

第六章 蒸馏

本章重点：二组分连续精馏塔的计算

第一节 概述

蒸馏是分离液体混合物重要单元操作之一。其原理是利用混合液中各组分在热能驱动下，具有不同的挥发能力，使得各组分在气液两相中的组成之比发生改变，即易挥发组分（轻组分）在气相中增浓，难挥发组分（重组分）在液相中得到浓缩。

蒸馏操作的依据：混合液中各组分挥发度的不同。

蒸馏过程的分类

蒸馏过程分类有多种方式，可按蒸馏方式、连续性、以及组分数多少等进行分类。



第二节 双组分溶液的气液相平衡

6-1 溶液的蒸汽压及拉乌尔定律

气液相平衡

在一封闭容器中，在一定条件下，液相中各组分均有部分分子从介面逸出进入液面上方气相空间，而气相也有部分分子返回液面进入液相内。经长时接触，当每个组分的分子从液相逸出与气相返回的速度相同，或达到动平衡时，即该过程达到了相平衡。

平衡时气液两相的组成之间的关系称为相平衡关系。它取决于体系的热力学性质，是蒸馏过程的热力学基础和基本依据。

由于混合物各组分的分子，或同一组分的分子之间的吸引或排斥作用的差异，以及混合前后分子的缔合及解离，使分子数发生变化，从而引起气相或液相性质的变化，使得混合后各组分产生分压偏离拉乌尔定律和道尔顿定理，即显示出溶液理想与非理想的性质。具体分类如图 6-1 所示。

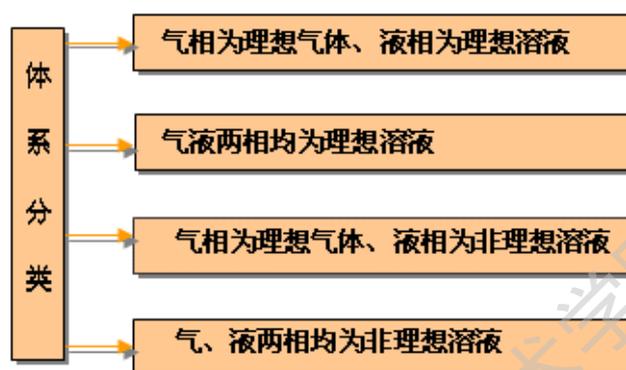


图 6-1 理想与非理想体系

理想溶液的气液相平衡关系服从拉乌尔定律

$$p_A = P \cdot y_A = p_A^0 \cdot x_A \quad p_B = P \cdot y_B = p_B^0 \cdot x_B$$

由于理想体系符合拉乌尔和道尔顿定律，于是有：

$$P = p_A^0 \cdot x_A + p_B^0 \cdot (1 - x_A)$$

$$x_A = (P - p_B^0) / (p_A^0 - p_B^0) \quad x_B = 1 - x_A$$

$$y_A = \frac{p_A^0}{P} x_A \quad y_B = \frac{p_B^0}{P} x_B$$

6--2 温度-组成图 (t-x-y 图)

由 t-x-y 数据，在温度-组成坐标中绘制 t-x-y 图，或气、液平衡相图。如图 6-2 所示。

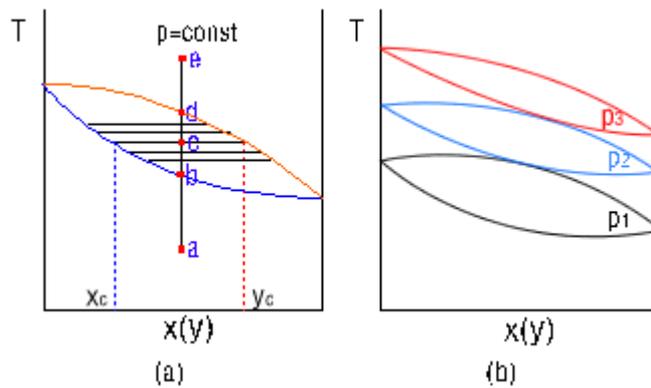


图 6-2 $t-x(y)$ 图

在图 (a) 中，泡点曲线下与露点曲线上将体系整个区域划分为三个区域，只有在两线之间区域才存在气、液相平衡的两相区。即两相区内水平线与泡点及露点曲线的交点即为互呈平衡的液相与气相组成点。如图 (b) 所示， $t-x-y$ 图还与压力有关。随压力提高，使泡点及露点温度升高，两相区缩小。

6—3 汽、液相平衡图 ($x-y$ 图)

在蒸馏设计计算中，尤其是在采用图解方法或近似方法求解蒸馏过程所需平衡级时。常常只涉及体系的平衡组成之间的关系，故可在一定操作条件，将 $t-x-y$ 图平衡组成关系直接影射到直角坐标 $x-y$ 中，获得 $x-y$ 平衡曲线。如图 6-3 所示。或由 $x-y$ 平衡数据直接标绘在 $x-y$ 直接坐标系中。

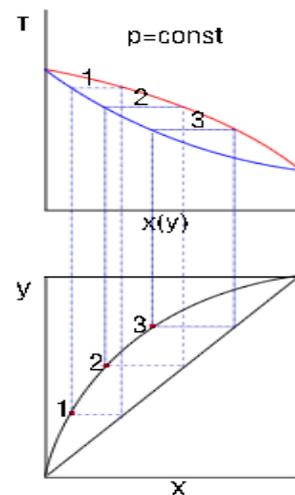
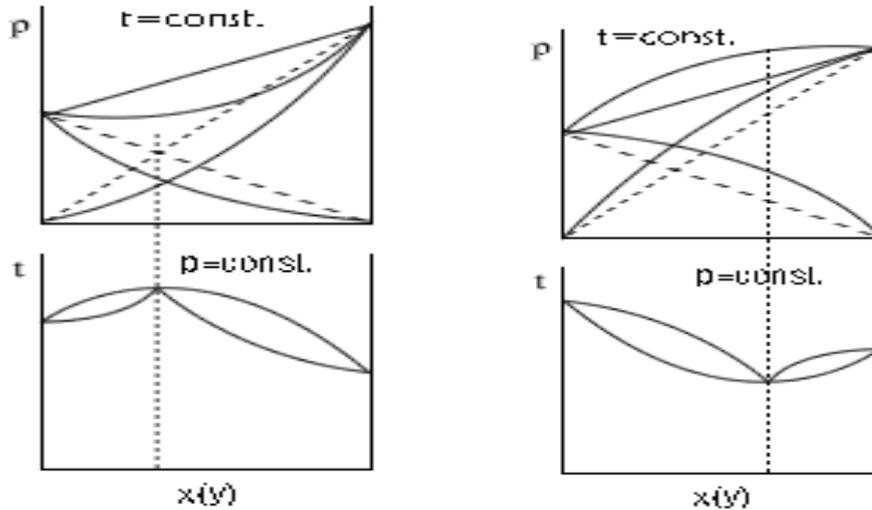


图 6-3 $x-y$ 图

6—4 双组分非理想溶液

由于体系内的组分在混合前后，分子作用不同，因缔合和解离等原因引起混合前后分子数目的改变导致溶液中各组分产生分压偏离拉乌尔定律。部分体系可能产生正偏离，另一部分溶液有可能负偏差，称此类溶液为非理想体系如图 6-4 所示。



体系为负偏差

体系为正偏差

图 6-4 非理想溶液的 t-x(y)图

6—5 挥发度及相对挥发度

一、挥发度

衡量组分挥发能力的物理量常用挥发度表示。在一定条件下纯组分的挥发度由该组分在给定条件的蒸汽压表示。混合溶液中一组分的蒸汽压受另一组分的影响，所以比纯组分低，故其挥发度用它在气相中的的分压与其液相中摩尔分数的比表示。

$$v_A = \frac{p_A}{x_A} \quad \text{对于理想溶液} \quad v_A = \frac{p_A}{x_A} = \frac{p_A^\circ x_A}{x_A} = p_A^\circ$$

二、相对挥发度

溶液中两组分挥发度之比称为相对挥发度。

$$\alpha = \frac{v_A}{v_B} = \frac{p_A/x_A}{p_B/x_B} \quad \text{如果汽相服从道尔顿分压定律} \quad \alpha = \frac{py_A/x_A}{py_B/x_B} = \frac{y_A/x_A}{y_B/x_B}$$

或 $\frac{y_A}{y_B} = \alpha \frac{x_A}{x_B}$ 对于理想溶液 $\alpha = \frac{p_A^\circ}{p_B^\circ}$

三、汽液相平衡方程式

对于二元溶液, $x_B = 1 - x_A$ $y_B = 1 - y_A$ 带入相对挥发度公式得到汽液相平

衡方程式 $y = \frac{\alpha \cdot x}{1 + (\alpha - 1)x}$

或 $x = \frac{\alpha \cdot y}{\alpha - (\alpha - 1)y}$

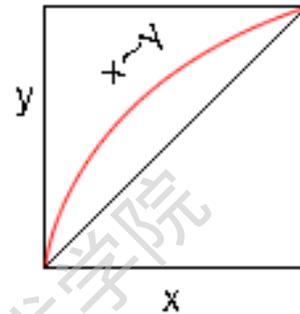


图 6-5 x-y 平衡曲线

在一定温度范围内, α 可近似为常数。 α 值的大小可反映分离的难易程度, 可分析某混合液可分离的难易程度。若 $\alpha = 1$, 则由式 (6-5) 可看出 $Y = X$, 因而不能用普通方法分离; 若 $\alpha > 1$, 则 $Y > X$ 。 α 愈大, Y 比 X 大得愈多, 分离愈易。

第三节 蒸馏与精馏原理

6-6 简单蒸馏和平衡蒸馏

一、简单蒸馏

简单蒸馏又称为微分蒸馏, 瑞利 1902 年提出了该过程数学描述方法, 故该蒸馏又称之为瑞利蒸馏。其流程如图 6-6 所示。

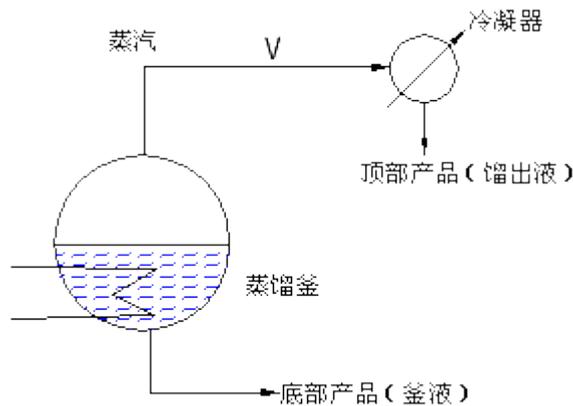


图 6-6 简单蒸馏示意图

简单蒸馏是分批加入原料,进行间歇操作。蒸馏过程中不断从塔顶采出产品。产品与釜液组成随时间而改变,且互成相平衡关系。为此,该过程是一动态过程。在蒸馏过程中釜内液体中的轻组分浓度不断下降,相应的蒸汽中轻组分浓度也随之降低。因此,馏出液通常按不同组成范围收集的。最终将釜液一次排出。所以简单蒸馏是一个不稳定过程。

简单蒸馏只能适用于沸点相差较大而分离要求不高的场合,或者作为初步加工,粗略地分离混合物,例如原油或煤油的初馏。

二 平衡蒸馏(闪蒸)

