



高
等
学
校
教
材

化工过程及 设备设计

■ 华南理工大学

■ 涂伟萍 陈佩珍 程达芳 编



化学工业出版社
教材出版中心

高等学校教材

化工过程及设备设计

华南理工大学 涂伟萍 陈佩珍 程达芳 编

化学工业出版社
教材出版中心
·北京·

(京) 新登字 039 号

图书在版编目 (CIP) 数据

化工过程及设备设计/涂伟萍, 陈佩珍, 程达芬编.
北京: 化学工业出版社, 2000.6
ISBN 7-5025-2812-1

I. 化… II. ①涂… ②陈… ③程… III. ①化工过程
②化工设备-机械设计 IV: ①TQ02②TQ050.2

中国版本图书馆 CIP 数据核字 (2000) 第 31130 号

高等学校教材

化工过程及设备设计

华南理工大学 涂伟萍 陈佩珍 程达芬 编

责任编辑: 赵玉清

责任校对: 蒋 宇

封面设计: 田彦文

*

化学工业出版社 出版发行
教材出版中心

(北京市朝阳区惠新里 3 号 邮政编码 100029)

<http://www.cip.com.cn>

*

新华书店北京发行所经销

北京云浩印制厂印刷

三河市延风装订厂装订

开本 787×1092 毫米 1/16 印张 12¼ 插页 3 字数 298 千字

2000 年 8 月第 1 版 2000 年 8 月北京第 1 次印刷

印 数: 1—5000

ISBN 7-5025-2812-1/G·731

定 价: 22.00 元

版权所有 违者必究

该书如有缺页、倒页、脱页者, 本社发行部负责退换

前 言

化工过程及设备对稳定化工生产和获得优质的化工产品起着十分重要的作用。对典型的化工过程和设备进行设计及计算更能深化读者对化工过程的了解，因此在化工原理课程的教学设计中设置了一个总结性和综合性教学环节——化工原理课程设计。化工原理课程设计是培养学生综合利用化工原理的基本理论和基本方法解决化工过程中的一项设计任务的基本训练。本书介绍了五类常用的化工过程及设备的设计资料和方法：列管式换热器的设计、蒸发装置的设计、填料塔吸收装置的设计、板式塔精馏装置的设计和流态化干燥装置的设计。本书是原华南理工大学化工原理教研组编写的《化工过程及设备设计》一书的改编，除吸取了原书简明和实用的特色之外，改编时注意设计方法的介绍；对于超出化工原理教学要求的部分，尽可能通过示例帮助学生理解。

由于篇幅所限，不可能将所有与设计有关的资料全部编入此书，而提高学生查阅文献资料的能力也是化工原理课程设计的基本任务之一，因此学生还应通过阅读其他资料获得所需的信息。

本书可作为化工类及相关专业化工原理课程设计教材，也可供从事化工工艺及设备设计的工程技术人员参考。

本书各章编写人员为：涂伟萍（绪论、第一章、第四章），程达芳（第二章），陈佩珍（第三章、第五章）。全书由梅慈云教授审核。

本书在编写过程中，得到华南理工大学化工原理教研组的广大教师的大力支持，对书稿提出了许多宝贵的修改意见，在此表示衷心的感谢。由于编者的水平有限，书中难免有不妥之处，恳请读者批评指正。

编者

1999年12月

内 容 提 要

化工原理课程设计是化工原理课程的一个综合性和总结性的教学环节，它要求学生在规定时间内，按照设计任务书的要求，搜集、选择所需的资料和数据，完成某项化工设备的设计。本书介绍了五类常用化工过程及设备的设计资料和设计方法；列管式换热器的设计；蒸发装置的设计；填料塔吸收装置的设计；板式塔精馏装置的设计；流态化干燥装置的设计。

本书可作为化工类及相关专业化工原理课程设计教材，也可供从事化工工艺及设备设计的工程技术人员参考。

目 录

绪论	1
第一章 列管式换热器的设计	3
第一节 概述	3
第二节 列管式换热器的结构选择和确定	4
一、列管式换热器的种类	4
二、管束分程	5
三、壳程分程	7
四、换热管的类型	8
五、管子的规格和排列方式	9
六、壳体直径及壳体壁厚的确定	11
七、管板	12
八、管子与管板的连接	12
九、管板与壳体的连接	13
十、管子与管程隔板连接	14
十一、折流板	14
十二、管程和壳程的接管	16
十三、安装尺寸	17
第三节 列管式换热器的设计计算	17
一、设计计算基本步骤	17
二、操作条件的确定	18
三、传热计算基本方程	20
四、流体流动阻力（压力降）的计算	25
第四节 换热器的优化设计	26
附录 固定管板换热器管板图及尺寸	28
参考文献	30
第二章 蒸发装置的设计	31
第一节 概述	31
第二节 蒸发方案的确定	31
一、蒸发操作条件的确定	31
二、蒸发器的类型与选择	32
三、蒸发装置流程的确定	36
第三节 多效蒸发的工艺计算	49
一、常用的试差法	49
二、牛顿迭代法	56

