

# 流体流动

1. 粘度为 $20\text{mPa}\cdot\text{s}$ 、密度为 $900\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$ 的油以 $0.5\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$ 的速度沿平板表面流过。

(1) 计算距平板前端 $200\text{mm}$ 处的边界层厚度。

(2) 当边界层厚度为 $30\text{mm}$ 时，求边界层的流型。

解：(1) 距平板前端 $200\text{mm}$ 处的边界层厚度

计算 $\text{Re}_x$ 以判断边界层内流体的流型，即

$$\text{Re}_x = \frac{u_s x \rho}{\mu} = \frac{0.5 \times 0.2 \times 900}{20 \times 10^{-3}} = 4.5 \times 10^3 < 2 \times 10^5$$

此边界层为滞流边界层。

根据平板上的滞流边界层厚度方程式，即

$$\frac{\delta}{x} = \frac{4.64}{\text{Re}_x^{0.5}}$$

$$\text{故 } \delta = \frac{4.64x}{\text{Re}_x^{0.5}} = \frac{4.64 \times 0.2}{4500^{0.5}} = 0.0138\text{m} = 13.8\text{mm}$$

(2) 当 $\delta = 30\text{mm}$ 时，边界层内流体的流型

假设仍为滞流边界层，根据上述滞流边界层厚度方程式，得

$$x = \left[ \frac{\delta \left( \frac{u_s \rho}{\mu} \right)^{0.5}}{4.64} \right]^2 = \left[ \frac{0.03 \times \left( \frac{0.5 \times 900}{20 \times 10^{-3}} \right)^{0.5}}{4.64} \right]^2 = 0.941\text{m}$$

$$\text{检验 } \text{Re}_x \quad \text{Re}_x = \frac{0.5 \times 0.941 \times 900}{20 \times 10^{-3}} = 2.12 \times 10^4 < 2 \times 10^5$$

故为滞流边界层。

2. 已知温度为293K, 粘度为2.12cP, 密度为 $1.03 \times 10^3 \text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$ 的鲜牛奶在直径为 $\Phi 64 \text{mm} \times 2 \text{mm}$ 的玻璃管内流动, 流量为 $0.605 \text{kg} \cdot \text{s}^{-1}$ 。

(1) 计算雷诺数, 判断其流动形态;

(2) 当雷诺数为2100时, 计算牛奶的流量和流速。

解: (1) 设牛奶质量流量和密度分别为 $q_m$ 和 $\rho$

牛奶粘度  $\mu = 2.12 \text{cP} = 2.12 \times 10^{-3} \text{Pa} \cdot \text{s}$

管内径  $d = (64 - 2 \times 2) \text{mm} = 6.0 \times 10^{-2} \text{m}$

$$\text{流速 } u = \frac{q_m / \rho}{\frac{\pi}{4} d^2} = \frac{0.605 / (1.03 \times 10^3)}{0.785 \times (6.0 \times 10^{-2})^2} = 0.208 \text{m} \cdot \text{s}^{-1}$$

$$\text{雷诺数 } \text{Re} = \frac{ud\rho}{\mu} = \frac{0.208 \times 60 \times 10^{-2} \times 1.03 \times 10^3}{2.12 \times 10^{-3}} = 6060 > 4000$$

所以为湍流。

或者用 $q_m$ 直接计算直接计算Re

$$u = \frac{q_v}{A} = \frac{q_m / \rho}{\frac{\pi}{4} d^2}$$

$$\begin{aligned} \text{则 } \text{Re} &= \frac{du\rho}{\mu} = \frac{(q_m / \rho)d\rho}{\frac{\pi}{4} d^2 \mu} = \frac{q_m}{\frac{\pi}{4} d \mu} \\ &= \frac{0.605}{0.785 \times 6.0 \times 10^{-2} \times 2.12 \times 10^{-3}} = 6060 > 4000 \end{aligned}$$

结果与上述计算一致。

(2) 当 $\text{Re} = 2100$ 时, 则

$$u = \frac{\text{Re} \mu}{\rho d} = \frac{2100 \times 2.12 \times 10^{-3}}{1.03 \times 10^3 \times 6.0 \times 10^{-2}} = 0.072 \text{m} \cdot \text{s}^{-1}$$

$$\text{流量 } q_v = u \frac{\pi}{4} d^2 = 0.072 \times 0.785 \times (6.0 \times 10^{-2})^2 = 2.04 \times 10^{-4} \text{m}^3 \cdot \text{s}^{-1}$$

3. 一套管换热器，内管与外管均为光滑管，直径分别为 $\Phi 30 \times 2.5 \text{ mm}$ 与 $\Phi 56 \times 3 \text{ mm}$ 。平均温度为 $40^\circ \text{C}$ 的水以每小时 $10 \text{ m}^3$ 的流量流过套管的环隙。试估算水通过环隙时每米管长的压强降。

解：设套管的外管内径为 $d_1$ ，内管的外径为 $d_2$ 。

水通过环隙的流速为  $u = \frac{Vs}{A}$

水的流通截面  $A = \frac{\pi}{4}d_1^2 - \frac{\pi}{4}d_2^2 = \frac{\pi}{4}(d_1^2 - d_2^2) = \frac{\pi}{4}(0.05^2 - 0.03^2) = 0.00126 \text{ m}^2$

所以  $u = \frac{10}{3600 \times 0.00126} = 2.2 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$

环隙的当量直径为  $d_e = 4r_H$

$$r_H = \frac{A}{\Pi} = \frac{\frac{\pi}{4}(d_1^2 - d_2^2)}{\pi(d_1 + d_2)} = \frac{d_1 - d_2}{4}$$

所以  $d_e = 4 \times \frac{d_1 - d_2}{4} = d_1 - d_2 = 0.05 - 0.03 = 0.02 \text{ m}$

由教材附录查得水在 $40^\circ \text{C}$ 时， $\rho \approx 992 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$ ， $\mu = 65.6 \times 10^{-5} \text{ Pa} \cdot \text{s}$ 。

$$\text{Re} = \frac{d_e u \rho}{\mu} = \frac{0.02 \times 2.2 \times 992}{65.6 \times 10^{-5}} = 6.65 \times 10^4$$

从计算结果可知属湍流。

查图可得在此Re值下， $\lambda = 0.0196$ 。

故水通过环隙时每米管长的压降为

$$\frac{\Delta p_f}{l} = \frac{\lambda}{d_e} \frac{\rho u^2}{2} = \frac{0.0196}{0.02} \times \frac{992 \times 2.2^2}{2} = 2353 \text{ Pa} \cdot \text{m}^{-1}$$

4. 用 $\Phi 108 \text{ mm} \times 4 \text{ mm}$ 钢管输送原油，管路总长 $2000 \text{ m}$ ，管路中允许的压强降为 $0.2 \text{ MPa}$ ，原油密度为 $850 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$ ，粘度为 $5.0 \times 10^{-3} \text{ Pa} \cdot \text{s}$ ，钢管粗糙度为 $0.2 \text{ mm}$ ，求管路中的流量。