平衡蒸馏原理

液相(或气相)混合物连续通过节流闪蒸或膨胀或将混合气进行部分冷凝,使物流达到一次平衡的蒸馏过程,称之平衡蒸馏。

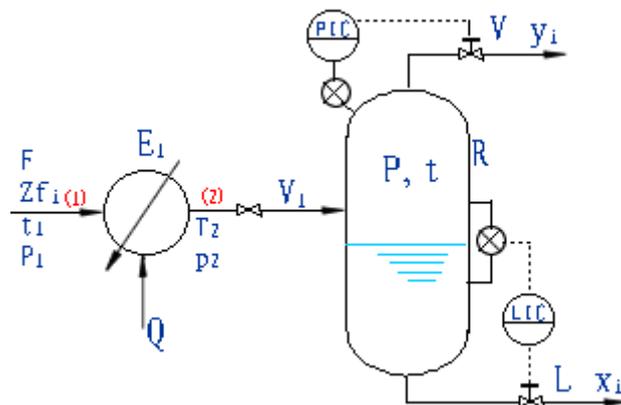


图 6-7 平衡蒸馏

在图 6-7 中，换热器 E_1 可将热量加入系统，使混合液体升温，升压，然后通过 V_1 进行节流闪蒸。或由 E_1 将混合气热量取出，使之进行部分冷凝。当混合气压力较高，可由 E_1 将其预冷至露点上下。然后由 V_1 节流膨胀，使重组分部分冷凝下来。这些过程含一个理论级，属于平衡蒸馏过程。

与简单蒸馏比较，平衡蒸馏为稳定连续过程，生产能力大，但也不能得到高纯度产物，常用于粗略分离物料。

6--7 精馏原理

一、多次部分汽化、部分冷凝

利用混合物中各组分挥发能力的差异，通过液相和气相的回流，使气、液两相逆向多级接触，在热能驱动和相平衡关系的约束下，使得易挥发组分（轻组分）不断从液相往气相中转移，而难挥发组分却由气相向液相中迁移，使混合物得到不断分离，称该过程为精馏。该过程中，传热、传质过程同时进行，属传质过程控制。其精馏塔如图 6-8 所示。原料从塔中部适当位置进塔，将塔分为两段，上段为精馏段，不含进料，下段含进料板为提留段，冷凝器从塔顶提供液相回流，再沸器从塔底提供气相回流。气、液相回流是精馏重要特点。

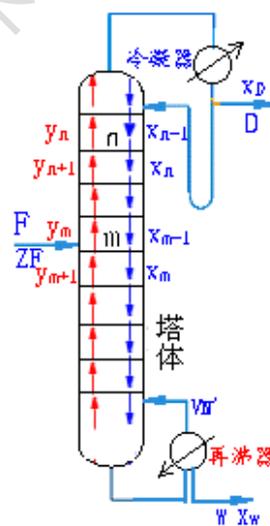


图 6-9 连续精馏示意图

在精馏段，气相在上升的过程中，气相轻组分不断得到精制，在气相中不断地增浓，在塔顶获轻组分产品。

在提馏段，其液相在下降的过程中，其轻组分不断地提馏出来，使重组分在液相中不断地被浓缩，在塔底获得重组分的产品。

精馏过程与其他蒸馏过程最大的区别，是在塔两端同时提供纯度较高的液相和气相回流，为精馏过程提供了传质的必要条件。提供高纯度的回流，使在相同

理论板的条件下，为精馏实现高纯度的分离时，始终能保证一定的传质推动力。所以，只要理论板足够多，回流足够大时，在塔顶可能得到高纯度的轻组分产品，而在塔底获得高纯度的重组分产品。

二、塔板的作用

因为影响塔板分离能力的因素十分复杂，塔板上的实际工况的随机性很强，难以建立一个描述塔板实际工况的数学模型。为此，提出理论塔板这一概念。所谓理论塔板，指气液两相在塔板上充分接触，混合进行传质、传热后，理论塔板两相组成均匀且离开塔板的气、液两相呈相平衡关系。显然，在相同条件下，理论板具有最大的分离能力，是塔分离的极限能力。

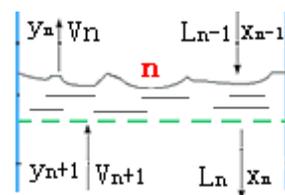


图 6-10 塔板上两相浓度变化

三、精馏塔设备

精馏塔是提供混合物气、液两相接触条件、实现传质过程的设备。该设备可分为两类，一类是板式精馏塔，第二类是填料精馏塔。

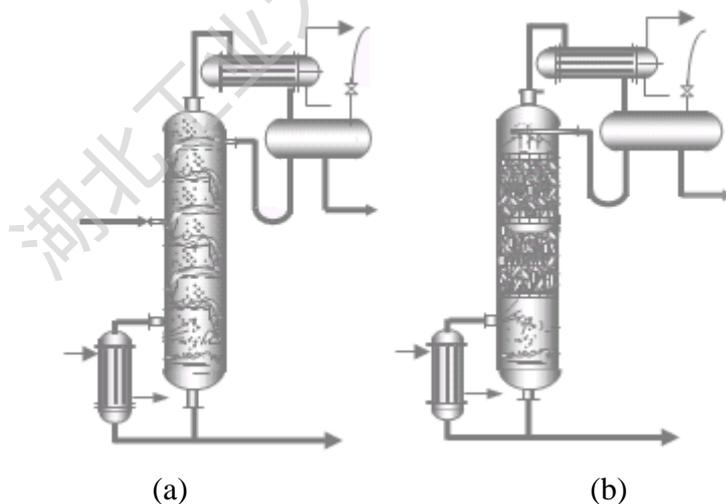


图 6-11 精馏塔设备

(1) 板式精馏塔

板式精馏塔如图 6-11 (a)所示。塔为一圆形筒体，塔内设多层塔板，塔板上设有气、液两相通道。塔板具有多种不同型式，分别称之为不同的板式塔，在生产中得到广泛的应用。

混合物的气、液两相在塔内逆向流动，气相从下至上流动，液相依靠重力自上向下流动，在塔板上接触进行传质。两相在塔内各板逐级接触中，使两相的组成发生阶跃式的变化，故称板式塔为逐级接触设备。本章在后续内容中将进一步介绍。

(2) 填料塔

填料精馏塔如图 6-11 (b) 所示。塔内装有大比表面和高空隙率的填料，不同填料具有不同的比表面积和空隙率，为此，在传质过程中具有不同的性能。填料具有各种不同类型，装填方式散装和整装两种。视分离混合物的特性及操作条件，选择不同的填料。

当回流液或料液进入时，将填料表面润湿，液体在填料表面展为液膜，流下时又汇成液滴，当流到另一填料时，又重展成新的液膜。当气相从塔底进入时，在填料孔隙内沿塔高上升，与展在填料上的液沫连续接触，进行传质，使气、液两相发生连续的变化，故称填料塔为微分接触设备。

第四节 双组分连续精馏塔的计算

6—8 全塔物料衡算

$$F=D+W \quad Fx_F = Dx_D + Wx_w$$

F---原料流量，kmol/h；

D---塔顶产品（馏出液）流量，kmol/h；

W---塔底产品（釜液）流量，kmol/h；

x_F ---原料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 ---釜液中易挥发组分的摩尔分数；

$$\text{塔顶易挥发组分的回收率} \quad \eta = \frac{Dx_D}{Fx_F} \times 100\%$$

$$\text{塔底难挥发组分的回收率} \quad \eta = \frac{W(1-x_w)}{F(1-x_F)} \times 100\%$$

例 6-1 每小时将 15000kg 含苯 40%（质量%，下同）和甲苯 60%的溶液，在连续精馏塔中进行分离，要求釜残液中含苯不高于 2%，塔顶馏出液中苯的回收率为 97.1%。试求馏出液和釜残液的流量及组成，以摩尔流量和摩尔分率表示。

解：苯的分子量为 78；甲苯的分子量为 92。

进料组成：
$$x_F = \frac{40/78}{40/78 + 60/92} = 0.44$$

釜残液组成：
$$x_W = \frac{2/78}{2/78 + 98/92} = 0.0235$$

原料液的平均分子量：
$$M_F = 0.44 \times 78 + 0.56 \times 92 = 85.8$$

原料液流量：
$$F = 15000/85.8 = 175.0 \text{ kmol/h}$$

依题意知：
$$Dx_D / Fx_F = 0.971$$

所以：
$$Dx_D = 0.971 \times 175 \times 0.44 \quad (\text{a})$$

全塔物料衡算 $D + W = F = 175 \quad (\text{b})$

$$Dx_D + Wx_W = Fx_F$$

或 $Dx_D + 0.0235W = 175 \times 0.44 \quad (\text{c})$

联立式 a、b、c，解得：

$$D = 80.0 \text{ kmol/h} \quad W = 95.0 \text{ kmol/h} \quad x_D = 0.935$$

6--9 理论板的概念及恒摩尔流假定

理论板：指离开该板的气相组成与离开该板的液相组成之间互成平衡的板。

实际，塔板上气液两相间的接触时间和接触表面积是有限的；板面上液层浓度不均匀，特别是有溢流的塔板，气液成错流时；甚至气相也不均匀；气体上升时夹带液滴—雾沫夹带；液体向下流动时夹带气泡；漏液等等都会影响热、质的传递效果。理论板的提出，便于衡量实际板分离的效果。通常在设计过程中先求出理论板数，经修正得实际板数。

二、恒摩尔流假定

1. 恒摩尔汽化

$$\text{精馏段: } V_1=V_2=\dots=V_n=V$$

$$\text{提馏段: } V'_1=V'_2=\dots=V'_n=V'$$

除饱和液体进料 $q=1$ 以外, 其余 $V \neq V'$.

2. 恒摩尔溢流

$$\text{精馏段: } L_1=L_2=\dots=L_n=L$$

$$\text{提馏段: } L'_1=L'_2=\dots=L'_n=L'$$

除饱和气体进料 $q=0$ 以外, 其余 $L \neq L'$

各流股单位: 摩尔流量—[kmol/h]

恒摩尔流假定成立的条件

- (1) 各组分的摩尔气化潜热相等。
- (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，热损失可以忽略不计。

6-10 操作线方程式

一、精馏段操作方程

在二元精馏计算中可去掉组分下标，以 x_n, y_n 分别表示 n 板上的液、气相轻组分组成（摩尔分数），塔内按恒摩尔流假设处理。精馏段气、液两相物质摩尔流量分别为 V 、 L 。

塔顶蒸气全部被冷凝，采出液相产品为 D ，回流量为 L 。并定义回流量与采出量之比 L/D 为回流比 R 。如图 6-12 所示。

$$Vy_{n+1} = Lx_n + Dx_D$$

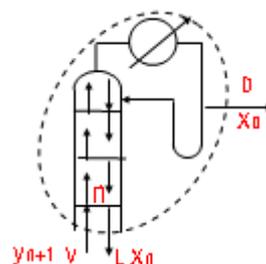


图 6-12 精馏段物料衡算

$$y_{n+1} = \frac{L}{V}x_n + \frac{D}{V}x_n \quad R = \frac{L}{D} \quad L = RD \quad V = L + D = (R+1)D$$

$$y_{n+1} = \frac{V+1}{V}x_n + \frac{V+1}{x^D}$$

例 6-2 氯仿和四氯化碳的混合液在一连续精馏塔中进行分离。要求馏出液中氯仿的组成为 0.95（摩尔分率），馏出液流量 50Kg/h。塔顶为全凝器。平均相对挥发度 $\alpha = 1.6$ 。回流比 $R=2$ ，求：（1）第一块塔板下降的液体组成 x_1 ；（2）精馏段各板上升蒸汽 V 及下降液体 L 。