三、用最优法—拉格朗日乘子法	57
第四节 三效蒸发装置工艺设计计算示例	59
第五节 蒸发器的结构设计和辅助设备计算	70
一、蒸发器的结构设计	70
二、蒸发辅助设备	73
参考文献	78
第三章 填料塔吸收装置的设计	79
第一节 概述	79
一、流程的确定	79
二、吸收剂用量的确定	81
三、填料吸收塔的设计步骤	82
第二节 平衡关系	82
一、气体在液体中的溶解度	82
二、非等温吸收时的平衡线	85
第三节 填料	87
一、对填料的要求	87
二、几种典型填料	88
第四节 填料塔直径的计算	93
一、填料塔液泛点的关联	93
二、塔径的确定	94
第五节 填料层高度的计算	94
一、传质系数法	94
二、传质系数法的讨论	96
第六节 传质系数的数据	99
一、通用的准数关联式	99
二、针对具体情况的经验公式	102
第七节 填料层阻力	102
第八节 填料塔的附属结构	103
一、填料支承结构	103
二、液体喷淋装置	106
三、液体再分配装置	109
四、管口结构	109
五、除雾器（除沫器）	110
第九节 解吸塔	112
附录1 筒体、封头	113
附录2 耐酸瓷砖、板规格	114
参考文献	114
第四章 板式精馏塔的设计	116

第一节	概述	116
第二节	板式精馏塔的设计原则与步骤	116
一、	设计原则	116
二、	设计步骤	117
三、	设计方案的内容	117
第三节	理论塔板数的确定	118
一、	气液平衡关系	119
二、	操作线	120
三、	q 线方程	121
四、	理论塔板数的确定	121
第四节	塔板效率和实际塔板数	122
一、	塔板效率	122
二、	实际塔板数	123
第五节	板式精馏塔的结构设计	123
一、	塔板的布置及主要参数	123
二、	常用板式塔类型及结构	124
三、	塔板结构参数的确定	129
四、	塔板的流体力学计算	136
五、	负荷性能图	141
第六节	板式精馏塔高度及其辅助设备	142
一、	塔高	142
二、	接管尺寸与结构	143
三、	再沸器	144
四、	冷凝器	146
第七节	板式精馏塔的计算机设计	146
一、	设计题目、条件和内容	146
二、	设计基础数据	147
三、	计算机设计程序	148
四、	设计结果	152
	参考文献	153
第五章	流态化干燥装置的设计	154
第一节	概述	154
一、	流态化技术在干燥领域的应用	154
二、	干燥过程的经济性	154
第二节	气流干燥器的设计	155
一、	气流干燥的特点	155
二、	气流干燥的基础理论	155
三、	气流干燥器的设计计算	160

四、气流干燥器设计计算示例.....	164
第三节 流化床干燥器的设计.....	173
一、流化床干燥器的特点.....	173
二、流化床干燥器的分类.....	174
三、流化床干燥器的设计计算.....	174
参考文献.....	185

总附录 1 列管换热器装配图（见插页）
总附录 2 蒸发器装配图（见插页）
总附录 3 填料吸收塔装配图（见插页）
总附录 4 板式精馏塔装配图（见插页）
总附录 5 流化态干燥器装配图（见插页）

绪 论

化工原理课程设计是化工原理课程的一个总结性和综合性教学环节。化工原理课程设计要求学生在规定时间内,按照设计任务书的要求,搜集、选择所需的资料和数据,完成某项化工设备的设计。设计中不仅要进行一系列的计算,而且要确定工艺流程,提出保证工艺过程正常进行的措施,确定对过程进行检查和调节的方法。此外,还需对设备的结构进行选型和计算,并用工程图将这些结果表示出来。

通过化工原理课程设计,学生应注意以下几方面能力的培养:

- ① 查阅资料、选用公式和搜集数据的能力;
- ② 既考虑技术上的先进性与可靠性,又考虑经济上的合理性,树立正确的设计思想;注意劳动保护和环境保护问题,提高全面分析问题和解决问题的能力;
- ③ 迅速且准确地进行工程计算的能力;
- ④ 用简洁的文字、清晰的图表表达设计思想的能力。

化工原理课程设计是由论述、计算和绘图三部分构成的,其基本内容包括:设计方案的确定,工艺计算,主要设备计算,附属设备的设计或选型,将设计结果编写成设计说明书,并绘制相应的工艺流程图和主体设备图。其中设计说明书的内容应包括以下几项:

- ① 目录;
- ② 设计题目(任务书);
- ③ 流程示意图,以单线图的形式绘制,标出主体设备和辅助设备的物流流向、物流量、能流量和主要化工参数测量点;
- ④ 流程方案的说明和论证,对给定或选定的工艺流程、主要设备的型号进行论述;
- ⑤ 设计结果概要,列出主要设备尺寸、各种物料的量 and 状态、能耗指标、设计时规定的主要参数以及附属设备的规格、型号和数量;
- ⑥ 设计计算及说明,包括工艺参数的选定、物料衡算、热量衡算、设备的工艺尺寸计算及结构设计;
- ⑦ 对设计的评述及有关问题的讨论;
- ⑧ 参考文献。

主体设备装备图,图面上应包括设备的主要工艺尺寸、管口方位图、物性技术表、管口表等。

化工原理课程设计的步骤一般作如下安排:①布置设计任务;②阅读设计指导书和查阅资料;③现场调查并搜集相关资料;④进行设计计算、绘图和编写说明书;⑤考核和答辩。

课程设计的任务一般来源于工程实际,通过现场调查,了解与设计任务有关的某一典型化工装置的工艺流程、主体设备和附属设备以及测量仪表的配置情况;收集主体设备的结构参数、附属设备的规格以及操作和控制的现场数据;了解装置的运转和技术改造情况等。现场调查对增强感性认识、提高学生的独立工作能力和圆满地完成设计任务起着重要的作用。

一个合理的设计往往需要进行多种方案的比较和反复多次的设计计算才能获得。本书是课程设计的指导书,书中介绍了几类典型的化工过程及设备的设计原理和基本方法,提供了

设计的基本资料，希望能起到举一反三的作用，所以，设计者不应局限在本书的范围内，应结合设计任务的具体要求，广泛查阅和收集资料，认真分析、对比和筛选，使设计尽可能先进、合理。由于课程设计的时间限制，任务书只规定了基本的要求，设计者应根据自己的情况，在某些方面进行加深和提高。例如，应用计算机进行计算和设计，在流程选择、设备选型、操作参数的确定等方面进行多方案的设计计算和比较，得到最佳的设计方案；增加对附属设备的设计计算，或在操作控制等方面提出方案，使设计者在多方面得到锻炼；引入对化工过程技术经济的评价，得到具有竞争力的设计方案。

技术经济评价是化工规划、设计、施工和生产管理中的重要手段和方法，通过反复修改和多次评价，最终可确定最佳方案，达到化工过程最优化的目的。技术评价主要指标是：①产品的质量等级和市场前景；②原材料价格、供应和消耗等情况；③能量品位和消耗定额；④工艺过程在技术上的复杂性和操作控制的难易程度；⑤劳动生产率、环境保护和生产安全等。经济评价则包括：①基本建设投资额；②产品的成本；③投资的回收期；④利润和利润率；⑤其他经济学指标。技术经济评价中使用的估算方法和相关的数字是随时间而变化的，估算时需进行细致的市场调查。但在缺乏可靠的价目时，可根据资料推荐的公式和图表做近似的推算。

计算机的应用对化工过程设计中多方案的选择和技术经济的评价起着非常重要的作用。提高学生应用计算机解决化工设计中实际问题的能力，是化工原理课程设计将面临的任务之一。受篇幅的限制，本书只提供了应用计算机进行工艺设计的框图，设计程序可参考相关的书籍或自行编制。

第一章 列管式换热器的设计

第一节 概 述

换热器是化工、炼油工业中普遍应用的典型的工艺设备。在化工厂，换热器的费用约占总费用的 10%~20%，在炼油厂约占总费用的 35%~40%。换热器在其他部门如动力、原子能、冶金、食品、交通、环保、家电等也有着广泛的应用。因此，设计和选择得到适用、高效的换热器对降低设备的造价和操作费用具有十分重要的作用。

