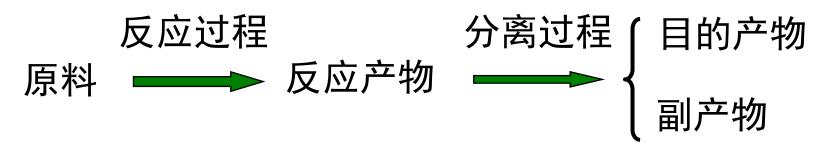
绪论



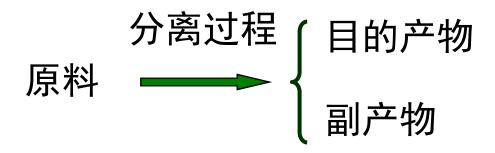
- 1. 分离过程在化工中的应用
- 2. 相际传质过程与分离
- 3. 传质单元操作的主要类型
- 4. 传质分离方法的分类

一、分离过程在化工中的应用





示例:三氯甲烷的制备



示例: 炼油过程

二、相际传质过程与分离



非均相物系分离

可通过机械方法分离,易实现分离。

分离过程

均相物系分离

不能通过简单的机械方法分离,需通过某种物理(或化学)过程实现分离,难实现分离。

二、相际传质过程与分离



均相物系的分离方法

两相物系

实现均相物系的分离



根组相的使由另移传据分中差某一一:质不在物异组相相相过同的

相际传质过程



均相物系分离

二、相际传质过程与分离



示例:空气和氨分离 空气 水 吸 收塔 空气+氨 氨水



蒸馏

分离物系:液体混合物

形成两相体系的方法: 部分汽化和冷凝

(液相+气相)

传质原理: 各组分的挥发度(沸点)不同

示例: 苯与甲苯的分离



吸收

分离物系: 气体混合物

形成两相体系的方法: 引入一液相(吸收剂)

(液相+气相)

传质原理: 各组分在吸收剂中溶解度不同

示例: 水吸收空气中的氨气



萃取

分离物系:液体混合物

形成两相体系的方法: 引入另一液相(萃取剂)

(液相R+液相E)

传质原理: 各组分在萃取剂中溶解度不同

示例: 用三氯乙烷萃取分离丙酮水溶液



结晶

分离物系:液体混合物

形成两相体系的方法: 溶液冷却过饱和产生晶体

(液相+固相)

传质原理: 各组分的凝固点不同

示例:对苯甲酚、邻苯甲酚、间苯甲酚分离



干燥

分离物系: 固体中的湿分

形成两相体系的方法:引入一气相(干燥介质)

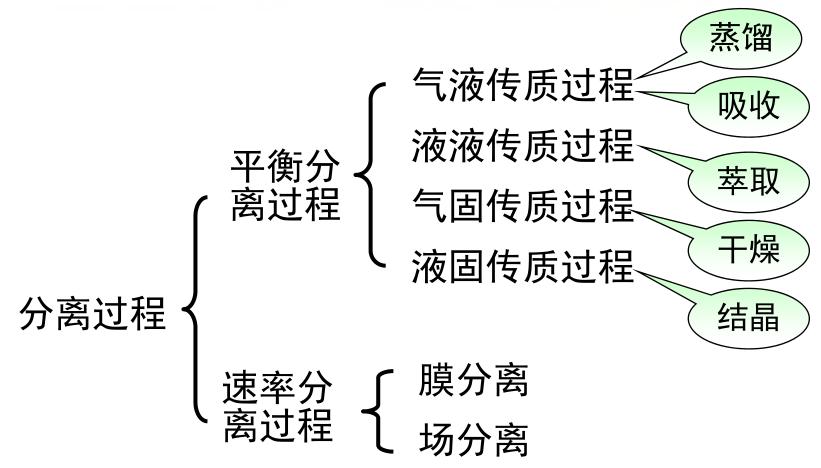
(固相+气相)

传质原理: 气、固相中所含湿分不同

示例: 湿尿素干燥成尿素产品

四、传质分离方法的分类







蒸馏、吸收、萃取分离过程的区别



	蒸馏	吸收	萃取
原均相物系 的相态	液体	气体	液体
两相的 制造方法	加热或冷却	引入液体	引入液体
相态	气、液	气、液	液、液
物性的差异	挥发度	溶解度	溶解度

第1章 蒸馏





通过本章学习,应掌握两组分理想物系的气液平衡关系、平衡蒸馏与简单蒸馏、精馏的原理与流程和两组分连续精馏的基本计算方法;了解间歇精馏过程。

第1章 蒸馏



- 1.1 概述
- 1.1.1 蒸馏的原理与应用

一、蒸馏过程的原理



蒸馏

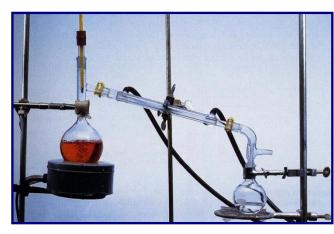
分离物系:液体混合物

形成两相体系的方法: 部分汽化和冷凝

(液相+气相)

传质原理: 各组分挥发度不同

示例: 丙酮与水的分离



二、蒸馏过程的应用



- 液体混合物分离
 混合芳烃蒸馏可得到苯、甲苯及二甲苯等。
- 2. 气体混合物分离加压液化 空气液化蒸馏可得到纯态的液氧和液氮等。
- 3. 固体混合物分离 加热熔化 固体脂肪酸加热融化后用蒸馏方法分离。

二、蒸馏过程的应用





22

二、蒸馏过程的应用





第1章 蒸馏



- 1.1 概述
- 1.1.1 蒸馏的原理与应用
- 1.1.2 蒸馏的特点与分类

一、蒸馏分离的特点



蒸馏分离具有以下特点:

- ①通过蒸馏分离,可以直接获得所需要的产品。
- ②适用范围广,可分离液态、气态或固态混合物。
- ③蒸馏过程适用于各种浓度混合物的分离。
- ④蒸馏操作耗能较大,节能是个值得重视的问题。

二、蒸馏过程的分类



按蒸馏操作方式分类

高单蒸馏平衡蒸馏精 馏√特殊精馏

按蒸馏操作流程分类

蒸馏 { 间歇蒸馏 √ 连续蒸馏 √

按物系中组分数目分类

蒸馏 { 两组分蒸馏√ 多组分蒸馏 √

按操作压力分类

素馏 常压蒸馏 √
加压蒸馏
减压蒸馏

第1章 蒸馏



- 1.2 两组分溶液的气液平衡
- 1.2.1 两组分理想物系的气液平衡

一、相律



$$F = C - P + 2$$

两组分气液平衡时,C=2,P=2,得F=2。

两组分气液平衡时,可变化的参数为t、p、x、y。

任意规定其中两个变量,平衡状态唯一;如只固定某个变量,则该物系仅有一个独立变量,其它 变量都是它的函数。

两组分的气液平衡可以用一定压强下的 $t\sim x(或y)$ 及 $x\sim y$ 的函数关系或相图表示。



1. 用饱和蒸气压表示气液平衡关系

拉乌尔定律

当理想溶液气液两相呈平衡时,溶液上方组分的分压与溶液中该组分的摩尔分数成正比。

$$p_{\rm A} = p_{\rm A}^{\rm o} x_{\rm A}$$

拉乌尔定律

$$p_{\rm B} = p_{\rm B}^{\rm o} x_{\rm B} = p_{\rm B}^{\rm o} (1 - x_{\rm A})$$





• 拉乌尔定律:

气液平衡时,溶液上方组分的蒸汽压与溶液中该组分的摩尔分数成正比。

• 道尔顿气体分压定律:

某一气体在气体混合物中产生的分压等于相同温度下它单独占有整个容器时产生的压力。混合总压等于各气体分压之和



溶液上方的总压 p 等于各组分的分压之和

$$p = p_{A} + p_{B}$$
$$p = p_{A}^{o} x_{A} + p_{B}^{o} (1 - x_{A})$$

气液平衡时液 相组成与平衡 温度间的关系

整理,得

$$x_{\rm A} = \frac{p - p_{\rm B}^{\rm o}}{p_{\rm A}^{\rm o} - p_{\rm B}^{\rm o}}$$

泡点方程

$$p_A^o(p_B^o) = f(t)$$
 安托因 方程



将

$$y_{A} = \frac{p_{A}^{\circ}}{p} x_{A}$$
 道尔顿分压 定律

代入泡点方程,得

$$y_{\rm A} = \frac{p_{\rm A}^{\rm o}}{p} \frac{p - p_{\rm B}^{\rm o}}{p_{\rm A}^{\rm o} - p_{\rm B}^{\rm o}}$$

露点方程

气液平衡时气 相组成与平衡 温度间的关系



2. 以平衡常数表示的气液平衡方程 设平衡的气相遵循道尔顿分压定律,即

$$y_{A} = \frac{p_{A}}{p} \qquad y_{A} = \frac{p_{A}^{\circ}}{p} x_{A}$$
令
$$K_{A} = \frac{p_{A}^{\circ}}{p}$$
以平衡常数表示的气液平衡方程



- 3. 以相对挥发度表示的气液平衡方程
- (1)挥发度

挥发度

$$v_{\mathrm{A}} = \frac{p_{\mathrm{A}}}{x_{\mathrm{A}}}$$
 $v_{\mathrm{B}} = \frac{p_{\mathrm{B}}}{x_{\mathrm{B}}}$

对于理想物系,有

$$v_{\mathrm{A}} = p_{\mathrm{A}}^{\mathrm{o}}$$
 $v_{\mathrm{B}} = p_{\mathrm{B}}^{\mathrm{o}}$



(2)相对挥发度

相对挥发度

溶液中易挥发组分的挥发度对<mark>难</mark>挥发组分的挥发度之<mark>比,</mark>称为相对挥发度。

相对挥发度
$$\alpha = \frac{v_{\rm A}}{v_{\rm B}} = \frac{p_{\rm A}/x_{\rm A}}{p_{\rm B}/x_{\rm B}}$$

对于理想物系,有
$$\alpha = \frac{p_A^o}{o}$$



(3) 以相对挥发度表示的气液平衡方程由道尔顿分压定律,有

$$\alpha = \frac{py_A / x_A}{py_B / x_B} = \frac{y_A x_B}{y_B x_A}$$

$$\frac{y_{A}}{y_{B}} = \alpha \frac{x_{A}}{x_{B}}$$

$$\frac{y_{A}}{1-y_{A}} = \alpha \frac{x_{A}}{1-x_{A}}$$



略去下标, 经整理可得

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

以相对挥发度表示 的气液平衡方程

讨论:

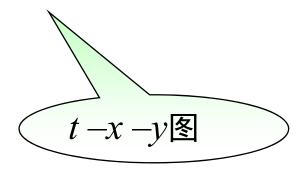
- ① 蒸馏操作 $\alpha > 1$, α 值愈大,分离愈容易。
- ② 若 $\alpha = 1$,不能用普通蒸馏方法分离。

三、气液平衡相图



1. 温度—组成图

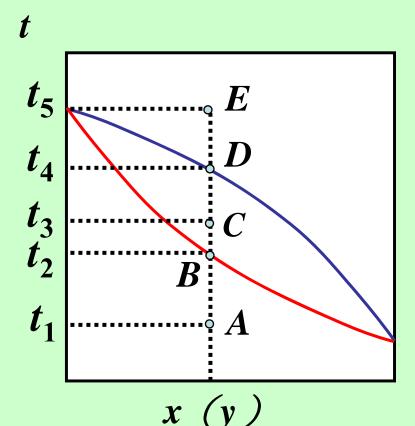
在恒定的总压下,溶液的平衡温度随组成而变,将平衡温度与液(气)相的组成关系标绘成曲线图,该曲线图即为温度一组成图。



两组分理想溶液的气液平衡相图

液相线(泡点线)气相线(露点线)

温度~组成图 (t~x~y图)



两条曲线: ① $t^{-}y$ 关系曲线

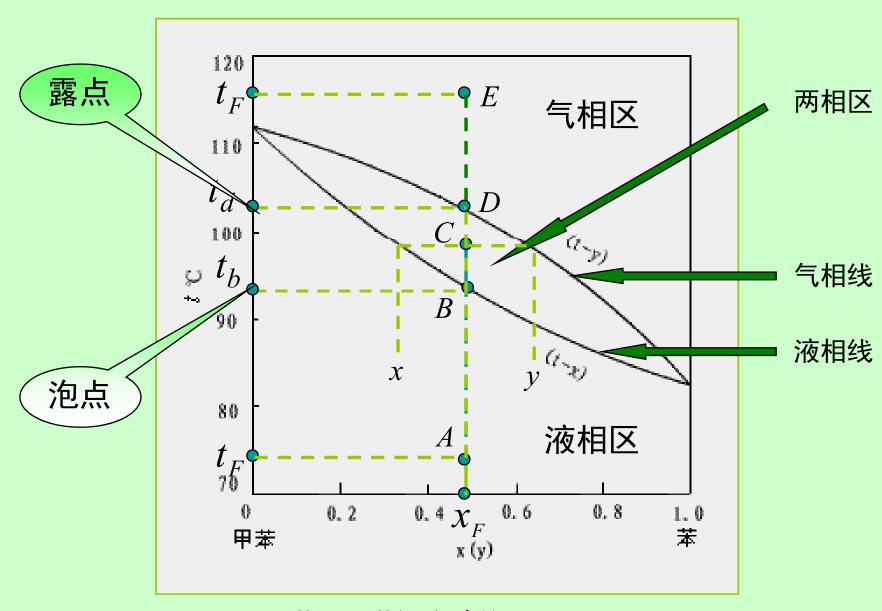
饱和蒸气线 (露点线)

