

化工原理（天津大学第二版）下册部分答案

第 8 章

2. 在温度为 25 °C 及总压为 kPa 的条件下, 使含二氧化碳为% (体积分数) 的混合空气与含二氧化碳为 350 g/m³ 的水溶液接触。试判断二氧化碳的传递方向, 并计算以二氧化碳的分压表示的总传质推动力。已知操作条件下, 亨利系数 $E = 1.66 \times 10^5 \text{ kPa}$, 水溶液的密度为 kg/m³。

解: 水溶液中 CO₂ 的浓度为
对于稀水溶液, 总浓度为

$$c = \frac{997.8}{18} \text{ kmol/m}^3 = 55.43 \text{ kmol/m}^3$$

水溶液中 CO₂ 的摩尔分数为

$$\text{由 } p^* = Ex = 1.66 \times 10^5 \times 1.443 \times 10^{-4} \text{ kPa} = 23.954 \text{ kPa}$$

气相中 CO₂ 的分压为

$$p = p_t y = 101.3 \times 0.03 \text{ kPa} = 3.039 \text{ kPa} < p^*$$

故 CO₂ 必由液相传递到气相, 进行解吸。

以 CO₂ 的分压表示的总传质推动力为

$$\Delta p = p^* - p = (23.954 - 3.039) \text{ kPa} = 20.915 \text{ kPa}$$

3. 在总压为 kPa 的条件下, 采用填料塔用清水逆流吸收混于空气中的氨气。测得在塔的某一截面上, 氨的气、液相组成分别为 $y = 0.032$ 、 $c = 1.06 \text{ kmol/m}^3$ 。气膜吸收系数 $k_G = \times 10^{-6} \text{ kmol/(mskPa)}$, 液膜吸收系数 $k_L = \times 10^{-4} \text{ m/s}$ 。假设操作条件下平衡关系服从亨利定律, 溶解度系数 $H = \text{ kmol/(m}^3\text{kPa)}$ 。

(1) 试计算以 Δp 、 Δc 表示的总推动力和相应的总吸收系数;

(2) 试分析该过程的控制因素。

解: (1) 以气相分压差表示的总推动力为

$$\Delta p = p - p^* = p_t y - \frac{c}{H} = (110.5 \times 0.032 - \frac{1.06}{0.725}) \text{ kPa} = 2.074 \text{ kPa}$$

其对应的总吸收系数为

$$K_G = 4.97 \times 10^{-6} \text{ kmol/(m}^2\text{skPa)}$$

以液相组成差表示的总推动力为

其对应的总吸收系数为

(2) 吸收过程的控制因素

气膜阻力占总阻力的百分数为

气膜阻力占总阻力的绝大部分, 故该吸收过程为气膜控制。

4. 在某填料塔中用清水逆流吸收混于空气中的甲醇蒸汽。操作压力为 kPa, 操作温度为 25 °C。在操作条

件下平衡关系符合亨利定律，甲醇在水中的溶解度系数为

$\text{kmol}/(\text{m}^3\text{kPa})$ 。测得塔内某截面处甲醇的气相分压为 kPa ，液相组成为 kmol/m^3 ，液膜吸收系数 $k_L = \times 10^{-5} \text{ m/s}$ ，气相总吸收系数 $K_G = \times 10^{-5} \text{ kmol}/(\text{m}^2\text{s kPa})$ 。求该截面处 (1) 膜吸收系数 k_G 、 k_x 及 k_y ；(2) 总吸收系数 K_L 、 K_x 及 K_y ；(3) 吸收速率。

解：(1) 以纯水的密度代替稀甲醇水溶液的密度，25 °C 时水的密度为

$$\rho = 997.0 \text{ kg/m}^3$$

溶液的总浓度为

$$c = \frac{997.0}{18} \text{ kmol/m}^3 = 55.39 \text{ kmol/m}^3$$

$$(2) \text{ 由 } K_L = \frac{K_G}{H} = \frac{1.206 \times 10^{-5}}{2.126} \text{ m/s} = 5.673 \times 10^{-6} \text{ m/s}$$

因溶质组成很低，故有

(3) 吸收速率为

5. 在 kPa 及 25 °C 的条件下，用清水在填料塔中逆流吸收某混合气中的二氧化硫。已知混合气进塔和出塔的组成分别为 y_1 、 y_2 。假设操作条件下平衡关系服从亨利定律，亨利系数为 $\times 10^3 \text{ kPa}$ ，吸收剂用量为最小用量的倍。

