

第七章 传质与分离过程概论

1. 在吸收塔中用水吸收混于空气中的氨。已知入塔混合气中氨含量为 5.5% (质量分数,下同), 吸收后出塔气体中氨含量为 0.2%, 试计算进、出塔气体中氨的摩尔比 Y_1 、 Y_2 。

解: 先计算进、出塔气体中氨的摩尔分数 y_1 和 y_2 。

$$y_1 = \frac{0.055/17}{0.055/17 + 0.945/29} = 0.0903$$

$$y_2 = \frac{0.002/17}{0.002/17 + 0.998/29} = 0.0034$$

进、出塔气体中氨的摩尔比 Y_1 、 Y_2 为

$$Y_1 = \frac{0.0903}{1 - 0.0903} = 0.0993$$

$$Y_2 = \frac{0.0034}{1 - 0.0034} = 0.0034$$

由计算可知, 当混合物中某组分的摩尔分数很小时, 摩尔比近似等于摩尔分数。

2. 试证明由组分 A 和 B 组成的双组分混合物系统, 下列关系式成立:

$$(1) \quad dw_A = \frac{M_A M_B dx_A}{(x_A M_A + x_B M_B)^2}$$

$$(2) \quad dx_A = \frac{dw_A}{M_A M_B \left(\frac{w_A}{M_A} + \frac{w_B}{M_B} \right)^2}$$

解: (1) $w_A = \frac{M_A x_A}{x_A M_A + x_B M_B} = \frac{M_A x_A}{x_A M_A + (1 - x_A) M_B}$

$$\frac{dw_A}{dx_A} = \frac{M_A (x_A M_A + x_B M_B) - x_A M_A (M_A - M_B)}{(x_A M_A + x_B M_B)^2} = \frac{M_A M_B (x_A + x_B)}{(x_A M_A + x_B M_B)^2}$$

由于 $x_A + x_B = 1$

故 $dw_A = \frac{M_A M_B dx_A}{(x_A M_A + x_B M_B)^2}$

$$(2) \quad x_A = \frac{\frac{w_A}{M_A}}{\frac{w_A}{M_A} + \frac{w_B}{M_B}}$$

$$\frac{dx_A}{dw_A} = \frac{\frac{1}{M_A} \left(\frac{w_A}{M_A} + \frac{w_B}{M_B} \right) - \frac{w_A}{M_A} \left(\frac{1}{M_A} - \frac{1}{M_B} \right)}{\left(\frac{w_A}{M_A} + \frac{w_B}{M_B} \right)^2} = \frac{(w_A + w_B) \frac{1}{M_A M_B}}{\left(\frac{w_A}{M_A} + \frac{w_B}{M_B} \right)^2}$$

$$= \frac{1}{M_A M_B \left(\frac{w_A}{M_A} + \frac{w_B}{M_B} \right)^2}$$

故
$$dx_A = \frac{dw_A}{M_A M_B \left(\frac{w_A}{M_A} + \frac{w_B}{M_B} \right)^2}$$

3. 在直径为 0.012 m、长度为 0.35 m 的圆管中，CO 气体通过 N₂ 进行稳态分子扩散。管内 N₂ 的温度为 373 K，总压为 101.3 kPa，管两端 CO 的分压分别为 70.0 kPa 和 7.0 kPa，试计算 CO 的扩散通量。

解：设 A—CO； B—N₂

查附录一得 $D_{AB} = 0.318 \times 10^{-4} \text{ m}^2/\text{s}$

$$p_{B1} = p_{\text{总}} - p_{A1} = (101.3 - 70) \text{ kPa} = 31.3 \text{ kPa}$$

$$p_{B2} = p_{\text{总}} - p_{A2} = (101.3 - 7.0) \text{ kPa} = 94.3 \text{ kPa}$$

$$p_{\text{BM}} = \frac{p_{B2} - p_{B1}}{\ln \frac{p_{B2}}{p_{B1}}} = \frac{94.3 - 31.3}{\ln \frac{94.3}{31.3}} \text{ kPa} = 57.12 \text{ kPa}$$

$$N_A = \frac{D_{AB} P}{RTz p_{\text{BM}}} (p_{A1} - p_{A2})$$

$$= \frac{0.318 \times 10^{-4} \times 101.3}{8.314 \times 373 \times 0.35 \times 57.12} \times (70.0 - 7.0) \text{ kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s}) = 3.273 \times 10^{-6} \text{ kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$$

4. 在总压为 101.3 kPa，温度为 273 K 下，组分 A 自气相主体通过厚度为 0.015 m 的气膜扩散到催化剂表面，发生瞬态化学反应 $A \rightarrow 3B$ 。生成的气体 B 离开催化剂表面通过气膜向气相主体扩散。已知气膜的气相主体一侧组分 A 的分压为 22.5 kPa，组分 A 在组分 B 中的扩散系数为 $1.85 \times 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s}$ 。试计算组分 A 和组分 B 的传质通量 N_A 和 N_B 。

解：由化学计量式 $A \rightarrow 3B$

可得 $N_B = -3N_A$

$$N = N_A + N_B = -2N_A$$

代入式 (7-25)，得

$$N_A = \frac{D_{AB} dc_A}{dz} - 2y_A N_A$$

$$N_A = \frac{dp_A}{RTdz} - 2 \frac{p_A}{p_{\text{总}}} N_A$$

分离变量，并积分得

$$N_A = \frac{1}{2} \frac{D_{AB} p_{\text{总}}}{RT \Delta z} \ln \frac{p_{\text{总}} + 2p_{A1}}{p_{\text{总}}}$$

$$= \frac{1}{2} \times \frac{1.85 \times 10^{-5} \times 101.3}{8.314 \times 273 \times 0.015} \ln \frac{101.3 + 2 \times 22.5}{101.3} \text{ kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s}) = 1.012 \times 10^{-5} \text{ kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$$

$$N_B = -3N_A = -3 \times 1.012 \times 10^{-5} \text{ kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s}) = -3.036 \times 10^{-5} \text{ kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$$

5. 在温度为 278 K 的条件下，令某有机溶剂与氨水接触，该有机溶剂与水不互溶。氨自水相向有机相扩散。在两相界面处，水相中的氨维持平衡组成，其值为 0.022（摩尔分数，下同），该处溶液的密度为 $998.2 \text{ kg}/\text{m}^3$ ；在离界面 5 mm 的水相中，氨的组成为 0.085，该处溶液的密度为 $997.0 \text{ kg}/\text{m}^3$ 。278 K 时氨在水中的扩散系数为 $1.24 \times 10^{-9} \text{ m}^2/\text{s}$ 。试计算稳态扩散下氨的传质通量。

解：设 A—NH₃； B—H₂O

离界面 5 mm 处为点 1、两相界面处为点 2，则氨的摩尔分数为

$$x_{A1} = 0.085, \quad x_{A2} = 0.022$$

$$x_{B1} = 1 - x_{A1} = 1 - 0.085 = 0.915$$

$$x_{B2} = 1 - x_{A2} = 1 - 0.022 = 0.978$$

$$x_{BM} = \frac{x_{B2} - x_{B1}}{\ln \frac{x_{B2}}{x_{B1}}} = \frac{0.978 - 0.915}{\ln \frac{0.978}{0.915}} = 0.946$$

点 1、点 2 处溶液的平均摩尔质量为

$$M_1 = (0.85 \times 17 + 0.915 \times 18) \text{ kg/kmol} = 17.92 \text{ kg/kmol}$$

$$M_2 = (0.022 \times 17 + 0.978 \times 18) \text{ kg/kmol} = 17.98 \text{ kg/kmol}$$

溶液的平均总物质的量浓度为

$$c_{\text{总}} = \frac{1}{2} \left(\frac{\rho_1}{M_1} + \frac{\rho_2}{M_2} \right) = \frac{1}{2} \times \left(\frac{997.0}{17.92} + \frac{998.2}{17.98} \right) \text{ kmol/m}^3 = 55.58 \text{ kmol/m}^3$$

故氨的摩尔通量为

$$\begin{aligned} N_A &= \frac{D'_{AB}}{\Delta z} \frac{c_{\text{总}}}{x_{BM}} (x_{A1} - x_{A2}) \\ &= \frac{1.24 \times 10^{-9} \times 55.577}{0.005 \times 0.946} \times (0.085 - 0.022) \text{ kmol/(m}^2 \cdot \text{s)} = 9.179 \times 10^{-7} \text{ kmol/(m}^2 \cdot \text{s)} \end{aligned}$$

6. 试用式 (7-41) 估算在 105.5 kPa、288 K 条件下，氢气 (A) 在甲烷 (B) 中的扩散系数 D_{AB} 。

解：查表 7-1，得

$$\Sigma v_A = 7.07 \text{ cm}^3/\text{mol}$$

查表 7-2，计算出

$$\Sigma v_B = (16.5 + 1.98 \times 4) \text{ cm}^3/\text{mol} = 24.42 \text{ cm}^3/\text{mol}$$

由式 7-41

$$\begin{aligned} D_{AB} &= \frac{1.013 \times 10^{-5} T^{1.75} \left(\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B} \right)^{1/2}}{p_{\text{总}} [(\Sigma v_A)^{1/3} + (\Sigma v_B)^{1/3}]^2} \\ &= \frac{1.013 \times 10^{-5} \times 288^{1.75} \left(\frac{1}{2} + \frac{1}{16} \right)^{1/2}}{105.5 \times (7.07^{1/3} + 24.42^{1/3})^2} \text{ m}^2/\text{s} = 6.24 \times 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s} \end{aligned}$$

7. 试采用式 (7-43) 估算在 293 K 时二氧化硫 (A) 在水 (B) 中的扩散系数 D'_{AB} 。

解：查得 293 K 时水的黏度为

$$\mu_B = 1.005 \times 10^{-3} \text{ Pa} \cdot \text{s}$$

查表 7-3，得

$$\Phi = 2.6$$

查表 7-4，得

$$V_{bA} = 44.8 \text{ cm}^3/\text{mol}$$

由式 (7-43)

$$D'_{AB} = 7.4 \times 10^{-15} (\Phi M_B)^{1/2} \frac{T}{\mu_B V_{bA}^{0.6}}$$

$$= 7.4 \times 10^{-15} (2.6 \times 18)^{1/2} \frac{293}{1.005 \times 10^{-3} \times 44.8^{0.6}} \text{ m}^2/\text{s} = 1.508 \times 10^{-9} \text{ m}^2/\text{s}$$

8. 有一厚度为 8 mm、长度为 800 mm 的萘板。在萘板的上层表面上有大量的 45 °C 的常压空气沿水平方向吹过。在 45 °C 下，萘的饱和蒸汽压为 73.9 Pa，固体萘的密度为 1152 kg/m³，由有关公式计算得空气与萘板间的对流传质系数为 0.0165 m/s。试计算萘板厚度减薄 5% 所需要的时间。

解：由式 (7-45) 计算萘的传质通量，即

$$N_A = k_L (c_{Ai} - c_{Ab})$$

式中 c_{Ai} 为空气主体中萘的浓度，因空气流量很大，故可认为 $c_{Ab} = 0$ ； c_{Ai} 为萘板表面处气相中萘的饱和浓度，可通过萘的饱和蒸汽压计算，即

$$c_{Ai} = \frac{p_{Ai}}{RT} = \frac{73.9}{8314 \times 318} \text{ kmol/m}^3 = 2.795 \times 10^{-5} \text{ kmol/m}^3$$

$$N_A = k_L (c_{Ai} - c_{Ab}) = 0.0165 \times (2.795 \times 10^{-5} - 0) \text{ kmol/(m}^2 \cdot \text{s)} = 4.612 \times 10^{-7} \text{ kmol/(m}^2 \cdot \text{s)}$$

设萘板表面积为 S ，由于扩散所减薄的厚度为 b ，物料衡算可得

$$Sb\rho_A = N_A M_A S\theta$$

$$\theta = \frac{b\rho_A}{N_A M_A} = \frac{0.05 \times 0.008 \times 1152}{4.612 \times 10^{-7} \times 128} \text{ s} = 7.806 \times 10^3 \text{ s} = 2.168 \text{ h}$$

第八章 气体吸收

1. 在温度为 40 °C、压力为 101.3 kPa 的条件下，测得溶液上方氨的平衡分压为 15.0 kPa 时，氨在水中的溶解度为 76.6 g (NH₃)/1 000 g (H₂O)。试求在此温度和压力下的亨利系数 E 、相平衡常数 m 及溶解度系数 H 。

解：水溶液中氨的摩尔分数为

$$x = \frac{\frac{76.6}{17}}{\frac{76.6}{17} + \frac{1000}{18}} = 0.075$$

由 $p^* = Ex$

亨利系数为

$$E = \frac{p^*}{x} = \frac{15.0}{0.075} \text{ kPa} = 200.0 \text{ kPa}$$

相平衡常数为

$$m = \frac{E}{p_t} = \frac{200.0}{101.3} = 1.974$$

由于氨水的浓度较低，溶液的密度可按纯水的密度计算。40 °C 时水的密度为

$$\rho = 992.2 \text{ kg/m}^3$$

溶解度系数为

$$H = \frac{\rho}{EM_s} = \frac{992.2}{200.0 \times 18} \text{ kmol}/(\text{m}^3 \cdot \text{kPa}) = 0.276 \text{ kmol}/(\text{m}^3 \cdot \text{kPa})$$

2. 在温度为 25 °C 及总压为 101.3 kPa 的条件下, 使含二氧化碳为 3.0% (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 997.8 kg/m³。

解: 水溶液中 CO₂ 的浓度为

$$c = \frac{350/1000}{44} \text{ kmol}/\text{m}^3 = 0.008 \text{ kmol}/\text{m}^3$$

对于稀水溶液, 总浓度为

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

水溶液中 CO₂ 的摩尔分数为

$$x = \frac{c}{c_t} = \frac{0.008}{55.43} = 1.443 \times 10^{-4}$$

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

$$p = p_1 y = 101.3 \times 0.03 \text{ kPa} = 3.039 \text{ kPa} < p^*$$

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 110.5 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 $y = 0.032$ 、 $c = 1.06 \text{ kmol}/\text{m}^3$ 。气膜吸收系数 $k_G = 5.2 \times 10^{-6} \text{ kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{kPa})$, 液膜吸收系数 $k_L = 1.55 \times 10^{-4} \text{ m/s}$ 。假设操作条件下平衡关系服从亨利定律, 溶解度系数 $H = 0.725 \text{ kmol}/(\text{m}^3 \cdot \text{kPa})$ 。

(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

$$\Delta p = p - p^* = p_1 y - \frac{c}{H} = (110.5 \times 0.032 - \frac{1.06}{0.725}) \text{ kPa} = 2.074 \text{ kPa}$$

其对应的总吸收系数为

$$\begin{aligned} \frac{1}{K_G} &= \frac{1}{Hk_L} + \frac{1}{k_G} = \left(\frac{1}{0.725 \times 1.55 \times 10^{-4}} + \frac{1}{5.2 \times 10^{-6}} \right) (\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{kPa})/\text{kmol} \\ &= (8.899 \times 10^3 + 1.923 \times 10^5) (\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{Pa})/\text{kmol} = 2.012 \times 10^5 (\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{Pa})/\text{kmol} \\ K_G &= 4.97 \times 10^{-6} \text{ kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{kPa}) \end{aligned}$$

以液相组成差表示的总推动力为

$$\Delta c = c^* - c = pH - c = (110.5 \times 0.032 \times 0.725 - 1.06) \text{ kmol}/\text{m}^3 = 1.504 \text{ kmol}/\text{m}^3$$

其对应的总吸收系数为

$$K_L = \frac{1}{\frac{1}{k_L} + \frac{H}{k_G}} = \frac{1}{\frac{1}{1.55 \times 10^{-4}} + \frac{0.725}{5.2 \times 10^{-6}}} \text{ m/s} = 6.855 \times 10^{-6} \text{ m/s}$$

(2) 吸收过程的控制因素

气膜阻力占总阻力的百分数为

$$\frac{1/k_G}{1/K_G} = \frac{K_G}{k_G} = \frac{4.97 \times 10^{-6}}{5.2 \times 10^{-6}} \times 100\% = 95.58\%$$

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 105.0 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 2.126 kmol/(m³·kPa)。测得塔内某截面处甲醇的气相分压为 7.5 kPa，液相组成为 2.85 kmol/m³，液膜吸收系数 $k_L=2.12 \times 10^{-5}$ m/s，气相总吸收系数 $K_G=1.206 \times 10^{-5}$ kmol/(m²·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

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

$$k_x = c_t k_L = 55.39 \times 2.12 \times 10^{-5} \text{ kmol/(m}^2 \cdot \text{s)} = 1.174 \times 10^{-3} \text{ kmol/(m}^2 \cdot \text{s)}$$

$$\frac{1}{k_G} = \frac{1}{K_G} - \frac{1}{Hk_L} = \left(\frac{1}{1.206 \times 10^{-5}} - \frac{1}{2.126 \times 2.12 \times 10^{-5}} \right) (\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{kPa}) / \text{kmol}$$

$$= 6.073 \times 10^4 (\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{kPa}) / \text{kmol}$$

$$k_G = 1.647 \times 10^{-5} \text{ kmol/(m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{kPa)}$$

$$k_y = p_t k_G = 105.0 \times 1.647 \times 10^{-5} \text{ kmol/(m}^2 \cdot \text{s)} = 1.729 \times 10^{-3} \text{ kmol/(m}^2 \cdot \text{s)}$$

