

21世纪高等院校课程教材

# 传热传质

# 过程设备设计

■ 邹华生 钟理 伍钦 赖万东 编著



华南理工大学出版社

责任编辑 / 张 颖 兰新文

封面设计 / 吴俊卿



ISBN 978-7-5623-2565-9



9 787562 325659 >

定价: 32.00元

# 传热传质过程设备设计

邹华生 钟理 伍钦 赖万东 编著

华南理工大学出版社

· 广州 ·

## 内容简介

本书是为配合“化工原理课程设计”这一教学过程而编写的，主要介绍了换热器的设计、非等温吸收填料塔的设计、气流干燥装置的设计、板式精馏塔的设计、蒸发装置的设计和喷雾干燥装置设计的化工单元操作过程及设备的工艺设计和结构设计的原理和方法，设备的选型、有关流程方案的确定原则以及附属设备的设计和选型，同时提供了这几类单元操作过程及设备的基本设计资料。

本书可作为化工类及相关专业（包括化工、工程制药、材料、生物工程、造纸、环境工程、冶金、石油和核能等）的课程设计参考书，也可供有关科研、设计和生产单位工程科技人员参考。

### 图书在版编目（CIP）数据

传热传质过程设备设计/邹华生，钟理，伍钦等编著. —广州：华南理工大学出版社，2007. 6

ISBN 978 - 7 - 5623 - 2565 - 9

I. 传… II. ①邹… ②钟… ③伍… III. 机械设备 - 传热传质学 IV. TK124

中国版本图书馆 CIP 数据核字（2007）第 020203 号

总发行：华南理工大学出版社（广州五山华南理工大学 17 号楼，邮编 510640）

营销部电话：020-87113487 87111048（传真）

E-mail: scutc13@sctu.edu.cn <http://www.scutpress.com.cn>

责任编辑：张颖 兰新文

印刷者：广东省阳江市教育印务公司

开本：787mm×1092mm 1/16 印张：21.5 插页：3 字数：546 千

版次：2007 年 6 月第 1 版 2007 年 6 月第 1 次印刷

印数：1～3000 册

定 价：32.00 元

版权所有 盗版必究

## 前 言

“化工原理”是研究化工生产过程中常见单元操作和设备的主干课程，本课程是一门实践性很强的技术基础课。从教学规律出发，在该门课程理论教学结束后，一般都要安排学生进行一定教学周数的课程设计，其目的是进一步巩固和提高学生所学的知识，尤其是培养学生学以致用、理论联系实践的作风，以造就厚基础、强能力，并具有创新意识和实践能力的高级化工及相关专业人才。本书主要是为配合这一教学过程和践行这个培养目标而编写。本书强调工程设计观念和要求，设计内容和方法尽量接近工程实际，真实工程意识强；提倡现代设计手段和方法在化工单元操作设计中的应用；增加了最新的设计规范和有关标准资料；增添一些非常见的高效化工单元过程的设计内容。书中不仅介绍了6种典型的化工单元操作过程、设备的工艺设计和结构设计的设计原理和方法，还对设备的选型、有关流程方案的确定原则以及附属设备的设计和选型作了介绍。为便于学生或其他工程技术人员自学，本书还增加了设计示例。

本书由邹华生统稿。绪论、第3章非等温吸收填料塔的设计、第5章气流干燥过程与装置设计、第7章绘图基本知识和总附录由邹华生编写；第1章换热器的设计由钟理编写；第4章板式精馏塔的设计和第2章蒸发装置的设计由伍钦编写；第6章喷雾干燥装置设计由赖万东编写。

本书可作为化工类及相关专业（包括化工、工程制药、材料、生物工程、造纸、环境工程、冶金、石油和核能等）的课程设计参考书，也可作为有关科研、设计和生产单位工程科技人员的参考资料。

