

化工原理课后习题解答

(夏清、陈常贵主编. 化工原理. 天津大学出版社, 2005.)

第一章 流体流动

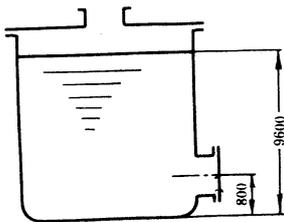
1. 某设备上真空表的读数为 $13.3 \times 10^3 \text{ Pa}$, 试计算设备内的绝对压强与表压强。已知该地区大气压强为 $98.7 \times 10^3 \text{ Pa}$ 。

解: 由 绝对压强 = 大气压强 - 真空度 得到:

$$\begin{aligned} \text{设备内的绝对压强 } P_{\text{绝}} &= 98.7 \times 10^3 \text{ Pa} - 13.3 \times 10^3 \text{ Pa} \\ &= 8.54 \times 10^3 \text{ Pa} \end{aligned}$$

$$\text{设备内的表压强 } P_{\text{表}} = -\text{真空度} = -13.3 \times 10^3 \text{ Pa}$$

2. 在本题附图所示的储油罐中盛有密度为 960 kg/m^3 的油品, 油面高于罐底 6.9 m , 油面上方为常压。在罐侧壁的下部有一直径为 760 mm 的圆孔, 其中心距罐底 800 mm , 孔盖用 14 mm 的钢制螺钉紧固。若螺钉材料的工作应力取为 $39.23 \times 10^6 \text{ Pa}$,



习题 2 附图

问至少需要几个螺钉?

分析: 罐底产生的压力不能超过螺钉的工作应力 即

$$P_{\text{油}} \leq \sigma_{\text{螺}}$$

解: $P_{螺} = \rho gh \times A = 960 \times 9.81 \times (9.6 - 0.8) \times 3.14 \times 0.76^2$

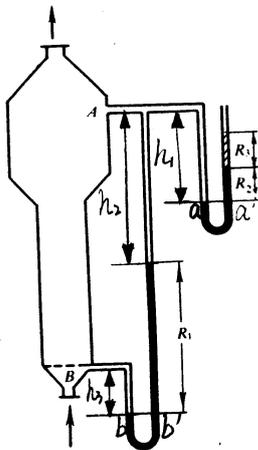
$$150.307 \times 10^3 \text{ N}$$

$$\sigma_{螺} = 39.03 \times 10^3 \times 3.14 \times 0.014^2 \times n$$

$$P_{油} \leq \sigma_{螺} \quad \text{得 } n \geq 6.23$$

$$\text{取 } n_{\min} = 7$$

至少需要 7 个螺钉



习题 3 附图

3. 某流化床反应器上装有两个 U 型管压差计, 如本题附图所示。测得 $R_1 = 400 \text{ mm}$, $R_2 = 50 \text{ mm}$, 指示液为水银。为防止水银蒸汽向空气中扩散, 于右侧的 U 型管与大气连通的玻璃管内灌入一段水, 其高度 $R_3 = 50 \text{ mm}$ 。试求 A、B 两处的表压强。

分析: 根据静力学基本原则, 对于右边的 U 管压差计, a - a' 为等压面, 对于左边的压差计, b - b' 为另一等压面, 分别列出两个等压面处的静力学基本方程求解。

解: 设空气的密度为 ρ_g , 其他数据如图所示

$$\text{a - a' 处 } P_A + \rho_g h_1 = \rho_{水} g R_3 + \rho_{水银} g R_2$$

由于空气的密度相对于水和水银来说很小可以忽略不记

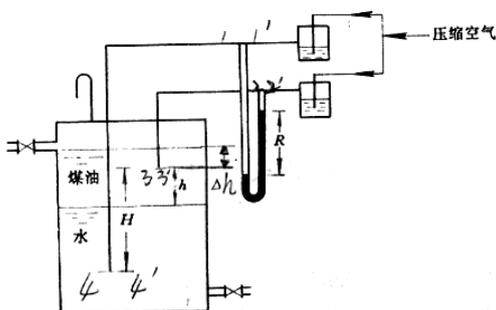
$$\text{即: } P_A = 1.0 \times 10^3 \times 9.81 \times 0.05 + 13.6 \times 10^3 \times 9.81 \times 0.05$$

$$= 7.16 \times 10^3 \text{ Pa}$$

$$\text{b - b' 处 } P_B + \rho_g h_3 = P_A + \rho_g h_2 + \rho_{水银} g R_1$$

$$P_B = 13.6 \times 10^3 \times 9.81 \times 0.4 + 7.16 \times 10^3$$

$$= 6.05 \times 10^3 \text{ Pa}$$



习题 4 附图

4. 本题附图为远距离测量控制装置, 用以测定分相槽内煤油和水两相界面位置。已知两吹气管出口的距离 $H = 1 \text{ m}$, U 管压差计的指示

液为水银，煤油的密度为 $820\text{Kg} / \text{m}^3$ 。试求当压差计读数 $R=68\text{mm}$ 时，相界面与油层的吹气管出口距离 h 。

分析：解此题应选取的合适的截面如图所示：忽略空气产生的压强，本题中 $1-1'$ 和 $4-4'$ 为等压面， $2-2'$ 和 $3-3'$ 为等压面，且 $1-1'$ 和 $2-2'$ 的压强相等。根据静力学基本方程列出一个方程组求解

解：设插入油层气管的管口距油面高 Δh

在 $1-1'$ 与 $2-2'$ 截面之间

$$P_1 = P_2 + \rho_{\text{水银}} gR$$

$$\because P_1 = P_4, P_2 = P_3$$

$$\text{且 } P_3 = \rho_{\text{煤油}} g \Delta h, P_4 = \rho_{\text{水}} g (H-h) + \rho_{\text{煤油}} g (\Delta h + h)$$

联立这几个方程得到

$$\rho_{\text{水银}} gR = \rho_{\text{水}} g (H-h) + \rho_{\text{煤油}} g (\Delta h + h) - \rho_{\text{煤油}} g \Delta h \text{ 即}$$

$$\rho_{\text{水银}} gR = \rho_{\text{水}} gH + \rho_{\text{煤油}} gh - \rho_{\text{水}} gh \text{ 带入数据}$$

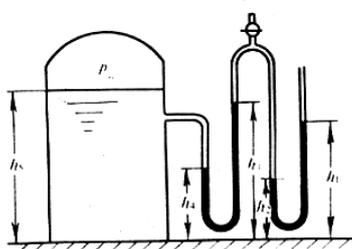
$$1.0^3 \times 10^3 \times 1 - 13.6 \times 10^3 \times 0.068 = h(1.0 \times 10^3 - 0.82 \times 10$$

3)

$$h = 0.418\text{m}$$

5. 用本题附图中串联U管压差计测量蒸汽锅炉水面上方的蒸气压，U管压差计的指示液为水银，两U管间的连接管内充满水。以知水银面与基准面的垂直距离分别为： $h_1=2.3\text{m}$ ， $h_2=1.2\text{m}$ ， $h_3=2.5\text{m}$ ， $h_4=1.4\text{m}$ 。锅中水面与基准面之间的垂直距离 $h_5=3\text{m}$ 。大气压强 $p_a=99.3 \times 10^3 \text{Pa}$ 。

试求锅炉上方水蒸气的压强 P 。



习题 5 附图

分析：首先选取合适的截面用以连接两个U管，本题应选取如图所示的 $1-1$ 截面，再选取等压面，最后根据静力学基本原理列出方程，求解

解：设 1-1 截面处的压强为 P_1

对左边的U管取 a-a 等压面，由静力学基本方程

$$P_0 + \rho_{\text{水}}g(h_5-h_4) = P_1 + \rho_{\text{水银}}g(h_3-h_4) \quad \text{代入数据}$$

$$\begin{aligned} P_0 + 1.0 \times 10^3 \times 9.81 \times (3-1.4) \\ = P_1 + 13.6 \times 10^3 \times 9.81 \times (2.5-1.4) \end{aligned}$$

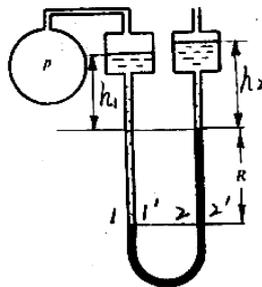
对右边的U管取 b-b 等压面，由静力学基本方程 $P_1 + \rho_{\text{水}}g(h_3-h_2) = \rho_{\text{水银}}g(h_1-h_2) + p_a$ 代入数据

$$P_1 + 1.0 \times 10^3 \times 9.81 \times (2.5-1.2) = 13.6 \times 10^3 \times 9.81 \times (2.3-1.2) + 99.3 \times 10^3$$

解着两个方程 得

$$P_0 = 3.64 \times 10^5 \text{Pa}$$

6. 根据本题附图所示的微差压差计的读数，计算管路中气体的表压强 p 。压差计中以油和水为指示液，其密度分别为 920 kg/m^3 , 998 kg/m^3 ，U管中油、水交接面高度差 $R = 300 \text{ mm}$



习题 6 附图

m ，两扩大室的内径 D 均为 60 mm ，U管内径 d 为 6 mm 。

当管路内气体压强等于大气压时，两扩大室液面平齐。

分析：此题的关键是找准等压面，根据扩大室一端与大气相通，另一端与管路相通，可以列出两个方程，联立求解

解：由静力学基本原则，选取 1-1' 为等压面，

$$\text{对于 U 管左边} \quad p_{\text{表}} + \rho_{\text{油}}$$

$$g(h_1+R) = P_1$$

$$\text{对于 U 管右边} \quad P_2 = \rho_{\text{水}}gR + \rho_{\text{油}}gh_2$$

$$p_{\text{表}} = \rho_{\text{水}}gR + \rho_{\text{油}}gh_2 - \rho_{\text{油}}g(h_1+R)$$

$$= \rho_{\text{水}}gR - \rho_{\text{油}}gR + \rho_{\text{油}}g(h_2-h_1)$$

当 $p_{\text{表}} = 0$ 时，扩大室液面平齐 即 $\pi (D/2)^2(h_2-h_1)$

$$= \pi (d/2)^2 R$$

$$h_2 - h_1 = 3 \text{ mm}$$

$$p_{\text{表}} = 2.57 \times 10^2 \text{ Pa}$$

7. 列管换热气的管束由 121 根 $\phi \times 2.5 \text{ mm}$ 的钢管组成。空气以 9 m/s 速度在列管内流动。空气在管内的平均温度为 50°C 、压强为 $196 \times 10^3 \text{ Pa}$ (表压)，当地大气压为 $98.7 \times 10^3 \text{ Pa}$

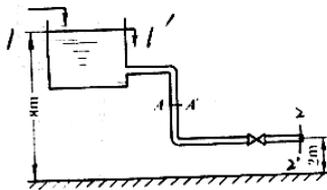
试求：(1) 空气的质量流量；(2) 操作条件下，空气的体积流量；(3) 将(2)的计算结果换算成标准状况下空气的体积流量。

解：空气的体积流量 $V_s = uA = 9 \times \pi/4 \times 0.02^2 \times 121 = 0.342 \text{ m}^3/\text{s}$

$$\begin{aligned} \text{质量流量 } w_s &= V_s \rho = V_s \times (MP)/(RT) \\ &= 0.342 \times [29 \times (98.7 + 196)] / [8.315 \times 323] = 1.09 \text{ kg/s} \end{aligned}$$

换算成标准状况 $V_1 P_1 / V_2 P_2 = T_1 / T_2$

$$\begin{aligned} V_{s2} &= P_1 T_2 / P_2 T_1 \times V_{s1} = (294.7 \times 273) / (101 \times 323) \times 0.342 \\ &= 0.843 \text{ m}^3/\text{s} \end{aligned}$$



习题 8 附图

8. 高位槽内的水面高于地面 8 m ，水从 $\phi 108 \times 4 \text{ mm}$ 的管道中流出，管路出口高于地面 2 m 。在本题特定条件下，水流经系统的能量损失可按 $\Sigma h_f = 6.5 u^2$ 计算，其中 u 为水在管道的流速。试计算：

(1) A—A 截面处水的流速；

(2) 水的流量，以 m^3/h 计。

分析：此题涉及的是流体动力学，有关流体动力学主要是能量恒算问题，一般运用的是柏努力方程式。运用柏努力方程式解题的关键是找准截面和基准面，对于本题来说，合适的截面是高位槽 1—1' 和出管口 2—2'，如图所示，选取地面为基准面。

解：设水在水管中的流速为 u ，在如图所示的 1—1'，2—2' 处列柏努力方程

$$Z_1 g + 0 + P_1 / \rho = Z_2 g + u^2 / 2 + P_2 / \rho + \Sigma h_f$$

$$(Z_1 - Z_2) g = u^2 / 2 + 6.5 u^2 \quad \text{代入数据}$$

$$(8-2) \times 9.81 = 7 u^2, \quad u = 2.9 \text{ m/s}$$

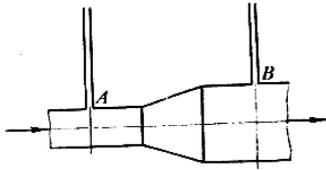
换算成体积流量

$$V_s = uA = 2.9 \times \pi/4 \times 0.1^2 \times 3600$$

$$= 82 \text{ m}^3/\text{h}$$

9. 20°C 水以 2.5m/s 的流速流经 $\phi 38 \times 2.5\text{mm}$ 的水平管，此管以锥形管和另一 $\phi 53 \times 3\text{mm}$ 的水平管相连。如本题附图所示，在锥形管两侧 A、B 处各插入一垂直玻璃管以观察两截面的压强。若水流经 A、B 两截面的能量损失为 1.5J/kg，求两玻璃管的水面差（以 mm 计），并在本题附图中画出两玻璃管中水面的相对位置。

分析：根据水流过 A、B 两截面的体积流量相同和此两截面处的伯努利方程列等式求解



习题 9 附图

解：设水流经 A、B 两截面处的流速分别为 u_A 、 u_B

$$u_A A_A = u_B A_B$$

$$\therefore u_B = (A_A/A_B) u_A = (33/47)^2$$

$$\times 2.5 = 1.23\text{m/s}$$

在 A、B 两截面处列柏努力方程

$$Z_1 g + u_1^2 / 2 + P_1 / \rho = Z_2 g + u_2^2 / 2 + P_2 / \rho + \sum h_f$$

$$\because Z_1 = Z_2$$

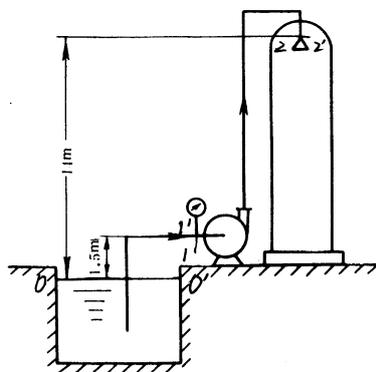
$$\therefore (P_1 - P_2) / \rho = \sum h_f + (u_1^2 - u_2^2) / 2$$

$$g (h_1 - h_2) = 1.5 + (1.23^2 - 2.5^2) / 2$$

$$h_1 - h_2 = 0.0882 \text{ m} = 88.2 \text{ mm}$$

即 两玻璃管的水面差为 88.2mm

10. 用离心泵把 20°C 的水从贮槽送至水洗塔顶部，槽内水位维持恒定，各部分相对位置如本



习题 10 附图

题附图所示。管路的直径均为 $\phi 76 \times 2.5\text{mm}$ ，在操作条件下，泵入口处真空表的读数为 $24.66 \times 10^3 \text{ Pa}$ ，水流经吸入管与排出管（不

包括喷头)的能量损失可分别按 $\Sigma h_{f,1}=2u^2$, $\Sigma h_{f,2}=10u^2$ 计算, 由于管径不变, 故式中 u 为吸入或排出管的流速 m/s 。排水管与喷头连接处的压强为 $98.07 \times 10^3 Pa$ (表压)。试求泵的有效功率。

分析: 此题考察的是运用柏努力方程求管路系统所要求的有效功率把整个系统分成两部分来处理, 从槽面到真空表段的吸入管和从真空表到排出口段的排出管, 在两段分别列柏努力方程。

解: 总能量损失 $\Sigma hf = \Sigma hf_1 + \Sigma hf_2$

$$u_1 = u_2 = u = 2u^2 + 10u^2 = 12u^2$$

在截面与真空表处取截面作方程: $z_0g + u_0^2/2 + P_0/\rho$

$$= z_1g + u^2/2 + P_1/\rho + \Sigma hf_1$$

$$(P_0 - P_1) / \rho = z_1g + u^2/2 + \Sigma hf_1 \quad \therefore u = 2m/s$$

$$\therefore w_s = uA \rho = 7.9kg/s$$

在真空表与排水管-喷头连接处取截面 $z_1g + u^2/2 + P_1/\rho$

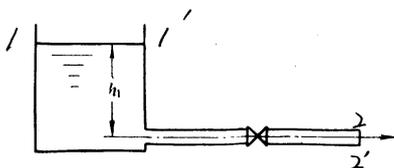
$$+ W_e = z_2g + u^2/2 + P_2/\rho + \Sigma hf_2$$

$$\therefore W_e = z_2g + u^2/2 + P_2/\rho + \Sigma hf_2 - (z_1g + u^2/2 + P_1/\rho)$$

$$= 12.5 \times 9.81 + (98.07 + 24.66) / 998.2 \times 10^3 + 10 \times 2^2$$

$$= 285.97J/kg$$

$$N_e = W_e w_s = 285.97 \times 7.9 = 2.26kw$$



习题 11 附图

11. 本题附图所示的贮槽内径 D 为 $2m$, 槽底与内径 d_0 为 $33mm$ 的钢管相连, 槽内无液体补充, 其液面高度 h_0 为 $2m$ (以管子中心线为基准)。液体在本题管内流动时的全部能量损失可按 $\Sigma h_f = 20u^2$ 公式来计算, 式中 u 为液体在管内的流速 m/s 。试求当槽内液面下降 $1m$ 所需的时间。

分析: 此题看似一个普通的解柏努力方程的题, 分析题中槽内无液体补充, 则管内流速并不是一个定值而是一个关于液面高度的函数, 抓住槽内和管内的体积流量相等列出一个微分方程, 积分求解。

解：在槽面处和出口管处取截面 1-1, 2-2 列柏努力方程

$$h_1 g = u^2 / 2 + \sum h_f = u^2 / 2 + 20u^2$$

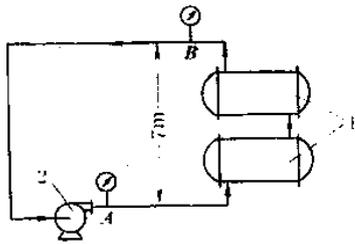
$$\therefore u = (0.48h)^{1/2} = 0.7h^{1/2}$$

槽面下降 dh, 管内流出 $uA_2 dt$ 的液体

$$\therefore Adh = uA_2 dt = 0.7h^{1/2} A_2 dt$$

$$\therefore dt = A_1 dh / (A_2 0.7h^{1/2})$$

对上式积分: $t = 1.8h$



习题 12 附图
1—换热器 2—泵

12. 本题附图所示为冷冻盐水循环系统, 盐水的密度为 1100 kg/m^3 , 循环量为 36 m^3 。管路的直径相同, 盐水由 A 流经两个换热器而至 B 的能量损失为 98.1 J/kg , 由 B 流至 A 的能量损失为 49 J/kg , 试求: (1) 若泵的效率为 70% 时, 泵的抽功率为若干 kw? (2) 若 A 处的压强表读数为

$245.2 \times 10^3 \text{ Pa}$ 时, B 处的压强表读数为若干 Pa?

