

《化工原理》

Principles of Chemical Engineering

主讲教师：董缘

下册（第三版）

陈敏恒 丛德滋 方图南 齐鸣斋 编

化学工业出版社



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

第9章 液体精馏

本章学习要求

*掌握的内容:

- ①双组分理想物系的汽—液平衡，拉乌尔定律，泡点方程，露点方程，气液平衡图，挥发度与相对挥发度定义及应用，相平衡方程及应用
- ②精馏分离的原理、过程及分析
- ③精馏塔的计算（物料衡算，操作线方程及 q 线方程的物理意义、图示及应用）。



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

*熟悉的内容:

- ①平衡蒸馏和简单蒸馏的特点
- ②精馏装置的热量衡算
- ③理论板数捷算法（芬斯克方程和吉利兰关联图）
- ④非常规二元连续精馏塔计算（直接蒸汽加热、多股进料、侧线采出、塔釜进料、塔顶采用分凝器、提馏塔等）

*了解的内容:

- ①非理想物系汽—液平衡
- ②间歇精馏特点及应用
- ③恒沸精馏、萃取精馏特点及应用
- ④多元精馏的计算



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

9.1 概述

9.1.1 蒸馏分离操作定义：

利用液体混合物中各组分挥发性的差异，以热能为媒介使其部分汽化，从而在汽相富集轻组分，液相富集重组分，使液体混合物得以分离的方法。

蒸馏分离的热力学依据：

$$y_A > x_A \quad \text{或} \quad \frac{y_A}{y_B} > \frac{x_A}{x_B}$$



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

9.1.2 蒸馏操作的分类：

简单蒸馏或平衡蒸馏：一般用在混合物各组分挥发性相差大，对组分分离程度要求又不高的情况下。

精馏：在混合物组分分离纯度要求很高时采用。

特殊精馏：混合物中各组分挥发性相差很小，或形成恒沸液，难以或不能用普通精馏加以分离时，借助某些特殊手段进行的精馏。

间歇精馏：多用于小批量生产或某些有特殊要求的场合。

连续精馏：多用于大批量工业生产中。



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

常压蒸馏：蒸馏在常压下进行。

减压蒸馏：用于常压下物系沸点较高，使用高温加热介质不经济或热敏性物质不能承受的情况。

加压蒸馏：对常压沸点很低的物系，或对常温常压下为气体的物系（如空气）进行精馏分离，可采用加压以提高混合物的沸点。

多组分精馏：例如原油的分离。

双组分精馏：例如乙醇-水体系的分离。

本章着重讨论常压下双组分连续精馏。



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

9.1.3 蒸馏操作的用途：

工业上最常用的分离互溶液体混合物的方法是蒸馏或精馏。如石油炼制品的切割，有机合成产品的提纯，溶剂回收和废液排放前的达标处理等等。

蒸馏分离操作实例：原油的常减压蒸馏装置



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

9.2 双组分溶液的气液相平衡关系

蒸馏分离的物系由加热至沸腾的液相和产生的蒸汽相构成，相平衡关系涉及组分在两相中的分配，是蒸馏过程分析和设计计算的重要基础。

9.2.1 理想溶液的汽液平衡——拉乌尔定律

汽、液两相物系分为理想物系与非理想物系两大类。

理想物系：液相为理想溶液而汽相为理想气体的物系。



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

拉乌尔定律：两组分物系理想溶液上方的平衡蒸汽压为

$$p_A = p_A^0 x_A$$

$$p_B = p_B^0 x_B$$

式中： p_A 、 p_B —液相上方A、B两组分的蒸汽压，Pa；

x_A 、 x_B —液相中A、B两组分的摩尔分数；

p_A^0 、 p_B^0 —在溶液温度 t 下纯组分A、B的饱和蒸汽压，
为温度的函数，Pa。

安托因方程：纯组分 A、B 的饱和蒸汽压与温度的关系

$$\log p^0 = A + \frac{B}{t + C}$$

A、B、C 为安托因常数，可由相关的手册查到。



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

当气相为理想气体时可导出:

$$y_A = \frac{p_A^0}{P} \cdot \frac{P - p_B^0}{p_A^0 - p_B^0} \longrightarrow \text{露点方程}$$

上式为一定总压下汽相组成与温度的关系式。

理想溶液沸腾时, 溶液的浓度符合下列关系式:

$$x_A = \frac{P - p_B^0}{p_A^0 - p_B^0} \longrightarrow \text{泡点方程}$$

上式表示一定总压下液相组成与温度的关系。



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

9.2.2 汽液相平衡图

根据相律知：双组分两相物系自由度为 2，即相平衡时，在温度、压强和汽、液两相组成四个变量中，只有两个独立变量。

相图：表示两相平衡关系的二维坐标曲线图。

若用 y 、 x 分别表示双组分汽液相中易挥发组分的摩尔分数，则相图有 $t-x(y)$ 图、 $x-y$ 图和 $p-x$ 图。



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

p - x 图

代表在温度一定的条件下，两相平衡时，组分在气相中的蒸汽压与其在液相中的摩尔分数的关系。

理想溶液： 组分分压和系统总压与液相组成的关系符合拉乌尔定律。

非理想溶液：

- (1) 正偏差溶液：组分在汽相中的分压比拉乌尔定律预计值大。
- (2) 负偏差溶液：组分在汽相中的分压比拉乌尔定律预计值小。

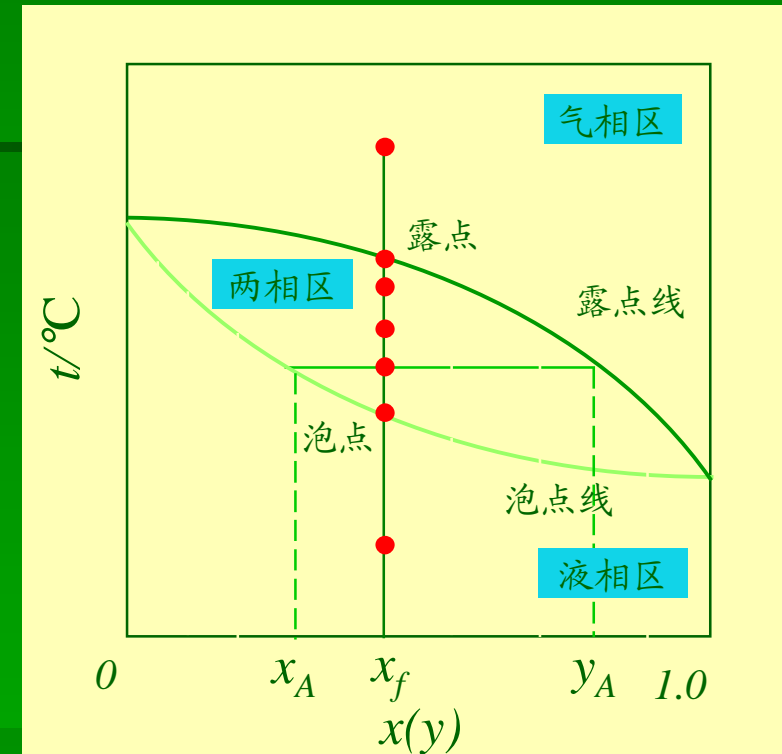


西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

$t-x(y)$ 图

代表的是在总压一定的条件下，相平衡时汽（液）相组成与温度的关系（泡点线和露点线）。



西安建筑科技大学
Xi'an University of Architecture and Technology

x - y 图

代表在总压一定条件下，液相组成和与之成平衡的汽相组成的关系。对于大多数溶液，两相平衡时， y 总是大于 x ，故平衡线位于对角线上方。平衡线偏离对角线越远，表示该溶液越易分离。

恒沸点时， x - y 线与对角线相交，该点处汽液相组成相等。



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

9.2.3 汽液平衡关系式的表示方法

一般的汽液两相物系平衡组成常用相平衡常数 K 或相对挥发度 a 的关系式来表达。

相平衡常数

精馏计算中，通常用 K_A 表示 A 组分的相平衡常数，其定义为

$$K_A = \frac{y_A}{x_A}$$

式中： y_A 和 x_A 分别表示 A 组分在互为平衡的汽、液两相中的摩尔分数。



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

相对挥发度

挥发度:组分在汽相中的平衡蒸汽压与在液相中的摩尔分数的比值。

对双组分物系

$$n_A = \frac{p_A}{x_A} \quad n_B = \frac{p_B}{x_B}$$

n_A 、 n_B ——溶液中 A、B 两组分的挥发度。

对纯组分液体，其挥发度等于该温度下液体的饱和蒸汽压。

相对挥发度：溶液中两组分挥发度之比。

$$a = \frac{n_A}{n_B} = \frac{p_A/x_A}{p_B/x_B}$$

对低压气体有

$$a = \frac{y_A/y_B}{x_A/x_B} = \frac{K_A}{K_B}$$



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

$a > 1$ ，表示组分 A 较 B 易挥发；

a 值越大，两个组分在两相中相对含量的差别越大，越易用蒸馏方法分离；

若 $a = 1$ ， $y_A = x_A$ ，此时不能用普通蒸馏方法分离。

对双组分物系有：

$$y = \frac{ax}{1 + (a-1)x} \quad \text{——相平衡方程}$$

若已知两组分的相对挥发度，则可由上式确定平衡时汽液两相的组成。



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

对理想溶液有：

$$a = \frac{p_A^0}{p_B^0}$$

理想溶液 a 值随温度变化相对较小，因此相平衡的计算中常取 a 的平均值。

非理想溶液的 a 值随温度有显著变化。



西安建筑科技大学

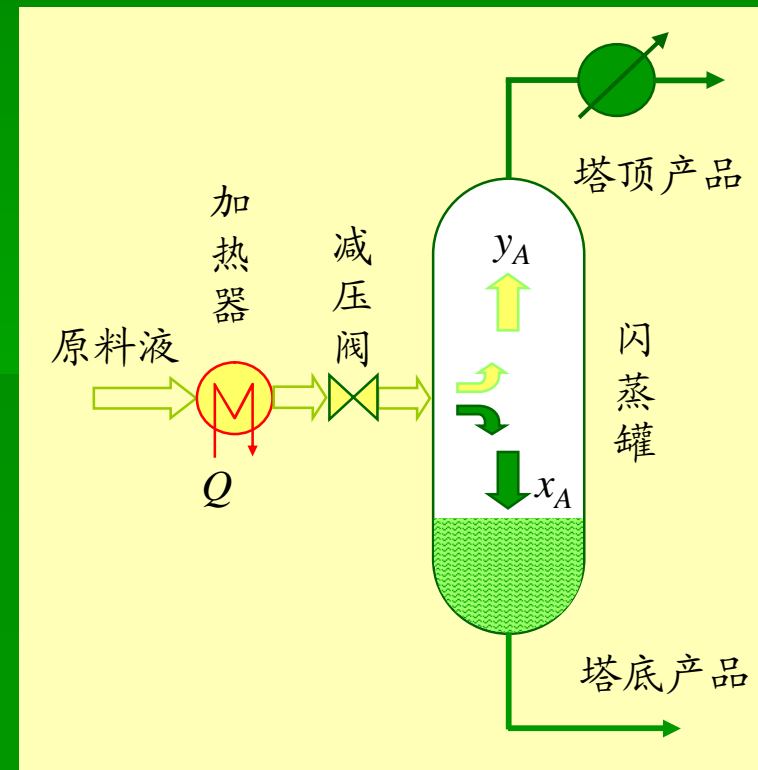
Xi'an University of Architecture and Technology

