



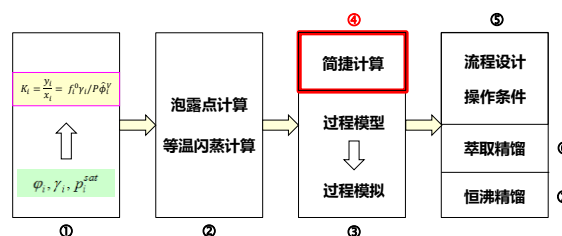
## 第5讲 精馏－简捷计算

漆志文

德国马普学会过程强化技术伙伴研究团队  
化学工程联合国家重点实验室  
华东理工大学  
zwqi@ecust.edu.cn



**VLE    单级平衡    多级平衡    过程与流程**



- 组分的分类
- Fenske方程  $\rightarrow N_m$
- Underwood方程  $\rightarrow R_m$
- Gilliland关联式  $\rightarrow N = f(N_m, R_m, R)$   
 $\rightarrow$  进料位置  $N_F$
- 塔顶和塔底组成的估算



- (1) 对精馏塔进行简化计算
- 二元体系：塔顶和塔底组成**不须估算**，可唯一确定。  
多元体系：给定条件确定时，顶底组成也是唯一的，  
但需要估算得出。
- (2) 为精馏塔的严格计算提供初值
- 计算结果误差比较大，尤其对于非理想性强的系统。



## 1. 关键组分

- + 按分离要求选取两个组分（一般是**挥发度相近**两组分）；
- + 它们在塔顶或塔底产中的**回收率或含量**通常是给定的，对于体系的分离起着决定性的作用。

## 2. 非关键组分、中间组分、分布组分、非分布组分

**中间组分:** 轻重**关键组分**中间的组分

**轻非关键组分:** 轻组分, 比轻关键组分更容易挥发

**重非关键组分:** 重组分, 比重关键组分更难挥发

**非分布组分:** 仅在顶底的一端出现的某些组分;

轻重组分可能是非分布组分 (L, H)

**分布组分:** 塔顶和塔底均出现的组分;

轻重关键组分和中间组分一定是分布组分。

设含有五组分的分离体系，挥发度依次递减：

A, B, E, C, D

$$\alpha_A > \alpha_B > \alpha_E > \alpha_C > \alpha_D$$

令: B, C为关键组分

则:

- B - 轻关键组分 (LK, Light Key) 分布组分
- C - 重关键组分 (HK, Heavy Key) 分布组分
- E - 于(LK)与(HK)之间为中间组分 分布组分
- A - 非关键组分或轻组分 (L) 塔顶产品
- D - 非关键组分或重组分 (H) 塔底产品

当 $\alpha_L \approx \alpha_{LK}$  或  $\alpha_H \approx \alpha_{HK}$ ，LK 与HK 的分离要求不是很高，  
则L、H也会成为分布组分。



## 2. Fenske方程

→ 计算在**全回流**条件下，达到分离要求所需要的最少理论板数  $N_m$

- 全回流下无产品采出，工业生产**很少采用**全回流；
- 开车时，先全回流，待操作稳定后出料；
- 实验室设备中研究传质影响因素（板效率）；
- 工程设计中，必须知道最少理论板数。

7



**全回流条件下**

$$\begin{cases} L_j = V_{j+1} \\ L_j x_{i,j} = V_{j+1} y_{i,j+1} \end{cases}$$

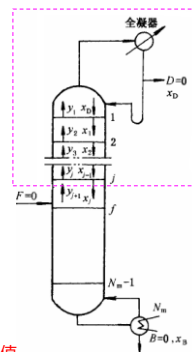
$$\rightarrow x_{i,j} = y_{i,j+1}$$

$$\text{联合} \quad \alpha_{i,k} = K_i / K_j$$

$$\text{从塔顶到塔底} \quad \frac{x_{D,i}}{x_{D,k}} = (\bar{\alpha}_{i,k})^{N_m} \frac{x_{B,i}}{x_{B,k}}$$