分析: 本题是一个循环系统, 盐水由 A 经两个换热器被冷却后又回到 A 继续被冷却, 很明显可以在 A-换热器-B 和 B-A 两段列柏努力方程求解。

解: (1) 由 A 到 B 截面处作柏努力方程

$$0 + u_A^2 / 2 + P_A / \rho = Z_B g + u_B^2 / 2 + P_B / \rho + 9.81$$

$$\text{管径相同得 } u_A = u_B \quad \therefore (P_A - P_B) / \rho = Z_B g + 9.81$$

由 B 到 A 段, 在截面处作柏努力方程 $Z_B g + u_B^2 /$

$$2 + P_B / \rho + W_e = 0 + u_A^2 + P_A / \rho + 49$$

$$\therefore W_e = (P_A - P_B) / \rho - Z_B g + 49 = 98.1 + 49 = 147.1 \text{ J/kg}$$

$$\therefore W_s = V_s \rho = 36 / 3600 \times 1100 = 11 \text{ kg/s}$$

$$N_e = W_e \times W_s = 147.1 \times 11 = 1618.1 \text{ W}$$

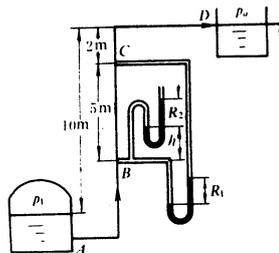
$$\text{泵的抽功率 } N = N_e / 76\% = 2311.57 \text{ W} = 2.31 \text{ kW}$$

(2) 由第一个方程得 $(P_A - P_B) / \rho = Z_B g + 9.81$ 得

$$P_B = P_A - \rho (Z_B g + 9.81)$$

$$= 245.2 \times 10^3 - 1100 \times (7 \times 9.81 + 98.1)$$

$$= 6.2 \times 10^4 \text{ Pa}$$



习题 13 附图

13. 用压缩空气将密度为 1100 kg/m^3 的腐蚀性液体自低位槽送到高位槽，两槽的液位恒定。管路直径均为 $\phi 60 \times 3.5 \text{ mm}$ ，其他尺寸见本题附图。各管段的能量损失为 $\sum h_f$ ， $AB = \sum h_f$ ， $CD = u^2$ ， $\sum h_{f, BC} = 1.18u^2$ 。两压差计中的指示液均为水银。试求当 $R_1 = 45 \text{ mm}$ ， $h = 200 \text{ mm}$ 时：（1）压缩空气的

压强 P_1 为若干？（2）U 管差压计读数 R_2 为多少？

解：对上下两槽取截面列柏努力方程

$$0 + 0 + P_1 / \rho = Zg + 0 + P_2 / \rho + \sum h_f$$

$$\therefore P_1 = Zg\rho + 0 + P_2 + \rho \sum h_f$$

$$= 10 \times 9.81 \times 1100 + 1100 (2u^2 + 1.18u^2)$$

$$= 107.91 \times 10^3 + 3498u^2$$

在压强管的 B, C 处去取截面，由流体静力学方程得

$$P_B + \rho g (x + R_1) = P_C + \rho g (h_{BC} + x) + \rho_{\text{水银}} R_1 g$$

$$P_B + 1100 \times 9.81 \times (0.045 + x) = P_C + 1100 \times 9.81 \times (5 + x) + 13.6 \times 10^3 \times 9.81 \times 0.045$$

$$P_B - P_C = 5.95 \times 10^4 \text{ Pa}$$

在 B, C 处取截面列柏努力方程

$$0 + u_B^2 / 2 + P_B / \rho = Zg + u_C^2 / 2 + P_C / \rho + \sum h_{f, BC}$$

\therefore 管径不变， $\therefore u_B = u_C$

$$P_B - P_C = \rho (Zg + \sum h_{f, BC}) = 1100 \times (1.18u^2 + 5 \times 9.81) = 5.95 \times 10^4 \text{ Pa}$$

$$u = 4.27 \text{ m/s}$$

压缩槽内表压 $P_1 = 1.23 \times 10^5 \text{ Pa}$

（2）在 B, D 处取截面作柏努力方程

$$0 + u^2 / 2 + P_B / \rho = Zg + 0 + 0 + \sum h_{f, BC} + \sum h_{f, CD}$$

$$P_B = (7 \times 9.81 + 1.18u^2 + u^2 - 0.5u^2) \times 1100 = 8.35 \times 10^4 \text{ Pa}$$

$$P_B - \rho gh = \rho_{\text{水银}} R_2 g$$

$$8.35 \times 10^4 - 1100 \times 9.81 \times 0.2 = 13.6 \times 10^3 \times 9.81 \times R_2$$

$$R_2 = 609.7 \text{ mm}$$

14. 在实验室中,用玻璃管输送 20°C 的 70%醋酸.管内径为 1.5cm,流量为 10kg/min,用 SI 和物理单位各算一次雷诺准数,并指出流型。

解:查 20°C,70%的醋酸的密度 $\rho = 1049 \text{ Kg/m}^3$,粘度 $\mu = 2.6 \text{ mPa} \cdot \text{s}$

用 SI 单位计算:

$$d = 1.5 \times 10^{-2} \text{ m}, u = W_s / (\rho A) = 0.9 \text{ m/s}$$

$$\begin{aligned} \therefore Re = du\rho / \mu &= (1.5 \times 10^{-2} \times 0.9 \times 1049) / (2.6 \times 10^{-3}) \\ &= 5.45 \times 10^3 \end{aligned}$$

用物理单位计算:

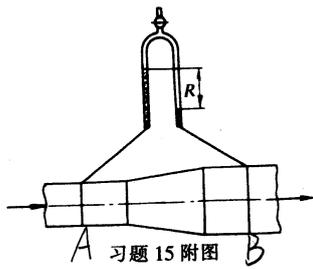
$$\rho = 1.049 \text{ g/cm}^3, u = W_s / (\rho A) = 90 \text{ cm/s}, d = 1.5 \text{ cm}$$

$$\mu = 2.6 \times 10^{-3} \text{ Pa} \cdot \text{s} = 2.6 \times 10^{-3} \text{ kg/(s} \cdot \text{m)} = 2.6 \times 10^{-2} \text{ g/s} \cdot \text{cm}^{-1}$$

$$\begin{aligned} \therefore Re = du\rho / \mu &= (1.5 \times 90 \times 1.049) / (2.6 \times 10^{-2}) \\ &= 5.45 \times 10^3 \end{aligned}$$

$$\therefore 5.45 \times 10^3 > 4000$$

\therefore 此流体属于湍流型



15. 在本题附图所示的实验装置中,于异径水平管段两截面间连一倒置 U 管压差计,以测量两截面的压强差。当水的流量为 10800kg/h 时,U 管压差计读数 R 为 100mm,粗细管的直径分别为 $\Phi 60 \times 3.5 \text{ mm}$ 与 $\Phi 45 \times 3.5 \text{ mm}$ 。计算:(1) 1kg 水流经两截面间的能量损失。(2) 与该能量损失相当的压强降为若干 Pa?

解:(1) 先计算 A, B 两处的流速:

$$u_A = W_s / \rho S_A = 295 \text{ m/s}, u_B = W_s / \rho S_B$$

在 A, B 截面处作柏努力方程:

$$z_A g + u_A^2 / 2 + P_A / \rho = z_B g + u_B^2 / 2 + P_B / \rho + \sum hf$$

\therefore 1kg 水流经 A, B 的能量损失:

$$\sum hf = (u_A^2 - u_B^2) / 2 + (P_A - P_B) / \rho = (u_A^2 - u_B^2) / 2 + \rho g R / \rho = 4.41 \text{ J/kg}$$

(2) . 压强降与能量损失之间满足:

$$\Sigma hf = \Delta P / \rho \quad \therefore \Delta P = \rho \Sigma hf = 4.41 \times 10^3$$

16. 密度为 850 kg/m^3 ，粘度为 $8 \times 10^{-3} \text{ Pa} \cdot \text{s}$ 的液体在内径为 14 mm 的钢管内流动，溶液的流速为 1 m/s 。试计算：（1）雷诺准数，并指出属于何种流型？（2）局部速度等于平均速度处与管轴的距离；（3）该管路为水平管，若上游压强为 $147 \times 10^3 \text{ Pa}$ ，液体流经多长的管子其压强才下降到 $127.5 \times 10^3 \text{ Pa}$ ？

解：（1） $Re = du \rho / \mu$

$$= (14 \times 10^{-3} \times 1 \times 850) / (8 \times 10^{-3})$$

$$= 1.49 \times 10^3 > 2000$$

\therefore 此流体属于滞流型

（2）由于滞流型流体流速沿管径按抛物线分布，令管径和流速满足

$$y^2 = -2p(u - u_m)$$

$$\text{当 } u=0 \text{ 时, } y^2 = r^2 = 2pu_m \quad \therefore p = r^2/2 = d^2/8$$

当 $u = u_{\text{平均}} = 0.5 u_{\text{max}} = 0.5 \text{ m/s}$ 时，

$$y^2 = -2p(0.5 - 1) = d^2/8$$

$$= 0.125 d^2$$

\therefore 即与管轴的距离 $r = 4.95 \times 10^{-3} \text{ m}$

（3）在 147×10^3 和 127.5×10^3 两压强面处列伯努利方程

$$u_1^2/2 + P_A/\rho + Z_1g = u_2^2/2 + P_B/\rho + Z_2g + \Sigma h_f$$

$$\therefore u_1 = u_2, Z_1 = Z_2$$

$$\therefore P_A/\rho = P_B/\rho + \Sigma h_f$$

$$\text{损失能量 } h_f = (P_A - P_B) / \rho = (147 \times 10^3 - 127.5 \times 10^3) / 850$$

$$= 22.94$$

\therefore 流体属于滞流型

\therefore 摩擦系数与雷诺准数之间满足 $\lambda = 64 / Re$

$$\text{又 } \therefore h_f = \lambda \times (l/d) \times 0.5 u^2$$

$$\therefore l = 14.95 \text{ m}$$

\therefore 输送管为水平管， \therefore 管长即为管子的当量长度

即：管长为 14.95 m

17. 流体通过圆管湍流动时，管截面的速度分布可按下面经验公式来表示： $u_r = u_{\text{max}} (y/R)$

$^{1/7}$ ，式中 y 为某点与壁面的距离，及 $y=R-r$ 。试求起平均速度 u 与最大速度 u_{\max} 的比值。

分析：平均速度 u 为总流量与截面积的商，而总流量又可以看作是速度是 u_r 的流体流过

$2\pi r dr$ 的面积叠加 即： $V = \int_0^R u_r \times 2\pi r dr$

$$\begin{aligned} \text{解：平均速度 } u &= V/A = \int_0^R u_r \times 2\pi r dr / (\pi R^2) \\ &= \int_0^R u_{\max} (y/R)^{1/7} \times 2\pi r dr / (\pi R^2) \\ &= 2u_{\max}/R^{15/7} \int_0^R (R-r)^{1/7} r dr \\ &= 0.82u_{\max} \end{aligned}$$

$$u/u_{\max}=0.82$$

18. 一定量的液体在圆形直管内做滞流流动。若管长及液体物性不变，而管径减至原有的 $1/2$ ，问因流动阻力而产生的能量损失为原来的若干倍？

解：∵管径减少后流量不变

$$\therefore u_1 A_1 = u_2 A_2 \text{ 而 } r_1 = r_2$$

$$\therefore A_1 = 4A_2 \quad \therefore u_2 = 4u$$

由能量损失计算公式 $\Sigma h_f = \lambda \cdot (l/d) \times (1/2u^2)$ 得

$$\begin{aligned} \Sigma h_{f,1} &= \lambda \cdot (l/d) \times (1/2u_1^2) \\ \Sigma h_{f,2} &= \lambda \cdot (l/d) \times (1/2u_2^2) = \lambda \cdot (l/d) \times 8(u_1)^2 \\ &= 16 \Sigma h_{f,1} \end{aligned}$$

$$\therefore h_{f2} = 16 h_{f1}$$

19. 内截面为 $1000\text{mm} \times 1200\text{mm}$ 的矩形烟囱的高度为 30m 。平均分子量为 30kg/kmol ，平均温度为 400°C 的烟道气自下而上流动。烟囱下端维持 49Pa 的真空度。在烟囱高度范围内大气的密度可视为定值，大气温度为 20°C ，地面处的大气压强为 $101.33 \times 10^3\text{Pa}$ 。流体经烟囱时的摩擦系数可取为 0.05 ，试求烟道气的流量为若干 kg/h ？

解：烟囱的水力半径 $r_H = A/\pi = (1 \times 1.2)/2(1+1.2) = 0.273\text{m}$

$$\text{当量直径 } d_e = 4r_H = 1.109\text{m}$$

流体流经烟囱损失的能量

$$\begin{aligned} \Sigma h_f &= \lambda \cdot (l/d_e) \cdot u^2/2 \\ &= 0.05 \times (30/1.109) \times u^2/2 \\ &= 0.687 u^2 \end{aligned}$$

空气的密度 $\rho_{\text{空气}} = PM/RT = 1.21 \text{ Kg/m}^3$

烟囱的上表面压强 (表压) $P_{\text{上}} = -\rho_{\text{空气}} gh = 1.21 \times 9.81 \times 30$
 $= -355.02 \text{ Pa}$

烟囱的下表面压强 (表压) $P_{\text{下}} = -49 \text{ Pa}$

烟囱内的平均压强 $P = (P_{\text{上}} + P_{\text{下}})/2 + P_0 = 101128 \text{ Pa}$

由 $\rho = PM/RT$ 可以得到烟囱气体的密度

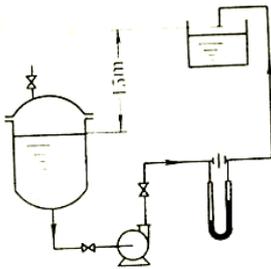
$$\rho = (30 \times 10^{-3} \times 101128) / (8.314 \times 673)$$
$$= 0.5422 \text{ Kg/m}^3$$

在烟囱上下表面列伯努利方程

$$P_{\text{上}}/\rho = P_{\text{下}}/\rho + Zg + \sum h_f$$
$$\therefore \sum h_f = (P_{\text{上}} - P_{\text{下}})/\rho - Zg$$
$$= (-49 + 355.02)/0.5422 - 30 \times 9.81$$
$$= 268.25 = 0.687 u^2$$

流体流速 $u = 19.76 \text{ m/s}$

质量流量 $\omega_s = uA\rho = 19.76 \times 1 \times 1.2 \times 0.5422$
 $= 4.63 \times 10^4 \text{ Kg/h}$



习题 20 附图

20. 每小时将 $2 \times 10^3 \text{ kg}$ 的溶液用泵从反应器输送到高位槽。反应器液面上方保持 $26.7 \times 10^3 \text{ Pa}$ 的真空读, 高位槽液面上方为大气压强。管道为的钢管, 总长为 50 m , 管线上有两个全开的闸阀, 一个孔板流量计 (局部阻力系数为 4), 5 个标准弯头。反应器内液面与管路出口的距离为 15 m 。若泵效率为 0.7, 求泵的轴功率。

解: 流体的质量流速 $\omega_s = 2 \times 10^4 / 3600 = 5.56 \text{ kg/s}$

流速 $u = \omega_s / (A\rho) = 1.43 \text{ m/s}$

雷诺准数 $Re = du\rho / \mu = 165199 > 4000$

查本书附图 1-29 得 5 个标准弯头的当量长度: $5 \times 2.1 = 10.5 \text{ m}$

2 个全开阀的当量长度: $2 \times 0.45 = 0.9 \text{ m}$

\therefore 局部阻力当量长度 $\sum \iota_e = 10.5 + 0.9 = 11.4 \text{ m}$

假定 $1/\lambda^{1/2} = 2 \lg(d/\epsilon) + 1.14 = 2 \lg(68/0.3) + 1.14$

$$\therefore \lambda = 0.029$$

$$\text{检验 } d/(\varepsilon \times \text{Re} \times \lambda^{1/2}) = 0.008 > 0.005$$

$$\therefore \text{符合假定即 } \lambda = 0.029$$

$$\begin{aligned} \therefore \text{全流程阻力损失 } \Sigma h &= \lambda \times (l + \Sigma l_e) / d \times u^2 / 2 + \zeta \times u^2 / 2 \\ &= [0.029 \times (50 + 11.4) / (68 \times 10^{-3}) + 4] \times 1.43^2 / 2 \\ &= 30.863 \text{ J/Kg} \end{aligned}$$

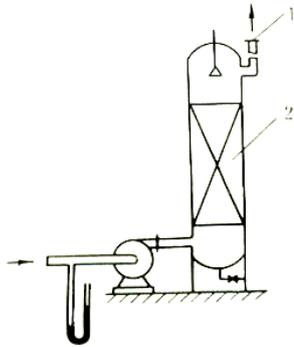
在反应槽和高位槽液面列伯努利方程得

$$P_1 / \rho + We = Z_g + P_2 / \rho + \Sigma h$$

$$\begin{aligned} We &= Z_g + (P_1 - P_2) / \rho + \Sigma h \\ &= 15 \times 9.81 + 26.7 \times 10^3 / 1073 + 30.863 \\ &= 202.9 \text{ J/Kg} \end{aligned}$$

$$\text{有效功率 } Ne = We \times \omega_s = 202.9 \times 5.56 = 1.128 \times 10^3$$

$$\begin{aligned} \text{轴功率 } N &= Ne / \eta = 1.128 \times 10^3 / 0.7 = 1.61 \times 10^3 \text{ W} \\ &= 1.61 \text{ KW} \end{aligned}$$



习题 21 附图
1—放空口 2—填料层

21. 从设备送出的废气中有少量可溶物质，在放空之前令其通过一个洗涤器，以回收这些物质进行综合利用，并避免环境污染。气体流量为 $3600 \text{ m}^3/\text{h}$ ，其物理性质与 50°C 的空气基本相同。如本题附图所示，气体进入鼓风机前的管路上安装有指示液为水的 U 管压差计，起读数为 30 mm 。输气管与放空管的内径均为 250 mm ，管长与管件，阀门的当量

长度之和为 50 m ，放空机与鼓风机进口的垂直距离为 20 m ，已估计气体通过塔内填料层的压强降为 $1.96 \times 10^3 \text{ Pa}$ 。管壁的绝对粗糙度可取 0.15 mm ，大气压强为 101.33×10^3 。求鼓风机的有效功率。

解：查表得该气体的有关物性常数 $\rho = 1.093$ ， $\mu = 1.96 \times 10^{-5} \text{ Pa} \cdot \text{s}$

$$\text{气体流速 } u = 3600 / (3600 \times 4 / \pi \times 0.25^2) = 20.38 \text{ m/s}$$

$$\begin{aligned} \text{质量流量 } \omega_s &= uAs = 20.38 \times 4 / \pi \times 0.25^2 \times 1.093 \\ &= 1.093 \text{ Kg/s} \end{aligned}$$

流体流动的雷诺准数 $Re = du\rho / \mu = 2.84 \times 10^5$ 为湍流型

所有当量长度之和 $l_{\text{总}} = l + \sum l_e$
 $= 50\text{m}$

ε 取 0.15 时 $\varepsilon/d = 0.15/250 = 0.0006$ 查表得 $\lambda = 0.0189$

所有能量损失包括出口, 入口和管道能量损失

$$\begin{aligned} \text{即: } \sum h &= 0.5 \times u^2/2 + 1 \times u^2/2 + (0.0189 \times 50/0.25) \cdot u^2/2 \\ &= 1100.66 \end{aligned}$$

