



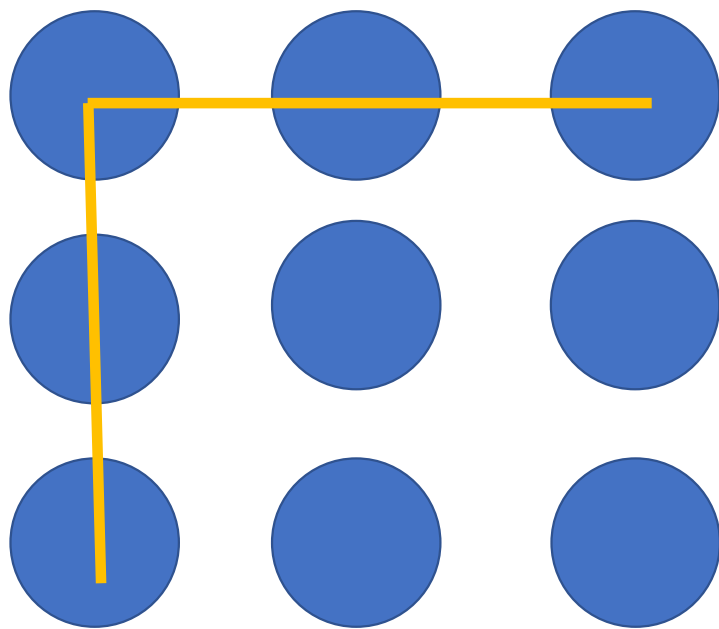
# 化工原理下

## 精 馏



# 签到-超星平台

---



# 知识点回顾

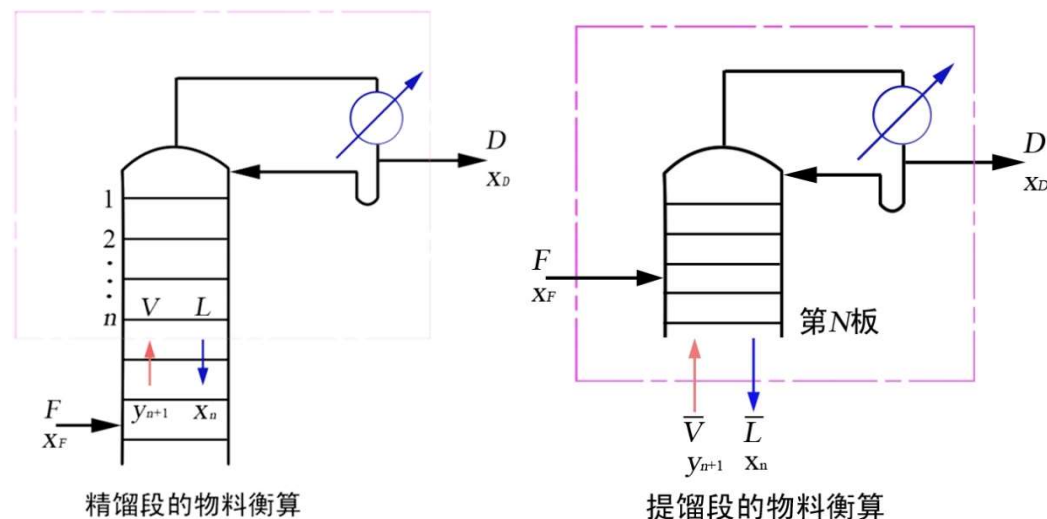
➤ **操作方程**：表示同一塔截面上汽液两相的浓度关系，由**物料衡算**得到

## 精馏塔操作方程

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

## 提馏段操作方程

$$y_{n+1} = \frac{\bar{L}}{\bar{V}} x_n + \frac{Dx_D - Fx_F}{\bar{V}} = \frac{RD + qF}{(R+1)D - (1-q)F} x_n + \frac{Dx_D - Fx_F}{(R+1)D - (1-q)F}$$



## 复习

### $R_{\min}$ 求取

1、用精馏塔分离某水溶液，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  $D=0.3\text{kmol/s}$ ,  $x_D=0.6$ , 系统  $\alpha=3$ 。试求：最小回流比

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

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

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

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

饱和蒸汽  
进料如何？

2、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 $x_D=0.95$ ， $x_W=0.10$ ，相对挥发度 $\alpha=2.45$ 。

试求：最小回流比 $R_{\min}$ ；

解：
$$q = \frac{3}{5} = 0.6$$

q线方程：
$$y = \frac{q}{q-1}x - \frac{x_f}{q-1} = -1.5x + 1.25$$

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

$$x_e = 0.412 \quad y_e = 0.6319$$

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

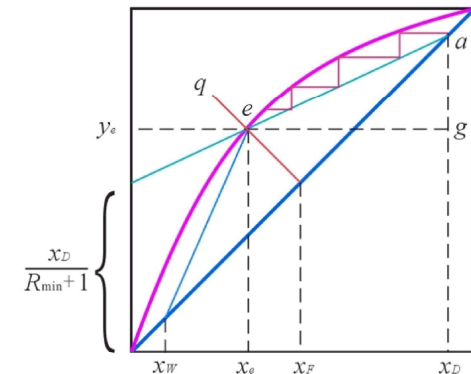
$$R_{\min} = 1.45$$

## 已知 $x_f$ 不同的 $q$ 状态 $R_m$ 的求解

$$\frac{R_m}{R_m + 1} = \frac{x_D - y_e}{x_D - x_e} \quad y_e = \frac{\alpha x_e}{1 + (\alpha - 1)x_e}$$

$$q = 0 \quad y_e = x_f \quad x_e = \frac{y_e}{\alpha - (\alpha - 1)y_e}$$

$$q = 1 \quad x_e = x_f \quad y_e = \frac{\alpha x_e}{1 + (\alpha - 1)x_e}$$



最小回流比

$$0 < q < 1 \quad \text{汽: 液} = 1:4 \quad q = \frac{4}{1+4} = 0.8$$

$$y_e = \frac{q}{q-1} x_e - \frac{x_f}{q-1} \quad \left\{ \begin{array}{l} y = \frac{q}{q-1} x - \frac{x_f}{q-1} \\ y = \frac{\alpha x}{1 + (\alpha - 1)x} \end{array} \right. \Rightarrow \left\{ \begin{array}{l} x = x_e \\ y = y_e \end{array} \right.$$

## 设计型 例题

**例** 一连续常压精馏塔用于分离双组分混合物。原料液 $x_F=0.40$ (摩尔分率, 下同), 进料状况为汽液混合物, 其摩尔比为汽/液=3/2, 塔顶 $x_D=0.97$ , 塔釜 $x_W=0.02$ , 若该物系的相对挥发度 $\alpha=2$ , 操作时采用的回流比 $R=1.6R_{\min}$ , 试计算:

- (1) 易挥发组分的回收率和难挥发组分回收率;
- (2) 最小回流比 $R_{\min}$ ;
- (3) 提馏段操作线的数值方程;



解: (1)  $\frac{D}{F} = \frac{x_f - x_w}{x_D - x_w} = \frac{0.40 - 0.02}{0.97 - 0.02} = 0.4$

$$\eta = \frac{Dx_D}{Fx_f} = 0.4 \times \frac{0.97}{0.40} = 0.97$$

$$\eta_B = \frac{W(1 - x_w)}{F(1 - x_f)} = \left(1 - \frac{D}{F}\right) \left(\frac{1 - 0.02}{1 - 0.4}\right) = 0.6 \times 1.633 = 0.98$$

(2)  $q = \frac{2}{3 + 2} = 0.4$

$q$ 线方程  $y = \frac{q}{q-1}x - \frac{x_f}{q-1} = -\frac{2}{3}x + \frac{2}{3}$

平衡线方程  $y = \frac{2x}{1+x}$

两线相交  $\frac{2}{3}(1-x) = \frac{2x}{1+x}$

$$\therefore x^2 + 3x - 1 = 0$$

$$\text{得 } x_e = 0.303, \quad y_e = 0.465$$

$$R_{\min} = \frac{x_D - y_e}{y_e - x_e} = \frac{0.97 - 0.465}{0.465 - 0.303} = 3.12$$

$$(3) \quad R = 1.6R_{\min} = 1.6 \times 3.12 = 5.0$$

$$\text{提馏段 } \bar{L} = RD + qF = 5 \times 0.4F + 0.4F = 2.4F$$

$$\bar{V} = \bar{L} + D - F = (2.4 + 0.4 - 1)F = 1.8F$$

$$y = \frac{\bar{L}}{\bar{V}}x - \frac{Wx_w}{\bar{V}} = \frac{2.4}{1.8}x - \frac{0.6 \times 0.02}{1.8} = 1.33x - 0.0067$$

### 例题

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 $R$ 为2.18, 操作条件下可取系统的平均相对挥发度 $\alpha = 2.45$ 。塔顶设全凝器。

试求:

- ① 第一块塔板下降的液体组成 $x_1$ 为多少?
- ② 离开第二块板蒸汽和液体的组成。

解：精馏段操作线：

$$y_{n+1} = \frac{R}{R+1} x_n + \frac{x_D}{R+1} = 0.69 x_{n+1} + 0.3$$

对于全凝器：  $y_1 = x_D = 0.95$

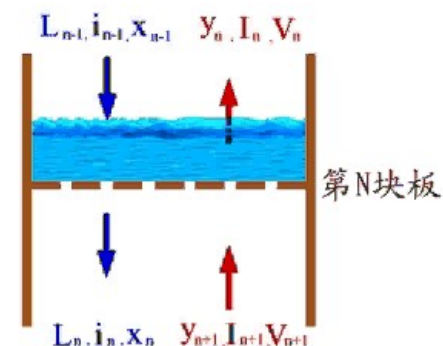
由相平衡：  $y_1 = \frac{2.45x_1}{1+1.45x_1} \Rightarrow x_1 = 0.886$

$x_1$ 既为第一块板下降的液体组成，也为进入第二块板的液体组成。

由精馏段方程：  $y_2 = 0.69x_1 + 0.3 = 0.911$

由相平衡：  $y_2 = \frac{2.45x_2}{1+1.45x_2} \Rightarrow x_2 = 0.807$

离开第二块板的蒸汽和液相组成分别为 $y_2$ 和 $x_2$



## 9.4 精馏

### 板效率

表达实际塔板与理论板的差异。

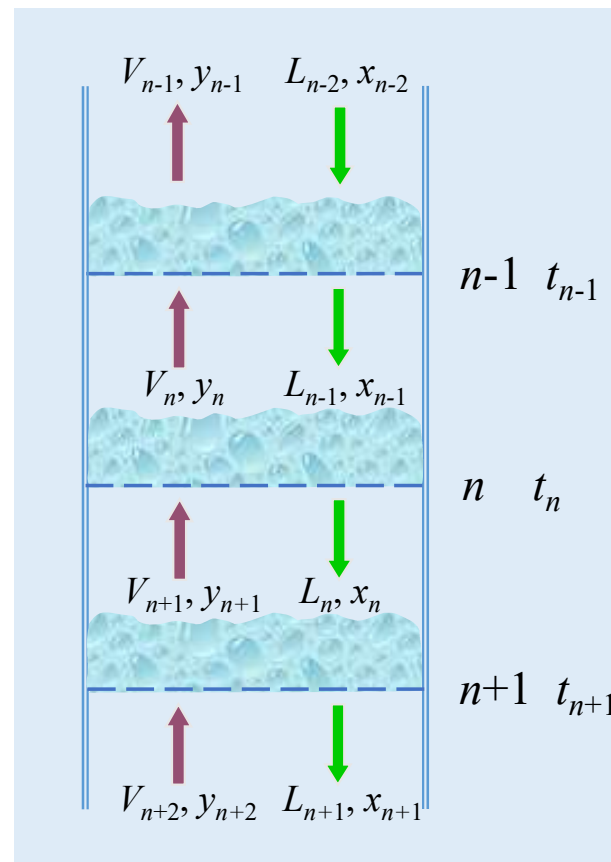
#### a. 汽相默弗里板效率

$$E_{mV} = \frac{y_n - y_{n+1}}{y_n^* - y_{n+1}} \quad y_n^* = f(x_n)$$

#### b. 液相默弗里板效率

$$E_{mL} = \frac{x_{n-1} - x_n}{x_{n-1} - x_n^*} \quad x_n^* = \varphi(y_n)$$

**优点：**对**复杂的精馏**问题分步解决，先求理论板数，再确定板效率，最后求实际板数。



实际板：  $t_n \neq \varphi(x_n), y_n \neq f(x_n)$

## 9.4 精馏

---

### 塔板默弗里效率

#### 例题

一精馏塔，原料液组成为0.5（摩尔分率），饱和蒸气进料。已知塔顶气相组成为0.9，精馏段操作线方程为 $y=0.833x+0.15$ 。塔釜用间接蒸气加热，塔顶全凝器，泡点回流。全塔平均 $\alpha=3.0$ ，塔顶第一块塔板默弗里效率 $E_{ml}=0.6$ ，求离开塔顶第二块塔板的气相组成。

解：对于全凝器

$$x_D = y_1 = \frac{\alpha x_1^*}{1 + (\alpha - 1)x_1^*} = 0.9$$

$$x_1^* = \frac{y_1}{\alpha - (\alpha - 1)y_1} = \frac{0.9}{3 - 2 \times 0.9} = 0.75$$

第1块板塔板  
液相默弗里效率

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

$$E_{mL_1} = \frac{x_D - x_1}{x_D - x_1^*} = 0.6$$

$$\frac{0.9 - x_1}{0.9 - 0.75} = 0.6$$

$$x_1 = 0.81 \quad y = 0.833x + 0.15$$

$$y_2 = 0.833 \times 0.81 + 0.15 = 0.825$$

在一常压精馏塔内分离苯和甲苯混合物，塔顶为全凝器，塔釜间接蒸汽加热，平均相对挥发度为2.47，饱和蒸汽进料。若全回流操作时，塔顶第一块塔板的气相默弗里板效率为0.6，全凝器液相组成为0.98，求由塔顶第二块板上升的气相组成。

解：塔板默弗里效率  $E_{mV_1} = \frac{y_1 - y_2}{y_1^* - y_2}$

全回流  $y_2 = x_1$   $y_1^* = \frac{\alpha x_1}{1 + (\alpha - 1)x_1} = \frac{2.47 y_2}{1 + 1.47 y_2}$

已知  $y_1 = 0.98$   $\frac{0.98 - y_2}{y_1^* - y_2} = 0.6 \Rightarrow y_2 = 0.9693$



## 9.5 双组分精馏的设计型计算

### 双组分精馏过程的其他类型

#### 1、直接蒸汽加热

直接蒸汽加热**不影响精馏段操作线。**

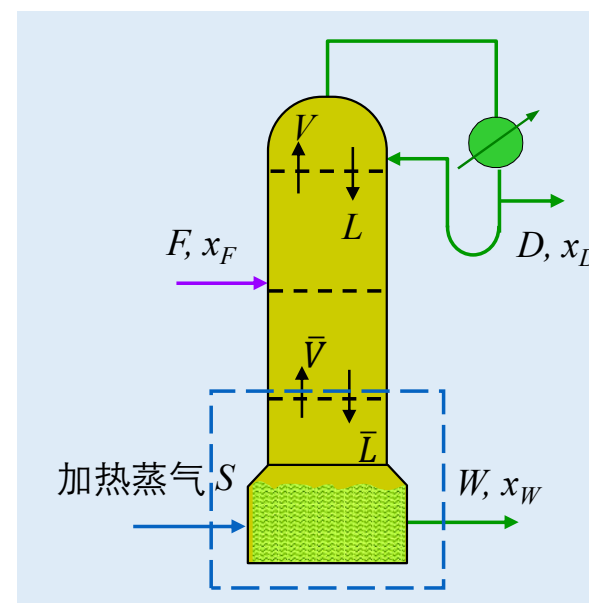
精馏段操作方程:  $y_{n+1} = \frac{R}{R+1} x_n + \frac{x_D}{R+1}$