9.3 平衡蒸馏与简单蒸馏

9.3.1 平衡蒸馏

平衡蒸馏是液体的一次部分汽化或蒸汽的一次部分冷凝的蒸馏操作。

闪蒸操作过程：一定组成的液体物料被加热后经节流阀减压进入闪蒸室。液体因沸点下降变为过热而骤然汽化，汽化耗热使得汽、液两相温度趋于一致，组成趋于平衡。



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

平衡蒸馏的计算

以两组分混合液连续稳定闪蒸过程为例：

物料衡算

$$F = D + W$$

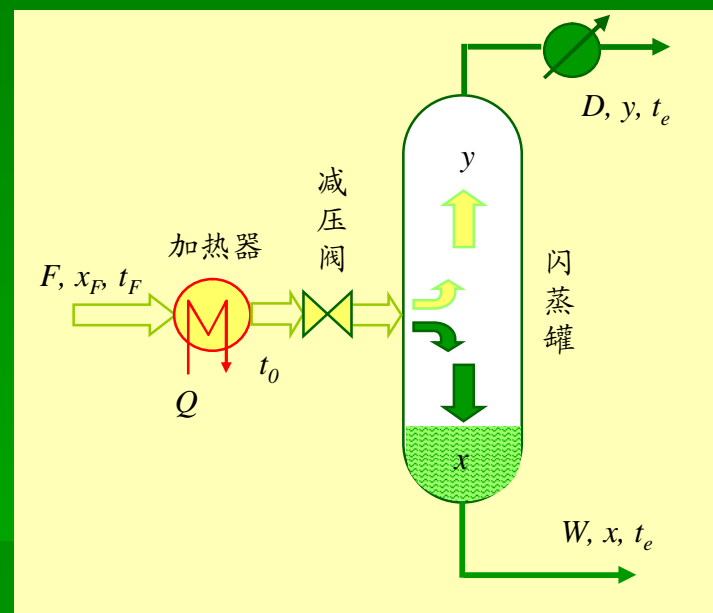
$$Fx_F = Dy + Wx$$

两式联立可得

$$\frac{D}{F} = \frac{x_F - x}{y - x}$$

式中： F 、 D 、 W —— 分别为进料流率和出塔汽、液相产物的流率， kmol/s ；

x_F 、 y 、 x —— 分别为进料料液组成以及出塔汽、液相产物的摩尔分数。



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

设液相产物占总加料量的分率为 q ，即 $W/F=q$ ，则汽化率为 $D/F=(1-q)$ ，代入上式整理可得

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

平衡关系 平衡蒸馏过程所得的汽、液两相呈平衡， $y \sim x$ 符合相平衡关系即：

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



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

热量衡算 料液由进料温度 t_F 升至 t_0 需供给的热量 Q 为

$$Q = FC_{pm}(t_0 - t_F)$$

闪蒸后，若不计热损失，则料液放出的显热全部用于料液的部分汽化，即

$$FC_{pm}(t_0 - t_e) = (1 - q)Fg$$

式中： C_{pm} ——混合液的平均摩尔比热，kJ/(kmol·K)；
 g ——平均摩尔汽化热，kJ/kmol。

由上式可得

$$t_0 = t_e + (1 - q) \frac{g}{C_{pm}}$$

若 q 为已知，由物料衡算求得汽、液两相组成 y 、 x 后，可由平衡关系求得 t_e ，进而求得 t_0 。

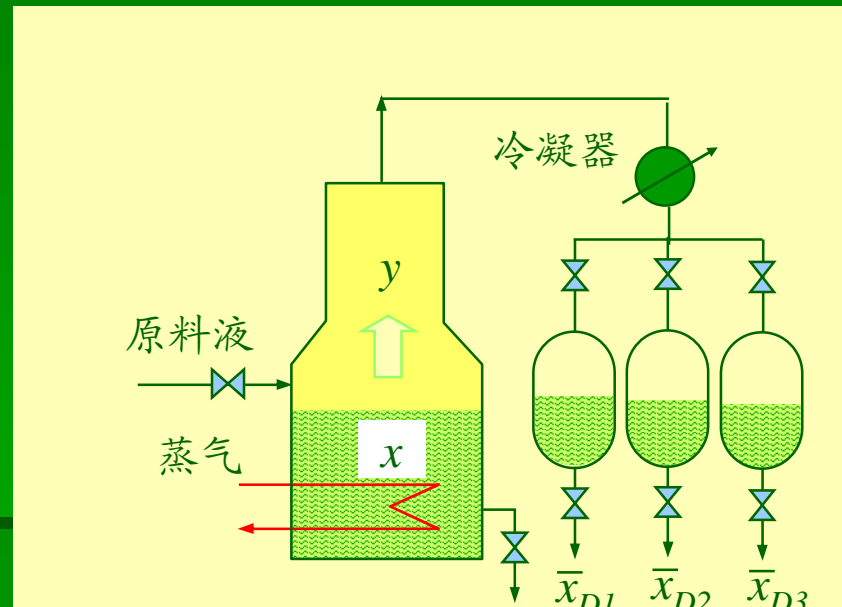


西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

9.3.2 简单蒸馏

简单蒸馏为间歇非稳态操作，加入蒸馏釜的原料液持续吸热沸腾汽化，产生的蒸汽由釜顶连续引入冷凝器得馏出液产品

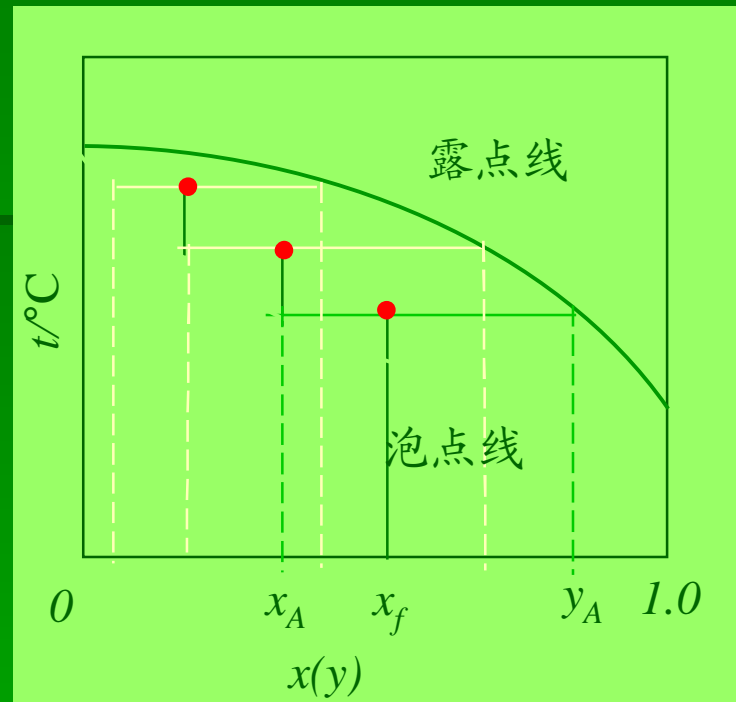


特点：釜内任一时刻的汽、液两相组成互成平衡。蒸馏过程中系统的温度和汽、液相组成均随时间改变。



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology



过程中釜内组分含量 x 由原料的初始组成 x_{F_1} 沿泡点线不断下降直至终止蒸馏时组成 x_E ，釜内溶液的沸点温度不断升高，蒸汽相组成 y 也随之沿露点线不断降低。



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

简单蒸馏的计算

设 dt 时间内塔顶引出的蒸汽量为 dV ，釜液变化量为 dW ；
 t 时刻釜内液体量为 W ，汽、液相组成为 y 、 x ；
 $t+dt$ 时刻釜内液体量及组成为 $W+dW$ 及 $x+dx$ 。
在 dt 时间内由物料衡算可得

$$dV = -dW$$

$$Wx = (W + dW)(x + dx) + ydV$$

联立上两式可得：

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



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

即若相平衡关系为

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

积分可得:

$$\ln \frac{W_1}{W_2} = \frac{1}{a-1} \left[\ln \frac{x_1}{x_2} + a \ln \frac{1-x_2}{1-x_1} \right]$$

釜液由 W_1 减少 W_2 ，釜内蒸馏出的液量 $D(kmol)$ 及平均组成可据 \bar{x}_D 据整个过程的物料衡算求得。

物料衡算

$$D + W_2 = W_1$$

$$D\bar{x}_D + W_2x_2 = W_1x_1$$

D 和 \bar{x}_D



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

9.4 精馏

9.4.1 精馏原理

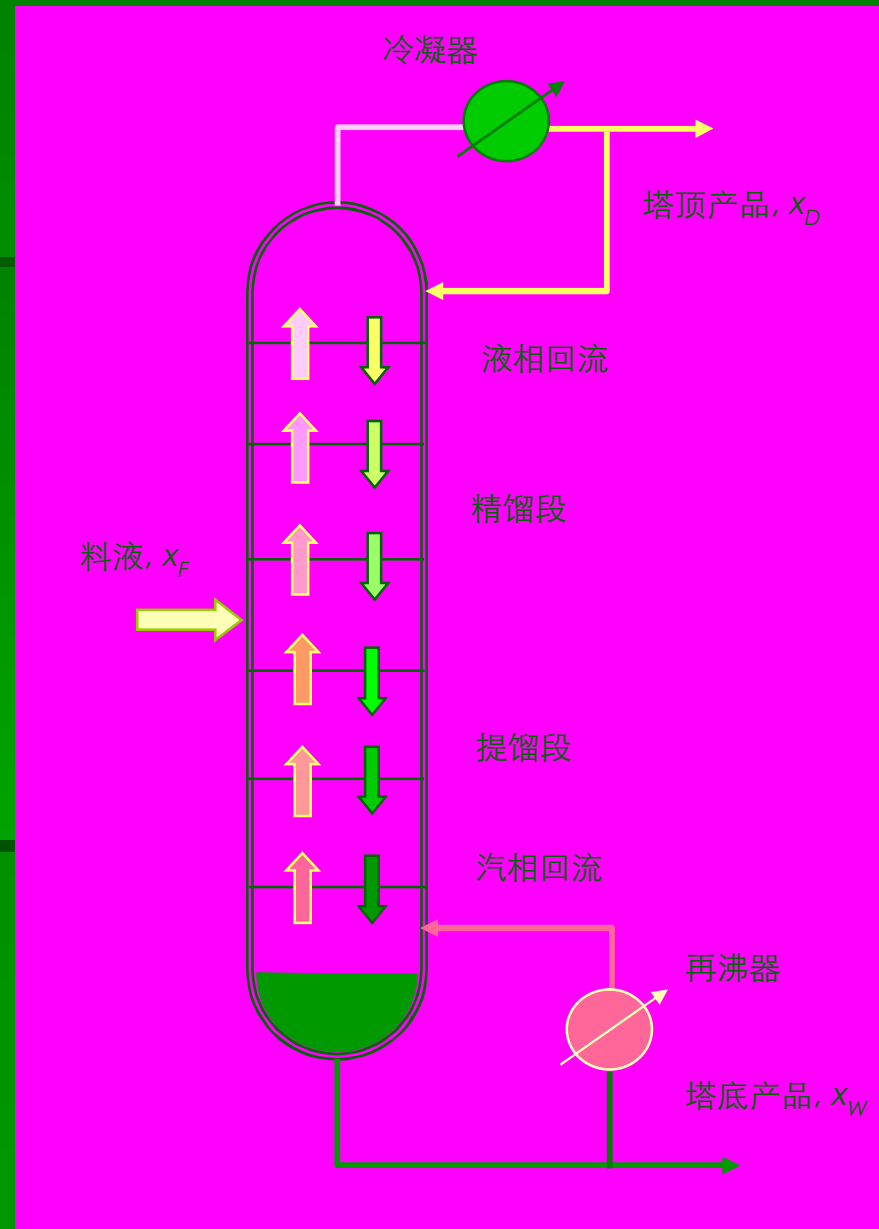
精馏段：汽相中的重组分向液相（回流液）传递，而液相中的轻组分向汽相传递，从而完成上升蒸气的精制。

提馏段：下降液体（包括回流液和料液中的液体部分）中的轻组分向汽相（回流）传递，而汽相中的重组分向液相传递，从而完成下降液体重组分的提浓。

精馏与简单蒸馏的区别：汽相和液相的部分回流。也是精馏操作的基本条件。

西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology



例：多级逆流接触板式塔

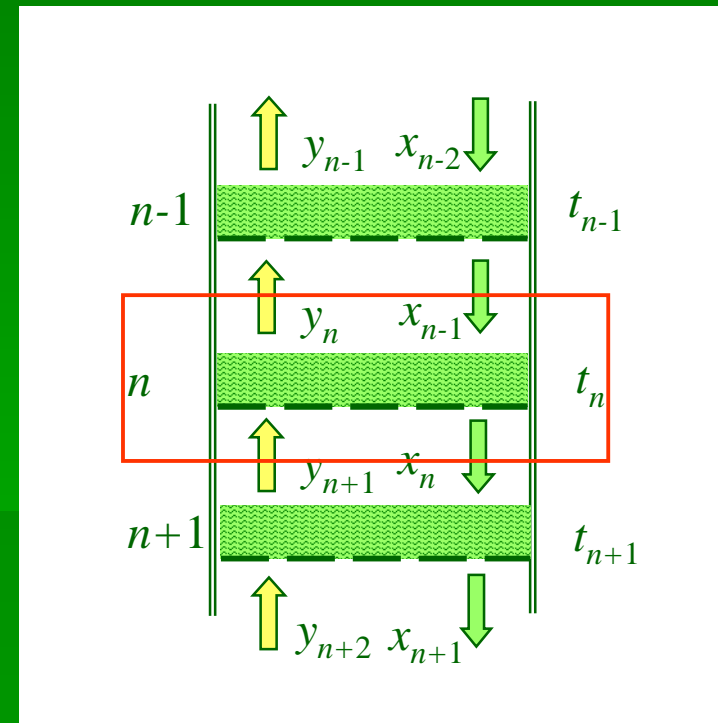
板式塔内相邻几块板的温度、组成的关系为

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

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

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

离开各板的汽、液两相的浓度取决于板上汽、液两相接触传质速率。



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

如在塔顶进料则只有塔底的重组分产品可达高纯度，塔顶引出的蒸汽因没有经过精馏段的精制，纯度一般不会高。

如在塔底进料则只有塔顶的轻组分产品可达高纯度，塔底的液体因未经提馏段提浓，纯度一般也不会高。

只有包括了精馏段和提馏段的精馏塔才可能由塔顶和塔底连续地分别得到高纯度的轻、重组分产品。

本章将以分级接触的板式塔为重点进行讨论。



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

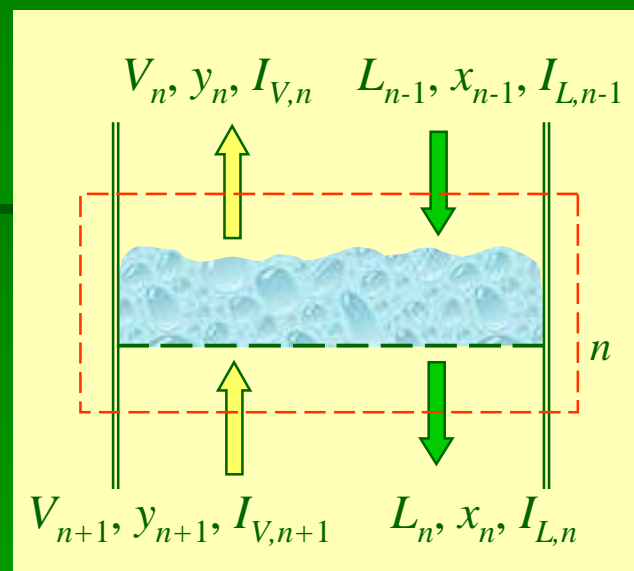
9.4.2 精馏过程的基本计算式

以板式塔为例：

物料衡算

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

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



热量衡算式（忽略热损失） $V_{n+1} I_{V,n+1} + L_{n-1} I_{L,n-1} = V_n I_{V,n} + L_n I_{L,n}$

相平衡关系式（对理论板成立）

$$y_n = K_n x_n$$

传质速率方程式

对一定的生产任务和分离要求，可利用上述四个方程，从 $n=1$ 开始逐板计算各板上的汽、液相组成，从而确定出精馏段和提馏段所需的理论板数。



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

两个基本假定

A 理论板的概念

汽、液两相在这种板上充分接触混合，离开塔板的汽、液两相达平衡。

表达理论板上传递过程特征的温度和汽、液组成可直接由相平衡关系描述。

设计中，一般是首先根据分离任务计算出所需的理论板数，然后再根据所选塔板类型以塔板效率进行修正，从而确定出所需的实际塔板数。



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

板效率

板效率表征的是实际塔板的分离效果接近理论板的程度。
单板效率与全塔板效率是常用的两种表示方法。

* 单板效率 E_m 又称默弗里板效率，可用气相单板效率 E_{mV} 或液相单板效率 E_{mL} 表示，其定义分别为

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

x_n, y_n —— 离开第 n 板的液相与汽相的实际组成；

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

y_n^*, x_n^* —— 与离开第 n 板的液(汽)相组成 x_n (y_n) 成平衡的汽(液)相组成；



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

* 全塔板效率 E_T （总板效率）为完成一定分离任务所需的理论塔板数 N 和实际塔板数 N_T 之比

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

E_T 代表了全塔各层塔板的平均效率，其值恒小于1.0。



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

B 恒摩尔流假定

若 V_n 和 L_n 为精馏段离开第 n 板的汽、液相摩尔流率，因饱和蒸汽焓 I_V 为饱和液体焓 I_L 与汽化潜热 g 之和，

若假设

$$\begin{aligned} I_{L,n+1} &= I_{L,n} \\ g_{n+1} &= g_n \end{aligned}$$

则有

$$V_{n+1} = V_n$$

$$L_{n-1} = L_n$$

精馏段恒摩尔流假定（ m 为进料板序号）：每层板上升的蒸汽摩尔流率和下降的液体摩尔流率相等。

同理，提馏段也有恒摩尔流假定：

$$V'_{m+1} = V'_{m+2}$$

$$L'_{m+1} = L'_{m+2}$$

V' 和 L' 分别表示提馏段内的汽、液相摩尔流率。服从恒摩尔流假定的精馏过程属等摩尔反向扩散过程。



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

由上可知，恒摩尔流假设只适用于被分离组分的沸点和汽化潜热相差不大的情况。

* 恒摩尔流假定和理论板的引入，使得对双组分连续精馏过程的计算，仅需易挥发组分物料衡算式与相平衡关系式两个方程。



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

9.5 双组分连续精馏塔的设计型计算

精馏塔计算可分为设计型与操作型。

板式精馏塔的设计型计算主要包括以下内容：

- (1) 根据给定的分离要求，计算进、出精馏装置各股物料的数量和组成；
- (2) 选择合适的操作条件：包括操作压强、回流比（塔顶回流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) 选择精馏塔的类型（即塔板类型），确定塔径、塔高；
- (5) 进行塔板结构尺寸的计算及塔板流体力学验算；
- (6) 计算冷凝器和再沸器的热负荷，确定其类型和尺寸。