(1) 试计算吸收液的组成；

(2) 若操作压力提高到 1013 kPa 而其他条件不变，再求吸收液的组成。

$$\text{解：(1) } Y_1 = \frac{y_1}{1-y_1} = \frac{0.04}{1-0.04} = 0.0417$$

吸收剂为清水，所以 $X_2 = 0$

所以操作时的液气比为

吸收液的组成为

$$(2) \quad m' = \frac{E}{p' \square 1013} = \frac{4.13 \times 10^3}{1013} = 4.077$$

6. 在一直径为 m 的填料塔内，用清水吸收某工业废气中所含的二氧化硫气体。已知混合气的流量为 45 kmol/h ，二氧化硫的体积分数为。操作条件下气液平衡关系 $Y = 34.5X$ ，气相总体积吸收系数为 $2 \text{ kmol}/(\text{m}^3\text{s})$ 。若吸收液中二氧化硫的摩尔比为饱和摩尔比的 76%，要求回收率为 98%。求水的用量 (kg/h) 及所需的填料层高度。

$$\text{解：} Y_1 = \frac{y_1}{1-y_1} = \frac{0.032}{1-0.032} = 0.0331$$

惰性气体的流量为

水的用量为

求填料层高度

7. 某填料吸收塔内装有 5 m 高，比表面积为 $221 \text{ m}^2/\text{m}^3$ 的金属阶梯环填料，在该填料塔中，用清水逆流吸收某

混合气体中的溶质组分已知。混合气的流量为50 kmol/h，溶质的含量为5%（体积分数%）；进塔清水流量为200 kmol/h，其用量为最小用量的倍；操作条件下的气液平衡关系为 $Y = 2.75X$ ；气相总吸收系数为 $3 \times 10^{-4} \text{ kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ ；填料的有效比表面积近似取为填料比表面积的90%。试计算（1）填料塔的吸收率；（2）填料塔直径。

解：（1）惰性气体的流量为

对于纯溶剂吸收

依题意

$$(2) Y_1 = \frac{y_1}{1-y_1} = \frac{0.05}{1-0.05} = 0.0526$$

$$\text{由 } H_{OG} = \frac{q_{n,V}}{K_a \Omega_Y}$$

填料塔直径为

8. 在 kPa 及 20 °C 的条件下，用清水在填料塔内逆流吸收混于空气中的氨气。已知混合气的质量流速 G 为 600 kg/(mh)，气相进、出塔的摩尔分数分别为、，水的质量流速 W 为 800 kg/(mh)，填料层高度为 3 m。已知操作条件下平衡关系为 $Y = X$ ， K_a 正比于 G 而于 W 无关。若（1）操作压力提高一倍；（2）气体流速增加一倍；（3）液体流速增加一倍，试分别计算填料层高度应如何变化，才能保持尾气组成不变。

解：首先计算操作条件变化前的传质单元高度和传质单元数

操作条件下，混合气的平均摩尔质量为

$$H_{OG} = \frac{Z}{N_{OG}} = \frac{3}{6.890} \text{ m} = 0.435 \text{ m}$$

$$(1) p'_t = 2 p_t$$

若气相出塔组成不变，则液相出塔组成也不变。所以

$$H'_{OG} = \frac{q_{n,V}}{K_a p'_t \Omega_{G \text{ 总}}} = \frac{H_{OG}}{2} = \frac{0.435}{2} \text{ m} = 0.218 \text{ m}$$

$$Z' = H'_{OG} N'_{OG} = 0.218 \times 5.499 \text{ m} = 1.199 \text{ m}$$

$$\Delta Z = Z' - Z = (1.199 - 3) \text{ m} = -1.801 \text{ m}$$

即所需填料层高度比原来减少。

$$(2) q'_{n,V} = 2 q_{n,V}$$

若保持气相出塔组成不变，则液相出塔组成要加倍，即

故

$$H'_{OG} = \left(\frac{q'_{n,V}}{q_{n,V}} \right)^{0.2} H_{OG} = 2^{0.2} \times 0.435 \text{ m} = 0.500 \text{ m}$$