提馏段操作方程:

$$\begin{cases} \bar{L} + S = \bar{V} + W \\ \bar{L}x_n = \bar{V}y_{n+1} + Wx_w \end{cases}$$

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

此式表现形式与间接蒸汽加热时相同。



## 9.5 双组分精馏的设计型计算

Principles of Chemical Engineering

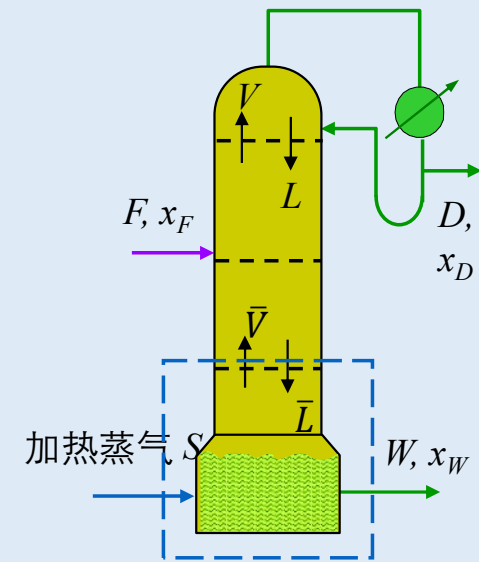
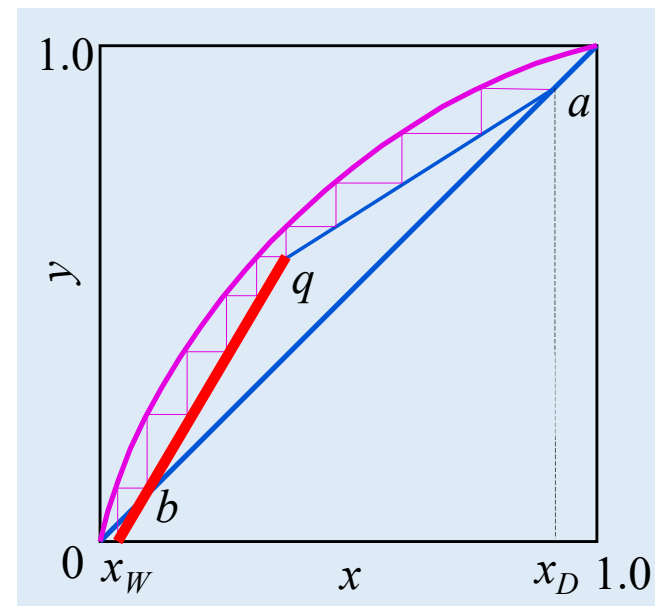
### 直接蒸汽加热

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

$$y_{n+1} = \frac{W}{S} x_n - \frac{W}{S} x_w$$

饱和蒸汽  
 $\bar{V} = S, \bar{L} = W$

特点：在 $y \sim x$ 图中，  
通过 $x = x_w, y = 0$ 的点。



## 9.5 双组分精馏的设计型计算

### 直接蒸汽和间接蒸汽精馏比较

①  $F, x_F, q, R, x_D, x_W$  相同, 比较**能耗**及 $\eta_{\text{顶}}$ 和**塔板数N**

$$\eta = \frac{D x_D}{F x_f}$$

(1) 直接蒸汽加热  $\frac{D}{F} = \frac{x_F - x_W (1 + S/F)}{x_D - x_W}$

间接蒸汽加热  $\frac{D}{F} = \frac{x_F - x_W}{x_D - x_W}$

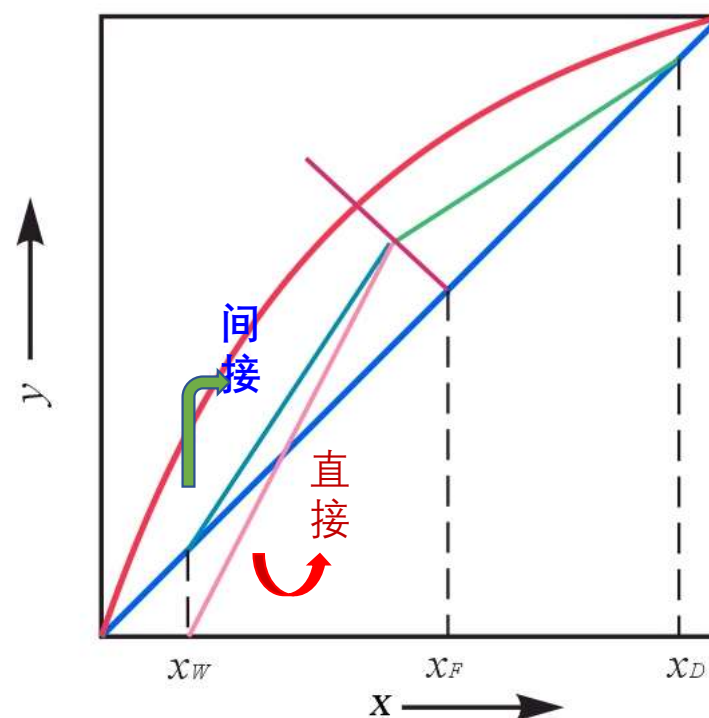
$$\left(\frac{D}{F}\right)_{\text{直}} < \left(\frac{D}{F}\right)_{\text{间}} \longrightarrow \eta_{\text{直}} < \eta_{\text{间}}$$

(2)  $V = (R+1)D, \bar{V} = V - (1-q)F$

由前知  $D_{\text{直}} < D_{\text{间}}$ , 又因  $R$  不变

$$\longrightarrow \bar{V}_{\text{直}} < \bar{V}_{\text{间}}, \text{直接能耗} \downarrow$$

(3) 由图可知,  $N_{T\text{直}} < N_{T\text{间}}$



## 9.5 双组分精馏的设计型计算

### 直接蒸汽和间接蒸汽精馏比较

②  $F, x_F, q, R, x_D, \eta$  相同, 比较**能耗、 $x_w$ 及 $N_T$**

(1)  $\eta = \frac{Dx_D}{Fx_F}$  相同  $\longrightarrow D$  相同

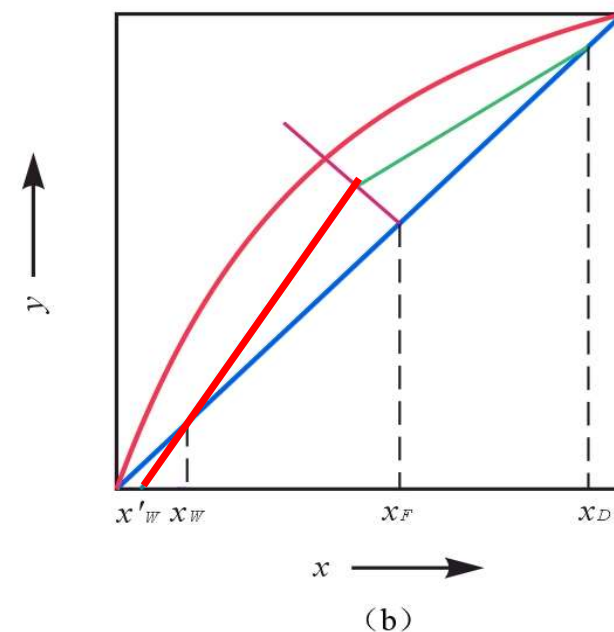
$V = (R+1)D, \bar{V} = V - (1-q)F$  相同

冷却及加热能耗相同。

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

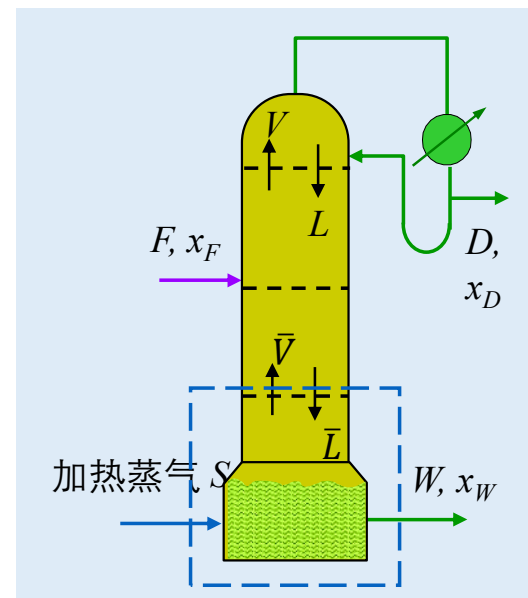
提馏段操作线斜率相同。

因 $S$ 冷凝后, 由釜底排出, 由图可知  $x_{w直} \downarrow, N_{T直} \uparrow$



## 问题一平台

某精馏塔设计时，若将塔釜由原来的间接蒸汽加热改为直接蒸汽加热，而保持  $x_f$ ， $F$ ， $D/F$ ， $q$ ， $R$ ， $x_D$  不变，则  $W$  \_\_\_\_\_， $x_w$  \_\_\_\_\_。提馏段操作线斜率 \_\_\_\_\_，理论板数 \_\_\_\_\_。（变大，变小，不变，不确定）



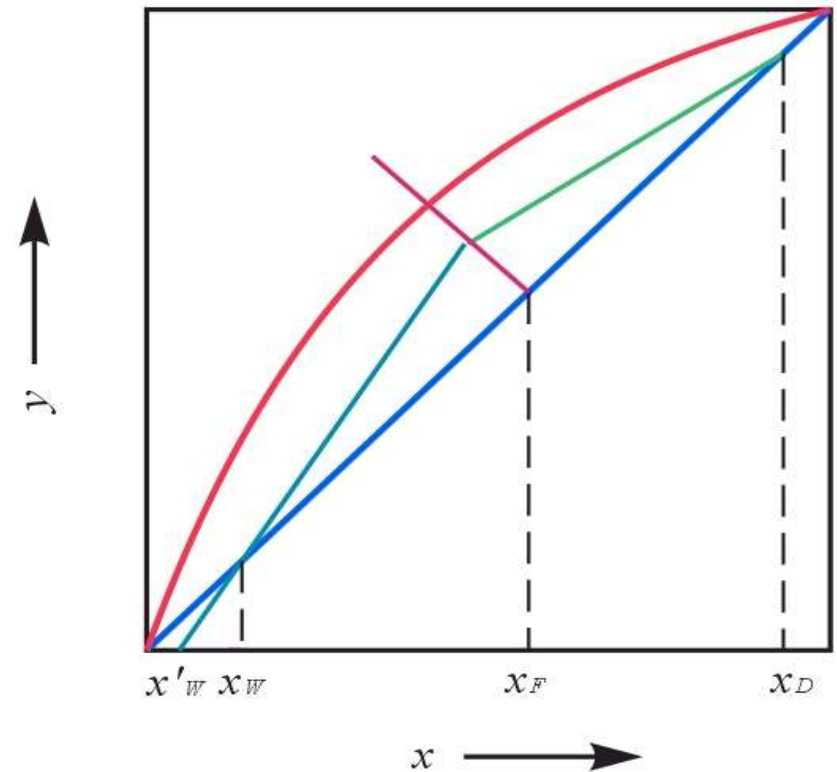
某精馏塔设计时，若将塔釜由原来的间接蒸汽加热改为直接蒸汽加热，而保持  $x_f$ ， $F$ ， $D/F$ ， $q$ ， $R$ ， $x_D$  不变，则  $W$  \_\_\_\_\_， $x_w$  \_\_\_\_\_。提馏段操作线斜率 \_\_\_\_\_，理论板数 \_\_\_\_\_。（变大，变小，不变，不确定）

$$\text{直: } \begin{cases} F + S = D + W^* \\ Fx_F + S \cdot 0 = Dx_D + W^*x_w^* \end{cases}$$