解:  $\Delta p_f = \lambda \frac{l}{d} \frac{\rho u^2}{2}$

式中:  $\Delta p_f = 2 \times 10^5 \text{ Pa}$ ,  $d = 0.1 \text{ m}$ ,  $l = 2000 \text{ m}$ ,  $\rho = 850 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$ ,  $\mu = 5.0 \times 10^{-3} \text{ pa} \cdot \text{s}$ 。

由于不知  $u$ , 无法查  $\lambda$ , 故用试差法设  $\lambda = 0.03$ , 则

$$u = \sqrt{\frac{2d\Delta p_f}{\lambda l \rho}} = \sqrt{\frac{2 \times 0.1 \times 2 \times 10^5}{0.03 \times 2000 \times 850}} = 0.886 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$$

再求  $\text{Re}$   $\text{Re} = \frac{du\rho}{\mu} = \frac{0.1 \times 0.886 \times 850}{5 \times 10^{-3}} = 15060$

$$\xi/d = 0.2 \times 10^{-3} / 100 \times 10^{-3} = 0.002$$

查图得  $\lambda = 0.031$

代入, 求  $u$

$$u = \sqrt{\frac{2 \times 0.1 \times 2 \times 10^5}{0.031 \times 2000 \times 850}} = 0.871 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$$

核算  $\text{Re}' = \frac{0.1 \times 0.871 \times 850}{5 \times 10^{-3}} = 14807$

并由  $\text{Re}'$  和  $\xi/d$  查得  $\lambda = 0.031$ , 与计算相符。

故原油流量为

$$q_v = \frac{\pi d^2}{4} u = 3600 \times 0.785 \times 0.1^2 \times 0.871 = 24.3 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$$

# 传热

## 1. 界面温度的求取

某炉壁由以下三种材料组成：

$$\text{耐火砖} \quad \lambda_1=1.4 \text{ W} \cdot (\text{m} \cdot ^\circ\text{C})^{-1} \quad \delta_1 = 225\text{mm}$$

$$\text{保温砖} \quad \lambda_2=0.15 \text{ W} \cdot (\text{m} \cdot ^\circ\text{C})^{-1} \quad \delta_2 = 125\text{mm}$$

$$\text{建筑砖} \quad \lambda_3=0.8 \text{ W} \cdot (\text{m} \cdot ^\circ\text{C})^{-1} \quad \delta_3 = 225\text{mm}$$

已测得内、外表面温度分别为  $930^\circ\text{C}$  和  $55^\circ\text{C}$ ，求单位面积的热损失和各层间接触面的温度。

解：单位面积的热损失为

$$q = \frac{\sum \Delta t}{\sum \frac{\delta}{\lambda}} = \frac{930 - 55}{\frac{0.225}{1.4} + \frac{0.115}{0.15} + \frac{0.225}{0.8}} = \frac{875}{0.1607 + 0.767 + 0.281} = 724 \text{ W} \cdot \text{m}^{-2}$$

各层的温差及各层接触面的温度为

$$\Delta t_1 = q \frac{\delta_1}{\lambda_1} = 724 \times 0.1607 = 116 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$t_2 = t_1 - \Delta t_1 = 930 - 116 = 814 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\Delta t_2 = q \frac{\delta_2}{\lambda_2} = 724 \times 0.767 = 555 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$t_3 = t_2 - \Delta t_2 = 814 - 555 = 259 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\Delta t_3 = t_3 - t_4 = 259 - 55 = 204 \text{ }^\circ\text{C}$$

2. 为减少热损失，在外径  $\Phi 150\text{mm}$  的饱和蒸汽外管处覆盖厚度为  $100\text{mm}$  的保温层，保温材料的导热系数  $\lambda=0.103+0.00098t$ （式中  $t$  单位为  $^{\circ}\text{C}$ ）。已知饱和蒸汽温度为  $180^{\circ}\text{C}$ ，并测得保温层中央即厚度为  $50\text{mm}$  处的温度为  $100^{\circ}\text{C}$ ，试求：

(1) 由于热损失每米管长的蒸汽冷凝量为多少？

(2) 保温层的外侧温度为多少？

解：(1) 若忽略管壁热阻，此保温层内的平均温度和平均导热系数为

$$t_m = \frac{180+100}{2} = 140^{\circ}\text{C}$$

$$\lambda_m = 0.103 + 0.000198t_m = 0.103 + 0.000198 \times 140 = 0.13 \text{ W} \cdot (\text{m} \cdot ^{\circ}\text{C})^{-1}$$

$$\frac{Q}{l} = \frac{2\pi\lambda_m(t_1-t_2)}{\ln \frac{d_2}{d_1}} = \frac{2 \times 3.14 \times 0.13 \times (180-100)}{\ln \frac{0.25}{0.15}} = 128.6 \text{ W} \cdot \text{m}^{-1}$$

由附录查得  $180^{\circ}\text{C}$  饱和蒸汽的汽化热  $r = 2.019 \times 10^6 \text{ J} \cdot \text{kg}^{-1}$ ，每米管长的冷凝量为：

$$\frac{Q/l}{r} = \frac{128.6}{2.019 \times 10^6} = 6.34 \times 10^{-5} \text{ kg} \cdot \text{m}^{-1} \cdot \text{s}^{-1}$$

(2) 设保温层外侧温度为  $t_3$ ，故  $t_3 = t_1 - \frac{Q}{l} \frac{\ln \frac{d_3}{d_1}}{2\pi\lambda_m}$

式中  $\lambda_m$  为保温层内、外侧平均温度下的导热系数。因外侧温度未知，故需试差求解。

设  $t_3 = 41^{\circ}\text{C}$ ，

$$t_m = \frac{180 + 41}{2} = 110.5 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\lambda_m = 0.103 + 0.000198 \times 110.5 = 0.125 \text{ W} \cdot (\text{m} \cdot ^\circ\text{C})^{-1}$$

$$t_3 = 180 - \frac{128.6 \times \ln \frac{0.35}{0.15}}{2\pi \times 0.125} = 41.1 \text{ } ^\circ\text{C}$$

因  $t_3$  的计算值与假定值相符，故此计算结果有效。

3. 蒸汽管外侧包扎有两层厚度相等的保温材料，外层的平均直径为内层的平均直径的两倍，外层的导热系数为内层的一半。如将两层材料互换位置，其他情况保持不变，问每米蒸汽管的热损失改变多少？哪一种材料包扎在内层较为合适？

解：（1）原来情况

$$dm_2 = 2dm_1, \lambda_2 = \frac{1}{2}\lambda_1。 \text{ 设内保温层热阻为 } R_1, \text{ 外保温层热阻为 } R_2,$$

