

常用化工单元设备设计

第二版

■ 李功样 陈兰英 崔英德 编

华南理工大学出版社

内容提要

本书从培养学生工程设计基本技能出发,围绕化工原理课程设计教学的基本要求,全面、系统地阐述了列管式换热器、板式塔、填料塔、喷雾干燥塔及蒸发器共五类常用化工单元操作设备设计的基础理论、设计过程方法与步骤。此外,还综述了有关化工设备装配图绘制的基本知识。全书文字简洁,条理清晰,并配有相关的设计示例。

本书主要作为化工类院校各有关专业化工原理课程设计教材使用,也可供从事化学工程及各相关行业的工程技术人员作为设计参考书使用。

图书在版编目(CIP)数据

常用化工单元设备设计/李功样,陈兰英,崔英德编.—2版.—广州:华南理工大学出版社,2009.8

ISBN 978-7-5623-3066-0

I. 常… II. ①李…②陈…③崔… III. 化工单元操作-化工设备-设计-高等学校-教材
IV. TQ05

中国版本图书馆 CIP 数据核字(2009)第 086028 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 87110964 87111048(传真)

E-mail: z2cb@scut.edu.cn

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

责任编辑:张颖

印刷者:湛江日报社印刷厂

开本:787mm×1092mm 1/16 印张:18.25 插页:3 字数:465 千

版次:2009 年 8 月第 2 版 2009 年 8 月第 5 次印刷

定价:29.00 元

版权所有 盗版必究



0 绪论	1	1.5.8 分程隔板	32
一、单元操作设备设计	1	1.5.9 波形膨胀节	32
二、绘图	1	1.5.10 流体进出口接管	33
三、设计说明书的编写	1	1.5.11 管子与管板的连接	33
1 列管式换热器的选用与设计	3	1.5.12 管板与壳体的连接	34
1.1 列管式换热器的类型	3	1.5.13 管板与分程隔板的连接	35
1.1.1 固定管板式	3	1.5.14 拉杆与管板的连接	35
1.1.2 U型管式换热器	4	1.5.15 支座	36
1.1.3 浮头式换热器	4	1.6 辅助结构的选用	37
1.1.4 填料函式换热器	4	1.6.1 缓冲挡板	37
1.2 设计方案的选定	5	1.6.2 导流筒	38
1.2.1 类型的选定	5	1.6.3 排气、排液孔	38
1.2.2 流动路径的确定	5	列管式换热器设计示例	38
1.2.3 流速的选定	6	参考文献	44
1.2.4 冷却剂和加热剂的选择	7	2 板式塔的设计	45
1.3 列管式换热器的选用	7	2.1 设计方案的选定	45
1.3.1 换热器结构的基本参数	7	2.1.1 操作压力	45
1.3.2 换热器的选用	10	2.1.2 进料方式	45
1.4 列管式换热器的设计计算	11	2.1.3 加热方式	45
1.4.1 换热器热负荷的计算	11	2.1.4 热能的利用	46
1.4.2 加热剂或冷却剂用量的计算	11	2.2 板式塔的类型	46
1.4.3 平均温度差的计算	12	2.2.1 泡罩塔	46
1.4.4 估算传热面积	14	2.2.2 筛板塔	47
1.4.5 换热管的选择	15	2.2.3 浮阀塔	47
1.4.6 管数计算与排列	15	2.2.4 舌形塔	48
1.4.7 壳体直径与壳体厚度的确定	17	2.2.5 浮动舌形塔	49
1.4.8 管程和壳程压力降的计算	17	2.2.6 垂直筛板塔	49
1.4.9 总传热系数的计算与校核	19	2.3 有关工艺计算	50
1.5 主体构件的设计与连接	24	2.3.1 物料衡算	50
1.5.1 管束分程	24	2.3.2 操作回流比的选定	51
1.5.2 壳程分程	25	2.3.3 理论板层数的计算	53
1.5.3 管板	25	2.3.4 塔板效率	55
1.5.4 管箱与封头	29	2.3.5 实际板层数的计算	55
1.5.5 折流板	29	2.3.6 热量衡算	56
1.5.6 支承板	31	2.4 塔体和塔板主要尺寸的设计	57
1.5.7 拉杆与定距管	31	2.4.1 塔体的主要尺寸	57

2.4.2 塔板的主要参数	60	4.1.2 单程型蒸发器	144
2.5 流体力学的验算与操作性能负荷图	76	4.2 蒸发装置的工艺设计	145
2.5.1 流体力学的验算	76	4.2.1 设计方案的选定	145
2.5.2 操作负荷性能图	80	4.2.2 蒸发过程的工艺设计	149
2.6 板式塔的总体结构和主要接管尺寸 与结构	82	4.3 蒸发装置的结构设计	157
2.6.1 板式塔的总体结构	82	4.3.1 中央循环管式蒸发器	157
2.6.2 主要接管尺寸与结构	83	4.3.2 外加热式蒸发器	159
2.7 辅助设备的选择	85	4.3.3 降膜式蒸发器	161
板式塔设计示例	87	4.3.4 蒸发装置的辅助设备	161
参考文献	94	蒸发器设计示例	167
3 填料吸收塔的设计	95	参考文献	171
3.1 设计方案的确定	95	5 喷雾干燥器的设计	172
3.1.1 填料塔的结构	95	5.1 概述	172
3.1.2 吸收剂的选择	96	5.1.1 喷雾干燥的设备流程与原理	172
3.1.3 吸收操作条件的确定	96	5.1.2 喷雾干燥的特点	173
3.1.4 吸收操作流程	97	5.2 设计方案的选定	174
3.2 气液平衡关系	98	5.2.1 操作条件的确定	174
3.2.1 等温吸收	98	5.2.2 干燥装置流程的选定	174
3.2.2 非等温吸收	99	5.2.3 热风与雾滴的流动方向选定	176
3.3 填料的类型及选择	100	5.2.4 雾化器的选用	177
3.3.1 常用填料的类型	100	5.3 有关工艺计算	181
3.3.2 填料的选用	104	5.3.1 物料衡算	181
3.4 填料塔的工艺计算	105	5.3.2 热量衡算	183
3.4.1 物料衡算及操作线方程	105	5.3.3 雾滴的干燥时间	185
3.4.2 吸收剂用量的确定	106	5.4 主体设备结构尺寸的计算	187
3.4.3 填料层高度的计算	106	5.4.1 雾化器的主要尺寸	187
3.5 填料塔的结构设计	112	5.4.2 干燥塔的塔径	189
3.5.1 塔径的确定	112	5.4.3 干燥塔的高度	193
3.5.2 塔高	115	5.5 附属设备的设计和选型	195
3.5.3 气体压降的计算	115	5.5.1 泵和风机	196
3.6 填料塔的附属装置	116	5.5.2 空气加热器	198
3.6.1 填料支承装置	116	5.5.3 气固分离器	204
3.6.2 液体喷淋装置	121	5.5.4 排料装置	212
3.6.3 液体再分布装置	125	5.5.5 热风进口分布装置	213
3.6.4 塔顶除雾沫器	127	喷雾干燥器设计示例	214
3.6.5 管口结构	128	参考文献	222
3.6.6 附属设备及管路布置	131	6 设备装配图与设计说明书	223
填料吸收塔计算示例	132	6.1 绘图的基本知识	223
参考文献	140	6.1.1 图纸幅面及格式	224
4 蒸发装置的设计	141	6.1.2 比例	224
4.1 蒸发装置的结构与操作	141	6.1.3 字体	224
4.1.1 循环型蒸发器	141	6.1.4 尺寸注法	224
		6.1.5 化工设备图的简化画法	227