在 1-1、2-2 两截面处列伯努利方程

$$u^2/2 + P_1/\rho + We = Zg + u^2/2 + P_2/\rho + \sum h$$

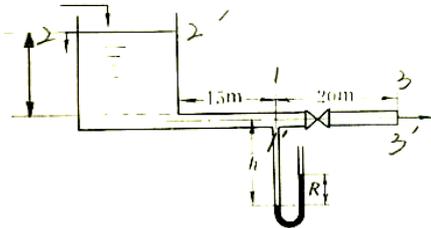
$$We = Zg + (P_2 - P_1)/\rho + \sum h$$

而 1-1、2-2 两截面处的压强差 $P_2 - P_1 = P_2 - \rho_{\text{水}}gh = 1.96 \times 10^3 - 10^3 \times 9.81 \times 31 \times 10^3$

$$= 1665.7 \text{ Pa}$$

$$\therefore We = 2820.83 \text{ W/Kg}$$

泵的有效功率 $Ne = We \times \omega_s = 3083.2 \text{ W} = 3.08 \text{ KW}$



习题 22 附图

22. 如本题附图所示, 贮水槽水位维持不变。槽底与内径为 100mm 的钢质放水管相连, 管路上装有一个闸阀, 距管路入口端 15m 处安有以水银为指示液的 U 管差压计, 其一臂与管道相连, 另一臂通大气。压差计连接管内充满了水, 测压点与管路出口端之间的长度为 20m。

(1). 当闸阀关闭时, 测得 $R=600\text{mm}$, $h=1500\text{mm}$; 当闸阀部分开启时, 测的 $R=400\text{mm}$, $h=1400\text{mm}$ 。摩擦系数可取 0.025, 管路入口处的局部阻力系数为 0.5。问每小时从管中水流出若干立方米。

(2). 当闸阀全开时, U 管压差计测压处的静压强为若干 (Pa, 表压)。闸阀全开时 $l_e/d \approx 15$, 摩擦系数仍取 0.025。

解: (1)根据流体静力学基本方程, 设槽面到管道的高度为 x

$$\rho_{\text{水}} g (h+x) = \rho_{\text{水银}} g R$$

$$10^3 \times (1.5+x) = 13.6 \times 10^3 \times 0.6$$

$$x = 6.6\text{m}$$

部分开启时截面处的压强 $P_1 = \rho_{\text{水银}} gR - \rho_{\text{水}} gh =$

$$39.63 \times 10^3 \text{Pa}$$

在槽面处和 1-1 截面处列伯努利方程

$$Zg + 0 + 0 = 0 + u^2/2 + P_1/\rho + \Sigma h$$

$$\begin{aligned} \text{而 } \Sigma h &= [\lambda (l + \Sigma l_e)/d + \zeta] \cdot u^2/2 \\ &= 2.125 u^2 \end{aligned}$$

$$\therefore 6.6 \times 9.81 = u^2/2 + 39.63 + 2.125 u^2$$

$$u = 3.09/\text{s}$$

体积流量 $\omega_s = uA\rho = 3.09 \times \pi/4 \times (0.1)^2 \times 3600 =$

$$87.41 \text{m}^3/\text{h}$$

(2) 闸阀全开时 取 2-2, 3-3 截面列伯努利方程

$$\begin{aligned} Zg &= u^2/2 + 0.5u^2/2 + 0.025 \times (15 + l \\ &/d) u^2/2 \end{aligned}$$

$$u = 3.47 \text{m/s}$$

取 1-1、3-3 截面列伯努利方程

$$P_1'/\rho = u^2/2 + 0.025 \times (15 + l'/d) u^2/2$$

$$\therefore P_1' = 3.7 \times 10^4 \text{Pa}$$

23. 10℃的水以 500L/min 的流量流过一根长为 300m 的水平管, 管壁的绝对粗糙度为 0.05。有 6m 的压头可供克服流动阻力, 试求管径的最小尺寸。

解: 查表得 10℃时的水的密度 $\rho = 999.7 \text{Kg/m}^3$ $\mu = 130.77 \times 10^{-5} \text{Pa} \cdot \text{s}$

$$u = V_s/A = 10.85 \times 10^{-3}/d^2$$

$$\because \sum h_f = 6 \times 9.81 = 58.86 \text{ J/Kg}$$

$$\sum h_f = (\lambda \cdot l/d) u^2/2 = \lambda \cdot 150 u^2/d$$

假设为滞流 $\lambda = 64/Re = 64 \mu / du \rho$

$$\because H_{fg} \geq \sum h_f$$

$$\therefore d \leq 1.5 \times 10^{-3}$$

检验得 $Re = 7051.22 > 2000$

\therefore 不符合假设 \therefore 为湍流

假设 $Re = 9.7 \times 10^4$ 即 $du \rho / \mu = 9.7 \times 10^4$

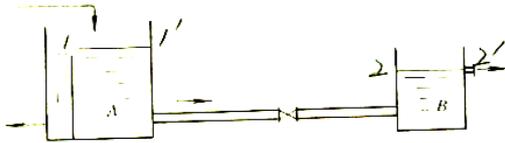
$$\therefore d = 8.34 \times 10^{-2} \text{ m}$$

则 $\epsilon/d = 0.0006$ 查表得 $\lambda = 0.021$

要使 $\sum h_f \leq H_{fg}$ 成立则

$$\lambda \cdot 150 u^2/d \leq 58.86$$

$$d \geq 1.82 \times 10^{-2} \text{ m}$$



习题 24 附图

24. 某油品的密度为 800 kg/m^3 , 粘度为 41 cP , 由附图所示的 A 槽送至 B 槽, A 槽的液面比 B 槽的液面高出 1.5 m 。输送管径为 $\phi 89 \times 3.5 \text{ mm}$ (包括阀门当量长度), 进出口损失可忽略。

试求: (1) 油的流量 (m^3/h); (2) 若调节阀门的开度, 使油的流量减少 20%, 此时阀门的当量长度为若干 m?

解: (1) 在两槽面处取截面列伯努利方程 $u^2/2 + Zg + P_1/\rho = u^2/2 + P_2/\rho + \sum h_f$

$$\because P_1 = P_2$$

$$Zg = \sum h_f = \lambda \cdot (l/d) \cdot u^2/2$$

$$1.5 \times 9.81 = \lambda \cdot (50/82 \times 10^{-3}) \cdot u^2/2 \quad \text{①}$$

假设流体流动为滞流, 则摩擦阻力系数

$$\lambda = 64/Re = 64 \mu / du \rho \quad \text{②}$$

联立①②两式得到 $u = 1.2 \text{ m/s}$ 核算 $Re = du \rho / \mu = 1920 < 2000$ 假设成立

油的体积流量 $\omega_s = uA = 1.2 \times \pi/4 (82 \times 10^{-3})^2 \times 3600$

$$= 22.8 \text{ m}^3/\text{h}$$

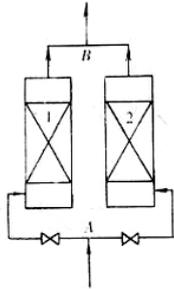
(2) 调节阀门后的体积流量 $\omega_s' = 22.8 \times (1-20\%) = 18.24 \text{ m}^3/\text{h}$

调节阀门后的速度 $u=0.96\text{m/s}$

同理由上述两式 $1.5 \times 9.81 = \lambda \cdot (\iota / 82 \times 10^{-3}) \cdot 0.96^2 / 2$

$\lambda = 64 / \text{Re} = 64 \mu / du \rho$ 可以得到 $\iota = 62.8\text{m}$

\therefore 阀门的当量长度 $\iota_e = \iota - 50 = 12.8\text{m}$



习题 25 附图

25. 在两座尺寸相同的吸收塔内，各填充不同的填料，并以相同的管路并联组合。每条支管上均装有闸阀，两支路的管长均为 5m（均包括除了闸阀以外的管件局部阻力的当量长度），管内径为 200mm。通过田料层的能量损失可分别折算为 $5u_1^2$ 与 $4u_2^2$ ，式中 u 为气体在管内的流速 m/s ，气体在支管内流动的摩擦系数为 0.02。管路的气体总流量为 $0.3\text{m}^3/\text{s}$ 。试求：（1）两阀全开时，两塔的通气量；

（2）附图中 AB 的能量损失。

分析：并联两管路的能量损失相等，且各等于管路总的能量损失，各个管路的能量损失由两部分组成，一是气体在支管内流动产生的，而另一部分是气体通过填料层所产生的，即 $\sum h_f = \lambda \cdot (\iota + \sum \iota_e / d) \cdot u^2 / 2 + h_{f\text{填}}$ 而且并联管路气体总流量为各支路之和，即 $V_s = V_{s1} + V_{s2}$

解：（1）两阀全开时，两塔的通气量

由本书附图 1-2-9 查得 $d=200\text{mm}$ 时闸阀的当量长度 $\iota_e=150\text{m}$

$$\sum h_{f1} = \lambda \cdot (\iota_1 + \sum \iota_{e1} / d) \cdot u_1^2 / 2 + 5 u_1^2$$

$$= 0.02 \times (50 + 150) / 0.2 \cdot u_1^2 / 2 + 5 u_1^2$$

$$\sum h_{f2} = \lambda \cdot (\iota_2 + \sum \iota_{e2} / d) \cdot u_2^2 / 2 + 4 u_1^2$$

$$= 0.02 \times (50 + 150) / 0.2 \cdot u_2^2 / 2 + 4 u_1^2$$

$$\therefore \sum h_{f1} = \sum h_{f2}$$

$$\therefore u_1^2 / u_2^2 = 11.75 / 12.75 \quad \text{即} \quad u_1 = 0.96 u_2$$

$$\text{又} \therefore V_s = V_{s1} + V_{s2}$$

$$= u_1 A_1 + u_2 A_2, \quad A_1 = A_2 = (0.2)^2 \pi / 4 = 0.01 \pi$$

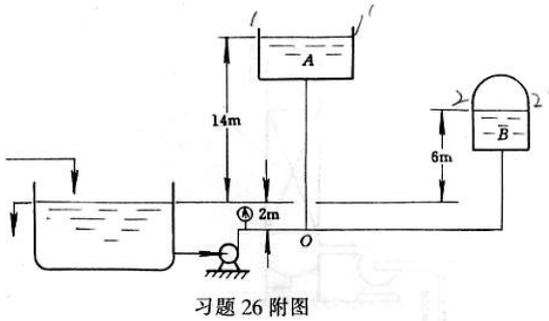
$$= (0.96 u_2 + u_2) \cdot 0.01 \pi$$

$$= 0.3$$

$$\therefore u_2 = 4.875 \text{m/s} \quad u_1 = 4.68 \text{m/s}$$

即 两塔的通气量分别为 $V_{s1} = 0.147 \text{m}^3/\text{s}$, $V_{s2} = 0.153 \text{m}^3/\text{s}$

$$\begin{aligned}
 (2) \text{ 总的能量损失 } \quad \Sigma h_f &= \Sigma h_{f1} = \Sigma h_{f2} \\
 &= 0.02 \times 155 / 0.2 \cdot u_1^2 / 2 + 5 u_1^2 \\
 &= 12.5 u_1^2 = 279.25 \text{ J/Kg}
 \end{aligned}$$



26. 用离心泵将 20℃ 水经总管分别送至 A, B 容器内, 总管流量为 89m³/h, 总管直径为 $\phi 127 \times 5\text{mm}$ 。原出口压强为 $1.93 \times 10^5 \text{Pa}$, 容器 B 内水面上方表压为 1kgf/cm^2 , 总管的流动阻力可忽略,

各设备间的相对位置如本题附图所示。试求: (1) 离心泵的有效压头 H_e ; (2) 两支管的压头损失 $H_{f, o-A}$, $H_{f, o-B}$ 。

解: (1) 离心泵的有效压头

$$\text{总管流速 } u = V_s / A$$

$$\text{而 } A = 3600 \times \pi / 4 \times (117)^2 \times 10^{-6}$$

$$u = 2.3 \text{ m/s}$$

在原水槽处与压强计管口处去截面列伯努利方程

$$Z_0 g + We = u^2 / 2 + P_0 / \rho + \Sigma h_f \quad \because \text{总管流动阻力不计 } \Sigma h_f = 0$$

$$We = u^2 / 2 + P_0 / \rho - Z_0 g$$

$$= 2.3^2 / 2 + 1.93 \times 10^5 / 998.2 - 2 \times 9.81$$

$$= 176.38 \text{ J/Kg}$$

$$\therefore \text{有效压头 } H_e = We / g = 17.98 \text{ m}$$

(2) 两支管的压头损失

在贮水槽和 A、B 表面分别列伯努利方程

$$Z_0 g + We = Z_1 g + P_1 / \rho + \Sigma h_{f1}$$

$$Z_0 g + We = Z_2 g + P_2 / \rho + \Sigma h_{f2} \quad \text{得到两支管的能量损失分别为}$$

$$\Sigma h_{f1} = Z_0 g + We - (Z_1 g + P_1 / \rho)$$

$$= 2 \times 9.81 + 176.38 - (16 \times 9.81 + 0)$$

$$= 39.04 \text{ J/Kg}$$

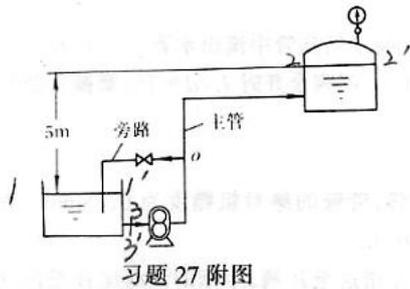
$$\Sigma h_{f2} = Z_0 g + We - (Z_2 g + P_2 / \rho)$$

$$= 2 \times 9.81 + 176.38 - (8 \times 9.81 + 101.33 \times 10^3 / 998.2)$$

$$= 16.0 \text{ J/Kg}$$

∴ 压头损失 $H_{f1} = \sum h_{f1}/g = 3.98 \text{ m}$

$$H_{f2} = \sum h_{f2}/g = 1.63 \text{ m}$$



27. 用效率为 80% 的齿轮泵将粘稠的液体从敞口槽送至密闭容器中，两者液面均维持恒定，容器顶部压强表读数为 $30 \times 10^3 \text{ Pa}$ 。用旁路调节流量，起流程如本题附图所示，主管流量为 $14 \text{ m}^3/\text{h}$ ，管径为 $\Phi 66 \times 3 \text{ mm}$ ，管长为 80 m （包括所有局部阻力的当量长度）。旁路的流量为 $5 \text{ m}^3/\text{h}$ ，管径为 $\Phi 32 \times 2.5 \text{ mm}$ ，管长为 20 m （包括除阀门外的管件局部阻力的当量长度）两管路的流型相同，忽略贮槽液面至分支点 o 之间的能量损失。被输送液体的粘度为 $50 \text{ mPa} \cdot \text{s}$ ，密度为 1100 kg/m^3 ，试计算：（1）泵的轴功率（2）旁路阀门的阻力系数。

的流量为 $5 \text{ m}^3/\text{h}$ ，管径为 $\Phi 32 \times 2.5 \text{ mm}$ ，管长为 20 m （包括除阀门外的管件局部阻力的当量长度）两管路的流型相同，忽略贮槽液面至分支点 o 之间的能量损失。被输送液体的粘度为 $50 \text{ mPa} \cdot \text{s}$ ，密度为 1100 kg/m^3 ，试计算：（1）泵的轴功率（2）旁路阀门的阻力系数。

解：（1）泵的轴功率

分别把主管和旁管的体积流量换算成流速

$$\text{主管流速 } u = V/A = 14 / [3600 \times (\pi/4) \times (60)^2 \times 10^{-6}]$$

$$= 1.38 \text{ m/s}$$

$$\text{旁管流速 } u_1 = V_1/A = 5 / [3600 \times (\pi/4) \times (27)^2 \times 10^{-6}]$$

$$= 2.43 \text{ m/s}$$

先计算主管流体的雷诺准数

$$Re = du\rho/\mu = 1821.6 < 2000 \text{ 属于滞流}$$

摩擦阻力系数可以按下式计算

$$\lambda = 64/Re = 0.03513$$

在槽面和容器液面处列伯努利方程

$$We = Z_2g + P_2/\rho + \sum h_f$$

$$= 5 \times 9.81 + 30 \times 10^3 / 1100 + 0.03513 \times 1.38^2 \times 80 / (60 \times 10^{-3})$$

$$= 120.93 \text{ J/Kg}$$

$$\text{主管质量流量 } \omega_s = uA\rho = 1.38 \times (\pi/4) \times (60)^2 \times 1100$$

$$= 5.81 \text{ Kg/s}$$

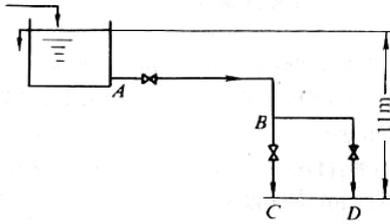
泵的轴功率 $N_e/\eta = W_e \times \omega_s/\eta = 877.58 \text{ W}$
 $= 0.877 \text{ KW}$

(2) 旁路阀门的阻力系数

旁管也为滞流 其摩擦阻力系数 $\lambda_1 = 64/Re_1 = 0.04434$

有效功 $W_e = 0 + u_1^2/2 + 0 + \sum h_f$
 $= u_1^2/2 + \lambda \cdot u_1^2/2 \cdot 20/d_1 + \varepsilon \cdot u_1^2/2$

\therefore 旁路阀门的阻力系数 $\varepsilon = (W_e - u_1^2/2 - \lambda \cdot u_1^2/2 \cdot 20/d_1) \cdot 2/u_1^2 = 7.11$



习题 28 附图

28. 本题附图所示为一输水系统，高位槽的水面维持恒定，水分别从 BC 与 BD 两支管排出，高位槽液面与两支管出口间的距离为 11m，AB 段内径为 38mm，长为 58m；BC 支管内径为 32mm，长为 12.5m；BD 支管的内径为 26mm，长为 14m，各段管长均包括管件及阀门全开时的当量长度。AB 与 BC 管的摩擦系数为

0.03。试计算：

(1) 当 BD 支管的阀门关闭时，BC 支管的最大排水量为若干 m^3/h ？

(2) 当所有的阀门全开时，两支管的排水量各为若干 m^3/h ？BD 支管的管壁绝对粗糙度为 0.15mm，水的密度为 $1000\text{kg}/\text{m}^3$ ，粘度为 $0.001\text{Pa} \cdot \text{s}$ 。

分析：当 BD 支管的阀门关闭时，BC 管的流量就是 AB 总管的流量；当所有的阀门全开时，AB 总管的流量应为 BC，BD 两管流量之和。而在高位槽内，水流速度可以认为忽略不计。

解：(1) BD 支管的阀门关闭

$V_{S,AB} = V_{S,BC}$ 即

$u_0 A_0 = u_1 A_1 \quad u_0 \pi 38^2/4 = u_1 \pi 32^2/4$

$\therefore u_0 = 0.71u_1$

分别在槽面与 C-C, B-B 截面处列出伯努利方程

$0 + 0 + Z_0g = u_1^2/2 + 0 + 0 + \sum h_{f,AC}$

$0 + 0 + Z_1g = u_0^2/2 + 0 + 0 + \sum h_{f,AB}$

而 $\sum h_{f,AC} = \lambda \cdot (l_{AB}/d_0) \cdot u_0^2/2 + \lambda \cdot (l_{BC}/d_1) \cdot u_1^2/2$

$= 0.03 \times (58000/38) \times u_0^2/2 + 0.03 \cdot (12500/32) \times u_1^2/2$

$= 22.89 u_0^2 + 5.86 u_1^2$

$$\begin{aligned}\sum h_{f,AB} &= \lambda \cdot (\iota_{AB}/d_0) \cdot u_0^2/2 \\ &= 0.03 \times (58000/38) \times u_0^2/2 \\ &= 22.89 u_0^2 \\ \therefore u_1 &= 2.46 \text{ m/s}\end{aligned}$$

BC 支管的排水量 $V_{S,BC} = u_1 A_1 = 7.1 \text{ m}^3/\text{s}$

(2) 所有的阀门全开

$$\begin{aligned}V_{S,AB} &= V_{S,BC} + V_{S,BD} \\ u_0 A_0 &= u_1 A_1 + u_2 A_2 \quad u_0 \pi 38^2/4 = u_1 \pi 32^2/4 + u_2 \pi 26^2/4 \\ u_0 38^2 &= u_1 32^2 + u_2 26^2\end{aligned} \quad \textcircled{1}$$

