

精馏习题讨论课

By weydong

2020.04

公式:

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

全塔物料衡算
$$\begin{cases} F = D + W \\ Fx_F = Dx_D + Wx_W \end{cases}$$

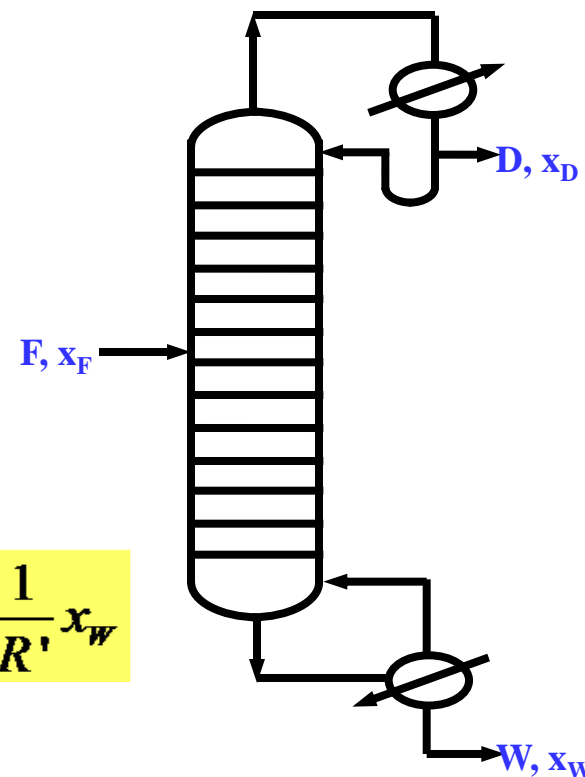
操作线方程
$$y_{n+1} = \frac{R}{R+1}x_n + \frac{x_D}{R+1}$$

$$y_{m+1} = \frac{L'}{V'}x_m - \frac{Wx_W}{V'}$$

$$y_{m+1} = \frac{R'+1}{R'}x_m - \frac{1}{R'}x_W$$

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

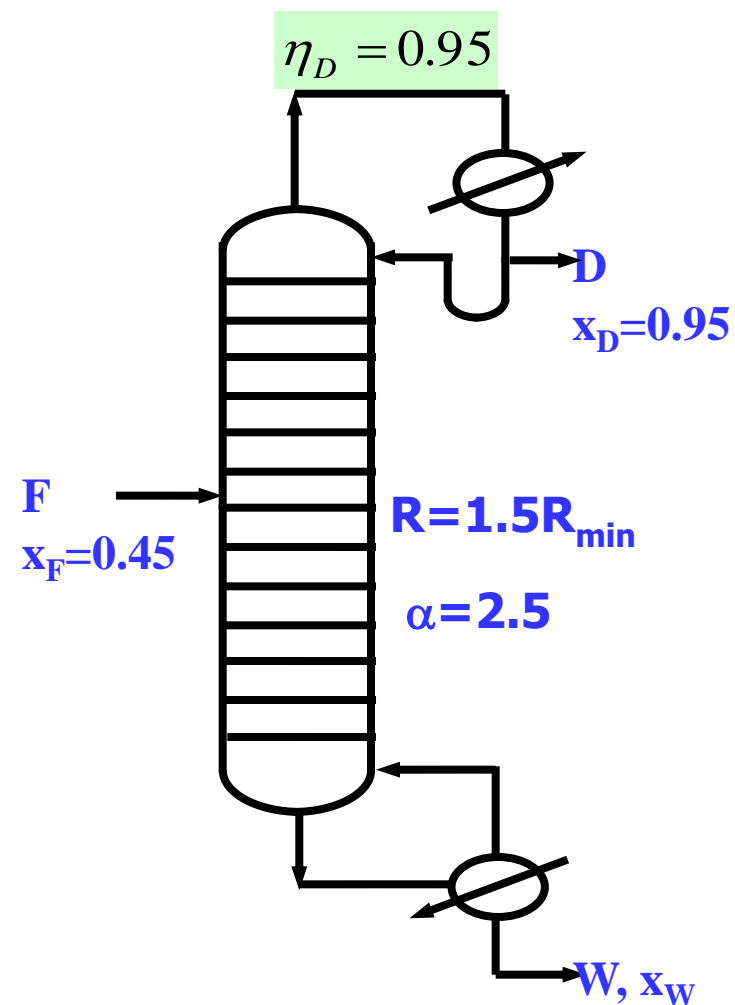
理论塔板数 N 的计算
$$\begin{cases} \text{逐板法} \\ \text{图解法} \\ \text{捷算法} \end{cases} \begin{cases} L = RD \\ V = (R+1)D \end{cases} \begin{cases} L' = L + qF \\ V' = V + (q-1)F \end{cases}$$



