

# 9 精馏



## 9.1 概述

### 1.1 蒸馏分离的目的和依据

目的：液体混合物的分离，提纯或回收有用组分

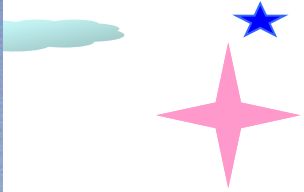
例：发酵醪液中提纯酒精

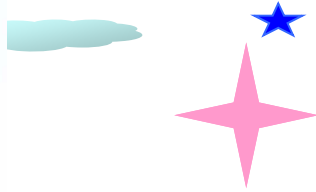
石油炼制

依据：混合液中各组分挥发性的差异



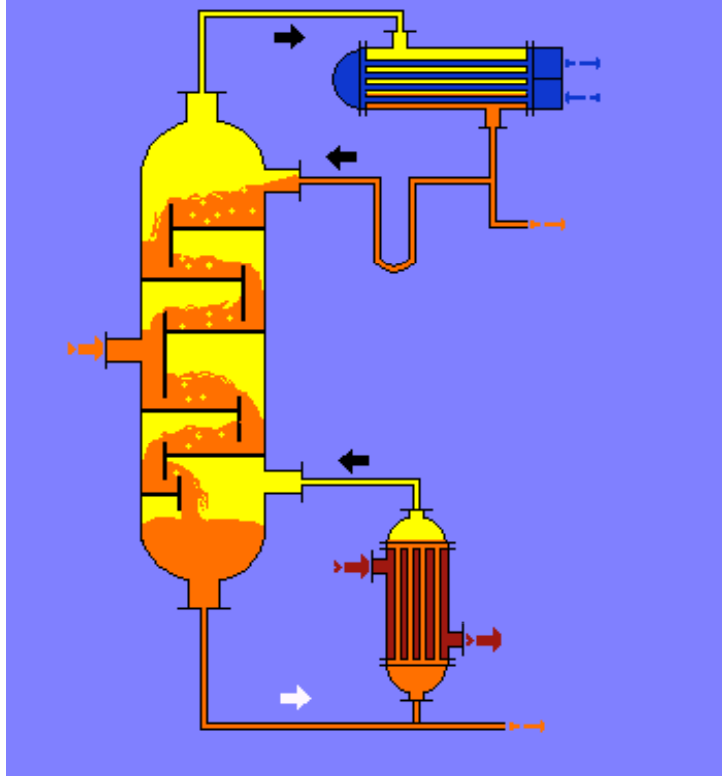




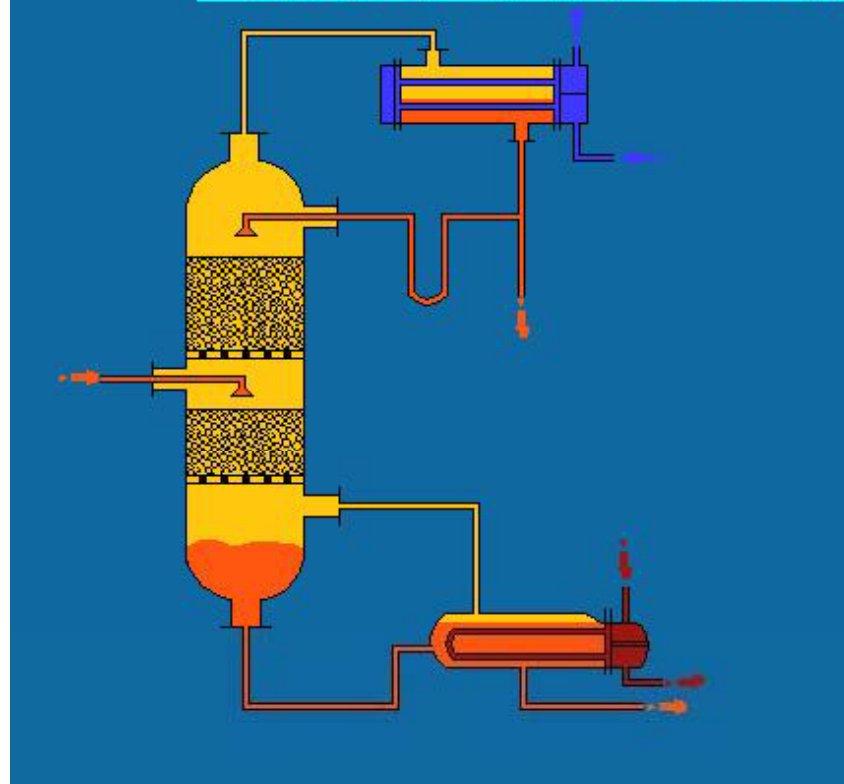




连续精馏系统 (板式塔)



连续精馏系统 (填料塔)



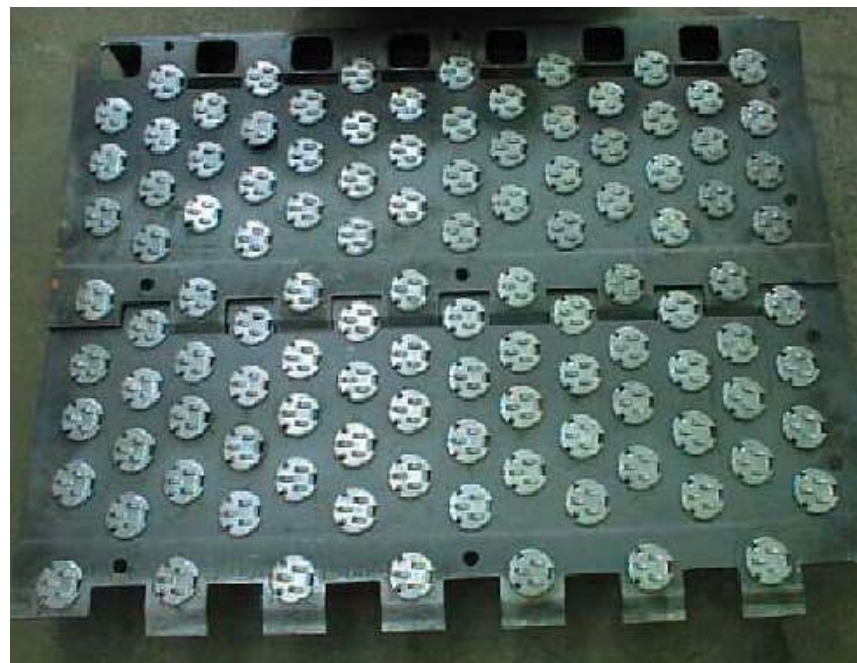
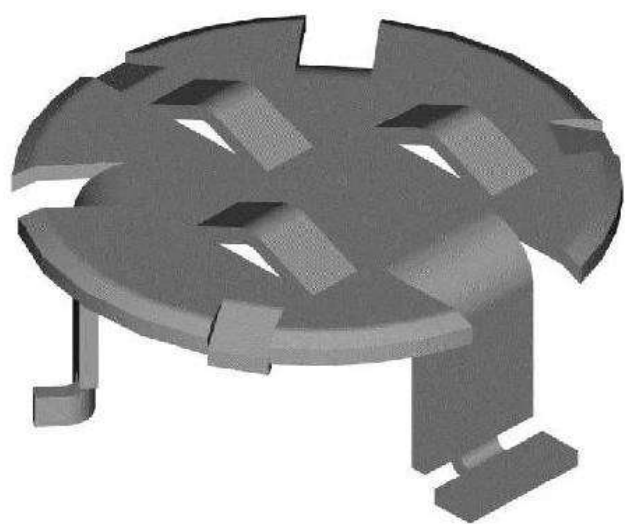


筛板



林德筛板





ADV微分浮阀



## 9.1 概述



## 1.2 蒸馏过程的分类

按蒸馏方式：简单蒸馏、平衡蒸馏、精馏、特殊精馏等

按连续性：连续蒸馏、间歇蒸馏

按操作压强：常压、减压、加压蒸馏

按组分数：双组分、多组分

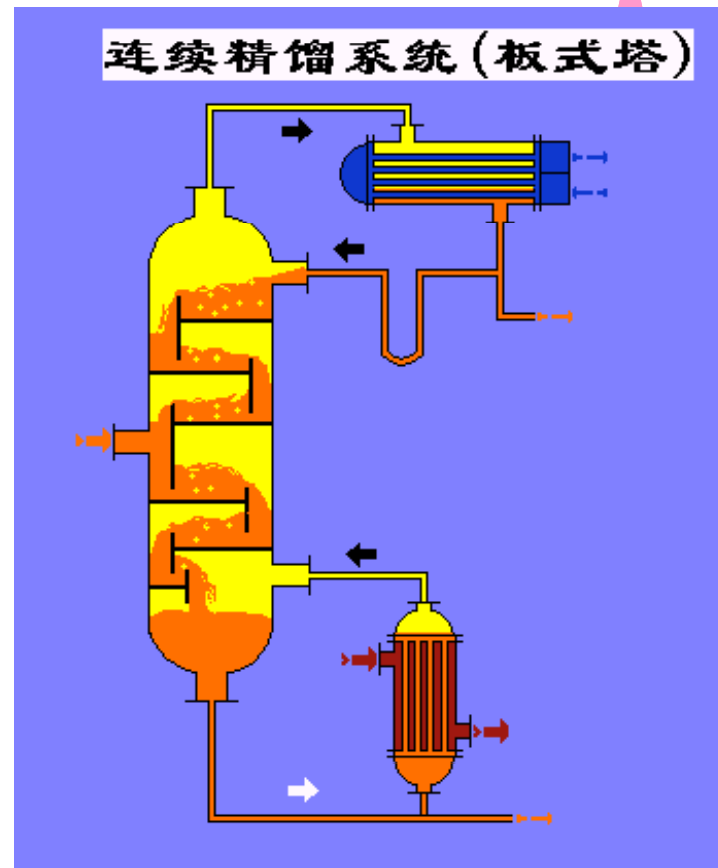




## 9.1 概述

### 1.3 蒸馏分离的特点

- (1) 可直接获得所需要的产品
- (2) 应用广泛，历史悠久  
(可分离液体、气体、固体混合物)
- (3) 适用于各种浓度混合物的分离
- (4) 操作能耗大，费用高



# 9 精馏

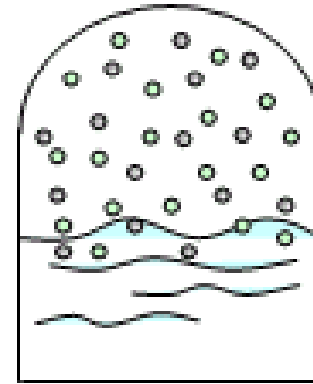
## 9.2 二元物系的汽液相平衡

$$F = N - \Phi + 2 = 2 - 2 + 2 = 2$$

参数:  $P, t, y_i, x_i$ ;

$P$  一定,  $F = 1$ , 故:  $\left. \begin{array}{l} x(y) \sim t \\ y \sim x \end{array} \right\}$  一一对应

$t$  一定,  $p_A \sim x_A$





### 2.1 理想物系的汽液相平衡

(1) 液相为理想溶液

$$p_A = p_A^0 x_A$$

$$p_B = p_B^0 x_B$$

(2) 汽相为理想气体

$$p = p_A + p_B$$



## 2.1 理想物系的汽液相平衡



### 2.1.1 $t \sim x$ 关系式

$$P_A^0 x_A + P_B^0 (1 - x_A) = P$$

$$x_A = \frac{P - P_B^0}{P_A^0 - P_B^0} = \frac{P - f_B(t)}{f_A(t) - f_B(t)}$$



泡点方程

$$\text{Antoine 方程: } \log P^0 = A - \frac{B}{t + C}$$



纯组分的  $p^0 \sim t$



## 2.1 理想物系的汽液相平衡



### 2.1.2 $t \sim y$ 关系式

$$y_A = \frac{p_A}{P} = \frac{P_A^0 x_A}{P} = \frac{P_A^0}{P} \cdot \frac{P - P_B^0}{P_A^0 - P_B^0}$$
$$= \frac{f_A(t)}{P} \cdot \frac{P - f_B(t)}{f_A(t) - f_B(t)}$$



露点方程

### 2.1.3 $y \sim x$ 关系式

$$y_A = \frac{p_A}{P} = \frac{P_A^0 \cdot x_A}{P} = K x_A$$

平衡常数:  $K = f(P, t)$



## 2.1 理想物系的汽液相平衡

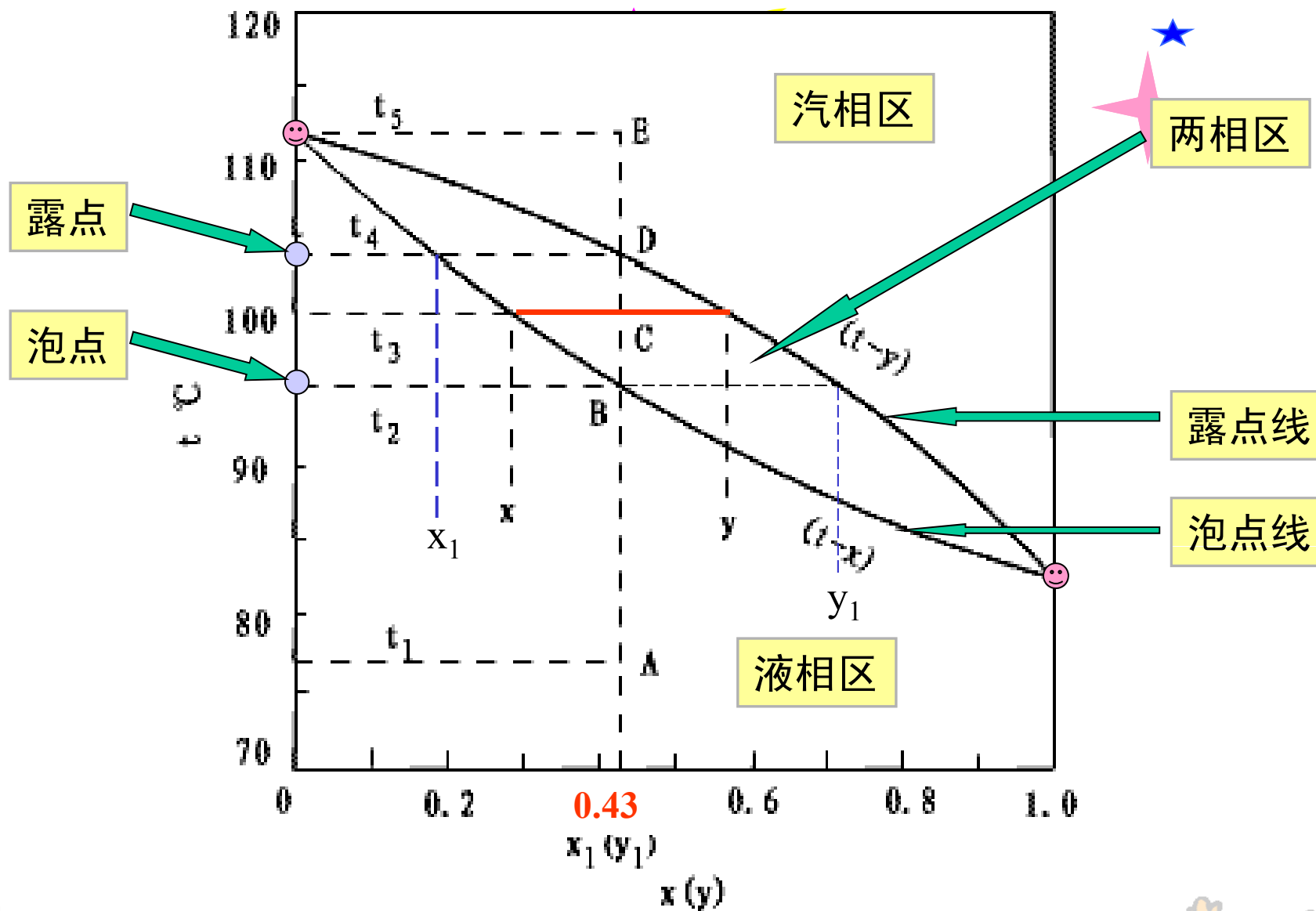


### 2.1.4 $t \sim x(y)$ 图和 $y \sim x$ 图

#### 1. $t \sim x(y)$ 图

在恒定的总压下，溶液的平衡温度随组成而变，将平衡温度与液（汽）相的组成关系标绘成曲线图，该曲线图即为 $t-x(y)$ 图。





苯-甲苯混合液的  $t-x-y$  图

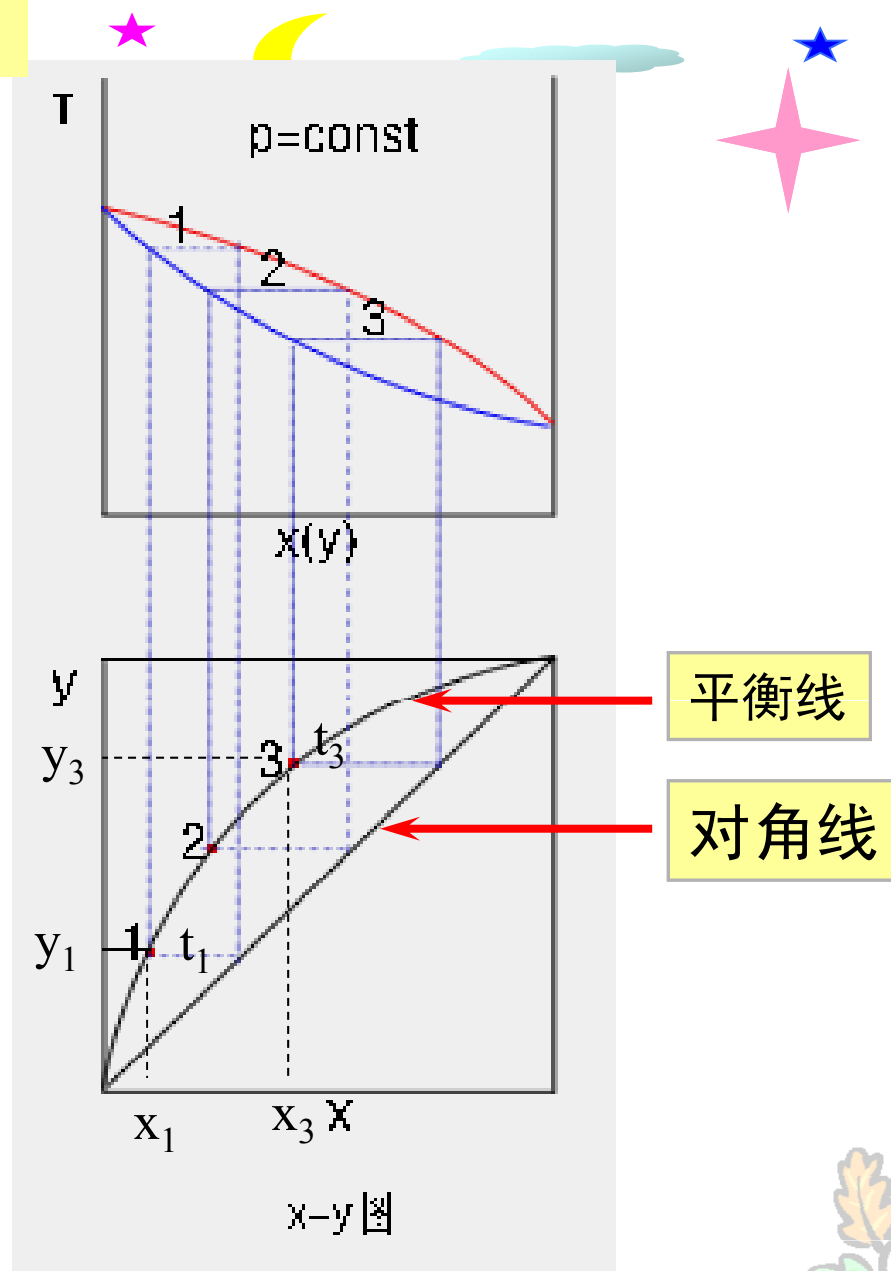
## 2.1 理想物系的汽液相平衡

### 2. $y \sim x$ 图

平衡线上各点对应的  $t$  不同

$y$  越高，相应的  $t$  越低

平衡线与对角线之间的距离越大  $\rightarrow$  分离越容易





## 2.1 理想物系的汽液相平衡



### 2.1.5 挥发度和相对挥发度

#### 1. 挥发度

纯物质:  $v = p^o$

混合液:  $v_A = \frac{p_A}{x_A}$  ,  $v_B = \frac{p_B}{x_B}$



## 2.1 理想物系的汽液相平衡



### 2. 相对挥发度 $\alpha$

$$\alpha = \frac{v_A}{v_B} = \frac{p_A/x_A}{p_B/x_B} = \frac{y_A/y_B}{x_A/x_B}$$

对双组分物系,  $y_B = 1 - y_A$ ,  $x_B = 1 - x_A$ , 则

$$y = \frac{\alpha x}{1 + (\alpha - 1)x}$$



相平衡方程

理想溶液:  $\alpha = \frac{P_A^0}{P_B^0}$ ,  $\alpha = f(t)$

$\alpha$  表示了分离的难易程度。

①  $\alpha$  偏离1的程度愈大, 分离愈容易。

② 若 $\alpha=1$ , 不能用普通蒸馏方法分离。

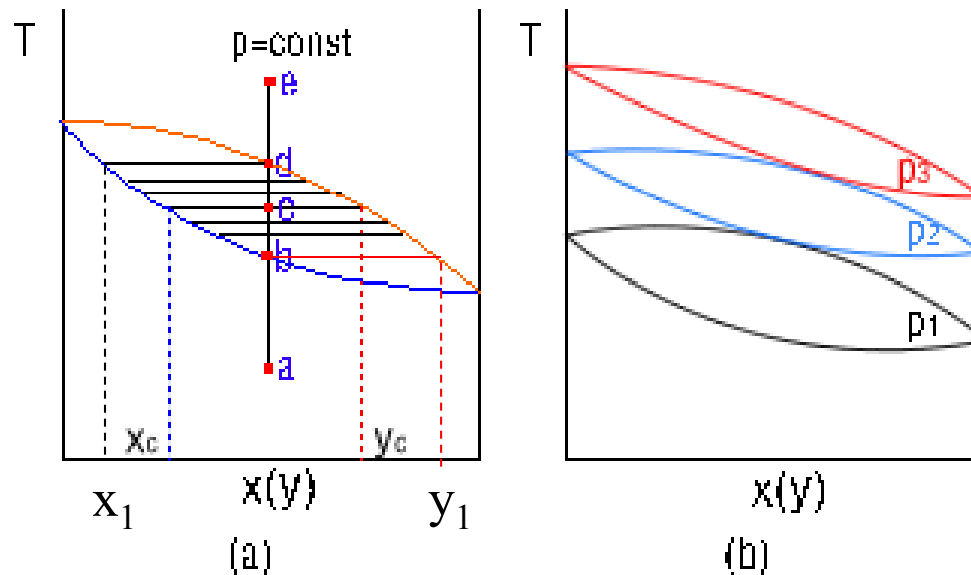


## 2.1 理想物系的汽液相平衡



### 2.1.6 总压对相平衡的影响

蒸馏的压强增高，泡点升高， $\alpha$ 减小，分离困难。

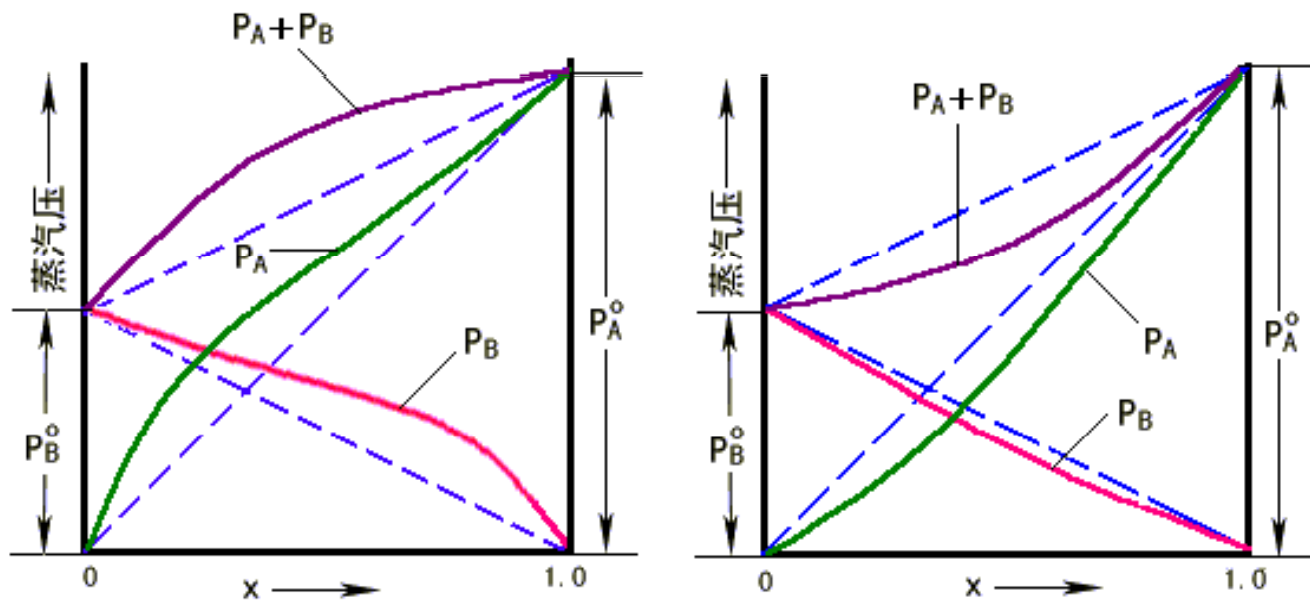


但当总压变化不大时，例如 $<30\%$ ，所引起的 $x-y$ 关系的变化不超过 $2\%$ ，工程上可忽略。

蒸馏操作压力的选择不是着眼于分离的难易程度，而主要考虑物系的工艺特性或其它特殊要求（如能量的合理利用）。

一般应尽可能在常压下操作。

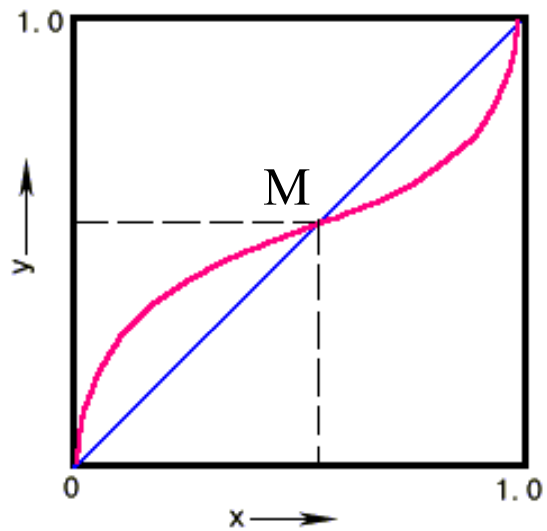
## 2.2 非理想物系的汽液相平衡 (选学)



