

化工原理

HUAGONGYUANLI KECHENG SHEJI

课程设计

刘雪暖 汤景凝 编

石油大学出版社



化工原理课程设计

刘雪暖 汤景凝 编

石油大学出版社

内 容 提 要

本书主要介绍了石油化工生产中常用单元设备工艺设计的一般方法及步骤,其中包括列管式换热器的设计,釜式和立式热虹吸式再沸器的设计,浮阀和筛板精馏塔的工艺计算和结构设计。同时还介绍了一些常用的化工设备制图的基本知识。结合以上内容,书中精选了一些有关设计的参考数据和大量的结构参考图例。

本书除了可供高等院校化工类以及相近专业作为化工原理课程设计教材或参考书外,还可以作为化工机械设备设计人员及工程技术人员的参考书。

图书在版编目(CIP)数据

化工原理课程设计/刘雪暖主编. —东营:石油大学出版社, 2000.11
ISBN 7-5636-1410-9

I. 化… II. 刘… III. 化工原理-课程设计
IV. TQ02

中国版本图书馆 CIP 数据核字(2000)第 55422 号

化工原理课程设计

刘雪暖 汤景凝 编

出 版 者:石油大学出版社(山东东营,邮编 257061)

网 址:<http://sunctr.hdpu.edu.cn/~upcpress>

电子信箱:upcpress@mail.hdpu.edu.cn

印 刷 者:石油大学印刷厂

发 行 者:石油大学出版社(电话 0546—8392563)

开 本:787×1092 1/16 印张:9.625 字数:242千字

版 次:2001年5月第1版第1次印刷

印 数:1-1500册

定 价:13.00元

前 言

本书是在我校《化工原理课程设计参考资料(精馏装置)》(1987年校内印刷,汤景凝编)一书的基础上,结合多年来我们在教学和科研中的经验,参考了国内外许多专家学者关于化工设备设计的著作和教材编写而成的。全书内容包括了列管式换热器的设计,再沸器的设计,板式精馏塔的工艺计算和结构设计等部分。还就化工原理课程设计或化工设备设计中经常涉及到的知识编写了“化工设备制图的基本知识”一章。为了使学习者能够更加方便地、系统全面地掌握有关的设计内容,编者除了较详细地介绍了各单元设备设计的一般方法和步骤以外,还精心选编了大量的参考数据及图表,并且对难度较大的再沸器设计部分还给出了设计示例以供参考。

本书可作为高等院校化工类及相关专业的化工原理课程设计教材或参考书。作为教材使用时,各专业可根据课程设计要求 and 学时的不同灵活选择设计内容。本书还可作为化工设计人员或工程技术人员的参考书。

全书由刘雪暖执笔,由汤景凝教授修改审定。在整个编写过程中还得到了教研室其他同志的关心和帮助,对此深表感谢。由于编者学识水平有限,经验不足,书中一定存在不少欠妥之处,敬请同仁和读者批评指正。

编 者

2001年3月

目 录

绪论	1
第一章 列管式换热器的设计	3
§ 1-1 概述	3
§ 1-2 列管式换热器的设计	3
1-2-1 设计方案的确定	3
1-2-2 传热面积的初步计算	7
1-2-3 结构设计及计算	12
1-2-4 列管式换热器的核算	18
1-2-5 换热器的设计步骤及电算框图	23
§ 1-3 再沸器的设计	25
1-3-1 再沸器的类型及选择	25
1-3-2 釜式再沸器的工艺设计	27
1-3-3 立式热虹吸式再沸器的工艺设计	33
本章符号说明	50
第二章 板式精馏塔及其辅助设备的工艺计算	52
§ 2-1 概述	52
§ 2-2 工艺参数的确定	54
2-2-1 操作压力和塔顶产品的出口温度	54
2-2-2 进料状态	55
2-2-3 塔釜料液的加热方式	56
2-2-4 回流比	56
§ 2-3 精馏塔塔板数的计算	58
2-3-1 精馏塔物料衡算	58
2-3-2 理论塔板数的计算	59
2-3-3 最小回流比的计算	61
2-3-4 全塔效率和实际塔板数的计算	62
2-3-5 塔顶冷凝器和塔底再沸器的热量衡算	63
§ 2-4 板式精馏塔主要工艺尺寸的设计计算	65
2-4-1 板间距 H_T 的选定	65
2-4-2 容许气速与塔径的估算	65
2-4-3 溢流装置的设计计算	69
2-4-4 浮阀塔板结构参数的确定	71
2-4-5 浮阀塔板流体力学计算	75