6.2 设备装配图	230	八、典型设备图面技术要求	275
6.2.1 设备装配图的基本内容	231	1. 钢制焊接压力容器技术要求	275
6.2.2 装配图绘制的方法和步骤	231	2. 列管式换热器装配图技术要求	277
6.3 设计说明书	235	3. 列管换热器管板技术要求	278
参考文献	235	4. 折流板、支持板技术要求	279
附录	236	5. 板式塔装配图技术要求	279
一、标准椭圆形封头	236	6. 填料塔装配图技术要求	280
二、压力容器法兰	241	九、设计任务书内容要求	281
三、管法兰	252	1. 列管式换热器的设计	281
四、容器支座	260	2. 填料塔吸收的设计	282
1. 鞍式支座(JB/T4712-92)	260	3. 浮阀塔的设计	283
2. 耳式支座(JB/T4725-92)	264	十、列管式换热器装配图	
五、人孔	266	十一、填料塔装配图	
六、手孔	270	十二、板式精馏塔装配图	
七、塔顶吊柱	273		

① 绪 论

化工原理课程设计是综合应用“化工原理”课程和有关先修课程(“物理化学”、“化工制图”等)所学知识,完成以某一单元操作设备设计为主的工程实践性教学。大多数院校通常在学完化工原理课程内容后,紧接着单独开设此课程。

化工原理课程设计的基本教学内容有:

一、单元操作设备设计

1. 方案设计

- ①确定设备的操作条件,如温度、压力等。
- ②确定设备结构形式,评比各类型设备结构的优缺点,结合设计任务的情况,选择高效、可靠的设备形式。

2. 有关工艺的设计计算

- ①设备总物料衡算与热量衡算。
- ②设备特性尺寸计算。如精馏吸收设备的理论板层数或填料层高度、塔径、塔高、换热器的传热面积等。
- ③流体力学的验算。如流动阻力与操作范围等。

3. 主体设备的结构设计及计算

在设备类型及主要尺寸已定的基础上,根据各种设备常用结构,参考有关手册资料与规范,详细设计设备各零部件的结构尺寸并计算确定各接管尺寸的规格。如板式塔的封头、法兰、人(手)孔、塔板结构与塔板支承等。

4. 辅助设备的计算与选择

如流体输送设备泵与风机等。

5. 辅助结构的选用

如支座、吊柱、保温支件等的设计。

二、绘图

绘出带控制点的工艺流程图和设备的总装配图。

三、设计说明书的编写

整个设计是由论述、计算和绘图三部分组成。论述要求条理清晰、观点明确;计算要求方法正确,误差应小于设计要求;绘图应简洁规范,表达清楚。

通过化工原理课程设计使得学生在如下几方面得到较好的培养与训练:

- ①查阅资料、选用公式和搜集数据的能力。通常,设计任务书下达后,有许多数据需设计者自己去收集,计算公式也要自行选用,因此要查阅大量的文献资料与手册,或到有关生

产工厂作现场调查,以获得设计所需的设计数据。

②全面分析问题和解决问题的能力。从技术上可行和经济上合理两方面考虑的工程观点出发,综合分析不同操作条件与参数对设计的影响,正确选择各种设计参数,力求优化设计。同时还要认真考虑操作维护和环境保护等方面问题。

③迅速且准确地进行工程计算的能力。

④简洁且清楚地表达设备结构的绘图能力。

⑤用简洁的文字和适当的图表表达设计思想的能力。

化工原理课程设计环节的教学安排大体如下:

①布置设计任务;

②阅读设计指导书和查阅有关资料;

③现场调查及搜集相关资料;

④根据设计任务要求,进行设计计算、绘图和编写设计说明书;

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。本书所介绍的几种常用化工单元操作设备的设计原理和基本方法,及其所提供的设计基本资料,希望能起到举一反三的作用。设计者无论在选择设备类型、设计方法、计算公式及数据图表等方面,均不应仅局限在本书的范围内。而应结合任务书的具体要求,广泛查阅和收集有关资料,经过认真的分析、对比和筛选,致力使设计尽可能先进和合理。因此,设计者应具有高度的责任心与严谨的科学态度,只有这样才能达到设计能力的培养和训练的目的。

随着现代科学技术的迅猛发展,计算机的应用日益广泛和普及。计算机辅助设计和计算机绘图已逐渐成为本课程教学的重要手段,利用有关计算机软件或自编设计程序,便于多方案优化与选择及其工艺计算参数的调整。由于篇幅所限,有关计算机辅助设计和计算机绘图方面的知识内容,可参看有关专著与文献,在此,本书不作赘述。

1 列管式换热器的选用与设计

1.1 列管式换热器的类型

列管式换热器是一种通用的标准换热设备。它具有结构简单、坚固耐用、造价低廉、用材广泛、清洗方便、适应性强等优点,在化工、石油、轻工、冶金、制药等行业中得到广泛应用。根据列管式换热器结构特点,主要分为以下四种。