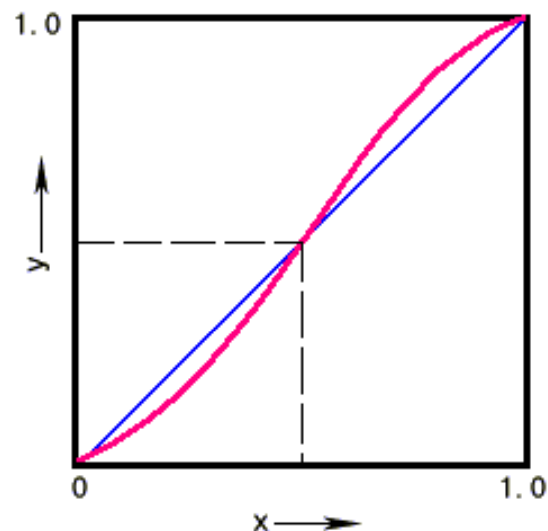
(a) 恒定温度下非理想溶液的蒸汽压 (b)

$$p_A = P_A^0 x_A \gamma_A, \quad p_B = P_B^0 x_B \gamma_B$$

$\gamma_A$ 、 $\gamma_B$  分别为组分 A、B 的活度系数。



苯-乙醇溶液相图（正偏差）



氯仿-丙酮溶液相图（负偏差）

- (1)  $\alpha=1$
- (2) 恒沸点

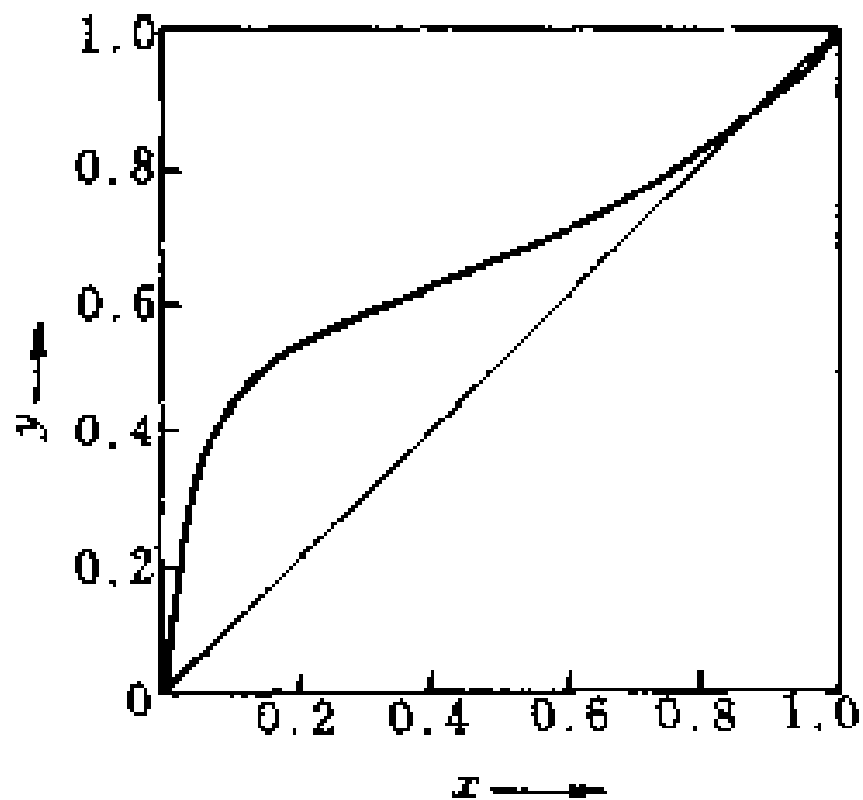
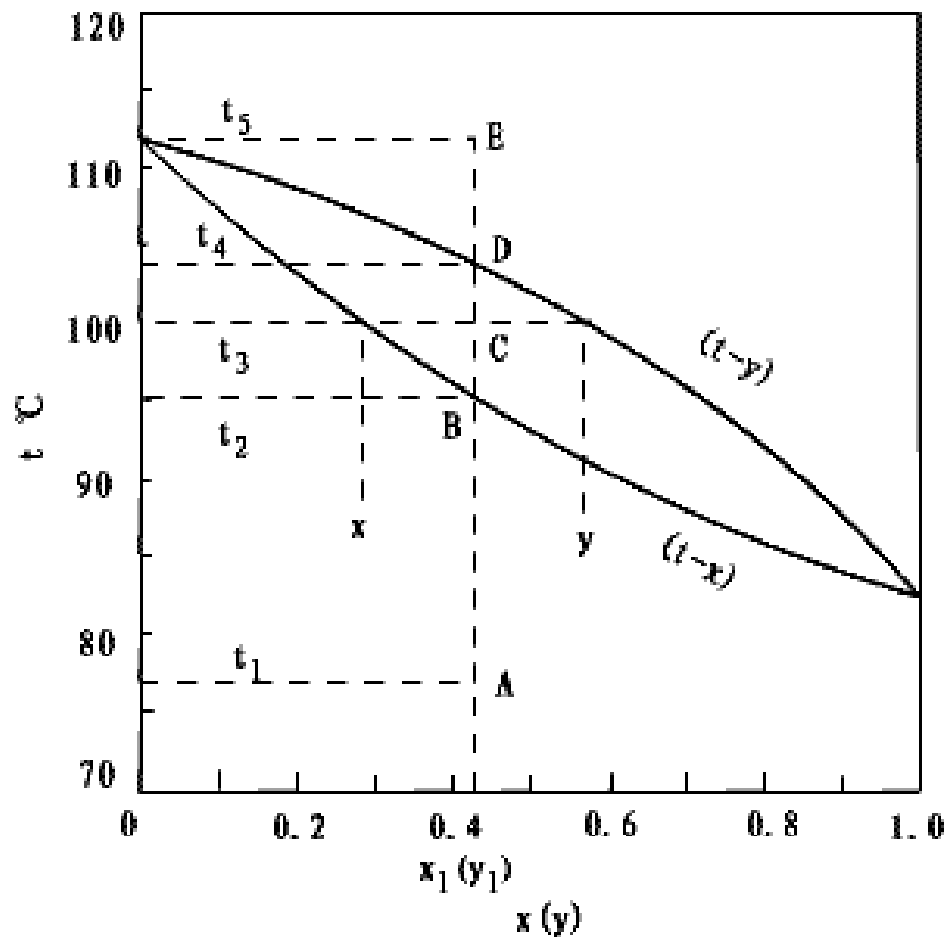
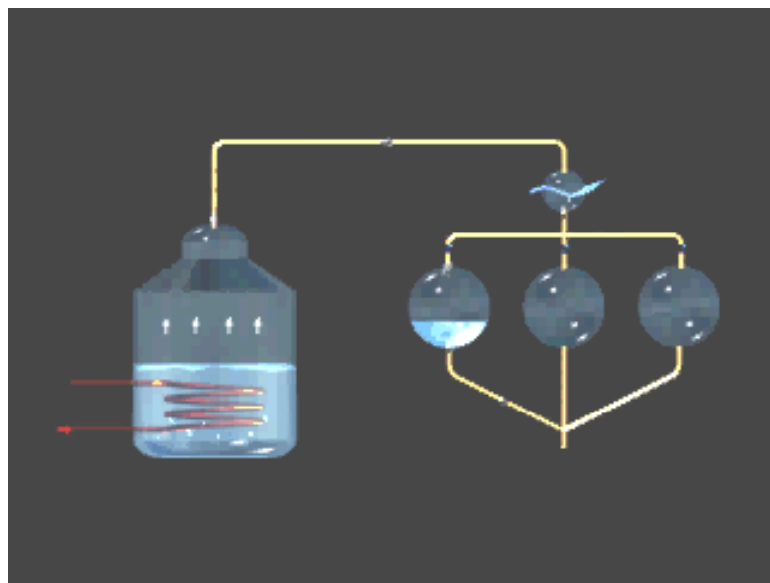


图 9-9 乙醇-水溶液的相平衡曲线  
( $p=0.1\text{MPa}$ )

# 9 精馏

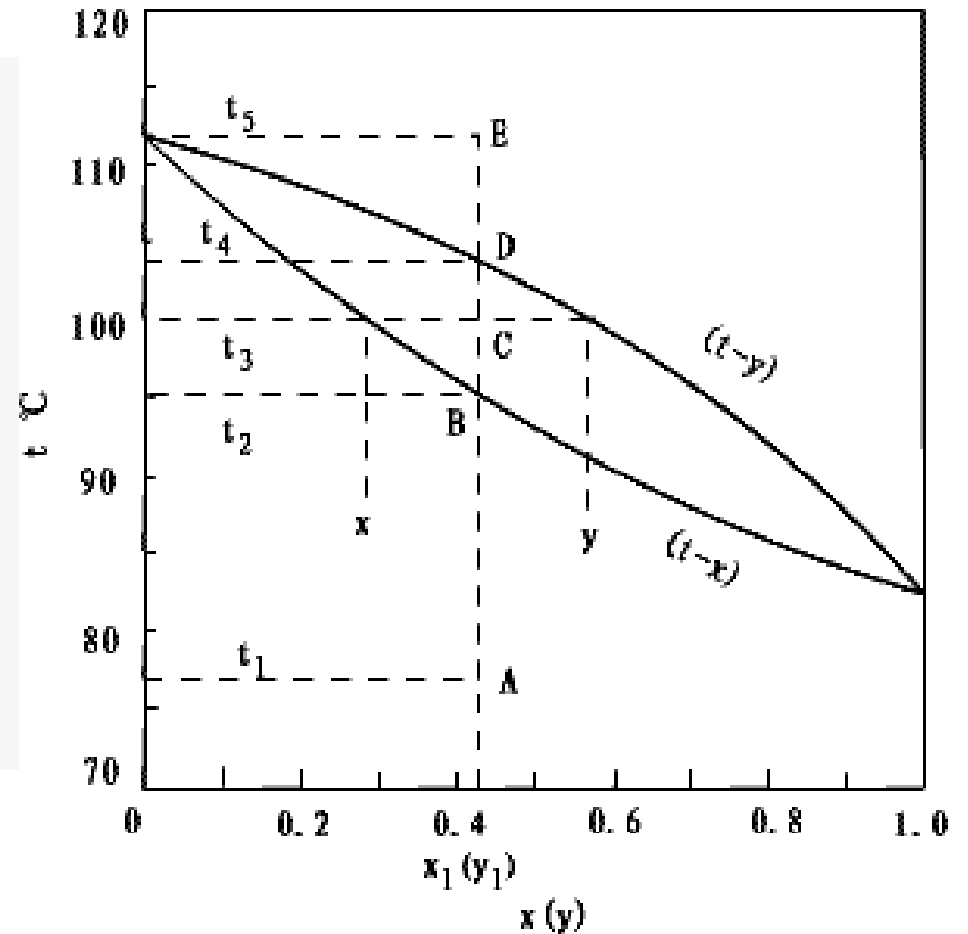
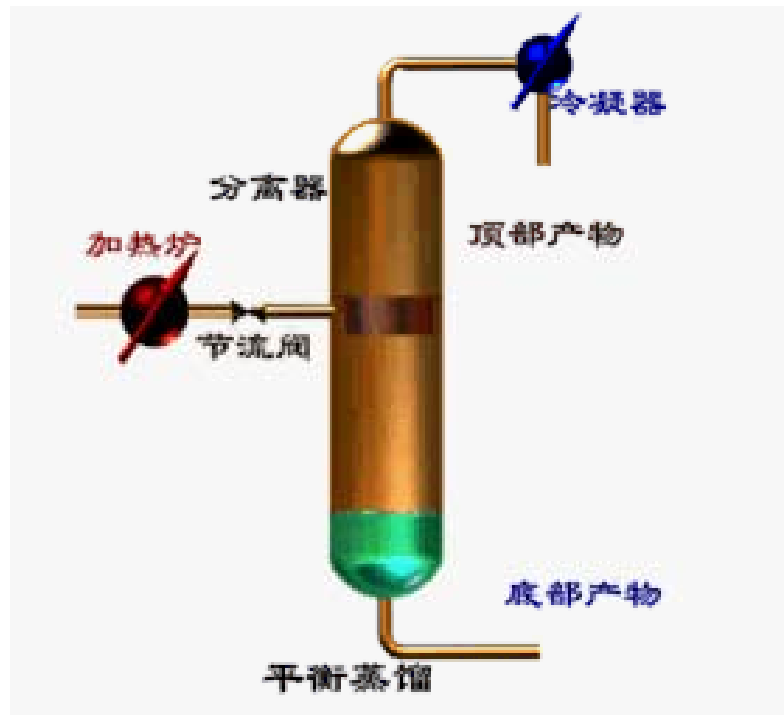
## 9.3 蒸馏方式

### 1. 简单蒸馏（间歇）



## 9.3 蒸馏方式

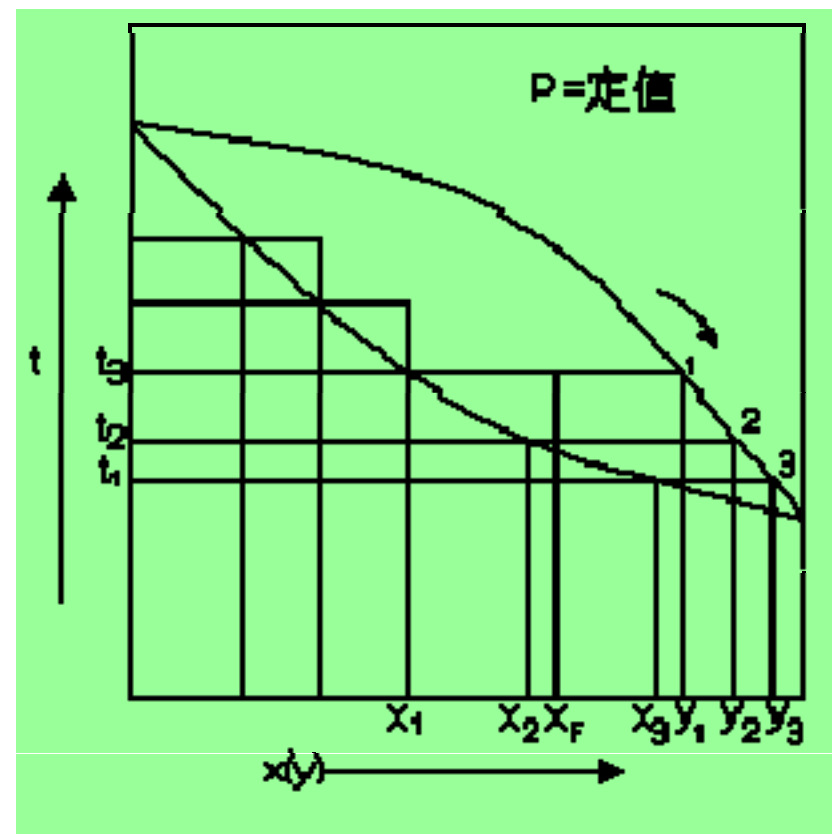
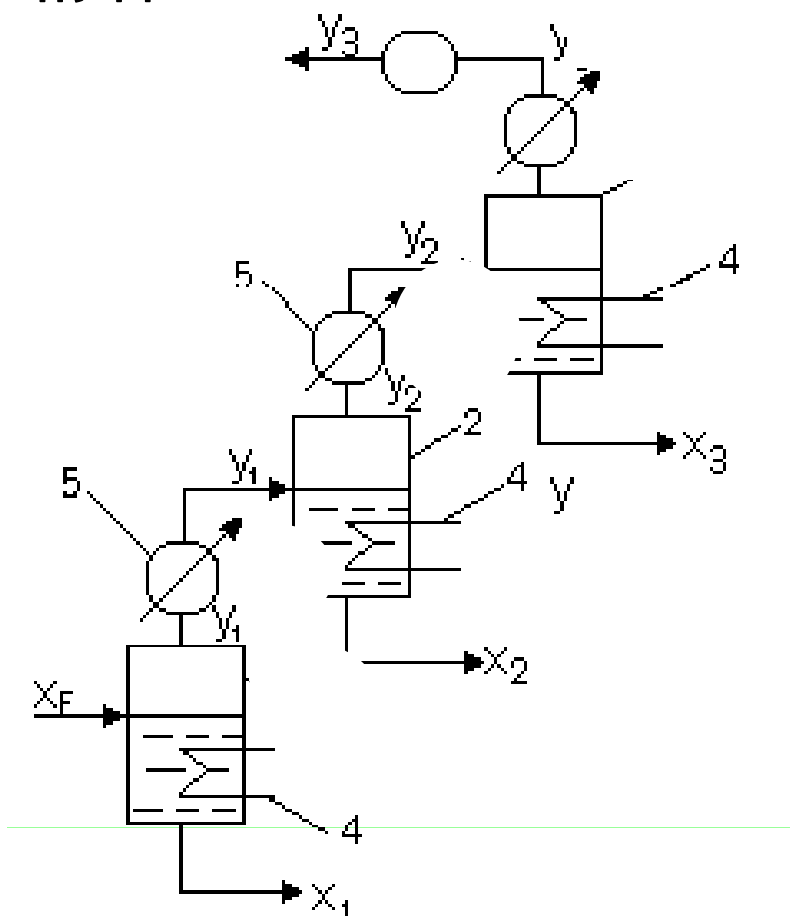
### 2. 平衡蒸馏（闪蒸）：连续定态

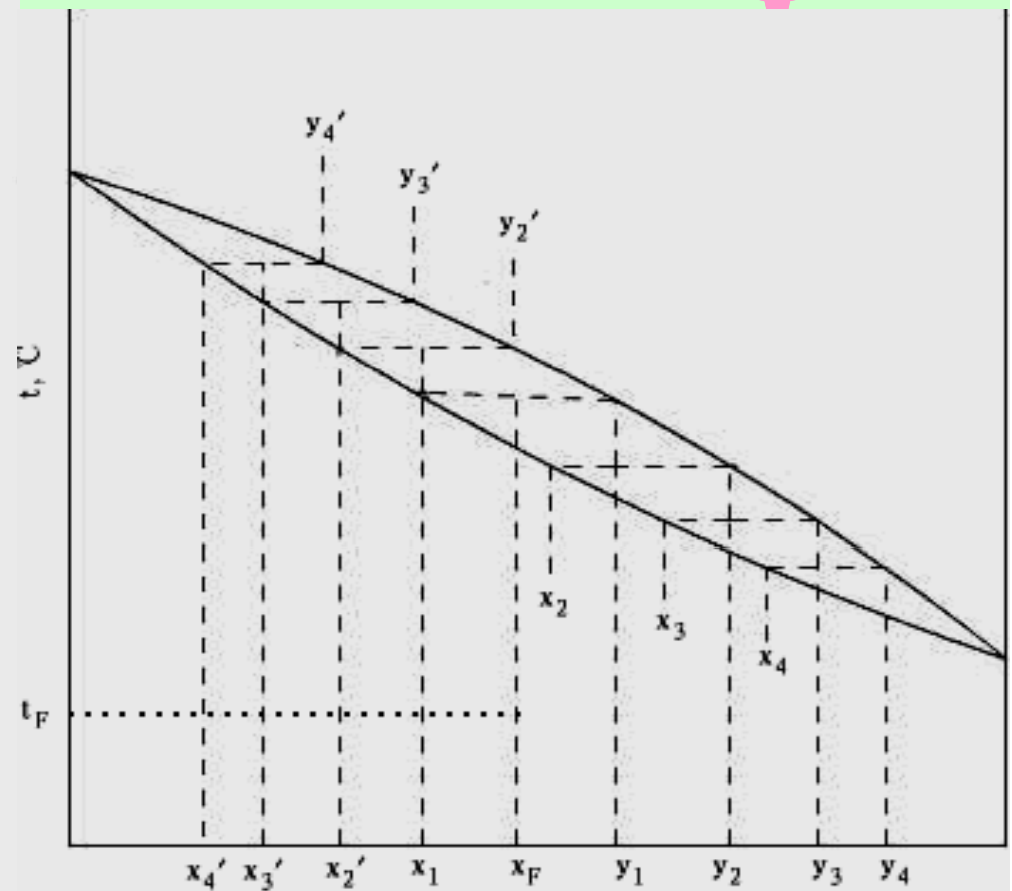
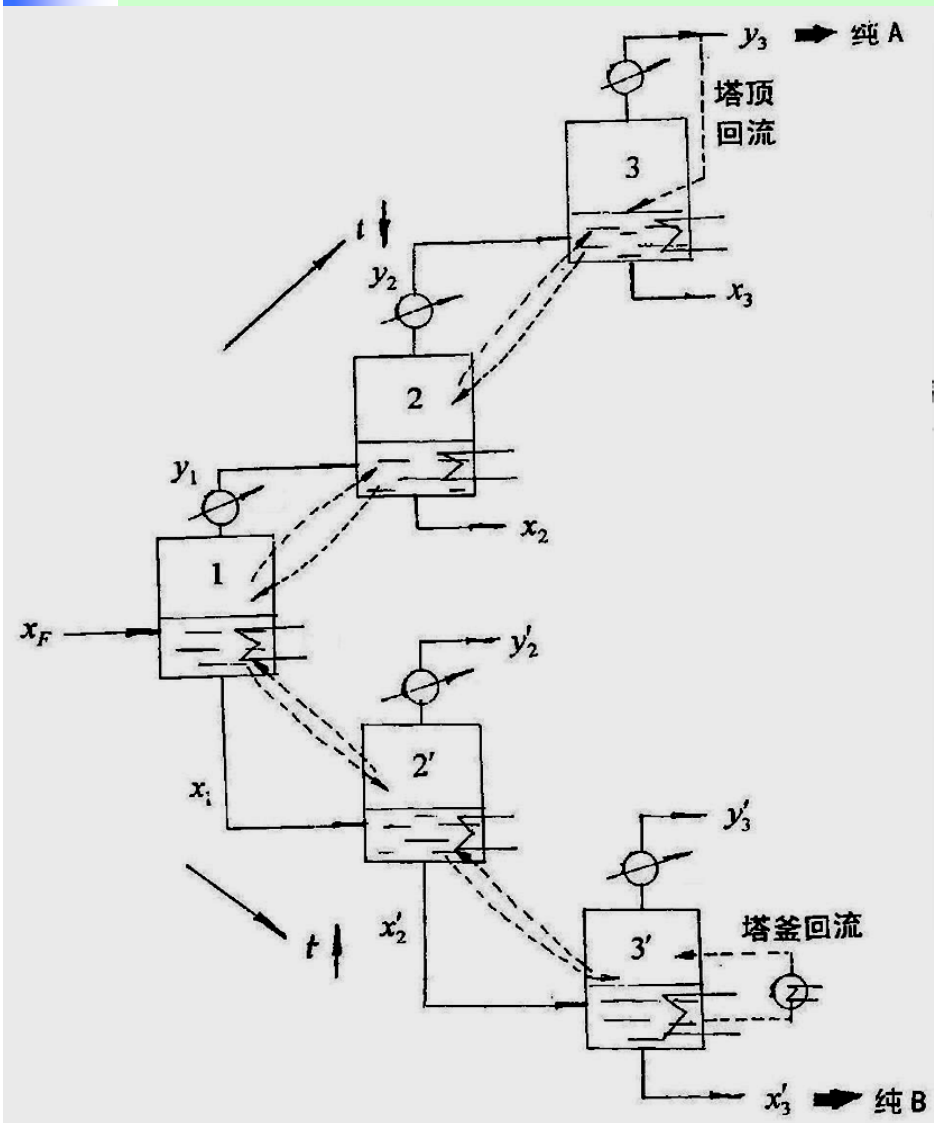


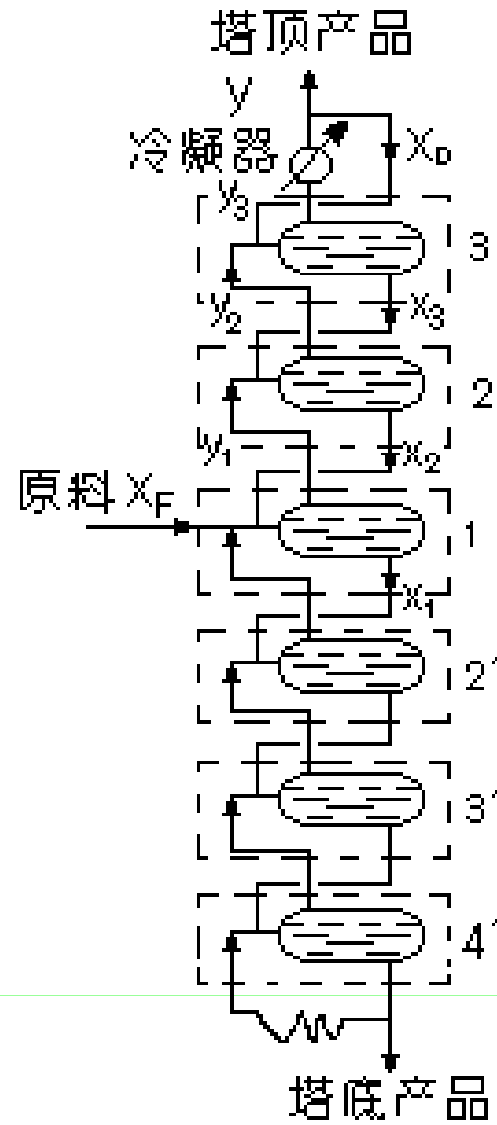
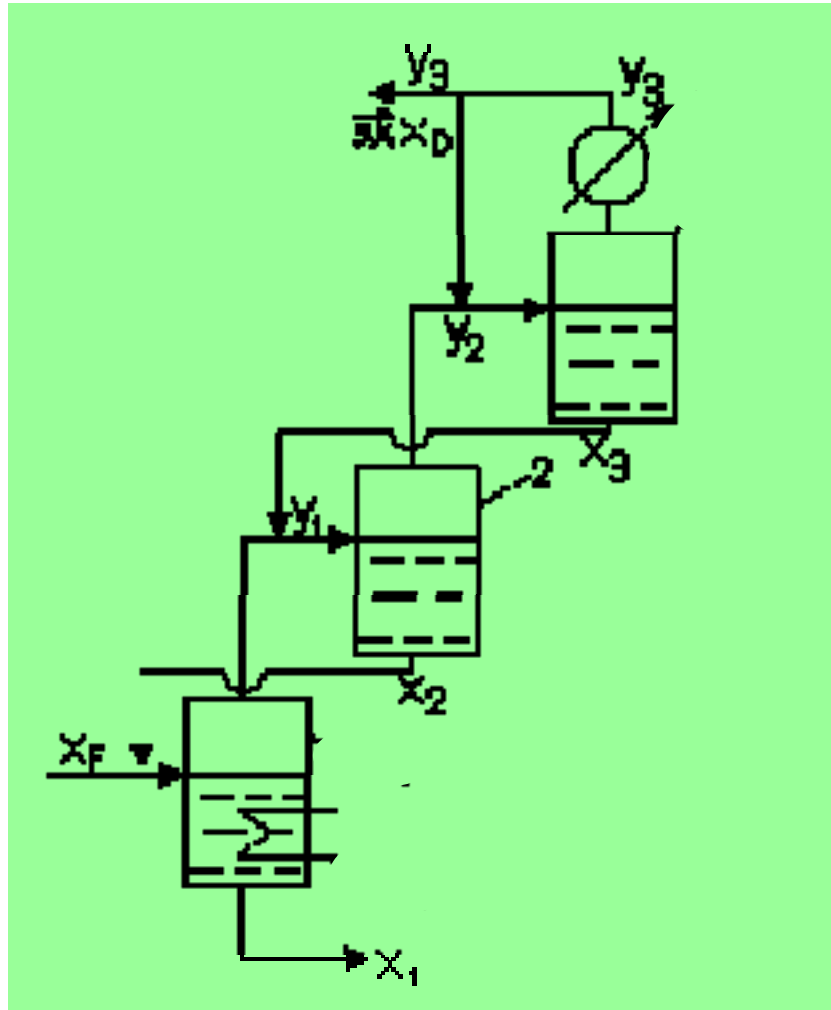


