

第一章 流 体 流 动

1-1 试计算空气在 -40°C 和 310mmHg 真空度下的密度。

解 $T = -40 + 273 = 233\text{K}$

$$M = 29\text{kg} \cdot \text{kmol}^{-1}$$

$$p(\text{绝}) = p(\text{大气压}) - p(\text{真空度}) = 760 - 310 = 450\text{mmHg} \text{ 或 } 60\text{kPa}$$

根据理想气体状态方程可知

$$\rho = \frac{p(\text{绝})M}{RT} = \frac{60 \times 29}{8.314 \times 233} = 0.898\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$$

1-2 在大气压为 760mmHg 的地区，某真空蒸馏塔塔顶真空表的读数为 738mmHg 。若在大气压为 655mmHg 的地区使塔内绝对压力维持相同的数值，则真空表读数应为多少？

解 塔内绝对压力 $p(\text{绝}) = 760 - 738 = 22\text{mmHg}$

在大气压为 655mmHg 的地区，真空表读数应为

$$p(\text{真}) = 655 - 22 = 633\text{mmHg}$$

1-3 如附图所示，封闭的罐内存有密度为 $1000\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$ 的水。水面上所装的压力表读数为 42kPa 。在水面以下安装一压力表，表中心线在测压口以上 0.15m ，其读数为 58kPa 。求罐内水面至下方测压口的距离 Δz 。

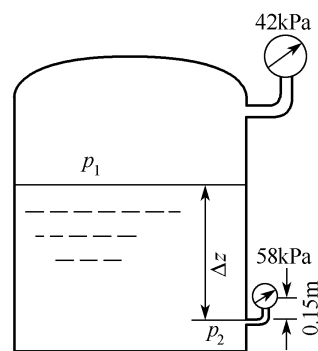
解 如附图所示，已知 $p_1 = 42\text{kPa}$

设罐内水面下方测压口处压力为 p_2 ，则根据静力学方程有

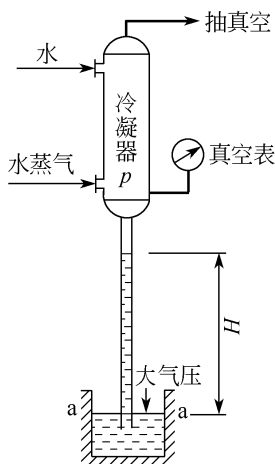
$$p_2 = 58 \times 10^3 + 0.15 \times 1000 \times 9.81 = 59.5\text{kPa}$$

又根据静力学方程，有

$$\Delta z = \frac{p_2 - p_1}{\rho g} = \frac{59.5 \times 10^3 - 42 \times 10^3}{1000 \times 9.81} = 1.78\text{m}$$



习题 1-3 附图



习题 1-4 附图

1-4 附图所示为汽液直接接触的混合式冷凝器，水蒸气被水冷凝后，冷凝水和水一道沿管流至水池，现已知冷凝器内真空度为 83kPa ，管内水温 40°C ，试估计管内水柱的高度 H 。

解 冷凝器内表压 $p = -p(\text{真空度}) = -83 \times 10^3\text{Pa}$

取水池液面为 $a-a$ ，则 $a-a$ 处表压 $p_a = 0$

根据静力学方程，可知

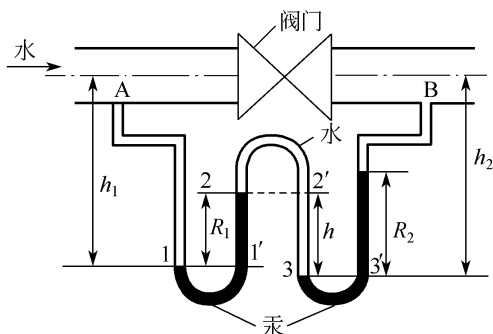
$$p_a - p = \rho g H$$

查附录五知 40°C 水的密度 $\rho = 992.2\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$ ，于是有

$$H = \frac{p_a - p}{\rho g} = \frac{0 - (-83 \times 10^3)}{992.2 \times 9.81} = 8.53\text{m}$$

1-5 用一复式 U 形管压差计测定水流过管道上 A、B 两点的压

差, 压差计的指示液为汞, 两段汞柱之间是水, 今若测得 $h_1 = 1.2\text{m}$, $h_2 = 1.3\text{m}$, $R_1 = 0.9\text{m}$, $R_2 = 0.95\text{m}$, 问管道中 A、B 两点间的压差 Δp_{AB} 为多少 mmHg? (先推导关系式, 再进行数字运算)



习题 1-5 附图

解 如附图所示, 取水平面 1—1'、2—2' 和 3—3', 则其均为等压面, 即

$$p_1 = p'_1, \quad p_2 = p'_2, \quad p_3 = p'_3$$

根据静力学方程, 有

$$p_A + \rho_{\text{H}_2\text{O}} g h_1 = p_1$$

$$p_2 + \rho_{\text{Hg}} g R_1 = p'_1$$

因为 $p_1 = p'_1$, 故由上两式可得

$$p_A + \rho_{\text{H}_2\text{O}} g h_1 = p_2 + \rho_{\text{Hg}} g R_1$$

$$\text{即} \quad p_2 = p_A + \rho_{\text{H}_2\text{O}} g h_1 - \rho_{\text{Hg}} g R_1 \quad (\text{a})$$

设 2' 与 3 之间的高度差为 h , 再根据静力学方程, 有

$$p'_2 + \rho_{\text{H}_2\text{O}} g h = p_3$$

$$p_B + \rho_{\text{H}_2\text{O}} g (h_2 - R_2) + \rho_{\text{Hg}} g R_2 = p'_3$$

因为 $p_3 = p'_3$, 故由上两式可得

$$p'_2 + \rho_{\text{H}_2\text{O}} g h = p_B + \rho_{\text{H}_2\text{O}} g (h_2 - R_2) + \rho_{\text{Hg}} g R_2 \quad (\text{b})$$

其中

$$h = h_2 - h_1 + R_1 \quad (\text{c})$$

将式(c)代入式(b)整理得

$$p'_2 = p_B + \rho_{\text{H}_2\text{O}} g (h_1 - R_1) + (\rho_{\text{Hg}} - \rho_{\text{H}_2\text{O}}) g R_2 \quad (\text{d})$$

因为 $p_2 = p'_2$, 故由式(a)和式(d)得

$$p_A + \rho_{\text{H}_2\text{O}} g h_1 - \rho_{\text{Hg}} g R_1 = p_B + \rho_{\text{H}_2\text{O}} g (h_1 - R_1) + (\rho_{\text{Hg}} - \rho_{\text{H}_2\text{O}}) g R_2$$

即

$$\begin{aligned} \Delta p_{AB} &= p_A - p_B = (\rho_{\text{Hg}} - \rho_{\text{H}_2\text{O}}) g (R_1 + R_2) \\ &= (13600 - 1000) \times 9.81 \times (0.9 + 0.95) \\ &= 228.7 \text{ kPa 或 } 1716 \text{ mmHg} \end{aligned}$$

1-6 用双液体 U 形管压差计测定两处空气的压差, 读数为 320mm。由于两侧臂上的两个小室不够大, 致使小室内两液面产生 4mm 的高度差。求两处压差为多少 Pa。若计算时不考虑两小室内液面有高度差, 会造成多大的误差? 两指示液的密度分别为 $\rho_1 = 910 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$, $\rho_2 = 1000 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$ 。

解 如附图所示, a—a 面为等压面, 由静力学方程可得

$$p_1 + \rho_1 g R = p_2 + \rho_1 g \Delta h + \rho_2 g R$$

实际压差 $p_1 - p_2 = (\rho_2 - \rho_1) g R + \rho_1 g \Delta h$

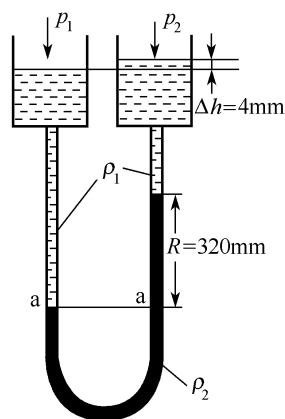
$$= (1000 - 910) \times 9.81 \times 0.32 + 910 \times 9.81 \times 0.004$$

$$= 282.5 + 35.7 = 318.2 \text{ Pa}$$

若不计两液面高度差, 则

$$p_1 - p_2 = 282.5 \text{ Pa}$$

$$\text{误差} = \frac{318.2 - 282.5}{318.2} \times 100\% = 11.2\%$$



习题 1-6 附图

1-7 硫酸流经由大小管组成的串联管路，硫酸密度为 $1830\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$ ，体积流量为 $150\text{L} \cdot \text{min}^{-1}$ ，大小管尺寸分别为 $\phi 76\text{mm} \times 4\text{mm}$ 和 $\phi 57\text{mm} \times 3.5\text{mm}$ ，试分别求硫酸在大管和小管中的质量流量、平均流速、质量流速。

解 质量流量 $m_{s小} = m_{s大} = V_s \rho$
 $= 150 \times 10^{-3} \times 1830 = 274.5\text{kg} \cdot \text{min}^{-1}$ 或 $4.575\text{kg} \cdot \text{s}^{-1}$

$$\text{小管平均流速 } u_{小} = \frac{V_s}{(\pi/4)d_{小}^2} = \frac{150 \times 10^{-3}/60}{(\pi/4) \times 0.05^2} = 1.274\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$$

$$\text{大管平均流速 } u_{大} = \frac{V_s}{(\pi/4)d_{大}^2} = \frac{150 \times 10^{-3}/60}{(\pi/4) \times 0.068^2} = 0.689\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$$

$$\text{小管质量流速 } G_{小} = \rho u_{小} = 1830 \times 1.274 = 2331\text{kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$$

$$\text{大管质量流速 } G_{大} = \rho u_{大} = 1830 \times 0.689 = 1261\text{kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$$

可见，对串联管路，管径较小的，其平均流速及质量流速较大。

1-8 一敞口高位槽向喷头供应液体，液体密度为 $1050\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$ 。为了达到所要求的喷洒条件，喷头入口处要维持 40kPa 的压力。液体在管路内的速度为 $2.2\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$ ，从高位槽至喷头入口的管路阻力损失估计为 $25\text{J} \cdot \text{kg}^{-1}$ 。求高位槽内的液面至少要在喷头入口以上多少 m。

解 取高位槽液面为 1—1 面，喷头入口处截面为 2—2 面。根据机械能衡算方程，有

$$gz_1 + \frac{u_1^2}{2} + \frac{p_1}{\rho} = gz_2 + \frac{u_2^2}{2} + \frac{p_2}{\rho} + w_f$$

式中， $u_1 = 0$ ， $p_1 = 0$ ， $u_2 = 2.2\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$ ， $p_2 = 40 \times 10^3\text{Pa}$ ， $w_f = 25\text{J} \cdot \text{kg}^{-1}$ ，代入上式得

$$\Delta z = \frac{u_2^2}{2g} + \frac{p_2 - p_1}{\rho g} + \frac{w_f}{g} = \frac{2.2^2}{2 \times 9.81} + \frac{40 \times 10^3 - 0}{1050 \times 9.81} + \frac{25}{9.81} = 6.68\text{m}$$

1-9 从容器 A 用泵将密度为 $890\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$ 的液体送入塔 B，输送量为 $15\text{kg} \cdot \text{s}^{-1}$ 。容器内与塔内的表压如附图所示，流体流经管路的阻力损失为 $122\text{J} \cdot \text{kg}^{-1}$ 。求泵的有效功率。

解 对容器 A 液面 1—1 至塔内管出口截面

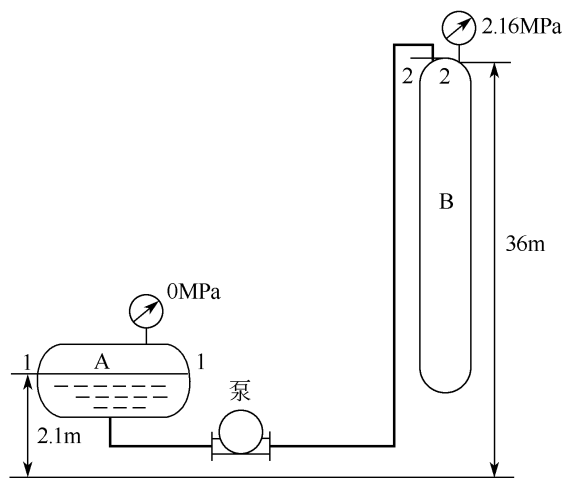
2—2 处列机械能衡算式

$$gz_1 + \frac{u_1^2}{2} + \frac{p_1}{\rho} + w_e = gz_2 + \frac{u_2^2}{2} + \frac{p_2}{\rho} + w_f$$

已知 $z_1 = 2.1\text{m}$ ， $z_2 = 36\text{m}$ ， $u_1 = 0$ ， u_2 的速度头已计入损失中， $p_1 = 0$ ， $p_2 = 2.16 \times 10^6\text{Pa}$ ， $w_f = 122\text{J} \cdot \text{kg}^{-1}$ ，将这些数据代入上式得

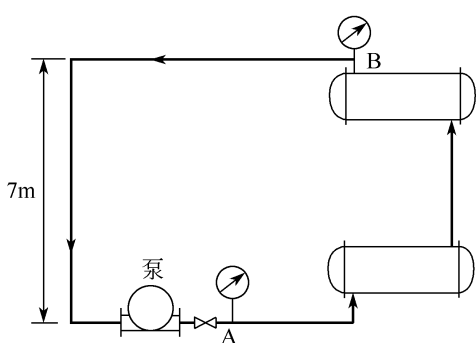
$$\begin{aligned} w_e &= (z_2 - z_1)g + \frac{p_2}{\rho} + w_f \\ &= (36 - 2.1) \times 9.81 + \frac{2.16 \times 10^6}{890} + 122 \\ &= 333 + 2427 + 122 = 2882\text{J} \cdot \text{kg}^{-1} \end{aligned}$$

$$\text{泵的有效功率 } N_e = w_e m_s = 2882 \times \frac{15}{1000} = 43.2\text{kW}$$



习题 1-9 附图

1-10 附图所示为一制冷盐水的循环系统，循环量为 $45\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ ，盐水流经管路的压头



习题 1-10 附图

损失为：从 A 至 B 的一段为 9m，从 B 至 A 的一段为 12m，盐水的密度为 $1100 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$ 。试求：(1) 泵的轴功率，设其效率为 0.65；(2) 若 A 处的压力表读数为 0.15MPa，则 B 处的压力表读数应为多少 MPa？

解 (1) 求泵的轴功率

取循环系统管路上的任一截面，以此面为上下游截面列机械能衡算方程，必有

$$z_1 = z_2 \quad u_1 = u_2 \quad p_1 = p_2$$

故得 $h_e = h_f = h_{fAB} + h_{fBA} = 9 + 12 = 21 \text{ m}$

$$N = \frac{\rho V_s H g}{\eta} = \frac{1100 \times 45 \times 21 \times 9.81}{3600 \times 0.65} = 4360 \text{ W 或 } 4.36 \text{ kW}$$

(2) 求 p_B

可对 A—B 截面列机械能衡算方程式

$$z_A + \frac{u_A^2}{2g} + \frac{p_A}{\rho g} = z_B + \frac{u_B^2}{2g} + \frac{p_B}{\rho g} + h_{fAB}$$

已知 $z_B - z_A = 7 \text{ m}$, $u_A = u_B$, $p_A = 0.15 \times 10^6 \text{ Pa}$, $h_{fAB} = 9 \text{ m}$

代入上式得

$$\frac{p_B}{\rho g} = (z_A - z_B) + \frac{p_A}{\rho g} - h_{fAB} = -7 + \frac{0.15 \times 10^6}{1100 \times 9.81} - 9 = -2.10 \text{ m}$$

$$p_B = -2.10 \times 1100 \times 9.81 = -22.7 \times 10^3 \text{ Pa 或 } -22.7 \text{ kPa}$$

即 B 处压力表的真空度为 22.7kPa。

1-11 一水平管分别由内径为 33mm 及 47mm 的两段直管接成，水在小管内以 $2.5 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$ 的速度流向大管，在接头两侧相距 1m 的 A、B 两截面处各接一测压管，已知 A—B 两截面间的压头损失为 70mmH₂O，分析两测压管中的水位哪个高，相差多少？

解 如附图所示，对 A、B 两截面列机械能衡算方程

$$z_A + \frac{p_A}{\rho g} + \frac{u_A^2}{2g} = z_B + \frac{p_B}{\rho g} + \frac{u_B^2}{2g} + h_{fAB}$$

又两测压管内水位高分别为

$$h_A = z_A + \frac{p_A}{\rho g}, \quad h_B = z_B + \frac{p_B}{\rho g}$$

代入上式得

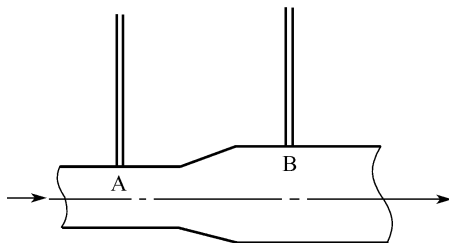
$$h_A - h_B = \frac{u_B^2 - u_A^2}{2g} + h_{fAB}$$

其中 $u_A = 2.5 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$, $u_B = \left(\frac{d_A}{d_B}\right)^2 u_A = \left(\frac{33}{47}\right)^2 \times 2.5 = 1.23 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$, $h_{fAB} = 0.07 \text{ m}$ ，代

入上式得

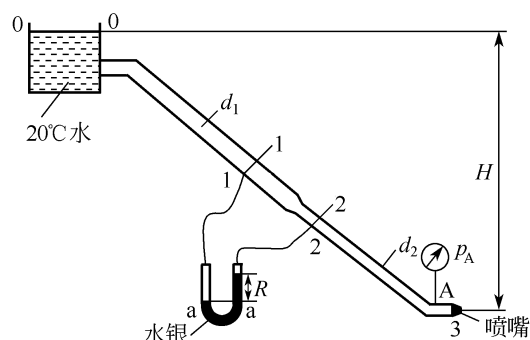
$$h_A - h_B = \frac{1.23^2 - 2.5^2}{2 \times 9.81} + 0.07 = -0.171 \text{ m 或 } -171 \text{ mm}$$

可见，B 处测压管液位高于 A 处 171mm。



习题 1-11 附图

1-12 如附图所示, 水由高位水箱经管路从喷嘴流出, 已知 $d_1=125\text{mm}$, $d_2=100\text{mm}$, 喷嘴出口 $d_3=75\text{mm}$, 差压计读数 $R=80\text{mmHg}$, 若阻力损失可忽略, 求 H 和 p_A 。



习题 1-12 附图

解 在截面 1—1 和 2—2 间列柏努利方程, 得

$$\frac{p_1}{\rho} + \frac{u_1^2}{2} + gz_1 = \frac{p_2}{\rho} + \frac{u_2^2}{2} + gz_2$$

即
$$\frac{p_1 - p_2}{\rho} + g(z_1 - z_2) = \frac{u_2^2 - u_1^2}{2} \quad (\text{a})$$

z_1 、 z_2 可从任一个基准面算起 (下面将抵消)。取等压面 a—a, 由静力学方程得

$$p_1 + \rho g(z_1 - z_2) + \rho gR = p_2 + \rho_{\text{Hg}} gR$$

即
$$\frac{p_1 - p_2}{\rho} + g(z_1 - z_2) = \frac{\rho_{\text{Hg}} - \rho}{\rho} \times gR \quad (\text{b})$$

由式(a) 和式(b) 可得

$$\frac{u_2^2 - u_1^2}{2} = \frac{\rho_{\text{Hg}} - \rho}{\rho} \times gR = \frac{13600 - 1000}{1000} \times 9.81 \times 80 \times 10^{-3} = 9.89 \text{ J} \cdot \text{kg}^{-1} \quad (\text{c})$$

又由连续性方程知
$$u_2 = u_1 \left(\frac{d_1}{d_2} \right)^2 = u_1 \times \left(\frac{125}{100} \right)^2 = 1.25^2 u_1$$

代入式(c) 得
$$(1.25^2 u_1)^2 - u_1^2 = 2 \times 9.89$$

$$u_1 = 3.70 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$$

于是
$$u_2 = 1.25^2 \times 3.70 = 5.78 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$$

喷嘴处
$$u_3 = u_1 \left(\frac{d_1}{d_3} \right)^2 = 3.70 \times \left(\frac{125}{75} \right)^2 = 10.28 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$$

在截面 0—0 与 3—3 间列机械能衡算式

$$H = \frac{u_3^2}{2g} = \frac{10.28^2}{2 \times 9.81} = 5.39 \text{ m}$$

在截面 0—0 与 a—a 间列柏努利方程

$$H = \frac{u_2^2}{2g} + \frac{p_A}{\rho g}$$

故有
$$p_A = \rho g H - \frac{u_2^2}{2} \times \rho = 1000 \times 9.81 \times 5.39 - \frac{5.78^2}{2} \times 1000 = 36.2 \times 10^3 \text{ Pa} \text{ 或 } 36.2 \text{ kPa}$$

1-13 某列管式换热器中共有 250 根平行换热管。流经管内的总水量为 $144 \text{ t} \cdot \text{h}^{-1}$, 平均水温 10°C , 为了保证换热器的冷却效果, 需使管内水流处于湍流状态, 问对管径有何要求?

解 查附录五可知, 10°C 水的黏度 $\mu = 1.305 \text{ mPa} \cdot \text{s}$ 即 $1.305 \times 10^{-3} \text{ Pa} \cdot \text{s}$ 。

$$Re = \frac{\rho u d}{\mu} = \frac{m_s}{(\pi/4) d n \mu} = \frac{144 \times 10^3 / 3600}{(\pi/4) d \times 250 \times 1.305 \times 10^{-3}} = \frac{156.2}{d}$$

要求 $Re \geq 4000$, 即 $\frac{156.2}{d} \geq 4000$, 因此

$$d \leq 0.039 \text{ m} \text{ 或 } 39 \text{ mm}$$

即管内径应不大于 39mm。

1-14 90°C 的水流进内径 20mm 的管内, 问水的流速不超过哪一数值时流动才一定为层

流? 若管内流动的是 90°C 的空气, 则此一数值应为多少?

解 层流 $Re = \frac{du\rho}{\mu} \leq 2000$

90°C 水 $\rho = 965.3 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$ $\mu = 0.315 \times 10^{-3} \text{ Pa} \cdot \text{s}$

$$u \leq \frac{2000 \times 0.315 \times 10^{-3}}{0.02 \times 965.3} = 0.0326 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$$

90°C 空气 $\rho = 0.972 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$ $\mu = 2.15 \times 10^{-5} \text{ Pa} \cdot \text{s}$

$$u \leq \frac{2000 \times 2.15 \times 10^{-5}}{0.02 \times 0.972} = 2.21 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$$

1-15 在内径为 100mm 的钢管内输送一种溶液, 流速为 $1.8 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$ 。溶液的密度为 $1100 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$, 黏度为 $2.1 \text{ mPa} \cdot \text{s}$ 。试求: (1) 每 100m 钢管的压力损失及压头损失; (2) 若管由于腐蚀, 其粗糙度增至原来的 10 倍, 求沿程损失增大的百分率。

解 (1) 据题意有 $Re = \frac{du\rho}{\mu} = \frac{0.1 \times 1.8 \times 1100}{2.1 \times 10^{-3}} = 94300$

取新钢管 $\epsilon = 0.05 \text{ mm}$, $\epsilon/d = 0.05/100 = 0.0005$, 查图 1-27 得 $\lambda = 0.0215$

或由下式计算得

$$\lambda = 0.100 \left(\frac{\epsilon}{d} + \frac{68}{Re} \right)^{0.23} = 0.100 \times \left(0.0005 + \frac{68}{94300} \right)^{0.23} = 0.0214$$

压力损失 $\Delta p_f = \lambda \times \frac{l}{d} \times \frac{\rho u^2}{2} = 0.0215 \times \frac{100}{0.1} \times \frac{1100 \times 1.8^2}{2} = 38300 \text{ Pa}$ 或 38.3 kPa

压头损失 $h_f = \frac{\Delta p_f}{\rho g} = \frac{38300}{1100 \times 9.81} = 3.55 \text{ m}$

(2) 腐蚀后, 钢管 $\epsilon' = 0.5 \text{ mm}$, $\epsilon'/d = 0.5/100 = 0.005$, 查图 1-27 得 $\lambda' = 0.0306$ 或计算得

$$\lambda' = 0.100 \left(0.005 + \frac{68}{94300} \right)^{0.23} = 0.0305$$

$$\text{沿程损失增大的百分率} = \frac{h'_f - h_f}{h_f} = \frac{\lambda' - \lambda}{\lambda} = \frac{0.0306 - 0.0215}{0.0215} = 0.423 \text{ 或 } 42.3\%$$

1-16 其他条件不变, 若管内流速越大, 则湍动程度越大, 其阻力损失应越大。然而, 雷诺数增大时摩擦系数却变小, 两者是否有矛盾? 应如何解释?

解 不矛盾。由范宁公式 $w_f = \lambda \frac{l}{d} \frac{u^2}{2}$ 可知, 阻力损失不仅与 λ 有关, 还和 u^2 有关。层流时, u 越大, 虽然 $\lambda (\propto 1/Re)$ 越小, 但 w_f 越大 (因 $w_f \propto u$)。完全湍流时, u 越大, 而 λ 不随 Re 变化, 但 $w_f \propto u^2$, 故 w_f 越大。

1-17 有一供粗略估计的规则: 湍流条件下, 管长每等于管径的 50 倍, 则压头损失约等于一个速度头。试根据范宁公式论证其合理性。

解 根据范宁公式有

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

对一般的管道, 湍流时 λ 约为 $0.02 \sim 0.03$; 若 $l/d = 50$, 则 $\lambda \frac{l}{d} \approx 1$, 上式变为

$$\frac{\Delta p_f}{\rho g} \approx \frac{u^2}{2g}$$

即管长每等于管径的 50 倍, 压头损失约等于一个速度头 (或稍高)。

1-18 设市场的钢管价格与其直径的 1.37 次方成正比, 现拟将一定体积流量的流体输送某一段距离, 试对采用两根小直径管道输送和一根大直径管道输送两种方案 (这两种方案的管内流速相同), 做以下比较: (1) 所需的设备费; (2) 若流体在大管中为层流, 则改用上述两根小管后其克服管路阻力所消耗的功率将为大管的几倍? 若管内均为湍流 (λ 按柏拉修斯公式计算), 则情况又将如何?

解 (1) 所需的设备费比较

因为
$$V_s = (\pi/4)d_{\text{小}}^2 u \times 2 = (\pi/4)d_{\text{大}}^2 u$$

所以
$$2d_{\text{小}}^2 = d_{\text{大}}^2$$

$$d_{\text{大}} = \sqrt{2}d_{\text{小}}$$

又设备费 $\propto d^{1.37}$

故有
$$\frac{\text{大管设备费用}}{\text{小管设备费用}} = \frac{1}{2} \times \left(\frac{d_{\text{大}}}{d_{\text{小}}}\right)^{1.37} = \frac{(\sqrt{2})^{1.37}}{2} = 0.804 \quad (\text{或小管设备费用/大管设备费用} = 1/0.804 = 1.24)$$

(2) 所消耗的功率比较 按水平管、定压输送估算。根据机械能衡算方程, 对水平等径管, 有功率消耗 $N \propto$ 阻力损失

① 层流时, 因为 V_s 及 u 一定, 且 $\lambda = 64/Re$, 所以

$$\text{阻力损失} \propto \frac{64\mu}{\rho u d} \frac{l}{d} \frac{u^2}{2} \propto 1/d^2$$

故
$$N_{\text{小}}/N_{\text{大}} = (d_{\text{大}}/d_{\text{小}})^2 = (\sqrt{2})^2 = 2$$

② 湍流时, 因为 u 一定, 且 $\lambda = 0.3164/Re^{0.25}$, 所以

$$\text{阻力损失} \propto 1/d^{1.25}$$

故
$$N_{\text{小}}/N_{\text{大}} = (d_{\text{大}}/d_{\text{小}})^{1.25} = (\sqrt{2})^{1.25} = 1.54$$

1-19 鼓风机将车间空气抽入截面为 200mm×300mm、长 155m 的风道内 (绝对粗糙度 $\epsilon = 0.1\text{mm}$), 然后排至大气中, 体积流量为 $0.5\text{m}^3 \cdot \text{s}^{-1}$ 。大气压为 750mmHg, 温度为 15°C 。求鼓风机的轴功率, 设其效率为 0.8。提示: 本题的空气可视为不可压缩流体。

解 本题属非圆截面通道, 计算中应取当量直径。对矩形管道, 有

$$d_e = \frac{2ab}{a+b} = \frac{2 \times (0.2 \times 0.3)}{0.2+0.3} = 0.24\text{m}$$

$$u = \frac{0.5}{0.2 \times 0.3} = 8.33\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$$

空气
$$\rho = \frac{pM}{RT} = \frac{750 \times 101.3 \times 29}{8.314 \times 760 \times 288} = 1.21\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$$

又查得空气黏度 $\mu = 1.79 \times 10^{-5}\text{Pa} \cdot \text{s}$, 于是

$$Re = \frac{d_e u \rho}{\mu} = \frac{0.24 \times 8.33 \times 1.21}{1.79 \times 10^{-5}} = 135000$$

$$\frac{\epsilon}{d_e} = \frac{0.1}{240} = 0.00042$$

查得 $\lambda = 0.0195$ 或计算得

$$\lambda = 0.100 \times \left(0.00042 + \frac{68}{135000}\right)^{0.23} = 0.0200$$

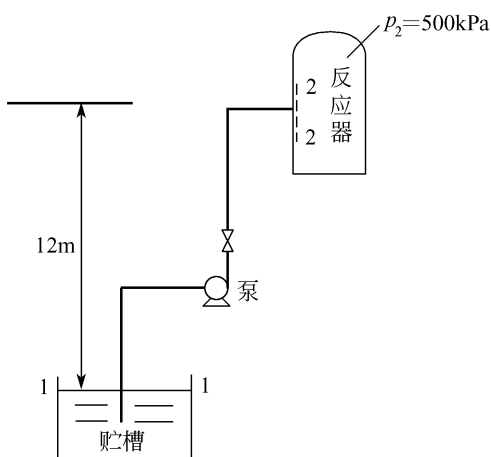
$$w_f = \left(\lambda \frac{l}{d_e} + \sum \zeta\right) \frac{u^2}{2} = \left(0.0195 \times \frac{155}{0.24} + 0.5 + 1.0\right) \times \frac{8.33^2}{2} = 489\text{J} \cdot \text{kg}^{-1}$$

$$m_s = 0.5 \times 1.21 = 0.605 \text{ kg} \cdot \text{s}^{-1}$$

若空气可视为不可压缩流体, 根据机械能衡算方程, 有

$$w_e = w_f = 489 \text{ J} \cdot \text{kg}^{-1}$$

鼓风机轴功率
$$N = \frac{w_e m_s}{\eta} = \frac{489 \times 0.605}{0.8} = 370 \text{ W (或 } 0.37 \text{ kW)}$$



习题 1-20 附图

1-20 在 20°C 下将苯液从贮槽中用泵送到反应器, 经过长 40m 的 $\phi 57\text{mm} \times 2.5\text{mm}$ 钢管, 管路上有两个 90° 弯头、一个标准阀 (按 $1/2$ 开度计算)。管路出口在贮槽的液面以上 12m 。贮槽与大气相通, 而反应器是在 500kPa 下操作。若要维持 $1.7\text{L} \cdot \text{s}^{-1}$ 的体积流量, 求泵所需的功率。泵的效率取为 0.5 。

解 如附图所示, 取贮槽液面为 1—1 面, 管出口截面为 2—2 面, 在面 1—1 与面 2—2 间列机械能衡算式

$$w_e = g\Delta z + \frac{u_2^2 - u_1^2}{2} + \frac{p_2 - p_1}{\rho} + w_f \quad (\text{a})$$

式中, $\Delta z = 12\text{m}$, $u_1 = 0$, $u_2 = \frac{1.7 \times 10^{-3}}{(\pi/4) \times 0.052^2} =$

$$0.800 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}, p_1 = 0, p_2 = 500 \times 10^3 \text{ Pa}$$

查附录三得 20°C 苯的 $\rho = 879 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$, $\mu = 0.737 \times 10^{-3} \text{ Pa} \cdot \text{s}$, 所以

$$Re = \frac{\rho u d}{\mu} = \frac{879 \times 0.800 \times 0.052}{0.737 \times 10^{-3}} = 4.96 \times 10^4$$

对钢管, 取绝对粗糙度 $\epsilon = 0.05\text{mm}$, 于是 $\frac{\epsilon}{d} = \frac{0.05}{52} = 0.00096$

查图得 $\lambda = 0.0244$

或计算得
$$\lambda = 0.100 \left(\frac{\epsilon}{d} + \frac{68}{Re} \right)^{0.23} = 0.100 \times \left(0.00096 + \frac{68}{4.96 \times 10^4} \right)^{0.23} = 0.0248$$

又查得, 90° 弯头的当量长度 $l_{e1} = 35d$, 半开标准阀的当量长度 $l_{e2} = 475d$, 于是

$$\begin{aligned} w_f &= \lambda \left(\frac{l + \sum l_e}{d} \right) \frac{u_2^2}{2} + \zeta_i \frac{u_2^2}{2} \\ &= 0.0244 \times \frac{40 + (35 \times 2 + 475) \times 0.052}{0.052} \times \frac{0.800^2}{2} + 0.5 \times \frac{0.800^2}{2} \\ &= 10.42 \text{ J} \cdot \text{kg}^{-1} \end{aligned}$$

将 Δz 、 u_1 、 u_2 、 p_1 、 p_2 、 w_f 代入式(a) 得

$$w_e = 9.81 \times 12 + \frac{0.800^2}{2} + \frac{500 \times 10^3}{879} + 10.42 = 697.3 \text{ J} \cdot \text{kg}^{-1}$$

轴功率
$$N = \frac{m_s \cdot w_e}{\eta} = \frac{V_s \rho w_e}{\eta} = \frac{1.7 \times 10^{-3} \times 879 \times 697.3}{0.5} = 2084 \text{ W 或 } 2.08 \text{ kW}$$

1-21 由山上湖泊引水至贮水池, 湖面比池面高 45m , 管道长度取为 1000m (包括所有局部阻力的当量长度在内), 要求流量为 $300\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$, 湖水温度可取为 10°C 。如采用新铸铁管, 要多大直径的铸铁管 (取整)? 如经长期锈蚀, 绝对粗糙度 ϵ 变为 1mm , 输水管能否继续使用?

