

# 练习八

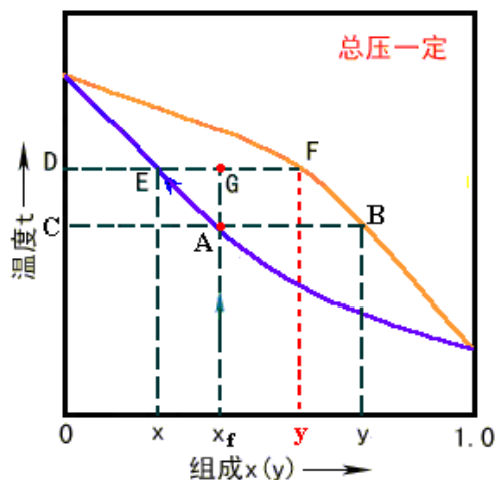
## 第九章 精馏

## 一、是非题

1. A、B两组分液体混合物，用蒸馏方法加以分离，是因为A沸点低于B沸点，所以造成挥发度差异。  
( × )

沸点不同不一定有不同的挥发度，如恒沸物

2. 如 $x_F$ 相同，且平衡蒸馏所得液相组成 $x$ 与简单蒸馏的终了液相组成 $x$ 相同，则简单精馏所得气相 $\bar{y}$ 必大于平衡蒸馏的 $y$ 。  
( √ )



平衡蒸馏的 $y$ 为常数，而简单蒸馏的 $y$ 随蒸馏时间延长而下降。

$x$  相同时,平衡蒸馏 $y$ =简单蒸馏的 $y$

3. 恒摩尔流假定主要前提是分子汽化潜热相近，它只适用于理想物系。 ( × )

恒摩尔流假定是为了简化过程的描述和计算，它是物系中两个组分的汽化潜热相等得到的结果。非理想物系也可能相等。

4. 若过热蒸汽状态进料， $q$ 线方程斜率 $>0$ 。 ( √ )

5. 操作中的某连续精馏塔，若其它条件不变，仅将加料板从最佳位置上移两块，则 $x_D$ 下降， $x_W$ 下降。

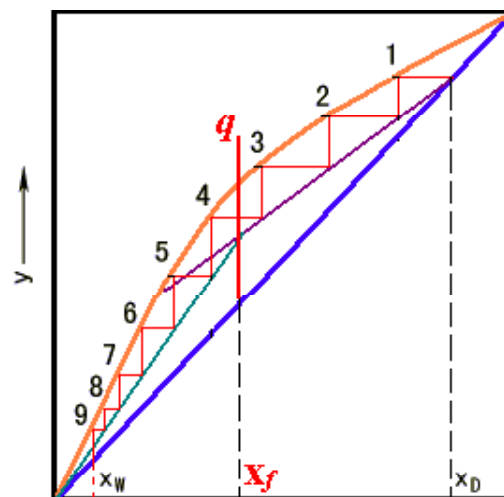
( × )

操作型问题

不利于精馏  $\rightarrow x_D \downarrow, x_W \uparrow$

回流比 $R$ 不变，精馏段操作线斜率不变

$q$ 不变，采出率不变，提馏段操作线斜率不变



6. 图解法求理论板数时 $N_T$ 与下列参数  $x_F$ ， $q$ ， $R$ ， $\alpha$ ， $x_D$ ， $x_W$ 中的 $\alpha$ 无关。

( × )

$N_T$ ，与 $\alpha$ 有关。

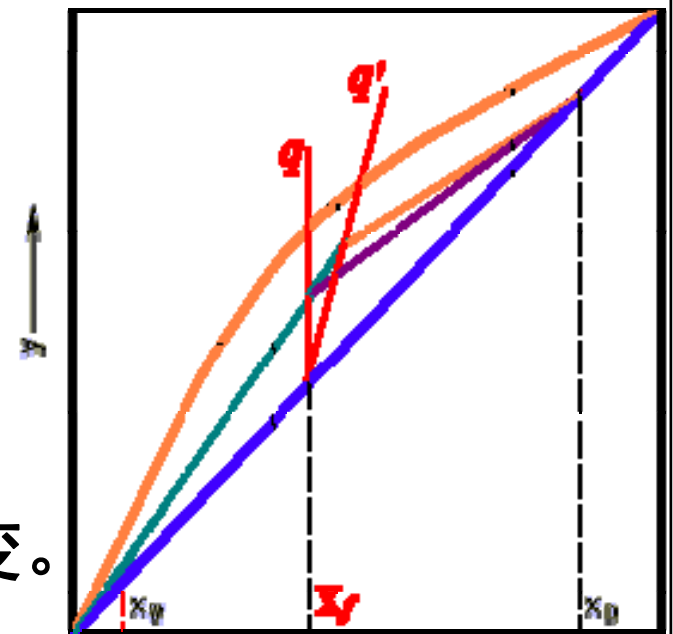
7. 设计时若 $F$ ,  $x_F$ ,  $x_D$ ,  $x_w$ ,  $\bar{V}$  均一定, 若将进料从 $q=1$ 变为冷液进料, 则 $N_T$ 减少。