② tx关系曲线 饱和液体线(泡点线)

三个区域:

- ①液相区
- ②过热蒸气区
- ③气、液共存区

对于易挥发组分而言,气液两相呈平衡时,气液两相 的温度相同,但气相组成(易挥发组分)大于液相组成;若 气液两相组成相同时,则露点温度总是大于泡点温度。



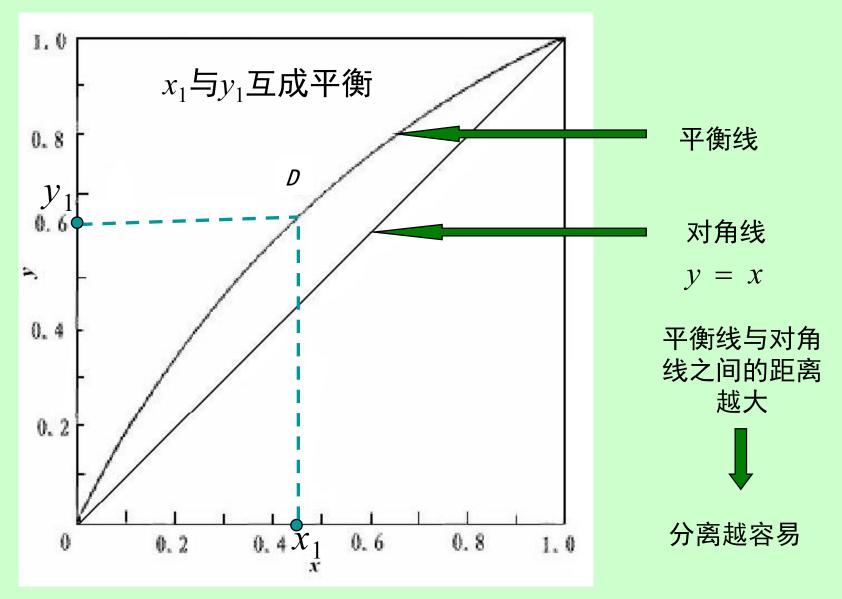
苯一甲苯混合液的 t-x-y图

三、气液平衡相图





气—液相组成图直观地表达了在一定压力下, 处于平衡状态的气液两相组成的关系,在蒸馏计 算中应用最为普遍。



苯一甲苯混合液的 x -y图

第1章 蒸馏

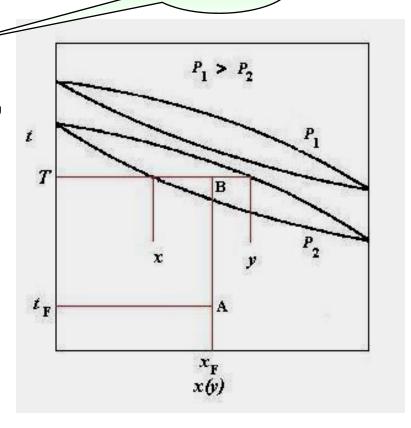


- 1.2 两组分溶液的气液平衡
- 1.2.1 两组分理想物系的气液平衡
- 1.2.2 两组分非理想物系的气液平衡(选读)
- 1.3 平衡蒸馏和简单蒸馏
- 1.3.1 平衡蒸馏

一、平衡蒸馏装置

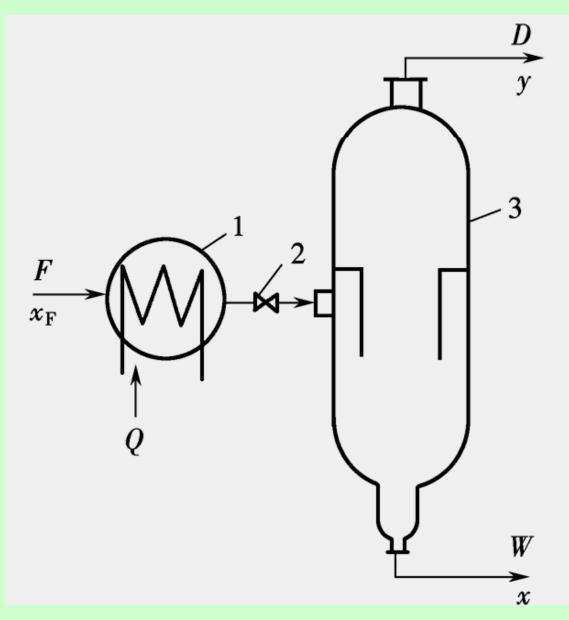
平衡蒸馏为单级蒸馏操作。

将混合液在压力 p_1 下加热,然后通过减压阀使压力降低至 p_2 后进入分离器。过热液体混合物在分离器中部分汽化,将平衡的气、液两相分别从分离器的顶部、底部引出,即实现了混合液的初步分离。



闪蒸

平衡蒸馏的原理



- 1一加热器
- 2一减压阀
- 3一分离器

平衡蒸馏装置简图



1. 物料衡算

总物料衡算

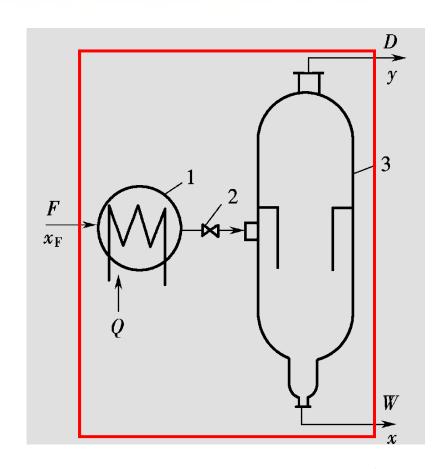
$$F = D + W$$

易挥发组分物料衡算

$$Fx_{\rm F} = Dy + Wx$$

气相产品的流量为

$$D = F \frac{x_{\rm F} - x}{y - x}$$



1-加热器 2-加压阀 3-分离器



设

$$q = W / F$$

液化率

则

$$1-q=D/F$$

汽化率

整理得
$$y = \frac{q}{q-1}x - \frac{x_F}{q-1}$$
 平衡蒸馏中气液相组成的关系式

直线
$$\begin{cases} A \stackrel{q}{\Rightarrow} \frac{q}{q-1} \\ \text{方程} \end{cases}$$
 过点 $(x_{\text{F}}, x_{\text{F}})$



2. 热量衡算

对加热器作热量衡算,忽略热损失,得

$$Q = Fc_p(T - t_F)$$

对减压阀和分离器作热量衡算,忽略热损失,得

$$Fc_p(T-t_e) = (1-q)rF$$

$$T = t_{e} + (1 - q) \frac{r}{c_{p}}$$



3. 气液平衡关系

平衡蒸馏中,气液两相处于平衡状态,即两相温度相等,组成互为平衡。

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

注意

在平衡蒸馏中,气液组成关系同时满足 平衡方程与物料衡算方程。

第1章 蒸馏



- 1.3 平衡蒸馏和简单蒸馏
- 1.3.1 平衡蒸馏
- 1.3.2 简单蒸馏

一、简单蒸馏装置

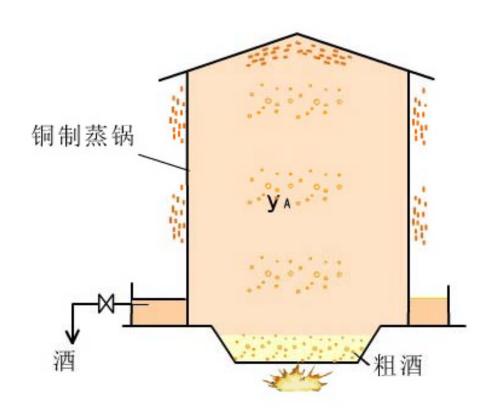


简单蒸馏为间歇、单级蒸馏操作。

微分 蒸馏

原料液在蒸馏釜中通过间接加热使之部分汽化,产生的蒸气进入冷凝器中冷凝,冷凝液作为馏出液产品排入接受器中。在一批操作中,馏出液可分段收集,以得到不同组成的馏出液。





制酒作坊装置图

二、简单蒸馏的特点及其应用



- 1. 简单蒸馏的特点
 - ①间歇操作过程。
 - ②非稳态过程。
 - ③单级过程,无塔段。
- 2. 简单蒸馏的应用场合
 - ①液体混合物的初步分离。
 - ② 测油品的沸程—恩式蒸馏。
 - ③某些料液的脱色。



简单蒸馏为非稳态过程。因此,简单蒸馏的计算应该进行微分衡算。



总物料衡算

$$dL = dD$$

易挥发组分衡算

$$Lx = (L - dL)(x - dx) + ydD$$

联立以上两式,并略去二阶无穷小量,得

$$\frac{\mathrm{d}L}{L} = \frac{\mathrm{d}x}{y - x}$$



设 初始时,釜液量为F,组成为 x_F 。 结束时,釜液量为W,组成为 x_{W} 。

积分
$$\int_{W}^{F} \frac{dL}{L} = \int_{x_{W}}^{x_{F}} \frac{dx}{y - x}$$

得
$$\ln \frac{F}{W} = \int_{x_W}^{x_F} \frac{dx}{y - x}$$
 简单蒸馏过程物料衡算关系



设气液平衡关系为

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

积分,可得

$$\ln \frac{F}{W} = \frac{1}{\alpha - 1} \left[\ln \frac{x_F}{x_W} + \alpha \ln \frac{1 - x_W}{1 - x_F} \right]$$



留出液的平均组成 y 可通过一批操作的物料衡 算求得

$$D = F - W$$

$$D\overline{y} = Fx_{\rm F} - Wx_{\rm W}$$

联立得

$$\overline{y} = \frac{Fx_{\rm F} - Wx_{\rm W}}{F - W}$$



例:

将含苯为 0.7 (摩尔分数,下同),甲苯 0.3 的溶液加热汽化, 汽化率为 1/3。已知物系的相对挥发度为 2.47,试计算:

作平衡蒸馏时, 汽相与液相产物的组成;

解: 平衡蒸馏
$$q = 1 - \frac{1}{3} = \frac{2}{3}$$

$$y = \frac{q}{q-1}x - \frac{x_F}{q-1} = \frac{2/3}{2/3-1}x - \frac{0.7}{2/3-1}$$

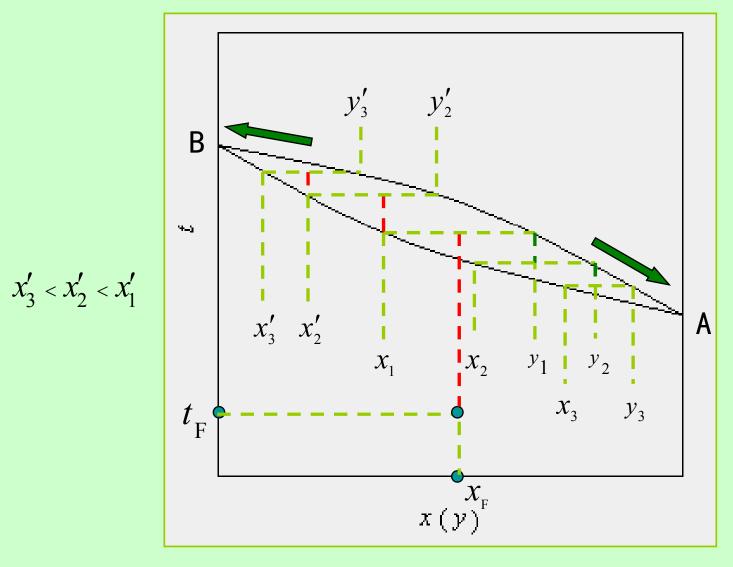
$$y = -2x + 2.10$$

$$y = \frac{\alpha x}{1+(\alpha-1)x} = \frac{2.47x}{1+1.47x}$$
解得: y=0.816; x=0.642

第1章 蒸馏



- 1.4 精馏原理和流程
- 1.4.1 精馏过程原理和条件



 $y_3 > y_2 > y_1$

多次部分汽化和冷凝的 t-x-y 图

二、精馏塔模型

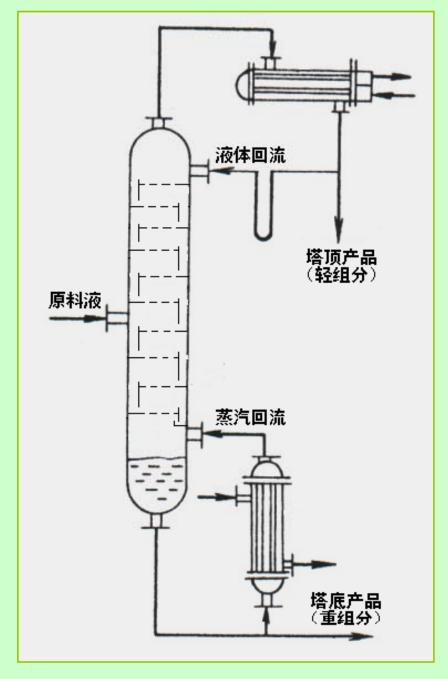


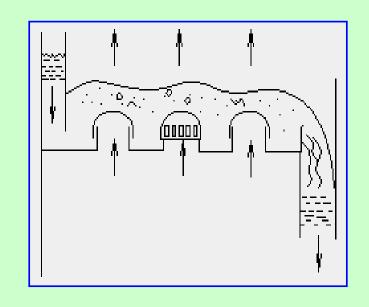
上述的多次部分汽化和冷凝过程是在精馏塔内进行的。

板式塔: 塔内装有若干层塔板

精馏塔

填料塔: 塔内装有一定高度的填料层





塔板上的操作情况

精馏塔模型



1、多次部分汽化和多次部分冷凝的单独操作

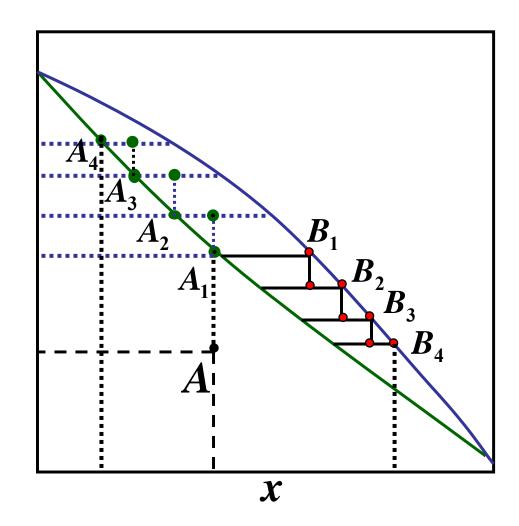
平衡蒸馏和简单蒸馏都是单级分离过程,即对混合液进行一次部分汽化,只能使混合液得到部分分离。