1.1.1 固定管板式

固定管板式换热器的结构如图 1-1 所示。它由壳体、管束、封头、管板、折流挡板、接管等部件组成。其结构特点是管束以焊接或胀接在两块管板上,管板分别焊接在壳体两端并在其上与封头连接,封头和壳体上装有流体进出口管。与其他形式的换热器相比,其结构简单、紧凑,制造成本较低;管内不易积垢,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。

由于管束和管板与外壳的连接均为刚性,而管内管外是两种不同温度的流体,因此,当两流体温度差较大(大于 50°C)时产生温差应力,以致管子扭弯或从管板上松脱,甚至于损坏整个换热器,故应考虑设置热补偿——膨胀节。膨胀节通常焊接在外壳的适当部位上,常见有 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。

当管子和壳体的壁温差大于 70°C 和壳程压力超过 0.6MPa 时,由于补偿圈过厚,难以伸缩,失去温差的补偿作用,应考虑采用其他结构类型的换热器。

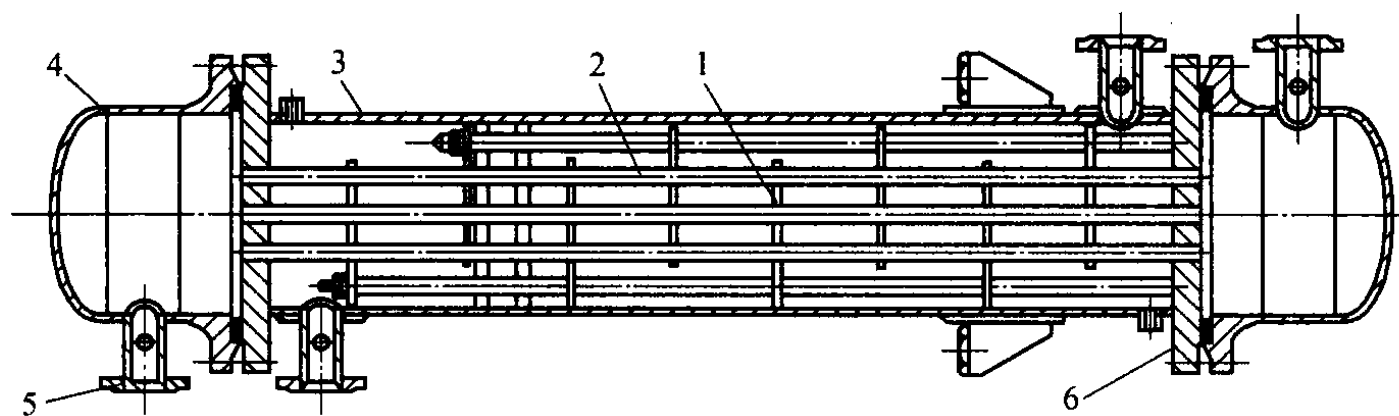


图 1-1 固定管板式换热器

1—折流挡板 2—管束 3—壳体 4—封头 5—接管 6—管板

1.1.2 U 型管式换热器

U 型管式换热器的结构如图 1-2 所示。其结构特点是只有一块管板,换热管为 U 型,管子的两端固定在同一块管板上,其管程至少为两程。管束可以自由伸缩,当壳体与 U 型换热管有温差时,不会产生温差应力。U 型管式换热器的优点是结构简单,只有一块管板,密封面少,运行可靠;管束可以抽出,管间清洗方便。其缺点是管内清洗困难;由于管子需要有一定的弯曲半径,故管板的利用率较低;管束最内层管间距大,壳程易短路;内层管子坏了不能更换,因而报废率较高。此外,其造价比固定管板式高 10% 左右。

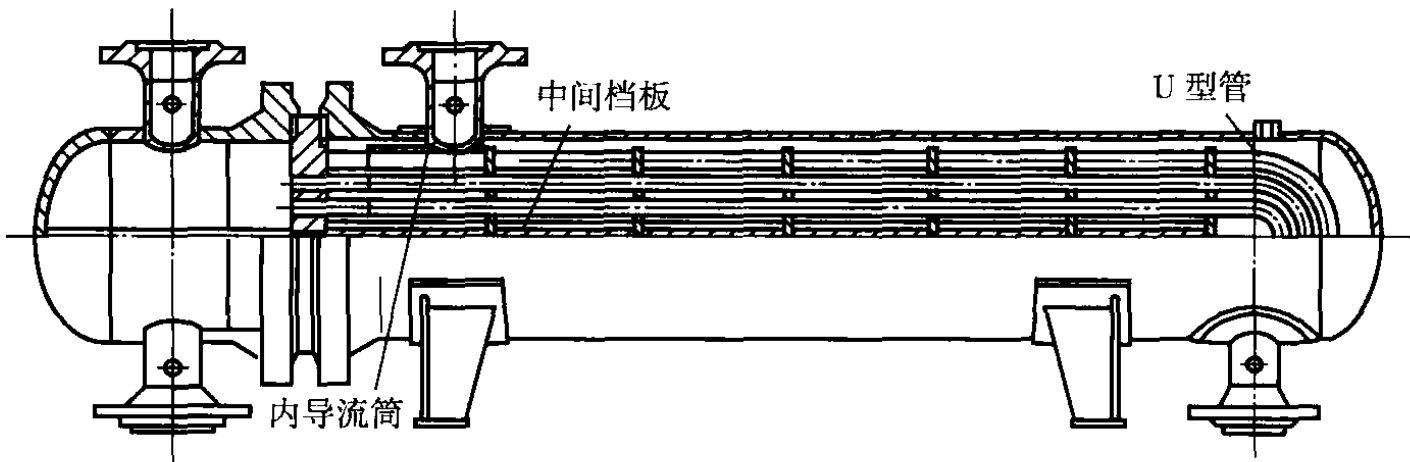


图 1-2 U 型管式换热器

1.1.3 浮头式换热器

浮头式换热器的结构如图 1-3 所示。其结构特点是两端管板之一不与外壳固定连接,可在壳体内沿轴向自由伸缩,该端称为浮头。浮头式换热器的优点是当换热管与壳体有温差存在,壳体或换热管膨胀时,互不约束,不会产生温差应力;管束可从壳体内抽出,便于管内和管间的清洗。其缺点是结构较复杂,用材量大,造价高;浮头盖与浮动管板间若密封不严,易发生泄漏,造成两种介质的混合。