2-4-6 筛孔塔板结构参数的确定	84
2-4-7 筛孔塔板流体力学计算	85
本章符号说明	90
第三章 板式精馏塔的结构设计	92
§ 3-1 塔体的初步设计	92
3-1-1 筒体的设计	92
3-1-2 封头的设计	93
3-1-3 人孔和手孔的选用	95
3-1-4 裙座的设计	95
§ 3-2 塔板的结构	98
3-2-1 整块式塔板结构	98
3-2-2 分块式塔板结构	98
§ 3-3 接管的设计	104
3-3-1 接管直径的计算	104
3-3-2 接管结构	106
本章符号说明	111
第四章 化工设备制图的基本知识	112
§ 4-1 化工设备图的基本内容及绘制步骤	112
4-1-1 化工设备图的基本内容	112
4-1-2 化工设备图的绘制步骤	112
§ 4-2 视图的配置及图面安排	113
4-2-1 视图的配置	113
4-2-2 绘图比例和图面安排	113
§ 4-3 化工设备视图的绘制特点	115
4-3-1 多次旋转的表达方法	115
4-3-2 局部结构的表达方法	115
4-3-3 断开画法	116
4-3-4 管口方位的表达方法	117
4-3-5 简化画法	117
§ 4-4 零部件及管口编号	119
4-4-1 编写零部件件号	119
4-4-2 编写管口序号	120
§ 4-5 化工设备图的尺寸标注及其他	120
4-5-1 尺寸的标注	120
4-5-2 标题栏、零部件明细表、管口表、技术特性表和技术要求	121
参考文献	123
附录	124

目 录

附一	甲醇-水系统的主要物理性质	124
附二	乙醇-水系统的主要物理性质	126
附三	糠醛-水系统的主要物理性质	129
附四	丙酮-水系统的主要物理性质	131
附五	苯-甲苯系统的主要物理性质	133
附六	常用物质蒸气压曲线斜率	134
附七	弓形函数表	135
附八	冷凝器、再沸器传热系数的经验数据	136
附九	标准热虹吸式再沸器、浮头式冷凝器的基本型式与结构参数	138
附十	单溢流浮阀塔盘标准系列参数表	142
附十一	椭圆形封头的画法	145

绪 论

一、化工原理课程设计的目的与要求

化工原理课程设计是化工原理教学的一个重要组成部分,是培养学生综合运用本门课程和有关先修课程的基本知识,联系石油化工生产实际,完成以某一具体的单元操作为主的一次设计实践。课程设计担负着培养学生的工程意识、实践意识和创新意识的重任。

化工原理课程设计的目的是要求是:

1. 提高学生综合运用所学知识进行化工工艺设计的能力

化工原理课所包含的内容是直接针对石油加工和化工生产中各单元操作的,涉及面广,层次多,与其他课程联系也多。如浮阀精馏塔的设计,不仅需要用到蒸馏和传质设备这两章的知识,而且还涉及到传热、传热设备、流体力学和泵等有关章节的内容,同时还要用到机械制图等方面的基本技能。通过课程设计这一环节,可以使学生将所学过的知识有机地综合起来,对某个具体的单元操作进行设计计算,达到初步掌握工程计算与初步设计的程序和方法之目的,在基础课到专业课学习中间架起一座桥梁。

2. 提高学生分析问题和独立工作的能力

课程设计与平时做习题有显著的不同:设计任务书所给出的数据是不全的,有些数据需要设计者自己通过查阅文献资料去搜集,有些数据则需要根据已学到的知识,经过详细而全面的分析后自行选定。此外,还要进行一系列的从工艺到设备的设计计算,这其中又包括了方案的确定、公式的运用、设备的结构选型和文字阐述、图纸的绘制等。这些都需要学生自己独立地去完成,教师只在方法上进行指导,并从设计的合理性和实用性方面审查验收学生的设计。这对第一次承担独立设计任务的学生来讲,无疑是锻炼独立工作能力的机会。