解 (1) 求铸铁管直径

取 10°C 水的密度 $\rho=1000\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$, 查附录五知 $\mu=1.305\times 10^{-3}\text{Pa}\cdot\text{s}$

取湖面为 1—1 面, 池面为 2—2 面, 在面 1—1 与面 2—2 间列机械能衡算方程

$$g\Delta z + \frac{u_2^2 - u_1^2}{2} + \frac{p_1 - p_2}{\rho} = w_f$$

因 u_1 、 u_2 、 p_1 、 p_2 皆为零, 故 $g\Delta z = w_f$ (a)

式中, $\Delta z=45\text{m}$, $w_f = \lambda \frac{l}{d} \frac{u^2}{2} = \frac{8\lambda l}{\pi^2 d^5} V_s^2 = \frac{8\lambda \times 1000}{\pi^2 d^5} \left(\frac{300}{3600}\right)^2 = 5.629 \frac{\lambda}{d^5}$ 代入式(a) 得

$$9.81 \times 45 = 5.629 \frac{\lambda}{d^5}$$

$$d^5 = 0.01275\lambda \quad (b)$$

λ 的范围约为 $0.02 \sim 0.03$, 现知 V_s 很大, Re 也大, 故 λ 的初值可取小些。设 $\lambda=0.02$, 代入式(b) 解得

$$d = (0.01275 \times 0.02)^{1/5} = 0.191\text{m}$$

检验 λ 值:

新铸铁管的绝对粗糙度 $\epsilon=0.3\text{mm}$, 则 $\epsilon/d=0.3/191=0.00157$

$$Re = \frac{\rho u d}{\mu} = \frac{\rho V_s}{(\pi/4)d\mu} = \frac{1000 \times 300/3600}{(\pi/4) \times 0.191 \times 1.305 \times 10^{-3}} = 4.26 \times 10^5$$

$$\lambda' = 0.100 \left(\frac{\epsilon}{d} + \frac{68}{Re} \right)^{0.23} = 0.100 \times \left(0.00157 + \frac{68}{4.26 \times 10^5} \right)^{0.23} = 0.02316$$

可见初设的 λ 偏小, 故需进行迭代计算。再设 $\lambda=0.02316$, 代入式(b) 得

$$d = 0.1968\text{m}$$

于是

$$\frac{\epsilon}{d} = \frac{0.3}{196.8} = 0.00152$$

$$Re = \frac{1000 \times 300/3600}{(\pi/4) \times 0.1968 \times 1.305 \times 10^{-3}} = 4.13 \times 10^5$$

$$\lambda'' = 0.100 \left(\frac{\epsilon}{d} + \frac{68}{Re} \right)^{0.23} = 0.100 \times \left(0.00152 + \frac{68}{4.13 \times 10^5} \right)^{0.23} = 0.02302$$

λ'' 与 λ' 数据相近, 故迭代一次即可结束。对 d 取整为 0.2m 即 200mm 。

(2) $\epsilon=1\text{mm}$ 时, 核算是否能满足引水量为 $300\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ 的要求

$$\frac{\epsilon}{d} = \frac{1}{200} = 0.005$$

$$Re = \frac{1000 \times 300/3600}{(\pi/4) \times 0.2 \times 1.305 \times 10^{-3}} = 4.067 \times 10^5$$

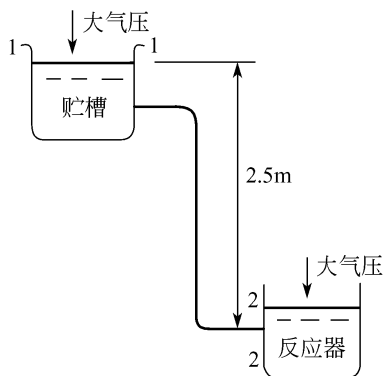
$$\lambda = 0.100 \times \left(0.005 + \frac{68}{4.067 \times 10^5} \right)^{0.23} = 0.0298$$

代入式(b) 得

$$d = 0.207\text{m}$$

可见, $d=0.2\text{m}$ 的管子不能满足在 $\epsilon=1\text{mm}$ 时引水量不变的要求。为此, 应将管径取

为 210mm 才行。



习题 1-22 附图

1-22 一酸贮槽通过管道向其下方的反应器送酸, 槽内液面在管出口以上 2.5m。管路由 $\phi 38\text{mm} \times 2.5\text{mm}$ 的无缝钢管组成, 全长为 25m (包括所有局部阻力的当量长度在内)。绝对粗糙度取为 0.15mm。贮槽及反应器内均为大气压。求每分钟可送酸多少升? 酸的密度 $\rho = 1650\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$, 黏度 $\mu = 12\text{mPa} \cdot \text{s}$ 。

解 取贮槽液面为面 1—1, 管出口截面外侧为面 2—2, 则 $u_1 = u_2 = 0$ 。在面 1—1 与面 2—2 间列机械能衡算方程

$$gz_1 + \frac{p_1}{\rho} + 0 = gz_2 + \frac{p_2}{\rho} + 0 + \lambda \frac{l}{d} \frac{u^2}{2}$$

$$g\Delta z + \frac{\Delta p}{\rho} = \frac{8\lambda l}{\pi^2 d^5} V_s^2$$

式中, $\Delta z = 2.5\text{m}$, $\Delta p = 0$, $l = 25\text{m}$, $d = 0.033\text{m}$, 代入上式化简得

$$\lambda V_s^2 = 4.736 \times 10^{-8} \quad (\text{a})$$

λ 与 V_s 有关, 由式(a) 求 V_s 需进行试差计算。

初设 $\lambda = 0.03$, 代入式(a) 得

$$V_s = 0.001256\text{m}^3 \cdot \text{s}^{-1}$$

检验 λ 值:

$$\frac{\varepsilon}{d} = \frac{0.15}{33} = 0.00455$$

$$Re = \frac{\rho u d}{\mu} = \frac{\rho V_s}{(\pi/4)d\mu} = \frac{1650 \times 0.001256}{(\pi/4) \times 0.033 \times 12 \times 10^{-3}} = 6667$$

$$\lambda' = 0.100 \left(\frac{\varepsilon}{d} + \frac{68}{Re} \right)^{0.23} = 0.100 \times \left(0.00455 + \frac{68}{6667} \right)^{0.23} = 0.0379$$

λ' 与初设值 $\lambda = 0.03$ 相差较大, 需重新试算。因 λ 增大后, 由式(a) 可知 V_s 减小, 则 Re 减小, λ 将进一步变大, 故第二次设的 λ 应比 λ' 稍大。

设 $\lambda'' = 0.0385$, 由式(a) 得

$$V_s = 0.001109\text{m}^3 \cdot \text{s}^{-1}$$

$$Re = \frac{1650 \times 0.001109}{(\pi/4) \times 0.033 \times 12 \times 10^{-3}} = 5886$$

$$\lambda''' = 0.100 \times \left(0.00455 + \frac{68}{5886} \right)^{0.23} = 0.0387$$

λ''' 与 λ'' 很接近, 试算结束。所得结果为

$$V_s = 0.001109\text{m}^3 \cdot \text{s}^{-1} \quad (\text{或 } 66.5\text{L} \cdot \text{min}^{-1})$$

1-23 密度为 $900\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$ 、黏度为 $30\text{mPa} \cdot \text{s}$ 的某液体经附图所示的管路系统从高位槽输送到低位槽中, 已知管路总长 50m (包括除 AB 段以外的所有局部阻力的当量长度在内), 管径 $d = 53\text{mm}$, 复式 U 形压差计指示液为水银, 两指示液间的流体与管内流体相同, U 形压差计读数 $R_1 = 7\text{cm}$, $R_2 = 14\text{cm}$, 试求: (1) 管内流速; (2) 当阀关闭时, 读数 R_1 、 R_2 变为多少?

解 (1) 管内流速

取高位槽、低位槽液面分别为面 1—1 和面 2—2, 则 $u_1 = u_2 = 0$, $p_1 = p_2 = 0$, $z_1 = 4\text{m}$, $z_2 = 0$ 。

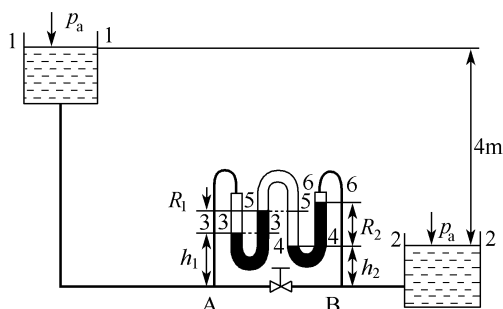
在面 1—1、面 2—2 间列机械能衡算方程

$$gz_1 = \lambda \frac{l}{d} \frac{u^2}{2} + w_{fAB}$$

$$9.81 \times 4 = \lambda \frac{50}{0.053} \frac{u^2}{2} + w_{fAB}$$

$$471.70\lambda u^2 + w_{fAB} = 39.24 \quad (\text{a})$$

式中, w_{fAB} 可由点 A、B 间的机械能衡算方程求得



习题 1-23 附图

$$w_{fAB} = \frac{p_A - p_B}{\rho} \quad (\text{b})$$

如附图取等压面 3—3—3、4—4、5—5、6—6, 根据静力学方程, 可得

$$p_3 = p_A - h_1 \rho g = p_5 + R_1 \rho_{\text{Hg}} g$$

而

$$p_5 = p_4 - (R_1 + h_1 - h_2) \rho g$$

代入上式得

$$p_A = p_4 + h_2 \rho g + R_1 (\rho_{\text{Hg}} - \rho) g \quad (\text{c})$$

而

$$p_4 = p_6 + R_2 \rho_{\text{Hg}} g$$

$$p_6 = p_B - (R_2 + h_2) \rho g$$

即

$$p_4 = p_B - h_2 \rho g + R_2 (\rho_{\text{Hg}} - \rho) g \quad (\text{d})$$

将式(d) 代入式(c) 得

$$p_A - p_B = (R_1 + R_2) (\rho_{\text{Hg}} - \rho) g \quad (\text{e})$$

将式(e) 代入式(b) 得

$$w_{fAB} = (R_1 + R_2) \frac{\rho_{\text{Hg}} - \rho}{\rho} g = (7 + 14) \times 10^{-2} \times \frac{13600 - 900}{900} \times 9.81 = 29.07 \text{ J} \cdot \text{kg}^{-1}$$

将 w_{fAB} 代入式(a) 得

$$\lambda u^2 = 0.0216 \quad (\text{f})$$

因流体黏度 $\mu = 30 \text{ mPa} \cdot \text{s}$ 较大, 假设流动处在层流, 而有

$$\lambda = \frac{64}{Re} = \frac{64}{\frac{\rho u d}{\mu}} = \frac{64}{\frac{900 \times 0.053 u}{30 \times 10^{-3}}} = \frac{0.04025}{u}$$

代入式(f) 得

$$u = 0.54 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$$

于是

$$Re = \frac{\rho u d}{\mu} = \frac{900 \times 0.54 \times 0.053}{30 \times 10^{-3}} = 859 < 2000$$

可见假设为层流正确。

(2) 令阀关闭时, 两压差计读数变为 R'_1 及 R'_2 , 点 A、B 的压力为 p'_A 及 p'_B , 则

$$p'_A - p'_B = \rho g (z_1 - z_2)$$

又由式(e) 可知 $p'_A - p'_B = (R'_1 + R'_2) (\rho_{\text{Hg}} - \rho) g$

于是

$$R'_1 + R'_2 = \frac{\rho (z_1 - z_2)}{\rho_{\text{Hg}} - \rho} = \frac{900 \times 4}{13600 - 900} = 0.283 \text{ m} \quad (\text{g})$$

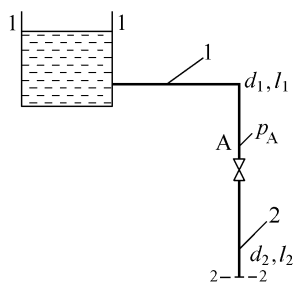
因为两指示液间的流体为不可压缩的液体, 故又有

$$R'_1 - R_1 = R'_2 - R_2 \quad (\text{h})$$

代入式(g) 得 $2R'_2 + R_1 - R_2 = 0.283$

$$R'_2 = \frac{0.283 + 0.14 - 0.07}{2} = 0.1765 \text{ m (或 } 17.65 \text{ cm)}$$

则 $R'_1 = 0.283 - R'_2 = 0.283 - 0.1765 = 0.1065 \text{ m 或 } 10.65 \text{ cm}$



习题 1-24 附图

1-24 从高位水塔引水至车间, 水塔的水位可视为不变, 管段 1、2 管径相同, 现因管段 2 有渗漏, 而将其换成一较小管径的管子, 长度与原来相同, 试分析输送能力和阀门前压力的变化。

解 如附图所示取水塔水面为面 1—1, 管出口截面(外侧)为面 2—2。令

$$E_{t_1} = gz_1 + \frac{u_1^2}{2} + \frac{p_1}{\rho}$$

$$E_{t_2} = gz_2 + \frac{p_2}{\rho}$$

则由面 1—1 至面 2—2 间的机械能衡算方程可知

$$E_{t_1} = E_{t_2} + w_{f_1} + w_{f_2} = E_{t_2} + \frac{8\lambda \sum l_1}{\pi^2 d_1^5} V^2 + \frac{8\lambda \sum l_2}{\pi^2 d_2^5} V^2$$

式中, V 为流量, $\text{m}^3 \cdot \text{s}^{-1}$ 。根据题意, 将管段 2 换成小管后, E_{t_1} 、 E_{t_2} 不变, 故

$$\frac{8\lambda \sum l_1}{\pi^2 d_1^5} V^2 + \frac{8\lambda \sum l_2}{\pi^2 d_2^5} V^2$$

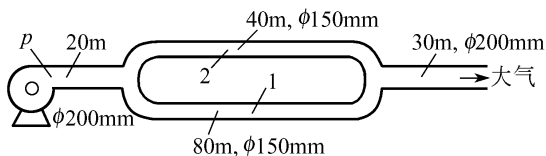
不变, 但其中 d_2 变小了, 而 λ 、 $\sum l_1$ 、 $\sum l_2$ 均不变, 因此 V 将变小, 即输送能力变小。

在面 1—1 与阀门前 A 点间列机械能衡算式

$$E_{t_1} = \frac{p_A}{\rho} + \frac{u^2}{2} + gz_A + w_{f_{1-A}}$$

因为 V 减小, 所以上式中 $\frac{u^2}{2}$ 、 $w_{f_{1-A}}$ 均变小, 而 E_{t_1} 、 z_A 不变, 故 p_A 必变大。

1-25 30°C 的空气从风机送出后流经一段直径 200mm、长 20m 的管, 然后在并联的管内分成两股, 两段并联管的直径均为 150mm, 其一长 40m, 另一长 80m; 合拢后又流经一段直径 200mm、长 30m 的管, 最后排入大气。若空气在 200mm 管内的流速为 $10 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$, 求在两段



习题 1-25 附图

并联管内的流速各为多少? 又求风机出口的空气压力为多少? 管的粗糙度均可取为 0.05mm。提示: 本题的空气可视为不可压缩流体。

解 (1) 求 u_1 、 u_2

根据并联管路的特点, 知 $w_{f_1} = w_{f_2}$

即

$$\lambda_1 \frac{l_1}{d_1} \frac{u_1^2}{2} = \lambda_2 \frac{l_2}{d_2} \frac{u_2^2}{2}$$

现 $l_1 = 2l_2$, $d_1 = d_2$, 故上式化简为

$$2\lambda_1 u_1^2 = \lambda_2 u_2^2 \quad (\text{a})$$

又根据质量衡算可得

$$\begin{aligned}
 (\pi/4)d_1^2 u_1 + (\pi/4)d_2^2 u_2 &= (\pi/4)d^2 u \\
 u_1 d_1^2 + u_2 d_2^2 &= u d^2 \\
 0.15^2 u_1 + 0.15^2 u_2 &= 10 \times 0.2^2 \\
 u_1 + u_2 &= 17.78
 \end{aligned} \tag{b}$$

由式(a)、式(b) 求 u_1 、 u_2 需试差。

初设 $\lambda_1 = \lambda_2$ ，则由式(a) 得

$$u_2 = \sqrt{2} u_1$$

代入式(b) 得

$$u_1 = 7.36 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$$

于是

$$u_2 = 17.78 - u_1 = 17.78 - 7.36 = 10.42 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$$

检验以上初设的正确性：

查附录六知 30°C 空气 $\rho = 1.165 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$ ， $\mu = 1.86 \times 10^{-5} \text{ Pa} \cdot \text{s}$ ，则

$$\begin{aligned}
 Re_1 &= \frac{\rho u_1 d_1}{\mu} = \frac{1.165 \times 7.36 \times 0.15}{1.86 \times 10^{-5}} = 6.915 \times 10^4 \\
 Re_2 &= \frac{\rho u_2 d_2}{\mu} = \frac{1.165 \times 10.42 \times 0.15}{1.86 \times 10^{-5}} = 9.790 \times 10^4 \\
 \frac{\varepsilon}{d_1} &= \frac{\varepsilon}{d_2} = \frac{0.05}{150} = 0.000333
 \end{aligned}$$

$$\lambda_1 = 0.100 \left(\frac{\varepsilon}{d_1} + \frac{68}{Re_1} \right)^{0.23} = 0.100 \times \left(0.000333 + \frac{68}{6.915 \times 10^4} \right)^{0.23} = 0.0217$$

$$\lambda_2 = 0.100 \left(\frac{\varepsilon}{d_2} + \frac{68}{Re_2} \right)^{0.23} = 0.100 \times \left(0.000333 + \frac{68}{9.790 \times 10^4} \right)^{0.23} = 0.0205$$

与初设稍有偏差，再将 $\lambda_1 = 0.0217$ 、 $\lambda_2 = 0.0205$ 代入式(a)、式 (b) 解得

$$u_1 = 7.24 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}, u_2 = 10.54 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$$

检验：

$$\begin{aligned}
 Re_1 &= \frac{1.165 \times 7.24 \times 0.15}{1.86 \times 10^{-5}} = 6.802 \times 10^4 \\
 \lambda_1 &= 0.100 \times \left(0.000333 + \frac{68}{6.802 \times 10^4} \right)^{0.23} = 0.0218 \\
 Re_2 &= \frac{1.165 \times 10.54 \times 0.15}{1.86 \times 10^{-5}} = 9.903 \times 10^4 \\
 \lambda_2 &= 0.100 \times \left(0.000333 + \frac{68}{9.903 \times 10^4} \right)^{0.23} = 0.0205
 \end{aligned}$$

与第一次迭代值很接近，故所得结果为 $u_1 = 7.24 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$ ， $u_2 = 10.54 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$

(2) 求风机出口处压力

设风机出口处压力为 p 。根据风机出口与管出口间的机械能衡算，有

$$\begin{aligned}
 p &= \Delta p_{\text{支管1}} + \Delta p_{\text{总管}} = \lambda_1 \frac{l_1}{d_1} \frac{u_1^2}{2} \rho + \lambda \frac{l}{d} \frac{u^2}{2} \rho \\
 &= 0.0218 \times \frac{80}{0.15} \times \frac{7.24^2}{2} \times 1.165 + \lambda \frac{20+30}{0.2} \times \frac{10^2}{2} \times 1.165 \\
 &= 355.0 + 14563\lambda
 \end{aligned}$$

总管

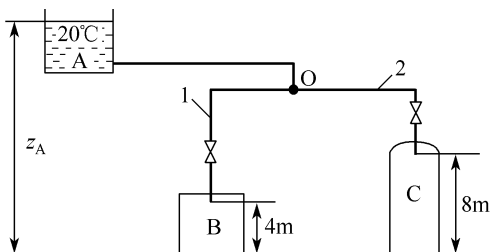
$$\frac{\varepsilon}{d} = \frac{0.05}{200} = 0.00025$$

$$Re = \frac{1.165 \times 10 \times 0.2}{1.86 \times 10^{-5}} = 1.253 \times 10^5$$

$$\lambda = 0.100 \left(\frac{\epsilon}{d} + \frac{68}{Re} \right)^{0.23} = 0.100 \times \left(0.00025 + \frac{68}{1.253 \times 10^5} \right)^{0.23} = 0.0194$$

于是

$$p = 355.0 + 14563 \times 0.0194 = 638 \text{ Pa (或 } 65.1 \text{ mmHg)}$$



习题 1-26 附图

1-26 如附图所示, 20°C 软水由高位槽 A 分别流入反应器 B 和吸收塔 C 中, 反应器 B 内的压力为 50kPa, 吸收塔 C 中的真空度为 10kPa, 总管为 $\phi 57 \text{ mm} \times 3.5 \text{ mm}$, 管长 $(20 + z_A) \text{ m}$, 通向反应器 B、吸收塔 C 的管路均为 $\phi 25 \text{ mm} \times 2.5 \text{ mm}$, 长分别为 15m 和 20m (以上管长包括所有局部阻力的当量长度在内)。管壁粗糙度可取为 0.15mm。如果要求向反应器供应 $0.314 \text{ kg} \cdot \text{s}^{-1}$ 的水, 向吸收塔供应

$0.471 \text{ kg} \cdot \text{s}^{-1}$ 水, 问 z_A 至少为多少 m?

解 要完成向反应器 B、吸收塔 C 的供水要求, 所需 z_A 的大小可能不同, 应从中选取较大者才行。为此, 应按供水要求分别沿支路 1、支路 2 求算 z_A 或分支点 O 处的机械能。

沿支路 1 (通向 B): 已知 $m_{s1} = 0.314 \text{ kg} \cdot \text{s}^{-1}$, $\rho = 1000 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$, $d_1 = 0.02 \text{ m}$; 近似取 20°C 水的黏度 $\mu = 1 \times 10^{-3} \text{ Pa} \cdot \text{s}$ 。则

$$u_1 = \frac{m_{s1}/\rho}{(\pi/4)d_1^2} = \frac{0.314/1000}{(\pi/4) \times 0.02^2} = 1.0 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$$

$$Re_1 = \frac{\rho u_1 d_1}{\mu} = \frac{1000 \times 1.0 \times 0.02}{1 \times 10^{-3}} = 2 \times 10^4$$

$$\frac{\epsilon}{d_1} = \frac{0.15}{20} = 0.0075$$

查图得 $\lambda_1 = 0.0383$ [$\epsilon/d_1 > 0.005$, 超出式(1-60) 的使用范围]

令分支点 O 处的机械能为 E_{tO1} , 在点 O 与通向反应器 B 的管出口外侧之间列机械能衡算方程

$$\begin{aligned} E_{tO1} &= gz_B + \frac{p_B}{\rho} + \lambda_1 \frac{l_1}{d_1} \frac{u_1^2}{2} = 9.81 \times 4 + \frac{50 \times 10^3}{1000} + 0.0383 \times \frac{15}{0.02} \times \frac{1^2}{2} \\ &= 103.6 \text{ J} \cdot \text{kg}^{-1} \end{aligned}$$

沿支路 2 (通向 C):

$$u_2 = \frac{m_{s2}/\rho}{(\pi/4)d_2^2} = \frac{0.471/1000}{(\pi/4) \times 0.02^2} = 1.5 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$$

$$Re_2 = \frac{\rho u_2 d_2}{\mu} = \frac{1000 \times 1.5 \times 0.02}{1 \times 10^{-3}} = 3 \times 10^4$$

$$\frac{\epsilon}{d_2} = \frac{\epsilon}{d_1} = 0.0075$$

查图得 $\lambda_2 = 0.0375$

$$\begin{aligned} \text{分支点 O 处的 } E_{tO2} &= gz_C + \frac{p_C}{\rho} + \lambda_2 \frac{l_2}{d_2} \frac{u_2^2}{2} \\ &= 9.81 \times 8 + \frac{-10 \times 10^3}{1000} + 0.0375 \times \frac{20}{0.02} \times \frac{1.5^2}{2} \end{aligned}$$

$$=110.7\text{J} \cdot \text{kg}^{-1}$$

在 $E_{t_{O_2}}$ 、 $E_{t_{O_1}}$ 中取较大者, 即 $E_{t_0} = E_{t_{O_1}} = 110.7\text{J} \cdot \text{kg}^{-1}$

$$\text{对总管: } u = \frac{(m_{s_1} + m_{s_2})/\rho}{(\pi/4)d^2} = \frac{(0.314 + 0.471)/1000}{(\pi/4) \times 0.05^2} = 0.4\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$$

$$Re = \frac{\rho u d}{\mu} = \frac{1000 \times 0.4 \times 0.05}{1 \times 10^{-3}} = 2 \times 10^4$$

$$\frac{\epsilon}{d} = \frac{0.15}{50} = 0.003$$

$$\lambda = 0.100 \left(\frac{\epsilon}{d} + \frac{68}{Re} \right)^{0.23} = 0.100 \times \left(0.003 + \frac{68}{2 \times 10^4} \right)^{0.23} = 0.0314$$

在高位槽 A 液面与分支点 O 间列机械能衡算方程

$$gz_A = E_{t_0} + \lambda \frac{l}{d} \frac{u^2}{2}$$

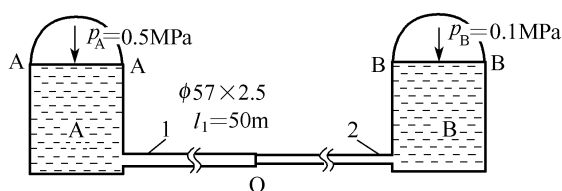
$$9.81z_A = 110.7 + 0.0314 \times \frac{20 + z_A}{0.05} \times \frac{0.4^2}{2}$$

$$9.81z_A = 0.050z_A + 111.7$$

解得

$$z_A = 11.4\text{m}$$

1-27 如附图所示, 某化工厂用管路 1 和管路 2 串联, 将容器 A 中的盐酸输送到容器 B 内。容器 A、B 液面上方表压分别为 0.5MPa、0.1MPa, 管路 1、2 长均为 50m (以上管长包括所有局部阻力的当量长度在内), 管道尺寸分别为 $\phi 57\text{mm} \times 2.5\text{mm}$ 和 $\phi 38\text{mm} \times 2.5\text{mm}$ 。两



习题 1-27 附图一

容器的液面高度差可忽略, 摩擦系数 λ 都可取为 0.038。已知盐酸的密度 $1150\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$, 黏度 $2\text{mPa} \cdot \text{s}$ 。试求: (1) 该串联管路的输送能力; (2) 由于生产急需, 管路的输送能力要求增加 50%。现库存仅有 9 根 $\phi 38\text{mm} \times 2.5\text{mm}$ 、长 6m 的管子。于是有人提出在管路 1 上并联一长 50m 的管线, 另一些人提出应在管路 2 上并联一长 50m 的管线。试比较这两种方案。

解 (1) 求 V_s

在液面 A、B 之间列机械能衡算方程

$$\frac{p_A}{\rho} = \frac{p_B}{\rho} + \frac{8\lambda l_1}{\pi^2 d_1^5} V_s^2 + \frac{8\lambda l_2}{\pi^2 d_2^5} V_s^2$$