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

$$m = \frac{\rho}{H p_{\text{总}} M_S} = \frac{997.0}{2.126 \times 105.0 \times 18} = 0.248$$

$$\frac{1}{K_y} = \frac{1}{k_y} + \frac{m}{k_x} = \left(\frac{1}{1.729 \times 10^{-3}} + \frac{0.248}{1.174 \times 10^{-3}} \right) (\text{m}^2 \cdot \text{s}) / \text{kmol} = 7.896 \times 10^2 (\text{m}^2 \cdot \text{s}) / \text{kmol}$$

$$K_y = 1.266 \times 10^{-3} \text{ kmol/(m}^2 \cdot \text{s)}$$

$$K_x = m K_y = 0.248 \times 1.266 \times 10^{-3} \text{ kmol/(m}^2 \cdot \text{s)} = 3.140 \times 10^{-4} \text{ kmol/(m}^2 \cdot \text{s)}$$

因溶质组成很低，故有

$$K_x \approx c_t K_L = 55.39 \times 5.673 \times 10^{-6} \text{ kmol/(m}^2 \cdot \text{s)} = 3.142 \times 10^{-4} \text{ kmol/(m}^2 \cdot \text{s)}$$

$$K_y \approx p_t K_G = 105.0 \times 1.206 \times 10^{-5} \text{ kmol/(m}^2 \cdot \text{s)} = 1.266 \times 10^{-3} \text{ kmol/(m}^2 \cdot \text{s)}$$

(3) 吸收速率为

$$N_A = K_L (c^* - c) = 5.673 \times 10^{-6} \times (2.126 \times 7.5 - 2.85) \text{ kmol/(m}^2 \cdot \text{s)}$$

$$= 1.310 \times 10^{-5} \text{ kmol/(m}^2 \cdot \text{s)}$$

5. 在 101.3 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 $y_1=0.04$ 、 $y_2=0.002$ 。假设操作条件下平衡关系服从亨利定律, 亨利系数为 4.13×10^3 kPa, 吸收剂用量为最小用量的 1.45 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。

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

$$Y_2 = \frac{y_2}{1-y_2} = \frac{0.002}{1-0.002} \approx 0.002$$

$$m = \frac{E}{p_t} = \frac{4.13 \times 10^3}{101.3} = 40.77$$

吸收剂为清水, 所以 $X_2 = 0$

$$\left(\frac{q_{n,L}}{q_{n,V}} \right)_{\min} = \frac{Y_1 - Y_2}{Y_1/m - X_2} = \frac{0.0417 - 0.002}{0.0417/40.77 - 0} = 38.81$$

所以操作时的液气比为

$$\frac{q_{n,L}}{q_{n,V}} = 1.45 \left(\frac{q_{n,L}}{q_{n,V}} \right)_{\min} = 1.45 \times 38.81 = 56.27$$

吸收液的组成为

$$X_1 = \frac{q_{n,V}}{q_{n,L}} (Y_1 - Y_2) + X_2 = \frac{1}{56.27} \times (0.0417 - 0.002) + 0 = 7.054 \times 10^{-4}$$

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

$$\left(\frac{q_{n,L}}{q_{n,V}} \right)'_{\min} = \frac{Y_1 - Y_2}{Y_1/m' - X_2} = \frac{0.0417 - 0.002}{\frac{0.0417}{4.077} - 0} = 3.881$$

$$\left(\frac{q_{n,L}}{q_{n,V}} \right)' = 1.45 \left(\frac{q_{n,L}}{q_{n,V}} \right)'_{\min} = 1.45 \times 3.881 = 5.627$$

$$X'_1 = \left(\frac{q_{n,V}}{q_{n,L}} \right)' (Y_1 - Y_2) + X_2 = \frac{1}{5.627} \times (0.0417 - 0.002) + 0 = 7.055 \times 10^{-3}$$

6. 在一直径为 0.8 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 0.032。操作条件下气液平衡关系为 $Y = 34.5X$, 气相总体积吸收系数为 $0.0562 \text{ kmol}/(\text{m}^3 \cdot \text{s})$ 。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。

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

$$Y_2 = Y_1(1-\phi_A) = 0.0331 \times (1-0.98) = 0.000662$$

$$X_1^* = \frac{Y_1}{m} = \frac{0.0331}{34.5} = 9.594 \times 10^{-4}$$

$$X_1 = 0.76X_1^* = 0.76 \times 9.594 \times 10^{-4} = 7.291 \times 10^{-4}$$

惰性气体的流量为

$$q_{n,v} = 45 \times (1 - 0.032) \text{ kmol/h} = 43.56 \text{ kmol/h}$$

水的用量为

$$q_{n,L} = \frac{q_{n,v}(Y_1 - Y_2)}{X_1 - X_2} = \frac{43.56 \times (0.0331 - 0.000662)}{7.291 \times 10^{-4} - 0} \text{ kmol/h} = 1.938 \times 10^3 \text{ kmol/h}$$

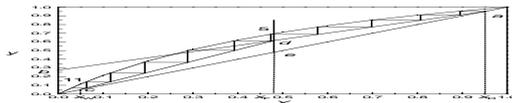
$$q_{m,L} = 1.938 \times 10^3 \times 18 \text{ kg/h} = 3.488 \times 10^4 \text{ kg/h}$$

求填料层高度

$$H_{OG} = \frac{q_{n,v}}{K_Y a \Omega} = \frac{43.56 / 3600}{0.0562 \times 0.785 \times 0.8^2} \text{ m} = 0.429 \text{ m}$$

$$\Delta Y_1 = Y_1 - Y_1^* = 0.0331 - 34.5 \times 7.291 \times 10^{-4} = 0.00795$$

$$\Delta Y_2 = Y_2 - Y_2^* = 0.000662 - 34.5 \times 0 = 0.000662$$



$$N_{OG} = \frac{Y_1 - Y_2}{\Delta Y_m} = \frac{0.0331 - 0.000662}{0.00293} = 11.07$$

$$Z = N_{OG} H_{OG} = 11.07 \times 0.429 \text{ m} = 4.749 \text{ m}$$

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 1.6 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) 填料塔的直径。

解: (1) 惰性气体的流量为

$$q_{n,v} = 50 \times (1 - 0.05) \text{ kmol/h} = 47.5 \text{ kmol/h}$$

对于纯溶剂吸收

$$\left(\frac{q_{n,L}}{q_{n,v}} \right)_{\min} = \frac{Y_1 - Y_2}{Y_1/m - X_2} = m \varphi_A$$

依题意

$$\left(\frac{q_{n,L}}{q_{n,v}} \right)_{\min} = \frac{200}{47.5 \times 1.6} = 2.632$$

$$\varphi_A = \frac{(q_{n,L}/q_{n,v})_{\min}}{m} = \frac{2.632}{2.75} = 95.71\%$$

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

$$Y_2 = Y_1(1 - \varphi_A) = 0.0526 \times (1 - 0.9571) = 0.00226$$

$$X_1 = \frac{q_{n,v}}{q_{n,L}}(Y_1 - Y_2) + X_2 = \frac{47.5}{200} \times (0.0526 - 0.00226) + 0 = 0.0120$$

$$\Delta Y_1 = Y_1 - Y_1^* = 0.0526 - 2.75 \times 0.0120 = 0.0196$$

$$\Delta Y_2 = Y_2 - Y_2^* = 0.00226 - 2.75 \times 0 = 0.00226$$

$$\Delta Y_m = \frac{\Delta Y_1 - \Delta Y_2}{\ln \frac{\Delta Y_1}{\Delta Y_2}} = \frac{0.0196 - 0.00226}{\ln \frac{0.0196}{0.00226}} = 0.00803$$

$$N_{OG} = \frac{Y_1 - Y_2}{\Delta Y_m} = \frac{0.0526 - 0.00226}{0.00803} = 6.269$$

$$H_{OG} = \frac{Z}{N_{OG}} = \frac{5}{6.269} \text{ m} = 0.798 \text{ m}$$

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

$$\Omega = \frac{q_{n,v}}{K_Y a H_{OG}} = \frac{47.5 / 3600}{3 \times 10^{-4} \times 221 \times 0.9 \times 0.798} \text{ m}^2 = 0.277 \text{ m}^2$$

填料塔的直径为

$$D = \sqrt{\frac{4\Omega}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \times 0.277}{3.14}} \text{ m} = 0.594 \text{ m}$$

8. 在 101.3 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 $600 \text{ kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$, 气相进、出塔的摩尔分数分别为 0.05、0.000526, 水的质量流速 W 为 $800 \text{ kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$, 填料层高度为 3 m。已知操作条件下平衡关系为 $Y = 0.9 X$, $K_G a$ 正比于 $G^{0.8}$ 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

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

$$Y_2 = \frac{y_2}{1 - y_2} = \frac{0.000526}{1 - 0.000526} = 0.000526$$

操作条件下, 混合气的平均摩尔质量为

$$M = \sum x_i M_i = [0.05 \times 17 + (1 - 0.05) \times 29] \text{ kg/kmol} = 28.4 \text{ kg/kmol}$$

$$\frac{q_{n,v}}{\Omega} = \frac{600}{28.4} \times (1 - 0.05) \text{ kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{h}) = 20.07 \text{ kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$$

$$\frac{q_{n,L}}{\Omega} = \frac{800}{18} \times (1 - 0) \text{ kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{h}) = 44.44 \text{ kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$$

$$S = \frac{mq_{n,V}}{q_{n,L}} = \frac{0.9 \times 20.07}{44.44} = 0.406$$

$$Y_1^* = mX_1 = m \frac{q_{n,V}}{q_{n,L}} (Y_1 - Y_2) = 0.406 \times (0.0526 - 0.000526) = 0.0211$$

$$\Delta Y_1 = Y_1 - Y_1^* = 0.0526 - 0.0211 = 0.0315$$

$$\Delta Y_2 = Y_2 - Y_2^* = 0.000526 - 0 = 0.000526$$

$$N_{OG} = \frac{1}{1-S} \ln \frac{\Delta Y_1}{\Delta Y_2} = \frac{1}{1-0.406} \ln \frac{0.0315}{0.000526} = 6.890$$

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

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

$$m = \frac{E}{p_t}$$

$$m' = \frac{p_t}{p'_t} m = \frac{m}{2}$$

$$S' = \frac{m'q_{n,V}}{q_{n,L}} = \frac{S}{2} = \frac{0.406}{2} = 0.203$$

若气相出塔组成不变，则液相出塔组成也不变。所以

$$\Delta Y'_1 = Y_1 - Y_1'^* = 0.0526 - \frac{1}{2} \times 0.0211 = 0.0421$$

$$\Delta Y'_2 = Y_2 - Y_2'^* = 0.000526 - 0 = 0.000526$$

$$N'_{OG} = \frac{1}{1-S'} \ln \frac{\Delta Y'_1}{\Delta Y'_2} = \frac{1}{1-0.203} \ln \frac{0.0421}{0.000526} = 5.499$$

$$H_{OG} = \frac{q_{n,V}}{K_Y a \Omega} = \frac{q_{n,V}}{K_G a p \Omega}$$

$$H'_{OG} = \frac{q_{n,V}}{K_G a p'_{\text{总}} \Omega} = \frac{H_{OG}}{2} = \frac{0.435}{2} \text{m} = 0.218 \text{m}$$

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

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

即所需填料层高度比原来减少 1.801m。

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

$$S' = \frac{mq'_{n,V}}{L} = 2S = 2 \times 0.406 = 0.812$$

若保持气相出塔组成不变，则液相出塔组成要加倍，即

$$X'_1 = 2X_1$$

故

$$\begin{aligned} \Delta Y'_1 &= Y_1 - Y_1'^* = Y_1 - mX'_1 = Y_1 - S'(Y_1 - Y_2) \\ &= 0.0526 - 0.812 \times (0.0526 - 0.000526) = 0.0103 \end{aligned}$$

$$\Delta Y'_2 = Y_2 - Y_2'^* = 0.000526 - 0 = 0.000526$$

$$N'_{OG} = \frac{1}{1-S'} \ln \frac{\Delta Y'_1}{\Delta Y'_2} = \frac{1}{1-0.812} \ln \frac{0.0103}{0.000526} = 15.82$$

$$H'_{OG} = \frac{q_{n,V}}{K_Y a \Omega} = \frac{q_{n,V}}{K_G a \Phi} \propto \frac{q_{n,V}}{q_{n,V}^{0.8}} = q_{n,V}^{0.2}$$

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

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

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

即所需填料层高度要比原来增加 4.910 m。

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

$$S' = \frac{mq_{n,V}}{q'_{n,L}} = \frac{S}{2} = \frac{0.406}{2} = 0.203$$

$$\begin{aligned} N'_{OG} &= \frac{1}{1-S'} \ln \left[(1-S') \frac{Y_1 - Y_2'^*}{Y_2 - Y_2'^*} + S' \right] \\ &= \frac{1}{1-0.203} \ln \left[(1-0.203) \frac{0.0526-0}{0.000526-0} + 0.203 \right] = 5.497 \end{aligned}$$

W 对 K_{Ga} 无影响，即 $q_{n,L}$ 对 K_{Ga} 无影响，所以传质单元高度不变，即

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

$$Z' = H'_{OG} N'_{OG} = 0.435 \times 5.497 \text{m} = 2.391 \text{m}$$

$$\Delta Z = Z' - Z = (2.391 - 3) \text{m} = -0.609 \text{m}$$

即所需填料层高度比原来减少 0.609 m。

9. 某制药厂现有一直径为 1.2 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 0.06（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 $Y = 2.2X$ ；溶剂用量为最小用量的 1.5 倍；气相总吸收系数为 0.35 kmol/(m²·h)。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。

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

$$Y_2 = Y_1(1 - \varphi_A) = 0.0638 \times (1 - 0.95) = 0.00319$$

惰性气体的流量为

$$q_{n,V} = 40 \times (1 - 0.06) \text{ kmol/h} = 37.6 \text{ kmol/h}$$

$$\left(\frac{q_{n,L}}{q_{n,V}} \right)_{\min} = m\varphi_A = 2.2 \times 0.95 = 2.09$$

$$(q_{n,L})_{\min} = 2.09 \times 37.6 \text{ kmol/h} = 78.58 \text{ kmol/h}$$

$$q_{n,L} = 1.5 \times 78.58 \text{ kmol/h} = 117.9 \text{ kmol/h}$$

$$X_1 = \frac{q_{n,V}}{q_{n,L}}(Y_1 - Y_2) + X_2 = \frac{37.6}{117.9} \times (0.0638 - 0.00319) + 0 = 0.0193$$

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

$$\Delta Y_2 = Y_2 - Y_2^* = 0.00319 - 2.2 \times 0 = 0.00319$$

$$\Delta Y_m = \frac{\Delta Y_1 - \Delta Y_2}{\ln \frac{\Delta Y_1}{\Delta Y_2}} = \frac{0.0213 - 0.00319}{\ln \frac{0.0213}{0.00319}} = 0.00954$$

$$N_{OG} = \frac{Y_1 - Y_2}{\Delta Y_m} = \frac{0.0638 - 0.00319}{0.00954} = 6.353$$

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

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

填料的有效比表面积为

$$a = \frac{q_{n,V}}{H_{OG} K_Y \Omega} = \frac{37.6}{0.472 \times 0.35 \times 0.785 \times 1.2^2} \text{ m}^2/\text{m}^3 = 201.35 \text{ m}^2/\text{m}^3$$

填料的总比表面积为

$$a_t = \frac{201.35}{0.9} \text{ m}^2/\text{m}^3 = 223.72 \text{ m}^2/\text{m}^3$$

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

$$S = \frac{mq_{n,V}}{q_{n,L}} = \frac{2.2 \times 37.6}{117.9} = 0.702$$

$$N_T = \frac{6.353 \times (0.702 - 1)}{\ln 0.702} = 5.351$$

$$\text{由 } Z = HETP \times N_T$$

填料的等板高度为

$$HETP = \frac{3}{5.351} \text{ m} = 0.561 \text{ m}$$

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 0.085，操作条件下物系的相平衡常数为 26.7，载气的流量为 250 kmol/h。若吸收剂用量为最小用量的 1.55 倍，要求二氧化硫的回收率为 92%。试求水的用量 (kg/h) 及所需理论级数。

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

$$Y_2 = Y_1(1-\varphi_A) = 0.0929 \times (1-0.92) = 0.00743$$

用清水吸收, $X_2 = 0$

$$\left(\frac{q_{n,L}}{q_{n,V}} \right)_{\min} = m\varphi_A = 26.7 \times 0.92 = 24.564$$

操作液气比为

$$\frac{q_{n,L}}{q_{n,V}} = 1.55 \times 24.564 = 38.074$$

水的用量为

$$q_{n,L} = 38.074 \times 250 \text{ kmol/h} = 9.519 \times 10^3 \text{ kmol/h}$$

$$q_{m,L} = 9.519 \times 10^3 \times 18 \text{ kg/h} = 1.713 \times 10^5 \text{ kg/h}$$

$$A = \frac{q_{n,L}}{mq_{n,V}} = \frac{38.074}{26.7} = 1.426$$

用清水吸收, $\varphi = \varphi_A = 0.92$

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

$$N_T = \frac{\ln \frac{1.426-0.92}{1-0.92}}{\ln 1.426} - 1 = 4.198$$

11. 某制药厂现有一直径为 0.6 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: $V=500 \text{ m}^3/\text{h}$ 、 $Y_1=0.02$ 、 $Y_2=0.004$ 、 $X_1=0.004$ 。已知操作条件下的气液平衡关系为 $Y=1.5X$ 。现因环保要求的提高, 要求出塔气体组成低于 0.002 (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

$$Z = H_{OG} N_{OG}$$

改造后填料层高度为

$$Z' = H'_{OG} N'_{OG}$$

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

由于气体处理量、操作液气比及操作条件不变, 故

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

$$S' = S$$

对于纯溶剂吸收 $X_2 = 0$, $Y_2^* = 0$

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

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

$$N'_{\text{OG}} = \frac{1}{1-S} \ln[(1-S) \frac{Y_1}{Y'_2} + S]$$

因此，有

$$\frac{Z'}{Z} = \frac{\ln[(1-S) \frac{Y_1}{Y'_2} + S]}{\ln[(1-S) \frac{Y_1}{Y_2} + S]}$$

