

目 录

章节题库

绪 论

第 1 章 传质过程基础

第 2 章 气体吸收

第 3 章 蒸 馏

第 4 章 气液传质设备

第 5 章 液-液萃取

第 6 章 固体物料的干燥

第 7 章 其他传质与分离过程

章节题库

绪 论

本章不是考研复习的重点，暂未编选章节习题，若有最新习题会及时更新。

第 1 章 传质过程基础

一、选择题

1. 在对流传热系数关联式中，反映流体物理性质对对流传热影响的准数是（ ）。

- A. 努塞尔特准数 Nu
- B. 普朗特准数 Pr
- C. 雷诺准数 Re
- D. 格拉斯霍夫准数 Gr

【参考答案】B

2. 在定态二元体系的传质过程中，引起某组分发生分子扩散的原因是（ ）。

- A. 温度梯度
- B. 压力梯度
- C. 速度梯度
- D. 浓度梯度

【参考答案】D

3. 描述分子扩散的实验定律是（ ）。

- A. 亨利定律
- B. 菲克定律
- C. 拉乌尔定律
- D. 傅里叶定律

【参考答案】B

4. 下述说法中正确的是（ ）。

- A. 气相中的扩散系数大于液相中的扩散系数，故物质在气相中的扩散通量大于在液相中的扩散通量
- B. 气相中的扩散系数小于液相中的扩散系数，故物质在气相中的扩散通量小于在液相中的扩散通量
- C. 气相中的扩散系数与液相中的扩散系数在数量级上接近，故气液两相中可达到相同的扩散通量
- D. 气相中的扩散系数大于液相中的扩散系数，但在一定条件下，气液两相中仍可达到相同的扩散通量

【参考答案】D

【答案解析】物质在气相中的扩散系数较在液相中的扩散系数大约 10^5 倍。但是，液体的密度往往比气体大得多，因而液相中的物质浓度以及浓度梯度便可远远高于气相中的物质浓度及浓度梯度，所以在一定条件下，气液两相中仍可达到相同的扩散通量，选 D。

5. 双组分气体 (A、B) 进行稳定分子扩散， J_A 及 N_A 分别表示在传质方向上某截面处溶质 A 的分子扩散速率与传质速率，当系统的漂流因数大于 1 时， $|J_A|$ () $|J_B|$ ； $|N_A|$ () $|N_B|$ 。

- A. 大于
- B. 小于
- C. 等于
- D. 不确定

【参考答案】C；A

【答案解析】因为是双组分气体，所以系统中 A 和 B 的浓度梯度大小相等方向相反。由菲克定律可知 A 和 B 的分子扩散速率也将大小相等方向相反。然而因漂流因数大于 1，说明产生了主体流动，结果增大了 A 的传递速率。这里按习惯 B 为惰性组分。

6. 下列各项中属于物性参数的是（ ）。

- A. 气膜吸收系数 k_y
- B. 分子扩散系数 D
- C. 结晶分离涡流扩散系数 D_E
- D. 脱吸因数 S

【参考答案】B

二、填空题

1. 漂流因子的数值等于 1，表示_____，已知分子扩散时，通过某一考察面 PQ 有四股物流 N_A 、 J_A 、 N_B 和 N_m 。

等分子反向扩散时 J_A _____ N_A _____ N _____ N_m _____ 0；

A 组分单向扩散时 N_m _____ N _____ N_A _____ J_A _____ 0。（试用 <、=、> 表示）

【参考答案】等摩尔相互扩散；=；≥；=；=；=；>；>

2. 对流传质理论中，三个有代表性的是_____。

【参考答案】有效膜理论，溶质渗透理论，表面更新理论

3. 一般而言，两组分 A、B 等物质的量相互扩散体现在_____单元操作中，而 A 在 B 中单向扩散体现在_____单元操作中。

【参考答案】精馏；吸收

三、简答题

对流传质的三个重要的传质数学模型中，哪些属于定态传质？哪些属于非定态传质？三个传质模型所得的液相传质系数 k_L 分别与扩散系数 D 的多少次方成正比？

答：对流传质的三个重要的传质数学模型：

(1) 有效膜理论（双膜理论），属于定态传质， k_L 与扩散系数 D 成正比。

(2) 溶质渗透理论，属于非定态传质， k_L ，与 D 的 0.5 次方成正比。

(3) 表面更新理论，属于非定态传质， k_L ，与 D 的 0.5 次方成正比。

当前吸收中的理论分析仍采用双膜模型作为基础。

第 2 章 气体吸收

一、选择题

1. 在吸收操作中，若 $C^*-C \approx C_i-C$ ，则该过程为（ ）。

- A. 液膜控制
- B. 气膜控制
- C. 双膜控制
- D. 不能确定

【参考答案】A

2. 对逆流操作的填料吸收塔，当脱吸因数 $S > 1$ 时，若塔高为无穷大，则气液两相将于（ ）达到平衡。

- A. 塔顶
- B. 塔底
- C. 塔中部
- D. 整个塔内

【参考答案】B

【答案解析】因平衡线的斜率大于操作线的斜率，故操作线无限延长（塔高无限大）时，将在高浓度端与平衡线相交，即两相在塔底达到平衡。

3. 气体吸收计算中表示设备（填料）分离性能高低的一个量是（ ），而表示分离难易程度的一个量是（ ），最大吸收率与（ ）无关。

- A. 液气比
- B. 吸收剂入塔浓度
- C. 相平衡常数
- D. 吸收塔型式

【参考答案】D；C；B

二、填空题

1. 在吸收过程中，若保持操作条件不变，增大填料层高度，则吸收过程的 H_{OG} _____， N_{OG} _____。

【参考答案】不变；增大

2. 设计时，用纯水逆流吸收有害气体，平衡关系为 $y=2x$ ，入塔 $y_b=0.1$ ，液气比 $L/G=3$ ，则出塔气体的浓度最低可降至_____。

【参考答案】0

3. 在吸收实验装置中，入塔混合气一般需经过一根和塔高度相近的 π 型管进入塔内，其目的是_____。

【参考答案】使气体混合均匀

4. 用逆流操作的吸收塔处理低浓度易溶溶质的气体混合物，其他条件均不变，而入口气体的浓度增加，则此塔的液相总传质单元数_____，出口气体组成_____，出口液相组成_____。

【参考答案】不变；增加；增加

三、简答题

1. 举例说明吸收与传热的相似之处与不同之处。

答：相似之处

(1) 两者都是用界面两侧膜中的分子传递这一类似的简化模型来描述的。

(2) 一些概念公式亦有相似之处，如总推动力为分推动力之和；总阻力为分阻力之和，传递速率等于推动力乘以系数等，表 2-1 举出几例相似的公式。

表 2-1 吸收与传热过程部分相似公式

吸收过程	传热过程
菲克定律 $J_A = -D_{AB} \frac{dc_A}{dz}$	傅里叶定律 $q = -\lambda \frac{dt}{dx}$
$N_A = k_y(y - y_i) = k_x(x_i - x)$ $= K_y(y - y_e) = K_x(x_e - x)$	$q = \alpha_1(T - T_w) = \alpha_2(t_w - t)$ $= K(T - t)$
$\frac{1}{K_y} = \frac{1}{k_y} + \frac{m}{k_x}$	$K_1 = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2}}$ (忽略污垢热阻)
$\Delta y_m = \frac{\Delta y_1 - \Delta y_2}{\ln \frac{\Delta y_1}{\Delta y_2}}$ $\Delta x_m = \frac{\Delta x_1 - \Delta x_2}{\ln \frac{\Delta x_1}{\Delta x_2}}$	$\Delta t_m = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}}$
$N_{OG} = \int_{y_2}^{y_1} \frac{dy}{y - y_e}$ $N_{OL} = \int_{x_2}^{x_1} \frac{dx}{x_e - x}$	$NTU_1 = \int_{T_2}^{T_1} \frac{dT}{T - t}$ $NTU_2 = \int_{t_1}^{t_2} \frac{dt}{T - t}$

不同之处

(1) 推动力不同

传热的推动力为两流体的温度差；吸收的推动力为浓度差。

(2) 界面阻力

传热的界面多为固体，通常是有传热阻力的；吸收两相直接接触，按照双膜模型，物质在界面处是没有传质阻力的。

(3) 传递方向的总体流动

吸收是虚拟膜内的分子单向扩散，将带来扩散方向上的总体流动，对整体传质有促进作用，在一些公式中出现漂流因子；而传热为膜内的热传导，不涉及物质的转移，不存在传递方向上的总体流动。

(4) 公式表达的单一性

在传热中由于温度的表达统一，而公式均比较单一；但在吸收中由于浓度的表示方法多种多样，导致了推动力、传质速率方程、传质系数及传质单元数的一系列同效而表达式不同的公式。

多进行比较有利于知识的深入掌握。比如还可以比较吸收与精馏的相似之处，它们都有平衡线和操作线，且为解决问题的关键；吸收过程的液气比、最小液气比同精馏过程的回流比、最小回流比类似；两个过程中使用的设备几乎一样；在吸收中分低浓度与高浓度吸收分别讨论，在精馏中则分为恒摩尔流和变摩尔流分别讨论等。

2. 简述填料塔载点、泛点的概念。

答：在填料塔中，当液体的喷淋量 L 固定时，压力降随气速的变化可分为三个阶段。当气速较低时，压力降仍与速度的 1.9 到 2.0 次方成正比。但当气速超过 L 点的气速后，压力降随速度变化加剧，直线斜率增加至约 2.5，该点称为载液点（载点）。当气速继续增大至 F 点时，则达到另一转折点，此时压力降骤升，填料层空隙被液体充满，塔的正常操作即被破坏，这种现象称为淹塔或液泛。这个转折点通常称为泛点。

四、计算题

1. 在一填料吸收塔内吸收某低浓度混合气体中可溶组分，现因故吸收剂中溶质含量升高，若保持其他操作条件不变，则出口气、液相组成将如何变化？

解：根据已知条件， X_a 增大，而 T、p、L、G、 Y_b 、h 保持不变。因为 m 是温度、压力的函数，因为 T、p 不变，所以 m 不变。

恒定 T、p 下，因为 L、G 不变，所以 $K_y a$ 、 $K_x a$ 不变。因为 $H_{OG} = \frac{G}{K_y a}$ ，所以 H_{OG} 不变。

又 $N_{OG} = \frac{h}{H_{OG}}$ ， $S = \frac{mG}{L}$ ，可知 N_{OG} 、S 不变，得 $(y_b - mx_a)/(y_a - mx_a)$ 不变。

$$\frac{y_a - mx_a}{y_b - mx_a} = c$$

令 $y_b - mx_a$ (c 不变且 $c < 1$)

$$\text{则 } y_a = cy_b + (1 - c)mx_a$$

因为 X_a 增大，所以 Y_a 增大。

根据

$$L(x_b - x_a) = G(y_b - y_a)$$

$$\begin{aligned} x_b &= x_a + \frac{G}{L}(y_b - y_a) = x_a + \frac{G}{L}\{y_b - [cy_b + (1-c)mx_a]\} \\ &= \left[1 - \frac{mG}{L}(1-c)\right]x_a + \frac{G}{L}(1-c)y_b \end{aligned} \quad (1)$$

$$1 - \frac{mG}{L}(1-c) = 1 - \frac{mG}{L}\left(1 - \frac{y_a - mx_a}{y_b - mx_a}\right) = 1 - \frac{mG}{L} \frac{y_b - y_a}{y_b - mx_a} = 1 - \frac{m(x_b - x_a)}{y_b - mx_a} = \frac{y_b - mx_b}{y_b - mx_a} > 0$$

所以从式(1)可知, X_a 增大将使 X_b 增大。

分析 X_b 的变化时还可以用图解法。

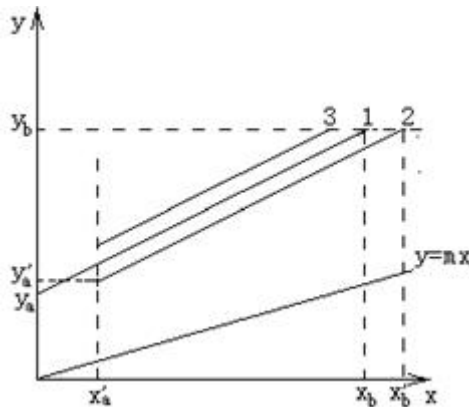


图 2-1 图解法 x-y 图

分析如图 2-1: 1 线是吸收剂中溶质含量未升高时的操作线, 当吸收剂中溶质含量升高时, 如升高到 x'_a , 由以上分析知, 此时 Y_a 增大, 而液气比是不变的, 所以操作线应与 1 线平行, 存在有两种可能, 一种如 2 线所示, 此时操作线向平衡线靠近, 平均推动力变小, 但传质单元数仍能保证和 1 线时同样多, 所以是合理的, 分析得 X_b 增大。另一种可能如 3 线所示, 此时偏离平衡线较远, 所需的传质单元数变少, 而实际上传质单元数是不变的, 所以这种情况不合理。