## 9.3 蒸馏方式

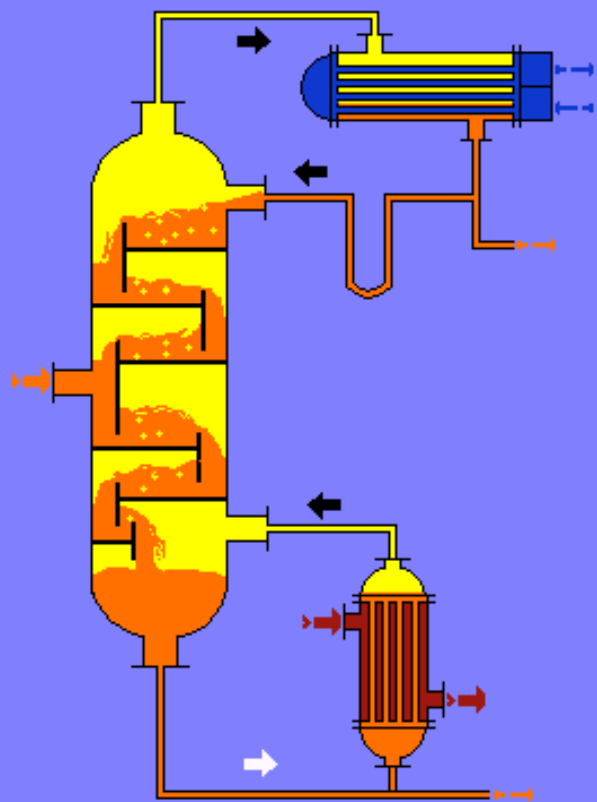
### 3. 精馏







## 连续精馏系统(板式塔)



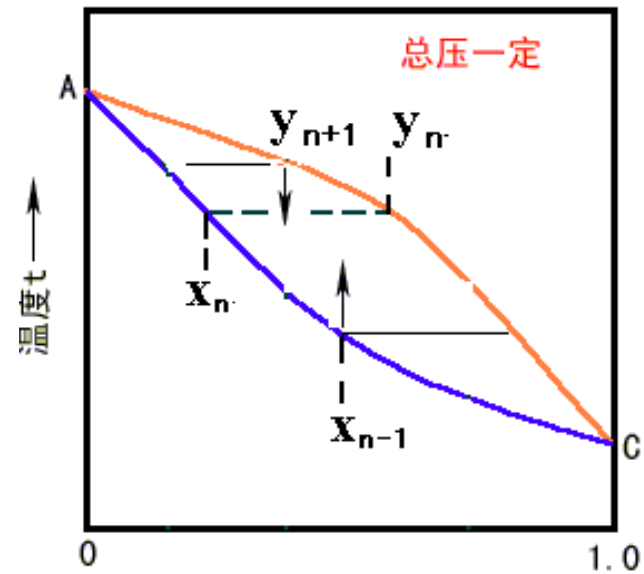
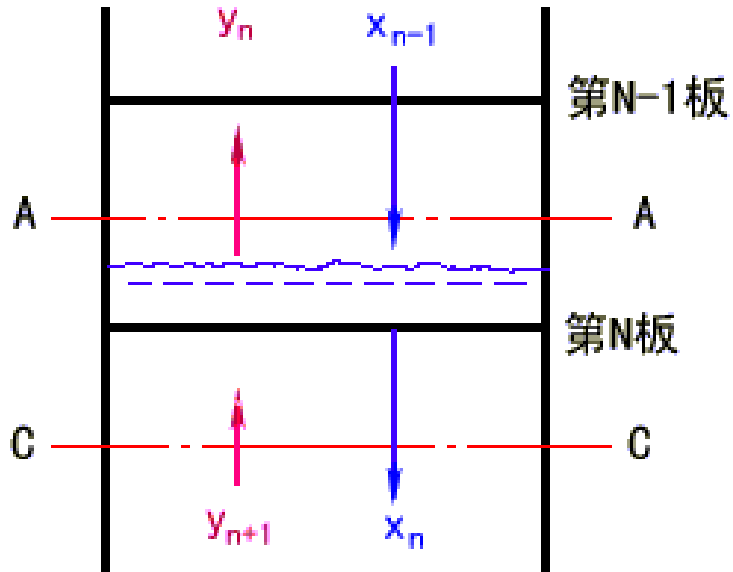
- 精馏

将由挥发度不同的组分所组成的混合液，在精馏塔中同时进行多次部分气化和部分冷凝，使其分离成几乎纯态组分的过程。

- 必要条件：

塔顶液相回流和塔底汽相回流

塔板的作用:



$$t_{n-1} < t_n < t_{n+1}$$

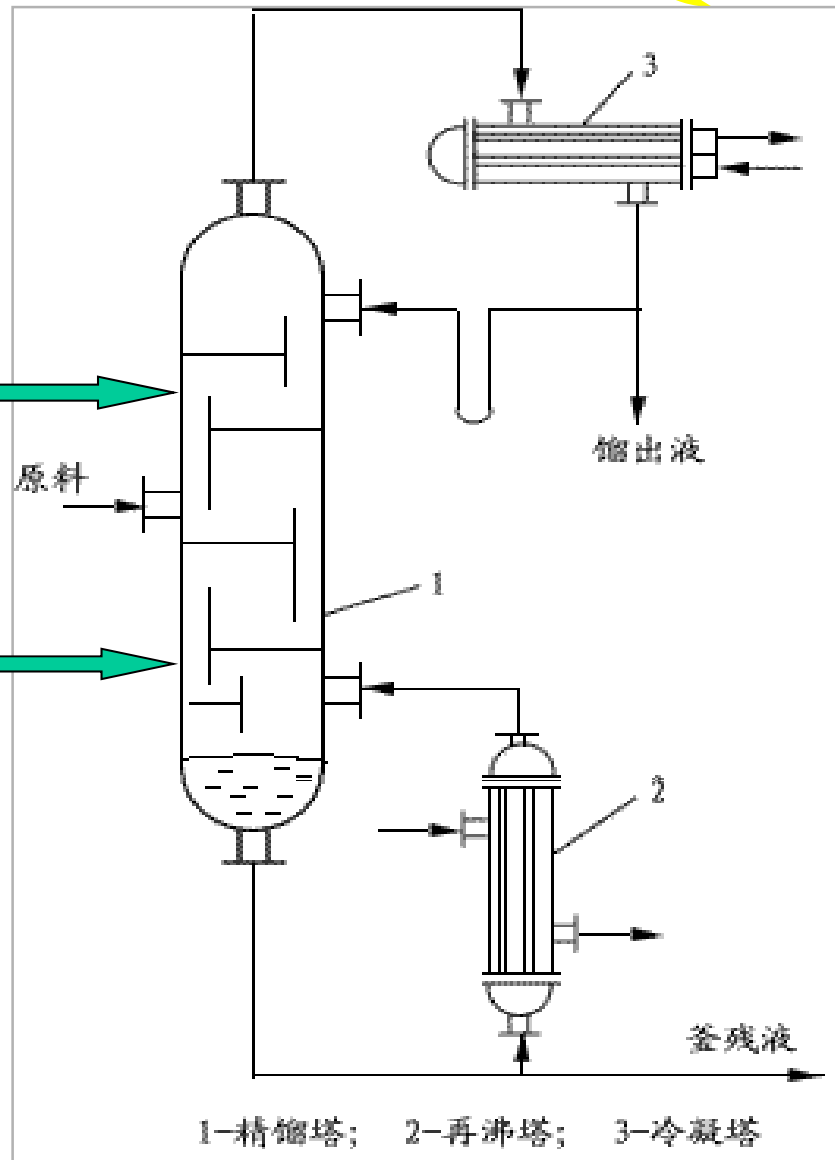
$$y_{n-1} > y_n > y_{n+1}$$

$$x_{n+1} < x_n < x_{n-1}$$

连续操作流程:

精馏段

提馏段

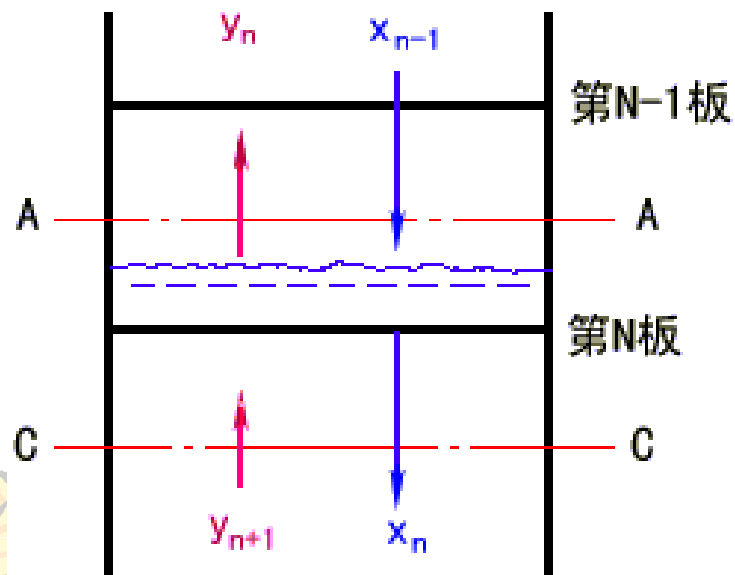


## 9.4 双组分连续精馏的计算

### 4.1 计算的基本假定

#### 1. 理论板的假定

- 离开该板的汽液两相组成互成平衡，温度相等；
- 塔板上各处的液相组成均匀一致。





### 4.1 计算的基本假定

#### 2. 恒摩尔流假定

##### (1) 恒摩尔汽流

精馏段:  $V_1 = V_2 = V_3 = \dots = V = \text{常数}$

提馏段:  $\bar{V}_1 = \bar{V}_2 = \bar{V}_3 = \dots = \bar{V} = \text{常数}$

注意: 两段上升的汽相摩尔流量不一定相等。







## 2. 恒摩尔流假定

### (2) 恒摩尔液流

精馏段:  $L_1 = L_2 = L_3 = \dots = L = \text{常数}$

提馏段:  $\bar{L}_1 = \bar{L}_2 = \bar{L}_3 = \dots = \bar{L} = \text{常数}$

注意: 两段上升的液相摩尔流量不一定相等。

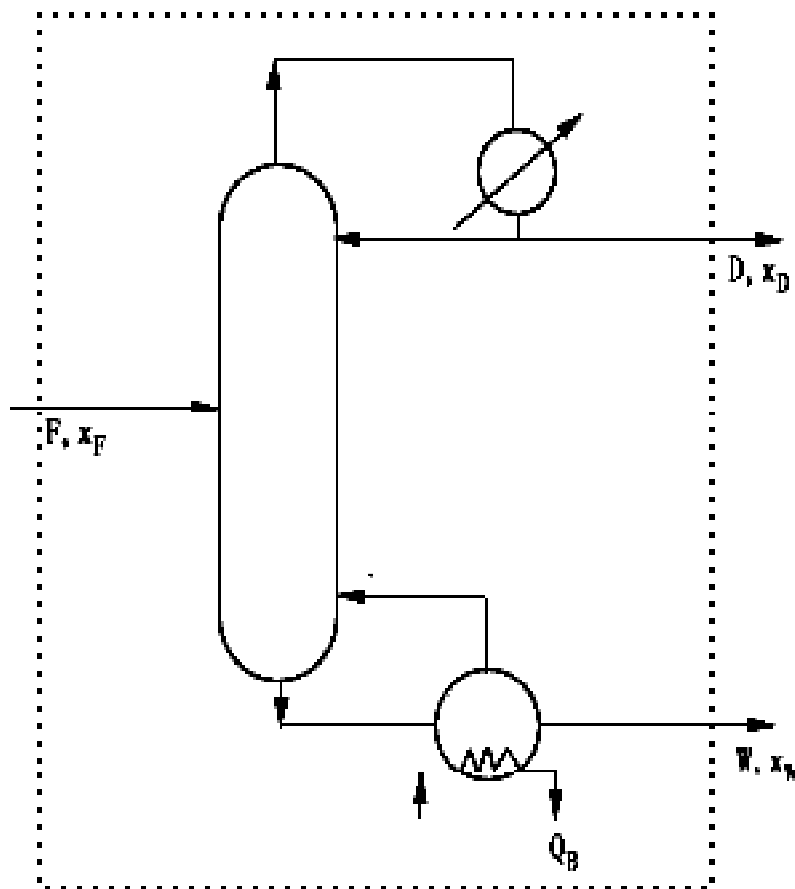
该假定成立的条件:

- 1) 两组分的摩尔汽化潜热相等;
- 2) 显热忽略, 热损失忽略。



## 9.4 双组分连续精馏的计算

### 4.2 全塔物料衡算



总物料衡算

$$F = D + W$$

轻组分衡算

$$F x_f = D x_D + W x_W$$

馏出液的采出率:

$$\frac{D}{F} = \frac{x_f - x_W}{x_D - x_W},$$

釜残液的采出率:

$$\frac{W}{F} = 1 - \frac{D}{F}$$

## 9.4 双组分连续精馏的计算

### 4.2 全塔物料衡算

易挥发组分的回收率

$$\eta_D = \frac{Dx_D}{Fx_F} \times 100\%$$

难挥发组分的回收率

$$\eta_W = \frac{W(1-x_W)}{F(1-x_F)} \times 100\%$$

## 9.4 双组分连续精馏的计算

### 4.3 操作线方程

#### 1. 精馏段操作线方程

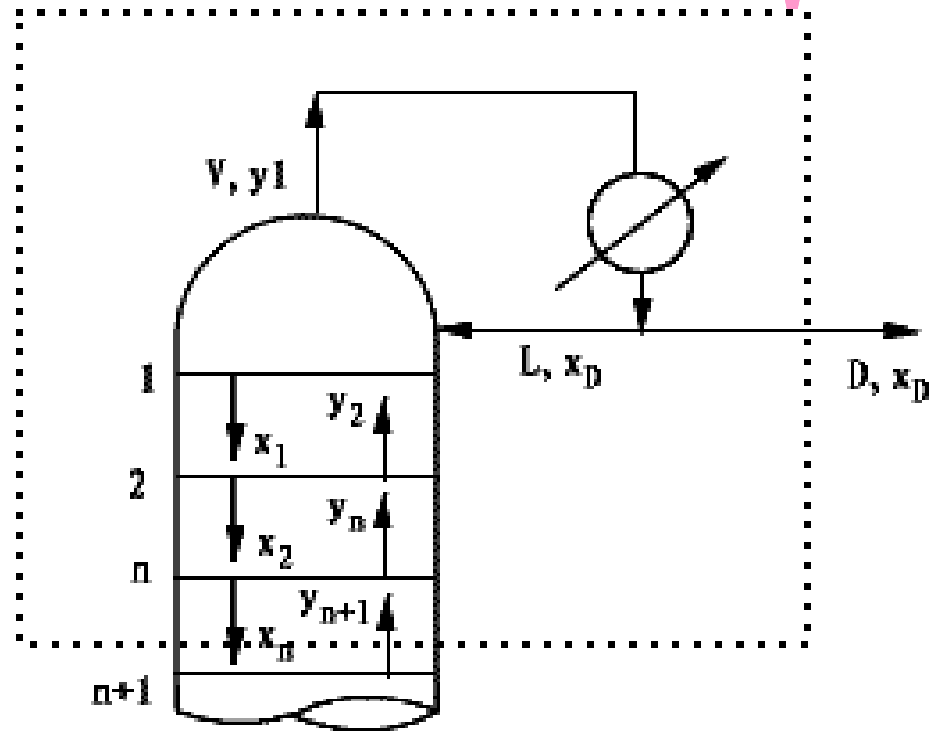
$$V = L + D$$

$$Vy_{n+1} = Lx_n + Dx_D$$

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

$$\text{令 } R = \frac{L}{D}$$

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



## 9.4 双组分连续精馏的计算

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

精馏段操作线方程

直线方程

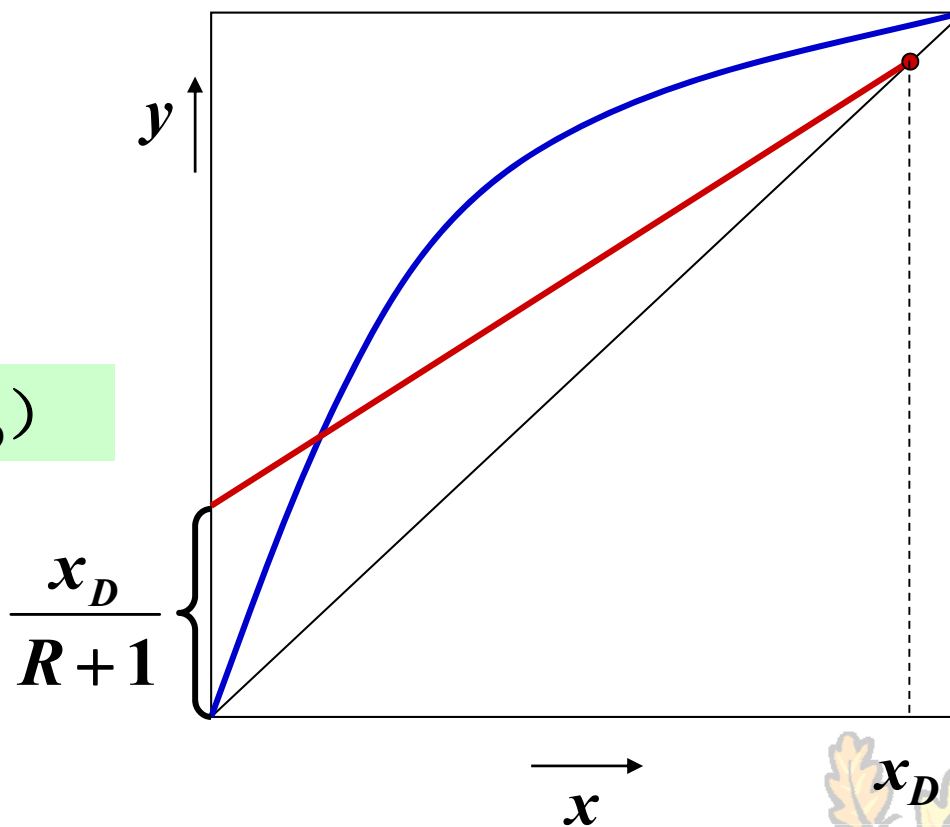
斜率

$$\frac{R}{R+1}$$

截距

$$\frac{x_D}{R+1}$$

过点  $(x_D, x_D)$



## 9.4 双组分连续精馏的计算

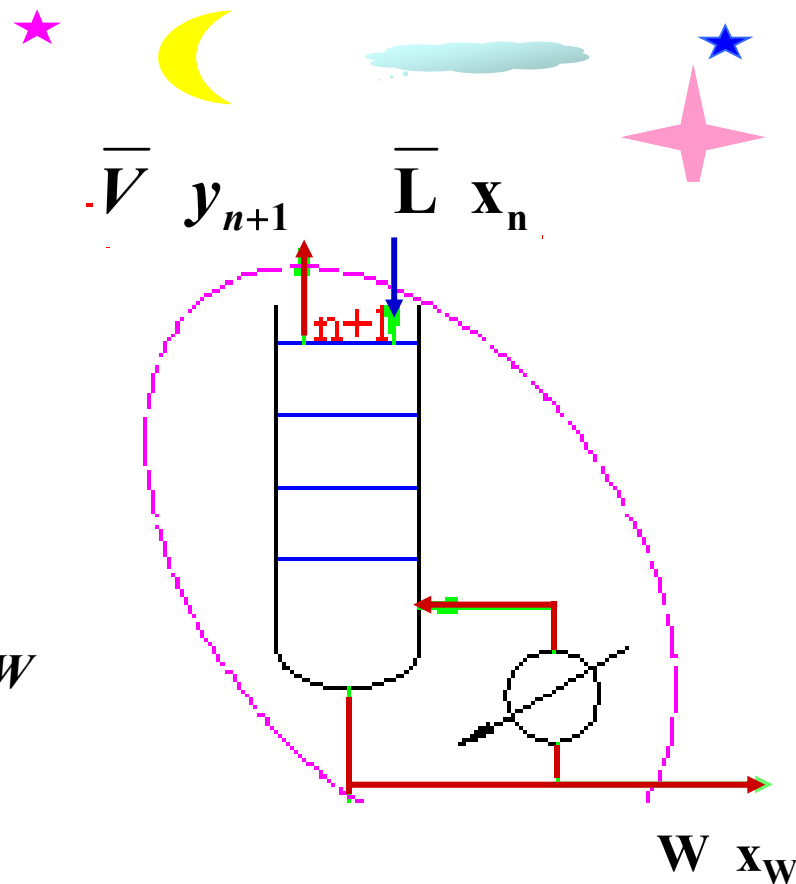
### 4.3 操作线方程

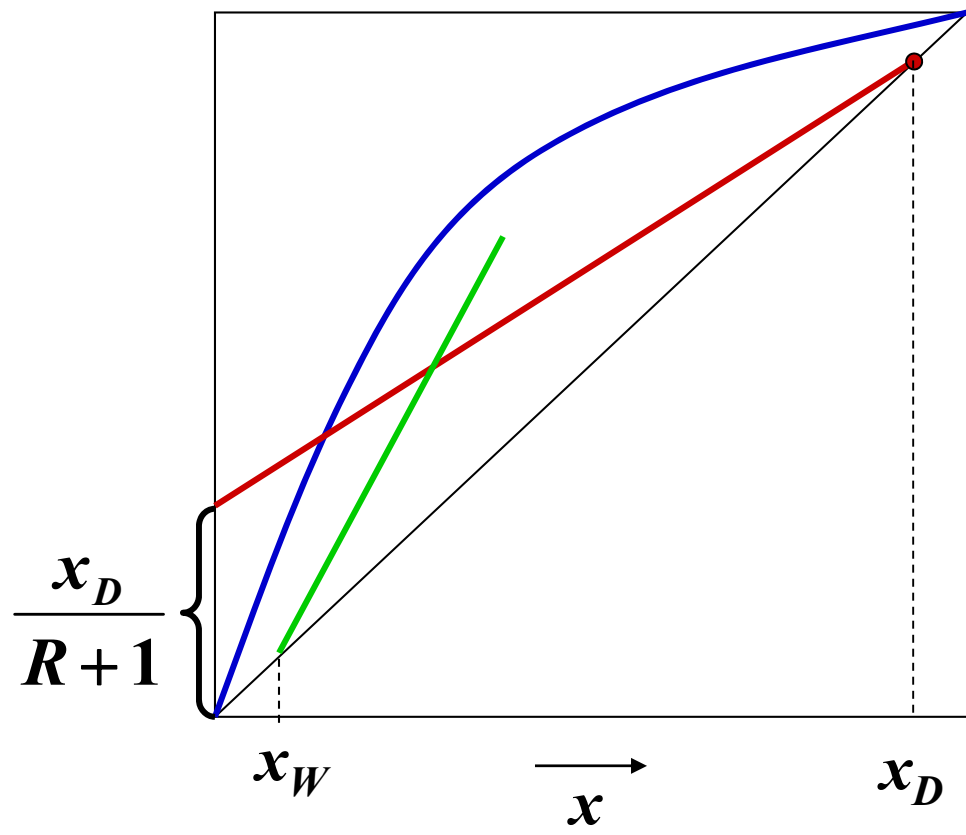
#### 2. 提馏段操作线方程

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

$$\bar{L}x_n = \bar{V}y_{n+1} + Wx_w$$

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



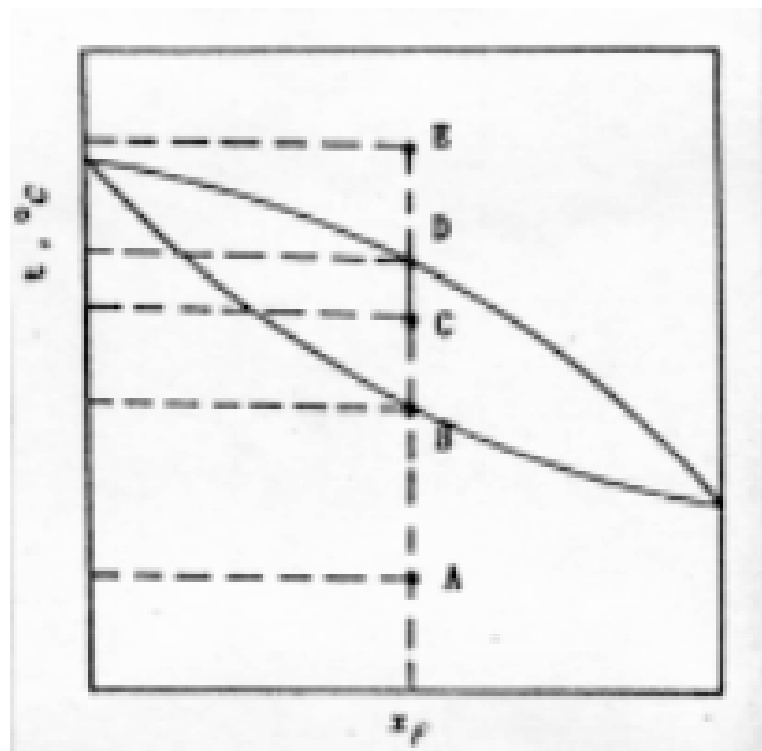


## 9.4 双组分连续精馏的计算

### 4.5 进料状况的影响

#### 1. 精馏塔的进料热状态

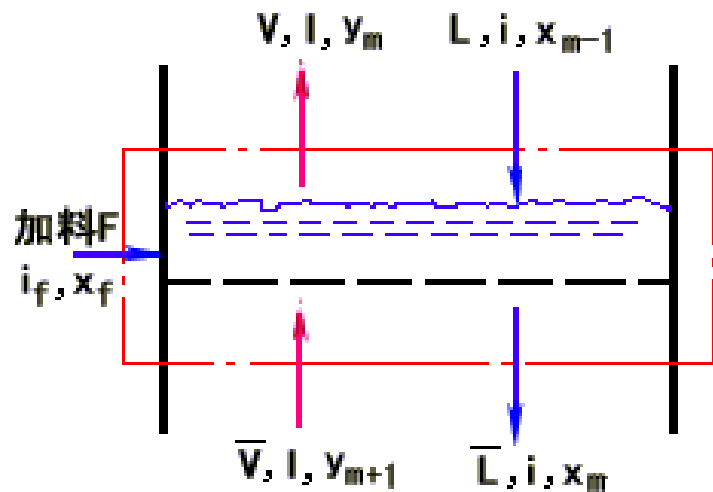
- (1) 冷液进料
- (2) 饱和液体进料  
(泡点进料)
- (3) 汽液混合物进料
- (4) 饱和蒸汽进料  
(露点进料)
- (5) 过热蒸汽进料





## 4.5 进料状况的影响

### 2. 进料热状况参数



总物料衡算

$$F + L + \bar{V} = \bar{L} + V$$

热量衡算

$$F i_f + L i + \bar{V} I = \bar{L} i + V I$$

联立上两式:

$$\frac{\bar{L} - L}{F} = \frac{I - i_f}{I - i}$$

$q$  的定义:

$$q = \frac{I - i_f}{I - i} = \frac{\gamma + C_P(t - t_f)}{\gamma}$$

$$= \frac{1 \text{ kmol 原料变成饱和蒸汽所需的热}}{\text{原料的摩尔汽化热}}$$

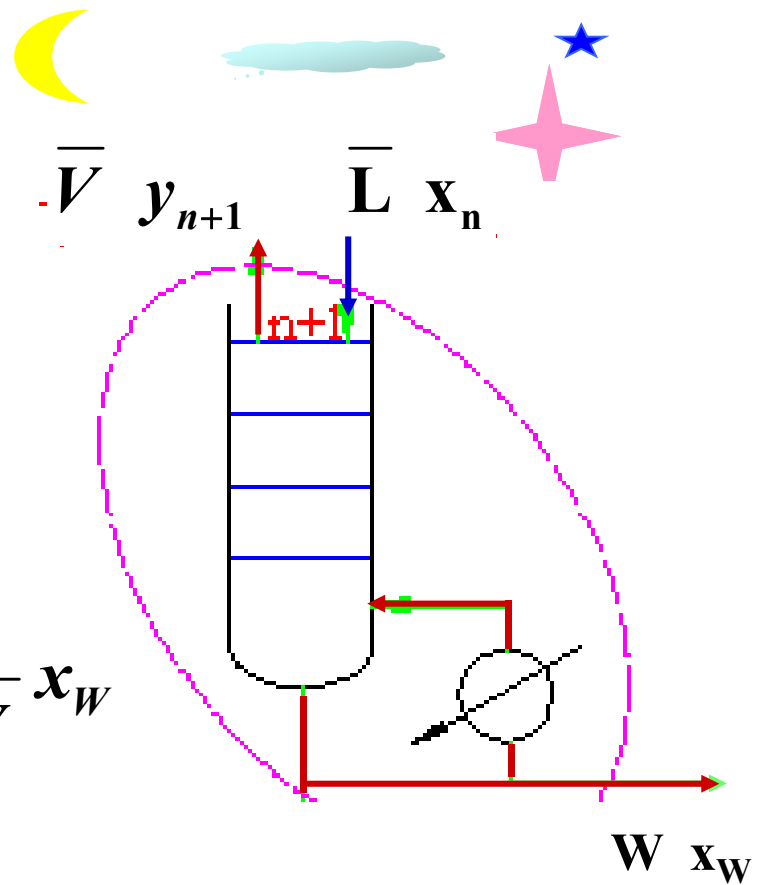
$$\bar{L} = L + qF$$

$$\bar{V} = V + (q - 1)F$$

## 4.5 进料状况的影响

提馏段操作线方程

$$\begin{aligned}y_{n+1} &= \frac{\bar{L}}{\bar{L} - W} x_n - \frac{W}{\bar{L} - W} x_w \\ &= \frac{L + qF}{L + qF - W} x_n - \frac{W}{L + qF - W} x_w\end{aligned}$$