假设在 BD 段满足 $1/\lambda^{1/2} = 2 \lg(d/\epsilon) + 1.14$

$$\therefore \lambda_D = 0.0317$$

同理在槽面与 C-C, D-D 截面处列出伯努利方程

$$\begin{aligned}Z_0 g &= u_1^2/2 + \sum h_{f,AC} \\ &= u_1^2/2 + \lambda \cdot (\iota_{AB}/d_0) \cdot u_0^2/2 + \lambda \cdot (\iota_{BC}/d_1) \cdot u_1^2/2\end{aligned} \quad \textcircled{2}$$

$$\begin{aligned}Z_0 g &= u_2^2/2 + \sum h_{f,AD} \\ &= u_2^2/2 + \lambda \cdot (\iota_{AB}/d_0) \cdot u_0^2/2 + \lambda_D \cdot (\iota_{BD}/d_2) \cdot u_2^2/2\end{aligned} \quad \textcircled{3}$$

联立①②③求解得到 $u_1 = 1.776 \text{ m/s}$, $u_2 = 1.49 \text{ m/s}$

核算 $Re = du\rho/\mu = 26 \times 10^{-3} \times 1.49 \times 10^3 / 0.001 = 38.74 \times 10^3$

$$(d/\epsilon)/Re \lambda^{1/2} = 0.025 > 0.005$$

\therefore 假设成立

即 D, C 两点的流速 $u_1 = 1.776 \text{ m/s}$, $u_2 = 1.49 \text{ m/s}$

$$\begin{aligned}\therefore \text{BC 段和 BD 的流量分别为 } V_{S,BC} &= 32 \times 10 \times (\pi/4) \times 3600 \times 1.776 \\ &= 5.14 \text{ m}^3/\text{s} \\ V_{S,BD} &= 26 \times 10 \times (\pi/4) \times 3600 \times 1.49 \\ &= 2.58 \text{ m}^3/\text{s}\end{aligned}$$

29. 在 $\Phi 38 \times 2.5 \text{ mm}$ 的管路上装有标准孔板流量计, 孔板的孔径为 16.4 mm , 管中流动的是 20°C 的苯, 采用角接取压法用 U 管压差计测量孔板两测的压强差, 以水银为指示液, 策压连接管中充满甲苯。测得 U 管压差计的读数为 600 mm , 试计算管中甲苯的流量为若干 kg/h ?
解: 查本书附表 20°C 时甲苯的密度和粘度分别为

$$\rho = 867 \text{ Kg/m}^3, \mu = 0.675 \times 10^{-3}$$

假设 $Re = 8.67 \times 10^4$

当 $A_0/A_1 = (16.4/33) = 0.245$ 时, 查孔板流量计的 C_0 与 $Re, A_0/A_1$ 的关系得到

$$C_0 = 0.63$$

$$\begin{aligned} \text{体积流量 } V_s &= C_0 A_0 [2gR(\rho_A - \rho) / \rho]^{1/2} \\ &= 0.63 \times \pi/4 \times 16.4^2 \times 10^{-6} \times [2 \times 9.81 \times 0.6 \times (13.6 - 0.867) / 0.867]^{1/2} \\ &= 1.75 \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s} \end{aligned}$$

流速 $u = V_s / A = 2.05 \text{ m/s}$

核算雷诺准数 $Re = du\rho / \mu = 8.67 \times 10^4$ 与假设基本相符

$$\begin{aligned} \therefore \text{甲苯的质量流量 } \omega_s &= V_s \rho = 1.75 \times 10^{-3} \times 867 \times 3600 \\ &= 5426 \text{ Kg/h} \end{aligned}$$

第二章 流体输送机械

1. 在用水测定离心泵性能的实验中, 当流量为 $26\text{m}^3/\text{h}$ 时, 泵出口处压强表和入口处真空表的读数分别为 152kPa 和 24.7kPa , 轴功率为 2.45kw , 转速为 $2900\text{r}/\text{min}$, 若真空表和压强表两测压口间的垂直距离为 0.4m , 泵的进出口管径相同, 两测压口间管路流动阻力可忽略不计, 试求该泵的效率, 并列该效率下泵的性能。

解: 取 20°C 时水的密度 $\rho = 998.2\text{ Kg}/\text{m}^3$

在泵出口和入口处列伯努利方程

$$u_1^2/2g + P_1/\rho g + H = u_2^2/2g + P_2/\rho g + H_f + Z$$

∵ 泵进出口管径相同, $u_1 = u_2$

不计两测压口间管路流动阻力 $H_f = 0$

∴ $P_1/\rho g + H = P_2/\rho g + Z$

$$\begin{aligned} H &= (P_2 - P_1)/\rho g + Z = 0.4 + (152 + 24.7) \times 10^3 / 998.2 \times 9.8 \\ &= 18.46\text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{该泵的效率 } \eta &= QH\rho g/N = 26 \times 18.46 \times 998.2 \times 9.8 / (2.45 \times 10^3 \times 3600) \\ &= 53.2\% \end{aligned}$$

2. 用离心泵以 $40\text{m}^3/\text{h}$ 的流量将贮水池中 65°C 的热水输送到凉水塔顶, 并经喷头喷出而落入凉水塔中, 以达到冷却的目的, 已知水进入喷头之前需要维持 49kPa 的表压强, 喷头入口较贮水池水面高 6m , 吸入管路和排出管路中压头损失分别为 1m 和 3m , 管路中的动压头可以忽略不计。试选用合适的离心泵并确定泵的安装高度。当地大气压按 101.33kPa 计。

解: ∵ 输送的是清水 ∴ 选用 B 型泵

查 65°C 时水的密度 $\rho = 980.5\text{ Kg}/\text{m}^3$

在水池面和喷头处列伯努利方程

$$u_1^2/2g + P_1/\rho g + H = u_2^2/2g + P_2/\rho g + H_f + Z$$

取 $u_1 = u_2 = 0$ 则

$$H = (P_2 - P_1)/\rho g + H_f + Z$$

$$= 49 \times 10^3 / 980.5 \times 9.8 + 6 + (1+4)$$

$$= 15.1 \text{ m}$$

$$\therefore Q = 40 \text{ m}^3/\text{h}$$

由图 2-27 得可以选用 3B19A 2900 4

65°C 时清水的饱和蒸汽压 $P_v = 2.544 \times 10^4 \text{ Pa}$

当地大气压 $H_a = P / \rho g = 101.33 \times 10^3 / 998.2 \times 9.81 = 10.35 \text{ m}$

查附表二十三 3B19A 的泵的流量: 29.5 — 48.6 m^3/h

为保证离心泵能正常运转, 选用最大输出量所对应的 H_s'

$$\text{即 } H_s' = 4.5 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{输送 } 65^\circ\text{C} \text{ 水的真空度 } H_s &= [H_s' + (H_a - 10) - (P_v / 9.81 \times 10^3 - 0.24)] 1000 / \rho \\ &= 2.5 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\therefore \text{允许吸上高度 } H_g = H_s - u_1^2 / 2g - H_{f,0-1}$$

$$= 2.5 - 1 = 1.5 \text{ m}$$

即 安装高度应低于 1.5m

3. 常压贮槽内盛有石油产品, 其密度为 760 kg/m^3 , 粘度小于 20 cSt , 在贮槽条件下饱和蒸汽压为 80 kPa , 现拟用 65Y-60B 型油泵将此油品以 15 m^3 流量送往表压强为 177 kPa 的设备内。贮槽液面恒定, 设备的油品入口比贮槽液面高 5 m , 吸入管路和排出管路的全部压头损失为 1 m 和 4 m 。试核算该泵是否合用。若油泵位于贮槽液面以下 1.2 m 处, 问此泵能否正常操作? 当地大气压按 101.33 kPa 计。

解: 查附录二十三 65Y-60B 型泵的特性参数如下

$$\text{流量 } Q = 19.8 \text{ m}^3/\text{s}, \quad \text{气蚀余量 } \Delta h = 2.6 \text{ m}$$

$$\text{扬程 } H = 38 \text{ m}$$

$$\text{允许吸上高度 } H_g = (P_0 - P_v) / \rho g - \Delta h - H_{f,0-1}$$

$$= -0.74 \text{ m} > -1.2$$

$$\text{扬升高度 } Z = H - H_{f,0-2} = 38 - 4 = 34 \text{ m}$$

如图在 1-1, 2-2 截面之间列方程

$$u_1^2 / 2g + P_1 / \rho g + H = u_2^2 / 2g + P_2 / \rho g + H_{f,1-2} + \Delta Z$$

$$\text{其中 } u_1^2 / 2g = u_2^2 / 2g = 0$$

$$\text{管路所需要的压头: } H_e = (P_2 - P_1) / \rho g + \Delta Z + H_{f,1-2}$$

$$= 33.74\text{m} < Z = 34 \text{ m}$$

$$\text{游品流量 } Q_m = 15 \text{ m}^3/\text{s} < Q = 19.8\text{m}^3/\text{s}$$

离心泵的流量, 扬升高度均大雨管路要求, 且安装高度有也低于最大允许吸上高度

因此, 能正常工作

4. 用例 2-2 附图所示的管路系统测定离心泵的气蚀性能参数, 则需在泵的吸入管路中安装调节阀门。适当调节泵的吸入和排出管路上两阀门的开度, 可使吸入管阻力增大而流量保持不变。若离心泵的吸入管直径为 100mm, 排出管直径为 50mm, 孔板流量计孔口直径为 35mm, 测的流量计压差计读数为 0.85mHg 吸入口真空表读数为 550mmHg 时, 离心泵恰发生气蚀现象。试求该流量下泵的允许气蚀余量和吸上真空度。已知水温为 20℃, 当地大气压为 760mmHg。

解: 确定流速

$$\begin{aligned} A_0 / A_2 &= (d_0 / d_2)^2 = (35 / 50)^2 \\ &= 0.49 \end{aligned}$$

查 20℃ 时水的有关物性常数 $\rho = 998.2\text{Kg}/\text{m}^3$, $\mu = 100.5 \times 10^{-5}$, $P_v = 2.3346 \text{ Kpa}$

假设 C_0 在常数区查图 1-33 得 $C_0 = 0.694$ 则

$$\begin{aligned} u_0 &= C_0 [2R(\rho_a - \rho)g / \rho]^{1/2} \\ &= 10.07\text{m}/\text{s} \end{aligned}$$

$$u_2 = 0.49u_0 = 4.93 \text{ m}/\text{s}$$

核算: $Re = d_2 u_2 \rho / \mu = 2.46 \times 10^5 > 2 \times 10^5$

∴ 假设成立

$$u_1 = u_2 (d_2 / d_1)^2 = 1.23 \text{ m}/\text{s}$$

允许气蚀余量 $\Delta h = (P_1 - P_2) / \rho g + u_1^2 / 2g$

$$P_1 = P_a - P_{\text{真空度}} = 28.02 \text{ Kpa}$$

$$\begin{aligned} \Delta h &= (28.02 - 2.3346) \times 10^3 / 998.2 \times 9.81 \\ &= 2.7 \text{ m} \end{aligned}$$

允许吸上高度 $H_g = (P_a - P_v) / \rho g - \Delta h - \Sigma H_f$

∴ 离心泵离槽面道路很短 可以看作 $\Sigma H_f = 0$

$$\begin{aligned} \therefore H_g &= (P_a - P_v) / \rho g - \Delta h \\ &= (101.4 - 2.3346) \times 10^3 / (998.2 \times 9.81) - 2.7 \\ &= 7.42 \text{ m} \end{aligned}$$

5. 水对某离心泵做实验, 得到下列各实验数据:

Q, L/min	0	100	200	300	400	500
H, m	37.2	38	37	34.5	31.8	28.5

送液体的管路系统: 管径为 $\Phi 76 \times 4\text{mm}$, 长为 355m (包括局部阻力的当量长度), 吸入和排出空间为密闭容器, 其内压强为 129.5kPa (表压), 再求此时泵的流量。被输送液体的性质与水相近。

解: (1) 根据管路所需要压头 H_e 与液体流量 Q_e 的关系: $H_e = K + BQ_e^2$

而 $K = \Delta Z + \Delta P / \rho g$ 且吸入排出空间为常压设备, $\Delta P = 0$

$$\therefore K = \Delta Z = 4.8$$

$$\begin{aligned} B &= \lambda \cdot (\iota + \sum \iota_e) / d \cdot 1/2g(60 \times 10^3 A)^2 \\ &= (0.03 \times 355 / 0.068) / 2 \times 9.81 (0.068^2 \times \pi \times 60 \times 10^3 / 4)^2 \\ &= 1.683 \times 10^{-4} \end{aligned}$$

\therefore 管道特性方程为: $H_e = 4.8 + 1.683 \times 10^{-4} Q_e^2$

由下列数据绘出管道特性曲线 $H_e - Q_e$

Q_e , L/min	0	100	200	300	400	500
H_e , m	4.8	6.48	11.53	19.95	31.73	46.88

绘出离心泵的特性曲线 $H-Q$ 于同一坐标系中, 如图所示: 两曲线的交点即为该泵在运转时的流量

\therefore 泵的流量为 400L/min

(2) 若排出空间为密闭容器,

$$\begin{aligned} \text{则 } K &= \Delta Z + \Delta P / \rho g \\ &= 4.8 + 129.5 \times 10^3 / 998.2 \times 9.81 \\ &= 1.802 \end{aligned}$$

\therefore 而 B 的值保持不变

\therefore 管路的特性方程为 $H_e = 18.02 + 1.683 \times 10^{-4} Q_e^2$

重新绘出管路的特性曲线和泵的特性曲线

$Q_e, \text{L/min}$	0	100	200	300	400	500
H_e, m	18.02	19.70	24.75	33.17	44.95	60.10

可以得到泵的流量为 310L/min

6. 某型号的离心泵，其压头与流量的关系可表示为 $H=18 - 0.6 \times 10^6 Q^2$ (H 单位为 m, Q 单位为 m^3/s) 若用该泵从常压贮水池将水抽到渠道中，已知贮水池截面积为 100m^2 ，池中水深 7m。输水之初池内水面低于渠道水平面 2m，假设输水渠道水面保持不变，且与大气相通。管路系统的压头损失为 $H_f=0.4 \times 10^6 Q^2$ (H_f 单位为 m, Q 单位为 m^3/s)。试求将贮水池内水全部抽出所需时间。

解：列出管路特性方程 $H_e = K + H_f$

$$K = \Delta Z + \Delta P / \rho g$$

$$\because \text{贮水池和渠道均保持常压} \quad \therefore \Delta P / \rho g = 0$$

$$\therefore K = \Delta Z$$

$$\therefore H_e = \Delta Z + 0.4 \times 10^6 Q^2$$

在输水之初 $\Delta Z = 2\text{m}$

$$\therefore H_e = 2 + 0.4 \times 10^6 Q^2$$

联立 $H=18-0.6 \times 10^6 Q^2$ ，解出此时的流量 $Q = 4 \times 10^{-3} \text{m}^3/\text{s}$

将贮水槽的水全部抽出 $\Delta Z = 9\text{m}$

$$\therefore H_e = 9 + 0.4 \times 10^6 Q'^2$$

再次联立 $H=18-0.6 \times 10^6 Q^2$ ，解出此时的流量 $Q' = 3 \times 10^{-3} \text{m}^3/\text{s}$

\therefore 流量 Q 随着水的不断抽出而不断变小

$$\therefore \text{取 } Q \text{ 的平均值 } Q_{\text{平均}} = (Q + Q') / 2 = 3.5 \times 10^{-3} \text{m}^3/\text{s}$$

把水抽完所需时间

$$\tau = V / Q_{\text{平均}} = 55.6 \text{ h}$$

7. 用两台离心泵从水池向高位槽送水，单台泵的特性曲线方程为 $H=25-1 \times 10^6 Q^2$ 管路特性曲线方程可近似表示为 $H=10+1 \times 10^6 Q^2$ 两式中 Q 的单位为 m^3/s , H 的单位为 m。试问两泵如何组合才能使输液量最大？（输水过程为定态流动）

分析：两台泵有串联和并联两种组合方法 串联时单台泵的送水量即为管路中的总量，泵

的压头为单台泵的两倍；并联时泵的压头即为单台泵的压头，单台送水量为管路总送水量的一半

解：①串联 $H_e = 2H$

$$10 + 1 \times 10^5 Q_e^2 = 2 \times (25 - 1 \times 10^6 Q^2)$$

$$\therefore Q_e = 0.436 \times 10^{-2} \text{ m}^3/\text{s}$$

②并联 $Q = Q_e/2$

$$25 - 1 \times 10^6 \times Q_e^2 = 10 + 1 \times 10^5 (Q_e/2)^2$$

$$\therefore Q_e = 0.383 \times 10^{-2} \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\text{总送水量 } Q_e' = 2 Q_e = 0.765 \times 10^{-2} \text{ m}^3/\text{s}$$

\therefore 并联组合输送量大

8. 现采用一台三效单动往复泵，将敞口贮罐中密度为 1250 kg/m^3 的液体输送到表压强为 $1.28 \times 10^6 \text{ Pa}$ 的塔内，贮罐液面比塔入口低 10 m ，管路系统的总压头损失为 2 m ，已知泵 活塞直径为 70 mm ，冲程为 225 mm ，往复次数为 $2001/\text{min}$ ，泵的总效率和容积效率为 0.9 和 0.95 。试求泵的实际流量，压头和轴功率。

解：三动泵理论平均流量

$$Q_T = 3ASn_r = 3 \times \pi/4 \times (0.07)^2 \times 0.025 \times 200$$

$$= 0.52 \text{ m}^3/\text{min}$$

$$\text{实际流量 } Q = \eta Q_T = 0.95 \times 0.52 = 0.494 \text{ m}^3/\text{min}$$

$$\text{泵的压头 } H = \Delta P / \rho g + \Delta u^2 / 2g + \Sigma H_f + Z \quad \text{取 } \Delta u^2 / 2g = 0$$

$$= \Delta P / \rho g + \Sigma H_f + Z$$

$$= 1.28 \times 10^6 / 1250 \times 9.81 + 2 + 10$$

$$= 116.38 \text{ m}$$

$$\text{轴功率 } N = HQ\rho / 102 \eta = 13.05 \text{ Kw}$$

9. 用一往复泵将密度为 1200 kg/m^3 的液体从 A 池输送到 B 槽中，A 池和 B 槽液面上方均为大气压。往复泵的流量为 $5 \text{ m}^3/\text{h}$ 。输送开始时，B 槽和 A 池的液面高度差为 10 m 。输送过程中，A 池液面不断下降，B 槽液面不断上升。输送管径为 30 mm ，长为 15 m （包括局部阻力当量长度）。A 池截面积为 12 m^2 ，B 槽截面积为 4.15 m^2 。液体在管中流动时摩擦系数为 0.04 。试求把 25 m^3 液体从 A 池输送到 B 槽所需的能量。

解：列出此往复泵输送的管路特性方程

$$H_e = K + BQ_e^2$$

$$\text{而 } K = \Delta P / \rho g + \Delta u^2 / 2g + Z$$

∵ A, B 槽上方均大气压

$$\therefore \Delta P / \rho g = 0, \Delta u^2 / 2g = 0$$

在输送开始时, $h_0 = 10 \text{ m}$

输送完毕后 A 池液面下降: $25/12 = 2.01 \text{ m}$

B 池液面上升: $25/4.15 = 6.1 \text{ m}$

$$\therefore h = 10 + 2.01 + 6.1 = 18.11 \text{ m}$$

$$B = \lambda \cdot (\nu + \sum \nu_e) / d \cdot 1/2g(3600A)^2$$

$$= 0.4 \times 15 / 0.03 \times 1 / [(3600 \times \pi / 4 \times 0.03^2)^2 \times 2 \times 9.81]$$

$$= 0.157$$

输送开始时管路的特性方程 $H_e = 10 + 0.157Q_e^2$

输送完毕时管路的特性方程 $H_e' = 18.4 + 0.157Q_e^2$

$$\text{取平均压头 } H_{\text{平均}} = (H_e + H_e') / 2 = (10 + 0.157Q_e^2 + 18.4 + 0.157Q_e^2) / 2, Q_e = 5 \text{ m}^3/\text{s}$$
$$= 18 \text{ m}$$