结果: Y_a 增大、 X_b 增大。

说明: 分析 X_b 时常可采用下述近似方法

因为 $Y_a \ll Y_b$, 所以, $L(x_b - x_a) = G(y_b - y_a) \approx Gy_b$

因为 X_a 增大, 而 L 、 G 、 Y_b 不变, 所以 X_b 增大。

2. 一稳定吸收过程, 已知气相总压为 101.33 kPa, 气相传质分系数 $k_G = 4.3 \times 10^{-6}$ kmol/($m^2 \cdot s \cdot kPa$), 液相传质分系数 $k_L = 1.9 \times 10^{-4}$ m/s, 现测出塔内某处相遇气液两相的组成分别为: $y = 0.055$, $x = 0.031$ (均为摩尔分数), 气液平衡关系为 $y_e = 1.6x$, 吸收剂为水。

试求:

- (1) 上述气液两相接触处即相界面的气液组成, 设相界面总是处于平衡态;
- (2) 传质速率;
- (3) 气相传质总数;
- (4) 判断该吸收过程属于气膜控制还是液膜控制。

解：（1）显然此题属低浓度吸收，故液相总浓度

$$c \approx \frac{\rho_s}{M_s} = \frac{1000}{18} = 55.6 (\text{kmol}/\text{m}^3)$$

则

$$k_x = ck_L = 55.6 \times 1.9 \times 10^{-4} = 0.0106 [\text{kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})]$$

$$k_y = pk_G = 101.33 \times 4.3 \times 10^{-6} = 4.36 \times 10^{-4} [\text{kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})]$$

（2）相界面组成，由传质平衡

$$k_y(y - y_i) = k_x(x_i - x)$$

$$4.36 \times 10^{-4}(0.055 - y_i) = 0.0106(x_i - 0.031)$$

又 $y_i = 1.6x_i$ 代入上式得气相界面组成 $y_i = 0.0499$

液相界面组成 $x_i = 0.0312$

（3）传质速率

$$N_A = k_y(y - y_i) = 4.36 \times 10^{-4} \times (0.055 - 0.0499) = 2.22 \times 10^{-6} [\text{kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})]$$

（4）总传质系数

$$K_y = \frac{1}{\frac{1}{k_y} + \frac{m}{k_x}} = \frac{1}{\frac{1}{4.36 \times 10^{-4}} + \frac{1.6}{0.0106}} = 4.09 \times 10^{-4} [\text{kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})]$$

因 K_y 与 k_y 较接近，故为气膜控制。

3. 在一填料塔中用清水吸收空气-氨混合气中的低浓度氨，若清水适量加大，其余操作条件不变，则出口气、液相中氨的浓度将如何变化？

解：根据已知条件， L 增大，而 T 、 p 、 G 、 x_b 、 y_b 、 h 保持不变。

由于水吸收氨过程一般属气膜控制，因为 G 不变，所以 $K_y a$ 基本不变，从而 H_{OG} 不变， N_{OG} 也不变。

因为 L 增大，所以 S 减小，结合 N_{OG} 不变，可得 $(y_b - mx_a)/(y_a - mx_a)$ 增大。

因为 x_a 、 y_b 不变，所以 y_a 减小。

又 $L(x_b - x_a) = G(y_b - y_a)$ ，因为 y_a 减小，所以 $G(y_b - y_a)$ 增大，但由于 L

增大，暂无法从全塔物料衡算确定 x_b 的变化趋势。此时 x_b 的分析可用作图法分析。

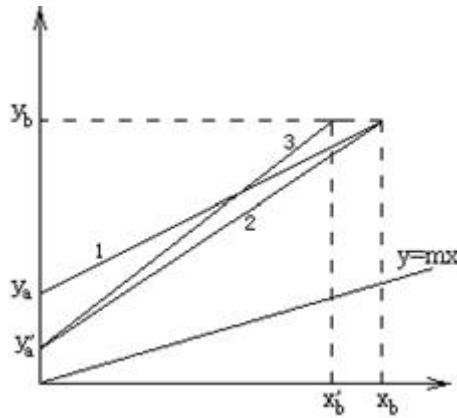


图 2-2 x-y 图

图 2-2 中，1 线是清水量未加大时的操作线，当清水量加大后，由以上分析得 y_a 减小，假设减小到 y'_a ，若此时 x_b 不变，如图 2-2 中 2 线所示，则比 1 线更靠近平衡线，平均推动力减小，则需要的传质单元数增多，而传质单元数是不变的，所以 2 线不对，若 x_b 变大，则需要的传质单元数更多。所以 x_b 应减小，比如减小到 x'_b ，此时的操作线如 3 线所示，才能保证传质单元数不变。

结果： y_a 减小、 x_b 减小。

说明：若采用近似方法分析，则

$$\text{因为 } y_a \ll y_b, \text{ 所以 } L(x_b - x_a) = G(y_b - y_a) \approx Gy_b$$

因为 L 增大，而 G 、 x_a 、 y_b 不变，所以 x_b 减小。

4. 拟在直径为 1m 的填料塔中用清水逆流吸收空气混合物中的可溶组分，混合气的处理量为 30kmol/h，气液相平衡关系为 $y=2x$ 。已知该可溶组分的进口浓度为 8%（摩尔百分率，下同），现要求其出口浓度不大于 1%，取操作液气比 $L/G=2$ ，此时气相总体积传质系数 $K_y a = 0.0186 \text{ kmol}/(\text{m}^3 \cdot \text{s})$ 。试求：

- (1) 操作液气比为最小液气比的多少倍？
- (2) 所需填料层高度。

解：(1) 最小液气比为

$$\left(\frac{L}{G}\right)_{\min} = \frac{y_b - y_a}{x_b^* - x_a} = \frac{0.08 - 0.01}{0.08/2 - 0} = 1.75$$

所以

$$\left(\frac{L}{G}\right) / \left(\frac{L}{G}\right)_{\min} = 2/1.75 = 1.14$$

- (2) $m = \frac{L}{G}$ ，操作线与平衡线平行，故

$$\Delta y_m = \Delta y_b - \Delta y_a = y_a - mx_a = 0.01$$

$$N_{OG} = \frac{y_b - y_a}{\Delta y_m} = \frac{0.08 - 0.01}{0.01} = 7$$

$$H_{OG} = \frac{G}{K_y a} = \frac{\frac{30}{3600} / \left(\frac{\pi}{4} \times 1^2\right)}{0.0186} = 0.571 \text{ m}$$

所需填料层高度

$$h = H_{OG} N_{OG} = 0.571 \times 7 = 4 \text{ m}$$

5. (1) 导出逆流操作低浓度气体吸收的操作线方程 (吸收塔内的气、液相流量看作是常数)；

(2) 若相平衡关系为 $y=50x$ ，并已知吸收液入塔时不含溶质，气相进、出塔浓度分别为

$y_b=0.005$ ， $y_a=0.001$ ，计算最小液气比；

(3) 选择操作液气比为最小液气比的 1.2 倍，若气相流量为 $0.02 \text{ kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ ，计算吸收剂用量；

$$h_0 = \frac{G}{K_y a} \int_{y_a}^{y_b} \frac{dy}{y - y^*}, \quad K_y a = 0.02 \text{ kmol}/(\text{m}^3 \cdot \text{s})。$$

(4) 计算填料层高度

解：(1) 吸收塔内物料平衡方程为：

$$G(Y - Y_a) = L(X - X_a)$$

低浓度气体吸收情况下，可近似认为：

$$G = V, \quad L = L', \quad Y = y, \quad X = x$$

那么，全塔物料平衡方程可表示为：

$$G(y - y_a) = L(x - x_a)$$

得低浓度气体吸收时的操作线方程：

$$y = \frac{L}{G}x + \left(y_a - \frac{L}{G}x_a\right)$$

(2) 已知 $x_a = 0$ ，相平衡关系为 $y = 50x$

则最小液气比为

$$\left(\frac{L}{G}\right)_{\min} = \frac{y_b - y_a}{x_b^* - x_a} = \frac{0.005 - 0.001}{0.005/50 - 0} = 40$$

(3)

$$\frac{L}{G} = 1.2 \left(\frac{L}{G} \right)_{\min} = 1.2 \times 40 = 48$$

$$G_B = 0.02 \text{ kmol} / (\text{m}^2 \cdot \text{s})$$

则 $L_B = 48 G_B = 48 \times 0.02 = 0.96 \text{ kmol} / (\text{m}^2 \cdot \text{s})$

(4) 填料层高度

$$h_0 = \frac{G}{K_y a} \int_{y_a}^{y_b} \frac{dy}{y - y^*}$$

式中

$$y^* = mx = m \frac{G}{L} (y - y_a) + mx_a = S(y - y_a) + mx_a$$

$$S = \frac{mG}{L} = \frac{50}{48} = 1.042$$

所以

$$\begin{aligned} \int_{y_a}^{y_b} \frac{dy}{y - y^*} &= \int_{y_a}^{y_b} \frac{dy}{y - S(y - y_a) - mx_a} \\ &= \frac{1}{1 - S} \ln \left[\frac{(1 - S)y_b + (Sy_a - mx_a)}{(1 - S)y_a + (Sy_a - mx_a)} \right] \\ &= \frac{1}{1 - S} \ln \left[(1 - S) \frac{y_b - mx_a}{y_a - mx_a} + S \right] \\ h_0 &= \frac{G}{K_y a} \times \frac{1}{1 - S} \ln \left[(1 - S) \frac{y_b - mx_a}{y_a - mx_a} + S \right] \\ &= \frac{0.02}{0.02} \times \frac{1}{1 - 1.042} \ln \left[(1 - 1.042) \times \frac{0.005}{0.001} + 1.042 \right] \\ &= 4.379 \text{ m} \end{aligned}$$

6. 用填料吸收塔处理低浓度气体混合物，如其他操作条件不变而入口气量适度增加，则出口气、液组成将如何变化？

解：据题 G 增大，而 T 、 p 、 L 、 x_a 、 y_b 、 h 保持不变。

因为 T 、 p 不变，所以 m 不变。

因为 L 不变、 G 增大，所以 $K_x a$ 不变、 $K_y a$ 增大。

$$\frac{1}{K_y a} = \frac{1}{k_y a} + \frac{m}{k_x a}$$

因为 $K_y a$ 增大，但 $K_y a$ 的增加率比 G 的增加率要小。

$H_{OG} = G/(K_y a)$ ，从而 G 增大使 H_{OG} 增大。

$$N_{OG} = h/H_{OG}$$

因为 h 不变，所以 N_{OG} 减小。

$S = mG/L$ ，因为 m 、 L 不变， G 增大，所以 S 增大。

因为 N_{OG} 减少、 S 增大，可知 $(y_b - mx_a)/(y_a - mx_a)$ 减小。

因为 y_b 、 x_a 不变，所以 y_a 增大。

$$\text{又 } L(x_b - x_a) = G(y_b - y_a) \approx K_y a h \Delta y_m \quad (1)$$

由于 L 、 x_a 、 y_b 不变， G 增大、 y_a 增大，暂无法从全塔物料衡算确定 x_b 的变化趋势，再利用平均推动力法。

注意到较难从式 (1) 直接看出 x_b 的变化情况，采用反证法：

设 x_b 减小，则 $\Delta y_b = (y_b - mx_b)$ 增大，又 $\Delta y_a = (y_a - mx_a)$ 增大，从而 Δy_m

增大。由于 $K_y a$ 增大，所以 $K_y a h \Delta y_m$ 增大。而此时 x_b 减小将使 $L(x_b - x_a)$ 减小，从而式

(1) 不满足，说明原假设有误。同理可证“ x_b 不变”也是错误的，所以必有 x_b 增大。

结果： y_a 增大、 x_b 增大。

说明：分析 x_b 仍可采用近似方法。

因为 $y_a \ll y_b$ ，所以 $L(x_b - x_a) = G(y_b - y_a) \approx G y_b$

因为 G 增大，而 L 、 y_b 、 x_a 不变，所以 x_b 增大。

7. 在逆流填料吸收塔中，用清水吸收含氨 5%（体积）的空气-氨混合气中的氨，已知混合气量为 $2826 \text{ m}^3/\text{h}$ （标准状况），气体空塔速度为 1 m/s （标准状况），平衡关系为 $y_e = 1.2x$ ，

气相总体积传质系数 $K_y a$ 为 $180.0 \text{ kmol}/(\text{m}^3 \cdot \text{h})$ ，吸收剂用量为最小用量的 1.5 倍，要求吸收率为 98%。试求：

(1) 溶液的出口浓度；

(2) 填料层高度；

(3) 若吸收剂改为含氨 0.0015 的水溶液，问能否达到吸收率 98% 的要求？为什么（可改变填料层高度）？

解：(1) 气体处理量

$$G_B = \frac{V}{22.4 \cdot \Omega} = \frac{V}{22.4 \cdot \frac{V}{u}} = \frac{2826}{22.4 \times \frac{2826}{1 \times 3600}} = 160.7 \text{ kmol} / (\text{m}^2 \cdot \text{h})$$

由题知, $x_a=0$, $y_b=5\%$

$$y_a = y_b(1 - \eta) = 5\% \times (1 - 98\%) = 0.001$$

最小液气比为

$$\left(\frac{L}{G}\right)_{\min} = \frac{y_b - y_a}{x_b^* - x_a} = \frac{5\% - 0.001}{5\%/1.2 - 0} = 1.176$$

$$\frac{L}{G} = 1.5 \left(\frac{L}{G}\right)_{\min} = 1.5 \times 1.176 = 1.764$$

$$\frac{L}{G} = \frac{y_b - y_a}{x_b - x_a} = \frac{5\% - 0.001}{x_b - 0} = 1.764$$