已知 $l_1 = l_2$, 故

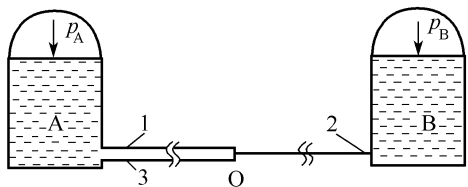
$$\frac{p_A - p_B}{\rho} = \frac{8\lambda l_1}{\pi^2} \left(\frac{1}{d_1^5} + \frac{1}{d_2^5} \right) V_s^2$$

$$\frac{0.5 \times 10^6 - 0.1 \times 10^6}{1150} = \frac{8 \times 0.038 \times 50}{\pi^2} \left(\frac{1}{0.052^5} + \frac{1}{0.033^5} \right) V_s^2$$

$$\text{解得 } V_s = 0.00283\text{m}^3 \cdot \text{s}^{-1} \text{ 或 } 10.19\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$$

(2) 两种方案的比较

在定量计算之前, 首先定性分析一下。要想增大管路系统的输送能力, 应当在阻力较大的管线上并联一管路, 才能明显地降低整个系统的流动阻力。本题管路 2 管径较小, 显然阻力较大, 应当在管路 2 上并



习题 1-27 附图二

联一管线, 即采用方案二。下面具体计算。

方案一: 在管路 1 上并联一长 50m 的管线, 令其为管路 3 (见附图二)。

沿管路 3、2 在液面 A 与 B 之间列机械能衡算方程

$$\begin{aligned} \frac{p_A}{\rho} &= \frac{p_B}{\rho} + \frac{8\lambda l}{\pi^2 d_3^5} V_{s3}^2 + \frac{8\lambda l}{\pi^2 d_2^5} V_{s2}^2 \\ \frac{0.5 \times 10^6}{1150} &= \frac{0.1 \times 10^6}{1150} + \frac{8 \times 0.038 \times 50}{\pi^2 \times 0.033^5} V_{s3}^2 + \frac{8 \times 0.038 \times 50}{\pi^2 \times 0.033^5} V_{s2}^2 \\ V_{s2}^2 + V_{s3}^2 &= 8.830 \times 10^{-6} \end{aligned} \quad (a)$$

再根据并联管路特点, 有

$$\begin{aligned} w_{f_1} &= w_{f_3} \\ \frac{8\lambda l_1}{\pi^2 d_1^5} V_{s1}^2 &= \frac{8\lambda l_3}{\pi^2 d_3^5} V_{s3}^2 \end{aligned}$$

由于 $l_1 = l_3$, 故

$$\begin{aligned} d_3^5 V_{s1}^2 &= d_1^5 V_{s3}^2 \\ V_{s1} &= \left(\frac{d_1}{d_3}\right)^{\frac{5}{2}} V_{s3} = \left(\frac{0.052}{0.033}\right)^{\frac{5}{2}} V_{s3} = 3.117 V_{s3} \end{aligned} \quad (b)$$

又根据连续性方程, 有

$$V_{s1} + V_{s3} = V_{s2} \quad (c)$$

联立求解式(a)、式(b)、式(c) 得

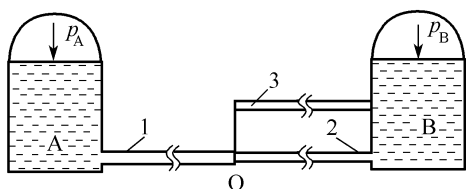
$$V_{s1} = 0.00219 \text{ m}^3 \cdot \text{s}^{-1}$$

$$V_{s2} = 0.00289 \text{ m}^3 \cdot \text{s}^{-1}$$

$$V_{s3} = 0.00070 \text{ m}^3 \cdot \text{s}^{-1}$$

$$\text{输送能力} = V_{s2} = 0.00289 \text{ m}^3 \cdot \text{s}^{-1} \quad (\text{或 } 10.40 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1})$$

$$\text{输送能力增加百分率} = \frac{10.40 - 10.19}{10.19} \times 100\% = 2\% < 50\%$$



习题 1-27 附图三

可见此方案不可行。

方案二: 在管路 2 上并联一长 50m 的管线, 设其为管路 3 (见附图三)。沿管路 1、2 在液面 A 与 B 间列机械能衡算方程

$$\begin{aligned} \frac{p_A}{\rho} &= \frac{p_B}{\rho} + \frac{8\lambda l}{\pi^2 d_1^5} V_{s1}^2 + \frac{8\lambda l}{\pi^2 d_2^5} V_{s2}^2 \\ \frac{0.5 \times 10^6}{1150} &= \frac{0.1 \times 10^6}{1150} + \frac{8 \times 0.038 \times 50}{\pi^2 \times 0.052^5} V_{s1}^2 + \frac{8 \times 0.038 \times 50}{\pi^2 \times 0.033^5} V_{s2}^2 \\ V_{s1}^2 + 9.715 V_{s2}^2 &= 8.578 \times 10^{-5} \end{aligned} \quad (d)$$

对并联管路, 有

$$w_{f_2} = w_{f_3}$$

即

$$\frac{8\lambda l}{\pi^2 d_2^5} V_{s2}^2 = \frac{8\lambda l}{\pi^2 d_3^5} V_{s3}^2$$

由于 $d_2 = d_3$, 故

$$V_{s2} = V_{s3} \quad (e)$$

又据连续性方程, 有 $V_{s1} = V_{s2} + V_{s3}$ (f)

联立求解式(d)、式(e)、式(f) 可得

$$V_{s1} = 0.005 \text{ m}^3 \cdot \text{s}^{-1}$$

$$V_{s3} = V_{s2} = 0.0025 \text{ m}^3 \cdot \text{s}^{-1}$$

$$\text{输送能力} = V_{s1} = 0.005 \text{ m}^3 \cdot \text{s}^{-1} \text{ 或 } 18 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$$

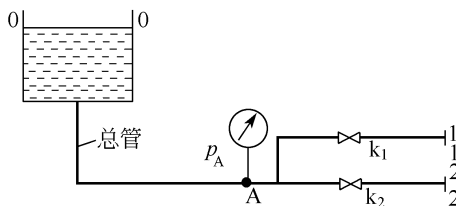
$$\text{输送能力增加的百分率} = \frac{18 - 10.19}{10.19} \times 100\% = 76.6\% > 50\%$$

可见此方案可行。显然, 定量计算结果与定性分析结果一致。

1-28 对如附图所示的分支管路系统, 试分析当支管 1 上的阀门 k_1 关小后, 总管流量和支管 1、2 内的流量及压力表读数 p_A 如何变化。

解 支管流量 V_{s1} 的变化: 阀门 k_1 关小后, V_{s1} 减小。

总流量 V_s 的变化: 在面 0—0 与面 2—2 之间列机械能衡算式



习题 1-28 附图

$$E_{t_0} = E_{t_2} + w_{f_{\text{总管}}} + w_{f_{\text{支管2}}} \quad (\text{a})$$

式中, E_{t_0} 、 E_{t_2} 分别为面 0—0、面 2—2 的总机械能。其中 $E_{t_0} = gz_0 + \frac{p_0}{\rho}$, $E_{t_2} = gz_2 + \frac{p_2}{\rho}$, $\frac{u_2^2}{2}$ 归入 $w_{f_{\text{支管2}}}$ 中。用归谬法。假设总管流量 V_s 不变 (或变大), 则根据 $V_s = V_{s1} + V_{s2}$ 可知 V_{s2} 将变大, 于是 $w_{f_{\text{支管2}}}$ 增大, 但 E_{t_0} 、 E_{t_2} 均不变, 因此, 由式(a) 可知这是不可能的, 故总流量 V_s 必减小。

p_A 的变化: 因为 V_s 减小, 所以 $w_{f_{0A}}$ 减小, 故 E_{t_A} 增大; 现 E_{t_A} 中的位能不变, 动能减小, 因此 p_A 必增大。

V_{s2} 的变化: 对支路 2, 推动力 $E_{t_A} - E_{t_2}$ 随着 E_{t_A} 的增加而变大, 而该管路管径、管长、摩擦系数均不变, 故 V_{s2} 只能变大。

1-29 欲将 20°C 的煤气以 $5000 \text{ kg} \cdot \text{h}^{-1}$ 的流量输送至 100 km 远处, 管内径 300 mm , 管路末端表压为 50 kPa , 试求管路起点需要多大的压力? 设流动为等温流动, $\lambda = 0.02$, 标准状态下煤气的密度为 $0.85 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$ 。

解 本题属可压缩流体长距离输送问题。

$$p_1^2 - p_2^2 = \lambda \frac{l}{d} \frac{RT}{M} G^2$$

式中, $p_2 = 1.013 \times 10^5 + 50 \times 10^3 = 1.513 \times 10^5 \text{ Pa}$ (绝), $\lambda = 0.02$, $l = 100 \times 10^3 \text{ m}$, $d = 0.3 \text{ m}$, $R = 8314 \text{ J} \cdot \text{kmol}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$, $T = 293 \text{ K}$, $M = 22.4 \rho_0 = 22.4 \times 0.85 = 19.04 \text{ kg} \cdot \text{kmol}^{-1}$, 代入上式得

$$p_1^2 - (1.513 \times 10^5)^2 = 0.02 \times \frac{100 \times 10^3}{0.3} \times \frac{8314 \times 293}{19.04} \times \left[\frac{5000/3600}{(\pi/4) \times 0.3^2} \right]^2 = 32.93 \times 10^{10}$$

$$p_1 = 5.935 \times 10^5 \text{ Pa} \text{ 或 } 593.5 \text{ kPa (绝)}$$

解得

$$p_1 = 492.2 \text{ kPa (表)}$$

1-30 为测定空气流量, 将皮托管插入直径为 1 m 的空气管道中心, 其压差大小用双液体微压计测定, 指示液为氯苯 ($\rho_0 = 1106 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$) 和水 ($\rho' = 1000 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$)。空气温度

为 40°C ，压力为 101kPa (绝)，试求微压计读数为 48mm 时的空气质量流量 ($\text{kg} \cdot \text{s}^{-1}$)。

解 查附录六得空气 $\rho = 1.128\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$ ， $\mu = 1.91 \times 10^{-5}\text{Pa} \cdot \text{s}$

$$v_{\max} = \sqrt{\frac{2gR(\rho_0 - \rho')}{\rho}} = \sqrt{\frac{2 \times 9.81 \times 0.048 \times (1106 - 1000)}{1.128}} = 9.4\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$$

$$Re_{\max} = \frac{dv_{\max}\rho}{\mu} = \frac{1 \times 9.4 \times 1.128}{1.91 \times 10^{-5}} = 5.55 \times 10^5$$

查图 1-43 得

$$u/v_{\max} = 0.85$$

所以

$$u = 0.85 \times 9.4 = 7.99\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$$

$$m_s = (\pi/4)d^2 u \rho = (\pi/4) \times 1^2 \times 7.99 \times 1.128 = 7.08\text{kg} \cdot \text{s}^{-1}$$

1-31 在 $\phi 160\text{mm} \times 5\text{mm}$ 的空气管道上安装一孔径为 75mm 的标准孔板，孔板前空气压力为 0.12MPa (绝)，温度为 25°C 。问当 U 形液柱差压计上指示的读数为 $145\text{mmH}_2\text{O}$ 时，流经管道空气的质量流量为多少 $\text{kg} \cdot \text{h}^{-1}$ ？

解 $\rho = \frac{pM}{RT} = \frac{0.12 \times 10^6 \times 29}{8314 \times (273 + 25)} = 1.405\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$

查附录六知 $\mu = 1.835 \times 10^{-5}\text{Pa} \cdot \text{s}$

$$\frac{A_0}{A_1} = \left(\frac{d_0}{d}\right)^2 = \left(\frac{75}{150}\right)^2 = 0.25$$

由 $\frac{A_0}{A_1}$ 查图 1-45 水平段知 $C_0 = 0.625$

$$u_0 = C_0 \sqrt{\frac{2gR(\rho_0 - \rho)}{\rho}} \approx C_0 \sqrt{\frac{2gR\rho_0}{\rho}} = 0.625 \sqrt{\frac{2 \times 9.81 \times 0.145 \times 1000}{1.405}} = 28.12\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$$

$$V_s = (\pi/4)d_0^2 u_0 \times 3600 = (\pi/4) \times 0.075^2 \times 28.12 \times 3600 = 447\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$$

$$m_s = \rho V_s = 1.405 \times 447 = 628\text{kg} \cdot \text{h}^{-1}$$

校验：孔口处 $Re_0 = \frac{d_0 u_0 \rho}{\mu} = \frac{0.075 \times 28.12 \times 1.405}{1.835 \times 10^{-5}} = 1.615 \times 10^5$

$$Re_1 = \frac{d_0}{d_1} Re_0 = \frac{0.075}{0.15} \times 1.615 \times 10^5 = 8.08 \times 10^4$$

由 $\frac{A_0}{A_1}$ 及 Re_1 再查图 1-45，知 $C_0 = 0.625$ ，与原取 $C_0 = 0.625$ 相符。又孔板的压差为 $145\text{mmH}_2\text{O}$ ，即 1.42kPa ，与孔板前空气压力 120kPa 相比甚小，可以作为不可压缩流体处理。

1-32 用 20°C 水标定的某转子计，其转子为硬铅 ($\rho_f = 11000\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$)，现用此流量计测量 20°C 、 101.3kPa (绝) 下的空气流量，为此将转子换成形状相同、密度为 $\rho'_f = 1150\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$ 的塑料转子，设流量系数 C_R 不变，问在同一刻度下，空气流量为水流量的多少倍？

解

$$\rho_{\text{air}} = \frac{pM}{RT} = \frac{1.013 \times 10^5 \times 29}{8314 \times 293} = 1.206\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$$

对水

$$V_s = C_R A_2 \sqrt{\frac{2(\rho_f - \rho_{\text{H}_2\text{O}}) V_f g}{\rho_{\text{H}_2\text{O}} A_f}}$$

对空气

$$V'_s = C_R A_2 \sqrt{\frac{2(\rho'_f - \rho_{\text{air}}) V_f g}{\rho_{\text{air}} A_f}}$$

故

$$\frac{V'_s}{V_s} = \sqrt{\frac{\rho'_f - \rho_{\text{air}}}{\rho_f - \rho_{\text{H}_2\text{O}}}} \times \frac{\rho_{\text{H}_2\text{O}}}{\rho_{\text{air}}} = \sqrt{\frac{1150 - 1.206}{11000 - 1000}} \times \frac{1000}{1.206} = 9.8 \text{ 倍}$$

第二章 流体输送机械

2-1 在图 2-12 所示的离心泵特性曲线图上, 任选一个流量, 读出其相应的压头与功率, 核算其效率是否与图中所示的值一致。

解 取任一点, 如 $Q=30\text{L} \cdot \text{s}^{-1}$ 或 $108\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$, 查图 2-12 知

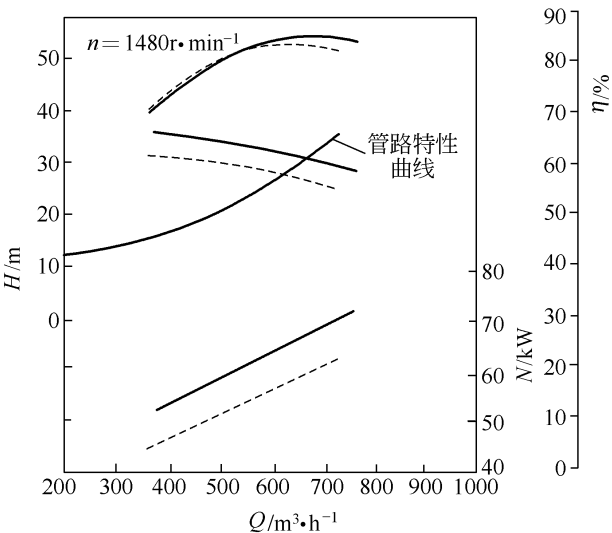
$$H=19.4\text{m}, N=7.4\text{kW}, \eta=77\%$$

检验效率:

$$\eta = \frac{QH\rho g}{N} = \frac{108 \times 19.4 \times 1000 \times 9.81}{3600 \times 7.4 \times 10^3} = 0.772 \text{ 或 } 77.2\%$$

结果与读图所得相符。

2-2 用内径 200mm、长 50m 的管路输送液体 (密度与水相同), 升高 10m。管路上全



习题 2-2 附图 IS250-200-315 型离心泵 (实线)
与 IS250-200-315A 型 (虚线) 的特性曲线图

部管件的当量长度为 27m, 摩擦系数可取为 0.03。作用于上、下游液面的压力相同。试列出管路特性方程。其中, 流量 Q 以 $\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ 计; 压头 H 以 m 计。

附图中的实线与虚线分别为 IS250-200-315 型和 IS250-200-315A 型离心泵的特性曲线。试求, 若在本题中的管路上分别安装这两个泵时的流量、所需的轴功率及效率。

解 (1) 管路特性方程

$$\begin{aligned} H &= \Delta z + \frac{\Delta p}{\rho g} + \sum h_f = \Delta z + \frac{\Delta p}{\rho g} + \frac{8\lambda \sum l}{\pi^2 d^5 g} \left(\frac{Q}{3600} \right)^2 \\ &= 10 + 0 + \frac{8 \times 0.03 \times (27 + 50)}{\pi^2 \times 0.2^5 \times 9.81} \times \left(\frac{Q}{3600} \right)^2 \\ &= 10 + 4.61 \times 10^{-5} Q^2 \end{aligned}$$

式中, Q 以 $\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ 计, H 以 m 计。

(2) 将管路特性曲线描绘在图上, 与两泵的 $H-Q$ 曲线相交, 由交点可读出以下数值:

型 号	$Q/\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$	H/m	N/kW	η
IS250-200-315	678	31.1	67.3	85%
IS250-200-315A	627	27.8	57.0	83%

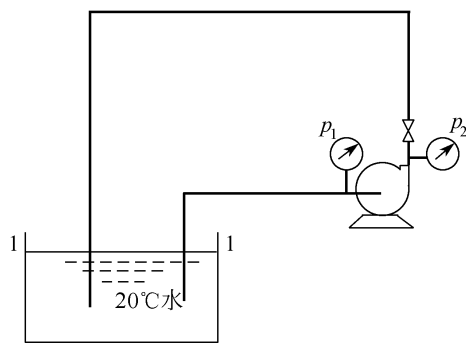
2-3 如附图所示的循环管路系统, 管内径均为 40mm, 管路摩擦系数 $\lambda=0.02$, 吸入管路和压出管路总长为 10m (包括所有局部阻力的当量长度在内)。阀门全开时, 泵入口处真空表的读数为 40kPa, 泵出口处压力表的读数为 107.5kPa。泵的特性曲线方程可用 $H=22-B_0Q^2$ 表示, 其中, H 以 m 计; Q 以 $\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ 计; B_0 为待定常数。试求: (1) 阀门全开时泵的输水量和扬程; (2) 现需将流量减小到阀门全开时的 90%, 采用切削叶轮直径的方法, 则泵的有效功率为多少 kW? 叶轮直径应切削为原来的百分之几?

解 (1) 对泵进、出口列机械能衡算方程, 有

$$H = \frac{p_{\text{出}} + p_{\text{入}}(\text{真})}{\rho g} = \frac{107.5 \times 10^3 + 40 \times 10^3}{1000 \times 9.81} = 15.04 \text{ m}$$

对整个循环系统做机械能衡算 (从面 1—1 经泵再回到面 1—1):

$$\begin{aligned} h_e &= BQ^2 = \frac{8\lambda l}{\pi^2 d^5 g} \left(\frac{Q}{3600} \right)^2 \\ &= \frac{8 \times 0.02 \times 10}{\pi^2 \times 0.04^5 \times 9.81} \left(\frac{Q}{3600} \right)^2 \\ &= 1.245 \times 10^{-2} Q^2 \end{aligned} \quad (\text{a})$$



习题 2-3 附图

式中, Q 以 $\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ 计。

将 $H = h_e = 15.04 \text{ m}$ 代入式(a) 得

$$Q = 34.76 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$$

将 Q 、 H 代入泵特性方程中得

$$B_0 = (22 - H)/Q^2 = (22 - 15.04)/34.76^2 = 5.76 \times 10^{-3}$$

$$(2) Q' = 90\% Q = 34.76 \times 0.9 = 31.28 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$$

代入式(a) 得 $h'_e = 1.245 \times 10^{-2} \times 31.28^2 = 12.18 \text{ m}$

有效功率 $N_e = h'_e Q' \rho g = 12.18 \times 31.28 \times 1000 \times 9.81 / 3600 = 1038 \text{ W}$ 或 1.04 kW

叶轮直径应切削的百分率:

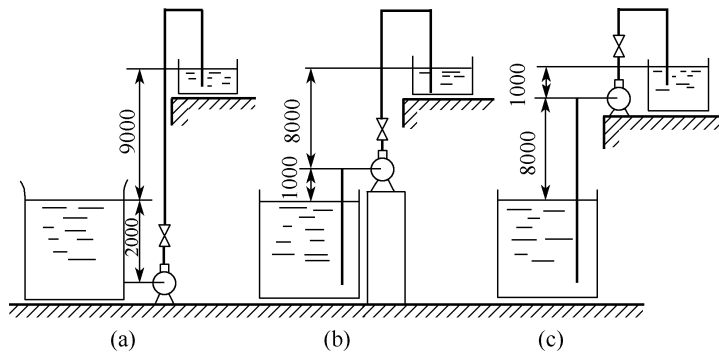
因管路特性曲线方程 $h_e = BQ^2$ 为过原点的曲线, 再根据教材中式(2-16) 可以证明, 此种情形下的管路特性曲线与叶轮切割前、后泵的特性曲线的两个交点, 即为新、旧工作点, 满足式(2-16), 即

$$\frac{Q'}{Q} = \frac{D'}{D}$$

故

$$\frac{D'}{D} = 0.90$$

2-4 用离心泵输送 65°C 的水, 分别提出了附图所示的三种安装方式 (图中安装高度与压出高度所标注数字的单位都是 mm)。三种安装方式的管路总长 (包括管件的当量长度) 可视为相同。试讨论: (1) 这三种安装方式是否都能将水送到高位槽? 若能送到, 其流量是否相等? (2) 这三种安装方式, 泵所需功率是否相等?



习题 2-4 附图

解 (1) 查附录七知 65°C 水的饱和蒸气压为 $p_v = 25.0 \text{ kPa}$

查附录五知 65°C 水的密度 $\rho = 980.5 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$

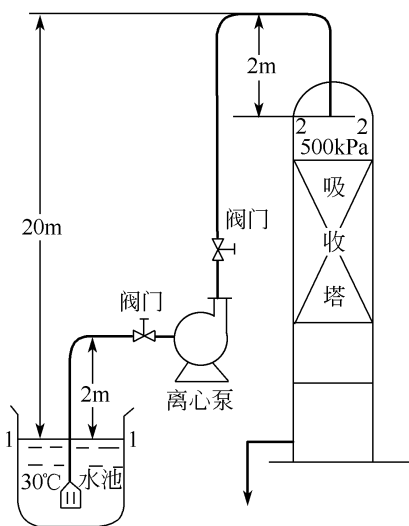
$$\begin{aligned}
 z_{s, \text{允许}} &= \frac{p_{\text{大气压}}}{\rho g} - \frac{p_v}{\rho g} - (\sum h_{f(s-e)} + \Delta h_{\text{允许}}) \\
 &= \frac{1.013 \times 10^5}{980.5 \times 9.81} - \frac{25.0 \times 10^3}{980.5 \times 9.81} - (\sum h_{f(s-e)} + \Delta h_{\text{允许}}) \\
 &= 7.93 - (\sum h_{f(s-e)} + \Delta h_{\text{允许}}) < 8\text{m}
 \end{aligned}$$

图(a)的安装高度为-2m, 图(b)的为1m, 图(c)的为8m, 因此, 图(c)的安装方式肯定不行, 而图(a)、(b)的安装方式有可能将水送到高位槽。

因图(a)、(b)所示的管路状况相同, 故管路特性曲线相同, 又泵相同, 故工作点相同, 即流量相同。

(2) 泵所需的功率是否相同?

因图(a)、(b)所示情况的工作点相同, 即 Q 、 H 相同, 又泵相同, 故 η 相同, 此外, ρ 相同, 故所需功率 $N = QH\rho g / \eta$ 相同。



习题 2-5 附图

2-5 如附图所示, 用离心泵将 30°C 的水由水池送到吸收塔内。已知塔内操作压力为 500kPa , 要求流量为 $65\text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$, 输送管是 $\phi 108\text{mm} \times 4\text{mm}$ 钢管, 总长 40m , 其中吸入管路长 6m , 包括底阀的局部阻力系数总和 $\sum \zeta_1 = 5$; 压出管路的局部阻力系数总和 $\sum \zeta_2 = 15$ 。试求: (1) 通过计算选用合适的离心泵; (2) 泵的安装高度是否合适? 大气压为 760mmHg ; (3) 若用附图中入口管路上的阀来调节流量, 可否保证输送系统正常操作? 管路布置是否合理? 为什么?

解 (1) 选用合适的泵, 需求出 $Q = 65\text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ 下需外加的压头 h_e 。以面 1—1 为基准面, 在面 1—1 与面 2—2 间列机械能衡算方程, 得

$$h_e = (z_2 - z_1) + \frac{p_2 - p_1}{\rho g} + \left(\sum \zeta + \lambda \frac{l}{d} \right) \frac{u^2}{2g}$$

已知 $z_2 - z_1 = 18\text{m}$, $p_2 - p_1 = 500\text{kPa}$, $\sum \zeta = 5 + 15 = 20$; $d = 0.1\text{m}$, $l = 40\text{m}$

查附录五知 30°C 水的黏度 $\mu = 0.801 \times 10^{-3} \text{Pa} \cdot \text{s}$

管内流速

$$u = \frac{65}{3600 \times (\pi/4) \times 0.1^2} = 2.30\text{m/s}$$

$$Re = \frac{du\rho}{\mu} = \frac{0.1 \times 2.30 \times 1000}{0.801 \times 10^{-3}} = 2.87 \times 10^5$$

取钢管的绝对粗糙度 $\epsilon = 0.2\text{mm}$, 则 $\epsilon/d = 0.2/100 = 0.002$, 查图得 $\lambda = 0.0245$, 或计算得

$$\lambda = 0.100 \left(\frac{\epsilon}{d} + \frac{68}{Re} \right)^{0.23} = 0.100 \times \left(0.002 + \frac{68}{2.87 \times 10^5} \right)^{0.23} = 0.0246$$

$$h_e = 18 + \frac{500 \times 10^3}{1000 \times 9.81} + \left(20 + 0.0246 \times \frac{40}{0.1} \right) \times \frac{2.30^2}{2 \times 9.81} = 77\text{m}$$

查附录十七, 可选 IS100-65-250 型泵, $n = 2900\text{r} \cdot \text{min}^{-1}$ 。

(2) 该泵在运行流量下的必需汽蚀余量 $\Delta h_{\text{允许}} = 3.5\text{m}$ 。

查附录七知 30°C 水的饱和蒸气压 $p_v = 4242\text{Pa}$

$$\begin{aligned}
z_{s, \text{允许}} &= \frac{p_s}{\rho g} - \frac{p_v}{\rho g} - \sum h_{f(s-e)} - \Delta h_{\text{允许}} = \frac{p_s}{\rho g} - \frac{p_v}{\rho g} - \left(\sum \zeta_1 + \lambda \frac{l_{\text{吸入}}}{d} \right) \frac{u^2}{2g} - \Delta h_{\text{允许}} \\
&= \frac{1.013 \times 10^5}{1000 \times 9.81} - \frac{4242}{1000 \times 9.81} - \left(5 + 0.0245 \times \frac{6}{0.1} \right) \times \frac{2.30^2}{2 \times 9.81} - 3.5 = 4.65 \text{ m}
\end{aligned}$$

而实际安装高度为 2m, 可见安装高度合适。

(3) 不能保证输送系统正常操作。因为阀门关小, 将导致 $\sum h_{f(s-e)}$ 增大, 从而使 $z_{s, \text{允许}}$ 变小, 有可能使泵发生汽蚀而不能正常操作。

管路布置不合理。因为入口处既有底阀, 入口管线无需再装阀门以防止泵内水漏光。

2-6 将密度为 $1500 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$ 的硝酸送入反应釜, 最大流量为 $6 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$, 升举高度为 8m。釜内压力为 300kPa, 管路的压力损失为 30kPa。试在下面的耐腐蚀泵性能表中选定一个型号, 并估计泵的轴功率。

IH 型耐腐蚀泵的性能参数

型 号	流量/ $\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$	扬程/m	转速/ $\text{r} \cdot \text{min}^{-1}$	效率/%
IH40-32-160	6.3	32	2900	36
IH40-32-200		50		34
IH40-32-250		80		26

注: 耐腐蚀泵型号的意义, 以 IH40-32-160 为例, IH—国际标准化工泵系列产品; 40—泵入口直径, mm; 32—泵排出口直径, mm; 160—叶轮的名义直径, mm。

$$\text{解 } h_e = \Delta z + \frac{\Delta p}{\rho g} + \frac{\Delta p_f}{\rho g} = 8 + \frac{300 \times 1000}{1500 \times 9.81} + \frac{30 \times 10^3}{1500 \times 9.81} = 30.4 \text{ m}$$

根据 $h_e = 30.4 \text{ m}$ 、 $Q = 6 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$, 选表中 IH40-32-160 型泵, 最高效率为 36%。

$$\text{泵的轴功率 } N = \frac{Q h_e \rho g}{\eta} = \frac{6 \times 30.4 \times 1500 \times 9.81}{0.36 \times 3600} = 2071 \text{ W 或 } 2.07 \text{ kW}$$

2-7 有下列输送任务, 试分别提出适合的泵类型:

- ① 向空气压缩机的汽缸中注入润滑油;
- ② 输送浓番茄汁至装罐机;
- ③ 输送带有结晶的饱和盐溶液至过滤机;
- ④ 将水从水池送到冷却塔顶 (塔高 30m, 水流量 $5000 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$);
- ⑤ 将洗衣粉浆液送到喷雾干燥器的喷头中 (喷头内压力 10MPa, 流量 $5 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$);
- ⑥ 配合 pH 控制器, 将碱液按控制的流量加入参与化学反应的物流中。