输送所需要的时间 $\tau = V/Q = 25/5 = 5 \text{ h} = 18000$

输送有效功率 $N_e = HQ \rho g = 18 \times 5 / 3600 \times 1200 \times 9.81 = 294.3$

所需要的能量 $W = N_e \tau = 5.3 \times 10^6 \text{ J} = 5300 \text{ KJ}$

10. 已知空气的最大输送量为 14500kg/h, 在最大风量下输送系统所需的风压为 1600Pa (以风机进口状态级计)。由于工艺条件的呀求。风机进口与温度为 40°C, 真空度为 196Pa 的设备相连。试选合适的离心通风机。当地大气压为 93.3kPa。

解：输送洁净空气应选用 4-72-11 型通风机

40°C, 真空度为 196Pa 时空气的密度 $\rho' = MP/RT = 1.04 \text{ Kg}/\text{m}^3$

将输送系统的风压 H_T' 按 $H_T = H_T' \rho / \rho'$

$$H_T = 1600 \times 1.2 / 1.04 = 1850.72 \text{ m}$$

输送的体积流量 $Q = Q_m / \rho = 14500 / 1.04 = 13942.31 \text{ m}^3/\text{h}$

根据输送量和风压选择 4-72-11 No 6c 型可以满足要求

其特性参数为

转速 (r/min)	风压 (Pa)	风量 (m ³ /h)	效率 (%)	功率 (Kw)
2000	1941.8	14100	91	10.0

11. 15°C的空气直接由大气进入风机在通过内径为 800mm 的水平管道送到炉底，炉底表压为 10kPa。空气输送量为 20000m/h（进口状态计），管长为 100m（包括局部阻力当量长度），管壁绝对粗糙度可取为 0.3mm。现库存一台离心通风机，其性能如下所示。核算此风机是否合用？当地大气压为 101.33kPa。

转速, r/min	风压, Pa	风量, m ³ /h
1450	12650	21800

解：输送系统的风压

$$H_r' = (Z_2 - Z_1) \rho g + P_2 - P_1 + (u_2^2 - u_1^2) / 2 + \rho \Sigma h_f$$

$$\because \text{水平管道输送}, \therefore Z_2 - Z_1 = 0, (u_2^2 - u_1^2) / 2 = 0$$

$$\text{空气的流动速度 } u = Q/A = 20000 / (\pi/4 \cdot 0.8^2 \times 3600)$$

$$= 11.06 \text{ m/s}$$

查本书附图可得 15°C空气的粘度 $\mu = 1.79 \times 10^{-3} \text{ Pa} \cdot \text{s}$ ，密度 $\rho = 1.226 \text{ Kg/m}^3$

$$Re = du\rho / \mu = 0.8 \times 1.226 \times 11.06 / 1.79 \times 10^{-3}$$

$$= 6059.1$$

$$\varepsilon / d = 0.3 / 800 = 0.000375$$

根据 $Re - \varepsilon / d$ 图可以得到其相对粗糙度 $\lambda = 0.0365$

$$\therefore \Sigma h_f = \lambda \cdot (l + \Sigma l_e) / d \cdot u^2 / 2$$

$$= 0.0365 \times 100 / 0.8 \times 11.06^2 / 2$$

$$= 279.1$$

$$\text{输送系统风压 } H_r' = P_2 - P_1 + \rho \Sigma h_f$$

$$= 10.8 \times 10^3 + 1.226 \times 279.1$$

$$= 11142.12 \text{ Pa} < 12650 \text{ Pa}$$

$$\text{且 } Q = 20000 < 21800$$

\therefore 此风机合用

12. 某单级双缸双动空气压缩机，活塞直径为 300mm，冲程为 200mm，每分钟往复 480 次。

压缩机的吸气压强为 $9.807 \times 10^4 \text{Pa}$ ，排气压强为 $34.32 \times 10^4 \text{Pa}$ 。试计算该压缩机的排气量和轴功率。假设汽缸的余隙系数为 8%，排气系数为容积系数的 85%，绝热总效率为 0.7。空气的绝热指数为 1.4。

解：双缸双动压缩机吸气量 $V_{\min} = (4A-a) sn_r$

活杆面积与活塞面积相比可以略去不计

$$\begin{aligned} \therefore \text{吸收量 } V_{\min}' &= 4Asn_r = 4 \times \pi/4 \times 0.3^2 \times 0.2 \times 480 \\ &= 27.13 \text{ m}^3/\text{min} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{压缩机容积系数 } \lambda_0 &= 1 - \epsilon [(P_2/P_1)^{1/\gamma} - 1] \\ &= 1 - 0.08 [(34.32/9.80)^{1/1.4} - 1] \\ &= 0.8843 \end{aligned}$$

$$\lambda_d = 0.85 \lambda_0 = 0.7516$$

$$\therefore \text{排气量 } V_{\min} = \lambda_d \cdot V_{\min}' = 20.39 \text{ m}^3/\text{min}$$

$$\begin{aligned} \text{实际压缩功率 } N_a &= P_1 V_{\min} \cdot \kappa / (\kappa - 1) [(P_2/P_1)^{\kappa/(\kappa-1)} - 1] \\ &= 50.19 \text{ Kw} \end{aligned}$$

$$\text{该压缩机的轴功率 } N = N_a / \eta_a = 50.19 / 0.7 = 71.7 \text{ Kw}$$

13. 用三级压缩把 20°C 的空气从 $98.07 \times 10^3 \text{kPa}$ 压缩到 $62.8 \times 10^5 \text{Pa}$ 。设中间冷却器能把送到最后一级的空气冷却到 20°C ，各级压缩比相同。试求：

(1) 在各级的活塞冲程及往复次数相同情况下，各级汽缸直径比。(2) 三级压缩消耗的理论功（按绝热过程考虑。空气绝热指数为 1.4，并以 1kg 计）。

分析：多级压缩机的工作原理：每一级排出口处的压强多时上一级的四倍，因此每一级空气的流量为上一次的 0.25 倍

解：(1) 各级的活塞冲程及往复次数相同

$$\text{压缩机总的压缩比 } x = (P_2/P_1)^{1/3} = 4$$

$$V_1 : V_2 : V_3 = A_1 : A_2 : A_3 = 16 : 4 : 1$$

$$\begin{aligned} \text{(2) } 20^\circ\text{C} \text{ 时 } 1\text{Kg} \text{ 空气的体积 } V_1 &= mRT/MP = 1 \times 8.315 \times 293 / (29 \times 98.07) \\ &= 0.8566 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{根据 } W &= P_1 V_1 \cdot i \kappa / (\kappa - 1) \cdot [(P_2/P_1)^{(\kappa-1)/i \kappa} - 1] \\ &= 98.07 \times 10 \times 0.8566 \times 3 \times 1.4 / 0.4 \times (4^{0.4/1.4} - 1) \\ &= 428.7 \text{ KJ} \end{aligned}$$

第三章

机械分离和固体流态化

1. 试样 500g，作为筛分分析，所用筛号及筛孔尺寸见本题附表中第一，二列，筛析后称取各号筛面的颗粒截留量于本题附表中第三列，试求颗粒群的平均直径。

筛号	筛孔尺寸, mm	截留面, g	筛号	筛孔尺寸, mm	截留面, g
10	1.651	0	65	0.208	60.0
14	1.168	20.0	100	0.147	30.0
20	0.833	40.0	150	0.104	15.0
28	0.589	80.0	200	0.074	10.0
35	0.417	130	270	0.053	5.0

48	0.295	110			共计 500
----	-------	-----	--	--	--------

解：先计算筛分直径

$$d_1 = (d_{10} + d_{14}) / 2 = 1.4095, \quad d_2 = (d_{14} + d_{20}) / 2 = 1.084$$

$$\text{同理可以计算出 } d_3 = 0.711, \quad d_4 = 0.503, \quad d_5 = 0.356, \quad d_6 = 0.252$$

$$d_7 = 0.1775, \quad d_8 = 0.1225, \quad d_9 = 0.089, \quad d_{10} = 0.0635$$

根据颗粒平均比表面积直径公式 $1/d_a = 1/G \sum G_i/d$ 得到 $1/G \sum G_i/d = 1/500$

$$\begin{aligned} & (20/1.4095 + 40/1.084 + 80/0.711 + 130/0.503 + 110/0.356 + 60/0.252 + 30/0.1775 \\ & + 15/0.1225 + 10/0.089 + 5/0.0635) \\ & = 2.899 \end{aligned}$$

颗粒平均直径相当于平均比表面积直径，即

$$\text{颗粒平均直径 } d = d_a = 1/2.899 = 0.345$$

2. 密度为 2650 kg/m^3 的球型石英颗粒在 20°C 空气中自由沉降，计算服从斯托克斯公式的最大颗粒直径及服从牛顿公式的最小颗粒直径。

解：（1）服从斯托克斯公式

查有关数据手册得到 20°C 时空气的密度 $\rho = 1.205 \text{ kg/m}^3$ ，粘度 $\mu = 1.81 \times 10^{-5} \text{ Pa} \cdot \text{s}$

要使颗粒服从斯托克斯公式，必须满足 $Re < 1$ 即

$$Re = du_t \rho / \mu < 1, \quad \text{而 } u_t = d^2 (\rho_s - \rho) g / 18 \mu$$

由此可以得到 $d^3 < 18 \mu^2 / (\rho_s - \rho) \rho g$

$$\therefore \text{最大颗粒直径 } d_{\min} = [18 \mu^2 / (\rho_s - \rho) \rho g]^{1/3}$$

$$= [18 \times (1.81 \times 10^{-5})^2 / (2650 - 1.205) \times 9.81 \times 1.205]^{1/3}$$

$$= 0.573 \times 10^{-4} \text{ m}$$

$$= 57.3 \mu \text{ m}$$

要使颗粒服从牛顿公式，必须满足 $10^3 < Re < 2 \times 10^3$ 即

$$10^3 < Re = du_t \rho / \mu < 2 \times 10^3, \quad \text{而 } u_t = 1.74 [d (\rho_s - \rho) g / \rho]$$

由此可以得到 $d^3 > 10^6 \mu^2 / [1.74^2 \rho (\rho_s - \rho) g]$

$$\therefore \text{最小直径 } d_{\min} = 0.001512 \text{ m} = 1512 \mu \text{ m}$$

3. 在底面积为 40 m^2 的除尘室内回收气体中的球形固体颗粒。气体的处理量为 $3600 \text{ m}^3/\text{h}$ ，

固体的密度 $\rho_s=3600\text{kg/m}^3$ ，操作条件下气体的密度 $\rho=1.06\text{kg/m}^3$ ，粘度为 $3.4\times 10^{-5}\text{Pa}\cdot\text{s}$ 。

试求理论上完全除去的最小颗粒直径。

解：根据生产能力计算出沉降速度

$$u_t = V_s/b \quad v = 3600/40 \text{ m/h} = 0.025\text{m/s}$$

假设气体流处在滞流区则可以按 $u_t = d^2 (\rho_s - \rho) g / 18 \mu$ 进行计算

$$\therefore d^2 = 18 \mu / (\rho_s - \rho) g \cdot u_t$$

可以得到 $d = 0.175 \times 10^{-4} \text{ m}$

核算 $Re = du_t \rho / \mu < 1$ ，符合假设的滞流区

\therefore 能完全除去的颗粒的最小直径 $d = 0.175 \times 10^{-4} \text{ m} = 17.5 \mu\text{m}$

4. 一多层降尘室除去炉气中的矿尘。矿尘最小粒径为 $8\mu\text{m}$ ，密度为 4000kg/m^3 。除尘室长 4.1m ，宽 1.8m ，高 4.2m ，气体温度为 427°C ，粘度为 $3.4\text{Pa}\cdot\text{s}$ ，密度为 0.5kg/m^3 。若每小时的炉气量为 2160 标准 m^3 ，试确定降尘室内隔板的间距及层数。

解：假设沉降在滞流区，按 $u_t = d^2 (\rho_s - \rho) g / 18 \mu$ 计算其沉降速度

$$\begin{aligned} u_t &= (8 \times 10^{-6})^2 \times (4000 - 0.5) \times 9.8 / (18 \times 3.4 \times 10^{-5}) \\ &= 41 \times 10^{-4} \text{ m/s} \end{aligned}$$

核算 $Re = du_t \rho / \mu < 1$ ，符合假设的滞流区

把标准生产能力换算成 47°C 时的生产能力

$$V_s = V (273 + 427) / 273 = 5538.46 \text{ m}^3/\text{h}$$

由 $V_s = blu_t (n-1)$ 得

$$\begin{aligned} n &= V_s / blu_t - 1 = 5538.46 / (4.1 \times 1.8 \times 41 \times 10^{-4} \times 3600) - 1 \\ &= 50.814 - 1 = 49.8 \end{aligned}$$

取 $n = 50$ 层，板间距 $\Delta h = H / (n + 1) = 4.2 / 51$

$$= 0.0824 \text{ m} = 82.4 \text{ mm}$$

5. 含尘气体中尘粒的密度为 2300kg/m^3 ，气体流量为 $1000\text{m}^3/\text{h}$ ，粘度为 $3.6 \times 10^{-5}\text{Pa}\cdot\text{s}$ 密度为 0.674kg/m^3 ，采用如图 3-8 所示的标准型旋风分离器进行除尘。若分离器圆筒直径为 0.4m ，试估算其临界直径，分割粒径及压强降。

解：(1) 临界直径

选用标准旋风分离器 $Ne = 5$ ， $\xi = 8.0$

$$B = D/4, h = D/2$$

$$\text{由 } V_s = bh u_i \text{ 得 } Bh = D/4 \cdot D/2 = V_s / u_i$$

$$\therefore u_i = 8 V_s / D^2$$

根据 $d_c = [9 \mu B / (\pi N e \rho_s u_i)]^{1/2}$ 计算颗粒的临界直径

$$\begin{aligned} \therefore d_c &= [9 \times 3.6 \times 10 \times 0.25 \times 0.4 / (3.14 \times 5 \times 2300 \times 13.889)]^{1/2} \\ &= 8.04 \times 10^{-6} \text{ m} = 8.04 \mu \text{ m} \end{aligned}$$

(2) 分割粒径

根据 $d_{50} = 0.27 [\mu D / u_i (\rho_s - \rho)]^{1/2}$ 计算颗粒的分割粒径

$$\begin{aligned} \therefore d_{50} &= 0.27 [3.6 \times 10^{-5} \times 0.4 / (13.889 \times 2300)]^{1/2} \\ &= 0.00573 \times 10^{-3} \text{ m} = 5.73 \mu \text{ m} \end{aligned}$$

(3) 压强降

根据 $\Delta P = \xi \cdot \rho u_i^2 / 2$ 计算压强降

$$\therefore \Delta P = 8.0 \times 0.674 \times 13.889^2 / 2 = 520 \text{ Pa}$$

6. 风分离器出口气体含尘量为 $0.7 \times 10^{-3} \text{ kg/标准 m}^3$ ，气体流量为 5000 标准 m^3/h ，每小时捕集下来的灰尘量为 21.5kg。出口气体中的灰尘粒度分布及捕集下来的灰尘粒度分布测定结果列于本题附图表中：

粒径范围	0-5	5-10	10-20	20-30	30-40	40-50	>50
在出口灰尘中所占的质量分率%	16	25	29	20	7	2	1
在捕集的灰尘中所占的质量分率%	4.4	11	26.6	20	18.7	11.3	3

试求：(1) 除尘效率 (2) 绘出该旋风分离器的粒级效率曲线。

解：出口气体中每小时产生的灰尘量：

$$0.7 \times 10^{-3} \times 5000 = 2.35 \text{ Kg}$$

除尘效率：

$$\eta_0 = 21.5 / (21.5 + 2.35) = 0.86 = 86\%$$

计算出每一小段范围颗粒的粒级效率

$$\eta_{p1} = 21.5 \times 4.4 / (21.5 \times 4.4 + 2.35 \times 16) = 62.8\%$$

$$\eta_{p2} = 21.5 \times 11 / (21.5 \times 11 + 2.35 \times 25) = 73.0\%$$

$$\eta_{p3} = 21.5 \times 26.6 / (21.5 \times 26.6 + 2.35 \times 29) = 84.93\%$$

$$\eta_{P4} = 86\% \quad \eta_{P5} = 94.26\% \quad \eta_{P6} = 97.2\% \quad \eta_{P7} = 94.85\%$$

绘出粒级效率曲线如图所示

7. 实验室用一片过滤面积为 0.1m^2 的滤叶对某种颗粒在水中的悬浮液进行实验, 滤叶内部真空读为 500mmHg , 过滤 5min 的滤液 1L , 又过滤 5min 的滤液 0.6L , 若再过滤 5min 得滤液多少?

