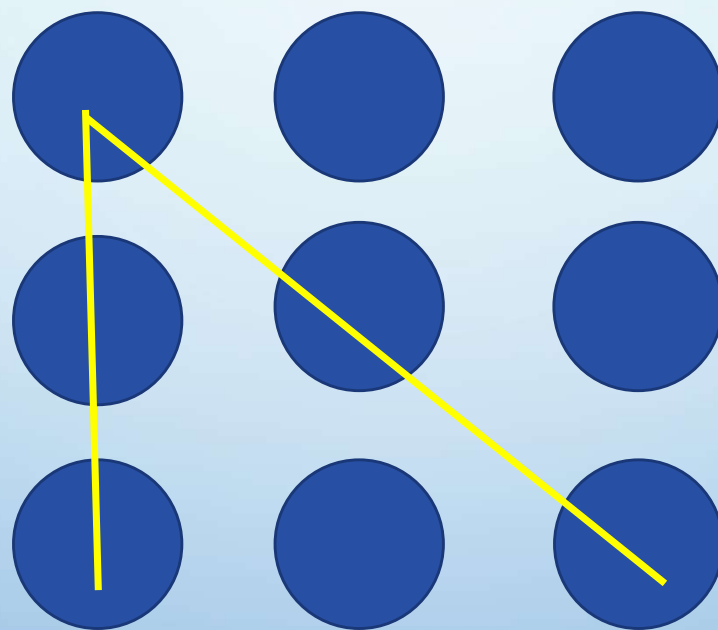


The background of the slide features a light blue to dark blue gradient. Scattered across the top and bottom edges are several realistic water droplets of varying sizes, some with highlights and shadows, giving a fresh and clean aesthetic.

# 化工原理 (下)

## 精 馏

**请大平台手势扫码**



# 知识点回顾

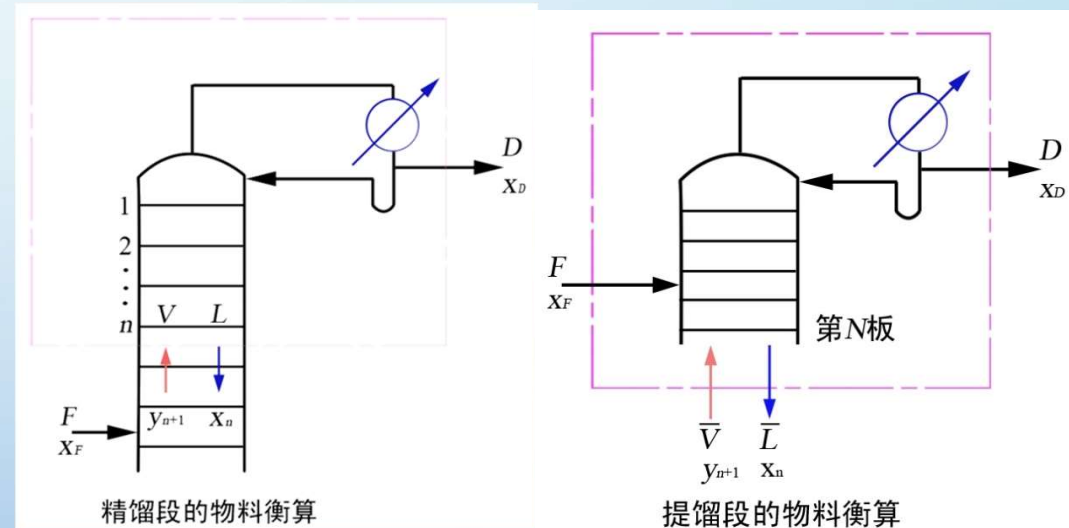
➤ **操作方程**：表示同一塔截面上汽液两相的浓度关系，由**物料衡算**得到

## 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

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



# 双组分精馏的设计型计算

## 理论板数计算

### ➤ 设计型计算的命题

分离要求: (1)  $D, x_D(W, x_W)$ ; (2)  $x_D, x_W$ ; (3)  $\eta = Dx_D/Fx_F$

确定条件: 操作压强  $p$ , 回流比  $R$  和进料热状态  $q$

选定后, 相平衡关系及操作方程随之而定

求取:  $N_T, m$  (最优加料位置)

# 双组分精馏的设计型计算

## 方法一：逐板计算法 塔顶设全凝器，泡点回流

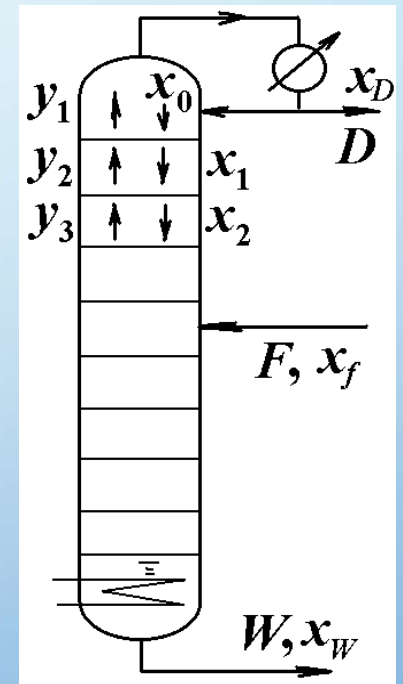
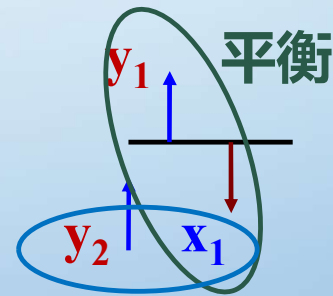
步骤：

(1)  $y_1 = x_0 = x_D$  全凝器

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

(3)  $y_2 = \frac{R}{R+1} x_1 + \frac{x_D}{R+1} \Rightarrow y_2$

.....



$$x_D = y_1 \xrightarrow{\text{平衡}} x_1 \xrightarrow{\text{操作}} y_2 \xrightarrow{\text{平衡}} x_2 \xrightarrow{\text{操作}} y_3 \cdots \rightarrow x_m (< x_q) \xrightarrow{\text{提馏操作}} y_{m+1} \cdots \rightarrow x_N < x_W$$