(1)  $i$  和  $k$  适用于任何组分

(2)  $\bar{\alpha}_{i,k}$  为所有塔板上  $\alpha_{i,k}$  的**几何平均值**



8



$$\frac{x_{D,i}}{x_{D,k}} = (\bar{\alpha}_{i,k})^{N_m} \frac{x_{B,i}}{x_{B,k}}$$

$N_m$ 次单级提浓

$$\frac{x_{D,LK}}{x_{D,HK}} = (\bar{\alpha}_{LK,HK})^{N_m} \frac{x_{B,LK}}{x_{B,HK}}$$

基于轻、重关键组分

$$N_m = \frac{\lg \left( \frac{x_{D,LK}}{x_{D,HK}} \frac{x_{B,HK}}{x_{B,LK}} \right)}{\lg(\bar{\alpha}_{LK,HK})}$$

**Fenske方程**

$$(\bar{\alpha}_{LK,HK}) = [(\alpha_{LK,HK})_D (\alpha_{LK,HK})_F (\alpha_{LK,HK})_B]^{1/3}$$

- 最小理论板数  $N_m$  **包括塔釜，但不包括全凝器**
- 用  $\bar{\alpha}_{LK,HK}$  代替各块板的相对挥发度是为了简化处理

9

**按分离要求表达的Fenske方程：**

1. 规定关键组分在塔顶和塔釜的**mol速率**

$$N_m = \frac{\lg \left[ \left( \frac{d}{b} \right)_{LK} \left( \frac{b}{d} \right)_{HK} \right]}{\lg(\bar{\alpha}_{LK,HK})} \quad b, d - \text{组分mol速率}$$

2. 规定关键组分在塔顶和塔釜的**回收率**  $\eta$

$$N_m = \frac{\lg \left[ \frac{\eta_{LK,D} \eta_{HK,B}}{(1-\eta_{LK,D})(1-\eta_{HK,B})} \right]}{\lg(\bar{\alpha}_{LK,HK})}$$

10



## 3. Underwood方程

→ 估算达到规定分离要求所需的**最小回流比**  $R_m$

- 最小回流比  $R_m$ ，理论上是**需要无限多块塔板**才能达到分离要求时的回流比。
- 塔内将出现**恒浓区**(相邻板上的汽相浓度和液相浓度各自相同)，需用无限多理论板数才能实现一定的分离作用。

- 二元体系计算  $R_m$  时，在加料板位置附近出现**一个恒浓区**。
- 多元体系中，由于**非分布组成的存在**出现上下两个恒浓区。
- 恒浓区浓度和位置均有**不确定性**，所以严格计算  $R_m$  至今没有通用方法，目前只能用一些近似式计算。

11



**二元体系**

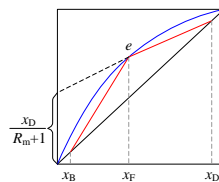
进料处于**泡点** ( $q=1$ )

$$R_m = \frac{1}{\alpha_{12} - 1} \left[ \frac{x_D}{x_F} - \frac{\alpha_{12}(1-x_D)}{1-x_F} \right]$$

进料处于**露点** ( $q=0$ )

$$R_m = \frac{1}{\alpha_{12} - 1} \left[ \frac{\alpha_{12}x_D}{y_F} - \frac{1-x_D}{1-y_F} \right] - 1$$