## 4.5 进料状况的影响

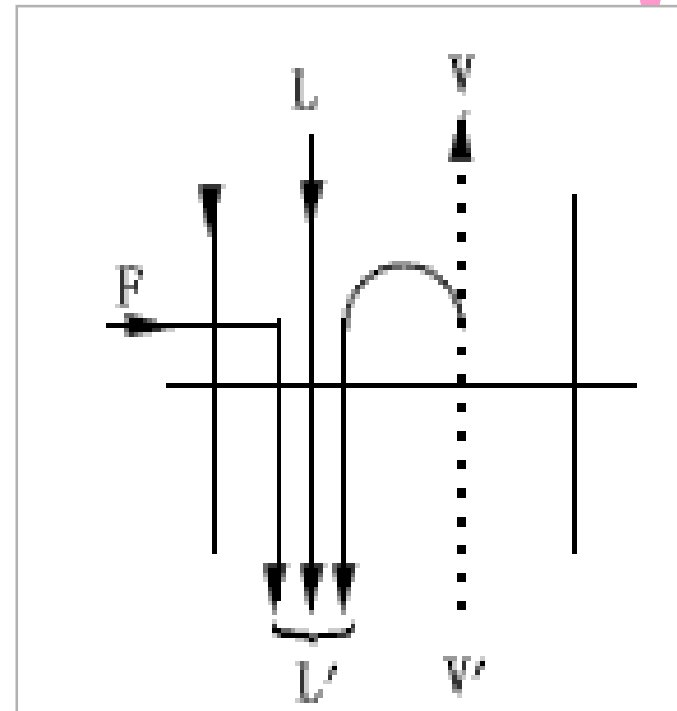
### 3. 进料热状况的 $q$ 值

#### (1) 冷液进料

$$t_F < t_B$$

$$q > 1$$

$$\left\{ \begin{array}{l} \bar{L} > L + F \\ \bar{V} > V \end{array} \right.$$



冷液进料

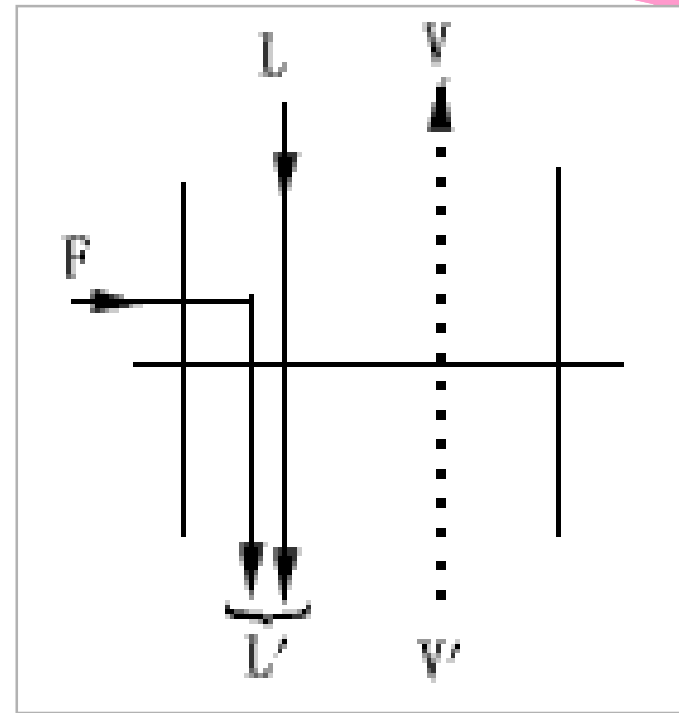
## 4.5 进料状况的影响

### (2) 饱和液体（泡点）进料

$$t_F = t_B$$

$$q = 1$$

$$\left\{ \begin{array}{l} \bar{L} = L + F \\ \bar{V} = V \end{array} \right.$$



饱和液体进料

## 4.5 进料状况的影响

### (3) 汽液混合物进料

$$t_B < t_F < t_D$$

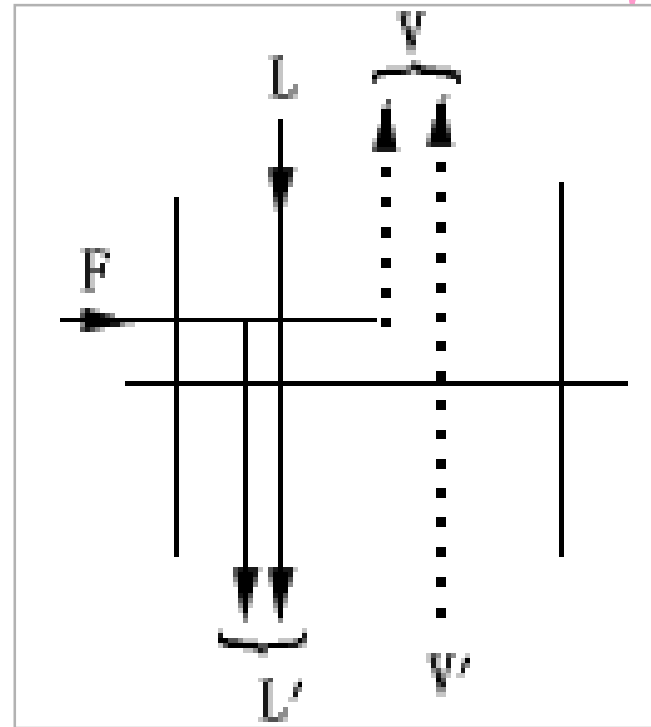
$$0 < q < 1$$

$$\begin{cases} L < \bar{L} < L + F \\ \bar{V} < V \end{cases}$$

此时,  $q$  = 进料中液相的分率

$$i_F = \delta i + (1 - \delta)I = I - \delta(I - i)$$

$$\delta = \frac{I - i_F}{I - i} = q$$



汽液混合物进料

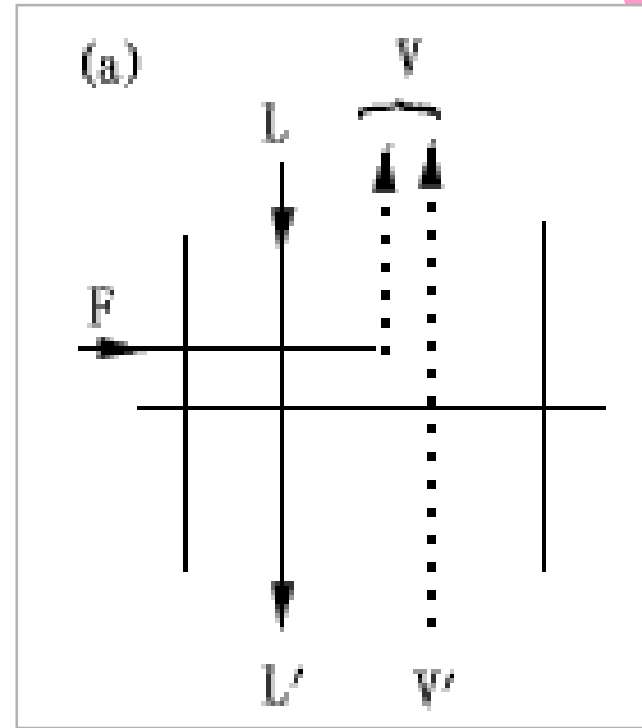
## 4.5 进料状况的影响

### (4) 饱和蒸汽（露点）进料

$$t_F = t_D$$

$$q = 0$$

$$\left\{ \begin{array}{l} \bar{L} = L \\ \bar{V} = V - F \end{array} \right.$$



饱和蒸汽进料

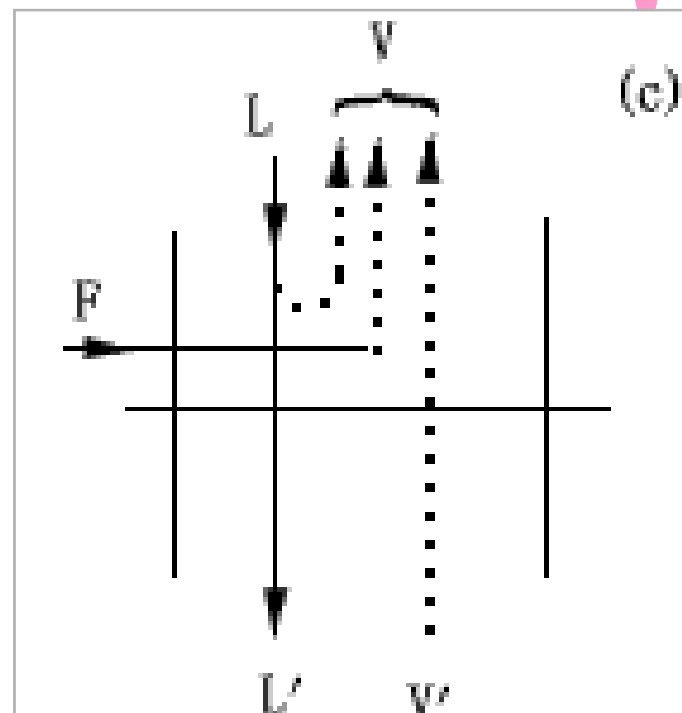
## 4.5 进料状况的影响

### (5) 过热蒸汽进料

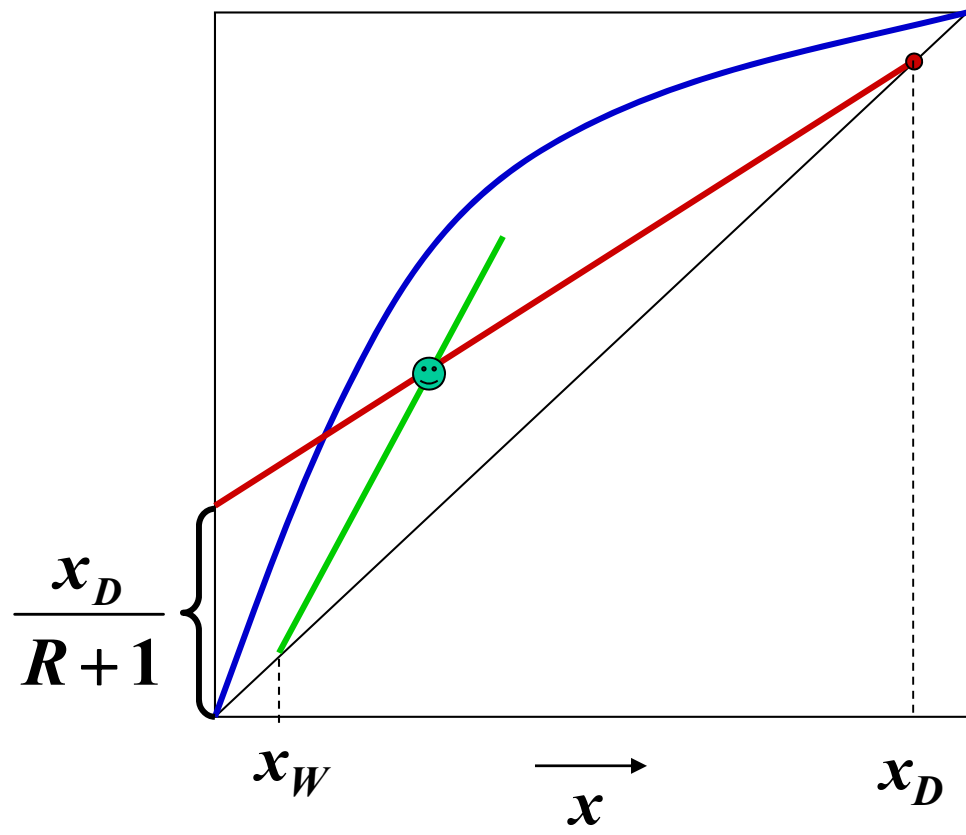
$$t_F > t_D$$

$$q < 0$$

$$\left\{ \begin{array}{l} \bar{L} < L \\ V > \bar{V} + F \end{array} \right.$$



过热蒸汽进料





## 4.5 进料状况的影响

### 4. q 线方程（进料方程）

$$\begin{cases} y_{n+1} = \frac{L}{V} x_n + \frac{D}{V} x_D \\ y_{n+1} = \frac{\bar{L}}{\bar{V}} x_n - \frac{W}{\bar{V}} x_W \end{cases} \longrightarrow \begin{cases} Vy = Lx + Dx_D \\ \bar{V}y = \bar{L}x - Wx_W \end{cases}$$

$$\begin{array}{ccc} (\bar{V} - V)y = (\bar{L} - L)x - (Dx_D + Wx_W) \\ \downarrow \qquad \qquad \downarrow \qquad \qquad \downarrow \\ (q-1)F \qquad \qquad qF \qquad \qquad Fx_F \end{array}$$

整理得：

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

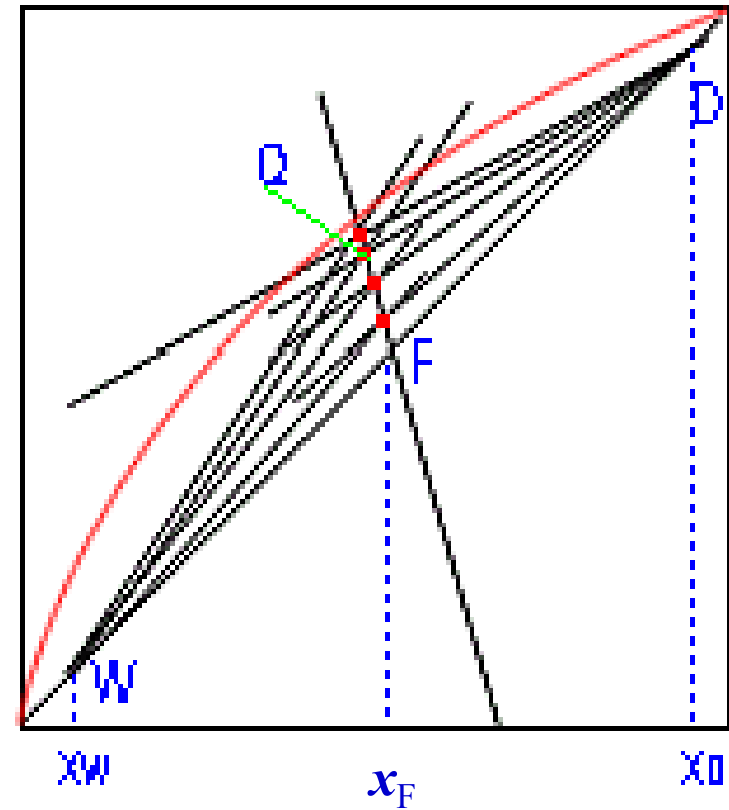
## 4.5 进料状况的影响

### 4. q 线方程（进料方程）

$$y_q = \frac{q}{q-1} x_q - \frac{x_F}{q-1}$$

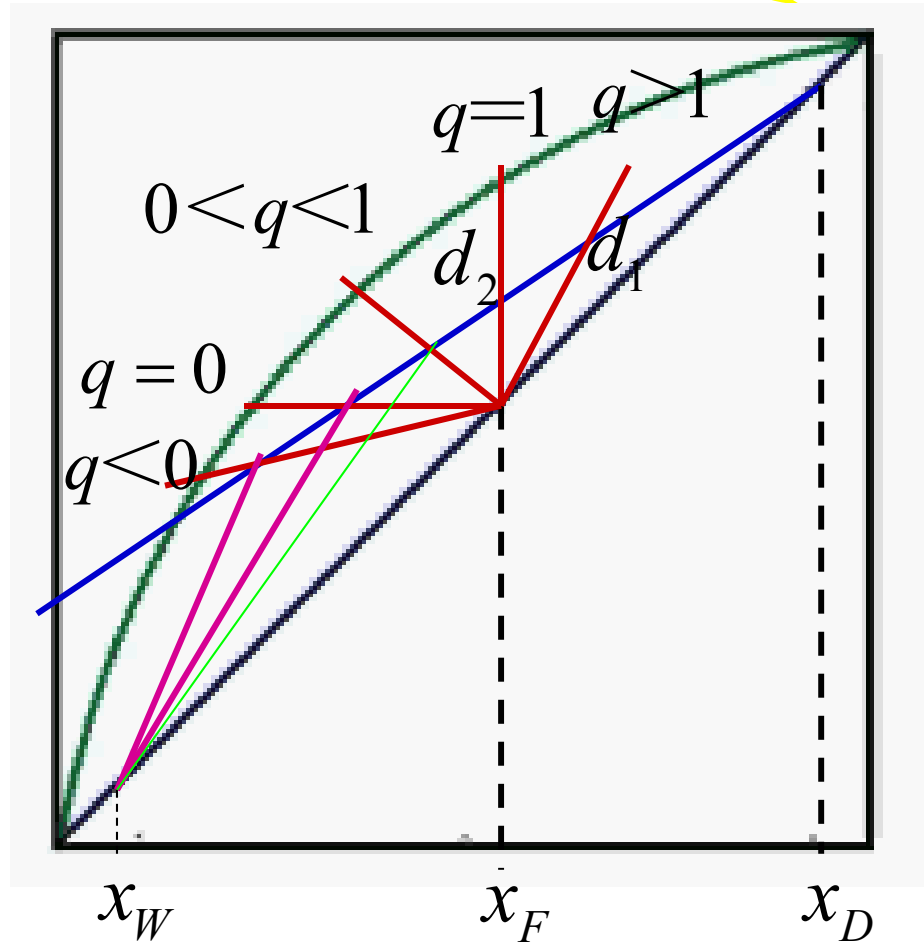
斜率  $\frac{q}{q-1}$

过点  $(x_F, x_F)$



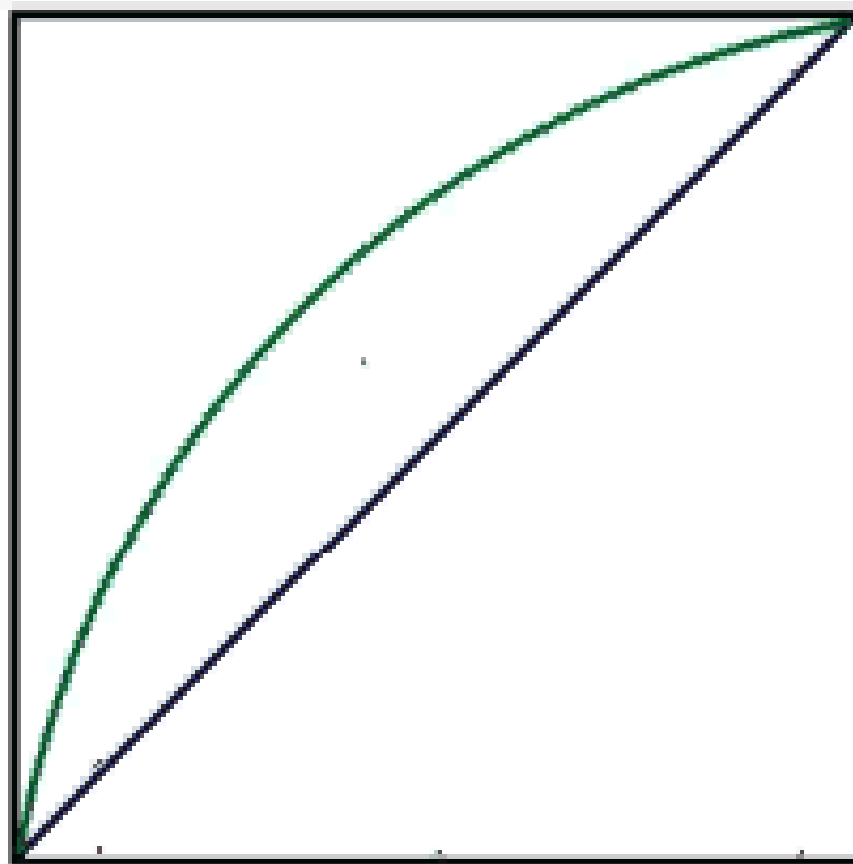
q 线的意义

## 4.5 进料状况的影响



各进料状态 $q$ 线在 $y\sim x$ 图上的方向

## 4.5 进料状况的影响



操作线的实际作法

## 4.5 进料状况的影响

### • 提馏段操作线的一种简便求法

∵ 过点b ( $x_W, x_W$ ), q线与精馏段操作线交点d ( $x_q, y_q$ )

$$\therefore \frac{y - x_W}{x - x_W} = \frac{y_q - x_W}{x_q - x_W}$$

其中 $x_W$ 已知, ( $x_q, y_q$ )可由:

$$\begin{cases} y_{n+1} = \frac{R}{R+1}x_n + \frac{x_D}{R+1} & \text{①} \\ y = \frac{q}{q-1}x - \frac{x_F}{q-1} & \text{②} \end{cases}$$

• 泡点进料 ( $q=1$ ) :  $x_q = x_F$ , 代入①可求出  $y_q$

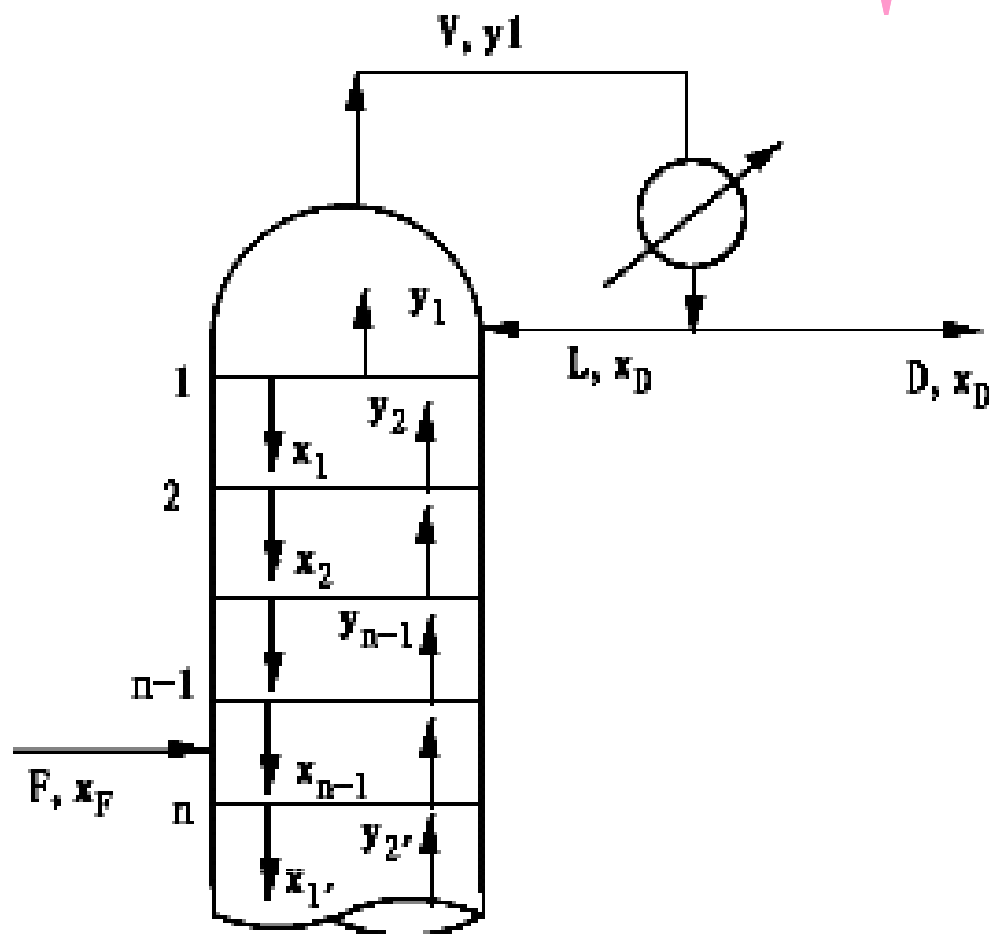
• 露点进料 ( $q=0$ ) :  $y_q = x_F$ , 代入①可求出  $x_q$

## 9.4 双组分连续精馏塔的计算

### 4.6 理论板数的计算

#### 1. 逐板计算法

- 连续精馏
- 塔顶设全凝器
- 泡点回流



## 9.4 双组分连续精馏塔的计算

平衡方程

$$y = \frac{\alpha x}{1 + (\alpha - 1)x}$$

操作线方程

$$\left\{ \begin{array}{l} y_{n+1} = \frac{R}{R+1} x_n + \frac{1}{R+1} x_D \\ y_{n+1} = \frac{L+qF}{L+qF-W} x_n - \frac{W}{L+qF-W} x_W \end{array} \right.$$

交替使用相平衡方程和操作方程, 至  $x_n \leq x_q$  时,

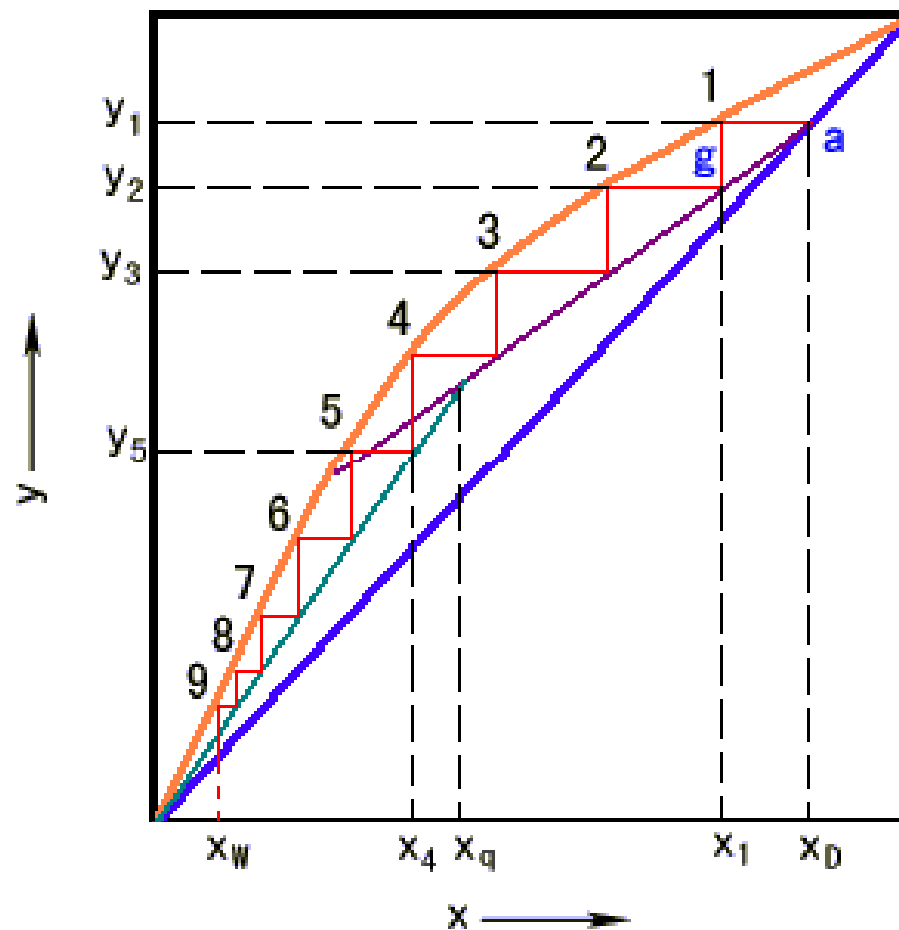
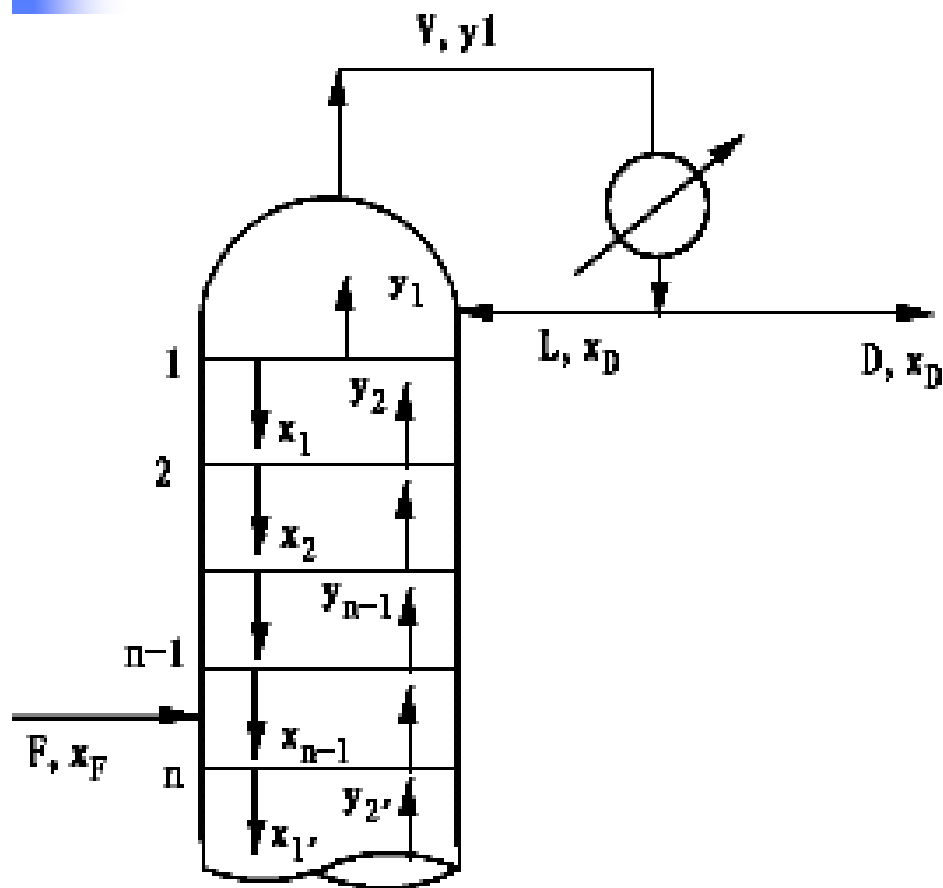
改换提馏段操作方程, 至  $x_N \leq x_W$  止。

