雨水流量,  $m^3/s$ ;

$G$ ——暴雨强度(查阅厂址所在地的有关气象、水文资料),  $m^3/(s \cdot m^2)$ ;

$F$ ——厂区面积,  $m^2$ ;

$\varphi$ ——径流系数,取 0.5~0.6。

污水的排除有合流系统和分流系统两类方式。前者指将所有的污水通过一个共同的水管到污水处理装置处理后再外排至河道;后者指将生活污水和大气污水与生产污水分开排出,或生产污水与生活污水合流而大气污水单独排放。

## 8.1.6 给排水设计条件

### 1. 供水条件

生产用水方面要提供工艺设备布置图,并逐一标明用水设备名称和其他用水点和用水点的标高及位置;说明用水条件,如最大、最小和平均用水量、用水温度、压力和水质等参数;提出

用水方式是连续用水还是间歇用水等。

生活和消防用水方面要提供按照设备平面布置图标明的洗浴室、洗涤间、消防用水点和厕所等的位置；用水总人数和高峰用水量；采用的消防种类（如灭火方法）；采用的生产工艺有何特点。

化验分析用水方面要提供按设备平面布置图标明的化验分析点；用水种类与条件。

## 2. 排水设计条件

生产排水方面包括：按设备布置图标明排水设备名称和排水点；排水条件如排水量、排水压力、水温和成分等；采用的处理方式、排水的方式是连续或间断排水以及间断时间等；排水口的位置及标高。

生活用水方面包括：按设备布置图标明厕所、洗浴室、洗涤间位置；总人数、使用洗浴总人数、最大班使用洗浴人数、排水情况、排水方式、排水处理与否、排水口位置及标高等。供排水条件可按表 8.9 列出。

表 8.9 供排水条件

序 号	车 间 编 号	车 间 名 称	主要设备 名称	水的主要 用途	用水(排水)量, m <sup>3</sup> /h			
					经常		最大	
					1 期	2 期	1 期	2 期
水质(污水)技术数据		需要(排水)量		管子		备注		
水温, ℃	物理化学成分	进口、出口 压力, MPa	连续 或间断	管材	管径			

## 8.2 供热

化工厂供热工程一般有供汽和供导热油两种方式。供汽在工业上有着广泛的应用。近年来, 供导热油技术发展迅速, 也逐渐应用于化工厂中。

化工厂用汽通常由生产用汽和生活用汽两个部分组成, 其中, 生产车间内如蒸汽往复泵、蒸汽喷射泵等蒸汽动力设备及加热设备所需的蒸汽称为生产用汽; 而一切生活、采暖及空调所用蒸汽则称为生活用汽。

### 8.2.1 蒸汽用量计算

通常情况下, 虽然锅炉的最大负荷可以通过生产和生活的蒸汽用量乘以裕量系数再加上管网热损失计算, 但由于绘制热负荷曲线往往不可得, 故一般采用式(8-4)计算锅炉的热负荷:

$$Q = K_0(K_1Q_1 + K_2Q_2 + K_3Q_3 + K_4Q_4) \quad (8-4)$$

式中  $Q$ ——锅炉最大热负荷, t/h;

$K_0$ ——管网热损失及锅炉房自用蒸汽系数, 通常取 1.1~1.5;

$K_1$ ——生产热负荷同时使用系数, 通常取 0.7~0.8;

$K_2$ ——空调及通风热负荷同时使用系数, 通常取 0.9~1.0;

$K_3$ ——采暖热负荷同时使用系数, 通常取 1;

$K_4$ ——生活热负荷同时使用系数, 通常取 0.5, 如与生产用热时间错开时取  $K_4=1$ ;

$Q_1$ ——生产最大热负荷, t/h;

$Q_2$ ——空调及通风最大热负荷, t/h;

$Q_3$ ——采暖最大热负荷, t/h;

$Q_4$ ——生活最大热负荷, t/h。

### 8.2.2 锅炉给水水质处理

自来水难以达到锅炉给水水质标准, 因此必须在保证锅炉安全运行又能使蒸汽满足相关规定的条件下对锅炉给水进行软化处理。锅炉给水的处理有炉外处理和炉内处理两种方法。

#### 1. 炉外化学水处理

炉外化学水处理主要包括水的净化、软化、除盐、除氧、磁场处理 5 个方面。

常见的水处理方法有沉淀软化处理法和阳离子交换处理法, 前者是将化学处理剂加入水中, 以消除水的“暂时硬度”和“永久硬度”; 而后者则是使原水流过有阳离子交换剂的软水设备, 将水中的  $\text{Ca}^{2+}$ 、 $\text{Mg}^{2+}$  与阳离子交换剂中的阳离子进行交换, 使水得到软化。

#### 2. 炉内加药处理

炉内加药处理是为了防止和减轻锅炉结垢及腐蚀, 在锅炉内投入药剂, 通过物理、化学作用生成泥渣, 作为污垢排出。此种处理方法通常用于小容量低压锅炉, 也可作为高中压锅炉炉外处理的补充处理。

磷酸三钠、六偏磷酸钠、磷酸氢二钠、碳酸钠、氢氧化钠等都是常用的炉内水处理的药剂, 乙二胺四甲叉磷酸、氨基三甲叉磷酸等有机防垢剂在炉内水处理上也有应用。

### 8.2.3 工业锅炉的选择

#### 1. 工业锅炉选择的考虑因素

第一, 所选择锅炉的蒸汽参数应该与生产、生活、空调及采暖通风的需要相适应; 第二, 当热负荷较大时, 应选用大容量的锅炉, 同时为了避免因故障而影响生产, 应选用至少 2 台锅炉; 第三, 燃料的选择应该和炉型一致; 第四, 根据就近原则订购锅炉。

#### 2. 锅炉型号说明

工业锅炉产品型号由 I、II、III 3 部分组成, 其中, I 部分包括型式代号、燃烧方式及蒸发量; II 部分包括工作压力及过热蒸汽温度; III 部分包括燃料总类、设计次序。

目前, 卧式快装锅炉是我国工业锅炉中使用最广泛的一种。它具有结构紧凑、金属用量少、适应燃料范围广、热效率高等优点; 同时也存在相对水容积小、水质要求高等缺点。

### 8.2.4 供汽设计条件

供汽设计条件需说明供汽方式是采用间隙式供汽还是连续式供汽; 要有工艺设备平面布

置图,并标明接管地点、管材和管径等;要有工艺流程图,并标明供汽工段和设备;要确定供汽的工艺条件,包括温度、流量、压力等。

### 8.2.5 供导热油系统

导热油技术近年来发展迅速,和供汽系统一样已成为供热的重要组成部分。导热油(又称高温载热体)有加热均匀、粘度小、传热好、易调节、不爆炸、对碳钢无腐蚀等优点,但是它也存在有毒、气味难以忍受且渗透力强、易从阀门及法兰泄漏等缺点。

导热油系统是由加热炉、热载体、供热系统及辅助系统组成。导热油系统具有在较低压力下,用热设备可以获得较高的工艺温度;热效率高;油温稳定;导热油加热炉与蒸汽炉相比较更节约人员、药品、水处理设备等开支;安全可靠等优点。

与供汽系统比较,供导热油的流程与它基本相同,但也存在一些差别:

(1)供汽系统是蒸汽冷凝释放汽化潜热,导热油供热是降温放出显热的过程;前者有相变的发生,后者没有相变相伴。

(2)蒸汽加热是非封闭、部分冷凝水循环过程或非循环加热过程,而导热油加热是封闭式强制循环。导热油加热的热损失明显小于蒸汽加热。

#### 1. 导热油的选择

选择导热油遵循的原则是:导热性能好;稳定性好,寿命长;凝固点低,腐蚀性小,毒性小;安全性好;价格适宜。

导热油可以分为矿物油和合成油,其中,矿物油是以石油馏分为原料加工而成,具有原料来源丰富,价格便宜,相对密度小,使用温度低等特点;合成油是以化工或石油产品为原料,经过有机合成制得,具有热稳定性好、使用范围宽、可再生重复使用等特点。

#### 2. 导热油供热系统的类型

导热油供热系统一般有两种类型:生产供热型和综合供热型。生产供热型由导热油加热炉、供热管网、用热设备组成,通过循环油泵将热能经供热管网输送到各用热户,并构成一个闭路循环;综合供热系统则包括生产供热系统、生活供热系统或采暖空调供热系统,其导热油加热炉与其他装置构成生产、生活、采暖、空调等综合热力系统,使工艺过程、能量回收系统及公用工程系统有机组合,达到提高热能利用率、降低运行费用、减少环境污染的目的。

## 8.3 供电

化工生产中所应用的电气部分主要由动力、照明、避雷、弱电、变电、配电等组成。供电的主要设计任务则包括厂区线路设计、厂区变配电工程、车间电力设计、车间照明设计及车间变配电设计等方面。

整体设计供电工程需要收集的基础数据有:

(1)全厂用电要求和设备清单;

(2)供电协议及相关资料;

(3)与气象、水文、地质等相关的资料。如需要根据最高年平均温度来选择变压器;根据土壤酸碱度、地下水位标高及离地面 0.7~1.0m 深处最热月平均温度选择地下电缆;了解海拔高度选择电气设备等。



### 8.3.1 用电负荷等级

化工厂连续性生产的工艺特点和大多数物料具有易燃、易爆危险性的特征,使其对供电的可靠性有着严格的要求。按照供电的重要性和中断供电可能造成的损失程度,可将用电的负荷等级分为一级负荷、二级负荷、三级负荷,其中一级负荷要求最高,要求用电设备连续运转,如出现停电情况将造成巨大经济损失或引起着火、爆炸等情况。另外,原化学工业部也根据生产特点将用电的负荷等级分为保安负荷、重要负荷、次要负荷和一般负荷等。

### 8.3.2 供电中的防爆

化工厂中的易燃、易爆物质易与空气混合形成爆炸性的混合物,当其达到一定比例,可能引起爆炸甚至火灾等严重后果。

#### 1. 爆炸及火灾危险环境的分区

(1)爆炸性环境危险区域的划分。

①爆炸性气体环境危险区域的划分。

按照爆炸性气体混合物出现的频繁程度和持续时间将爆炸性气体环境危险区域划分为0区、1区、2区。具体分区情况见表8.10。

表 8.10 爆炸性气体环境危险区域的划分

区 域	特 征
0 区	连续、长期出现爆炸性气体混合物的环境
1 区	在正常运行时可能出现爆炸性气体混合物的环境
2 区	在正常运行时不可能出现爆炸性气体混合物的环境

②爆炸性粉尘环境危险区域的划分。

爆炸性粉尘环境危险区域的划分情况见表8.11。

表 8.11 爆炸性粉尘环境危险区域的划分

区 域	特 征
10 区	连续、长期出现爆炸性粉尘的环境
11 区	会因留下的粉尘扬起而偶然出现爆炸性粉尘混合物的环境

(2)火灾危险环境的分区。

火灾危险环境的分区是根据火灾事故可能造成的后果及严重性、火灾事故的严重程度及物质状态不同而进行的。具体分区情况见表8.12。

表 8.12 火灾危险环境区域的划分

区 域	特 征
21 区	生产使用闪点高于环境温度的可燃液体,能引起火灾危险的环境
22 区	生产使用悬浮物、堆积状的可燃粉尘或可燃纤维,能引起火灾危险的环境
23 区	生产使用固体状可燃物质,能引起火灾危险的环境

## 2. 爆炸及火灾危险环境的电气设备选择

电气设备的防爆标志包括类型、级别和组别 3 方面,其中,电气设备的类型是指防爆电器的防爆结构,具体分类见表 8.13。

表 8.13 防爆电器设备的类型

类 型	工厂用标志	特 征
防爆安全型	A	正常运行不产生火花、电弧或危险温度,并采取措施防止意外火花的产生
隔爆型	B	设备外壳能承受爆炸时的全部压力,爆炸火焰不能蔓延到设备以外
防爆充油型	C	将发生火花、电弧或危险温度的部件浸入油中, 消除它们与爆炸性混合物接触的可能性
防爆通风充气型	F	在外壳内以正压通入新鲜空气或充入惰性气体,使外部的爆炸性气体不能进入
防爆安全火花型	H	在正常和故障情况下,产生的电火花都不能引起爆炸性混合物的爆炸
防爆特殊型	T	结构上不属于上述类型,采用其他防爆措施的电器

电气设备的防爆标志中的级别和组别是指爆炸及火灾危险物质的分类。在标准实验条件下,按自燃温度可以分为 a、b、c、d、e 五类;按传爆能力分为 1、2、3、4 四级。

电气设备的防爆标志的标注方法为:类别、级别和组别按主体和部件顺序标明。如主体为隔爆型、适用于 3 级 b 组爆炸性气体混合物、部件为防爆安全火花型 II 级的电气设备可表示为 BH3 II b。

## 3. 火灾、爆炸危险环境的电气设备选型

火灾危险环境的电气设备选型见表 8.14;爆炸危险环境的电气设备选型见表 8.15。

表 8.14 火灾危险环境的电气设备选型

种 类		区 域 选 型		
		21 区	22 区	23 区
电机 照明 灯具	固定安装	防溅式	封闭式	防滴式
	非固定安装	封闭式	封闭式	封闭式
	电器和仪表	防水型、保护型、防尘型、充油型	防尘型	开启型
	移动式和便携式	防水型、防尘型	防尘型	保护型
	固定安装	保护型	防尘型	开启型
配电装置		防尘型	防尘型	保护型
接线盒		防尘型	防尘型	保护型

表 8.15 爆炸危险环境的电气设备选型

种 类		区 域 选 型				
		0 区	1 区	2 区	10 区	11 区
电机		防爆通风型、 隔爆型	任一防爆型	封闭式	任一隔爆型、 防爆通风型	封闭式
电器和 仪表	固定安装	隔爆型、防爆 充油型、防爆通 风、充气型、安全 火花型	任一防爆型	防 水 型、防 尘型	任一隔爆型、 防爆通风、充气 型、防爆充油型	防尘型

续表

种 类		区 域 选 型				
		0 区	1 区	2 区	10 区	11 区
电器和仪表	移动式	隔爆型、安全火花型、防爆充气型	除防爆充油型外任一防爆型	除防爆充油型外任一防爆型、密封型、防水型	任一隔爆型、防爆充气型	防尘型
	携带式	隔爆型、安全火花型	除防爆充油型外任一防爆型	除防爆充油型外任一防爆型、密封型、防水型	任一隔爆型、防爆充气型	防尘型
照明灯具	固定安装及移动式	隔爆型、防爆充气型	任一防爆型	防尘型	任一隔爆型、防爆充气型	防尘型
	携带式	—	隔爆型	隔爆型、防爆安全型	任一隔爆型、防爆充气型	防尘型
变压器		隔爆型、防爆通风型	任一防爆型	防尘型	任一隔爆型、防爆充油型、防爆通风型	防尘型
通信电器		隔爆型、防爆充油型、防爆通风、充气型、安全火花型	任一防爆型	密封型	任一隔爆型、防爆充油型、防爆通风充气型	防尘型
配电装置		防爆通风型、防爆型	任一防爆型	密封型	任一隔爆型、防爆通风充气型	防尘型

### 8.3.3 供电设计内容

供电设计主要包括这样几方面内容：第一，对建设单位情况及与工厂相关发电厂、区域变电站的具体情况有所了解；第二，确定装置中最大用电容量，明确各级用电负荷，选定全厂各级电压及高压供电系统等；第三，对全厂变电所负荷进行计算，选择变压器，并对全厂供电线路采用的敷设方式及原则加以说明。

### 8.3.4 供电设计条件

供电设计条件一般可分为设备用电部分、照明及避雷部分、弱电部分 3 方面。

#### 1. 设备用电部分

(1) 按工艺设备平面布置图标明用电设备的名称、位置、进线方向以及就地控制按钮位置。

(2) 提供用电设备条件表，包括用电设备名称、负荷等级、用电设备台数、控制连锁要求、控制方法等具体内容。

- (3)提供电加热条件表、环境特性表。
- (4)设计用电设备的自控要求,如根据液位高度控制泵电机的启闭。
- (5)其他用电量,如机修间、化验室及检修电源等。

## 2. 照明及避雷部分

- (1)按工艺设备布置图标明照明位置及照明度。
- (2)避雷等级、防爆等级。
- (3)照明地区的面积、体积及照明度。
- (4)特殊要求如事故照明、检修照明、接地设备及管路等。

## 3. 弱电部分

- (1)按照工艺设备布置图标明弱电设备位置和要求。
- (2)火警及警卫讯号要求。
- (3)电话的种类及数目。

# 8.4 采暖与通风

采暖是为了保证化工生产顺利进行,同时满足生产工艺和人体生理要求,在冬季调节生产车间及生活场所室内温度的一种技术手段。按照设施布置情况,采暖可以分为集中采暖和局部采暖两类,在化工生产中多采用集中采暖。

通风则是为了使工作环境的空气达到并保持适宜的温度、湿度及卫生要求,并能保证操作人员所需的正常环境卫生条件,而在有余热、余温、有害气体及蒸汽、粉尘的车间或房间采取的一种技术手段。按照使用方法,通风可以分为自然通风和机械通风,其中,机械通风又分为全面通风、局部通风和有毒气体净化及高空排放等方式。

## 8.4.1 建筑物耗热量计算

建筑物耗热量是指室外气温达到采暖计算温度条件时,保持室内气温符合设计温度所需要的热量。建筑物耗热量的精确计算包括以下几个部分:

- (1)基本耗热量。是指房间的围护结构(屋顶、地板、墙、窗和门等)传热损失的总和。
- (2)附加耗热量。包括外门开启附加、风力附加、高度附加耗热量等。
- (3)由外部送入厂房的冷料及运输工具的吸热量。
- (4)通风耗热量。

由于采暖的精确计算比较复杂,通常可由式(8-5)对建筑物耗热量进行估算:

$$q = (1 + E) \left[ \frac{2h(a+b)K_d}{ab} + K_w + K_d \right] \quad (8-5)$$

式中  $q$ ——建筑物耗热量,  $\text{kJ}/(\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{K})$ ;

$h$ ——建筑物高度,  $\text{m}$ ;

$a, b$ ——建筑物长度和宽度,  $\text{m}$ ;

$K_w$ ——建筑物屋面的传热系数,  $\text{kJ}/(\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{K})$ ;

$K_d$ ——地板的传热系数,  $\text{kJ}/(\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{K})$ ;

$K_o$ ——外墙和外窗的综合传热系数,  $\text{kJ}/(\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{K})$ ;

$E$ ——综合附加值。

## 8.4.2 采暖系统的选择

采暖系统选择的一般原则如下:

(1)在设计集中采暖时,按 GB 21—2002《工业企业设计卫生标准》确定生产厂房工作地点的温度和辅助用室的室温。

(2)设置集中采暖车间时,如生产对室温没有特殊要求,且每名工人占用建筑面积小于  $100\text{m}^2$  时,不应该采用全面采暖系统。

(3)在设置全面采暖的建筑物时,应在保证室内空气中的水分在围护结构内表面不发生结露现象的同时,根据技术经济比较结果确定围护结构的热阻。

(4)采暖按传热介质可分热水、蒸汽、热风 3 种。一般情况下,多采用蒸汽采暖。应在最大限度利用废热的条件下,根据厂区供热情况和生产要求等,经技术经济比较确定采暖热媒。在使用蒸汽为采暖热媒时,片式铸铁散热器的工作压力不宜超过  $0.1962\text{MPa}$ ;在使用热水为采暖热媒时,宜采用单管系统。

(5)对于放出大量粉尘或有较高防尘要求的车间,建议使用易于清除粉尘的散热器。

## 8.4.3 通风设计的一般原则

### 1. 自然通风的设计原则

由于自然通风既经济又有效,因此在一般工业建筑中,多采用自然通风,且一般的通风设计是指有组织的自然通风。自然通风的一般设计原则如下:

(1)为了避免厂房大面积日晒,厂房应尽量布置成东西向。

(2)厂房主迎风面应与夏季主导风向成  $60^\circ\sim 90^\circ$ ,不宜小于  $45^\circ$ 。

(3)热加工厂房的平面布置最好不采用封闭式,应尽量布置成“L”型、“U”型或“山”型。

(4)若生产过程大量放热并散发有害物质,自然通风宜设置在单层厂房内;若为多层厂房,自然通风应该布置在顶层;当自然通风设置在其他层次时,一定要防止污染上层房间内的空气。

(5)在南方炎热地区厂房,如果不散发或少量散发粉尘和有害气体,尽量采用穿堂风的自然通风方式。为了发挥穿堂风的作用,厂房四周应尽量减少辅助建筑物。

(6)自然通风进风口的标高建议采取下列条件:夏季进风口下缘距室内地坪越近,对进风越有利,一般采用  $0.6\sim 0.8\text{m}$ ;冬季及过渡季进风口下缘距室内地坪一般不低于  $4\text{m}$ 。

### 2. 局部排风的设计原则

局部排风是排风系统中最为经济、有效的。在散发有害物的场合,为了防止其对室内空气的污染,应先从工艺设备及生产操作等方面采取综合性措施,再根据作业地带的实际情况确定是否采用局部排风措施。

可根据不同的生产流程及不同时使用的生产设备,由设备数量及管线的长短确定是组成一个局部排风系统还是设立单独局部排风系统。下列情况应分别设置单独局部排风系统:两种或以上有害物质混合后能引起燃烧或爆炸;有害物质混合能形成毒害更大的混合物或化合物;混合后的蒸气容易凝结并积聚粉尘;产生剧毒物质房间的排风和一般房间的排风。

### 3. 全面通风量的确定

全面通风一般按下面情况分别计算通风量,并选择其中最大值作为设计通风量。

(1)消除室内余热所需通风量:

$$L = Q / cr(T_p - T_i) \quad (8-6)$$

式中  $L$ ——消除室内余热所需通风量,  $\text{m}^3/\text{h}$ ;

$Q$ ——余热量,  $\text{kJ}/\text{h}$ ;

$c$ ——空气质量热容,  $\text{kJ}/(\text{kg} \cdot \text{K})$ ;

$r$ ——进入空气的密度,  $\text{kg}/\text{m}^3$ ;

$T_p$ ——排出空气的温度,  $\text{K}$ ;

$T_i$ ——进入空气的温度,  $\text{K}$ 。

(2) 消除室内余湿所需通风量:

$$G = \frac{Q_{sh}}{d_p - d_i} \quad (8-7)$$

式中  $G$ ——消除室内余湿所需通风量,  $\text{kg}/\text{h}$ ;

$Q_{sh}$ ——散湿量,  $\text{kg}/\text{h}$ ;

$d_p$ ——排出空气的含湿量,  $\text{kg}(\text{水})/\text{kg}(\text{空气})$ ;

$d_i$ ——进入空气的含湿量,  $\text{kg}(\text{水})/\text{kg}(\text{空气})$ 。

(3) 消除室内有害气体所需通风量:

$$L = \frac{Z}{Y_p - Y_i} \quad (8-8)$$

式中  $L$ ——消除室内有害气体所需通风量,  $\text{m}^3/\text{h}$ ;

$Z$ ——散入室内的有害气体量,  $\text{mg}/\text{h}$ ;

$Y_p$ ——排出空气中有害气体的最高允许浓度,  $\text{mg}/\text{m}^3$ ;

$Y_i$ ——进入空气中有害气体的浓度,  $\text{mg}/\text{m}^3$ 。

(4) 按换气次数计算通风量。

在无法确定有害气体散发量的时候, 可以通过换气次数计算通风量:

$$L = KV \quad (8-9)$$

式中  $L$ ——通风量,  $\text{m}^3/\text{h}$ ;

$V$ ——换气体积,  $\text{m}^3/\text{次}$ ;

$K$ ——换气次数,  $\text{次}/\text{h}$ 。

(5) 按每人所需空气计算通风量。

如每名工人占车间的容积小于  $20\text{m}^3$ , 应该保证每人每小时大于或等于  $30\text{m}^3$  的新鲜空气量; 如每名工人所占容积为  $20 \sim 40\text{m}^3$ , 应保证每人每小时大于或等于  $20\text{m}^3$  的新鲜空气量; 如每名工人所占容积大于  $40\text{m}^3$ , 可由门窗缝隙渗入的空气量来换气。

#### 8.4.4 采暖通风设计条件

在化工设计中, 采暖通风设计不一定都存在, 如工程建设地不需要采暖, 生产过程中不是高温过程且无有毒气体产生则不需要通风装置的设计。如需要进行采暖通风设计, 则需要提供如下设计条件: 第一, 工艺流程图, 并在图上标明设置采暖通风的设备及其位置; 第二, 提供设备一览表; 第三, 提出采暖方式是采用集中采暖还是分散采暖; 第四, 列出采暖设计条件, 如生产类别、防爆等级、工作制度(包括工作班数、每班操作人员)及对温度、湿度和防尘有无要求等; 第五, 提供设备通风条件表, 包括采用通风方式、设备散热量、产生有害气体或粉尘的情况。

## 8.5 安全和卫生

化工厂是以改变物质的化学性质、化学结构及化学组成为特性的企业,主要危害因素有:

(1)易燃易爆。化工厂的原料、辅助物料、中间产物、半成品或成品很多都是易燃易爆品。易燃气体、液体或固体一旦进入到空气中,与空气混合达到一定比例便会引起爆炸。

(2)有毒有害气体。加料时固体的熔化与液体的混合,加料和出料时液体或固体原料虹吸或倾倒,反应锅、管道或阀门的跑、冒、滴、漏现象等都可能使有害气体外逸,有不少气体是有毒的。

(3)粉尘。固体原料的粉碎、过筛、配料、拌料、成品加工及包装都可能产生不同浓度的粉尘。

(4)腐蚀性。酸、碱、盐等腐蚀性物质在生产、储运过程中均可对人体、设备引起化学性的灼伤和腐蚀。

(5)高温、高压、高湿。

因此,在化工设计阶段就应结合设计任务的要求,高度重视安全、环境保护及卫生,这是保证工厂正常生产和效益最佳化的需要,也是当前建设和谐社会、突出以人为本的要求。

### 8.5.1 安全生产

在化工生产装置运转过程中遇到的主要安全事故包括燃烧、爆炸、人身伤亡及机械设备事故等。在化工生产中的设计、施工建设、生产组织管理、生产操作中必须十分重视安全问题。

#### 1. 火灾与爆炸发生的主要原因及预防措施

(1)火灾与爆炸发生的主要原因。

引起火灾甚至爆炸的原因通常比较复杂,但一般包括这样几个方面:物质的物理及化学性质;外界条件;设备设计失误,不能达到防火及防爆的目的;生产操作违反安全操作的规定;生产设备及其他设备的使用不当等。

(2)火灾与爆炸的预防措施。

为了防止火灾与爆炸的发生,要在思想上高度重视,要贯彻“安全生产、重在预防”的方针;严格遵守国家制定的有关防火、防爆的规定、规范、条例等,完善工厂的安全管理制度,并保证执行工厂的防火措施;防止明火的产生,不必要的火源都要避开装置;制定火灾、爆炸发生时的应急措施;正确设计一切通道、防火带、消防墙等;执行“以防为主、以消为辅”的消防工作方针。

#### 2. 雷电的危害及防雷的主要措施

雷击放电后的雷电具有电流大、时间短、频率高的特点,它以电效应、热效应、机械效应、静电效应、电磁效应、雷电侵入波及防雷装置上的高压电对建筑物的反击作用等形式进行破坏,产生击毙人畜、劈断树木、破坏建筑物甚至引起火灾及爆炸等后果,造成巨大的直接和间接经济损失。因此,必须采取有效的防雷措施。一般来说,防雷系统包括电力系统的防雷和建筑物、构筑物的防雷。可采取避雷针、避雷线、避雷网、避雷带、避雷器等防雷装置。一个完整的防雷系统由接闪器、引下线及接地装置构成。对第一类、第二类工业建筑物应有防止直击雷、防止雷电感应和防止雷电波侵入的措施;对第三类工业建筑物应有防止直击雷和防止雷电波侵入的措施。

#### 3. 静电的危害及防静电的主要措施

通常从静电引起燃烧爆炸的条件看,静电造成火灾及爆炸必须具备这样几个条件:产生静电电荷的条件;产生火花放电的电压;火花放电的合适间隙;火花有足够的能量;火花周围有易

燃易爆混合物。

在生产过程中,当人体接近带静电的物体,易发生带静电物体向人体放电而造成意外电击的现象,另外,当人体本身带有较多电荷时,一旦接触金属等接地导体放电,也易发生电击现象;静电也会妨碍生产的正常进行;运输过程中静电着火、灌注液体过程、取样、过滤中引起爆炸、包装称量中也存在静电危险。

为防止静电放电产生火花,引起火灾、爆炸及危害人体,必须采用防止静电的措施;在生产过程中,尽量从工艺、设备结构、材质和操作等方面采取措施,减少静电荷产生;通过空气增加湿度、静电接地和规定静止时间的方法,达到导出静电电荷以防止其大量积聚,保证安全,一般多采用静电接地;通过加入导电材料、添加抗静电剂的方法使物质的电阻率小于  $10^8 \Omega \cdot \text{cm}$ ,就能达到防止静电荷聚集的效果;还可以采用中和电荷法、封闭削尖法等。

### 8.5.2 卫生

工业卫生包括防尘、防暑降温、防寒防湿、防噪声、振动控制等方面。不仅要在工程设计中达到卫生要求,而且要在生产中加强卫生管理。

#### 1. 车间卫生等级

(1)1级卫生车间:接触极易被皮肤吸收而引起中毒的物质、传染性动物原料等生产车间。

(2)2级卫生车间:接触易被皮肤吸收或有恶臭的物质、高毒物质、污染全身并对皮肤有刺激性的粉尘和高温井下作业。

(3)3级卫生车间:接触一般毒性物质或粉尘的生产车间。

(4)4级卫生车间:不接触有毒物质或粉尘的生产车间。

#### 2. 车间卫生特征分级

(1)浴室:卫生特征为1级、2级的车间应设车间浴室,卫生特征为3级的车间宜在车间附近或在厂区设置集中浴室,卫生特征为4级的车间则是在厂区及居住集中区设置集中浴室。车间卫生等级为1级,一般要求每个淋浴器使用人数为3~4人;车间卫生等级为2级,每个淋浴器使用人数为5~8人;车间卫生等级为3级,每个淋浴器使用人数为9~12人;车间卫生等级为4级,每个淋浴器使用人数为13~24人。

(2)更衣室:1级车间的存衣室中便服、工作服应分室存放,并保证良好的通风;2级车间的存衣室中便服、工作服可同室分开存放;3级车间的存衣室中便服、工作服可同室存放,存衣室可与休息室合并设置;4级车间的存衣室可与休息室合并设置,或在车间适当位置存放工作服。对于湿度大的低温重作业,应设工作服干燥室。生产操作中如工作服沾染病原体或沾染可以通过皮肤吸收的剧毒物质或工作服污染严重的车间,应设洗衣室。

(3)盥洗室:车间内应设计有盥洗室和盥洗设备。卫生等级为1级、2级的车间,要求每个水龙头的使用人数为20~30人;卫生等级为3级、4级的车间,要求每个水龙头的使用人数为31~40人。

#### 3. 事故急救措施

存在有毒、有害气体的场所和环境应设置有卫生检测点和急救室。卫生检测可以采用仪表监测和生物监测的方法。在急救室中应配置有救护车、医务人员及必要的药品。

除按正常要求在化工车间设置水池外,为了方便中毒及受伤者及时得到清水冲洗,在有毒岗位及易灼伤皮肤造成事故的岗位应设置事故水池、事故淋浴室等。在接触油污的车间,还应设置热水以方便冲洗。



## 第9章 化工工程设计概算

### 9.1 概述

化工设计在初步设计阶段编制的概算、施工图设计阶段编制的预算、工程竣工后由建设单位进行的决算合称为化工工程基本建设的“三算”。

化工工程基本建设的概算、预算是化工工程设计中一项不可缺少的工作。作为建设项目完整的设计文件,工程设计的概算、预算项目设计文件中不可分割的组成部分,概算、预算编制工作均由设计单位负责,设计单位必须保证设计文件的完整性。

通过概算、预算,各项工程的投资可用价值表示出来,可用以判断建设项目的经济合理性,是投资者对基本建设工作进行财政监督的一项重要措施,同时也是施工单位改善经营、贯彻经济核算、降低工程成本、提高投资效益的依据之一。

在报批工程设计时,必须同时上报工程的设计概算。只有合理、准确地做好工程设计概算,才能准确地确定建设投资。经批准的工程设计概算作为国家最高限价,是确定和控制建设项目全部投资的法定性文件。工程概算是编制固定资产投资计划、签订建设项目总承包合同和贷款合同,实行建设项目投资包干的依据;同时也是办理贷款、付款及控制施工图预算以及考核工程设计经济合理性的依据。

设计概算应由设计单位负责编制。一个建设项目若由几个设计单位分工负责时,应由一个主体设计单位负责提出统一概算的编制原则和取费标准,并协调好各方面的衔接工作。建设单位应积极向设计单位提供编制概算所必需的有关资料 and 文件。

在编制设计概算时要严格执行国家有关经济政策和法令,同时要完整地反映设计内容和施工现场条件,客观地预测和搜集建设场地周围影响造价等动态因素,确保设计概算投资真实性和正确性。若设计概算投资突破已被批准可行性研究报告估算的许可幅度,则应对设计进行重新修正,重编概算,否则应重新补报可行性研究报告估算的调整报告。

### 9.2 工程概算费用与概算项目

#### 9.2.1 工程概算费用

工程概算费用可分为以下几类:

##### 1. 设备购置费

(1)设备购置费的内容。

①需要安装及不需要安装的全部设备的购置费。

这些设备包括化工工艺设备、机电设备、运输设备、自控仪表、化验仪器、运输车辆以及其他机械等(含 $\phi 100\text{mm}$ 以上的电动阀门)。

②工具、器具及生产家具购置费。

指保证建设项目初期正常生产所必需的第一套不够固定资产标准的设备、仪器、工卡具、模具、器具及家具等。

③备品备件购置费。

指直接为生产设备、机械中配套的易损的以及重要的零配件等。

④作为生产工具设备使用的化工原料和化学药品以及一次性填充物的购置费。

⑤贵重材料(如铂、金、银等)及其制品等购置费。

(2)设备购置费的计算。

设备购置费包括设备原价、设备运杂费以及可能发生的设备成套供应业务费。

①设备原价。

通用设备可按国家、地方主管部门当年规定的现行产品出厂价格计列;不然可按当年生产厂销售价计算。在目前尚无最新统一计价标准情况下,非标准设备可按照设计时所选定的专业制造厂当年提供报价资料计算。国外引进设备原价的确定是以合同价(或报价)为依据,并根据其不同交货条件,一般分离岸价(F. O. B)、离岸运输价(C&F)、到岸价(C. I. F),分别计算“二税四费”从属费用(关税、增值税;国外海运费、运输保险费、银行财务费、外贸手续费)。对减免税项目,减免部分应另增列“海关监管费”,外汇折算应以国家外汇管理局公布的银行牌价(卖出价)为准。

②设备运杂费。

设备运杂费是指设备从制造厂交货地点或调拨地点到达施工工地仓库或施工组织设计指定的设备堆放地点所发生的铁路、公路、水路运输的一切费用。设备运杂费包括运输费(含基本运费、装卸、搬运费、保险费等杂费)、货物包装、运输支架费、设备采购供销手续费、仓库保管费等,不包括超限设备运输的特殊措施费。设备运杂费按设备原价乘以规定的费率列入设备购置费内。

③设备成套供应业务费。

设备成套供应业务费是指设备成套公司根据发包单位委托成套设备供应清单进行承包供应所收取的费用。根据承包单位性质以及承包服务内容不同,收费标准也不同,一般按设备总价1%~3%计取。中国化工装备总公司关于化工机械设备的费率一般以设备总价的1%~1.5%收取,电气设备为1.5%,仪器、仪表为4%。上述资费在发生承包时,按照有关费率计算计入设备费内。

## 2. 安装工程费

(1)安装工程费的内容。

①主要生产、辅助生产、公用工程项目中需要安装的工艺、电气、自控、机运、机修、电修、仪修、通风空调、供热等定型设备、非标准设备及现场制作的气柜、油罐的安装工程费。

②工艺、供热、供排水、通风空调、净化及除尘等各种管道的安装工程费。

③电气、自控及其他管线、电线、电缆等材料的安装工程费。

④现场进行的设备内部充填、内衬以及设备、管道防腐、保温(冷)等工程费。

⑤为生产服务的室内供排水、煤气管道、照明及避雷、采暖通风等的安装工程费。

⑥工业炉、窑的安装及砌筑、衬里等安装工程费。

(2)安装工程费计算。

①设备安装费。

根据初步设计设备工程量,按照设备类型、规格采用“概算指标”或“预算定额”,以元/台、

元/吨、元/套等进行逐项计算,也可以采用类似工程扩大指标以百分比计算费用。

## ②材料及安装费。

主材费根据初步设计工程量,按照不同材质、规格采用近期“概算指标”或“预算定额”逐项计算,也可以采用当年市场销售价,但必须把材料运杂费及安装损耗量计入材料原价。

材料安装费可按照“概算指标”或“预算定额”编制或采用类似工程扩大指标以百分比进行计算。其他工程费用,指其他直接费、间接费、其他间接费、计划利润、税金,按照原化工部颁“指标”或地方“定额”编制,概算应按原化工部颁或地方规定费率计算。为了简化计算工作量,可把上述费用合并为“综合费率”进行计算。

## 3. 建筑工程费

### (1)建筑工程费的内容。

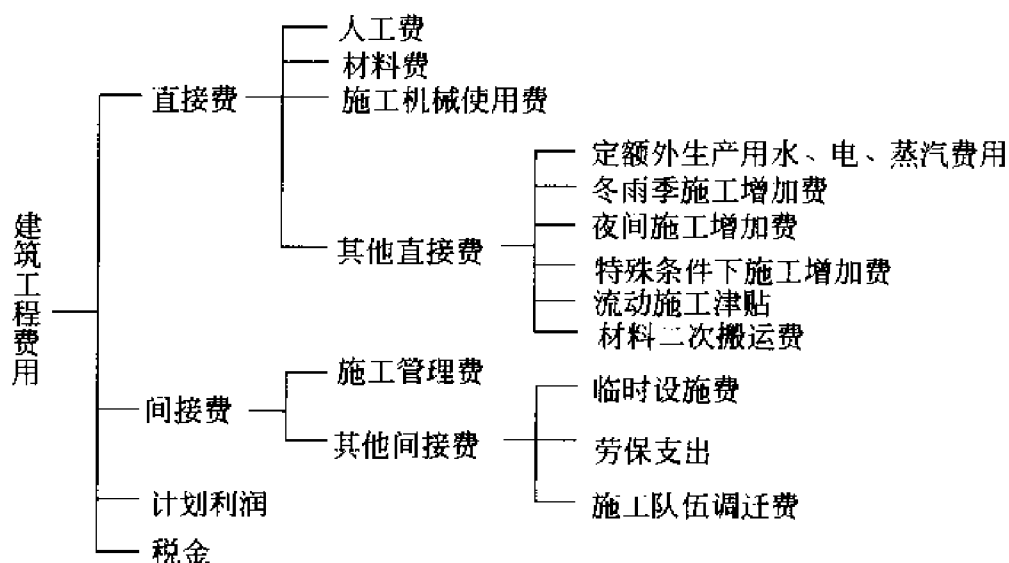
①一般土建工程费。包括生产、辅助生产、公用工程等厂房、库房、行政及生活福利设施等房屋建筑工程费用。

②构筑物工程费。包括各种设备基础(气柜、油罐、工业炉窑等基础)、操作平台、管架、地沟、水池、烟囱、栈桥码头、铁路专用线、公路、道路、围墙、大门及防洪设施等工程费用。

③大型土石方、场地平整以及绿化等工程费用。

④为生活服务的室内给排水、煤气管道、照明、避雷以及采暖通风等工程费用。

建筑工程费用的一般构成如下:



### ①直接费。

直接费是与每一单位建筑安装产品的生产直接有关的费用。它是根据施工图所含各部分项数量与单位估价表所确定单价的乘积计算确定的。直接费由人工费、材料费、施工机械使用费和其他直接费 4 个项目组成。

人工费是指直接从事建筑安装工程的施工工人(包括现场内水平、垂直运输等辅助工人)和附属辅助生产工人(制作构件等工人)的基本工资、附加工资和工资性质的补贴。

材料费是指为完成建筑安装工程所耗用的材料、构件、零配件和半成品的价值以及周转材料(脚手架、模板等)的摊销费。材料费应按建筑安装工程预算定额规定的材料用量和当地材料预算价格计算确定。

施工机械使用费是指建筑安装工程施工使用施工机械所发生的费用,其费用按建筑安装

工程预算定额规定的机械台班数量和台班价格计算确定。

其他直接费是指预算定额分项和施工管理费定额以外的现场生产需用的水、电、蒸汽、冬雨季施工增加费、夜间施工增加费、流动施工津贴以及因场地狭小等特殊情况而发生的材料二次搬运费。其计算方法因各地区对各种定额的处理方法不同而不同。

#### ②间接费。

施工管理费是指为组织和管理建筑安装施工所发生的各项经营管理费用。由于不易直接计入单位工程直接费中,而采取按规定的计算程序和费率标准间接计算的办法,编制到建筑安装工程造价中。

独立费是指为进行建筑安装工程施工需要而发生,但不包括在直接费和施工管理费范围内,应单独计算的其他工程费用、如临时设施费、远征费、劳保支出、流动资金贷款利息、技术装备费、施工图包干费等。

③计划利润。指国有施工企业实行计划利润制度所计取的利润。

④税金。指国家对建筑安装企业和承包建筑安装工程、修缮业务及其他工程作业所取得的收入应征收的营业税、城市维护建设税和教育附加费。

#### (2)建筑工程概算的依据。

①定额和地区单位估价表。这是计算直接费的主要依据,工程量的选用都必须根据所选用的定额为依据,因为一般的定额都包括计算规则和定额单价两大部分内容,所计算的工程量必须符合定额内容。定额大致有以下几种:

a. 土建工程:建筑工程概算定额(指标)、建筑工程综合预算定额、建筑工程预算定额。

b. 安装工程:全国统一安装工程预算定额 16 本(各省市单位估价表)、各专业部设计概算定额(指标)。

②取费标准。按各省、市、自治区有关现行规定的取费标准计算。

③工程设计蓝图和说明。由于直接费计算的内容是设计的要求,对设计内容的了解主要是对设计意图、结构主体、建筑构造和建筑标准必须熟悉和掌握。

④施工过程。施工过程应了解施工方法、施工机械安排以及施工中相关的特殊措施,如地下室、深水池的围护桩、深梁巨柱筒仓的模板、脚手特殊措施以及大型复杂的施工项目。应该事先了解设计要求及施工方法,充实编写内容,正确计算出投资实际造价。

#### (3)建筑工程费的计算。

建筑工程费一般是根据设计图纸(初步设计),从工程量计算开始,选用相应的定额和套用定额单价,计算出单位工程的直接费和其他直接费。根据直接费和其他直接费,按规定的间接费费率计算间接费和其他间接费,汇总概算成本。根据概算成本,按规定的取费标准计算利润税金,编出建造工程概算书。各省市都有各自组成的费率标准。

#### (4)土建工程的统一计算方法。

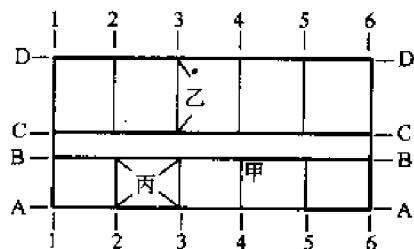


图 9-1 计算部位标注

①计算方法的统一可以避免在工程量计算时出现漏算,尤其是比较复杂的工程,更需要坚持统一方法。计算的统一方法的程序是:对于外墙部位,自左上角开始,按顺时针方向循序计算;对于内墙部位,先横后竖,自上至下,自左至右。

②计算部位。利用图纸上的轴线编号,用来注明所计算部位,如图 9-1 所示。平面图轴线编号横向自下至上用

英文码编列,竖向自左至右用数字编列。部位的注法一般是采用“点”,用相交的两根轴线的编号,如图中甲点即为 B/4。“线”注明所在轴以及该线段两边的轴线号,如图中乙即为 3/C-D,“面”标注用四面的轴线号。

#### 4. 其他费用

其他费用是指工程费用以外的建设项目必须支出的费用。

##### (1) 建设单位管理费。

建设单位管理费是指建设项目从立项、筹建、建设、联合试运转及后评估等全过程管理所需费用。其中包括如下内容:

①建设单位开办费。指新建项目为保证筹建和建设期间工作正常进行所需办公设备、生活家具、用具、交通工具等购置费用。

②建设单位经费。系指建设单位管理人员的基本工资、工资性补贴、劳动保险费、职工福利费、劳动保护费、待业保险费、办公费、差旅交通费、工会经费、职工教育经费、固定资产使用费、工具用具使用费、标准定额使用费、技术图书资料费、生产工人招募费、工程招标费、工程质量监督检测费、合同契约公证费、咨询费、审计费、法律顾问费、业务招待费、排污费、绿化费、竣工交付使用清理及竣工验收费、后评估等费用。

##### (2) 临时设施费。

指建设单位在建设期间所用临时设施的搭设、维修、摊销费用或租赁费用。

##### (3) 研究试验费。

指为本建设项目提供或验证设计参数、数据资料等进行必要的研究试验及按设计规定在施工中必须进行试验、验证所需费用以及支付科技成果、先进技术等的一次性技术转让费。

##### (4) 生产准备费。

指新建企业或新增生产能力的企业,为保证竣工交付使用进行必要生产准备所发生的费用。其费用内容包括以下部分:

①生产人员培训费。指自行培训、委托其他单位培训的人员的工资、工资性补贴、职工福利费、差旅交通费、学习培训费、劳动保护费。

②生产单位提前进厂费。指生产单位人员提前进厂参加施工、设备安装、调试等以及熟悉工艺流程和设备性能等相应费用。

##### (5) 土地使用费。

指建设项目取得土地使用权所需支付的土地征用及迁移补偿费或土地使用权出让金。其费用内容包括以下部分:

①土地征用及迁移补偿费。它包括土地补偿费,即征用耕地补偿费、被征用土地地上地下附着物及青苗补偿费;征用城市郊区菜地缴纳的菜地开发建设基金、耕地占用税金或城镇土地使用税、土地登记费及征地管理费;征用耕地安置补助费,即征用耕地需安置农业人口的补助费;征地动迁费,即征用土地上房屋及附属构筑物、城市公用设施等拆除、迁建补偿费、搬迁运输费、企业单位因搬迁造成的减产停产损失补偿费、拆迁管理费等。

②土地使用权出让金。建筑项目通过土地使用权出让方式,取得有限期的土地使用权,依照国家有关城镇国有土地使用权出让和转让规定支付的土地使用权出让金。

##### (6) 勘察设计费。

指为本建设项目提供项目建议书、可行性研究报告及设计文件所需费用(含工程咨询、评价等)。

(7)生产用办公与生活家具购置费。

指新建项目为保证初期正常生产、生活和管理所必需的或改扩建项目需补充的办公、生活家具、用具等费用。

(8)化工装置联合试运转费。

即新建企业或新增生产能力的扩建企业,按设计规定标准,对整个生产线或车间进行预试车和化工投料试车所发生的费用支出大于试运转收入的差额部分费用。

(9)供电贴费。

指建设项目申请用电或增加用电容量时,应交纳的由供电部门规划建设 110kV 及以下各级电压的外部供电工程费用。

(10)工程保险费。

为建设项目对在建设期间付出施工工程实施保险部分的费用。

(11)工程建设监理费。

指建设单位委托工程监理单位,按规范要求,对设计及施工单位实施监理与管理所发生的费用。

(12)施工机构迁移费。

为施工企业由于建设任务的需要,成建制地由原基地(或施工点)调往另一施工地承担任务而发生的迁移费用。

(13)总承包管理费。

总承包单位在组织从项目立项开始直到工程试车竣工等全过程中的管理费用。

(14)引进技术和进口设备所需的其他费用。

(15)固定资产投资方向调节税。

国家为贯彻产业政策、调整投资结构、加强重点建设而收缴的税金。

(16)财务费用。

指为筹集建设项目资金所发生的贷款利息、企业债券发行费、国外借款手续费与承诺费、汇兑净损失及调整外汇手续费、金融机构手续费以及筹措建设资金发生的其他财务费用。

(17)预备费。

包括基本预备费(指在初步设计及概算内难以预料的工程和费用)与工程造价调整预备费两部分。

(18)经营项目铺底流动资金。

经营性建设项目为保证生产经营正常进行,按规定列入建设项目总资金的铺底流动资金。

## 9.2.2 工程概算项目

在工程设计中,为了便于考核工程建设投资的效果,我国按工程性质的类别将设计概算项目分 4 个部分。

### 1. 工程费用

工程费用系指直接构成固定资产项目的费用。它由以下 6 个项目组成:

(1)主要生产项目的费用。

包括生产车间原料的储存、产品的包装和储存以及为生产装置服务的工程如空分、冷冻、集中控制室、工艺外管等项目的费用。

(2)辅助生产项目的费用。

包括机修、电修、仪修、中心实验室、空压站、设备材料库等项目的费用。

(3)公用工程费用。

包括供排水工程(水站、泵房、冷却塔、水塔、水池等)、供电及电信工程(全厂的变电所、配电所、电话站、广播站、辅电和通信线路等);供汽工程(全厂的锅炉房、供热站、外管等);总途运输工程(全厂的大门、道路、公路、铁路、码头、围墙、绿化、运输车辆及船舶等);厂区外管工程等项目的费用。

(4)服务性工程费用。

包括厂部办公室、门卫、食堂、医务室、浴室、汽车库、消防车库、厂内厕所等项目的费用。

(5)生活福利工程费用。

包括宿舍、住宅、食堂、幼儿园、托儿所、职工学校及相应的公用设施加供电、供排水、厕所、商店等项目的费用。

(6)厂外工程费用。

包括水泥工程、远距离输水管、道路等工程的费用。

## 2. 其他费用

其他费用是指工程费用以外的建设项目必须支付的费用。具体包括上述工程概算费用分类中第四部分其他费用中的(1)至(11)款、第(13)款以及城市基础设施配套费等项目。

## 3. 总预备费

包括基本预备费和涨价预备费两项。前者指在初步设计及其设计概算中不可预见的工程和费用;后者指在工程建设过程中由于价格上涨、汇率变动和税费调整而引起的投资增加需预留的费用。

## 4. 专项费用

专项费用包括:

(1)投资方向调节税。有时国家在特定期间可停征收此项税费。

(2)建设期贷款利息。指银行利用信用手段筹措资金对建设项目发放的贷款,在建设期间根据贷款年利率计算贷款利息金额。

(3)铺底流动资金。按规定以年流动资金的30%作为铺底流动资金,列入总概算表。注意该项目不构成建设项目总造价(即总概算价值),只是将该资金在工程竣工投产后,计入生产流动资产。

# 9.3 工程项目设计概算的编制

## 9.3.1 概算文件的组成及概算的编制依据

### 1. 概算文件的组成

概算文件由以下几部分组成:

(1)工程项目总概算。包括封面与签署页、编制说明、总概算表。

(2)单项工程综合概算。包括封面与签署页、编制说明、综合概算表、土建工程钢材、木材与水泥用量汇总表。

(3)单位工程概算。包括各设计专业的单位工程概算表、各专业用于土建方面的钢材、木

材及水泥用量表。

(4) 工程建设其他费用概算。

## 2. 概算的编制依据

根据我国有关主管部门颁发的文件规定进行工程设计概算的编制,编制的主要依据有:

(1) 设计说明书和图纸。

按照设计说明书及图纸的内容,逐项计算、编制,不得任意漏项。

(2) 设备价格资料。

定型设备均有产品目录,可根据产品的型号、规格和质量按最新价格计算,也可直接向生产厂家询价。非定型设备可按机械工业部在产品目录中规定的非定型设备价格计算。设备运杂费按化工部规定执行,运杂费为设备总价的 5.5%。自控、供电等其他专业均按此编制。

(3) 概算指标(概算定额)。

可按化工部规定的概算指标为依据进行编制,不足部分可按有关专业部和建设项目所在省、市、自治区规定的概算指标进行编制。

(4) 概算费用指标。

可按化工部化工设计概算编制办法中的概算费用指标计算。

(5) 查不到指标时,可以采用下述方法解决。

① 采用参照结构或参数相同(或类似)的设备或材料的指标。

② 直接与协作单位商量解决。

③ 参照类似工程的预算和决算进行计算。

## 9.3.2 概算的编制方法

工程项目设计概算分为单位工程概算、单项工程综合概算、工程建设其他费用概算及总概算 4 部分。工程项目的概算均由规定的表格和文字组成,文字只是说明编制的依据和表格不能表达的内容。

### 1. 单位工程概算

单位工程概算是反映单项工程综合概算中各单位工程投资额的文件,是编制单项工程综合概算中的单位工程费用的依据。

单位工程是指具有单独设计、可以独立组织施工的工程。

单位工程概算费用划分为设备购置费、安装工程费、建筑工程费、其他费用。费用组成包括直接费、其他直接费、间接费、其他间接费、计划利润、税金 6 项费用。其中直接费由材料费(包括辅助材料)、人工费、机械使用费 3 种费用。