**实际进料**  $R_m = qR_{m1} + (1-q)R_{m0}$



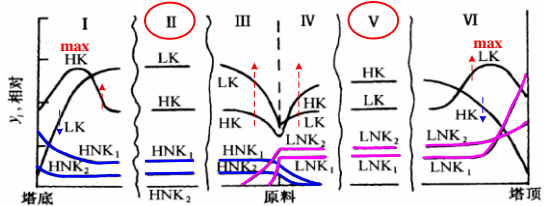
12



## 多元体系

多元精馏在最小回流比下，塔内常出现两个恒浓区

汽相浓度分布图



LK - 轻关键; HK - 重关键; LNK - 轻非关键; HNK - 重非关键

13

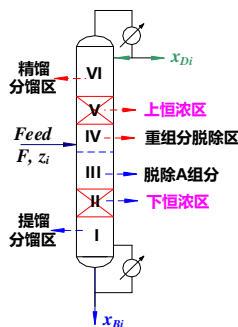


分离四元体系

L, LK, HK, H

$\alpha_L > \alpha_{LK} > \alpha_{HK} > \alpha_H$

其中, L, H - 非分布组分



精馏段: 当重组分H含量下降到微量时, 会出现上恒浓区, 分离LK-HK

提馏段: 当轻组分A含量下降到微量时, 会出现下恒浓区, 分离LK-HK

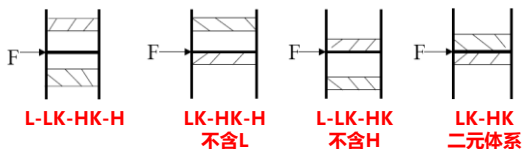
14



思考: 1. 恒浓区为什么出现在 (II, V) 区?

2. 恒浓区会不会出现在其它区域?

- ❖ 由于进料中存在L组分和H组分, 所以出现在 (II, V);
- ❖ 当进料不含轻组分L时, 下恒浓区 (II) 移至加料板处;
- ❖ 当进料不含重组分H时, 上恒浓区 (V) 移至加料板处。



15

## Underwood方程

假设: 相对挥发度恒定; 在两个恒浓区之间恒摩尔流

方程组  
(多根方程)

$$\begin{cases} \sum \frac{\alpha_{i,B} z_{F,i}}{\alpha_{i,B} - \theta} = 1 - q \\ R_m = \sum \frac{\alpha_{i,B} x_{D,i}}{\alpha_{i,B} - \theta} - 1 \end{cases}$$

B 为基础组分  
q 为进料状态  
 $\theta$  为方程的根  
 $\alpha_{h,k} < \theta < \alpha_{l,k}$

如果塔内  $\alpha$  变化不大,  $\bar{\alpha}_{L,H} = \sqrt[3]{\alpha_D \alpha_F \alpha_B}$

如果塔内  $\alpha$  变化较大, 先计算平均温度  $t_a = (Dt_D + Bt_B) / F$

再计算  $\alpha(t_a)$

16



## 操作回流比的确定

- ❑ 全回流操作 ( $R$  上限), 达到规定的分离要求所需的理论板最少, 因为全回流, 得不到产品;
- ❑ 最小回流操作 ( $R$  下限), 达到规定的分离要求需无限多块板, 即实际塔中得不到合格产品;
- ❑ 操作回流比必介于两者之间,  $R_{\infty} > R_{opt} > R_m$ 。

建议:  $R = 1.2 \sim 1.5 R_m$  (以前)

或  $R = 1.1 \sim 1.24 R_m$  (现在)

17



## 4. Gilliland(吉利兰)关联式

$$N = f(N_m \{x_{Di}, x_{Bi}, \alpha\}, R_m \{x_{Di}, x_{Fi}, \alpha, q\}, R)$$

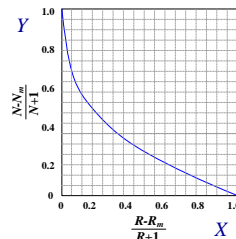
查图求取

$R = 1.2 \sim 1.5 R_m$  (以前)

$R = 1.1 \sim 1.24 R_m$  (现在)

解析式:

$$\frac{N - N_m}{N + 1} = 0.75 \left[ 1 - \left( \frac{R - R_m}{R + 1} \right)^{0.5668} \right]$$



用61座精馏塔的逐板计算结果整理得到, 覆盖条件比较宽

18



## 进料位置的确定

利用Gilliland关联式计算理论板时，暗含着进料板处于**最佳进料位置**的要求 ( $N_R, N_S$ )