( × )

根据能量合理利用的原则, 冷量从塔顶加入, 热量从塔底加入, 使产生的回流液能经过全塔, 发挥最大效益。

原料液 $q$ 变大, 相当于对原料预冷, 不利于精馏, 所需 $N_T$ 变大。

采出率不变,  $w$ 不变,  $\bar{V}$  不变,  $\bar{L} = \bar{V} + W$  不变, 提馏段操作线斜率不变。



8. 若精馏段操作线方程为 $y=0.75x+0.3$ ，这绝不可能。  
( √ )

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

$$\because \frac{R}{R+1} = 0.75 \Rightarrow R = 3$$

$$\frac{x_D}{R+1} = 0.3 \Rightarrow x_D = 1.2$$

9. 某连续精馏塔设计时，回流比 $R$ 一定，如将原来泡点回流改为冷液回流，其它设计条件不变，则所需理论板数减少。 (  $\checkmark$  )

冷量从塔顶加入，有利于精馏。  
一定的冷却量对应一定的回流比。

10. 操作中灵敏板 $t$ 上升，意味着 $x_D$ 下降，若保持 $R$ 不变，减少 $V$ 可保持原 $x_D$ 值。 (  $\times$  )

$t_{\text{灵}} \uparrow \rightarrow$  塔顶(泡点) $t_D \uparrow x_D \downarrow$

应加大能量投入，增大回流比， $\uparrow$   
 $\bar{V}$

11. 在多组分精馏中，规定分离要求时，塔顶、塔底产品中的各组分浓度可以全部规定。（ × ）

12. 在多组分精馏中，同样的进料，对不同的分离方案而言，关键组分是不同的。（ √ ）



## 二、填空题

### 1. 简单蒸馏与平衡蒸馏的主要区别

简单蒸馏是间歇非定态过程，平衡蒸馏是定态过程，  
简单蒸馏与间歇蒸馏的主要区别是间歇精馏有回流。

平衡蒸馏：连续 定态过程

简单蒸馏：间歇 非定态过程

简单蒸馏：单级平衡分离，无回流

间歇精馏：逆流多级传质操作，全塔为精馏段

2. 已知 $q=1.1$ ，则加料中液体量与总加料量的比是1:1。

冷液加料，全部为液体

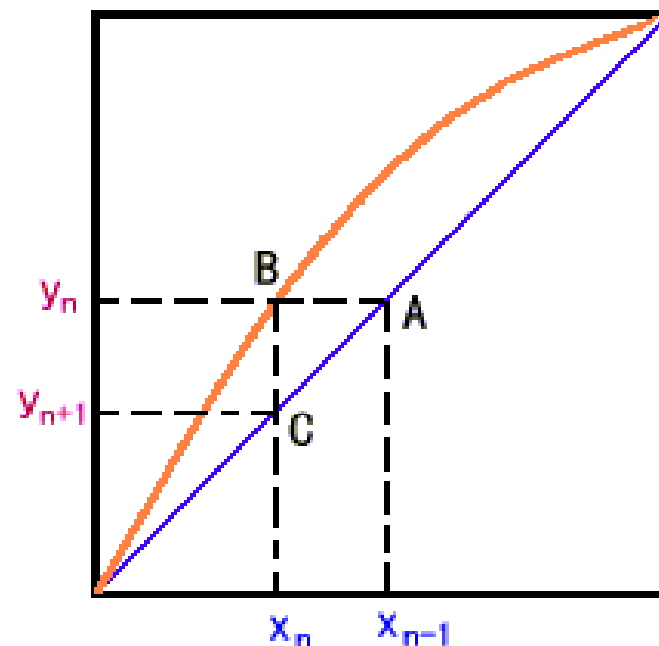
3. 理想物系的 $\alpha=2$ ，在全回流下操作。已知某理论板上 $y_n=0.5$ ，则 $y_{n+1}=\underline{1/3}$ 。

