

高等学校教材

化工原理

上海电力学院 刘植 主编



高等学校教材

化工原理

上海电力学院 刘 植 主编

江苏工业学院图书馆
藏书章

中国电力出版社

内 容 提 要

本书主要阐述火力发电厂中常见的化工传质单元操作的原理、方法和有关设计计算问题。全书包括蒸馏、吸收与脱吸、吸附、液-液萃取、干燥和蒸发等六章。

本书可作为大专院校热能动力类和环境工程专业的教材,也可供从事相关专业工作的生产和设计的技术人员参考。

图书在版编目(CIP)数据

化工原理/刘植主编.-北京:中国电力出版社,1996
高等学校教材

ISBN 7-80125-251-9

I. 化… I. 刘… II. 化工原理-高等学校-教材
N. TQ02

中国版本图书馆 CIP 数据核字(96)第 18190 号

中国电力出版社出版

(北京三里河路 6 号 邮政编码 100044)

北京市社科印刷厂印刷

新华书店北京发行所发行·各地新华书店经售

*

1997 年 5 月第一版 1997 年 5 月北京第一次印刷

787 毫米×1092 毫米 16 开本 12.25 印张 270 千字

印数 0001—1000 册 定价 11.40 元

版 权 专 有 翻 印 必 究

(本书如有印装质量问题,我社发行部负责退换)

前 言

本书是根据热能动力类教学指导委员会确定的教材编审规划，为适用于热能动力类（电厂化学专业方向）和环境工程（火力发电厂）专业而编写的一本教材，其内容可供 60 学时的教学需要。

书中结合火力发电厂的特点，用较大篇幅讨论了吸收和脱吸操作；叙述了一般化工原理教材中不常见的吸附操作；在流态化一章中，除讨论一般原理外，还讲述了火力发电厂近年来出现的三相流态化新技术的有关内容。本书力求理论联系实际，培养学生分析问题和解决问题的能力。

本书由上海电力学院刘植主编。第三章、第四章由刘植编写，第一章、第五章和第六章由武汉水利电力大学李绍箕编写，第二章由东北电力学院丁愉如编写。

本书由姜信真主审。审阅过程中还得到西安交通大学李珊、王志刚的赐教和指正，在此表示衷心的感谢。

由于编者水平有限，漏误之处在所难免，希望读者批评指正。

编 者

1995 年 7 月于上海

符 号 表

英文字母

A ——面积, m^2 ; 吸收因数, 无因次;	K ——传质总系数, $kg/(m^2 \cdot s)$ 或 m/s 或 $mol/(m^2 \cdot s)$; 相平衡常数或分配系数, 无因次;
A ——吸收(附)质或易挥发组分;	k ——传质分系数, $kg/(m^2 \cdot s)$ 或 m/s 或 $mol/(m^2 \cdot s)$; 常数;
a ——单位面积, m^2/m^3 或 m^2/kg ;	分配系数, 无因次;
B ——稀释剂的质量或质量流量, kg 或 kg/h ;	L ——流体流量, kg/h 或 $kmol/h$ 或 mol/s ;
B ——难挥发组分;	l ——特性尺寸, m ;
C ——独立组分数; 负荷系数;	M ——摩尔质量, $kg/kmol$;
c ——质量热容, $kJ/(mol \cdot K)$ 或 $kJ/(kg \cdot K)$;	m ——相平衡常数, 无因次;
浓度, mol/m^3 或 kg/m^3 ;	N ——传质速率, $mol/(m^2 \cdot s)$;
常数;	传质单元数, 无因次;
D ——塔或床层直径, m ;	理论板(级)数, 无因次;
塔顶产品(馏出液)流量, $kmol/h$;	n ——筛孔数, 无因次;
扩散系数, m^2/s ;	P ——吸附能力, kg ;
d ——颗粒(当量)直径或筛孔直径, mm ;	p ——总压或分压, Pa ;
E ——亨利系数, Pa ;	Q ——传热速率或热负荷, kJ/h ;
萃取相的质量或质量流量, kg 或 kg/h ;	气体的体积流量, m^3/s ;
塔效率;	q ——吸附剂负荷, $kg(A)/kg(S)$;
F ——进料的质量或流量, kg 或 $kmol/h$ 或 kg/h ;	进料热状况参数, 无因次;
自由度;	R ——萃取相的质量或质量流量, kg 或 kg/h ;
f ——剩余吸附能力分率;	床层半径, m ;
G ——固体的质量或质量流量, kg 或 kg/h ;	回流比或回气比, 无因次;
g ——重力加速度, m/s^2 ;	Re ——雷诺数, 无因次;
H ——空气湿度, $kg(水)/kg(绝干气)$;	S ——萃取剂的质量或质量流量, kg 或 kg/h ;
吸附亨利系数, $m^3/kg(S)$;	S ——吸附剂;
溶解度系数, $kmol/(m^3 \cdot Pa)$;	Sc ——施密特准数, 无因次;
高度, m ;	Sh ——施伍德准数, 无因次;
$HETP$ ——理论板当量高度, m ;	s ——筛板孔间距, mm ;
$HETS$ ——理论级当量高度, m ;	斜率;
h ——质量焓, kJ/kg 或 $kJ/kmol$;	T ——热力学温度, K ;
I ——单位空气消耗量, $kg(绝干气)/kg(水)$;	TOC ——总有机碳, g/m^3 ;
J ——扩散通量, $mol/(m^2 \cdot s)$;	

