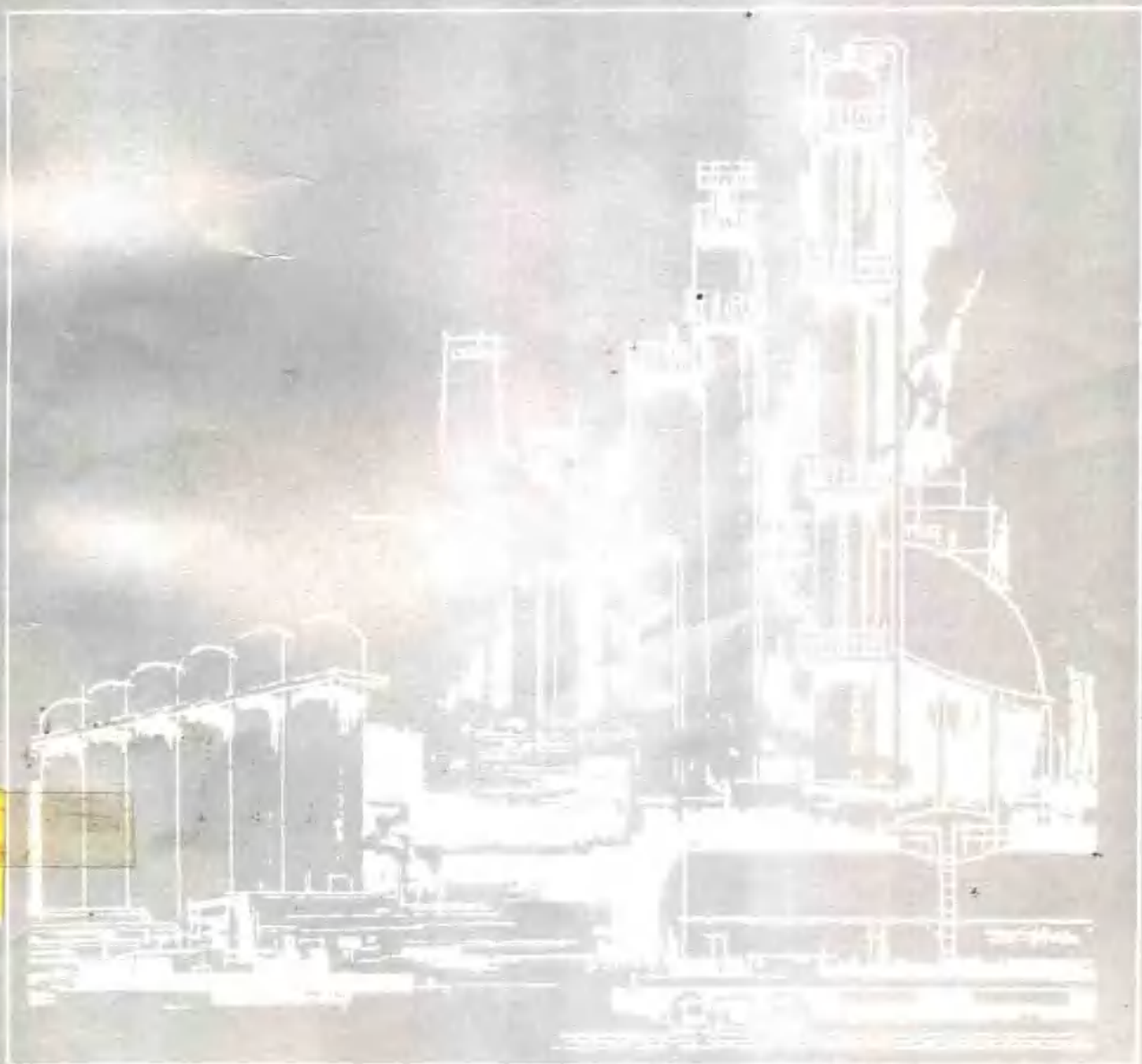


化工原理课程设计

大连理工大学化工原理教研室 编

大连理工大学出版社



化工原理课程设计

大连理工大学化工原理教研室 编

大连理工大学出版社

(辽)新登字 16 号

内 容 简 介

本书根据大连理工大学化工原理教研室多年的教学实践,结合近几年的科学研究工作及工厂技术改造的成果,由教研室组织编写完成。

全书包括绪论、列管式换热器设计、板式塔精馏装置设计、填料塔吸收装置设计以及喷雾干燥装置设计等部分。在内容上,保证教学的基本要求,注意理论联系实际,并通过运用科研及技术改造的实例,培养学生的工程观点及解决生产实际问题的能力。