全回流条件下，操作线与对角线重合，两块塔板之间，上升蒸汽的组成与下降液体的组成相等

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

$$y_n = \frac{\alpha x}{1 + (\alpha - 1)x} = \frac{2x_n}{1 + x_n}$$

$$\therefore x_n = 1/3 = y_{n+1}$$

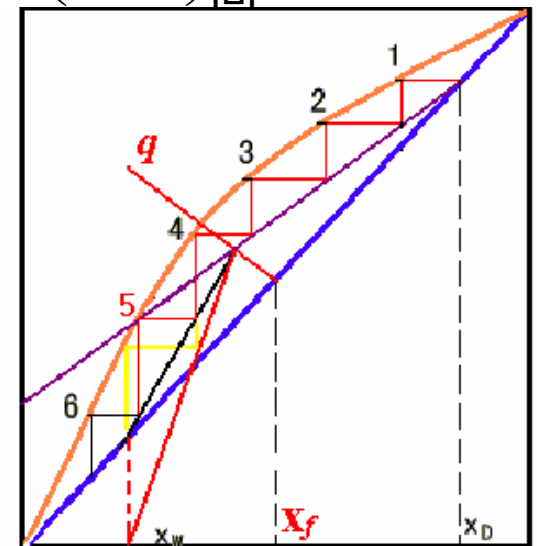
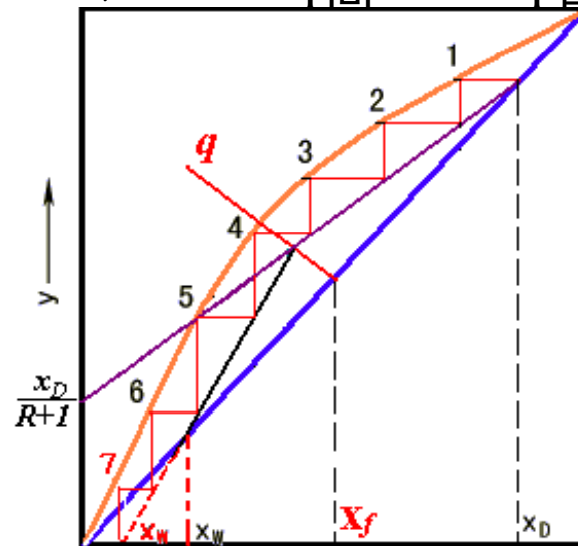


4. 试比较直接蒸汽加热与间接蒸汽加热。 ( $>, =, <$ )

①  $x_f, x_D, R, q, D/F$  相同, 则  $N_{T\text{间}} < N_{T\text{直}}, x_{w\text{间}} > x_{w\text{直}}$ ;

②  $x_f, x_D, R, q, x_w$  相同, 则  $N_{T\text{间}} > N_{T\text{直}}, (D/F)_{\text{间}} > (D/F)_{\text{直}}$ ;