t ——摄氏温度, $^{\circ}\text{C}$;
 U ——组分挥发度, Pa ;
 干燥速率, $\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$;
 喷淋密度, $\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$;
 u ——速度或空塔气速, m/s 或 m/h ;
 V ——气体的体积流量, m^3/s 或 kmol/h ;
 流出物体积累积量, m^3 ;
 容积, m^3 ;
 v ——单位时间被干燥物加料体积, m^3/s ;
 摩尔体积, m^3/kmol ;
 湿空气的比体积, m^3/kg ;
 W ——塔底产品(釜残液)流量, kmol/h ;
 水分蒸发量, kg/s 或 kg/h ;
 床层的重量, kg ;
 w ——单位体积床层颗粒质量, kg/m^3 ;
 液体的空塔质量速度, $\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$;
 物料湿基含水量, kg/kg ;
 X ——组分在液相的比摩尔分数, 无因次;
 萃取相中溶质 A 的质量分数, $\text{kg(A)}/\text{kg(B)}$;
 物料的干基含水量, kg/kg ;
 x ——组分在液相的摩尔分数, 无因次;
 萃取相中溶质 A 的质量分数, 无因次;
 Y ——组分在气相的比摩尔分数, 无因次;
 萃取相中溶质 A 的比质量分数, $\text{kg(A)}/\text{kg(S)}$;
 y ——组分在气相的摩尔分数, 无因次;
 Z ——填料(床)层高度, m ;
 萃取剂中溶质 A 的比质量分数, kg/kg ;
 z ——扩散距离, m 。

希腊字母

α ——相对挥发度, 无因次;
 对流传热系数, $\text{W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$;
 β ——选择性系数, 无因次;
 γ ——水蒸汽的潜热, kJ/kg ;
 Δ ——级间萃取相和萃取相流量之差, kg/h ;
 δ ——膜厚度, m ;
 ϵ ——空隙率, m^3/m^3 ;
 ζ ——阻力系数, 无因次;
 η ——热效率, 无因次;

θ ——固体物料温度, $^{\circ}\text{C}$;
 μ ——粘度, $\text{Pa} \cdot \text{s}$;
 ρ ——密度, kg/m^3 ;
 σ ——表面张力, kg/m^3 ;
 τ ——时间, s 或 h ;
 φ ——相对湿度百分率, 无因次;
 颗粒球形度, 无因次;
 吸收率, 无因次;
 缔合系数, 无因次;
 Φ ——体系的相数;
 Ω ——吸收塔截面积, m^2 。

上标

$*$ ——平衡;
 $^{\circ}$ ——纯态。

下标

A ——组分(吸收质、吸附质、易挥发组分、溶质);
 a_s ——绝热饱和;
 B ——组分(惰性组分、稀释剂、难挥发组分);
 再沸器;
 床层;
 b ——透过;
 球形的;
 c ——冷却或冷凝;
 绝干的;
 传质区或吸附波移动;
 D ——馏出液;
 干燥器;
 d ——露点;
 干燥的;
 E ——萃取相;
 e ——涡流扩散;
 F ——原料液;
 弗伦德利希;
 f ——流体;
 G ——气相;
 g ——空气或绝干空气;
 H ——湿的;
 i ——组分序号或级序号;
 i ——内侧;