$$\text{间: } \begin{cases} F = D + W \\ Fx_F = Dx_D + Wx_w \end{cases}$$

$$W^* = W + S \rightarrow W^* > W$$

$$W^*x_w^* = Wx_w \rightarrow x_w^* < x_w$$



- ✓ 由图可知  $x_{w\text{直}} \downarrow$ ,
- ✓ 提馏段斜率不变
- ✓  $N_{T\text{直}} \uparrow$

## 9.5 双组分精馏的设计型计算

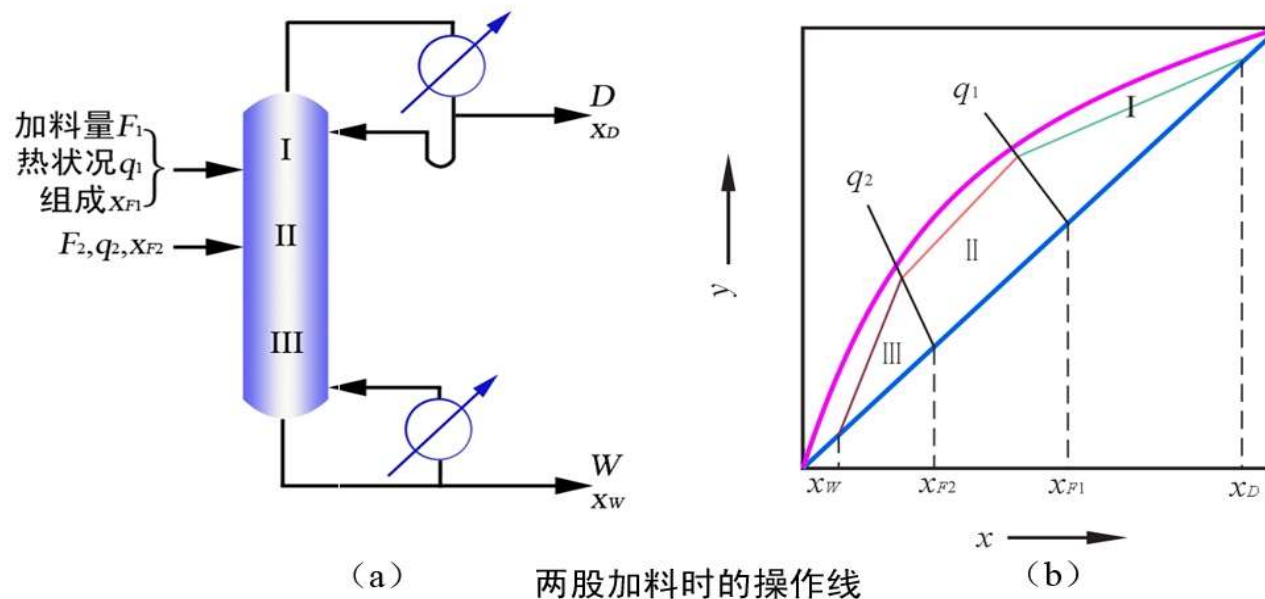
### 2、多股加料

浓度不同的料液在同一塔内分离。

回流比减小时，三操作线均向平衡线靠拢。挟点位置有多种可能。

#### 问题-平台

① 混合加料有利还是不利？



## 9.5 双组分精馏的设计型计算

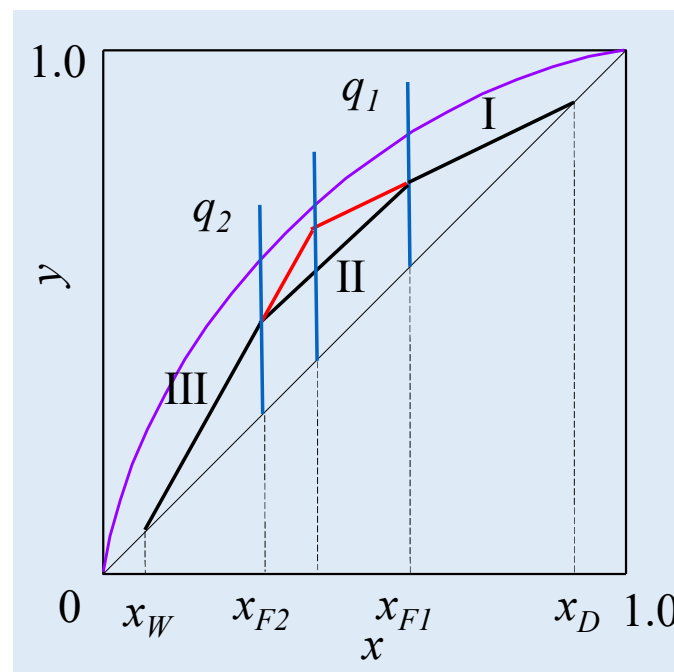
### ① 混合加料是否有利？

**比较：**为完成同样分离任务，两股分开进料与混合进料所需理论板数。

**结论：**混合进料需要更多理论板数。

**原因：**任何混合都是分离的逆过程，对传质不利。

对设计型问题，为完成同样分离任务将增加理论板数；对操作型问题，将使产品质量下降。





## 9.5 双组分精馏的设计型计算

### 多股加料操作性方程

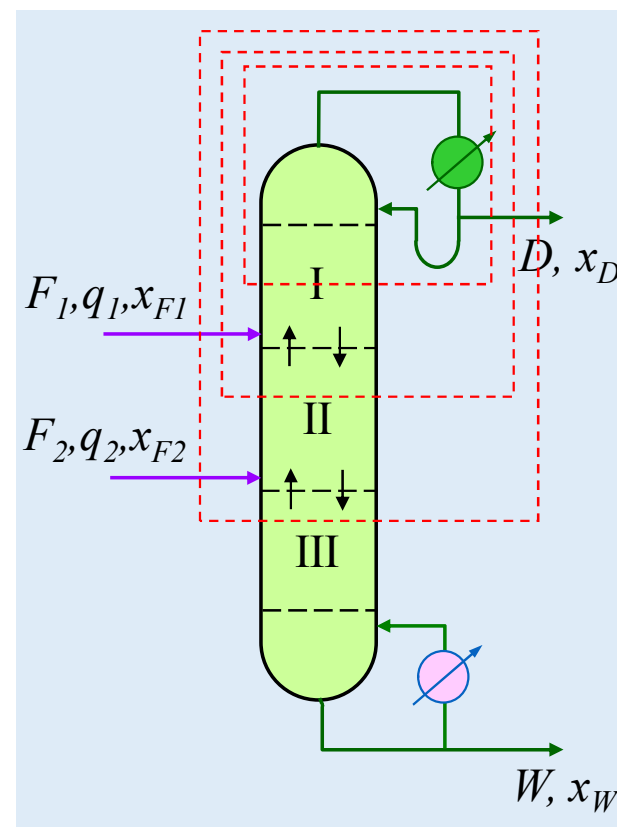
各段操作线方程:

$$\text{I段: } y_{n+1} = \left(\frac{L}{V}\right)_I x_n + \frac{Dx_D}{V_I}$$

$$\text{II段: } y_{n+1} = \left(\frac{L}{V}\right)_{II} x_n + \frac{Dx_D - F_1x_{F1}}{V_{II}}$$

$$\text{III段: } y_{n+1} = \left(\frac{L}{V}\right)_{III} x_n + \frac{Dx_D - F_1x_{F1} - F_2x_{F2}}{V_{III}}$$

$$y_{n+1} = \left(\frac{L}{V}\right)_{III} x_n - \frac{W}{V_{III}} x_w$$



## 过程分析

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

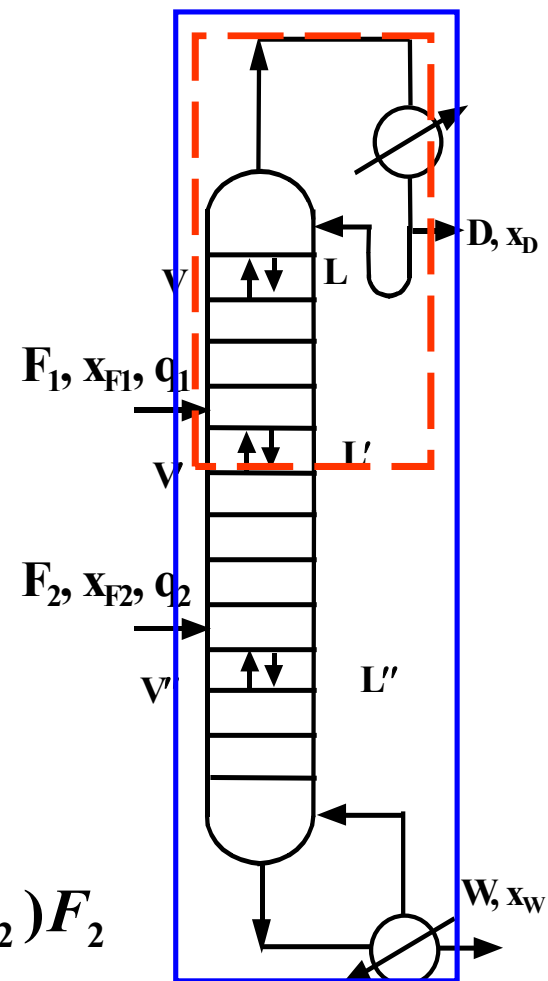
$$F_1 x_{f1} + F_2 x_{f2} = Dx_D + Wx_w$$

2. 精、提操作线方程不变

3. 两股进料之间的操作线方程可通过虚线范围内的物料衡算得到：

$$y_{n+1} = \frac{L'}{V'} x_n + \frac{Dx_D - F_1 x_{F1}}{V'}$$

$$\begin{cases} L' = L + q_1 F_1 \\ V' = V - (1 - q_1) F_1 \end{cases} \quad \begin{cases} L'' = L' + q_2 F_2 \\ V'' = V' - (1 - q_2) F_2 \end{cases}$$



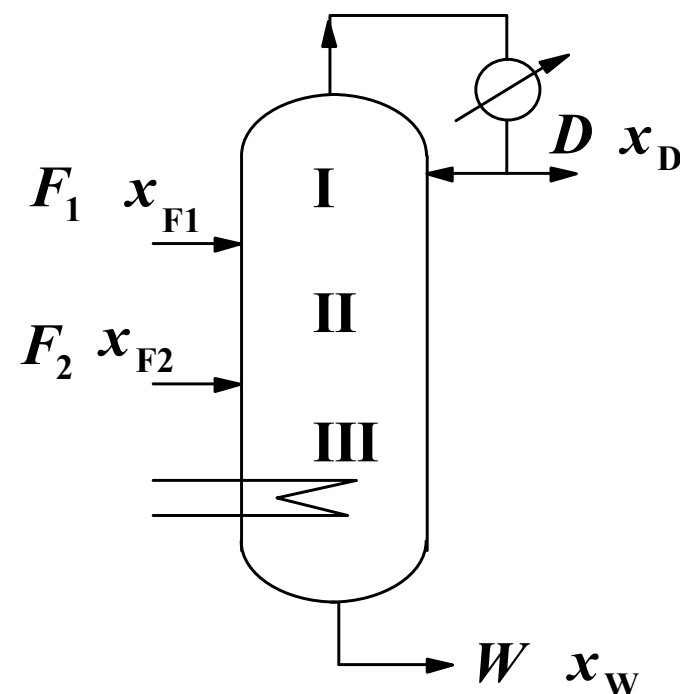
**例** 图为两股组成不同的原料液分别预热至泡点，从塔的不同部位连续加入精馏塔内。已知 $x_D=0.98$

$$x_{F1}=0.56 \quad x_{F2}=0.35$$

$$x_w=0.02(\text{以上均为摩尔比})$$

$$F_1=0.2F_2, \quad \alpha=2.4.$$

求：1) 塔顶易挥发组分的回收率



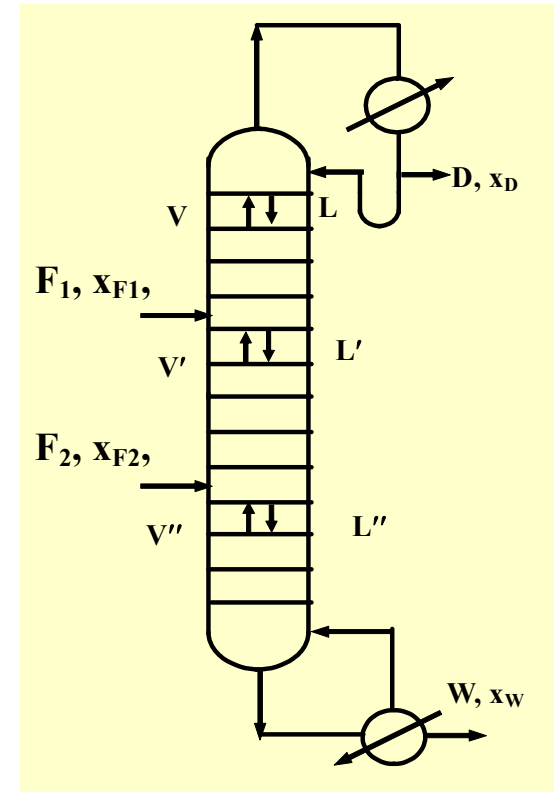
解: (1)  $x_D = 0.98$   
 $x_{F1} = 0.56$        $x_{F2} = 0.35$   
 $x_W = 0.02$

$$\left\{ \begin{array}{l} F_1 + F_2 = D + W \\ F_1 x_{f1} + F_2 x_{f2} = D x_D + W x_w \end{array} \right.$$

$$F_1 = 0.2 F_2$$

解得:  $\frac{D}{F_2} = 0.456$

$$\eta = \frac{D x_D}{F_1 x_{f1} + F_2 x_{f2}} = \frac{D x_D}{F_2 (0.2 x_{f1} + x_{f2})} = 96.7\%$$

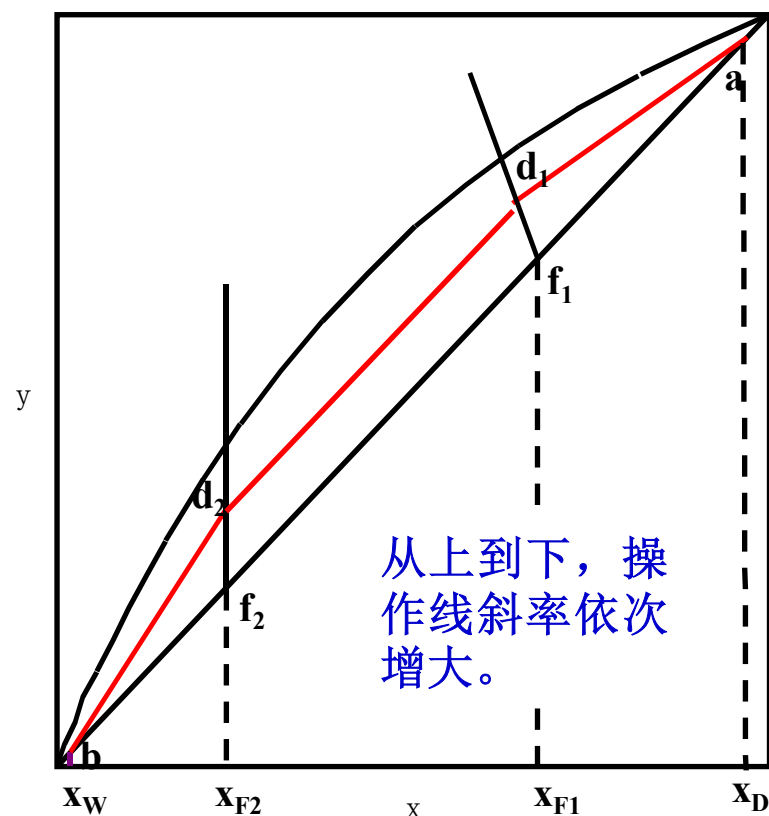
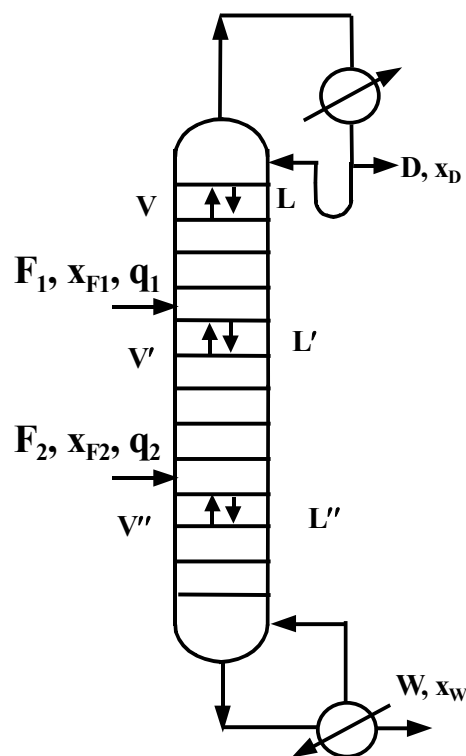


## 9.5 双组分精馏的设计型计算

② 多股进料如何确定最小回流比?

问题-平台

② 当多股进料时, 如何确定最小回流比?