精馏段操作线相同



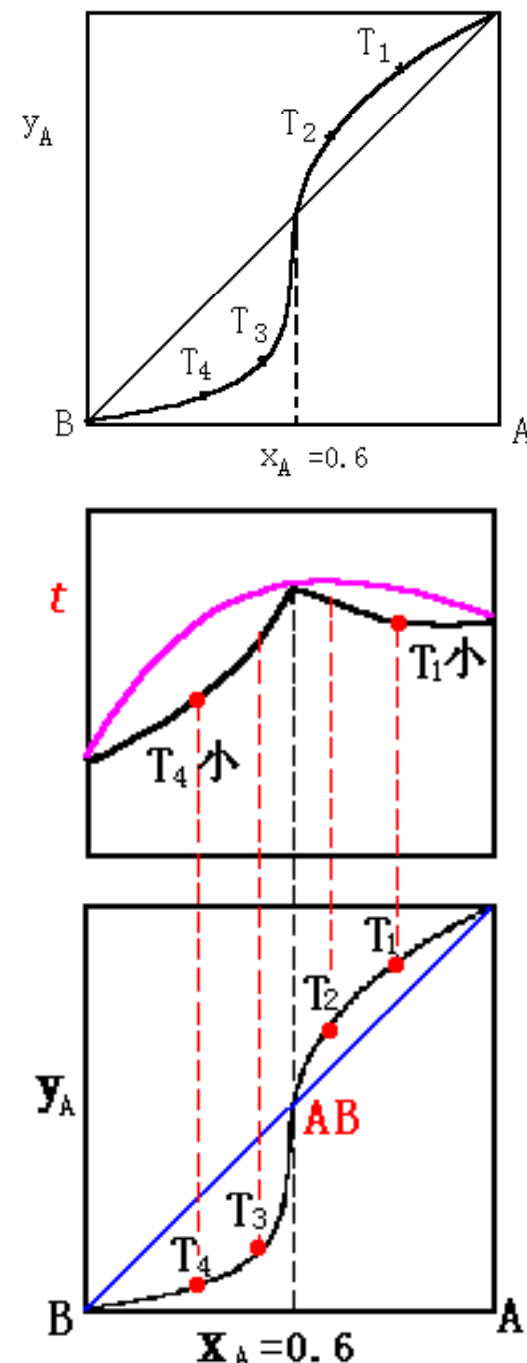
$$(1) \quad \frac{W}{S} = \frac{RD / F + q}{(R + 1)D / F - (1 - q)} = \frac{\bar{L}}{\bar{V}}$$

$$(2) \quad \frac{W}{S} = \frac{\bar{L}}{\bar{V}} = \frac{R}{(R + 1)} + \frac{M}{(R + 1)D / F - (1 - q)}$$

\*5. 某A、B混合物汽、液关系如图。

- ① 比较 $T_1 < T_2$ ,  $T_3 > T_4$ ;
- ② 用精馏方法将A、B分离, R充分大, 采出率有利于分离。  $N_T = \infty$ , 当 $x_f = 0.4$ 时, 塔顶产品是 B, 塔底产品是 AB; 当 $x_f = 0.8$ 时, 塔顶产品是 A, 塔底产品是 AB; (A, B, AB)

塔顶温度低, 塔底温度高



6. 操作中, 若  $\bar{V}$  下降, 而回流量和进料状态 ( $F, x_f, q$ ) 仍保持不变, 则  $R$   $\uparrow$ ,  $x_D$   $\uparrow$ ,  $x_w$   $\downarrow$  增加  $L/V$   $\uparrow$ 。

精馏段:

$$V = [\bar{V} \downarrow + (1 - q)F] \downarrow \Rightarrow D = [V \downarrow - L] \downarrow \Rightarrow R = \frac{L}{D} \uparrow$$

$$\Rightarrow \frac{L}{V} \uparrow \quad \text{有利于 } x_D$$

提馏段:

$$\bar{L} = L + qF \quad \text{不变} \quad \Rightarrow \frac{\bar{L}}{V} \uparrow \quad \text{不利于 } x_w$$

7. 芬斯克方程的应用条件是什么？ 全回流

若  $x_w = 0.01$ ，已知  $x_{D1} = 0.9$  时为  $N_{T, \min 1}$ ， $x_{D2} = 0.99$  时为  $N_{T, \min 2}$ ，则  $N_{T, \min 2}$  与  $N_{T, \min 1}$  的比值为 1.35:1。

$$x_D = 0.9, x_w = 0.01$$

$$N_{T \min 1} = \frac{\log\left[\left(\frac{0.9}{0.1}\right)_D / \left(\frac{0.99}{0.01}\right)_w\right]}{\log \alpha} = \frac{\log 891}{\log \alpha}$$

$$x_D = 0.99, x_w = 0.01$$

$$N_{T \min 2} = \frac{\log\left[\left(\frac{0.99}{0.01}\right)_D / \left(\frac{0.99}{0.01}\right)_w\right]}{\log \alpha} = \frac{\log 9801}{\log \alpha}$$

$$\therefore N_{T \min 2} : N_{T \min 1} = 1.35 : 1$$

8.操作中精馏塔若采用 $R < R_m$ ，其它条件不变，则  
 $x_D$  变小，  $x_w$  变大。

操作型问题

$R$ 应大于 $R_{min}$ ，当  $R < R_{min}$  时，  
 $\because N$  一定， $\therefore$  只能降低产品质量。