解 ① 齿轮泵或螺杆泵。理由: 流量较小, 黏度较大。

② 离心泵 (开式或半开式叶轮)。理由: 含固体物。

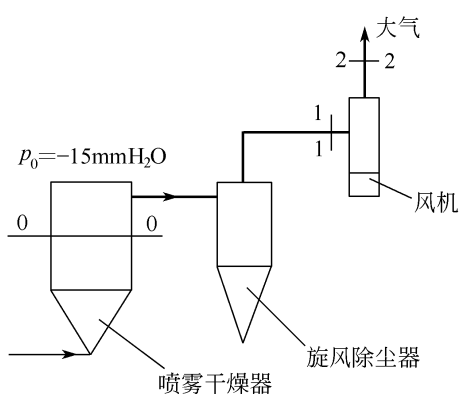
③ 压力不大时用离心泵 (开式叶轮), 压力大时用隔膜泵。理由: 含固体物。

④ 双吸离心泵。理由: 流量很大, 而扬程不算太大。

⑤ 柱塞式往复泵或螺杆泵。理由: 出口处压力大, 但流量较小。

⑥ 计量泵。理由: 流量需定量控制。

2-8 要用通风机从喷雾干燥器中排气, 并使干燥器内维持 $15 \text{ mmH}_2\text{O}$ 的负压, 以防粉尘泄漏到大气中。干燥器的气体出口至通风机的入口之间的管路阻力及旋风除尘器的阻力共为 $155 \text{ mmH}_2\text{O}$ 。通风机出口的动压可取为 $15 \text{ mmH}_2\text{O}$ 。干燥器送出的湿空气密度为 $1.0 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$ 。试计算风机的全风压 (折算为“标定状况”后的数值)。



习题 2-8 附图

风机的全风压 $p_t = \text{出口全风压} - \text{入口全风压} = 15 - (-170) = 185 \text{ mmHg}$

$$\text{标定状况全风压 } p_{t_0} = p_t \frac{\rho_0}{\rho} = 185 \times \frac{1.2}{1.0} = 222 \text{ mmHg}$$

2-9 习题 2-8 中的喷雾干燥器每小时要排出 16000 m^3 湿空气。现有一台 4-72No. 8 通风机可用，它在转速 $n = 1000 \text{ r} \cdot \text{min}^{-1}$ 时的操作性能如下所示。问此通风机是否能满足需要？如不适用，有无办法改造到能用？

序号	全压/mmHg	风量/ $\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$	轴功率/kW	序号	全压/mmHg	风量/ $\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$	轴功率/kW
1	98	11200	3.63	5	88	16600	4.38
2	97	12000	3.78	6	81	18000	4.48
3	95	13900	3.96	7	74	19300	4.60
4	92	15300	4.25				

解 由本题已知条件及习题 2-8 知 $p_{t_0} = 222 \text{ mmHg}$ ， $Q = 16000 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ 。表中列出的最高全风压仅为 98 mmHg ，远小于所需值。但若将转速提高，有可能达到要求。

根据教材中式 (2-14)，为使表中序号 1 的全风压达到 222 mmHg ，转速 n' 应满足

$$\frac{n'}{n} = \sqrt{\frac{222}{98}} = 1.505$$

故 $n' = 1.505 \times 1000 = 1505 \text{ r} \cdot \text{min}^{-1}$

在此转速下，序号 1 的流量变为

$$Q' = 11200(n'/n) = 11200 \times 1.505 = 16860 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$$

可以满足需要（稍增大阻力，如关小阀门，可使流量减小至 $16000 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ ）。

说明：本题的风机在风量比序号 1 的风量还小的条件下运行，效率较低（低于 82%）。如需长期运行，为节能计，当选一风压、风量在序号为中间值的风机；如查产品目录，4-72No. 6 风机在 $2240 \text{ r} \cdot \text{min}^{-1}$ 下共给出 8 个序号下的值，其中序号 5 的风压为 248 mmHg ，风量为 $15800 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ 较为适用（因风压高于管路所需，运行时风量将较 $15800 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ 大，而可满足要求；其全压效率约 90%）。

2-10 往复压缩机的活塞将 278 K 、 101.3 kPa （绝）的空气抽入汽缸，压缩到 324 kPa （绝）后排出。试求活塞对每千克空气所做的功。若将 1 kg 空气在一密闭的筒内用活塞自 101.3 kPa （绝）压缩到 324 kPa （绝），所需功是多少？两种情况下均按绝热压缩计。

解 在汽缸中压缩、排出时：

根据理想气体状态方程得

压缩前体积 $V_1 = \frac{T}{T_0} \times \frac{1}{M} \times 22.4 = \frac{278}{273} \times \frac{22.4}{29} = 0.787 \text{ m}^3 \cdot \text{kg}^{-1}$

压缩功
$$\begin{aligned} W_s &= \int_{p_1}^{p_2} V dp = \frac{\gamma}{\gamma-1} p_1 V_1 \left[\left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{(\gamma-1)/\gamma} - 1 \right] \\ &= \frac{1.4}{1.4-1} \times 101300 \times 0.787 \times \left[\left(\frac{324}{101.3} \right)^{0.4/1.4} - 1 \right] \\ &= 1.099 \times 10^5 \text{ J 或约 } 110 \text{ kJ} \end{aligned}$$

在密闭筒中压缩时：

$$\begin{aligned} W'_s &= \int_{V_1}^{V_2} p dV = \frac{1}{\gamma-1} p_1 V_1 \left[\left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{\gamma-1}{\gamma}} - 1 \right] = \frac{W_s}{\gamma} \\ &= \frac{1.099 \times 10^5}{1.4} = 7.85 \times 10^4 \text{ J 或 } 78.5 \text{ kJ} \end{aligned}$$

第三章 机械分离与固体流态化

3-1 求直径为 $60\mu\text{m}$ 的石英颗粒（密度 $2600\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$ ）分别在 20°C 水中和 20°C 空气中的沉降速度。

解 根据题意给定及查取附录，可得如下数据。

石英颗粒： $d=60\times 10^{-6}\text{m}$ ； $\rho_s=2600\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$

20°C 水： $\rho=1000\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$ ； $\mu=1\times 10^{-3}\text{Pa}\cdot\text{s}$

20°C 空气： $\rho=1.205\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$ ； $\mu=0.0181\times 10^{-3}\text{Pa}\cdot\text{s}$

(a) 在 20°C 水中沉降

设斯托克斯定律适用，则

$$u_0 = \frac{d^2(\rho_s - \rho)g}{18\mu} = \frac{(60\times 10^{-6})^2 \times (2600 - 1000) \times 9.81}{18 \times (1\times 10^{-3})} = 0.00314\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$$

验算 $Re_0 = \frac{du_0\rho}{\mu} = \frac{(60\times 10^{-6}) \times 0.00314 \times 1000}{1\times 10^{-3}} = 0.188 < 2$

故可用斯托克斯公式， u_0 结果正确。

(b) 在 20°C 空气中沉降

$$u_0 = \frac{(60\times 10^{-6})^2 \times 2600 \times 9.81}{18 \times (0.0181\times 10^{-3})} = 0.282\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$$

验算： $Re_0 = \frac{(60\times 10^{-6}) \times 0.282 \times 1.205}{0.0181\times 10^{-3}} = 1.13 < 2$

故也可用斯托克斯定律。

3-2 一种测定液体黏度的仪器由一钢球及玻璃筒组成，测试时筒内充有被测液体，记录钢球下落一定距离所需的时间即可测出液体黏度。已知球的直径为 6mm ，下落距离为 200mm 。测试一种糖浆时记下的时间间隔为 7.32s ，此糖浆的密度为 $1300\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$ ，钢的密度为 $7900\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$ 。求此糖浆的黏度。

解 钢球沉降速度 $u_0 = \frac{0.2}{7.32} = 0.0273\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$

又已知 $d=0.006\text{m}$ ， $\rho=1300\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$ ， $\rho_s=7900\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$

设沉降在斯托克斯区，则

$$\mu = \frac{d^2(\rho_s - \rho)g}{18u_0} = \frac{0.006^2 \times (7900 - 1300) \times 9.81}{18 \times 0.0273} = 4.74\text{Pa}\cdot\text{s}$$

验算

$$Re = \frac{du_0\rho}{\mu} = \frac{0.006 \times 0.0273 \times 1300}{4.74} = 0.045 < 2$$

故以上计算有效。

3-3 某降尘室长 2m 、宽 1.5m 、高 2m 。在常压、 100°C 下处理 $2700\text{m}^3\cdot\text{h}^{-1}$ 的含尘气体，气体的物性与空气相同。设尘粒为球形，其密度为 $2400\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$ ，试求：(1) 能被完

全除去的最小颗粒直径；(2) 直径为 $50\mu\text{m}$ 的颗粒有百分之几能被除去？

解 (1) 先设沉降在斯托克斯区，则能被完全除去的最小颗粒直径

$$d_{\min} = \sqrt{\frac{18\mu V_s}{(\rho_s - \rho)gA_0}}$$

查附录六知常压、 100°C 空气 $\rho = 0.946\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$ ， $\mu = 2.19 \times 10^{-5}\text{Pa} \cdot \text{s}$

又已知 $\rho_s = 2400\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$ ， $V_s = 2700/3600 = 0.75\text{m}^3 \cdot \text{s}^{-1}$ ， $A_0 = 2 \times 1.5 = 3\text{m}^2$ ，代入上式得

$$d_{\min} = \sqrt{\frac{18 \times 2.19 \times 10^{-5}}{(2400 - 0.946) \times 9.81} \times \frac{0.75}{3}} = 64.7\mu\text{m}$$

$$\text{检验: } u_0 = \frac{d_{\min}^2 (\rho_s - \rho) g}{18\mu} = \frac{(64.7 \times 10^{-6})^2 \times (2400 - 0.946) \times 9.81}{18 \times 2.19 \times 10^{-5}} = 0.25\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$$

$$Re_0 = \frac{\rho u_0 d_{\min}}{\mu} = \frac{0.946 \times 0.25 \times 64.7 \times 10^{-6}}{2.19 \times 10^{-5}} = 0.7 < 2$$

故以上计算有效。

(2) 直径小于 $d_{\min}$ 的颗粒被除去的百分率等于其沉降距离 h 与降尘室高度 H 之比，而在沉降时间一定下 h 又与 u_0 成正比，于是直径 $50\mu\text{m}$ 的颗粒被除去的百分率 $= \frac{h}{H} = \frac{u'_0}{u_0} =$

$$\frac{d^2}{d_{\min}^2} = \left(\frac{50}{64.7}\right)^2 = 0.597$$

3-4 速溶咖啡粉（密度为 $1050\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$ ）的直径为 $60\mu\text{m}$ ，被 250°C 的热空气带入旋风分离器中，进入时的切线速度为 $20\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$ 。在器内的平均旋转半径为 0.5m ，求其径向沉降速度及分离因数。

解 已知 $d = 60 \times 10^{-6}\text{m}$ ， $\rho_s = 1050\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$ ， $r_m = 0.5\text{m}$ ， $u_i = 20\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$ ；查得 250°C 空气 $\rho = 0.674\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$ ， $\mu = 0.0274 \times 10^{-3}\text{Pa} \cdot \text{s}$

(1) 设斯托克斯定律适用，则有

$$u_r = \frac{d^2 \rho_s u_i^2}{18\mu r_m} = \frac{(60 \times 10^{-6})^2 \times 1050 \times 20^2}{18 \times 0.0274 \times 10^{-3} \times 0.5} = 6.13\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$$

$$\text{验算: } Re = \frac{du_r \rho}{\mu} = \frac{60 \times 10^{-6} \times 6.13 \times 0.674}{27.4 \times 10^{-6}} = 9.05 > 2$$

改用过渡区的公式计算，即仿照式(3-22) 得

$$u_r = 0.269 \sqrt{\frac{u_i^2 d (\rho_s - \rho) Re^{0.6}}{\rho r_m}} = 0.269 \sqrt{\frac{20^2 \times 60 \times 10^{-6} \times 1050 \times Re^{0.6}}{0.674 \times 0.5}} = 2.326 Re^{0.3}$$

$$\text{将 } Re = \frac{du_r \rho}{\mu} = \frac{60 \times 10^{-6} \times 0.674}{27.4 \times 10^{-6}} u_r \text{ 代入上式得}$$

$$u_r^{0.7} = 2.613$$

解之得

$$u_r = 3.94\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$$

$$\text{验算: } Re = \frac{du_r \rho}{\mu} = \frac{60 \times 10^{-6} \times 3.94 \times 0.674}{27.4 \times 10^{-6}} = 5.82$$

可见过渡区公式适用。

(2) 重力沉降速度

按斯托克斯公式计算，即

$$u_0 = \frac{d^2(\rho_s - \rho)g}{18\mu} = \frac{(60 \times 10^{-6})^2 \times 1050 \times 9.81}{18 \times 27.4 \times 10^{-6}} = 0.075 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$$

验算: $Re = \frac{du_0\rho}{\mu} = \frac{60 \times 10^{-6} \times 0.075 \times 0.674}{27.4 \times 10^{-6}} = 0.11 < 2$

$$\text{分离因数} = \frac{u_i^2}{r_m g} = \frac{20^2}{0.5 \times 9.81} = 81.5$$

3-5 某淀粉厂的气流干燥器每小时送出 10000 m^3 带有淀粉颗粒 (密度为 $1500 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$) 的 80°C 热空气。为了从中分离出淀粉颗粒, 采用图 3-7 所示的旋风分离器。器身直径 $D=1000 \text{ mm}$, 其他部分的尺寸按图中所列的比例确定。取气体旋转圈数为 5, 试估计理论上可分离的最小颗粒直径 d_c ; 计算直径为 $10 \mu\text{m}$ 的颗粒的理论粒级效率, 并利用图 3-8 估算其实际粒级效率。若阻力系数取 8, 则设备的阻力损失为多少 kPa ?

解 已知器身 $D=1 \text{ m}$, 按图 3-7 的尺寸比例可算出

$$\text{进气口截面} = AB = 0.5 \times 0.25 = 0.125 \text{ m}^2$$

进气口速度 $u_i = \frac{10000}{3600 \times 0.125} = 22.22 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$

气体旋转圈数 $N=5$, 查附录六知 80°C 空气 $\mu = 2.11 \times 10^{-5} \text{ Pa} \cdot \text{s}$, $\rho = 1.0 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$

$$d_c = \sqrt{\frac{9\mu B}{\pi N u_i \rho_s}} = \sqrt{\frac{9 \times (2.11 \times 10^{-5}) \times 0.25}{\pi \times 5 \times 22.22 \times 1500}} = 9.5 \times 10^{-6} \text{ m 或 } 9.5 \mu\text{m}$$

检验: $r_m = \frac{D-B}{2} = \frac{1-0.25}{2} = 0.375 \text{ m}$

$$u_r = \frac{d_c^2 \rho_s u_i^2}{18\mu r_m} = \frac{(9.5 \times 10^{-6})^2 \times 1500 \times 22.22^2}{18 \times (2.11 \times 10^{-5}) \times 0.375} = 0.469$$

$$Re = \frac{d_c u_r \rho}{\mu} = \frac{(9.5 \times 10^{-6}) \times 0.469 \times 1.0}{2.11 \times 10^{-5}} = 0.21 < 2$$

$10 \mu\text{m} > d_c$, 故其理论粒级效率 $\eta = 100\%$

$$\frac{d}{d_c} = \frac{10}{9.5} = 1.05$$

查图 3-8 得实际粒级效率 $\eta = 70\%$

又 $\Delta p_f = \frac{\xi_c \rho u_i^2}{2} = \frac{8 \times 1.0 \times 22.22^2}{2} = 1975 \text{ Pa 或约 } 1.98 \text{ kPa}$

3-6 原用一个旋风分离器分离排放气中的灰尘, 因分离效率不够高, 拟改用三个同一型号、较小规格的并联, 其各部分尺寸的比例不变, 气体进口速度也不变。求每个小旋风分离器的直径应为原来的几倍? 可分离的临界粒径为原来的几倍?

解 据题意改用三个旋风分离器并联工作, 但保持进气速度不变, 故每个小旋风分离器的进口截面 ($A'B'$) 应为原来的 $1/3$ 。由于几何相似形的对应长度之比等于面积比的平方根, 故

$$D' = \sqrt{1/3} D = 0.58 D$$

又因临界粒径与器身直径的平方根成正比, 故有

$$\frac{d'_c}{d_c} = \sqrt{\frac{D'}{D}} = \sqrt{0.58} = 0.76$$

3-7 在实验室内用一片过滤面积为 0.05 m^2 的滤叶在 36 kPa (绝) 下进行吸滤 (大气压为 101 kPa)。在 300 s 内共吸出 400 cm^3 滤液, 再过 600 s , 又吸出 400 cm^3 滤液。(1) 估算该

减压过滤下的过滤常数 K 、 q_e ；(2) 估算再收集 400cm^3 滤液所需的时间；(3) 若每收集 1L 滤液有 5g 固体物沉积在滤叶上，求比阻 $r(\text{m} \cdot \text{kg}^{-1})$ 。滤液黏度为 $1\text{mPa} \cdot \text{s}$ ，滤渣不可压缩。

解 (1) 将 $\theta_1 = 300\text{s}$, $V_1 = 400 \times 10^{-6} \text{m}^3$, $\theta_2 = 300 + 600 = 900\text{s}$, $V_2 = 400 + 400 = 800\text{cm}^3$ 即 $800 \times 10^{-6} \text{m}^3$ ，代入恒压过滤方程中，得

$$\begin{cases} (400 \times 10^{-6})^2 + 2 \times 400 \times 10^{-6} V_e = K \times 0.05^2 \times 300 \\ (800 \times 10^{-6})^2 + 2 \times 800 \times 10^{-6} V_e = K \times 0.05^2 \times 900 \end{cases}$$

解得 $K = 4.27 \times 10^{-7} \text{m}^2 \cdot \text{s}^{-1}$, $V_e = 0.00020 \text{m}^3$

而 $q_e = \frac{V_e}{A} = \frac{0.00020}{0.05} = 0.0040 \text{m}^3 \cdot \text{m}^{-2}$

(2) 恒压过滤方程为

$$V^2 + 2VV_e = KA^2\theta$$

将 $V = 1200 \times 10^{-6} \text{m}^3$, $V_e = 0.00020 \text{m}^3$, $K = 4.27 \times 10^{-7} \text{m}^2 \cdot \text{s}^{-1}$, $A = 0.05 \text{m}^2$ 代入，解得

$$\theta = 1799\text{s}$$

即再收集 400cm^3 滤液需要 $1799 - 900 = 899\text{s}$ (约 900s)

(3) $c' = 5\text{g/L} = 5\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$

$$\Delta p = 101 - 36 = 65\text{kPa} = 65 \times 10^3 \text{Pa}$$

$$\mu = 1 \times 10^{-3} \text{Pa} \cdot \text{s}, s = 0$$

因为

$$K = \frac{2\Delta p^{1-s}}{\mu r' c'} = \frac{2\Delta p}{\mu r' c'}$$

所以

$$r' = \frac{2\Delta p}{K\mu c'} = \frac{2 \times 65 \times 10^3}{(4.27 \times 10^{-7}) \times (1 \times 10^{-3}) \times 5} = 6.1 \times 10^{13} \text{m} \cdot \text{kg}^{-1}$$

3-8 某板框压滤机在恒压过滤 1h 之后，共送出滤液 11m^3 ，停止过滤后用 3m^3 清水（其黏度与滤液相同）于同样压力下对滤饼进行洗涤。求洗涤时间，设滤布阻力可以忽略。

解 滤布阻力忽略时，恒压过滤方程为

$$V^2 = KA^2\theta$$

将 $V = 11\text{m}^3$, $\theta = 1\text{h}$ 代入上式得

$$KA^2 = \frac{V^2}{\theta} = \frac{11^2}{1} = 121 \text{m}^6 \cdot \text{h}^{-1}$$

最终过滤速率

$$\left(\frac{dV}{d\theta}\right)_e = \frac{KA^2}{2V} = \frac{121}{2 \times 11} = 5.5 \text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$$

对板框机，当洗液黏度与滤液相同且洗涤压力与过滤压力相同时，

$$\text{洗涤速率} \left(\frac{dV}{d\theta}\right)_w = \frac{1}{4} \left(\frac{dV}{d\theta}\right)_e = \frac{1}{4} \times 5.5 = 1.375 \text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$$

$$\text{洗涤时间} = \frac{V_w}{\left(\frac{dV}{d\theta}\right)_w} = \frac{3}{1.375} = 2.2\text{h}$$

3-9 用板框压滤机过滤某悬浮液，框的长、宽各为 450mm ，共有 10 个框。过滤压力为 400kPa ，不洗涤。此外，拆卸、重装等辅助时间共为 1200s 。试求其最大生产能力 (m^3 滤液 $\cdot \text{h}^{-1}$)。已测得过滤常数 $K = 4.3 \times 10^{-7} \text{m}^2 \cdot \text{s}^{-1}$, $q_e = 0.004 \text{m}^3 \cdot \text{m}^{-2}$ 。

解 此题 $q_e \neq 0$, 最大生产能力不能按 $\theta = \theta_R$ 这一条件计算, 需要重新推导。

$$Q = \frac{V}{\sum \theta} = \frac{V}{\theta + \theta_R} = \frac{V}{\frac{V^2 + 2V_e V}{KA^2} + \theta_R}$$

令 $\frac{dQ}{dV} = 0$ 得 $\theta_R = \frac{V^2}{KA^2}$

即当 $V = A \sqrt{\theta_R K}$ 时, Q 最大。

将 $K = 4.3 \times 10^{-7} \text{ m}^2 \cdot \text{s}^{-1}$, $A = 10 \times 0.45^2 \times 2 = 4.05 \text{ m}^2$, $\theta_R = 1200 \text{ s}$ 代入得

$$V = 4.05 \sqrt{1200 \times 4.3 \times 10^{-7}} = 0.092 \text{ m}^3$$

再代入恒压过滤方程:

$$V^2 + 2VV_e = KA^2\theta$$

$$0.092^2 + 2 \times 0.092 \times 0.004 \times 4.05 = 4.3 \times 10^{-7} \times 4.05^2 \theta$$

$$\theta = 1623 \text{ s}$$

于是 $Q_{\max} = \frac{V}{\theta + \theta_R} = \frac{0.092}{1623 + 1200} = 3.26 \times 10^{-5} \text{ m}^3 \cdot \text{s}^{-1} = 0.117 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$

3-10 有一转筒真空过滤机, 每分钟转 2 周, 每小时可得滤液 4 m^3 。现要求每小时获得 5 m^3 滤液, 试求每分钟应旋转几周? 转筒表面滤渣厚度为原来的几倍? 滤布阻力可以忽略不计。

解 对转筒过滤机, 当滤布阻力可忽略时, 有

$$Q = A \sqrt{K \phi n}$$

故

$$\frac{Q'}{Q} = \sqrt{\frac{n'}{n}}$$

已知 $Q = 4 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$, $Q' = 5 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$, $n = 2 \text{ r} \cdot \text{min}^{-1}$, 代入上式得

$$\frac{5}{4} = \sqrt{\frac{n'}{2}}$$

$$n' = 3.125 \text{ r} \cdot \text{min}^{-1}$$

因为

$$c = \frac{\text{滤饼体积}}{\text{滤液体积}} = \text{常数}$$

所以滤渣层厚度 $\propto$ 滤饼体积 $\propto$ 滤液体积 $V = \frac{Q}{n} \propto \frac{1}{\sqrt{n}}$

故滤饼厚度之比为

$$\frac{L'}{L} = \sqrt{\frac{n}{n'}} = \frac{4}{5} = 0.8 \text{ 倍}$$

3-11 一转筒真空过滤机的过滤面积为 3 m^2 , 浸没在悬浮液中的部分占 30%。转速为 $0.5 \text{ r} \cdot \text{min}^{-1}$, 已知有关的数据如下。

滤渣体积与滤液体积之比 $c = 0.23 \text{ m}^3 \cdot \text{m}^{-3}$, 过滤常数 $K = 3.1 \times 10^{-4} \text{ m}^2 \cdot \text{s}^{-1}$, 滤液黏度 $\mu = 1 \text{ mPa} \cdot \text{s}$, 转鼓内的绝压为 30 kPa , 大气压为 101.3 kPa (绝), 滤布阻力相当于 2 mm 厚滤渣层的阻力, 计算: (1) 每小时的滤液体积; (2) 所得滤渣层的厚度。

解 (1) $V_e = 2 \text{ mm}$ 厚滤渣层相应的滤液量

$$= \frac{2 \times 10^{-3} \times A}{c} = \frac{2 \times 10^{-3} \times 3}{0.23} = 0.0261 \text{ m}^3$$

又 $n=0.5\text{r}\cdot\text{min}^{-1}$ 或 $1/120\text{r}\cdot\text{s}^{-1}$

由恒压过滤方程知

$$V^2 + 2VV_e = KA^2\phi/n$$

$$V^2 + 2V \times 0.0261 = 3.1 \times 10^{-4} \times 3^2 \times 0.3 \times 120$$

解得

$$V=0.291\text{m}^3$$

$$Q=V \cdot n=0.291 \times 0.5=0.1455\text{m}^3 \cdot \text{min}^{-1} \text{ 或 } 8.73\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$$

$$(2) \text{ 滤饼层厚度} = \frac{\text{滤饼体积}}{A} = \frac{V_c}{A} = \frac{0.291 \times 0.23}{3} = 0.022\text{m} \text{ 或 } 2.2\text{cm}$$

第四章 搅 拌

4-1 搅拌器系统有一个带 6 个平片的透平式叶轮，位于搅拌槽中央，槽径为 1.8m，推动器直径为 0.6m，叶轮在槽底以上 0.6m。槽中装有 50% 烧碱溶液，液体深度为 1.8m，液体温度为 65℃，在此温度下液体的黏度为 12cP，密度为 $1500\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$ 。叶轮转速为 $90\text{r} \cdot \text{min}^{-1}$ ，壁上没有挡板。求搅拌器所需功率。

解

$$n = 90/60 = 1.5\text{r} \cdot \text{s}^{-1}$$

$$Re = \frac{D^2 n \rho}{\mu} = \frac{0.6^2 \times 1.5 \times 1500}{12 \times 10^{-3}} = 67500$$

此搅拌系统与典型系统相符，可应用没有挡板的图 4-9（见教材），查得 $\phi \approx 1.2$ ；因 $Re > 300$ ，需应用式 $\phi = Po/Fr^y$ 进行计算，其中

$$y = (\alpha - \lg Re) / \beta \quad \text{式(4-13)}$$

查表 4-1，得 $\alpha = 1.0$ ， $\beta = 40.0$ ，故

$$y = (1.0 - \lg 67500) / 40.0 = -0.0957$$

又

$$Fr = n^2 D / g = 1.5^2 \times 0.6 / 9.81 = 0.1376$$

$$Fr^y = 0.1376^{-0.0957} = 1.209$$

所以 $N = \phi \rho n^3 D^5 Fr^y = 1.2 \times 1500 \times 1.5^3 \times 0.6^5 \times 1.209 = 571\text{W}$ 或约 0.57kW

4-2 若习题 4-1 中的搅拌槽壁上有 4 块垂直挡板，每块宽度为 18cm，其他条件不变。求此时搅拌器所需功率。

解 本题需查图 4-8。对 $Re = 67500$ ，曲线 DE 段有 $\phi \approx 6.1$ 。于是

$$N = \phi \rho n^3 D^5 = 6.1 \times 1500 \times 1.5^3 \times 0.6^5 = 2400\text{W} \text{ 或 } 2.4\text{kW}$$

4-3 若用习题 4-1 中的搅拌器系统来搅拌一种乳胶配合物，该液体的黏度为 120000cP、相对密度为 1.12，求搅拌功率。本题安装挡板对搅拌功率有何影响？

解 本题的 Re 与习题 4-1 相比有很大改变：

$$Re = \frac{0.6^2 \times 1.5 \times 1120}{120000 \times 10^{-3}} = 5.04 < 300 \text{ 且 } < 10$$

可用式(4-10) 求功率：

$$N = 71.0 \mu n^2 D^3 = 71.0 \times (120000 \times 10^{-3}) \times 1.5^2 \times 0.6^3 = 4140\text{W} \text{ 或 } 4.14\text{kW}$$

本题 Re 甚小，加挡板对搅拌功率无影响。

第五章 传 热

5-1 红砖平壁墙，厚度为 500mm，内侧温度为 200℃，外侧为 30℃，设红砖的平均热导率可取为 $0.57 \text{ W} \cdot \text{m}^{-1} \cdot ^\circ\text{C}^{-1}$ ，试求：(1) 传导热通量 q ；(2) 距离内侧 350mm 处的温度 t_A 。

解 (1) $q = (\lambda/b)(t_1 - t_2) = (0.57/0.5)(200 - 30) = 194 \text{ W} \cdot \text{m}^{-2}$

(2) $q = (\lambda/b_A)(t_1 - t_A)$

即 $200 - t_A = 194 / (0.57/0.35)$

解得 $t_A = 81^\circ\text{C}$

5-2 用平板法测定材料的热导率。平板状材料的一侧用电热器加热，另一侧用冷却水通过夹层将热量移走。热流量由加至电热器的电压和电流算出，平板两侧的表面温度用热电偶测得。已知某材料的导热面积为 0.02 m^2 ，其厚度为 0.01 m ，测得的数据如下，试求：(1) 材料的平均热导率 $\bar{\lambda}$ ；(2) 设该材料的热导率为 $\lambda = \lambda_0(1 + kt)$ ， t 为温度 ($^\circ\text{C}$)，求 λ_0 和 k 。

电 热 器		材料表面温度/ $^\circ\text{C}$	
电压 U/V	电流 I/A	高温侧	低温侧
140	2.8	300	100
114	2.28	200	50

解 根据 $Q = UI$ 计算热流量

$$Q_1 = 2.8 \times 140 = 392 \text{ W}$$

$$Q_2 = 2.28 \times 114 = 260 \text{ W}$$

从式(5-4) 可得 $\lambda = \frac{Qb}{A(t_1 - t_2)}$

故 $\bar{\lambda}_1 = \frac{392 \times 0.01}{0.02 \times 200} = 0.98 \text{ W} \cdot \text{m}^{-1} \cdot ^\circ\text{C}^{-1}$

$$\bar{\lambda}_2 = \frac{260 \times 0.01}{0.02 \times 150} = 0.866 \text{ W} \cdot \text{m}^{-1} \cdot ^\circ\text{C}^{-1}$$

以上两者的平均值为 $\frac{0.98 + 0.866}{2} = 0.923 \text{ W} \cdot \text{m}^{-1} \cdot ^\circ\text{C}^{-1}$

将 λ_1 视为平均温度 $\bar{t}_1 = (300 + 100)/2 = 200^\circ\text{C}$ 下之值； λ_2 为 $\bar{t}_2 = (200 + 50)/2 = 125^\circ\text{C}$ 下之值。代入 $\lambda = \lambda_0(1 + kt)$ ，可得以下联立方程：

$$0.98 = \lambda_0(1 + 200k)$$

$$0.866 = \lambda_0(1 + 125k)$$

解得 $\lambda_0 = 0.676 \text{ W} \cdot \text{m}^{-1} \cdot ^\circ\text{C}^{-1}$ ， $k = 2.25 \times 10^{-3} ^\circ\text{C}^{-1}$

5-3 某燃烧炉的平壁由下列三种砖依次砌成。

耐火砖：热导率 $\lambda_1 = 1.05 \text{ W} \cdot \text{m}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$ ，厚度 $b_1 = 0.23 \text{ m}$

绝热砖：热导率 $\lambda_2 = 0.151 \text{ W} \cdot \text{m}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$ ，厚度 $b_2 = 0.23 \text{ m}$

红砖: 热导率 $\lambda_3 = 0.93 \text{ W} \cdot \text{m}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$, 厚度 $b_3 = 0.23 \text{ m}$

若已知耐火砖内侧温度为 1000°C , 耐火砖与绝热砖接触处温度为 940°C , 而绝热砖与红砖接触处不得超过 138°C , 试求: (1) 绝热层需要几块绝热砖? (2) 此时普通砖外侧温度为多少?

