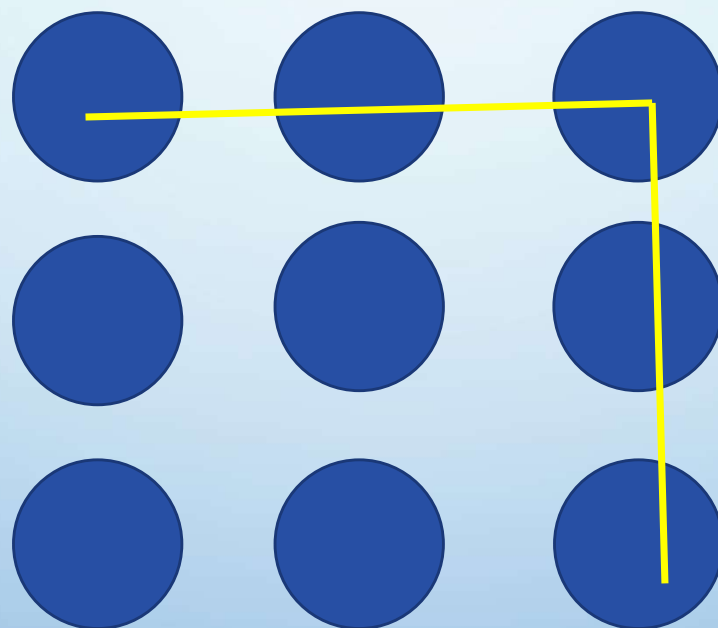


化工原理 (下)

精 馏

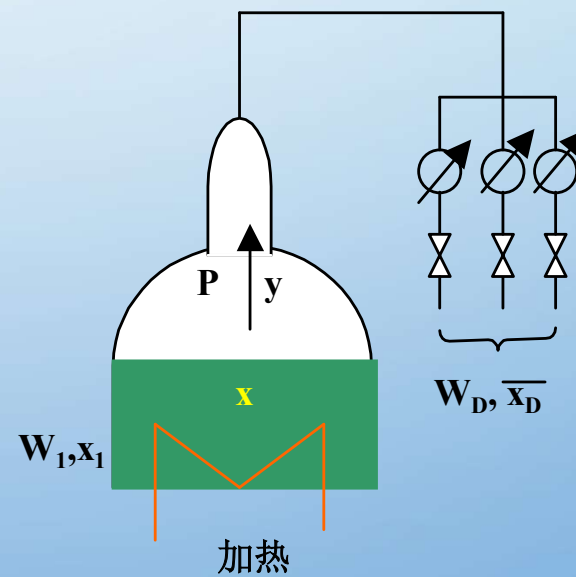
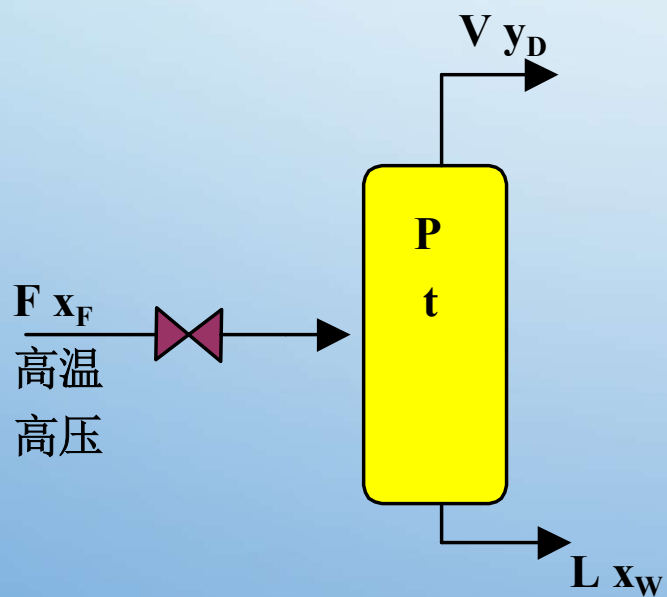
2022-3-30

请大平台手势扫码



第一组

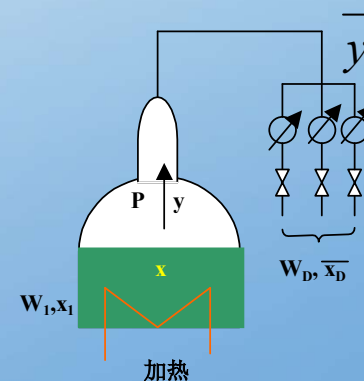
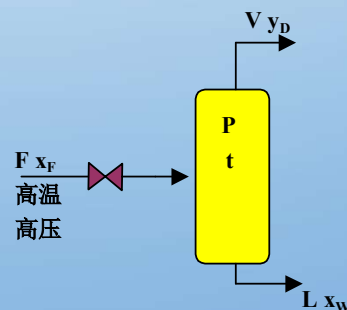
平衡蒸馏与简单蒸馏的比较



9.3 平衡蒸馏与简单蒸馏

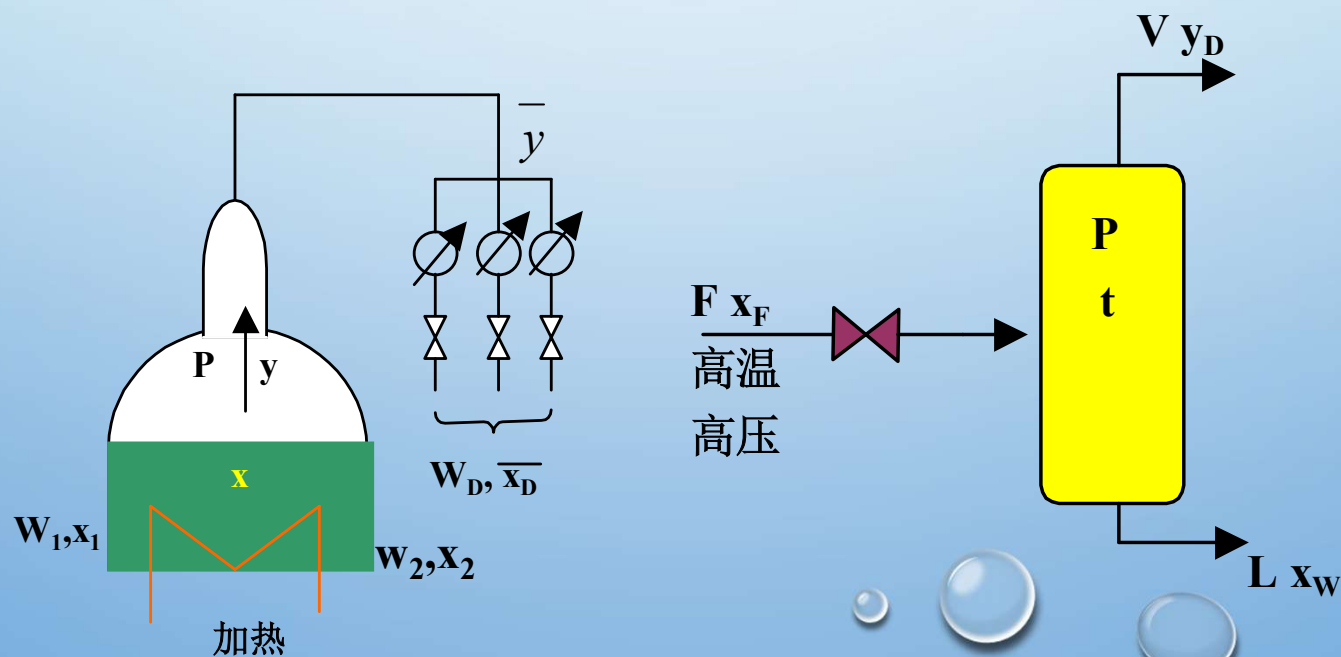
平衡蒸馏与简单蒸馏的比较

- ① 平衡蒸馏和简单蒸馏都是一级平衡，都不能实现混合物的高纯度分离；
- ② 平衡蒸馏为连续、定态过程，且 y 与 x 平衡，产量能满足，质量不能满足；
- ③ 简单蒸馏为间歇、非定态过程， \bar{y} 与 x 不平衡，但任何瞬间 y 与 x 平衡。当 x 相等时， \bar{y} 比 y 大，简单蒸馏质量能满足，但产量不能满足；
- ④ 相同的汽化率下简单蒸馏的效果优于平衡蒸馏。