解得 $x_b=0.0278$

$$(2) \quad S = \frac{mG}{L} = \frac{1.2}{1.764} = 0.68$$

$$N_{OG} = \frac{1}{1-S} \ln \left[(1-S) \frac{y_b - mx_a}{y_a - mx_a} + S \right]$$

$$= \frac{1}{1-0.68} \ln \left[(1-0.68) \times \frac{5\%}{0.001} + 0.68 \right] = 8.794$$

$$H_{OG} = \frac{G_B}{K_y a} = \frac{160.7}{180.0} = 0.893 \text{ m}$$

所以填料层高度为

$$h_0 = H_{OG} N_{OG} = 0.893 \times 8.794 = 7.853 \text{ m}$$

(3) 根据题意, $x_a=0.0015$, 填料层高度可以改变, 则最终在塔内某一位置, 气液两相达到平衡, 此时取得最大回收率。已知操作线和平衡线均为直线, 且 $S < 1$, 操作线斜率大于平衡线斜率, 因此首先在塔顶达到平衡。则有

$$y_{ea} = mx_a = 1.2 \times 0.0015 = 0.0018$$

$$\eta_{\max} = \frac{y_b - y_{ea}}{y_b} = \frac{5\% - 0.0018}{5\%} = 96.4\% < 98\%$$

所以不能达到吸收率 98% 的要求。

8. 如图 2-3 所示的解吸填料塔操作中, 如液体进口浓度 x_a 增加, 而其余操作条件不变, 试分析气液出口组成 y_a 、 x_b 的变化情况。假设气液均在低浓区。



图 2-3 解吸塔操作

解 解吸过程的分析类似于吸收过程, 可采用平均推动力法和吸收因数法, 通常也是吸收因数法较简单, 对此有:

$$N_{ol} = \frac{1}{1-A} \ln \left[(1-A) \frac{x_a - y_b/m}{x_b - y_b/m} + A \right] \quad (1)$$

其中 A 为吸收因数, $A=1/S=L/mG$ 。

$$N_{og} = \frac{1}{1-S} \ln \left[(1-S) \frac{y_b - mx_a}{y_a - mx_a} + S \right] \quad (2)$$

式 (1) 与式 (2) 比较可知, 两式在形式上相同, 从而 $N_{ol} = A - \frac{x_a - y_b/m}{x_b - y_b/m}$

关系的定性趋势图同图 2-4, 但需将图 2-4 中的变量作如下替换: N_{og} 换成 N_{ol} ; S 换成 A;

$\frac{y_b - mx_a}{y_a - mx_a}$ 换成 $\frac{x_a - y_b/m}{x_b - y_b/m}$ 既 $\frac{mx_a - y_b}{mx_b - y_b}$ 。如图 2-5 所示。

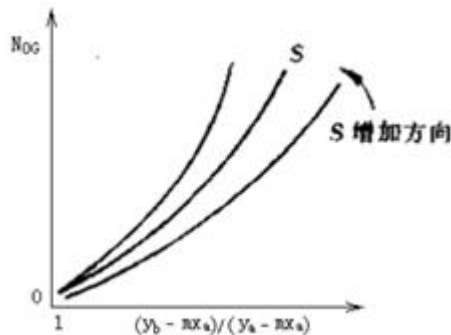


图 2-4

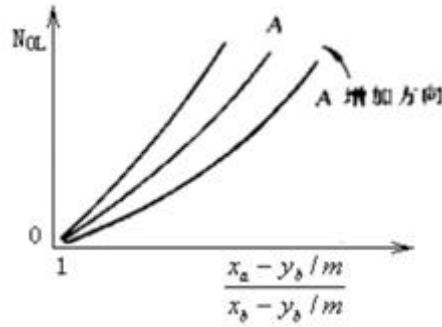


图 2-5 解吸塔中 $N_{OL}-A-(x_a-y_b/m)/(x_b-y_b/m)$ 的变化趋势图

现采用吸收因数法对本题进行分析：

根据已知条件， X_a 增大， T 、 p 、 L 、 G 、 Y_b 、 h 保持不变。

因为 T 、 p 、 L 、 G 不变，所以 m 、 $k_x a$ 、 $k_y a$ 不变，从而 $k_x a$ 也不变。

因为 $H_{OL}=1/K_x a$ ，所以 H_{OL} 不变； $N_{OL}=h/H_{OL}$ ，也不变。又 $A=L/mG$ 不变，所以

$$\frac{x_a - y_b / m}{x_b - y_b / m} \text{ 不变。}$$

因为 Y_b 不变、 X_a 增大，所以 X_b 增大。

$$y_a = y_b + \frac{L}{G}(x_a - x_b) = y_b + \frac{L}{G} \left(\frac{x_a - y_b / m}{x_b - y_b / m} - 1 \right) (x_b - y_b / m)$$

因为 L 、 G 、 m 、 Y_b 、 $\frac{x_a - y_b / m}{x_b - y_b / m}$ 不变， X_b 增大，所以 Y_a 增大。

结果： Y_a 增大、 X_b 增大。

说明：（1）解吸的分析方法同吸收基本相同，要注意的是塔底为稀端，因此全塔物料衡算宜写成 $L(x_a - x_b) = G(y_a - y_b)$ 。若写成 $L(x_b - x_a) = G(y_b - y_a)$ ，由于等式两边都是负值，因此分析组成的定性变化趋势有时容易搞错。

（2）分析 Y_a 时，也可采用近似法：

$$\text{因为 } X_b \ll X_a, \text{ 所以 } Y_a = Y_b + (L/G)(X_a - X_b) \approx Y_b + (L/G)X_a$$

因为 X_a 增大， L 、 G 、 Y_b 不变，所以 Y_a 增大。

9. 某吸收塔填料层高 4m，用水吸收尾气中的有害成分 A。在此情况下，测得的浓度如图 2-6 所示。已知平衡关系为 $Y=1.5X$ 。求

- （1）气相总传质单元高度；
- （2）操作液气比为最小液气比的多少倍？

(3) 由于法定排放浓度规定 y_2 必须小于 0.002，所以拟将填料层加高。若液气比不变，问填料层应加高多少？

(4) 画出填料加高前后吸收操作线的示意图。

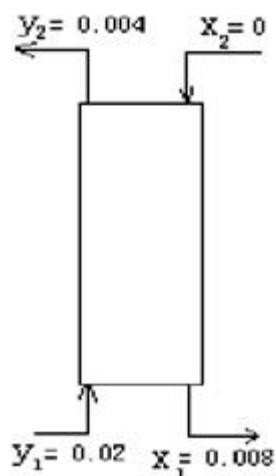


图 2-6

解：(1) 由题知， $x_1 = 0.008$ ， $x_2 = 0$ ， $y_1 = 0.02$ ， $y_2 = 0.004$

$$\text{液气比 } \frac{L}{G} = \frac{y_1 - y_2}{x_1 - x_2} = 2$$

$$\text{所以 } S = \frac{mG}{L} = \frac{1.5}{2} = 0.75$$

传质单元数为：

$$N_{OG} = \frac{1}{1-S} \ln \left[(1-S) \frac{y_1 - mx_2}{y_2 - mx_2} + S \right]$$

$$= \frac{1}{1-0.75} \ln \left[(1-0.75) \times \frac{0.02}{0.004} + 0.75 \right] = 2.77$$

$$H_{OG} = \frac{h}{N_{OG}} = \frac{4}{2.77} = 1.44 \text{ m}$$

(2) 最小液气比为

$$\left(\frac{L}{G} \right)_{\min} = \frac{y_1 - y_2}{x_1^* - x_2} = \frac{0.02 - 0.004}{0.02/1.5 - 0} = 1.2$$

$$\frac{L/G}{\left(\frac{L}{G} \right)_{\min}} = \frac{2}{1.2} = 1.67$$

所以操作液气比为最小液气比的 1.67 倍。

(3) $y_2 = 0.002$

液气比不变，所以 S 不变，所以

$$\begin{aligned}
 N_{OG} &= \frac{1}{1-S} \ln \left[(1-S) \frac{y_1 - mx_2}{y_2 - mx_2} + S \right] \\
 &= \frac{1}{1-0.75} \ln \left[(1-0.75) \times \frac{0.02}{0.002} + 0.75 \right] \\
 &= 4.715 \\
 H_{OG} &= 1.44 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$h = H_{OG} N_{OG} = 1.44 \times 4.715 = 6.79 \text{ m}$$

填料层增高 $\Delta h = 6.79 - 4 = 2.79 \text{ m}$

(4) 画出填料加高前后吸收操作线的示意图。

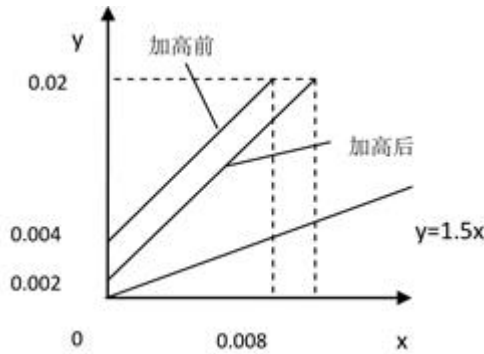


图 2-7

10. 在一逆流填料吸收塔中，用清水吸收混合气中的丙酮，气体处理量为 $1400 \text{ m}^3/\text{h}$ （标准状态）。已知混合气中含丙酮 0.05（摩尔分率，下同），操作条件下的平衡关系为

$y^* = 1.68x$ ，要求丙酮回收率为 96%，出塔溶液中丙酮的浓度为 0.02，试求：

- (1) 塔顶液相喷淋量为多少（以 kg/h 计）；
- (2) 最少吸收剂用量为多少？
- (3) 若此时塔的气相总传质单元高度 $H_{OG} = 0.8 \text{ m}$ ，填料层高度应为多少？
- (4) 若填料层高度保持不变，减少吸收剂用量，丙酮回收率如何变化（定性说明），图示操作线变化情况。

解：(1) 气体处理量 $G = \frac{1400}{22.4} = 62.5 \text{ kmol/h}$

$$y_a = y_b(1 - \eta) = 0.05 \times (1 - 96\%) = 0.002$$

$$L = G \frac{y_b - y_a}{x_b - x_a} = 62.5 \times \frac{0.05 - 0.002}{0.02 - 0} = 150 \text{ kmol/h}$$

$$= 2700 \text{ kg/h}$$

(2)

$$\left(\frac{L}{G}\right)_{\min} = \frac{y_b - y_a}{x_b^* - x_a} = \frac{0.05 - 0.002}{0.05/1.68 - 0} = 1.6128$$

$$L_{\min} = 1.6128 \times 62.5 = 100.8 \text{ kmol/h}$$

(3)

$$S = \frac{mG}{L} = \frac{1.68 \times 62.5}{150} = 0.7$$

$$N_{OG} = \frac{1}{1-S} \ln \left[(1-S) \frac{y_b - mx_a}{y_a - mx_a} + S \right]$$

$$= \frac{1}{1-0.7} \ln \left[(1-0.7) \times \frac{0.05}{0.002} + 0.7 \right] = 7.01$$

已知 $H_{OG}=0.8m$

$$\text{则 } h_0 = H_{OG} N_{OG} = 0.8 \times 7.01 = 5.608 \text{ m}$$

(4) 属于气膜控制过程，传质阻力主要集中在气相，L 减小对 $K_y a$ 基本无影响。所以

$H_{OG} = \frac{G}{K_y a \Omega}$ 保持不变，又已知 h_0 不变，则 N_{OG} 不变。m 不变， $S (= \frac{mG}{L})$ 随 L 减小而

增大，因此 $\frac{y_b - mx_a}{y_a - mx_a}$ 减小，使得 Y_a 增大，所以 $\eta = \frac{y_b - y_a}{y_b}$ 减小。

操作线变化情况如图 2-8 所示：

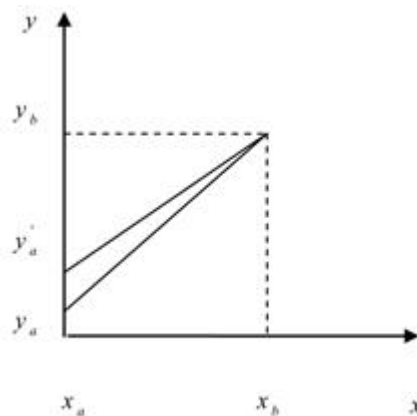


图 2-8 操作线变化情况

11. 某填料塔用清水逆流吸收氨, 混合气体流量为 $2240 \text{ m}^3/\text{h}$, 含氨 6% (体积分数), 当液气比为最小液气比的 1.3 倍时, 吸收率可达 98% 。已知塔径为 1.4 m , 操作压强为 101.3 kPa , 温度为 20°C , 平衡关系为 $y_e=0.75x$, 气相体积总传质系数 $K_y a=160 \text{ kmol}/(\text{m}^3 \cdot \text{h})$ 。试求: (1) 出塔液相浓度;

(2) 所需填料层高度;

(3) 若将吸收剂改为含氨 0.15% (摩尔分数) 的水溶液, 而气体流量、进出口组成、液体出塔组成和 $K_y a$ 均不变, 填料层高度应怎样变化?