$$Z' = H'_{OG} N'_{OG} = 0.500 \times 15.82 \text{ m} = 7.910 \text{ m}$$

$$\Delta Z = Z' - Z = (7.910 - 3)m = 4.910m$$

即所需填料层高度要比原来增加 m。

$$(3) \quad q'_{n,L} = 2q_{n,L}$$

W 对 K_a 无影响, 即 q 对 K_a 无影响, 所以传质单元高度不变, 即

$$H'_{OG} = H_{OG} = 0.435m$$

即所需填料层高度比原来减少 m。

9. 某制药厂现有一直径为 m, 填料层高度为 3 m 的吸收塔, 用纯溶剂吸收某气体混合物中的溶质组分。入塔混合气的流量为 40 kmol/h, 溶质的含量为 (摩尔分数); 要求溶质的回收率不低于 95%; 操作条件下气液平衡关系为 $Y =$; 溶剂用量为最小用量的倍; 气相总吸收系数为 kmol/(m²h)。填料的有效比表面积近似取为填料比表面积的 90%。试计算 (1) 出塔的液相组成; (2) 所用填料的总比表面积和等板高度。

$$\text{解: (1) } Y_1 = \frac{y_1}{1-y_1} = \frac{0.06}{1-0.06} = 0.0638$$

惰性气体的流量为

$$(2) \quad \Delta Y_1 = Y_1 - Y_1^* = 0.0638 - 2.2 \times 0.0193 = 0.0213$$

$$H_{OG} = \frac{Z}{N_{OG}} = \frac{3}{6.353} m = 0.472m$$

$$\text{由 } H_{OG} = \frac{q}{K_a \Omega_Y}$$

填料的有效比表面积为

填料的总比表面积为

$$\text{由 } \frac{N_{OG}}{N_T} = \frac{\ln S}{S-1}$$

$$\text{由 } Z = HETP \times N_T$$

填料的等板高度为

10. 用清水在塔中逆流吸收混于空气中的二氧化硫。已知混合气中二氧化硫的体积分数为, 操作条件下物系的相平衡常数为, 载气的流量为 250 kmol/h。若吸收剂用量为最小用量的倍, 要求二氧化硫的回收率 92%。试求水的用量 (kg/h) 及所需理论级数。

$$\text{解: } Y_1 = \frac{y_1}{1-y_1} = \frac{0.085}{1-0.085} = 0.0929$$

$$\text{用清水吸收, } X_2 = 0$$

操作液气比为

水的用量为

用清水吸收, $\phi = \phi_A = 0.92$

$$\text{由 } N_T = \frac{\ln \frac{A-\phi}{1-\phi}}{\ln A} - 1$$

11. 某制药厂现有一直径为 m , 填料层高度为 6 m 的吸收塔, 用纯溶剂吸收某混合气体中的有害组分。现场测得的数据如下: $V=500\text{ m}^3/\text{h}$ 、 Y_1 、 Y_2 、 X_1 。已知操作条件下的气液平衡关系为 $Y = X$ 。现因环保要求的提高, 要求出塔气体组成低于 (摩尔比)。该制药厂拟采用以下改造方案: 维持液气比不变, 在原塔的基础上将填料塔加高。试计算填料层增加的高度。

解: 改造前填料层高度为

改造后填料层高度为

$$\text{故有 } \frac{Z'}{Z} = \frac{H' N'_{OG}}{H N_{OG}}$$

由于气体处理量、操作液气比及操作条件不变, 故

$$\text{对于纯溶剂吸收 } X_2 = 0, Y_2^* = 0$$

$$\text{由 } N_{OG} = \frac{1}{1-S} \ln \left[(1-S) \frac{Y_1 - Y_2^*}{Y_2 - Y_2^*} + S \right]$$

