

【0-1】 1m^3 水中溶解 0.05kmol CO_2 ，试求溶液中 CO_2 的摩尔分数，水的密度为 1000kg/m^3 。

解 水 $1000\text{kg/m}^3 = \frac{1000}{18}\text{kmol/m}^3$

$$\text{CO}_2 \text{ 的摩尔分数 } x = \frac{0.05}{0.05 + \frac{1000}{18}} = 8.99 \times 10^{-4}$$

【0-2】 在压力为 101325Pa 、温度为 25°C 条件下，甲醇在空气中达到饱和状态。试求：
(1) 甲醇的饱和蒸气压 p_A ；(2) 空气中甲醇的组成，以摩尔分数 y_A 、质量分数 w_A 、浓度 c_A 、质量浓度 ρ_A 表示。

解 (1) 甲醇的饱和蒸气压 p_A°

$$\lg p_A^\circ = 7.19736 - \frac{1574.99}{25 + 238.86} \quad p_A^\circ = 16.9 \text{ kPa}$$

(2) 空气中甲醇的组成

$$\text{摩尔分数 } y_A = \frac{16.9}{101.325} = 0.167$$

$$\text{质量分数 } w_A = \frac{0.167 \times 32}{0.167 \times 32 + (1 - 0.167) \times 29} = 0.181$$

$$\text{浓度 } c_A = \frac{p_A}{RT} = \frac{16.9}{8.314 \times 298} = 6.82 \times 10^{-3} \text{ kmol/m}^3$$

$$\text{质量浓度 } \rho_A = c_A M_A = 6.82 \times 10^{-3} \times 32 = 0.218 \text{ kg/m}^3$$

流体的压力

【1-1】 容器 A 中的气体表压为 60kPa ，容器 B 中的气体真空度为 $1.2 \times 10^4\text{Pa}$ 。试分别求出 A、B 二容器中气体的绝对压力为若干帕，该处环境的大气压力等于标准大气压力。

解 标准大气压力为 101.325kPa

容器 A 的绝对压力 $p_A = 101.325 + 60 = 161.325 \text{ kPa}$

容器 B 的绝对压力 $p_B = 101.325 - 12 = 89.325 \text{ kPa}$

【1-2】 某设备进、出口的表压分别为 -12kPa 和 157kPa ，当地大气压力为 101.3kPa 。试求此设备的进、出口的绝对压力及进、出的压力差各为多少帕。

解 进口绝对压力 $p_{\text{进}} = 101.3 - 12 = 89.3 \text{ kPa}$

出口绝对压力 $p_{\text{出}} = 101.3 + 157 = 258.3 \text{ kPa}$

进、出口的压力差 $\Delta p = 157 - (-12) = 157 + 12 = 169\text{kPa}$ 或 $\Delta p = 258.3 - 89.3 = 169 \text{ kPa}$

流体的密度

【1-3】 正庚烷和正辛烷混合液中，正庚烷的摩尔分数为 0.4，试求该混合液在 20℃ 下的密度。

解 正庚烷的摩尔质量为 100 kg/m³，正辛烷的摩尔质量为 114 kg/m³。

将摩尔分数换算为质量分数

$$\text{正庚烷的质量分数 } w_1 = \frac{0.4 \times 100}{0.4 \times 100 + 0.6 \times 114} = 0.369$$

$$\text{正辛烷的质量分数 } w_2 = 1 - 0.369 = 0.631$$

从附录四查得 20℃ 下正庚烷的密度 $\rho_1 = 684 \text{ kg/m}^3$ ，正辛烷的密度为 $\rho_2 = 703 \text{ kg/m}^3$ 。

混合液的密度

$$\rho_m = \frac{1}{\frac{0.369}{684} + \frac{0.631}{703}} = 696 \text{ kg/m}^3$$

【1-4】 温度 20℃，苯与甲苯按 4:6 的体积比进行混合，求其混合液的密度。

解 20℃ 时，苯的密度为 879 kg/m³，甲苯的密度为 867 kg/m³。

$$\text{混合液密度 } \rho_m = 879 \times 0.4 + 867 \times 0.6 = 871.8 \text{ kg/m}^3$$

【1-5】 有一气柜，满装时可装 6000 m³ 混合气体，已知混合气体各组分的体积分数为

2

H ₂	N ₂	CO	CO ₂	CH ₄
0.4	0.2	0.32	0.07	0.01

操作压力的表压为 5.5 kPa，温度为 40℃。试求：（1）混合气体在操作条件下的密度；

（2）混合气体的量为多少 kmol。

解 $T = 273 + 40 = 313 \text{ K}$ ， $p = 101.3 + 5.5 = 106.8 \text{ kPa}$ （绝对压力）

混合气体的摩尔质量

$$M_m = 2 \times 0.4 + 28 \times 0.2 + 28 \times 0.32 + 44 \times 0.07 + 16 \times 0.01 = 18.6 \text{ kg/kmol}$$

（1）混合气体在操作条件下的密度为

$$\rho_m = \frac{p M_m}{RT} = \frac{106.8 \times 18.6}{8.314 \times 313} = 0.763 \text{ kg/m}^3$$

（2）混合气体 $V = 6000 \text{ m}^3$ ，摩尔体积为 $\frac{M_m}{\rho_m} = \frac{18.6}{0.763} \text{ m}^3/\text{kmol}$

混合气体的量为

$$n = \frac{V}{\frac{M_m}{\rho_m}} = \frac{6000 \times 0.763}{18.6} = 246 \text{ kmol}$$

【1-6】如习题 1-6 附图所示，有一端封闭的管子，装入若干水后，倒插入常温水槽中，管中水柱较水槽液面高出 2m，当地大气压力为 103.2kPa。试求：(1) 管子上端空间的绝对压力；(2) 管子上端空间的表压；(3) 管子上端空间的真空度；(4) 若将水换成四氯化碳，管中四氯化碳液柱较槽的液面高出多少米？

解 管中水柱高出槽液面 2m， $h=2\text{m}$ 水柱。

(1) 管子上端空间的绝对压力 $p_{\text{绝}}$

在水平面 1—1' 处的压力平衡，有

$$p_{\text{绝}} + \rho g h = \text{大气压力}$$

$$p_{\text{绝}} = 101200 - 1000 \times 9.81 \times 2 = 81580 \text{ Pa (绝对压力)}$$

(2) 管子上端空间的表压 $p_{\text{表}}$

$$p_{\text{表}} = p_{\text{绝}} - \text{大气压力} = 81580 - 101200 = -19620 \text{ Pa}$$

(3) 管子上端空间的真空度 $p_{\text{真}}$

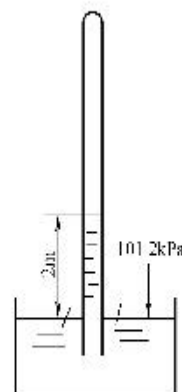
$$p_{\text{真}} = -p_{\text{表}} = -(-19620) = 19620 \text{ Pa}$$

(4) 槽内为四氯化碳，管中液柱高度 h'

$$h' = \frac{\rho_{\text{水}} h}{\rho_{\text{CCl}_4}}$$

常温下四氯化碳的密度，从附录四查得为 $\rho_{\text{CCl}_4} = 1594 \text{ kg/m}^3$

$$h' = \frac{1000 \times 2}{1594} = 1.25 \text{ m}$$



习题 1-6 附图

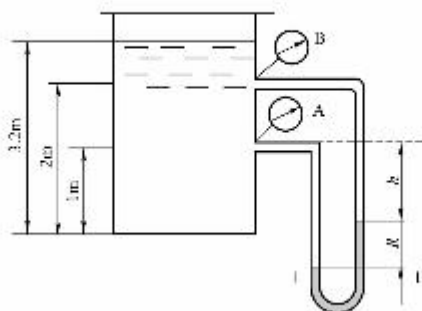
【1-7】在 20℃ 条件下，在试管内先装入 12cm 高的水银，再在其上面装入 5cm 高的水。水银的密度为 13550kg/m³，当地大气压力为 101kPa。试求试管底部的绝对压力为多少 Pa。

3

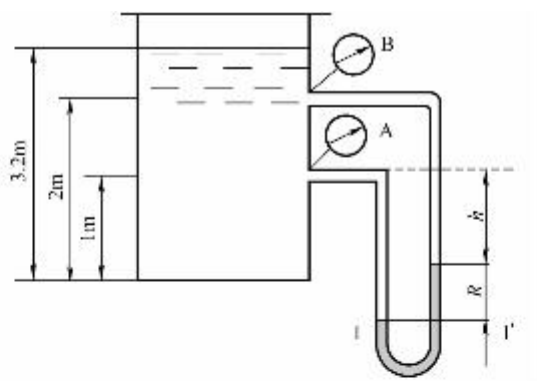
解 水的密度 $\rho_{\text{水}} = 998 \text{ kg/m}^3$

$$p = 101 \times 10^3 + (0.12 \times 13550 + 0.05 \times 998) \times 9.81 = 117.4 \times 10^3 \text{ Pa}$$

【1-8】如习题 1-8 附图所示，容器内贮有密度为 1250kg/m³ 的液体，液面高度为 3.2m。容器侧壁上有两根测压管线，距容器底的高度分别为 2m 及 1m，容器上部空间的压力（表压）为 29.4kPa。试求：(1) 压差计读数（指示液密度为 1400kg/m³）；(2) A、B 两个弹簧压力表的读数。



习图 1-8 附图



习图 1-8 附图

解 容器上部空间的压力 $p=29.4\text{kPa}$ (表压)

液体密度 $\rho=1250\text{kg/m}^3$, 指示液密度 $\rho_0=1400\text{kg/m}^3$

(1) 压差计读数 $R=?$

在等压面 1—1' 上 $p_1=p'_1$

$$p_1=p+(3.2-1+h+R)\rho g$$

$$p'_1=p+(3.2-2+1+h)\rho g+R\rho_0 g$$

$$p+(2.2+h+R)\rho g=p+(2.2+h)\rho g+R\rho_0 g$$

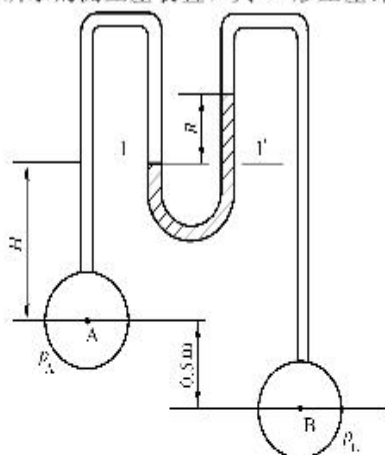
$$Rg(\rho_0-\rho)=0$$

因 $g(\rho_0-\rho)\neq 0$, 故 $R=0$

(2) $p_A=p+(3.1-1)\rho g=29.4\times 10^3+2.2\times 1250\times 9.81=56.4\times 10^3\text{ Pa}$

$p_B=p+(3.2-2)\rho g=29.4\times 10^3+1.2\times 1250\times 9.81=44.1\times 10^3\text{ Pa}$

【1-9】 如习题 1-9 附图所示的测压差装置, 其 U 形压差计的指示液为水银, 其他管中



习题 1-9 附图

皆为水。若指示液读数为 $R=150\text{mm}$, 试求 A、B 两点的压力差。

解 等压面 1—1', $p_1 = p'_1$

$$p_1 = p_A - H\rho_{\text{水}}g$$

$$p'_1 = p_B - (0.5 + H + R)\rho_{\text{水}}g + R\rho_{\text{汞}}g$$

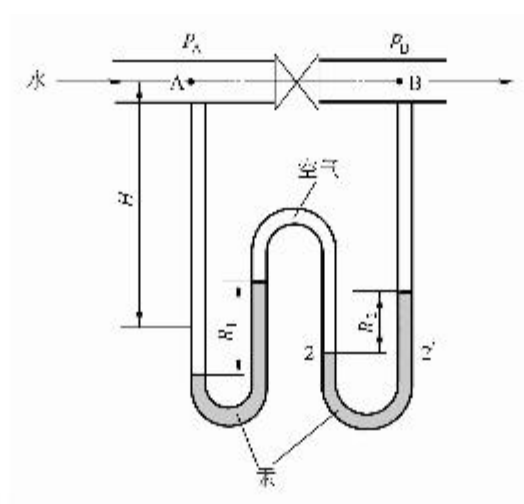
由以上三式, 得

$$p_A - p_B = R\rho_{\text{汞}}g - (0.5 + R)\rho_{\text{水}}g$$

已知 $R = 0.15\text{m}$, $\rho_{\text{汞}} = 13600\text{kg/m}^3$,

$$\begin{aligned} p_A - p_B &= 0.15 \times 13600 \times 9.81 - (0.5 + 0.15) \times 1000 \times 9.81 \\ &= 13.64 \times 10^3 \text{Pa} = 13.64 \text{kPa} \end{aligned}$$

【1-10】 常温的水在如习题 1-10 附图所示的管路中流动, 为测量 A、B 两截面间的压力差, 安装了两个串联的 U 形管压差计, 指示液为汞。测压用的连接管中充满水。两 U 形管的连接管中, 充满空气。若测压前两 U 形压差计的水银液面为同一高度, 试推导 A、B 两点的压力差 Δp 与液柱压力计的读数 R_1 、 R_2 之间的关系式。



习题 1-10 附图

解 设测压前两 U 形压差计的水银液面, 距输水管中心线的距离为 H 。
在等压面 2—2' 处

$$p_2 = p_A + \left(H + \frac{R_1}{2}\right)\rho_{\text{水}}g - R_1\rho_{\text{汞}}g + \left(\frac{R_1 + R_2}{2}\right)\rho_{\text{水}}g$$

$$p'_2 = p_B + \left(H - \frac{R_2}{2}\right)\rho_{\text{水}}g + R_2\rho_{\text{汞}}g$$

因 $p_2 = p'_2$, 由上两式求得

$$p_A - p_B = (R_1 + R_2) \left(\rho_{\text{汞}} - \frac{\rho_{\text{水}} + \rho_{\text{水}}}{2} \right) g$$

因 $\rho_{\text{水}} \ll \rho_{\text{汞}}$

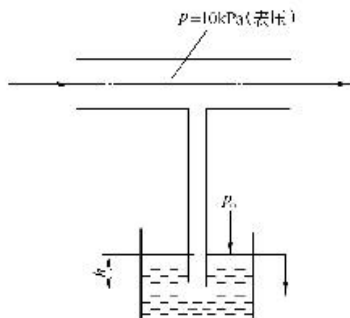
故

$$p_A - p_B = (R_1 + R_2) \left(\rho_{\text{汞}} - \frac{\rho_{\text{水}}}{2} \right) g$$

【1-11】 为了排除煤气管中的少量积水，用如习题 1-11 附图所示水封设备，使水由煤

5

气管路上的垂直管排出。已知煤气压力为 10kPa（表压），试计算水封管插入液面下的深度 h 最小应为若干米。



习题 1-11 附图

$$\text{解 } h = \frac{p}{\rho g} = \frac{10 \times 10^3}{1000 \times 9.81} = 1.02 \text{ m}$$

流量与流速

【1-12】 有密度为 1800kg/m³ 的液体，在内径为 60mm 的管中输送到某处。若其流速为 0.8m/s，试求该液体的体积流量（m³/h）、质量流量（kg/s）与质量流速 [kg/(m²·s)]。

$$\text{解 (1) 体积流量 } q_v = \frac{\pi}{4} d^2 u = \frac{\pi}{4} \times 0.06^2 \times 0.8 = 2.26 \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s} = 8.14 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$(2) \text{ 质量流量 } q_m = q_v \rho = 2.26 \times 10^{-3} \times 1800 = 4.07 \text{ kg/s}$$

$$(3) \text{ 质量流速 } w = \frac{q_m}{A} = \frac{4.07}{\frac{\pi}{4} \times 0.06^2} = 1440 \text{ kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$$

【1-13】 如习题 1-13 附图所示的套管式换热器，其内管为 $\phi 33.5\text{mm} \times 3.25\text{mm}$ ，外管为 $60\text{mm} \times 3.5\text{mm}$ 。内管中有密度为 1150kg/m³、流量为 5000kg/h 的冷冻盐水流动。内、外管之间的环隙有绝对压力为 0.5MPa，进、出口平均温度为 0℃，流量为 160kg/h 的气体流动。在标准状态下（0℃，101.325kPa），气体的密度为 1.2kg/m³。试求气体和盐水的流速。

$$\text{解 液体 } \rho = 1150 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{内管内径 } d_{i1} = 33.5 - 3.25 \times 2 = 27\text{mm} = 0.027 \text{ m}$$

$$\text{液体质量流量 } q_m = 5000\text{kg/h}, \text{ 体积流量 } q_v = \frac{5000}{1150} \text{ m}^3/\text{h}$$

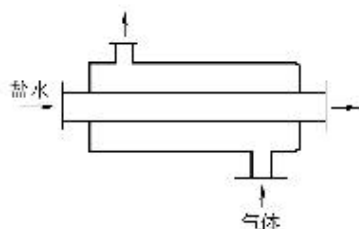
$$\text{流速 } u_{\text{水}} = \frac{q_V}{\frac{\pi}{4} d_{\text{内}}^2} = \frac{5000/1150}{3600 \times \frac{\pi}{4} \times 0.027^2} = 2.11 \text{ m/s}$$

$$\text{气体质量流量 } q_m = 160 \text{ kg/h,}$$

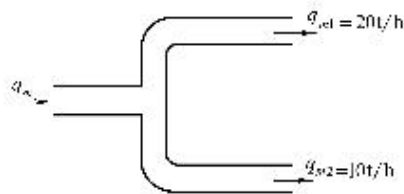
$$\text{密度 } \rho_{\text{气}} = 1.2 \times \frac{0.5 \times 10^5}{101325} = 5.92 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{体积流量 } q_V = \frac{160}{5.92} \text{ m}^3/\text{h}$$

6



习题 1-13 附图



习题 1-14 附图

$$\text{流速 } u_{\text{气}} = \frac{160/5.92}{3600 \times \frac{\pi}{4} (0.053^2 - 0.0335^2)} = 5.67 \text{ m/s}$$

【1-14】如习题 1-14 附图所示，从一主管向两支管输送 20°C 的水。要求主管中水的流速约为 1.0 m/s ，支管 1 与支管 2 中水的流量分别为 20 t/h 与 10 t/h 。试计算主管的内径，并从无缝钢管规格表中选择合适的管径，最后计算出主管内的流速。

解 水， $t = 20^\circ\text{C}$ ， $\rho = 998.2 \text{ kg/m}^3 \approx 1000 \text{ kg/m}^3$

$$\text{主管的流量 } q_m = q_{m1} + q_{m2} = 20 + 10 = 30 \text{ t/h} = 30 \times 10^3 \text{ kg/h}$$

$$\text{体积流量 } q_V = \frac{q_m}{\rho} = \frac{30 \times 10^3}{1000} = 30 \text{ m}^3/\text{h}, \text{ 流速 } u = 1.0 \text{ m/s}$$

$$\text{管径 } d = \sqrt{\frac{q_V}{3600 \times \frac{\pi}{4} u}} = \sqrt{\frac{30}{3600 \times 0.785 \times 1.0}} = 0.103 \text{ m} = 103 \text{ mm}$$

选择 $\phi 108 \text{ mm} \times 4 \text{ mm}$ 无缝钢管，内径为 $d = 100 \text{ mm}$ ，

$$\text{主管内水的流速 } u = \frac{q_m/3600}{\frac{\pi}{4} d^2} = \frac{30/3600}{\frac{\pi}{4} \times (0.1)^2} = 1.06 \text{ m/s}$$

连续性方程与伯努利方程

【1-15】 常温的水在如习题 1-15 附图所示的管路中流动。在截面 1 处的流速为 0.5 m/s ，管内径为 200 mm ，截面 2 处的管内径为 100 mm 。由于水的压力，截面 1 处产生 1 m 高的水柱。试计算在截面 1 与 2 之间所产生的水柱高度差 h 为多少（忽略从 1 到 2 处的压头损失）？

解 $u_1 = 0.5\text{ m/s}$

$$d_1 = 0.2\text{ m}, d_2 = 0.1\text{ m}$$

$$u_2 = u_1 \left(\frac{d_1}{d_2} \right)^2 = 0.5 \times (2)^2 = 2\text{ m/s}$$

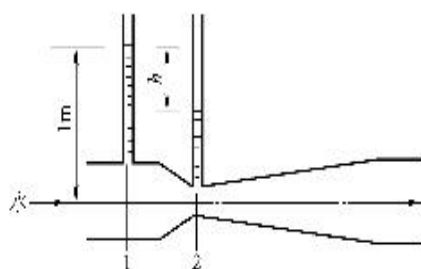
$$\frac{p_1}{\rho} + \frac{u_1^2}{2} = \frac{p_2}{\rho} + \frac{u_2^2}{2}$$

$$\frac{p_1 - p_2}{\rho} = \frac{u_2^2 - u_1^2}{2} = \frac{2^2 - 0.5^2}{2} = 1.875$$

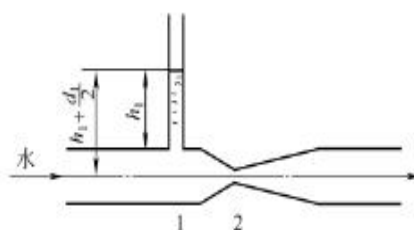
$$\Delta p = p_1 - p_2 = 1.875\rho = 1.875 \times 1000 = 1875\text{ Pa}$$

$$h = \frac{\Delta p}{\rho g} = \frac{1875}{1000 \times 9.81} = 0.191\text{ m} = 191\text{ mm}$$

7



习题 1-15 附图



习题 1-16 附图

另一计算法

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

$$h = \frac{p_1 - p_2}{\rho g} = \frac{u_2^2 - u_1^2}{2g} = \frac{2^2 - 0.5^2}{2 \times 9.81} = 0.191\text{ m}$$

计算液柱高度时，用后一方法简便。

【1-16】 在习题 1-16 附图所示的水平管路中，水的流量为 2.5 L/s 。已知管内径 $d_1 = 5\text{ cm}$ ， $d_2 = 2.5\text{ cm}$ ，液柱高度 $h_1 = 1\text{ m}$ 。若忽略压头损失，试计算收缩截面 2 处的静压头。

