



普通高等教育“十二五”规划教材

常用石油化工单元设计

朱玉琴 刘菊荣 编著

中国石化出版社

[HTTP://WWW.SINOPEC-PRESS.COM](http://www.sinopec-press.com)

普通高等教育“十二五”规划教材

常用石油化工单元设计

朱玉琴 刘菊荣 编著

中国石化出版社

内 容 提 要

本书详细论述了石油化学工业常用的立式热虹吸式再沸器、蒸发装置、圆筒加热炉、板式精馏塔、气流干燥器等化工单元操作设备的基本原理、设计方法及步骤。另外,还介绍了化工设备主要零部件的结构及选型、化工工艺流程图和化工设备图及其绘制方法。

本书可作为普通高等教育化学工程与工艺及其相关专业本科生的教材,也可作为从事化工设计、化工生产等工程技术人员的参考用书。

图书在版编目(CIP)数据

常用石油化工单元设计 / 朱玉琴, 刘菊荣编著.
—北京: 中国石化出版社, 2012. 7
普通高等教育“十二五”规划教材
ISBN 978-7-5114-1607-0

I. ①常… II. ①朱… ②刘… III. ①石油化工-化工设备-设计-高等学校-教材 IV. ①TQ050.2

中国版本图书馆 CIP 数据核字(2012)第 118131 号

未经本社书面授权,本书任何部分不得被复制、抄袭,或者以任何形式或任何方式传播。版权所有,侵权必究。

中国石化出版社出版发行

地址:北京市东城区安定门外大街 58 号

邮编:100011 电话:(010)84271850

读者服务部电话:(010)84289974

<http://www.sinopec-press.com>

E-mail:press@sinopec.com

河北天普润印刷厂印刷

全国各地新华书店经销

*

787×1092 毫米 16 开本 14 印张 3 插页 352 千字

2012 年 7 月第 1 版 2012 年 7 月第 1 次印刷

定价:30.00 元

前 言

化工原理课程设计是一门实践性很强的课程，一方面要求学生综合运用化工专业基础课程的理论知识，确定工艺流程和主要设备的结构型式，并对设备工艺尺寸和结构参数进行设计计算；另一方面要求学生在设计过程中根据设计对象的具体特征，借鉴相关化工设计经验，对设计过程和设备结构参数作出合理的选择和优化。而后者往往是设计能否成功的关键，也是化工原理课程设计区别于课堂作业的重要方面。因此，一本成功的、具有典型实例的设计教材，将有助于学生掌握化工设计的基本方法和锻炼学生的实践能力。

笔者通过多年化工原理课程的讲授及多年指导学生进行化工原理课程设计和毕业设计的亲身体会，深感学生在做课程设计、毕业设计过程中不知如何下手。虽然学生学过很多前期课程，但对综合考查学生设计能力的课程设计和毕业设计来说，这些知识显得有些支离破碎，学生对设计过程、设计内容和设计步骤仍不够清晰，急需有较系统的课程设计指导用书。为此，笔者编写了这本《常用石油化工单元设计》，用于石油院校化工原理课程设计指导用书。

化工单元操作种类很多，本书针对石油院校化学工程与工艺专业的石油特色，重点选择了石油化工生产过程中应用较多的立式热虹吸式再沸器、蒸发装置、圆筒加热炉、板式精馏塔、气流干燥器5个主要单元操作，介绍了每种单元操作的基本原理、设计方法和步骤，并附以设计实例，使读者能详细了解设计过程和设计细节。另外，本书还介绍了化工设备主要零部件的结构形式及选择、化工工艺流程图和化工设备图的绘制，便于学生熟悉化工设备零部件的结构及表达方法，了解化工工艺流程图及化工设备图的绘制内容及要求。

本书第二章、第三章、第四章由朱玉琴编写；第一章、第五章、第六章、第七章、第八章由刘菊荣编写。全书由倪炳华教授审阅。

由于时间仓促和编者水平所限，对于本书中的不妥之处，恳请各位读者批评指正。

目 录

1 绪论	(1)
1.1 化工设计	(1)
1.2 化工原理课程设计	(1)
1.3 混合物物性数据估算	(3)
2 立式热虹吸再沸器工艺设计	(9)
2.1 再沸器的类型及其选择	(9)
2.2 立式热虹吸再沸器的工艺设计	(12)
2.3 立式热虹吸再沸器设计示例	(23)
3 蒸发装置的设计	(30)
3.1 概述	(30)
3.2 蒸发器的类型与选择	(30)
3.3 蒸发器流程的确定	(32)
3.4 多效蒸发的工艺计算	(34)
3.5 蒸发装置的结构设计	(39)
3.6 蒸发辅助设备	(42)
3.7 蒸发器设计示例	(46)
4 圆筒管式加热炉工艺设计	(55)
4.1 概述	(55)
4.2 基础数据与总热负荷计算	(55)
4.3 燃烧过程计算	(58)
4.4 辐射段计算	(63)
4.5 对流段计算	(72)
4.6 炉管压力降计算	(77)
4.7 烟囱的设计和计算	(80)
4.8 计算步骤	(85)
5 板式精馏塔的设计	(92)
5.1 概述	(92)
5.2 精馏方案的确定	(93)
5.3 精馏装置工艺计算	(96)
5.4 板式塔结构设计	(102)
5.5 板式塔附属部件	(129)
5.6 浮阀塔板设计计算示例	(132)

