

普 / 通 / 高 / 等 / 教 / 育 / 教 / 学 / 用 / 书

HUAGONG YUANLI

化工原理

课程设计指导



KECHENG SHEJI ZHIDAO

任晓光 主 编

宋永吉 李翠清 副主编



化学工业出版社

普通高等教育教学用书

任晓光 主 编
宋永吉 李翠清 副主编

· 北 京 ·

本书重点介绍典型化工单元操作的设计目的及原理,设计内容及方法,全书分4章编写,第1章绪论;第2章换热器设计;第3章板式精馏塔设计,第4章填料塔设计。本书在编写过程中,遵循认知规律,由浅入深、循序渐进、层次清晰、难点分散、理论联系实际,力求概念准确、论述严谨,可读性强。每章除了强调课程设计的目的与要求、设计原理及方法外,还插入了具有工程背景的板式塔及换热器的设计实例、学生设计说明书样本等,以便于教与学,其目的在于启迪思维,增强工程观念和创新意识。

本书可作为高等学校化工原理课程设计的参考教材,亦可供化工行业从事科研设计与生产管理的工程技术人员参考。

图书在版编目(CIP)数据

化工原理课程设计指导/任晓光主编. —北京:化学工业出版社, 2009.1
普通高等教育教学用书
ISBN 978-7-122-04204-0

I. 化 II. 任… III. 化工原理-课程设计-高等学校-教学用书 IV. TQ02

中国版本图书馆CIP数据核字(2008)第184824号

责任编辑:何丽
责任校对:凌亚男

文字编辑:丁建华
装帧设计:史利平

出版发行:化学工业出版社(北京市东城区青年湖南街13号 邮政编码100011)
印装:北京市兴顺印刷厂

787mm×1092mm 1/16 印张10 $\frac{3}{4}$ 字数257千字 2009年2月北京第1版第1次印刷

购书咨询:010-64518888(传真:010-64519686) 售后服务:010-64518899

网 址: <http://www.cip.com.cn>

凡购买本书,如有缺损质量问题,本社销售中心负责调换。

定 价:18.00元

版权所有 违者必究

前 言

本书重点介绍典型化工单元操作的设计目的及原理,设计内容及方法,在编写过程中,注意吸收我校教师在长期化工原理课程设计中的经验和成果,按照学科的发展和认识规律,由浅入深、循序渐进、层次清晰、难点分散、理论联系实际,力求概念准确、论述严谨,可读性强。每章除了强调课程设计的目的与要求、设计原理及方法外,还插入了具有工程背景的板式塔及换热器的设计实例、学生设计说明书样本等,以便于教与学,其目的在于启迪思维、增强工程观念和创新意识。

本书由任晓光教授担任主编,宋永吉、李翠清任副主编,葛明兰、王虹、翟彦青、迟姚玲等老师参加了本书的编写、资料收集、文字加工、校对等工作。

本书可作为高等学校或同类学校化工原理课程设计的教材,亦可供化工行业从事研究设计与生产的工程技术人员参考。

虽然我们做了很大努力,但仍难免有不妥之处,希望广大读者提出意见,在此表示深切的谢意。

编 者

2008 年 10 月

目 录

第 1 章 绪论	1
1.1 化工原理课程设计的目的	1
1.2 化工原理课程设计的内容	1
1.3 安排与要求	2
第 2 章 换热器设计	3
2.1 概述	3
2.2 设计方案的确 定	3
2.2.1 列管式换热器型式的选择	3
2.2.2 流程的选择	4
2.2.3 流速的选择	5
2.2.4 加热剂、冷却剂的选用	6
2.2.5 适宜出口温度的确定	6
2.2.6 流体阻力的计算	6
2.2.7 换热管规格和排列的选定	7
2.2.8 列管式换热器的选用和设计计算步骤	8
2.2.9 确定设计原则	8
2.3 工艺计算	8
2.3.1 传热基本方程	9
2.3.2 有效平均温度差	9
2.3.3 传热系数 K	10
2.3.4 传热膜系数 α 的计算	13
2.3.5 传热面积 A 的计算	14
2.4 管子及其与管板的连接	17
2.4.1 管子	17
2.4.2 管子在管板上的固定	19
2.5 管数、管程数和管子的排列	20
2.5.1 管数	20
2.5.2 管程数	20
2.5.3 管子在管板上的排列形式	20
2.5.4 管心距	22
2.6 管程板的分程及管板与隔板及壳体的连接	23
2.6.1 分程	23
2.6.2 管板与管程隔板的连接	24
2.6.3 管板与壳体的连接结构	24
2.7 管板尺寸的确定	25
2.7.1 管板受力情况分析	25
2.7.2 管板尺寸	26