9.操作时，若 $F$ ， $D$ ， $x_f$ ， $q$ ，加料板位置， $R$ 不变，而使操作的总压减小，则 $x_D$  增大，  $x_w$  减小。

$P \downarrow \alpha \uparrow$  而塔板数一定，则分离效果变好

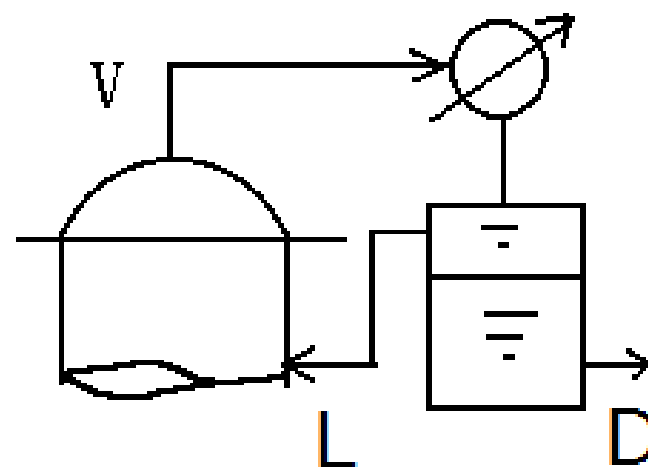
\*10. V汽中含有A, B, C, 其中含A30% (mol%) ,  
上层供回流, 下层作产品, 两层组成

如下: 上层: A, 45%; B, 10%; C, 45%;

下层: A, 3%; B, 90%; C, 7%;

则: ① 回流比= 1.8;

② V汽中B含量= 38.6 %。





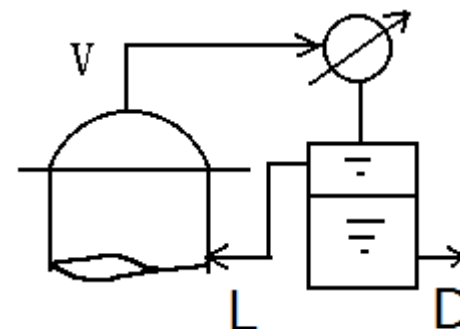
## 精馏段物料衡算

$$\left\{ \begin{array}{l} V = L + D \\ 0.3V = 0.45L + 0.03D \end{array} \right.$$

$$\Rightarrow \frac{L}{D} = \frac{0.27}{0.15} = 1.8$$

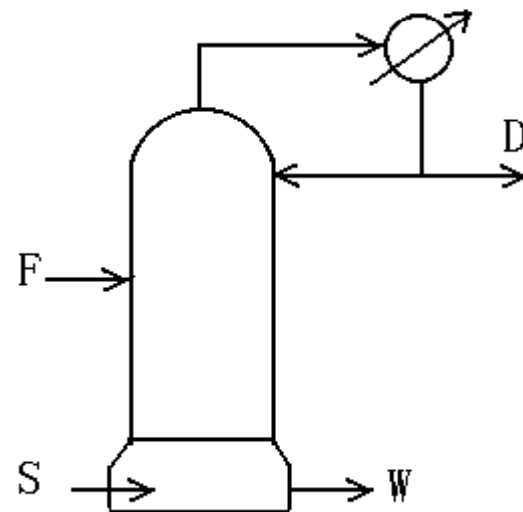
$$y_B \cdot V = 0.1L + 0.9D$$

$$\Rightarrow y_B = \frac{0.1R + 0.9}{R + 1} = 0.386$$



三、用精馏分离某水溶液，水为难挥发组分，进料  $F=1\text{kmol/s}$ ,  $x_f=0.2$  (mol%,下同)，以饱和液体状态加入塔中部，塔顶采出量  $D=0.3\text{kmol/s}$ ,  $x_D=0.6$ ,  $R=1.2R_{\min}$ , 系统  $\alpha=3$ , 塔釜用饱和水蒸气直接通入加热。

试求：① 回流比； ② 蒸汽通入量； ③ 提馏段操作线； ④ 设计时，若  $N_T=\infty$ ，为达到题给的  $x_D$ ,  $D$ ，塔釜  $x_w$  的最大值为多少？



