



# 08应用化学2班同学参考学习使用资料



# 目 录

第一章	流体流动与输送设备 .....	(2)
第二章	非均相物系分离 .....	(26)
第三章	传热 .....	(31)
第四章	蒸发 .....	(45)
第五章	吸收 .....	(49)
第六章	蒸馏 .....	(69)
第七章	干燥 .....	(83)

## 第一章 流体流动与输送设备

1. 燃烧重油所得的燃烧气，经分析知其中含  $\text{CO}_2$  8.5%， $\text{O}_2$  7.5%， $\text{N}_2$  76%， $\text{H}_2\text{O}$  8%（体积%），试求此混合气体在温度  $500^\circ\text{C}$ 、压力  $101.3\text{kPa}$  时的密度。

解：混合气体平均摩尔质量

$$M_m = \sum y_i M_i = 0.085 \times 44 + 0.075 \times 32 + 0.76 \times 28 + 0.08 \times 18 = 28.86 \times 10^{-3} \text{ kg/mol}$$

∴ 混合密度

$$\rho_m = \frac{pM_m}{RT} = \frac{101.3 \times 10^3 \times 28.86 \times 10^{-3}}{8.31 \times (273 + 500)} = 0.455 \text{ kg/m}^3$$

2. 已知  $20^\circ\text{C}$  下水和乙醇的密度分别为  $998.2 \text{ kg/m}^3$  和  $789 \text{ kg/m}^3$ ，试计算 50%（质量%）乙醇水溶液的密度。又知其实测值为  $935 \text{ kg/m}^3$ ，计算相对误差。

解：乙醇水溶液的混合密度

$$\frac{1}{\rho_m} = \frac{a_1}{\rho_1} + \frac{a_2}{\rho_2} = \frac{0.5}{998.2} + \frac{0.5}{789}$$

$$\therefore \rho_m = 881.36 \text{ kg/m}^3$$

相对误差：

$$\frac{\rho_{m\text{实}} - \rho_m}{\rho_{m\text{实}}} \times 100\% = \left(1 - \frac{881.36}{935}\right) \times 100\% = 5.74\%$$

3. 在大气压力为  $101.3\text{kPa}$  的地区，某真空蒸馏塔塔顶的真空表读数为  $85\text{kPa}$ 。若在大气压力为  $90 \text{ kPa}$  的地区，仍使该塔塔顶在相同的绝压下操作，则此时真空表的读数应为多少？

$$\text{解： } p_{\text{绝}} = p_a - p_{\text{真}} = p_a' - p_{\text{真}}'$$

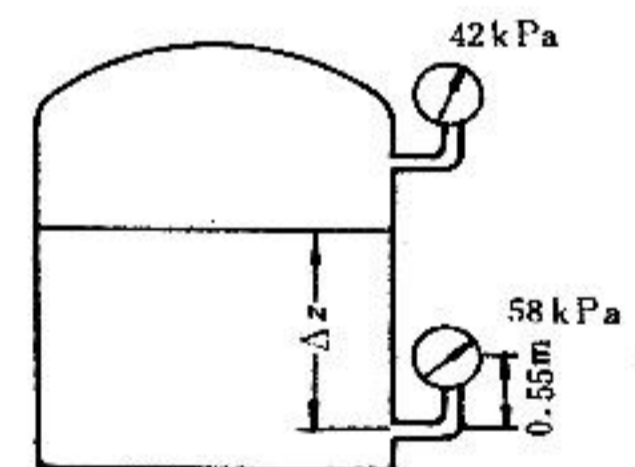
$$\therefore p_{\text{真}}' = p_a' - (p_a - p_{\text{真}}) = 90 - (101.3 - 85) = 73.7 \text{ kPa}$$

4. 如附图所示，密闭容器中存有密度为  $900 \text{ kg/m}^3$  的液体。容器上方的压力表读数为  $42\text{kPa}$ ，又在液面下装一压力表，表中心线在测压口以上  $0.55\text{m}$ ，其读数为  $58 \text{ kPa}$ 。试计算液面到下方测压口的距离。

解：液面下测压口处压力

$$p = p_0 + \rho g \Delta z = p_1 + \rho g h$$

$$\therefore \Delta z = \frac{p_1 + \rho g h - p_0}{\rho g} = \frac{p_1 - p_0}{\rho g} + h = \frac{(58 - 42) \times 10^3}{900 \times 9.81} + 0.55 = 2.36 \text{ m}$$