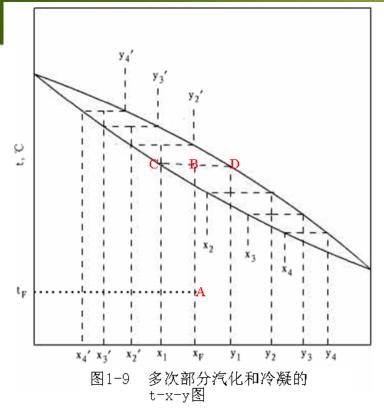
精馏是多次分离过程,可使混合液得到几乎完全的分离。

不管何种操作方式,混合液中组分间挥发度的差异是蒸馏分离的前提和依据。



多次部分气化、部分冷凝





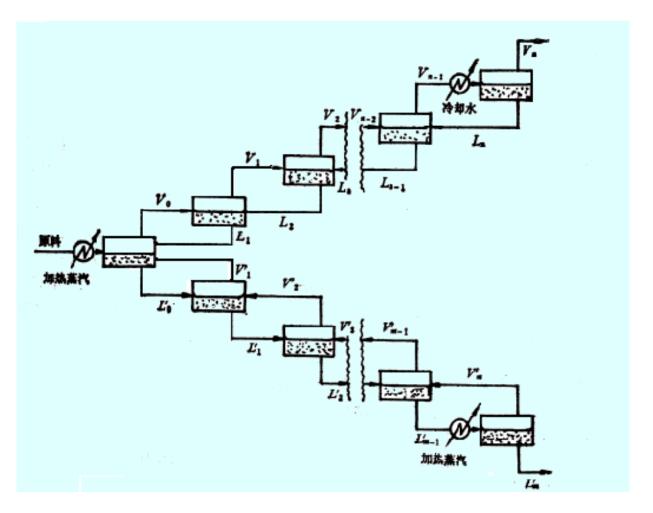
$$y_1 > x_F > x_1$$

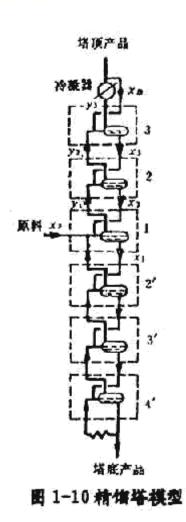
$$y_4 > y_3 > y_2 > y_1$$

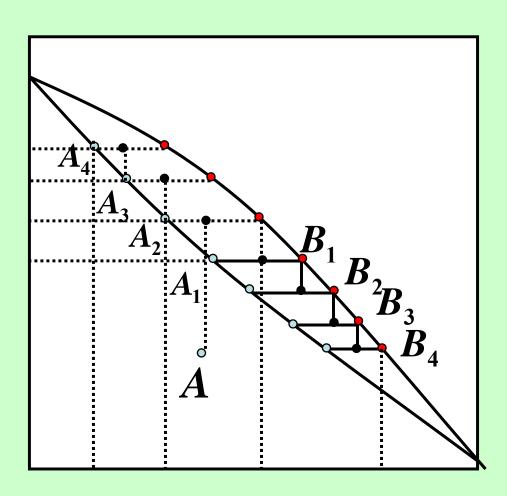
$$x_{4}' < x_{3}' < x_{2}' < x_{1}$$

由图可知气相混合物经多次部分冷凝后,在气相中可获得高纯度的易挥发组分;液相混合物经多次部分汽化后,在液相中可获得高纯度的难挥发组分。

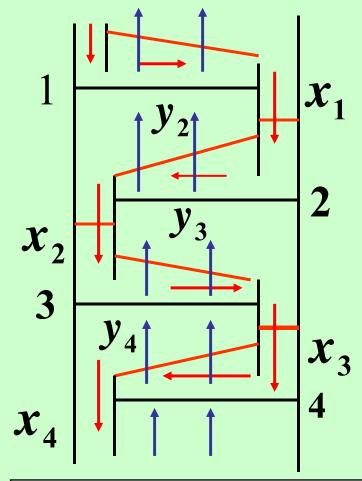
2.有回流的多次部分汽化和多次部分冷凝的联合







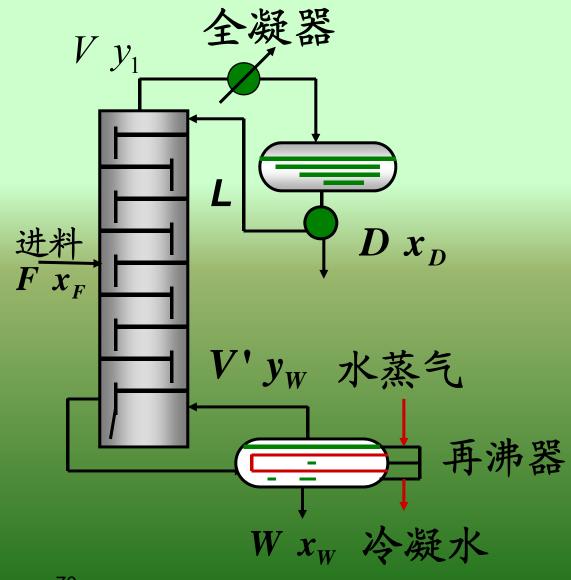
 $y_1 > y_2 > y_3 > y_4$



$$x_1 > x_2 > x_3 > x_4$$

 $t_4 > t_3 > t_2 > t_1$

1.4.2 精馏操作流程

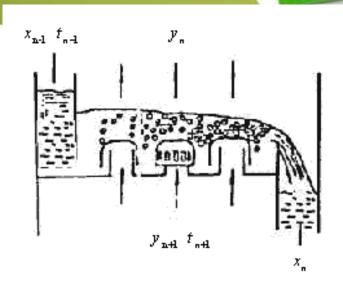


- ❖ 馏出液— 塔顶产品
- ❖ 回馏液
- ❖ 全凝器
- ❖ 部分冷凝器
- ❖ 再沸器
- ❖ 加料板
- ❖ 精馏段
- ❖ 提馏段

1. 塔板上的操作情况

医 $t_{n+1} > t_{n-1}, \quad x_{n-1} > x_{n+1}$

因此气相进行部分冷凝, 使其中部分难挥发组分转入 液相中; 而气相冷凝时放出 的显热传给液相, 使液



泡罩塔板上的操作情况

相部分汽化,其中部分易挥发组分转入气相中。

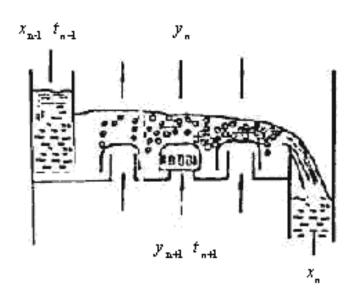
总的结果为 $x_n < x_{n-1}, y_n > y_{n+1}$ 。

理论板: 是指离开该板的气液两相达到平衡状态,且该塔板上的液相组成也可视为均匀的塔板。



2. 塔板的作用

- · 塔板提供了气液两相质、 热交换的场所;
- ·每一块塔板是一个混合 分离器;
- ·足够多的板数可使各组 分较完全分离。



泡罩塔板上的操作情况

3. 精馏过程的回流



回流的作用:

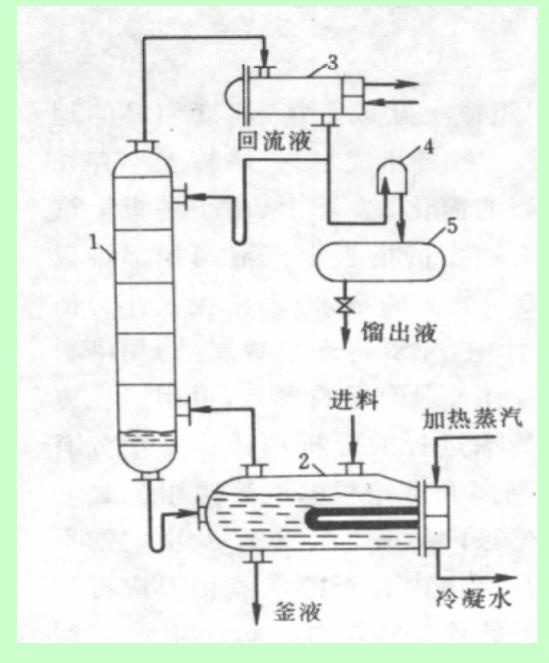
提供不平衡的气液两相,是构成气液两相传质的必要条件。

精馏的主要特点就是有回流

二、间歇精馏操作流程



与连续精馏不同之处是:原料液一次加入精馏釜中,因而间歇精馏塔只有精馏段而无提馏段。在精馏过程中,精馏釜的釜液组成不断变化,在塔底上升蒸气量和塔顶回流液量恒定的条件下,馏出液的组成也逐渐降低。当釜液达到规定组成后,精馏操作即被停止。



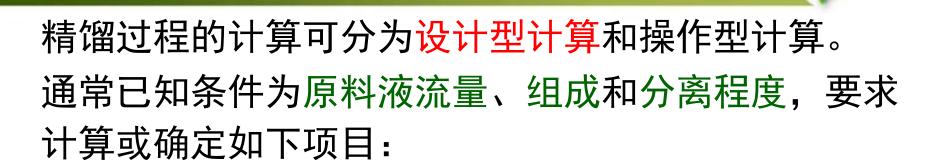
- 1一精馏塔
- 2一再沸器
- 3一全凝器
- 4一观察罩
- 5一储 槽

间歇精馏装置示意图

第1章 蒸馏



1.5 两组分连续精馏的计算



- ①确定产品的流量或组成;
- ②选择或确定适宜的操作条件;
- ③确定精馏塔的类型,根据塔型,计算理论板数或填料层高度;
- ④确定塔高和塔径及塔的其他结构尺寸并进行流体 力学验算;
- ⑤计算再沸器和冷凝器的热负荷,确定两者的类型 和尺寸。

第1章 蒸馏

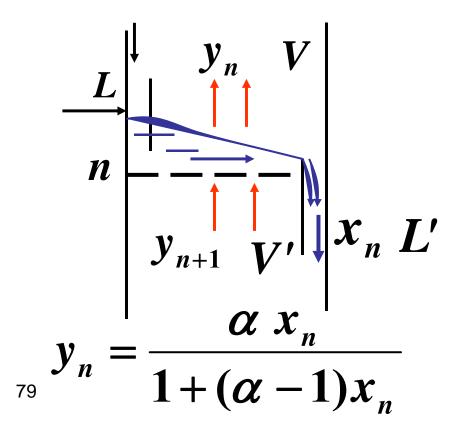


- 1.5 两组分连续精馏的计算
- 1.5.1 计算的基本假定

一、理论板的假定



理论板的概念 指在其上气、液两相都充分混合,且传热 及传质过程阻力均为零的理想化塔板。



离开理论板的气液两相达到平衡状态。

表达理论板上传递过程 特征的温度和汽、液组成 可直接由相平衡关系描述 ,如 t-x(y) 相图、泡点 方程或露点方程。 设计中,一般是首先根据分离任务计算出所需的理论板层数,然后再根据所选塔板类型以塔板效率进行修正,从而确定出所需的实际板层数。

$$E = \frac{N_T}{N_p} = \frac{\text{理论板数}}{\text{实际板数}}$$

第11+1层塔板上升的气相组成J_{n+1}与第11层塔板下降的液相组成J_n关系称为操作关系。

二、恒摩尔流假定



(1) 恒摩尔气流

精馏段内,每层塔板上升的蒸气摩尔流量都相等,提馏段内也一样,但V不一定等于1/2。

即:
$$V_1 = V_2 = \dots V = 常数1$$

 $V_1' = V_2' = \dots V' = 常数2$

式中:

V ——精馏段上升蒸气的摩尔流量, kmo1/h;

№ ——提馏段上升蒸气的摩尔流量, kmo1/h。

二、恒摩尔流假定



精馏段内,每层塔板下降的液体摩尔流量都相等, 提馏段内也一样,但 L 不一定等于 L'。

即:
$$L_1 = L_2 = \cdots L = 常数3$$

 $L_1' = L_2' = \cdots L' = 常数4$

式中:

L——精馏段中下降液体的摩尔流量, kmo1/h; L'——提馏段中下降液体的摩尔流量, kmo1/h。 (下标1、2……表示自上而下的塔板序号。)

(3) 成立的条件:



- ①各组分的摩尔气化热相等;
- ②气液接触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。

恒摩尔流假定的引入,使得连续精馏过程基本 计算式中的变量减少,所需方程数也随之减少,过 程的计算大大简化。

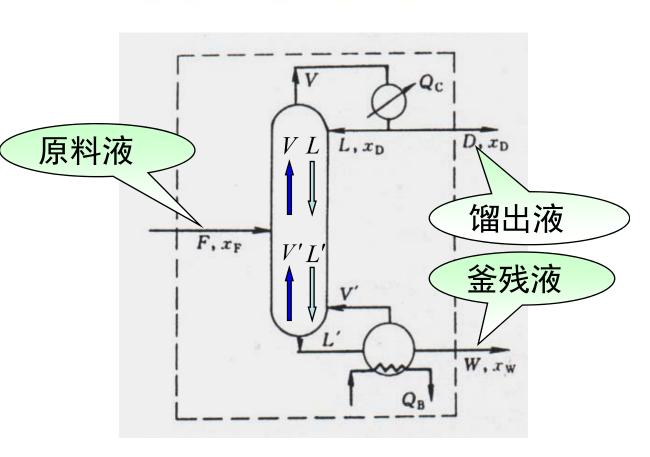
第1章 蒸馏



- 1.5 两组分连续精馏的计算
- 1.5.1 计算的基本假定
- 1.5.2 物料衡算和操作线方程

一、全塔物料衡算

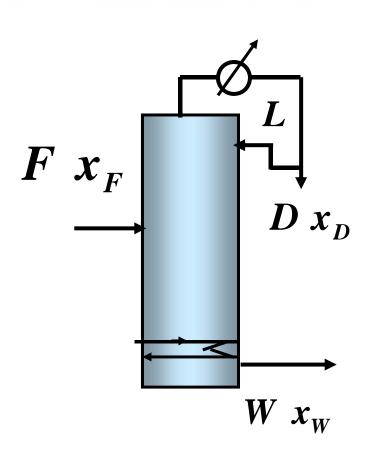




精馏塔的物料衡算

一、全塔物料衡算





总物料衡算: F=D+W

易挥发组分衡算: $Fx_F = Dx_D + Wx_W$

F, D, W——kmol/h

 $x_{F_{\lambda}} x_{D_{\lambda}} x_{W}$ —— 摩尔分数

塔顶易挥发组分回收率

$$\eta_{A} = \frac{Dx_{D}}{Fx_{F}} \times 100\%$$

塔底难挥发组分回收率

$$\eta_{\rm B} = \frac{W(1 - x_W)}{F(1 - x_F)} \times 100\%$$

$$\frac{D}{F} = \frac{x_F - x_W}{x_D - x_W}$$

$$\frac{W}{F} = 1 - \frac{D}{F} = \frac{x_D - x_F}{x_D - x_W}$$

- ①当进料流率 F 和组成 X_F 以及釜液组成 X_W 一定时,要求塔顶馏出液中轻组分含量 X_D 值越大,馏出液的流率 D 值就越小。
- ②塔釜产品的流率和组成之间也存在类似关系。
- ③对进料浓度一定的精馏过程,提高产品品质是以 降低产品产率为代价的。

将5000kg/h含正戊烷0.4(摩尔分率)的正戊烷正己烷混合液在连续精馏塔内分离,馏出液含正戊烷0.98,釜液含正戊烷不高于0.03,求馏出液、釜液的流量及塔顶易挥发组分的回收率。

$$\begin{cases} \boldsymbol{F} = \boldsymbol{D} + \boldsymbol{W} \\ Fx_f = Dx_D + Wx_W \end{cases}$$

$$\begin{cases} 62.2 = D + W \\ 62.2 \times 0.4 = 0.98D + 0.03W \end{cases}$$

D = 24.6 2 kmol/hW = 37.62 kmol/h

$$\eta = \frac{24.6 \times 0.98}{62.2 \times 0.4}$$

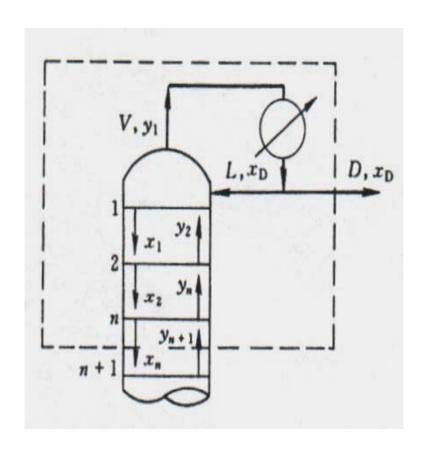
$$=97\%$$

二、操作线方程

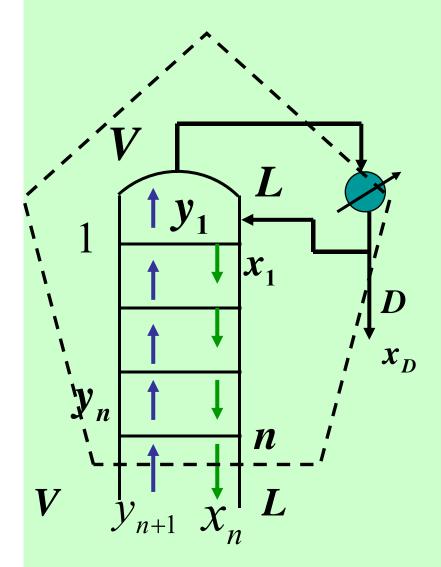


1. 精馏段操作线方程

在精馏段中,任意 塔板 (n) 下降的液相 组成 x_n 与由其下一层塔 板 (n+1) 板)上升的蒸气 组成 y_{n+1} 之间的关系称 为操作关系,描述该关 系的方程称为精馏段操 作线方程。



精馏段的物料衡算



对虚线范围作物料恒算,得

总物料
$$V = L + D$$

易挥发组分 $Vy_{n+1} = Lx_n + Dx_D$

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

$$= \frac{L}{L+D}x_n + \frac{D}{L+D}x_D$$

$$R = \frac{L}{D}$$
 回流比

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

精馏段操作线方程



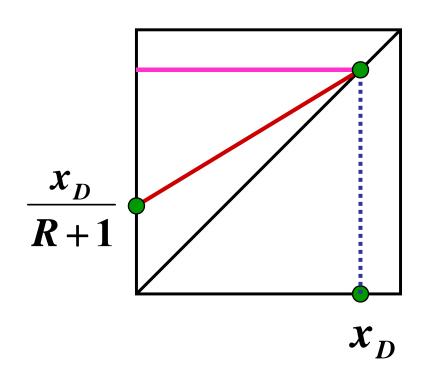
** 精馏段操作线方程的意义:

在一定的操作条件下,从任一塔板(n)向下流的液体组成xn与相邻的下一块塔板(n+1)上升蒸汽组成yn+1之间的关系。

$$L = RD$$
 $V = L + D = (R + 1)D$



3、精馏段操作线



根据恒摩尔流假定,L 为定值,且在稳定操作时D 及AD为定值,故R为常数, 因此该操作线在x-y直角坐 标图上为一直线。

斜率:
$$\frac{R}{R+1} = \frac{L}{V}$$

截距:
$$\frac{x_D}{R+1}$$

操作线过点 (x_D, x_D)

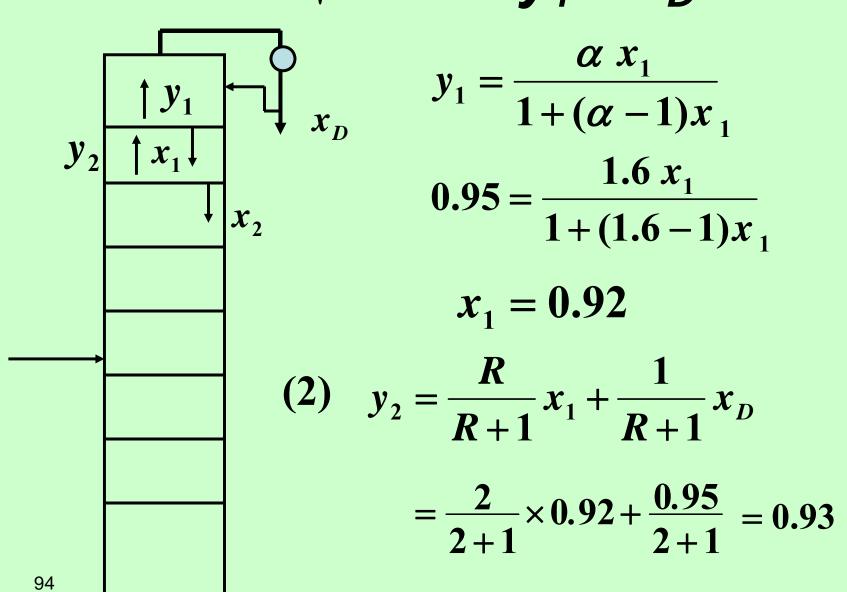
例 氯仿和四氯化碳的混合液在连续精馏塔内分离,要求馏出液氯仿浓度为0.95(摩尔分率),流量为50kg/h,顶为全凝器,平均相对挥发度为1.6,回流比为2。

求 (1) 由上向下数第一块塔板下降的液体组成;

(2) 第二块塔板上升蒸气组成。



解: (1) $y_1 = x_D = 0.95$



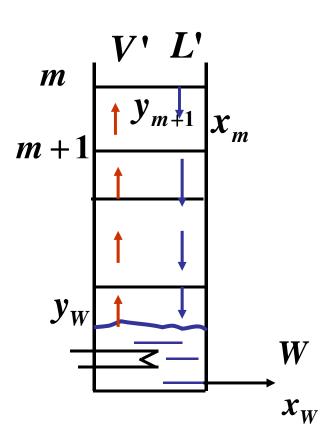


4、提馏段操作线方程



对虚线范围作物料恒算,得

总物料
$$L'=V'+W$$



易挥发组分
$$L'x_m'=V'y_{m+1}'+Wx_W$$

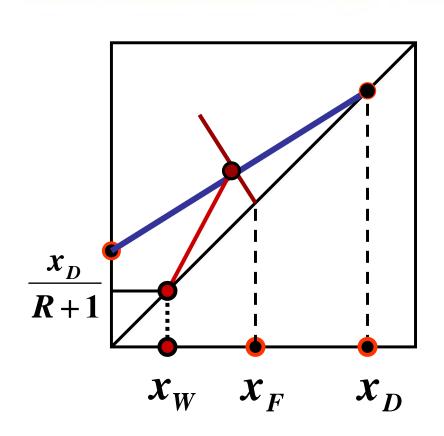
$$y_{m+1}' = \frac{L'}{V'} x_{m}' - \frac{W}{V'} x_{W}$$

$$= \frac{L'}{L' - W} x_{m}' - \frac{W}{L' - W} x_{W}$$

提馏段操作线方程

5. 提馏段操作线





根据恒摩尔流假定,L'为定值,且在稳定操作时W及 x_w 为定值,因此该操作线在x-y直角坐标图上为一直线。

斜率:
$$\frac{L'}{L'-W}$$

截距:
$$-\frac{Wx_W}{L'-W}$$

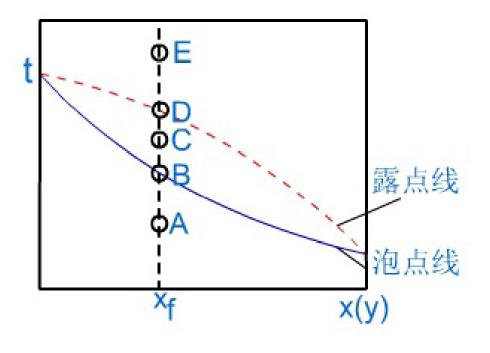
操作线过点 (x_w, x_w)

1.5.3 进料热状况的影响



1. 五种进料热状况

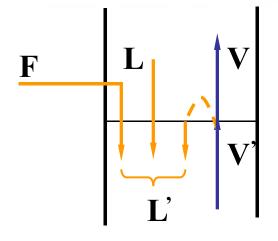
- (1) 冷液体
- (2) 饱和液体(泡点进料)
- (3) 气液混合物
- (4) 饱和蒸气(露点进料)
- (5) 过热蒸气