3. 培养学生实事求是的科学态度和严谨认真的工作作风

在课程设计过程中,要求学生把设计任务当成实际工程设计任务来完成,既要考虑技术上的先进性和可行性,又要考虑经济上的合理性,并注意到操作时的劳动条件和环境保护,在这种设计思想的指导下,迅速准确地进行工程计算(包括使用计算机计算)和设计,最后用简洁的文字和清晰的图表来表达自己的设计思想,并对自己的设计结果负责。

4. 提高学生工程绘图的能力

在课程设计环节中,学生要绘制和参考若干工艺图和设备图,无论是从图纸的标准,图的规格要求,图的画法和设计规范等方面都要受到严格的训练,这对学生毕业后将要从事的工程技术工作是十分必要的。

二、化工原理课程设计的基本内容

化工原理课程设计的基本内容主要有：

- (1) 设计方案的确定：所选定的工艺流程、设备型式等的理论依据。
- (2) 主要设备的化工工艺及结构计算：物料衡算、能量衡算、工艺参数的选定、设备的主要结构尺寸的确定等。
- (3) 附属设备的设计或选型：主要附属设备的主要工艺尺寸的计算和设备型号规格的选定。
- (4) 工艺流程图：以单线图的形式描绘，标出主体设备与附属设备的物料方向、物流量和主要测量点等，用2号图纸绘制。
- (5) 主体设备装配图：图面应包括设备的工艺尺寸、主要零部件的结构尺寸、技术特性表和接管表等，用1号图纸按工程制图要求绘制。
- (6) 设计说明书：包括目录、设计任务书、流程图、设计方案的说明和论证、设计计算与说明、对设计中有关问题的分析讨论、设计结果汇总（主要设备尺寸、各物料量和状态、能耗、主要操作参数以及附属设备的规格、型号等）和参考文献目录。

三、化工原理课程设计的基本程序

课程设计的基本程序如下：

- (1) 准备工作：认真阅读设计任务书，明确所要完成的设计任务。结合设计任务进行生产实际的调研，收集现场资料，或查阅技术资料，以便了解与设计任务有关的典型装置的工艺流程、主体设备结构、附属设备以及测量控制仪表的装配情况等，为后面的设计工作做好准备。
- (2) 确定设计方案，绘制工艺流程图。
- (3) 进行工艺设计计算。
- (4) 进行设备的结构设计，绘制主体设备的总装配图。
- (5) 进行附属设备的设计计算和选型。
- (6) 编写设计说明书。

课程设计完成之后，教师还要对设计作业进行考核。考核主要从三个方面进行：论述（分析）、计算和绘图。缺乏对方案的论证和分析或者计算不认真、制图潦草等都是不合乎要求的。提倡学生在设计时进行多种方案的比较和筛选，或者合理地选用本教材以外的更新更好的设计计算公式和方法，尽量运用计算机这一先进的计算工具，使之在较短的时间内得到合理、正确、有价值的设计结果，以达到锻炼能力，提高水平的目的。

第一章 列管式换热器的设计

§ 1-1 概 述

换热器在石油、化工生产中应用非常广泛。它不仅可单独作为加热器、冷却器等使用,而且是很多石油化工装置的重要组成部分。在炼油厂中,原油常减压蒸馏装置中换热器的投资占总投资的20%;在化工厂中,换热器约占总投资的11%以上。由于在工业生产中所用换热器的目的和要求不同,所以换热器的种类也多种多样。按照换热器的用途分,有加热器、冷却器、冷凝器、蒸发器和再沸器等。按照其结构型式分,有列管式、螺旋板式、波纹板式、板壳式和板翅式等,其中尤以列管式换热器在石油化工生产中应用最为广泛,而且在技术上比较成熟,设计资料和数据比较完善,目前在许多国家都已有系列化标准。