2.8 壳体直径及壳体厚度的计算	33
2.8.1 壳体直径计算	33
2.8.2 壳体厚度的计算	33
2.9 折流板、支承板的作用及结构	33
2.9.1 折流板	33
2.9.2 支承板	36
2.10 温差应力及其补偿方法	36
2.10.1 换热器中的温差应力	36
2.10.2 温差应力的补偿	37
2.10.3 波形膨胀节	38
2.11 管子拉脱力的计算	39
2.12 管程与壳程接管	40
2.12.1 管箱及封头	40
2.12.2 壳程接管	40
2.13 列管式换热器流体阻力的计算	42
2.13.1 管程流体阻力	42
2.13.2 壳程流体阻力	42
第3章 板式精馏塔设计	44
3.1 概述	44
3.1.1 精馏塔的设计要求	44
3.1.2 浮阀塔及筛板塔的特性	44
3.1.3 设计步骤和设计说明书内容	44
3.2 筛板塔设计	45
3.2.1 设计内容与步骤	45
3.3 浮阀塔设计	60
3.3.1 浮阀塔工艺尺寸的计算	60
3.3.2 浮阀塔板的流体力学验算	68
第4章 填料塔设计	79
4.1 概述	79
4.1.1 填料塔的特性	79
4.1.2 填料塔的适用场合	79
4.1.3 对填料的要求及选择	79
4.2 收集基础数据	80
4.3 工艺流程的选择	80
4.4 做全塔的物料平衡	80
4.5 确定操作条件(压力、温度)	81
4.6 确定回流比	82
4.7 填料塔直径的计算	83
4.7.1 填料塔的设计气速	83
4.7.2 塔径的确定	84
4.7.3 填料尺寸	84
4.8 填料层的压降	84
4.9 蒸馏过程填料层高度计算	85
4.9.1 用等板高度(HETP)计算	85

4.9.2 用传质单元高度法计算	85
4.10 填料塔的附属结构及设备	89
4.10.1 冷凝器和再沸器的热负荷 Q_c 、 Q_r	89
4.10.2 冷凝器和再沸器的传热面积初估	89
4.10.3 填料支承结构	89
4.10.4 液体喷淋装置	90
4.10.5 液体再分配装置	90
4.10.6 填料塔气体的进口管和出口管	90
4.11 关于填料精馏塔总图的绘制	90
4.12 关于设计说明书的编写	91
附录一 课程设计说明书	92
一、设计方案与工艺流程图	94
1. 设计方案	94
2. 工艺流程图	94
二、基础数据	94
三、物料衡算	95
四、确定操作条件	96
1. 确定操作压力 p	96
2. 确定操作温度	96
五、确定回流比	97
六、理论板数与实际板数	98
七、确定冷凝器和再沸器的热负荷 Q_c 、 Q_r	99
八、传热面积	99
1. 冷凝器	99
2. 再沸器	100
九、塔径的计算及板间距的确定	100
1. 汽、液相流率	100
2. 将以上求得的流率换成体积流率	100
3. 塔径的计算	101
4. 塔截面积	102
十、堰及降液管的设计	102
1. 取堰长	102
2. 取堰宽及降液管面积	103
3. 停留时间	103
4. 堰高	103
5. 降液管底端与塔板之间的距离(即降液管底隙) h_0	104
十一、塔板布置及筛板塔的主要结构参数	104
1. 筛板布置	104
2. 筛孔直径 d_0 、孔中心距 t 、板厚 δ	104
3. 开孔率	104
4. 孔数	105
十二、水力学计算	105
1. 塔板阻力 h_P	105
2. 漏液点	106