# 双组分精馏的设计型计算

## 方法二：图解法

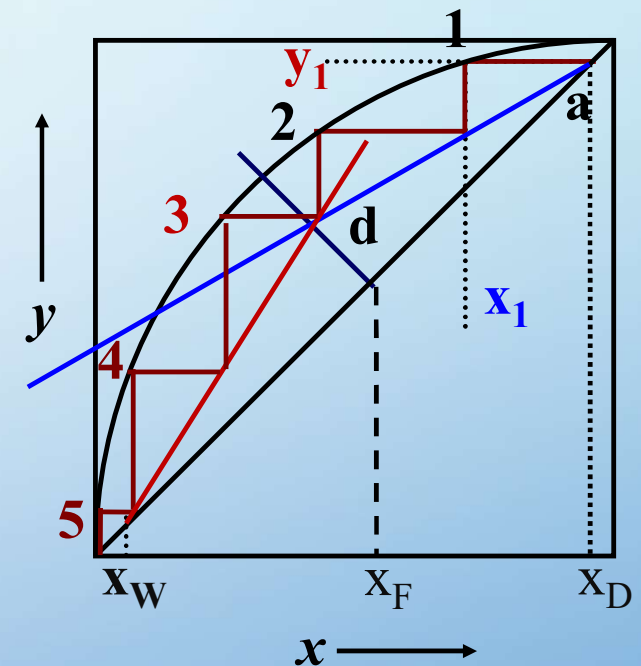
■ **精馏段操作线**  $y_{n+1} = \frac{R}{R+1}x_n + \frac{x_D}{R+1}$

经过**a** ( $x_D, x_D$ )和**b**点 ( $0, \frac{x_D}{R+1}$ )

■ **提馏段操作线**  $y_{n+1} = \frac{\bar{L}}{\bar{V}}x_n - \frac{Wx_W}{\bar{V}}$

经过**c** ( $x_W, x_W$ )和**d** ( $x_q, y_q$ ) (两条线的交点)

$$x_q = \frac{(R+1)x_F - (q-1)x_D}{R+q}; \quad y_q = \frac{Rx_F + qx_D}{R+q}$$



全凝器:  $y_1 = x_D$  (点 a)

$N_T$  - 理论塔板数

# 双组分精馏的设计型计算

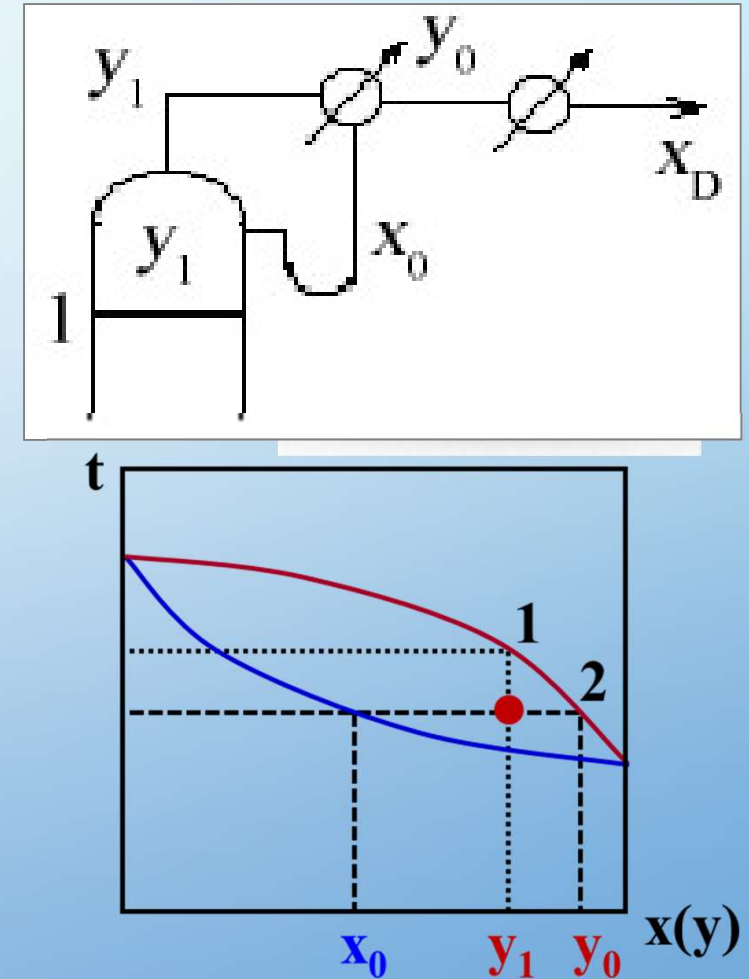
讨论：塔顶采用分凝器

$y_1$ 和 $x_0$ 关系？

$y_1 \neq x_D = y_0$        $x_0 = f(y_0)$     一块理论板

$y_1$ 与 $x_0$ 的关系

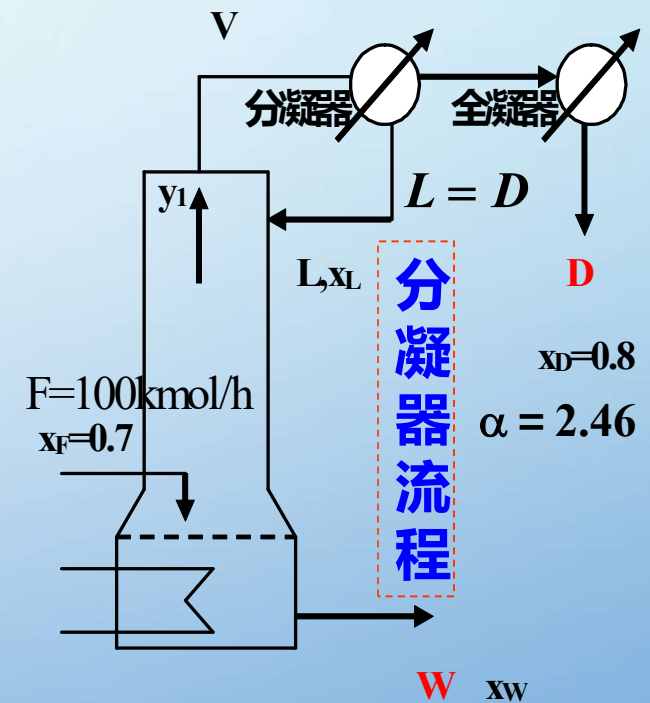
$$y_{n+1} = \frac{R}{R+1} x_n + \frac{x_D}{R+1}$$



# 双组分精馏的设计型计算

## 分凝器流程举例

苯、甲苯混合物用如图所示的釜进行常压连续蒸馏分离（无塔板），原料直接加入釜中，进料量为 $100\text{kmol/h}$ ， $x_{\text{苯}}=0.7$ ，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 $\alpha = 2.46$