列管换热器在生产中既可作为单纯的加热器和冷却器使用,也可作为有相变传热的冷凝器和再沸器使用,但所遵循的流体力学和传热学规律不同,传热机理也不同,所以在设计上存在一些差别。本章仅以加热(或冷却)器和再沸器为例,对列管换热器的设计选型做一介绍。

§ 1-2 列管式换热器的设计

1-2-1 设计方案的确立

一、列管式换热器类型的选择

列管式换热器主要由壳体、管板(又名花板)、管束和管箱或封头等部件构成。管束平行装于圆筒形的壳体内,管束的两端分别固定在管板上。换热器在进行热交换时,一种流体由封头的连接管处进入,经由管内流动,称为管程;另一种流体在管束和壳体间的空隙内流动,称为壳程。

根据热补偿方式的不同,管板的形式不同,列管式换热器可分为三种类型:固定管板式、浮头式和U形管式。其结构简图见图1-1、1-2和1-3。

上述三种换热器的主要优缺点列于表1-1。

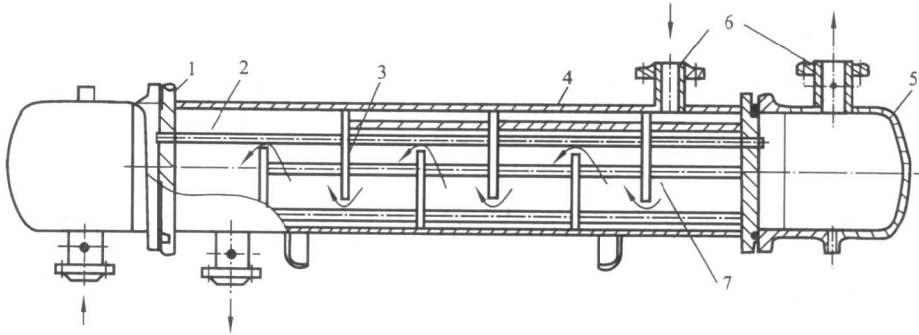


图 1-1 固定管板式换热器

1—管板;2—换热管;3—折流板;4—壳体;5—封头;6—连接管口;7—管束

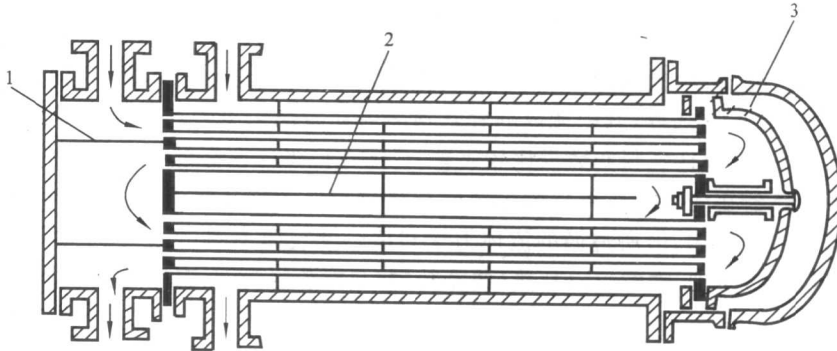


图 1-2 浮头式换热器

1—管程隔板;2—壳程隔板;3—浮头

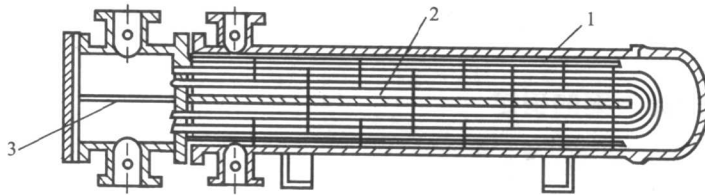


图 1-3 U形管式换热器

1—U形管束;2—壳程隔板;3—管程隔板

表 1-1 三种型式列管换热器的比较

型式 项目	固定管板式	浮头式	U形管式
结构 特点	结构简单、紧凑,管板分别焊在外壳两端,管子不能自由伸缩。	结构复杂,一端管板与壳体相连接,管束可以自由伸缩,并可从壳体中抽出。	结构较复杂,只有一端管板,管束的另一端弯成U形管,可以自由伸缩,可以从壳体中抽出。