解 水的体积流量 $q_V = 2.5\text{ L/s} = 2.5 \times 10^{-3}\text{ m}^3/\text{s}$ ，

$$\text{截面 1 处的流速 } u_1 = \frac{q_V}{\frac{\pi}{4}d_1^2} = \frac{2.5 \times 10^{-3}}{\frac{\pi}{4} \times 0.05^2} = 1.274\text{ m/s}$$

$$\text{截面 2 处的流速 } u_2 = u_1 \left(\frac{d_1}{d_2} \right)^2 = 1.274 \times \left(\frac{0.05}{0.025} \right)^2 = 5.1\text{ m/s}$$

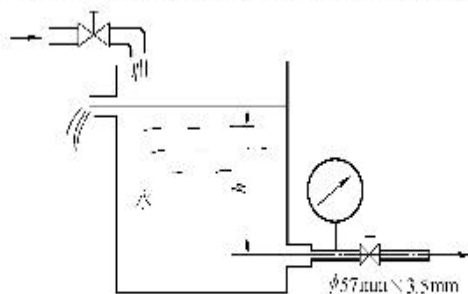
在截面 1 与 2 之间列伯努利方程, 忽略能量损失。

$$\begin{aligned}\frac{p_1}{\rho g} + \frac{u_1^2}{2g} &= \frac{p_2}{\rho g} + \frac{u_2^2}{2g} \\ \frac{p_1}{\rho g} &= h_1 + \frac{d_1}{2} = 1 + \frac{0.05}{2} = 1 + 0.025 \\ 1 + 0.025 + \frac{(1.274)^2}{2 \times 9.81} &= h_2 + \frac{(5.1)^2}{2 \times 9.81}\end{aligned}$$

截面 2 处的静压头 $h_2 = -0.218\text{m}$ 水柱

负值表示该处表压为负值, 处于真空状态。

【1-17】 如习题 1-17 附图所示的常温下操作的水槽, 下面的出水管直径为 $\phi 57\text{mm} \times 3.5\text{mm}$ 。当出水阀全关闭时, 压力表读数为 30.4kPa 。而阀门开启后, 压力表读数降至 20.3kPa 。设压力表之前管路中的压头损失为 0.5m 水柱, 试求水的流量为多少 m^3/h 。



习题 1-17 附图

8

解 出水阀全关闭时, 压力表读数 30.4kPa (表压) 能反映出水槽的水面距出水管的高度 h

$$h = \frac{p_k}{\rho g} = \frac{30.4 \times 10^3}{10^3 \times 9.81} = 3.1\text{ m}$$

阀门开启后, 压力表读数 $p_2 = 20.3\text{kPa}$ (表压)

从水槽表面至压力表处的管截面列出伯努利方程, 以求出水管的流速 u_2

$$\begin{aligned}Z_1 &= \frac{p_2}{\rho g} + \frac{u_2^2}{2g} + \sum H_i \\ Z_1 &= h = 3.1\text{m}, \quad \sum H_i = 0.5\text{m 水柱} \\ 3.1 &= \frac{20.3 \times 10^3}{10^3 \times 9.81} + \frac{u_2^2}{2 \times 9.81} + 0.5 \\ u_2 &= 3.23\text{ m/s} \quad d = 0.05\text{ m}\end{aligned}$$

水的流量

$$q_v = \frac{\pi}{4} d^2 u_2 = \frac{\pi}{4} \times (0.05)^2 \times 3.23 = 6.34 \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s} = 22.8 \text{ m}^3/\text{h}$$

【1-18】 若用压力表测得输送水、油 (密度为 $880\text{kg}/\text{m}^3$)、 98% 硫酸 (密度为 $1830\text{kg}/\text{m}^3$) 的某段水平等直径管路的压力降均为 49kPa 。试问三者的压头损失的数值是否相等? 各为多少米液柱?

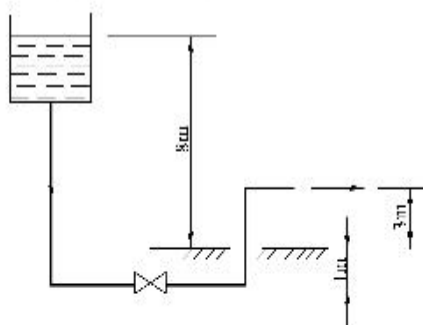
解 从伯努利方程得知, 等直径水平管的压头损失 H_f 与压力降 Δp 的关系为 $H_f = \frac{\Delta p}{\rho g}$ 。

$$H_{\text{水}} = \frac{\Delta p}{\rho_{\text{水}} g} = \frac{49 \times 10^3}{1000 \times 9.81} = 4.99 \text{ m 水柱}$$

$$H_{\text{油}} = \frac{\Delta p}{\rho_{\text{油}} g} = \frac{49 \times 10^3}{880 \times 9.81} = 5.68 \text{ m 油柱}$$

$$H_{\text{硫酸}} = \frac{\Delta p}{\rho_{\text{硫酸}} g} = \frac{49 \times 10^3}{1830 \times 9.81} = 2.73 \text{ m 硫酸柱}$$

【1-19】 如习题 1-19 附图所示，有一高位槽输水系统，管径为 $\phi 57 \text{ mm} \times 3.5 \text{ mm}$ 。已知水在管路中流动的机械能损失为 $\Sigma h_f = 45 \times \frac{u^2}{2}$ (u 为管内流速)。试求水的流量为多少 m^3/h 。欲使水的流量增加 20%，应将高位槽水面升高多少米？



习题 1-19 附图

解 管径 $d = 0.05 \text{ m}$,

$$\text{机械能损失 } \Sigma h_f = 45 \times \frac{u^2}{2}$$

(1) 以流出口截面处水平线为基准面，

$$Z_1 = 5 \text{ m}, Z_2 = 0, u_1 = 0, u_2 = ?$$

$$Z_1 g = \frac{u_2^2}{2} + 45 \times \frac{u_2^2}{2} \quad u_2 = \sqrt{\frac{2Z_1 g}{46}} = \sqrt{\frac{5 \times 9.81}{23}} = 1.46 \text{ m/s}$$

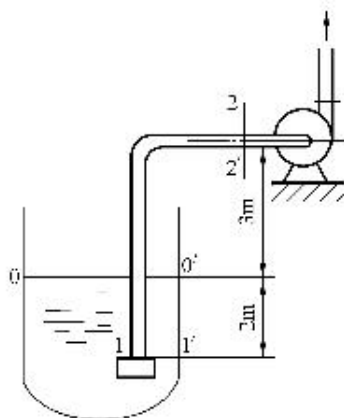
$$\text{水的流量 } q_V = \frac{\pi}{4} d^2 u_2 = \frac{\pi}{4} \times (0.05)^2 \times 1.46 = 2.87 \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s} = 10.3 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$(2) \quad q'_V = (1 + 0.2) q_V = 1.2 q_V \quad u'_2 = 1.2 u_2 = 1.2 \times 1.46 = 1.75 \text{ m/s}$$

$$Z'_1 g = 23 (u'_2)^2 \quad Z'_1 = \frac{23 \times (1.75)^2}{9.81} = 7.18 \text{ m}$$

$$\text{高位槽应升高 } 7.18 - 5 = 2.18 \text{ m}$$

【1-20】 如习题 1-20 附图所示，用离心泵输送水槽中的常温水。泵的吸入管为 $\phi 32 \text{ mm} \times 2.5 \text{ mm}$ ，管的下端位于水面以下 2m，并装有底阀与拦污网，该处的局部压头损失为 $8 \frac{u^2}{2g}$ 。若截面 2—2' 处的真空度为 39.2 kPa，由 1—1' 截面至 2—2' 截面的压头损失为 $\frac{1}{2} \times \frac{u^2}{2g}$ 。试求：(1) 吸入管中水的流量， m^3/h ；(2) 吸入口 1—1' 截面的表压。



习题 1-20 附图

解 管内径 $d=0.032-0.0025 \times 2=0.027\text{m}$ ，水密度 $\rho=1000\text{kg/m}^3$
 截面 2—2' 处的表压 $p_2=-39.2\text{kPa}$ ，水槽表面 $p_1=0$ （表压）

(1) 从 0—0' 至 2—2'，0—0' 为基准面，

$$Z_1=0, Z_2=3\text{m}, u_1=0, u_2=?$$

压头损失
$$\Sigma H_f = 8 \cdot \frac{u_2^2}{2g} + \frac{1}{2} \cdot \frac{u_2^2}{2g} = \left(8 + \frac{1}{2}\right) \frac{u_2^2}{2g}$$

$$Z_1 + \frac{p_1}{\rho g} + \frac{u_1^2}{2g} = Z_2 + \frac{p_2}{\rho g} + \frac{u_2^2}{2g} + \Sigma H_f$$

$$0 = 3 + \frac{-39.2 \times 10^3}{1000 \times 9.81} + \frac{u_2^2}{2 \times 9.81} + \left(8 + \frac{1}{2}\right) \frac{u_2^2}{2 \times 9.81}$$

$$u_2 = 1.43 \text{ m/s}$$

水的流量 $q_v = \frac{\pi}{4} d^2 u_2 \times 3600 = \frac{\pi}{4} \times (0.027)^2 \times 1.43 \times 3600 = 2.95 \text{ m}^3/\text{h}$

10

(2) 从 1—1' 至 2—2'， $Z_1=0$ ， $Z_2=5$

$$\frac{p_1}{\rho g} = Z_2 + \frac{p_2}{\rho g} + \frac{1}{2} \frac{u_2^2}{2g}$$

$$\frac{p_1}{1000 \times 9.81} = 5 + \frac{-39.2 \times 10^3}{1000 \times 9.81} + \frac{1}{2} \times \frac{1.43^2}{2 \times 9.81}$$

$$p_1 = 10.4 \times 10^3 \text{ Pa} = 10.4 \text{ kPa (表压)}$$

【1-21】 当温度为 20℃ 及 60℃ 时, 从附录查得水与空气的黏度各为多少? 说明黏度与温度的关系。

解

	20℃	60℃
水	$1.005 \times 10^{-3} \text{ Pa} \cdot \text{s}$	$0.469 \times 10^{-3} \text{ Pa} \cdot \text{s}$
空气	$18.1 \times 10^{-6} \text{ Pa} \cdot \text{s}$	$20.1 \times 10^{-6} \text{ Pa} \cdot \text{s}$

水的温度高, 黏度小; 空气的温度高, 黏度大。

雷诺数与流体流动类型

【1-22】 25℃ 的水在内径为 50mm 的直管中流动, 流速为 2m/s。试求雷诺数, 并判断其流动类型。

解 25℃, 水的黏度 $\mu = 0.8937 \times 10^{-3} \text{ Pa} \cdot \text{s}$, 密度 $\rho = 997 \text{ kg/m}^3$, 管内径 $d = 0.05 \text{ m}$, 流速 $u = 2 \text{ m/s}$

$$Re = \frac{du\rho}{\mu} = \frac{0.05 \times 2 \times 997}{0.8937 \times 10^{-3}} = 1.12 \times 10^5 > 4000 \text{ 湍流}$$

【1-23】 (1) 温度为 20℃、流量为 4L/s 的水, 在 $\phi 57 \text{ mm} \times 3.5 \text{ mm}$ 的直管中流动, 试判断流动类型; (2) 在相同的条件下, 水改为运动黏度为 $4.4 \text{ cm}^2/\text{s}$ 的油, 试判断流动类型。

解 (1) $d = 0.05 \text{ m}$, $q_v = 4 \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s}$, $\mu = 1.005 \times 10^{-3} \text{ Pa} \cdot \text{s}$, $\rho = 998.2 \text{ kg/m}^3$

$$\text{流速 } u = \frac{q_v}{\frac{\pi}{4}d^2} = \frac{4 \times 10^{-3}}{\frac{\pi}{4} \times (0.05)^2} = 2.038 \text{ m/s}$$

$$\text{雷诺数 } Re = \frac{du\rho}{\mu} = \frac{0.05 \times 2.038 \times 998.2}{1.005 \times 10^{-3}} = 1.01 \times 10^5 > 4000 \text{ 为湍流}$$

$$(2) \nu = 4.4 \text{ cm}^2/\text{s} = 4.4 \times 10^{-4} \text{ m}^2/\text{s}$$

$$\text{雷诺数 } Re = \frac{du}{\nu} = \frac{0.05 \times 2.038}{4.4 \times 10^{-4}} = 232 < 2000 \text{ 为层流}$$

【1-24】 20℃ 的水在 $\phi 219 \text{ mm} \times 6 \text{ mm}$ 的直管内流动。试求: (1) 管中水的流量由小变大, 当达到多少 m^3/s 时, 能保证开始转为稳定湍流; (2) 若管内改为运动黏度为 $0.14 \text{ cm}^2/\text{s}$ 的某种液体, 为保持层流流动, 管中最大平均流速应为多少?

解 (1) 水, 20℃, $\rho = 998.2 \text{ kg/m}^3$, $\mu = 1.005 \times 10^{-3} \text{ Pa} \cdot \text{s}$, $d = 0.207 \text{ m}$

11

$$Re = \frac{du\rho}{\mu} \quad 4000 = \frac{0.270 \times u \times 998.2}{1.005 \times 10^{-3}} \quad u = 0.01945 \text{ m/s}$$

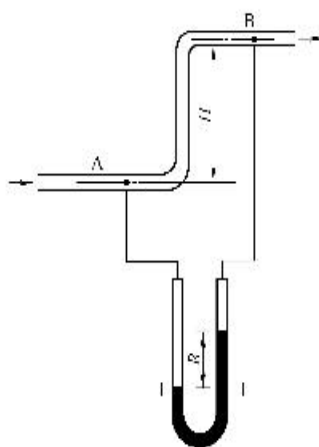
$$\text{体积流量 } q_v = \frac{\pi}{4} d^2 u = \frac{\pi}{4} \times (0.207)^2 \times 0.01945 = 6.54 \times 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s}$$

$$(2) \nu = 0.14 \text{ cm}^2/\text{s} = 0.14 \times 10^{-4} \text{ m}^2/\text{s}$$

$$Re = \frac{du}{\nu} = \frac{0.207u}{0.14 \times 10^{-4}} = 2000 \quad u = 0.135 \text{ m/s}$$

管内流体流动的摩擦阻力损失

【1-25】 如习题 1-25 附图所示, 用 U 形管液柱压差计测量等直径管路从截面 A 到截面 B 的摩擦损失 $\sum h_f$ 。若流体密度为 ρ , 指示液密度为 ρ_0 , 压差计读数为 R 。试推导出用读数 R 计算摩擦损失 $\sum h_f$ 的计算式。



习题 1-25 附图

解 从截面 A 到截面 B 列伯努利方程, 截面 A 为基准面, 则得

$$\frac{p_A}{\rho} = Hg + \frac{p_B}{\rho} + \sum h_f \quad \Delta p = p_A - p_B = H\rho g + \rho \sum h_f \quad (1)$$

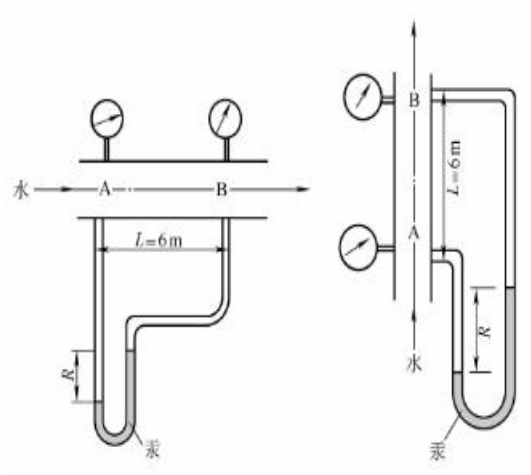
液柱压差计 1—1 为等压面

$$\begin{aligned} p_A + R\rho g &= p_B + H\rho g + R\rho_0 g \\ \Delta p = p_A - p_B &= R(\rho_0 - \rho)g + H\rho g \end{aligned} \quad (2)$$

$$\text{由式 (1) 与式 (2) 得 } \sum h_f = \frac{R(\rho_0 - \rho)g}{\rho}$$

此式即为用 U 形管压差计测量流体在两截面之间流动的摩擦损失的计算式。

【1-26】 如习题 1-26 附图所示, 有 $\phi 57 \text{ mm} \times 3.5 \text{ mm}$ 的水平管与垂直管, 其中有温度为 20°C 的水流动, 流速为 3 m/s 。在截面 A 与截面 B 处各安装一个弹簧压力表, 两截面的距离为 6 m , 管壁的相对粗糙度 $\varepsilon/d = 0.004$ 。试问这两个直管上的两个弹簧压力表读数的差值是否相同? 如果不同, 试说明其原因。



习题 1-26 附图

如果用液柱压差计测量压力差，则两个直管的液柱压力计的读数 R 是否相同？指示液为汞，其密度为 13600 kg/m^3 。

解 已知管内径 $d=0.05 \text{ m}$ ，水的温度 $t=20^\circ\text{C}$

密度 $\rho=998.2 \text{ kg/m}^3$ ，黏度 $\mu=1.004 \times 10^{-3} \text{ Pa} \cdot \text{s}$ ，流速 $u=3 \text{ m/s}$

$$\text{雷诺数 } Re = \frac{du\rho}{\mu} = \frac{0.05 \times 3 \times 998.2}{1.004 \times 10^{-3}} = 1.49 \times 10^5 \quad \text{湍流}$$

$$\text{管壁相对粗糙度 } \frac{\varepsilon}{d} = 0.004$$

查得摩擦系数 $\lambda=0.0293$

这两个直管的摩擦损失相同，为

$$h_f = \lambda \frac{l}{d} \frac{u^2}{2} = 0.0293 \times \frac{6}{0.05} \times \frac{3^2}{2} = 15.8 \text{ J/kg}$$

(1) 弹簧压力表读数之差值

① 水平管

在 A、B 两截面列伯努利方程

$$gZ_A + \frac{p_A}{\rho} + \frac{u_A^2}{2} = gZ_B + \frac{p_B}{\rho} + \frac{u_B^2}{2} + h_f$$

因 $Z_A = Z_B$ ， $u_A = u_B$ ，故得

$$p_A - p_B = \rho h_f = 998.2 \times 15.8 = 15770 \text{ Pa} = 15.77 \text{ kPa}$$

② 垂直管

在 A、B 两截面间列伯努利方程，以截面 A 为基准面，

$$Z_A = 0, \quad Z_B = L = 6 \text{ m}, \quad u_A = u_B$$

$$\frac{p_A}{\rho} = gZ_B + \frac{p_B}{\rho} + h_f$$

$$p_A - p_B = \rho g Z_B + \rho h_f = 998.2 \times 9.81 \times 6 + 998.2 \times 15.8 = 74530 \text{ Pa} = 74.53 \text{ kPa}$$

上述计算结果表明,垂直管的 $p_A - p_B$ 大于水平管的 $p_A - p_B$ 。这是因为流体在垂直管中从下向上流动时,位能增大而静压能减小。

(2) U形管液柱压差计的读数 R

① 水平管 与前面相同,由伯努利方程得

$$p_A - p_B = \rho h_i \quad (a)$$

另从 U 形管压差计等压面处力的平衡,求得

$$\begin{aligned} p_A + R\rho g &= p_B + R\rho_{\text{水}} g \\ R &= \frac{p_A - p_B}{g(\rho_{\text{水}} - \rho)} \end{aligned} \quad (b)$$

由式 (a) 与式 (b), 求得

$$R = \frac{\rho h_i}{g(\rho_{\text{水}} - \rho)} = \frac{998.2 \times 15.8}{9.81 \times (13600 - 998.2)} = 0.1276 \text{ m 汞柱} = 127.6 \text{ mm 汞柱}$$

② 垂直管 与前面相同,由伯努利方程得

$$p_A - p_B = \rho g L + \rho h_i \quad (c)$$

另从 U 形管压差计等压面处力的平衡,求得

$$\begin{aligned} p_A + R\rho g &= p_B + L\rho g + R\rho_{\text{水}} g \\ R &= \frac{p_A - p_B - L\rho g}{g(\rho_{\text{水}} - \rho)} \end{aligned} \quad (d)$$

由式 (c) 与式 (d), 求得

$$R = \frac{\rho h_i}{g(\rho_{\text{水}} - \rho)}$$

从上述推导可知,垂直管与水平管的液柱压差计的读数 R 相同。有了读数 R 值,就可以分别用式 (b) 及式 (d) 求得水平管及垂直管的 $(p_A - p_B)$ 。

【1-27】 有一输送水的等直径(内径为 d)垂直管路,在相距 H 高度的两截面间安装一 U 形管液柱压差计。当管内水的流速为 u 时,测得压差计中水银指示液读数为 R 。当流速由 u 增大到 u' 时,试求压差计中水银指示液读数 R' 是 R 的多少倍。设管内水的流动处于粗糙管完全湍流区。

解 从习题 2-25 与习题 2-28 可知, U 形管液柱压差计的读数 R 与两截面间流体流动的摩擦损失 h_f 成正比,即 $R \propto h_f$ 。

又知道,在粗糙管完全湍流区为阻力平方区,即摩擦损失 h_f 与流体流速 u 的平方成正比, $h_f \propto u^2$ 。

由上述分析可知 $R \propto u^2$

因此

$$\frac{R'}{R} = \frac{u'^2}{u^2} \quad R' = R \frac{u'^2}{u^2}$$

【1-28】 水的温度为 10°C , 流量为 330 L/h , 在直径 $\phi 57\text{ mm} \times 3.5\text{ mm}$ 、长为 100 m 的直管中流动。此管为光滑管。(1) 试计算此管路的摩擦损失;(2) 若流量增加到 990 L/h , 试计算其摩擦损失。

解 水在 10°C 时的密度 $\rho = 999.7\text{ kg/m}^3$, 黏度 $\mu = 1.306 \times 10^{-3}\text{ Pa} \cdot \text{s}$, $d = 0.05\text{ m}$, $l =$

100m, 光滑管。

(1) 体积流量 $q_V = 330\text{L/h} = 0.33\text{m}^3/\text{h}$

$$\text{流速} \quad u = \frac{q_V}{3600 \times \frac{\pi}{4} d^2} = \frac{0.33}{3600 \times \frac{\pi}{4} \times 0.05^2} = 0.0467 \text{ m/s}$$

$$\text{雷诺数} \quad Re = \frac{du\rho}{\mu} = \frac{0.05 \times 0.0467 \times 999.7}{1.306 \times 10^{-3}} = 1787 \quad \text{层流}$$

$$\text{摩擦系数} \quad \lambda = \frac{64}{Re} = \frac{64}{1787} = 0.0358$$

$$\text{摩擦损失} \quad h_f = \lambda \frac{l}{d} \frac{u^2}{2} = 0.0358 \times \frac{100}{0.05} \times \frac{(0.0467)^2}{2} = 0.0781 \text{ J/kg}$$