$$\text{故 } N_{OG} = \frac{1}{1-S} \ln \left[(1-S) \frac{Y_1 + S}{Y_2} \right]$$

因此, 有

操作液气比为

填料层增加的高度为

$$12. \text{ 若吸收过程为低组成气体吸收, 试推导 } H_{OG} = H_G + \frac{1}{A} H_L$$

$$\text{解: } H_G = \frac{q_{n,V}}{k a \Omega}$$

$$\text{由 } H_{OG} = \frac{q_{n,V}}{K_Y a \Omega}$$

$$\text{故 } H_{OG} = H_G + \frac{1}{A} H_L$$

13. 在装填有 25 mm 拉西环的填料塔中, 用清水吸收空气中低含量的氨。操作条件为 $20\text{ }^\circ\text{C}$ 及 kPa , 气相的质量速度为 $\text{kg}/(\text{m}^2\text{s})$, 液相的质量速度为 $\text{kg}/(\text{m}^2\text{s})$ 。已知 $20\text{ }^\circ\text{C}$ 及 kPa 时氨在空气中的扩散系数为 $1.89 \times 10^{-5}\text{ m}^2/\text{s}$, $20\text{ }^\circ\text{C}$ 时氨在水中的扩散系数为 $1.76 \times 10^{-9}\text{ m}^2/\text{s}$ 。试估算传质单元高度 H_G 、 H_L 。

解: 查得 $20\text{ }^\circ\text{C}$ 下, 空气的有关物性数据如下:

$$\mu_G = 1.81 \times 10^{-5}\text{ Pas} \quad \rho_G = 1.205\text{ kg/m}^3$$

$$\text{由 } H_G = \alpha G \beta W_\gamma (Sc_G)^{0.5}$$

查表8-6, $\alpha = 0.557$, $\beta = 0.32$, $\gamma = -0.51$

查得 20 °C 下，水的有关物性数据如下：

$$\mu_L = 100.5 \times 10^{-5} \text{ Pas} \quad \rho_L = 998.2 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{由 } H_L = \alpha \left(\frac{W}{\mu_L} \right)^\beta (Sc_L)^{0.5}$$

查表8-7, $\alpha = 2.36 \times 10^{-3}$, $\beta = 0.22$

14. 用填料塔解吸某含二氧化碳的碳酸丙烯酯吸收液，已知进、出解吸塔的液相组成分别为 5 和 6（均为摩尔比）。解吸所用载气为含二氧化碳 5（摩尔分数）的空气，解吸的操作条件为 35 °C、kPa，此时平衡关系为 $Y=$ 。操作气液比为最小气液比的倍。若取 $H_{OL} = 0.82 \text{ m}$ ，求所需填料层的高度。

解：进塔载气中二氧化碳的摩尔比为

最小气液比为

操作气液比为

吸收因数为

液相总传质单元数为

填料层高度为

15. 某操作中的填料塔，其直径为 m ，液相负荷为 m^3/h ，操作液气比（质量比）为。塔内装有 DN50 金属阶梯环填料，其比表面积为 $109 \text{ m}^2/\text{m}^3$ 。操作条件下，液相的平均密度为 kg/m^3 ，气相的平均密度为 kg/m^3 。

(1) 计算该填料塔的操作空塔气速；

(2) 计算该填料塔的液体喷淋密度，并判断是否达到最小喷淋密度的要求。

解：(1) 填料塔的气相负荷为

$$q_{v,v} = \frac{8.2 \times 995.6}{6.25 \times 1.562} \text{ m}^3/\text{h} = 836.25 \text{ m}^3/\text{h}$$

填料塔的操作空塔气速为

(2) 填料塔的液体喷淋密度为

最小喷淋密度为

$$U > U_{\min}, \text{ 达到最小喷淋密度的要求。}$$

16. 矿石焙烧炉送出的气体冷却后送入填料塔中，用清水洗涤以除去其中的二氧化硫。已知入塔的炉气流量为 $2400 \text{ m}^3/\text{h}$ ，其平均密度为 kg/m^3 ；洗涤水的消耗量为 $50\ 000 \text{ kg}/\text{h}$ 。吸收塔为常压操作，吸收温度为 $20 \text{ }^\circ\text{C}$ 。填料采用 DN50 塑料阶梯环，泛点率取为 60%。试计算该填料吸收塔的塔径。

解：查得 20 °C 下，水的有关物性数据如下：

$$\mu_L = 100.5 \times 10^{-5} \text{ Pas} \quad \rho_L = 998.2 \text{ kg/m}^3$$

炉气的质量流量为

采用埃克特通用关联图计算泛点气速，横坐标为

查图 8-23, 得纵坐标为

对于 DN50 塑料阶梯环, 由表 8-10 和附录二分别查得

$$\Phi_F = 1271/\text{m}$$

$$\text{故 } \frac{u^2 \times 127 \times 1}{9.81} \times \frac{1.315}{998.2} \times 1.005^{0.2} = 0.038$$