本书可供高等院校化工类及相近专业作为化工原理课程设计教材或参考书,并可供化工类设计人员及生产技术人员参考。

参加本书编写的有:绪论,樊希山;第一章,匡国柱、王世广;第二章,郑轩荣;第三章,李景鹤;第四章,王宝和、王喜忠;附录,樊希山;插图,张桂兰。

图书在版编目(CIP)数据

化工原理课程设计/大连理工大学化工原理教研室编.
-大连:大连理工大学出版社,1994.7

ISBN 7-5611-0923-7

I. 化… I. 大… III. 化工原理-课程-设计 IV. TQ02

中国版本图书馆 CIP 数据核字(94)第 07257 号

化工原理课程设计

Huagong Yuanli Kecheng Sheji

大连理工大学化工原理教研室 编

* * *

大连理工大学出版社出版发行

(邮政编码:116024)

大连理工大学印刷厂印刷

开本:787×1092 1/16 印张:17 $\frac{1}{8}$ 插页:2 字数:405千字
1994年7月第1版 1994年7月第1次印刷

印数:0001—2500册

责任编辑:王君仁

责任校对:邓玉萍

封面设计:羊戈

* * *

ISBN 7-5611-0923-7

定价:9.40元

TQ·27

目 录

结论	1
第一章 列管式换热器设计	8
第一节 概述	8
§ 1-1-1 列管式换热器的应用	8
§ 1-1-2 列管式换热器设计简介	8
第二节 列管式换热器的设计	11
§ 1-2-1 设计方案的确定	11
§ 1-2-2 估算传热面积	14
§ 1-2-3 工艺结构尺寸设计	17
§ 1-2-4 换热器核算	27
第三节 列管式换热器设计示例	35
§ 1-3-1 设计任务和操作条件	35
§ 1-3-2 确定设计方案	35
§ 1-3-3 确立物性数据	35
§ 1-3-4 估算传热面积	36
§ 1-3-5 工艺结构尺寸	37
§ 1-3-6 换热器核算	39
第四节 再沸器	44
§ 1-4-1 再沸器的类型及其选择	44
§ 1-4-2 立式热虹吸再沸器的工艺设计	46
§ 1-4-3 釜式再沸器的工艺设计	56
第五节 再沸器设计示例	64
§ 1-5-1 立式热虹吸再沸器设计示例	64
§ 1-5-2 釜式再沸器设计示例	73
主要符号说明	77
参考文献	78
第二章 板式塔精馏装置设计	79
第一节 概述	79
§ 2-1-1 精馏过程及其对塔设备的要求	79
§ 2-1-2 板式塔精馏装置设计的主要内容	80
第二节 确定设计方案的有关知识	80

§ 2-2-1	精馏装置的流程	80
§ 2-2-2	操作条件的选择	81
§ 2-2-3	板式塔类型的选择	83
第三节	装置的物料、热量衡算和工艺流程图	83
§ 2-3-1	物料和热量衡算	83
§ 2-3-2	精馏装置的工艺流程图	85
第四节	精馏塔塔板数的计算	85
§ 2-4-1	理论塔板数的计算	86
§ 2-4-2	回流比的选择	90
§ 2-4-3	总板效率的估计	90
第五节	板式塔主要尺寸的设计计算	91
§ 2-5-1	概述	91
§ 2-5-2	塔高和塔径	92
§ 2-5-3	塔板上液流类型的选择	94
§ 2-5-4	溢流装置的设计计算	95
§ 2-5-5	塔板及其布置	100
§ 2-5-6	浮阀数的确定和排列	100
§ 2-5-7	塔板流动性能的校核	102
§ 2-5-8	塔板的负荷性能图	105
§ 2-5-9	浮阀塔工艺设计计算示例及其设备工艺条件图	106
第六节	辅助设备的选择	113
§ 2-6-1	冷凝器	113
§ 2-6-2	再沸器	114
	主要符号说明	115
	参考文献	117
第三章	填料塔吸收装置设计	118
第一节	概述	118
§ 3-1-1	吸收过程及其应用	118
§ 3-1-2	吸收(或解吸)过程对塔设备的要求	118
§ 3-1-3	填料塔吸收装置设计的主要内容	119
第二节	设计方案的确定	119
§ 3-2-1	吸收剂和吸收方法的选择	119
§ 3-2-2	吸收(或解吸)操作条件的选择	120
§ 3-2-3	确定吸收(或解吸)方法与流程	121
§ 3-2-4	能量的合理利用	123
§ 3-2-5	典型吸收—解吸过程流程	123
§ 3-2-6	各类吸收设备特性对比	125
第三节	吸收装置的物料和能量衡算及工艺流程图	126