例1 设计型问题

组成为 $x_F=0.45$ 的原料以汽液混合状态进入精馏塔，其中汽液摩尔比为1:2，塔顶 $x_D=0.95$ （以上均为摩尔分率），塔顶易挥发组分回收率为95%，回流比 $R=1.5R_{\min}$ ，塔釜间接蒸汽加热，相对挥发度 $\alpha=2.5$ 。试求：

- (1) 原料中汽相和液相组成；
- (2) 列出提馏段操作线方程。



设计型问题举例

解：（1）原料中汽相和液相组成
设原料中汽相组成为 y_e ，液相组成为 x_e ，则

$$\begin{cases} y_e = \frac{q}{q-1} x_e - \frac{x_F}{q-1} \\ y_e = \frac{\alpha x_e}{1 + (\alpha - 1) x_e} \end{cases}$$

$$\rightarrow \begin{cases} y_e = 3 \times 0.45 - 2x_e \\ y_e = \frac{2.5x_e}{1 + 1.5x_e} \end{cases}$$

$\rightarrow \begin{matrix} x_e = 0.375 \\ y_e = 0.6 \end{matrix}$ 为q线与平衡线的交点

设计型问题举例

$$\begin{aligned}(2) \quad y &= \frac{L'}{V'} x - \frac{Wx_w}{V'} \\&= \frac{RD + qF}{(R+1)D + (q-1)F} x - \frac{Wx_w}{(R+1)D + (q-1)F} \\&= \frac{R \frac{D}{F} + q}{(R+1) \frac{D}{F} + (q-1)} x - \frac{\frac{Wx_w}{F}}{(R+1) \frac{D}{F} + (q-1)}\end{aligned}$$

设计型问题举例

$$q = \frac{2}{3}$$

$$R_{\min} = \frac{x_D - y_e}{y_e - x_e} = \frac{0.95 - 0.6}{0.6 - 0.375} = 1.556$$

$$\rightarrow R = 1.5R_{\min} = 2.334$$

$$\therefore \frac{Dx_D}{Fx_F} = 0.95 \quad \therefore \frac{D}{F} = 0.95 \times \frac{0.45}{0.95} = 0.45$$

$$\frac{Dx_D}{Fx_F} + \frac{Wx_w}{Fx_F} = 1 \quad \rightarrow \frac{Wx_w}{F} = 0.05x_F$$

$$\rightarrow y = 1.47x - 0.0193$$

操作型定性分析举例

例2 一操作中的常压连续精馏塔分离某混合液。现保持回流液量和进料状况 (F 、 x_F 、 q) 不变，而减小塔釜加热蒸汽量，试分析 x_D 、 x_W 如何变化？

解法一：快速分析

精馏段操作线斜率变大对分离有利，

提馏段操作线斜率变小对分离有利。

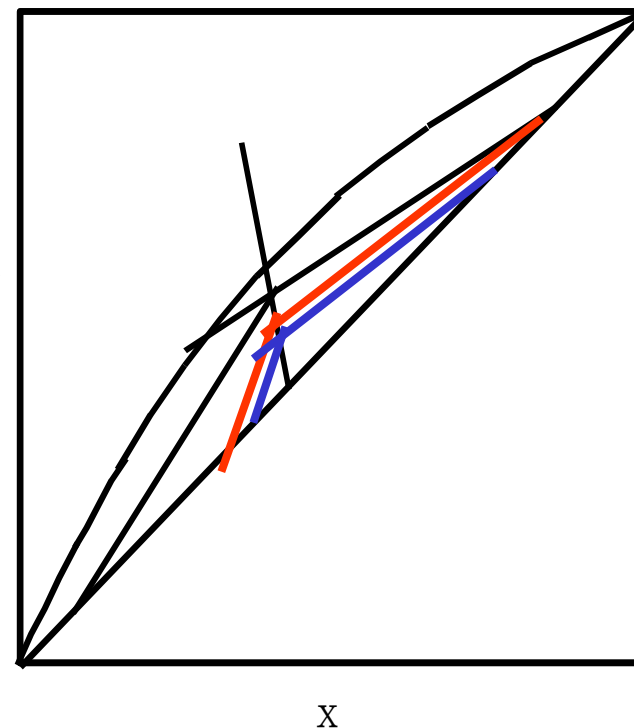
$$V \downarrow = V + (q-1)F, \quad F, q \text{ 不变} \Rightarrow V \downarrow \text{ 而 } L \text{ 不变} \Rightarrow \frac{L}{V} \uparrow \Rightarrow x_D \text{ 变大}$$
$$L' = L + qF, \quad F, q, L \text{ 不变} \rightarrow L' \text{ 不变, 而 } V' \downarrow \Rightarrow \frac{L'}{V'} \uparrow \Rightarrow x_W \text{ 变大}$$

