

第三章 传质分离过程

- 3.1 传质过程的机理及传质设备**

 - 3.2 液体的精馏**

 - 3.3 吸收**

 - 3.4 膜分离**
-

3.2 液体的精馏

- 3.2.1 双组分溶液的气液平衡
 - 3.2.2 连续精馏装置及流程
 - 3.2.3 连续精馏物料衡算
 - 3.2.4 理论塔板和理论塔板数
 - 3.2.5 板式塔的效率
 - 3.2.6 特殊精馏简介
-

蒸馏概述

- ❖ 蒸馏：利用物质的**挥发性**不同，将均相混合液体中组分进行分离的方法。
- ❖ 用途：
 - 1) 原料提纯
 - 2) 产物的提取及精制
 - 3) 将混在一起的有用组分分开
- ❖ 蒸馏分离的依据：利用物系中各组分的挥发度差异。**沸点低的组分称为易挥发组分，高的为难挥发组分。**

蒸馏概述

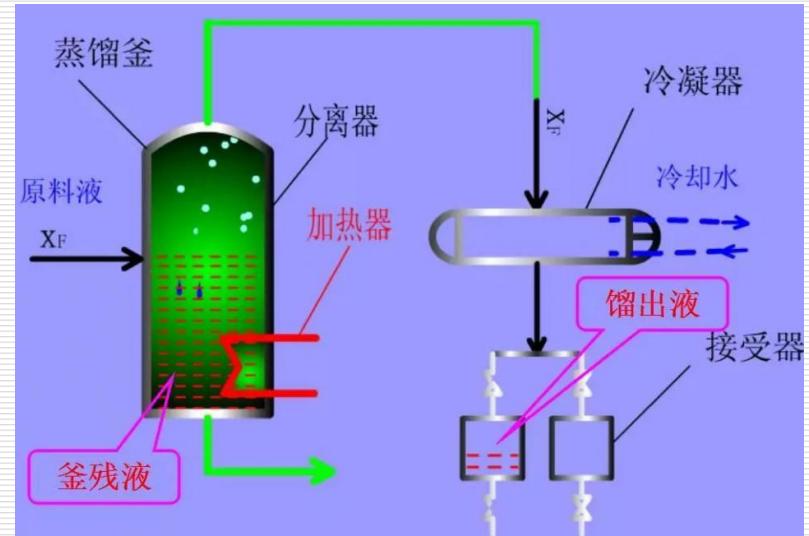
◆蒸馏操作的分类

1. 操作方式：简单蒸馏、平衡蒸馏、精馏、特殊精馏
2. 压力：常压、真空、加压
3. 组分：双组分、多组分
4. 连续性：间歇、连续

本章讨论：双组分理想溶液常压连续精馏。

简单蒸馏

定义：在一定压力下，将料液分批加到蒸馏釜中，加热使之不断汽化，产生的蒸气立即移出予以冷凝，成为馏出液，易挥发组分在馏出液中得以增浓。蒸馏过程中，釜液所含易挥发组分的浓度不断下降，馏出液浓度也随之降低。



特点：1.单级蒸馏过程，处理能力较低、分离效果不高；2.间歇、非稳定过程；3.计算馏分组分需要微积分计算

应用：1.沸点差较大的混合液；2.分离要求不高的粗加工过程

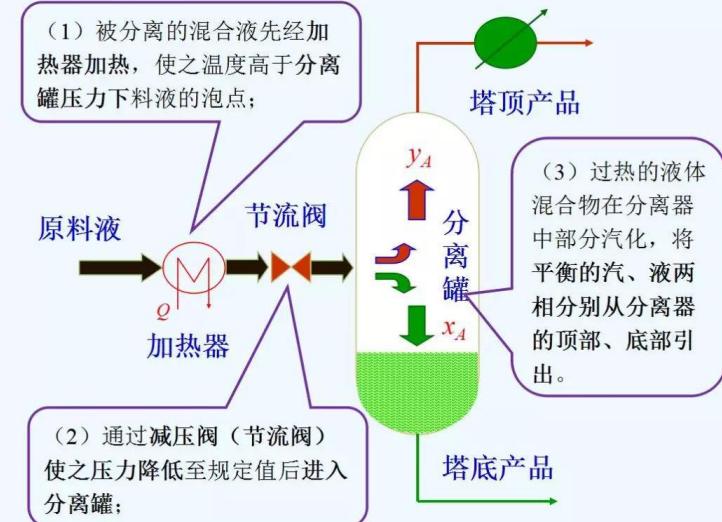
平衡蒸馏

定义：将液体混合物部分汽化，并使气相与液相处于平衡状态，然后将气液两相在分离器（闪蒸塔）中分开。这种操作方式称为**平衡蒸馏**，又称**闪蒸**。

特点：

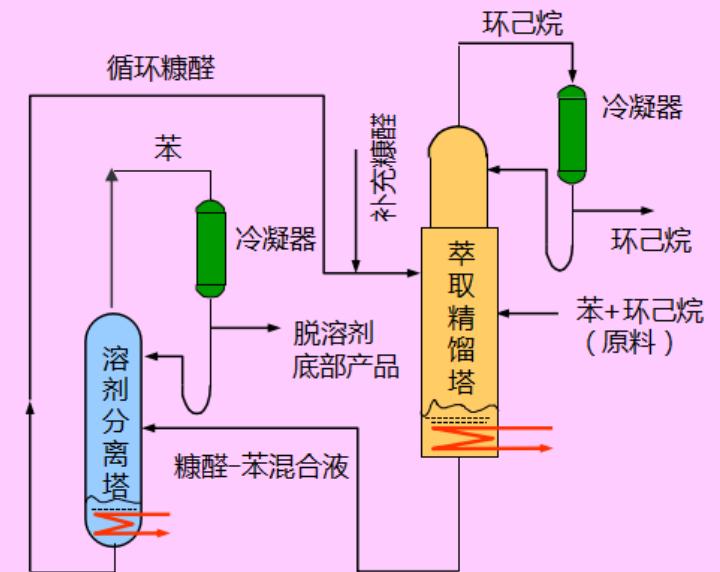
1. 连续操作，原料液连续加入，塔顶、底产品不断引出；
2. 单级蒸馏，分离罐内只出现一次平衡，只能有限分离；
3. 稳态，分离罐内温度 (t) 不变，塔顶、底产品组成 (x_A 、 y_A) 保持不变

应用：1. 实验室测定相平衡数据；2. 工业生产中的简单分离



特殊精馏

定义：向精馏系统中添加第三种组分，通过它对原料液中各组分间的不同作用，改变他们之间的相对挥发度，使原来难以用普通精馏分离的物料变得易于分离。这种操作称为**特殊精馏**。



分类：

萃取精馏、共沸精馏、反应精馏、加盐精馏、分子精馏

应用：1. 组分间挥发度十分接近；2. 恒沸物；3. 热敏物料；
4. 有价值难挥发组分的稀溶液

3.2.1 双组分溶液的气液相平衡

1. 相律和相组成
 2. 理想溶液气-液相平衡关系的基本算式
 3. 气-液平衡相图
 4. 挥发度与相对挥发度
 5. 非理想溶液
-

1. 相律和相组成

相律分析： $\left\{ \begin{array}{l} \text{组分: A、B} \\ \text{变量: } T、p、x_A、y_A \\ \text{相数: 气相、液相} \end{array} \right.$

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

F : 自由度; C : 独立的组分数; Φ : 相的数目

对双组分的气液相平衡，由相律知其自由度数为2。一定压力下，液相（气相）组成 $x_A(y_A)$ 与温度 t 存在一一对应关系；气液组成之间 $x_A \sim y_A$ 存在一一对应关系

2. 理想溶液气-液相平衡关系的基本算式

精馏时，相组成采用摩尔分率表示。

气相： y ， 液相： x

沸点较低的易挥发组分（轻组分）；沸点较高的难挥发组分（重组分）。二元物系一般用轻组分浓度表示。

利用纯组分的饱和蒸汽压数据 p_A^*, p_B^*

气液平衡时，单位时间从液相进入气相的分子数与从气相进入液相的分子数相等。通过拉乌尔定律和道尔顿分压定律计算。

2. 理想溶液气-液相平衡关系的基本算式

A. 拉乌尔定律 (Raoult's Law)

对于理想溶液，在一定温度下，气相中任一组分的分压等于此纯组分在该温度下的饱和蒸汽压与它在溶液中的摩尔分率的乘积：

$$p_A = p_A^* x_A$$

$$p_B = p_B^* x_B = p_B^* (1 - x_A)$$

p_A, p_B —— 溶液上方A、B组分的平衡分压, Pa;

p_A^*, p_B^* —— 溶液温度下纯组分的饱和蒸汽压, Pa;

x_A, x_B —— 液相中A、B组分的摩尔分率。

B. 道尔顿分压定律

当溶液沸腾时，溶液上方的总压等于各组分的蒸气压之和：

$$p = p_A + p_B = p_A^* x_A + p_B^* (1 - x_A)$$

$$x_A = \frac{p - p_B^*}{p_A^* - p_B^*}$$

——拉乌尔定律表示的气液平衡下液相组成与温度的关系

当压强不太高时，平衡的气相可视为理想气体，遵循道尔顿分压定律：

$$y_A = \frac{p_A}{p} = \frac{p_A^* x_A}{p} = \frac{p_A^*}{p} \times \frac{p - p_B^*}{p_A^* - p_B^*}$$

——道尔顿分压定律表示的气液平衡下气相组成与平衡温度的关系

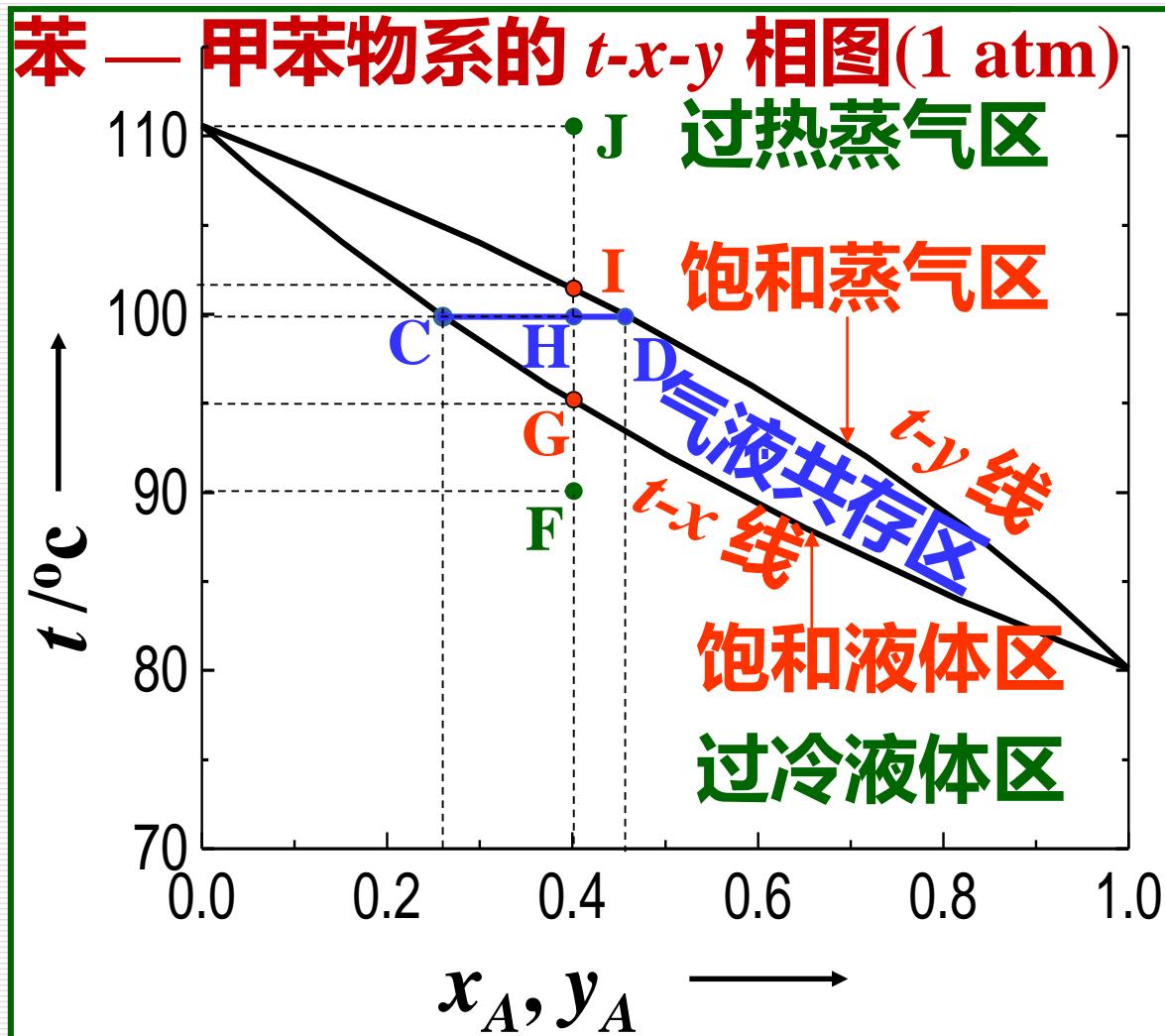
$$x_A = \frac{p - p_B^*}{p_A^* - p_B^*}$$

$$y_A = \frac{p_A^*}{p} \times \frac{p - p_B^*}{p_A^* - p_B^*}$$

-
- ❖ 当温度 t 一定时, 一个 $p \rightarrow p_A^*, p_B^* \rightarrow x, y$, 得一定 t 时的 p - x - y 相平衡关系。
 - ❖ 当总压 p 一定时, 一个 $t \rightarrow p_A^*, p_B^* \rightarrow x, y$, 得一定 p 时的 t - x - y 相平衡关系。

这些平衡关系可以用：
表格、图（相图）和关系式表达

3. 气-液平衡相图-温度~组成图 (t - x - y 图)



3. 气-液平衡相图-温度~组成图 ($t \sim x \sim y$ 图)

❖ 相图组成：两条曲线：

下方： $t-x$ 线，液相曲线，泡点线

上方： $t-y$ 线，气相曲线，露点线

两线交汇于左右 t 轴上两点：

左点：纯组分B（难挥发组分）的沸点。

$$x = 0, y = 0$$

右点：纯组分A（易挥发组分）的沸点。

$$x = 1, y = 1$$

3. 气-液平衡相图-温度~组成图 ($t \sim x \sim y$ 图)

❖ 两条曲线将相图分成五个区域，对应精馏时的五种进料状态。

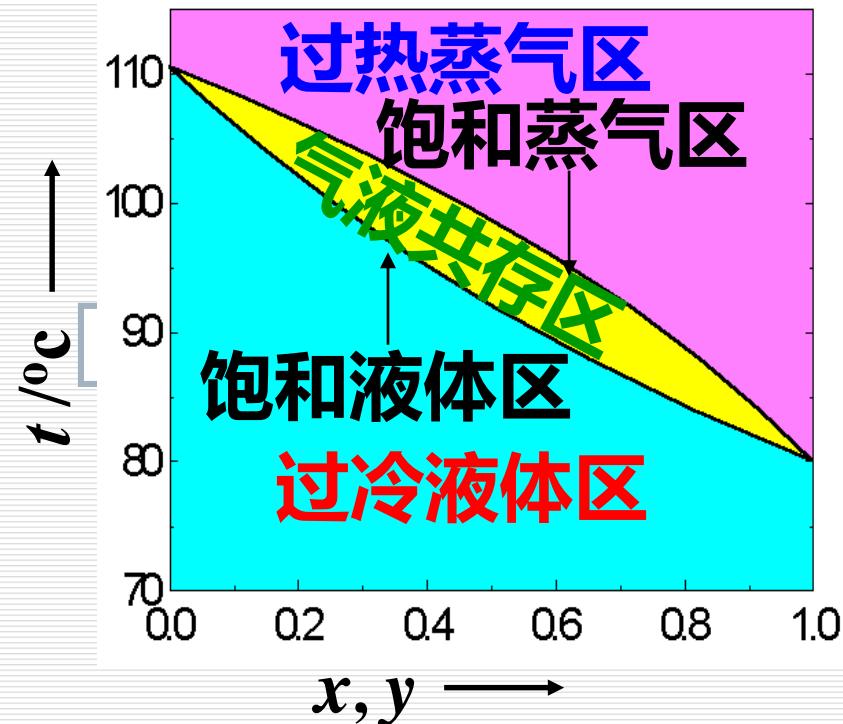
$t-x$ 线下方：过冷液体

$t-x$ 线上：饱和液体

两线之间：气液共存

$t-y$ 线上：饱和蒸汽

$t-y$ 线上方：过热蒸汽

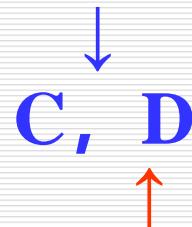


3. 气-液平衡相图-温度~组成图 ($t \sim x \sim y$ 图)

❖ 物系组成、相态随温度的变化。

点F (0.4, 90) 、 G (0.4, 95) 、 H (0.4, 100)
点I (0.4, 101.5) 、 J (0.4, 105)

升温过程: F → G → H → I → J



降温过程: F ← G ← H ← I ← J

液—液—汽 + 液—汽—汽
0.4 0.4 0.46 0.26 0.4 0.4

液相C点
(0.26, 100)
气相D点
(0.46, 100)

3. 气-液平衡相图-温度~组成图 ($t \sim x \sim y$ 图)

❖ 精馏原理 多次部分汽化、部分冷凝

从点F→点H：一次部分汽化。

$$x_H = 0.26, y_H = 0.46, \text{原组成} x = 0.4$$

可见 $x_H < x$, 液相易挥发组分浓度减小

$y_H > x$, 气相易挥发组分浓度升高

从点J→点H：一次部分冷凝。

经过多次部分汽化部分冷凝，

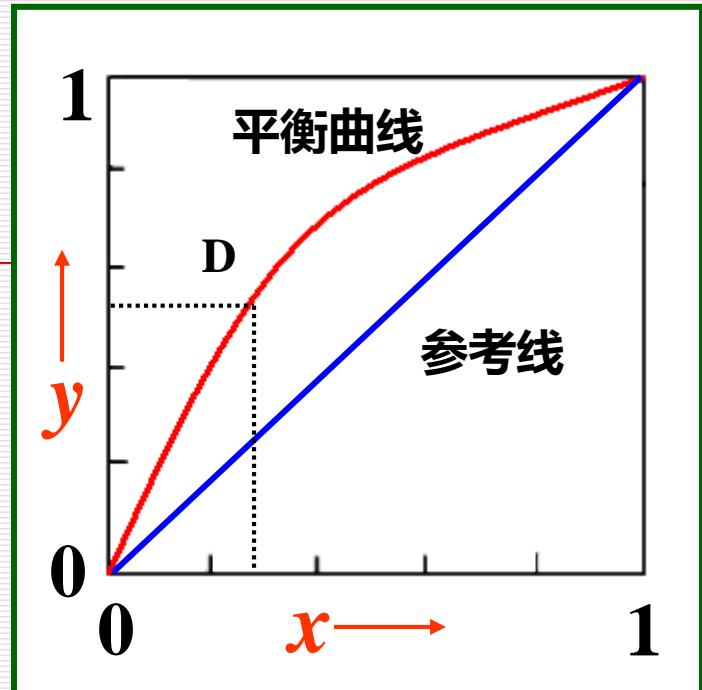
塔顶：较纯的易挥发组分，

塔底：较纯的难挥发组分。

3. 气-液平衡相图-y-x图

点D：表示组成为 x_A 的液相和组成为 y_A 的气相相平衡，且D点唯一确定

图中参考线为 $y = x$ ，对于大多数的溶液，气液相平衡时， y 总是大于 x ，因此平衡线位于对角线的上方。



$y - x$ 图

★ 平衡曲线距离参考线越远，表示溶液越容易分离。若 $y-x$ 线与对角线重合，则不能用普通精馏方法分离。

对于非理想溶液，若非理想程度不严重，则t-x-y图及x-y图形状与理想溶液相似；若非理想程度严重，则可能出现恒沸点和恒沸组成。



注意：

上述的平衡曲线是在恒定的压强（总压为1atm）下测得的。对同一物系而言，混合液的平衡温度愈高，各组分间挥发度差异愈小，即相对挥发度 α 愈小，因此蒸馏压强愈高，平衡温度随之升高， α 减小，分离变得愈难，反之亦然。

但实验也表明，在总压变化范围为20-30%下，x-y平衡曲线变动不超过2%，因此在总压变化不大时，外压对平衡曲线的影响可以忽略。

挥发度随温度而变化，使用不方便

4. 挥发度与相对挥发度

挥发度：达到相平衡时某组分在汽相中的分压 (p_A) 和在液相中的摩尔分率 (x_A) 之比，是该物质**挥发难易程度**的标志。

$$\nu_A = \frac{p_A}{x_A}, \quad \nu_B = \frac{p_B}{x_B}$$

相对挥发度：各组分的挥发度之比，标志着分离的难易程度。

$$\alpha_{AB} = \frac{\nu_A}{\nu_B},$$

二元理想物系

$$\alpha_{AB} = \frac{p_A/x_A}{p_B/x_B} = \frac{p_A^* x_A / x_A}{p_B^* x_B / x_B} = \frac{p_A^*}{p_B^*}$$

4. 挥发度与相对挥发度

$$p_A = p y_A \quad p_B = p y_B$$

$$\alpha_{AB} = \frac{p y_A / x_A}{p y_B / x_B} = \frac{y_A / x_A}{(1 - y_A) / (1 - x_A)}$$