23	3. 雾沫夹带	107
68	4. 液泛的校核	108
97	十三、负荷性能图	108
98	十四、主要接管尺寸的选取	113
98	1. 进料管	113
99	2. 回流管	113
99	3. 釜液出口管	113
99	4. 塔顶蒸汽管	113
99	5. 加热蒸汽管	114
18	十五、塔盘结构	114
99	参考文献 (略)	114
	附录二 常用数据	115
10	一、单位量纲及其换算	115
12	1. 一些物理量在三种单位制中的单位和量纲	115
13	2. 单位换算	115
35	二、水与蒸汽的物理性质	119
60	1. 水的物理性质	119
89	2. 水在不同温度下的黏度	121
89	3. 水的饱和蒸气压 ($-20\sim 100^{\circ}\text{C}$)	121
70	4. 饱和水蒸气表 (以温度为准)	122
82	5. 饱和水蒸气表 (以压强为准) (I)	123
77	6. 饱和水蒸气表 (以压强为准) (II)	124
68	三、干空气的物理性质 ($p=101325\text{Pa}$)	125
68	1. 国际单位制	125
69	2. 工程单位制	126
70	四、液体及水溶液的物理性质	127
60	1. 某些液体的重要物理性质	127
60	2. 油类的相对密度	129
131	3. 氢氧化钠水溶液相对密度	129
307	4. 浓硫酸水溶液相对密度	130
207	5. 稀硫酸及硝酸、盐酸水溶液相对密度	131
301	6. 有机液体相对密度共线图	132
161	7. 有机液体的表面张力共线图	133
201	8. 某些无机物水溶液的表面张力/(dyn/cm)	134
101	9. 液体在 20°C 的体积膨胀系数	135
101	10. 液体黏度共线图	135
101	11. 液体比热容共线图	136
101	12. 某些液体的热导率 $\lambda\times 10^2/[\text{kcal}/(\text{m}\cdot\text{h}\cdot^{\circ}\text{C})]$	137
101	13. 液体汽化潜热共线图	138
101	14. 无机溶液在大气压 (101.3kPa) 下的沸点	139
101	15. 液体的普朗特数 (算图)	140
36	五、气体的重要物理性质	141
301	1. 某些气体的重要物理性质	141
801	2. 气体黏度共线图 (常压下用)	142

3. 气体比热容共线图 (常压下用)	143
4. 常用气体的热导率	144
5. 某些气体的 Pr 数值	144
六、固体性质	145
1. 常用固体材料的重要物理性质	145
2. 某些固体材料的黑度 (ϵ)	145
七、管子规格	147
1. 水煤气输送钢管 (摘自 GB 3091—93, GB 3092—93)	147
2. 无缝钢管规格简表	148
3. 热交换器用 HSn62-1, HSn70-1, H68 拉制黄铜管 (摘自 YB 448—64)	148
4. 承插式铸铁管规格	149
八、泵与风机	149
1. B 型水泵性能表 (摘录)	149
2. 8-18、9-27 离心通风机综合特性曲线图	151
九、换热器	152
1. 热交换器系列标准 (摘录)	152
2. 冷凝器规格	154
十、转子流量计、旋风分离器、标准筛目	155
1. LZB 型玻璃转子流量计系列规格及技术数据	155
2. CLT/A 型旋风分离器 (单筒) 尺寸及重量	155
3. 标准筛目	156
十一、流体常用流速范围	157
十二、通用常数	159
1. 气体常数 R	159
2. 重力加速度 g	160
参考文献	161

第1章 绪 论

1.1 化工原理课程设计的目的

通过化工原理理论课的学习和认识实习,同学们已经掌握了不少理论知识和生产实际知识,对于一个未来的工程技术人员来说,如何运用所学知识去分析和解决实际问题至关重要,本课程设计的目的也是如此。

化工原理课程设计是化工专业的学生在校期间进行的第一次设计,要求每个同学独立完成一个实际装置(本次设计为精馏装置)的设计。设计中应对精馏原理、操作、流程及设备的结构、制造、安装、检修进行全面考虑,最终以简洁的文字、表格及图纸正确地把设计表达出来。本次设计是在教师指导下,由学生独立进行的设计。因此,对学生的独立工作能力和实际工作能力是一次很好的锻炼机会,是培养化工技术人员的一个重要环节。通过设计,学生应培养和掌握以下知识和技能。