6 气流干燥器的设计	(139)
6.1 概述	(139)
6.2 气流干燥过程及其适用对象	(140)
6.3 气流干燥器的设计基础	(143)
6.4 气流干燥器设计计算	(149)
6.5 直管气流干燥器设计示例	(153)
7 化工设备主要零部件	(158)
7.1 概述	(158)
7.2 压力容器封头	(159)
7.3 法兰连接	(162)
7.4 支座	(170)
7.5 压力容器用检查孔	(181)
7.6 视镜	(184)
7.7 液面计	(186)
7.8 化工容器的开孔与补强	(187)
8 工艺流程图和化工设备图	(190)
8.1 工艺流程图	(190)
8.2 化工设备图	(196)
参考文献	(209)
附录一 纯物质物性数据的计算	(210)
附录二 国产炉管规格	(215)
附录三 常见流体的污垢热阻	(216)
附录四 某些二元物系的汽液平衡组成	(216)
附录五 输送流体用无缝钢管规格	(218)
附录六 化工设备装配图图例	(218)

1 绪 论

1.1 化 工 设 计

化工设计是把化工工程项目从设想变成现实的一个建设环节，是工程建设的灵魂，对工程建设起着主导和决定性的作用。另外，化工设计是把科研成果转化为现实生产力的桥梁和纽带，化工科研成果只有通过工程设计，才能转化为现实的工业化生产力。

化工设计是一项复杂而细致的工作，涉及的专业很多。化工设计涉及的专业可分为工艺专业和非工艺专业(总图、建筑、设备、电力、自控、给排水、采暖通风、技术经济等)，因此化工设计工作需要由工艺设计人员和非工艺设计人员共同完成。在化工设计中，工艺设计起主导作用，因为任何化工设计过程都是从工艺设计开始，并以工艺设计结束。另外，在整个设计过程中非工艺设计要服从工艺设计，同时工艺设计又要考虑和尊重其他非工艺设计的特点和合理要求，在整个设计过程中进行协调。化工工艺设计的主要内容有生产技术方案或工艺路线的选择、工艺流程设计、工艺计算(物料衡算及能量衡算)、化工设备的选型与设计、车间布置设计、化工管道布置设计，以及为非工艺专业设计提供设计条件，编制设计文件(包括设计说明书、附表及附图)等。

化工单元设备是组成化工装置的基本单元。在化工设计中，化工单元设备的设计是整个化工过程和装置设计的核心和基础，并贯穿于化工设计过程的始终。从这个意义上来说，作为化工类及其相关专业的本科生，掌握常用化工单元设备的基本设计方法至关重要。

1.2 化工原理课程设计

化工原理课程设计是化工及相关专业学生学完大部分基础课程及化工原理课程之后，联系化工生产实际，以某一化工单元操作及其设备设计为目标，进行的一次工程实践教学环节。

1.2.1 化工原理课程设计的要求

通过化工原理课程设计教学环节，培养化工及相关专业学生综合运用本门课程和其他先修课程知识的能力，注重提高学生分析、解决工程实际问题的能力。同时，培养学生树立正确的设计思想和实事求是、严谨负责的工作作风。通过化工原理课程设计，学生可以在以下几个方面得到较好的培养和训练。

(1) 查阅资料、正确选用公式和收集相关数据的能力。通常学生接到设计任务之后，要收集许多数据，查取和估算物性数据，合理选择计算公式。这就要求学生综合运用各方面的

知识,详细全面考虑后才能确定。

(2)正确选择设计参数。要树立从技术可行性和经济合理性两方面综合考虑问题的工程观点,同时还必须考虑方便操作维修及环境保护的要求。

(3)正确、迅速地进行化工设计计算。化工设计计算是一个反复试算的过程,计算的工作量很大,要求学生以严肃认真的态度对待设计,自我检查和审核计算过程,发现问题或错误及时修正,避免不必要的大返工。

(4)掌握化工原理课程设计的基本程序和方法。

(5)学会用简洁的文字和适当的图、表达自己的设计思想。

1.2.2 化工原理课程设计的内容

化工原理课程设计应包括如下基本内容:

(1)设计方案的选定。确定设计方案、工艺流程及主体设备的结构型式。

(2)工艺设计。选定工艺操作参数,完成化工单元操作的物料衡算、能量衡算及工艺设计计算,绘制相应的工艺流程图。

(3)设备设计。完成主体设备的工艺尺寸和结构尺寸的设计计算,绘制主体设备的装配图,图面还应包括设备的主要工艺尺寸、明细表、技术特性表和管口表等内容。

(4)辅助设备的选型。包括辅助设备的特性尺寸计算及规格型号的选定。

(5)编写课程设计说明书。

1.2.3 化工原理课程设计的设计方法与步骤

化工单元操作种类很多,每种单元操作的设计方法不尽相同,这里仅阐述化工单元操作设计通用的设计方法与步骤。

(1)明确设计任务与条件

原料(或进料)和产品(或出料)的流量、组成、状态(温度、压力、相态等)及流量波动的范围;

化工单元操作设计的目的、要求及主体设备的功能;

公用工程条件,如循环冷却水的温度,加热蒸汽的压力,大气环境(温度、湿度、大气压等);

其他特殊要求。

(2)收集有关物料的物理及化学性质数据

(3)确定设计方案

确定化工单元操作的工艺流程;

确定主体设备的结构型式,对比各类设备结构的优缺点,结合本设计的具体情况,选择高效、可靠的设备结构型式;

确定主体设备的操作条件,如温度、压力等;

(4)工艺计算

单元操作过程的物料衡算与热量衡算;

主体设备的特性尺寸计算,如精馏、吸收设备的理论板数,换热设备的传热面积等。

(5)主体设备的结构设计

根据相关设备的设计规范和常用结构型式,详细设计主体设备各零部件的结构尺寸。如板式

塔要确定塔板板面布置、溢流堰和降液管的型式、各种进出管口的具体结构、塔板的支撑等。

进行主体设备的流体力学性能计算，确定主体设备的流体阻力及操作范围。

(6)各种部件材料的选择，如壁厚计算，塔板、塔盘等的机械设计，并根据各部件的使用环境要求选择适宜的材质。

(7)各种辅助结构如支座、吊架、保温的设计。

(8)设备内件与管口方位设计。

(9)全设备的总装配图及零部件图绘制。

(10)编制全设备材料表。

(11)编写制造技术要求与规范。

(12)编写设计说明书。

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。要做好化工原理课程设计，除了要有坚实的理论基础和专业外，还应了解有关化工设备的新技术、新材料，了解相关设计规范与规定，熟悉有关设备的结构性能，具备足够的化学工程、化工机械方面的知识。

设计者在选择设备类型、设计方法、计算公式及数据图表等方面，应结合任务书的具体要求，广泛查阅和收集有关资料，经过认真分析、对比和筛选，致力于使设计尽可能先进和合理。因此，设计者应具有高度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。

1.3 混合物物性数据估算

在设计计算中，必然要涉及化工过程物系的物性参数，物性数据应尽可能使用实验测定值，此类数据可从《化学工程手册》第一篇(化工基础数据)、《化学化工物性数据手册》等相关手册和文献中查取。有些物性数据，特别是混合物的性质查取困难时，可采用经验方法估算和推算。这里仅讨论部分常用混合物物性数据的计算方法。

1.3.1 密度

(1)气体混合物的密度

压力不太高时，气体混合物的密度可由式(1-1)或式(1-2)近似计算。

$$\rho_{gm} = \sum_{i=1}^n \rho_{gi} y_i \quad (1-1)$$

$$\rho_{gm} = \frac{pM_m}{RT} \quad (1-2)$$

式中 ρ_{gm} ——混合气体的密度， kg/m^3 ；

ρ_{gi} ——混合气体中*i*组分在相同温度和压力下的密度， kg/m^3 ；

y_i ——混合气体中*i*组分的摩尔分率；

p ——压力， kPa ；

T ——温度， K ；

R ——通用气体常数， $8.314\text{J}/(\text{mol} \cdot \text{K})$ ；

M_m ——混合气体的平均相对分子质量。

如压力较高或要求更高的精度时，式(1-2)应引入压缩因子 Z 进行校正。

(2) 液体混合物的密度

在压力不高，混合物组分间的性质差别不大的时候，可用式(1-3)估算液体混合物的密度。

$$\frac{1}{\rho_{Lm}} = \sum_{i=1}^n \frac{\omega_i}{\rho_{Li}} \quad (1-3)$$

式中 ρ_{Lm} ——混合液体的密度， kg/m^3 ；

ω_i ——混合液体中 i 组分的质量分率；

ρ_{Li} ——混合液体中 i 组分的密度， kg/m^3 。

1.3.2 黏度

(1) 液体混合物的黏度

液体混合物的黏度不符合加和性的规律，而且黏度与组成之间一般不存在线性关系，有时会出现极大值、极小值或者既有极大值又有极小值，目前还难以用理论来预测。除了实验测定外，工程上多采用经验或半经验的黏度模型进行关联和计算。