边界层；
j——基准组分；
L——液相；
热损失；
m——平均；
湿物料；
m——塔板序号；
mf——最小流化；
max——最大；
min——最小；
n——塔板序号；
P——预热器；
实际的；
填料的；
p——颗粒；
q——q 线与平衡线交点；
R——苯余线；
r——反应；
S——溶剂或萃取剂；

饱和的或绝干物料的；
s——剩余；
颗粒的；
T——总的；
理论的；
t——相对的；
沉降的；
V——气相；
v——水汽的；
W——釜残液；
w——水的；
x——耗尽；
0——初始态；
标准态；
临界的；
空塔；
1——进口的或吸收塔底的；
2——出口的或吸收塔顶的。

目 录

前 言

符号表

第一章 蒸馏	1
第一节 基本概念和蒸馏原理	1
一、理想双组分体系	1
二、蒸馏原理	4
第二节 精馏塔初步计算和主要塔板型式	6
一、精馏塔初步计算	6
二、精馏塔理论板数的确定	9
三、精馏塔塔高和塔径计算	14
四、精馏塔热量衡算	17
五、板式塔	18
第三节 简单蒸馏和间歇蒸馏	25
一、简单蒸馏及其应用	25
二、间歇蒸馏及其应用	25
习题	28
第二章 吸收与脱吸	30
第一节 概述	30
一、基本概念	30
二、吸收与脱吸的分类	30
三、吸收与脱吸在水处理中的应用	31
四、吸收和脱吸的设备与流程	31
第二节 气体传递过程中的相平衡关系	32
一、气体在液体中的溶解度	32
二、亨利定律	32
第三节 传质机理与气体传递速率方程	36
一、分子扩散和菲克定律	37
二、分子扩散系数	37
三、气相中稳定分子扩散	40
四、液相中稳定分子扩散	44
五、对流扩散	44
六、双膜理论	46
七、传质速率方程	47
第四节 填料塔的计算	56
一、物料衡算与操作线方程	56
二、吸收和脱吸工艺条件的计算	58
三、填料层高度的计算	64

第五节 气液传质系数	79
一、气液传质系数的直接测定	79
二、气液传质系数的经验公式	80
三、气液传质系数的准数关联式	81
第六节 化学吸收	85
第七节 气液相间传质设备	86
一、概述	86
二、板式塔与填料塔的比较	88
三、填料塔	88
习题	97
第三章 吸附	99
第一节 基本概念	99
一、活性炭特性	99
二、活性炭吸附床的操作方式	100
第二节 吸附平衡	101
一、吸附等温线	101
二、吸附等温方程	102
第三节 吸附速率方程	104
一、吸附速率方程	104
二、吸附外侧和内侧传质系数	105
第四节 固定床吸附器的计算	107
一、吸附的负荷曲线和透过曲线	107
二、固定床吸附器的基本方程	109
三、固定床吸附器的计算	110
习题	117
第四章 液-液萃取	118
第一节 基本概念	118
一、液-液萃取的基本原理	118
二、液-液萃取过程的操作方式	118
第二节 液-液相平衡	119
一、直角三角形相图	119
二、三元物系相平衡	120
第三节 萃取过程计算	123
一、单级萃取	123
二、多级错流萃取	124
三、多级逆流萃取	124
四、微分接触式逆流萃取	127
习题	128
第五章 干燥	130
第一节 基本概念	130
一、湿空气性质及其 $H-h$ 图	130
二、干燥过程基本计算及空气热状态变化	134

三、干燥器的热效率	140
第二节 干燥过程及干燥设备	141
一、物料中所含水分的性质	141
二、恒定干燥条件下的干燥速度	143
三、干燥设备	146
习题	150
第六章 流态化	152
第一节 颗粒固定床层的流体流动	152
一、颗粒和颗粒床层的特性	152
二、流体通过颗粒床层的流动	156
第二节 固体流态化	162
一、概述	162
二、流化床	163
三、流化速度	165
四、膨胀高度和分离高度	170
第三节 气力输送	171
一、概述	171
二、气力输送分类	172
第四节 三相流态化	172
一、概述	172
二、湍动接触吸收器 (TCA)	174
三、TCA 的应用	178
附录一	180
附录二	181
附录三	182
参考文献	183