续表

型 式 项 目	固定管板式	浮头式	U 形管式
金属耗量	金属耗量低,造价低。	金属耗量大,造价比固定管板式约高 20%	造价比固定管板式约高 10%
清洗维护	管外不能用机械方法清洗。	管内外均能用机械方法清洗。	管内清洗困难,管子更换也困难。
温差适用范围	适用于冷热流体温差低于 60~70℃和壳体内压强不高的情况。可利用膨胀节进行温差补偿。	冷热流体温差较大、压力较高时均能适用,不会产生温差应力。	适用于冷热流体温差较大的场合。

在设计过程中,应根据具体的生产条件,如流体的温度和压力、管程和壳程的温度差、换热器的热负荷、检修清洗的要求等,对照以上各类换热器的特点,确定选用哪一种类型的列管换热器。

二、流体流程的选择原则

流体流经管程还是壳程,应根据流体的性质,从有利于传热,减少污垢,耐用,降低压力损失及便于清洗维护等方面加以考虑。一般选择原则如下:

(1) 易结垢或不洁净的流体流经易于清洗的一侧。对于固定管板式、浮头式这种管束为直管的换热器,应使易结垢或不洁净流体流经管程,而对于 U 形管式换热器,则应走壳程。

(2) 有腐蚀性的流体应走管程,以节省耐腐蚀材料的用量,降低换热器制造成本。

(3) 有毒性的流体走管程,以减少泄漏机会。

(4) 压力高的流体走管程。因为管子直径小,承受高压能力好,同时还能避免采用耐压的壳体和高压密封措施。

(5) 为了保证较高的传热系数,有时需要提高流体的流速。需要提高流速以增大其传热膜系数的流体应走管程,因为管程流通截面积较小,而且易于采用多管程结构以增大流速。

(6) 有饱和蒸汽冷凝的换热器,饱和蒸汽一般走壳程,以便于冷凝液的排出。

(7) 被冷却的流体一般走壳程,便于散热。

(8) 粘度大的流体应走壳程,因为壳程一般都装有折流挡板,流体要不断地改变流动方向,在较低的雷诺数下就可达到湍流状态,以便提高传热膜系数。

以上原则有时无法同时顾及到,甚至可能是相互矛盾的,在实际设计时,应考虑主要方面,如流体的压力、腐蚀性及是否便于清洗等;然后再考虑其他方面的要求。

三、流体流速的选择原则

列管换热器内流速的大小应该通过经济权衡来定出。因为采用较高的流速,有利于提高传热系数 K , 同时也可减少污垢在管内的沉积,降低垢层热阻,从而减少所需的传热面

积。但是随着流速的增大,流体阻力也相应增大,动力消耗增加,使操作费用上升。所以,选择适宜的流速应从两方面考虑。这里列出了通常工业生产中常用的流速范围,见表 1-2 至表 1-4,可供设计时参考。

表 1-2 换热器内常用流速范围

流体种类	流速/ $\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$	
	管程	壳程
循环水	1.0~2.0	0.5~1.5
新鲜水	1.0~1.5	0.5~1.5
易结垢液体 (如海水等)	>1	>0.5
低粘度油	0.8~1.8	0.4~1.0
高粘度油	0.5~1.5	0.3~0.8
气体	5~30	3~15

表 1-3 不同粘度的液体在换热器中的流速

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

表 1-4 易燃、易爆液体的安全允许速度

液体名称	安全允许速度/ $\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$
乙醚、二硫化碳、苯	<1
甲醇、乙醇、汽油	<2~3
丙醇	<10

四、流体进出口温度的确定

一般所处理的物料流的进出口温度都由工艺条件指定,而加热剂或冷却剂的进出口温度需要设计者根据具体情况确定。

最常用的冷却剂是水和空气,它们的初温受现场气温条件的限制,一般冷却水的入口温度为 $10 \sim 25^\circ\text{C}$ (因季节不同而不同),进出口温差以 $5 \sim 10^\circ\text{C}$ 为宜。缺水地区可适当加大温差,但冷却水出口温度不宜超过 50°C ,以防积垢增多。如果物料需要被冷却到更低的温度,则需低温剂,如冷冻盐水等。