① 互溶液体的混合物黏度 μ_{Lm}

一般条件下，可用立方根加和规律近似计算液体混合物的黏度。

$$\mu_{Lm} = \left(\sum_{i=1}^n x_i \mu_{Li}^{1/3} \right)^3 \quad (1-4)$$

式中 μ_{Lm} ——液体混合物的黏度， $\text{mPa} \cdot \text{s}$ ；

μ_{Li} —— i 组分的液体黏度， $\text{mPa} \cdot \text{s}$ ；

x_i —— i 组分的摩尔分率。

式(1-4)适用于非电介质、非缔合性液体，不适用于石油馏分。混合物中各组分的相对分子质量及一般性质接近时，计算精度高。

② 不互溶液体的混合黏度 μ_m

当分散相的体积分率 $\phi_d < 0.03$ 时：

$$\mu_m = \left(1 + 2.5 \phi_d \frac{\mu_d + 0.4 \mu_F}{\mu_d + \mu_F} \right) \mu_F \quad (1-5)$$

式中 μ_F 、 μ_d ——连续相和分散相的黏度， $\text{mPa} \cdot \text{s}$ 。

当分散相的体积分率 $\phi_d > 0.03$ 时：

$$\mu_m = (\mu_F)^{x_F} \cdot (\mu_d)^{x_d} \quad (1-6)$$

式中 x_F 、 x_d ——连续相和分散相的摩尔分率。

当形成乳化液时：

$$\mu_m = \frac{\mu_F}{\phi_F} \left(1 + \frac{1.5 \mu_d \phi_d}{\mu_F + \mu_d} \right) \quad (1-7)$$

式中 ϕ_F ——连续相的体积分率。

(2) 混合气体黏度 μ_{gm}

① 低压气体混合物的黏度

气体混合物的黏度随组成的变化一般是非线性的，有时混合物的黏度在达到某一组成时

有一个最大值。

根据气体动力学理论，低压气体混合物($p_r < 0.6$)的黏度可由式(1-8)来计算。

$$\mu_{gm} = \sum_{i=1}^n \frac{\mu_{gi}}{1 + \sum_{\substack{j=1 \\ j \neq i}}^n \phi_{ij} \frac{\gamma_j}{\gamma_i}} \quad (1-8)$$

式中 μ_{gm} ——气体混合物的黏度， $\text{mPa} \cdot \text{s}$ ；

μ_{gi} ——组分 i 的黏度， $\text{mPa} \cdot \text{s}$ ；

ϕ_{ij} ——组分 i 对组分 j 的相互作用参数，由式(1-9)计算；

γ_i 、 γ_j ——组分 i 和组分 j 的摩尔分率。

$$\phi_{ij} = \frac{[1 + (\frac{\mu_{gi}}{\mu_{gj}})^{1/2} (\frac{M_j}{M_i})^{1/4}]^2}{\sqrt{8} (1 + \frac{M_i}{M_j})^{1/2}} \quad (1-9)$$

式中 μ_{gi} 、 μ_{gj} ——组分 i 和组分 j 的黏度， $\text{mPa} \cdot \text{s}$ ；

M_i 、 M_j ——组分 i 和组分 j 的相对分子质量。

式(1-8)对烃类气体混合物和非极性烃类气体混合物都适用。

②高压气体混合物的黏度

高压气体混合物的黏度可由式(1-10)来计算。

$$(\mu_{gm}^h - \mu_{gm}^l) \xi = 10.8 \times 10^{-5} [\exp(1.439 \rho_{rm}) - \exp(-1.111 \rho_{rm}^{1.858})] \quad (1-10)$$