# 双组分精馏的设计型计算

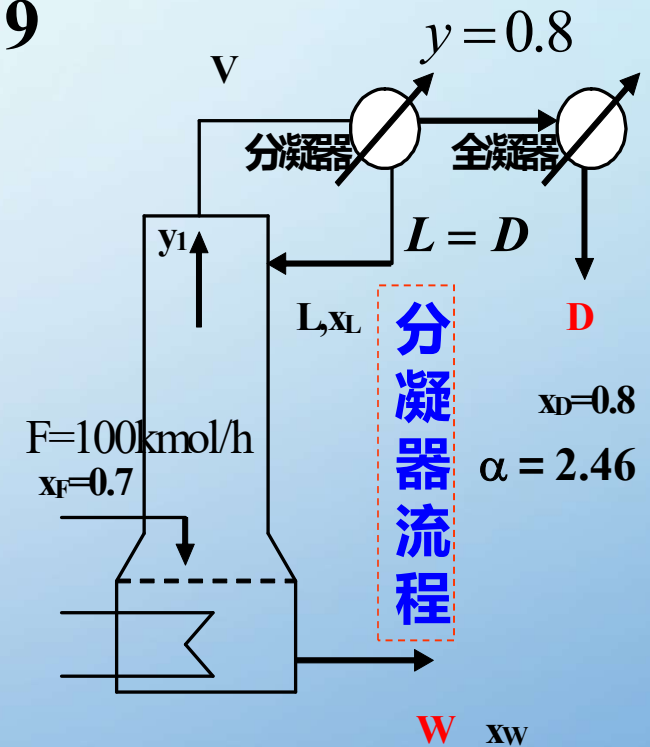
**解**  $x_D = y = \frac{\alpha x_L}{1 + (\alpha - 1)x_L} = \frac{2.46x_L}{1 + 1.46x_L} \Rightarrow x_L = 0.619$

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

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

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

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



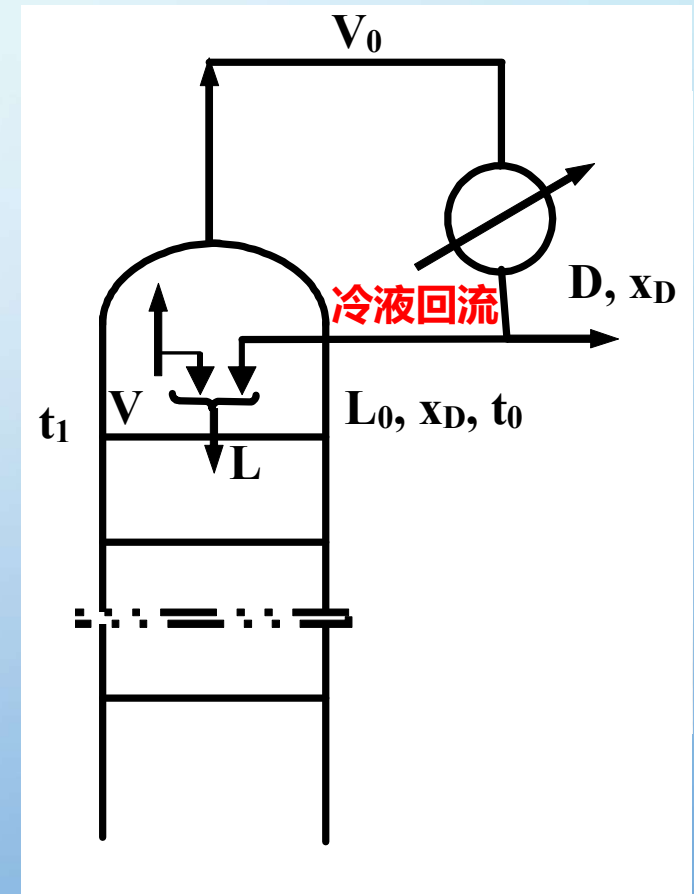
# 双组分精馏的设计型计算

## 讨论：塔顶冷液回流

思考：

冷液回流与泡点回流相比，实际 $R$ 有变化吗？哪个有利？

冷回流实际 $R$ 增大对精馏过程是有利的，但冷回流操作塔顶移取的热量多，相应地需要再沸器提供的热量也多



# 双组分精馏的设计型计算

**冷液回流计算**      内回流量  $L$  > 外回流量  $L_0$

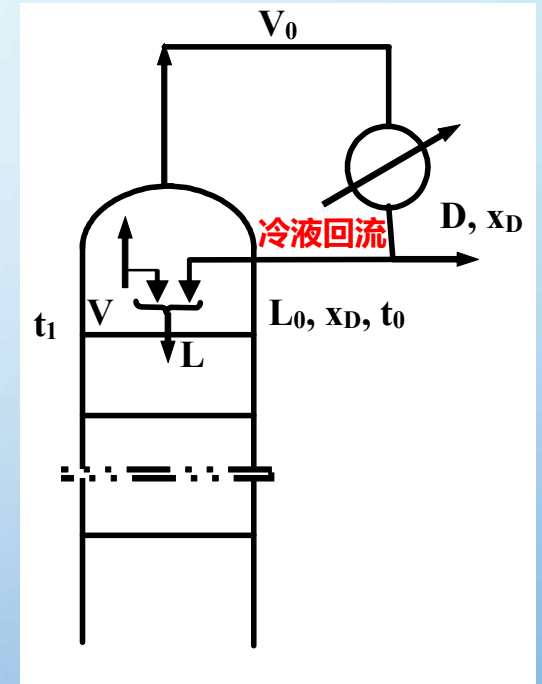
据物料、热量衡算知：  $(L - L_0)r = L_0 c_p (t_1 - t_0)$