换热器的类型按传热方式的不同可分为：混合式、蓄热式和间壁式。其中间壁式换热器应用最广泛，如表 1-1 所示。

表 1-1 换热器的结构分类

类 型					特 点
间 <					

根据工艺过程或热量回收用途的不同，换热器可以是加热器、冷却器、蒸发器、再沸器、冷凝器、余热锅炉等。完善的换热器在设计或选型时应满足以下各项基本要求。

1. 合理地实现所规定的工艺条件

传热量、流体的热力学参数（温度、压力、流量、相态等）与物理化学性质（密度、粘度、腐蚀性等）是工艺过程所规定的条件。设计者应根据这些条件进行热力学和流体力学的计算，经过反复比较，使所设计的换热器具有尽可能小的传热面积，在单位时间内传递尽可能多的热量。其具体做法如下。

(1) 增大传热系数 在综合考虑流体阻力及不发生流体诱发振动的前提下, 尽量选择高的流速。

(2) 提高平均温差 对于无相变的流体, 尽量采用接近逆流的传热方式。因为这样不仅可以提高平均温差, 还有助于减少结构中的温差应力。在允许的条件时, 可提高热流体的进口温度或降低冷流体的进口温度。

(3) 妥善布置传热面 例如在管壳式换热器中, 采用合适的管间距或排列方式, 不仅可以加大单位空间内的传热面积, 还可以改善流体的流动特性。错列管束的传热方式比并列管束的好。如果换热器中的一侧有相变, 另一侧流体为气相, 可在气相一侧的传热面上加翅片以增大传热面积, 更有利于热量的传递。

2. 安全可靠

换热器是压力容器, 在进行强度、刚度、温差应力以及疲劳寿命计算时, 应遵照我国《钢制石油化工压力容器设计规定》与《钢制管壳式换热器设计规定》等有关规定与标准。这对保证设备的安全可靠起着重要的作用。

3. 有利于安装、操作与维修

直立设备的安装费往往低于水平或倾斜的设备。设备与部件应便于运输与装拆, 在厂房移动时不会受到楼梯、梁、柱的妨碍, 根据需要可添置气、液排放口, 检查孔与敷设保温层。

4. 经济合理

评价换热器的最终指标是: 在一定的时间内 (通常为 1 年) 固定费用 (设备的购置费、安装费等) 与操作费 (动力费、清洗费、维修费等) 的总和为最小。在设计或选型时, 如果有几种换热器都能完成生产任务的需要, 这一指标尤为重要。

动力消耗与流速的平方成正比, 而流速的提高又有利于传热, 因此存在一最适宜的流速。

传热面上垢层的产生和增厚, 使传热系数不断降低, 传热量随之而减少, 故有必要停止操作进行清洗。在清洗时不仅无法传递热量, 还要支付清洗费, 这部分费用必须从清洗后传热条件的改善得到补偿, 因此存在一最适宜的运行周期。

严格地讲, 如果孤立地仅从换热器本身来进行经济核算以确定适宜的操作条件与适宜的尺寸是不够全面的, 应以整个系统中全部设备为对象进行经济核算或设备的优化。但要解决这样的问题难度很大, 当影响换热器的各项因素改变后对整个系统的效益关系影响不大时, 按照上述观点单独地对换热器进行经济核算仍然是可行的。

第二节 列管式换热器的结构选择和确定

一、列管式换热器的种类

列管式换热器以其高度的可靠性和广泛的适应性, 在长期的操作过程中积累了丰富的经验, 其设计资料比较完备, 在许多国家都有了系列化标准。近年来尽管列管式换热器也受到新型换热器的挑战, 但反过来也促进了其自身的发展。例如当流体的流速较大和压强较高时, 若采用其他类型的换热器就有一定的困难。所以列管式换热器目前仍是化工、石油和石油化工中使用的主要类型的换热器, 在高温、高压条件下和大型换热器中, 仍占绝对优势。