操作液气比为

$$\frac{q_{n,L}}{q_{n,V}} = \frac{Y_1 - Y_2}{X_1 - X_2} = \frac{0.02 - 0.004}{0.004 - 0} = 4$$

$$S = \frac{mq_{n,V}}{q_{n,L}} = \frac{1.5}{4} = 0.375$$

$$\frac{Z'}{Z} = \frac{\ln[(1-0.375) \frac{0.02}{0.002} + 0.375]}{\ln[(1-0.375) \frac{0.02}{0.004} + 0.375]} = 1.509$$

$$Z' = 1.509 \times 6\text{m} = 9.054\text{m}$$

填料层增加的高度为

$$\Delta Z = Z' - Z = (9.054 - 6)\text{m} = 3.054\text{m}$$

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

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

$$H_L = \frac{q_{n,L}}{k_x a \Omega}$$

$$S = \frac{1}{A} = \frac{mq_{n,V}}{q_{n,L}}$$

$$H_G + \frac{1}{A} H_L = \frac{q_{n,V}}{k_y a \Omega} + \frac{mq_{n,V}}{q_{n,L}} \frac{q_{n,L}}{k_x a \Omega} = \frac{q_{n,V}}{a \Omega} \left(\frac{1}{k_y} + \frac{m}{k_x} \right) = \frac{q_{n,V}}{a \Omega} \frac{1}{K_Y}$$

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

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

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 °C 及 101.3 kPa，气相的质量速度为 0.525 kg/(m²·s)，液相的质量速度为 2.850 kg/(m²·s)。已知 20 °C 及 101.3 kPa 时氨在空气中的扩散系数为 1.89 × 10⁻⁵ m²/s，20 °C 时氨在水中的扩散系数为 1.76 × 10⁻⁹ m²/s。试估算传质单元高度 H_G 、 H_L 。

解：查得 20 °C 下，空气的有关物性数据如下：

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

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

$$Sc_G = \frac{\mu_G}{\rho_G D_{AB}} = \frac{1.81 \times 10^{-5}}{1.205 \times 1.89 \times 10^{-5}} = 0.795$$

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

$$\begin{aligned} H_G &= 0.557 G^{0.32} W^{-0.51} (Sc_G)^{0.5} \\ &= 0.557 \times 0.525^{0.32} \times 2.850^{-0.51} \times 0.795^{0.5} \text{ m} = 0.237 \text{ m} \end{aligned}$$

查得 20 °C 下, 水的有关物性数据如下:

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

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

$$Sc_L = \frac{\mu_L}{\rho_L D'_{AB}} = \frac{100.5 \times 10^{-5}}{998.2 \times 1.76 \times 10^{-9}} = 572.1$$

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

$$\begin{aligned} H_L &= 2.36 \times 10^{-3} \left(\frac{W}{\mu_L} \right)^{0.22} (Sc_L)^{0.5} \\ &= 2.36 \times 10^{-3} \times \left(\frac{2.850}{100.5 \times 10^{-5}} \right)^{0.22} \times (572.1)^{0.5} \text{ m} = 0.325 \text{ m} \end{aligned}$$

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 0.008 5 和 0.001 6 (均为摩尔比)。解吸所用载气为含二氧化碳 0.000 5 (摩尔分数) 的空气, 解吸的操作条件为 35 °C、101.3 kPa, 此时平衡关系为 $Y=106.03X$ 。操作气液比为最小气液比的 1.45 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

$$Y_1 \approx y_1 = 0.0005$$

最小气液比为

$$\left(\frac{q_{n,V}}{q_{n,L}} \right)_{\min} = \frac{X_2 - X_1}{mX_2 - Y_1} = \frac{0.0085 - 0.0016}{106.03 \times 0.0085 - 0.0005} = 0.00766$$

操作气液比为

$$\frac{q_{n,V}}{q_{n,L}} = 1.45 \times 0.00766 = 0.0111$$

吸收因数为

$$A = \frac{q_{n,L}}{mq_{n,V}} = \frac{1}{106.03 \times 0.0111} = 0.850$$

液相总传质单元数为

$$N_{OL} = \frac{1}{1-A} \ln \left[(1-A) \frac{X_2 - X_1^*}{X_1 - X_1^*} + A \right]$$

$$= \frac{1}{1-0.850} \ln \left[(1-0.850) \frac{0.0085 - \frac{0.0005}{106.03}}{0.0016 - \frac{0.0005}{106.03}} + 0.850 \right] = 3.334$$

填料层高度为

$$Z = H_{OL} N_{OL} = 0.82 \times 3.334 \text{ m} = 2.734 \text{ m}$$

15. 某操作中的填料塔，其直径为 0.8 m，液相负荷为 8.2 m³/h，操作液气比（质量比）为 6.25。塔内装有 DN50 金属阶梯环填料，其比表面积为 109 m²/m³。操作条件下，液相的平均密度为 995.6 kg/m³，气相的平均密度为 1.562 kg/m³。

- (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

$$u = \frac{836.25 / 3600}{0.785 \times 0.8^2} \text{ m/s} = 0.462 \text{ m/s}$$

- (2) 填料塔的液体喷淋密度为

$$U = \frac{q_{v,L}}{\pi/4 \times D^2} = \frac{8.2}{0.785 \times 0.8^2} \text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h}) = 16.32 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$$

最小喷淋密度为

$$U_{\min} = (L_w)_{\min} a_t = 0.08 \times 109 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h}) = 8.72 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$$

$U > U_{\min}$ ，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 m³/h，其平均密度为 1.315 kg/m³；洗涤水的消耗量为 50 000 kg/h。吸收塔为常压操作，吸收温度为 20 °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：

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

炉气的质量流量为

$$q_{m,v} = 2400 \times 1.315 \text{ kg/h} = 3156.0 \text{ kg/h}$$

采用埃克特通用关联图计算泛点气速，横坐标为

$$\frac{q_{m,L}}{q_{m,v}} \left(\frac{\rho_V}{\rho_L} \right)^{0.5} = \frac{50000}{3156} \left(\frac{1.315}{998.2} \right)^{0.5} = 0.575$$

查图 8-23，得纵坐标为

$$\frac{u_F^2 \Phi_F \Psi}{g} \left(\frac{\rho_V}{\rho_L} \right) \mu_L^{0.2} = 0.038$$

$$\psi = \frac{\rho_{\text{水}}}{\rho_{\text{L}}} = 1$$

对于 DN50 塑料阶梯环，由表 8-10 和附录二分别查得

$$\Phi_{\text{F}} = 127 \text{ l/m}$$

$$a_{\text{t}} = 114.2 \text{ m}^2/\text{m}^3$$

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

$$\text{解出 } u_{\text{F}} = 1.492 \text{ m/s}$$

操作空塔气速为

$$u = 0.60u_{\text{F}} = 0.60 \times 1.492 \text{ m/s} = 0.895 \text{ m/s}$$

$$\begin{aligned} \text{由 } D &= \sqrt{\frac{4q_{\text{v,v}}}{\pi u}} \\ &= \sqrt{\frac{4 \times 2400/3600}{\pi \times 0.895}} \text{ m} = 0.974 \text{ m} \end{aligned}$$

圆整塔径，取 $D = 1.0 \text{ m}$

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

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

最小喷淋密度为

$$U_{\text{min}} = (L_{\text{W}})_{\text{min}} a_{\text{t}} = 0.08 \times 114.2 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h}) = 9.136 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$$

操作喷淋密度为

$$U = \frac{50000/998.2}{\frac{\pi}{4} \times 1.0^2} \text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h}) = 63.81 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h}) > U_{\text{min}}$$

操作空塔气速为

$$u = \frac{2400/3600}{\frac{\pi}{4} \times 1.0^2} \text{ m/s} = 0.849 \text{ m/s}$$

泛点率为

$$\frac{u}{u_{\text{F}}} \times 100\% = \frac{0.849}{1.492} \times 100\% = 56.90\%$$

经校核，选用 $D = 1.0 \text{ m}$ 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 $82 \text{ }^\circ\text{C}$ ，在该温度下，两组分的饱和蒸气压分别为 $p_{\text{A}}^* = 107.6 \text{ kPa}$ 及 $p_{\text{B}}^* = 41.85 \text{ kPa}$ ，取样测得液面上方气相中组分 A 的摩尔

分数为 0.95。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。

$$y_A = \frac{p_A^*}{p_{\square}} x_A = \frac{p_A^* (p_{\square} - p_B^*)}{p_{\square} (p_A^* - p_B^*)} = \frac{107.6(p_{\square} - 41.85)}{p_{\square} (107.6 - 41.85)} = 0.95$$

解得 $p_{\text{总}} = 99.76 \text{ kPa}$

$$x = \frac{p_{\text{总}} - p_B^*}{p_A^* - p_B^*} = \frac{99.76 - 41.85}{107.6 - 41.85} = 0.8808$$

本题也可通过相对挥发度求解

$$\alpha = \frac{p_A^*}{p_B^*} = \frac{107.6}{41.85} = 2.571$$

由气液平衡方程得

$$x = \frac{y}{y + \alpha(1 - y)} = \frac{0.95}{0.95 + 2.571(1 - 0.95)} = 0.8808$$

$$p_{\text{总}} = p_A^* x_A + p_B^* (1 - x_A) = [107.6 \times 0.8808 + 41.85(1 - 0.8808)] \text{ kPa} = 99.76 \text{ kPa}$$

2. 试分别计算含苯 0.4（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

$$\lg p_A^* = 6.032 - \frac{1206.35}{t + 220.24}$$

$$\lg p_B^* = 6.078 - \frac{1343.94}{t + 219.58}$$

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 94.6°C 和 31.5°C ）

解：本题需试差计算

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

初设泡点为 94.6°C ，则

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

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

$$x_A = \frac{100 - 63.15}{155.37 - 63.15} = 0.3996 \approx 0.4$$

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

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

$$y = \frac{\alpha x}{1 + (\alpha - 1)x} = \frac{2.46 \times 0.4}{1 + 1.46 \times 0.4} = 0.6212$$

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

通过试差，泡点为 31.5°C ， $p_A^* = 17.02\text{kPa}$ ， $p_B^* = 5.313\text{kPa}$

$$\alpha = \frac{17.02}{5.313} = 3.203$$

$$y = \frac{3.203 \times 0.4}{1 + 2.203 \times 0.4} = 0.681$$

随压力降低， α 增大，气相组成提高。

3. 在 100kPa 压力下将组成为 0.55 （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 0.44 。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

$$q = 1 - 0.44 = 0.56$$

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

由平衡方程 $y = 0.46x + 0.549$

联立两方程，得 $y = 0.735$ ， $x = 0.4045$

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

$$\eta = \frac{n_D y}{n_F x_F} \times 100\% = \frac{44 \times 0.735}{100 \times 0.55} \times 100\% = 58.8\%$$

（2）简单蒸馏

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

$$\ln \frac{n_F}{n_W} = \ln \frac{100}{56} = \int_{x_W}^{0.55} \frac{dx}{y-x}$$

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

解得 $x_W = 0.3785$

$$\bar{y} = x_F + \frac{n_W}{n_D}(x_F - x_W) = 0.55 + \frac{56}{44}(0.55 - 0.3785) = 0.7683$$

$$\eta_A = \frac{44 \times 0.7683}{100 \times 0.55} \times 100\% = 61.46\%$$

简单蒸馏收率高（ 61.46% ），釜残液组成低（ 0.3785 ）

4. 在一连续精馏塔中分离苯含量为 0.5 （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 0.95 ，釜液组成为 0.05 ，试求（1）馏出液的流量和苯的收率；（2）保持馏出液组成 0.95 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

$$q_{n,D} = q_{n,F} \frac{x_F - x_W}{x_D - x_W} = 100 \times \frac{0.5 - 0.05}{0.95 - 0.05} \text{ kmol/h} = 50 \text{ kmol/h}$$

$$\eta_A = \frac{q_{n,D} x_D}{q_{n,F} x_F} \times 100\% = \frac{50 \times 0.95}{100 \times 0.5} \times 100\% = 95\%$$

(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

$$q_{n,Dmax} = \frac{q_{n,F}x_F}{x_D} = \frac{100 \times 0.5}{0.95} \text{ kmol/h} = 52.63 \text{ kmol/h}$$

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 0.45 (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 0.033。试求 (1) 馏出液的流量和组成; (2) 若操作回流比为 2.65, 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

$$q_{n,D}x_D = 0.96q_{n,F}x_F = 0.96 \times 100 \times 0.45 \text{ kmol/h} = 43.2 \text{ kmol/h}$$

$$q_{n,W}x_W = (1 - 0.96) \times 100 \times 0.45 \text{ kmol/h} = 1.8 \text{ kmol/h}$$

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

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

$$x_D = \frac{43.2}{45.45} = 0.9505$$

(2) 精馏段操作线方程

$$y = \frac{R}{R+1}x + \frac{x_D}{R+1} = \frac{2.65}{3.65}x + \frac{0.9505}{3.65} = 0.726x + 0.2604$$

(3) 提馏段的液相负荷

$$q_{n,L'} = q_{n,L} + qq_{n,F} = Rq_{n,D} + q_{n,F} = (2.65 \times 45.45 + 100) \text{ kmol/h} = 220.4 \text{ kmol/h}$$

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 0.46 (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 0.96, 釜液组成为 0.04, 操作回流比为 2.8。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 1.82 kJ/(kg·°C)。

解: 由题给数据, 可得

$$q_{n,D} = q_{n,F} \frac{x_F - x_W}{x_D - x_W} = 60 \times \frac{0.46 - 0.04}{0.96 - 0.04} \text{ kmol/h} = 27.39 \text{ kmol/h}$$

$$q_{n,W} = (60 - 27.39) \text{ kmol/h} = 32.61 \text{ kmol/h}$$

(1) 40 °C 冷液进料 q 值可由定义式计算, 即

$$q = 1 + \frac{c_p(t_b - t_F)}{r} = 1 + \frac{1.82(92 - 40)}{371} = 1.255$$

$$V' = (R+1)q_{n,D} - (1-q)F = [(2.8+1) \times 27.39 - (1-1.255) \times 60] \text{ kmol/h} = 119.4 \text{ kmol/h}$$

(2) 饱和液体进料 此时 $q = 1$

$$V' = V = (R+1)q_{n,D} = 3.8 \times 27.39 \text{ kmol/h} = 104.1 \text{ kmol/h}$$

(3) 饱和蒸气进料 $q = 0$

$$V' = V - q_{n,F} = (104.1 - 60) \text{ kmol/h} = 44.1 \text{ kmol/h}$$

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 $y = 0.75x + 0.238$ ； 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 $R = 3, x_D = 0.952$

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 $q = 0.75$ （气液混合进料）， $x_F = 0.5$

（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

$$y = 0.75x + 0.238$$

$$y = 2 - 3x$$

解得 $x_q = 0.4699$ 及 $y_q = 0.5903$

（4）提馏段操作线方程 其一般表达式为

$$y' = \frac{q_{n,L'}}{q_{n,V'}} x' - \frac{q_{n,W}}{q_{n,V'}} x_W$$

式中有关参数计算如下：

$$q_{n,D} = \frac{\eta_A q_{n,F} x_F}{x_D} = \frac{0.94 \times 50 \times 0.5}{0.952} \text{ kmol/h} = 24.68 \text{ kmol/h}$$

$$q_{n,W} = q_{n,F} - q_{n,D} = (50 - 24.68) \text{ kmol/h} = 25.32 \text{ kmol/h}$$

$$x_W = \frac{(1 - \eta_A) q_{n,F} x_F}{q_{n,W}} = \frac{(1 - 0.94) \times 50 \times 0.5}{25.32} = 0.0592$$

$$q_{n,L'} = R q_{n,D} + q q_{n,F} = (3 \times 24.68 + 0.75 \times 50) \text{ kmol/h} = 111.54 \text{ kmol/h}$$

$$q_{n,V'} = q_{n,L'} - q_{n,W} = (111.54 - 25.32) \text{ kmol/h} = 86.22 \text{ kmol/h}$$

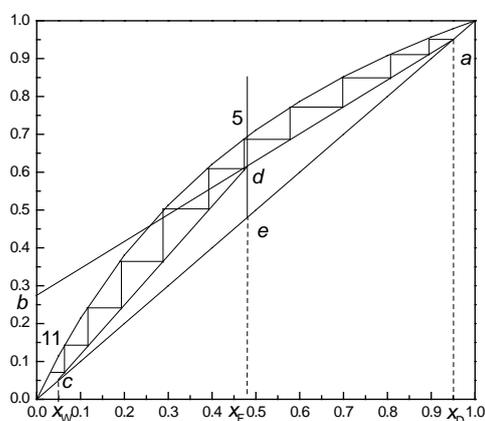
则
$$y' = \frac{111.54}{86.22} x' - \frac{25.32}{86.22} \times 0.0592 = 1.294x - 0.01739$$

8. 在连续精馏塔中分离苯—甲苯混合液，其组成为 0.48（苯的摩尔分数，下同），泡点进料。要求馏出液组成为 0.95，釜残液组成为 0.05。操作回流比为 2.5，平均相对挥发度为 2.46，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	0.05	0.1	0.2	0.3	0.4	0.5	0.6	0.7	0.8	0.9	1.0
$y = \frac{2.46x}{1+1.46x}$	0	0.11	0.214	0.381	0.513	0.621	0.71	0.787	0.852	0.908	0.957	1.0
		5					1					