解 氯仿和四氯化碳混合液可认为是理想溶液。

（1）塔顶为全凝器， $y_1 = 0.95$

根据理论板的概念， $y = \frac{\alpha x}{1 + (\alpha - 1)x}$ $0.95 = \frac{1.6x_1}{1 + (1.6 - 1)x_1}$ $x_1 = 0.92$

（2） $V = (R + 1)D = (2 + 1) \times 50 = 150 \text{Kg/h}$

根据恒摩尔流的假定，各板上升的蒸汽摩尔流量相等，并非质量流量相等，因此，需将此值转化为摩尔值。

氯仿的摩尔质量 $M=119.35\text{kg/kmol}$ 四氯化碳的摩尔质量 $M=153.8\text{kg/kmol}$

塔顶蒸汽的平均摩尔质量 $\bar{M} = 0.95 \times 119.35 + 0.05 \times 153.8 = 121.1\text{kg/kmol}$

$$V = \frac{150}{121.1} = 1.24\text{kmol/h} \quad L = RD = 2 \times 50 = 100\text{kg/h}$$

$$L = \frac{100}{121.1} = 0.826\text{kmol/h}$$

二、提馏段操作线方程

如图 6-13 所示范围进行物料衡算，可得，

提馏段物料衡算关系：

$$V'y_{n+1} = L'x_n - Wx_w$$

或 $y_{n+1} = \frac{L'}{V'}x_n - \frac{W}{V'}x_w$

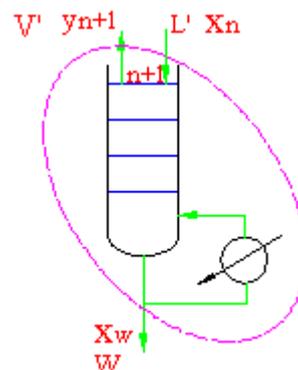


图 6-13 提馏段物料衡算

上式 称之为提馏段操作方程，该方程为一线性方程，其斜率亦为提馏段的液、气两相物质流量(kmol/h)的比。一旦两相流量改变，势必影响提馏段操作线方程。

提馏段与精馏段的关系可由进料板上的物料与热量衡算关联起来。

$$L' = L + qF \quad V' = L' - W = L + qF - W$$

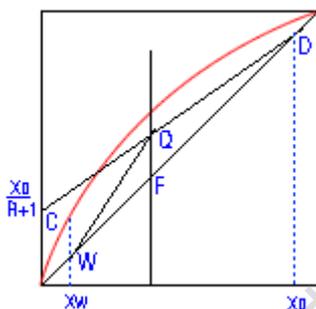


图 6-14 操作线方程

若将精馏段及提馏段两操作线与平衡曲线($y \sim x$)同时绘于同一直角坐标中，如图 6-14 所示。精馏段操作线如 DC 所示，提馏段操作线如 QW 所示。

6—11 进料热状态的影响和 q 线方程

一、进料热状况参数

设进料板为 m 板，对进料板进行热量衡算可得：

$$F_m + V_{m+1} + L_{m-1} = L_m + V_m$$

$$L_m (H_{vm+1} - H_{Lm}) - L_{m-1} (H_{vm+1} - H_{Lm-1}) = F_m (H_{vm+1} - H_{Fm}) + V_m (H_{vm} - H_{vm+1})$$

根据恒摩尔流的假定则

$$H_{vm+1} - H_{Lm} = H_{vm+1} - H_{Lm-1} = H_v - H_L = r$$

$$H_{v_{m+1}} = H_{v_m} = H_v, \quad H_{F_{m+1}} = H_F$$

经简化和整理得：

$$q = \frac{H_v - H_F}{H_v - H_L} = \frac{L' - L}{F}$$

$$q = \frac{H_v - H_F}{r} = \frac{\text{每kmol进料变为饱和蒸气所需热量}}{\text{进料千摩尔气化热}}$$

q 为进料的热状态参数，反映进料热状态对塔内两段气、液流量的影响。

精馏段与提馏段物流之间的关系为：

$$L' = L + qF \quad V' = V - (1 - q)F$$

式中 L, V -精馏段液、气相流量 kmol/s ;或 kmol/h ;

L', V' -提馏段液、气相流量 kmol/s ;或 kmol/h ;

进料热状态对塔内气、液流量的影响

进料存在 5 种热状态，分别是过冷液体、饱和液体、气液混合物、饱和蒸气以及过热蒸气进料。因进料板上物料及热量变化使进料板上的气、液两相流量发生变化，对塔的气、液流量产生影响，如图 6-15 所示。

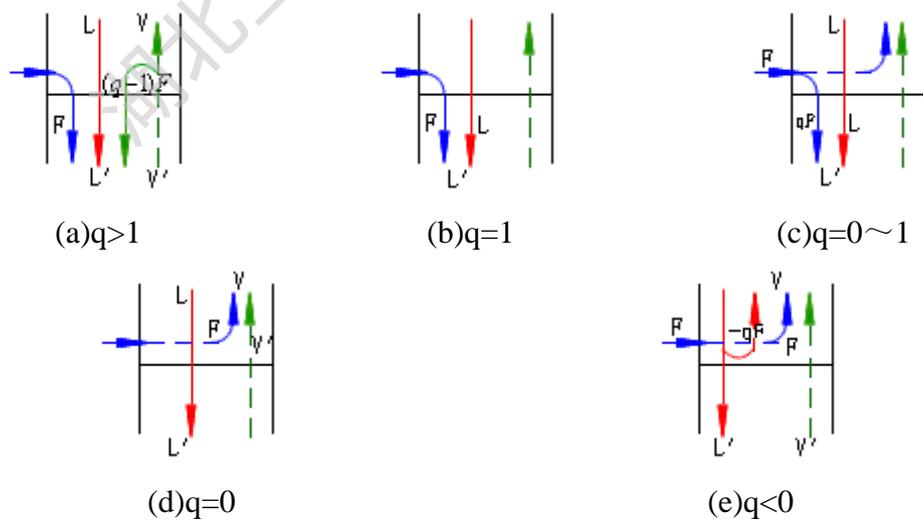


图 6-15 进料热状态的影响

二、q 线方程

在进料板上，同时满足精馏段和提馏段的物料衡算，故两操作线的交点落在进料板上。当 q 为定值，改变塔操作的回流比时，两操作线交点轨迹即 q 线。联立两操作线方程式的进料线方程。

$$\begin{cases} Vy = Lx + Dx_D \\ V'y = L'x - Wx_w \end{cases}$$

$$y = \frac{q}{q-1}x - \frac{x_F}{q-1}$$

因 q 为一常数，故一定状态进料 q 线为直线。

当一定操作回流比条件下，不同热状态对提馏段存在显著的影响，如图 6-16、6-17 所示。

随 q 值减小，则提馏段操作线斜率增大，说明提馏段液、气比在增大，气、液两相组成更接近平衡线，意味着提馏段单位流量液体所用蒸气在不断减少，提馏段操作线更靠近平衡曲线，将导致提馏段分离能力不断下降。即每块理论板的传质推动力减小。完成相同分离任务，所需理论板数会增加，也会导致塔两段负荷不均匀，影响塔径设计。

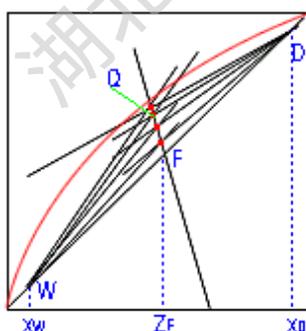


图 6-16 q 线意义

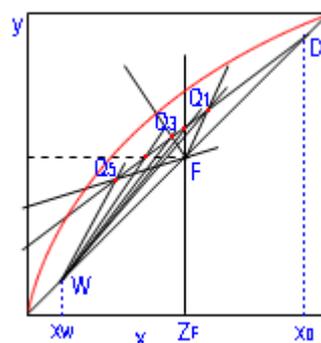


图 6-17 热状态对提馏段的影响

例 6-3 分离例 6-1 中的溶液时，若进料为饱和液体，选用的回流比 $R = 2.0$ ，试求提馏段操作线方程式，并说明操作线的斜率和截距的数值。

解：由例 6-4 知：

$$x_w = 0.0235, \quad D = 80.0 \text{ kmol/h} \quad W = 95.0 \text{ kmol/h} \quad F = 175 \text{ kmol/h}$$

而 $L = RD = 2.0 \times 80 = 160 \text{ kmol/h}$

因泡点进料，故：

$$q = \frac{I_V - I_F}{I_V - I_L} = 1$$

将以上数值代入下式，即可求得提馏段操作线方程式：

$$y'_{m+1} = \frac{L + qF}{L + qF - W} x'_m - \frac{W}{L + qF - W} x_w$$

$$y'_{m+1} = \frac{160 + 1 \times 175}{160 + 175 - 95} x'_m - \frac{95}{160 + 175 - 95} \times 0.0235$$

或 $y'_{m+1} = 1.4x'_m - 0.0093$

该操作线的斜率为 1.4，在 y 轴上的截距为 -0.0093。由计算结果可看出，本题提馏段操作线的截距值是很小的，而一般情况下也是如此的。

6—12 理论板数确定

对于双组分精馏系统比较简单，采用逐板计算法即可方便求解。这里结合双组分精馏进一步说明逐板计算方法。

一、逐板计算法

当给出精馏的原料 F , x_F , 进料的温度 T_f^T , 压力 P_f^P , 分离要求 x_D 、 x_w , 回流比 R , 以及操作压力条件下, 即可进行精馏塔设计, 由物料衡算方法确定采出量 D 、 W 以及 q 。已知体系操作范围内地平均相对挥发度 α , 于是则有

$$\text{体系相平衡关系} \quad y = \frac{\alpha x}{1 + (\alpha - 1)x}$$

$$\text{精馏操作方程} \quad y_{n+1} = \frac{R}{R+1} x_n + \frac{x_D}{R+1}$$

$$\text{提馏段操作线方程} \quad y_{n+1} = \frac{L + qF}{L + qF - W} x_n - \frac{Wx_w}{L + qF - W}$$

当塔顶蒸气全部被冷凝时, 则有: $y_1 = x_D$

由于冷凝器全凝, 无分离能力, 不计为理论板, 则以塔顶计第一块理论板。因 x_D 由工艺所规定, 故 y_1 为已知。

由平衡关系计算与 y_1 呈相平衡的液相组成 x_1 。通过 x_1 采用精馏段操作线方程计算来自第二块板蒸气的组成 y_2 。以此类推, 交替使用相平衡与物料平衡关系, 计算精馏段两相的组成。

当精馏段逐板计算到液相组成即 $x \leq x_F$ 时, 物料衡算关系应换为提馏段操作方程。将此更换物料衡算关系式的理论板, 作为进料板为宜, 即最佳进料位置。

同上, 交替使用相平衡及物料平衡关系, 逐级计算提馏段的组成分布, 当计算的液相组成 x 略低于或等于 x_w 时, 即可结束计算。计算中采用平衡关系的次数即塔满足分离要求所需的理论板数 N 。由于再沸器存在部分气化, 具有分离能力, 相当一块理论板。计算框图如图 6-18 所示。