列管式换热器的种类很多, 其结构形式与所受的温差应力以及是否需要温差补偿装置有着密切的联系。按温差补偿结构来分, 主要有以下四种。

1. 固定管板式换热器

如图 1-1 (a) 所示, 此种换热器的特点是管束以焊接或胀接在两块管板上, 管板分别焊接在外壳的两端并在其上连接有顶盖, 顶盖和壳体上装有流体进出口接管。与其他形式的换热器相比, 结构简单, 制造成本较低。管内不易积累污垢, 即使产生了污垢也便于清洗。但无法对管子的外表面进行检查和机械清洗, 因而不适宜处理脏的或有腐蚀性的介质。由于管子和管板与壳体的连接都是刚性的, 当管子和壳体的壁温或材料的线膨胀系数相差较大时, 在壳体和管子中将产生很大的温差应力, 以致管子扭弯或从管板上松脱, 甚至损坏整个换热器。

当管子和壳体的壁温差大于 50°C 时, 应在壳体上设置温差补偿——膨胀节, 依靠膨胀节的弹性变形可以减少温差应力。膨胀节的形式较多, 常见的有 U 形、平板形和 Ω 形等几种。由于 U 形膨胀节的挠性与强度都比较好, 所以使用得最为普遍。

当要求较大的补偿量时, 宜采用多波形膨胀节。

当管子和壳体的壁温差大于 60°C 和壳程压强超过 0.6 MPa 时, 由于补偿圈过厚, 难以伸缩, 失去温差补偿的作用, 就应考虑其他结构。

2. 浮头式换热器

如图 1-1 (b) 所示, 换热器的一块管板用法兰与壳体连接, 另一块管板不与壳体连接, 且能自由移动。当管束与壳体受热或受冷产生伸缩时, 两者互不牵制, 因而不会产生温差应力。浮头部分由浮头管板、钩圈与浮头端盖组成, 为可拆连接, 管束可以抽出, 故管内外都能清洗, 也便于检修。由于结构复杂, 其造价较高。

3. 填料函换热器

如图 1-1 (c) 所示, 浮头部分伸在壳体之外, 它与壳体之间的空隙用一填料函密封, 使换热器管束的一端可以自由伸缩。当管束和壳体间的温差较大, 管束腐蚀严重且需经常更换时, 采用这种形式的换热器比较合适。这种换热器以制造、清洗和检修都比较方便, 造价也比浮头式的低。

4. U 形管换热器

如图 1-1 (d) 所示, 换热管被弯成 U 形, 管的两端固定在同一块管板上, 省去了一块管板和一个管箱 (流道室)。U 形管具有自由伸缩的特点, 可以完全消除热应力。管束可以从壳体中抽出, 管外清洗方便, 但管内清洗困难, 所以宜让不结垢的流体从管内通过。因弯管时, 必须保证一定的曲率半径, 所以管束的中心部分存在较大的空隙, 在相同直径的壳体中排列的管子数较固定管板式少, 价格比固定管板式高 10%。

二、管束分程

在列管式换热器中最简单的是单程换热器, 在其中可实现逆流的传热方式。如需增大传热面积, 可增加管长或管数, 但前者要受到加工、安装与维修等方面的限制。通常要求换热器的长度 L 与壳体直径 D 的比 L/D 为: 卧式设备为 $6\sim 10$; 立式设备为 $4\sim 6$ 。当比值小于上述值时, 可采用增加管长的方法; 当比值大于上述值时, 则应采用增加管数的方法。而管数增加后会引引起管内流速以及传热系数的降低, 此时应将管束分程, 在换热器一端或两端的管箱中分别安置一定数量的隔板, 且使每程中的管数大致相等。设计中可采用如下的方法来确定管程数。