由于作者水平有限，书中缺点和错误敬请同仁和读者提出宝贵意见和建议，以便本教材不断改进和提高。

编 者

2006年1月

# 目 录

0 绪论	1	1.8 列管式换热器计算设计示例	52
0.1 目的与意义	1	附录1 换热器设计常用数据	56
0.2 课程设计的基本内容和程序	2	2 蒸发装置的设计	76
0.2.1 “化工原理课程设计”的基本内容	2	2.1 概述	76
0.2.2 课程设计的程序	2	2.2 对蒸发设备的要求	77
0.3 课程设计的基本要求	3	2.3 蒸发设备的类型和选择	77
1 换热器设计	5	2.4 中央循环管式蒸发器	78
1.1 概述	5	2.4.1 加热室	78
1.2 管壳式换热器的性能特点	5	2.4.2 蒸发室	80
1.2.1 结构特点及适用范围	5	2.5 多效蒸发器效数的确定	82
1.2.2 设计考虑的因素	6	2.5.1 并流操作	82
1.3 强化传热元件和设备的性能特点	10	2.5.2 逆流操作	83
1.3.1 螺旋管换热器的性能特点	11	2.5.3 效数的确定	83
1.3.2 波纹管换热器的性能特点	11	2.6 蒸发器操作条件的决定	84
1.3.3 折流杆换热器的性能特点	12	2.7 蒸发工艺计算	85
1.3.4 双、三弓形折流板换热器的性能特点	13	2.7.1 物料衡算	85
1.4 管壳式换热器计算方法	14	2.7.2 热量衡算	86
1.4.1 基本关系式和经验数据	14	2.7.3 蒸发器传热面积的计算	87
1.4.2 管内对流传热系数及压力降	21	2.7.4 传热系数的计算	90
1.4.3 管外对流传热系数及压力降	26	2.7.5 蒸发工艺计算程序	94
1.5 管子与管板的连接	33	2.8 蒸发器主要尺寸的计算	95
1.5.1 管板	33	2.8.1 加热室	95
1.5.2 管束分程及管子	37	2.8.2 蒸发室	96
1.5.3 管箱	40	2.9 接管尺寸的计算	97
1.5.4 壳程结构	41	2.9.1 溶液在管路中的流速	97
1.6 温度应力及其补偿方法	43	2.9.2 加热用饱和水蒸气在管路中的流速	98
1.6.1 换热器中的温度应力	43	2.9.3 冷凝水排出管的流速	98
1.6.2 温度应力的补偿	44	2.9.4 不凝性气体管径	98
1.6.3 膨胀节	45	2.10 冷凝器	98
1.7 螺旋板式换热器的设计	47	2.10.1 冷凝器的结构及工作原理	99
1.7.1 螺旋板式换热器的结构型式	48	2.10.2 冷凝器的优缺点	100
1.7.2 螺旋板式换热器的规格和系列	49	2.10.3 安装注意事项	101
1.7.3 螺旋板式换热器的特点	50	2.10.4 计算方法	101
1.7.4 螺旋板式换热器的设计步骤	51	2.11 蒸发设备的设计程序	105
1.7.5 设计方案的确定	51	2.12 计算示例	105
		附录2 蒸发装置设计常用数据	111

3 非等温填料塔吸收过程及装置的设计	119	附录3 非等温填料塔装置设计常用数据	166
3.1 概述	119	4 板式精馏塔设计	170
3.2 对填料吸收塔的总体要求	120	4.1 概述	170
3.3 填料塔吸收过程及装置设计的主要 内容	120	4.2 板式塔的类型	170
3.4 吸收方案的确定	121	4.2.1 泡罩塔	170
3.4.1 吸收流程的确定	121	4.2.2 筛板塔	171
3.4.2 吸收剂的选择	122	4.2.3 浮阀塔	172
3.4.3 吸收(或脱吸)操作条件的选择	122	4.2.4 导向筛板	174
3.5 气液平衡关系	123	4.2.5 舌形板	174
3.5.1 稀溶液或理想溶液等温气液平衡 关系	124	4.2.6 穿流塔板	175
3.5.2 非等温气液平衡关系	125	4.3 塔设计的主要内容	176
3.6 吸收剂用量或脱吸气体用量	127	4.4 理论板数的计算	176
3.7 填料塔的结构及填料特性	129	4.4.1 回流比的影响及其选择	176
3.7.1 填料塔的结构与性能比较	129	4.4.2 理论板的计算法	178
3.7.2 填料及特性	129	4.4.3 板式塔的塔板效率	179
3.8 填料塔内的流体力学特性	132	4.5 板式塔的工艺结构设计及流体力学 验算	180
3.8.1 填料层的压力降	132	4.5.1 塔径和塔高的确定	180
3.8.2 液泛速度和空塔气速的确定	133	4.5.2 塔板及降液管	183
3.9 填料层高度的计算	134	4.5.3 板式塔的校核	195
3.9.1 填料层高度计算公式	134	4.6 浮阀塔板的设计计算示例	202
3.9.2 传质单元数的计算	135	4.6.1 设计任务	202
3.10 高浓度吸收填料层高度的计算	140	4.6.2 设计计算	202
3.10.1 高浓度吸收的特点	140	4.7 总体结构	208
3.10.2 高浓度吸收填料层高度的计算 方法	141	4.7.1 塔体结构	208
3.11 有效传质比表面积、传质系数和 传质单元高度的计算	142	4.7.2 附属设备	216
3.11.1 Onda(恩田)关联式	142	附录4 板式精馏塔设计常用数据	222
3.11.2 修正的 Onda 关联式	144	5 气流干燥过程与装置的设计计算	226
3.11.3 针对具体物系的经验公式	144	5.1 概述	226
3.12 填料塔附件	145	5.1.1 干燥过程及对设备的基本要求	226
3.12.1 液体分布器	145	5.1.2 提高干燥过程的经济措施	227
3.12.2 液体再分布器	149	5.2 气流干燥过程及适用范围	227
3.12.3 填料支承板	149	5.2.1 气流干燥过程	227
3.12.4 除雾器(除沫器)	154	5.2.2 气流干燥器适用对象	228
3.12.5 气、液进出口装置	155	5.3 气流干燥的技术特点	229
3.13 解(脱)吸塔	157	5.4 气流干燥器的设计基础	230
3.14 非等温填料吸收塔计算举例	158	5.4.1 颗粒在气流干燥管中的运动	230
3.14.1 设计任务书	158	5.4.2 颗粒在气流干燥器中的对流传热 系数	233
3.14.2 设计计算	158	5.4.3 颗粒在气流干燥器中的对流 传热速率	235