精馏段所需理论板层数:  $n-1$  (进料板算在提馏段)

全塔理论板数  $N$  含再沸器

## 9.4 双组分连续精馏塔的计算

### 2. 梯级图解法

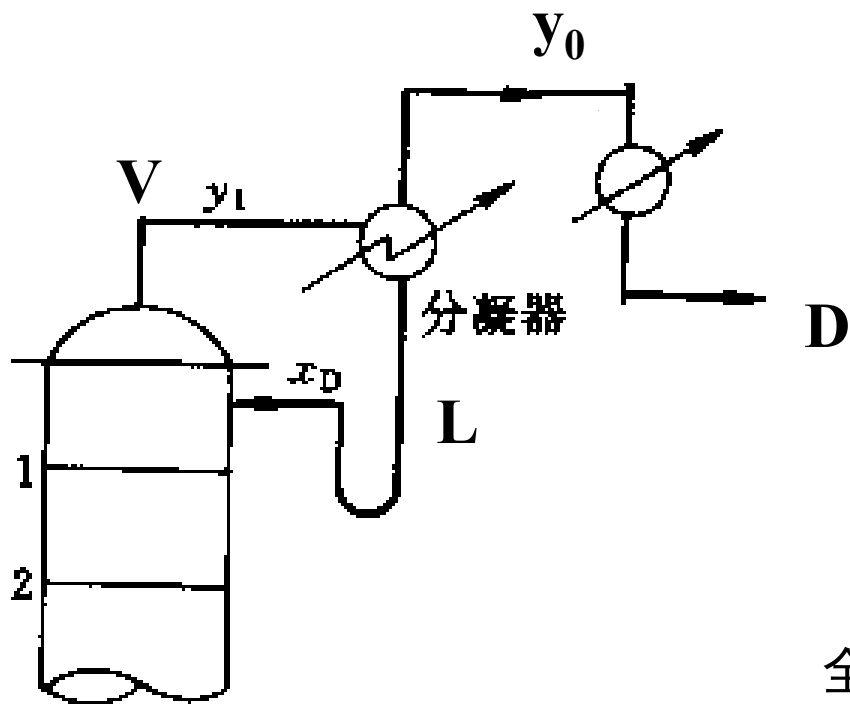


逐板计算法的图示



## 9.4 双组分连续精馏塔的计算

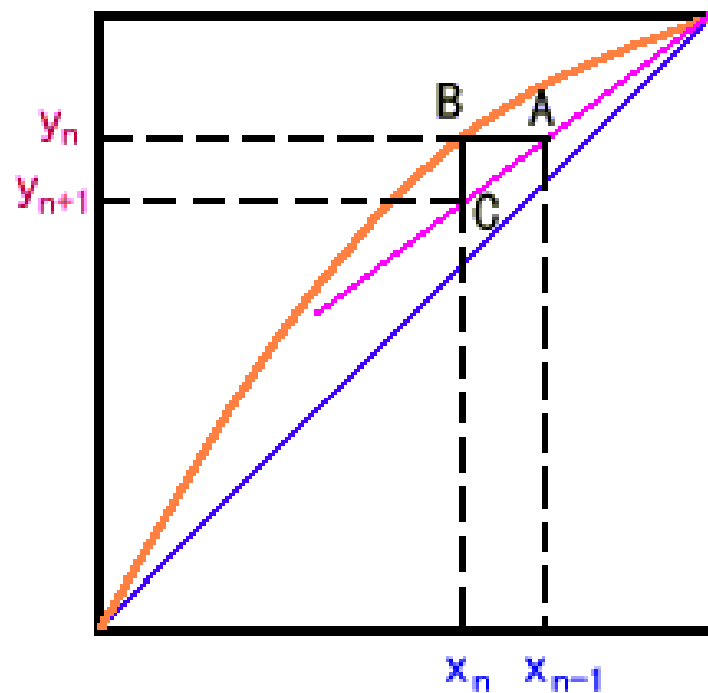
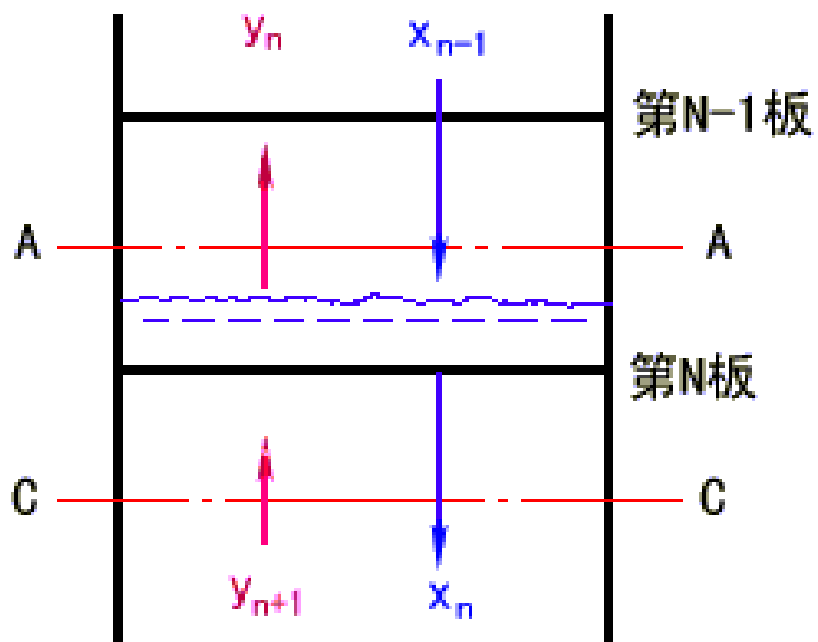
### 2. 梯级图解法



全凝器  
分凝器  
再沸器

## 9.4 双组分连续精馏塔的计算

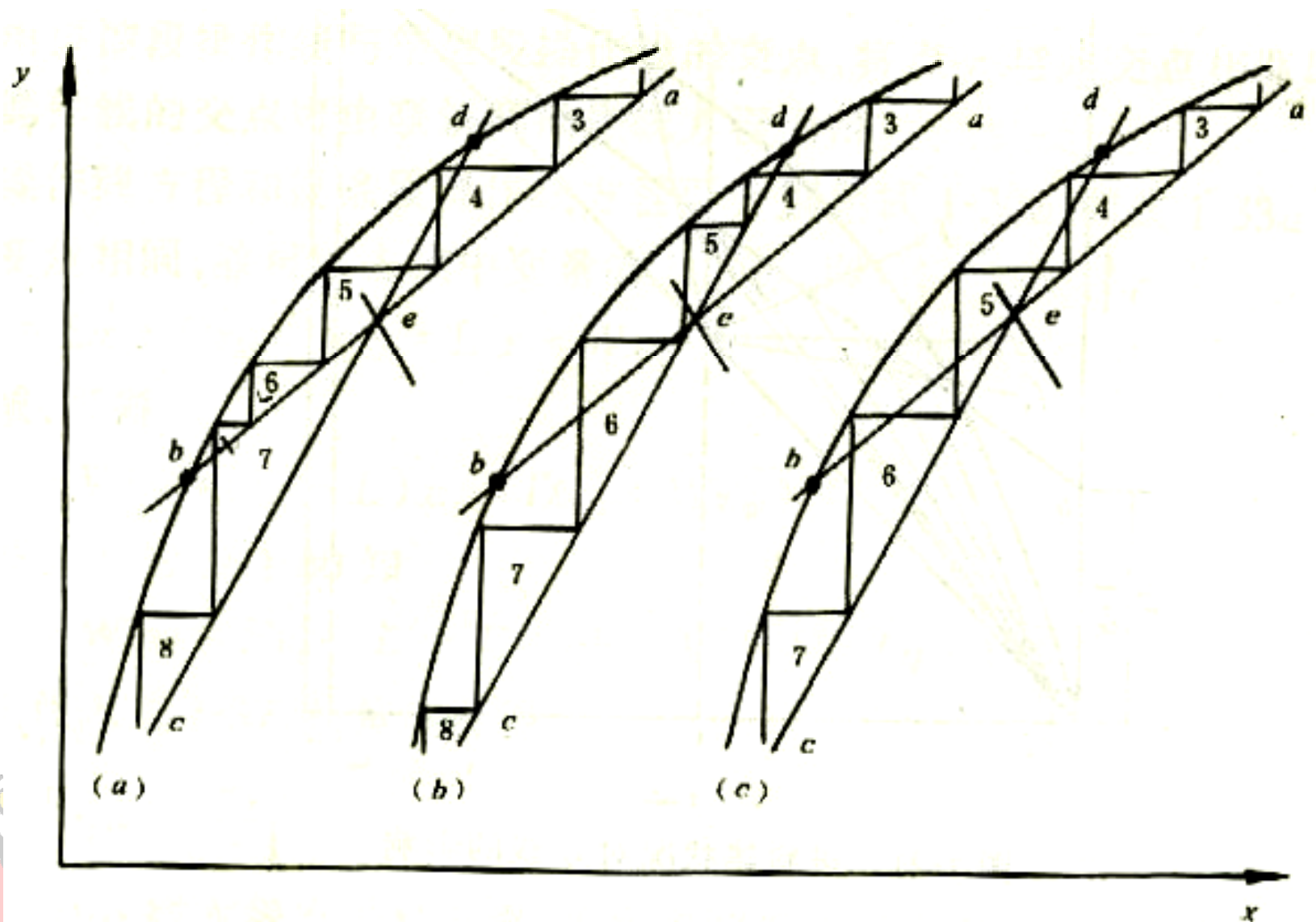
### 2. 梯级图解法



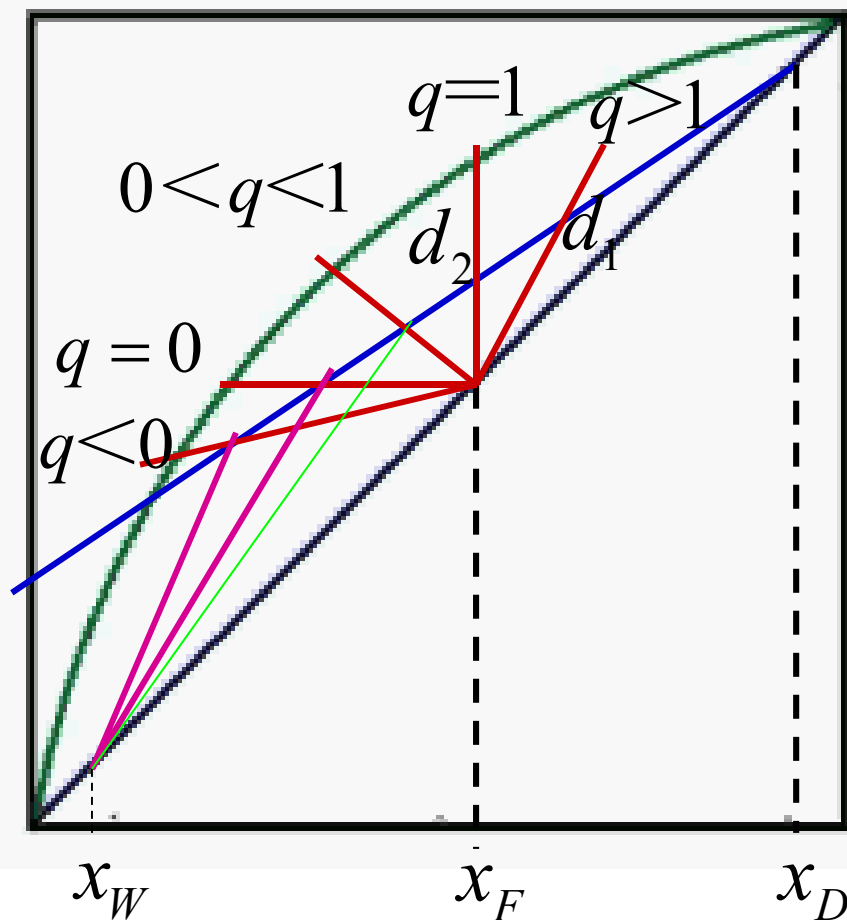
梯级的物理意义

## 9.4 双组分连续精馏塔的计算

### 4.7 最优进料位置



## 4.8 进料热状况对 $N_T$ 数的影响



R一定时， $q$  值越大，进料温度越低，所需的理论板层数越少。

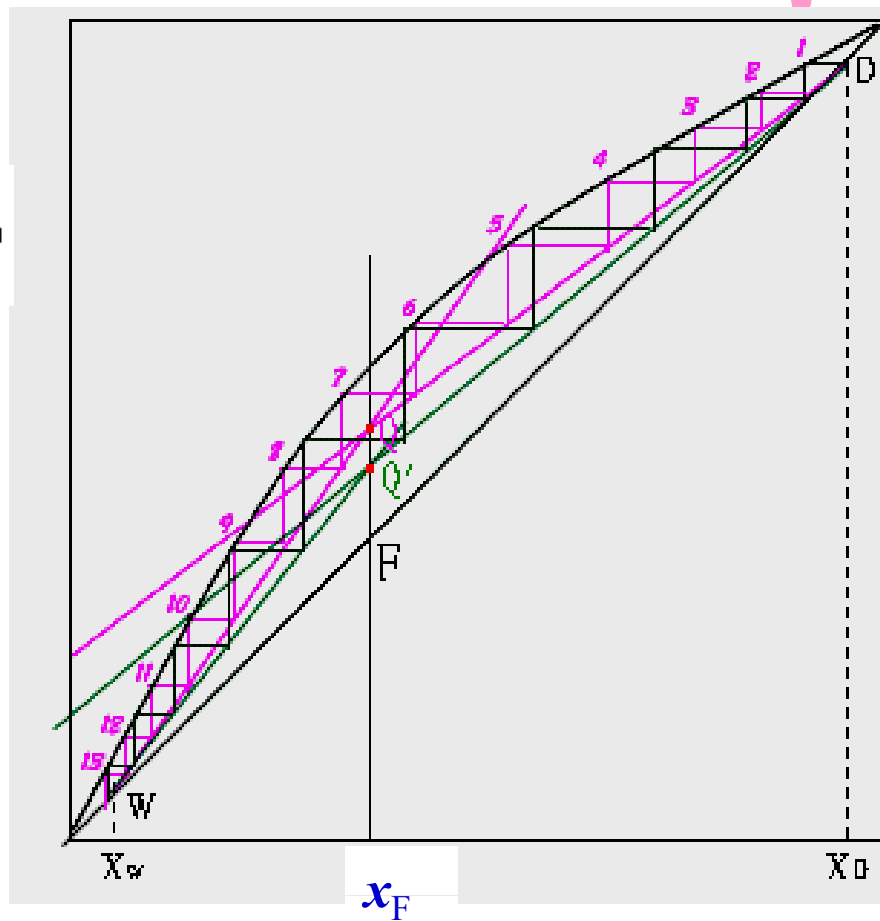
进料热状况的影响

## 9.4 双组分连续精馏塔的计算

### 4.9 回流比的影响与选择

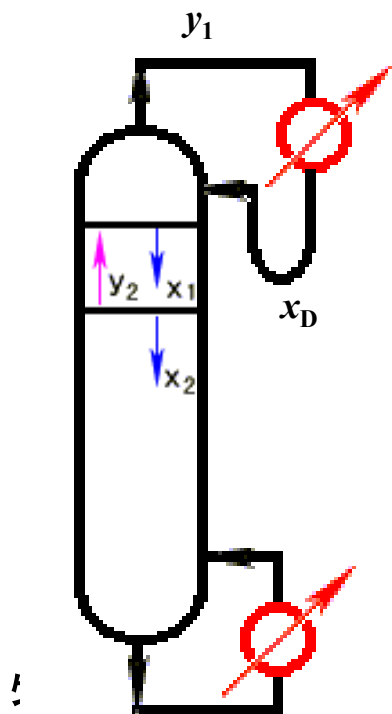
$$R \uparrow, \left(\frac{L}{V}\right) \uparrow, \left(\frac{L}{V} = \frac{R}{R+1} = \frac{1}{1+1/R}\right)$$
$$\left(\frac{\bar{L}}{V}\right) \downarrow$$

有利于传质,  $N_T \downarrow$ ,  
但  $R \uparrow$ ,  $\bar{V} \uparrow$ , 能耗  $\uparrow$ 。



## 9.4 双组分连续精馏塔的计算

### 4.9.1 全回流和最少理论塔板数



$$R = \frac{L}{D} = \frac{L}{0} = \infty$$

操作线的斜率和截距分别为：

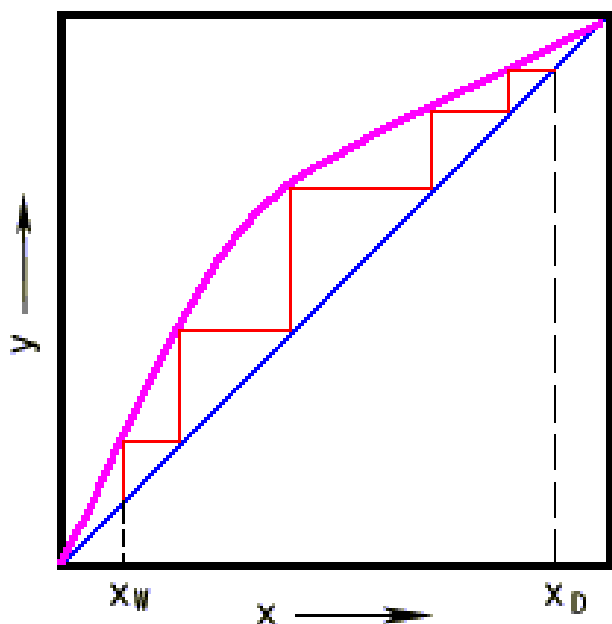
$$\frac{R}{R+1} = 1 \quad \frac{x_D}{R+1} = 0$$

操作线方程为：

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



### 4.9.1 全回流和最少理论塔板数



所需理论板数最少

Fenske方程:

$$N_{T \min} = \frac{\log\left[\left(\frac{x_D}{1-x_D}\right)\left(\frac{1-x_W}{x_W}\right)\right]}{\log \alpha}$$

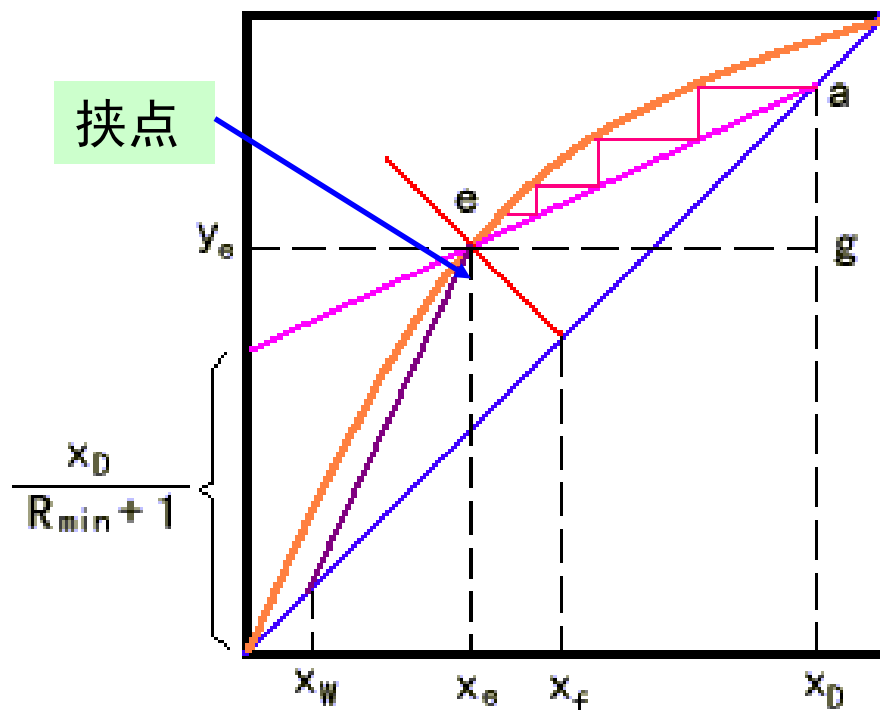
注:

- $\alpha = \sqrt{\alpha_{\text{顶}} \alpha_{\text{底}}}$
- 含再沸器
- 仅适用于理想溶液



## 9.4 双组分连续精馏塔的计算

### 4.9.2 最小回流比



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

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

$R_{\min}$  与相平衡性质  
及分离要求有关。



相同物系，分离要求一定， $q$  越小， $R_{\min}$  越大；

相同物系， $x_F$  及  $q$  一定， $x_D$  越大， $R_{\min}$  越大。



## 三种特殊的进料状态

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

### 1. 汽液混合物进料

求出的  $x, y$  既是进料中汽液组成，也是求  $R_{\min}$  中的  $x_e, y_e$

三种特殊的进料状态

2. 泡点进料 ( $q=1$ )

$$x_e = x_F$$

$$y_e = \frac{\alpha x_F}{1 + (\alpha - 1)x_F}$$

3. 露点进料 ( $q=0$ )

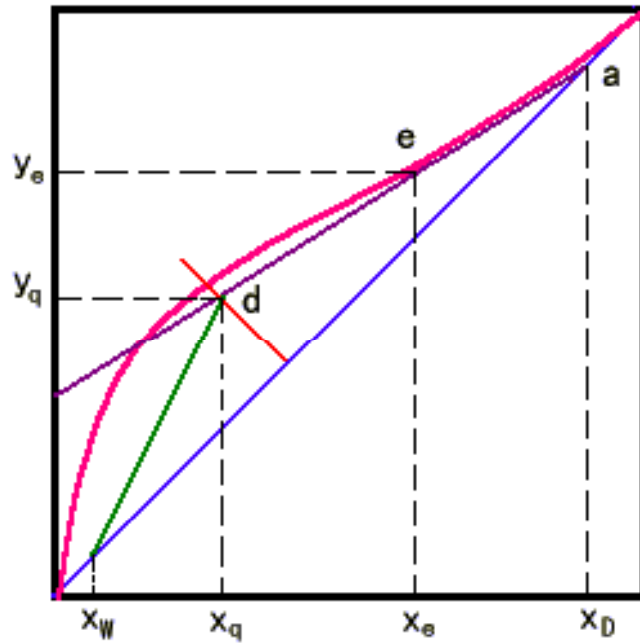
$$y_e = x_F$$

$$x_F = \frac{\alpha x_e}{1 + (\alpha - 1)x_e}$$

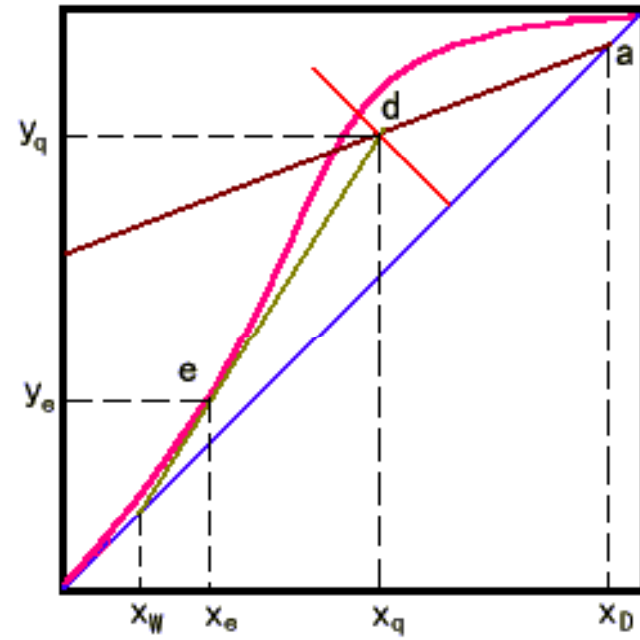
# 最小回流比



## 特殊体系的 Rmin



(a)



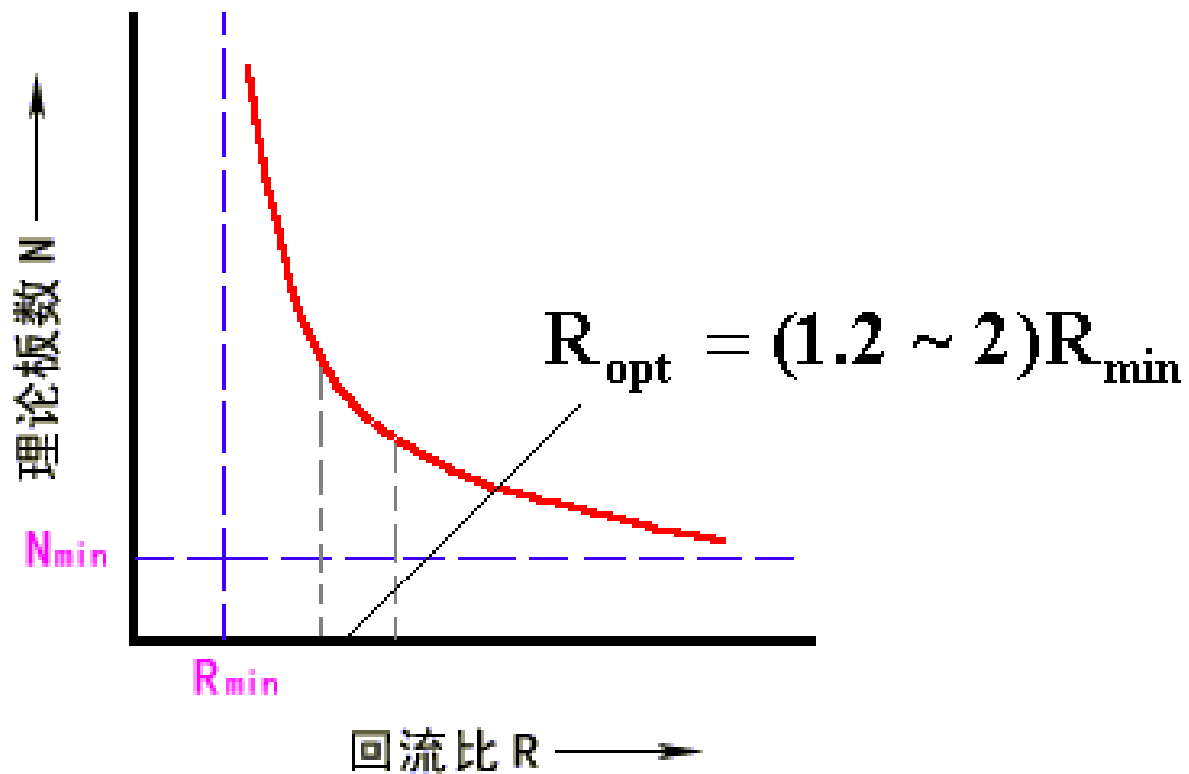
(b)

不同平衡线形状的最小回流比





### 4.9.3 适宜回流比的选择



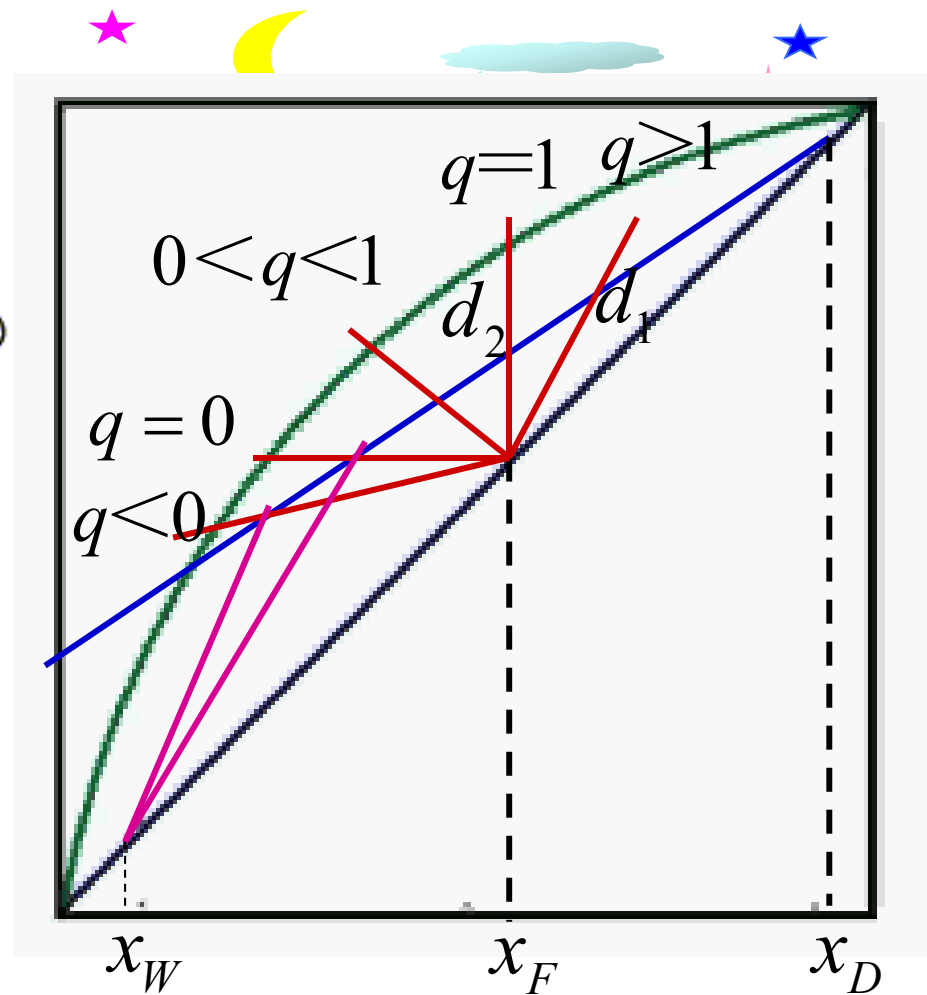
回流比与理论板数的关系



## 4.10 加料状态的选择

(1) R 一定 (冷却量固定)

$q \downarrow$  (预热原料),  $N_T \uparrow$   
热量尽可能施于塔底!!