§ 3-3-1 物料衡算	126
§ 3-3-2 能量衡算	127
§ 3-3-3 吸收装置工艺流程图	127
第四节 塔填料性能及选择	129
§ 3-4-1 传质过程对塔填料的基本要求	129
§ 3-4-2 塔填料分类及结构特性数据	129
§ 3-4-3 塔填料流体力学性能和通用关联	135
§ 3-4-4 塔填料传质性能	138
§ 3-4-5 塔填料的选择	142
第五节 填料吸收塔化工设计	143
§ 3-5-1 气-液平衡关系的获取	143
§ 3-5-2 确定吸收剂用量	144
§ 3-5-3 塔径的计算	146
§ 3-5-4 填料层高度计算	146
§ 3-5-5 气体压降的计算	149
§ 3-5-6 吸收剂循环功率计算和选泵	149
§ 3-5-7 主要设计参数的核算	150
§ 3-5-8 填料吸收塔工艺条件图	152
第六节 填料塔附属内件的选型和计算	153
§ 3-6-1 填料支承板	153
§ 3-6-2 填料压板或床层限制板	154
§ 3-6-3 液体初始分布器和再分布器	155
§ 3-6-4 气体入塔分布	162
§ 3-6-5 除雾沫器	162
第七节 设计示例	163
§ 3-7-1 设计参数和指标	163
§ 3-7-2 确定工艺流程	164
§ 3-7-3 吸收装置的物料衡算	164
§ 3-7-4 填料吸收塔的化工设计	168
§ 3-7-5 填料塔主要附属内件选型	173
§ 3-7-6 其它主要设备选型	174
§ 3-7-7 附录	174
主要符号说明	178
参考文献	180
第四章 喷雾干燥装置设计	181
第一节 概述	181
§ 4-1-1 喷雾干燥技术简介	181
§ 4-1-2 喷雾干燥装置设计的特点	181

第二节 喷雾干燥工艺流程及基本原理.....	182
§ 4-2-1 喷雾干燥装置的工艺流程	182
§ 4-2-2 雾化机理	182
§ 4-2-3 喷雾干燥过程的四个阶段	184
§ 4-2-4 喷雾干燥的优缺点	186
第三节 设计方案的确定.....	187
§ 4-3-1 设计方案所包括的内容	187
§ 4-3-2 确定设计方案的原则	188
第四节 喷雾干燥装置的设计.....	188
§ 4-4-1 喷雾干燥装置工艺设计的步骤	188
§ 4-4-2 物料衡算及热量衡算	189
§ 4-4-3 雾化器的结构和计算	195
§ 4-4-4 雾化器的选择	206
§ 4-4-5 雾滴的干燥	209
§ 4-4-6 喷雾干燥塔直径及高度的计算	212
第五节 喷雾干燥的主要附属设备.....	219
§ 4-5-1 风机	219
§ 4-5-2 空气加热器	219
§ 4-5-3 旋风分离器	220
第六节 喷雾干燥装置工艺设计示例.....	221
主要符号说明.....	233
参考文献.....	234
附录.....	235

绪 论

一、化工设计与化工原理课程设计

在化学工业中,一项化工新技术从概念形成至付诸于实施投产,大体要经过化工技术的研究、过程的开发、项目的设计、工程建设、试车投产几个主要阶段。化工设计将研究、开发的技术及过程开发的成果与工程建设、试车投产衔接起来,把过程设计与工程设计有机的结合在一起,在保证生产安全,环境保护等条件下,寻求提高产品收率和经济效益为目标,的系统优化。化工设计所提供的方案、数据、图纸、文件等是器材购置、设备制造、施工组织等的依据。由此可见,无论是新厂的建设,还是老厂的改造,都离不开化工设计,化工设计是化工基本建设中不可缺少的重要环节。

化工设计内容包括厂址选择,总体设计、工艺设计、非工艺设计等多项设计,范围很广。其中工艺设计主要内容有:生产方式的选择、生产工艺流程的设计、工艺计算(系统的物料及能量平衡)、设备工艺计算与选型、设备和管道的配置,并提供工艺设计的条件以及对公用工程要求等。