常用的加热剂有饱和水蒸气和烟道气。用饱和水蒸气加热可通过改变蒸汽压力的方法调节加热温度,一般用于加热温度在 180℃ 以下的情况,超过 180℃,蒸汽压力将过高。烟道气的温度一般比较高,可用于较高温度的加热场合,但烟道气加热传热膜系数较低。

1-2-2 传热面积的初步计算

一、换热器的热负荷

换热器的热负荷是指单位时间内换热器中冷热两流体之间所交换的热量。在不计换热器的热损失的情况下,换热器的热负荷等于单位时间内热流体放出的热量或冷流体吸收的热量。

当流体无相变时,热负荷可以用比热或热焓法进行计算。

热流体单位时间内放出的热量为:

$$Q_1 = m_1 c_{p1} (t_{热1} - t_{热2}) \quad (1-1)$$

或
$$Q_1 = m_1 (H_1 - H_2) \quad (1-1a)$$

冷流体单位时间内吸收的热量为:

$$Q_2 = m_2 c_{p2} (t_{冷2} - t_{冷1}) \quad (1-2)$$

或
$$Q_2 = m_2 (h_2 - h_1) \quad (1-2a)$$

式中 Q_1, Q_2 ——分别为热流体单位时间内放出的热量和冷流体单位时间内吸收的热量,单位:W;

m_1, m_2 ——分别为热流体和冷流体的质量流量,kg/s;

c_{p1}, c_{p2} ——分别为热流体和冷流体的比定压热容,J/(kg·K)或 J/(kg·℃);

$t_{热1}, t_{热2}$ ——分别为热流体的进、出口温度,℃;

$t_{冷1}, t_{冷2}$ ——分别为冷流体的进、出口温度,℃

H_1, H_2 ——分别为热流体在进、出口温度下的比焓,J/kg;

h_1, h_2 ——分别为冷流体在进、出口温度下的比焓,J/kg。

当流体只有相变化而无温度变化时,换热器的热负荷要用潜热法计算,即热流体单位时间内放出的热量为:

$$Q_1 = m_1 r_1 \quad (1-3)$$

冷流体单位时间内吸收的热量为:

$$Q_2 = m_2 r_2 \quad (1-4)$$

式中 r_1, r_2 ——分别为单位质量热流体的冷凝潜热和冷流体的汽化潜热,J/kg。

如果换热器的壳体外表面温度与环境温度相差较大,则需要考虑换热器的热(冷)损失。关于热损失的计算,可参考有关文献,也可近似取为工艺物流所需热量的 3%~5%。

二、加热剂、冷却剂的用量

对于加热剂用量的计算,热负荷应等于工艺物流单位时间内吸收的热量加上换热器的热损失。

若以无相变的流体作为加热剂,其用量为:

$$m_3 = \frac{Q_3}{c_{p1}(t_{热1} - t_{热2})} \quad (1-5)$$

式中 Q_3 ——考虑热损失后的换热器热负荷, W,

$$Q_3 = Q_2 + Q_{损}$$

m_3 ——考虑热损失后的单位时间内加热剂用量, kg/s。

当以饱和水蒸气作为加热剂时, 水蒸气的用量可用式(1-6)计算:

$$m_3 = \frac{Q_3}{r_1} \quad (1-6)$$

对于冷却剂用量的计算, 当冷却剂的温度高于环境温度时, 为了保险起见, 常忽略换热器的热损失, 而直接用工艺物流的放热量作为热负荷, 即:

$$m_4 = \frac{Q_1}{c_{p2}(t_{冷2} - t_{冷1})} \quad (1-7)$$

式中 m_4 ——单位时间冷却剂的用量, kg/s;

其他符号意义同前。

三、有效平均温差的计算

(1) 在无相变的纯粹逆流或并流的换热器或一侧为恒温的其他流向的换热器中, 其有效平均温差计算可以下式(1-8)进行计算:

$$\Delta t_m = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}} \quad (1-8)$$