单位工程概算按独立建筑物或生产车间(或工段)可分为下述几部分:

(1) 工艺设备部分。包括定型、非定型设备及其安装。

(2) 电气设备部分。包括电动、变配电、通信设备及其安装。

(3) 自控设备部分。包括各种计器仪表、控制设备及其安装。

(4) 管道部分。包括厂房内外管路、阀门和保温、防腐等。

(5) 土建工程部分。包括一般土建工程、电气照明和避雷工程、室内供排水、采暖通风工程等各项建筑工程费用的计算。每项工程都要计算设备费、材料费、安装费和施工管理费等。



上述工艺设备部分、电气设备部分和自控设备部分等可按表 9.1 的格式进行编制,土建工程部分按表 9.2 的格式编制。

表 9.1 单位工程概算表(设备部分)

工程项目名称												
序号	编制依据	设备及安装工程名称	单位	数量	质量,t		概算价值,元					
					单位质量	总质量	单价			总价		
							设备	安装工程		设备	安装工程	
								合计	其中工资		合计	其中工资
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13

表 9.2 单位工程概算表(土建工程部分)

工程项目名称								
序 号	价 格 依 据	名称及规格	单 位	数 量	单价,元		总价,元	
					合计	其中工资	合计	其中工资
1	2	3	4	5	6	7	8	9

## 2. 单项工程综合概算

综合概算是在单位工程概算的基础上,以单项工程为单位进行编制。

综合概算是计算一个单项工程投资额的文件。它是编制总概算第一部分工程费用的主要依据,也是其相应的单位工程概算汇总文件。

单项工程是指建成后可以独立发挥生产能力(或工程效益)并具有独立存在意义的工程。

每个单项工程一般分为:主要生产项目、辅助生产项目、公用工程、服务性工程、福利工程、厂外工程等。

综合概算编制过程可按一个独立生产装置(车间)、一个独立建筑物(或特殊构筑物)进行。综合概算是根据单项工程中各个单位工程概算以表 9.3 形式进行编制,即把各单位工程按上述项目划分,分别填入综合概算表 9.3 中第 2 栏,然后将单位工程概算表中的设备费、安装费、管路费和土建工程的各项费用按照工艺、电气、土建、供排水、照明避雷、采暖通风等各项分类汇总后填入综合概算表中。

## 3. 工程建设其他费用概算

### (1) 其他费用的分类。

工程建设其他费用按照基本建设投资构成可分为 3 类:

①可计入建筑工程费用的,如边远工程增加费、临时设施费、冬雨季施工费、夜间施工增加费、建设场地完工清理费、厂区、场地绿化费。

②可计入设备、工具和器具购置费用的,如工、器具和备品备件购置费、办公和生活用具购置费。

③可计入其他基本建设费用的,如建设单位管理费、征用土地和迁移补偿费、勘察费、设计费、监理费、样品样机购置费、科学研究试验费、基本建设试车费、施工企业法定利润、生产工人进厂培训费、不可预见工程费等。

表 9.3 综合概算表

装置(或车间)名称:

序号	工程项目名称	概算价值,元	单位工程概算价值,元												
			工艺			电气			自控			土建	室内	照明	采暖
			设备	安装	管路	设备	安装	管路	设备	安装	管路	构筑物	供排水	避雷	通风
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16
	一、主要生产项目 (一)××系统 (二)××系统 .....														
	二、辅助生产项目 .....														
	三、公用工程 (一)供排水 (二)供电和电信 (三)供汽 (四)总图运输														
	四、服务性工程														
	五、生活福利工程														
	六、厂外工程														
	总计														

(2)其他费用的概算编制方法。

工程其他费用概算要按各个不同项目分别进行编制。目前我国尚无统一的取费指标,但有一些习惯用的编制方法。根据我国有关主管部门颁发文件、化建发(1994)890号文件规定进行工程建设其他费用概算的编制,其编制包括以下组成部分:

①建设单位管理费。以项目“工程费用”为计算基础,按照建设项目不同规模分别制定相应的建设单位管理费费率计算。其计算公式为:

$$\text{建设单位管理费} = \text{工程费用} \times \text{建设单位管理费费率}$$

②临时设施费。以项目“工程费用”为计算基础,按照临时设施费率计算。即:

$$\text{临时设施费} = \text{工程费用} \times \text{临时设施费率}$$

对新建项目,费率取 0.5%;对依托老厂的新建项目取 0.4%;对改、扩建项目取 0.3%。

③研究试验费。按设计提出的研究试验内容要求进行编制。

④生产准备费。

$$\text{a. 核算人员培训费} = [400 \text{ 元/人} + 850 \text{ 元}/(\text{人} \cdot \text{月}) \times \text{培训期}(\text{月})] \times \text{培训人数。}$$

b. 生产单位提前进厂费 =  $[380 \text{ 元}/(\text{人} \cdot \text{月}) \times \text{提前进厂期}(\text{月})] \times \text{设计定员}(\text{人数})$ , 注: 一般提前进厂期取 8~10 个月。

⑤ 土地使用费。根据使用土地面积, 按政府制定各项补偿费、补贴费、安置补助费、税金、土地使用权出让金标准计算。

⑥ 勘察设计费。按国家计委颁发的收费标准和规定进行编制。

⑦ 生产用办公及生活家具购置费。

因工程性质特点而异, 对新建工程为  $800 \text{ 元}/\text{人} \times \text{设计定员}(\text{人数})$ ; 扩建工程为  $550 \text{ 元}/\text{人} \times \text{新增设计定员}(\text{人数})$ 。

⑧ 化工装置联合试运转费。如化工装置为采用新工艺、生产新产品时, 联合试运转确实可能发生亏损的, 可根据情况列入此项费用; 一般情况, 当联合试运转收入和支出大致可相抵消的, 原则上不列此项费用。不发生试运转费用的工程, 不列此项费用。

⑨ 供电贴费。

⑩ 工程保险费。

⑪ 工程建设监理费。

⑫ 施工机构迁移费。

⑬ 总承包管理费。此项费用是以总承包项目的工程费用为计算基础, 以工程建设总承包费率 2.5% 计算。与工程建设监理费一样, 总承包管理费不在工程概算中单独计列, 而是从建设单位管理费及预备费中支付。

⑭ 引进技术和进口设备其他费。按化建发(1995)528 号(JZ)《化工引进项目工程建设概算编制规定》计算。

⑮ 固定资产投资方向调节税。该项税务的税目、税率按《中华人民共和国固定资产投资方向调节税暂行条例》(1991)所附“固定资产投资方向调节税税目税率表”执行。

⑯ 财务费用。按国家有关规定及金融机构服务收费标准计算。

⑰ 预备费。

a. 基本预备费按如下公式计算:

$$\text{基本预备费} = \text{计算基础} \times \text{基本预备费率}$$

其中 计算基础 = 工程费用 + 建设单位管理费 + 临时设施费 + 研究试验费 + 生产准备费 + 土地使用费 + 勘察设计费 + 生产用办公及生活家具购置费 + 化工装置联合试运转费 + 供电贴费 + 工程保险费 + 施工机构迁移费 + 引进技术和进口设备其他费。

基本预备费率按 8% 计算。

b. 工程造价调整预备费。需根据工程的具体情况、国家物价涨跌情况科学地预测影响工程造价的诸因素的变化(如人工、设备、材料、利率、汇率等), 综合取定此项预备费。

⑱ 经营项目铺底流动资金。将流动资金的 30% 作为铺底流动资金。

#### 4. 总概算

总概算是反映建设工程总投资的文件, 包括建设项目从筹建开始到设备购置和建筑、安装工程的完成及竣工验收交付使用前所需的全部建设资金。总概算是按一个独立体制生产厂进行编制。如系大型联合企业, 且各分厂又具有相对独立性或是独立经济核算单位, 可分别编制各分厂的总概算; 联合企业则按照各分厂总概算汇总, 编制总厂的总概算。如果联合企业中的辅助生产项目及公用工程为各分厂共用者, 一般以一个联合企业编制辅助生产项目及公用工

程总概算。

(1) 编制说明。

编写编制说明时应力求文字简洁,确切地阐明有关事项,扼要概括工程全貌,一般应包括以下内容:

① 工程概况。

简要介绍建设项目性质,属新建、扩建、技术改造或合资;简述工程的主要生产产品品种、规模及生产方法和公用工程等配套情况;说明建设周期和建设地点等有关情况,概括总投资结构、组成和建筑面积。

对于有引进项目,尚应说明引进内容以及国内配套工程等主要情况。

② 资金来源与投资方式。

根据工程立项批文及可行性研究阶段工作,说明工程投资资金是来自银行贷款、企业自筹、发行债券、外商投资或者其他融资渠道。

资金来源分中央、地方、企业或国外;投资方式分拨款、借贷、自筹、中外合资、合作等。

③ 投资分析。

设计中要着重分析各项目投资所占比例、各专业投资的比重、单位产品分摊投资额等经济指标以及与国内、外同类工程的比较,并同时分析投资偏离(或低)的原因。

④ 建设项目设计范围及设计分工。

⑤ 编制依据。

列出包括工程立项批文、可行性研究报告的批文及有关文件依据;列出业主(建设单位)、监理、承包商三方与设计有关的合同书;列出主要设备、材料的价格依据;列出概算定额(或指标)的依据;列出工程建设其他费用的编制依据及建造安装企业的施工取费依据;列出其他专项费用的计取依据。列出项目批文是指要列出“可行性研究报告”批文和有关“立项”文件(必须写明批文的主管部门名称、批文的文号及批文的时间)以及与委托设计单位签订的合同、协议、有关单位与文号。

⑥ 分别列出以下各项所采用的定额、指标、价格及费用费率依据,包括建筑工程、安装工程、设备、材料价格、其他费用的费率和依据(如建设单位费用、地方配套费等)、施工综合费率(如其他直接费、间接费、计划利润等)、引进项目报价、结算条件(F. O. B、C&F、C. I. F);支付币种、外币市场汇价、减免税依据及“二税四费”从属费用的依据及计算等。

⑦ 建筑、安装“三材”(钢材、水泥、木材)用量等材料分析表。

⑧ 环境保护及综合利用、劳动安全与工业卫生、消防三项分别占工程费用投资的比例。

⑨ 有关事项说明,包括对工程项目中应计入项目而费用未计入的情况予以说明,阐明理由;总概算投资与批准可行性研究估算进行对照分析(包括建设面积情况),以说明与原批文要求对照情况;“固定资产投资方向调节税”取定的税率理由。

(2) 总概算的编制方法。

总概算包括建设项目概算投资和动态投资两部分组成。建设项目概算投资包括工程费用、其他费用和预备费。动态投资包括建设期设备、材料上涨价格、建设期贷款利息(包括延期付款利息)、固定资产投资方向调节税、市场汇价、汇中变动预测、铺底流动资金等。

编制了总概算说明以后,按总概算编制办法,计算概算项目划分中各项的工程概算费用,并列如表 9.4 所示的工程总概算表。

根据“设计工程项目一览表及总平面图”列项；费用数据根据单项工程综合概算及其他费用概算列入表 9.4 进行编制。

表 9.4 工程总概算表

建设项目名称：

序号	主项号	工程和费用名称	概算价值,万元				价 值 合 计		占总值 百分率
			设备 购置费	安装 工程费	建筑 工程费	其他费	人民币 万元	含外汇 万美元	
		第一部分 工程费用							
	一	主要生产项目							
1		××装置(车间)							
2		.....							
		小计							
	二	辅助生产项目							
3		.....							
		小计							
	三	公用工程项目							
4		供排水							
5		供电及电信							
6		供汽							
7		总图运输							
8		厂区外管							
		小计							
	四	服务性工程项目							
9		.....							
		小计							
	五	福利性工程项目							
10		.....							
		小计							
	六	厂外工程项目							
11		.....							
		小计							
		合计							
	七	第二部分 其他费用							
1		.....							
2		.....							
3		.....							
		合计							
	八	第三部分 总预备费							
1		基本预备费							
2		涨价预备费							
3		.....							

续表

序号	主项号	工程和费用名称	概算价值,万元				价值合计		占总值百分率
			设备购置费	安装工程费	建筑工程费	其他费	人民币 万元	含外汇 万美元	
		合计							
	九	第四部分 专项费用							
1		投资方向调节税							
2		建设期贷款利息							
		.....							
		合计							
	十	总概算价值							
	十一	铺底流动资金 (不构成概算价值)							

## 9.4 引进项目投资编制办法

目前在工程项目建设过程中经常遇到引进某种产品生产装置及单机设备或材料等,现按我国现行的进出口制度条件编写有关“引进项目投资编制办法”。“复关”后我国进出口制度等会有所变动。

为了编制好引进项目投资工作,在与外商谈判时,涉及合同中有关经济部分谈判,必须要有工程经济人员参加;引进项目合同附件中应有能满足国内编制概算条件的要求和技术经济资料。

引进项目中的国内配套部分的概算编制应执行国内有关系统的编制办法。

### 9.4.1 引进项目费用内容及费用支付

#### 1. 费用内容

引进项目合同总价一般由硬件费和软件费两部分组成。

硬件费指机器、设备、备用备件、材料、化学药剂、触媒、润滑油及专用工具等费用。软件费指设计费、技术资料费、专利费、技术秘密及技术服务费等费用。

#### 2. 费用支付

引进项目费用支付分外币和人民币两种。以外币支付的费用包括:

(1)硬件费。以外币金额折算成人民币,分别列入概算中工程费用的设备栏内和安装栏内的材料部分中。

(2)软件费。以外币金额折算成人民币,列入概算中工程费的其他费栏内;

(3)从属费用。从属费中硬件的国外运费、运输保险费以外币金额折算成人民币,列入概算中设备及安装栏内。

(4)其他费用。指因工程技术人员来华工资和生活费及出国人员差旅费和生活费等,计算成外币金额后折算成人民币,列入概算中其他费用中的其他栏内。

## 9.4.2 引进项目价格计算基础与合同价款计算方法

### 1. 价格计算基础

(1)引进项目的外币金额应以与外商签订的合同价或协议价款为基础,或根据报价资料中报价进行计算。

(2)外币折算应以合同签订生效后第一次付款日期的外汇汇价作基础,如不具备上述条件时,也可按合同签订日期或概算编制日期中国人民银行公布的人民币市场汇价表中有关外币汇率折算。

### 2. 合同价款计算方法

引进技术和设备的项目货价与从属费计算方法包括货价、国外运费、运输保险费、关税、增值税、银行财务费、外贸手续费、海关监管手续费等。

#### (1)货价。

引进项目的硬件和软件的外币金额按下式折算成人民币:

$$\text{货价} = \text{外币金额} \times \text{人民币市场汇价(卖出价)}$$

#### (2)国外运费。

硬件的海运费按以下方式计算(软件可不计):

$$\text{①海运费} = \text{设备、材料总重(毛重)} \times \text{运费单价} \times \text{人民币市场汇价(卖出价)}$$

运费单价按海运费运费率的规定计算;如设备、材料质量只有净重时,可乘 1.15 的毛重系数。

陆运费按中国对外贸易运输总公司执行的《国际货物联运办法》及《1990 年大陆桥集装箱运输国外段运价表》计算。

②如缺乏设备、材料质量资料时,可按以下方式的平均海运费率进行计算:

$$\text{海运费} = \text{外币金额} \times \text{平均海运费率} \times \text{人民币市场汇价(卖出价)}$$

中国技术进出口总公司的平均海运费率为 6%。

③软件中技术资料费中已包括运费。

#### (3)运输保险费。

①按 F. O. B 价格条件的运输保险费:

$$\text{海运的运输保险费} = \text{外币金额} \times 1.0635 \times \text{海运保险费率} \times \text{人民币市场汇价(卖出价)}$$

$$\text{空运的运输保险费} = \text{外币金额} \times 1.0645 \times \text{空运保险费率} \times \text{人民币市场汇价(卖出价)}$$

②按 C&F 价格条件的运输保险费:

$$\text{海运的运输保险费} = \text{外币金额} \times 1.0035 \times \text{海运保险费率} \times \text{人民币市场汇价(卖出价)}$$

$$\text{空运的运输保险费} = \text{外币金额} \times 1.0045 \times \text{空运保险费率} \times \text{人民币市场汇价(卖出价)}$$

值得注意的是,海运保险费率为 0.35%,空运保险费率为 0.45%;以上各式中的系数表示货价、运费定额和保险费率,如 1.0635 中“1”为货价、“0.06”为运费定额,“0.0035”为保险费率。

#### (4)关税。

$$\text{关税} = \text{外币金额} \times \text{人民币市场汇价(中间价)} \times 1.0635 \times \text{关税税率}$$

关税税率按海关总署的税则规定,从与我国有贸易关系的国家引进石油、化工、医药项目,一般取关税税率为 20%。

#### (5)增值税。

增值税 = [外币金额 × 人民币市场汇价(中间价) × 1.0635 + 关税] × 增值税率  
1993 年 12 月 13 日国务院令发布《中华人民共和国增值税暂行条例》增值税率为 17%。  
如按增值税常数进行计算,则:

增值税 = 外币金额 × 人民币市场汇价(中间价) × 增值税常数  
当关税率为 20%、增值税率为 17% 时,增值税常数为 0.21695。

(6) 银行财务费。

硬件和软件均需计算银行财务费。

$$\text{银行财务费} = \text{离岸货价} \times 0.5\%$$

(7) 外贸手续费。

硬件和软件均需计算外贸手续费。

$$\text{外贸手续费} = (\text{外币金额} + \text{国外运费} + \text{运输保险费}) \times \text{人民币市场汇价(卖出价)} \times 1.5\%$$

(8) 海关监管手续费。

凡已减免关税的项目需计取海关监管手续费(指免税及半税)。

$$\text{海关监管手续费} = \text{到岸货价} \times \text{减税率} \times 0.3\%$$

在引进费用计算时,还须遵照中国技术进出口总公司现行的海运费费率、中国对外贸易运输总公司实行的国际铁路货物联运办法及国际铁路集装箱运费标准、对外经济贸易部规定的技术引进外贸手续费标准、中国机械进出口总公司制定的进口商品结算常数表、中国仪表进出口总公司制定的综合常数表等文件规定。

### 9.4.3 单机引进和材料引进费用的计算

#### 1. 单机引进费用的计算方法

单机引进费用计算包括货价、国外运费、运输保险费、关税、增值税、进口调节税、银行财务费、外贸手续费、海关监管手续费。

(1) 货价:

$$\text{货价} = \text{外币金额} \times \text{人民币市场汇价(卖出价)}$$

(2) 从属费用。

单机引进的机械和仪表从属费用应按类别分别采用中国机械进出口总公司和中国仪表进出口总公司所制定的各种常数表计算。

(3) 进口调节税。

凡是引进国家控制进口的机电产品均需加征进口调节税:

$$\text{进口调节税} = \text{到岸货价} \times \text{调节税率}$$

调节税率一般为 10%~30%。

(4) 海关监管手续费。

凡已减免关税和增值税的项目均需计取海关监管手续费。

$$\text{海关监管手续费} = \text{到岸货价} \times \text{减税率} \times 0.3\%$$

通过中国技术进口总公司引进的单机及仪表,其各种费用的计算与引进项目的费用计算方法相同。

#### 2. 材料引进费用的计算方法

材料引进费用计算包括货价、国外运费、运输保险费、关税、增值税、银行财务费、外贸手续费、海关监管手续费。各项费用的计算方法如下:



货价 = 外币金额 × 人民币市场汇价(卖出价)

国外运费 = 材料质量(毛重) × 运费单价 × 人民币市场汇价(卖出价)

运输保险费 = (货价 + 国外运费) × 0.25%

关税 = (货价 + 国外运费 + 运输保险费) × 关税税率

增值税 = (货价 + 国外运费 + 运输保险费 + 关税) × 增值税率

银行财务费 = 离岸货价 × 0.5%

外贸手续费 = (货价 + 国外运费 + 运输保险费) × 0.15%

海关监管手续费 = 到岸货价 × 减税率 × 0.3% (凡已减免关税和增值税的项目均应计取)

#### 9.4.4 国内运杂费、安装费及其他费用的计算

##### 1. 国内运杂费

引进设备或材料的国内运杂费指合同确定的在我国到岸港口或与我国接壤的陆地交货地点到建设现场仓库或安装地点或施工组织指定的堆放地点,所发生的铁路、公路、水路及市内运输的运费和保险费、货物装卸费、包装费、仓库保管费等。

##### 2. 引进项目及引进设备、材料安装费

(1)引进项目安装费,可参照化建发(1995)528号(JZ)“化工引进项目工程建设概算编制规定”有关安装费计算。

(2)单机引进及材料引进安装费,可按《化工建设概算定额》(化工出版社,2003.5)中有关方法计算。

##### 3. 引进项目其他费用和预备费

引进项目的其他费用和预备费的计算与上节工程设计概算中的方法相同。

#### 9.4.5 引进设备、材料费用有关名词解释

国际贸易中,由于交货地点不同,常用以下几种术语:

(1)内陆交货价。指陆地接壤的国家之间买卖双方约定地点交接货物,如约定在铁路交货点的货价,缩写为 E. O. R;约定在公路(卡车)交货点的货价,缩写为 F. O. T。

(2)工厂交货价。指卖方在出口国家制造厂交货的价格,缩写为 E. X. W。

(3)装运港交货价。指卖方在出口国家的装运港交货的价格。其中:离岸价(Free on Board)为装运港船上交货的价格,缩写为 F. O. B;离岸运输价(Cost and Freight)为包括海运费在内的交货价格,缩写为 C&F;到岸价(Cost Insurance Freight)为包括海运费、运输保险费在内的交货价,缩写为 C. I. F。

## 第 10 章 化工环境工程设计

### 10.1 化工环境污染概况

化学工业是对环境的各种资源进行化学处理、转化和加工生产的部门。化工生产的特点是四多：原料多、生产方法多、产品品种多、产生的废物多，据统计，用于化学工业生产各种原料最终约有 2/3 成了废物。化学工业是一个多行业的工业部门，包括化学矿山、石油化学工业、碳化学工业、酸碱工业、化肥工业、塑料工业、医药工业、染制工业、洗涤剂工业、橡胶工业、炸药工业、感光材料等，它在经济建设中处于重要地位，又是造成环境污染的大户，从原料到产品，从生产到使用，都有造成环境污染的因素。所有的化工“三废”都是在这些行业产品的生产、运输及使用过程中产生的，“三废”大多是有害的，有的还是剧毒物质，进入环境就会造成污染。有些化工产品在使用过程中引起的污染甚至比生产本身所造成的污染更为严重、更为广泛。因此弄清这些污染物的来源和特点，对化工污染进行防治具有重要的意义。

我国的工业污染在环境污染中占 70%。随着工业生产的迅速发展，工业污染的治理工作越来越引起人们的广泛注意。我国对工业污染的治理十分重视，从 1973 年建立环境保护机构起，各级环境保护部门就开展了工业“三废”的治理和综合利用。几十年来，国家在工业污染治理方面进行了大量的投资，建立了大批治理污染的设施，取得了比较明显的环境效益。然而，我国工业污染治理的发展还远远落后于工业生产的发展。到目前为止，我国工业污染的治理率还很低，工业废水治理率仅 20%，工业废气治理率为 56%，工业废渣治理率为 50%。而化工“三废”中的化工废水排放量居工业废水第 1 位，化工废气排放量居工业废气第 4 位，化工废渣排放量居工业废渣第 5 位。因此，解决我国化学工业污染的任务还相当艰巨。

目前我国化工生产装置及其工艺技术特点大致可分为以下几种状况：

(1) 投产运行期近 30 年，现处于超期服役的装置。这类装置工艺落后，设备陈旧，“三废”排放点及排放量都较多，是企业生产的重点污染源。

(2) 运行期为 10~20 年的生产装置。这些装置有的是引进国外技术及关键设备，有的是使用国内 20 世纪 80 年代的技术。它们的现状和特点是：①运行稳定，实现了工艺过程的较好控制；②工艺技术已落后于当今的先进水平，亟待改进；③没有采用计算机系统控制生产过程；④有一定的“三废”排放，没有全部做到回收利用。

(3) 全套引进的具有世界先进水平的、运行期在 10 年以内的生产工艺和装置。它们多采用 20 世纪 80 年代末、90 年代初的先进工艺技术。这些装置具有这样一些特点：工艺合理，产率高，成本低，排污少，设备密封性好，多为计算机联锁控制，有相应的废物收集系统（如废水、废气收集系统），做到了正常和不正常生产停车时，没有或有较少的“三废”排放。这是当前化工生产中比较清洁的工艺。

## 10.2 化工污染物的种类及来源

化工污染物种类按性质分:无机化学工业污染物和有机化学工业污染物;按形态分:废气、废水、废渣。

化工污染物的来源取决于化工生产的方法、原料路线、产品种类及性质,但无论是从原料到产品,从生产到使用,都可能导致环境污染。化工污染物的主要来源大致分为两个方面:化工生产原料、半成品及成品;生产过程中排出的废弃物。总的来说,化工污染物都是在生产过程中产生的,但其产生的原因和进入环境的途径则是多种多样的,具体包括:(1)化学反应的不完全所产生的废料;(2)副反应所产生的废料;(3)燃烧过程中产生的废气;(4)冷却水;(5)设备和管道的泄漏;(6)化工生产中排出的其他废弃物。

### 10.2.1 化工生产的原料、半成品及成品

#### 1. 化学反应不完全

未反应的原料因回收不完全或不能完全回收而被排放而产生废料。

生产过程中流失的中间体、副产品甚至是产品,尤其是有毒产品的排放后会造成环境污染。例如,农药化工行业的主要原料利用率一般只有 30%~40%,即有 60%~70%的以“三废”形式排入环境中,因此对“三废”的有效处理和利用既可创造经济效益又可减少环境污染。

#### 2. 原料不纯

化工原料不纯,含有杂质,排放时杂质为有害物质,对环境造成重大污染,有些杂质甚至参与化学反应,而反应产物同样也是所需产品的杂质,对环境而言,也是有害物质。如氯碱工业电解食盐溶液制  $\text{Cl}_2$ 、 $\text{H}_2\text{O}$ 、烧碱,只能利用其中的  $\text{NaCl}$ ,其余占原料的 10%左右的杂质则排入下水体,成为污染源。

#### 3. 跑、冒、滴、漏

生产设备、管道等封闭不严,或操作管理水平跟不上,物料在储存、运输以及生产过程中往往造成泄漏。这样不仅造成经济损失,也可能造成严重的污染事故。

#### 4. 化工产品的使用

一次性化工产品(如塑料用具)使用后随意丢弃成为一种污染源。

### 10.2.2 化工生产过程中排放出的废弃物

#### 1. 燃料的燃烧

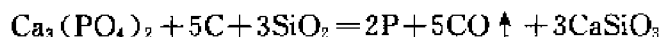
很多化工生产中需要燃烧燃料来提供能量,保证反应在一定压力和温度下进行,而在燃料燃烧过程中,就不可避免地要排出大量烟气、粉尘和有害物质(如  $\text{CO}_2$ 、 $\text{NO}_x$ 、 $\text{SO}_x$  等)。

#### 2. 冷却水

除了耗能外,化工生产还需要大量的冷却水,如生产 1t 烧碱,大约就要 100t 水。在生产中冷却的方式有直接冷却和间接冷却两种方式,直接冷却:水与被冷却的物料进行接触,易使水中含有化工原料。间接冷却:水不与物料直接接触,但里面有时加防腐剂、杀藻剂等化学物质,排出后也造成污染;即使冷却水不加任何化学物质,冷却水排放也会产生热污染问题,影响渔业生产(因水温升高使水中溶解  $\text{O}_2$  减少,鱼在热应力的作用下发育受阻,甚至死亡)。

### 3. 副反应

在化工生产过程中,伴随主反应发生的还有一些人们不希望的副反应及其产物,例如磷肥工业中,用磷矿、焦炭及硅石反应制取黄磷时,同时还生成 CO、硅酸钙,形成废气、废渣。



### 4. 添加剂

在化学反应中有时需加入一些不参加反应的物质,如各种溶剂、助剂、催化剂等,这些物质随废弃物排放,造成环境污染。

### 5. 生产事故造成的化工污染

化工生产中经常发生的事故是设备事故。由于在生产中很多情况下原料、成品、半成品具腐蚀性,使容器、管道被破坏,检修不及时,不仅会出现“跑、冒、滴、漏”等污染现象,有时也会有工艺过程事故发生,如反应条件没有控制好,或催化剂没有及时更换或用量不适造成爆炸泄漏事故,得到的不是所需产物而排放,或者为了安全短时间内大量排放高浓物质而造成重污染。

## 10.3 化工生产的污染特点

化工生产排出的污染物对水、大气、土壤都会造成污染。

### 10.3.1 水污染的特点

化工厂一般多集中布置在江、河、湖、海附近,生产废水大多就近排入水域,因此对水域的污染极为严重。化工废水的污染特点有以下几个方面。

#### 1. 有毒性和刺激性

化工废水中含有许多污染物,有些是有毒或剧毒的物质,如 As、Hg、Cd、Pb 等物质,这些物质在一定浓度下,对生物和微生物有毒性;有的物质不易分解,在生物体内长期积累会造成中毒,如有机氯化物;有些据称是致癌物,如芳香族胺以及含氮杂环化合物等;还有一些有刺激性的物质,如无机酸、碱类等。

#### 2. 耗氧性较高

化工废水特别是石油化工生产废水,含有各种有机酸、醇、醛、酮醚和环氧化物等,其特点是生化需氧量(BOD)和化学需氧量(COD)都很高。这种废水排入水体,就会在水中将污染物进一步氧化分解,消耗水中大量的溶解氧,直接威胁水生生物的生存。

#### 3. pH 值不稳定

化工生产排放的废水酸、碱性不稳定,对水生生物、农作物、水中构筑物均有极大危害。

#### 4. 富营养性

化工废水含氮、磷过高,造成水域富营养化,严重时形成“赤潮”,造成鱼类和其他水生生物大量死亡。

#### 5. 高温

由于化学反应常在高温下进行,排出水温较高的废水进入水域后,会造成水体热污染,使水体中溶解氧降低,从而破坏水生生物的生存条件。

#### 6. 油污染

化工废水油污染很普遍,不仅危害水生生物,同时又增加了水处理难度。

### 7. 恢复比较困难

被污染的水域,即使减少或停止污染物排出,要恢复到水域的原来状态,时间长且恢复困难,需大量资金投入。

## 10.3.2 大气污染的特点

化工废气通常是含有易燃、易爆、有刺激性和有臭味的物质,污染大气的主要有害物质有碳氢化合物、硫的氧化物、碳的氧化物、氯和氯化物、氟化物、恶臭物质和浮游粒子等。化工废气对大气的污染特点如下。

### 1. 易燃、易爆性气体多

化工废气中,有的含有易燃、易爆气体,如低沸点的酮、醛、易聚合的不饱和烃等,若不处理,容易引起火灾、爆炸事故,危害较大。

### 2. 有毒性、刺激性、腐蚀性

在化工生产排放的气体中,含有有毒、刺激性、腐蚀性气体,如  $\text{SO}_2$ 、 $\text{NO}_x$ 、 $\text{HCl}$ 、 $\text{C}_2\text{H}_2$ 、 $\text{H}_2\text{S}$  等。它们产生于化工生产中加热时燃烧煤、重油或天然气,生产  $\text{H}_2\text{SO}_4$  过程中也会产生  $\text{SO}_2$ 。排放到大气中的  $\text{SO}_2$  气体会形成酸雨,危害人体健康,损害设备、建筑物,破坏农业及林业。

### 3. 浮游粒子种类多、危害大

化工生产排出的浮游粒子包括粉尘、烟气、酸雾等。烟气中微小碳粒子吸附性很强,能吸附烟气中的焦油状碳氢化合物,如烟气吸附致癌物质苯并芘后不仅污染环境,而且威胁人体健康。

## 10.3.3 固体废弃物对环境污染的特点

化工废渣是由化学工业生产中排出的固体废弃物,简称化工废渣,它包含生产工序废渣(硫铁矿烧渣、铬渣、电石渣、磷肥渣、纯碱渣、废催化剂、废填料等)和辅助工序废渣(浮渣、沉淀污泥、炉(灰)渣、废气处理收集物等),其中以硫铁矿烧渣数量较大,每生产  $1\text{tH}_2\text{SO}_4$  就排出  $0.7\sim 1.1\text{t}$  废渣。化工废渣具有以下 3 个特点:(1)产生和排放量大,约占全国总固体废弃物产生量的 6.16%;(2)含危险废物种类多,有毒物含量高,如水银法生产烧碱产生含汞盐泥;(3)废弃物资源化可能性大,如硫铁矿渣、废胶片、废催化剂中还含有 Au、Ag、Pt 等贵金属,进行回收利用既可节约资源,又可减少污染。化工废渣对环境的污染主要表现在以下 3 个方面。

### 1. 对土壤的污染

存放废渣需要占用大量的场地,且在自然界的风化作用下,四处流散,有毒的废渣使土壤和农作物受到污染,污染物进入农作物和水域后会危害人类健康。土壤一旦受到污染将很难恢复,甚至永远成为不毛之地。

### 2. 对水域的污染

化工废渣不仅仅占用大量土地,而且经雨淋湿后浸出的有害物质使土地酸化、碱化,其污染面积往往超过所占土地的数倍,并导致水体的污染。

### 3. 对大气的污染

废渣在堆放过程中,在温度、水分作用下有些有机物质发生分解,产生有害气体扩散到大气中,对大气产生污染。

## 10.4 化工生产中对环境有害的污染物

对环境有害的污染物很多,但主要可分为:化学性污染物、物理性污染物、病原性污染物。

但在化工生产中产生的主要污染物是化学性污染物。

### 10.4.1 水体中的主要污染物

废水中的污染物种类大致可分为：固体污染物、需氧污染物、营养性污染物、酸碱污染物、有毒污染物、油类污染物、生物污染物、感官性污染物、热污染等，具体见表 10.1。

表 10.1 水体中的主要污染物

水体中的主要污染物类别	具体污染物
化学性污染物	无机污染物：水溶性氯化物、硫酸盐、酸、碱等无机酸、碱、盐中无毒物质、硫化物 无机有毒物：铝、汞、砷、铬等重金属元素、氰化物、氰化物及无机有毒化学物质 耗氧有机物：碳水化合物、蛋白质、油脂、氨基酸等 植物营养物：铵盐、磷酸盐和磷、钾等 有机有毒物：酚类、有机磷农药、有机氯农药、多环芳烃、苯等
物理性污染物	热污染物：含热废水 放射性污染物：铀、镭、钍等
生物性污染物	病原微生物：病毒、病菌、寄生虫等

### 10.4.2 大气中的主要污染物

大气中的污染物主要分为气溶胶态污染物（如粉尘、烟尘等）和气态污染物（如  $\text{SO}_2$  等）。大气中对环境和人类产生危害的污染物有 100 多种，其中具有代表性的污染物有颗粒物、二氧化硫、氮氧化物、碳氧化物、碳氢化物等，具体见表 10.2。

表 10.2 化学工业废气中的主要污染物

行 业	废气中的主要污染物
氮肥	$\text{NO}_x$ 、尿酸粉尘、 $\text{CO}$ 、 $\text{Ar}$ 、 $\text{NH}_3$ 、 $\text{SO}_2$ 、 $\text{CH}_4$ 、尘
磷肥	氟化物、粉尘、 $\text{NH}_3$ 、 $\text{SO}_2$ 、 $\text{CH}_4$ 、酸雾
无机盐	$\text{SO}_2$ 、 $\text{P}_2\text{O}_5$ 、 $\text{HCl}$ 、 $\text{H}_2\text{S}$ 、 $\text{Cl}_2$ 、 $\text{CO}$ 、 $\text{CS}_2$ 、 $\text{As}$ 、 $\text{F}$ 、 $\text{S}$ 、氯化铬酐、重芳烃
氯碱	$\text{HCl}$ 、 $\text{Cl}_2$ 、氯乙烯、汞、乙炔
农药	$\text{HCl}$ 、 $\text{Cl}_2$ 、氯甲烷、氯乙烷、有机气体、 $\text{H}_2\text{S}$ 、光气、硫醇、三甲醇、二硫醇、二硫酸、氨等
染料	$\text{H}_2\text{S}$ 、 $\text{SO}_2$ 、 $\text{HCl}$ 、 $\text{Cl}_2$ 、 $\text{NO}_x$ 、有机气体、苯类、醇类、醛类、烷烃、硫酸雾等
涂料	芳烃
炼焦	$\text{H}_2\text{S}$ 、 $\text{SO}_2$ 、 $\text{CO}$ 、 $\text{CO}_2$ 、 $\text{NO}_x$ 、芳烃、尘、苯并芘等
有机原料及合成材料	$\text{SO}_2$ 、 $\text{Cl}_2$ 、 $\text{NO}_x$ 、 $\text{HCl}$ 、 $\text{H}_2\text{S}$ 、 $\text{Cl}_2$ 、 $\text{CO}$ 、有机气体、烟尘、烃类化合物等

### 10.4.3 土壤的污染物

化学工业固体废弃物及其所含有的主要污染物一般按废物产生的行业及生产工艺过程进行分类，具体见表 10.3。

表 10.3 化学工业固体废弃物所含的主要污染物

行 业	主要污染物
无机盐工业	铬渣、氰渣、电炉炉渣、富磷泥等
氯碱工业	含汞盐泥、盐泥、汞膏、废石棉隔膜、电石渣泥、废汞催化剂、电石渣等
磷肥工业	电炉炉渣、泥磷、磷石膏等
氮肥工业	炉渣、废催化剂、铜泥、氧化炉灰等
纯碱工业	蒸馏废液、岩泥、柯化泥等
硫酸工业	硫铁矿烧渣、水洗净化污泥、废催化剂
有机原料及合成材料	高浓度废母液、皂化废液、稀醛液、蒸馏高沸残液、电石渣、废硫酸亚铁等
染料工业	废硫酸、氧化滤液
化学矿山	尾矿

## 10.5 化工“三废”的一般处理方法

### 10.5.1 废水处理的基本方法

- (1)物理法:利用物理作用来分离或回收废水中的悬浮物。
- (2)化学法:利用化学反应来处理或回收废水中的溶解性物质或胶体物。
- (3)物理化学法:利用相转移的变化来处理或回收废水中溶解性物质。
- (4)生物化学法:利用微生物作用,去除废水中的溶胶物及有机物质。

废水处理常用的基本方法和适用范围见表 10.4。

表 10.4 废水处理的基本方法

分 类	常用处理方法	处 理 对 象	适 用 范 围
物理处理法	调节、均衡法	使水量、水质均衡	预处理
	沉淀法	可沉物质	
	除油法	粒度较大的油珠	
	气浮法	乳化油,相对密度接近 1 的悬浮物	中间处理
	离心分离法	乳化油、纤维、泥浆沉淀	预处理或中间处理
	格栅法	粗大的悬浮物	预处理
	筛网法	较小的悬浮物	
	砂滤法	细小的悬浮物,乳化油	中间或最终处理
	微滤法	极细小的悬浮物	最终处理
化学法	混凝法	胶体、乳化油(1nm~10μm)	以中间处理为主,也有作最终处理
	中和法	酸、碱	
	化学沉淀法	溶解性有害物,以无机离子为主	
	氧化还原法		

续表

分 类	常用处理方法	处 理 对 象	适 用 范 围
物理化学法	分离法	可溶性的分子或离子	中间或最终处理
	汽提法	溶解性气体或低沸点物质	
	吹脱法		
	萃取法	溶解性物质	
	离子交换法	可溶解物质	
	电渗析法	可溶性物质,尤其是大分子有机物	
	电解法		
	反渗透法		
生物化学法	生物塘(氧化塘)	胶体或溶解性有机物	最终处理
	生物膜法		
	溶性污泥法		
	厌氧发酵法		
	农田灌溉法		

总之, 废水处理方法最终归为将污染物分离→转化→分解, 使之无害化, 废水达到排放标准。

## 10.5.2 废气处理的基本方法

### 1. 除尘

利用气溶胶态污染物如粉尘、烟尘、雾滴和尘雾等颗粒状污染物质量较大的特性, 通过外力作用将其分离出来, 即对原来悬浮在气体中的粉尘, 进行捕集分离; 对已落到地面或物体表面上的粉尘进行清除。该法常用的各种除(吸)尘设备包括: 机械除尘器(沉降室、挡板式除尘器、旋风式分离器)、湿式除尘器、电除尘器、过滤式除尘器和声波除尘器等。

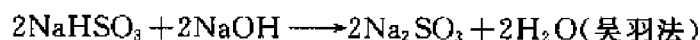
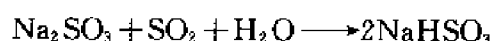
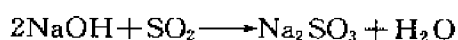
### 2. 气态污染物处理技术

利用污染物物理、化学特性, 采用冷凝、吸收、吸附、燃烧、催化等对主要以分子状态存在于废气中的  $\text{SO}_2$ 、 $\text{NO}_x$ 、 $\text{CO}$ 、 $\text{NH}_3$ 、 $\text{H}_2\text{S}$ 、有机废气等进行处理。具体方法如下。

#### (1) 吸收法。

是利用气体混合物中不同组分在吸收剂中溶解度的不同, 或者与吸收剂发生选择性化学反应, 从而将有害组分从气流中分离出来的过程。该技术较成熟, 适用性强。各种气态物质如  $\text{SO}_2$ 、 $\text{H}_2\text{S}$ 、 $\text{HF}$ 、 $\text{NO}_x$  等一般都可选用适宜的吸收剂和吸收设备进行处理, 并可回收有用产品。常用设备有填料塔、喷淋塔等。

例如对大气中  $\text{SO}_2$  的处理就可采用碱液吸收法:



#### (2) 吸附法。

气体混合物与适当的多孔性固体接触, 利用固体表面存在的未平衡的分子引力或化学键



力,把混合物中某一组分或某些组分吸留在固体表面上,这种分离气体混合物的过程称为气体吸附。常用气体吸附剂有硅胶、漂白土、分子筛、活性炭等。

### (3) 冷凝法。

是利用物质在不同温度下具有不同的饱和蒸汽压这一性质,采用降低系统温度或提高系统压力,使处于蒸气状态的污染物冷凝并从废气中分离出来的过程。该法费用高,因此只适于处理污染物浓度在  $10000\text{cm}^3/\text{m}^3$  以上的有机废气,如处理炼油厂、油毡厂的氧化沥青生产中的尾气。

### (4) 燃烧法。

就是通过热氧化将废气中的可燃有害成分转化为无害物质的方法。例如,含烃废气在燃烧中被氧化成  $\text{CO}_2$ 、 $\text{H}_2\text{O}$ ,还可消烟除臭。燃烧法已广泛用于石油化工、有机化工、食品化工等主要含有机污染物的废气治理,可回收热能。

### (5) 催化法。

就是利用催化剂的催化作用,将废气中的气体有害物质转化成无害物质或转化为易于去除的物质的一种废气治理技术。它与吸收法、吸附法不同,它不需将污染物与主气流分开,可直接将有害物质转变为无害物质。不仅可避免产生二次污染,并且简化操作。

### (6) 生物法。

就是利用微生物活动过程把废气中气态污染物转化成少害甚至无害的物质。

### (7) 膜分离法。

混合气体在压力梯度作用下透过特定薄膜时,因不同气体具有不同的透过速度,从而使气体混合物中的不同组分达到分离的效果。该法已用于石油化工、合成氨气中回收氢、天然气净化、空气中  $\text{O}_2$  的富集、 $\text{CO}_2$  的去除与回收等。

### (8) 电子束照射法。

用电子束照射法处理烟道气,同时去除  $\text{SO}_2$  和  $\text{NO}_x$ ,其原理是  $\text{SO}_2$  和  $\text{NO}_x$  经电子束照射后转为气溶胶微粒,而这种微粒易于用电除尘或布袋除尘器收集除去。如果处理中加  $\text{NH}_3$ ,能生成  $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$ 、 $\text{NH}_4\text{NO}_3$  混合肥料。

如 1977 年日本就建了一座用电子束照射烟道气加  $\text{NH}_3$  法处理烟气的中间厂,处理气量为  $3000\text{m}^3/\text{h}$ 。经一年运转,脱硫、脱氮率分别达 95% 和 80%,处理费用比湿法洗涤如文丘里洗涤节约 45%。1983 年美国印第安纳州一家燃煤火力发电厂建立了处理气量为  $24000\text{m}^3/\text{h}$  的电子束照射法处理烟道气的装置。

## 10.5.3 化工废渣的处理技术

它是指通过物理、物理化学、化学、生物等不同方法,使化工废固体弃物转化成为适于运输、储存、资源化利用以及最终处置的一种技术。因此化工废弃物主要处理方法有物理处理、物化处理、化学处理和生物处理 4 种,具体方法如下:

(1) 物理处理法:包括压缩法、破碎法、筛选法、重力分选法、磁选法、电选法、光电分选法;

(2) 物理化学法:包括析离法、烧结法、挥发法、蒸馏法、汽提法、萃取法;

(3) 化学法:包括溶解法、浸出法、化学处理法、热解法、焚烧法、湿式氧化法;

(4) 生物化学法:包括细菌浸出法、消化法;

(5) 其他:浓缩干化、燃烧、固化填地、农用、建材。

# 10.6 化工“三废”处理工程实例

## 10.6.1 聚酰胺废水处理

石家庄化纤公司年产 5000t 聚酰胺切片的化工厂,采用将固态单体酰胺类原料经高温熔融、消光、稳定、水解、恒压加热、缩聚等工艺生产聚合酰胺熔融体,再经萃取、切片、干燥等工序生产出合格的聚酰胺切片成品。在生产过程中,蒸发、萃取、冷凝、冲洗、干燥等多道工序均不同程度地产生废水。排放的废水中主要含有大量的消光剂、有机链稳定剂、溶解的单体原料及聚酰胺类物质等,废水的  $\text{COD}_{\text{Cr}}$ 、 $\text{BOD}_5$ 、聚酰胺类物质等污染物的浓度波动变化大,水量波动也很大。综合废水排放的主要污染物浓度列于表 10.5。

表 10.5 综合废水主要污染物浓度 mg/L

pH 值	$\text{COD}_{\text{Cr}}$	$\text{BOD}_5$	SS	TKN	聚酰胺物质
7~9	1500~4000	1000~3000	100~400	150~250	900~2500

通过实验对比,选择间歇式活性污泥法对该厂生产废水和厂区生活污水的综合废水进行治理,处理规模为  $1500\text{m}^3/\text{d}$ 。经过半年多的调试和试运行,出水水质良好,满足 GB 8978—1996《污水综合排放标准》。工艺流程如图 10-1 所示,聚酰胺生产废水由生产工序排出,经地下管道与厂区生活污水汇合流入格栅井,去除粗大的悬浮物后进入均质调节池,调节水质水量,水力停留时间为 15h。经过均质的废水由污水泵送入 SBR 反应池,2 个 SBR 反应池设计容积为  $1500\text{m}^3$ 。为保证污泥絮体与废水充分混合及提高活性污泥对氧的利用率,在 SBR 反应池的底部风管上设置曝气面积等于  $0.85\text{m}^2$  膜式曝气头,曝气时间为 4~5h,沉淀时间为 3~4h。从 SBR 反应池排出的处理水通过砂滤池过滤后流入清水池,由清水泵提升送出厂外。SBR 反应池的剩余污泥由污泥泵抽出送入污泥浓缩池,经重力沉降和药剂絮凝后由污泥泵送入离心脱水机进行离心脱水,干泥饼外运作肥料。

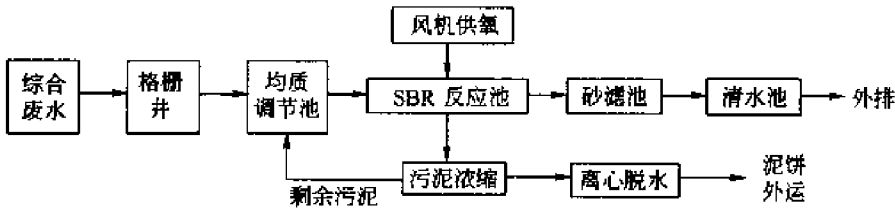


图 10-1 聚酰胺生产废水处理工艺流程图

经过近 6 个月的调试运行后,对处理水水质进行连续 2 天的现场采样监测,各项指标(其结果以平均值计)全部符合国家排放标准,监测结果列于表 10.6。技术经济指标:(1)以总投资额折算投资指标为  $2016\text{元}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ ;(2)日废水处理平均费用  $930\text{元}/\text{d}$ ,吨废水处理运行成本  $0.62\text{元}/\text{d}$ 。

表 10.6 现场水质监测结果

mg/L

项 目	处 理 前	处 理 后	国家地面水二级排放标准
pH 值	8.31 7.69	7.21 7.42	6~9
COD <sub>Cr</sub>	3923 2871	116.2 84.9	150
BOD <sub>5</sub>	2354 1769	37.3 51.2	60
苯酰胺物质	1636 1402	25.7 31.78	—
氨氮	223 194	20.6 14.5	25
SS	168 367	74 50	200

### 10.6.2 磷酸生产含氟废气治理技术

湿法生产磷酸生产过程中排出的含氟废气以水为吸收剂进行吸收处理,生成 18%左右的氟硅酸溶液。湿法处理不仅除氟率可达 97%,而且还可以同时去除其他污染物如硫化物等。其工艺流程如图 10-2 所示。

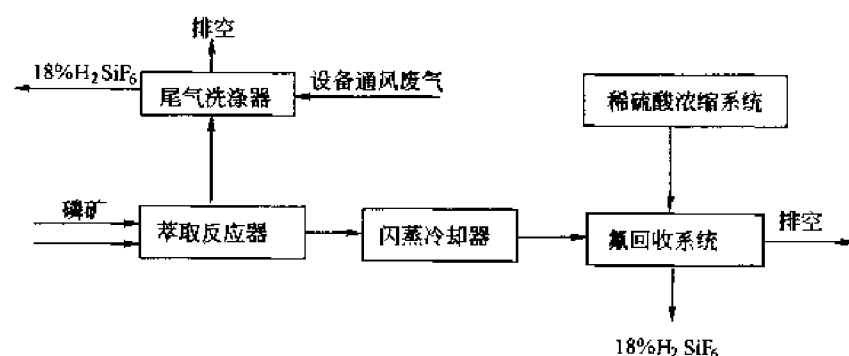


图 10-2 磷酸生产含氟废气处理工艺流程图

### 10.6.3 利用电石渣生产水泥

锦西化工总厂在生产聚氯乙烯过程中每年产生 60kt 电石渣,其化学组成见表 10.7,含水率为 85%~97%;密度为  $(2.22 \sim 2.25) \times 10^3 \text{ kg/m}^3$ ;细度为 3%~15%(0.080mm 方孔筛筛余);粒度分布大于 0.1mm 为 3%~9%,尺寸在 0.05~0.1mm 范围的为 8%~19%,尺寸在 0.01~0.05mm 范围的为 65%~80%,尺寸小于 0.01mm 范围的为 6%~12%。

表 10.7 电石渣的化学组成

%

SiO <sub>2</sub>	Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	CaO	MgO	其 他	烧 失 量
5.56	3.03	0.64	65.57	0.89	4.89	19.33

锦西化工总厂水泥厂用此电石渣生产普通硅酸盐水泥 70kt/a,水泥标号平均为 51.9MPa。

### 1. 物料配比

由于电石渣的含水率较高,配料前要进行两次脱水。一次脱水在浓缩池,使含水率降到60%左右;二次脱水在熟料库内完成,在熟料库停留24h以上,可使含水率降到50%~55%,再进行配料。

电石渣较石灰石中的 $\text{SiO}_2$ 含量低,在生产中用河沙进行校正。水泥生料的配比为:电石渣:粘土:河沙:铁粉=80:10:7:3。

### 2. 生产工艺过程

(1)生料制备。电石渣用泥浆泵送至水泥厂后先筛去杂质,然后送直径18m的浓缩池浓缩至含水60%左右。浓缩后的电石渣送3个 $\phi 6\text{m} \times 13\text{m}$ 的储库。电石渣在储库内沉降24h左右后,含水率降至55%左右。粘土、河沙和铁粉在储库内分别制成浆状。电石渣浆、粘土浆、河沙浆和铁粉浆分别从库底按一定比例放入生料库,并用压缩空气搅拌均匀。

(2)熟料煅烧。含水55%~58%的生料泥浆用泵送回转窑的勺式喂料机。生料在窑内经干燥、预热、分解、放热反应和冷却烧成熟料。

(3)水泥粉磨。经破碎的熟料、煤矸石混合材和石膏分别按81%~87%,10%~15%,3%~4%的比例喂入水泥磨中进行粉磨,粉磨后经筛选、包装然后入库。

### 3. 工艺参数

粘土、河沙、铁粉浆水分	$\leq 45\%$ ;
粘土、河沙、铁粉浆细度	$\leq 10\%$ ;
入窑生料浆水分	$\leq 55\% \sim 58\%$ ;
入窑生料浆细度	$\leq 10\%$ 。

