

练习八

第九章 精馏

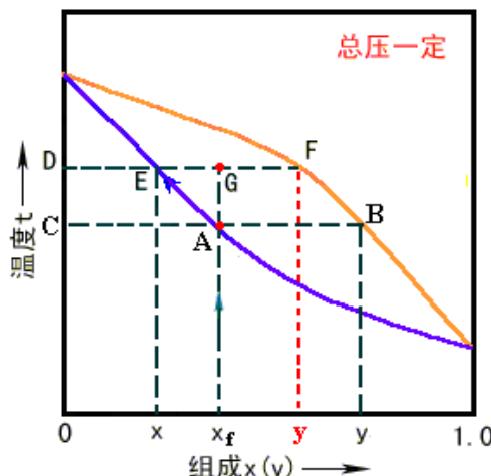
一、是非题

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 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 。 (√)

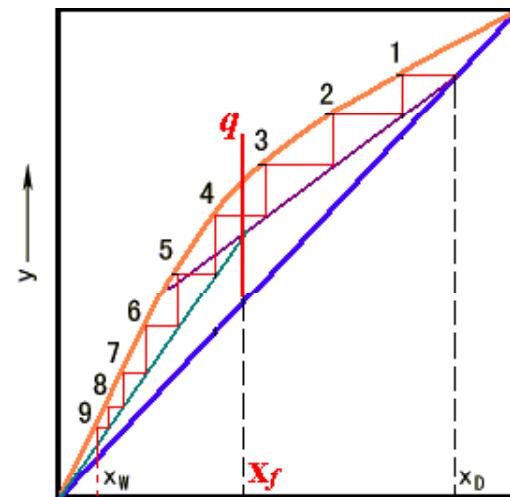
5. 操作中的某连续精馏塔，若其它条件不变，仅将加料板从最佳位置上移两块，则 x_D 下降， x_w 下降。
(X)

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, x_F , q ,
 R , α , x_D , x_w 中的 α 无关。
(X)

x_F, 与 α 有关。

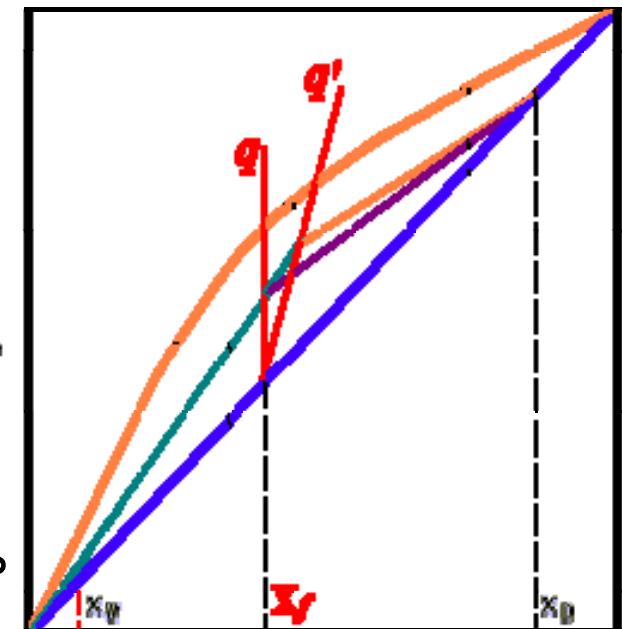
7. 设计时若 F , x_F , x_D , x_w , \bar{V} 均一定, 若将进料从 $q=1$ 变为冷液进料, 则 N_T 减少。

(×)

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。
()

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

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

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

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。 (✓)

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 \bar{V} 可保持原 x_D 值。 (✗)

$t_{\text{灵}} \uparrow \rightarrow$ 塔顶(泡点) $t_D \uparrow x_D \downarrow$
应加大能量投入，增大回流比，
 $\bar{V} \uparrow$