已知通过管内的流体流量为 V (m^3/s), 在选定了管内流速 u (m/s) 和管内径 d_i (m) 时, 可得到单管程所需的管数 n 为

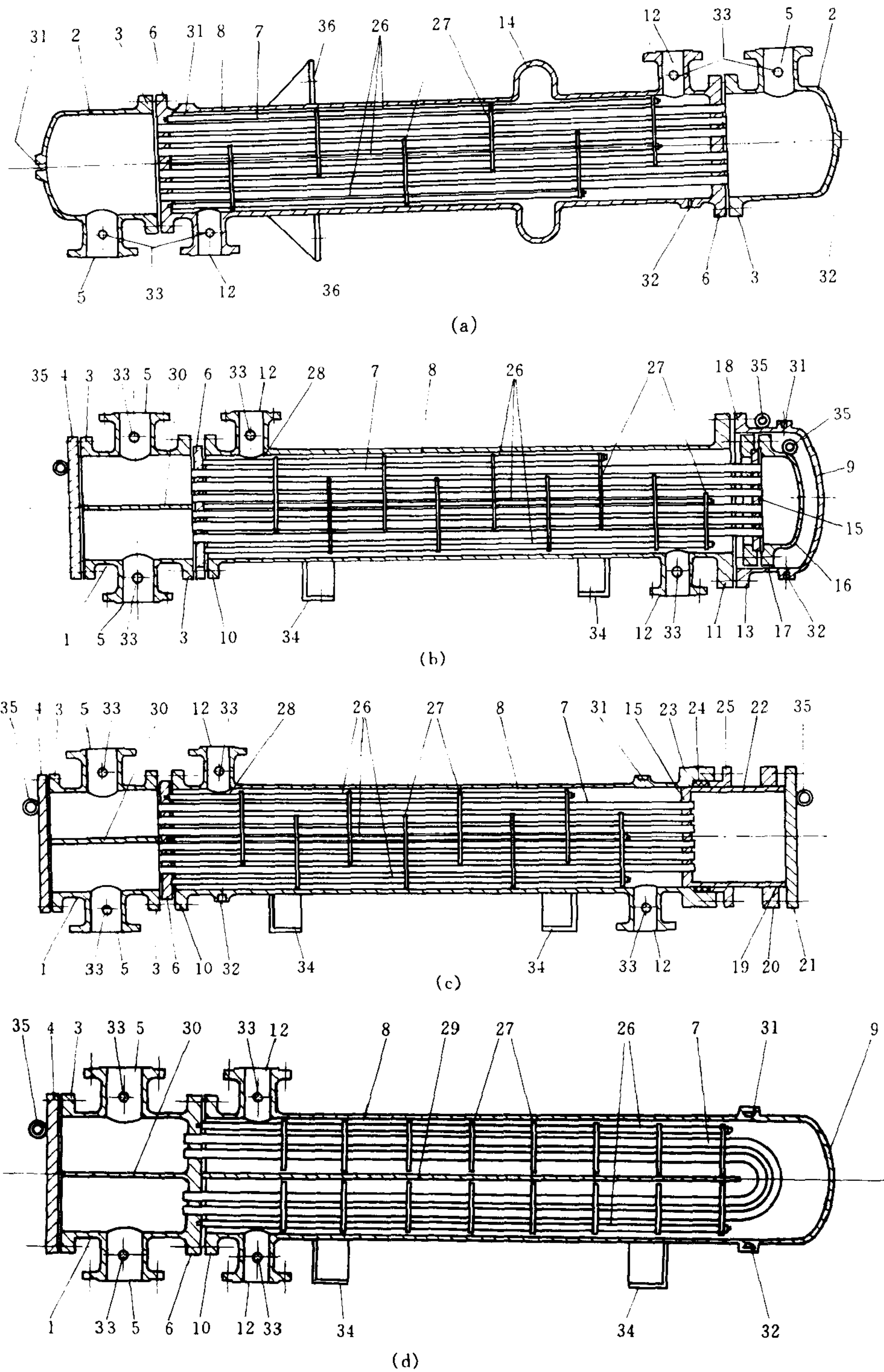


图 1-1 几种列管式换热器的结构

1—管箱；2—封头；3—管箱或封头；4—管箱盖板；5—封头接管；6—固定管板；7—管子；8—壳体；9—壳盖；10—壳体法兰（固定端）；11—壳体法兰（后盖端）；12—壳体接管；13—壳盖法兰；14—膨胀节；15—浮动管板；16—浮头盖；17—浮头法兰；18—浮头衬托构件；19—部分剪切环；20—活套靠背法兰；21—浮头盖（外部）；22—浮动管板套；23—填料函法兰；24—填料；25—填料压盖；26—拉杆和定距管；27—横向折流板或支撑板；28—缓冲挡板；29—纵向折流板；30—分程隔板；31—排气接口；32—排液接口；33—仪表接口；34—鞍式支座；35—吊环；36—悬挂式支座

$$n = \frac{V}{\frac{\pi}{4} d_1^2 u} \quad (1-1)$$

如果估算得到的传热面积为 A (m^2)，则单程管束长度 L (m) 为

$$L = \frac{A}{n \pi d} \quad (1-2)$$

A 与 d 对应，即 A 以管外表面积计量，则 d 取管外径。通过排管，由壳体直径计算式 (1-4) 可初步估算得到壳体的直径 D ，验算 L/D 的比值：当 $L/D <$ 规定值时，采用单管程即可；当 $L/D >$ 规定值时，需对管束分程。