习题 8 附图

第 5 层理论板进料。

在 $x-y$ 图上作出平衡线，如本题附图所示。

由已知的 x_D, x_F, x_W 在附图上定出点 a, e, c 。

精馏段操作线的截距为

$$\frac{x_D}{R+1} = \frac{0.95}{2.5+1} = 0.271, \text{ 在 } y \text{ 轴上定出点 } b,$$

连接点 a 及点 b ，即为精馏段操作线。

过点 e 作 q 线（垂直线）交精馏段操作线于点 d 。连接 cd 即得提馏段操作线。

从点 a 开始，在平衡线与操作线之间绘阶梯，达到指定分离程度需 11 层理论板，

9. 在板式精馏塔中分离相对挥发度为 2 的两组分溶液，泡点进料。馏出液组成为 0.95（易挥发组分的摩尔分数，下同），釜残液组成为 0.05，原料液组成为 0.6。已测得从塔釜上升的蒸气量为 93 kmol/h，从塔顶回流的液体量为 58.5 kmol/h，泡点回流。试求（1）原料液的处理量；（2）操作回流比为最小回流比的倍数。

解：（1）原料液的处理量 由全塔物料衡算求解。

对于泡点进料， $q = 1$

$$q_{n,v'} = q_{n,v} = (R+1)q_{n,D} = 93 \text{ kmol/h}$$

$$q_{n,D} = q_{n,v} - q_{n,L} = (93 - 58.5) \text{ kmol/h} = 34.5 \text{ kmol/h}$$

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

则
$$0.6q_{n,F} = 0.95 \times 34.5 + (q_{n,F} - 34.5) \times 0.05$$

解得 $q_{n,F} = 56.45 \text{ kmol/h}$

(2) R 为 R_{\min} 的倍数

$$93 = (R + 1) \times 34.5$$

$$R = 1.70$$

对于泡点进料, R_{\min} 的计算式为

$$R_{\min} = \frac{1}{\alpha - 1} \left[\frac{x_D}{x_F} - \frac{\alpha(1 - x_D)}{1 - x_F} \right] = \left[\frac{0.95}{0.6} - \frac{2 \times (1 - 0.95)}{1 - 0.6} \right] = 1.333$$

于是 $\frac{R}{R_{\min}} = \frac{1.7}{1.333} = 1.275$

10. 在常压连续精馏塔内分离苯—氯苯混合物。已知进料量为 85 kmol/h , 组成为 0.45 (易挥发组分的摩尔分数, 下同), 泡点进料。塔顶馏出液的组成为 0.99 , 塔底釜残液组成为 0.02 。操作回流比为 3.5 。塔顶采用全凝器, 泡点回流。苯、氯苯的汽化热分别为 30.65 kJ/mol 和 36.52 kJ/mol 。水的比热容为 $4.187 \text{ kJ}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})$ 。若冷却水通过全凝器温度升高 $15 \text{ }^\circ\text{C}$, 加热蒸汽绝对压力为 500 kPa (饱和温度为 $151.7 \text{ }^\circ\text{C}$, 汽化热为 2113 kJ/kg)。试求冷却水和加热蒸汽的流量。忽略组分汽化热随温度的变化。

解: 由题给条件, 可求得塔内的气相负荷, 即

$$q_{n,D} = q_{n,F} \frac{x_F - x_W}{x_D - x_W} = 85 \times \frac{0.45 - 0.02}{0.99 - 0.02} \text{ kmol/h} = 37.94 \text{ kmol/h}$$

对于泡点进料, 精馏段和提馏段气相负荷相同, 则

$$q_{n,V} = q_{n,V'} = q_{n,D} (R + 1) = 4.5 \times 37.94 \text{ kmol/h} = 170.7 \text{ kmol/h}$$

(1) 冷却水流量 由于塔顶苯的含量很高, 可按纯苯计算, 即

$$Q_c = q_{n,V} \gamma_A = 170.7 \times 30.65 \times 10^3 \text{ kJ/h} = 5.232 \text{ kJ/h}$$

$$q_{m,c} = \frac{Q_c}{c_{p,c} (t_2 - t_1)} = \frac{5.232 \times 10^6}{4.187 \times 15} \text{ kg/h} = 8.33 \times 10^4 \text{ kg/h}$$

(2) 加热蒸汽流量 釜液中氯苯的含量很高, 可按纯氯苯计算, 即

$$Q_B = q_{n,V'} \gamma_B = 170.7 \times 36.52 \times 10^3 \text{ kJ/h} = 6.234 \text{ kJ/h}$$

$$q_{m,h} = \frac{Q_B}{\gamma_B} = \frac{6.234 \times 10^6}{2113} \text{ kg/h} = 2.95 \text{ kg/h}$$

11. 在常压连续提馏塔中, 分离两组分理想溶液, 该物系平均相对挥发度为 2.0 。原料液流量为 100 kmol/h , 进料热状态参数 $q=1$, 馏出液流量为 60 kmol/h , 釜残液组成为 0.01 (易挥发组分的摩尔分数), 试求 (1) 操作线方程; (2) 由塔内最下一层理论板下降的液相组成 x'_m 。

解: 本题为提馏塔, 即原料由塔顶加入, 因此该塔仅有提馏段。再沸器相当一层理论板。

(1) 操作线方程 此为提馏段操作线方程, 即

$$y' = \frac{q_{n,L'}}{q_{n,V'}}x' - \frac{q_{n,W}}{q_{n,V'}}x_W$$

式中 $q_{n,L'} = qq_{n,F} = 100\text{kmol/h}$

$$q_{n,V'} = q_{n,D} = 60\text{kmol/h}$$

$$q_{n,W} = q_{n,F} - q_{n,D} = (100 - 60)\text{kmol/h} = 40\text{kmol/h}$$

则 $y' = \frac{100}{60}x' - \frac{40}{60} \times 0.01 = 1.667x' - 0.0067$

(2) 最下层塔板下降的液相组成 由于再沸器相当于一层理论板，故

$$y'_W = \frac{\alpha x_W}{1 + (\alpha - 1)x_W} = \frac{2 \times 0.01}{1 + 0.01} = 0.0198$$

x'_m 与 y'_W 符合操作关系，则

$$x'_m = \frac{y'_W + 0.0067}{1.667} = \frac{0.0198 + 0.0067}{1.667} = 0.0159$$

提馏塔的塔顶一般没有液相回流。

12. 在常压连续精馏塔中，分离甲醇—水混合液。原料液流量为 100 kmol/h，其组成为 0.3（甲醇的摩尔分数，下同），冷液进料（ $q=1.2$ ），馏出液组成为 0.92，甲醇回收率为 90%，回流比为最小回流比的 3 倍。试比较直接水蒸气加热和间接加热两种情况下的釜液组成和所需理论板层数。甲醇—水溶液的 $t-x-y$ 数据见本题附表

习题 12 附表

温度 t °C	液相中甲醇的 摩尔分数	气相中甲醇的 摩尔分数	温度 t °C	液相中甲醇的 摩尔分数	气相中甲醇的 摩尔分数
100	0.0	0.0	75.3	0.40	0.729
96.4	0.02	0.134	73.1	0.50	0.779
93.5	0.04	0.234	71.2	0.60	0.825
91.2	0.06	0.304	69.3	0.70	0.870
89.3	0.08	0.365	67.6	0.80	0.915
87.7	0.10	0.418	66.0	0.90	0.958
84.4	0.15	0.517	65.0	0.95	0.979
81.7	0.20	0.579	64.5	1.0	1.0
78.0	0.30	0.665			

解：（1）釜液组成 由全塔物料衡算求解。

① 间接加热

$$q_{n,D} = \frac{0.9q_{n,F}x_F}{x_D} = \frac{0.9 \times 100 \times 0.3}{0.92}\text{kmol/h} = 29.35\text{kmol/h}$$

$$x_W = \frac{(1 - 0.9) \times 100 \times 0.3}{100 - 29.35} = 0.0425$$

② 直接水蒸气加热

$$q_{n,W} = q_{n,L'} = Rq_{n,D} + qq_{n,F}$$

关键是计算 R 。由于 $q=1.2$ ，则 q 线方程为

$$y = \frac{q}{q-1}x - \frac{x_F}{q-1} = 6x - 1.5$$

在本题附图上过点 e 作 q 线，由图读得： $x_q = 0.37$ ， $y_q = 0.71$

$$R_{\min} = \frac{x_D - y_q}{y_q - x_q} = \frac{0.92 - 0.71}{0.71 - 0.37} = 0.6176$$

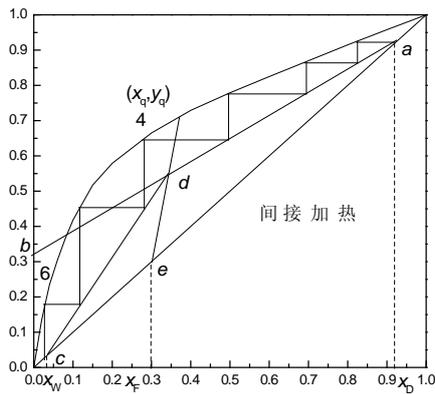
$$R = 3R_{\min} = 3 \times 0.6176 = 1.85$$

于是 $q_{n,W} = (1.85 \times 29.35 + 1.2 \times 100) \text{ kmol/h} = 174.3 \text{ kmol/h}$

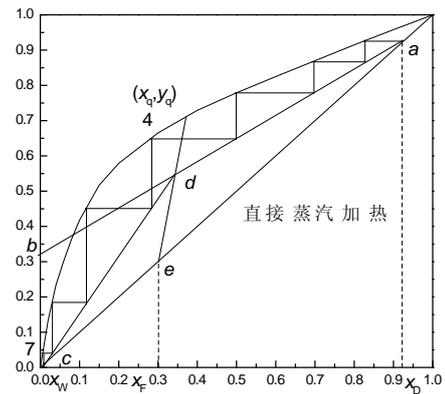
$$x_W = \frac{(1-0.9) \times 100 \times 0.3}{183.8} = 0.0172$$

显然，在塔顶甲醇收率相同条件下，直接水蒸气加热时，由于冷凝水的稀释作用， x_W 明显降低。

(2) 所需理论板层数 在 $x-y$ 图上图解理论板层数



附图 1



附图 2

习题 12 附图

①间接加热 精馏段操作线的截距为

$$\frac{x_D}{R+1} = \frac{0.92}{2.85} = 0.323$$

由 $x_D = 0.92$ 及截距 0.323 作出精馏段操作线 ab ，交 q 线与点 d 。

由 $x_W = 0.0425$ 定出点 c ，连接 cd 即为提馏段操作线。

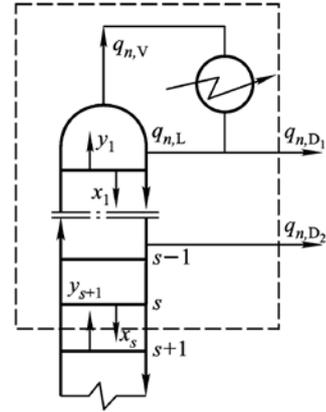
由点 a 开始在平衡线与操作线之间作阶梯， $N_T = 5$ (不含再沸器)，第 4 层理论板进料。

②直接蒸汽加热 图解理论板的方法步骤同上，但需注意 $x_W = 0.0172$ 是在 x 轴上而不是对角线上，如本题附图所示。此情况下共需理论板 7 层，第 4 层理论板进料。

计算结果表明，在保持馏出液中易挥发组分收率相同条件下，直接蒸汽加热所需理论板

层数增加。且需注意，直接蒸汽加热时再沸器不能起一层理论板的作用。

13. 在具有侧线采出的连续精馏塔中分离两组分理想溶液，如本题附图所示。原料液流量为 100 kmol/h，组成为 0.5（摩尔分数，下同），饱和液体进料。塔顶馏出液流量 $q_{n,D}$ 为 20 kmol/h，组成 x_{D1} 为 0.98，釜残液组成为 0.05。从精馏段抽出组成 x_{D2} 为 0.9 的饱和液体。物系的平均相对挥发度为 2.5。塔顶为全凝器，泡点回流，回流比为 3.0，试求（1）易挥发组分的总收率；（2）中间段的操作线方程。



习题 13 附图

解：（1）易挥发组分在两股馏出液中的总收率由全塔物料衡算，可得

$$\eta_A = \frac{q_{n,D}x_{D1} + q_{n,D2}x_{D2}}{q_{n,F}x_F} \times 100\%$$

$q_{n,D2}$ 的计算如下

$$q_{n,F} = q_{n,D1} + q_{n,D2} + q_{n,W}$$

及 $q_{n,F}x_F = 20 \times 0.98 + 0.9q_{n,D2} + 0.05(100 - 20 - q_{n,D2})$

整理上式，得到

$$0.85q_{n,D2} = 26.4$$

则 $q_{n,D2} = 31.06 \text{ kmol/h}$

于是 $\eta_A = \frac{20 \times 0.98 + 31.06 \times 0.9}{100 \times 0.5} \times 100\% = 95.1\%$

（2）中间段的操作线方程 由 s 板与塔顶之间列易挥发组分的物料衡算，得

$$q_{n,Vs}y_{s+1} = q_{n,Ls}x_s + q_{n,D}x_{D1} + q_{n,D2}x_{D2} \quad (1)$$

式中 $q_{n,Vs} = (R+1)q_{n,D1} = (4 \times 20) \text{ kmol/h} = 80 \text{ kmol/h}$

$$q_{n,Ls} = Rq_{n,D1} - q_{n,D2} = (3 \times 20 - 31.06) \text{ kmol/h} = 28.94 \text{ kmol/h}$$

将有关数值代入式（1）并整理，得到

$$y_{s+1} = 0.362x_s + 0.5944$$

14. 在常压连续精馏塔中分离两组分理想溶液。该物系的平均相对挥发度为 2.5。原料液组成为 0.35（易挥发组分的摩尔分数，下同），饱和蒸气加料。已知精馏段操作线方程为 $y = 0.75x + 0.20$ ，试求（1）操作回流比与最小回流比的比值；（2）若塔顶第一板下降的液相组成为 0.7，该板的气相默弗里效率 E_{MV1} 。

解：（1） R 与 R_{\min} 的比值 先由精馏段操作线方程求得 R 和 x_D ，再计算 R_{\min} 。

由题给条件，可知

$$\frac{R}{R+1} = 0.75$$

解得 $R = 3$

$$x_D = 0.20(R+1) = 0.2 \times 4 = 0.8$$

对饱和蒸气进料, $q = 0$, $y_q = 0.35$

$$x_q = \frac{y_q}{y_q + \alpha(1-y_q)} = \frac{0.35}{0.35 + 2.5(1-0.35)} = 0.1772$$

$$R_{\min} = \frac{x_D - y_q}{y_q - x_q} = \frac{0.8 - 0.35}{0.35 - 0.1772} = 2.604$$

则 $\frac{R}{R_{\min}} = \frac{3}{2.604} = 1.152$

(2) 气相默弗里效率 气相默弗里效率的定义式为

$$E_{M,V} = \frac{y_1 - y_2}{y_1^* - y_2} \quad (1)$$

式中 $y_1 = x_D = 0.8$

$$y_2 = 0.75x_1 + 0.20 = 0.75 \times 0.7 + 0.20 = 0.725$$

$$y_1^* = \frac{\alpha x_1}{1 + (\alpha - 1)x_1} = \frac{2.5 \times 0.7}{1 + 1.5 \times 0.7} = 0.8537$$

将有关数据代入式(1), 得

$$E_{M,V} = \frac{0.8 - 0.725}{0.8537 - 0.725} = 0.583 = 58.3\%$$

15. 在连续精馏塔中分离两组分理想溶液, 原料液流量为 100 kmol/h, 组成为 0.5 (易挥发组分的摩尔分数, 下同), 饱和蒸气进料。馏出液组成为 0.95, 釜残液组成为 0.05。物系的平均相对挥发度为 2.0。塔顶全凝器, 泡点回流, 塔釜间接蒸汽加热。塔釜的汽化量为最小汽化量的 1.6 倍, 试求 (1) 塔釜汽化量; (2) 从塔顶往下数第二层理论板下降的液相组成。

解: 先求出最小回流比, 再由最小回流比与最小汽化量的关系求得 $q_{n,V\min}$ 。液相组成 x_2 可用逐板计算得到。

(1) 塔釜汽化量 对于饱和蒸气进料 $q = 0$, $y_F = 0.5$, R_{\min} 可用下式计算, 即

$$R_{\min} = \frac{1}{\alpha - 1} \left[\frac{\alpha x_D}{y_F} - \frac{1 - x_D}{1 - y_F} \right] - 1 = \frac{1}{2 - 1} \left[\frac{2 \times 0.95}{0.5} - \frac{1 - 0.95}{1 - 0.5} \right] - 1 = 2.7$$

$$q_{n,V\min} = (R_{\min} + 1)q_{n,D}$$

而 $q_{n,D} = q_{n,F} \frac{x_F - x_W}{x_D - x_W} = 100 \times \frac{0.5 - 0.05}{0.95 - 0.05} \text{ kmol/h} = 50 \text{ kmol/h}$

则 $q_{n,V\min} = (2.7 + 1) \times 50 \text{ kmol/h} = 185 \text{ kmol/h}$

$$q_{n,V'\min} = q_{n,V\min} - (1 - q)q_{n,F} = (185 - 100) \text{ kmol/h} = 85 \text{ kmol/h}$$

$$q_{n,V'} = 1.6q_{n,V'\min} = (1.6 \times 85) \text{ kmol/h} = 136 \text{ kmol/h}$$