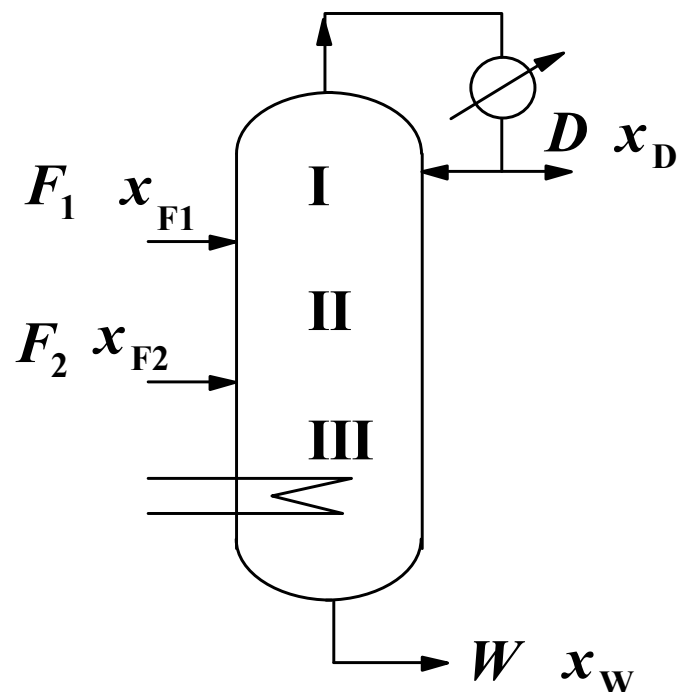
**例** 图为两股组成不同的原料液分别预热至泡点，从塔的不同部位连续加入精馏塔内。已知 $x_D=0.98$

$$x_{F1}=0.56 \quad x_{F2}=0.35$$

$x_W=0.02$ (以上均为摩尔比)

$$F_1=0.2F_2, \quad \alpha=2.4.$$

求： 2) 为达到上述分离要求所需 $R_{\min}$



解： 2、两股加料，三段操作线，出现两个挟点

$A$ 点挟紧时， $q_{f2} = 1 \quad \therefore x_A = x_{f2} = 0.35$

$$y_A = \frac{\alpha x_A}{1 + (\alpha - 1)x_A} = 0.564$$

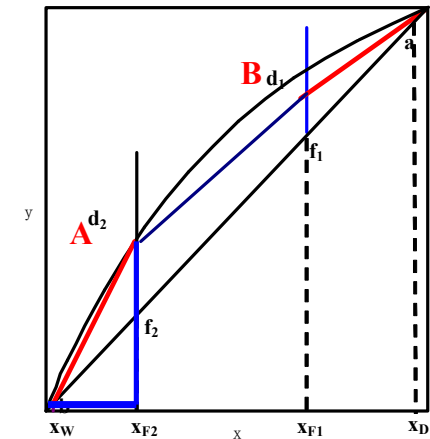
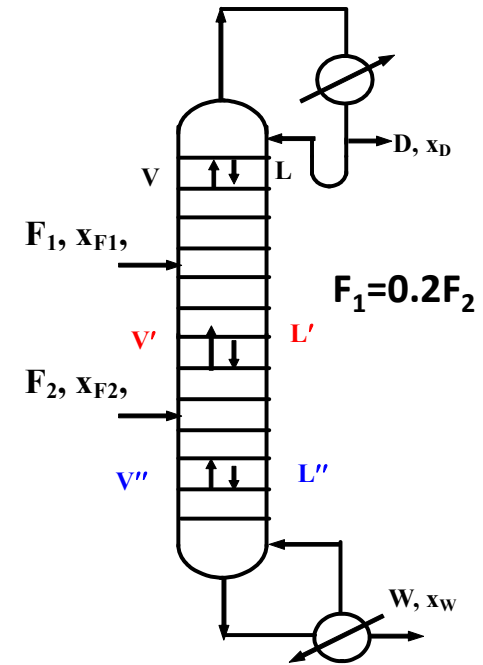
$$\frac{L''}{V''} = \frac{y_A - x_w}{x_A - x_w}$$

$$\because q_{f2} = 1 \quad \therefore L'' = L' + F_2 = L + F_1 + F_2 = RD + 1.2F_2$$

$$V'' = V' = V = (R + 1)D$$

$$\therefore \frac{R_{mA}D + 1.2F_2}{(R_{mA} + 1)D} = \frac{y_A - x_w}{x_A - x_w} = \frac{0.564 - 0.02}{0.35 - 0.02}$$

$$\therefore R_{mA} = 1.51$$



2、两股加料，三段操作线，出现两个挟点

$B$ 点挟紧时,  $q_{f1} = 1 \quad \therefore x_B = x_{f1} = 0.56$

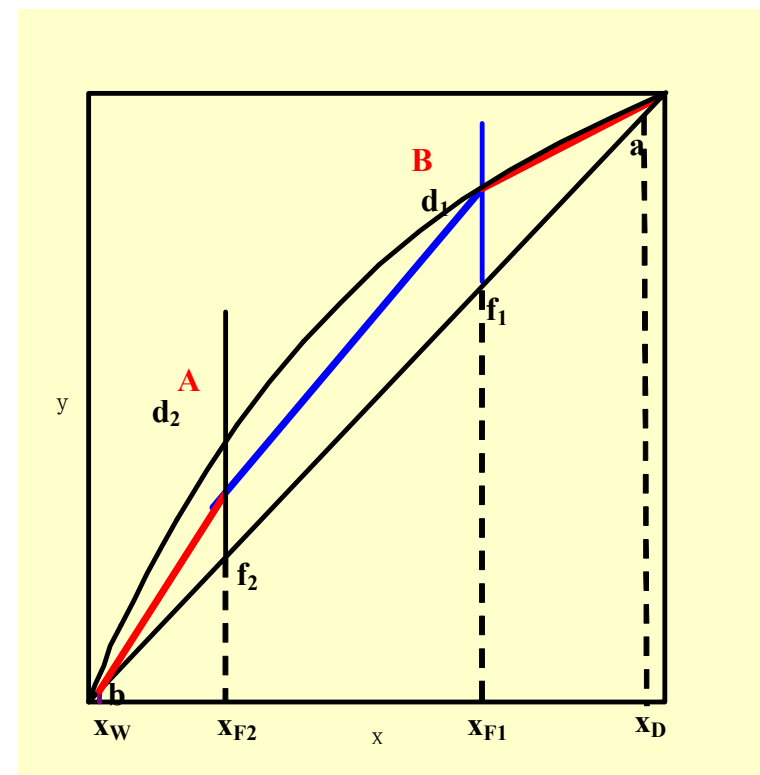
$$y_B = \frac{\alpha x_B}{1 + (\alpha - 1)x_B} = 0.753$$

$$\frac{L}{V} = \frac{R_{mB}}{R_{mB} + 1} = \frac{x_D - y_B}{x_D - x_B} = \frac{0.98 - 0.753}{0.98 - 0.56}$$

$$\therefore R_{mB} = 1.18$$

$$R_m = 1.51 \quad R_{mA} > R_{mB} \quad \therefore A \text{点先挟紧}$$

$$\therefore R_{mA} = 1.51$$



**结论：取最小回流比大的**

$$R_{min} = \max(R_{min1}, R_{min2})$$

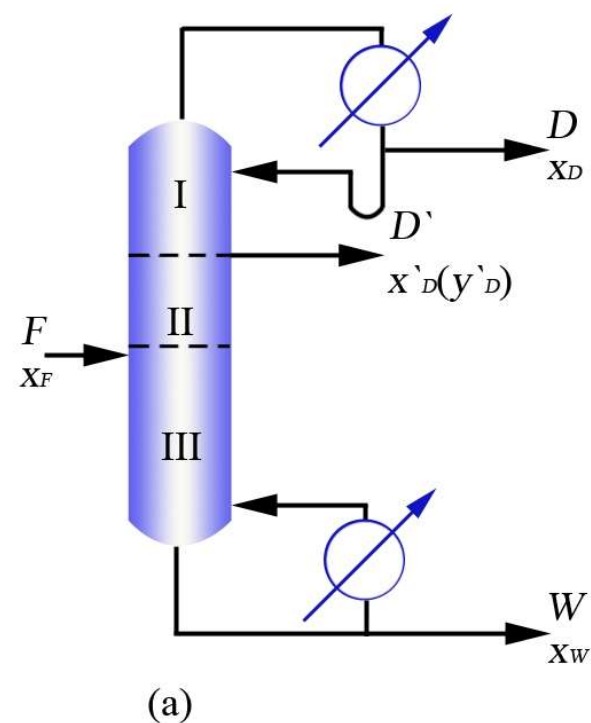


## 9.5 双组分精馏的设计型计算

### 3、侧线出料

当需要获得不同组成的两种或多种产品时，可在塔内相应组成的塔板上安装侧线以抽出产品。

侧线出料的产品可为板上的饱和液体或板间的饱和蒸汽。



## 9.5 双组分精馏的设计型计算

Principles of Chemical Engineering

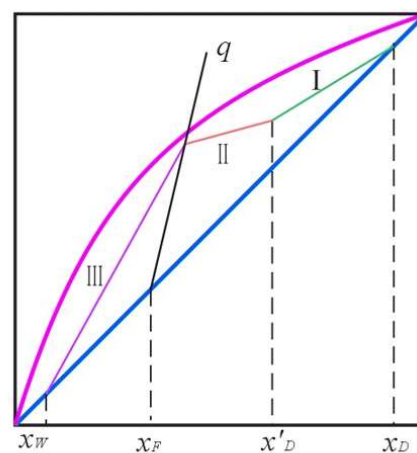
### 3、侧线出料

无论侧线产品为液相还是汽相，  
总有：

$$\left(\frac{L_{\text{II}}}{V_{\text{II}}}\right) < \left(\frac{L_{\text{I}}}{V_{\text{I}}}\right)$$

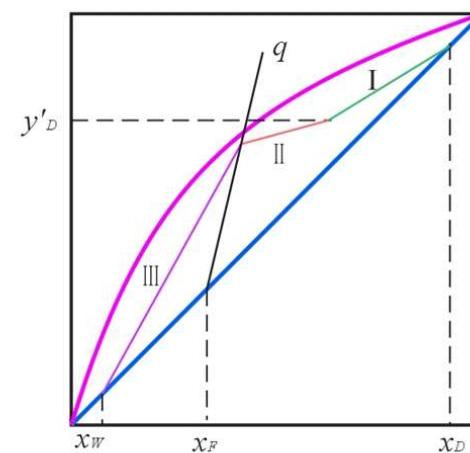
请同学们证明一下此观点

挟点：一般在  $q$  线与平衡线交点处。



(b)

饱和液体



(c)

饱和蒸汽

## 9.5 双组分精馏的设计型计算

### 4、回收塔

**特点：**只有提馏段的精馏塔。

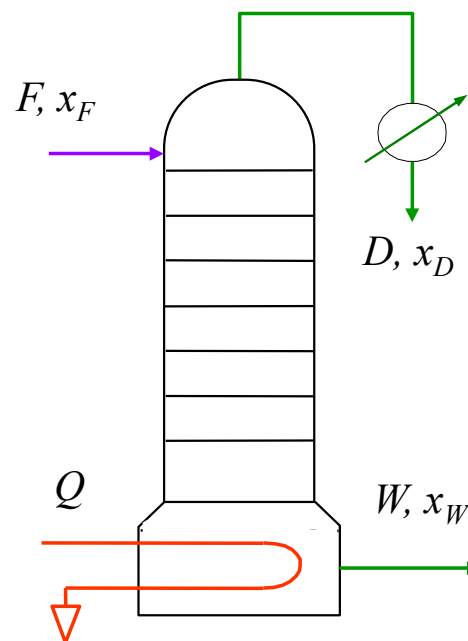
**目的：**回收稀溶液中轻组分。

**提馏段操作方程：**

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

将 $\bar{V}=D-(1-q)F$ ,  $\bar{L}=qF$ 代入上式得：

$$y_{n+1} = \frac{qF}{D-(1-q)F} x_n - \frac{Wx_w}{D-(1-q)F}$$



## 9.5 双组分精馏的设计型计算

### 4、回收塔

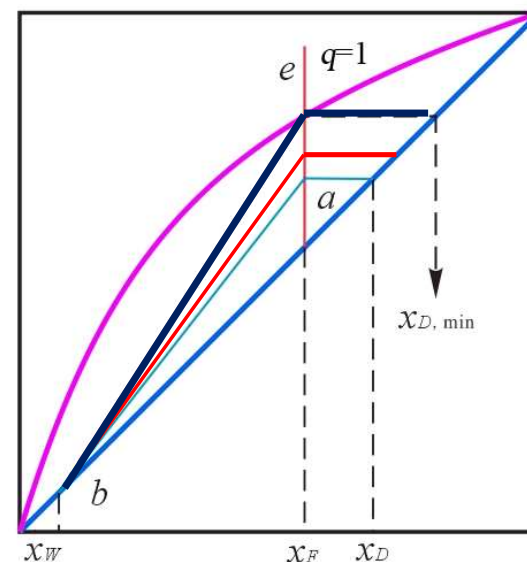
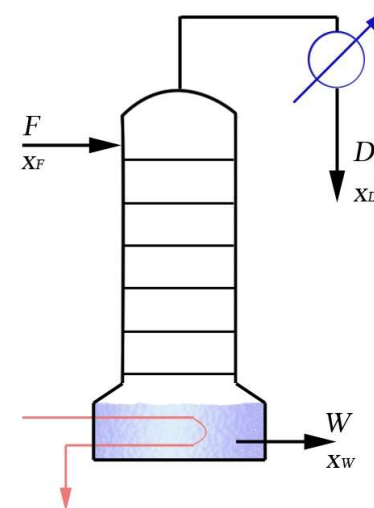
泡点进料 $q=1$ ，提馏段操作方程：

$$y_{n+1} = \frac{\bar{L}}{\bar{V}} x_n - \frac{W}{\bar{V}} x_W = \frac{F}{D} x_n - \frac{W}{D} x_W$$

恒摩尔流假定： $F = \bar{L}, D = \bar{V}$

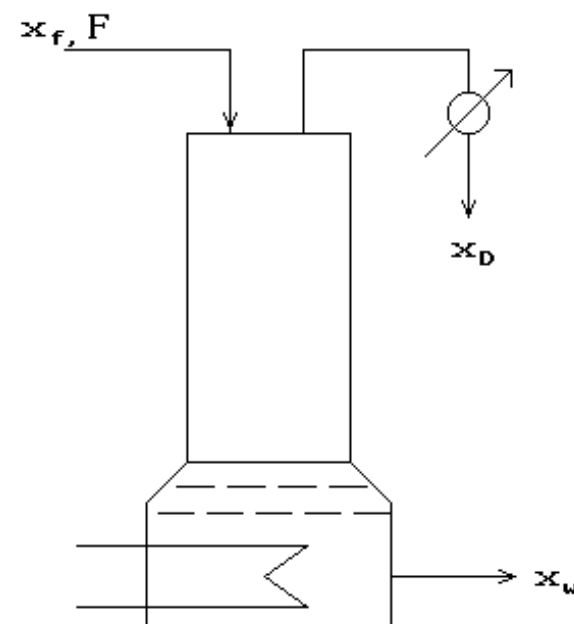
欲使 $x_D \uparrow$ ， $\bar{V} \downarrow$ ， $D \downarrow \therefore \frac{F}{D} \uparrow, N_T \uparrow$