解 (1) 达稳定时通过各层砖的导热通量相等。通过耐火砖层:

$$q = (\lambda_1/b_1)(t_1 - t_2) = (1.05/0.23)(1000 - 940) = 274 \text{ W} \cdot \text{m}^{-2}$$

通过绝热砖层:

$$q = (\lambda_2/0.23n)(t_2 - t_3) \quad (\text{a})$$

故 $n = (\lambda_2/0.23q)(t_2 - t_3) = 0.151 \times (940 - 138) / (0.23 \times 274) = 1.92$

表明两层绝热砖可达要求, 厚度 $2 \times 0.23 = 0.46 \text{ m}$

代入式(a)得 $t_3 = 940 - 274 \times 0.46 / 0.151 = 105.3^\circ\text{C}$

(2) 对普通砖, 有

$$q = (\lambda_3/b_3)(t_3 - t_4)$$

故 $t_4 = 105.3 - 274 \times 0.23 / 0.93 = 37.5^\circ\text{C}$

5-4 一外径为 100 mm 的蒸汽管, 外包一层 50 mm 绝热材料 A, $\lambda_A = 0.06 \text{ W} \cdot \text{m}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$, 其外再包一层 25 mm 绝热材料 B, $\lambda_B = 0.075 \text{ W} \cdot \text{m}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$ 。测得 A 的内侧温度和 B 的外侧温度分别为 170°C 和 38°C , 试求每米管长的热损失 q 及 A、B 界面的温度 t_2 。

解 本题为两层圆筒壁的导热问题。对 1 m 长的管, 式(5-8)可写成

$$Q_L = \frac{2\pi(t_1 - t_3)}{\frac{1}{\lambda_A} \ln \frac{r_2}{r_1} + \frac{1}{\lambda_B} \ln \frac{r_3}{r_2}} \quad (\text{a})$$

材料 A 的相对热阻 $R_A = \frac{1}{\lambda_A} \ln \frac{r_2}{r_1} = \frac{1}{0.06} \ln \frac{100}{50} = 11.55$

材料 B 的相对热阻 $R_B = \frac{1}{\lambda_B} \ln \frac{r_3}{r_2} = \frac{1}{0.075} \ln \frac{125}{100} = 2.98$

故 $Q_L = \frac{2\pi(170 - 38)}{11.55 + 2.98} = 57.1 \text{ W} \cdot \text{m}^{-1}$

为求 t_2 , 列出第一层材料的导热式

$$Q_L = \frac{2\pi(t_1 - t_2)}{R_A}$$

故 $t_2 = t_1 - \frac{R_A Q_L}{2\pi} = 170 - \frac{11.55 \times 57.1}{2\pi} = 65.0^\circ\text{C}$

5-5 $\phi 60 \text{ mm} \times 3 \text{ mm}$ 铝合金管 (其热导率可近似按钢管选取), 外包一层厚 30 mm 石棉后, 又包一层 30 mm 软木。石棉和软木的热导率分别为 $0.16 \text{ W} \cdot \text{m}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$ 和 $0.04 \text{ W} \cdot \text{m}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$ (软木外涂防水胶, 以免水汽渗入后发生冷凝及冻结而恶化绝热性能; 其本身热阻可忽略)。

(1) 已知管内壁温度为 -110°C , 软木外侧温度为 10°C , 求每米管长上所损失的冷量。

(2) 若将两种保温材料互换, 互换后假设石棉外侧的温度仍为 10°C 不变, 则此时每米管长上损失的冷量为多少?

(3)* 若将两种保温材料互换, 而大气温度为 20°C , 则每米管长实际上损失的冷量及石棉的外侧温度又为多少? 互换前后空气与保温材料之间的给热系数不变。

解 (1) 本题为三层圆筒壁的导热问题, 对 1m 长的管, 式(5-8) 可写成

$$Q_L = \frac{2\pi(t_1 - t_4)}{\frac{1}{\lambda_1} \ln \frac{r_2}{r_1} + \frac{1}{\lambda_2} \ln \frac{r_3}{r_2} + \frac{1}{\lambda_3} \ln \frac{r_4}{r_3}}$$

铝合金管的热导率从附录四查得钢 $\lambda_1 = 45.3 \text{ W} \cdot \text{m}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$, 其外径 $r_2 = 60/2 = 30 \text{ mm}$, 内径 $r_1 = 30 - 3 = 27 \text{ mm}$ 。由此可分别求得三层壁的相对热阻分别为

$$R_1 = \frac{1}{\lambda_1} \ln \frac{r_2}{r_1} = \frac{1}{45.3} \ln \frac{30}{27} = 0.0023$$

$$R_2 = \frac{1}{\lambda_2} \ln \frac{r_3}{r_2} = \frac{1}{0.16} \ln \frac{60}{30} = 4.332$$

$$R_3 = \frac{1}{\lambda_3} \ln \frac{r_4}{r_3} = \frac{1}{0.04} \ln \frac{90}{60} = 10.137$$

故
$$Q_L = \frac{2\pi(t_1 - t_4)}{R_1 + R_2 + R_3} = \frac{2\pi(-110 - 10)}{0.0023 + 4.332 + 10.137} = -52.1 \text{ W} \cdot \text{m}^{-1}$$

(2) 按题意, R_2 及 R_3 中的热导率互换

$$R'_2 = \frac{1}{\lambda_3} \ln \frac{r_3}{r_2} = \frac{1}{0.04} \ln 2 = 17.329$$

$$R'_3 = \frac{1}{\lambda_2} \ln \frac{r_4}{r_3} = \frac{1}{0.16} \ln 1.5 = 2.534$$

得
$$Q'_L = \frac{2\pi(t_1 - t_4)}{R_1 + R'_2 + R'_3} = \frac{2\pi(-120)}{0.0023 + 17.329 + 2.534} = -38.0 \text{ W} \cdot \text{m}^{-1}$$

(3) 考虑管外壁与空气的给热, 有

$$Q_L = \alpha(2\pi r_4)(t_4 - t_5) = 2\pi\alpha \times 0.09 \times (10 - 20) = -1.8\pi\alpha \text{ W} \cdot \text{m}^{-2}$$

故
$$\alpha = \frac{-Q_L}{1.8\pi} = \frac{+52.1}{1.8\pi} = 9.21 \text{ W} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{K}^{-1}$$

两保温材料互换后, 计入给热热阻, 有

$$Q''_L = \frac{2\pi(t_1 - t_5)}{R_1 + R'_2 + R'_3 + \frac{1}{\alpha r_4}} = \frac{2\pi(-130)}{21.07} = -38.8 \text{ W} \cdot \text{m}^{-1}$$

又从最外壁的给热方程 $Q = \alpha \cdot 2\pi r_4(t_4 - t_5)$ 知

$$t_4 = t_5 + \frac{Q_L}{2\pi\alpha r_4} = 20 - \frac{38.8}{2\pi \times 9.21 \times 0.09} = 12.6^\circ\text{C}$$

5-6 试推导出空心球壁的径向导热关系式为

$$Q = \frac{4\pi\lambda(t_1 - t_2)}{\frac{1}{r_1} - \frac{1}{r_2}} = \frac{\lambda A_m(t_1 - t_2)}{b}$$

其中, r_1 、 r_2 分别为空心球内、外表面的半径; t_1 、 t_2 分别为其温度; $b = r_2 - r_1$; $A_m = 4\pi r_m^2$, 表示球的平均表面积。这里 $r_m = \sqrt{r_1 r_2}$, 称为几何平均半径。

解 选定一半径 r 、厚度 dr 的微元球层, 有

$$Q = -\lambda A \frac{dt}{dr} = -\lambda(4\pi r^2) \frac{dt}{dr}$$

分离变量, 从空心球内壁面到外壁面积分:

$$Q \int_{r_1}^{r_2} \frac{dr}{r^2} = -4\pi\lambda \int_{t_1}^{t_2} dt$$

$$\text{故 } Q = \frac{4\pi\lambda(t_1 - t_2)}{\frac{1}{r_1} - \frac{1}{r_2}} = \frac{4\pi r_1 r_2 \lambda(t_1 - t_2)}{r_2 - r_1} = \frac{\lambda A_m(t_1 - t_2)}{b}$$

5-7 $\phi 25\text{mm} \times 2.5\text{mm}$ 的钢管, 外包有保温材料以减少热损失, 其热导率 $\lambda = 0.4 \text{ W} \cdot \text{m}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$ 。已知钢管外壁温度 $t_1 = 300^\circ\text{C}$, 环境温度 $t_b = 20^\circ\text{C}$ 。求保温层厚度分别为 10mm、20mm、27.5mm、40mm、50mm、60mm、70mm 时, 每米管长的热损失和保温层外表面温度 t_2 。给热系数取为定值: $10 \text{ W} \cdot \text{m}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$ 。对计算结果加以讨论。

解 每米管长的热损失按下式计算:

$$Q_L = \frac{2\pi(t_1 - t_b)}{\frac{1}{\lambda} \ln \frac{r_2}{r_1} + \frac{1}{\alpha r_2}} = \frac{2\pi \times 280}{\frac{1}{0.4} \ln \frac{r_2}{0.0125} + \frac{1}{10r_2}} \quad (\text{a})$$

t_2 按温差与热阻成正比的原则计算:

$$t_2 - t_b = \frac{(t_1 - t_b) \left(\frac{1}{\alpha r_2} \right)}{\frac{1}{\lambda} \ln \frac{r_2}{r_1} + \frac{1}{\alpha r_2}} \quad (\text{b})$$

计算结果列表如下:

保温层厚 b/m	0.01	0.02	0.0275	0.04	0.05	0.06	0.07
外半径 r_2/m	0.0225	0.0325	0.04	0.0525	0.0625	0.0725	0.0825
热损失 $Q_L/\text{W} \cdot \text{m}^{-1}$	297.5	321.9	325.3	320.3	312.8	304.7	296.7
外表温度 $t_2/^\circ\text{C}$	230.4	177.6	149.4	117.1	99.7	86.9	77.2

结果表明:

(1) 外半径 $r_2 = 0.04\text{m}$ 时热损失达到一最大值。这是由于保温层的导热热阻随 r_2 增大, 但由管外壁至环境的给热热阻却随 r_2 的增加而减少 (因给热面积 $2\pi r_2$ 随 r_2 增大), 故总热阻有一极值, 此极值下的 r_2 称为临界半径。将式(a) 对 r_2 求导, 令 $dQ_L/dr_2 = 0$, 可求得临界半径为 0.04m , 与表中计算结果相符。注意, 若保温材料性能好 (λ 小), 当厚度 b 增大时, 导热热阻的增大始终比给热热阻的减小重要, 则不存在临界半径。

(2) 随着厚度 b 或外半径 r_2 的增加, 外表面温度 t_2 始终随之下落。

注意, 实际上 α 随 t_2 而变 (t_2 较高时, α 较大), 故上述计算只是近似的。

5-8 电流 $I = 200\text{A}$ 通过一直径为 3mm 、长 1m 的不锈钢棒式电加热器, 其电阻 0.1Ω , 热导率 $\lambda = 19 \text{ W} \cdot \text{m}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$ 。加热棒浸没在温度 $t_f = 109^\circ\text{C}$ 的液体中, 加热棒表面和液体间的给热系数 $\alpha = 4 \text{ kW} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{K}^{-1}$ 。试求加热棒的中心温度及沿加热棒横截面的温度分布。

提示: 单位体积内产生的热流量为 q' , 热导率可认为是常数, 并设热量只沿径向传递。取任一半径为 r 的单元圆柱体, 其中产生的热量必以导热的方式沿径向向外传递, 即

$$-\lambda(2\pi r l) \frac{dt}{dr} = \pi r^2 l q'$$

对上式积分即可求解。

解 对提示的方程从半径 r 至外半径 r_0 积分, 相应的温度从 t 变到 t_w , 得

$$t = t_w + (q' r_0^2 / 4\lambda)(1 - r^2 / r_0^2) \quad (\text{a})$$

其中的 q' 及 t_w 可从以下关系求得:

$$q' = \frac{I^2 R}{\pi r_0^2 l} = \frac{200^2 \times 0.1}{\pi (1.5 \times 10^{-3})^2 \times 1} = 5.56 \times 10^8 \text{ W} \cdot \text{m}^{-3}$$

又

$$Q = I^2 R = \alpha A (t_w - t_f)$$

故

$$4000 = (4 \times 10^3) (\pi \times 3 \times 10^{-3} \times 1) (t_w - 109)$$

解得 $t_w = 215.1^\circ\text{C}$ 。将 q' 及 t_w 代入式(a)：

$$\begin{aligned} t &= 215.1 + \frac{5.56 \times 10^8 \times (1.5 \times 10^{-3})^2}{4 \times 19} \left[1 - \left(\frac{r}{1.5 \times 10^{-3}} \right)^2 \right] \\ &= 215.1 + 16.76 \times (1 - r_{\text{mm}}^2 / 2.25) \quad (r_{\text{mm}} \text{ 为以毫米计的棒半径}) \end{aligned}$$

沿加热棒截面温度分布的计算结果如下：

r_{mm}/mm	0	± 0.2	± 0.4	± 0.6	± 0.8	± 1.0	± 1.2	± 1.4	± 1.5
$t/^\circ\text{C}$	231.9	231.6	230.7	229.2	227.4	224.4	221.1	217.3	215.1

5-9 一换热器在 $\phi 25\text{mm} \times 2.5\text{mm}$ 管外用水蒸气加热管内的原油。已知管外冷凝给热系数 $\alpha_1 = 10^4 \text{ W} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{K}^{-1}$ ；管内原油的给热系数 $\alpha_2 = 10^3 \text{ W} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{K}^{-1}$ ，管内污垢热阻 $R_{s2} = 1.5 \times 10^{-3} \text{ m}^2 \cdot \text{K} \cdot \text{W}^{-1}$ ，管外污垢热阻及管壁热阻可忽略不计，试求基于管外面积的传热系数及各部分热阻的分配。

解 总热阻式 (5-11c) 对本题为

$$\begin{aligned} \frac{1}{K} &= \frac{1}{\alpha_1} + R_{s2} \frac{d_1}{d_2} + \frac{d_1}{\alpha_2 d_2} = \frac{1}{10^4} + 1.5 \times 10^{-3} \times \left(\frac{25}{20} \right) + \frac{1}{10^3} \times \frac{25}{20} \\ &= 10^{-4} (1 + 18.75 + 12.5) = 32.25 \times 10^{-4} \text{ m}^2 \cdot \text{K} \cdot \text{W}^{-1} \end{aligned}$$

故基于外表面积的传热系数 $K = 310 \text{ W} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{K}^{-1}$

管外给热热阻占 $1/32.25 = 0.031$ 或 3.1%

管内污垢热阻占 $18.75/32.25 = 0.581$ 或 58.1%

管内给热热阻占 $12.5/32.25 = 0.388$ 或 38.8%

5-10 一换热器用热柴油加热原油，柴油和原油的进口温度分别为 243°C 和 128°C 。已知逆流操作时，柴油出口温度为 155°C ，原油出口温度为 162°C ，试求其平均温差。设若采用并流，柴油和原油的进口温度不变，它们的流量和换热器的传热系数亦与逆流时相同，此时的平均温差又为多少？

解 逆流操作时，温度关系为

$$\begin{array}{ll} \text{柴油} & 243^\circ\text{C} \rightarrow 155^\circ\text{C} \\ \text{原油} & 162^\circ\text{C} \leftarrow 128^\circ\text{C} \end{array}$$

$$\text{温差} \quad 81^\circ\text{C} \quad 27^\circ\text{C}$$

故平均温差为：

$$\Delta t_{\text{m逆}} = \frac{81 - 27}{\ln(81/27)} = 49.2^\circ\text{C}$$

并流操作时进口温度 T_1 、 t_1 不变，故进口端温差 $\Delta t_1 = T_1 - t_1 = 243 - 128 = 115^\circ\text{C}$ 但两出口温度 T'_2 、 t'_2 尚待求，需再找出两个关系，即热衡算方程

$$Q' = m_1 c_1 (T_1 - T'_2) = m_2 c_2 (t'_2 - t_1)$$

及传热速率方程

$$Q' = K A \Delta t_{\text{m并}}$$

其中, m_1 、 m_2 为热、冷流体的质量流量; c_1 、 c_2 为热、冷流体的比热容。结合以上两方程可得

$$\frac{T_1 - T'_2}{\Delta t_{m\text{并}}} = \frac{KA}{m_1 c_1} \text{ 及 } \frac{t'_2 - t_1}{\Delta t_{m\text{并}}} = \frac{KA}{m_2 c_2}$$

根据题意, KA 、 $m_1 c_1$ 、 $m_2 c_2$ 都与逆流时相同, 故有

$$\begin{aligned} \frac{T_1 - T'_2}{\Delta t_{m\text{并}}} &= \frac{KA}{m_1 c_1} = \frac{T_1 - T_2}{\Delta t_{m\text{逆}}} = \frac{243 - 155}{49.2} = 1.790 \\ \frac{t'_2 - t_1}{\Delta t_{m\text{并}}} &= \frac{KA}{m_2 c_2} = \frac{t_2 - t_1}{\Delta t_{m\text{逆}}} = \frac{162 - 128}{49.2} = 0.692 \end{aligned}$$

两式相加, 得

$$\frac{T_1 - T'_2 + t'_2 - t_1}{\Delta t_{m\text{并}}} = 2.482$$

即

$$\frac{\Delta t_{\text{I}} - \Delta t_{\text{II}}}{(\Delta t_{\text{I}} - \Delta t_{\text{II}}) / \ln(\Delta t_{\text{I}} / \Delta t_{\text{II}})} = 2.482$$

故

$$\Delta t_{\text{II}} = \Delta t_{\text{I}} e^{-2.482} = 115 \times 0.0836 = 9.61$$

从而

$$\Delta t_{m\text{并}} = \frac{\Delta t_{\text{I}} - \Delta t_{\text{II}}}{\ln(\Delta t_{\text{I}} / \Delta t_{\text{II}})} = \frac{115 - 9.6}{2.482} = 42.5\text{K 或 } 42.5^\circ\text{C}$$

5-11 用 175°C 的油将 $300\text{kg} \cdot \text{h}^{-1}$ 的水由 25°C 加热至 90°C , 已知油的比热容为 $2.1\text{kJ} \cdot \text{kg}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$, 流量为 $360\text{kg} \cdot \text{h}^{-1}$, 今有以下两个换热器, 传热面积均为 0.8m^2 。

换热器 1: $K_1 = 625\text{W} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{K}^{-1}$, 单壳程, 双管程

换热器 2: $K_2 = 500\text{W} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{K}^{-1}$, 单壳程, 单管程

为保证满足所需的传热量应当选用哪一个换热器?

解 $Q = 300 \times 4.187 \times (90 - 25) = 8.17 \times 10^4 \text{kJ} \cdot \text{h}^{-1}$ 或 $8.17 \times 10^4 \times \frac{1000}{3600} = 2.27 \times 10^4 \text{W}$

油的出口温度 T_2 可由以下热衡算求出:

$$360 \times 2.1 \times (175 - T_2) = 8.17 \times 10^4$$

解得

$$T_2 = 67^\circ\text{C}$$

则逆流操作时, 温度关系为

油 $175^\circ\text{C} \rightarrow 67^\circ\text{C}$

水 $90^\circ\text{C} \leftarrow 25^\circ\text{C}$

85°C 42°C

于是可算出逆流时的平均温差 $\Delta t_{m\text{逆}}$:

$$\Delta t_{m\text{逆}} = \frac{85 - 42}{\ln(85/42)} = 61^\circ\text{C}$$

换热器 2 能达到的热负荷 (热流量) 为

$$Q_2 = KA\Delta t_{m\text{逆}} = 500 \times 0.8 \times 61 = 2.44 \times 10^4 \text{W} (> Q = 2.27 \times 10^4 \text{W})$$

能满足要求。而双管程的换热器 1 需查图 5-19(a) 求温差校正系数 ψ 。

$$P = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{90 - 25}{175 - 25} = 0.433$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{175 - 67}{90 - 25} = 1.66$$

查得 $\psi < 0.5$, 不满足 $\psi > 0.8$ 的要求, 不适用。故本题答案应选换热器 2。

5-12 在一套管换热器中, 用冷却水将 $0.45 \text{ kg} \cdot \text{s}^{-1}$ 的苯由 350 K 冷却至 300 K , 冷却水在 $\phi 25 \text{ mm} \times 2.5 \text{ mm}$ 的内管中逆流流动, 其进、出口温度分别为 290 K 和 320 K 。已知水和苯的给热系数分别为 $4.85 \text{ kW} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{K}^{-1}$ 和 $1.7 \text{ kW} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{K}^{-1}$, 两侧的污垢热阻可忽略不计, 试求所需的管长和冷却水的消耗量。

解 换热器的热负荷

$$Q = m_{s1} c_{p1} (T_2 - T_1) = 0.45 \times 1.84 \times (350 - 300) = 41.4 \text{ kW}$$

水的用量可由热量衡算得出:

$$m_{s2} = \frac{Q}{c_{p2} (t_2 - t_1)} = \frac{41.4}{4.187 \times (320 - 290)} = 0.33 \text{ kg} \cdot \text{s}^{-1}$$

逆流平均温差

苯 $350 \text{ K} \rightarrow 300 \text{ K}$

水 $320 \text{ K} \leftarrow 290 \text{ K}$

温差 $30 \text{ K} \quad 10 \text{ K}$

$$\Delta t_m = \frac{30 - 10}{\ln(30/10)} = 18.2^\circ \text{C}$$

以管外面积为基准的传热系数按式(5-11b) 求解。其中, 管内 $\alpha_1 = 4.85 \text{ kW} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{K}^{-1}$; 管外 $\alpha_2 = 1.7 \text{ kW} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{K}^{-1}$, 管壁热导率取为 $\lambda = 45 \text{ W} \cdot \text{m}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$ 即 $0.045 \text{ kW} \cdot \text{m}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$; $d_1 = 20 \text{ mm}$, $d_2 = 25 \text{ mm}$, $d_m = 22.5 \text{ mm}$; $b = 0.0025 \text{ m}$ 。故

$$\frac{1}{K_2} = \frac{d_2}{\alpha_1 d_1} + \frac{b d_2}{\lambda d_m} + \frac{1}{\alpha_2} = \frac{25}{4.85 \times 20} + \frac{0.0025 \times 25}{0.045 \times 22.5} + \frac{1}{1.7} = 0.908$$

$$K_2 = 1.102 \text{ kW} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{K}^{-1}$$

由传热方程 (5-23) 求所需管外面积:

$$A = \frac{Q}{K_2 \Delta t_m} = \frac{41.4}{1.102 \times 18.2} = 2.06 \text{ m}^2$$

所需总管长为

$$L = \frac{A}{\pi d_2} = \frac{2.06}{\pi \times 0.025} = 26.3 \text{ m}$$

5-13 水以 $1 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$ 的流速在长 3 m 的 $\phi 25 \text{ mm} \times 2.5 \text{ mm}$ 管内由 20°C 加热至 40°C , 试求水与管壁之间的给热系数。

解 管内给热要先算出 Re , 以便选定公式。平均温度 $t_m = (20 + 40)/2 = 30^\circ \text{C}$, 从附录五查得水在 30°C 下 $\mu = 0.801 \text{ mPa} \cdot \text{s}$, $\rho = 995.7 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$; 又 $\lambda = 0.618 \text{ W} \cdot \text{m}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$, $c_p = 4.174 \text{ kJ} \cdot \text{kg}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$ 。则

$$Re = \frac{d u \rho}{\mu} = \frac{0.02 \times 1 \times 995.7}{0.801 \times 10^{-3}} = 2.49 \times 10^4$$

选用 $Re > 10^4$ 的式(5-63) 计算 α , 定性温度即为 t_m 。

$$Pr = \frac{c_p \mu}{\lambda} = \frac{(4.174 \times 10^3) \times (0.801 \times 10^{-3})}{0.618} = 5.41$$

$$Nu = 0.023 Re^{0.8} Pr^{0.4} = 0.023 \times (2.49 \times 10^4)^{0.8} \times (5.41)^{0.4} = 148.6$$

$$\alpha = Nu(\lambda/d) = 148.6 \times 0.618/0.02 = 4590 \text{ W} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{K}^{-1}$$

复核 $L/d=3/0.02=150>50$, 无需作管长的校正。

5-14 1766kPa (表)、120℃的空气经一由 25 根 $\phi 38\text{mm} \times 3\text{mm}$ 并联组成的预热器的管内加热至 510℃, 已知标准状态下空气流量为 $6000\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$, 试计算空气在管内流动时的给热系数。

解 先求空气在平均温度 $t_m=(120+510)/2=315^\circ\text{C}$ 下的物性常数。因压力不是很高, 仍可从附录四中用内插法求得: $\mu=3.02 \times 10^{-5} \text{Pa} \cdot \text{s}$, $\lambda=4.696 \times 10^{-2} \text{W} \cdot \text{m}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$, $Pr=0.675$ 。质量流速 $u\rho$ 可从标态下的流量求得:

$$u\rho = \frac{V_0 \rho_0}{3600S} = \frac{6000 \times 1.293}{3600 \times 0.0201} = 107.2 \text{kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$$

其中, V_0 、 ρ_0 分别为标态下的流量 ($\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$) 和密度; S 为并联管的总截面积:

$$S = (\pi/4)d^2 n = (\pi/4) \times 0.032^2 \times 25 = 0.0201 \text{m}^2$$

故

$$Re = \frac{du\rho}{\mu} = \frac{0.032 \times 107.2}{30.2 \times 10^{-5}} = 1.136 \times 10^5$$

$$Nu = 0.023 \times (1.136 \times 10^5)^{0.8} \times 0.675^{0.4} = 217.6$$

$$\alpha = 217.6 \times 0.04696 / 0.032 = 319 \text{W} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{K}^{-1}$$

5-15 一套管换热器, 用饱和水蒸气将在内管作湍流运动的空气加热, 设此时的传热系数近似等于空气的给热系数。今要求空气量增加 1 倍, 而空气的进、出口温度不变, 问该换热器的长度应增加百分之几?