5.5 气流装置的设计与计算	236	附录6 喷雾干燥装置设计常用数据	290
5.5.1 设计方案的内容	236	7 化工设备绘图基本知识	294
5.5.2 气流干燥器的设计计算	237	7.1 化工设备视图的表达	294
5.6 气流干燥器的设计计算示例	247	7.1.1 基本视图及其配置	294
5.6.1 设计条件	247	7.1.2 多次旋转表达方法	294
5.6.2 设计的基本假设	248	7.1.3 细部结构的表达方法	294
5.6.3 计算方法	248	7.1.4 断开和分段(层)的表达方法	294
附录5 各种材料的容重及静止角	263	7.1.5 简化画法	296
6 喷雾干燥装置的设计	265	7.1.6 单线示意画法	298
6.1 概述	265	7.2 尺寸标注	299
6.1.1 喷雾干燥的过程	265	7.2.1 尺寸种类	299
6.1.2 喷雾干燥流程简介	266	7.2.2 尺寸基准和常见结构标注法	299
6.1.3 喷雾干燥的优缺点	266	7.2.3 其它规定标注法	300
6.2 雾化器的结构和特点	267	7.3 零部件序号和管口符号	300
6.2.1 旋转式雾化器	267	7.3.1 零部件序号编写方法	300
6.2.2 气流式雾化器	268	7.3.2 管口符号编写方法	301
6.2.3 压力式雾化器	269	7.4 标题栏、明细表、管口表、技术特性表	301
6.3 喷雾干燥器的设计与计算	270	7.4.1 标题栏	301
6.3.1 设计方案的确定	270	7.4.2 明细栏	301
6.3.2 压力式雾化器的工艺设计	271	7.4.3 管口表格式	302
6.3.3 干燥过程的热量衡算	274	7.4.4 技术特性表	302
6.3.4 雾滴干燥时间的计算	275	7.5 图面技术要求和注	303
6.3.5 干燥器直径和高度的计算	276	7.5.1 图面技术要求	303
6.4 主要附属设备的设计与选型	281	7.5.2 各类设备的技术要求	303
6.4.1 离心式风机的选用	281	总附录 化工设备设计常用标准件	304
6.4.2 空气加热器的选用	282	参考文献	335
6.4.3 气、固分离器的选用	282		
6.5 压力式喷雾干燥器的设计示例	284		
6.5.1 设计题目	284		
6.5.2 工艺流程图(略)	284		
6.5.3 设计计算	284		



# 0 绪论

## 0.1 目的与意义

化工生产过程中的各种单元操作和设备,如流体输送、热量传递、吸收、蒸馏、干燥、蒸发等是“化工原理”研究和讨论的主要内容。“化工原理课程设计”是培养学生熟练应用“化工原理”及相关课程的基本原理和知识去完成一个实际或模拟的工程的综合训练过程,也是学生理论与实践相结合进行创造性劳动培养的环节。通过课程设计,培养学生多方位、综合地分析考察工程问题并独立解决工程实际问题的能力。这些能力体现在以下几方面:

(1) 资料、文献、数据的查阅、收集、整理和分析能力。要科学、合理、有创新地完成一项工程设计,往往需要各种数据和相关资料,如物质的物性数据,材料的机械性能数据,物质、材料的热力学数据,材料的标准、规格方面的数据,设备设计规范和标准,已有相关的先进设计工程样板资料,特定生产过程和操作条件下的工程经验数据,国家的政策和相关法令等等。因此,资料、文献和数据的查找、收集是工程设计必不可少的基础工作。