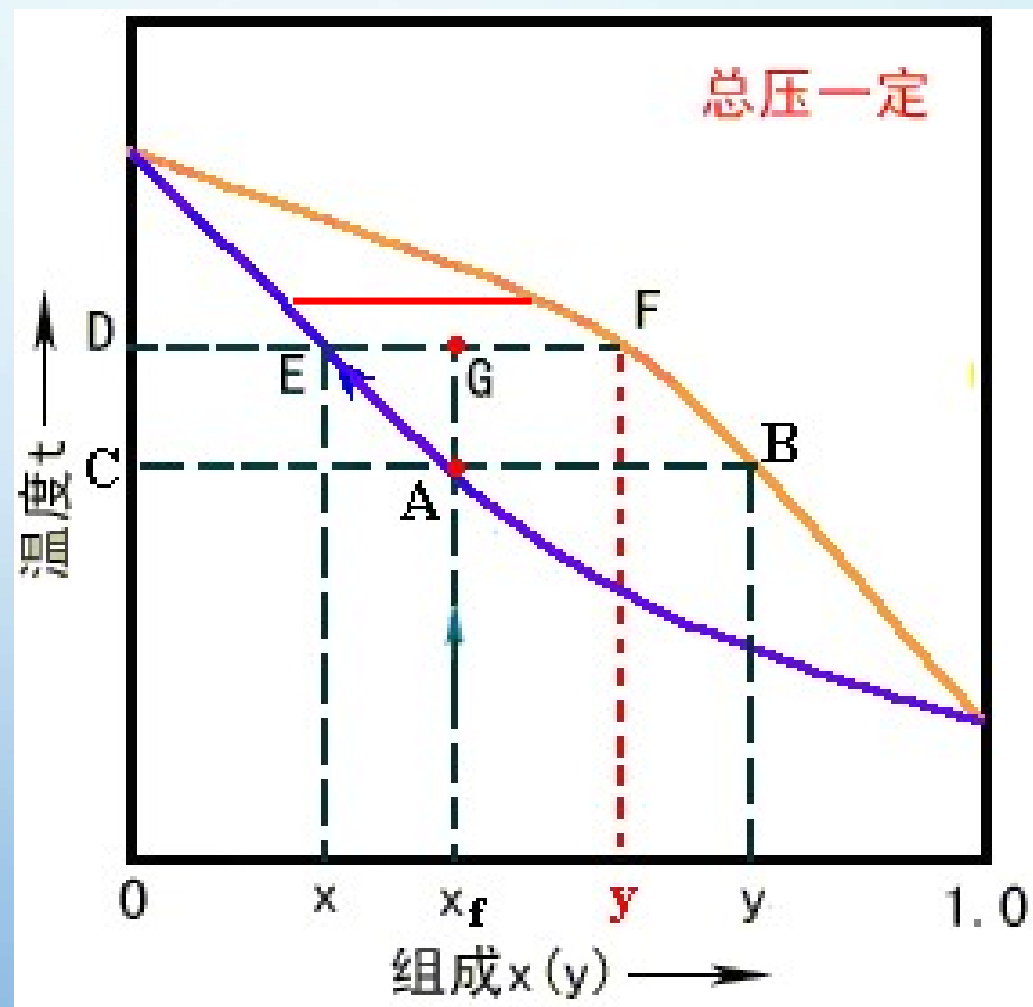


讨论

在操作压力、原料相同的条件下($x_1 = x_F$), 若平衡蒸馏的操作温度与简单蒸馏的最终温度相同, 则简单蒸馏与平衡蒸馏相比: 分离效果哪个好? 产品量孰大?



t 一定，
 x 、 y 也一定



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

t 相同则 x 、 y 相同 (1个自由度)

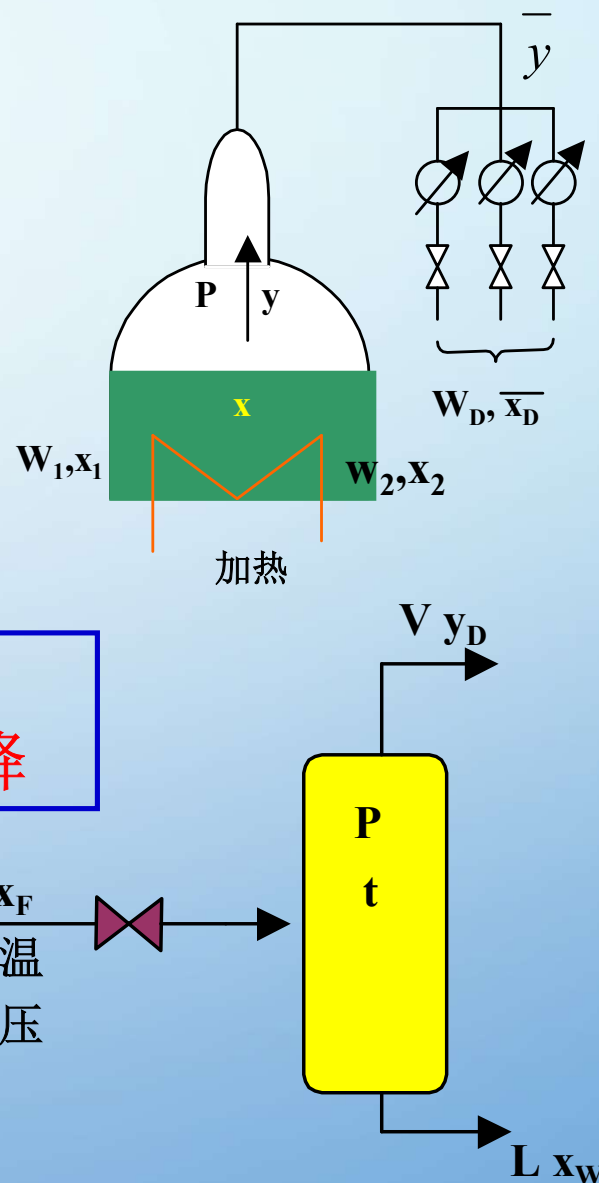
平衡蒸馏 x_w = 简单蒸馏的 x_2

平衡蒸馏 y_D = 简单蒸馏最终的 y

平衡蒸馏的 y_D 为常数，
简单蒸馏的 y 随蒸馏时间延长而下降

最终的 y 为最小值 $\therefore y_D < \bar{y}$

简单蒸馏分离效果好



最终t相同时，简单蒸馏分离效果好，产量小。

$$\text{简} \begin{cases} W_1 = W_2 + W_D \\ W_1 x_1 = W_2 x_2 + W_D \bar{x}_D \end{cases}$$

$$\bar{x}_D = \bar{y}$$

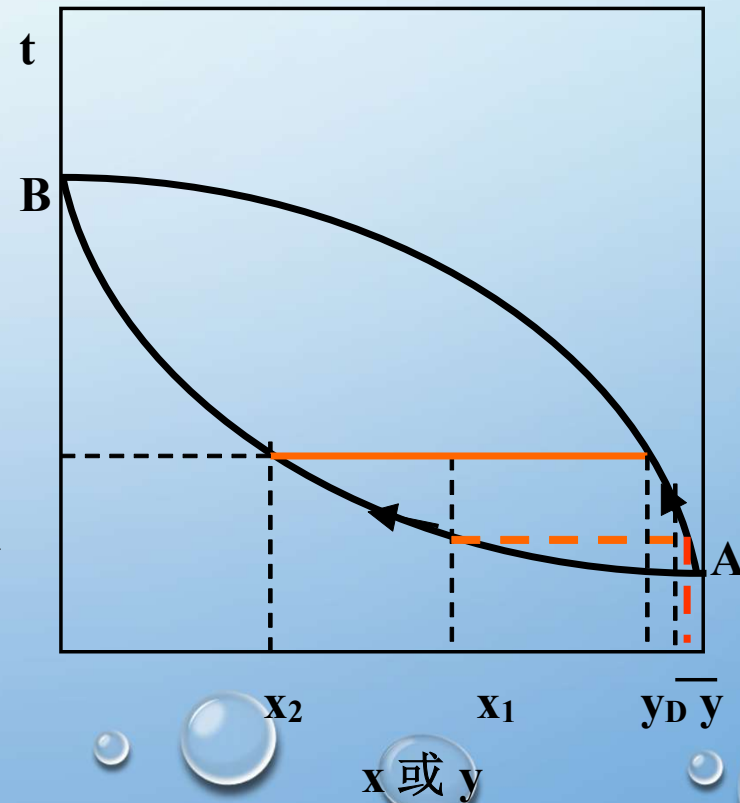
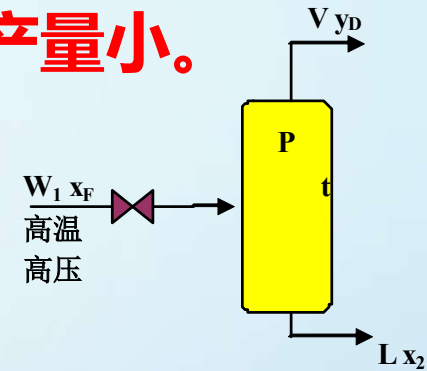
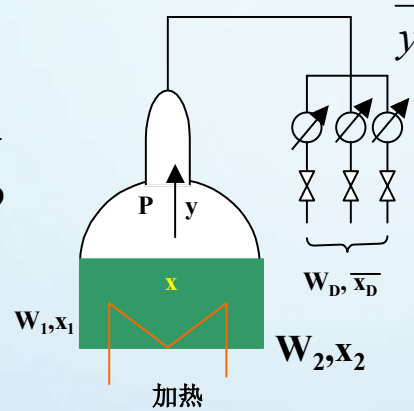
$$\rightarrow W_D = \frac{W_1(x_1 - x_2)}{\bar{y} - x_2}$$