第一章 蒸 馏

在各种传质过程中，蒸馏是分离液体混合物的典型的单元操作。这种操作是将液体混合物部分气化，利用其中各种组分挥发度不同的特性，达到分离液体混合物的目的。这种分离操作是通过液相和气相间的质量传递来实现的。蒸馏所得产物，可以是纯的单独组分，也可以是具有一定沸点范围的馏分。

蒸馏过程可以按不同方法分类，例如：按照操作流程可分为间歇蒸馏和连续蒸馏，生产中多以后者为主。按操作方式可分为简单蒸馏、平衡蒸馏、精馏及特殊精馏等方法；按操作压力可分为常压蒸馏、加压及减压（真空）蒸馏；按原料中所含组分数目又可分为双组分蒸馏及多组分蒸馏。

工业生产中常见的是多组分蒸馏，但多组分蒸馏的基本原理和双组分蒸馏相同，且多组分蒸馏计算以双组分蒸馏计算为基础。所以本章将着重于讨论常压下两组分的连续蒸馏。

蒸馏广泛地应用于石油炼制（如常压、减压蒸馏），石油化工（如各种烃类及其衍生物的分选），炼焦化工（如焦油分离），基本有机合成，精细有机合成，高聚物工业，基本化工（如空气液化分离）及轻化工生产中。

第一节 基本概念和蒸馏原理

蒸馏是根据物系组分间挥发性的差异而进行分离的单元操作。它常用气液平衡关系来表达。

一、理想双组分体系

1. 液相和气相组成

当溶液是由两个完全互溶的组分 A 和 B（A 为易挥发组分，B 为难挥发组分）所组成的理想溶液时，此溶液服从拉乌尔定律。

$$p_A = p_A^\circ x_A \quad (1-1)$$

$$p_B = p_B^\circ x_B = p_B^\circ (1 - x_A)$$

式中 p_A 、 p_B ——溶液上方组分 A、B 的平衡分压，Pa；

p_A° 、 p_B° ——同温度下纯组分 A、B 的饱和蒸气压，Pa；

x_A 、 x_B ——溶液中组分 A、B 的摩尔分数。

同时，根据道尔顿分压定律，体系总压力如下：

$$p = p_A + p_B = p_A^\circ x_A + p_B^\circ (1 - x_A)$$

$$x_A = \frac{p - p_B^\circ}{p_A^\circ - p_B^\circ}$$

$$y_A = p_A^\circ x_A / p$$

$$y_A = \frac{p_A^\circ x_A}{p_A^\circ x_A + p_B^\circ (1 - x_A)}$$

由于二元溶液中, $x_B = 1 - x_A$, 为简单起见, 常略去上述公式中的下标, 习惯上以 x 表示液相中易挥发组分 A 的摩尔分数, 以 $(1 - x)$ 表示难挥发组分 B 的摩尔分数; 以 y 和 $(1 - y)$ 分别表示气相中 A 和 B 的摩尔分数。

2. 体系的自由度

根据相律, 在平衡体系中, 体系的自由度 F 和体系的相数 Φ 及组分数 C 间的关系为

$$F = C - \Phi + 2 \quad (1-2)$$

式 (1-2) 中的数字 2 是指假定外界只有温度和压力这两个条件可以影响物系。

对两组分的气液平衡物系, 其中组分数为 2, 相数为 2, 而可以变化的参数有四个, 即温度 t 、压力 p 、一组分在液相和气相中的摩尔分数 x 和 y (另一组分的分数不独立), 故

$$F = 2 - 2 + 2 = 2$$

由此可知, 两组分气液平衡物系中, 自由度为 2, 即在 t 、 p 、 x 和 y 四个变量中, 任意确定其中的两个变量, 此平衡状态也就确定了。若在恒压下蒸馏时, 对两组分体系, 因气液共存, 而压强参数已固定, 得

$$F = 2 - 2 + 1 = 1$$

因此, 两组分的气液平衡可以用一定压强下的 t - x (或 y) 或 x - y 的函数关系或相图来表示。

3. t - x - y 图

蒸馏操作常在恒定的外压下进行, 溶液的沸点随组成而变。溶液的 t - x - y 图是分析蒸馏原理的理论基础。

【例 1-1】 苯 (A) 与甲苯 (B) 的饱和蒸气压和温度关系数据如附表 1-1 所示。试根据表中数据及 $p = 101.33 \text{ kPa}$ 作出苯-甲苯混合液的 t - x - y 图。该溶液可视为理想溶液。