题4 附图

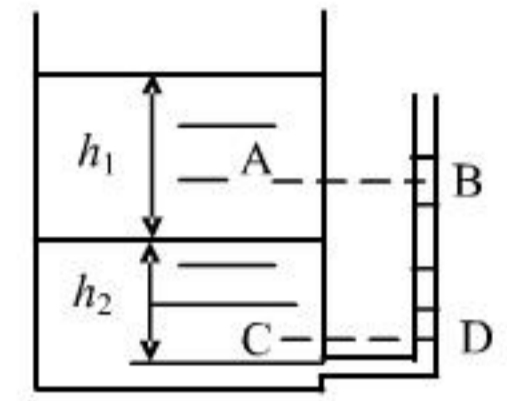
5. 如附图所示，敞口容器内盛有不互溶的油和水，油层和水层的厚度分别为 700mm 和 600mm。在容器底部开孔与玻璃管相连。已知油与水的密度分别为  $800 \text{ kg/m}^3$  和  $1000 \text{ kg/m}^3$ 。

- (1) 计算玻璃管内水柱的高度；  
 (2) 判断 A 与 B、C 与 D 点的压力是否相等。

解：(1) 容器底部压力

$$p = p_a + \rho_{\text{油}}gh_1 + \rho_{\text{水}}gh_2 = p_a + \rho_{\text{水}}gh$$

$$\therefore h = \frac{\rho_{\text{油}}h_1 + \rho_{\text{水}}h_2}{\rho_{\text{水}}} = \frac{\rho_{\text{油}}}{\rho_{\text{水}}}h_1 + h_2 = \frac{800}{1000} \times 0.7 + 0.6 = 1.16\text{m}$$



题 5 附图

(2)  $p_A \neq p_B$      $p_C = p_D$

6. 水平管道中两点间连接一 U 形压差计，指示液为汞。已知压差计的读数为 30mm，试分别计算管内流体为 (1) 水；(2) 压力为 101.3kPa、温度为 20℃ 的空气时压力差。

解：(1)  $\Delta p = (\rho_0 - \rho)Rg = (13600 - 1000) \times 0.03 \times 9.81 = 3708.2\text{Pa}$

(2) 空气密度

$$\rho' = \frac{pM}{RT} = \frac{101.3 \times 10^3 \times 29 \times 10^{-3}}{8.31 \times (273 + 20)} = 1.206\text{kg/m}^3$$

$$\Delta p' = (\rho_0 - \rho')Rg = (13600 - 1.206) \times 0.03 \times 9.81 = 4002.1\text{Pa}$$

$\therefore$  空气密度较小， $\therefore \Delta p' \approx \rho_0 Rg$

7. 用一复式 U 形压差计测量水流过管路中 A、B 两点的压力差。指示液为汞，两 U 形管之间充满水，已知  $h_1=1.2\text{m}$ ， $h_2=0.4\text{m}$ ， $h_4=1.4\text{m}$ ， $h_3=0.25\text{m}$ ，试计算 A、B 两点的压力差。