(2) 工程的设计计算能力和综合评价能力。根据特定的工程目标和具体工程设计任务,需要进行多种方案的设计和比较,需要进行大量的工艺计算和设备的设计计算,这些方案的设计、比较和工程计算不仅需要理论知识,还需要工程知识、经济知识、环境知识和人文知识等,只有全方位综合应用各类知识才能使工程设计更具有先进性、经济性、合理性、科学性和和谐性。

(3) 工程设计表达能力。工程设计完成后,往往要交付他人实施或与他人交流,因此,在工程设计进行和完成过程中,都必须将设计理念、思想、设计过程和结果用文字、图纸和表格等形式表达出来。只有完整、流畅、正确地表达出来的工程设计内容,才可能被他人理解、接受,顺利付诸实施。

就“化工原理课程设计”的性质而言,是一个总结性工程设计教学环节,一般安排在学完基础课和技术基础课“化工原理”结束时进行。设计时选择一个真实或模拟的工程设计目标,确定课程设计的任务和要求,根据课程设计任务书和目标,要求学生在规定的时间内完成某化工单元操作过程的工艺、设备设计与计算。通过课程设计不仅可以进一步巩固学生所学的相关知识,提高学生学以致用用的综合能力,同时还可以培养学生尊重科学、注重实践和学习严谨、作风踏实的品格。

## 0.2 课程设计的基本内容和程序

### 0.2.1 “化工原理课程设计”的基本内容

根据课程设计的性质、任务和目标，“化工原理课程设计”的基本内容包括：

(1) 确定设计方案。针对某个特定的工程设计目标和任务，往往有多种方案可以实现，但不同的方案采用的工艺路线、技术措施和方法、生产环境和工艺条件往往不同，因此就可能产生不同的技术、经济和环境效益。通过课程设计要求学生应用已掌握的化工原理和相关课程基本知识，针对某个特定工程设计任务和目标或要解决的某技术问题进行方案的设计，并对设计出的方案进行科学性、技术的可行性、可靠性、先进性、经济性，以及环境与社会效益的综合评价，然后确定出合理的方案。

(2) 针对已确定的方案进行主要的工艺设计计算，其中设计计算内容有物料衡算、能量衡算、工艺参数的确定、主要设备的工艺尺寸的设计计算和结构设计及强度的计算。

(3) 对方案中的辅助设备设计或选型计算，对典型辅助设备的主要工艺尺寸的计算以及规格型号的选定。

(4) 绘制工艺流程图。根据制图规范和标准，用图将生产过程中主要设备和辅助设备之间的相互关系及物流方向、物料流量、能量流方向和大小、主要工艺参数及其测控位置和管道结构与规格等进行准确的表述。

(5) 绘制主体设备的装备图。装备图的基本内容包括：用以表达设备的结构形状和各零部件之间相对位置和装配关系的一组视图；必要的尺寸，包括设备的总体尺寸、规格、装备的安装尺寸等；接管方位图、接管表，对设备上所有的接管口（人孔、手孔、仪表接口、物料接管、液位计接管等）均需用小写英文字母进行编号，并在接管表中列出各管口的公称尺寸、连接尺寸标准、连接面形式及管口的用途与名称；主体设备的技术性能和技术要求，零部件的编号、明细表和标题栏等。

(6) 编写设计说明书。设计说明书就是将上述设计内容进行有机的、符合逻辑的串接汇集，并对设计结果进行系统分析、评价、总结和表述。设计说明书主要包含下面几项内容：设计说明书标题封面，目录，设计任务书，流程示意图，设计方案的说明和论证，工艺设计计算，主体设备工艺尺寸和结构的设计计算，主要辅助设备的工艺尺寸计算和规格型号说明，设计计算结果明细表（列出各种物料的流量状态、能量流量、主要的工艺参数，以及主要设备和辅助设备的尺寸、规格、型号和数量等），设计计算结果及有关问题的分析、评述和说明，主要符号说明和参考文献。

### 0.2.2 课程设计的程序

课程设计是一项创新性教学训练活动，其活动具有一定的程序，了解课程设计的程序，有利于活动者围绕既定的工程设计任务和目标，合理安排设计计划、分配设计时间、掌握设计进度、保证设计质量、按时完成设计任务，达到事半功倍的效果。化工原理课程设计的程序大致如下：