解: (1) $y_1=0.06$, $\eta=0.98$, $y_2=y_1 \times (1-\eta)=0.06 \times (1-0.98)=0.0012$

$$m=0.75, x_2=0, (L/G)_{\min}=(y_1-y_2)/(x_{1e}-x_2)=m\eta=0.75 \times 0.98=0.735$$

$$L/G=1.3(L/G)_{\min}=1.3 \times 0.735=0.9555$$

$$x_1=(y_1-y_2)/(L/G)+x_2=0.0615$$

$$(2) G=(2240 \times 101.3)/(8.314 \times 293)=93.15(\text{kmol}/\text{h})$$

$$H_{OG}=G/(K_y a \Omega)=93.15/(160 \times 0.785 \times 1.4^2)=0.378$$

$$\frac{1}{A}=\frac{m}{L'/G}=\frac{0.75}{0.9555}=0.785$$

$$N_{OG}=\frac{1}{1-1/A} \ln \left[\left(1 - \frac{1}{A} \right) \frac{y_1 - mx_2}{y_2 - mx_2} + \frac{1}{A} \right]$$

$$=\frac{1}{1-0.785} \times \ln \left[(1-0.785) \times \frac{0.06}{0.0012} + 0.785 \right]$$

$$=11.37$$

所以 $H=H_{OG} \cdot N_{OG}=0.378 \times 11.37=4.30(\text{m})$

$$(3) (L/G)'=(y_1-y_2)/(x_1-x_2')=(0.06-0.0012)/(0.0615-0.0015)=0.98$$

$$\frac{1}{A'}=\frac{m}{L'/G}=\frac{0.75}{0.98}=0.765$$

$$N'_{OG}=\frac{1}{1-1/A'} \ln \left[\left(1 - \frac{1}{A'} \right) \frac{y_1 - mx_2'}{y_2 - mx_2'} + \frac{1}{A'} \right]$$

$$=\frac{1}{1-0.765} \times \ln \left[(1-0.765) \times \frac{0.06-0.75 \times 0.0015}{0.0012-0.75 \times 0.0015} + 0.765 \right]=22.22$$

所以 $H'=H_{OG} \cdot N'_{OG}=0.378 \times 22.22=8.40(\text{m})$ 即增加填料层高度 4.1 m 。

12. 用含苯 0.02% 的煤油在内径为 1.5 m 的填料塔中逆流吸收某混合气中的苯蒸汽, 入塔气体中含苯 3% (摩尔), 混合气体流率为 $0.022 \text{ kmol}/\text{s}$, 要求苯回收率不低于 99% , 已知操作

条件下相平衡关系为 $y_e=0.4x$, 吸收剂用量为最小用量的 1.5 倍, 总传质系数为

$K_y a=0.015 \text{ kmol}/(\text{m}^3 \cdot \text{s})$, 试求:

(1) 煤油的用量;

(2) 所需填料层高度;

(3) 若塔高可以增加, 最大的苯回收率为多少?

解: (1) 由题知, $x_a=0.02\%$, $y_b=3\%$

$$y_a = y_b(1 - \eta) = 3\% \times (1 - 99\%) = 0.0003$$

最小液气比为

$$\left(\frac{L}{G}\right)_{\min} = \frac{y_b - y_a}{x_b^* - x_a} = \frac{3\% - 0.0003}{3\%/0.4 - 0.02\%} = 0.397$$

$$L_{B\min} = \frac{0.397 \times 0.022}{\frac{\pi}{4} \times 1.5^2} = 0.0049 \text{ kmol} / (\text{m}^2 \cdot \text{s})$$

$$L_B = 1.5L_{B\min} = 1.5 \times 0.0049 = 0.00735 \text{ kmol} / (\text{m}^2 \cdot \text{s})$$

$$(2) \quad S = \frac{mG}{L} = 0.4 \times \frac{0.01245}{0.00735} = 0.678$$

$$N_{OG} = \frac{1}{1-S} \ln \left[(1-S) \frac{y_b - mx_a}{y_a - mx_a} + S \right]$$

$$= \frac{1}{1-0.678} \ln \left[(1-0.678) \times \frac{3\% - 0.4 \times 0.02\%}{0.0003 - 0.4 \times 0.02\%} + 0.678 \right] = 11.785$$

$$H_{OG} = \frac{G_B}{K_{y,a}} = \frac{0.01245}{0.015} = 0.83 \text{ m}$$

所以填料层高度为

$$h_0 = H_{OG} N_{OG} = 0.83 \times 11.785 = 9.78 \text{ m}$$

(3) 若塔高可以增加, 则最终在塔内某一位置, 气液两相达到平衡, 此时取得最大苯回收率。已知操作线和平衡线均为直线, 且 $S < 1$, 操作线斜率大于平衡线斜率, 因此首先在塔顶达到平衡。则有

$$y_{ea} = mx_a = 0.4 \times 0.02\% = 8 \times 10^{-5}$$

$$\eta_{\max} = \frac{y_b - y_{ea}}{y_b} = \frac{3\% - 8 \times 10^{-5}}{3\%} = 99.73\%$$

13. 如图 2-9 所示的吸收、解吸联合操作, 若吸收塔的入塔气体浓度增大, 其他操作条件均不变, 试分析吸收塔、解吸塔出口气液组成的变化情况。

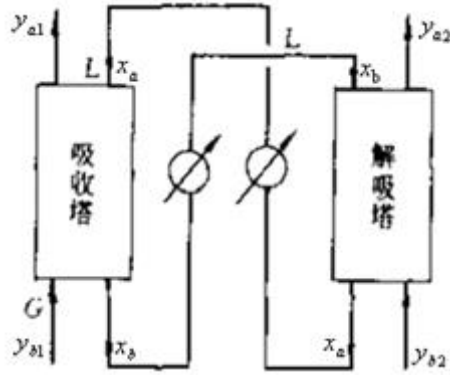


图 2-9 吸收、解吸联合操作

解：根据已知条件， y_{b1} 增大，而 T_1 、 p_1 、 p_2 、 T_2 、 G_1 、 G_2 、 L 、 y_{b2} 不变，要分析的是 y_{a1} 、 y_{a2} 、 x_a 、 x_b 的变化情况。

$$\frac{y_{b1} - m_1 x_a}{y_{a1} - m_1 x_a}$$

对吸收塔，有 $K_y a$ 、 H_{OG} 、 N_{OG} 、 S 均不变，从而 $y_{a1} - m_1 x_a$ 不变。

$$\frac{x_b - y_{b2} / m_2}{x_a - y_{b2} / m_2}$$

对解吸塔，则 $K_x a$ 、 H_{OL} 、 N_{OL} 、 A 均不变，从而 $x_a - y_{b2} / m_2$ 不变。

令

$$B_1 = \frac{y_{b1} - m_1 x_a}{y_{a1} - m_1 x_a}$$

$$B_2 = \frac{x_b - y_{b2} / m_2}{x_a - y_{b2} / m_2}$$

得

$$y_{a1} = \frac{y_{b1}}{B} + (1 - \frac{1}{B_1}) m_1 x_a \quad (1)$$

$$x_b = B_2 x_a + (1 - B_2) \frac{y_{b2}}{m_2} \quad (2)$$

又

$$G_1 (y_{b1} - y_{a1}) = L (x_b - x_a) \quad (3)$$

将式 (1)、式 (2) 带入式 (3) 得

$$\left[\frac{m_1 G_1}{L} (1 - \frac{1}{B_1}) + (B_2 - 1) \right] x_a = \frac{G_1}{L} (1 - \frac{1}{B_1}) y_{b1} + (B_2 - 1) \frac{y_{b2}}{m_2}$$

因为 m_1 、 G_1 、 L 、 m_2 、 y_{b2} 、 B_1 、 B_2 均不变，且 $B_1 > 1$ ， $B_2 > 1$ ，所以 y_{b1} 增大使得 x_a 增大。

从式(1)、式(2)，因为 X_a 增大，所以 Y_{a1} 增大、 X_b 增大。

再根据 $G_2(y_{a2} - y_{b2}) = L(x_b - x_a)$

将式(2)代入得

$$G_2(y_{a2} - y_{b2}) = L[(B_2 - 1)x_a + (1 - B_2)y_{b2} / m_2]$$

可知 X_a 增大导致 Y_{a2} 增大

结论： X_a 增大、 X_b 增大、 Y_{a1} 增大、 Y_{a2} 增大。

14. 如图 2-10 所示，拟用两个一样的填料塔（塔径、填料高度均相同）来吸收混合气体中的可溶组分（溶质）。混合气含溶质 5%（体积），以 $0.022 \text{ kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ 流速进入塔 1 的底部，要求溶质的吸收率为 99%，吸收剂为清水，总量（2L）为 $1.81 \text{ kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ ，并分成相同的两股分别进入塔 1、2。已知操作条件下的平衡关系为 $y = 35x$ ，气相体积总传质系数 $K_y a = 0.0252 \text{ kmol}/(\text{m}^3 \cdot \text{s})$ 。

- (1) 试证明离开第 1 塔的气相组成 y_c 满足关系 $y_c = \sqrt{y_a y_b}$ ；
- (2) 试求塔 1（或塔 2）所需的填料层高度。

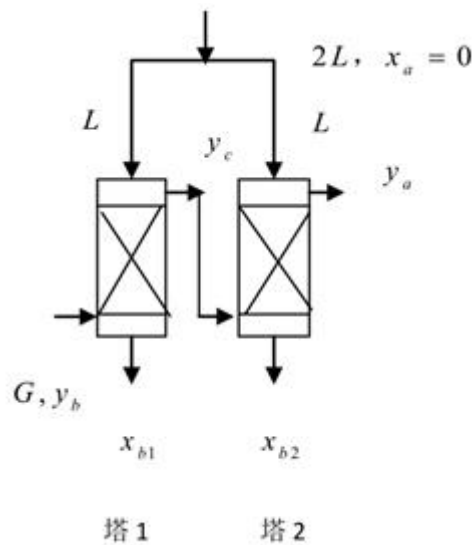


图 2-10

解：(1) 因为通过塔 1、2 的 L、G 相同，且两塔 h 相同，所以每个塔的 H_{OG} 、 N_{OG} 、S 均相同。

$$(N_{OG})_1 = (N_{OG})_2, \quad S_1 = S_2$$

$$(N_{OG})_1 = \frac{1}{1-S_1} \ln \left[(1-S_1) \frac{y_b - mx_a}{y_c - mx_a} + S_1 \right]$$

$$(N_{OG})_2 = \frac{1}{1-S_2} \ln \left[(1-S_2) \frac{y_c - mx_a}{y_a - mx_a} + S_2 \right]$$

所以,

$$\frac{y_b - mx_a}{y_c - mx_a} = \frac{y_c - mx_a}{y_a - mx_a}$$

因为 $x_a = 0$, 故

$$y_c = \sqrt{y_a y_b}$$

(2) $y_b=0.05, x_a=0$

$$y_a = y_b(1-\eta) = 0.05 \times (1-99\%) = 0.0005$$

$$y_c = \sqrt{y_a y_b} = \sqrt{0.0005 \times 0.05} = 0.005$$

$$S_1 = \frac{mG_B}{L_{B1}} = \frac{35 \times 0.022}{1.81/2} = 0.85$$

$$(N_{OG})_1 = \frac{1}{1-S_1} \ln \left[(1-S_1) \frac{y_b - mx_a}{y_c - mx_a} + S_1 \right] = 5.7$$

$$H_{OG} = \frac{G_B}{K_y a} = \frac{0.022}{0.0252} = 0.873 \text{ m}$$

$$h_1 = H_{OG} N_{OG1} = 0.873 \times 5.7 = 4.97 \text{ m}$$

15. 在一直径为 1.2m, 填料层高度为 5m 的吸收塔中, 用纯溶剂吸收某气体混合物中的溶质组分。已知入塔混合气体中惰性组分的摩尔流量为 70kmol/h, 气相总体积吸收系数为 62.5kmol/(m³·h); 在操作条件下, 平衡线和操作线均为直线, 且平衡线和操作线的斜率之比为 0.7。试计算该吸收塔的吸收率 ϕ_A 。

解: 已知 $S = \frac{m}{L/G} = mG/L = 0.7$

$$H_{OG} = \frac{G / \left(\frac{1}{4} \pi D^2\right)}{K_y a} = \frac{70 / \left(\frac{1}{4} \pi \times 1.2^2\right)}{62.5} = 0.99 \text{ m}$$

$$h = H_{OG} N_{OG} = 5 \text{ m}$$

所以 $N_{OG} = \frac{5}{0.99} = 5.05$

$$N_{OG} = \frac{1}{1-S} \ln \left[(1-S) \frac{1}{1-\eta} + S \right]$$

$$5.05 = \frac{1}{1-0.7} \ln \left[(1-0.7) \frac{1}{1-\eta} + 0.7 \right]$$

解得吸收率 $\eta = 92.2\%$

16. 如图 2-11 所示一填料塔，内装二段填料，每段的高度均为 5.5m。拟用其处理二股溶质浓度不同的混合气体，其摩尔流速皆为 $0.02 \text{ kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ ，初始浓度分别为 5%（体积）和 1%（体积）。吸收剂不含溶质，其摩尔流速为 $0.04 \text{ kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ 。已知在操作条件下相平衡关系为 $y=0.8x$ ，吸收过程的 $K_y a = 0.32 G_B^{0.7} \text{ kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ [G_B 的单位 $\text{kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$]。若要求出塔气体浓度小于 0.1%，问：