$$\Rightarrow L = \left[ 1 + \frac{c_p (t_1 - t_0)}{r} \right] L_0$$

$$\Rightarrow R = \left[ 1 + \frac{c_p (t_1 - t_0)}{r} \right] R_0$$

内回流比  $L/D$

外回流比  $L_0/D$



计算时采用内回流比  $R$ ，计算过程不变

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

## 第九组

介绍一下精馏塔的板效率

## 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

$$E_{mV} = \frac{y_n - y_{n+1}}{y_n^* - y_{n+1}}$$

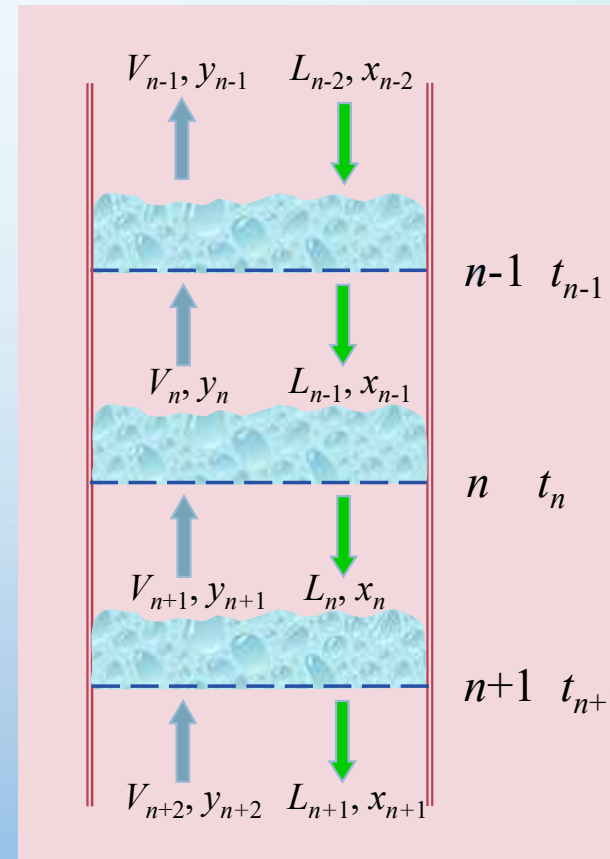
$$y_n^* = f(x_n)$$

#### b. 液相默弗里板效率

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

$$x_n^* = \varphi(y_n)$$

**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。



$y_n$  与  $x_n$  为实际板浓度

$y_n^*$  与  $x_n$  为理论板浓度

$y_n$  与  $x_n$  为实际板浓度

$x_n^*$  与  $y_n$  为理论板浓度

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

## 塔板默弗里效率

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



## 第十组

直接蒸气加热和间接蒸气加热的区别？

## 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。**

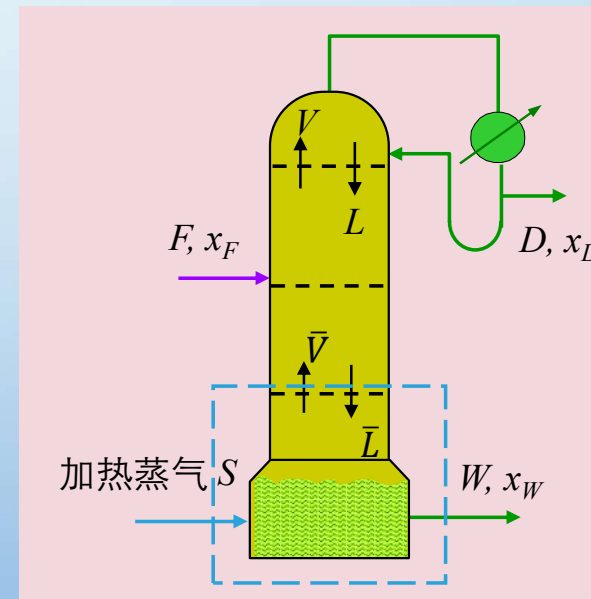
精馏段操作方程:  $y_{n+1} = \frac{R}{R+1} x_n + \frac{x_D}{R+1}$

提馏段操作方程:

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

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

此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

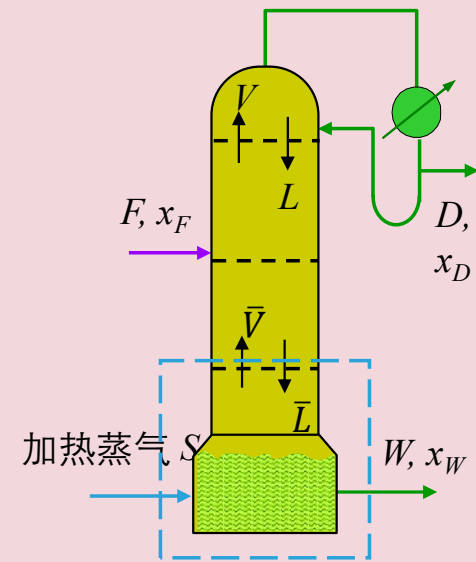
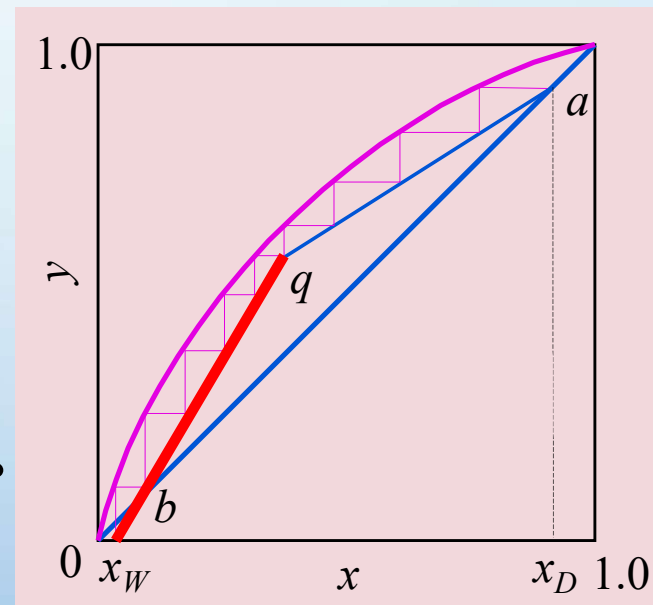
### 直接蒸汽加热

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

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

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

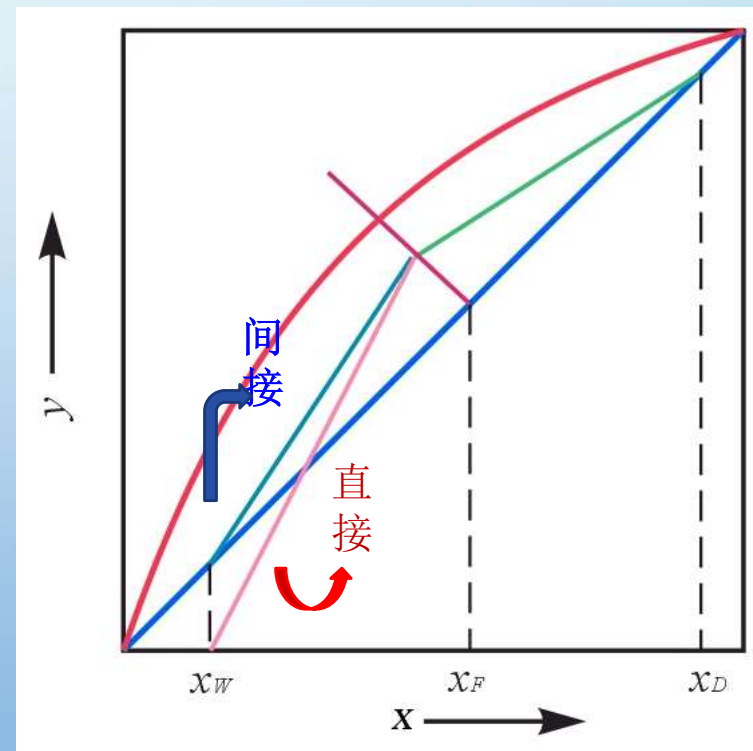
$$\left(\frac{D}{F}\right)_{\text{直}} < \left(\frac{D}{F}\right)_{\text{间}} \longrightarrow \eta_{\text{直}} < \eta_{\text{间}}$$