表 1-1 苯 (A) 与甲苯 (B) 的饱和蒸气压和温度关系

t (°C)	80.1	85	90	95	100	105	110.6
p_A° (kPa)	101.33	116.9	135.5	155.7	179.2	204.2	240.0
p_B° (kPa)	40.0	46.0	54.0	63.3	74.3	86.0	101.33

解 苯和甲苯混合液遵循拉乌尔定律, 即

$$p = p_A + p_B = p_A^\circ x_A + p_B^\circ (1 - x_A)$$

$$x_A = \frac{p - p_B^\circ}{p_A^\circ - p_B^\circ} \quad (1-1a)$$

又

$$p_A = p y_A$$

$$y_A = \frac{p_A}{p} = \frac{p_A^\circ x_A}{p} \quad (1-1b)$$

则

由于总压 p 为定值, 即 $p=101.33\text{kPa}$, 故可任选一温度 t , 查得该温度下各纯组分的饱和蒸气压 p_A° 及 p_B° , 再利用式 (1-1a) 算出液相组成, 即为绘制 $t-x$ 线的数据; 同时可用式 (1-1b) 算出气相组成, 即为绘制 $t-y$ 线的数据。

以 $t=95^\circ\text{C}$ 为例, 计算过程如下:

$$x_A = \frac{p - p_B^\circ}{p_A^\circ - p_B^\circ} = \frac{101.3 - 63.3}{155.7 - 63.3} = 41.1\%$$

$$y_A = \frac{p_A^\circ x_A}{p} = \frac{155.7 \times 0.411}{101.3} = 63.2\%$$

其他温度下的计算结果如表 1-2 所示。

以苯-甲苯的气液平衡数据可绘得如图 1-1 所示的 $t-x-y$ 图。

表 1-2 苯-甲苯气液平衡数据

$t\ (^{\circ}\text{C})$	80.1	85	90	95	100	105	110.6
x	1.000	0.780	0.581	0.411	0.258	0.130	0
y	1.000	0.900	0.777	0.632	0.456	0.262	0

4. $x-y$ 图

图 1-2 是利用表 1-2 的数据作出的苯-甲苯混合溶液, 在 $p=101.33\text{kPa}$ 条件下的 $x-y$ 图。图中横坐标为液相中苯的摩尔分数 x , 纵坐标为气相中苯的摩尔分数 y 。对角线 ($y=x$ 的直线) 作参考用。曲线表示液相组成与气相组成间的平衡关系。例如 D 点表示液相中苯的含量为 x_1 , 气相中是与 x_1 平衡的 y_1 。由于大多数溶液处于气液平衡时, y 大于 x , 所以平衡曲线一般位于对角线 ($y=x$) 的上方。平衡线和对角线相距越远, 则溶液就越容易分离。