气-液平衡的解析表达式

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

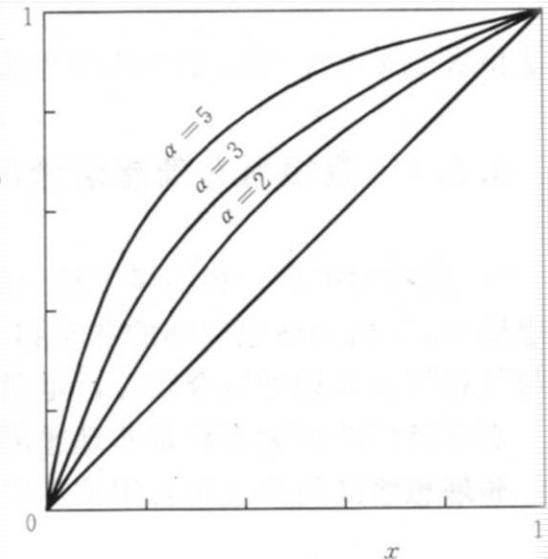


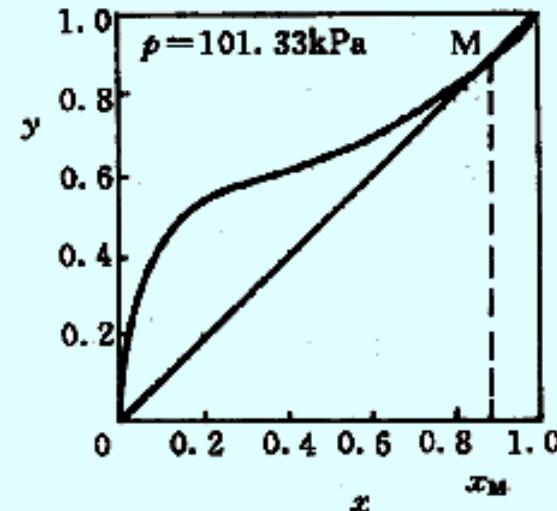
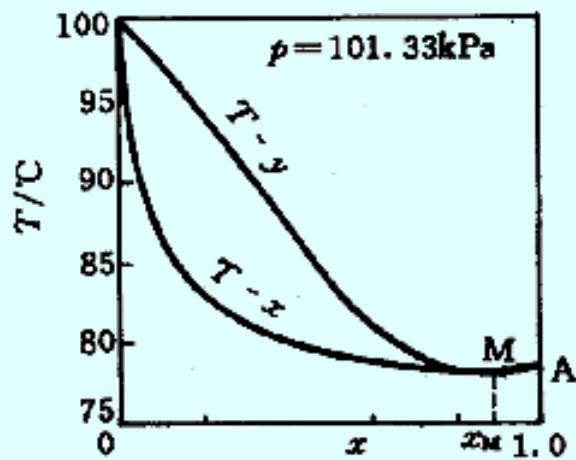
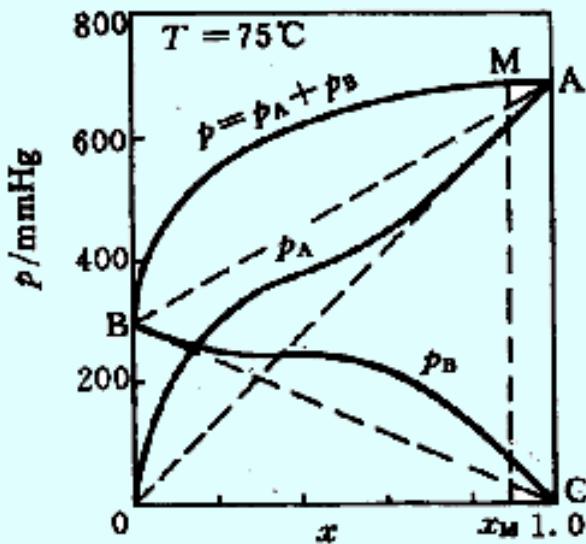
图 3.4 不同 α 的 y - x 图

- α 愈大, 平衡线愈远离对角线, 物系愈易分离;
- 当 $\alpha=1$ 时, $y_A=x_A$, 则表示该二元溶液不能用精馏方法分离。

5. 非理想溶液

其表现是溶液中各组分的平衡分压与拉乌尔定律发生偏差，此偏差可正可负

A. 具有正偏差的溶液： $p_A > p_{A\text{理}}$, $p_B > p_{B\text{理}}$

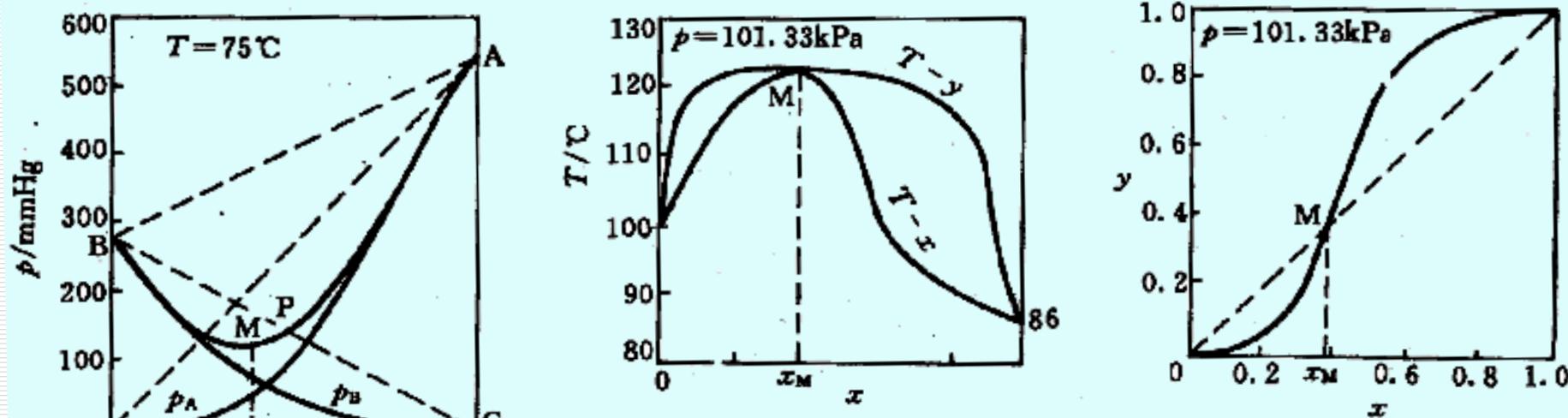


乙醇 - 水溶液相图

正偏差溶液： $x = 0.894$, 最低恒沸点： 78.15°C

B. 具有负偏差的溶液

一般负偏差： $p_A < p_{A\text{理}}$, $p_B < p_{B\text{理}}$



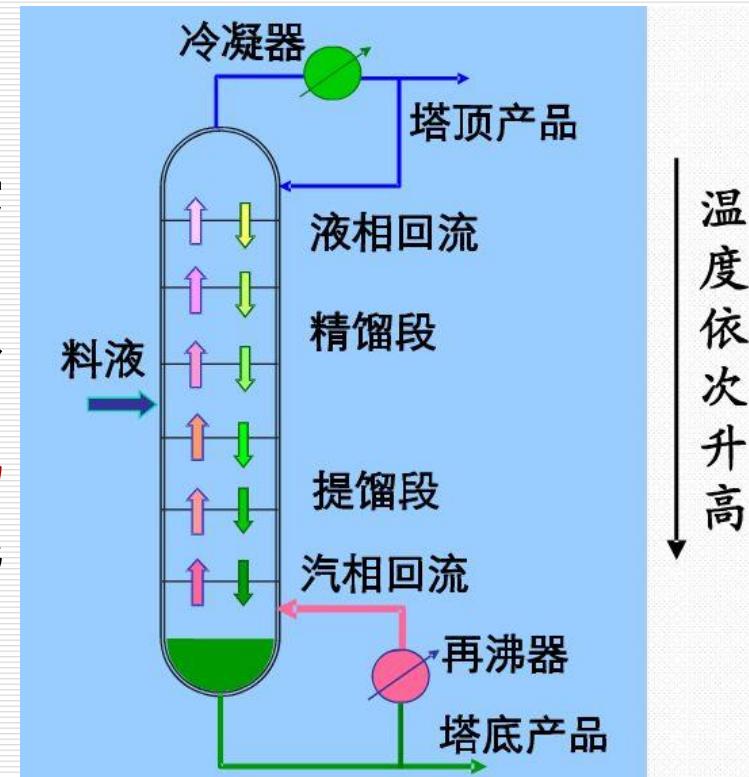
硝酸 - 水溶液相图

负偏差溶液： $x = 0.383$, 最高恒沸点： 121.9°C

3.2.2 精馏原理和流程装置

1. 精馏过程原理

平衡蒸馏和简单蒸馏都是单级分离过程，分离所能达到的程度有限。而精馏是多级分离过程，同时进行多次部分汽化和部分冷凝的过程，可使混合液得到几乎完全的分离。



1. 精馏过程原理

1) 多次部分汽化和多次部分冷凝

精馏原理:精馏塔中蒸汽自下而上流动, 液体自上而下流动。汽液两相在塔板上接触并分开。

口接触时汽相的热传递给液体, 使液体**易挥发组分**部分汽化传质到汽相中。

口而汽相被液体冷凝使汽相中的**难挥发组分**冷凝转入到液相中。

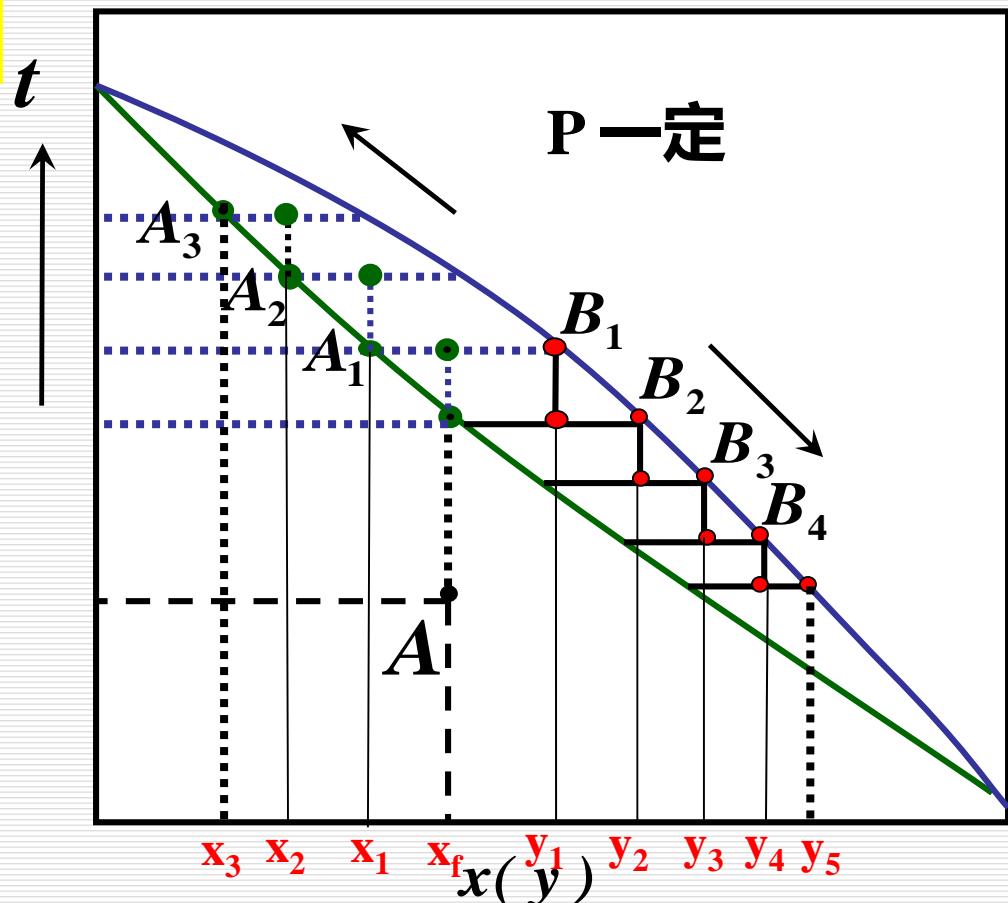
口汽相与液相离开后, **汽相中的易挥发组分浓度高, 液相中难挥发组分提高**。于是, 经过多次部分汽化和部分冷凝, 最后在**塔顶得到高纯度的轻组分, 而在塔底获得高纯度的重组分**, 达到较完善的分离程度。

1. 精馏过程原理

$$y_4 > y_3 > y_2 > y_1 \quad x_f > x_1 > x_2 > x_3$$

由此，气体混合物多次部分冷凝后，可得到高纯度的易挥发组分；液体混合物经过多次部分汽化，在液相中可得到高纯度的难挥发组分。

上述过程是气相的多次冷凝和液相的多次汽化，理论上可以获得两组分的完全分离。



2. 精馏装置

(1) 塔釜：加热釜液至沸腾，
产生蒸汽。

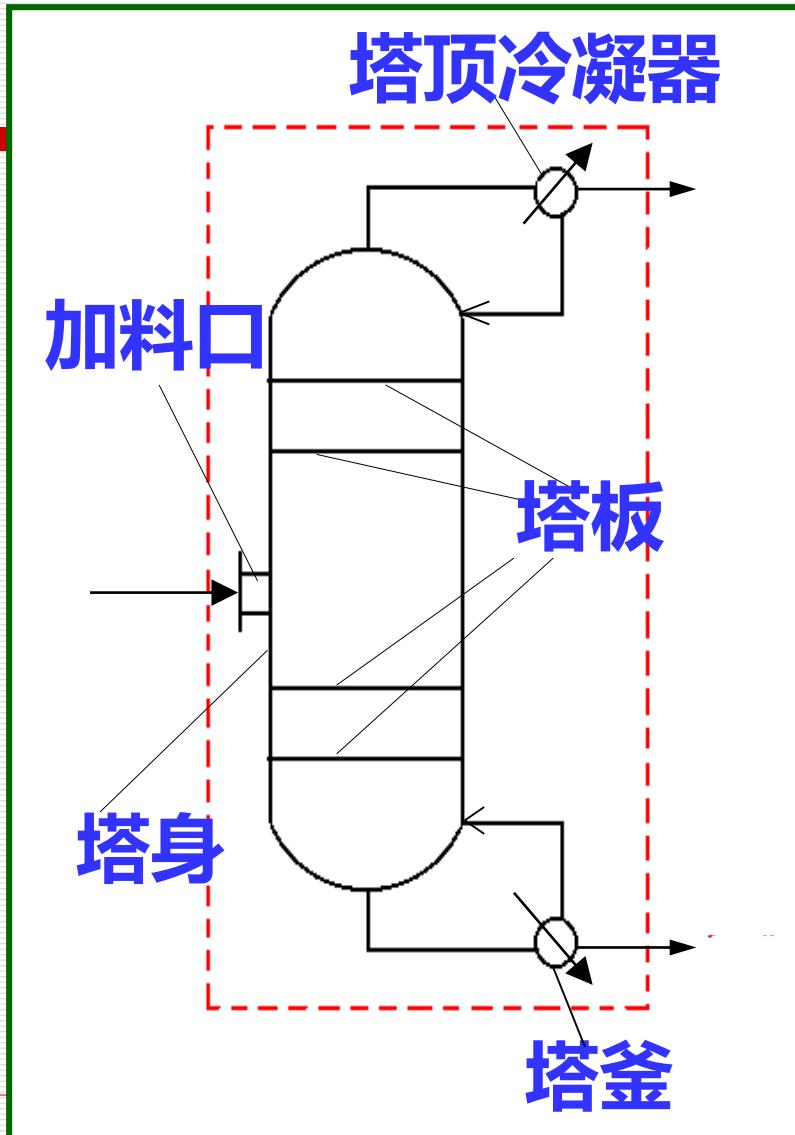
(2) 塔顶冷凝器：冷凝塔
顶出来的蒸汽。

全凝器：蒸汽全部冷凝。

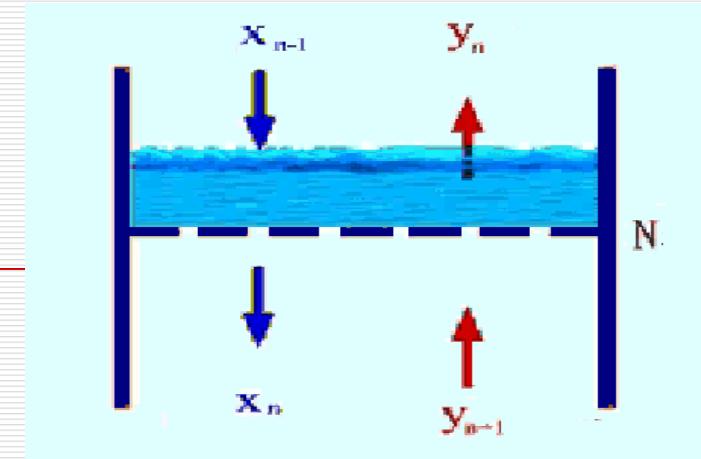
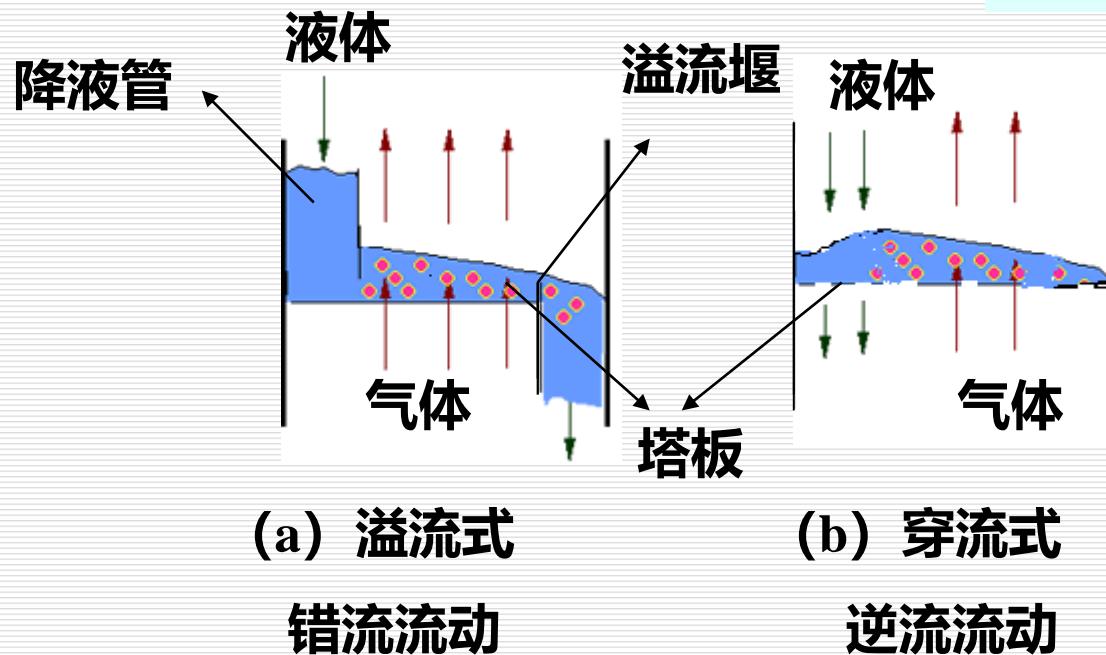
分凝器：蒸汽部分冷凝。

(3) 塔体（塔身）

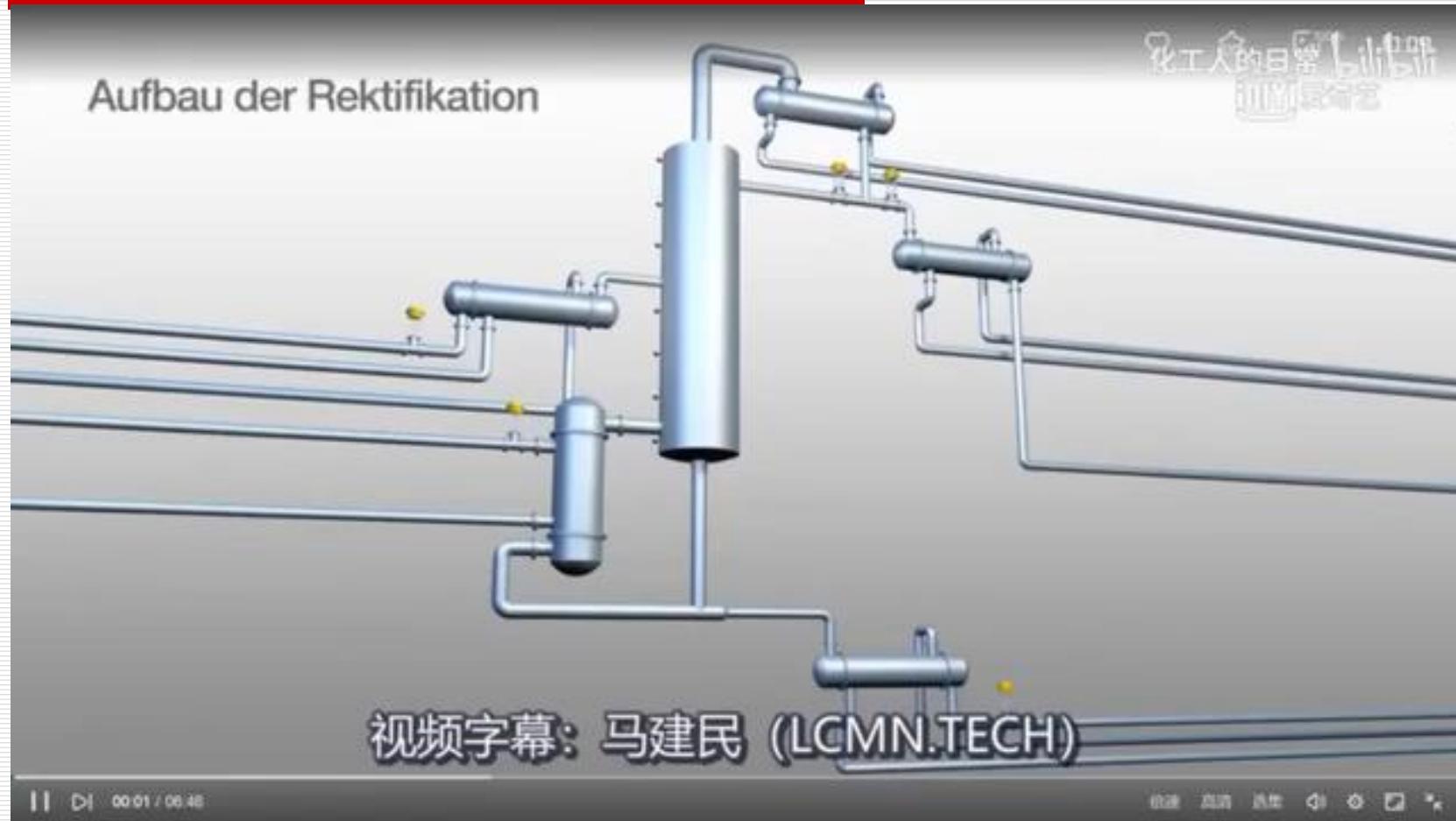
(4) 塔板或填料层：气液
传质和传热场所。



2. 精馏装置



2. 精馏装置



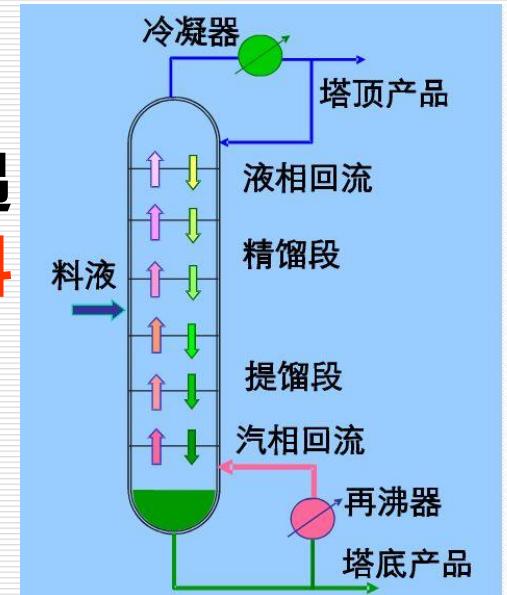
https://www.bilibili.com/video/BV1Sa41187o8/?spm_id_from=333.337.search-card.all.click