两层总热阻为  $R_{1+2}$ ，热损失为  $\phi$ ，则

$$\begin{aligned} R_{1+2} &= R_1 + R_2 = \frac{\delta}{\lambda_1 A_{m_1}} + \frac{\delta}{\lambda_2 A_{m_2}} \\ &= \frac{\delta}{\lambda_1 \pi d_{m_1} L} + \frac{\delta}{\frac{1}{2} \lambda_1 \pi (2d_{m_1}) L} \\ &= \frac{2\delta}{\lambda_1 \pi d_{m_1} L} \end{aligned}$$

（2）将两层材料互换位置后的情况

设内保温层热阻为  $R'_1$ ，外保温层热阻为  $R'_2$ ，两层总热阻为  $R'_{1+2}$ ，热损失为  $\phi'$ ，则

$$R'_{1+2} = R'_1 + R'_2 = \frac{\delta}{\lambda_2 A_{m1}} + \frac{\delta}{\lambda_1 A_{m2}} = \frac{\delta}{\frac{1}{2} \lambda_1 \pi d_{m1} L} + \frac{\delta}{\lambda_1 \pi (2d_{m1}) L} = 2.5 \frac{\delta}{\lambda_1 \pi d_{m1} L}$$

$$\frac{R'_{1+2}}{R_{1+2}} = 1.25$$

$$\text{则 } \frac{\phi'}{\phi} = \frac{\Delta T / R'_{1+2}}{\Delta T / R_{1+2}} = \frac{1}{1.25} = 80\%$$

计算结果表明，将两种材料互换位置后，后一种情况的热阻是前一种情况热阻的 1.25 倍，而热损失则是前一种情况的 80%，因此将绝热性能好的（导热系数小的）放在内层，可以减少热量损失。

5. 钢材制造的某蒸发器，其管壁厚 3mm。长久使用后其表面覆盖一层厚为 0.3mm 的水垢。试求传热系数的变化，并就计算结果讨论水垢对传热系数的影响。已知： $\alpha_{\text{沸}} = 2791 \text{ W} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{K}^{-1}$ ， $\alpha_{\text{冷凝}} = 11630 \text{ W} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{K}^{-1}$ ， $\lambda_{\text{钢}} = 46.5 \text{ W} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{K}^{-1}$ ， $\lambda_{\text{水垢}} = 1.745 \text{ W} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{K}^{-1}$ 。

解：（1）设无水垢的蒸发器的总传热系数为  $K_1$

$$\frac{1}{K_1} = \frac{1}{\alpha_{\text{沸}}} + \frac{\delta_{\text{钢}}}{\lambda_{\text{钢}}} + \frac{1}{\alpha_{\text{冷凝}}} = \frac{1}{2791} + \frac{0.003}{46.5} + \frac{1}{11630} = 5.09 \times 10^{-4} \text{ m}^2 \cdot \text{K} \cdot \text{W}^{-1}$$

$$K_1 = 1.96 \times 10^3 \text{ W} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{K}^{-1}$$

（2）设有水垢的蒸发器的总传热系数为  $K_2$

$$\frac{1}{K_2} = \frac{1}{\alpha_{\text{沸}}} + \frac{\delta_{\text{钢}}}{\lambda_{\text{钢}}} + \frac{\delta_{\text{水垢}}}{\lambda_{\text{水垢}}} + \frac{1}{\alpha_{\text{冷凝}}} = \frac{1}{2791} + \frac{0.003}{46.5} + \frac{0.0003}{1.745} + \frac{1}{11630} = 6.81 \times 10^{-4} \text{ m}^2 \cdot \text{K} \cdot \text{W}^{-1}$$

$$K_2 = 1.47 \times 10^3 \text{ W} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{K}^{-1}$$

由计算结果可知，形成水垢后，虽然垢层很薄，但传热系数大大降低了。



6. 某换热器，用水冷却油。水和油的流向为并流；水的进、出口温度分别为  $25^{\circ}\text{C}$  和  $50^{\circ}\text{C}$ ，油的进、出口温度分别为  $150^{\circ}\text{C}$  和  $100^{\circ}\text{C}$ 。

(1) 若设油、水的流量，进口温度及物性均不变，现要求当油的出口温度降为  $90^{\circ}\text{C}$ ，水的出口温度为多少？

(2) 若原换热器的管长为  $1\text{m}$ ，试求将此换热器的管长应增至多少米后才能满足要求（换热器的热损失可忽略）

解： (1) 令水的出口温度  $T'_{\text{水出}}$

在原换热器中，油和水的工艺热负荷分别为

$$\phi_{\text{油}} = q_{m\text{油}} c_{p\text{油}} \Delta T_{\text{油}} \quad \phi_{\text{水}} = q_{m\text{水}} c_{p\text{水}} \Delta T_{\text{水}}$$

若忽略热损失，油放出的热量应等于水吸收的热量  $\phi_{\text{油}} = \phi_{\text{水}}$

$$\frac{q_{m\text{油}} c_{p\text{油}}}{q_{m\text{水}} c_{p\text{水}}} = \frac{\Delta T_{\text{油}}}{\Delta T_{\text{水}}} = \frac{(323 - 298)\text{K}}{(423 - 373)\text{K}} = \frac{25}{50} = 0.5$$

油的出口温度降低至  $90^{\circ}\text{C}$  后，新热流量

$$\phi'_{\text{油}} = q_{m\text{油}} c_{p\text{油}} \Delta T'_{\text{油}} = q_{m\text{油}} c_{p\text{油}} (423 - 363)$$

$$\phi'_{\text{水}} = q_{m\text{水}} c_{p\text{水}} (T'_{\text{水出}} - 298)$$

若无热损失：  $\phi'_{\text{油}} = \phi'_{\text{水}}$

$$(T'_{\text{水出}} - 298) = \frac{q_{m\text{油}} c_{p\text{油}} (423 - 363)}{q_{m\text{水}} c_{p\text{水}}}$$

则  $(T'_{\text{水出}} - 298) = 0.5 \times 60K = 30K$

$$T'_{\text{水出}} = 328K = 55^\circ\text{C}$$

(2) 令管子应增至的长度  $L'$

降温前，油和水是并流流动的，其平均温度差为

$$\Delta T_1 = 423 - 298 = 125K$$

$$\Delta T_2 = 373 - 323 = 50K$$

$$\Delta T_m = \frac{125 - 50}{\ln \frac{125}{50}} = 81.9K$$

为了完成油（或水）的工艺热负荷，换热器至少应达到相同的传

热速率，即定态传热  $\phi_{\text{水}} = \phi_{\text{油}} = KA\Delta T_m = K\pi d_m L \Delta T_m$