管束分程后，注意调整使管内实际流速与管内适宜流速接近，否则会严重影响换热器的操作性能。

当管程流体进、出口温度变化很大时，应避免流体温差较大的两部分管束紧邻，否则在管束与管板中将产生很大的温差应力。根据经验，跨程温差最大不得超过 28°C 。故程数小于 4 时，以采用平行的隔板更为有利。

管程数	1	2	4			6	
流动顺序							
管箱隔板							
介质返回侧隔板							
图序	(a)	(b)	(c)	(d)	(e)	(f)	(g)

图 1-2 平行与 T 形分程图

从制造、安装和操作的角度考虑，通常采用偶数管程。但程数不宜太多，否则隔板本身将占去相当大的布管用的面积，而且在壳程中形成许多旁路，影响传热。随着程数的增加，换热器的传热效率下降且与错流传热接近。

除平行的隔板外，也有采用 T 形隔板的，如图 1-2 (d)，可以多安排一些管子。当程数多时，以采用径向隔板 (图 1-3) 更为方便，此时管子的排列最好是同心圆排列方式。

三、壳程分程

图 1-4 中列出了几种壳程形式。图 1-4 (a) 为 E 型，是最普通的一种，壳程是单程的，管程可为单程，也可多程。为了增大平均温差提高传热效率，对于二管程的换热器，可采用图 1-4 (b) 所示的 F 型，在壳程中装入了一块平行于管轴线的纵向隔板，成为二壳程的换热器，流体按逆流方式进行热交换。图 1-4 (c) 为 G 型，也属于二壳程的换热器，纵向隔板从管板的一端移开使壳程流体得以分流。壳体上的进、出口接管对称地分置于两侧中央部位。壳程中流体压力降与 E 型的相同，但在传热面积与流量相同

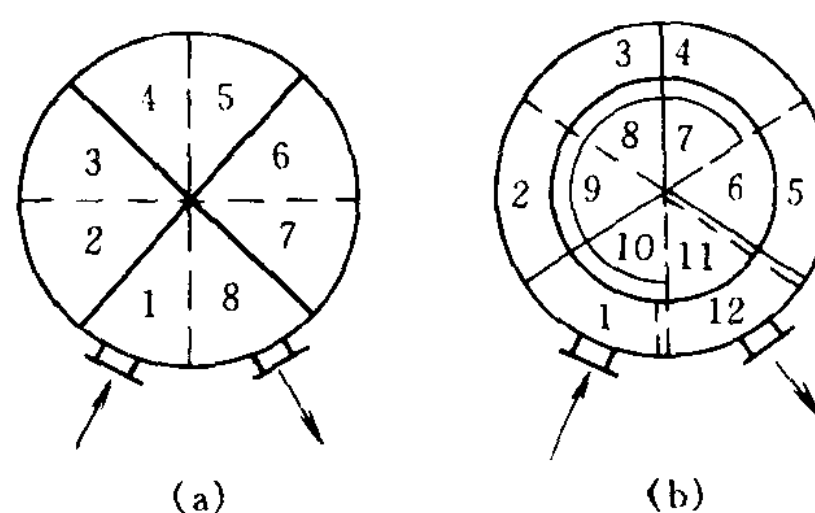


图 1-3 径向分程图

的情况下, 具有更高的效率。G 型壳体也对称分流壳体, 壳体中可通入单相流体, 也可通入有相变的流体。如用作为水平的热虹吸式再沸器, 壳程中的纵向隔板起着防止轻组分的闪蒸与增强混合的作用。图 1-4 (d) 为 H 型, 与 G 型相似, 同属于二壳程的换热器, 但进、出口接管与纵向隔板均多 1 倍, 故又称双分流壳体。G 型与 H 型都可用于以压力降作为控制因素的换热器中, 且有利于降低壳程流体的压力降。