解：图中 1、2 为等压面，即  $p_1 = p_2$

$$p_1 = p_A + \rho gh_1 \quad p_2 = p_3 + \rho_0 gR_1$$

$$\therefore p_A + \rho gh_1 = p_3 + \rho_0 gR_1 \quad (1)$$

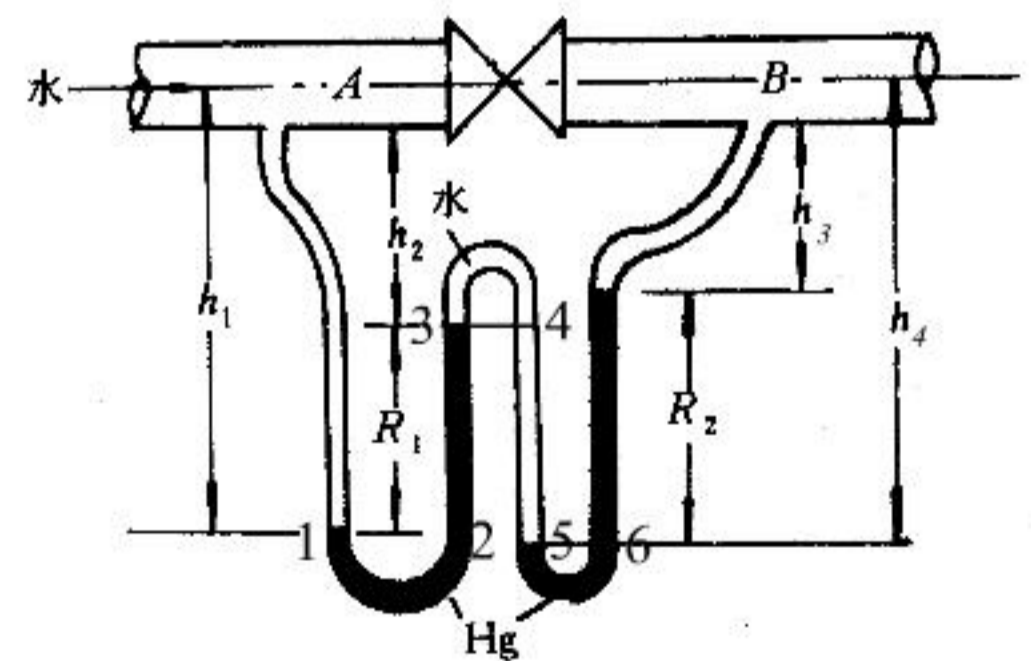
又  $p_5 = p_6 = p_B + \rho gh_3 + \rho_0 gR_2$

$$p_3 = p_4 = p_5 - \rho g(h_4 - h_2)$$

$$= p_B + \rho gh_3 + \rho_0 gR_2 - \rho g(h_4 - h_2) \quad (2)$$

将(2)代入(1)中：

$$p_A + \rho gh_1 = p_B + \rho gh_3 + \rho_0 gR_2 - \rho g(h_4 - h_2) + \rho_0 gR_1$$



题 7 附图

$$\begin{aligned}
\therefore \Delta p_{AB} &= p_A - p_B \\
&= \rho g h_3 + \rho_0 g R_2 - \rho g (h_4 - h_2) + \rho_0 g R_1 - \rho g h_1 \\
&= \rho g (h_2 - h_1 + h_3 - h_4) + \rho_0 g (R_1 + R_2) \\
&= (R_1 + R_2)(\rho_0 - \rho)g \\
\therefore \Delta p_{AB} &= (1.2 - 1.4 + 1.4 - 0.25) \times (13600 - 1000) \times 9.81 \\
&= 241031.7 \text{ Pa} \approx 241.0 \text{ kPa}
\end{aligned}$$

8. 根据附图所示的双液体 U 管压差计的读数, 计算设备中气体的压力, 并注明是表压还是绝压。已知压差计中的两种指示液为油和水, 其密度分别为  $920 \text{ kg/m}^3$  和  $998 \text{ kg/m}^3$ , 压差计的读数  $R = 300 \text{ mm}$ 。两扩大室的内径  $D$  为  $60 \text{ mm}$ , U 管的内径  $d$  为  $6 \text{ mm}$ 。

解: 1.2 为等压面,  $p_1 = p_2$

$$p_1 = p + \rho_1 g h_1$$

$$p_2 = p_a + [(h_1 - R) + \Delta Z] \rho_1 g + R \rho_2 g$$

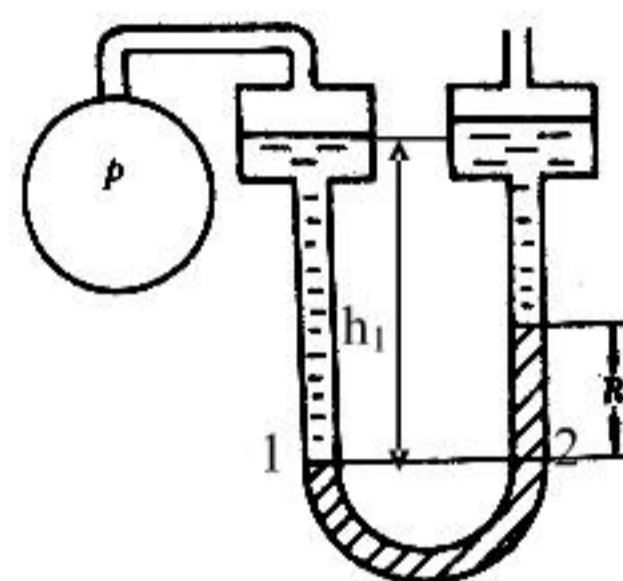
$$\therefore p + \rho_1 g h_1 = p_a + (h_1 - R + \Delta Z) \rho_1 g + R \rho_2 g$$

$$p - p_a = Rg(\rho_2 - \rho_1) + \Delta Z \rho_1 g$$

$$\text{又 } R \frac{\pi}{4} d^2 = \Delta Z \frac{\pi}{4} D^2$$

$$\therefore \Delta Z = \frac{d^2}{D^2} \times R = \left(\frac{6}{60}\right)^2 \times 0.3 = 0.003 \text{ m}$$

$$\begin{aligned}
\therefore p - p_a &= 0.3 \times 9.81 \times (998 - 920) + 0.003 \times 920 \times 9.81 \\
&= 256.6 \text{ Pa} \quad (\text{表压})
\end{aligned}$$