(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

### 直接蒸气和间接蒸气精馏比较

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

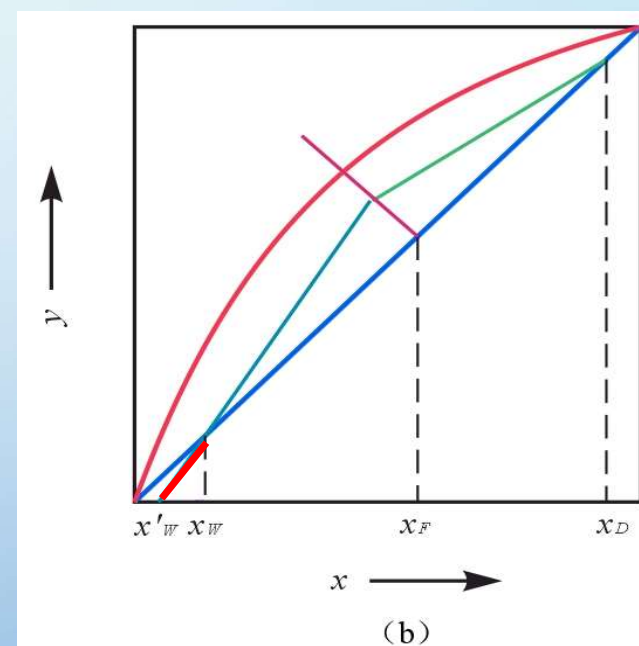
$$V = (R+1)D, \quad \bar{V} = V - (1-q)F \text{ 相同}$$

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  $x_{w\text{直}} \downarrow, N_{T\text{直}} \uparrow$

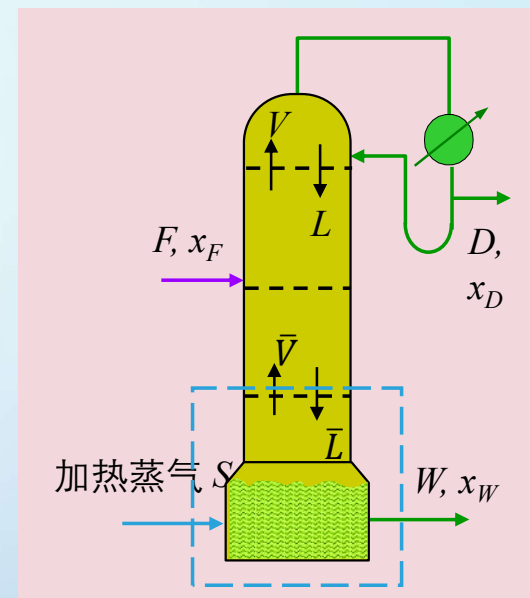


某精馏塔设计时，若将塔釜由原来的间接蒸汽加热改为直接蒸汽加热，而保持  $x_f$ ， $F$ ，

$D/F$ ， $q$ ， $R$ ， $x_D$  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）



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

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

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

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

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  $W$  \_\_\_\_\_， $x_w$  \_\_\_\_\_。

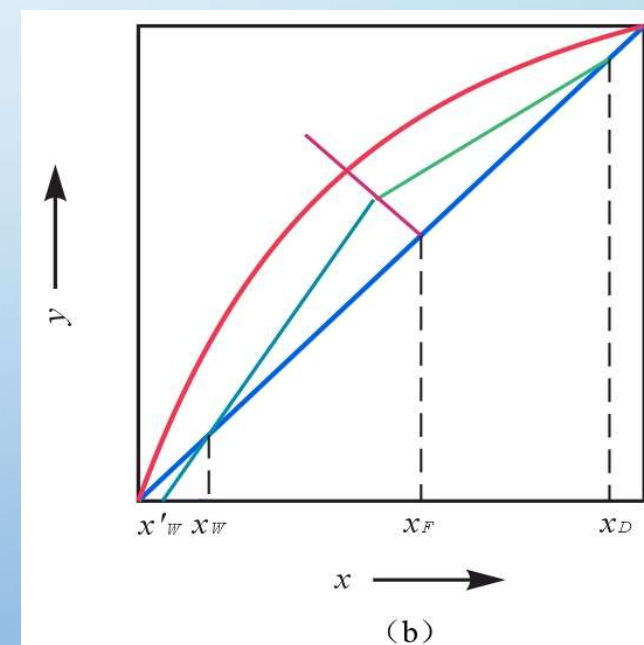
提馏段操作线斜率 \_\_\_\_\_，理论板数 \_\_\_\_\_。

（变大，变小，不变，不确定）



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

变大， 变小， 不变， 变大



## 9.5 双组分精馏的设计型计算

### 2、多股加料

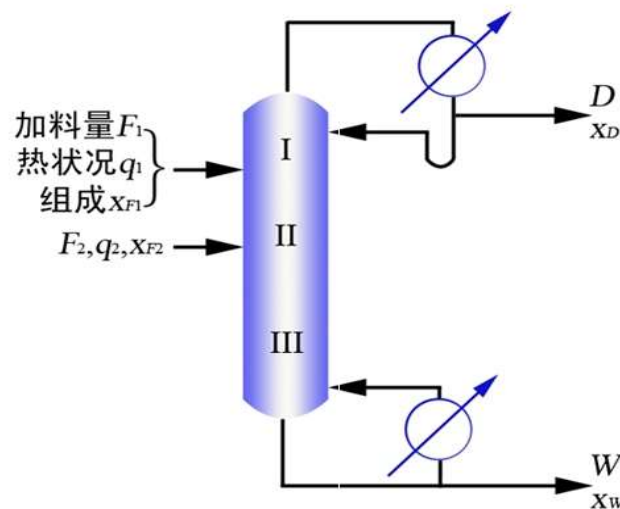
浓度不同的料液在同一塔内分离。

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。

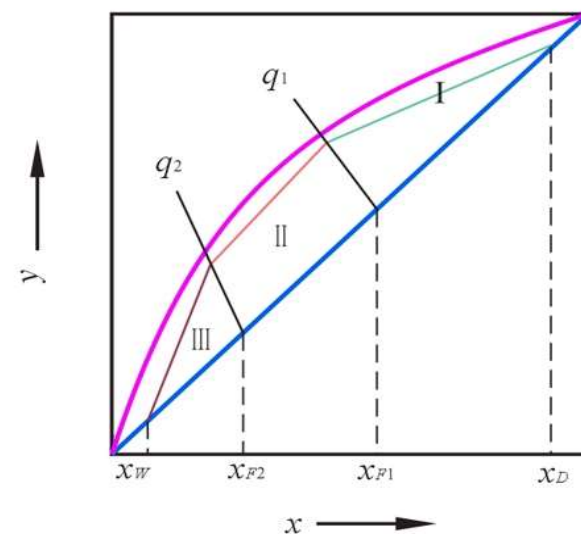
#### 解决两个问题

① 混合加料有利还是不利？

② 当多股进料时，如何确定最小回流比？



(a)