化工设计是一项创造性的劳动,设计者应对所涉及的化工生产特点、国内外化工技术发展现状深入了解,掌握一定的化工设计的基本知识和技能,具备一定的理论和实践的基础,运用正确的设计思想和经济观点指导设计,才可能独立承担工程项目的设计任务,在设计中有所创新。

化工原理课程设计是学生学完基础课程及化工原理课之后,进一步学习化工设计的基础知识,培养学生化工设计能力的重要教学环节,也是学生综合运用《化工原理》和相关先修课程的知识,联系化工生产实际,完成以化工单元操作为主的一次化工设计的实践。通过这一环节,使学生初步掌握化工单元操作设计的基本程序和方法,熟悉查阅技术资料、国家技术标准,正确地选用公式和数据,运用简洁文字和工程语言正确表述设计思想和结果;并在此过程中使学生养成尊重实际向实践学习,实事求是的科学态度,逐步树立正确的设计思想、经济观点和严谨、认真的工作作风,提高学生综合运用所学的知识,独立解决实际问题的能力。

二、课程设计的基本内容和程序

化工原理课程设计的基本内容包括有:

1. 设计方案简介:对给定或选定的工艺流程、主要设备的型式进行简要的论述。
2. 主要设备的工艺设计计算:物料衡算、能量衡算、工艺参数的选定、设备的结构设计和工艺尺寸的设计计算。
3. 辅助设备的选型:典型辅助设备主要工艺尺寸的计算,设备规格型号的选定。
4. 工艺流程图:以单线图的形式描绘,标出主体设备与辅助设备的物料方向、物流量、能流量、主要测量点。
5. 主要设备的工艺条件图:图面应包括设备的主要工艺尺寸,技术特性表和接管表。

6. 编写设计说明书。

掌握课程设计的工作程序,对于读者合理安排设计计划、分配时间、掌握工作进度、保证设计质量是十分必要的。其工作程序大体上可按以下几步进行:

1) 课程设计准备工作

进行课程设计,首先要认真阅读、分析下达的设计任务书,领会要点,明确所要完成的主要任务。为完成该任务应具备哪些条件,开展设计工作的初步设想。然后,进行一些具体准备工作。而准备工作大体可分两类:一类是结合任务进行生产实际的调研。另一类是查阅、收集技术资料。在设计中所需资料一般有以下几种:

- (1) 有关生产过程的资料,如工艺流程、生产操作条件、控制指标和安全规程等。
- (2) 设计所涉及物料的物性参数。
- (3) 在设计中所涉及工艺设计计算的数学模型及计算方法。
- (4) 设备设计的规范及实际参考图等。

2) 确定设计方案

按着任务书提供的条件及要求,结合所掌握的资料进行分析研究,选定适宜的流程方案及设备的类型,并初步形成工艺流程简图。

3) 工艺设计计算

选择适宜的数学模型和计算方法,按照任务书规定要求、给定的条件以及现有资料进行工艺设计计算,即进行物料衡算、热量衡算等。以获得物流量、能流量、各物流的组成、状态等信息。同时,还可获得设备的结构工艺尺寸。

4) 结构设计

在工艺设计计算基础上,即可获得设备的主要工艺尺寸。由此完成设备结构工艺条件图。

5) 工艺设计说明书

将以上设计所获得工艺流程方案、工艺设计计算主要步骤及结果、主要设备工艺条件图汇集成工艺设计说明书。

工艺设计说明书是整个工作的书面总结,也是后续设计工作的主要依据。应采用简练、准确的文字图表,实事求是的介绍设计计算过程和结果,具体内容包括:

- (1) 封面:课程设计题目、学生班级及姓名、指导教师、时间。
- (2) 目录
- (3) 设计任务书
- (4) 概述与设计方案的简介
- (5) 设计条件及主要物性参数表
- (6) 工艺设计计算

此部分含内容较多,设计者应根据设计计算篇幅,适当划分为若干小节,使之条理清晰。

- (7) 辅助设备的计算及选型
- (8) 设计结果汇总表
- (9) 设计评述

主要是两个表,其一为系统物料衡算表,其二是设备操作条件及结构尺寸一览表。

本部分主要介绍设计者对本设计的评价及设计的学习体会。

(10) 工艺流程图及设备工艺条件图

(11) 参考资料

(12) 主要符号说明

三、教材基本内容

结合本课程教学内容的深度和广度的要求及本课程的教学目标,根据多年的教学经验以及几年来我室科学研究工作及工厂技术改造的实践,为反映 90 年代化工技术的发展水平,进一步充实本课程教学内容,促进本课程的建设,编写了本《化工原理课程设计》教材。本教材在编写中,力争体现以下特点:

- ① 课程设计重在培养学生设计及解决实际问题的能力。
- ② 体现化工过程的典型性及单元设备的代表性。
- ③ 密切联系生产实际,尽可能吸收或采用科研及技术改造的实例。

基于以上特点,并考虑到教学实际,本着少而精的原则,本教材选择了以下几方面的内容。

1. 列管换热器的设计

传热过程是化工生产过程中存在的极其普遍的过程。实现这一过程的换热设备,却种类繁多,型式多样。其中以列管式(或管壳式)换热器应用更为广泛。本教材主要介绍列管式换热器的设计。内容含工艺流程方案及换热器类型的选择,换热器物料及热量衡算,传热动力学和换热器流动阻力核算等,进而确定设备的主要工艺尺寸。

考虑到精馏装置辅助设备的选用的需要,常规蒸馏塔又多用热虹吸再沸器,其传热过程具有一定特点和代表性,为此,教材还介绍了立式和釜式热虹吸再沸器的两相流传热计算及流动阻力核算、主要工艺尺寸设计计算的方法。

2. 精馏装置板式塔的设计

精馏过程是分离液体混合物最常用的一种单元操作。在化工、炼油等工业中得到广泛的应用。利用混合物中各组分挥发能力的差异,使之在汽、液两相接触过程中发生传质,将各组分提纯或分离。为实现这一过程的设备种类较多,而最常用的板式塔有浮阀塔、筛板塔、泡罩塔等。除板式塔外还有填料塔。考虑到减少与我校化工原理教材内容的重复,拓宽学生的知识面,本教材主要介绍浮阀塔的设计。一蒸馏塔的设计要通过实验研究或严格模拟计算,或参考实际生产装置确定总的理论板数及总板效率,实际进料位置,主要操作条件,以及塔内的汽相、液相流量和组成分布等。从而设计计算塔的主要工艺尺寸,并进行塔盘水力学性能的校核,作出负荷性能图。通过方案比较,优选出具有适宜工况的塔盘结构尺寸。最后,绘出浮阀塔工艺结构尺寸简图,同时完成辅助设备的选型。

3. 填料塔吸收装置设计

气体吸收过程是利用气体混合物中,各组分在液体中溶解度或化学反应活性的差异,在气、液两相接触时发生传质,实现气体混合物的分离。在化工生产中,原料气的净化,气体产品的精制、治理有害气体保护环境等方面得到了广泛的应用。在研究和开发吸收过程中,在方法上多从吸收过程的传质速率着手,希望在整个设备中,气、液两相为连续微分接触过程,这一特点则与填料塔得到了较好的结合。由于填料塔的通量大、阻力小,使得其在某些处理量大要求压降小的分离过程中倍受青睐。尤其近年高效塔填料的开发,使得填料

塔在分离过程中占据了重要的地位。为此,本章主要结合吸收过程介绍填料塔的设计。

在本章,介绍了吸收过程对设备的要求,如何选定适宜的流程方案、溶剂及填料类型以及操作条件。进而,依据系统的物性及操作条件等选择适宜的数字模型及计算方法,对系统进行物料及能量衡算,以及过程传质速率的计算,以确定吸收塔的主要工艺尺寸及内件。通过流体力学的核算,检验系统工艺的合理性,保证塔的正常运转。此外,还介绍了主要辅助设备的选型。

4. 干燥装置的设计

在工业生产中,常常会遇到一些液、固混合物或含湿量较高物料,按生产要求需将液、固进一步的分离,脱除湿分,使其湿含量降至规定的要求。显然,含湿量较高的物料如悬浮液,若固相易于沉降,应先选择机械分离方法,脱除大量的非结合水分,即可节省大量的能量。而对湿含少的物料,则应采取加热使液体汽化的去湿方法即干燥方法将湿分进一步的脱出。对热敏物料,则需选择在干燥器内干燥速率高、停留时间短的干燥方法。

本章重点介绍了压力喷雾干燥及气流式喷雾干燥器的设计。建立了雾滴形成及其在塔内下落行程中,颗粒运动及干燥过程的数学模型,从而确定干燥塔的主要工艺尺寸。同时完成主要辅助设备的选型。