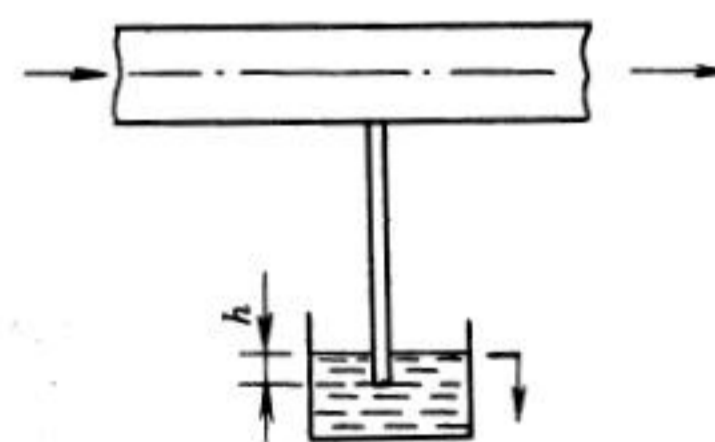


题 8 附图

9. 为了排出煤气管中的少量积水, 用附图所示的水封装置, 水由煤气管道中的垂直支管排出。已知煤气压力为  $10 \text{ kPa}$  (表压), 试求水封管插入液面下的深度  $h$ 。

解: 煤气表压  $p = \rho g h$

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



题 9 附图

10. 为测定贮罐中油品的贮存量, 采用图 1-8 所示的远距离液位测量装置。已知贮罐为圆筒形,

其直径为 1.6m，吹气管底部与贮罐底的距离为 0.3m，油品的密度为  $850 \text{ kg/m}^3$ 。若测得 U 形压差计读数  $R$  为 150mmHg，试确定贮罐中油品的贮存量，分别以体积及质量表示。

解：  $h\rho = R\rho_0$

$$\therefore h = \frac{\rho_0}{\rho} R = \frac{13600}{850} \times 0.15 = 2.4 \text{ m}$$

罐中总高度：

$$H = h + \Delta Z = 2.4 + 0.3 = 2.7 \text{ m}$$

$$\therefore V = \frac{\pi}{4} D^2 \cdot H = 0.785 \times 1.6^2 \times 2.7 = 5.426 \text{ m}^3$$

$$m = V \cdot \rho = 5.426 \times 850 = 4612 \text{ kg}$$

11. 绝对压力为 540kPa、温度为  $30^\circ\text{C}$  的空气，在  $\phi 108 \times 4 \text{ mm}$  的钢管内流动，流量为  $1500 \text{ m}^3/\text{h}$ （标准状况）。试求空气在管内的流速、质量流量和质量流速。

解： 标准状况下空气的密度：

$$\rho_0 = \frac{p_0 M}{RT_0} = \frac{101.3 \times 10^3 \times 0.029}{8.31 \times 273} = 1.29 \text{ kg/m}^3$$

$$\therefore \text{质量流量： } m_s = V_0 \rho_0 = 1500 \times 1.29 = 1935 \text{ kg/h} = 0.5375 \text{ kg/s}$$

$$\text{质量流速： } G = \frac{m_s}{0.785 d^2} = \frac{1935}{0.785 \times 0.1^2} = 246497 \text{ kg/h} \cdot \text{m}^2 = 68.47 \text{ kg/s} \cdot \text{m}^2$$

操作条件下密度：

$$\rho = \frac{PM}{RT} = \frac{540 \times 10^3 \times 0.029}{8.31 \times (273 + 30)} = 6.22 \text{ kg/m}^3$$