(2) 体积流量 $q_V = 990\text{L/h} = 0.99 \text{ m}^3/\text{h}$

因流量是原来的 3 倍, 故流速 $u = 0.0467 \times 3 = 0.14\text{m/s}$

雷诺数 $Re = 1787 \times 3 = 5360$ 湍流

对于光滑管, 摩擦系数 λ 用 Blasius 方程式计算

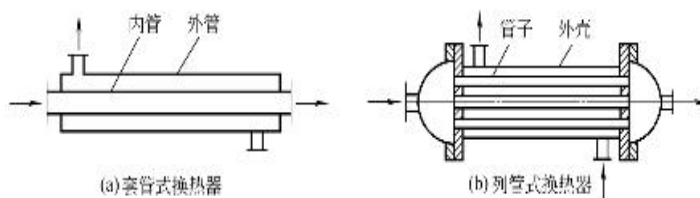
$$\lambda = \frac{0.3164}{Re^{0.25}} = \frac{0.3164}{(5360)^{0.25}} = 0.037$$

也可以从摩擦系数 λ 与雷诺数 Re 的关联图上光滑管曲线上查得, $\lambda = 0.037$ 。

$$\text{摩擦损失} \quad h_f = \lambda \frac{l}{d} \times \frac{u^2}{2} = 0.037 \times \frac{100}{0.05} \times \frac{(0.14)^2}{2} = 0.725 \text{ J/kg}$$

【1-29】 试求下列换热器的管间隙空间的当量直径: (1) 如习题 1-29 附图 (a) 所示, 套管式换热器外管为 $\phi 219\text{mm} \times 9\text{mm}$, 内管为 $\phi 114\text{mm} \times 4\text{mm}$; (2) 如习题 1-29 附图 (b)

所示, 列管式换热器外壳内径为 500mm , 列管为 $\phi 25\text{mm} \times 2\text{mm}$ 的管子 174 根。



习题 1-29 附图

解 (1) 套管式换热器, 内管外径 $d_1 = 0.114\text{m}$, 外管内径 $d_2 = 0.201\text{m}$

当量直径 $d_e = d_2 - d_1 = 0.201 - 0.114 = 0.087\text{m}$

(2) 列管式换热器, 外壳内径 $d_2 = 0.5\text{m}$, 换热管外径 $d_1 = 0.025\text{m}$, 根数 $n = 174$ 根

$$\text{当量直径} \quad d_e = 4 \times \frac{\frac{\pi}{4}(d_2^2 - nd_1^2)}{\pi(d_2 + nd_1)} = \frac{(0.5)^2 - 174 \times (0.025)^2}{0.5 + 174 \times 0.025} = 0.0291\text{m}$$

【1-30】 常压下 35°C 的空气, 以 12m/s 的流速流经 120m 长的水平管。管路截面为长方形, 高 300mm , 宽 200mm , 试求空气流动的摩擦损失, 设 $\frac{\varepsilon}{d_e} = 0.0005$ 。

解 空气, $t = 35^\circ\text{C}$, $\rho = 1.147\text{kg/m}^3$, $\mu = 18.85 \times 10^{-6}\text{Pa} \cdot \text{s}$, 流速 $u = 12\text{m/s}$ 。管路截面的高 $a = 0.3\text{m}$, 宽 $b = 0.2\text{m}$ 。

$$\text{当量直径} \quad d_e = \frac{2ab}{a+b} = \frac{2 \times 0.3 \times 0.2}{0.3+0.2} = 0.24\text{m}$$

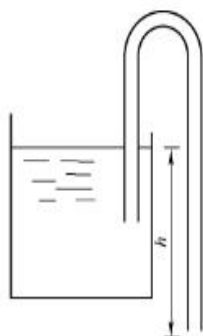
$$\text{雷诺数} \quad Re = \frac{d_e u \rho}{\mu} = \frac{0.24 \times 12 \times 1.147}{18.85 \times 10^{-6}} = 1.75 \times 10^5 \quad \text{湍流}$$

$$\frac{\varepsilon}{d_e} = 0.0005, \text{查得 } \lambda = 0.0192, l = 120\text{m}$$

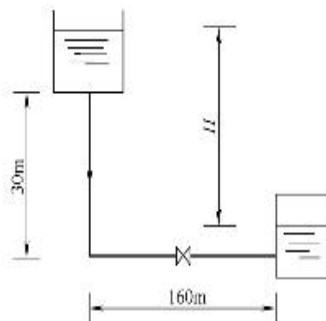
$$\text{摩擦损失} \quad h_f = \lambda \frac{l}{d_e} \frac{u^2}{2} = 0.0192 \times \frac{120}{0.24} \times \frac{(12)^2}{2} = 691 \text{ J/kg}$$

【1-31】把内径为 20mm、长度为 2m 的塑料管弯成倒 U 形，作为虹吸管使用。如习题 1-31 附图所示，当管内充满液体，一端插入液槽中，另一端就会使槽中的液体自动流出。液体密度为 1000kg/m^3 ，黏度为 $1\text{mPa} \cdot \text{s}$ 。为保持稳定流动，使槽内液面恒定。要想使输液量为 $1.7\text{m}^3/\text{h}$ ，虹吸管出口端距槽内液面的距离 h 需要多少米？

解 已知 $d = 0.02\text{m}$ ， $l = 2\text{m}$ ， $\rho = 10^3\text{kg/m}^3$ ， $\mu = 1\text{mPa} \cdot \text{s}$ ，体积流量 $q_V = 1.7\text{m}^3/\text{h}$ ，
 流速 $u = \frac{q_V/3600}{\frac{\pi}{4}d^2} = \frac{1.7/3600}{\frac{\pi}{4} \times (0.02)^2} = 1.504\text{m/s}$



习题 1-31 附图



习题 1-32 附图

从液槽的液面至虹吸管出口截面之间列伯努利方程式，以虹吸管出口截面为基准面。

$$h = \frac{u^2}{2g} + \left(\lambda \frac{l}{d} + \sum \zeta \right) \frac{u^2}{2g}$$

$$Re = \frac{du\rho}{\mu} = \frac{0.02 \times 1.504 \times 1000}{1 \times 10^{-3}} = 3.01 \times 10^4 \quad \text{湍流}$$

光滑管 $\lambda = 0.0235$ ，管入口突然缩小 $\zeta = 0.5$

U 形管（回弯头） $\zeta = 1.5$

$$h = \left(1 + 0.0235 \times \frac{2}{0.02} + 0.5 + 1.5 \right) \frac{(1.504)^2}{2 \times 9.81} = 0.617\text{m}$$

【1-32】如习题 1-32 附图所示，有黏度为 $1.7\text{mPa} \cdot \text{s}$ 、密度为 765kg/m^3 的液体，从高位槽经直径为 $\phi 114\text{mm} \times 4\text{mm}$ 的钢管流入表压为 0.16MPa 的密闭低位槽中。液体在钢管中的流速为 1m/s ，钢管的相对粗糙度 $\varepsilon/d = 0.002$ ，管路上的阀门当量长度 $l_e = 50d$ 。两液槽的液面保持不变，试求两槽液面的垂直距离 H 。

解 从高位槽液面至低位槽液面之间列伯努利方程计算 H ，低位槽液面为基准面。

$p_1 = 0$ （表压）， $p_2 = 0.16 \times 10^6\text{Pa}$ ，两槽流速 $u_1 = u_2 = 0$ ，

$Z_1 = H$ ， $Z_2 = 0$ ，管内流速 $u = 1\text{m/s}$ ，管径 $d = 0.106\text{m}$

液体密度 $\rho = 765\text{kg/m}^3$ ，黏度 $\mu = 1.7 \times 10^{-3}\text{Pa} \cdot \text{s}$

$$\text{雷诺数 } Re = \frac{du\rho}{\mu} = \frac{0.106 \times 1 \times 765}{1.7 \times 10^{-3}} = 4.77 \times 10^4 \text{ 湍流}$$

$$\epsilon/d = 0.002, \text{ 查得 } \lambda = 0.0267$$

管长 $l = 30 + 160 = 190\text{m}$, 阀门 $\frac{l_e}{d} = 50$, 高位槽的管入口 $\zeta = 0.5$, 低位槽管出口 $\zeta = 1$,

90° 弯头 $\zeta = 0.75$

$$\begin{aligned} H &= \frac{p_2}{\rho g} + \left(\lambda \frac{l + l_e}{d} + \sum \zeta \right) \frac{u^2}{2g} \\ &= \frac{0.16 \times 10^6}{765 \times 9.81} + \left[0.0267 \times \left(\frac{190}{0.106} + 50 \right) + 0.5 + 1 + 0.75 \right] \times \frac{1^2}{2 \times 9.81} = 23.9 \text{ m} \end{aligned}$$

【1-33】 如习题 1-33 附图所示, 用离心泵从河边的吸电站将 20°C 的河水送至水塔。水塔进水口到河水水面的垂直高度为 34.5m 。管路为 $\phi 114\text{mm} \times 4\text{mm}$ 的钢管, 管长 1800m , 包括全部管路长度及管件的当量长度。若泵的流量为 $30\text{m}^3/\text{h}$, 试求水从泵获得的外加机械能为多少? 钢管的相对粗糙度 $\frac{\epsilon}{d} = 0.002$ 。

解 水在 20°C 时 $\rho = 998.2\text{kg}/\text{m}^3$,

$$\mu = 1.004 \times 10^{-3} \text{ Pa} \cdot \text{s}$$

$$d = 0.106\text{m}, l + l_e = 1800\text{m},$$

$$\text{流量 } q_V = 30\text{m}^3/\text{h}$$

$$\text{流速 } u = \frac{q_V/3600}{\frac{\pi}{4}d^2} = \frac{30/3600}{\frac{\pi}{4} \times (0.106)^2} = 0.9448 \text{ m/s}$$

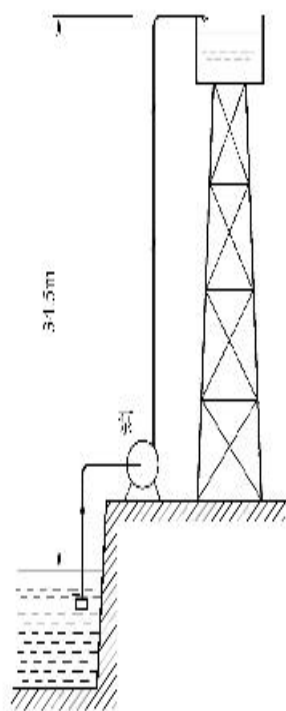
$$Re = \frac{du\rho}{\mu} = \frac{0.106 \times 0.9448 \times 998.2}{1.004 \times 10^{-3}} = 9.96 \times 10^4$$

查得 $\lambda = 0.0252$

$$\text{摩擦阻力损失 } \sum h_f = \lambda \frac{l + l_e}{d} \frac{u^2}{2} = 0.0252 \times \frac{1800}{0.106} \times \frac{(0.9448)^2}{2} = 189.5 \text{ J/kg}$$

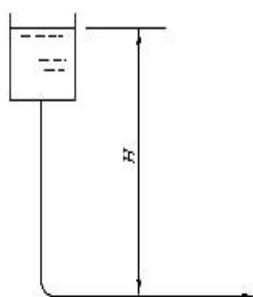
以河水水面为基准面, 从河水水面至水塔处的水管出口之间列伯努利方程。

$$W = Z_2 g + \frac{u^2}{2} + \sum h_f \quad Z_2 = 34.5 \text{ m}$$



习题 1-33 附图

$$= 34.5 \times 9.81 + \frac{(0.9448)^2}{2} + 189.5 = 528 \text{ J/kg}$$



习题 1-34 附图

【1-34】 如习题 1-34 附图所示, 在水塔的输水管设计过程中, 若输水管长度由最初方案缩短 25%, 水塔高度不变, 试求水的流量将如何变化? 变化了百分之几? 水在管中的流动在阻力平方区, 且输水管较长, 可以忽略局部摩擦阻力损失及动压头。

解 在水塔高度 H 不变的条件下, 输水管长度缩短, 输水管中的水流量应增大。

从水塔水面至输水管出口之间列伯努利方程, 求得

$$H = \sum H_f = \lambda \frac{l}{d} \times \frac{u^2}{2g}$$

17

因水塔高度 H 不变, 故管路的压头损失不变。

管长缩短后的长度 l' 与原来长度 l 的关系为 $l' = 0.75l$

在流体阻力平方区, 摩擦系数恒定不变, 有

$$\lambda' = \lambda$$

$$\sum H_f' = \sum H_f$$

$$\lambda' \frac{l'}{d} \frac{(u')^2}{2g} = \lambda \frac{l}{d} \frac{u^2}{2g}$$

$$\lambda \frac{0.75l}{d} \frac{(u')^2}{2g} = \lambda \frac{l}{d} \frac{u^2}{2g}$$

故 流速的比值为

$$\frac{u'}{u} = \sqrt{\frac{1}{0.75}} = 1.155$$

流量的比值为

$$\frac{q_V'}{q_V} = 1.155 \quad \text{流量增加了 } 15.5\%$$

管路计算

【1-35】 用 $\phi 168\text{mm} \times 9\text{mm}$ 的钢管输送流量为 60000kg/h 的原油, 管长为 100km , 油管最大承受压力为 15.7MPa 。已知 50°C 时油的密度为 890kg/m^3 , 黏度为 $181\text{mPa} \cdot \text{s}$ 。假设输油管水平铺设, 其局部摩擦阻力损失忽略不计, 试问为完成输油任务, 中途需设置几个加压站?

解 $d = 0.15\text{m}$, $l = 100\text{km}$, $q_m = 60000\text{kg/h}$

$$\rho = 890\text{kg/m}^3, \mu = 181\text{mPa} \cdot \text{s}$$

$$q_v = \frac{60000/3600}{890} = 0.01873 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$u = \frac{q_v}{\frac{\pi}{4}d^2} = \frac{0.01873}{\frac{\pi}{4} \times (0.15)^2} = 1.06 \text{ m/s}$$

$$Re = \frac{du\rho}{\mu} = \frac{0.15 \times 1.06 \times 890}{181 \times 10^{-3}} = 782 \quad \text{层流}$$

$$\lambda = \frac{64}{Re} = \frac{64}{782} = 0.0818$$

因为是等直径的水平管路，其流体的压力降为

$$\Delta p = \rho \sum h_l = \rho \lambda \frac{l}{d} \frac{u^2}{2} = 890 \times 0.0818 \times \frac{100}{0.15} \times \frac{1.06^2}{2} = 2.73 \times 10^5 \text{ Pa} = 27.3 \text{ MPa}$$

油管最大承受压力为 15.7MPa

$$\text{加压站数 } n = \frac{27.3}{15.7} = 1.74$$

需设置 2 级加压，每级管长为 50km，每级的 $\Delta p = 27.3/2 = 13.65 \text{ MPa}$ ，低于油管最大

18

承受压力。

【1-36】 如习题 1-36 附图所示，温度为 20°C 的水，从水塔用 $\phi 108\text{mm} \times 4\text{mm}$ 钢管，输送到车间的低位槽中，低位槽与水塔的液面差为 12m，管路长度为 150m（包括管件的当量长度）。试求管路的输水量为多少 m^3/h ，钢管的相对粗糙度 $\epsilon/d = 0.002$ 。

解 水， $t = 20^\circ\text{C}$ ， $\rho = 998.2 \text{ kg/m}^3$ ， $\mu = 1.004 \times 10^{-3} \text{ Pa} \cdot \text{s}$

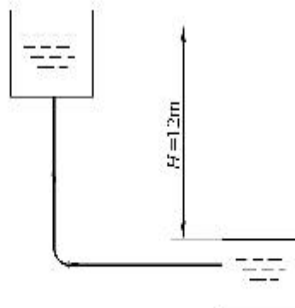
由伯努利方程，得管路的摩擦阻力损失为

$$\sum h_l = H_g = 12 \times 9.81 = 118 \text{ J/kg}$$

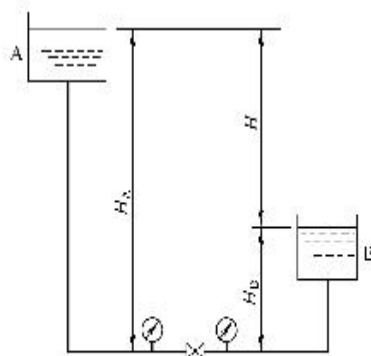
管内水的流速 u 未知，摩擦系数 λ 不能求出。本题属于已知 $l = 150\text{m}$ 、 $d = 0.1\text{m}$ 、 $\epsilon/d = 0.002$ 、 $\sum h_l = 118 \text{ J/kg}$ ，求 u 与 q_v 的问题。

$$\begin{aligned} u &= -2 \sqrt{\frac{2d \sum h_l}{l}} \lg \left(\frac{\epsilon/d}{3.7} + \frac{251\mu}{d\rho} \sqrt{\frac{l}{2d \sum h_l}} \right) \\ &= -2 \sqrt{\frac{2 \times 0.1 \times 118}{150}} \lg \left(\frac{0.002}{3.7} + \frac{251 \times 1.004 \times 10^{-3}}{0.1 \times 998.2} \sqrt{\frac{150}{2 \times 0.1 \times 118}} \right) \\ &= 2.55 \text{ m/s} \end{aligned}$$

$$\text{验算流动类型 } Re = \frac{du\rho}{\mu} = \frac{0.1 \times 2.55 \times 998.2}{1.004 \times 10^{-3}} = 2.54 \times 10^5 \quad \text{湍流}$$



习题 1-36 附图



习题 1-37 附图

$$\text{体积流量 } q_V = \frac{\pi}{4} d^2 u \times 3600 = \frac{\pi}{4} \times (0.1)^2 \times 2.55 \times 3600 = 72.1 \text{ m}^3/\text{h}$$

【1-37】 如习题 1-37 附图所示, 温度为 20°C 的水, 从高位槽 A 输送到低位水槽 B, 两水槽的液位保持恒定。当管路中的阀门在一定的开启度下, 水的流量为 $1.7 \text{ m}^3/\text{h}$, 试计算所需的管径。输水管的长度及管件的当量长度共为 42 m , 管子为光滑管。另外, 当阀门关闭时, 水不流动, 阀前与阀后的压力表读数分别为 80 kPa 与 30 kPa 。

本题是计算光滑管的管径问题。虽然可以用试差法计算, 但不方便。最好是用光滑管的摩擦系数计算式 $\lambda = \frac{0.3164}{Re^{0.25}}$ (适用于 $2.5 \times 10^3 < Re < 10^5$) 与 $\sum h_f = \lambda \frac{l}{d} \times \frac{u^2}{2}$ 及 $u = \frac{4q_V}{\pi d^2}$, 推导出一个 $\sum h_f$ 与 q_V 及 d 之间的计算式。

解 水在 20°C 时 $\rho = 998.2 \text{ kg/m}^3$, $\mu = 1.004 \times 10^{-3} \text{ Pa} \cdot \text{s}$

水的流量 $1.7 \text{ m}^3/\text{h}$, 管长及管件当量长度 $l = 42 \text{ m}$

阀门关闭时, 压力表可测得水槽离压力表测压点的距离 H_A 与 H_B 。

19

$$H_A = \frac{p_A}{\rho g} = \frac{80 \times 10^3}{998.2 \times 9.81} = 8.17 \text{ m}$$

$$H_B = \frac{p_B}{\rho g} = \frac{30 \times 10^3}{998.2 \times 9.81} = 3.06 \text{ m}$$

两水槽液面的距离 $H = H_A - H_B = 8.17 - 3.06 = 5.11 \text{ m}$

以低位槽的液面为基准面, 从高位槽 A 的液面到低位槽 B 之间列伯努利方程, 得管路的摩擦损失 $\sum h_f$ 与 H 的关系式为

$$\sum h_f = Hg = 5.11 \times 9.81 = 50.1 \text{ J/kg}$$

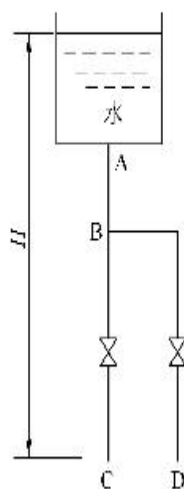
对于水力光滑管, $\sum h_f$ 与 q_V 及 d 之间的计算式为

$$\sum h_f = 0.241 l \left(\frac{\mu}{\rho} \right)^{0.25} \frac{q_V^{1.75}}{d^{4.75}}$$

$$\Sigma h_f = 0.241l \left(\frac{\mu}{\rho} \right)^{0.25} \frac{q_V^{1.75}}{d^{4.75}}$$

$$d^{4.75} = 0.241l \left(\frac{\mu}{\rho} \right)^{0.25} \frac{q_V^{1.75}}{\Sigma h_f}$$

代入已知数



习题 1-38 附图

$$d^{4.75} = 0.241 \times 42 \times \left(\frac{1.004 \times 10^{-3}}{998.2} \right)^{0.25} \frac{(1.7/3600)^{1.75}}{50.1}$$

求得管内径为 $d = 0.0205\text{m}$

【1-38】 如习题 1-38 附图所示，水槽中的水由管 C 与 D 放出，两根管的出水口位于同一水平，阀门全开。各段管内径及管长（包括管件的当量长度）分别为

	AB	BC	BD
d	50mm	25mm	25mm
$l + l_e$	20m	7m	11m

试求阀门全开时，管 C 与管 D 的流量之比值，摩擦系数均取 0.03。

解 从水槽的水面至出水口之间列伯努利方程，以出水口的水平面

为基准面，得

$$H = \frac{u_C^2}{2g} + \Sigma H_{fAB} + \Sigma H_{fBC} = \frac{u_D^2}{2g} + \Sigma H_{fAB} + \Sigma H_{fBD} \quad (a)$$

$$\text{BC 管的压头损失} \quad \Sigma H_{fBC} = \lambda \frac{(l + l_e)_{BC}}{d_{BC}} \frac{u_C^2}{2g} \quad (b)$$

$$\text{BD 管的压头损失} \quad \Sigma H_{fBD} = \lambda \frac{(l + l_e)_{BD}}{d_{BD}} \times \frac{u_D^2}{2g} \quad (c)$$