进料热状况的影响

## 4.10 加料状态的选择

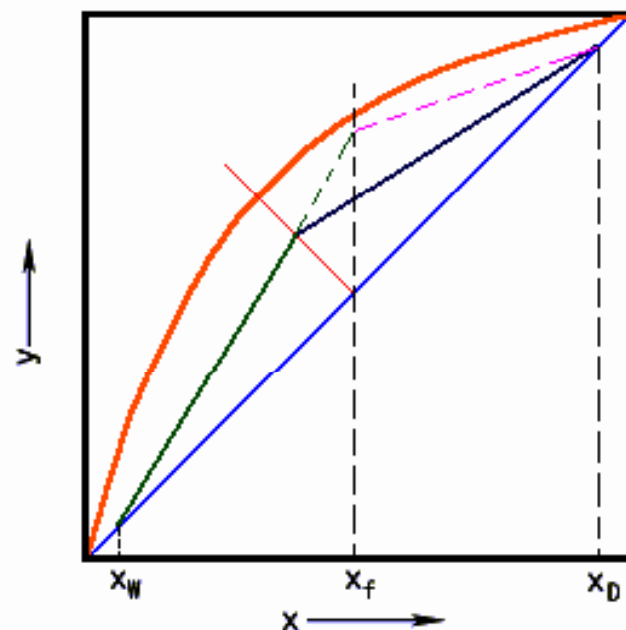
(2)  $\bar{V}$ 一定 (塔釜加热量固定)

$q^\uparrow$  (预冷原料),  $N_T^\uparrow$

冷量尽可能施于塔顶!!

原因:  $\bar{V}$ 一定 (加  
热量一定),  $q^\uparrow$  (预冷原  
料),  $R^\downarrow$ ,  $(\frac{L}{V})^\downarrow$ , 传质推

动力 $^\downarrow$ ,  $N_T^\uparrow$ 。



违背冷在塔顶、热在塔底的原则时汽液组成图

## 4.11 理论板数的捷算法

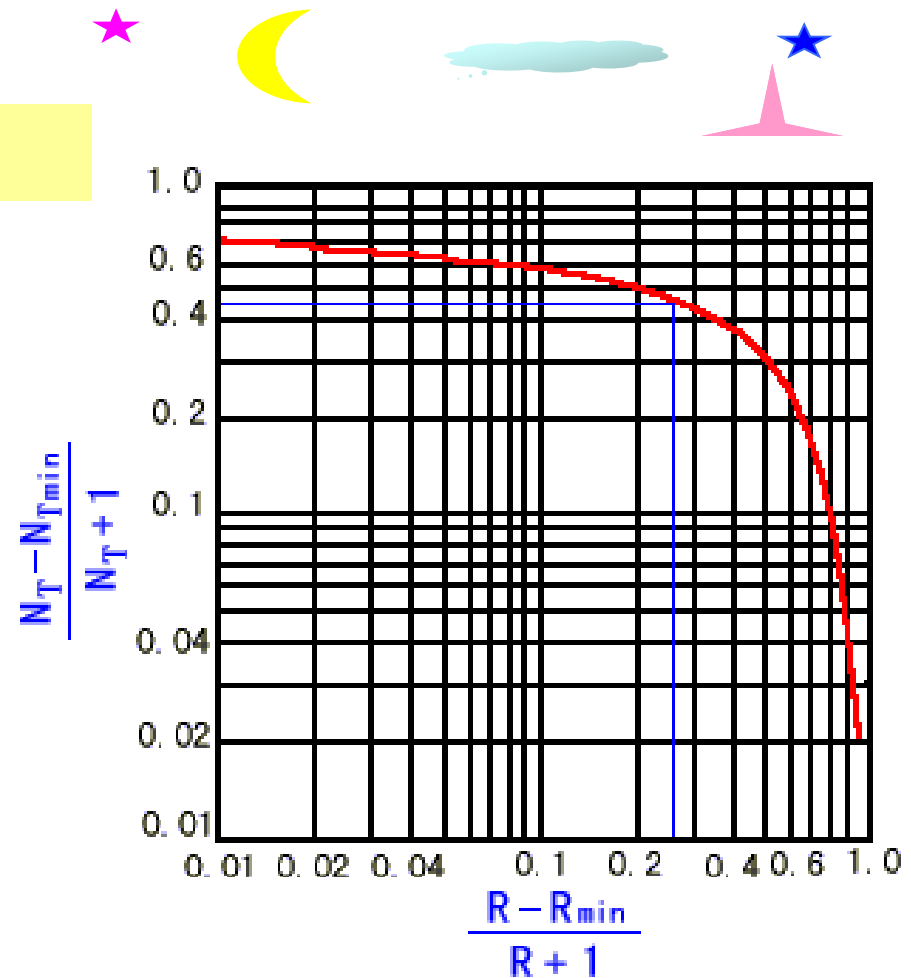
- 依设计条件计算  $R_{min}, R$
- 由Fenske 方程计算  $N_{min}$

- 计算  $x = \frac{R - R_{min}}{R + 1}$

- 由图查得  $y = \frac{N_T - N_{Tmin}}{N_T + 1}$

- $\rightarrow N_T$

$N_T$  与  $N_{Tmin}$  均含再沸器

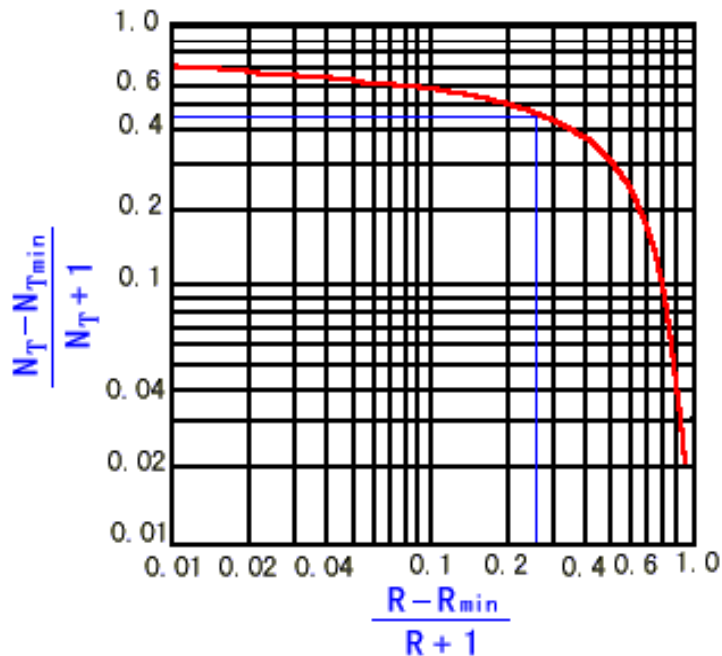


## 4.11 理论板数的捷算法

该简捷法也可求精馏段或提馏段理论板数或进料位置

如精馏段 $N_{TR}$ :  $N_{TminR}$ ,  $x_W \rightarrow x_F$ ,  $\alpha \rightarrow \alpha_R$

$$N_{TR} = N - 1$$



吉利兰关联图

$$\lg \frac{N_T - N_{Tmin}}{N_T + 1} = -0.9 \left( \frac{R - R_{min}}{R + 1} \right) - 0.17$$

$$\left( \frac{R - R_{min}}{R + 1} < 0.17 \right)$$

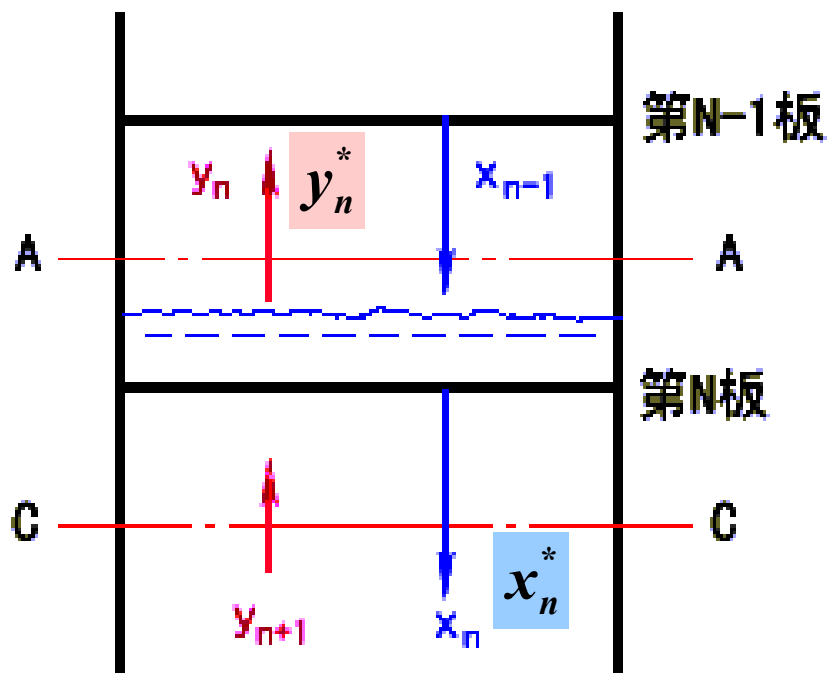


## 4.12 塔板效率

### 1 全塔效率

$$E_T = \frac{N_T}{N} \times 100\%$$

### 2 默弗里板效率



气相默弗里效率:

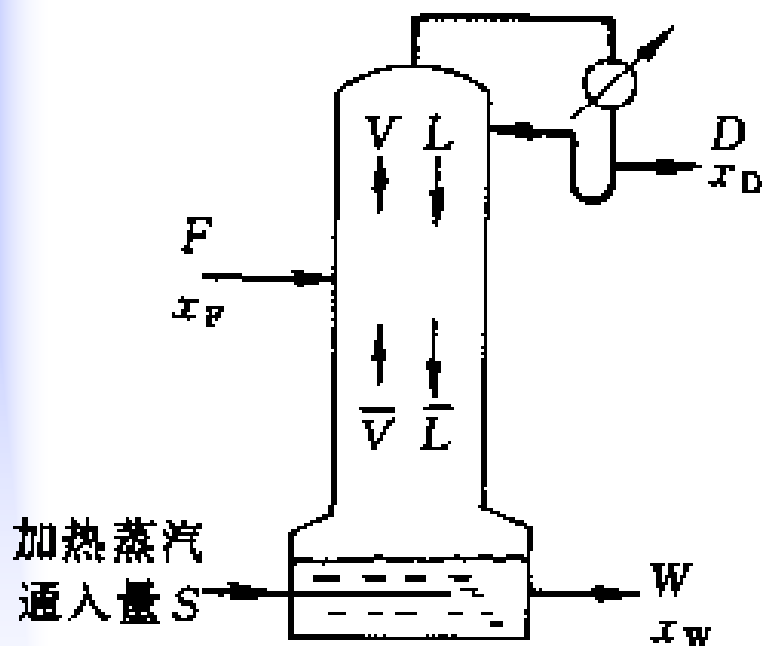
$$E_{mV} = \frac{y_n - y_{n+1}}{y_n^* - y_{n+1}}$$

液相默弗里效率:

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

## 9.5 双组分精馏过程的其它类型

### 9.5.1 直接蒸汽加热



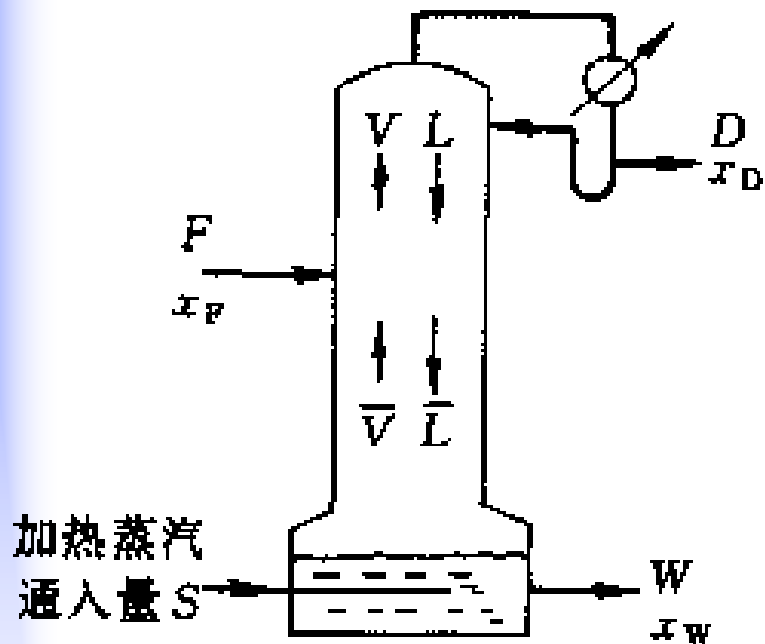
#### 应用背景:

- 待分离的物系为水溶液;
- 水为难挥发组分。

#### 直接蒸汽加热的意义

- 省掉再沸器，减少设备费；
- 提高加热蒸汽利用率，节约能耗，减少操作费。

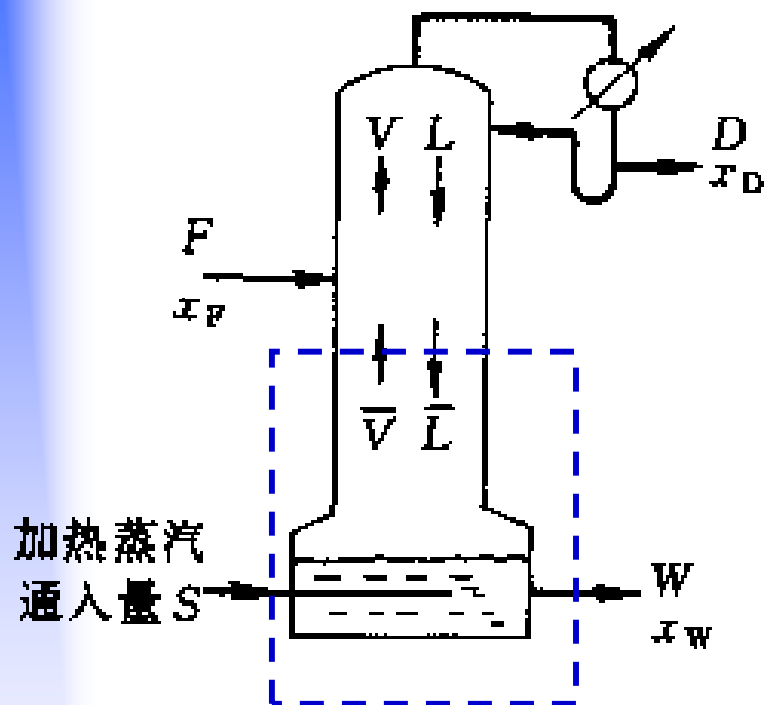
## 9.5.1 直接蒸汽加热



全塔物料衡算:

$$\begin{cases} F + S = D + W \\ Fx_F + S \cdot 0 = Dx_D + Wx_W \end{cases}$$
$$\Rightarrow \frac{D}{F} = \frac{x_F - x_W \left(1 + \frac{S}{F}\right)}{x_D - x_W}$$

## 9.5.1 直接蒸汽加热



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

$$\bar{V}y_{n+1} + Wx_W = \bar{L}x_n$$

由恒摩尔流假定:

$$\bar{V} = S, \quad \bar{L} = W$$

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

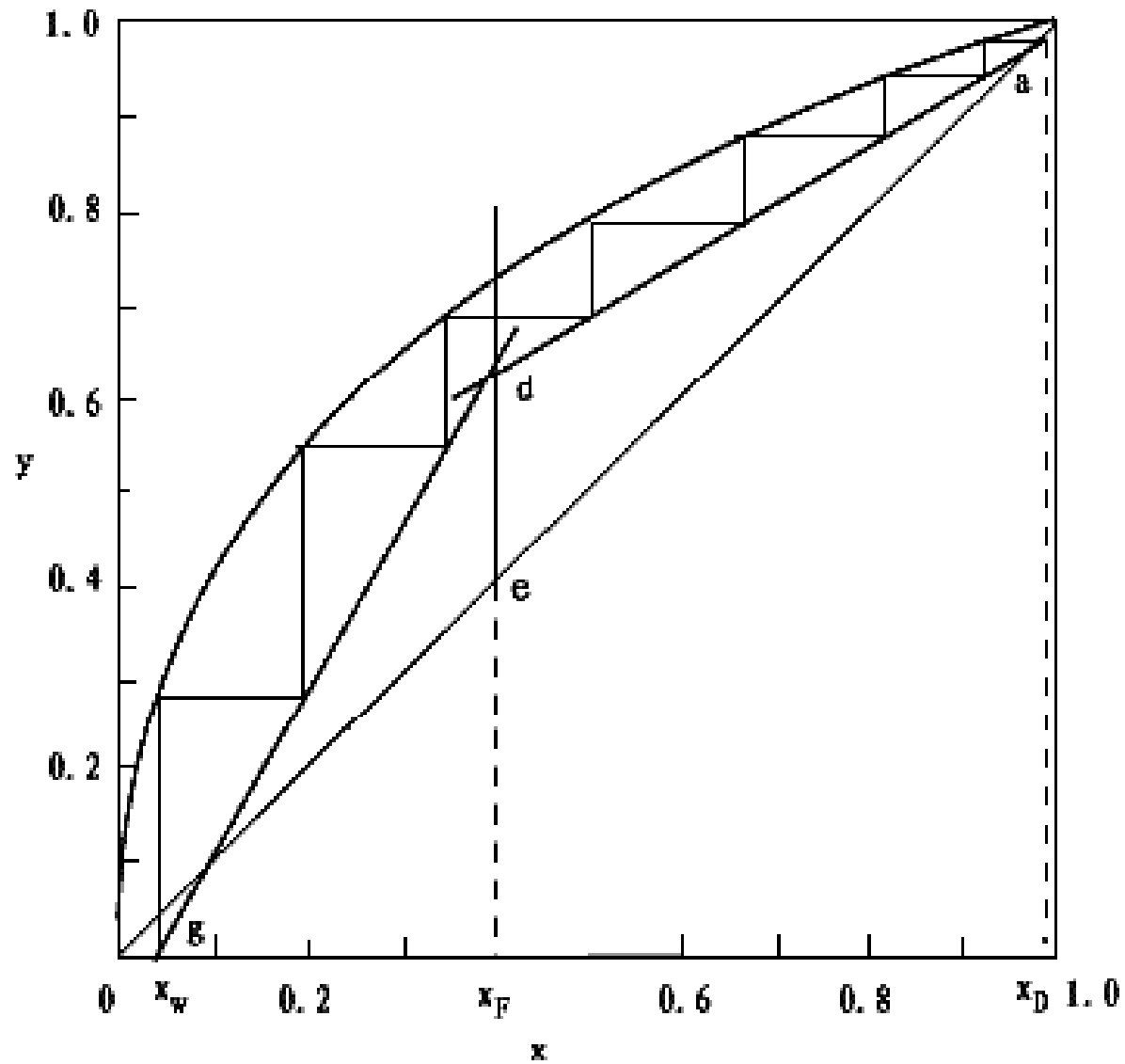
提馏段操作线方程

特点: 过点  $(x_W, 0)$ ,  $(x_q, y_q)$

∴ 也可由两点法求:

$$\frac{y - 0}{x - x_W} = \frac{y_q - 0}{x_q - x_W}$$

## 9.5.1 直接蒸汽加热



## 9.5.1 直接蒸汽加热

(1)  $x_f, q, R, x_D, x_W$  相同, 比较能耗及  $\eta_{\text{顶}}$

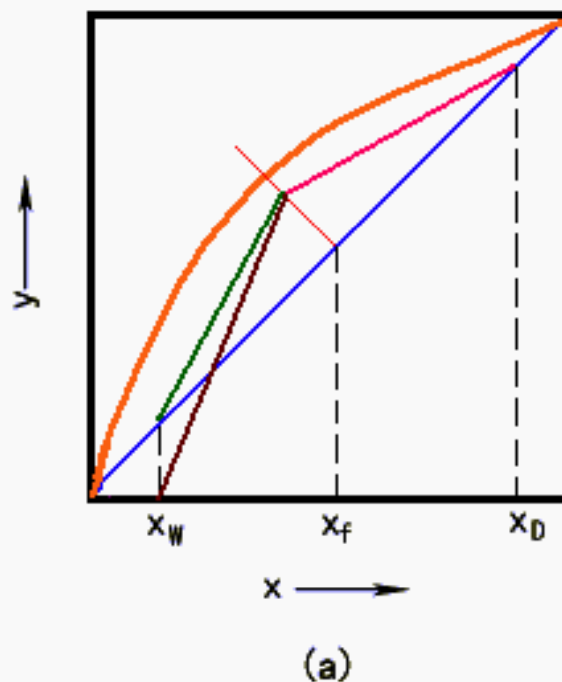
直接蒸汽加热 
$$\frac{D}{F} = \frac{x_f - x_W (1 + S/F)}{x_D - x_W}$$

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

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

$R$  不变,  $D_{\text{直}} \downarrow, \bar{V}_{\text{直}} \downarrow, \text{能耗}_{\text{直}} \downarrow$

$$N_{T\text{直}} < N_{T\text{间}}$$



## 9.5.1 直接蒸汽加热

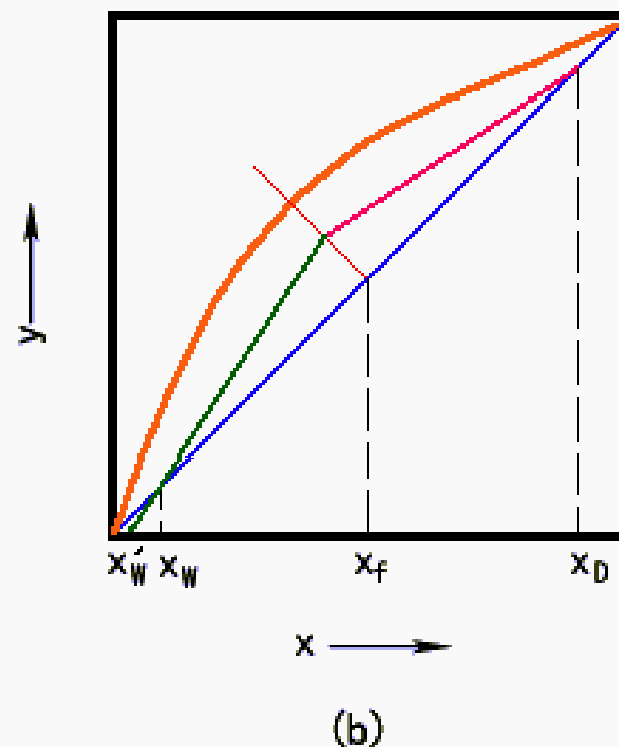
(2)  $x_f, q, R, x_D, \eta$  相同, 比较  $N_T$  及能耗