解法二：作图+排除法

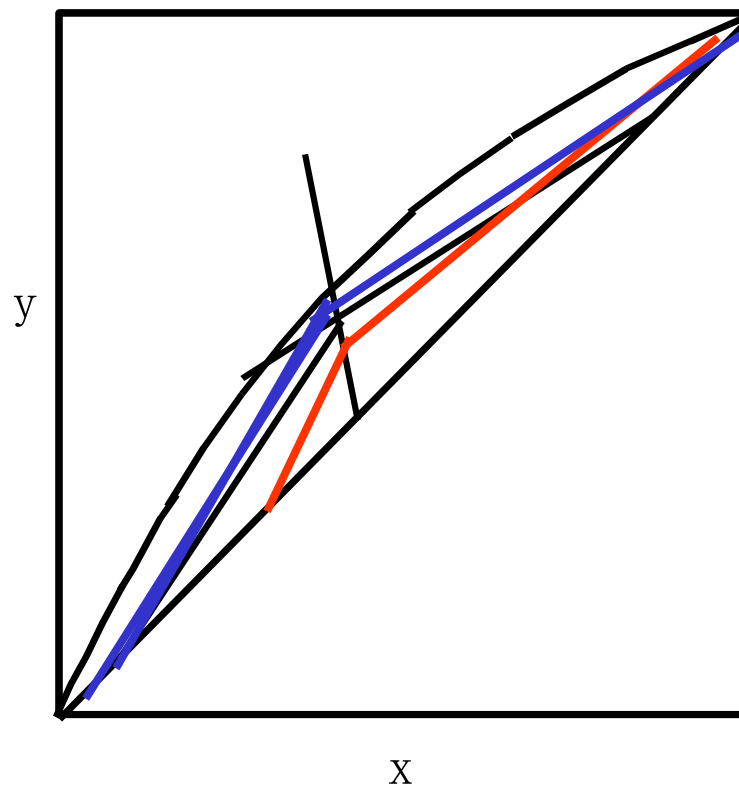
假设 x_D 不变、假设 x_D 变小

$N \downarrow$ ，与 N 不变这个前提相矛盾。
故假设不成立。

故 x_D 只能变大



至于 x_w ，也用排除法推知，只能变大。



练习 一操作中的常压连续精馏塔分离某混合液。现保持塔顶馏出液量 D 、回流比 R 、进料状况 (F 、 x_F 、 q) 不变，而减小操作压力，试分析 x_D 、 x_W 如何变化？

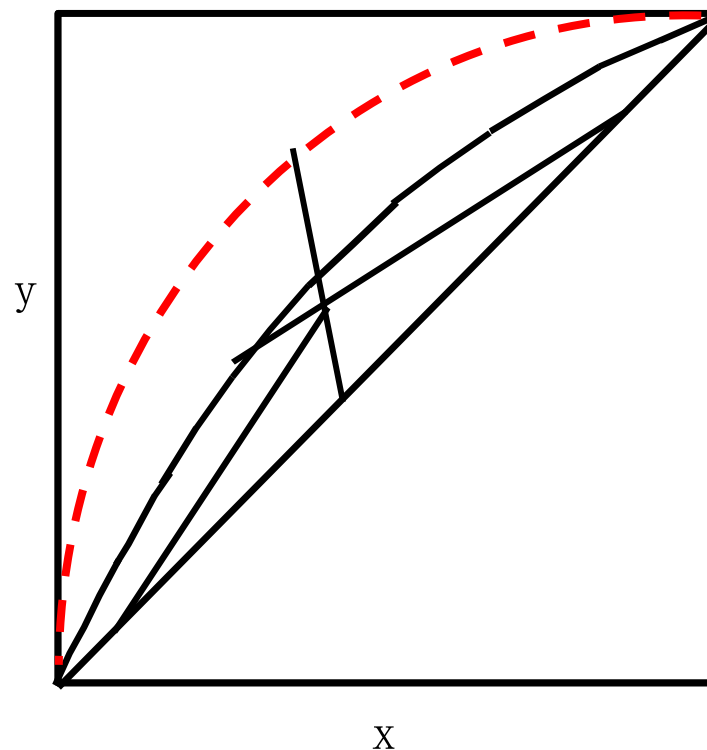
解： R 不变， $\frac{L}{V} = \frac{R}{R+1}$ 不变，