$q_{n,V'\min}$ 也可由提馏段操作线的最大斜率求得, 即

$$\frac{q_{n,L'\min}}{q_{n,V'\min}} = \frac{y_q - x_w}{x_q - x_w}$$

$$x_q = \frac{0.5}{0.5 + 2 \times 0.5} = 0.3333$$

即
$$\frac{q_{n,V'\min} + q_{n,W}}{q_{n,V'\min}} = \frac{0.5 - 0.05}{0.3333 - 0.05} = 1.588$$

将 $q_{n,W} = 50 \text{ kmol/h}$ 代入上式, 解得

$$q_{n,V'\min} = 85 \text{ kmol/h}$$

(2) 第 2 层理论板下降液相组成 x_2 逐板计算求 x_2 需导出精馏段操作线方程。

$$q_{n,V} = (R+1)q_{n,D} - (1-q)q_{n,F} = (R+1) \times 50 - 100 = 136$$

解得 $R = 3.72$

$$y = \frac{R}{R+1}x + \frac{x_D}{R+1} = \frac{3.72}{4.72}x + \frac{0.95}{4.72} = 0.788x + 0.2013$$

塔顶全凝器 $y_1 = x_D = 0.95$

$$x_1 = \frac{y_1}{y_1 + \alpha(1-y_1)} = \frac{0.95}{0.95 + 2 \times 0.05} = 0.9048$$

$$y_2 = 0.788 \times 0.9048 + 0.2013 = 0.9143$$

$$x_2 = \frac{0.9143}{0.9143 + 2(1-0.9143)} = 0.8421$$

16. 某制药厂拟设计一板式精馏塔回收丙酮含量为 0.75 (摩尔分数, 下同) 水溶液中的丙酮。原料液的处理量为 30 kmol/h, 馏出液的组成为 0.96, 丙酮回收率为 98.5%。塔顶全凝器, 泡点回流, 塔釜间接蒸汽加热。试根据如下条件计算塔的有效高度和塔径。

进料热状况	饱和液体	总板效率	61%
操作回流比	2	全塔平均压力	110 kPa
理论板层数	17.0	全塔平均温度	81 °C
板间距	0.40 m	空塔气速	0.82 m/s

解: 由题给条件, 可得

$$q_{n,D} = \frac{0.985q_{n,F}x_F}{x_D} = \frac{0.985 \times 30 \times 0.75}{0.96} \text{ kmol/h} = 23.09 \text{ kmol/h}$$

$$q_{n,V} = q_{n,V'} = (R+1)q_{n,D} = 3 \times 23.09 \text{ kmol/h} = 69.3 \text{ kmol/h}$$

$$N_p = \frac{N_T}{E_T} = \frac{17.0}{0.61} = 27.88 \quad \text{取 } 28$$

(1) 塔的有效高度

$$E = (N_p - 1)H_T = (28 - 1) \times 0.4\text{m} = 10.8\text{m}$$

(2) 塔径 精馏段和提馏段气相负荷相同, 则

$$D = \sqrt{\frac{4q_{v,v}}{\pi u}}$$

式中 $q_{v,v} = \frac{22.4q_{n,v}}{3600} \frac{Tp_0}{T_0 p} = \frac{22.4 \times 69.3 \times (273 + 81) \times 101.33}{3600 \times 273 \times 110} \text{m}^3/\text{s} = 0.5151 \text{m}^3/\text{s}$

于是 $D = \sqrt{\frac{4 \times 0.5151}{0.82\pi}} \text{m} = 0.894\text{m}$

根据系列标准, 选取塔径为 900 mm。

17. 在连续精馏中分离 A、B、C、D、E (按挥发度降低顺序排列) 五组分混合液。在所选择流程下, C 为轻关键组分, 在釜液中组成为 0.006 (摩尔分数, 下同); D 为重关键组分, 在馏出液中的组成为 0.005。原料液处理量为 100 kmol/h, 其组成如本题附表 1 所示。

17 题 附表 1

组 分	A	B	C	D	E
x_F	0.213	0.244	0.183	0.142	0.218

试按清晰分割法估算馏出液、釜残液的流量和组成。

解: 由题意, A、B 组分在釜残液中不出现, E 组分在馏出液中不出现, 且 $x_{w,C}=0.006$, $x_{D,D}=0.005$ 。作全塔物料衡算, 得

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

$$q_{n,D} = q_{n,F}(x_{F,A} + x_{F,B} + x_{F,C}) - q_{n,W}x_{w,C} + q_{n,D}x_{D,D}$$

将有关数据代入上式, 解得

$$q_{n,D} = 64.1 \text{kmol/h}$$

计算结果列于本题附表 2。

17 题 附表 2

组 分	A	B	C	D	E	Σ
$q_{n,Fi}$ / (kmol/h)	21.3	24.4	18.3	14.2	21.8	100
$q_{n,Di}$ / (kmol/h)	21.3	24.4	18.08	0.320	0	64.1
$q_{n,Wi}$ / (kmol/h)	0	0	0.22	13.88	21.8	35.9
x_{Di}	0.3323	0.3807	0.2821	0.005	0	1.0
x_{Wi}	0	0	0.006	0.3866	0.6072	1.0

第十章 液-液萃取和液-固浸取

1. 25°C时醋酸 (A) -庚醇-3 (B) -水 (S) 的平衡数据如本题附表所示。

习题 1 附表 1 溶解度曲线数据 (质量分数/%)

醋酸 (A)	庚 醇-3 (B)	水 (S)	醋酸 (A)	庚 醇-3 (B)	水 (S)
0	96.4	3.6	48.5	12.8	38.7
3.5	93.0	3.5	47.5	7.5	45.0
8.6	87.2	4.2	42.7	3.7	53.6
19.3	74.3	6.4	36.7	1.9	61.4
24.4	67.5	7.9	29.3	1.1	69.6
30.7	58.6	10.7	24.5	0.9	74.6
41.4	39.3	19.3	19.6	0.7	79.7
45.8	26.7	27.5	14.9	0.6	84.5
46.5	24.1	29.4	7.1	0.5	92.4
47.5	20.4	32.1	0.0	0.4	99.6

习题 1 附表 2 联结线数据 (醋酸的质量分数%)

水 层	庚 醇-3 层	水 层	庚 醇-3 层
6.4	5.3	38.2	26.8
13.7	10.6	42.1	30.5
19.8	14.8	44.1	32.6
26.7	19.2	48.1	37.9
33.6	23.7	47.6	44.9

试求：(1) 在直角三角形相图上绘出溶解度曲线及辅助曲线，在直角坐标图上绘出分配曲线。(2) 确定由 200 kg 醋酸、200 kg 庚醇-3 和 400 kg 水组成的混合液的物系点位置。混合液经充分混合并静置分层后，确定两共轭相的组成和质量。(3) 上述两液层的分配系数 k_A 及选择性系数 β 。(4) 从上述混合液中蒸出多少千克水才能成为均相溶液？

解：(1) 溶解度曲线如附图 1 中曲线 SEPHRJ 所示。辅助曲线如附图 1 曲线 SNP 所示。

分配曲线如附图 2 所示。

(2) 和点醋酸的质量分率为

$$x_A = \frac{200}{200 + 200 + 400} = 0.25$$

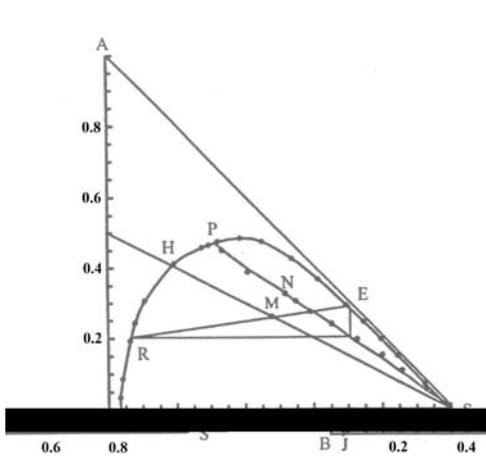
水的质量分率为

$$x_S = \frac{400}{200 + 200 + 400} = 0.50$$

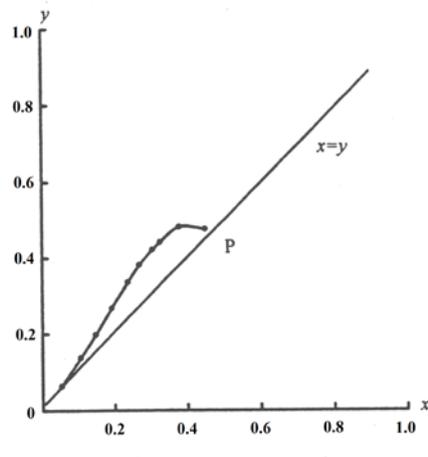
由此可确定和点 M 的位置，如附图 1 所示。由辅助曲线通过试差作图可确定 M 点的差点 R 和 E 。由杠杆规则可得

$$R = \frac{13}{40} M = \frac{13}{40} \times 800\text{kg} = 260\text{kg}$$

$$E = M - R = (800 - 260)\text{kg} = 540\text{kg}$$



习题 1 附图 1



习题 1 附图 2

由附图 1 可查得 E 相的组成为

$$y_A = 0.28, \quad y_S = 0.71, \quad y_B = 0.01$$

R 相的组成为

$$x_A = 0.20, \quad x_S = 0.06, \quad x_B = 0.74$$

(3) 分配系数

$$k_A = \frac{y_A}{x_A} = \frac{0.28}{0.20} = 1.4$$

$$k_B = \frac{y_B}{x_B} = \frac{0.01}{0.74} = 0.0135$$

选择性系数

$$\beta = \frac{k_A}{k_B} = \frac{1.4}{0.0135} = 103.7$$

(4) 随水分的蒸发, 和点 M 将沿直线 SM 移动, 当 M 点到达 H 点时, 物系分层消失, 即变为均相物系。由杠杆规则可得

$$H = \frac{34}{55}M = \frac{34}{55} \times 800\text{kg} = 494.5\text{kg}$$

需蒸发的水分量为

$$M - H = (800 - 494.5)\text{kg} = 305.5\text{kg}$$

2. 在单级萃取装置中, 以纯水为溶剂从含醋酸质量分数为 30% 的醋酸-庚醇-3 混合液中提取醋酸。已知原料液的处理量为 1000 kg/h, 要求萃余相中醋酸的质量分数不大于 10%。试 (1) 水的用量; (2) 萃余相的量及醋酸的萃取率。操作条件下的平衡数据见习题 1。

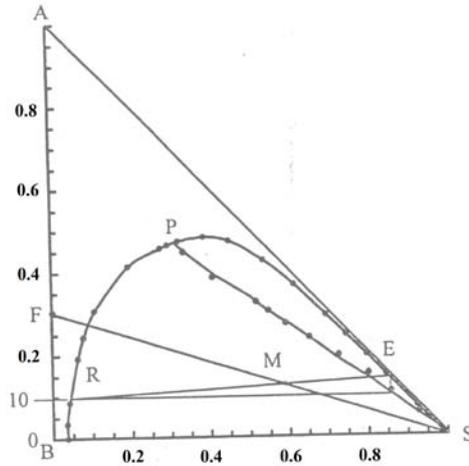
解: (1) 物系的溶解度曲线及辅助曲线如附图所示。

由原料组成 $x_F=0.3$ 可确定原料的相点 F , 由萃余相的组成 $x_A=0.1$ 可确定萃余相的相点 R 。借助辅助曲线, 由 R 可确定萃取相的相点 E 。联结 RE 、 FS , 则其交点 M 即为萃取操作的物系点。由杠杆规则可得

$$F \times 37 = S \times 26$$

$$S = \frac{37}{26} \times F = \frac{37}{26} \times 1000\text{kg} = 1423\text{kg}$$

(2) 由杠杆规则可确定萃余相的量。



习题 2 附图

$$R \times 49 = M \times 16$$

$$R = \frac{16}{49}M = \frac{16}{49}(1000 + 1423)\text{kg} = 791\text{kg}$$

由附图可得萃取相的组成为

$$y_A = 0.14$$

$$\text{萃取率} = \frac{0.14 \times (2423 - 791)}{1000 \times 0.3} = 76.2\%$$

3. 在三级错流萃取装置中, 以纯异丙醚为溶剂从含醋酸质量分数为 30% 的醋酸水溶液

中提取醋酸。已知原料液的处理量为 2000 kg，每级的异丙醚用量为 800 kg，操作温度为 20 °C，试求（1）各级排出的萃取相和萃余相的量和组成；（2）若用一级萃取达到同样的残液组成，则需若干千克萃取剂。

20 °C时醋酸（A）-水（B）-异丙醚（S）的平衡数据如下：

习题 3 附表 20 °C时醋酸（A）-水（B）-异丙醚（S）的平衡数据(质量分数)

水 相			有 机 相		
醋酸 (A)	水 (B)	异丙醚 (S)	醋酸 (A)	水 (B)	异丙醚 (S)
0.69	98.1	1.2	0.18	0.5	99.3
1.41	97.1	1.5	0.37	0.7	98.9
2.89	95.5	1.6	0.79	0.8	98.4
6.42	91.7	1.9	1.9	1.0	97.1
13.34	84.4	2.3	4.8	1.9	93.3
25.50	71.7	3.4	11.4	3.9	84.7
36.7	58.9	4.4	21.6	6.9	71.5
44.3	45.1	10.6	31.1	10.8	58.1
46.40	37.1	16.5	36.2	15.1	48.7

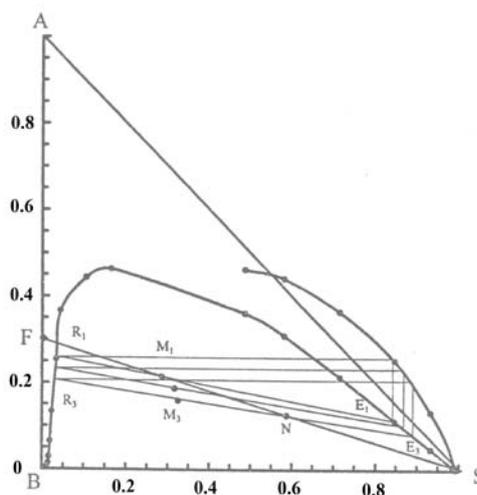
解：由平衡数据在直角三角形坐标图上绘出溶解度曲线及辅助曲线，如附图所示。

由原料组成 $x_F=0.3$ ，在图中确定原料相点 F 。由物料衡算确定一级萃取物系的组成

$$x_A = \frac{2000 \times 0.3}{2000 + 800} = 0.214$$

$$x_S = \frac{800}{2000 + 800} = 0.286$$

由此可确定一级萃取物系点 M_1 的位置。借助辅助曲线，通过试差作图可由 M_1 确定一级萃取的萃取相点 E_1 和萃余相点 R_1 。由杠杆规则可得



习题 3 附图

$$R_1 \times 50 = M_1 \times 34.5$$

$$R = \frac{34.5}{50} M_1 = \frac{34.5}{50} \times 2800 \text{kg} = 1932 \text{kg}$$

$$E_1 = M_1 - R_1 = (2800 - 1932) \text{kg} = 868 \text{kg}$$

由附图可读得一级萃取相和萃余相的组成为

$$y_1 = 0.110$$

$$x_1 = 0.255$$

由 R_1 的量及组成，以及所加萃取剂的量，通过物料衡算可求得二级萃取的物系点 M_2 。与一级萃取计算方法相同可得

$$E_2 = 930 \text{ kg}$$

$$R_2 = 1800 \text{ kg}$$

$$y_2 = 0.10$$

$$x_2 = 0.23$$

与二级萃取计算相同，可得三级萃取计算结果

$$E_3 = 920 \text{ kg}$$

$$R_3 = 1890 \text{ kg}$$

$$y_3 = 0.08$$

$$x_3 = 0.21$$

(2) 若采用一级萃取达到同样的萃取效果，则萃取物系点为附图中的 N 点。由杠杆规则可得

$$F \times 37.5 = S \times 26.5$$

$$S = \frac{37.5}{26.5} F = \frac{37.5}{26.5} \times 2000 \text{kg} = 2830 \text{kg}$$

4. 在多级错流萃取装置中, 以水为溶剂从含乙醛质量分数为 6% 的乙醛—甲苯混合液中提取乙醛。已知原料液的处理量为 1200kg/h, 要求最终萃余相中乙醛的质量分数不大于 0.5%。每级中水的用量均为 250 kg/h。操作条件下, 水和甲苯可视为完全不互溶, 以乙醛质