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

9.5.1 物料衡算与操作线方程

全塔物料衡算

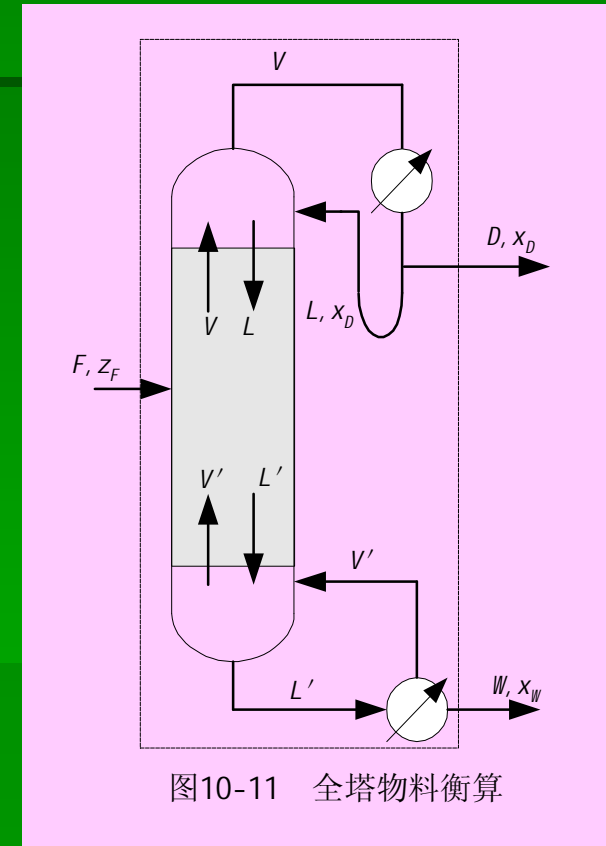
物料衡算

$$F = D + W$$

$$Fx_F = Dx_D + Wx_W$$

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

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



操作线方程

对精馏段虚线范围作物料衡算有：

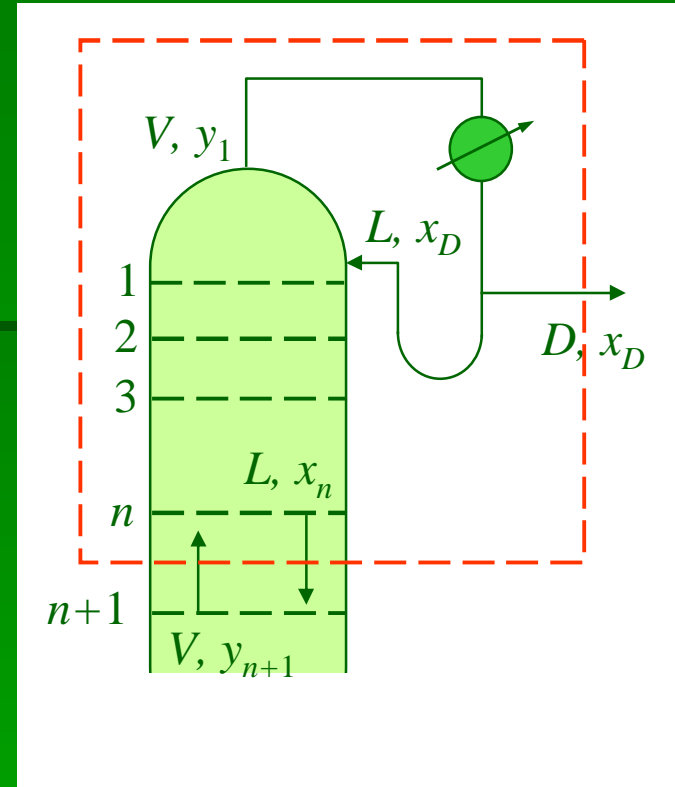
$$Vy_{n+1} - Lx_n = Dx_D$$

整理可得下式：

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

—— 精馏段操作线方程

式中：R (L/D) 为回流比，则 $V=L+D=(R+1)D$



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

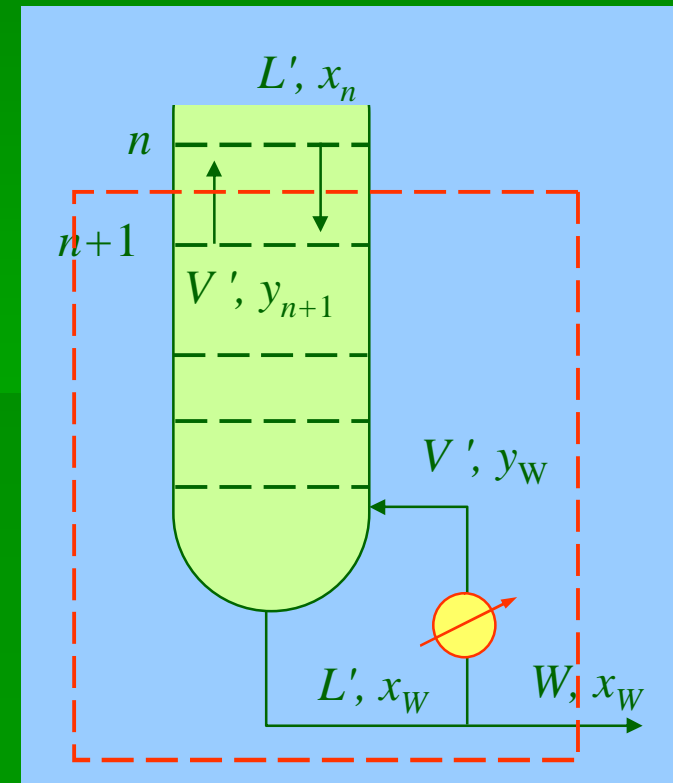
同理对提馏段虚线范围作物料衡算则有：

$$L'x_n - V'y_{n+1} = Wx_w$$

整理可得：

$$y_{n+1} = \frac{L'}{V'}x_n - \frac{Wx_w}{V'}$$

— 提馏段操作线方程



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

两段操作线方程在相图上的表示：

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

$$y_{n+1} = \frac{L'}{V'} x_n - \frac{Wx_W}{V'}$$

精馏操作线：

a 点： $y = x = x_D$

斜率： $R/(R+1)$

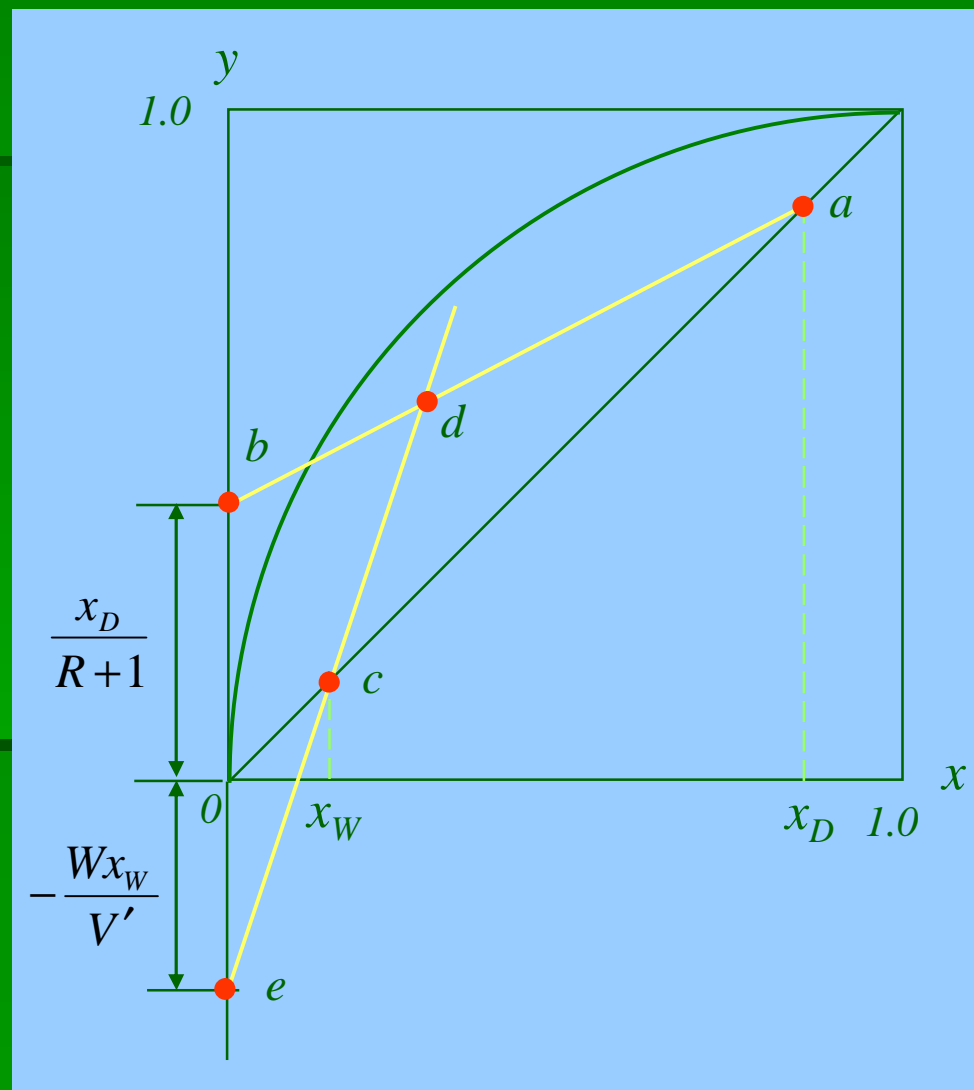
截距： $x_D/(R+1)$

提馏操作线：

c 点： $y = x = x_W$

斜率： L'/V'

截距： $-Wx_W/V'$



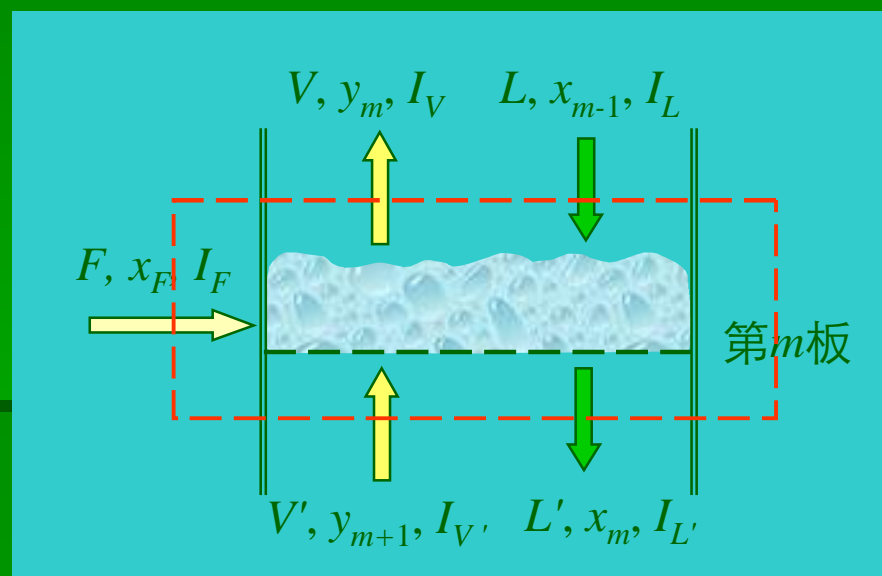
西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

9.5.2 进料状态的影响

加料板的基本计算式

因有物料自塔外引入，故进、出加料板的汽液两相摩尔流率一般不相等。



设第 m 块板为加料板，进、出该板各股的摩尔流率、组成与热焓可由物料衡算与热量衡算得出

西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

设第 m 块板为加料板，进、出该板各股的摩尔流率、组成与热焓可由物料衡算与热量衡算得出

物料衡算：

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

$$Fx_F + Lx_{m-1} + V'y_{m+1} = L'x_m + Vy_m$$

热量衡算：

$$FI_F + LI_L + V'I_{V'} = L'I_{L'} + VI_V$$

$$I_V \approx I_{V'}$$

$$I_L \approx I_{L'}$$

$$FI_F + LI_L + V'I_V = L'I_L + VI_V$$



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

加料热状态参数

加料热状态参数表征加料热状态对塔内气液相摩尔流率的影响。

$$\left. \begin{aligned} F + L + V' &= L' + V \\ FI_F + LI_L + V'I_V &= L'I_L + VI_V \end{aligned} \right\} \longrightarrow \frac{L' - L}{F} = \frac{I_V - I_F}{I_V - I_L}$$

若定义

$$q = \frac{I_V - I_F}{I_V - I_L} = \frac{\text{1kmol进料变成饱和蒸汽所需热}}{\text{进料液的摩尔汽化热}}$$

—— 加料热状态参数

可得：

$$L' = L + qF$$

$$V' = V + (q-1)F$$



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

实际生产中，入塔原料可有五种不同的热状态：

(1) 温度低于泡点的冷液体， $I_F < I_L$ ； $q > 1, L' > L + F, V < V'$

(2) 泡点下的饱和液体， $I_F = I_L$ ； $q = 1, L' = L + F, V = V'$

(3) 温度介于泡点和露点之间的汽液两相混合物， $I_L < I_F < I_V$ ；
 $0 < q < 1, L' > L, V > V'$

(4) 露点下的饱和蒸汽， $I_F = I_V$ ； $q = 0, L' = L, V = F + V'$

(5) 温度高于露点的过热蒸汽， $I_F > I_V$ 。 $q < 0, L' < L, V > F + V'$



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

应用两操作线方程可导出以 q 值为变量的两操作线交点轨迹方程。

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

$$(V' - V)y = (L' - L)x - (Wx_W + Dx_D)$$

联立相应关系式可推得：

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

q 线方程

加料热状态一定时， q 线方程式为一直线方程。
不同加料热状态对应不同 q 线。



西安建筑科技大学

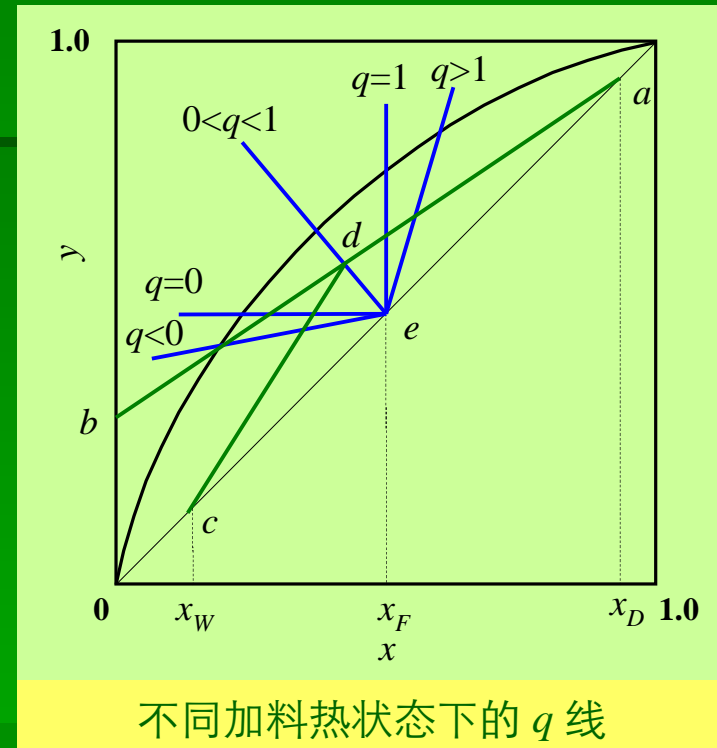
Xi'an University of Architecture and Technology

q 线的作法:

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

- (1) 在对角线上作 e 点 ($y=x=x_F$);
- (2) 过 e 点作斜率 $q/(q-1)$ 的直线。

进料焓值增加, q 值减小, 则 q 线与精馏操作线的交点 d 沿 x 、 y 减小的方向移动。



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

q的计算: 广义的说, q可看作是进料中饱和液体的摩尔分率。

过冷液体:

$$q = 1 + \frac{\overline{C_{PL}}(t_b - t_F)}{r}$$

过热蒸汽:

$$q = \frac{\overline{C_{PV}}(t_d - t_F)}{r}$$

上两式中: r是进料的摩尔汽化热

$\overline{C_{PL}}$ 是进料在温度 $\frac{t_b + t_F}{2}$ 下液体的比热容

$\overline{C_{PV}}$ 是进料在温度 $\frac{t_F + t_d}{2}$ 下气体的比热容



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

9.5.3 理论板数的求法

对符合恒摩尔流假设的双组分精馏过程， N 的计算只需应用由易挥发组分衡算得出的操作线方程和相平衡关系。

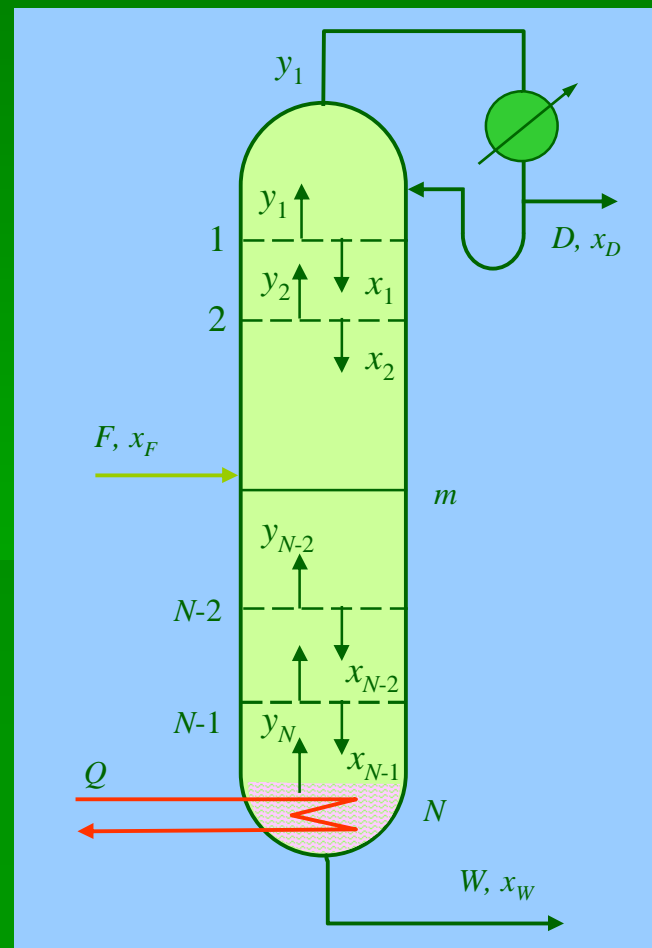
逐板计算法

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

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

$$y_{n+1} = \frac{L'}{V'} x_n - \frac{Wx_W}{V'}$$

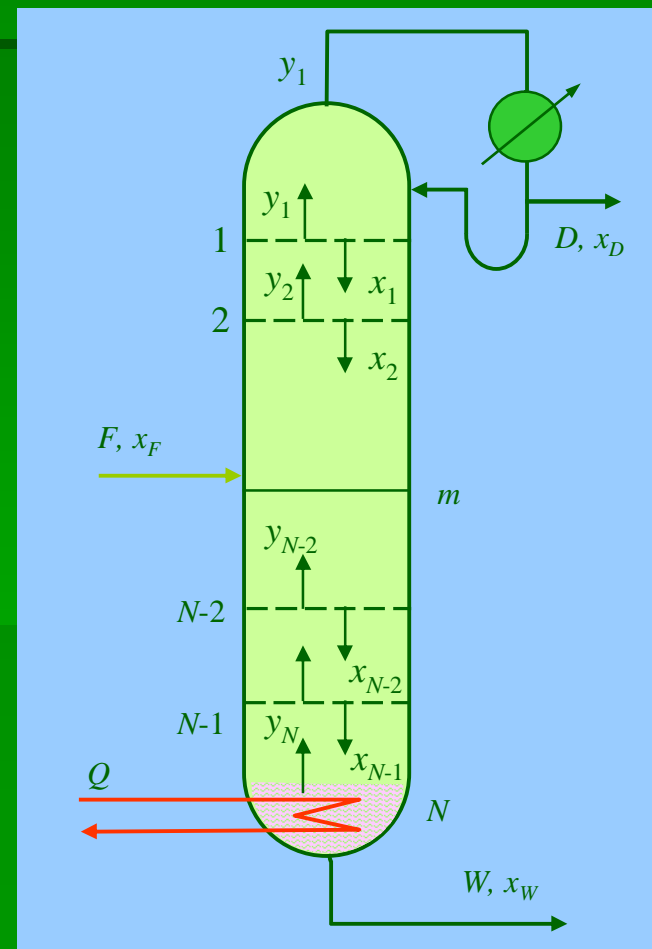
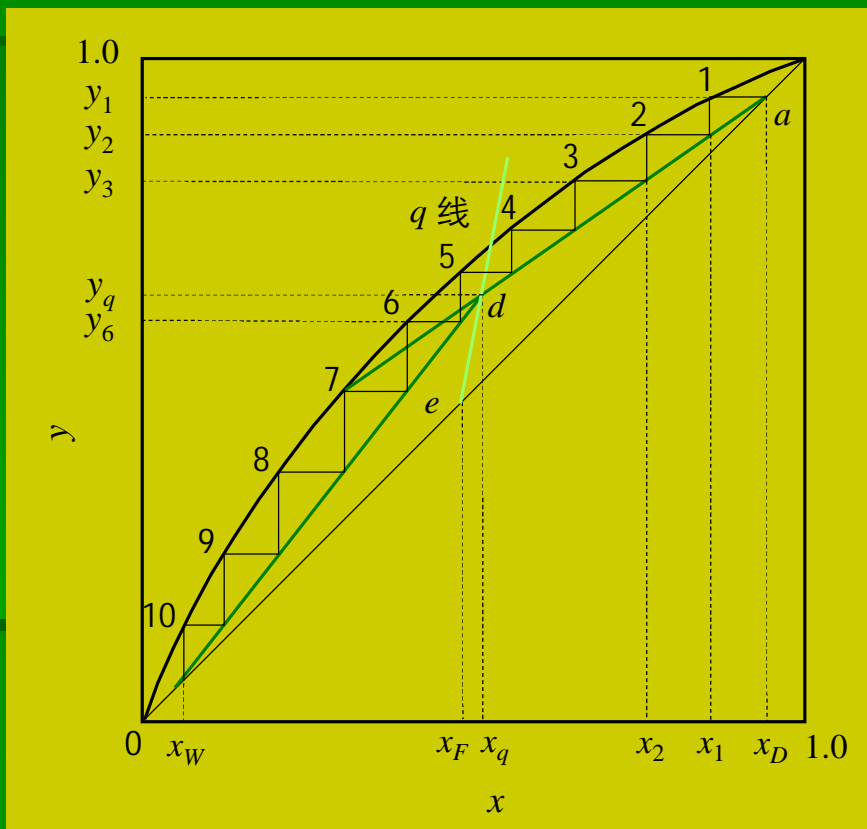
$$y = \frac{q}{q-1} x - \frac{x_F}{q-1}$$



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

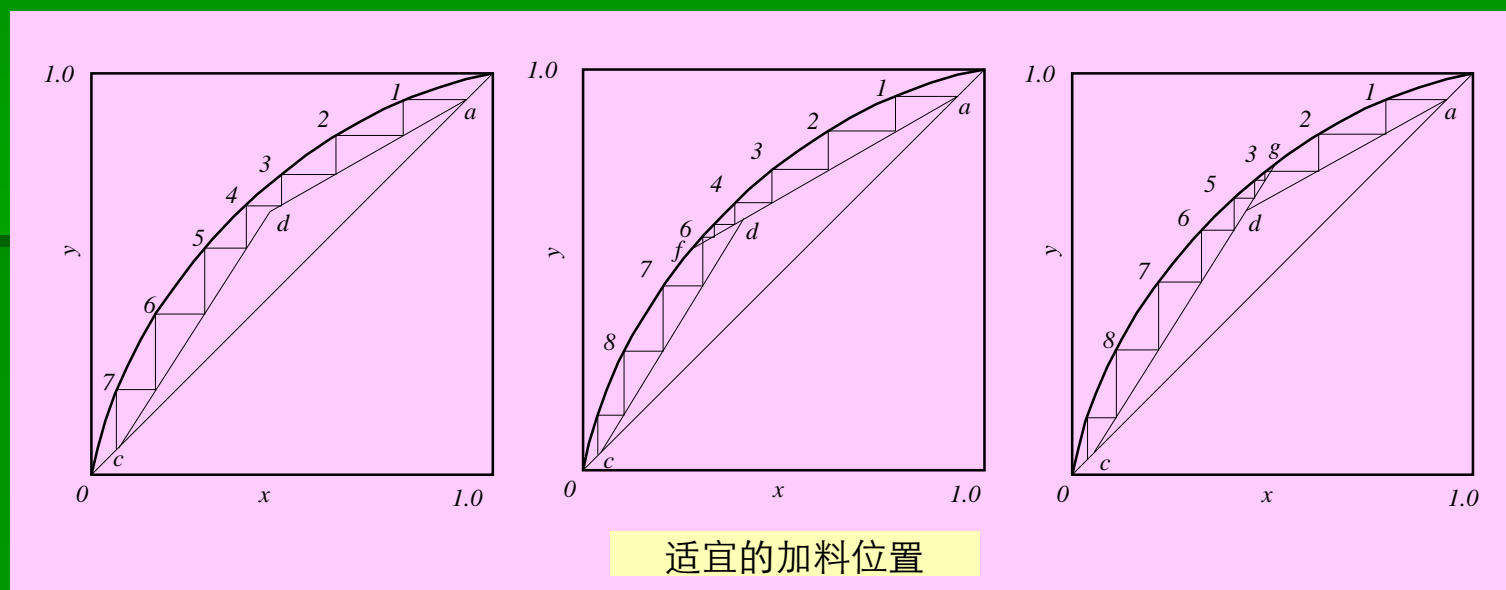
图解法



西安建筑科技大学
Xi'an University of Architecture and Technology

9.5.4 最宜的加料位置

图解法求理论板数时，操作线的更换以某梯级跨过两操作线交点来判断，将跨过交点的梯级定为加料板，板上汽、液组成与进料组成最为相近，对一定分离任务，作图所得的梯级最少。



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

9.5.5 回流比的选择

回流比是精馏过程计算不可缺的重要参数，塔所需的理论板数，塔顶冷凝器和塔釜再沸器的热负荷均与回流比有关。

* 全回流与最少理论板数

全回流时： $R \rightarrow \infty$ $D=0$ $W=0$ $F=0$

精馏段操作线：

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

提馏段操作线：

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

} 对角线

全回流时操作线和平衡线的距离为最远，达到相同的分离程度所需的理论板数最少，以 N_{min} 表示。



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

全回流时的理论板数 N_{min} 可用逐板算法或图解法求得。
对理想溶液，可由芬斯克方程直接计算得。

芬斯克方程

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

式中：

$$a_m = \sqrt[N]{a_1 a_2 \mathbf{L} a_N}$$



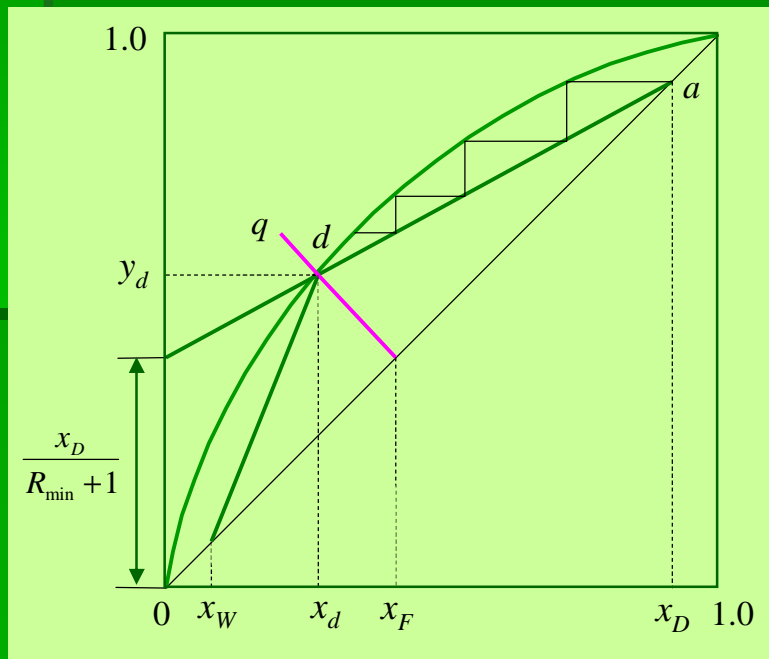
西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

* 最小回流比

对于一定的进料和分离要求：

$R \downarrow$ ，精馏段操作线截距增大，两操作线均向平衡线移动，达到指定分离程度所需理论板数将增多。



最小回流比(R_{min})：两操作线交点 d 落在平衡线上，所需的理论板数为无穷多。

最小回流比的计算：

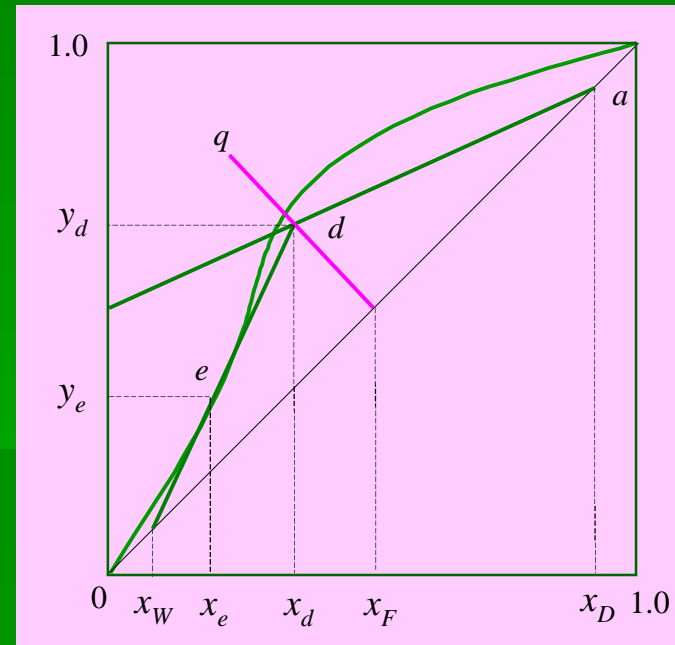
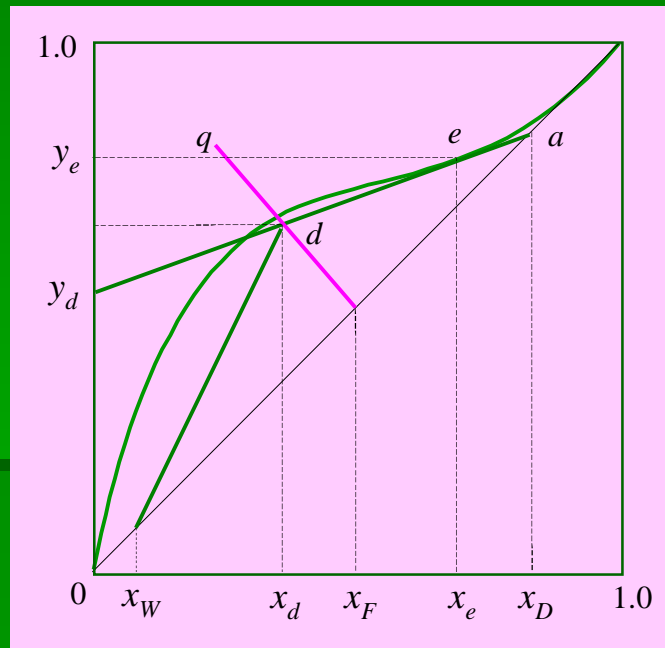
$$R_{min} = \frac{x_D - y_d}{y_d - x_d}$$