四、混合物物性

在本课程设计中,既涉及化工过程,又涉及化工设备及材料等。所以在收集和查阅文献时,不能只限于教材及化工类资料,而应从多方而查寻,才能备齐所用的数据和资料。当制定过程工艺方案时,应从物系所属生产和加工的专业类书籍查寻,当深入了解单元操作过程时,应从查阅单元操作的专著入手,当考虑设结构时,则应参考机械制造类手册确定所用规范等。当进行工艺设计计算时,则要涉及到系统物系的物性参数。从物性数据手册中收集到的物性数据,常常是纯组分的物性,而设计所遇到物系一般为混合物。有些混合物热力学参数,可通过热力学方程进行推算,此类工作繁琐,专业性太强,实现难度较大,而通过实验研究,常常又受到条件限制。所以,通常均采用一些经验混合规则作近似处理,获取混合物的物性参数。下而仅就部分常规物系经验混合规则介绍如下。

(1) 密度 ρ kg/m^3

① 混合气体密度 ρ_{gm}

对压力不太高的气体混合物的密度可由下式求得:

$$\rho_{gm} = \sum_{i=1}^n \rho_{gi} y_i$$

或

$$\rho_{gm} = \frac{PM_m}{RT}$$

式中 ρ_{gi} , y_i 分别为混合气中 i 组分的密度和 mol 分率。 M_m 为混合气平均分子量。对压力较高的混合气应引入压缩因子 Z_i 给予校正。

② 混合液体的密度 ρ_{Lm}

$$1/\rho_{Lm} = \sum_{i=1}^n (w_i/\rho_{Li})$$

式中 w_i , ρ_{Li} 分别为液体混合物中 i 组分的质量分率及密度。

(2) 粘度

① 互溶液体的混合物粘度 μ_{Lm}

由 Kendall - Mouroe 混合规则得:

$$\mu_{Lm}^{1/3} = \sum_{i=1}^n (x_i \mu_{Li}^{1/3})$$

式中 μ_{Li} 为混合液中 i 组分粘度

x_i 为 i 组分 mol 分率。

此式适用于非电介质、非缔合性液体, 两组分的分子量差及粘度差 ($\Delta\mu < 15cP$) 不大的液体。对油类计算误差为 2 ~ 3%。

② 混合气体粘度 μ_{gm}

a. 常压下纯气体粘度 μ_{gi} 计算

常压下纯气体粘度可由下式求得:

$$\mu_{gi} = \mu_{ogi} \left(\frac{T}{273.15} \right)^m$$

式中 μ_{ogi} 为 i 气体在 0°C、常压下粘度, mPa·s ;

m 为关联指数;

某些常用气体的 m ; μ_{ogi} 值由下表可以查得:

附表 1 0°C 时常压气体的粘度 (μ_{og} 值)

气 体	$\mu_{og}, \text{mPa} \cdot \text{s}$	气 体	$\mu_{og}, \text{mPa} \cdot \text{s}$
CO ₂	1.34×10^{-2}	CS ₂	0.89×10^{-2}
H ₂	0.84×10^{-2}	SO ₂	1.22×10^{-2}
N ₂	1.66×10^{-2}	NO ₂	1.79×10^{-2}
CO	1.66×10^{-2}	NO	1.35×10^{-2}
CH ₄	1.20×10^{-2}	HCN	0.98×10^{-2}
O ₂	1.87×10^{-2}	NH ₃	0.96×10^{-2}
H ₂ S	1.10×10^{-2}	空气	1.71×10^{-2}

附表 2 μ_g 计算式的 m 值

气 体	m 值	气 体	m 值
CH ₄	0.8	CO	0.758
CO ₂	0.935	NO	0.89
H ₂	0.771*	NH ₃	0.981
N ₂	0.756	空气	0.768

