

高等学校教材

化工原理及设备课程设计

HUAGONG YUANLI
JI SHEBEI
KECHENG SHEJI

李 芳 主编
唐定兴 主审

化学工业出版社

高等学校教材

化工原理及设备课程设计

李 芳 主编
李 勤 副主编
唐定兴 主审



化学工业出版社

· 北 京 ·

本书重点介绍典型化工单元及设备的设计原理、设计内容和方法,全书共分6章,内容包括:换热器工艺设计;精馏工艺设计;吸收工艺设计;列管式换热器工艺设计;塔设备机械设计;搅拌反应釜设计。本书在编写过程中,遵循认知规律,力求做到由浅入深、循序渐进、层次清晰。每章都给出了具有工程背景的换热器、塔设备、反应釜的设计实例,塔设备设计实例中以填料吸收塔的机械设计代替了一般课程设计教材中的板式塔机械设计,书后附有6个实例的图纸以供读者参考。

本书可以作为高等学校化工原理或化工设备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

化工原理及设备课程设计/李芳主编. —北京:化学工业出版社, 2011. 8

高等学校教材

ISBN 978-7-122-11793-9

I. 化… II. 李… III. ①化工原理-课程设计-高等学校-教材②化工设备-课程设计-高等学校-教材
IV. ①TQ02-41②TQ05-41

中国版本图书馆CIP数据核字(2011)第134498号

责任编辑:程树珍

文字编辑:项 澈

责任校对:宋 玮

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:大厂聚鑫印刷有限责任公司

787mm×1092mm 1/16 印张11 $\frac{3}{4}$ 插页3 字数307千字 2011年8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:28.00元

版权所有 违者必究

前 言

本书是根据安徽工程大学化工原理及化工设备设计基础相关授课教师多年教学实践经验，并结合工程技术人员多年的设计经验与我校课程设计实际情况组织编写。各章除了强调课程设计的设计原理及方法外，还重点编写了具有工程背景的换热器、板式塔、反应釜的详细设计实例，以便于教与学，目的是增强学生的工程观念。

本书由李芳担任主编，李勤担任副主编，唐定兴任主审。第1章列管式换热器工艺设计由李芳（安徽工程大学）、李勤（沈阳工业大学）编写，第2章精馏塔工艺设计由许茂东（安徽工程大学）编写，第3章吸收塔工艺设计由张翠歌（安徽工程大学）编写，第4章列管式换热器机械设计由薛爱芳（三门峡化工机械研究所）编写，第5章塔设备机械设计由李芳（安徽工程大学）编写，第6章反应釜结构设计由李兴扬、王芬华（安徽工程大学）编写。

本教材的编写得到了安徽工程大学校领导和生化学院领导的大力支持，在此表示感谢！由于编者水平有限，书中不足之处恳请读者批评指正。

编者
2011年4月

目 录

第 1 章 列管式换热器工艺设计	1
1.1 概述	1
1.1.1 换热器的分类、主要特点及结构组成	1
1.1.2 列管式换热器标准简介	3
1.1.3 非标换热器工艺设计步骤	3
1.2 列管式换热器工艺设计	3
1.2.1 设计方案	3
1.2.2 传热面积的估算	5
1.2.3 工艺结构设计	7
1.2.4 换热器核算	12
1.3 换热器工艺设计举例	15
1.3.1 设计任务书	15
1.3.2 变换器水冷器设计	16
第 2 章 精馏工艺设计	21
2.1 概述	21
2.1.1 精馏操作对塔设备的要求	21
2.1.2 板式塔类型	21
2.1.3 精馏塔的设计步骤	22
2.2 设计方案	23
2.2.1 设计方案的确定	23
2.2.2 确定设计方案的原则	24
2.3 板式精馏塔设计计算	25
2.3.1 物料衡算与操作线方程	25
2.3.2 塔的有效高度和板间距的初选	27
2.3.3 塔径	27
2.4 板式塔的结构	29
2.4.1 塔的总体结构	29
2.4.2 塔体总高度 H	30
2.4.3 塔板结构	31
2.4.4 塔板分布	34
2.4.5 筛板筛孔基本尺寸、开孔率和筛孔数	35
2.4.6 塔板流体力学验算	36
2.4.7 塔板负荷性能图	38
2.4.8 热量衡算和接管选型	39
2.5 三氯硅烷-四氯硅烷筛板精馏塔设计示例	40
2.5.1 设计要求	40
2.5.2 物料衡算	40
2.5.3 塔板数的确定	41
2.5.4 精馏塔的工艺条件及有关物性数据	49
2.5.5 精馏塔的塔体工艺尺寸计算	54
2.5.6 溢流装置工艺尺寸	56
2.5.7 塔板布置	58
2.5.8 筛板的流体力学验算	59
2.5.9 精馏塔塔板负荷性能图	62
2.5.10 热量衡算、接管选型和板式精馏塔高度	68
第 3 章 吸收塔工艺设计	71
3.1 概述	71
3.2 设计方案的确定	71
3.2.1 装置流程的确定	71
3.2.2 吸收剂的选择	72
3.2.3 吸收剂再生方法选择	72
3.2.4 塔设备的选择	72
3.2.5 操作参数选择	73
3.2.6 提高能量利用率	74
3.3 填料塔的工艺设计	75
3.3.1 概述	75
3.3.2 塔填料的选择	76
3.3.3 物料衡算与操作线方程	81
3.3.4 最小吸收剂用量与吸收剂用量	81
3.3.5 塔径的计算	82
3.3.6 填料层高度的计算	85
3.3.7 填料层的分段	88
3.3.8 塔附属空间高度	88
3.3.9 填料塔内件的类型与设计	89