将式 (b) 与式 (c) 代入式 (a)，得

$$\left[1 + \lambda \frac{(l + l_e)_{BC}}{d_{BC}} \right] u_C^2 = \left[1 + \lambda \frac{(l + l_e)_{BD}}{d_{BD}} \right] u_D^2$$

$$\frac{u_C}{u_D} = \sqrt{\frac{1 + \lambda \frac{(l + l_e)_{BD}}{d_{BD}}}{1 + \lambda \frac{(l + l_e)_{BC}}{d_{BC}}}} = \sqrt{\frac{1 + 0.03 \times \frac{11}{0.025}}{1 + 0.03 \times \frac{7}{0.025}}} = 1.23$$

因 $d_{\text{vc}} = d_{\text{vc}}$, 故流量之比值 $\frac{q_{\text{vc}}}{q_{\text{vD}}} = \frac{u_{\text{c}}}{u_{\text{D}}} = 1.23$

【1-39】 有一并联管路, 输送 20°C 的水。若总管中水的流量为 $9000\text{m}^3/\text{h}$, 两根并联管的管径与管长分别为 $d_1=500\text{mm}$, $l_1=1400\text{m}$; $d_2=700\text{mm}$, $l_2=800\text{m}$ 。试求两根并联管中的流量各为若干? 管壁绝对粗糙度为 0.03mm 。

解 用试差法求解, 设各支管的流体流动处于完全湍流粗糙管的阻力平方区。

两根支管的相对粗糙度分别为

$$\frac{\epsilon}{d_1} = \frac{0.03}{500} = 0.0006, \quad \frac{\epsilon}{d_2} = \frac{0.03}{700} = 0.000429$$

从教材的图 1-28 查得 $\lambda_1=0.0177$, $\lambda_2=0.0162$

总流量 $q_V=9000\text{m}^3/\text{h}$

支管 1 的流量

$$\begin{aligned} q_{V1} &= \frac{q_V \sqrt{\frac{d_1^5}{\lambda_1 l_1}}}{\sqrt{\frac{d_1^5}{\lambda_1 l_1}} + \sqrt{\frac{d_2^5}{\lambda_2 l_2}}} = \frac{9000 \sqrt{\frac{(0.5)^5}{0.0177 \times 1400}}}{\sqrt{\frac{(0.5)^5}{0.0177 \times 1400}} + \sqrt{\frac{(0.7)^5}{0.0162 \times 800}}} \\ &= \frac{9000 \times 0.0355}{0.0355 + 0.013} = 6588\text{m}^3/\text{h} = 1.83 \text{ m}^3/\text{s} \end{aligned}$$

支管 2 的流量

$$q_{V2} = \frac{9000 \times 0.013}{0.0355 + 0.013} = 2412\text{m}^3/\text{h} = 0.67 \text{ m}^3/\text{s}$$

下面核算 λ 值

$$Re = \frac{d u \rho}{\mu} = d \cdot \frac{q_V}{\frac{\pi}{4} d^2} \cdot \frac{\rho}{\mu} = \frac{4 q_V \rho}{\pi d \mu}$$

水在 20°C 时, $\rho=998.2\text{kg}/\text{m}^3$, $\mu=1.004 \times 10^{-3}\text{Pa} \cdot \text{s}$

$$Re = \frac{4 \times 998.2}{\pi \times 1.004 \times 10^{-3}} \times \frac{q_V}{d} = 1.266 \times 10^6 \frac{q_V}{d}$$

故 $Re_1 = 1.266 \times 10^6 \times \frac{1.83}{0.5} = 4.63 \times 10^6$

$$Re_2 = 1.266 \times 10^6 \times \frac{0.67}{0.7} = 1.21 \times 10^6$$

由 $Re_1=4.63 \times 10^6$ 与 $\frac{\epsilon}{d_1}=0.0006$, 从图上查得 $\lambda_1=0.0177$, 与原假设相同。

由 $Re_2 = 1.21 \times 10^6$ 与 $\frac{\varepsilon}{d_2} = 0.000429$, 从图上查得 $\lambda_2 = 0.0164$, 与原假设的 $\lambda_2 = 0.0162$ 近。故以上计算结果正确。

流量的测定

【1-40】 在管径 $\phi 325\text{mm} \times 8\text{mm}$ 的管路中心处安装皮托测速管, 测量管路中流过的空

21

流量。空气温度为 21°C , 压力为 $1.47 \times 10^5 \text{Pa}$ (绝对压力)。用斜管压差计测量, 指示液水, 读数为 200mm , 倾斜角度为 20° 。试计算空气的质量流量。

解 空气温度 $T = 273 + 21 = 294\text{K}$, 绝对压力 $p = 147\text{kPa}$, 空气的密度为

$$\rho = \frac{pM}{RT} = \frac{147 \times 29}{8.314 \times 294} = 1.74 \text{ kg/m}^3$$

$$R = R' \sin \alpha = 200 \sin 20^\circ = 68.4\text{mm} = 0.0684 \text{ m}$$

水的密度 $\rho_0 = 1000\text{kg/m}^3$

$$u_{\max} = \sqrt{\frac{2gR\rho_0}{\rho}} = \sqrt{\frac{2 \times 9.81 \times 0.0684 \times 1000}{1.74}} = 27.8 \text{ m/s}$$

空气的黏度 $\mu = 1.815 \times 10^{-5} \text{Pa} \cdot \text{s}$

$$Re_{\max} = \frac{du_{\max}\rho}{\mu} = \frac{0.309 \times 27.8 \times 1.74}{1.815 \times 10^{-5}} = 8.24 \times 10^5$$

查得 $\frac{u}{u_{\max}} = 0.86$ $u = 0.86 \times 27.8 = 23.9\text{m/s}$

空气质量流量 $q_m = \frac{\pi}{4} d^2 u \rho = \frac{\pi}{4} \times (0.309)^2 \times 23.9 \times 1.74 = 3.12 \text{ kg/s}$

【1-41】 20°C 的水在 $\phi 108\text{mm} \times 4\text{mm}$ 的管路中输送, 管路上安装角接取压的孔板流量计测量流量, 孔板的孔径为 50mm 。U 形管压差计指示液为汞, 读数 $R = 200\text{mm}$ 。试求水在管路中的质量流量。

解 水在 20°C 时 $\rho=998.2\text{kg/m}^3$, $\mu=1.004\times 10^{-3}\text{Pa}\cdot\text{s}$

孔板孔径 $d_0=0.05\text{m}$, 管径 $D=0.1\text{m}$

$$\beta^2 = \left(\frac{d_0}{D}\right)^2 = \left(\frac{0.05}{0.1}\right)^2 = 0.25$$

从 α 、 Re 、 β^2 关系曲线上查得, 在 $\beta^2=0.25$ 的水平段的 α 值, $\alpha=0.622$

U 形管差压计的读数 $R=0.2\text{m}$, 汞密度 $\rho_0=13600\text{kg/m}^3$

孔板前后的压力差 $\Delta p=R(\rho_0-\rho)g$

水的质量流量

$$\begin{aligned} q_m &= \alpha A_0 \sqrt{2\rho\Delta p} = \alpha \times \frac{\pi}{4} d_0^2 \sqrt{2\rho R(\rho_0-\rho)g} \\ &= 0.622 \times \frac{\pi}{4} \times (0.05)^2 \times \sqrt{2 \times 998.2 \times 0.2 \times (13600-998.2) \times 9.81} \\ &= 8.58 \text{ kg/s} \end{aligned}$$

流速

$$u = \frac{q_m}{\frac{\pi}{4} d^2 \rho} = \frac{8.58}{\frac{\pi}{4} \times (0.1)^2 \times 998.2} = 1.095 \text{ m/s}$$

$$Re = \frac{du\rho}{\mu} = \frac{0.1 \times 1.095 \times 998.2}{1.004 \times 10^{-3}} = 1.089 \times 10^5$$

由 $\beta^2=0.25$ 与 $Re=1.089\times 10^5$ 从 α 、 Re 、 β^2 关系曲线上查得, $\alpha=0.622$ 。与前面查得 α 值相同, 计算正确。

第二章 流体输送机械

【2-1】 某离心泵用 15℃ 的水进行性能实验，水的体积流量为 540m³/h，泵出口压力表读数为 350kPa，泵入口真空表读数为 30kPa。若压力表与真空表测压截面间的垂直距离为 350mm，吸入管与压出管内径分别为 350mm 及 310mm，试求泵的扬程。

解 水在 15℃ 时 $\rho=995.7\text{kg/m}^3$ ，流量 $q_V=540\text{m}^3/\text{h}$

压力表 $p_M=350\text{kPa}$ ，真空表 $p_v=-30\text{kPa}$ （表压）

压力表与真空表测压点垂直距离 $h_0=0.35\text{m}$

管径 $d_1=0.35\text{m}$ ， $d_2=0.31\text{m}$

$$\text{流速} \quad u_1 = \frac{q_V/3600}{\frac{\pi}{4}d_1^2} = \frac{540/3600}{\frac{\pi}{4} \times (0.35)^2} = 1.56 \text{ m/s}$$

$$u_2 = u_1 \left(\frac{d_1}{d_2} \right)^2 = 1.56 \times \left(\frac{0.35}{0.31} \right)^2 = 1.99 \text{ m/s}$$

$$\begin{aligned} \text{扬程} \quad H &= h_0 + \frac{p_M - p_v}{\rho g} + \frac{u_2^2 - u_1^2}{2g} \\ &= 0.35 + \frac{350 \times 10^3 - (-30 \times 10^3)}{995.7 \times 9.81} + \frac{(1.99)^2 - (1.56)^2}{2 \times 9.81} \\ &= 0.35 + 38.9 + 0.078 = 39.3 \text{ m 水柱} \end{aligned}$$

【2-2】 原来用于输送水的离心泵现改为输送密度为 1400kg/m³ 的水溶液，其他性质可视为与水相同。若管路状况不变，泵前后两个开口容器的液面间的高度不变，试说明：（1）泵的压头（扬程）有无变化；（2）若在泵出口装一压力表，其读数有无变化；（3）泵的轴功率有无变化。

解 （1）液体密度增大，离心泵的压头（扬程）不变。（见教材）

（2）液体密度增大，则出口压力表读数将增大。

（3）液体密度 ρ 增大，则轴功率 $P = \frac{q_V \rho g H}{\eta}$ 将增大。

【2-3】 某台离心泵在转速为 1450r/min 时，水的流量为 18m³/h，扬程为 20m（H₂O）。试求：（1）泵的有效功率，水的密度为 1000kg/m³；（2）若将泵的转速调节到 1250r/min 时，泵的流量与扬程将变为多少？

解 （1）已知 $q_V=18\text{m}^3/\text{h}$ ， $H=20\text{m}$ 水柱， $\rho=1000\text{kg/m}^3$

$$\text{有效功率} \quad P_e = q_V \rho g H = \frac{18}{3600} \times 1000 \times 9.81 \times 20 = 981 \text{ W}$$

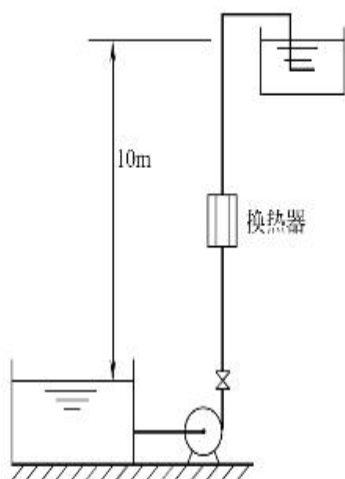
(2) 转速 $n_1=1450\text{r/min}$ 时流量 $q_{V1}=18\text{m}^3/\text{h}$, 扬程 $H_1=20\text{m H}_2\text{O}$ 柱

转速 $n_2=1250\text{r/min}$

$$\text{流量 } q_{V2}=q_{V1}\frac{n_2}{n_1}=18\times\frac{1250}{1450}=15.5\text{ m}^3/\text{h}$$

$$\text{扬程 } H_2=H_1\left(\frac{n_2}{n_1}\right)^2=20\times\left(\frac{1250}{1450}\right)^2=14.9\text{m H}_2\text{O 柱}$$

【2-4】 在一化工生产车间, 要求用离心泵将冷却水由贮水池经换热器送到另一敞口高位槽, 如习题 2-4 附图所示。



习题 2-4a 附图

已知高位槽液面比贮水池液面高出 10m, 管内径为 75mm, 管路总长 (包括局部阻力的当量长度在内) 为 400m。流体流动处于阻力平方区, 摩擦系数为 0.03。流体流经换热器的局部阻力系数为 $\zeta=32$ 。

离心泵在转速 $n=2900\text{r/min}$ 时的 $H-q_V$ 特性曲线数据, 如下表所示

$q_V/\text{m}^3\cdot\text{s}^{-1}$	0	0.001	0.002	0.003	0.004
H/m	26	25.5	24.5	23	21
$q_V/\text{m}^3\cdot\text{s}^{-1}$	0.005	0.006	0.007	0.008	
H/m	18.5	15.5	12	8.5	

试求: (1) 管路特性方程; (2) 工作点的流量与扬程; (3) 若采用改变转速的方法, 使第 (2) 向求得的工作点流量调节到 $3.5\times 10^{-3}\text{m}^3/\text{s}$, 试求应调节到多少转速 (参看例 2-3)。

解 已知 $d=0.075\text{m}$, $l+l_e=400\text{m}$, $\lambda=0.03$, $\zeta=32$

(1) 管路特性方程 $H=H_0+kq_V^2$

$$H_0 = \Delta Z + \frac{\Delta p}{\rho g} = 10 + 0 = 10 \text{ m H}_2\text{O}$$

$$k = \frac{8}{\pi^2 g} \left(\lambda \frac{l + \sum l_e}{d^5} + \frac{\sum \zeta}{d^4} \right)$$

$$= \frac{8}{\pi^2 \times 9.81} \times \left[0.03 \times \frac{400}{(0.075)^5} + \frac{32}{(0.075)^5} \right] = 5.02 \times 10^5$$

$$H = 10 + 5.02 \times 10^5 q_V^2$$

(2) 工作点的流量与扬程

管路特性曲线的 q_V 与 H 计算值如下

$q_V/\text{m}^3 \cdot \text{s}^{-1}$	0	0.001	0.002	0.003	0.004	0.005	0.006	0.007	0.008
H/m	10	10.5	12	14.5	18	22.6	28	34.6	42.1

工作点流量 $q_{VA} = 0.0045 \text{ m}^3/\text{s}$, 扬程 $H_A = 19.8 \text{ m H}_2\text{O}$

(3) 将工作点流量从 $q_{VA} = 0.0045 \text{ m}^3/\text{s}$ 调节到 $q_{VC} = 0.0035 \text{ m}^3/\text{s}$, 泵的转速应由 2900 r/min 调节到多少转速?

24

将 $q_{VC} = 0.0035 \text{ m}^3/\text{s}$ 代入管路特性方程, 求得

$$H_C = 10 + 5.02 \times 10^5 \times (0.0035)^2 = 16.1 \text{ m H}_2\text{O}$$

等效率方程 $H = K q_V^2$

$$\text{系数 } K = \frac{H_C}{q_{VC}^2} = \frac{16.1}{(0.0035)^2} = 1.31 \times 10^6$$

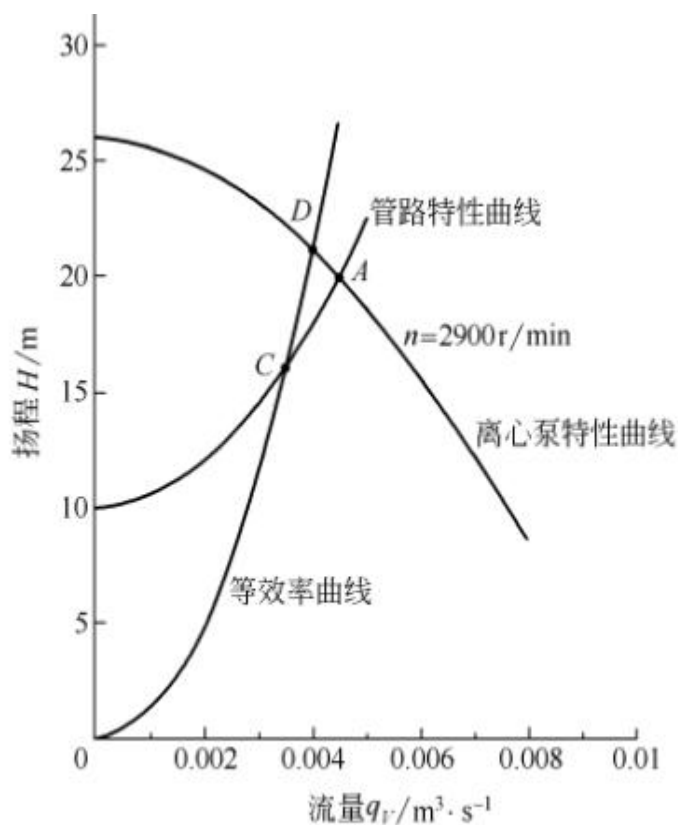
得等效率方程 $H = 1.31 \times 10^6 q_V^2$

等效率方程的计算值如下

$q_V/\text{m}^3 \cdot \text{s}^{-1}$	0	0.001	0.002	0.003	0.004	0.0045
H/m	0	1.31	5.24	11.8	21	26.5

从 $n = 2900 \text{ r/min}$ 的泵特性曲线与等效率曲线的交点 D , 得到

$$q_{VD} = 0.004 \text{ m}^3/\text{s}, H_D = 21 \text{ m H}_2\text{O}$$



习题 2-4 附图

习题 2-4 附图

流量为 $q_{VC}=0.0035\text{m}^3/\text{s}$ 时的转速为

$$n_C = n_D \frac{q_{VC}}{q_{VD}} = 2900 \times \frac{0.0035}{0.004} = 2540 \text{ r/min}$$

$$\frac{n_D - n_C}{n_D} \times 100 = \frac{2900 - 2540}{2900} \times 100 = 12.4\%$$

转速变化小于 20%，效率基本不变。

离心泵的并联及串联

【2-5】 若习题 2-4 第 2 问改为两台泵并联操作，管路特性曲线不变，试求泵工作点的流量与扬程。

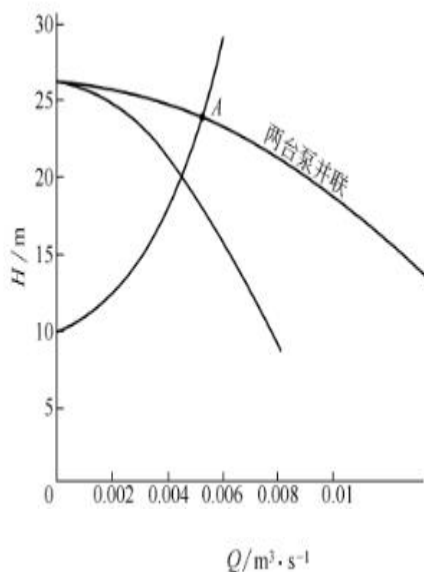
解 习题 2-5 附图中点 A 为工作点

流量 $q_v = 0.0053 \text{ m}^3/\text{s}$, 扬程 $H = 23.7 \text{ m}$ 水柱

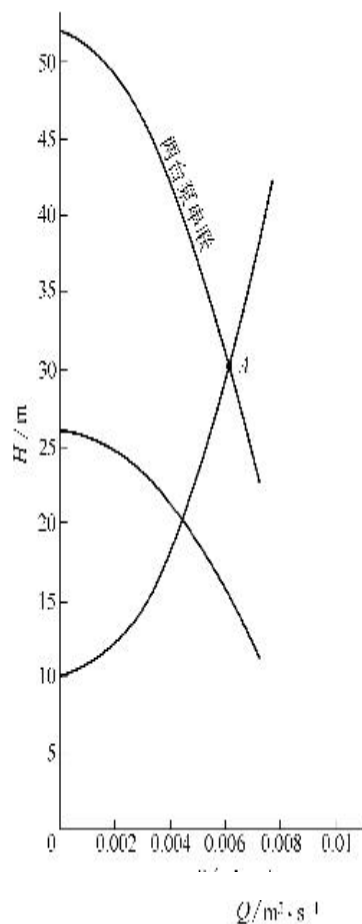
【2-6】 若习题 2-4 第 2 问改为两台泵串联操作, 管路特性曲线不变, 试求工作点的流量与扬程。

解 习题 2-6 附图中点 A 为工作点,

流量 $q_v = 0.0061 \text{ m}^3/\text{s}$, 扬程 $H = 30.02 \text{ m}$ 水柱



习题 2-5 附图



习题 2-6 附图

离心泵的安装高度

【2-7】 用型号为 IS65-50-125 的离心泵, 将敞口水槽中的水送出, 吸入管路的压头损失为 $4 \text{ m (H}_2\text{O)}$, 当地环境大气压力的绝对压力为 98 kPa 。

试求: (1) 水温 20°C 时泵的安装高度, (2) 水温 80°C 时泵的安装高度。

解 已知环境大气压力 $p_0 = 98 \text{ kPa}$ (绝对)

吸入管 $\Sigma H_f = 4 \text{ m (H}_2\text{O)}$, 查得泵的汽蚀余量 $\Delta h = 2 \text{ m}$

(1) 20°C 的水, 饱和蒸气压 $p_v = 23.38 \text{ kPa}$, 密度 $\rho = 998.2 \text{ kg/m}^3$

最大允许安装高度为

$$H_{\text{允许}} = \frac{p_0 - p_v}{\rho g} - \Delta h - \Sigma H_f = \frac{(98 - 23.38) \times 10^3}{998.2 \times 9.81} - 2 - 4 = 1.62 \text{ m}$$