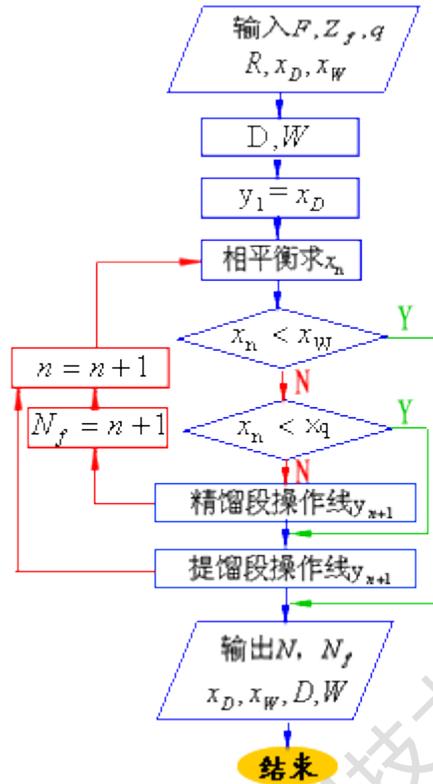


图 6-18 逐板计算法框图

例 6-4 在连续精馏塔中分离两组分理想溶液。已知操作回流比 R 为 3，馏出液的组成为 0.95（易挥发组分的摩尔分率），塔顶采用全凝器。该物系在本题所涉及的浓度范围内气液平衡方程为 $y = 0.42x + 0.58$ 。试求精馏段内离开第二层理论板（从塔顶往下计）的气液相组成。

解：
$$y_{n+1} = \frac{R}{R+1}x_n + \frac{x_D}{R+1} = \frac{3}{3+1}x_n + \frac{0.95}{3+1} = 0.75x_n + 0.238$$

$$y_1 = x_D = 0.95 \quad y_1 = 0.42x_1 + 0.58 = 0.95$$

$$x_1 = 0.881 \quad y_2 = 0.75x_1 + 0.238 = 0.899$$

$$y_2 = 0.899 = 0.42x_2 + 0.58 \quad x_2 = 0.76$$

二、图解法

(1) 在直角坐标中绘出体系相平衡曲线 $x \sim y$ ，同时连对角线。

(2) 绘出精馏段操作线，精馏段操作线通过 D、C 两点。 $D(x_D, x_D)$, $C(0, \frac{x_D}{R+1})$ 。

(3) 给出 q 线，q 线通过 F、G 点，由 q 线方程

$$y = \frac{q}{q-1}x - \frac{x_F}{q-1} \text{ 可得：通过点 } F(x_F, x_F), \text{ 作斜率为 } \frac{q}{q-1} \text{ 的 } q \text{ 线}$$

图中 q 线精馏操作线相交于 Q 点。

(4) 连接 b 点与 q 线与精馏段操作线的交点 Q，得到提馏段操作线。

因 $y_1 = x_D$ ，故从塔顶 y_1 D 点开始作水平线交平衡曲线于 1，求得呈平衡的液相组成 x_1 ，由 1 点作垂线交精馏段操作线于 1' 点，求得第二板蒸气组成 y_2 ，同上，在平衡线与精馏段操作线之间作梯级。

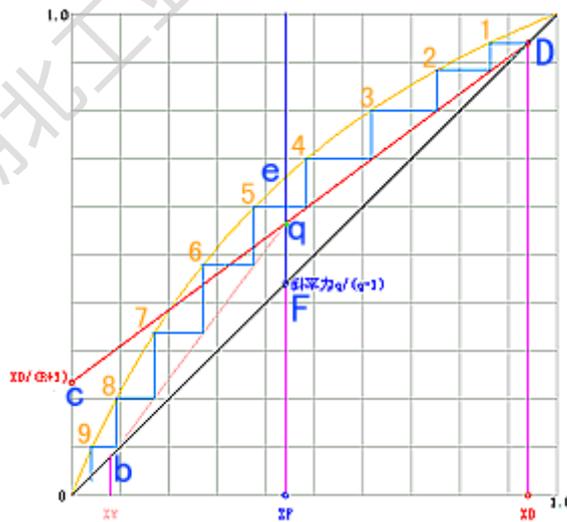


图 6-19 图解法求理论板数

逐步计算框图 当求得 $x_n \leq x_q$ 时, 应由精馏更换提馏的操作线, 即在平衡线与提馏段操作线之间作梯级, 当求得液相组成 $x_n \leq x_w$ 时结束。此时梯级数 N (含再沸器) 为所求的理论塔板数 N , 跨过两操作线交点的板为最佳进料板 N_F 。

在适宜位置进料, 完成规定分离要求所需塔板数会减少。对给定理论板时, 则分离程度会提高。在图解法中跨过两操作交点的塔板就是这一适宜进料板或最佳进料板。

精馏塔在正常运行时, 沿塔高建立起各组分的组成分布, 显然, 塔顶轻组分最浓, 塔釜重组分组成最高。各组分组成沿高度变化。

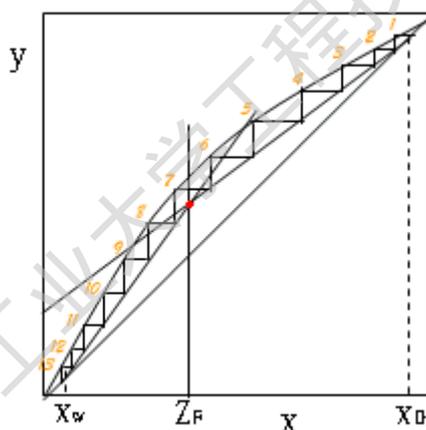


图 6-20 最佳进料位置

适宜进料位置应是进料组成及热状态与塔板上组成和热状态差别最小的板, 才是最佳进料板。如图 6-20 所示。

6—13 回流比的影响与选择

回流比 R 是精馏过程的设计和操作的重要参数。 R 直接影响精馏塔的分离能力和系统的能耗, 同时也影响设备的结构尺寸。

当回流比增大时精馏段操作线斜率 $R/(R+1)$ 增大, 则精馏段操作线远离平衡线。

使得精馏塔内各板传质推动力 Δy 及 Δx 增大, 使各板分离能力提高。为此, 完成

图 6-22 最小回流比 R_{\min}

随着回流比 R 的减小，则精馏过程的能耗下降，塔径 D 也回随之减小。但因 R 减小，使操作线交点向平衡移动，导致过程传质推动力减小，使得完成相同的分离要求所需理论板数 N 随之增加，使塔增高。如图 6-22 所示。

当回流比继续减小，使两操作线交点落在平衡曲线上，如图中 E 点所示。此时完成规定分离要求所需理论板数为 ∞ 。此工况下的回流比为该设计条件下的最小回流比 R_{\min} 。由图 6-23 可得

$$\frac{R_{\min}}{R_{\min} + 1} = \frac{y_1 - y_q}{x_D - x_q}$$

整理可得 $R_{\min} = \frac{x_D - y_q}{y_q - x_q}$

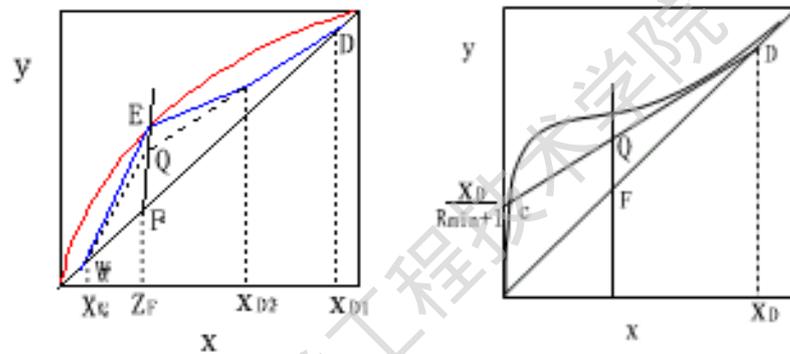
式中 x_q — 平衡曲线上 E 点液相摩尔分数；

y_q — 平衡曲线上 E 点气相摩尔分数。

对于非理想溶液和多组分进料的其他体系操作的最小回流比如图 6-24 所示

图 6-23 最小液汽比

图 6-24 非理想溶液最小液汽比



有的体系的相平衡曲线比较特殊，如图 6-24 所示。有些精馏有多个采出，如侧线采出，当回流比减小，使得操作线与平衡线相切或相碰时，称此工况的回流比为最小回流比 R_{min} ，亦由其精馏操作线的斜率或截距确定 R_{min} 。但是，此类情况均会使最小回流比 R_{min} 增大，减小了回流比的调节范围。

二、全回流与最少理论板数

如果精馏塔在操作过程中，将塔顶蒸气全部冷凝，其凝液全部返回塔顶作为回流，称此操作为全回流，回流比 R 为无穷大 ($R=\infty$)。此时通常不进料，塔顶、塔底不采出。故精馏塔内气、液两相流量相等， $L=V$ ，两操作线斜率均为 1，并与对角线重合，如下图所示。塔内无精馏段和提馏段之分，其操作线方程可表示为：

$$y_{n+1} = x_n$$

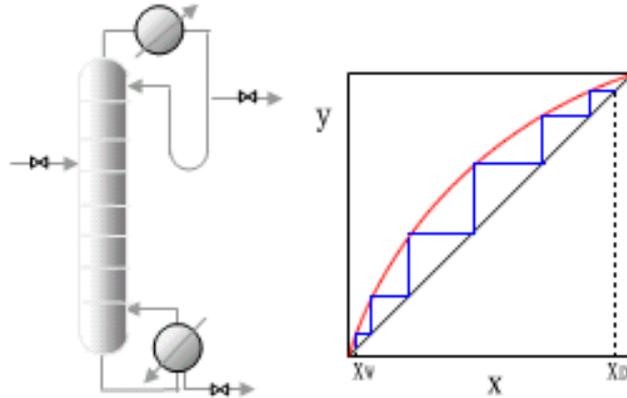


图 6-25 全回流操作的最小理论塔板数 N_{\min}

由于全回流操作时，使每块理论板分离能力达到最大，完成相同的分离要求，所需理论板数最少，并称其为最少理论板数 N_{\min} 。

最少理论板数 N_{\min} 由以下芬斯克方程求得：

对双组分精馏，A，B 两组分相对挥发度 α_j 表示为

$$\left(\frac{y_A}{y_B}\right) = \alpha_j \left(\frac{x_A}{x_B}\right) \quad j=1, 2 \dots N$$

由塔内操作线方程式 (6.4.8) 可得

$$y_{j+1} = x_j \quad \text{或} \quad \left(\frac{y_A}{y_B}\right)_{j+1} = \left(\frac{x_A}{x_B}\right)_j$$

将各级相平衡关系相乘：

$$\prod_{j=1}^N \left(\frac{y_A}{y_B}\right)_{j+1} = \prod_{j=1}^N \alpha_j \left(\frac{x_A}{x_B}\right)_j$$

在各板上的相对挥发度 α_j 近似取为常数 α ，则通过简化和整理获得 Fenske 方程：

$$N_{\min} = \frac{\log \left[\left(\frac{x_A}{x_B}\right)_D / \left(\frac{x_A}{x_B}\right)_w \right]}{\alpha_{A,B}}$$

该方程也可用于多组分精馏，其区别是以轻、重关键组分的分离代替双组分的精馏。由于全回流操作时，使每块理论板分离能力达到最大，完成相同的分离

要求，所需理论板数最少，并称其为最少理论板数 N_{\min} 。

三、 适宜回流比

以获得精馏总成本最低的回流比为最优回流比。总成本为投资费用和操作费用之和。而回流比变化对精馏同时存在正、负两方面的影响，如回流比为 R_{\min} ，其塔为无穷高，投资费用直线上升为无穷大。