### (1) Kirkbride经验式

$$\frac{N_R}{N_S} = \left[ \frac{x_{F,hk}}{x_{F,lk}} \cdot \left( \frac{x_{B,lk}}{x_{D,hk}} \right)^2 \left( \frac{B}{D} \right) \right]^{0.206} \quad (2-137)$$

$$N = N_R + N_S$$

19



## (2) Brown和Martin建议

利用Fenske方程，分别求出精馏段和提馏段最少理论板数。

$$\text{精馏段: } N_{mR} = \frac{\lg \left[ \frac{x_{D,lk} \cdot x_{F,hk}}{x_{F,lk} \cdot x_{D,hk}} \right]}{\lg(\bar{\alpha}_{lk,hk})_R} \quad (2-138)$$

$$\text{提馏段: } N_{mS} = \frac{\lg \left[ \frac{x_{F,lk} \cdot x_{B,hk}}{x_{B,lk} \cdot x_{F,hk}} \right]}{\lg(\bar{\alpha}_{lk,hk})_S} \quad (2-139)$$

20



假定：实际回流比时精馏段和提馏段理论板之比与全回流时两段理论板之比相同。

$$N_{Rm} = \frac{\lg \left( \frac{x_{D,lk} \cdot x_{F,hk}}{x_{D,hk} \cdot x_{F,lk}} \right)}{\lg(\bar{\alpha}_{lk,hk})_R} \quad N_{Sm} = \frac{\lg \left( \frac{x_{F,lk} \cdot x_{B,hk}}{x_{F,hk} \cdot x_{B,lk}} \right)}{\lg(\bar{\alpha}_{lk,hk})_S}$$

$$\left. \begin{aligned} \frac{N_R}{N_S} &= \frac{N_{mR}}{N_{mS}} \\ N &= N_R + N_S \end{aligned} \right\} \rightarrow N_R, N_S$$

适用于塔顶和塔底产品采出量大致相同的情况 ( $D \approx B$ )

21



## 5. 塔顶和塔底组成估算

估算的作用：(1) 为严格计算提供初值；  
(2) 操作型问题的估算。

分离要求表达形式：

1. 规定轻、重关键组分在馏出液和塔釜液中的**分离要求**
2. 规定轻、重关键组分在馏出液和塔釜液中的**回收率**

- |  |  |
|--|--|
| (1) $(x_{lk})_D \leq 0.1\%$                  | $(x_{hk})_D \leq 0.2\%$                  |
| (2) $(x_{lk})_D \geq 99.5\%$                 | $(x_{hk})_B \leq 99.0\%$                 |
| (3) $(x_{lk})_D \geq 99.5\%$                 | $(x_{lk})_B \leq 0.1\%$                  |
| (4) $(\eta_{lk})_D = d_{lk} / f_{lk} = 95\%$ | $(\eta_{hk})_B = b_{hk} / f_{hk} = 90\%$ |
| (5) $(\eta_{lk})_D = d_{lk} / f_{lk} = 95\%$ | $(x_{lk})_B \geq 90.0\%$                 |

当LK, HK的分离要求给定后，其它组分的含量相应确定

22



## 5.1 清晰分割法

基本假定 - 对组分的处理 (L-LK-HK-H)：

➤ **轻重组分** - L组分**全部**从塔顶出料，H组分**全部**从塔底出料  
[清晰分割是针对轻重组分而言]

轻组分：在塔顶产品中  $\eta_L=1$ ，即  $d_L=f_L, b_L=0$

重组分：在塔釜产品中  $\eta_H=1$ ，即  $b_H=f_H, d_H=0$

➤ **LK、HK组分**在塔顶、塔底的浓度按分离要求确定。

$$Fz_i = Dx_{D,i} + Bx_{B,i}$$

➤ 塔顶、底产品的组成和采出量通过简单的**物料衡算**计算。

23

例题：三元体系按相对挥发度排序A(LK) > B(HK) > C(H)，  
进料组成(mol分数)： $x_{F,a}=0.55, x_{F,b}=0.30, x_{F,c}=0.15$ 。  
分离要求：A组分在塔顶出料中回收率 $\geq 99\%$ ；  
B组分在塔釜出料中回收率 $\geq 96\%$ 。

试用清晰分割法估算： $D, B, x_{D,i}, x_{B,i}$

分析：基于清晰分割，则重组分C全部从塔底出料

塔顶产品 - A + (B)