$$\xi = \frac{T_{cm}^{1/6}}{M_m^{1/2} p_{cm}^{2/3}} \quad (1-11)$$

式中 μ_{gm}^h ——高压气体混合物的黏度， $\text{mPa} \cdot \text{s}$ ；

μ_{gm}^l ——低压气体混合物的黏度， $\text{mPa} \cdot \text{s}$ ；

ρ_{rm} ——混合气体的对比密度， $\rho_{rm} = \rho_m / \rho_{cm}$ ；

ρ_m 、 ρ_{cm} ——混合气体的密度和假临界密度， kg/m^3 ；

M_m ——混合气体的相对分子质量；

T_{cm} ——混合气体的假临界温度， K ；

p_{cm} ——混合气体的假临界压力， atm 。

混合气体的假临界参数的混合规则为：

$$T_{cm} = \sum_{i=1}^n y_i T_{ci} \quad (1-12)$$

$$V_{cm} = \sum_{i=1}^n y_i V_{ci} \quad (1-13)$$

$$Z_{cm} = \sum_{i=1}^n y_i Z_{ci} \quad (1-14)$$

$$P_{cm} = \frac{Z_{cm} R T_{cm}}{V_{cm}} \quad (1-15)$$

式中 T_{ci} —— i 组分的临界温度， K ；

V_{ci} —— i 组分的临界体积， m^3 ；

Z_{ci} —— i 组分的临界压缩因子。

由上式计算得到的高压气体混合物的黏度，对低相对分子质量非极性气体混合物而言，误差一般不超过 10%。不适用于高相对分子质量极性气体混合物。

1.3.3 导热系数

(1) 液体混合物导热系数 λ_{Lm}

①一般液体导热系数

对于已知组成的混合物，其液相导热系数（在任何温度和压力下）可按简单混合定律计算。

$$\lambda_{Lm} = \sum_{i=1}^n \lambda_{Li} x_i \quad (1-16)$$

式中 λ_{Lm} ——混合液体的导热系数，W/(m·K)；

λ_{Li} —— i 组分的液体导热系数，W/(m·K)；

x_i —— i 组分的质量分率或摩尔分率，两种分率计算得的两值中取其小者。

由式(1-16)计算的值通常偏高，但误差一般不超过 10%。

②有机液体水溶液导热系数

$$\lambda_{Lm} = 0.9 \sum_{i=1}^n \lambda_{Li} x_i \quad (1-17)$$

③胶体分散液的导热系数

$$\lambda_{Lm} = 0.9 \lambda_c \quad (1-18)$$

式中 λ_c ——连续相液体的导热系数，W/(m·K)。

(2) 气体混合物的导热系数 λ_{gm}

①一般气体混合物

已知组成的气体混合物在任何温度、压力下的导热系数可按式(1-19)来计算。

$$\lambda_{gm} = \frac{\sum_{i=1}^n \lambda_{gi} y_i M_i^{1/3}}{\sum_{i=1}^n y_i M_i^{1/3}} \quad (1-19)$$

式中 λ_{gm} ——系统压力及温度下气体混合物的导热系数，W/(m·K)；

λ_{gi} ——系统压力及温度下 i 组分的导热系数，W/(m·K)；

M_i —— i 组分的相对分子质量；

y_i —— i 组分的分子分率。

②非极性气体混合物

多数非极性气体的混合导热系数小于按线性组成的平均值，而大于按组成倒数的平均值。对非极性气体混合物可由 Broraw 法估算。

$$\lambda_{gm} = 0.5(\lambda_{sm} + \lambda_{rm}) \quad (1-20)$$

$$\lambda_{sm} = \sum_{i=1}^n \lambda_{gi} y_i \quad (1-21)$$

$$\lambda_{rm} = \frac{1}{\sum_{i=1}^n (y_i / \lambda_{gi})} \quad (1-22)$$

1.3.4 比热容

(1) 理想混合气体(或低压气体)的比热容

$$c_{pm} = \sum_{i=1}^n c_{pi} y_i \quad (1-23)$$

式中 c_{pm} ——气体混合物的定压比热容, kJ/(kmol·K) 或 kJ/(kg·K);

c_{pi} —— i 组分的定压比热容, kJ/(kmol·K) 或 kJ/(kg·K);

y_i —— i 组分的摩尔分率或质量分率。

气体的比热容 c_p 与压力有很大的关系, 一般当压力大于 0.35MPa 时, 就不能用式(1-23)来计算, 而应该对压力进行校正。

(2) 液体混合物的比热容

$$c_{pm} = \sum_{i=1}^n c_{pi} x_i \quad (1-24)$$

式中 c_{pm} ——液体混合物的定压热容, kJ/(kmol·K) 或 kJ/(kg·K);

c_{pi} ——液体中组分 i 的定压热容, kJ/(kmol·K) 或 kJ/(kg·K);

x_i ——组分 i 的摩尔分率或质量分率。

式(1-24)忽略了混合热的影响, 适用于烃类及分子结构相近的同系物。

1.3.5 汽化相变焓

混合液体的汽化相变焓(相变焓以前称为潜热)可由各组分的汽化相变焓按其组分分率加权平均计算。

$$r_m = \sum_{i=1}^n x_i r_i \quad (1-25)$$

式中 r_m ——混合物的汽化相变焓, kJ/kmol 或 kJ/kg;

r_i ——组分 i 的汽化相变焓, kJ/kmol 或 kJ/kg;

x_i ——组分 i 的摩尔分率或质量分率。

1.3.6 表面张力

(1) 非水溶液的表面张力

非水溶液的表面张力可按 Macleod - Sugden 法计算。

$$\sigma_m^{1/4} = \sum_{i=1}^n [P_i (\rho_{Lm} x_i - \rho_{Vm} y_i)] \quad (1-26)$$

式中 σ_m ——混合物表面张力, mN/m;

ρ_{Lm} 、 ρ_{Vm} ——混合物液相、气相的摩尔密度, mol/cm³;

x_i 、 y_i ——液相、气相的摩尔分率;