- (1) 若较浓的气体由塔底进入，而较稀的气体由塔中部（二段填料中间）进入，能否满足要求？
- (2) 若二股气体事先混合后再由塔底进入塔内，则结果又如何？

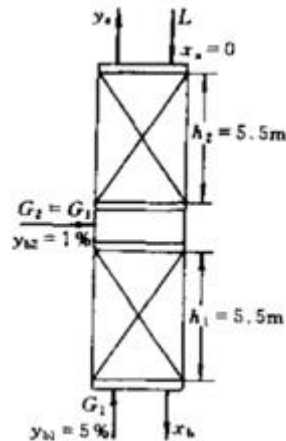


图 2-11

解：(1) 已知 $G_{B1} = G_{B2} = 0.02 \text{ kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ ， $L_B = 0.04 \text{ kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$

$y_{b1} = 5\%$ ， $y_{b2} = 1\%$ ， $x_a = 0$ ， $h_1 = h_2 = 5.5 \text{ m}$

通常校核一填料塔能否完成吸收任务，只要求出完成吸收任务所需的填料层高度 $h_{需}$ ，若小于已有的填料层高度 h ，则能满足要求。但本小题由于上下二段填料所通过的气量不一样，因此相应的 $K_y a$ 、操作线斜率也不同，从而若直接计算 $h_{需}$

，则必须分成二段计算，求出相应的 h_{B1} 、 h_{B2} 。但另一方面，由于 G_{B2} 的加料位置已事先定好，因此在实际操作中 G_{B2} 基本上不会由最佳进料位置进去。换句话说，通过下一段填料层（ h_1 ）的吸收，其出口气体浓度并不等于 y_{b2} ，而是一个未知量（待求），但求解困难，即上述思路行不通。

事实上，可以先假设能完成吸收任务（即 $y_a=0.001$ ），据此从上一填料层（ h_2 ）来反算出进入此填料层的气体入塔浓度（及出此填料层的液体浓度），再根据物料衡算定出下一填料层的出口气体浓度，然后据此求出所需的 h_{B1} ，若 $h_{B1} < h_1$ ，则说明能够完成吸收任务，否则就完不成。

如图 2-12 所示，记 y_c 为进入上一填料层的气体浓度， y_d 为出下一填料层的气体浓度，

x_c 为进入下一填料层的液体浓度，则

$$y_c = \frac{G_{B2}y_{b2} + G_{B1}y_d}{G_{B1} + G_{B2}} = \frac{y_{b2} + y_d}{2}$$

对上一填料层，通过的气量为

$$G_{B1}+G_{B2}=0.04\text{kmol}/(\text{m}^2\cdot\text{s}) , S_2 = \frac{m(G_{B1} + G_{B2})}{L_B} = \frac{0.8 \times 0.04}{0.04} = 0.8$$

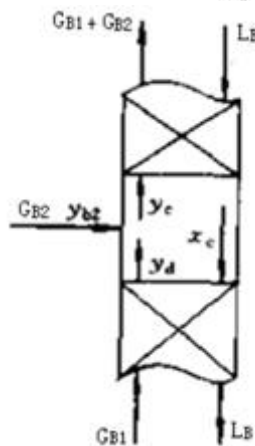


图 2-12 加料处的物料衡算

$$(K_y a)_2 = 0.32(G_{B1} + G_{B2})^{0.7} = 0.32 \times 0.04^{0.7} = 0.0336 \text{ kmol}/(\text{m}^3 \cdot \text{s})$$

$$(H_{OG})_2 = \frac{G_{B1} + G_{B2}}{(K_y a)_2} = \frac{0.04}{0.0336} = 1.19 \text{ m}$$

$$(N_{OG})_2 = \frac{h_2}{(H_{OG})_2} = \frac{5.5}{1.19} = 4.62 \text{ m}$$

又

$$(N_{OG})_2 = \frac{1}{1-S_2} \ln \left[(1-S_2) \frac{y_c - mx_a}{y_a - mx_a} + S_2 \right]$$

$$4.62 = \frac{1}{1-0.8} \ln \left[(1-0.8) \frac{y_c - 0}{0.001 - 0} + 0.8 \right]$$

解得

$$y_c = 0.0086$$

$$L(x_c - x_a) = (G_1 + G_2)(y_c - y_a)$$

$$0.04(x_c - 0) = 0.04(0.0086 - 0.001)$$

$$x_c = 0.0076$$

对下一填料层:

$$\therefore y_c = (y_{b2} + y_d) / 2$$

$$\therefore y_d = 2y_c - y_{b2} = 2 \times 0.0086 - 0.01 = 0.0072$$

$$L(x_b - x_c) = G_1(y_{b1} - y_d)$$

$$0.04(x_b - 0.0076) = 0.02(0.05 - 0.0072)$$

$$x_b = 0.029$$

(x_b 也可通过全塔物料衡算 $L(x_b - x_a) = G_1 y_{b1} + G_2 y_{b2} - (G_1 + G_2) y_a$ 求得为 0.029)

$$\Delta y_{m1} = \frac{(y_{b1} - mx_b) - (y_d - mx_c)}{\ln [(y_{b2} - mx_b) / (y_d - mx_c)]} = \frac{(0.05 - 0.8 \times 0.029) - (0.0072 - 0.8 \times 0.0076)}{\ln [(0.05 - 0.8 \times 0.029) / (0.0072 - 0.8 \times 0.0076)]} = 0.00809$$

$$(N_{OG})_1 = \frac{y_{b1} - y_d}{(\Delta y_m)_1} = \frac{0.05 - 0.0072}{0.00809} = 5.29$$

$$(H_{OG})_1 = \frac{G_{B1}}{(K_y a)_1} = \frac{G_{B1}}{0.032 G_{B1}^{0.7}} = \frac{0.02^{0.3}}{0.32} = 0.966 \text{ m}$$

$$H_{需1} = (H_{OG})_1 (N_{OG})_1 = 0.966 \times 5.29 = 5.11 < h_1 = 5.5 \text{ m}$$

能够满足要求 (吸收结果 $y_a < 0.001$)

(2) 若二股气体事先混合好由塔底进入, 则其浓度为

$$y_b = (y_{b1} + y_{b2}) / 2 = (0.05 + 0.01) / 2 = 0.03$$

$$H_{OG} = \frac{G_{B1} + G_{B2}}{0.32(G_{B1} + G_{B2})^{0.7}} = \frac{(G_{B1} + G_{B2})^{0.3}}{0.32} = \frac{0.04^{0.3}}{0.32} = 1.19 \text{ m}$$

$$x_b = x_a + \frac{G}{L}(y_b - y_a) = 0 + \frac{0.04}{0.04}(0.03 - 0.00) = 0.029$$

$$\Delta y_a = y_a - mx_a = 0.001 - 0.8 \times 0 = 0.001$$

$$\Delta y_b = y_b - mx_b = 0.03 - 0.8 \times 0.029 = 0.0068$$

$$\Delta y_m = \frac{0.0068 - 0.001}{\ln(0.0068/0.001)} = 0.0030$$

$$(N_{OG}) = \frac{y_b - y_a}{\Delta y_m} = \frac{0.03 - 0.001}{0.0030} = 9.57$$

$$H_{需} = H_{OG} N_{OG} = 1.19 \times 9.57 = 11.4 \text{ m} > (h_1 + h_2) = 11 \text{ m}$$

所以达不到要求。

17. 有一用油吸收煤气中苯蒸汽的吸收塔，已知煤气流量为 2240 (标准 m^3/h)，入塔气体中含苯 4%，出塔气体中含苯 0.8% (均为体积分率)，进塔油中不含苯，取液体用量

$L = 1.4L_{\min}$ ，已知气液平衡关系为 $Y^* = 0.126X$ 。试求：

- (1) 吸收率 η ；
- (2) 求 L_{\min} 及 L (kmol/h)；
- (3) 求液体出塔组成 X_b (? kmol 苯/kmol 油)；
- (4) 求吸收的对数平均推动力 ΔY_m ；
- (5) 为增大液体喷淋量，采用部分循环流程，在保证原吸收率的情况下，最大允许循环量 L' 为多少 (kmol/h)？并示意画出带部分循环和不带循环的两种情况下的操作线。

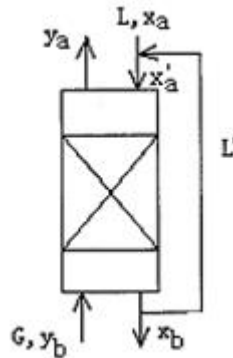


图 2-13

解：(1) 由题知， $y_b = 0.04$ ， $y_a = 0.008$

$$\eta = \frac{y_b - y_a}{y_b} = \frac{0.04 - 0.008}{0.04} = 80\%$$

吸收率

(2)

$$Y_a = \frac{y_a}{1 - y_a} = \frac{0.008}{1 - 0.008} = 0.0081$$

$$Y_b = \frac{y_b}{1 - y_b} = \frac{0.04}{1 - 0.04} = 0.0417$$

$$\left(\frac{L}{G}\right)_{\min} = \frac{Y_b - Y_a}{X_b^* - X_a} = \frac{0.0417 - 0.0081}{0.0417 / 0.126 - 0} = 0.1015$$

$$G = \frac{V(1 - y_b)}{22.4} = \frac{2240}{22.4} \times (1 - 0.04) = 96 \text{ kmol/h}$$

$$L_{\min} = 0.1015 G = 9.75 \text{ kmol/h}$$

$$L = 1.4 L_{\min} = 1.4 \times 9.75 = 13.64 \text{ kmol/h}$$

(3)

$$\frac{L}{G} = \frac{Y_b - Y_a}{X_b - X_a} = \frac{0.0417 - 0.0081}{X_b - 0} = \frac{13.64}{96} = 0.142$$

$$X_b = 0.237$$

(4) $X_a = 0$, $Y_a = \frac{y_a}{1 - y_a} = \frac{0.008}{1 - 0.008} = 0.0081$,

$$Y_b = \frac{y_b}{1 - y_b} = \frac{0.04}{1 - 0.04} = 0.0417$$

$$\Delta Y_a = Y_a - mX_a = 0.0081 - 0.126 \times 0 = 0.0081$$

$$\Delta Y_b = Y_b - mX_b = 0.0417 - 0.126 \times 0.237 = 0.00118$$

$$\Delta Y_m = \frac{\Delta Y_a - \Delta Y_b}{\ln \frac{\Delta Y_a}{\Delta Y_b}} = \frac{0.0081 - 0.00118}{\ln \frac{0.0081}{0.00118}} = 0.00625$$

(5) 采用溶液循环流程设计，已知操作线和平衡线均为直线，假设首先在塔顶达到平衡。

设实际入塔的吸收剂组成为 X_a^* ，则

$$X'_a = \frac{Y_a}{m} = \frac{0.008}{0.126} = 0.0635$$

$$(L + L')X'_a = LX'_a + L'X_b$$

$$L' = 4.99 \text{ kmol/h}$$

$$\frac{L + L'}{G} = \frac{13.64 + 4.99}{96} = 0.194 > 0.126$$

操作线斜率大于平衡线斜率，在塔顶达到平衡，假设成立。所以

$$L' = 4.99 \text{ kmol/h}$$

操作线如图 2-14 所示：

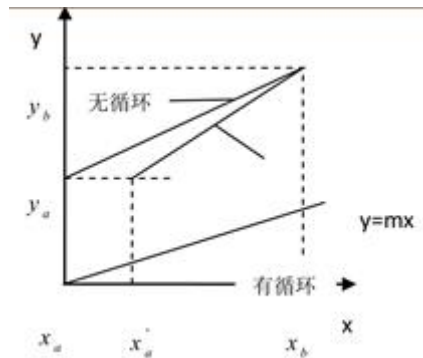


图 2-14 操作线示意图

18. 有一吸收塔，塔内装有 25 mm×25 mm×3 mm 的拉西环，其比表面积 $a=204 \text{ m}^2/\text{m}^3$ （假设全部润湿），在 20°C、1 atm 下操作。空气-丙酮混合气中含有 6%（体积分数）的丙酮，混合气量为 1400 m³/h（标准状态）。塔顶喷淋的清水量为 3000kg/h，丙酮回收率 $\eta=98\%$ 。平衡关系为 $y=1.68x$ （ x 、 y 为摩尔分数）。已知塔径 $D=0.675\text{m}$ ，总传质系数 $K_y=0.4 \text{ kmol}/(\text{m}^2\cdot\text{h})$ 。

试求：（1）传质单元数 N_{OG} ；

（2）填料层高度 H ；

（3）定性说明在气液平衡关系符合亨利定律时理论塔板 N_T 和传质单元数 N_{OG} 的大小关系，在本题中 N 和 N_{OG} 哪个大？

解：先将流量化为摩尔流量

$$G' = \frac{1400}{22.4} = 62.5 \text{ (kmol/h)} \quad L' = \frac{3000}{18} = 166.67 \text{ (kmol/h)}$$