解出 $u_F = 1.492 \text{ m/s}$

操作空塔气速为

$$\text{由 } D = \sqrt{\frac{4q_{V,V}}{\pi u}}$$

圆整塔径, 取 $D = \text{m}$

校核 $\frac{D}{d} = \frac{1000}{50} = 20 > 8$, 故所选填料规格适宜。

取 $(L_{W \min}) = 0.08 \text{ m}^3/(\text{mh})$

最小喷淋密度为

操作喷淋密度为

$$U = \frac{50000 / 998.2}{\frac{\pi}{4} \times 1.02} \text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h}) = 63.81 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h}) > U_{\min}$$

操作空塔气速为

泛点率为

经校核, 选用 $D = \text{m}$ 合理。

第九章 蒸馏

1 在密闭容器中将 A、B 两组分的理想溶液升温至 82°C , 在该温度下, 两组分的饱和蒸气压分别为 $p_A^* = \text{kPa}$

及 $p_B^* = \text{kPa}$, 取样测得液面上方气相中组分 A 的摩尔分数为。试求平衡的液相组成及容器中液面上方总压。

解: 本题可用露点及泡点方程求解。

解得 $p_{\text{总}} = 99.76 \text{ kPa}$

本题也可通过相对挥发度求解

由气液平衡方程得

2 试分别计算含苯(摩尔分数)的苯—甲苯混合液在总压 100 kPa 和 10 kPa 的相对挥发度和平衡的气相组成。苯(A)和甲苯(B)的饱和蒸气压和温度的关系为

式中 p^* 的单位为 kPa, t 的单位为 $^\circ\text{C}$ 。苯—甲苯混合液可视为理想溶液。(作为试差起点, 100 kPa 和 10 kPa

对应的泡点分别取 °C 和 °C)

解：本题需试差计算

(1) 总压 $p_{\text{总}} = 100 \text{ kPa}$

初设泡点为 °C，则

$$\lg p_A^* = 6.032 - \frac{1206.35}{94.6 + 220.24} = 2.191 \quad \text{得} \quad p_A^* = 155.37 \text{ kPa}$$

同理 $\lg p_B^* = 6.078 - \frac{1343.94}{94.6 + 219.58} = 1.80 \quad p_B^* = 63.15 \text{ kPa}$

或 $p_{\text{总}} = (0.4 \times 155.37 + 0.6 \times 63.15) \text{ kPa} = 100.04 \text{ kPa}$

则 $\alpha = \frac{p_A^*}{p_B^*} = \frac{155.37}{63.15} = 2.46$

(2) 总压为 $p_{\text{总}} = 10 \text{ kPa}$

通过试差，泡点为 °C， $p_A^* =$ ， $p_B^* =$

随压力降低， α 增大，气相组成提高。

3 在 100 kPa 压力下将组成为（易挥发组分的摩尔分数）的两组分理想溶液进行平衡蒸馏和简单蒸馏。原料液处理量为 100 kmol，汽化率为。操作范围内的平衡关系可表示为 $y = 0.46x + 0.549$ 。试求两种情况下易挥发组分的回收率和残液的组成。

解：(1) 平衡蒸馏（闪蒸）

依题给条件

$$q = 1 - 0.44 = 0.56$$

则 $y = \frac{q}{q-1}x - \frac{x_F}{q-1} = \frac{0.56}{0.56-1}x - \frac{0.55}{0.56-1} = 1.25 - 1.273x$

由平衡方程 $y = 0.46x + 0.549$

联立两方程，得 $y =$ ， $x =$

$$n_D = 0.44n_F = 0.44 \times 100 \text{ kmol} = 44 \text{ kmol}$$

(2) 简单蒸馏

$$n_D = 44 \text{ kmol} \quad n_W = 56 \text{ kmol}$$

即 $0.5798 = \frac{1}{0.54} \ln \frac{0.549 - 0.54x_W}{0.549 - 0.54 \times 0.55}$

解得 $x_W =$

简单蒸馏收率高（%），釜残液组成低（）

。在一连续精馏塔中分离苯含量为（苯的摩尔分数，下同）苯—甲苯混合液，其流量为 100 kmol/h。已知

馏出液组成为，釜液组成为，试求（1）馏出液的流量和苯的收率；（2）保持馏出液组成不变，馏出液最大可能的流量。

解：（1）馏出液的流量和苯的收率

（2）馏出液的最大可能流量

当 $\eta_A=100\%$ 时，获得最大可能流量，即

5. 在连续精馏塔中分离A、B 两组分溶液。原料液的处理量为100 kmol/h，其组成为（易挥发组分A 的摩尔分数，下同），饱和液体进料，要求馏出液中易挥发组分的回收率为96%，釜液的组成为。试求（1）馏出液的流量和组成；（2）若操作回流比为，写出精馏段的操作线方程；（3）提馏段的液相负荷。