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

平衡线如下图时，操作线与平衡线相切时对应的回流比为最小回流比。Rmin 公式计算同前，但式中 x_d 与 y_d 非平衡数据，需由图上读出。



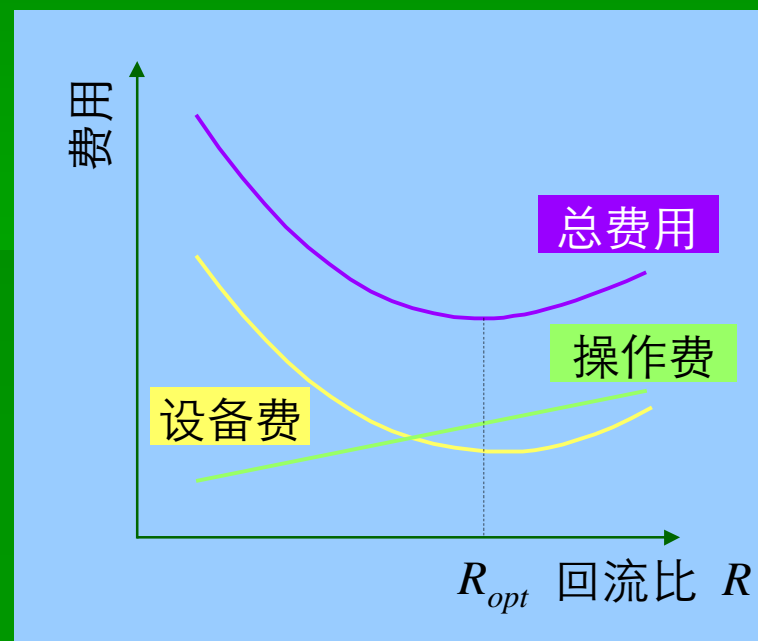
适宜回流比的选择

实际操作的回流比应介于全回流与最小回流比两者之间。

最适宜的回流比：精馏过程总费用（操作费用+设备费用）最低时的回流比。

一般取：

$$R_{opt} = (1.2 - 2)R_{min}$$



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

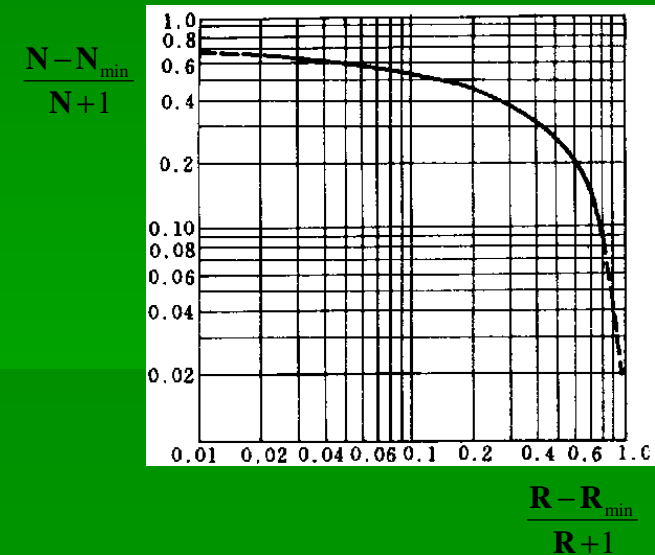
9.5.6 理论板数的捷算法

在精馏塔设计中，常利用 R_{min} 及 N_{min} 的吉利兰关联图来初步估算所需的理论塔板数。

吉利兰关联图

精馏条件：

- (1) 组分数目=2~11;
- (2) $R_{min}=0.53\sim 7.0$;
- (3) 组分间相对挥发度=1.26~4.05;
- (4) 理论板数=2.4~43.1。



吉利兰关联图



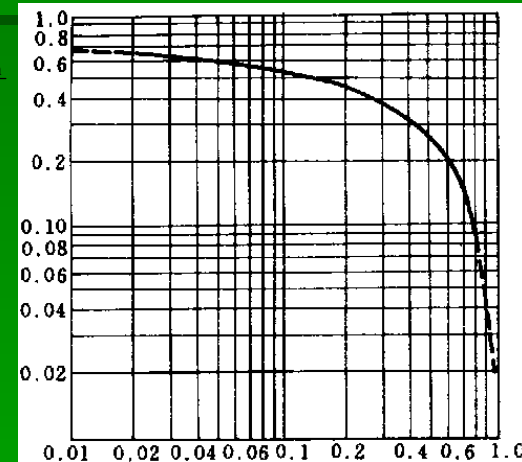
西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

计算步骤:

- (1) 求出适宜的回流比 R ;
- (2) 求出全回流下的 N_{min} ;
- (3) 计算出 $(R-R_{min})/(R+1)$, 查吉利兰图得 $(N-N_{min})/(N+1)$, 即可求得所需的 N ;
- (4) 确定加料位置。

$$\frac{N-N_{min}}{N+1}$$



$$\frac{R-R_{min}}{R+1}$$

吉利兰关联图

注意: 上述计算中, N 和 N_{min} , 均指包括再沸器的全塔理论板数。



西安建筑科技大学

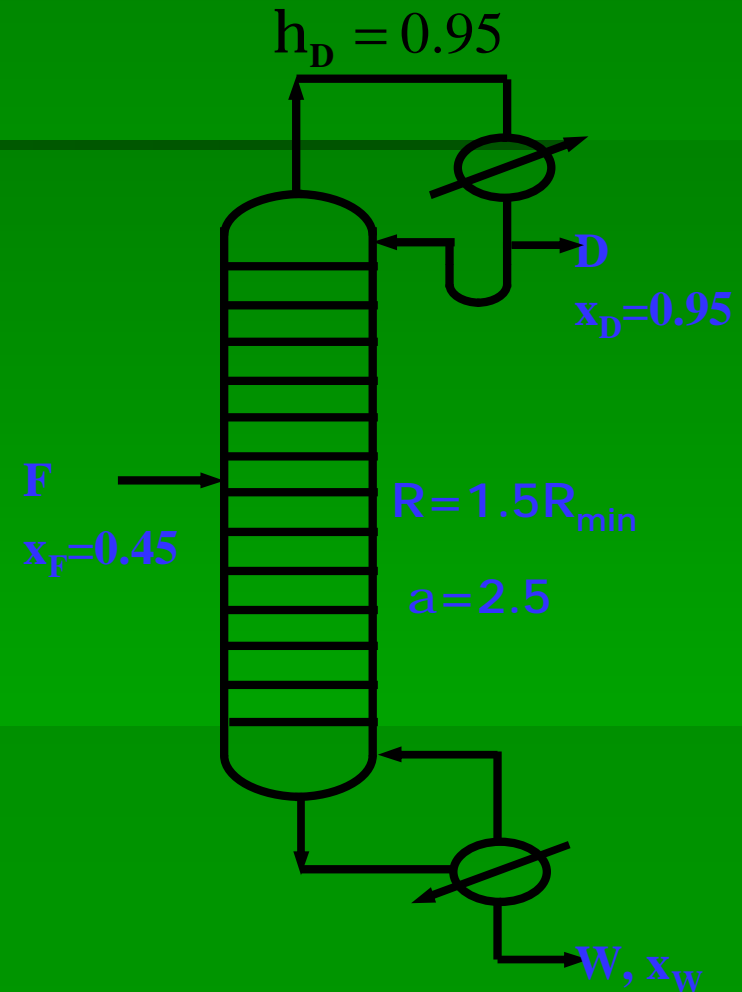
Xi'an University of Architecture and Technology

设计型问题举例

例1 设计型问题

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 $a=2.5$ 。试求：

- (1) 原料中汽相和液相组成；
- (2) 列出提馏段操作线方程。



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

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

$$\frac{1}{3}y_e + \frac{2}{3}x_e = x_F$$
$$y_e = \frac{ax_e}{1 + (a-1)x_e}$$



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



$$x_e = 0.375$$
$$y_e = 0.6$$



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

(2) 列出提馏段操作线方程

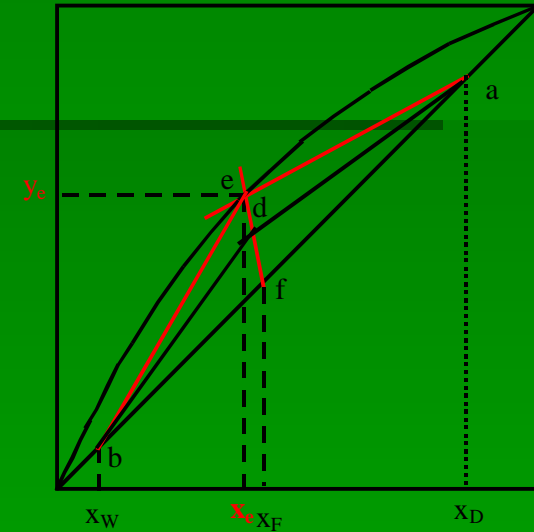
$$q = \frac{2}{3}$$

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

$$\rightarrow R = 1.5R_{\min} = 2.334$$

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

$$\frac{L_C}{V_C} = \frac{RD + qF}{(R+1)D + (q-1)F} = \frac{R \frac{D}{F} + q}{(R+1) \frac{D}{F} + (q-1)} = \frac{2.334 \cdot 0.45 + \frac{2}{3}}{3.334 \cdot 0.45 + \frac{2}{3} - 1} = 1.47$$



最小回流比操作情况的分析



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

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

$$\frac{Wx_w}{V\dot{c}} = \frac{0.05Fx_F}{(R+1)D + (q-1)F} = \frac{0.05x_F}{(R+1)\frac{D}{F} + q - 1} = \frac{0.05 \cdot 0.45}{3.334 \cdot 0.45 + \frac{2}{3} - 1} = 0.0193$$

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



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

9.5.7 连续精馏装置的热量衡算

* 冷凝器的热量衡算

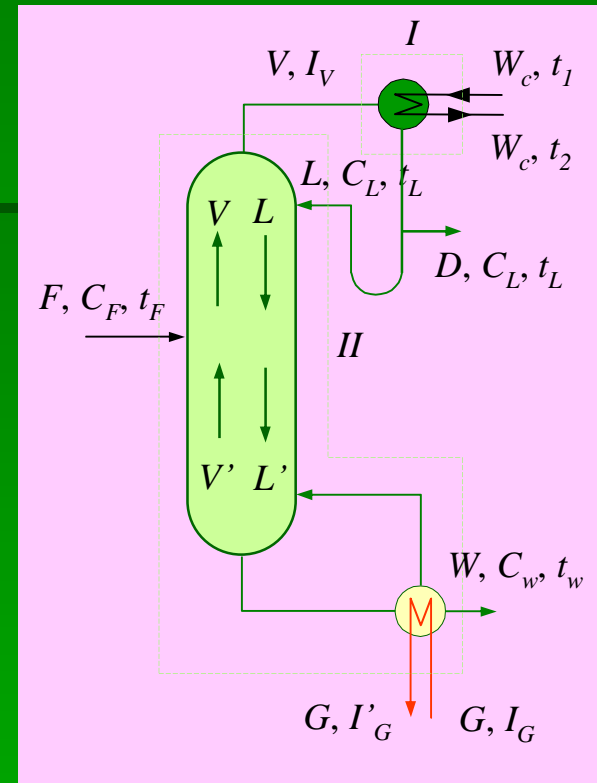
冷却介质消耗量

$$W_c = \frac{Q_c}{C_{pc}(t_2 - t_1)}$$

冷凝器的热负荷

$$Q_c = V(I_V - I_L) = (R+1)D(I_V - I_L)$$

式中： Q_c —— 全凝器的热负荷，kJ/s；
 I_V, I_L —— 塔顶上升蒸汽和馏出液的焓，kJ/kmol。
 W_c —— 冷却介质消耗量，kg/s；
 C_{pc} —— 冷却介质的比热，kJ/(kg·°C)；
 t_1, t_2 —— 冷却介质在冷凝器进、出口处的温度°C。



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

* 再沸器的热量衡算

再沸器的热负荷可由再沸器的热量衡算求得，也可由全塔的热量衡算求得。以全塔热量衡算为例：

离开系统的热量		进入系统的热量	
塔顶蒸汽带出	$Q_V = (R+1)DI_V$	加热介质带入	$Q_G = GI_G$
釜液带出	$Q_W = WC_W t_W$	原料液带入	$Q_F = FC_F t_F$
加热介质带出	$Q'_G = GI'_G$	回流液带入	$Q_L = RDC_L t_L$
热损失	Q_p		
热量衡算式	$Q_G + Q_F + Q_L = Q_V + Q_W + Q'_G + Q_p$		
再沸器的热负荷	$Q_B = Q_G - Q'_G = (Q_V + Q_W + Q_p) - (Q_F - Q_L)$		
加热介质消耗量	$G = Q_B / (I_G - I'_G)$		

若用饱和蒸汽加热且冷凝液于饱和温度下排出，则

$$I_G - I'_G = g$$



$$G = \frac{Q_B}{g}$$

g 为加热蒸汽的摩尔汽化潜热，kJ/kmol。



西安建筑科技大学

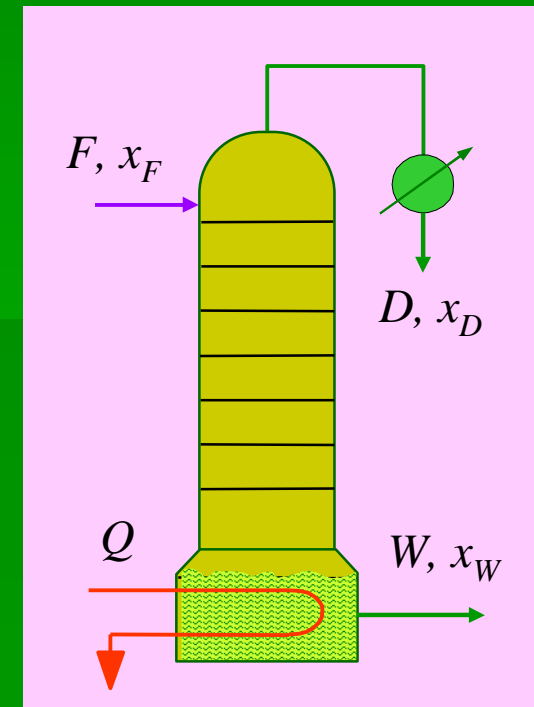
Xi'an University of Architecture and Technology