(1) 求最小回流比

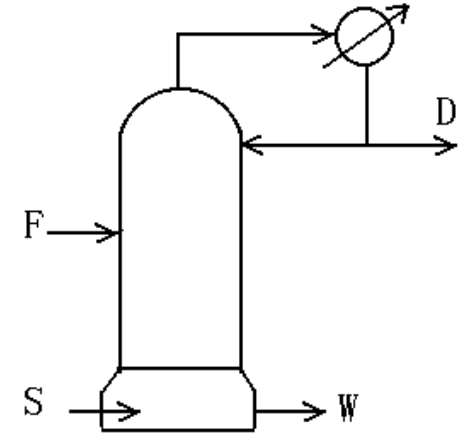
$$\because q = 1 \quad \therefore x_e = x_f = 0.2$$

$$y_e = \frac{\alpha x_e}{1 + (\alpha - 1)x_e} = \frac{3 \times 0.2}{1 + 2 \times 0.2} = \frac{0.6}{1.4} = 0.429$$

$$\frac{R_{\min}}{R_{\min} + 1} = \frac{y_D - y_e}{x_D - x_e}$$

$$\therefore R_{\min} = \frac{y_D - y_e}{y_e - x_e} = \frac{0.6 - 0.429}{0.429 - 0.2} = 0.747$$

$$\therefore R = 1.2R_{\min} = 0.9$$



(2) 提馏段物料衡算:

$$S + \bar{L} = W + \bar{V}$$

$$\therefore S = \bar{V} = V = (R + 1)D = 1.9 \times 0.3 = 0.57(\text{kmol} / \text{s})$$

(3)  $W = F + S - D = 1 + 0.57 - 0.3 = 1.27(\text{kmol} / \text{s})$

或  $W = \bar{L} = RD + qF = 0.9 \times 0.3 + 1 = 1.27(\text{kmol} / \text{s})$

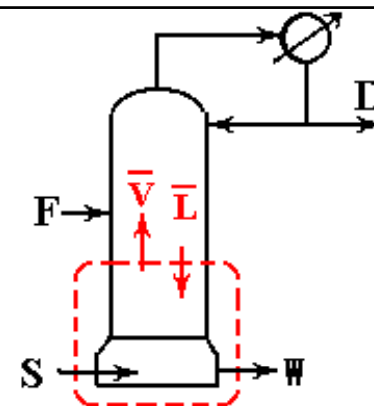
$$Wx_w = Fx_f - Dx_D = 1 \times 0.2 - 0.3 \times 0.6 = 0.02$$

对控制体进行物料衡算:

$$\therefore \bar{V}y_{m+1} + Wx_w = \bar{L}x_m$$

$$y_{m+1} = \frac{\bar{L}}{\bar{V}}x_m - \frac{W}{\bar{V}}x_w = \frac{W}{S}x_m - \frac{W}{S}x_w = \frac{1.27}{0.57}x_m - \frac{0.02}{0.57}$$

$$y_{m+1} = 2.228x_m - 0.035$$



(4) 全塔物料衡算:

$$\begin{cases} F + S = W + D \\ Fx_f = Dx_D + Wx_w \end{cases}$$

$$x_w = \frac{Fx_f - Dx_D}{W}$$

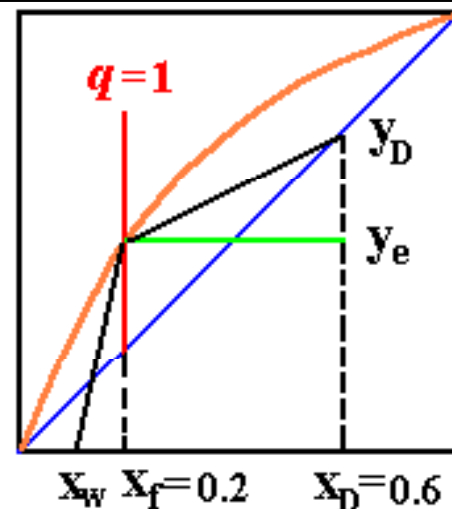
$Fx_f - Dx_D$  不变

当  $S \rightarrow S_{\min}$  时,  $W \rightarrow W_{\min}$   $x_w \rightarrow x_{w\max}$

$$S = (R+1)D$$

当  $R = R_{\min}$  时  $N_T = \infty$

$$\therefore S_{\min} = (R_{\min} + 1)D = (0.74 + 1) \times 0.3 = 0.524(\text{kmol} / \text{s})$$