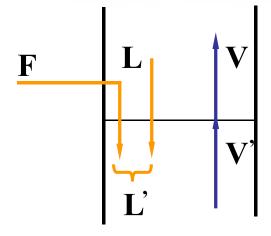


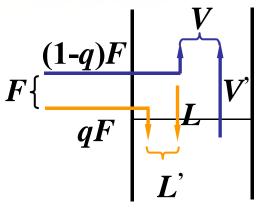
进料状况示意图

精馏塔的进料热状况









冷液进料

$$L' > L + F$$
 $V' > V$

饱和液体进料

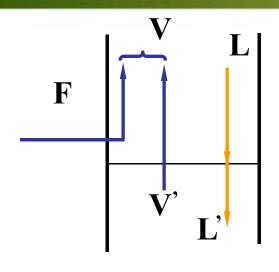
$$L = L + F$$
 $V = V$

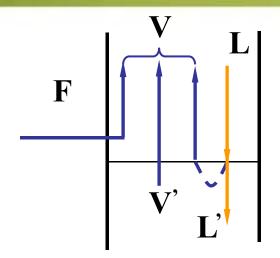
气液混合物进料

$$L' = L + qF$$

$$V' = V + (q-1)F$$







饱和蒸气进料

$$L' = L$$

$$V' = V - F$$

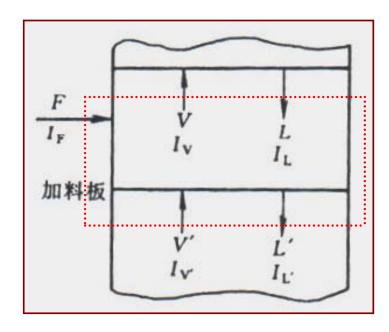
过热蒸气进料

$$V > V' + F$$



1. 进料热状况参数的定义

为了定量地 分析进料量及其 热状况对于精馏 操作的影响,现 引入进料热状况 参数的概念。



进料板的物料衡算和热量衡算



物料衡算
$$F + V' + L = V + L'$$

热量衡算
$$FI_F + V'I_{V'} + LI_L = VI_V + L'I_{L'}$$

设

$$I_{
m L} pprox I_{
m L'}$$
 $I_{
m V} pprox I_{
m V'}$
 $I_{
m V} pprox I_{
m V'}$

图1-18 进料板上的物料蘅算和热量蘅算

$$FI_{\mathrm{F}} + V'I_{\mathrm{V}} + LI_{\mathrm{L}} = VI_{\mathrm{V}} + L'I_{\mathrm{L}}$$

$$(V - V')I_{\mathrm{V}} = FI_{\mathrm{F}} - (L' - L)I_{\mathrm{L}}$$
 101



整理得

$$\frac{I_{\rm V} - I_{\rm F}}{I_{\rm V} - I_{\rm L}} = \frac{L' - L}{F}$$

令
$$q = \frac{I_{\text{V}} - I_{\text{F}}}{I_{\text{V}} - I_{\text{L}}}$$
 进料热状况参数

将1kmol进料变为饱和蒸气所需热量 原料液的kmol汽化潜热

则
$$L' = L + qF$$
 $V' = V + (q-1)F$

q值为以1kmol/h进料为基准时,提馏段中的液 体较精馏段中液体流量增大的数量。 102



2. 进料热状况参数对提馏段操作线方程的影响

曲
$$L' = L + qF$$

$$V' = V + (q - 1)F$$

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

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

提馏段操 作线方程



由
$$L' = L + qF$$

冷液进料

泡点进料

气液混合物进料

露点进料

过热蒸气进料

$$L' > L + F$$

$$L' = L + F$$

$$L < L' < L + F$$

$$L' = L$$

$$q = 1$$

$$q = 0$$

第1章 蒸馏



- 1.5 两组分连续精馏的计算
- 1.5.1 计算的基本假定
- 1.5.2 物料衡算和操作线方程
- 1.5.3 进料热状况的影响
- 1.5.4 理论板层数的求法

1.5.4 理论板层数的求法



理论板层数的求法 图解法

求算理论板层数时,必须已知原料液的组成、 进料热状况、操作回流比和分离程度,并利用:① 气液平衡关系;②操作线方程。

一、逐板计算法

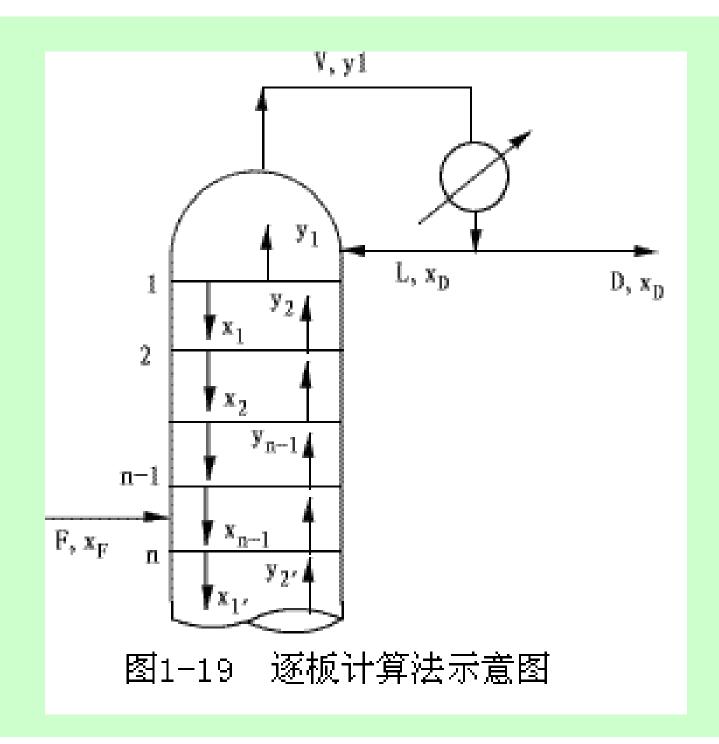


逐板计算法通常从塔顶开始,计算过程中依次 使用平衡方程和操作线方程,逐板进行计算,直至 满足分离要求为止。

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

$$\begin{cases} y_{n+1} = \frac{R}{R+1} x_n + \frac{1}{R+1} x_D \\ y'_{m+1} = \frac{L'}{L'-W} x'_m - \frac{W}{L'-W} x_W \end{cases}$$
 (b)

$$y'_{m+1} = \frac{L'}{L' - W} x'_m - \frac{W}{L' - W} x_W$$
 (c)

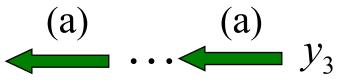


一、逐板计算法



塔顶采用全凝器 $y_1 = x_D$

曲
$$y_1 = x_D$$
 (a) x_1 (b) x_2 (a) x_2 (a) $x_1 \ge x_2$ (2) $x_2 \ge x_1$ (2) $x_2 \ge x_2$ (2) $x_3 \ge x_2$ (2) $x_4 \ge x_2$ (2) $x_4 \ge x_2$ (2) $x_5 \ge x_1$ (2) $x_5 \ge x_2$ (2) $x_5 \ge x_2$ (2) $x_5 \ge x_2$ (2) $x_5 \ge x_3$ (2) $x_5 \ge x_4$ (2) $x_5 \ge x_4$



进料板 $N_{\rm F}$: 第 n 层

精馏段理论板层数: n-1(进料板算在提馏段)

每使用一次平衡关系,表示需要一层理论板。

对于其它进料状况,应计算到 $x_n \leq x_q$ 。

一、逐板计算法



提馏段理论板层数:m-1(不包括再沸器)

每使用一次平衡关系,表示需要一层理论板。

总理论板层数 N_T : n+m-2 (不包括再沸器)

二、梯级图解法



梯级图解法又称麦克布—蒂利法, 简称M—T法。

1. 操作线的作法

用图解法求理论板层数时,需先在*x—y*图上作出精馏段和提馏段的操作线。作图时,先找出操作线与对角线的交点,然后根据已知条件求出操作线的斜率(或截距),即可作出操作线。

二、梯级图解法



提馏段操作线的截距数值很小,因此提馏段操作线不易准确作出,且这种作图法不能直接反映进料热状况的影响。故提馏段操作线通常按以下方法作出:先确定提馏段操作线与对角线的交点*c*,再找出提馏段操作线与精馏段操作线的交点*d*,直线*cd*即为提馏段操作线。

1)操作线的作法

(1)精馏段操作线的作法 精馏段操作线方程:

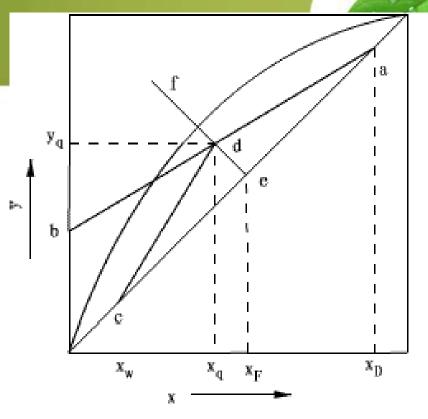
$$y = \frac{R}{R+1}x + \frac{x_D}{R+1}$$

对角线方程: y = x

得 $a(x_D, x_D)$

由精馏段操作线的截距 $\frac{x_D}{R+1}$, 得 $\left(0, \frac{x_D}{R+1}\right)$ 。

直线ab即为精馏段操作线。



操作线的作法 图1-20

得
$$b\left(0,\frac{x_D}{R+1}\right)$$
 。

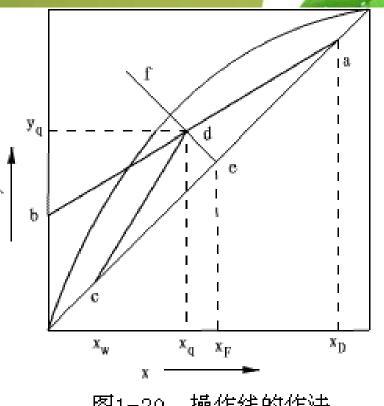
(2) 提馏段操作线的作法

提馏段操作线方程:

$$y = \frac{L + qF}{L + qF - W} x - \frac{W}{L + qF - W} x_W$$

对角线方程: y = x

得 $c(x_W, X_W)$



操作线的作法 图1-20

联立精馏段操作线与提馏段操作线方程得交点d。

直线ca即为提馏段操作线。

(3)进料方程(q线方程)

为代表精馏段操作线与提馏段操作线交点的轨迹方程。 精馏段操作线与提馏段操作线方程因在交点处两式中 的变量相同,故可略去式中变量的上下标,即

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

得

$$(V' - V)y = (L' - L)x - (Dx_D + Wx_W)^{-}$$

因
$$Dx_D + Wx_W = Fx_F$$

$$L' - L = qF$$

$$V' - V = (q-1)F$$

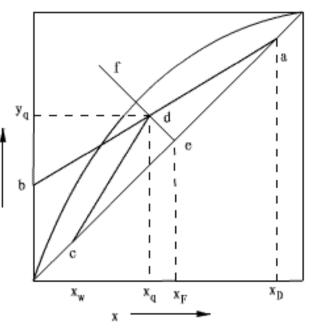


图1-20 操作线的作法

得

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

q线方程或进料方程

q线方程也是直线方程, 其斜率为q/(q-1),截距 为 $-x_F/(q-1)$ 。

与对角线方程联立,得

$$e(x_F, x_F)$$

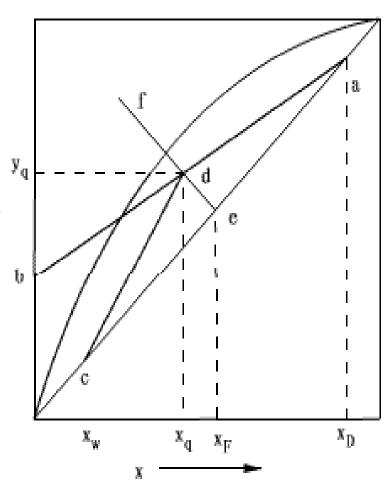
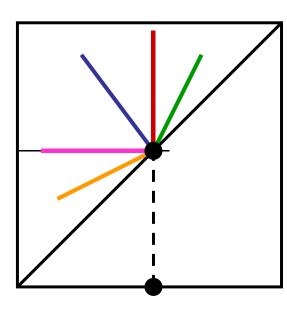


图1-20 操作线的作法

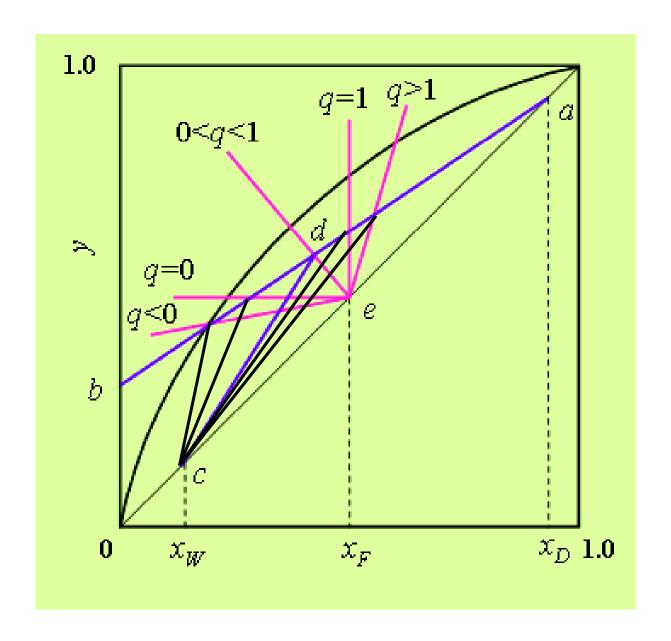
3. 加料板操作线(q线)