塔底产品 - (A) + B + C

解：设进料流量为  $F = 100 \text{ kmol/h}$

$$\begin{aligned} D &= D_a + D_b = (Fz_a) \eta_{Da} + (Fz_b) (1 - \eta_{Bb}) \\ &= 100 \times 0.55 \times 0.99 + 100 \times 0.30 \times (1 - 0.96) \\ &= 55.65 \text{ kmol/h} \end{aligned}$$

$$B = B_a + B_b + B_c = (F z_a) (1 - \eta_{D0}) + (F z_b) \eta_{Bb} + F z_c$$

$$= 100 \times 0.55 \times (1 - 0.99) + 100 \times 0.3 \times 0.96 + 100 \times 0.15 \times 1$$

$$= 44.35 \text{ kmol/h}$$

或  $B = F - D = 100 - 55.65 = 44.35 \text{ kmol/h}$

塔顶出料组成

$$x_{DA} = \frac{100 \times 0.55 \times 0.99}{55.65} = 0.9784$$

$$x_{DB} = \frac{100 \times 0.30 \times (1 - 0.96)}{55.65} = 0.0216$$

$$x_{DC} = \frac{0}{55.65} = 0$$

塔釜出料组成

$$x_{BA} = \frac{100 \times 0.55 \times (1 - 0.99)}{44.35} = 0.0124$$

$$x_{BB} = \frac{100 \times 0.30 \times 0.96}{44.35} = 0.6494$$

$$x_{BC} = \frac{100 \times 0.15}{44.35} = 0.3382$$



## 5.2 非清晰分割法

- **基本假定**: 部分回流时与全回流的组分分布大致相同
- 适用于 **相对挥发度差异不大** 或 **分离要求不高** 的系统

Fenske方程

$$N_m = \frac{\lg\left(\frac{d_{LK}}{d_{HK}} \frac{b_{HK}}{b_{LK}}\right)}{\lg \bar{\alpha}_{LK,HK}} \quad i = LK \Rightarrow N_m = \frac{\lg\left(\frac{d_i}{b_i} \frac{b_{HK}}{d_{HK}}\right)}{\lg \bar{\alpha}_{i,HK}}$$

$$\Rightarrow \lg \frac{d_i}{b_i} = N_m \lg \bar{\alpha}_{i,HK} + \lg \frac{d_{HK}}{b_{HK}} \Rightarrow d_i, b_i$$

$$b_i + d_i = f_i$$

$$\Rightarrow D, B$$

$$\Rightarrow x_{Di}, x_{Bi}$$

26

### 例题：三元体系精馏过程

进料组成:  $z_A=0.3, z_B=0.3, z_C=0.4$  (mol分数)

相对挥发度:  $\alpha_{AC}=3, \alpha_{BC}=2.08$

分离要求: **B组分**在塔顶出料中的回收率=90%

**C组分**在塔釜出料中的回收率=90%

用非清晰分割法计算: A组分在塔顶和塔釜出料中的流量

**分析**: 关键组分为B、C → 同时存在于塔顶和塔底

解题思路 → 关键组分流量 → 确定  $N_m$  → 计算A

**解**: 设进料流量为  $F = 100 \text{ kmol/h}$

则轻重关键组分的流量为:

$$d_B = 100 \times 0.30 \times 0.90 = 27 \text{ kmol/h}$$

$$d_C = 100 \times 0.40 \times (1 - 0.90) = 4 \text{ kmol/h}$$

$$b_B = 100 \times 0.30 \times (1 - 0.90) = 3 \text{ kmol/h}$$

$$b_C = 100 \times 0.40 \times 0.90 = 36 \text{ kmol/h}$$

Fenske方程

$$N_m = \frac{\lg\left[\left(\frac{d}{b}\right)_{LK} \left(\frac{b}{d}\right)_{HK}\right]}{\lg(\bar{\alpha}_{LK,HK})}$$

$$\Rightarrow N_m = \frac{\lg\left(\frac{d_{LK}}{d_{HK}} \frac{b_{HK}}{b_{LK}}\right)}{\lg \bar{\alpha}_{LK,HK}} = \frac{\lg\left(\frac{27}{4} \frac{36}{3}\right)}{\lg 2.08} = 6.0$$

$$\Rightarrow \begin{cases} \lg \frac{d_A}{b_A} = N_m \lg \alpha_A + \lg \frac{d_{C(HK)}}{b_{C(HK)}} = 6 \lg 3 + \lg \frac{4}{36} = 1.9085 \\ b_A + d_A = f_A = 30 \end{cases}$$

$$\Rightarrow \begin{cases} b_A = 0.3659 \text{ kmol/h} \\ d_A = 29.6341 \text{ kmol/h} \end{cases}$$