大量实验证明: 总压对 $x-y$ 图影响不大, 而对 $t-x-y$ 图影响较大。为此, 在蒸馏操作中, 经常使用 $x-y$ 图。

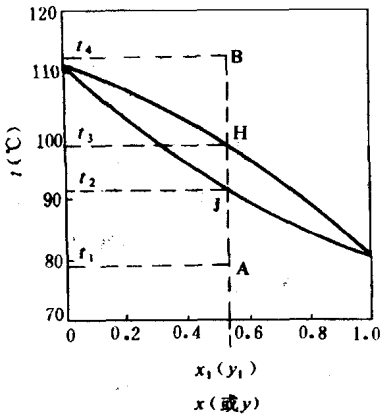


图 1-1 苯-甲苯混合液的 $t-x-y$ 图

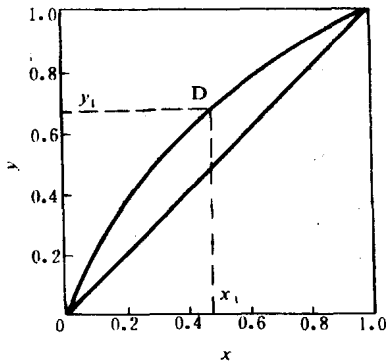


图 1-2 苯-甲苯混合液的 $x-y$ 图

5. 相对挥发度

相对挥发度是溶液中易挥发组分的挥发度与难挥发组分的挥发度之比，以 α_{AB} 或 α 表示：

$$\alpha = \frac{U_A}{U_B} = \frac{p_A/x_A}{p_B/x_B} \quad (1-3)$$

式中的 U_A 、 U_B 为易挥发组分 A、难挥发组分 B 的挥发度。它们可分别用在蒸气中的分压和与之平衡的液相中摩尔分率之比来表示，即 $U_A = p_A/x_A$ ， $U_B = p_B/x_B$ 。

根据拉乌尔定律，则

$$\alpha = \frac{p y_A/x_A}{p y_B/x_B} = \frac{y_A x_B}{y_B x_A} \quad (1-4)$$

由式 (1-4) 可得

$$\frac{y_A}{y_B} = \alpha \frac{x_A}{x_B}$$

同样

$$\frac{y_A}{1-y_A} = \alpha \frac{x_A}{1-x_A}$$

按省略下标处理：

$$y = \frac{\alpha x}{1 + (\alpha - 1)x} \quad (1-5)$$

由式 (1-5)，通过已知 α ，可求 x - y 的关系。因此，式 (1-5) 亦称气液平衡方程。

由式 (1-5) 可知， α 值大于 1，则表示组分 A 较组分 B 容易挥发， α 愈大，挥发度差异愈大，分离愈易。若 α 等于 1，由式 (1-5) 可知 $y=x$ ，即气相组成等于液相组成，此时不能用普通精馏方法分离该混合液。

二、精馏原理

1. 以 t - x - y 相图表示的蒸馏过程

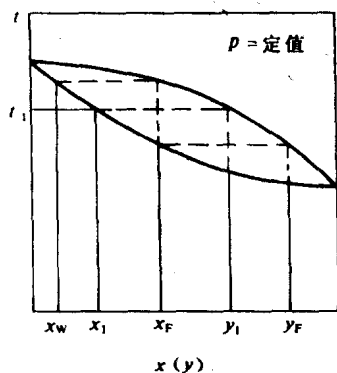


图 1-4 一次部分气化的 t - x - y 示意图

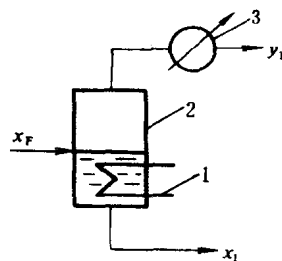


图 1-3 一次部分气化示意图

可以用多次部分汽化、多次部分冷凝叙述蒸馏过程的原理，如图 1-3 所示。A 组分的分数为 x_F ，温度为 t_F 的混合液加热到 t_1 后，形成的气相分数为 y_1 ，液相分数为 x_1 。由图 1-4 可知： $y_1 > x_F > x_1$ 。这就是一次汽化。一次汽化后，气相 A 组分的分数不会大于 y_F ，液相不会低于 x_w 。

为此，采取多次部分汽化、多次部分冷凝的方法就可以达到分离的目的，这个过程称为精馏。如图 1-5、图 1-6 所示。进行多次部分气化、多次部分冷凝，即图 1-5 中分离器 1 所得气体与冷凝器 5 回流的液体接触，由于气、液两相不平衡，难挥发组分由气相进入液相，易挥发组分由液相进入气相，发

生一次部分汽化、一次部分冷凝。依次类推，经过多次部分汽化、多次部分冷凝后，达到易挥发组分和难挥发组分完全分离的目的。在分离过程中回流是十分重要的。回流的目的在于造成气、液两相的不平衡状态，当回流液与上升气体接触时，气液两相经历了相不平衡到相平衡的过程，即难挥发组分由气相进入液相，易挥发组分由液相进入气相的过程。所以，回流是气液两相接触传质的必要条件。

