

第十章 蒸馏

第一节 概述

一、什么是蒸馏？

利用各组分挥发度的差异将液体混合物加以分离的单元操作称为蒸馏。

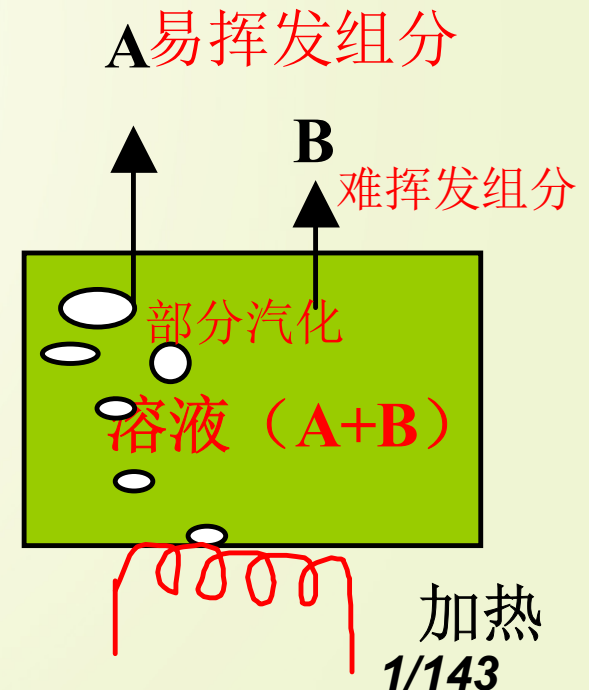
二、蒸馏在工业生产中的应用

❖ 获得高纯度产品；
❖ 获得粗馏分。

例如：

在酿酒业中饮料酒；

在石油炼制工业中，原油经蒸馏后制取汽油、煤油、柴油等产品；



第一节 概述

三、蒸馏的分类

①根据被蒸馏的混合物的组分数，可分为：
二元蒸馏
多元蒸馏

②根据操作过程是否连续，可分为：
连续蒸馏
间歇蒸馏

③根据操作压力，可分为：
常压蒸馏
加压蒸馏
减压蒸馏

④根据操作方式，可分为：
简单蒸馏
平衡蒸馏
精馏

说明：画圈的就是本章要着重介绍的。

[返回目录](#)

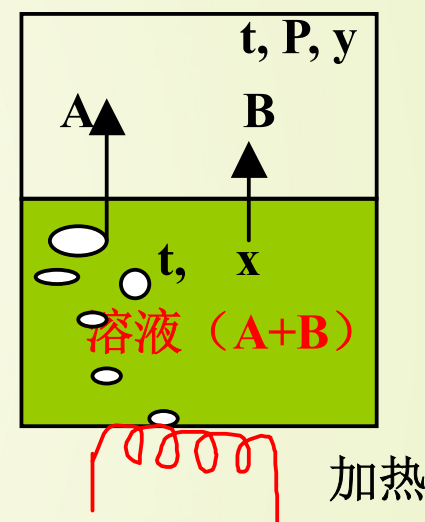
第二节 二元物系的汽液相平衡

二元物系汽液相平衡时, 所涉及的变量有:
 温度 t 、压力 P 、汽相组成 y 、液相组成 x 等4个。

自由度 $F = C - \Phi + 2$
 $= 2 - 2 + 2 = 2$

----独立变量只有2个,
 例如: $x(y)$ 、 P ; x 、 t

$$\left\{ \begin{array}{l} t = f(x, P) \\ t = g(y, P) \end{array} \right. \xrightarrow{\text{在一定的压力下}} \left\{ \begin{array}{l} t = f(x) \\ t = g(y) \end{array} \right.$$



$$\left\{ \begin{array}{l} p_A = Py = f(x, t) \\ p_B = P(1 - y) = g(x, t) \end{array} \right. \xrightarrow{\text{在一定的温度下}} \left\{ \begin{array}{l} p_A = f(x) \\ p_B = g(x) \end{array} \right.$$

第二节 二元物系的汽液相平衡

$$\begin{cases} t = f(x) \\ t = g(y) \end{cases}$$

$$\begin{cases} p_A = f(x) \\ p_B = g(x) \end{cases}$$

具体函数关系还需实验测定。

其中，理想物系的函数关系式较为成熟。

第二节 二元物系的汽液相平衡

一、理想物系的汽液相平衡

汽相为理想气体、液相为理想溶液的体系，称为 ~。

满足理想气体状态方程、道尔顿分压定律

$$P = p_A + p_B \quad y_A = \frac{p_A}{P} \quad y_B = \frac{p_B}{P}$$

1、理想溶液

在全部浓度范围内都服从拉乌尔定律的溶液称为理想溶液。

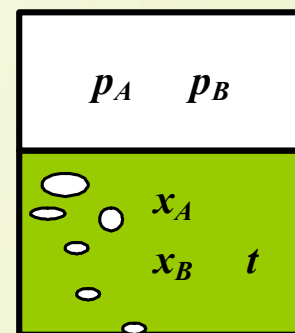
在组分A、B组成的理想溶液中，则有： $f_{A-A} = f_{B-B} = f_{A-B}$

只有物性和结构相似，且分子大小也相近的物系才符合拉乌尔定律，如苯-甲苯、甲醇-乙醇、烃类同系物组成的溶液等等。

$$\begin{cases} p_A = p_A^0 x_A \\ p_B = p_B^0 x_B \end{cases}$$

拉乌尔 (Raoult) 定律

$$\begin{cases} p_A = f(x) \\ p_B = g(x) \end{cases} \quad \begin{cases} t = f(x) ? \\ t = g(y) \end{cases}$$



加热
5/143

一、理想物系的汽液相平衡

2、理想物系的汽液相平衡关系:

$$\begin{cases} p_A = p_A^0 x_A \\ p_B = p_B^0 x_B \end{cases} \quad \begin{cases} t = f(x) ? \\ t = g(y) \end{cases}$$

对理想物系, 汽相满足: $P = p_A + p_B = p_A^0 x + p_B^0 (1 - x)$

$$\Rightarrow x = \frac{P - p_B^0}{p_A^0 - p_B^0}$$

$$\Rightarrow y = \frac{p_A}{P} = \frac{p_A^0 x}{P} = \frac{p_A^0}{P} \frac{P - p_B^0}{p_A^0 - p_B^0}$$

p_A^0 、 p_B^0 仅与温度 t 有关, 可采用实测数据或用安托因 (Antoine) 方

程进行推算:
$$\ln p^0 = A - \frac{B}{T + C}$$

一、理想物系的汽液相平衡

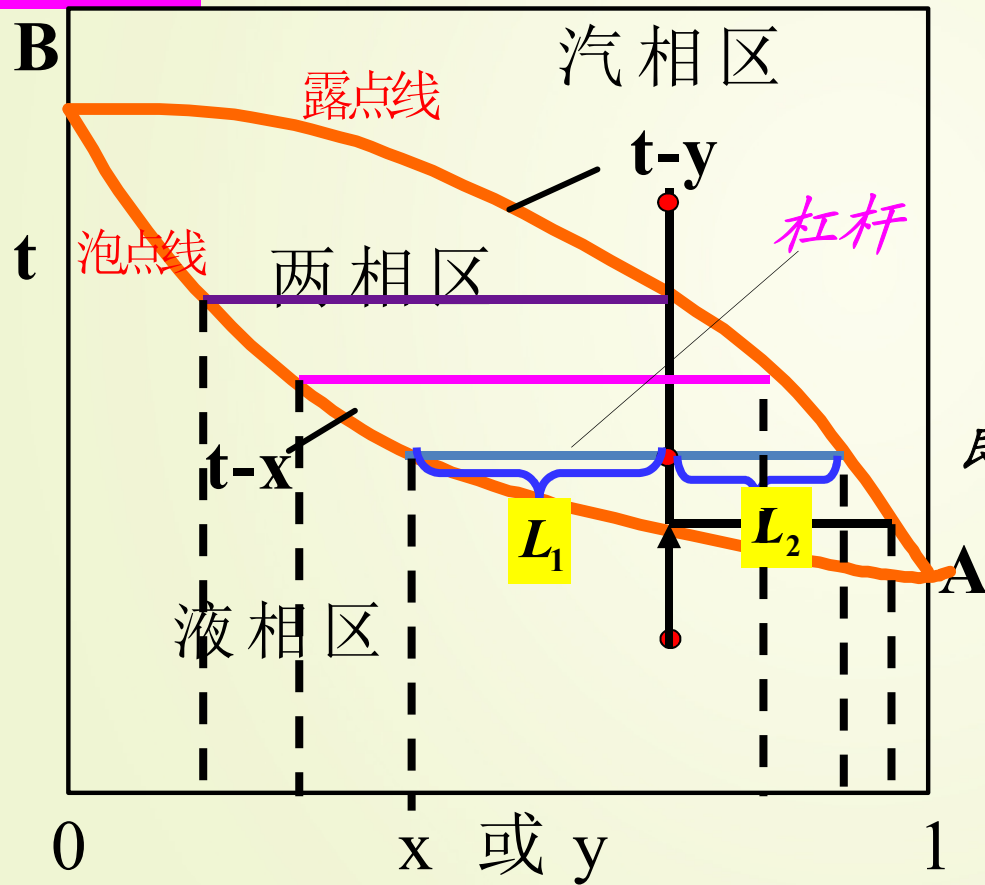
$$x = \frac{P - p_B^0}{p_A^0 - p_B^0}$$

$$y = \frac{p_A}{P} = \frac{p_A^0 x}{P}$$

理想物系的t-x (y) 相图:

P 一定

露点线一定在泡点线上方。

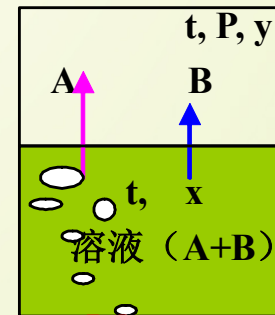


杠杆原则:

力 × 力臂 = 常数

↓ 量 ↓ 浓度差

即: 液相量 × L₁ = 汽相量 × L₂



加热

一、理想物系的汽液相平衡

$$\begin{cases} t=f(x) \\ t=g(y) \end{cases} \longrightarrow y=f(x) \text{ -----理想物系的x-y相平衡关系}$$

$$\begin{cases} y = \frac{p_A}{P} = \frac{p_A^0 x}{P} \\ P = p_A + p_B \\ = p_A^0 x + p_B^0 (1-x) \end{cases} \longrightarrow y = \frac{p_A^0 x}{p_A^0 x + p_B^0 (1-x)} = \frac{\frac{p_A^0}{p_B^0} x}{\frac{p_A^0}{p_B^0} x + (1-x)}$$

$$\text{令 } \alpha = \frac{p_A^0}{p_B^0} \text{ -----相对挥发度}$$

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

对理想物系，相对挥发度与温度关系不大，可近似认为与温度无关。

转下页

理想物系相平衡关系举例

苯—甲苯物系的相对挥发度随温度的变化关系

$t, ^\circ\text{C}$	80.1	84	88	92	96	100	104	108	110.6
$p_A^0 \text{ mmHg}$	760	856	963	1081	1210	1350	1502	1668	1783
$p_B^0 \text{ mmHg}$	292	334	381	434	492	556	627	705	760
α	2.60	2.56	2.53	2.49	2.46	2.43	2.40	2.37	2.35

对理想物系，相对挥发度与温度关系不大，可近似认为与温度无关。

[返回上页](#)

理想物系的 x-y 相图:

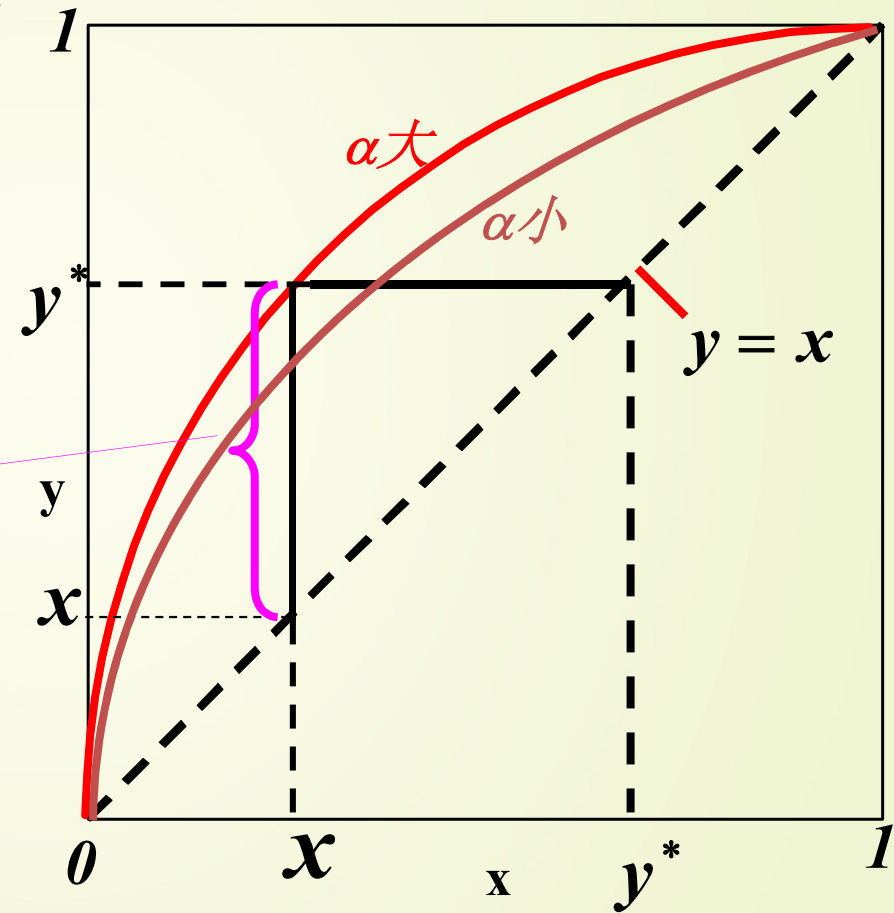
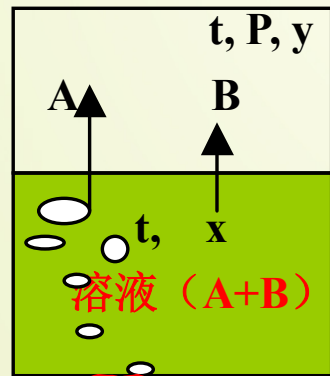
$$y = \frac{\alpha x}{1 + (\alpha - 1)x}$$

说明:

(1) 相平衡曲线必落在对角线的上方; **Why?** 因为 $y \geq x$

(2) α 越远离 1, 也就愈有利于蒸馏操作。

--- α 越大, 相平衡曲线偏离对角线愈远, 表示达到汽液相平衡时汽、液两相组成的差异愈大。



理想物系的 y-x 相图

3、挥发度、相对挥发度

什么是挥发度？

对于纯液体，可以用蒸汽压 p^0 表示其挥发度 v

对于混合物中的某一组分 i ，挥发度 v_i 定义为：

$$v_A = \frac{p_A}{x_A} \quad v_B = \frac{p_B}{x_B}$$

显然对理想溶液，根据拉乌尔定律有： $v_A = p_A^0$ $v_B = p_B^0$

什么是相对挥发度？

相对挥发度 $\alpha = \frac{v_A}{v_B} = \frac{p_A/x_A}{p_B/x_B} = \frac{y_A/x_A}{y_B/x_B} \iff y = \frac{\alpha x}{1 + (\alpha - 1)x}$

显然对理想溶液，有： $\alpha = \frac{p_A^0}{p_B^0}$

3、挥发度、相对挥发度

影响 α 的因素?

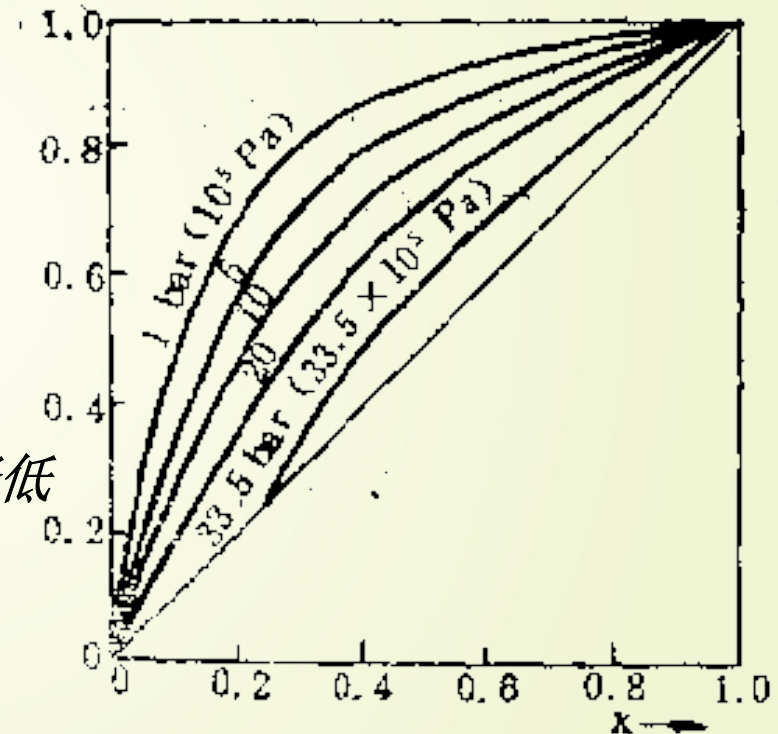
◆ **体系** 不同体系 α 差别很大。

◆ **温度** 回忆:

理想物系, α 与温度可近似认为与温度无关。

非理想物系, α 与温度有关。

◆ **压力** 一般地, α 随总压升高而降低



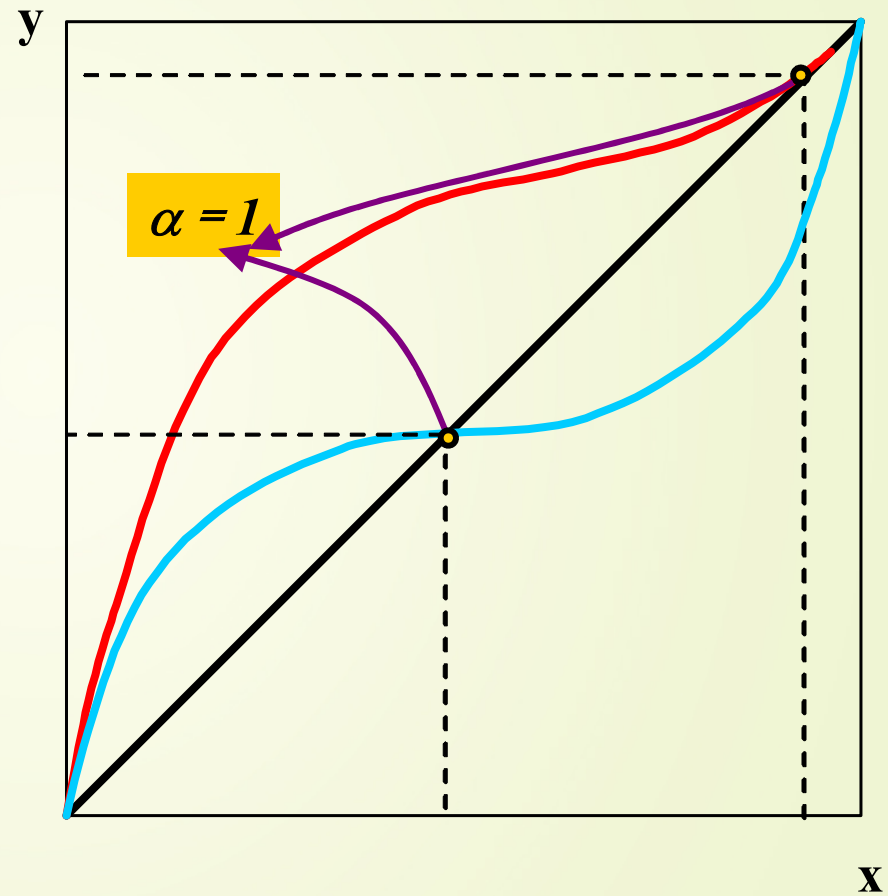
正丁烷与正己烷混合物在不同压力下的汽液平衡图

(坐标 x 、 y 指正丁烷的摩尔分率)

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

思考：若 $\alpha = 1$ ，相图如何画？
能否用普通蒸馏方法提纯？

A、B的挥发能力相同，即 $y = x$ ，
故不能用普通蒸馏方法分离提纯。



二. 非理想溶液的汽液相平衡

非理想溶液: { 正偏差溶液
 { 负偏差溶液

与拉乌尔定律有偏差的溶液称为~。

此时, $f_{A-A} \neq f_{B-B} \neq f_{A-B}$

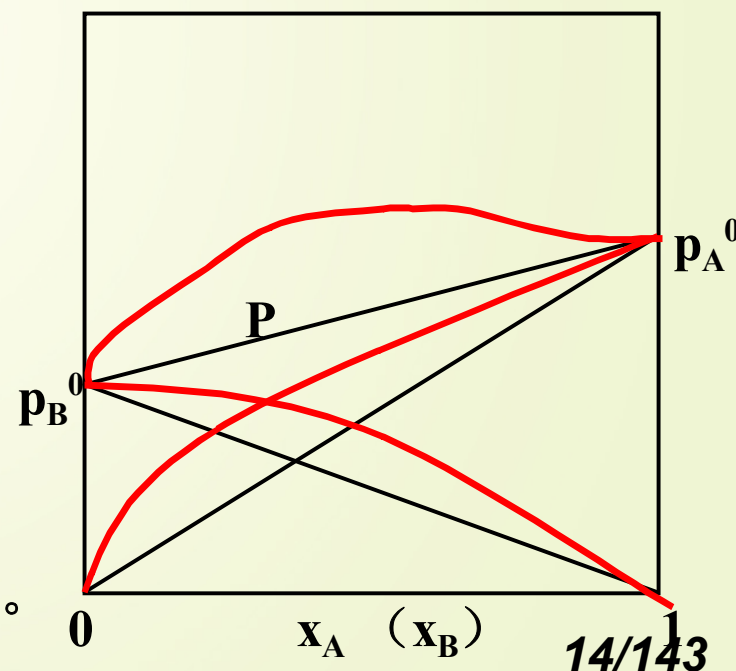
$$\begin{cases} p_A \neq p_A^0 x_A \\ p_B \neq p_B^0 x_B \end{cases}$$

分子间力的改变会引起溶液对拉乌尔定律的偏差, 其中氢键的影响较大。水分子中的氢键尤其强。

1、正偏差溶液

$$p_A > p_A^0 x_A, \quad p_B > p_B^0 x_B$$

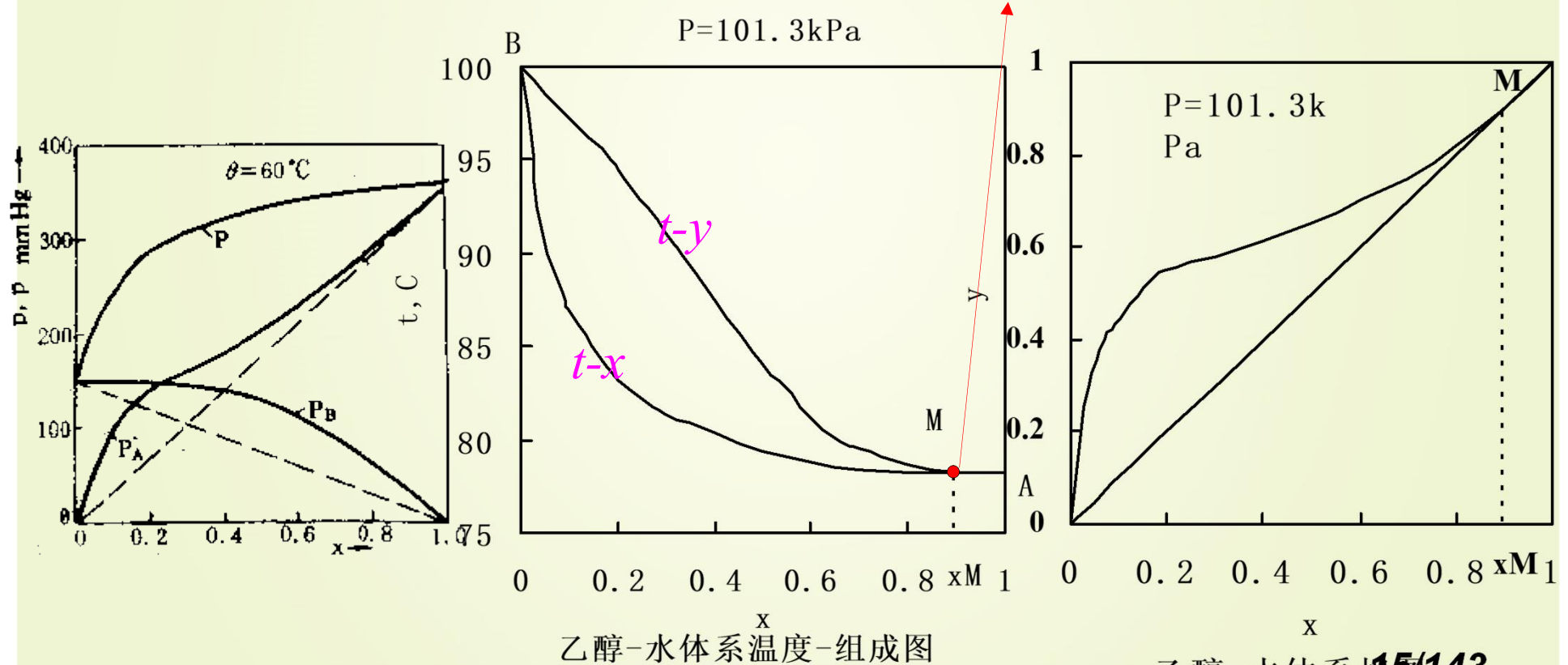
如甲醇-水、乙醇-水、苯-乙醇等。



二. 非理想溶液的汽液相平衡

极大正偏差溶液: 有最低恒沸物 $x=0.895$ (摩尔分率)

乙醇	水	乙醇-水恒沸物
78.3°C	100°C	78.15°C



乙醇-水体系温度-组成图

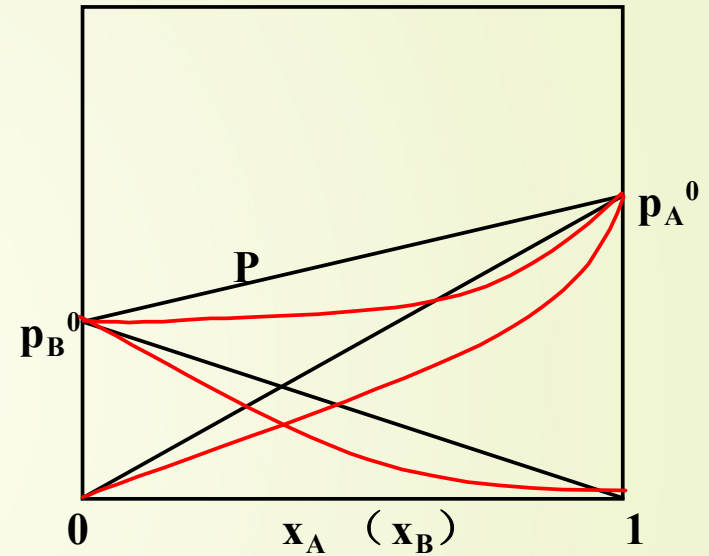
乙醇-水体系相图 15/143

二. 非理想溶液的汽液相平衡

2. 负偏差溶液

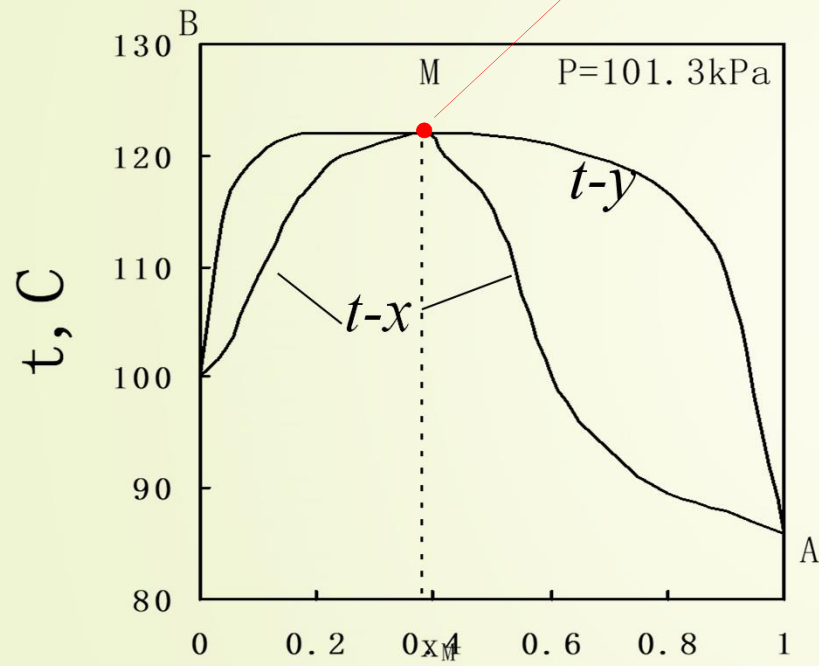
$$p_A < p_A^0 x_A, \quad p_B < p_B^0 x_B$$

如硝酸—水、氯仿—丙酮等物系

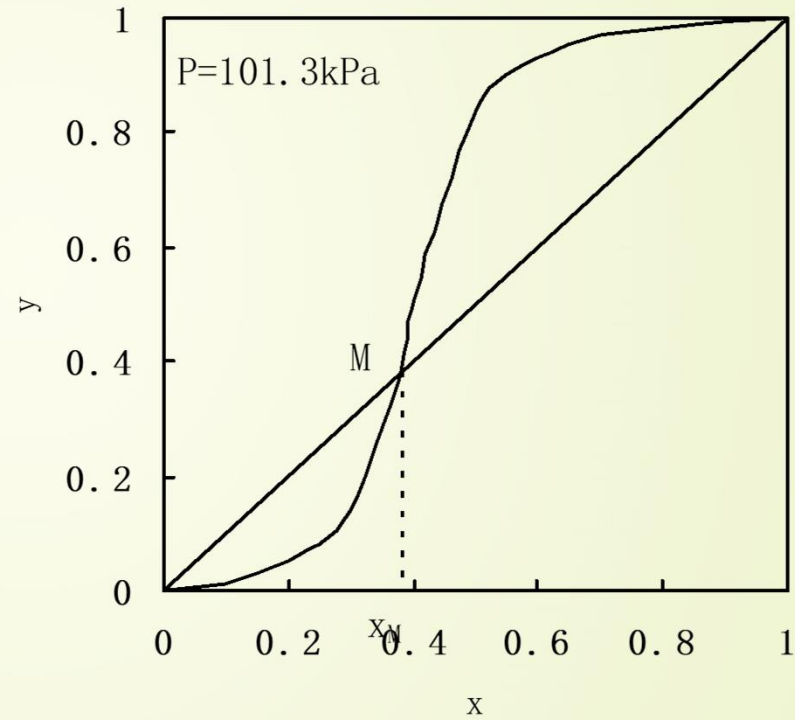


二. 非理想溶液的汽液相平衡

极大负偏差溶液：有最高恒沸物



硝酸-水体系温度-组成图



硝酸-水体系相图

二. 非理想溶液的汽液相平衡

非理想物系的相平衡关系通常要由实验测定。

非理想物系的相平衡关系方程仍可用式 $y = \frac{\alpha x}{1 + (\alpha - 1)x}$

但 α 不再是常数。例如：

101.3kPa 下乙醇—水物系的相对挥发度随组成的变化关系

x	0.02	0.10	0.20	0.35	0.50	0.65	0.75	0.894
y	0.175	0.43	0.525	0.595	0.657	0.725	0.785	0.894
α	10.4	6.79	4.42	2.73	1.92	1.42	1.20	1.00

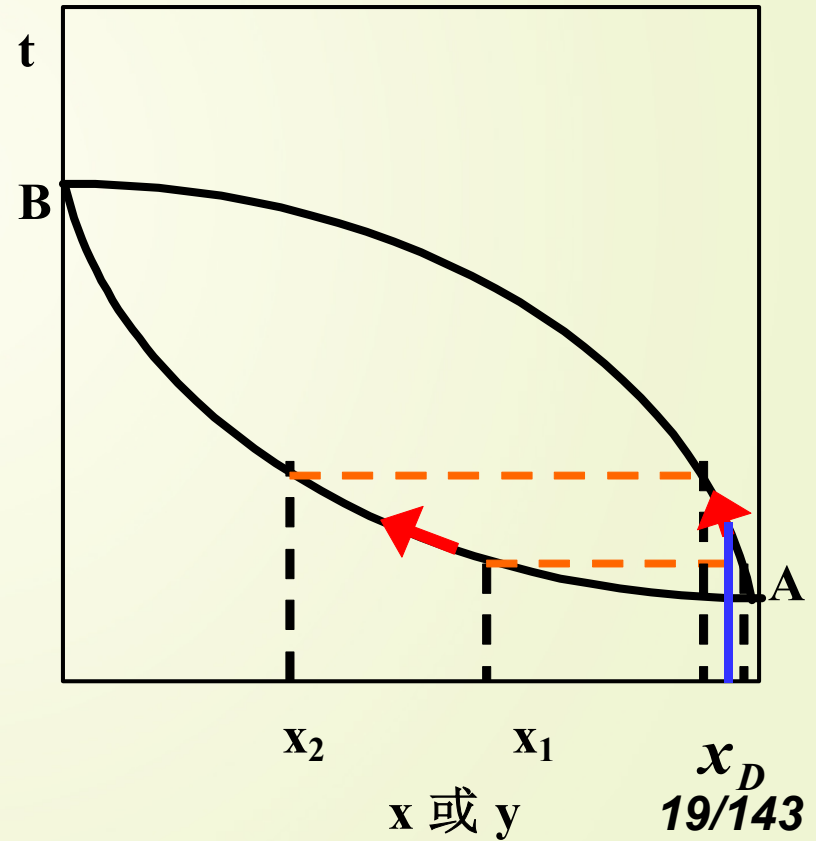
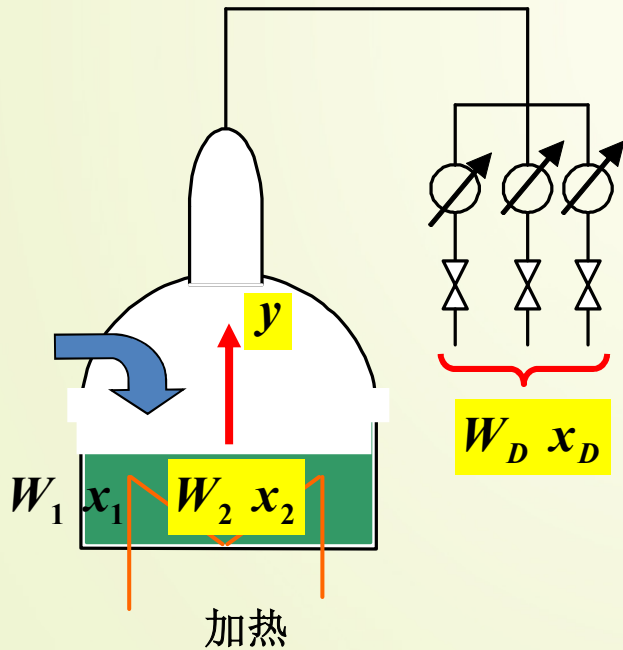
第三节 蒸馏方式

- 简单蒸馏 ✓
- 平衡蒸馏
- 精馏

一、简单蒸馏

1、流程及特点

- 特点:
- ◆ 间隙、不稳定
 - ◆ 分离程度不高



一、简单蒸馏

2. 简单蒸馏的计算

(1) 宏观物料衡算:

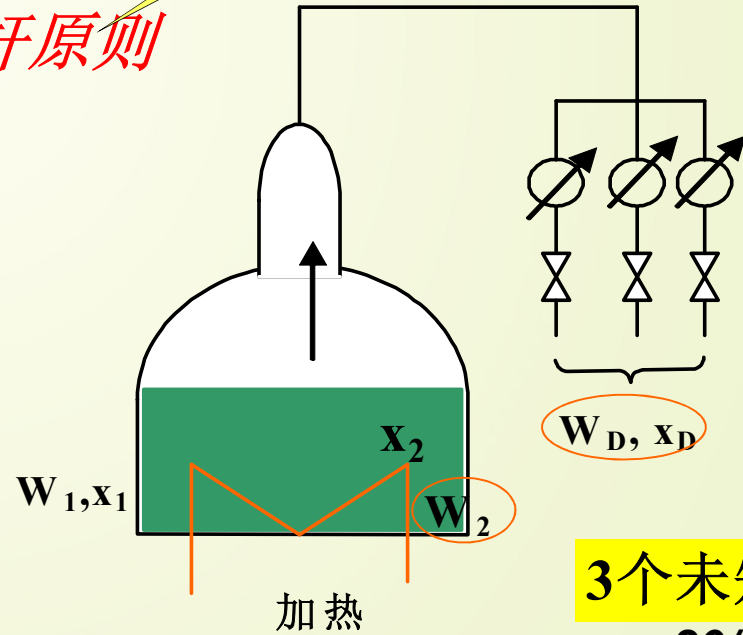
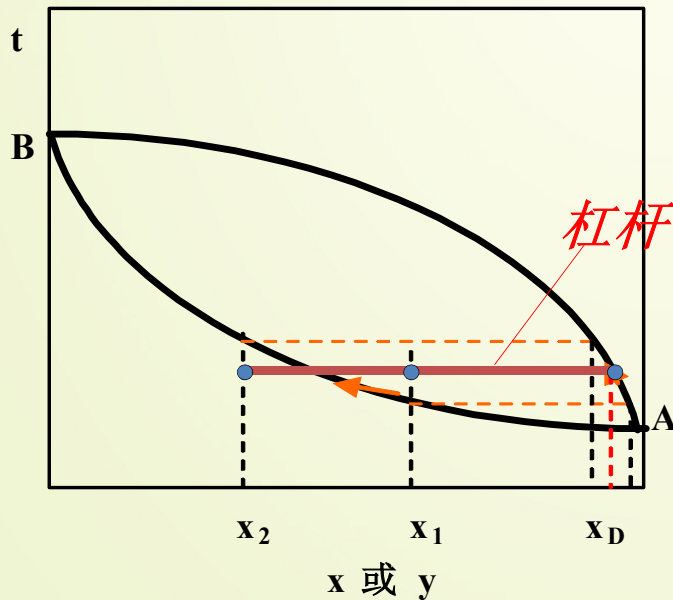
$$\begin{cases} W_1 = W_2 + W_D \\ W_1 x_1 = W_2 x_2 + W_D x_D \end{cases}$$

2个方程

还需一个方程!