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

D 、 R 、 q 和 F 不变，

$\frac{L'}{V'}$ 不变，

$P \downarrow \rightarrow \alpha \uparrow$



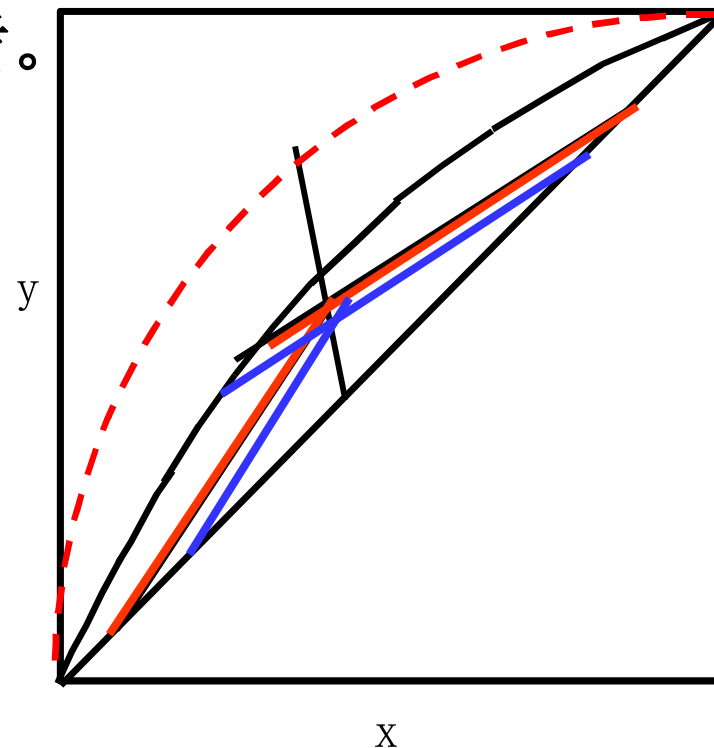
假设 x_D 不变

由物料衡算式可知, x_W 也不变

假设 $x_D \downarrow$, 由物料衡算式可知, $x_W \uparrow$,

$N \downarrow$, 与 N 不变这个前提相矛盾。
故假设不成立。

故 x_D 只能变大, x_W 变小。



①精馏段操作线斜率 \uparrow ，精馏段分离能力 \uparrow ，馏出液组成 $x_D\uparrow$ ；提馏段操作线斜率 \uparrow ，提馏段分离能力 \downarrow ，残液组成 $x_W\uparrow$ ；若操作线斜率不变，进料状态不变，并不能说明组成不变，此时应综合全塔情况进行判断；

②对各种情况可触类旁通；对流量 L 、 L' 、 V 、 V' 、 D 、 W 可用物料衡算分析其变化趋势，而组成 x_D 、 x_W 通常无法利用物料衡算式判断，可结合相图、操作线斜率的变化情况及塔板数不变条件进行判断；

③在判断出 x_D 、 x_W 的变化趋势后，可用全塔物料衡算进行检验是否正确。

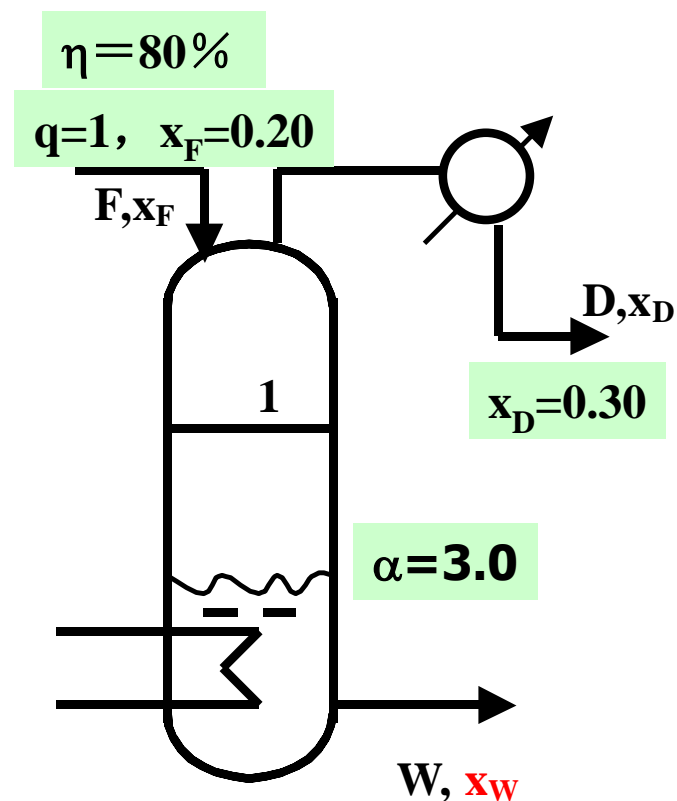
操作型问题举例

例3 操作型计算

如图所示的精馏塔由一只蒸馏釜及一层实际板组成。料液由塔顶加入，进料热状况参数 $q=1$ ， $x_F=0.20$ （摩尔分率，下同）。今测得塔顶易挥发组分的回收率为80%，且 $x_D=0.30$ ，系统相对挥发度为3.0。试求：