输送 20℃ 水时, 泵的安装高度 $H_g \leq 1.62\text{m}$

(2) 80℃ 的水, 饱和蒸气压 $p_v = 47.38\text{kPa}$, 密度 $\rho = 971.8\text{kg/m}^3$

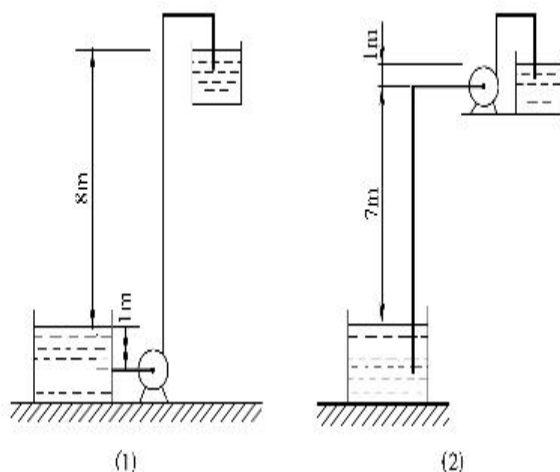
最大允许安装高度为

$$H_{g\text{允许}} = \frac{p_0 - p_v}{\rho g} - \Delta h - \sum H_f = \frac{(98 - 47.38) \times 10^3}{971.8 \times 9.81} - 2 - 4 = -0.69\text{ m}$$

26

输送 80℃ 水时, 泵的安装高度 $H_g \leq -0.69\text{m}$

【2-8】 用离心泵输送 80℃ 热水, 今提出如下两种方案 (见习题 2-8 附图)。若两方案的管路长度 (包括局部阻力的当量长度) 相同, 离心泵的汽蚀余量 $\Delta h = 2\text{m}$ 。试问这两种流程方案是否能完成输送任务? 为什么? 环境大气压力为 101.33kPa。



习题 2-8 附图

解 水在 80℃ 时饱和蒸气压 $p_v = 47.38\text{kPa}$, 密度 $\rho = 971.8\text{kg/m}^3$, 汽蚀余量 $\Delta h = 2\text{m}$, 大气压力 $p_0 = 101.33\text{kPa}$

最大允许安装高度为

$$H_{g\text{允许}} = \frac{p_0 - p_v}{\rho g} - \Delta h - \sum H_f = \frac{(101.33 - 47.38) \times 10^3}{971.8 \times 9.81} - 2 - \sum H_f = 3.66 - \sum H_f$$

第(2)方案的安装高度 $H_g=7\text{m}$ ，大于 $H_{g\text{允许}}$ ，不能完成输送任务。

第(1)方案的安装高度 $H_g=-1\text{m}$

若 $-1 \leq 3.66 - \sum H_f$ ，则 $\sum H_f \leq 4.66\text{m}$ 水柱时可以用。

离心泵的选用

【2-9】 用离心泵从江中取水送入贮水池内，池中水面高出江面 20m ，管路长度（包括部阻力的当量长度）为 45m 。水温为 20°C ，管壁相对粗糙度 $\frac{\varepsilon}{d}=0.001$ 。要求输水量为 $\sim 25\text{m}^3/\text{h}$ 。(1) 试选择适当管径；(2) 试选择一台离心泵。

解 20°C 水的 $\rho=998.2\text{kg}/\text{m}^3$ ， $\mu=1.004 \times 10^{-3}\text{Pa} \cdot \text{s}$

$$l+l_e=45\text{m}, \frac{\varepsilon}{d}=0.001$$

最大流量 $q_V=25\text{m}^3/\text{h}$

(1) 管径 d

从教材表 1-3 中选管路中水的流速 $u=2.5\text{m}/\text{s}$

$$d = \sqrt{\frac{q_V/3600}{\frac{\pi}{4}u}} = \sqrt{\frac{25/3600}{\frac{\pi}{4} \times 2.5}} = 0.0595 \text{ m} = 59.5 \text{ mm}$$

27

选公称直径 65mm 的低压流体输送用焊接钢管

管径为 $\phi 75.5\text{mm} \times 3.75\text{mm}$ ，内径 $d=75.5-3.75 \times 2=68\text{mm}$

$$\text{最后计算流速 } u = \frac{q_V/3600}{\frac{\pi}{4}d^2} = \frac{25/3600}{\frac{\pi}{4} \times (0.068)^2} = 1.91 \text{ m/s}$$

此流速在表 1-4 中的 $1.5 \sim 3.0\text{m}/\text{s}$ 范围内

(2) 选离心泵

(2) 选离心泵

扬程
$$H = \Delta Z + \frac{\Delta p}{\rho g} + \frac{\Delta u^2}{2g} + \sum H_f$$

$$\Delta p = 0, \Delta u^2 = 0, \Delta Z = 20 \text{ m}$$

$$Re = \frac{du\rho}{\mu} = \frac{0.068 \times 1.91 \times 998.2}{1.004 \times 10^{-3}} = 1.29 \times 10^5$$

查得 $\lambda = 0.0218$

$$\sum H_f = \lambda \frac{l + l_c}{d} \frac{u^2}{2g} = 0.0218 \times \frac{45}{0.068} \times \frac{(1.91)^2}{2 \times 9.81} = 2.68 \text{ m}$$

扬程 $H = 20 + 2.68 = 22.68 \text{ m}$

有效功率 $P_e = \frac{q_v}{3600} \rho g H = \frac{25}{3600} \times 998.2 \times 9.81 \times 22.68 = 1540 \text{ W} = 1.54 \text{ kW}$

设泵的效率 $\eta = 0.65$

轴功率 $P = \frac{P_e}{\eta} = \frac{1.54}{0.65} = 2.37 \text{ kW}$

选用离心泵 IS65-50-160

其流量范围为 $15 \sim 30 \text{ m}^3/\text{h}$, 扬程范围为 $35 \sim 30 \text{ m}$, 转速为 2900 r/min , 轴功率为 $2.67 \sim 3.71 \text{ kW}$, 汽蚀余量 $\Delta h = 2 \sim 2.5 \text{ m}$ 。

【2-10】 有一台离心泵的额定流量为 $16.8 \text{ m}^3/\text{h}$, 扬程为 18 m 。试问此泵是否能够将密度为 1060 kg/m^3 , 流量为 250 L/min 的液体, 从敞口贮槽向上输送到表压为 30 kPa 的设备中? 敞口贮槽与高位设备的液位垂直距离为 8.5 m 。管路的管径为 $\phi 75.5 \text{ mm} \times 3.75 \text{ mm}$, 管长为 124 m (包括直管长度与所有管件的当量长度), 摩擦系数为 0.03 。

解 流量 $q_v = 250 \text{ L/min} = \frac{250}{1000} \times 60 = 15 \text{ m}^3/\text{h}$

$$\text{流速 } u = \frac{q_v/3600}{\frac{\pi d^2}{4}} = \frac{15/3600}{\frac{\pi}{4} \times (0.068)^2} = 1.15 \text{ m/s}$$

$$\begin{aligned} \text{压头 } H &= \Delta Z + \frac{\Delta p}{\rho g} + \lambda \frac{l + l_c}{d} \times \frac{u^2}{2g} \\ &= 8.5 + \frac{30 \times 10^3}{1060 \times 9.81} + 0.03 \times \frac{124}{0.068} \times \frac{1.15}{2 \times 9.81} = 15.1 \text{ m 液柱} \end{aligned}$$

流量与压头都略小于额定值，该泵可以用。

28

往 复 泵

【2-11】 有一台双动往复泵，其活塞的行程为 300mm，活塞直径为 180mm，活塞杆直径为 50mm。若活塞每分钟往复 55 次，其理论流量为若干？又实验测得此泵在 26.5min 内能使一直径为 3m 的圆形贮槽的水位上升 2.6m，试求泵的容积效率（即实际流量/理论流量）。

解 活塞行程 $S=300\text{mm}=0.3\text{m}$ ，活塞直径 $D=0.18\text{m}$ ，活塞截面积 $A=\frac{\pi}{4}D^2=\frac{\pi}{4}\times(0.18)^2$

活塞杆直径 $d=0.05\text{m}$ ，活塞杆截面积 $a=\frac{\pi}{4}d^2=\frac{\pi}{4}\times(0.05)^2$

活塞往复频率 $n=55\text{ 1/min}$

理论流量 $q_{V\text{理}}=(2A-a)Sn=\left(2\times\frac{\pi}{4}\times0.18^2-\frac{\pi}{4}\times0.05^2\right)\times0.3\times55=0.807\text{ m}^3/\text{min}$

实际流量 $q_{V\text{实}}=\frac{\pi}{4}\times3^2\times2.6\times\frac{1}{26.5}=0.693\text{ m}^3/\text{min}$

容积效率 $\eta=q_{V\text{实}}/q_{V\text{理}}=0.693/0.807=0.859$

气体输送机械

【2-12】 有一台离心式通风机进行性能实验，测得的数据有空气温度为 20°C ，风机出口的表压为 230Pa，入口的真空度为 150Pa，送风量为 $3900\text{m}^3/\text{h}$ 。吸入管与排出管的内径分别为 300mm 及 250mm，风机转速为 1450r/min，所需轴功率为 0.81kW。试求风机的全风

$$\text{有效功率 } P_e = \frac{p_1 q_v}{3600} = \frac{532 \times 3900}{3600} = 576 \text{ W}$$

$$\text{全风压效率 } \eta = \frac{P_e}{P} = \frac{576}{810} = 0.711$$

【2-13】 仓库里有一台离心式通风机，其铭牌上的流量为 $1.27 \times 10^3 \text{ m}^3/\text{h}$ ，全风压为 1.569 kPa 。现想用他输送密度为 1.0 kg/m^3 的气体，气体流量为 $1.27 \times 10^3 \text{ m}^3/\text{h}$ ，全风压为 1.3 kPa 。试问该风机是否能用？

解 通风机铭牌上的风量与全风压是在标准条件（ 20°C ， 101.325 kPa ）下用空气测定的，标准条件下空气的密度为 1.2 kg/m^3 。

现在把气体在操作条件下的流量 $1.27 \times 10^3 \text{ m}^3/\text{h}$ 及全风压 1.3 kPa 换算为标准条件下的风量 q_{v0} 及全风压 p_{t0} 。

$$q_{v0} = \frac{1.27 \times 10^3 \times 1.0}{1.2} = 1.058 \times 10^3 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$p_{t0} = 1.3 \times \frac{1.2}{1.0} = 1.56 \text{ kPa}$$

被输送气在标准条件下的风量及全风压都稍低于通风机铭牌上的风量及全风压，该风机可以使用。

【2-14】 有温度为 25°C 、流量为 $60 \text{ m}^3/\text{min}$ 的空气，从 101 kPa 压缩到 505 kPa （均为绝对压力），绝热指数为 1.4 ，试求空气绝热压缩后的温度，并求等温压缩和绝热压缩所需理论功率，假设为理想气体。

$$\text{解 (1) } T_2 = T_1 \left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{\kappa-1}{\kappa}} = (273+25) \left(\frac{505}{101} \right)^{\frac{1.4-1}{1.4}} = 472 \text{ K} = 199^\circ\text{C}$$

$$(2) W_{\text{iso}} = \frac{RT_1}{M} \ln \left(\frac{p_2}{p_1} \right) = \frac{8.314 \times 298}{29} \ln(5) = 137.5 \text{ kJ/kg}$$

$$\rho = 1.185 \text{ kg/m}^3, Q = 60 \text{ m}^3/\text{min} = 1 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\text{流量 } G = Q\rho = 1 \times 1.185 = 1.185 \text{ kg/s}$$

$$\text{功率 } P_{\text{iso}} = W_{\text{iso}} G = 137.5 \times 1.185 = 163 \text{ kW}$$

$$(3) W_{\text{ad}} = \frac{\kappa}{\kappa-1} \frac{R}{M} (T_2 - T_1) = \frac{1.4}{0.4} \times \frac{8.314}{29} (472 - 293) = 174.6 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{功率 } P_{\text{ad}} = W_{\text{ad}} G = 174.6 \times 1.185 = 207 \text{ kW}$$

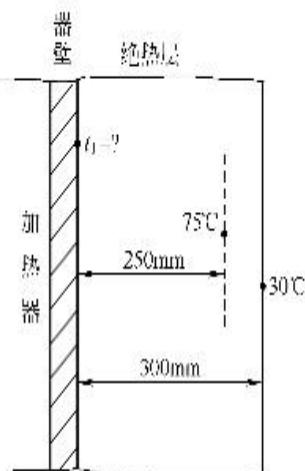
【4-1】 有一加热器，为了减少热损失，在加热器的平壁外表面，包一层热导率为 $0.16 \text{ W}/(\text{m} \cdot ^\circ\text{C})$ 、厚度为 300 mm 的绝热材料。已测得绝热层外表面温度为 30°C ，另测得距加热器平壁外表面 250 mm 处的温度为 75°C ，如习题 4-1 附图所示。试求加热器平壁外表面温度。

解 $t_2 = 75^\circ\text{C}$ ， $t_3 = 30^\circ\text{C}$

计算加热器平壁外表面温度 t_1 ， $\lambda = 0.16 \text{ W}/(\text{m} \cdot ^\circ\text{C})$

$$\frac{t_1 - t_2}{\frac{b_1}{\lambda}} = \frac{t_2 - t_3}{\frac{b_2}{\lambda}}$$

$$\frac{t_1 - 75}{\frac{0.25}{0.16}} = \frac{75 - 30}{\frac{0.05}{0.16}} \quad t_1 = \frac{45}{0.05} \times 0.25 + 75 = 300^\circ\text{C}$$



习题 4-1 附图

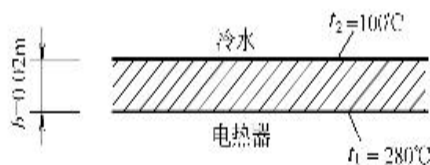
【4-2】 有一冷藏室，其保冷壁是由 30 mm 厚的软木做成的。软木的热导率 $\lambda = 0.043 \text{ W}/(\text{m} \cdot ^\circ\text{C})$ 。若外表面温度为 28°C ，内表面温度为 3°C ，试计算单位表面积的冷量损失。

解 已知 $t_1 = 3^\circ\text{C}$ ， $t_2 = 28^\circ\text{C}$ ， $\lambda = 0.043 \text{ W}/(\text{m} \cdot ^\circ\text{C})$ ， $b = 0.03 \text{ m}$ ，则单位表面积的冷量损失为

$$q = \frac{\lambda}{b}(t_1 - t_2) = \frac{0.043}{0.03}(3 - 28) = -35.8 \text{ W}/\text{m}^2$$

【4-3】 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，另一侧用冷水冷却，同时在板的两侧均用热电偶测量其表面温度。若所测固体的表面积为 0.02 m^2 ，材料的厚度为 0.02 m 。现测得电流表的读数为 2.8 A ，伏特计的读数为 140 V ，两侧温度分别为 280°C 和 100°C ，试计算该材料的热导率。

解 根据已知做图



导热面积 $A = 0.02 \text{ m}^2$ $I = 2.8 \text{ A}$
 $V = 140 \text{ V}$

热传导的热量

$$Q = I \cdot V = 2.8 \times 140 = 392 \text{ W}$$

$$Q = \frac{\lambda A}{b}(t_1 - t_2)$$

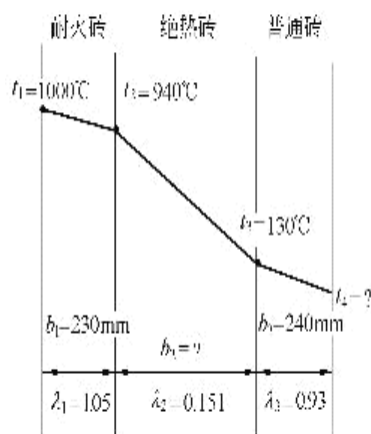
$$\lambda = \frac{Qb}{A(t_1 - t_2)} = \frac{392 \times 0.02}{0.02(280 - 100)} \\ = 2.18 \text{ W/(m} \cdot ^\circ\text{C)}$$

【4-4】 燃烧炉的平壁由下列三层材料构成：耐火砖层，热导率 $\lambda = 1.05 \text{ W/(m} \cdot ^\circ\text{C)}$ ，厚度 $b = 230 \text{ mm}$ ；绝热砖层，热导率 $\lambda = 0.151 \text{ W/(m} \cdot ^\circ\text{C)}$ ；普通砖层，热导率 $\lambda = 0.93 \text{ W/(m} \cdot ^\circ\text{C)}$ 。

耐火砖层内侧壁面温度为 1000°C ，绝热砖的耐热温度为 940°C ，普通砖的耐热温度为 130°C 。

(1) 根据砖的耐热温度确定砖与砖接触面的温度，然后计算绝热砖层厚度。若每块绝热砖厚度为 230 mm ，试确定绝热砖层的厚度。

(2) 若普通砖层厚度为 240 mm ，试计算普通砖层外表面温度。



习题 4-4 附图

温度分布如习题 4-4 附图所示。通过耐火砖层的热传导计算热流密度 q 。

$$q = \frac{\lambda_1}{b_1}(t_1 - t_2)$$

$$= \frac{1.05}{0.23}(1000 - 940) = 274 \text{ W/m}^2$$

绝热砖层厚度 b_2 的计算

$$q = \frac{\lambda_2}{b_2}(t_2 - t_3)$$

$$b_2 = \frac{0.151}{274}(940 - 130) = 0.446 \text{ m}$$

每块绝热砖的厚度为 0.23 m ，取两块绝热砖的厚度为 $b_2 = 0.23 \times 2 = 0.46 \text{ m}$ 。

(2) 计算普通砖层的外侧壁温 t_4

先核算绝热砖层与普通砖层接触面处的温度 t_3

$$t_3 = t_2 - \frac{qb_2}{\lambda_2} = 940 - \frac{274 \times 0.46}{0.151} = 105.3 \text{ } ^\circ\text{C}$$

t_3 小于 130°C ，符合要求。

通过普通砖层的热传导，计算普通砖层的外侧壁温 t_4 。

$$q = \frac{\lambda_3}{b_3}(t_3 - t_4)$$

$$t_1 = t_3 - \frac{qb_3}{\lambda_3} = 105.3 - \frac{274 \times 0.24}{0.93} = 34.6 \text{ } ^\circ\text{C}$$

【4-5】 有直径为 $\phi 38\text{mm} \times 2\text{mm}$ 的黄铜冷却管，假如管内生成厚度为 1mm 的水垢，水垢的热导率 $\lambda = 1.163\text{W}/(\text{m} \cdot ^\circ\text{C})$ 。试计算水垢的热阻是黄铜管热阻的多少倍。黄铜的热导率 $\lambda = 110\text{W}/(\text{m} \cdot ^\circ\text{C})$ 。

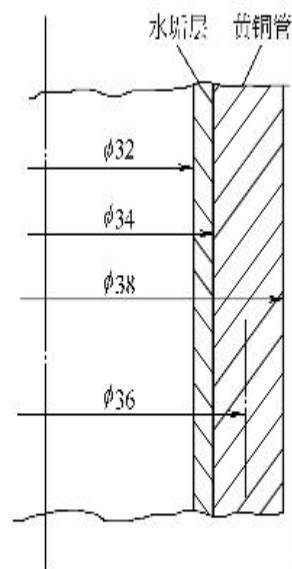
解 因 $\frac{38}{32} < 2$ ，因算术平均半径计算导热面积。管长用 L 表示。黄铜管的热阻为

38

$$\begin{aligned} R_{\text{铜}} &= \frac{b_1}{\lambda_1 A_{m1}} = \frac{b_1}{\lambda_1 \pi d_{m1} L} \\ &= \frac{0.002}{\pi \times 110 \times 0.036 L} \end{aligned}$$

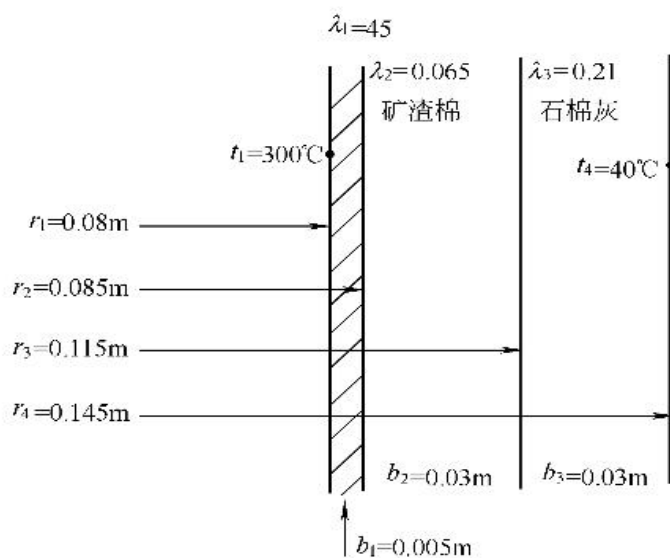
水垢的热阻为

$$\begin{aligned} R_{\text{垢}} &= \frac{b_2}{\lambda_2 A_{m2}} = \frac{b_2}{\lambda_2 \pi d_{m2} L} \\ &= \frac{0.001}{\pi \times 1.163 \times 0.033 L} \\ \frac{R_{\text{垢}}}{R_{\text{铜}}} &= \frac{\frac{0.001}{1.163 \times 0.033}}{\frac{0.002}{110 \times 0.036}} = 51.6 \text{ 倍} \end{aligned}$$



【4-6】 某工厂用 $\phi 170\text{mm} \times 5\text{mm}$ 的无缝钢管输送水蒸气。为了减少沿途的热损失，在管外包两层绝热材料，第一层为厚 30mm 的矿渣棉，其热导率为 $0.065\text{W}/(\text{m} \cdot \text{K})$ ；第二层为厚 30mm 的石棉灰，其热导率为 $0.21\text{W}/(\text{m} \cdot \text{K})$ 。管内壁温度为 300°C ，保温层外表面温度为 40°C 。管路长 50m。试求该管路的散热量。

解



$$\begin{aligned}
 q_l &= \frac{2\pi(t_1 - t_4)}{\frac{1}{\lambda_1} \ln \frac{r_2}{r_1} + \frac{1}{\lambda_2} \ln \frac{r_3}{r_2} + \frac{1}{\lambda_3} \ln \frac{r_4}{r_3}} \\
 &= \frac{2\pi(300 - 40)}{\frac{1}{45} \ln \frac{85}{80} + \frac{1}{0.065} \ln \frac{115}{85} + \frac{1}{0.21} \ln \frac{145}{115}} \\
 &= 284 \text{ W/m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q &= q_l l = 284 \times 50 = 1.42 \times 10^4 \text{ W} \\
 &= 14.2 \text{ kW}
 \end{aligned}$$