解 根据 $Q = KA\Delta t_m = K\Delta t_m(\pi dL)$, 空气量增倍后 $Q' = 2Q$, 而

$$K' \approx \alpha' = 2^{0.8} \alpha \approx 2^{0.8} K$$

故

$$\frac{L'}{L} = \frac{Q'/K'}{Q/K} \approx \frac{2}{2^{0.8}} = 2^{0.2} = 1.149$$

即管长需增加 15%。

5-16 用 196kPa (表) 的饱和水蒸气将 20℃的水预热至 80℃, 水在列管式换热器的管程以 $0.6\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$ 的流速流过, 管子的尺寸为 $\phi 25\text{mm} \times 2.5\text{mm}$ 。设水侧污垢热阻为 $6 \times 10^{-4} \text{m}^2 \cdot \text{K} \cdot \text{W}^{-1}$, 蒸汽侧污垢热阻和管壁热阻可忽略不计, 水蒸气冷凝 $\alpha_1 = 10^4 \text{W} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{K}^{-1}$, 试求: (1) 此换热器的传热系数; (2) 若运行 1 年后, 由于水垢积累, 换热能力降低, 出口水温只能升至 70℃, 试求此时的传热系数及水侧的污垢热阻 (水蒸气侧的给热系数可认为不变)。

解 (1) 求传热系数 K 主要是求水的给热系数 α_1 。水的定性温度 $t_m = (20+80)/2 = 50^\circ\text{C}$, 其物性数据为: $\rho = 988.1 \text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$, $\mu = 0.549 \text{mPa} \cdot \text{s}$, $\lambda = 0.648 \text{W} \cdot \text{m}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$, $c_p = 4.174 \text{kJ} \cdot \text{kg}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$ 。则

$$Re = \frac{0.02 \times 0.6 \times 988.1}{0.549 \times 10^{-3}} = 2.16 \times 10^4 (>10^4)$$

$$Pr = \frac{(4.174 \times 10^3) \times (0.549 \times 10^{-3})}{0.648} = 3.54$$

$$Nu = 0.023 \times (2.16 \times 10^4)^{0.8} \times 3.54^{0.4} = 111.9$$

$$\alpha_1 = 111.9 \times 0.648 / 0.02 = 3624 \text{W} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{K}^{-1}$$

以管外表面为基准的传热系数 K_2 , 据题意可计算如下:

$$\frac{1}{K_2} = \frac{d_2}{\alpha_1 d_1} + R_{s1} \frac{d_2}{d_1} + \frac{1}{\alpha_2} = \frac{25}{3624 \times 20} + 0.6 \times 10^{-3} \times \frac{25}{20} + \frac{1}{10^4} = 1.195 \times 10^{-3}$$

$$K_2 = 837 \text{ W} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{K}^{-1}$$

(2) 操作一年后的传热方程用 $Q' = K'_2 A \Delta t'_m$ 表示, 与操作初期的 $Q = K_2 A \Delta t_m$ 比较, 两传热系数有以下关系 [式(5-11c)]:

$$\frac{K'_2}{K_2} = \frac{Q' \Delta t_m}{Q \Delta t'_m} = \frac{m_1 c_{p1} (t'_2 - t_1) \Delta t_m}{m_1 c_{p1} (t_2 - t_1) \Delta t'_m} = \frac{5 \Delta t_m}{6 \Delta t'_m}$$

以下分别求 Δt_m 和 $\Delta t'_m$ 。查 196kPa (表压) 饱和水蒸气的温度为 133°C ①, 有

$$\begin{array}{ccc} 133^\circ\text{C} \rightarrow 133^\circ\text{C} & & 133^\circ\text{C} \rightarrow 133^\circ\text{C} \\ 20^\circ\text{C} \rightarrow 80^\circ\text{C} & & 20^\circ\text{C} \rightarrow 70^\circ\text{C} \\ \hline 113^\circ\text{C} & 53^\circ\text{C} & 113^\circ\text{C} & 63^\circ\text{C} \end{array}$$

$$\Delta t_m = \frac{113 - 53}{\ln(113/53)} = 79.25^\circ\text{C} \quad \Delta t'_m = \frac{113 - 63}{\ln(113/63)} = 85.58^\circ\text{C}$$

故
$$K'_2 = 837 \times \frac{5 \times 79.25}{6 \times 85.58} = 646 \text{ W} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{K}^{-1}$$

其中的污垢热阻 R'_{s1} 可仍按式(5-11c) 求出:

$$\frac{1}{K'_2} = \left(\frac{1}{\alpha_1} + R'_{s1} \right) \frac{d_2}{d_1} + \frac{1}{\alpha_2}$$

故
$$R'_{s1} = \left(\frac{1}{K'_2} - \frac{1}{\alpha_2} \right) \frac{d_1}{d_2} - \frac{1}{\alpha_1} = \left(\frac{1}{646} - \frac{1}{10^4} \right) \times \frac{20}{25} - \frac{1}{3624} = 8.82 \times 10^{-4} \text{ m}^2 \cdot \text{K} \cdot \text{W}^{-1}$$

R'_{s1} 比原来的 $R_{s1} = 6 \times 10^{-4} \text{ m}^2 \cdot \text{K} \cdot \text{W}^{-1}$ 增加了约 47%。

5-17 某厂需用 196kPa (绝) 的饱和水蒸气将常压空气由 20°C 加热至 90°C , 标准状态下空气量为 $5200 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ 。今仓库有一台单程列管式换热器, 内有 $\phi 38 \text{ mm} \times 3 \text{ mm}$ 钢管 151 根, 管长 3m, 若壳程水蒸气冷凝的给热系数 α_2 可取为 $10^4 \text{ W} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{K}^{-1}$, 两侧污垢热阻及管壁热阻可忽略不计, 试核算此换热器能否满足要求。

解 (1) 热流量
$$Q = m_1 c_{p1} (t_2 - t_1) \quad (\text{a})$$

式中
$$m_1 = V_0 \rho_0 = 5200 \times 1.293 = 6724 \text{ kg} \cdot \text{h}^{-1}$$

平均温度 $t_m = (20 + 90)/2 = 55^\circ\text{C}$ 下, 从附录六用内插法得空气 $c_{p1} = 1.017 \text{ kJ} \cdot \text{kg}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$, 代入式(a), 得

$$Q = 6724 \times 1.017 \times (90 - 20) = 4.787 \times 10^5 \text{ kJ} \cdot \text{h}^{-1}$$

(2) 基于管外表面积的传热系数 K_2 , 主要是求管内空气的 α_1 。查得 $t_m = 55^\circ\text{C}$ 下空气 $\mu = 1.985 \times 10^{-5} \text{ Pa} \cdot \text{s}$, $\lambda = 2.861 \times 10^{-2} \text{ W} \cdot \text{m}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$, $Pr = 0.697$ 。

$$u\rho = \frac{m}{S} = \frac{6724/3600}{(\pi/4) \times 0.032^2 \times 151} = 15.38 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$$

$$Re = du\rho/\mu = 0.032 \times 15.38 / (1.985 \times 10^{-5}) = 2.479 \times 10^4$$

$$Nu = 0.023 \times 24790^{0.8} \times 0.697^{0.4} = 65.24$$

$$\alpha_1 = 65.24 \times (0.02861 / 0.032) = 58.33 \text{ W} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{K}^{-1}$$

管壁 $\lambda = 45 \text{ W} \cdot \text{m}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$, $b = 0.003 \text{ m}$, $d_m = 35 \text{ mm}$, 故

$$\frac{1}{K_2} = \frac{d_2}{\alpha_1 d_1} + \frac{bd_2}{\lambda d_m} + \frac{1}{\alpha_2} = \frac{38}{58.33 \times 32} + \frac{0.003 \times 38}{45 \times 35} + \frac{1}{10^4} = 0.02053$$

① 饱和水蒸气的温度-压力关系请参阅本习题解 55 页的公式 (a)、(b), 用程序算法一般比查表方便。

$$K_2 = 1/0.02053 = 48.7 \text{ W} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{K}^{-1}$$

(3) 平均温差 Δt_m 。196kPa (绝) 饱和水蒸气的温度 $T = 119.5^\circ\text{C}$, 而有

$$119.5^\circ\text{C} \rightarrow 119.5^\circ\text{C}$$

$$20^\circ\text{C} \rightarrow 90^\circ\text{C}$$

$$99.5^\circ\text{C} \quad 29.5^\circ\text{C}$$

$$\Delta t_m = \frac{99.5 - 29.5}{\ln(99.5/29.5)} = 57.6^\circ\text{C}$$

(4) 核算传热面积。以上传热所需面积 A :

$$A = \frac{Q}{K_2 \Delta t_m} = \frac{4.787 \times 10^5 \times (10^3/3600)}{48.7 \times 57.6} = 47.4 \text{ m}^2$$

而换热器实际具有的面积为

$$A_0 = \pi d L n = \pi \times 0.038 \times 3 \times 151 = 54.1 \text{ m}^2$$

较所需的 A 大, 故此换热器适用。

5-18 原油在管式炉“对流段”的 $\phi 89\text{mm} \times 6\text{mm}$ 管内以 $0.5 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$ 的流速流过而被加热, 管长 6m。已知管内壁温度为 150°C , 原油的平均温度为 40°C , 此时油的密度 $850 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$, 比热容为 $2 \text{ kJ} \cdot \text{kg}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$, 热导率 $0.13 \text{ W} \cdot \text{m}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$, 黏度 26cP, 体积膨胀系数为 0.001°C^{-1} 。原油在 150°C 时的黏度为 3cP, 试求原油在管内的给热系数。

解 管内 $Re = 0.077 \times 0.5 \times 850 / (26 \times 10^{-3}) = 1259$ 为层流, 需应用式(5-65)。为此还要核算:

$$RePr(d/l) = 1259 \times (2 \times 10^3 \times 26 \times 10^{-3} / 0.13) \times (0.077/6) = 6463 > 10$$

因此式(5-65)适用, 将已知的数值代入:

$$Nu = 1.86(RePrd/l)^{1/3} (\mu/\mu_w)^{0.14} = 1.86 \times (6463)^{1/3} \times (26/3)^{0.14} = 46.9$$

得

$$\alpha = 46.9 \times (0.13/0.077) = 79.2 \text{ W} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{K}^{-1}$$

还要进一步核算自然对流的影响:

$$Gr = \frac{gd^3 \rho^2 \beta \Delta t}{\mu^2} = \frac{9.81 \times 0.077^3 \times 850^2 \times 0.001 \times (150 - 40)}{(26 \times 10^{-3})^2} = 5.265 \times 10^5$$

现 $Gr > 25000$, 需乘以校正因子

$$f = 0.8(1 + 0.015Gr^{1/3}) = 0.8 \times (1 + 0.015 \times 80.8) = 1.77$$

最后

$$\alpha = 79.2 \times 1.77 = 140 \text{ W} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{K}^{-1}$$

5-19 铜氨溶液在由 4 根 $\phi 45\text{mm} \times 3.5\text{mm}$ 钢管并联而成的蛇管冷却器中由 38°C 冷却至 8°C , 蛇管的平均曲率半径为 0.285m。已知铜氨溶液的流量为 $2.7 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$, 黏度为 $2.2 \text{ mPa} \cdot \text{s}$, 密度为 $1200 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$, 其余物性常数可按水的 0.9 倍来取, 试求其铜氨溶液的给热系数。

解 本题为流体在弯管道内强制流动的给热问题, 也需先计算 Re 。

并联 4 根蛇管的总截面积

$$S = 4 \times (\pi/4) \times 0.038^2 = 0.00454 \text{ m}^2$$

流速

$$u = V_s/S = 2.7/(3600 \times 0.00454) = 0.165 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$$

$$Re = 0.038 \times 0.165 \times 1200 / (2.2 \times 10^{-3}) = 3430$$

可知管内为过渡流, 需将按湍流的计算结果用过渡流校正, 另外还需对弯管作校正。

定性温度 $t_m = (38 + 8)/2 = 23^\circ\text{C}$, 先查得水的物性常数, 再乘以 0.9:

$$\lambda = 0.9 \times 0.605 = 0.545 \text{ W} \cdot \text{m}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$$

$$c_p = 0.9 \times 4.18 = 3.76 \text{ kJ} \cdot \text{kg}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$$

故

$$Pr = (3.76 \times 10^3)(2.2 \times 10^{-3})/0.545 = 15.2$$

在应用式(5-63)时,因铜氨溶液被冷却,取 $n=0.3$,则

$$Nu = 0.023 \times 3430^{0.8} \times 15.2^{0.3} = 35$$

对直管湍流

$$\alpha^{(1)} = 35 \times (0.545/0.038) = 502 \text{ W} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{K}^{-1}$$

校正至过渡流:

$$\alpha^{(2)} = \alpha^{(1)} \left(1 - \frac{6 \times 10^5}{Re^{1.8}} \right) = 502 \times \left(1 - \frac{6 \times 10^5}{3430^{1.8}} \right) = 372 \text{ W} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{K}^{-1}$$

再校正至弯管,最后得铜氨溶液的给热系数为

$$\alpha = \alpha^{(2)} (1 + 1.77 \times 0.038/0.285) = 459 \text{ W} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{K}^{-1}$$

5-20 一套管换热器的内管为 $\phi 38\text{mm} \times 2.5\text{mm}$,外管为 $\phi 57\text{mm} \times 3\text{mm}$,甲苯在其环隙由 72°C 冷却至 38°C 。已知甲苯流量为 $2730 \text{ kg} \cdot \text{h}^{-1}$,试求甲苯的给热系数。

解 环隙中对内管的给热有专用关联式(5-70)。现环隙的外内径之比 $d_2/d_1 = 51/38 = 1.34$,小于式(5-70)适用的低限(1.65),故仍近似用式(5-63)。现甲苯的定性温度 $t_m = (72 + 38)/2 = 55^\circ\text{C}$,可分别由附录十一、附录十三及图 5-2 查得 $\mu = 0.40 \text{ mPa} \cdot \text{s}$ 、 $c_p = 0.44 \times 4.187 = 1.84 \text{ kJ} \cdot \text{kg}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$ 及 $\lambda = 0.128 \text{ W} \cdot \text{m}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$ 。

环隙的当量直径 $d_e = d_2 - d_1 = 0.051 - 0.038 = 0.013 \text{ m}$

甲苯在环隙中的质量流速

$$\rho u = \frac{m_{s1}}{S_1} = \frac{2730/3600}{(\pi/4)(0.051^2 - 0.038^2)} = 835 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$$

故

$$Re = d_e \rho u / \mu = 0.013 \times 835 / (0.4 \times 10^{-3}) = 2.71 \times 10^4$$

$$Pr = c_p \mu / \lambda = (1.84 \times 10^3)(0.4 \times 10^{-3}) / 0.128 = 5.75$$

甲苯被冷却,式(5-63)中指数 $n=0.3$,故

$$Nu = 0.023 \times 27100^{0.8} \times 5.75^{0.3} = 136.8$$

$$\alpha = 136.8 \times 0.128 / 0.013 = 1347 \text{ W} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{K}^{-1}$$

以下再利用式(5-70)计算,以作比较:

$$\begin{aligned} \alpha &= 0.02(\lambda/d_e)(d_2/d_1)^{0.53} Re^{0.8} Pr^{1/3} \\ &= 0.02 \times (0.128/0.013) \times (51/38)^{0.53} \times 27100^{0.8} \times 5.75^{1/3} \\ &= 1450 \text{ W} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{K}^{-1} \quad \text{相差不是很大} \end{aligned}$$

5-21 上题中,设此时苯在内管由 27°C 加热至 50°C ,若两侧污垢热阻和管壁热阻可忽略不计,试求该换热器的传热系数(以外表面为基准)。

解 苯的定性温度 $t_m = (27 + 50)/2 = 38.5^\circ\text{C}$,分别由附录十一、附录十三及图 5-2 查得 $\mu = 0.40 \text{ mPa} \cdot \text{s}$ 、 $c_p = 0.44 \times 4.187 = 1.84 \text{ kJ} \cdot \text{kg}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$ 、 $\lambda = 0.137 \text{ W} \cdot \text{m}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$ 。

由热衡算(忽略热损失)求苯的质量流量 m_{s2} :

$$m_{s2} = \frac{m_{s1} c_{p1} (T_1 - T_2)}{c_{p2} (t_2 - t_1)} = \frac{(2730/3600) \times 1.84 \times 34}{1.84 \times 23} = 1.121 \text{ kg} \cdot \text{s}^{-1}$$

$$(\rho u)_2 = \frac{m_{s2}}{S_2} = \frac{1.121}{(\pi/4) \times 0.033^2} = 1311 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$$

$$Re_2 = 0.033 \times 1311 / (0.4 \times 10^{-3}) = 1.082 \times 10^5$$

$$Pr_2 = (1.84 \times 10^3) \times (0.4 \times 10^{-3}) / 0.137 = 5.37$$

$$Nu_2 = 0.023 \times (1.082 \times 10^5)^{0.8} \times 5.37^{0.4} = 479$$

$$\alpha_2 = 479 \times 0.137 / 0.033 = 1992 \text{ W} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{K}^{-1}$$

在忽略污垢热阻及管壁热阻时, 基于管外壁的传热系数为

$$K_1 = \left[\frac{1}{\alpha_1} + \frac{1}{\alpha_2} \frac{d_1}{d_2} \right]^{-1} = \left[\frac{1}{1347} + \frac{1}{1992} \frac{38}{33} \right]^{-1} = 763 \text{ W} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{K}^{-1}$$

5-22 101.3kPa (绝) 的甲烷以 $10 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$ 的流速在列管换热器的壳程作轴向流动, 由 120°C 冷却至 30°C 。已知该换热器共有 $\phi 25 \text{ mm} \times 2.5 \text{ mm}$ 管 86 根, 壳径为 400mm, 试求甲烷的给热系数。

解 本题为流体在非圆形通道中的给热问题, 需求出当量直径 d_e , 再用式(5-63)作近似计算。

$$d_e = \frac{4(\pi/4)(D^2 - 86d^2)}{\pi(D + 86d)} = \frac{0.4^2 - 86 \times 0.025^2}{0.4 + 86 \times 0.025} = 0.0417 \text{ m}$$

在平均温度 $t_m = (120 + 30)/2 = 75^\circ\text{C}$ 下, 从附录十二和附录十四查得 $\mu = 0.0125 \times 10^{-3} \text{ Pa} \cdot \text{s}$, $c_p = 0.51 \times 4.187 = 2.14 \text{ kJ} \cdot \text{kg}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$; 而热导率在本书上查不到, 需查手册 (如教材上册书末给出的参考读物 11), 得 $\lambda = 0.0398 \text{ W} \cdot \text{m}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$ 。密度可用式(1-1) 计算:

$$\rho = \frac{pM}{RT} = \frac{101.3 \times 16}{8.314 \times 348} = 0.560 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$$

则

$$Re = \frac{d_e u \rho}{\mu} = \frac{0.0417 \times 10 \times 0.56}{0.0125 \times 10^{-3}} = 18670$$

$$Pr = (2.14 \times 10^3) \times (1.25 \times 10^{-5}) / 0.0398 = 0.672$$

应用式(5-63) 时, 甲烷被冷却, 故取 $n = 0.3$ 。则

$$Nu = 0.023 \times 18670^{0.8} \times 0.672^{0.3} = 53.3$$

$$\alpha = 53.3 \times (0.0398 / 0.0417) = 50.9 \text{ W} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{K}^{-1}$$

5-23 某炼油厂对常压塔引出的柴油馏分用海水冷却。冷却器为 $\phi 114 \text{ mm} \times 8 \text{ mm}$ 钢管组成的排管, 水平浸没于一很大的海水槽中。海水由槽下部引入, 上部溢出, 通过槽时的流速很小。设海水的平均温度为 42.5°C , 钢管外壁温度为 56°C , 试求海水的给热系数。

解 由于海水在槽内的流速很小, 与排管的传热可按海水在大空间内自然对流处理。定性温度取膜温: $(56 + 42.5)/2 = 49.3^\circ\text{C}$ 。物性常数可近似按水从附录五查取: $\rho = 988.4 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$, $\mu = 0.556 \text{ mPa} \cdot \text{s}$, $c_p = 4.174 \text{ kJ} \cdot \text{kg}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$, $\lambda = 0.647 \text{ W} \cdot \text{m}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$, $\beta = 0.444 \times 10^{-3} \text{ }^\circ\text{C}^{-1}$ 。

$$Gr = \frac{\rho^2 g \beta \Delta t d_0^3}{\mu^2} = \frac{988.4^2 \times 9.81 \times 0.444 \times 10^{-3} \times 13.5 \times 0.114^3}{(0.556 \times 10^{-3})^2} = 2.75 \times 10^8$$

$$Pr = (4.174 \times 10^3) \times (0.556 \times 10^{-3}) / 0.647 = 3.59$$

$$Gr \cdot Pr = 2.75 \times 10^8 \times 3.59 = 9.87 \times 10^8$$

参看表 5-12, 属于水平圆柱体的第 2 段, 则

$$Nu = 0.53(Gr \cdot Pr)^{1/4} = 0.53 \times (9.87 \times 10^8)^{1/4} = 94$$

$$\alpha = 94 \times 0.647 / 0.114 = 533 \text{ W} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{K}^{-1}$$

5-24 常压苯蒸气在 $\phi 25 \text{ mm} \times 2.5 \text{ mm}$ 、长为 3m、垂直放置的管外冷凝。冷凝温度为 80°C , 管外壁温度为 60°C , 试求苯蒸气冷凝时的给热系数。若此管改为水平放置, 其给热系数又为多少?

解 在膜温 $(80 + 60)/2 = 70^\circ\text{C}$ 下, 液苯的物性参数为 $\mu = 0.34 \text{ mPa} \cdot \text{s}$ (自附录十一查

得), $\lambda = 0.134 \text{ W} \cdot \text{m}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$ (查自图 5-2), 在 $t^\circ\text{C}$ 下的密度 ρ_t 可近似从附录三查到的数据按如下计算:

$$\rho_{70} = \rho_{20} / (1 + \beta \Delta t_1) = 879 / (1 + 12.4 \times 10^{-4} \times 50) = 823 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$$

附录三中还可查到苯在饱和温度 80°C 下的潜热 $r = 393.9 \text{ kJ} \cdot \text{kg}^{-1}$ 。

应用冷凝膜为层流的式(5-79b), 再验算 Re 是否为层流。

$$\alpha = 1.13 \left(\frac{r \rho^2 g \lambda^3}{\mu H \Delta t} \right)^{1/4} = 1.13 \times \left[\frac{393.9 \times 10^3 \times 823^2 \times 9.81 \times 0.134^3}{0.34 \times 10^{-3} \times 3 \times (80 - 60)} \right]^{1/4} = 842 \text{ W} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{K}^{-1}$$

验算:

$$\begin{aligned} Re &= \frac{d_e u \rho}{\mu} = \frac{(4S/\pi d_0)(m_s/S)}{\mu} = \frac{4m_s}{\pi d_0 \mu} = \frac{4\alpha(\pi d_0 H)\Delta t}{\pi d_0 \mu r} \\ &= \frac{4 \times 842 \times 3(80 - 60)}{0.34 \times 10^{-3} \times 393.9 \times 10^3} = 1509 < 1800 \end{aligned}$$

故以上垂直管 α 的计算成立。以下再对单根水平管 α' 用式(5-80)与垂直管的式(5-79b)比较:

$$\begin{aligned} \frac{\alpha'}{\alpha} &= \frac{0.725}{1.13} \left(\frac{H}{d_0} \right)^{1/4} = \frac{0.725}{1.13} \times \left(\frac{3}{0.025} \right)^{1/4} = 2.12 \\ \alpha' &= 2.12 \times 842 = 1790 \text{ W} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{K}^{-1} \end{aligned}$$

5-25 一传热面积为 15 m^2 的列管式换热器, 壳程用 110°C 饱和水蒸气将管程某溶液由 20°C 加热至 80°C , 溶液的处理量为 $2.5 \times 10^4 \text{ kg} \cdot \text{h}^{-1}$, 比热容为 $4 \text{ kJ} \cdot \text{kg}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$, 试求此操作条件下的传热系数。该换热器使用一年后, 由于污垢热阻增加, 溶液出口温度降至 72°C , 若要使出口温度仍保持 80°C , 加热蒸汽温度至少要多高?

解 使用初期的传热系数 K 用热衡算式计算:

$$Q = KA\Delta t_m = m_2 c_{p2}(t_2 - t_1)$$

求 Δt_m :

$$\begin{array}{ll} \text{水蒸气} & 110^\circ\text{C} \rightarrow 110^\circ\text{C} \\ \text{溶液} & 20^\circ\text{C} \rightarrow 80^\circ\text{C} \end{array}$$

$$\begin{array}{ll} 90^\circ\text{C} & 30^\circ\text{C} \end{array}$$

$$\Delta t_m = \frac{90 - 30}{\ln(90/30)} = 54.6^\circ\text{C}$$

$$\text{则 } K = \frac{m_2 c_{p2}(t_2 - t_1)}{A\Delta t_m} = \frac{(2.5 \times 10^4 / 3600) \times 4000 \times (80 - 20)}{15 \times 54.6} = 2035 \text{ W} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{K}^{-1}$$

使用一年后平均温差变为 $\Delta t'_m$:

$$\begin{array}{ll} \text{水蒸气} & 110^\circ\text{C} \rightarrow 110^\circ\text{C} \\ \text{溶液} & 20^\circ\text{C} \rightarrow 72^\circ\text{C} \end{array}$$

$$\begin{array}{ll} 90^\circ\text{C} & 38^\circ\text{C} \end{array}$$

$$\Delta t'_m = \frac{90 - 38}{\ln(90/38)} = 60.3^\circ\text{C}$$

而传热系数变为

$$K' = \frac{m_2 c_{p2}(t'_2 - t)}{A\Delta t'_m} = \frac{(2.5 \times 10^4 / 3600) \times 4000 \times (72 - 20)}{15 \times 60.3} = 1597 \text{ W} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{K}^{-1}$$

为使溶液出口温度保持 80°C ，必须使平均温差 $\Delta t_m''$ 满足 $K'\Delta t_m'' = Q/A = K\Delta t_m$ ，即使得

$$\Delta t_m'' = \Delta t_m (K/K') = 54.6(2035/1597) = 69.6^{\circ}\text{C}$$

此时加热水蒸气温度 T' 应满足下式：

$$\frac{(T'-20)-(T'-80)}{\ln[(T'-20)/(T'-80)]} = 69.6 \quad \text{或} \quad \ln \frac{T'-20}{T'-80} = \frac{60}{69.6}$$

解得

$$T' = 123.9^{\circ}\text{C} \quad \text{比原 } T = 110^{\circ}\text{C} \text{ 升高 } 13.9^{\circ}\text{C}$$

5-26 液氨在一蛇管换热器管外沸腾。已知其操作压力为 258kPa (绝)，沸腾温度为 -13°C 。热通量 $q = 4170\text{W} \cdot \text{m}^{-2}$ 。试计算其给热系数。已知液氨热导率 $\lambda = 0.50\text{W} \cdot \text{m}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$ ，表面张力 $\sigma = 2.7 \times 10^{-2}\text{N} \cdot \text{m}^{-1}$ ，密度 $\rho_l = 656\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$ ，氨蒸气密度 $\rho_v = 2.14\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$ 。

解 本题近似作大容积的沸腾给热，也兼顾空间受限制的影响，应用式(5-85)。液氨在沸点 -13°C 下的物性参数分别由附录十一、附录十三、附录十五查得： $\mu = 0.18\text{mPa} \cdot \text{s}$ ， $c_p \approx 1.1 \times 4.187 = 4.61\text{kJ} \cdot \text{kg}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$ ， $r = 1320\text{kJ} \cdot \text{kg}^{-1}$ ($t_c - t = 133 + 13 = 146^{\circ}\text{C}$)。又

$$\text{液氨导温系数} \quad a = \left(\frac{\lambda}{c_p \rho} \right)_l = \frac{0.50}{(4.61 \times 10^3) \times 656} = 1.65 \times 10^{-7} \text{m}^2 \cdot \text{s}^{-1}$$

$$\text{气泡脱离直径} \quad d_b = \sqrt{\frac{\sigma}{(\rho_l - \rho_v)g}} = \sqrt{\frac{2.7 \times 10^{-2}}{(656 - 2.1) \times 9.81}} = 2.05 \times 10^{-3} \text{m}$$

分别计算式(5-85)中各特征数之值：

$$Nu = 3.25 \times 10^{-4} \left(\frac{qd_b}{r \rho_v a} \right)^{0.6} \left(\frac{gd_b^3 \rho_l^2}{\mu^2} \right)^{0.125} \left(\frac{pd_b}{\sigma} \right)^{0.7} \quad \text{式 (5-85)}$$

$$\frac{qd_b}{r \rho_v a} = \frac{4170 \times 2.05 \times 10^{-3}}{(1320 \times 10^3) \times 2.14 \times (1.65 \times 10^{-7})} = 18.34$$

$$\frac{gd_b^3 \rho_l^2}{\mu^2} = \frac{9.81 \times (2.05 \times 10^{-3})^3 \times 656^2}{(0.18 \times 10^{-3})^2} = 1.123 \times 10^6$$

$$\frac{pd_b}{\sigma} = \frac{(258 \times 10^3) \times (2.05 \times 10^{-3})}{2.7 \times 10^{-2}} = 1.959 \times 10^4$$

$$\text{则} \quad Nu = 3.25 \times 10^{-4} \times 18.34^{0.6} \times (1.123 \times 10^6)^{0.125} \times (1.959 \times 10^4)^{0.7} = 10.73$$

$$\alpha = Nu(\lambda/d_b) = 10.73(0.5/0.00205) = 2620\text{W} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{K}^{-1}$$

5-27 在一换热器中，用 80°C 的水将某流体由 25°C 预热至 48°C 。已知水的出口温度为 35°C ，试求该换热器的传热效率。

$$\text{解} \quad \text{水温变化} \quad T_1 - T_2 = 80 - 35 = 45^{\circ}\text{C}$$

$$\text{流体升温} \quad t_2 - t_1 = 48 - 25 = 23^{\circ}\text{C}$$

以上水的温度变化较大，故其 $m_s c_p$ 较小，而有

$$\epsilon = (85 - 35)/(85 - 25) = 0.818$$

5-28 一传热面积为 10m^2 的逆流换热器，用流量为 $0.9\text{kg} \cdot \text{s}^{-1}$ 的油将 $0.6\text{kg} \cdot \text{s}^{-1}$ 、逆流的水加热，已知油的比热容为 $2.1\text{kJ} \cdot \text{kg}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$ ，水和油的进口温度分别为 35°C 和 175°C ，该换热器的传热系数为 $425\text{W} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{K}^{-1}$ ，试求此换热器的传热效率。又若水量增加 20% ，传热系数可近似认为不变，此时水的出口温度应为多少？

$$\text{解} \quad \text{油} \quad m_{s1} c_{p1} = 0.9 \times 2.1 = 1.89\text{kJ} \cdot \text{s}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$$

$$\text{水} \quad m_{s2} c_{p2} = 0.6 \times 4.187 = 2.51\text{kJ} \cdot \text{s}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$$

可知 $m_{s1} c_{p1} < m_{s2} c_{p2}$ ，油为热容流量较小流体。

$$C_R = \frac{m_{s1} c_{p1}}{m_{s2} c_{p2}} = \frac{1.89}{2.51} = 0.753$$

$$NTU = \frac{KA}{m_{s1}c_{p1}} = \frac{425 \times 10}{1.89 \times 10^3} = 2.25$$

查图 5-21 得传热效率 $\epsilon = 0.75$

若水量增加 20%， $NTU = KA/(m_{s1}c_{p1})$ 不变，而

$$C'_R = \frac{m_{s1}c_{p1}}{1.2m_{s2}c_{p2}} = \frac{0.753}{1.2} = 0.627$$

查图 5-21 得 $\epsilon' = 0.78$

而

$$\epsilon' = \frac{T_1 - T'_2}{T_1 - t_1} = \frac{175 - T'_2}{175 - 35}$$

解得

$$T'_2 = 65.8^\circ\text{C}$$

由

$$Q = m_{s1}c_{p1}(T_1 - T'_2) = m'_{s2}c_{p2}(t'_2 - t_1)$$

得

$$t'_2 - t_1 = (175 - 65.8) \times 1.89 / (1.2 \times 2.51)$$

解得

$$t'_2 = 103.6^\circ\text{C}$$

5-29 两块相互平行的黑体长方形平板，其尺寸为 $1\text{m} \times 2\text{m}$ ，间距为 1m 。若两平板的表面温度分别为 727°C 及 227°C ，试计算两平板间的辐射热流量。

解 应用辐射传热的普遍式(5-99)：

$$Q_{1-2} = C_{1-2} \varphi A \left[\left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 \right]$$

两黑体间的辐射 $C_{1-2} = C_0 = 5.669$ ； φ 可查图 5-50 得到，对 $l/h = 1/1 = 1$ ，由曲线 3 查得 $\varphi \approx 0.28$ 。则

$$Q_{1-2} = 5.669 \times 0.28 \times 2 \times (10^4 - 5^4) = 29800\text{W 或 } 29.8\text{kW}$$

5-30 试求直径 $d = 70\text{mm}$ 、长 $l = 3\text{m}$ 的钢管（其表面温度 $t_1 = 227^\circ\text{C}$ ）的辐射热损失。假定此管被置于：（1）很大的红砖屋内，砖壁温度 $t_2 = 27^\circ\text{C}$ ；（2）截面为 $0.3\text{m} \times 0.3\text{m}$ 的砖槽内， $t_2 = 27^\circ\text{C}$ ；两端面的辐射损失可以忽略不计。

解 应用被包围物体辐射的式(5-102)。

（1） $A_1 \ll A_2$ ，故 $C_{1-2} = \epsilon_1 C_0 = 0.8 \times 5.669$ （查表 5-14 得 $\epsilon_1 = 0.8$ ），代入式(5-102)：

$$Q_{1-2} = 0.8 \times 5.669 \times (\pi \times 0.07 \times 3) \times (5^4 - 3^4) = 1630\text{W}$$

（2）查表 5-14 得红砖 $\epsilon_2 = 0.93$

$$C_{1-2} = C_0 \left[\frac{1}{\epsilon_1} + \frac{A_1}{A_2} \left(\frac{1}{\epsilon_2} - 1 \right) \right]^{-1} = 5.669 \left[\frac{1}{0.8} + \frac{\pi \times 0.07 \times 3}{4 \times 0.3 \times 3} \left(\frac{1}{0.93} - 1 \right) \right]^{-1} = 4.49$$

故

$$Q_{1-2} = 4.49 \times (\pi \times 0.07 \times 3) \times (5^4 - 3^4) = 1610\text{W}$$