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

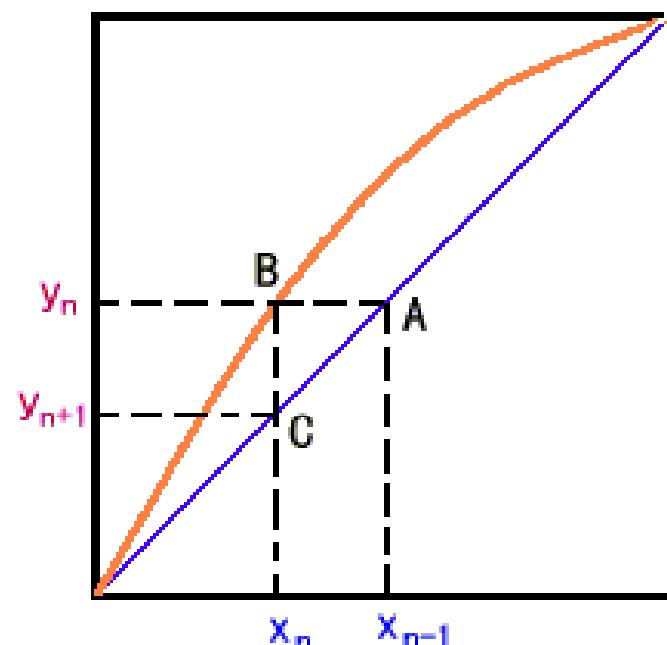
3. 理想物系的 $\alpha=2$, 在全回流下操作。已知某理论板上 $y_n=0.5$, 则 $y_{n+1}=\underline{1/3}$ 。