所以  $q_{m\text{油}} c_{p\text{油}} \Delta T_{\text{油}} = K\pi d_m L \Delta T_m$

因此  $\frac{q_{m\text{油}} c_{p\text{油}}}{K\pi d_m} = \frac{L \Delta T_m}{\Delta T_{\text{油}}} = \frac{1 \times 81.9}{423 - 373} = 1.64m$

改变温度后进出口平均温度差：

$$\Delta T_1 = 423 - 298 = 125K$$

$$\Delta T_2 = 363 - 328 = 35K$$

$$\Delta T'_m = \frac{125 - 35}{\ln \frac{125}{35}} = 70.7K$$

$$\phi'_{\text{油}} = q_{m\text{油}} c_{p\text{油}} (423 - 363) = K\pi d_m L' \Delta T'_m$$

$$L' = \frac{q_{m\text{油}} c_{p\text{油}}}{K\pi d_m} \times \frac{423 - 363}{\Delta T'_m}$$

由于  $\frac{q_{m\text{油}} c_{p\text{油}}}{K\pi d_m} = \frac{L\Delta T_m}{\Delta T_{\text{油}}} = \frac{1 \times 81.9}{423 - 373} = 1.64m$

则  $L' = 1.64 \times \frac{423 - 363}{70.7} = 1.39m$

# 精馏

1. 二甲苯和间二甲苯所组成的溶液，可以认为是理想溶液。已知对二甲苯（A）和间二甲苯（B）在 101.3kPa 下的沸点分别为 138.35℃、138.10℃，其饱和蒸汽压与温度的关系为：

$$\lg p_A^* = 6.116 - \frac{1454}{t + 215.4} \quad \lg p_B^* = 6.132 - \frac{1460}{t + 214.9}$$

式中： $p_A^*$ 、 $p_B^*$ —饱和蒸汽压，kPa； $t$ —温度，℃

试推算该二组分溶液在  $1.013 \times 10^5 \text{Pa}$  时的气-液相平衡关系。

解：对二甲苯和间二甲苯沸点的平均值为

$$t_b = \frac{138.35 + 139.10}{2} = 138.73 \text{ } ^\circ\text{C}$$

求出  $t=38.73 \text{ } ^\circ\text{C}$  时的  $p_A^*$  和  $p_B^*$

$$\lg p_A^* = 6.116 - \frac{1454}{138.73 + 215.4}$$

$$p_A^* = 1.024 \times 10^5 \text{ Pa}$$

$$\lg p_B^* = 6.132 - \frac{1460}{138.73 + 214.9}$$

$$p_B^* = 1.008 \times 10^5 \text{ Pa}$$

求出 138.73℃ 时组分间的相对挥发度

$$\alpha = \frac{p_A^*}{p_B^*} = \frac{1.024 \times 10^5}{1.008 \times 10^5} = 1.016$$

对二甲苯和间二甲苯的气-液相平衡关系为

$$y_A = \frac{1.016x_A}{1 + (1.016 - 1)x_A}$$

2. 某混合液体在泡点状态下连续进入精馏塔。进料液中含易挥发组分为 0.25（摩尔分数），进料量为  $10 \text{ kmol} \cdot \text{h}^{-1}$ ，塔顶馏出液组成为  $x_d = 0.95$ ，若回流比  $R=2$ ，试求塔顶和塔釜采出量  $q_{n,D}$ 、 $q_{n,w}$  及精馏段的上升气量  $q_{n,V}$  和回流液量  $q_{n,L}$ 。

解：由全塔物料恒算可联立方程组

$$\begin{cases} q_{n,F} = q_{n,D} + q_{n,W} \\ q_{n,F}x_f = q_{n,D}x_d + q_{n,W}x_w \end{cases} \Rightarrow \begin{cases} 10 \text{ kmol} \cdot \text{h}^{-1} = q_{n,D} + q_{n,W} \\ 10 \text{ kmol} \cdot \text{h}^{-1} \times 0.25 = q_{n,D} \times 0.95 + q_{n,W} \times 0.05 \end{cases}$$

其中进料量  $q_{n,F}$  为  $10 \text{ kmol} \cdot \text{h}^{-1}$ ，进料组成  $x_f = 0.25$ 。

解该方程组： $q_{n,W} = 7.78 \text{ kmol} \cdot \text{h}^{-1}$ ， $q_{n,D} = 10 - 7.78 = 2.22 \text{ kmol} \cdot \text{h}^{-1}$

回流比  $R = \frac{q_{n,L}}{q_{n,D}}$ ，则  $q_{n,L} = Rq_{n,D} = 4.44 \text{ kmol} \cdot \text{h}^{-1}$

由精馏段物料恒算知  $q_{n,V} = q_{n,D} + q_{n,L} = 6.66 \text{ kmol} \cdot \text{h}^{-1}$

3. 一平均相对挥发度为 2.5 的理想溶液，其中易挥发组分的组成为 0.70（摩尔分数），于泡点送入精馏塔中要求馏出液中易挥发组分组成不少于 0.95，残液中易挥发组分组成不大于 0.025。试求：

- (1) 每获得 2mol 馏出液时的原料液用量；
- (2) 回流比 R 为 1.0，它相对于最小回流比的倍数。

解：（1）在全塔范围内进行物料恒算

$$\begin{cases} q_{n,F} = q_{n,D} + q_{n,W} \\ q_{n,F}x_f = q_{n,D}x_d + q_{n,W}x_w \end{cases}$$

代入数值，得

$$\begin{cases} q_{n,F} = 2 + q_{n,W} \\ 0.7q_{n,F} = 0.95 \times 2 + 0.025q_{n,W} \end{cases}$$

解得  $q_{n,F} = 2.74 \text{ mol}$

（2）根据气-液相平衡方程  $y = \frac{2.5x}{1+1.5x}$

当  $x_f = 0.7$  时，与之平衡的气相组成为

$$y_f^* = \frac{2.5 \times 0.7}{1 + 1.5 \times 0.7} = 0.854$$

故有  $R_{\min} = \frac{x_d - y_f^*}{y_f^* - x_f} = \frac{0.95 - 0.854}{0.854 - 0.7} = 0.623$

$$\frac{R}{R_{\min}} = \frac{1.0}{0.623} = 1.7$$

5. 在常压连续精馏塔分离某苯-甲苯溶液，苯占 0.500（摩尔分数），要求塔顶馏出液含苯 0.900，塔釜残液含苯不大于 0.100。回流比选用 3.00，泡点进料，塔顶采用全凝器，塔釜采用间接蒸汽加热，试用逐板计算法求所需的理论塔板数。已知苯-甲苯的平均相对挥发度为 2.47。

解：（1）苯-甲苯的气-液相平衡方程为

$$x = \frac{y}{2.47 - (2.47 - 1)y} \quad (\text{a})$$

（2）已知  $x_d = 0.900$ ， $R = 3.00$ ，所以精馏段操作线方程为

$$y_{n+1} = \frac{3.00}{3.00+1}x_n + \frac{1}{3.00+1} \times 0.900 = 0.750x_n + 0.225 \quad (\text{b})$$