* 系反推值

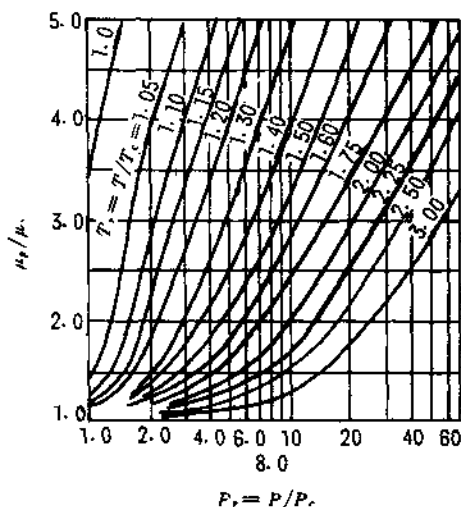
b. 压力对气体粘度的影响

有压力时的气体粘度 μ_p , 可用对比态原理从压力对气体粘度的影响图中查出。

在对比温度 T_r 和对比压力 P_r 大于 1 的情况下, 可由下图求出。多数情况下, 误差 < 10%。

图中 μ_1 为压力等于 1 时纯组分气体粘度, μ_p 为压力 P 下的粘度。

c. 气体混合物粘度 μ_{gm}



附图 11. 压力对气体粘度的影响

在低压下混合气粘度由下式求得：

$$\mu_{gm} = \frac{\sum y_i \mu_{gi} (M_i)^{1/2}}{\sum y_i (M_i)^{1/2}}$$

式中 μ_{gi} 为 i 组分粘度；

M_i 为 i 组分子量，上式对含 H_2 量较高的混合气不适用，误差高达 10%；

式中各组分的粘度 μ_{gi} 可由以上估算获得，或查物性手册获得。

(3) 导热系数

① 液体混合物导热系数 λ_{Lm}

a. 有机液体混合物导热系数

$$\lambda_{Lm} = \sum_{i=1}^n w_i \lambda_{Li}$$

b. 有机液体水溶液导热系数

$$\lambda_{Lm} = 0.9 \sum_{i=1}^n w_i \lambda_{Li}$$

c. 胶体分散液及乳液

$$\lambda_{Lm} = 0.9 \lambda_c$$

式中 λ_c 为连续相组分的导热系数，其它符号意义同前。

② 气体混合物的导热系数 λ_{gm}

a. 非极性气体混合物

由 Broraw 法估算：

$$\lambda_{gm} = 0.5(\lambda_{gm} + \lambda_{gm})$$

式中

$$\lambda_{gm} = \sum_{i=1}^n \lambda_{gi} y_i; \quad \lambda_{gm} = 1 / \sum (y_i / \lambda_{gi})$$

b. 对一般气体混合物

$$\lambda_{gm} = \frac{\sum_{i=1}^n \lambda_{gi} y_i (M_i)^{1/3}}{\sum_{i=1}^n y_i (M_i)^{1/3}}$$

式中 λ_{gi} 为系统总压及温度下 i 组分的导热系数。其它符号意义同前。

4. 比热

气体或液体混合物的比热由下式估算：

$$C_{pm} = \sum_{i=1}^n x_i C_{pi}$$

或

$$C'_{pm} = \sum_{i=1}^n w_i C'_{pi}$$

式中 C_{pm} 、 C_{pi} 分别为每 kmol 混合物及 i 组分的比热；

C'_{pm} 、 C'_{pi} 为每 kg 混合物及 i 组分的比热。

本公式的使用条件是：

- ① 各组分不互混。
- ② 低压气体混合物。
- ③ 相似的非极性液体混合物(如碳氢化合物, 液体金属)。
- ④ 非电解质水溶液(有机物水溶液)。
- ⑤ 有机溶液
- ⑥ 不适用于混合热较大的互溶混合液。

5) 汽化潜热

混合物汽化潜热 r_m 既可由质量分率加权平均, 也按 mol 分率加权平均：

$$r_m = \sum_{i=1}^n x_i r_i \quad \text{kJ/kmol}$$

或
$$r'_m = \sum_{i=1}^n w_i r'_i \quad \text{kJ/kg}$$

式中 r_i 为 i 组分分子汽化潜热, kJ/kmol;

r'_i 为 i 组分每 kg 汽化潜热, kJ/kg。

6) 表面张力 σ

混合物表面张力 σ_m 由下式求得

$$\sigma_m = \sum_{i=1}^n x_i \sigma_i$$

式中 x_i 为液相 i 组分 mol 分率, σ_i 为 i 组分表面张力。本式仅适于系统小于或等于大气压的条件。当大于大气压条件下, 则参考有关数值手册。由于混合物系种类繁多, 性质差异较大, 一种混合规则难以适应各种混合的需要, 对于一些特殊混合物的性质还待查专用物性数据手册。

第一章 列管式换热器设计

第一节 概 述

§ 1-1-1 列管式换热器的应用

换热器是化学工业、石油工业及其它一些行业中广泛使用的热量交换设备,它不仅单独作为加热器、冷却器使用,而且是一些化工单元操作的重要附属设备,因此在化工生产中占有重要的地位。通常在化工厂的建设中换热器投资比例为11%,在炼油厂中高达40%。随着化学工业的迅速发展及能源价格的提高,换热器的投资比例将进一步加大,因此,对换热器的研究倍受重视,从换热器的设计,制造,结构改进到传热机理的研究一直十分活跃,一些新型高效换热器相继问世。