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

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

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

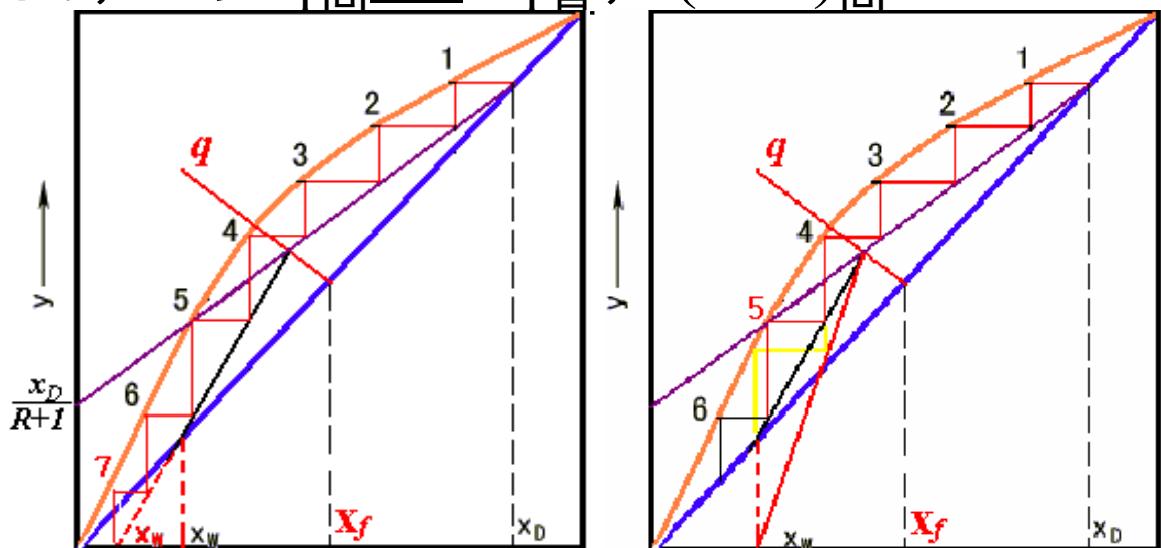
$$\therefore x_n = 1/3 = y_{n+1}$$



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

精馏段操作线相同



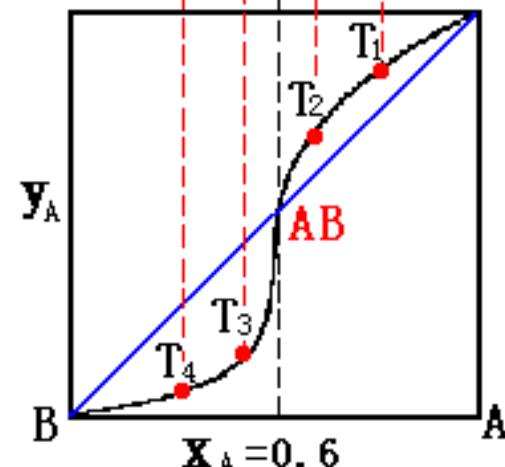
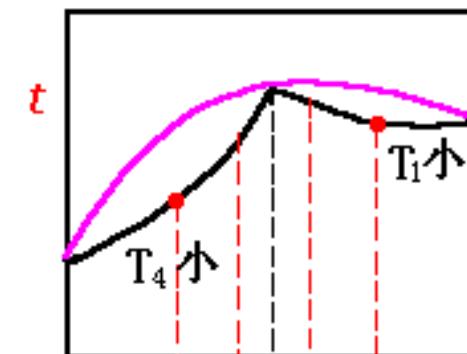
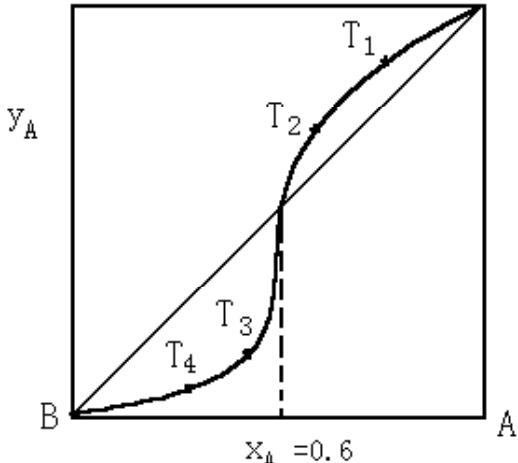
$$(1) \frac{W}{S} = \frac{RD/F + q}{(R+1)D/F - (1-q)} = \frac{\bar{L}}{\bar{V}}$$

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

*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：

$$\begin{aligned} V = [\bar{V} \downarrow + (1-q)F] \downarrow &\Rightarrow D = [V \downarrow - L] \downarrow \Rightarrow R = \frac{L}{D \downarrow} \uparrow \\ \Rightarrow \frac{L}{V \downarrow} \uparrow & \text{有利于 } x_D \end{aligned}$$

提馏段：

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

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 $N_{T_{min1}}$, $x_{D2} = 0.99$ 时为 $N_{T_{min2}}$, 则 $N_{T_{min2}}$ 与 $N_{T_{min1}}$ 的比值为 1.35:1。

$$x_D = 0.9, x_w = 0.01$$

$$N_{T_{min1}} = \frac{\log\left[\left(\frac{0.9}{0.1}\right)_D / \left(\frac{0.99}{0.01}\right)_w\right]}{\log \alpha} = \frac{\log 891}{\log \alpha}$$

$$x_D = 0.99, x_w = 0.01$$

$$N_{T_{min2}} = \frac{\log\left[\left(\frac{0.99}{0.01}\right)_D / \left(\frac{0.99}{0.01}\right)_w\right]}{\log \alpha} = \frac{\log 9801}{\log \alpha}$$