000

【4-7】 水蒸气管路外径为 108mm，其表面包一层超细玻璃棉毡保温，其热导率随温度

39

$t/^{\circ}\text{C}$ 的变化关系为 $\lambda=0.033+0.00023t\text{W}/(\text{m}\cdot\text{K})$ 。水蒸气管路外表面温度为 150°C ，希望保温层外表面温度不超过 50°C ，且每米管路的热量损失不超过 $160\text{W}/\text{m}$ 。试确定所需保温层厚度。

解 保温层厚度以 b 表示

$$q_l = -\lambda 2\pi r \frac{dt}{dr} = -2\pi(0.033+0.00023t)r \frac{dt}{dr}$$

$$q_l \int_{r_1}^{r_2} \frac{dr}{r} = -2\pi \int_{t_1}^{t_2} (0.033+0.00023t) dt$$

$$q_l \ln \frac{r_2}{r_1} = 2\pi \left[0.033(t_1 - t_2) + \frac{0.00023}{2}(t_1^2 - t_2^2) \right]$$

已知 $t_1=150^{\circ}\text{C}$ ， $t_2=50^{\circ}\text{C}$ ， $q=160\text{W}/\text{m}$

$$r_1=0.054\text{m}, r_2=r_1+b=0.054+b$$

$$160 = \frac{0.066 \times 3.14 \times (150 - 50) + 0.00023 \times 3.14 \times (150^2 - 50^2)}{\ln\left(1 + \frac{b}{0.054}\right)}$$

$$\ln\left(1 + \frac{b}{0.054}\right) = \frac{20.73 + 14.45}{160}$$

解得保温层厚度为

$$b=0.0133\text{m}=13.3\text{mm}$$

保温层厚度应不小于 13.3mm

【4-8】 冷却水在 $\phi 19\text{mm} \times 2\text{mm}$, 长为 2m 的钢管中以 1m/s 的流速通过。水温由 288K 升至 298K。求管壁对水的对流传热系数。

解 $d=0.015\text{m}$, $l=2\text{m}$, $u=1\text{m/s}$, $t_1=15^\circ\text{C}$, $t_2=25^\circ\text{C}$

水的平均温度 $t_m = \frac{t_1 + t_2}{2} = \frac{15 + 25}{2} = 20^\circ\text{C}$

查得 20°C 时水的密度 $\rho=998.2\text{kg/m}^3$, 黏度 $\mu=1.004 \times 10^{-3}\text{Pa} \cdot \text{s}$, 热导率 $\lambda=59.9 \times 10^{-2}\text{W}/(\text{m} \cdot ^\circ\text{C})$, 普朗特数 $Pr=7.02$ 。 $\frac{l}{d} = \frac{2}{0.015} = 133 > 60$

雷诺数 $Re = \frac{d u \rho}{\mu} = \frac{0.015 \times 1 \times 998.2}{1.004 \times 10^{-3}} = 1.49 \times 10^4$ 湍流

对流传热系数的计算, 水被加热, Pr 的指数 $n=0.4$

$$\begin{aligned} \alpha &= 0.023 \frac{\lambda}{d} Re^{0.8} Pr^{0.4} = 0.023 \times \frac{0.599}{0.015} \times (1.49 \times 10^4)^{0.8} \times (7.02)^{0.4} \\ &= 4370 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}) \end{aligned}$$

40

【4-9】 空气以 4m/s 的流速通过 $\phi 75.5\text{mm} \times 3.75\text{mm}$ 的钢管, 管长 5m。空气入口温度为 32°C , 出口温度为 68°C 。(1) 试计算空气与管壁间的对流传热系数。(2) 如空气流速增加一倍, 其他条件均不变, 对流传热系数又为多少? (3) 若空气从管壁得到的热量为 578W, 试计算钢管内壁平均温度。

解 已知 $u=4\text{m/s}$, $d=0.068\text{m}$, $l=5\text{m}$, $t_1=30^\circ\text{C}$, $t_2=68^\circ\text{C}$

(1) 对流传热系数 α 计算

空气的平均温度 $t_m = \frac{30 + 68}{2} = 49^\circ\text{C}$

查得空气在 49°C 时的物性数据 $\rho=1.10\text{kg/m}^3$,

$\mu=1.915 \times 10^{-5}\text{Pa} \cdot \text{s}$, $\lambda=2.823 \times 10^{-2}\text{W}/(\text{m} \cdot ^\circ\text{C})$, $c_p=1.005 \text{ kJ}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})$

$Pr=0.698$, 空气被加热, Pr 的指数 $n=0.4$

雷诺数 $Re = \frac{d u \rho}{\mu} = \frac{0.068 \times 4 \times 1.10}{1.915 \times 10^{-5}} = 1.56 \times 10^4$ 湍流

$$\frac{l}{d} = \frac{5}{0.068} = 73.5 > 60$$

对流传热系数

$$\alpha = 0.023 \frac{\lambda}{d} Re^{0.8} Pr^{0.4}$$

$$\alpha = 0.023 \times \frac{2.823 \times 10^{-2}}{0.068} \times (1.56 \times 10^4)^{0.8} \times (0.698)^{0.4} = 18.7 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$$

(2) 空气流速增加一倍, 对流传热系数 α' 为

$$\alpha' = \alpha \left(\frac{u'}{u} \right)^{0.8} = 18.7 \times \left(\frac{2}{1} \right)^{0.8} = 32.6 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$$

(3) 若空气从管壁得到的热量为 578W, 计算钢管内壁平均温度

用式 $Q = \alpha A (t_w - t_m)$ 计算钢管内壁的平均温度 t_w 。

已知空气进出口平均温度 $t_m = 49^\circ\text{C}$

在第 (1) 项中已计算出对流传热系数 $\alpha = 18.7 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$

钢管内表面积为 $A = \pi d l = \pi \times 0.068 \times 5 = 1.07 \text{ m}^2$

钢管内壁平均温度

$$t_w = t_m + \frac{Q}{\alpha A} = 49 + \frac{578}{18.7 \times 1.07} = 77.9 \text{ } ^\circ\text{C}$$

【4-10】 温度为 10°C 、压力为 101.3 kPa 的空气, 以 10 m/s 的流速在列管式换热器管间沿管长方向流动, 空气出口温度为 30°C 。列管式换热器的外壳内径为 190 mm , 其中装有 37 根 $\phi 19 \text{ mm} \times 2 \text{ mm}$ 的钢管, 钢管长度为 2 m 。试求钢管外表面对空气的对流传热系数 α 。

解 已知空气压力 $p = 101.3 \text{ kPa}$, 温度 $t_1 = 10^\circ\text{C}$, $t_2 = 30^\circ\text{C}$,

空气的平均温度 $t_m = \frac{10 + 30}{2} = 20 \text{ } ^\circ\text{C}$

查得空气在 20°C 的物性数据为: 密度 $\rho = 1.128 \text{ kg}/\text{m}^3$, 比热容 $c_p = 1.005 \times 10^3 \text{ J}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})$, 热导率 $\lambda = 2.76 \times 10^{-2} \text{ W}/(\text{m} \cdot ^\circ\text{C})$, 黏度 $\mu = 1.91 \times 10^{-5} \text{ Pa} \cdot \text{s}$, 普朗特数 $Pr = 0.699$, 空气被加热, Pr 的指数 $n = 0.4$

41

空气流动的截面积

$$\frac{\pi}{4} (0.19^2 - 37 \times 0.019^2)$$

湿润周边

$$\pi (0.19 + 37 \times 0.019)$$

当量直径

$$d_e = \frac{4 \times \frac{\pi}{4} (0.19^2 - 37 \times 0.019^2)}{\pi (0.19 + 37 \times 0.019)} = 0.0255$$

$$\frac{l}{d_e} = \frac{2}{0.0255} = 78.4 > 60$$

已知空气的流速 $u = 10 \text{ m/s}$

雷诺数 $Re = \frac{d_e u \rho}{\mu} = \frac{0.0255 \times 10 \times 1.128}{1.91 \times 10^{-5}} = 1.51 \times 10^4$ 湍流

对流传热系数

$$\alpha = 0.023 \frac{\lambda}{d_e} Re^{0.8} Pr^{0.4} = 0.023 \times \frac{2.76 \times 10^{-2}}{0.0255} \times (1.51 \times 10^4)^{0.8} \times (0.699)^{0.4}$$

$$=47.5 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$$

【4-11】 有一套管式换热器，内管为 $\phi 38\text{mm} \times 2.5\text{mm}$ ，外管为 $\phi 57\text{mm} \times 3\text{mm}$ 的钢管，内管的传热管长为 2m 。质量流量为 2530kg/h 的甲苯在环隙中流动，进口温度为 72°C ，出口温度为 38°C 。试求甲苯对内管外表面的对流传热系数。

解

$$\text{甲苯的温度 } T_1=72^\circ\text{C}, T_2=38^\circ\text{C}, \text{ 平均温度 } T_m=\frac{T_1+T_2}{2}=\frac{72+38}{2}=55^\circ\text{C}。$$

甲苯在 55°C 的物性数据有：密度 $\rho=830\text{kg}/\text{m}^3$ ，比热容 $c_p=1.83 \times 10^3 \text{ J}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})$ ，热导率 $\lambda=0.128\text{W}/(\text{m} \cdot ^\circ\text{C})$ ，黏度 $\mu=4.3 \times 10^{-4} \text{ Pa} \cdot \text{s}$

甲苯的质量流量 q_{m1}

$$q_{m1}=2530 \text{ kg/h}$$

$$\text{体积流量 } q_{V1}=q_{m1}/\rho=2530/830=3.05\text{m}^3/\text{h}$$

甲苯在环隙中的流速 u 计算

套管的内管外径 $d_1=0.038\text{m}$ ，外管内径 $d_2=0.051\text{m}$ ，

$$\text{流速 } u=\frac{3.05}{3600 \times \frac{\pi}{4} \times (0.051^2-0.038^2)}=0.933 \text{ m/s}$$

甲苯对内管外表面的对流传热系数 α 计算

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

$$\frac{l}{d}=\frac{2}{0.013}=154>60$$

$$Re=\frac{d_c u \rho}{\mu}=\frac{0.013 \times 0.933 \times 830}{4.3 \times 10^{-4}}=2.34 \times 10^4 \quad \text{湍流}$$

$$Pr = \frac{c_p \mu}{\lambda} = \frac{1.83 \times 10^3 \times 4.3 \times 10^{-4}}{0.128} = 6.15$$

甲苯被冷却 $n=0.3$

$$\begin{aligned}\alpha &= 0.023 \frac{\lambda}{d_c} Re^{0.8} Pr^{0.4} \\ &= 0.023 \times \frac{0.128}{0.013} \times (2.34 \times 10^4)^{0.8} \times (6.15)^{0.4} \\ &= 1465 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})\end{aligned}$$

【4-12】 甲苯在一蛇管冷却器中由 70°C 冷却到 30°C ，蛇管由 $\phi 45\text{mm} \times 2.5\text{mm}$ 的钢管 3 根并联而成，蛇管的圈径为 0.6m 。若甲苯的体积流量为 $3\text{m}^3/\text{h}$ ，试求甲苯对钢管内表面的对流传热系数。

解 甲苯的温度 $T_1=70^\circ\text{C}$ ， $T_2=30^\circ\text{C}$

$$\text{平均温度 } T_m = \frac{70+30}{2} = 50^\circ\text{C}$$

甲苯在 50°C 时的物性数据为：密度 $\rho=836\text{kg}/\text{m}^3$ ，黏度 $\mu=4.4 \times 10^{-4}\text{Pa} \cdot \text{s}$ ，热导率 $\lambda=0.129\text{W}/(\text{m} \cdot ^\circ\text{C})$ ，比热容 $c_p=1.77 \times 10^3\text{J}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})$

甲苯在 3 根并联蛇管中的流速 u 计算

体积流量 $q_v=3\text{m}^3/\text{h}$ ，蛇管内径 $d=0.04\text{m}$ ，

$$\text{流速 } u = \frac{q_v/3600}{\frac{\pi}{4}d^2 \times 3} = \frac{3/3600}{0.785 \times (0.04)^2 \times 3} = 0.221 \text{ m/s}$$

$$\text{雷诺数 } Re = \frac{du\rho}{\mu} = \frac{0.04 \times 0.221 \times 836}{4.4 \times 10^{-4}} = 1.68 \times 10^4 \quad \text{湍流}$$

$$\text{普朗特数 } Pr = \frac{c_p \mu}{\lambda} = \frac{1.77 \times 10^3 \times 4.4 \times 10^{-4}}{0.129} = 6.04$$

$$\text{弯管效应校正系数 } \epsilon_R = 1 + 1.77 \frac{d}{R} = 1 + 1.77 \times \frac{0.04}{0.3} = 1.24$$

对流传热系数 α 计算

甲苯被冷却 $n=0.3$

$$\begin{aligned}\alpha &= 0.023 \frac{\lambda}{d} Re^{0.8} Pr^{0.3} \epsilon_R \\ &= 0.023 \times \frac{0.129}{0.04} \times (1.68 \times 10^4)^{0.8} \times (6.04)^{0.3} \times 1.24 = 379 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})\end{aligned}$$

【4-13】 质量流量为 1650kg/h 的硝酸，在管径为 $\phi 80\text{mm} \times 2.5\text{mm}$ 、长为 3m 的水平管中流过。管外为 300kPa（绝对压力）的饱和水蒸气冷凝，使硝酸得到 $3.8 \times 10^4 \text{W}$ 的热量。试求水蒸气在水平管外冷凝时的对流传热系数。

解 在计算水蒸气在水平管外冷凝的对流传热系数 α 时，需要知道管外表面温度 t_w 。如何假设 t_w ？

水蒸气冷凝的 α 值一般为 $5000 \sim 15000 \text{W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$ 。

按题意，饱和水蒸气冷凝传给硝酸的热量为 $Q = 3.8 \times 10^4 \text{W}$

43

取 $\alpha = 10000 \text{W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$ ，估算壁温度 t_w

300kPa（绝对压力）时，水蒸气的饱和温度 $t_s = 133.3^\circ\text{C}$ 。

用式 $Q = \alpha A(t_s - t_w)$ 估算壁温度 t_w

$$t_w = t_s - \frac{Q}{\alpha A} = 133.3 - \frac{3.8 \times 10^4}{10000 \times \pi \times 0.08 \times 3} = 128^\circ\text{C}$$

先假设 $t_w = 128^\circ\text{C}$

定性温度为膜温
$$t = \frac{t_s + t_w}{2} = \frac{133.3 + 128}{2} = 131^\circ\text{C}$$

冷凝水膜的物性参数
$$\rho = 934 \text{ kg/m}^3,$$

$$\mu = 2.16 \times 10^{-4} \text{ Pa} \cdot \text{s}, \lambda = 6.86 \times 10^{-1} \text{ W}/(\text{m} \cdot ^\circ\text{C})$$

$t_s = 133.3^\circ\text{C}$ 时水的比汽化热 $r = 2168 \times 10^3 \text{J/kg}$

水蒸气在水平管外冷凝的 α 值计算

$$\begin{aligned} \alpha &= 0.725 \left(\frac{\rho^2 g \lambda^3 r}{\mu d_0 \Delta t} \right) \\ &= 0.725 \left(\frac{934^2 \times 9.81 \times (6.86 \times 10^{-1})^3 \times 2168 \times 10^3}{2.16 \times 10^{-4} \times 0.08 \times (133.3 - 128)} \right) \\ &= 11600 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}) \end{aligned}$$

用式 $Q = \alpha A(t_s - t_w)$ 计算 Q 值

$$Q=11600 \times \pi \times 0.08 \times 3 \times (133.3-128)=46300 \text{ W}$$

此 Q 值大于硝酸吸收的热量, 说明假设的 t_w 偏小。

重新用 $\alpha=11600 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$ 估算 t_w

$$t_w = t_s - \frac{Q}{\alpha A} = 133.3 - \frac{3.8 \times 10^4}{11600 \times \pi \times 0.08 \times 3} = 129 \text{ } ^\circ\text{C}$$

假设 $t_w=129^\circ\text{C}$

$$\text{膜温} \quad t = \frac{t_s + t_w}{2} = \frac{133.3 + 129}{2} = 131 \text{ } ^\circ\text{C}$$

与前面计算的膜温基本一样, 故冷凝水膜的物性数据也一样, 只是 α 计算式中的 $\Delta t = t_s - t_w = 133.3 - 129 = 4.3$ 不同。

α 值计算

$$\begin{aligned} \alpha &= 0.725 \left(\frac{934^2 \times 9.81 \times (6.86 \times 10^{-1})^3 \times 2168 \times 10^3}{2.16 \times 10^{-4} \times 0.08 \times (133.3 - 129)} \right)^{\frac{1}{4}} \\ &= 12200 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}) \end{aligned}$$

用 $\alpha=12200$ 验算壁温

$$t_w = t_s - \frac{Q}{\alpha A} = 133.3 - \frac{3.8 \times 10^4}{12200 \times \pi \times 0.08 \times 3} = 129 \text{ } ^\circ\text{C}$$

与前面假设的相同。

【4-14】 水在大容器内沸腾, 如果绝对压力保持在 $p=200\text{kPa}$, 加热面温度保持 130°C , 试计算加热面上的热流密度 q 。

解 $p=200\text{kPa}$, $t_s=120.2^\circ\text{C}$, $t_w=130 \text{ } ^\circ\text{C}$

44

$$\Delta t = t_w - t_s = 130 - 120.2 = 9.8 \text{ } ^\circ\text{C}$$

水沸腾的对流传热系数 α 计算

$$\alpha = 0.123 \Delta t^{2.33} p^{0.5} = 0.123 \times 9.8^{2.33} \times (200 \times 10^3)^{0.5}$$

$$=1.12 \times 10^4 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$$

加热面上的热流密度 q

$$q = \frac{Q}{A} = \alpha \Delta t = 1.12 \times 10^4 \times 9.8 = 1.1 \times 10^5 \text{ W}/\text{m}^2$$

$$= 110 \text{ kW}/\text{m}^2$$

两流体间传热过程的计算

【4-15】 载热体的流量为 $1500 \text{ kg}/\text{h}$ ，试计算下列各过程中载热体放出或吸收的热量。

(1) 100°C 的饱和水蒸气冷凝成 100°C 的水；(2) 苯胺由 383 K 降温至 283 K ；(3) 比热容为 $3.77 \text{ kJ}/(\text{kg} \cdot \text{K})$ 的 NaOH 水溶液从 290 K 加热到 370 K ；(4) 常压下 20°C 的空气加热到 150°C ；(5) 绝对压力为 250 kPa 的饱和水蒸气冷凝冷却成 40°C 的水。

解

$$q_m = \frac{1500}{3600} \text{ kg}/\text{s}$$

(1) 水蒸气冷凝 比汽化热 $r = 2258 \text{ kJ}/\text{kg}$

$$\text{放热量} \quad Q = q_m r = \frac{1500}{3600} \times 2258 = 941 \text{ kW}$$

$$(2) \text{ 苯胺 平均温度 } T_m = \frac{383 + 283}{2} = 333 \text{ K}$$

$$\text{比热容} \quad c_p = 2.19 \text{ kJ}/(\text{kg} \cdot \text{K})$$

$$\text{放热量} \quad Q = q_m c_p (T_1 - T_2) = \frac{1500}{3600} \times 2.19 \times (383 - 283) = 91.3 \text{ kW}$$

(3) NaOH 水溶液 比热容 $c_p = 3.77 \text{ kJ}/(\text{kg} \cdot \text{K})$

$$\text{吸热量} \quad Q = q_m c_p (T_2 - T_1) = \frac{1500}{3600} \times 3.77 \times (370 - 290) = 126 \text{ kW}$$

$$(4) \text{ 空气加热 平均温度 } t_m = \frac{20 + 150}{2} = 85^\circ\text{C}$$

$$\text{比热容} \quad c_p = 1.009 \text{ kJ}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})$$

$$\text{吸热量} \quad Q = q_m c_p (t_2 - t_1) = \frac{1500}{3600} \times 1.009 \times (150 - 20) = 54.7 \text{ kW}$$

(5) 饱和水蒸气 $p = 250 \text{ kPa}$ ，饱和温度 $t_s = 127^\circ\text{C}$

比汽化热 $r = 2185 \text{ kJ}/\text{kg}$ ，冷凝水从 $t_s = 127.2^\circ\text{C}$

$$\text{降至 } t_2 = 40^\circ\text{C}，\text{平均温度 } t_m = \frac{127.2 + 40}{2} = 83.6^\circ\text{C}$$

比热容

$$c_p = 4.196 \text{ kJ}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})$$

放热量

$$\begin{aligned} Q &= q_m [r + c_p (t_s - t_2)] \\ &= \frac{1500}{3600} [2185 + 4.196 \times (127.2 - 40)] = 1063 \text{ kW} \end{aligned}$$

45

【4-16】 用冷却水使流量为 2000 kg/h 的硝基苯从 355 K 冷却到 300 K ，冷却水由 15°C 升到 35°C ，试求冷却水用量。若将冷却水的流量增加到 $3.5 \text{ m}^3/\text{h}$ ，试求冷却水的出口温度。

解 硝基苯流量 $q_{m1} = 2000 \text{ kg/h}$ ，平均温度 $T_m = \frac{T_1 + T_2}{2} = \frac{355 + 300}{2} = 327.5 \text{ K}$ ，比热容 $c_{p1} = 1.58 \text{ kJ}/(\text{kg} \cdot \text{K})$

硝基苯的放热量

$$\begin{aligned} Q &= q_{m1} c_{p1} (T_1 - T_2) \\ &= \frac{2000}{3600} \times 1.58 \times (355 - 300) = 48.3 \text{ kW} \end{aligned}$$

(1) 冷却水用量计算 平均温度 $t_m = \frac{t_1 + t_2}{2} = \frac{15 + 35}{2} = 25^\circ\text{C}$

比热容 $c_{p2} = 4.179 \text{ kJ}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})$ ，密度 $\rho = 997 \text{ kg/m}^3$

$$q_{m2} = \frac{Q}{c_{p2} (t_2 - t_1)} = \frac{48.3 \times 3600}{4.179 (35 - 15)} = 2080 \text{ kg/h}$$

$$q_{V2} = \frac{q_{m2}}{\rho} = \frac{2080}{997} = 2.09 \text{ m}^3/\text{h}$$

(2) 用水量 $q_{V2} = 3.5 \text{ m}^3/\text{h}$ 时，求 $t_2 = ?$

用水量增大，水出口温度 t_2 应降低。先假设水的比热容及密度不变。从上面的计算式可知 q_{V2} 与 $(t_2 - t_1)$ 成反比，故

$$\frac{2.09}{3.5} = \frac{t_2 - 15}{35 - 15}, \quad t_2 = 26.9^\circ\text{C}$$

假设 $t_2 = 26.9^\circ\text{C}$

$$\text{水的平均温度 } t_m = \frac{t_2 + t_1}{2} = \frac{26.9 + 15}{2} = 21^\circ\text{C}$$