5-31 在一钢管中心装有热电偶，以测量管内空气的温度，若热电偶的温度读数为 300°C ，热电偶的黑度为 0.8 ，空气与热电偶间的给热系数为 $25\text{W} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{K}^{-1}$ ，钢管内壁温度为 250°C ，试求由于热电偶与管壁之间的辐射传热而引起的测温误差。并讨论减小误差的途径。

提示：热电偶辐射到管壁的热流量与由于对流自空气得到的热流量相等。

解 热电偶与管壁间的辐射传热为被包围物体的情况，且热电偶的 A_1 远小于管壁的 A_2 ，故式(5-102)中 $C_{1-2} = \epsilon_1 C_0$ ，而有

$$q_1 = \frac{Q_{1-2}}{A_1} = \epsilon_1 C_0 \left[\left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 \right] = 0.8 \times 5.669 \times (5.73^4 - 5.23^4) = 1496\text{W} \cdot \text{m}^{-2}$$

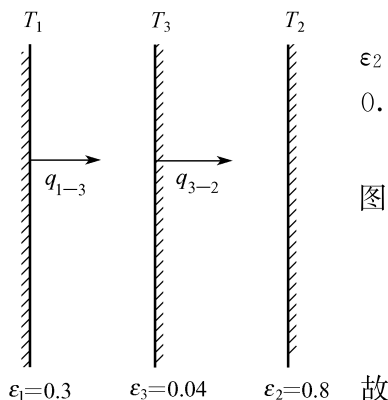
此外，热电偶还从空气中以对流方式取得热量： $q_2 = \alpha(T - T_1)$ ，式中， T 为空气的真

实温度。在热电偶读数 T_1 稳定的条件下, $q_1 = q_2$, 故

$$T - T_1 = q_1 / \alpha = 1496 / 25 \approx 60^\circ\text{C}$$

故空气真实温度 T 比测得温度 $T_1 = 300^\circ\text{C}$ 约高 60°C , 这就是因辐射引起的测温误差。

为减小测温误差, 应增大 α 减小 q_1 , 前者可用导流措施增大流过热电偶的气速; 后者可对热电偶加黑度小的保护套, 最有效的是加遮热套管以削弱辐射。



习题 5-32 附图

5-32 两无限大平行平面进行辐射传热, 已知 $\epsilon_1 = 0.3$ 、 $\epsilon_2 = 0.8$, 若在两平面间放置一无无限大抛光铝遮热板 ($\epsilon_3 = 0.04$), 试计算传热量减少的百分数。

解 令 q_{1-3} 、 q_{1-2} 分别代表有、无遮热板时的辐射通量; 附图表示有遮热板时的情况, $q_{1-3} = q_{3-2}$ 。

$$q_{1-2} = C_{1-2} 10^{-8} (T_1^4 - T_2^4) \quad (\text{a})$$

$$q_{1-3} = C_{1-3} 10^{-8} (T_1^4 - T_3^4) = C_{3-2} 10^{-8} (T_3^4 - T_2^4) \quad (\text{b})$$

$$\begin{aligned} \frac{q_{1-2}}{q_{1-3}} &= \frac{C_{1-2} (T_1^4 - T_2^4)}{C_{1-3} (T_1^4 - T_3^4)} = \frac{C_{1-2}}{C_{1-3}} \left[1 + \frac{T_3^4 - T_2^4}{T_1^4 - T_3^4} \right] \\ &= \frac{C_{1-2}}{C_{1-3}} \left[1 + \frac{C_{1-3}}{C_{3-2}} \right] \quad (\text{c}) \end{aligned}$$

最后一等式根据式(b) 而得。以下分别求出各发射系数:

$$C_{1-2} = C_0 \left(\frac{1}{\epsilon_1} + \frac{1}{\epsilon_2} - 1 \right)^{-1} = C_0 \left(\frac{1}{0.3} + \frac{1}{0.8} - 1 \right)^{-1} = 0.279 C_0$$

$$C_{1-3} = C_0 \left(\frac{1}{\epsilon_1} + \frac{1}{\epsilon_3} - 1 \right)^{-1} = C_0 \left(\frac{1}{0.3} + \frac{1}{0.04} - 1 \right)^{-1} = 0.0366 C_0$$

$$C_{3-2} = C_0 \left(\frac{1}{\epsilon_3} + \frac{1}{\epsilon_2} - 1 \right)^{-1} = C_0 \left(\frac{1}{0.04} + \frac{1}{0.8} - 1 \right)^{-1} = 0.0396 C_0$$

代入式(c), 得到加遮热板前后的辐射热通量之比

$$\frac{q_{1-2}}{q_{1-3}} = \frac{0.279}{0.0366} \left(1 + \frac{0.0366}{0.0396} \right) = 14.67$$

也就是加遮热板后, 传热量减为原来的 $1/14.67$ 或 6.82% , 减少 93.2% 。

5-33 平均温度为 150°C 的机油在 $\phi 108\text{mm} \times 6\text{mm}$ 钢管中流动, 大气温度为 10°C 。设油对管壁的给热系数为 $350\text{W} \cdot \text{m}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$, 管壁热阻和污垢热阻可忽略不计, 试求此时每米管长的热损失。又若管外包一层厚 20mm 、热导率为 $0.058\text{W} \cdot \text{m}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$ 的玻璃布层, 热损失将减为多少?

解 在稳定条件下, 各串联热阻 R_i 的热流量和 $\Delta t_i / R_i$ 相等。管外壁的对流辐射联合给热系数 α_T 按式(5-111) 计算。

(1) 裸管的热损失

$$Q_L = \alpha_i A_i \Delta t_i = \alpha_T A_0 \Delta t_0$$

$$\text{即} \quad 350(\pi \times 0.096)(150 - t_w) = [9.4 + 0.052(t_w - 10)](\pi \times 0.108)(t_w - 10)$$

令 $t_w - 10 = \theta$, 代入上式, 可得

$$105.6 \times (140 - \theta) = 3.189\theta + 0.01764\theta^2$$

解此二次方程，其正根为 $\theta = 133.0^\circ\text{C}$ ，故 $t_w = 143.0^\circ\text{C}$ 。计算 Q_L 时，因 $(140 - \theta)$ 甚小，易产生误差，以按外壁散热较准：

$$Q_L = 3.189 \times 133 + 0.01764 \times 133^2 = 736 \text{ W} \cdot \text{m}^{-1}$$

(2) 加保温层后

设其内外壁温度分别为 t_{w1} 、 t_{w2} ，按三个串联热阻的各 $\Delta t_i / R_i$ 相等，有

$$Q'_L = \frac{150 - t_{w1}}{1/105.6} = \frac{t_{w1} - t_{w2}}{\ln(148/108)/(2\pi \times 0.058)} = \frac{t_{w2} - 10}{1/[9.4 + 0.052(t_{w2} - 10)]\pi \times 0.148}$$

即
$$\frac{150 - t_{w2}}{0.0095 + 0.8646} = \frac{t_{w2} - 10}{1/[4.37 + 0.0242(t_{w2} - 10)]}$$

令 $t_{w2} - 10 = \theta'$ 代入上式，得

$$140 - \theta' = 0.874\theta'(4.37 + 0.0242\theta')$$

解此二次方程，得 $\theta' = 26.1^\circ\text{C}$ ，故

$$t_{w2} = 36.1^\circ\text{C}$$

$$Q'_L = (150 - 36.1)/0.874 = 130 \text{ W} \cdot \text{m}^{-1}$$

热损失为裸管的 $130/736 = 0.177$ 或 17.7%

第六章 传热设备

6-1 某厂需冷凝 $7500\text{kg} \cdot \text{h}^{-1}$ 的丁二烯蒸气。已知其冷凝温度为 40°C ，冷凝潜热为 $373\text{kJ} \cdot \text{kg}^{-1}$ ，冷凝液膜的密度为 $605\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$ ，黏度为 $0.150\text{mPa} \cdot \text{s}$ ，热导率为 $0.110\text{W} \cdot \text{m}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$ 。所用冷却水的进、出口温度分别为 15°C 和 25°C ，水侧和蒸气侧的污垢热阻分别可取 $5.8 \times 10^{-4}\text{m}^2 \cdot \text{K} \cdot \text{W}^{-1}$ 和 $1.76 \times 10^{-4}\text{m}^2 \cdot \text{K} \cdot \text{W}^{-1}$ 。试选一台适合的水平列管式冷凝器（设丁二烯冷凝给热系数可近似按单根管外冷凝的公式计算再乘以 $1/2$ ）。

解（1）热负荷及冷却水用量

$$Q = m_1 r = 7500 \times 373 = 279.8 \times 10^4 \text{kJ} \cdot \text{h}^{-1} \text{ 或 } 777 \times 10^3 \text{W}$$

冷却水量
$$m_2 = \frac{Q}{c_{p2}(t_2 - t_1)} = \frac{279.8 \times 10^4}{4.183 \times (25 - 15)} = 6.69 \times 10^4 \text{kg} \cdot \text{h}^{-1}$$

（2）平均温差

$$\Delta t_{\text{I}} = 40 - 15 = 25^\circ\text{C}, \Delta t_{\text{II}} = 40 - 25 = 15^\circ\text{C}$$

$$\Delta t_{\text{m}} = (25 + 15)/2 = 20^\circ\text{C}$$

（3）估算传热面积 A

参考教材表 5-6，可初步取 $K = 400\text{W} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{K}^{-1}$ ，估算所需传热面积 A_1 ：

$$A_1 = \frac{Q}{K \Delta t_{\text{m}}} = \frac{777 \times 10^3}{400 \times 20} = 97.1 \text{m}^2$$

（4）初选换热器型号

现传热温差不大，选固定管板式；用 $\phi 25\text{mm} \times 2.5\text{mm}$ 换热管。对冷凝器，水走管内，流速暂取 $1\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$ ，计算每程管数 n 和管程数 N_p 。冷却水体积流量：

$$V_s = \frac{m_2}{3600\rho} = \frac{6.69 \times 10^4}{3600 \times 10^3} = 0.0186 \text{m}^3/\text{s}$$

故
$$n_1 = \frac{V_s}{(\pi/4)d_i^2 u} = \frac{0.0186}{(\pi/4) \times 0.02^2 \times 1} = 59.2, \text{ 取 } 60 \text{ 根}$$

求管程数：由传热面积求管总长 L ，有

$$L = \frac{A_1}{\pi d_o n_1} = \frac{97.1}{\pi \times 0.025 \times 60} = 20.6 \text{m}$$

若每程管长 l 定为 6m ，则管程数 $N_p = 20.6/6 = 3.43$ ，取 $N_p = 4$ 程。

根据以上 d_o 、 A_1 、 N_p 、 l 查附录十九，得最相近的固定管板式换热器为：壳径 $DN = 600\text{mm}$ ，管总数 $4n = 222$ 根，传热面积 $A = 102.8\text{m}^2$ 。

（5）核算阻力损失

对蒸气冷凝的壳程，不需要加挡板，阻力损失小，无需核算。对管程作如下核算 [水在

$t_m = (15 + 25)/2 = 20^\circ\text{C}$ 下, $\mu = 1\text{mPa} \cdot \text{s}$, $\rho = 1000\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$]: 每程管数 $n = 222/4 = 55.5$, 即有两程为 55 根, 另两程为 56 根。管内水速为

$$u_i = \frac{V_s}{(\pi/4)d_i^2 n} = \frac{0.0186}{(\pi/4) \times 0.02^2 \times 55.5} = 1.067\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$$

$$Re_i = \frac{d_i u_i \rho}{\mu} = \frac{0.02 \times 1.067 \times 1000}{1 \times 10^{-3}} = 21340$$

取钢管绝对粗糙度 $\epsilon = 0.1\text{mm}$, 相对粗糙度 $\epsilon/d_i = 0.1/20 = 0.005$, 据以上 Re_i 及 ϵ/d_i 查图 1-27, 得 $\lambda \approx 0.034$

$$\text{单程阻力损失 } \Delta p_i + \Delta p_r = \left(0.034 \times \frac{6}{0.02} + 3\right) \times \left(\frac{1.067^2 \times 1000}{2}\right) = 7510\text{Pa}$$

管程总损失

$$\Delta p_t = (\Delta p_i + \Delta p_r) F_t N_s N_p = 7510 \times 1.4 \times 1 \times 4 = 42100\text{Pa} \text{ 或 } 42.1\text{kPa}$$

核算的 Δp_t 在 $10 \sim 100\text{kPa}$ 范围内, 适中。

(6) 核算传热面积

① 管内给热系数 α_i 。以上已算出 $Re_i = 21340$; 水的物性参数查附录五, 前已用到 20°C 下, $c_p = 4.183\text{kJ} \cdot \text{kg}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$ 。 $\mu \approx 1 \times 10^{-3}\text{Pa} \cdot \text{s}$, 再查得 $\lambda = 0.599\text{W} \cdot \text{m}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$, 可得

$$Pr = c_p \mu / \lambda = (4.183 \times 10^3) \times 10^{-3} / 0.599 = 6.98$$

$$\text{故 } \alpha_i = 0.023 \times (0.599/0.02) \times 21340^{0.8} \times 6.98^{0.4} = 4360\text{W} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{K}^{-1}$$

② 管束外给热系数 α_o 。冷凝给热系数先按单根水平管的式(5-80)计算, 其中物性常数已给, 只缺给热温差 $\Delta T_1 = T_s - T_w$ 。据给热系数范围的表 5-8, 有机蒸气冷凝 α 为 $500 \sim 2000\text{W} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{K}^{-1}$, 热阻比管内明显要大; 但总热阻中还有污垢热阻, 初步设冷凝热阻占总热阻的一半, 因而 ΔT_1 占总温差 $T_s - t_m = 40 - 20 = 20^\circ\text{C}$ 的一半, 即 $\Delta T_1 \approx 20/2 = 10^\circ\text{C}$ 。将这些值代入式(5-80), 有

$$\alpha = 0.725 \left(\frac{r \rho^2 g \lambda^3}{\mu d_o \Delta T_1} \right)^{1/4} = 0.725 \left(\frac{373 \times 10^3 \times 605^2 \times 9.81 \times 0.11^3}{0.15 \times 10^{-3} \times 0.025 \times 10} \right)^{1/4} = 1904\text{W} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{K}^{-1}$$

据题意, 管束外的平均冷凝给热系数 $\alpha_o = \alpha/2 = 1904/2 = 952\text{W} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{K}^{-1}$

③ 基于管外的传热系数及复核给热温差

$$K_o = \left(\frac{1}{\alpha_o} + R_{so} + \frac{b d_o}{\lambda_w d_m} + R_{si} \frac{d_o}{d_i} + \frac{d_o}{\alpha_i d_i} \right)^{-1}$$

$$= \left(\frac{1}{952} + 1.76 \times 10^{-4} + \frac{0.0025}{45} \times \frac{25}{22.5} + 5.8 \times 10^{-4} \times \frac{25}{20} + \frac{25}{4360 \times 20} \right)^{-1}$$

$$= (23.0 \times 10^{-4})^{-1} = 435\text{W} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{K}^{-1}$$

按试算出的 α_o 及 K_o 复核 ΔT_1 , 根据多层串联热阻各层温差与其热阻成正比的原则, 有

$$\Delta T_{1\text{核}} = \Delta T_{\text{总}} \left(\frac{1/\alpha_o}{1/K_o} \right) = 20 \times \left(\frac{435}{952} \right) = 9.1^\circ\text{C}$$

与原设 $\Delta T_1 = 10^\circ\text{C}$ 相差不大, 且管束的冷凝给热系数计算是近似的, 可不必重算。

④ 校核换热器

所需的传热面积为

$$A = \frac{Q}{K \Delta t_m} = \frac{777 \times 10^3}{435 \times 20} = 89.3 \text{ m}^2$$

所选换热器面积较此为大, 余量为 $(102.8 - 89.3)/89.3 = 0.151$, 即 15.1%, 合用。

6-2 某厂用水冷却从反应器出来的循环使用的有机液。操作条件及物性如下。

液体	温度/°C		质量流量 /kg · h ⁻¹	比热容 /kJ · kg ⁻¹ · K ⁻¹	密度 /kg · m ⁻³	热导率 /W · m ⁻¹ · K ⁻¹	黏度/Pa · s
	入口	出口					
有机液	65	50	40000	2.261	950	0.172	1×10^{-3}
水	25	t_2	20000	4.187	1000	0.621	0.742×10^{-3}

试选用一适当型号的列管式换热器。

解 (1) 热负荷及平均温差

$$Q = m_{s1} c_{p1} (T_1 - T_2) = (40000/3600) \times 2.26 \times (65 - 50) = 377 \text{ kW}$$

又

$$Q = m_{s2} c_{p2} (t_2 - t_1) = (20000/3600) \times 4.187 (t_2 - 25)$$

所以

$$t_2 = 25 + (40000/20000) \times (2.26/4.187) \times 15 = 41.2^\circ\text{C}$$

先计算 $\Delta t_{m, \text{逆}}$:

有机液 65°C → 50°C

水 41.2°C ← 25°C

温差 23.8°C 25°C

$$\Delta t_{m, \text{逆}} = (23.8 + 25)/2 = 24.4^\circ\text{C}$$

设换热器的流动类型符合图 5-19(a) 的 1 壳程、偶数管程; 计算参数 P 及 R 。

$$P = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{41.2 - 25}{65 - 25} = 0.405$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{65 - 50}{41.2 - 25} = 0.926$$

查图 5-19(a), 校正系数 $\phi = 0.93$, 符合 $\phi \geq 0.9$ 的要求。得

$$\Delta t_m = 0.93 \times 24.4 = 22.7^\circ\text{C}$$

(2) 初选换热器

参考表 5-6 取 K 值, 其中煤油到水在 350 左右, 取 $K = 350 \text{ W} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{K}^{-1}$, 可得

$$A = \frac{Q}{K \Delta t_m} = \frac{377 \times 10^3}{350 \times 22.7} = 47.5 \text{ m}^2$$

有机液走管内以便于清洗, 其黏度 $1 \text{ mPa} \cdot \text{s}$ 不大, 参照表 6-1 取流速 $u_1 = 1 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$; 选用 $\phi 25 \text{ mm} \times 2.5 \text{ mm}$ 换热管, 单程管数从体积流量计算:

$$n_1 = \frac{V_s}{(\pi/4) d_i^2 u_1} = \frac{40000/(3600 \times 950)}{(\pi/4) \times 0.02^2 \times 1} = 37.2$$

管总长

$$L = \frac{A}{\pi d_o n} = \frac{47.5}{\pi \times 0.025 \times 37.2} = 16.2 \text{ m}$$

附录十九中的多管程都是双管程, 可选 4 管程, 单程管长 $l = 4.5 \text{ m}$ 的固定管板换热器 (热、冷流体间的温差不大)。查得 A 最接近又稍大的为 49.7 m^2 , 总管数 144 根。于是, 单程管数 $n = 144/4 = 36$ 根, 管内有机液流速为

$$u_i = u_1 (n_1/n) = 1 \times 37.2/36 = 1.033 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$$

$$Re_i = 0.02 \times 1.033 \times 950 / 10^{-3} = 19630$$

(3) 阻力损失计算

① 管程。取钢管壁绝对粗糙度 $\epsilon = 0.1\text{mm}$, $\epsilon/d_i = 0.005$; 根据 Re_i 及 ϵ/d_i , 由图 1-27 查得 $\lambda = 0.035$; 单管程损失

$$\Delta p_i + \Delta p_r = \left(\lambda \frac{l}{d_i} + 3 \right) \left(\frac{u_i^2 \rho_i}{2} \right) = \left(0.035 \times \frac{4.5}{0.02} + 3 \right) \times \left(\frac{1.033^2 \times 950}{2} \right) = 5520\text{Pa}$$

管程总损失

$$\Delta p_t = (\Delta p_i + \Delta p_r) F_t N_s N_p = 5520 \times 1.4 \times 1 \times 4 = 30900\text{Pa} \text{ 或 } 30.9\text{kPa} \text{ 较为适中}$$

② 壳程。取折流挡板间距 $h = 0.2\text{m}$ 。又中心排的管数 $n_c = 15$ 根(由附录十九查得), 按式(5-74)计算的最大截面积为

$$S_o = h(D - n_c d_o) = 0.2 \times (0.5 - 15 \times 0.025) = 0.025\text{m}^2$$

水的计算流速为

$$u_o = \frac{V_{so}}{S_o} = \frac{20000 / (3600 \times 1000)}{0.025} = 0.222\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$$

$$Re_o = \frac{d_o u_o \rho_o}{\mu_o} = \frac{0.025 \times 0.222 \times 1000}{0.742 \times 10^{-3}} = 7490 > 500$$

$$f_o = \frac{5.0}{Re_o^{0.228}} = \frac{5.0}{7490^{0.228}} = 0.654$$

折流挡板数 $N_B = \frac{l}{h} - 1 = \frac{4.5}{0.2} - 1 = 21.5$, 取为 21

管束损失 $\Delta p_1 = F f_o n_c (N_B + 1) (\rho_o u_o^2 / 2) = 0.4 \times 0.654 \times 15 \times (15 + 1) (1000 \times 0.222^2 / 2)$
 $= 107.9 \times 24.7 = 2664\text{Pa}$

缺口损失 $\Delta p_2 = N_B \left(3.5 - \frac{2b}{D} \right) \left(\frac{\rho_o u_o^2}{2} \right) = 21 \times \left(3.5 - \frac{2 \times 0.2}{0.5} \right) \times 24.7 = 1400\text{Pa}$

壳程损失 $\Delta p_s = (\Delta p_1 + \Delta p_2) F_s N_s = (2664 + 1400) \times 1.15 \times 1 = 4670\text{Pa}$

此压降偏低, 但水的给热系数 α_o 通常较大, 应不是大问题(见以下算出的 α_o)。

(4) 传热计算

① 管程给热系数 α_i 。已算出 $Re_o = 19630$, 而

$$Pr_i = \frac{c_{pi} \mu_i}{\lambda_i} = \frac{(2.261 \times 10^3) \times (1 \times 10^{-3})}{0.172} = 13.15$$

故

$$Nu_i = 0.023 \times 19630^{0.8} \times 13.15^{0.3} = 135.5$$

$$\alpha_i = 135.5 \times (0.172 / 0.02) = 1165\text{W} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{K}^{-1}$$

② 壳程给热系数 α_o 。已算出 $Re_o = 7490$, 而

$$Pr_o = (4.187 \times 10^3) \times (0.742 \times 10^{-3}) / 0.621 = 5.00$$

$$Nu_o = 0.36 \times 7490^{0.55} \times 5^{1/3} (\mu / \mu_w)^{0.14} = 87.4$$

其中 $(\mu / \mu_w)^{0.14}$ 对低黏度液体的加热, 近似取为 1.05。故

$$\alpha_o = (\lambda_o / d_o) Nu_o = (0.621 / 0.025) \times 87.4 = 2170\text{W} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{K}^{-1}$$

③ 传热系数。按管外面积, 污垢热阻按表 5-5 选取(也参考习题 6-1 数据), 略去管壁

热阻。

$$\frac{1}{K_o} = \frac{1}{1165} \times \frac{25}{20} + 1.8 \times 10^{-4} \times \frac{25}{20} + 5.8 \times 10^{-4} + \frac{1}{2170} = 23.4 \times 10^{-4} \text{ m}^2 \cdot \text{K} \cdot \text{W}^{-1}$$

故

$$K_o = 10^4 / 23.4 = 427 \text{ W} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{K}^{-1}$$

④ 所需传热面积 A_o

$$A_o = \frac{Q}{K_o \Delta t_m} = \frac{377 \times 10^3}{427 \times 22.7} = 38.9 \text{ m}^2$$

而换热器的传热面积为 49.7 m^2 ，余量为

$$(49.7 - 38.9) / 38.9 = 0.278 \text{ 或 } 27.8\%$$

余量稍大了些；但选最接近的较小换热器：管 $\phi 25 \text{ mm}$ ，直径 $DN = 450 \text{ mm}$ ， $N_p = 4$ 管程，管长 $l = 4.5 \text{ m}$ ；传热面积为 36.6 m^2 ，又不够。故只好选以上核算的：管 $\phi 25 \text{ mm}$ ， $DN = 500 \text{ mm}$ ， $N_p = 4$ ， $l = 4.5$ ， $A = 49.7 \text{ m}^2$ 。

第七章 蒸 发

说明

1. 本章习题中溶液浓度皆为质量分数。

2. 本章习题中常需求水蒸气压力 p (kPa, 绝) 与饱和温度 t_s (°C) 的关系, 难于从水蒸气表直接查得而需内插, 颇为繁琐且不易准确。现应用以下公式:

$$p=1\sim 100\text{kPa}, t_s=\frac{3991.1}{16.577-\ln p}-233.77 \quad (\text{a})$$

$$p=100\sim 1200\text{kPa}, t_s=\frac{3963.5}{16.486-\ln p}-234.0 \quad (\text{b})$$

对以上两式作程序计算颇为方便, 与附录八的误差都小于 0.1°C ; 当 $p>1.2\text{MPa}$ 后, 仍可应用式(b), 但计算值偏小的误差将渐增。

7-1 用一单效蒸发器将 $10^3\text{kg}\cdot\text{h}^{-1}$ 的 NaCl 水溶液由 5% 浓缩至 25%, 加热蒸汽压力 118kPa(绝), 蒸发压力为 19.6kPa(绝), 蒸发器内溶液的沸点为 75°C 。已知蒸发器的传热系数为 $1500\text{W}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{K}^{-1}$, NaCl 的比热容为 $0.95\text{kJ}\cdot\text{kg}^{-1}\cdot\text{K}^{-1}$, 进料温度为 30°C , 若不计浓缩热及热损失, 试求浓缩液量、加热蒸汽消耗量及蒸发器所需的传热面积。

解 蒸发量

$$W=F(1-x_0/x)=10^3\times(1-5/25)=800\text{kg}\cdot\text{h}^{-1}$$

浓缩液量

$$L=F-W=200\text{kg}\cdot\text{h}^{-1}$$

为求蒸发器的热流量 Q , 查得 19.6kPa 下水的蒸发潜热 $r=2356\text{kJ}\cdot\text{kg}^{-1}$; 5% NaCl 水溶液的比热容:

$$c_0=0.95\times 0.05+4.187\times 0.95=4.03\text{kJ}\cdot\text{kg}^{-1}\cdot\text{K}^{-1}$$

25% NaCl 水溶液的比热容:

$$c=0.95\times 0.25+4.187\times 0.75=3.38\text{kJ}\cdot\text{kg}^{-1}\cdot\text{K}^{-1}$$

$$Q=10^3\times(3.38\times 75-4.03\times 30)+800\times 2356=2.017\times 10^6\text{kJ}\cdot\text{h}^{-1}$$

对本题加热蒸汽, $p=118\text{kPa}$ (绝), 由式(b) 算得 $T_s=104.3^\circ\text{C}$; 又从水蒸气表查得 $R=2247\text{kJ}\cdot\text{kg}^{-1}$;

用量

$$D=\frac{Q}{R}=\frac{2.017\times 10^6}{2247}=898\text{kg}\cdot\text{h}^{-1}$$

传热面积

$$A=\frac{Q}{K(T_s-t)}=\frac{2.017\times 10^6}{1500\times(104.3-75)}=45.9\text{m}^2$$

7-2 一蒸发器每小时需将 2t NaOH 水溶液由 15% 浓缩至 25%。已知加热蒸汽压力为 392kPa(绝), 蒸发压力为 101.3kPa(绝), 溶液沸点为 113°C 。试利用焓浓图计算以下三种进料情况下所需的加热蒸汽消耗量和单位蒸汽消耗量 D/W 。

(1) 料液于 20°C 加入; (2) 沸点进料; (3) 料液于 130°C 下进料。

解 $W=F(1-x_0/x)=2\times 10^3\times(1-15/25)=800\text{kg}\cdot\text{h}^{-1}$

392kPa(绝)加热蒸汽的潜热 $R=2140\text{kJ}\cdot\text{kg}^{-1}$; 常压下二次蒸汽的热焓 $H'=2677\text{kJ}\cdot$

kg^{-1} ; 由图 7-3 查得 25% 及 113°C 下完成液的热焓 $h=410\text{kJ} \cdot \text{kg}^{-1}$ 。

(1) 由图 7-3 查得 15% 及 20°C 下料液的热焓 $h_0=65\text{kJ} \cdot \text{kg}^{-1}$

$$D=[2 \times 10^3 \times (410-65)+800 \times (2677-410)]/2140=1170\text{kg} \cdot \text{h}^{-1}$$

$$D/W=1170/800=1.46$$

(2) 15% 及沸点 113°C 下料液热焓 $425\text{kJ} \cdot \text{kg}^{-1}$

$$D=[2 \times 10^3 \times (410-425)+800 \times (2677-410)]/2140=834\text{kg} \cdot \text{h}^{-1}$$

$$D/W=834/800=1.04$$

(3) 15% 及 130°C 下料液热焓 $485\text{kJ} \cdot \text{kg}^{-1}$

$$D=[2 \times 10^3 \times (410-485)+800 \times (2677-410)]/2140=777\text{kg} \cdot \text{h}^{-1}$$

$$D/W=777/800=0.972$$

7-3 已知 25% NaCl 水溶液在 101.3kPa (绝)下的沸点为 107°C , 在 19.6kPa (绝) 下的沸点为 65.8°C , 试利用杜林规则计算此溶液在 49kPa (绝)下的沸点。

解 本题先要求出常数 $K=(t_A-t_A^\circ)/(t_B-t_B^\circ)$ 。水在 101.3kPa 、 19.6kPa (绝)下的沸点分别为 100.0°C 及 59.7°C , 故有

$$K=\frac{107-65.8}{100-59.7}=1.022$$

而 49kPa (绝)下水的沸点为 80.8°C , 可解得同样压力下 25% NaCl 溶液的沸点为

$$t_A=65.8+1.022 \times (80.8-59.6)=87.5^\circ\text{C}$$

7-4 用一单效蒸发器浓缩 CaCl_2 水溶液, 操作压力为 101.3kPa (绝), 已知蒸发器中 CaCl_2 溶液的浓度为 40.8%, 其密度为 $1340\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$, 若蒸发时的液面高度为 1m, 试求此时溶液的沸点。

解 溶液的静压 $p_0=\rho gh/2=1340 \times 9.81 \times 1/2=6570\text{Pa}$ 在 $p=101.3\text{kPa}$ 下, $t=100.0^\circ\text{C}$; 而加上静压,

$$p'=p+p_0=101.3+6.57=107.9\text{kPa}$$

应用上页的式 (b) 求得对应的饱和温度为 101.8°C ; 故静压温差损失为 $101.8-100.0=1.8^\circ\text{C}$ 。再查附录二十一, 101.3kPa (绝) 下, 40.8% CaCl_2 水溶液的沸点为 120°C , 沸点升高为 20°C 。因此, 溶液的沸点为 $100+20+1.8=121.8^\circ\text{C}$ 。

7-5 用一传热面积为 10m^2 的蒸发器将某溶液由 15% 浓缩至 40%, 沸点进料, 要求每小时蒸得 375kg 浓缩液。已知蒸发器的传热系数为 $800\text{W} \cdot \text{m}^{-2} \cdot ^\circ\text{C}^{-1}$, 蒸发压力为 19.6kPa (绝), 此操作条件下的温差损失可取为 8°C 。若溶液浓度对其比热容的影响及热损失可忽略不计, 试问加热蒸汽压力至少应多大才能满足生产要求?