当操作线上端移至 $e$ 点，与 $x_F$ 成平衡的汽相组成为 $x_{D,max}$



**例**如图所示的回收塔。 $F=100\text{kmol/h}$ ， $x_f=0.4$ （摩尔分率，下同），泡点进料，要求塔顶轻组分回收率为0.955， $x_w=0.05$ ，系统的 $\alpha=3$ 。试求：

- （1）馏出液组成 $x_D$ ，塔顶、塔底产物流率；
- （2）操作线方程；
- （3）在加料流率及塔釜蒸发量不变时，可能获得最高馏出液浓度。



解： 1、  $F=100\text{kmol/h}$ ,  $x_f=0.4$

$$\eta=0.955, x_w=0.05$$

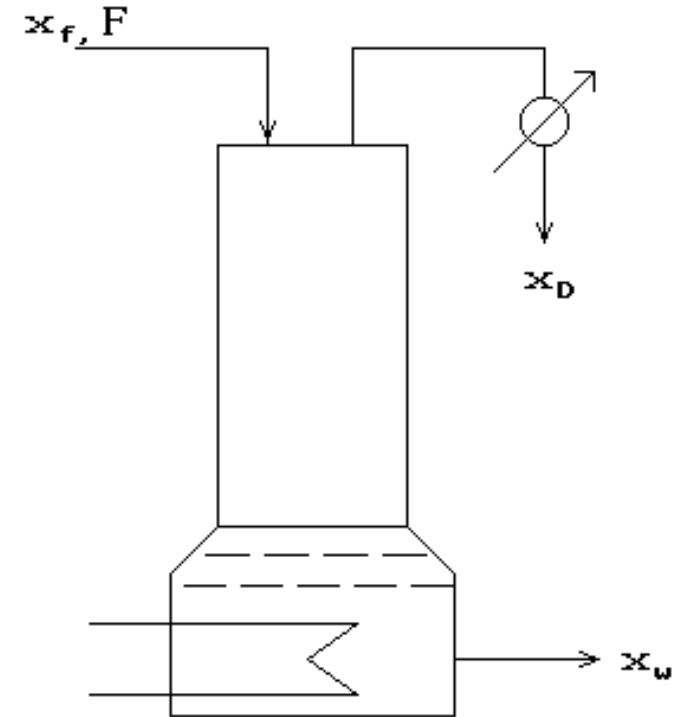
$$\frac{Wx_w}{Fx_f} = 1 - \eta = 0.045$$

$$\frac{W}{F} = \frac{0.045 \times 0.4}{0.05} = 0.36$$

$$W = 0.36F = 36\text{kmol/h}$$

$$D = 0.64F = 64\text{kmol/h}$$

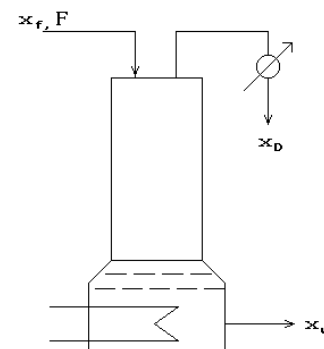
$$x_D = \eta \frac{x_f}{D/F} = 0.955 \times \frac{0.4}{0.64} = 0.597$$



(2) 该塔只有提馏段，且饱和液体加料， $q=1$ ，故

$$\bar{L} = F, \bar{V} = D \quad \therefore \frac{\bar{L}}{\bar{V}} = \frac{F}{D}$$

$$y = \frac{\bar{L}}{\bar{V}}x - \frac{W}{\bar{V}}x_W = \frac{F}{D}x - \frac{W}{D}x_W = 1.56x - 0.028$$



(3)  $\because q=1$ ， $q$ 线是垂线交平衡线上点 $(x_e, y_e)$ ，

$$x_e = x_f = 0.4 \quad y_e = \frac{\alpha x_e}{1 + (\alpha - 1)x_e} = \frac{3 \times 0.4}{1 + 2 \times 0.4} = 0.667$$

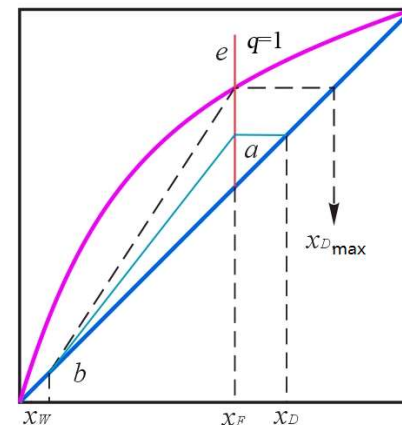
$$\text{设 } x_D = y_e = 0.667$$

$$\therefore Dx_D + Wx_W = Fx_f$$

$$\therefore x_W = -0.0747 < 0 (\times)$$

$$\therefore x_W = 0$$

$$x_D = \frac{Fx_f}{D} = 0.6282$$



## 课后练习

用精馏塔分离某双组分混合物，塔顶采用全凝器，泡点回流，塔釜间接蒸汽加热，汽液混合进料（汽：液=1:1），进料中易挥发组分含量为 0.4（摩尔分率），塔顶易挥发组分的回收率为 0.98，塔顶采出率  $D/F$  为 0.45（摩尔流量比），物系相对挥发度为 2.5，操作回流比取 2.01，试求：

- (1) 塔顶、塔底产物的浓度  $x_D$ 、 $x_W$
- (2) 写出精馏段和提馏段操作线方程
- (3) 若塔内为实际板，离开第一块板（自塔顶向下数）的液体的组成为 0.76。求塔顶第一块板的默弗里板效率  $E_{mv}$ 。
- (4) 若为饱和蒸汽进料，其他条件不变，且保持回流比  $R$  不变，需要多少块塔板才能满足上述分离要求？



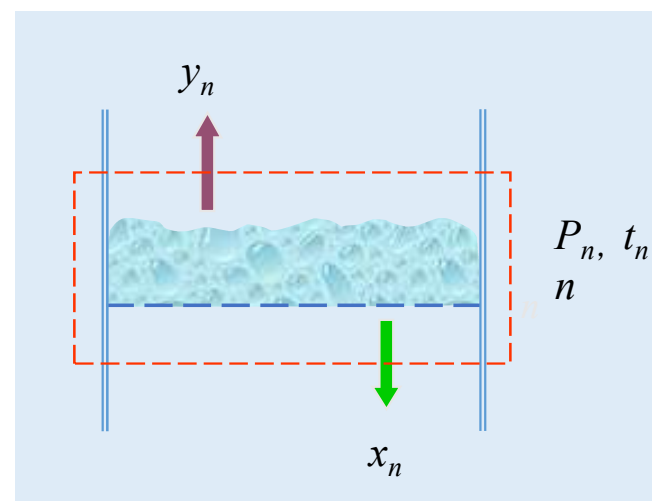
## 9.6 双组分精馏的操作型计算

### 1、精馏塔的温度分布和灵敏板

操作型和设计型最大区别在哪里？

#### 精馏塔的温度分布

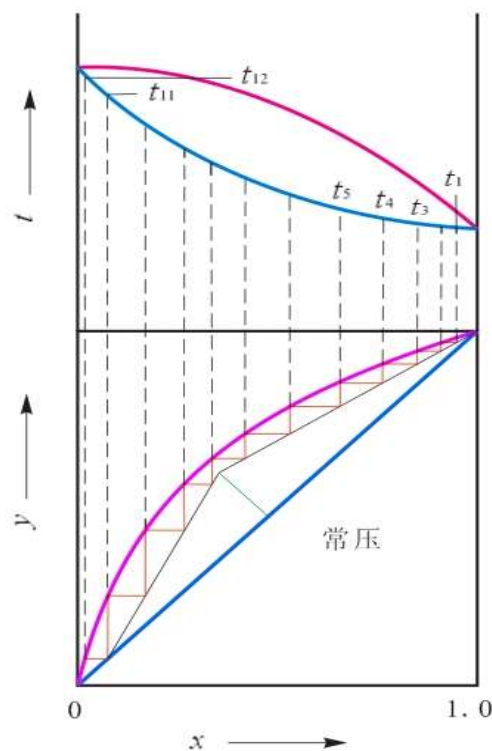
**温度分布原因：**溶液的泡点与总压及组成有关。精馏塔内各块塔板上物料的组成及总压并不相同，因而从塔顶至塔底形成某种温度分布。



## 9.6 双组分精馏的操作型计算

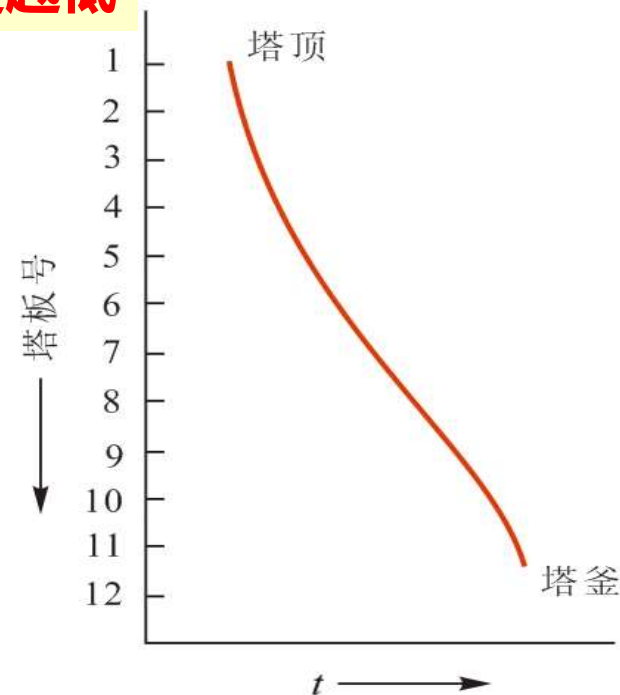
### 精馏塔的温度分布

**温度分布曲线**：图a为各板组成与温度的对应关系；将各板的温度标绘在图 (b)中，即得全塔温度分布曲线。操作中通过监测**塔顶**和**塔底温度**来反映**馏出液组成**和**釜残液组成**。



(a)

**组成越高  
温度越低**



(b)

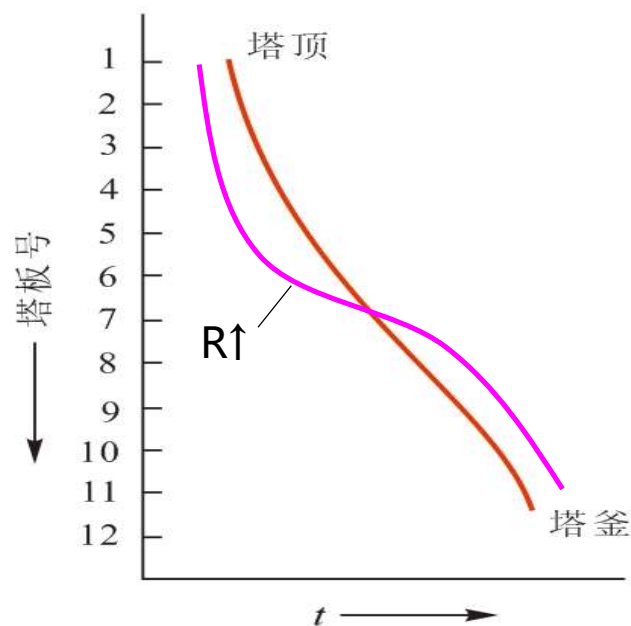
精馏塔的温度分布

## 9.6 双组分精馏的操作型计算

Principles of Chemical Engineering

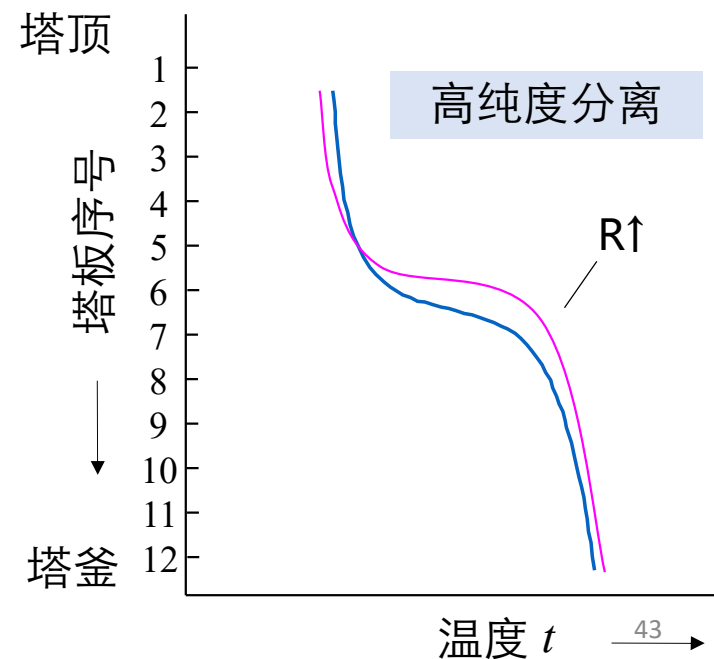
### 精馏塔的温度分布

**精馏塔内温度分布特点：**温度由塔顶至塔底逐渐升高。温度在塔顶及塔底相当一段塔板范围内变化较小。



### 灵敏板

**灵敏板：**温度改变最显著的塔板，灵敏板通常**靠近进料口**。

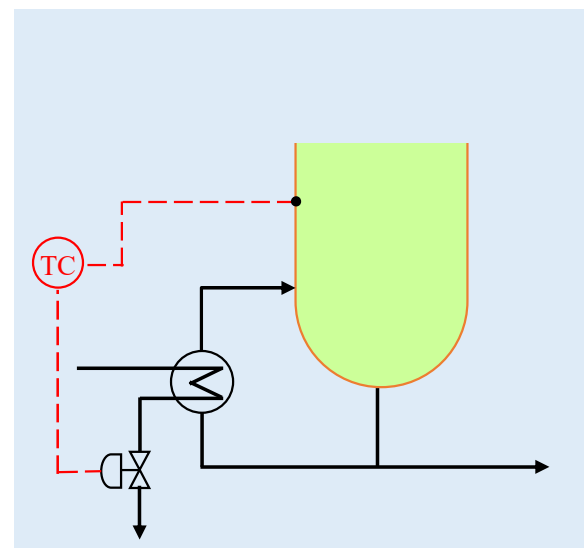
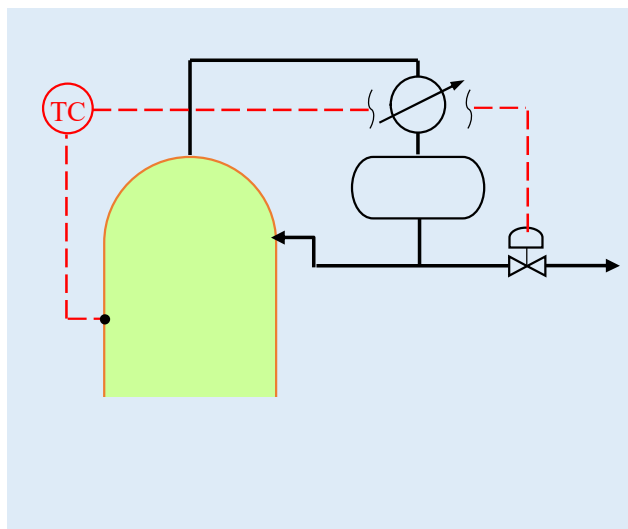