式中 Δt_1 、 Δt_2 ——分别为换热器两端热、冷流体的温差,

$$\text{当 } \frac{1}{2} < \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2} < 2 \text{ 时, } \Delta t_m = \frac{\Delta t_1 + \Delta t_2}{2}。$$

(2) 在其他流向的换热器中, 无相变化时, 有效平均温差为:

$$\Delta t_m = \epsilon_{\Delta t} \cdot \Delta' t_m \quad (1-9)$$

式中 $\Delta' t_m$ ——按纯逆流时计算的对数平均温差;

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

$$\epsilon_{\Delta t} = \psi(R, P) \quad (1-10)$$

$$R = \frac{\text{热流体的温降}}{\text{冷流体的温升}} = \frac{t_{热1} - t_{热2}}{t_{冷2} - t_{冷1}} \quad (1-11)$$

$$P = \frac{\text{冷流体的温升}}{\text{两流体的初始温差}} = \frac{t_{冷2} - t_{冷1}}{t_{热1} - t_{冷1}} \quad (1-12)$$

根据 R 和 P 两参数, 从以下相应的图中便可查得 $\epsilon_{\Delta t}$ 。以下从图 1-4 至 1-9 分别为各种情况下的温差校正系数图。

四、传热面积的估算

根据工艺物流的具体情况, 参考换热器传热系数 K 值的经验数值范围(见表 1-5 和表 1-6), 利用总传热速率方程可估算传热面积为:

$$A = \frac{Q}{K \cdot \Delta t_m} \quad (1-13)$$

第一章 列管式换热器的设计

式中 A ——估算的传热面积, m^2 ;

K ——根据经验选取的总传热系数, $W/m^2 \cdot K$;