根据全塔物料恒算，求提馏段的操作线方程

$$\begin{cases} q_{n,F} = q_{n,D} + q_{n,W} \\ 0.500q_{n,F} = 0.900q_{n,D} + 0.100q_{n,W} \end{cases}$$

联解上述方程，得  $\begin{cases} q_{n,D} = 0.500q_{n,F} \\ q_{n,W} = 0.500q_{n,F} \end{cases}$

所以  $q_{n,L}' = q_{n,L} + q_{n,F} = q_{n,D}R + q_{n,F} = 3 \times 0.500q_{n,F} + q_{n,F} = 2.500q_{n,F}$

提馏段操作线方程为

$$\begin{aligned} y_{m+1} &= \frac{q'_{n,L}}{q'_{n,L} - q_{n,W}}x_m - \frac{q'_{n,W}}{q'_{n,L} - q_{n,W}}x_w \\ &= \frac{2.500q_{n,F}}{2.500q_{n,F} - 0.500q_{n,F}}x_m - \frac{0.500q_{n,F}}{2.500q_{n,F} - 0.500q_{n,F}} \times 0.100 \\ &= 1.25x_m - 0.025 \end{aligned} \quad (\text{c})$$

（3）根据气-液相平衡方程式和操作线方程逐板计算

因塔顶采用全凝器，故  $y_1 = x_d = 0.900$

$x_1$  由平衡方程式(a)求得，即

$$x_1 = \frac{0.900}{2.47 - (2.47 - 1) \times 0.900} = 0.785$$

$y_2$  由精馏段操作线方程式(b)求得，即

$$y_2 = 0.750 \times 0.785 + 0.225 = 0.814$$

按上述方法逐板计算，当求得  $x_n \leq x_f$  时该板为进料板。然后改用提馏段操作线方程式(c)和平衡方程(a)进行计算，直至  $x_m \leq 0.100$  为

止，计算结果列于下表。

逐板计算的结果

序号	x	y	备注
1	0.785	0.900 = $x_d$	塔顶
2	0.639	0.814	
3	0.491 < $x_f$	0.704	加料板
4	0.367	0.589	
5	0.237	0.434	
6	0.131	0.271	
7	0.0613 < $x_w$	0.139	塔釜

计算结果表明，该分离过程所需理论塔板数为 6（不包括塔釜再沸器），第三块塔板为加料板。

7. 用精馏塔分离含苯和甲苯的混合液。混合液的处理量为  $2000\text{mol}\cdot\text{h}^{-1}$ ，泡点进料，塔顶馏出液含苯为 97%（摩尔分数），塔釜残液含甲苯为 96%。苯-甲苯的平均相对挥发度为  $\alpha = 2.47$ 。试求：

- (1) 最小回流比；
- (2) 回流比为最小回流比的 2 倍时的理论塔板数。

解：（1）由已知条件可得苯-甲苯的汽-液平衡方程

$$y = \frac{2.47x}{1 + (2.47 - 1)x}$$

而泡点进料时  $\delta=1$ ，则  $x = x_f$

$$\text{联立方程组} \begin{cases} y = \frac{2.47x}{1 + (2.47 - 1)x} \\ x = x_f \end{cases}$$

求解得  $x_s = x_f = 0.60$ ， $y_s = 0.787$



$$\text{则 } R_{\min} = \frac{x_d - y_\delta}{y_\delta - x_f} = \frac{0.97 - 0.787}{0.787 - 0.60} = 0.979$$

或者由  $x_\delta = 0.6$  直接代入下式

$$R_{\min} = \frac{1}{\alpha - 1} \left[ \frac{x_d}{x_\delta} - \frac{\alpha(1 - x_d)}{1 - x_\delta} \right] = \frac{1}{1.47} \times \left[ \frac{0.97}{0.6} - \frac{2.47 \times 0.03}{0.4} \right] = 0.974$$

(2) 求全回流下的最少理论塔板数:

由已知条件知: 轻组分  $x_d = 0.97$ ,  $x_w = 1 - 0.96 = 0.04$

而重组分塔顶、塔釜组成为  $1 - x_d = 0.03$ ,  $1 - x_w = 0.96$

$$\text{则 } N_{\min} = \frac{\lg \frac{x_d/(1-x_d)}{x_w/(1-x_w)}}{\lg \alpha} = \frac{\lg \frac{0.97/0.03}{0.04/0.96}}{\lg 2.47} = \frac{2.89}{0.393} = 7.36$$

$N_{\min}$  为包括塔釜在内的最小理论塔板数。

用吉利兰图求实际塔板数  $N_T$ :

实际回流比  $R = 2R_{\min} = 2 \times 0.974 = 1.95$

$$\text{由 } \frac{R - R_{\min}}{R + 1} = \frac{1.95 - 0.974}{1.95 + 1} = 0.331$$

$$\text{查吉利兰图得 } \frac{N_T - N_{\min}}{N_T + 1} = 0.37$$

$$\text{则 } N_T = \frac{0.37 + N_{\min}}{1 - 0.37} = 12.27 \text{ (块)}$$

# 反应器

1. 现用一管式反应器进行  $\text{SO}_2$  催化氧化的动力学试验。反应管的内径  $d = 25\text{mm}$ ，内装钒催化剂  $1.59 \times 10^{-2}\text{kg}$ 。催化剂段的堆积密度  $\rho_b = 6.50 \times 10^2\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$ ，空隙率  $\varepsilon = 0.45$ 。原料气的体积流量  $q_{v,0} = 1.60 \times 10^{-4}$  标准  $\text{m}^3\cdot\text{s}^{-1}$ 。其中  $\text{SO}_2$  含量  $y_{A,0} = 7.05$ (体积)。试计算下列参数：原料气起始的摩尔流量， $\text{SO}_2$  摩尔起始流量，反应器的反应体积，催化剂的流通体积，空管速度，空间速度和空间时间。

解：(1) 原料气的总摩尔流量  $q_{n,0}$

$$q_{n,0} = \frac{q_{v,0}}{V_m} = \frac{1.60 \times 10^{-4}}{2.24 \times 10^{-2}} = 7.14 \times 10^{-3} \text{ mol} \cdot \text{s}^{-1}$$

(2)  $\text{SO}_2$  起始摩尔流量  $q_{A,0}$

$$q_{A,0} = q_{n,0} y_{A,0} = 7.14 \times 10^{-3} \times 7.05\% = 5.03 \times 10^{-4} \text{ mol} \cdot \text{s}^{-1}$$

(3) 反应器的反应体积  $V$

$$V = V_c = \frac{m_c}{\rho_b} = \frac{1.59 \times 10^{-2}}{6.50 \times 10^2} = 2.45 \times 10^{-5} \text{ m}^3$$