由于工业生产中所用换热器的目的和要求各不相同,换热设备的类型也多种多样。按换热设备的传热方式划分主要有直接接触式、蓄热式和间壁式三类。虽然直接接触式和蓄热式换热设备具有结构简单,制造容易等特点,但由于在换热过程中,有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。因此工业上所用换热器设备以间壁式换热器居多。间壁式换热的类型也是多种多样,从其结构上大致可分为管式换热器和板式换热器。管式换热器主要包括蛇管、套管和列管式换热器;板式换热器主要包括型板式、螺旋板式和板壳式换热器。不同类型的换热器各有自己的优缺点和适用条件,这方面的内容可参考有关文献。一般说来,板式换热器单位体积的传热面积较大,设备紧凑($250 \sim 1500\text{m}^2/\text{m}^3$),材耗低($15\text{kg}/\text{m}^2$),传热系数大,热损失小。但承压能力较低,工作介质的处理量较小,且制造加工较复杂,成本较高。而管式换热器虽然在传热性能和设备的紧凑性上不及板式换热器,但它具有结构较简单,加工制造比较容易,结构坚固,性能可靠,适应面广等突出优点,因此被广泛应用于化工生产中。特别是列管式换热器在现阶段的化工生产中应用最为广泛,而且设计资料和数据较为完善,技术上比较成熟。

列管式换热器在化工生产中主要作为加热(冷却)器,冷凝器、蒸发器和再沸器使用。在这些不同的传热过程中,有些为无相变化传热,有些是有相变化传热,它们具有不同的传热机理,遵循不同的流体力学和传热学规律,因此在设计方法上存在一些差别。本章仅对作为加热(冷却)器,冷凝器和再沸器使用的列管式换热器的工艺设计进行介绍,使学生对这类换热器的工艺设计方法有所了解。

§ 1-1-2 列管式换热器设计简介

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”(GB151—89)执行。按该标准,换热器的公称直径做如下规定:

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的公称直径,mm。

换热器的传热面积:

计算传热面积,以传热管外径为基准,扣除伸入管板内的换热管长度后,计算所得到的管束外表面积, m^2 。

公称传热面积,指经圆整后的计算面积。

换热器的公称长度:

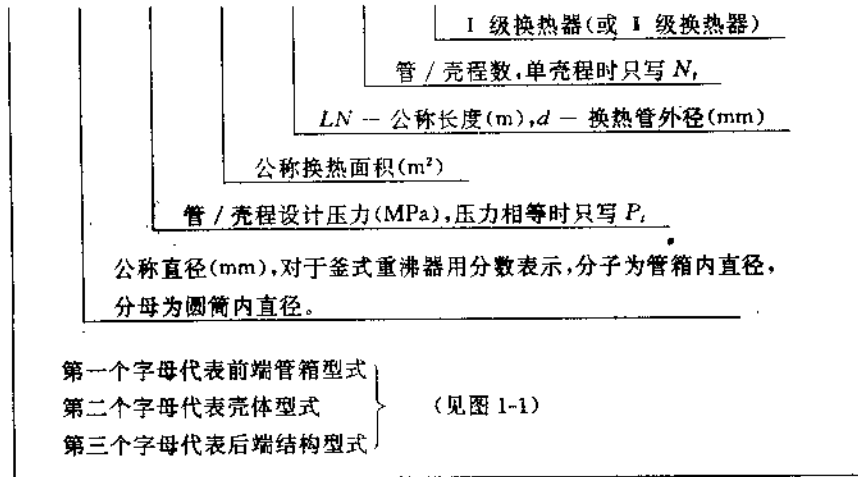
以传热管长度(m)作为换热器的公称长度。传热管为直管时,取直管长度;传热管为U型管时,取U形管的直管段长度。

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,详细分类及代号见图 1-1。

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:

$$\times \times \times DN - \frac{P_1}{P_2} - A - \frac{LN}{d} - \frac{N_1}{N_2} \quad \text{I (或 II)}$$



例如,浮头式换热器,平盖管箱,公称直径500mm,管程和壳程设计压力均为1.6MPa,公称传热面积 $54m^2$,使用较高级冷拔传热管,外径为25mm,管长6m,4管程单壳程换热器,其型号可表示为:

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

列管式换热器的工艺设计主要包括下列步骤:

1. 根据生产任务和有关要求确定设计方案;
2. 初步确定换热器结构和尺寸;
3. 核算换热器的传热能力及流体阻力损失;

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

图 1-1 主要部件的分类及代号