$$\text{平} : \begin{cases} W_1 = L + V \\ W_1 x_f = L x_2 + V y_D \end{cases}$$

$$\rightarrow V = \frac{W_1(x_f - x_2)}{y_D - x_2}$$

$$y_D < \bar{y}$$

$$\rightarrow W_D < V$$



第二组

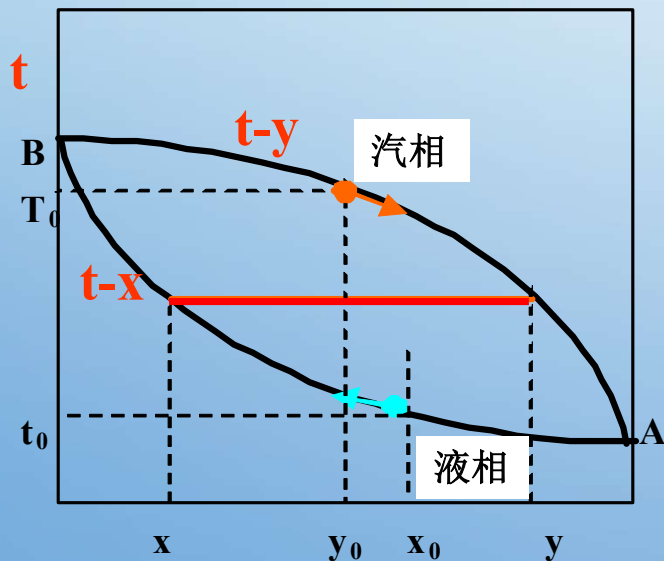
简单蒸馏/平衡蒸馏只能组分的部分增浓，如何实现高纯度分离？

9.4 精馏

平衡级概念

问题：简单蒸馏/平衡蒸馏只能组分的部分增浓，如何实现高纯度分离？

不平衡汽液两相经过足够长时间充分接触，汽相中重组分向液相传递，液相中轻组分向汽相传递，离开时，汽液两相达到了平衡，这个过程称为平衡级。

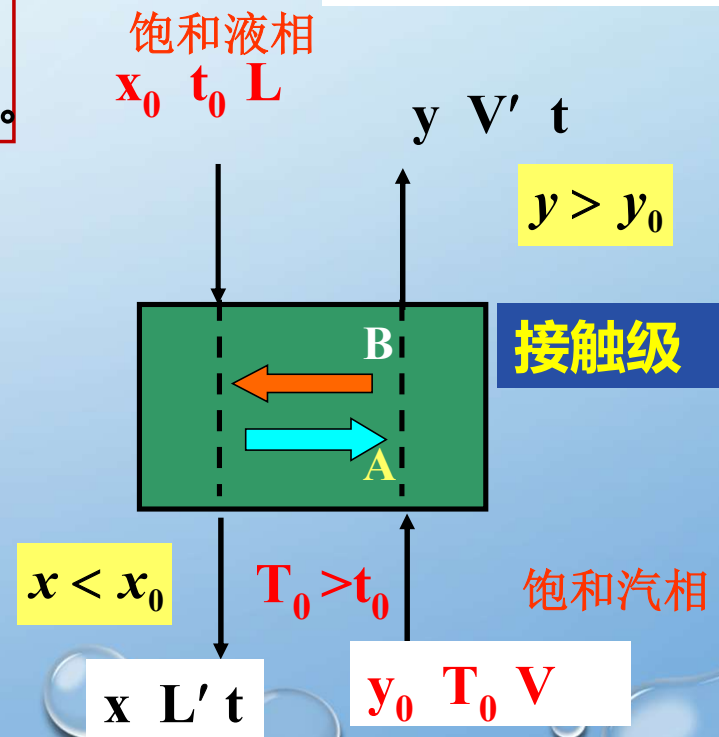


A为轻组分，
B为重组分
组成以轻组分A表示

y 和 x 的关系？

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

上升蒸气轻组分增加
下降液体轻组分减少



9.4 精馏

精馏原理

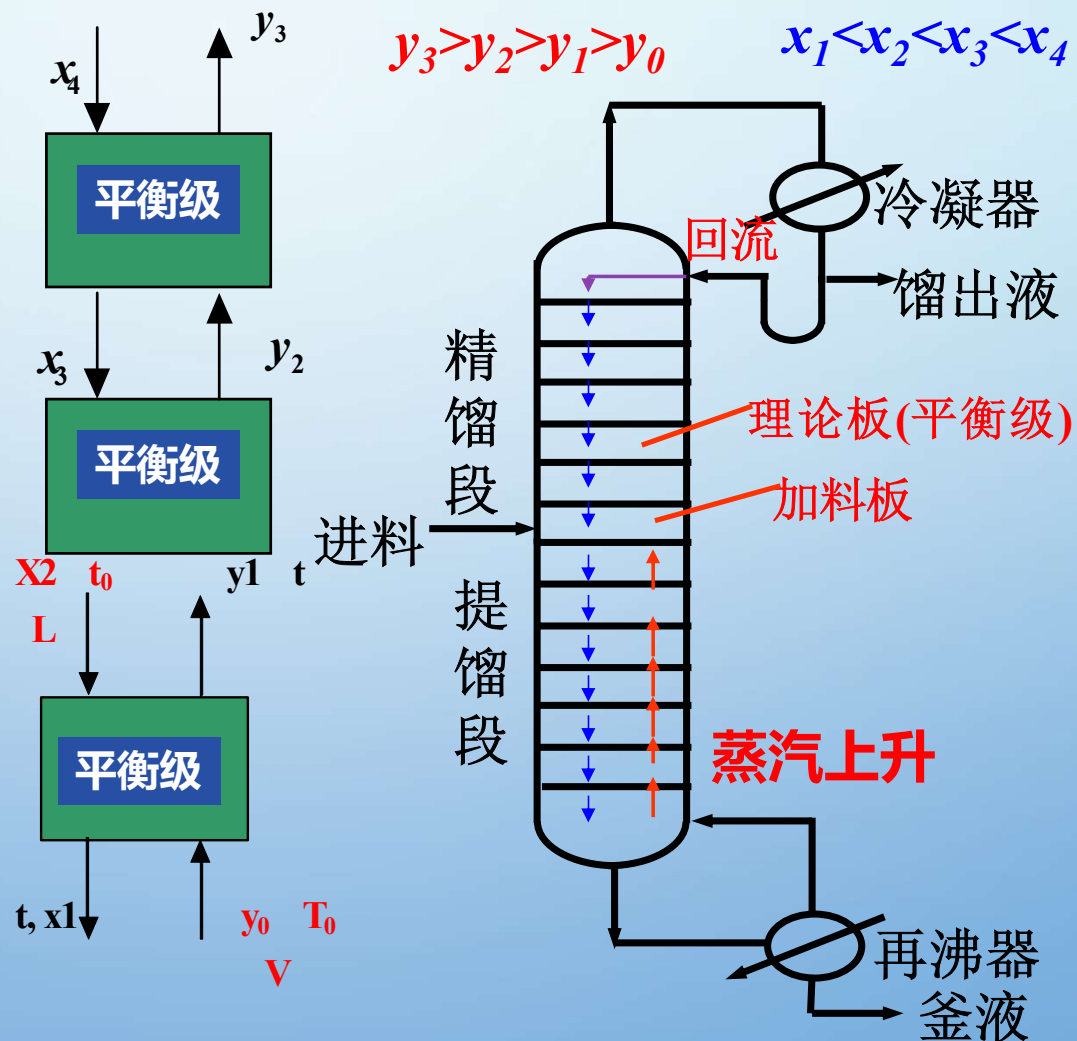
- ✓ 精馏是利用回流手段、经过多次平衡级过程，使物系实现高纯度分离的操作。

理论板 离开塔板汽液两相达到相平衡

✓ 理论板定义

汽液两相充分传质和传热过程阻力为零的理想化塔板。