- (1) 残液组成 x_W ；
- (2) 该层塔板的液相默弗里板效 E_{mL} 。

设蒸馏釜可视为一个理论板。



解：（1）残液组成 x_w

$$x_w = \frac{Fx_F - Dx_D}{F - D} = \frac{x_F - \frac{D}{F}x_D}{1 - \frac{D}{F}}$$

$$\frac{Dx_D}{Fx_F} = 80\% \longrightarrow \frac{D}{F} = 0.533$$

$$\longrightarrow x_w = \frac{0.20 - 0.533 \times 0.3}{1 - 0.533} = 0.0859$$

操作型问题举例

(2) 该层塔板的液相默弗里板效 E_{mL}

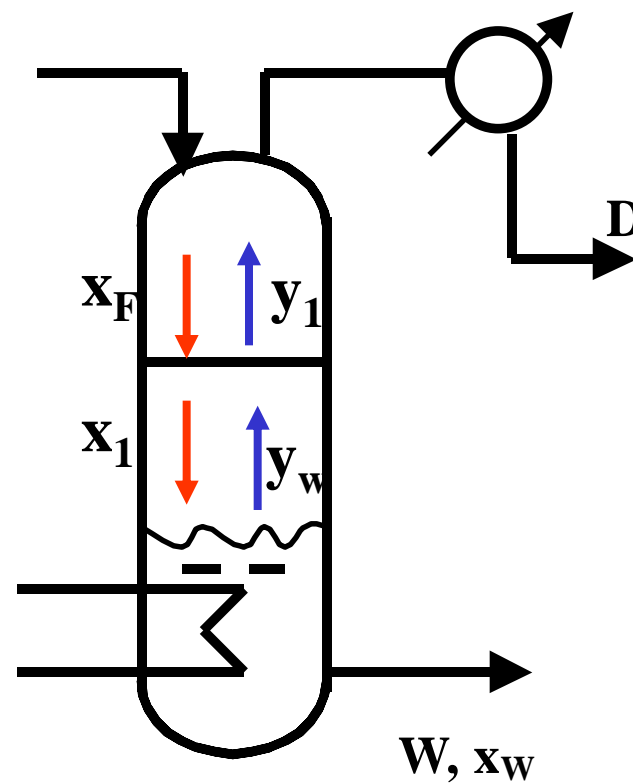
$$E_{mL} = \frac{x_F - x_1}{x_F - x_1^*}$$

$$x_1^* = \frac{y_1}{\alpha - (\alpha - 1)y_1} = \frac{x_D}{\alpha - (\alpha - 1)x_D}$$

$$= \frac{0.3}{3.0 - 2.0 \times 0.3} = 0.125$$

$$y_w = \frac{\alpha x_w}{1 + (\alpha - 1)x_w}$$

$$= \frac{3.0 \times 0.0859}{1 + 2.0 \times 0.0859} = 0.22$$



操作型问题举例

$$y_w = \frac{L'}{V'} x_1 - \frac{Wx_w}{V'}$$

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

$$= \frac{F}{D} x_1 - \frac{Fx_F - Dx_D}{D}$$

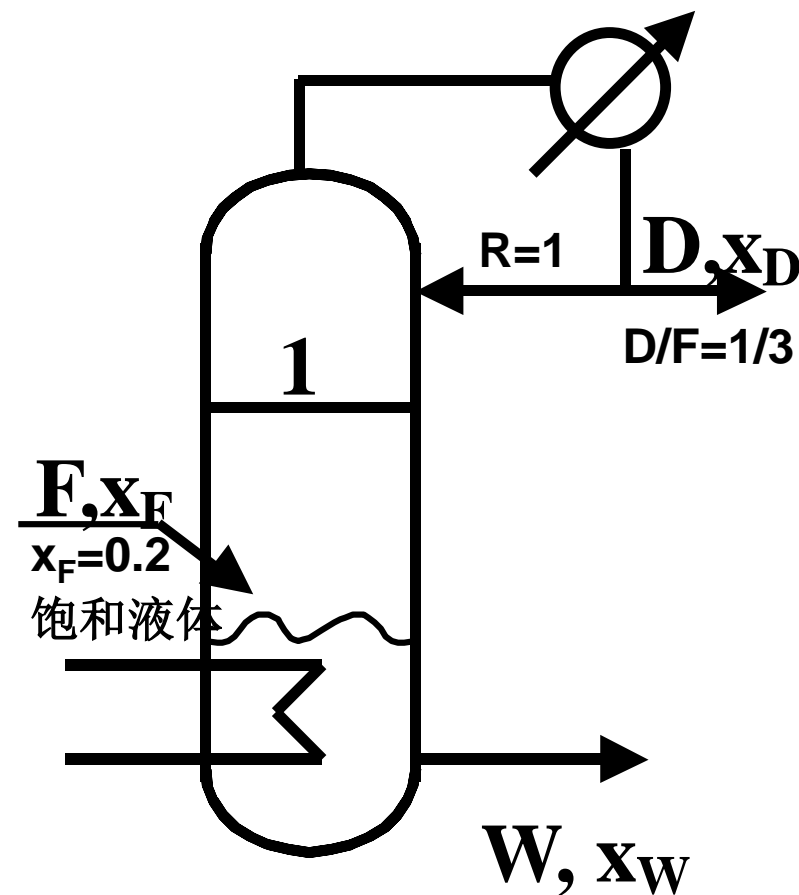
$$= 1.876x_1 - 0.0752$$

$$\therefore x_1 = \frac{y_w + 0.0752}{1.876} = \frac{0.22 + 0.0752}{1.876} = 0.157$$

$$\therefore E_{mL} = \frac{x_F - x_1}{x_F - x_1^*} = \frac{0.2 - 0.157}{0.2 - 0.125} = 57.3\%$$