（1）因为 $y_1=0.06$ ， $\eta=98\%$

所以 $y_2 = (1-\eta)y_1 = (1-0.98) \times 0.06 = 0.0012$

$x_2=0$

$$x_1 = \frac{G'}{L'}(y_1 - y_2) = \frac{62.5}{166.67} \times (0.06 - 0.0012) = 0.022$$

$$y_{1e} = mx_1 = 1.68 \times 0.022 = 0.037$$

$$y_{2e} = mx_2 = 0$$

$$\Delta y_m = \frac{(y_1 - y_{1e}) - (y_2 - y_{2e})}{\ln \frac{y_1 - y_{1e}}{y_2 - y_{2e}}} = \frac{(0.06 - 0.037) - (0.0012 - 0)}{\ln \frac{0.06 - 0.037}{0.0012 - 0}} = 0.0074$$

$$N_{OG} = \frac{y_1 - y_2}{\Delta y_m} = \frac{0.06 - 0.0012}{0.0074} = 7.965$$

以上是用平均推动力法求 N_{OG} ，也可以用吸收因子法，即

$$\begin{aligned} N_{OG} &= \frac{1}{1 - \frac{mG}{L}} \ln \left[\left(1 - \frac{mG}{L} \right) \frac{y_1 - mx_2}{y_2 - mx_2} + \frac{mG}{L} \right] \\ &= \frac{1}{1 - \frac{1.68 \times 62.5}{166.67}} \times \ln \left[\left(1 - \frac{1.68 \times 62.5}{166.67} \right) \times \frac{0.06 - 0}{0.0012 - 0} + \frac{1.68 \times 62.5}{166.67} \right] \\ &= \frac{1}{1 - 0.63} \times \ln [(1 - 0.63) \times 50 + 0.63] = 7.976 \end{aligned}$$

两种方法比较，结果是相符的，但两种方法各有优缺点，平均推动力法公式易记，但在不知道 x_1 时计算量大于吸收因子法，因为吸收因子法中不出现 x_1 ，做题时可根据题及自己的习惯

灵活选择方法，另外注意 $\frac{G'}{L'} = \frac{G}{L}$ 。

(2) 注意本题前面已求出的 G'' ，是流量而不是流率，因此需求塔的横截面积 A 。

$$A = \frac{\pi D^2}{4} = \frac{3.14}{4} \times 0.675^2 = 0.36 (\text{m}^2)$$

$$H_{OG} = \frac{G'}{K_y a A} = \frac{62.5}{0.4 \times 204 \times 0.36} = 2.13 (\text{m})$$

$$H = H_{OG} \cdot N_{OG} = 2.13 \times 7.97 = 16.96 (\text{m})$$

(3) $A = \frac{L}{mG}$ ，则当平衡关系符合亨利定律时

$$N_{OG} = \frac{1}{1 - \frac{1}{A}} \ln \left[\left(1 - \frac{1}{A} \right) \frac{y_1 - mx_2}{y_2 - mx_2} + \frac{1}{A} \right] (A \neq 1)$$

$$N_T = \frac{1}{\ln A} \ln \left[\left(1 - \frac{1}{A} \right) \frac{y_1 - mx_2}{y_2 - mx_2} + \frac{1}{A} \right] (A \neq 1)$$

$$\frac{N_{OG}}{N_T} = \frac{\ln A}{1 - \frac{1}{A}}$$

所以

对 N_{OG}/N_T 求导

$$\left(\frac{N_{OG}}{N_T} \right)' = \left(\frac{A \ln A}{A - 1} \right)' = \frac{A - 1 - \ln A}{(A - 1)^2}$$

当 $A > 1$ 时， $\left(\frac{N_{OG}}{N_T} \right)' > 0$ ， $\frac{N_{OG}}{N_T}$ 为增函数。

当 $A < 1$ 时, $\left(\frac{N_{OG}}{N_T}\right)' > 0$, $\frac{N_{OG}}{N_T}$ 亦为增函数。
使用罗必塔法则, 求极限

$$\lim_{A \rightarrow 1} \frac{N_{OG}}{N_T} = \lim_{A \rightarrow 1} \frac{A \ln A}{A - 1} = \lim_{A \rightarrow 1} \frac{(A \ln A)'}{(A - 1)'} = \lim_{A \rightarrow 1} \frac{\ln A + 1}{1} = 1$$

因为 $\frac{N_{OG}}{N_T}$ 在整个区间均为增函数 $\lim_{A \rightarrow 1} \frac{N_{OG}}{N_T} = 1$

所以当 $A > 1$ 时, $\frac{N_{OG}}{N_T} > 1$ 即 $N_{OG} > N_T$

当 $A < 1$ 时, $\frac{N_{OG}}{N_T} < 1$, 即 $N_{OG} < N_T$

当 $A = 1$ 时, $N_T = N_{OG} = \frac{y_1 - y_2}{y_2 - mx_2}$

在本题情况下 $A = \frac{L}{mG} = \frac{166.67}{1.68 \times 62.5} > 1$ 所以 $N_{OG} > N_T$

本题的 (3) 是将高等数学知识灵活运用到化工原理中, 所以平时应多注意各门知识的综合使用。

第3章 蒸 馏

一、选择题

1. 精馏过程的操作线为直线, 主要基于 ()。

- A. 塔顶泡点回流
- B. 恒摩尔流假定
- C. 理想物系
- D. 理论板假定

【参考答案】B

2. 在精馏塔中, 加料板以下的塔段 (包括加料板) 称为 ()。

- A. 精馏段
- B. 提馏段
- C. 进料段
- D. 混合段

【参考答案】B

3. 精馏分离 $\alpha = 2.5$ 的二元理想混合液, 已知回流比 $R = 3$, 塔顶 $x_D = 0.96$, 测得第三层塔板 (精馏段) 的下降液体浓度为 0.4, 第二层板下降液体浓度为 0.45, 则第三层塔板的气相单板效率 E_{MV} 为 ()。

- A. 22.2%
- B. 32.68%
- C. 44.1%
- D. 107.5%

【参考答案】C

4. 精馏过程的操作线为直线, 主要基于 ()。

- A. 塔顶泡点回流

- B. 恒摩尔流假定
- C. 理想物系
- D. 理论板假定

【参考答案】B

5. 连续精馏塔设计时，当采用塔顶全凝器，泡点回流方案时，为完成分离任务精馏塔所需理论板数为 N_{T1} 。若采用塔顶分凝器，而回流比和前方案相同时，则完成同样分离任务精馏塔所需理论板数为 N_{T2} 。试比较：（ ）。

- A. $N_{T2} > N_{T1}$
- B. $N_{T2} = N_{T1}$
- C. $N_{T2} < N_{T1}$

D. 判断依据不足

【参考答案】C

6. 精馏塔操作中保持 F 、 x_F 、 q 、 L 不变，而增大塔釜上升蒸气量，则（ ）。

- A. R 减小， x_D 减小， x_W 减小， L/V 减小
- B. R 减小， x_D 增大， x_W 减小， L/V 减小
- C. R 增大， x_D 减小， x_W 减小， L/V 减小
- D. R 增大， x_D 增大， x_W 减小， L/V 减小

【参考答案】A

7. 如图 3-1 所示，三种精馏塔塔顶第一块板上升的气相组成 y_1 相同，回流比 $R=2$ ，结论正确的是（ ）。

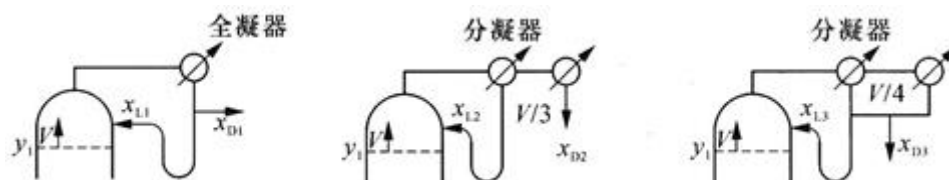


图 3-1

- A. $x_{D2} > x_{D3} > x_{D1}$
- B. $x_{D3} > x_{D2} > x_{D1}$
- C. $x_{L2} > x_{L3} > x_{L1}$
- D. $x_{L1} > x_{L2} > x_{L3}$

【参考答案】A

8. 在常压下苯的沸点为 80.1°C ，环己烷的沸点为 80.73°C ，为使这两组分的混合液能得到分离，可采用下列哪种分离方法（ ）。

- A. 恒沸精馏
- B. 普通精馏
- C. 萃取精馏

D. 水蒸气直接加热精馏

【参考答案】C

9. 精馏塔设计时将参数 F 、 x_F 、 q 、 D 、 x_D 、 R 确定后, 将塔顶内原来的泡点回流改为过冷液体回流, 若塔釜加热量做相应改变, 则此时塔内实际下降液体量 (), 塔内实际上升蒸气量 (), 精馏塔内液气比 (), 所需理论板数 ()。

- A. 变大
- B. 变小
- C. 不变
- D. 不确定

【参考答案】A; A; A; B

【答案解析】由全塔物料衡算知, 当 F 、 x_F 、 D 、 x_D 、 R 不变时, W 和 x_W 为定值。回流液温度降低后入塔, 将部分上升蒸气冷凝至泡点一同回流, 即产生内回流, 使实际下降的液体量增加。而塔釜处 $V''=L''-W$ 的关系, W 不变, V'' 则随 L'' 的增大而增大。当然, 此时塔釜的耗能量也必然增加。回流比 $R=L/D$ 则随 L 的增大而增大。故精馏段液气比

$\frac{L}{V} = \frac{L}{L+D} = \frac{R}{R+1}$ 也增加, 这意味着操作线远离平衡线, 故所需理论板数减少。

10. 用精馏塔分离含甲、乙、丙、丁四组分的混合液, 若规定 B 为轻关键组分, C 为重关键组分, 则按清晰分割计算时, 塔顶的含量为 0、塔底 () 含量为 0。

- A. 甲
- B. 乙
- C. 丙
- D. 丁

【参考答案】D、A

二、填空题

11. 在进行间歇精馏操作过程中, 为了保持塔顶温度的恒定, 应逐渐_____回流比, 同时为了保持塔顶产品产量的恒定, 应逐渐_____塔釜加热量。

【参考答案】增大; 增大

12. 精馏塔的塔底温度总是_____塔顶温度, 其原因一是_____, 二是_____。

【参考答案】高于; 由于塔顶轻组分浓度高于塔底的, 相应的泡点较低; 由于塔内压降使塔底压力高于塔顶, 因而塔底的泡点较高

13. 在进行连续精馏操作过程中, 随着进料过程中轻组分组成减小, 塔顶温度_____, 塔底釜残液中轻组分组成_____。

【参考答案】逐渐升高; 减小

14. 回流比保持恒定的间歇精馏, 其塔顶馏出液的温度将逐渐_____, 釜液温度将不断_____。

【参考答案】升高; 升高

15. 操作中的精馏塔, 若保持 F 、 x_F 、 q 、 R 不变, 减小 W , 则 L/V _____; L' _____。

【参考答案】不变; 增加

16. 间歇精馏塔只有_____段, 当在回流比恒定条件下操作时, 随操作时间增加, 塔顶产品组成 x_D _____, 塔顶温度_____。

【参考答案】精馏段; 减小; 升高

17. 操作中的精馏塔, 若增大回流比, 其它操作条件不变, 则精馏段的液气比_____, 塔顶馏出液组成_____。

【参考答案】增大；变大

18. 恒沸精馏和萃取精馏主要针对_____和_____的物系，采用加入第三组分的办法以改变原物系的_____。

【参考答案】沸点相差很小；具有恒沸物；相对挥发度

19. 简单蒸馏和间歇精馏的主要区别是_____。

【参考答案】塔顶是否有回流

20. 某精馏塔设计时，若将塔釜由原来的间接蒸汽加热改为直接蒸汽加热，而保持 x_F ， D/F ， q ， R ， x_D 不变，则 W/F _____， x_W _____，提馏段操作线斜率_____，理论板数_____。（增加，减小，不变，不确定）

【参考答案】增加；减少；不变；增加

21. 在连续精馏实验中，仅将进料位置向塔顶移动，此时塔釜温度将_____，塔顶温度将_____。

【参考答案】升高；降低

三、判断题

1. 连续精馏塔的塔顶和塔底产品分别为 D 和 W，则精馏段液气比总是小于 1，提馏段的液气比总是大于 1。（ ）

【参考答案】√

2. 精馏塔各板的效率均为 50% 时，全塔效率必定也是 50%。（ ）

【参考答案】×

3. 完成一个精馏操作的两个必要条件是塔顶液相回流和塔底上升蒸气。（ ）

【参考答案】√

4. 在精馏塔内任意 1 块理论板，其气相露点大于液相泡点。（ ）

【参考答案】×

5. 组分 A 和 B 的相对挥发度 $\alpha=1$ 的混合溶液不能用普通精馏的方法分离。（ ）

【参考答案】√

6. 为节能降耗，对有恒沸现象的二元体系，应采用恒沸精馏而不是萃取精馏。（ ）

【参考答案】×

7. 若精馏段操作线方程 $y=0.75x+0.3$ ，这绝不可能。（ ）

【参考答案】√

四、简答题

1. 简述恒沸精馏和萃取精馏的主要异同点。

答：相同点：其处理的对象都是恒沸液，其基本原理都是在恒沸液中加入第三组分，以提高各组分间相对挥发度的差别，将各个组分分开。

不同点：恒沸精馏是指在两组分恒沸液中加入第三组分，该组分能与原料液中的一个或两个组分形成新的恒沸液，从而使原料液能用普通精馏方法予以分离。

萃取精馏中向原料液中加入的第三组分，但不同的是要求该组分的沸点较原料液中各组分的沸点高得多，且不与组分形成恒沸液。

2. 一精馏塔用以分离浓度为 x_F 、量为 F 的某二元理想混合液。要求分离后塔顶馏出物浓度为 x_D 、塔底釜液浓度为 x_W 。现分别采取：（1）冷液进料，（2）将料液预热至泡点后进料，