P_i —— i 组分的等张比容, 可按表 1-1 给出的分子结构常数加和求取。

式(1-26)对非极性混合物的误差一般为 5% ~ 10%, 对极性混合物为 5% ~ 15%。

表 1-1 计算等张比容的结构常数

基 团	P_i	基 团	P_i	基 团	P_i
碳-氢结构		官能团		S	49.1
C	9.0	—COO—	63.8	P	40.5
H	15.5	—COOH	73.8	F	26.1
—(CH ₂) _n 中的 CH ₂ :		—OH	29.8	Cl	55.2
$n < 12$	40	—NH ₂	42.5	Br	68.0
$n > 12$	40.3	—O—	20.0	I	90.3
甲基	55.5	—NO ₂	74	C=C	
1-甲基乙基	133.3	—NO ₃	73	端键	19.1
1-甲基丙基	171.9	—CO(NH ₂)	91.7	2, 3 位	17.7
1-甲基丁基	211.7	酮中的=O:		3, 4 位	16.3
2-甲基丙基	173.3	总碳数 = 3	22.3	C≡C	40.6
1-乙基丙基	209.5	总碳数 = 4	20.0	环化合物	
1, 1-二甲基乙基	170.4	总碳数 = 5	18.5	三元环	12.5
1, 1-二甲基丙基	207.5	总碳数 = 6	17.3	四元环	6.0
1, 2-二甲基丙基	207.9	—CHO	66	五元环	3.0
1, 1, 2-三甲基丙基	243.5	O	20	六元环	0.8
C ₆ H ₅ -	189.6	N	17.5		

(2) 乙醇-水溶液表面张力

乙醇-水溶液在 25℃ 时的表面张力见表 1-2。

表 1-2 乙醇-水溶液的表面张力

乙醇质量分率/%	0	10	20	30	40	50	60	70	80	90	100
$\sigma_m / (\text{mN/m})$	70	48	38	33	30	28	26	25	24	23	22

表面张力与温度变化关系如式(1-27)所示。

$$\frac{\sigma_2}{\sigma_1} = \left(\frac{T_c - T_2}{T_c - T_1} \right)^{1.2} \tag{1-27}$$

式中 σ_1 ——温度 T_1 (K) 时的表面张力, mN/m;

σ_2 ——温度 T_2 (K) 时的表面张力, mN/m;

T_c ——混合液体的临界温度, K。

混合液体临界温度可采用加权平均法估算。

$$T_c = \sum x_i T_{ci} \tag{1-28}$$

式中 x_i ——组分 i 的摩尔分率;

T_{ci} ——组分 i 的临界温度, K。

乙醇的临界温度为 516.15K, 水的临界温度为 647.25K。

2 立式热虹吸再沸器工艺设计

再沸器(又称重沸器)是精馏装置的重要辅助设备之一,这里所谓的再沸器是指用于连续精馏塔底部间接加热时的列管式加热器,其作用是对塔底釜液加热使一部分物料汽化后再返回塔内,以提供精馏过程所需的热能。

2.1 再沸器的类型及其选择

2.1.1 再沸器的类型

再沸器大致分为釜式再沸器和热虹吸再沸器两种类型。

2.1.1.1 釜式再沸器

釜式再沸器(重沸器)是由一个带有扩大部分的壳体和一个可抽出的管束组成,壳侧扩大部分空间作为汽、液分离空间,其结构示意图和工艺流程图如图 2-1 所示。塔底液体通过进料管进入釜式再沸器并浸没管束,汽化的液体自上升管返回塔底液面上部,饱和液体溢流过溢流堰到储液槽。为保证汽、液分离效果,液体需要在储液槽中有一定的停留时间;为防止固体集聚在堰板底部,可以加一根连通管除去固体。再沸器内液体的装填系数,对于不易起泡沫的物系为 80%,对于易起泡沫的物系则不超过 65%。为了避免带液过多,釜中液面至最低层塔板的距离,至少在 0.5~0.7m 以上。

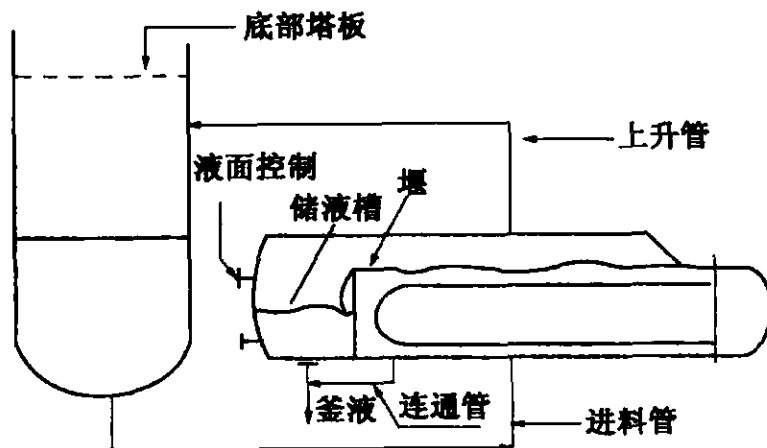


图 2-1 釜式重沸器结构示意及流程图

釜式再沸器的优点是操作弹性大，可靠性高，可在高真空度下操作；可以缩小塔底空间，使塔和再沸器之间的标高差减小；维护和清洗方便。缺点是壳体容积大，占地面积大，价格较高，塔釜液在加热段停留时间长，易结垢。