9.5.8 双组分精馏过程的其它类型

* 提馏塔

只有提馏段的精馏塔。一般用于回收稀溶液中的轻组分而对馏出液浓度要求不高，或不用精馏段亦可满足馏出液要求的情况。从稀氨水中回收氨即为一例。

理论板数的确定与一般精馏塔相同，即符合恒摩尔流假设时，由操作线方程和相平衡方程逐板计算或由作图法求解。



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

以进料液作液相流时

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

则：精馏段操作线方程为

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

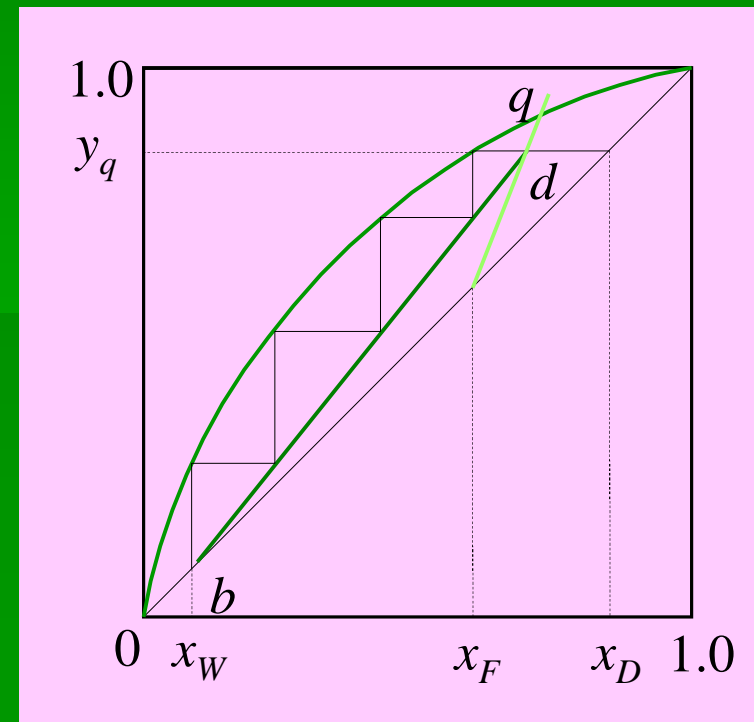
提馏段操作线方程为

$$y_{n+1} = \frac{qF}{D + (q - 1)F} x_n - \frac{Wx_W}{D + (q - 1)F}$$

联立求解 q 线方程和精馏段操作线，可得两线交点 d 的坐标

$$x_q = \frac{q-1}{q} x_D + \frac{x_F}{q}, \quad y_q = x_D$$

理论板数图解：图解法



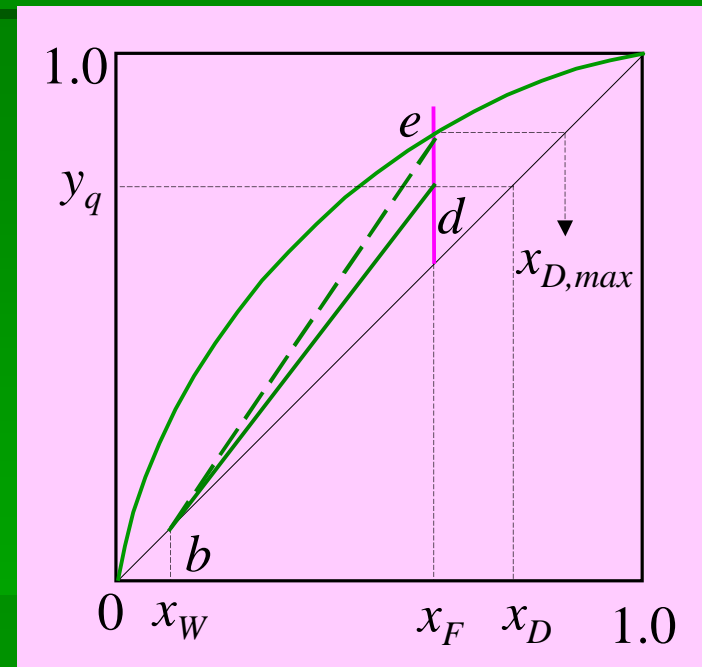
西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

当泡点进料时提馏段操作线方程为

$$y_{n+1} = \frac{F}{D} x_n - \frac{Wx_W}{D}$$

当操作线上端移至 e 点，与成平衡的汽相组成为 $x_{D,max}$



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

* 直接蒸汽加热的精馏塔

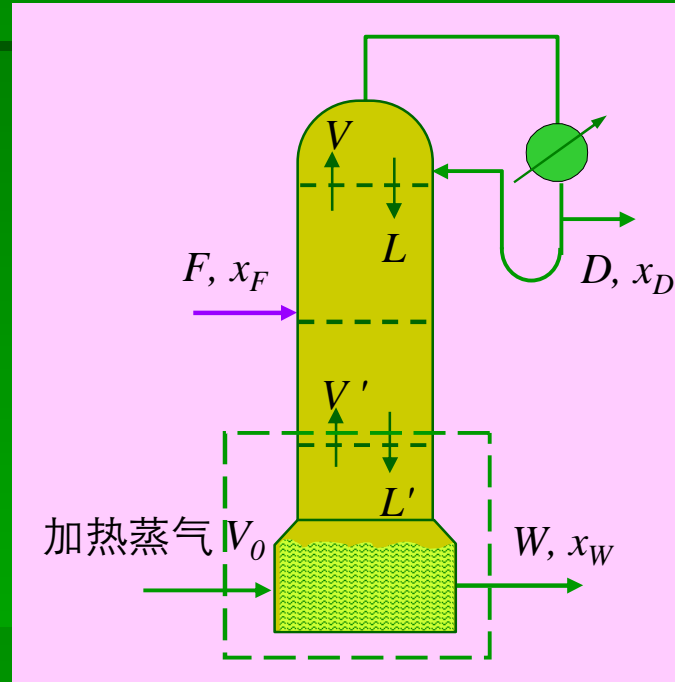
分离水为重组分的物料时可将加热蒸汽直接通入塔釜加热。

物料衡算

$$L' + V_0 = V' + W$$

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

V_0 为加热蒸汽量, kmol/s。



若恒摩尔流假设仍成立, 即 $V' = V_0$, $L' = W$, 则可推得:

$$y_{n+1} = \frac{W}{V_0} x_n - \frac{W}{V_0} x_W$$

—— 提馏段操作线

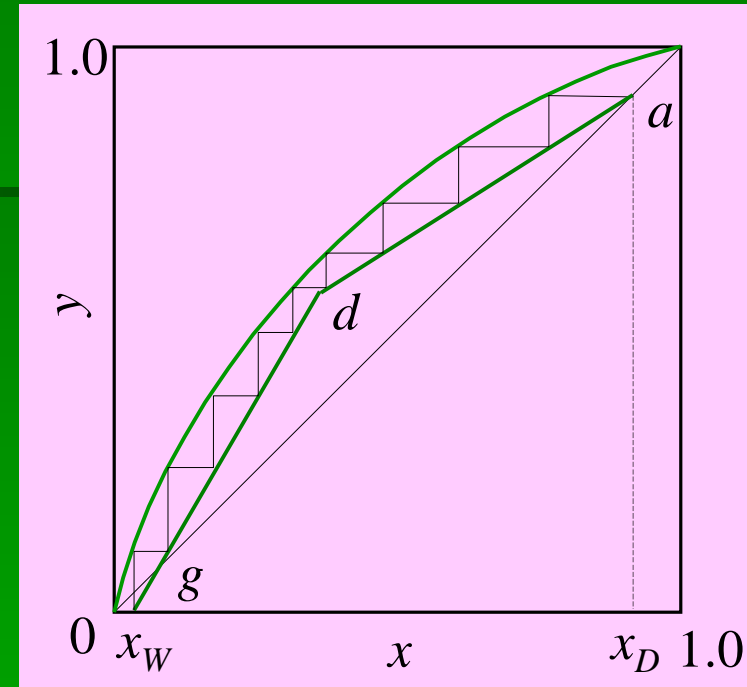


西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

$$y_{n+1} = \frac{W}{V_0} x_n - \frac{W}{V_0} x_W$$

直接蒸汽加热精馏时，提馏段操作线的终点在 x 轴上 g 点($x_W, 0$)处。



直接蒸汽加热精馏所需的理论板数比间接精馏稍有增加。这是因为直接加热蒸汽的稀释作用，使得达到相同的分离任务时就需更多的塔板。



西安建筑科技大学

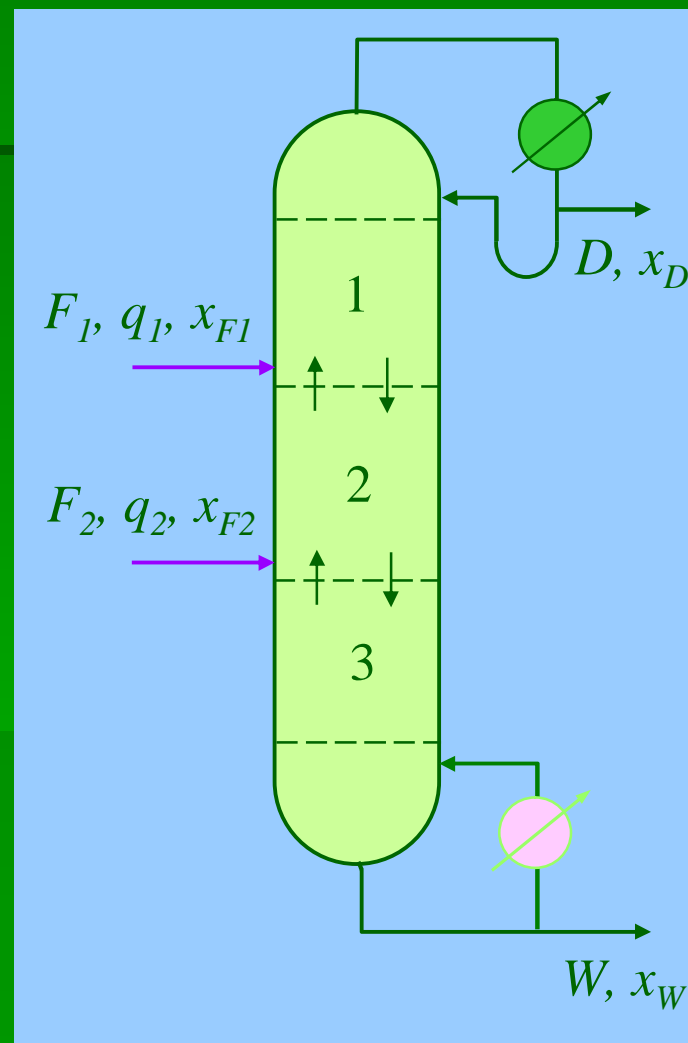
Xi'an University of Architecture and Technology

* 多股加料的精馏塔

对不同浓度的料液要在同一塔内同时进行分离的情况，一般按各股料液的浓度及热状态分别确定相应的加料位置。

以有两股进料的精馏塔为例：

精馏塔以两进料板为界分为上、中、下三段，各段内上升与下降的汽、液相摩尔流率互不相同，相应有三条操作线，两条 q 线。

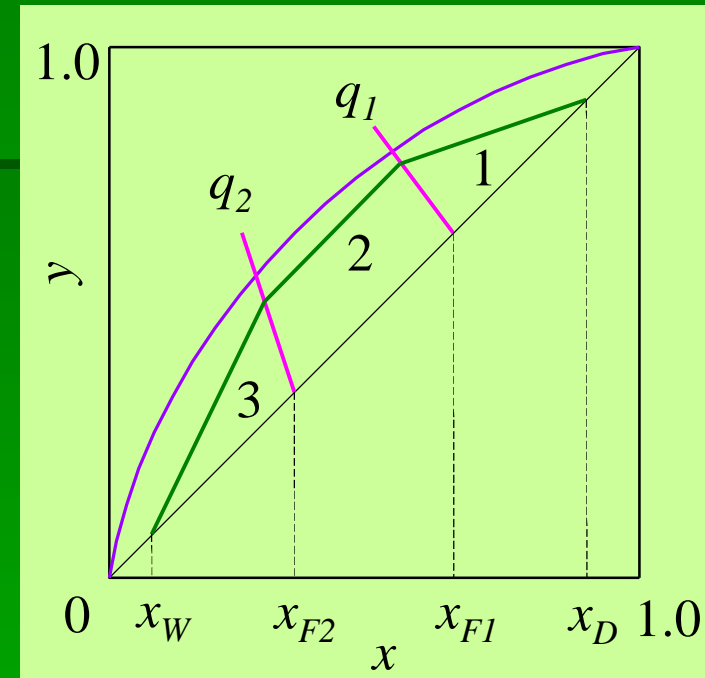


西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

各操作线仍由相关塔段对易挥发组分的物料衡算导出， q 线则根据加料的热状态确定。

R_{\min} 根据操作线与平衡线的挟点来确定，该挟点可能为平衡线与 1-2 两条操作线，或与 2-3 两条操作线的交点。

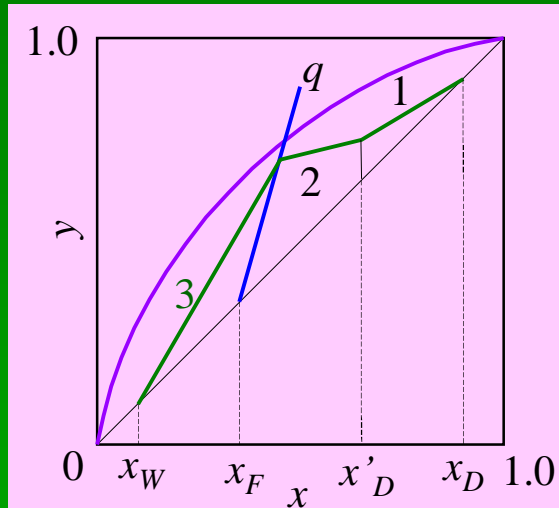
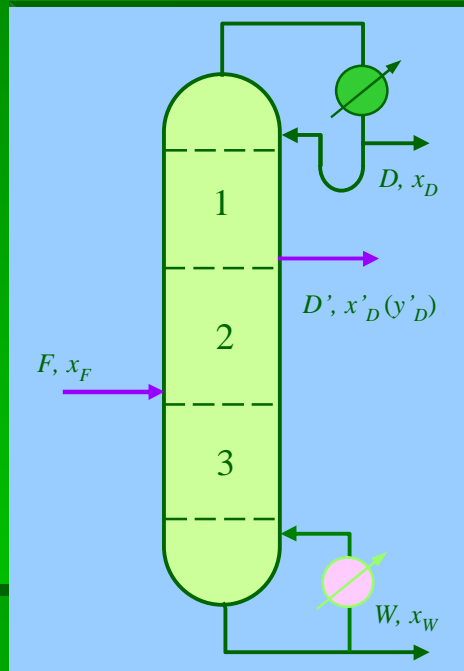


西安建筑科技大学

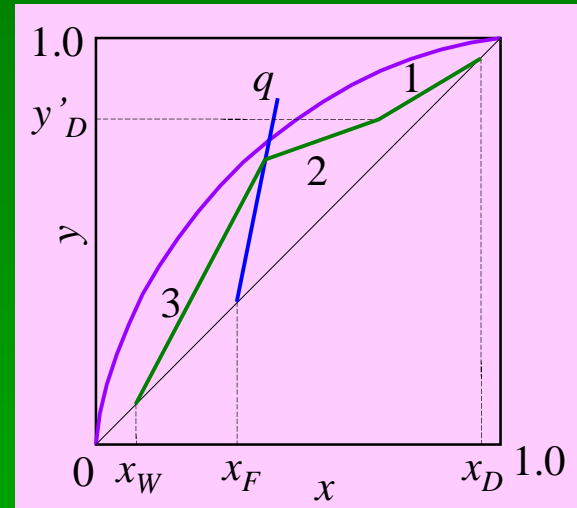
Xi'an University of Architecture and Technology

* 侧线出料的精馏塔

当需要获得不同组成的两种或多种产品时，可采用侧线出料，侧线出料的产品可为饱和液体或饱和蒸汽。



饱和液体侧线出料



饱和蒸汽侧线出料

以有一个侧线出料的精馏塔为例：

精馏塔分为三段，各段操作线可通过相应的物料衡算导出。图解理论板数的原则与前述相同。



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

9.6 双组分连续精馏塔的操作型计算

板式精馏塔的操作型计算的命题：

根据给定的设备（精馏段板数及全塔理论板数）及一定的分离要求（如：塔顶馏出液的采出率 D/F ），由指定的操作条件预计精馏操作的结果：

已知量为：全塔总板数 N 及加料板位置；相平衡曲线或相对挥发度 a ；原料组成 x_F 与热状态 q ；回流比 R 。

待求量为：产品组成以及逐板组成分布。

操作型计算的特点：方法同设计型。一般均需用试差法，即先假设一个塔顶（或塔底）组成，再用物料衡算及逐板计算予以校核。另外加料板的位置一般不满足最优化的条件。



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

9.6.1 精馏塔的调节

进料浓度的影响：当 x_F 降至 x'_F ，若 R 和 D/F 不变，精操线将平行下移。要维持原 x_D 不变，可采取增大 R 或减少 D/F 的调节方法。

- (1) $R \uparrow$ ，精操线斜率 $L/V \uparrow$ ；而提操线斜率 $L'/V' \downarrow$ ，两操作线与平衡线距离 \uparrow ，塔板分离能力 \uparrow 。但塔顶冷凝器和塔釜再沸器的负荷增加。
- (2) 若减少 D/F ，精馏段 $L/V \uparrow$ （等同于 R 增加），也可维持 x_D 不变。