（3）将料液预热至汽液混合物状态后再进料。试分析：

（1）对于以上三种热状况进料，能否采取调节回流比的方法达到分离要求？请写出分析过程。

(2) 以上三种热状况进料所需要的能耗（包括原料预热所需的热量）哪一个最低。假设设备热损失忽略不计。

答：(1) 设泡点进料时，平衡线与操作线如图 3-2 (a) 所示，此时用 N 块板达到了分离要求，回流比为 R 。现分析一下冷液进料及气液混合状态下进料的情形。冷液进料时， $q > 1$ 。

设 x_D 、 x_W 、 R 不变，则 q 线及操作线如图 3-2 (a) 虚线所示，可见达到分离要求所需的理论板数 $N_1 < N$ 。为使在一定的板数 N 下达到分离要求，采取减小回流比 R_1 即可，见图 3-2

(b) 所示。同理，对气液混合状态 ($0 < q < 1$) 进料，也可以调节回流比至 R_2 ($R_2 > R$)，使得理论板数一定下，达到分离要求，见图 3-2 (c) 所示。

(2) 能耗分析

对包括原料预热器在内的精馏塔作焓衡算，则

$$Fi_F + Q_F + Q_B = Di_D + Wi_W + Q_C$$

i ——物料焓。

$$Q_F + Q_B = Di_D + Wi_W + Q_C - Fi_F$$

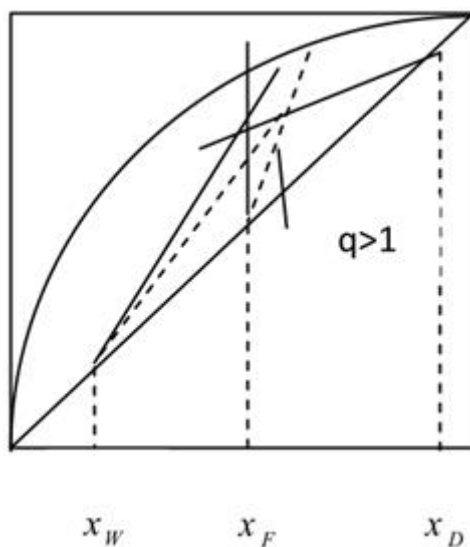
$$(R + 1)Dr_D + Di_D + Wi_W - Fi_F$$

式中， r ——馏出液的冷凝潜热。

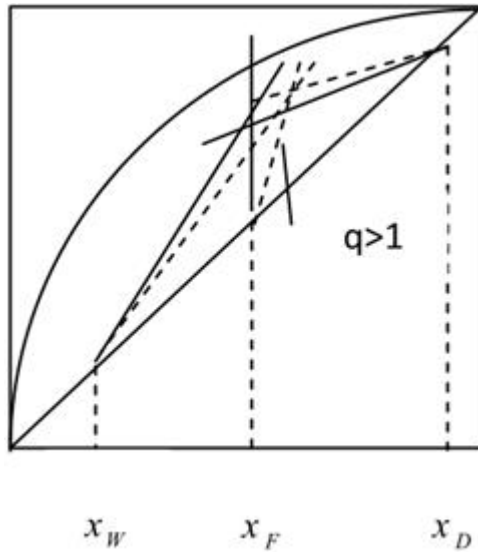
从题意及物料衡算可知，上式中三种进料状况下的 D 、 W 、 F 、 r_D 、 i_W 、 i_F 都相同，

而只有 R 值不同。又从 (1) 问的分析结论可知 $R_1 < R < R_2$ ，可见， $(Q_F + Q_B)_1 <$

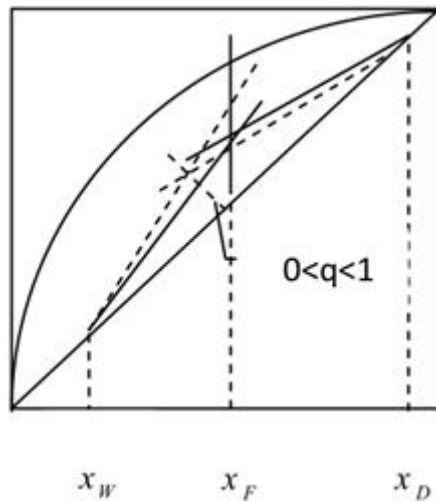
$(Q_F + Q_B)_R < (Q_F + Q_B)_2$ 即冷液进料时，总能耗最低。



(a)



(b)



(c)

图 3-2 关于三个问题的平衡线与操作线

3. 一精馏塔，冷液进料。由于前道工序的原因，使进料量 F 增加，但 x_F 、 q 、 R 、 V' 仍不变，试分析 L 、 V 、 L' 、 D 、 W 、 x_D 、 x_W 的变化趋势。

答：此题给定的 8 个条件为 x_F 、 q 、 R 、 V' 、 N 、 N_1 、 α 不变， F 增大。

(1) L 、 V 、 L' 、 D 、 W 分析

$V = V' + (1 - q)F$ ，因为 V' 、 q 不变，且 $q > 1$ ，所以 F 增大使 V 减小。

$D = V / (R + 1)$ ，因为 R 不变，所以 D 减小。

$W = F - D$ ，因为 F 增大、 D 减小，所以 W 增大。

$L = RD$ ，因为 R 不变、 D 减小，所以 L 减小。

$L' = V' + W$ ，因为 V' 不变、 W 增大，所以 L' 增大。

(2) L/V 、 L'/V' 的分析

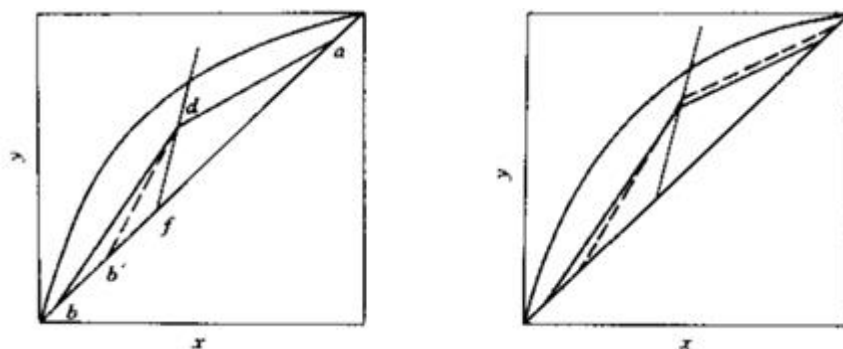
$L/V = R / (R + 1)$ ，因为 R 不变，所以 L/V 不变，即精馏段操作线斜率不变。

$L'/V' = 1 + W/V'$ ，因为 V' 不变、 W 增大，所以 L'/V' 增大。

(3) x_D 、 x_W 分析

用 M-T 图解法。

设 x_D 不变, 利用 L/V 不变、 L'/V' 增大作出新工况下的二操作线, 如图 3-3 (a) 所示 (虚线, 下同), 可知所需 N 减小, 从而推知在 N 不变情况下, 将有 x_D 增大。据此, 再重画新工况下的二操作线 (保持 N 不变), 如图 3-3 (b) 所示, 即 x_W 增大。



(a) (b)

图 3-3 不同工况下的二操作线

物料衡算考察: F 增大、 D 减小、 W 增大、 x_D 增大、 x_W 增大能满足 $Fx_F = Dx_D + Wx_W$ 。

如从塔板分离能力考察: 因为 L'/V' 增大、 N_2 不变、 x_F 不变, 所以 x_W 增大。

由于 F 增大、 D 减小、 W 增大, 故暂无法从物料衡算确定 x_D 的变化趋势, 而须根据 N 不变画出新工况下的二操作线才能定。结合 x_W 增大、 L'/V' 增大、 L/V 不变、 N 不变, 画出新工况下的二操作线, 如图 3-3 (b) 所示, 即 x_D 增大。

注意: 不能仅从 L/V 不变、 N_1 不变、 x_F 不变就得出 x_D 不变的结论。

由于提馏段塔板分离能力下降, 致使加料板上升蒸汽组成增大, 而精馏段分离能力不变, 因此 x_D 增大。一般情况下, 若 L/V 有变化, 则加料板上升蒸汽组成的改变对塔分离结果的影响比不上 L/V 的影响大, 从而可从 L/V 增大、 x_F 不变得出 x_D 增大的结论。本题 L/V 不变, 则加料板上升蒸汽组成的变化对塔顶 x_D 的影响要考虑。

结果: x_D 增大、 x_W 增大。

4. 某分离二元混合物的精馏塔, 因操作中的问题, 进料并未在设计的最佳位置, 而偏下了几块板。若 F 、 x_F 、 q 、 R 、 V' 均同设计值, 试分析 L 、 V 、 L' 、 D 、 W 、 x_D 、 x_W 的变化趋势 (同原设计时相比)。

答：根据已知条件， F 、 X_F 、 q 、 R 、 V' 、 N 、 α 不变，精馏段理论板数 N_1 增大，也已知 8 个条件，因此可分析 X_D 、 X_W 等的变化趋势。

(1) L 、 V 、 L' 、 D 、 W 分析

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

，因为 V' 、 q 、 F 不变，所以 V 不变。

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

，因为 R 不变，所以 D 不变。

$$W = F - D$$

，因为 V 、 D 不变，所以 L 不变。

$$L' = L + qF$$

，因为 q 、 F 不变，所以 L' 不变。

(2) X_D 、 X_W 的分析

本题易于发生一种错觉：加料板下移使 N_1 增大、提馏段理论板数 N_2 减小，单从两段的分离能力来看，似乎有 X_D 增大、 X_W 增大，但这个推论显然不符合物料衡算式 $F X_F = D X_D + W X_W$ 。现用 M-T 图解法分析：

仍设 X_D 不变，则 $x_w = (F x_F - D x_D) / W$ 也不变，结合 R 不变，得新工况下的二操作线同原来的重合，由于进料位置比最佳位置低，则 M-T 图解结果如图 3-4 虚线所示（为清晰起见，示意图 3-4 中给出了加料位置比最佳位置低两块板的情形），可知所需 N 增大。而实际上 N 不变，从而必需有 X_D 减小，结合物料衡算知 X_W 增大，如图 3-4 所示。

结论： X_D 减小、 X_W 增大。

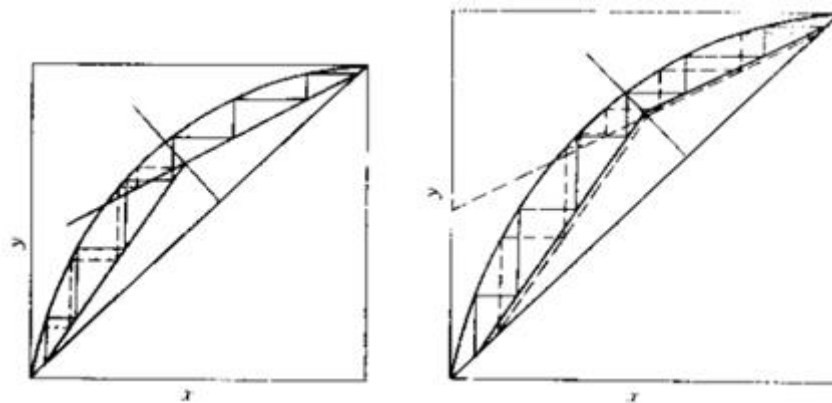


图 3-4 不同工况下的 M-T 图解结果

5. 一分离甲醇-水混合液的精馏塔，泡点进料，塔釜用直接水蒸气加热，如图 3-5 (a) 所示。

若保持 F 、 X_F 、 q 、 R 不变，增大加热汽量，则 L 、 V 、 L' 、 D 、 W 、 X_D 、 X_W 将如何变化？

答：直接蒸汽加热与间接蒸汽的不同在于物料衡算关系为：

$$\begin{aligned}
 F+V' &= D+W \\
 Fx_F &= Dx_D+Wx_W \\
 L' &= W
 \end{aligned}$$

由于直接蒸汽量 V' 增多，可直觉的感到 x_W 会被冲稀而减小，同时 x_D 也将下降，现作分析如下：

(1) L 、 V 、 L' 、 D 、 W 分析

$V=V' + (1-q)F$ ，因为 q 、 F 不变、 V' 增大，所以 V 增大。

$D=V/(R+1)$ ，因为 R 不变，所以 D 增大。

$W=L' =RD+qF$ ，因为 R 、 q 、 F 不变、 D 增大，所以 W 增大、 L' 增大。

$L=RD$ ，因为 R 不变、 D 增大，所以 L 增大。

(2) L/V 、 L'/V' 分析

因为 R 不变，所以 L/V 不变。

$$\frac{L'}{V'} = \frac{RD + qF}{V'} = \frac{RV'/(R+1) + qF}{V'} = \frac{RV'/(R+1) + F}{V'}$$