当 R 适当提高时，投资费用很快下降为有限大小，总成本下降。当回流比继续增大时，则能耗随之增大，则操作费用迅速增大， R 增到一定程度，设备费用开始升高，如塔径增大等，将使总成本开始上升。为此，回流比存在一优化的问题。操作费用和投资费用之和最小的回流比为最适宜的回流比

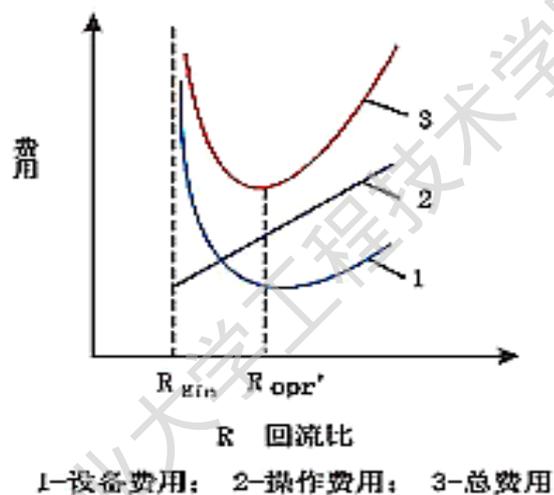


图 6-26 回流比对精馏费用的影响

这一回流比 R 通常选最小回流比倍数经验范围：大多数文献建议 $R=1.1\sim 1.2R_{\min}$

例 6-5 在常压连续精馏塔中分离苯-甲苯混合液，原料液流量为 1000kmol/h ，组成为含苯 0.4 （摩尔分率，下同）馏出液组成为含苯 0.9 ，苯在塔顶的回收率为 90% ，泡点进料 ($q=1$)，回流比为最小回流比的 1.5 倍，物系的平均相对挥发度为 2.5 。试求：（1）精馏段操作线方程；（2）提馏段操作线方程。

解： $\eta = \frac{Dx_D}{Fx_F} = 0.9$ $D = \frac{0.9Fx_F}{x_D} = \frac{0.9 \times 1000 \times 0.4}{0.9} = 400\text{kmol/h}$

$$W=F-D=1000-400=600\text{kmol/h}$$

$$Fx_F = Dx_D + Wx_w \quad 1000 \times 0.4 = 400 \times 0.9 + 600 \times x_w \quad x_w = 0.00667$$

$$y_{n+1} = \frac{R}{R+1}x_n + \frac{x_D}{R+1}$$

$$q=1 \quad x_q = x_F \quad y_q = \frac{\alpha x_q}{1 + (\alpha - 1)x_q} = \frac{2.5 \times 0.4}{1 + 1.5 \times 0.4} = 0.625$$

$$R_{\min} = \frac{x_D - y_q}{y_q - x_q} = \frac{0.9 - 0.625}{0.625 - 0.4} = 1.22 \quad R = 1.5R_{\min} = 1.83$$

$$\text{精馏段操作线方程} \quad y_{n+1} = \frac{1.83}{1.83+1}x_n + \frac{0.9}{1.83+1} = 0.647x_n + 0.318$$

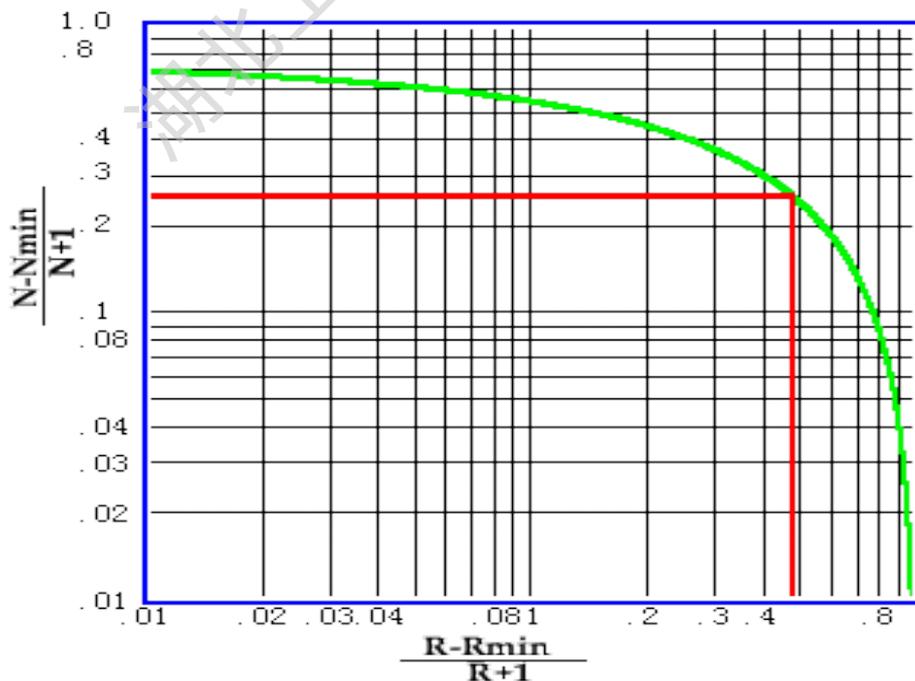
$$V' = V = (R+1)D = 2.83 \times 400 = 1132\text{kmol/h}$$

$$L' = L + qF = L + F = RD + F = 1.83 \times 400 + 1000 = 1732\text{kmol/h}$$

$$\text{提馏段操作线方程} \quad y_{m+1} = \frac{L'}{V'}x_m - \frac{Wx_w}{V'} = \frac{1732}{1132}x_m - \frac{600 \times 0.00667}{1132} = 1.53x_m - 0.0354$$

6—14 理论板数的简捷计算

将许多不同精馏塔的回流比、最小回流比、理论板数及最小理论板数即 R 、 R_{\min} 、 N 、 N_{\min} 四个参数进行定量的关联。常见的这种关联如图所示，称为吉利兰图（Gilliland）图，如图 6-27 所示。



图中曲线可近似表示为 图 6-27 吉利兰图 下式的形式。

$$\frac{N - N_{\min}}{N + 1} = 0.75 \left[1 - \left(\frac{R - R_{\min}}{R + 1} \right)^{0.5668} \right]$$

简捷法具体步骤是：

- (1) 根据精馏给定条件计算 R_{\min}
- (2) 由 Fenske 方程及给定条件计算 N_{\min}

$$N_{\min} = \frac{\log \left[\left(\frac{x_D}{1 - x_D} \right) / \left(\frac{x_W}{1 - x_W} \right) \right]}{\log \alpha}$$

- (3) 计算 $X = \frac{R - R_{\min}}{R + 1}$

- (4) 由图或公式求解 Y 值，代入下式。

$$Y = \frac{N - N_{\min}}{N + 1}$$

- (5) 解得理论板数 $N = \frac{N_{\min} + X}{1 - Y}$

N 及 N_{\min} 均含再沸器理论板数。

采用简捷法也可估算精馏塔精馏段及提馏段理论塔板数或进料位置。如果计算精馏段理论塔板数，则求精馏段最少理论板数 $N_{\min, R}$ ， x_w 由进料组成 x_F 代替， α 为精馏段平均相对挥发度 α_R ，按以上步骤求得精馏段理论板数 $N_R = N - 1$ 。同理，求得提馏段理论板数 N_S 。

第五节 间歇蒸馏

间歇蒸馏如图所示。间歇蒸馏又称分批精馏。将原料分批加入釜内，每蒸馏完一批原料后，再加入第二批料。所以，对批量少，品种多，且经常改变产品要求的分离，常采用间歇蒸馏。

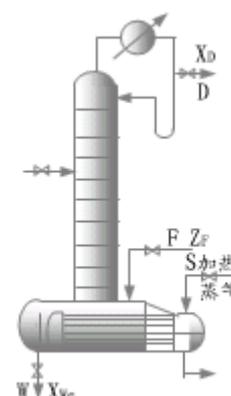


图 6-28 间歇蒸馏

间歇蒸馏有两种操作方式：

- (1) 恒定回流比 R
- (2) 恒定塔顶组成 x_D

在实际操作中常将两者结合起来进行操作

间歇蒸馏有以下特点：

- a. 间歇蒸馏属于非稳态过程
- b. 只有精馏段没有提留段

6—17 恒定回流比的间歇精馏

在间歇精馏过程中，如果恒定回流比操作，采出量不变条件下，塔内气、液流量将恒定，操作线斜率为常数，由于塔釜中轻组分不断的下降，导致馏出液组成 x_D 不断下降，使得操作线沿对角线平行下移，如图 6-29 所示。

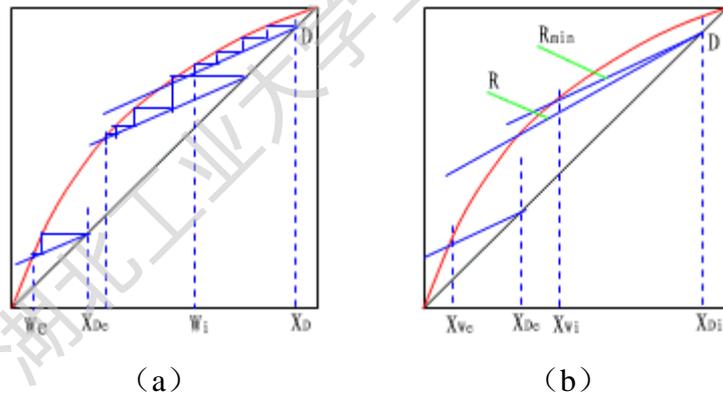


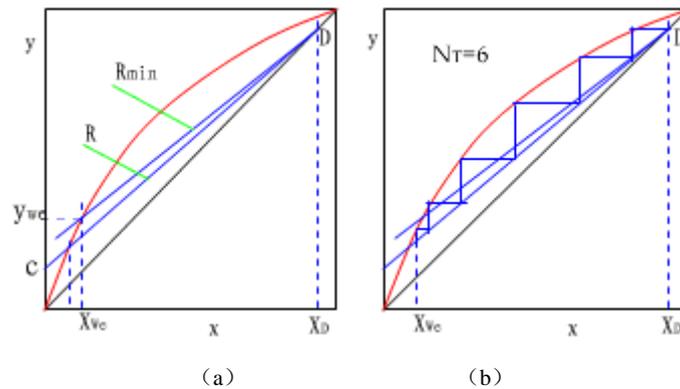
图 6-29 恒定回流比操作

6--18 恒定产品组成的间歇精馏

在一定理论板数的间歇精馏中，维持馏出液组成 x_D 恒定，势必连续加大回流比。理论板数确定

为了保证釜液组成达到最终组成 x_{we} 时，塔顶产品仍保持 x_D 不变。必须由 x_D 和 x_{we} 确定最小回流比 R_{min} ，如下图 (a) 所示。

$$R_{\min} = \frac{x_D - y_{we}}{y_{we} - x_{we}}$$



恒定产品组成 x_D 的间歇精馏

根据 R_{\min} 选定适宜回流比 R ，确定操作线 \overline{DC} ，从 D 点出发作梯级，图解理论板数 N 。图 6-29 中所得理论板数 $N=6$ 。

第六节 恒沸精馏和萃取精馏

一些具有恒沸点的非理想溶液，因该点的相对挥发度等于 1，为此，不能采用常规蒸馏方法将其完全分离；有些相对挥发度接近 1 的体系，采用常规精馏，则需要理论板数多，回流比大，很不经济。对上述两种情况，可分别采用恒沸精馏和萃取精馏方法进行分离。