两股加料时的操作线

(b)



# 多股加料操作线方程

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

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

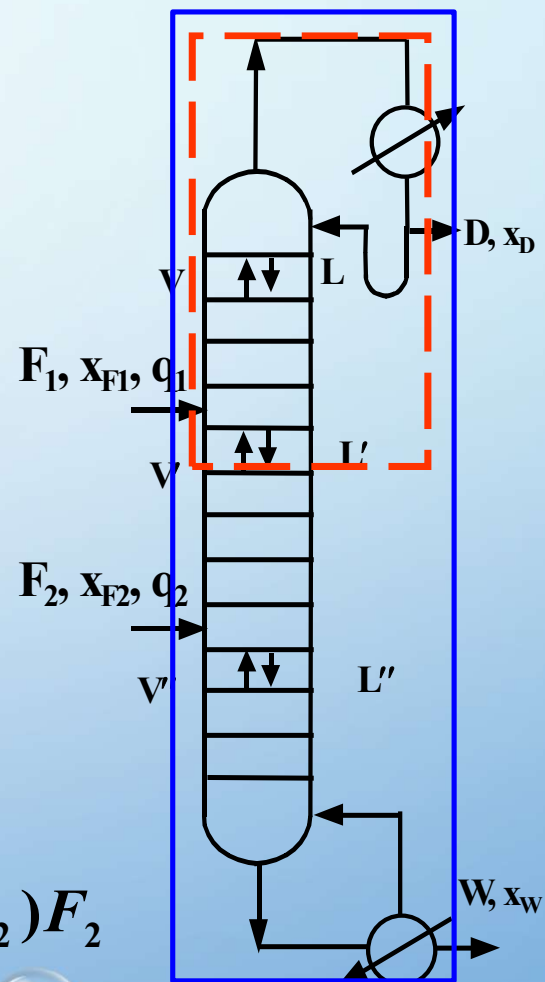
2. 精、提操作线方程不变

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：

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

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

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



## 9.5 双组分精馏的设计型计算

### 2、多股加料

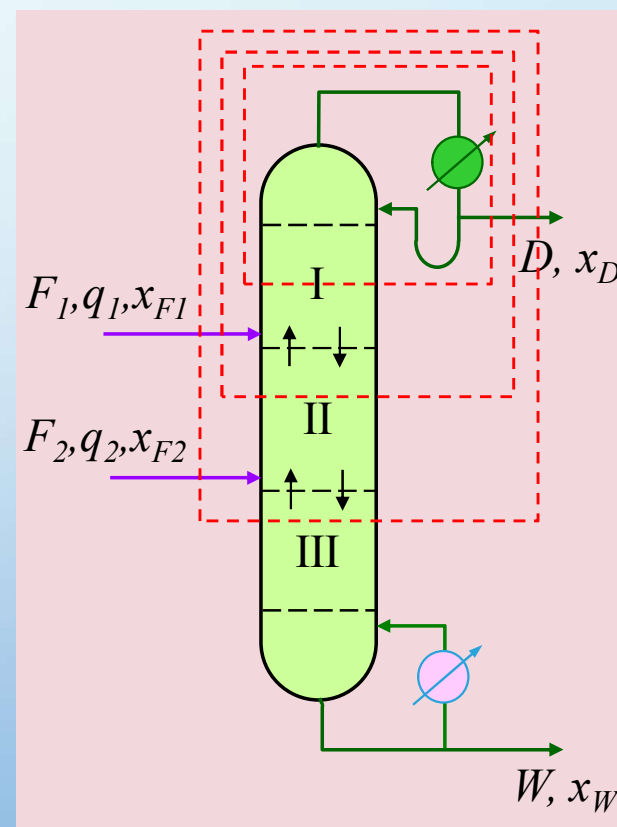
各段操作线方程:

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

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

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

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



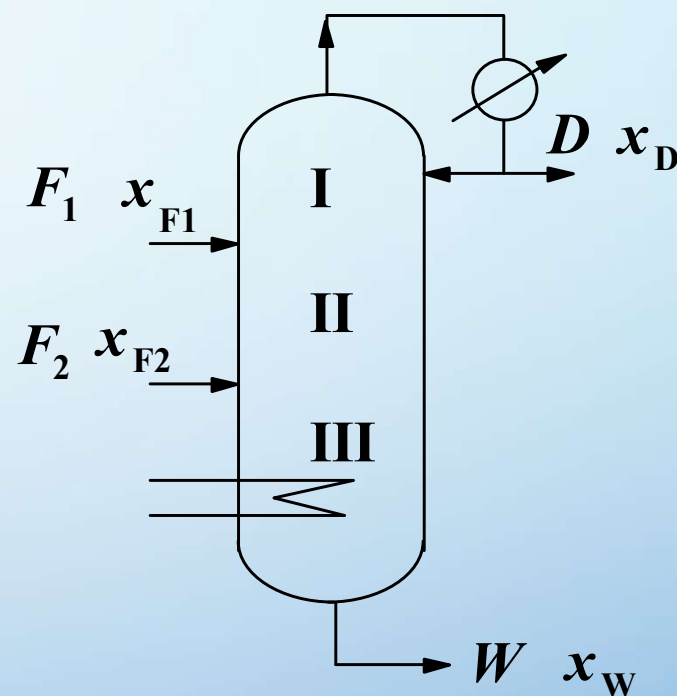
**例** 图为两股组成不同的原料液分别预热至泡点，从塔的不同部位连续加入精馏塔内。已知 $x_D=0.98$