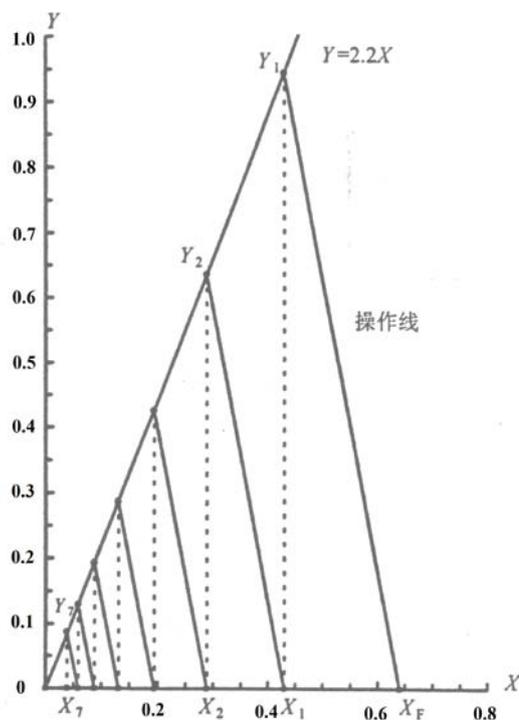


图 10-11 多级错流萃取的 X-Y 图

量比表示的平衡关系为 $Y=2.2X$ 。试求所需的理论级数。

解: (a) 直角坐标图解法 在 X - Y 直角坐标图上绘出平衡曲线 $Y=2.2X$, 如附图所示。

$$X_F = \frac{x_F}{1-x_F} = \frac{0.06}{1-0.06} = 0.064$$

原料中稀释剂的量为

$$B = F(1-x_F) = 1200 \times (1-0.06) \text{ kg/h} = 1128 \text{ kg/h}$$

操作线的斜率为

$$-\frac{B}{S} = -\frac{1128}{250} = -4.512$$

过 X_F 作斜率为 -4.512 的直线, 与平衡线交于 Y_1 , 则 $X_F Y_1$ 为一级萃取的操作线。过 Y_1 作 Y 轴的平行线, 与 X 轴交于 X_1 。过 X_1 作 $X_F Y_1$ 的平行线, 与平衡曲线交于 Y_2 , $X_1 Y_2$ 即为二级萃取的操作线。同理可作以后各级萃取的操作线, 其中 X_i 为第 i 级萃余相的组成, 直至 X_n 小于或等于所规定的组成 0.005 为止。操作线的条数即为理论级数, 即

$$n=7$$

(b) 解析法 由于 B 与 S 不互溶, 故可采用式 (10-35) 计算理论级数。

$$K = 2.2$$

$$X_F = 0.064$$

$$X_n \approx 0.005$$

$$Y_S = 0$$

$$A_m = \frac{KS}{B} = \frac{2.2 \times 250}{1128} = 0.4876$$

$$n = \frac{\ln \left[\frac{X_F - Y_S/K}{X_n - Y_S/K} \right]}{\ln(1 + A_m)} = \frac{\ln \frac{0.064}{0.005}}{\ln(1 + 0.4876)} = 6.4$$

取 $n=7$

也可采用迭代计算求理论级数。平衡关系为

$$Y_i = 2.2X_i$$

操作关系为

$$Y_i = -4.512(X_i - X_{i-1})$$

由此可得迭代关系为

$$X_i = 0.6722X_{i-1}$$

迭代计算结果为

$$X_0 = X_F = 0.064$$

$$X_1 = 0.0430$$

$$X_2 = 0.0289$$

$$X_3 = 0.0194$$

$$X_4 = 0.0131$$

$$X_5 = 0.00879$$

$$X_6 = 0.00591$$

$$X_7 = 0.00397 < 0.005$$

即所需理论级数为 7 级。

5. 在多级逆流萃取装置中，以水为溶剂从含丙酮质量分数为 40% 的丙酮-醋酸乙酯混合液中提取丙酮。已知原料液的处理量为 2 000kg/h，操作溶剂比 (S/F) 为 0.9，要求最终萃余相中丙酮质量分数不大于 6%，试求 (1) 所需的理论级数；(2) 萃取液的组成和流量。操作条件下的平衡数据列于本题附表。

习题 5 附表 丙酮 (A) - 醋酸乙酯 (B) - 水 (S) 的平衡数据 (质量分数)

萃 取 相			萃 余 相		
丙酮 (A)	醋酸乙酯 (B)	水 (S)	丙酮 (A)	醋酸乙酯 (B)	水 (S)
0	7.4	92.6	0	96.3	3.5
3.2	8.3	88.5	4.8	91.0	4.2
6.0	8.0	86.0	9.4	85.6	5.0
9.5	8.3	82.2	13.5	80.5	6.0

$$E' = E_1 \times \frac{29}{72.5} = 2890 \times \frac{29}{72.5} \text{ kg/h} = 1156 \text{ kg/h}$$

6. 在多级逆流萃取装置中，以纯氯苯为溶剂从含吡啶质量分数为 35% 的吡啶水溶液中提取吡啶。操作溶剂比 (S/F) 为 0.8，要求最终萃余相中吡啶质量分数不大于 5%。操作条件下，水和氯苯可视为完全不互溶。试在 X - Y 直角坐标图上求解所需的理论级数，并求操作溶剂用量为最小用量的倍数。操作条件下的平衡数据列于本题附表。

习题 6 附表 吡啶 (A) - 水 (B) - 氯苯 (S) 的平衡数据 (质量分数)

萃 取 相			萃 余 相		
吡啶 (A)	水 (B)	氯苯 (S)	吡啶 (A)	水 (B)	氯苯 (S)
0	0.05	99.95	0	99.92	0.08
11.05	0.67	88.28	5.02	94.82	0.16
18.95	1.15	79.90	11.05	88.71	0.24
24.10	1.62	74.48	18.9	80.72	0.38
28.60	2.25	69.15	25.50	73.92	0.58
31.55	2.87	65.58	36.10	62.05	1.85
35.05	3.59	61.0	44.95	50.87	4.18
40.60	6.40	53.0	53.20	37.90	8.90
49.0	13.20	37.80	49.0	13.20	37.80

解：将以质量分数表示的平衡数据转化为质量比表示，其结果列于附表 2 中。

习题 6 附表 2

萃取相 (Y)	0	0.125	0.237	0.324	0.414	0.481	0.575	0.766	1.30
萃余相 (X)	0	0.0529	0.125	0.234	0.345	0.582	0.884	1.40	3.71

由表中数据在 X - Y 直角坐标系中绘出平衡曲线，如附图中曲线 Y_1Y_2BQ 所示。

由 $S/F=0.8$ 及 $x_F=0.35$ 可得操作线的斜率

$$\frac{S}{F} = \frac{S}{A+B} = \frac{S}{B\left(\frac{35}{65}+1\right)} = 0.8 \Rightarrow \frac{B}{S} = 0.8125$$

由最终萃取要求可确定点 X_n ,

$$X_n = \frac{x_n}{1-x_n} = \frac{0.05}{1-0.05} = 0.053$$

级逆流萃取能满足分离要求，否则，需增加级数或调整工艺参数。

(1) 对萃取装置列物料衡算及平衡关系式

$$F + S = 1.81F = E_1 + R_2 = 1.81 \times 800 = 1448 \quad (\text{a})$$

$$\text{组分 A} \quad 800 \times 0.32 = E_1 y_{1, A} + 0.012 R_2 \quad (\text{b})$$

$$\text{组分 S} \quad 800 \times 0.81 = E_1 y_{1, S} + x_{2, S} R_2 \quad (\text{c})$$

$$\text{式中} \quad y_{1, A} = 0.76 x_{1, A}^{0.42} \quad (\text{d})$$

$$y_{1, S} = 0.996 - y_{1, A}$$

(e)

$$x_{2, S} = 0.01 + 0.06 x_{2, A}$$

(f)

联立式 (a) ~ 式 (f)，得

$$E_1 = 895 \text{ kg/h}, \quad y_{1, A, S} = 0.279 \quad y_{1, S} = 0.717$$

$$R_2 = 553 \text{ kg/h}, \quad x_{1, A, S} = 0.0903 \quad x_{1, S} = 0.0154$$

(1) 对第一理论级列物料衡算及平衡关系式

$$F + E_2 = R_1 + E_1$$

(g)

$$\text{组分 A} \quad 800 \times 0.32 + E_2 y_{2, A} = 0.0903 R_1 + 895 \times 0.279 \quad (\text{h})$$

$$\text{组分 S} \quad E_2 y_{2, S} = 0.0154 R_1 + 0.717 E_1 \quad (\text{i})$$

$$\text{式中} \quad y_{2, A} = 0.76 x_{2, A}^{0.42}$$

$$(j) \quad y_{2, S} = 0.996 - y_{2, A}$$

(k)

联立式 (g) ~ 式 (k)，得

$$E_2 = 1087.57 \text{ kg/h}, \quad y_{2, A, S} = 0.0446 \quad y_{2, S} = 0.9514$$

$$R_1 = 607.43 \text{ kg/h}, \quad x_{2, A} = 1.1 \times 10^{-3}$$

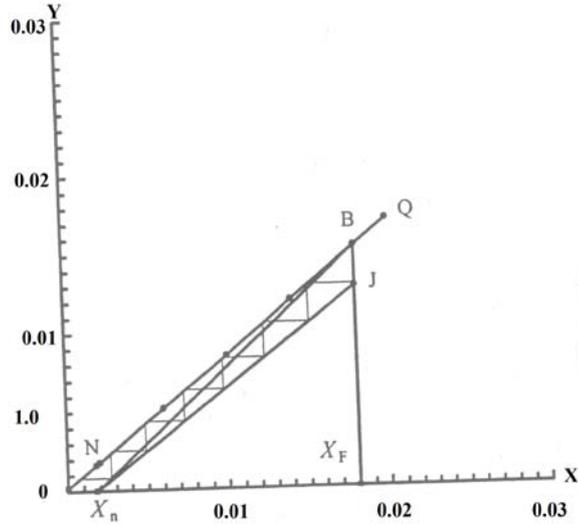
计算结果表明，两级逆流萃取可以达到给定的分离要求。

8. 在填料层高度为 3 m 的填料塔内，以纯 S 为溶剂从组分 A 质量分数为 1.8% 的 A、B 两组分混合液中提取 A。已知原料液的处理量为 2 000 kg/h，要求组分 A 的萃取率不低于 90%，溶剂用量为最小用量的 1.2 倍，试求 (1) 溶剂的实际用量，kg/h；(2) 填料层的等板高度 $HETS$, m；(3) 填料层的总传质单元数 N_{OE} 。操作条件下，组分 B、S 可视为完全不互溶，

其分配曲线数据列于本题附表。

习题 8 附表

$\frac{X}{K_{cA}/K_{cB}}$	0.002	0.006	0.01	0.014	0.018	0.020
$\frac{Y}{K_{cA}/K_{cS}}$	0.0018	0.0052	0.0085	0.012	0.0154	0.0171



习题 8 附图

解：（1）由分配曲线数据在 X - Y 直角坐标系中绘出分配曲线，如附图曲线 NBQ 所示。

$$\varphi_A = \frac{X_F - X_n}{X_F}$$

$$X_n = X_F - \varphi_A X_F = 0.018 \times (1 - 0.90) = 0.0018$$

萃取剂用量最小时的操作线为 X_nB ，其斜率为

$$\delta_{\max} = \left(\frac{B}{S} \right)_{\max} = \frac{0.0154}{0.018 - 0.0018} = 0.951$$

$$S = 1.2S_{\min} = 1.2 \frac{B}{\delta_{\max}} = 1.2 \frac{F \left(\frac{1}{1 + X_F} \right)}{\delta_{\max}} = 1.2 \times \frac{2000 \times \left(\frac{1}{1 + 0.018} \right)}{0.951} \text{ kg/h} = 2480 \text{ kg/h}$$

（2）操作线的斜率为：

$$\frac{B}{S} = \frac{0.951}{1.2} = 0.792$$

过点 X_n 作斜率为 0.792 的直线交 $X=X_F=0.018$ 于 J, X_nJ 即为操作线。在操作线与分配曲线之间作级梯, 可得理论级数为

$$n = 6 + \frac{0.29 - 0.2}{0.29 - 0.09} = 6.45$$

$$HETS = \frac{H}{n} = \frac{3}{6.45} m = 0.465m$$

(3) 由附图可看出, 平衡线及操作线均为直线, 因此, 可采用积分计算填料层的传质单元数。由附图可求得平衡线方程为

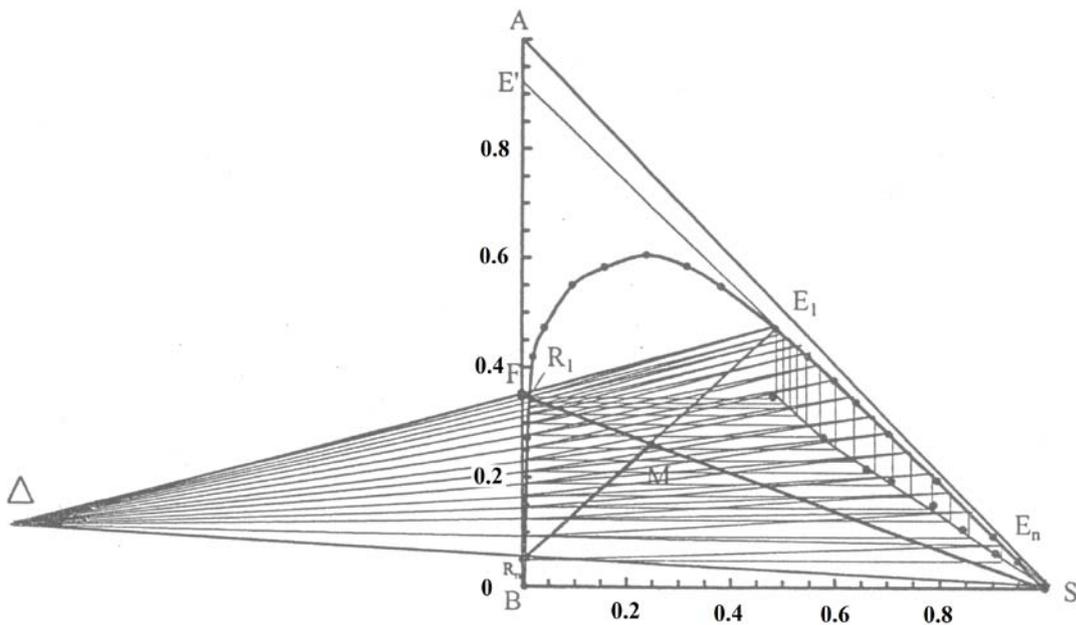
$$Y^* = \frac{1.54}{1.80} X = 0.8556X$$

操作线方程为

$$Y = \frac{0.951}{1.2} (X - X_n) = 0.7952X - 0.001427$$

$$N_{OE} = \int_{Y_n}^{Y_F} \frac{dY}{Y^* - Y} = \int_{0.0018}^{0.018} \frac{12.559dX}{X + 0.02261} = 12.559 \ln(X + 0.02261) \Big|_{0.0018}^{0.018} = 6.4$$

9. 在多级逆流萃取装置中, 用三氯乙烷为溶剂从含丙酮质量分数为 35% 的丙酮水溶液中提取丙酮。已知原料液的处理量为 4 500 kg/h, 三氯乙烷的用量为 1 500 kg/h, 要求最终萃余相中丙酮质量分数不大于 5%, 试求 (1) 分别用三角形相图和 x - y 直角坐标图求解所需的理论级数; (2) 若从萃取相中脱除的三氯乙烷循环使用 (假设其中不含水和丙酮), 每



习题 9 附图 1

小时需补充解: (1) 三角形坐标图解

由平衡数据在直角三角形坐标图上绘出溶解度曲线及辅助曲线, 如附图 1 所示。由原料组成 $x_F=0.35$ 确定原料的相点 F ; 由萃取要求 $x_n=0.05$ 确定 R_n 点。由 $F=4\ 500\text{kg/h}$ 、 $S=1\ 500\text{kg/h}$, 再根据杠杆规则确定 F 、 S 的和点 M 。联结 R_nM 并延长与溶解度曲线交于 E_1 , 则 E_1F 和 SR_n

的交点 Δ 即为操作点。

借辅助曲线作图可找到 E_1 的共轭相点 R_1 ，联结 ΔR_1 并延长与溶解度曲线交于 E_2 ，同理可找到 E_2 的共轭相点 $R_2 \dots \dots$ 直至 R_n 的组成 x_n 达到萃取要求，其中操作线的条数即为理论级数。由作图可得

$$n=15$$

(2) 直角坐标图解

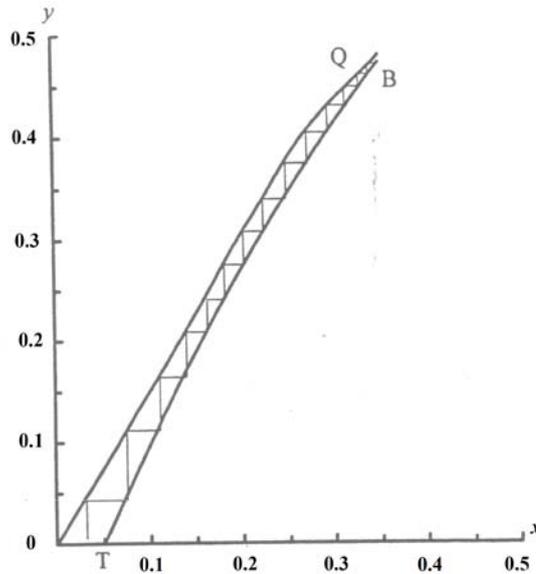
在 x - y 直角坐标系中绘出分配曲线，如附图 2 所示。

读出三角形坐标图中的操作线所对应的萃余相和萃取相的组成 x 、 y ，将其标绘于 x - y 直角坐标系中，即得到一个操作点，将各操作点联结起来即得到操作线 TB 。在操作线与分配曲线之间作级梯，级梯数即为理论级数，由作图可知

$$n=14$$

结果与三角形坐标图解稍有差别，是由作图误差所致。

(2) 由杠杆规则可知



习题 9 附图 2

$$E_1 \times 40 = M \times 20$$

$$E_1 = \frac{20}{40} M = \frac{20}{40} \times (4500 + 1500) \text{kg/h} = 3000 \text{kg/h}$$

$$E_1 \times 40.5 = S \times 83.5$$

$$S = \frac{40.5}{83.5} E_1 = \frac{40.5}{83.5} \times 3000 \text{kg/h} = 1455 \text{kg/h}$$