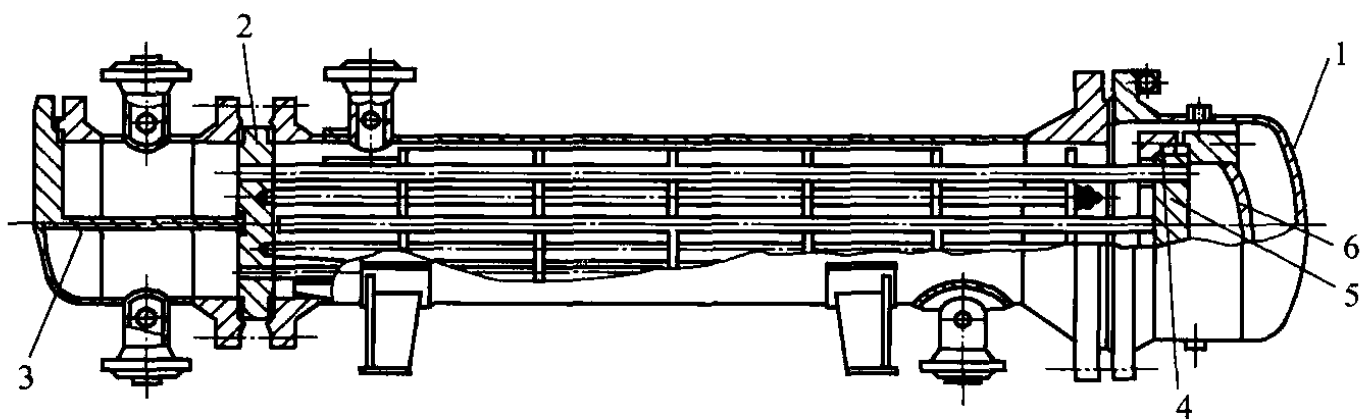


图 1-3 浮头式换热器

1—壳盖 2—固定管板 3—隔板 4—浮头钩圈法兰 5—浮动管板 6—浮头盖

1.1.4 填料函式换热器

填料函式换热器的结构如图 1-4 所示。其特点是管板只有一端与壳体固定连接,另一端采用填料函密封。管束可以自由伸缩,不会产生因壳壁与管壁温差而引起的温差应力。填料函式换热器的优点是结构较浮头式换热器简单,制造方便,耗材少,造价也比浮头式的低;管束可从壳体内抽出,管内、管间均能进行清洗,维修方便。其缺点是填料函耐压不高,

壳程介质可能通过填料函外漏,对易燃、易爆、有毒和贵重的介质不适用。

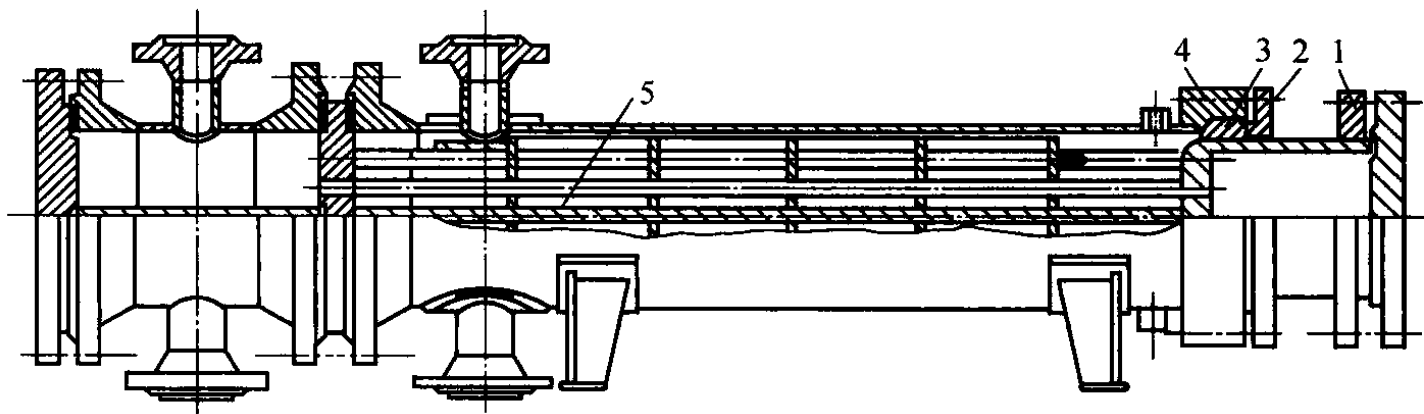


图 1-4 填料函式换热器

1—活动管板 2—填料压盖 3—填料 4—填料函 5—纵向隔板

1.2 设计方案的选定

设计方案选择的原则是要保证达到工艺要求的热流量,操作上要安全可靠,结构上要简单,便于维护,并尽可能节省操作费用和设备投资费用。选择设计方案主要考虑下述几个问题。

1.2.1 类型的选定

换热器类型的选定,主要可按流体压强,管壁与壳壁的温差及其污垢的清洗等方面来考虑:

固定管板式换热器具有结构简单和造价低廉等优点,但它仅适用于壳程流体压强小于 0.6 MPa,管、壳程壁温差小于 70℃,且管间只能通过清洁流体的场合。此外,当管、壳温度差大于 50℃时,则应考虑设置温度补偿装置。

U 型管式换热器适用于管、壳程温差较大或壳程介质易结垢,而管程介质清洁不易结垢以及高温、高压、腐蚀性强的场合。一般,高温、高压、腐蚀性强的介质走管内,可使高压空间减小,密封易解决,并可节约材料和减少热损失。

浮头式换热器的管束可以从壳体中抽出,便于清洗管间和管内。它可适用于高压及壳体壁温与管壁温差较大,且管内、外流体均易结垢的场合。

填料函式换热器适用于壳程流体的压力不高,管、壳壁温差较大或介质易结垢,需经常清洗的场合。此外,目前所使用的填料函式换热器的直径一般在 700 mm 以下,很少采用大直径的填料函式换热器。