当 x_F 变化较大而要维持 x_D 不变时，应适当下调进料位置，使精馏段的板数增加。



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

进料热状态的影响： R 相同， $q \downarrow$ ，相同分离程度所需理论板数 \uparrow 。提馏线斜率 \uparrow 并向平衡线移动。

若 V' 不变， $q \downarrow$ ，精馏段上升汽量 $V \uparrow$ ， $R \uparrow$ ，对一定的 x_D 所需 $N \downarrow$ 。



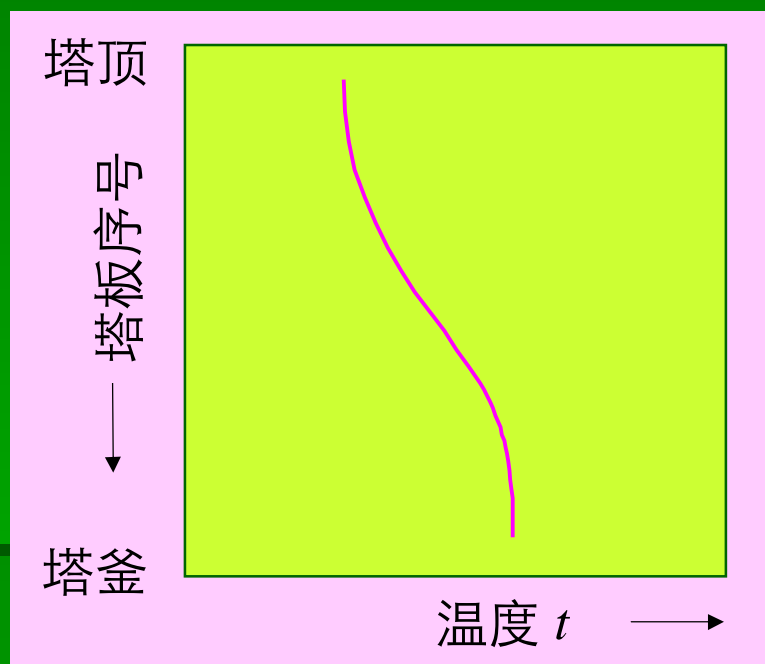
西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

9.6.2 精馏塔的灵敏板

精馏塔内温度不同分布：由塔底至塔顶逐渐降低。

原因：各塔板上物料组成不同，汽相的压强不同（压降）。



操作中常通过监测塔顶和塔底温度来反映馏出液组成和釜残液组成。



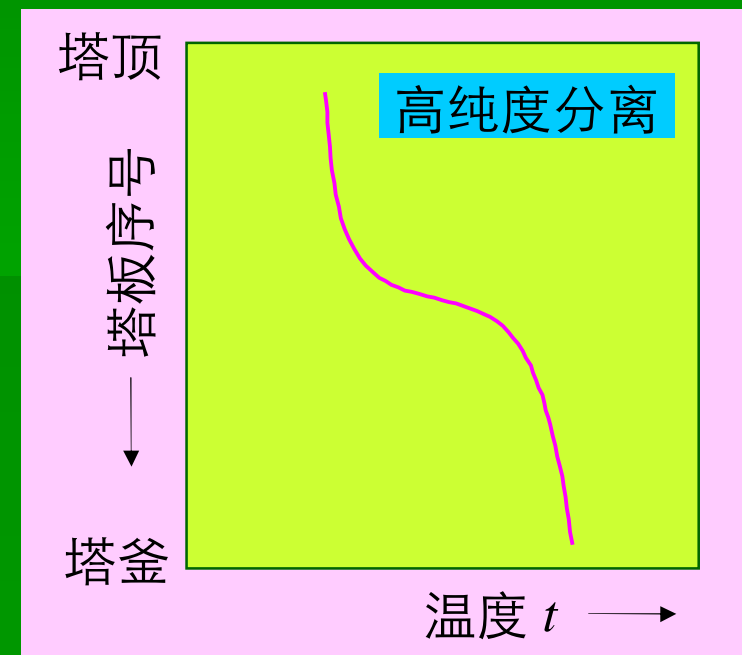
西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

操作条件 (F, q, R , 再沸器与冷凝器的热负荷等) 改变必然引起分离效果的变化, 但每一块板改变的程度不等。

灵敏板: 温度改变最显著的塔板。通常靠近进料口。

例: 高纯度分离时, 塔顶 (或塔底) 若干块塔板间的温度差都很小, 可视为灵敏板。



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

操作型定性分析举例

例1 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？

解法一：快速分析

$$V' \downarrow = V + (q-1)F, \quad F, q \text{ 不变} \Rightarrow V \downarrow \text{ 而 } L \text{ 不变} \Rightarrow \frac{L}{V} \uparrow \Rightarrow x_D \text{ 变大}$$
$$L' = L + qF, \quad F, q, L \text{ 不变, } \textcircled{R} L' \text{ 不变, 而 } V' \downarrow \Rightarrow \frac{L'}{V'} \uparrow \Rightarrow x_W \text{ 变大}$$

解法二：作图+排除法

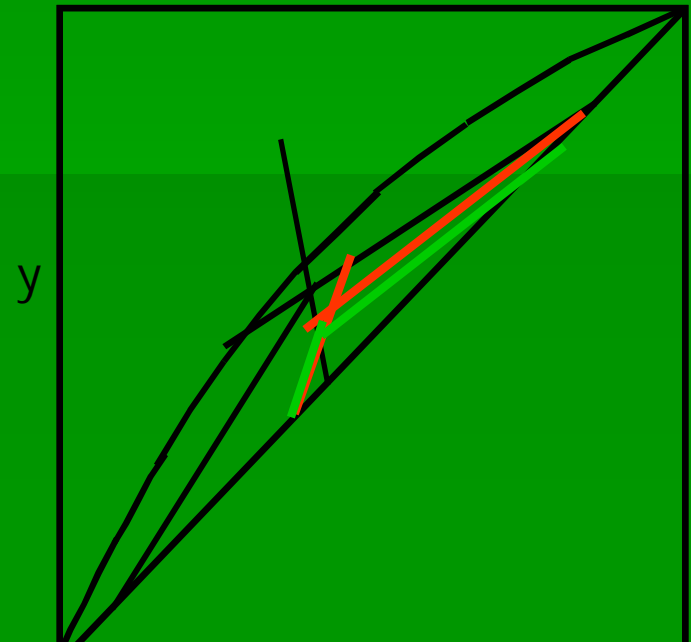
假设 x_D 不变、假设 x_D 变小

N' ，与 N 不变这个前提相矛盾。
故假设不成立。

故 x_D 只能变大

西安建筑科技大学

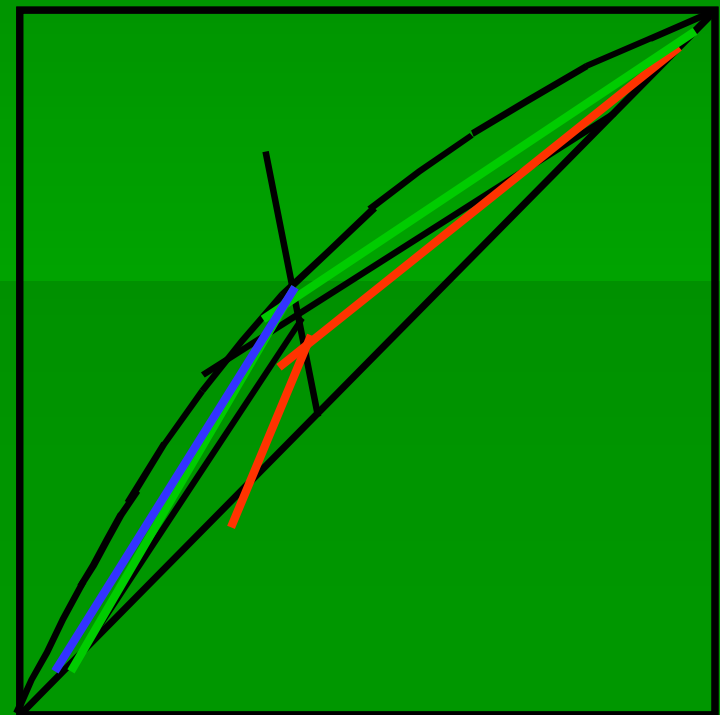
Xi'an University of Architecture and Technology



至于 x_w ，也用排除法推知，只能变大。

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

$$\frac{Lc}{Vc} \uparrow$$



西安建筑科技大学
Xi'an University of Architecture and Technology

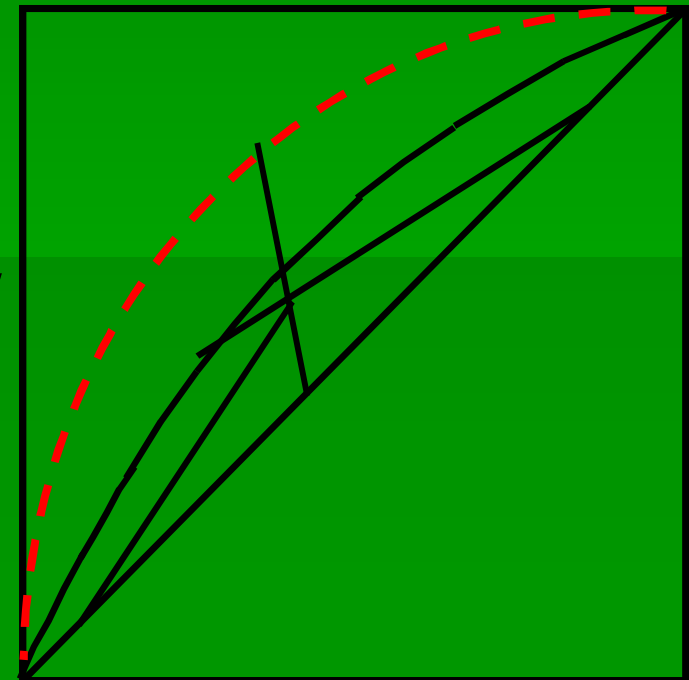
练习 一操作中的常压连续精馏塔分离某混合液。现保持塔顶馏出液量D、回流比R、进料状况（F、 x_F 、q）不变，而减小操作压力，试分析 x_D 、 x_W 如何变化？

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

D、R、q 和 F 不变，

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

$P^- \textcircled{R} a^-$



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

假设 x_D 不变

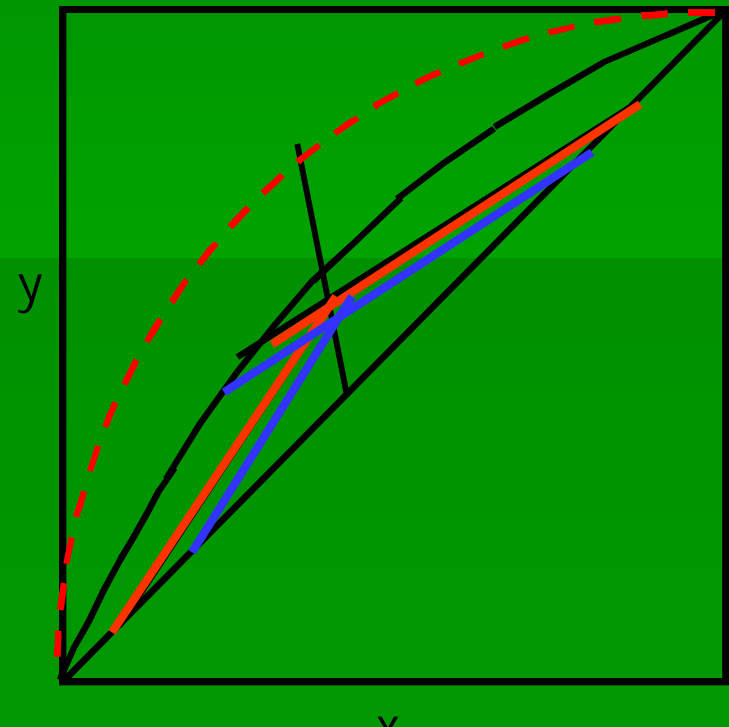
由物料衡算式可知， x_W 也不变

假设 x_D^- ，由物料衡算式可知， x_W^- ，

N^- ，与 N 不变这个前提相矛盾。

故假设不成立。

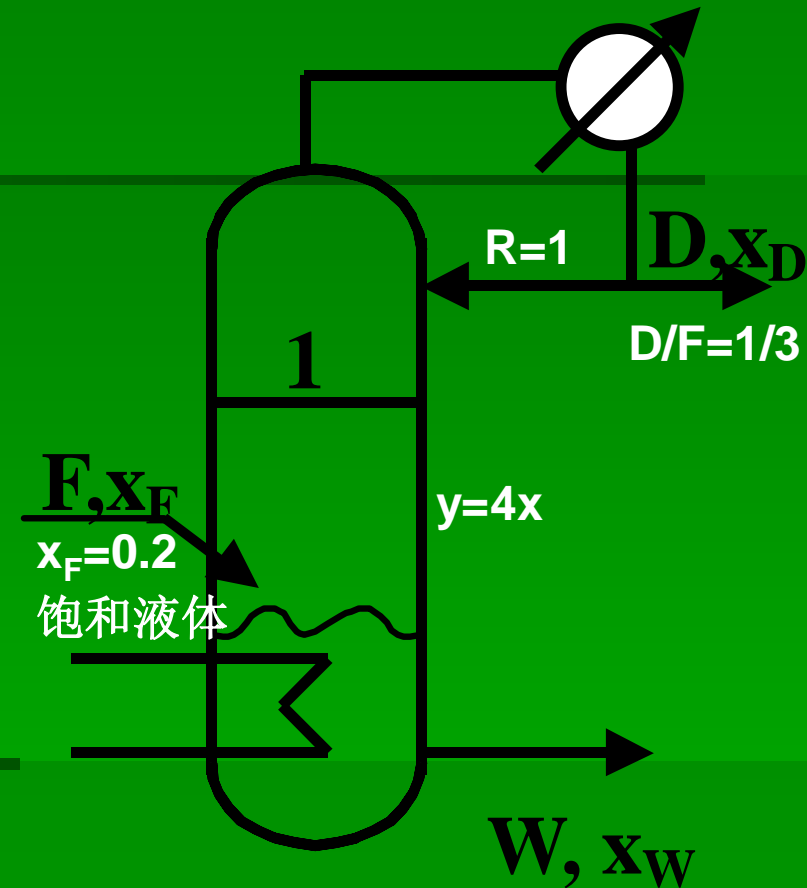
故 x_D 只能变大， x_W 变小。



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

例2 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 $x_W=?$



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

$$\begin{aligned} \hat{1} F &= D + W \\ \hat{1} F x_F &= D x_D + W x_W \end{aligned} \quad \rightarrow \quad x_D = \frac{F x_F - W x_W}{D} = \frac{F x_F - (F - D) x_W}{D} = \frac{x_F - \frac{D}{F} x_W}{1 - \frac{D}{F}} = \frac{0.2 - \frac{1}{3} x_W}{1 - \frac{1}{3}}$$