杠杆原则本质上就是物料衡算关系。

→ $W_2(x_1 - x_2) = W_D(x_D - x_1)$ -- 杠杆原则



3个未知数

一、简单蒸馏

(2) 微分物料衡算式:

设某一时刻釜液量为 W , kmol, 组成为 x , 与之平衡的汽相组成为 y 。

经微分时间段 $d\tau$ 后, 蒸出的釜液量为 dW 。

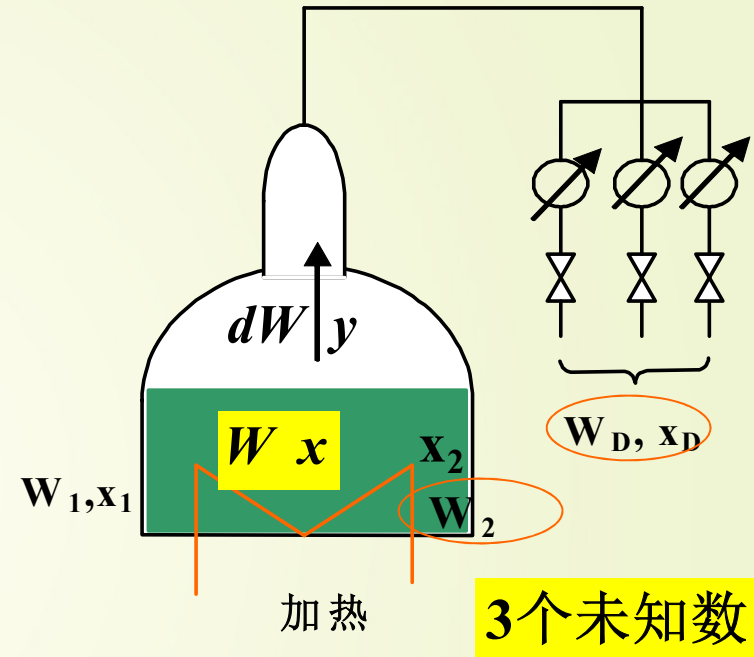
对易挥发组分在 $d\tau$ 时间内作物料衡算, 有:

$$y dW = d(Wx) = W dx + x dW$$

$$\longrightarrow (y - x) dW = W dx$$

$$\longrightarrow \frac{dW}{W} = \frac{dx}{y - x} \longrightarrow \ln \frac{W_1}{W_2} = \int_{x_2}^{x_1} \frac{dx}{y - x}$$

对理想物系 $y = \frac{\alpha x}{1 + (\alpha - 1)x}$



一、简单蒸馏

原料液中易挥发组分的摩尔数

原料液中难挥发组分的摩尔数

$$\ln \frac{W_1 x_1}{W_2 x_2} = \alpha \ln \frac{W_1 (1-x_1)}{W_2 (1-x_2)}$$

1个方程

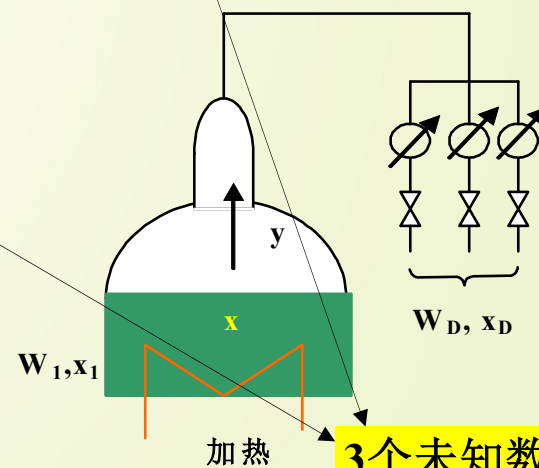
残液中易挥发组分的摩尔数

残液中难挥发组分的摩尔数

$$\text{即 } \ln \frac{A_1}{A_2} = \alpha \ln \frac{B_1}{B_2}$$

$$\begin{cases} W_1 = W_2 + W_D \\ W_1 x_1 = W_2 x_2 + W_D x_D \end{cases}$$

2个方程



3个未知数

作业:

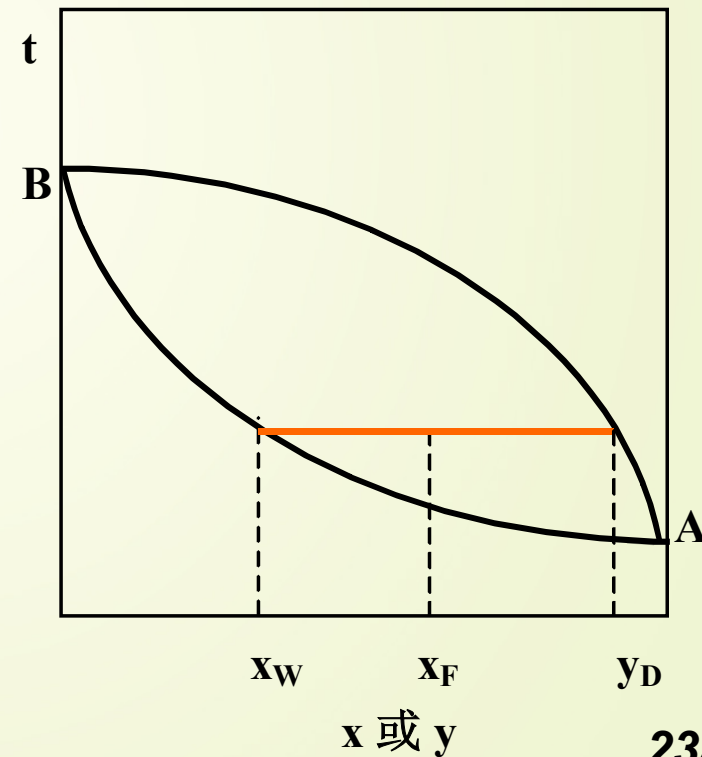
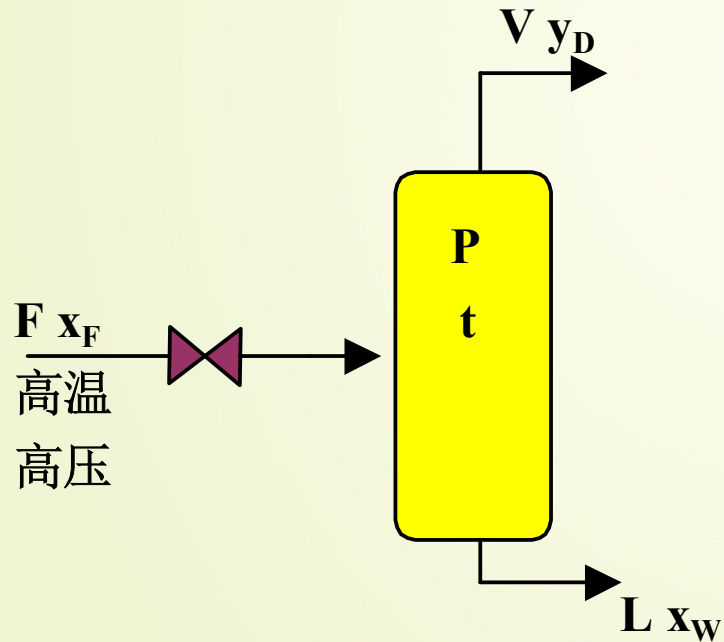
二、平衡蒸馏

简单蒸馏
平衡蒸馏 ✓
精馏

又称闪蒸

1、流程及特点

- 特点: ◆ 连续、稳定
◆ 分离程度不高



二、平衡蒸馏

2. 平衡蒸馏的计算

3个未知数: V (或 L)、 y_D 、 x_W

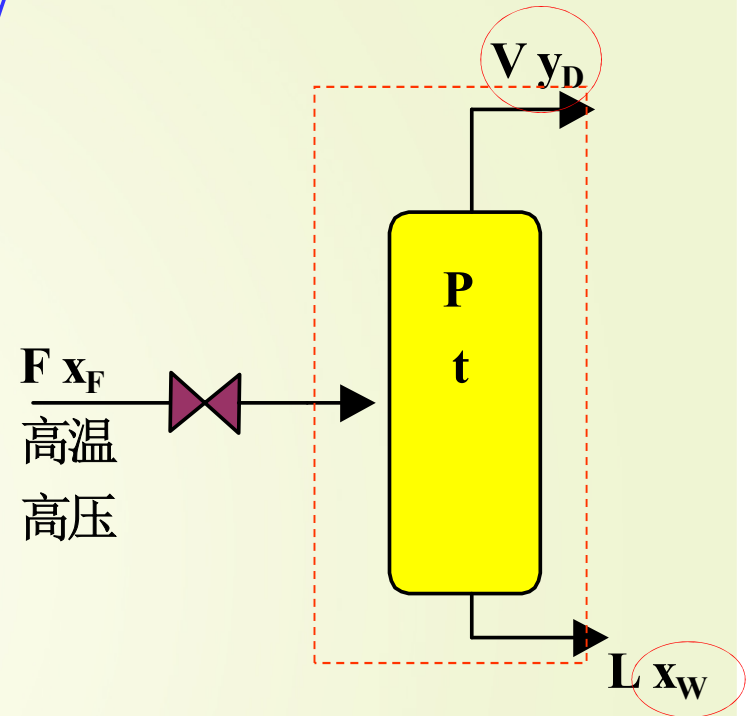
总物料衡算:

$$\begin{cases} F = L + V \\ Fx_F = Lx_W + Vy_D \end{cases} \quad \text{2个方程}$$

相平衡关系: $y_D = \frac{\alpha x_W}{1 + (\alpha - 1)x_W}$ 1个方程

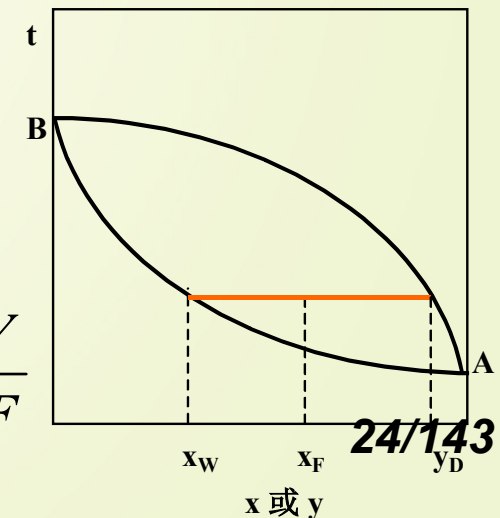
杠杆原理:

$$L(x_F - x_W) = V(y_D - x_F)$$



液相分率 $q = \frac{L}{F}$

汽相分率 $f = \frac{V}{F}$



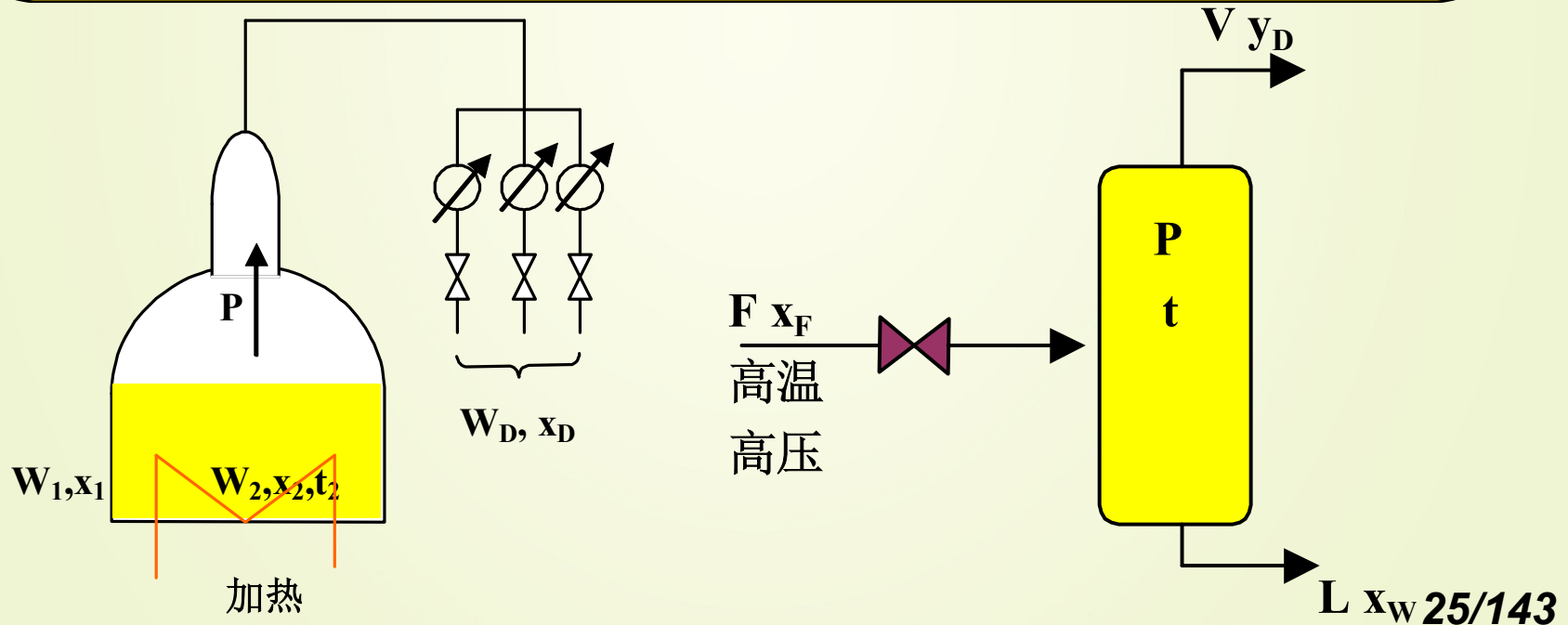
x 或 y

二、平衡蒸馏

思考：在操作压力、原料相同的条件下 ($F=W_1, x_1=x_F$)，若平衡蒸馏的操作温度与简单蒸馏的最终温度相同 ($t=t_2$)。则简单蒸馏与平衡蒸馏相比：

分离效果孰好 (比较 x_D, y_D) ?

产品量孰大 (比较 W_D, V) ?



思考：在操作压力、原料相同的条件下 ($F=W_1, x_1=x_F$)，若平衡蒸馏的操作温度与简单蒸馏的最终温度相同 ($t=t_2$)。则简单蒸馏与平衡蒸馏相比：
 分离效果孰好 (比较 x_D, y_D)？ 产品量孰大 (比较 W_D, V)？

答：由图上的得：简单蒸馏分离效果好；

由杠杆原理作图得简单蒸馏产量小，或如下计算也可得此结论。

简：
$$\begin{cases} W_1 = W_2 + W_D \\ W_1 x_1 = W_2 x_2 + W_D x_D \end{cases}$$

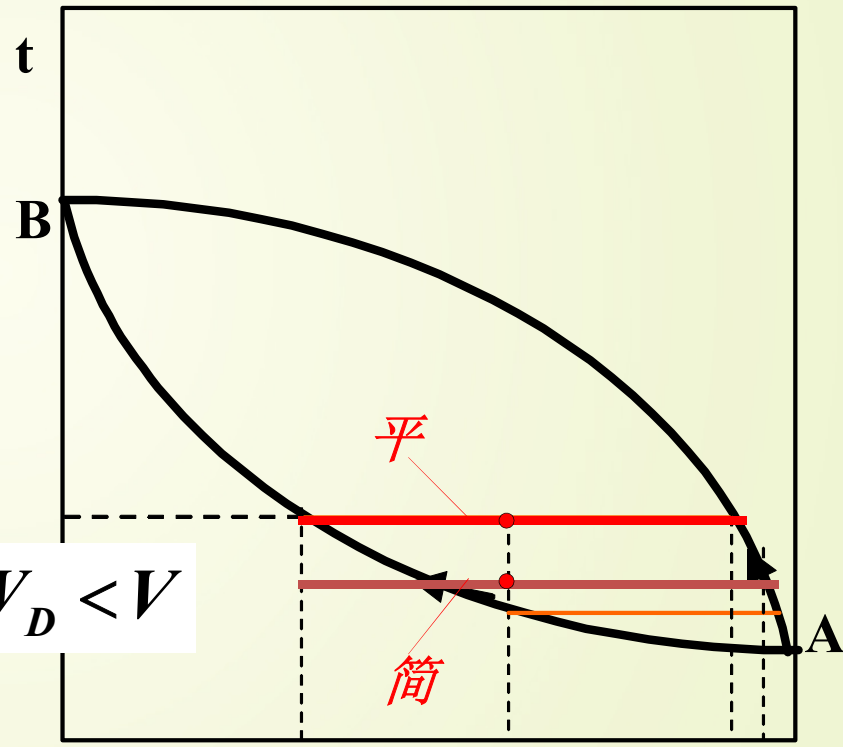
→
$$W_D = \frac{W_1(x_1 - x_2)}{x_D - x_2}$$

平：
$$\begin{cases} W_1 = L + V \\ W_1 x_1 = Lx_w + Vy_D \end{cases}$$

→
$$V = \frac{W_1(x_1 - x_2)}{y_D - x_2}$$

$y_D < x_D$

$W_D < V$



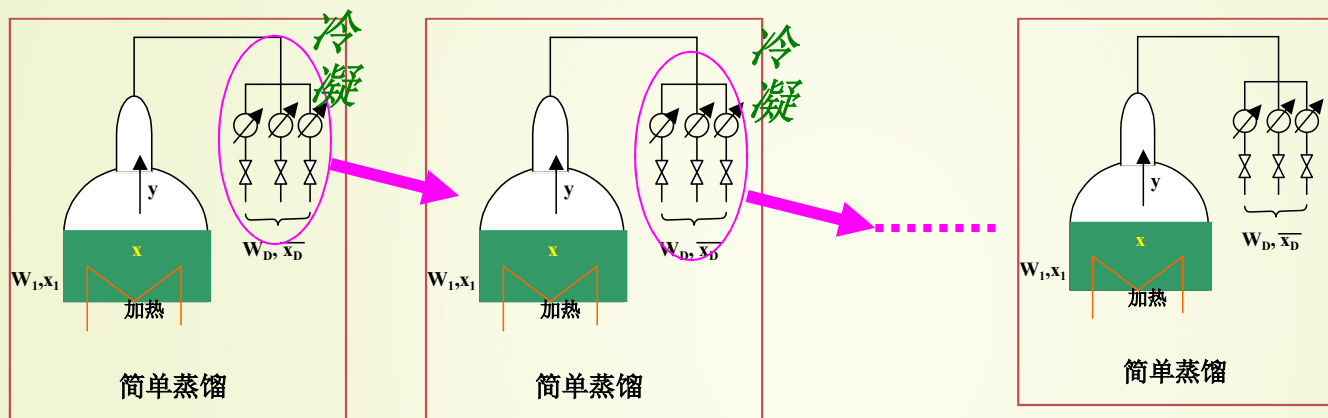
$x_2 = x_w$

$x_1 = x_F$

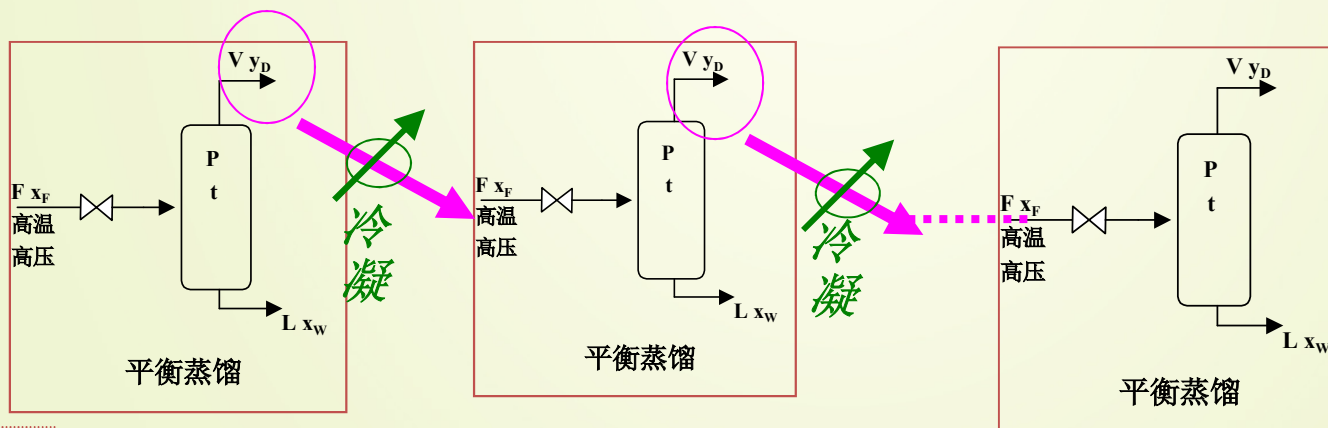
x 或 y 显然 $y_D < x_D$

为什么利用多次简单蒸馏或多次平衡蒸馏操作实现物系的高纯度分离是不经济的?

能耗大!
设备投资大!
产品量小!



经过多次简单蒸馏, 可得到高纯度的A



经过多次平衡蒸馏, 可得到高纯度的A

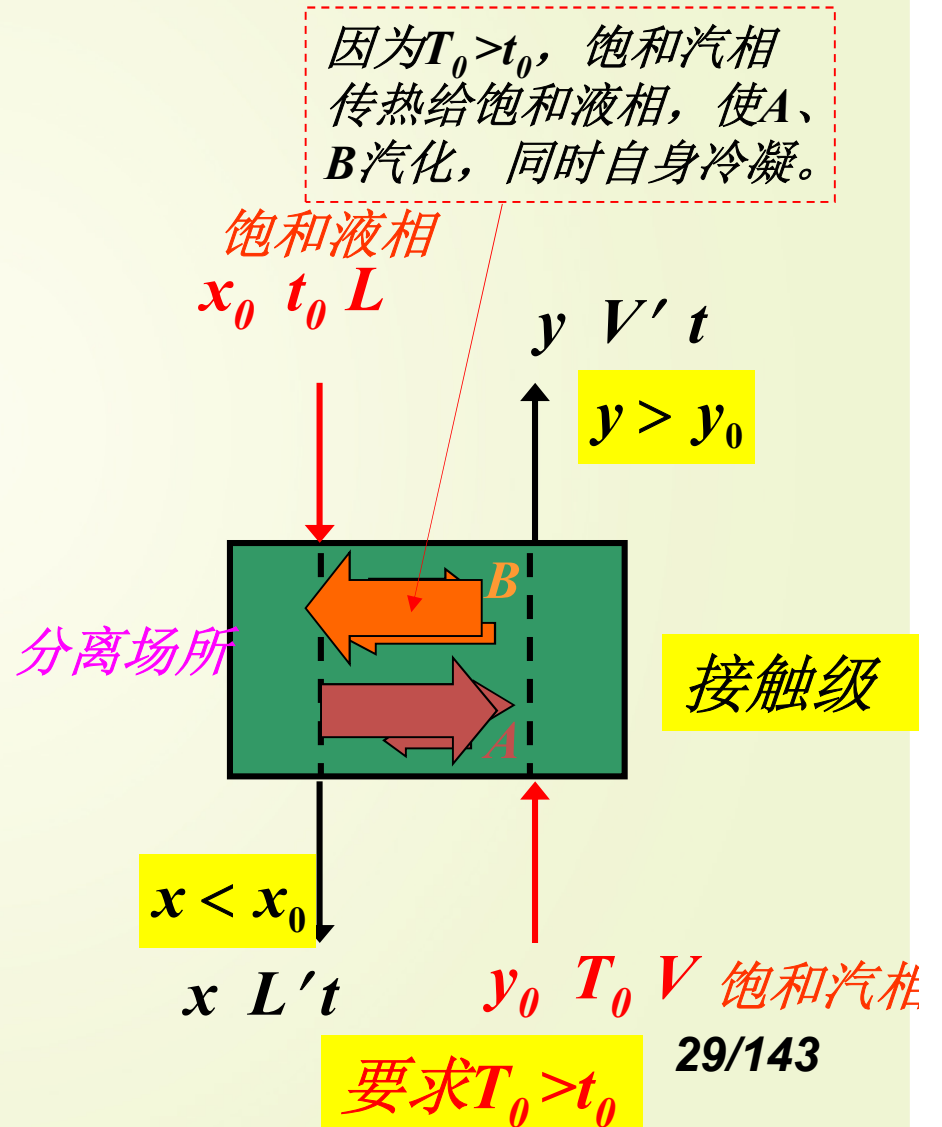
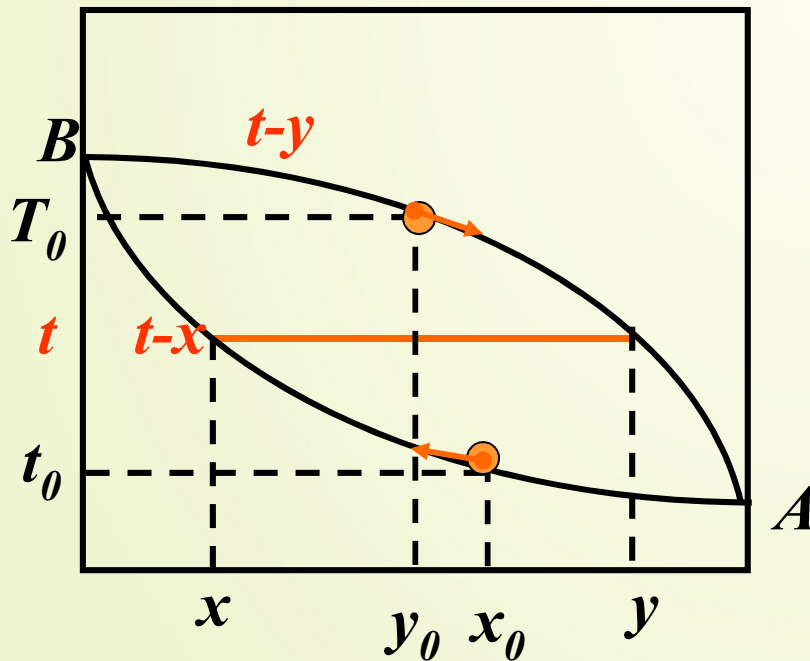
那么，如何经济地将混合物进行高纯度的分离呢？
请看下面这种分离方式。

三、平衡级和精馏原理

1. 平衡级定义 又称接触级

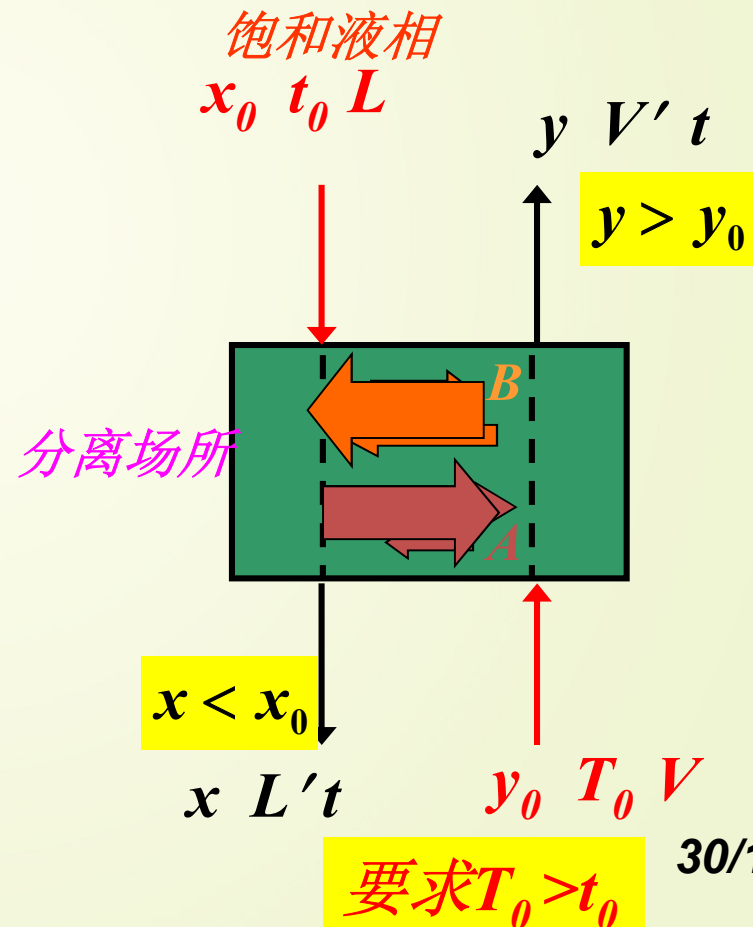
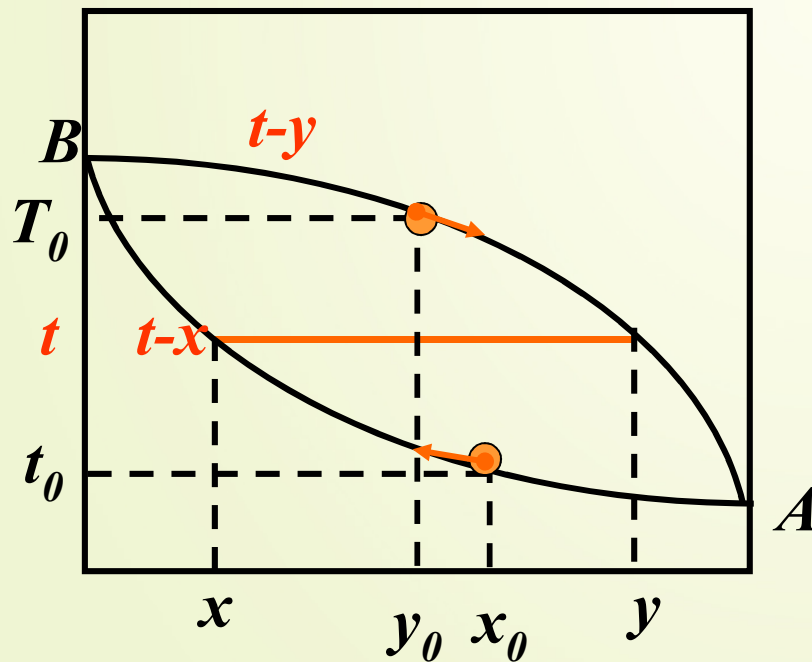
使**不平衡**的汽液两相（汽相温度高、液相温度低）接触

经过**足够长时间**充分接触，
离开时，**汽液两相达到了平衡**，
这个过程称为平衡级。



三、平衡级和精馏原理

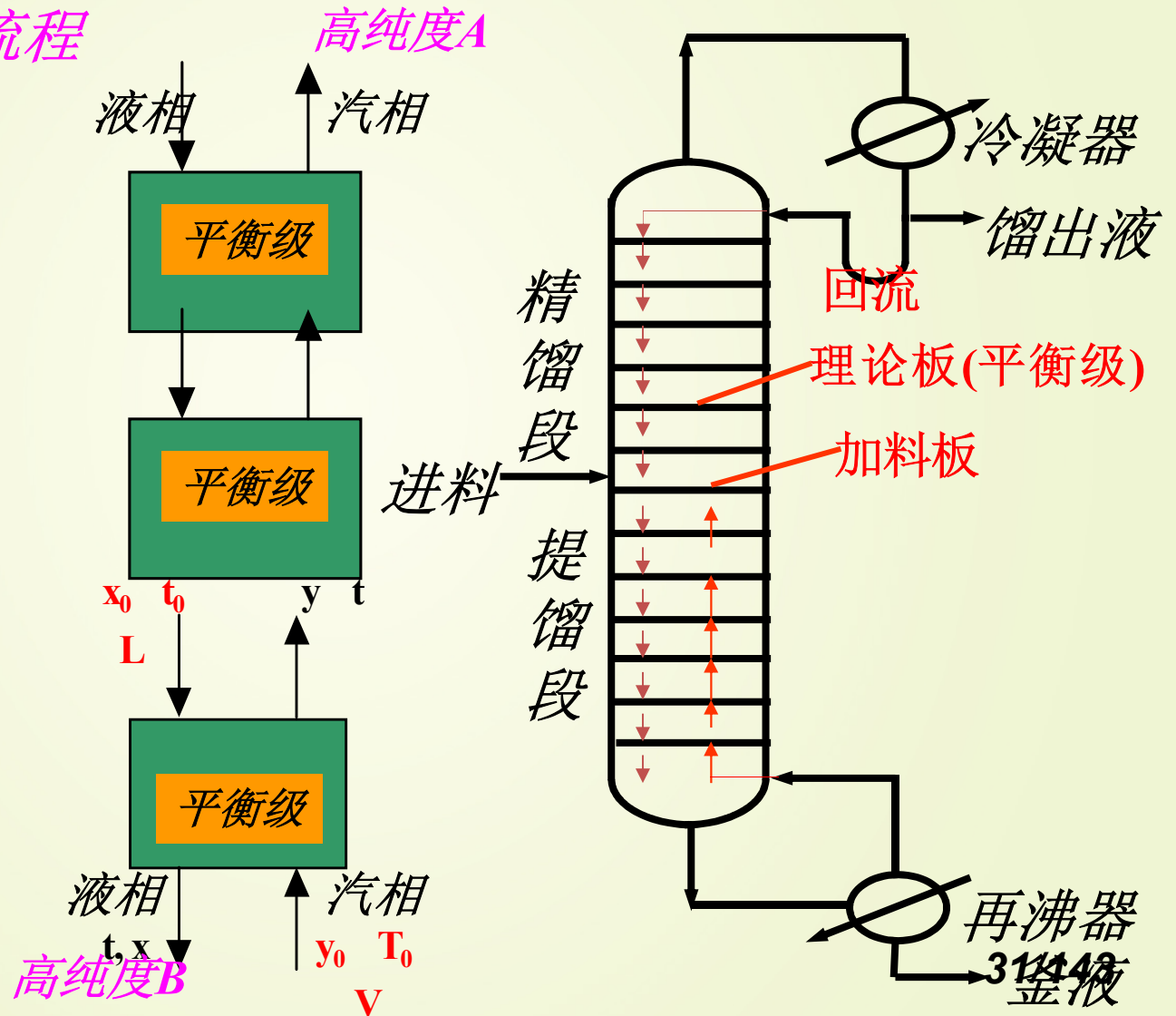
可见，经过一个平衡级后，易挥发组分A从液相转移到了汽相，同时难挥发组分B从汽相转移到了液相。即汽相浓度得到提浓，而液相浓度得到减浓。而整个过程并不需要外部提供能量。



三、平衡级和精馏原理

2. 精馏原理及流程

精馏是利用回流手段、经过多次平衡级，使物系实现高纯度分离的操作。

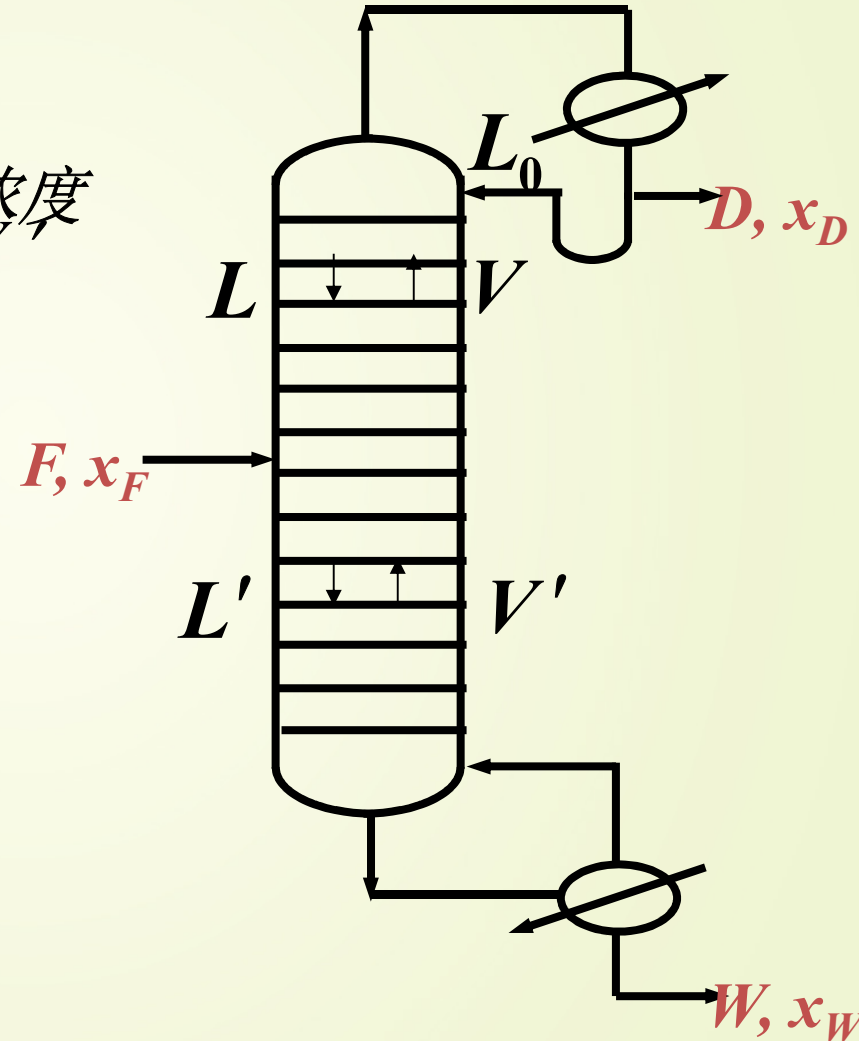


[返回目录](#)

第四节 二元连续精馏的分析与计算

计算项目:

塔顶(或塔底)产量和浓度
塔内物流量 L 、 V 、 L' 、 V'
回流流量 L_0
塔板数或填料层高度
进料位置
塔径



第四节 二元连续精馏的分析与计算

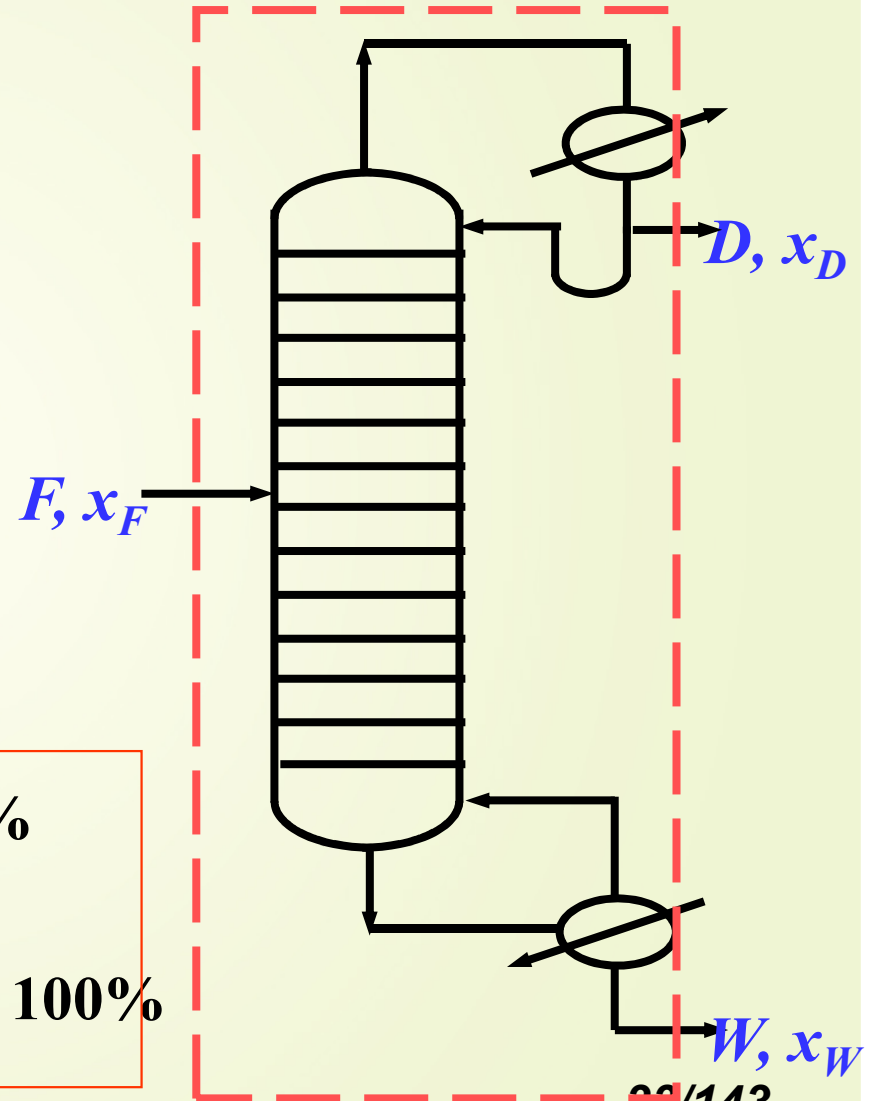
一、全塔物料衡算

$$\begin{cases} F = D + W \\ Fx_F = Dx_D + Wx_W \end{cases}$$

可解出两个变量。

易挥发组分回收率: $\eta_1 = \frac{Dx_D}{Fx_F} \times 100\%$

难挥发组分回收率: $\eta_2 = \frac{W(1-x_W)}{F(1-x_F)} \times 100\%$



第四节 二元连续精馏的分析与计算

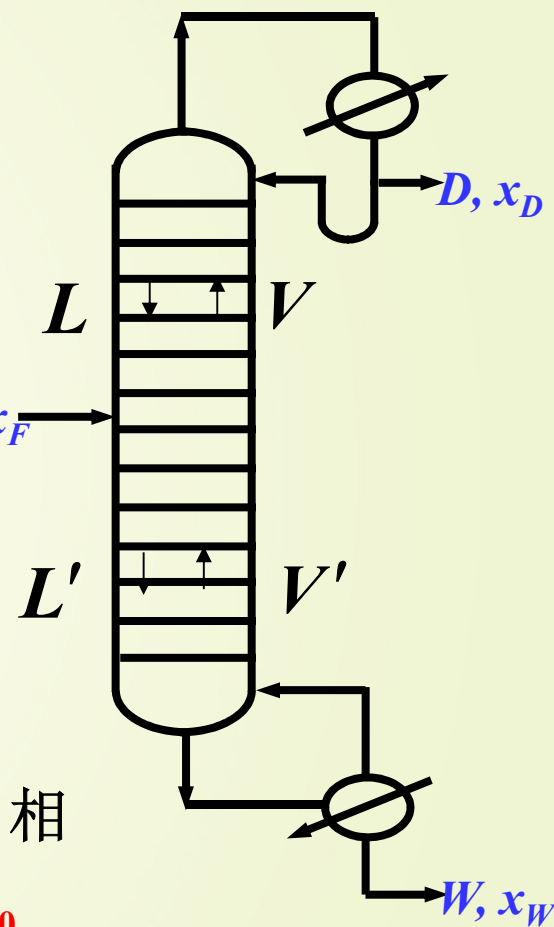
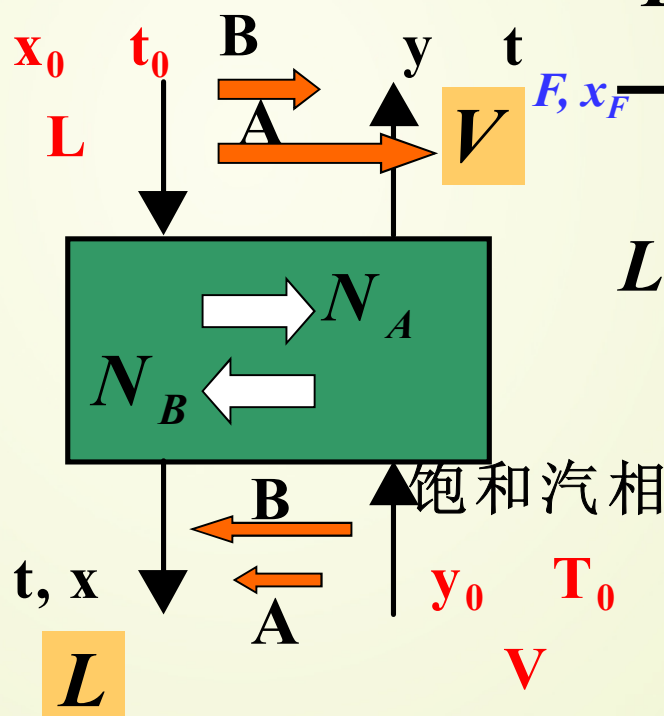
二、精、提馏段物料衡算