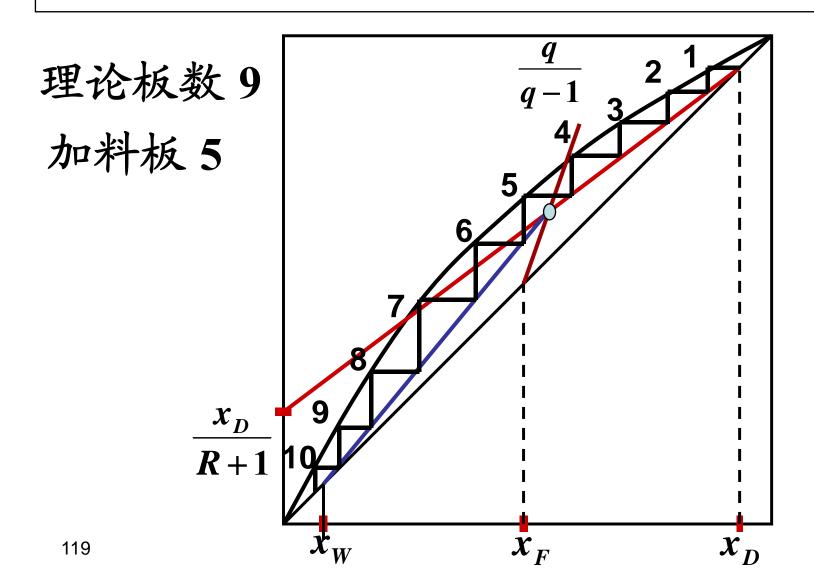


$$y = \frac{q}{q-1}x - \frac{x_F}{q-1}$$
设 $x = x_F$ 则 $y = x_F$ 斜率 $\frac{q}{q-1}$

进料状况	q值	斜率 q/(q-1)	进料线位置
A,冷凝体	>1	+	7
B,泡点液体	=1	∞	†
C,汽-液混合物	0~1	_	_
D, 露点蒸汽	=0	0	←
E,过热蒸汽	<0	+	✓



步骤: 1.画相平衡线和三条操作线; 2. 作 阶梯。



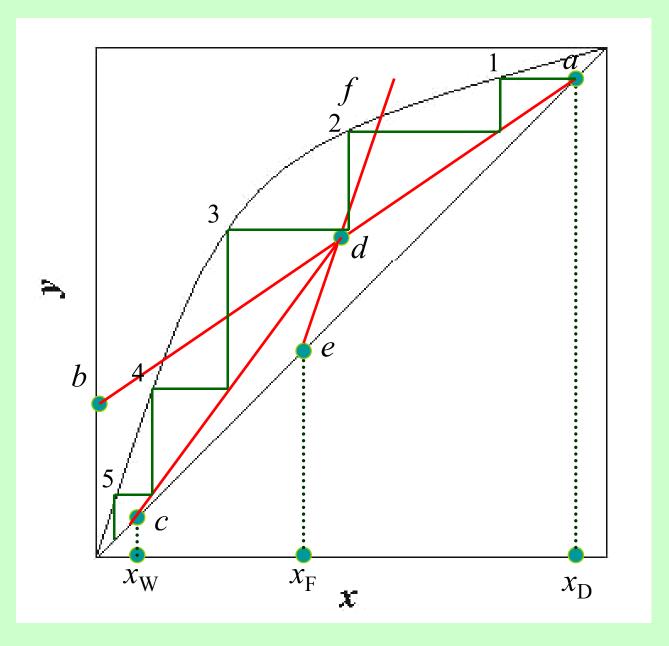
二、梯级图解法



2. 梯级图解法求理论板层数

自对角线上的点a开始,在精馏段操作线与平衡线之间作由水平线和铅垂线构成的阶梯,当阶梯跨过两操作线的交点d时,改在提馏段操作线与平衡线之间绘阶梯,直至阶梯的垂线达到或跨过点c为止。

每一个梯级代表一层理论板。



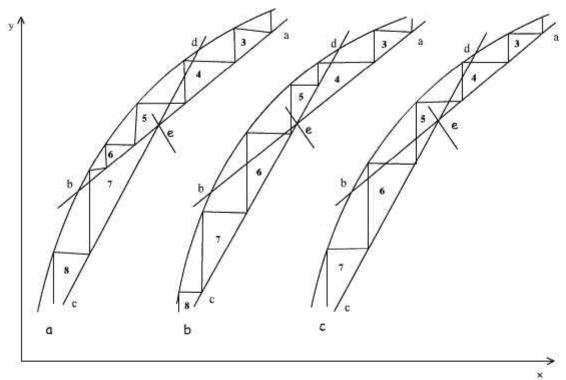
 $N_{\rm T}$ =4(不包括再沸器); $N_{\rm T}$ =5(包括再沸器); $N_{\rm F}$ =3

二、梯级图解法



3. 适宜的进料位置

进料位置 对应于两操作 线交点*d* 所在 的梯级,这一 位置即为适宜 的进料位置。



适宜的进料板位置

a: 加料过晚 b: 加料过早 c: 最优加料

122

第1章 蒸馏



- 1.5 两组分连续精馏的计算
- 1.5.4 理论板层数的求法
- 1.5.5 回流比的影响及其选择

1.5.5 回流比的影响及其选择



回流比对精馏操作费用和投资费用的影响

□流比有两个极限值 { 上限为全回流时的回流比

下限为最小回流比

实际回流比介于两极限值之间。

一、全回流和最小回流比



- 1. 全回流和最少理论板层数
- (1)全回流的概念

若上升至塔顶的蒸气经全凝器冷凝后,冷凝液全部回流到塔内,该回流方式称为全回流。

$$R = \frac{L}{D} = \frac{L}{0} = \infty$$

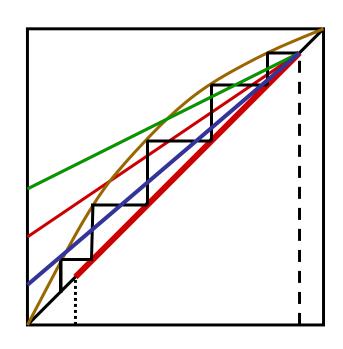
全回流的应用

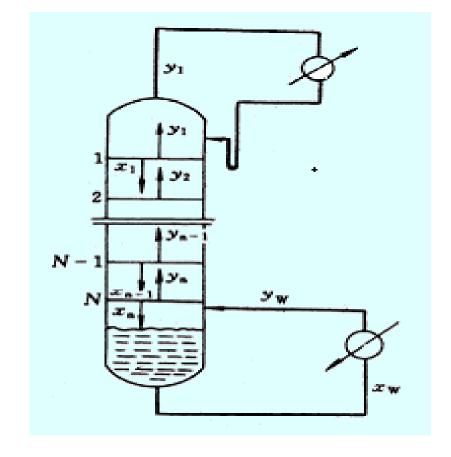
精馏的开工阶段。



全回流时:
$$D=0$$
; $W=0$; $F=0$ $R=\frac{L}{D}=\frac{L}{0}=\infty$

$$R = \frac{L}{D} = \frac{L}{0} = \infty$$

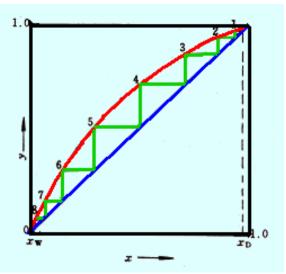




得

精馏段操作线斜率为
$$\frac{R}{R+1}=1$$

截距为
$$\frac{x_D}{R+1} = 0$$



因此精馏段操作线 $y_{n+1} = \frac{R}{R+1} x_n + \frac{x_D}{R+1}$ 可表达为 $y_{n+1} = x_n$

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

提馏段操作线 $y_{m+1}' = \frac{L'}{V'} x_m' - \frac{W}{V'} x_W$ 可表达为 $y_{m+1}' = x_m'$

即两操作线在x-y图上与对角线重合。

此时,操作线和平衡线的距离最远,因此达到给 定分离程度所需的理论板数为最少,以 Nmin 表示。

芬斯克(Fenske)方程式

全回流时操作线方程式:
$$y_{n+1} = x_n$$
 或 $\left(\frac{y_A}{y_B}\right)_{n+1} = \left(\frac{x_A}{x_B}\right)_n$ 平衡关系式: $\left(\frac{y_A}{y_B}\right)_n = a_n \left(\frac{x_A}{x_B}\right)_n$

塔顶采用全凝器,则
$$y_1 = x_D$$
 或 $\left(\frac{y_A}{y_B}\right)_1 = \left(\frac{x_A}{x_B}\right)_D$

第1层板的气液平衡关系为
$$\left(\frac{y_A}{y_B}\right)_1 = a_1 \left(\frac{x_A}{x_B}\right)_1 = \left(\frac{x_A}{x_B}\right)_D$$

由操作线方程式,得
$$\left(\frac{y_A}{y_B}\right)_2 = \left(\frac{x_A}{x_B}\right)_1$$

所以
$$\left(\frac{x_A}{x_B}\right)_D = a_1 \left(\frac{y_A}{y_B}\right)_2$$

同理第2层板的气液平衡关系为 $\left(\frac{y_A}{y_B}\right)_2 = a_2 \left(\frac{x_A}{x_B}\right)_2$

所以
$$\left(\frac{x_A}{x_B}\right)_D = a_1 a_2 \left(\frac{x_A}{x_B}\right)_2$$

若将再沸器视为第N+1层理论板,可得

$$\left(\frac{x_A}{x_B}\right)_D = a_1 a_2 \cdots a_{N+1} \left(\frac{x_A}{x_B}\right)_W$$

若令
$$a_m = \sqrt[N+1]{\alpha_1 \alpha_2 \cdots \alpha_{N+1}}$$

$$\text{II} \quad \left(\frac{x_A}{x_B}\right)_D = a_m^{N+1} \left(\frac{x_A}{x_B}\right)_W$$

因全回流时所需理论板层数为 N_{min} ,可得

$$N_{\min} + 1 = \frac{\lg\left[\left(\frac{x_A}{x_B}\right)_D \left(\frac{x_B}{x_A}\right)_W\right]}{\lg a_m}$$

对于两组分溶液,略去下标A、B得

$$N_{\min} + 1 = \frac{\lg\left[\left(\frac{x_D}{1 - x_D}\right)\left(\frac{1 - x_W}{x_W}\right)\right]}{\lg a_m}$$
 ——芬斯克(Fenske)方程式

式中

 N_{\min} ——全回流时最少理论板层数(不包括再沸器);

$$a_m = \sqrt{a_{\bar{m}} a_{\bar{k}}}$$

3. 最小回流比 R_{min}



对于一定的进料和分离要求:

A↓, 精馏段操作线截距增大, 操作线向平衡线移动;

进料不变则 q 线不变。操作线交点 d 将向平衡线靠近。 Al, ,提馏段操作线也向平衡线移动。

结论: №, 达到指定分离程度所需理论板数将增多。

最小回流比:对于一定的分离 任务,所需理论板层数为无穷 多时所对应的回流比。

d 点称为夹紧点,其附近 称为恒浓区或夹紧区。

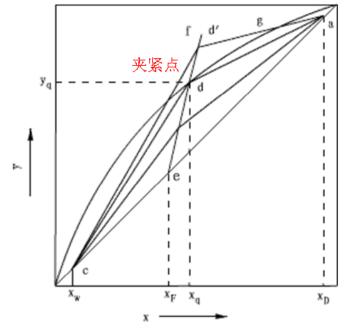
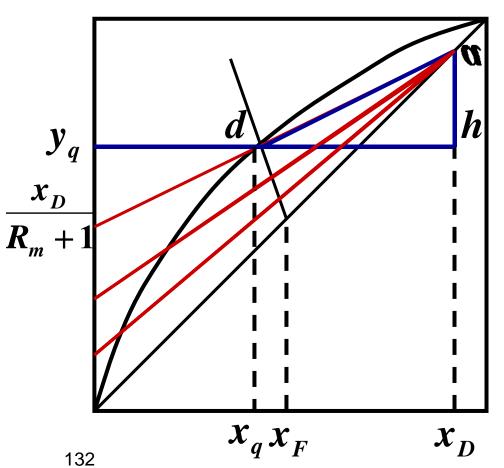


图 1-24 最小回流比的确定

最小回流比的两种求法



1) 作图法(正常的平衡曲线): 斜率法



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

 X_q , Y_q ——q线与平衡线 交点的坐标。

得
$$R_{\min} = \frac{x_D - y_q}{y_q - x_q}$$

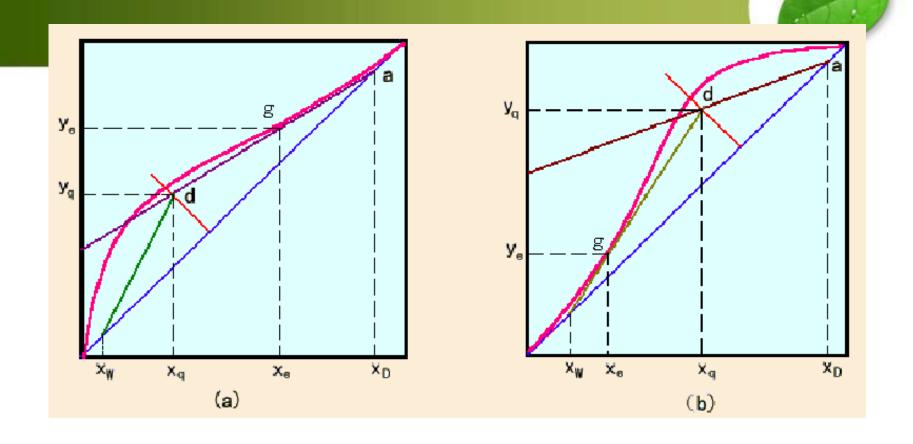


图1-25 不正常平衡曲线的 R_{min}的确定

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

2) 公式法:

因在最小回流比下,对于正常的平衡曲线, (x, y)位于平衡线上,即

$$y_q = \frac{ax_q}{1 + (a-1)x_q}$$

可得
$$R_{\min} = \frac{x_D - \frac{ax_q}{1 + (a-1)x_q}}{\frac{ax_q}{1 + (a-1)x_q} - x_q} = \frac{1}{a-1} \left[\frac{x_D}{x_q} - \frac{a(1-x_D)}{1-x_q} \right]$$

$$q = 0 \text{ Hz}, \quad y_q = y_F \quad R_{\min} = \frac{1}{a - 1} \left[\frac{ax_D}{y_F} - \frac{1 - x_D}{1 - y_F} \right] - 1$$

134 火——饱和蒸气原料中易挥发组分的摩尔分数。

二、适宜回流比的选择



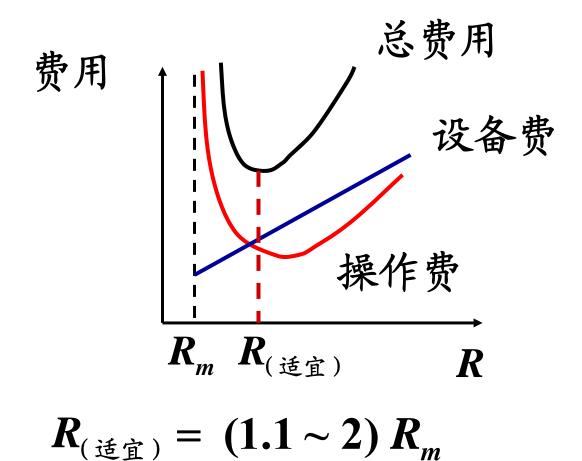
分离任务一定



$$R$$
 \sim 理论 \sim 塔高 \sim 设备费用 \sim

三. 适宜回流比选择





二、适宜回流比的选择



选择适宜的回流比需进行经济权衡,根据生 产实践经验,取

$$R = (1.1 \sim 2.0) R_{\min}$$



统计表明,实际生产中的操作回流比以下列 范围使用较多:

$$R = (1.6 \sim 1.9) R_{\min}$$

例:有苯和甲苯混合物,含苯0.40,流量为1000 kmol/h,在一常压精馏塔内进行分离,要求塔顶馏出液中含苯90%以上(以上均为摩尔分数),苯回收率为90%,泡点进料,泡点回流,取回流比为最小回流比的1.5倍。已知相对挥发度α= 2.5,试求

- (1) 塔顶产品量D;
- (2) 塔底残液量W及组成 x_w ;
- (3) 最小回流比;
- (4) 精馏段操作线方程及提馏段操作线方程;
- (5) 第二块理论板上升蒸汽的组成。

解: (1) 依题意知
$$\frac{Dx_D}{Fx_F} = 0.9$$

$$\frac{Dx_D}{Fx_F} = 0.9$$

得塔顶产品量

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

(2) 因
$$F = D + W$$

得塔底残液量

$$W = F - D = 1000 - 400 = 600 kmol/h$$

又因
$$Fx_F = Dx_D + Wx_W$$

得塔底残液量组成

$$x_W = \frac{Fx_F - Dx_D}{W} = \frac{1000 \times 0.4 - 400 \times 0.9}{600} = 0.0667$$

(3) 由题意泡点进料得

$$x_q = x_F = 0.4$$

所以

$$y_q = \frac{ax_q}{1 + (a-1)x_q} = \frac{2.5 \times 0.4}{1 + 1.5 \times 0.4} = 0.625$$

得最小回流比

$$R_{\min} = \frac{x_D - y_q}{y_a - x_a} = \frac{0.9 - 0.625}{0.625 - 0.4} = 1.222$$

(4) 则操作回流比 $R = 1.5R_{\min} = 1.5 \times 1.222 = 1.833$

得精馏段操作线方程

$$y_{n+1} = \frac{R}{R+1}x_n + \frac{1}{R+1}x_D = \frac{1.833}{2.833}x_n + \frac{0.9}{2.833} = 0.647x_n + 0.318$$

因 L = RD = 733.2

且泡点进料, 得 q=1

得提馏段操作线方程

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

$$= \frac{733.2 + 1000}{733.2 + 1000 - 600} x'_{m} - \frac{600}{733.2 + 1000 - 600} \times 0.0667$$

$$= 1.53 x'_{m} - 0.035$$

由平衡线方程可得:

$$0.9 = \frac{2.5x_1}{1 + 1.5x_1}$$

得
$$x_1 = 0.7826$$

由精馏段操作线方程得由第二块理论板上升蒸汽的组成为

$$y_2 = 0.647x_1 + 0.318 = 0.8243$$

例: 某连续精馏塔,泡点进料,已知操作线方程如下:

精馏段: y = 0.8x + 0.172

提馏段: y = 1.3x - 0.018

试求: 原料液组成、馏出液组成、釜液组成、回流比。

解:
$$\frac{R}{R+1} = 0.8$$
 $R = 4$ $\frac{x_D}{R+1} = 0.172$ $x_D = 0.86$

或
$$y = 0.8x + 0.172$$
 交点的横坐标 $x=x_D=0.86$ $y = x$

因为是泡点进料 y = 0.8x + 0.172 交点的横坐标 $x = x_F = 0.38$ y = 1.3x - 0.018

$$y = 1.3x - 0.018$$

 $y = x$ 交点的横坐标 $x = x_w = 0.06$

$$\frac{W}{U-W} = 0.3$$
 $0.3x_w = 0.018$ $M = 0.06$

第1章 蒸馏



- 1.5 两组分连续精馏的计算
- 1.5.5 回流比的影响及其选择
- 1.5.6 简捷法求理论板层数(自学)
- 1.5.7 几种特殊情况下理论板层数的求法(自学)
- 1.5.8 塔高和塔径的计算

一、 塔高和塔径的计算



1. 塔高的计算

1) 板式塔有效高度计算

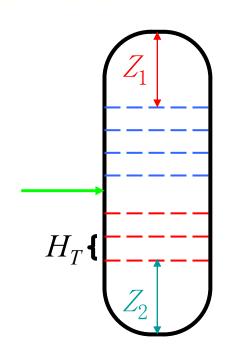
$$Z = (N_p - 1)H_T$$

式中

Z — 板式塔的有效高度, m;

M---- 实际板层数;

H_T — 板间距。



板式塔的实际高度: $Z_{y} = Z_{f} + Z_{1} + Z_{2}$

2) 塔板效率

塔板效率反映了实际塔板的气、液两相传质的完善程度。

(1) 总板效率 (又称全塔效率) E_T

$$E_T = \frac{N_T}{N_p} \times 100\% = \frac{\text{理论板层数}}{\text{实际板层数}} \times 100\%$$

实际板层数
$$N_p = \frac{N_T}{E_T}$$

 E_{T} 值一定小于100%,多数在0.5~0.7之间。

塔板效率的影响因素:

- ①物系性质:包括粘度、密度、表面张力、扩散系数及相对挥发度等;
- ②塔板结构:包括塔板类型、塔径、板间距、堰高 及开孔率等;
- ③操作条件:包括温度、压强、气体上升速度及气液流量比等。

影响塔板效率因素很多而复杂,至今还难以正确可靠地对其进行预测。

板效率的来源:

- ①经验数据;
- ②经验关联式估算。

塔板效率的估算



- ①从点效率的计算出发,逐步推算出板效率;
- ②简化的经验计算法。

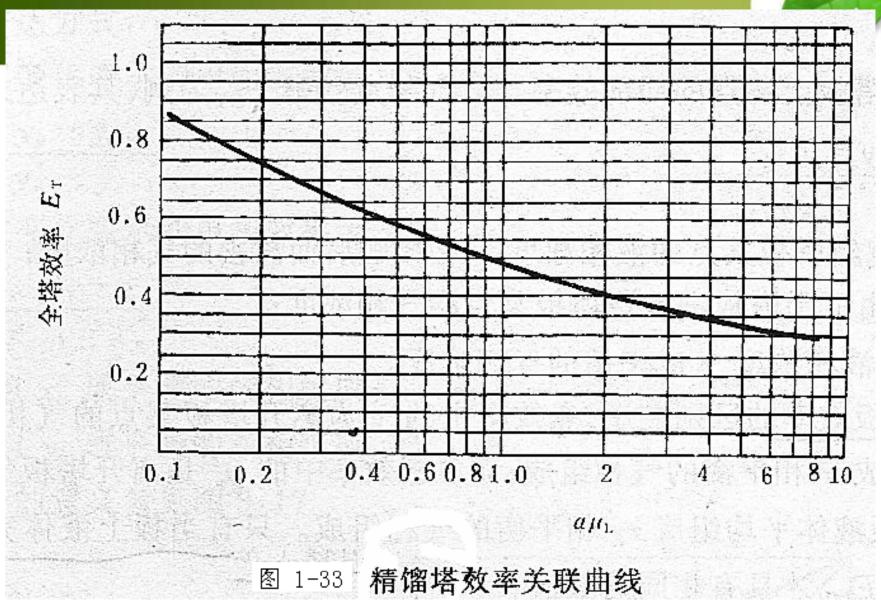
奥康奈尔(0'connell)关联方法

对于精馏塔: 采用相对挥发度 α 与液相粘度 μ_L 的乘积为参数来表示全塔效率 E_7 :

$$E_T = 0.49(\alpha \mu_L)^{-0.245}$$

对于多组分系统

$$\mu_L = \sum x_i \mu_{Li}$$





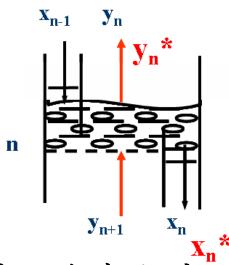


指气相或液相经过一层塔板前后的实际组成变化与经过该层塔板前后的理论组成变化的比值。

$$E_{MV} = \frac{\text{气相实际增浓程度}}{\text{气相理论增浓程度}} = \frac{y_n - y_{n+1}}{y_n^* - y_{n+1}}$$

气相默弗里效率

式中



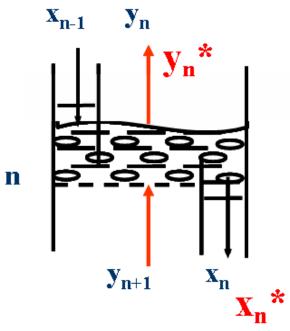
 y_{n+1}, y_n ——进入和离开第n层板实际气相组成;

 y_n^* ——与板上液体组成 x_n 成平衡的气相组成。



$$=\frac{x_{n-1}-x_n}{x_{n-1}-x_n^*}$$

液相默弗里效率



式中

 x_{n-1}, x_n ——进入和离开第n层板实际液相组成;

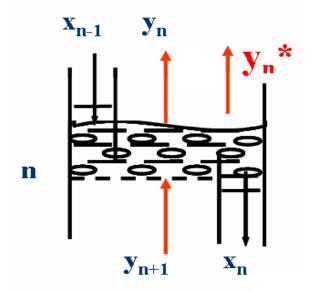
x, ——与板上气体组成yn成平衡的液相组成。



单板效率可直接反映塔板的传质效果。

全塔效率基于理论板数的概念,而单板效率基于该板理论增浓程度的概念。

单板效率的数值有可能超过100%。





E_{MV} 与 E_{ML} 的关系

$$E_{MV} = \frac{E_{ML}}{E_{ML} + \frac{mV}{L}(1 - E_{ML})}$$

m—第n层塔板所涉及浓度范围内的平衡线斜率; $\frac{L}{V}$ ——气液两相摩尔流量比,即操作线斜率。

只有当操作线与平衡线平行时, E_{MV} 与 E_{ML} 才会相等。

式中



(3) 点效率 E_0

点效率是指塔板上各点的局部效率。

气相点效率
$$E_{OV}$$
 $E_{OV} = \frac{y - y_{n+1}}{y^* - y_{n+1}}$



3)填料塔填料层高度的计算

理论板当量高度(又称等板高度)HETP

理论板当量高度是与一层理论塔板的传质作用相当的填料层高度,即通过这一高度单位后,上升蒸气与下降液体互成平衡。

填料层高度Z

$$Z = N_T \times HETP$$

$$N_{\mathsf{T}}$$
——理论板数



2. 塔径的计算

因
$$V_s = \frac{\pi}{4}D^2u$$

所以
$$D = \sqrt{\frac{4V_s}{\pi u}}$$

式中 D——精馏塔内径, m;

u——空塔速度, m/s;

 $V_{\rm S}$ ——塔内上升蒸汽的体积流量, ${
m m}^3/{
m s}$ 。





$$V_s = \frac{VM_m}{3600\rho_v} (m^3/s)$$
 $V = (R+1)D$

式中

V—— 精馏段摩尔流量,kmo1/h;

 ρ_V ——在精馏段平均操作压强和温度下气相的密度, kg/m^3 ;

 $M_{\rm m}$ ——平均摩尔质量,kg/kmo1。

若操作压强较低时,气相可视为理想气体混合物,则

$$V_s = \frac{22.4V}{3600} \frac{TP_0}{T_0 P}$$



2) 提馏段 V_s 的计算

$$V_s' = \frac{V'M_m'}{3600\rho_v'}(m^3/s)$$

$$V' = V + (q-1)F$$

二、连续精馏装置的热量衡算和节能



1. 冷凝器的热量恒算

冷凝器为全凝器,作热量衡算,以单位时间为基准,忽略热损失,则

$$Q_C = VI_{VD} - (LI_{LD} + DI_{LD})$$

因
$$V = L + D = (R+1)D$$

得
$$Q_C = (R+1)D(I_{VD} - I_{LD})$$

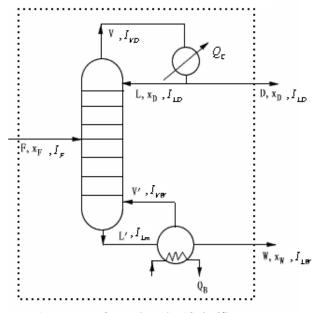


图 1-14 精馏塔的物料衡算

式中 Q_c —— 全凝器的热负荷,kJ/h;