(1) 明确设计任务和目标。认真阅读、分析和理解设计任务书，了解要完成的主要

设计任务和要求,明确要达到的设计目标。

(2) 查阅有关文献资料和设计参考书。认真收集、整理和阅读设计中必备的各种资料,包括有关生产过程资料、物性资料、有关设计计算方法和公式、设备设计规范及标准、材料特性、同类工程的先进设计示例、有关国家政策法规等。课程设计任务具有很强的工程性和实践性,因此,所需的有关设计资料除了从浩瀚的各种文献资料库中查阅外,还必须注重生产实际的调研。通过现场调研,得到生产一线的资料和数据,了解与设计有关的某一化工单元操作过程的工艺流程、主体设备和辅助设备以及测量控制仪表的配置情况,了解主体设备和辅助设备的结构参数、规格型号、操作和控制过程及有关参数,了解该单元操作过程运转和技术改造与创新情况。因此,现场调研不仅可以充实和完善设计资料,还有利于加强设计者的工程理念,提高其对工程感性认识和设计的责任心。

(3) 设计计算。这里包括方案的设计论证、分析和评价,工艺设计计算,主体设备和辅助设备的设计计算和选型。

(4) 绘图和编写设计说明书。设计说明书应反映设计者的设计理念、原则、步骤和方法,并将设计计算结果汇集,进行分析评价,列出合理的设计结果,绘制正确的工艺流程图和主体设备装备图。设计说明书是整个设计工作的书面总结,也是后续设计工作的主要依据,应采用简洁、严谨、准确的文字、图表,实事求是地介绍设计计算过程和结果。

(5) 考核和答辩。为了了解课程设计的训练效果,了解学生独立掌握和完成课程设计的程度,指导学生发现和明确设计中存在的问题,设计结束时需进行一定的考核和答辩。

### 0.3 课程设计的基本要求

“化工原理课程设计”的基本内容已明确表明一个完整的课程设计是由论述、计算和制图三部分组成,缺少其中任何一部分的设计都是不完整的。论述缺乏依据,设计计算马虎草率,制图不合规范、表达错误等,都是不符合要求的。一个先进、合理的设计需要进行多种方案的比较,并进行反复多次的设计计算方能获得。这就希望设计者能熟练掌握先进的设计手段,进行多方案设计计算和优化,以提高设计计算的先进性、准确性、可靠性和合理性。

化工单元操作的种类很多,由于篇幅所限,本书仅介绍几类典型的单元操作过程及设备的设计原理和基本方法,主要是列管式换热器的设计、非等温吸收填料塔的设计、气流干燥装置的设计、板式精馏塔的设计、蒸发装置的设计和喷雾干燥装置的设计,同时提供了几类典型单元操作过程及设备的基本设计资料,希望起到抛砖引玉的作用。由于化工单元操作过程和设备的复杂性和多选择性,因此,设计者不论是参考方案的设计论证,还是选择设备的类型、设计方法、计算公式以及查阅数据、图表和标准、规范等方面,均不应局限在本参考书范围内,而应结合具体的设计任务和要求,广泛查阅和收集有关资料,经过认真分析、对比和筛选,尽可能使设计先进、合理。

设计结果还应体现时代发展的要求,体现与社会和环境的和谐。这就要求设计采用的有关参数、标准、规范、性能指标及设计结果具有先进性;同时有利于生产、社会的可持续发展,采用循环生产工艺,尽可能减少设计项目“三废”的排放和能源、物料的消耗。

本书重点介绍了传热单元操作过程和设备、气液两相传质过程（吸收和精馏）与设备和传热传质同时进行的过程（气流干燥和喷雾干燥）与设备的设计计算，而且每种设计计算的主要过程都列有设计计算示例，以便学生自学。同时，为了更多地调动学生在课程设计中的主观能动性和积极性，在资料查找、应用、设计方案的论证、设备选型、设计结果的综合对比分析等方面给学生留有较大的独立完成空间。

# 1 换热器设计

## 1.1 概述

在石油化工生产过程中，常需要进行加热或冷却，即热量的传递。热量传递的基本方式有导热、对流和辐射三种。传热过程是两种或三种基本传热方式的复杂组合。当一种流体与另一种流体进行热交换而且不允许混合时，就要求在间壁式热交换器中进行，冷热流体被固体传热面隔开。间壁式热交换器种类很多，如套管换热器、蛇管换热器、管壳式换热器和板式换热器等等。在各种换热器中，由于管壳式换热器单位体积内能够提供较大的传热面积，传热效果比较好，并且适应性较强，因此是生产上应用最广泛的换热设备。