Q ——换热器的热负荷, W 。

由估算的传热面积, 考虑适当的安全系数, 一般约为 5%~15%, 便可得到实际需要的传热面积。

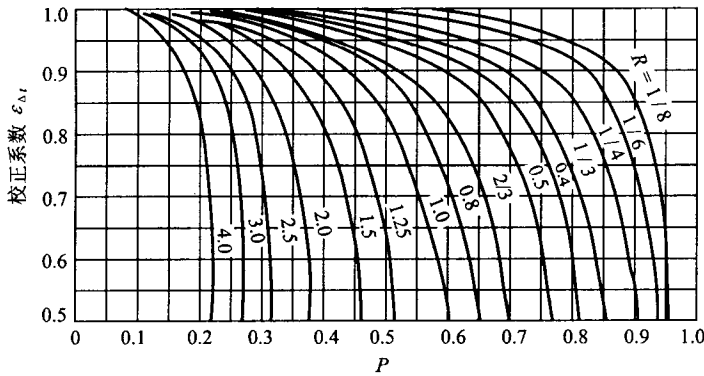


图 1-4 温差校正系数图一

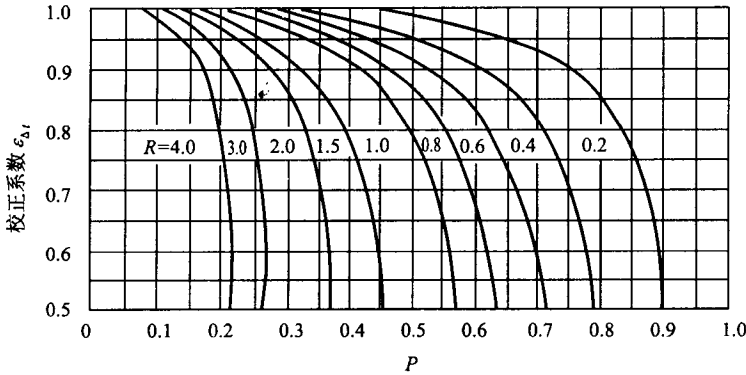


图 1-5 温差校正系数图二

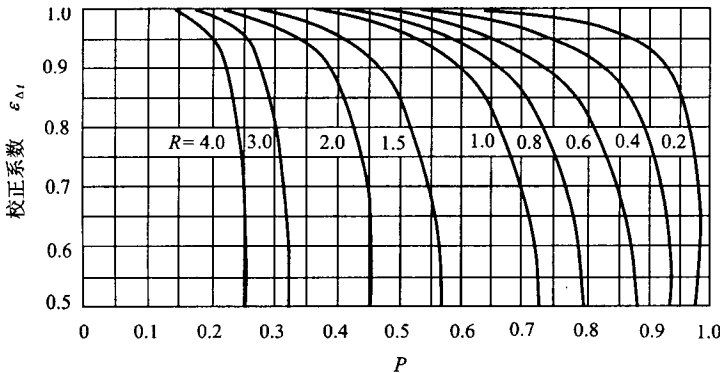


图 1-6 温差校正系数图三

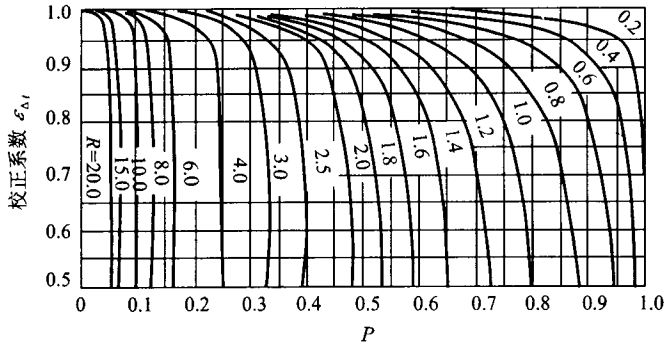


图 1-7 温差校正系数图四

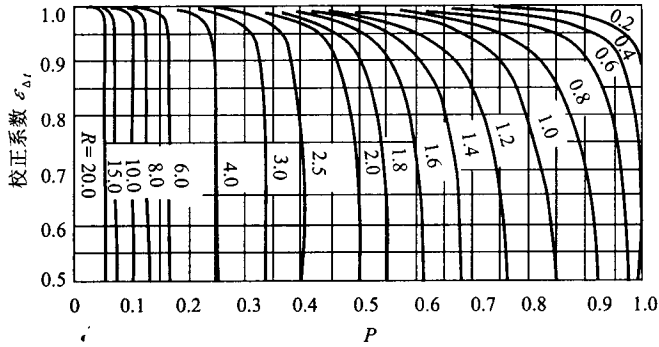


图 1-8 温差校正系数图五

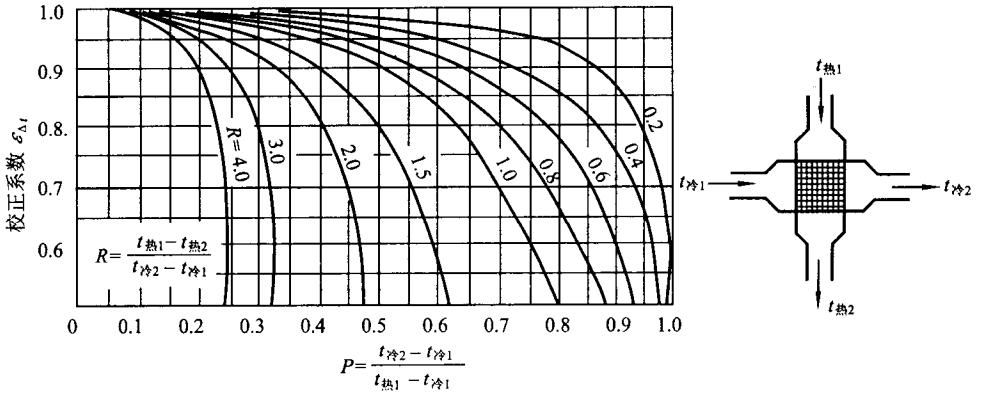


图 1-9 错流时的温差校正系数

表 1-5 列管换热器典型的总传热系数

介 质		总传热系数 $K/W \cdot m^{-2} \cdot ^\circ C^{-1}$
热 流 体	冷 流 体	
换热器		
水	水	800~1 500
有机溶剂	有机溶剂	100~300
轻 油	轻 油	100~400