3.3.10 填料层压降的计算	97	3.3.11 设计举例	98
第4章 列管式换热器机械设计	104		
4.1 概述	104	4.3.1 壳体、封头的强度计算	115
4.2 列管式换热器的结构设计	104	4.3.2 管板的强度计算	115
4.2.1 管程结构	104	4.4 固定管板式换热器机械设计举例	117
4.2.2 壳程结构	105	4.4.1 设计条件	117
4.2.3 连接结构设计	108	4.4.2 材料选择	118
4.2.4 标准件的选用	112	4.4.3 结构设计	118
4.3 管壳式换热器的强度计算	115	4.4.4 强度计算	122
第5章 塔设备机械设计	126		
5.1 概述	126	5.4 填料塔内件结构设计	141
5.2 塔外部结构设计	127	5.4.1 液体分布装置	141
5.2.1 塔体	127	5.4.2 液体再分布器	143
5.2.2 裙座	127	5.4.3 填料支承板	144
5.2.3 人孔、手孔	133	5.4.4 填料压板及床层限制板	146
5.2.4 除沫器	133	5.5 塔设备的强度设计和稳定校核	146
5.2.5 吊柱与吊耳	134	5.5.1 载荷计算	146
5.2.6 保温(保冷)	135	5.5.2 塔的轴向强度和稳定性校核	151
5.2.7 操作平台	135	5.6 填料塔机械设计举例	155
5.2.8 接管	135	5.6.1 设计条件	155
5.3 板式塔内部结构设计	138	5.6.2 选材及结构初步设计	156
5.3.1 整块式塔盘	138	5.6.3 强度及稳定性计算	157
5.3.2 分块式塔盘	138		
第6章 搅拌反应釜设计	165		
6.1 概述	165	6.2.3 搅拌装置	169
6.1.1 搅拌反应釜的结构	165	6.2.4 传动装置	172
6.1.2 搅拌反应釜设计的内容和 步骤	165	6.2.5 反应釜的轴封装置	174
6.2 搅拌反应釜机械设计	165	6.2.6 附件	174
6.2.1 釜体设计	165	6.3 反应釜机械设计举例	177
6.2.2 传热装置——夹套设计	167	6.3.1 工艺条件	177
		6.3.2 机械设计	178
参考文献	182		

第 1 章 列管式换热器工艺设计

1.1 概述

1.1.1 换热器的分类、主要特点及结构组成

换热器是进行热量传递的通用工艺设备，它在炼油、化工及其他相关工业中广泛应用。按其功能可分为：加热器、再沸器、冷凝器、蒸发器等；按冷、热物料间的接触方式又可以分为直接式换热器、蓄热式换热器、间壁式换热器等。前两类在换热过程中，高温流体和低温流体相互混合或部分混合，使其在应用上受到限制。工业上以间壁式换热器为主。列管式换热器是间壁式换热器中的一种，是目前生产上应用最广泛的一种传热设备，由于不断的改进，其结构较完善，而且技术资料和数据也比较完善。

列管式换热器种类很多，目前广泛使用的类型主要有以下几种。

1.1.1.1 固定管板式换热器

图 1-1 所示的固定管板式换热器是列管式换热器中构造较简单、使用较广泛的一种。该类型换热器是通过胀接、焊接法等将管束的两端固定在壳体两端的固定板上构成的，由于管板是与外壳固定在一起的，所以称为固定管板式列管换热器。这类换热器的结构比较简单、紧凑、重量轻，造价便宜，在相同的壳程情况下，可较其他型式的列管式换热器多排一些换热管，但管外不能机械清洗。