计算前提: **恒摩尔 (或质量) 流假定**

-----若组分A、B的摩尔 (或质量) 汽化潜热接近, 则 $N_A=N_B$ 。于是, 精馏段 (或提馏段) 汽 (或液) 流率沿塔不变。

这样精馏段 (或提馏段) 就可列出一个通用的物料衡算式。

饱和液相



二、精、提馏段物料衡算

1、精馏段操作线方程

$$\begin{cases} V = L + D \\ Vy_{n+1} = Lx_n + Dx_D \end{cases}$$

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

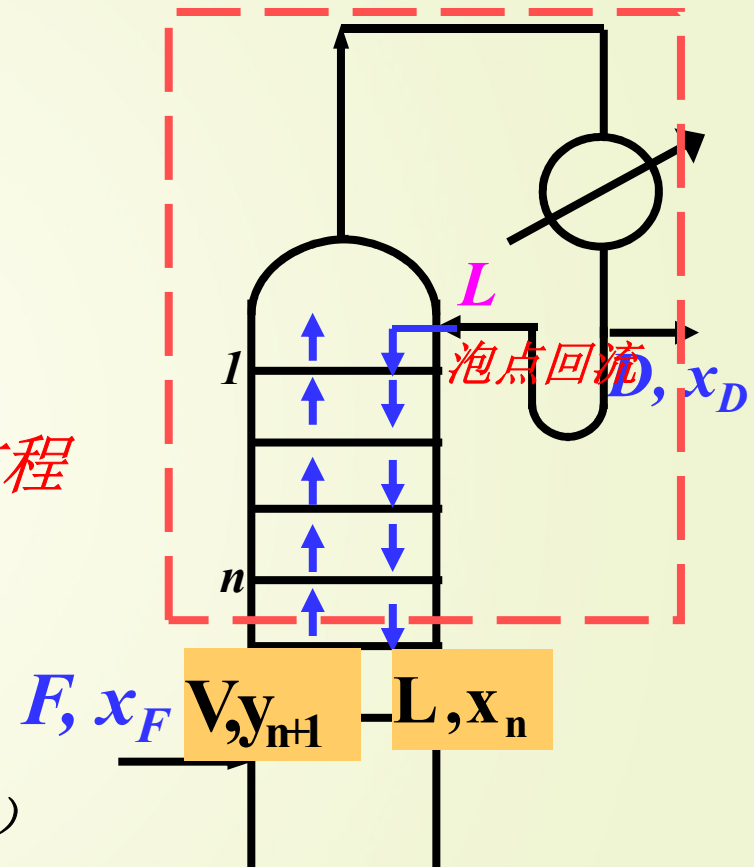
---精馏段操作线方程

令 $R = \frac{L}{D}$ ---回流比

$$\begin{cases} L = RD \\ V = (R + 1)D \end{cases}$$

$$\rightarrow y_{n+1} = \frac{R}{R + 1} x_n + \frac{x_D}{R + 1} \quad (\text{泡点回流})$$

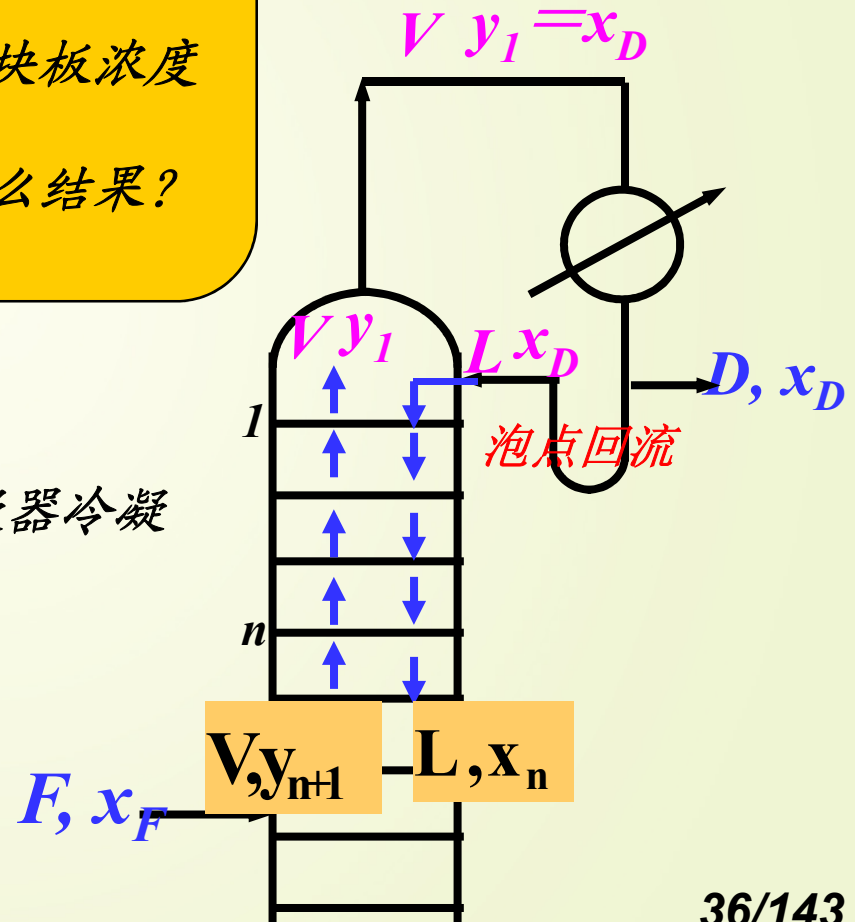
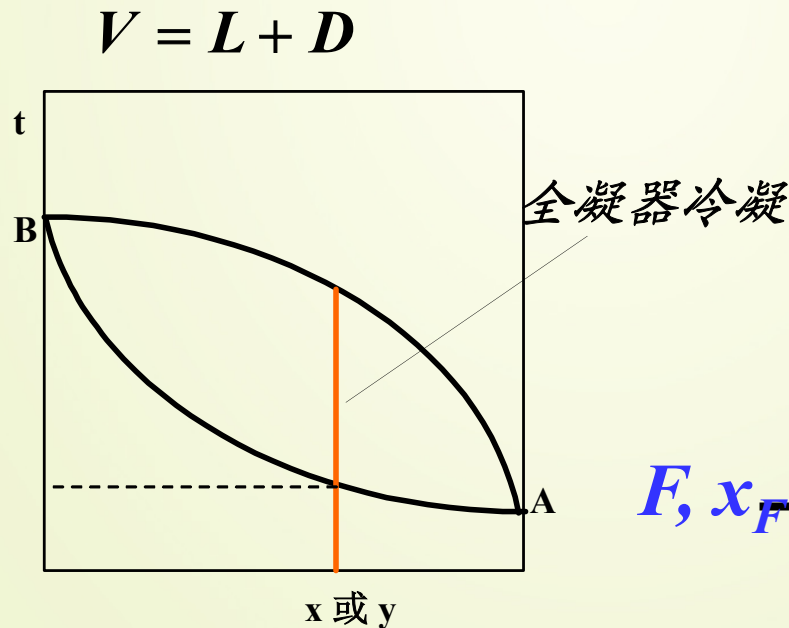
---精馏段操作线方程



1、精馏段操作线方程

思考：如图，塔顶冷凝器为全凝器，那么

- ◆ 回流液浓度与 x_D 有何关系？
- ◆ 进全凝器的汽相浓度与离开第一块板浓度有何关系？与 x_D 有何关系？
- ◆ 对全凝器作物料衡算，会得到什么结果？

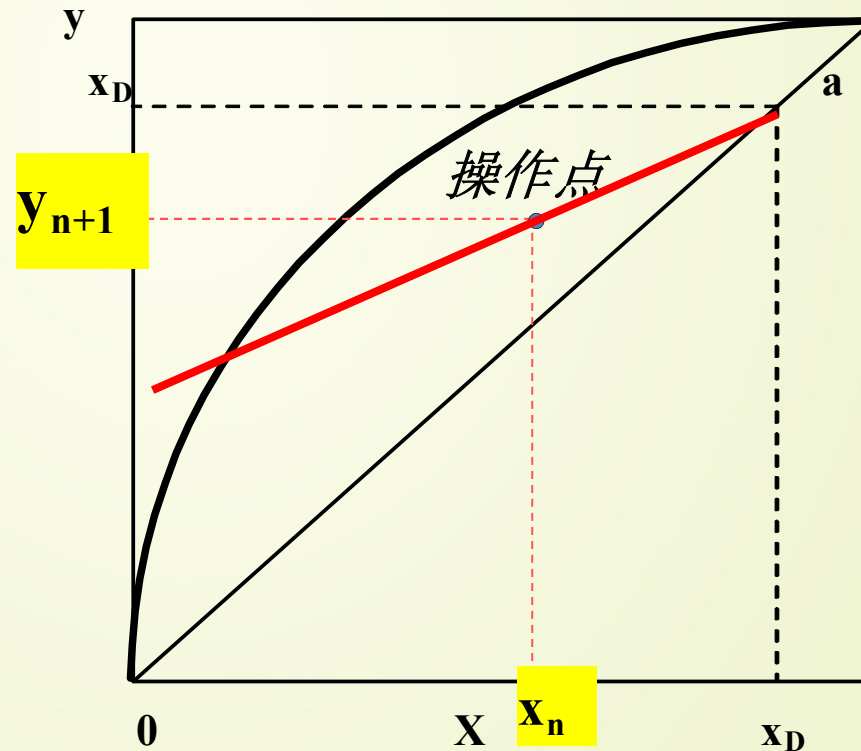
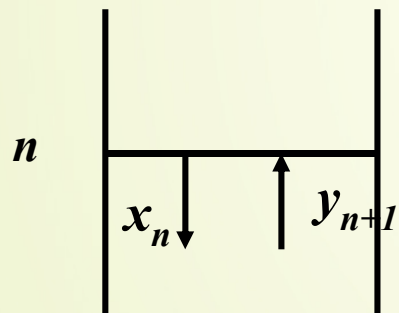


1、精馏段操作线方程

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

---精馏段操作线方程

过点a (x_D, x_D)、斜率小于1的直线

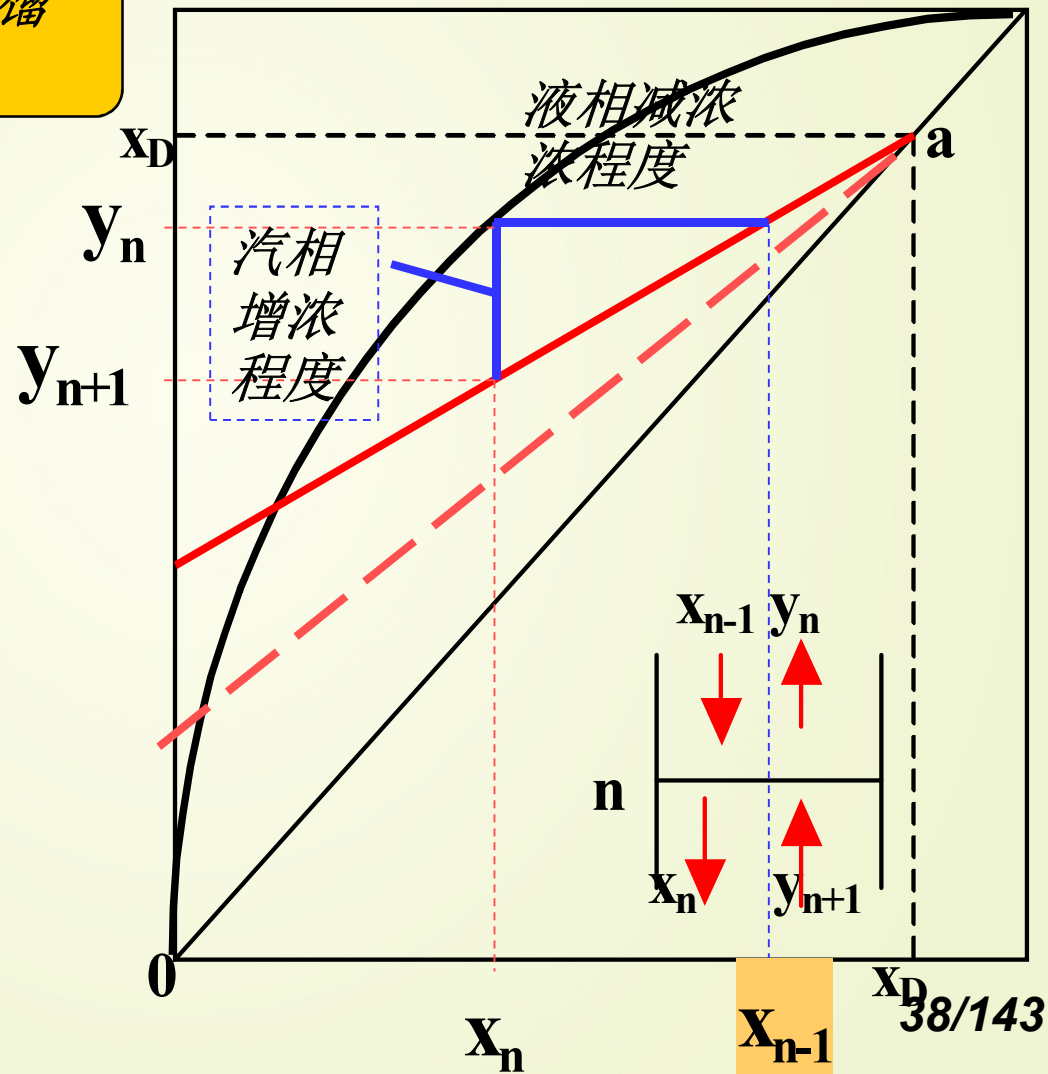


1、精馏段操作线方程

思考：操作线斜率大，对精馏是否有利？

操作线斜率大，意味着经过一块理论板后，汽相的增浓程度变大，液相的减浓程度变大。故操作线斜率大对精馏段的分离是有利的。

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

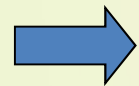


二、精、提馏段物料衡算

2. 提馏段操作线方程

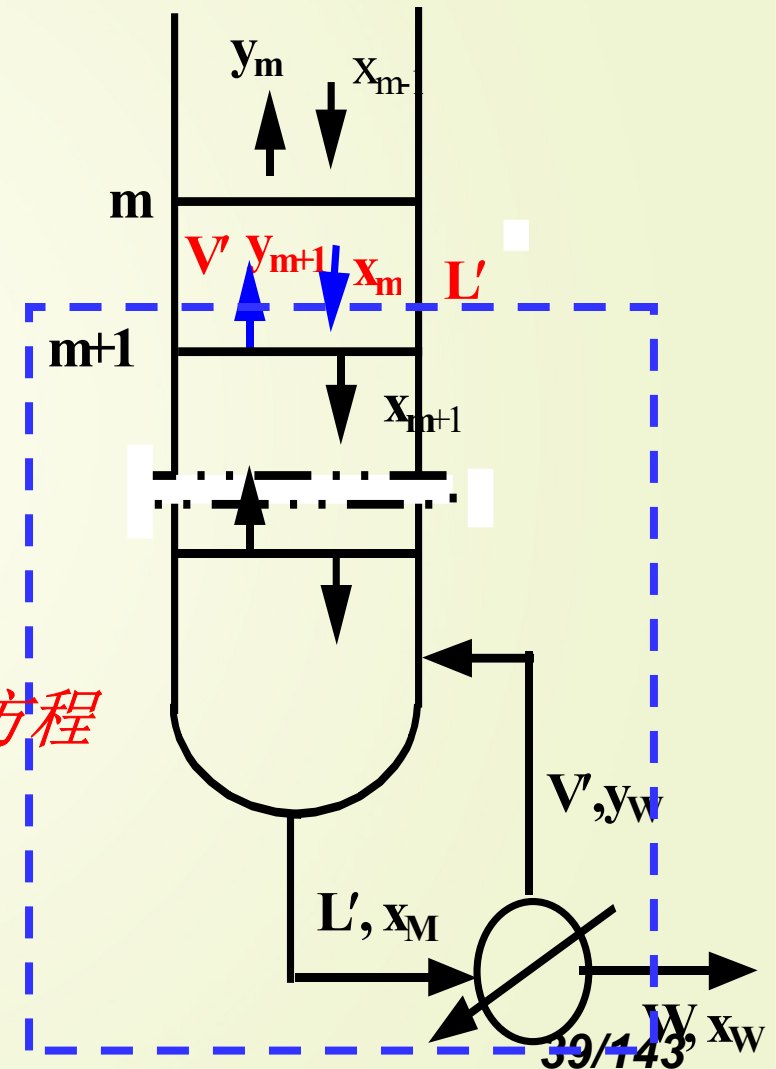
物料衡算得：

$$\begin{cases} L' = V' + W \\ L'x_m = V'y_{m+1} + Wx_w \end{cases}$$



$$y_{m+1} = \frac{L'}{V'} x_m - \frac{Wx_w}{V'}$$

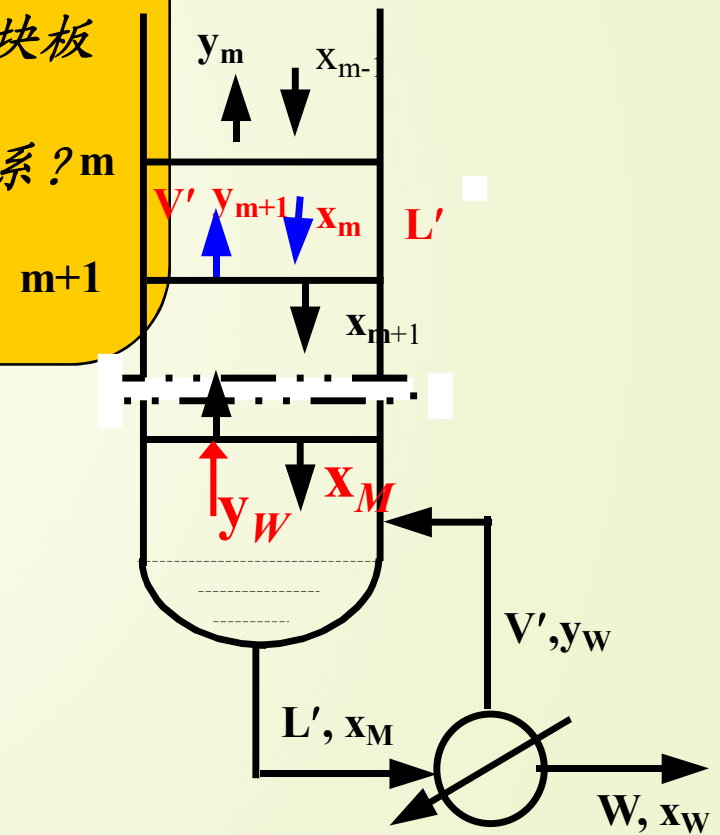
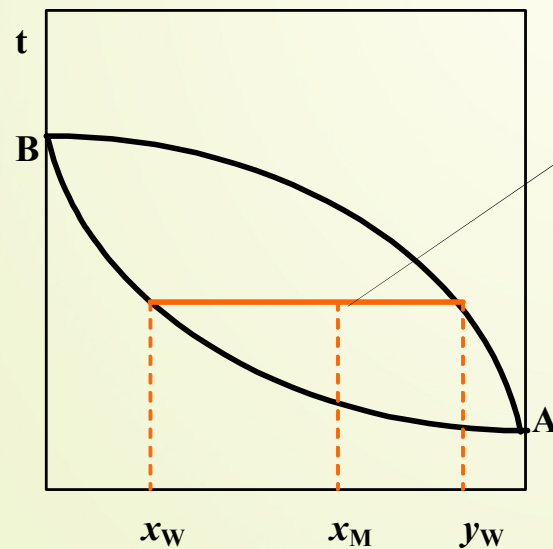
-----提馏段的操作线方程



2. 提馏段操作线方程

思考：如图，塔底为再沸器，那么

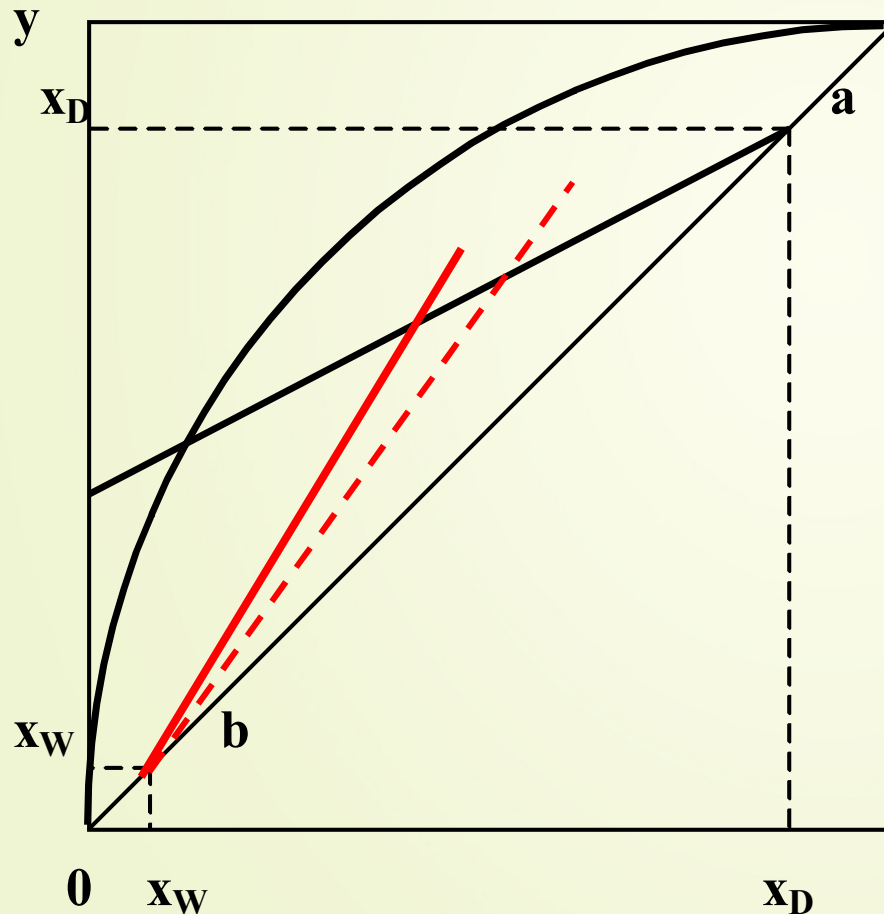
- ◆ 塔釜排出液浓度 x_M 与 x_W 有何关系？
- ◆ 离开再沸器的汽相浓度 y_W 与进入塔底第一块板的汽相浓度有何关系？
- ◆ 离开塔底第一块板的液相浓度与 x_M 有何关系？
- ◆ 对再沸器作物料衡算，会得到什么结果？



2. 提馏段操作线方程

$$y_{m+1} = \frac{L'}{V'} x_m - \frac{Wx_w}{V'} \quad \text{--- 提馏段的操作线方程}$$

过点b (x_w, x_w)、斜率 >1 的直线



与精馏段类似，斜率小，远离平衡线，塔板的分离能力高，对精馏有利。

$$\begin{cases} L' = V' + W \\ L'x_m = V'y_{m+1} + Wx_w \end{cases}$$

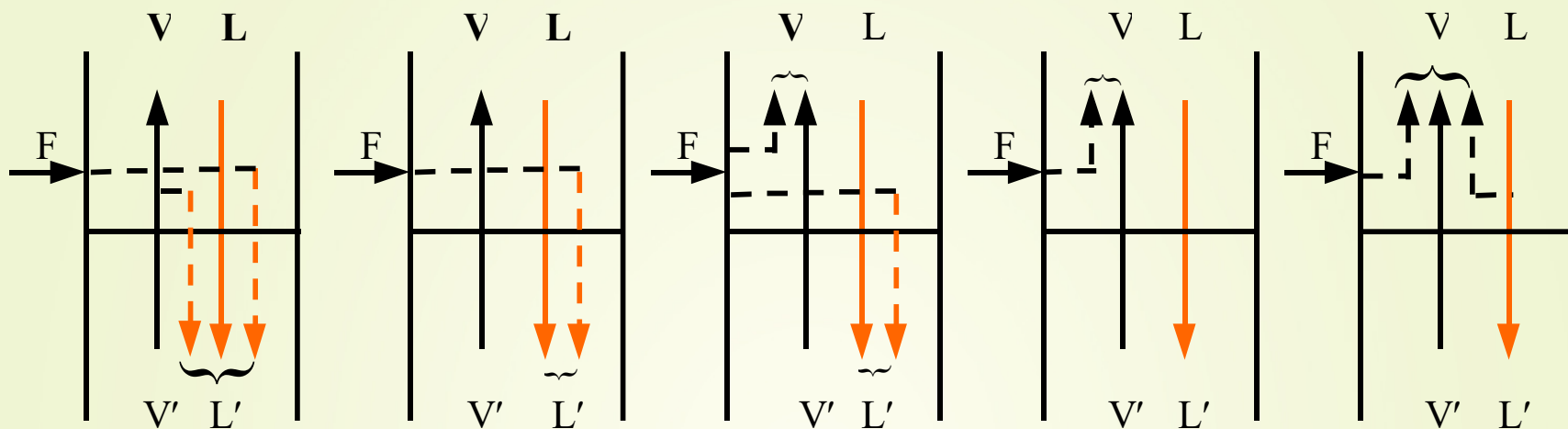
$$y_{m+1} = \frac{L'}{V'} x_m - \frac{Wx_w}{V'} \text{-----提馏段的操作线方程}$$

问题1: L' 、 V' 如何计算?

问题2: 与精馏段 L 、 V 有何关系?

为了回答上述问题, 需对进料进行讨论。

3、进料热状况的影响及加料线方程



(a)过冷液体

(b)饱和液体

(c)汽液混合物

(d)饱和蒸汽

(e)过热蒸汽

$V' > V, L' > L$

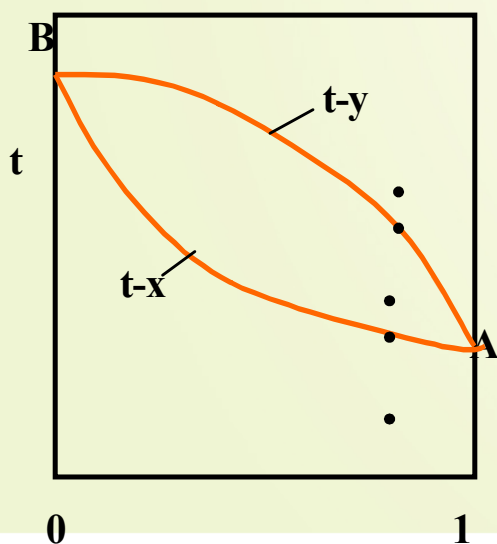
$V' = V, L' > L$

$V' < V, L' > L$

$V' < V, L' = L$

$V' < V, L' < L$

P一定



五种进料热状况

过冷液体: $t_F < t_{泡}$

饱和液体: $t_F = t_{泡}$

饱和液、汽混合物: $t_{泡} < t_F < t_{露}$

饱和蒸汽: $t_F = t_{露}$

过热蒸汽: $t_F > t_{露}$

3、进料热状况的影响及加料线方程

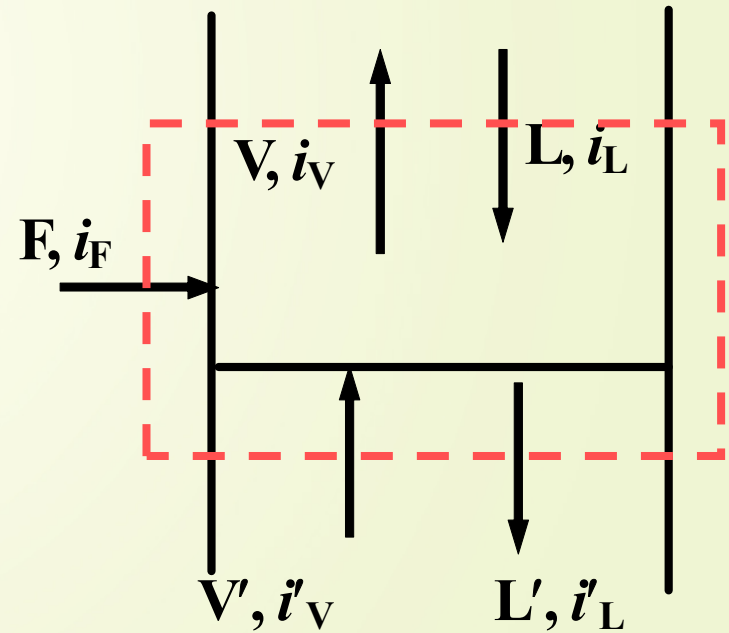
对加料板作总物料衡算和热量衡算：

$$\left\{ \begin{array}{l} F + L + V' = L' + V \longrightarrow V - V' = F + L - L' \\ Fi_F + Li_L + V'i'_V = L'i'_L + Vi_V \\ \text{近似认为 } i_L \approx i'_L, \quad i_V \approx i'_V \end{array} \right\} \longrightarrow$$

$$Fi_F + (L - L')i_L = (V - V')i_V \\ = (F + L - L')i_V$$

$$\longrightarrow (L' - L)(i_V - i_L) = F(i_V - i_F)$$

$$\longrightarrow \frac{L' - L}{F} = \frac{i_V - i_F}{i_V - i_L}$$

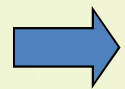


$$V - V' = F + L - L'$$

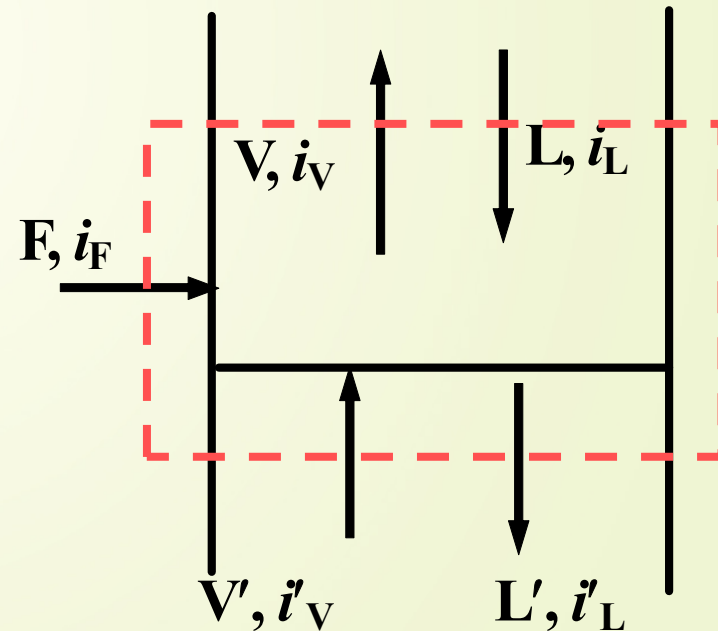
3、进料热状况的影响及加料线方程

$$q = \frac{L' - L}{F} = \frac{i_V - i_F}{i_V - i_L} \quad \text{--- 进料热状况参数}$$

= $\frac{\text{每千摩尔进料从进料状态变为饱和蒸汽所需热量}}{\text{进料的千摩尔汽化潜热}}$



$$\begin{cases} L' = L + qF \\ V' = V + (q - 1)F \end{cases}$$



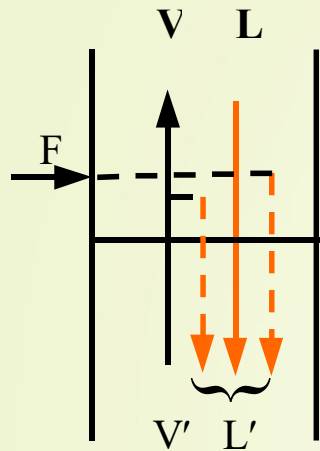
问题1: L' 、 V' 如何计算?

问题2: 与精馏段 L 、 V 有何关系?

五种进料情况:

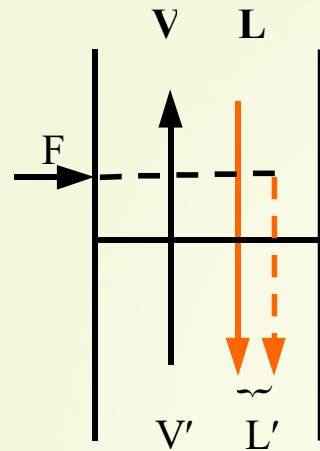
$$q = \frac{L' - L}{F} = \frac{i_V - i_F}{i_V - i_L}$$

$$\begin{cases} L' = L + qF \\ V' = V + (q - 1)F \end{cases}$$



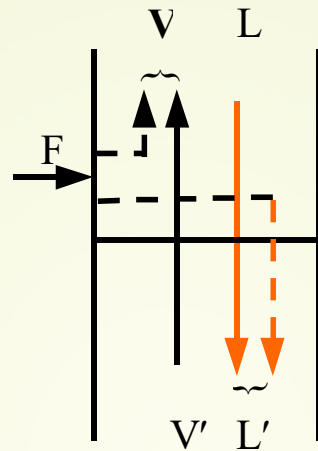
(a) 过冷液体

$$V' > V, L' > L$$



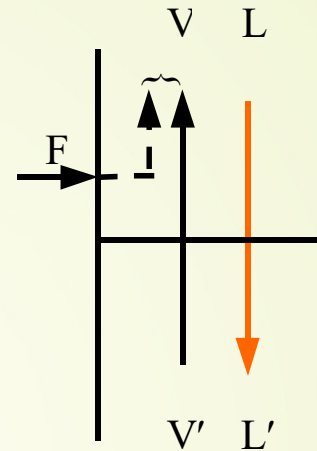
(b) 饱和液体

$$V' = V, L' > L$$



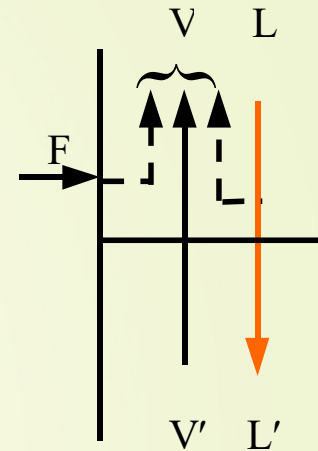
(c) 汽液混合物

$$V' < V, L' > L$$



(d) 饱和蒸汽

$$V' < V, L' = L$$



(e) 过热蒸汽

$$V' < V, L' < L$$

五种进料热状况

过冷液体: $t_F < t_{泡}, q > 1$

饱和液体: $t_F = t_{泡}, q = 1$

饱和液、汽混合物: $t_{泡} < t_F$

饱和蒸汽: $t_F = t_{露}, q = 0$

过热蒸汽: $t_F > t_{露}, q < 0$

$q = \text{液相分率}$

3、进料热状况的影响及加料线方程

加料线方程---q线方程

前面推导已得:

$$\left. \begin{aligned} Vy &= Lx + Dx_D \\ V'y &= L'x - Wx_W \end{aligned} \right\} \rightarrow$$

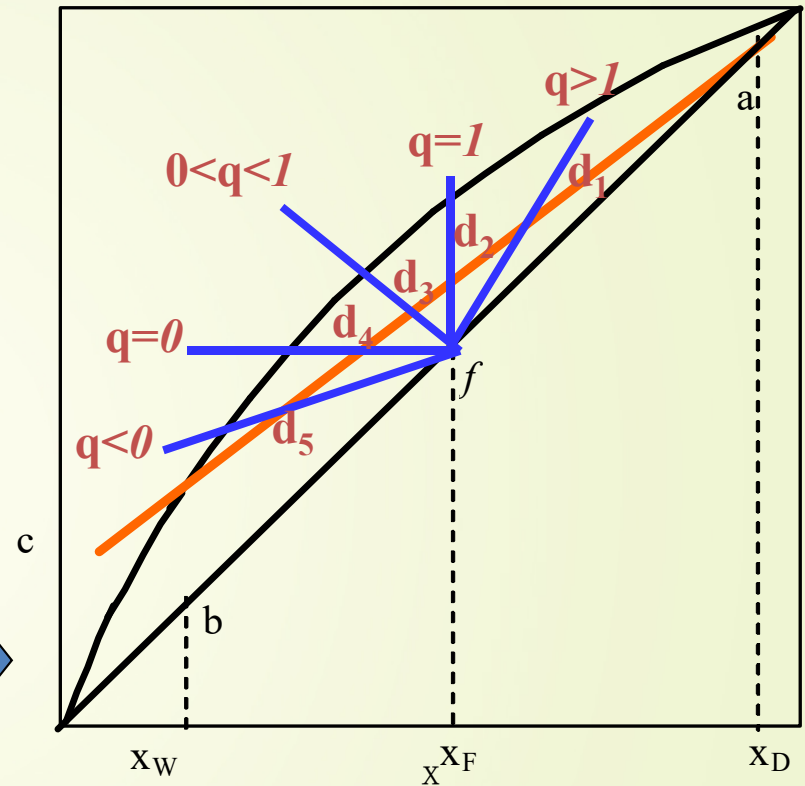
$$\left. \begin{aligned} (V' - V)y & \\ &= (L' - L)x - (Dx_D + Wx_W) \end{aligned} \right\} \rightarrow$$

$$\begin{cases} L' = L + qF \\ V' = V + (q - 1)F \end{cases}$$

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

---q线方程

过点f (x_F, x_F) 的直线



三、理论塔板数N的计算

理论板数的求取方法:

- 逐板法
- 图解法
- 捷算法

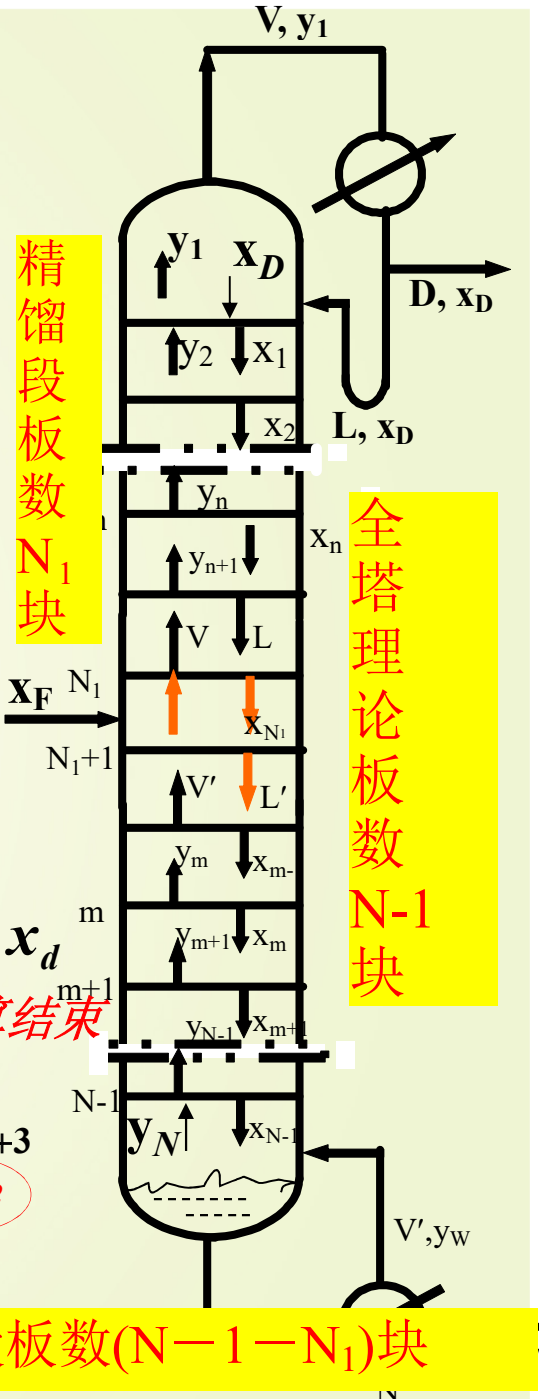
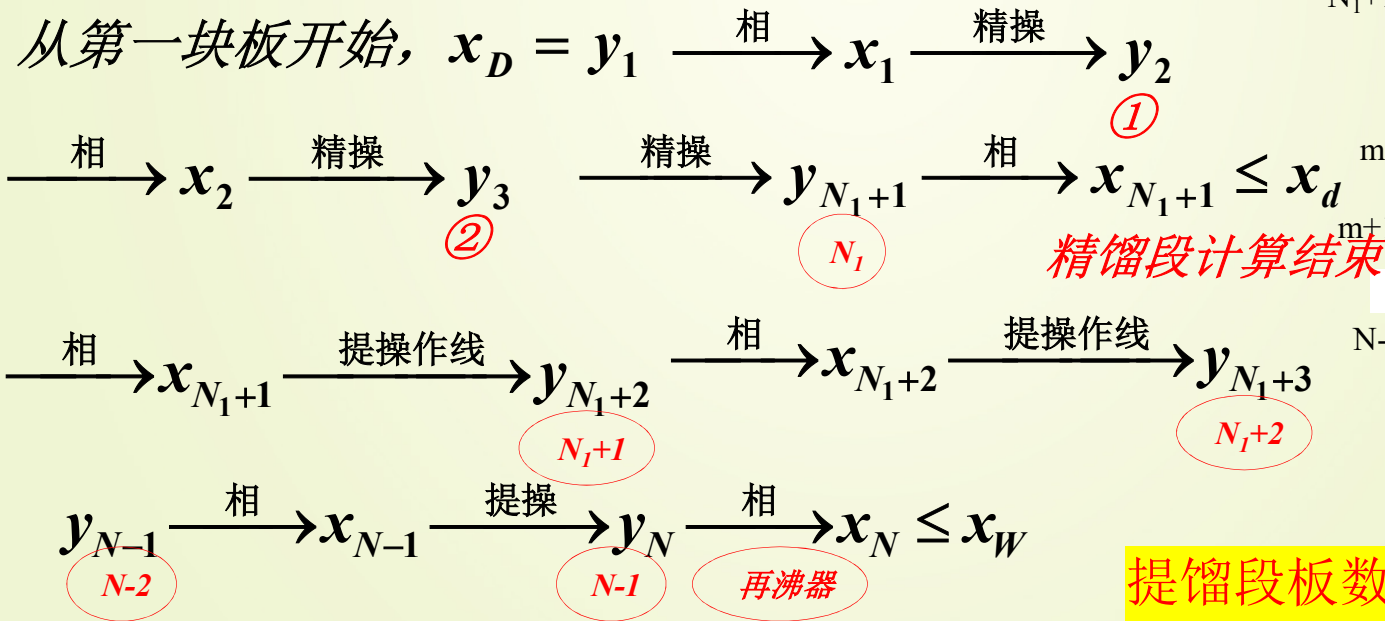
三、理论塔板数N的计算