## 10.7 化工污染防治的发展趋势

为了有效地控制化工污染,应采取“防”、“治”、“管”三者相结合的方法,主要是选择合理的工艺流程、生产设备及操作条件,并对化工“三废”采取有效的方法和措施进行回收及综合利用,同时加强化工企业的规划与管理,推行化工企业实施清洁生产,从而达到增产节约、消除污染、保护环境的目的。具体来讲有以下几个方面。

### 10.7.1 采用和开发少废、无废工艺

#### 1. 改变原料路线和生产方法

化工生产在将原料转化成产品的过程中,生产一种产品往往有多种原料路线和生产方法,不同的原料路线和生产方法产生的污染物种类和数量可能有很大的差异。无废和少废工艺对保护环境有决定性作用。

如制造乙醛时,工艺不同,污染程度及污染物种类就不同。

用乙炔作原料(水合法)  $\text{CH} \equiv \text{CH} + \text{H}_2\text{O} \xrightarrow{\text{HgSO}_4} \text{CH}_3 - \text{CHO}$  (汞污染)

用乙烯作原料(直接氧化法)  $\text{C}_2\text{H}_4 + \frac{1}{2}\text{O}_2 \longrightarrow \text{CH}_3\text{CHO}$  (无汞污染)

又如采用无水印染法代替有水印染法,它不仅避免了水污染,又节约了水和染料;在炼油工业中用风冷取代水冷,解决了冷却水污染问题。

## 2. 改进设备

(1) 提高设备管道的密封性能,可减少漏失和污染。

(2) 对于因燃烧不完全产生 CO、炭粒、NO<sub>x</sub>,可通过改进燃烧设备或者改变燃料构成,减少排放量。如在炉内添主导风器,改善炉膛内燃;采用清洁能源等。

(3) 采用闭路循环系统。按清洁生产的工艺要求,生产中采用物料流和能量流循环系统。如美国、日本、前苏联等,就把水的重复利用和循环回收作为保护水源、控制环境的重要技术措施,工业用水的循环使用率一般在 65% 以上。

## 10.7.2 工业合理布局

### 1. 防治大气污染

工业过分集中,污染物排放量过大,不易被大气所稀释扩散,易引起严重大气污染;反之,污染物易于扩散净化,对废气还可采用高烟囱和集合式烟囱扩散稀释。选择厂址要考虑地形、气象条件,如在山区,建厂要尽量避免在大盆地、峡谷。此外,工厂和生活区要有一定的间隔,工厂应尽量设在主导风向的下风向。

### 2. 防止水污染

厂区集中,便于统一集输到污水处理厂,处理达标后排放。如无法集中,则易分散排放,使排出的废物能及时被水域中的水稀释、净化。

## 10.7.3 改进操作、加强管理、提高操作工人的素质

- (1) 建立环境审计制度、考核制度,明确各岗位的环境责任;
- (2) 加强设备日常维修与计量监督,减少跑、冒、滴、漏;
- (3) 妥善存放化工原料和产品,防止损耗流失;
- (4) 将奖惩制度及经济收入与清洁生产挂钩。

## 10.7.4 开展综合利用并实现废物资源化

将化工厂排放的废物加以利用,变“废”为“宝”,既可创造财富,又可保护环境。如可用高浓度 CO 的尾气生产草酸,就可代替用煤气发生炉炉气生产草酸。又如焦化厂含酚浓度 1500~2000mg/L 废水,经溶剂萃取后,可使含酚浓度降低至 100mg/L 左右,每吨废水可回收近 2kg 的酚。经回收处理后的废水,再进行生化处理,可降低处理难度和处理费用。

## 10.8 化工清洁生产与循环经济

### 10.8.1 推行化工清洁生产

清洁生产在不同的地区和国家有许多不同的但相近的提法,例如中国和欧洲的有关国家称“少废无废工艺”、“无废生产”,日本多称“无公害工艺”,美国则定义为“废料最少化”、“污染预防”、“削废技术”。此外,个别学者还有“绿色工艺”、“生态工艺”、“环境完美工艺”、“与环境相容(友善)工艺”、“预测和预防战略”、“避免战略”、“环境工艺”、“过程与环境一体化工艺”、“再循环工艺”、“源削减”、“污染削减”、“再循环”等提法。这些不同的提法实际上描述了清洁生产概念的不同方面,我国以往比较通行“无废工艺”的提法。

清洁生产是一个相对的、抽象的概念,没有统一的标准,因此,有关清洁生产的定义因时间

的推移而不断发生变化,使其更为科学、更为完整,并且更具有现实的可操作性。1996 年联合国环境署在 1989 年定义的基础上对清洁生产的概念进行了重新定义如下:

(1)清洁生产是指将整体预防的环境战略持续应用于生产过程、产品和服务中,以期增加生态效率并减少对人类和环境的风险。

(2)对于生产,清洁生产包括节约原材料、淘汰有毒原材料、减降所有废物的数量和毒性。

(3)对于产品,清洁生产战略旨在减少从原材料的提炼到产品的最终处置的全生命周期的不利影响。

(4)对于服务,要求将环境因素纳入设计和所提供的服务中。

清洁生产是一种预防性方法。它要求在产品或工艺的整个寿命周期的所有阶段都必须考虑预防污染,或将产品或工艺过程中对人体健康及环境的短期和长期风险降至最小。清洁生产打破了传统的“管端”管理模式,而注意从源头寻找使污染最小化的途径。清洁生产的实施能够节约能源、降低原材料消耗、减少污染、降低产品成本和“废物”处理费用,提高劳动生产率,改善劳动条件,直接或间接地提高经济效益。因此,清洁生产是兼顾工业和环境的一个方兴未艾的话题。它既要求对环境的破坏最小化,又要求企业经济效益最大化。所以清洁生产可以概括为以下两个目标:

(1)通过资源的综合利用、短缺资源的代用、二次资源的利用以及节能、省料、节水,合理利用自然资源,减缓自然资源的耗竭;

(2)减少废料和污染物的生产和排放,促进工业产品的生产、消费过程与环境相容,降低整个工业活动对人类和环境的风险。

## 10.8.2 推行化工生产循环经济模式

### 1. 循环经济及特点

循环经济就是在可持续发展的思想指导下,按照清洁生产的方式,对能源及其废弃物实行综合利用的生产活动过程。它是一种以资源高效利用和循环利用为核心,以“三 R”为原则(即减量化 Reduce、再使用 Reuse、再循环 Recycle);以低消耗、低排放、高效率为基本特征;以生态产业链为发展载体;以清洁生产为重要手段,达到实现物质资源的有效利用和经济与生态的可持续发展。循环经济与生态经济既有紧密联系,又各有特点。从本质上讲循环经济就是生态经济,就是运用生态经济规律来指导经济活动,也可称是一种绿色经济,“点绿成金”的经济。它要求把经济活动组成为“资源利用—绿色工业(产品)—资源再生”的闭环式物质流动,所有的物质和能源在经济循环中得到合理的利用。循环经济所指的“资源”不仅是自然资源,而且包括再生资源;所指的“能源”不仅是一般能源,如煤、石油、天然气等,而且包括太阳能、风能、潮汐能、地热能等绿色能源。注重推进资源、能源节约、资源综合利用和推行清洁生产,以便把经济活动对自然环境的影响降低到尽可能小的程度。循环经济倡导的是一种建立在物质不断循环利用基础上的经济发展模式,它要求把经济活动按照自然生态系统的模式,组织成一个“资源—产品—再生资源”的物质反复循环流动的过程,使得整个经济系统以及生产和消费的过程基本上不产生或者只产生很少的废弃物,只有放错了地方的资源,而没有真正的废弃物。其特征是自然资源的低投入、高利用和废弃物的低排放,从而根本上消解长期以来环境与发展之间的尖锐冲突。

### 2. 当今世界循环经济四种模式

(1)杜邦模式——企业内部的循环经济模式。

通过组织厂内各工艺之间的物料循环,延长生产链条,减少生产过程中物料和能源的使用

量,尽量减少废弃物和有毒物质的排放,最大限度地利用可再生资源;提高产品的耐用性等。杜邦公司创造性地把循环经济三原则发展成为与化学工业相结合的“3R 制造法”,通过放弃使用某些对环境有害型的化学物质、减少一些化学物质的使用量以及发明回收本公司产品的新工艺,到1994年已经使该公司生产造成的废弃塑料物减少了25%,空气污染物排放量减少了70%。

#### (2) 工业园区模式。

按照工业生态学的原理,通过企业间的物质集成、能量集成和信息集成,形成产业间的代谢和共生耦合关系,使一家工厂的废气、废水、废渣、废热或副产品成为另一家工厂的原料和能源,建立工业生态园区。典型代表是丹麦卡伦堡工业园区,这个工业园区的主体企业是电厂、炼油厂、制药厂和石膏板生产厂,以这4个企业为核心,通过贸易方式利用对方生产过程中产生的废弃物或副产品,作为自己生产中的原料,不仅减少了废物产生量和处理的费用,还产生了很好的经济效益,形成经济发展和环境保护的良性循环。

#### (3) 德国 DSD——回收再利用体系。

德国的包装物二元回收体系(DSD)是专门组织回收处理包装废弃物的非盈利社会中介组织,1995年由95家产品生产厂家、包装物生产厂家、商业企业以及垃圾回收部门联合组成,目前有1.6万家企业加入。它将这些企业组织成为网络,在需要回收的包装物上打上绿点标记,然后由DSD委托回收企业进行处理。任何商品的包装,只要印有它,就表明其生产企业参与了“商品包装再循环计划”,并为处理自己产品的废弃包装交了费。“绿点”计划的基本原则是:谁生产垃圾谁就要为此付出代价。企业缴纳的“绿点”费,由DSD用来收集包装垃圾,然后进行清理、分拣和循环再生利用。

#### (4) 日本的循环型社会模式。

日本在循环型社会建设方面主要体现在三个层次上。一是政府推动构筑多层次法律体系。2000年6月,日本政府公布了《循环型社会形成促进基本法》。随后又出台了《固体废弃物管理和公共清洁法》、《促进资源有效利用法》等第二层次的综合法。在具体行业和产品第三层次立法方面,2001年4月日本实行《家电循环法》,规定废弃空调、冰箱、洗衣机和电视机由厂家负责回收;2002年4月,日本政府又提出了《汽车循环法案》,规定汽车厂商有义务回收废旧汽车,进行资源再利用;5月底,日本又实施了《建设循环法》,到2005年,建设工地的废弃水泥、沥青、污泥、木材的再利用率要达到100%。第三层次立法还包括《促进容器与包装分类回收法》、《食品回收法》、《绿色采购法》等。二是要求企业开发高新技术,首先在设计产品的时候就要考虑资源再利用问题,如家电、汽车和大楼在拆毁时各部分怎样直接变为再生资源等。三是要求国民从根本上改变观念,不要鄙视垃圾,要把它视为有用资源,堆在一起是垃圾,分类存放就是资源。

### 3. 发展循环经济的关键

循环经济既然是一种新的发展理念和模式,因此,发展的关键在于加速经济转型。也就是说,要按照生态经济理论和科学发展观的要求,从传统的资源过量消耗型、粗放经营的经济增长方式向资源节约循环型、集约经营的经济增长方式转变。也就是转变到经济、社会与生态协调发展的模式上来,并且进入到经济结构调整之中,以“协调”、“减量”和“循环”为主要手段,落实到各个环节,从而达到节约资源和保护环境的目的。

#### 4. 成功例子

上海石化凭借循环经济理念,石油资源利用率得到不断提高,从1975年的30%~40%提高到现在的90%以上。每吨石化产品的平均消耗石油量从1995年的1.40t降到2004年的1.17t。现在的上海石化,每购进1t原油,95%可转化为商品,另有4%用作燃料,加工过程中的损耗只有1%。

## 第 11 章 化工设计常用软件介绍

### 11.1 化工软件发展概述

在较长的时间内,计算尺和台式计算器曾经是化工工程师的主要设计工具。到了 20 世纪 50 年代,一些先进的西方企业首先在老式的计算机上完成了闪蒸和精馏的计算机辅助计算,随后又应用 FORTRAN 语言进行不同单元操作的计算。M. W. Kellogg 开发出了第一个过程模拟软件,即 Flexible Flow Sheet。同时期一些大公司如 Union Carbide Corp. 和 Standard Oil Co. 也推出了序贯连续法的过程模拟程序,在 20 世纪 60 年代中期成立了多家软件公司,专门从事软件开发,如 Simulation Sciences and Chem Share 等。在一些大型企业也相应产生了一些过程控制软件。到 20 世纪七八十年代,计算机辅助化工设计应用软件的开发和应用发展极为迅速,新的软件公司不断涌现,并产生了大量的新模拟系统,例如美国 Chemshare 公司的 DESIGN/2000、美国 MIT(麻省理工学院)开发的 ASPEN Plus、模拟科学公司的 PROCESS、用热交换器及其网络设计的 Profimatics 公司的 HEXNET/HEXTOP、传热研究公司的 HTRI、Cincinnati 大学的 UCAN-II、英国帝国化学公司(ICI)的 FLOWPACK-II、牛津大学 CAD 研究中心的 CON-CEPT、英国帝国大学的 SPEEDUP、匈牙利科学院的 SIMUL 等。

计算机辅助化工设计软件主要包括物性数据库、稳态过程模拟软件、动态过程模拟软件、经济分析与评价软件、绘图(各种工程图,如流程图、设备图、施工管道图)软件等。在过程模拟软件中,核心内容之一是单元操作模块以及进行全系统物料衡算与热量衡算的计算模块。由于化工过程所包括单元操作的多样性与传热、传质的复杂性,至今尚没有全部清晰的物理模型,即使是灰箱模型也存在很多偏微分方程与非线性关系,找不到分析解,这些特点皆赋予化工应用软件独有的复杂性,只能在一定简化条件下求取近似解。随着硬件存储与计算速度的发展,随着数学方法的发展,化工软件发展的关键领域将是化工过程集成、动态过程最佳化控制与最佳化操作以及已有的过程模拟软件、数据库、平行处理等方法软件的进一步完善与发展。而计算机辅助化工过程教育,无论是高等院校或是技术人员培训都已推广使用,并在加强建设化工教育的应用软件。

目前已经开发出许多稳态过程模拟软件,表 11.1 中 ASPEN 与 PROCESS 属于较大型软件。动态模拟系统从发展趋势来看是一个非常重要的领域,在这方面虽已作了一些开发工作,已有软件如 DYNSSYS, DYNAMICS, SIMULATORS 等,但仍有待发展。将模拟软件用于过程设计或过程模拟,对于过程工程师已是一件很普通的工作,这些程序软件可用于以下化工过程工程方面:

(1)初步设计阶段,可用程序计算不同过程流程的物料和能量平衡。在此阶段只需提供简单的过程方块流程图。

(2)最终设计阶段,在此阶段按较详细的过程流程,用模拟软件对流程中所有过程单元和流股进行详细计算。



(3)应用模拟软件分析现有的工厂操作,为了发现改进部位,用模拟结果可与原有设计计算结果进行对比诊断。

(4)应用软件模拟操作条件的改变,可提高过程的效率,识别工厂的卡脖瓶颈环节,以进行现有工厂的挖潜。

(5)应用软件完成设计方案的最佳化评选。

表 11.1 某些模拟系统及特征

模 拟 系 统	开 发 者	结 构	特 点
GMB	美国 Badger 公司	序贯模块	交互作用式
ASPEN	美国麻省理工学院	序贯模块 扩展到联立模块	连接的列数据结构 POL,有费用和经济估算
FLOWPACK II	英国/联邦德国 ICI - LINDE AG	序贯模块、可用联立模块	批处理和交互作用 POL
PROCESS	美国模拟科学公司	先进的序贯模块形式	批运算输入准备,处理和输出 检验交互作用方式
DESIGN2000	美国 Chemshare 公司	先进的序贯模块方式	
FLOWTRAN	美国 Monsanto 公司	序贯模块	连续修正的 POL,有费用和尺寸 计算子程序
CAPEX	日本 Chiyoda 化学工程建造 公司	序贯模块	用户写主程序有优化,费用和 尺寸计算程序
CONCEPT III	英国 CAD 中心	先进的序贯模块形式	交互作用方式
SYMBOL	美国 CAD 中心	面向方程	线性化法
SPEEDUP	英国伦敦帝国学院	面向方程	用 PASCAL 编程产生 FOR- TRAN 程序来执行
ASCEND	美国 Carnegie - Mellon 大学	面向方程	允许模拟和优化
FLowsim	美国 Connecticut 大学	面向方程	图形输入选择稀疏矩阵技术
QUASILIN	英国 CAD 中心	面向方程	允许模拟和优化

## 11.2 ASPEN PLUS 简介

### 11.2.1 软件概述

化工系统工程起源于 20 世纪 50 年代末,迄今已有 50 多年历史,由原来的概念化走向了实用化,在大型化工、石油化工及天然气加工等工艺设计中,发挥了无与伦比的作用,取得了很大的效益。

化工系统工程主要包括模拟、优化、灵敏度分析和系统综合等,其中模拟是基础,是最重要的环节。模拟又分为稳态模拟和动态模拟。稳态模拟是对一化工流程建立适当的数学模型,并在约束条件下,用计算机进行求解,去预测一个过程。对于大系统而言,用物料衡算去确定工艺流程中各流股的物料变量及流量、温度、压力和组成。现代化工、石化、天然气加工等生产中计算机模拟正越来越广泛地应用于单元操作、装置优化和工厂评价。基于质量平衡、能量平衡、物性数据库和精确化工计算的计算机模拟系统已在许多装置上离线和在线运行。

ASPEN PLUS 是大型通用流程模拟系统,用于计算稳态过程的物料平衡及能量平衡、设

备尺寸,并对过程投资进行经济成本分析。ASPEN(“先进过程工程系统”——Advanced System for Process Engineering)最初是由美国能源部资助,于1976~1981年在麻省理工学院(MIT)开发并于1981年底完成。1982年Aspen Tech公司成立将其商品化,称为ASPEN PLUS。ASPEN PLUS是基于稳态化工模拟、优化、灵敏度分析和经济评价的大型化工流程模拟软件。为了计算相平衡、热力学性质及传递性质,ASPEN PLUS提供了一个广泛的物性模型程序库、丰富的状态方程和活度系数方法。由于能自动地从一个大的物性数据库里检索,因此避免了工程师对物性数据的繁重查询工作。同时ASPEN PLUS大约有40个通用单元操作模型,必要时用户可以利用自己的模型编写一个FORTRAN的子程序。自ASPEN PLUS正式公开发行,年年有所发展,被公认为是新一代的化工过程计算机模拟系统。

ASPEN PLUS可以在多种硬件平台上运行,经过20多年不断改进、扩充、提高,已经历了12个版本,成为全世界公认的标准大型流程模拟软件,用户接近上千个,全世界各大化工、石化生产厂家及著名工程公司都是ASPEN PLUS的用户。它以严格的机理模型和先进的技术赢得广大用户的信赖,它具有以下特性:

第一,ASPEN PLUS有一个公认的跟踪记录,在一个工艺装置制造的整个生命周期中提供巨大的经济效益,制造生命周期包括从研究、开发、施工到生产。

第二,ASPEN PLUS使用最新的软件工程技术通过它的Microsoft Windows图形界面和交互式客户服务器模拟结构使得工程生产力最大。

第三,ASPEN PLUS拥有精确模拟范围和广泛的实际应用所需的工程能力,这些应用包括炼油、非理想化学系统、含电解质和固体的工艺过程。

第四,ASPEN PLUS是AspenTech的集成系统技术的一个核心部分,该技术能在公司的整个过程工程范围内捕获过程专业知识并充分利用。

在实际应用中,ASPEN PLUS可以帮助工程师解决快速工艺计算、设计一个新的工艺过程、查找一个加工装置的故障或者优化一个石油化工装置的操作等工程和操作的关键问题。

流程模拟的优越性有以下几点:

- (1)进行工艺过程的能量和质量平衡计算;
- (2)预测物流的流率、组成和性质;
- (3)预测操作条件、设备尺寸;
- (4)缩短装置设计时间,允许设计者快速地测试各种装置的配置方案;
- (5)帮助改进当前工艺;
- (6)在给定的限制内优化工艺条件;
- (7)辅助确定一个工艺的约束部位(消除瓶颈);
- (8)回答“如果…那会怎样”问题。

ASPEN PLUS的重要功能:

- (1)固体处理;
- (2)严格的电解质模拟;
- (3)石油化工设计制造处理;
- (4)数据回归;
- (5)数据拟合;
- (6)优化;
- (7)用户子程序。

## 11.2.2 功能界面

### 1. 用户界面

下图 11-1 为 ASPEN PLUS 的主界面,使用该工作页面可建立、显示模拟流程图及 PFD-STYLE 绘图。从主窗口可打开其他窗口,如绘图窗口(Plot)、数据浏览窗口(Data Browser)。

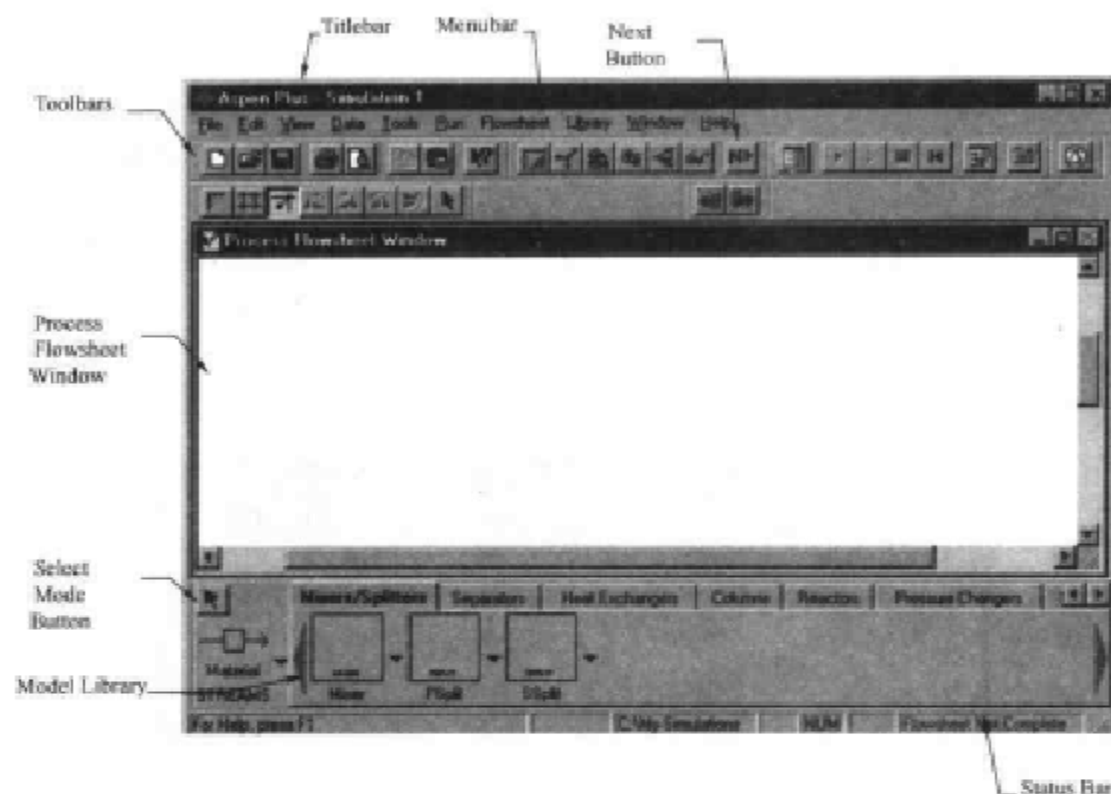


图 11-1 ASPEN PLUS 主界面

ASPEN PLUS 主窗口说明见表 11.2。

表 11.2 ASPEN PLUS 主窗口说明

窗 口 部 件	说 明
Titlebar(标题条)	在窗口顶部的水平条,显示运行标识。在给运行起名字之前,Simulation 1 是缺省的标识
主界面 Menubar(菜单)	在 Titlebar 下面的一个水平条,给出可用菜单的名字
Toolbar(工具条)	在 Menubar 下面的一个水平条,含有一些按钮,当单击这些按钮时,执行一些命令
Next Button(下一步按钮)	调用 Aspen plus 专家系统,指导完成模拟所必须经历的各步骤
Status Area(状态域)	显示有关当前运行的状态信息
Select Mode button(选择模式按钮)	关闭插入对象的插入模式,并返回到选择模式
Process Flowsheet Window(工艺流程窗口)	在主窗口中可以建立工艺流程
Model Library(模型库)	在主窗口的底部的区域,列出可用的单元操作模型

#### (1) 工具条。

在工具条上使用按钮可以快速且方便地执行操作。缺省的工具条如图 11-2 所示。

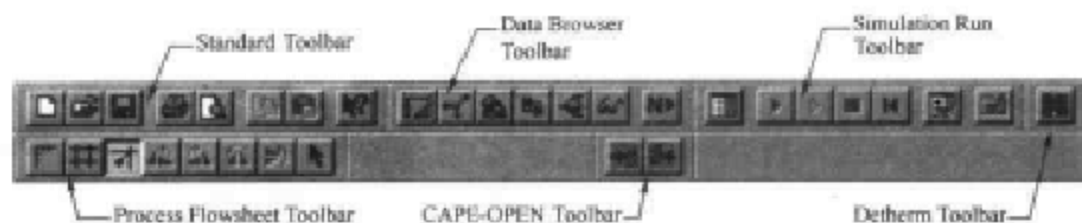


图 11-2 工具条

(2) 工艺流程窗口。

在 Process Flowsheet 窗口中,可建立、显示工艺流程以及 PFD-style 绘图之处。

可以用表 11.3 列出的 3 种不同方法显示工艺流程图。工艺流程图窗口如图 11-3 所示。

表 11.3 3 种显示工艺流程图的方法

工艺流程窗口显示	从窗口菜单单击
一个正常的窗口	Normal
一个总是在背景下的窗口	Flowsheet as Wallpaper
一个工作簿表	Workbook mode

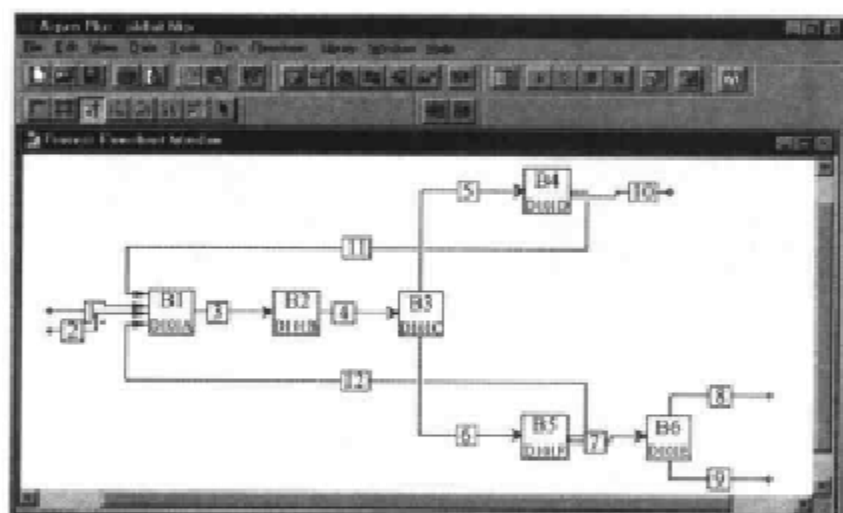


图 11-3 工艺流程图窗口

(3) 模型库。

使用 Model Library 去选择你想要放置在流程图上的单元操作模型和图标,Model Library 出现在 ASPEN PLUS 主窗口的底部,如图 11-4 所示。

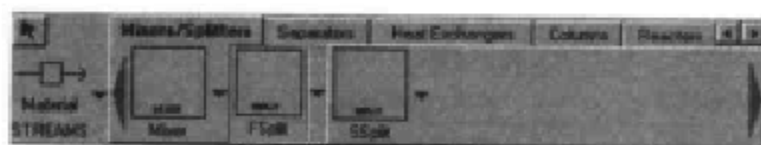


图 11-4 模型库

若要选择一个单元操作模型:

①在你想要放置在流程中的单元类型的相应标签上单击鼠标。

②在页面中单击单元操作模型。

③若选择不同的模型图标,单击靠近模型图标的下箭头,看到可选的图标,你在 Model Library

(模型库)中为那个模型所选择的图标会出现,如图 11-5 所示。

④当已选择一个模型时,单击流程中想要放置模型的地方。

当你以这种方式放置单元模块时,这时应处在 Insert 插入模式。每次你在 Process flowsheet (工艺流程)窗口中单击一下鼠标,便意味着放置了一个你定义的模型类型的单元模块。若退出 Insert 状态并返回 Select 状态,在 Model Library 左上方的 Model Select Button(模型选择按钮)上单击鼠标。当然你也能够通过从 Model Library(模型库)拖放到 Process Flowsheet(工艺流程)窗口的方法,在你的流程图中放置单元模块。

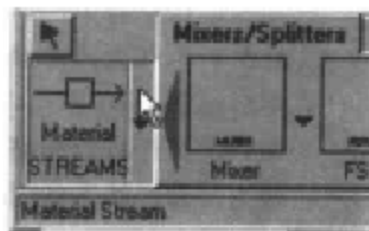


图 11-5 模型图标

若选择物流类型:

①单击模型库中显示的靠近物流类型的向下箭头。

②选择你想要放置在流程中的物流类型。


③一旦选定一个物流类型,在你想要连接物流的流程端口处简单地单击鼠标。

当放置单元模块和物流时,鼠标指针变成十字形状,表明 Insert Mode(插入模式)。在放置每一个单元模块或物流后,在你没有在模型库的右上角的选择模式的按钮上单击鼠标之前,你将保持在 Insert Model(插入模式)。

(4)数据浏览器。

Data Browser(数据浏览器)是一个页面和表页查看器,它具有已经定义可用的模拟输入、结果和对象的树状层次视图,数据浏览界面如图 11-6 所示。

若打开一个 Data Browser:

①在 Data Browser toolbar 上的 Data Browser 按钮上单击鼠标。

②从 Data menu,单击 Data Browser。

当打开任何一个表时,Data Browser 也出现。

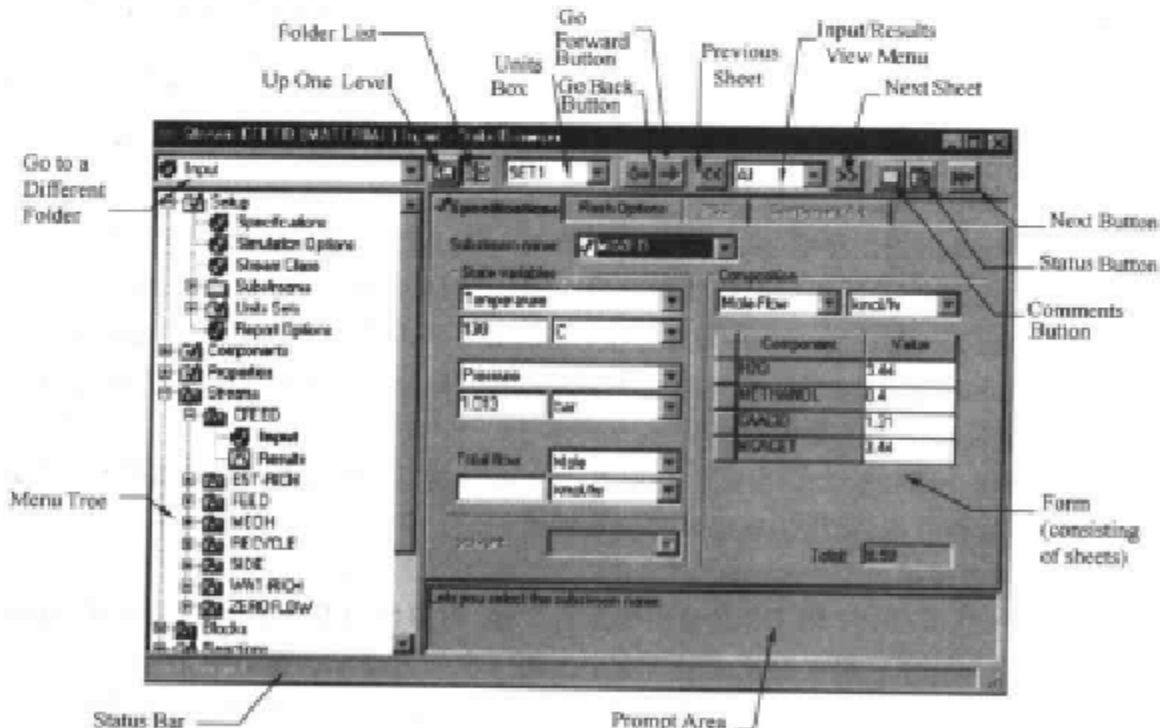


图 11-6 数据浏览-1

使用数据浏览器,可实现下列功能:

- ①显示表页和页面并操纵对象;
- ②不必返回 Data 菜单,而浏览多个表页和页面,例如:当检查性质参数输入时;
- ③编辑定义流程模拟输入的页面;
- ④检查运行的状态和内容;
- ⑤查看结果是否可用。

数据浏览窗口的部件见表 11.4。

表 11.4 数据浏览窗口的部件

窗 口 部 件	说 明
Form(表页)	显示你能够输入数据或浏览结果的页面
MenuTree(菜单树)	文件夹和表的层次树
Status Bar(状态条)	显示有关当前块、物或其他对象的状态信息
Prompt Area(提示域)	提供帮助你做选择或完成任务的信息
Go to a Different Folder(转到另外一个文件夹)	能使你选择显示一个文件夹或一个表
Up One Level(到上一级)	带你到菜单树的上一级
Folder List(文件夹列表)	显示或隐藏菜单树
Units(单位)	活动表格所采用的测量单位
Go Back Button(向后按钮)	带你到前个浏览过的表页
Go Forward Button(向前按钮)	带你回到上次选择 Go Back 按钮所查看的表页处
Input/Results View Menu(输入/结果浏览菜单)	允许你只浏览输入的文件夹和表页或只浏览输出的文件夹或表页,或者全部浏览
Previous Sheet Button(前一个表页按钮)	带你到该对象的前一个输入或结果表
Next Sheet Button(下一个表页按钮)	带你到该对象的下一个输入或结果表
Comments Button(注释按钮)	允许你对一个具体单元模块、物流或其他对象输入注释
Status Button(状态按钮)	显示关于某个具体表格在上次运行期间产生的任何信息
Next Button(下一步按钮)	调用 ASPEN PLUS 专家系统指导你执行完成你模式任务的各个步骤

## 2. Data Browser 数据浏览器

Data Browser 数据浏览器是 ASPEN PLUS 主运行环境中最重要的一个页面。它具有已经定义可用的模拟输入、结果和对象的树状层次图。用 Data Browser 按钮打开主页面可以看到在运行类型的下拉条中有 6 个不同的选项。ASPEN PLUS 几大主要的功能基本可以通过直接选择不同的运行类型来实现,此外也可以在 Data Browser 页面中的其他选项设定中完成,数据浏览界面如图 11-7 所示。

下面就着重介绍这款流程模拟软件的 6 个主要功能:建立从本流程模拟模型、灵敏度分析、设计规定、物性分析、物性估计以及物性数据回归。

### (1) 基本流程模拟。

Flowsheet 是 ASPEN PLUS 最常用的运行类型,可以使用基本的工程关系式,如质量和能量平衡、相态和化学平衡以及反应动力学去预测一个工艺过程。在 ASPEN 的运行环境中,只要给定合理的热力学数据、实际的操作条件和严格的 ASPEN 平衡模型,就能够模拟实际装置的现象,帮助你设计更好的流程并优化现有的装置和流程,提高工程利润。



到模拟的目的,而且方法的适合程度更决定了模拟结果的精确度。

可在全局中使用一种物性方法称为全局物性方法,可在不同的流程段中使用不同的物性方法称为局部物性方法。物性方法由计算路径(即路线:Route)和物性方程(即模型:Model)来定义,它决定怎样计算物性。但在大多数情况下,内置的物性方法足以满足绝大多数应用,也就是说不必对这些具体的组成作修改就能适用于模拟。但要是想对物性方法做高级修改,则必须搞清楚物性方法、模型和路线这几个概念。要完成这些变化,在 Data Browser 的左屏中,双击 Property Method 文件夹。以图 11-8 所示为例。

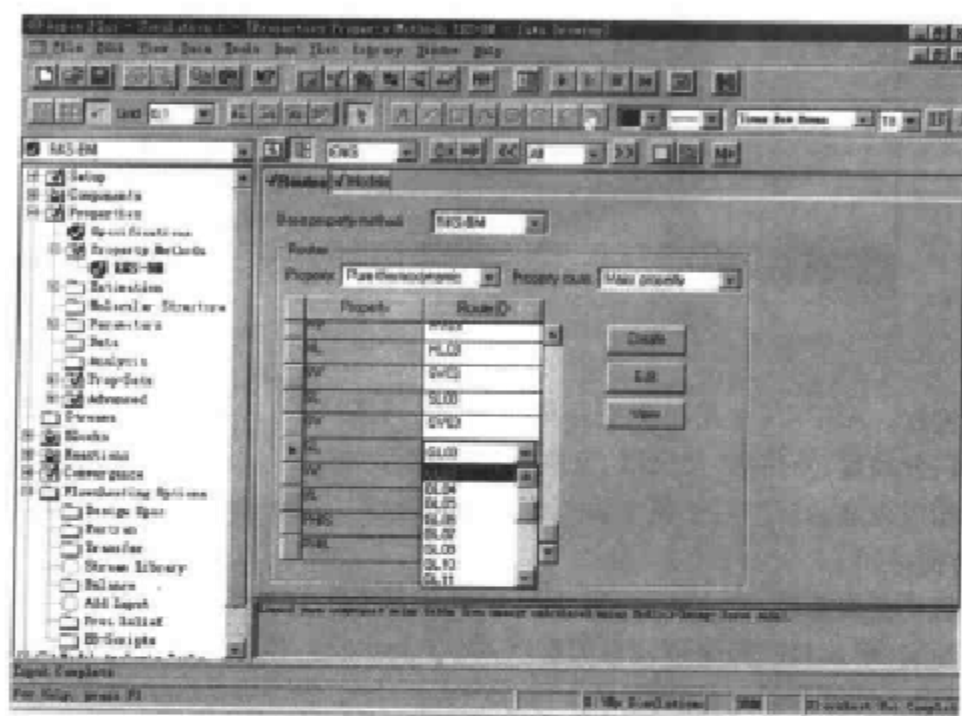


图 11-8 物性选择

性质(Property)GL 是液体纯组分摩尔吉布斯自由能,它是 RKS-BM 物性方法中一个主要性质。默认的求解路线是 GL03,采用的是 Redlich-Kwong-Soave 模型。ASPEN 中的每种物性都有大于一种的求解方法,这种为计算一个性质的模型和方法的不同组合形式就叫做路线。如图 11-8 中的下拉条中列出了计算性质 GL 的路线。每种路线都对应了不同的模型。而所谓模型就是计算一个性质的一个或多个方程,并且把状态变量、通用参数和关联式参数作为输入变量。可以创建新的路线,即用不同于基本物性方法的其他方法及其中所涉及的其他模型来计算所需要的物性值。

⑤规定物流。对已知状态的模块间的物流进行温度、压力、流量等参数的设定。如果已知物流粒子尺寸分布及流程中存在非常规组分时,也需要在这里进行额外设置。

⑥单元操作模型的参数设置。即对模块所处的物理环境进行设置,连接物流相态、自身温度、压力及传热量等。

⑦运行模拟程序,生成报告。

(2)灵敏度分析。

此功能在 Data Browser 页面下的 Sensitivity Form 表单中设定。其目的是测定某个变量对我们的目标值的影响程度。分别定义分析变量(Sampled variables)和操纵变量(Manipula-



ted variables)并设定操纵变量的变化范围,运行即可。通过这一功能,可以直观地看到哪一个变量对于目标值起着关键性的作用。

### (3)设计规定。

在灵敏度分析的基础,当确定了一个关键因素,并且希望它对系统的影响达到一个所希望的精确值时,就可通过设计规定来实现。因而除了要设置分析变量和操纵变量外,还要设定出一个明确的希望值。ASPEN PLUS就是这样让以前繁琐的实验求证过程变得如此简单。设计规定产生必须迭代求解的回路,除外,带有再循环回路的模块本身也需要循环求解。对这样的流程,需按以下3个步骤来执行:

①选择撕裂流股。一股撕裂流股就是由循环确定的组分流、总摩尔流、压力和焓的循环流股。它可以是一个回路中的任意一股流股。

②定义收敛模块使撕裂流股、设计规定收敛。由收敛模块决定如何对撕裂流股或设计规定控制的变量在循环过程中进行更新。

③确定一个包括所有单元操作和收敛模块的次序。当然,如果既没有规定撕裂流股,也没有规定收敛模块和顺序,ASPEN会自动确定它们。

### (4)物性分析。

在运行流程之前,确定各组分的相态及物性是否和你所选择物性方法相适应是很重要的。物性分析功能就可以帮你解决这样的要求。如果对某种物质的各种物理属性不是很清楚,想借助 ASPEN PLUS 强大的物性数据库来获得这样的信息,物性分析也能做到。

可通过3种方式使用物性分析:单独运行即在运行类型中设置为 Property Analysis;在流程图中运行;在数据回归中运行,可使用 TOOL 菜单下的 Analysis 命令来交互产生物性分析,也可在 Data Browser 的 Analysis 文件夹中使用窗口自动生成。进行物性分析的对象包括:纯组合物性、一元系统物性、二元共沸曲线图以及流程模型中的物流物性等。

### (5)物性估计。

ASPEN PLUS 在数据库中为大量组分存储了物性参数。如果所需的物性参数不在数据库中,可以直接输入,用物性估计进行估计,用数据回归从实验数据中回归。与物性分析一样,物性估计也有3种运行方式,单独使用时,运行类型中设置为 Property Estimation 即可。估计物性所必需的参数有:标准沸点温度(TB)、相对分子质量(MU)和分子结构。另外,由于估计选项设定的不同,还可能要对纯组分常量的参数、受温度影响的参数以及一元参数、UNI-FAC 参数进行规定。总之,为了获得最佳的参数估计,应尽可能地输入所有可提供的实验数据。

### (6)物性数据回归。

通过这一功能,可以用实验性数据来确定 ASPEN PLUS 模拟计算所需的物性模拟参数。ASPEN PLUS 数据回归系统将物性模型参数与纯组分或多组分系统测量数据相拟合。可以输入任何实验物性数据,如:气-液平衡数据;液-液平衡数据;密度值;热容值;活度系数值。

数据回归系统会从你所选择的物性或数据类型中,指定一个合理的标准偏差的缺省值。如果你知道数据的标准偏差,最好自行设定,以提高准确度。回归的结果在 Data Browser 页的 Regression 文件夹的 Results 中检查。如果回归参数的标准偏差是零,或是均方根残差很大,这都说明回归的结果不令人满意。这时,需要将数据绘制成曲线,查看一下每一个数据点是如何拟合的,查找一下范围之外的数据。

回归数据合理之后,在流程中使用,先将要使用回归结果进行运行的某个模拟的运行类

别设为 Flowsheet, 然后打开 Tool 菜单的 Option 选项, 在 Component Data 表页中选择将回归结果和估算结果复制到物性表的复选框即可。

#### (7) 关于 FORTRAN 模块。

除了这些强大的功能外, 为了模拟的准确性还可以编写外部用户 FORTRAN 子程序, 这使得 ASPEN 的使用更加友好、灵活。在编译这些子程序后, 模拟运行时会动态地链接它们。建立一个 FORTRAN 块, 首先当然是定义流程变量, 输入 FORTRAN 语句, 并且指定执行的时间, 可以是在某个模块前或后, 也可以是整个流程的开始处和末尾, 由用户自行定义。以一个简单的湿煤干燥为例, 选用 Rstoic 反应器, 希望干燥达到的效果是碳的水分含量降为 10%。因为在 ASPEN 中作为出口的物流是无法设置参数的, 则我们的干燥指标就必须用 FORTRAN 块来加入, 且其位置应该位于干燥模块前, 以决定其转化比例。流程图及 FORTRAN 变量定义画面如图 11-9 所示。

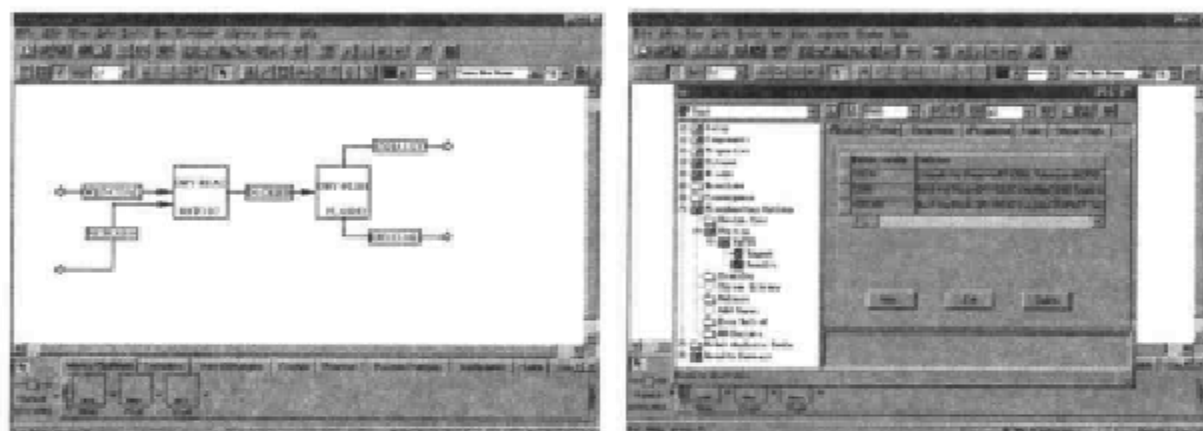


图 11-9 流程图及 FORTRAN 变量定义

### 11.2.3 范例

#### 1. 用 ASPEN PLUS 模拟石油化工流程

用 ASPEN PLUS 模拟石油化工流程的一般步骤和方法:

- (1) 定义模拟流程;
- (2) 定义数据输入、输出单位;
- (3) 确定流程包含的化学组分;
- (4) 确定物性的计算方法和模型;
- (5) 确定流程中每个单元操作设备的模拟模型和设计操作条件;
- (6) 定义流程中每股进料条件;
- (7) 定义设计指标、灵敏度分析和工况研究(如需要);
- (8) 分析模拟结果, 输出数据及图表。

下面结合生产实例作具体说明。

氯乙烯(VCM)是由二氯乙烷在高压、非催化过程下产生, 反应过程如下:



流程图如图 11-10 所示。

EDC 在炉内的裂解温度为 900℃, 压力为 390Pa。纯 EDC 进料入炉温度是 60℃, 压力为

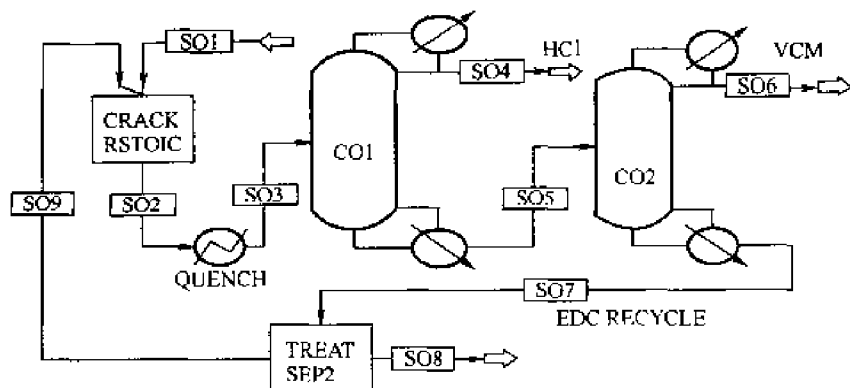


图 11-10 工艺流程图

390Pa, 流率为 2000mol/h。同时又发生下面两个反应:



所有 EDC 的转化率为 55%, 其中 98% 参加反应 (1), 2% 参加反应 (2), 75% 的乙炔 ( $\text{C}_2\text{H}_2$ ) 生成氯丁二烯 ( $\text{C}_4\text{H}_5\text{Cl}$ )。热气体出炉后温度降低了  $10^\circ\text{F}$ , 趋于汽化。两个蒸馏塔用于 VCM 产品的提纯, 第一塔脱 HCl, 第二塔脱 VCM。HCl 塔操作条件为: 理论板 15 块, 冷凝器压力为 367Pa, 再沸器压力为 372Pa, 塔顶 HCl 的回收率为 99.9%, 塔底 VCM 回收率为 99.9%; VCM 塔操作条件为: 理论板 10 块, 冷凝器压力为 115Pa, 再沸器压力为 118Pa, 塔顶 VCM 的回收率为 99.9%, 塔底 EDC 的回收率为 99.9%。

工程一:

已知: 图 11-10 工艺流程图。

(1) 用 RSTOIC 反应器模型模拟 CRACKER 炉, 只考虑 VCM 主反应 (1);

(2) QUENCH 用 HEATER 模块, 假定过冷度 SUBCOOLING 为  $10^\circ\text{F}$ , 通过 QUENCH (换热器) 下降为 5Pa;

(3) HCl 塔和 VCM 塔都用 DSCWU 模型;

(4) 假设 EDC 循环量 SO9 为 1600mol/h, 暂不考虑 TREAT 分离器;

(5) 用 RK-SOAVE 状态方程估算物性参数。

要求计算:

(1) 反应炉子 CRACK 热负荷和换热器 QUENCH 冷却负荷及出口温度;

(2) HCl 塔和 VCM 塔的进料位置、回流比、冷凝器负荷及温度、再沸器负荷及温度、精馏比、HCl 塔底的 HCl 浓度、总的 VCM 产率。

用 ASPEN PLUS RELEASE 模拟, 步骤如下述:

(1) 定义模拟流程, 即定义描述各单元操作过程数学模型模块, 连接各物流, 结果如图 11-10 所示。

(2) 填表说明条件。ASPEN PLUS 采用专家系统指导用户顺序填写各类输入表格。本工程必须要完成的表格有: SETUP. MAIN 表, 定义运行类型及数据输入输出单位; COMPONENT. MAIN 表, 按搜索次序填入物性库名及有关组分的分子式; PROPERTIES. MAIN 表, 定义状态方程; STREAMS. SO1 表和 STREAM. MAINSTREAMS. RECYCLE 表, 输入进料和循环料状况; BLOCKSCRACKRSTOIC. MAIN 表, 输入裂解炉工作条件; BLOCK-

SCRACKRSTO-IC. REAC 表,填写反应动力学方程式的反应组分、反应方程式系数(反应物系数负,生成物系数正)及反应程度;BLOCKSQUENCHHEATER. MAIN 表,输入冷却器工作条件;BLOCKSCO1DSTWU. MAIN 表,输入 HCl 塔操作条件;BLOCKSCO2DSTWU. MAIN 表,输入 VCM 塔操作条件。

### (3)模拟分析。

所有要求的表全部填写完成,点 NEXT 开始模拟。数分钟后模拟结束,显示冷却器模拟结果、HCl 塔和 VCM 塔的模拟结果。

从模拟结果得:

HCl 塔底物流 SO<sub>5</sub> 总摩尔流量为 3598.4mol/h, HCl 组分摩尔流量为 1.9mol/h, 即 HCl 塔底 HCl 含量大于 50mg/L。

### 工程二:

已知条件与工程一同,要求进行:

(1)灵敏度分析:用灵敏度分析模块作反应炉子 CRACKER 热负荷与换热器 QUENCH 冷却负荷随 EDC 转化率由 50% 上升到 60% 时的变化图;

(2)设计规定:由工程一知, HCl 塔中 HCl 回收率为 99.9% 时塔底 HCl 浓度大于 50mg/L。分析用设计规定模块指定塔底 HCl 含量为 50mg/L (HCl 回收率作为操作变量, 操作范围: 0.99~0.9999) 后对 HCl 塔操作过程产生的影响。

ASPEN PLUS 可进行灵敏度分析和工艺设计规定, 方法如下述:

(1)灵敏度分析必须完成一些表格的填写: SENSITIVITY. DEFINE 表, 填入工程要求作灵敏度分析的工艺量(应变变量)名、变量类型等; SENSITIVITY. VARY 表, 填入自变量名及变化范围等; SENSITIVITY. TABULATE 表, 填入灵敏度分析结果表中数据来源。

(2)设计规定。必须完成一些表格的填写: DESIGN \_ SPEC. DEFINE 表, 填入设计变量相关信息; DESIGN \_ SPEC. SPECVARY 表, 填入设计变量名及设计规定指标, 定义操作变量名及变化范围等信息; DESIGN \_ SPEC. FORTRAN 表, 输入用 FORTRAN 语言描述的设计规定表达式。至此, 设计规定定义工作完成。点 NEXT 指示系统开始模拟。

### 工程三:

已知条件与工程一同。要求把 C<sub>4</sub>H<sub>5</sub>Cl (在 ASPEN 纯组分数据中没有该物质的物性数据) 加入 VCM 模拟(即同时考虑反应(1)~反应(3))中, 并比较模拟结果。