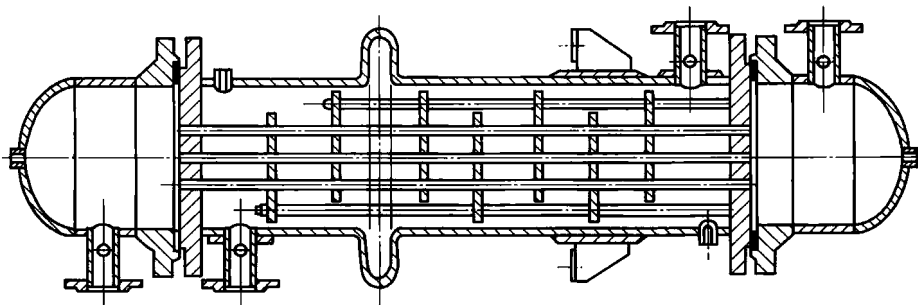


图 1-1 固定管板式换热器

在管壁与壳壁温度相差 50°C 以上时，为了克服温差应力必须有温差补偿装置。图 1-1 为具有温差补偿圈的固定管板式换热器。它依靠膨胀节的弹性变形减少温差应力，但这种装置只能用在壳壁与管壁温差低及管程和壳程流体压强不高的情况。一般壳程压强超过 0.6MPa 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。

1.1.1.2 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”，这种换热器称为浮头式换热器，如图 1-2 所示，这种换热器的优点为：管束可以拉出，以便清洗；管束的膨胀不受