(4) 催化剂层的流通体积  $V_0$

$$V_0 = \varepsilon V_c = 0.45 \times 2.45 \times 10^{-5} = 1.10 \times 10^{-5} \text{ m}^3$$

(5) 空管速度  $u_0$  (按入口物料的标准状态计算)

$$u_0 = \frac{4q_{v,0}}{\pi d^2} = \frac{4 \times 1.60 \times 10^{-4}}{2.45 \times 10^{-5}} = 0.326 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$$

(6) 空间速度  $SV$  (按入口物料的标准态计算)

$$SV = \frac{q_{v,0}}{V_c} = \frac{1.60 \times 10^{-4}}{2.45 \times 10^{-5}} = 6.53 \text{ s}^{-1}$$

(7) 空间时间  $\tau$  (按入口物料的标准态计算)

$$\tau = \frac{V_c}{q_{V,0}} = \frac{1}{SV} = \frac{1}{6.53} = 0.153s$$

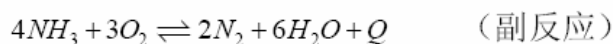
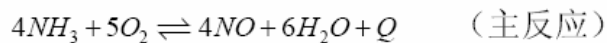
2.  $\text{SO}_2$  催化制取  $\text{SO}_3$  的反应式为:  $2\text{SO}_2 + \text{O}_2 \rightleftharpoons 2\text{SO}_3$ 。已知反应器入口处含  $\text{SO}_2$  7.15% (摩尔分数), 出口物料中含  $\text{SO}_2$  为 0.48%, 求  $\delta_{\text{SO}_2}$  以及  $\text{SO}_2$  的转化率。

解: 膨胀因子  $\delta_{\text{SO}_2} = \frac{2-(1+2)}{2} = -0.5$

因为  $y_{\text{SO}_2} = \frac{y_{\text{SO}_2,0}(1-x_{\text{SO}_2})}{1 + \delta_{\text{SO}_2} y_{\text{SO}_2,0} x_{\text{SO}_2}}$

所以  $x_{\text{SO}_2} = \frac{1 - \frac{y_{\text{SO}_2}}{y_{\text{SO}_2,0}}}{1 + \delta_{\text{SO}_2} y_{\text{SO}_2}} = \frac{1 - \frac{0.48\%}{7.15\%}}{1 - 0.5 \times 0.48\%} = 93.5\%$

3. 氨接触氧化的主、副反应为:



已知反应器进出口处物料组成见表 1。

表 1 反应器进出口处物料组成

组成	入口处摩尔分数 /%	出口处摩尔分数 /%
$\text{NH}_3$	11.52	0.22
$\text{O}_2$	23.05	8.7
$\text{N}_2$	62.67	
$\text{H}_2\text{O}$	2.76	
$\text{NO}$	0	

求氨的转化率和一氧化氮的收率和选择性。

解：以 100 mol 进料为计算基准，并设  $x$  和  $y$  分别表示  $\text{NO}$  和  $\text{N}_2$  的生成量，根据进料组成和化学计量式可列表 2：

表 2 进料组成和化学计量式

组成	反应器入口	反应器出口
$\text{NH}_3$	11.52	$11.52-x-2y$
$\text{O}_2$	23.05	$23.05-1.25x-1.5y$
$\text{N}_2$	62.67	$62.67+y$
$\text{H}_2\text{O}$	2.76	$2.76+1.5x+3y$
$\text{NO}$	0	$x$
总计	100	$100+0.25x+0.5y$

根据反应器出口处  $\text{NH}_3$  和  $\text{O}_2$  的摩尔分数得：

$$\begin{cases} \frac{11.52-x-2y}{100+0.25x+0.5y} = 0.0022 \text{ mol} \\ \frac{23.05-1.25x-1.5y}{100+0.25x+0.5y} = 0.087 \text{ mol} \end{cases}$$

联立求得： $x = 11.10 \text{ mol}$ ， $y = 0.096 \text{ mol}$

$\text{NH}_3$  的转化量为： $x+2y = 11.292 \text{ mol}$

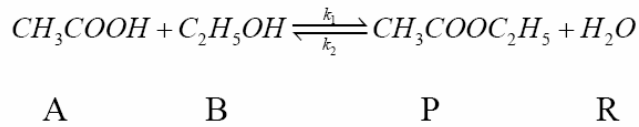
$\text{NH}_3$  的转化率为： $x = \frac{11.292}{11.52} \times 100\% = 98.02\%$

$\text{NO}$  的收率为： $\phi = \frac{11.10}{11.52} \times 100\% = 96.4\%$

$\text{NO}$  的选择性为： $\beta = \frac{\phi}{x} = \frac{0.964}{0.980} \times 100\% = 98.4\%$

# 反应过程

1. 已知乙酸和乙醇反应可制得乙酸乙酯，化学反应方程式为：



其动力学方程为： $(-r_A) = k_1 c_A c_B - k_2 c_P c_R$ ， $100^\circ\text{C}$ 时平衡常数  $K_p = 2.93$ ， $k_1 = 7.93 \times 10^{-6} \text{m}^3 \cdot \text{kmol}^{-1} \cdot \text{s}^{-1}$ 。反应物起始组成为乙酸 23.0%（质量分数，下同），乙醇 46.0%，其余为水，该混合液的密度  $\rho = 1043 \text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$ 。现采用间歇搅拌釜式反应器，要求乙酸转化率达 35.7%，乙酸乙酯日产量  $q_{m,0} = 5.0 \text{t}$ ，每釜装卸料等辅助操作时间  $t' = 1.0 \text{h}$ ，试求反应釜的有效容积  $V_R$ ；若装料系数  $\Phi$  为 0.6，求反应器容积  $V$ 。

解：乙酸、乙醇和水的起始浓度分别为

$$c_{A,0} = \frac{\rho}{M_A} \times 23\% = \frac{1043}{60} \times 23\% = 4.00 \text{kmol} \cdot \text{m}^{-3}$$

$$c_{B,0} = \frac{\rho}{M_B} \times 46\% = \frac{1043}{46} \times 46\% = 10.4 \text{kmol} \cdot \text{m}^{-3}$$

$$c_{R,0} = \frac{\rho}{M_R} \times [1 - (23.0\% + 46.0\%)] = \frac{1043}{18} \times [1 - (23.0\% + 46.0\%)] = 18.00 \text{kmol} \cdot \text{m}^{-3}$$

该反应为等温液相反应，可视为恒容过程，则反应时间  $t$  为

$$\begin{aligned} t &= c_{A,0} \int_0^{x_A} \frac{dx_A}{(-r_A)} \\ &= c_{A,0} \int_0^{x_A} \frac{dx_A}{k_1 c_A c_B - k_2 c_P c_R} \end{aligned}$$

$$= \frac{1}{k_1} \int_0^{x_A} \frac{dx_A}{[(1-x_A)(c_{B,0} - c_{A,0}x_A)] - \frac{1}{Kp} x_A (c_{R,0} + c_{A,0}x_A)}$$