① 正确的设计思想和认真负责的设计态度。
设计应结合实际进行,力求经济、实用、可靠和先进。设计应对生产负责。设计中的每一数据,都要力求准确可靠,负责到底。

② 独立的工作能力及灵活运用所学知识分析问题和解决问题的能力。
设计由学生独立完成,学生在设计中碰到的问题要与教师进行讨论。教师要及时给出提示和启发,由学生自己去解决问题,指导教师原则上不负责检查计算结果的准确性,学生应自己负责计算结果的准确性、可靠性。学生在设计中可以相互讨论,但不能照抄,为了更好地了解和检查学生独立分析问题和解决问题的能力,设计的最后阶段安排有答辩。若答辩不通过,设计不能通过。

③ 精馏装置设计的一般方法和步骤。

④ 正确运用各种参考资料,合理选用各种经验公式和数据。

由于所用资料不同,各种经验公式和数据可能会有一些差别。设计者应尽可能了解这些公式、数据的来源、使用范围,并能正确地运用。

设计前,学生应该详细阅读设计指导书、任务书,明确设计目的、任务及内容。设计中安排好自己的工作,提高工作效率。

1.2 化工原理课程设计的内容

- ① 选择流程,画流程图。
- ② 做物料衡算,列出物料衡算表。
- ③ 确定操作条件(压力、温度)。
- ④ 选择合适回流比,计算理论板数。
- ⑤ 做热量衡算,列出热量衡算表。

⑥ 选择换热器, 计算冷却介质及加热介质用量。

⑦ 完成填料塔设计。

⑧ 编写设计计算说明书。

设计结束时, 学生应交的作业有: 工艺流程图一张, 精流塔或填料塔总图一张, 设计说明书一份。

1.3 安排与要求

设计进行两周, 大致可分为以下几个阶段。

(1) 准备阶段 (1天) 教师介绍有关课程设计的情况, 下达设计任务书。学生应详细阅读设计任务书, 明确设计目的、设计任务、设计内容及设计步骤。安排好今后两周的工作。

(2) 设计计算阶段 (4~5天) 按设计任务及内容进行设计计算, 有时甚至需要对几个不同的方案进行设计计算, 并对设计结果进行分析比较, 从中选择较好的方案。计算结束后编写出设计计算说明书。

设计计算说明书应包含: 目录、设计任务书、流程图、设计计算、计算结果及所引用的资料目录等。

设计计算说明书除了有数字计算之外还应有分析, 只有数字计算, 而无论述分析, 这样的设计是不完整的, 也是不能通过的。计算部分应列出计算式, 代入数值, 得出结果。计算结果应有单位。说明书一律用 A4 纸写, 文字部分要简练, 书写要清楚。说明书要标上页码, 加上封面, 装订成册。

(3) 上机计算 (2~3天) 利用 CAMCAD 或 ASPEN 软件进行模拟设计, 并将计算结果与手算结果进行比较和分析。

(4) 答辩 (1天) 答辩安排在最后一天进行。答辩前学生应将设计计算说明书装订成册, 连同折叠好的图纸一起交给教师。答辩时学生先简要汇报一下自己的设计工作, 然后回答教师提出的问题。

第2章 换热器设计

化工生产中所用的换热器类型很多。按其用途分,有加热器、冷却器、冷凝器、蒸发器和再沸器等。按其结构分,有列管式、板式等。不同类型换热器,其性能各异,因此要了解各种换热器的特点,以便根据工艺要求选用适当类型,同时还要根据传热的基本原理,选择流程,确定换热器的基本尺寸,计算传热面积以及计算流体阻力等。

本章着重对列管式换热器的设计进行详细介绍。

2.1 概述

列管式换热器是目前应用最广泛的一种换热设备,设计资料和数据比较完善,目前在许多国家已有系列化标准。列管式换热器在换热效率、紧凑性和金属消耗量等方面不及其他新型换热器,但由于它有结构牢固、适应性大、材料范围广等独特优点,因而在各种换热器的竞争发展中仍占有绝对优势。

在工程设计中,应尽量采用标准系列,但在选用标准系列的图样之前,必须根据生产工艺的要求进行必要的化工计算,以确定所需换热器的传热面积和设备结构,才能进行选用。有时由于标准系列规格限制,不能满足工厂的生产要求,此时必须自己进行设备的结构设计,因此,本设计除了要求学生进行化工工艺计算外,还要求学生掌握设备的结构原理,达到全面训练的目的。