解 根据生产要求, $F-W=375\text{kg} \cdot \text{h}^{-1}$

又

$$W=F(1-0.15/0.4)=0.625F$$

可解得

$$W=625\text{kg} \cdot \text{h}^{-1}$$

传热量 (沸点进料)

$$Q \approx W r' = 625 \times 2356 = 1.473 \times 10^6 \text{kJ} \cdot \text{h}^{-1}$$

或

$$Q = 1.473 \times 10^6 \times (10^3/3600) = 4.09 \times 10^5 \text{W}$$

式中, r' 为水在 19.6kPa (绝) 下的蒸发潜热, 其沸点 $t_0=59.7^\circ\text{C}$ 。

溶液沸点

$$t=t_0+\Delta=59.7+8=67.7^\circ\text{C}$$

所需传热温差为

$$T_s-t=\frac{Q}{KA}=\frac{4.09 \times 10^5}{800 \times 10}=51.1^\circ\text{C}$$

故

$$T_s = 51.1 + 67.7 = 118.8^\circ\text{C}$$

应用上页的式 (b) 从 T_s 反算蒸气压 p_s (程序计算试差); 或查附录八内插得 $p_s = 191\text{kPa}$ (绝)。

7-6 在双效并流蒸发器中, 将 $10^4\text{kg} \cdot \text{h}^{-1}$ 10% 的 NaOH 水溶液浓缩至 50%。加热蒸汽压力为 490kPa (绝), 末效蒸发压力为 14.7kPa (绝)。已知两效的传热系数分别为 $K_1 = 1500\text{W} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{K}^{-1}$, $K_2 = 700\text{W} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{K}^{-1}$, 两效溶液的密度可近似取为 $1120\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$ 和 $1460\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$, 液面高度均为 1.2m , 料液在 100°C 下加入, 两蒸发器的传热面积相同, 试求蒸汽消耗量和所需的蒸发器传热面积。

解 本题可用下述方法求解。

(1) 蒸发量及溶液组成

$$\text{总蒸发量} \quad W = F(1 - x_0/x_2) = 10^4 \times (1 - 0.1/0.5) = 8000\text{kg} \cdot \text{h}^{-1}$$

设在两效中均匀分配, 有 $W_1 = W_2 = 4000\text{kg} \cdot \text{h}^{-1}$ 。

已给定第二效溶液组成 $x_2 = 50\%$, 第一效的组成按

$$4000 = 10^4 \times (1 - 0.1/x_1)$$

可解得

$$x_1 = 16.7\%$$

(2) 有效温差及溶液沸点

给定 $p_{1s} = 490\text{kPa}$ (绝), 按本习题解 55 页的式 (b) 得 $T_{1s} = 151.1^\circ\text{C}$ 。

沸点升高查图 7-4 不易准确, 还是近似取常压下的值: 查附录二十一, 对 $x_1 = 16.7\%$, $\Delta'_1 = 6.1^\circ\text{C}$; 对 $x_2 = 50\%$, $\Delta'_2 = 42^\circ\text{C}$ 。

静压头的影响。两效的静压分别为

$$\Delta p_1 = \rho_1 gh/2 = 1120 \times 9.81 \times 1.2/2 = 6590\text{Pa} \text{ 或 } 6.59\text{kPa}$$

$$\Delta p_2 = \rho_2 gh/2 = 1460 \times 9.81 \times 1.2/2 = 8590\text{Pa} \text{ 或 } 8.59\text{kPa}$$

其对沸点的影响还与蒸发压力有关, 为此, 设第一效蒸发压力为第二效的与加热蒸汽的平均值 (即两效加热蒸汽压力与蒸发压力之差相等, 称等压差分布):

$$p_1 = (490 + 14.7)/2 = 252.4\text{kPa}$$

算出 p_1 下 $t_{1s} = 127.8^\circ\text{C}$; $p_1 + \Delta p_1 = 259.0\text{kPa}$ 下, $t'_{1s} = 128.7^\circ\text{C}$ 。故第一效的静压温差损失 $\Delta''_1 = 128.7 - 127.8 = 0.9^\circ\text{C}$ 。

第二效蒸发压力给定为 $p_2 = 14.7\text{kPa}$ (绝), 对应的 $t_{2s} = 53.6^\circ\text{C}$; $p_2 + \Delta p_2 = 23.3\text{kPa}$ (绝), 其 $t'_{2s} = 63.4$, 故第二效静压温差损失 $\Delta''_2 = 63.4 - 53.6 = 9.8^\circ\text{C}$ 。

总有效温差为

$$\begin{aligned} \sum \Delta t &= (T_{1s} - t_{2s}) - (\Delta'_1 + \Delta'_2 + \Delta''_1 + \Delta''_2) = (151.1 - 53.6) - (6.1 + 42 + 0.9 + 9.8) \\ &= 97.5 - 58.8 = 38.7^\circ\text{C} \end{aligned}$$

通过以上在两效等压差分布下所得的数据, 还可以分别得出各效的溶液沸点和传热温差:

对于第一效, 沸点 $t_1 = t_{1s} + \Delta'_1 + \Delta''_1 = 127.8 + 6.1 + 0.9 = 134.8^\circ\text{C}$

$$\Delta t_1 = T_{1s} - t_1 = 151.1 - 134.8 = 16.3^\circ\text{C}$$

对于第二效, 沸点 $t_2 = 53.6 + 42 + 9.8 = 105.4^\circ\text{C}$

$$\Delta t_2 = 127.8 - 105.4 = 22.4^\circ\text{C}$$

(3) 从热量衡算校核各效蒸发量

第一效

$$D_1 R_1 + F h_0 = L_1 h_1 + W_1 H_1 \quad (1)$$

从 $p_{1s}=490\text{kPa}$ (绝), 得 $R_1=2115\text{kJ}\cdot\text{kg}^{-1}$; 而 H_1 中因溶液沸点 t_1 高于水的沸点 t_{1s} , 故除了 p_1 下的汽化潜热 r_1 外, 还要加上蒸汽的过热焓 $c(t_1-t_{1s})=c(\Delta'+\Delta'')$, 式中, $c=1.88\text{kJ}\cdot\text{kg}^{-1}\cdot\text{K}^{-1}$ 为蒸汽的比热容。故

$$H_1=r_1+c(\Delta'+\Delta'')=2720+1.88\times 7.0=2733\text{kJ}\cdot\text{kg}^{-1}$$

溶液的焓查图 7-3:

从 $x_0=10\%$ 、 $t_0=100^\circ\text{C}$, 查得 $h_0=380\text{kJ}\cdot\text{kg}^{-1}$

$x_1=16.7\%$ 、 $t_1=134.8^\circ\text{C}$, 查得 $h_1=510\text{kJ}\cdot\text{kg}^{-1}$

又 $x_2=50\%$ 、 $t_2=105.4^\circ\text{C}$, 查得 $h_2=550\text{kJ}\cdot\text{kg}^{-1}$

将以上数据及 $W_1=F-L_1$ 一并代入式 (1), 有

$$D_1\times 2115+10^4\times 380=L_1\times 510+(10^4-L_1)\times 2733$$

$$2115D_1+2223L_1=2353\times 10^4 \quad (1a)$$

第二效

$$W_1R_2+L_1h_1=L_2h_2+W_2H_2 \quad (2)$$

式中

$$L_2=F-W=10^4-8000=2000\text{kg}\cdot\text{h}^{-1}$$

$$W_2=L_1-L_2=L_1-2000$$

在 $p_1=252.4\text{kPa}$ 下, $R_2=r_1=2185\text{kJ}\cdot\text{kg}^{-1}$; 在 $p_2=14.7\text{kPa}$ 下, $r_2=2594\text{kJ}\cdot\text{kg}^{-1}$ 。故

$$H_2=r_2+c(\Delta'_2+\Delta''_2)=2594+1.88\times 51.8=2692\text{kJ}\cdot\text{kg}^{-1}$$

故

$$(10^4-L_1)\times 2185+L_1\times 510=2000\times 550+(L_1-2000)\times 2692$$

即

$$4367L_1=2613\times 10^4 \quad (2a)$$

从式 (2a) 可得 $L_1=5984\text{kg}\cdot\text{h}^{-1}$

代入式 (1a), 解得 $D_1=1023\times 10^4/2115=4837\text{kg}\cdot\text{h}^{-1}$

同时得

$$Q_1=1023\times 10^4\text{kJ}\cdot\text{h}^{-1}\text{或 } 2842\times 10^3\text{W}$$

$$W_1=F-L_1=10^4-5984=4016\text{kg}\cdot\text{h}^{-1}$$

$$W_2=W-W_1=8000-4016=3984\text{kg}\cdot\text{h}^{-1}$$

$$Q_2=W_1r_1=4016\times 2185=877.5\times 10^4\text{kJ}\cdot\text{h}^{-1}\text{或 } 2438\times 10^3\text{W}$$

以上 W_1 与 W_2 相差不大, 可认为原设 $W_1=W_2$ 为基础的计算成立。

(4) 有效温差、溶液沸点的校核

在各效传热面积 A 相等情况下, 有效温差 Δt_i 与 Q_i/K_i 成正比:

$$\left. \begin{aligned} Q_1/K_1 &= 2842\times 10^3/1500=1895\text{m}^2\cdot\text{K} \\ Q_2/K_2 &= 2438\times 10^3/700=3354\text{m}^2\cdot\text{K} \end{aligned} \right\} \sum \frac{Q_i}{K_i} = 5249\text{m}^2\cdot\text{K}$$

故

$$\Delta t_1^{(2)} = (1895/5249)\times 38.7=14.0^\circ\text{C}$$

$$\Delta t_2^{(2)} = (3354/5249)\times 38.7=24.7^\circ\text{C}$$

据此新温差分布, 第一效的溶液沸点应为

$$t_1^{(2)} = T_{1s} - \Delta t_1^{(2)} = 151.1 - 14.0 = 137.1^\circ\text{C}$$

与原设等压差分布所得的 $t_1=134.7^\circ\text{C}$ 相差不大, 其对热量衡算的影响可以忽略 (第二效的沸点并不改变)。而可按以上校核所得的 Q_1 、 Q_2 及 $\Delta t_1^{(2)}$ 、 $\Delta t_2^{(2)}$ 计算传热面积。

(5) 传热面积

$$A_1=Q_1/(K_1\Delta t_1^{(2)})=(Q_1/K_1)/\Delta t_1^{(2)}=1895/14.0=135.4\text{m}^2$$

$$A_2=(Q_2/K_2)/\Delta t_2^{(2)}=3354/24.7=135.8\text{m}^2$$

可选取传热面积 $A=140\sim 150\text{m}^2$ 的蒸发器。

7-7 采用三效并流蒸发流程, 将 10% 的 NaOH 水溶液浓缩至 30%, 进料量为 $2.4 \times 10^4 \text{ kg} \cdot \text{h}^{-1}$, 进料温度为 80°C , 已知加热蒸汽压力为 392 kPa, 末效蒸发压力为 19.6 kPa (绝)。各效传热面积相同。其传热系数分别为 $K_1 = 2000 \text{ W} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{K}^{-1}$, $K_2 = 1500 \text{ W} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{K}^{-1}$, $K_3 = 1000 \text{ W} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{K}^{-1}$ 。若不计液柱静压对溶液沸点的影响, 试求加热蒸汽消耗量和蒸发器所需的传热面积。

解 本题可以按习题 7-6 的步骤试算, 也可按例 7-7 的步骤, 两者稍有差别而以前者略方便, 以下按习题 7-6 的步骤求解。

(1) 各效蒸发量和溶液浓度

$$W = F(1 - x_1/x_3) = 2.4 \times 10^4 \times (1 - 0.1/0.3) = 1.6 \times 10^4 \text{ kg} \cdot \text{h}^{-1}$$

又

$$L_3 = F - W = 8000 \text{ kg} \cdot \text{h}^{-1}$$

对并流加料, 且进料温度较低, 初设 $W_1 : W_2 : W_3 = 1 : 1.1 : 1.2$

$$W_1 = 1.6 \times 10^4 / (1 + 1.1 + 1.2) = 4848 \text{ kg} \cdot \text{h}^{-1}$$

$$W_2 = 4848 \times 1.1 = 5333 \text{ kg} \cdot \text{h}^{-1}$$

$$W_3 = 4848 \times 1.2 = 5818 \text{ kg} \cdot \text{h}^{-1}$$

$$x_1 = \frac{Fx_0}{F - W_1} = \frac{24000 \times 0.1}{24000 - 4848} = 0.1253$$

$$x_2 = \frac{24000 \times 0.1}{24000 - 4848 - 5333} = 0.1737$$

(2) 各效压力及温度

设压差在各效中均匀分配。

已知第一效加热蒸汽压力 $P_1 = 392 + 101.3 = 493.3 \text{ kPa}$ (绝), 对应的饱和温度 $T_{1s} = 151.4^\circ\text{C}$; 末效蒸发室压力 $p_3 = 19.6 \text{ kPa}$, $t_{3s} = 59.7^\circ\text{C}$ 。

沸点升高查图 7-4 不易准, 仍近似取常压下的, 查附录二十一: 第一效 $x_1 = 0.1253$, 得 $\Delta'_1 = 4.0^\circ\text{C}$; 第二效 $x_2 = 0.1737$, 得 $\Delta'_2 = 6.5^\circ\text{C}$; 第三效 $x_3 = 0.3$, 得 $\Delta'_3 = 17.5^\circ\text{C}$ 。

设各效压差均匀分配, 即

$$\Delta p_i = P_i - p_i = (493.3 - 19.6) / 3 = 157.9 \text{ kPa}$$

有

$$p_1 = P_1 - \Delta p_1 = 493.3 - 157.9 = 335.4 \text{ kPa} \longrightarrow t_{1s} = 137.4^\circ\text{C}$$

$$p_2 = P_1 - 2 \times 157.9 = 177.5 \text{ kPa} \longrightarrow t_{2s} = 116.5^\circ\text{C}$$

若不计液柱静压的影响, 各效沸点为

$$\text{第一效} \quad t_1 = t_{1s} + \Delta'_1 = 137.4 + 4.0 = 141.4^\circ\text{C}$$

$$\text{第二效} \quad t_2 = t_{2s} + \Delta'_2 = 116.5 + 6.5 = 123.0^\circ\text{C}$$

$$\text{第三效} \quad t_3 = t_{3s} + \Delta'_3 = 59.7 + 17.5 = 77.2^\circ\text{C}$$

(3) 从热量衡算校核各效蒸发量

$$\text{第一效} \quad DR_1 + Fh_0 = L_1 h_1 + W_1 H_1, W_1 = F - L_1 \quad (1)$$

式中, D 、 W_1 、 L_1 为需求的量, R_1 及 H_1 可从 $P_1 = 493.3 \text{ kPa}$ 及 $p_1 = 335.4 \text{ kPa}$ 查水蒸气表而得 (在二次蒸汽热焓 h 中, 忽略因沸点上升而产生过热的影响), h_0 及 h_1 可从 $t_0 = 80^\circ\text{C}$ 、 $x_0 = 0.1$ 及 $t_1 = 141.4^\circ\text{C}$ 、 $x_1 = 0.1253$ 查图 7-3 得到:

$$R_1 = 2115 \text{ kJ} \cdot \text{kg}^{-1}, H_1 = 2734 \text{ kJ} \cdot \text{kg}^{-1}; h_0 = 305 \text{ kJ} \cdot \text{kg}^{-1}, h_1 = 535 \text{ kJ} \cdot \text{kg}^{-1}$$

代入式(1), 得

$$2115D + 2.4 \times 10^4 \times 305 = 535L_1 + 2734 (2.4 \times 10^4 - L_1)$$

$$\text{即} \quad 2115D + 2199L_1 = 5830 \times 10^4 \quad (1a)$$

$$\left. \begin{array}{l} \text{第二效} \quad W_1 r_1 + L_1 h_1 = L_2 h_2 + W_2 H_2 \\ W_1 = F - L_1, \quad W_2 = L_1 - L_2 \end{array} \right\} \quad (2)$$

可仿照第一效: $p_1 \longrightarrow r_1 = 2157 \text{kJ} \cdot \text{kg}^{-1}$, $p_2 \longrightarrow H_2 = 2705 \text{kJ} \cdot \text{kg}^{-1}$; t_2 、 $x_2 \longrightarrow h_2 = 455 \text{kJ} \cdot \text{kg}^{-1}$ 。代入式(2), 得

$$2157 \times (2.4 \times 10^4 - L_1) + 535L_1 = 455L_2 + 2705(L_1 - L_2)$$

$$\text{即} \quad 4327L_1 - 2250L_2 = 5177 \times 10^4 \quad (2a)$$

$$\left. \begin{array}{l} \text{第三效} \quad W_2 r_2 + L_2 h_2 = L_3 h_3 + W_3 H_3 \\ W_2 = L_1 - L_2, \quad W_3 = L_2 - L_3 = L_2 - 8000 \end{array} \right\} \quad (3)$$

已知 $p_2 \longrightarrow r_2 = 2216 \text{kJ} \cdot \text{kg}^{-1}$, $p_3 \longrightarrow H_3 = 2606 \text{kJ} \cdot \text{kg}^{-1}$; t_3 、 $x_3 \longrightarrow h_3 = 300 \text{kJ} \cdot \text{kg}^{-1}$ 。代入式(3), 得

$$2216(L_1 - L_2) + 455L_2 = 8000 \times 300 + 2606(L_2 - 8000)$$

$$\text{即} \quad 2216L_1 - 4367L_2 = -1845 \times 10^4 \quad (3a)$$

解方程(2a)、(3a), 得

$$L_1 = 19237 \text{kg} \cdot \text{h}^{-1}, \quad L_2 = 13987 \text{kg} \cdot \text{h}^{-1}$$

代入方程(1a), 得 $D = 7568 \text{kg} \cdot \text{h}^{-1}$

$$\text{而} \quad W_1^{(1)} = F - L_1 = 4763 \text{kg} \cdot \text{h}^{-1}$$

$$W_2^{(1)} = L_1 - L_2 = 5250 \text{kg} \cdot \text{h}^{-1}$$

$$W_3^{(1)} = L_2 - L_3 = 5987 \text{kg} \cdot \text{h}^{-1}$$

现核算的各效蒸发量与步骤(1)中原得出的相差不大; 重算第一效、第二效的浓度为

$$x_1^{(1)} = Fx_0 / L_1 = 24000 \times 0.1 / 19237 = 0.1248$$

$$x_2^{(1)} = 2400 / 13987 = 0.1725$$

也与步骤(1)中的相差甚小, 而不影响沸点升高及查图 7-3 的结果。

(4) 有效温差的分配

$$\text{总有效温差} \quad \Sigma \Delta t = T_{1s} - t_{3s} - \Sigma \Delta' = 151.4 - 59.7 - (4.0 + 6.5 + 17.5) = 63.7^\circ\text{C}$$

$$Q_1 / K_1 = DR_1 / K_1 = 7568 \times 2115 / 2000 = 8003 \text{m}^2 \cdot \text{K}$$

$$Q_2 / K_2 = W_1^{(1)} r_1 / K_2 = 4763 \times 2157 / 1500 = 6849 \text{m}^2 \cdot \text{K}$$

$$Q_3 / K_3 = W_2^{(2)} r_2 / K_3 = 5250 \times 2216 / 1000 = 11634 \text{m}^2 \cdot \text{K}$$

$$\Sigma Q_i / K_i = 26486$$

$$\Delta t_1 = (8003 / 26486) \times 63.7 = 19.2^\circ\text{C}$$

$$\Delta t_2 = (6849 / 26486) \times 63.7 = 16.5^\circ\text{C}$$

$$\Delta t_3 = (11634 / 26486) \times 63.7 = 28.0^\circ\text{C}$$

根据这些温差, 可以核算第一效、第二效的溶液沸点和二次蒸汽的热焓、潜热。

(5) 溶液沸点和二次蒸汽热焓、潜热的核算

第一效 因 $\Delta t_1 = T_{1s} - t_1$ ，可从已得的 T_{1s} 及 Δt_1 推得

$$t_1 = T_{1s} - \Delta t_1 = 151.4 - 19.2 = 132.2^\circ\text{C}$$

现取沸点升高为常压下的值，不考虑其随饱和温度（压力）的变化，并忽略液柱静压的影响，故二次蒸汽的饱和温度 t_{1s} 为

$$t_{1s} = t_1 - \Delta'_1 = 132.2 - 4.0 = 128.2^\circ\text{C}$$

其相应的焓 $H_1 = 2721\text{kJ} \cdot \text{kg}^{-1}$ ，潜热 $r_1 = 2183\text{kJ} \cdot \text{kg}^{-1}$ ， $[p_1 = 255.5\text{kPa}(\text{绝})]$ 。

第二效 其加热蒸汽即为第一效的二次蒸汽， $T_{2s} = t_{1s}$ ，故其溶液沸点为

$$t_2 = t_{1s} - \Delta t_2 = 128.2 - 16.5 = 111.7^\circ\text{C}$$

其二次蒸汽的参数：

$$t_{2s} = t_2 - \Delta'_2 = 111.7 - 6.5 = 105.2^\circ\text{C}$$

$$H_2 = 2685\text{kJ} \cdot \text{kg}^{-1}, r_2 = 2245\text{kJ} \cdot \text{kg}^{-1} [p_2 = 121.7\text{kPa}(\text{绝})]。$$

第三效 因 t_{3s} 及 $x_3 \rightarrow \Delta'_3$ 都没变，故 $t_3 = 59.7 + 17.5 = 77.2^\circ\text{C}$ 未变；从 $t_3 = t_{2s} - \Delta t_3$ 也可得到 $t_3 = 77.2^\circ\text{C}$ 。

从核算结果看， t_1 、 t_2 较步骤（2）设压差为均匀分配的结果有较大变化， H_1 、 r_1 、 H_2 、 r_2 也稍有差异，需据核算值重作热量衡算。

(6) 重作热量衡算求蒸发量

据 $t_1 = 132.2^\circ\text{C}$ 及 $x_1 = 0.1247$ ，查图 7-3 得 $h_1 = 505\text{kJ} \cdot \text{kg}^{-1}$ ；据 $t_2 = 111.7^\circ\text{C}$ 及 $x_2 = 0.1716$ ，查得 $h_2 = 410\text{kJ} \cdot \text{kg}^{-1}$ 。

将核算得到的数据代入热量衡算式（1）得

$$2115D + 305 \times 2.4 \times 10^4 = 505L_1 + 2721(2.4 \times 10^4 - L_1)$$

$$\text{即} \quad 2115D + 2216L_1 = 5798 \times 10^4 \quad (1b)$$

代入式（2）得

$$2183 \times (2.4 \times 10^4 - L_1) + 505L_1 = 410L_2 + 2685(L_1 - L_2)$$

$$\text{即} \quad 4365L_1 - 2275L_2 = 5239 \times 10^4 \quad (2b)$$

代入式（3）得

$$2245(L_1 - L_2) + 410L_2 = 305 \times 8000 + 2606(L_2 - 8000)$$

$$2245L_1 - 4441L_2 = -1841 \times 10^4 \quad (3b)$$

联立解式（2b）及式（3b），得

$$L_1 = 19229\text{kg} \cdot \text{h}^{-1}, L_2 = 13866\text{kg} \cdot \text{h}^{-1}$$

代入式（1b），得

$$D^{(2)} = 7266\text{kg} \cdot \text{h}^{-1}$$

于是

$$W_1^{(2)} = F - L_1 = 24000 - 19229 = 4771\text{kg} \cdot \text{h}^{-1}$$

$$W_2^{(2)} = L_1 - L_2 = 19229 - 13866 = 5363\text{kg} \cdot \text{h}^{-1}$$

$$W_3^{(2)} = L_2 - L_3 = 13866 - 8000 = 5866\text{kg} \cdot \text{h}^{-1}$$

与步骤（3）中得出的各效蒸发量稍有差别。据此，第一效、第二效的浓度如下

$$x_1^{(2)} = 2400/19229 = 0.1248$$

$$x_2^{(2)} = 2400/13866 = 0.1731$$

与 $x_1^{(1)}$ 、 $x_2^{(1)}$ 的差别则甚小。

(7) 复核各效的有效温差及沸点

$$Q_1^{(2)}/K_1 = D^{(2)} R_1/K_1 = 7266 \times 2115/2000 = 7684$$

$$Q_2^{(2)}/K_2 = W_1^{(2)} r_1/K_2 = 4771 \times 2183/1500 = 6943$$

$$Q_3^{(2)}/K_3 = W_2^{(2)} r_2/K_3 = 5363 \times 2245/1000 = 12040$$

$$\Sigma Q_i^{(2)}/K_i = 26667$$

$$\Delta t_1^{(2)} = 63.7 \times 7684/26667 = 18.3^\circ\text{C}$$

$$\Delta t_2^{(2)} = 63.7 \times 6943/26667 = 16.6^\circ\text{C}$$

$$\Delta t_3^{(2)} = 63.7 \times 12040/26667 = 28.8^\circ\text{C}$$

而

$$t_1^{(2)} = T_{1s} - \Delta t_1^{(2)} = 151.4 - 18.3 = 133.1^\circ\text{C}$$

$$t_{1s}^{(2)} = t_1^{(2)} - \Delta'_1 = 133.1 - 4 = 129.1^\circ\text{C}$$

$$t_2^{(2)} = t_{1s}^{(2)} - \Delta t_2^{(2)} = 129.1 - 16.6 = 112.5^\circ\text{C}$$

$$t_{2s}^{(2)} = t_2^{(2)} - \Delta'_2 = 112.5 - 6.5 = 106.0^\circ\text{C}$$

$$t_3^{(2)} = t_{2s}^{(2)} - \Delta t_3^{(2)} = 106.0 - 28.8 = 77.2^\circ\text{C} \quad (\text{与前相符})$$

以上所得各效沸点和二次蒸汽饱和温度,与步骤(5)中所得相差不到 1°C ,对二次蒸汽的热焓和潜热的影响甚小,可以认为第二次热量衡算已足够准确,所需加热蒸汽 $D \approx 7270 \text{ kg} \cdot \text{h}^{-1}$ 。下面据之计算传热面积。

(8) 传热面积

将传热量单位由 $\text{kJ} \cdot \text{h}^{-1}$ 换算到 W ,需乘以 $1000/3600$,即 3.6^{-1} 。而 Q_i/K_i 可以利用步骤(7)已得的结果。

$$A_1 = (Q_1/K_1) \times 3.6^{-1} / \Delta t_1 = 7684 / (3.6 \times 18.3) = 116.6 \text{ m}^2$$

$$A_2 = 6943 / (3.6 \times 16.6) = 116.2 \text{ m}^2$$

$$A_3 = 12040 / (3.6 \times 28.8) = 116.1 \text{ m}^2$$

可选传热面积为 $120 \sim 130 \text{ m}^2$ 的蒸发器。

7-8 用传热面积为 100 m^2 的单效蒸发器将 NaOH 水溶液由 10% 浓缩至 30% 。加热蒸汽压力为 294 kPa ,蒸发压力为 101.3 kPa (绝),沸点进料;热损失及浓缩热忽略不计,并可认为溶液的比热容在浓缩时为一常数。

(1) 采用循环操作时,液面高度为 3 m ,溶液密度为 $1300 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$,进料量为 $5000 \text{ kg} \cdot \text{h}^{-1}$,试求此时蒸发器的传热系数;

(2) 后改为单程膜式操作,测得其传热系数为 $1800 \text{ W} \cdot \text{m}^{-2} \cdot ^\circ\text{C}^{-1}$,问此时进料量增为多少?

解 (1) $F = 5000 \text{ kg} \cdot \text{h}^{-1}$, $W = 5000 \times (1 - 10/30) = 3333 \text{ kg} \cdot \text{h}^{-1}$ 。常压下 30% NaOH 水溶液的沸点升高已在习题 7-7 查得 $\Delta' = 17.5^\circ\text{C}$ 。

$$\text{溶液静压} \quad \Delta p = \rho g h / 2 = 1300 \times 9.81 \times 3 / 2 = 19130 \text{ Pa}$$

水在总压 $101.33 + 19.13 = 120.46 \text{ kPa}$ (绝) 下的沸点为 104.9°C ,故 $\Delta'' = 4.9^\circ\text{C}$ 。

溶液沸点 $t = 100 + 17.5 + 4.9 = 122.4^\circ\text{C}$;而加热蒸汽压力 $P = 294 + 101.3 = 395.3 \text{ kPa}$ (绝) 下,饱和温度 $T = 143.2^\circ\text{C}$;有效温差 $\Delta t = 143.2 - 122.4 = 20.8^\circ\text{C}$ 。

$$\text{二次蒸汽的焓} \quad H = r + c(\Delta' + \Delta'') = 2258 + 1.88(22.4) = 2300 \text{ kJ} \cdot \text{kg}^{-1}$$

热流量 $Q = WH = 3333 \times 2300 = 7.666 \times 10^6 \text{ kJ} \cdot \text{h}^{-1}$ 或 $2.13 \times 10^6 \text{ W}$

传热系数 $K = \frac{Q}{A \Delta t} = \frac{2.13 \times 10^6}{100 \times 20.8} = 1024 \text{ W} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{K}^{-1}$

(2) 膜式蒸发器的静压影响可以忽略: $\Delta'' = 0$; 沸点升高可取为 $x_0 = 10\% \rightarrow \Delta' = 4.0^\circ\text{C}$ 与 $x = 30\% \rightarrow \Delta' = 17.5^\circ\text{C}$ 的平均值, 即 10.8°C 。故有效温差为

$$\Delta t = 143.2 - (100 + 10.8) = 32.4^\circ\text{C}$$

故 $Q = KA\Delta t = 1800 \times 100 \times 32.4 = 5.832 \times 10^6 \text{ W}$ 或 $2.10 \times 10^7 \text{ kJ} \cdot \text{h}^{-1}$

$$H = 2258 + 1.88 \times 10.8 = 2278 \text{ kJ} \cdot \text{kg}^{-1}$$

$$W = Q/H = 2.10 \times 10^7 / 2238 = 9270 \text{ kg} \cdot \text{h}^{-1}$$

$$F = W / (1 - x_0/x) = 9270 / (1 - 10/30) = 13900 \text{ kg} \cdot \text{h}^{-1}$$

为循环进料时的 $13900/5000 = 2.78$ 倍