已知氯丁二烯(C<sub>4</sub>H<sub>5</sub>Cl)的物性数据: 相对分子质量为 88.563, 临界温度为 525.0K, 临界压力为 42.04atm, 临界体积为 0.273cm<sup>3</sup>/mol, 偏心因子为 0.1931, 常沸点为 59.4℃, 理想热为 73011kJ/kmol, 理想自由能为 114840kJ/kmol, 理想气体摩尔定压热容为:

$$c_{pIG} = -2001.2 + 358.9T - 515.0E - 3T^2 + 441.0E - 6T^3 - 150.8E - 9T^4$$

$c_{pIG}$ : kJ/(kmol · K);  $T$ : K。

蒸汽压:  $T(^{\circ}\text{C})$ ,  $p(\text{mmHg})/0.70/20, 177/40, 390/59.4, 760/100, 2358/160, 8200$ 。

本工程同时考虑反应(1)~反应(3), COMPONENTS. MAIN 表中加入组分 C<sub>2</sub>H<sub>2</sub> 和 C<sub>4</sub>H<sub>5</sub>Cl; CRACKER 块 RSTOIC. REAC 表中加入反应(2); 增加 REAC2 块, 模拟反应(3), 仍用 RSTOIC 模块。ASPEN PLUS 具有用户自定义物性数据和物性常数估算功能, 具体方法如下述:

(1)自定义物性数据。完成 UNARY. SCALAR 表, 填入 C<sub>4</sub>H<sub>5</sub>Cl 物性数据。

(2)物性常数估算。完成 UNARY. T-DEPENDENT 表, 填入 C<sub>4</sub>H<sub>5</sub>Cl 理想气体摩尔定压热容  $c_{pIG}$  表达式系数。

(3) 自定义温度—蒸汽压数据。完成 PROPERTIES. TABPOLY 表, 填入温度—蒸汽压数据。物性数据定义完成, 点 NEXT 指示系统开始模拟。

工程四:

HCl 塔改用 RADFRAC 模型, 其他与工程三同, 并用工程三获得的 HCl 塔进料位置和蒸馏比来定 HCl 塔底 50mg/L 时的情况, 比较 HCl 塔用 RADFRAC 模型和 DSCWU 模型的模拟结果。ASPEN PLUS 对一种单元操作设备提供了多种数学模型, 它们有不同的适用范围, 要求填写的输入表也不同。DSCWU 和 RADFRAC 都可模拟精馏塔的稳态行为, 前者要求已知的信息少, 模拟得到的数据也少, 因此, 有经验的用户往往用前者的模拟结果作为后者的初始条件。RADFRAC 模型需要填写 RADFRAC. MAIN 表、RADFRAC. FEEDPRODUCT 表、RADFRAC. PRES - PROFILE 表、RADFRAC. SPEC 表和 RADFRAC. VARY 表, 设计规定的操作变量为 HCl 塔的回流比 RR, 操作范围: 0.5~5.0。

## 2. 总结

(1) 用 ASPEN PLUS 模拟分析石油化工过程的一般步骤和方法。对同一种单元操作设备, ASPEN PLUS 提供了多种数学模型, 同时也提供了多种物性库、多种状态方程和多种收敛方法。对一个具体过程, 采用何种模型、何种物性库和何种状态方程往往没有一成不变的准则, 需要通过大量的实际探索和分析。

(2) ASPEN PLUS 提供的石油化工单元操作模型主要以工艺过程机理为基础, 比较接近于实际过程, 用它来进行石油化工流程模拟, 能在很短的时间内获取大量的信息, 是深入了解石油化工过程的内在机理与规律的有力工具。但是, 石油化工过程十分复杂, 描述它们的数学模型不可能绝对精确, 通过模拟获得的是一种变化趋势, 对其进行正确权衡, 合理取舍, 从而确定合理的操作条件与方法, 不仅要求熟练掌握流程模拟方法与技巧, 而且要求对工艺流程有深刻的理解与认识。因此, 兼备上述两方面知识的复合型人才是成功又有效地对 ASPEN PLUS 软件进行二次开发的关键。

(3) 目前, 国外石油化工技术人员掌握 ASPEN PLUS 等模拟软件的已有 40% 左右, 而我国只有 4% 左右, 差距十分明显, 培养和培训广大石油化工技术人员掌握 ASPEN PLUS 等模拟软件进而解决实际生产问题是一个十分迫切的任务。

## 11.3 工程绘图软件 Auto CAD 2005 应用介绍

### 11.3.1 概述

Auto CAD 是美国 Autodesk 公司开发研制的一种通用计算机辅助设计软件包, 它在设计、绘图和相互协作方面展示了强大的技术实力。由于其具有易于学习、使用方便、体系结构开放等优点, 因而深受广大工程技术人员的喜爱。

Autodesk 公司在 1982 年推出了 Auto CAD 的第一个版本 V1.0, 随后经由 V2.6、R9、R10、R12、R13、R14、R2000、R2002 等典型版本, 发展到目前最常用的 Auto CAD 2005 版。在这 20 多年的时间里, Auto CAD 产品在不断适应计算机软硬件发展的同时, 自身功能也日益增强且趋于完善。早期的版本只是绘制二维图的简单工具, 画图过程也非常慢, 但现在它已经集平面作图、三维造型、数据库管理、渲染着色、互联网等功能于一体, 并提供了丰富的工具集。所有这些使用户能够轻松快捷地进行设计工作, 还能方便地使用各种已有的

数据,从而极大地提高了设计效率。如今,Auto CAD 在机械、建筑、化工、电子、纺织、地理、航空等领域得到了广泛的使用。Auto CAD 在全世界 150 多个国家和地区广为流行,占据了近 75% 的国际 CAD 市场。此外,全球现有近千家 Auto CAD 授权培训中心,有近 3000 家独立的增值开发商以及 4000 多种基于 Auto CAD 的各类专业应用软件。可以这样说,Auto CAD 已经成为微机 CAD 系统的标准,而 DWG 格式文件已是工程设计人员交流思想的公共语言。

Auto CAD 与其他 CAD 产品相比,具有如下特点:

- (1)直观的用户界面、下拉菜单、图标、易于使用的对话框等。
- (2)丰富的二维绘图、编辑命令以及建模方式新颖的三维造型功能。
- (3)多样的绘图方式,可以通过交互方式绘图,也可通过编程自动绘图。
- (4)能够对光栅图像和矢量图形进行混合编辑。
- (5)产生具有照片真实感(Phone 或 Gourand 光照模型)的着色,且渲染速度快、质量高。
- (6)多行文字编辑器与标准的 Windows 系统下的文字处理软件工作方式相同,并支持 Windows 系统的 TrueType 字体。
- (7)数据库操作方便且功能完善。
- (8)强大的文件兼容性,可以通过标准的或专用的数据格式与其他 CAD、CAM 系统交换数据。
- (9)提供了许多 Internet 工具,使用户可通过 Auto CAD 在 Web 上打开、插入或保存图形。
- (10)开放的体系结构,为其他开发商提供了多元化的开发工具。

Auto CAD 的基本功能:

- (1)精确的绘图功能:二维、三维图形。
- (2)完善的绘图编辑功能:移动、复制等。
- (3)较强的图形和数据交换能力:剪贴板、对象链接与嵌入、文件的导入导出等。
- (4)开放的体系结构,易于二次开发。

### 11.3.2 绘图环境设置

#### 1. 用户界面

Auto CAD 屏幕被分割成 6 个不同的区域:标题栏、菜单栏、工具栏、绘图区、命令窗口、状态栏,如图 11-11 所示。每个组成元素基本上都具有标注窗口特性。例如,标题栏沿着窗口的顶部显示软件的名称——Auto CAD 2005;菜单栏在标题栏的下方,可以从下拉菜单中选择需要的命令,其实也可以通过单击工具栏上的图标激活命令;状态栏在屏幕的底部,它不仅显示屏幕上光标所处位置的坐标,同时还显示 Auto CAD 各种模式的当前状态。

命令窗口与其他窗口程序不同。它可以用键入命令名并回车的方式调用任何一个 Auto CAD 命令。绘图区占据着屏幕的大半部分,这是创建图形的区域。在绘图区中,还有两个界面元素:一个由两个互成 90°的箭头组成的符号,代表用户坐标系(UCS),一个十字图案,代表绘图的十字光标。



图 11-11 用户窗口

## 2. 绘图设置

### (1) 坐标输入。

①世界坐标系(WCS)与用户坐标系(UCS)。

②绝对坐标格式: X, Y[, Z]。

③相对坐标格式: @X, Y[, Z]。

④极坐标: 绝对极坐标 格式: 长度<夹角。  
相对极坐标 格式: @长度<夹角。

⑤直接的距离输入。

### (2) 绘图单位、图形界限的设置。

图形的单位、图形界限可在开始画新图时,在启动对话框中完成,也可在绘图过程中设置。

绘图单位——命令行: DDUNITS; 菜单: 格式→单位。

图形界限——命令行: LIMITS; 菜单: 格式→图形界限。

①功能: 图形界限通过左下角和右上角的坐标来定义用户可以使用的绘图区域。

②比例因子: 图限=图纸有效绘图尺寸×比例因子的倒数。例: 按比例 1:2 在 A5 号图纸尺寸 279mm×216mm 上绘图, 图限=(279×216)×2=558×432。

### (3) 图层设置。

#### ①图层的概念。

Auto CAD 中的图层相当于手工绘图中使用的透明纸,它是 Auto CAD 提供的一个管理图形对象的工具。它使得 Auto CAD 的图形、图像,实际上相当于由许多张透明的图纸重叠在一起而组成。用户可以使用图层来组织管理不同类型的信息,例如图形的几何对象、文字、标注等。对于一个机械图来说,用户可以把图形、图像划分为中心线、轮廓线、标注尺寸、技术要求等图层,从而方便图形的管理。

#### ②图层的性质。

a. 图层的可见性是可以控制的。

◆ 在关闭一个图层之后,该图层上的所有对象都无法显示,而且也不能打印输出;

◆ 图层关闭以后,可以在其上绘图,而且图层上的对象会影响到其他图层对象的显示和打印。

b. 图层是可以冻结的。

◆ 冻结图层上的对象不能显示,也不能打印,与关闭图层的性质差不多。

◆ 不能在被冻结的图层上绘图,直到该图层被解冻。

◆ 被冻结图层上的对象不影响其他图层上的对象的显示和打印。

◆ 冻结图层可以加快 ZOOM、PAN 和许多其他操作的运行速度,增强对象选择的性能并减少复杂图形的重生成时间。

◆ 请冻结长时间不用看到的图层。解冻冻结图层时,Auto CAD 将重生成并显示该图层上的对象。如果打算在可见和不可见状态之间频繁切换,请使用【开/关】设置。可以在创建时冻结所有视口、当前图层视口或新图层视口中的图层。

c. 图层是可以被锁定的。

◆ 在锁定的图层上的对象是可见的而且可以打印,但是不能被编辑。

◆ 可以通过锁定图层来防止指定图层上的对象被选中 and 修改。通常,可以通过锁定图层防止意外地编辑特定对象。锁定图层后仍然可以进行其他操作,例如,可以使锁定图层作为当前图层,并为其添加对象,即可以在锁定的图层上进行绘图。

③ 图层特性管理器的调用。

一般在进行复杂的绘图中,通常通过操作图层来对图形、图像进行编辑。要对图层进行操作,要经过【图层特性管理器】对话框,调用该对话框可以有如下的办法:

a. 直接点击图层工具栏上的图标。

b. 在命令行上输入命令 LAYER 或 LA。


c. 点击下拉菜单【格式】,在下拉选项中选择【图层】。

利用【图层特性管理器】可以对图层的特性进行设置。图层的特性包括图层的名称、可见性、颜色、线型、线宽、打印样式名、是否打印或者是否在当前视口或新视口中被冻结等。下面结合如图 11-12 所示的【图层特性管理器】对话框进行详细介绍。



图 11-12 图层特性管理器

a. 新建图层。

在对话框上,可以看到这个按钮,利用它就可以新建一个图层。Step1 单击【新建】按钮后,列表将显示名为【图层 1】的图层。当连续创建新的图层时,新图层名将会按照创建的顺序,如果要连续创建两个图层,则图层名分别为【图层 1】、【图层 2】。Step2 创建新



图层后,可以立即编辑此图层。Step3 创建新图层时,新图层将继承图层列表中当前选定图层的特性(颜色、开/关状态等)。

要使用默认设置创建图层,请不要选择列表中的任何一个图层,或在创建新图层前先选择一个具有默认设置的图层。

#### b. 删除图层。

从图形文件定义中删除选定的图层,只能删除未参照的图层。参照图层包括图层 0 及 DEFPOINTS、包含对象(包括块定义中的对象)的图层、当前图层和依赖外部参照的图层。图层的删除除了在【图层特性管理器】对话框中进行外,还可以使用【清理】对话框,这个对话框的调用方法如下:

◆ Step1 点击下拉菜单【文件】,选择绘图实用程序,再选择清理。

◆ Step2 在命令行上输入命令【PURGE】。

使用这个对话框的时候,选择了【查看能清理的项目选项】,就可以查看图形中未使用的项目,然后就可以进行清理,可以选择【清理】/【全部清理】。选择了【查看不能清理的项目】就可以查看当前图形中使用的项目。

#### ④ 图层颜色。

设置图层的颜色:图形中每个图层都会被赋予一个颜色。当新建一个图层时,图层的颜色是默认的,即是图层 0 的颜色或者是选定图层的颜色。一般在绘图的时候,每个图层的颜色都不一样,以示区别,所以一般都要重新设置图层的颜色。图层的颜色设置方法如下:

a. Step1 打开【图层特性管理器】对话框,单击要改变颜色图层上的颜色图标,即【颜色】这一列上的图标,跳出【选择颜色】;

b. Step2 在【选择颜色】对话框中,单击要选择的颜色,或者在【颜色】对话框中输入一个标准颜色名,然后单击【确定】,关闭【选择颜色】对话框。

下面是设置图层颜色中应该注意的问题:

◆ 设置图层颜色也可以点击【显示细节】按钮,然后在【图层特性管理器】对话框中的【详细信息】栏中的【颜色】下拉列表中设置。在此下拉列表中,也可以选择【选择颜色】调出【选择颜色】对话框。

◆ 在【选择颜色】对话框中,可以同时选择几个图层,点击颜色图标,这个时候设置的图层颜色将是这几个图层共同的颜色。这在后边的图层的线型设定和线宽设定中是一样的。

◆ 如果在【对象特性】工具栏中的【颜色控制】下拉列表中显示【ByLayer】,则所有新对象都显示为它所在图层的颜色。这就是说,如果在【ByLayer】下绘制的一个矩形为红色,然后更改这个图层的颜色为黄色,同样的更改完成了之后,矩形的颜色为黄色。

#### ⑤ 设置图层的线型。

在绘制复杂图形的时候,除了用颜色来区分图层外,线型也是一个因素。每个图层的线型设定之后,如果在【线型控制】下拉列表中显示【ByLayer】,则所有的新对象都将是与图层线型一样。图层线型一经修改,对象的线型也跟着改变。一般图层的线型设置方法如下:

a. Step1 打开【图层特性管理器】对话框,单击【线型】图标,调出【选择线型】对话框;

b. Step2 在【选择线型】对话框中选择一种线型,单击【确定】,关闭【选择线型】对话框,完

成设置。如果在【选择线型】对话框中没有用户需要的线型,用户可以单击【加载】,调出【加载或重载线型】对话框,如图 11-13 所示。



图 11-13 加载或重载线型

### 11.3.3 基本图形的绘制

#### 1. 绘图命令调用

绘图工具如图 11-14 所示。



图 11-14 绘图工具

- (1) 对应的命令为[LINE],用来绘制直线。
- (2) 对应的命令为[XLINE],用来绘制构造线。
- (3) 对应的命令为[PLINE],用来绘制多段线。
- (4) 对应的命令为[POLYGON],用来绘制多边形。
- (5) 对应的命令为[RECTANG],用来绘制矩形。
- (6) 对应的命令为[ARC],用来绘制圆弧。
- (7) 对应的命令为[CIRCLE],用来绘制圆。
- (8) 对应的命令为[REVCLOUD],用来修订云线。
- (9) 对应的命令为[SPLINE],用来绘制样条曲线。
- (10) 对应的命令为[ELLIPSE],用来绘制椭圆或椭圆弧。
- (11) 对应的命令为[INSERT],用来插入块。
- (12) 对应的命令为[BLOCK],用来创建块。
- (13) 对应的命令为[POINT],用来绘制点。
- (14) 对应的命令为[BHATCH],用来做图案填充。
- (15) 对应的命令为[REGION],用来选择面域。
- (16) 对应的命令为[MTEXT],用来进行多行文字的编辑。

## 2. 草图设置

草图设置有 3 个类别的绘图辅助工具:捕捉和栅格、极轴追踪和对象捕捉。功能:设置绘图辅助工具间隔、捕捉、栅格和正交等。捕捉、栅格设置如图 11-15 所示。

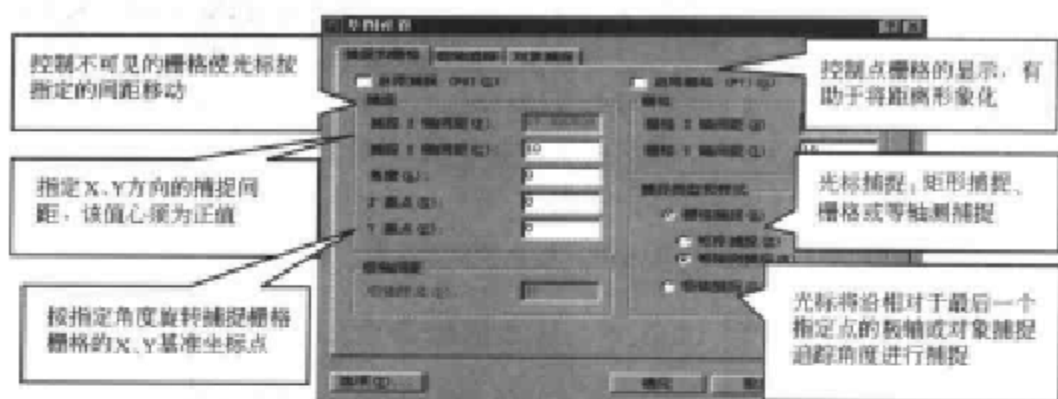


图 11-15 捕捉、栅格设置

调用——命令行: Dsettings; 菜单: 工具/草图设置。

### (1) 自动(对象)捕捉。

当用户把光标放在一个对象上, 系统自动捕捉到该对象上合乎条件的几何特征点, 显示出相应的捕捉标记。选定不止一个选项后, AutoCAD 将应用选定捕捉模式以返回距离靶框中心最近的点。按 TAB 键遍历这些选项。

### (2) 自动捕捉设置。

工具/选项/草图如图 11-16、11-17 所示。

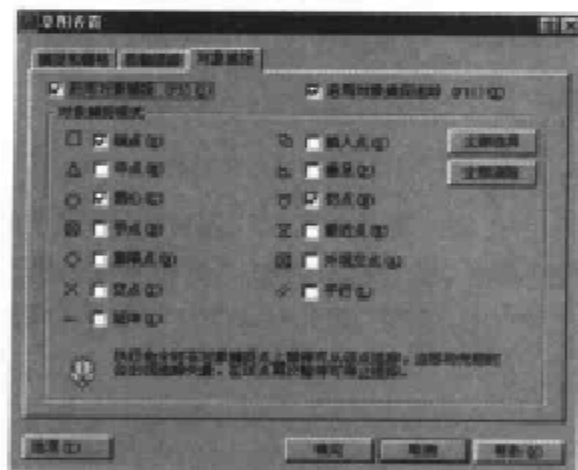


图 11-16 自动捕捉设置

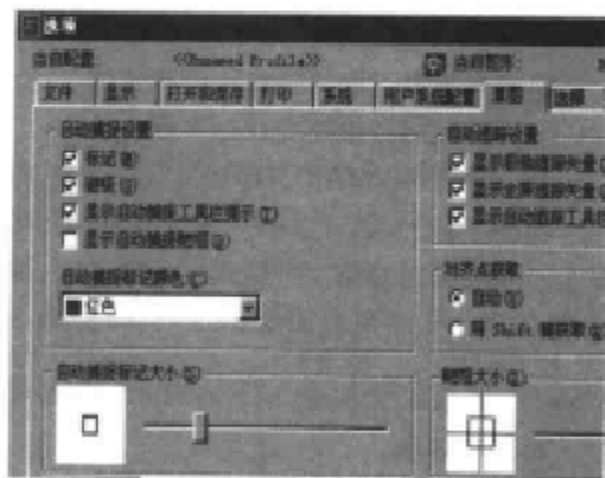


图 11-17 草图设置

### (3) 目标捕捉——命令调用。

目标捕捉工具条如图 11-18 所示。

调用: command; int

Object Snap 工具条。

Shift+单击鼠标右键。



图 11-18 目标捕捉工具条



图 11-19 特性设置

### 11.3.4 基本编辑命令

#### 1. 修改对象特性命令——特性匹配

特性设置如图 11-19 所示。

(1)调用命令行:PROPERTIES。

图标:标准工具栏。

菜单:工具→【对象特性管理器】。

修改→【对象特性管理器】。

快捷方式:在选择了对象后,用鼠标右击图形区域,从弹出的快捷菜单中选择【对象特性】选项,可以按以下方式在【对象特性管理器】中修改所选对象的特性:

①输入一个新值。

②从下拉列表中选择一个值。

③从附加对话框中选择一个特性值。

④用【拾取】按钮改变点的坐标值。

(2)特性匹配 MATCHPROP 或 PAINTER。

功能:用特性刷可以把一个对象的特性赋予另一个对象。特性的来源叫源对象,要赋予的那个对象叫目标对象。可以拷贝的特性有:基本特性(颜色、层、线型、线型比例和厚度);特殊特性(文本、尺寸和剖面线图案);调用:命令行(MATCHPROP 或 PAINTER);菜单(修改 Modify /特性匹配 Match Properties);图标( )。

#### 2. 图形显示

(1)视图缩放和移动。

Auto CAD 绘图系统对于图形绘制时其界限设定的大小并没有一定的限制,但当范围大的绘图界限都放在屏幕上显示,就很难分辨其中的图形实体。为此 Auto CAD 绘图系统提供了一组操作灵活且功能强大的显示控制命令。

①ZOOM 命令。

功能:对屏幕上的图形按需要进行放大、缩小。

调用:

◆ 命令行:ZOOM。

◆ 菜单:视图→缩放。

◆ 窗口方式 Window:用鼠标拖动光标决定一个窗口来指定图形的缩放范围。

◆ 动态缩放 Dynamic:以绘图界限图形显示范围以及实际需要放大范围两者结合选择放大。该选项集成了 PAN 命令和 ZOOM 命令中的 All 和 Window 选项功能。选用该选项时,系统显示 PAN 观察框,拖动它至适当位置并单击,则 ZOOM 观察框出现,用户可调整观察框尺寸,按回车或鼠标右键,则系统利用观察框的内容填充视区。

◆ 比例放大 Scale:以比例系数来决定图形的放大、缩小。

◆ 中心缩放 Center:给定一中心点,然后给出缩放系数和一个高度值。

◆ 放大 In:放大到 2 倍显示范围。

◆ 缩小 Out:缩小到 0.5 倍显示范围。

◆ 全部缩放 All:以所设置的绘图界限放大到最大显示范围。

◆ 扩展缩放 Extent:以图形的大小决定缩放,将图形尽可能在最大显示范围内显示,不受绘图界限的限制。


②PAN(平移)命令。

功能: PAN 命令可以使图形按操作要求在画面上进行平移,而不改变图形的显示大小; PAN 命令是移动图形视口,而非真正移动图形。

调用:

◆ 命令行: PAN。

◆ 菜单:视图→平移。

◆ 图标:在“标准”工具栏中。

(2)鸟瞰视图窗口的使用方法。

鸟瞰视图窗口(鹰眼窗口)是 Auto CAD 常用的一个窗口,它像苍鹰凌空俯视全图,可使用户全局性观察所绘制的图形,还可辅助用户确定目标图元在整个图中所处的位置。

◆ 功能:能在一个独立的窗口中显示整个图形,是观察图形的辅助窗口。

调用:

◆ 命令行: DSVIEWER。

◆ 菜单:视图→鸟瞰视图。

(3)屏幕重画和刷新。

①重画(REDRAW)。

功能:快速刷新当前视口中的显示内容,去掉所有“点标记”和编辑命令留下的符号。

调用:

◆ 命令行: REDRAW 或 R。

◆ 菜单:视图→重画。

②全部重画(REDRAWALL)。

功能:快速刷新所有有效视口中的图形。

调用:

◆ 命令行: REDRAWALL。

◆ 图标:。

③重生成(REGEN)。

功能:重新计算当前视口中所有实体的坐标值刷新画面,把看起来不光滑的圆、圆弧、椭圆和样条曲线进行光顺。

调用:

◆ 命令行:REGEN 或 RE。

◆ 菜单:视图→重生成。

④全部重生成(REGENALL)。

功能:对所有视口都要重新计算。

调用:

◆ 命令行:REGENALL。

◆ 菜单:视图→全部重生成。

### 3. 图形编辑

图形编辑修改工具条如图 11-20 所示。

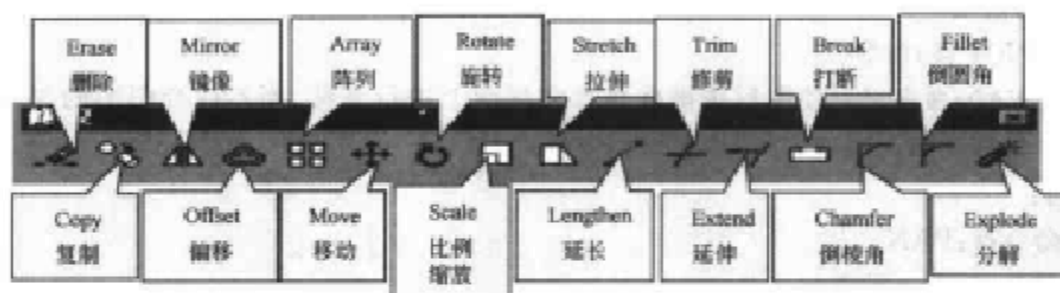


图 11-20 修改工具条

一般先命令,后选择;也可先选择,后命令。

(1)命令:Copy 复制。

调用:输入 Copy

菜单:Modify

图标:

绘制一些相同的实体,用户一次又一次地重复复制实在麻烦,Auto CAD 提供 Copy 命令让用户十分轻松地将实体复制到新的位置。

比较:输入 Copyclip

菜单:Edit/Copy

图标:

将用户所选择的图形复制到 Windows 剪贴板上:

①以方便实现应用程序间图形数据的传递;

②特别是可实现多个 Auto CAD 图形文件间复制。

完成该命令后,绘图区内图形没有变化。

(2)命令:Mirror 镜像。

调用:输入 Mirror

菜单:Modify

图标:

命令: `_mirror`

选择对象:

指定镜像线的第一点:

指定镜像线的第二点:

是否删除源对象? [是(Y)/否(N)] <N>:

回答 N——不删除原对象——镜像复制。

回答 Y——删除原对象——镜像移动。

MIRRTXT=1 文本“全部镜像”,不便读。

MIRRTXT=0 文本“部分镜像”,可读。

(3)命令: `ARRAY` 阵列。

调用: 输入 `Array`。

菜单: `Modify`。

图标: .

命令: `_array` 找到 1 个。

输入阵列类型[矩形(R)/环形(P)] <R>: `p`。

指定阵列中心点:

输入阵列中项目的数目: `5`。

指定填充角度(+ = 逆时针, - = 顺时针) <360>:

是否旋转阵列中的对象? [是(Y)/否(N)] <Y>:

矩形阵列: 行间距为正向上、右阵列。

环形阵列: 填充角度为正按逆时针阵列(N)平移复制与(y)旋转复制

(4)命令: `Offset` (偏移)。

调用: 输入 `Offset`。

菜单: `Modify`。

图标: .

命令: `_offset`

指定偏移距离或[通过(T)] <1.0000>:

选择要偏移的对象或 <退出>:

指定点以确定偏移所在一侧:

至此,我们讲了多种命令可以实现复制功能:

- ①在图形的内部拷贝(Copy)。
- ②在图形之间拷贝(剪贴板 `copyclip`)。
- ③在一定距离处产生一相似的图形(`Offset`)。
- ④产生一系列拷贝对象(`Array`)。
- ⑤产生轴对称图形(`Mirror`)。

(5)命令: `Trim` 修剪。

`Trim`: 在指定剪切边界后,可连续选择被剪切边进行修改。

调用: 输入 `Trim`。

菜单: `Modify`。

图标: .

利用边界进行修剪。Trim 第一次选择对象是选剪切边界。

例剪切命令: \_trim。

当前设置: 投影=UCS 边=无。

选择要修剪的对象或[投影(P)/边(E)/放弃(U)], e。

输入隐含边延伸模式[延伸(E)/不延伸(N)]<不延伸>, e。

E, 设置剪切边界属性, Extend 方式的剪切边界可无限延长, 与被剪对象不必相交; No Extend 方式边界与被剪对象必须相交。

可以同时选多条剪切边和多个被剪对象, 同一对象可作为剪切边, 也可同时作被剪切边。

(6) 命令: Extend 延伸。

Extend: 在指定边界线后, 可连续选择要延伸的对象, 延伸到与边界线相交。

调用: 输入 Extend。

菜单: Modify。

图标: .

操作与 Trim 类似。

选择要延伸的对象时, 应将拾取框靠近延伸对象边界的那一端。

Extend 可以延伸尺寸标注, 并会自动更新尺寸文本。

(7) 命令: Break 打断。

Break: 切掉对象的一部分或将对象切为两个, 特别是对没有剪切边界的对象可进行切断。

调用: 输入 Break。

菜单: Modify。

图标: .

命令: \_break 选择对象;

指定第二个打断点或[第一点(F)];

①拾取对象时的点可为第一断开点; 若第二点不在对象上, 系统自动在对象上找最近点为第二断开点, 两点间被切除; 若第二点输入@, 则与第一点重合, 对象被分离为两个对象。

②圆从第一点到第二点按逆时针方向剪切-圆弧。

(8) 命令: Stretch 拉伸。

调用: 输入 Stretch。

菜单: Modify。

图标: .

可以局部拉伸或移动对象。



①必须用 Crossing 窗交或 Cpolygen 圈交方式选取对象。

②位于窗内或圈内的对象发生移动(Move), 与边界相交的对象发生拉伸或压缩, 保持对象各点之间的联结关系。

③圆、文本、块的基点需在窗口内才可移动。

(9) 命令: Lengthen(延长)。

调用: 输入 Lengthen。

菜单: Modify。



图标: .

LENGTHEN 命令用于改变非封闭对象的长度或者圆弧的夹角。

选择对象或[增量(DE)/百分数(P)/全部(T)/动态(DY)];dy

DE:通过指定增量来加长或者缩短对象。

P:让用户指定占总长度的百分比来设置对象的长度。

T:让用户指定从固定端点开始的对象的确切长度。

DY:动态拖动所选择对象的长度。

至此,我们讲了几种可以改变对象大小的编辑命令:拉伸、缩放延伸、改变长度、剪切。

(10)命令:Fillet 倒圆角;Chamfer 倒棱角。

Fillet:圆角过渡是指利用给定半径的圆弧来平滑地连接两个对象。

Chamfer:对两直线边倒棱角。

命令:\_fillet。

当前模式:模式=修剪,半径=10.0000。

选择第一个对象或[多段线(P)/半径(R)/修剪(T)];t。

输入修剪模式选项[修剪(T)/不修剪(N)]<修剪>;n。

<Select first object>:缺省选项,让用户选择第一个对象。

Trim:设置 Trim 与 No Trim 方式。表示裁剪选择的边到圆角的端点。

Radius:指定圆角的半径。

Polyline:用圆角来平滑选定多义线的各个顶点。

(11)命令:编辑多段(义)线 .

闭合(C)/合并(J)/宽度(W)/编辑顶点(E)/拟合(F)/样条曲线(S)/非曲线化(D)/线型生成(L)/放弃(U);<对象捕捉 关>

(12)夹点快速编辑。

调用:输入 DDGrips。

菜单:Tool/Grips。

①一般编辑是先命令后选择,若没有输入命令时选择对象,对象上将出现若干小方框,它们是图形的特征点,称之为夹持点。

②夹持点的设置:DDGrips——对话框。

③夹持点的规定:不同实体,特征点不同,夹持点数量和位置也就不同。例如:

□-----□-----□——温态夹持点:在当前选择的对象上(蓝色)——温点;

□————□————□——冷态夹持点:不在当前选择的对象上(蓝色);

□-----■-----□——热态夹持点:激活(红色),可多个(Shift 键)——热点。

④关闭夹点显示:Esc 两次。当对象处于热夹持点状态时,可以:

a. 直接按回车键。

b. 直接按空格键。

c. 鼠标右键——光标菜单。

d. 输入前两个字母:ST、MO、SC、RO、MI 来执行拉伸、移动、缩放、旋转、镜像操作。该热点默认为基点。但当热点为中点、圆心、插入点时则不能拉伸。

#### 4. 图形块的编辑

##### (1) 创建块定义命令——BMAKE。

块定义对话框如图 11-21 所示。

功能：以对话框的形式创建块定义。块名称及块定义保存在当前图形中。

调用：“绘图”工具栏：“绘图”菜单：块>创建命令行：block(=bmake)。

保留：创建块以后，将选定对象保留在图形中当作普通的单独对象。

转换为块：创建块以后，将选定对象转换成图形中的块引用。

删除：创建块以后，从图形中删除选定的对象。

把前图形定义块的步骤：

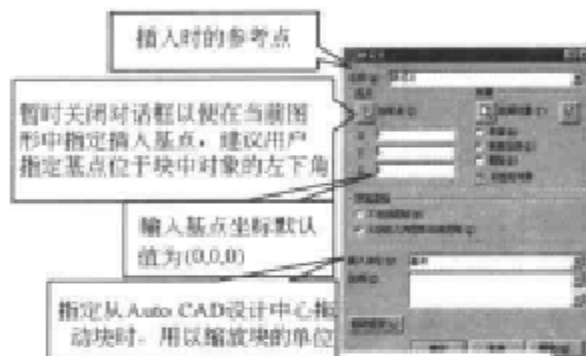


图 11-21 块的定义

①创建要在块定义中使用的对象。

②从“绘图”菜单中选择“块”“创建”。

③在“块定义”对话框中的“名称”框中输入块名。

④在“对象”下选择“转换为块”。

⑤如果需要在图形中保留用于创建块定义的原对象，请确保“删除”选项未选定。用 OOPS 恢复它们。

⑥选择“选择对象”。

⑦在“块定义”对话框的“基点”下，指定块插入点：选择“拾取点”以使用定点设备指定一个点。

输入点的 X、Y、Z 坐标。

⑧在“说明”框中输入块定义的说明。此说明显示在 Auto CAD 设计中心(ADCCENTER)中。

##### (2) 块存盘命令——WBLOCK。

功能：将当前图形中的块或图形写成图形文件，可让所有的图形引用，又称为“外部块”。

写块对话框如图 11-22 所示。

调用：Command: Wblock 或 -w

由选定对象创建新图形文件的步骤：

①打开现有图形或创建新图形。

②在命令提示下，输入 wblock。

命令行出现[=(块=输出文件)/\*(整个图形)]<定义新图形>：“=”(但文件名与块名相同；\* 将整个图形作为块)。

③在“写块”对话框中选择“对象”。

④在“写块”对话框中的“基点”下，指定新图形的原点。

⑤在“文件名”和“位置”框中指定新图形的名称和路径。

有两种创建图形文件的方法：

①请使用 SAVE 或 SAVEAS 创建并保存整个图形文件。



图 11-22 写块

②使用 EXPORT 或 WBLOCK 从当前图形中仅创建选定的对象,并保存到新图形。

使用任一方法创建一个普通图形文件,可作为块插入到其他的任何图形文件。

更改图形的基点以用作块:

①默认情况下,Auto CAD 使用 WCS(世界坐标系)的原点(0,0,0)作为以块插入的图形文件的基点。

②使用 BASE 指定不同的插入基点,可以更改基点。

更新原图形中的修改:

如果在插入后修改原图形,该修改不影响当前图形。如果希望更改原图形且要使所做的更改反映在当前图形中,则可能要作为外部参照粘贴,而不是将它作为块插入。

(3)块插入。

①图形文件作为块插入。

在其他图形中插入整个图形文件时,Auto CAD 以块定义的形式将图形信息复制到当前图形的块表中。

②从块库中插入块。

可以将一个或多个块定义从现有的图形文件插入到当前图形文件中。

③使用 Auto CAD 设计中心插入块。

使用 Auto CAD®设计中心(TM)从当前图形或其他图形中插入块。拖放块名以快速放置。双击块名以指定块的精确位置、旋转角度和比例。

插入块命令\_\_ Insert。


功能:

将建立的图形块或另外一个图形文件按指定的位置插入到当前图形中,并可以改变插入图形的比例和旋转角度。

调用:

Command: \_Insert

插入菜单:块

Draw 图标:

①从“插入”菜单中选择“块”。

②在“插入”对话框的“名称”框中,从块定义列表中选择名称。

③指定插入点、比例和旋转角度,请选择“在屏幕上指定”;否则,请在“插入点”、“缩放比例”和“旋转”框中分别输入值。

④如果要块中对象作为单独的对象而不是单个块插入,选择“分解”。

⑤选择“确定”。

插入图形文件的步骤:通过拖放以块的形式插入。

①从 Windows 资源管理器或任一文件夹中,将图形文件图标拖放到 Auto CAD 绘图区域。释放按钮时,Auto CAD 提示指定插入点。

②指定插入点、缩放比例和旋转值。

使用 Auto CAD 设计中心插入块的步骤:

①从“工具”菜单中选择“Auto CAD 设计中心”。

②执行下列操作之一列出要插入的内容:

a. 在“设计中心”工具栏上单击“树状图切换”。单击包含要插入图形的文件夹。

b. 单击显示在树状图中的图形文件的图标。

③执行下列操作之一插入内容:

a. 将图形文件或块拖放到当前图形中。

b. 双击要插入到当前图形中的图形文件或块。如果在插入块时要指定其确切的位置、旋转角度和比例,使用此选项。

## 5. 图形填充

功能:通过对话框操作来实施图案填充。

边界图案填充对话框如图 11-23、图 11-24 所示。



图 11-23 边界图案填充-1

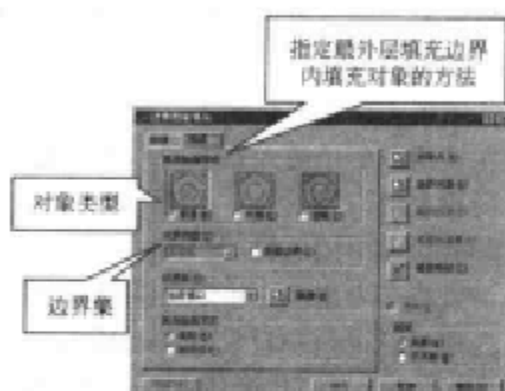



图 11-24 边界图案填充-2

调用:Command: BHATCH。

Draw 菜单: Bhatch(图案填充)。

Draw 图标: 。

图案填充对话框:

图形填充边界(Boundary)

Auto CAD 规定只能在封闭的边界内填充。

拾取点(pick points)点选方式:

用户在欲填充的封闭边界内任选一点,系统将自动搜索,生成一条。

选择对象(Selection Objects)方式。

- 临时的封闭的边界被选中后边界变为虚线。
- 通过选一个个对象构成的封闭边界作填充边界。

剔除孤岛:拾取点后,忽略封闭边界内检测到的孤岛。

孤岛:出现在填充区内的封闭边界。

图案填充时,可选择图上一个已有的图案填充来继承它的图案类型和设置。默认情况下,图案填充对象和图案填充边界是关联的。修改图案填充边界,图案填充区域也作关联改变。

分解:默认情况为关闭的,即图案填充作为一个块。绘图→图案填充→高级选项对话框用以确定图案填充时的填充图案、填充分界以及填充方式等内容。

## 6. 文本标注与编辑

文字是工程图中不可缺少的一部分,Auto CAD 提供了很强的文字处理功能。注写文字时,首先要确定字体的样式。很多行业使用美国文字机构 ANSI 的数字样式,我们则需用符合

国标的文字样式。

Auto CAD 提供的缺省文字样式为 STANDARD(类似于其他)。用户可建立多个样式,但只有一个为当前样式。

(1)建立文字样式 STYLE。

文字样式设置对话框如图 11-25 所示。

文字样式,是采用的字体文件、字符的高宽比及放置方式这些参数的组合。

调用:Command:STYLE。

菜单:格式/文字样式。

①样式名(Style Name):显示文字样式名、添加新样式以及重命名和删除现有样式。样式名称可长达 255 个字符,包括字母、数字以及特殊字符。

②字体(Font):字体样式指定字体格式,比如斜体、粗体或者常规字体。Windows 系列软件提供的 True Type 字体,具有实心填充功能。Auto CAD 特有的字体(SHX)称大字体(Big-Font),R14 以前只有此字体。所以定义字体样式时,至少需定义两种样式,一种是 Auto CAD 特有的样式,一种是 Windows 的样式。

③效果(Effects):修改字体的特性,例如高度、宽度比例、倾斜角、倒置显示、反向或垂直对齐。

④高度(Height):显示为 0 时,每次注写文字都会提示给出文字高度,文字可随时按需要变动;非 0 时,固定文字高度,此样式文字不可更改。

⑤宽度比例:即设置字符间距。输入小于 1.0 的值将压缩文字;输入大于 1.0 的值则扩大文字。

⑥倾斜角度:即设置文字的倾斜角。输入一个-85 和 85 之间的值将使文字倾斜。

⑦预览 Preview:根据对话框中所作的改变,更新字符预览图像中的样例文字。

注意:预览图像不反映文字高度。

(2)建立动态文字 DTEXT。

功能:按指定的文字样式、位置和角度绘制一行或多行文字。

调用:Command:Dtext(DT)。

Draw 菜单:Text/Single-Line Text(单行文字)。

命令:\_Dtext。

当前文字样式:国标汉字,当前文字高度:2.5000。

指定文字的起点或[对正(J)/样式(S)]:j。

输入选项:

[对齐(A)/调整(F)/中心(C)/中间(M)/右(R)/左上(TL)/中上(TC)/右上(TR)/左中(ML)/正中(MC)/右中(MR)/左下(BL)/中下(BC)/右下(BR)]:bc。

指定文字的中下点:

指定高度<2.5000>:

指定文字的旋转角度<0>:

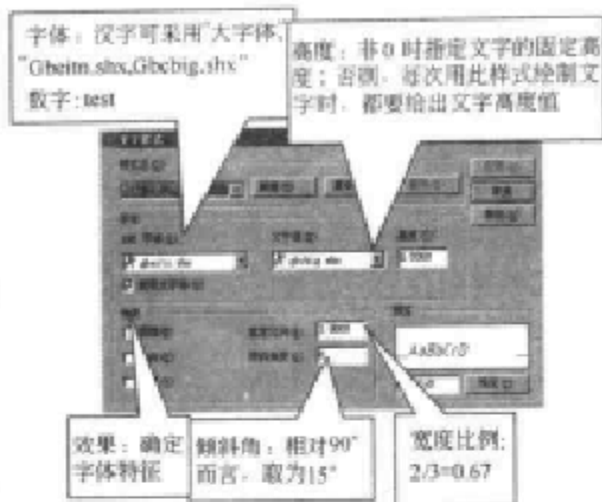


图 11-25 文字样式设置

在完成上面选项后,起点处将按字高和角度出现一移动框,在 Text 提示下输入文字,随着键盘的动态输入,在移动框位置立即绘制该文字,且移动框自动后移,文字随着键盘输入显示——动态文字。若要换行需回车,光标移至下一行,更换起点可指定另一单行文字。

(3) Justify 文字对齐方式。

创建文字时,可以使它们对齐,即根据对齐选项之一对齐文字。默认设置为左对齐。

特殊字符:特殊字符可用控制码设置,%%nnn 可绘制字符数 nnn。

这些控制代码只能使用标准 Auto CAD 文字字体:

%%o:控制是否加上划线。

%%u:控制是否加下划线。

%%d:绘制度符号( $^{\circ}$ )。

%%p:绘制正/负公差符号( $\pm$ )。

%%c:绘制圆直径标注符号( $\phi$ )。

%%p:绘制百分号。

使用欧元符号:可以使用带.shx 字体以及 Auto CAD 2002 及更高版本中附带的它们的 TrueType 等价字体的欧元符号。如果键盘不带欧元符号,可按住 ALT 键并在数字键盘上输入 0128。

## 7. 尺寸标注

(1) 尺寸标注的概念。

Auto CAD 采用半自动方式标注尺寸,系统按图形的测量值和标注样式进行标注。

(2) 尺寸标注的命令。

① 菜单:Dimension(标注)。

② 工具条:标注工具条如图 11-26 所示。



图 11-26 标注工具条

以线性尺度标注为例。

功能:用于标注水平、垂直和指定角度的尺寸。

调用:

Command:Dimlinear。

Dimension 菜单:Linear。

Dimension 工具条:Linear Dimension 按钮。

需要定义尺寸的样式,以前通过设置一组(60 多个)标注系统变量的集合来控制尺寸标注的外观形式,如箭头大小、文字位置、尺寸线间的距离定义样式。R14 将这些变量全部集中,用尺寸样式对话框方式来直观地代替变量的设置。所以 R14 可:

① 在命令行设置变量值定义尺寸标注样式;

② 可方便地通过样式对话框定义尺寸样式。

(3) 尺寸标注样式。

在尺寸标注之前首先要根据需求建立一系列符合国标的样式。

调用:

Command:Ddim。

Format 菜单; Dimension style.

Dimension 工具条:

步骤:

①将自定义样式名称写入名称栏。

②以标准样式为基础修改各选项即进行参数设置。

③单击保存使此样式成为当前样式。

如图 11-27 所示尺寸标注的构成包括尺寸线、延长线、箭头、中心标记和中心线;如图 11-28 所示控制尺寸文本外观、位置、对齐方式;如图 11-29 控制标注文字、箭头在尺寸界限或尺寸线的位置样式和调整方式、比例。

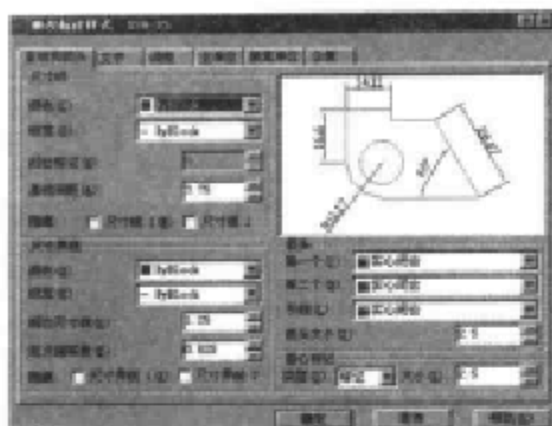


图 11-27 尺寸标注样式-1

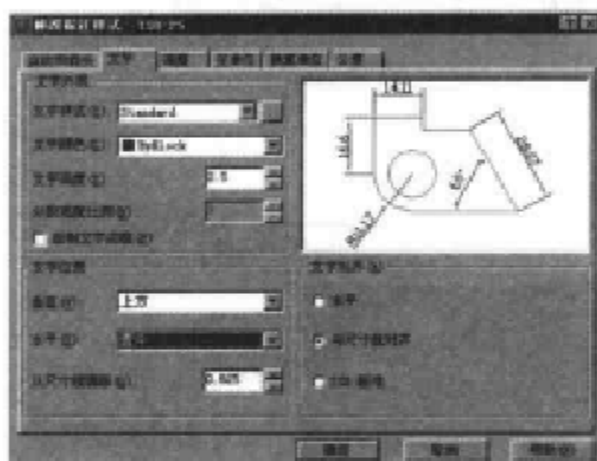


图 11-28 尺寸标注样式-2

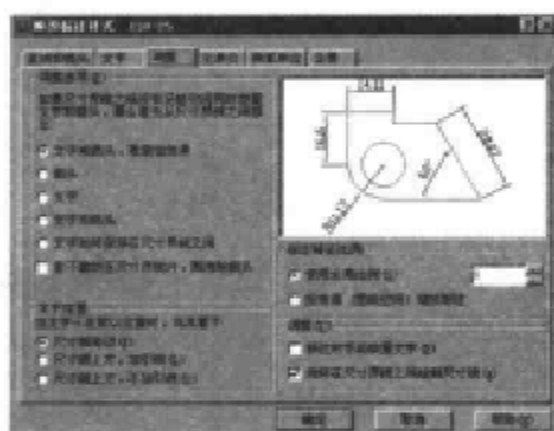


图 11-29 尺寸标注样式-3

建议:

①在对话框设置好参数后,应按保存,系统将建立新命名的样式,并成为当前样式。若没有保存,则仅对当前样式进行微调,以前以该样式名标注的尺寸不受影响。再次打开对话框,可看到样式名前有个“+”号。

②标注尺寸公差时,因为每个公差值不同,不宜在尺寸样式中设置公差值。一般是修改格式,填入公差值,但不存储(此时会在格式名上出现“+”号,相当于对原格式进行了微调,不影响以前以这种格式标注的尺寸样式)。公差选项卡如图 11-30 所示。

③建议建立一专门的层来管理尺寸标注。

④尺寸标注的四要素具有关联性,它们以特殊的块形式出现,系统将它们作为一个整体来处理。

几何公差的标注:几何公差对话框如图 11-31 所示。

调用:

①Command: Tolerance.