换热器的设计步骤

本设计可分以下五个阶段进行:

- ① 根据任务的要求,确定设计方案;
- ② 进行化工计算;
- ③ 选择适宜的结构方案;
- ④ 进行结构设计;
- ⑤ 进行流体阻力计算及流体输送机械选择;
- ⑥ 绘制流程及设备图纸,编写说明书。

2.2 设计方案的确定

设计方案的确定包括换热器型式的选择、加热剂或冷却剂的选择、流体流入换热的空间以及流体速度的选择及最适宜出口温度的确定。

2.2.1 列管式换热器型式的选择

列管式换热器种类很多,目前广泛使用的按其温度差补偿结构来分,主要有以下几种。

(1) 固定管板式换热器 如图 2-1 所示,这类换热器结构比较简单、紧凑、造价便宜,但管外不能清洗。此种换热器管束连接在管板上,管板分别焊在外壳两端,并在其上连接有

顶盖, 顶盖和壳体上有流体进出口管。通常在管外装置一系列垂直于管束的挡板。同时管子和管板与外壳的连接都是刚性的, 而管内管外是两种不同温度的流体。因此, 当管壁与壳壁温度差较大时, 由于两者热膨胀性质不同, 产生了很大的温差应力, 以致管子扭弯或管子从管板上松脱, 甚至毁坏换热器。

为了克服温差应力必须有温差补偿装置, 一般在管壁与壳壁温度相差 50°C 以上时, 为了安全起见, 换热器应有温差补偿装置。图 2-2 所示为具有温差补偿圈 (或称膨胀节) 的固定管板式换热器。靠膨胀节的弹性变形可以减少温差应力。但这种换热器只能用在壳壁与管壁温差低于 $60\sim 70^{\circ}\text{C}$ 和壳程流体压强不高的情况。一般壳程压强超过 $6\text{kgf}/\text{cm}^2$ (588kPa) 时, 由于补偿圈过厚, 难以伸缩而失去温差补偿的作用, 此时就应考虑其他结构。

(2) 浮头式换热器 换热器的一块管板用法兰与外壳相连接, 另一块管板不与外壳连接, 以便管子受热或冷却时可以自由伸缩, 但在这块管板上连接一个顶盖, 称为“浮头”, 所以这种换热器叫做浮头式换热器。如图 2-3 所示, 这种型式换热器的优点为: 管束可以拉出, 便于清洗; 管束的膨胀不受壳体约束, 因而当两种换热流体的温差相差较大时, 不会因管束与壳体的热膨胀量不同而产生温差应力。其缺点是结构复杂, 造价高。

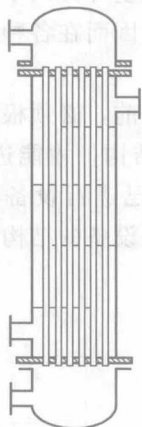


图 2-1 固定管板式换热器

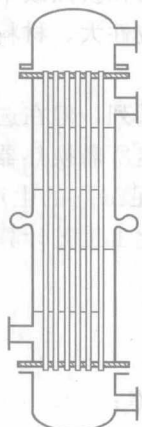


图 2-2 带补偿器的固定管板式换热器

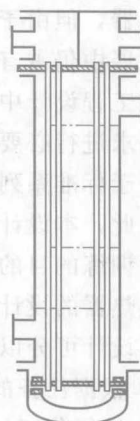


图 2-3 浮头式换热器

(3) 填料函式换热器 如图 2-4 所示, 这类换热器管束一端可以自由膨胀, 结构比浮头式换热器简单, 造价也比浮头式换热器低。但壳程内介质有外漏的可能, 壳程中不应处理易挥发、易燃、易爆和有毒介质。

(4) U 形管式换热器 如图 2-5 所示, 这类换热器只有一个管板, 管程至少为两程, 管束可以抽出清洗, 管子可以自由膨胀。其缺点是管子内壁清洗困难, 管子更换困难, 管板上排管数目少。

对于列管式换热器, 一般要根据换热流体的腐蚀性及其他特性来选择结构与材料, 根据材料的加工性能、流体的压力和温度、换热器管程与壳程的温度差、换热器的热负荷、检修清洗的要求等因素决定采用哪一类型的列管式换热器。