6—19 恒沸精馏

对于具有恒沸点的非理想溶液，通过加入质量分离剂即挟带剂与原溶液其中一个或几个组分形成更低沸点的恒沸物，从而使原溶液易于采用蒸馏进行分离的方法，称之为恒沸精馏。乙醇—水恒沸精馏流程如下图所示。

乙醇—水常压下恒沸点为 78.3°C ，其恒沸点组成是乙醇：0.894，水：0.006（摩尔分数，下同）。当加入挟带剂苯时，即可形成更低沸点的三元恒沸物。其组成是：苯：0.544；乙醇：0.23；水：0.226，沸点为 64.6°C 。在较低温度下，苯与乙醇、水不互溶而分层，可将苯分离出来。

图中，塔 1 为恒沸精馏塔，乙醇、水原料从塔中部适当位置进入，恒沸剂从顶部加入。在蒸馏中，苯与进料中乙醇、水形成三元恒沸物从塔顶排出，从塔底获得无水乙醇，塔顶三元恒沸物及其他组分蒸气混合，蒸气经冷凝后分层，苯相

返回塔 1 顶，水相进入塔 2 回收残余苯，而苯形成三元恒沸物返回塔 1。

塔 2 釜液送入塔 3 回收废水中的乙醇。乙醇以二元恒沸物形式返回塔 1 进料，重新分离。

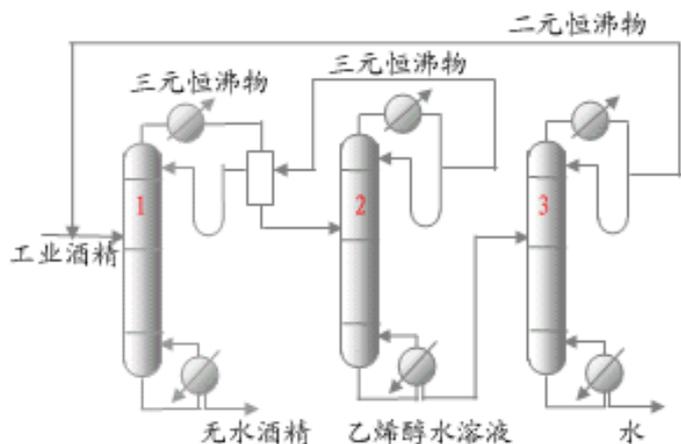


图 6-30 乙醇—水恒沸精馏

6—20 萃取精馏

组分的相对挥发度非常接近 1，但不形成共沸物的混合物，不宜采用常规蒸馏方法进行分离。而通过加入质量分离剂（或称之萃取剂），其本身挥发性很小，不与混合物形成共沸物，却能显著地增大原混合物组分间的相对挥发度，以便采用精馏方法加以分离，称此精馏为萃取精馏。

环乙烷—苯的萃取精馏流程如图所示。常压下环乙烷与苯相对挥发度接近 1，若加入糠醛萃取剂后，则使苯由易挥发组分变为难挥发组分，且相对挥发度发生显著改变，其值远离 1。如表 6-1 所示。

表 6-1 不同糠醛浓度下环乙烷对苯的相对挥发度

糠醛组成 x (摩尔分数)	0	0.2	0.4	0.6	0.7
环乙烷对苯相对挥发度 α	0.98	1.38	1.385	2.35	2.7

由表可见，只要进入适量的糠醛，即可使环乙烷与苯混合物易于采用精馏方法加以分离。

萃取剂糠醛在塔上部适当位置加入，进料在塔中部适当位置进入，在糠醛作用下，环乙烷成为易挥发组分，从塔顶获得环乙烷产品。糠醛和苯从塔底排出，进入第二塔，从塔顶分离出苯产品，塔底回收萃取剂糠醛，返回前塔循环使用。为避免糠醛进入环乙烷中，在糠醛入塔上方，也必须保证适宜塔板数，以脱出蒸气中的糠醛。

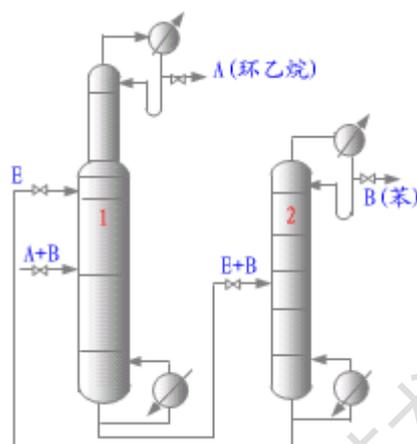


图 6-31 环乙烷—苯萃取精馏

选择萃取剂时，应考虑保证用量少、不污染产品、经济且效果显著，为此，选择萃取剂必须考虑一些基本要求。

第七节 板式塔

6--21 塔板结构

气、液传质设备可分为两类：其一是板式塔，其二是填料塔。其功能是为混合物的气、液两相提供多级的充分、有效的接触与及时、完全分离的条件。在每级接触过程中进行传质，然后进行分离。分离后再进行下一级的接触、传质与分离，逐步实现混合物的分离。板式塔是逐级接触，混合物浓度发生阶跃式变化，而填料塔则不同，气、液两相是微分接触，气、液的组成则发生连续变化。

本节主要介绍板式塔，板式塔结构如图 6-32(a)所示。塔体为一圆式筒体，塔体内装有多层塔板。塔板设有气、液相通道，如筛孔及降液管、溢流堰等。

一、气、液相流程

再沸器加热釜液产生气相在塔内逐级上升，上升到塔顶由塔顶冷凝器冷凝，部分凝液返回塔顶作回流液。液体在逐级下降中与上升气相进行接触传质。

具体接触过程如图 6-32 (b) 所示。液体横向流过塔板，经溢流堰溢流进入降液管，液体在降液管内释放夹带的气体，从降液管底隙流至下一层塔板。塔板下方的气体穿过塔板上气相通道，如筛孔、浮阀等，进入塔板上的液层鼓泡，气、液接触进行传质。气相离开液层而奔向上一层塔板，进行多级的接触传质。

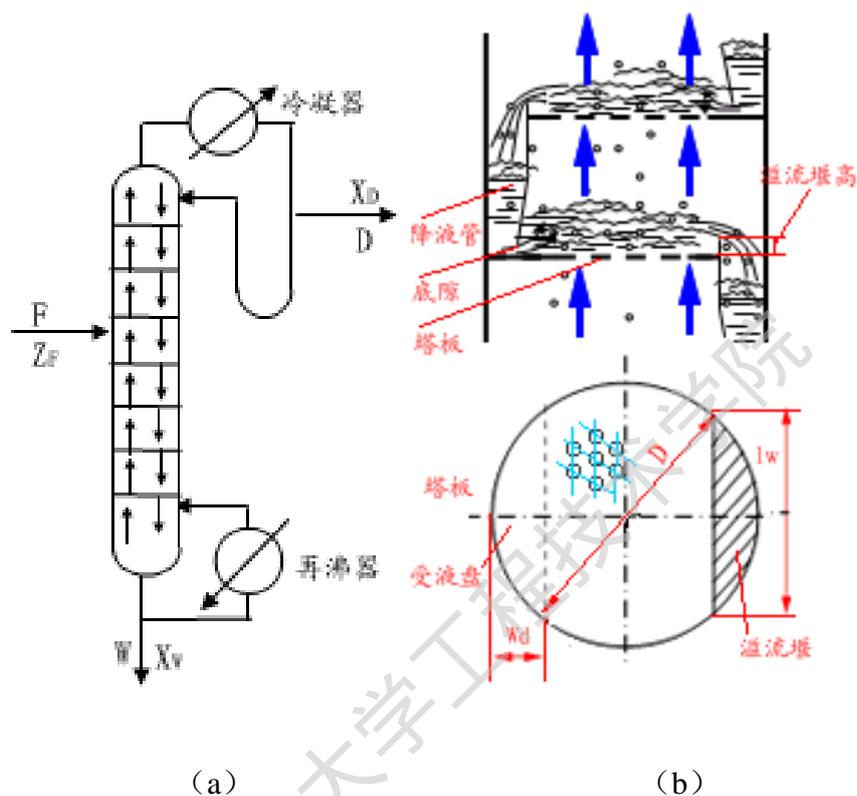


图 6-32 板式塔结构及塔内的流动

二、塔内气、液两相的流动

1、塔内气、液两相异常流动

(1) . 液泛

气、液两相在塔内总体上呈逆行流动，并在塔板上维持适宜的液层高度，气、液两相适宜接触状态，进行接触传质。如果由于某种原因，使得气、液两相流动不畅，使板上液层迅速积累，以致充满整个空间，破坏塔的正常操作，称此现象为液泛，如图 6-33、6-34 所示。根据液泛发生原因不同，可分为两种不同性质的液泛。

液泛 { 雾沫夹带液泛
降液管液泛

雾沫夹带造成返混，降低塔板效率。少量夹带不可避免，只有过量的夹带才

能引起严重后果。液沫夹带有两种原因引起，其一是气相在液层中鼓泡，气泡破裂，将雾沫弹溅至上一层塔板。可见，增加板间距可减少夹带量。另一种原因是气相运动是喷射状，将液体分散并可携带一部分液沫流动，此时增加板间距不会奏效。随气速增大，使塔板阻力增大，上层塔板上液层增厚，塔板液流不畅，液层迅速积累，以致充满整个空间，即液泛。由此原因诱发的液泛为液沫夹带液泛。开始发生液泛时的气速称之为液泛气速 u_{fj}

图 6-33 塔板液泛

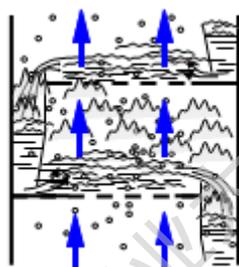
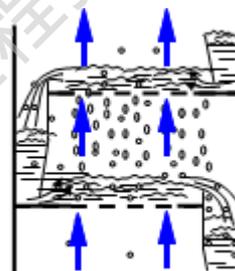


图 6-34 塔板漏液



·降液管液泛

当塔内气、液两相流量较大，导致降液管内阻力及塔板阻力增大时，均会引起降液管液层升高。当降液管内液层高度难以维持塔板上液相畅通时，降液管内液层迅速上升，以致达到上一层塔板，逐渐充满塔板空间，即发生液泛。并称之为降液管内液泛。两种液泛互相影响和关相。其最终现象相同。

(2) 严重漏液

板式塔少量漏液不可避免，当气速进一步降低时，漏液量增大，导致塔板上难以维持正常操作所需的液面，无法操作。此漏液为严重漏液，如图 6-34 所示，称相应的孔流气速为漏液点气速 u_{00} 。

2、塔板上气、液流动状态

从筛板和浮阀塔板的生产实践发现,从严重漏液到液泛整个范围内存在有五种接触状态,即:鼓泡状态、蜂窝状态、泡沫状态、喷射状态及乳化状态。

由于低气速下产生的不连续鼓泡群传质面积小,比较平静,而靠小径塔壁稳定的蜂窝状,其泡沫层湍动较差,不利于传质。而高速液流剪切作用下使气相形成小气泡均匀分布在液体中,形成均匀两相流体,即乳化态流体,不利于两相的分离,此状态在高压高液流量时易出现。故这三种不是传质的适宜状态,工业生产中一般希望呈现泡沫态和喷射态两种状态。