操作型问题举例

例4 某连续操作精馏塔如图所示，已知料液摩尔组成 $x_F=0.2$ ，料液以饱和液体状态直接加入塔釜，塔顶设全凝器，全塔共两块理论板（包括塔釜），塔顶摩尔采出率 $D/F=1/3$ ，回流比 $R=1$ ，泡点回流，此条件下物系的相平衡关系可表示为 $y=4x$ ，试计算 $x_W=?$



操作型问题举例

$$\begin{aligned}x_D &= \frac{Fx_F - Wx_W}{D} = \frac{Fx_F - (F - D)x_W}{D} = \frac{x_F - \left(1 - \frac{D}{F}\right)x_W}{\frac{D}{F}} = \frac{0.2 - \left(1 - \frac{1}{3}\right)x_W}{\frac{1}{3}} \\&= 0.6 - 2x_W \text{ ----- (1)}\end{aligned}$$

$$y_{n+1} = \frac{R}{R+1} x_n + \frac{x_D}{R+1} = 0.5x_n + 0.5x_D$$

$$y_1 = x_D \quad x_1 = \frac{y_1}{4} = 0.25x_D$$

$$y_2 = 0.5x_1 + 0.5x_D = 0.625x_D$$

$$x_W = \frac{y_2}{4} = \frac{0.625x_D}{4} \text{ ----- (2)}$$

解式 1、2 得: $x_W = 0.0714$

说明:

1. 对这种 x_D 、 x_W 均未知的操作型问题, 通常需联立
全塔物料衡算式和逐板计算法求解;

2. 若 x - y 平衡关系不为直线, 逐板计算法得到的
 x_D 、 x_W 较复杂, 这时可考虑试差法。

假设 x_D , 由全塔物料衡算求出 x_W , 并由逐板计算
法求出 x_W' ,

若 $x_W' > x_W$, 则重新假设较小 x_D , 直至 $x_W' \approx x_W$ 。

P102 : 例10-15

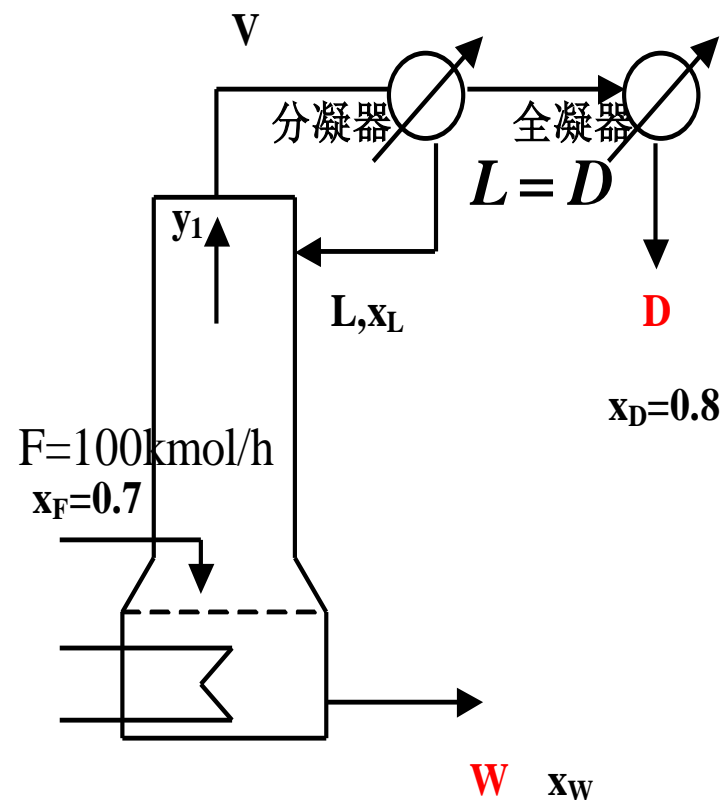
3. 通常习惯上对设计型问题,

$$\dots \xrightarrow{\text{精操作线}} x_n \leq x_d \quad x_n \xrightarrow{\text{提操作线}} y'_{n+1}$$

对操作型问题（加料位置明确），加料位置以下
即改成提馏段操作线。

分凝器流程举例

例1 苯、甲苯两组分混合物用如图所示的釜进行常压连续蒸馏加以分离（无塔板），原料直接加入釜中，进料量为 100kmol/h ，其组成 $x_{\text{苯}}=0.7$ ，要求得到组成为 0.8 的塔顶产品（以上均为摩尔分率）。塔顶用一分凝器，其中 50% 的蒸汽冷凝并返回塔内。出分凝器的蒸汽与冷凝液体保持相平衡。问塔顶、塔釜产量为多少？已知 $\alpha=2.46$