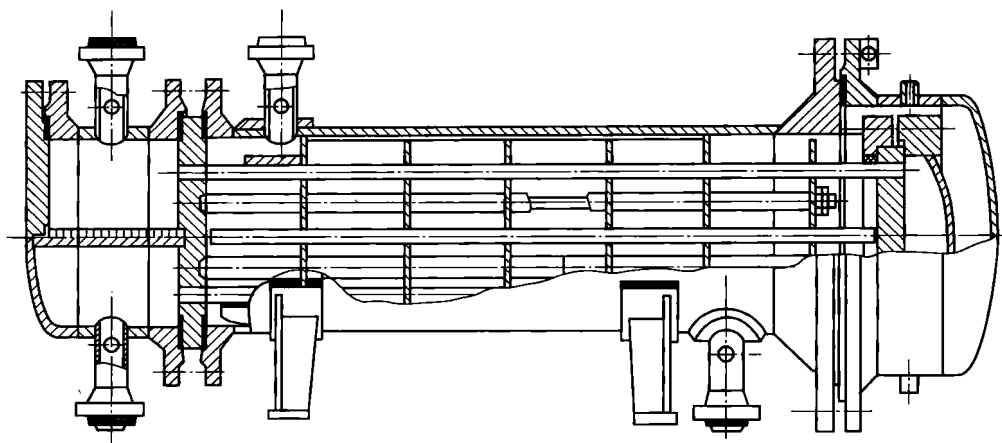


图 1-2 为浮头式换热器

壳体约束，因而当两种换热介质的温差较大时，不会因管束与壳体的热膨胀量的不同而产生温差应力。其缺点为结构复杂，造价高。

另外还有 U 形管式换热器和釜式换热器，如图 1-3、图 1-4 所示。

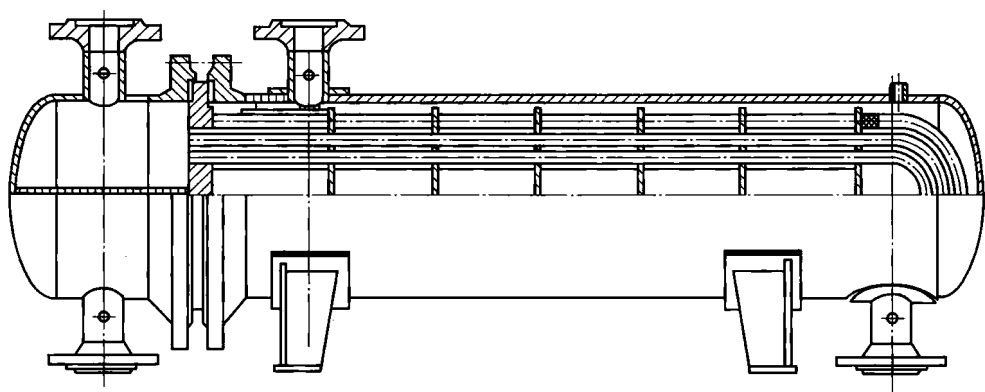


图 1-3 U 形管式换热器

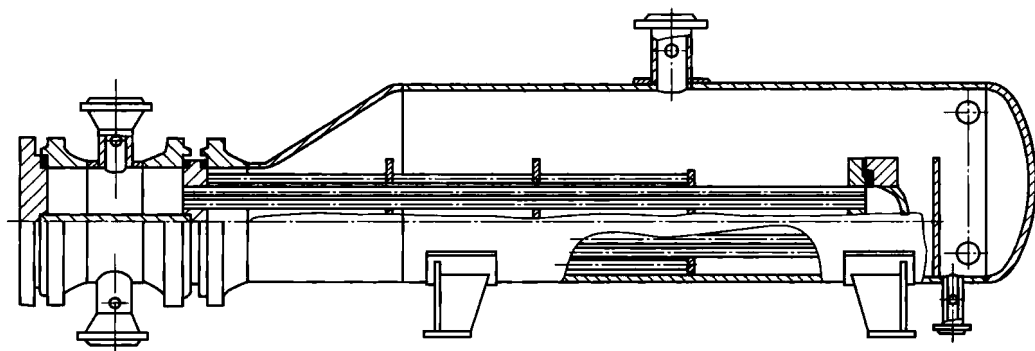


图 1-4 釜式换热器

1.1.2 列管式换热器标准简介

列管式换热器的设计、制造、检验与验收必须遵循中华人民共和国国家标准《钢制管壳式（即列管式）换热器》（GB 151—1999）执行。按该标准，对换热器的参数作如下规定。

① 公称直径（mm）：卷制圆筒，以圆筒内径作为换热器的公称直径，mm；钢管制圆筒，以钢管外径作为换热器的公称直径。

② 换热器的传热面积（ m^2 ）：计算传热面积是以换热管外径为基准，扣除伸入管板内的换热管长度后，计算所得到的管束外表面积的总和；公称传热面积指经圆整后的计算传热面积。

③ 换热器的公称长度（m）：以换热管长度作为换热器的公称长度。换热管为直管时，取直管长度；换热管为U形管时，取U形管的直管段长度。

该标准还将列管式换热器的主要组合部件分为前端管箱、壳体和后端结构（包括管束）三部分。该标准将换热器分为Ⅰ、Ⅱ两级，Ⅰ级采用较高级冷拔换热管，适用于无相变传热和易产生振动的场合。Ⅱ级采用普通冷拔换热管，适用于再沸、冷凝和无振动的一般场合。

1.1.3 非标换热器工艺设计步骤

① 设计方案确定，包括换热器类型的选择与流程安排；

② 初选传热系数 K ，由传热基本方程 $Q=KA\Delta t_m$ 计算传热面积 A ；

③ 工艺结构尺寸设计；

④ 换热器核算，包括传热面积的核算、换热器内流体压降的核算；传热面积应留有15%~25%的裕度；压降不大于规定值，否则必须调整管程数，重新计算。

1.2 列管式换热器工艺设计

1.2.1 设计方案

1.2.1.1 选择换热器的类型

按照1.1所述几种列管式换热器的特点选择合适的换热器。一般首先考虑用固定管板式换热器。

1.2.1.2 流程安排

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。

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 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。

③ 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。

④ 饱和蒸汽一般通入壳程，以便排出洁净冷凝液。

⑤ 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,应该对具体情况作出具体分析,抓住主要方面。一般首先从流体的压力、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。例如,用循环水冷却油的换热体系,考虑到循环冷却水较易结垢,为便于水垢清洗,应使循环水走管程,油品走壳程。

1.2.1.3 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,所需传热面积减少,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 在湍流区(同时注意其他方面的合理性),黏度高的流体常按层流设计。在选择流速时,还需考虑结构上的要求。例如,选择高的流速,使管子的数目减少,对一定的传热面积,则不得不采用较长的管子或增加程数;但管子太长不易清洗,且一般管子的长度都有一定的标准;若将单程变为多程又会使平均温度差下降。此外,当提高流速对整个传热有决定性影响时,才能提高 K 值,否则对传热无多大改善,这些都是选择流速时应予以考虑的。

根据经验,表1-1~表1-3列出一些工业上常用的流速范围,以供参考。

表 1-1 流体在管路中常用流速范围

流体性质及情况	常用流速的范围/ $\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$
一般液体(水及黏度 μ 低于水的液体)	1.5~3.0
黏性液体	0.5~1.0
饱和水蒸气	20~30
冷凝水	0.3~0.5

表 1-2 列管式换热器内常用的流速范围

	$\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$						
流速	循环水	新鲜水	一般液体	易结垢液体	低黏度油	高黏度油	气体
管程流速	1.0~2.0	0.8~1.5	0.5~3	>1.0	0.8~1.8	0.5~1.5	5~30
壳程流速	0.5~1.5	0.5~1.5	0.2~1.5	>0.5	0.4~1.0	0.3~0.8	2~15

表 1-3 不同黏度流体的最大流速(以普通钢管为例)

液体黏度 $\mu/\text{Pa} \cdot \text{s}$	最大流速/ $\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$	液体黏度 $\mu/\text{Pa} \cdot \text{s}$	最大流速/ $\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$
>1500	0.6	100~35	1.5
1500~500	0.75	35~1	1.8
500~100	1.1	<1	2.4

1.2.1.4 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。

(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 ,必须保持很高的压强,但温度升高不大,而且设备强度也相应增高,故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加热的场合。用烟道气加热的缺点是比热容低,控制困难,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,或用水作为加热剂。