(1) 泡沫状态

随气速的增大,接触状态由鼓泡、蜂窝状两状态逐渐转变为泡沫状,由于孔口处鼓泡剧烈,各种尺寸的气泡连串迅速上升,将液相拉成液膜展开在气相内,因泡沫剧烈运动,使泡沫不断破裂和生成,以及产生液滴群,泡沫为传质创造了良好条件。是工业上重要的接触状态之一。

(2) 喷射状态

当液相流量较小而进一步提高气速时,则泡沫状将逐渐转变为喷射状。从筛孔或阀孔中吹出的高速气流将液相分散成高度湍动的液滴群,液相由连续相转变为分散相,两相间传质面为液滴群表面。由于液体横向流经塔板时将多次分散和凝聚,表面不断更新,为传质创造了良好的条件,是工业塔板上另一重要的气、液接触状态。为此,在设计和操作中,尽可能保证一良好接触状态,是非常重要的。

6—22 塔板型式

按照气相通过塔盘传质元件的不同型式,可分为不同型式的塔板,现就常用板式塔介绍如下:

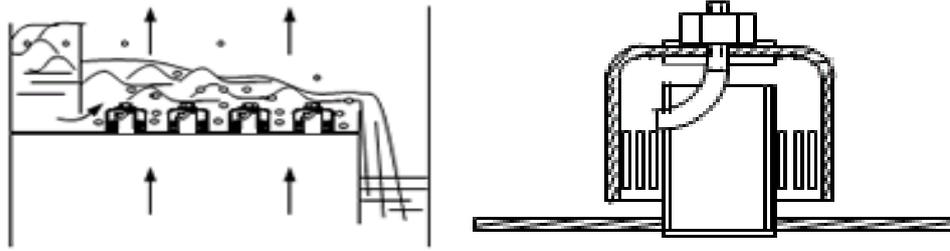
(1) 泡罩塔

泡罩塔如图所示,其传质元件为泡罩,泡罩分圆形和条形两种,多数选用圆形泡罩,如图 6-35 (b) 所示。其尺寸一般为 $\phi 80, 100, 150$ (mm) 三种直径,泡罩边缘开有纵向齿缝,中心装升气管。升气管直接与塔板连接固定。塔板下

(a)

(b)

图 6-35 泡罩塔



方的气相进入升管，然后从齿缝吹出与塔板上液相接触进行传质。由于升气管作用，避免了低气速下的漏液现象。为此，该塔板操作弹性，塔效率也比较高，运用较为广泛。最大的缺点是结构复杂，塔压降低，生产强度低，造价高。

(2) 浮阀塔板

浮阀是 20 世纪二战后开始研究，50 年代开始启用的一种新型塔板，后来又逐渐出现各种型式的浮阀，其型式有圆形、方形、条形及伞形等。较多使用圆形浮阀，而圆形浮阀又分为多种型式，如图 6-36 所示。

浮阀取消了泡罩塔的泡罩与升气管，改在塔上开孔，阀片上装有限位的三条腿，浮阀可随气速的变化上、下自由浮动，提高了塔板的操作弹性、降低塔板的压降，同时具有较高塔板效率，在生产中得到广泛的应用。



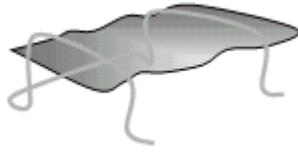
F-1 型

V-4 型



A 型

十字架型



方形浮阀

图 6-36 浮阀塔板

(3) 筛板塔板

筛板塔盘去掉泡罩和浮阀，直接在塔板上，按一定尺寸和一定排列方式开圆形筛孔，作为气相通道。气相穿过筛孔进入塔板上液相，进行接触传质。如图 6-37 所示。其结构简单，造价低廉，塔板阻力小。

开始由于对筛板塔性能缺乏了解，操作经验不足，则认为筛板塔盘易漏液、操作弹性小、易堵塞，使应用受到限制。后经研究和操作使用发现，只有设计合理操作适当，筛板塔仍可满足生产所需要弹性，而且效率较高。若将筛孔增大，堵塞问题也可解决。目前，以发展为广泛应用的一种塔型。

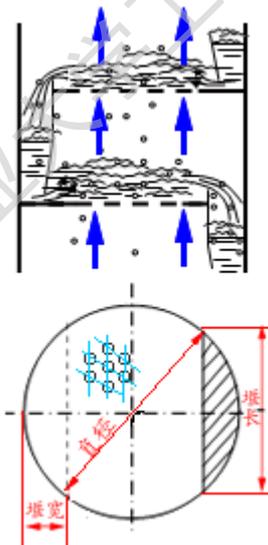


图 6-37 筛板塔

(4) 其他型式的塔板

将塔上冲压成斜向舌形孔，张角 20° 左右，如图 6-38 所示。气相从斜孔中喷射出来，一方面将液相分散成液滴和雾沫，增大了两相传质面，同时驱动液相减小液面落差。液相在流动方向上，多次被分散和凝聚，使表面不断更新，传质

面湍动加剧，提高了传质效率。

若将舌形板做成可浮动舌片与塔板铰链，如图 6-38 (b) 所示，称其为浮舌塔板，可进一步提高其操作弹性。

除以上介绍塔型，还有其他多种型式的塔板，如斜孔塔板，网孔塔板，垂直筛孔塔板，多降液管塔板，林德筛板，无溢流栅板和筛板等。

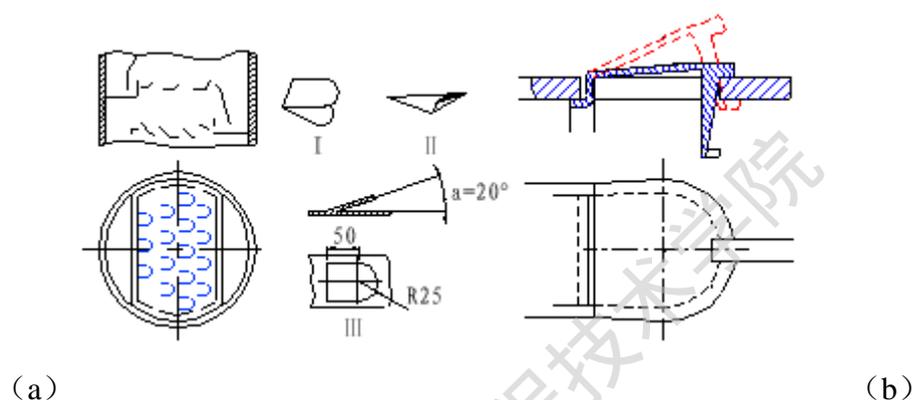


图 6-38 喷射塔板

6—23 塔板流型

液相在塔板上横向流过时分程的型式称之为流型。将液相从受液盘直接流向降液管的型式为单流型，如图 6-39(a)所示。当液体流量增大至一定程度时，液体流动阻力增大。当流道较长时，则在液体流动方向形成较大液面落差，使得塔板上阻力分布不均，从而影响气相通过塔板的分布不均。亦将引起液相倾向性漏液，不利于传质。

当液体流量大，塔径也随之增大时，则可采用双流型，如图 6-39(b)所示。设两个降液管，使液相从两侧流向中心降液管，或从中心流向两侧的降液管，这样减少了单程液相流量，缩短了流道长度，增大流通截面，从而使阻力减少，塔板液面落差减小，使塔板压降分布比较均匀。

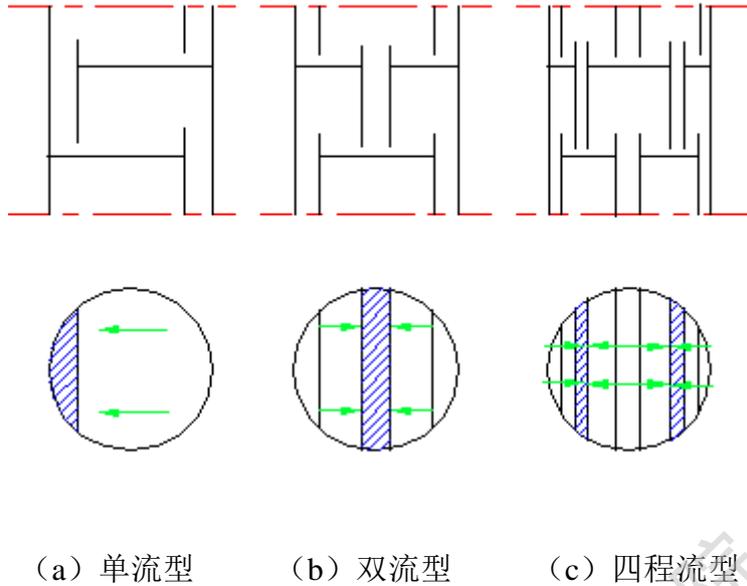


图 6-39 溢流的液流型式

同理,当流体流量继续增大,塔径扩大时,可选择四程流型,阶梯流型,一般情况下尽可能使用单流程,单 $D > 2.2\text{m}$ 时,考虑多流型。

6—24 实际塔板数和塔板效率

由于影响塔板效率的因素十分复杂,如塔盘结构、操作条件及物系的性质。这些条件导致气、液两相在塔板上流动和接触状态的不同,影响传热、传质过程,不同程度的偏离理论板,即分离能力小于给定条件的理论板。将实际板分离能力接近理论板程度常以塔板效率来描述。

设全塔实际塔板数为 N_p , 理论板数 N , 该塔的总板效率 E_T 定义为:

$$E_T = N/N_p$$

如果根据实验研究、生产实践或经验估算,确定了总板效率 E_T , 则根据分离要求及操作条件,求得精馏所需的理论板数 N , 从而确定精馏塔的实际塔板数 N_p 。

$$N_p = N/E_T$$

E_T 总板效率是反映全塔综合情况,不能反映某一段、某一塔板上的效率。为此,可分段测试确定各塔段的。若研究某一板的效率则由默弗里 (Murphree) 效率来表示,如图 6-40 所示

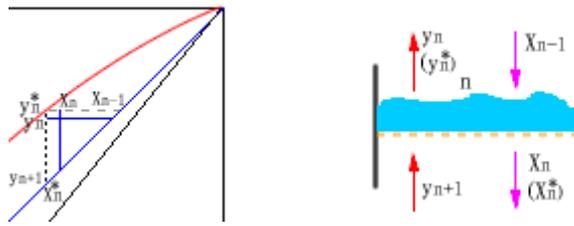


图 6-40 单板效率

(a)

(b)

$$E_{mv} = \frac{y_n - y_{n+1}}{y_n^* - y_{n+1}} \quad \text{或} \quad E_{mL} = \frac{x_{n-1} - x_n}{x_{n-1} - x_n^*}$$

式中 E_{mv} 、 E_{mL} 分别为气相或液相表示的第 n 板默弗里效率

y_n 、 y_{n+1} 分别为第 n 、 $n+1$ 板上实际气相组成，摩尔分数；

x_{n-1} 、 x_n 分别为第 $n-1$ 、 n 板上实际液相组成，摩尔分数；

x_n^* 、 y_n^* 分别为第 n 板上气、液相平衡组成，摩尔分数。

E_T 在设计中使用方便，其值可由经验关联确定。

该经验关联主要关联了混合物的物性，即相对挥发度 α 及液相粘度 μ_L 对塔板效率 E_T 的影响，并以曲线形式表示。

6-25 塔板水力学校核

当塔板各尺寸初步确定之后，还需按照物流性质及塔板的结构，应用流体流动的基本原理进行核算，检验塔板设计的合理性，能否避免异常流动，对不合理的尺寸进行及时调整。

(1) 液沫夹带量校核

少量液沫夹带不可避免，应避免过量的液沫夹带。要求单位质量（或摩尔）的气体夹带液体质量（或摩尔） $e_v \leq 0.1 \text{kg(液)/kg(气)}$ 或 kmol液/kmol气 。