解：（1）馏出液的流量和组成

由全塔物料衡算，可得

$$q_{n,W} = \frac{1.8}{0.033} \text{ kmol/h} = 54.55 \text{ kmol/h}$$

$$q_{n,D} = q_{n,F} - q_{n,W} = (100 - 54.55) \text{ kmol/h} = 45.45 \text{ kmol/h}$$

（2）精馏段操作线方程

（3）提馏段的液相负荷

6. 在常压连续精馏塔中分离A、B 两组分理想溶液。进料量为 60 kmol/h，其组成为（易挥发组分的摩尔分数，下同），原料液的泡点为92 °C。要求馏出液的组成为，釜液组成为，操作回流比为。试求如下三种进料热状态的q 值和提馏段的气相负荷。

（1）40 °C冷液进料；

（2）饱和液体进料；

（3）饱和蒸气进料。

已知：原料液的汽化热为 371 kJ/kg，比热容为 kJ/(kg °C)。

解：由题给数据，可得

（1）40 °C冷液进料 q 值可由定义式计算，即

（2）饱和液体进料 此时 q = 1

（3）饱和蒸气进料 q = 0

三种进料热状态下，由于 q 的不同，提馏段的气相负荷（即再沸器的热负荷）有明显差异。饱和蒸气进料 V' 最小。

7. 在连续操作的精馏塔中分离两组分理想溶液。原料液流量为50 kmol/h，要求馏出液中易挥发组分的收

率为 94%。已知精馏段操作线方程为 $y = +$ ； q 线方程为 $y = 2-3x$ 。试求 (1) 操作回流比及馏出液组成；(2) 进料热状况参数及原料的总组成；(3) 两操作线交点的坐标值 x_q 及 y_q ；(4) 提馏段操作线方程。

解：(1) 操作回流比及馏出液组成 由题给条件，得

$$\frac{R}{R+1} = 0.75 \text{ 及 } \frac{x_D}{R+1} = 0.238$$

解得 $R = 3, x_D =$

2) 进料热状况参数及原料液组成 由于

$$\frac{q}{q-1} = -3 \text{ 及 } \frac{x_F}{1-q} = 2$$

解得 $q =$ (气液混合进料), $x_F =$

(3) 两操作线交点的坐标值 x_q 及 y_q 联立操作线及 q 线两方程，即

解得 $x_q =$ 及 $y_q =$

(4) 提馏段操作线方程 其一般表达式为

式中有关参数计算如下：

$$q_{n,D} = \frac{\eta q_{n,F} x_F}{x_D} = \frac{0.94 \times 50 \times 0.5}{0.952} \text{ kmol/h} = 24.68 \text{ kmol/h} \quad q_{n,W} = q_{n,F} - q_{n,D} = (50 - 24.68) \text{ kmol/h} = \text{ kmol/h}$$

$$q_{n,L'} = Rq_{n,D} + qq_{n,F} = (3 \times 24.68 + 0.75 \times 50) \text{ kmol/h} = \text{ kmol/h}$$

$$q_{n,V'} = q_{n,L'} - q_{n,W} = (111.54 - 25.32) \text{ kmol/h} = \text{ kmol/h}$$

则 $y' = \frac{111.54}{86.22} x' - \frac{25.32}{86.22} \times 0.0592 = 1.294x - 0.01739$

8. 在连续精馏塔中分离苯—甲苯混合液，其组成为（苯的摩尔分数，下同），泡点进料。要求馏出液组成为，釜残液组成为。操作回流比为，平均相对挥发度为，试用图解法确定所需理论板层数及适宜加料板位置。

解：由气液平衡方程计算气液相平衡组成如本题附表所示。

习题 8 附表

x	0
	0

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/597162032143006062>