查得水的比热容 $c_p = 4.182 \text{ kJ}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})$, 密度 $\rho = 998 \text{ kg}/\text{m}^3$

计算 t_2

$$t_2 - t_1 = \frac{Q}{c_{p2} \cdot q_{m2}} = \frac{Q}{c_{p2} \cdot q_{V2} \cdot \rho}$$

$$t_2 = 15 + \frac{48.3 \times 3600}{4.182 \times 3.5 \times 998} = 26.9^\circ\text{C}$$

与假设相符。

【4-17】 在一换热器中, 用水使苯从 80°C 冷却到 50°C , 水从 15°C 升到 35°C 。试分别计算并流操作及逆流操作时的平均温度差。

解 (1) 并流操作

$$\text{苯 } T_1 = 80^\circ\text{C} \longrightarrow T_2 = 50^\circ\text{C}$$

$$\Delta t_{\text{并}} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}} = \frac{65 - 15}{\ln \frac{65}{15}}$$

$$\begin{array}{l} \text{水 } t_1 = 15^\circ\text{C} \longrightarrow T_2 = 35^\circ\text{C} \\ \Delta t_1 = 65^\circ\text{C} \quad \Delta t_2 = 15^\circ\text{C} \end{array}$$

$$= 34.2^\circ\text{C}$$

(2) 逆流操作

46

$$\text{苯 } T_1 = 80^\circ\text{C} \longrightarrow T_2 = 50^\circ\text{C}$$

$$\Delta t_1 / \Delta t_2 = 45 / 35 < 2$$

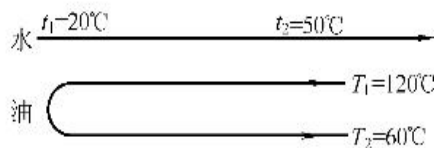
$$\begin{array}{l} t_2 = 35^\circ\text{C} \longleftarrow t_1 = 15^\circ\text{C} \text{ 水} \\ \Delta t_1 = 45^\circ\text{C} \quad \Delta t_2 = 35^\circ\text{C} \end{array}$$

$$\Delta t_{\text{逆}} = \frac{\Delta t_1 + \Delta t_2}{2} = \frac{45 + 35}{2} = 40^\circ\text{C}$$

【4-18】 在 1 壳程 2 管程列管式换热器中用水冷却油, 冷却水走管内, 进口温度为 20°C , 出口温度为 50°C 。油进口温度为 120°C , 出口温度为 60°C 。试计算两种流体的传热平均温度差。

解 属于折流

解 属于折流



$$\Delta t_1 = 120 - 50 = 70 \text{ } ^\circ\text{C}, \Delta t_2 = 60 - 20 = 40 \text{ } ^\circ\text{C}, \Delta t_1 / \Delta t_2 = 70 / 40 < 2$$

$$\Delta t_{\text{逆}} = \frac{\Delta t_1 + \Delta t_2}{2} = \frac{70 + 40}{2} = 55 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{120 - 60}{50 - 20} = \frac{60}{30} = 2$$

$$\rho = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{50 - 20}{120 - 20} = \frac{30}{100} = 0.3$$

查得温差校正系数 $\phi = 0.91$

$$\Delta t_m = \phi \Delta t_{\text{逆}} = 0.91 \times 55 = 50 \text{ } ^\circ\text{C}$$

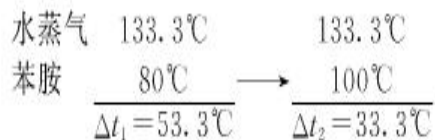
【4-19】 用绝对压力为 300kPa 的饱和水蒸气将体积流量为 $80\text{m}^3/\text{h}$ 的苯胺从 80°C 加热到 100°C 。苯胺在平均温度下的密度为 $955\text{kg}/\text{m}^3$ ，比热容为 $2.31\text{kJ}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})$ 。试计算：
(1) 水蒸气用量 (kg/h)；(2) 当总传热系数为 $800\text{W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$ 时所需传热面积。

解 (1) 水的比汽化热 $r = 2168\text{kJ}/\text{kg}$ ，苯胺体积流量 $q_{V2} = 80\text{m}^3/\text{h}$ ，
苯胺吸收的热量为

$$\begin{aligned} Q &= q_{V2} \rho_p (t_2 - t_1) = 80 \times 955 \times 2.31 \times 10^3 \times (100 - 80) \\ &= 3.53 \times 10^9 \text{ J/h} = 3.53 \times 10^6 \text{ kJ/h} \\ &= 9.8 \times 10^5 \text{ W} \end{aligned}$$

水蒸气用量 $q_{m1} = \frac{Q}{r} = \frac{3.53 \times 10^6}{2168} = 1630 \text{ kg/h}$

(2) 计算传热面积 A 已知 $K = 800\text{W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$ ，水蒸气的 $p = 300\text{kPa}$ ， $t = 133.3^\circ\text{C}$ 。



$$\Delta t_m = \frac{\Delta t_1 + \Delta t_2}{2} = \frac{53.3 + 33.3}{2} = 43.3 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$A = \frac{Q}{K \Delta t_m} = \frac{9.8 \times 10^5}{800 \times 43.3} = 28.3 \text{ m}^2$$

【4-20】 有一套管式换热器，内管为 $\phi 180\text{mm} \times 10\text{mm}$ 的钢管，内管中有质量流量为

47

3000kg/h 的热水，从 90°C 冷却到 60°C 。环隙中冷却水从 20°C 升到 50°C 。总传热系数 $K = 2000 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$ 。试求：（1）冷却水用量；（2）并流流动时的平均温度差及所需传热面积；（3）逆流流动时的平均温度差及所需传热面积。

解 （1）冷却水用量 q_{m2} 计算

$$\text{热水平均温度 } T_m = \frac{T_1 + T_2}{2} = \frac{90 + 60}{2} = 75^\circ\text{C}, c_{p1} = 4.191 \text{ kJ}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})$$

$$\text{冷水平均温度 } t_m = \frac{t_1 + t_2}{2} = \frac{20 + 50}{2} = 35^\circ\text{C}, c_{p2} = 4.174 \text{ kJ}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})$$

热量衡算

$$q_{m2} \times 4.174 \times 10^3 \times (50 - 20) = 3000 \times 4.191 \times 10^3 \times (90 - 60) = 3.77 \times 10^8 \text{ J/h}$$

$$q_{m2} = 3012 \text{ kg/h}$$

（2）并流

$$\text{热水 } T_1 = 90^\circ\text{C} \longrightarrow T_2 = 60^\circ\text{C}$$

$$\text{冷水 } \frac{t_2 = 20^\circ\text{C}}{\Delta t_1 = 70^\circ\text{C}} \longrightarrow \frac{t_1 = 50^\circ\text{C}}{\Delta t_2 = 10^\circ\text{C}}$$

$$\Delta t_m = \frac{70 - 10}{\ln \frac{70}{10}} = 30.8^\circ\text{C}$$

传热面积

$$A = \frac{Q}{K \Delta t_m} = \frac{3.77 \times 10^8 / 3600}{2000 \times 30.8} = 1.7 \text{ m}^2$$

（3）逆流

$$\text{热水 } T_1 = 90^\circ\text{C} \longrightarrow T_2 = 60^\circ\text{C}$$

$$\frac{t_2 = 50^\circ\text{C}}{\Delta t_1 = 40^\circ\text{C}} \longleftarrow \frac{t_1 = 20^\circ\text{C}}{\Delta t_2 = 40^\circ\text{C}} \text{ 冷水}$$

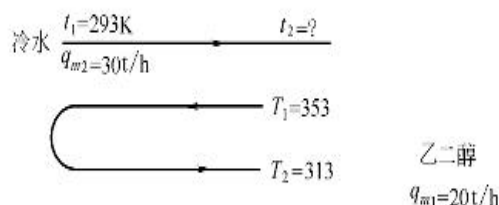
$$\Delta t_m = 40 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

传热面积

$$A = \frac{Q}{K \Delta t_m} = \frac{3.77 \times 10^5 / 3600}{2000 \times 40} = 1.31 \text{ m}^2$$

【4-21】 有 1 壳程 2 管程列管式换热器，用 293K 的冷水 30t/h 使流量为 20t/h 的乙二醇从 353K 冷却到 313K，设总传热系数为 $1200 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$ ，试计算所需传热面积。

解



乙二醇的平均温度 $T_m = \frac{353 + 313}{2} = 333 \text{ K}$ ，比热容 $c_{p1} = 2.6 \times 10^3 \text{ J}/(\text{kg} \cdot \text{K})$

$$\begin{aligned} \text{乙二醇放出热量 } Q &= \frac{q_{m1}}{3600} c_{p1} (T_1 - T_2) \\ &= \frac{20 \times 10^3}{3600} \times 2.6 \times 10^3 \times (353 - 313) = 5.78 \times 10^5 \text{ W} \end{aligned}$$

从水的物理性质数据表上可知，水在 $30 \sim 50^{\circ}\text{C}$ 范围内，比热容 $c_p = 4174 \text{ J}/(\text{kg} \cdot \text{K})$ 。假

48

设 $c_{p2} = 4174 \text{ J}/(\text{kg} \cdot \text{K})$ ，计算冷水出口温度 t_2 。

$$\begin{aligned} \frac{q_{m2}}{3600} c_{p1} (t_2 - t_1) &= Q \\ t_2 &= \frac{Q \times 3600}{q_{m2} c_{p1}} + t_1 = \frac{5.78 \times 10^5 \times 3600}{30 \times 10^3 \times 4174} + 293 = 309.6 \text{ }^{\circ}\text{C} \\ \text{冷水的平均温度 } t_m &= \frac{t_1 + t_2}{2} = \frac{293 + 309.6}{2} = 301.3 \text{ K} \\ &= 28.3^{\circ}\text{C} \end{aligned}$$

t_m 接近 30°C ，所假设的 c_{p2} 可以。

逆流平均温度差 $\Delta t_{m\text{逆}}$ 计算

$$\Delta t_1 = T_1 - t_2 = 353 - 309.6 = 43.4 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\Delta t_2 = T_2 - t_1 = 313 - 293 = 20 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\Delta t_{m\text{逆}} = \frac{43.4 - 20}{\ln \frac{43.4}{20}} = 30.2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

折流的平均温度差 Δt_m 计算

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{353 - 313}{309.6 - 293} = \frac{40}{16.6} = 2.41$$

$$P = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{309.6 - 293}{353 - 293} = \frac{16.6}{60} = 0.277$$

$$\varphi = 0.83, \Delta t_m = \varphi \Delta t_{m\text{逆}} = 0.83 \times 30.2 = 25.1 \text{ } ^\circ\text{C}$$

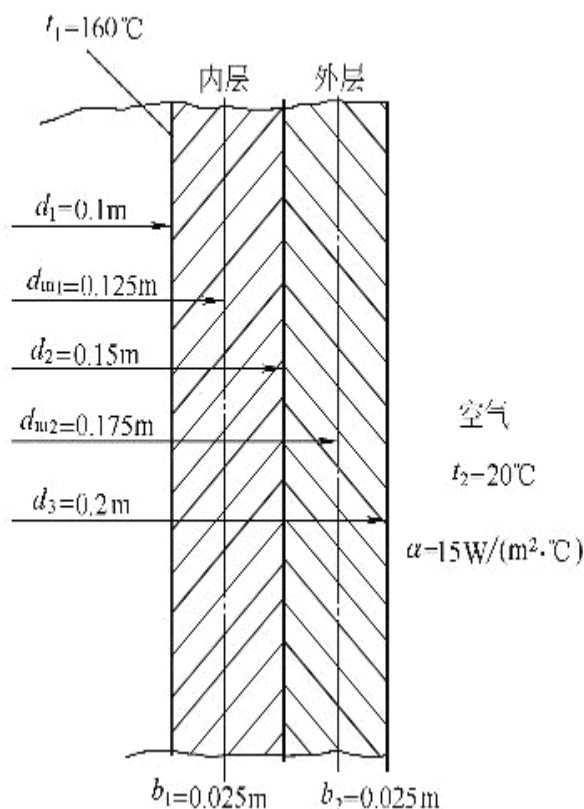
传热面积

$$A = \frac{Q}{K \Delta t_m} = \frac{5.78 \times 10^5}{1200 \times 25.1} = 19.2 \text{ m}^2$$

【4-22】 有一外径为 100mm 的水蒸气管，水蒸气温度为 160°C 。为了减少热量损失，在管外包覆厚度各为 25mm 的 A、B 两层绝热材料保温层，A 与 B 的热导率分别为 0.15 与 $0.05 \text{ W}/(\text{m} \cdot \text{K})$ 。试计算哪一种材料放在内层好。周围空气温度为 20°C ，保温层外表面对周围空气的对流（包括热辐射）传热系数 $\alpha = 15 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$ 。保温层内表面温度在两种情

况下都等于水蒸气温度。

解



(1) A 在内层, B 在外层。以保温层外表面积为基准的总传热系数为

$$\begin{aligned} K &= \frac{1}{\frac{b_1 d_3}{\lambda_1 d_{m1}} + \frac{b_2 d_3}{\lambda_2 d_{m2}} + \frac{1}{\alpha}} \\ &= \frac{1}{\frac{0.025 \times 0.2}{0.15 \times 0.125} + \frac{0.025 \times 0.2}{0.05 \times 0.175} + \frac{1}{15}} \\ &= 1.1 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}) \end{aligned}$$

热量损失 $Q = KA(t_1 - t_2) = K \cdot \pi d_3 L(t_1 - t_2)$

单位长度的热损失为

$$\begin{aligned} q &= \frac{Q}{L} = K\pi d_3(t_1 - t_2) \\ &= 1.1 \times \pi \times 0.2 \times (160 - 20) = 96.7 \text{ W/m} \end{aligned}$$

(2) B 在内层, A 在外层, 总传热系数为

$$\begin{aligned} K &= \frac{1}{\frac{b_1 d_3}{\lambda_1 d_{m1}} + \frac{b_2 d_3}{\lambda_2 d_{m2}} + \frac{1}{\alpha}} = \frac{1}{\frac{0.025 \times 0.2}{0.05 \times 0.125} + \frac{0.025 \times 0.2}{0.15 \times 0.175} + \frac{1}{15}} \\ &= 0.946 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}) \end{aligned}$$

$$q = \frac{Q}{L} = K\pi d_3(t_1 - t_2) = 0.946 \times \pi \times 0.2 \times (160 - 20) = 83.2 \text{ W/m}$$

计算结果表明, 热导率小的绝热材料放在内层, 热损失小。

【4-23】 测定套管式换热器的总传热系数。数据如下: 甲苯在内管中流动, 质量流量为 5000 kg/h, 进口温度为 80℃, 出口温度为 50℃。水在环隙流动, 进口温度为 15℃, 出口温度为 30℃。水与甲苯逆流流动, 传热面积为 2.5 m²。问所测得的总传热系数为多大?

解 甲苯 $q_{m1} = 5000 \text{ kg/h}$, $T_1 = 80^\circ\text{C}$, $T_2 = 50^\circ\text{C}$, $T_m = \frac{80 + 50}{2} = 65^\circ\text{C} = 338\text{K}$, $c_{p1} = 1.86 \times 10^3 \text{ J}/(\text{kg} \cdot \text{K})$

热负荷 $Q = \frac{5000}{3600} \times 1.86 \times 10^3 \times (80 - 50) = 77.5 \times 10^3 \text{ W}$

$$\begin{array}{ccc}
 T_1 = 80^\circ\text{C} & \longrightarrow & T_2 = 50^\circ\text{C} \\
 \frac{t_2 = 30^\circ\text{C}}{\Delta t_1 = 50^\circ\text{C}} & \longleftarrow & \frac{t_1 = 15^\circ\text{C}}{\Delta t_2 = 35^\circ\text{C}}
 \end{array}
 \quad \Delta t_m = \frac{50 + 35}{2} = 42.5^\circ\text{C}$$

$$A = 2.5\text{m}^2$$

$$K = \frac{Q}{A \Delta t_m} = \frac{77.5 \times 10^3}{2.5 \times 42.5} = 729 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$$

【4-24】 在一套管换热器中，内管中流体的对流传热系数 $\alpha_1 = 200 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$ ，内管外侧流体的对流传热系数 $\alpha_2 = 350 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$ 。已知两种流体均在湍流条件下进行换热。试回答下列两个问题：(1) 假设内管中流体流速增加一倍；(2) 假设内管外侧流体流速增加两倍。其他条件不变，试问总传热系数增加多少？以百分数表示。管壁热阻及污垢热阻可不计。

50

解 已知 $\alpha_1 = 200 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$ ， $\alpha_2 = 350 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$

(1) 内管中流体流速增加一倍， $u'_1 = 2u_1$

$$\alpha'_1 = \alpha_1 \left(\frac{u'_1}{u_1} \right)^{0.8} = 200 (2)^{0.8} = 348 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$$

$$K = \frac{\alpha_1 \alpha_2}{\alpha_1 + \alpha_2} = \frac{200 \times 350}{200 + 350} = 127 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$$

$$K' = \frac{\alpha'_1 \alpha_2}{\alpha'_1 + \alpha_2} = \frac{348 \times 350}{348 + 350} = 174 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$$

$$\frac{K' - K}{K} = \frac{174 - 127}{127} = 0.37 \quad \text{增加 } 37\%$$

(2) $u'_2 = 3u_2$ ， $\alpha'_2 = \alpha_2 \left(\frac{u'_2}{u_2} \right)^{0.8} = 350 \times (3)^{0.8} = 843 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$

$$K' = \frac{\alpha_1 \alpha'_2}{\alpha_1 + \alpha'_2} = \frac{200 \times 843}{200 + 843} = 162 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$$

$$\frac{K'-K}{K} = \frac{162-127}{127} = 0.276 \quad \text{增加 } 27.6\%$$

增大 α 小者, 对增大 K 有利。

【4-25】 有一套管式换热器, 内管为 $\phi 57\text{mm} \times 3\text{mm}$, 外管为 $\phi 114\text{mm} \times 4\text{mm}$ 。内管中有流量为 4000kg/h 的苯被加热, 进口温度为 50°C , 出口温度为 80°C 。套管的环境中有绝对压力为 200kPa 的饱和水蒸气冷凝放热, 冷凝的对流传热系数为 $10^4\text{W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$ 。已知内管的内表面污垢热阻为 $0.0004\text{m}^2 \cdot \text{K}/\text{W}$, 管壁热阻及管外侧污垢热阻均不计。试计算: (1) 加热水蒸气用量; (2) 管壁对苯的对流传热系数; (3) 完成上述处理量所需套管的有效长度; (4) 由于某种原因, 加热水蒸气的绝对压力降至 140kPa 。这时, 苯出口温度有何变化? 应为多少度 (设苯的对流传热系数值不变, 平均温度差可用算术平均值计算)。

解 苯 $t_1 = 50^\circ\text{C}$, $t_2 = 80^\circ\text{C}$, 平均温度 $t_m = \frac{50+80}{2} = 65^\circ\text{C}$, $c_{p2} = 1840\text{J}/(\text{kg} \cdot \text{K})$, $q_{m2} = 4000\text{kg/h}$

$$\text{热负荷} \quad Q = \frac{q_{m2}}{3600} c_{p2} (t_2 - t_1) = \frac{4000}{3600} \times 1840 \times (80 - 50) = 61330 \text{ W}$$

(1) 水蒸气用量 q_{m1}

$$p = 200\text{kPa}, T = 120.2^\circ\text{C}, r = 2205 \text{ kJ/kg}$$

$$q_{m1} = \frac{Q}{r} = \frac{61330}{2205 \times 10^3} = 0.0278\text{kg/s} = 100 \text{ kg/h}$$

(2) 苯的对流传热系数 α

$$\rho = 832\text{kg/m}^3, \mu = 0.38\text{mPa} \cdot \text{s}, \lambda = 0.13 \text{ W}/(\text{m} \cdot \text{K})$$

$$u = \frac{4000}{3600 \times 832 \times \frac{\pi}{4} \times (0.051)^2} = 0.654 \text{ m/s}$$

$$Re = \frac{du\rho}{\mu} = \frac{0.051 \times 0.654 \times 832}{0.38 \times 10^{-3}} = 7.3 \times 10^4 \quad \text{湍流}$$

$$Pr = \frac{c_p \mu}{\lambda} = \frac{1840 \times 0.38 \times 10^{-3}}{0.13} = 5.38$$

苯被加热 $n=0.4$

$$\begin{aligned} \alpha &= 0.023 \frac{\lambda}{d} Re^{0.8} Pr \\ &= 0.023 \times \frac{0.13}{0.051} \times (7.3 \times 10^4)^{0.8} (5.38)^{0.4} = 893 \text{ W}/(\text{m}^2 \end{aligned}$$

(3) 管长 l

$$\alpha_1 = 10^4 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K}), \alpha_2 = 893 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K}), R_{d2} = 0.0004 \text{ m}^2 \cdot \text{K}/\text{W}$$

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + R_{d2} + \frac{1}{\alpha_2}} = \frac{1}{\frac{1}{10^4} + 0.0004 + \frac{1}{893}} = 617 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$$

$$\Delta t_1 = T - t_1 = 120.2 - 50 = 70.2^\circ\text{C}, \quad \Delta t_2 = T - t_2 = 120.2 - 80 = 40.2^\circ\text{C}$$

$$\Delta t_m = \frac{70.2 + 40.2}{2} = 55.2^\circ\text{C}$$

$$A = \frac{Q}{K \Delta t_m} = \frac{61330}{617 \times 55.2} = 1.8 \text{ m}^2$$

$$l = \frac{A}{\pi d} = \frac{1.8}{\pi \times 0.051} = 11.2 \text{ m}$$

(4) 水蒸气绝对压力 $p=140\text{kPa}$ 时, 苯的出口温度 t_2

$$p=140\text{kPa} \text{ 时 } T=109.2^\circ\text{C}$$

$$\frac{4000}{3600} \times 1840 \times (t_2 - 50) = 617 \times 1.8 \times \frac{(109.2 - 50) + (109.2 - t_2)}{2}$$

$$t=75.3\text{ }^{\circ}\text{C}$$

【4-26】 在一套管换热器中，用绝对压力为 200kPa 的饱和水蒸气使流量为 5000kg/h 的氯化苯从 30℃ 加热到 70℃，氯化苯在内管中流动。因某种原因，氯化苯的流量减小到 2500kg/h，但进、出口温度欲保持不变。为此，想把水蒸气压力降低一些，试问水蒸气的绝对压力应降到多少？