其 e_v 可由 Hunt 提出经验公式求得：

$$\varepsilon_v = \frac{5.7 \times 10^{-3}}{\sigma} \left(\frac{u}{H_T - H_f} \right)^{3.2} \left(\frac{k_{g液}}{k_{g气}} \right)$$

式中 $H_f = 2.5(h_w + h_{ow})$ m

H_f — 塔板上泡沫层高度;

— 液体表面张力 mN/m (即 $10^{-3} N/m$)

u — 实际操作气速 (对应 A 的气体流速)

(2) 塔板阻力的计算及核算

塔内气体在穿过塔板时要克服塔的阻力, 例如: 第 n 块塔板, 其阻力 Δp_f 为 $\Delta p_f = p_{n+1} - p_n$, 其值如图 6-41 U 形压差计指示 h_f 所示。该阻力含三部分, 即:

气体穿过塔板的干板阻力 h_0 , 均以塔板清液柱表示

气体克服塔板上液层静压及穿过液层的阻力 h_L

克服筛孔处液体表面的张力的阻力 h_a

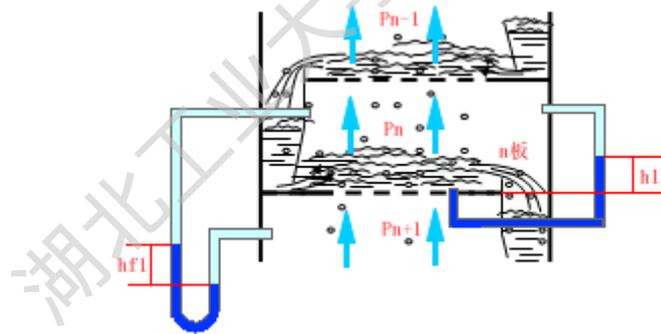


图 6-41 塔板阻力

所以 $h_f = h_0 + h_L + h_a$

式中三项阻力分别计算如下:

a. 干板压降 h_0

$$h_0 = \frac{1}{2g} \frac{c_v}{c_0} \left(\frac{u_0}{c_0} \right)^2 \quad \text{m 液柱}$$

式中 u_0 — 为筛孔中气速, m/s;

b. 液层阻力 h_L :

$$h_L = A(h_w + h_{ow})$$

(3) 降液管液泛校核

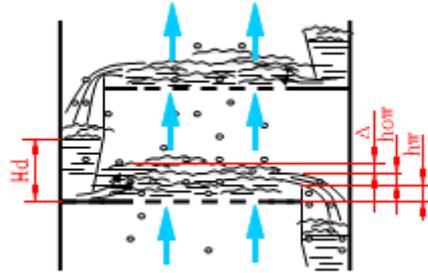


图 6-42 塔板水力学性能

为避免发生降液管内的液泛, 必须保证足够大的推动力以驱动液体流动, 或者液体流动过程阻力小可保证液流畅通。否则, 液流不畅, 液体积累逐步发展为降液管内的液泛。

保证液体在塔板上畅通的推动力, 是提高降液管内液层高 H_d , 即位能, 使液体克服降液管内、底隙、塔板等沿程阻力以及塔板的阻力。由降液管液面与塔板上液流方向上的截面, 列机械能衡算分程分析可得

$$H_d = (h_w + h_{ow}) + \Delta + h_f + h_d$$

式中 h_d — 液体通过降液管的阻力, m 清液柱

Δ — 塔板上液面落差, m 清液柱

因筛板塔板上液体流动时阻力, 其液面落差 Δ 一般不大, 可以不计。

为避免降液管液泛, 则要求满足 $H_d \leq H_f + h_w$ 条件。说明降液管内泡沫层最高不可达到上层塔板, 否则, 将发生降液管液泛

(4) 液体在降液管停留时间的校核

为了保证液体中夹带的气体较完全的释放出来, 必须保证液体在降液管中停留足够时间 在降液管内平均停留时间可表示为

$$\tau = \frac{A_d \cdot H_T}{L_S}$$

根据实际过程经验，一般应使该停留时间 τ

$$\tau > 3 \sim 5s$$

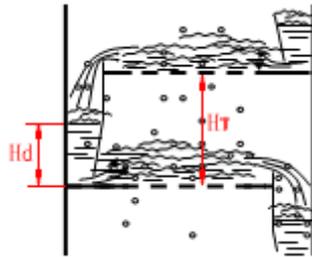


图 6-43 降液管内液体停留时间

(5) 严重漏液校核

一般少量漏液不可避免，只要气速不是过低，分布均匀，漏液情况可大大地改善，少量漏液与液沫夹带有本质区别。少量漏液是在塔板上与气相接触不充分，漏液过程中还与气相逆向接触进行传质，不同于液沫夹带严重返混。

当气速进一步减少，使塔板发生严重漏液，使塔板效率明显降低。称开始严重漏液的气速 u_0 为漏液点气速 u_0' ，将正常操作孔流气速 u_0 与漏液点气速 u_0' 之比，定义为稳定系数 k ，一般要求稳定系数 k ：

$$k = \frac{u_0}{u_0'} > 1.5 \sim 2$$

严重漏液时干板阻力 h_0' 可由下式计算

$$h_0' = 0.0056 + 0.13(h_w + h_{ow}) - h_0$$

由于干板阻力公式 $h_0' = \frac{1}{2g} \frac{\rho_v}{\rho_l} \left(\frac{u_0'}{c_0} \right)^2$ 解得漏液点气速

$$u_0' = c_0 \sqrt{2g \frac{\rho_l}{\rho_v} h_0'}$$

与操作孔流气速 u_0 相比,

$$\frac{u_0}{u_0'} = \sqrt{\frac{k_0}{k_0'}} = K > 1.5 \sim 2$$

当稳定系数 k 过小时, 应适当减少开孔率或堰高 h_w

6--26 塔负荷性能图

从前面介绍的内容可知, 为避免塔板发生异常流动, 要求设计必须满足一定的约束条件。将表示满足各约束条件的适宜操作范围的图形称之为塔的负荷性能图。该图可以 V_k 气相流量为纵坐标, 液相流量 Lh 为横坐标绘制。当塔板结构尺寸初步确定之后, 在对几个主要水力学参数进行校核, 论证其结构是否合理, 然后通过绘制负荷性能图, 对塔板结构进一步确认。

过量液沫夹带线, 或气相上限线 (如图 6-44 中①所示)

过量液沫夹带量 $e_v \leq 0.1$, 故取 $e_v = 0.1$

$$e_v = \frac{5.7 \times 10^{-3}}{\sigma} \left(\frac{u}{H_T - H_f} \right)^{3.2} = 0.1$$

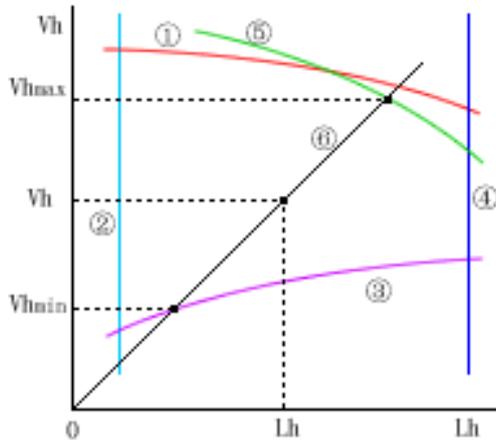
将式中操作气速 u 表示为: $u = \frac{V_k}{3600A}$

$$H_f = 2.5(h_w + h_{ow})$$

$$h_{ow} = 2.84 \times 10^{-3} \left(\frac{L_k}{l_w} \right)^{2/3}$$

由以上分程整理可得:

$$h_{ow} = 2.84 \times 10^{-3} \left(\frac{L_k}{l_w} \right)^{2/3}$$



6-44 负荷性能图

液相下限线（如图 6-44 中②所示）

当堰上液头高 $h_{ow} = 6\text{mm}$ ，塔板效率急剧下降，则不宜再减了，是平直堰最小溢流长度，即液相流量的下限。

$$h_{ow} = 2.84 \times 10^{-3} \left(\frac{L_k}{l_w} \right)^{2/3} = 0.006$$

由上式解得 $L_k = \text{const.}$

所以，液相下限线为一垂直线，如图所示。

气相下限线（如图 6-44 中③所示）

当气相流量降到一定程度时，塔将产生严重漏液，由漏液点气速

$$u_0' = c_0 \sqrt{2g \frac{\rho_L}{\rho_v} h_0'}$$

, h_0' 中含有 h_{ow} ，故关联不同工况下漏液的气、液

两相流量关系

$$V_k = A_0 u_0' = A_0 c_0 \sqrt{2g \frac{\rho_L}{\rho_v} h_0'} = f_3(L_k)$$

如曲线所示。

液相的上限线（如图 6-44 中④所示）

当液体在降液管中停留时间低于 5s 时，液相中所含气体释放不净，导致返混，影响塔板效率。此时，液相流量不宜再增大，故称该流量为液相流量

上限线。

$$r = \frac{A_d H_T}{L_S} = 5$$

$$L_k = 3600 \left(\frac{A_d H_T}{5} \right) = 720 A_d H_T$$

降液管内液泛线（如图 6-44 中⑤所示）

当降液管内泡沫层高度达到上层塔板，使液流不畅时即开始发生液泛，根据液体流动的能量衡算所得关系，则：

$$H_d' = H_T + H_w$$

$$H_d' = \frac{H_d}{\phi}$$

$$H_d = (h_w + h_{ow}) + \Delta + h_f + h_d$$

式中 Δ 较小，一般可略去，将 h_{ow} ， h_f ， h_d 表达关系代入，则关联降液管液泛时，其气、液两相流量的关系：

$$V_k = f_5(L_k)$$

操作线（如图 6-44 中⑥所示）

根据设计条件给定流量 V_k 、 L_k ，即可在负荷性能图中确定设计点 P_0 ，过 o，p 作操作线交于 a，于 b 点。

a 点所示的气相流量为该塔板的最小气体流量 V_{kmin}

b 点所示的气相流量为该塔板的最大气体流量 V_{kmax}

、为该塔板操作负荷的上、下限。两者之比为塔的操作弹性：

$$\text{塔操作弹性} = \frac{V_{kmax}}{V_{kmin}}$$

塔板操作弹性并非恒定不变，而与操作条件有关。

由 5 个约束条件作出的曲线所组成的图即负荷性能图所围的区域，即塔板的适宜操作范围。

第六章 蒸馏小结

- 1、了解简单蒸馏和平衡蒸馏的概念及原理
- 2、掌握精馏的依据、原理、必要条件以及精馏的实质
- 3、掌握全塔物料衡算及轻组分的物料衡算
- 4、掌握精馏段、提馏段及进料线方程
- 5、掌握不同进料状况下， q 值得大小及 q 线的位置
- 6、熟练地运用逐板计算法和图解法求取理论板数
- 7、掌握最小回流比及适宜回流比的计算
- 8、间歇蒸馏、恒沸蒸馏及萃取蒸馏的原理及特点
- 9、了解板式塔的结构、流型、常见塔板形式以及塔板的负荷性能图

湖北工业大学工程技术学院