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

$$x_w=0.02(\text{以上均为摩尔比})$$

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

求：1) 塔顶易挥发组分的回收率



解: (1)  $x_D = 0.98$

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

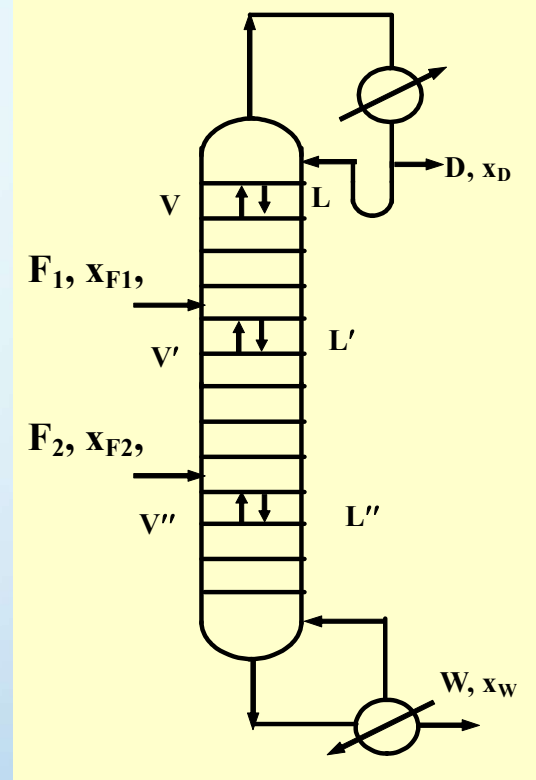
$$x_w = 0.02$$

$$\begin{cases} F_1 + F_2 = D + W \\ F_1 x_{f1} + F_2 x_{f2} = Dx_D + Wx_w \end{cases}$$

$$F_1 = 0.2F_2$$

$$\text{解得: } \frac{D}{F_2} = 0.456$$

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



## 第一组

混合加料有利还是不利？当多股进料时，如何确定最小回流比？

## 9.5 双组分精馏的设计型计算

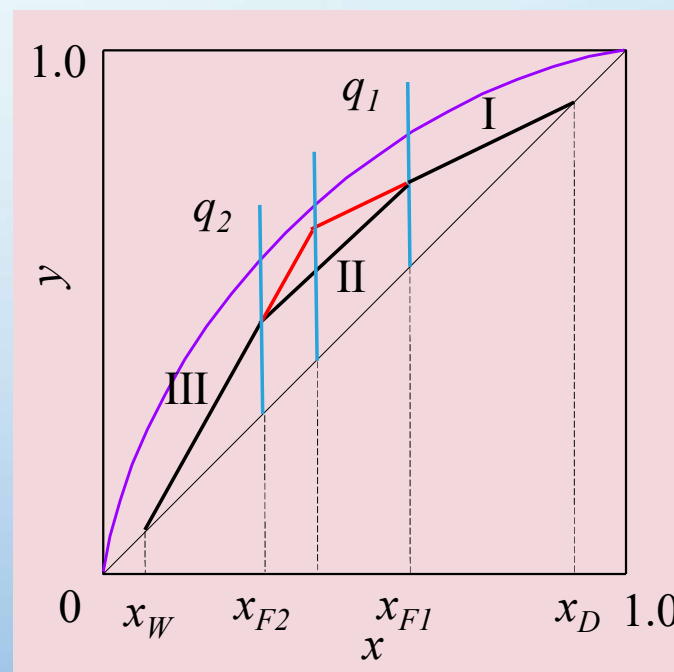
### ① 混合加料是否有利？

**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。

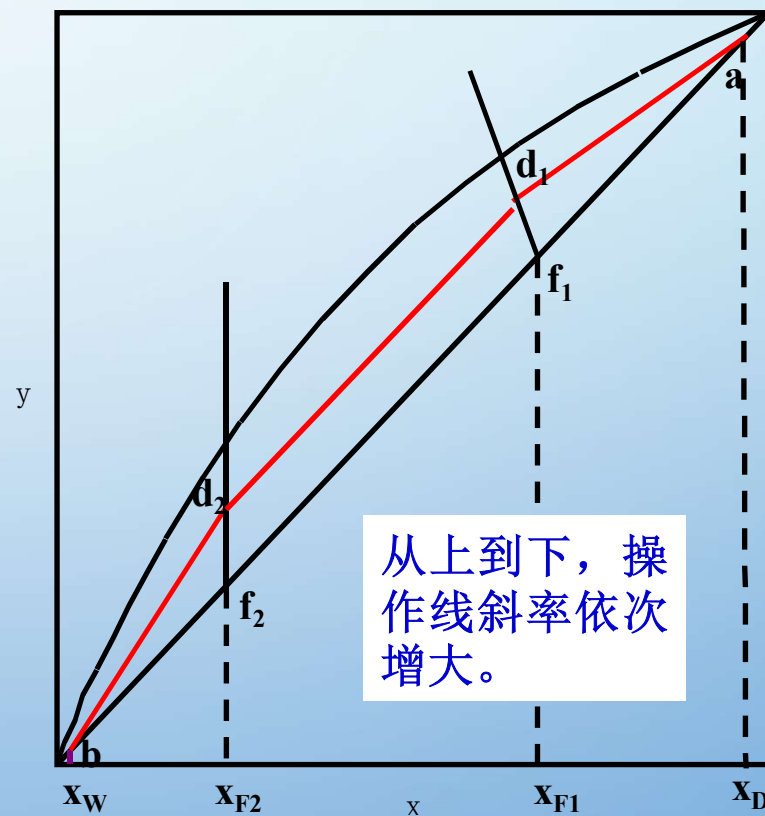
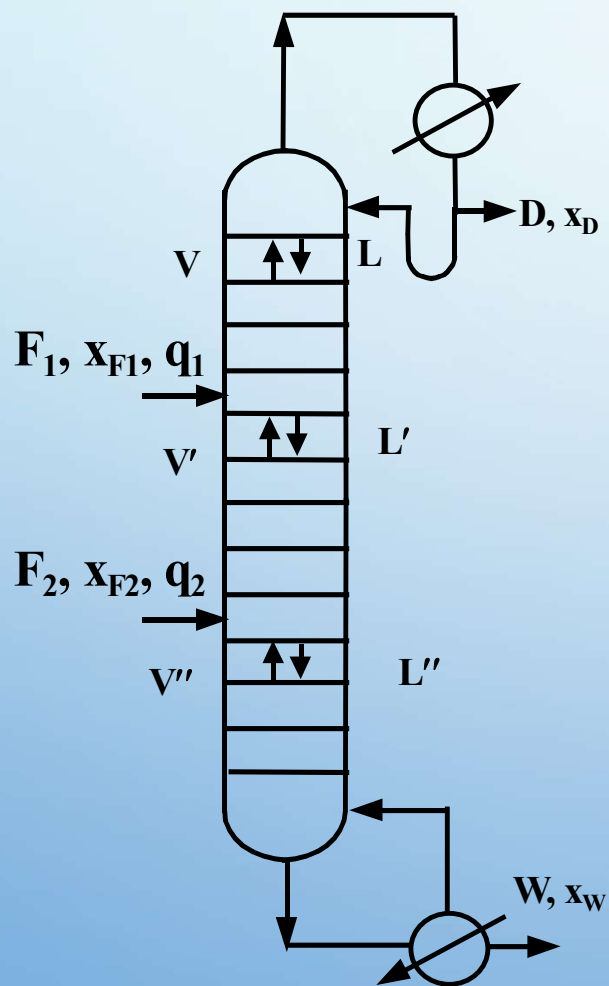
**结论：混合进料需要更多理论板数。**