(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)。

1.2.1.5 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,但其终温(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度,或经计算确定。

1.2.2 传热面积的估算

流体的换热过程分为无相变和有相变两种,本书主要介绍无相变流体的换热过程。传热面积是换热器的最重要的工艺参数,首先根据生产经验或文献报道,估算传热系数 K 。从 K 值及平均温度差可初步计算出传热面积的大小。为了安全起见,根据不同情况,考虑热损失,应将此传热面积增大 $5\%\sim 10\%$ 。在初算传热面积确定后,可参考相关列管式换热器标准 (GB 151—1999) 初步确定管子直径、管长、管数、管距、壳体直径、管程数、折流板型式及数目等以得出列管式换热器的大致轮廓,从而计算出在此换热管内及管外空间流体的流速。根据换热器大致轮廓尺寸可算出传热系数 K ,按此 K 值再计算所需的传热面积,如与前述初步计算的传热面积相近即认为试算过程前后相符,否则需另设 K 值重新试算或作某些调整。

(1) 计算热流量

由换热器的热量衡算式(1-1) 计算热流量,在稳态传热时,传热面积按式(1-2) 计算:

$$Q = w_c c_{pc} (t_2 - t_1) + Q_L = w_h c_{ph} (T_1 - T_2) \quad (1-1)$$

$$Q = KA\Delta t_m \quad (1-2)$$

式中 Q ——换热器的热流量, W ;

K ——传热系数, $\text{W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$;

A ——与 K 值对应的基准传热面积, m^2 ;

Δt_m ——有效平均温度差, K;

Q ——交换的热量, W;

w_c, w_h ——冷、热流体的流量, kg/h;

c_{pc}, c_{ph} ——冷、热流体的比热容, kJ/(kg·°C)。

(2) 计算平均传热温度差

① 在无相变的纯逆流或并流换热器中, 或一侧为恒温的其他流向换热器中, 其有效平均温度差等于对数平均温度差, 由式(1-3) 确定。

$$\Delta t_m = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}} \quad (1-3)$$

式中 $\Delta t_1, \Delta t_2$ ——换热器两端冷、热流体的温差, K。

当 $\frac{1}{2} < \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2} < 2$ 时, 可用算术平均值

$$\Delta t_m = \frac{\Delta t_1 + \Delta t_2}{2} \quad (1-4)$$

② 在其他流向的换热器中, 当无相变时, 有效平均温度差由式(1-5) 确定。

$$\Delta t_m = \epsilon_{\Delta t} \Delta t'_m \quad (1-5)$$

式中 $\Delta t'_m$ ——按纯逆流的情况求得的对数平均温度差。

$\epsilon_{\Delta t}$ ——温度差校正系数, 其求取方法如下: 先计算

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} \quad P = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - T_2}$$

式中 T_1, T_2 ——热流体进出口温度, K;

t_1, t_2 ——冷流体进出口温度, K。

$\epsilon_{\Delta t}$ 为 R 、 P 与流体流向关系的函数, 可根据 R 和 P 两参数由《化工原理》(杨祖荣主编, 第一版, 化学工业出版社出版) 查图得出。

(3) 传热系数 K

基本条件(设备型号、雷诺数、流体物性)相同时, K 值可直接采用经验数据(见表 1-4)。如基本条件相差太大, 则应由各传热膜系数 α 及其他热阻的计算结果求得。

表 1-4 K 值大致范围

管内(管程)	管间(壳程)	传热系数 $K/W \cdot m^{-2} \cdot K^{-1}$
水(0.9~1.5m/s)	净水(0.3~0.6m/s)	582~698
水	水(流速较高时)	814~1163
冷水	轻有机物($\mu < 0.5 \times 10^{-3} Pa \cdot s$)	467~814
冷水	中有机物[$\mu = (0.5 \sim 1) \times 10^{-3} Pa \cdot s$]	290~698
冷水	重有机物($\mu > 1 \times 10^{-3} Pa \cdot s$)	116~467
盐水	轻有机物($\mu < 0.5 \times 10^{-3} Pa \cdot s$)	233~582
有机溶剂	有机溶剂(0.3~0.55m/s)	198~233
轻有机物($\mu < 0.5 \times 10^{-3} Pa \cdot s$)	轻有机物($\mu < 0.5 \times 10^{-3} Pa \cdot s$)	233~465
中有机物[$\mu = (0.5 \sim 1) \times 10^{-3} Pa \cdot s$]	中有机物[$\mu = (0.5 \sim 1) \times 10^{-3} Pa \cdot s$]	116~349