1、逐板法

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

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

提馏段操作线方程:
$$y_{m+1} = \frac{L'}{L'-W} x_m - \frac{Wx_W}{L'-W}$$



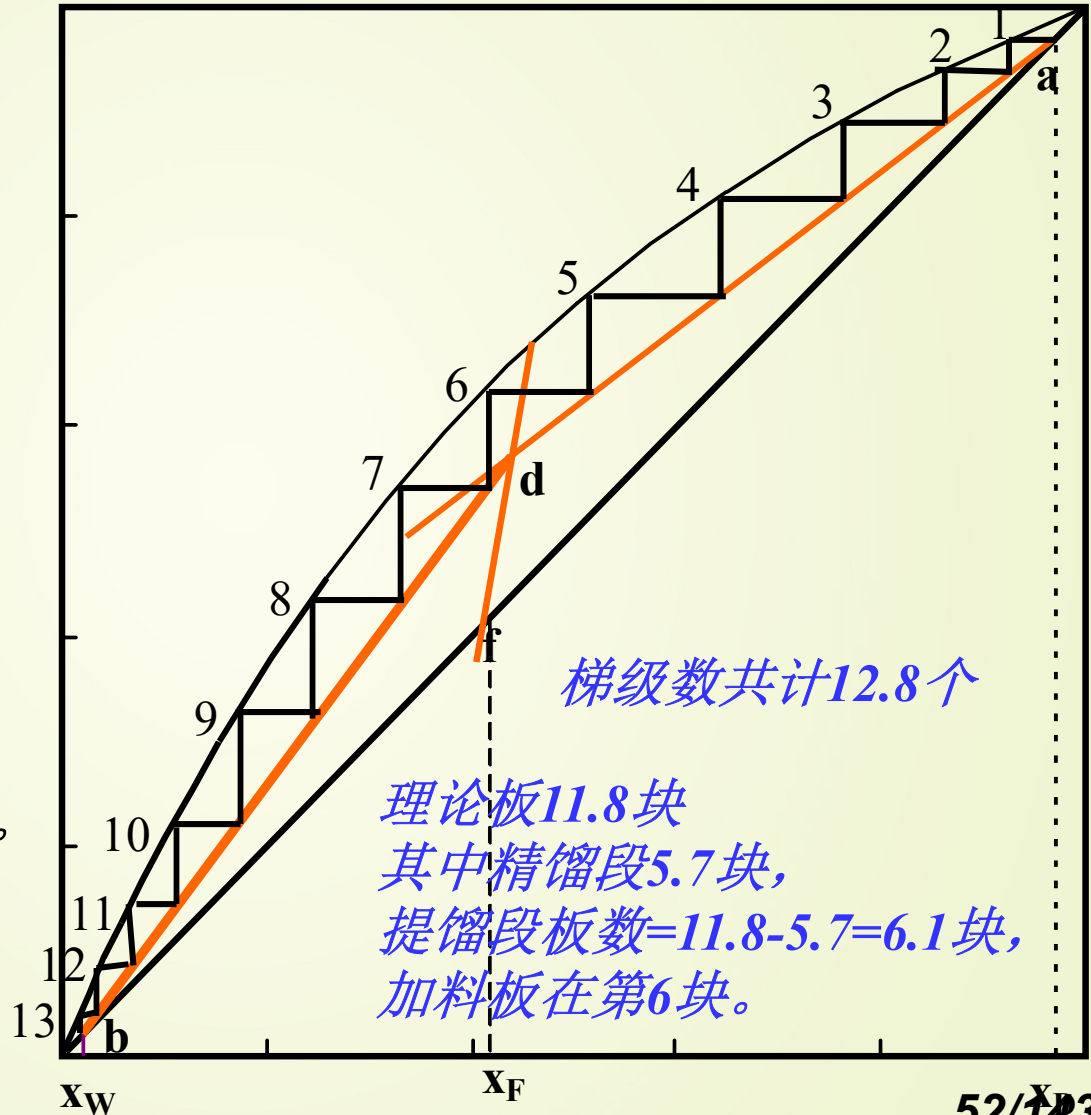
三、理论塔板数N的计算

(3) 所画的总梯级数-1(再沸器) = 理论塔板数;

跨过点d的那块板就是加料板, 其上的梯级数为精馏段的理论塔板数。

注:

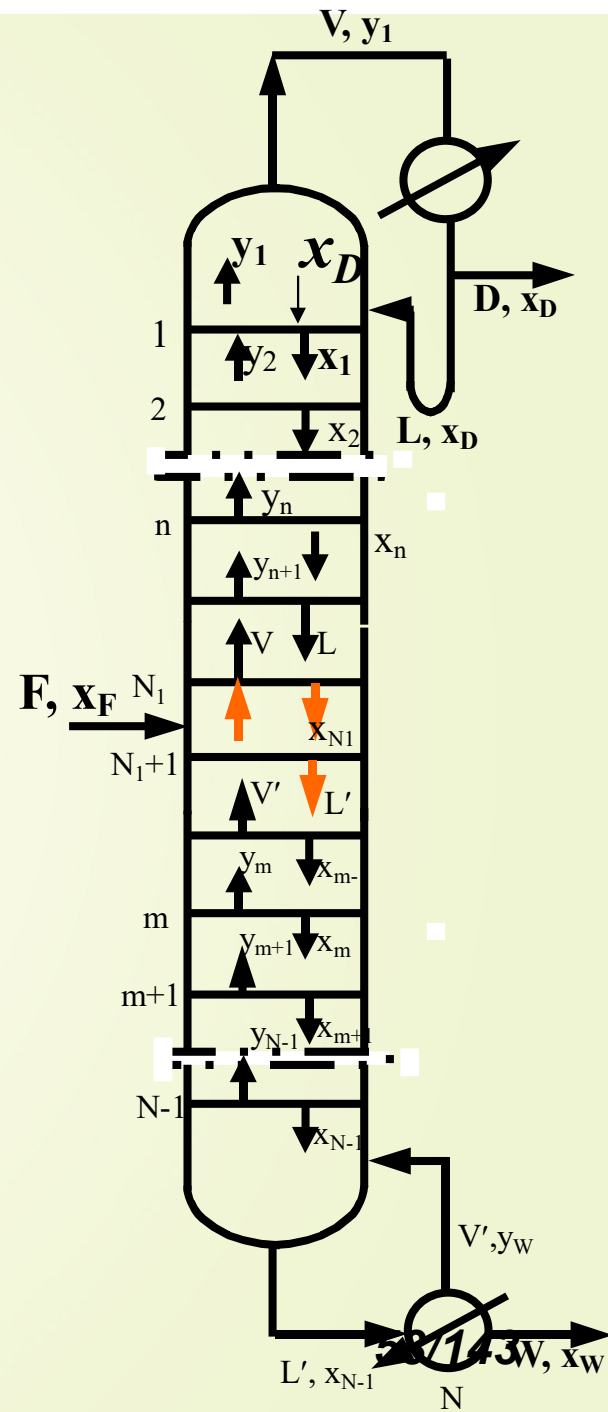
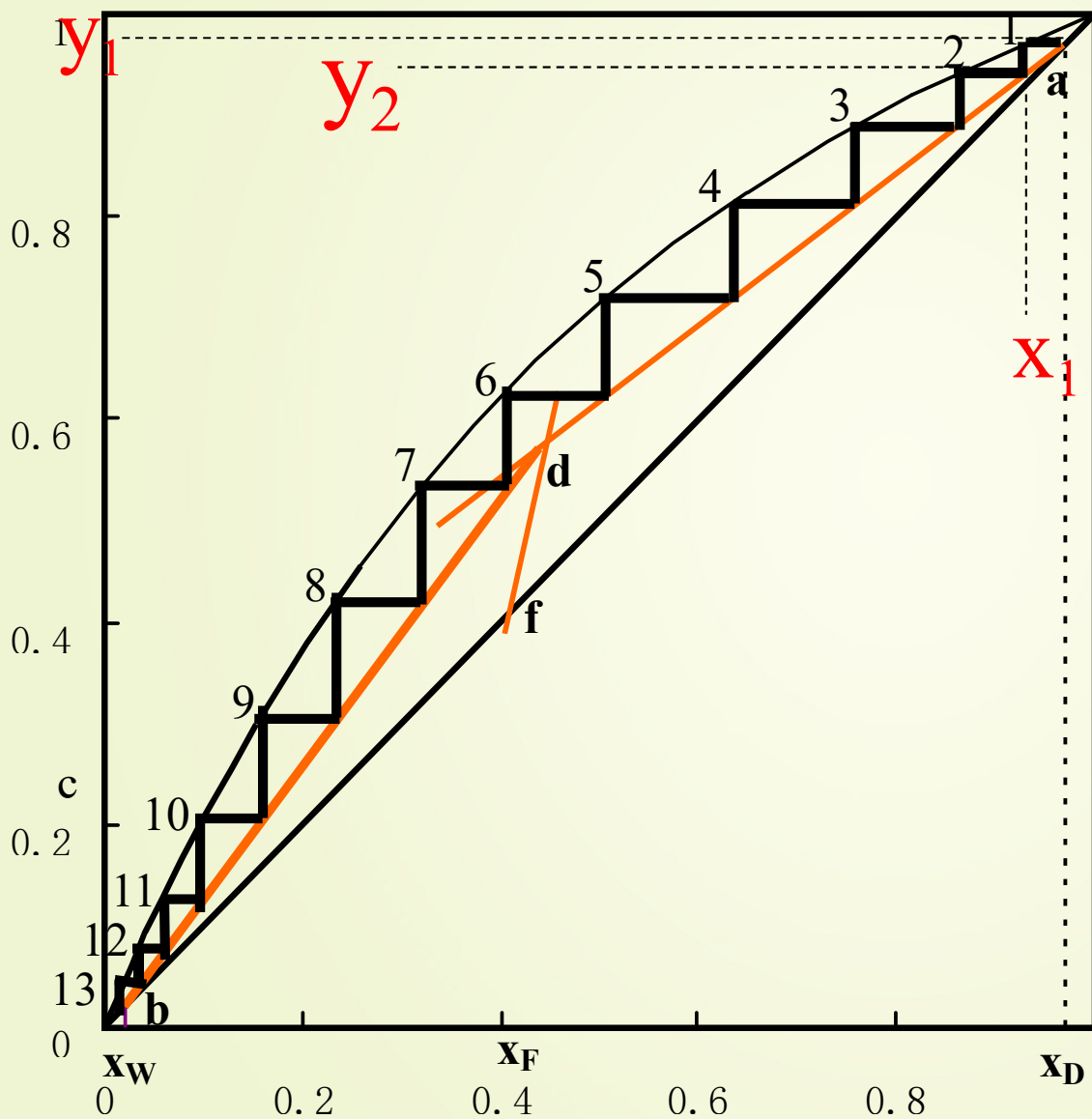
- ◆ 理论板数可以是非整数。
- ◆ 要扣除再沸器。



理论板数的图解

为什么一个梯级代表一块理论板？

M-T法与逐板法本质上是相同的。

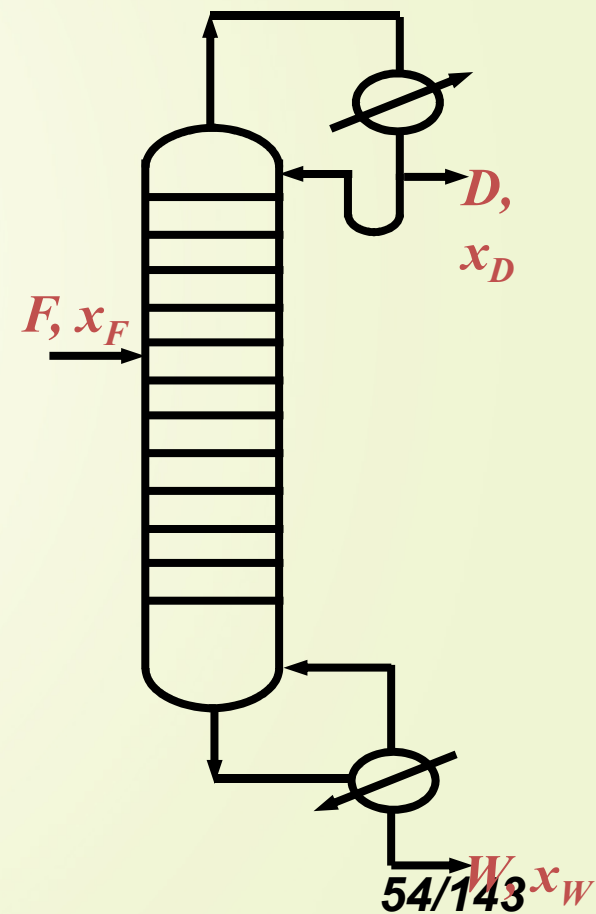
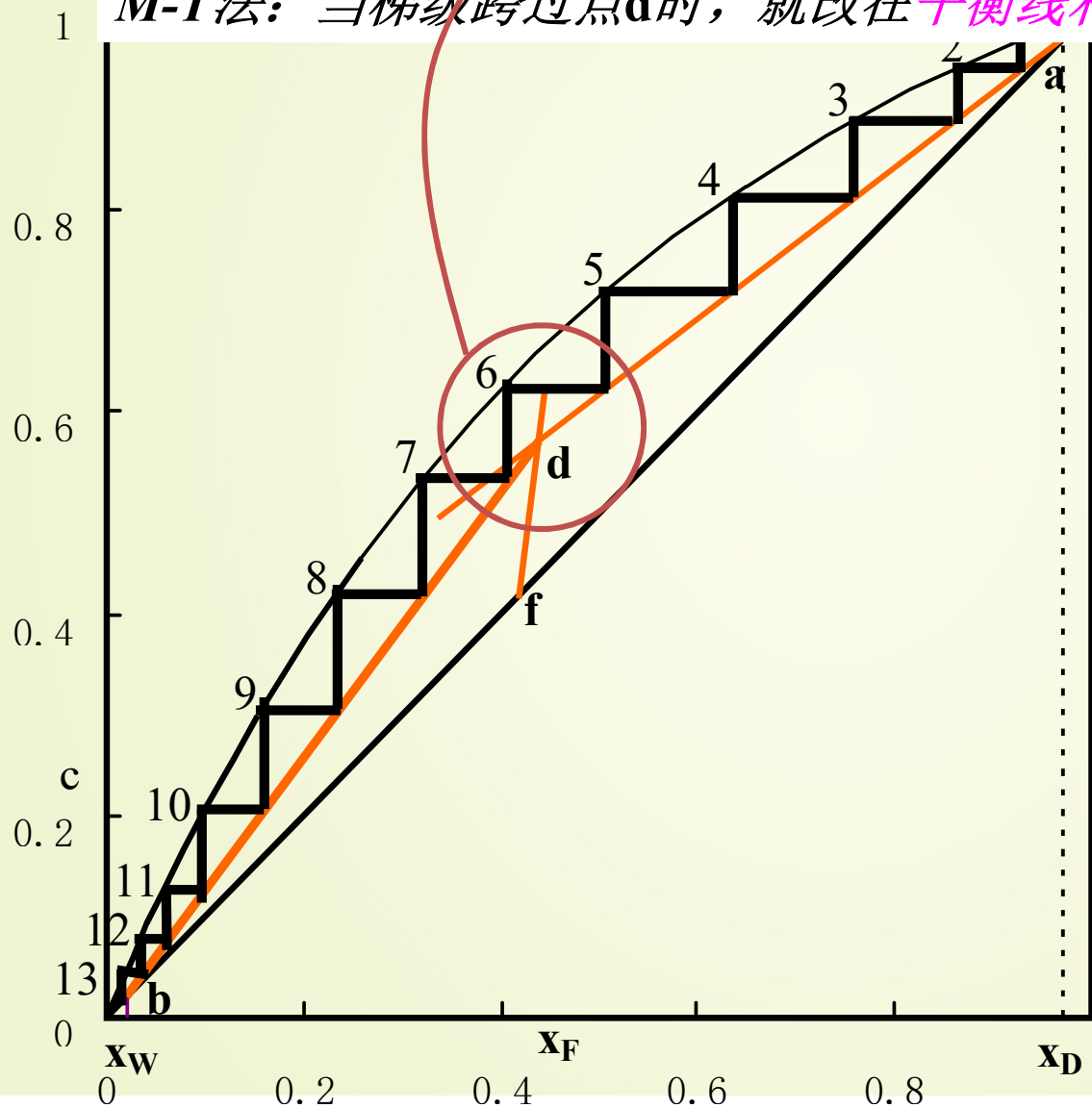


最佳位置进料

Why?

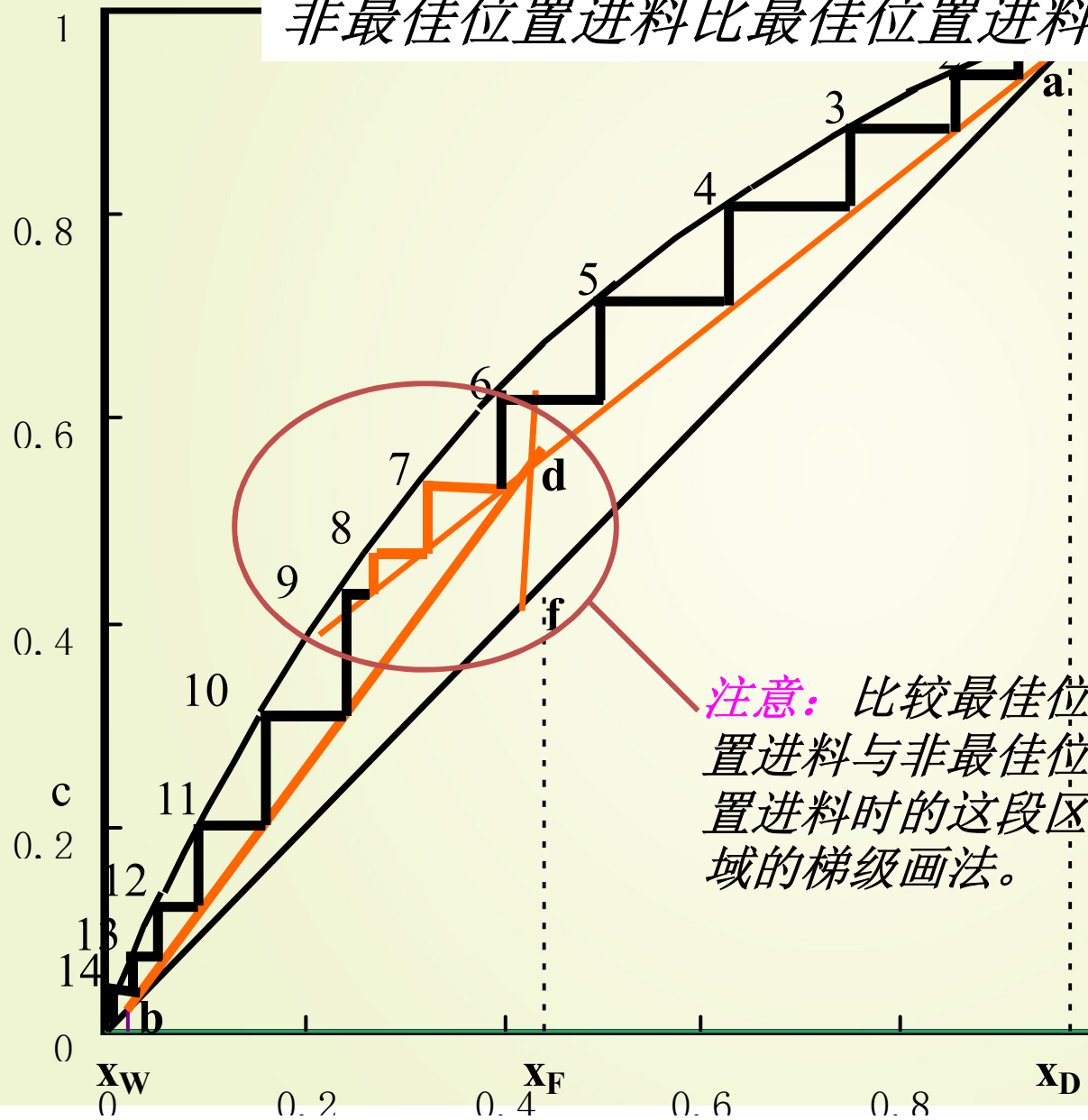
回忆: 逐板法: $\xrightarrow{\text{精操}} y_{N_1+1} \xrightarrow{\text{相}} x_{N_1+1} \leq x_d$ 精馏段计算结束

M-T法: 当梯级跨过点d时, 就改在平衡线和提馏段操作线之间画阶梯

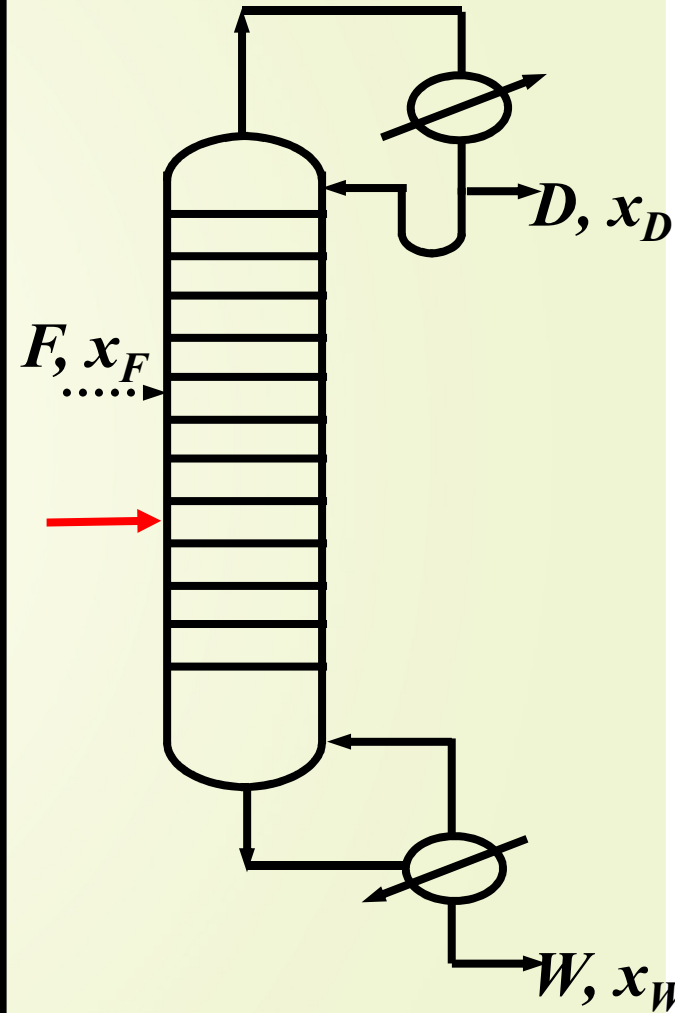


非最佳位置进料与最佳进料的比较：如进料口下移3块板

非最佳位置进料比最佳位置进料所需的理论板数多!

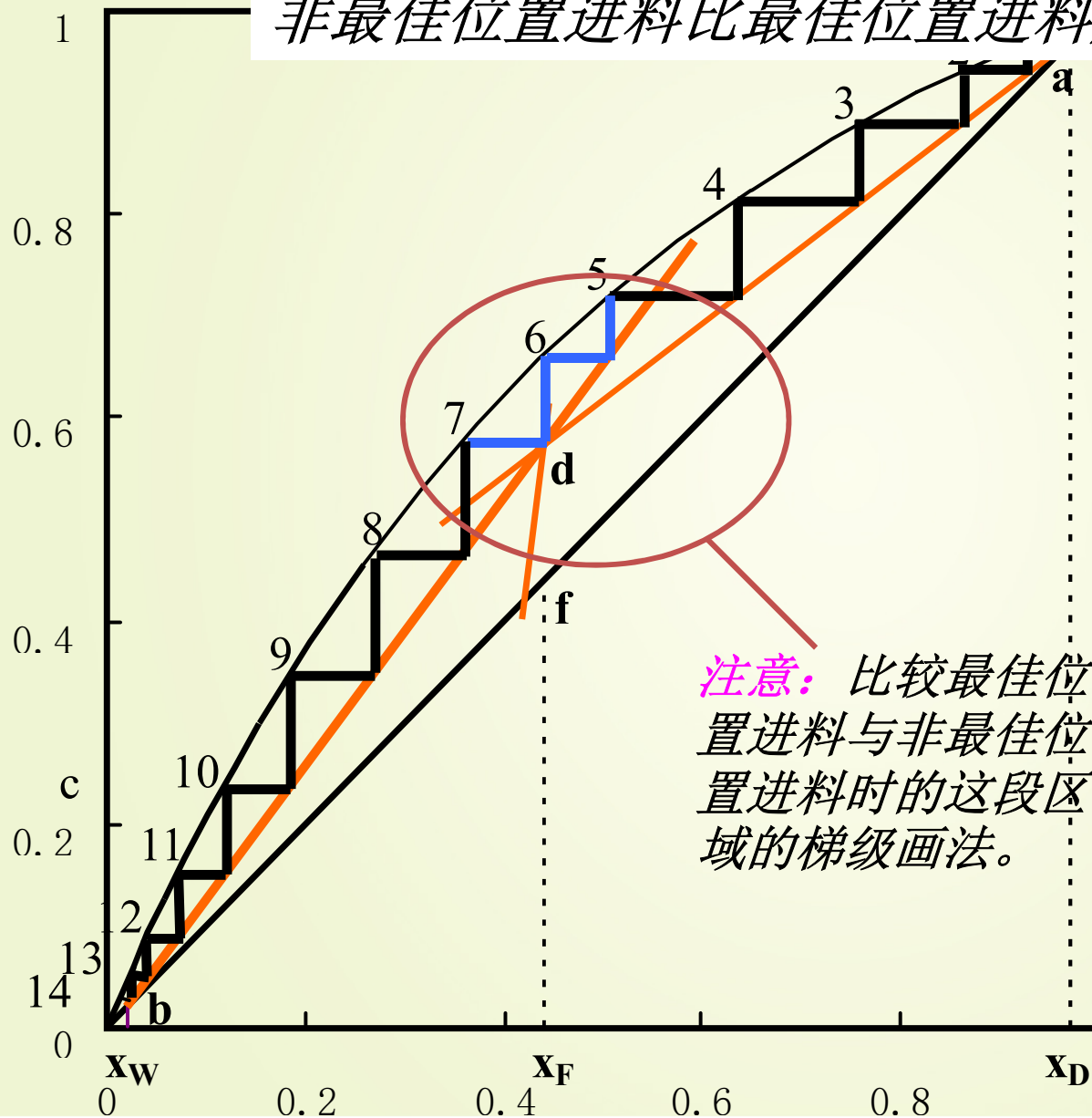


注意：比较最佳位置进料与非最佳位置进料时的这段区域的梯级画法。

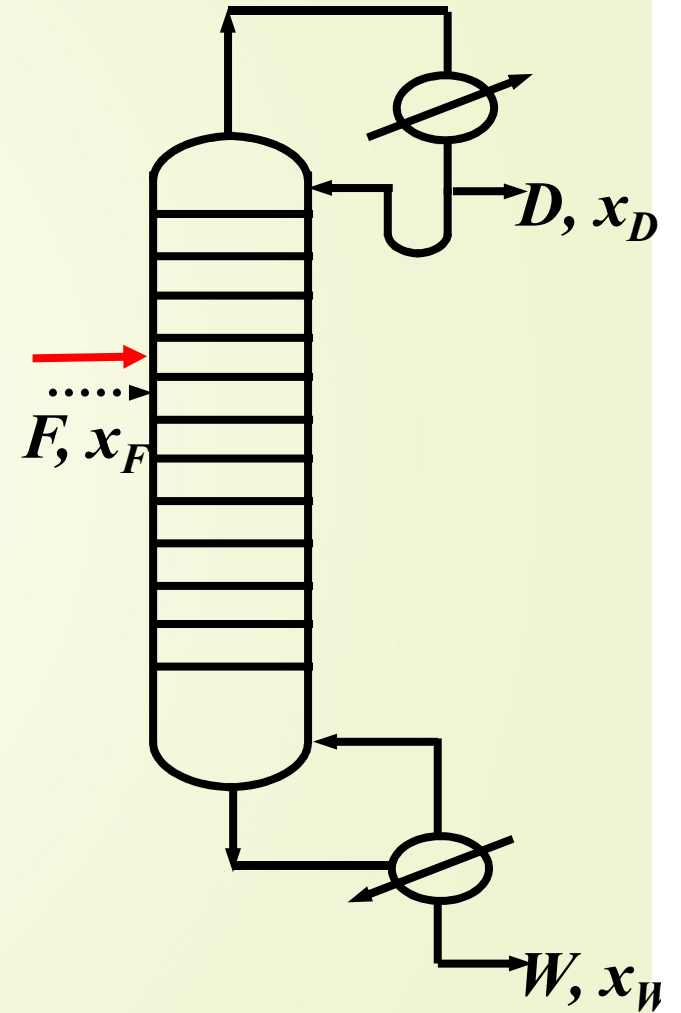


非最佳位置进料与最佳进料的比较：如进料口上移1块板

非最佳位置进料比最佳位置进料所需的理论板数多！



注意：比较最佳位置进料与非最佳位置进料时的这段区域的梯级画法。



最佳位置进料

由于最佳位置进料可以节省理论板数，故工业设计中都采用该进料方式进行设计。

但在实际生产中，不一定是在最佳位置进料下操作的。

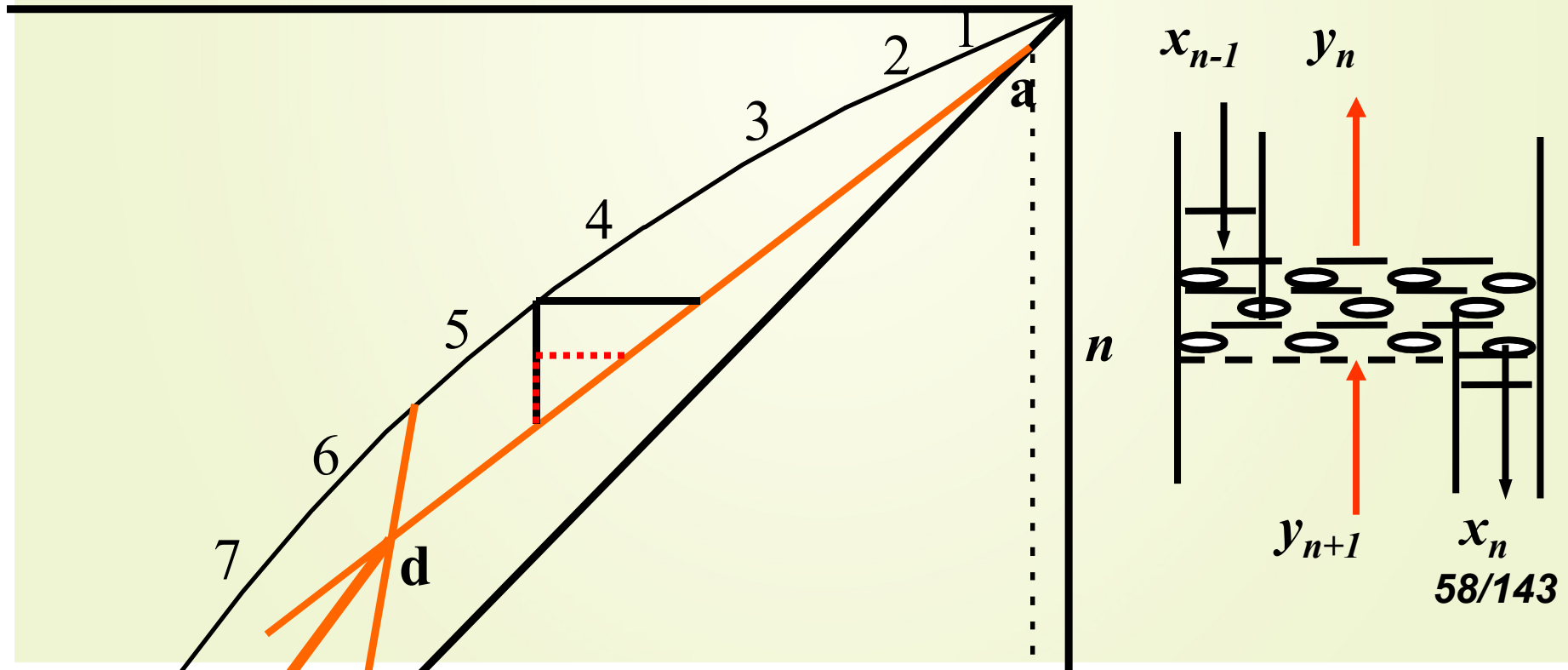
为简单起见，如果没有特殊说明，本教材中讨论的对象均属于最佳位置进料。

作业：

四、塔板效率与实际塔板数

实际塔板上，由于汽液接触时间不可能无限长，因此，离开的气液两相浓度不可能达到相平衡。一般用板效率表示实际板与理论板的接近程度。

塔板效率 { 单板效率
全塔效率



四、塔板效率与实际塔板数

塔板效率 $\left\{ \begin{array}{l} \text{单板效率} \\ \text{全塔效率} \end{array} \right.$

1. 单板效率 E_{mV} 、 E_{mL}

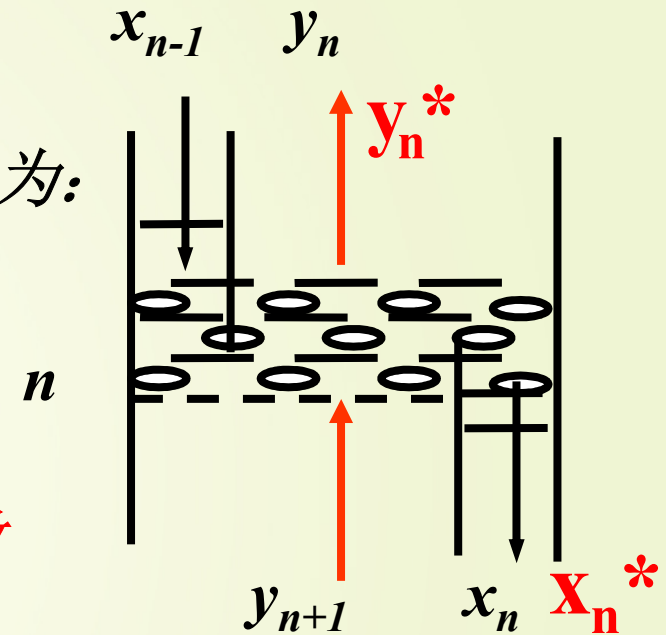
也称默弗里 (Murphree) 板效。其定义为:

$$E_{mV} = \frac{\text{汽相实际增浓程度}}{\text{汽相理论增浓程度}} = \frac{y_n - y_{n+1}}{y_n^* - y_{n+1}}$$

---汽相默弗里板效

$$E_{mL} = \frac{\text{液相实际减浓程度}}{\text{液相理论减浓程度}} = \frac{x_{n-1} - x_n}{x_{n-1} - x_n^*}$$

----液相默弗里板效



说明:

- (1) $E_{mV}(n)$ 和 $E_{mL}(n)$ 不一定相等,
- (2) 一般情况单板效率小于 1, 特殊情况它们会大于 1, 通常出现在塔径较大的精馏塔中。

四、塔板效率与实际塔板数

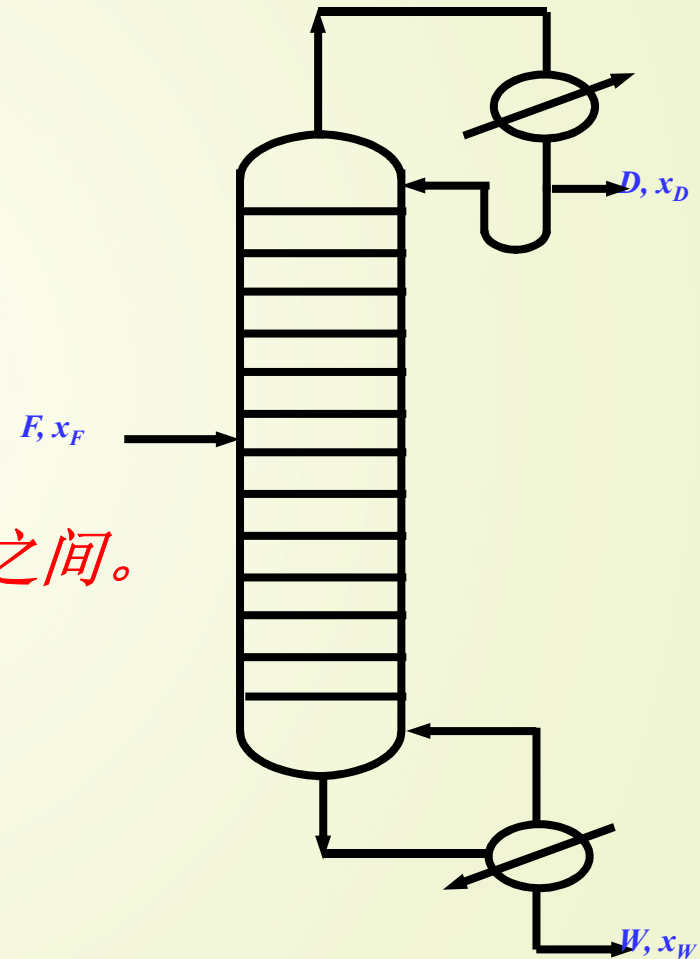
塔板效率 $\begin{cases} \text{单板效率} \\ \text{全塔效率} \end{cases}$

2. 全塔效率 E_0

又称总板效率，其定义为：

$$E_0 = \frac{\text{理论板数}}{\text{实际板数}} = \frac{N}{N_e}$$

其值一定小于1，多数在0.5~0.7之间。



四、塔板效率与实际塔板数

思考：从下面几方面思考单板效率 E_m 与全塔效率 E_0 有何关系？

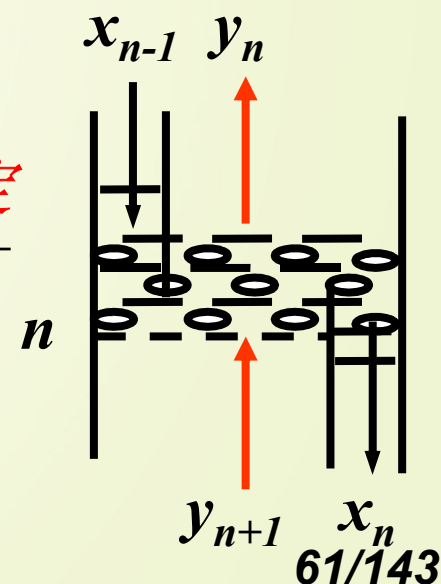
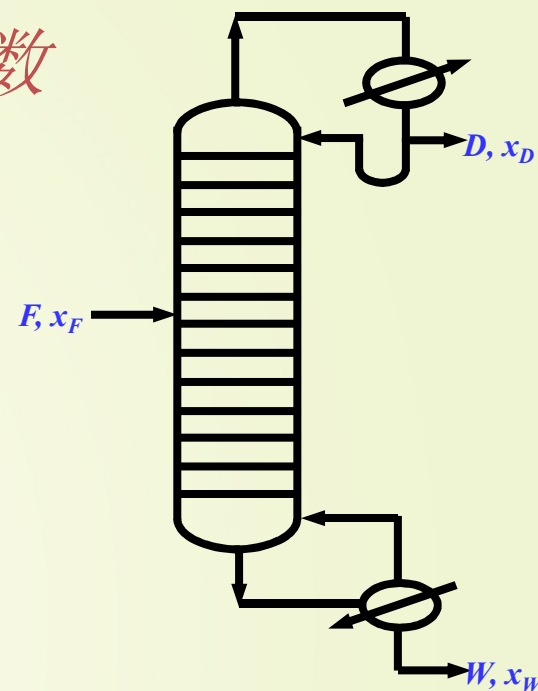
❖ E_0 与 E_m 数值上相等吗？ 不一定相等；

这是因为，全塔效率不仅和单板效率有关，还和板间相互影响有关。

❖ E_0 大，则 E_m 一定大吗？ 一定

❖ 但反过来， E_m 大，则 E_0 一定大吗？ 不一定

这是因为，板和板之间传质会相互影响，可能存在着各种不利的操作现象，如漏液、雾沫夹带、液泛等（详见第十一章）。

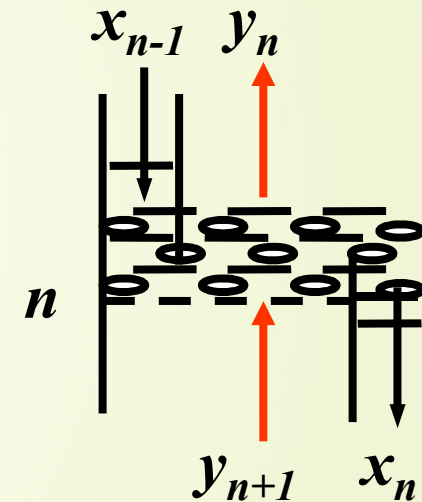


四、塔板效率与实际塔板数

思考：影响塔板效率的因素？

与影响 H_{OG} 的因素相同

- ◆ 流动状况：汽、液相的流速
- ◆ 物性参数：主要为汽液两相的物性如密度、黏度、表面张力、相对挥发度、扩散系数等；
- ◆ 塔板结构参数：主要为塔板的结构，如塔板型式、板间距、板上开孔和排列情况等；
- ◆ 操作参数：温度、压力等。



作业：

五、回流比的影响及选用

为什么要讨论这个问题呢？

- 在前面介绍的计算中，是以已知回流比R为前提的。因此，需要知道如何获取R。
- ❖ **$R=L/D$** ，若R值取大些，意味着塔顶产量D小，从经济上是不合算的。因此，希望R要小。但是，R最小是否有限制呢？

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

$$y_{m+1} = \frac{L'}{V'} x_m - \frac{Wx_W}{V'} \quad \begin{cases} L' = L + qF \\ V' = V + (q-1)F \end{cases}$$

$$\begin{cases} L = RD \\ V = (R+1)D \end{cases}$$

五、回流比的影响及选用

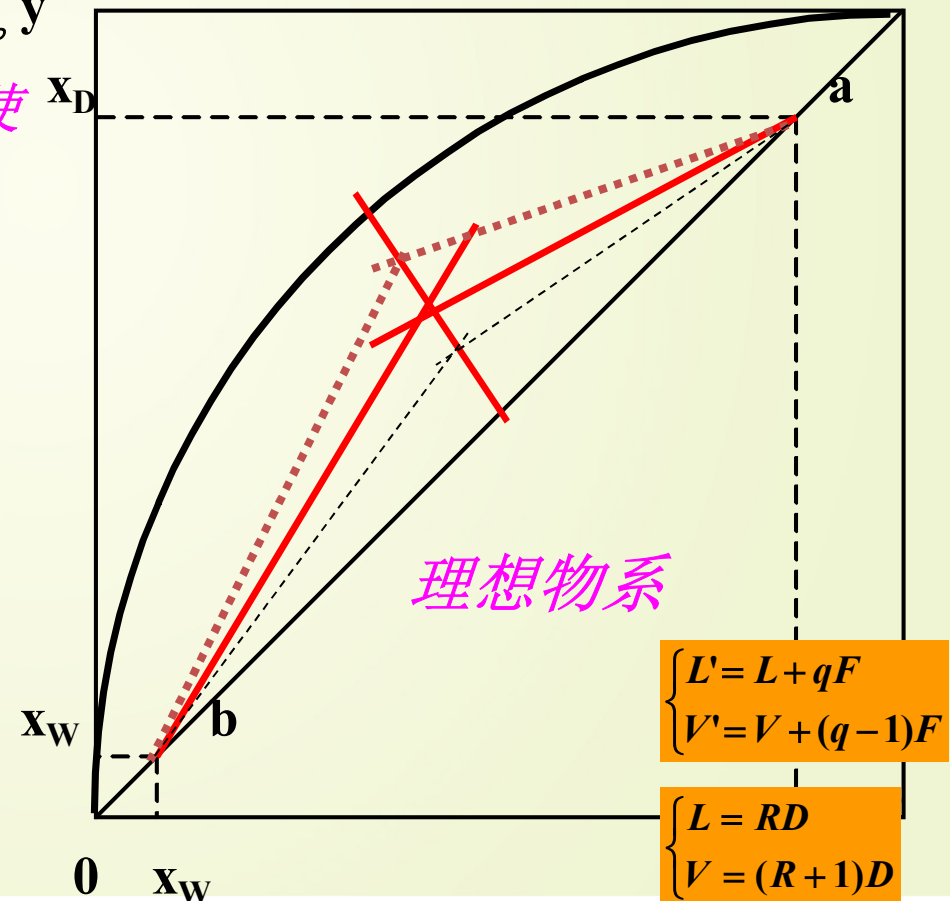
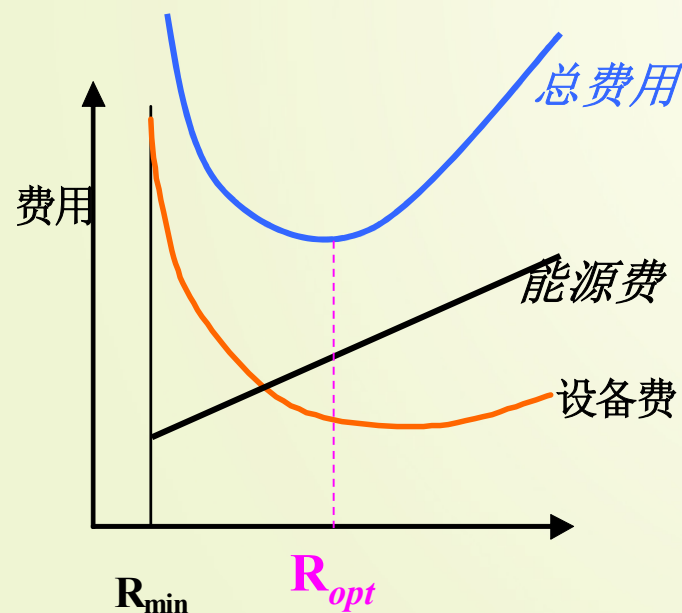
D 一定时, 若 $R \downarrow$, $\Rightarrow N \uparrow$, 设备费 \uparrow

$L \downarrow, V \downarrow, V' \downarrow$ 冷却剂、加热剂用量 \downarrow , 能源费 \downarrow

总费用不一定小

反之, 若 $R \uparrow$, $N \downarrow$, 设备费 \downarrow , 但是, $V \uparrow, V' \uparrow$, 冷却剂、加热剂用量 \uparrow , 能源费 \uparrow , 总费用也不一定小。

因此, 应有一个最适宜的 R_{opt} , 使总费用最小。



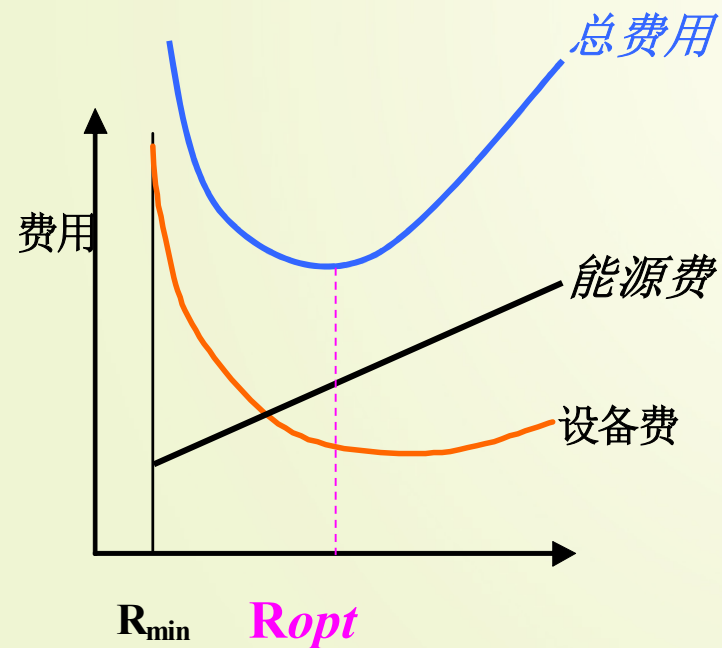
五、回流比的影响及选用

1、如何确定 R_{opt} ?