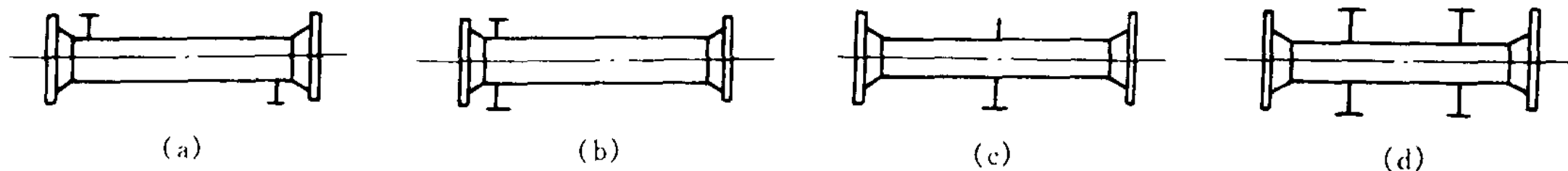


图 1-4 换热器的壳程形式

尽管在工业中已成功地制造出六壳程的列管式换热器, 但考虑到制造方面的困难, 对于一般的设计, 壳程数很少超过 2。如有必要, 可通过增加串联换热器的台数来解决。

四、换热管的类型

当传热过程中遇到流道的一侧或两侧的流体的传热系数很低时, 可在流道的一侧或两侧加翅片, 或在管子上轧出凸凹槽, 或在管子的外表面覆盖一层多孔性金属烧结层。采用了上述传热管的换热器又称为扩展表面式换热器, 如管翅式、强化传热管等。这类换热器不仅增大了传热面积, 而且传热系数也有较大的提高。

1. 管翅式

在气液式换热器中, 液侧传热系数比气侧高, 如果其中的一侧又承受高压, 从经济角度考虑, 以采用管子加装翅片为宜。管子形状可以是圆形的, 也可以是矩形的或椭圆形的。翅片应置于传热系数小的一侧, 可在管外, 也可在管内。必要时还可采用内、外都有翅片的管子。翅片与管子的连接可用紧配合、缠绕、粘接、焊接、热压等方法来实现, 装于管外的翅片有轴向的、径向的和螺旋形的, 如图 1-5 所示, 而内翅片的结构如图 1-6 所示, 较为简单。管翅式换热器的单位体积传热面积约为 $3300\text{m}^2/\text{m}^3$, 常用于空调、制冷和动力设备上。

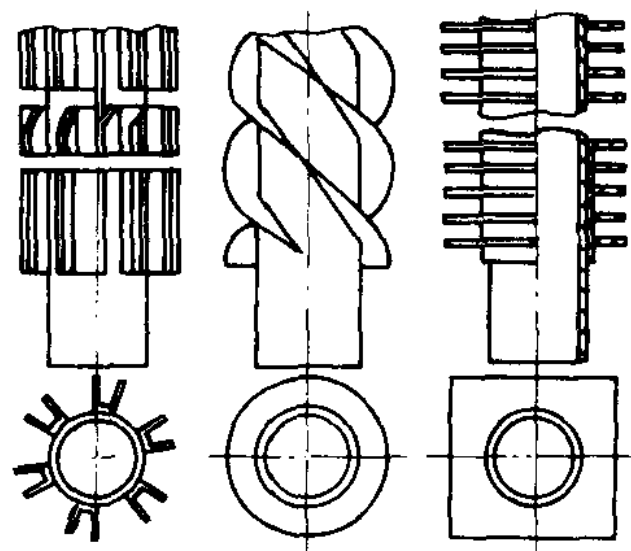


图 1-5 外翅片管

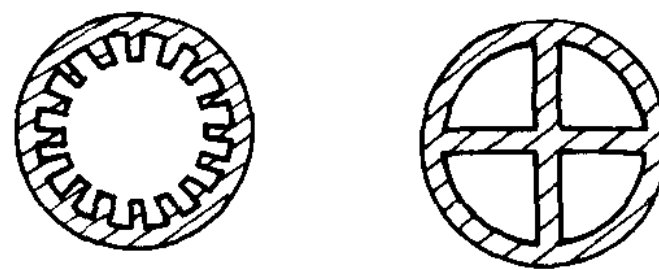


图 1-6 内翅片管

2. 螺旋槽纹管

如图 1-7 所示, 在管子的外表面轧出螺旋形的凹槽, 管内则形成螺旋形的凸起。流体在管内流动时, 靠近壁面的部分顺槽旋转, 有利于减薄流体边界层; 另一部分流体顺壁面沿轴向流动时, 螺旋形的凸起部分使流体产生周期性的扰动, 可以加快由壁面至流体主体的热量传递。与普通光滑管相比, 传热系数约提高 40%, 传热面积节约 30% 左右。如果管外为蒸气冷凝, 螺旋槽还可成为排泄冷凝液的通道, 使凹槽两边的冷凝液膜变薄, 减少了热阻, 提