在中等压力情况下，采用管壳式换热器最为合适。特别当流体流速较大的时候，若采用其它类型的换热器就有一定的困难。在高压下一般可选用 U 形管换热器，其实这也是一种管壳式换热器。由于管壳式换热器应用相当广泛，为方便用户选用，已经系列化和标准化。1993 年 1 月实施的中华人民共和国行业标准 JB/T 4714—92 及 4721—92 统一了管壳式换热器的制造标准，为用户维修和更换局部构件提供了便利。同时，在标准 JB/T 4714—92 中增加了低翅片管（螺纹管）系列。

管壳式换热器虽然是一种普遍化的产品，但是在条件各异的传热工况中，由于其结构的局限性、冷热物流操作条件和物理性质的多变性，以及针对具体工况进行优化设计的手段缺乏，常常使得管壳式换热器在较低的传热效率下运行。随着石油化工和能源工业的迅速发展，各企业节能研究的日益深入，近期发展了许多新的加工工艺技术，例如，利用换热网络夹点技术，增加工艺物流余热的回收，减少加热或冷却的公用工程负荷的消耗等，已收到很好的效果。但是随之而来的是使热量利用系统变得更加庞大和复杂。由于深度回收热量致使传热网络传热温差大幅度下降，因此造成传热面积急剧增加。为了提高换热器的传热效率，研究强化传热技术势在必行。当前涉及面最广、研究最深的，当属对流强化传热技术。这里将对近年来开发成功并大量推广应用的管壳式换热器进行比较详细的介绍，提供已在设计中应用成熟的算法，供设计人员参考。

## 1.2 管壳式换热器的性能特点

### 1.2.1 结构特点及适用范围

#### 1.2.1.1 结构特点

管壳式换热器通常有固定管板、U 形管和浮头式三种形式。三种结构各有优缺点，适用于不同的场合。管壳式换热器主要由外壳、管板、管束、封头等部件构成，图 1-1 为其结构示意图。

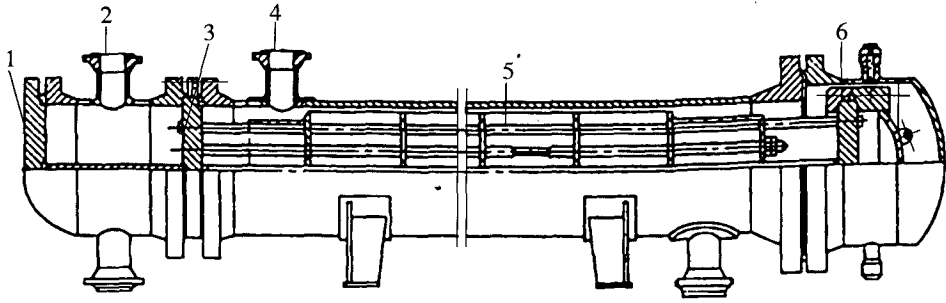


图 1-1 管壳式换热器结构示意图

1—管箱；2—管程管嘴；3—管板；4—壳程管嘴；5—管束；6—浮头

### 1.2.1.2 使用范围

目前国产管壳式换热器系列特征和使用范围如表 1-1 所示。

表 1-1 管壳式换热器系列特征和使用范围

类型	系列名称	系列特征					适用范围
		公称直径 /mm	管程数	管长 <sup>①</sup> /m	管子(外径× 厚度)/(mm× mm)	排列 <sup>②</sup> 方式	
固定 管板	JB/T4715—92	159 ~ 1800	1, 2, 4, 6	1.5, 2.0, 3.0, 4.5, 6.0, 9.0	$\phi 19 \times 2$ $\phi 25 \times 2.5$	三角形排列	温差较小；壳程压力低； 壳程结垢不能清洗
U形管	JB/T4717—92	325 ~ 1200	2, 4	3, 6	$\phi 19 \times 2$ $\phi 25 \times 2.5$	三角形或菱 形排列	温差较大；管内流体较 干净；管内可承受高压
浮头式	JB/T4714—92	325 ~ 1800	2, 4, 6	3, 4.5, 6, 9	$\phi 19 \times 2$ $\phi 25 \times 2.5$	三角形、菱 形或正方形 排列	适用面广泛；管内外均 可承受高温高压

注：①表中为碳钢和低合金钢管的尺寸，不锈钢材质的管子为 $\phi 19\text{mm} \times 2\text{mm}$ 及 $\phi 25\text{mm} \times 2.5\text{mm}$ 。换热管为光管和螺纹管。

②管心距： $\phi 19\text{mm} \times 2\text{mm}$ 管为 25mm； $\phi 25\text{mm} \times 2.5\text{mm}$ 管为 32mm。