补充萃取剂的量为

$$(1500 - 1455) \text{kg/h} = 45 \text{kg/h}$$

第十一章 固体物料的干燥习题解答

1. 已知湿空气的总压力为 100 kPa，温度为 50 °C，相对湿度为 40%，试求（1）湿空气中的水汽分压；（2）湿度；（3）湿空气的密度。

解：（1）湿空气的水汽分压

$$p = \phi p_s$$

由附录查得 50 °C 时水的饱和蒸气压 $p_s = 12.34\text{kPa}$ ，故

$$p = 0.4 \times 12.34\text{kPa} = 4.936\text{kPa}$$

（2）湿度

$$H = \frac{0.622p}{p_{\text{总}} - p} = \frac{0.622 \times 4.936}{100 - 4.936} \text{kg/kg 绝干气} = 0.03230 \text{kg/kg 绝干气}$$

（3）密度

$$\begin{aligned} v_H &= (0.772 + 1.244H) \times \frac{273 + t}{273} \times \frac{1.013 \times 10^5}{P} \\ &= (0.772 + 1.244 \times 0.0323) \times \frac{273 + 50}{273} \times \frac{1.0133 \times 10^5}{100 \times 10^3} \text{m}^3 \text{湿空气/kg 绝干气} \\ &= 0.9737 \text{m}^3 \text{湿空气/kg 绝干气} \end{aligned}$$

$$\text{密度} \quad \rho_H = \frac{1 + Hv}{v_H} = \frac{1 + 0.0323}{0.9737} \text{kg/m}^3 \text{湿空气} = 1.06 \text{kg/m}^3 \text{湿空气}$$

2. 常压连续干燥器内用热空气干燥某湿物料，出干燥器的废气的温度为 40 °C，相对湿度为 43%，试求废气的露点。

解：由附录查得 40 °C 时水的饱和蒸气压 $p_s = 7.3766\text{kPa}$ ，故湿空气中水汽分压为

$$p = \phi p_s = \frac{1 + Hv}{v_H} = 0.43 \times 7.3766\text{kPa} = 3.172\text{kPa}$$

查出 $p_s = 3.172\text{kPa}$ 时的饱和温度为 25.02 °C，此温度即为废气露点。

3. 在总压 101.3 kPa 下，已知湿空气的某些参数。利用湿空气的 $H-I$ 图查出附表中空格项的数值，并绘出分题 4 的求解过程示意图。

习题 3 附表

序号	湿度	干球温度	湿球温度	相对湿度	焓	水汽分压	露点
	kg/kg 绝干气	/°C	°C	%	kJ/kg 绝干气	kPa	°C
1	(0.02)	86	(35)	5	140	3	23
2	(0.03)	79	37	11	(160)	4.2	30
3	(0.04)	86	42	(10)	193	6	35

4	(0.05)	(60)	42	37	192	7.5	38.5
---	--------	------	----	----	-----	-----	------

解：附表中括号内的数为已知，其余值由 $H-I$ 图查得。分题 4 的求解过程示意图略。

4. 将 $t_0 = 25^\circ\text{C}$ 、 $H_0 = 0.005\text{kg水/kg 绝干气}$ 的常压新鲜空气，与干燥器排出的

$t_2 = 40^\circ\text{C}$ 、 $H_2 = 0.034\text{kg水/kg 绝干气}$ 的常压废气混合，两者中绝干气的质量比为 1: 3。

试求 (1) 混合气体的温度、湿度、焓和相对湿度；(2) 若后面的干燥器需要相对湿度 10% 的空气做干燥介质，应将此混合气加热至多少摄氏度？

解：(1) 对混合气列湿度和焓的衡算，得

$$1H_0 + 3H_2 = 4H_m \quad (\text{a})$$

$$1I_0 + 3I_2 = 4I_m \quad (\text{b})$$

当 $t_0 = 25^\circ\text{C}$ 、 $H_0 = 0.005\text{kg水/kg 绝干气}$ 时，空气的焓为

$$\begin{aligned} I_0 &= (1.01 + 1.88H_0) \times t_0 + 2490H_0 \\ &= [(1.01 + 1.88 \times 0.005) \times 25 + 2490 \times 0.005] \text{kJ/kg 绝干气} \\ &= 37.94 \text{kJ/kg 绝干气} \end{aligned}$$

当 $t_2 = 40^\circ\text{C}$ 、 $H_2 = 0.034\text{kg水/kg 绝干气}$ 时，空气的焓为

$$\begin{aligned} I_2 &= [(1.01 + 1.88 \times 0.034) \times 40 + 2490 \times 0.034] \text{kJ/kg 绝干气} \\ &= 127.62 \text{kJ/kg 绝干气} \end{aligned}$$

将以上值代入式 (a) 及式 (b) 中，即

$$0.005 + 3 \times 0.034 = 4H_m$$

$$37.94 + 3 \times 127.62 = 4I_m$$

分别解得： $H_m = 0.02675\text{kg/kg 绝干气}$

$$I_m = 105.2 \text{kJ/kg 绝干气}$$

由 $I_m = (1.01 + 1.88H_m) \times t_m + 2490H_m$

$$105.2 = (1.01 + 1.88 \times 0.02675) \times t_m + 2490 \times 0.02675$$

得 $t_m = 36.4^\circ\text{C}$

混合气体中的水汽分压

$$H_m = \frac{0.622p}{P_{\text{总}} - p} = 0.02675$$

解出 $p = 4178\text{Pa}$

$t_m = 36.4\text{ }^\circ\text{C}$ 时水的饱和蒸汽压为 $p_s = 6075\text{Pa}$

所以混合气体的相对湿度为 $\varphi = \frac{4178}{6075} \times 100\% = 68.8\%$

(2) 将此混合气加热至多少度可使相对湿度降为 10%

$$\varphi_1 = \frac{4178}{p_s'} = 0.1$$

故 $p_s' = 41780\text{Pa}$

查水蒸气表知此压力下的饱和温度为 $76.83\text{ }^\circ\text{C}$ 。故应在此混合气加热至 $76.83\text{ }^\circ\text{C}$ 。

5. 干球温度为 $20\text{ }^\circ\text{C}$ 、湿度为 0.009 kg/kg 绝干气的湿空气通过预热器加热到 $80\text{ }^\circ\text{C}$ 后, 再送至常压干燥器中, 离开干燥器时空气的相对湿度为 80%, 若空气在干燥器中经历等焓干燥过程, 试求: (1) 1 m^3 原湿空气在预热过程中焓的变化; (2) 1 m^3 原湿空气在干燥器中获得的水分量。

解: (1) 1 m^3 原湿空气在预热器中焓的变化。

当 $t_0 = 20\text{ }^\circ\text{C}$ 、 $H_0 = 0.009\text{ kg/kg}$ 绝干气时, 由图 11-3 查出 $I_0 = 43\text{ kJ/kg}$ 绝干气。

当 $t_1 = 80\text{ }^\circ\text{C}$ 、 $H_1 = H_0 = 0.009\text{ kg/kg}$ 绝干气时, 由图 11-3 查出 $I_1 = 104\text{ kJ/kg}$ 绝干气。

故 1 kg 绝干空气在预热器中焓的变化为:

$$\Delta I = I_1 - I_0 = (104 - 43)\text{ kJ/kg绝干气} = 61\text{ kJ/kg绝干气}$$

原湿空气的比体积:

$$\begin{aligned} v_H &= (0.772 + 1.244H) \times \frac{273 + t_0}{273} \times \frac{1.013 \times 10^5}{P} \\ &= (0.772 + 1.244 \times 0.009) \times \frac{273 + 20}{273} \text{ m}^3\text{湿空气/kg绝干气} \\ &= 0.84 \text{ m}^3\text{湿空气/kg绝干气} \end{aligned}$$

故 1 m^3 原湿空气焓的变化为:

$$\frac{\Delta I}{v_H} = \frac{61}{0.84} \text{ kJ/m}^3\text{湿空气} = 72.6 \text{ kJ/m}^3\text{湿空气}$$

(2) 1 m^3 原湿空气在干燥器中获得的水分。

由 $t_1 = 80\text{ }^\circ\text{C}$ 、 $H_1 = H_0 = 0.009\text{ kg/kg}$ 绝干气在 $H-I$ 图上确定空气状态点, 由该点沿等 I 线向右下方移动与 $\phi = 80\%$ 线相交, 交点为离开干燥器时空气的状态点, 由该点读出空气离开干燥器时的湿度 $H_2 = 0.027\text{ kg/kg}$ 绝干气。故 1 m^3 原空气获得的水分为:

$$\frac{H_2 - H_1}{v_H} = \frac{0.027 - 0.009}{0.84} \text{ kJ/m}^3\text{原湿空气} = 0.0214 \text{ kJ/m}^3\text{原湿空气}$$

6. 用4题(1)的混合湿空气加热升温后用于干燥某湿物料,将湿物料自湿基含水量0.2降至0.05,湿物料流量为1000 kg/h,假设系统热损失可忽略,干燥操作为等焓干燥过程。试求(1)新鲜空气耗量;(2)进入干燥器的湿空气的温度和焓;(3)预热器的加热量。

解:(1)新鲜空气耗量

$$X_1 = \frac{w_1}{1-w_1} = \frac{20}{100-20} \text{kg/kg绝干料} = 0.25 \text{kg/kg绝干料}$$

$$X_2 = \frac{w_2}{1-w_2} = \frac{5}{100-5} \text{kg/kg绝干料} = 0.05263 \text{kg/kg绝干料}$$

$$G = G_1(1-w_1) = 1000(1-0.2) \text{kg绝干料/h} = 800 \text{kg/h}$$

蒸发水量

$$W = G(X_1 - X_2) = 800(0.25 - 0.05263) \text{kg水/h} = 157.9 \text{kg水/h}$$

绝干空气用量

$$L(H_2 - H_0) = W$$

$$L = \frac{W}{H_2 - H_0} = \frac{157.9}{0.034 - 0.005} \text{kg绝干气/h} = 5444.8 \text{kg绝干气/h}$$

新鲜空气用量

$$L(1 + H_0) = 5444.8 \times 1.005 \text{kg新鲜气/h} = 5472 \text{kg新鲜气/h}$$

(2)进入干燥器的湿空气的温度和焓

由于干燥过程为等焓过程,故进出干燥器的空气的焓相等。

$$I_1 = I_2$$

$$(1.01 + 1.88H_m)t_1 + 2490H_m = 127.6$$

将 $H_m = 0.02675 \text{kg/kg绝干气}$ 代入,解出:



$$57.54 \text{ } ^\circ\text{C}$$

所以,进入干燥器的湿空气的温度为 57.54°C ,焓为 127.6kJ/kg绝干气 。

(3)预热器的加热量

$$Q_p = L_m(I_1 - I_m)$$

$$L_m = 4L = 4 \times 5444.8 \text{kg绝干气/h} = 21779 \text{kg绝干气/h}$$

$$Q_p = L_m(I_1 - I_m) = 21779(127.62 - 105.2) \text{kJ/h} = 488289 \text{kJ/h} = 135.64 \text{kW}$$

7. 在常压下用热空气干燥某湿物料,湿物料的处理量为 1000kg/h ,温度为 20°C ,含水量为 4% (湿基,下同),要求干燥后产品的含水量不超过 0.5% ,物料离开干燥器时温度升至 60°C ,湿物料的平均比热容为 $3.28 \text{kJ/(kg绝干料} \cdot ^\circ\text{C)}$ 。空气的初始温度为 20°C ,相对湿度

度为50%，将空气预热至100℃进干燥器，出干燥器的温度为50℃，湿度为0.06 kg/kg绝干气，干燥器的热损失可按预热器供热量的10%计。试求（1）计算新鲜空气的消耗量；（2）预热器的加热量 Q_p ；（3）计算加热物料消耗的热量占消耗总热量的百分数；（4）干燥系统的热效率。

解：（1）新鲜空气消耗量，即

$$L = \frac{W}{H_2 - H_1}$$

绝干物料 $G = G_1(1 - w_1) = 1000(1 - 0.04)\text{kg绝干料/h} = 960\text{kg绝干料/h}$

$$X_1 = \frac{4}{96}\text{kg/kg绝干料} = 0.04167\text{kg/kg绝干料}$$

$$X_2 = \frac{0.5}{99.5}\text{kg/kg绝干料} = 0.00503\text{kg/kg绝干料}$$

所以 $W = G(X_1 - X_2) = 960(0.04167 - 0.00503)\text{kg/h} = 35.17\text{kg/h}$

20℃时空气的饱和蒸汽压为 $p_s = 2.3346\text{kPa}$

$$H_0 = \frac{0.622\phi_0 p_s}{101.33 - \phi_0 p_s} = \frac{0.622 \times 0.5 \times 2.3346}{101.33 - 0.5 \times 2.3346}\text{kg/kg绝干气} = 0.00723\text{kg/kg绝干气}$$

$$L = \frac{W}{H_2 - H_1} = \frac{35.17}{0.06 - 0.00723}\text{kg绝干气/h} = 666.5\text{kg绝干气/h}$$

$$L_0 = L(1 + H_0) = 666.5(1 + 0.00723)\text{kg新鲜空气/h} = 671.3\text{kg新鲜空气/h}$$

（2）预热器的加热量 Q_p ，用式 11-31 计算 Q_p ，即

$$\begin{aligned} Q_p &= L(1.01 + 1.88H_0)(t_1 - t_0) \\ &= 666.5(1.01 + 1.88 \times 0.00723)(100 - 20)\text{kJ/h} \\ &= 54578\text{kJ/h} = 15.16\text{kW} \end{aligned}$$

（3）加热物料消耗的热量占消耗总热量的百分数

加热物料耗热

$$\begin{aligned} Q &= G(I_2' - I_1') = Gc_m(\theta_2 - \theta_1) \\ &= 960 \times 3.28(60 - 20)\text{kJ/h} = 125952\text{kJ/h} = 34.99\text{kW} \end{aligned}$$

总耗热量

$$\begin{aligned} Q &= 1.01L(t_2 - t_0) + W(2490 + 1.88t_2) + Gc_{m2}(\theta_2 - \theta_1) + Q_L \\ &= [1.01 \times 666.5(50 - 20) + 35.17(2490 + 1.88 \times 50) + 1.25952 + 0.1 \times 54578]\text{kJ/h} \\ &= 242484\text{kJ/h} = 67.36\text{kW} \end{aligned}$$

加热物料消耗的热量占消耗总热量的百分数： $\frac{125952}{242484} \times 100\% = 51.9\%$

(4) 干燥器的热效率 η ，若忽略湿物料中水分带入系统中的焓，则用式 11-37 计算干燥系统的热效率。

$$\eta = \frac{W(2490+1.88t_2)}{Q} \times 100\% = \frac{35.17(2490+1.88 \times 50)}{242484} \times 100\% = 37.5\%$$

8. 用通风机将干球温度 $t_0 = 26^\circ\text{C}$ 、焓 $I_0 = 66\text{kJ/kg}$ 绝干气的新鲜空气送入预热器，预热到 $t_1 = 120^\circ\text{C}$ 后进入连续逆流操作的理想干燥器内，空气离开干燥器时相对湿度 $\varphi_2 = 50\%$ 。湿物料由含水量 $w_1 = 0.015$ 被干燥至含水量 $w_2 = 0.002$ ，每小时有 9 200 kg 湿物料加入干燥器内。试求 (1) 完成干燥任务所需的新鲜空气量；(2) 预热器的加热量；(3) 干燥器的热效率

解：(1) 新鲜空气耗量

$$X_1 = \frac{w_1}{1-w_1} = \frac{1.5}{100-1.5} \text{kg/kg绝干料} = 0.01523 \text{kg/kg绝干料}$$

$$X_2 = \frac{w_2}{1-w_2} = \frac{0.2}{100-0.2} \text{kg/kg绝干料} = 0.002 \text{kg/kg绝干料}$$

绝干物料流量

$$G = G_1(1-w_1) = 9200(1-0.015) \text{kg绝干料/h} = 9062 \text{kg绝干料/h}$$

$$W = G(X_1 - X_2) = 9062(0.01523 - 0.002) \text{kg水/h} = 119.9 \text{kg水/h}$$

根据 $t_0 = 26^\circ\text{C}$ 、 $I_0 = 66 \text{kJ/kg}$ 绝干气，求出 $H_0 = 0.0157 \text{kg/kg}$ 绝干气

根据 $t_1 = 120^\circ\text{C}$ 、 $H_1 = H_0 = 0.0157$ ，求出 $I_1 = 163.8 \text{kJ/kg}$ 绝干气

理想干燥器，所以 $I_2 = I_1 = 163.8 \text{kJ/kg}$ 绝干气

$$H_2 = \frac{0.622\varphi_2 p_s}{p_{\text{总}} - \varphi_2 p_s} = \frac{0.311 p_s}{101330 - 0.5 p_s} \quad (\text{a})$$

$$I_2 = (1.01 + 1.88 H_2) t_2 + 2490 H_2 = 163.8 \text{kJ/kg绝干气} \quad (\text{b})$$

设温度 t_2 ，查水蒸气表得相应的饱和蒸汽压 p_s ，由 (a) 式求湿度 H_2 ，再代入 (b) 式反求温度 t_2 ，若与初设值一致，计算结束。若与初设值不一致，则需重复以上步骤。

解得： $p_s = 13180 \text{Pa}$ ，对应的饱和温度为： $t_2 = 51.34^\circ\text{C}$

$$p_2 = 6590\text{Pa}, H_2 = 0.04326\text{kg/kg 绝干气}$$

绝干空气消耗量

$$L = \frac{119.9}{0.04326 - 0.0157}\text{kg/h} = 4351\text{kg/h}$$

新鲜空气消耗量

$$L_0 = L(1 + H_0) = 4351(1 + 0.0157)\text{kg新鲜空气/h} = 4419\text{kg新鲜空气/h}$$

(2) 预热器的加热量

$$Q_p = L(I_1 - I_0) = 4351(163.8 - 66)\text{kJ/h} = 425500\text{kJ/h} = 118.2\text{kW}$$