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

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

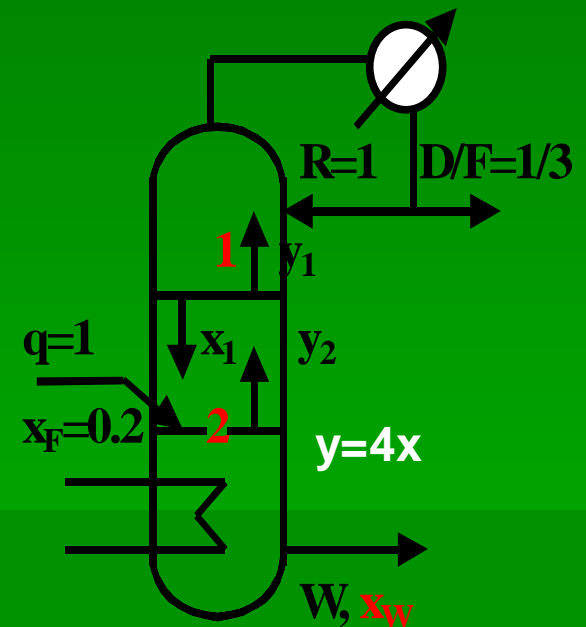
$$y_1 = x_D$$

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

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

$$y_2 = 4x_W$$

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



解式 1、2 得: $x_W = 0.0714$

Xi'an University of Architecture and Technology

9.7 间歇精馏

料液一次加入蒸馏釜中。加热产生的蒸汽经冷凝器冷凝，部分作为塔顶产品，部分作为回流。

间歇精馏过程的特点：

非定态过程： W 、 $x \downarrow$ ， $T \uparrow$ 。若要维持 x_D 不变，则需不断加大 R 。

只有精馏段：为了获得同样的 x_D 、 x_W 产品，能耗比连续精馏更大。

塔内的存液量（持液量）对产品的产量和质量均有影响：为了减少塔中的存液量，间歇精馏往往采用填料塔。



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

9.7.1 x_D 保持恒定的间歇精馏

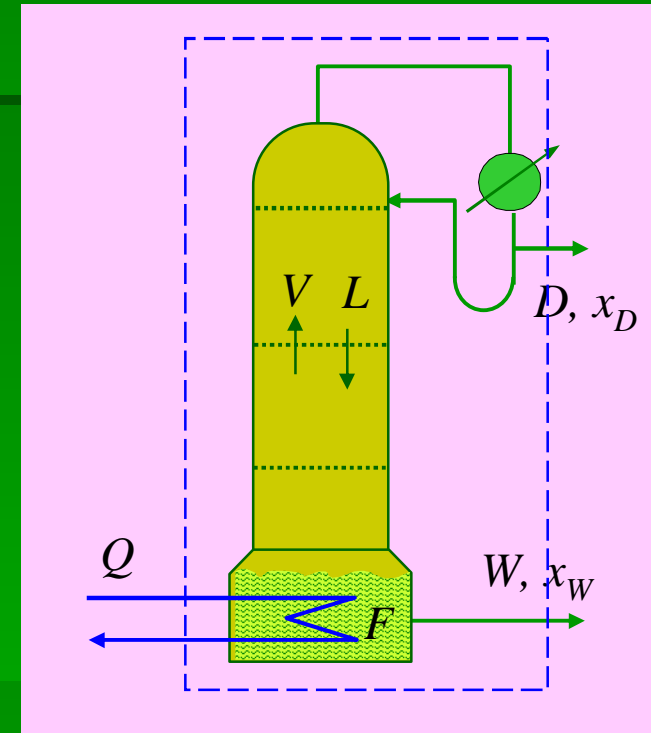
馏出液量和釜残液量的确定

$$D = \left(\frac{x_F - x_W}{x_D - x_W} \right) F \quad W = F - D$$

理论板数的确定

x_D 恒定，过程终了时相应分离程度最高，故所需理论板数的计算应以终了时刻为准。

设终了时刻釜液组成为 x_{We} ，可用图解法求理论板数。



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

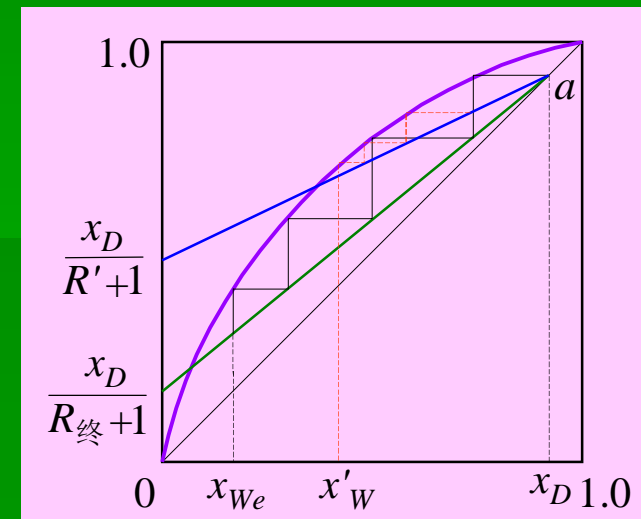
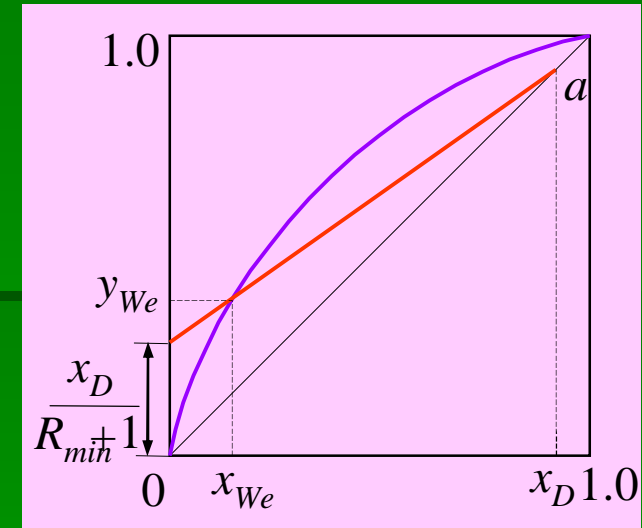
理论板数的确定

最小回流比

$$R_{\min} = \frac{x_D - y_{We}}{y_{We} - x_{We}}$$

由 R_{\min} 确定操作終了时的实际回流比 $R_{\text{终}} = (1.1 \sim 2)R_{\min}$ 。

由截距 $x_D / (R_{\text{终}} + 1)$ 及 a 点 (x_D, x_D) 作出操作終了时的操作线，作梯级求出所需的理论板数。



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

V的确定

设在 dt 时间内，溶液汽化量为 dV ，馏出液量为 dD

回流比：
$$R = \frac{dL}{dD}$$

汽化量：

$$dV = dL + dD = (R + 1)dD$$

对开始至任一时刻作物料衡算

$$dD = F \frac{x_F - x_D}{(x_D - x_W)^2} dx_W$$

总汽化量

$$V = F(x_D - x_F) \int_{x_{We}}^{x_F} \frac{R + 1}{(x_D - x_W)^2} dx_W$$



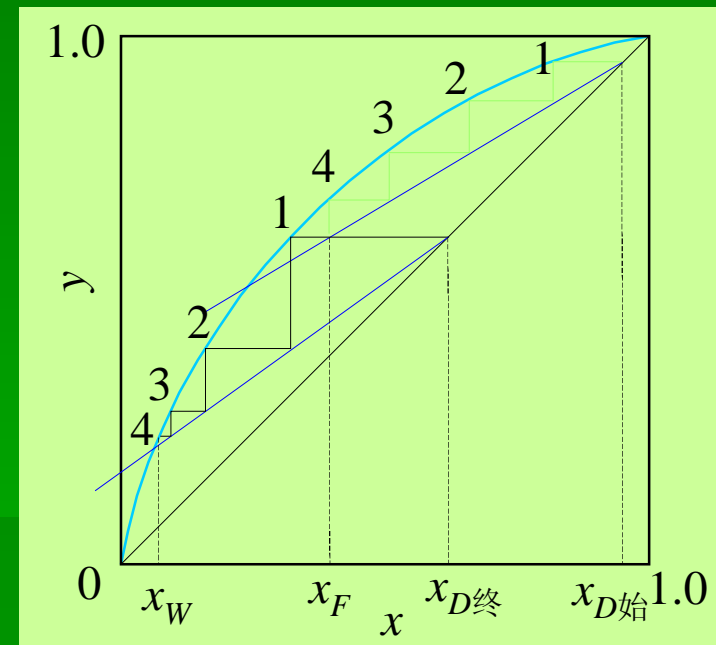
西安建筑科技大学

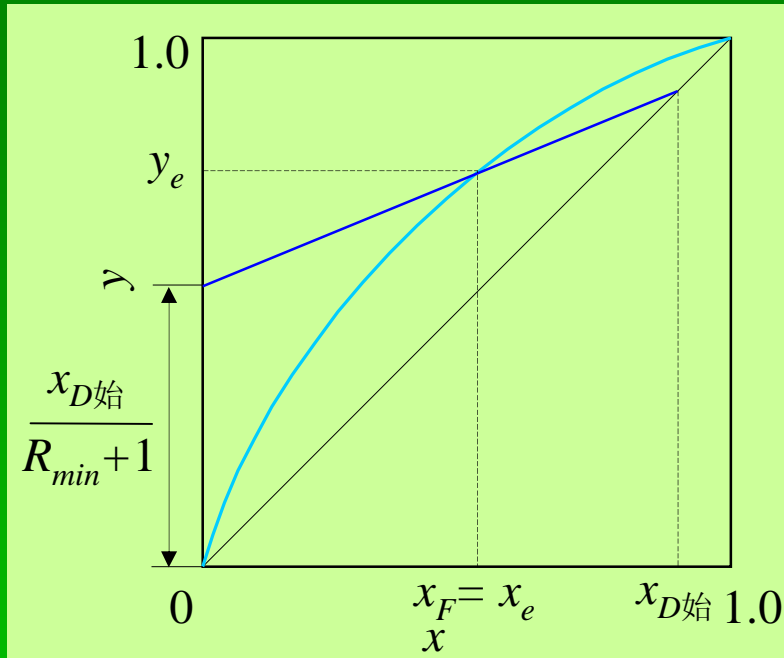
Xi'an University of Architecture and Technology

9.7.2 R保持恒定的间歇精馏

回流比与理论板数的确定

R 恒定的间歇精馏， x_D 与 x_W 均随过程的进行而变。操作线随过程平行下移，即操作线的起点和截距均在变。





首先假设一最初的馏出液组成 $x_{D始}$ ，由 $x_{D始}$ 与 x_F 求出所需的最小回流比。

$$R_{min} = \frac{x_{D始} - y_e}{y_e - x_e}$$

由 R_{min} 确定出适宜的操作回流比 R ，进而求得理论板数 N 。

由设定的 $x_{D始}$ 求得的理论板数是否能满足过程的需要，可由馏出液的平均组成 能否达到要求来作为判据。



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

V的确定

在R恒定的条件下，分离一釜料液的总汽化量为

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

根据总汽化量和操作所需时间可确定单位时间的汽化量，并由此确定精馏塔的塔径与蒸馏釜的传热面积。



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

9.8 恒沸精馏与萃取精馏

具有恒沸点或 a 接近1的物系，受相平衡的限制或经济合理性的制约，不能或不宜采用普通精馏方法进行分离。

采用萃取、吸附以及膜分离等其它分离方法。

采用特殊精馏。



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

9.8.1 恒沸精馏

加入的第三组分与原溶液中一或两个组分形成恒沸物，使原有组分间的 α 增大，再用一般精馏方法分离。

- 最低恒沸物的体系：恒沸物为塔顶产品，塔底得纯组分；
- 最高恒沸物的体系：恒沸物为塔底产品，塔顶得纯组分。

挟带剂的选用

- (1) 新恒沸点要与该溶液中纯组分的沸点差值不小于 10°C ；
- (2) 形成的恒沸物易于分离，以便回收挟带剂，
- (3) 热稳定性、腐蚀性、毒性、价格等因素。



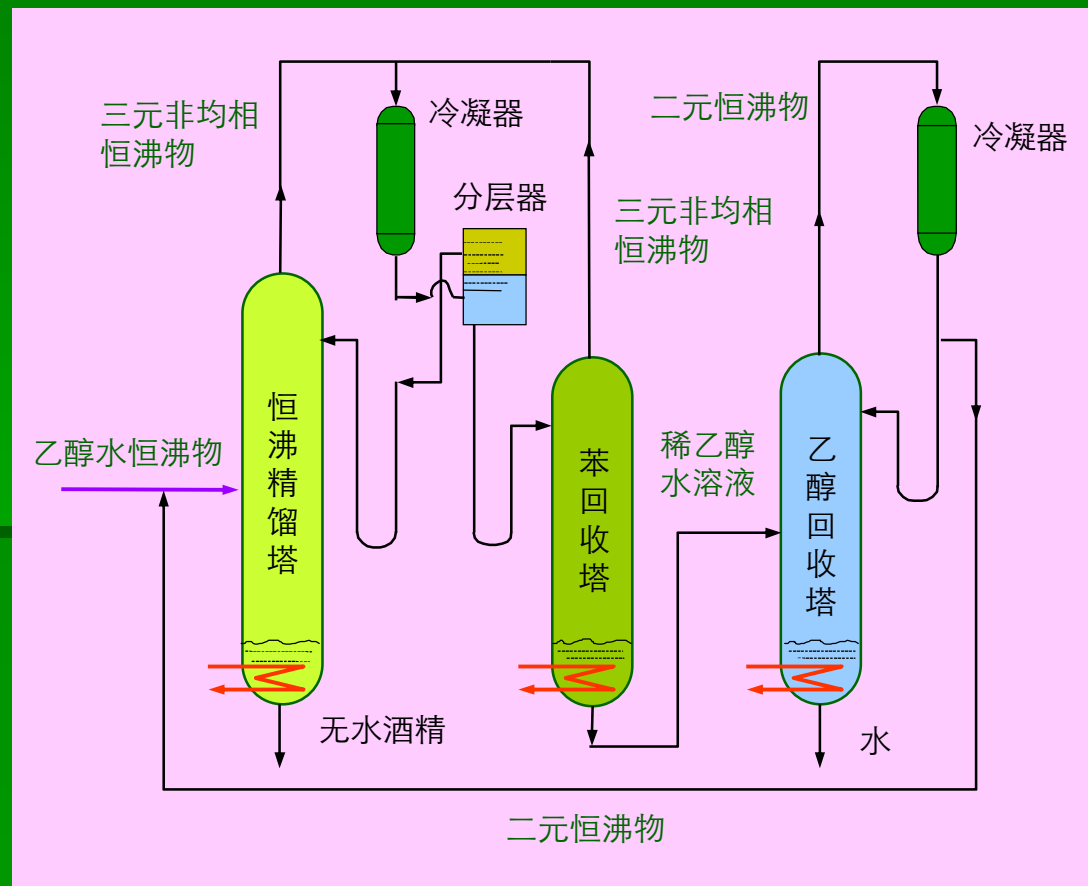
西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

恒沸精馏举例

工业酒精恒沸精馏（用苯作恒沸剂）制取无水酒精

乙醇-水二元恒沸物（恒沸点 78.15°C ，乙醇摩尔分率 0.894 ）



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

9.8.2 萃取精馏

第三组分萃取剂一般沸点较高、不形成新恒沸物，仅改变原组分的 α 。塔顶可得一个纯组分，萃取剂与另一组分从塔底排出。

萃取剂的选择

- (1) 选择性能好，即加入少量即可使溶液的 α 发生显著提高；
- (2) 挥发性小且不与原组分起化学反应，不形成恒沸物，以便于分离回收。
- (3) 安全，无毒，无腐蚀性，热稳定性好以及价格便宜等。



西安建筑科技大学

Xi'an University of Architecture and Technology

萃取精馏举例 苯-环己烷溶液的萃取分离

常压下苯的沸点为 80.1℃，环己烷的沸点为 80.73℃， a 为 0.98，难于用普通精馏方法分离。若在该溶液中加入糠醛（沸点161.7℃），则溶液的相对挥发度发生显著的变化。

$X_{\text{糠醛}}$	a
0.0	0.98
0.2	1.38
0.4	1.86
0.5	2.07
0.6	2.36
0.7	2.7