## 9.6 双组分精馏的操作型计算

### 灵敏板

测量灵敏板温度的方法预示塔内组成尤其是塔顶馏出液组成的变化。

**工程应用：**常常将灵敏板温度和塔釜蒸汽加热量或塔顶回流量进行联锁，保证塔顶和塔底产品达标，生产连续稳定运行。



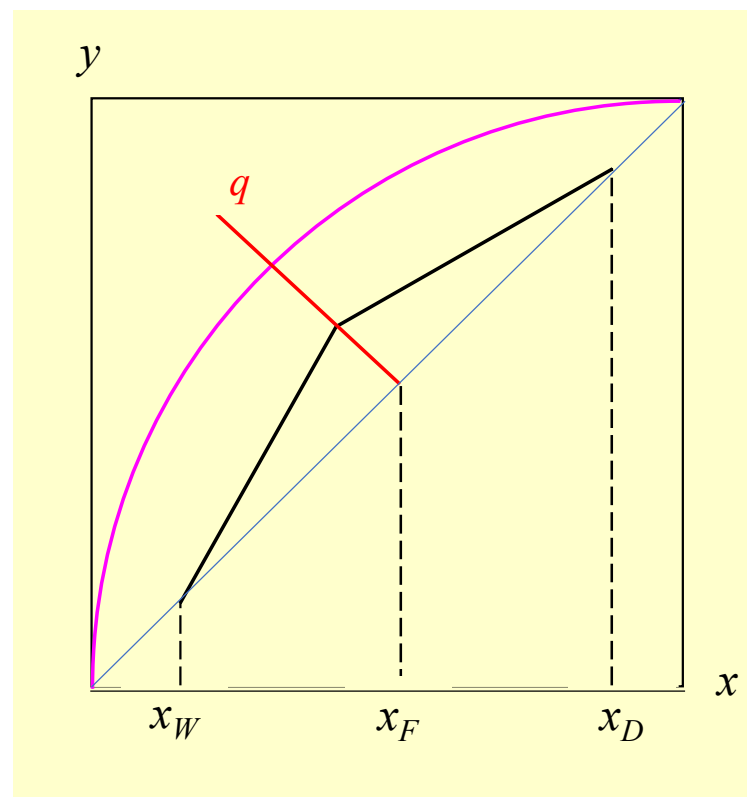
## 9.6 双组分精馏的操作型计算

### 2、操作型问题的定性分析

#### ① 回流比对精馏结果的影响

原工况：操作线如图中黑线

新工况：保持 $F$ 、 $x_F$ 、 $q$ 、 $D$ 及相平衡关系（或相对挥发度 $\alpha$ ）均不变，**现 $R \downarrow$** ，问 $x_D$ 、 $x_W$ 如何变化？



## 9.6 双组分精馏的操作型计算

### ① 回流比对精馏结果的影响

**分析：** 设  $x_D$  不变，因为  $F$ ,  $D$  不变，所以  $W$  不变，则  $x_W$  也不变

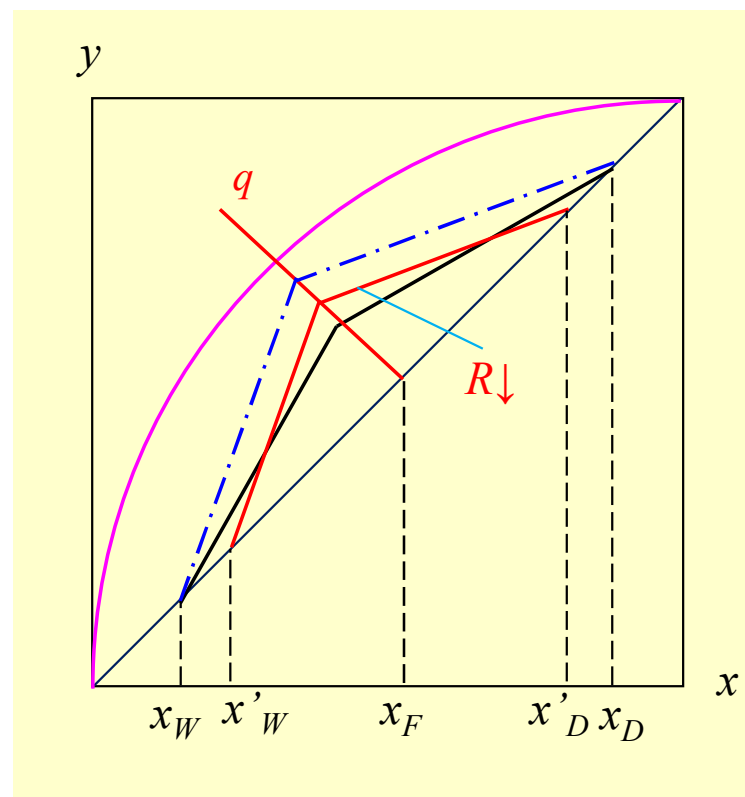
$$\text{现 } R \downarrow \longrightarrow \frac{L}{V} = \frac{R}{R+1} \downarrow$$

连精馏段操作线与  $q$  线交点和点  $(x_W, x_W)$  得提馏段操作线。

此时  $N'_T > N_{T}$  操作线需**向下**平移。

这时， $x_D$  必 $\downarrow$ ， $x_W$  必 $\uparrow$ 。

**结论：**  $R \downarrow$ ， $x_D \downarrow$ ， $x_W \uparrow$

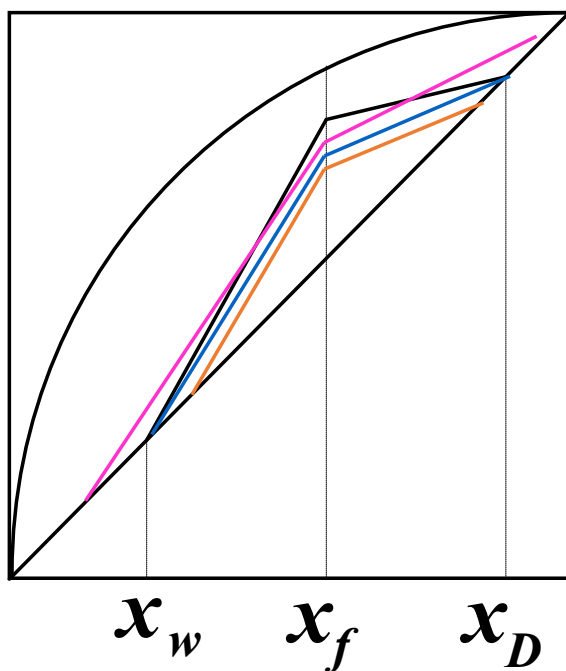


## 9.6 双组分精馏的操作型计算

### ① 回流比对精馏结果的影响

调节 $R$  ,  $D/F$   $q$  不变

$R \uparrow$  操作线向对角线靠拢



当 $N$ 一定时  $x_D \uparrow$   $x_w \downarrow$

若 $x_D$ 不变,  $x_w$ 不变  $N_T \downarrow$

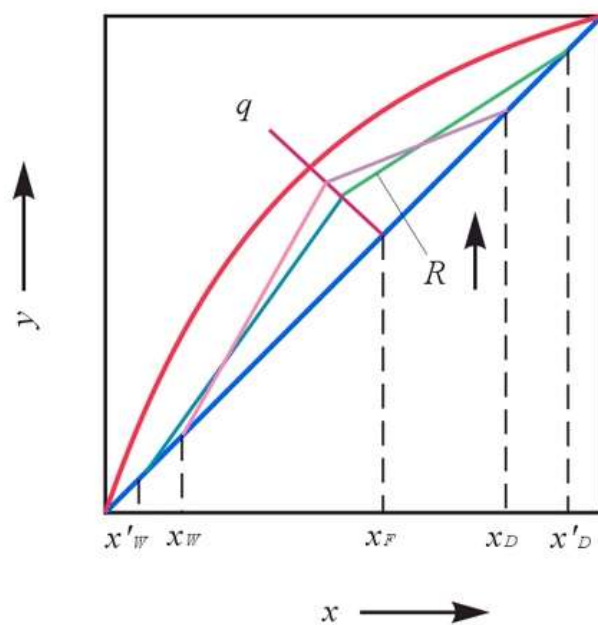
若 $x_D \downarrow$  ,  $x_w \uparrow$   $N_T \downarrow$

## 9.6 双组分精馏的操作型计算

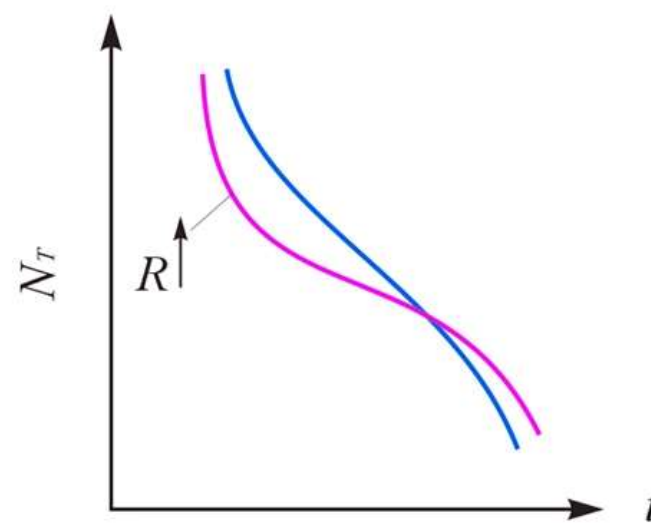
### ① 回流比对精馏结果的影响

$$R \uparrow \rightarrow x_D \uparrow, t_D \downarrow, x_W \downarrow, t_W \uparrow$$

温度的  
影响



$R$ 增加对 $x_D$ 、 $x_W$ 的影响



两种 $R$ 时的温度分布



## 9.6 双组分精馏的操作型计算

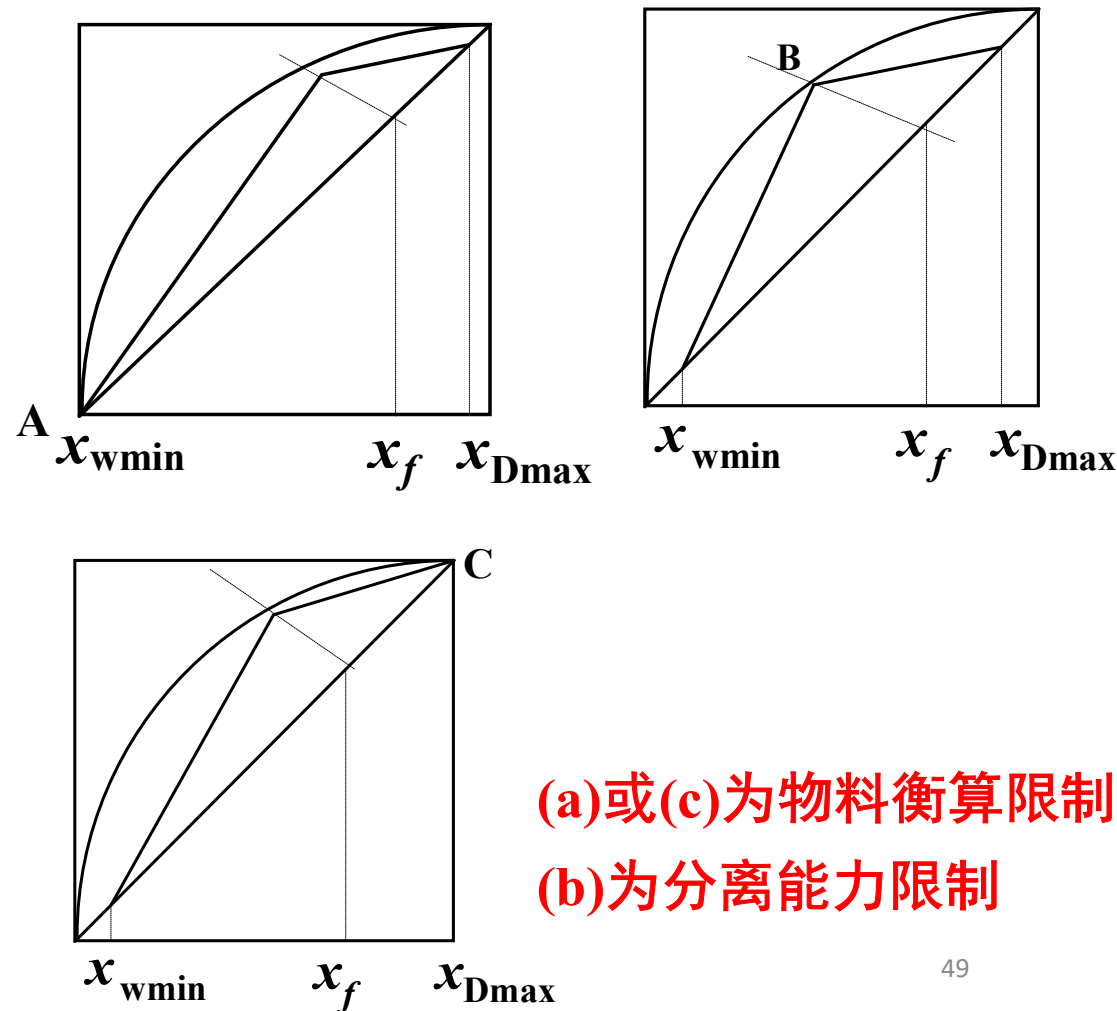
### ① 回流比对精馏结果的影响

$R \uparrow, x_D \uparrow, x_W \downarrow$

(1) 在回流比较小时,  $R \uparrow, x_D \uparrow$ , 此时  $x_D$  受分离能力(回流比)的影响;

(2) 在回流比很大时, 受物料衡算限制,  $R \uparrow, x_D$  上升不明显, 取决于采出率  $D/F$ 。

$$(3) x_D \leq Fx_F/D$$



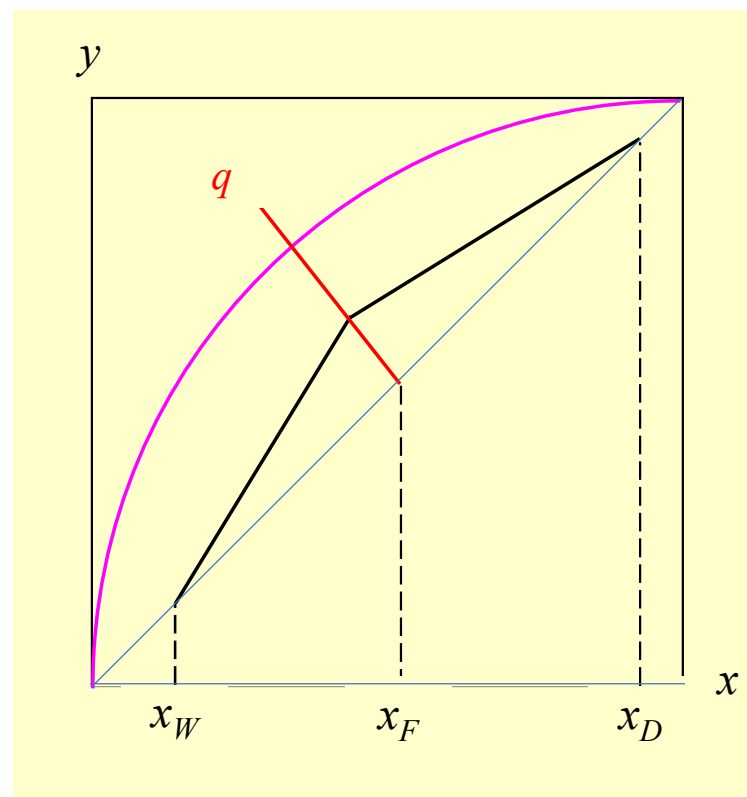
(a)或(c)为物料衡算限制  
(b)为分离能力限制

## 9.6 双组分精馏的操作型计算

### ② 进料状态对精馏结果的影响

原工况：操作线如图中黑线

新工况：保持 $F$ 、 $x_F$ 、 $Q_h$  (或 $\bar{V}$ )、 $D$ 及相平衡关系 (或相对挥发度 $\alpha$ ) 均不变，现 $q\uparrow$ ，问 $x_D$ 、 $x_W$ 如何变化？