分析: 此题关键是要得到虚拟滤液体积, 这就需要充分利用已知条件, 列方程求解

解: (1) 虚拟滤液体积

$$\text{由过滤方程式 } V^2 + 2VV_e = KA^2\theta$$

过滤 5min 得滤液 1L

$$(1 \times 10^{-3})^2 + 2 \times 10^{-3} V_e = KA^2 \times 5 \quad \text{①}$$

过滤 10min 得滤液 1.6L

$$(1.6 \times 10^{-3})^2 + 2 \times 1.6 \times 10^{-3} V_e = KA^2 \times 10 \quad \text{②}$$

由①②式可以得到虚拟滤液体积

$$V_e = 0.7 \times 10^{-3} \quad KA^2 = 0.396$$

(2) 过滤 15 分钟

假设过滤 15 分钟得滤液 V'

$$V'^2 + 2V'V_e = KA^2\theta'$$

$$V'^2 + 2 \times 0.7 \times 10^{-3} V' = 5 \times 0.396$$

$$V' = 2.073 \times 10^{-3}$$

$$\therefore \text{再过滤 } 5\text{min} \text{ 得滤液 } V = 2.073 \times 10^{-3} - 1.6 \times 10^{-3} = 0.473 \times 10^{-3} \text{ m}^3$$

$$0.473\text{L}$$

8. 以小型板框压滤机对碳酸钙颗粒在水中的悬浮液进行过滤实验, 测得数据列于本题附表中: 已知过滤面积为 0.093m^2 , 试求: (1) 过滤压强差为 103.0kPa 时的过滤常数 K , q_e 及 θ

(2) 滤饼的压缩指数 s ; (3) 若滤布阻力不变, 试写出此滤浆在过滤压强差为 196.2kPa 时的过滤方程式。

解: (1) 过滤常数 K , q_e 及 θ 。

根据 $q^2 + 2qq_e = K\theta$, 和 $q = V/A$, 带入表中的数据

$$(2.27 / 93)^2 + 2 q_e \times 2.27 / 93 = 50K \quad \text{①}$$

$$(9.1 / 93)^2 + 2 q_e \times 9.1 / 93 = 660K \quad \text{②}$$

由①②两式可得 $q_e = 3.81 \times 10^{-3}$

$$K = 1.06 \times 10^{-5}$$

$$\because q_e^2 = K \theta_e \therefore \theta_e = q_e^2 / K = 0.929$$

(2) 滤饼的压缩指数 s

同理在 $\Delta P = 343.4 \text{ Kpa}$ 时, 由上式带入表中数据得

$$(2.27 / 93)^2 + 2 q_e' \times 2.27 / 93 = 17.1K' \quad \text{③}$$

$$(9.1 / 93)^2 + 2 q_e \times 9.1 / 93 = 233K' \quad \text{④}$$

得到 $q_e = 3.1 \times 10^{-3}$

$$K = 4.37 \times 10^{-5}$$

利用 $\lg K = (1-s) \lg \Delta P + \lg 2k$, 对压强差为 103.0 Kpa 和 343.4 Kpa 时的过滤常数 K 取对数差得

$$\lg (K/K') = (1-s) \lg (\Delta P/\Delta P')$$

$$\therefore 1-s = 0.8532, \text{ 即}$$

压缩指数 $s = 0.1468$

(3) 过滤方程式

在过滤压强差为 196.2 Kpa 时

$$\lg (K/K'') = (1-s) \lg (\Delta P/\Delta P'')$$

$$\therefore \lg (1.564/K'') = 0.8532 \times \lg (103/196.2'')$$

$$\text{得 } K'' = 2.71 \times 10^{-5}$$

$$\begin{aligned} q_e'' &= (q_e' + q_e) / 2 = (3.81 + 3.1) \times 10^{-3} / 2 \\ &= 3.5 \times 10^{-3} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \because q_e^2 &= K \theta_e \therefore \theta_e'' = q_e''^2 / K = 3.5 \times 10^{-3} / 2.71 \times 10^{-5} \\ &= 0.452 \end{aligned}$$

$$\therefore \text{过滤方程式为 } (q + 3.5 \times 10^{-3})^2 = 2.71 \times 10^{-5} (\theta + 0.452)$$

9. 在实验室中用一个边长 0.162 m 的小型滤框对 CaCO_3 颗粒在水中的悬浮液进行过滤实验。

料浆温度为 19°C , 其中 CaCO_3 固体的质量分率为 0.0723 。测得每 1 m^3 滤饼烘干后的质量为 1602 kg 。在过滤压强差为 275800 Pa 时所的数据列于本题附表:

过滤时间 θ	1.8	4.2	7.5	11.2	15.4	20.5	26.7	33.4	41.0	48.8	57.7	67.2	77.3	88.7
---------------	-----	-----	-----	------	------	------	------	------	------	------	------	------	------	------

滤液体积 V	0.2	0.4	0.6	0.8	1.0	1.2	1.4	1.6	1.8	2.0	2.2	2.4	2.6	2.8
--------	-----	-----	-----	-----	-----	-----	-----	-----	-----	-----	-----	-----	-----	-----

试求过滤介质的当量滤液体积 V_e ，滤饼的比阻 r ，滤饼的空隙率 ϵ 及滤饼颗粒的比表面积 α 。

已知 CaCO_3 颗粒的密度为 2930kg/m^3 ，其形状可视为圆球。

解：由 $(V + V_e)^2 = KA^2(\theta + \theta_e)$ 两边微分得

$$2(V + V_e) dv = KA^2 d\theta$$

$$d\theta / dv = 2V / KA^2 + 2V_e / KA^2$$

计算出不同过滤时间时的 $d\theta / dv$ 和 V ，将其数据列表如下

V	0.4	0.6	0.8	1.0	1.2	1.4	1.6	1.8	2.0	2.2	2.4	2.6	2.8
$\Delta\theta / \Delta v$	12	16.5	18.5	21	25.2	31	33.5	38	39	44.5	47.5	50.5	57

作出 $d\theta / dv - V$ 的曲线如图

10. 用一台 BMS50/810-25 型板框压滤机过滤某悬浮液，悬浮液中固体质量分率为 0.139，固相密度为 2200kg/m^3 ，液相为水。每 1m^3 滤饼中含 500kg 水，其余全为固相。已知操作条件下的过滤常数 $K=2.72 \times 10^{-5}\text{m/s}$ ， $q=3.45 \times 10\text{m}^3/\text{m}^2$ 。滤框尺寸为 $810\text{mm} \times 810\text{mm} \times 25\text{mm}$ ，共 38 个框。试求：(1) 过滤至滤框内全部充满滤渣所需的时间及所得的滤液体积；(2) 过滤完毕用 0.8m 清水洗涤滤饼，求洗涤时间。洗水温度及表压与滤浆的相同。

解：(1) 滤框内全部充满滤渣

$$\text{滤饼表面积 } A = (0.81)^2 \times 2 \times 38 = 49.86 \text{ m}^2$$

$$\text{滤框容积 } V_{\text{总}} = (0.81)^2 \times 0.025 \times 38 = 0.6233 \text{ m}^3$$

$$\text{已知 } 1\text{m}^3 \text{ 的滤饼中 含水: } 500/1000 = 0.5 \text{ m}^3$$

$$\text{含固体: } 1 - 0.5 = 0.5 \text{ m}^3$$

$$\text{固体质量: } 0.5 \times 2200 = 1100 \text{ Kg}$$

设产生 1m^3 的滤饼可以得到 m_0 ，Kg (V_0 ， m^3) 的滤液，则

$$0.139 = 1100 / (1100 + 50 + m)$$

$$\therefore m_0 = 6313 \text{ Kg} \quad \text{滤液的密度按水的密度考虑}$$

$$V_0 = 0.314 \text{ m}^3$$

\therefore 形成 0.6233 m^3 的滤饼即滤框全部充满时得到滤液体积

$$V = 6.314 \times 0.6233 = 3.935 \text{ m}^3$$

则过滤终了时的单位面积滤液量为

$$q = V/A = 3.935/49.86 = 0.07892 \text{ m}^3/\text{m}^2$$

$$\begin{aligned} \because q_e^2 = K \theta_e \therefore \theta_e &= q_e^2 / K = (3.45 \times 10^{-3})^2 / 2.72 \times 10^{-5} \\ &= 0.4376 \end{aligned}$$

由 $(q + q_e)^2 = K(\theta + \theta_e)$ 得所需的过滤时间为

$$\begin{aligned} \theta &= (q + q_e)^2 / K - \theta_e \\ &= (0.07892 + 0.00345)^2 / 2.72 \times 10^{-5} - 0.4376 \\ &= 249 \text{ s} \end{aligned}$$

(2) 洗涤时间

$$V_e = q_e \times A = 3.45 \times 10^{-3} \times 49.86 = 0.172$$

由 $(dv/d\theta)_{w=0} = KA^2/8(\theta + \theta_e)$ 得

$$\begin{aligned} \text{洗涤速率} &= 2.72 \times 10^{-5} \times (49.86)^2 / 8 \times (3.935 + 0.172) \\ &= 205 \times 10^{-5} \end{aligned}$$

$$\therefore \text{洗涤时间为: } 0.8 / 205 \times 10^{-5} = 388 \text{ s}$$

11. 用叶滤机处理某种悬浮，先以等速过滤 20min，得滤液 2m^3 。随即保持当时的压强差再过滤 40min，问共得滤液多少 m^3 ？若叶滤机每次卸渣重装等全部辅助操作共需 20min，求滤液日产量。滤布阻力可以忽略。

解：

12. 在 $3 \times 10^5 \text{ Pa}$ 的压强差下对钛白粉在水中的悬浮液进行实验，测的过滤常数 $K=5 \times 10^{-5} \text{ m/s}$ ， $q=0.01 \text{ m}^3/\text{m}^2$ ，又测得饼体积之比 $v=0.08$ 。现拟用有 38 个框的 BMY50/810-25 型板框压滤机处理此料浆，过滤推动力及所用滤布也与实验用的相同。试求：（1）过滤至框内全部充满滤渣所需的时间；（2）过滤完毕以相当与滤液量 1/10 的清水进行洗涤，求洗涤时间；（3）若每次卸渣重装等全部辅助操作共需 15min，求每台过滤机的生产能力（以每小时平均可得多少 m^3 滤饼计）。

解：（1）框内全部充满滤渣

$$\text{滤饼表面积 } A = (0.81)^2 \times 2 \times 38 = 49.86 \text{ m}^2$$

$$\text{滤框容积 } V_{\text{总}} = (0.81)^2 \times 0.025 \times 38 = 0.6233 \text{ m}^3$$

总共得到滤液体积

$$V = V_{\text{总}}/v = 0.6233/0.08 = 7.79 \text{ m}^3$$

则过滤终了时的单位面积滤液量为

$$q = V/A = 7.79/49.86 = 0.156$$

虚拟过滤时间

$$\begin{aligned} \theta_e &= q_e^2 / K = (0.01)^2 / 5 \times 10^{-5} \\ &= 2 \text{ s} \end{aligned}$$

由 $(q + q_e)^2 = K(\theta + \theta_e)$ 得所需的过滤时间为

$$\begin{aligned} \theta &= (q + q_e)^2 / K - \theta_e \\ &= (0.156 + 0.01)^2 / 5 \times 10^{-5} - 2 \\ &= 551 \text{ s} \end{aligned}$$

(2) 洗涤时间

$$V_e = q_e \times A = 0.01 \times 49.86 = 0.4986$$

由 $(dv/d\theta)_{\text{w}} = KA^2/8(\theta + \theta_e)$ 得

$$\begin{aligned} \text{洗涤速率} &= 5 \times 10^{-5} \times (49.86)^2 / 8 \times (7.79 + 0.4986) \\ &= 187.46 \times 10^{-5} \end{aligned}$$

$$\text{清水体积} : 7.79/10 = 0.779$$

$$\text{洗涤时间} : 0.779/187.46 \times 10^{-5} = 416 \text{ s}$$

$$\text{生产总时间 } T = 551 + 416 + 15 \times 60 = 1867 \text{ s}$$

$$\text{生产能力 } Q = 3600 V_{\text{总}} / T = 3600 \times 0.6233 / 1867 = 1.202 \text{ m}^3/\text{h}$$

13. 某悬浮液中固相质量分率为 9.3%，固相密度为 3000 kg/m^3 ，液相为水。在一小型压滤机中测得此悬浮液的物料特性常数 $k=1.1 \times 10^{-4} \text{ m}^2 (\text{s} \cdot \text{atm})$ ，滤饼的空隙率为 40%。现采用一台 GP5-1.75 型转筒真空过滤机进行生产（此过滤机的转鼓直径为 1.75m，长度为 0.98m，过滤面积为 5 m^2 ，浸没角度为 120° ），转速为 0.5r/min，操作真空度为 80.0kPa。已知滤饼不可压缩，过滤介质可以忽略。试求此过滤机的生产能力及滤饼厚度。

解：形成的 1m 的滤饼中含液相： 0.4 m^3

$$\text{固相} : 0.6 \text{ m}^3$$

设产生 1 m^3 的滤饼可以得到 m_0 ，Kg (V_0 ， m^3) 的滤液，则

$$0.093 = 0.6 \times 3000 / (0.6 \times 3000 + 0.4 \times 10^3 + m_0)$$

$$\therefore m_0 = 17154.84 \text{ Kg} \quad \text{滤液的密度按水的密度考虑}$$

$$V_0 = 17.155 \text{ m}^3$$

由 $K = 2k\Delta P$ 得过滤常数

$$\begin{aligned} K &= 2 \times 1.1 \times 10^{-4} \times 80.1 / 101.5 \\ &= 17.36 \times 10^{-5} \end{aligned}$$

过滤机每转一周的过滤时间

$$\theta = 60 \psi / n = 60 \times 120 / 0.5 \times 360 = 40 \text{ s}$$

\therefore 介质阻力忽略 $\therefore V_e = 0$, $\theta_e = 0$

\therefore 转筒每转一周所的滤液体积

$$V_{\text{液}} = (KA^2 \theta)^{1/2} = (17.36 \times 5^2 \times 40)^{1/2} = 0.4167 \text{ m}^3$$

生产能力 $Q = nV = 0.5 \times 60 \times 0.4167 = 12.51 \text{ m}^3 / \text{h}$

每转一周所得的滤饼的体积

$$V_{\text{饼}} = 0.4167 / 17.155 = 0.02429 \text{ m}^3$$

滤饼的厚度

$$\begin{aligned} \delta &= V_{\text{饼}} / A = 0.02429 / 5 = 0.00486 \text{ m} \\ &= 4.86 \text{ mm} \end{aligned}$$

14. 用板框过滤机在恒压差下过滤某种悬浮液，滤框边长为 0.65m，已测得操作条件下的有关参数为： $K = 6 \times 10^{-5} \text{ m}^2 / \text{s}$ ， $q_e = 0.01 \text{ m}^3 / \text{m}^2$ 滤液。滤饼不要求洗涤，其它辅助时间为 20min，要求过滤机的生产能力为 $9 \text{ m}^3 / \text{h}$ ，试求：（1）至少需要几个滤框 n ？（2）框的厚度 L 。

解：设要得到 $V \text{ m}^3$ 的滤液需要的时间为 θ ，则

$$\text{由 } (V + V_e)^2 = KA^2 (\theta + \theta_e)$$

$$\theta = (V + V_e)^2 / KA^2 - \theta_e$$

$$= (V + q_e A)^2 / KA^2 - q_e^2 / K$$

$$\text{板框过滤机的生产能力} = 3600V / (Q + Q_b) = 9$$

$$\therefore Q + Q_b = 400V$$

$$\text{即 } (V + q_e A)^2 / KA^2 - q_e^2 / K + 20 \times 60 \times 9 = 400V$$

$$(V + 0.01A)^2 / 6 \times 10^{-5} A^2 + 10800 = 400V \quad \text{①}$$

$$\text{而总过滤面积 } A = (0.65)^2 \times 2 \times n = 0.845n \quad \text{②}$$

联立①② 可得

$$210V^2 + (3.55n - 3.6n^2)V + 10.8n^2 = 0 \quad \text{③}$$

$$\therefore \Delta = (3.55n - 3.6n^2)^2 - 4 \times 210 \times 10.8n^2 \geq 0$$

$$n \geq 27.44$$

取 $n = 28$ 即 需要 28 块板

将 $n = 28$ 带入③式可得到滤液体积 $V = 7.8 \text{ m}^3$

$$\therefore \text{滤饼体积 } 7.8 \times 0.1 = 0.78 \text{ m}^3$$

设滤框的厚度为 L 则

$$(0.65)^2 \times L \times 28 = 0.78$$

$$\therefore L = 0.066 \text{ m} = 66 \text{ mm}$$

15. 已知苯酐生产的催化剂用量为 37400kg, 床径为 3.34m, 进入设备的气速为 0.4m/s, 气体密度为 1.19 kg/m^3 。采用侧缝锥帽型分布板, 求分布板的开孔率。

解:

16. 平均粒径为 0.3mm 的氯化钾球型颗粒在单层圆筒形流化床干燥器中进行流化干燥。固体密度 $= 1980 \text{ kg/m}^3$ 。取流化速度颗粒带出速度的 78%, 试求适宜的流化速度和流化数。介质可按 60°C 的常压空气查取物性参数。

解: 查有关物性手册 60°C , 常压空气的密度 $\rho = 1.06 \text{ Kg/m}^3$, 粘度 $\mu = 2.01 \times 10^{-5}$

重力沉降的过滤常数

$$K = d \left[\rho (\rho_s - \rho) g / 2 \mu^2 \right]^{1/3}$$

$$= 7.71$$

$$\therefore 2.62 < K = 7.71 < 69.1$$

\therefore 颗粒沉降在过度区,

\therefore 利用 $u_t = 0.154 [d^{1.6} (\rho_s - \rho) g / (\rho^{0.4} \mu^{0.6})]^{0.7143}$ 计算沉降速度

$$u_t = 1.6979 \text{ m/s}$$

$$\therefore u_1 = 0.78 u_t = 1.324 \text{ m/s}$$

按最小颗粒计算临界流化速度

$$u_{mf} = d_p^2 (\rho_s - \rho) g / 1650 \mu$$

$$= 0.05266 \text{ m/s}$$

$$\text{流化数: } u_1 / u_{mf} = 1.6979 / 0.05266 = 32.3$$

第四章 传热

1. 平壁炉的炉壁由三种材料组成，其厚度导热系数列于本题附表中：若耐火砖层内表面的温度 t_1 为 1150°C ，钢板外表面温度 t_4 为 30°C ，又测得通过炉壁的热损失为 $300\text{W}/\text{m}^2$ ，试计算导热的热通量。若计算结果与实测的热损失不符，试分析原因和计算附加热阻。

序 号	材 料	厚度, mm	导热系数, $\text{w}/(\text{m}\cdot^\circ\text{C})$
1 (内层)	耐火砖	200	1.07
2	绝缘砖	100	0.14
3	钢	6	45

解：提取表中所给出的数据

耐火砖： $b_1 = 0.2 \text{ m}$ ， $\lambda_1 = 1.07\text{w}/(\text{m}\cdot^\circ\text{C})$

绝缘层： $b_2 = 0.1 \text{ m}$ ， $\lambda_2 = 0.14 \text{ w}/(\text{m}\cdot^\circ\text{C})$

钢： $b_3 = 0.006 \text{ m}$ ， $\lambda_3 = 45 \text{ w}/(\text{m}\cdot^\circ\text{C})$

根据多层平壁热传导速率公式

$$Q = (t_1 - t_n) / \sum (b_i / S \lambda_i) \quad \text{和} \quad q = Q/S$$

$$\text{得} \quad q = (t_1 - t_n) / \sum (b_i / \lambda_i) = 1242 \text{ w}/\text{m}^2$$

这与实际测得的热损失 $q' = 300\text{w}/\text{m}^2$ 有一定的差距，因此有可能存在一部分附加热阻，设此附加热阻为 R'

$$q' = (t_1 - t_n) / [\sum (b_i / S \lambda_i) + R'] = 300$$

$$R' = 2.83 \text{ m}\cdot^\circ\text{C}/\text{W}$$

2. 燃烧炉的内层为 460mm 厚的耐火砖，外层为 230mm 厚的绝缘砖。若炉的内表面温度 t_1 为 1400°C ，外表温度 t_3 为 100°C ，试求导热的热通量及两砖间界面温度。设炉内换热良好，已知耐火砖的导热系数为 $\lambda_1 = 0.9 + 0.0007t$ ，绝缘砖的导热系数为 $\lambda_2 = 0.3 + 0.0003t$ 。两式中 t 分别取为各层材料的平均温度，单位为 $^\circ\text{C}$ ， λ 单位为 $\text{W}/(\text{m}\cdot^\circ\text{C})$ 。

解：令两砖之间的界面温度为 t_2 ， $t_1 = 1400$ ， $t_3 = 100$

$$\begin{aligned}
\text{耐火砖的导热系数 } \lambda_1 &= 0.9 + 0.0007 \cdot (t_1 + t_2) / 2 \\
&= 0.9 + 0.0007 \cdot (1400 + t_2) / 2 \\
&= 1.39 + 0.00035 t_2
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{绝热转的导热系数 } \lambda_2 &= 0.3 + 0.0003(t_3 + t_2)/2 \\
&= 0.315 + 0.00015 t_2
\end{aligned}$$

$$(t_1 - t_2) / (b_1 / \lambda_1) = (t_2 - t_3) / (b_2 / \lambda_2)$$

$$\therefore 0.00065t_2^2 + 1.5t_2 - 2009 = 0$$

$$\text{解得界面温度 } t_2 = 949^\circ\text{C}$$

$$\therefore \text{各层的导热系数 } \lambda_1 = 1.722 \text{ w/ (m}\cdot^\circ\text{C)}$$

$$\lambda_2 = 0.457 \text{ w/ (m}\cdot^\circ\text{C)}$$

根据多层平壁热传导速率公式 $Q = (t_1 - t_n) / \sum (b_i / S \lambda_i)$ 和 $q = Q/S$

$$\text{得导热的热通量 } q = 1689 \text{ W/m}^2$$

3. 直径为 $\Phi 603\text{mm}$ 的钢管用 30mm 厚的软木包扎，其外又用 100mm 的保温灰包扎，以作为绝热层。现测的钢管外壁面温度为 -110°C ，绝缘采纳感外表温度 10°C 。已知软木和保温灰的导热系数分别为 0.043 和 $0.07 \text{ W/ (m}\cdot^\circ\text{C)}$ 。试求每米长的冷量损失。