续表

管内(管程)	管间(壳程)	传热系数 $K/W \cdot m^{-2} \cdot K^{-1}$
重有机物($\mu > 1 \times 10^{-3} Pa \cdot s$)	重有机物($\mu > 1 \times 10^{-3} Pa \cdot s$)	58~233
水	水蒸气(有压力)冷凝	2326~4652
水	水蒸气(常压或负压)冷凝	1745~3489
水溶物($\mu < 0.5 \times 10^{-3} Pa \cdot s$)	水蒸气冷凝	582~2908
有机物($\mu < 0.5 \times 10^{-3} Pa \cdot s$)	水蒸气冷凝	582~1193
有机物($\mu < 0.5 \times 10^{-3} Pa \cdot s$)	水蒸气冷凝	291~582
有机物($\mu < 0.5 \times 10^{-3} Pa \cdot s$)	水蒸气冷凝	116~349
水	有机物蒸气及水蒸气冷凝	582~1163
水	重有机物蒸气(常压)冷凝	116~349
水	重有机物蒸气(负压)冷凝	58~174
水	饱和有机溶剂蒸气(常压)冷凝	582~1163
水	含饱和水蒸气和氯气(20~50℃)	174~349

1.2.3 工艺结构设计

1.2.3.1 换热管

(1) 换热管规格

由于管长及管程数的确定均和管径、管内流速有关，故应首先确定管径、管内流速。目前国内常用的换热器规格和尺寸偏差见表 1-5。若选择较小的管径，管内表面传热系数可以提高，而且对于同样的传热面积来说可以减小壳体直径。若管径小，管内流动阻力就大，机械清洗也困难，故设计时需根据具体情况选用适宜的管径。

表 1-5 常用换热管的规格和尺寸偏差 mm

材料	钢管标准	外径×厚度	Ⅰ级换热器		Ⅱ级换热器	
			外径偏差	壁厚偏差	外径偏差	壁厚偏差
碳素钢	GB 8163	10×1.5	±0.15	+12% -10%	±0.20	+15% -10%
		14×2 19×2 25×2 25×2.5	±0.20		±0.40	
		32×3 38×3 45×3	±0.30		±0.45	
		57×3.5	±0.8%	±10%	±1%	+12% -10%
		10×1.5	±0.15	+12% -10%	±0.20	±15%
		14×2 19×2 25×2	±0.20		±0.40	
不锈钢	GB 2270	32×2 38×2.5 45×2.5	±0.30		±0.45	
		57×3.5	±0.8%		±1%	

换热管的长度决定换热器的传热面积，换热管长度按式(1-6)计算，换热管越长，单位面积材料消耗量越低，但管子过长，清洗和安装均不方便，因此一般取 6m 及以下，且应尽量采取标准管长。但随着管壳式换热器日益向大型化发展，管子长度也出现增长趋势，工程上一般用管长与壳径之比来判断管长的合理性。对于卧式设备，其比值应在 6~10 范围内，立式设备则应取 4~6，超过此范围应考虑采用多管程，管程数按式(1-7)计算，式中 N 为管程数， l 为所选取的标准管长，取 6m 者居多。

$$L = \frac{A}{n_s \pi d_o} \quad (1-6)$$

$$N = \frac{L}{l} \quad (1-7)$$

换热管标准管长有 1.5m、2.0m、3.0m、4.5m、6.0m、8.0m 等。

(2) 换热管数量

换热管数量 n_s 由式(1-8)确定。其中 V 为管内流体的体积流量； d_i 为管内径； u 为管内流体流速。

$$V = \frac{\pi}{4} d_i^2 u n_s \quad (1-8)$$

(3) 换热管排列形式及中心距

如图 1-5 所示，换热管在管板上的排列形式主要有正三角形、正方形和转角正三角形、转角正方形。正三角形排列形式可以在同样的管板面积上排列最多的管数，故用得最为普遍，但管外不易清洗。为便于管外清洗，可以采用正方形或转角正方形排列的管束。正方形排列法在一定的管板面积上可排列的管子数量少。此排列法在浮头式和填料函式换热器中使用较多。

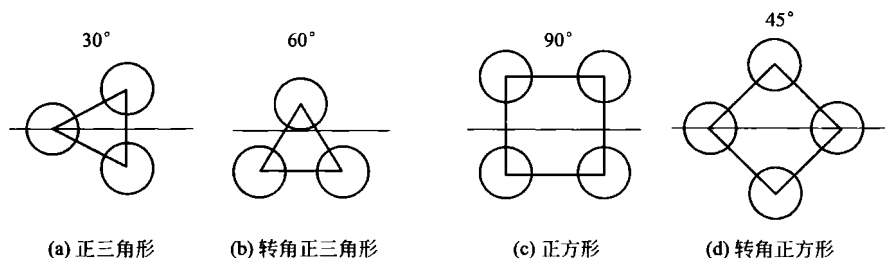


图 1-5 换热管排列形式

换热管中心距要保证管子与管板连接时，管桥（相邻两管间的净空距离）有足够的强度和宽度。管间需要清洗时还要留有进行清洗的通道。换热管中心距一般不小于 1.25 倍的换热管外径，具体见表 1-6。