- ✓ 只要塔板数目足够多，精馏塔可进行高纯度分离。



9.4 精馏

1、精馏和蒸馏的区别

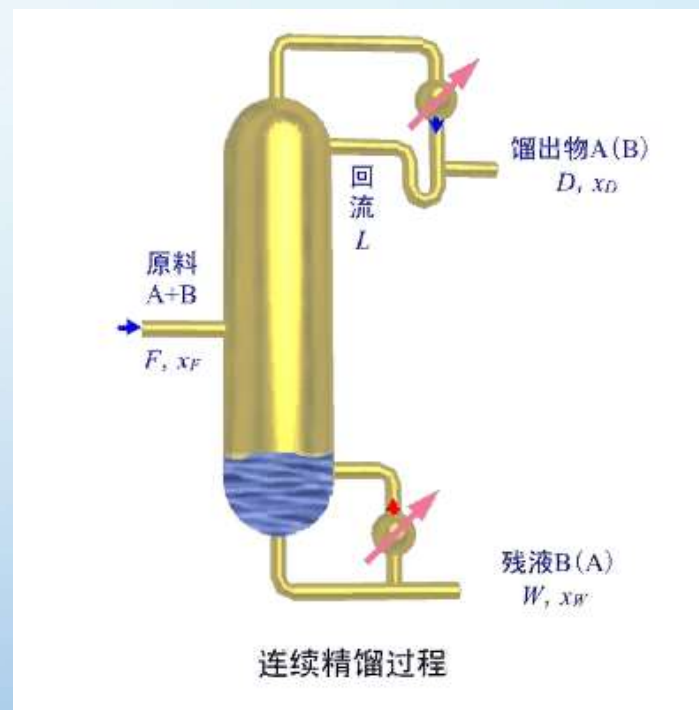
精馏有回流，蒸馏无回流。
回流提供了气液两相接触的
必要条件。

2、精馏段作用

吸收重组分，使得 $y \uparrow$

3、提馏段作用

脱除轻组分，使得 $x_W \downarrow$



理论上只要塔板数目足够多，
精馏塔塔顶获得高纯度产品；
塔底得到轻组分很低的产品。

精馏塔

进料量和组成 F, x_F

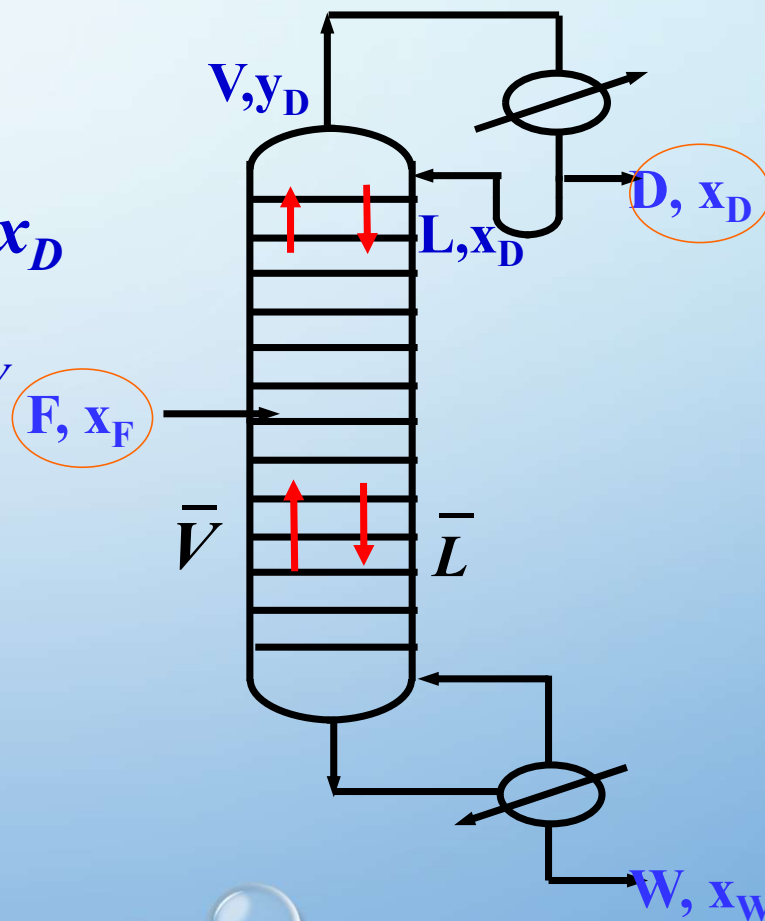
塔顶馏出液产量和浓度 D, x_D

塔底釜液产量和浓度 W, x_W

塔内流量 L, V, \bar{L}, \bar{V}

回流量 L

塔板数 n



第三组

为了保证良好的气液接触，是否需要全部回流？即回流 L 与 V 的关系（ $>$ ， $=$ ， $<$ ）。回流比 R 的增加，是否意味着出料 D 的减少？

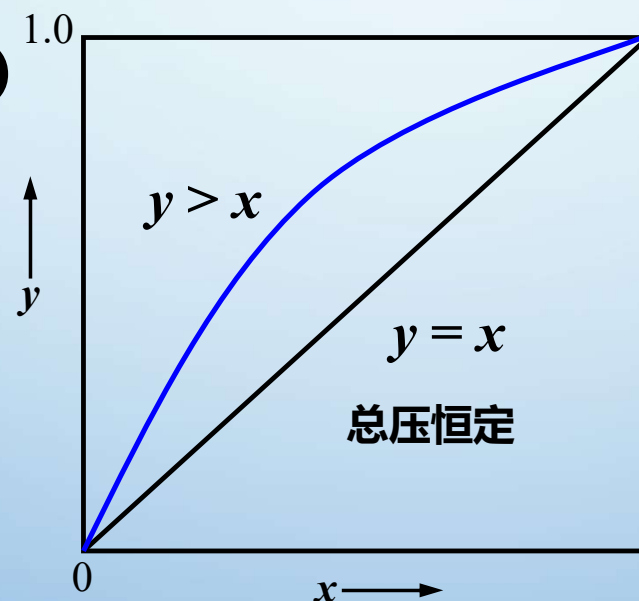
9.4 精馏

回流量 L 是产品的一部分，为了满足气液传质， L 的回流量？

$$L(x_D - x) = V(y_D - y)$$

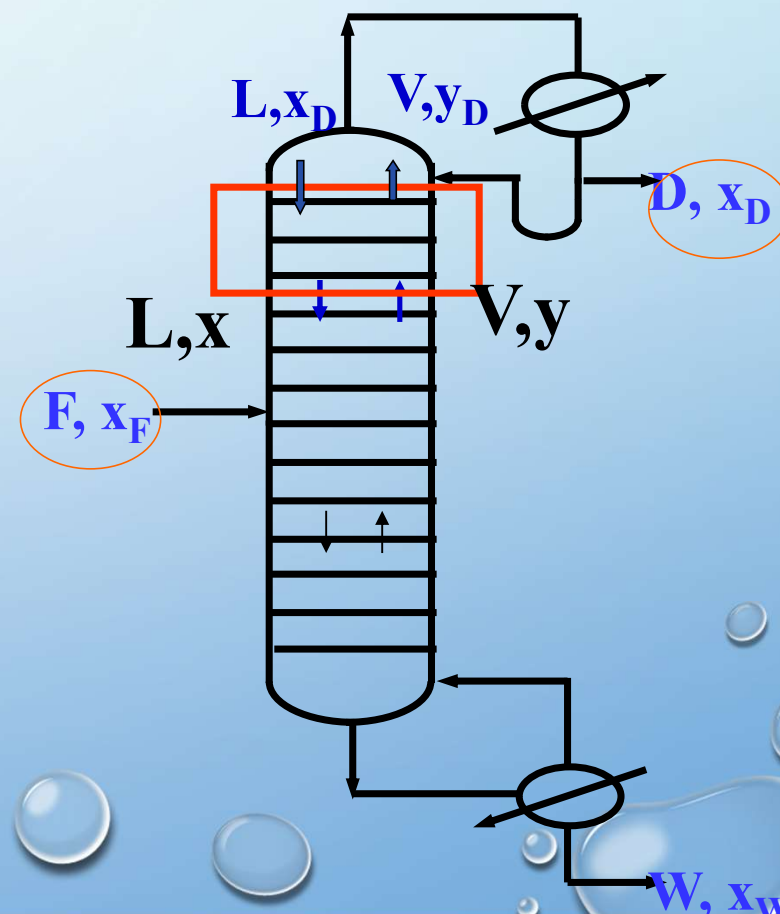
$$\frac{L}{V} = \frac{y_D - y}{x_D - x}$$