1.2.2 流动路径的确定

冷、热流体在换热器内的流动路径,需进行合理安排,通常可依下述原则确定:

① 不洁净和易结垢的流体宜走易于清洗的一侧。对于固定管板式、浮头式换热器,一般应将易结垢流体流经管程;但对于 U 型管式换热器,易结垢流体应走壳程。

② 具有腐蚀性的流体宜走管程,以免管束和壳体同时受到腐蚀,节约耐腐蚀材料用量,

降低换热器成本。

③ 压强高的流体宜走管程。这是因为管子直径小,耐压能力高,并避免采用耐压的壳体和密封措施。

④ 具有饱和蒸汽冷凝的换热器,应使饱和蒸汽走壳程。因饱和蒸汽比较清洁,传热系数与流速无关而且冷凝液容易排出。

⑤ 被冷却的流体宜走壳程,便于散热;有毒的流体宜走管程,减少泄漏的机会。

⑥ 为提高流体的流速,以增大其传热系数时,宜将这一流体走管程。因为管程流通截面积一般较小,且易于采用多管程来提高流速。

⑦ 若两流体温差较大,宜将传热系数大的流体通入管程,这样可降低管壁与壳壁的温差,以减少热应力。

⑧ 流量小而粘度大的液体一般以走壳程为宜,因为壳程内流体在折流板的作用下,流通截面和方向均不断变化,在较低的雷诺数下($Re < 100$)就可达到湍流状态,有利于提高传热系数。

需要指出的是,上述要求常常不能同时满足,在设计中仅能按保证其中一些主要要求考虑。

1.2.3 流速的选定

换热器内流体速度的大小对传热系数及压力降的影响较大,选择时应全面分析比较或通过经济核算进行。一般来说,流速的增加,对流传热系数增大,还可减少污垢在管子表面沉积的可能性,降低了污垢的热阻,从而使总的传热系数 K 值提高,所需传热面积减少,设备投资费也减少;但随着流速的增加,流体阻力也相应增加,动力消耗增大,使得长期操作费用增加。工程上通常要求所选择的流速应使流体处于稳定的湍流状态,即 $Re > 10^4$ 。只有在流体粘度过大时,为避免压降过大,才不得不采用滞流流动。列管式换热器中常用的流速范围见表 1-1 ~ 表 1-3。

表 1-1 列管式换热器中常用的流速范围

流体种类		一般流体	海水、河水等易结垢流体	气 体
流速/ $(\text{m} \cdot \text{s}^{-1})$	管程	0.5 ~ 3	>1	5 ~ 30
	壳程	0.2 ~ 1.5	>0.5	3 ~ 15

表 1-2 列管式换热器中不同粘度液体的最大流速

液体粘度/ $(\text{Pa} \cdot \text{s})$	最大流速/ $(\text{m} \cdot \text{s}^{-1})$	液体粘度/ $(\text{Pa} \cdot \text{s})$	最大流速/ $(\text{m} \cdot \text{s}^{-1})$
>1.5	0.6	0.035 ~ 0.001	1.8
1.500 ~ 0.5	0.75	<0.001	2.4
0.5 ~ 0.1	1.1	烃类	3
0.1 ~ 0.035	1.5		

表 1-3 列管式换热器中易燃、易爆液体的安全允许速度

液体名称	乙醚、二硫化碳、苯	甲醇、乙醇、汽油	丙酮
安全允许速度/(m·s ⁻¹)	<1	<2~3	<1

1.2.4 冷却剂和加热剂的选择

常用冷却剂有水、空气、盐水、氨蒸气等。一般来说,除低温及冷冻外,冷却剂应优先选用水,水的初温应由当地的气候条件决定;此外,应注意:

- ①水与被冷却流体冷端之间一般需有 5 ~ 35 ℃ 的温度差;
- ②水出口温度不宜太高,如出口温度超过 50 ℃ 时,溶解于水中的无机盐(如 MgCO₃, CaCO₃, MgSO₄, CaSO₄ 等)要析出在壁面上形成污垢。因此,用未经处理过的河水作冷却剂时,其出口温度一般不应超过 50 ℃,否则会加快污垢的生成,大大增加传热阻力。

表 1-4 常用冷却剂

冷却剂名称	温度范围
水(自来水、河水、井水、冰水)	0 ~ 80 ℃
空气	>30 ℃
冷冻盐水(CaCl ₂ 、NaCl 及其他溶剂)	-15 ~ 0 ℃ 用于低温冷却
氨蒸气	低于 -15 ℃ 用于冷冻工业