②Dimension 菜单: Tolerance 选项。

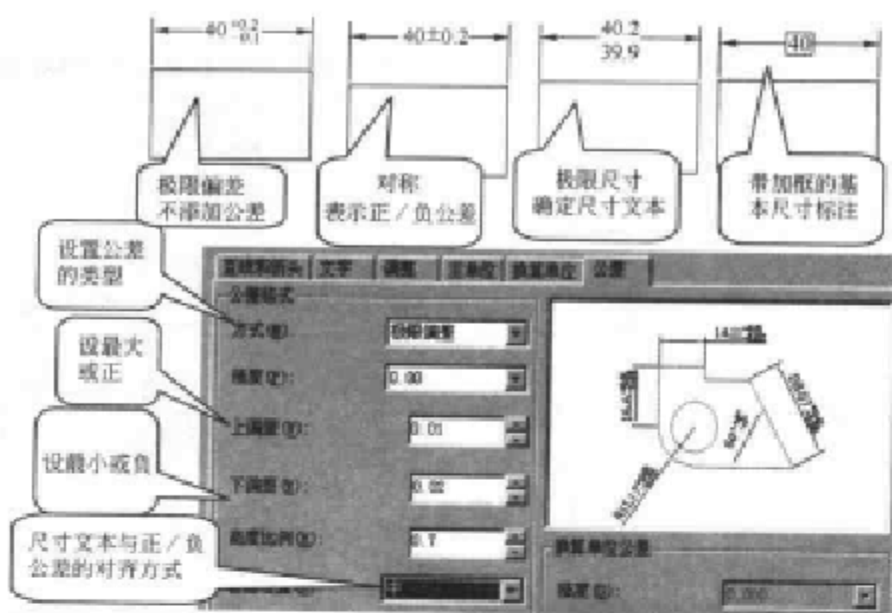


图 11-30 公差选项卡

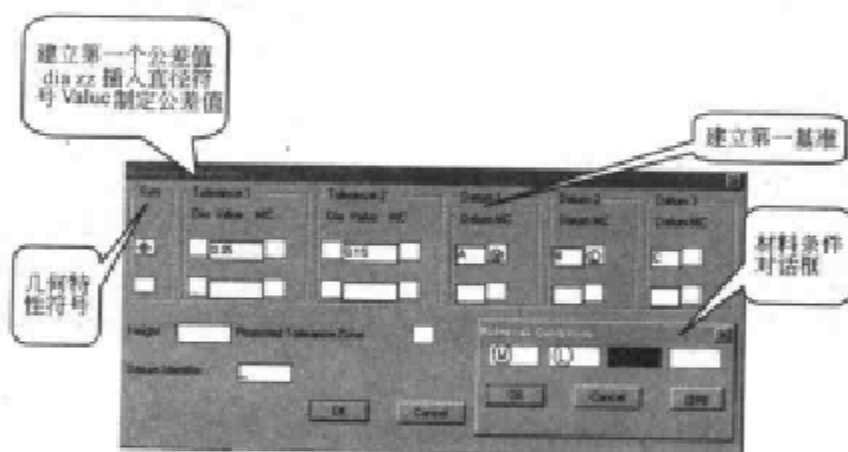


图 11-31 Geometric Tolerance 对话框

③图标: Dimension 工具条。

步骤:

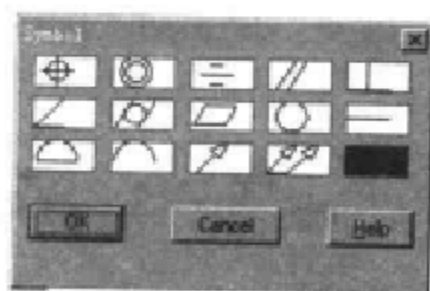


图 11-32 Symbol 对话框

①输入命令。回车后将显示“Symbol”对话框,如图 11-32所示。

②选取一个几何特征符号。

③单击“OK”后将显示几何特征“Geometric Tolerance”对话框,从中指定特征控制框的符号和数值。

(4)尺寸标注的编辑。

①利用关联性编辑。

尺寸标注与对象有关联性,当标注对象被修改时,其尺寸也会随之改变。用 Stretch、Trim 及夹点可修改对象及其关联标注。当尺寸值不是系统测量值而是用户修改了的值,则尺寸标注与对象无关联性。

②DimEdit 标注编辑。



功能: DIMEDIT 命令用于对尺寸标注进行编辑。

调用:

Command: dimedit/dimedit;

dimension 图标: DimensionEdit 。

dimension 菜单: Oblique 选项。

命令: \_dimedit。

输入标注编辑类型[默认(H)/新建(N)/旋转(R)/倾斜(O)]<默认>:

命令: \_dimedit 。

指定标注文字的新位置或[左(L)/右(R)/中心(C)/默认(H)/角度(A)]:

命令: \_dimstyle 。

当前标注样式: 极限偏差。

输入标注样式选项[保存(S)/恢复(R)/状态(ST)/变量(V)/应用(A)/?]<恢复>: \_applydimension, 菜单: Override, 通过修改标注变量, 对一个尺寸进行独立的局部修改, 不必修改整个尺寸样式。

## 第 12 章 化工设计实例: $5 \times 10^4 \text{ t/a}$ 合成甲醛工艺设计

### 12.1 工艺方案的选择

甲醛是一种重要的基本有机化工原料,是甲醇最重要的衍生产品之一。工业甲醛一般含甲醛 37%~55%(质量分数)和甲醇 1%~8%(质量分数),其余为水,系无色透明液体,具有窒息性气味。我国工业甲醛的设计能力已达到 880kt/a,产量达到 520kt/a,生产装置已达到 80 套,其中万吨级的装置有 33 套,其余为小型装置。

甲醛几乎都是采用甲醇空气氧化制取。将所用催化剂分为两类:一类是电解银催化剂,另一类是铁—钼氧化物催化剂,前者又分为浮石银和电解银两种不同的结构形式。使用这两种催化剂制取甲醛的方法的工艺流程一致。我国工业甲醛生产装置以采用电解银为催化剂最多,其余采用浮石银催化剂,采用铁钼催化剂的仅有天津石油化工二厂等三家企业。

银法工艺简单,投资省,调节能力强,产品中甲酸含量少,尾气中含氢,可以燃烧,但是甲醇的转化率低,单耗高,催化剂寿命短,对甲醇纯度要求高,甲醛成品中甲醇含量高,只能生产低浓度甲醛。

采用铁—钼催化剂法工艺路线的装置生产能力较大,甲醇转化率高于银催化剂法,可达 95%~99%,甲醇单耗低,不需蒸馏装置,可以生产高浓度甲醛,甲醛成品中含醇量低,催化剂使用寿命长,但是铁—钼法生产一次性投资大,电耗高,过氧化时甲酸含量增加。

银法与铁—钼法制取甲醛的工艺特点见表 12.1,甲醛生产用不同催化剂的性能比较见表 12.2。

表 12.1 甲醛生产方法比较

项 目	铁—钼法工艺	银 法 工 艺
甲醇进料浓度, %(质量分数)	<7	>37
反应温度, °C	280~350	600~720
反应器形式	管式绝热, 流化床	固定床绝热
催化剂寿命, mon	12~18	3~8
收率, %	95~98	82~87
甲醇单耗, kg/t(37%CH <sub>2</sub> O)	420~437	440~460
甲醛浓度, %(质量分数)	55~60	37~40
产品中甲醇含量 %(质量分数)	0.5~0.15	1~8
甲酸含量, mg/L	200~300	100~200

表 12.2 甲醛生产用不同催化剂的性能比较

性能参数 项 目	浮 石 银	电 解 银	铁—钼氧化物
甲醇转化率, %	82~87	92~96	97~98
甲醛产率, %	74~80	82~90	90~94
甲醇单耗, kg/t(37%CH <sub>2</sub> O)	490~530	440~480	420~440
甲醇含量, %	5~8	1~4	1~1
甲醛浓度, %	37	37~55	37~58
反应温度, °C	640~740	580~680	350

本设计实例以湖北宜化化工公司的生产装置为依据,采用电解银为催化剂生产甲醛,设计工艺参数来源于现场的甲醛生产操作规程。

电解银法制取甲醛的工艺流程叙述如下。

原料甲醇由精甲醇工段生产出合格的精甲醇,储存在精甲醇槽备用,通过甲醇泵输送至甲醇高位槽,并使其有回流,以保证入料的连续稳定。然后高位槽内的甲醇以一定量的流量自流进入蒸发器,同时一定量的空气经空气过滤器后由罗茨鼓风机压入碱洗塔、水洗塔进一步除去空气中的杂质,然后进入甲醇蒸发器下部。蒸发器内甲醇经空气鼓泡被蒸发,在维持确定的蒸发温度下,二元气体自蒸发器上部吹出,与从蒸气包出来的配料蒸气(保持配料浓度为50%~62%)形成三元混合气。这种混合气经过过热器加热至115~135°C,经阻火器过滤后进入氧化反应器。

氧化温度控制在600~680°C进行反应,反应气体以一定的空速通过催化剂进入氧化器一段列管与废热锅炉来的热水进行热交换(热水被加热生成蒸汽返回废锅,控制其压力小于0.55MPa后输入生产系统),然后进入第二段冷却列管被从热水箱来的(70±15)°C软化水冷却至100°C以下。

被冷凝下来的甲醛此时为气液混合物,被送至第一吸收塔下部,与上部来自第二吸收塔的稀甲醛溶液逆向接触被吸收,大部分甲醛在第一吸收塔被吸收下来,从第一吸收塔底部可采出浓度为37%的甲醛溶液。因此第一吸收塔底部出来的溶液经循环泵打出冷却后,一部分在这里被吸收采出(主要以控制液面为主),一部分被自身循环至第一吸收塔底部,第一吸收塔顶控制温度在40°C~55°C以下,底部温度控制在65°C以下。

未被吸收下来的气体再被带入第二吸收塔底部与顶部纯水(以产品浓度和吸收效果综合考虑来控制流量)和中部循环液逆向接触并被吸收下来。第二吸收塔底部温度控制在45°C以下,顶部控制在40°C以下,最后从塔顶出来的尾气(主要含CO、CO<sub>2</sub>、O<sub>2</sub>、H<sub>2</sub>等)被送至尾气锅炉燃烧,也可用变压吸附(PSA)技术分离回收纯氢产品。

尾气锅炉内有来自其他岗位的热软水,在尾气锅炉列管内被加热产生蒸汽,回至尾气锅炉汽包,控制其液位为0.3~0.5m、出口压力为0.55MPa,并入生产系统。

过热后的蒸汽冷凝液收集至热水箱,并加入一定量冷软水控制温度为(70±15)°C,通过热水泵送至氧化器二段列管换热后,一部分回至热水箱,一部分通过串级来调节蒸发器温度。

甲醛生产工艺参数见表12.3。

表 12.3 甲醛生产工艺参数一览表

项 目	单 位	参 数	项 目	单 位	参 数
空气流量	m <sup>3</sup> /h	3000~4000	空气压力	MPa	≤0.049
蒸发温度	℃	46±4	蒸发压力	MPa	≤0.045
过热温度	℃	115~135	催化剂粒度	目	6~35
催化剂高度	m	20~30	氧醇比	mol/mol	0.38~0.42
配料浓度	%	50~62	反应温度	℃	640±40
氧化器出口温度	℃	≤100	1#吸收塔塔顶温度	℃	40~55
1#吸收塔塔底温度	℃	<65	2#吸收塔塔顶温度	℃	≤40
2#吸收塔塔底温度	℃	<45	O <sub>2</sub>	%(体积分数)	≤0.5
尾气 CO <sub>2</sub>	%(体积分数)	≤4	CO	%(体积分数)	≤0.8
烘焙温度	℃	200	烘焙时间	h	1~2
热处理时间	h	1~2	尾气锅炉工作压力	MPa	0.4~1.2
热处理温度	℃	600~700	尾气锅炉工作温度	℃	≤650

## 12.2 工艺设计计算

### 12.2.1 物料衡算

#### 1. 设计条件

按照选定的工艺流程,确定设计参数和条件。

已知:空气为氧化剂,电解银为催化剂,固定床气相氧化法,年开工 8000h。相关数据见表 12.4。

表 12.4 合成甲醛工艺设计参数

组 份	工业甲醇组成(质量分数), %	反应尾气组成(体积分数), %	甲醛溶液组成(质量分数), %	其他参数
CH <sub>3</sub> OH	98.0			
H <sub>2</sub> O	2.0			
空气	O <sub>2</sub> 21%, N <sub>2</sub> 77.16%, H <sub>2</sub> O1.84%			
O <sub>2</sub>		0.2		
CO <sub>2</sub>		3.6		
CO		0.4		
CH <sub>4</sub>		0.2		
H <sub>2</sub> O		2		
H <sub>2</sub>		19.0		
HCHO		0.05		
CH <sub>3</sub> OH		0.15		
N <sub>2</sub>		74.4		
HCHO			37.0	
CH <sub>3</sub> OH			1.6	
H <sub>2</sub> O			61.36	
HCOOH			0.004	
氧醇比				0.38
配料浓度				60%
单耗 CH <sub>3</sub> OH/37%CHCHO				0.448t/t

#### 2. 物料流程简图

甲醇氧化制甲醛的物料流程图如图 12-1 所示。

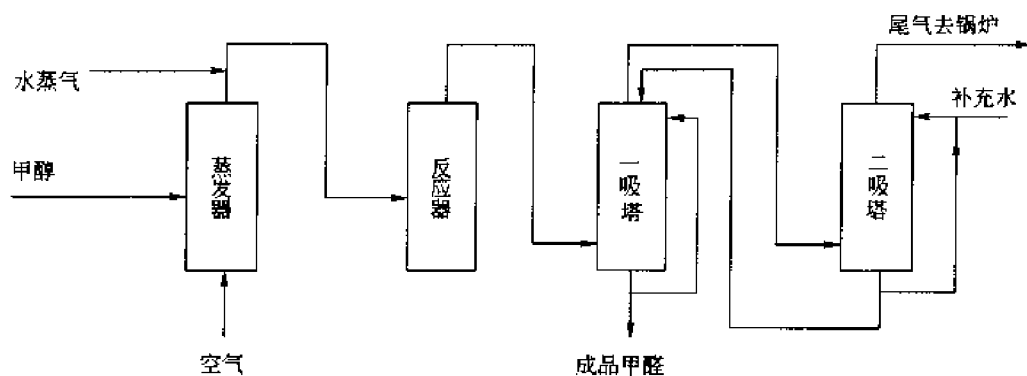
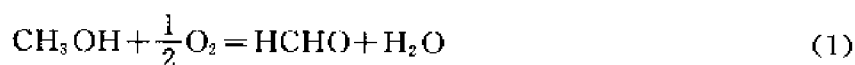


图 12-1 甲醇氧化制甲醛的物料流程图

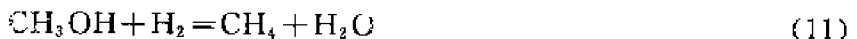
### 3. 甲醛、甲醇物料衡算(均按每小时计)

(1) 甲醇氧化制甲醛的化学反应方程式:

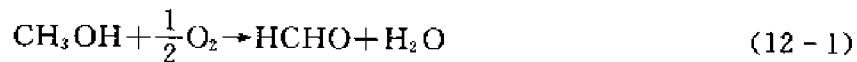
主反应:



副反应:



该反应系统的物质数为 10 种, 它们是  $\text{CH}_3\text{OH}$ 、 $\text{HCHO}$ 、 $\text{HCOOH}$ 、 $\text{CO}$ 、 $\text{CO}_2$ 、 $\text{H}_2\text{O}$ 、 $\text{O}_2$ 、 $\text{H}_2$ 、 $\text{N}_2$ 、 $\text{CH}_4$ , 构成这些物质的元素有 4 种, 因此该系统的独立反应数为  $10 - 4 = 6$ , 可选用反应式(12-1)~反应式(12-6)作为该系统的独立反应, 它们是:



(2) 产品产量及其组成。

$$50000/8000=6.25(\text{t})=6250(\text{kg})$$

$$\text{其中: HCHO } 6250 \times 37\% = 2312.5(\text{kg}) = 77.08(\text{kmol})$$

$$\text{CH}_3\text{OH } 6250 \times 1.6\% = 100(\text{kg}) = 3.125(\text{kmol})$$

$$\text{HCOOH } 6250 \times 0.04\% = 2.5(\text{kg}) = 0.0543(\text{kmol})$$

$$\text{H}_2\text{O } 6250 - (2312.5 + 100 + 2.5) = 3835(\text{kg}) = 213.06(\text{kmol})$$

$$\text{总摩尔数} = 77.08 + 3.125 + 0.0543 + 213.06 = 293.32(\text{kmol})$$

$$(3) \text{ 甲醇投入量: } 6250 \times 0.448 = 2800(\text{kg}) = 87.50(\text{kmol})$$

(4) 空气消耗量:

根据氧醇比求得:

$$\frac{0.38 \times 87.50 \times 22.4}{21\%} = 3546.67(\text{m}^3) = 158.33(\text{kmol})$$

$$\text{其中: O}_2 = 158.33 \times 21\% = 33.25(\text{kmol}) = 1064(\text{kg})$$

$$\text{N}_2 = 158.33 \times 77.16\% = 122.17(\text{kmol}) = 3420.7(\text{kg})$$

$$\text{H}_2\text{O} = 158.33 \times 1.84\% = 2.91(\text{kmol}) = 52.44(\text{kg}) \quad (1.84\% \text{ 为空气在相对湿度为 } 80\% \text{ 的水含量})$$

$$(5) \text{ 吸收尾气排放量: } 158.33 \times 77.16\% / 74.4\% = 164.2(\text{kmol})$$

$$\text{其中: CO}_2 = 164.2 \times 3.6\% = 5.91(\text{kmol}) = 260(\text{kg})$$

$$\text{CO} = 164.2 \times 0.4\% = 0.657(\text{kmol}) = 18.4(\text{kg})$$

$$\text{CH}_4 = 164.2 \times 0.2\% = 0.3284(\text{kmol}) = 5.25(\text{kg})$$

$$\text{O}_2 = 164.2 \times 0.2\% = 0.3284(\text{kmol}) = 10.5(\text{kg})$$

$$\text{H}_2 = 164.2 \times 19\% = 31.20(\text{kmol}) = 62.4(\text{kg})$$

$$\text{H}_2\text{O} = 164.2 \times 2\% = 3.284(\text{kmol}) = 59.1(\text{kg})$$

$$\text{HCHO} = 164.2 \times 0.05\% = 0.082(\text{kmol}) = 2.46(\text{kg})$$

$$\text{CH}_3\text{OH} = 164.2 \times 0.15\% = 0.2463(\text{kmol}) = 7.88(\text{kg})$$

$$\text{N}_2 = 164.2 \times 74.4\% = 122.17(\text{kmol}) = 3420.7(\text{kg})$$

(6) 数据校核。

① 甲醛量:

根据氧的衡算, 计算出按反应式(12-1)生成的甲醛量:

$$[33.25 - (5.91 \times 3/2 + 0.657 + 0.3284 + 0.0543)] \times 2 = 46.69(\text{kmol})$$

根据尾气中  $\text{H}_2$  量并结合反应式(12-5), 计算按反应式(12-2)生成的甲醛量:

$$31.20 + 0.3284 = 31.53(\text{kmol})$$

$$\text{甲醛总生成量为: } 46.69 + 31.53 = 78.22(\text{kmol})$$

$$\text{尾气带出的甲醛量: } 0.082 \text{ kmol}$$

$$\text{实际甲醛产量: } 78.22 - 0.082 = 78.14(\text{kmol})$$

$$\text{折算成 } 37\% \text{ CH}_2\text{O 水溶液: } 78.14 \times 30/37\% = 6336(\text{kg})$$

产品产量与设计要求基本一致。

② 甲醇量:

根据氧的衡算:

$$\text{反应式(12-1) 消耗甲醇 } 46.69 \text{ kmol}$$

$$\text{反应式(12-2) 消耗甲醇 } 31.53 \text{ kmol}$$

反应式(12-3) 消耗甲醇 5.91kmol

反应式(12-4) 消耗甲醇 0.657kmol

反应式(12-5) 消耗甲醇 0.3284kmol

反应式(12-6) 消耗甲醇 0.0543kmol

尾气中带走甲醇:0.2463kmol

产品中带走甲醇:3.125kmol

甲醇总消耗量:

$$46.69 + 31.53 + 5.91 + 0.657 + 0.3284 + 0.0543 + 0.2463 + 3.125 = 88.54(\text{kmol}) \\ = 2833(\text{kg})$$

技术单耗:  $2833/6250 = 0.453\text{t/t}$

实物单耗:  $2823/(98\% \times 6250) = 0.462\text{t/t}$

此数据亦与上面给定条件基本一致。

③水量衡算(按每小时计):

尾气带出的水:  $3.284(\text{kmol}) = 59.11(\text{kg})$

产品带出的水:  $213.06(\text{kmol}) = 3835(\text{kg})$

空气带入的水:  $2.91(\text{kmol}) = 52.44(\text{kg})$

原料甲醇带入的水:  $2833/98\% - 2833 = 57.82(\text{kg}) = 3.21(\text{kmol})$

反应生成的水:  $46.69 + 2 \times (5.91 + 0.657) + 0.3284 + 0.0543 = 60.21(\text{kmol}) = 1083.8(\text{kg})$

按配料浓度 60%计,应加入的配料水蒸气量:

$$2833/60\% - (2833 + 57.82 + 52.44) = 1778.4(\text{kg}) = 98.80(\text{kmol})$$

吸收塔加水量:  $(3.284 + 213.06) - (2.91 + 3.21 + 60.21 + 98.80) = 51.21(\text{kmol}) = 921.85(\text{kg})$

④吸收系统计算:

设一吸塔甲醛吸收率为 90%,则一吸塔吸收甲醛量为:

$$78.22 \times 90\% = 70.4(\text{kmol}) = 2112(\text{kg})$$

二吸塔吸收甲醛量为:

$$78.22 - 70.4 - 0.082 = 7.738(\text{kmol}) = 232.14(\text{kg})$$

又设二吸塔循环液中甲醛浓度为 15%,并设转化甲醇除尾气带出外,均在二吸塔被吸收。则二吸塔循环液入一吸塔量为:  $232.14/15\% = 1547.6(\text{kg})$ 。

其中:甲醇量 =  $3.125(\text{kmol}) = 100.16(\text{kg})$

$$\text{水量} = 1547.6 - 232.14 - 100.16 = 1215.3(\text{kg}) = 67.52(\text{kmol})$$

(7)各主要单元设备的物料衡算表(按小时计)见表 12.5~表 12.9。

表 12.5 蒸发器物料衡算表

进 料			出 料		
物料名称	质量,kg	物质的量,kmol	物料名称	质量,kg	物质的量,kmol
1. 甲醇	2890.82	91.74	原料气	7427.96	250.07
其中:CH <sub>3</sub> OH	2833.0	88.53	其中:CH <sub>3</sub> OH	2833.0	88.53
H <sub>2</sub> O	57.82	3.21	H <sub>2</sub> O	110.26	6.12
2. 空气	4537.14	158.33	O <sub>2</sub>	1064.0	33.25
其中:O <sub>2</sub>	1064	33.25	N <sub>2</sub>	3420.7	122.17
N <sub>2</sub>	3420.7	122.17	—	—	—
H <sub>2</sub> O	52.44	2.91	—	—	—
合 计	7427.96	250.07	合 计	7427.96	250.07

表 12.6 过热器物料衡算表

进 料			出 料		
物料名称	质量, kg	物质的量, kmol	物料名称	质量, kg	物质的量, kmol
1. 原料气	7427.96	250.07	三元气	9206.36	348.87
其中: CH <sub>3</sub> OH	2833.0	88.53	其中: CH <sub>3</sub> OH	2833.0	88.52
H <sub>2</sub> O	110.26	6.12	H <sub>2</sub> O	1888.66	104.93
O <sub>2</sub>	1064.0	33.25	O <sub>2</sub>	1064.0	33.25
N <sub>2</sub>	3420.7	122.17	N <sub>2</sub>	3420.7	122.17
2. 配料蒸气	1778.40	98.80	—	—	—
合 计	9206.36	348.87	合计	9206.36	348.87

表 12.7 氧化器物料衡算表

进 料			出 料		
物料名称	质量, kg	物质的量, kmol	物料名称	质量, kg	物质的量, kmol
三元气	9206.36	348.87	转化气	9206.75	407.38
其中: CH <sub>3</sub> OH	2833.0	88.52	其中: CH <sub>2</sub> O	2346.6	78.22
H <sub>2</sub> O	1888.66	104.93	CH <sub>3</sub> OH	107.88	3.3713
O <sub>2</sub>	1064.0	33.25	HCOOH	2.4978	0.0543
N <sub>2</sub>	3420.7	122.17	H <sub>2</sub> O	2972.52	165.14
—	—	—	CO <sub>2</sub>	260.0	5.91
—	—	—	CO	18.4	0.657
—	—	—	CH <sub>4</sub>	5.25	0.33
—	—	—	O <sub>2</sub>	10.5	0.33
—	—	—	H <sub>2</sub>	62.4	31.2
—	—	—	N <sub>2</sub>	3420.7	122.17
合 计	9206.36	348.87	合计	9206.75	407.38

表 12.8 第一吸收塔物料衡算表

进 料			出 料		
物料名称	质量, kg	物质的量, kmol	物料名称	质量, kg	物质的量, kmol
1. 转化气	9206.75	407.38	1. 成品	6281.70	294.38
其中: CH <sub>2</sub> O	2346.6	78.22	其中: CH <sub>2</sub> O	2344.2	78.14
CH <sub>3</sub> OH	107.88	3.371	CH <sub>3</sub> OH	100	3.125
HCOOH	2.4978	0.054	HCOOH	2.5	0.0543
H <sub>2</sub> O	2972.52	165.14	H <sub>2</sub> O	3835	213.06
CO <sub>2</sub>	260.0	5.91	2. 塔顶气相	4472.61	191.39
CO	18.4	0.657	其中: CH <sub>2</sub> O	234.66	7.822
CH <sub>4</sub>	5.25	0.33	CH <sub>3</sub> OH	107.88	3.3713
O <sub>2</sub>	10.5	0.33	H <sub>2</sub> O	352.82	19.601
H <sub>2</sub>	62.4	31.2	CO <sub>2</sub>	260.0	5.91



续表

进 料			出 料		
物料名称	质量, kg	物质的量, kmol	物料名称	质量, kg	物质的量, kmol
N <sub>2</sub>	3420.7	122.17	CO	18.4	0.657
2. 来自二吸塔液相	1547.60	78.41	CH <sub>4</sub>	5.25	0.33
其中: CH <sub>2</sub> O	232.14	7.74	O <sub>2</sub>	10.5	0.33
CH <sub>3</sub> OH	100.16	3.13	H <sub>2</sub>	62.4	31.2
H <sub>2</sub> O	1215.3	67.54	N <sub>2</sub>	3420.7	122.17
合 计	10754.35	485.79	合计	10754.31	485.77

表 12.9 第二吸收塔物料衡算表

进 料			出 料		
物料名称	质量, kg	物质的量, kmol	物料名称	质量, kg	物质的量, kmol
1. 进塔气相	4472.61	191.39	1. 尾气	3846.69	164.21
其中: CH <sub>2</sub> O	234.66	7.822	其中: CH <sub>2</sub> O	2.46	0.082
CH <sub>3</sub> OH	107.88	3.3713	CH <sub>3</sub> OH	7.88	0.2463
H <sub>2</sub> O	352.82	19.601	H <sub>2</sub> O	59.1	3.284
CO <sub>2</sub>	260.9	5.91	CO <sub>2</sub>	260	5.91
CO	18.4	0.657	CO	18.4	0.657
CH <sub>4</sub>	5.25	0.3284	CH <sub>4</sub>	5.25	0.3284
O <sub>2</sub>	10.5	0.3284	O <sub>2</sub>	10.5	0.3284
H <sub>2</sub>	62.4	31.2	H <sub>2</sub>	62.4	31.2
N <sub>2</sub>	3420.7	122.17	N <sub>2</sub>	3420.7	122.17
2. 塔顶加水	921.85	51.21	2. 二吸塔液相采出	1547.60	78.41
H <sub>2</sub> O	921.85	51.21	其中: CH <sub>2</sub> O	232.14	7.74
—	—	—	CH <sub>3</sub> OH	100.16	3.13
—	—	—	H <sub>2</sub> O	1215.3	67.54
合 计	5394.46	242.60	合计	5394.29	242.62

注: ①表中数据计算误差极小, 符合要求。

(8) 全部过程物料平衡图如图 12-2 所示。

### 12.2.2 热量衡算

由甲醇氧化或脱氢制备甲醛, 其主副反应都有吸热和放热。如果选择适当的甲醇与空气用量比, 使吸热反应和放热反应的比例适当, 就可控制反应温度。本设计中的热力学数据来源于化学工业出版社 2003 年出版、中国石化集团上海工程有限公司编写的《化工工艺设计手册》; 物性数据来自于刘光启主编由化学工业出版社 2002 年出版的《化学化工物性数据手册》, 时间基准以 1h 计。



图12-2  $5 \times 10^4$  u/a 甲醛生产的物料平衡图

## 1. 甲醇蒸发器

在甲醇蒸发器中无化学变化,只有相变热和显热。设进入蒸发器的空气温度为  $60^{\circ}\text{C}$ ,甲醇进料温度为  $15^{\circ}\text{C}$ ,蒸发温度为  $47^{\circ}\text{C}$ 。

(1)原料甲醇和空气带入的热量见表 12.10。

表 12.10 原料甲醇和空气带入的热量

物料名称	物质的量, kmol	$c_{pm}, \text{kJ}/(\text{kmol} \cdot ^{\circ}\text{C})$	$T, ^{\circ}\text{C}$	热量, $10^4 \text{kJ}$
1. 甲醇	87.5	78.592	15	10.32
2. 水	3.21	75.078	15	0.362
3. 空气	158.33	—	—	0
其中: $\text{N}_2$	122.17	29.40	60	21.55
$\text{O}_2$	33.25	29.60	60	5.91
$\text{H}_2\text{O}$	2.91	34.05	60	0.595
合 计	249.04	—	—	38.74

(2)相变热。

甲醇的相变热:  $3.749 \times 10^4 \text{kJ/kmol}$ 。

水的相变热:  $4.224 \times 10^4 \text{kJ/kmol}$ 。

则原料甲醇的相变热为:  $87.5 \times 3.749 \times 10^4 + 3.21 \times 4.224 \times 10^4 = 341.6 \times 10^4 (\text{kJ})$

(3)原料气带出的热量见表 12.11。

表 12.11 原料气带出的热量

物料名称	物质的量, kmol	$c_{pm}, \text{kJ}/(\text{kmol} \cdot ^{\circ}\text{C})$	$T, ^{\circ}\text{C}$	热量, $10^4 \text{kJ}$
$\text{CH}_3\text{OH}$	87.5	44.894	47	18.463
$\text{H}_2\text{O}$	6.12	33.89	47	0.975
$\text{N}_2$	122.17	29.29	47	16.82
$\text{O}_2$	33.25	29.46	47	4.604
合 计	249.04	—	—	40.86

则需补充热量:  $341.6 \times 10^4 + 40.86 \times 10^4 - 38.74 \times 10^4 = 343.72 \times 10^4 (\text{kJ})$ 。

设蒸发器用热水加热,热水进口温度为  $70^{\circ}\text{C}$ ,出口温度为  $64^{\circ}\text{C}$ 。

传热系数  $k=220[\text{kcal}/(\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^{\circ}\text{C})]=920.9[\text{kJ}/(\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^{\circ}\text{C})]$ ,  $\Delta t = \frac{(70-47)+(64-47)}{2}$   
 $=20(^{\circ}\text{C})$ , 则:

传热面积:  $A = \frac{343.72 \times 10^4}{920.9 \times 20} = 186.62 (\text{m}^2)$

约需热水量:  $G = \frac{343.72 \times 10^4}{4.184 \times (70-64) \times 1000} = 136.92 (\text{t/h})$

现场也可以改用蒸汽,用  $0.4 \text{MPa}$ ,  $120^{\circ}\text{C}$  的蒸汽加热变为  $100^{\circ}\text{C}$  的冷凝水,读者可以自己核算所需蒸汽的用量。

## 2. 过热器

为了防止液体析出,把原料气升温至  $120^{\circ}\text{C}$ ,同时配入蒸汽。

(1)原料气带入的热量为  $40.86 \times 10^4 \text{kJ}$ ,见表 12-11。

(2)配料蒸气带入的热量:

设加入的配料水蒸气为 120℃ 的饱和蒸汽,其摩尔定压热容(下同): $c_{pm} = 34.64 \text{ [kJ/(kmol} \cdot ^\circ\text{C)]}$ ,则配料蒸气带入的热量: $98.76(\text{配料水蒸气量}) \times 34.64 \times 120 = 41.05 \times 10^4 \text{ kJ}$ 。

(3)三元气带出的热量见表 12.12。

表 12.12 三元气带出的热量

物料名称	物质的量, kmol	$c_{pm}, \text{kJ/(kmol} \cdot ^\circ\text{C)}$	$T, ^\circ\text{C}$	热量, $10^4 \text{ kJ}$
CH <sub>3</sub> OH	87.5	47.739	120	50.13
H <sub>2</sub> O	104.93	34.64	120	43.6
N <sub>2</sub>	122.17	29.87	120	43.79
O <sub>2</sub>	33.25	30.12	120	12.02
合 计	347.85	—	—	149.54

则需补充热量: $(149.54 - 40.86 - 41.05) \times 10^4 = 67.63 \times 10^4 \text{ (kJ)}$ 。

需表压为 0.4MPa 的加热蒸汽量:

$$\frac{67.63 \times 10^4}{2139.9} = 314.6 \text{ (kg)} = 17.48 \text{ (kmol)}$$

### 3. 氧化器(包括急冷段)

(1)三元气体带入的热量为  $149.54 \times 10^4 \text{ kJ}$ ,见表 12.12。

(2)反应热(设反应温度为 640℃)。

以物料衡算中的 6 个反应方程式为基准,设所有反应物和产物均为气态,则它们的反应热见表 12.13。

表 12.13 反应放出的热量

反 应	物质的量, kmol	反应热, $10^5 \text{ kJ/kmol}$	热量, $10^5 \text{ kJ}$
$\text{CH}_3\text{OH} + 1/2\text{O}_2 \rightarrow \text{HCHO} + \text{H}_2\text{O}$	46.69	-1.575	-73.02
$\text{CH}_3\text{OH} \rightarrow \text{HCHO} + \text{H}_2 \uparrow$	31.53	+0.9012	+28.41
$\text{CH}_3\text{OH} + 3/2\text{O}_2 \rightarrow \text{CO}_2 + 2\text{H}_2\text{O}$	5.91	-6.746	-40.07
$\text{CH}_3\text{OH} + \text{O}_2 \rightarrow \text{CO} + 2\text{H}_2\text{O}$	0.657	-3.927	-2.58
$\text{CH}_3\text{OH} + \text{H}_2 \rightarrow \text{CH}_4 + \text{H}_2\text{O}$	0.33	-1.209	-0.399
$\text{CH}_3\text{OH} + \text{O}_2 \rightarrow \text{HCOOH} + \text{H}_2\text{O}$	0.054	4.008	-0.216
合 计	85.171	-16.56	-87.88

即反应放出的总热量为  $87.88 \times 10^5 \text{ kJ}$ 。

(3)冷凝热。

转化气经急冷段后降温至 90℃。由于转化气的非理想性,因此可设其冷凝量占产品量的 12%, $6336 \times 12\% = 760.32 \text{ kg}$ ,其中甲醛占 30%,为  $760.32 \times 30\% = 228.1 \text{ (kg)} = 7.6 \text{ (kmol)}$ ;水占 70%,为  $760.32 - 228.1 = 532.22 \text{ (kg)} = 29.57 \text{ (kmol)}$ 。冷凝热数据见表 12.14。

表 12.14 冷凝热量

物料名称	物质的量, kmol	相变热, $10^4 \text{ kJ/kmol}$	热量, $10^4 \text{ kJ}$
CH <sub>2</sub> O	7.6	6.196	47.09
H <sub>2</sub> O	29.57	4.135	122.27
合 计	37.17	10.331	169.36

即冷凝放出的总热量为  $169.36 \times 10^4 \text{ kJ}$ 。

(4) 转化气带出的热量(温度  $90^\circ\text{C}$ )见表 12.15。

表 12.15 转化气带出的热量

物料名称	物质的量, kmol	$c_{\text{pro}}, \text{kJ}/(\text{kmol} \cdot ^\circ\text{C})$	$T, ^\circ\text{C}$	热量, $10^4 \text{ kJ}$
$\text{CH}_2\text{O}$	78.22	36.02	90	25.35
$\text{CH}_3\text{OH}$ (含 $\text{HCOOH}$ )	3.4256	46.57	90	1.435
$\text{H}_2\text{O}$	165.1	34.27	90	50.92
$\text{CO}_2$	5.91	40.13	90	2.13
$\text{CO}$	0.657	31.34	90	0.185
$\text{CH}_4$	0.33	36.65	90	0.109
$\text{O}_2$	0.33	29.80	90	0.089
$\text{H}_2$	31.2	29.37	90	8.19
$\text{N}_2$	122.17	29.60	90	32.55
合 计	407.34	—	—	120.96

氧化工段多余的热量为：

$$(149.54 + 878.8 + 169.36 - 120.96) \times 10^4 = 1076.74 \times 10^4 (\text{kJ})$$

设热损失为 10%，则有  $1076.74 \times 10^4 \times 90\% = 969.01 \times 10^4 (\text{kJ})$  的余热可供利用。一般生产厂除用其一部分产生热水(大约 35% 作蒸发器加热热源)外，其余部分可用于产生压力为 0.4MPa 的饱和蒸汽。

设进入系统的软水温度为  $20^\circ\text{C}$ ，查表得其热焐为  $83.85 \text{ kJ/kg}$ ，表压为 0.4MPa 的水蒸气热焐为  $2746 \text{ kJ/kg}$ 。则所产生的蒸汽量为

$$\frac{1076.74 \times 10^4 \times 65\%}{2746 - 83.85} = 2629 (\text{kg})$$

所产生的蒸汽可供过热器加热和配料，这两方面共需蒸汽量： $(98.76 + 17.48) \times 18 = 2092.32 (\text{kg})$ ，余下  $2629 - 2092.32 = 536.68 (\text{kg})$  的蒸汽，即该甲醛装置蒸汽自给有余  $536.68 / 1.4 = 383.54 (\text{kg})/\text{t}(37\% \text{CH}_2\text{O})$  (表压为 0.4MPa 的水蒸气)，这些多余的水蒸气可外输或并入蒸汽总网。

#### 4. 吸收塔(包括一吸塔和二吸塔)

(1) 转化气带入的热量为  $120.96 \times 10^4 \text{ kJ}$ 。

(2) 塔顶加水带入的热量：

加水量  $51.27 \text{ kmol}$ ，温度为  $20^\circ\text{C}$ ， $c_{\text{pm}} = 75.24 [\text{kJ}/(\text{kmol} \cdot ^\circ\text{C})]$ 。

则带入热量为  $51.27 \times 75.24 \times 20 = 7.72 \times 10^4 (\text{kJ})$ 。

(3) 相变热见表 12.16。

生成的产品气已有 12% 被冷凝器的急冷段冷凝，余下的被吸收塔冷凝，其量为：

$\text{CH}_2\text{O}$ :  $78.14$  (表 12.8)  $- 7.6 = 70.54 (\text{kmol})$

$\text{CH}_3\text{OH}$  (含  $\text{HCOOH}$ ):  $3.13 + 0.054 = 3.184 (\text{kmol})$

$\text{H}_2\text{O}$ :  $213.06$  (表 12.8)  $- 29.57 = 183.49 (\text{kmol})$

表 12.16 相变热量

物料名称	物质的量, kmol	相变热, $10^4 \text{ kJ/kmol}$	热量, $10^4 \text{ kJ}$
$\text{CH}_2\text{O}$	70.54	6.196	437.07
$\text{CH}_3\text{OH}$ (含 $\text{HCOOH}$ )	3.184	3.32	10.57
$\text{H}_2\text{O}$	183.49	4.135	758.73
合 计	257.21	13.65	1206.37

(4)成品带出的热量:

成品出料温度为  $60^\circ\text{C}$ ,  $c_{\text{pm}} = 3.1 [\text{kJ}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})]$ , 则成品带出的热量为  $6336 \times 3.1 \times 60 = 117.85 \times 10^4 (\text{kJ})$ 。

(5)尾气(温度  $25^\circ\text{C}$ )带出的热量汇于表 12.17 中。

表 12.17 尾气带出的热量

物料名称	物质的量, kmol	$c_{\text{pm}}, \text{kJ}/(\text{kmol} \cdot ^\circ\text{C})$	$T/^\circ\text{C}$	热量, kJ
$\text{CH}_2\text{O}$	0.082	34.97	25	69.94
$\text{CH}_3\text{OH}$	0.2463	44.02	25	264.12
$\text{H}_2\text{O}$	3.284	33.51	25	2764.58
$\text{CO}_2$	5.91	38.11	25	5630.75
$\text{CO}$	0.657	29.29	25	481.09
$\text{CH}_4$	0.33	35.20	25	290.4
$\text{O}_2$	0.33	29.30	25	241.73
$\text{H}_2$	31.2	29.29	25	22846.2
$\text{N}_2$	122.17	29.17	25	89092.47
合 计	164.21	—	—	121681.28

则吸收工段共需移走热量:

$$(120.96 + 7.72 + 1206.37 - 117.85 - 12.17) \times 10^4 = 1205.03 \times 10^4 (\text{kJ})$$

设冷却水进口温度为  $25^\circ\text{C}$ , 出口温度为  $35^\circ\text{C}$ , 共需冷却水量为:

$$\frac{1205.03 \times 10^4}{4.184 \times (35 - 25) \times 1000} = 288.10 (\text{t})$$

## 12.3 设备工艺计算

为方便计算,下面将甲醛生产工艺按蒸发工段、氧化反应工段和吸收工段 3 部分进行表述。

### 12.3.1 蒸发工段

本工段工艺设备包括空气取样管、甲醇入料泵、甲醇高位槽、空气碱洗塔、水洗塔、罗茨鼓风机和蒸发器等。由于场地位于合成氨生产厂区内,空气较脏,需要经净化处理,因此在设计时设置有空气洗涤设备,包括碱洗塔和水洗塔。下面分别作计算。

#### 1. 空气进管

空气取样口位于厂区西边的小高地上,设计将空气进口置于地面上  $30\text{m}$  处。空气流速取  $10\text{m/s}$ ,空气量按  $4000\text{m}^3/\text{h}$  考虑,则取样管直径为:

$$2 \times \sqrt{\frac{4000}{3600 \times 10 \times \pi}} = 0.376(\text{m})$$

采用 DN400 的螺旋钢管,核算流速为  $\frac{4000}{3600\pi 0.2^2} = 8.84(\text{m/s})$ ,符合规定要求。从取气口到罗茨鼓风机的进口处约需要 80m。

## 2. 甲醇入料泵及甲醇高位槽

本工段的原料来自精甲醇岗位的合格甲醇,它储藏在精甲醇槽备用,通过甲醇入料泵输送到四楼的甲醇高位槽并使其有回流,以保证进入甲醇蒸发器的物料流量保持稳定在 2890kg/h。

### (1) 泵的选择。

泵的选择需要知道输送条件下介质的物性将对泵的流量、扬程、功率、必需气蚀余量、结构、材料、操作和使用等方面产生的影响,这些是选泵时需要考虑的重要因素。物性参数有:介质的名称、相对密度、粘度、组成、化学腐蚀性能、气体或固体(粒度)含量、蒸气压等。设计输送流程如图 12-3 所示:

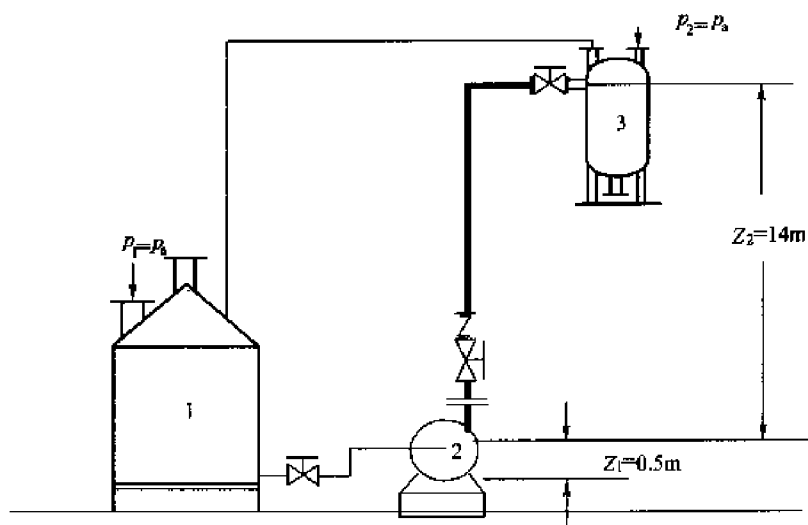


图 12-3 甲醇输送流程图

1—甲醇储罐;2—离心泵;3—甲醇高位槽

常温常压下,甲醇是一种易挥发、易燃的无色液体,密度比水轻,具有很强的毒性,空气中的甲醇蒸气最高浓度为 0.05mg/L;甲醇蒸气与空气能形成爆炸性混合物,爆炸极限为 6.0%~36.5%(体积分数)。精甲醇中无气体和固体,甲醇的物性参数:

密度 791.5kg/m<sup>3</sup>

粘度(液体)  $5.945 \times 10^{-4} \text{Pa} \cdot \text{s}(20^{\circ}\text{C})$

蒸气压力 0℃ 3572.98Pa

10℃ 679.3Pa

20℃ 11825.48Pa

50℃ 101323.2Pa

工业组成(质量分数) CH<sub>3</sub>OH 为 98%,H<sub>2</sub>O 为 2%。

在常温下操作,进口侧设备压力  $p_0 = 0$ (表压),排出泵口压力  $p_1 = 0.02\text{MPa}$ (表压),排出侧  $p_2 = 0.045\text{MPa}$ (表压)。

流体输送要求泵流量小,扬程高。设计精甲醇槽建于地面上,这样对本例而言属于正压进料,选用普通离心泵即可。

①求管径  $d$ 。

设管内流体的流速为  $u=0.8\text{m/s}$ ,甲醇用量按  $3000\text{kg/h}(3.79\text{m}^3/\text{h})$  计,则:

$$d = \sqrt{\frac{V_1}{\pi u}} = \sqrt{\frac{4 \times 3.79}{3600 \pi \times 0.8}} = 0.041(\text{m}) = 41(\text{mm})$$

故选取 DN40 的不锈钢管,核算流速为  $\frac{3.79}{3600 \pi \times 0.02^2} = 0.84(\text{m/s})$ ,符合要求。

②管路设计。

该泵将安装在操作车间一楼地面上,与精甲醇储槽处于同一水平面上,两者距离约 20m。甲醇高位罐设计安装在车间四楼上部的平台上,入口处距泵中心高度约 14m,如图 12-3 所示。管路中共有 3 个截止阀、1 个标准止回阀、5 个  $90^\circ$  标准弯头,10 个  $90^\circ$  法兰连接肘管,阀门按全开考虑,其余直管计 30m。

按设计规模,拟选择材质为不锈钢的管材:

甲醇泵进口管: DN50

甲醇泵出口管: DN40

甲醇溢流管: DN40

甲醇出料管: DN50

③计算阻力损失  $H_f$ 。

a. 直管流体阻力  $H_{f直}$ :

甲醇在  $20^\circ\text{C}$  时的粘度  $\mu$  为  $5.945 \times 10^{-4} \text{Pa} \cdot \text{s}$ ;甲醇在  $20^\circ\text{C}$  时的密度  $\rho$  为  $791.5 \text{kg/m}^3$ ,则甲醇在管内流动的雷诺数  $Re = \frac{du\rho}{\mu} = \frac{0.04 \times 0.84 \times 791.5}{0.0005945} = 4.47 \times 10^4 > 4000$ ,所以此流体的流动类型属湍流。

查无缝钢管的绝对粗糙度  $\epsilon = 0.2(\text{mm})$ ,则摩擦系数  $\lambda = 0.01227 + \frac{0.7543}{Re^{0.38}} = 0.0252$ 。

$$H_{f直} = \lambda \frac{L}{d} \cdot \frac{u^2}{2g} = 0.0252 \times \frac{30}{0.04} \times \frac{0.84^2}{2 \times 9.8} = 0.680(\text{m})$$

b. 局部阻力  $H_{f局}$ :

查管件和阀门的局部阻力系数  $\xi$  值分别是:

进口突然收缩(大小头)  $\xi_1 = 0.5$

$90^\circ$  法兰连接肘管  $\xi_2 = 0.41$

截止阀(全开)  $\xi_3 = 6.4$

止回阀  $\xi_4 = 2.0$

$90^\circ$  标准弯头  $\xi_5 = 0.75$

出口突然扩大(大小头)  $\xi_6 = 1$

$$H_{f局} = \left( \sum \xi \right) \frac{u^2}{2g} = (0.5 + 10 \times 0.41 + 3 \times 6.4 + 2 + 5 \times 0.75 + 1) \times \frac{0.84^2}{2 \times 9.8} = 1.06(\text{m})$$

阻力损失  $H_f = H_{f直} + H_{f局} = 0.68 + 1.06 = 1.74(\text{m})$

④求加功  $H_e$ 。

由于液面上部空间均为大气压,故  $p_1 = p_2 = 0$ ;甲醇储罐所在液面和甲醇高位槽液面处的流速均可视为 0,由流体流动方程式(柏努力方程式)得:



$$-0.5+0+0+H_e=14+0+0+1.74$$

所以

$$H_e=16.24(\text{m})$$

⑤选择合适的离心泵型号。

根据计算结果,应选 IHF50-32-250 型离心泵较好。该泵流量  $Q=6.3(\text{m}^3/\text{h})$ ,  $H=20(\text{m})$ ,  $r=1450(\text{r}/\text{min})$ ,  $N=3(\text{kW})$ , 气蚀余量为  $1.0\text{m}$ 。现场选择 2 台泵,开一备一。

(2)甲醇高位槽的选择。

甲醇高位槽主要供保证连续进料用,设计安放在生产车间的顶部高  $14\text{m}$  处。设计有甲醇人料管口(有一流量计调节流量)、甲醇溢流管口、放空口(上部)、甲醇出料管口及 2 个液位计口,罐内液面保持距离罐底  $1.3\text{m}$ 。设计为  $5\text{m}^3$  的立式罐,其主要规格型号为  $\text{DN}1600 \times 2000$  ( $D \times H$ ),  $p \leq 4.0\text{MPa}$ ,各接口方式见表 12.18。

表 12.18 甲醇高位槽主要接口表

序 号	用 途	规 格 型 号	接 口 方 式	备 注
1	甲醇人料管口	$p\text{N}1.0$	法兰	—
2	甲醇溢流管口	$p\text{N}1.0$	法兰	—
3	甲醇出料口	$p\text{N}1.0$	法兰	—
4	放空口	$p\text{N}1.0$	法兰	—
5-1,2	液位计口	$p\text{N}1.0$	法兰	—

### 3. 空气净化系统(包括碱洗塔和水洗塔)

本公司采用煤作原料合成氨生产尿素等化工产品,空气中含有煤灰尘、硫化物等杂质。虽然甲醛装置用的空气是来自山上的新鲜空气,但净化装置却必不可少,故建一套碱洗—水洗装置很有必要。这样才能使原料空气得到净化处理,以免影响催化剂的活性。空气净化设备包括:一台碱洗塔、一台水洗塔并各配置一台循环泵。碱洗塔与水洗塔计算选型如下:

碱洗塔与水洗塔均选择填料塔且为不锈钢结构。

气体最大流量  $V_g=3546(\text{m}^3/\text{h})$ ,按  $3600\text{m}^3/\text{h}$  计算。

空塔速度  $u$ ,单位为  $\text{m}^2/\text{s}$ 。

塔截面积  $S=V_g/u=3600/(3600 \times 2)=0.5(\text{m}^2)$ 。

塔径  $d=(0.5 \times 4/3.14)^{0.5}=0.8(\text{m})$ ,取  $d=800(\text{mm})$ 。

选用不锈钢材料制造,塔内填料选塑料鲍尔环,其结构特性参数见表 12.19。

表 12.19 塑料鲍尔环特性参数

公称直径 $d_p$ (mm)	高×厚( $H \times L$ ) mm	比表面积 $a$ $\text{m}^2/\text{m}^3$	空隙率 $\epsilon$ $\text{m}^3 \cdot \text{m}^{-3}$	个数 个 $\cdot \text{m}^{-3}$	堆积密度 $\gamma_s$ $\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$	干填料因子 $a/\epsilon^3$ $\text{m}^{-1}$	湿填料因子 $\phi$ $\text{m}^{-1}$
38	38.5×1	155	0.89	15800	98	220	200

$d/d_p=800/38=26.3>8$ ,符合要求。

设喷淋密度为  $10\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 。

碱洗采用 3%稀碱溶液,近似为稀碱液,用水配制后使用,则  $\gamma_L=1000(\text{kg}/\text{m}^3)$ ,将空气假定为纯净空气,查表得:

取  $20^\circ\text{C}$  空气的密度为  $\gamma_g=1.29(\text{kg}/\text{m}^3)$ 。

$20^\circ\text{C}$  水的粘度:  $\mu_L=102.4 \times 10^{-6}(\text{kgf} \cdot \text{s} \cdot \text{m}^{-2})=1.0(\text{cP})$

则液体用量:  $L = 10 \times 3.14 \times 0.22 = 1.26 (\text{m}^3/\text{h}) = 1260 (\text{kg}/\text{h})$

气相流量:  $G = 3600 \times 1.29 (\text{kg}/\text{m}^3) = 4644 (\text{kg}/\text{h})$

取塑料鲍尔环的  $A = 0.0942$ 。

由 Bain-Hougen 关联式  $\lg\left(\frac{u_F^2}{g} \times \frac{a}{\epsilon^3} \times \frac{\gamma_g}{\gamma_L} \mu_L^{0.2}\right) = A - 1.75\left(\frac{L}{G}\right)^{1/4} \left(\frac{\gamma_g}{\gamma_L}\right)^{1/8}$  得:

$$\lg\left[\frac{u_F^2}{9.8} \times 220 \times \frac{1.29}{1000} \times (1.0)^{0.2}\right] = 0.0942 - 1.75\left(\frac{1260}{4644}\right)^{1/4} \left(\frac{1.29}{1000}\right)^{1/8}$$

泛点气速为  $\mu_F = 3.5 (\text{m}/\text{s})$ , 则:

$$\left(\frac{L}{G}\right) \left(\frac{\gamma_L}{\gamma_g}\right)^{0.5} = \frac{1260}{4644} \times \left(\frac{1.29}{1000}\right)^{0.5} = 0.01$$

$$\frac{u_F^2 \psi}{g} \times \left(\frac{\gamma_L}{\gamma_g}\right) \times (1.0)^{0.2} = \frac{3.5^2 \times 200 \times 1}{9.8} \left(\frac{1.29}{1000}\right) = 0.32$$

查 Eckert 压降通用关联图得  $\Delta p = 200 [\text{mmH}_2\text{O}/(\text{m}(\text{填料}))]$ 。

其中碱洗塔、水洗塔的填料高度均为 4m, 塔高 6m。

则填料总压降  $= 4 \times 2 \times 200 = 1600 (\text{mmH}_2\text{O}) = 15.6 (\text{Pa})$ , 压降非常小。

塔附属设备:

(1) 选择分块梁式支撑板, 其板外径  $D_1 = 798 (\text{mm})$ , 分块数为 2, 重量为 100N;

(2) 选择床层限制板固定于塔内壁上, 来防止填料层在气体压力差和负荷波动引起的冲击作用下发生窜动和膨胀;

(3) 液体初始分布器选择排管式多孔分布器, 其主管直径为 50mm, 管数为 4;

(4) 每个塔下部设计有清水补充口; 设有液位计, 液位维持在 1.5m, 体积约  $1\text{m}^3$ , 定期更换;

(5) 水洗塔上部设置折流板式除雾沫器;