2.2.2 流程的选择

在列管式换热器中, 哪一种流体流经管内 (管程), 哪一种流体流经管外 (壳程), 关系到设备使用是否合理。一般可以从下列几方面考虑。

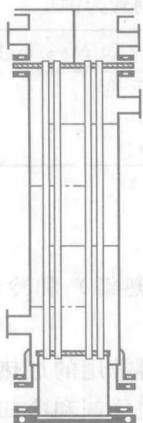


图 2-4 填料函式换热器

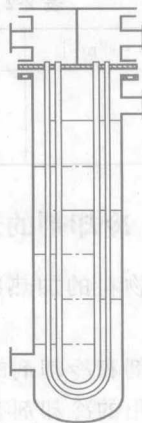


图 2-5 U 形管式换热器

① 不洁净或易结垢的物料应当流经易于清洗的一侧，对于直管管束，一般通过管内。例如冷却水一般通过管内，因为冷却水常用江河水或井水，比较脏，硬度较高，受热后容易结垢，在管内便于清洗，此外管内流体易于维持高速，可避免悬浮颗粒的沉积。但对于 U 形管式换热器，由于管内不能进行机械清洗，故污浊的流体应通过壳程。

② 要保证管内和管外适当流速，从而保证较高的传热系数。

③ 有腐蚀的流体应在管内流过，这样只有管子、管板及流道室需要使用耐腐蚀材料，而壳体及管外其他零件都可以使用比较便宜的材料。

④ 压力高的流体流经管内，因为管直径小，承受高压能力好，同时避免了采用高压外壳和高压密封。

⑤ 饱和蒸汽一般通入壳程，以便排出洁净冷凝液。

⑥ 被冷却物料一般走壳程，便于散热。

上面诸原则可能有时是相互矛盾的，在实际使用中不可能同时满足所有要求。应该认真调查研究，对具体情况作出具体分析，抓住主要方面。例如首先从流体的压力、防腐蚀及清洗等要求考虑，然后再对压力降或其他要求予以校核选定。

2.2.3 流速的选择

换热器内流体流速大小必须通过经济核算进行选择。因为流速增加，传热系数 (K) 增大，同时亦减少了污垢在管子表面沉积的可能性，降低了垢层的热阻，从而使 K 值提高，所需传热面积减小，设备投资也减少。但随着流速的增加，流体阻力也相应增加，动力消耗增大，操作费增加，因此，选择适宜的流速是十分重要的，一般流体都尽可能使 $Re > 10^4$ (同时注意其他方面的合理性)，黏度高的流体常按层流设计。根据经验，表 2-1、表 2-2 列出一些工业上常用的流速范围，以供参考。

表 2-1 列管式换热器内常用的流速范围

流体种类	流速/(m/s)		流体种类	流速/(m/s)	
	管程	壳程		管程	壳程
一般液体	0.5~3	0.2~1.5	气体	5~30	3~15
易结液体	>1	>0.5			

表 2-2 不同黏度流体的流速 (以普通钢管为例)

液体黏度 $\mu/[\times 10^3 \text{ N} \cdot \text{s}/\text{m}^2]$	最大流速/(m/s)	液体黏度 $\mu/[\times 10^3 \text{ N} \cdot \text{s}/\text{m}^2]$	最大流速/(m/s)
>1500	0.6	100~35	1.5
1500~500	0.75	35~1	1.8
500~100	1.1	<1	2.4

2.2.4 加热剂、冷却剂的选用

用换热器解决物料的加热冷却时,还要考虑加热剂(热源)和冷却剂(冷源)的选用问题。

可以用作加热剂和冷却剂的物料有很多,列管式换热器常用的加热剂有饱和水蒸气、烟道气和热水等,常用的冷却剂有水、空气和氨等。在选择加热剂和冷却剂的时候主要考虑来源方便,有足够温差,价格低廉,使用安全等因素。

2.2.4.1 常用的加热剂

(1) 饱和水蒸气 饱和水蒸气是一种应用最广的加热剂,由于饱和水蒸气冷凝时传热膜系数很高,可以改变蒸汽压强以准确地调节加热温度,而且常用低廉的蒸汽机及涡轮机排放废气。但饱和水蒸气温度超过 180°C ,必须用很高压强,但温度升高不大,而且设备强度也相应增高,一般只用于加热温度在 180°C 以下的情况。