管壳式换热器的主要工艺参数详见附录 1。

### 1.2.2 设计考虑的因素

换热设备的类型很多，对每种特定的传热工况，通过优化选型都会得到一种最适合的设备型号。如果将这个型号的设备使用到其它工况，则传热效果可能有很大的改变。因此，针对具体工况选择换热器类型，是一项很重要的工作。对管壳式换热器的设计，以下因素值得考虑。

#### 1.2.2.1 流速的选择

流速是换热器设计的重要变量。提高流速可提高传热系数，同时压力降与功耗速率也随之增加。如果采用泵送流体，应考虑将压力降尽量消耗在换热器上而不是调节阀上，这样可依靠提高流速来提高传热效果。

采用较高的流速有两个好处：一是提高总传热系数，从而减小传热面积；二是减少在

管子表面生成污垢的可能性。但是也相应地增加了阻力和动力消耗，所以需要进行经济比较才能最后确定适宜的流速。一般针对传热阻力大的一侧来提高流速，用以增大对流表面传热系数。例如管程走水、壳程走重油工况，提高壳程流速对总传热系数的提高有决定性的影响，这时如果提高管程流速则作用不大。

此外，在选择流速时，还必须考虑结构上的要求。为了避免设备的严重磨损，所算出的流速不应超过最大允许的经验流速。水在管内的最大允许流速与材质的关系可从表1-2查出。

表1-2 水的流速表（管内）

类别	管材	最低流速/( $m \cdot s^{-1}$ )	最高流速/( $m \cdot s^{-1}$ )	适宜流速/( $m \cdot s^{-1}$ )
凝结水	钢管	0.6 ~ 0.9	3.0	1.8 ~ 2.4
河水（干净的）	钢管	0.6 ~ 0.9	3.7	
循环水（处理的）	钢管	0.6 ~ 0.9	3.7	
海水	含铜镍的管	0.75 ~ 0.9	3.0	
海水	铝铜管	0.75 ~ 0.9	2.4	

一般油品的管内最大流速为2.7 ~ 3.0m/s；含有固体颗粒的油品，如催化裂化油浆，其最大流速不能超过1.8 m/s。壳程液体的最大流速，一般约为管内液体流速的一半。通常，液体在换热器内的流速可参考表1-3和表1-4，壳程中不同相对分子质量的气体的最大允许流速可参考表1-5。

表1-3 常用流体流速范围

流体种类		一般液体	易结垢液体	气体
流速/( $m \cdot s^{-1}$ )	管程	0.5 ~ 3.0	>1	5 ~ 30
	壳程	0.2 ~ 1.5	>0.5	3 ~ 15

表1-4 不同粘度的液体在换热器内的最大流速

液体粘度/( $mPa \cdot s$ )	>1500	1500 ~ 500	500 ~ 100	100 ~ 35	35 ~ 1	<1
最大流速/( $m \cdot s^{-1}$ )	0.6	0.75	1.1	1.5	1.8	2.4

表1-5 壳程中不同相对分子质量的气体最大允许速度

最大气速/( $m \cdot s^{-1}$ ) 压力/MPa	相对分子质量	18	29	44	100	200	400
	0.17		36.0	25.0	21.0	15.0	12.0
0.45		18.0	15.0	12.0	9.0	7.0	6.0
0.8		15.0	12.0	9.0	7.0	5.5	5.0
3.6		10.0	8.5	6.0	5.0	4.0	3.5
7.0		9.0	7.5	5.0	4.0	—	—

### 1.2.2.2 允许压力降的选择

选择较大的压力降可以提高流速，从而增强传热效果，减少换热面积。但是，较大的压力降也使得泵的操作费用增加。合适的压力降值需要以换热器年总费用为目标，反复调整设备尺寸，进行优化计算而得出。为方便计算，现推荐表 1-6 的数据作为参考。

表 1-6 允许压力降参考值

设备类型	介 质	允许压力降/kPa
换热器	原油	103.0 ~ 172.0
	脱丙烷塔进料	69.0 ~ 103.0
	脱丁烷塔进料	69.0 ~ 103.0
	稳定塔进料	69.0 ~ 103.0
	脱丙烷塔釜液	69.0 ~ 103.0
	脱丁烷塔釜液	69.0 ~ 103.0
	稳定塔釜液	69.0 ~ 103.0
	重瓦斯油	124.0 ~ 172.0
	拔头原油	172.0 ~ 241.0
	贫油	69.0 ~ 103.0
	富油	69.0 ~ 103.0
	催化裂化反应器进料 循环气	69.0 ~ 138.0 21.0 ~ 55.0
冷却器	轻瓦斯油	55.0 ~ 83.0
	重瓦斯油	69.0 ~ 103.0
	贫油	55.0 ~ 83.0
	石脑油	55.0 ~ 83.0
冷凝器	脱丙烷塔顶馏分	7.0 ~ 21.0
	脱丁烷塔顶馏分	7.0 ~ 21.0
	贫油塔顶馏分	14.0 ~ 28.0
	常压塔顶馏分	7.0 ~ 21.0
	再蒸馏塔顶馏分	7.0 ~ 14.0
	分馏塔塔顶馏分	7.0 ~ 14.0