2.1.1.2 热虹吸再沸器

热虹吸再沸器(重沸器)是指在再沸器中由于工艺液体被加热后部分汽化,形成的汽、液混合物的密度明显低于塔底液相的密度,致使再沸器与塔底液相之间产生密度差而形成推动力,塔底的液体不断被虹吸进入再沸器,加热汽化后的汽、液混合物自动地返回塔内,因

而不用泵即可不断循环。热虹吸再沸器可分为卧式热虹吸再沸器和立式热虹吸再沸器两大类。

(1) 卧式热虹吸再沸器(重沸器)

按照工艺过程，卧式热虹吸再沸器可分为一次通过式和循环式。一次通过式是指塔底出产品，再沸器的进料由最下层塔板抽出，与塔底产品组成不同。循环式是指塔底产品和再沸器进料同时抽出，其组成相同。如图 2-2 所示。

卧式热虹吸再沸器的汽化率不应过大，否则会引起上升管的管壁干涸和发生雾状流，导致传热恶化。当汽化量较大时，不能采用一次通过式，而须采用循环式。

卧式热虹吸再沸器的特点是：可采用低裙座，但占地面积大，出塔产品缓冲容积较大，故流动稳定；在加热段停留时间短，不容易结垢，可以使用较脏的加热介质。

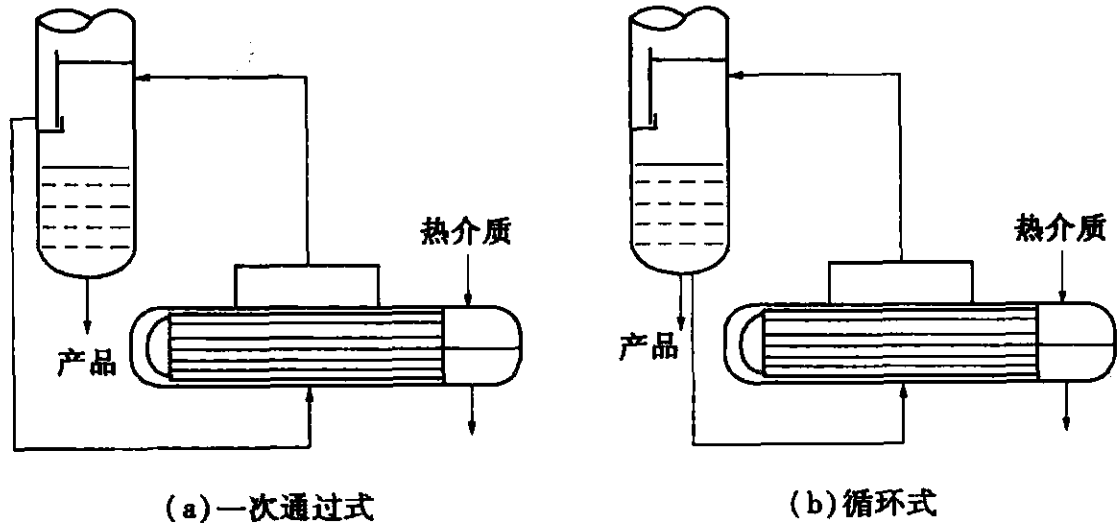


图 2-2 卧式热虹吸重沸器

(2) 立式热虹吸再沸器(重沸器)

立式热虹吸再沸器一般采用固定管板，单管程，工艺物流在管内汽化，壳侧为加热介质。按照工艺过程的要求，立式热虹吸再沸器可分为一次通过式和循环式。流程图如图 2-3 所示。