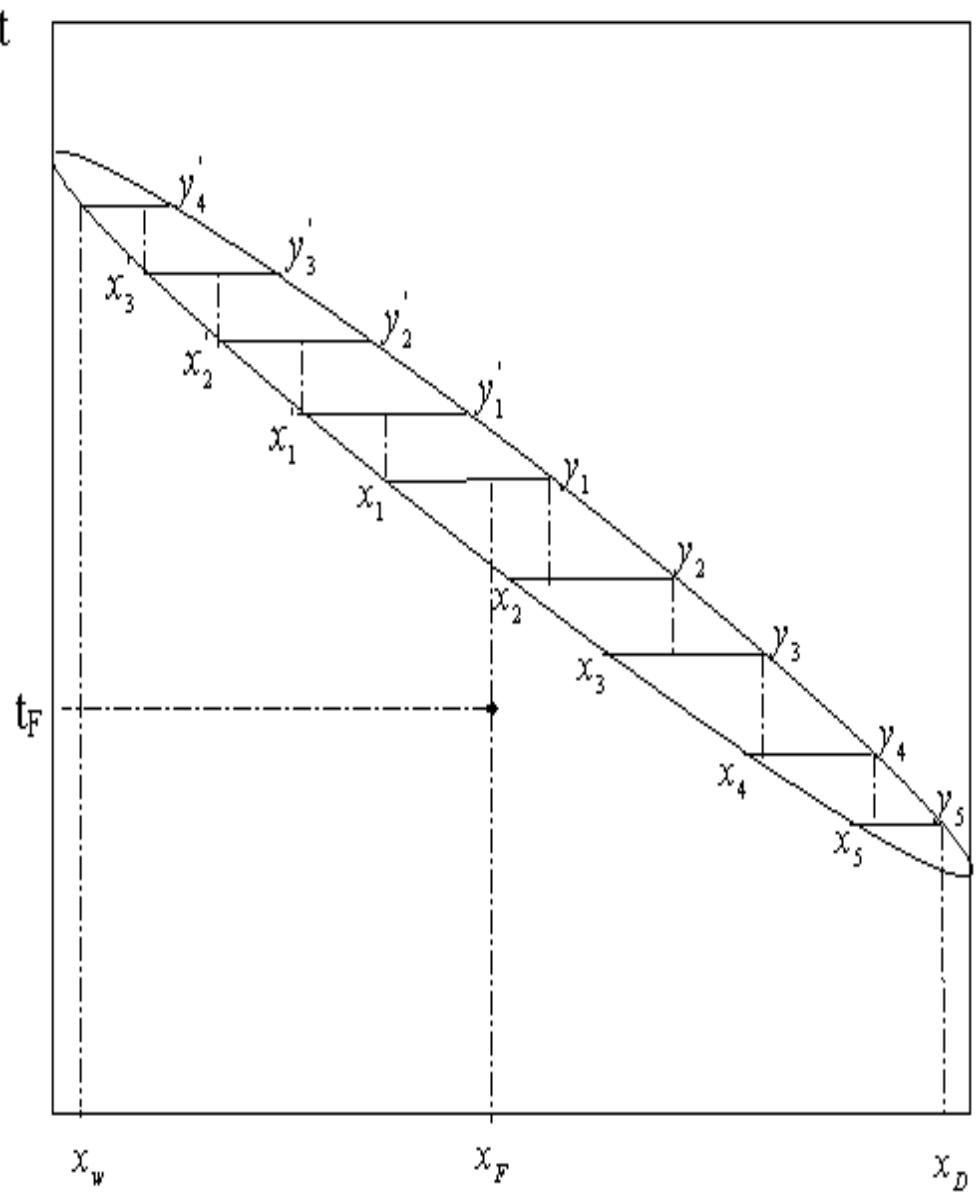
2. 精馏装置

❖ 上升的蒸汽与下降的回流液在**塔板**上进行**传热**和**传质**。料液进入塔后下降过程中遇到的第一块塔板（位于加料口下），称**加料板**。

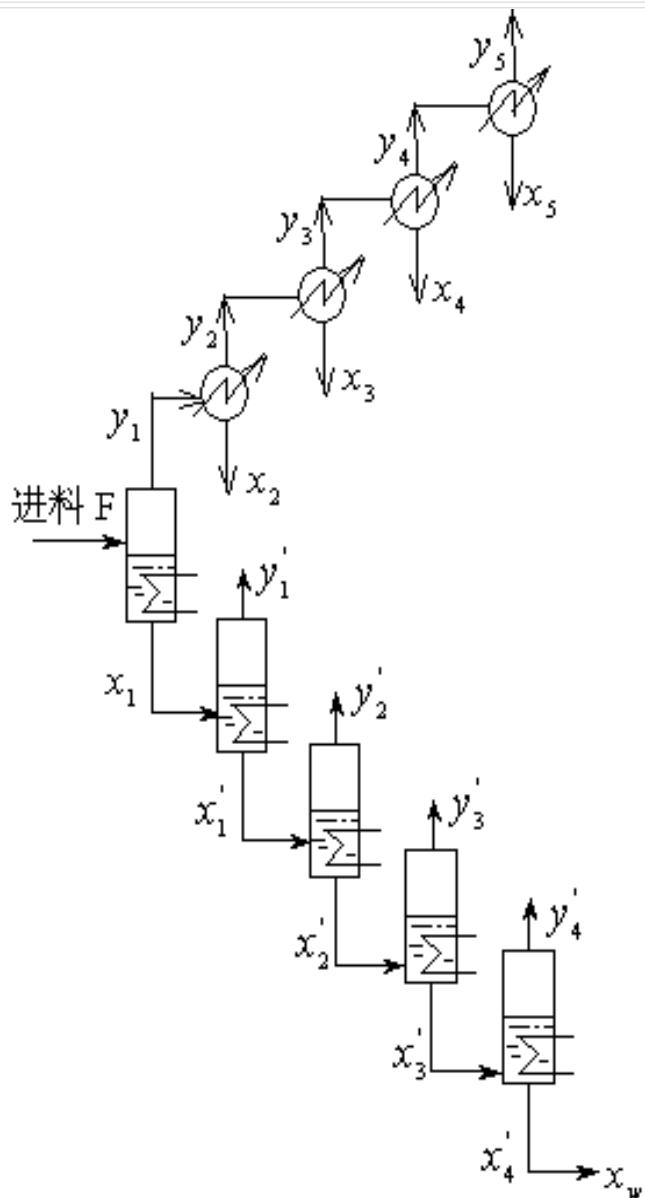
❖ 加料板将精馏塔分成两段：
精馏段（上部）：进行易挥发组分的增浓。
提馏段（下部）：进行难挥发组分的增浓。
加料板属提馏段。

❖ 精馏塔**从上至下**：易挥发组分浓度**下降**，难挥发组分浓度**上升**，温度**上升**。



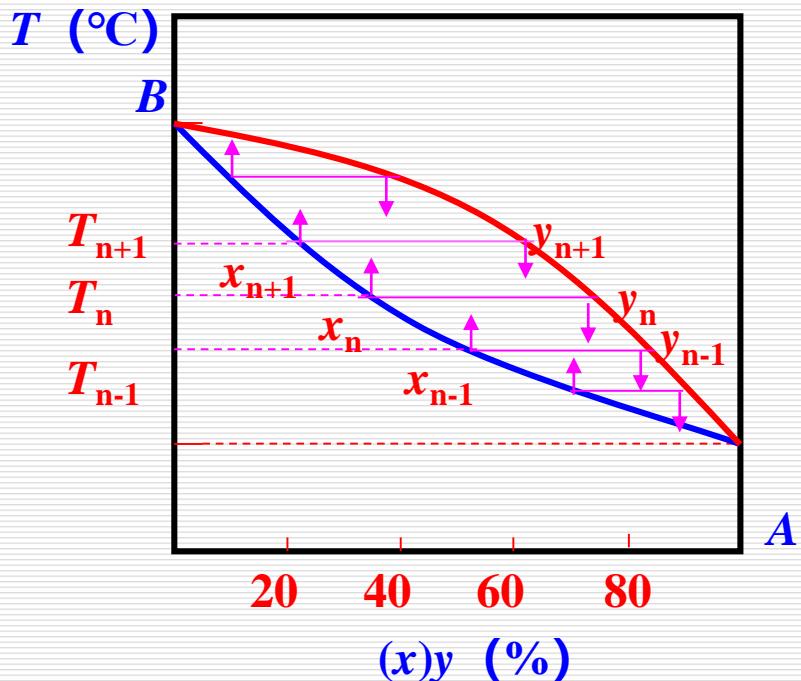
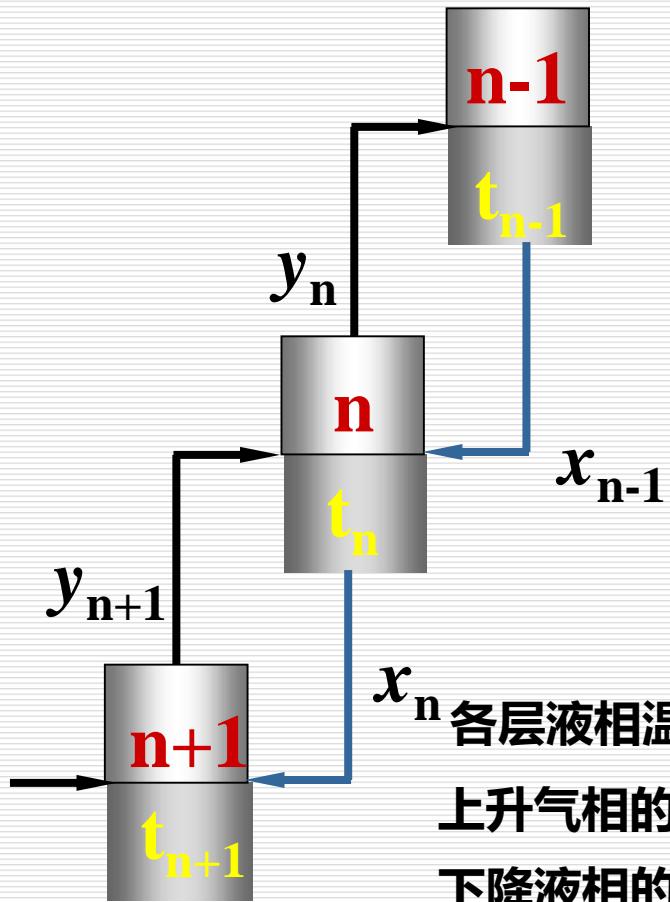


多次部分气化与多次部分冷凝 P-T-X-Y 相图



多次部分气化与多次部分冷凝分离示意图

塔板上气液两相的传质与传热



各层液相温度关系为: $T_{n-1} < T_n < T_{n+1}$

上升气相的组成关系为: $y_{n-1} > y_n > y_{n+1}$

下降液相的组成关系为: $x_{n-1} > x_n > x_{n+1}$

塔板上气液两相的传质与传热

$t_{n-1} < t_{n+1}$ —— 两相传热

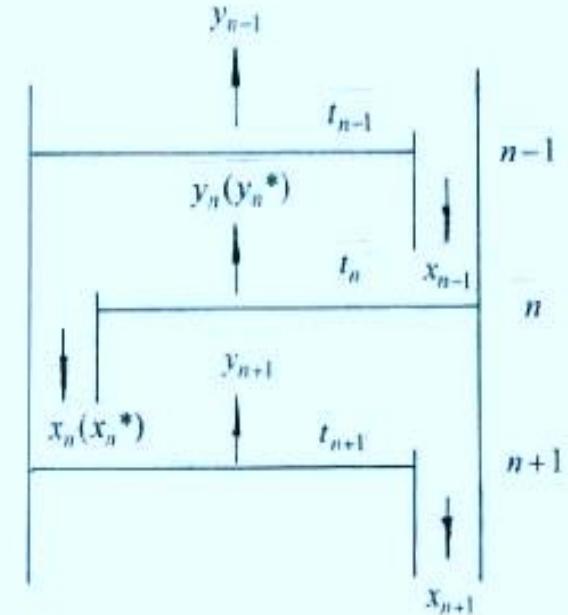
x_{n-1} 与 y_{n+1} 不平衡 —— 两相传质

$y_n > y_{n+1}$ 液相中的易挥发组分部分汽化向气相传递；

$x_n < x_{n-1}$ 气相中的难挥发组分部分冷凝向液相传递；

平衡：离开该级的气液两相温度相等；

$y_{n-1} > y_n > y_{n+1}$ $x_{n+1} < x_n < x_{n-1}$ y_n 与 x_n 相平衡

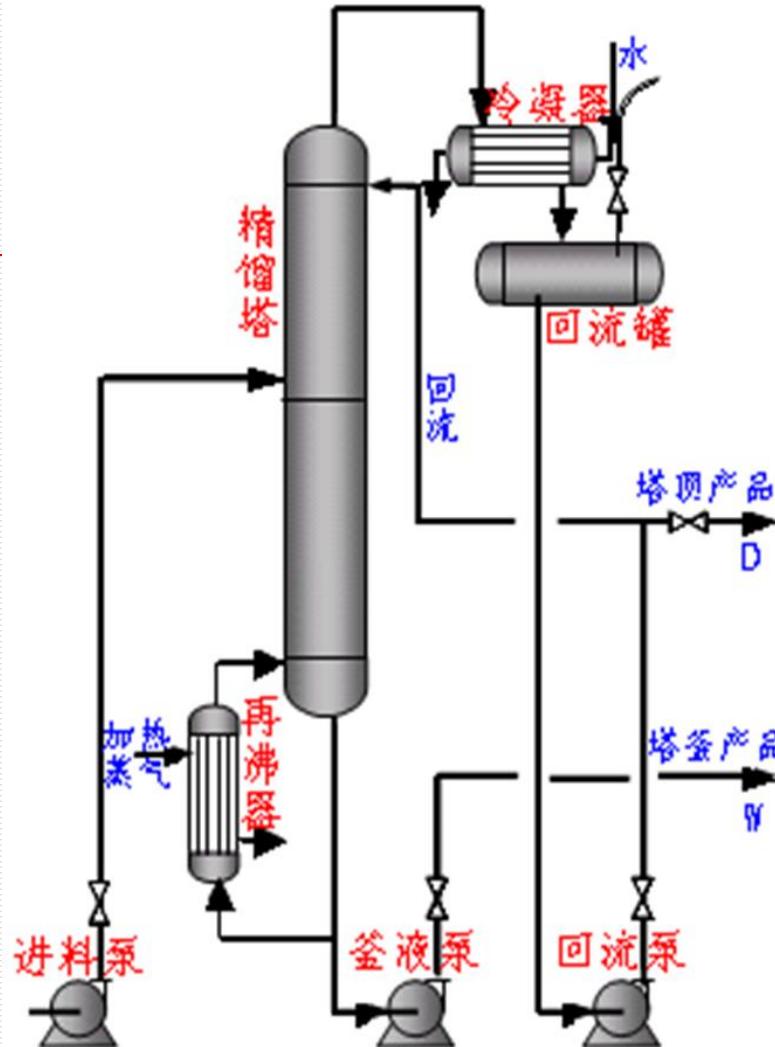


塔板上气液两相的传质与传热

- 😊 若离开某塔板的气液两相达到平衡状态，则称该板为**理论板**。
- 😊 精馏塔内只要有足够多的塔板数，就可使混合液达到所要求的分离程度。但必须保证塔板上始终有一定的液层和与之接触的气相，实现气液两相的传质和传热过程，所以精馏塔必须从**塔底引入上升蒸气流**和从**塔顶引入下降液流**（称为回流）。**回流**是精馏操作不同于平衡蒸馏和简单蒸馏的重要区别。

3. 精馏操作流程

- ◆ 料液经塔体上加料口加入塔内，流至塔釜，加热至沸腾，部分汽化，成为气液两相，釜液不断排出，作为**塔底产品**又称**馏残液**，**塔釜采出**收集。蒸汽引回塔底，经塔板升至塔顶，由塔顶冷凝器冷凝后，一部分作为**塔顶产品**又称**馏出液**，**塔顶采出**收集，一部分回入塔内（这部分称为**回流液**）。
- ◆ 上升的蒸汽和下降的液体是造成气、液两相以实现精馏塔定态操作的必要条件。



3.2.3 连续精馏物料衡算与操作线方程

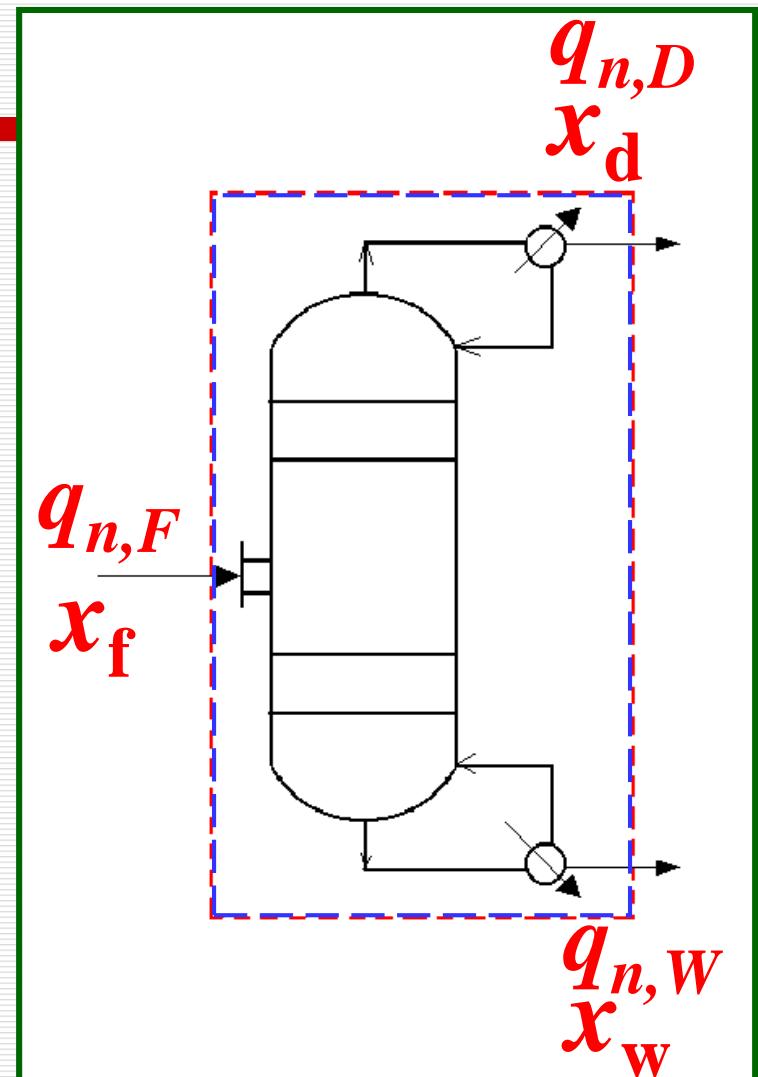
1. 全塔物料衡算方程

$q_{n,F}$ 、 $q_{n,D}$ 、 $q_{n,W}$ 分别为进料、塔顶产品、塔底产品的摩尔流率 $kmol \cdot s^{-1}$ 。

x_f 、 x_d 、 x_w 分别为进料、塔顶产品、塔底产品的组成，摩尔分率。

$$q_{n,F} = q_{n,D} + q_{n,W}$$

$$q_{n,F} x_f = q_{n,D} x_d + q_{n,W} x_w$$



【例题】 将5000 kg/h含正戊烷0.4(摩尔分率)的正戊烷正己烷混合液在连续精馏塔内分离,馏出液含正戊烷0.98,釜液含正戊烷不高于0.03,求馏出液、釜液的流量及塔顶易挥发组分的回收率。

$$\text{解: 正戊烷 } M = 72$$

$$\text{正己烷 } M = 86$$

$$M_F = 0.4 \times 72 + 0.6 \times 86 \\ = 80.4$$

$$q_{n,F} = 5000 / 80.4 \\ = 62.2 \text{ kmol/h}$$

$$q_{n,F} = q_{n,D} + q_{n,W}$$

$$q_{n,F} x_f = q_{n,D} x_d + q_{n,W} x_w$$

$$\begin{cases} 62.2 = q_{n,D} + q_{n,W} \\ 62.2 \times 0.4 = 0.98q_{n,D} + 0.03q_{n,W} \end{cases}$$