一般根据生产经验, 取

$$R_{opt} = (1.1 \sim 2)R_{min}$$

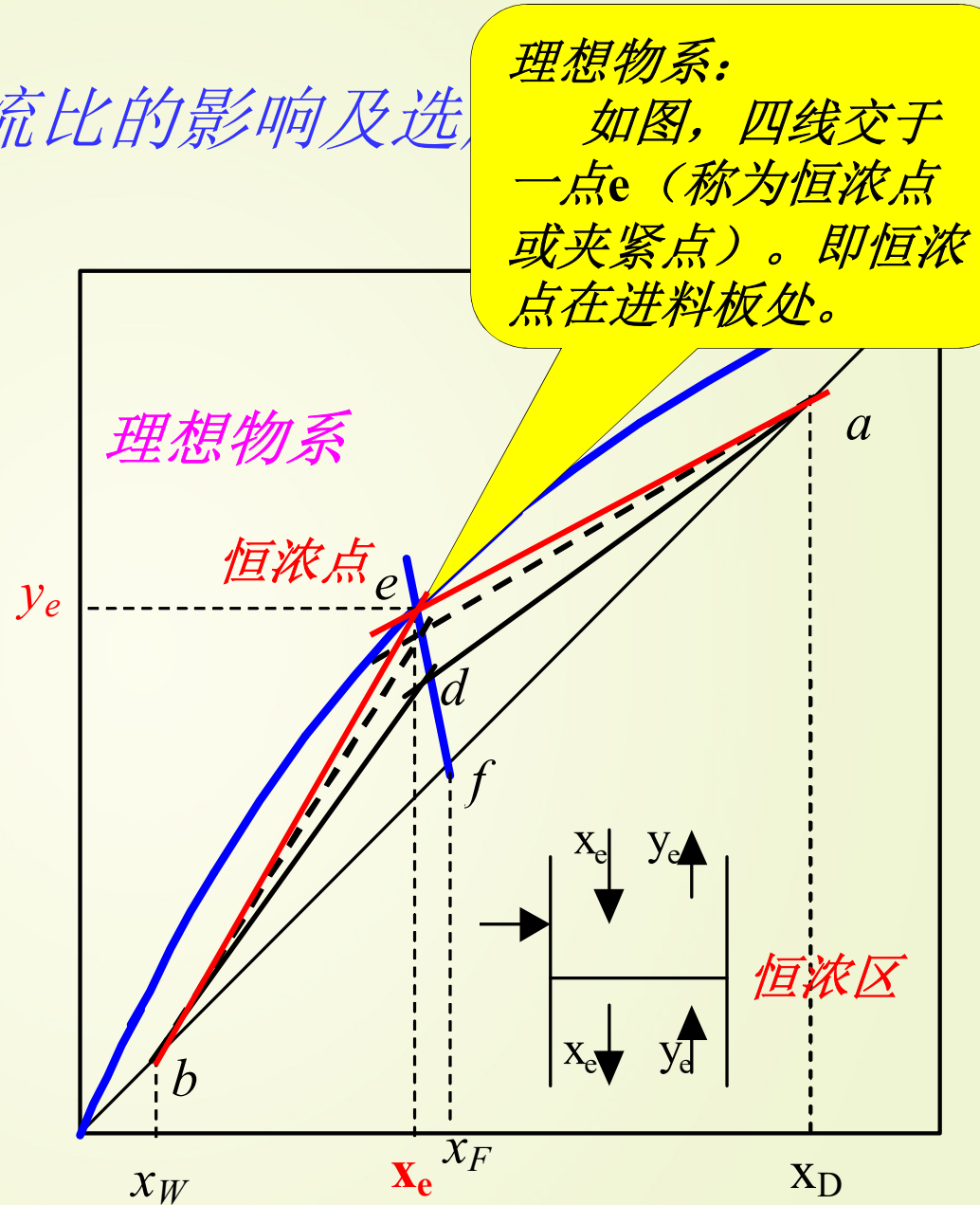
2、什么是 R_{min} ?



五、回流比的影响及选

2、什么是 R_{min} ?

为完成某一分离任务，所需的理论塔板数为无穷多时的回流比称为最小回流比。



最小回流比操作情况的分析

66/143

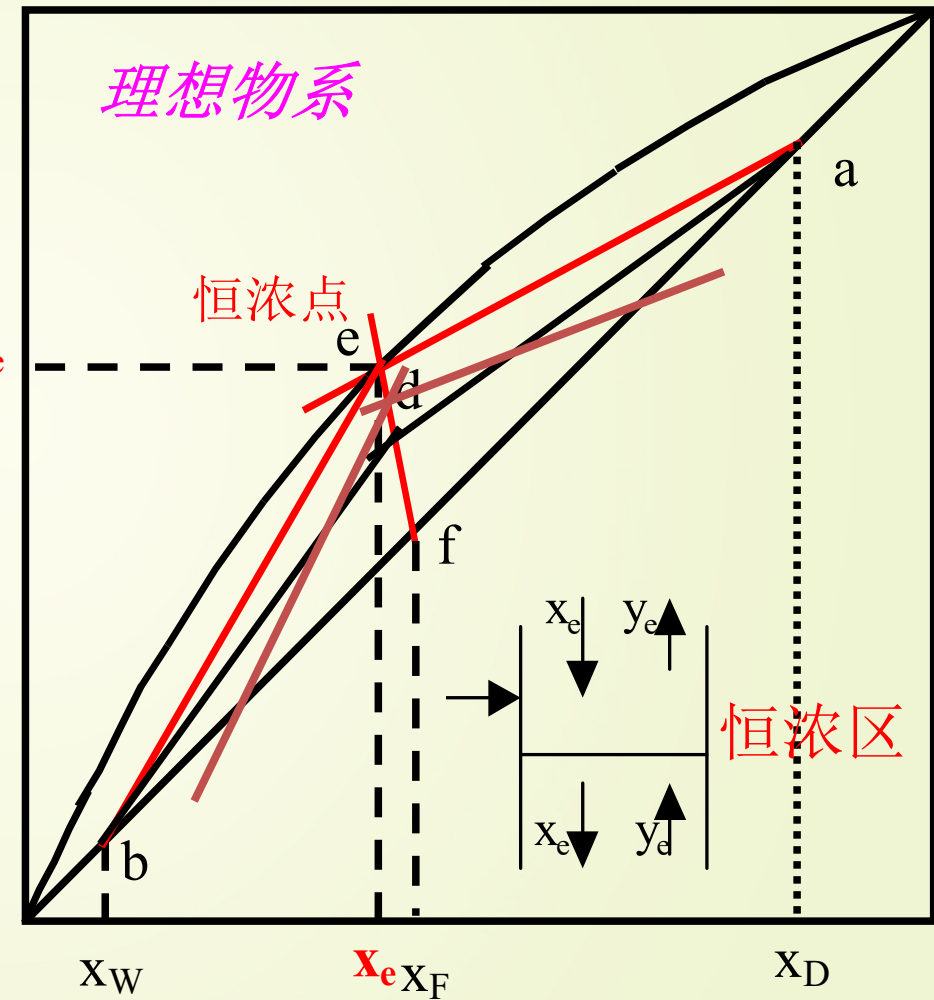


五、回流比的影响及选用

思考：当操作中选用的回流比比设计时的最小回流比还要小时，塔能否操作？将出现什么现象？

塔能操作，只不过此时达不到指定的分离要求。

最小回流比只对设计型有意义。



最小回流比操作情况的分析 67/143

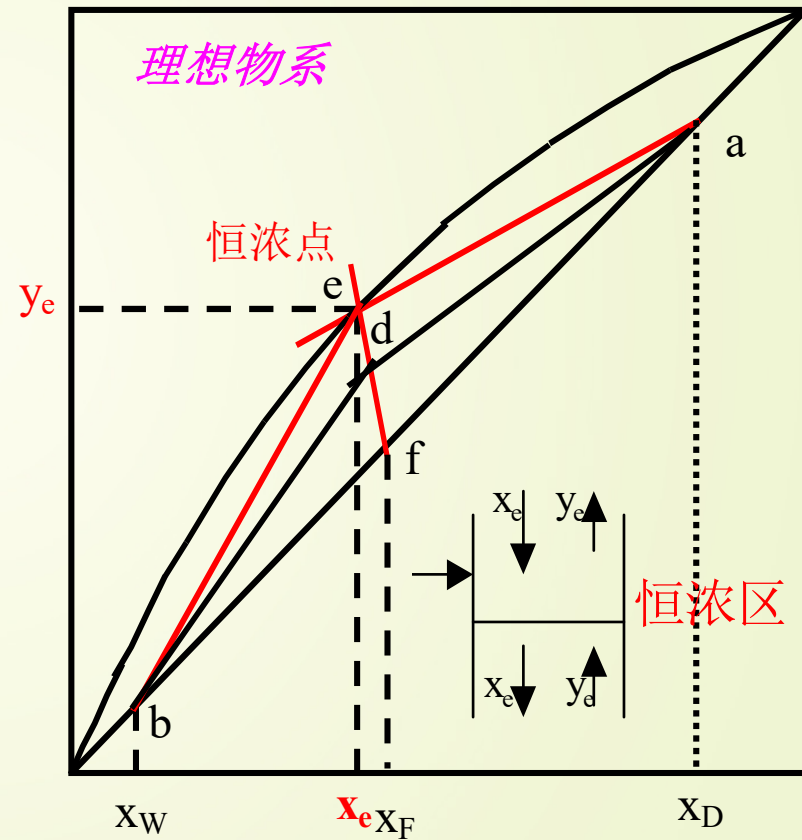
五、回流比的影响及选用

如何求取 R_{\min} ?

理想物系：如图

$$\text{精线斜率} = \frac{R_{\min}}{R_{\min} + 1} = \frac{x_D - y_e}{x_D - x_e}$$

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



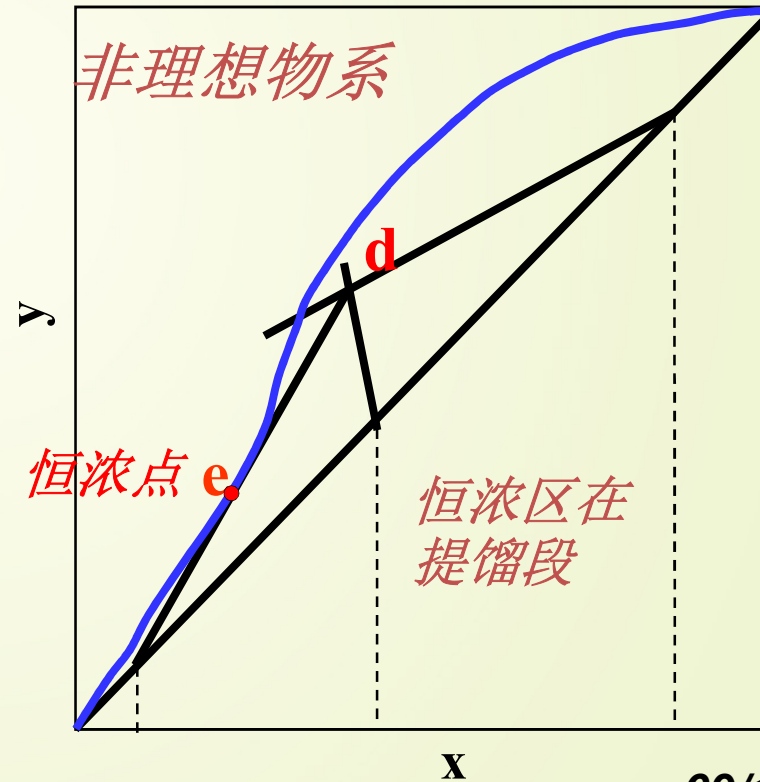
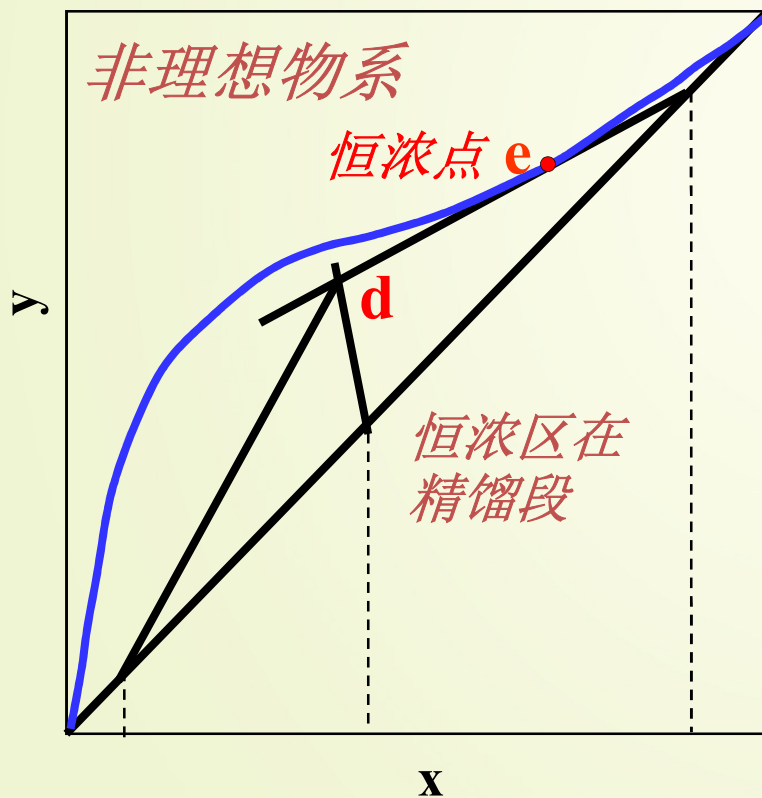
最小回流比操作情况的分析

五、回流比的影响及选用

如何求取 R_{min} ?

非理想物系: 如图

$$\frac{R_{min}}{R_{min} + 1} = \frac{x_D - y_d}{x_D - x_d}$$



五、回流比的影响及选用

R_{min} 是 R 的下限，那么 R 的上限呢？

3、全回流和最少理论板数 N_{min}

$$R = \frac{L}{D} \rightarrow \infty \quad \text{---- 全回流}$$

特点：

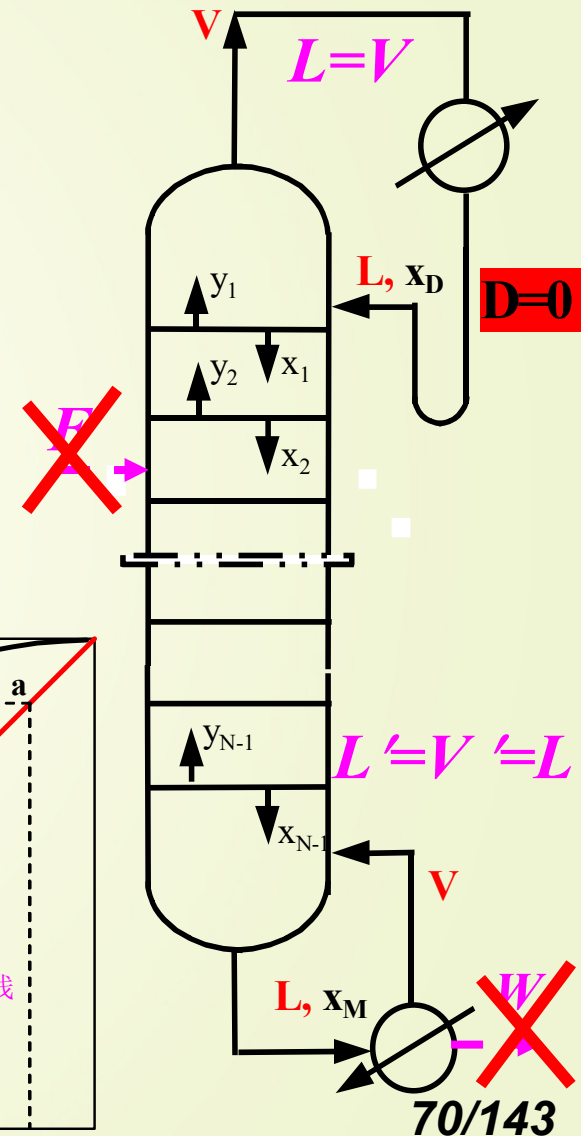
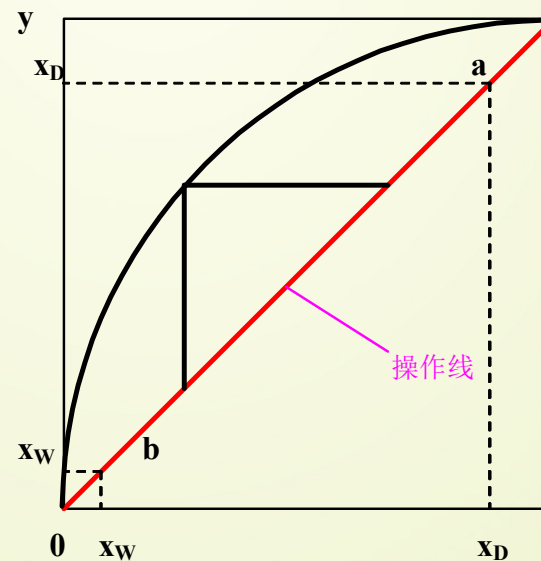
① 操作线与对角线重合，
精、提操作线均为：

$$y = x$$

② 理论板数最少， N_{min}

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

$$y_{m+1} = \frac{L'}{V'} x_m - \frac{Wx_w}{V'}$$



五、回流比的影响及选用

N_{min} 的求取方法: 同N的求解方法----逐板法、图解法

特别地, 对理想物系, 逐板计算可得:

$$N_{min} = \frac{\lg \left[\left(\frac{x_A}{x_B} \right)_D \left(\frac{x_B}{x_A} \right)_W \right]}{\lg \bar{\alpha}} \quad (\text{包括塔釜}) \quad \bar{\alpha} = \sqrt{\alpha_D \alpha_W}$$

-----芬斯克 (Fenske) 方程

精馏段所需的最少理论板数

$$N_{min_1} = \frac{\lg \left[\left(\frac{x_A}{x_B} \right)_D \left(\frac{x_B}{x_A} \right)_F \right]}{\lg \alpha_1} \quad \alpha_1 = \sqrt{\alpha_D \alpha_F}$$

习题课

公式: 相平衡关系 $y = \frac{\alpha x}{1 + (\alpha - 1)x}$

全塔物料衡算 $\begin{cases} F = D + W \\ Fx_F = Dx_D + Wx_W \end{cases}$

操作线方程 $y_{n+1} = \frac{R}{R+1}x_n + \frac{x_D}{R+1}$

$$y_{m+1} = \frac{L'}{V'}x_m - \frac{Wx_W}{V'}$$

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

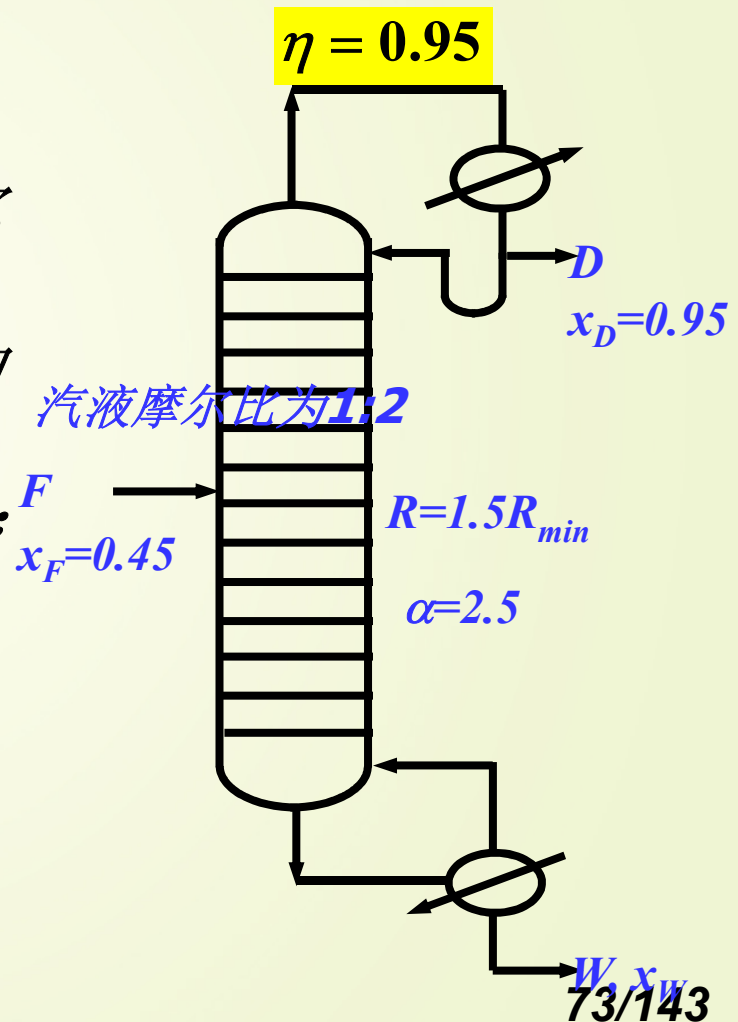
$$\begin{cases} L = RD \\ V = (R+1)D \end{cases} \quad \begin{cases} L' = L + qF \\ V' = V + (q-1)F \end{cases}$$

理论塔板数N的计算 $\begin{cases} \text{逐板法} \\ \text{图解法} \end{cases}$

习题课 { 设计型
操作型

设计型问题举例

【例1】组成为 $x_F=0.45$ 的原料以汽液混合状态进入精馏塔，其中汽液摩尔比为1:2，塔顶 $x_D=0.95$ （以上均为摩尔分率），塔顶易挥发组分回收率为95%，回流比 $R=1.5R_{min}$ ，塔釜间接蒸汽加热，相对挥发度 $\alpha=2.5$ 。试求：
 (1) 原料中汽相和液相组成；
 (2) 列出提馏段操作线方程。



设计型问题举例

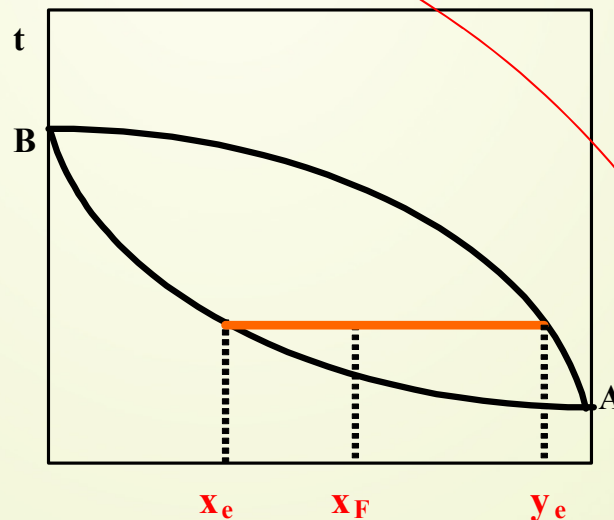
【解】 (1) 原料中汽相和液相组成

设原料中汽相组成为 y_e ，液相组成为 x_e ，则

$$\begin{cases} \frac{1}{3}y_e + \frac{2}{3}x_e = x_F & \text{---物料衡算} \\ y_e = \frac{\alpha x_e}{1 + (\alpha - 1)x_e} & \text{---相平衡} \end{cases}$$

$$\begin{cases} \frac{1}{3}y_e + \frac{2}{3}x_e = 0.45 \\ y_e = \frac{2.5x_e}{1 + 1.5x_e} \end{cases}$$

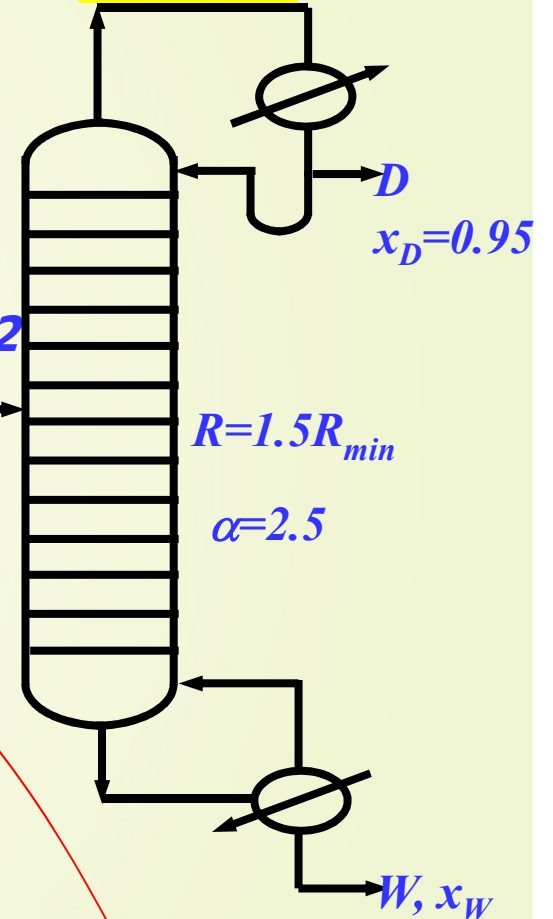
$$\begin{aligned} x_e &= 0.375 \\ y_e &= 0.6 \end{aligned}$$



汽液摩尔比为1:2

F
 $x_F = 0.45$

$\eta = 0.95$



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

设计型问题举例

(2) 列出提馏段操作线方程

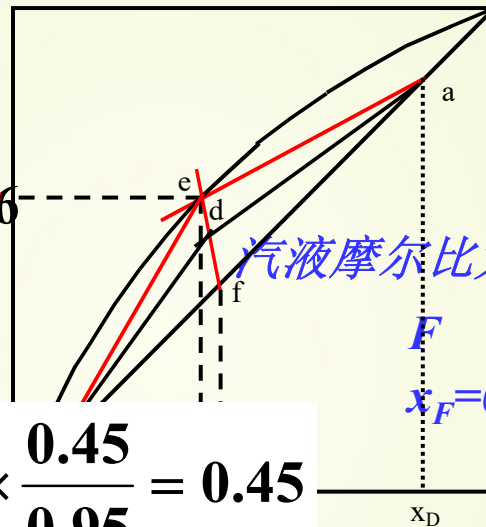
$$q = \frac{2}{3} \quad R_{\min} = \frac{x_D - y_e}{y_e - x_e} = \frac{0.95 - 0.6}{0.6 - 0.375} = 1.556$$

→ $R = 1.5R_{\min} = 2.334$

$$\frac{Dx_D}{Fx_F} = 0.95 \quad \therefore \frac{D}{F} = 0.95 \times \frac{0.45}{0.95} = 0.45$$

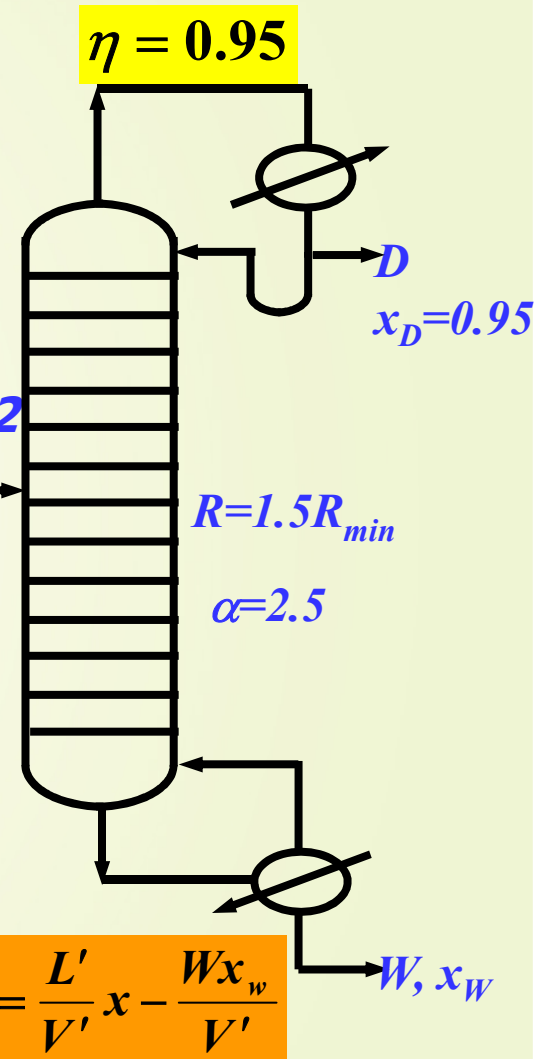
$$\frac{L'}{V'} = \frac{RD + qF}{(R+1)D + (q-1)F}$$

$$= \frac{R \frac{D}{F} + q}{(R+1) \frac{D}{F} + (q-1)} = \frac{2.334 \times 0.45 + \frac{2}{3}}{3.334 \times 0.45 + \left(\frac{2}{3} - 1\right)} = 1.47$$



最小回流比操作情况的分析

汽液摩尔比为1:2



$$y = \frac{L'}{V'} x - \frac{Wx_w}{V'}$$

$$\begin{cases} L' = RD + qF \\ V' = (R+1)D + (q-1)F \end{cases}$$

设计型问题举例

$$\frac{Dx_D}{Fx_F} + \frac{Wx_w}{Fx_F} = 1 \quad \Rightarrow \quad \frac{Wx_w}{Fx_F} = 0.05$$

$$\frac{Wx_w}{V'} = \frac{0.05 Fx_F}{(R+1)D + (q-1)F} = \frac{0.05 x_F}{(R+1)\frac{D}{F} + q - 1}$$

$$= \frac{0.05 \times 0.45}{3.334 \times 0.45 + \frac{2}{3} - 1} = 0.0193$$

$$y = \frac{L'}{V'} x - \frac{Wx_w}{V'} = 1.47x - 0.0193$$

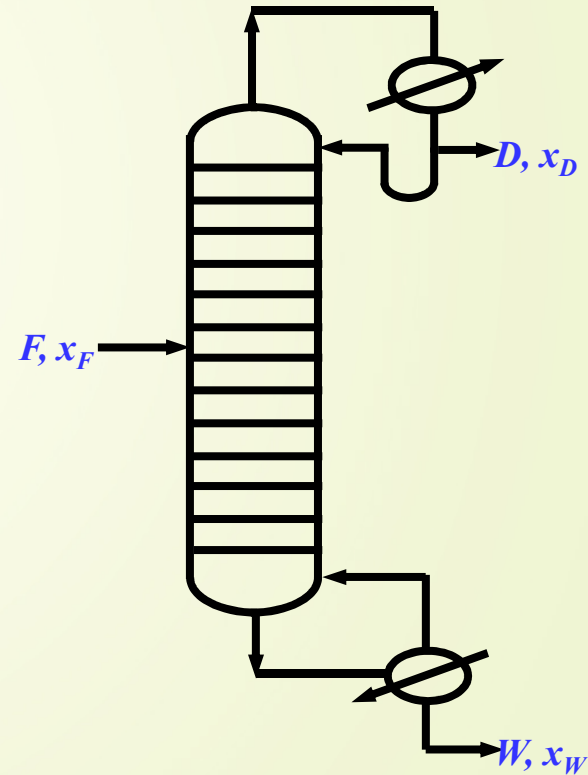
作业:

习题课 { 设计型
操作型

操作型定性分析举例

操作条件包括:

- ◆ 进料状况 (F, x_F, q)
- ◆ R
- ◆ 操作压力 P
- ◆ 操作温度 T
- ◆ 冷凝器热负荷 V
- ◆ 再沸器热负荷 V'
- ◆ D, W



操作型定性分析举例

{ 快速分析法
作图+排除法

【例2】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？

建议：

类似吸收章，首先推荐使用“快速分析法”；如果此法不行，再使用“作图+排除法”。

操作型定性分析举例

快速分析法
作图+排除法

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

解法一: 快速分析

此法的依据是:

精馏段操作线斜率 L/V 越小, 越靠近平衡线, 对精馏分离越不利, 会导致 x_D 变小;

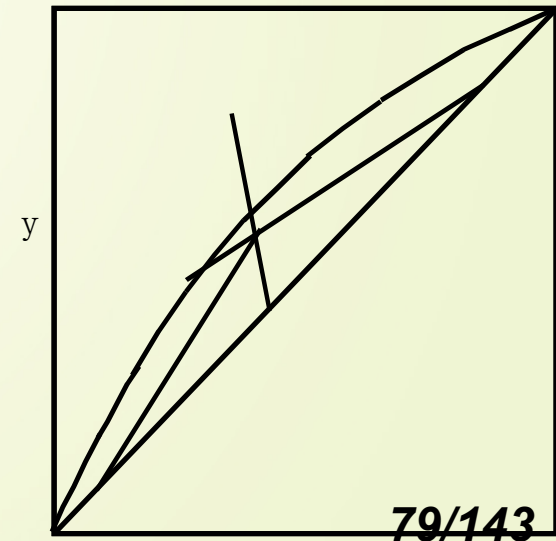
提馏段操作线斜率 L'/V' 越大, 越靠近平衡线, 对精馏分离越不利, 会导致 x_W 变大。

$$V' \downarrow = V + (q-1)F, \quad F, q \text{ 不变} \rightarrow V \downarrow$$

$$\text{而 } L \text{ 不变} \rightarrow \frac{L}{V} \uparrow \rightarrow x_D \text{ 变大}$$

$$L' = L + qF, \quad F, q, L \text{ 不变} \rightarrow L' \text{ 不变, 而 } V' \downarrow$$

$$\rightarrow \frac{L'}{V'} \uparrow \rightarrow x_W \text{ 变大}$$



79/143

操作型定性分析举例

快速分析法
作图+排除法

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

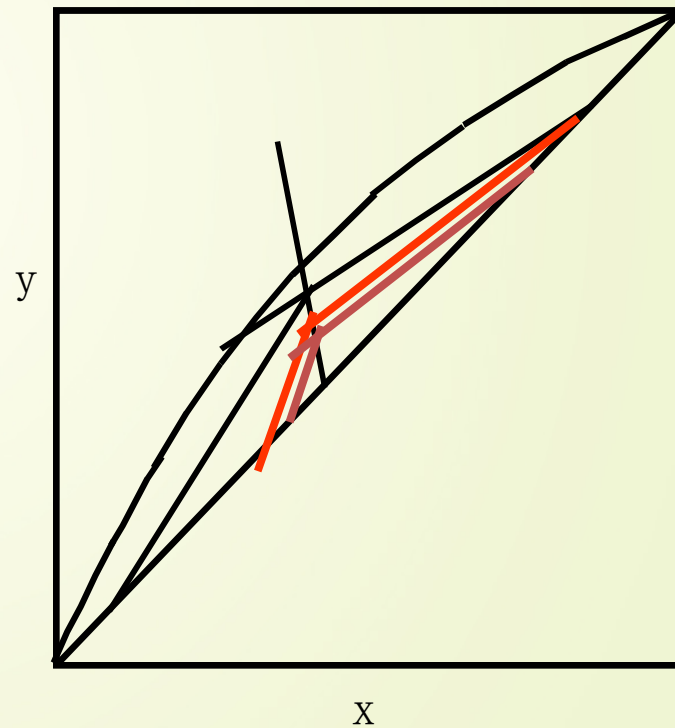
解法二: 作图+排除法

$$\frac{L}{V} \uparrow \quad \frac{L'}{V'} \uparrow$$

假设 x_D 不变、假设 x_D 变小

作图, 得 $N \downarrow$, 与 N 不变这个前提相矛盾。故假设不成立。

故 x_D 只能变大



操作型定性分析举例

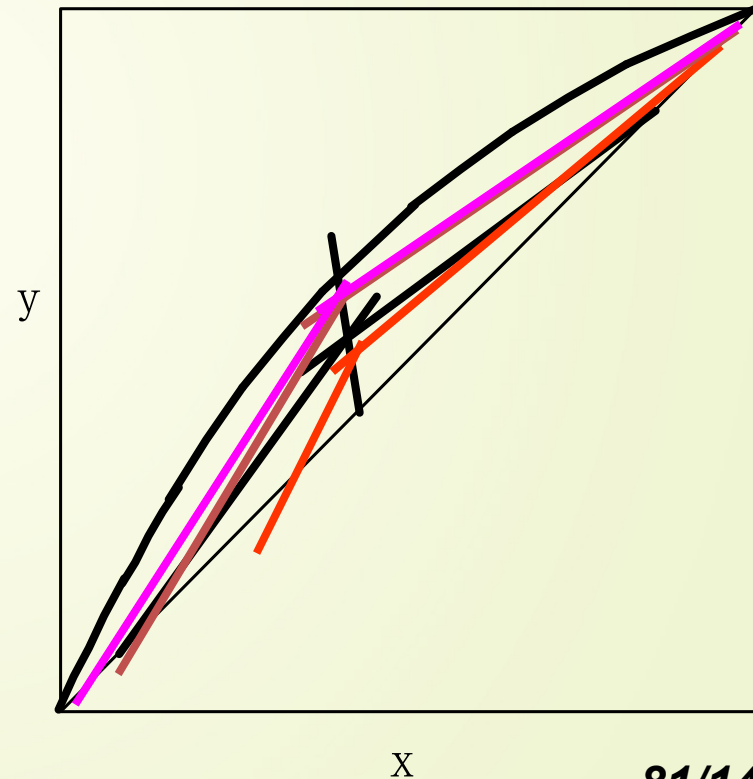
快速分析法
作图+排除法

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

解法二: 作图+排除法

$$\frac{L}{V} \uparrow \quad \frac{L'}{V'} \uparrow$$

至于 x_W , 也用作图+排除法
推知, 只能变大。



操作型定性分析举例

{ 快速分析法
作图+排除法

【练习】一操作中的常压连续精馏塔分离某混合液。现保持塔顶馏出液量 D 、回流比 R 、进料状况 (F 、 x_F 、 q) 不变，而减小操作压力，试分析 x_D 、 x_W 如何变化？