将已知数据代入上式并简化得

$$\begin{aligned} t &= 4.78 \times 10^4 \times \int_0^{x_A} \frac{dx_A}{(0.546 - x_A)(7.254 - x_A)} \\ &= 4.78 \times 10^4 \times \left[ \frac{1}{0.546 - 7.254} \ln \frac{7.25 \times (0.546 - x_A)}{0.546 \times (7.254 - x_A)} \right] \end{aligned}$$

因为最终转化率  $x_A=35.7\%$

所以

$$\begin{aligned} t &= 4.78 \times 10^4 \times \left[ \frac{1}{0.546 - 7.254} \ln \frac{7.25 \times (0.546 - 0.357)}{0.546 \times (7.254 - 0.357)} \right] \\ &= 7.20 \times 10^3 \text{ s} \\ &= 2.0 \text{ h} \end{aligned}$$

所以  $V_R = \frac{q_{m,0}}{c_p M_p} (t + t')$

$$\begin{aligned} &= \frac{q_{m,0}}{c_{A,0} M_p} (t + t') \\ &= \frac{5.0 \times 10^3 / 24}{4.00 \times 0.357 \times 88} \times (2.0 + 1.0) \\ &= 5.0 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$V = \frac{V_R}{\phi} = \frac{5.0}{0.6} = 8.4 \text{ m}^3$$

2. 在间歇操作搅拌反应釜中进行如下的分解反应： $A \rightarrow B + C$

经实验确定该反应为一级反应。已知在  $T=328\text{K}$  时  $k=0.231\text{s}^{-1}$ 。当

$c_{A,0} = 1.00\text{mol}\cdot\text{L}^{-1}$ ,  $x_{A,f} = 90\%$ , 每批操作的辅助时间  $t'=4\text{h}$ , A 的日处理量  $q_{V,0}=189\text{m}^3$ ,  $\Phi=0.75$ , 试求反应器的体积。

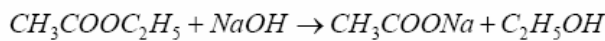
解：转化率  $x_{A,f} = 90\%$  时所需时间  $t$  为：

$$\begin{aligned} t &= \frac{1}{k} \ln \frac{1}{1-x_{A,f}} \\ &= \frac{1}{0.231} \ln \frac{1}{1-0.9} \\ &= 10s \end{aligned}$$

反应器的体积  $V$  为

$$\begin{aligned} V_R &= q_{V,0}(t+t') = \frac{189}{24} \times \left( \frac{10}{3600} + 4 \right) = 31.5m^3 \\ V &= \frac{V_R}{\phi} = \frac{31.5}{0.75} = 42.0m^3 \end{aligned}$$

3. 已知皂化反应：



对乙酸乙酯和氢氧化钠均为一级，现采用等温间歇操作搅拌反应釜进行反应，开始时乙酸乙酯和氢氧化钠的浓度均为  $20\text{mol}\cdot\text{m}^{-3}$ ，反应速率常数  $k=9.33 \times 10^{-5}\text{m}^3\cdot\text{s}^{-1}\cdot\text{mol}^{-1}$ ，要求最终转化率  $x_{A,f} = 0.95$ ，试求当反应体积分别为  $1.5\text{m}^3$ 、 $2.5\text{m}^3$  时，所需的反应时间各是多少？

解：因为  $c_{A,0}=c_{B,0}$ ，且为等摩尔反应

$$\text{所以 } (-r_A) = kc_A c_B = kc_A^2 = kc_{A,0}^2(1-x_A)^2$$

反应时间  $t$  为

$$t = c_{A,0} \int_0^{x_{A,f}} \frac{dx_A}{(-r_A)} = c_{A,0} \int_0^{x_{A,f}} \frac{dx_A}{kc_{A,0}^2(1-x_A)^2} = \frac{1}{kc_{A,0}} \times \frac{x_{A,f}}{1-x_{A,f}}$$

从上述表达式可知，在达到相同转化率时，间歇操作搅拌反应釜的反应时间与反应体积无关。所以所需的反应时间  $t$  均为

$$t = \frac{1}{9.33 \times 10^{-5} \times 20} \times \frac{0.95}{1-0.95} = 10182.2s = 2.83h$$

4. 在二级串联理想搅拌釜中进行分解反应： $A \rightarrow B + C$ ，该反应为一级反应，已知  $T=328\text{K}$  时  $k_c=0.23\text{s}^{-1}$ ，反应物起始浓度  $x_{A,0} = 1.00\text{mol}\cdot\text{L}^{-1}$ ，若 A 的日处理量为  $189\text{m}^3$ ，转化率  $x_A=90\%$ ，求反应器的总体积。

解：已知  $(-r_A) = k_c \cdot c_A$ ， $k_c = 0.23\text{s}^{-1}$ ， $x_A = 0.90$

$$q_{V,0} = 189\text{m}^3 \cdot \text{d}^{-1} = 0.00219\text{m}^3 \cdot \text{s}^{-1}$$

串联多釜中任意一釜的物料恒算为

$$x_i - x_{i-1} - r_A \bar{\tau} = 0$$

对于第一釜的物料恒算为

$$x_1 - 0 - k_c \bar{\tau}(1 - x_1) = 0 \quad (1)$$

对于第二釜的物料恒算为

$$x_2 - x_1 - k_c \bar{\tau}(1 - x_2) = 0 \quad (2)$$

将 (1) 式代入 (2) 式得

$$x_2 = 1 - \left( \frac{1}{1 + k_c \bar{\tau}} \right)^2$$

$$0.9 = 1 - \left( \frac{1}{1 + 0.23\bar{\tau}/\text{s}} \right)^2$$

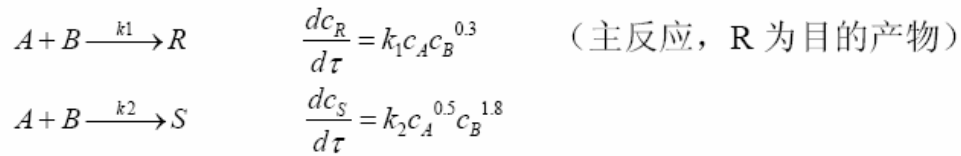
$$\bar{\tau} = 9.4\text{s}$$

所需反应器的总体积为

$$V = 2V_R = 2q_{V,0}\bar{\tau} = 2 \times 9.4 \times 0.00219 = 0.042\text{m}^3$$



5. 有下列液相平行反应:



应采用哪种反应器和操作方式?