(6) 选用 IHF50-32-250-0 离心泵为循环泵, 该泵  $Q = 3.8 (\text{m}^3/\text{h})$ ,  $H = 20 (\text{m})$ ,  $r = 1450 (\text{r}/\text{min})$ ,  $N = 1.5 (\text{kW})$ , 气蚀余量为 2.0m, 碱洗罐和水洗罐各配备一台。

#### 4. 罗茨鼓风机选型

罗茨鼓风机是一种容积式压缩机, 结构上采用两个平行的轴上各装相反方向转动的凹角叶轮, 其中一根是主动轴, 通过齿轮传动给另一根轴。操作时两个叶轮不接触, 所以叶轮不需要内部润滑剂, 可以输送干气体。联系实际情况(地理位置), 加上原料空气流量较大, 压力不大, 故选用构造简单、紧凑, 体积小、排气连续均匀的罗茨鼓风机较适合, 其出口压力在 40kPa (表压) 左右效率较高。

(1) 生产需要最大气体流量:

空气进入鼓风机温度按  $20^\circ\text{C}$  计, 所需风量为  $3600\text{m}^3/\text{h}$ , 大气压为 760mmHg, 实际风量按  $72\text{m}^3/\text{min}$  计算。

空气出口压力小于或等于  $0.049\text{MPa} = 4998 (\text{mmH}_2\text{O})$ 。

风机出口至蒸发器底部的压力损失(包括出口输送管、碱洗塔、水洗塔、蒸发器底部的局部损失等)约  $1600\text{mmH}_2\text{O}$ ; 风机出口处动压为  $500\text{mmH}_2\text{O}$ 。

(2) 全压计算如下:

风机出口处动压等于  $500\text{mmH}_2\text{O}$ 。

风机出口处静压等于  $4998 - 500 + 1600 = 6098 (\text{mmH}_2\text{O})$ 。

风机出口处全压等于  $4998+1600=6598(\text{mmH}_2\text{O})$ 。

风机入口前的全压为零,故所需的风机的全压  $p_t=6598(\text{mmH}_2\text{O})$ 。

此全压校正为“标准状况”下的数值:

因为  $\rho_0/\rho=T/T_0=(273+30)/(273+20)=1.03$

所以  $\rho=1.29/1.03=1.25$

$p_t=p\times(\rho_0/\rho)=6598\times1.03=6796(\text{mmH}_2\text{O})$

查长沙鼓风机厂产品型号为 ARF-250 的罗茨鼓风机符合要求,特性参数为:  $Q_s=100(\text{m}^3/\text{min})$ ,  $r_p=880(\text{r}/\text{min})$ ,  $N_o=110(\text{kW})$ 。

本设计选择风压稍高于所需。由于蒸发器的风量不允许增大,可在管道上设置一风门来调节流量。

### 5. 蒸发器设计

蒸发器选型应考虑料液的性质,因此应考虑用标准式蒸发器,其特点是制造价格低廉,停留时间长,浓缩液浓度恒定,浓缩比高,设备处理量大等。蒸发器的加工负荷较小,考虑用带夹套的立式设备,因为该类型设备与其他类似的设备相比,制造费用、操作费用均低一些,维修也比较方便。综合考虑选用空气鼓泡(底部)的夹套立式圆筒蒸发器,罐中设置加热排管,在  $0.45\text{atm}$  下汽化甲醇  $2889\text{kg}/\text{h}$ 。进料最低温度设为  $10^\circ\text{C}$ ,使用氧化工段来的过热水为加热介质。

(1)由热量核算知需补充热量为  $344.34\times10^4\text{kJ}$ ,则传热面积  $A=186.96(\text{m}^2)$ ,需  $70^\circ\text{C}$  热量  $137.2\text{t}/\text{h}$ 。选择夹套式蒸发器,罐中设置加热排管,液面控制在法兰处,如液面太低,则蒸发量变小;液面控制太高,蒸发量变大,这两种情况均不利于反应的控制。选择椭圆形封头,圆筒的高度与直径之比为  $1:1.3$ ,取封头和圆筒的  $2/3$  表面积为传热面。设蒸发器直径为  $d=2.4(\text{m})$ ,则  $H=3.2(\text{m})$ ,有效传热面积为  $S_1=2.4\pi\times2+6.6=21.7(\text{m}^2)$ 。

需要增加加热排管面积  $S_2=187-21.7=165.3(\text{m}^2)$ 。

(2)蒸发器的结构设计。

①分离室高度。

根据液沫分离的要求,取分离室封头为椭圆形封头,气体出口管高度为  $0.6\text{m}$ 。

②除沫器的选型和尺寸的确定。

选用网式除沫器,它属于表面型除沫器,它让蒸气流通过大表面积的填料层,使液滴粘附在表面而除去。该除沫器由几层小蛛丝网构成,蒸气通过时接触机会较多,除沫效果较好。在丝网除沫器已有的标准件中,设计采用标准型号,公称直径  $\text{DN}500\text{mm}$ ,网高  $150\text{mm}$ ,标准型号为  $\text{HG}5-1404-81-10$ 。

③接管。

容器上的接管可用来连接容器、设备和输送管道,还可用来安装测量控制仪表。连接温度计、压力表、液面计的接管直径很小,可以直接利用内螺纹管焊接在器壁上,其余接管尺寸如下:

甲醇入料管	$\text{DN}50\text{mm}$
空气入口管	$\text{DN}250\text{mm}$
除沫器入口管径	$\text{DN}600\text{mm}$
原料气入口管	$\text{DN}200\text{mm}$
人孔	$\text{DN}500\text{mm}$

④夹套。

夹套采用平板夹套。

夹套外径为 2.8m, 夹套内径为 2.7m。

热水入口管安装在容器下部; DN50mm。

热水出口管安装在容器上部; DN50mm。

套管一直延长到上法兰。

#### ⑤气体分布装置。

采用莲蓬式气体分布器。它的优点是结构简单, 制造和安装较方便, 且不容易造成漏液。莲蓬头作成球面形, 其上钻有小孔, 小孔的直径为 2mm, 莲蓬头直径为 250mm, 数量 15 个。

#### ⑥保温层。

本蒸发器夹套的表面温度高于 50℃, 需进行保温处理, 这样不仅可以防止设备热量损失, 还可以提高生产能力。本设计采用矿渣棉作为保温材料, 厚度为 70mm。

#### (3)蒸发器强度设计。

本蒸发器操作压力 0.045MPa(0.45atm)。由于内部压力小于外界压力, 按《特种设备安全监察条例》2003.6.1(国务院令 373 号文), 该容器属于二类容器。

##### ①结构材料。

材料是构成化工设备的基础, 要正确设计制造化工设备, 合理选用材料是极重要的一环。本蒸发器所应用场合的压力在 0.45atm 以下, 温度在 46℃左右, 选用碳钢很适合。但碳钢内的杂质和游离的铁离子极易使催化剂中毒, 影响催化活性, 缩短电解银的使用寿命, 导致原材料消耗过高。综上所述, 蒸发器壳体及内部用料选用不锈钢, 型号为 16MnR; 夹套选用碳钢制作, 型号为 A3F。

##### ②厚度计算。

容器在 5atm 或常压时, 按照强度公式计算出来的厚度很薄, 可能给焊接带来困难。此外, 厚度太薄时, 可能导致刚度不够, 容易变形, 满足不了吊装与运输的要求, 因此设计时需考虑最小厚度再加上腐蚀裕量, 以满足上述要求。

最小厚度计算:

$$\delta_{\min} = 2D/1000 = 2 \times 2400/1000 = 4.8(\text{mm})$$

甲醇对容器壁的腐蚀速度取小于 0.05mm/a。

取腐蚀裕量  $C=2(\text{mm})$ , 则:

$$\delta = \delta_{\min} + C = 4.8 + 2 = 6.8(\text{mm})$$

取整容器厚度为 8mm。

##### ③法兰连接。

考虑到生产工艺上的要求、制造、运输、安装和检修时的需要, 化工设备和管道零部件间常采用可拆卸的法兰连接。本蒸发器的蒸发压力不高、直径较大, 参照压力容器法兰标准选用甲型平焊法兰, 材料为 16MR, 法兰密封面形式为平面, 垫片材料选用耐油橡胶石棉板制造。

##### ④设备支座。

化工设备上的支座是支撑设备重量和固定设备的一种不可缺少的部件。最常用的有: 悬挂式支座、支撑式支座和鞍式支座。本设备为立式设备, 需采用悬挂式支座, 选择使用带保温层的立式焊接容器的 B 型悬挂式支座, 支座材料采用 B3F。选择的支座型号为 B3JB1165-81, 主要性能参数为:

支座的允许负荷: 3t

支座的支承面积:  $442.9\text{cm}^2$

支承面上单位压力:  $6.77\text{kgf/cm}^2$

### 12.3.2 氧化工段

根据物料衡算得到反应器进、出料气体数量,用空间速度或接触时间数据来计算催化剂用量。空间速度(简称空速)定义为单位时间内通过单位体积催化剂的进料量,即:

$$S_r = V_0 / V_R \quad (12-7)$$

式中  $S_r$ ——空速,  $\text{h}^{-1}$ , 根据现场生产数据取  $\tau_0 = 0.03(\text{s})$ ,  $S_r = 120000(\text{h}^{-1})$ ;

$V_R$ ——催化剂体积, 即所求催化剂用量,  $\text{m}^3$ ;

$V_0$ ——气体体积流量,  $\text{m}^3/\text{h}$ 。

在标准状态时三元气体的体积流量为:

$$V_{\text{O}_2} = 1064 / 1.42895 = 1020.4(\text{m}^3); \quad V_{\text{N}_2} = 3420.7 / 1.25 = 2736.6(\text{m}^3); \quad V_{\text{H}_2\text{O}} = 1888(\text{m}^3);$$

$$V_{\text{CH}_3\text{OH}} = \frac{88.5 \times 8314 \times 393}{641.9 \times 10^3} = 451(\text{m}^3)。$$

所以有  $V_0 = V_{\text{O}_2} + V_{\text{N}_2} + V_{\text{H}_2\text{O}} + V_{\text{CH}_3\text{OH}} = 6096(\text{m}^3/\text{h})$ ;  $S_r = 6096 / V_R = 120000$ ;  $V_R = 0.051(\text{m}^3)$ 。

#### 1. 催化剂床层高度及直径计算

催化剂厚度为  $10 \sim 50\text{mm}$ , 设计取  $30\text{mm}$ 。

催化剂层截面积:  $S = V_R / H = 0.051 / 0.03 = 1.7(\text{m}^2)$ 。

床层直径:

$$D = \sqrt{4S/\pi} = \sqrt{4 \times 1.7/\pi} = 1.5(\text{m})$$

取  $D = 1.6(\text{m})$ , 即床层直径为  $1600\text{mm}$ 。

$$\text{则有: } V_R = \frac{\pi}{4} D^2 H = \frac{\pi}{4} \times 1.6^2 \times 0.03 = 0.06(\text{m}^3)。$$

#### 2. 反应床层阻力降计算

进气压力为  $0.101 \times 10^3 \text{kPa}$ , 反应温度为  $640^\circ\text{C}$ , 由物料衡算结果有:

$$\text{气体体积 } V = \frac{nRT}{p} = \frac{348.8 \times 8.314 \times 913}{0.101 \times 10^3} = 26214(\text{m}^3/\text{h})$$

$$\text{流速 } u = H/\tau_0 = 120000 \times 0.03/3600 = 1.0(\text{m/s})$$

$$\text{密度 } \rho_G = \frac{m}{V_R} = \frac{9204.7}{26214} = 0.35(\text{kg/m}^3)$$

$$\text{质量流量 } G = \frac{9204.7}{3600} = 2.56(\text{kg/s})$$

进料气体组成性质见表 12.20。

表 12.20 氧化器进料三元气体组成

物料名称	质量流率, kg/h	摩尔流率, kmol/h	摩尔分数 $y_i$ , %	组分粘度 $\mu_i$ , cP
CH <sub>3</sub> OH	2832	88.5	25.4	0.030
H <sub>2</sub> O	1888	104.88	30.1	0.045
O <sub>2</sub>	1064	33.25	9.5	0.040
N <sub>2</sub>	3420.7	122.17	35.0	0.033
合 计	9204.7	348.8	100	—

压力降计算公式:

$$\mu_m = \frac{\sum_{i=1}^n \mu_i y_i M_i^{1/2}}{\sum_{i=1}^n y_i M_i^{1/2}}$$

$$= \frac{0.03 \times 0.254 \times \sqrt{32} + 0.045 \times 0.301 \times \sqrt{18} + 0.04 \times 0.095 \times \sqrt{32} + 0.033 \times 0.35 \times \sqrt{28}}{0.254 \times \sqrt{32} + 0.301 \times \sqrt{18} + 0.095 \times \sqrt{32} + 0.35 \times \sqrt{28}}$$

$$= 0.0356 \text{ cP}$$

$$\frac{\Delta p}{h} = \frac{G}{\rho_g g d_p} \cdot \frac{1-\epsilon}{\epsilon} \cdot \left[ \frac{150(1-\epsilon)\mu_m}{d_p} + 1.75G \right]$$

式中  $\Delta p$ ——气体通过床层的阻力降, Pa;

$G$ ——质量流速, kg/s;

$\rho_g$ ——气体密度, kg/m<sup>3</sup>;

$d_p$ ——催化剂颗粒直径, m, 现有催化剂颗粒直径取 3mm;

$\epsilon$ ——催化剂空隙率, 当  $d_p=3\text{mm}$  时约为 0.44;

$\mu$ ——气体粘度, cP;

$g$ ——重力加速度, 9.81m/s<sup>2</sup>;

$h$ ——催化剂床层总高度, m。

代入数据计算得:

$$\frac{\Delta p}{0.03} = \frac{2.56}{0.35 \times 9.81 \times 0.003} \times \frac{1-0.44}{0.44} \times \left[ \frac{150 \times (1-0.44) \times 0.0356}{0.003} + 1.75 \times 2.56 \right]$$

所以有  $\Delta p=8775(\text{Pa})$ 。

### 3. 反应器冷却段工艺计算

主要物料的物性数据见表 12.21。

表 12.21 主要物料的物性数据

组 分	摩尔分数 $y_i$	急冷段(160~640℃) 平均温度 400℃下			水冷段(90~160℃) 平均温度 125℃下		
		纯组分 $\mu$ (cP)	纯组分 $\lambda$ W/(m·K)	纯组分 $c_{pm}$ kJ/ (kmol·K)	纯组分 $\mu$ (cP)	纯组分 $\lambda$ W/(m·K)	纯组分 $c_{pm}$ kJ/(kmol·K)
CH <sub>3</sub> OH	0.0083	0.022	0.046	72.51	0.013	0.017	51.83
O <sub>2</sub>	$8 \times 10^{-4}$	0.037	0.071	32.09	0.025	0.034	29.60
N <sub>2</sub>	0.299	0.022	0.047	32.1	0.081	0.032	30.6
HCHO	0.192	0.021	0.056	51.22	0.013	0.021	39.481
H <sub>2</sub>	0.076	0.015	0.226	29.18	0.011	0.291	29.10
CO <sub>2</sub>	0.015	0.040	0.046	46.21	0.030	0.024	43.38
CO	$1.6 \times 10^{-4}$	0.039	0.048	30.94	0.030	0.032	29.44
H <sub>2</sub> O	0.41	0.045	0.057	37.05	0.021	0.028	34.17
HCOOH	$1.32 \times 10^{-4}$	0.022	0.051	71.12	0.013	0.019	53.97
CH <sub>4</sub>	$8.1 \times 10^{-4}$	0.021	0.011	56.74	0.014	0.049	41.29

注:①表 12.21 中的数据来自于《化学化工物性数据手册》,刘光启主编,化学工业出版社 2002。

(1)混合气体的性质。

①混合气体的粘度:

$$\mu_m = \frac{\sum_{i=1}^n y_i \mu_i M_i^{\frac{1}{2}}}{\sum_{i=1}^n y_i M_i^{\frac{1}{2}}} \quad (12-8)$$

式中  $\mu_m$ ——混合气体粘度, cP;  
 $\mu_i$ ——混合气体中  $i$  气体的粘度, cP;  
 $y_i$ ——混合气体中  $i$  气体的摩尔分数;  
 $M_i$ ——混合气体中  $i$  气体的相对分子质量。

$T=673(\text{K})$  时,  $\mu_m=0.043\text{cP}$ 。

$T=398(\text{K})$  时,  $\mu_m=0.039\text{cP}$ 。

②混合气体的导热系数:

$$\lambda_m = \frac{\sum_{i=1}^n y_i \lambda_i M_i^{\frac{1}{2}}}{\sum_{i=1}^n y_i M_i^{\frac{1}{2}}} \quad (12-9)$$

式中  $\lambda_m$ ——混合气体的导热系数,  $\text{W}/(\text{m} \cdot \text{K})$ ;  
 $\lambda_i$ ——混合气体中  $i$  气体的导热系数,  $\text{W}/(\text{m} \cdot \text{K})$ ;  
 $y_i$ ——混合气体中  $i$  气体的摩尔分数;  
 $M_i$ ——混合气体中  $i$  气体的相对分子质量。

$T=673(\text{K})$  时,  $\lambda_m=0.041[\text{W}/(\text{m} \cdot \text{K})]$ 。

$T=398(\text{K})$  时,  $\lambda_m=0.059[\text{W}/(\text{m} \cdot \text{K})]$ 。

③混合气体的平均摩尔定压热容:

$T=673(\text{K})$  时,  $\bar{c}_{pm1}=38.19[\text{kJ}/(\text{kmol} \cdot \text{K})]$ 。

$T=398(\text{K})$  时,  $\bar{c}_{pm2}=42.15[\text{kJ}/(\text{kmol} \cdot \text{K})]$ 。

(2) 反应器急冷段。

①计算管数及管长。

由急冷段热负荷(以小时计算):

$$Q = n \bar{c}_{pm1} \Delta t = 407.32 \times 38.19 \times (640 - 160) = 7.47 \times 10^6 (\text{kJ/h}) = 2.1 \times 10^6 (\text{W})$$

平均传热温差:

$$\Delta t_m = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}} = \frac{(640 - 160) - (160 - 90)}{\ln \frac{640 - 160}{160 - 90}} = 212.95(^{\circ}\text{C})$$

$$A_0 = \frac{Q}{K \cdot \Delta t_m} = \frac{2.1 \times 10^6}{100 \times 212.95} = 98.6 (\text{m}^2)$$

$$V = \frac{nRT}{P} = \frac{407.32 \times 8.314 \times 673}{0.101 \times 10^3} = 22565.2 (\text{m}^3/\text{h})$$

取  $K=100[\text{W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})]$ 。

设计选用  $\phi 25\text{mm} \times 2.5\text{mm}$  传热管。

取管内流速为  $u=22\text{m/s}$ , 单程管数为:

$$n_s = \frac{V}{\frac{\pi}{4} d^2 u} = \frac{22565.2/3600}{\frac{\pi}{4} \times 0.02^2 \times 22} = 907 (\text{根})$$

取换热管的外径计算换热面积,则所需传热管长度为:

$$L = \frac{A_0}{\pi d_0 n_s} = \frac{98.6}{\pi \times 0.025 \times 907} = 1.38(\text{m})$$

传热管排列采用正三角形排列,管子排列的面积是一个正六边形,排在正六边形内的管数为: $N=3a(a+1)+1$ ,其中, $N$ 为排列的管子数目, $a$ 为正六边形的个数。

采用正三角形排列,当管数  $N$  超过 127 根,即正六边形个数  $a>6$  时,最外层六边形和壳体间弓形部分空间较大,也应配置传热管。由  $n=3a(a+1)+1$ ,计算出 17 个正六边形设计可排管数则为 931 根。

②传热系数  $K$  的校核。

a. 管内混合气体对流传热系数。

管内气体的平均相对分子质量  $\bar{M}=22.7(\text{g/mol})$ 。

$\mu_m=0.043(\text{cP})$ ;  $\lambda_m=0.041[\text{W}/(\text{m} \cdot \text{K})]$ ;  $\bar{c}_{pm1}=38.19[\text{kJ}/(\text{kmol} \cdot \text{K})]$ 。

$$\mu_i = \frac{22565.2/3600}{\frac{\pi}{4} \times 0.02^2 \times 931} = 21.5(\text{m/s})$$

$$Re = \frac{d \cdot u \cdot \rho}{\mu} = \frac{0.02 \times 21.5 \times 9204.8/22565.2}{0.043 \times 10^{-3}} = 4100$$

$$Pr = \frac{\bar{c}_{pm1} \mu}{\lambda} = \frac{38.19 \times 0.043}{0.041} = 40.1$$

气体对流给热系数(流体被冷却):

$$\alpha_1 = 0.023 \frac{\lambda}{d} Re^{0.8} Pr^{0.3} = 0.023 \times \frac{0.041}{0.02} \times 4100^{0.8} \times 40.1^{0.3} = 111[\text{W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})]$$

b. 沸腾水侧取传热系数  $\alpha_2=10000[\text{W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})]$ ;不锈钢的导热系数  $\lambda_m$  取  $17(\text{W}/\text{m} \cdot \text{K})$ 。

c. 总对流传热系数  $K_o$ 。按下式求得:

$$\frac{1}{K_o} = \frac{1}{\alpha_2} + \frac{b}{\lambda_m} \frac{d_2}{d_m} + \frac{1}{\alpha_1} \frac{d_2}{d_1} = \frac{1}{10000} + \frac{0.0025}{17} \times \frac{25}{22.5} + \frac{1}{111} \times \frac{25}{20}$$

所以有  $K_o=88.8[\text{W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})]$ 。

按核算所得  $K_o$  值求所需传热面积为:

$$A_o = \frac{Q}{K_o \Delta t_m} = \frac{2.1 \times 10^6}{88.8 \times 212.95} = 111(\text{m}^2)$$

设计列管有效长 1.6m,则实际传热面积为: $A=0.025 \times \pi \times 1.6 \times 931=117(\text{m}^2)$

核算结果表明传热面积有 5.4% 的裕量,能够满足换热需要。

③计算管程压力降:

$$\Delta p_t = (\Delta p_i + \Delta p_r) \times N_s \times N_p \quad (12-10)$$

式中  $N_s$ ——壳程数;

$N_p$ ——为一壳程的管程数,本设计中均为 1。

由 Blasius 公式计算摩擦因子  $\lambda=0.3164/Re^{0.25}=0.3164/4100^{0.25}=0.04$ ,得:

$$\Delta p_i = \lambda \frac{l}{d_1} \frac{u^2 \rho}{2} = 0.04 \times \frac{1.6}{0.02} \times \frac{21.5^2 \times 0.41}{2} = 303.2(\text{Pa})$$

$$\Delta p_r = \frac{3u^2 \rho}{2} = \frac{3 \times 21.5^2 \times 0.41}{2} = 284.3(\text{Pa})$$

所以有  $\Delta p_t=303.2+284.3=587.5(\text{Pa})$ 。



(3) 反应器水冷段。

水冷段使用 60℃ 的水冷却, 水温上升到 90℃。

① 计算管数及管长。

水冷段热负荷:

$$Q = n \bar{c}_{pm2} \Delta t = 407.32 \times 42.15 \times (160 - 90) = 1.2 \times 10^6 (\text{kJ/h}) = 3.3 \times 10^5 (\text{W})$$

平均传热温差:

$$\Delta t_m = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}} = \frac{(160 - 90) - (90 - 60)}{\ln \frac{160 - 90}{90 - 60}} = 47.2 (^\circ\text{C})$$

取传热系数  $K = 60 [\text{W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})]$ 。

$$A_v = \frac{Q}{K \cdot \Delta t_m} = \frac{3.3 \times 10^5}{60 \times 47.2} = 116.5 (\text{m}^2)$$

$$V = \frac{407.32 \times 8.314 \times 398}{0.101 \times 10^3} = 13345 (\text{m}^3/\text{h})$$

选用  $\phi 25\text{mm} \times 2.5\text{mm}$  传热管, 取管内流速为  $u = 13 (\text{m/s})$ , 则管数为:

$$n_s = \frac{13345/3600}{\frac{\pi}{4} \times 0.02^2 \times 13} = 908 (\text{根})$$

取换热管的外径计算换热面积, 则所需传热管长度为:

$$L = \frac{116.5}{\pi \times 0.025 \times 908} = 1.63 (\text{m})$$

传热管排列采用正三角形排列, 管子排列的面积是一个正六边形, 排在正六边形内的管数为:  $N = 3a(a+1) + 1$ , 其中,  $N$  为排列的管子数目;  $a$  为正六边形的个数。

采用正三角形排列, 当管数  $N$  超过 127 根, 即正六边形个数  $a > 6$  时, 最外层六边形和壳体间弓形部分空间较大, 也应配置传热管。由  $n = 3a(a+1) + 1$  计算出 17 个正六边形设计可排管数则为 921 根。

② 传热系数  $K$  的校核。

a. 管内气体的对流传热系数  $\alpha_1$ 。

管内气体的平均相对分子质量  $\bar{M} = 22.7 (\text{g/mol})$ 。

$$\mu_m = 0.039 (\text{cP}); \quad \lambda_m = 0.059 [\text{W}/(\text{m} \cdot \text{K})]; \quad \bar{c}_{pm2} = 42.15 [\text{kJ}/(\text{kmol} \cdot \text{K})]。$$

$$u_i = \frac{13345/3600}{\pi \times 0.02^2 \times 931/4} = 12.67 (\text{m/s})。$$

$$\text{雷诺系数 } Re = \frac{d \cdot u \cdot \rho}{\mu} = \frac{0.02 \times 12.67 \times 9204.8/13345}{0.039 \times 10^{-3}} = 4482$$

$$\text{普兰特系数: } Pr^{0.3} = \frac{\bar{c}_{pm2} \mu}{\lambda} = \frac{42.15 \times 0.039}{0.059} = 27.86$$

$$\text{则有: } \alpha_1 = 0.023 \frac{\lambda}{d} Re^{0.8} Pr^{0.3} = 0.023 \times \frac{0.059}{0.02} \times 4482^{0.8} \times 27.86^{0.3} = 153.5 [\text{W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})]。$$

b. 管外水的对流传热系数  $\alpha_2$ 。

取管心距  $t = 1.25d_0 = 1.25 \times 25 = 32 (\text{mm})$ , 计算管子当量直径  $d_e$ :

$$d_e = \frac{4 \left( \frac{\sqrt{3}}{2} t^2 - \frac{\pi}{4} d_0^2 \right)}{\pi d_0} = \frac{4 \left( \frac{\sqrt{3}}{2} \times 0.032^2 - \frac{\pi}{4} \times 0.025^2 \right)}{\pi \times 0.025} = 0.02 (\text{m})$$

两块折流板之间的间距取 0.3m,壳程流通面积为:

$$S_0 = D \cdot h(1 - d_0/t) = 1.6 \times 0.3 \times (1 - 25/32) = 0.105(\text{m}^2)$$

平均温度 75℃下水的物性:

质量定压热容  $c_{ps} = 4.195 [\text{kJ}/(\text{kg} \cdot \text{K})]$ ;  $\rho = 974.9 (\text{kg}/\text{m}^3)$ ;  $\lambda = 0.675 [\text{W}/(\text{m} \cdot \text{K})]$ ;  $\mu = 0.357 (\text{cP})$ 。

$$Q = m_s c_{ps} \Delta t$$

所以:  $m_s = Q/(c_{ps} \Delta t) = 1.2 \times 10^6 / (4.195 \times 30) = 14303(\text{kg}/\text{h})$

$$u_0 = 14303 / (974.9 \times 3600 \times 0.105) = 0.039(\text{m}/\text{s})$$

$$Re = \frac{d \cdot u \cdot \rho}{\mu} = \frac{0.02 \times 0.039 \times 974.9}{0.357 \times 10^{-3}} = 2130$$

$$Pr = \frac{c_{ps} \cdot \mu}{\lambda} = \frac{4195 \times 0.357 \times 10^{-3}}{0.675} = 2.22$$

则水的对流传热系数可由:  $\frac{\alpha_2 \cdot d_c}{\lambda} = 0.036 Re^{0.55} Pr^{1/3} (\mu/\mu_m)^{0.14}$  求得。对于低粘度的流体水,  $(\mu/\mu_m)^{0.14}$  约为 1。

求得  $\alpha_2 = 264 [\text{W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})]$ , 考虑走短路, 取  $\alpha_2 = 0.8 \times 264 = 211.2 [\text{W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})]$ 。

c. 总对流传热系数  $K_o$ 。由公式  $\frac{1}{K_o} = \frac{1}{\alpha_2} + \frac{b}{\lambda} \cdot \frac{d_2}{d_m} + \frac{1}{\alpha_1} \cdot \frac{d_2}{d_1}$  求得, 不锈钢的导热系数  $\lambda_m$  取  $17 \text{W}/(\text{m} \cdot \text{K})$ 。

$$K_o = \frac{1}{\frac{1}{211.2} + \frac{0.002}{17} \times \frac{25}{22.5} + \frac{1 \times 25}{153.5 \times 20}} = 77.3 [\text{W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})]$$

按核算所得  $K_o$  值求所需传热面积为:  $A_o = \frac{Q}{K_o \Delta t_m} = \frac{3.3 \times 10^6}{77.3 \times 47.2} = 90.4(\text{m}^2)$

设计列管有效长 1.4m, 则实际传热面积为:  $A = 0.025 \times \pi \times 1.4 \times 921 = 101(\text{m}^2)$

核算结果表明传热面积有 11.7% 的裕量, 能够满足换热需要。

③ 计算管层压力降。

由 Blasius 公式计算摩擦因子  $\lambda = 0.3164/Re^{0.25} = 0.3164/4482^{0.25} = 0.038$ 。

由  $\Delta P_t = (\Delta P_i + \Delta P_r) \times N_s \times N_p$ , 式中  $N_s$  为壳程数;  $N_p$  为一壳程的管程数, 本设计为单壳程, 取  $N_p = 3$ 。

$$\rho = 9204.8/13345 = 0.69(\text{kg}/\text{m}^3)。$$

$$\Delta P_i = \lambda \frac{l}{d_i} \frac{u^2 \rho}{2} = 0.038 \times \frac{1.5}{0.02} \times \frac{12.67^2 \times 0.69}{2} = 157.9(\text{Pa})$$

$$\Delta P_r = \frac{3u^2 \rho}{2} = \frac{3 \times 12.67^2 \times 0.69}{2} = 166.1(\text{Pa})$$

$$\Delta P_t = (157.9 + 166.1) \times 3 = 972.0(\text{Pa})$$

#### 4. 其他设备选型

(1) 阻火器。

阻火器规格见表 12.22。

壳体材料: 1Cr18Ni9Ti 不锈钢丝网阻火器。

设计压力: 小于或等于  $10 \text{kgf}/\text{cm}^2$ 。

设计温度:  $-80 \sim 400^\circ\text{C}$ 。

表 12.22 阻火器规格

接管公称直径 $DN$ , mm	结构尺寸, mm			质量, kg	图 号
	$D$	$L_1$	$H$		
400	426×12	500	200	~100	HGS07-202-09-1-2

(2) 过滤器。

壳体材料: 1Cr18Ni9Ti; 滤网: 铜丝或不锈钢丝。

过滤器规格见表 12.23。

表 12.23 过滤器规格

公称直径 $DN$ , mm	结构尺寸, mm			质量, kg	图 号
	$D$	$L$	$H_1$		
400	426×12	600	272.5	~120	HGS07-311-03-1-6

(3) 过热器。

壳体材料: 1Cr18Ni9Ti; 公称直径  $DN$ : 400mm。

### 12.3.3 吸收工段吸收塔计算

#### 1. 一吸塔的物质平衡与相平衡

由物料衡算知: 一吸塔甲醛吸收率为 90% 时, 一吸塔吸收甲醛量为 2112kg, 二吸塔吸收甲醛量为 232.14kg, 并假定甲醇在二吸塔吸收,  $HCOOH$  量少, 计算中忽略不计。工艺中各段的温度如图 12-4 所示。

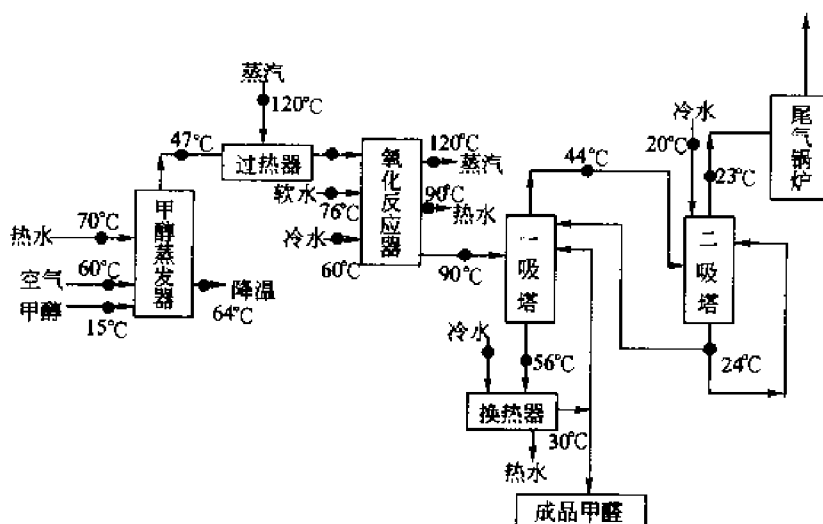


图 12-4 合成甲醛物料流程的温度示意图

入塔气温度为 90°C, 出塔气温度 44°C, 出塔液温度 56°C, 入塔液温度需计算后确定。进出一吸塔气体中各组分的量及组成见表 12.24。

表 12.24 入、出一吸塔气体中各组分的量及组成

物料名称	入塔湿气流量		入塔湿气组成 %(摩尔分数)	被吸收量 摩尔流率 kmol/h	出塔湿气流量		出塔湿气组成 %(摩尔分数)
	摩尔流率 kmol/h	质量流率 kg/h			摩尔流率 kmol/h	质量流率 kg/h	
HCHO	78.22	2346.60	0.1920	70.4	7.822	234.7	0.041
CH <sub>3</sub> OH	3.371	107.88	0.0083	0	3.376	108.0	0.0176

续表

物料名称	入塔湿气流量		入塔湿气组成 (摩尔分数)	被吸收量 摩尔流率 kmol/h	出塔湿气流量		出塔湿气组成 (摩尔分数)
	摩尔流率 kmol/h	质量流率 kg/h			摩尔流率 kmol/h	质量流率 kg/h	
HCOOH	0.054	2.4978	0.0001	0.054	0	0	0
H <sub>2</sub> O	165.14	2972.34	0.4054	145.55	19.58	352.4	0.1023
CO <sub>2</sub>	5.91	260.0	0.0145	—	5.91	260.0	0.0309
CO	0.657	18.40	0.0016	—	0.657	18.4	0.0034
CH <sub>4</sub>	0.328	5.25	0.0008	—	0.328	5.2	0.0017
O <sub>2</sub>	0.328	10.50	0.0008	—	0.328	10.5	0.0017
H <sub>2</sub>	31.20	62.40	0.0766	—	31.20	62.4	0.1630
N <sub>2</sub>	122.17	3420.7	0.2999	—	122.17	3420.8	0.6384
合 计	407.38	9206.75	1.00		191.37	4472.5	1.00
Σ惰性组分	—	—	0.3942	—	—	—	—

进塔气中惰性组分(可视为扣除甲醛、甲醇、甲酸和凝结水后所剩组分)的总摩尔分数为44.23%，其中未凝结的水气所占的摩尔分数为  $19.58/407.37 \times 100\% = 4.81\%$ ，惰气所占分压为  $0.4423 \times 101.3 = 44.8(\text{kPa})$ 。因此应采用  $101.3 - 44.8 = 56.5(\text{kPa})$  下甲醛—水溶液的气液相平衡数据求解本题。但因该压力下的甲醛—水溶液的气液相平衡数据难以获取，加上实际吸收难以达到平衡状态，合理简化后采用46.7kPa下甲醛—水溶液的气液相平衡数据更为合理。在其压力条件下的甲醛—水溶液的气液相平衡见表12.25中左侧三列数据。

表 12.25 甲醛-水溶液的气液相平衡数据

46.7kPa			26.7kPa			13.3kPa			8.0kPa		
气相% (摩尔分数)	液相% (摩尔分数)	温度 ℃	气相% (摩尔分数)	液相% (摩尔分数)	温度 ℃	气相% (摩尔分数)	液相% (摩尔分数)	温度 ℃	气相% (摩尔分数)	液相% (摩尔分数)	温度 ℃
1.5	5.3	48.6	1.3	5.3	37.0	1.05	5.3	23.6	0.95	5.3	14.6
3.2	10.6	51.1	2.55	10.6	39.2	2.1	10.6	26.2	1.9	10.6	17.4
4.8	15.8	53.6	3.8	15.8	41.9	3.4	15.8	29.4	3.0	15.8	20.3
6.35	21.1	56.0	5.1	21.1	44.8	4.5	21.1	32.1	4.15	21.1	23.6
8.05	26.2	58.9	6.45	26.2	47.8	5.8	26.2	35.2	5.3	26.2	26.8
9.65	31.4	61.8	7.85	31.4	51.2	7.0	31.4	38.4	6.5	31.4	30.3

利用表中数据(46.7kPa)作图,如图12-5所示,有:

$$y = 0.3113x - 0.0014 (T \text{ 为 } 48.6 \sim 61.8^\circ\text{C}, p = 46.7(\text{kPa}))$$

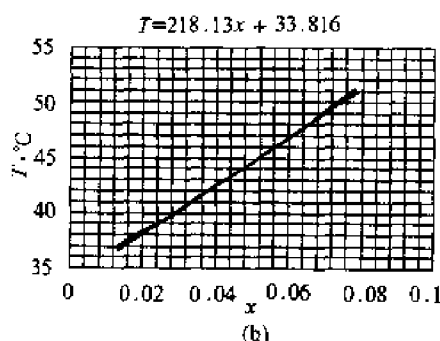
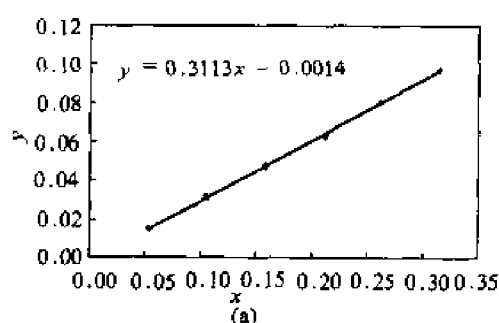


图 12-5 甲醛-水溶液在46.7kPa下气液相平衡图(y-x图及t-x图)

(a) y-x图; (b) T-x图

假设一吸塔的循环液量为  $L_{R1}$ , 现出塔气的浓度为  $y=0.041$ , 与其液相呈平衡的温度约为  $63.5^{\circ}\text{C}$ , 对应入塔液相平衡浓度依相平衡关系为:

$$0.041 = 0.311x^* - 0.0014 \Rightarrow x^* = 0.1362$$

于是有:  $\frac{(L_{R1(\max)} \times 0.37 + 232.14)/30}{78.38 + 293.32 \times (L_{R1(\max)}/62507)} = 0.1362 \Rightarrow L_{R1(\max)} = 424.5(\text{kg/h})$ 。

取实际循环量为  $L_{R1} = 400\text{kg/h}$ , 则入塔混合液的摩尔分数为:

$$\frac{(400 \times 0.37 + 232.14)/30}{78.38 + 293.32 \times (400/6250)} = 0.1304$$

现作热量衡算对入塔液温度进行校核。

混合液质量浓度:  $\frac{232.14 + 400 \times 0.37}{1547.6 + 400} = 0.1952$

液体甲醛的平均摩尔定压热容为  $82.0\text{J}/(\text{mol} \cdot \text{K})$ , 水的平均摩尔定压热容为  $75.13\text{J}/(\text{mol} \cdot \text{K})$ 。忽略溶液的混合热, 以  $0^{\circ}\text{C}$  为基准, 溶液的摩尔定压热容近似按  $c_{pm} = xc_{pm\text{H}_2\text{O}} + (1-x)c_{pm\text{HCHO}}$  计算, 结果如下:

二塔来液摩尔定压热容(质量浓度 15%, 摩尔分数 0.098):  $75.80\text{J}/(\text{mol} \cdot \text{K})$ , 温度  $24^{\circ}\text{C}$ 。

循环液摩尔定压热容(质量浓度 37%, 摩尔分数 0.2628):  $76.94\text{J}/(\text{mol} \cdot \text{K})$ , 温度  $40^{\circ}\text{C}$ 。

混合液摩尔定压热容(质量浓度 19.52%, 摩尔分数 0.1304):  $76.02\text{J}/(\text{mol} \cdot \text{K})$ , 温度为  $t$ :

$$(400 + 1547.6) \times 76.02t = 1547.6 \times 75.90 \times 24 + 400 \times 76.94 \times 40 \Rightarrow t = 27.33(^{\circ}\text{C}) \ll 63.5(^{\circ}\text{C})$$

温度校核虽然满足要求, 但差距太大, 应重新调整。改用  $26.7\text{kPa}$  下的平衡关系数据, 见表 12.25, 甲醛—水溶液在  $26.7\text{kPa}$  下气液相平衡图如图 12-6 所示。

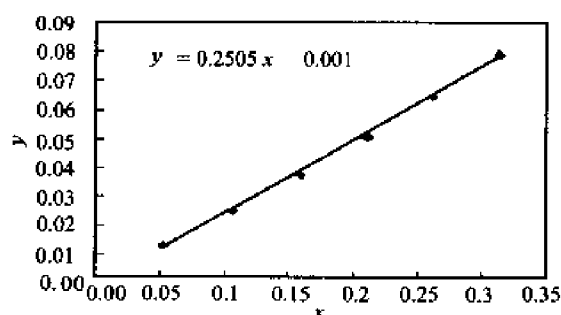


图 12-6 甲醛—水溶液在  $26.7\text{kPa}$  下气液相平衡图( $y-x$  图)

重复上述过程计算得出循环量为:  $L_{R1} = 1200(\text{kg/h})$ , 温度校核为  $t = 31.2(^{\circ}\text{C}) \ll 63.5(^{\circ}\text{C})$ 。与实际情况亦存在很大差距, 可能是混合热较大, 不能被忽略之缘故。因混合热数据难得, 本设计中, 一吸塔仍然采用  $46.7\text{kPa}$  下的数据作为塔结构计算的依据。

循环量  $L_{R1} = 400(\text{kg/h})$  情况下一吸塔液相流量及组成见表 12.26。

表 12.26 入一吸塔贫液与出一吸塔富液中各组分的量及组成

组分	入塔贫液流量				入塔贫液组成		出塔富液流量			出塔富液组成	
	二塔来 kmol/h	回流量 kmol/h	混合液 kmol/h	质量流量 kg/h	摩尔 分数	质量 分数	输出产品量		出塔总量	摩尔 分数	质量 分数
HCHO	7.738	4.933	12.67	380.13	0.1304	0.1952	77.08	2312.5	82.01	0.2628	0.3700
CH <sub>3</sub> OH	3.125	0.200	3.33	106.40	0.0342	0.0546	3.125	100.16	3.33	0.0106	0.0160
HCOOH	0	0.003	0	0.16	0	0.0001	0.0543	2.5	0.06	0.0002	0.0004
H <sub>2</sub> O	67.52	13.636	81.16	1460.81	0.8353	0.7501	213.06	3835	226.70	0.7264	0.6136
合 计	78.383	18.772	97.16	1947.50	1.00	1.00	293.32	6250.16	312.09	1.00	1.00

## 2. 一吸塔的塔径与填料层高度

用水吸收甲醛制取甲醛的水溶液获得成品甲醛,应严格控制吸收剂(水)的量。因入塔液带入水量较小,为达到甲醛规定浓度,并保证填料充分被润湿,为此采用富液部分循环的做法来提高出塔富液浓度和增大塔内喷淋密度。吸收流程示意如图 12-7 所示。

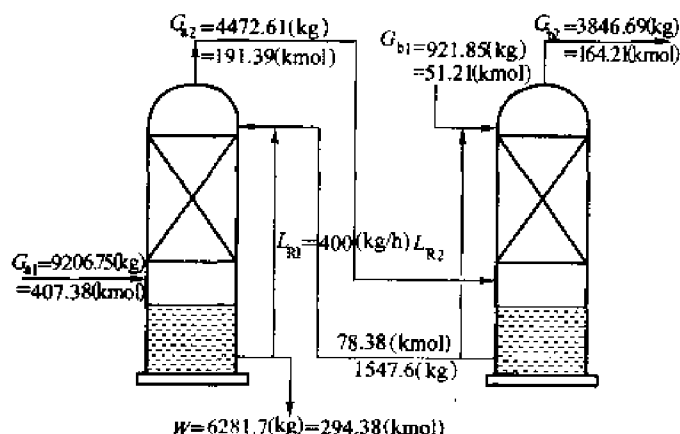


图 12-7 吸收操作物料流程示意图

### (1) 计算塔径。

由物料衡算知,第一吸收塔进料气相流量为  $9206.80(\text{kg/h}) = 407.37(\text{kmol/h})$ ,约合  $9125[\text{m}^3(\text{STP})/\text{h}]$ ,气相平均摩尔质量为  $\bar{M}_G = \sum x_i M_i = 22.60(\text{塔底})$ ,一吸塔塔底液温  $56^\circ\text{C}$ ,塔顶液温约  $40^\circ\text{C}$ 。

入一吸塔气相混合物的密度为:

$$\rho_{G1} = \frac{p\bar{M}}{RT} = \frac{101.3 \times 10^3 \times 22.60}{8314 \times (273.15 + 90)} = 0.76(\text{kg/m}^3)$$

选用不锈钢丝网波纹规整填料,其几何特性参数见表 12.27。

表 12.27 丝网波纹规整填料特性参数

填料名称	类型	比表面积 ( $\alpha$ ) $\text{m}^2/\text{m}^3$	空隙率 $\epsilon, \%$	水力直径 dH, mm	密度 $\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$	倾角 $\varphi, (^\circ)$	气体负荷 $\text{m} \cdot \text{s}^{-1} \cdot (\text{kg} \cdot \text{m}^{-3})^{0.5}$	每块理论 板压降 ( $\text{mmH}_2\text{O}$ )	每米 填料 理论 板数	滞留 量, %	操作 压力, Pa
不锈钢 丝网 波纹 填料	不锈钢 CY	700	85	5	350	45	1.3~2.4	67(0.5)	10	6	$5 \times 10^3 \sim 10^5$

丝网波纹填料的泛点可由  $u_F = u_{eF} \times \sqrt{1.2/\rho_G}$  计算, CY 型不锈钢丝网波纹填料在泛点时的当量空气速度为  $u_{eF} = 2.2(\text{m/s})$ , 计算得:

$$u_F = 2.2 \times \sqrt{1.2/0.76} = 2.76(\text{m/s})$$

对波纹填料空塔速度  $u$  取泛点速度的 0.75, 即  $u = 0.75 \times 2.76 = 2.07(\text{m/s})$ 。

气体体积流量:  $V_s = 9125 \times (273.15 + 90) / (273.15 \times 3600) = 3.37(\text{m}^3/\text{s})$

$$\text{则一吸塔塔径: } D = \sqrt{\frac{4V_s}{\pi u}} = \sqrt{\frac{4 \times 3.37}{3.14 \times 2.07}} = 1.44(\text{m})$$

考虑到气体入塔后温度会快速下降,且伴有大量水气凝结,到塔顶时气体的体积已减小到不足塔底气体体积的一半,故可取  $D = 1800(\text{mm})$ ,实际操作气速为:

$$u = \frac{V_s}{0.785D^2} = \frac{3.37}{0.785 \times 1.8^2} = 1.325 (\text{m/s})$$

塔截面积:  $\Omega = 0.785D^2 = 2.5434 (\text{m}^2)$ 。

泛点率为:  $u/u_F = 1.325/2.76 = 0.48$  (略显偏小, 说明塔径还可继续缩小)。

(2) 校核喷淋密度。

喷淋密度与填料的特性有关, 特别是与填料的比表面积有关。对于规整填料, 设计时其最小喷淋密度一般可按  $L_{\min} = 0.2 \text{ m}^3 / (\text{m}^2 \cdot \text{h})$  考虑。另外, 适宜的喷淋密度  $L$  适宜可用经验公式 (12-11) 计算:

$$L_{\text{适宜}} = \alpha \cdot a \quad (12-11)$$

式中  $L_{\text{适宜}}$ ——适宜的喷淋密度,  $\text{m}^3 / (\text{m}^2 \cdot \text{h})$ ;

$a$ —— $a=700$ , 填料的比表面积,  $\text{m}^2 / \text{m}^3$ , 对 CY 不锈钢丝网波纹填料,  $a=700 \text{ m}^2 / \text{m}^3$ ;

$\alpha$ ——润湿速率, 用水吸收有机物时,  $\alpha=0.093 \text{ m}^3 / (\text{m} \cdot \text{h})$ 。

则:  $L_{\text{适宜}} = \alpha \cdot a = 0.093 \times 700 = 65.1 [\text{m}^3 / (\text{m}^2 \cdot \text{h})]$ 。

实际喷淋密度:

$$L_{\text{实}} = (1947.6) / (1080 \times 2.5434) = 0.71 [\text{m}^3 / (\text{m}^2 \cdot \text{h})]$$

由此可看出: 实际的喷淋密度  $L_{\text{实}}$  之值比适宜的喷淋密度  $L_{\text{适宜}}$  之值要小很多, 这主要是出于提高出塔吸收液浓度上考虑。但  $L_{\text{实}}$  仍大于最小喷淋密度  $L_{\min}$ , 仍可维持吸收操作的正常进行。

(3) 计算填料层高度。

根据相关已知条件选用相应填料层高度计算式, 不同填料层高度计算式, 其计算方法略有差异。对高浓度气体吸收, 一般都需要采用数值积分或图解积分法求解, 现选用式 (12-12) ~ (12-15) 说明其计算处理方法:

$$\int_{y_2}^{y_1} \frac{G dy}{k_y a (y - y_i)(1 - y)} = \int_{y_2}^{y_1} \frac{G(1 - y)_m dy}{k'_y a (y - y_i)(1 - y)} \quad (12-12)$$

$$k_y a = \frac{1}{(1 - y)_m} k'_y a, k'_y a = \frac{D_G P_t}{RT \delta_G}; k_x a = \frac{1}{(1 - x)_m} k'_x a, k'_x a = \frac{D_L}{\delta_L} \quad (12-13)$$

$$(1 - y)_m = \frac{(1 - y) - (1 - y_i)}{\ln[(1 - y)/(1 - y_i)]} \approx \frac{1}{2} [(1 - y) + (1 - y_i)] = 1 - 0.5(y + y_i) \quad (12-14)$$

$$\text{同理: } (1 - x)_m \approx 1 - 0.5(x + x_i) \quad (12-15)$$

$k_y a$  和  $k_x a$  分别为对流扩散时气膜和液膜的对流传质系数,  $k'_y a$  和  $k'_x a$  分别为等摩尔相互扩散(分子扩散)时气膜和液膜的分子传质系数。在低浓度下, 漂流因素  $1/(1 - y)_m \rightarrow 1$ ,  $1/(1 - x)_m \rightarrow 1$ ,  $k_y a \approx k'_y a$ ,  $k_x a \approx k'_x a$ 。为消除浓度对传质系数的影响, 因此传质系数的实验关联通常在低浓度下进行, 即所获取的对流传质系数只适用于低浓度的气体吸收, 对高浓度的气体吸收需按式 (12-13) 进行转换。

填料层高度的计算过程如下。

① 求操作线方程并计算塔内各分点截面处的气液相组成。

a. 求出操作线方程。

在吸收过程中, 除甲醛被吸收外, 还存在杂质的吸收及水气的凝结问题, 因此惰性气体的流率可采用如下方法处理, 即对全塔作甲醛溶质物料衡算求取气相物流惰性气体的当量摩尔流率  $G_B$ :

$$G_B \left( \frac{y_1}{1-y_1} - \frac{y_2}{1-y_2} \right) = L_S \left( \frac{x_1}{1-x_1} - \frac{x_2}{1-x_2} \right) \quad (12-16)$$

吸收剂的摩尔流量  $L_s$  (为人塔液带入水和塔内汽凝结水之和):

$$L_s = 145.55 + 81.16 = 226.7 (\text{kmol/h})$$

吸收剂的摩尔流率为  $226.7 / (2.5434 \times 3600) = 0.02476 [\text{kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})]$ 。

塔底组成:  $x_{a1} = 0.2628, y_{a1} = 0.1920$ 。

塔顶组成:  $x_{a2} = 0.1304, y_{a2} = 0.41$ 。

$$X_{a1} = \frac{x_{a1}}{1-x_{a1}} = \frac{0.2628}{1-0.2628} = 0.3565; \quad Y_{a1} = \frac{y_{a1}}{1-y_{a1}} = \frac{0.1920}{1-0.1920} = 0.2376;$$

$$X_{a2} = \frac{x_{a2}}{1-x_{a2}} = \frac{0.1304}{1-0.1304} = 0.150; \quad Y_{a2} = \frac{y_{a2}}{1-y_{a2}} = \frac{0.041}{1-0.041} = 0.04275。$$

将上述数据代入式(12-16)解得惰性气体的当量摩尔流率  $G_B$ :

$$G_B = 0.02624 [\text{kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})]$$