$$\therefore N_{T_{min2}} : N_{T_{min1}} = 1.35 : 1$$

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。

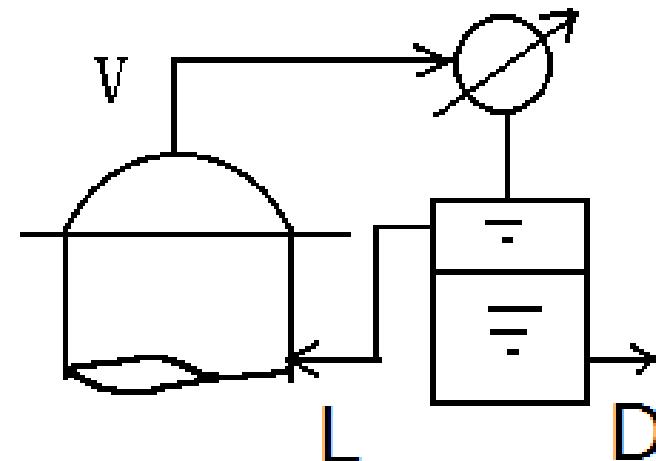
操作型问题

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

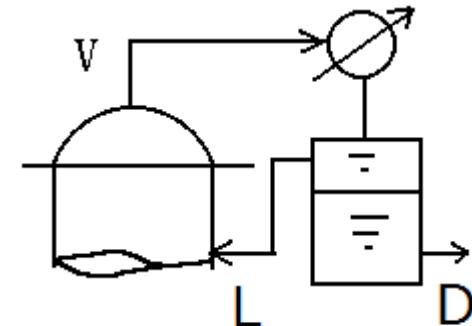
$$V = L + D$$

$$0.3V = 0.45L + 0.03D$$

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

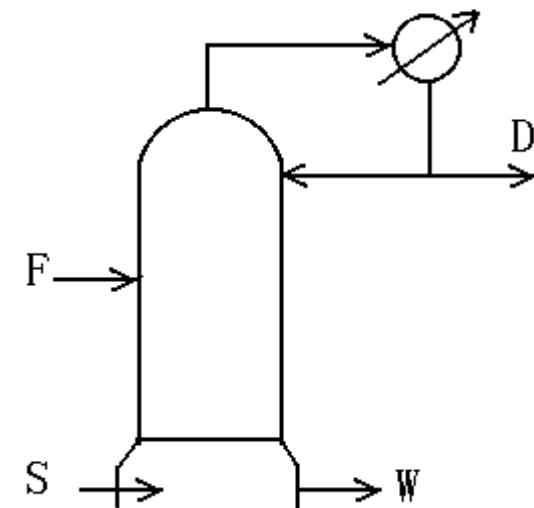
$$y_B \cdot V = 0.1L + 0.9D$$

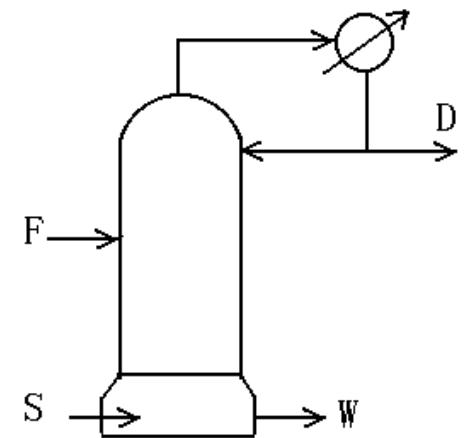
$$\Rightarrow y_B = \frac{0.1R + 0.9}{R + 1} = 0.386$$



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

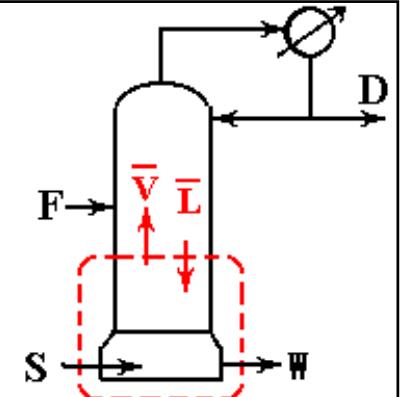
$$\because q = 1 \therefore x_e = x_f = 0.2$$

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

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

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

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



(2) 提馏段物料衡算:

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

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

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

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

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

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:

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

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

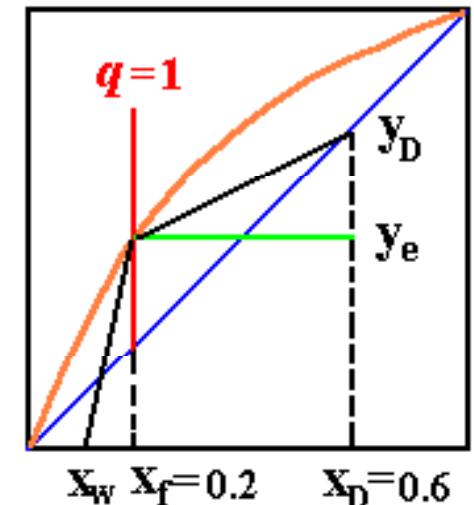
$Fx_f - Dx_D$ 不变

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 $N_T = \infty$

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



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

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

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

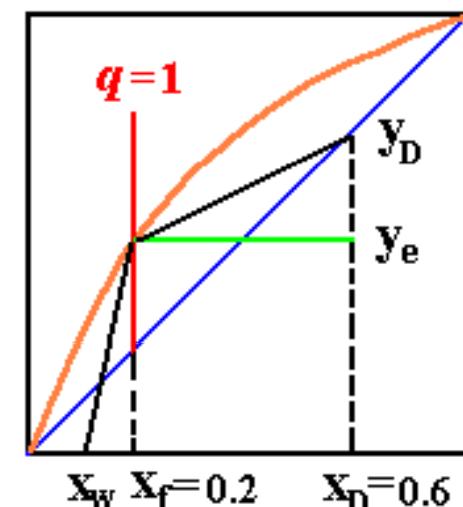
另解：

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

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。

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

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

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

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

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

$$\text{相平衡方程: } y = \frac{\alpha x}{1 + (\alpha - 1)x}$$

$$= \frac{2.45x}{1 + 1.45x}$$

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：

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