$$q_{n,D} = 24.62 \text{ kmol / h}$$

$$q_{n,W} = 37.62 \text{ kmol / h}$$

$$\eta_D = \frac{24.6 \times 0.98}{62.2 \times 0.4} = 97\%$$

在精馏计算中，对易挥发组分或难挥发组分，有时还用回收率来表示，即：

塔顶易挥发组分回收率

$$\eta_D = \frac{q_{n,D} x_d}{q_{n,F} x_f} \times 100\%$$

塔底难挥发组分回收率

$$\eta_W = \frac{q_{n,W} (1 - x_w)}{q_{n,F} (1 - x_f)} \times 100\%$$

恒摩尔流假设

恒摩尔气流：

在没有中间加料（或出料）的条件下，精馏段内每层塔板上升蒸汽的摩尔流率相等，

$$\text{即 } q_{n,V1} = q_{n,V2} = \dots = q_{n,Vn} = q_{n,V}$$

同理，在提留段内，

$$q'_{n,V1} = q'_{n,V2} = \dots = q'_{n,Vn} = q'_{n,V}$$

一般情况下， $q_{n,V} \neq q'_{n,V}$

恒摩尔流假设

恒摩尔液流：

在没有中间加料（或出料）的条件下，精馏段内每层塔板溢流液体的摩尔流率相等，

即 $q_{n,L1} = q_{n,L2} = \dots = q_{n,Ln} = q_{n,L}$

同理，在提馏段内，

$q'_{n,L1} = q'_{n,L2} = \dots = q'_{n,Ln} = q'_{n,L}$

一般情况下， $q_{n,L} \neq q'_{n,L}$

恒摩尔流假设

恒摩尔流假设成立的条件：

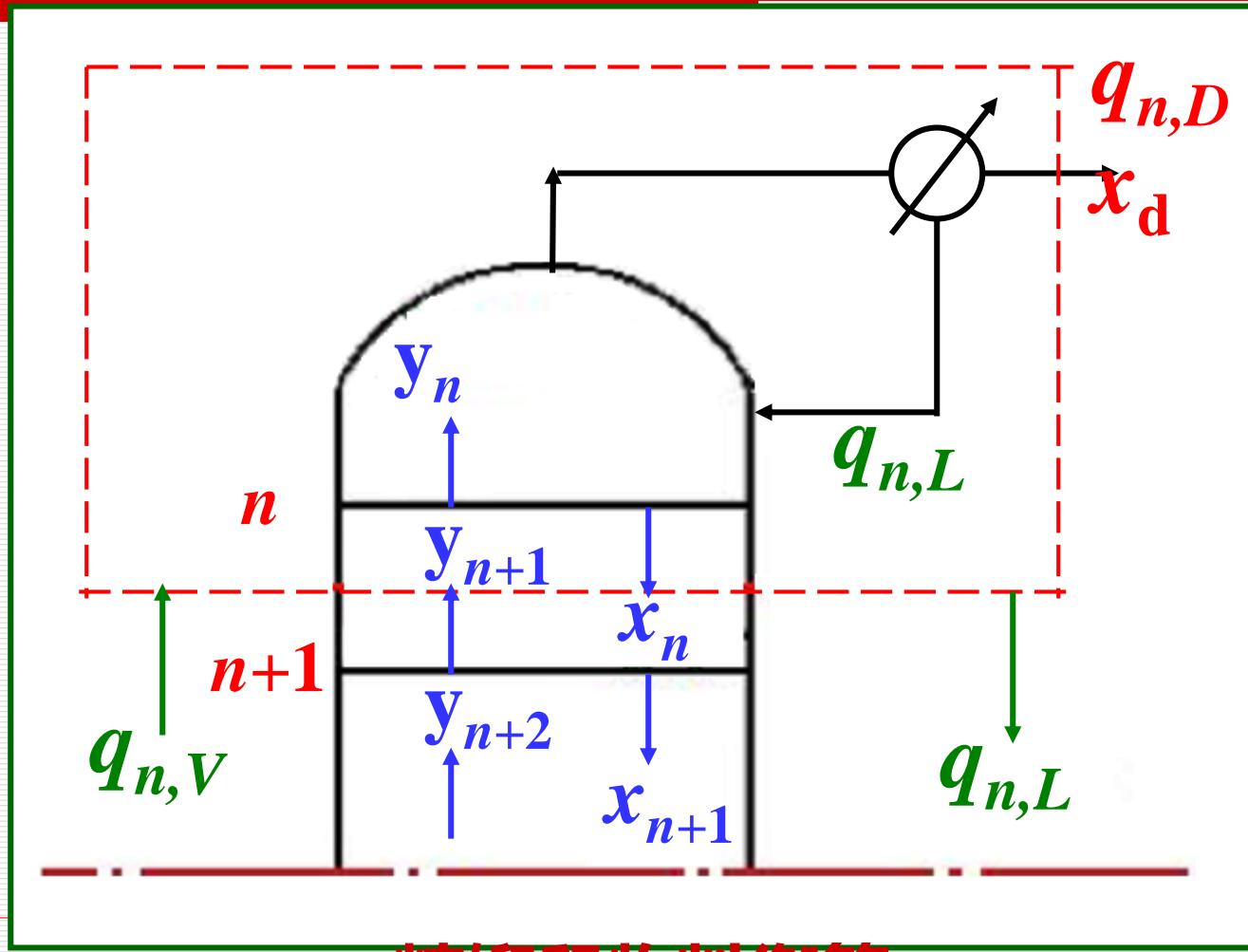
第一，各组分的摩尔汽化潜热近似相等

第二，忽略汽相和液相传递的显热

第三，忽略塔的热损失

恒摩尔流假定虽是一个简化假设，但是某些物系基本上能符合上述条件，因此这些物系在精馏塔内的气液相流动可视为恒摩尔流动。后面所介绍的精馏计算均是以恒摩尔流为前提的。

2. 精馏段操作线方程



精馏段物料衡算

2. 精馏段操作线方程

根据恒摩尔流假设，上升蒸汽为 $q_{n,V}$ [kmol·s⁻¹]，
回流液为 $q_{n,L}$ [kmol·s⁻¹]，
塔顶产品为 $q_{n,D}$ [kmol·s⁻¹]，组成为 x_d

x_n ——精馏段中第n层板下降液体中易挥发组分的
摩尔分率

y_{n+1} ——精馏段中第n+1层板上升蒸气中易挥发组分的
摩尔分率

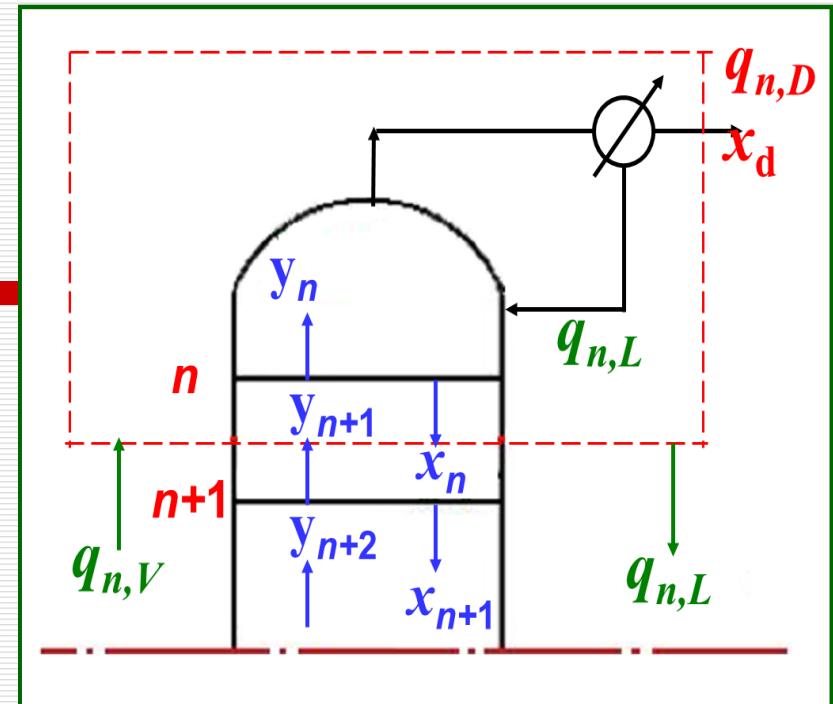
精馏段总物料衡算：

$$q_{n,V} = q_{n,L} + q_{n,D}$$

精馏段易挥发组分物料衡算：

$$q_{n,V} y_{n+1} = q_{n,L} x_n + q_{n,D} x_d$$

$$y_{n+1} = \frac{q_{n,L}}{q_{n,L} + q_{n,D}} x_n + \frac{q_{n,D}}{q_{n,L} + q_{n,D}} x_d$$



2. 精馏段操作线方程

$q_{n,L} / q_{n,D} = R$, 称为回流比

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

称为精馏段操作线方程

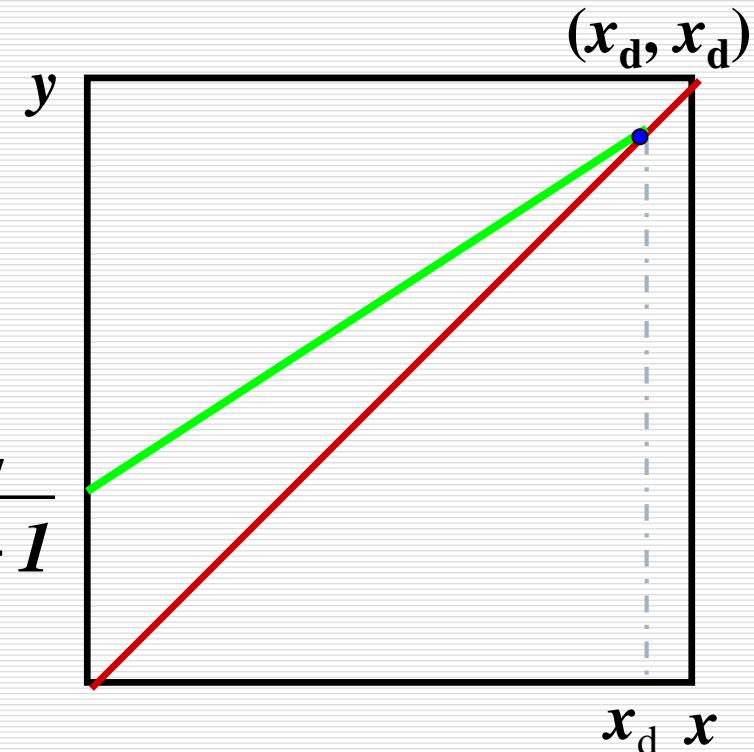
物理意义：表示在一定操作条件下，精馏段内自任意第n层板下降液体组成 x_n 与其相邻的下一层板（第n+1层）上升蒸气组成 y_{n+1} 之间的关系。即在一定压强下，精馏段相邻两板间相遇的气液之间的关系。

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

当 $R, q_{n,D}, x_d$ 为一定值时, 该操作线为一直线, 过点 (x_d, x_d)

斜率: $k = \frac{R}{R+1} = \frac{q_{n,L}}{q_{n,V}}$

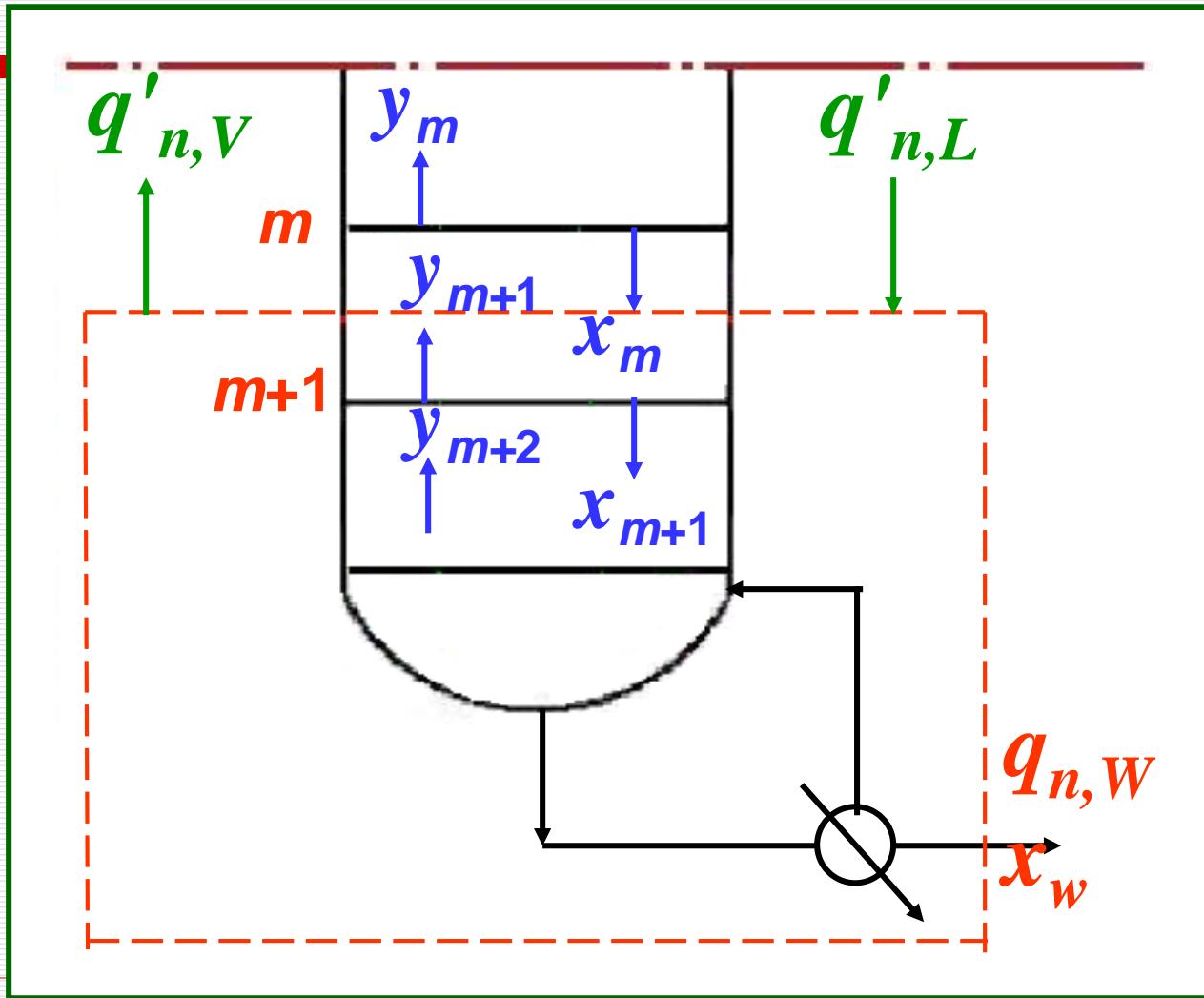
截距: $\frac{x_d}{R+1}$



作图方法: 直线经过两点 (x_d, x_d) 和 $(0, x_d/(R+1))$

3. 提馏段操作线方程

提馏段物料衡算



3. 提馏段操作线方程

根据恒摩尔流假设，上升蒸汽为 $q'_{n,V}$ [kmol·s⁻¹]

回流液为 $q'_{n,L}$ [kmol·s⁻¹],

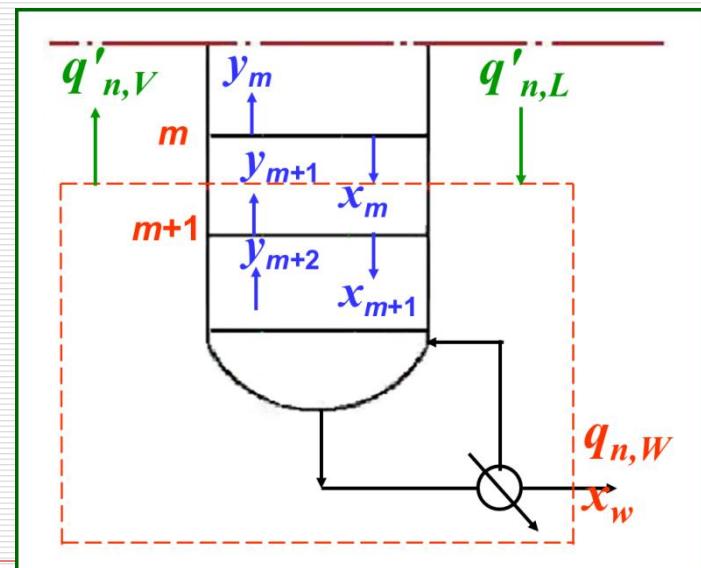
釜液产品为 $q_{n,W}$ [kmol·s⁻¹], 釜液组成为 x_w

提馏段总物料衡算：

$$q'_{n,L} = q'_{n,V} + q_{n,W}$$

提馏段易挥发组分物料衡算：

$$q'_{n,L} x_m = q'_{n,V} y_{m+1} + q_{n,W} x_w$$



提馏段操作线：

$$y_{m+1} = \frac{q'_{n,L}}{q'_{n,L} - q_{n,W}} x_m - \frac{q_{n,W}}{q'_{n,L} - q_{n,W}} x_w$$

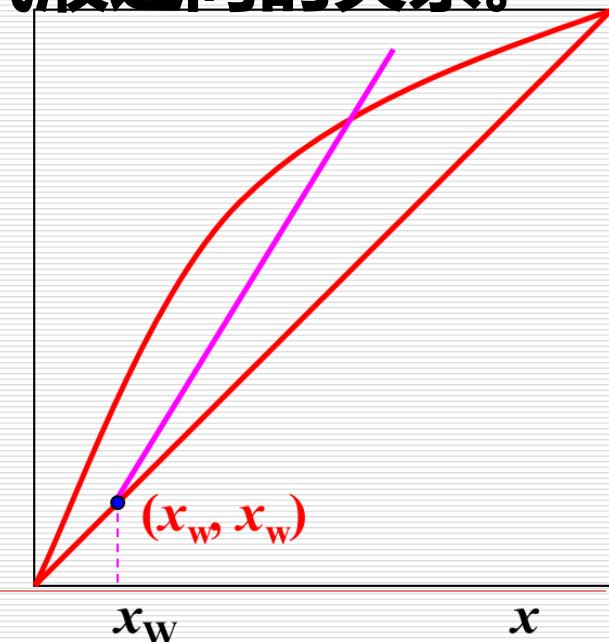
物理意义：表示在一定操作条件下，提馏段内自任意第m层板下降液体组成 x_m 与其相邻的下层板（第 $m+1$ 层）上升蒸气组成 y_{m+1} 之间的关系。即在一定操作压强下，提留段相邻两板间相遇的气液之间的关系。

y_{m+1} 与 x_m 成直线关系。

直线经过点 (x_w, x_w)

斜率： $k = \frac{q'_{n,L}}{q'_{n,L} - q_{n,W}}$

截距： $-\frac{q_{n,W}}{q'_{n,L} - q_{n,W}} x_w$



4. 加料处的操作线方程

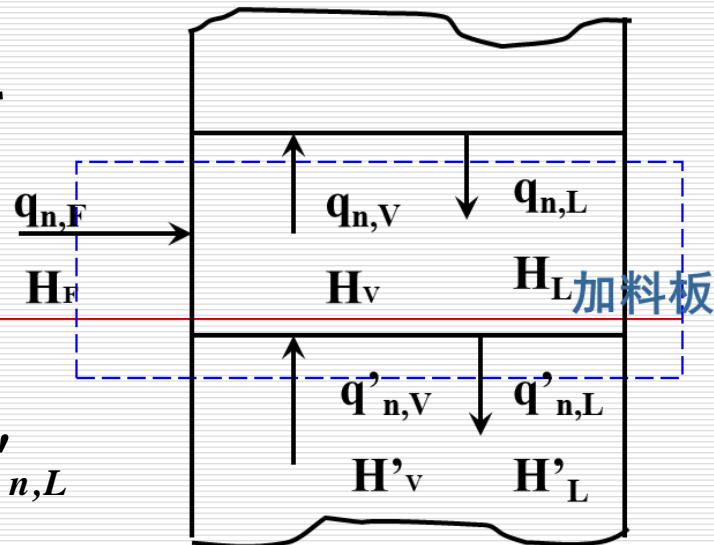
(1) 进料热状况

在实际生产中，进料可能有五种热状态：

- A. 冷液进料：温度低于泡点的冷液体；
- B. 饱和液体进料：泡点下的饱和液体，又称泡点进料；
- C. 气液混合物进料：温度介于泡点和露点之间的气液混合物；
- D. 饱和蒸汽进料：露点下的饱和蒸汽，又称露点进料；
- E. 过热蒸汽进料：温度高于露点的过热蒸汽。

★ 进料热状态的不同直接影响精馏段和提留段的气液相之间的关系。

对右图所示虚线范围内进行物料衡算和热量衡算，以单位时间为基准，即



总物料衡算 $q_{n,F} + q_{n,V'} + q_{n,L} = q_{n,V} + q'_{n,L}$

热量衡算 $q_{n,F} H_F + q'_{n,V} H'_V + q_{n,L} H_L = q_{n,V} H_V + q'_{n,L} H'_L$

原料液的焓,
kJ/kmol

进料板上、下处
饱和蒸汽的焓,
kJ/kmol

进料板上、下
处饱和液体的
焓, kJ/kmol

由于与进料板相邻的上下板的温度及气液相组成各自都很相近，
所以： $H_V \approx H'_V$ $H_L \approx H'_L$

将此式代入上物料衡算和热量衡算，可得：

$$\frac{q'_{n,L} - q_{n,L}}{q_{n,F}} = \frac{H_V - H_F}{H_V - H_L}$$

令：

$$q = \frac{H_V - H_F}{H_V - H_L}$$

定义一：

$$q = \frac{\text{每千摩尔料液变成饱和蒸汽所需热量}}{\text{原料的千摩尔汽化潜热}}$$
$$q \in (-\infty, +\infty)$$