全凝器, $x_D = y_D$



$\because y > x, \therefore L < V$, 只要部分回流

相平衡条件 $y > x$ 保证了只需部分回流



9.4 精馏

回流比和能耗

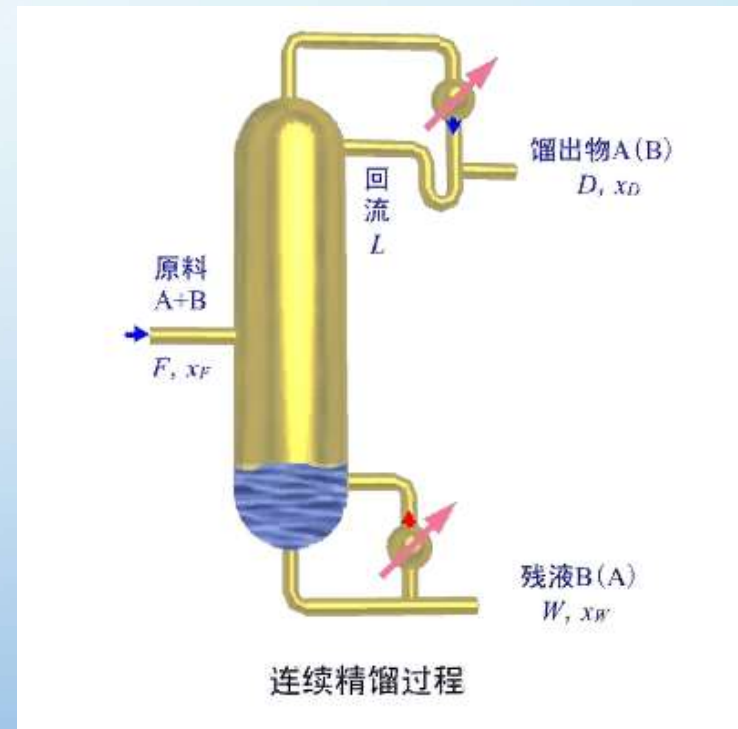
定义 回流比: $R = \frac{L}{D}$, $L = RD$

回流比 $R \uparrow$, D 并不意味着减少。

$V \uparrow$, 加热速率 \uparrow ,

冷凝量 \uparrow , 能耗 \uparrow 。

回流比 R 增加, 能耗增加



9.4 精馏

全塔物料衡算

$$\begin{cases} F = D + W & \leftarrow \text{轻组分} \\ Fx_F = Dx_D + Wx_W \end{cases}$$

采出率

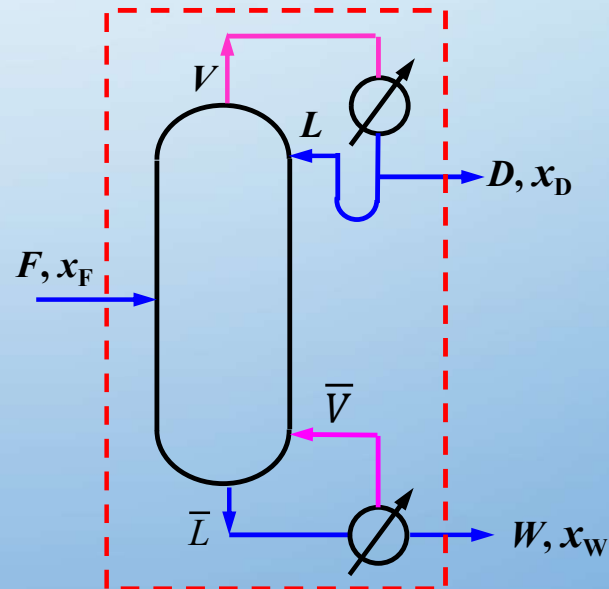
$$\frac{D}{F} = \frac{x_f - x_w}{x_D - x_w} \quad \frac{W}{F} = 1 - \frac{D}{F}$$

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:

$$\eta_2 = \frac{W(1 - x_W)}{F(1 - x_F)} \times 100\%$$

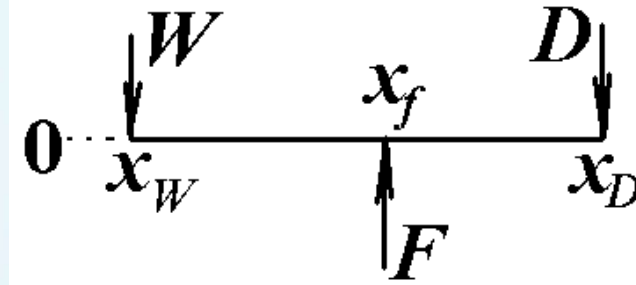


精馏塔的全塔物料衡算

物料衡算几种表现形式

$$F=D+W$$

$$Fx_f=Dx_D+Wx_W$$



①已知 x_f, x_D, x_W , 求 $\frac{D}{F}, \frac{W}{F}$

以 x_W 为支点, $\frac{D}{F} = \frac{x_f - x_W}{x_D - x_W}, \quad \frac{W}{F} = 1 - \frac{D}{F}$

②已知 $x_f, x_D, \frac{D}{F}$ (塔顶采出率), 求: $x_W, \frac{W}{F}$

$$\frac{W}{F} = 1 - \frac{D}{F} \quad x_W = \frac{Fx_f - Dx_D}{W} = \frac{x_f - x_D D / F}{W / F}$$

③已知 x_f, x_D , 轻组分回收率 $\eta_A (= \frac{Dx_D}{Fx_f})$,

求: $x_W, \frac{W}{F}$

$$\frac{D}{F} = \eta_A \frac{x_f}{x_D} \quad \frac{W}{F} = 1 - \frac{D}{F}$$

$$\therefore \frac{Wx_W}{Fx_f} = 1 - \eta_A$$

$$\therefore x_W = \frac{(1 - \eta_A)x_f}{W / F}$$

④已知: x_f , 轻组分回收率 η_A , 重组分回收率 η_B

求: $\frac{W}{F}, \frac{D}{F}, x_W, x_D$

$$\eta_A = \frac{Dx_D}{Fx_f} \quad \eta_B = \frac{W(1-x_W)}{F(1-x_f)}$$

塔顶产物A和B: $\eta_A Fx_f + (1-\eta_B)F(1-x_f)$

塔釜产物A和B: $(1-\eta_A)Fx_f + \eta_B F(1-x_f)$

$$\therefore x_D = \frac{\eta_A x_f}{\eta_A x_f + (1-\eta_B)(1-x_f)} \quad x_W = \frac{(1-\eta_A)x_f}{(1-\eta_A)x_f + \eta_B(1-x_f)}$$

$$\frac{D}{F} = \eta_A \frac{x_f}{x_D}, \quad \frac{W}{F} = 1 - \frac{D}{F}$$

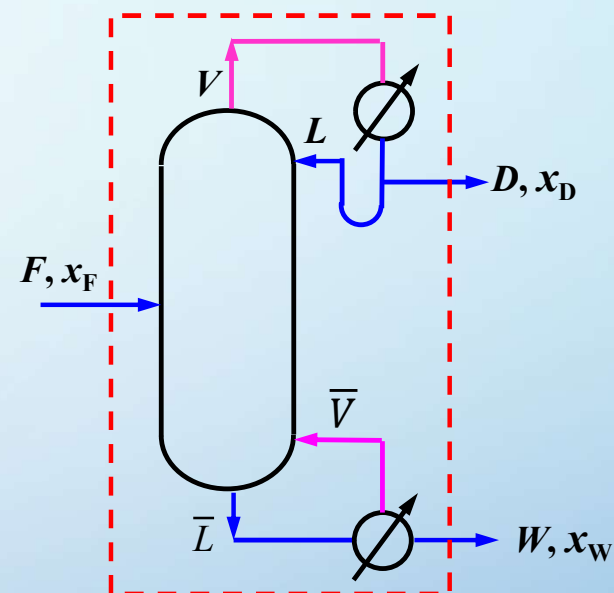
问题

x_D 最大为多少?