(2) 烟道气 燃料燃烧所得到的烟道气具有很高温度,可达 $700\sim 1000^\circ\text{C}$,适用于需要达到高温加热。用烟道气加热的缺点是比热容低,控制困难及传热膜系数低。

除了以上两种常用的加热剂外,还可以结合工厂的具体情况,采用热空气等气体作为加热剂,或用热水作为加热剂。

2.2.4.2 常用的冷却剂

水和空气是最常用的冷却剂,它们可以直接取自大自然,不必特别加工。与空气相比较,水的比热容高,传热膜系数也很高,但空气的获取和使用比水方便,应因地制宜加以选用。水和空气作为冷却剂受到当地气温的限制,一般冷却温度为 $10\sim 25^\circ\text{C}$,如果要冷却到较低的温度,则需应用低温冷却剂,常用的低温冷却剂有冷冻盐水(CaCl_2 , NaCl 及其溶液)。

2.2.5 适宜出口温度的确定

换热器的设计中,被处理物料的进出口温度一般是指定的,而加热剂或冷却剂可以由设计者根据具体情况进行选用。加热剂及冷却剂的初温,一般依据来源而定,但它终温(出口温度)的高低可由设计者适当选择。例如选择冷却水作物料冷却剂时,选择较低出口温度,则用水量,操作费用多,但传热平均温度差大,所需传热面积较少,设备费减少。最经济冷却水出口温度要根据冷却水消耗量的费用及冷却设备投资费用之和为最小来确定。此外,如选用河水作冷却剂时,应该注意出口温度不宜超过 50°C ,否则垢层显著增加。一般说来,设计时冷却水两端的温度差以 $5\sim 10^\circ\text{C}$ 为宜。缺水地区选用较大温度差,水源丰富地区选用较小温差,或经计算确定。

2.2.6 流体阻力的计算

列管式换热器中流体阻力的计算包括管程和壳程两个方面。

(1) 管程压力降 可按一般摩擦阻力计算式求得。但管程总的阻力 Δp_t 应是各程直管摩擦阻力 Δp_i 、每程回弯阻力 Δp_r 以及进出口阻力 Δp_N 三项之和, 而 Δp_N 对比之下常可忽略不计。因此可用下式计算管程总压力降 Δp_t :

$$\Delta p_t = (\Delta p_i + \Delta p_r) F_t N_s N_p \quad (2-1)$$

式中 Δp_i ——每程直管压降, $\Delta p_i = \lambda \frac{l}{d_i} \times \frac{u^2 \rho}{2}$;

Δp_r ——每程回弯压降, $\Delta p_r = 3 \frac{u^2 \rho}{2}$;

λ ——摩擦系数;

ρ ——流体密度;

u ——流体流速;

l ——管长;

d_i ——管内径;

F_t ——管程压力降结垢校正系数, 对 F_A 型为 1.5, F_B 型为 1.4;

N_s ——壳程数;

N_p ——管程数。

(2) 壳程压力降 对于壳程压力降的计算, 由于流动状态比较复杂, 提出的计算公式较多, 所得计算结果常相差不少。下面为埃索法计算全程压力降的公式:

$$\Delta p_s = (\Delta p_o + \Delta p_{ip}) F_s \quad (2-2)$$

式中 Δp_s ——壳程总压降, N/m^2 ;

Δp_o ——流过管束的压降, N/m^2 ;

Δp_{ip} ——流过折流板缺口的压降, N/m^2 ;

F_s ——壳程压力降结垢校正系数, 对液体可取 $F_s = 1.15$, 对气体或可凝蒸汽取 $F_s = 1.0$ 。

$$\text{管束压降} \quad \Delta p_o = F f_o N_{TC} (N_B + 1) \frac{u_o^2 \rho}{2} \quad (2-3)$$

$$\text{折流板缺口压降} \quad \Delta p_{ip} = N_B \left(3.5 - \frac{2B}{D} \right) \frac{u_o^2 \rho}{2} \quad (2-4)$$

式中 N_B ——折流板数目;

N_{TC} ——横过管束中心线的管子数, 对于三角形排列的管束, $N_{TC} = 1.1(N_T)^{0.5}$; 对于正方形排列的管束, $N_{TC} = 1.19(N_T)^{0.5}$, N_T 为每一壳程的管子总数;