## 9.6 双组分精馏的操作型计算

### ② 进料状态对精馏结果的影响

**分析：** 设  $x_D$  不变，因为  $F$ ， $D$  不变，所以  $W$  不变，则  $x_W$  不变

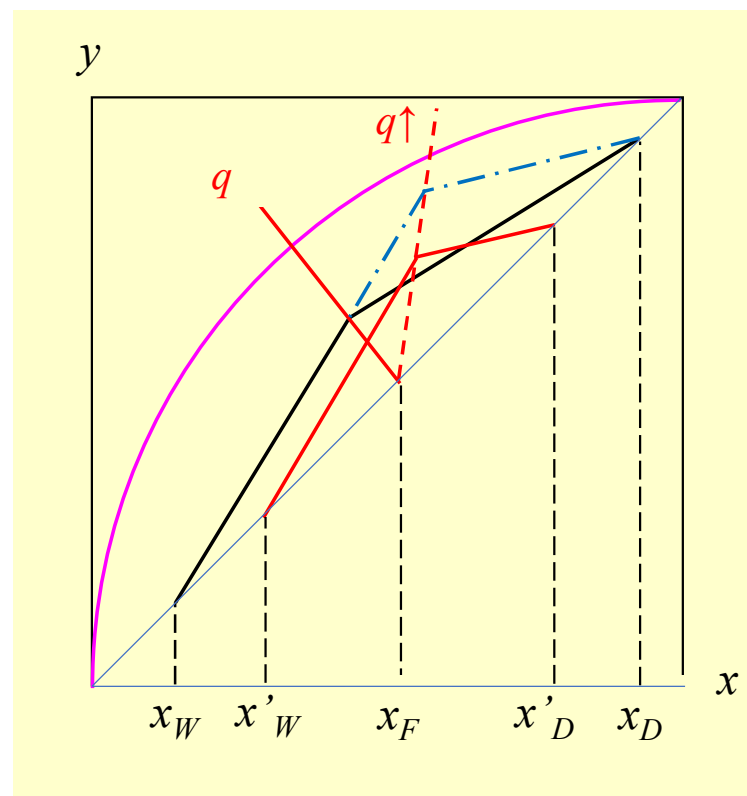
$$\frac{\bar{L}}{\bar{V}} = \frac{\bar{V} + W}{\bar{V}} \text{ 不变}$$
$$q \uparrow \longrightarrow \frac{q}{q-1} \uparrow$$

提馏段操作线与新  $q$  线的交点与点  $(x_W, x_W)$  连线得精馏段操作线。

为使  $N'_T = N_T$ ，操作线须**向下**平移

**结论：** 当  $\bar{V}$  一定， $q \uparrow$ ，则  $R \downarrow$ ， $x_D \downarrow$ ， $x_W \uparrow$

**原因：** 当塔釜加热量一定，对原料预冷，实际塔顶冷量下降， $R$  下降，塔顶塔底产品质量下降。

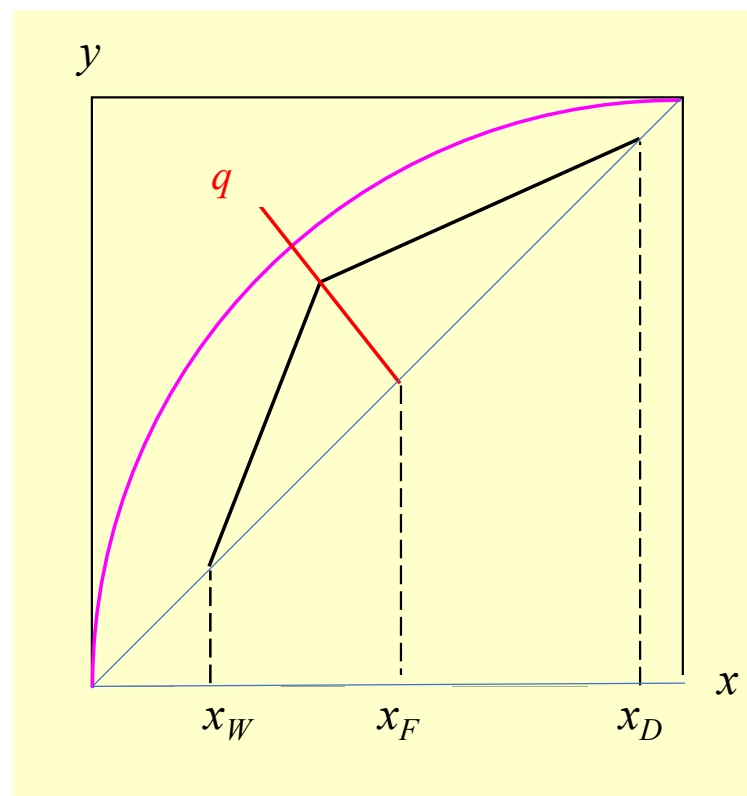


## 9.6 双组分精馏的操作型计算

### ③ 采出率对精馏结果的影响

原工况：操作线如图中黑线

新工况：保持 $F$ 、 $x_F$ 、 $q$ 、 $R$ 及相平衡关系（或相对挥发度 $\alpha$ ）均不变，现塔顶产量 $D\uparrow$ ，问 $x_D$ 、 $x_W$ 如何变化？



## 9.6 双组分精馏的操作型计算

### ③ 采出率对精馏结果的影响

**分析：** 设  $x_D$  不变，已知  $D \uparrow$

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

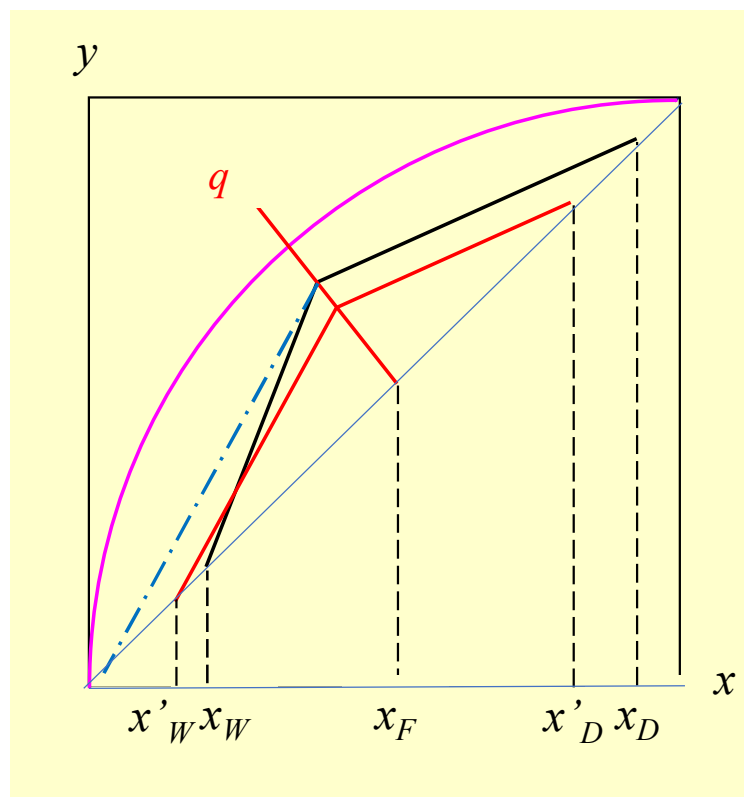
$$\frac{\bar{L}}{\bar{V}} = \left(1 + \frac{W}{V}\right) = \left[1 + \frac{F-D}{(R+1)D - (1-q)F}\right] \downarrow$$

精馏段操作线与  $q$  线均不变，提馏段操作线斜率下降。

为使  $N'_T = N_T$ ，操作线需向下平移

**结论：**  $D/F \uparrow$ ，则  $x_D \downarrow$ ， $x_W \downarrow$

**原因：** 随着  $D$  增加，轻组分易于从塔顶溜出，同时易将重组分从塔顶带出，使塔顶产品浓度下降，而塔釜的浓度下降。

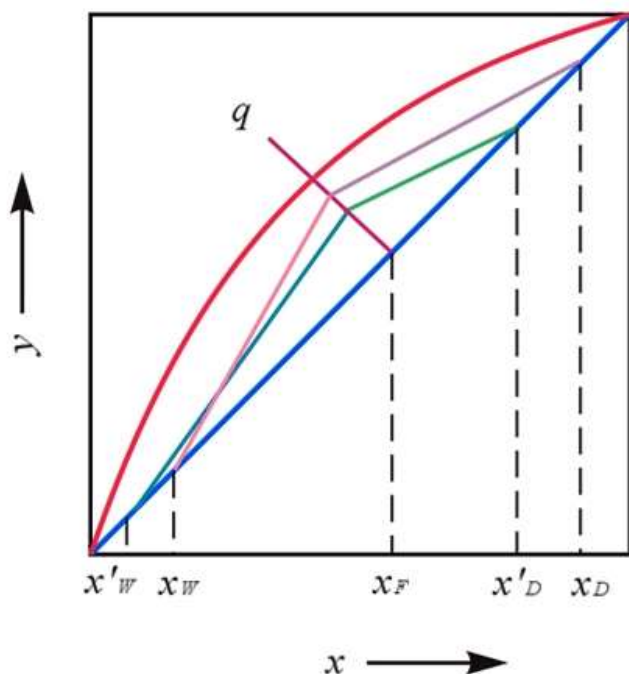


## 9.6 双组分精馏的操作型计算

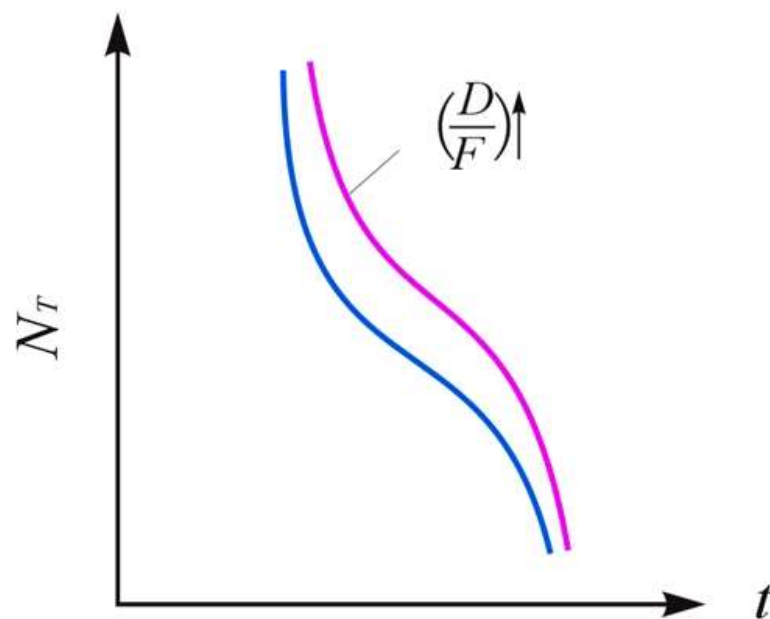
### ③ 采出率对精馏结果的影响

$$D/F \uparrow \rightarrow x_D \downarrow, t_D \uparrow, x_W \downarrow, t_W \uparrow$$

温度的  
影响



$D/F$ 增加对 $x_D$ 、 $x_W$ 的影响



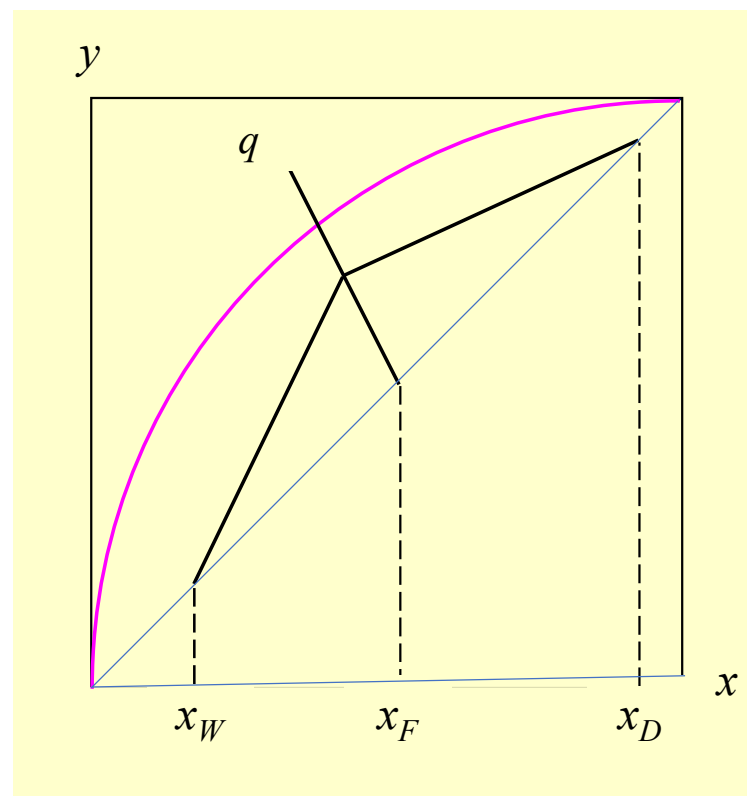
两种 $D/F$ 时的温度分布

## 9.6 双组分精馏的操作型计算

### ④ 进料组成对精馏结果的影响

原工况：操作线如图中黑线

新工况：保持 $F$ 、 $q$ 、 $D$ 、 $R$ 及相平衡关系（或相对挥发度 $\alpha$ ）均不变，现 $x_F \downarrow$ ，问 $x_D$ 、 $x_W$ 如何变化？



## 9.6 双组分精馏的操作型计算

### ④ 进料组成对精馏结果的影响

分析：设  $x_D$  不变

$F$ 、 $D$  不变，则  $W$  不变

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

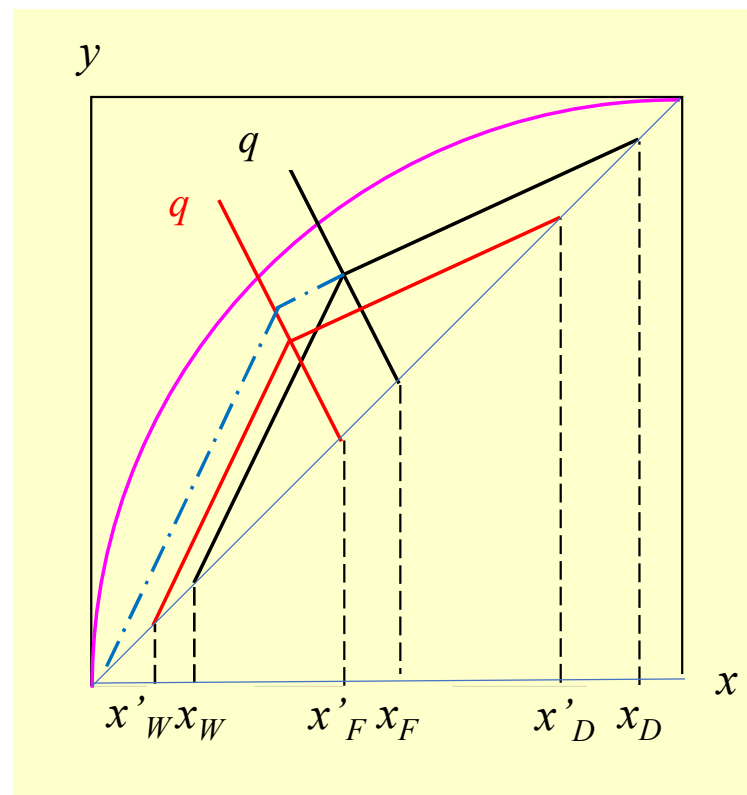
$$x_F \downarrow \longrightarrow x_W = \frac{Fx_f - Dx_D}{W} \downarrow$$