分凝器流程举例

$$\text{解 } x_D = \frac{\alpha x_L}{1 + (\alpha - 1)x_L} = \frac{2.46x_L}{1 + 1.46x_L}$$

$$\rightarrow x_L = 0.619$$

$$R = 1 \rightarrow y_1 = \frac{R}{R+1} x_L + \frac{x_D}{R+1}$$

$$y_1 = 0.5 \times x_L + 0.5 \times 0.8 \\ = 0.71$$

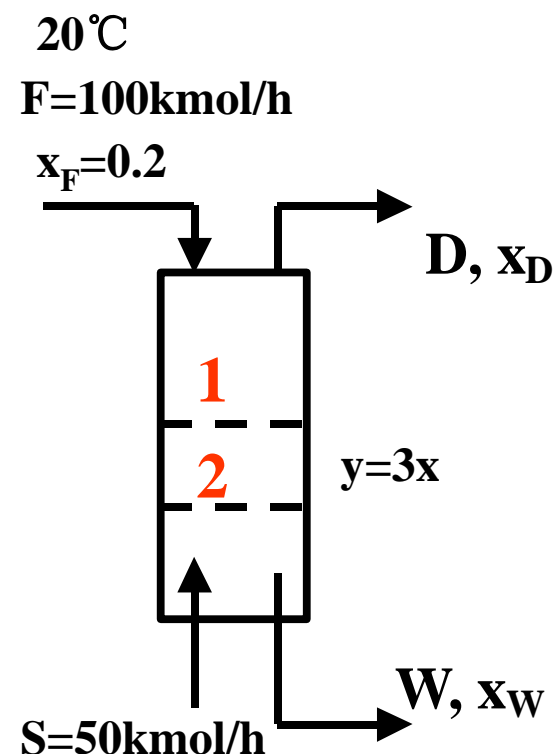
$$x_W = \frac{y_1}{\alpha - (\alpha - 1)y_1} = 0.499$$

$$\begin{cases} D = \frac{F(x_F - x_W)}{x_D - x_W} = 66.78 \text{ kmol/h} \\ W = F - D = 33.22 \text{ kmol/h} \end{cases}$$

直接蒸汽加热的回收塔流程举例

例2 如图所示，用有两块理论板（包括塔釜）的精馏塔提取水溶液中易挥发组分，饱和水蒸汽 $S=50\text{kmol/h}$ 由塔底进入，加料组成 $x_F=0.2$ （摩尔分率，下同），温度为 20°C ， $F=100\text{kmol/h}$ ，料液由塔顶加入，无回流，试求塔顶产品浓度 x_D 及易挥发组分的回收率。

在本题范围内平衡关系可表示为 $y=3x$ ，液相组成为 $x=0.2$ 时，泡点为 80°C ，比热为 $100\text{kJ/kmol}\cdot^\circ\text{C}$ ，汽化潜热 40000kJ/kmol 。



直接蒸汽加热的回收塔流程举例

解

$$q = \frac{h_V - h_F}{h_V - h_L} = \frac{r + c_p(t_b - t_F)}{r} = 1 + \frac{c_p(t_b - t_F)}{r}$$
$$= 1 + \frac{100 \times (80 - 20)}{40000} = 1.15$$

恒摩尔流假定:

$$W = L' = RD + qF = 100q$$
$$= 1.15 \times 100 = 115 \text{ kmol/h}$$

全塔物料衡算:

$$\begin{cases} F + S = D + W \\ Fx_F = Dx_D + Wx_W \end{cases} \rightarrow \begin{cases} 100 + 50 = D + W \\ 100 \times 0.2 = Dx_D + Wx_W \end{cases}$$

$$\rightarrow D = 100 + 50 - 115 = 35 \text{ kmol/h}$$

$$x_D = 0.571 - 3.286x_W \text{ ----- (1)}$$

逐板计算:

$$y_{n+1} = \frac{L'}{V'} x_n - \frac{Wx_W}{V'} = \frac{115}{50} x_n - \frac{115 \times x_W}{50} = 2.3(x_n - x_W)$$

$$y_1 = x_D \quad x_1 = \frac{y_1}{3} = \frac{x_D}{3}$$

$$y_2 = 2.3(x_1 - x_W) = 2.3\left(\frac{x_D}{3} - x_W\right)$$

$$= 0.767x_D - 2.3x_W$$

$$x_W = \frac{y_2}{3} = \frac{0.767x_D - 2.3x_W}{3} = 0.256x_D - 0.767x_W \Rightarrow x_W = 0.145x_D$$

----- (2)