解: 因为  $r_R = dc_R / d\tau = k_1 c_A c_B^{0.3}$

$$r_S = dc_S / d\tau = k_2 c_A^{0.5} c_B^{1.8}$$

所以  $\frac{r_R}{r_S} = \frac{dc_R / d\tau}{dc_S / d\tau} = \frac{k_1}{k_2} c_A^{-0.5} c_B^{-1.5}$

要使 R 的收率大, 应使  $r_R / r_S$  的比值大, 即浓度  $c_A$  要大,  $c_B$  要小,  $c_B$  对 R 的收率的影响比  $c_A$  要大, 所以应采用连续操作的管式反应器, 以 A 为主流体, 将 B 分为许多小股从反应器的不同部位加入; 或采用间歇操作搅拌反应釜, 先将 A 放入釜内, 然后将 B 慢慢加入釜中。

6. 乙醛分解反应式为:  $CH_3CHO \rightarrow CH_4 + CO$

乙醛在  $520^\circ\text{C}$  和  $1.01 \times 10^5 \text{Pa}$  下以  $0.1 \text{kg} \cdot \text{s}^{-1}$  的流率进入活塞流反应器进行分解反应, 动力学方程  $-(r_A) = kc_A^2$ ,  $k = 4.3 \times 10^{-4} \text{m}^3 \cdot \text{mol}^{-1} \cdot \text{s}^{-1}$ 。试求乙醛分解 35% 时的反应器有效体积、空间时间和平均停留时间。

解:  $\delta_A = \frac{1+1-1}{1} = 1$ ,  $y_{A,0} = 1$ ,  $1 + \delta_A y_{A,0} x_A = 1 + x_A$

$$c_{A,0} = \frac{p_{A,0}}{RT} = \frac{1.01 \times 10^5}{8.314 \times (520 + 273)} = 15.37 \text{ mol} \cdot \text{m}^{-3}$$

(1) 求空间时间  $\tau$

$$\begin{aligned} \tau &= c_{A,0} \int_0^{x_{A,f}} \frac{dx_A}{(-r_A)} \\ &= c_{A,0} \int_0^{x_{A,f}} \frac{dx_A}{k \left[ \frac{c_{A,0}(1-x_A)}{1+x_A} \right]^2} \\ &= \frac{1}{kc_{A,0}} \int_0^{x_{A,f}} \left( \frac{1+x_A}{1-x_A} \right)^2 dx_A \\ &= \frac{1}{kc_{A,0}} \left[ \frac{4}{1-x_A} + 4 \ln(1-x_A) + x_A \right]_0^{0.35} \\ &= \frac{4}{1-0.35} - 4 + 4 \ln(1-0.35) + 0.35 \\ &= \frac{4.3 \times 10^{-4} \times 15.37}{4.3 \times 10^{-4} \times 15.37} \\ &= 118.13 \text{ s} \end{aligned}$$

(2) 求反应器的有效体积

$$M_A = 44 \text{g} \cdot \text{mol}^{-1}$$

$$q_{n,A,0} = \frac{0.1 \times 10^3}{44} = 2.27 \text{mol} \cdot \text{s}^{-1}$$

$$q_{V,0} = \frac{q_{n,A,0}}{c_{A,0}} = \frac{2.27}{15.37} = 0.148 \text{m}^3 \cdot \text{s}^{-1}$$

$$V = q_{V,0} \tau = 0.148 \times 118.13 = 17.48 \text{m}^3$$

(3) 求平均停留时间

$$\begin{aligned} \bar{t} &= \int_0^V \frac{dV}{q_V} = \int_0^{x_{A,f}} \frac{q_{n,A,0} dx_A}{q_{V,0} (1 + \delta_A y_{A,0} x_A) (-r_A)} \\ &= c_{A,0} \int_0^{x_{A,f}} \frac{dx_A}{kc_{A,0}^2 \left( \frac{1-x_A}{1+x_A} \right)^2 (1+x_A)} \\ &= \frac{1}{kc_{A,0}} \int_0^{x_{A,f}} \frac{1+x_A}{(1-x_A)^2} dx_A \\ &= \frac{1}{kc_{A,0}} \left[ \frac{2}{1-x_A} + \ln(1-x_A) \right]_0^{0.35} \\ &= \frac{\frac{2}{1-0.35} - 2 + \ln(1-0.35)}{4.3 \times 10^{-4} \times 15.37} \\ &= 97.76 \text{s} \end{aligned}$$

从本例计算结果可知，当  $\delta_A \neq 0$  时，空时与平均停留时间不等，且  $\delta_A > 0$ ， $\tau > \bar{t}$ 。造成此差别的原因是由于反应过程中流体密度降低，使得气流通过反应器时速率加大。空时计算是以反应器进料体积为基准，没有考虑加速因素。但是平均停留时间计算考虑了加速因素的影响。

8. 已知某均相反应，反应速率  $-r_A = 0.0174c_A^2$ ， $c_{A,0} = 7.14 \text{ kmol} \cdot \text{m}^{-3}$ ，物料密度  $\rho = 750 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$ ，加料速率为  $q_V = 7.14 \times 10^{-3} \text{ m}^3 \cdot \text{min}^{-1}$ ，反应在等温下进行，试计算串联两个  $0.25 \text{ m}^3$  的活塞流反应器时的转化率是多少？

解：物料分别流经两个活塞流反应器的空间时间为

$$\tau_1 = \tau_2 = \frac{V_R}{q_V} = \frac{0.25}{7.14 \times 10^{-3}} = 35 \text{ min}$$

对于二级反应，物料流经第一个活塞流反应器后，转化率  $x_{A,1}$  为

$$\begin{aligned} \tau_1 &= c_{A,0} \int_0^{x_{A,1}} \frac{dx_A}{-r_A} = c_{A,0} \int_0^{x_{A,1}} \frac{dx_A}{kc_{A,0}^2(1-x_A)^2} \\ &= \frac{1}{kc_{A,0}} \times \frac{x_{A,1}}{1-x_{A,1}} \end{aligned}$$

$$\text{即： } 35.0 = \frac{1}{0.0174 \times 7.14} \times \frac{x_{A,1}}{1-x_{A,1}}$$

$$\text{解得： } x_{A,1} = 0.813$$

物料流经第二个反应器后，转化率  $x_{A,2}$  为

$$\begin{aligned} \tau_2 &= c_{A,0} \int_{x_{A,1}}^{x_{A,2}} \frac{dx_A}{-r_A} = c_{A,0} \int_{x_{A,1}}^{x_{A,2}} \frac{dx_A}{kc_{A,0}^2(1-x_A)^2} \\ &= \frac{1}{kc_{A,0}} \left( \frac{1}{1-x_{A,2}} - \frac{1}{1-x_{A,1}} \right) \end{aligned}$$

$$\text{即： } 35.0 = \frac{1}{0.0174 \times 7.14} \times \left( \frac{1}{1-x_{A,2}} - \frac{1}{1-0.813} \right)$$

$$\text{解得： } x_{A,2} = 0.897$$