定义二： $q'_{n,L} = q_{n,L} + q \cdot q_{n,F}$

q 为料液中液相的量在总量 F 中所占的比例

$$0 \leq q \leq 1$$

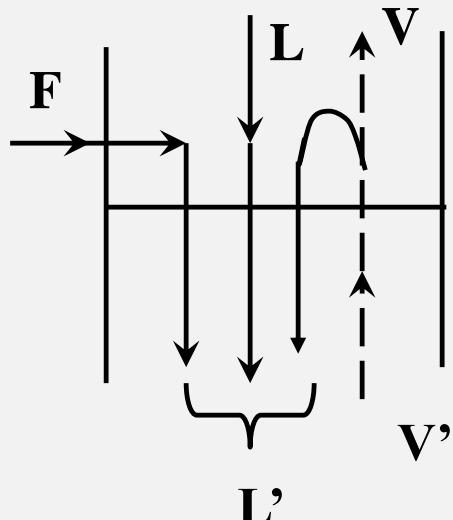
q 称为**热状况参数**。精馏段和提留段气、液相流量之间的关系可用下式表示：

$$q'_{n,L} = q_{n,L} + q \cdot q_{n,F}$$

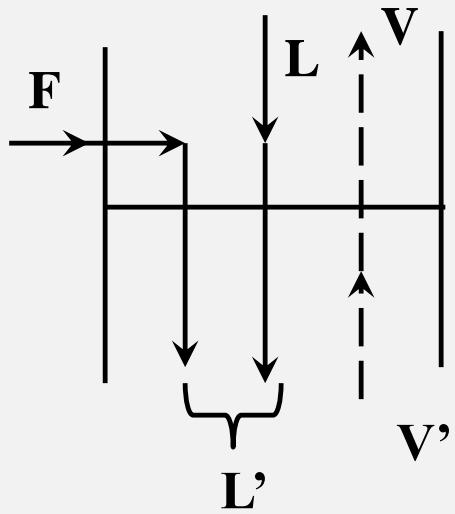
$$q'_{n,V} = q_{n,V} - (1 - q)q_{n,F}$$

根据 q 的定义可得：

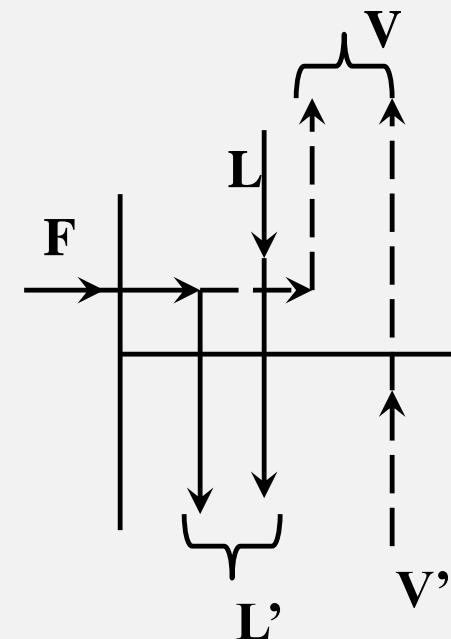
- ① 冷液进料 $q > 1$
- ② 饱和液体进料 $q = 1$
- ③ 气、液混合进料 $q = 0 \sim 1$
- ④ 饱和蒸汽进料 $q = 0$
- ⑤ 过热蒸汽进料 $q < 0$



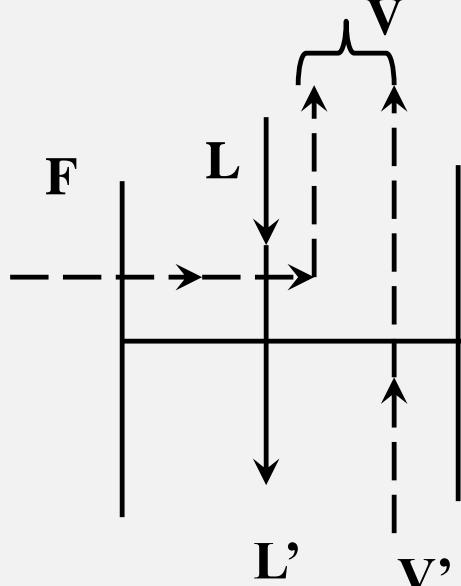
(A)-冷液进料, $q > 1$



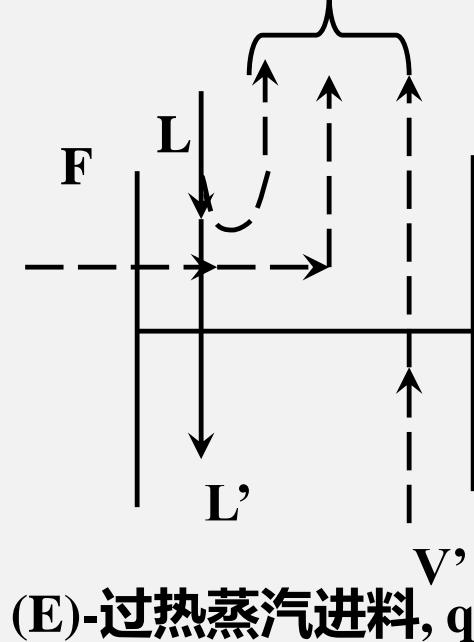
(B)-泡点进料, $q = 1$



(C)-气液混合物进
料, $0 < q < 1$



(D)-饱和蒸汽进料, $q = 0$



(E)-过热蒸汽进料, $q < 0$

(2) 根据加料情况计算 $q'_{n,L}$, $q'_{n,V}$

根据 q 的定义, 料液 $q_{n,F}$ 中的液相量为 $q \cdot q_{n,F}$,
气相量为 $(1 - q) q_{n,F}$

$$q'_{n,L} = q_{n,L} + q \cdot q_{n,F}$$

$$q_{n,V} = q'_{n,V} + (1 - q) q_{n,F}$$

$$q = 1 \text{ 时, } q'_{n,L} = q_{n,L} + q_{n,F}$$

$$q'_{n,V} = q_{n,V}$$

$$q = 0 \text{ 时, } q'_{n,L} = q_{n,L}$$

$$q_{n,V} = q'_{n,V} + q_{n,F}$$

$$q_{n,V} y_{n+1} = q_{n,L} x_n + q_{n,D} x_d$$

(3) 进料操作线

$$q'_{n,L} x_m = q'_{n,V} y_{m+1} + q_{n,W} x_w$$

联列精馏段、提馏段操作线方程的初始形式
(交点处两式中的变量相同, 可略去上下标) :

$$q_{n,V} y = q_{n,L} x + q_{n,D} x_d$$

$$q'_{n,V} y = q'_{n,L} x - q_{n,W} x_w$$

两式相减, 得:

$$(q_{n,V} - q'_{n,V})y = (q_{n,L} - q'_{n,L})x + q_{n,D} x_d + q_{n,W} x_w$$

$$\therefore q'_{n,V} = q_{n,V} - (1-q)q_{n,F}$$

$$q'_{n,L} = q_{n,L} + q \cdot q_{n,F}$$

$$\therefore [q_{n,V} - q_{n,V} + (1-q)q_{n,F}]y = \\ [q_{n,L} - (q_{n,L} + q \cdot q_{n,F})]x + q_{n,F}x_f$$

$$\therefore (1-q)q_{n,F}y = -q \cdot q_{n,F}x + q_{n,F}x_f$$

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

经过点 (x_f, x_f) , 斜率为

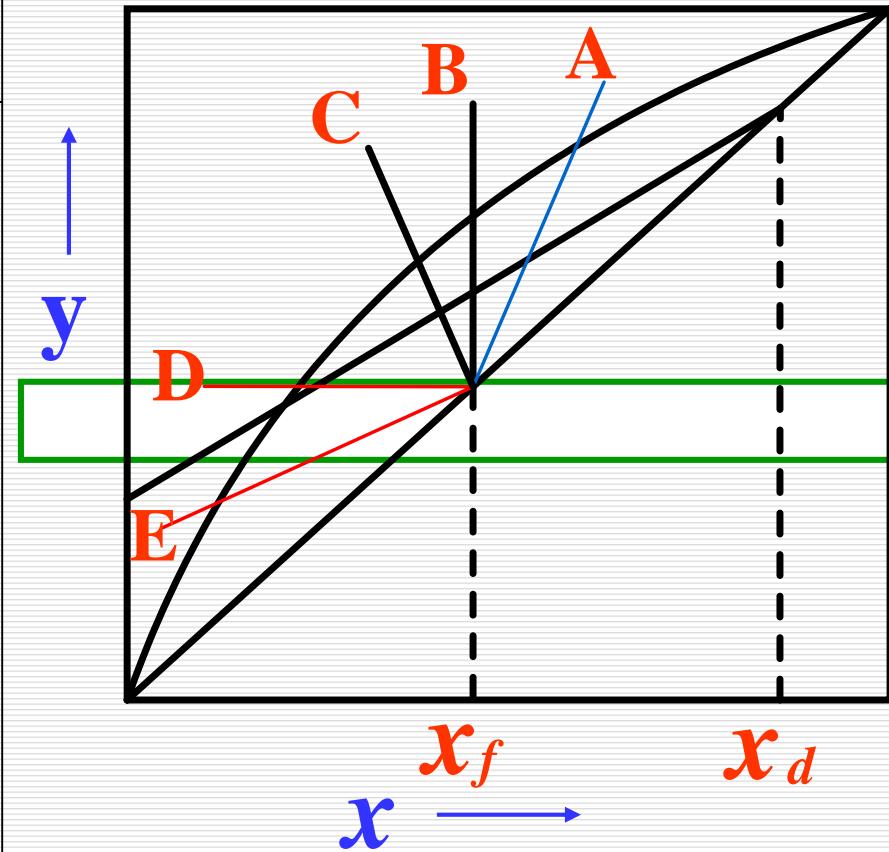
$$-\frac{q}{1-q}$$

称为**加料操作线方程**, 是精馏段操作线, 提馏段操作线交点的轨迹, \therefore 三线有共同交点。

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

进料操作线

进料状况	q	斜率	示意图
过冷液体	> 1	+	A ↗
饱和液体	$= 1$	∞	B ↑
气液混合物	$(0,1)$	-	C ↘
饱和蒸气	$= 0$	0	D ←
过热蒸气	< 0	+	E ↙



【例题1】在连续精馏塔中分离苯 - 甲苯混合液。已知原料液的流量为10 kmol/s，苯的组成0.44（摩尔分数，下同）。要求馏出液组成为0.97，釜残液组成为0.0235。操作的回流比为3.5，计算以下三种加料状态的q值和精馏段与提馏段的气、液相流量。（1）饱和液体进料（2）原料为20°C的冷液体；（3）进料为180°C过热蒸汽。

已知：料液的泡点为94，露点为100.5，混合液体的平均比热容为158.2kJ/(Kmol·K)，混合蒸汽的平均比热容为107 kJ/(Kmol·K)，饱和液体汽化成饱和蒸汽所需的汽化热为33118 kJ/Kmol

解 (1) 饱和液体进料 $q = 1$

全塔物料衡算：

$$q_{n,F} = q_{n,L} + q_{n,D}$$

$$q_{n,F} x_f = q_{n,L} x_d + q_{n,W} x_w$$

解得： $q_{n,D} = 4.382 \text{ Kmol / s}$ $q_{n,W} = 5.618 \text{ Kmol / s}$

$$q_{n,L} = Rq_{n,D} = 3.5 \times 4.382 = 16.87 \text{ Kmol / s}$$

所以

$$q_{n,V} = q_{n,L} + q_{n,D} = (R + 1)q_{n,D} = 21.252 \text{ Kmol / s}$$

$$q'_{n,L} = q_{n,L} + q_{n,F} = 16.87 + 10 = 26.87 \text{ Kmol / s}$$

$$q'_{n,V} = q_{n,V} = 21.252 \text{ Kmol / s}$$

(2) 20°C的冷液体

$$q = \frac{158.2 \times (94 - 20) + 33118}{33118} = 1.353$$

$$q'_{n,L} = q_{n,L} + q \cdot q_{n,F} = (16.87 + 1.353 \times 10) = 30.4 \text{Kmol / s}$$

$$\begin{aligned} q'_{n,V} &= q_{n,V} + (q - 1) \cdot q_{n,F} = 21.252 + (1.353 - 1) \times 10 \\ &= 24.782 \text{Kmol / s} \end{aligned}$$

(3) 180°C过热蒸汽

$$q = \frac{-(180 - 100.5) \times 107.9}{33118} = -0.259$$

$$q'_{n,L} = 16.87 - 0.259 \times 10 = 14.28 \text{Kmol / s}$$

$$q'_{n,V} = 21.252 - 0.259 \times 10 = 8.662 \text{Kmol / s}$$

精馏段气液相流量与进料状况无关，但进料状况影响提馏段气液相流量。

【例题2-P124】：在连续精馏塔中分离两组分理想溶液。原料液流量为100kmol/h，组成为0.3(易挥发组分摩尔分数)，其精馏段和提馏段操作线方程分别为：

$$y=0.714x+0.257$$

$$y=1.686x-0.0343$$

试求：

- (1) 塔顶馏出液流量和精馏段下降液体流量, kmol/h;
- (2) 进料热状态参数 q_0 。

解：先由已知的两操作线方程求出 x_d 、 x_w 和 R ；

再由全塔物料衡算和回流比定义求得 $q_{n,D}$ 和 $q_{n,L}$ ；

由两操作线方程和 q 线方程联立可求得进料热状态参数 q

(1) 塔顶馏出液流量和精馏段下降液体流量， kmol/h

由精馏段操作线方程和对角线方程联立解得：

$$y = 0.714x + 0.257$$
$$y = x \quad \longrightarrow \quad x_d = \frac{0.257}{1 - 0.714} = 0.899 \approx 0.90$$

由提馏段操作线方程和对角线方程联立解得：

$$y = 1.686x - 0.0343$$
$$y = x \quad \longrightarrow \quad x_w = \frac{0.0343}{1.686 - 1} = 0.05$$

馏出液流量由全塔物料衡算求得，即：

$$q_{n,D} + q_{n,W} = q_{n,F} = 100$$

$$0.9q_{n,D} + 0.05q_{n,W} = 100 \times 0.3$$

$q_{n,D} = 29.4 \text{ kmol/h}$
 $q_{n,W} = 71.6 \text{ kmol/h}$

回流比由精馏段操作线斜率求得 ($y=0.714x+0.257$) :

$$\frac{R}{R+1} = 0.714 \quad \longrightarrow \quad R = 2.5$$

精馏段下降液体量为:

$$q_{n,L} = R q_{n,D} = 2.5 \times 29.4 = 73.5 \text{ kmol/h}$$

(2) 进料热状态参数 q

q 线方程为: $y = \frac{q}{q-1}x - \frac{x_f}{q-1} = \frac{q}{q-1}x - \frac{0.3}{q-1}$

式中的 x 、 y 值可由两操作线方程联立解得

$$\begin{aligned}y &= 0.714x + 0.257 \\y &= 1.686x - 0.0343\end{aligned}\quad \rightarrow \quad 0.714x + 0.257 = 1.686x - 0.0343$$

得: $x = 0.3$

将 $x = 0.3$ 代入精馏段操作线方程 $y = 0.714x + 0.257$, 得:
 $y = 0.471$

将 $x = 0.3$, $y = 0.471$ 代入 q 线方程, 得: $q = 1$ (泡点进料)

5. 各种操作线的作法 (在 x - y 坐标系中)

❖ 精馏段操作线

一点 (x_d, x_d)

截距 $x_d / (R+1)$

❖ 加料线

一点 (x_f, x_f)

斜率 $q / (q - 1)$

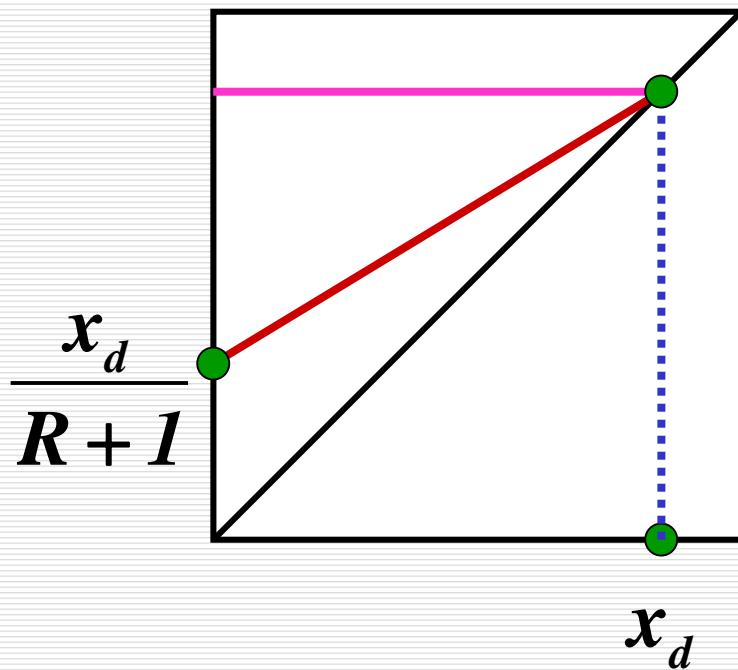
❖ 提馏段操作线

一点 (x_w, x_w) ; 另一点, 精馏段操作线

与加料线的交点

❖ A. 精馏段操作线

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



截距 $\frac{x_d}{R+1}$

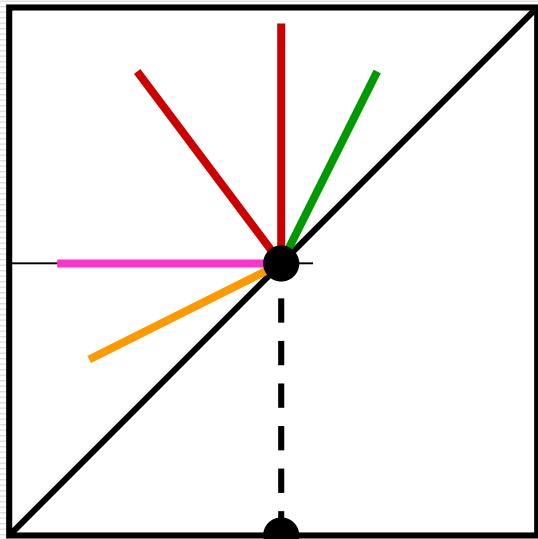
当 $x_n = x_d$

$$y_{n+1} = x_d,$$

过点 (x_d, x_d)

❖ B. 加料板操作线(q 线)

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



设 $x = x_f$ 则 $y = x_f$

斜率 $\frac{q}{q-1}$

1、冷液进料 $q > 1$

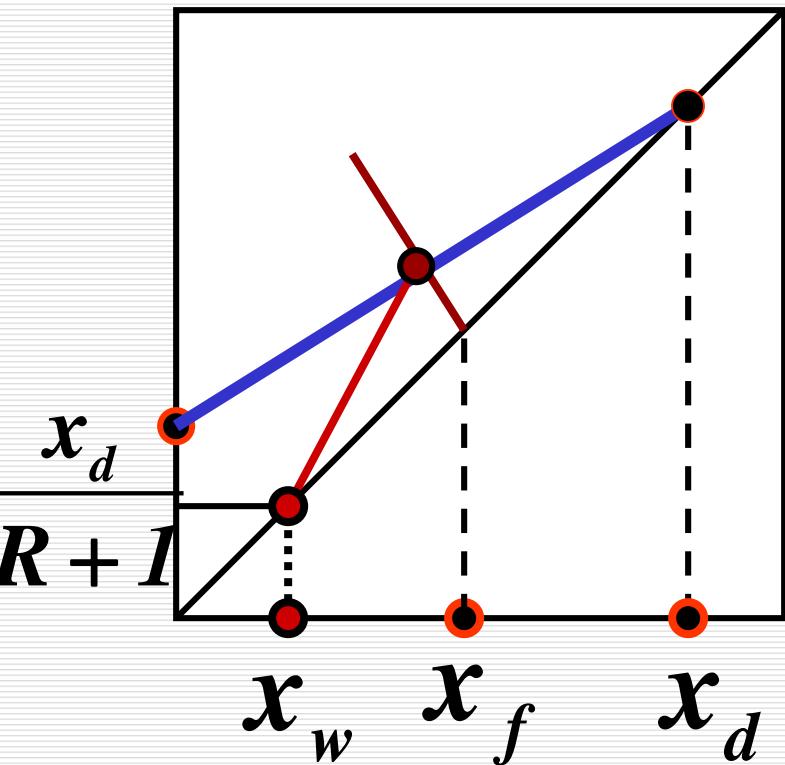
2、泡点进料 $q = 1$

3、气液进料 $1 > q > 0$

4、露点进料 $q = 0$

5、过热蒸气 $q < 0$

❖ C. 提馏段操作线



$$y_{m+1} = \frac{q'_{n,L}}{q'_{n,L} - q_{n,W}} x_m - \frac{q_{n,W}}{q'_{n,L} - q_{n,W}} x_w$$

$$\text{当 } x_m = x_w \quad y_{m+1} = x_w$$

由精馏段操作线和 q 线的交点得提馏段操作线上的一点。

6. 回流比对操作线的影响及选择

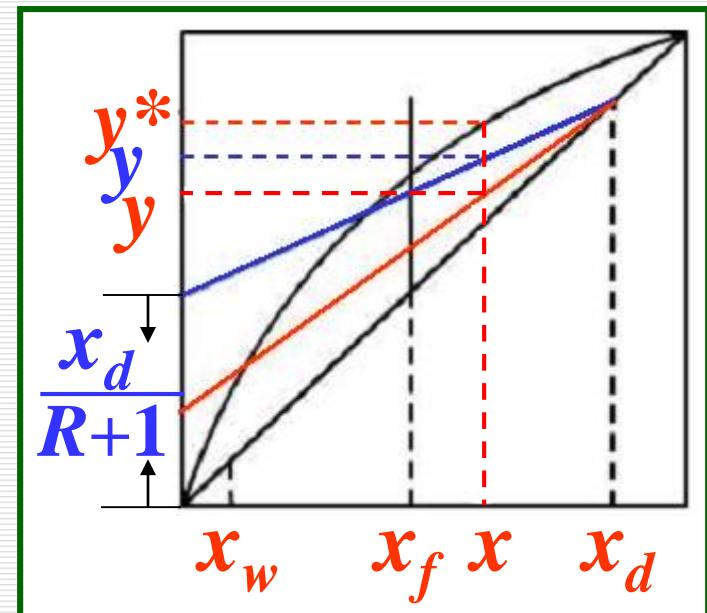
(1) 回流比对推动力和精馏操作线的影响：

精馏推动力用

$(y^* - y)$ 表示。

$R \uparrow$, 操作线远离
平衡线, 推动力 \uparrow

$(y^* - y)$ 。



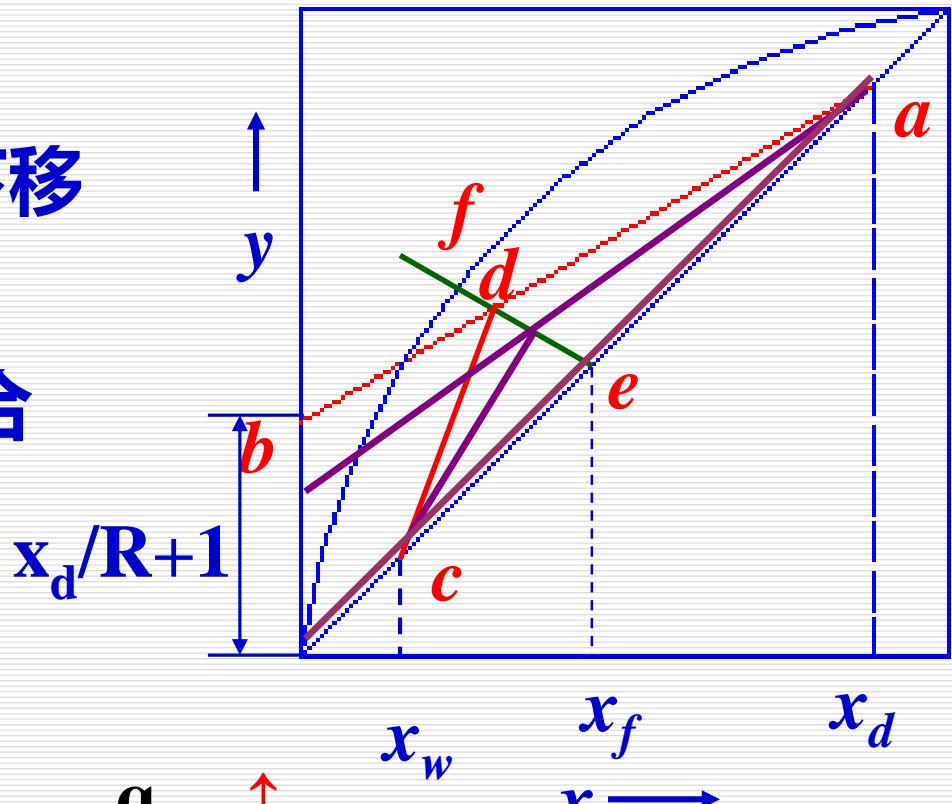
• $R \uparrow \rightarrow x_d/R + 1 \downarrow \rightarrow ab$ 下移