(3) 干燥器的热效率

$$\eta = \frac{W(2490 + 1.88t_2)}{Q}$$

$$\eta = \frac{119.9(2490 + 1.88 \times 51.34)}{425500} = 72.9\%$$

本题亦可利用 $H-I$ 图求 t_2 。

9. 在一常压逆流的转筒干燥器中，干燥某种晶状的物料。温度 $t_0 = 25^\circ\text{C}$ 、相对湿度 $\varphi_0 = 55\%$ 的新鲜空气经过预热器加热升温至 $t_1 = 95^\circ\text{C}$ 后送入干燥器中，离开干燥器时的温度 $t_2 = 45^\circ\text{C}$ 。预热器中采用 180kPa 的饱和蒸汽加热空气，预热器的总传热系数为 $85\text{W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$ ，热损失可忽略。湿物料初始温度 $\theta_1 = 24^\circ\text{C}$ 、湿基含水量 $w_1 = 0.037$ ；干燥完毕后温度升到 $\theta_2 = 60^\circ\text{C}$ 、湿基含水量降为 $w_2 = 0.002$ 。干燥产品流量 $G_2 = 1000\text{kg/h}$ ，绝干物料比热容 $c_s = 1.5\text{kJ}/(\text{kg 绝干料} \cdot ^\circ\text{C})$ ，不向干燥器补充热量。转筒干燥器的直径 $D = 1.3\text{m}$ 、长度 $Z = 7\text{m}$ 。干燥器外壁向空气的对流—辐射联合传热系数为 $35\text{kJ}/(\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C})$ 。试求 (1) 绝干空气流量；(2) 预热器中加热蒸汽消耗量；(3) 预热器的传热面积。

解：(1) 绝干空气流量

$$X_1 = \frac{w_1}{1 - w_1} = \frac{0.037}{1 - 0.037}\text{kg/kg 绝干料} = 0.0384\text{kg/kg 绝干料}$$

$$X_2 = \frac{w_2}{1 - w_2} = \frac{0.002}{1 - 0.002}\text{kg/kg 绝干料} \approx 0.002\text{kg/kg 绝干料}$$

绝干物料流量

$$G = G_2(1 - w_2) = 1000(1 - 0.002)\text{kg 绝干料/h} = 998\text{kg 绝干料/h}$$

水分蒸发量

$$W = G(X_1 - X_2) = 998(0.0384 - 0.002)\text{kg/h} = 36.33\text{kg/h}$$

查出 25 °C 时水的饱和蒸气压为 3168.4 Pa，故新鲜空气的湿度为：

$$H_0 = \frac{0.622\varphi_0 p_{s0}}{101.33 - \varphi_0 p_{s0}} = \frac{0.622 \times 0.55 \times 3168.4}{101.33 - 0.55 \times 3168.4} \text{kg/kg 绝干气} = 0.0109\text{kg/kg 绝干气}$$

对干燥器做水分的衡算，取为 1 h 基准，得：

$$L(H_2 - 0.0109) = 36.33 \quad (\text{a})$$

对干燥器做热量衡算得：

$$LI_1 + GI_1' = LI_2 + GI_2' + Q_L$$

其中 $I_1 = (1.01 + 1.88H_1)t_1 + 2490H_1$

$$= [(1.01 + 1.88 \times 0.0109) \times 95 + 2490 \times 0.0109] \text{kJ/kg 绝干气} = 125.0 \text{kJ/kg 绝干气}$$

$$I_2 = (1.01 + 1.88H_2) \times 45 + 2490H_2 = 45.45 + 2574.6H_2$$

题给 $c_s = 1.5 \text{kJ}/(\text{kg 绝干料} \cdot ^\circ\text{C})$

$$I_1' = c_s \theta_1 + c_w X_1 \theta_1 = [1.5 \times 24 + 4.187 \times 0.0384 \times 24] \text{kJ/kg 绝干料} = 39.86 \text{kJ/kg 绝干料}$$

$$I_2' = (1.5 \times 60 + 4.187 \times 0.002 \times 60) \text{kJ/kg 绝干料} = 90.5 \text{kJ/kg 绝干料}$$

题给 $\alpha_a = 35 \text{kJ}/(\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C})$

$$\therefore Q_L = \alpha_a S \Delta t_m (\alpha_a \quad DL \quad \frac{t_1 + t_2}{2} - t_0)$$

$$= 35(\pi \times 1.3 \times 7) \left(\frac{90 + 45}{2} - 25 \right) \text{kJ/h} = 42503.8 \text{kJ/h}$$

将以上诸值代入热量衡算式，得：

$$125.04L + 998 \times 39.86 = (45.45 + 2574.6H_2)L + 998 \times 90.5 + 42503.8$$

整理得 $79.59L = 2574.6H_2L + 93042.5 \quad (\text{b})$

联立式 (a) 和式 (b)，解得

$$H_2 = 0.02093 \text{kg/kg 绝干气}$$

$$L = 3621 \text{kg 绝干气/h}$$

(2) 预热器中加热蒸气消耗量

加热蒸气压强为 180 kPa，查出相应的汽化热为 2214.3 kJ/kg， $T=116.6^\circ\text{C}$ 。预热器中消耗热量的速率为：

$$Q_p = L(I_1 - I_0)$$

其中 $I_0 = [(1.01 + 1.88 \times 0.0109) \times 25 + 2490 \times 0.0109] \text{kJ/kg绝干气} = 52.9 \text{kJ/kg绝干气}$

$$\therefore Q_p = 3621(125.04 - 52.9) \text{kJ/h} = 261205 \text{kJ/h} = 72.56 \text{kW}$$

$$\text{加热蒸气消耗量} = \frac{261205}{2214.3} = 118 \text{kg/h}$$

(3) 预热器的传热面积

$$\Delta t_m = \frac{(116.6 - 25) - (116.6 - 95)}{\ln\left(\frac{116.6 - 25}{116.6 - 95}\right)} \text{°C} = 48.45 \text{°C}$$

$$S = \frac{Q_p}{k\Delta t_m} = \frac{72560}{85 \times 48.45} \text{m}^2 = 17.62 \text{m}^2$$

10. 采用常压并流干燥器干燥某种湿物料。将 20 °C 干基含水量为 0.15 的某种湿物料干燥至干基含水量为 0.002，物料出干燥器的温度是 40 °C，湿物料处理量为 250 kg/h，绝干物料的比热容为 1.2 kJ/(kg 绝干料 · °C)。空气的初始温度为 15 °C，湿度为 0.007 kg 水/kg 绝干气，将空气预热至 100 °C 进干燥器，在干燥器内，空气以一定的速度吹送物料的同时对物料进行干燥。空气出干燥器的温度为 50 °C。干燥器的热损失 3.2 kW。试求 (1) 新鲜空气消耗量；(2) 单位时间内预热器消耗的热量（忽略预热器的热损失）；(3) 干燥器的热效率；(4) 若空气在出干燥器之后的后续设备中温度将下降 10 °C，试分析物料是否会返潮。

解：(1) 新鲜空气消耗量

对非理想干燥器， $I_1 \neq I_2$ ， H_2 需联解物料衡算和热量衡算方程求出。

$$G = G_1 / (1 + X_1) = \frac{250}{1 + 0.15} \text{kg/h} = 217.4 \text{kg/h}$$

$$W = G(X_1 - X_2) = 217.4(0.15 - 0.002) \text{kg水/h} = 32.17 \text{kg/h}$$

由物料衡算式

$$W = L(H_2 - H_1) = G(X_1 - X_2)$$

得

$$32.17 = L(H_2 - 0.007) \quad (\text{a})$$

由热量衡算式

$$Q_D = L(I_2 - I_1) + G(I_2' - I_1') + Q_L = 0$$

其中：

$$I_1 = [(1.01 + 1.88 \times 0.007) \times 100 + 2490 \times 0.007] \text{kJ/kg绝干气} = 119.75 \text{kJ/kg绝干气}$$

$$I_2 = (1.01 + 1.88H_2) \times 50 + 2490H_2 = 50.5 + 2584H_2$$

$$I'_1 = (c_s + 4.187X_1)\theta_1 = [1.2 + 4.187 \times 0.15] \times 20 \text{ kJ/kg绝干料} = 36.56 \text{ kJ/kg绝干料}$$

$$I'_2 = (c_s + 4.187X_2)\theta_2 = [1.2 + 4.187 \times 0.002] \times 40 \text{ kJ/kg绝干料} = 48.33 \text{ kJ/kg绝干料}$$

代入上式，得

$$L(2584H_2 - 69.25) + 14078.8 = 0 \quad (\text{b})$$

联解 (a) 式和 (b) 式，得

$$H_2 = 0.02393 \text{ kg/kg 绝干气}, \quad L = 1900 \text{ kg} \square \square \square / \text{h}$$

新鲜空气消耗量为

$$L_0 = L(1 + H_0) = 1900(1 + 0.007) \text{ kg新鲜气/h} = 1913.3 \text{ kg新鲜气/h}$$

(2) 单位时间内预热器消耗的热量 Q_p

$$Q_p = L(I_1 - I_0) = L(1.01 + 1.88H_0)(t_1 - t_0)$$

$$= 1900(1.01 + 1.88 \times 0.007)(100 - 15) \text{ kJ/h} = 165240 \text{ kJ/h} = 45.90 \text{ kW}$$

(3) 干燥器的热效率 η

$$\eta = \frac{W(2490 + 1.88t_2)}{Q} \times 100\% = \frac{32.17(2490 + 1.88 \times 50)}{165240} = 50.3\%$$

(4) 若空气在出干燥器之后的后续设备中温度将下降 10°C ，物料是否会返潮

用 $H-I$ 图查， t_2, H_2 下，空气的露点为 26°C ，而物料降温 10°C 后为 30°C ，所以物

料应该不会返潮。

11. 对 10 kg 某湿物料在恒定干燥条件下进行间歇干燥，物料平铺在 $1.0 \text{ m} \times 1.0 \text{ m}$ 的浅盘中，温度 $t = 75^\circ\text{C}$ ，湿度 $H = 0.018 \text{ kg/kg}$ 绝干气的常压空气以 2 m/s 的速度垂直穿过物料层。现将物料的含水量从 $X_1 = 0.25 \text{ kg/kg}$ 绝干物料干燥至 $X_2 = 0.15 \text{ kg/kg}$ 绝干物料，试求 (1) 所需干燥时间；(2) 若空气的 t, H 不变而流速加倍，干燥时间如何改变？(3) 若物料量加倍，而浅盘面积不变，所需干燥时间又为多少？(假设三种情况下干燥均处于恒速干燥阶段。)

解：(1) 恒速段干燥速率

$$U_c = \frac{\alpha}{\gamma_{\text{tw}}}(t - t_w)$$

由空气 $t = 75^\circ\text{C}$ ， $H = 0.018 \text{ kg/kg}$ 绝干气，查 $H-I$ 图得 $t_w = 34^\circ\text{C}$ ，相应水的汽化热

$\gamma_{\text{tw}} = 2416 \text{ kJ/kg}$ ，空气对物料的对流传热系数：

$$\alpha = 1.17(L')^{0.37}$$

湿空气的质量速度：

$$L' = 3600u\rho_H$$

湿空气密度:

$$\rho_H = \frac{1+H}{v_H}$$

湿空气比体积:

$$\begin{aligned} v_H &= (0.772 + 1.244H) \frac{t + 273}{273} \times \frac{101.33}{P} \\ &= (0.772 + 1.244 \times 0.018) \frac{75 + 273}{273} \text{ m}^3 \text{湿空气/kg 绝干气} = 1.013 \text{ m}^3 \text{湿空气/kg 绝干气} \end{aligned}$$

$$\rho_H = \frac{1 + 0.018}{1.013} \text{ kg湿空气/m}^3 \text{湿空气} = 1.005 \text{ kg湿空气/m}^3 \text{湿空气}$$

$$L' = 3600 \times 2 \times 1.005 \text{ kg湿空气}/(\text{m}^2 \cdot \text{h}) = 7236 \text{ kg湿空气}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$$

$$\alpha = 1.17(7236)^{0.37} \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}) = 31.35 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$$

$$U_c = \frac{31.35}{2416 \times 10^3} (75 - 34) \text{ kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s}) = 0.532 \times 10^{-3} \text{ kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$$

$$G' = G_1 \frac{1}{1 + X_1} = 10 \times \frac{1}{1 + 0.25} \text{ kg绝干料} = 8 \text{ kg绝干料}$$

$$\frac{G'}{S} = \frac{8}{1 \times 1} \text{ kg绝干料/m}^2 = 8 \text{ kg绝干料/m}^2$$

恒速干燥段时间:

$$\tau = \frac{G'}{SU_c} (X_1 - X_2) = \frac{8}{0.532 \times 10^{-3}} (0.25 - 0.15) = 1.504 \times 10^3 \text{ s} = 0.418 \text{ h}$$

(2) 空气气速加倍后

$$U_c' = 2U_c$$

$$\alpha' = 2^{0.37} \alpha$$

$$U_c' = 2^{0.37} U_c = 2^{0.37} \times 0.532 \times 10^{-3} = 0.688 \times 10^{-3} \text{ kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$$

$$\frac{G'}{S} = 8 \text{ kg 绝干料/m}^2, \text{ 不变}$$

恒速干燥时间:

$$\tau' = \frac{G'}{SU_c'} (X_1 - X_2) = \frac{U_c}{U_c'} \tau = \frac{0.418}{2^{0.37}} \text{ h} = 0.323 \text{ h} = 1164 \text{ s}$$

(3) 物料加倍后, $\frac{G'}{S}$ 加倍

$$\tau'' = 2\tau = 3008 \text{ s} = 0.836 \text{ h}$$

12. 在恒定干燥条件下进行间歇干燥实验。已知物料的干燥面积为 0.2 m^2 , 绝干物料质量为 15 kg , 干燥时间无限长时物料可被干燥至 15.3 kg 。假设在实验范围内, 物料的干燥速

率与含水量 X 呈线性关系。实验测得将湿物料从 30.0 kg 干燥至 24.0 kg 需要 0.2 h。试求在相同干燥条件下，将湿物料由 30.0 kg 干燥至 17 kg 需要多少时间。

解：设干燥速率与物料含水量之间的关系为：

$$U = k(X - c) \quad (a)$$

因为

$$U = 0 \text{ 时, } X = X^*$$

据题意
$$X^* = \frac{15.3 - 15}{15} = 0.02$$

代入 (a) 式, 得 $c = 0.02$

所以
$$U = k(X - 0.02)$$

$$U = -\frac{G'}{S} \frac{dX}{d\tau} = k(X - 0.02)$$

分离变量积分, 得

$$\tau = \int_{X_1}^{X_2} -\frac{G'}{Sk(X - 0.02)} dX = \frac{G'}{Sk} \ln \frac{X_1 - 0.02}{X_2 - 0.02}$$

将 $X_1 = \frac{30 - 15}{15} = 1$, $X_2 = \frac{24 - 15}{15} = 0.6$ 代入

得
$$\frac{G'}{Sk} = 0.3813$$

所以, 当 $X_3 = \frac{17 - 15}{15} = 0.1333$ 时

$$\tau' = \frac{G'}{Sk} \ln \frac{X_1 - 0.02}{X_3 - 0.02} = 0.3813 \ln \frac{1 - 0.02}{0.1333 - 0.02} \text{ h} = 0.8225 \text{ h}$$

13. 某湿物料经过 5.0 h 恒定条件下的干燥后, 含水量由 $X_1 = 0.35 \text{ kg/kg}$ 绝干料降至 $X_2 = 0.12 \text{ kg/kg}$ 绝干料, 已知物料的临界含水量 $X_c = 0.15 \text{ kg/kg}$ 绝干料、平衡含水量 $X^* = 0.04 \text{ kg 水分/kg}$ 绝干料。假设在降速阶段中干燥速率与物料的自由含水量 ($X - X^*$) 成正比。若在相同的干燥条件下, 要求将物料含水量由 $X_1 = 0.35 \text{ kg 水分/kg}$ 绝干料降至 $X_2' = 0.06 \text{ kg 水分/kg}$ 绝干料, 试求所需的干燥时间。

解：恒速干燥阶段干燥时间：

$$\tau_1 = \frac{G'}{SU_c} (X_1 - X_c)$$

降速干燥阶段干燥速率与物料的自由含水量 ($X - X^*$) 成正比, 因此,

$$U = k_x (X - X^*)$$

临界点处：

$$U_c = k_x (X_c - X^*)$$

降速段干燥时间:

$$\tau_2 = \frac{G'}{S} \frac{X_c - X^*}{U_c} \ln \frac{X_c - X^*}{X_2 - X^*} = \frac{G'}{S_x} \frac{1}{k} \ln \frac{X_c - X^*}{X_2 - X^*}$$

总干燥时间:

$$\tau = \tau_1 + \tau_2 = \frac{G'}{Sk_x} \left(\frac{X_1 - X_c}{X_c - X^*} + \ln \frac{X_c - X^*}{X_2 - X^*} \right)$$

将第一次干燥实验的数据代入, 解得

$$5.0 = \frac{G'}{Sk_x} \left(\frac{0.35 - 0.15}{0.15 - 0.04} + \ln \frac{0.15 - 0.04}{0.12 - 0.04} \right)$$

$$\frac{G'}{Sk_x} = 2.34$$

第二次干燥实验的条件与第一次相同, 即 G' 、 S 、 k_x 、 X_c 、 X^* 均不变,

$\frac{G'}{Sk_x} = 2.34$ 不变。所以, 第二次干燥实验的干燥时间为:

$$\tau' = 2.34 \left(\frac{0.35 - 0.15}{0.15 - 0.04} + \ln \frac{0.15 - 0.04}{0.06 - 0.04} \right) \text{h} = 8.24 \text{h}$$