### 讨论一:

- 1、当LK与HK的分离要求比较高, 同时

$$\alpha_L \gg \alpha_{LK} \text{ 且 } \alpha_H \ll \alpha_{HK}$$

则清晰分割法比较适合。

- 2、当  $\alpha_L \approx \alpha_{LK}, \alpha_H \approx \alpha_{HK}$ , 同时

LK与HK的分离要求又不是很高,

则L, H为分布组分,

→ 分布组分采用非清晰分割法,

其余组分采用清晰分割法

29

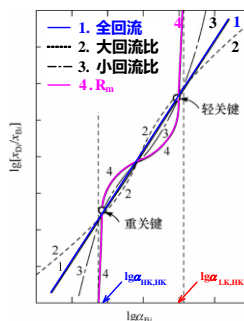


### 讨论二:

清晰分割法与非清晰分割法

都是近似估算方法

1.  $R_\infty$ 时,  $N$ 最少, 全部组分在塔的两端出现, 都是分布组分;
2.  $R_m$ 时,  $N \rightarrow \infty$ , 非分布组分只在塔的一端出现;
3.  $R_\infty$ 时产品组成与  $R_m$ 时的产品组成有较大差异;
4.  $R_{opt}$ 与  $R_\infty$ 的产品组成差异较小。



30

综合例题：某待分离料液的组成为

组 分	丙烯(1)	丙烷(2)	异丁烷(3)
mole分率 $z_i$	0.7811	0.2105	0.0084
相对挥发度 $\alpha_{i2}$	1.1218	1.0	0.5418

进料状态为泡点进料。

分离要求：塔顶产品中丙烯mol分率 $\geq 99.5\%$ ；

塔底产品中丙烯mol分率 $\leq 5\%$ 。

试计算：

- (1) 分离所需的  $R_m$ ；
- (2) 取  $R = 2R_m$ ，计算所需理论板数  $N$ ；
- (3) 产品质量不变，若  $M$  增加10块，产量可提高多少？

分 析：关键组分为丙烯(1)和丙烷(2)，重组分异丙烷(3)

思路：物料衡算  $\rightarrow N_m \rightarrow R_m \rightarrow R \rightarrow N$

31

解：(1) 对丙烯作简单的物料衡算，取  $F=100$  kmol/h

对丙烯： $100 \times 0.7811 = D \times 0.995 + (100 - D) \times 0.05$

$D = 77.365$  kmol/h

$B = F - D = 22.635$  kmol/h

$d_{\text{丙烯}} = 77.365 \times 0.995 = 76.978$  kmol/h

$b_{\text{丙烯}} = 22.635 \times 0.05 = 1.132$  kmol/h

(2)	组 分	丙烯	丙烷	异丁烷
全组分	$x_{Fi}$	0.7811	0.2105	0.0084
物料衡算	$f_i$ , kmol/h	78.11	21.05	0.84
	$d_i$ , kmol/h	76.978	0.387	0 (视为非分布组分)
	$b_i$ , kmol/h	1.132	20.663	0.84
	$x_{Di}$	0.995	0.005	0.0
	$x_{Bi}$	0.050	0.913	0.037

(3) Fenske方程  
计算  $N_m$   
$$N_m = \frac{\lg \left( \frac{d_{1k} b_{2k}}{b_{1k} d_{2k}} \right)}{\lg \alpha_{1k,2k}} = \frac{\lg \left( \frac{76.978 \times 20.663}{1.132 \times 0.387} \right)}{\lg 1.1218} = 71.3$$