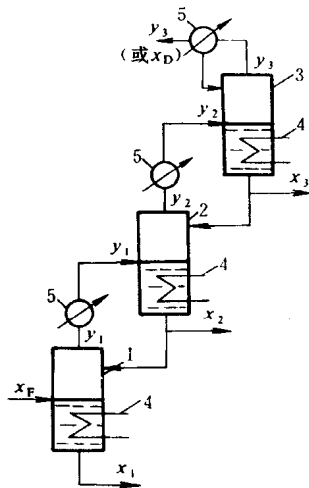


图 1-5 多次部分气化的分离示意图
1, 2, 3—分离器；4—加热器；5—冷凝器

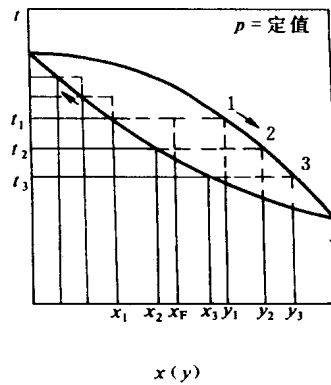


图 1-6 多次部分气化的 $t-x-y$ 图

2. 精馏塔和精馏流程

精馏操作是在直立圆形的精馏塔内进行的。塔内装有若干层塔板或充填一定高度的填料。气液两相传热、传质的多次部分汽化、多次部分冷凝就是在塔板上或填料表面上进行的，使易挥发组分和难挥发组分完全分离。由一层层塔板组成的称为板式精馏塔，由填料组成的称为填料式精馏塔。

图 1-7 是板式精馏塔结构示意图。在任一块板上都发生一次部分汽化、部分冷凝，即上层流下的液体（温度较低）与下层上升的蒸气（温度较高）相接触，使液相中部分温度低的易挥发组分汽化，同时使气相中部分温度较高的难挥发组分冷凝。这样，若经历多次逐板的气化、冷凝，塔顶的易挥发组分的分数会愈来愈高，而塔底难挥发组分的分数亦愈来愈高，最终完成混合液的分离。

精馏流程除精馏塔外，还需配有塔底的再沸器和塔顶的冷凝器，有时还配有原料液的预热器，回流用的回流泵等附属设备。

再沸器的作用是为最下层塔板上实现部分汽化提供所需的热量。

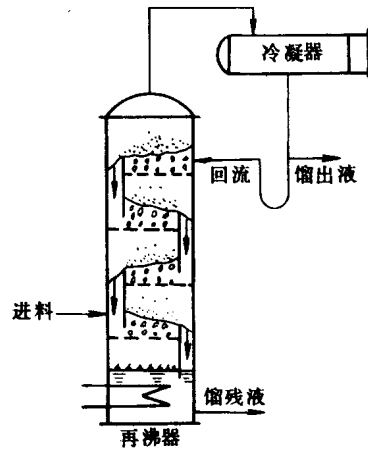


图 1-7 板式精馏塔示意图

冷凝器的作用是在塔顶获得液体产品及为保证最上层塔板实现部分冷凝提供所需的液相回流液，从而使精馏塔连续稳定运行。

第二节 精馏塔初步计算和主要塔板型式

一、精馏塔初步计算

(一) 理论板和恒摩尔流假定

连续精馏塔的计算对象主要是精馏塔的理论板数。在设计计算精馏塔板时，先求得理论板层数，然后用塔板效率校正，即可求得实际板数。

所谓理论板即是指蒸馏时存在着这样的塔板：这种板上的气液接触，传质达到平衡。实际上，由于气液接触面积和接触时间有限，任何板都难以达到平衡状态，所以理论板是不存在的。