【解】

快速分析法：不能用

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

D 、 R 、 q 和 F 不变，

$$\frac{L'}{V'} = \frac{RD + qF}{(R+1)D + (q-1)F} \text{ 不变,}$$

操作型定性分析举例

快速分析法
作图+排除法

【练习】一操作中的常压连续精馏塔分离某混合液。现保持塔顶馏出液量 D 、回流比 R 、进料状况 (F 、 x_F 、 q) 不变，而减小操作压力，试分析 x_D 、 x_W 如何变化？

【解】作图+排除法：

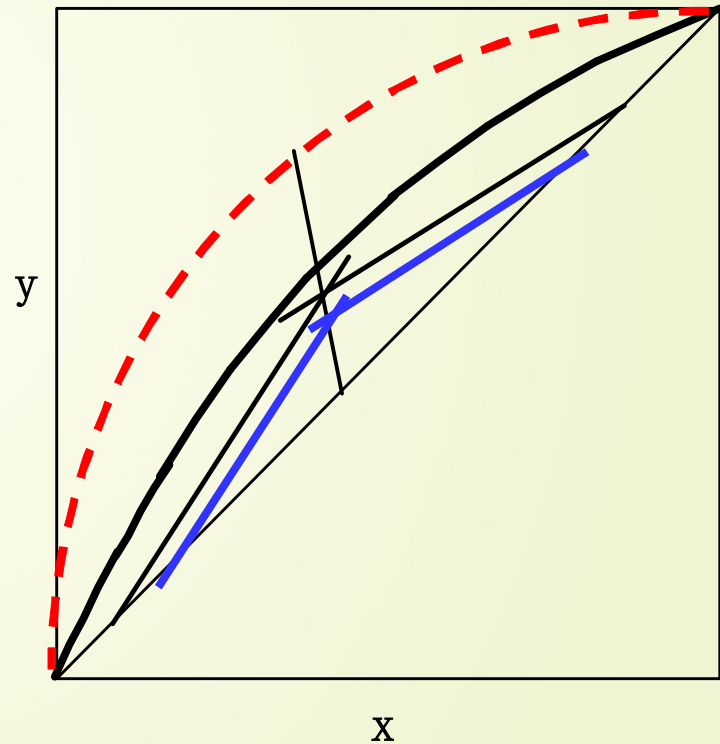
$$\frac{L}{V} \text{ 不变, } \frac{L'}{V'} \text{ 不变}$$

$$P \downarrow \rightarrow \alpha \uparrow$$

假设 x_D 不变、假设 x_D 变小

作图，得 $N \downarrow$ ，与 N 不变这个前提相矛盾。故假设不成立。

故 x_D 只能变大， x_W 变小。



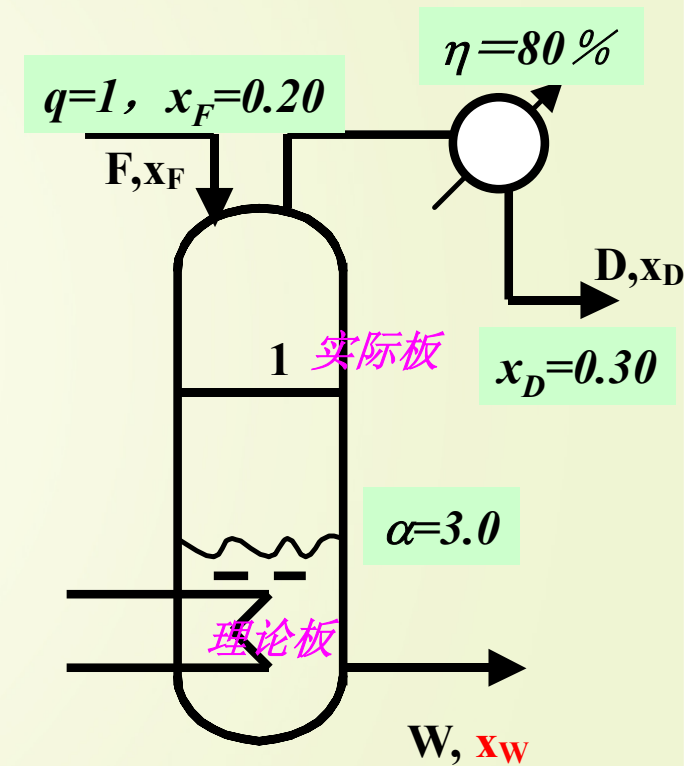
$$\begin{cases} F = D + W \\ Fx_F = Dx_D + Wx_W \end{cases}$$

作业:

操作型计算举例

【例3】如图所示的精馏塔由一只蒸馏釜及一层实际板组成。料液由塔顶加入，进料热状况参数 $q=1$ ， $x_F=0.20$ （摩尔分率，下同）。今测得塔顶易挥发组分的回收率为80%，且 $x_D=0.30$ ，系统相对挥发度为3.0。试求：

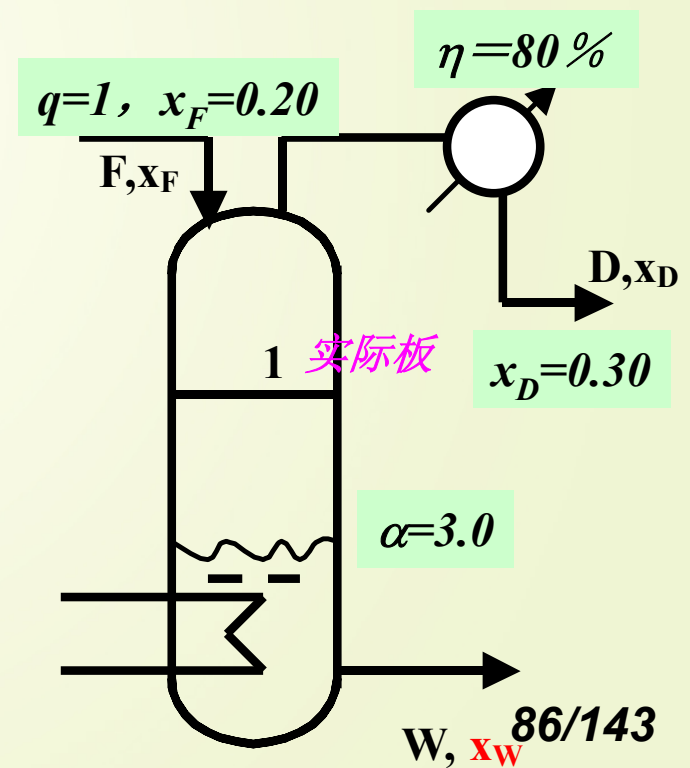
- (1) 残液组成 x ；
- (2) 该层塔板的液相默弗里板效 E_{mL} 。设蒸馏釜可视为一个理论板。



操作型计算举例

【解】 (1) 残液组成 x_w

$$\left\{ \begin{array}{l} x_w = \frac{Fx_F - Dx_D}{F - D} \longrightarrow x_w = \frac{x_F - \frac{D}{F}x_D}{1 - \frac{D}{F}} = \frac{0.20 - 0.533 \times 0.3}{1 - 0.533} = 0.0859 \\ \frac{Dx_D}{Fx_F} = 80\% \longrightarrow \frac{D}{F} = 0.533 \end{array} \right.$$



操作型计算举例

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

(2) 该层塔板的液相默弗里板效 E_{mL}

$$x_1^* = \frac{y_1}{\alpha - (\alpha - 1)y_1} = \frac{0.3}{3.0 - 2.0 \times 0.3} = 0.125$$

$$y_w = \frac{\alpha x_w}{1 + (\alpha - 1)x_w} = \frac{3.0 \times 0.0859}{1 + 2.0 \times 0.0859} = 0.22$$

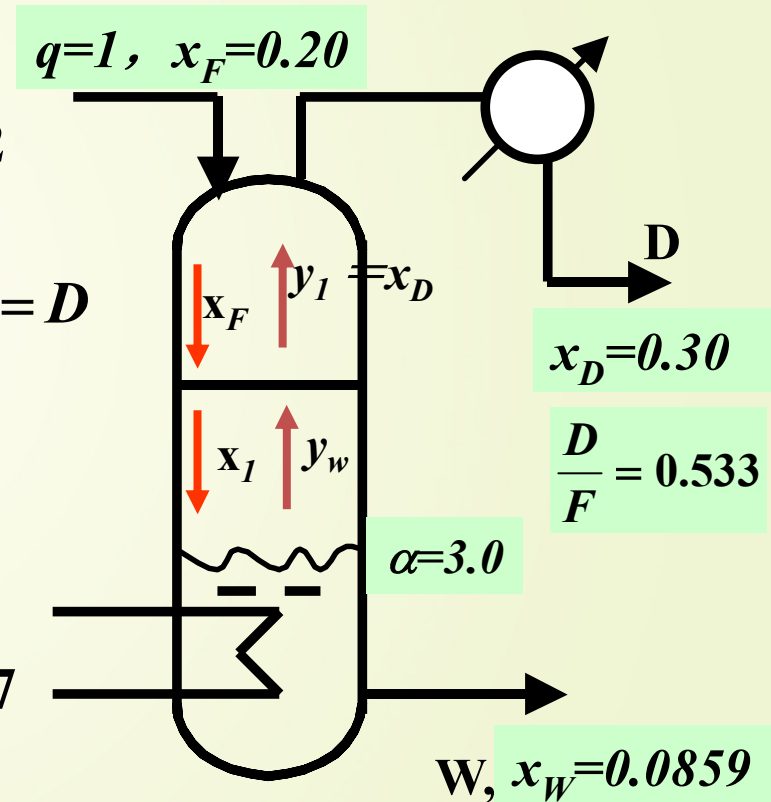
$$L' = L + qF = F \quad V' = V + (q - 1)F = V = D$$

$$y_w = \frac{L'}{V'} x_1 - \frac{W x_w}{V'} = \frac{F}{D} x_1 - \frac{F x_F - D x_D}{D}$$

$$= 1.876 x_1 - 0.0752$$

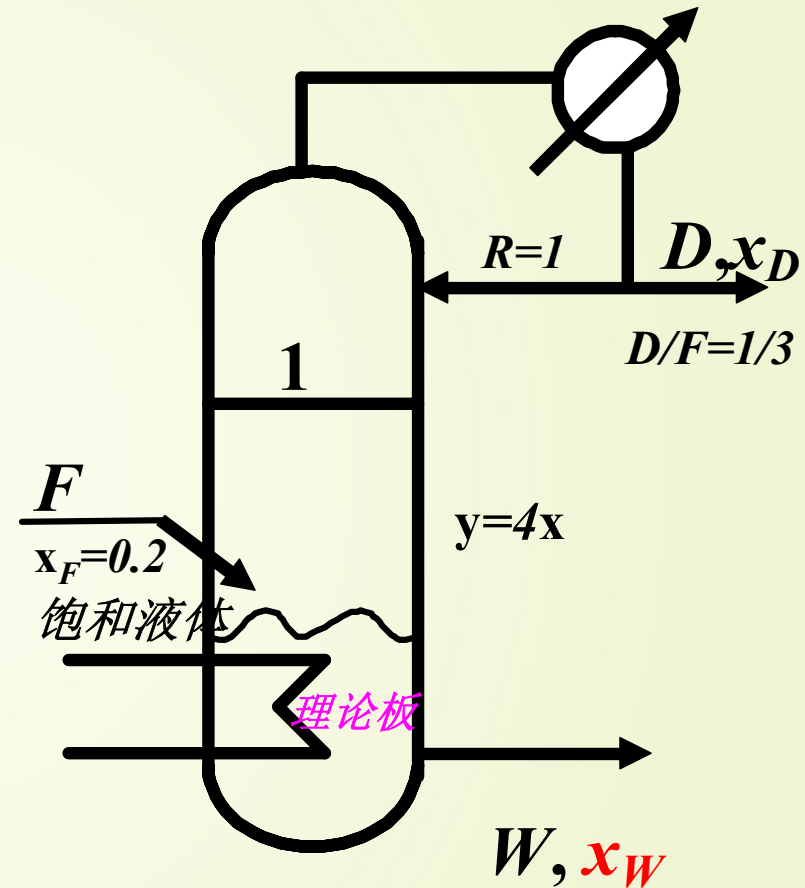
$$\therefore x_1 = \frac{y_w + 0.0752}{1.876} = \frac{0.22 + 0.0752}{1.876} = 0.157$$

$$\therefore E_{mL} = \frac{x_F - x_1}{x_F - x_1^*} = \frac{0.2 - 0.157}{0.2 - 0.125} = 57.3\%$$



操作型计算举例

【例4】某连续操作精馏塔如图所示，已知料液摩尔组成 $x_F=0.2$ ，料液以饱和液体状态直接加入塔釜，塔顶设全凝器，全塔共两块理论板（包括塔釜），塔顶摩尔采出率 $D/F=1/3$ ，回流比 $R=1$ ，泡点回流，此条件下物系的相平衡关系可表示为 $y=4x$ ，试计算 $x_W=?$



【解】
$$\begin{cases} F = D + W \\ Fx_F = Dx_D + Wx_W \end{cases}$$

→
$$x_D = \frac{Fx_F - Wx_W}{D} = \frac{Fx_F - (F - D)x_W}{D} = \frac{x_F - \left(1 - \frac{D}{F}\right)x_W}{\frac{D}{F}} = \frac{0.2 - \left(1 - \frac{1}{3}\right)x_W}{\frac{1}{3}}$$

$$= 0.6 - 2x_W \text{ ----- (1)}$$

逐板法:

$$y_{n+1} = \frac{R}{R+1}x_n + \frac{x_D}{R+1} = 0.5x_n + 0.5x_D$$

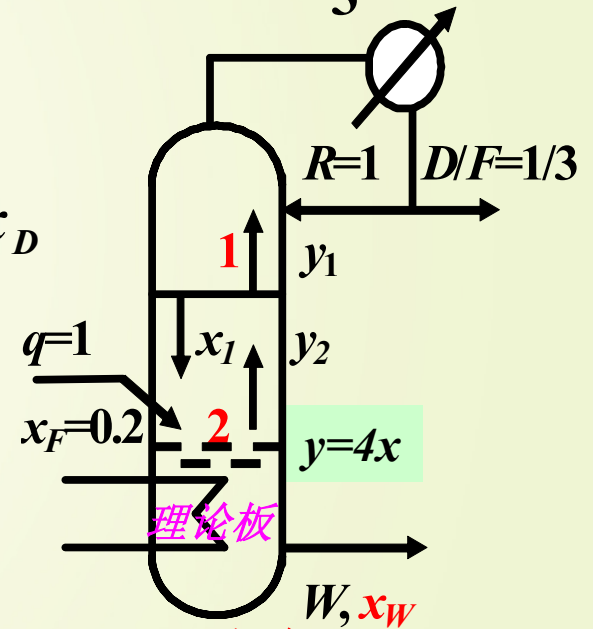
$$y_1 = x_D$$

$$x_1 = \frac{y_1}{4} = 0.25x_D$$

$$y_2 = 0.5x_1 + 0.5x_D = 0.625x_D$$

$$y_2 = 4x_W$$

→
$$0.625x_D = 4x_W \text{ ----- (2)}$$



解式1、2得: $x_W = 0.0714$

作业:

[返回目录](#)

六、理论板数的捷算法

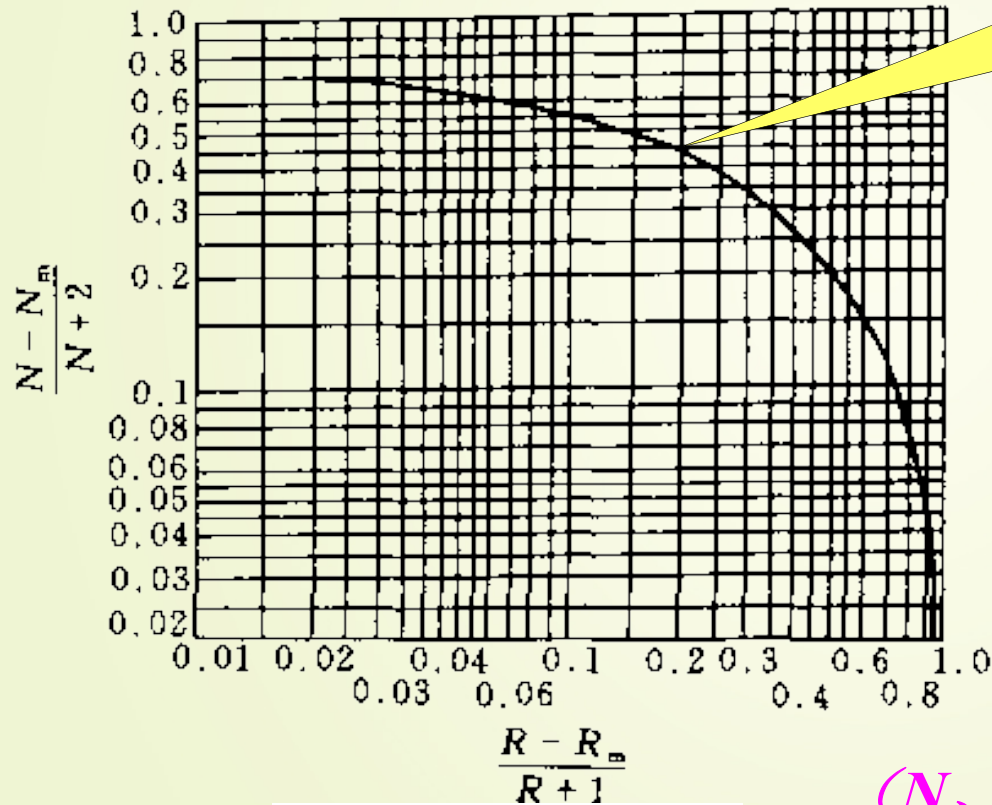
逐板法
图解法
捷算法

当 $R=R_{min}$ 时, $N=\infty$

当 $R=\infty$ 时, $N=N_{min}$

似乎, R 与 N 之间存在一一对应关系。

利用吉利兰图(或公式)求 N 的捷算法有一定误差, 主要用于 N 的粗估。



$$Y = 0.75(1 - X^{0.5668})$$

$$\text{其中 } X = \frac{R - R_{min}}{R + 1}$$

$$Y = \frac{N - N_{min}}{N + 2}$$

该式的适用范围为 $X=0.08 \sim 0.6$

(N 、 N_{min} 均包括再沸器在内)

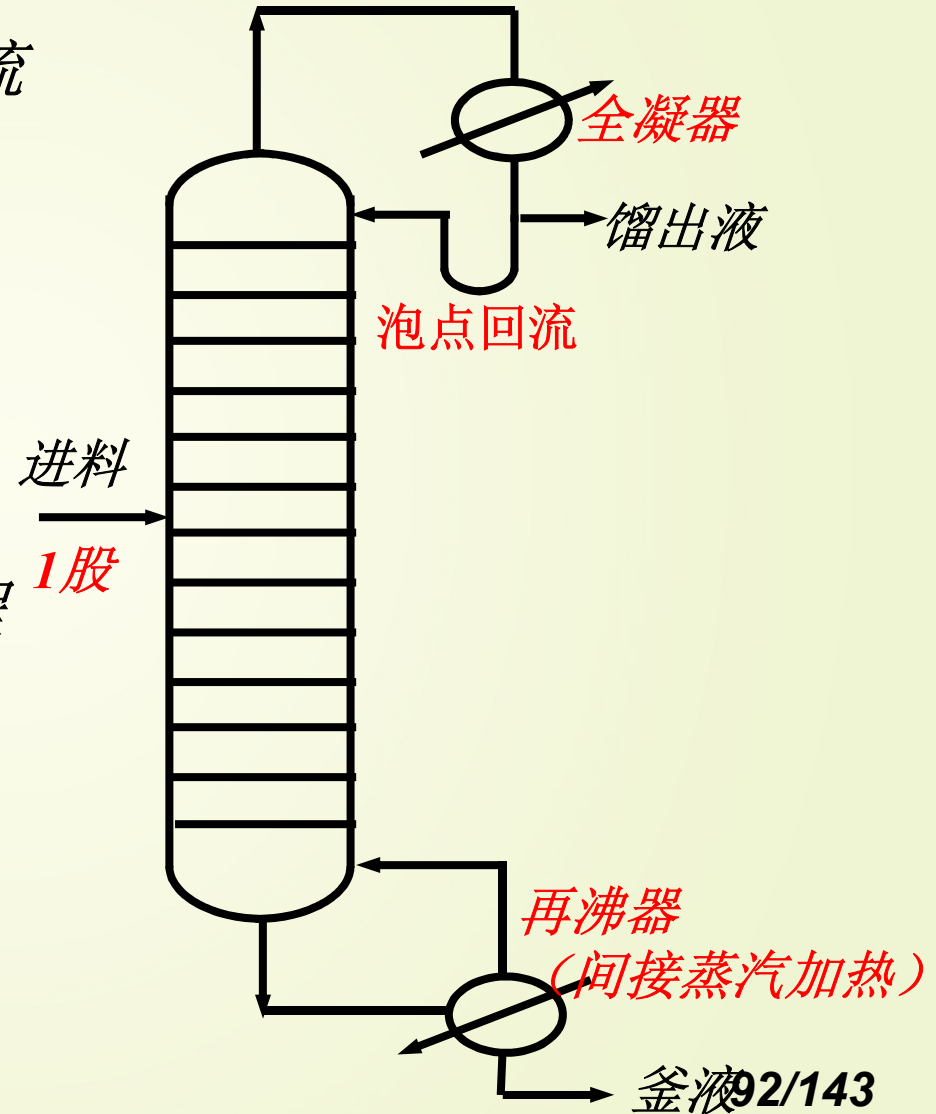
吉利来关联图

七、关于二元连续精馏的其它流程

以上所讲内容对如图所示流程的计算适用。

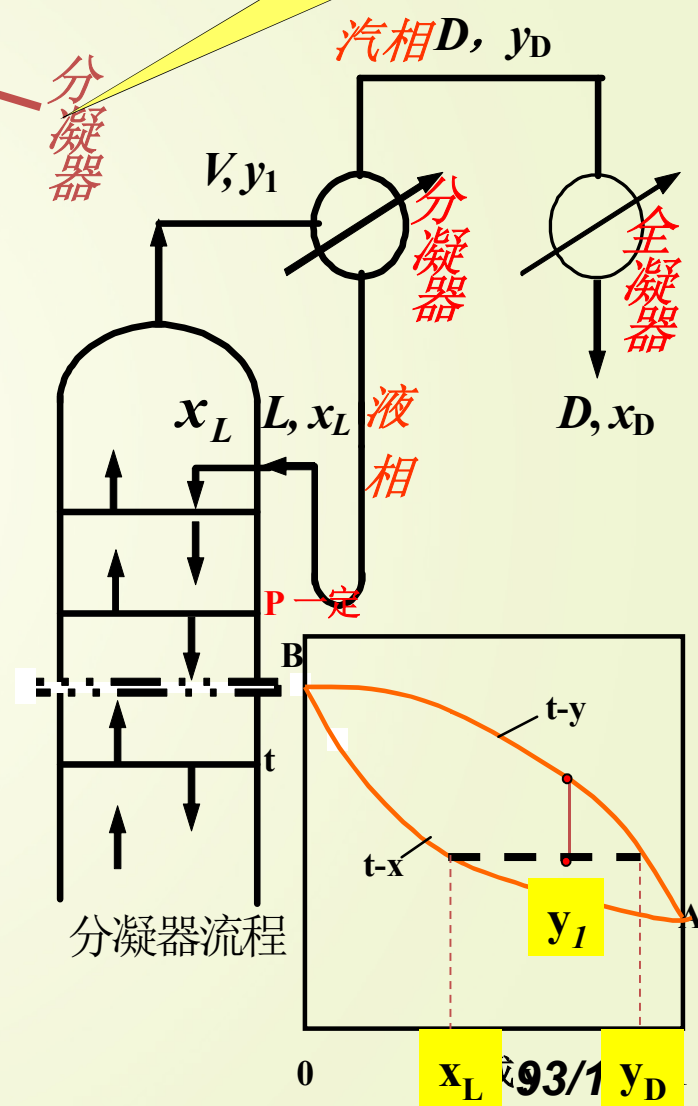
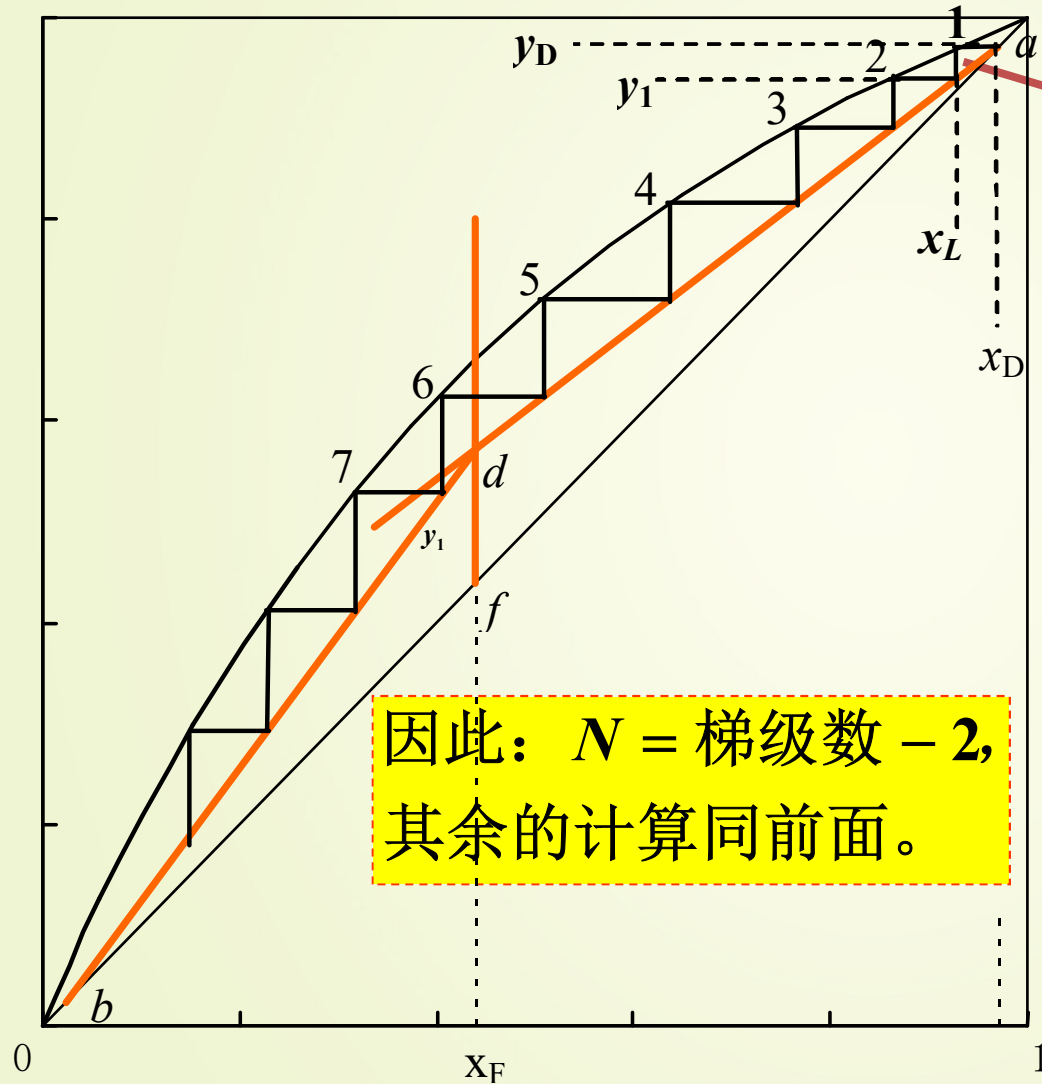
此外还有：

1. 塔顶设有分凝器
2. 冷液回流
3. 直接蒸汽加热流程
4. 多股加料和侧线出料流程
5. 回收塔流程



1. 塔顶设有分凝器

分凝器相当于一块理论板。



1. 塔顶设有分凝器

思考：与全凝器流程相比，分凝器流程有何优缺点？

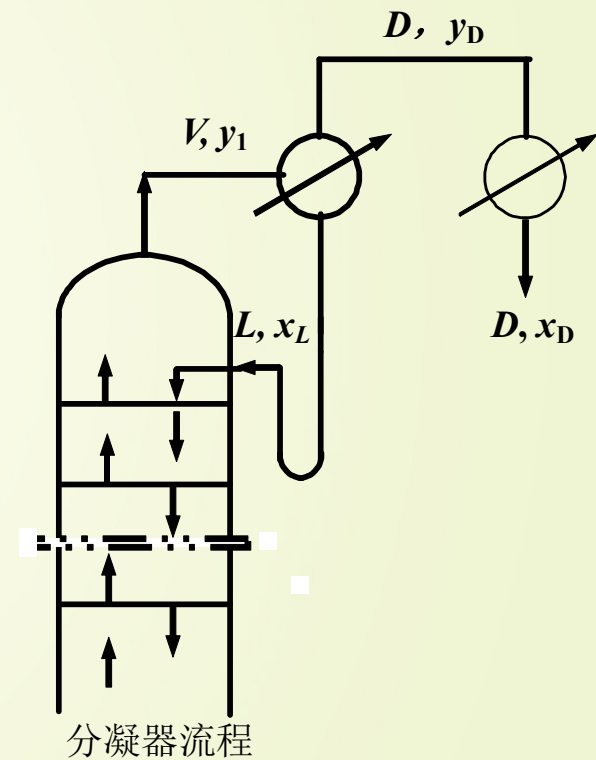
优点：

◆ 多一块理论板；

缺点：

◆ 调节回流比不方便、准确。

工业上较少使用。



2. 冷液回流 ($t_0 < t_1$)

内回流量 $L >$ 外回流量 L_0

据物料、热量衡算知:

$$(L - L_0)r = L_0 c_p (t_1 - t_0)$$

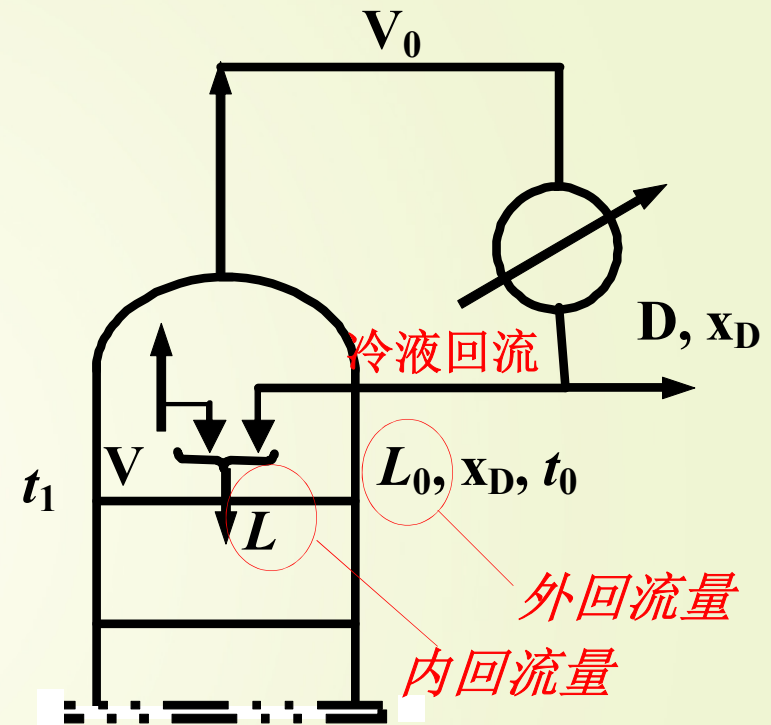
$$\rightarrow L = \left[1 + \frac{c_p (t_1 - t_0)}{r} \right] L_0$$

两边除以D

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

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。

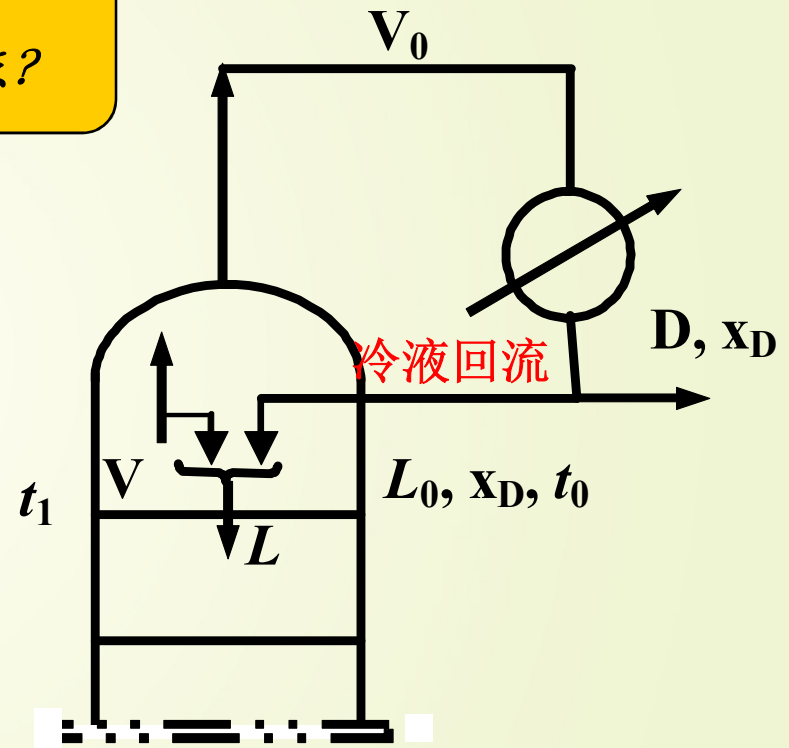
$$y_{n+1} = \frac{L}{V} x_n + \frac{Dx_D}{V} = \frac{R}{R+1} x_n + \frac{x_D}{R+1}$$

2. 冷液回流 ($t_0 < t_1$)

思考:

冷液回流与泡点回流相比, 有何优缺点?

- ◆ 冷回流使塔内的回流比增大, 操作线斜率变大, 对精馏是有利的;
- ◆ 内回流量 $>$ 外回流量, 导致塔内汽流量也变大, 即相应地需要再沸器提供的热量也变多。这是不利的。



3. 直接蒸汽加热流程

与间接蒸汽加热流程的计算相比:

(1) 全塔物料衡算式形式不同

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

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

若 F 、 x_F 、 q 、 D 、 x_D 、 R 相同, 则

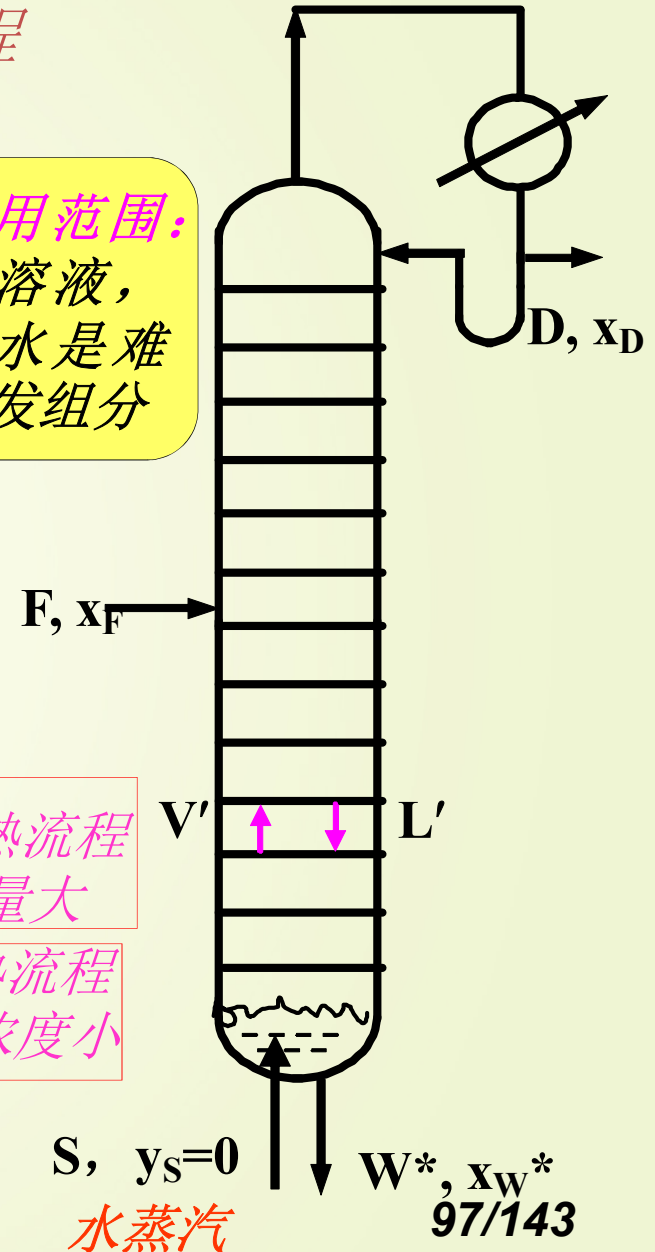
$W^* = W + S \rightarrow W^* > W$ ----- 直接蒸汽加热流程排出的釜液量大

$W^*x_W^* = Wx_W \rightarrow x_W^* < x_W$ ----- 直接蒸汽加热流程排出的釜液浓度小

假设恒摩尔流假定成立, 则

$$\begin{aligned} S &= V' = (R + 1)D + (q - 1)F \\ L' &= W^* \end{aligned}$$

适用范围:
水溶液,
且水是难挥发组分



3. 直接蒸汽加热流程

与间接蒸汽加热流程的计算相比:

(2) 精线、 q 线、提线方程形式相同

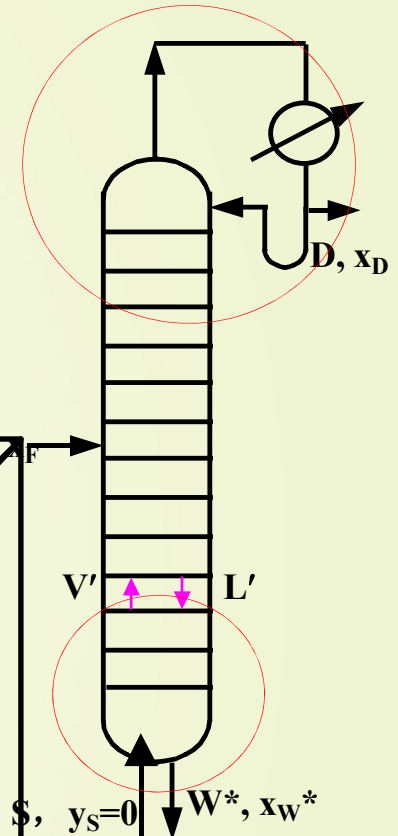
但提馏段操作线需延长至 b' (x_w^* , 0)

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

提馏段:
$$y = \frac{L'}{V'}x - \frac{W^*x_w^*}{V'}$$

----过点 b' (x_w^* , 0)

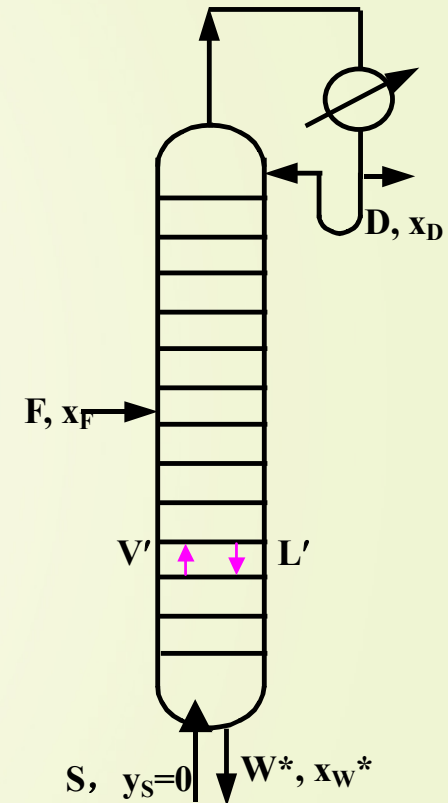
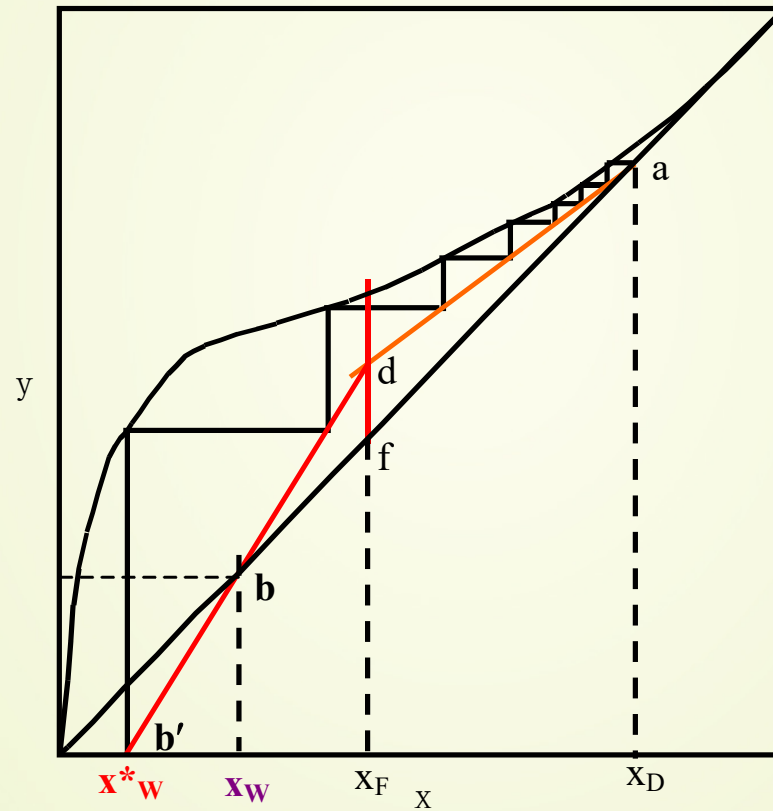
$$L' = W^*$$