32

(4) Underwood方程求  $R_m$  和  $R$

$$\sum \frac{\alpha_{i,B} z_{Fi}}{\alpha_{i,B} - \theta} = 1 - q$$
$$\Rightarrow \frac{1.12184 \times 0.7811}{1.12184 - \theta} + \frac{1 \times 0.2105}{1 - \theta} + \frac{0.54176 \times 0.0084}{0.54176 - \theta} = 0$$
$$\Rightarrow \text{试差求解，得 } \theta = 1.0236$$
$$\Rightarrow R_m = \sum \frac{\alpha_{i,B} x_{Di}}{\alpha_{i,B} - \theta} - 1 = \frac{1.12184 \times 0.995}{1.12184 - 1.0236} + \frac{1 \times 0.005}{1 - 1.0236} + \frac{0.54176 \times 0.0}{0.54176 - 1.0236} - 1$$
$$= 10.15$$
$$\Rightarrow R = 2R_m = 20.3058$$

33

(6) 产品质量不变，理论板数  $N$  增加10块

$N = 97.12 + 10 = 107.12$

进料组成和产品质量不变， $N_m$ 、 $R_m$  与 (3)(4) 相同。

$$\frac{N - N_m}{N + 1} = 0.75 \left[ 1 - \left( \frac{R - R_m}{R + 1} \right)^{0.5668} \right]$$

$\Rightarrow Y = (N - N_m) / (N + 1) = 0.33127$  (非必须)

$X = (R - R_m) / (R + 1) = 0.37013$

$\Rightarrow R = 16.707$  (回流比 $\downarrow$ )

(7) 蒸汽消耗不变时  $\rightarrow V$  不变  $\rightarrow D'$  增加

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

产量增幅  $\Rightarrow \frac{(R+1)}{(R'+1)} - 1 = \frac{20.3058 + 1}{16.707 + 1} - 1 = 20.33\%$

34

## 本课小结：条件与公式

➤ 组分的分类

➤ Fenske方程 (按不同顶底指标)  $\rightarrow N_m$

$$N_m = \frac{\lg \left( \frac{x_{D,LK} x_{B,HK}}{x_{D,HK} x_{B,LK}} \right)}{\lg \alpha_{LK,HK}}$$

➤ Underwood方程  $\rightarrow R_m$

$$R_m = \sum \frac{\alpha_{i,B} x_{Di}}{\alpha_{i,B} - \theta} - 1 \quad \sum \frac{\alpha_{i,B} z_{Fi}}{\alpha_{i,B} - \theta} = 1 - q$$

➤ Gilliland关联式  $\rightarrow N = f(N_m, R_m)$

$$\frac{N - N_m}{N + 1} = 0.75 \left[ 1 - \left( \frac{R - R_m}{R + 1} \right)^{0.5668} \right]$$

➤ 进料位置的确定  $N_F$

$$\frac{N_R}{N_S} = \frac{N_{mR}}{N_{mS}} \quad N = N_R + N_S$$

➤ 塔顶和塔底组成的估算 (清晰分割法、非清晰分割法)

35

## 本课作业

2-16. 何谓关键组分？精馏分离的多元混合物可能含有哪些类别的组分？

2-17. 有 A, B, C, D (以挥发度递减次序排列) 四组分组成的料液加入精馏塔中进行分离。假设 A, B; B, C 或 C, D 是轻重关键组分时：

(1) 塔在  $R_m$  下操作时塔中的恒浓区位置进行分析；

(2) 因为什么组分的变化会引起恒浓区位置的变化？

2-18. 估算精馏塔塔顶和塔底产品的量和组成有哪两种方法？各自的基本假定有哪些？

36



## 本课作业

针对裂解气深冷分离中的脱乙烷精馏塔：

组分	CH <sub>4</sub>	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	C <sub>3</sub> H <sub>6</sub>	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>
组成 mol%	1.0	61.1	7.3	24.2	0.8	5.6

工艺要求：

$$\text{回收率} \begin{cases} \eta_{D, C_2H_6} > 97\% \\ \eta_{B, C_3H_6} > 99\% \end{cases}$$

试问：如何确定关键组分？列出所有组分的分类。

37



# 本讲结束

38