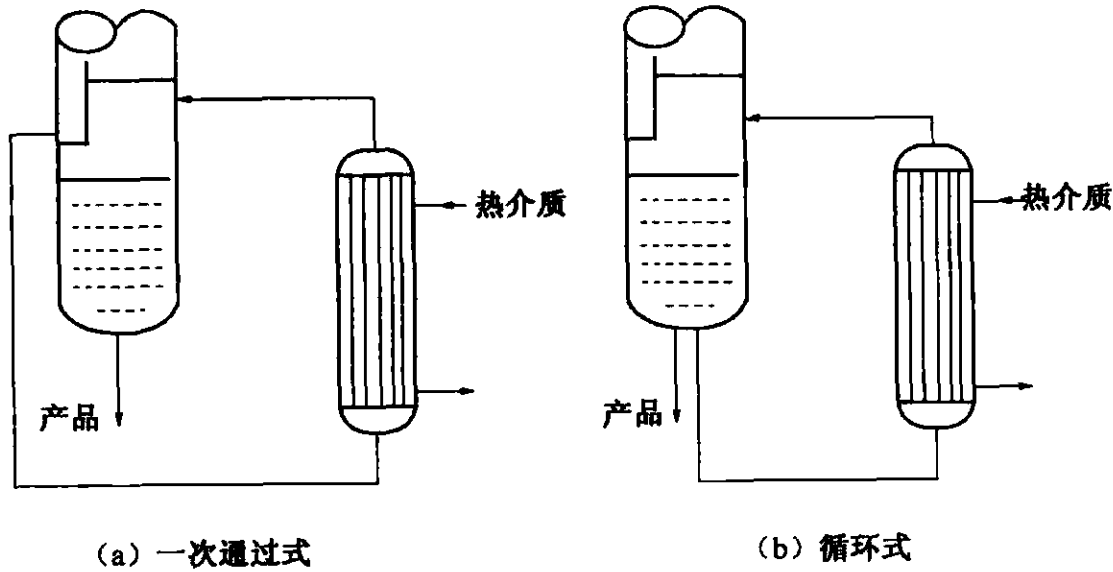


图 2-3 立式热虹吸重沸器流程图

立式热虹吸再沸器具有传热系数高，结构紧凑，占地面积小；液体在加热段停留时间短，不易结垢，且容易清洗；设备及运行费用低等显著优点。但由于结构上的原因，壳程不能采用机械方法清洗，因此不宜用于高黏度或较脏的加热介质。由于是立式安装，要求具有较高的塔体裙座。

立式和卧式热虹吸再沸器本身通常没有汽、液分离空间和缓冲区，这些均由塔釜提供。这两类再沸器的特性见表 2-1。

表 2-1 热虹吸再沸器的特性

选择时考虑的因素	立式热虹吸再沸器	卧式热虹吸再沸器
工艺物流侧	管程	壳程
传热系数	高	中偏高
工艺物流停留时间	适中	中等
投资费	低	中等
占地面积	小	大
管路费	低	高
单台传热面积	小于 800m ²	大于 800m ²
台数	最多 3 台	根据需要
裙座高度	高	低
平衡级	小于 1	小于 1
污垢热阻	适中	适中
最小汽化率	3%	15%
正常汽化率上限	25%	25%
最大汽化率	35%	35%

2.1.1.3 强制循环式再沸器

如图 2-4 所示,强制循环式再沸器是依靠泵输入机械功使流体循环,适用于高黏度液体和热敏性物料。这种类型的再沸器与热虹吸再沸器一样,采用立式时被蒸发的液体在管内流动,且为单管程;采用卧式时被蒸发的液体在壳侧沸腾,可以是多管程。立式或卧式强制循环再沸器除了分别具有立式或卧式热虹吸再沸器的特点外,还有一个共同特点就是两者都需要循环泵。

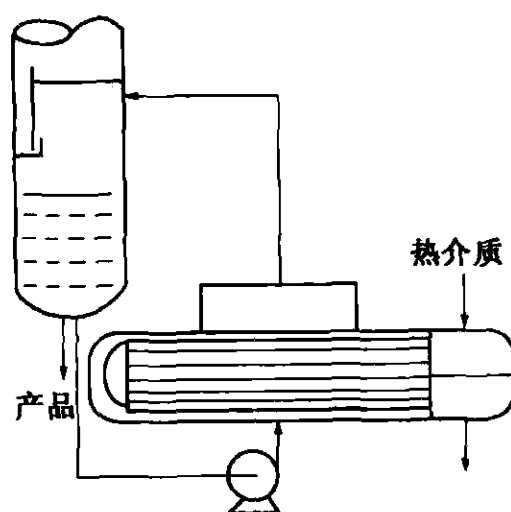


图 2-4 泵强制输送卧式热虹吸重沸器(循环式)

2.1.2 再沸器类型的选择

再沸器必须满足生产工艺的需要;若以工艺物流为热源,则还要求其能够最大限度地回收热能。工程上对再沸器的基本要求是操作稳定、调节方便、结构简单、占地面积小、需要的塔体裙座低、造价便宜、加工制造容易、安装检修方便、使用周期长、运转安全可靠等。上述各项同时满足是困难的,故在设计之前应全面地进行分析、综合考虑,找出主要的、起决定性作用的要求,然后兼顾一般,选择一种比较合理的结构型式。

选择精馏塔再沸器时,在满足工艺要求的前提下,首先考虑选用立式热虹吸再沸器。因为它具有上述一系列的突出优点和良好性能,但在下列情况下不宜选用:

(1)当精馏塔在较低液位下排出釜液时,或在控制方案中对塔釜液面不作严格控制时,这时应采用釜式再沸器。