惰性气体的当量摩尔流量为  $240.25 (\text{kmol/h})$ 。

液气比  $L_S/G_B$ :

$$L_S/G_B = 226.7/240.25 = 0.9436$$

气液比  $G_B/L_S$ :

$$G_B/L_S = 1.0598$$

对塔内任一截面至塔顶作溶质的物料衡算,求取吸收的操作线方程如下:

$$x = \frac{\frac{G_B}{L_S} \left( \frac{y}{1-y} - \frac{y_2}{1-y_2} \right) + \frac{x_2}{1-x_2}}{\frac{G_B}{L_S} \left( \frac{y}{1-y} - \frac{y_2}{1-y_2} \right) + \frac{x_2}{1-x_2} + 1} \quad (12-17)$$

将已知数据代入上述操作线方程(12-17),化简可得:

$$x = \frac{0.9551y + 0.1047}{-0.0441y + 1.1047} \quad (12-18)$$

b. 求取各分点截面所对应的气液相组成  $(x, y)$ 。

将气相浓度范围十等分,按式(12-17)计算各分点组成见表 12.28 中的第 1、2 行。

②求气、液两相的流率和体积传质系数。

a. 计算各分点截面处气、液两相的摩尔流率。

按式(12-19)计算气、液两相的摩尔流率:

$$\left. \begin{aligned} G &= G_B / (1-y) \\ L &= L_S / (1-x) \end{aligned} \right\} \quad (12-19)$$

将各截面上的  $x, y$  值代入式(12-19),求出各分点截面处气、液两相的摩尔流率,将计算结果列于表 12.28 中的第 3、4 行内。

b. 计算各分点截面处气、液两相的质量流率。

惰性气体平均摩尔质量为  $23.09 \text{kg/kmol}$ ,摩尔流率为  $0.02624 \text{kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ 。

吸收液摩尔质量为  $18 \text{kg/kmol}$ ,摩尔流率为  $0.02476 \text{kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ ,固有:

$$\left. \begin{aligned} G' &= G_B \times 23.09 + G_B \times 30 \times \frac{y}{1-y} = 0.6059 + 0.7872 \times \frac{y}{1-y} \\ L' &= L_S \times 18 + L_S \times 30 \times \frac{x}{1-x} = 0.4457 + 0.7428 \times \frac{x}{1-x} \end{aligned} \right\} \quad (12-20)$$



将各截面上  $x, y$  的代入式(12-20), 求出气液两相的质量流率, 单位为  $\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ , 计算结果列于表 12.28 中的第 5、6 行内。

表 12.28 一吸塔各点截面参数计算结果

参 数	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
$y$	0.0410	0.0561	0.0712	0.0863	0.1014	0.1165	0.1316	0.1467	0.1618	0.1769	0.1920
$x$	0.1304	0.1436	0.1568	0.1700	0.1832	0.1964	0.2097	0.2229	0.2362	0.2495	0.2628
$G$	0.0274	0.0278	0.0283	0.0287	0.0292	0.0297	0.0302	0.0308	0.0313	0.0319	0.0325
$L$	0.0285	0.0289	0.0294	0.0298	0.0303	0.0308	0.0313	0.0319	0.0324	0.0330	0.0336
$G'$	0.6396	0.6527	0.6662	0.6803	0.6947	0.7097	0.7252	0.7412	0.7579	0.7751	0.7930
$L'$	0.5571	0.5703	0.5838	0.5976	0.6123	0.6273	0.6428	0.6588	0.6754	0.6927	0.7105
$k'_{ya}$	0.0941	0.0959	0.0978	0.0997	0.1017	0.1037	0.1058	0.1080	0.1102	0.1125	0.1149
$k'_{xa}$	0.0375	0.0383	0.0391	0.0399	0.0407	0.0416	0.0425	0.0434	0.0443	0.0453	0.0464
$-k'_{xa}/k'_{ya}$	2.5069	2.5045	2.5020	2.4994	2.4966	2.4938	2.4908	2.4876	2.4843	2.4809	2.4773
$x_i$	0.1310	0.1478	0.1645	0.1811	0.1978	0.2144	0.2309	0.2475	0.2640	0.2804	0.2968
$y_i$	0.0394	0.0446	0.0498	0.0550	0.0602	0.0653	0.0705	0.0756	0.0808	0.0859	0.0910
$y - y_i$	0.0016	0.0115	0.0214	0.0313	0.0412	0.0512	0.0611	0.0711	0.0810	0.0910	0.1010
$1 - y$	0.9590	0.9439	0.9288	0.9137	0.8986	0.8835	0.8684	0.8533	0.8382	0.8231	0.8080
$(1 - y)_m$	0.9598	0.9497	0.9395	0.9294	0.9192	0.9091	0.8990	0.8888	0.8787	0.8686	0.8585
$A_i$	452.864	63.499	34.168	23.388	17.790	14.364	12.051	10.387	9.132	8.153	7.396
$\bar{A}_i \Delta y$	$\Sigma \bar{A}_i \Delta y = 6.39$	3.90	0.74	0.43	0.31	0.24	0.20	0.17	0.15	0.13	0.12

c. 计算各分点截面处的体积传质系数。

选用水吸收甲醛的传质系数计算公式:

$$\left. \begin{aligned} k'_{ya} &= 0.0594(G')^{0.7}(L')^{0.25} \\ k'_{xa} &= 0.152(L')^{0.82} \end{aligned} \right\} \quad (12-21)$$

式中  $k'_{ya}$  的单位为  $\text{kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ ,  $k'_{xa}$  的单位为  $\text{kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ 。将各截面处的质量流率代入式(12-21), 求出体积传质系数, 计算结果列于表 12.28 中的第 7、8 行内。

③求取  $(x_i, y_i)$ 、 $(y - y_i)$ 、 $(1 - y)$  及  $(1 - y)_m$  的值。

a. 各界面上的气、液组成  $(x_i, y_i)$ 。

根据吸收的双膜模型理论, 吸收的传质速率方程:

$$\text{气相: } N_A = k_y(y - y_i)$$

$$\text{液相: } N_A = k_x(x_i - x)$$

稳态时, 气、液两相传质速率相等, 故有:

$$k_y(y - y_i) = k_x(x_i - x) \Rightarrow \frac{y - y_i}{x - x_i} = -\frac{k_x}{k_y} = -\frac{k'_{xa}(1 - y)_m}{k'_{ya}(1 - x)_m} \approx -\frac{k'_{xa}[1 - 0.5(y + y_i)]}{k'_{ya}[1 - 0.5(x + x_i)]} \quad (12-22)$$

式(12-22)表示为经过  $(x, y)$  和  $(x_i, y_i)$  两点且斜率为  $-k'_{xa}/k'_{ya}$  的一条直线, 式中的点  $(x, y)$  在操作线上, 相界面上的组成点  $(x_i, y_i)$  则落在平衡线上。先将操作线上各分点  $(x, y)$  所对应的  $-k'_{xa}/k'_{ya}$  计算结果列于表 12.28 中的第 9 行内, 其值变化不大, 取其算术平均值 2.4931 以简化计算过程。

将传质速率式(12-22)与相平衡关系式联立,即:

$$\begin{cases} \frac{y-y_i}{x-x_i} = -2.4931 \times \frac{1-0.5(y+y_i)}{1-0.5(x+x_i)} \\ y_i = 0.3113x_i - 0.0014 \\ \begin{cases} 0.5437x_i^2 - (0.2324x - 0.7466y + 2.8068)x_i + (2.4941x + y - 1.7466xy + 0.0014) = 0 \\ y_i = 0.3113x_i - 0.0014 \end{cases} \end{cases}$$

求解可得相界面上的组成 $(x_i, y_i)$ ,将解得的结果列于表 12.28 中的第 10、11 行内。

b. 将各分点对应的 $(y-y_i)$ 、 $(1-y)$ 及 $(1-y)_m$ 之值列于表 12.28 中之第 12、13、14 行内。

④计算积分项:

$$\int_{y_2}^{y_1} \frac{G(1-y)_m dy}{k'_y a (y-y_i)(1-y)}$$

a. 计算各分点所对应的 $\frac{G(1-y)_m}{k'_y a (y-y_i)(1-y)}$ 之值,将结果列于表 12.28 中的第 15 行内。

b. 计算填料层高度。

设每一小区间  $A_i = \frac{G(1-y)_m}{k'_y a (y-y_i)(1-y)}$ , 计算每一小区间  $A_i$  的算术平均值,即

$\bar{A}_i = \frac{1}{2}(A_{i-1} + A_i)$ , 然后乘以  $\Delta y$  得  $\bar{A}_i \cdot \Delta y = 0.5(A_i + A_{i-1}) \cdot \Delta y$ , 将计算结果列于表 12.28

中的第 16、17 行内。最后对  $\bar{A}_i \cdot \Delta y$  求和得一吸塔填料层高度。即:

$$\int_{y_2}^{y_1} \frac{G(1-y)_m dy}{k'_y a (y-y_i)(1-y)} = \sum \bar{A}_i \Delta y (m)$$

取  $H=6(m)$ 。

### 3. 二吸塔的物质平衡与相平衡

对于二吸塔,吸收温度约  $20 \sim 24^\circ\text{C}$ , 且气相流率变化很小,因此二吸塔的吸收问题可近似按低浓度恒压等温物理吸收考虑。

二吸塔的物质平衡见表 12.29。

表 12.29 入、出二吸塔气相流中各组分的量及其组成

物料名称	入塔气流量		入塔气组成		尾气流量		尾气组成	
	kmol/h	kg/h	摩尔分数	质量分数	kmol/h	kg/h	摩尔分数	质量分数
HCHO	7.822	234.7	0.041	0.0525	0.082	2.46	0.0005	$6.395 \times 10^{-4}$
CH <sub>3</sub> OH	3.372	108.0	0.0176	0.0241	0.2463	7.88	0.0015	0.0020
HCOOH	0	0	0	0	0	0.00	0	0
H <sub>2</sub> O	19.58	352.4	0.1023	0.0788	3.284	59.11	0.0200	0.0154
CO <sub>2</sub>	5.91	260.0	0.0309	0.0581	5.91	260.04	0.0360	0.0676
CO	0.657	18.4	0.0034	0.0041	0.657	18.40	0.0040	0.0048
CH <sub>4</sub>	0.328	5.2	0.0017	0.0012	0.3284	5.25	0.0020	0.0014
O <sub>2</sub>	0.328	10.5	0.0017	0.0023	0.3284	10.51	0.0020	0.0027
H <sub>2</sub>	31.20	62.4	0.1630	0.0140	31.20	62.40	0.1900	0.0162
N <sub>2</sub>	122.17	3420.8	0.6384	0.7649	122.17	3420.76	0.7440	0.8892
合计	191.39	4472.61	1.00	1.00	164.21	3846.69	1.00	1.00

根据二吸塔的操作温度和压力选用 8.0kPa 下的相平衡数据,其数据处理结果如图 12-8 所示:

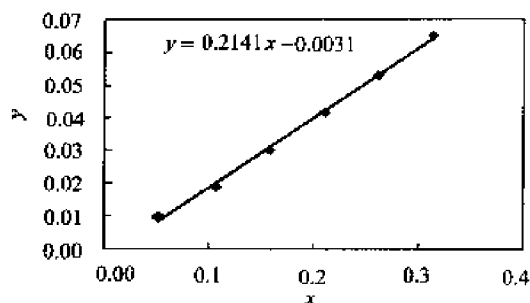


图 12-8 甲醛—水溶液在 8.0kPa 下气液相平衡图(y-x 图)

关联得到的相平衡关系如下:

一次曲线:  $y = 0.2141x - 0.0031$

二次曲线:  $y = 0.108x^2 + 0.1745x - 0.0003$

为计算方便,本计算中取  $y = 0.2141x - 0.0031$  作为其相平衡关系表达式。

尾气对应的液相平衡组成  $0.0005 = 0.2141x - 0.0031 \Rightarrow x = 0.0168$ 。

最大循环液量  $L_{R2}$ :

$$\frac{L_{R2(max)} \times 15\%/30}{L_{R2(max)} \times 78.38/1547.6 + 51.21} = 0.0168 \Rightarrow L_{R2(max)} = 207.3(\text{kg/h})$$

取  $L_{R2} = 180(\text{kg/h})$ , 得入、出二吸塔液相流中各组分的量及其组成见表 12.30。

表 12.30 入、出二吸塔液相流中各组分的量及其组成

组 分	入塔液流量, kmol/h			入塔液组成		出塔液流量	出塔液组成
	回流液	补充水	混合液	摩尔分数	质量分数	摩尔流量, kmol/h	摩尔分数
HCHO	0.90	0	0.90	0.0150	0.0248	7.74+0.90	0.1018
H <sub>2</sub> O	7.853	51.21	59.06	0.9850	0.9752	59.96+16.30	0.8982
合计	8.753	51.21	59.96	1.0000	1.0000	84.90	1.0000

说明:表 12.30 中的回流液量及出塔液流量如下:

回流液中:

甲醛:  $180 \times 15\%/30 = 0.9(\text{kmol/h})$

水:  $\frac{180}{1547.6} \times 67.52 = 7.853(\text{kmol/h})$  (见表 10.26 中二吸塔来的数据)

出塔液流量中:

甲醛: 吸收甲醛 7.74kmol/h, 循环液中甲醛 0.90(kmol/h)。

水: 入塔混合液中水 59.96kmol/h, 气相凝结水  $19.58 - 3.284 = 16.30\text{kmol/h}$ 。

其他组分被忽略。

#### 4. 二吸塔的塔径与填料层高度

(1) 塔径。

入塔气体积流量:  $191.37 \times 22.4 \times (273.15 + 44)/273.15 = 4977(\text{m}^3/\text{h}) = 1.383(\text{m}^3/\text{s})$

入塔气密度:  $\rho_{G1} = \frac{p\bar{M}}{RT} = \frac{101.3 \times 10^3 \times 23.37}{8314 \times (273.15 + 44)} = 0.8978(\text{kg}/\text{m}^3)$

泛点气速:  $u_F = 2.2 \times \sqrt{1.2/0.8978} = 2.543(\text{m}/\text{s})$

空塔气速:  $u = 0.70 \times 2.543 = 1.78(\text{m}/\text{s})$

$$\text{排放尾气体积约为: } \frac{164.21 \times 22.4 \times 297}{273 \times 3600} = 1.1116 (\text{m}^3/\text{s})$$

$$\text{塔径: } D = \sqrt{\frac{V_s}{0.785u}} = \sqrt{\frac{1.383}{0.785 \times 1.78}} = 0.99 (\text{m})$$

现场为设计、安装、维修及操作上的方便,同时在配管安装时,设计为可与一吸塔互换,故取与一吸塔等直径,即  $D=1800(\text{mm})$ 。

(2) 填料层高度。

操作线方程:

$$\text{气相平均摩尔流量: } G = (191.37 + 164.21)/2 = 177.79 (\text{kmol/h})$$

$$\text{液相平均摩尔流量: } L = (84.90 + 59.96)/2 = 72.43 (\text{kmol/h})$$

$$y = \frac{L}{G}(x_{b1} - x_{b2}) + y_{b2} = \frac{72.43/2.5434}{177.79/2.5434}(x - 0.0150) + 0.0005$$

$$y = 0.4074x - 0.005611 \text{ 或 } x = 2.4546y + 0.01377$$

$$\text{相平衡方程: } y = f(x) = 0.2141x - 0.0031$$

$$\text{填料层高度: } H = \frac{G}{K_{ya}} \int_{y_{b2}}^{y_{b1}} \frac{dy}{y - y^*}$$

① 首先求取传质系数  $k_{ya}$  和  $k_{xa}$ 。

对于二吸塔,因气相浓度和液相浓度均较低,故有  $k_{ya} \approx k'_{ya}, k_{xa} \approx k'_{xa}$ :

$$\left. \begin{aligned} k'_{ya} &= 0.0594(G')^{0.7}(L')^{0.25} \\ k'_{xa} &= 0.152(L')^{0.82} \end{aligned} \right\}$$

总摩尔流率:

$$G = 177.79/(2.5434 \times 3600) = 0.01942 [\text{kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})]$$

$$L = 72.43/(2.5434 \times 3600) = 0.00791 [\text{kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})]$$

两相流的平均摩尔质量。

$$\bar{M}_G = (M_{G_{\text{顶}}} + M_{G_{\text{底}}})/2 = (23.37 + 23.43)/2 = 23.4 (\text{kg/kmol})$$

$$\bar{M}_L = (M_{L_{\text{顶}}} + M_{L_{\text{底}}})/2 = (18.18 + 19.22)/2 = 18.7 (\text{kg/kmol})$$

质量流率  $G', L'$ :

$$G' = 0.01942 \times 23.4 = 0.4544 [\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})]$$

$$L' = 0.00791 \times 18.7 = 0.1479 [\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})]$$

$$k_{ya} = 0.0594 \times (0.4544)^{0.7} \times (0.1479)^{0.25} = 0.0212 [\text{kmol}/(\text{m}^3 \cdot \text{s})]$$

$$k_{xa} = 0.152 \times (0.1479)^{0.82} = 0.0317 [\text{kmol}/(\text{m}^3 \cdot \text{s})]$$

$$\frac{1}{K_{ya}} = \frac{1}{k_{ya}} + \frac{m}{k_{xa}} = \frac{1}{0.0212} + \frac{0.2141}{0.0317} = 53.92$$

所以有  $K_{ya} = 0.01854 [\text{kmol}/(\text{m}^3 \cdot \text{s})]$ 。

② 求取传质单元数  $\int_{y_{b2}}^{y_{b1}} \frac{dy}{y - y^*}$ 。

$$\int_{y_{b2}}^{y_{b1}} \frac{dy}{y - y^*} = \frac{y_{b1} - y_{b2}}{\Delta y_m}$$

与  $x_{b1}, x_{b2}$  呈平衡的气相浓度  $y_{b1}^*, y_{b2}^*$ :

$$y_{b1}^* = 0.2141 \times 0.1018 - 0.0031 = 0.01870$$

$$y_{b2}^* = 0.2141 \times 0.015 - 0.0031 = 0.0001115$$

$$\Delta y_m = \frac{\Delta y_{b1} - \Delta y_{b2}}{\ln(\Delta y_{b1}/\Delta y_{b2})} = \frac{(0.041 - 0.01870) - (0.0005 - 0.0001115)}{\ln[(0.041 - 0.01870)/(0.0005 - 0.0001115)]} = 0.00641$$

$$\frac{y_{b1} - y_{b2}}{\Delta y_m} = \frac{0.041 - 0.0005}{0.00641} = 6.3$$

③填料层高度  $H$ 。

$$H = \frac{G}{K_y a} \int_{y_{b2}}^{y_{b1}} \frac{dy}{y - y^*} = \frac{0.01942}{0.01854} \times 6.3 = 6.6(\text{m})$$

取  $H=6\text{m}$ 。

应该指出,所采用的相平衡关系所对应的相平衡温度均高于实际生产的操作温度,据此计算出来的填料层高度难免可能偏高,但这并不影响我们对此问题的处理方法。根据宜化公司现场生产装置的运行效果来看,其填料层高度取  $4\sim 5\text{m}$  即可满足生产要求。

### 5. 一吸塔填料层压降计算

$\Delta p_t = 60 \times 70 = 4200\text{Pa}$  ( $35\text{mmH}_2\text{O}$ ) (每米填料 10 块理论板)。

### 6. 吸收塔结构计算

吸收塔各管规格与管内流速见表 12.31。

表 12.31 吸收塔诸接管口径规格与管内流速

管口名称	管子规格	管内流速, m/s	管口名称	管子规格	管内流速, m/s
反应气入口	DN250	51.64	富液出口	DN150	1.8
尾气出口	DN200	35.5	回流液入口	DN100	1.8
人孔	DN500	—	—	—	—

(1)已知条件。

塔体内径:  $D=1800(\text{mm})$ , 塔高:  $H=7(\text{m})$ ;

设计压力:  $p=0.3(\text{MPa})$ ;

设计温度:  $T=100(^{\circ}\text{C})$ ;

腐蚀裕量:  $c_2=2(\text{mm})$ ;

介质为 37% 的甲醛水溶液。

(2)设计要求。

确定塔体和封头的厚度。

确定裙座以及地脚螺栓的尺寸。

(3)设计方法步骤。

①材料选择。

设计压力为  $p=0.3(\text{MPa})$ , 属于低压设备, 一类容器, 介质腐蚀性未提特殊要求。选用 0Cr18Ni10Ti 不锈钢作为塔体和封头的材料。

②筒体壁厚及封头壁厚计算的确定。

$$\text{由公式: } \delta_d = \frac{pD_i}{2[\sigma]^t \varphi - p} + c_1 + c_2 = \frac{0.3 \times 1800}{2 \times 114 \times 0.85 - 0.3} + 0.8 + 2 = 5.59(\text{mm})$$

考虑到此塔较高, 风载荷比较大, 应适当增加厚度, 实际取筒体壁厚为  $8\text{mm}$ 。

其中,  $[\sigma]^t$ : 0Cr18Ni10Ti 不锈钢在  $100^{\circ}\text{C}$  时的许用应力, 查表知为  $114\text{MPa}$ ;

$\varphi$ : 塔体焊缝为双面对接焊, 局部无损探伤, 查表为  $0.85$ ;

$c_1$ : 钢板厚度偏差, 估计厚度在 5~10mm 范围内, 查表取为 0.8mm;

$c_2$ : 腐蚀裕量, 根据已知条件,  $c_2 = 2(\text{mm})$ 。

采用标准椭圆形封头, 为了便于焊接, 取封头与筒体等厚, 即  $\delta_n = 8(\text{mm})$

③塔重。

筒体:  $Q_1 = 8 \times 356 = 2848(\text{kg})$

封头:  $Q_2 = 2 \times 232 = 464(\text{kg})$

塔内件质量为:  $Q_3 = 2000(\text{kg})$

则空塔重为:  $Q = Q_1 + Q_2 + Q_3 = 2848 + 464 + 2000 = 5312(\text{kg})$

④裙座。

取裙座厚度为:  $\delta_n = 12(\text{mm})$ , 材料选为 A3 钢。

选用裙式底座, 采用混凝土基础, 采用 24 个均布的地脚螺栓, 将基础环固定在混凝土基础上。

### 12.3.4 吸收工段换热器、循环泵设计选型

#### 1. 换热器

操作条件: 出一吸塔的吸收液温度为  $56^\circ\text{C}$ , 需要冷却到  $30^\circ\text{C}$ , 吸收液的流量为  $6281.7\text{kg/h}$ , 冷却水进口温度为  $15^\circ\text{C}$ , 出口温度为  $25^\circ\text{C}$ 。

结合宜化生产实际, 确定工艺流程为: 塔底吸收液由循环泵输入 1# 换热器和 2# 换热器进行冷却, 并对 2# 换热器进行自动控制, 以消除扰动影响; 大部分塔底吸收液作为产品采出, 另一部分由旁路直接流到塔顶作喷淋。为减轻夏季操作时因冷却水进口温度升高而导致吸收液出口温度升高、换热量不大, 同时为提高控制灵敏度, 确定选用板式换热器。由于液体流量大, 设计采用两个换热器并联, 每个换热器处理  $3142\text{kg/h}$  吸收液。

通过计算, 选用 2 台人字形波纹板式换热器, 型号为 BR0.8-1.6-80-N-II。板片材料为 1Cr18Ni9Ti(这里因篇幅限制, 计算过程较简单, 没有列出, 读者可以自己核算)。

#### 2. 循环泵

循环泵为与一吸塔、二吸塔配套作为喷淋用, 泵的型号为 IHF65-50-160-0, 该泵的性能、操作条件、安装条件见表 12.32~12.34。每塔选配 2 台泵, 开一备一, 共 4 台。

表 12.32 泵性能参数

流 量	扬 程	转 速	轴 功 率	电 机 功 率	效 率
$15\text{m}^3/\text{h}$	35m	2900r/min	2.65kW	5.5kW	54%

表 12.33 操作条件

项 目	参 数	项 目	参 数
输送介质	37% 甲醛溶液	操作状态	连续
介质特性	有毒	操作压力	0.2MPa
固体含量	无	所需扬程	18.86m
温度	$40^\circ\text{C}$	流量	$15\text{m}^3/\text{h}$
密度	$1109\text{kg}/\text{m}^3$	粘度	$2.28\text{mPa} \cdot \text{s}$

表 12.34 安装环境及现场条件

项 目	参 数
安装位置	室内
大气压力	101325Pa
环境温度	设计 25℃, 夏 35℃, 冬 15℃

### 12.3.5 主要设备

通过工艺计算,将甲醛生产各工段的主要设备明细列于表 12.35 中。

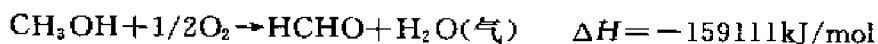
表 12.35 主要设备一览表

序号	设备名称	规格型号	材料	数量	备注
1	甲醇高位槽	DN1600×2000, $p \leq 4.0$ MPa	不锈钢	1	自制
2	甲醇入料泵	IHF50-32-250, $Q=6.3$ (m <sup>3</sup> /h), $H=20$ (m), $r=1450$ (r/min), $P=3$ (kW)	不锈钢	2	—
3	碱洗塔	$\phi 800$ $H=6000$	不锈钢	1	填料塔
4	水洗塔	$\phi 600$ $H=6000$	不锈钢		填料塔
5	稀碱液循环泵	IHF50-32-250-0, $Q=3.8$ (m <sup>3</sup> /h), $H=20$ (m), $r=1450$ (r/min), $P=1.5$ (kW)	不锈钢	1	—
6	水循环泵	IHF50-32-250-0, $Q=3.8$ (m <sup>3</sup> /h), $H=20$ (m), $r=1450$ (r/min), $P=1.5$ (kW)	不锈钢	1	—
7	罗茨鼓风机	L54WD, 24.82~66.76 m <sup>3</sup> /min, 9810~49030 Pa, $P=75$ (kW)	—	1	—
8	甲醇蒸发器	$\phi 2400$ $H=5600$ mm	18MnR	1	夹套式
9	阻火器	HGS07-202-09-1-2	1Cr18Ni9Ti	—	—
10	过滤器	HGS07-311-03-1-6	1Cr18Ni9Ti	—	—
11	过热器	—	1Cr18Ni9Ti	—	—
12	氧化反应器	Ⅱ E1600/0.4-134-00 DN1600×8000	0Cr18Ni9Ti	定制	—
13	一吸收塔	DN1800×8000	0Cr18Ni10Ti	自制	—
14	二吸收塔	DN1800×8000	0Cr18Ni10Ti	自制	—
15	板式换热器	BR0.8-1.6-80-N-Ⅱ	1Cr18Ni9Ti	2台	—
16	一吸塔循环泵	IHF65-50-160-0	—	2台	—
17	二吸塔循环泵	IHF65-50-160-0	—	2台	—
18	尾气锅炉	—	—	—	—

### 12.3.6 甲醛生产节能方面的技术改进

#### 1. 甲醛生产的能量分析

甲醛生产的主要化学反应如下:



甲醛生产过程可以回收和利用的能源来自以下 3 部分:

(1)由物料衡算与热量衡算可知,整个甲醛生产是放热反应,每生产 1t 37% 甲醛,反应生成热约 114GJ,使反应后的气体温度上升至 650~700℃。回收这部分热量是甲醛生产节能的关键。

(2)反应气体在冷凝过程中放出冷凝热,在吸收过程中又放出吸收热。

(3)甲醛生产中的尾气含有 18%~21%  $H_2$  和少量  $CO$ 、 $CH_4$  气体。该尾气的热值经测算为  $2.3 \times 10^6 kJ/m^3$ ,可以燃烧利用。

## 2. 甲醛生产中能量消耗部位

(1)甲醇蒸发器。在此甲醇从室外温度被加热到 45℃,尤其在北方的冬季,甲醇液加热升温可达 70℃ 以上。蒸发器中设有列管加热器,底部还设有恒温加热的夹套,因此这里是甲醛生产消耗能量的大户。

(2)反应器。由于甲醇氧化反应放出大量热量,为了控制反应温度,需加入一定量的配料蒸气。该蒸气除了能降低反应温度外,还可缩小甲醇在空气中的爆炸极限,使反应更安全。

(3)甲醇过热器。为保证进入甲醇氧化器的气体中不含甲醇液滴(该液滴如进入氧化器的催化剂中,将导致甲醇转化率降低),必须使甲醇蒸气过热至 120℃,因此这里需要一部分加热蒸气。

从上分析可知,如何合理利用甲醛生产中释放的反应热、冷却热、吸收热和尾气燃烧热,将回收的热量合理地分配给生产中耗热的设备,这将是能量能否合理利用的关键,也是衡量甲醛生产装置技术是否先进和完善的关键。

## 3. 能量利用措施

(1)甲醇氧化器废热锅炉段和冷却段的热量利用。

为合理利用甲醇氧化器中甲醇氧化释放的反应热,采取分段吸收的办法:

①将反应气体温度由 650℃ 降至 160℃ 再降到 90℃,该段热量用 90℃ 软水吸收副产 0.4MPa 饱和蒸汽,此段习惯称之为废热锅炉段。由规模经济的 50kt/a 甲醛装置的热量衡算得知,废热锅炉产生 0.4MPa 饱和蒸汽除系统自用外,还有 383.34kg/h 的蒸汽外输。

②甲醇氧化器的下段用来预热软水,此段称之为冷却段。反应气体温度由 160℃ 冷却至 90℃。由于甲醛在该条件下露点为 83℃,在低于此温度时,反应气体中的副产物甲酸会先冷凝下来腐蚀氧化器底部,所以要将气体温度冷却至露点以上,保证氧化器中气体不冷凝,使气体到吸收塔中去冷凝吸收。这样既降低甲酸对氧化器的腐蚀,又较大程度地利用了余热。由热量衡算可知,冷却段气体温度由 160℃ 降至 90℃,该部分热量可将 20℃ 软水加热至 90℃,供产生 0.4MPa 的饱和蒸汽共 2629kg/h。为节省占地、减少氧化器体积,尾锅段与冷却段均采用列管式换热器,并与氧化器合为一体,气体走管程,冷却介质走壳程。

(2)尾气热量利用。

甲醛生产中产生的尾气经测算热值为 2311.152kJ/m<sup>3</sup>,以 30kt/a 甲醛为例,尾气量为 25.92m<sup>3</sup>/h,则尾气部分回收热量为  $5.199 \times 10^6 kJ/h$ 。我们设置 1 台尾气锅炉,用这部分热量副产 0.14MPa 饱和蒸汽 2802.182kg/h 供装置利用。

由上可见,仅回收甲醛生产中的反应热与尾气燃烧热两项能量,即可实现装置用汽自给自足且有盈余,使甲醛生产由耗汽型转变为供汽型。

(3)低位热能的利用。

由以上能源利用措施可见,在甲醛吸收塔中甲醛的冷凝热和吸收热尚未利用,就 30kt/a



甲醛装置而言,这些低位热量可达  $314 \times 10^6 \text{ kJ/h}$ ,这部分热量绝大多数由甲醛厂通过循环冷却水将其带走,循环水耗量超过  $3 \times 10^4 \text{ t/a}$ 。

可将一吸塔吸收液(约  $56^\circ\text{C}$ )经泵送至蒸发器的加热段,供加热甲醇用,节约加热蒸汽。吸收液降温后再经一吸塔冷却器冷却,然后送到一吸塔顶部。如果设计得当,还可降低一吸塔冷却器的换热面积,甚至可减少 1 台冷却器,但蒸发器加热段应用不锈钢材质制作,同时要增加蒸发器加热段的传热面积,设计时应综合考虑。

甲醛生产的尾气除了通过尾气锅炉生产蒸汽外,还可用于发电,每生产 1t 37% 甲醛的尾气可发电约 80kW;也可采取变压吸附法制取氢,氢的回收率达 65%,其纯度达 99.19% 以上。此外,还可采取尾气循环法制取高浓度甲醛水溶液,即将甲醛尾气加入反应气体中,可缩小甲醇在空气中的爆炸范围,并作为热稳定剂带走反应热。尾气循环法生产浓甲醛工艺将是我国甲醛行业今后的发展方向。

虽然,目前国内有些回收甲醛生产余热的技术还不很成熟,但是国外许多先进生产厂家已率先使用并积累了许多经验。随着甲醛工业的发展,甲醛余热的利用将会趋于成熟及多样化。能量的综合利用是衡量一个装置是否先进的重要因素之一。

### 12.3.7 工艺设计图纸

主要图纸有:带控制点的工艺流程图,平面布置图,氧化反应器设备图等,如附图 12-1、附图 12-2、附图 12-3 所示(见书末)。

## 第 13 章 毕业设计(论文)指导

毕业设计(论文)是一项综合性的实践教学活活动。大学生进行毕业设计(论文)既是实现本科培养目标的重要教学环节,又是检验学生运用所学基础知识去发现问题、分析问题和解决问题的能力,同时也是培养大学生实践能力和创新精神的重要手段。

工科类各本科专业在各专业课程考试成绩合格后,都要进行毕业设计(论文)的撰写及其答辩考核。毕业设计(论文)的撰写及答辩考核是取得本科毕业文凭的重要环节之一,也是衡量毕业生是否达到全日制普通高校层次学历水平的重要依据之一。但是,由于许多同学缺少系统的课堂授课和平时训练,往往对毕业设计(论文)的独立写作感到压力很大,心中无数,难以下笔。因此,对本科专业毕业生这一特定群体,就毕业论文的撰写进行必要指导,具有重要的意义。

正确指导学生进行毕业设计、撰写论文是高等学校教学过程中的重要环节之一,是学生完成所学专业并顺利毕业的重要标志。为了进一步帮助广大本科毕业生搞好这一阶段的学习,做好毕业设计(论文),现将一些应规范的问题简要介绍。

### 13.1 学位论文介绍

学位论文是高等院校毕业生用以申请授予相应学位而提出作为考核和评审的文章。本章主要介绍学士学位论文。

#### 13.1.1 学士论文

学士论文是合格的本科毕业生撰写的论文。毕业设计(论文)应反映出作者能够准确地掌握大学阶段所学的专业基础知识,基本学会综合运用所学知识进行科学研究的方法,对所设计(研究)的题目有一定的心得体会。设计(论文)题目的范围不宜过宽,一般选择本学科某一重要问题的一个侧面或一个难点,选择题目还应避免过小、过旧和过长。

#### 13.1.2 学位论文的总体原则要求

##### 1. 立论客观并具有独创性

文章的基本观点必须来自具体材料的分析和研究中,所提出的问题在本专业学科领域内有一定的理论意义或实际意义,并通过独立研究或设计,提出了自己一定的认知和看法。

##### 2. 论据翔实并富有确证性

设计(论文)能够做到旁征博引,多方佐证,对于所用论据自己持何看法,有主证和旁证。论文中所用的材料应做到言必有据,准确可靠,精确无误。

##### 3. 论证严密并富有逻辑性

作者提出问题、分析问题和解决问题要符合客观事物的发展规律,全篇设计(论文)形成一个有机的整体,使判断与推理言之有序,天衣无缝。

#### 4. 体式明确并标注规范

设计(论文)必须以论点的形成构成全文的结构格局,以多方论证的内容组成文章丰满的整体,以较深的理论分析辉映全篇。此外,设计(论文)的整体结构和标注要求规范得体。

#### 5. 语言准确、表达简明

论文最基本的要求是读者能看懂。因此,要求文章想得清,说得明,想得深,说得透,做到深入浅出,言简意赅。

### 13.1.3 毕业论文的标准格式

#### 1. 论文题目(下附署名)

论文题目要求准确、简练、醒目、新颖。

#### 2. 目录

目录是论文中主要段落的简表(短篇论文不必列目录)。

#### 3. 内容提要

内容提要是文章主要内容的摘录,要求短、精、完整。字数少可几十字,多不超过三百字为宜。

#### 4. 关键词或主题词

关键词是从论文的题名、提要和正文中选取出来的,是对表述论文的中心内容有实质意义的词汇。关键词是用作计算机系统标引论文内容特征的词语,便于信息系统汇集,以供读者检索。每篇论文一般选取3~8个词汇作为关键词,另起一行,排在“内容提要”的左下方。

主题词是经过规范化的词,在确定主题词时,要对论文进行主题分析,依照标引和组配规则转换成主题词表中的规范词语(参见《汉语主题词表》和《世界汉语主题词表》)。

#### 5. 论文正文

(1)引言:引言又称前言、序言和导言,用在论文的开头。引言一般要概括地写出作者意图,说明选题的目的和意义,并指出论文写作的范围。引言要短小精悍、紧扣主题。

(2)论文正文:正文是论文的主体,正文应包括论点、论据、论证过程和结论。主体部分包括以下内容:①提出问题——论点;②分析问题——论据和论证;③解决问题——论证方法与步骤;④结论。

#### 6. 参考文献

一篇论文的参考文献是将论文在研究和写作中可参考或引证的主要文献资料列于论文的末尾。参考文献应另起一页,标注方式按《文后参考文献著录规则》(GB 7714—1987)进行。

中文:标题·作者·出版物信息(出版地、出版者、版期)。

英文:作者·标题·出版物信息。

所列参考文献的要求是:

(1)所列参考文献应是正式出版物,以便读者考证。

(2)所列举的参考文献要标明序号、著作或文章的标题、作者、出版物信息。

### 13.1.4 获取最佳论文选题的途径

(1)选择你有浓厚兴趣而且在某方面较有专长的课题。

(2)在不了解和了解不详的领域中寻找课题。

(3)要善于独辟蹊径,选择富有新意的课题。

(4)选择能够找得到足够参考资料的课题。

(5)征询导师和专家的意见。

(6)善于利用图书馆,图书馆的自动化、网络化为读者选题提供了便利条件。

## 13.2 毕业设计的目的、意义及要求

毕业设计是人才培养过程中的一个重要环节,是整个教学过程的总结。一般在四年制本科教学计划中毕业设计约占13~16周,其所占的学时在本科教学中没有哪一门课或哪个教学环节能与其相提并论。

### 13.2.1 毕业设计的目的、意义

毕业设计(论文)是高等教育本科专业完成本科阶段学业的最后一个环节,它是总结性独立作业,目的在于总结学习专业的成果,培养综合运用所学知识解决实际问题的能力。从文体而言,它也是对某一专业领域的现实问题或理论问题进行科学研究探索的具有一定意义的论说文。

(1)培养理论联系实际的工作作风和严肃认真的科学态度。通过毕业设计的综合训练,使学生进一步巩固加深所学习的基础理论、专业基础知识,使之系统化、综合化。

(2)在毕业设计中着重培养学生综合运用所学知识、独立分析和解决实际问题的能力,培养学生的创新意识和实践能力,使学生获得科学研究的基础训练,提高学生的工程意识和动手能力,并培养运用已学的知识解决实际工程技术问题的能力,结合课题的需要更应注意培养学生独立地获取新知识的能力。

(3)进一步训练和提高学生的分析论证能力、工程设计能力、理论计算能力、实验研究能力、社会调查能力、经济分析能力、外语能力和计算机应用能力以及查阅文献资料和文字表达等基本技能。

(4)通过毕业设计的训练,使学生树立起具有符合国情和生产实际的正确的设计思想和观点;树立起严谨、负责、实事求是、勇于探索并具有创新意识及与他人合作的工作作风。

(5)在教师的指导下,学生能在毕业设计(论文)阶段内相对独立地完成一项工作任务,撰写出毕业论文;或者绘制出必要的图纸,编制出满足课题要求的且经调试通过的程序(软件),制作出满足指定功能要求的装置或艺术作品等,并编写出符合任务要求的设计说明书,或者撰写成学术论文。

工程设计是工程师工作实践中最富创造性的内容。设计能力不同于理论分析能力、表达能力和动手能力,它是一种如何将思维形式的知识转化为客观上尚未存在而可以实现的物质实体的创造能力,即不仅是认识客观、表现客观而且是创造客观的能力。因此设计能力的培养对工科学生尤为重要。

### 13.2.2 化工专业毕业设计的要求

化工生产具有连续化、自动化程度高,且生产过程具有易燃、易爆、易腐蚀、能耗大、对环境有污染等特点。因此在化工专业学生进行毕业设计时要充分注意这些问题,使毕业设计既能达到教学的基本训练的目的,又能使学生对工程实际问题有初步的认识和了解,对本科毕业生提出基本要求如下:

(1)掌握化工生产过程设计的基本要求及主要内容;掌握设计原则,了解工厂与车间布置

内容。

(2) 论证设计方案, 确定设计流程, 掌握化工过程的物料衡算、热量衡算以及主要工艺设备(反应器、分离设备、换热器等)的设计原则和方法。

(3) 基本掌握过程和设备的物料参数(如温度、压力、流量等)控制指标的确定方法和制定方案。

(4) 掌握绘制物料流程图、带控制点工艺流程图和主要设备图的要求和标准。

(5) 初步掌握投资与成本估算、价格估算和经济评价的基本内容和主要方法。了解经济分析与评价在设计决策中的意义。

(6) 对水、电、汽等公用工程有所了解, 并能使所设计的工程项目与公用工程相互匹配。

(7) 提出所设计的工程项目对环境保护、安全措施的要求, 并能与有关部门(或专业)共同商讨解决办法和实施方案。

(8) 初步掌握撰写设计说明书、项目建议书和可行性研究报告的基本内容和要求。

### 13.3 毕业设计的指导

毕业设计(论文)环节分为选题、开题报告(或文献综述)、设计或科学研究(撰写论文)和答辩4个阶段。

#### 13.3.1 毕业设计(论文)的选题原则

选题是毕业设计(论文)撰写的第一步, 它实际上就是确定写什么的问题, 亦即确定设计内容和科学研究的方向, 如写什么不明确, 怎么写就无从谈起。

对毕业设计(论文)选题的途径和要求是为鼓励理论与工作实践结合, 本科阶段一般由教师根据自己的研究工作提出设计(论文)题目, 学生也可以自己选择题目。

##### 1. 选择有科学价值和现实意义的课题

科学研究的目的是为了更好地了解世界、改造世界, 以推动社会的不断进步和发展。因此, 毕业论文的选题必须紧密结合社会发展的需要, 以促进科学事业发展和解决现实存在问题作为出发点和落脚点。具体地说, 学生可从以下几个方面来考虑选题:

(1) 从现实的弊端中选题。学习了专业知识, 不能仅停留在书本上和理论上, 还要下一番工夫, 理论联系实际, 用已掌握的专业知识, 去寻找和解决工作实践中亟待解决的问题。

(2) 从寻找科学研究的空白处和边缘领域中选题。科学研究还有许多没有被开垦的处女地, 还有许多缺陷和空白, 这些都需要填补。

(3) 要从寻找前人研究的不足处和错误处选题。在前人已提出来的研究课题中, 许多虽已有初步的研究成果, 但随着社会的不断发展, 还有待于丰富、完整和发展, 这种补充性或纠正性的研究课题, 也是有科学价值和现实指导意义的。

##### 2. 根据自己的实际能力选择切实可行的课题

毕业设计(论文)的写作是一种创造性劳动, 不但要有个人的见解和主张, 同时还需要具备一定的客观条件。由于个人的主观、客观条件都是各不相同的, 因此在选题时, 还应结合自己的特长、兴趣及所具备的客观条件来选题。首先, 要有充足的资料来源, 选择一个具有丰富资料来源的课题, 对课题深入研究与开展很有帮助; 其次, 要有浓厚的研究兴趣, 选择自己感兴趣的课题, 可以激发自己研究的热情, 调动自己的主动性和积极性, 能够以专心、细心、恒心和耐

心的积极心态去完成;最后,要能结合发挥自己的业务专长,无论能力水平高低,今后的工作岗位如何,都有自己的业务专长,选择那些能结合自己工作、发挥自己业务专长的课题,对顺利完成课题的研究大有益处。

选好课题后,接下来的工作就是研究课题,研究课题一般程序是:搜集资料、研究资料,明确论点和选定材料,最后是执笔撰写、修改定稿。

选题时应注意的事项:

(1)选题应体现本专业的培养目标,达到毕业设计(论文)的教学基本要求。

(2)选题应特别注意有利于学生综合应用所学知识,有利于学生能力的培养,并能保证对各专业所应当具有的基本技能的训练,少数学生可对某些专题进行比较深入的研究。

(3)选题应与社会、生产、科研、教学、实验室建设等实际任务相结合。工科等专业的毕业设计(论文)的选题应在实际任务、具有理论探索意义、具有实际应用前景、具有创新构思的课题中选取。

(4)选题中鼓励不同学科(专业)相互交叉,相互渗透。鼓励与校外企、事业单位合作提出课题。

(5)课题难度和分量要适当。

(6)做到一生一题,若一个题目需要几个学生共同完成时,必须要明确每个学生独立完成的任务。

(7)因材施教,鼓励学生结合自身的特长与兴趣爱好自选毕业设计课题,也可结合就业需要到现场或用人单位进行毕业设计(论文)。选题的分量和难度要适当,在保证达到教学基本要求的前提下,因材施教,既要使大多数学生能够在规定时间内完成规定的设计题目,又能使少数学习优秀的学生得到更好的培养和锻炼。

### 13.3.2 毕业设计(论文)的选题程序

指导教师提出的毕业设计(论文)课题或校外合作单位提出的课题要经教研室讨论审查,通过师生双向选择,才能确定学生毕业设计(论文)题目及指导教师。

### 13.3.3 毕业设计(论文)任务书

教师应提前做好毕业设计的准备工作,填报具有统一格式的《毕业设计(论文)课题申报、审核表》,向学生下达毕业设计(论文)任务书。

任务书是学生和教师共同从事毕业设计工作的依据,指导教师应根据毕业设计教学大纲和课题性质、任务、要求等,编写出内容翔实、要求具体、明确、能起到指导作用的指导书。任务书应根据课题对学生应完成的文献检索与翻译外文资料、设计的技术路线、经济分析或实验研究分析、完成工程设计所必需的设计图纸或实验数据、撰写设计说明书或论文等有明确的要求。

任务书中还应提出对学生综合运用所学的基础理论、基本知识和基本技能的要求。通过毕业设计,使学生学会掌握工程设计的基本方法,树立正确的设计思想,具有实事求是的工作作风以及工程技术的全局观点、经济观点、环保意识等。

任务书应包含以下几方面基本内容:

(1)毕业设计(论文)题目;

(2)毕业设计(论文)起止时间;

(3) 毕业设计(论文)所需资料及原始数据(指导教师选定部分);

(4) 毕业设计(论文)应完成的主要内容;

(5) 毕业设计(论文)的目标及具体要求;

(6) 完成毕业设计(论文)所需的条件及上机时数要求。

### 13.3.4 毕业设计的开题

在毕业设计任务下达后,由学生进行毕业设计开题,开题报告主要包括以下内容。

#### 1. 题目来源

要说明题目的来源、名称及类型。

#### 2. 研究目的和意义

简单说明进行此项工作的目的和意义,尤其是工程设计题目。

#### 3. 阅读的主要参考文献及资料名称

列出设计中需要用到的各种手册、工具书及文献资料。

#### 4. 国内外研究现状、发展趋势与研究的主攻方向

通过查阅文献资料,分析所设计研究内容的国内外发展趋势、发展方向等。

#### 5. 主要研究内容、需重点研究的关键问题及解决思路

说明本次设计研究的内容、关键点及拟解决问题的基本方法。

#### 6. 完成毕业设计(论文)所必须具备的工作条件及解决问题的办法

说明完成本次设计研究工作所需的基本条件。

#### 7. 工作的主要阶段、进度与时间安排

做好毕业设计的时间进度安排,做到心中有数。

#### 8. 指导教师审查意见

对指导教师对开题的审查意见予以说明。

### 13.3.5 设计或科学研究(撰写论文)

该阶段学生自觉按照任务书和开题报告的要求完成设计工作,严格按照学校毕业设计(论文)的有关规定和要求,保质保量地完成毕业设计(论文)。

设计中努力学习,刻苦钻研,虚心接受指导教师的指导。在指导教师或工程技术人员指导下,按毕业设计(论文)任务书的要求,独立按时完成毕业设计(论文)的各项任务,认真撰写毕业设计(论文)报告,不得弄虚作假,不准抄袭他人内容。

### 13.3.6 毕业设计的评阅

学生按要求完成毕业设计(论文)任务后,通过审查、评阅、答辩3个环节,由指导教师填写审查意见表,评阅教师填写评阅意见表,答辩委员会进行答辩,最后由答辩委员会综合评定成绩。为保证成绩评定的公正性,评阅教师由毕业设计(论文)工作领导小组统一安排,评阅和答辩工作都实行指导教师回避制。

学生在完成毕业设计撰写后除指导教师进行审阅外,还应聘请同行专家(或教师)对毕业设计进行评审。毕业设计(论文)评审重点是审查学生掌握基础理论、基本技能和专业知识等综合应用情况,同时还应审查毕业设计的文字表达、绘图质量、计算与结果的分析等方面毕业生所达到的水平情况,特别是应考察学生完成课题过程中创造性工作能力及表现。评阅人要

根据学生和指导教师所提供的材料写出评审意见并给出成绩。

### 13.3.7 毕业论文的答辩

毕业设计完成后要在规定的时间内组织答辩,以检查学生是否达到毕业设计的基本要求的目的。

(1)毕业设计(论文)答辩资格审查通过后,由答辩小组以公开方式组织答辩。各专业成立答辩委员会,具体负责本专业毕业设计(论文)答辩和成绩评定。

(2)答辩工作由答辩委员会主持进行。答辩委员会可下设若干答辩小组或以专业成立答辩小组,答辩小组一般由5人或5人以上组成,其成员应由本专业学术水平高、责任心强、具有副高级职称的教师组成,根据需要也可聘请少量校外专家参加。

(3)在校外做毕业设计(论文)的学生,其设计(论文)可由所在单位的技术人员进行审查和评阅,并给出审查意见、评语及评分结果,最后成绩回校后由毕业设计(论文)答辩小组统一组织答辩,并给出综合成绩。

(4)在毕业答辩之前,指导教师要对学生的毕业设计(含图纸)进行认真审查和评阅,让学生认真准备,写出答辩提纲。要求教师指导学生熟悉答辩过程中应知应会的内容,提高表达能力。答辩小组每个成员必须详细审阅每位学生的毕业设计(论文)报告,了解设计(论文)的质量和水平,并准备答辩时应向学生提出的问题,为答辩做好准备。

(5)对以软件、硬件研制为主的毕业设计,各答辩小组在答辩前或答辩过程中要进行软件或硬件测试;对以实验研究为主的毕业设计,答辩时要向答辩小组提交实验数据的原始记录。

(6)毕业设计(论文)答辩按学生自述、答辩小组审阅和提问、学生应答、答辩小组对其设计(论文)和答辩情况进行评议和评分的程序逐个进行。学生在参加毕业设计(论文)答辩时的自述应主要包括:课题来源和要求、设计(论文)内容概述、基本思想及运用的主要方法、所得结果、结论与实用价值、主要特点或创新性、有关体会及改进意见等。答辩小组提问内容主要是与题目有关的基础理论、专业知识和设计原理与方法;设计(论文)过程中带普遍性的难点问题或要求学生进一步说明的问题;考察、鉴别学生独立工作能力的问题等。

(7)对优秀、一次答辩成绩不及格或有异议的毕业设计(论文),各专业答辩委员会可酌情组织二次答辩,最终确定其成绩。第二次答辩的时间应安排在本专业学生第一次答辩结束后的两天内进行。

### 13.3.8 毕业设计成绩的评定

(1)毕业设计(论文)成绩的评定,采用结构评分的方法,由指导教师、评阅教师和答辩小组分别评分,各以100分计,指导教师评分占40%,评阅人评分占30%,答辩小组评分占30%。综合成绩按优秀(90~100)、良好(80~89)、中等(70~79)、及格(60~69)和不及格(60以下)5级制计分。

(2)毕业设计答辩结束时,答辩委员会给每个学生写出评语并评定成绩。

(3)最终成绩必须根据毕业设计实际质量,由答辩委员会(小组)本着实事求是的原则评定。

(4)毕业设计的成绩最后由各院(系)向学生公布。

(5)评分标准:



①优秀:凡同时符合以下条件者,给予优秀成绩。

a. 根据毕业设计任务书的要求,按计划完成了毕业设计,符合题目要求,并能正确运用所学知识分析和解决实际问题。对方案的制订、设计、实验或计算都正确,无原则性错误,在某些方面表现出有独立见解和创造性。

b. 在设计中,能结合题目查阅和利用有关中外文资料(外文文献译文内容正确),在上机操作过程中基本技术表现突出。

c. 设计图纸齐全,制图符合规定,图纸质量好,文字工整,说明书语句通顺,能全面而有重点地说明问题。

d. 答辩时,表现出对自己的工作掌握得比较深透,对所提主要问题的回答正确。

②良好:凡同时符合以下条件者,给予良好成绩。

a. 按计划完成了毕业设计任务书所规定的任务,能综合运用所学知识解决主要问题,对主要方案的制订、设计计算比较正确,但研究的深度和广度不够,在个别次要问题上有错误。

b. 在设计中,能结合题目查阅有关中外文资料(译文内容正确)。在上机操作过程中表现出较强的基本技能。

c. 设计图纸齐全,制图符合规定,图纸质量较好,文字工整,说明书语句通顺,对主要问题的分析基本正确,次要问题上有局部错误。

d. 答辩时,表现出能掌握自己所从事的工作,对所提主要问题无原则性错误。

③中等:符合下列条件,给予中等成绩。

a. 完成了毕业设计任务书指定的基本内容,符合基本教学要求,对主要方案的制订、设计计算及结果分析基本正确。

b. 在设计中,能结合题目查阅有关中外文资料(译文内容正确)。在上机操作过程中表现出一定的基本技能。

c. 设计文字工整,语句通顺,图面清楚,但对主要问题理解不深,基本内容论述不当或有错误。

d. 答辩时,表现出对从事的工作尚能掌握,但理解不深,回答问题时表现出对基本知识掌握不牢固,在回答一些基本问题上没有重大错误。

④及格:符合下列条件,给予及格成绩。

a. 基本完成毕业设计任务书给定的内容,对主要方案的制订、设计及结果分析无原则性错误,但有个别较大的错误。

b. 译文内容和语法在非主要问题上有错误,上机操作的基本技能有些欠缺。

c. 设计文字工整,但语句欠通顺,图面质量一般。

d. 答辩时,表现出初步掌握了自己所从事的工作内容,但理解肤浅,有一些原则性错误。

⑤不及格:凡有以下条件之一者,不参加答辩或给予不及格成绩。

a. 不能如期完成毕业设计任务书规定的最低教学要求。

b. 在设计中,反映出对设计、计算有重大原则性错误,设计说明书语句不通,图纸不全,图面质量差,不能满足毕业设计最基本的教学要求。

c. 外文翻译能力、上机操作能力明显欠缺。

d. 答辩时,反映出对自己进行的设计中最基本的内容基本上不掌握,对有关设计中的基本

知识、基本概念模糊不清,没达到毕业设计教学的最基本要求。

e. 设计被确认为抄袭或弄虚作假。

## 13.4 毕业设计说明书

学生在毕业设计完成后,要写出报告,即编制出毕业设计说明书和绘制工程图纸。说明书和图纸是衡量学生的毕业设计完成与否的主要依据,也是考核毕业设计成绩的根据。因此在进行毕业设计工作之前,就应先明确说明书所包括的内容,同时也是指导教师对学生的毕业设计要求。

### 13.4.1 工程类毕业设计说明书应包括的内容

#### 1. 总论

##### (1) 概述。

说明所设计的产品性能、用途和在国民经济中或对人民生活的重要性;该产品的市场需求;简述该产品的生产方法及特点。

##### (2) 文献综述。

设计过程中,首先要查阅文献(国内外期刊和有关图书)。通过从文献中所了解该产品的生产方法,简述有关该产品的生产试验概况、国内外生产现状和发展趋势等。

##### (3) 设计任务的依据或项目来源。

说明题目的来源情况。

##### (4) 设计范围、装置组成及建设规模。

(5) 设计产品所需的主要原材料规格、来源以及水、电、汽等的供应情况,结合设计地区供应情况说明之。

(6) 其他。如交通运输、节能和环保等措施。简要说明原料、产品及废渣的储运方式;简述能量综合利用情况,设计中所采用的节能措施;说明生产过程可能产生的有害物质排放和处理措施。

#### 2. 生产流程或生产方案确定

根据查阅文献和毕业实习或实际调查所掌握的情况确定生产流程或生产方案,有时是依据科学试验报告和小试结果进行放大设计,分析各种生产方法及其特点。简要叙述自己设计所选定的生产方法的依据和特点。

#### 3. 生产流程简述

按生产顺序,从原料到成品依次叙述各种物料所经过的设备及其在该设备中所发生的变化;写出可能的化学反应方程式,说明其工艺条件,如温度、压力、流量及物料配比等,并说明原料、产品的储存方式及其特殊要求,如涉及安全、环保的注意事项等。

#### 4. 工艺计算书

这部分内容是毕业设计中的主要工作,在实际工业设计中,也是必不可少的,是设计过程中的重要内容,是设计最终结果的主要依据。工艺计算书应包括:物料衡算、热量衡算,必要时加上有效能衡算,其要求如下:

##### (1) 写出计算基准。

##### (2) 计算步骤清晰。

(3)计算已知条件要符合设计任务要求。

(4)数据来源要可靠。

(5)列出计算公式,并对公式中符号加以必要说明。

(6)有条件时,应尽量利用计算机计算。用计算机计算时要列出数学模型及所用变量的含义、计算程序清单和程序使用说明。

(7)计算结果汇总于物料衡算表和热量衡算表中,并将计算基准转换为生产能力的基准,包括时间基准和单位产品基准。

(8)列出原材料、动力消耗定额及消耗量。

根据物料衡算和热量衡算的结果,换算为单位产品(吨)的消耗量与消耗定额以及单位时间(小时和年)的消耗量,列入表 13.1 和表 13.2。

表 13.1 原材料消耗量定额及消耗量表

序号	名称	规格	单位	消耗定额	消耗量,kg		备注
					小时	年	

表 13.2 单位产品动力消耗量定额及消耗量

序号	名称	规格	单位	消耗定额	消耗量,kg		备注
					正常	最大	

## 5. 主要设备的工艺计算和设备选型

根据设计任务工作量的大小,要对所设计的工艺流程中的主要设备进行工艺计算,例如计算主要反应器的工艺尺寸、催化剂的装填量;塔设备的直径、高度和填料的装量或塔板数目、结构尺寸以及流体流动阻力等。

其他设备都作为辅助设备,要根据生产能力,按前边的物料衡算结果进行选型,如泵、压缩机、换热器和槽罐等。对所选设备结果列出设备一览表,见表 13.3。

表 13.3 设计设备一览表

序号	位号	设备名称及规格	型号	单位	数量	质量,kg		备注
						单位质量	总质量	

## 6. 车间布置

说明车间厂房的设计思想、厂房面积、层高、层数、门窗等;说明车间内设备布置的设计思想以及平面、立面布置等。

## 7. 技术经济

通过毕业设计,使学生建立经济核算观点。产品车间成本可以体现设计的经济合理性。毕业设计的技术经济分析指标按表 13.4 填写。

表 13.4 技术经济指标

序号	指标名称	单位	数量	单价	消耗量	单位成本	备注
1	设计规模						
2	原材料消耗:						
	A						
3	B						
	动力费:						
	水						
	电						
4	汽						
	人员工资						
5	总投资						
6	折旧费						
7	维修费						
8	管理费						
9	副产品回收						
10	产品车间成本						

### 8. 环境保护及安全措施

介绍设计中环境保护措施、安全生产的保障等的考虑与设想。

### 9. 附工程图纸

除文字说明书外,毕业设计应包括下列图纸:

- (1)带控制点的工艺流程图;
- (2)设备平面布置图与立面布置图;
- (3)主要设备装配图;
- (4)主要车间的管道布置图。

(1)、(2)项是必须完成的;(3)、(4)项可根据课题内容、任务要求和学时,由指导教师决定是否绘制。图纸的具体要求为:要求学生使用计算机绘图来完成工程图纸的设计;图面整洁,布局合理,线条粗细均匀,圆弧连接光滑,尺寸标注规范,文字注释必须使用工程字书写。

## 13.4.2 研究类的毕业设计(论文)包括的内容

研究类的毕业设计(论文)的基本格式:一般毕业论文由标题、摘要、正文、参考文献 4 方面内容构成。标题要求直接、具体、醒目、简明扼要。摘要即摘出论文中的要点放在论文的正文之前,以方便读者阅读,所以要简洁、概括。正文是毕业论文的核心内容,包括绪论、本论、结论 3 大部分。绪论部分主要说明研究这一课题的理由、意义,要写得简洁,要明确、具体地提出所论述课题,有时要写些历史回顾和现状分析,本人将有哪些补充、纠正或发展,还要简单介绍论证方法。本论部分是论文的主体,即表达作者的研究成果,主要阐述自己的观点及其论据。这部分要以充分有力的材料阐述观点,要准确把握文章内容的层次、大小段落间的内在联系。篇幅较长的论文常用推论式(即由此论点到彼论点逐层展开、步步深入的写法)和分论式(即把从

属于基本论点的几个分论点并列起来,一个个分别加以论述)两者结合的方法。结论部分是论文的归结部分,要写论证的结果,做到首尾一贯,同时要写对课题研究的展望,提及进一步探讨的问题或可能解决的途径等。参考文献即撰写论文过程中研读的一些文章或资料,要选择主要的列在文后。

研究类的毕业设计(论文)应包括的主要内容具体介绍如下。

### 1. 毕业设计(论文)正文

(1)选题背景:说明本课题的来源、目的、意义、应解决的主要问题及应达到的技术要求;阐述本课题的国内外研究现状、发展趋势及存在的主要问题、本课题研究的指导思想与技术路线等。

研究课题的基础工作——搜集资料。可以从查阅图书馆、资料室的资料以实地调查研究、实验与观察 3 个方面来搜集资料。搜集资料越具体、细致越好,最好把想要搜集资料的文献目录、详细计划都列出来。首先,查阅资料时要熟悉、掌握图书分类法,要善于利用书目、索引,要熟练地使用其他工具书;其次,做实地调查研究,调查研究能获得最真实可靠、最丰富的第一手资料,调查研究时要做到目的明确、对象明确、内容明确;最后,可做实验与观察,实验与观察是搜集科学资料数据、获得感性知识的基本途径,是形成、产生、发展和检验科学理论的实践基础,本方法在理工科、医学类专业研究中较为常用,运用本方法时要认真全面记录。

研究课题的重点工作——研究资料。考生要对所搜集到手的资料进行全面浏览,并对不同资料采用不同的阅读方法,如通读、选读、研读。通读即对全文进行阅读,选读即对有用部分、有用内容进行阅读,研读即对与研究课题有关的内容进行全面、认真、细致、深入、反复地阅读。

(2)方案论证:说明设计原理并进行方案选择,阐明要选择某个设计方案的原因(包括各种方案的分析、比较)以及所采用方案的特点等。

研究课题的核心工作——明确论点和选定材料。在研究资料的基础上,提出自己的观点和见解,根据选题,确立基本论点和分论点。提出自己的观点要突出创新,创新是灵魂,不能只是重复前人或人云亦云。根据已确立的基本论点和分论点选定材料,这些材料是自己在对所搜集的资料加以研究的基础上形成的。

(3)过程(设计或实验)论述:指作者对自己的研究工作的详细表述。要求论理正确、论据确凿、逻辑性强、层次分明、表达确切。

(4)结果分析:对研究过程中所获得的主要数据、现象进行定性或定量分析,得出结论和推论。

(5)结论或总结:对整个研究工作进行归纳和综合,阐述本课题研究中尚存在的问题及进一步开展研究的见解和建议。

研究课题的关键工作——执笔撰写。要对这样两个方面加以注意:拟定提纲和基本格式。

拟定提纲包括题目、基本论点、内容纲要。内容纲要包括大项目即大段段旨、中项目即中段段旨、小项目即段中材料或小段段旨。拟定提纲有助于安排好全文的逻辑结构,构建论文的基本框架。

### 2. 研究课题的保障工作——修改定稿

通过这一环节,可以看出写作意图是否表达清楚,基本论点和分论点是否准确、明确,材料用得是否恰当、有说服力,材料的安排与论证是否有逻辑效果,大小段落的结构是否完整、衔接自然,句子词语是否正确妥当,文章是否合乎规范。总之,撰写毕业论文是一种复杂的思维活动,因此,学生要学习、学习再学习,实践、实践再实践,虚心向指导教师求教。

### 13.4.3 毕业设计(论文)的其他要求

#### 1. 设计体会和收获

通过毕业设计,自己有何体会和收获,特别是如何综合运用所学的理论知识方面的体会。对自己的设计哪些特点值得肯定,还有哪些不足或不当之处给予阐述,如有可能可提出今后改进意见和措施。

#### 2. 参考文献

为了反映文稿的科学依据和作者尊重他人研究成果的严肃态度以及向读者提出有关信息的出处,正文中应按顺序在引用参考文献处的文字右上角用[]标明,[]中序号应与“参考文献”中序号一致,正文之后则应列出参考文献,并列出只限于作者亲自阅读过的最主要的发表在公开出版物上的文献。

示例:

[1] 海上采油工程手册编写组编著. 海上采油工程手册[M]. 上册. 北京:石油工业出版社,2001

[2] 中国石化集团上海工程有限公司编. 化工工艺设计手册[M]. 北京:化学工业出版社,2003

[3] 况宗华. 甲醛生产技术综述. 化工设计通讯[J],2001,27(9):5~7

#### 3. 致谢

简述自己通过本设计的体会,并对指导教师以及协助完成设计的有关人员表示谢意。

#### 4. 附录

附录包括与论文有关的图表、计算机程序、运行结果、主要设备、仪器仪表的性能指标和测试精度等。

#### 5. 文字要求

文字通顺,语言流畅,无错别字,要求采用计算机打印成文。

#### 6. 曲线图表要求

所有曲线、图表包括线路图、流程图、程序框图、示意图等不准徒手画,必须按国家规定标准或工程要求采用计算机绘制。

#### 7. 外文翻译

外文翻译要求准确、流畅,内容包括:标题、标题下方正中的外文作者署名、外文翻译成中文的内容。

## 附录1 化学工程常用数据及关系图

附表 1.1 常用管道流速

流体名称	流速范围 m/s	流体名称	流速范围 m/s
饱和蒸气主管	30~40	水及粘度相似液体 0.10~0.29MPa(表压)	0.5~2.0
饱和蒸气支管	20~30	水及粘度相似液体压力小于或等于0.98MPa(表压)	0.5~3.0
低压蒸气压力小于0.98MPa(绝压)	15~20	水及粘度相似液体压力小于或等于7.84MPa(表压)	2.0~3.0
中压蒸气 0.98~3.92MPa(绝压)	20~40	水及粘度相似液体 19.6%~29.4MPa(表压)	2.0~3.5
高压蒸气 3.92~11.77MPa(绝压)	40~60	热网循环水、冷却水	0.5~1.0
过热蒸气主管	40~60	压力回水	0.5~2.0
过热蒸气支管	35~60	无压回水	0.5~1.2
一般气体(常压)	10~20	锅炉给水大于或等于0.78MPa(表压)	>3.0
高压乏气	80~100	蒸汽冷凝水	0.5~1.5
氧气 0~0.05MPa(表压)	5~10	冷凝水自流	0.2~0.5
氧气 0.05~0.59MPa(表压)	7~8	过热水	2.0
氧气 0.59~0.98MPa(表压)	4~6	海水、微碱水小于0.59MPa(表压)	1.5~2.5
氧气 0.98~1.96MPa(表压)	4~5	油及粘度大的液体	0.5~2.0
氧气 1.96~2.94MPa(表压)	3~4	粘度 50mPa·s 液体(管道 $\phi 25$ 以下)	0.5~0.9
氮气 4.9~9.8MPa(绝压)	2~5	粘度 50mPa·s 液体(管道 $\phi 25 \sim 50$ )	0.7~1.0
氢气	$\leq 8.0$	粘度 50mPa·s 液体(管道 $\phi 50 \sim 100$ )	1.0~1.6
压缩空气 0.01~0.20MPa(表压)	10~15	粘度 100mPa·s 液体(管道 $\phi 25$ 以下)	0.3~0.6
压缩空气(真空)	5~10	粘度 100mPa·s 液体(管道 $\phi 25 \sim 50$ )	0.5~0.7
压缩空气 0.10~0.20MPa(表压)	8~12	粘度 100mPa·s 液体(管道 $\phi 50 \sim 100$ )	0.7~1.0
压缩空气 0.10~0.59MPa(表压)	10~20	粘度 1000mPa·s 液体(管道 $\phi 25$ 以下)	0.1~0.2
压缩空气 0.59~0.98MPa(表压)	10~15	粘度 1000mPa·s 液体(管道 $\phi 25 \sim 50$ )	0.16~0.25
压缩空气 0.98~1.96MPa(表压)	8~10	粘度 1000mPa·s 液体(管道 $\phi 50 \sim 100$ )	0.25~0.35
压缩空气 1.96~2.94MPa(表压)	3~6	粘度 1000mPa·s 液体(管道 $\phi 100 \sim 200$ )	0.35~0.55
压缩空气 2.94~24.5MPa(表压)	0.5~3.0	离心泵吸入口	1.0~2.0
煤气	8~10	离心泵排出口	1.5~2.5
半水煤气 0.01~0.15MPa(绝压)	10~15	往复式真空泵吸入口	13~16
烟道气烟道内	3.0~6.0	油封式真空泵吸入口	10~13
烟道气管道内	3.0~4.0	空气压缩机吸入口	<10~15
工业烟囱(自然通风)	2.0~8.0	空气压缩机排出口	15~20
车间通风换气主管	4.5~15	通风机吸入口	10~15
车间通风换气支管	2.0~8.0	通风机排出口	15~20
风管距风机最远处	1.0~4.0	齿轮泵吸入口	<1.0
风管距风机最近处	8~12	齿轮泵排出口	1.0~2.0
废气低压	20~30	往复泵(水类液体)吸入口	0.7~1.0
废气高压	80~100	往复泵(水类液体)排出口	1.0~2.0
化工设备排气管	20~25	旋风分离器入气	15~25
自来水主管 0.29MPa(表压)	1.5~3.5	旋风分离器出气	4.0~15
自来水支管 0.29MPa(表压)	1.0~1.5	工业供水 0.78MPa(表压)	1.5~3.5
易燃易爆液体	<1		

附表 1.2 部分腐蚀介质和流体的最大流速

介质名称	最大流速 $\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$	介质名称	最大流速 $\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$
氯气	25.0	乙烯气压力小于或等于 22MPa	30
二氧化硫(气体)	20.0	乙烯气 $22\text{MPa} < p \leq 150\text{MPa}$	5~6
氨气 0.7MPa	20.2	乙炔气 $p \leq 110\text{MPa}$	3~4
$0.7\text{MPa} < p \leq 2.1\text{MPa}$	8.0	乙炔气 $p \leq 250\text{MPa}$	4~8
浓硫酸	1.2	乙炔气 $p \leq 2.5\text{MPa}$	5
碱液	1.2	氢气、氧气	$\leq 8$
盐水或弱碱	1.8	乙醚、苯、二硫化碳	$\leq 1$
酚水	0.9	甲醇、乙醇、汽油	$\leq 3$
液氨	1.5	丙酮	$\leq 10$
液氯	1.5	—	—

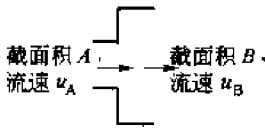
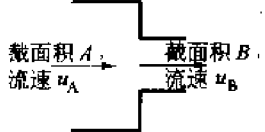

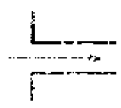
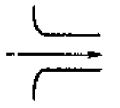




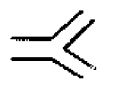
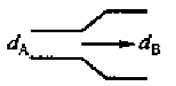

注:附表 1.1、附表 1.2 摘自《化工工艺设计手册》,2003(下册)P368~73 页。

附表 1.3 摩擦因子  $\lambda$ 、雷诺数  $Re$  和相对粗糙度  $\epsilon/D$  关系

流体流型		雷诺数 $Re$	相对粗糙度 $\epsilon/D$	摩擦因子 $\lambda$
层流		$Re \leq 2000$	无关	$\lambda = \frac{64}{Re}$
湍流	水力光滑管区	$3 \times 10^3 < Re < 4 \times 10^6$	$\frac{\epsilon}{D} < \frac{15}{Re}$	$\frac{1}{\sqrt{\lambda}} = 2\lg(Re\sqrt{\lambda}) - 0.8$
		$3 \times 10^3 < Re < 1 \times 10^5$	$\frac{\epsilon}{D} < \frac{15}{Re}$	$\lambda = \frac{0.3164}{Re^{0.25}}$
	过渡区	—	$\frac{15}{Re} \leq \frac{\epsilon}{D} \leq \frac{560}{Re}$	$\frac{1}{\sqrt{\lambda}} = 1.74 - 2\lg(\frac{2\epsilon}{D} + \frac{1.87}{Re\sqrt{\lambda}})$
	阻力平方区	无关	$\frac{\epsilon}{D} > \frac{560}{Re}$	$\frac{1}{\sqrt{\lambda}} = 1.74 - 2\lg(\frac{2\epsilon}{D})$



附表 1.4 管件附件和阀件的局部阻力系数  $\zeta$  值(湍流)

管件及 附件名称	简 图	$\zeta$ 值												
标准弯头	—	45°标准弯头, $\zeta=0.35$						90°标准弯头, $\zeta=0.75$						
90°方形 弯头	—	1.3												
180°回 弯头	—	1.5												
活接头	—	0.04												
突然扩大		$\zeta_A=(1-A/B)^2$ , 流速取 $u_A$												
		A/B	0	0.1	0.2	0.3	0.4	0.5	0.6	0.7	0.8	0.9	1.0	
突然缩小		$\zeta_B=0.5(1-B/A)^2$ , 流速取 $u_B$												
		B/A	0	0.1	0.2	0.3	0.4	0.5	0.6	0.7	0.8	0.9	1.0	
由管道流 入容器内		$\zeta=1.0$												
由容器流 入管道内	—	锐角, $\zeta=0.50$			小圆角, $\zeta=0.25$			圆角, $\zeta=0.04$			$\zeta=0.56$		$\zeta=0.5+0.3\cos\theta + \cos^2\theta$	
														
三通 (直流)		DN	20	25	40	50	80	100	150	200	250	300	350	400
		$\zeta$	0.48	0.45	0.40	0.38	0.35	0.33	0.30	0.28	0.27	0.26	0.25	0.25
三通 (支流)		DN	20	25	40	50	80	100	150	200	250	300	350	400
		$\zeta$	1.44	1.35	1.21	1.14	1.04	0.98	0.89	0.84	0.81	0.78	0.76	0.74
渐扩管		$d_B/d_A$	1.1	1.2	1.3	1.4	1.5	1.6	1.7	1.8	1.9	2.0		
		$\zeta_A$	0.05	0.10	0.15	0.20	0.24	0.27	0.31	0.34	0.36	0.38		
		$\zeta_B$	0.07	0.21	0.43	0.78	1.22	—	—	—	—	—		
渐缩管		$d_A/d_B$	1.1	1.2	1.3	1.4	1.5	1.6	1.7	1.8	1.9	2.0		
		$\zeta_A$	0.06	0.10	0.15	0.22	0.31	0.36	0.42	0.49	0.57	0.7		
		$\zeta_B$	0.04	0.05	0.055	0.06	0.065	0.07	0.07	0.075	0.075	0.08		
闸 阀	—	全 开			3/4 开			1/2 开			1/4 开			
		$\zeta=0.17$			$\zeta=0.9$			$\zeta=4.5$			$\zeta=24$			
截止阀	—	全开, $\zeta=6.4$						1/2 开, $\zeta=9.5$						
蝶 阀	—	$\alpha$	5°	10°	20°	30°	40°	45°	50°	60°	70°			
		$\zeta$	0.24	0.52	1.54	3.91	10.8	18.7	30.6	118	751			

续表

管件及 阀件名称	简 图	$\xi$ 值									
旋塞阀	—	$\theta$	5°		10°		20°		40°		60°
		$\xi$	0.05		0.29		1.560		17.3		206
角阀(90°)	—	$\xi=5$									
止回阀	—	旋启式, $\xi=2$						升降式, $\xi=12$			
底阀 (带滤网)	—	DN	40	50	75	100	150	200	300	500	750
		$\xi$	12	10	8.5	7	6	5.2	3.7	2.5	1.6
滤水器 (或滤水网)	—	$\xi=2$									
水表 (盘形)	—	$\xi=7$									

注:①管件、阀门的规格结构形式很多,加工精度不一,因此上表中的  $\xi$  值变化范围也很大,但可供计算用。

②A、B 为管道截面积,  $\alpha$  或  $\theta$  为蝶阀或旋塞阀的开启角度,全开时为 0°,全关时为 90°。

附表 1.5 列管换热器的总传热系数 K 的推荐值

壳 侧	管 侧	总传热系数 K 的范围 $W/(m^2 \cdot ^\circ C)$	包括在 K 中的 总污垢热阻 $(m^2 \cdot ^\circ C)/W$
液体—液体介质			
稀释沥青	水	57~110	0.0018
乙醇胺(单乙醇胺或二乙醇胺) 10%~25%	水或二乙醇胺或单乙醇胺	800~1100	0.00054
软化水	水	1700~2800	0.00018
燃料油	水	85~140	0.0012
燃料油	油	57~85	0.0014
汽油	水	340~570	0.00054
重油	重油	57~230	0.00070
重油	水	85~280	0.00088
富氢重整油	富氢重整油	510~880	0.00035
煤油或瓦斯油	水	140~280	0.00088
煤油或瓦斯油	油	110~200	0.00088
煤油或喷气发动机燃料	三氯乙烯	230~280	0.00026
夹套水	水	1300~1700	0.00035
润滑油(低粘度)	水	140~280	0.00035
润滑油(高粘度)	水	230~460	0.00054

续表

壳 侧	管 侧	总传热系数 $K$ 的范围 $W/(m^2 \cdot ^\circ C)$	包括在 $K$ 中的 总污垢热阻 $(m^2 \cdot ^\circ C)/W$
液体—液体介质			
润滑油	油	60~110	0.0011
石脑油	水	280~400	0.00088
石脑油	油	140~200	0.00088
有机溶剂	水	280~850	0.00054
有机溶剂	盐水	200~510	0.00054
有机溶剂	有机溶剂	110~340	0.00035
妥尔油衍生物,植物油	水	110~280	0.0007
水	烧碱溶液 10%~20%	570~1420	0.00054
水	水	1100~1420	0.00054
蜡馏出液	水	85~140	0.00088
蜡馏出液	油	74~130	0.00088
冷凝蒸气—液体介质			
酒精蒸气	水	570~1100	0.00035
沥青(232 $^\circ C$ )	导热姆蒸气	230~340	0.0011
导热姆蒸气	妥尔油及其衍生物	340~460	0.00070
导热姆蒸气	导热姆液	460~680	0.00026
煤气厂焦油	水蒸气	230~280	0.00097
高沸点烃类(真空)	水	110~280	0.00054
低沸点烃类(大气压)	水	460~1100	0.00054
烃类蒸气(分凝器)	油	140~230	0.000700
冷凝蒸气—液体介质			
有机蒸气	水	570~1100	0.00054
不凝性气体含量高的有机 蒸气(大气压)	水或盐水	110~340	0.00054
不凝性气体含量低的有机 蒸气(真空)	水或盐水	280~680	0.00054
煤油	水	170~370	0.00070

续表

壳 侧	管 侧	总传热系数 $K$ 的范围 $W/(m^2 \cdot ^\circ C)$	包括在 $K$ 中的 总污垢热阻 $(m^2 \cdot ^\circ C)/W$
冷凝蒸气—液体介质			
煤油	油	110~170	0.00088
石脑油	水	280~430	0.00088
石脑油	油	110~170	0.00088
稳压器的回流蒸气	水	460~680	0.00054
水蒸气	饮用水	2300~5700	0.00088
水蒸气	6号燃料油	85~140	0.00097
水蒸气	2号燃料油	340~510	0.00044
二氧化硫	水	850~1100	0.00054
妥尔油衍生物, 植物油(蒸气)	—	110~280	0.00070
水	芳香族蒸气共沸物	230~460	0.00088
气体—液体介质			
空气、氮气等(压缩)	水或压缩	230~460	0.00088
空气、氮气等(大气压)	水或压缩	57~280	0.00088
水或压缩	空气、氮气等(压缩)	110~230	0.00088
水或压缩	空气、氮气等(大气压)	30~110	0.00088
水	含天然气混合物的氢气	460~710	0.00054
汽化器			
无水氧	水蒸气冷凝	850~1700	0.00026
氯气	水蒸气冷凝	850~1700	0.00026
氯气	传热用轻油	230~340	0.00026
丙烷、丁烷等	水蒸气冷凝	1100~1700	0.00026
水	水蒸气冷凝	1420~2300	0.00026

附表 1.6 空气冷却器的总传热系数  $K$  的推荐值(以光管为基准)

冷 凝	$K$ $W/(m^2 \cdot ^\circ C)$	液 体 冷 却	$K$ $W/(m^2 \cdot ^\circ C)$	气 体 冷 却	操 作 压 力 kPa(表压)	压 力 降, kPa	$K$ $W/(m^2 \cdot ^\circ C)$
氨	625	机器夹套水	710	空气或烟道气	345	0.7~3.5	57
氟利昂-12	400	柴油	140	—	690	13.8	110

续表




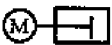


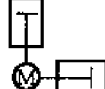
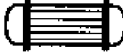
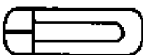
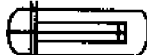




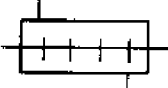
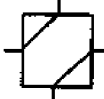





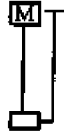

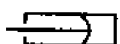



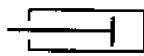
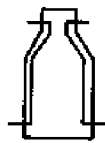

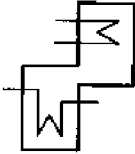
冷 凝	$K$ $W/(m^2 \cdot ^\circ C)$	液 体 冷 却	$K$ $W/(m^2 \cdot ^\circ C)$	气 体 冷 却	操作压力 (Pa(表压))	压力降, kPa	$K$ $W/(m^2 \cdot ^\circ C)$
汽油	460	轻瓦斯油	370	—	690	34	170
轻碳氢化合物	510	轻碳氢化合物	480	碳氢化合物气体	241	7	200
轻石脑油	430	轻石脑油	400	—	862	21	200
重石脑油	370	重整炉液油	400	—	6900	34	460
重整反应器废液	400	残油	85	氮反应器流体	—	—	480
低压蒸气	770	焦油	40	—	—	—	—
塔顶蒸气	370	—	—	—	—	—	—

附表 1.7 一些搅拌锅夹套的传热系数  $K$  (实测值)




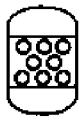








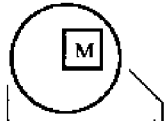






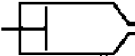



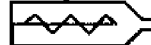

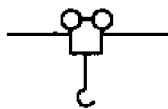
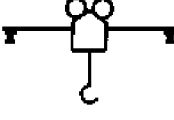
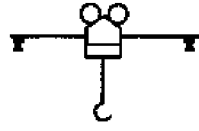
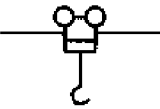
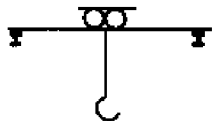
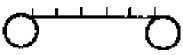
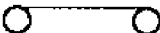
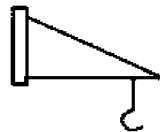



过 程	材 料	物 料	载 热 体	$K, W/m^2 \cdot K$
冷却精制	钢	粗硝基甲酸, 5% NaOH	冷却水	326
冷却结晶	钢	硝基甲酸, 钾盐, 水	冷却水	164
冷却还原	钢	盐酸, 硝基卡因, 铁粉, 水	冷却水	151
冷却缩合	钢	二溴乙烷, 双脂	冷却水	163
冷却反应	搪玻璃	对硝基甲苯, 硫酸, 水	冷却水	187
冷却盐析	搪玻璃	普鲁卡因 NaCl	冷却水	135
冷却盐析	搪玻璃	普鲁卡因 NaCl	盐水	171
冷却结晶	搪玻璃	溴化钾溶液	盐水	199
冷却反应	搪玻璃	对硝基甲苯, 硫酸, 水	水蒸气冷凝	249
加热溶解	搪玻璃	普鲁卡因粗品	水蒸气冷凝	240
加热精制	搪玻璃	溴化钾溶液	水蒸气冷凝	352
沸腾蒸发	搪玻璃	溴化钾溶液	水蒸气冷凝	170
沸腾蒸发	搪玻璃	溴化钾溶液	水蒸气冷凝	298
沸腾蒸发	铸铁	二溴乙烷	水蒸气冷凝	523
沸腾蒸发	钢	二乙胺	水蒸气冷凝	233
加热精制	钢	粗硝基甲酸, 5% NaOH	水蒸气冷凝	1454
加热中和	钢	硝基甲酸, 钾盐, 水	水蒸气冷凝	93
加热反应	钢	二溴乙烷, 硝基甲酸	水蒸气冷凝	442
加热缩合	钢	二溴乙烷, 双脂	水蒸气冷凝	159
加热还原	钢	盐酸, 硝基卡因, 铁粉, 水	水蒸气冷凝	1256

## 附录 2 化工设计常用图例



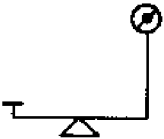
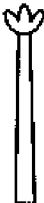
附表 2.1 化工工艺流程图中化工设备图例

设备名称	代号	图 例
压缩机	C	    
		鼓风机      旋转式压缩机(卧式)      旋转式压缩机(立式)      往复式压缩机      离心式压缩机
		 
		四段往复式压缩机      二段往复式压缩机
换热器	E	    
		固定管式换热器      浮头式列管换热器      U形管式换热器      换热器      套管式换热器
		   
		釜式换热器      板式换热器      翅片管式换热器      螺旋板式换热器
		   
		喷淋式换热器      列管式(薄膜)蒸发器      带风扇翅片管换热器      送风式空冷器
泵	P	    
		离心泵      液下泵      螺杆泵      隔膜泵      喷射泵
		  
		齿轮泵      旋涡泵      活塞泵
工业炉	F	  
		圆筒炉 1      圆筒炉 2      箱式炉

续表

设备名称	代号	图 例
反应器	R	     
		反应器    固定床反应器 1    固定床反应器 2    流化床反应器    釜式反应器    带盘管搅拌反应器
储槽	V	    
		卧式储槽    立式锥形储槽    立式平底锥形储槽    立式储槽    储槽
分离设备	S	    
		板框式压滤机    旋转式过滤机    三足式离心机    卧式刮刀式离心机    旋风分离器
		   
		丝网除沫分离器    填料除沫分离器    带滤筒式过滤器    挤压机
		   
		带式除尘器    干式电除尘器    湿式电除尘器    螺杆压力机
运输机械	W	    
		斗式提升机    手拉葫芦(带小车)    单梁起重机(手动)    电动葫芦    单梁起重机(电动)
		   
		吊钩桥式起重机    刮板输送机    带式输送机    旋臂式起重机
塔	T	  
		板式塔    填料塔    喷淋塔

续表

设备名称	代号	图 例
其他	M	   
		地上衡                      带式定量秤                      磅秤                      烟囱

附表 2.2 化工工艺流程图中管道及附件图例

序号	图 例	名 称	序号	图 例	名 称
1		喷淋管	24		T型过滤器
2		主要物料管道	25		阻火器
3		辅助物料管道	26		多孔管
4		设备管道附件 阀门及尺寸线	27		焊接管帽
5		物料流向箭头	28		软管活接头
6		蒸汽伴热管道	29		管端平管接头
7		套管	30		管端活接头
8		固体物料线或不 可见主要物料管道	31		管堵
9		电伴热管道	32		管道法兰
10		螺纹焊接式连接	33		盲板
11		法兰式连接	34		盲通两用板
12		不可见辅助物料管道	35		扩大管段节流装置
13		软管	36		消音器
14		翅片管	37		疏水器
15		取样口	38		爆破板
16		原有管道	39		敞口排水斗
17		波浪线	40		水表
18		断裂线	41		管座
19		双线管道	42		视镜
20		引出线	43		膨胀节
21		连接符号	44		锥形过滤器
22		同心异径管	45		Y型过滤器
23		偏心异径管	46		放空管



附表 2.3 化工工艺流程图中常用阀门图例

序号	图 例	名 称	序号	图 例	名 称
1		闸阀	16		插板阀
2		截止阀	17		弹簧式安全阀
3		止回阀	18		重锤式安全阀
4		直通旋塞	19		高压截止阀
5		三通旋塞	20		高压节流阀
6		四通旋塞	21		高压止回阀
7		隔膜阀	22		阀门带法兰盖
8		蝶阀	23		阀门带塔头
9		角式截止阀	24		集中安装阀门
10		角式节流阀	25		集中的未分类安装阀门
11		球阀	26		底阀
12		节流阀	27		平面阀
13		减压阀	28		浮球阀
14		放料阀	29		高压球阀
15		柱塞阀	30		针型阀

附表 2.4 管道布置图中常用阀门图例

序 号	名 称	主 视	俯 视	仰 视	左(右)视	轴 侧 图
1	闸 阀					
2	截止阀					
3	止回阀				—	
4	旋塞阀					
5	隔膜阀					
6	蝶阀					
7	角 阀					
8	球 阀					
9	节流阀					
10	放料阀					
11	Y型阀					
12	三通旋塞					
13	安全阀					
14	阻火器					
15	节流装置				—	
16	漏斗			—		

## 附录3 允许排放的有害物质的最高浓度

附表 3.1 废水中第一类物质的最高允许排放浓度(GB 8978—1996《废水中第一类物类的最高允许排放浓度》)

污染物名称	最高允许浓度,(mg/L)	污染物名称	最高允许浓度,(mg/L)
总汞	0.05	总镍	1
总镉	0.1	苯并(a)芘	0.00003
总铬	1.5	总铍	0.005
六价铬	0.5	总银	0.5
总砷	0.5	总 $\alpha$ 放射性	1Bq/L
总铅	1.0	总 $\beta$ 放射性	10Bq/L

附表 3.2 废水中第二类物质的最高允许排放浓度(GB 8978—1996)

(1998 年 1 月 1 日后建设的单位)

mg/L

污染物名称	适用范围	一级标准	二级标准	三级标准
pH	一切排污单位	6~9	6~9	6~9
色度(稀释倍数)	一切排污单位	50	80	—
悬浮物(SS)	采矿、选矿、选煤工业	70	300	—
	脉金选矿	70	400	—
	边远地区沙金选矿	70	800	—
	城镇二级污水处理厂	20	30	—
	其他排污单位	70	150	400
五日生物需氧量(BOD <sub>5</sub> )	甘蔗制糖、麻脱胶、湿法纤维板、染料、洗毛工业	20	60	600
	甜菜制糖、酒精、味精、皮革、化纤浆粕工业	20	100	600
	城镇二级污水处理厂	20	30	—
	其他排污单位	20	30	300
化学需氧量(COD)	甜菜制糖、合成脂肪酸、湿法纤维板、染料、洗毛、有机磷农药工业	100	200	1000
	酒精、味精、医药原料药、生物制药、麻脱胶、皮革、化纤浆粕工业	100	300	1000
	石油化工(包括石油炼制)	60	120	500
	城镇二级污水处理厂	60	120	—
	其他排污单位	100	150	500

续表

污染物名称	适用范围	一级标准	二级标准	三级标准
石油类	一切排污单位	5	10	20
动植物油	一切排污单位	10	15	100
挥发酚	一切排污单位	0.5	0.5	2.0
总氰化合物	一切排污单位	0.5	0.5	1.0
硫化物	一切排污单位	1.0	1.0	1.0
氮氮	医用原料药、染料、石油化工工业	15	50	—
	其他排污单位	15	25	—
氟化物	黄磷工业	10	15	20
	低氟地区(水体含氟量小于0.5mg/L)	10	20	30
	其他排污单位	10	10	20
磷酸盐(以磷计)	一切排污单位	0.5	1.0	—
甲醛	一切排污单位	1.0	2.0	5.0
苯胺类	一切排污单位	1.0	2.0	5.0
硝基苯类	一切排污单位	2.0	3.0	5.0
阴离子表面活性剂(LAS)	一切排污单位	5.0	10	20
总铜	一切排污单位	0.5	1.0	2.0
总锌	一切排污单位	2.0	5.0	5.0
总锰	合成脂肪酸工业	2.0	5.0	5.0
	其他污染单位	2.0	2.0	5.0
彩色显影剂	电影洗片	1.0	2.0	3.0
显影剂及氧化物的总量	电影洗片	3.0	3.0	6.0
元素磷	一切排污单位	0.1	0.1	0.3
有机磷农药(以磷计)	一切排污单位	不得检出	0.5	0.5
乐果	一切排污单位	不得检出	1.0	2.0
对硫磷	一切排污单位	不得检出	1.0	2.0
甲基对硫磷	一切排污单位	不得检出	1.0	2.0
马拉硫磷	一切排污单位	不得检出	5.0	10

续表

污染物名称	适用范围	一级标准	二级标准	三级标准
五氯酚及五氯酚钠 (以五氯酚计)	一切排污单位	5.0	8.0	10
可吸附有机卤化物 (AOX)(以Cl计)	一切排污单位	1.0	5.0	8.0
三氯甲烷	一切排污单位	0.3	0.6	1.0
四氯化碳	一切排污单位	0.03	0.06	0.5
三氯乙烯	一切排污单位	0.3	0.6	1.0
四氯乙烯	一切排污单位	0.1	0.2	0.5
苯	一切排污单位	0.1	0.2	0.5
甲苯	一切排污单位	0.1	0.2	0.5
乙苯	一切排污单位	0.4	0.6	1.0
邻-二甲苯	一切排污单位	0.4	0.6	1.0
对-二甲苯	一切排污单位	0.4	0.6	1.0
间-二甲苯	一切排污单位	0.4	0.6	1.0
氯苯	一切排污单位	0.2	0.4	1.0
邻-二氯苯	一切排污单位	0.4	0.6	1.0
对-二氯苯	一切排污单位	0.4	0.6	1.0
对-硝基氯苯	一切排污单位	0.5	1.0	5.0
2,4-二硝基氯苯	一切排污单位	0.5	1.0	5.0
苯酚	一切排污单位	0.3	0.4	1.0
间-甲酚	一切排污单位	0.1	0.2	0.5
2,4-二氯酚	一切排污单位	0.6	0.8	1.0
2,4,6-三氯酚	一切排污单位	0.6	0.8	1.0
邻苯二甲酸二丁酯	一切排污单位	0.2	0.4	2.0
邻苯二甲酸二辛酯	一切排污单位	0.3	0.6	2
丙烯腈	一切排污单位	2.0	5.0	5.0
总硒	一切排污单位	0.1	0.2	0.5

## 附录4 常用石油化工、化工工程设计标准

序 号	标 准 编 号	标 准 名 称
1	HG/T 20688—2000	化工工厂初步设计文件内容深度规定
2	HG 20519—92	化工工艺设计施工图内容和深度统一规定
3	HG/T 20557—93	工艺系统设计管理规定
4	HG/T 20558—93	工艺系统设计文件内容的规定
5	SY/T 0453—1998	石油建设工程质量检验评定标准(油田集输管道工程)
6	HG/T 20559—93	管道仪表流程图设计规定
7	HG 20570.1~24—95	工艺系统工程设计技术规定(2)
8	HG/T 20549—98	化工装置布置设计规定
9	HG/T 20646—99	化工装置管道材料设计规定
10	SH/T 3053—2002	石油化工企业厂区总平面布置设计规范
11	SH 3095—2000	石油化工企业污水处理设计规范
12	SH/T 3101—2000	炼油厂流程图图例
13	SH/T 3121—2000	炼油装置工艺设计规范
14	SH/T 3122—2000	炼油装置工艺管道流程设计规范
15	SH/T 3124—2001	石油化工给水排水工艺流程设计图例
16	SHSG—053—2003	石油化工装置详细工程设计内容规定
17	SHSG—052—2003	石油化工装置工艺设计包(成套技术工艺包)内容规定
18	SH 3006—1999	石油化工控制室和自动分析器室设计规范
19	SH/T 3052—2004	石油化工配管工程设计图例
20	SH 3098—2000	石油化工塔器设计规范
21	HG/T 20546—92	化工装置设备布置设计规定
22	HG/T 20645—98	化工装置管道机械设计规定
23	HG/T 20556—93	化工厂控制室建筑设计规定
24	HG/T 20506—92	自控专业施工图设计内容深度规定
25	HG/T 20521—92	化工蒸汽系统设计规定
26	HG/T 20552—94	化工企业化学水处理设计计算规定
27	HG 20537.2—92	管壳式换热器用奥氏体不锈钢焊接钢管技术要求

续表

序 号	标 准 编 号	标 准 名 称
28	SH 3011—2000	石油化工工艺装置设备布置设计通则
29	SH 3012—2000	石油化工管道布置设计通则
30	SH 3015—2003	石油化工给水排水系统设计规范
31	SH 3024—95	石油化工企业环境保护设计规范
32	SH/T 3032—2002	石油化工企业总体布置设计规范
33	SH 3034—99	石油化工给水排水管道设计规范
34	SH 3089—98	石油化工给水排水管道设计图例
35	SY/T 0039—97	管道防腐层化学稳定性试验方法
36	SY 0402—2000	石油天然气站内工艺管道工程施工及验收规范
37	SY/T 6421—1999	设备及管道散热损失的测定
38	HJ/T 125—2003	清洁生产标准 石油炼制业
39	HG/T 21629—99	管架标准图
40	HG/T 21637—1991	化工管道过滤器
41	HG 20537.3—1992	化工装置用奥氏体不锈钢焊接钢管技术要求
42	HG 20537.4—1992	化工装置用奥氏体不锈钢大口径焊接钢管技术要求
43	HG 20580—1998	钢制化工容器设计基础规定
44	HG 20581—1998	钢制化工容器材料选用规定
45	HG 20582—1998	钢制化工容器强度计算规定
46	HG 20583—1998	钢制化工容器结构设计规定
47	HG 20584—1998	钢制化工容器制造技术要求
48	HG 20585—1998	钢制低温压力容器技术规定
49	HG/T 20640—1997	塑料设备
50	HG 20652—1998	塔器设计技术规定
51	HG 20660—2000	压力容器化学介质毒性危害和爆炸危险程度分类
52	HG/T 20668—2000	化工设备设计文件编制规定
53	HG/T 20679—1990	化工设备管道外防腐设计规定
54	HG/T 20696—1999	玻璃钢化工设备设计规定

续表

序 号	标 准 编 号	标 准 名 称
55	HG/T 20701—2000	容器换热器专业工程设计管理规定
56	HG/T 20702—2000	特种设备专业工程设计管理规定
57	HG/T 20704—2000	机泵专业工程设计管理规定
58	HG/T 21502.1~.2—92	钢制立式圆筒形固定顶、内浮顶储罐系列
59	HG 21503—92	钢制固定式薄管板列管换热器
60	HG/T 21504.1~.2—92	玻璃钢储罐标准系列、拼装式玻璃钢储罐标准系列
61	HG 21505—1992	组合式视镜
62	HG 21506—1992	补强圈
63	HG/T 21537.7—1992	搅拌传动装置——碳钢填料箱
64	HG/T 21537.8—1992	搅拌传动装置——不锈钢填料箱
65	HG 21537—1992	填料箱
66	HG/T 21563—1995	搅拌传动装置系统组合、选用及技术要求
67	HG/T 21575—1994	带灯视镜
68	HG/T 21584—96	磁性液位计
69	HG 21588—95	玻璃板液面计、玻璃管液面计
70	HG 21589.1—95	透光式玻璃板液面计( $p \leq 2.5$ )
71	HG 21589.2—95	透光式玻璃板液面计( $p \leq 6.3$ )
72	HG 21590—95	反射式玻璃板液面计( $p \leq 4.0$ )
73	HG 21591.1—95	视镜式玻璃板液面计(常压)
74	HG 21591.2—95	视镜式玻璃板液面计( $p \leq 0.6$ )
75	HG 21592—95	玻璃管液面计
76	HG 21594—1999	不锈钢人、手孔分类与技术条件
77	HG 21595—1999	常压不锈钢人孔
78	HG 21596—1999	回转盖不锈钢人孔
79	HG 21597—1999	回转盖快开不锈钢人孔
80	HG 21598—1999	水平吊盖不锈钢人孔
81	HG 21599—1999	垂直吊盖不锈钢人孔
82	HG 21600—1999	椭圆快开不锈钢人孔
83	HG 21601—1999	常压快开不锈钢手孔
84	HG 21602—1999	平盖不锈钢手孔
85	HG 21603—1999	回转盖快开不锈钢手孔
86	HG 21604—1999	旋柄快开不锈钢手孔
87	HG 21605—1999	钢与玻璃烧结视镜



续表

序 号	标 准 编 号	标 准 名 称
88	HG 21606—95	钢与玻璃烧结液位计
89	HG 21607—96	异型筒体和封头
90	HG/T 21615—97	改性聚丙烯式和板框式压滤机系列
91	HG/T 21619—86	视镜标准图
92	HG/T 21538—92	化工机械化运输工艺设计流程图图例
93	HG/T 20534—93	化工固体原、燃料制备设计规定
94	HG/T 20535—93	化工固体物料装卸系统设计规定
95	HG/T 20568—94	化工固体物料堆场及仓库设计规定
96	HG/T 20590—97	硫酸、磷肥工业废水处理设计技术规定
97	HG/T 20525—92	化工管式炉传热计算设计规定
98	HG/T 20566—94	化工回转窑设计规定
99	HG/T 21536—92	化工工厂工业炉设计施工图内容深度统一规定
100	HG/T 20575—95	化学工业炉阻力计算规定
101	HG/T 22808—97	化工矿山选矿厂工艺设计规范
102	HG/T 22806—94	化工矿山建设项目环境保护设计规定
103	SY 6186—1996	石油天然气管道安全规程
104	HG 21515—95	常压人孔施工图
105	HG 21528—95	常压手孔施工图
106	GB 50253—2003	输油管道工程设计规范
107	GB 50268—1997	给水排水管道工程施工及验收规范
108	GB 150—1998	钢制压力容器
109	GB 151—1999	管壳式换热器
110	GB 12337—1998	钢制球形储罐
111	JB/T 4700~4707—2000	压力容器法兰
112	JB/T 4708—2000	钢制压力容器焊接工艺评定标准释义
113	HG/T 2650—1995	钢制管式换热器

## 参 考 文 献

- 1 周镇江. 轻化工工厂设计概论. 北京: 中国轻工业出版社, 1994
- 2 中国石化集团上海工程有限公司. 化工工艺设计手册(第三版). 北京: 化学工业出版社, 2003
- 3 娄爱娟等. 化工设计. 上海: 华东理工大学出版社, 2002
- 4 侯文顺. 化工设计概论. 北京: 化学工业出版社, 2005
- 5 陈声宗. 化工设计. 北京: 化学工业出版社, 2001
- 6 黄璐等. 化工设计. 北京: 化学工业出版社, 2001
- 7 王静康. 化工设计. 北京: 化学工业出版社, 1995
- 8 吴志泉等. 化工工艺计算. 上海: 华东理工大学出版社, 1992
- 9 蔡尔辅. 石油化工管道设计. 北京: 化学工业出版社, 2004
- 10 张德姜等. 石油化工工艺管道设计与安装. 北京: 中国石化出版社, 2002
- 11 青岛化工学院, 全国图算学培训中心, 刘光启等. 化学化工物性数据手册(无机卷、有机卷). 北京: 化学工业出版社, 2002
- 12 化学工业部, 化工工艺配管设计技术中心站. 化工管路手册. 北京: 化学工业出版社, 1988
- 13 汤善甫. 化工设备机械基础(第二版). 上海: 华东理工大学出版社, 2005
- 14 王松汉. 石油化工设计手册(第一卷). 北京: 化学工业出版社, 2002
- 15 化学工程手册(第十三篇). 气液传质设备. 北京: 化学工业出版社, 1979
- 16 《化学工程手册》编辑委员会. 化学工程手册(第二十二篇). 北京: 化学工业出版社, 1989
- 17 《化学工程手册》编辑委员会. 化学工程手册(第十三篇). 北京: 化学工业出版社, 1979
- 18 李功祥, 陈兰英, 崔英德. 常用化工单元设备设计. 广州: 华南理工大学出版社, 2003
- 19 石油化学工业部石油化工规划设计院. 塔的工艺计算. 北京: 石油工业出版社, 1979
- 20 张秋望, 王秀芳. 化工环境污染及治理技术. 杭州: 浙江大学出版社, 1990
- 21 汪大耀, 徐新华, 杨岳平. 化工环境工程概论(第二版). 北京: 化学工业出版社, 2002
- 22 唐受印等. 废水处理工程. 北京: 化学工业出版社, 1998
- 23 刘天齐等. 三废处理工程技术手册(废气卷). 北京: 化学工业出版社, 1999
- 24 聂永丰. 三废处理工程技术手册(固体废物卷). 北京: 化学工业出版社, 2000
- 25 北京水环境技术与设备研究中心, 北京市环境保护科学研究院, 国家城市环境污染控制工程技术研究中心. 三废处理工程技术手册(废水卷). 北京: 化学工业出版社, 2000
- 26 席德立. 清洁生产. 重庆: 重庆大学出版社, 1995
- 27 钱汉卿. 化工清洁生产及其技术实例. 北京: 化学工业出版社, 2002
- 28 国家环境保护总局科技标准司. 循环经济和生态工业规划汇编. 北京: 化学工业出版社, 2004
- 29 季昆森. 循环经济原理与应用. 合肥: 安徽科学技术出版社, 2004
- 30 张坤. 循环经济理论与实践. 北京: 中国环境科学出版社, 2003
- 31 中国建设工程造价管理协会. 化工建设概算定额. 北京: 化学工业出版社, 2003