因为 R 、 F 不变、 V' 增大，所以 L'/V' 减小。

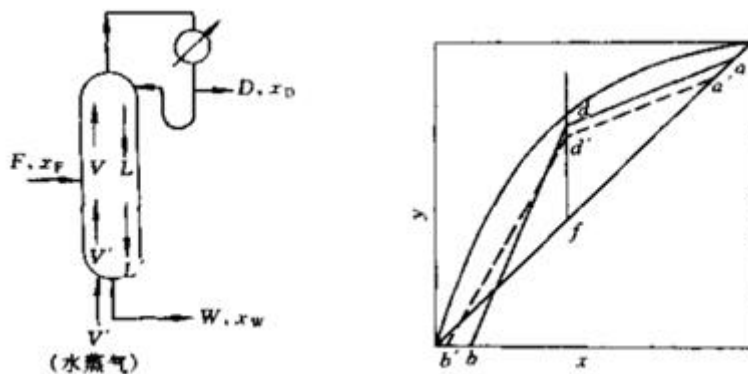
(3) x_D 、 x_W 分析

因为 L'/V' 减小、 N_2 不变、 x_F 不变，所以 x_W 减小。将其带入物料衡算式 $Fx_F=Dx_D+Wx_W$ ，

但由于 D 增大、 W 增大，暂无法确定 x_D 的变化趋势。再根据 x_W 减小、 L'/V' 减小、 L/V

不变，作出新工况下的二操作线（要求 N 不变），如图 3-5 (b) 所示的虚线，可知 x_D 减小。

结果： x_D 减小、 x_W 减小。



(a) (b)

a) 直接水蒸气加热精馏；b) x_W 下降时新工况下的二操作线（虚线）（ N 不变，正确）

图 3-5 精馏示意图和新工况下的二操作线

6. 如图 3-6 所示的精馏塔，在精馏段中间某个位置抽出液体侧线产品 D' ，若保持 F 、 x_F 、 q 、 R 、 V' 不变，而 D' 增加，问 L 、 V 、 L'' 、 V'' 、 L' 、 D 、 W 、 x_D 、 $x_{D'}$ 、 x_W 将如何变化？

答：(1) L 、 V 、 L'' 、 V'' 、 L' 、 D 、 W 分析

$V=V''=V'+(1-q)F$ ，因为 V' 、 q 、 F 不变，所以 V 、 V'' 不变。

$D=V/(R+1)$ ，因为 V 、 R 不变，所以 D 不变。

$W=F-D-D'$ ，因为 F 、 D 不变， D' 增大，所以 W 减小。

$L=RD$ ，因为 R 、 D 不变，所以 L 不变。

$L''=L-D'$ ，因为 D' 增大，所以 L'' 减小。

$L'=L''+qF$ ，因为 q 、 F 不变，所以 L' 减小。

(2) 各段液汽比 L/V 、 L''/V'' 、 L'/V' 分析

第 I 段：因为 R 不变，所以 L/V 不变。

第 II 段：因为 L'' 减小、 V'' 不变，所以 L''/V'' 减小。

第 III 段：因为 L' 减小、 V' 不变，所以 L'/V' 减小。

(3) x_D 、 $x_{D'}$ 、 x_W 分析

因为 L'/V' 减小、 x_F 不变，所以 x_W 减小。

因为 L''/V'' 减小、 L/V 不变、 x_F 不变，所以 $x_{D'}$ 减小、 x_D 减小。

物料衡算考察：因为 D 不变、 D' 增大、 W 减小，所以 x_D 减小、 $x_{D'}$ 减小、 x_W 减小能满足 $Fx_F = Dx_D + Wx_W + D'x_{D'}$

结果： x_D 减小、 $x_{D'}$ 减小、 x_W 减小。

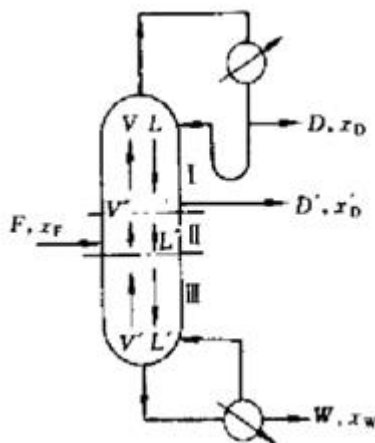


图 3-6 侧线出料流程

7. 一操作中的精馏塔，若保持 F 、 x_F 、 q 、 D 变，增大回流比 R ，试分析

L 、 V 、 L' 、 V' 、 W 、 x_D 、 x_W 的变化趋势。

答: 据题 F 、 x_F 、 q 、 D 、 N 、 N_1 、 α 变, R 增大, 共已知 8 个条件, 因此可分析 x_D 、 x_W 等的变化趋势。

(1) L 、 V 、 L' 、 V' 、 W 变化趋势分析

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

因为 D 不变、 R 增大, 所以 L 增大、 V 增大。

$$L' = L + qF$$

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

因为 F 、 D 不变, 所以 L' 增大、 V' 增大。

即本题 R 增大的代价是 V' 增大。 $W = F - D$

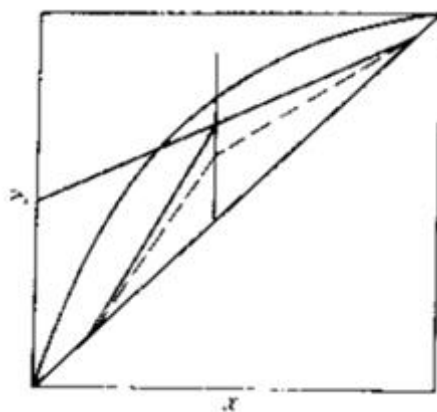
因为 F 、 D 不变, 所以 W 不变。

(2) x_D 、 x_W 的变化趋势

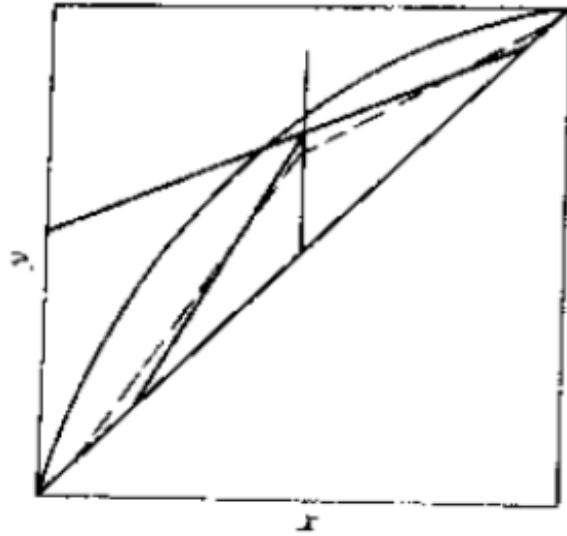
利用 M-T 图解法可分析 x_D 、 x_W 的变化趋势。

可先假设 x_D 不变, 则 $x_W = (Fx_F - Dx_D)/W$ 也不变 (因为 F 、 D 、 W 、 x_F 不变), 结合 R 增大, 作出新工况下的二操作线, 如图 3-7 所示的二虚线 (原工况为实线, 下同), 可知要完成新工况下的分离任务所需的理论板数比原来的要少 (即 N 减小), 不能满足 N 不变这个限制条件, 因此“ x_D 不变”的假设并不成立, 但已不难推知: 若要满足 N 不变, 必有 x_D 增大, 又从物料衡算关系得 x_W 减小, 其结果如图 3-7 所示。

结论: x_D 增大、 x_W 减小。



(a) 假设 x_D 不变时新工况下的二操作线 (虚线) (N 减小, 不能成立)



(b) x_D 增加时新工况下的二操作线 (虚线) (N 不变, 正确)

图 3-7

五、计算题

1. 某连续精馏操作中, 已知精馏段操作线方程为 $y=0.723x+0.263$, 提馏段操作线方程为 $y=1.25x-0.0187$, 若原料液于露点下进入精馏塔中, 求原料液、馏出液和釜残液的组成及回流比。

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

$$\frac{R}{R+1} = 0.723, \text{ 得 } R=2.61; \quad \frac{1}{R+1}x_D = 0.263, \text{ 得 } x_D = 0.95$$

将提馏段操作线方程与对角线方程 $y=x$ 联立

$$\begin{cases} y = 1.25x - 0.0187 \\ y = x \end{cases} \quad \text{解得 } x=0.07, \text{ 即 } x_W=0.07$$

将两操作线方程联立

$$\begin{cases} y = 0.723x + 0.263 \\ y = 1.25x - 0.0187 \end{cases} \text{ 解得 } x=0.535, y=0.65$$

因是露点进料, $q=0$, q 线水平, 两操作线交点的纵坐标即是进料浓度, 所以 $x_F=0.65$

2. 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), 进料液气比为 1:1 (摩尔量之比)。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 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、塔底组成的浓度和塔顶采出率;
- (2) 最小回流比;
- (3) 若取回流比为最小回流比的 1.5 倍, 试写出提馏段操作线方程。

解: (1)

$$\eta_{D \text{易}} = \frac{Dx_D}{Fx_F} \times 100\% = \frac{Dx_D}{F \times 0.4} \times 100\% = 98\% \quad \textcircled{1}$$

$$\eta_{W\text{难}} = \frac{W(1-x_W)}{F(1-x_F)} \times 100\% = \frac{W(1-x_W)}{F \times 0.6} \times 100\% = 99\% \quad (2)$$

$$\text{物料衡算得: } F = D + W \quad (3)$$

$$F \times 0.4 = Dx_D + Wx_W \quad (4)$$

由①②③④式解得:

$$D = 0.398F, \quad W = 0.602F,$$

$$x_D = 0.985, \quad x_W = 0.0133$$

$$\frac{D}{F} = 0.398$$

塔顶采出率

$$(2) \text{ 由已知条件进料液气比为 } 1:1 \text{ 可得: } q = \frac{1}{1+1} = 0.5$$

则 q 线方程为:

$$y = \frac{q}{q-1}x - \frac{x_F}{q-1} = \frac{0.5}{0.5-1}x - \frac{0.4}{0.5-1} = -x + 0.8 \quad (5)$$

由 $\alpha = 3$ 得相平衡方程为:

$$y = \frac{\alpha x}{1 + (\alpha - 1)x} = \frac{3x}{1 + 2x} \quad (6)$$

联立方程⑤⑥并解得 $x_e = 0.2718$, $y_e = 0.5282$

$$R_{\min} = \frac{x_D - y_e}{y_e - x_e} = \frac{0.985 - 0.5282}{0.5282 - 0.2718} = 1.782$$

则

$$(3) \text{ 操作回流比 } R = 1.5R_{\min} = 1.5 \times 1.782 = 2.673$$

$q=0.5$, 则

$$L' = L + qF = RD + 0.5F = 2.673 \times 0.398F + 0.5F = 1.564F$$

$$V' = V + (q-1)F = (R+1)D - 0.5F = 3.673 \times 0.398F - 0.5F = 0.962F$$

所以提馏段操作线方程为

$$\begin{aligned} y &= \frac{L'}{V'}x - \frac{W}{V'}x_W = \frac{1.564F}{0.962F}x - \frac{0.602F}{0.962F} \times 0.0133 \\ &= 1.626x - 0.0083 \end{aligned}$$

3. 有苯和甲苯混合物，含苯 0.4，流量 1000kmol/h，在一常压精馏塔内进行分离，要求塔顶馏出液中含苯 0.9（以上均为摩尔分率），苯的回收率不低于 90%，泡点进料，泡点回流，取回流比为最小回流比的 1.5 倍，已知相对挥发度 $\alpha=2.5$ 。试求：

- (1) 塔顶产品量 D；塔底残液量 W 及组成 x_W ；
- (2) 回流比 R 及精馏段操作线方程；
- (3) 由第二块理论板（从上往下数）上升蒸汽的组成。

解：（1）全塔物料衡算：

$$\begin{cases} F = D + W \\ Fx_F = Dx_D + Wx_W \\ Fx_F \times 90\% = Dx_D \end{cases}$$

把 $x_F = 0.4$ ， $x_D = 0.9$ 代入解得：

$$D = 400 \text{ kmol/h}, W = 600 \text{ kmol/h}, x_W = 0.067$$

- (2) 由泡点进料可知 $q=1$ ，因此 $x_e = x_F = 0.4$

因为 $\alpha = 2.5$ ，所以由相平衡方程得

$$y_e = \frac{2.5x_e}{1 + 1.5x_e} = \frac{2.5 \times 0.4}{1 + 1.5 \times 0.4} = 0.625 \quad (1)$$

从而

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

所以操作回流比 $R = 1.5R_{\min} = 1.5 \times 1.22 = 1.83$

精馏段操作线方程

$$\begin{aligned} y &= \frac{R}{R+1}x + \frac{x_D}{R+1} \\ &= \frac{1.83}{1.83+1}x + \frac{0.9}{1.83+1} \\ &= 0.65x + 0.318 \quad (2) \end{aligned}$$

- (3) 利用逐板计算法计算

$$y_1 = x_D = 0.9 \xrightarrow{(1)} x_1 = 0.783 \xrightarrow{(2)} y_2 = 0.827$$

以上内容仅为本文档的试下载部分，为可阅读页数的一半内容。

如要下载或阅读全文，请访问：

<https://d.book118.com/745131203332012001>