两种情况下，管内氯化苯均为湍流流动，并且其对流传热系数比水蒸气冷凝的对流传热系数小很多。因此，水蒸气冷凝的热阻及管壁热阻均可忽略不计。

解 水蒸气绝对压力 $p=200\text{kPa}$ ， $T=120.2\text{ }^{\circ}\text{C}$

$$\Delta t_1=120.2-30=90.2\text{ }^{\circ}\text{C}, \Delta t_2=120.2-70=50.2\text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$\Delta t_m=\frac{90.2+50.2}{2}=70.2\text{ }^{\circ}\text{C}$$

氯化苯的流量 $q_m=5000\text{kg/h}$

52

热负荷 Q 与 q_m 成正比， $Q\propto 5000$

氯化苯的对流传热系数 α 与 q_m 的关系为 $\alpha\propto (5000)^{0.8}$

氯化苯的流量减小到 $q'_m=2500\text{kg/h}$ ，

$$Q'\propto 2500, \alpha'\propto (2500)^{0.8}$$

总传热系数 $K\approx\alpha, K'\approx\alpha'$

$$\frac{Q}{Q'}=\frac{KA\Delta t_m}{K'A\Delta t'_m}=\frac{\alpha A\Delta t_m}{\alpha' A\Delta t'_m}$$

$$\frac{5000}{2500}=\frac{(5000)^{0.8}\times 70.2}{(2500)^{0.8}\times \Delta t'_m} \quad \Delta t'=61.1\text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$\Delta t'_m=\frac{(T'-30)+(T'-70)}{2}=61.1$$

水蒸气温度 $T'=111\text{ }^{\circ}\text{C}$

压力 $p=143.3\text{kPa}$

【4-27】 欲将体积流量为 $3000\text{m}^3/\text{h}$ （标准状况 $p^{\ominus}=101.325\text{kPa}$ ， $T^{\ominus}=273.15\text{K}$ ）的常压空气，用绝对压力为 200kPa 的饱和水蒸气加热，空气从 10℃ 加热到 90℃。现有一列管式换热器，其规格如下：钢管直径 $\phi 25\text{mm}\times 2.5\text{mm}$ ，管长 1.6m，管数 271 根。如用此换热

器,使空气在管内流动,水蒸气在管外冷凝,试验算此换热器面积是否够用?水蒸气冷凝时的对流传热系数可取为 $10000 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$ 。

解 空气的平均温度 $t_m = \frac{t_1 + t_2}{2} = \frac{10 + 90}{2} = 50 \text{ }^\circ\text{C}$

空气的物性参数 $\rho = 1.093 \text{ kg}/\text{m}^3$, $\mu = 19.6 \times 10^{-6} \text{ Pa} \cdot \text{s}$

$$\lambda = 2.83 \times 10^{-2} \text{ W}/(\text{m} \cdot \text{K}), c_p = 1.005 \times 10^3 \text{ J}/(\text{kg} \cdot \text{K})$$

$$Pr = 0.698$$

空气流量 $q_m = \frac{3000}{22.4} \times 29 = 3884 \text{ kg/h}$

$$q_v = q_m / \rho = 3884 / 1.093 = 3550 \text{ m}^3/\text{h}$$

热负荷 $Q = q_m c_p (t_2 - t_1) = \frac{3884}{3600} \times 1.005 \times 10^3 \times (90 - 10)$
 $= 8.67 \times 10^4 \text{ W}$

水蒸气 $p = 200 \text{ kPa}$, $T = 120.2 \text{ }^\circ\text{C}$

平均温度差 $\Delta t_1 = T - t_1 = 120.2 - 10 = 110.2 \text{ }^\circ\text{C}$

$$\Delta t_2 = T - t_2 = 120.2 - 90 = 30.2 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\Delta t_m = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}} = \frac{110.2 - 30.2}{\ln \frac{110.2}{30.2}} = 62 \text{ }^\circ\text{C}$$

空气流速 $u = \frac{q_v}{3600 \times \frac{\pi}{4} d^2 n} = \frac{3550}{3600 \times \frac{\pi}{4} \times (0.02)^2 \times 271} = 11.6 \text{ m/s}$

$$Re = \frac{du\rho}{\mu} = \frac{0.02 \times 11.6 \times 1.093}{19.6 \times 10^{-6}} = 1.29 \times 10^4 \quad \text{湍流}$$

53

$$\alpha = 0.023 \frac{\lambda}{d} Re^{0.8} Pr^n = 0.023 \times \frac{2.83 \times 10^{-2}}{0.02} \times (1.29 \times 10^4)^{0.8} \times (0.698)^{0.4}$$

$$= 54.8 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$$

$$K \approx \alpha = 54.8 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$$

$$A = \frac{Q}{K \Delta t_m} = \frac{8.67 \times 10^4}{54.8 \times 62} = 25.5 \text{ m}^2$$

已有换热器的传热面积为

$$A' = \pi d l n = \pi \times 0.02 \times 1.6 \times 271 = 27.2 \text{ m}^2 \quad \text{够用}$$

【4-28】 有一钢制套管式换热器，质量流量为 2000 kg/h 的苯在内管中，从 80℃ 冷却到 50℃。冷却水在环隙中从 15℃ 升到 35℃。已知苯对管壁的对流传热系数为 600 W/(m² · K)，管壁对水的对流传热系数为 1000 W/(m² · K)。计算总传热系数时，忽略管壁热阻，按平壁计算。试回答下列问题：（1）计算冷却水消耗量；（2）计算并流流动时所需传热面积；（3）如改变为逆流流动，其他条件相同，所需传热面积将有何变化？

解 总传热系数 K 的计算

已知 $\alpha_1 = 600 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$ ， $\alpha_2 = 1000 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$

$$K = \frac{\alpha_1 \alpha_2}{\alpha_1 + \alpha_2} = \frac{600 \times 1000}{600 + 1000} = 375 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$$

$$\text{苯} \quad T_1 = 80^\circ\text{C}, T_2 = 50^\circ\text{C}, T_m = \frac{80 + 50}{2} = 65^\circ\text{C}$$

$$c_{p1} = 1.86 \times 10^3 \text{ J}/(\text{kg} \cdot \text{K}), q_{m1} = 2000 \text{ kg/h}$$

热负荷

$$\begin{aligned} Q &= \frac{q_{m1}}{3600} \times c_{p1} \times (T_1 - T_2) \\ &= \frac{2000}{3600} \times 1.86 \times 10^3 \times (80 - 50) = 3.1 \times 10^4 \text{ W} \end{aligned}$$

（1）冷却水消耗量 q_{m2}

$$t_1 = 15^\circ\text{C}, t_2 = 35^\circ\text{C}, t_m = \frac{15 + 35}{2} = 25^\circ\text{C}$$

$$c_{p2} = 4.179 \times 10^3 \text{ J}/(\text{kg} \cdot \text{K})$$

$$q_{m2} = \frac{Q \times 3600}{c_{p2}(t_2 - t_1)} = \frac{3.1 \times 10^4 \times 3600}{4.179 \times 10^3 \times (35 - 15)} = 1335 \text{ kg/h}$$

（2）并流的传热面积 A

$$\Delta t_1 = T_1 - t_1 = 80 - 15 = 65^\circ\text{C}, \Delta t_2 = T_2 - t_2 = 50 - 35 = 15^\circ\text{C}$$

$$\Delta t_m = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}} = \frac{65 - 15}{\ln \frac{65}{15}} = 34.1^\circ\text{C}$$

$$A = \frac{Q}{K \Delta t_m} = \frac{3.1 \times 10^4}{375 \times 34.1} = 2.42 \text{ m}^2$$

(3) 逆流时的传热面积 A

$$\Delta t_1 = T_1 - t_2 = 80 - 35 = 45^\circ\text{C}, \quad \Delta t_2 = 50 - 15 = 35^\circ\text{C}$$

54

$$\Delta t_m = \frac{45 + 35}{2} = 40^\circ\text{C}$$

$$A = \frac{Q}{K \Delta t_m} = \frac{3.1 \times 10^4}{375 \times 40} = 2.07 \text{ m}^2$$

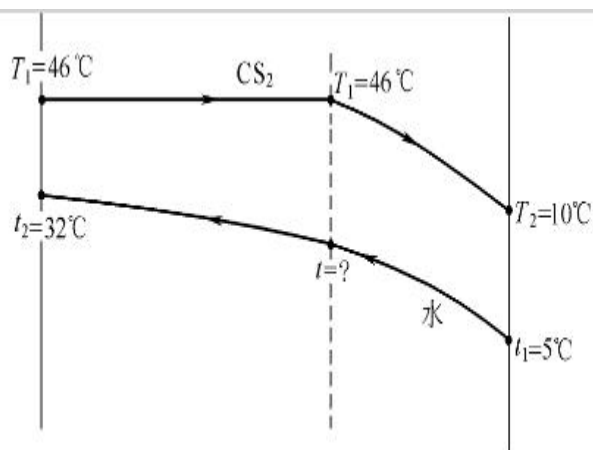
逆流与并流比较, 由于逆流的温度较大, 所以传热面积小了一些。

【4-29】 有一单管程的列管式换热器, 其规格如下: 管径为 $\phi 25\text{mm} \times 2.5\text{mm}$, 管长为 3m, 管数为 37 根。

今拟采用此换热器冷凝并冷却 CS_2 的饱和蒸气, 自饱和温度 46°C 冷却到 10°C 。 CS_2 在管外冷凝, 其流量为 300kg/h , 比汽化热为 350kJ/kg 。冷却水在管内, 进口温度为 5°C , 出口温度为 32°C 。逆流流动。已知 CS_2 的冷凝和冷却的总传热系数分别为 $K_1 = 291\text{W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$ 和 $K_2 = 174\text{W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$ 。试问此换热器是否合适? 传热面积 A 及总传热系数 K_1 、 K_2 均以内表面积计算。

解 CS_2 质量流量 $q_{m1} = 300\text{kg/h}$,

冷凝段 $T_1 = 46^\circ\text{C}$, CS_2 的比汽化热 $r = 350 \times 10^3\text{J/kg}$



冷凝段热负荷 $Q_1 = \frac{q_{m1}}{3600} r = \frac{300}{3600} \times 350 \times 10^3 = 29200 \text{ W}$

冷却段 $T_1 = 46^\circ\text{C}$, $T_2 = 10^\circ\text{C}$, $T_m = \frac{46 + 10}{2} = 28^\circ\text{C}$

$$c_p = 997 \text{ J}/(\text{kg} \cdot \text{K})$$

冷却段热负荷 $Q_2 = \frac{q_{m1}}{3600} c_p (T_1 - T_2)$

$$= \frac{300}{3600} \times 997 \times (46 - 10) = 2990 \text{ W}$$

冷却水 $t_1 = 5^\circ\text{C}$, $t_2 = 32^\circ\text{C}$, $t_m = \frac{5 + 32}{2} = 18.5^\circ\text{C}$

$$c_p = 4.19 \times 10^3 \text{ J}/(\text{kg} \cdot \text{K})$$

冷却水用量 $q_{m2} = \frac{Q_1 + Q_2}{c_p (t_2 - t_1)} = \frac{29200 + 2990}{4.19 \times 10^3 \times (32 - 5)}$
 $= 0.285 \text{ kg/s}$

水在两段之间的温度 t , 用冷却段热负荷 Q_2 计算。

$$q_{m2} c_p (t - 5) = Q_2$$

$$t = \frac{Q_2}{q_{m2} c_p} + 5 = \frac{2990}{0.285 \times 4.19 \times 10^3} + 5 = 7.5 \text{ } ^\circ\text{C}$$

冷凝段平均温度差为

$$\Delta t_{m1} = \frac{(46 - 32) - (46 - 7.5)}{\ln\left(\frac{46 - 32}{46 - 7.5}\right)} = 24.1 \text{ } ^\circ\text{C}$$

冷却段平均温度差为

$$\Delta t_{m2} = \frac{(46 - 7.5) - (10 - 5)}{\ln\left(\frac{46 - 7.5}{10 - 5}\right)} = 16.4 \text{ } ^\circ\text{C}$$

冷凝段传热面积为

$$A_1 = \frac{Q_1}{K_1 \Delta t_{m1}} = \frac{29200}{291 \times 24.1} = 4.16 \text{ m}^2$$

冷却段传热面积为

$$A_2 = \frac{Q_2}{K_2 \Delta t_{m2}} = \frac{2990}{174 \times 16.4} = 1.05 \text{ m}^2$$

总传热面积 $A = A_1 + A_2 = 4.16 + 1.05 = 5.21 \text{ m}^2$

现有换热器的传热面积按传热管内表面积计算

$$A = \pi d l n = \pi \times 0.02 \times 3 \times 37 = 6.97 \text{ m}^2$$

传热面积够用。

【4-30】 在一套管式换热器中，用 120°C 的饱和水蒸气在环隙中冷凝放热，使内管中湍流流动的流量为 3000kg/h 的苯，从 20°C 加热到 80°C 。当流量增加到 4500kg/h 时，只能从 20°C 加热到 76°C 。试计算换热器的传热面积和流量为 4500kg/h 时的总传热系数 K 。

计算时，水蒸气冷凝的 α 值取用 $8000\text{W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$ 。可忽略管壁热阻及污垢热阻，并可当平壁处理。

解 苯的流量

$$q_m = 3000\text{kg/h 时}$$

水蒸气

$$T = 120^\circ\text{C}$$

$$T = 120^\circ\text{C}$$

苯

$$\frac{t_1 = 20^\circ\text{C}}{\Delta t_1 = 100^\circ\text{C}}$$

$$\frac{t_2 = 80^\circ\text{C}}{\Delta t_2 = 40^\circ\text{C}}$$

$$\Delta t_m = \frac{100 - 40}{\ln \frac{100}{40}} = 65.5 \text{ } ^\circ\text{C}$$

苯的流量 $q'_m = 4500 \text{ kg/h}$ 时

水蒸气 $T = 120^\circ\text{C}$ $T = 120^\circ\text{C}$

$$\text{苯} \quad \frac{t_1 = 20^\circ\text{C}}{\Delta t_1 = 100^\circ\text{C}} \quad \frac{t'_2 = 76}{\Delta t_2 = 44} \quad \Delta t'_m = \frac{100 - 44}{\ln \frac{100}{44}} = 68.2^\circ\text{C}$$

传热速率方程

$$Q = KA\Delta t_m = q'_m c_p (t_2 - t_1)$$

$$\frac{Q'}{Q} = \frac{K' A \Delta t'_m}{KA\Delta t_m} = \frac{q'_m c_p (t'_2 - t_1)}{q'_m c_p (t_2 - t_1)}$$

$$\frac{K' \times 68.2}{K \times 65.5} = \frac{4500(76 - 20)}{3000(80 - 20)}$$

56

$$\frac{K'}{K} = \frac{45 \times 56 \times 65.5}{30 \times 60 \times 68.2} = 1.344$$

苯的流速与流量的关系

$$\frac{u'}{u} = \frac{q'_m}{q_m} = \frac{4500}{3000} = 1.5$$

苯的对流传热系数 α 与流速 u 的关系

$$\frac{\alpha'}{\alpha} = \left(\frac{u'}{u} \right)^{0.8} = (1.5)^{0.8} = 1.383$$

总传热系数 K 与传热管内外两侧的对流传热系数 α_i 与 α_o 的关系为

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_i} + \frac{1}{\alpha_o}}, \quad K' = \frac{1}{\frac{1}{1.383\alpha_i} + \frac{1}{\alpha_o}}$$

$$\alpha_o = 8000 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$$

$$\frac{K'}{K} = \frac{\frac{1}{\alpha_i} + \frac{1}{8000}}{\frac{1}{1.383\alpha_i} + \frac{1}{8000}} = 1.344$$

解得

$$\alpha_i = 656 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$$

故

$$K' = \frac{1}{\frac{1}{1.383\alpha_i} + \frac{1}{\alpha_o}} = \frac{1}{\frac{1}{1.383 \times 656} + \frac{1}{8000}} = 815 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$$

由 $Q = K' A \Delta t'_m = q'_m c_p (t'_2 - t_1)$, 求传热面积

用平均温度 $t_m = \frac{20+80}{2} = 50^\circ\text{C}$ 查得苯的比热容 $c_p = 1.78 \times 10^3 \text{ J}/(\text{kg} \cdot \text{K})$

$$A = \frac{q'_m c_p (t'_2 - t_1)}{K' \Delta t'_m} = \frac{\frac{4500}{3600} \times 1.78 \times 10^3 \times (76 - 20)}{815 \times 68.2} = 2.24 \text{ m}^2$$

【4-31】 外径为 50mm、长为 10m 的氧化钢管，敷设在截面为 200mm×200mm 的红砖砌的通道内，钢管外表面温度为 250℃，通道壁面温度为 20℃。试计算辐射热损失。

解 钢管被红砖通道包围，角系数 $\varphi=1$

辐射传热面积 $A = A_1 = \pi dl = \pi \times 0.05 \times 10 = 1.57 \text{ m}^2$

红砖通道的表面积 $A_2 = 4 \times \text{宽} \times \text{长} = 4 \times 0.2 \times 10 = 8 \text{ m}^2$

查得氧化钢材表面的黑度 $\epsilon_1 = 0.8$ ，红砖的黑度 $\epsilon_2 = 0.93$ 。

总辐射系数

$$C_{1-2} = \frac{C_b}{\frac{1}{\epsilon_1} + \frac{A_1}{A_2} \left(\frac{1}{\epsilon_2} - 1 \right)}$$

$$= \frac{5.67}{\frac{1}{0.8} + \frac{1.57}{8} \left(\frac{1}{0.93} - 1 \right)} = 4.48$$

$$T_1 = 250 + 273 = 523 \text{ K}, \quad T_2 = 20 + 273 = 293 \text{ K}$$

辐射热损失为

$$\begin{aligned} Q_{1-2} &= C_{1-2} \varphi A \left[\left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 \right] \\ &= 4.48 \times 1 \times 1.57 \times [(5.23)^4 - (2.93)^4] \\ &= 4.74 \times 10^3 \text{ W} = 4.74 \text{ kW} \end{aligned}$$

【4-32】 冷藏瓶由真空玻璃夹层构成，夹层中双壁表面上镀银，镀银壁面黑度 $\epsilon = 0.02$ 。外壁内表面温度为 35°C ，内壁外表面温度为 0°C 。试计算由于辐射传热每单位面积容器壁的散热量。

解 内壁外表面温度 $t_1 = 0^\circ\text{C}$ ，外壁内表面温度 $t_2 = 35^\circ\text{C}$ ，两表面镀银 $\epsilon_1 = \epsilon_2 = 0.02$ ，两表面积 $A_1 \approx A_2$ 。 $\varphi = 1$ ，

$$\text{总辐射系数} \quad C_{1-2} = \frac{C_b}{\frac{1}{\epsilon_1} + \frac{1}{\epsilon_2} - 1} = \frac{5.67}{\frac{2}{0.02} - 1} = \frac{5.67}{99}$$

每单位面积的辐射散热量

$$\begin{aligned} q &= \frac{Q}{A} = C_{1-2} \varphi \left[\left(\frac{t_1 + 273}{100} \right)^4 - \left(\frac{t_2 + 273}{100} \right)^4 \right] \\ &= \frac{5.67}{99} \times 1 \times \left[\left(\frac{0 + 273}{100} \right)^4 - \left(\frac{35 + 273}{100} \right)^4 \right] \\ &= \frac{5.67}{99} \times [(2.73)^4 - (3.08)^4] = -3.12 \text{ W/m}^2 \end{aligned}$$

q 为负值，表明热量从外壁向内壁传递。

【4-33】 水蒸气管路横穿室内，其保温层外径为 70mm ，外表面温度为 55°C ，室温为 25°C ，墙壁温度为 20°C 。试计算每米管路的辐射散热损失及对流散热损失。保温层外表面黑度 $\epsilon = 0.9$ 。

解 (1) 辐射散热损失

管路被大房间包围，角系数 $\varphi = 1$ ，辐射传热面积为管路表面积 $A = \pi dl$

总辐射系数 $C_{1-2} = \epsilon_1 C_b$

辐射传热速率计算式为

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

(2) 对流散热损失

按大空间自然对流传热计算管路外表面温度 55℃ 与室温 25℃ 的平均温度

$$t_m = \frac{55 + 25}{2} = 40 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\beta = \frac{1}{273 + 40} = 3.19 \times 10^{-3} \text{ K}^{-1}$$

$$\rho = 1.128 \text{ kg/m}^3, \mu = 1.91 \times 10^{-5} \text{ Pa} \cdot \text{s}, \lambda = 2.76 \times 10^{-2} \text{ W/(m} \cdot \text{K)}$$

$$Pr = 0.699$$

$$Gr = \frac{\beta g \Delta t l^3 \rho^2}{\mu^2} = \frac{3.19 \times 10^{-3} \times 9.81 \times (55 - 25) \times 1^3 \times 1.128^2}{(1.91 \times 10^{-5})^2}$$

$$= 3.27 \times 10^9$$

$$GrPr = 3.27 \times 10^9 \times 0.699 = 2.286 \times 10^9$$

$$C = 0.13, n = 1/3$$

$$\alpha = C \frac{\lambda}{l} (GrPr)^n = 0.13 \times \frac{2.76 \times 10^{-2}}{1} \times (2.286 \times 10^9)^{1/3}$$

$$= 0.473 \text{ W/(m}^2 \cdot \text{K)}$$

每米管路的对流散热损失为

$$q = \frac{Q}{l} = \alpha \pi d (t_1 - t_2) = 0.473 \times \pi \times 0.07 \times (55 - 25)$$

$$= 3.12 \text{ W/m}$$

计算结果表明辐射散热损失大于对流散热损失。