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。



## ② 多股进料如何确定最小回流比?



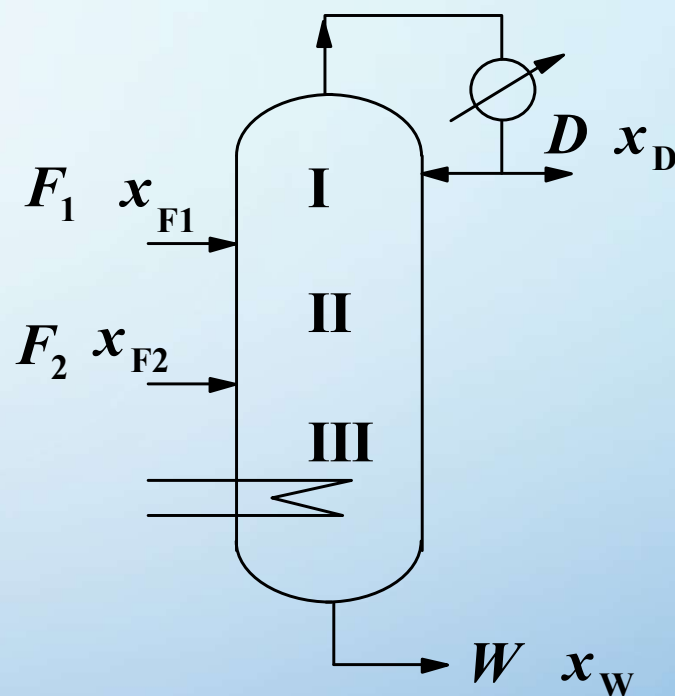
**例** 图为两股组成不同的原料液分别预热至泡点，从塔的不同部位连续加入精馏塔内。已知 $x_D=0.98$

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

$$x_w=0.02(\text{以上均为摩尔比})$$

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

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， $q_{f2} = 1 \quad \therefore x_A = x_{f2} = 0.35$

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

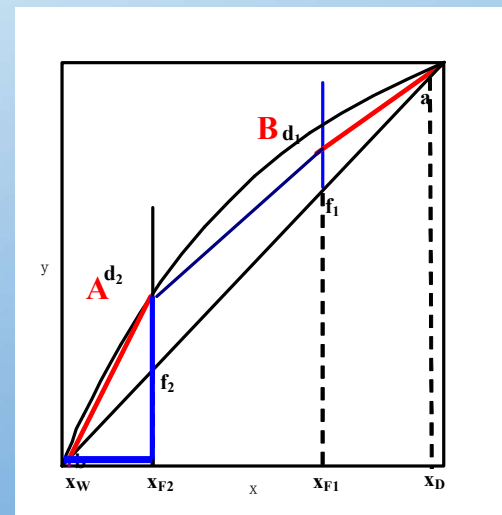
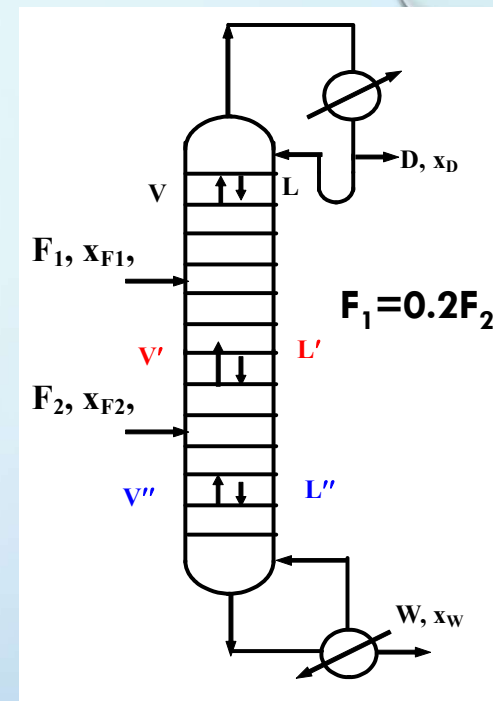
$$\frac{L''}{V''} = \frac{y_A - x_w}{x_A - x_w}$$

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

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

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

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



2、两股加料，三段操作线，出现两个挟点

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

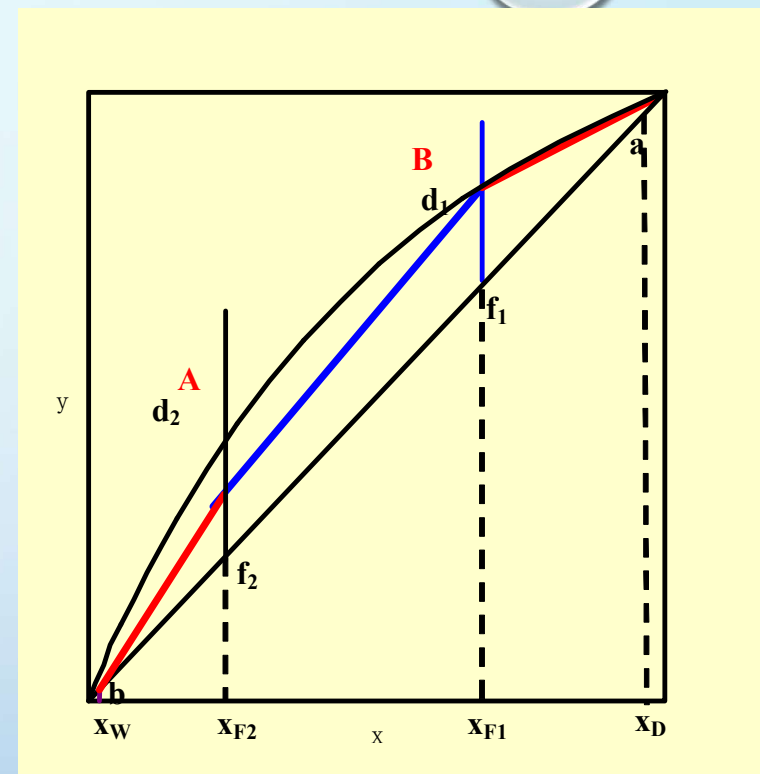
$$y_B = \frac{\alpha x_B}{1 + (\alpha - 1)x_B} = 0.753$$

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

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

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

$$R_m = 1.51$$



**结论：取最小回流比大的**

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

作业：第九章 **13、15、17**

### 第三组

精馏塔的灵敏板温度有什么用途

### 第四组

精馏塔操作时，回流比对精馏结果的影响

### 第五组

精馏塔操作时，进料状态对精馏结果的影响

### 第六组

精馏塔操作时，采出率对精馏结果的影响

### 第七组

精馏塔操作时，进料组成对精馏结果的影响