 I_{VD} 一一 塔顶上升蒸汽的焓,kJ/kmo1。

 I_{LD} 一 塔顶馏出液的焓,kJ/kmol。



冷却剂的消耗量

$$W_c = \frac{Q_c}{c_{pc}(t_2 - t_1)}$$

式中

₩_— 冷却介质消耗量, kg/h;

 c_{pc} — 冷却介质的比热容 , kJ/(kg·℃);

 t_1 , t_2 —— 分别为冷却介质在冷凝器进、出口处的温度 \mathbb{C} 。

2. 再沸器的热负荷

对再沸器作热量衡算,以单位时间为基准为基准。

$$Q_{B} = V'I_{VW} + WI_{LW} - L'I_{Lm} + Q_{L}$$

 Q_B ——再沸器的热负荷, kJ/h;



 I_{VW} ——再沸器中上升蒸汽的焓,kJ/kmo1;

 I_{LW} ——釜残液的焓, kJ/kmo1;

 I_{Lm} ——提馏段底层塔板下降液体的焓,kJ/kmo1。

若近似取 $I_{LW} = I_{Lm}$, 且因 V' = L' - W , 则

161
$$Q_B = V'(I_{VW} - I_{LW}) + Q_L$$

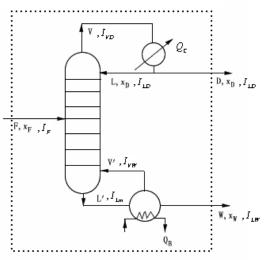


图 1-14 精馏塔的物料衡算





$$W_h = \frac{Q_B}{I_{B1} - I_{B2}}$$

式中

 W_h ——加热介质消耗量, kg/h;

 I_{B1} , I_{B2} —一分别为加热介质进出再沸器的焓,kJ/kg。

若用饱和蒸汽加热, 且冷凝液在饱和温度下排出,则

$$W_h = \frac{Q_B}{r}$$
 W_h ——加热蒸气消耗量, kg/h ;
 r ——加热蒸汽的汽化热, kJ/kg 。

式中

3. 精馏过程的节能

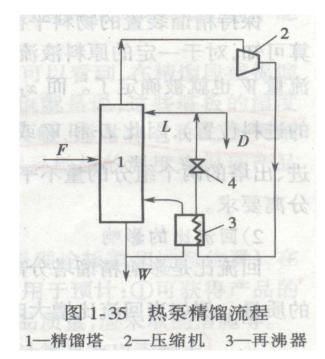


节能的具体措施如下:

- ①选择经济合理的回流比;
- ②回收精馏装置的余热;
- ③对精馏过程进行优化控制,减小操作裕度。

减少有效能损失的几种方式:

- ①热泵精馏;
- ②多效精馏;
- ③设置中间再沸器和中间冷凝器。





精馏塔的操作和调节

1. 影响精馏操作的主要因素简析

对特定的精馏塔和物系,保持精馏定态操作的条件是:

- ①塔压稳定;
- ②进出塔系统的物料量平衡和稳定;
- ③进料组成和热状况稳定;
- ④回流比恒定;
- ⑤再沸器和冷凝器的传热条件稳定;
- ⑥塔系统与环境间散热稳定等。





由全塔物料衡算F=D+W及 $FX_F=DX_D+WX_W$,可知,当 $F(X_F)(X_D)(X_W)$ 一定时,D和M回定。

而 X_D 和 X_W 决定于气液平衡关系(α)、 X_F 、q、R和理论板数 N_T (适宜的进料位置)。

$$\frac{D}{F} = \frac{x_F - x_W}{x_D - x_W}$$

$$\frac{W}{F} = 1 - \frac{D}{F} = \frac{x_D - x_F}{x_D - x_W}$$

- ①当进料流率 F 和组成 X_F 以及釜液组成 X_W 一定时,要求塔顶馏出液中轻组分含量 X_D 值越大,馏出液的流率 D 值就越小。
- ②塔釜产品的流率和组成之间也存在类似关系。
- ③对进料浓度一定的精馏过程,提高产品品质是以降 低产品产率为代价的。

2) 回流比的影响

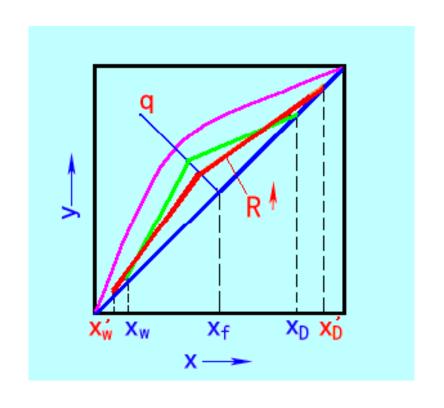
精馏段操作线斜率:

$$\frac{L}{V} = \frac{L}{L+D} = \frac{1}{1+\frac{D}{L}} = \frac{1}{1+\frac{1}{R}}$$

提馏段操作线斜率:

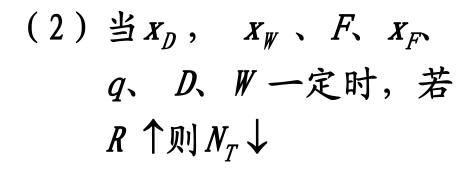
$$\frac{L'}{V'} = \frac{L + qF}{V + (q-1)F}$$

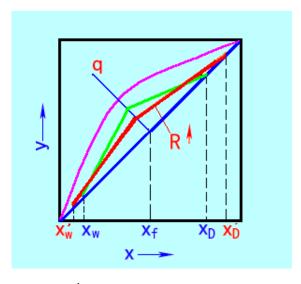
$$= \frac{L+D+(q-1)F+F-D}{V+(q-1)F} = 1 + \frac{F-D}{(R+1)D+(q-1)F}$$



$$R$$
个对 X_D , X_N 的影响

(1) 当 N_T 、F、 X_{F} , q、D、W一定时,若R个则 X_D 个, X_W ↓





 R^{\uparrow} 对 X_D , X_V 的影响

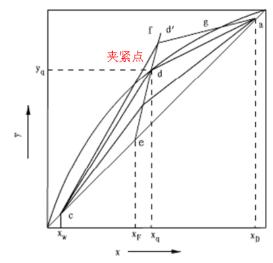


图 1-24 最小回流比的确定



回流比增加,使塔内上升蒸气量及下降液体量均增加,若塔内气液负荷超过允许值,则应减小原料液流量。回流比变化时,再沸器和冷凝器的传热量也相应发生变化。

在采出率一定时,若以增大R来提高 X_D ,则有以下限制:

- (1) 受理论板数的限制;
- (2) 受全塔物料平衡的限制, 其极限值为 $x_D = \frac{Fx_F}{D}$ 。

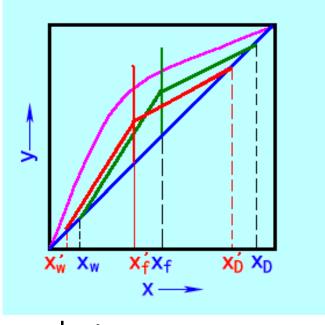
3) 进料组成和进料热状况的影响



(1)进料组成的影响

当 X_F 降至 X_F , 若 R 和 D/F 不变,精操线斜率不变。但 X_F 下降使塔板上 Y, X 均减小, X_D 和 X_W 也随之下降,精馏段操作线将平行下移。

要维持原 X_D 不变,可采取增大 R 或减小D/F 的调节方法。



 X_F 对 X_D , X_B 的影响

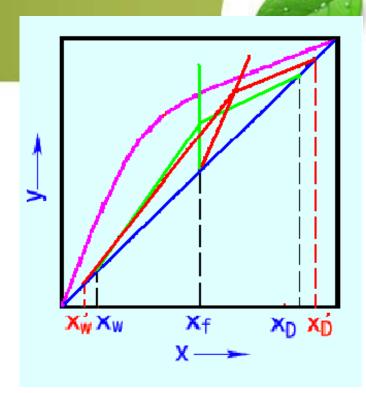
(2) 进料热状况的影响

提流段操作线斜率:

$$\frac{L'}{V'} = \frac{L + qF}{V + (q - 1)F}$$

$$= \frac{L + D + (q - 1)F + F - D}{V + (q - 1)F}$$

$$= 1 + \frac{F - D}{(R + 1)D + (q - 1)F}$$



q个对 x_D, x_W 的影响

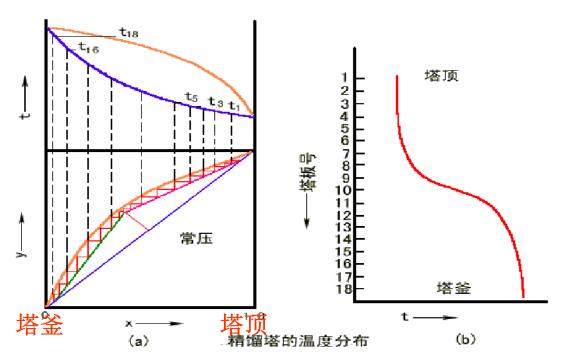
当
$$q$$
个, R 、 F 、 X_F 、 D 不变时 $\frac{L}{V}$ \downarrow 。

结论: $X_D \uparrow$, $X_W \downarrow$

2. 精馏塔的产品质量控制和调节

精馏塔内温度不同分布: 由塔底至塔顶逐渐降低。

原因: 各塔板上物料组成不同。

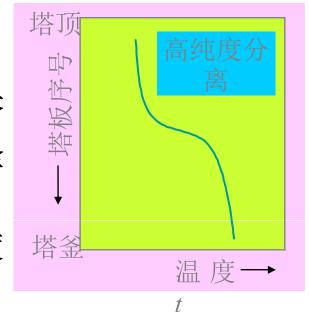


操作中常通过监测塔顶和塔底温度来反映馏出液组成和釜残液组成。但温度在塔顶(或塔底)相当一 172 段高度内变化极小。 操作条件(x_F, q, R, 再沸器与冷凝器的热负荷等)的改变必然引起分离效果的变化,但每一块板改变的程度不等。

灵敏板: 正常操作中的精馏塔受到某一外界干扰,如回流比、进料组成波动等,全塔各板的组成和温度将发生变化。变化最灵敏的一块板或相邻的几块板称为灵敏板。

灵敏板通常靠近进料口。

高纯度分离时,塔顶(或塔底)若干块塔板间的温度差都很小,若通过塔顶和塔釜温度来监控产品质量将发生严重的滞后,因此生产上常用测量和控制灵敏板的温度来保证产品质量。





1. 减小操作回流比

$$R$$
 \downarrow \sim L , V , \downarrow \sim 能耗 \downarrow R \downarrow \sim $N_{\rm T}$ \uparrow \sim $N_{\rm P}$ 一定,需提高 $E_{\rm T}$

示例

- ① 采用高性能新型塔板代替原有塔板,提高效率。
- ② 采用高效塔填料代替原有塔板,提高效率。



2. 降低塔釜操作温度



示例

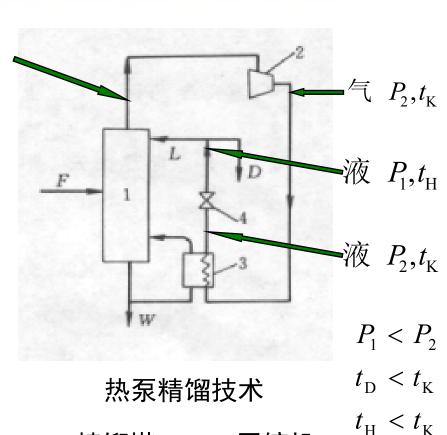
采用高效塔填料代替原有塔板,降低塔压降。



3. 热泵精馏

= P_1, t_D

将塔顶蒸气绝热压 缩升温,作为再沸器的 热源,将再沸器中的液 体部分汽化,而压缩气 体本身冷凝成液体,经 节流阀后一部分作为资后一部分 作为塔顶回流液。



1一精馏塔 2一压缩机

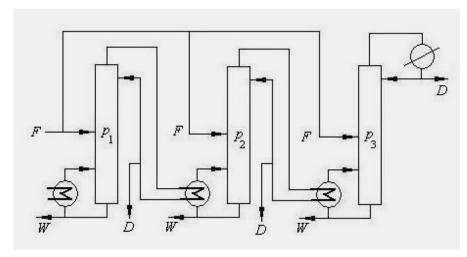
3一再沸器

4一节流阀



4. 多效精馏

将几个精馏塔串联,操作压力依次降低,前一精馏塔的塔顶蒸气作为后一精馏塔的再沸器的加热介质,故除两端精馏塔外,中间的精馏塔不需从外界引入加热和冷却介质。



$$P_1 > P_2 > P_3$$

 $t_1 > t_2 > t_3$



5. 原料预热

将原料预热可回收精馏过程的热能,减少精馏过程的能耗。原料预热有两种流程:

- ① 用塔顶蒸气预热原料;
- ② 用塔釜采出液预热原料。