$D, x_D$  相同,  $V = (R+1)D$  相同,

$\bar{V}$  相同, 能耗相同。

$D/F$  保持一定, S 冷凝

由釜底排出,  $x_{W直} \downarrow, N_{T直} \uparrow$



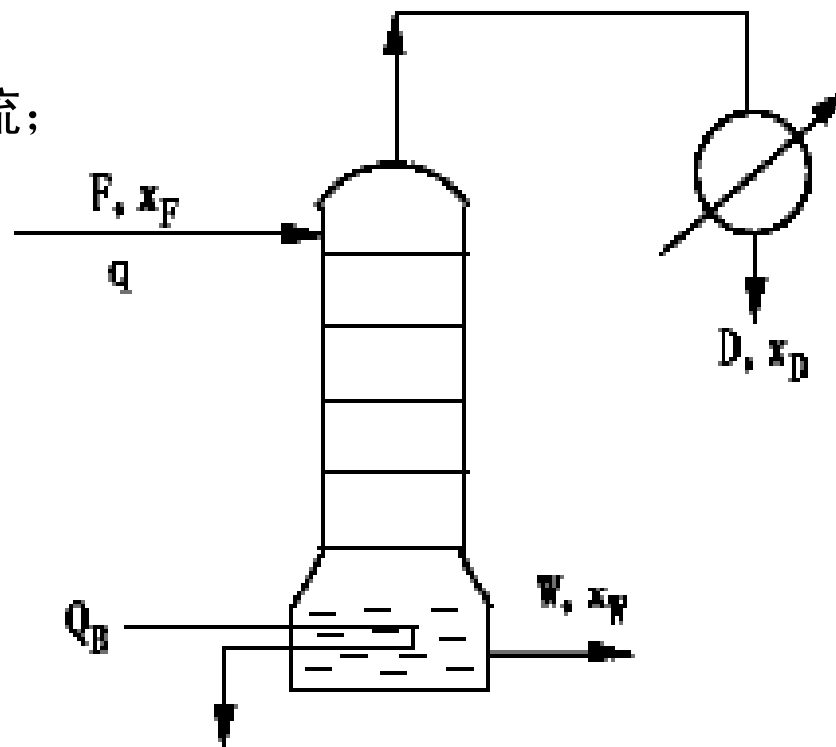
## 9.5.2 提馏塔

### 特点:

- 塔顶进料，塔顶馏出物全部采出，无回流；
- 只有提馏段，而没有精馏段。

### 应用背景:

- 回收稀溶液中的轻组分。
- 物系在低浓度下的相对挥发度较大，无精馏段也可达到希望的馏出液组成；





## 9.5.2 提馏塔

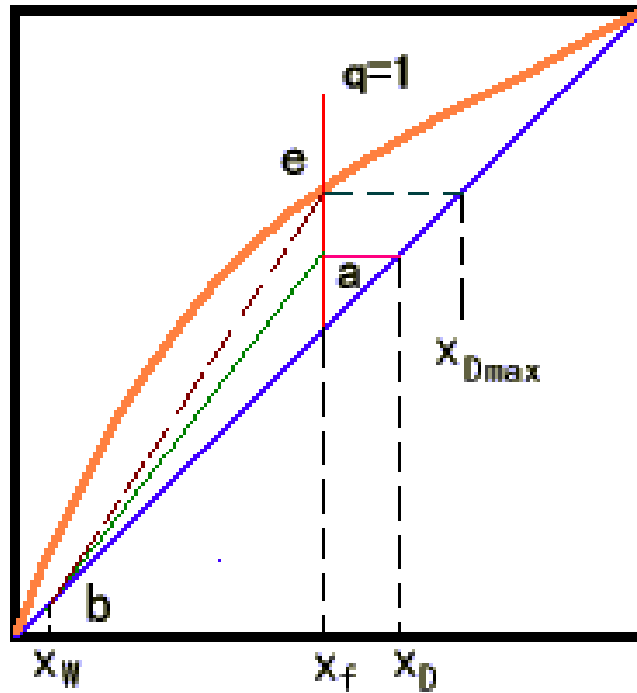
操作线方程（与一般精馏塔提馏段操作线方程相同）：

$$y_{n+1} = \frac{\bar{L}}{\bar{V}} x_n - \frac{W}{\bar{V}} x_W \quad \text{其中: } \begin{cases} \bar{L} = qF \\ \bar{V} = D + (q-1)F \\ \bar{V} = \bar{L} - W \end{cases}$$

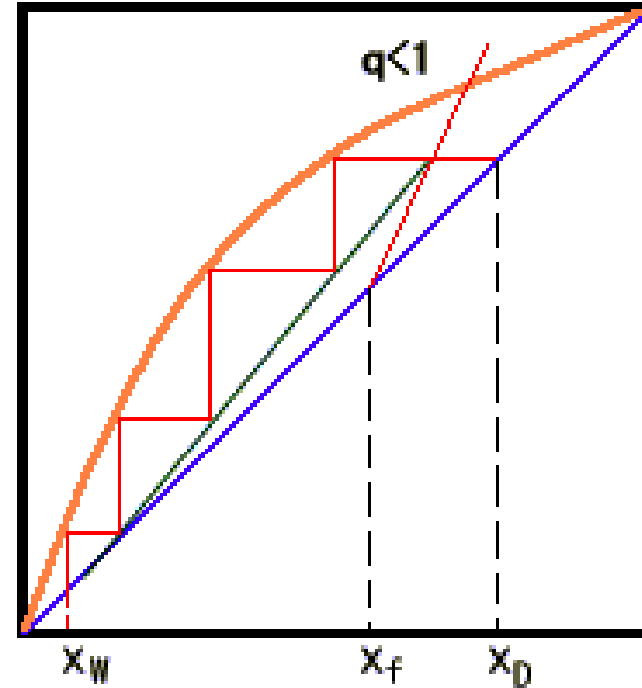
若泡点进料:  $\bar{L} = F$   
 $\bar{V} = D$

操作线方程:  $y_{n+1} = \frac{F}{D} x_n - \frac{W}{D} x_W$

## 9.5.2 提馏塔

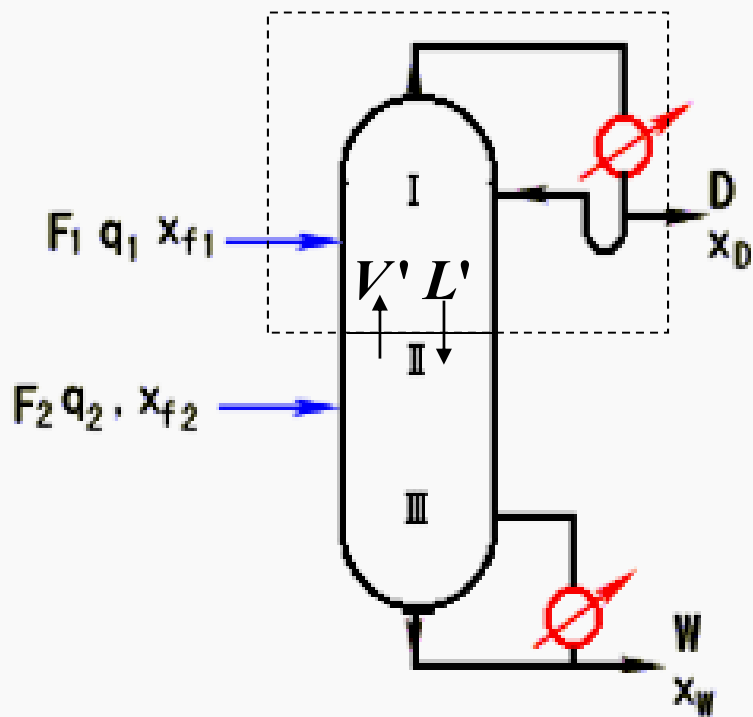


(a) 泡点进料提馏塔



(b) 冷进料提馏塔

### 9.5.3 多股加料



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

$$II: F_1 x_{F1} + V' y_{n+1} = L' x_n + D x_D$$

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

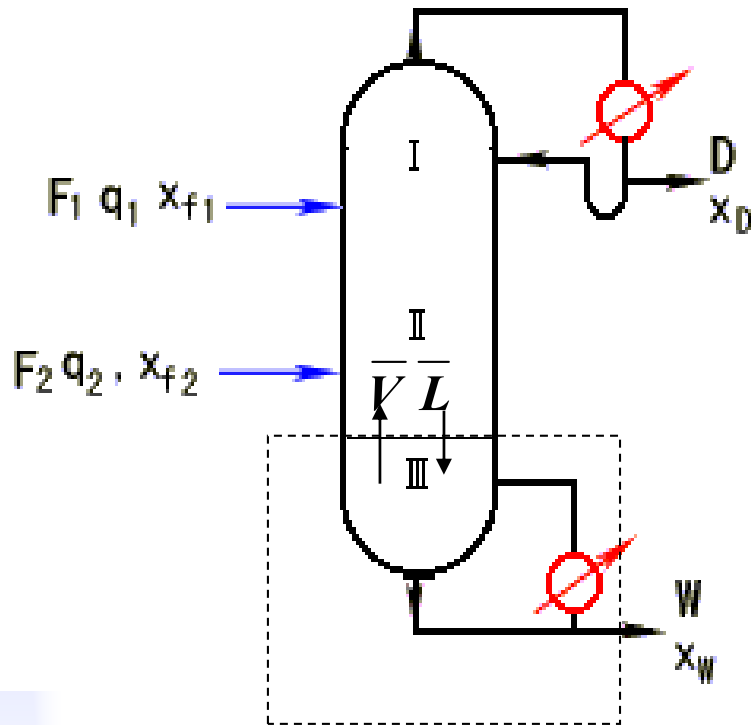
其中:  $L' = L + q_1 F_1 = R D + q_1 F_1$

$$V' = V + (q_1 - 1) F_1$$

$$= (R + 1) D + (q_1 - 1) F_1$$

$$y_{n+1} = \frac{R + q_1 \cdot \frac{F_1}{D}}{(R + 1) + (q_1 - 1) \cdot \frac{F_1}{D}} x_n + \frac{x_D - x_{F1} \cdot \frac{F_1}{D}}{(R + 1) + (q_1 - 1) \cdot \frac{F_1}{D}}$$

### 9.5.3 多股加料



$$\text{III: } \bar{V} y_{n+1} + W x_W = \bar{L} x_n$$

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

$$= \frac{\bar{L}}{\bar{L} - W} x_n - \frac{W}{\bar{L} - W} x_W$$

$$\text{其中: } \bar{L} = L' + q_2 F_2$$

$$= RD + q_1 F_1 + q_2 F_2$$

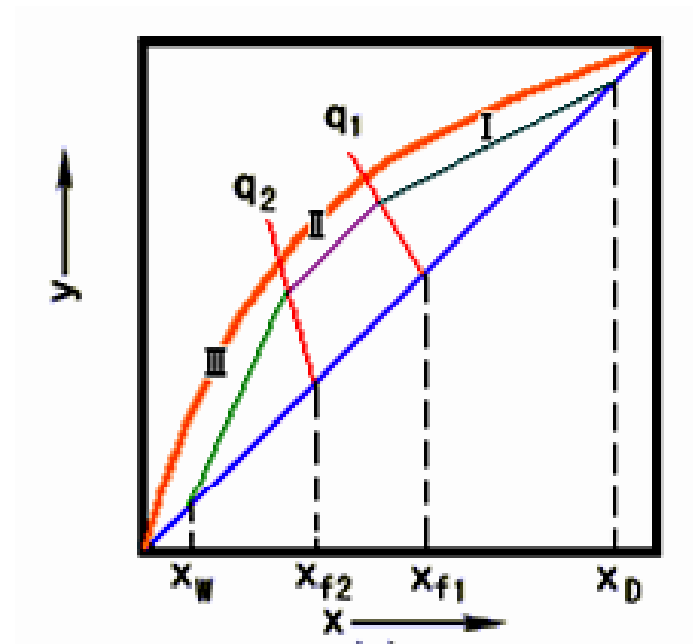
$$W = F_1 + F_2 - D$$

### 9.5.3 多股加料

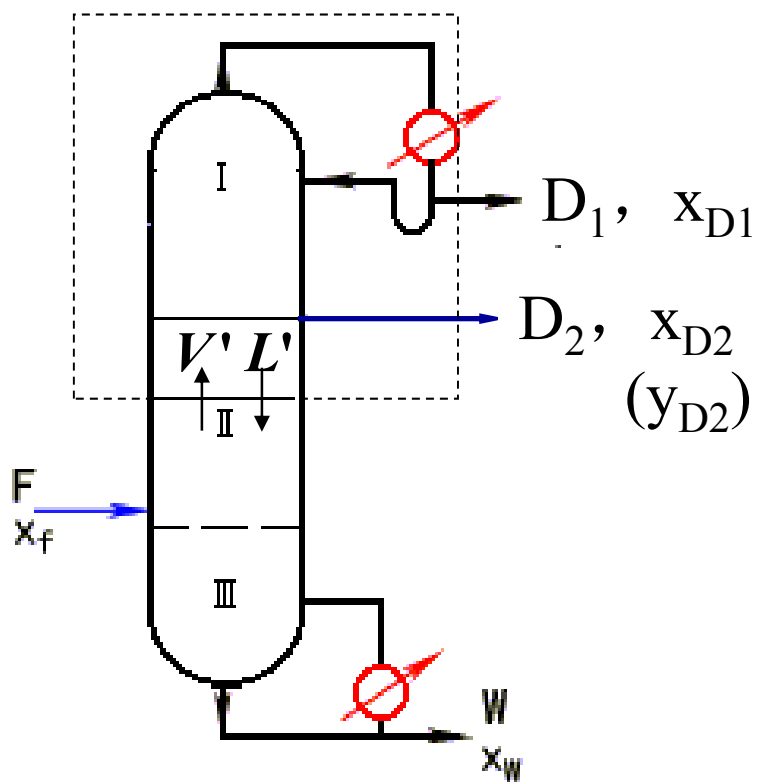
$$y_{n+1} = \frac{R + q_1 \cdot \frac{F_1}{D} + q_2 \cdot \frac{F_2}{D}}{(R + 1) + (q_1 - 1) \cdot \frac{F_1}{D} + (q_2 - 1) \cdot \frac{F_2}{D}} x_n - \frac{F_1 + F_2 - D}{(R + 1)D + (q_1 - 1)F_1 + (q_2 - 1)F_2} x_W$$

操作线斜率：III > II > I

R减小时，三条线均向平衡线靠拢，挟点位置有多种可能。



## 9.5.4 侧线出料



操作线方程（以 $D_2$ 为饱和液体为例）

$$\text{I: } y = \frac{R}{R+1}x + \frac{x_{D1}}{R+1}$$

$$\text{II: } V'y_{n+1} = L'x_n + D_1x_{D1} + D_2x_{D2}$$

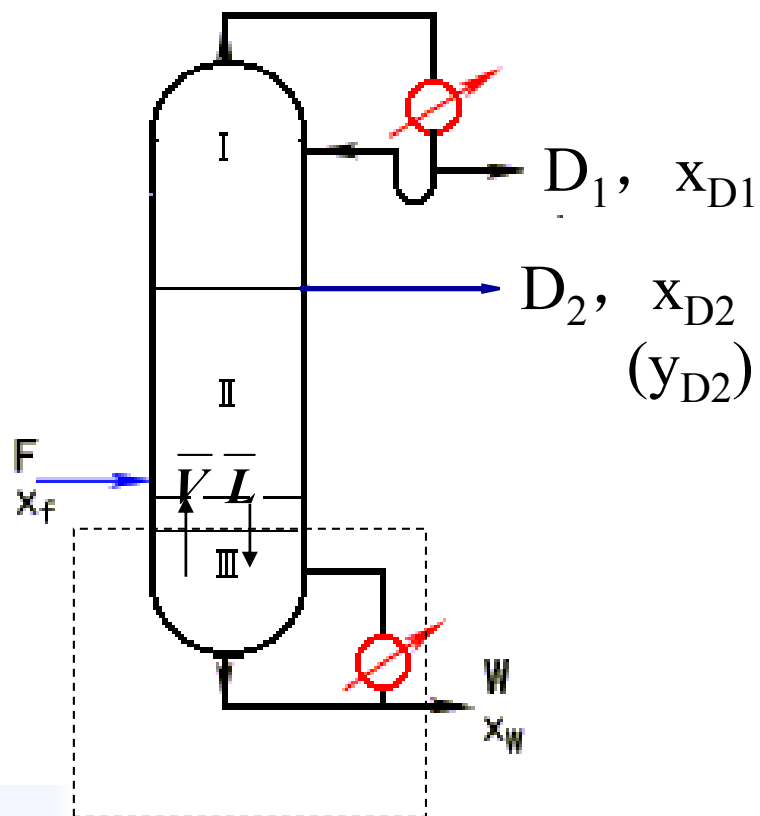
$$y_{n+1} = \frac{L'}{V'}x_n + \frac{D_1x_{D1} + D_2x_{D2}}{V'}$$

其中： $L' = L - D_2 = RD_1 - D_2$

$$V' = V = (R+1)D_1$$

$$\therefore y_{n+1} = \frac{R - \frac{D_2}{D_1}}{R+1}x_n + \frac{x_{D1} + \frac{D_2}{D_1} \cdot x_{D2}}{R+1}$$

## 9.5.4 侧线出料

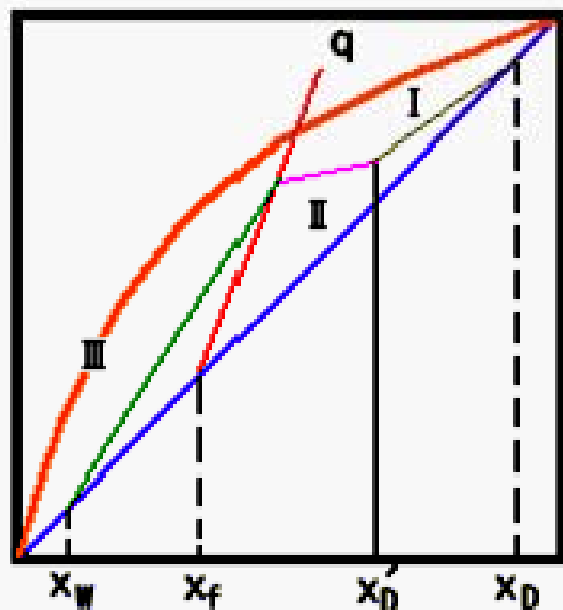


$$\text{III: } y_{n+1} = \frac{\bar{L}}{L-W} x_n - \frac{W}{L-W} x_W$$

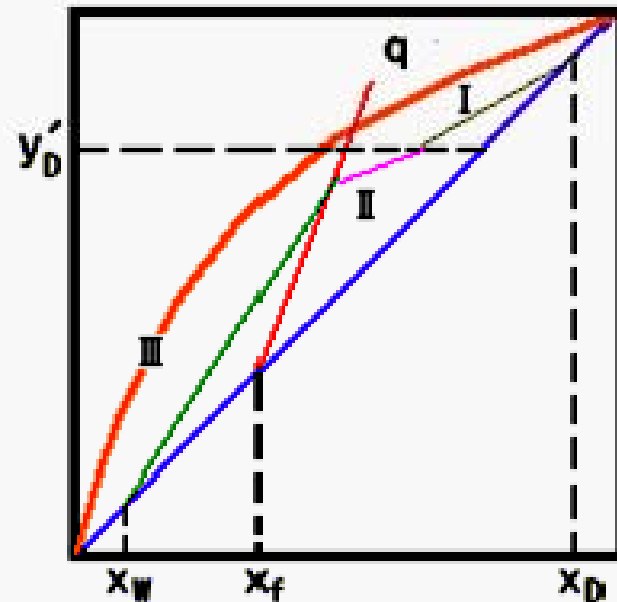
$$\text{其中: } \bar{L} = L' + qF = L - D_2 + qF \\ = RD_1 - D_2 + qF$$

$$W = F - D_1 - D_2$$

## 9.5.4 侧线出料



(b)



(c)

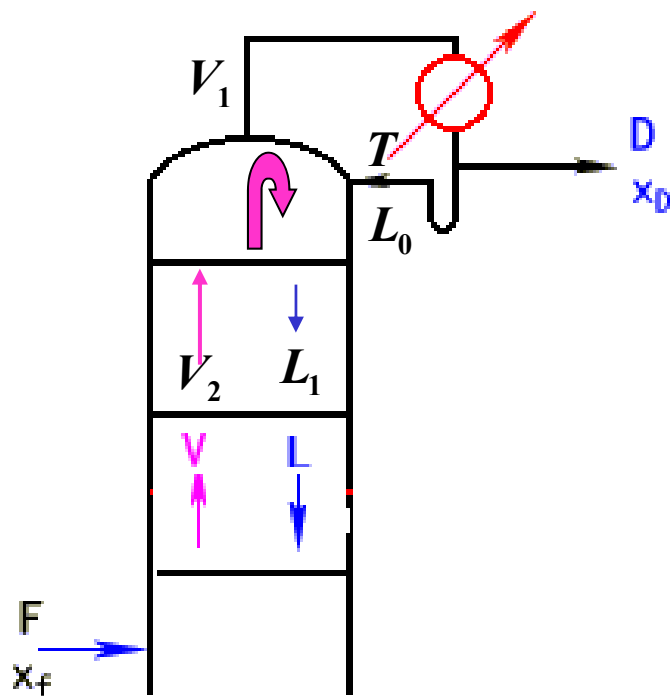
操作线斜率:  $II < I$

$R_{min} \uparrow$

侧线出料时的操作线



## 冷回流



$$T < T_B \quad R' = \frac{L_0}{D}$$

$$\therefore L_1 > L_0, \quad V_1 < V_2$$

恒摩尔流假定:  $L = L_1, \quad V = V_2$

$$\therefore R > R'$$

为达到相同的分离要求:

$$N_{T冷} < N_{T泡}, \quad \text{但塔釜热耗} \uparrow$$

# 冷回流

回流液的热状况参数  $q_0$  :

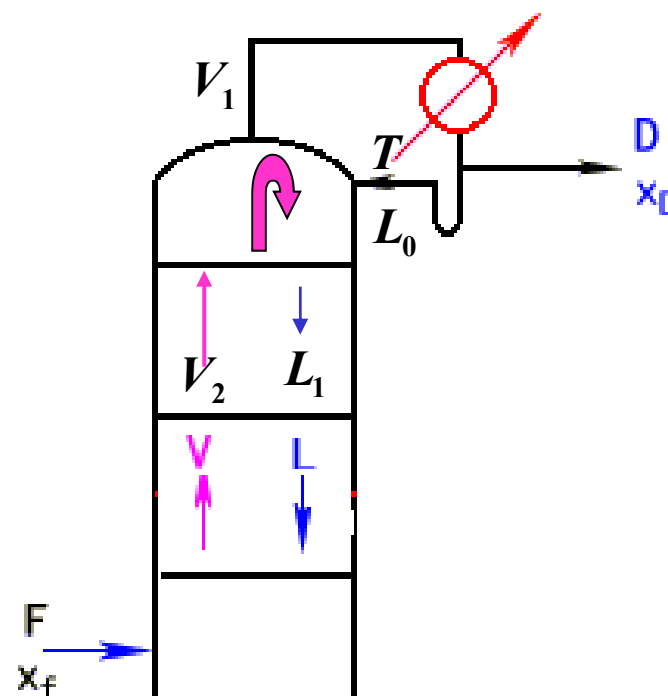
$q_0 = \frac{\text{把1kmol回流液变为饱和蒸汽所需热量}}{\text{回流液的kmol汽化热}}$


$$= \frac{\gamma + C_{pm}(T_S - T)}{\gamma}$$

$$L_1 = q_0 L_0$$

$$V_2 = V_1 + (q_0 - 1)L_0$$

塔内实际回流比 :  $R = \frac{L}{D} = q_0 R'$





## 9.6 精馏塔的操作型问题

### 9.6.1 问题的特点与解法

特点：精馏塔已给定（ $N_T$ ，进料位置（若干））

- （1）操作条件改变，核算其分离程度
- （2）调控方案
- （3）逐板的组成分布



## 9.6 精馏塔的操作型问题

### 定量计算方法

① 假设  $x_W$   $\xrightarrow{\text{全塔物料衡算}}$   $x_D$

② 逐板计算

③  $N_T \quad |x'_W - x_W| < \delta$

## 9.6 精馏塔的操作型问题

### 定性分析方法

分析出  $\frac{L}{V}, \frac{\bar{L}}{\bar{V}}$  的变化



假设  $x_D$  的变化

全塔物料衡算

$\frac{L}{V}, \frac{\bar{L}}{\bar{V}}$  的变化

做出新工况下的  
二操作线

图解法



是否满足  
 $N_T$  不变

否



假设  $x_D$

## 9.6 精馏塔的操作型问题

### 定性分析方法

1. 已知:  $N_T, \alpha, x_f, q, D/F$  一定,  $R \uparrow$

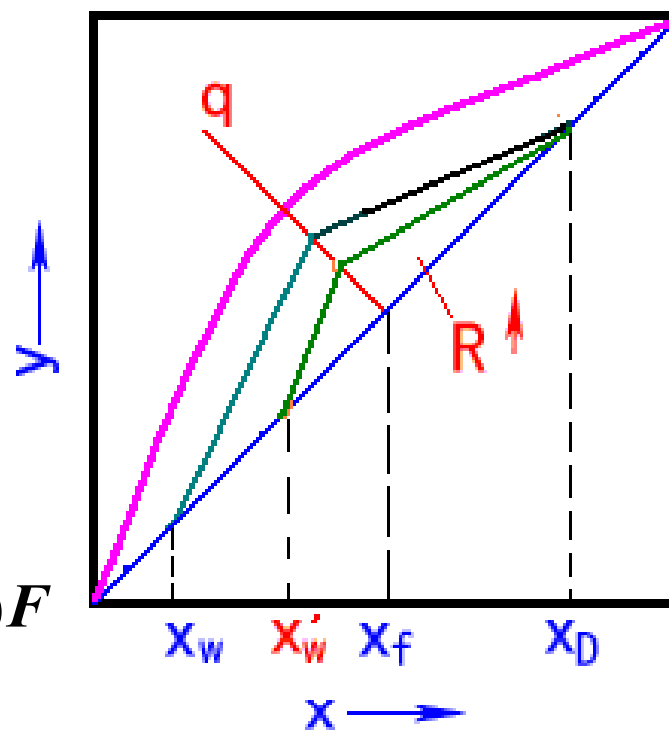
求:  $x_D, x_W$  的变化。

分析:  $\frac{L}{V} = \frac{R}{R+1} \uparrow$

$$\frac{\bar{L}}{\bar{V}} = \frac{\bar{V} + W}{\bar{V}} = 1 + \frac{W}{\bar{V}} \downarrow$$

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

$$\therefore x_D \uparrow, x_W \downarrow$$



## 9.6 精馏塔的操作型问题



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

在回流比较大时,  $x_D$  受物料衡算限制,  $R \uparrow$ ,  
 $x_D$  无明显变化,  $x_D$  取决于采出率  $D/F$ 。

$$\frac{D}{F} \leq x_f, x_{D\max} = 1.0$$

$$\frac{D}{F} > x_f, x_{D\max} = \frac{x_f}{D/F}$$



## 9.6 精馏塔的操作型问题

2. 保持  $F, x_F, q, \bar{V}$  不变,  $R \uparrow$ , 则  $L, V, \bar{L}, D, W, x_D, x_W$  如何变化?