B ——折流挡板间距, m;

D ——壳体内径, m;

u_o ——按壳程流通截面积为 $S_o = B(D - N_{TC} d_o)$ 计算所得的壳程流速, m/s;

d_o ——管外径, m;

F ——管子排列形式对压降的校正因数, 对三角形排列为 0.5, 正方形斜转 45° 为 0.4, 正方形为 0.3;

f_o ——壳程流体摩擦因数, 当 $Re_o = \frac{d_o u_o \rho}{\mu} > 500$ 时, $f_o = 5.0 Re_o^{-0.228}$ 。

2.2.7 换热管规格和排列的选定

列管式换热器中所用换热管的管径, 对于洁净的流体可取小些, 这样单位体积设备的传

热面积就能大些；对于不太清洁、黏度较大或易结垢的流体就取大些，以便清洗或避免堵塞。目前我国试行的系列标准中规定采用的是 $\phi 25 \times 2.5$ 和 $\phi 19 \times 2$ 两种规格，对一般流体是适用的。按选定的管径和流速就可确定管子数目，再根据所需传热面积，就可求得管子长度。铜管的长度又应与壳径相适应，一般 L/D 约为4~6。同时也应根据出厂的钢管长度合理截用，如国内生产的管子长度多为6m，故系列标准中换热管的长度分为1.5m、2m、3m或6m几种，而以3m和6m为普遍。管子在管板中的排列方法常用的有等边三角形排、正方形直列和正方形错列三种。等边三角形排列比较紧凑，在一定的壳程内可排列较多的管子，且传热效果较好，但管外清洗困难些。正方形排列的好处是管外清洗方便，故运用于壳程流体易产生污垢的情况，其传热效果较等边三角形排列要差些，但如斜转 45° 成为错列排列时，则传热效果可以适当提高一些。

2.2.8 列管式换热器的选用和设计计算步骤

列管式换热器可按下列步骤进行选用和设计计算。

(1) 估算传热面积 计算传热量及对数平均温度差，按估计的总传热系数，估算传热面积。由此试选适当型号的换热器。

(2) 计算管、壳程压力降 在选择好管程流体与壳程流体以及初步确定了换热器主要尺寸的基础上，就可以计算管、壳程流速和压力降，看是否合理。或者先选定流速以确定管程数 N 和折流板间距 B ，再计算压力降是否合理。此时， N 与 B 是可以调整的参数，如果仍不能满足要求，可另选壳径再行计算，直到合理为止。

(3) 核算总传热系数 分别计算管、壳程传热膜系数，确定污垢热阻，求出总传热系数，并与估算时所取用的传热系数比较。如果相差较多，应重做估算。

(4) 计算传热面积 根据核算的 K 值与温度校正系数 $\epsilon_{\Delta t}$ ，由 $A = \frac{Q}{K \Delta t_m \epsilon_{\Delta t}}$ 计算传热面积，一般应使所选用或设计的传热面积大于计算所得面积约10%~15%为宜。

2.2.9 确定设计原则

(1) 满足工艺和操作的要求 设计出来的流程和设备首先要保证质量，操作稳定，这就必须配置必要的阀门和计量仪表等，并在确定方案时，考虑流体的流量、温度和压强变化时采取什么措施来调节，而在设备发生故障时，检修应方便。

(2) 满足经济上的要求 在确定某些操作指标和选定设备型式以及仪表配置时，要有经济核算的观点，既能满足工艺操作的要求，又使施工简便，材料来源容易，价格低。如果有废热可利用，要尽量节省热能，充分利用废热，或者采取适当的措施达到降低成本的目的。

(3) 保证生产安全 在工艺流程和操作中若有爆炸、中毒、烫伤等危险性，就要考虑必要的安全措施。又如设备材料的强度验算，除按规定应有一定的安全系数外，还应考虑由于设备中压力突然升高或者造成真空而需要安装安全阀等。以上所提到的都是为了保证生产安全。

如果设计方案需要修改，操作路线和操作指标的改动都对后面的计算有影响，所以设计方案应考虑周全。

2.3 工艺计算

根据化工生产的要求，应首先确定的工艺尺寸有：管径、管长、管数、管距、壳径、管