表 1-5 常用的加热剂

加热剂名称	温度范围
饱和水蒸气	<180 ℃
烟道气	700 ~ 1000 ℃

常用加热剂有饱和水蒸气、烟道气等。此外,还可结合工厂的具体情况,采用加热空气或热水等作为加热剂。

1.3 列管式换热器的选用

由于列管式换热器有标准系列化产品,通常可根据生产任务要求,选用合适的型号,其结构基本参数可通过有关标准查出。

1.3.1 换热器结构的基本参数

列管式换热器结构主要基本参数包括:公称直径、公称压力、设计温度、换热管长、换热管规格、折流板间距及公称换热面积等。

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(GB151)》执行。

按该标准换热器的公称直径作如下规定:卷制圆筒,以圆筒内径作为换热器公称直径,mm;钢管制圆筒,以钢管外径作为换热器公称直径,mm。

换热器的传热面积:计算传热面积,是以传热管外径为基准,扣除伸入管板内的换热管长度后,计算所得的管束外表面积的总和,m²。公称传热面积,指经圆整后的计算传热面积。

换热器的公称长度:以传热管长度(m)作为换热器的公称长度。传热管为直管时取直

管长度;传热管为 U 型管时,取 U 型管直管段长度。

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,详细分类及代号见图 1-5。

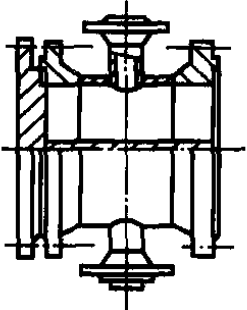
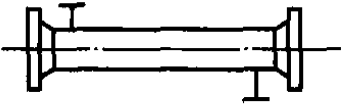
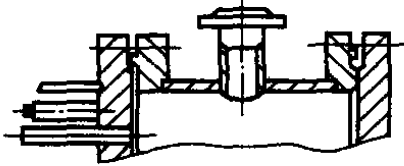
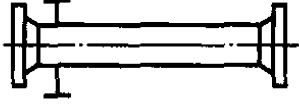
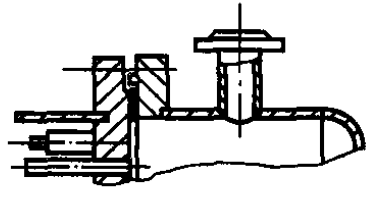
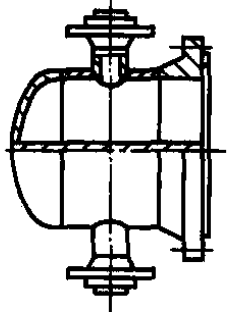
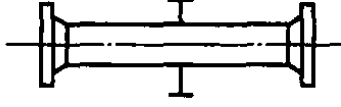
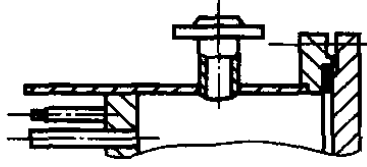
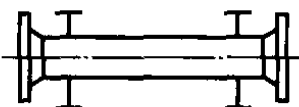
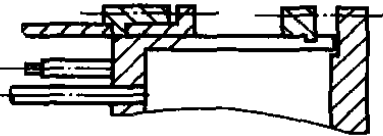
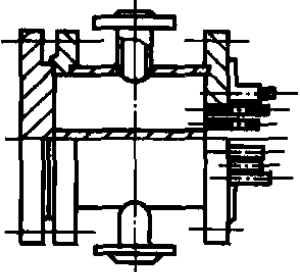
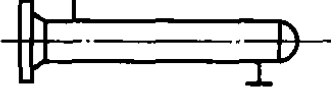
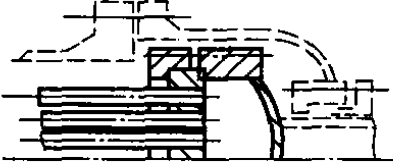
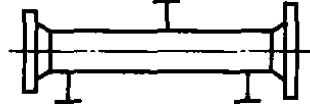
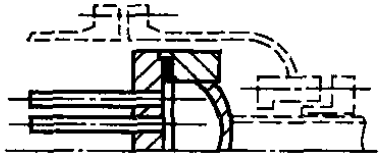
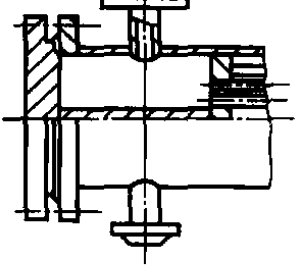
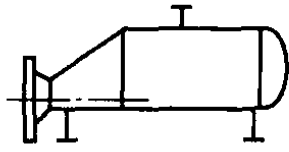
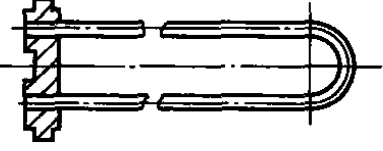
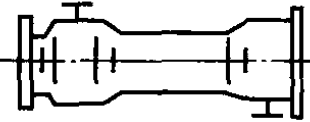
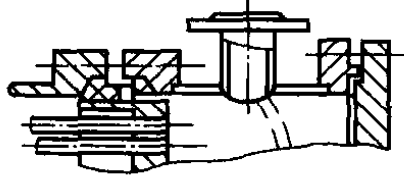
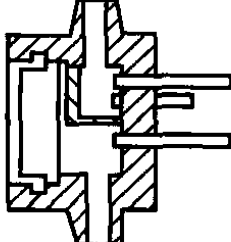
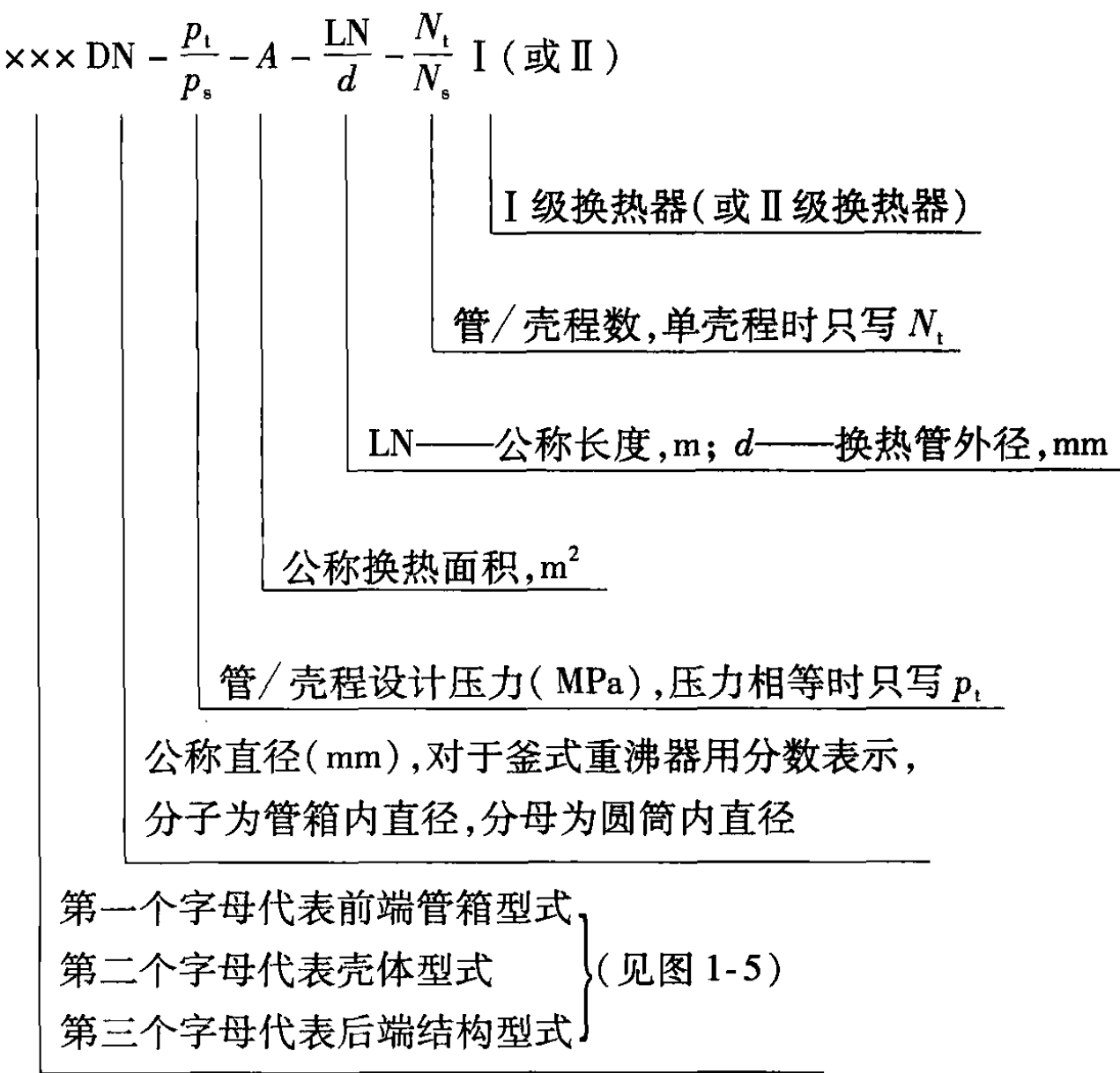
前端管箱形式		壳体形式		后端结构形式	
A	 平盖管箱	E	 单程壳体	L	 与 A 相似的固定管板结构
		F	 具有纵向隔板的双程壳体	M	 与 B 相似的固定管板结构
B	 封头管箱	G	 分流	N	 与 C 相似的固定管板结构
		H	 双分流	P	 填料函式浮头
C	 用于可拆管束与管板制成一体的管箱	I	 U 型管式换热器	S	 钩圈式浮头
		J	 无隔板分流(或冷凝器壳体)	T	 可抽式浮头
N	 与管板制成一体的固定管板管箱	K	 釜式重沸器	E	 U 型管束
			 外导液	W	 带套环堆料函式浮头
D	 特殊高压管箱	O			