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

当塔釜不出料时, x_D 最大

$$x_D \leq \frac{Fx_F}{D}$$



精馏塔的全塔物料衡算

思考题

某二元混合物，进料量为100kmol/h， $x_F=0.6$ ，要求得到塔顶 x_D 不小于0.9，若塔高不受限制，则塔顶最大产量为_____。

- (1)60kmol/h (2)66.7kmol/h (3)90kmol/h (4)不确定

$$\frac{D}{F} = \frac{x_F - x_W}{x_D - x_W} \quad x_W=0 \text{ 时, } D/F \text{ 最大。}$$

$$D_{\max} = \frac{Fx_F}{x_D} = \frac{100 \times 0.6}{0.9} = 66.7 \text{ kmol/h}$$

第四组

什么是恒摩尔流假定？恒摩尔流假定的条件是什么？

9.4 精馏

单块塔板的物料衡算和热量衡算

① 总物料衡算

$$V_{n+1} + L_{n-1} = V_n + L_n$$

② 轻组分衡算

$$V_{n+1}y_{n+1} + L_{n-1}x_{n-1} = V_n y_n + L_n x_n$$

③ 热量衡算 (忽略热损失)

$$V_{n+1}I_{n+1} + L_{n-1}i_{n-1} = V_n I_n + L_n i_n$$

饱和蒸汽: $I = i + \gamma$

$$V_{n+1}(\gamma_{n+1} + i_{n+1}) + L_{n-1}i_{n-1} = V_n (\gamma_n + i_n) + L_n i_n$$

④ 恒摩尔流假定与热量衡算的简化 前提——汽化潜热相等

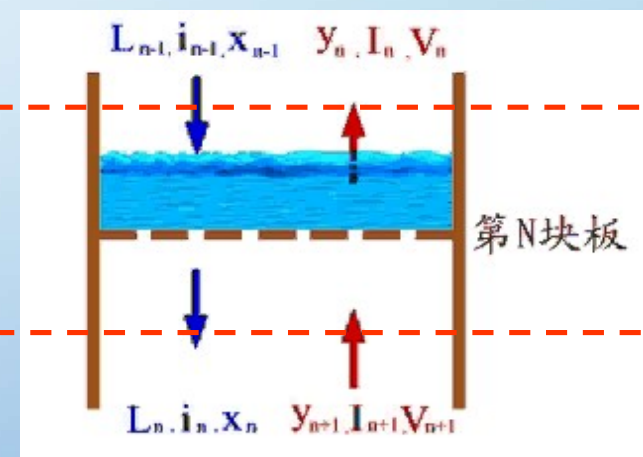
假设 $\begin{cases} \gamma_{n+1} = \gamma_n = \gamma \\ i_{n+1} = i_{n-1} = i_n = i \end{cases}$



联立总物料衡算得:

$$V_{n+1} = V_n, \quad L_n = L_{n-1}$$

恒摩尔流假定



9.4 精馏

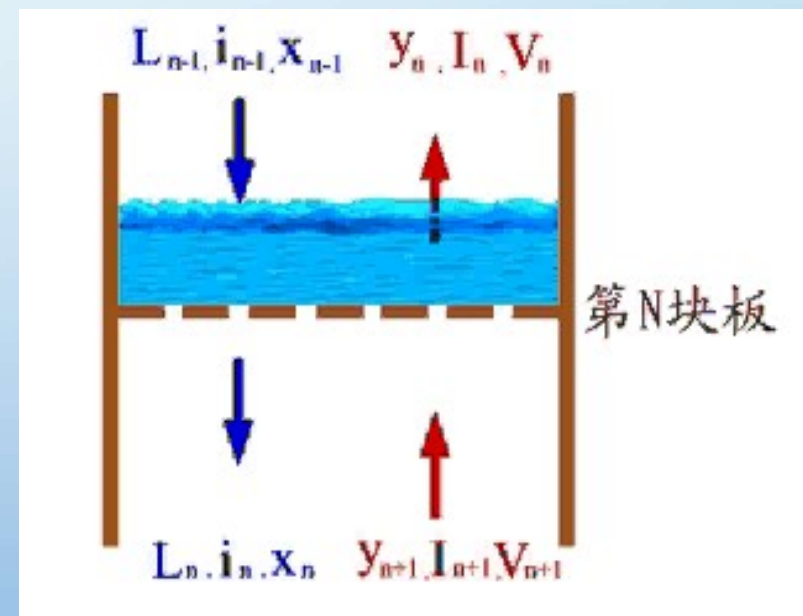
恒摩尔流假定：无加料和出料的任一塔段中，各板上升的蒸汽量均相等，各板下降的液体量也均相等。

精馏段：用 V 、 L 表示汽液流量

提馏段：用 \bar{V} 、 \bar{L} 表示汽液流量

恒摩尔流假定条件：

- a. 忽略温度、组成对焓的影响；
- b. **两组分的摩尔汽化潜热相等；**
- c. 设备保温良好，热损失可忽略。



9.4 精馏

加料板过程分析

理论加料板：不论进入加料板各物流的组成、热状态及接触方式如何，离开加料板的汽液两相温度相等，组成互为平衡。

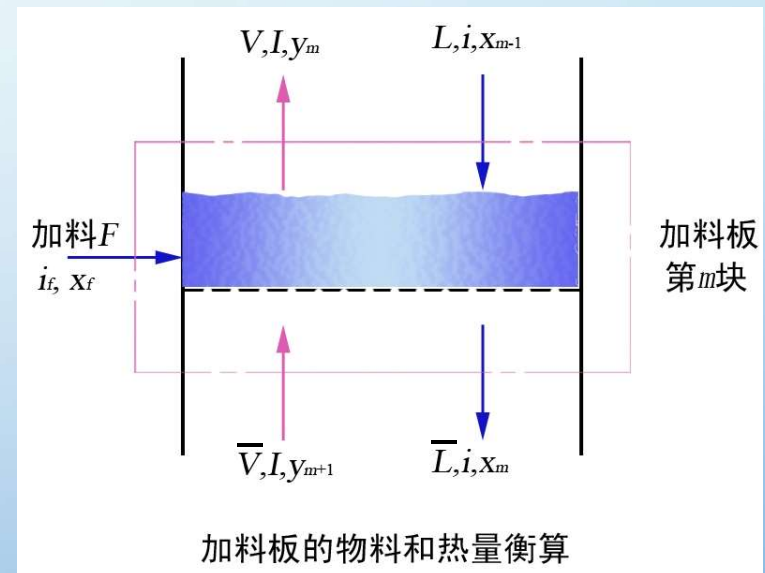
物料衡算式

$$\text{总: } F + L + \bar{V} = \bar{L} + V$$

$$\text{轻: } Fx_F + \bar{V}y_{m+1} + Lx_{m-1} = Vy_m + \bar{L}x_m$$

相平衡方程

$$y_m = \frac{\alpha x_m}{1 + (\alpha - 1)x_m}$$



精馏段与提馏段两相流量的关系

联立得：
$$\frac{\bar{L}-L}{F} = \frac{I-i_F}{I-i}$$

q : 加料热状态参数,
数值等于进料中液相分率。

$$F = qF + (1-q)F$$

液相部分 汽相部分

$$q = \frac{\bar{L} - L}{F} = \frac{I - i_F}{I - i} = \frac{\gamma + c_p(t - t_F)}{\gamma}$$

加料板 第 m 块

加料板的物料和热量衡算

9.4 精馏

加料的热状态 (共5种)

(1) $q < 0$ 过热蒸汽进料。

使加料板上一部分液体被汽化

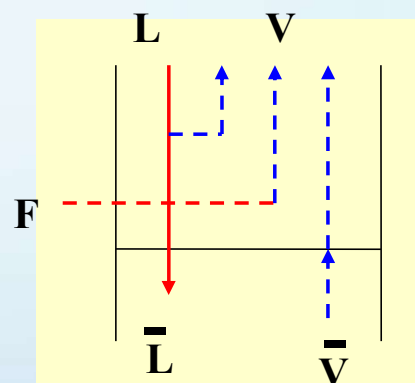
(2) $q = 0$ 饱和蒸汽进料;

(3) $0 < q < 1$ 汽液混合物进料;

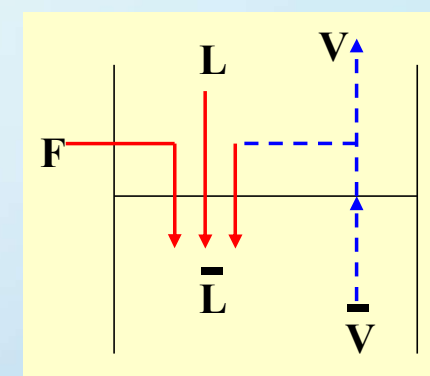
(4) $q = 1$ 泡点进料;

(5) $q > 1$ 冷液进料;