$\rightarrow N_T \downarrow \xrightarrow{R=\infty} ab$ 与 ac 重合

$\rightarrow N_T = N_{min}$

• $R \uparrow$ $q_{n,D}, q_{n,W}$ 不变

$\rightarrow q_{n,L}, q_{n,V} \uparrow$



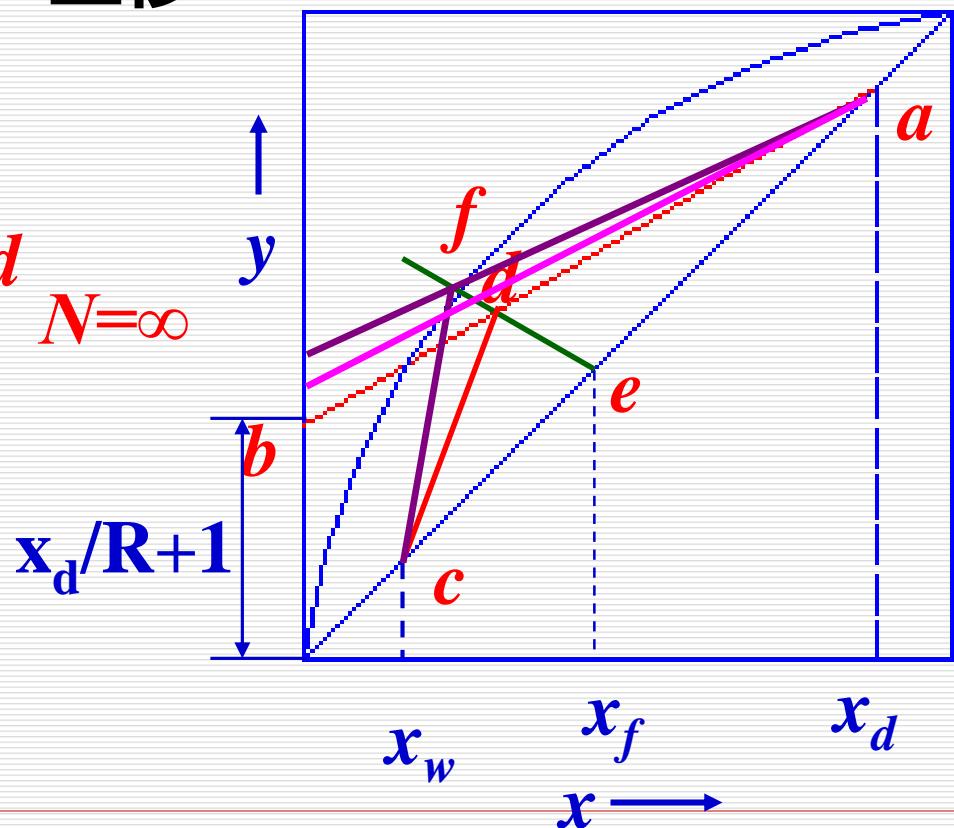
$R \downarrow \rightarrow x_d/R+1 \uparrow \rightarrow ab$ 上移

$\rightarrow N \uparrow$

ab 、 q 线与平衡线交于 d

d点夹紧点 $R=R_{min}$

$R_{min} < R < R_\infty$



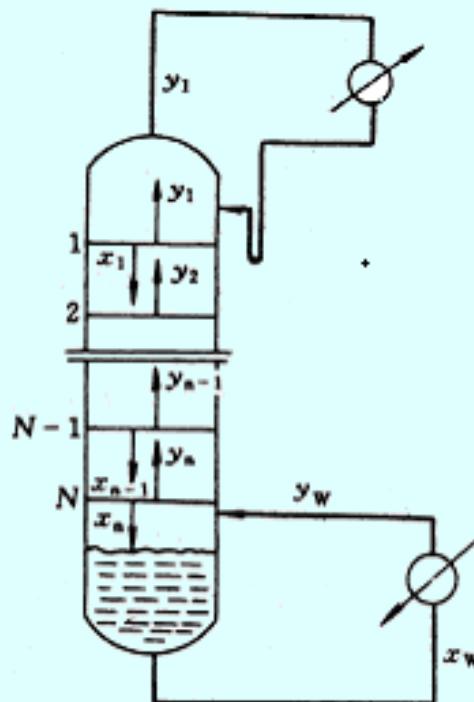
6. 回流比对操作线的影响及选择

当 $R \uparrow$ 到 $q_{n,D} = 0$ 时， $R = q_{n,L}/q_{n,D} = \infty$ ，此时称为全回流，这时精馏段与提馏段操作线方程均与对角线 ($y=x$) 重合。

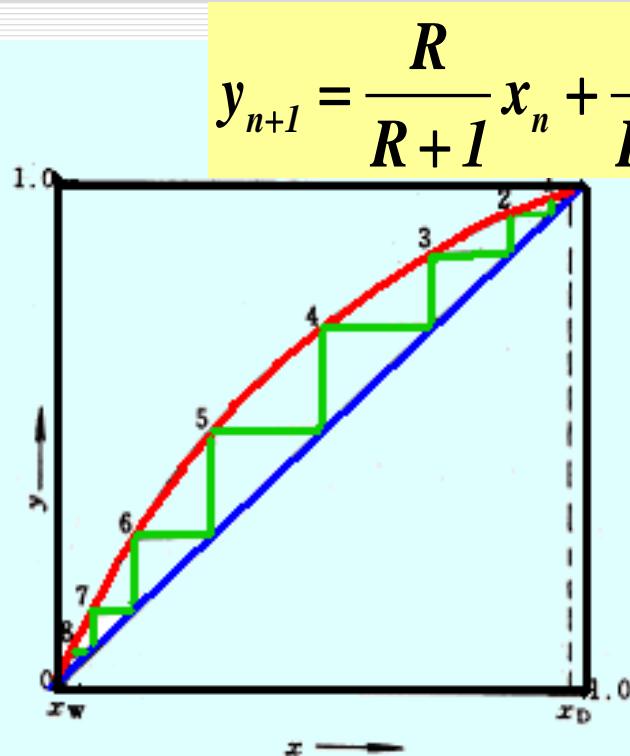
$R \downarrow$ ，则推动力 \downarrow 。当 $R \downarrow$ 至两操作线交点逼近平衡线时，推动力为0，已不可能完成分离任务，此时的回流比称为最小回流比 R_{min} 。

全回流 $R = \infty$ 与最少理论板数 N_{min}

全回流：精馏塔顶上升的蒸气经过冷凝后，全部回到塔内，这种操作方式称为**全回流**。全回流时， $q_{n,F}=0$ ， $q_{n,D}=0$ ， $q_{n,W}=0$ ； $R=q_{n,L}/q_{n,D}=\infty$ ，是增大回流比的极限。精馏段和提馏段两操作线均与对角线重合，其操作线方程为：



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



特点：

两板之间任一截面上上升的蒸气与下降液体的组成相等，达到一定分离程度所需的理论塔板数最少。

全回流与最少理论板数

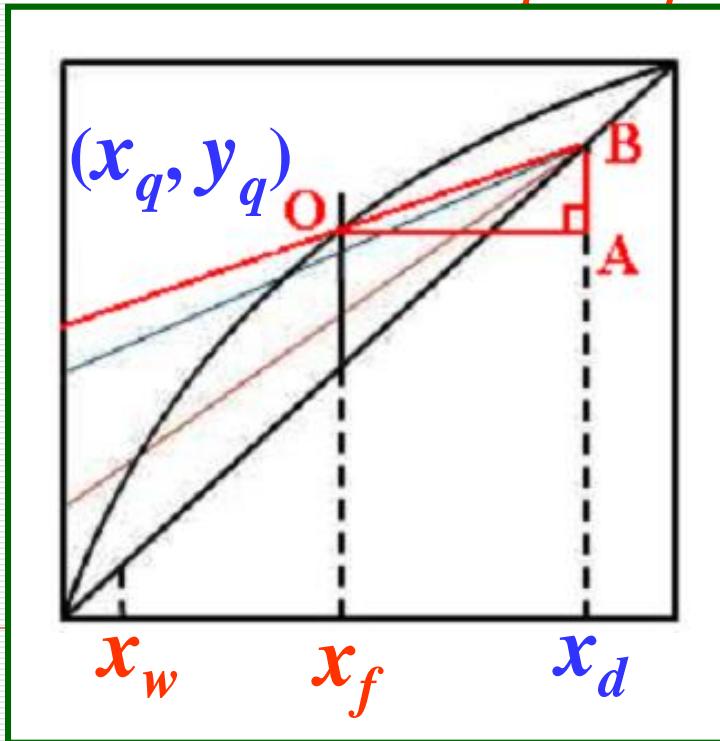
全回流的应用：

在实际生产中，只是在某些特定条件下（装置开车、调试和实验研究中），才使用全回流：

- 1) 精馏塔在启动阶段采用全回流操作，目的是：**
①润湿塔板或填料；②提高分离能力。
 - 2) 操作出现意外而产品纯度低于要求纯度时，先采取全回流操作，然后再进行部分回流操作。**
-

(2) 最小回流比 R_{\min} 的计算

$R=R_{\min}$ 时, 平衡线、精馏段操作线、提馏段操作线、进料操作线四线交于一点。设四线交点坐标为 (x_q, y_q)



$$\frac{R_{\min}}{R_{\min} + 1} = \frac{|AB|}{|AO|}$$
$$= \frac{x_d - y_q}{x_d - x_q}$$

$$\frac{R_{\min}}{R_{\min} + 1} = \frac{|AB|}{|AO|} = \frac{x_d - y_q}{x_d - x_q}$$

$$(x_d - x_q)R_{\min} = R_{\min}(x_d - y_q) + x_d - y_q$$

$$R_{\min}(x_d - x_q - x_d + y_q) = x_d - y_q$$

$$R_{\min} = \frac{x_d - y_q}{y_q - x_q}$$

$$R_{\min} = \frac{x_d - y_q}{y_q - x_q}$$

饱和液体进料

$$q = 1$$

进料操作线方程

$$x = x_f$$

交点坐标

$$x_q = x_f$$

$$y_q = y_f^* = \frac{\alpha x_f}{1 + (\alpha - 1)x_f}$$

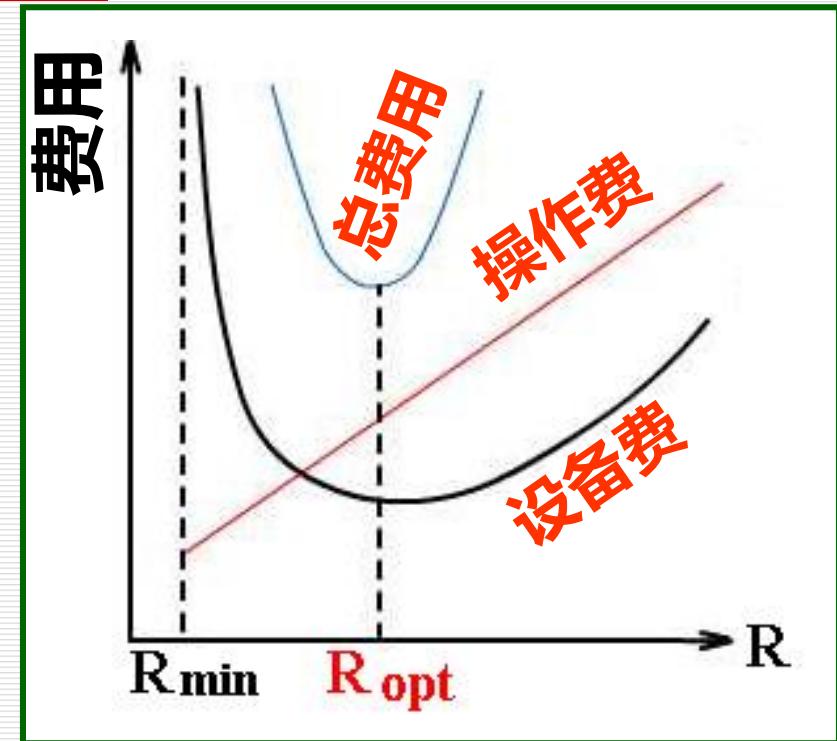
$$R_{\min} = \frac{x_d - y_f^*}{y_f^* - x_f}$$

(3) 适宜回流比 R (通过经济核算确定)

对于一定的分离任务：

- ①若采用全回流操作，虽然理论塔板数最少，但得不到产品。
- ②若采用最小回流比操作，需要的理论塔板数为无穷多，不现实。

实际的回流比，应选在两个极限 R_{min} 和 ∞ 之间，适宜的回流比应根据经济衡算决定，即操作费用和设备费之和为最低时的回流比作为适宜的回流比。



讨论：

①操作费用：主要取决于再沸器的蒸气消耗量和冷凝器中冷却水的消耗量，此两项又取决于塔内上升的蒸气量。

$$q_{n,V} = (R+1) q_{n,D}, \quad q_{n,V'} = q_{n,V} + (q-1) q_{n,F}$$

$q_{n,V}$ 和 $q_{n,V'}$ 与回流比R成正比，R增加，操作费用呈直线上升，使得再沸器、冷凝器的热负荷增加，而且塔径d也应相应增大，设备费亦随之增大。

②设备费：设备的类型和材料一经确定，此项费用主要取决于设备的尺寸。当 $R = R_{\min}$ 时， $N = \infty$ ，设备费为无穷大。当 $R > R_{\min}$ 时， N 由 ∞ 迅速下降为有限层数，设备费下降较快。 R 继续增大，导致塔内上升蒸气量增加，设备尺寸加大，设备费用又上升。

$$\text{总费用} = \text{操作费} + \text{设备费}$$

总费用最低时对应回流比为最适宜回流比。

根据经验一般取 **适宜回流比**： $R = (1.2 \sim 2.0)R_{\min}$

7. 回流比与进料热状态对精馏过程的影响

q 和R对冷凝器和蒸馏釜的热负荷影响

① q 一定, $R \uparrow$

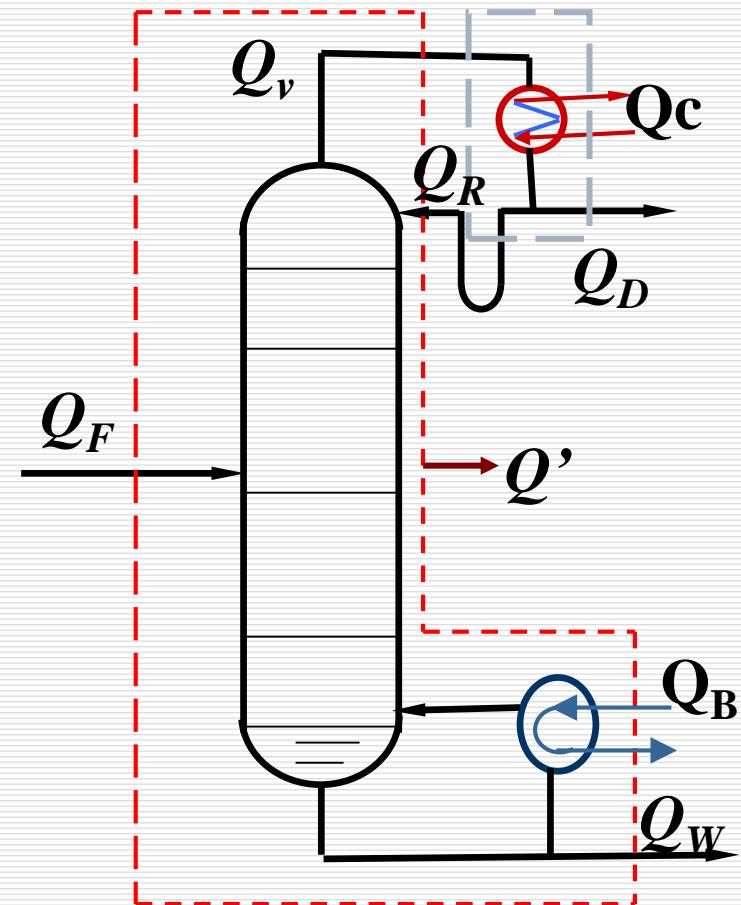
$q_{n,V} \downarrow$ $q_{n,V'} \downarrow$ $q_{n,L} \downarrow$ $q_{n,L'} \uparrow$

$$Q_C = r_c V$$

$$Q_C \uparrow$$

$$Q_B = r_b V'$$

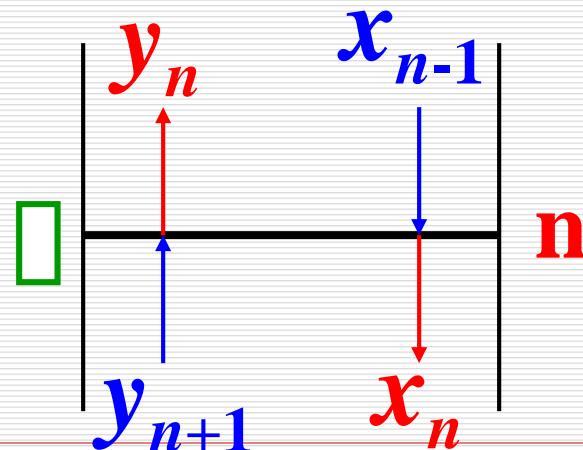
$$Q_B \uparrow$$



3.2.4 理论塔板和理论塔板数

1. 理论塔板

假设离开某一块塔板(如第 n 块板)的上升蒸汽组成(y_n)与下降的液体组成(x_n)已达到平衡，则该塔板被称为理论塔板。



一块理论塔板相当于 $y - x$ 图中平衡线与操作线之间的一个“阶梯”，所以理论塔板又称**理论级**，理论塔板数又称**理论级数**。

回流比 R 对理论塔板数 N_T 的影响：

$R \uparrow, N_T \downarrow$, 全回流时, $R = \infty, N_T = N_{\min}$
 $R \downarrow$ 至最小回流比时, $R = R_{\min}, N_T = \infty$

在填料塔中，分离效果相当于一块理论塔板的填料层高度，叫做填料的**等板高度**。

填料层高度 = 等板高度 × 理论塔板数

2. 理论塔板数 N_T 的计算

❖ 所用理论

(1) 气液平衡关系

(2) 物料衡算 (操作线方程)

❖ 计算方法

(1) 逐板计算法 (Lewis-Metheson 法)

(2) 图解法 (McCabe-Thiele 法)

(3) 简捷计算法

(1) 逐板计算法步骤

A) 利用已知条件写出平衡线，精馏段操作线，提馏段操作线方程的具体形式

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

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

$$y_{m+1} = \frac{q'_{n,L}}{q'_{n,L} - q_{n,W}} x_m - \frac{q_{n,W}}{q'_{n,L} - q_{n,W}} x_w$$

B)交替利用平衡线及操作线方程进行计算

如塔板从上往下数：

且塔顶为全凝器： $y_1 = x_d$

$y_1 \rightarrow x_1$ (平衡线)

$x_1 \rightarrow y_2$ (操作线)

$y_2 \rightarrow x_2$ (平衡线)

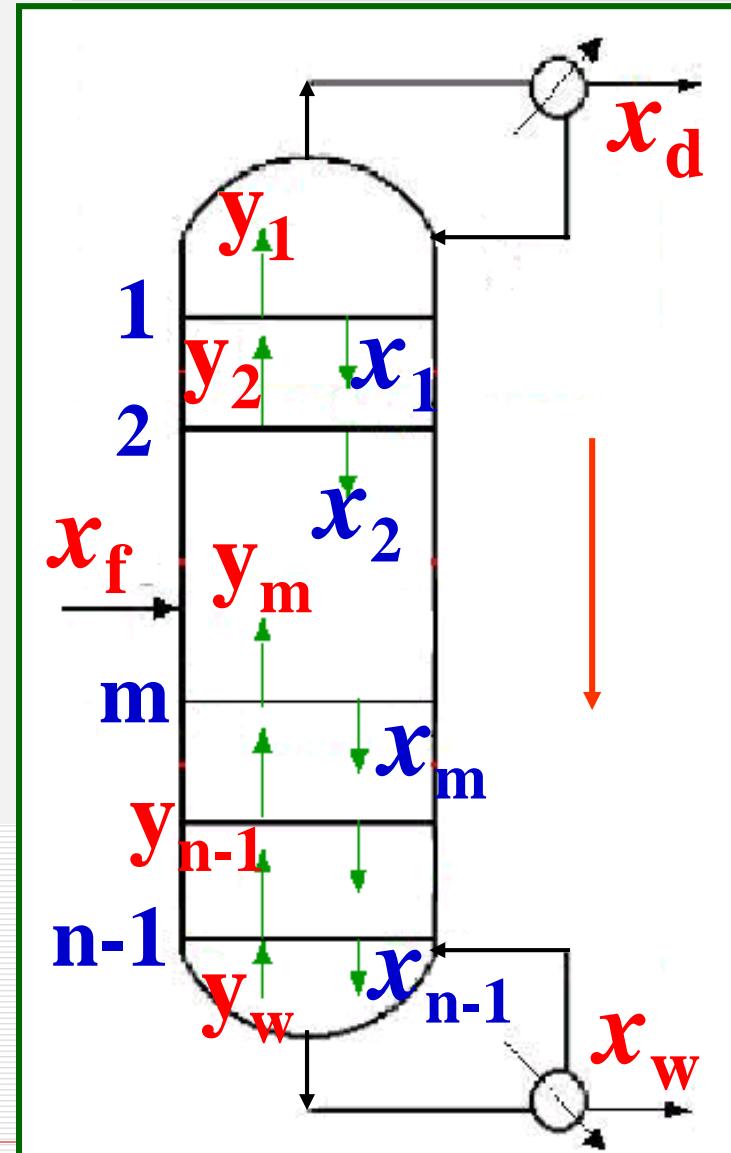
$x_2 \rightarrow y_3$ (操作线)