图 1-5 换热器主要部件的分类及代号

该标准将换热器分为 I、II 两级。I 级换热器采用较高级冷拔传热管,适用于无相变传热和易产生振动的场合。II 级换热器采用普通级冷拔传热管,适用于重沸、冷凝和无振动的一般场合。

列管式换热器型号的表示方法如下:



例如,浮头式换热器,平盖管箱,公称直径 500 mm,管程和壳程设计压力均为 1.6 MPa,公称面积 54 m²,使用较高级冷拔传热管,外径为 25 mm,管长 6 m,4 管程单壳程换热器,其型号可表示为:

$$AES \quad 500 - 1.6 - 54 - \frac{6}{25} - 4 \text{ I}$$

下面根据标准列出固定管板式换热器和浮头式换热器主要基本参数。

固定管板式换热器结构主要基本参数为:

- ① 公称直径 D_g :分为 159、273、400、500、600、800、1000 mm 七种。
- ② 公称压力 p_g :分为 0.6、1.0、1.6、2.5 MPa 四个等级。
- ③ 换热管长:采用 1500、2000、3000、6000 mm 四种。
- ④ 换热管规格:采用碳素钢管时,规格为 $\phi 25 \text{ mm} \times 2.5 \text{ mm}$;采用不锈钢管时,规格为 $\phi 19 \text{ mm} \times 2 \text{ mm}$ 。
- ⑤ 折流板间距:公称直径 $D_g \leq 400 \text{ mm}$ 时,采用 150、600 mm 两种;公称直径 $D_g \geq 500 \sim 1000 \text{ mm}$ 时,采用 300、600 mm 两种。

⑥ 公称传热面积: $1 \sim 370 \text{ m}^2$ 。

浮头式换热器结构主要基本参数:

① 公称直径 D_g : 分为 325、400、500、600、700、800、900、1000、1100、1200、(1300)、1400、(1500)、1600、(1700)、1800 mm 共 16 种。

② 公称压力 p_g : 分为 1.0、1.6、2.5、4.0 MPa 四个等级。

③ 设计温度: 200°C 。

④ 换热管长: 采用 3000、6000、9000 mm 三种。

⑤ 换热管规格: 采用 $\phi 19 \text{ mm} \times 2 \text{ mm}$, $\phi 25 \text{ mm} \times 2.5 \text{ mm}$ 两种。

⑥ 折流板间距: 当管长 3000 mm, $D_g \leq 700 \text{ mm}$ 时, 有 100、150、200 mm 三种; 当管长 6000 mm, $D_g = 400 \sim 1100 \text{ mm}$ 时, 有 150、200、300、450 (或 480) mm 四种; 当管长 9000 mm, $D_g \geq 1200 \text{ mm}$ 时, 有 300、450 (或 480)、600 mm 三种。

⑦ 公称传热面积: $6.4 \sim 1786 \text{ m}^2$ 。

1.3.2 换热器的选用

换热器的选用(即选型)的过程大体如下,具体计算可参看列管式换热器设计中有关内容。

① 根据设计任务要求计算换热器的热负荷 Q 。

② 按所选定的流动方式,计算出平均温度差(推动力) Δt_m 及查出温差校正系数 Φ_{Δ} 。若 $\Phi_{\Delta} < 0.8$,应考虑采用多壳程结构的换热器或用多台换热器串联。

③ 依所处理流体介质的性质,凭经验初选一总传热系数 $K_{0(\text{估})}$,并由总传热速率方程计算传热面积 S'_0 :

$$S'_0 = \frac{Q}{K_{0(\text{估})} \Delta t_m} \quad (1-1)$$

式中 Q ——热负荷, W;

$K_{0(\text{估})}$ ——凭经验选取的总传热系数, $\text{W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$; (可参考表 1-6)