表 1-6 常用换热管中心距

	mm							
换热管外径 d_o	12	14	19	25	32	38	45	57
换热管中心距	16	19	25	32	40	48	57	72

1.2.3.2 管束及壳程分程

(1) 管束分程

在管内流动的流体从管子的一端流到另一端，称为一个管程。为了解决管数增加引起管

内流速及传热系数降低的问题，可将管束分程。在换热器的一端或两端的管箱中安置一定数量的隔板，一般每程中管数大致相等。注意温差较大的流体应避免紧邻，以免引起较大的温差应力。从制造安装及操作的角度考虑，偶数管程有较多的方便之处，因此用得最多，但程数不宜太多，最常用的程数为 2、4、6。否则隔板本身占去相当大的布管面积，且在管程中形成旁路，影响传热。表 1-7 列出了 1~6 程的几种管束分程布置形式。

表 1-7 管束分程布置图

管程数	1	2	4			6	
流动顺序							
管箱隔板							
介质返回侧隔板							

(2) 壳程分程

每通过壳体一次称为一个壳程。为提高管外流速，也可在壳体内安装纵向挡板，迫使流体多次通过壳体空间，称为多壳程。考虑到制造的困难，一般的换热器壳程数很少超过 2。

1. 2. 3. 3 壳体内经

换热器壳体内经即为换热器的公称直径，取决于换热管数、管心距（换热管中心距）和换热管的排列方式，其计算公式见表 1-8。换热器的公称直径以 400mm 为基数，以 100mm 为进级挡，必要时可采用 50mm 为进级挡。

表 1-8 列管式换热器壳体直径计算公式

换热器类型	经验公式	备 注
单管程换热器	$D=t(b-1)+(2\sim 3)d_o$ (1-9) t 为管心距; d_o 为换热管外径	正三角形排列 $b=1.1\sqrt{n_s}$ 正方形排列 $b=1.19\sqrt{n_s}$
多管程换热器	$D=1.05t\sqrt{n_s/\eta}$ (1-10) n_s 为换热管根数; η 为管板利用率	正三角形排列 2 管程 $\eta=0.7\sim 0.85$ 正方形排列 2 管程 $\eta=0.55\sim 0.7$

1. 2. 3. 4 折流板和支持板

(1) 折流板的作用

折流板的作用是提高壳程流体的流速，增加湍动程度，并使壳程流体垂直冲刷管束，以改善传热，增大壳程流体的传热系数，同时减少结垢。在卧式换热器中，折流板还起支撑管束的作用。

(2) 折流板的结构

折流板的结构设计要根据工艺过程及要求来确定，常用的折流板形式有弓形和圆盘-圆环形两种。其中弓形折流板有单弓形、双弓形和三弓形三种。各种形式的折流板如图 1-7 所示。根据需要也可采用其他形式的折流板。从传热角度考虑，有些换热器（如冷凝器）是不

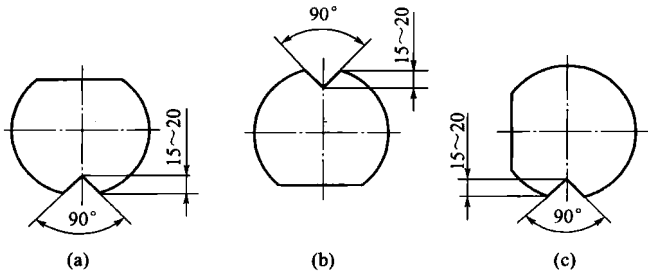


图 1-6 折流板的结构

需要设置折流板的。但是为了增加换热管的刚度，防止产生过大的挠度或引起管子振动，当换热器无支承跨距超过了标准中的规定值时，必须设置一定数量的支持板，其形状与尺寸均按折流板规定来处理。