直至 x_m 接近 x_f ，但 $x_m < x_f$ ，
改用提馏段操作线方程。

计算至 $x_n \leq x_w$ ，

C) 理论塔板数 = $n-1$

塔釜相当于一块理论塔板。



如塔板从下往上数：

由 $x_w \Rightarrow y_w = \frac{\alpha x_w}{1 + (\alpha - 1)x_w}$

由 $y_w \Rightarrow x_1$ (操作线)

由 $x_1 \Rightarrow y_1$ (平衡线)

由 $y_1 \Rightarrow x_2$ (操作线)……

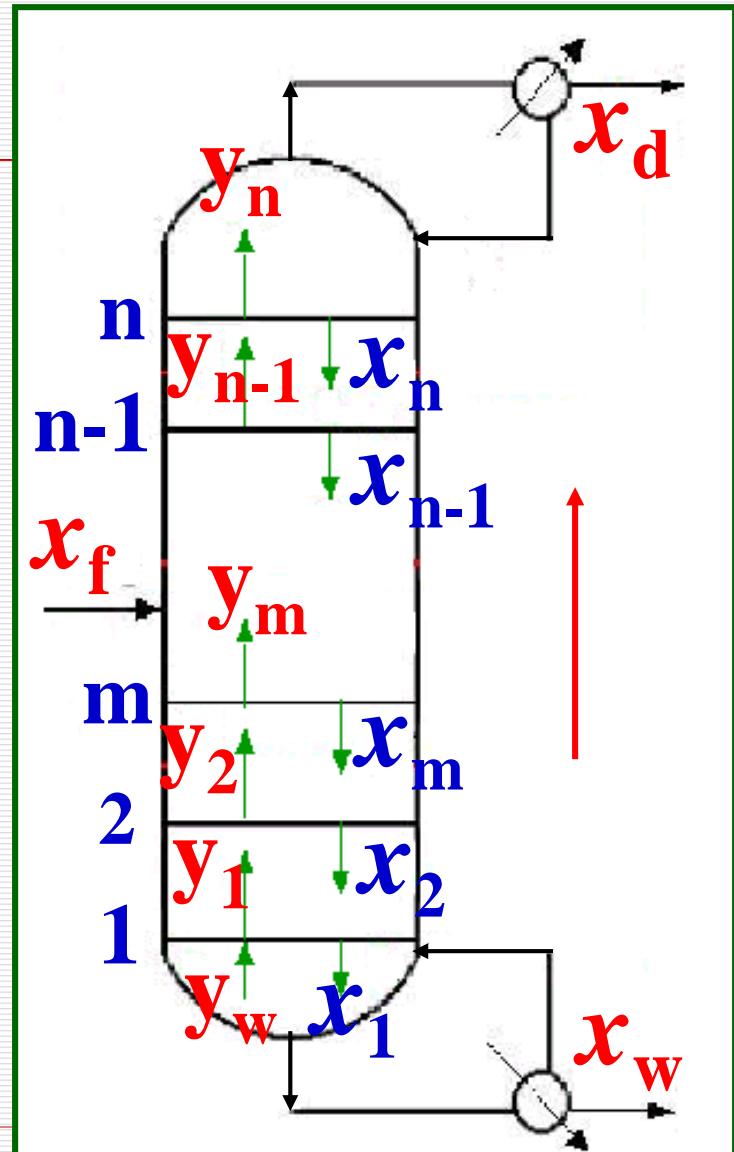
直至算出的 x_m 接近 x_f ,

但 $x_m < x_f$ 时,

改用精馏段操作线方程,

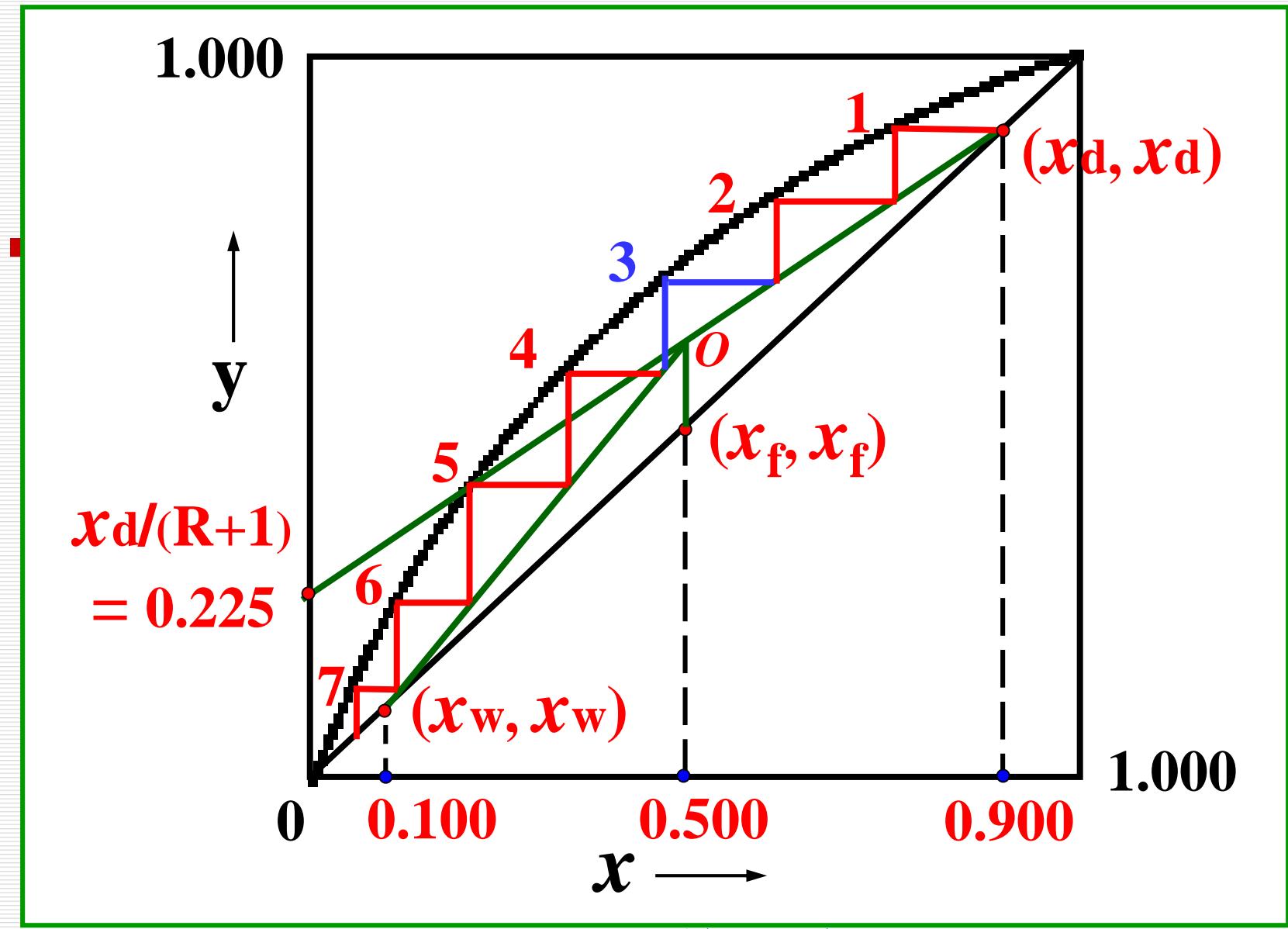
直至算出的 $y_n \geq x_d$ 结束。

C) 理论塔板数 = y 的下标 n

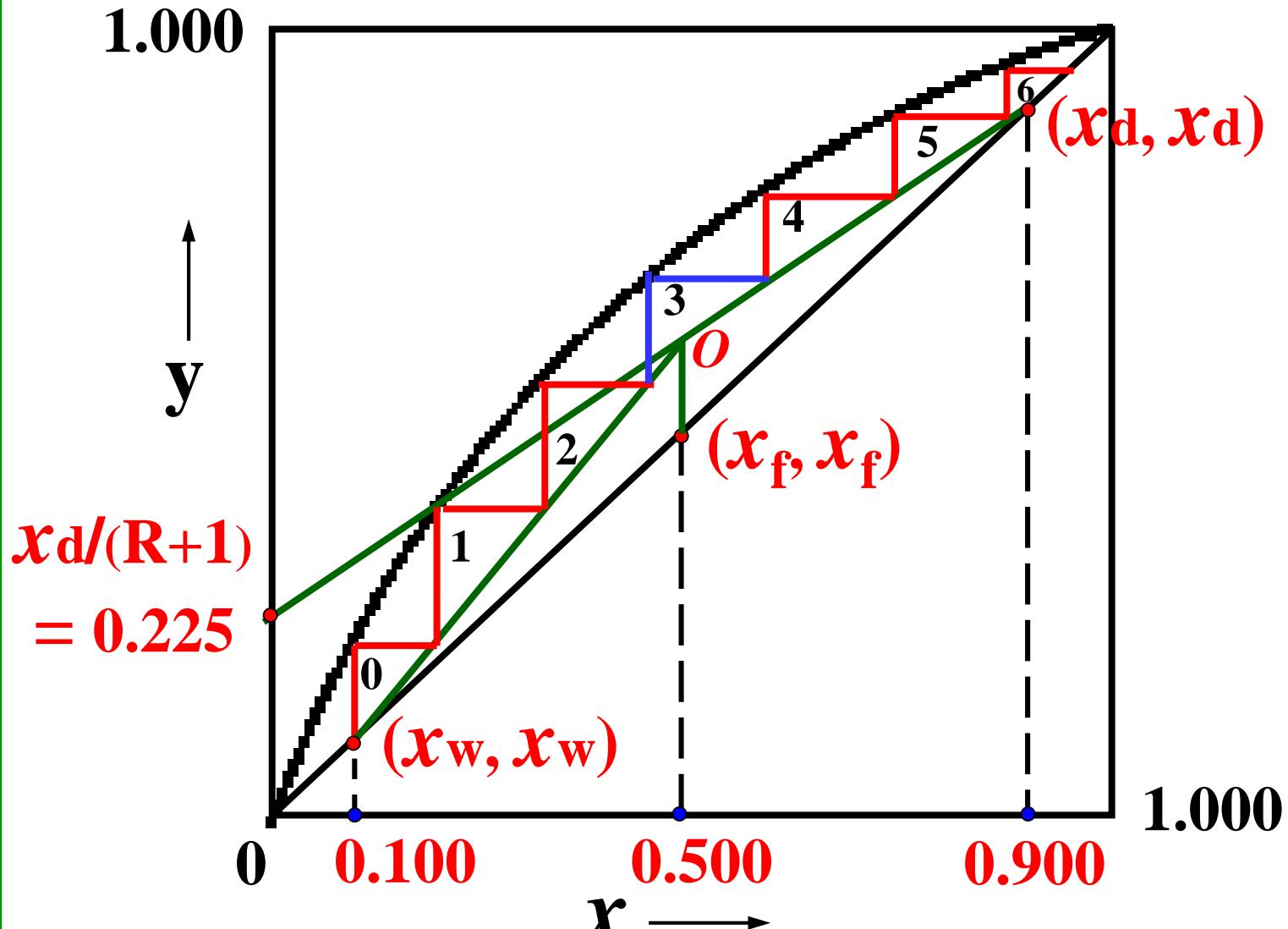


(2) 图解法步骤 (在 $y-x$ 坐标系中)

- 1) 作平衡线、对角线、精馏段操作线、进料线、提馏段操作线
- 2) 塔板从上往下编号: 从 (x_d, x_d) 点开始, 在平衡线与操作线之间作直角梯级, 到超过 (x_w, x_w) 点。
塔板从下往上编号: 从 (x_w, x_w) 点开始, 在平衡线与操作线之间作直角梯级, 直到超过 (x_d, x_d) 点。
- 3) 有多少直角梯级, 就有多少块理论板, 跨越三线交点的阶梯为加料板。



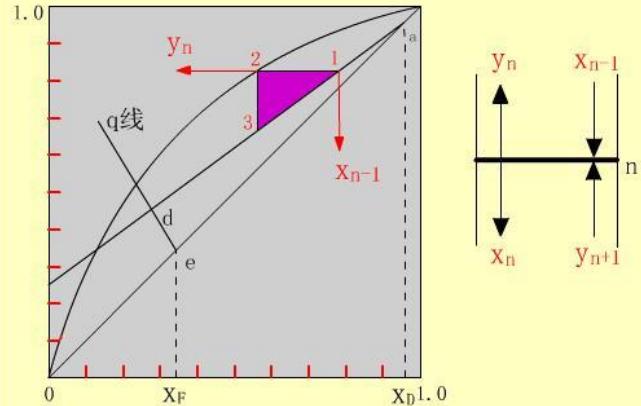
塔板从上往下编号



塔板从下往上编号

梯级的物理意义

梯级的物理意义



理论板上浓度特征： $x_n \sim y_n$ 相平衡，落到平衡线上。

某截面浓度特征： $x_n \sim y_{n+1}$ 操作关系，落到操作线上。

(3) 简捷计算法求 N_T

工具：芬斯克方程和吉利兰图

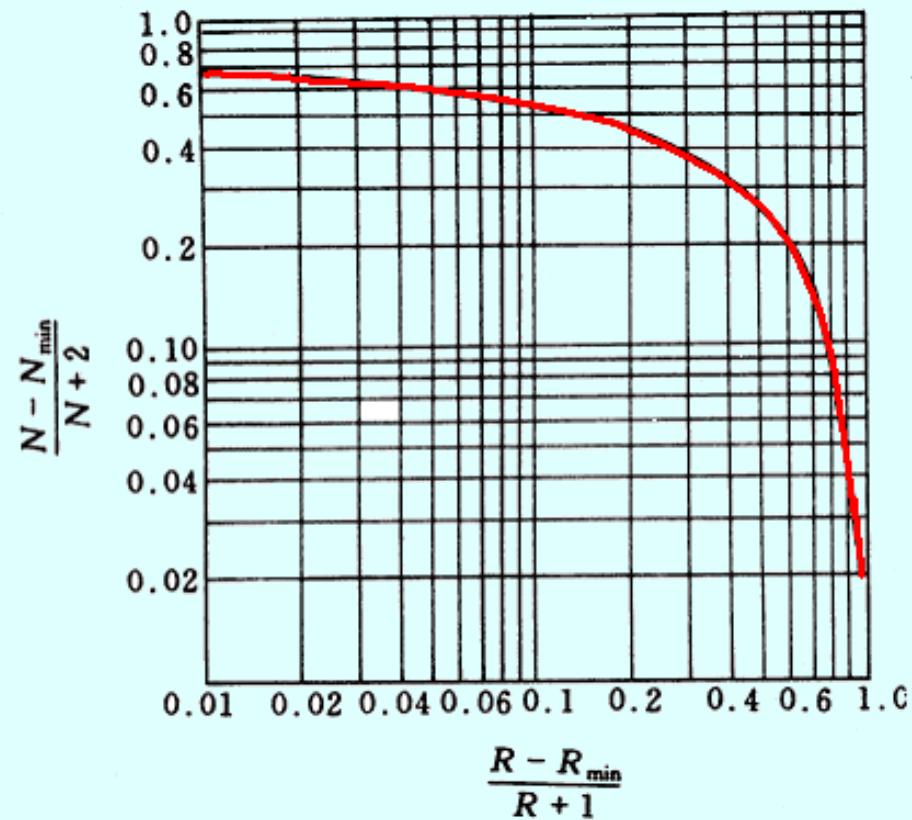
芬斯克方程：在全回流和 $y_n = x_d$ 两个条件，用逐板计算法计算得到的理论塔板数的数学表达式。

$$n_o = \frac{\log \left[\frac{x_d / (1 - x_d)}{x_w / (1 - x_w)} \right]}{\log \alpha} - 1$$

吉利兰图是一种经验关联图。

简捷计算法步骤：

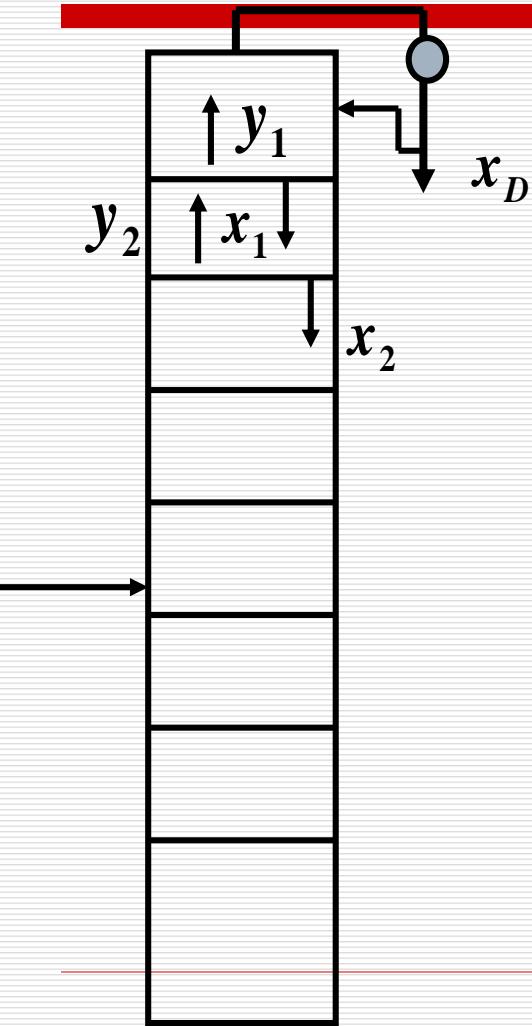
- 1) 根据物性和分离要求，求出 R_{\min} ，选择合适的 R
- 2) 用芬斯克方程求得全回流时的理论塔板数
- 3) 求出吉利兰图中的横坐标
的 $(R - R_{\min})/(R + 1)$
- 4) 查吉利兰图得纵坐标 $(N - N_{\min})/(N + 2)$ ，算出 N



【例题】：氯仿和四氯化碳的混合液在连续精馏塔内分离，要求馏出液氯仿浓度为0.95(摩尔分率)，流量为50kg/h，塔顶为全凝器，平均相对挥发度为1.6，回流比为2。

求：(1) 由上向下数第一块塔板下降的液体组成；
(2) 第二块塔板上升蒸气组成；
(3) 精馏段各板上升蒸气量及下降的液体量（质量流量和摩尔流量）。

解: (1) $y_1 = x_d = 0.95$



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

$$0.95 = \frac{1.6 x_1}{1 + (1.6 - 1)x_1}$$

$$x_1 = 0.92$$

$$(2) y_2 = \frac{R}{R+1} x_1 + \frac{I}{R+1} x_d$$

$$= \frac{2}{2+1} \times 0.92 + \frac{0.95}{2+1} = 0.93$$

(3) 精馏段各板上升蒸气量及下降的液体量 (质量 流量和摩尔流量)

$$m_{n,V} = m_{n,L} + m_{n,D} = (R + 1)m_{n,D} = (2 + 1) \times 50 = 150 \text{ kg/h}$$

$$M_{\text{氯仿}} = 119.35 \text{ kg/kmol}$$

$$M_{\text{四氯化碳}} = 153.8 \text{ kg/kmol}$$

$$M_m = 0.95 \times 119.35 + 0.05 \times 153.8$$

$$= 121.1 \text{ kg/kmol}$$

$$q_{n,V} = 150 / 121.1 = 1.24 \text{ kmol/h}$$

$$m_{n,L} = R m_{n,D} = 2 \times 50 = 100 \text{ kg/h}$$

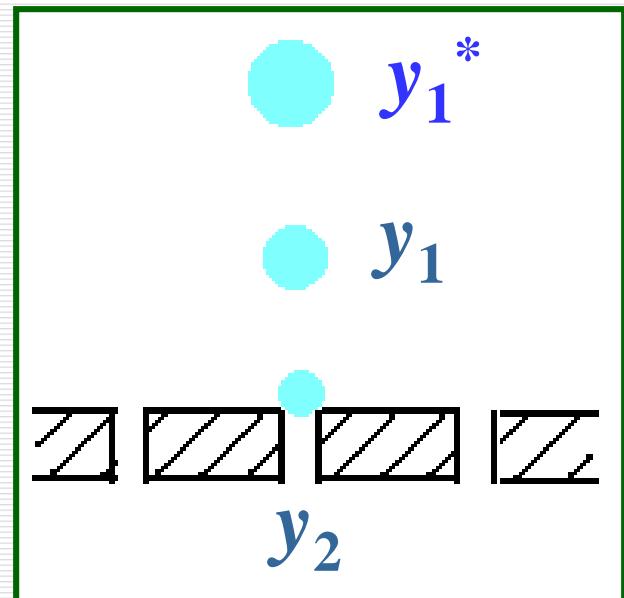
$$q_{n,L} = 100 / 121.1 = 0.826 \text{ kmol/h}$$