Δt_m ——平均温度差, $^\circ\text{C}$ 。

④ 根据计算出的 S'_0 值,查有关换热器系列标准,确定型号规格并列出各结构主要基本参数。

⑤ 利用总传热系数关联式计算 $K_{0(\text{计})}$,再由总传热速率方程式求出 $S_{0(\text{计})}$ 。考虑到所用传热计算式的准确程度及其他未可预料的因素,应使得所选用换热器具有的传热面积 S_0 留有的裕度 10%~25%,即 $[(S_0 - S_{0(\text{计})})/S_{0(\text{计})}] = 10\% \sim 25\%$ 。否则需重新估计一个 $K_{0(\text{估})}$,重复以上计算。也可依所选用换热器具有的传热面积 S_0 ,通过总传热速率方程式求出 $K_{0(\text{选})}$,然后比较 $K_{0(\text{选})}/K_{0(\text{计})}$ 之值是否在 1.15~1.25 范围。

⑥ 计算出管、壳程压力降,验算是否满足要求。

1.4 列管式换热器的设计计算

列管式换热器可根据生产任务要求,自行进行设计,利用有关的计算,确定出各结构构造及其基本参数。设计计算过程大体包括下述方面内容。

1.4.1 换热器热负荷的计算

换热器的热负荷又称为传热量,可通过热量衡算获得。在热损失可以忽略不计的条件下,若两流体均无相变情况下,热负荷由下式计算:

$$Q = W_h c_{ph} (T_1 - T_2) = W_c c_{pc} (t_2 - t_1) \quad (1-2)$$

若热流体有相变,例如饱和蒸汽冷凝且冷凝液在饱和温度下流出时,则

$$Q = W_h r = W_c c_{pc} (t_2 - t_1) \quad (1-3)$$

若冷凝液低于饱和温度下流出换热器时,则

$$Q = W_h [r + c_{ph} (T_s - T_2)] = W_c c_{pc} (t_2 - t_1) \quad (1-4)$$

式中 Q ——热负荷, W;

W_h, W_c ——热、冷流体的质量流量, kg/s;

c_{ph}, c_{pc} ——热、冷流体的比定压热容, kJ/(kg·K);

T_1, T_2 ——热流体的进、出口温度, °C;

t_1, t_2 ——冷流体的进、出口温度, °C;

T_s ——冷凝液的饱和温度, °C;

r ——饱和蒸汽的冷凝潜热, kJ/kg。

在换热器的设计计算中,冷、热流体的物性数据,如比热容 c_p 、密度 ρ 、动力粘度 μ 及导热系数 λ 等的查取,依流体的定性温度 t_m 进行。

对于粘度较小的流体定性温度 $t_m (\mu < 2\mu_{\text{水}})$:

$$t_m = \frac{t_1 + t_2}{2} \quad (\text{或 } t_m = \frac{T_1 + T_2}{2}) \quad (1-5)$$

对于粘度较大的流体定性温度 $t_m (\mu \geq 2\mu_{\text{水}})$:

$$t_m = 0.4 \times t_h + 0.6 \times t_c \quad (1-6)$$

式中 t_h ——流体进、出口温度中较高的温度, °C;

t_c ——流体进、出口温度中较低的温度, °C。

应该注意,当换热器壳体保温后仍与环境温度相差较大时,则热损失不可忽略,在计算热负荷时,还应计入热损失量,以保证换热器设计的可靠性,使之满足生产要求。

1.4.2 加热剂或冷却剂用量的计算

加热剂或冷却剂的用量取决于工艺流体所需的热量及加热剂或冷却剂的进出口温度,此外还和设备的热损失有关。若忽略设备的热损失,那么加热剂的耗用量

$$G_h = \frac{Q}{c_{ph}\Delta T} = \frac{Q}{r} \quad (1-7)$$

式中 Q ——热负荷, W;

G_h ——加热剂的质量流量, kg/s;

ΔT ——加热剂的进出口温度变化, °C;

c_{ph} ——加热剂的比定压热容, kJ/(kg·K);

r ——加热剂的冷凝潜热, kJ/kg。

或冷却剂的耗用量

$$G_c = \frac{Q}{c_{pc}\Delta t} \quad (1-8)$$

式中 G_c ——冷却剂的质量流量, kg/s;

Δt ——冷却剂的进出口温度变化, °C;

c_{pc} ——冷却剂的比定压热容, kJ/(kg·K)。

关于换热设备热损失的计算可参考有关文献, 一般可取换热器热负荷的 3%~5%。

1.4.3 平均温度差的计算

平均温度差是换热器的传热推动力, 其值不仅与流体的进出口温度有关, 而且还与换热器内两种流体的流型有关。对于列管式换热器, 常见的流型有并流、逆流和折流三种。平均温度差 Δt_m 计算的具体步骤如下:

① 根据冷、热流体进、出口温度, 利用下式计算出纯逆流条件下的对数平均温度差 $\Delta t'_m$, 即

$$\Delta t'_m = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}} \quad (1-9)$$

式中 Δt_1 ——进、出口两端流体温差中较低一侧的温差, °C;

Δt_2 ——进、出口两端流体温差中较高一侧的温差, °C。

若 $\Delta t_2/\Delta t_1 \leq 2$, 也可取算术平均温差, 即 $\Delta t'_m = \frac{\Delta t_1 + \Delta t_2}{2}$ 。

② 按下式计算出因数 R 和 P 值:

$$R = \frac{\text{热流体的温降}}{\text{冷流体的温升}} = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1}; \quad P = \frac{\text{冷流体的温升}}{\text{两流体最初温度差}} = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1}$$

③ 根据确定的管程数和 R 、 P 值, 利用如图 1-6 所示对数平均温度差校正系数算图, 查出温度校正系数 $\Phi_{\Delta t}$, 若 $\Phi_{\Delta t} > 0.8$, 就可由下式计算出平均温度差:

$$\Delta t_m = \Phi_{\Delta t} \times \Delta t'_m \quad (1-10)$$

式中 Δt_m ——平均温度差, °C。

若查出温度校正系数 $\Phi_{\Delta t} \leq 0.8$, Δt_m 太小, 经济上不合理, 应考虑增加壳程数, 再由相应壳程数算图查出温度校正系数值, 使得 $\Phi_{\Delta t} > 0.8$ 。通常增加换热器壳程数是将用同一规格设备多台串联组成。

图 1-6 所示为温度校正系数算图。图中仅给出单壳程、双壳程和错流场合中的 $\Phi_{\Delta t}$; 对