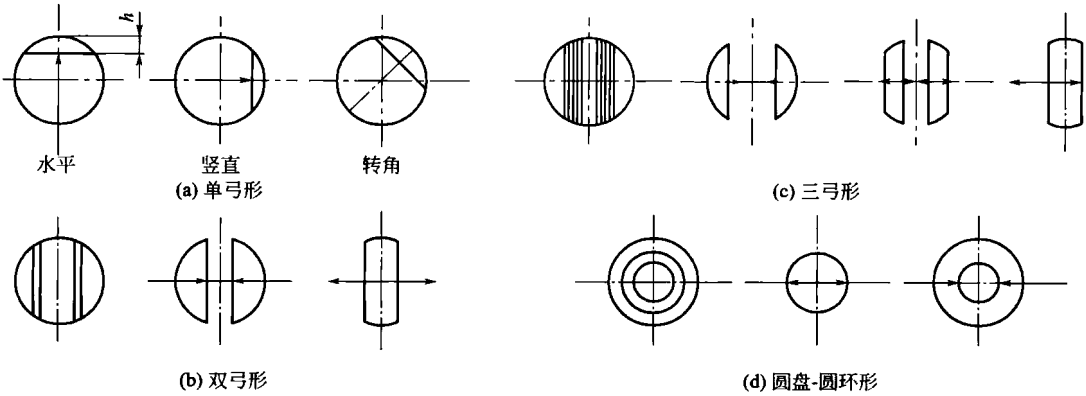


图 1-7 折流板形式

单弓形折流板（见图 1-6）是最为常用的一种形式，其上圆缺切口大小和板间距的大小是影响传热和压降的两个重要因素，弓形折流板缺口高度应使流体通过缺口时与横向流过管束时的流速相近，以减少流通截面变化引起的压降。壳程中的横向弓形折流板或支承板圆缺面可以水平或垂直安装，如图 1-8 所示。

缺口大小用切去的弓形弦高占壳体内直径的百分比来表示。如单弓形折流板，缺口弦高一般取 0.20~0.25 倍的壳体内直径。

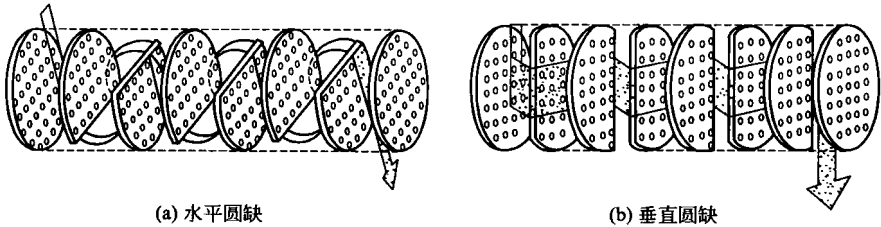


图 1-8 弓形折流板或支承板圆缺面的安装

(3) 折流板间距

折流板一般应按等间距布置在换热管有效长度内，其间距则取决于换热管的用途、壳程

介质流量等，管束两端的折流板应尽量靠近壳程进、出口接管。折流板的最小间距应不小于壳体内直径的 1/5，且不小于 50mm；最大间距应不大于壳体内直径。板间距太小不利于制造和维修，流动阻力也大，但板间距过大时则接近于纵向流动，传热效果差，折流板最大无支承间距一般不得超过表 1-9 所列数值。

表 1-9 换热管最大无支承间距 mm

换热管外径		10	14	16	19	25	32	38	45	57
最大无支承间距	钢 管	800	1100	1300	1500	1850	2200	2500	2750	3200
	有色金属管	750	950	1100	1300	1600	1900	2200	2400	2800

1.2.3.5 管程和壳程的管口设计

(1) 物料进出口接管

$$d=\sqrt{\frac{4V_s}{\pi u}} \tag{1-11}$$

物料进出口接管直径可按式(1-9) 进行计算，并圆整为符合表 1-10 所列的压力管道无缝钢管的公称直径系列。在选取时常结合以下几种因素综合考虑。

- ① 使接管内的流速为相应管、壳程流速的 1.2~1.4 倍。
- ② 在考虑压降允许的情况下，使接管内流速为：管程接管 $\rho u^2<3300\text{kg}/(\text{m}\cdot\text{s}^2)$ ，壳程接管 $\rho u^2<2200\text{kg}/(\text{m}\cdot\text{s}^2)$ 。
- ③ 管、壳程接管内的流速也可参考表 1-11 与表 1-12 选取。

表 1-10 无缝钢管的公称直径系列 mm

DN	15	20	25	32	40	50	65	80	100
外径	18	25	32	38	45	57	73	89	108
DN	125	150	200	250	300	350	400	450	500
外径	133	159	219	273	325	377	426	480	530

表 1-11 管程接管流速 $\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$

上 水 道			空 气		煤 气	蒸 汽	
长距离	中距离	短距离	低压管	高压管		饱和蒸汽管	过热蒸汽管
0.5~0.7	约 1.0	0.5~2.0	10~15	20~25	2~6	12~10	40~80

表 1-12 壳程接管最大允许流速 $\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$

介 质	液 体						气 体
黏度/ $10^{-3}\text{Pa}\cdot\text{s}$	<1	1~35	35~100	100~500	500~1000	>1500	
最大允许流速	2.5	2.0	1.5	0.75	0.7	0.6	壳程气体最大允许速度的 1.2~1.4 倍

(2) 其他工艺接管

对利用接管仍不能放气和排液的换热器，应在壳程和管程的最高点设置放气口，最低点设置排液口，其最小公称尺寸为 20mm。对于蒸汽在壳程冷凝的立式换热器，应在壳程尽可能高的位置，一般在管板上安装不凝性气体排出管，作为排气管及运转中间歇地排出不凝性气体的接管；必要时可设置温度计接口、压力表及液面计接口。