解：钢管的温度比绝热层低，此管为一传冷管

根据多层圆筒壁热传导速率公式 $Q = (t_1 - t_n) / \sum (b_i / S \lambda_i)$

$$t_1 = -110^\circ\text{C} , \quad t_n = t_3 = 10^\circ\text{C}$$

$$b_1 = 0.03 \text{ m} , \quad b_2 = 0.1 \text{ m}$$

$$\lambda = 0.043 \text{ w/ (m}\cdot^\circ\text{C)} , \quad \lambda = 0.07 \text{ w/ (m}\cdot^\circ\text{C)}$$

$$Q = -25 \text{ W}$$

4. 蒸汽管外包扎有两层导热系数不同而厚度相同的绝热层，设外层的平均直径为内层的两倍。其导热系数也为内层的两倍，若将两层材料互换位置，假定其他条件不变，试问每米管长的热损失将改变多少？说明在本题情况下，哪一种材料包扎在内层较为合适？

解：根据题意，若令内层导热系数为 λ ，则外层导热系数为 2λ

\therefore 绝热层厚度相同，均为 b ，假设蒸汽管道半径为 r ，

则两绝热层外半径分别为 $r_1 = r + b$ ， $r_2 = r + 2b$

第一层保温层对数平均半径 $r_{m1} = (r_1 - r) / \ln(r_1/r)$

第一层保温层对数平均半径 $r_{m2} = (r_2 - r_1) / \ln(r_2/r_1)$

$$\therefore r_{m2} = 2 r_{m1}$$

$$\therefore b/r = 1.618, r_{m1} = 1.0396$$

两绝热层的对数平均面积（按 1 m 管长计）

$$S_{m1} = 2 \pi r_{m1} L = 2 \times 3.14 \times 1.0396 \times 1 = 6.525b$$

$$S_{m2} = 2 \pi r_{m2} L = 2 \times 3.14 \times 2 \times 1.0396 \times 1 = 13.05b$$

$$\begin{aligned} Q &= (t_1 - t_n) / \sum (b_i / S_{mi} \lambda_i) \\ &= (t_1 - t_3) / \{ [b / (\lambda_1 S_{m1})] + b / (\lambda_2 S_{m2}) \} \\ &= 5.22 \lambda_1 (t_1 - t_3) \end{aligned}$$

将两绝缘层互换后，

$$\begin{aligned} Q' &= (t_1 - t_n) / \sum (b_i / S_{mi} \lambda_i) \\ &= (t_1 - t_3) / \{ [b / (\lambda_2 S_{m1})] + b / (\lambda_1 S_{m2}) \} \\ &= 4.35 \lambda_1 (t_1 - t_3) \end{aligned}$$

$$\therefore Q/Q^* = 1.2$$

\therefore 导热系数大的应该包扎在内层。

5. 在一直径为 $\phi 252.5\text{mm}$ 的蒸汽管道外，包扎一层导热系数为 $0.8 \text{ W} / (\text{m} \cdot ^\circ\text{C})$ 的保温层。保温层半径为 50mm 。管内饱和蒸汽温度为 130°C ，大气温度为 30°C 。试求保温层的临界半径。假设管壁阻和蒸汽侧对流阻可以忽略。保温层外壁对大气压的对流辐射传热系数可按下式计算： $\alpha_T = 9.4 + 0.052 (t_w - t)$ 式中

α_T ---- 对流-辐射传热系数

t_w ---- 保温层外壁表面温度， $^\circ\text{C}$

t ----- 环境大气温度， $^\circ\text{C}$

并定性讨论管道未保温及不同保温层半径下单位管长热损失的情况。

解：总热阻由 2 部分组成，一是保温层的热传导热阻 R_1 ，二是保温层外壁与空气的对流传热热阻 R_2 ，

$$\begin{aligned} R_1 &= b / \lambda S_m = (r_2 - r_1) / [\lambda \times 2 \pi L (r_2 - r_1) / \ln(r_2/r_1)] \\ &= \ln(r_2/r_1) / 2 \lambda \pi L \quad \text{---- (1)} \end{aligned}$$

$$R_2 = 1 / \alpha_T S_o = 1 / \alpha_T 2 \pi r_2 L = 1 / [9.4 + 0.052 (t_w - t)] \times 2 \pi r_2 L \quad \text{----- (2)}$$

$$\text{总传热 } Q = (T - t) / (R_1 + R_2) = (t_w - t) / R_2$$

$$\therefore (130-30) / (R_1+R_2) = (30) / R_2 \quad \text{----- (3)}$$

由 (1) (2) (3) 解得

$$t_w=40.42^\circ\text{C}$$

$$\therefore \alpha_T = 9.4 + 0.052 (t_w - t) = 9.942$$

$$\therefore r_c = \lambda / \alpha_T = 0.8 / 9.942 = 0.08047\text{m} = 80.5\text{mm} > 50\text{mm}$$

$$Q = (t_w - t) / R_2 = 325.29\text{W}$$

未加保温层时, 即 $r_2=r_1$ $\therefore Q' = (t_w - t) / R_2'$

$$\alpha_T' = 9.4 + 0.052 (t_w - t) = 14.6$$

$$R_2' = 1 / \alpha_T S_0 = 1 / \alpha_T 2 \pi r_2 L$$

$$\therefore Q' = 114.61\text{W}$$

\therefore 未加保温层时的热损失小些, 且保温层厚度越大热损失越大。

6. 在并流换热器中, 用水冷却油。水的进出口温度分别为 15°C , 40°C , 油的进出口温度分别为 150°C 和 100°C 。现生产任务要求油的出口温度降至 80°C , 假设油和水的流量, 进出口温度及物性不变, 若换热器的管长为 1m , 试求此换热器的管长增至若干米才能满足要求。设换热器的热损失可忽略。

解: 根据题意列出关系式:

$$\text{热流体 (油): } T_1=150^\circ\text{C} \rightarrow T_2=100^\circ\text{C}$$

$$\text{冷流体 (水): } t_1=15^\circ\text{C} \rightarrow t_2=40^\circ\text{C}$$

$$\text{现在要求: 热流体 (油): } T_1=150^\circ\text{C} \rightarrow T_2=80^\circ\text{C}$$

$$\text{冷流体 (水): } t_1=15^\circ\text{C} \rightarrow t_2=?$$

$$\text{开始: } Q = W_h C_{ph} (T_1 - T_2) = 50 W_h C_{ph}$$

$$= W_c C_{pc} (t_2 - t_1) = 25 W_c C_{pc}$$

$$= K_0 S_0 \Delta t_m$$

$$\Delta t_m = (\Delta t_1 - \Delta t_2) / \ln (\Delta t_1 / \Delta t_2) = (135 - 60) / \ln (135 / 60) = 92.49$$

$$\text{改变后: } Q' = W_h C_{ph} (T_1 - T_2) = 700 W_h C_{ph}$$

$$= W_c C_{pc} (t_2' - t_1) = (t_2' - 15) W_c C_{pc}$$

$$= K_0 S_0' \Delta t_m'$$

$$\therefore 25 / (t_2' - 15) = 50 / 70 \quad \therefore t_2' = 50^\circ\text{C}$$

$$\Delta t_m' = (\Delta t_1 - \Delta t_2') / \ln (\Delta t_1 / \Delta t_2') = 69.81$$

$$\therefore Q/Q^* = K_0 S \Delta t_m / K_0 S' \Delta t_m' = L \Delta t_m / L' \Delta t_m' = 50/70$$

$$\therefore L' = 1.85L = 1.85m$$

7. 重油和原油在单程套换热器中呈并流流动，粮站油的初温分别为 243℃ 和 128℃；终温分别为 167℃ 和 157℃。若维持两种油的流量和初温不变，而将两流体改为逆流，试求此时流体的平均温度差及他们的终温。假设在两种流动情况下，流体的无性和总传热系数均不变，换热器的热损失可以忽略。

解：由题意得：

$$\text{并流时：热流体（重油）： } T_1=243^\circ\text{C} \rightarrow T_2=167^\circ\text{C}$$

$$\text{冷流体（原油）： } t_1=128^\circ\text{C} \rightarrow t_2=157^\circ\text{C}$$

$$\begin{aligned} \therefore Q &= W_h C_{ph} (T_1 - T_2) = 76 W_h C_{ph} \\ &= W_c C_{pc} (t_2 - t_1) = 29 W_c C_{pc} \\ &= K_0 S_0 \Delta t_m \end{aligned}$$

$$\Delta t_m = (\Delta t_1 - \Delta t_2) / \ln (\Delta t_1 / \Delta t_2) = 43$$

$$\text{改为逆流后：热流体（重油）： } T_1=243^\circ\text{C} \rightarrow T_2'=?$$

$$\text{冷流体（原油）： } t_2'=? \leftarrow t_1=128^\circ\text{C}$$

同理：

$$\begin{aligned} Q' &= W_h C_{ph} (T_1 - T_2') = (243 - T_2') W_h C_{ph} \\ &= W_c C_{pc} (t_2' - t_1) = (t_2' - 128) W_c C_{pc} \\ &= K_0 S_0' \Delta t_m' \end{aligned}$$

$$\therefore 29 / (t_2' - 128) = 76 / (243 - T_2') \quad \therefore T_2' = 578.45 - 2.62 t_2' \quad \text{----- (1)}$$

$$\Delta t_m' = [(243 - t_2') - (T_2' - 128)] / \ln [(243 - t_2') / (T_2' - 128)] \quad \text{----- (2)}$$

$$\text{又 } Q/Q^* = \Delta t_m / \Delta t_m' = 29 / (t_2' - 128) \quad \text{----- (3)}$$

$$\text{由 (1) (2) (3) 解得 } t_2' = 161.41^\circ\text{C} \quad T_2' = 155.443^\circ\text{C} \quad \Delta t_m' = 49.5^\circ\text{C}$$

8. 在下列各种管式换热器中，某溶液在管内流动并由 20℃ 加热到 50℃。加热介质在壳方流动，其进出口温度分别为 100℃ 和 60℃，试求下面各种情况下的平均温度差。

(1) 壳方和管方均为单程的换热器。设两流体为逆流流动。

(2) 壳方和管方分别为单程和四程的换热器。

(3) 壳方和管方分别为二程和四程的换热器。

解：(1) 热流体： $T_1=243^\circ\text{C} \rightarrow T_2=60^\circ\text{C}$

冷流体： $t_2=50^\circ\text{C} \leftarrow t_1=128^\circ\text{C}$

$$\Delta t_1=50^\circ\text{C} \quad \Delta t_2=40^\circ\text{C}$$

$$\therefore \Delta t_m = (\Delta t_1 - \Delta t_2) / \ln (\Delta t_1 / \Delta t_2) = 44.8^\circ\text{C}$$

(2) 壳方和管方分别为单程和四程，则需计算平均温度差校正系数 $\psi_{\Delta t}$ ，

由已知条件计算得 $\psi_{\Delta t}=0.891$

$$\therefore \Delta t_m' = \psi_{\Delta t} \Delta t_m = 0.891 \times 44.8 = 39.9^\circ\text{C}$$

(3) 查图得， $\psi_{\Delta t}=0.97$

$$\therefore \Delta t_m' = \psi_{\Delta t} \Delta t_m = 0.97 \times 44.8 = 43.5^\circ\text{C}$$

9. 在逆流换热器中，用初温为 20°C 的水将 1.25kg/s 的液体（比热容为 $1.9\text{kJ/kg}\cdot^\circ\text{C}$ ，密度为 850kg/m^3 ），由 80°C 冷却到 30°C 。换热器的列管直径为 $\phi 252.5\text{mm}$ ，水走管方。水侧和液体侧的对流传热系数分别为 $0.85\text{W}/(\text{m}^2\cdot^\circ\text{C})$ 和 $1.70\text{W}/(\text{m}^2\cdot^\circ\text{C})$ 。污垢热阻忽略。若水的出口温度不能高于 50°C ，试求换热器的传热面积。

解：热流体： $T_1=80^\circ\text{C} \rightarrow T_2=30^\circ\text{C}$

冷流体： $t_2=50^\circ\text{C} \leftarrow t_1=20^\circ\text{C}$

$$\Delta t_1=30^\circ\text{C} \quad \Delta t_2=100^\circ\text{C}$$

$$\therefore \Delta t_m = (\Delta t_1 - \Delta t_2) / \ln (\Delta t_1 / \Delta t_2) = 18.205^\circ\text{C}$$

$$Q = W_h C_{ph} (T_1 - T_2) = 1.9 \times 10^3 \times 1.25 \times 50 = 118.75\text{W}$$

又 $Q = K_0 S_0 \Delta t_m$ ，其中 $1/K_0 = d_0/\alpha_i d_i + 1/\alpha_o$ 解得 $K_0 = 0.486 \times 10^3 \text{m}^2\cdot^\circ\text{C}/\text{W}$

$$\therefore 0.486 \times 10^3 \times 18.205 S_0 = 118.75 \times 10^3$$

$$\therefore S_0 = 13.4\text{m}^2$$

10. 在列管式换热器中用冷水冷却油。水在直径为 $\phi 192\text{mm}$ 的列管内流动。已知管内水侧对流传热系数为 $3490\text{W}/(\text{m}^2\cdot^\circ\text{C})$ ，管外油侧对流传热系数为 $258\text{W}/(\text{m}^2\cdot^\circ\text{C})$ 。换热器用一段时间后，管壁两侧均有污垢形成，水侧污垢热阻为 $0.00026\text{m}^2\cdot^\circ\text{C}/\text{W}$ ，油侧污垢热阻 $0.000176\text{m}^2\cdot^\circ\text{C}/\text{W}$ 。管壁导热系数 λ 为 $45\text{W}/(\text{m}\cdot^\circ\text{C})$ ，试求：(1) 基于外表面的总传热系数；(2) 产生污垢后热阻增加的百分比。

解：(1) $1/K_0 = d_0/\alpha_i d_i + 1/\alpha_o + R_{s1}d_0/d_i + R_{s0} + b d_0/\lambda d_m$

$$=19/(3490 \times 15) + 0.00026 \times 19/15 + 0.000176 + (0.002 \times 19)/(45 \times 16.9) + 1/258$$

$$\therefore K_0 = 208 \text{ m}^2 \cdot \text{°C}/\text{W}$$

(2) 产生污垢后增加的总热阻:

$$d_0/\alpha_i d_i + R_{s0} = 19/(3490 \times 15) + 0.000176 = 0.00050533$$

产生污垢前的总热阻:

$$d_0/\alpha_i d_i + 1/\alpha_o + b d_0/\lambda d_m = 19/(3490 \times 15) + (0.002 \times 19)/(45 \times 16.9) + 1/258 \\ = 0.0043$$

$$\therefore \text{增加的百分比为: } 0.00050533/0.00429 = 11.8\%$$

11. 在一传热面积为 50m^2 的单程列管式换热器中, 用水冷却某种溶液。两流体呈逆流流动。冷水的流量为 $33000\text{kg}/\text{h}$, 温度由 20°C 升至 38°C 。溶液的温度由 110°C 降至 60°C 。若换热器清洗后, 在两流体的流量和进出口温度不变的情况下, 冷水出口温度增至 45°C 。试估算换热器清洗前后传热面两侧的总污垢热阻。假设 (1) 两种情况下, 流体物性可视为不变, 水的比热容可取 $4.187\text{kJ}/(\text{kg} \cdot \text{°C})$; (2) 可按平壁处理, 两种工况下 α_i 和 α_o 分别相同; (3) 忽略管壁热阻和热损失。

解: 换洗前: 热流体: $T_1=110\text{°C} \rightarrow T_2=60\text{°C}$

冷流体: $t_2=38\text{°C} \leftarrow t_1=20\text{°C}$

$$\Delta t_1=72\text{°C} \quad \Delta t_2=40\text{°C}$$

$$\therefore \Delta t_m = (\Delta t_1 - \Delta t_2) / \ln(\Delta t_1 / \Delta t_2) = 54.4\text{°C}$$

$$Q = W_h C_{ph} (T_1 - T_2) = 50 W_h C_{ph}$$

$$= W_c C_{pc} (t_2 - t_1) = 18 W_c C_{pc}$$

$$= K_0 S_0 \Delta t_m = 54.4 K_0 S_0$$

代入数据计算得 $K_0 = 254 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{°C})$

换洗后: 热流体: $T_1=110\text{°C} \rightarrow T_2=60\text{°C}$

冷流体: $t_2=38\text{°C} \leftarrow t_1=20\text{°C}$

$$\Delta t_1=72\text{°C} \quad \Delta t_2=40\text{°C}$$

$$\therefore \Delta t_m = (\Delta t_1 - \Delta t_2) / \ln(\Delta t_1 / \Delta t_2) = 54.4\text{°C}$$

$$Q = W_h C_{ph} (T_1 - T_2) = (110 - T_2) W_h C_{ph}$$

$$= W_c C_{pc} (t_2 - t_1) = 25 W_c C_{pc}$$

$$= K_0' S_0 \Delta t_m'$$

$$\therefore 50 / (100 - T_2) = 18 / 25 \rightarrow T_2 = 40.56^\circ\text{C}$$

$$\therefore \Delta t_m' = (\Delta t_1' - \Delta t_2') / \ln (\Delta t_1' / \Delta t_2') = 35^\circ\text{C}$$

$$Q = W_c C_{pc} (t_2 - t_1) = K_0' S_0 \Delta t_m'$$

$$\text{代入数据计算得 } K_0' = 548.3 \text{ W} / (\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$$

$$\begin{aligned} \therefore \text{总污垢热阻为: } 1 / K_0 - 1 / K_0' &= 1 / 245 - 1 / 548.3 \\ &= 2.1 \times 10^{-3} \text{ m}^2 \cdot ^\circ\text{C} / \text{W} \end{aligned}$$

12. 在一单程列管换热器中，用饱和蒸汽加热原料油。温度为 160°C 饱和蒸汽在壳程冷凝（排出时为饱和液体），原料油在管程流动，并由 20°C 加热到 106°C ，列管换热器尺寸为：列管直径为 $\phi 19 \times 2\text{mm}$ ，管长为 4m ，共 25 根管子。若换热器的传热量为 125kW ，蒸汽冷凝传热系数为 $7000 \text{ W} / (\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$ ，油侧污垢热阻可去为 $0.0005 \text{ m}^2 \cdot ^\circ\text{C} / \text{W}$ ，管壁热阻和蒸汽侧垢层热阻可忽略，试求管内油侧对流传热系数。

又若有的流速增加一倍，此时若换热器的总传热系数为原来的 1.75 倍，试求油的出口温度。假设油的物性不变。

解： $1 / K_0 = d_0 / \alpha_i d_i + 1 / \alpha_i + R_{si} d_0 / d_i$ ，又 $K_0 = Q / S_0 \Delta t_m$

$$\text{其中 } S = 25 \times 3.14 \times 19 \times 10^{-3} \times 4 = 5.97$$

$$\Delta t_m = (\Delta t_1 - \Delta t_2) / \ln (\Delta t_1 / \Delta t_2) = 90.27^\circ\text{C}$$

$$\therefore K_0 = 125 \times 10^3 / (5.97 \times 90.27) = 232.1 \text{ W} / (\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$$

$$\text{可以解得 } \alpha_i = 359.5 \text{ W} / (\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$$

改变流速后：

$$K_0' = 1.75 K_0 = 406.2 \text{ W} / (\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$$

$$Q^* = 2Q (t_2' - t_1) / (t_2 - t_1) = 125 \times 10^3 (t_2' - 20) / 86$$

$$\text{又 } \Delta t_m' = [(T - t_1) - (T - t_2')] / \ln [(T - t_1) / (T - t_2')]$$

$$= Q' / K_0' S$$

$$\text{可以解得 } t_2' = 99.2^\circ\text{C}$$

13. 90°C 的正丁醇在逆流换热器中被冷却到 50°C 。换热器的传热面积为 6m^2 ，总传热系数为 $230 \text{ W} / (\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$ 。若正丁醇的流量为 1930kg/h ，冷却介质为 18°C 的水。试求：（1）冷却水的出口温度；（2）冷却水的消耗量，以 m^3 / h 表示。