3. 直接蒸汽加热流程

与间接蒸汽加热流程的计算相比:

(3) 理论板数 多一些



乙醇-水精馏体系直接蒸汽加热流程的 M-T 图解示意

3. 直接蒸汽加热流程

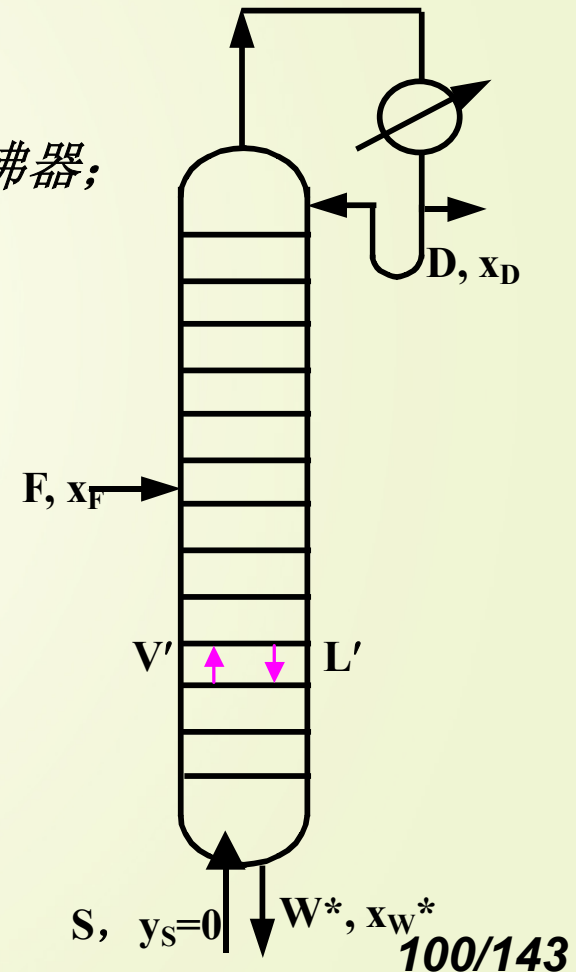
思考：与间接蒸汽加热相比，直接蒸汽加热有何优缺点？

优点：

- ◆ 用结构简单的塔釜鼓泡器代替造价昂贵的再沸器；
- ◆ 加热蒸汽压力较低；

缺点：

- ◆ 需要的理论板数略有增多；
- ◆ 塔釜排出更多的废液。



4. 多股加料和侧线出料流程

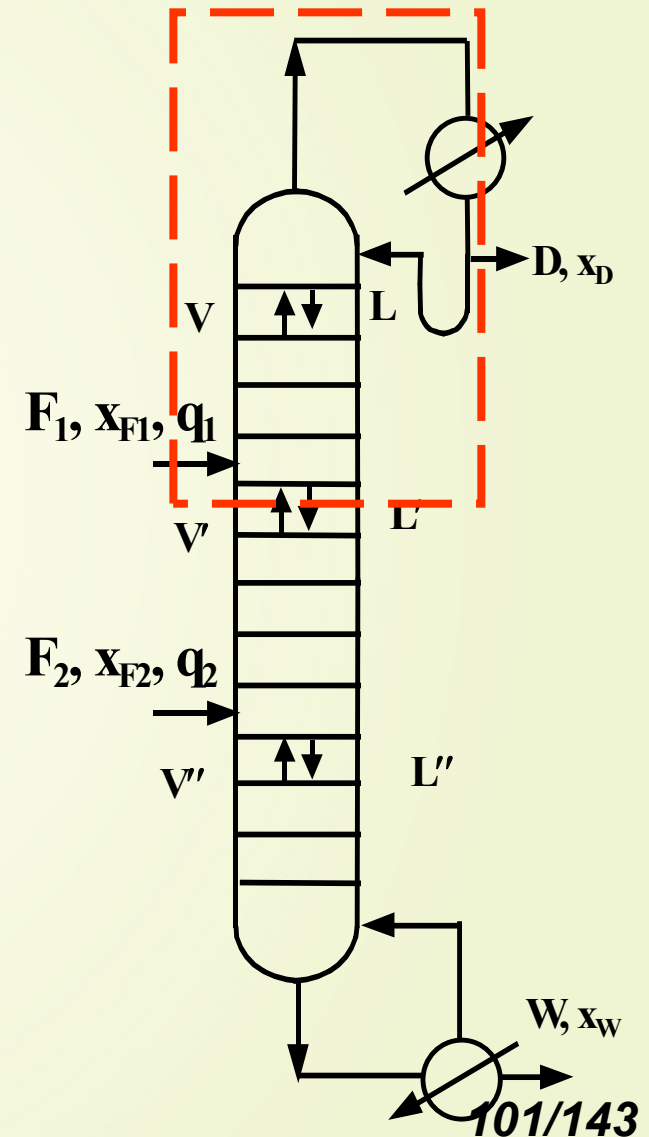
特点:

1. 精、提操作线方程不变
2. 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:

$$y = \frac{L'}{V'}x + \frac{Dx_D - F_1x_{F1}}{V'}$$

$$\begin{cases} L' = L + q_1F_1 \\ V' = V - (1 - q_1)F_1 \end{cases}$$

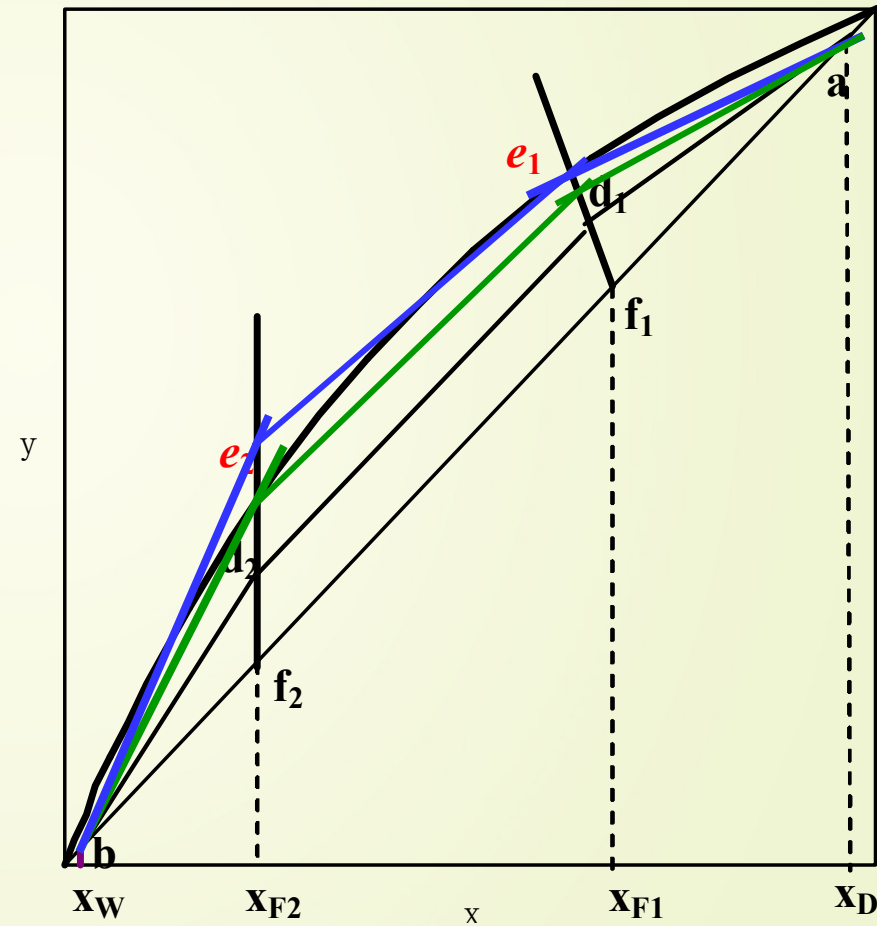
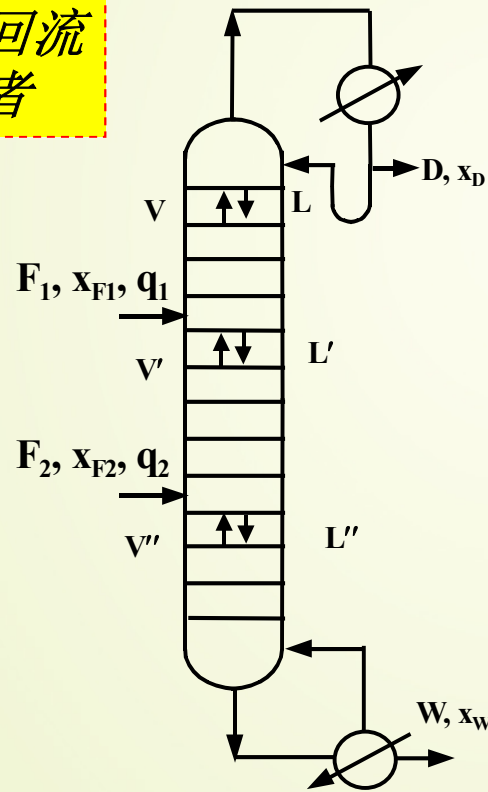
$$\begin{cases} L'' = L' + q_2F_2 \\ V'' = V' - (1 - q_2)F_2 \end{cases}$$



4. 多股加料和侧线出料流程

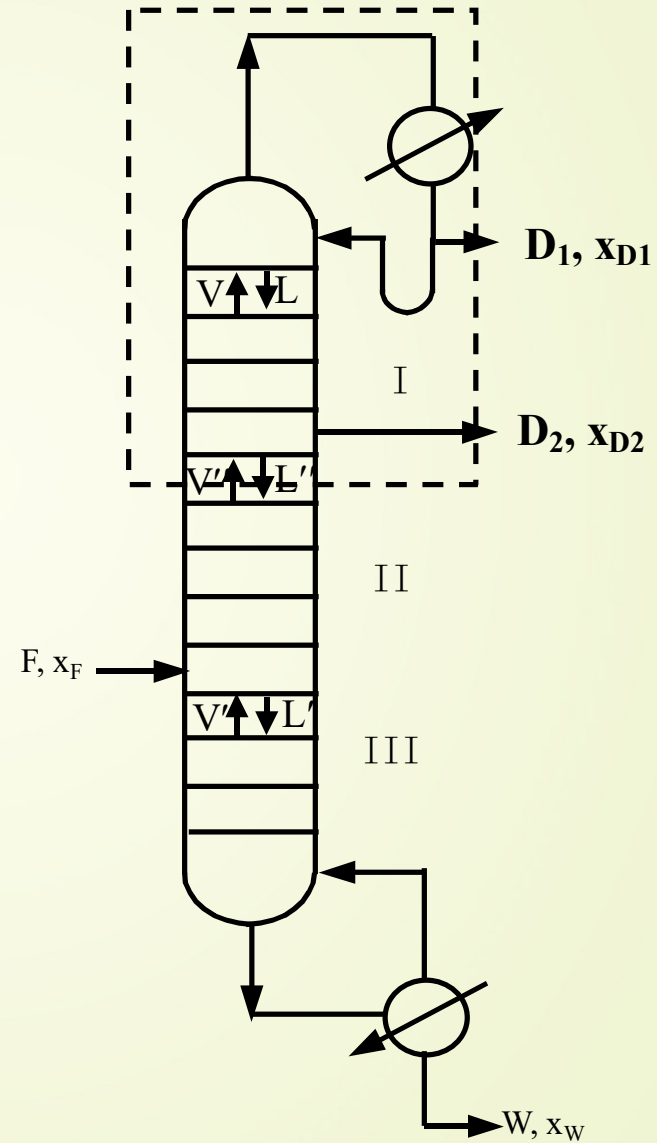
思考：当多股进料时，如何确定最小回流比？

取 e_1 、 e_2 对应下的最小回流比中较大者



4. 多股加料和侧线出料流程

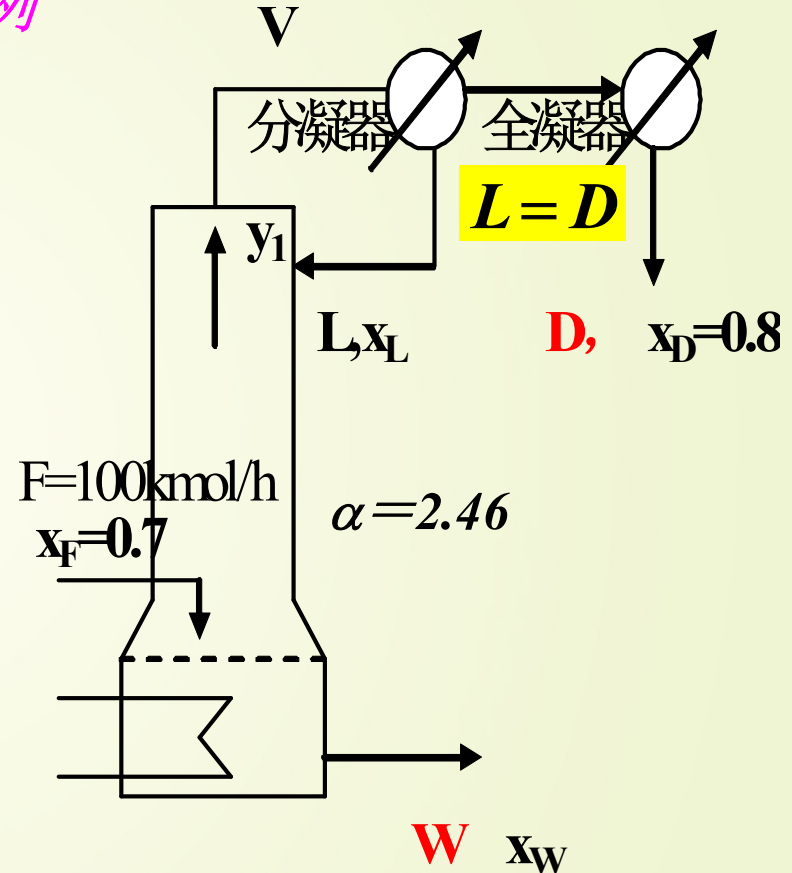
侧线出料流程：
与多股进料相似。



习题课

分凝器流程举例

【例1】苯、甲苯两组分混合物用如图所示的釜进行常压连续蒸馏加以分离（无塔板），料液直接加入釜中，进料量为 100kmol/h ，其组成 $x_{\text{苯}}=0.7$ ，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 $\alpha=2.46$ 。



分凝器流程举例

【解】

$$x_D = \frac{\alpha x_L}{1 + (\alpha - 1)x_L} = \frac{2.46x_L}{1 + 1.46x_L}$$

→ $x_L = 0.619$

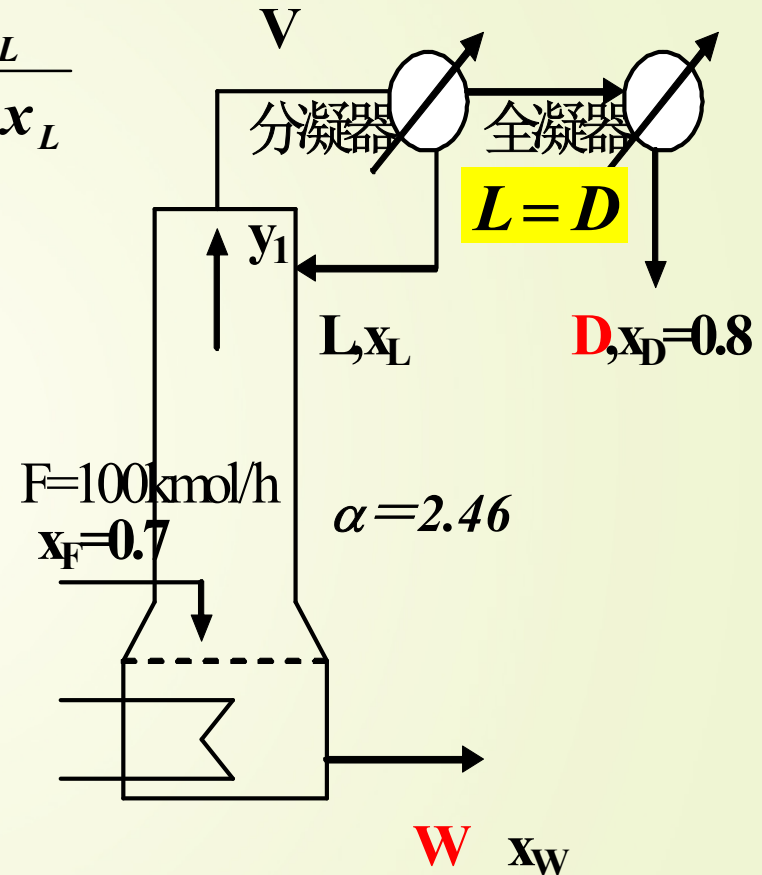
$$y_1 = \frac{R}{R+1}x_L + \frac{x_D}{R+1}$$

→ $R = 1$

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

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

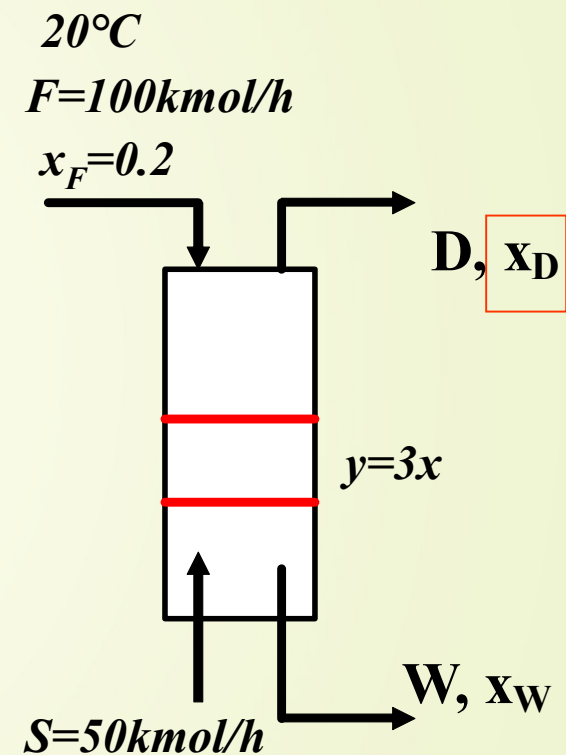
$$\begin{cases} D = \frac{F(x_F - x_W)}{x_D - x_W} = 66.78 \text{ kmol/h} \\ W = F - D = 33.22 \text{ kmol/h} \end{cases}$$



直接蒸汽加热的回收塔流程举例

【例2】如图所示，用有两块理论板（包括塔釜）的精馏塔提取水溶液中易挥发组分，饱和水蒸汽 $S=50\text{kmol/h}$ 由塔底进入，加料组成 $x_F=0.2$ （摩尔分率，下同），温度为 20°C ， $F=100\text{kmol/h}$ ，料液由塔顶加入，无回流，试求塔顶产品浓度 x_D 及易挥发组分的回收率。

在本题范围内平衡关系可表示为 $y=3x$ ，液相组成为 $x=0.2$ 时，泡点为 80°C ，比热为 $100\text{kJ/kmol}\cdot^\circ\text{C}$ ，汽化潜热 40000kJ/kmol 。



直接蒸汽加热的回收塔流程举例

求塔顶产品浓度 x_D 及易挥发组分的回收率

【解】
$$q = \frac{h_V - h_F}{h_V - h_L} = \frac{r + c_p(t_b - t_F)}{r} = 1 + \frac{c_p(t_b - t_F)}{r}$$

$$= 1 + \frac{100 \times (80 - 20)}{40000} = 1.15$$

泡点为 80°C
比热为 $100\text{kJ}/\text{kmol}\cdot^\circ\text{C}$ ，
汽化潜热 $40000\text{kJ}/\text{kmol}$ 。

恒摩尔流假定： $W = L' = RD + qF = 0 + 100q$

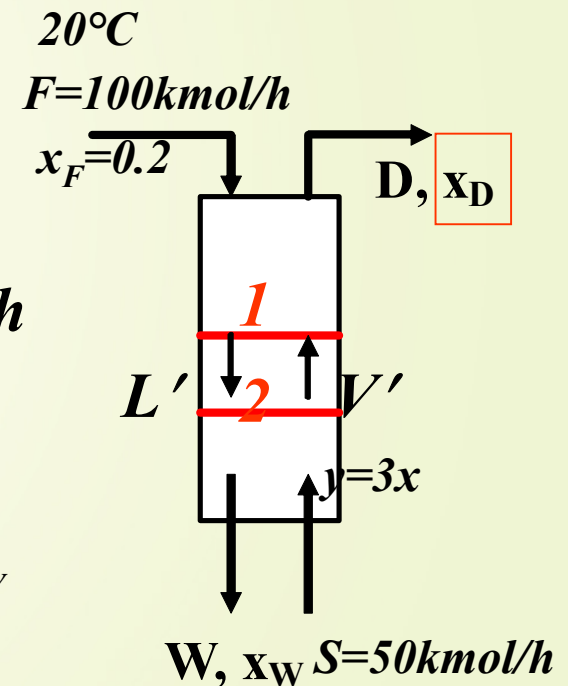
$$= 1.15 \times 100 = 115\text{ kmol/h}$$

全塔物料衡算：

$$\begin{cases} F + S = D + W \\ Fx_F = Dx_D + Wx_W \end{cases} \Rightarrow \begin{cases} 100 + 50 = D + W \\ 100 \times 0.2 = Dx_D + Wx_W \end{cases}$$

$\Rightarrow D = 100 + 50 - 115 = 35\text{ kmol/h}$

$$x_D = 0.571 - 3.286x_W \quad \text{----- (1)}$$



直接蒸汽加热的回收塔流程举例

逐板计算： 恒摩尔流假定

$$y_{n+1} = \frac{L'}{V'} x_n - \frac{Wx_W}{V'} = \frac{115}{50} x_n - \frac{115 \times x_W}{50} = 2.3(x_n - x_W)$$

$$y_1 = x_D \quad x_1 = \frac{y_1}{3} = \frac{x_D}{3}$$

$$y_2 = 2.3(x_1 - x_W) = 2.3 \left(\frac{x_D}{3} - x_W \right)$$

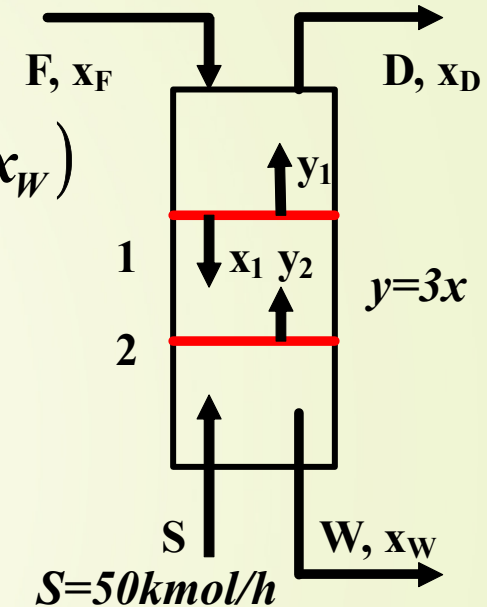
$$= 0.767x_D - 2.3x_W$$

$$x_W = \frac{y_2}{3} = \frac{0.767x_D - 2.3x_W}{3} = 0.256x_D - 0.767x_W$$

➔ $x_W = 0.145x_D$ --- (2)

$$x_D = 0.571 - 3.286x_W$$
 ----- (1)

联立求解式1、2得：



直接蒸汽加热的回收塔流程举例

$$x_D = 0.387$$

$$x_W = 0.056$$

$$\text{易挥发组分的回收率}\eta = \frac{Dx_D}{Fx_F} = \frac{35 \times 0.387}{100 \times 0.2} = 67.7\%$$

作业:

[返回目录](#)

八、精馏塔的热量衡算

回忆： 精馏是利用回流手段、经过多次平衡级，使物系实现高纯度分离的操作。

每一个平衡级不需要外部提供能量。

实际上，若塔身无热损失，**塔板上**的确不需要外加热量。

但是，精馏所必需的汽相流的产生却需要大量热量（由塔底加入）；而精馏所必需的液相流的产生必须在塔顶移走大量热量。

因此，精馏是一个高能耗的单元操作。

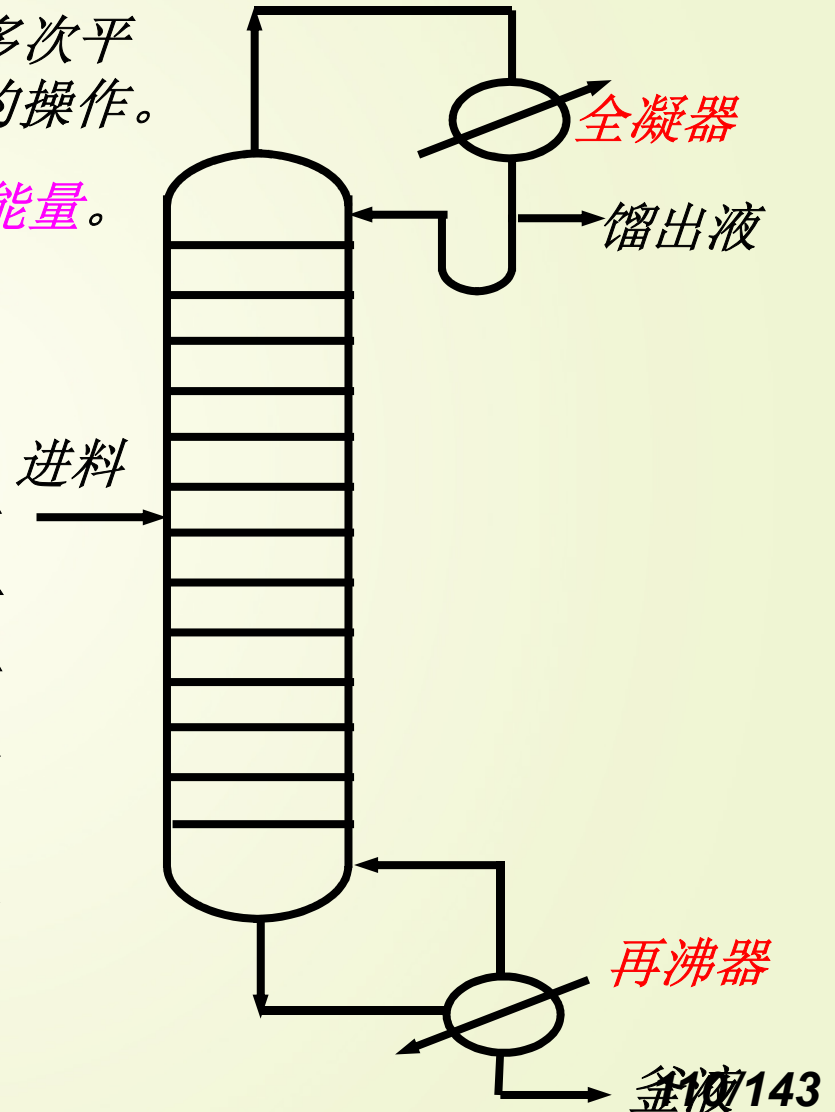


表 3-10 英国化学工业中能耗的细目

操 作	用能项目 %						占总能的 %
	制药	染料和颜料	树脂、塑料和橡胶	无机	有机	其他	
加热	36	40	42	52	35	38	40
蒸发	0	1	3	7	3	3	4
蒸馏	15	4	20	2	23	5	13
干燥	3	14	16	17	4	14	10
采暖	23	3	5	1	9	9	4
鼓风	2	2	3	3	1	2	2
驱动电机	1	3	2	4	1	2	2
冷冻	6	3	2	2	8	2	5
压缩	6	4	3	3	16	18	10
混合	5	5	2	1	1	2	2
泵送	2	3	2	7	7	4	6
粉碎	0	18	0	1	0	1	2

八、精馏塔的热量衡算

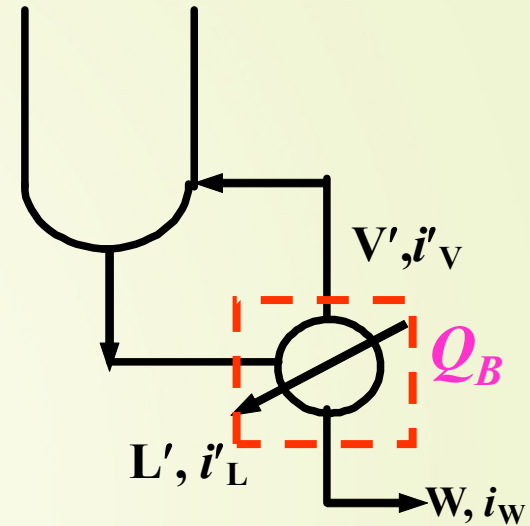
1. 再沸器的热负荷

对再沸器作热量衡算得:

$$Q_B = V' i'_V + W i_W - L' i'_L$$

近似假定, $i_W \approx i'_L$, 于是

$$Q_B \approx V' (i'_V - i'_L) \approx V' r_W$$



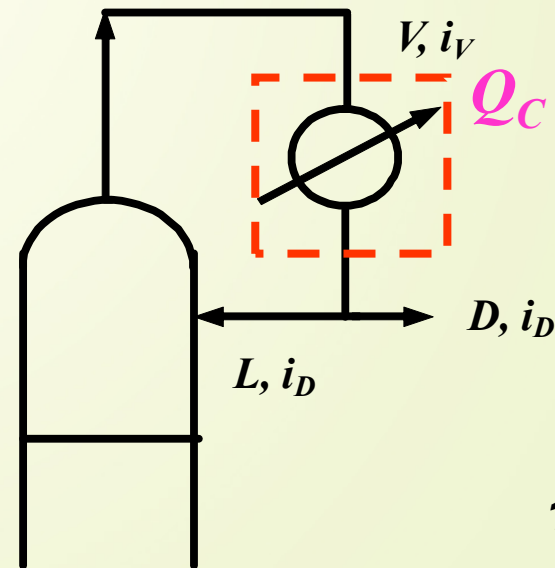
2. 冷凝器的热负荷

对冷凝器作热量衡算得:

$$Q_C = V i_V - D i_D - L i_D$$

$$= V (i_V - i_D)$$

$$\approx V r_D$$



八、精馏塔的热量衡算

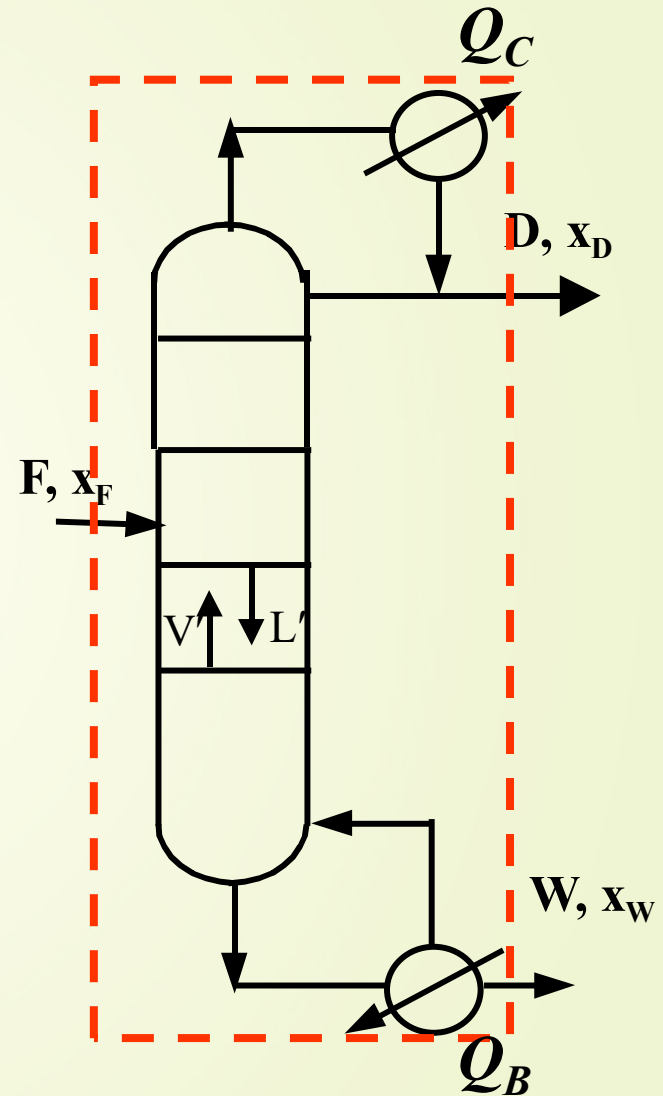
3. 全塔热量衡算

$$Q_F + Q_B = Q_C + Q_D + Q_W + Q_l$$

通常 Q_F 、 Q_D 、 Q_W 数值较小，
可忽略不计，于是

$$Q_B \approx Q_C + Q_l$$

若 Q_l 忽略，则 $Q_B \approx Q_C$



九、填料精馏塔的填料层高度

$$HETP = \frac{h_0}{N}$$

$$\Rightarrow h_0 = HETP \cdot N$$

等板高度

Height **E**quivalent of a **T**heoretical **P**late

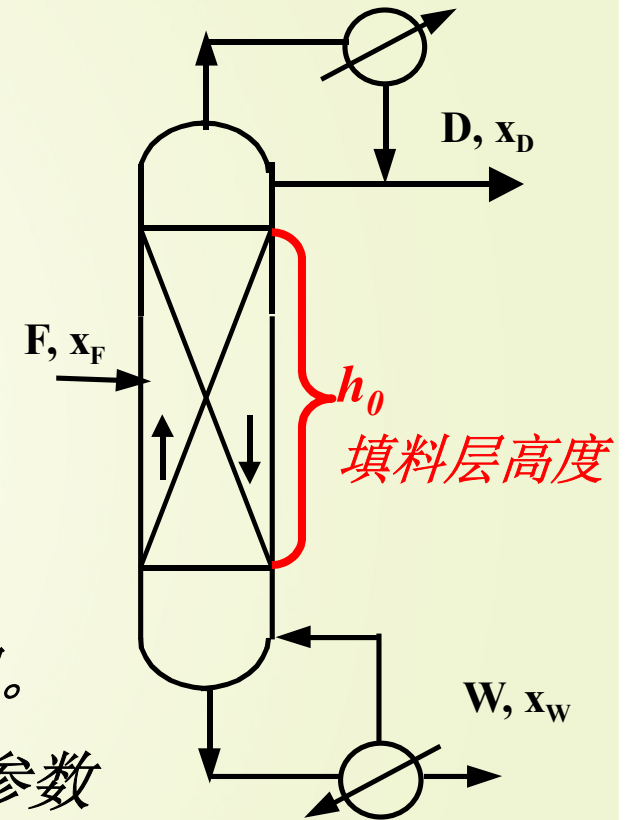
----分离效果相当于一层理论板的一段
填料层高度，单位m。
需由实验测定（经验式）。

影响HETP的因素：与影响 H_{OG} 的因素相同。

流动状况，物性参数、填料特性和操作参数

思考：等板高度大好还是小好？

等板高度愈小，说明填料层的传质分离效果愈好



第五节 其他精馏方式

前面介绍的精馏方式称为普通精馏。

其他精馏方式:

水蒸汽精馏-----溶液不溶于水且沸点较高或具有热敏性;

间歇精馏----- 原料每批浓度、量不定;

特殊精馏----- 溶液的 $\alpha=1$ 或非常接近1;

反应精馏----- 生产过程有化学反应, 同时又需
要对产物进行精制。

第五节 其他精馏方式

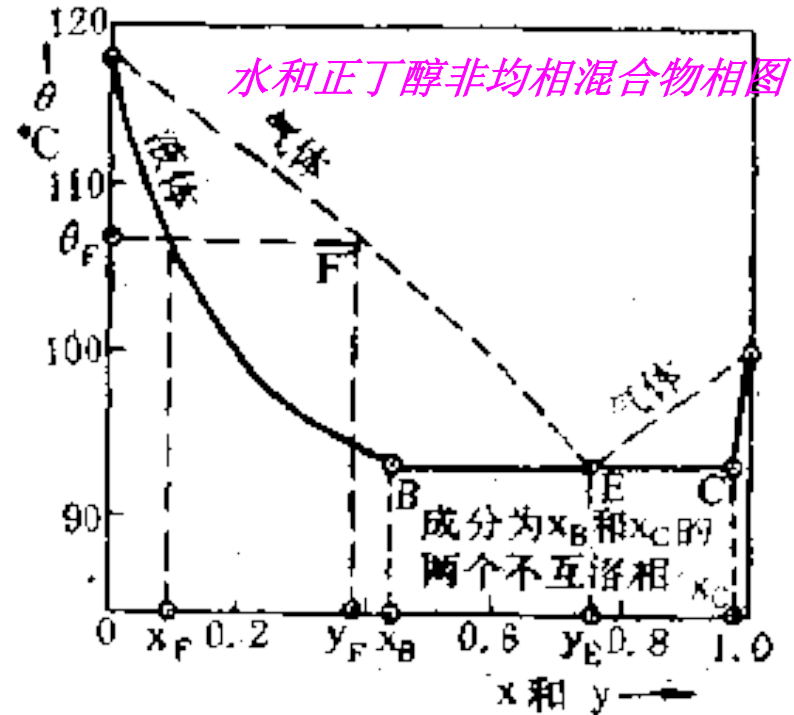
- 水蒸汽蒸馏
- 间歇精馏
- 特殊精馏
- 反应精馏

一. 水蒸汽蒸馏

定义：将水蒸汽直接通入不溶于水的物系进行蒸馏。

例1：常压下，
水的沸点：100°C
苯的沸点：80.1°C
水-苯混合物的沸点：
69.5°C

P一定时，为什么不互溶物系的沸点比其中任一纯组分的沸点均低？



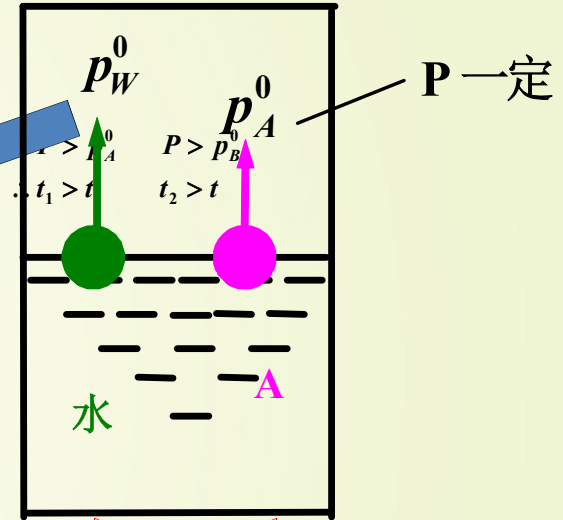
一. 水蒸汽蒸馏

P一定时，为什么不互溶物系的沸点比其中任一纯组分的沸点均低？

$$P = p_A^0 + p_W^0$$

\downarrow
 总压P下，
 纯A的沸点为 t_1
 水的沸点为 t_2

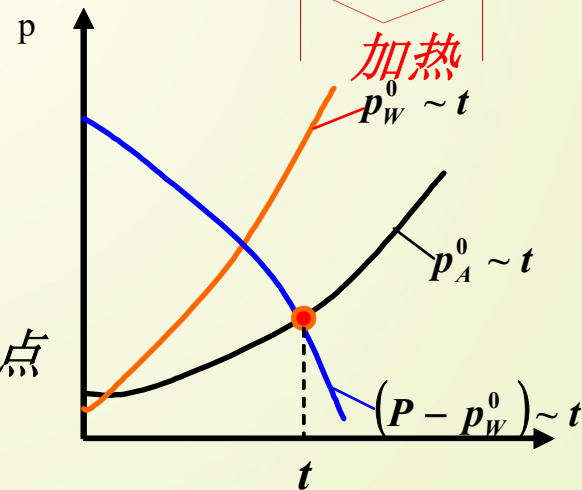
液体上方A、水的蒸汽压就是在沸点t下的饱和蒸汽压。



如何确定水蒸汽蒸馏时的沸点呢？

$$p_A^0 = P - p_W^0 = f(t)$$

找曲线 $p_A^0 \sim t$ 和曲线 $(P - p_W^0) \sim t$ 的交点



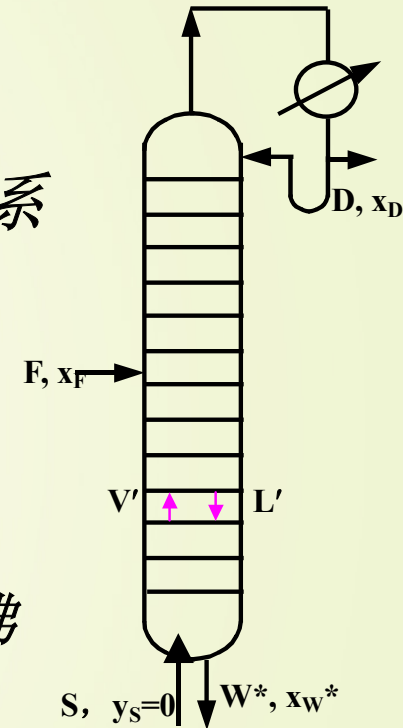
一. 水蒸汽蒸馏

适用场合:

沸点较高或高温下易分解, 且不溶于水的物系

特点:

- ◆ 降低了溶液的沸点 (比其中任一纯组分的沸点均低);
- ◆ 经冷凝、分层, 除去水分从而得到产品;
- ◆ 水蒸汽既作加热剂, 又作夹带剂。



一. 水蒸汽蒸馏

思考：直接蒸汽加热的精馏过程与水蒸汽蒸馏过程有何本质区别？通入的蒸汽作用相同否？

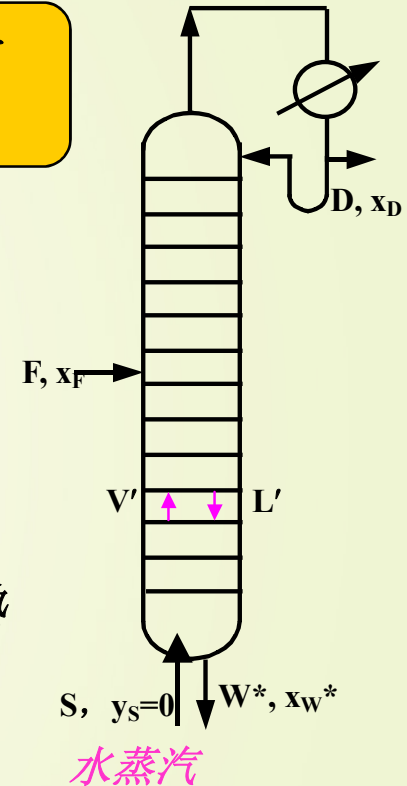
二者本质区别：

❖ 适用场合不同：

直接蒸汽加热的精馏过程用于互溶的水溶液，
水蒸汽蒸馏过程用于与水不互溶的溶液。

❖ 通入的蒸汽作用不同：

前者中的水蒸汽主要为加热剂，而后者既是加热剂、又是夹带剂。



第五节 其他精馏方式

- 水蒸汽蒸馏
- 间歇精馏
- 特殊精馏
- 反应精馏

二. 间歇精馏

适用场合:

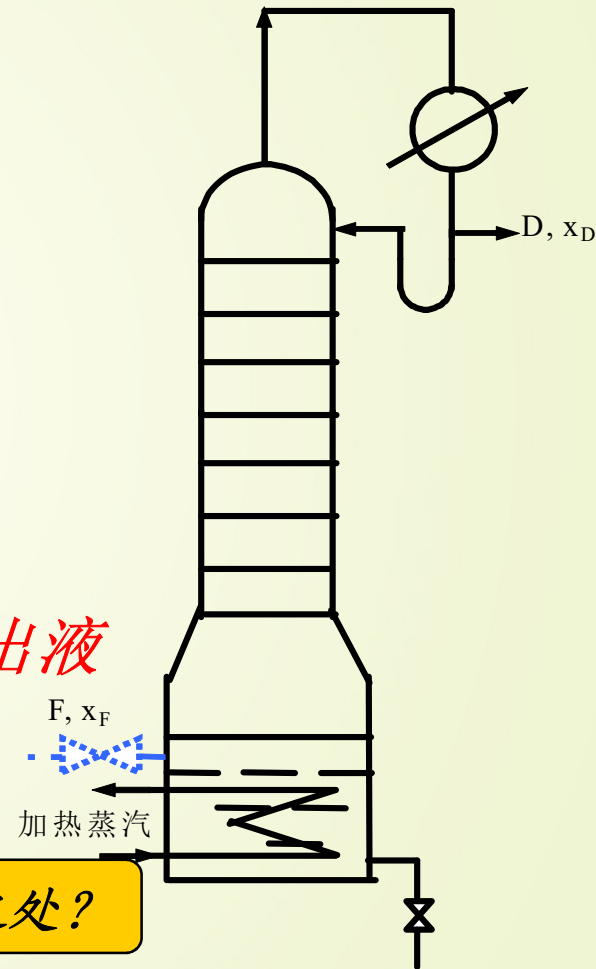
原料每批浓度、量不定;

特点:

- ① 不稳定;
- ② 只有精馏段, 没有提馏段

间歇精馏通常有恒回流比、恒馏出液组成这两种操作方式。

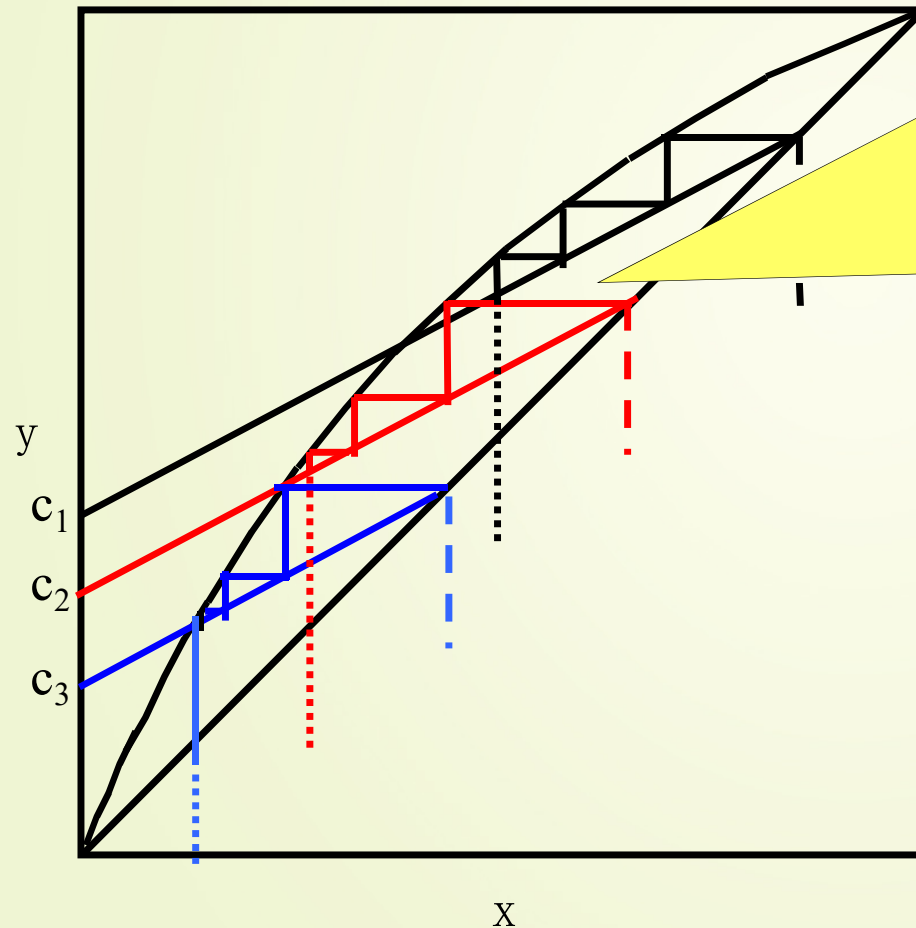
思考: 间歇精馏与简单蒸馏有何相同和不同之处?