在大多数的设备中，可能会发现一侧的热阻明显地高于另一侧，此侧的热阻称为控制热阻。当壳程的热阻是控制侧时，可以用增加折流板块数或缩小壳径的办法来增加壳侧流体流速，减少传热热阻；但是减少折流板间距是有限制的，一般不能小于壳径的 1/5 或 50mm。因此，当管程的热阻是控制侧时，应依靠增加管程数来增加流体流速。管程数的增加应采取呈跳跃式的变化，如 2, 4, 6 管程等，对压力降的影响较大，设计时必须注意



满足压力降的要求。

在处理粘稠物料时，如果流体处于层流流动，则将此物料走壳程。由于在壳程的流体流动易达到湍流状态 ( $Re \geq 100$ )，这样不仅可以得到较高的传热速率，还可以改进对压力降的控制。

### 1.2.2.3 管壳程流体的确定

管壳程流体的确定主要依据两流体的操作压力和温度、可利用的压力降、结构和腐蚀特性以及所需设备材料的选择，考虑流体适宜走哪一程。下面的因素可供选择时考虑：

(1) 适于走管程的流体有水和水蒸气或强腐蚀性流体、有毒性流体、容易结垢的流体、高温或高压操作的流体等。

(2) 适于走壳程的流体有塔顶冷凝蒸气、烃类的冷凝和再沸、关键压力降控制的流体、粘度大的流体等。

当上述情况确定后，介质走哪一程的选择，应着眼于提高传热系数和最充分利用压力降。由于介质在壳程的流动容易达到湍流 ( $Re \geq 100$ )，因而粘度大的或流量小的流体，即雷诺数低的流体走壳程是有利的。反之，如果流体在管程能够达到湍流时，则安排走管程比较合理。若从压力降的角度考虑，一般是雷诺数低的走壳程合理。

### 1.2.2.4 换热终温的确定

换热终温一般由工艺过程的需要确定。当换热终温可以选择时，其数值对换热器是否经济合理有很大的影响。在热流出口温度和冷流出口温度相等的情况下，热量利用效率最高，但是有效传热温差最小，换热面积最大。

另外，在确定物流出口温度时，不希望出现温度交叉现象，即热流出口温度低于冷流出口温度。如果工艺流程需要，则必须选择多台串联形式。可以用最少串联壳体数图解法求解最少串联台数。

**最少串联壳体数图解法** 如果出现温度交叉，需要采用串联壳体时，则可用冷热物流的热量曲线求取最少壳体数。本方法基于设定最小校正系数为 0.8，或取截割处冷流出口温度等于热流出口温度。如图 1-2 所示，上方线  $T_1 T_2$  为热流线，下方线  $t_1 t_2$  为冷流线。通过温度点  $t_2$  画一水平线与上方线相交，交点用  $T_A$  表示。从  $T_A$  向下作垂直线与下方线（冷流线）相交，交点为  $t_a$ 。由  $t_a$  再画水平线，如此反复进行下去直到水平连线交于  $T_2$  或达到低于  $T_2$  的地方。如果连线交于  $T_2$ ，则最少壳体数就是水平连线的数目，如果连线低于  $T_2$ ，则最后的连线即使交不到  $T_2$ ，仍计算在内。在图 1-2 中，最少壳体数为 3 台串联。

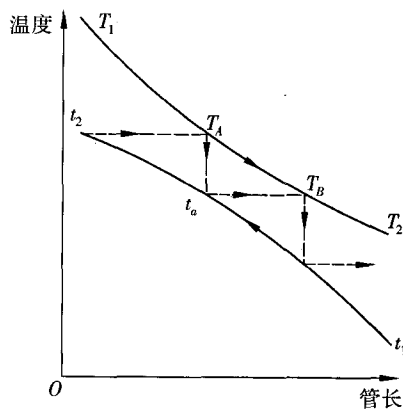


图 1-2 最少串联壳体数示意图

### 1.2.2.5 设备结构的选择

对于一定的工艺条件，首先应确定设备的类型，例如选择固定板形式还是浮头形式等。当确定后，可参考表 1-7 来选择换热设备的具体结构。