3.2.5 板式塔的效率

离开理论塔板的上升蒸汽与下降回流液达到平衡。但实际上，由于接触面积有限，接触时间也有限，汽液两相不可能达到平衡。

因此达到指定的分离要求，实际板数 N 要大于计算的理论板数 N_T 。

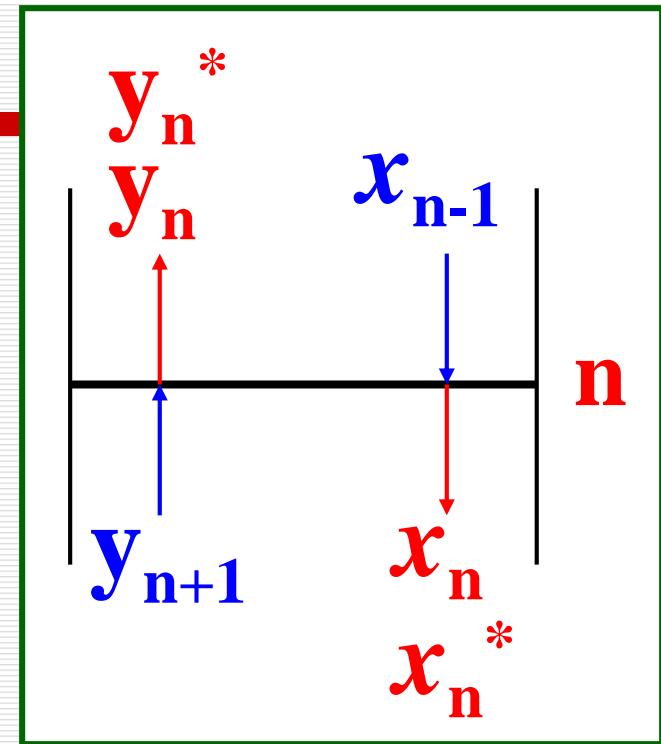
1. 点效率 $E_{OG} = \frac{y_1 - y_2^*}{y_1^* - y_2}$



2. 单板效率

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

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



3. 全塔板效率

$$E_T = \frac{N_T}{N} \quad N = \frac{N_T}{E_T}$$

【例题】：设求得苯、甲苯分离所需的理论塔板数 $N = 11$ （包括塔釜），进料板为第六块理论塔板。若已经所选用塔板的总效率为0.8，试求所需的实际塔板数 N_p 和实际塔板的进料位置。

解：由式：

$$N_p = \frac{N_T}{E_T}$$

得：

$$E_T = \frac{N_T}{N_p}$$

扣除塔釜， $N_T = 11 - 1 = 10$ ，故：

$$N_p = 10 / 0.8 = 12.5$$

取实际塔板数 $N_p = 13$ 。

由已知进料板为第六块理论板，故精馏段的理论塔板数：

$$N_{\text{精}} = 6 - 1 = 5$$

精馏段的实际塔板数 $N_{p\text{精}} = 5 / 0.8 = 6.25$ ，取 $N_{p\text{精}} = 7$ ，则进料板为第八块实际塔板（从塔顶往下数）

板式塔塔高 = 实际塔板数 × 板间距

板间距即上下相邻两块实际塔板之间的距离。取决于两个因素：

- (1)上升蒸气“雾沫挟带”的程度，
- (2)溢流管中液面的高度。

板间距大都为**经验数据**：

- (1)雾沫挟带少的塔板，可取 300 - 600 mm，
 - (2)雾沫挟带多的塔板，可取 400 - 800 mm。
-

雾沫挟带：上升蒸汽离开塔板上的液层时挟带液滴的现象。

淹塔：塔板上的液体不能及时流走而积存在塔板上的现象。

液泛：上升蒸汽通过塔截面的线速度（**空塔线速度**）大到一定程度，气体把塔板上所有液体都带起来的现象。

塔板的压力降：上升蒸汽通过每块塔板的压力降。等于通过干板和液层的阻力所造成压力降之和。

塔径的计算

由上升蒸汽的体积流量和蒸气的空塔线速度
(蒸气通过塔的整个截面的线速度) 确定。

$$d = \sqrt{\frac{q_v}{\frac{\pi}{4} u}} = \sqrt{\frac{q_v}{0.785u}} \quad q_v = \frac{1}{4} \pi d^2 u$$

- 空塔线速度越大，塔的处理能力越大。
- 空塔线速度越大，塔板上气-液接触时间短，塔板效率降低；雾沫夹带现象越严重，当空塔线速度大到一定程度时，气体把塔板上所有液体都带起来，造成液泛现象。

3.2.6 特殊精馏简介

相对挥发度等于 1 或接近于 1 的溶液不能用普通精馏方法分离，但可以用特殊精馏方法分离。

若加入第三组分可以和溶液中某一组分形成沸点更低的共沸物，则在精馏过程中该组分能和第三组分以共沸物形式由塔顶蒸出，这种特殊精馏方法称为“共沸精馏”或“恒沸精馏”。

第三组分称为“挟带剂”。

若加入第三组分对溶液中某一组分的活度系数影响不大，但对另一组分的活度系数有较大影响，则可以大大提高溶液组分间的相对挥发度，这种加入第三组分改变溶液组分间相对挥发度的特殊精馏，称为“萃取精馏”。

第三组分称为“萃取剂”。

二元连续精馏塔的计算与分析举例

1.设计型/操作性计算任务

精馏塔计算 { 设计计算
校核计算

- (1) 根据给定的分离要求，计算进、出精馏装置各股物料的量和组成；
- (2) 它的主要操作条件：包括操作压强、回流比（塔顶回流液量与馏出液量的比值）和加料热状态等；
- (3) 确定精馏塔所需的理论板数和加料位置；
- (4) 塔板结构尺寸的计算，如塔径、塔高及塔板结构尺寸；
- (5) 计算冷凝器和再沸器的热负荷，确定其类型和尺寸。

2. 所需基本数据

- (1) 进料情况：包括进料量、进料的组成、进料温度或汽化率。
- (2) 分离要求：指定塔顶和塔底产品的组成来规定分离要求
- (3) 相平衡数据：饱和蒸气压， $t-x-y$ 图及 $y-x$ 图。
- (4) 物理性质数据：热焓、汽化潜热、密度、粘度、表面张力等。

3. 所需基本工具

- (1) 物料衡算
- (2) 热量衡算
- (3) 相平衡关系



【例题-1】某连续精馏塔，泡点进料，已知操作线方程如下：

精馏段: $y = 0.8x + 0.172$

提馏段: $y = 1.3x - 0.018$

试求：原料液组成、馏出液组成、釜液组成、回流比。

解: $\frac{R}{R+1} = 0.8 \quad R = 4 \quad \frac{x_d}{R+1} = 0.172 \quad x_d = 0.86$

或 $y = 0.8x + 0.172$
 $y = x$

因为是泡点进料

$$y = 1.3x - 0.018$$
$$y = x$$

交点的横坐标 $x=x_d=0.86$

$$y = 0.8x + 0.172$$
$$y = 1.3x - 0.018$$

交点的横坐标 $x=x_f=0.38$

交点的横坐标 $x=x_w=0.06$

或 $y = \frac{q'_{n,L}}{q'_{n,V}} x - \frac{q_{n,W}}{q'_{n,V}} x_w = \frac{q'_{n,L} - q_{n,W} + q_{n,W}}{q'_{n,L} - q_{n,W}} x - \frac{q_{n,W}}{q'_{n,L} - q_{n,W}} x_w$

$$y = \left(1 + \frac{q_{n,W}}{q'_{n,L} - q_{n,W}} \right) x - \frac{q_{n,W}}{q'_{n,L} - q_{n,W}} x_w$$

$$\frac{q_{n,W}}{q'_{n,L} - q_{n,W}} = 0.3 \quad 0.3x_w = 0.018 \quad \text{解得 } x_w = 0.06$$

【例题-2】某精馏塔共有3块理论板（包括塔釜再沸器）， $x_f=0.2$ ，预热至饱和蒸汽连续送入精馏塔的塔釜， $R=4.0$ ，物系的平衡关系为： $y=6.4x$ ，求： x_d ， x_w

需要建立2个关系式

解： $y = \frac{4}{4+1}x + \frac{x_D}{4+1} = 0.8x + 0.2x_D$

$$y_1 = x_d \quad x_1 = \frac{y_1}{6.4} = \frac{x_d}{6.4}$$

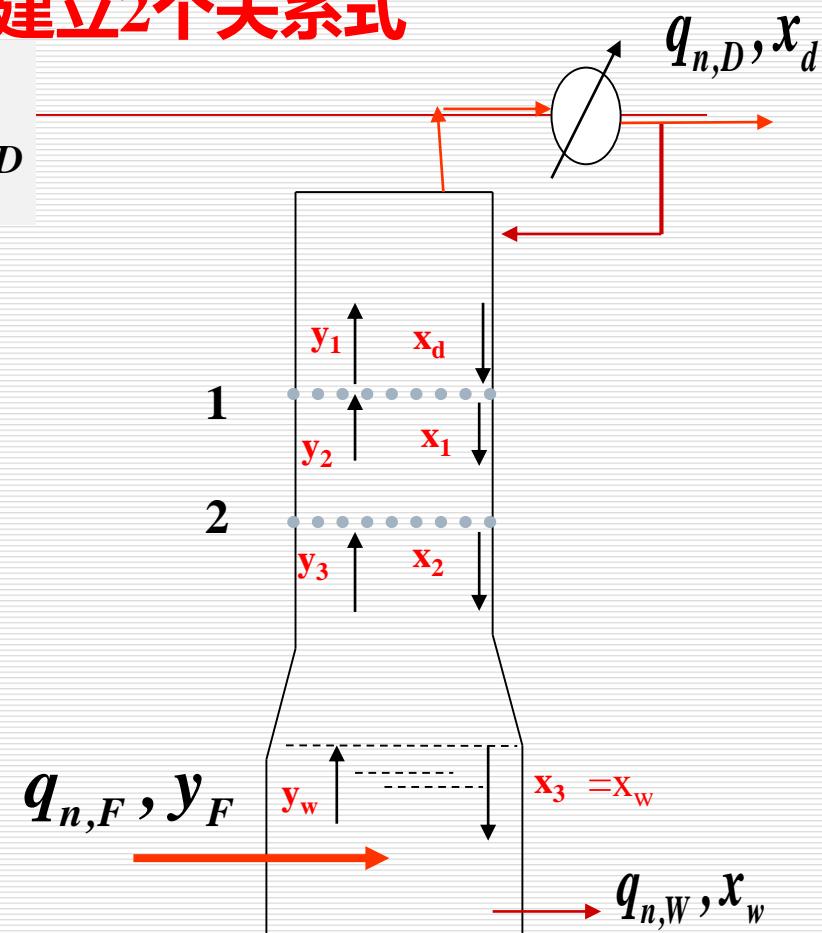
$$y_2 = 0.8 \times \frac{x_d}{6.4} + 0.2x_d = 0.325x_d$$

$$x_2 = \frac{0.325x_d}{6.4} = 0.0508x_d$$

$$y_3 = 0.8 \times 0.0508x_d + 0.2x_d$$

$$= 0.2406x_d$$

$$x_3 = x_w = \frac{0.2406x_d}{6.4} = 0.0376x_d$$



$$x_w = 0.0376x_d$$

饱和蒸汽进料: $q=0$ $q_{n,V} = 0 + (1-q)q_{n,F} = q_{n,F}$

$$q_{n,W} = q_{n,L'} = q_{n,L} + q \cdot q_{n,F} = q_{n,L}$$

$$q_{n,F} = q_{n,D} + q_{n,W} = 0.25q_{n,L} + q_{n,L} = 1.25q_{n,L}$$

$$q_{n,F} \times x_f = q_{n,D} \times x_d + q_{n,W} \times x_w$$

$$\therefore 0.2q_{n,F} = 0.25q_{n,L} \times x_d + q_{n,L} \times x_w$$

$$0.2 \times 1.25q_{n,L} = 0.25q_{n,L} \times x_d + q_{n,L} \times x_w$$

$$\Rightarrow 0.25 = 0.25x_d + x_w$$

$$0.25 = 0.25x_d + x_w$$

$$x_d = 0.869$$

$$x_w = 0.0376 x_d$$

$$x_w = 0.0327$$

【例题-3】：某双组分混合液在连续精馏塔中进行分离，泡点进料，泡点回流， $x_f=0.50$ ， $x_w=0.10$ ， $\alpha=4$ ， $N_T=4$ (包括釜)，料液自第二层板(自上数起)加入，提馏段下降液体摩尔流率是塔底产品流率的2倍。试求：1、第三层理论板上升蒸汽的组成；

2、若改为全回流，塔底仍连续出料，此时塔顶汽相、塔底溶液的组成各为多少？

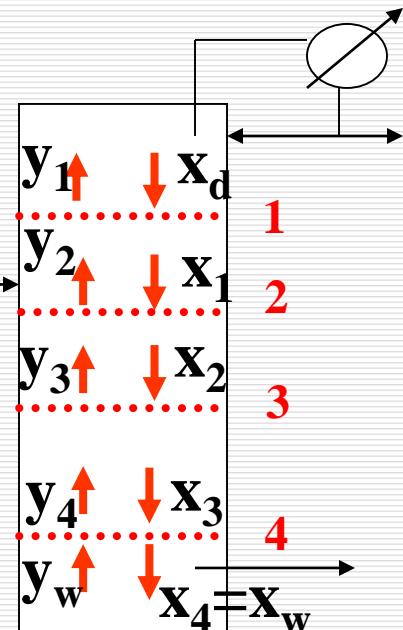
解：1、因 x_w 已知，应考虑自塔底向上推算，需要写出提馏段操作线方程

$$y = \frac{q'_{n,L}}{q'_{n,L} - q_{n,W}} x - \frac{q_{n,W} x_w}{q'_{n,L} - q_{n,W}} = \frac{2q_{n,W}}{2q_{n,W} - q_{n,W}} x - \frac{q_{n,W} x_w}{2q_{n,W} - q_{n,W}}$$

$$= 2x - 0.1$$

$$y_4 = y_w = \frac{\alpha x_w}{1 + (\alpha - 1)x_w} = \frac{4 \times 0.1}{1 + (4 - 1) \times 0.1} = 0.39$$

$$y_4 = 2x_3 - 0.1 \quad x_3 = 0.24$$



$$y_3 = \frac{\alpha x_3}{1 + (\alpha - 1)x_3} = \frac{4 \times 0.24}{1 + (4 - 1) \times 0.24} = 0.56$$

2、全回流 $q_{n,D}=0$ $q_{n,F}=q_{n,W}$ $x_w=x_f=0.50$

$$x_2 = x_3 = x_4 = x_w = x_f = 0.50$$

说明了第2、第3、第4块理论板上无传质的推动力，这样的板数无论有多少块只等价于一块理论板。

$$y_2 = \frac{\alpha x_2}{1 + (\alpha - 1)x_2} = \frac{4 \times 0.5}{1 + (4 - 1) \times 0.5} = 0.8 \quad y_4 = y_3 = y_2 = 0.8$$

全回流 $x_1 = y_2 = 0.8$

$$x_d = y_1 = \frac{\alpha x_1}{1 + (\alpha - 1)x_1} = \frac{4 \times 0.8}{1 + (4 - 1) \times 0.8} = 0.94$$

【例题-4】采用连续精馏塔分离某双组分混合物，进料组成为 0.4 (易挥发组分摩尔分率)，进料汽液比为 1: 1 (摩尔量比)。塔顶泡点回流，塔釜间接蒸汽加热。要求塔顶易挥发组分回收率达到 98%，塔釜难挥发组分回收率达到 99%。已知该物系的相对挥发度为 3 试求：(1) 塔顶、塔底产品的组成；(2) R_{\min} ；(3) $R=1.5R_{\min}$ ，试写出提馏段的操作线方程。

$$\text{解: (1)} \eta_1 = 98\% = \frac{q_{n,D}}{q_{n,F}} \frac{x_d}{x_f} \quad (1) \quad x_d = \frac{0.98 x_f}{\frac{q_{n,D}}{q_{n,F}}}$$

$$\eta_2 = 99\% = \frac{q_{n,W} (1 - x_w)}{q_{n,F} (1 - x_f)} = \left(1 - \frac{q_{n,D}}{q_{n,F}} \right) \frac{1 - x_w}{1 - x_f} \quad (2)$$

全塔物料衡算：

$$x_w = 1 - \frac{0.99 (1 - x_f)}{1 - \frac{q_{n,D}}{q_{n,F}}}$$

$$\frac{q_{n,D}}{q_{n,F}} = \frac{x_f - x_w}{x_d - x_w} \quad (3) \quad \text{均代入 (3) 式}$$

$$q_{n,F} = q_{n,D} + q_{n,W}$$

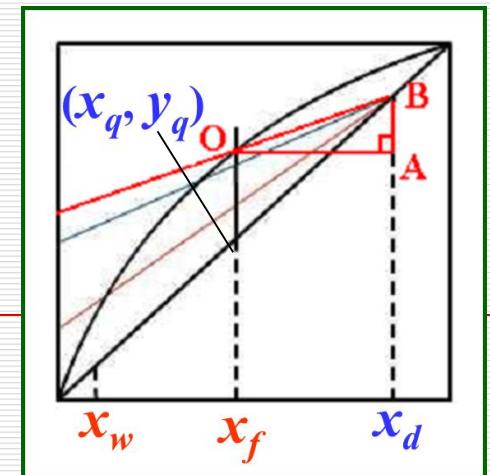
$$q_{n,F} x_f = q_{n,D} x_d + q_{n,W} x_w = q_{n,D} x_d + (q_{n,F} - q_{n,D}) x_w$$

$$\frac{q_{n,D}}{q_{n,F}} = \frac{x_f - \left[1 - \frac{0.99(1-x_f)}{1 - \frac{q_{n,D}}{q_{n,F}}} \right]}{\frac{0.98x_f}{\frac{q_{n,D}}{q_{n,F}}} - \left[1 - \frac{0.99(1-x_f)}{1 - \frac{q_{n,D}}{q_{n,F}}} \right]}$$

解得：

$$\frac{q_{n,D}}{q_{n,F}} = 0.398 \approx 0.4 \quad x_d = \frac{0.98x_f}{\frac{q_{n,D}}{q_{n,F}}} = \frac{0.98 \times 0.4}{0.4} = 0.98$$

$$x_w = 1 - \frac{0.99(1-x_f)}{1 - \frac{q_{n,D}}{q_{n,F}}} = 1 - \frac{0.99 \times 0.6}{1 - 0.4} = 0.01$$



$$(2) \quad q = 0.5 \quad y = \frac{q}{q-1}x - \frac{x_f}{q-1} = -x + 0.8$$

$$y = \frac{\alpha x}{1 + (\alpha - 1)x} = \frac{3x}{1 + 2x}$$

解交点坐标($x_q = 0.272$, $y_q = 0.528$)

$$R_{min} = \frac{x_d - y_q}{y_q - x_q} = \frac{0.98 - 0.528}{0.528 - 0.272} = 1.77$$

$$(2) \quad R = 1.5R_{min} = 1.5 \times 1.77 = 2.66$$

$$q'_{n,L} = Rq_{n,D} + q \cdot q_{n,F} \quad q'_{n,V} = (R+1)q_{n,D} - (1-q)q_{n,F}$$

$$\begin{aligned} y &= \frac{q'_{n,L}}{q'_{n,V}} x - \frac{q_{n,W} x_w}{q'_{n,V}} \\ &= \frac{Rq_{n,D} + q \cdot q_{n,F}}{(R+1)q_{n,D} - (1-q)q_{n,F}} x - \frac{(q_{n,F} - q_{n,D})x_w}{(R+1)q_{n,D} - (1-q)q_{n,F}} \\ y &= \frac{R \frac{q_{n,D}}{q_{n,F}} + q}{(R+1) \frac{q_{n,D}}{q_{n,F}} - (1-0.5)} x - \frac{\left(1 - \frac{q_{n,D}}{q_{n,F}}\right)x_w}{(R+1) \frac{q_{n,D}}{q_{n,F}} - (1-q)} \\ &= \frac{2.66 \times 0.4 + 0.5}{(2.66+1) \times 0.4 - (1-0.5)} x - \frac{(1-0.4) \times 0.01}{(2.66+1) \times 0.4 - (1-0.5)} \\ &= 1.62x - 0.006 \end{aligned}$$

有没有更简单的方法?

精馏段操作线方程: $y = \frac{R}{R+1}x + \frac{1}{R+1}x_d$

$$\begin{aligned}&= \frac{2.66}{2.66+1}x + \frac{1}{2.66+1} \times 0.98 \\&= 0.727x + 0.268\end{aligned}$$

加料线方程: $y = \frac{q}{q-1}x - \frac{x_f}{q-1} = -x + 0.8$

交点坐标: (0.308, 0.492) 定点坐标: $(x_w, x_w) = (0.01, 0.01)$

提馏段操作线方程: $y = 1.6x - 0.006$

【例题-5】在一连续精馏塔内分离某理想二元混合物。已知进料组成为0.4（易挥发组分的摩尔分率，下同），泡点进料；馏出液组成为0.9；塔顶易挥发组分的收率为90%；塔顶采用全凝器，操作回流比为最小回流比的1.5倍；操作条件下物系的平均相对挥发度为2.5。试计算：

- (1) 釜残液组成；
- (2) 精馏段操作线方程。

解：(1) 釜残液组成 x_w

设进料量为100 kmol/h，由物料衡算可得

$$x_w = \frac{Fx_F - Dx_D}{W}$$

其中 $D = \eta_D \frac{Fx_F}{x_D} = 0.9 \times \frac{100 \times 0.4}{0.9} = 40 \text{ kmol/h}$

$$W = F - D = 100 - 40 = 60 \text{ kmol/h}$$

则 $x_w = \frac{100 \times 0.4 - 40 \times 0.9}{60} = 0.0667$

(2) 精馏段操作线方程

先求最小回流比，由

$$R_{\min} = \frac{x_D - y_q}{y_q - x_q}$$

对于泡点进料，有 $x_q = x_F = 0.4$

由汽液平衡方程

$$y_q = \frac{\alpha x_q}{1 + (\alpha - 1)x_q} = \frac{2.5 \times 0.4}{1 + (2.5 - 1) \times 0.4} = 0.625$$

故

$$R_{\min} = \frac{0.9 - 0.625}{0.625 - 0.4} = 1.22$$

分析：求解本题的关键是理解所求的问题与进料量无关，故可设进料量为100 kmol/h。

依题意 $R = 1.5 R_{\min} = 1.5 \times 1.22 = 1.83$

精馏段操作线方程为

$$y = \frac{R}{R+1} x + \frac{x_D}{R+1} = \frac{1.83}{1.83+1} x + \frac{0.9}{1.83+1} = 0.647 x + 0.318$$