间歇精馏流程简图

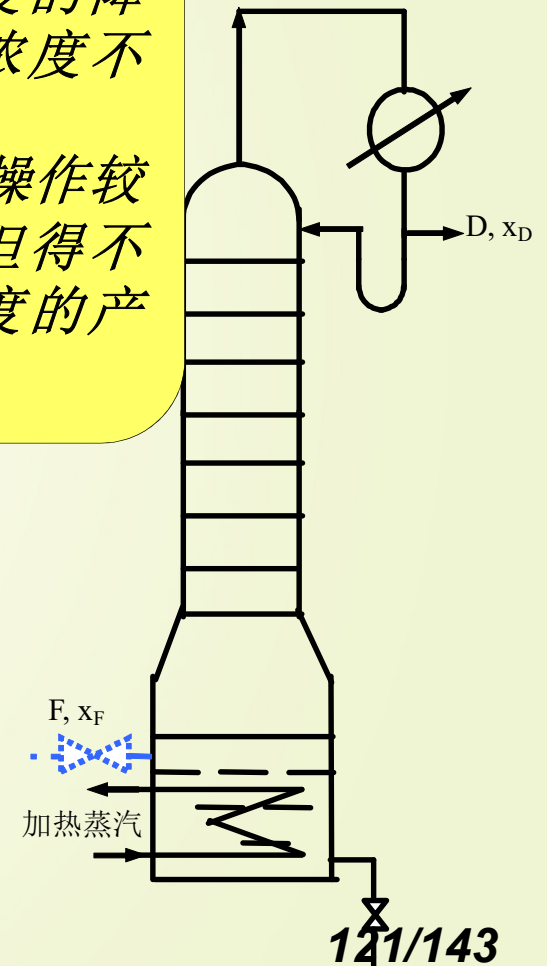
二. 间歇精馏

1. 恒回流比操作



回流比不变，塔板数不变。但随着塔底浓度的降低，塔顶浓度不断降低。

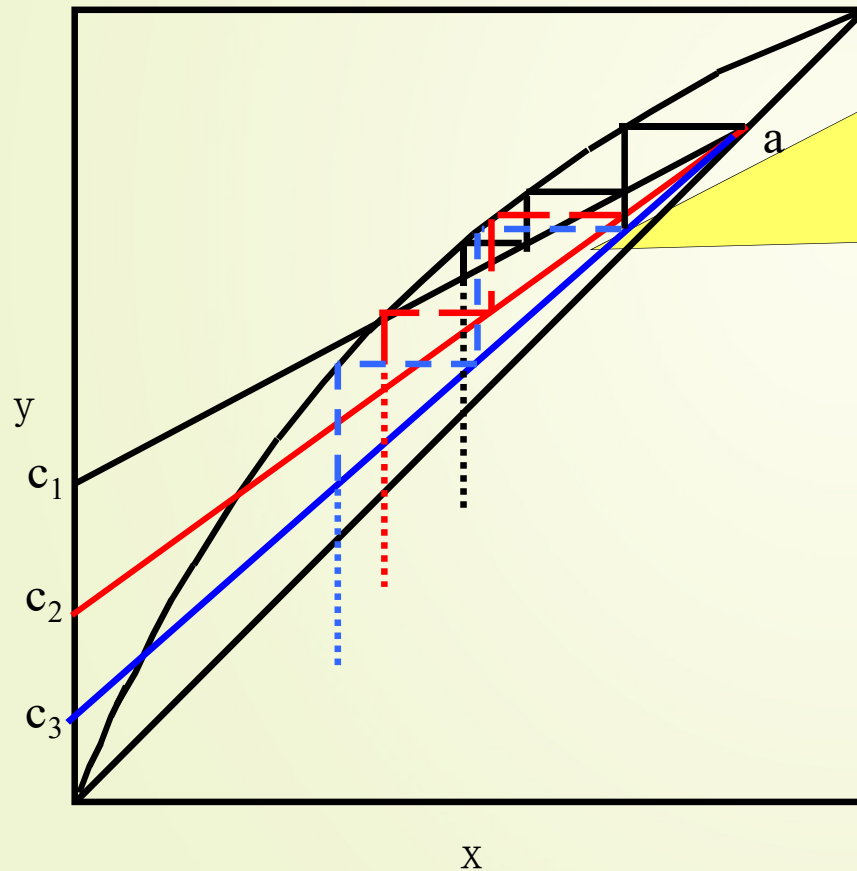
这种方式操作较为方便，但得不到较高浓度的产品。



间歇精馏流程简图

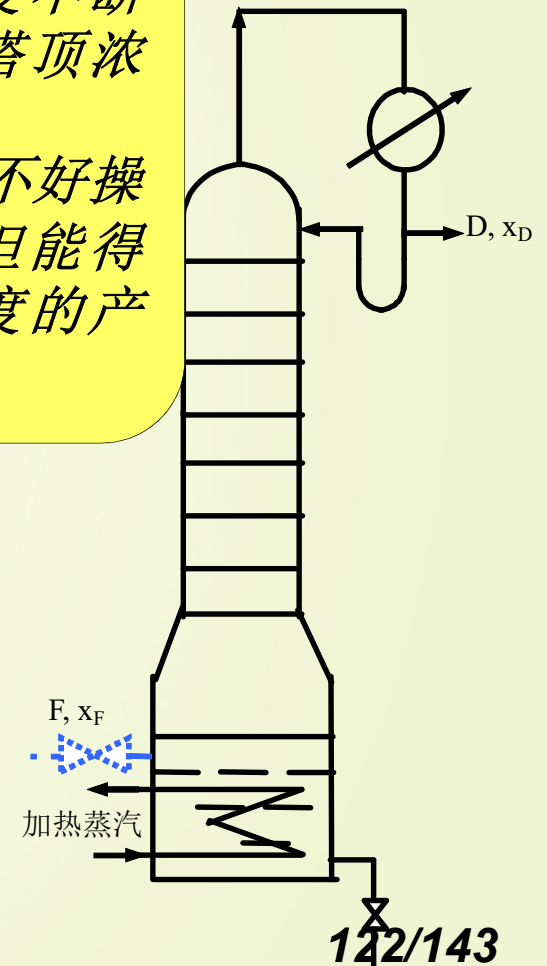
二. 间歇精馏

2. 恒馏出液组成操作



回流比不断变大，塔板数不变。虽然塔底浓度不断降低，但塔顶浓度不变。

这种方式不好操作控制，但能得到较高浓度的产品。

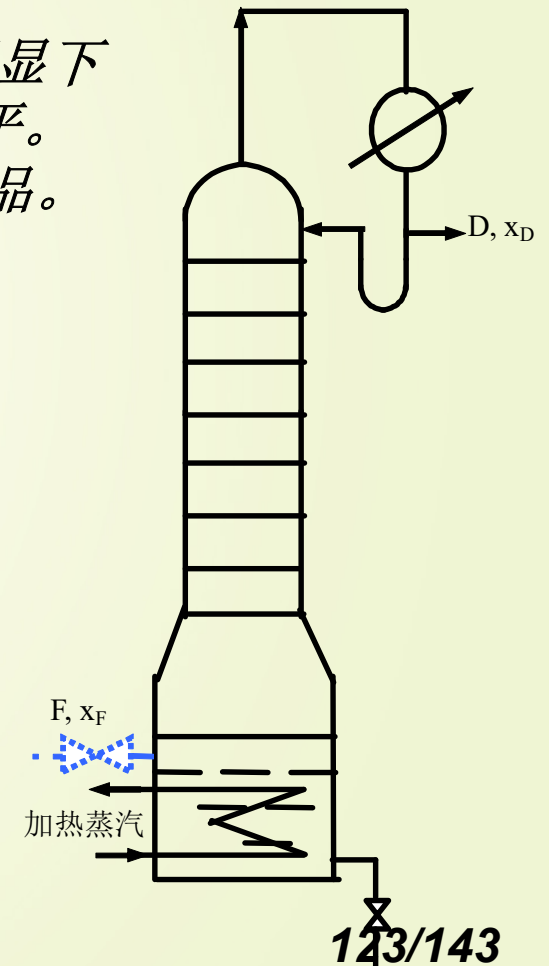
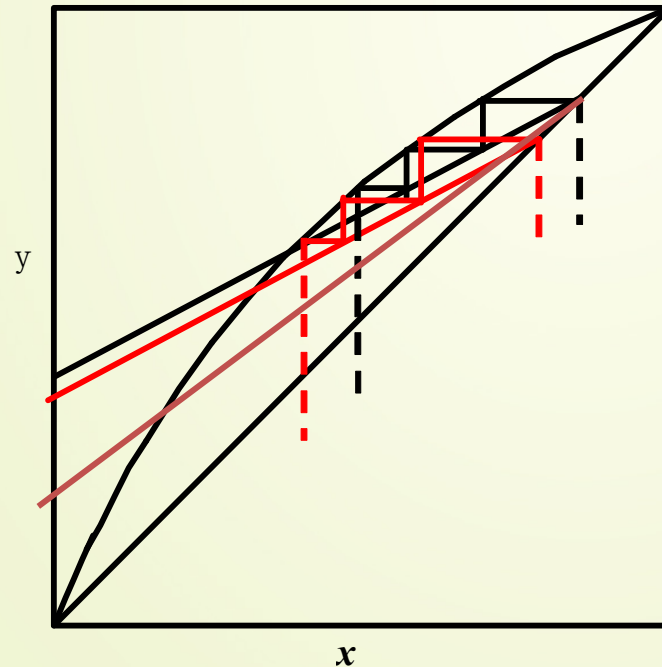


间歇精馏流程简图

二. 间歇精馏

3. 恒回流比操作+恒馏出液组成操作

在恒回流比下精馏一段时间，当塔顶浓度有明显下降后，调大回流比，使塔顶浓度基本恢复原来的水平。这种方式既好操作控制，又能得到较高浓度的产品。



间歇精馏流程简图

第五节 其他精馏方式

- 水蒸汽蒸馏
- 间歇精馏
- 特殊精馏
- 反应精馏

三. 特殊精馏

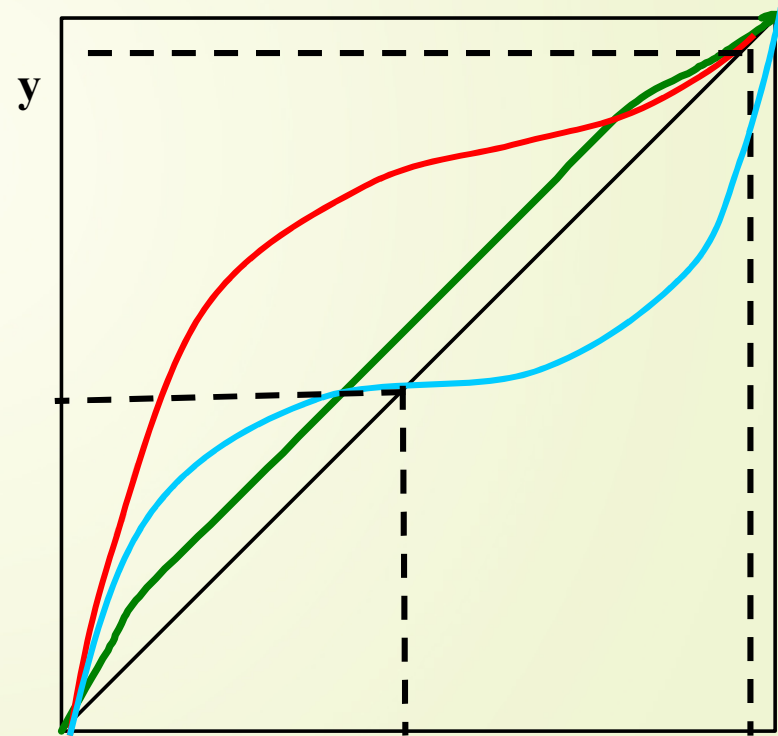
适用场合:

用于 $\alpha \rightarrow 1$ 的混合液

或 $\alpha = 1$ 的混合液

在被分离的混合液中加入**第三组分**，以改变原混合物组分间的相对挥发度，从而用精馏将它们分离。

特殊精馏 { 恒沸精馏
萃取精馏



三. 特殊精馏

1. 恒沸精馏

加入的第三组分与原溶液中的一个或者两个组分形成**最低恒沸物**，从而形成了“恒沸物-纯组分”的精馏体系，恒沸物从塔顶蒸出，纯组分从塔底蒸出，这种形式的精馏称为恒沸精馏，其中所添加的第三组分称为**恒沸剂**或者夹带剂。

例1: 乙醇-水体系

常压下沸点

乙醇	水	苯	乙醇-水恒沸物	苯-乙醇-水恒沸物
78.3°C	100°C	80.1°C	78.15°C	64.6°C

乙醇-水恒沸物组成	乙醇0.895 水0.105
苯-乙醇-水恒沸物组成	乙醇0.230 水0.226 苯0.554

加入恒沸剂苯后，水被苯从塔顶带出，塔底基本上是无水乙醇。

1. 恒沸精馏

例2：环己烷-苯体系，恒沸剂为丙酮。

常压下沸点

环己烷	苯	丙酮	环己烷-苯恒沸物	环己烷-丙酮恒沸物
80.8°C	80.1°C	56.2°C	77°C	53°C

1. 恒沸精馏

恒沸剂的选择原则:

- (1) 新的最低恒沸物沸点要与另一从塔底排出的组分要有足够大的差别，一般要求大于 10°C 。
- (2) 希望能与料液中含量较少的那个组分形成恒沸物，而且夹带组分的量要尽可能高，这样夹带剂用量较少，能耗较低。
- (3) 最好能形成非均相恒沸物，以便于回收其中的夹带剂。如乙醇-水恒沸精馏中静置分层的办法。
- (4) 还应满足其它的工业要求，如具备热稳定性、无毒、不腐蚀、来源容易、价格低廉等。

三. 特殊精馏

2. 萃取精馏

在被分离的二元混合液中加入第三组分，**沸点很高**，且该组分不与其他组分形成恒沸物，但与原溶液中 A、B 两组分的分子作用力不同，从而增大它们的相对挥发度，或打破原恒沸体系，使精馏得以进行，这种形式的精馏称为**萃取精馏**。其中所添加的第三组分称为萃取剂，精馏时**从塔底排出**。

例 1 常压下沸点

环己烷	苯	糠醛	苯酚	环己烷-苯恒沸物
80.8°C	80.1°C	161.7°C	180°C	77°C

糠醛能显著降低苯的饱和蒸汽压，而对环己烷影响不明显，使苯从易挥发组分变为难挥发组分，而且使环己烷-苯的 α 增大至2以上。

2. 萃取精馏

萃取剂的选择原则:

(1) 选择性高

加入少量萃取剂就能使原组分间的相对挥发度显著增大。

(2) 溶解度大

能和任何浓度的原溶液互溶，以避免分层，否则难以充分发挥萃取精馏的作用。

(3) 挥发性小

其沸点比混合液的其它组分高得多，以保证塔顶产品的质量，也易与另一组分分离，但沸点也不能太高，否则会造成回收困难。

(4) 具有稳定性、无毒、不腐蚀、来源容易、价格低廉等其它工业要求。

恒沸精馏与萃取精馏比较

恒沸精馏

环己烷	苯	丙酮	环己烷-苯恒沸物	环己烷-丙酮恒沸物
80.8°C	80.1°C	56.2°C	77°C	53°C

萃取精馏

环己烷	苯	糠醛
80.8°C	80.1°C	161.7°C

同一个体系即可用恒沸精馏，又可用萃取精馏。两者有何区别呢？

- ❖ 恒沸精馏操作温度低，萃取精馏操作温度高；
- ❖ 萃取剂更易找到；
- ❖ 萃取剂必须由塔顶加入，而恒沸剂无此要求。

第五节 其他精馏方式

水蒸汽蒸馏
间歇精馏
特殊精馏
反应精馏

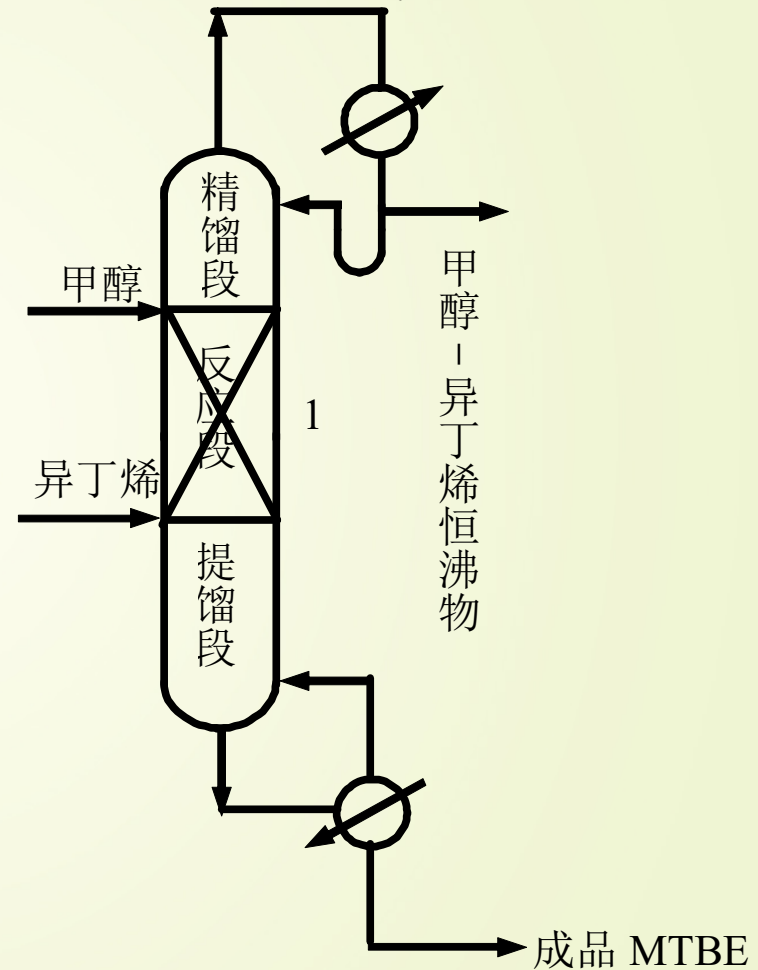
四. 反应精馏

反应+精馏在一个塔内完成。
过程很复杂，应用较少。

例：

甲醇和异丁烯在强酸性离子交换树脂上催化反应生成甲基叔丁基醚（简称为MTBE，一种无铅汽油的添加剂）。

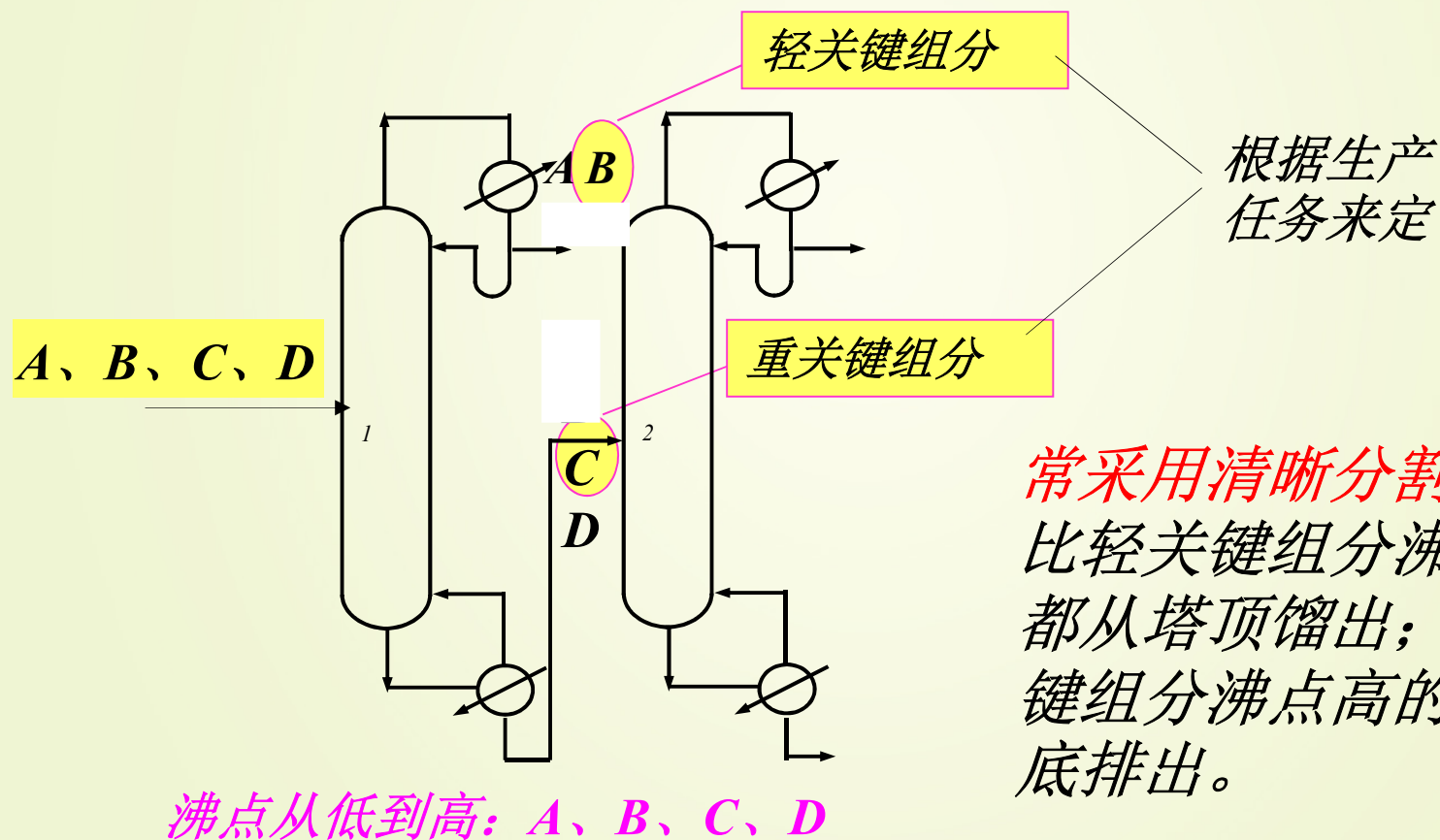
在反应段，反应的同时还有精馏，将重组分MTBE向塔底移走，从而促使反应向产物方向移动。



第六节 多元精馏

一. 特点

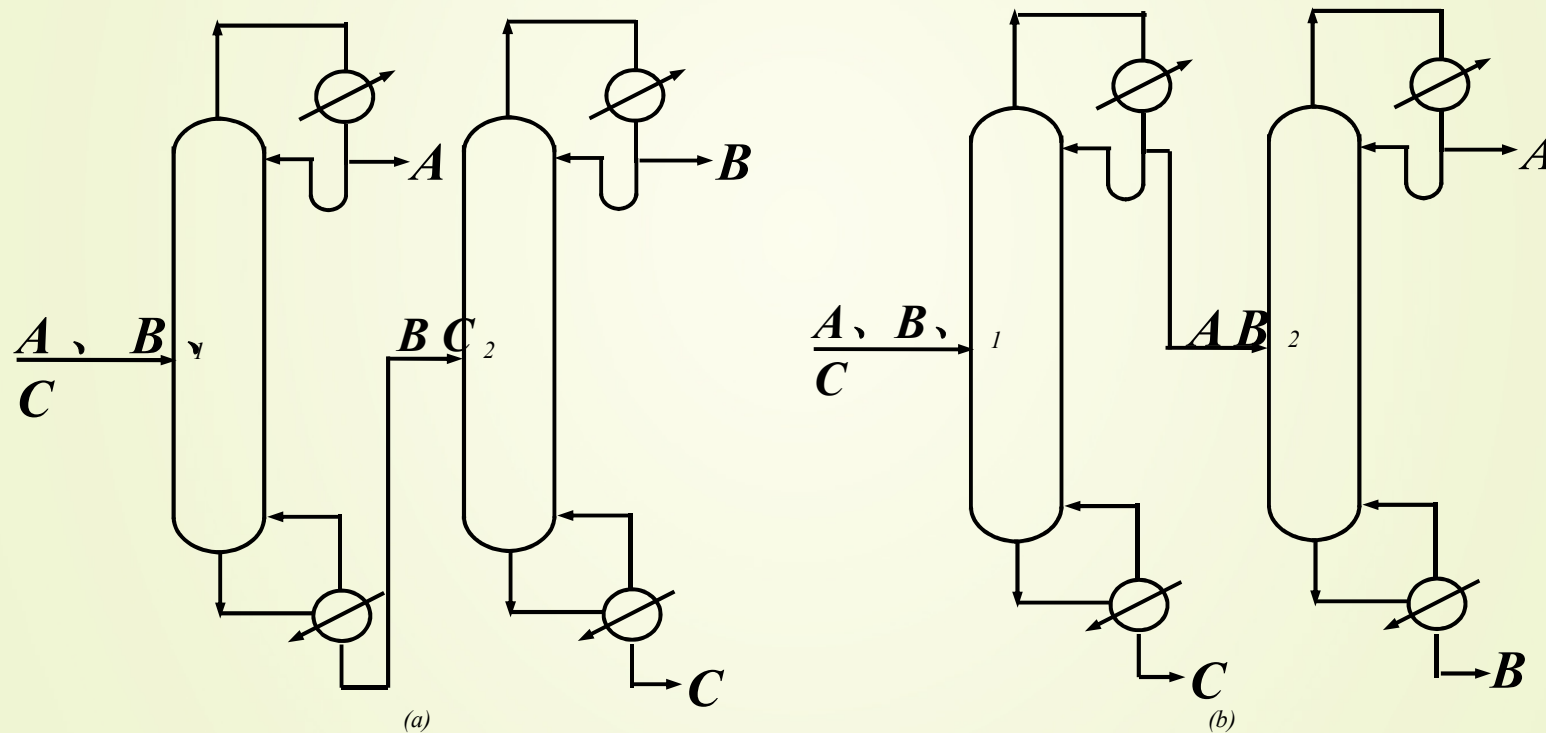
1、多元精馏原理与二元精馏相同，但计算更复杂



第六节 多元精馏

一. 特点

2. 多元精馏一般采用多塔流程，而且流程方案有多种。



三元精馏的两种流程方案

第六节 多元精馏

几个原则:

- (1) 各组分在流程中的汽化、冷凝次数应尽可能少，以降低设备的负荷和能耗。
- (2) 若存在一对较难分离的相邻组分，宜置于最后分离。因为精馏该混合物需要很多塔板，放在最后需要的塔径最小。
- (3) 对纯度要求较高的组分，最好从塔顶蒸出，因为塔底常含有少量难挥发性的杂质。
- (4) 对热敏性组分，为减少被加热的次数，应优先分离；对有强腐蚀性的组分，为避免多个设备的腐蚀，也应优先分离。

第七节 吸收过程的塔板数

逐板法
图解法

一. 解析法-----逐板法

对低浓气体, 操作线方程:

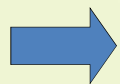
$$y_{i+1} = \frac{L}{G}(x_i - x_a) + y_a$$

相平衡关系式:

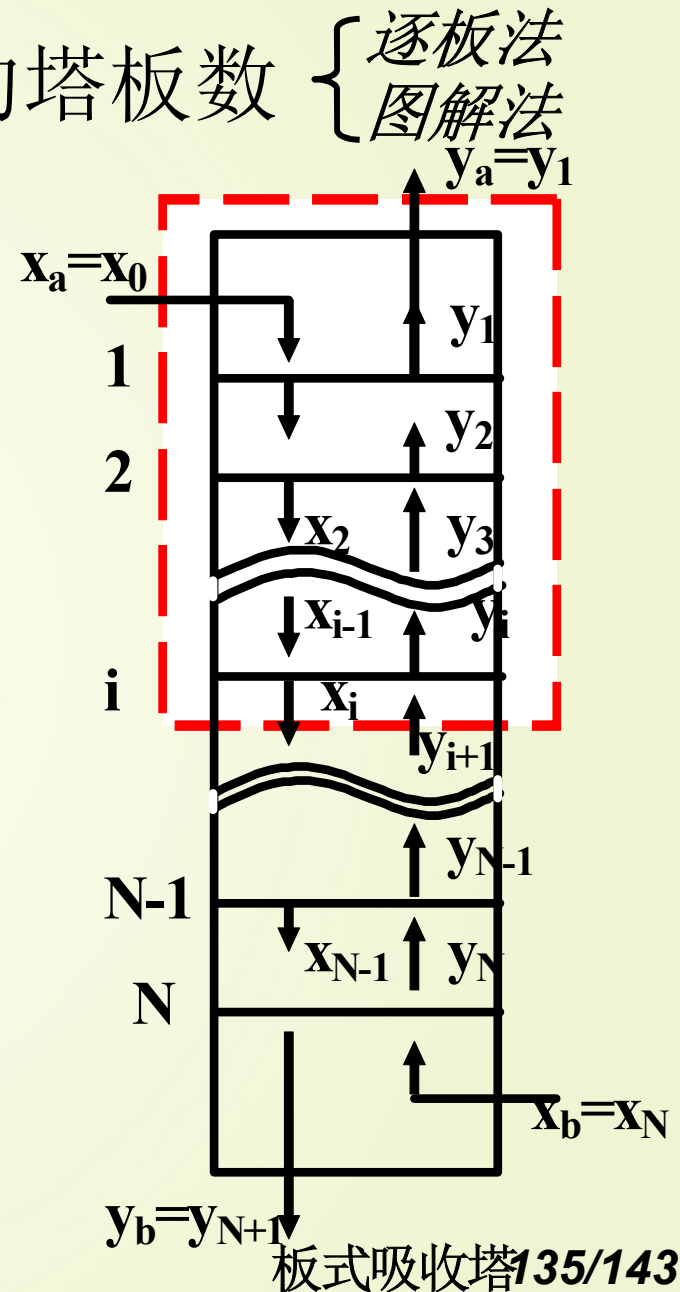
$$y = mx + b$$

逐板计算得:

$$N = \frac{1}{\ln A} \ln \left[(1 - S) \frac{y_b - y_a^*}{y_a - y_a^*} + S \right]$$



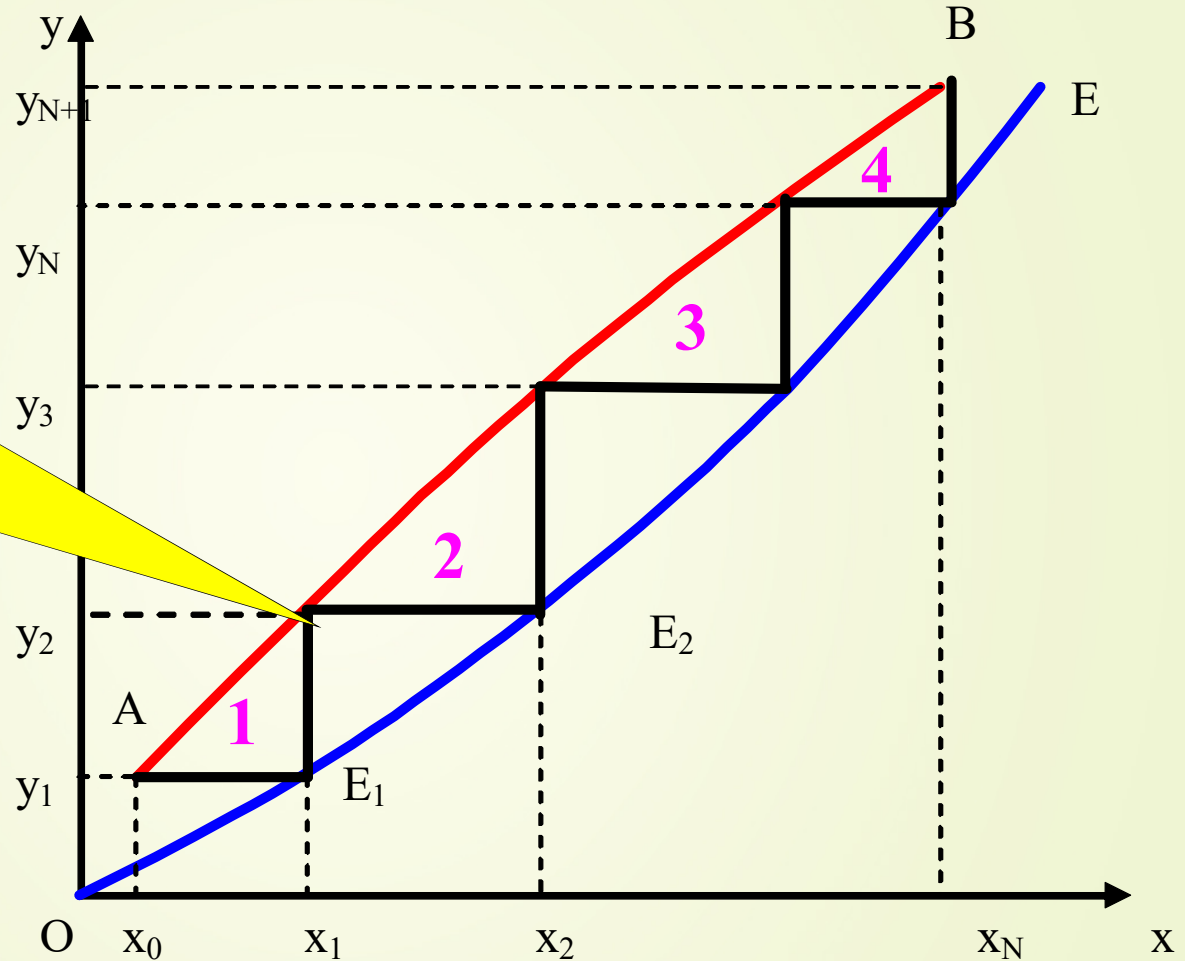
$$N = \frac{S - 1}{\ln S} N_{OG}$$



第七节 吸收过程的塔板数

二. 图解法

与精馏的M-T法一样，从A点开始，在平衡线与操作线之间画梯级，梯级数即为塔板数。



图解法求吸收理论板数

作业:

[返回目录](#)

小结

一. 概念

理想溶液

理想物系

$$\text{挥发度 } v_i = \frac{p_i}{x_i}$$

$$\text{相对挥发度 } \alpha = \frac{v_A}{v_B} = \frac{p_A/x_A}{p_B/x_B} = \frac{y_A/x_A}{y_B/x_B}$$

平衡级

理论板

恒摩尔流假定

精馏原理

梯级的物理含义

最佳位置进料

$$\text{易挥发组分回收率 } \eta_1 = \frac{Dx_D}{Fx_F} \times 100\%$$

$$\text{难挥发组分回收率 } \eta_2 = \frac{W(1-x_W)}{F(1-x_F)} \times 100\%$$

五种进料状态

$$\text{回流比 } R = \frac{L}{D}$$

单板效率

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

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

$$\text{全塔效率 } E_0 = \frac{N}{N_e}$$

等板高度

有分凝器的流程

直接蒸汽加热流程

多股进料流程

水蒸汽蒸馏

间歇精馏

特殊精馏

小结

二. 公式

1. 理想物系的相平衡关系

拉乌尔定律 $\begin{cases} p_A = p_A^0 x_A \\ p_B = p_B^0 x_B \end{cases}$

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

t~x~y 相图、y~x 相图

2.

简单蒸馏 }
平衡蒸馏 } 流程、特点、计算

小结

3. 精馏计算

$$\boxed{\text{全塔}}: \begin{cases} F = D + W \\ Fx_F = Dx_D + Wx_W \end{cases}$$

$$\boxed{\text{精}}: y_{n+1} = \frac{R}{R+1}x_n + \frac{x_D}{R+1}, \quad \begin{cases} L = RD \\ V = (R+1)D \end{cases}$$

$$R = (1.1 \sim 2)R_{\min}$$

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

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

$$q = \frac{h_V - h_F}{h_V - h_L} \begin{cases} \text{饱和液体时: } q = 1 \\ \text{饱和液、汽混合物时: } q = \text{液相分率} \\ \text{饱和蒸汽时: } q = 0 \end{cases}$$

小结

提:
$$y_{m+1} = \frac{L'}{V'} x_m - \frac{Wx_w}{V'}, \quad \begin{cases} L' = L + qF \\ V' = V + (q-1)F \end{cases}$$

理论板数 N: $\begin{cases} \text{逐板法} \\ \text{图解法} \end{cases}$