$$W_{\min} = F + S_{\min} - D = 1 + 0.524 - 0.3 = 1.22(\text{kmol} / \text{s})$$

$\because F x_F, D x_D$  不变  $\therefore W x_w$  也不变

$$\therefore x_{w \max} = \frac{0.02}{1.22} = 0.0163$$

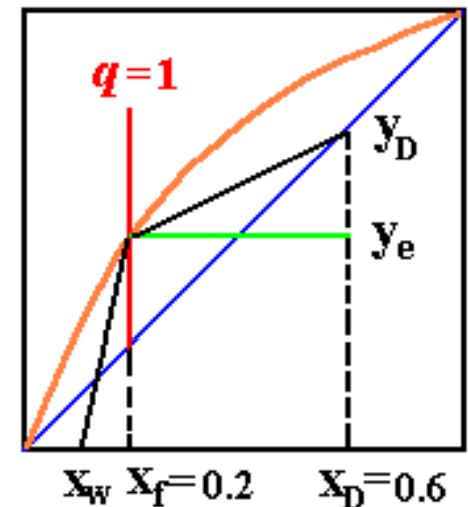
另解：

$$\frac{W}{S} = \frac{\bar{L}}{\bar{V}} = \frac{R_{\min} D + F}{(R_{\min} + 1)D} = \frac{0.747 \times 0.3 + 1}{1.747 \times 0.3} = 2.34$$

提馏段斜率：

$$\frac{W}{S} = \frac{y_e - 0}{x_f - x_{w \max}} = \frac{0.429}{0.2 - x_{w \max}}$$

$$\therefore x_{w \max} = 0.0163$$



四、某精馏塔用于分离苯-甲苯混合液,进料量 $F=30\text{kmol/h}$ , 其中苯的摩尔分率 $x_F=0.5$ 。进料为汽液混合物, 汽液比为2:3, 要求塔顶、塔底产品中苯的摩尔分率分别为 $x_D=0.95$ ,  $x_W=0.10$ , 采用回流比为最小回流比的1.5倍, 操作条件下可取系统的平均相对挥发度 $\alpha=2.45$ 。

试求: (1) 塔顶、塔底的产品量;

(2) 最小回流比 $R_{\min}$ ;

(3) 精馏段和提馏段操作线方程;

(4) 若塔顶设全凝器, 各塔板可视为理论板, 求离开第二块板 (自塔顶向下数) 蒸汽和液体的组成。

$$q = \frac{3}{5} = 0.6$$

$$(1) \quad \frac{D}{F} = \frac{x_f - x_w}{x_D - x_w} = \frac{0.5 - 0.1}{0.95 - 0.1} = 0.47$$

$$\Rightarrow D = 14.12 \quad kmol / h$$

$$W = 15.88 \quad kmol / h$$

$$(2) \quad q\text{线方程: } y = \frac{q}{q-1}x - \frac{x_f}{q-1} = -1.5x + 1.25$$

$$\begin{aligned} \text{相平衡方程: } y &= \frac{\alpha x}{1 + (\alpha - 1)x} \\ &= \frac{2.45x}{1 + 1.45x} \end{aligned}$$



联列求得:  $x_e = 0.412$        $y_e = 0.6319$

$$\frac{R_{\min}}{R_{\min} + 1} = \frac{x_D - y_e}{x_D - x_e} = \frac{0.95 - 0.6319}{0.95 - 0.412} = 0.5913$$

$$R_{\min} = 1.45$$

(3)  $R = 1.5R_{\min} = 2.18$

精馏段操作线:

$$y = \frac{R}{R + 1}x + \frac{x_D}{R + 1} = 0.69x + 0.3$$

提馏段操作线：

$$y = \frac{RD + qF}{(R + 1)D - (1 - q)F} x - \frac{Wx_w}{(R + 1)D - (1 - q)F}$$
$$= 1.47x - 0.048$$

(4) 对于全凝器：  $y_1 = x_D$

由相平衡：

$$y_1 = \frac{2.45x_1}{1 + 1.45x_1} \Rightarrow x_1 = 0.886$$

由精馏段方程：

$$y_2 = 0.69x_1 + 0.3 = 0.911$$

由相平衡：

$$y_2 = \frac{2.45x_2}{1 + 1.45x_2} \Rightarrow x_2 = 0.807$$