$t > t_f$ 料液被加热至饱和, 蒸汽一部分被冷凝



$q < 0$



$q > 1$

$$q = \frac{\gamma + c_p(t - t_F)}{\gamma}$$

加料板温度为 t_f

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

q : 加料热状态参数, 数值等于进料中液相分率。

思考题

1、已知 $q=1.2$ ，则加料中液体量与总加料量的比是_____。

1:1 冷液加料，全部为液体

2、 $q=0.6$ ，进料中汽体与液体的摩尔比=？

$$q = \frac{\text{液}}{\text{液} + \text{汽}} = 0.6 = \frac{3}{5}$$

汽体与液体的摩尔比= 2:3

9.4 精馏

精馏段

$$V = L + D$$

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

R称作回流比

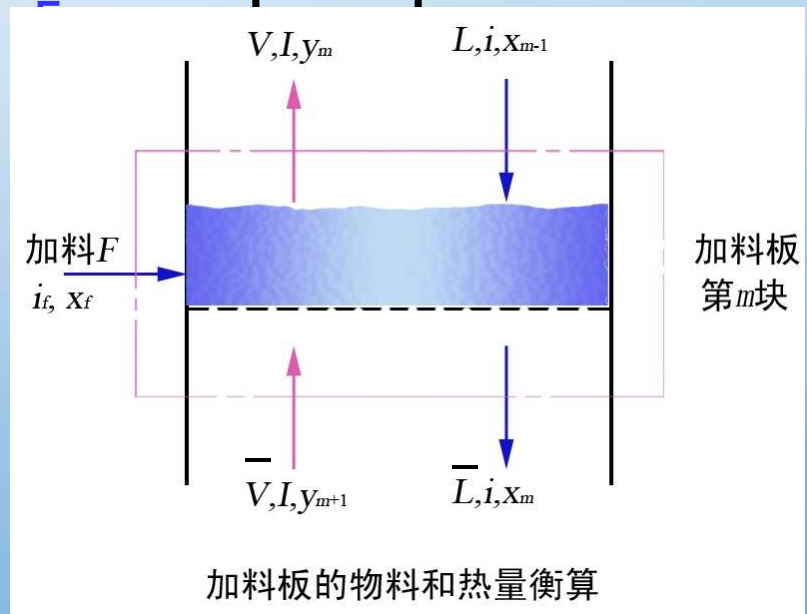
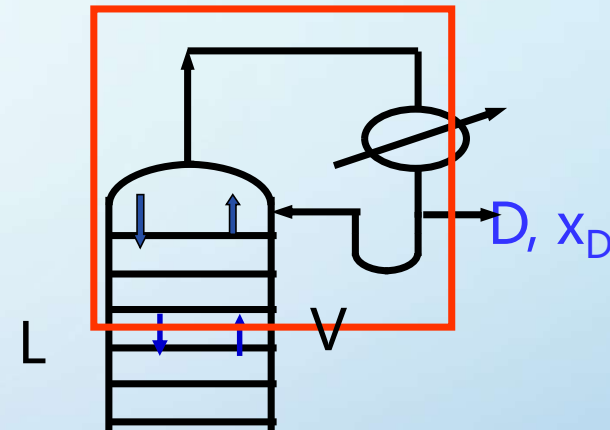
$$V = L + D = (R + 1)D$$

提馏段

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

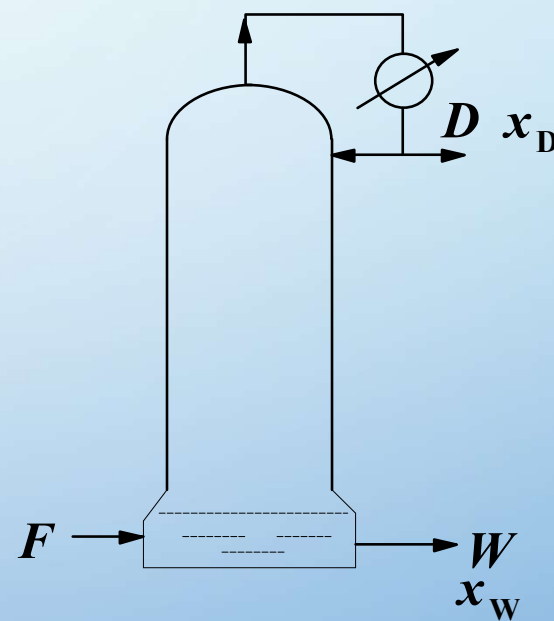
$$V = \bar{V} + (1 - q)F$$

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



例题

某混合物含易挥发组分0.10
(摩尔比, 下同), 以饱和蒸汽状态连续加入精馏塔的塔釜。
加料量为 10kmol/h , 塔顶产品组成为0.90, 塔釜排出的残液组成为0.05。
求: R 及塔内液气比 L/V ;



解：全塔物料衡算

$$F=D+W$$

$$Fx_F=Dx_D+Wx_W$$

即 $10=D+W$

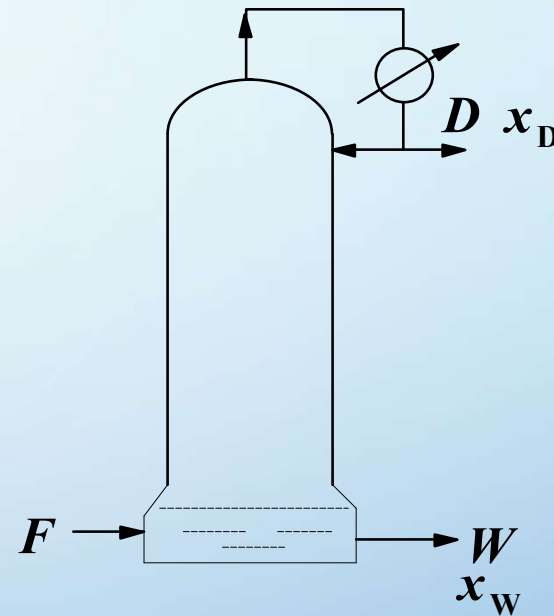
$$0.1 \times 10=0.90D+0.05W$$

解得 $D=0.588\text{kmol/h}$

$$V=F=10\text{kmol/h}$$

$$R=V/D-1=10/0.588-1=16$$

$$L/V=R/(R+1)=16/17=0.941$$



9.4 精馏

精馏段操作方程

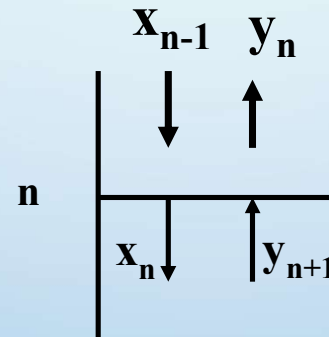
$$\begin{cases} V = L + D \\ Vy_{n+1} = Lx_n + Dx_D \\ y_{n+1} = \frac{L}{V}x_n + \frac{D}{V}x_D \end{cases}$$

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

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

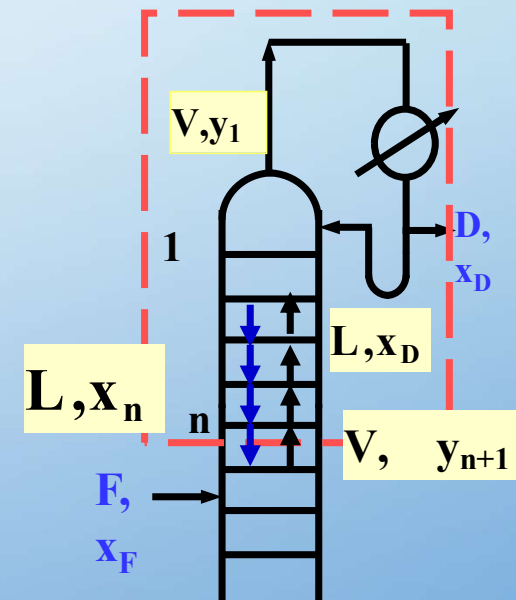
精馏段
操作线方程

全凝器泡点回流 $y_1 = x_D$



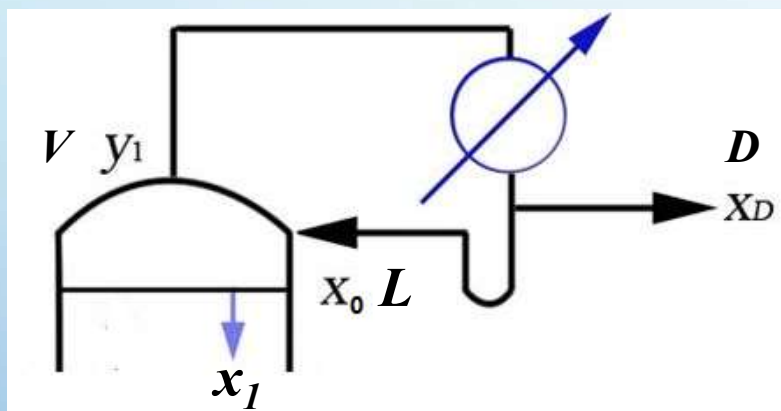
$$y_{n+1} = \frac{R}{R+1}x_n + \frac{x_D}{R+1}$$