解：由传热方程式 $Q = K_0 S \Delta t_m = W_c C_{ph} (T_1 - T_2)$

查表得 70°C 的正丁醇的比热为 $3.06 \times 10^3 \text{ J}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})$

$$\therefore Q = 1930/3600 \times 3.06 \times 10^3 \times (90-50) = 65.5 \times 10^3 \text{ J/s}$$

$$\Delta t_m = Q/K_0 S = 65.5 \times 10^3 / (230 \times 6) = 47.5^\circ\text{C}$$

$$\Delta t_m = (\Delta t_1 - \Delta t_2) / \ln \Delta t_1 / \Delta t_2 = [(90 - t_2) - (50 - 18)] / \ln[(90 - t_2) / (50 - 18)]$$

试差得 $t_2 = 22.7^\circ\text{C}$

假定无热阻损失即冷水吸收热量和正丁醇放出热量相等

$$Q = W_c C_{pc} (t_1 - t_2), \quad C_{pc} = 4.183 \text{ kJ}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})$$

$$65.5 \times 10^3 = 4.183 \times 10^3 W_c (22.7 - 18)$$

$$W_c = 3.33 \text{ kg/s} \quad \therefore V = 12 \text{ m}^3/\text{h}$$

14. 在逆流换热器中，用冷油冷却热油。油的比热容均为 $1.68 \text{ kJ}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})$ ，热油的流量为 3000 kg/h ，从 100°C 冷却到 25°C 。冷油从 20°C 加热到 40°C 。已知总传热系数 K_0 。随热油温度 T 变化如下：

热油温度 $T, ^\circ\text{C}$	100	80	60	40	30	25
总传热系数 $K_0, \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$	355	350	340	310	230	160

试求换热器的传热面积。

解：热油： $100^\circ\text{C} \rightarrow 25^\circ\text{C}$ 冷油： $40^\circ\text{C} \rightarrow 20^\circ\text{C}$

分批计算：热流体从 $100^\circ\text{C} \rightarrow 80^\circ\text{C}$ 。 $80^\circ\text{C} \rightarrow 60^\circ\text{C}$ ， $60^\circ\text{C} \rightarrow 40^\circ\text{C}$ ， $40^\circ\text{C} \rightarrow 30^\circ\text{C}$ ， $30^\circ\text{C} \rightarrow$

25°C 时的传热量 Q_1, Q_2, Q_3, Q_4, Q_5 及传热面积 S_1, S_2, S_3, S_4, S_5

总传热面积 $S = S_1 + S_2 + S_3 + S_4 + S_5$

冷流体的流量：由 $W_h C_{ph} \Delta T = W_c C_{pc} \Delta t$ 得 $W_c = 11250 \text{ kg/h}$

从 $100^\circ\text{C} \rightarrow 80^\circ\text{C}$ 的传热面积

$$3000 \times 1.68 \times 20 = 11250 \times 1.68 \times (40 - t_1) \rightarrow t_1 = 34.6^\circ\text{C}$$

$$\therefore \Delta t_1 / \Delta t_2 = 60/45.3 < 2 \quad \therefore \Delta t_m = (\Delta t_1 + \Delta t_2) = 52.6^\circ\text{C}$$

$$Q_1 = 3000/3600 \times 1.68 \times 10^3 \times 20 = 28 \times 10^3$$

取 $K_{01} = (355 + 350) = 352.5 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$

$$S_1 = Q_1 / K_{01} \Delta t_m = 28 \times 10^3 / (352.5 \times 52.6) = 1.508$$

同理得 $S_2 = 2.1358$ $S_3 = 3.8216$ $S_4 = 4.3351$ $S_5 = 5.279$

$$\therefore S = 17 \text{ m}^2$$

15. 在一逆流套管中, 冷, 热流体进行热交换。两流体的进出口温度分别为 $t_1=20^\circ\text{C}$, $t_2=85^\circ\text{C}$, $T_1=100^\circ\text{C}$, $T_2=70^\circ\text{C}$ 。当冷流体的流量增加一倍时, 试求两流体的出口温度和传热量的变化情况。假设两种情况下总传热系数可视为相同, 换热器热损失可忽略。

解: 热: $T_1=100^\circ\text{C} \rightarrow T_2=70^\circ\text{C}$ 冷: $t_2=85^\circ\text{C} \leftarrow t_1=20^\circ\text{C}$

$$\text{热流体放热 } Q_{\text{放}}=W_h C_{ph} (T_1 - T_2) \quad \text{冷流体吸热 } Q_{\text{吸}}=W_c C_{pc} (t_1-t_2)$$

$$\begin{aligned} \text{由传热 } Q &= K_0 S \Delta t_m, \quad \Delta t_m = [(T_2 - t_1) - (T_1 - t_2)] / \ln [(T_2 - t_1) / (T_1 - t_2)] \\ &= 29.07^\circ\text{C} \end{aligned}$$

$$\therefore Q = 29.07 K_0 S$$

冷流体流量增加一倍后:

$$\text{热: } T_1=100^\circ\text{C} \rightarrow T_2' \quad \text{冷: } t_2' \leftarrow t_1=20^\circ\text{C}$$

$$\text{而 } K_0, S \text{ 不变, } \therefore Q = Q^* \Delta t_m^* / \Delta t_m \quad \therefore Q^* = Q (t_2' + T_2' - 120) / 29.07 \ln [(T_2' - 20) / (100 - t_2')]$$

$$Q_{\text{放}}' = [(100 - T_2') / 30] Q_{\text{放}} \quad Q_{\text{吸}}' = [2(t_2' - 20) / 65] Q_{\text{吸}}$$

$$\therefore Q^* = Q (t_2' + T_2' - 120) / 29.07 \ln [(T_2' - 20) / (100 - t_2')]$$

$$= Q_{\text{放}}' = [(100 - T_2') / 30] Q_{\text{放}}$$

$$= Q_{\text{吸}}' = [2(t_2' - 20) / 65] Q_{\text{吸}}$$

$$\text{用试差法得 } T_2' = 59.8^\circ\text{C} \quad t_2' = 63.5^\circ\text{C}$$

$$\therefore Q/Q^* = 30 / (100 - T_2') = 1.34$$

16. 试用因次分析方法推导壁面和流体间自然对流传热系数 α 的准数方程式。已知 α 为下列变量函数, 即 $\alpha = f(\lambda, c_p, \rho, \mu, \beta g \Delta t, l)$

解: (1) 先列出各物理量的因次, 如下表所示

α	λ	C_p	ρ	μ	$\rho \beta g \Delta t$	l
$\text{M}/\text{T} \theta^3$	$\text{LM}/\text{T} \theta^3$	$\text{L}^2/\text{T} \theta^2$	M/L^3	$\text{M}/\text{L} \theta$	$\text{M}/\text{L}^2 \theta^2$	L

(2) 选择 4 个共同的物理量: λ, l, C_p, μ

(3) 因次分析

$$\pi_1 = l^a \lambda^b C_p^c \mu^d \alpha$$

$$\pi_2 = l^e \lambda^f C_p^g \mu^h \rho$$

$$\pi_3 = l^i \lambda^j C_p^k \mu^l \rho \beta g \Delta t$$

π_1, π_2, π_3 为无因次

$$\therefore M^0 L^0 T^0 \theta^0 = L^a (LM/T\theta^3)^b (L^2/T\theta^2)^c (M/L\theta)^d (M/T\theta^3)$$

$$\text{对长度 } L : a + b + 2c - d = 0$$

$$\text{对质量 } M : b + d + 1 = 0$$

$$\text{对时间 } \theta : -3b - 2c - d - 3 = 0$$

$$\text{对温度 } T : -b - c - 1 = 0$$

$$\text{解得 } a = 1, b = -1, c = 0, d = 0$$

$$\therefore \pi_1 = u \lambda^{-1} \alpha = Nu$$

$$\pi_2 = C_p \mu / \lambda = Pr$$

$$\pi_3 = u^3 \rho^2 \beta g \Delta t / \mu^2 = Gr$$

由 $\alpha = f(\lambda, C_p, \rho, \mu, \rho \beta g \Delta t, u)$ 得

$$Nu = f(Gr, Pr)$$

17. 在套管换热器中，一定流量的水在管内流动，温度从 25°C 升高到 75°C，并测得内管水侧的对流传热系数为 2000 W/(m²·°C)。若相同体积流量的油品通过该换热器的内管而被加热，试求此时内管内油侧对流传热系数。假定两种情况下流体呈湍流流动。已知定性温度下物性如下：

	$\rho, \text{ kg/m}^3$	$\mu, \text{ Pa}\cdot\text{s}$	$c_p, \text{ kJ}/(\text{kg}\cdot\text{°C})$	$\lambda, \text{ W}/(\text{m}\cdot\text{°C})$
水	1000	0.54×10^{-3}	4.17	0.65
油品	810	5.1×10^{-3}	2.01	0.15

$$\text{解：} \because \text{水为低粘度流体} \therefore \alpha = (0.023 \lambda / d_i) (d_i u \rho / \mu)^{0.8} (C_p \mu / \lambda)^n$$

流体温度从 25°C 升到 75°C 取 $n=0.4$

$$\therefore \alpha = 258.47 (d_i u \rho / \mu)^{0.8}$$

$$\therefore (d_i u \rho / \mu)^{0.8} = 0.7879$$

油为高粘度液体，采用西德尔和塔特关联式

$$\alpha' = (0.027 \lambda / d_i) (d_i u \rho / \mu)^{0.8} (C_p \mu / \lambda)^{1/3} \Psi_n$$

取 $\Psi_n = 1.05$

$$\begin{aligned} \therefore \alpha' &= 0.027 \times 0.15 (d_i u \rho / \mu)^{0.8} [810 / (5.1 \times 10)]^{0.8} (2.01 \times 5.1 / 0.15)^{1/3} \cdot 1.05 \\ &= 203 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{°C}) \end{aligned}$$

19. 98%的硫酸以 0.7m/s 的速度在套管换热器的环隙内流动，硫酸的平均温度为 70°C，内

管外壁的平均温度为 60°C。换热器的内管直径为 $\Phi 25 \times 2.5\text{mm}$ ，外管直径为 $\Phi 51 \times 3\text{mm}$ ，试求对流传热的热通量。

解：由 $q = \alpha \Delta t$ 计算对流传热的热通量

查本书附录 98% 的硫酸有关物性常数

$$\mu = 6.3 \times 10^{-3} \text{ Pa} \cdot \text{s} \quad , \quad C_p = 1.465 \text{ KJ}/(\text{Kg} \cdot ^\circ\text{C}) \quad , \quad \lambda = \text{W}/(\text{m} \cdot ^\circ\text{C})$$

$$\begin{aligned} \text{当量直径 } d_e &= 4A/b = (d_{oi}^2 - d_{io}^2)/(d_{oi} + d_{io}) = (45^2 - 25^2)/(45 + 25) \\ &= 20 \text{ mm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Re} &= d_e u \rho / \mu = 0.02 \times 0.7 \times 1.836 \times 10^3 / 6.3 \times 10^{-3} \\ &= 4080 \end{aligned}$$

$\because 2300 < 4080 < 10000 \quad \therefore$ 硫酸在环管中作过渡流

先用湍流的西德尔和塔特关联式计算

$$\alpha = 0.027 \cdot (\lambda / d_e) \cdot \text{Re}^{0.8} \cdot \text{Pr}^{1/3} \cdot \Psi_u$$

$$\text{其中 } \text{Pr} = C_p \mu / \lambda =$$

$$\text{取校正系数 } \Phi = 1 - 6 \times 10^5 / \text{Re}^{1.8} = 0.81$$

$$\alpha' = 0.81 \alpha$$

$$\Delta t = t_s - t_{ww}$$

$$\text{对流传热通量 } q = \alpha' \Delta t = 0.81 \alpha (t_s - t_{ww})$$

20. 温度为 90°C 甲苯以 1500kg/h 的流量通过蛇管而被冷却至 30°C。蛇管直径为 $\Phi 57 \times 3.5\text{mm}$ ，弯曲半径为 0.6m，试求甲苯对蛇管壁的对流传热系数。

解：查有关资料的甲苯在 60°C 时的有关物性常数

$$\mu = 0.375 \times 10^{-3} \text{ Pa} \cdot \text{s} \quad , \quad \lambda = 0.143 \text{ W}/(\text{m} \cdot ^\circ\text{C}) \quad , \quad \rho = 830 \text{ Kg}/\text{m}^3 \quad , \quad C_p = 1.8376 \text{ KJ}/(\text{Kg} \cdot ^\circ\text{C})$$

$$\begin{aligned} \text{Re} &= du \rho / \mu = dQ/A \mu = 0.05 \times 1500 \times 4 / (3600 \times \pi \times 0.05^2 \times 0.4 \times 10^{-3}) \\ &= 26539.3 > 10^4 \quad \text{属于湍流范围} \end{aligned}$$

$$\text{Pr} = C_p \mu / \lambda = 1.8376 \times 0.375 / 0.1423 = 4.84$$

$$\alpha = 0.023 \lambda / d_i \times \text{Re}^{0.8} \cdot \text{Pr}^n \quad \because \text{甲苯被冷却, 取 } n = 0.3$$

$$\begin{aligned} \text{计算 } \alpha &= 0.023 \times (0.1423 / 0.05) \times (26539.3)^{0.8} \times (4.84)^{0.3} \\ &= 363.5 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}) \end{aligned}$$

由于流体在弯管内作强制对其传热系数可由

$$\alpha' = \alpha (1 + 1.77 d_i / r')$$

$$\begin{aligned} \therefore \alpha' &= \alpha (1 + 1.77d_i/r') = 363.5 \times (1 + 1.77 \times 0.05/0.6) \\ &= 417.14 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{C}) \end{aligned}$$

21. 常压下温度为 120°C 的甲烷以 10m/s 的平均速度在列管换热器的管间沿轴向流动。离开换热器时甲烷的温度为 30°C，换热器外壳内径为 190mm，管束由 37 根 $\phi 19 \times 2\text{mm}$ 的钢管组成，试求甲烷对管壁的对流传热系数。

22. 室内水平放置表面温度相同，长度相等的两根圆管，管内通有饱和水蒸汽。两管均被空气的自然对流所冷却，假设两管间无相互影响。已知一管直径为另一管的五倍，且两管的 $(GrPr)$ 值在 $10^4 - 10^9$ 之间，试求两管热损失的比值。

解：空气在水平管外自然对流传热

$$Q = \alpha S \Delta t$$

$$\text{散热面积 } S = \pi dL$$

$$\text{自然对流系数 } \alpha = C \cdot (Gr \cdot Pr)^n \cdot \lambda / l$$

查表 对于水平圆管 $(Gr \cdot Pr)$ 在 $10^4 - 10^6$ 范围内

$$C = 0.53, \quad n = 0.25$$

$$Gr \cdot Pr = l^3 \rho^2 \beta g \Delta t / \mu^2 \times C_p \mu / \lambda$$

$$\therefore Q = 0.53 \lambda \times (\rho^2 C_p \beta g \Delta t / \mu \lambda)^{0.25} \times d^{0.75} L \Delta t$$

两根圆管长度相等，表面温度相同且都通入的是水蒸气

$$\therefore \text{其放热量之比 } Q_{\text{大}}/Q_{\text{小}} = (d_{\text{大}}/d_{\text{小}})^{0.75} = 3.34$$

23. 流量为 720kg/h 的常压饱和水蒸气在直立的列管换热器的列管外冷凝。换热器内列管直径为 $\phi 25 \times 2.5\text{mm}$ ，长为 2m。列管外壁面温度为 94°C。是按冷凝要求估算换热器的管数（设管内侧传热可满足要求）。换热器热损失可忽略。

解：查常压下水蒸气的有关物性数据： $T=100^\circ\text{C}$ $\lambda=68.27 \times 10^{-2} \text{ W}/(\text{m} \cdot \text{C})$

$$r=2258.4 \text{ kJ/kg} \quad \mu=0.282 \times 10^{-3} \text{ Pa} \cdot \text{s} \quad \rho=958 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{由汽化热计算传热速率 } Q=w \cdot r=720/3600 \times 2258.4 \times 10^3=451.68 \times 10^3$$

$$\text{根据对流传热速率方程 } Q=\alpha S (t_s-t_w)$$

$$\text{传热面积 } S=Q/\alpha (t_s-t_w)$$

$$\therefore Re=du\rho/\mu=dw/A\mu=36.139 \times 10^3 > 1800 \text{ 属于湍流}$$

$$\therefore \alpha = 0.0077 (\rho^2 g \lambda^3 / \mu^2) \text{Re}^{0.4} = 16908.5$$

$$\therefore S = 451.68 \times 10^3 / [16908.5 \times (100 - 94)] = 4.4522 \text{m}$$

$$n = s / \pi d_0 L = 4.4522 / (3.14 \times 0.025 \times 2) = 28 \text{根}$$

24. 实验测定列管换热器的总传热系数时，水在换热器的列管内作湍流流动，管外为饱和水蒸气冷凝。列管直径为 $\Phi 25 \times 2.5 \text{mm}$ 的钢管组成。当水的流速为 1m/s 时，测得基于管外表面积的总传热系数 K_0 为 $2115 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$ ；若其他条件不变，而水的流速变为 1.5m/s 时，测得 K_0 为 $2660 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$ 。试求蒸汽冷凝传热系数。假设污垢热阻可忽略。

解：忽略污垢热阻，得

$$1/K_0 = d_0 / \alpha_i d_i + 1/\alpha_0 + b d_0 / \lambda d_m$$

$$\begin{aligned} \text{内管水对钢管的对流传热 } \alpha_i &= (0.023 \lambda / d_i) (d_i u \rho / \mu)^{0.8} (c_p \mu / \lambda)^{0.4} \\ &= u^{0.8} \times (0.023 \lambda / d_i) (d_i \rho / \mu)^{0.8} (c_p \mu / \lambda)^{0.4} \end{aligned}$$

$$\therefore \text{两次对流传热系数之比为 } \alpha_i / \alpha_i' = (u/u')^{0.8} = (1/1.5)^{0.8} = 0.723 \quad \text{----- (1)}$$

查钢管在 55°C 的导热系数 $\lambda = 50 \text{ W}/(\text{m} \cdot ^\circ\text{C})$ ，管壁热阻为：

$$b d_0 / \lambda d_m = 0.000055785$$

$$\therefore 1/2115 = 5/4 \alpha_i + 1/\alpha_0 + 0.000055785 \quad \text{----- (2)}$$

$$1/2660 = 5/4 \alpha_i' + 1/\alpha_0 + 0.000055785 \quad \text{----- (3)}$$

$$\text{由上解得 } \alpha = 14965.7 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$$

25. 两平行的大平板，放置在空气中相距为 5mm ，一平板的黑度为 0.1 ，温度为 350K ；另一平板的黑度为 0.05 ，温度为 300K 。若将第一板加涂层，是其黑度变为 0.025 ，试计算由此引起的传热变化的百分率。假设两板间对流传热可忽略。

解：加涂层前因辐射损失的热量，由式 4-111 知：

$$Q_{1-2} = C_{1-2} \Psi S [(T/100)^4 - (T/100)^4]$$

\therefore 本题为平行的大平块

$$\therefore C_{1-2} = C_0 / (1/\epsilon_1 + 1/\epsilon_2 - 1)$$

$$= 5.67 / (1/0.1 + 1/0.05 - 1) = 0.1955$$

$$\text{加涂层后 } C_{1-2}' = C_0 / (1/\epsilon_1' + 1/\epsilon_2' - 1) = 0.096$$

$$\therefore \Delta Q / Q_{1-2} = (90.1955 - 0.096) / 0.1955 = 50.9\%$$