在连续精馏塔计算中，将精馏塔分为提馏段和精馏段。将进料板以上部分称为精馏段，以下则称为提馏段（包括进料板）。

恒摩尔流的假定，必须满足以下条件：

- 1) 各组分的摩尔汽化潜热相等；
- 2) 气液接触时因温度不同而交换的显热可以忽略；
- 3) 塔设备保温良好，热损失可以忽略；

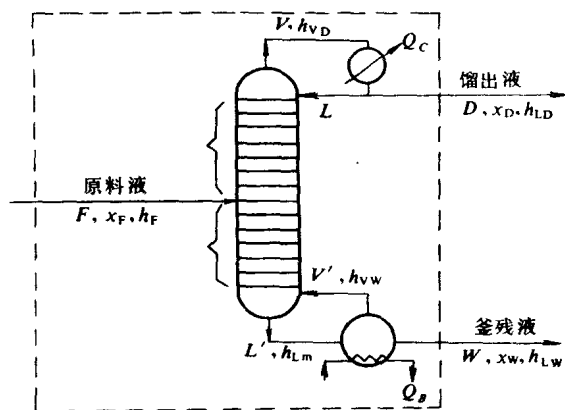


图 1-8 精馏塔的物料衡算

- 4) 忽略塔顶与塔底的压力差。

由于精馏塔假定满足上述四项条件，因此如果每层板上发生 1000mol 的蒸气冷凝相应就有 1000mol 的液体气化，从而可得出恒摩尔流假定。

(1) 恒摩尔气化 精馏操作时，每层板的上升蒸气摩尔流量都是相等的。但两段的上升蒸气流量不一定相等。

(2) 恒摩尔溢流 精馏操作时，每层板下降的液体摩尔流量都是相等的。但两段的下降液体流量不一定相等。

(二) 精馏塔操作线方程

1. 全塔物料衡算

图 1-8 为连续精馏塔的全塔物料衡算图。以单位时间为基准，可得出

$$\text{总物料} \quad F = D + W \quad (1-6)$$

$$\text{易挥发组分} \quad F x_F = D x_D + W x_W \quad (1-7)$$

式中 F ——原料液流量，kmol/h；

D ——塔顶产品（馏出液）流量，kmol/h；

W ——塔底产品（釜残液）流量，kmol/h；

x_F ——原料液中易挥发组分的摩尔分数；

x_D ——馏出液中易挥发组分的摩尔分数；

x_W ——釜残液中易挥发组分的摩尔分数。

通过式 (1-6)、式 (1-7) 计算，可求出精馏产品的流量、组成和进料流量、组成之间的关系。通过精馏塔的物料流量、组成计算，还可得出塔顶易挥发组分的回收率，塔底难挥发组分的回收率。

$$\text{塔顶易挥发组分回收率} = \frac{Dx_D}{Fx_F} \times 100\% \quad (1-8)$$

$$\text{塔底难挥发组分回收率} = \frac{W(1-x_W)}{F(1-x_F)} \times 100\% \quad (1-9)$$

2. 精馏段操作线方程

根据图 1-9，精馏段的物料衡算如下：

$$V = L + D \quad (1-10)$$

式中 V ——塔顶的气体流量，kmol/h；

L ——回馏液的流量，kmol/h。

对易挥发组分物料衡算：

$$Vy_{n+1} = Lx_n + Dx_D \quad (1-11)$$

式中 x_n ——精馏段第 n 层板下降液体中易挥发组分的摩尔分数；

y_{n+1} ——精馏段第 $n+1$ 层板上升蒸气中易挥发组分的摩尔分数。

将式 (1-10) 代入式 (1-11)，可得

$$y_{n+1} = \frac{L}{L+D}x_n + \frac{D}{L+D}x_D \quad (1-12)$$

式 (1-12) 等号右边两项分子及分母都除以 D ：

$$y_{n+1} = \frac{L/D}{L/D+1}x_n + \frac{1}{L/D+1}x_D$$

令 $R=L/D$ ，则上式为

$$y_{n+1} = \frac{R}{R+1}x_n + \frac{1}{R+1}x_D \quad (1-13)$$

式 (1-13) 为精馏段操作线方程式。式中 R 称为回流比。此式表示精馏段内，任意相邻两层塔板间上升蒸气和下降液体组成之间的相互关系。

在 x - y 图上，式 (1-13) 是一条斜率为 $\frac{R}{R+1}$ ，截距为 $\frac{x_D}{R+1}$ 的直线。

3. 提馏段操作线方程

根据图 1-10，提馏段的物料衡算如下：

$$L' = V' + W \quad (1-14)$$

对易挥发组分的物料衡算：

$$L'x'_m = V'y'_{m+1} + Wx_W \quad (1-15)$$

式中 x'_m ——提馏段第 m 层板下降液体中易挥发组分的摩尔分数；

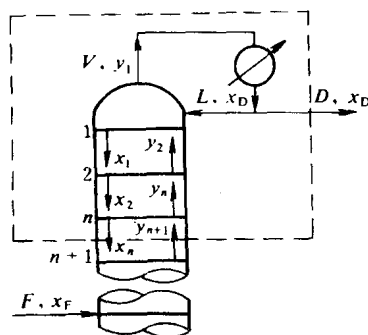


图 1-9 精馏段操作线方程式的推导