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



冷凝器的物料衡算

冷凝器



物料衡算

$$Vy_1 = Lx_0 + Dx_D$$

若冷凝器为全凝器

$$y_1 = x_0 = x_D$$

例题

某精馏塔用于分离苯-甲苯混合液,进料量 $F = 30\text{kmol/h}$,其中苯的摩尔分率 $x_F = 0.5$ 。进料为汽液混合物,汽液比为 2: 3, 要求塔顶、塔底产品中苯的摩尔分率分别为 $x_D = 0.95$, $x_W = 0.10$, 采用回流比 R 为2.18, 操作条件下可取系统的平均相对挥发度 $\alpha = 2.45$ 。塔顶设全凝器。

试求:

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

解：精馏段操作线：

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

对于全凝器： $y_1 = x_D = 0.95$

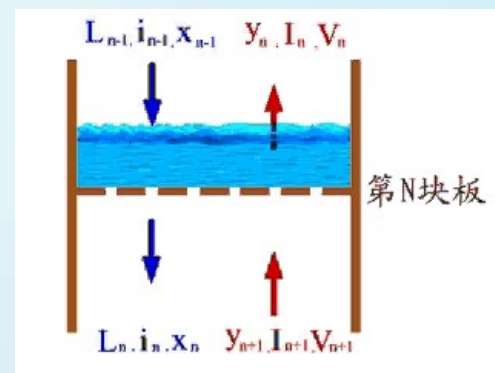
由相平衡： $y_1 = \frac{2.45x_1}{1+1.45x_1} \Rightarrow x_1 = 0.886$

x_1 既为第一块板下降的液体组成，也为进入第二块板的液体组成。

由精馏段方程： $y_2 = 0.69x_1 + 0.3 = 0.911$

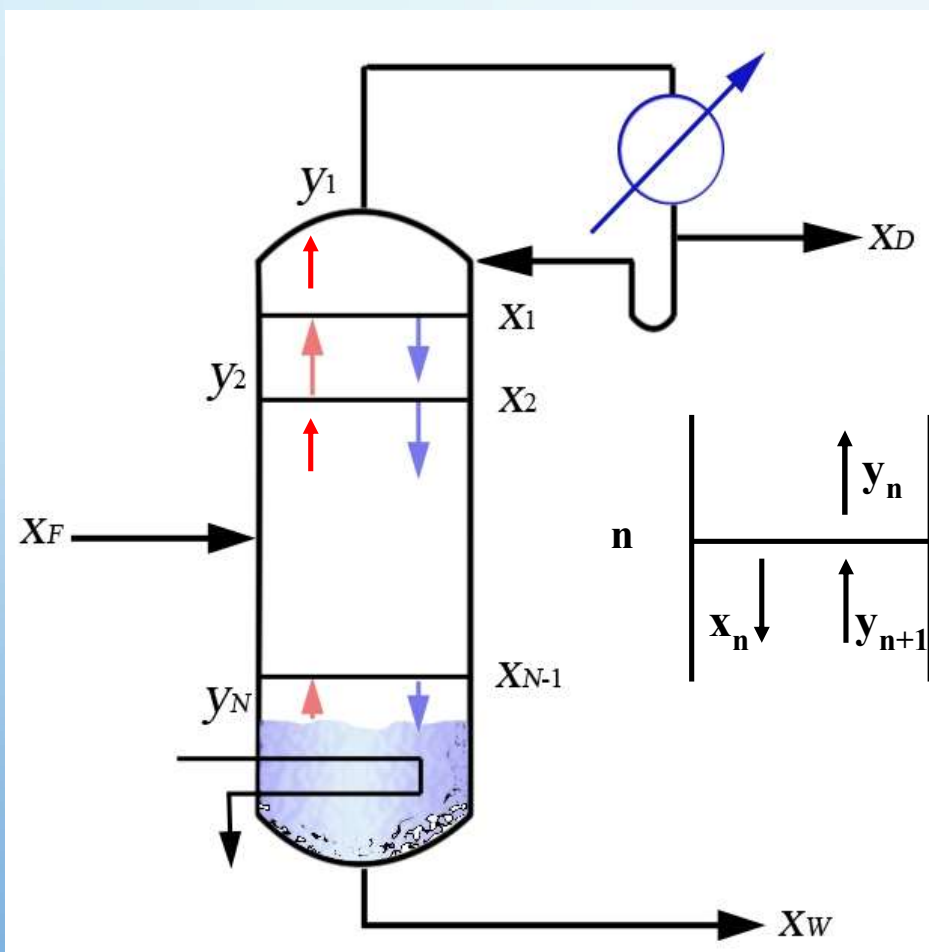
由相平衡： $y_2 = \frac{2.45x_2}{1+1.45x_2} \Rightarrow x_2 = 0.807$

离开第二块板的蒸汽和液相组成分别为 y_2 和 x_2



思考题

每块理论板上的组成和关系



离开第一块板组成
 (y_1, x_1)

离开第N块板组成
 (y_n, x_n)

进入第二块板组成
 (y_3, x_1)

根据理论板定义

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

根据精馏操作线方程

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

9.4 精馏

提馏段操作方程

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

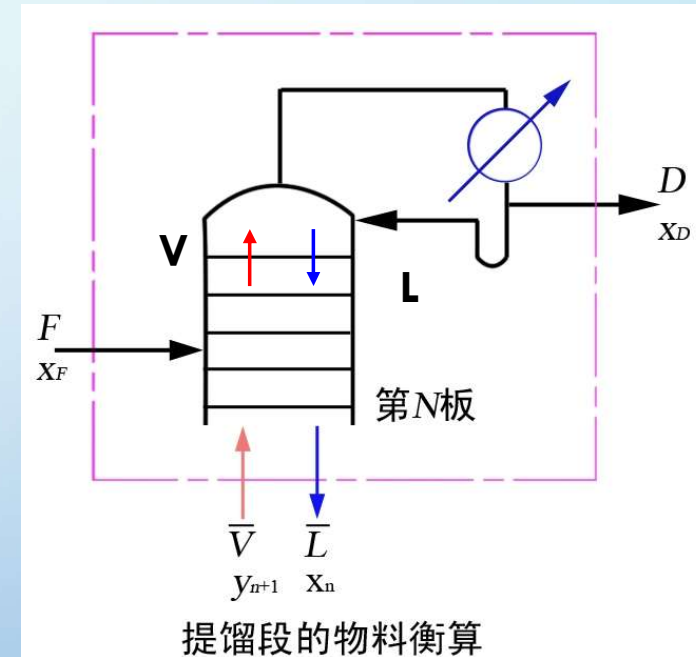
同理物料衡算得到提馏段操作方程： $\bar{V} = V - (1 - q)F$

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

$$y_{n+1} = \frac{\bar{L}}{\bar{V}}x_n + \frac{Dx_D - Fx_F}{\bar{V}} \quad \begin{cases} L = RD \\ V = (R + 1)D \end{cases}$$

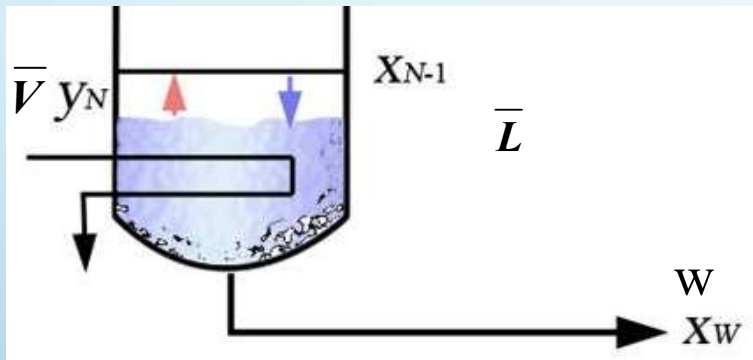
$$y_{n+1} = \frac{RD + qF}{(R + 1)D - (1 - q)F}x + \frac{Dx_D - Fx_F}{(R + 1)D - (1 - q)F}$$

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



塔釜物料衡算

塔釜作为第N块板



塔釜可视作一块理论版

$$\bar{L}x_{N-1} = \bar{V}y_N + Wx_w$$

$$y_N = \frac{\alpha x_w}{1 + (\alpha - 1)x_w}$$

• **作业：第九章 6、7、8、9**

第五组

介绍一下精馏设计型的逐板算法

第六组

什么是全回流？研究全回流有什么意义？

第七组

什么是最小回流比？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？

第八组

如何理解工程观点：冷量尽可能塔顶加入，热量尽可能塔釜加入。