联立求解式 1、2 得:

$$x_D = 0.387$$

$$x_W = 0.056$$

易挥发组分的回收率

$$\eta = \frac{Dx_D}{Fx_F} = \frac{35 \times 0.387}{100 \times 0.2} = 67.7\%$$

例：泡点回流，塔釜间接加热，理想液体

第一股加料： $F_1=10\text{kmol/h}$, $X_{F1}=0.6$ $q_1=1$

第二股加料： $F_2=5\text{kmol/h}$, $X_{F2}=0.4$, $q_2=0$

要求： $X_D=0.99$, $X_W=0.02$

求：1) D, W 2) $R=1$ 时求第二段操作线 3) 若
 $\alpha=3$ $R_{\min}=?$

解：

$$1) \quad F_1 + F_2 = D + W$$

$$F_1 x_{F1} + F_2 x_{F2} = D x_D + W x_W$$

→ $D=7.94 \text{ kmol/h}$ $W=7.06 \text{ kmol/h}$

- 2) 在第二段任取一截面，
由该截面向上包括全凝器作为衡算范围：

$$F_1 + V' = L' + D \quad F_1 x_{F1} + V' y_{s+1} = L' x_s + D x_D$$

$$\rightarrow y_{s+1} = \frac{L'}{V'} x_s + \frac{D x_D - F_1 x_{F1}}{V'}$$

$$L' = L + q_1 F_1 = RD + q_1 F_1 = D + F_1 = \mathbf{17.94 \text{ kmol/h}}$$

$$V' = V - (1 - q_1) F_1 = (R + 1) D - (1 - q_1) F_1 = \mathbf{15.88 \text{ kmol/h}}$$

$$\rightarrow y_{s+1} = 1.130 x_s + 0.117$$

3) 当 q_1 线与平衡线相交时,

$$x_{e1} = x_{F1} = 0.6 \quad y_{e1} = \frac{\alpha x_{e1}}{1 + (\alpha - 1)x_{e1}} = 0.818$$

$$R_{\min 1} = \frac{x_D - y_{e1}}{y_{e1} - x_{e1}} = 0.789$$

当 q_2 线与平衡线相交时,

$$y_{e2} = x_{F2} = 0.4 \quad x_{e2} = \frac{y_{e2}}{\alpha - (\alpha - 1)y_{e2}} = 0.182$$

$$\frac{L'}{V'} = \frac{L''}{V'' - F_2} = \frac{L + F_1}{V - F_2} = \frac{R_{\min 2} D + F_1}{(R_{\min 2} + 1) D - F_2} = \frac{y_{e2} - x_W}{x_{e2} - x_W}$$

$$\rightarrow R_{\min 2} = 0.290 \quad R_{\min} = R_{\min 1} = 0.789$$



- **例** 在一常压连续精馏塔中分离二元理想混合物。塔顶上升的蒸气通过分凝器后， $\frac{3}{5}$ 的蒸气冷凝成液体作为回流液，其浓度为0.86。其余未凝的蒸气经全凝器后全部冷凝为塔顶产品，其浓度为0.9（以上均为轻组分A的摩尔分数）。若已知回流比为**最小回流比**的1.2倍，当**泡点进料**时，试求：
 - （1）第1块板下降的液体组成；
 - （2）料液的组成。



- 分析:

抓住分凝器中气液相组成为平衡关系，而回流液组成与第1块板上升蒸气为物料平衡（即精馏段操作线）关系，此题可顺利求解。

- 解：（1）第1块板下降的液体组成
- 由出分凝器的气液流量比求回流比

$$R = \frac{L}{D} = \frac{\frac{3}{5}V}{\frac{2}{5}V} = 1.5$$

再由相平衡关系

$$y_0 = \frac{\alpha x_0}{1 + (\alpha - 1)x_0} = \frac{\alpha \times 0.86}{1 + (\alpha - 1) \times 0.86} = 0.9$$

解得

$$\alpha = 1.465$$



由精馏段操作线方程得

$$y_1 = \frac{R}{R+1} x_0 + \frac{x_D}{R+1} = \frac{1.5}{2.5} \times 0.86 + \frac{0.9}{2.5} = 0.876$$

再由相平衡方程

$$y_1 = \frac{\alpha x_1}{1 + (\alpha - 1)x_1}$$

解得

$$x_1 = 0.828$$



(2) 料液的组成

由

$$R = 1.2R_{\min}$$

解得

$$R_{\min} = 1.25$$

当泡点进料时

$$q = 1$$

即

$$x_q = x_F$$

依

$$R_{\min} = \frac{x_D - y_q}{y_q - x_q} = 1.25 \quad (\text{a})$$

及平衡关系

$$y_q = \frac{\alpha x_q}{1 + (\alpha - 1)x_q} = \frac{1.465x_q}{1 + 0.465x_q} \quad (\text{b})$$



联立解 (a) 及 (b) 得方程

$$0.581x_q^2 - 1.627x + 0.9 = 0$$

$$x_q = \frac{1.627 \pm \sqrt{1.627^2 - 4 \times 0.581 \times 0.9}}{2 \times 0.581}$$

取

$$x_q = 0.759$$

故料液组成

$$x_F = x_q = 0.759$$