分析:  $V = \bar{V} - (q-1)F$  不变

$$D = V / (R+1) \downarrow$$

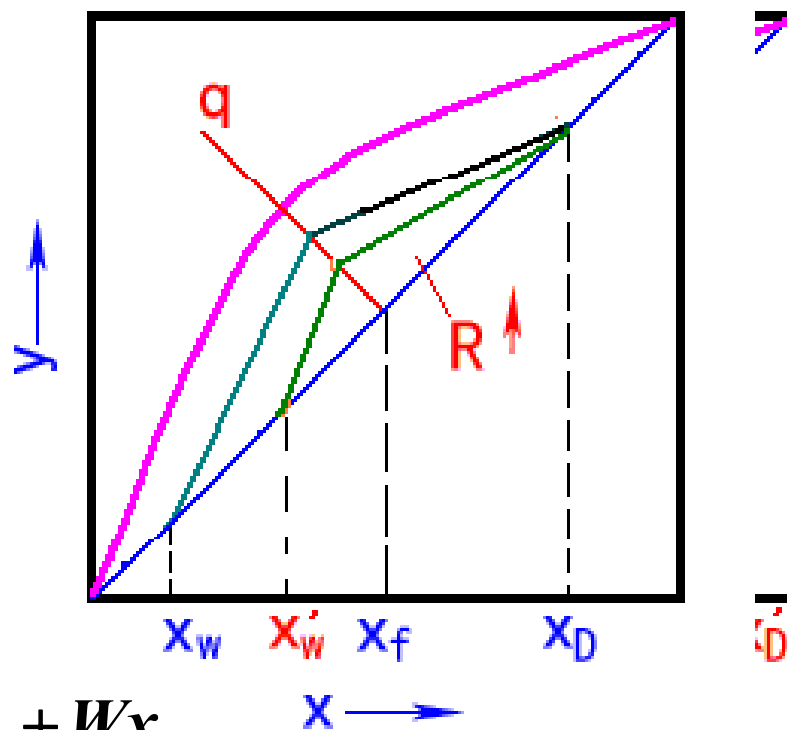
$$L = V - D \uparrow$$

$$\bar{L} = L + qF \uparrow$$

$$W = F - D \uparrow$$

$$\therefore x_D \uparrow, x_W \uparrow$$

物料衡算考核:  $Fx_F = Dx_D + Wx_W$





## 9.6 精馏塔的操作型问题

3. 已知:  $N_T$ ,  $\alpha$ ,  $x_f$ ,  $q$ ,  $R$ ,  $F$  一定,  $D \uparrow$

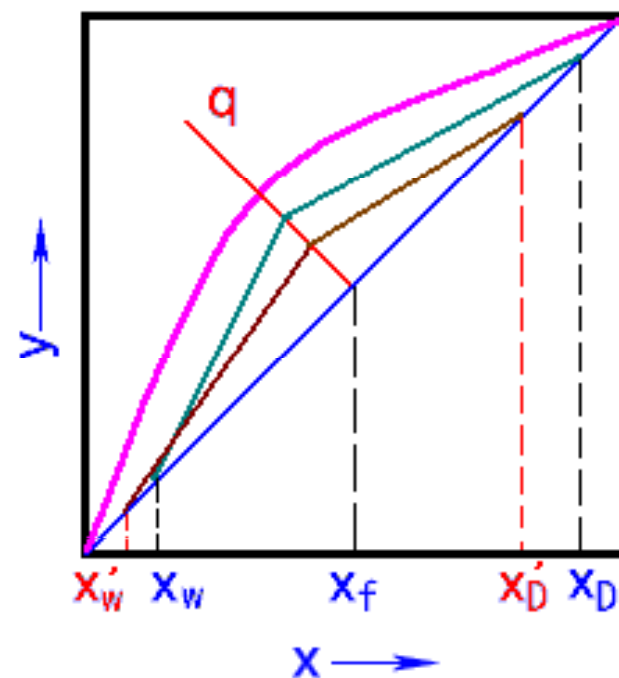
求:  $x_D$ ,  $x_W$  的变化。

分析:  $L/V = R/R+1$  不变,

$$\frac{\bar{L}}{\bar{V}} = 1 + \frac{W}{\bar{V}} \downarrow$$

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

$$\therefore x_D \downarrow, x_W \downarrow$$



## 9.6 精馏塔的操作型问题

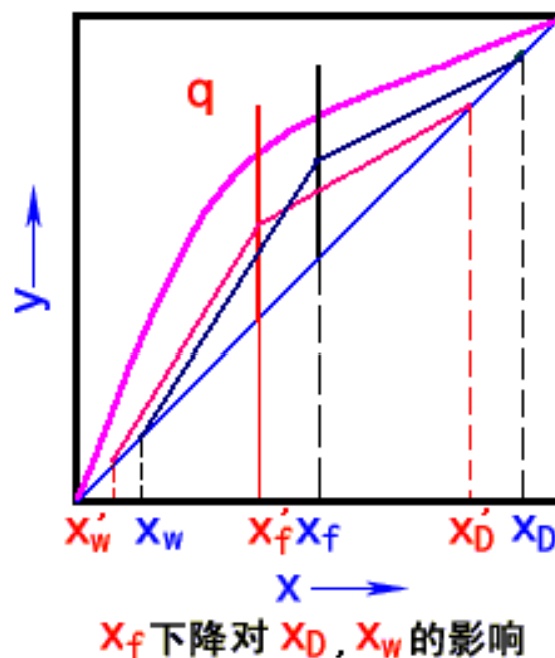
4. 已知:  $N_T, \alpha, q, R, D/F$  一定,  $x_f \downarrow$ ,


求:  $x_D, x_W$  的变化。

分析:  $L/V, \bar{L}/\bar{V}$  不变,

$x_D \downarrow, x_W \downarrow$  加料

板位置不一定最优。





## 9.6.2 精馏塔的温度分布和灵敏板

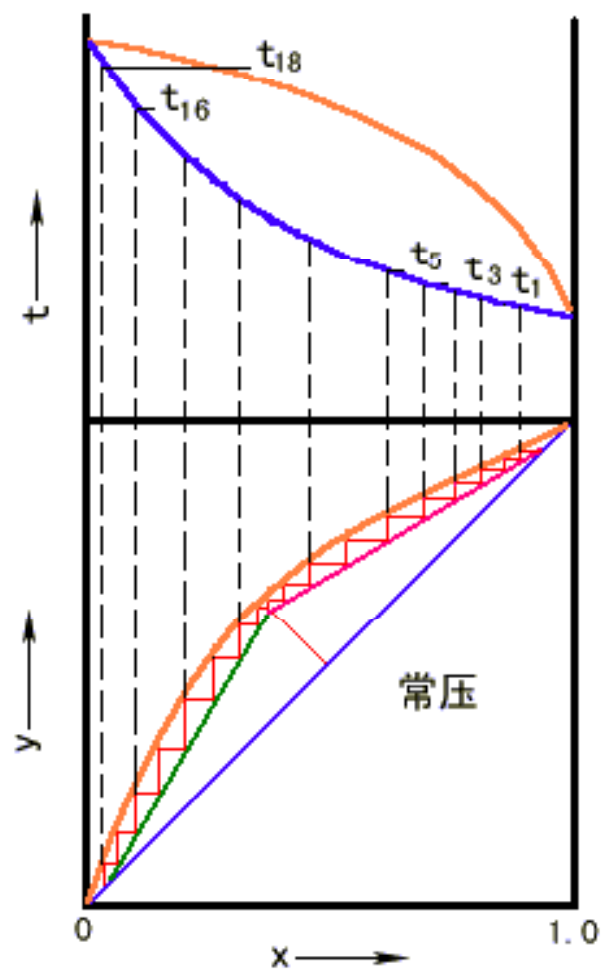
### 1 精馏塔的温度分布

$t_B = f(P, \mathbf{x})$ , 各板  $P$ ,  $\mathbf{x}$  不同, 因而精馏塔

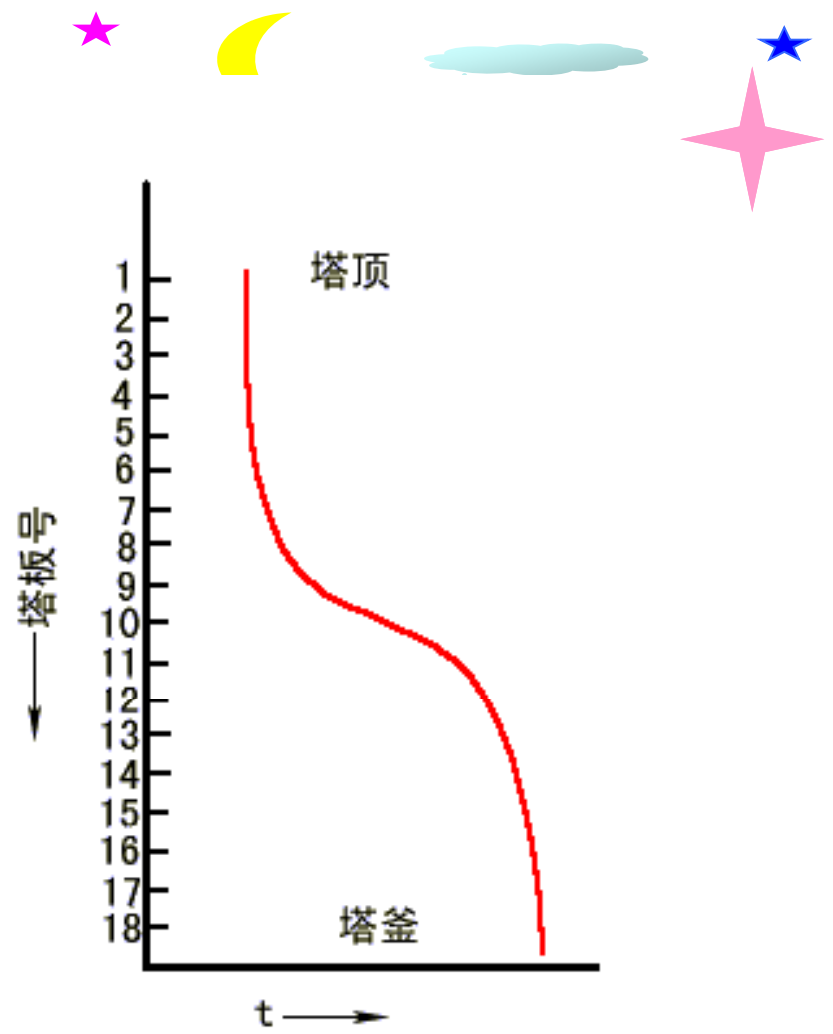
存在温度分布。

理论上, 可以用温度来表示混合物的组成。

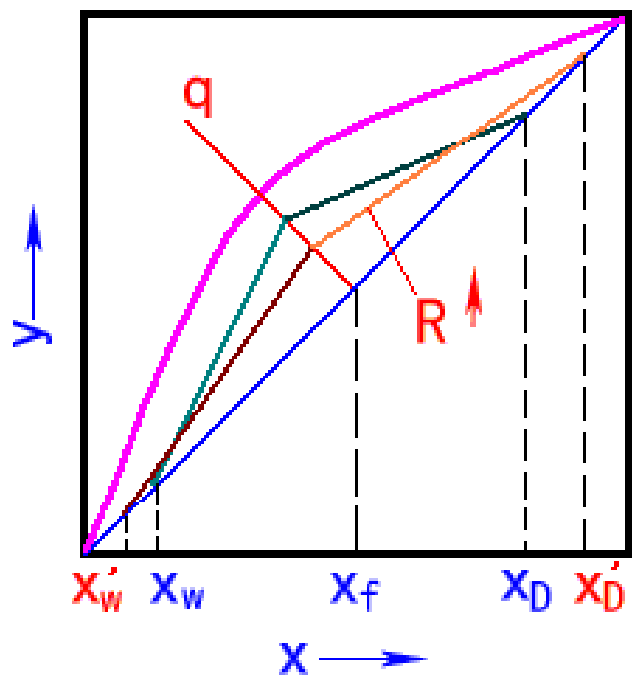




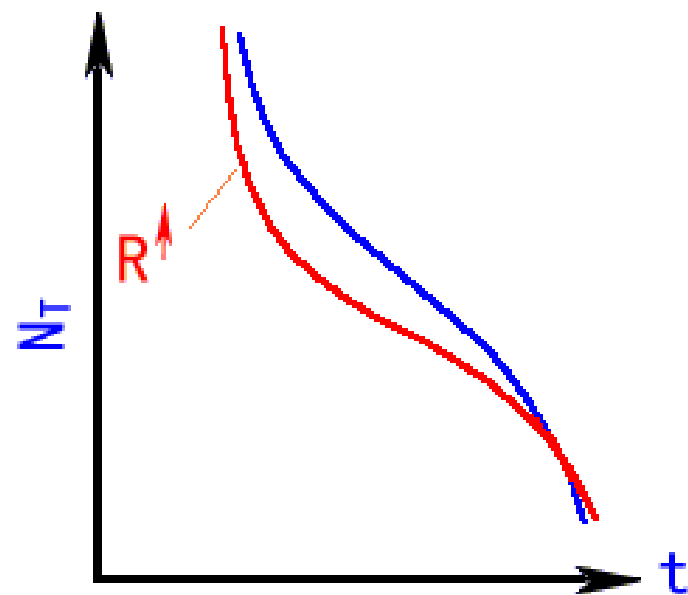
(a) 精馏塔的温度分布



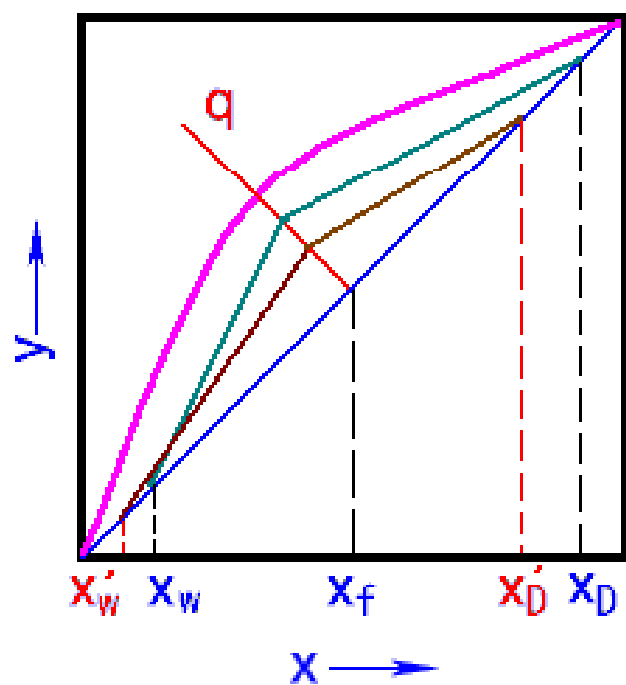
(b)



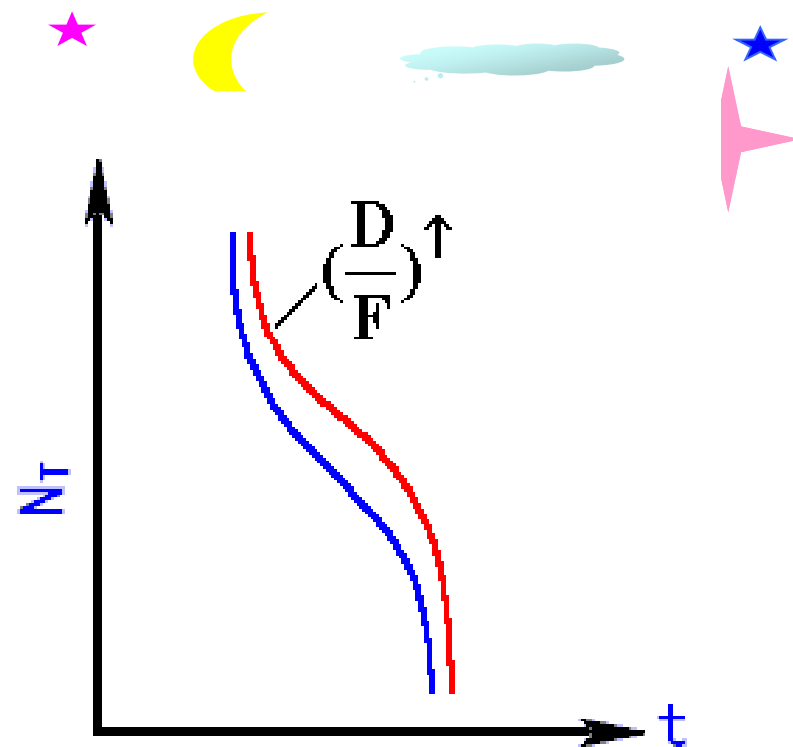
R增加对  $x_D, x_w$  的影响



两种R时的温度分布



$D/F$  增加对  $x_D, x_w$  的影响

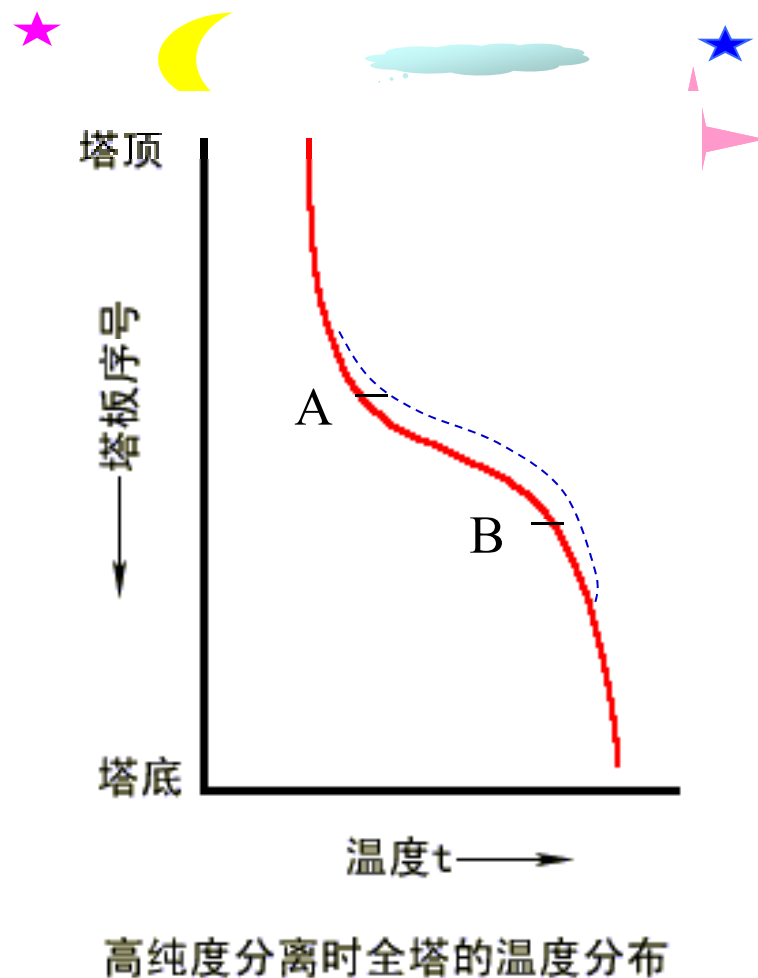


两种  $D/F$  时的温度分布

## 2 灵敏板

灵敏板：操作条件变动引起温度变化最为显著的塔板。

这些塔板的温度对外界干扰的反映最灵敏。



## 9.7 间歇精馏

- 间歇过程的特点:

- (1) 过程非定态

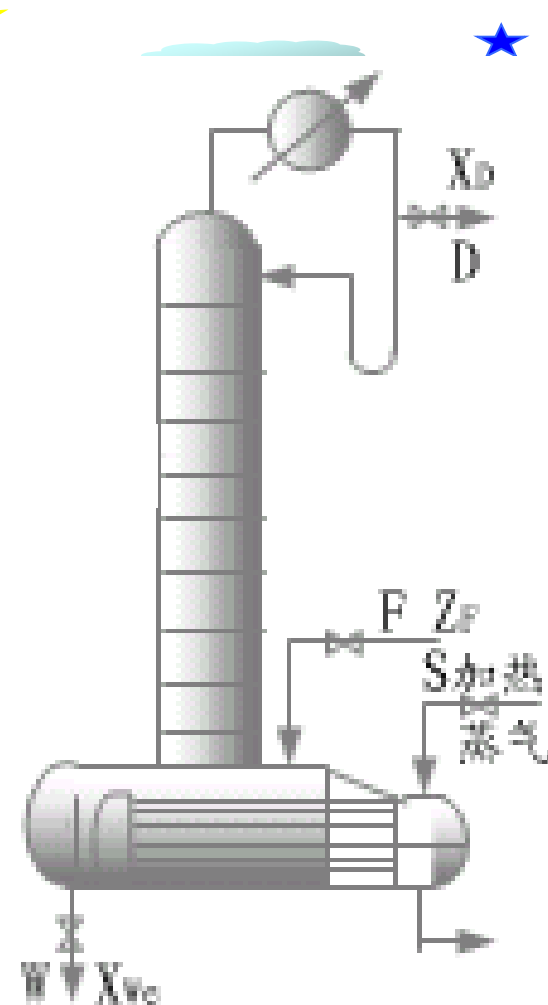
- (2) 无提馏段, 获得  $x_D, x_W$  一定的产品, 能耗大于连续精馏

- 应用场合:


- 小批量、多品种的生产;  
多组分混合物的初步分离。

- 操作方式: 1) 恒定回流比

- 2) 恒定  $x_D, R \uparrow$







## 9.8 特殊精馏

适用于：具有恒沸点的物系

相对挥发度接近于1的物系

基本原理：

在被分离溶液中加入第三组分，改变各组分间的相对挥发度。

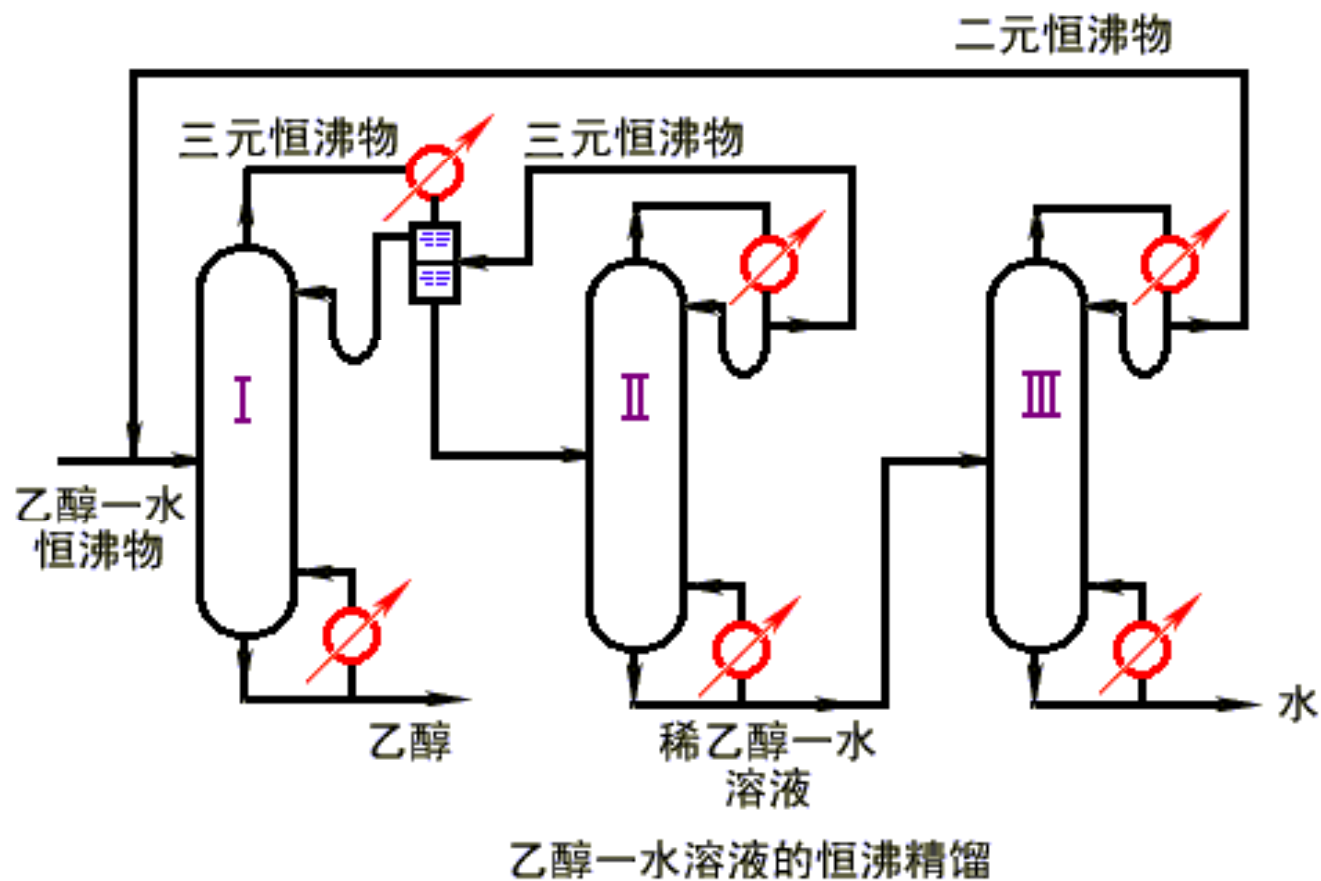
常用方法：

恒沸精馏    萃取精馏



## 9.8.1 恒沸精馏

加入的第三组分能和原溶液中的一种组分形成最低恒沸物，从塔顶馏出。



## 9.8.1 恒沸精馏



挟带剂的选择原则:

1. 能与被分离组分之一（或两个）形成最低恒沸物，挟带其中含量较少的组分，且该恒沸物易于和塔底组分分离；
2. 形成的最低恒沸物应易于分离，以回收其中的挟带剂；
3. 形成恒沸物中挟带剂的组成要小，以减少操作费用。



## 9.8.1 恒沸精馏



恒沸精馏的问题：

- 1) 性能良好的挟带剂比较难找；
- 2) 挟带剂以汽相状态将组分带出，能耗较大。

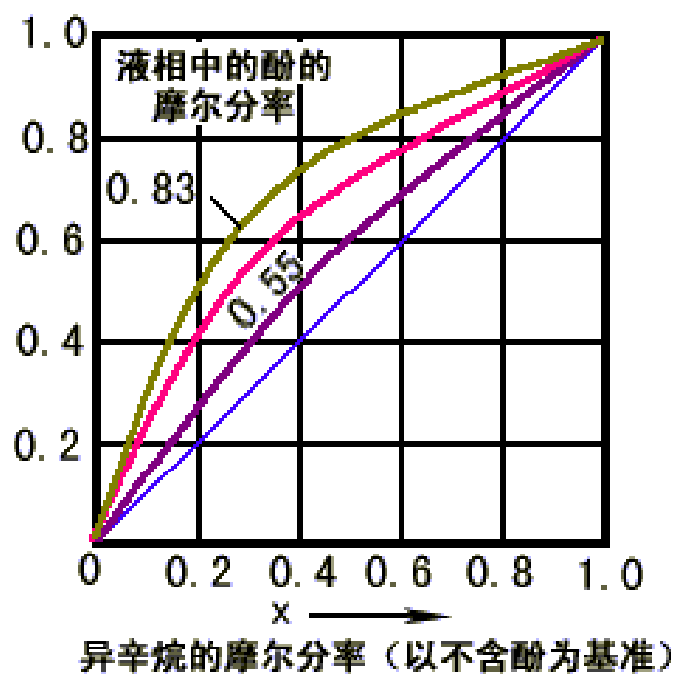
### 恒沸精馏实例

体系	挟带剂
乙醇—水	苯、戊烷、三氮乙稀
苯—环己烷	丙酮、甲醇
水—醋酸	异丙醚

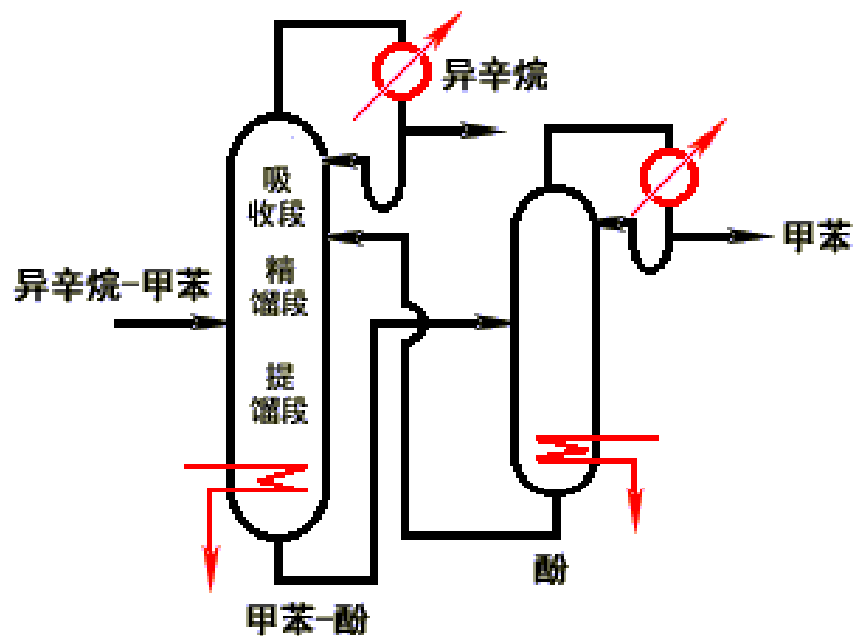


## 9.8.2 萃取精馏

加入的第三组分仅改变组分间的相对挥发度，随重组分从塔底排出。



(a)



(b)

异辛烷-甲苯的萃取精馏

## 9.8.2 萃取精馏



萃取剂的选择原则:

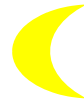
1. 选择性高;
2. 挥发性小, 且不与原溶液组分形成恒沸物;
3. 与原溶液互溶度大, 不分层。

### 萃取精馏的实例

体系	萃取剂
乙醇-水	乙二醇、甘油
甲醇-异辛烷	苯酚
甲醇-醋酸甲酯	水
甲醇-丙酮	水
异丁烷-丁稀-1	糠醛



## 9.8.2 萃取精馏



恒沸精馏与萃取精馏的比较：

- ① 萃取剂的选择范围广。
- ② 萃取精馏能耗较少。
- ③ 萃取剂的加入量可在较大范围内变化，操作控制容易。但萃取剂必须不断地由塔顶加入，故萃取精馏不能简单地用于间歇操作，而恒沸精馏则无此限制。
- ④ 恒沸精馏时的操作温度一般比萃取精馏的低，故适用于分离热敏性物料。