精馏段操作线与  $q$  线斜率均不变， $x_F \downarrow$ ， $x_W \downarrow$ ，由两点确定提馏段操作线如图中虚线。

为使  $N'_T = N_T$  操作线须向下平移

结论： $x_D \downarrow$ ， $x_W \downarrow$

原因：精馏轻组分向塔顶富集，重组分向塔釜富集。 $R$  一定，原料中  $x_F$  下降，塔顶塔底轻组分浓度均下降，从而有塔顶产品纯度变差，塔釜产品纯度变好的趋势。





## 操作型定性分析举例

**例** 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？

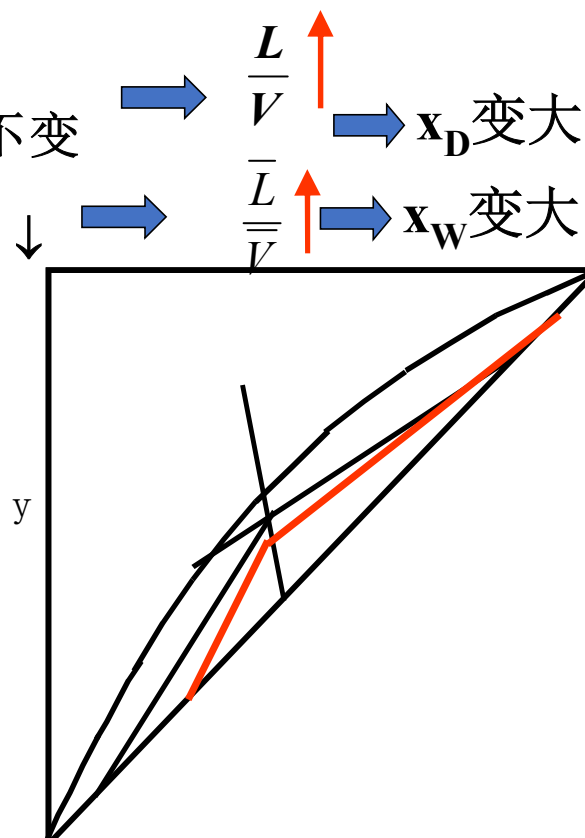
解

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

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



## 讨论

操作中精馏塔，保持  $F$ ， $x_F$ ， $q$ ， $\bar{V}$  不变，减少  $D$ ，则塔顶易挥发组分回收率  $\eta$  变化为

(A) 变大

(B) 变小

(C) 不变

(D) 不确定

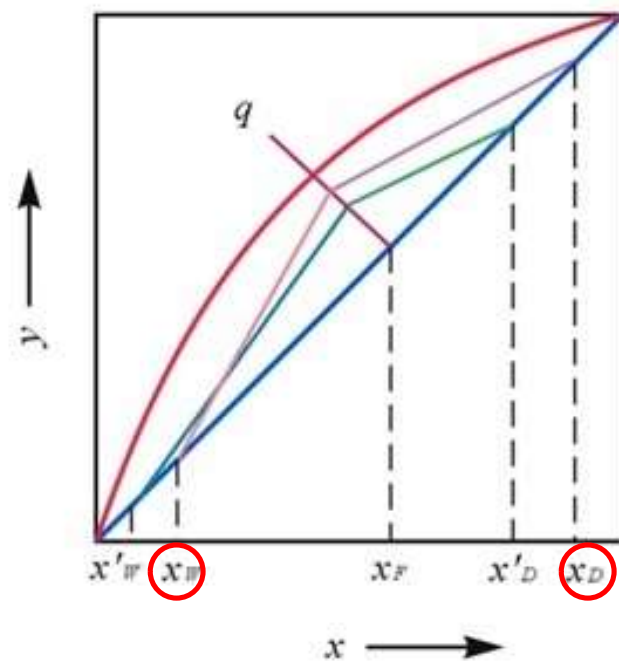
分析：

$$\bar{V} = V - (1-q)F = (R+1)D - (1-q)F, \quad F = D + W$$

$\bar{V}$  不变， $D \downarrow$ ， $R \uparrow$ ， $W \uparrow$

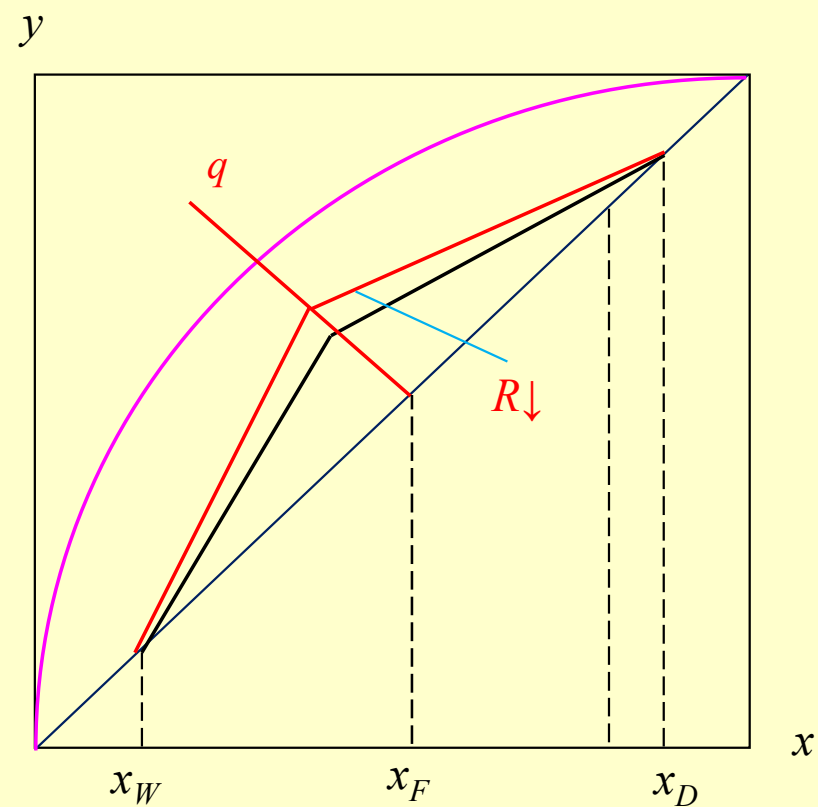
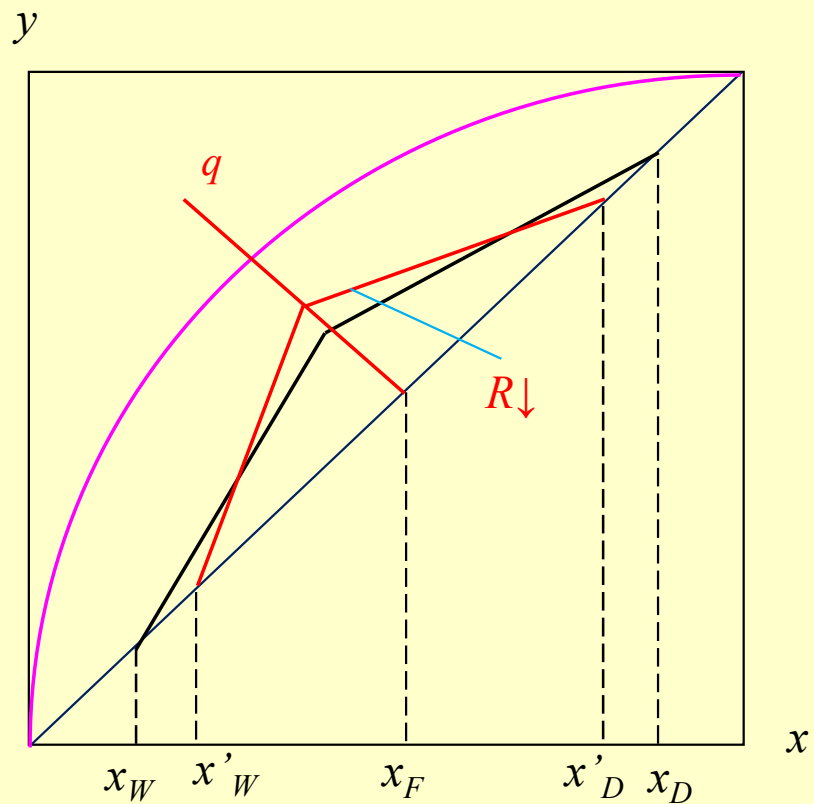
精馏段  $R \uparrow$ ，塔板分离能力  $\uparrow$ ， $x_D \uparrow$

$$\frac{\bar{L}}{\bar{V}} = \frac{\bar{V} + W}{\bar{V}} = 1 + \frac{W}{\bar{V}} \uparrow, \quad x_w \uparrow$$

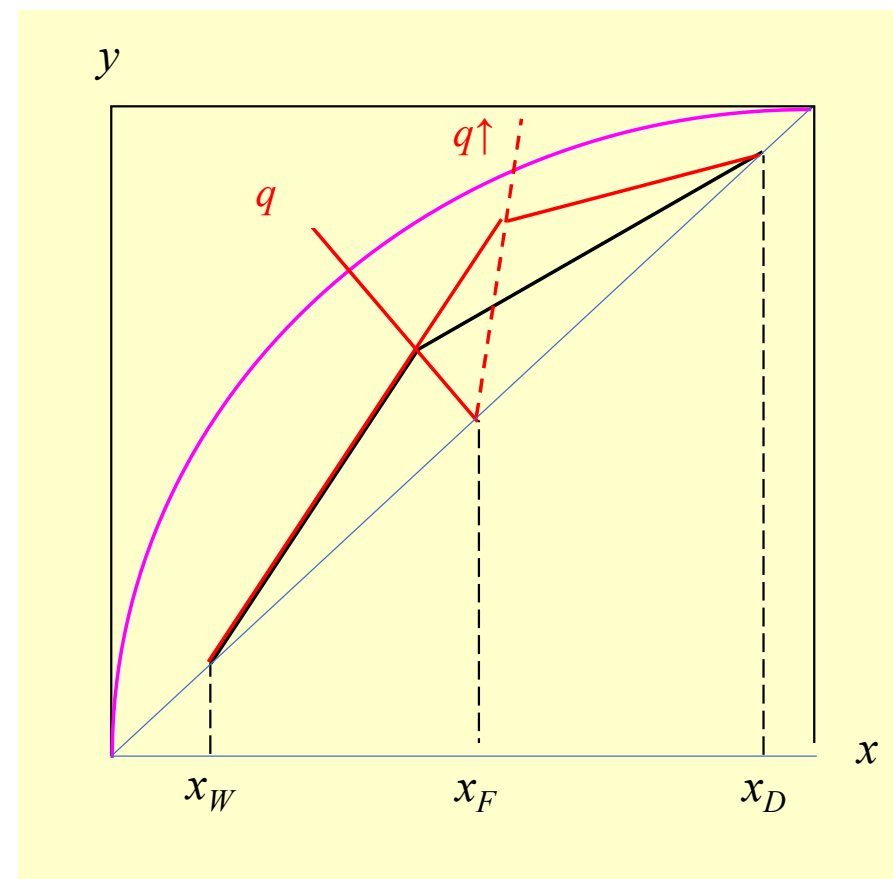
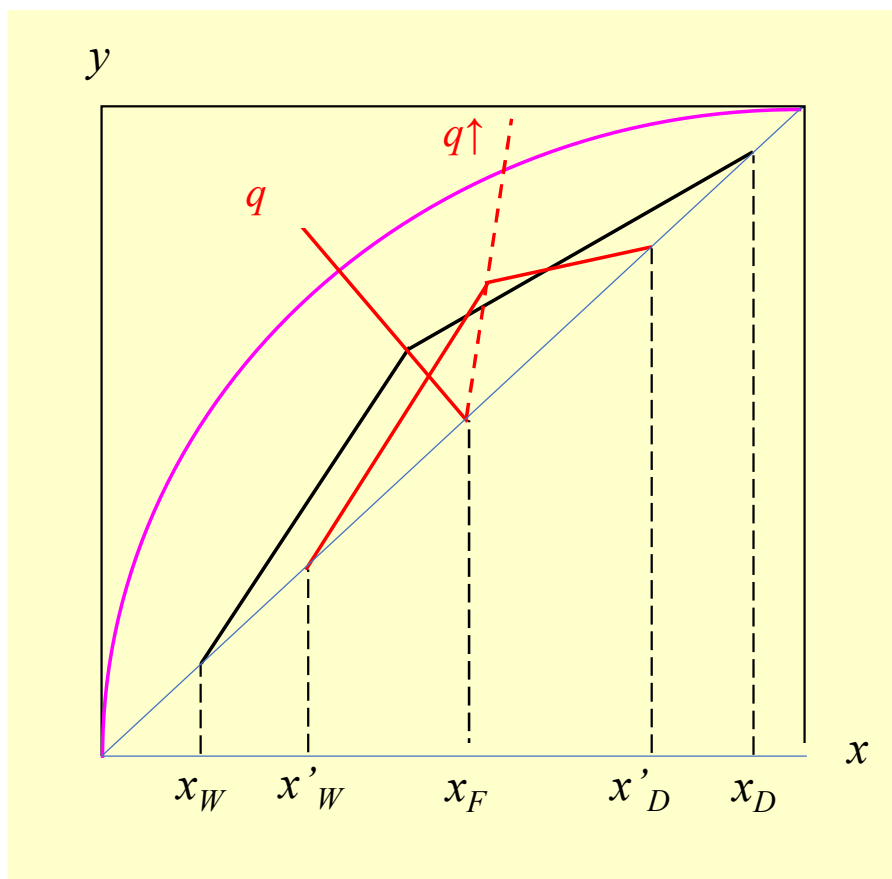


$$W \uparrow, \quad x_w \uparrow \quad \eta = \frac{Dx_D}{Fx_F} = 1 - \frac{Wx_w}{Fx_F} \downarrow \quad \text{选 B}$$

哪个是设计型、哪个是操作型？辨析  $R$  减小，下列二个图的意义



哪个是设计型、哪个是操作型？辨析 加热状态变化，下列二个图的意义



## 视频学习

9.7 间歇精馏

9.8 恒沸精馏和萃取精馏

9.10 多组分精馏基础

## 简述题

- 1、特殊精馏在什么时候使用？比较恒沸精馏和萃取精馏，并举例。
- 2、间歇精馏过程的特点？间歇精馏过程中保持 $x_d$ 不变和保持 $R$ 不变各自的计算特点。
- 3、如何选择多组分精馏的方案。

作业 6、7、8、9、13、15、16、17、18, 精馏自测练习