$\therefore$  体积流速：

$$u = \frac{G}{\rho} = \frac{68.47}{6.22} = 11 \text{ m/s}$$

12. 硫酸流经由大小管组成的串联管路，其尺寸分别为  $\phi 76 \times 4 \text{ mm}$  和  $\phi 57 \times 3.5 \text{ mm}$ 。已知硫酸的密度为  $1831 \text{ kg/m}^3$ ，体积流量为  $9 \text{ m}^3/\text{h}$ ，试分别计算硫酸在大管和小管中的（1）质量流量；（2）平均流速；（3）质量流速。

解： (1) 大管：  $\phi 76 \times 4 \text{ mm}$

$$m_s = V_s \cdot \rho = 9 \times 1831 = 16479 \text{ kg/h}$$

$$u_1 = \frac{V_s}{0.785 d^2} = \frac{9/3600}{0.785 \times 0.068^2} = 0.69 \text{ m/s}$$

$$G_1 = u_1 \rho = 0.69 \times 1831 = 1263.4 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$$

(2) 小管:  $\phi 57 \times 3.5 \text{ mm}$

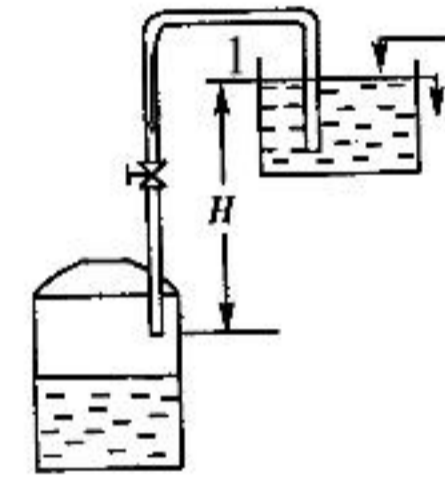
$$\text{质量流量不变 } m_{s2} = 16479 \text{ kg/h}$$

$$u_2 = \frac{V_s}{0.785 d_2^2} = \frac{9/3600}{0.785 \times 0.05^2} = 1.27 \text{ m/s}$$

或: 
$$u_2 = u_1 \left(\frac{d_1}{d_2}\right)^2 = 0.69 \left(\frac{68}{50}\right)^2 = 1.27 \text{ m/s}$$

$$G_2 = u_2 \cdot \rho = 1.27 \times 1831 = 2325.4 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$$

13. 如附图所示, 用虹吸管从高位槽向反应器加料, 高位槽与反应器均与大气相通, 且高位槽中液面恒定。现要求料液以  $1 \text{ m/s}$  的流速在管内流动, 设料液在管内流动时的能量损失为  $20 \text{ J/kg}$  (不包括出口), 试确定高位槽中的液面应比虹吸管的出口高出的距离。



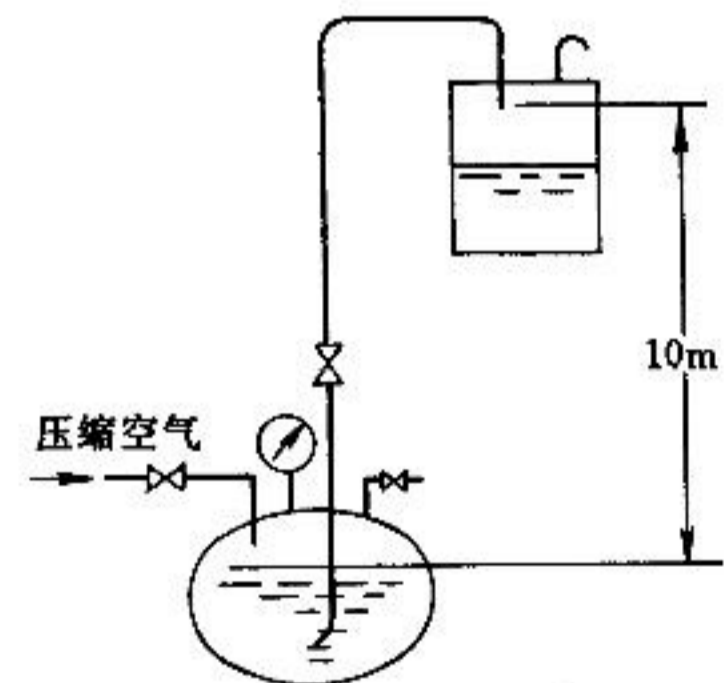
题 13 附图

解: 以高位槽液面为  $1-1'$  面, 管出口内侧为  $2-2'$  面, 在  $1-1' \sim 2-2'$  间列柏努力方程:

$$Z_1 g + \frac{p_1}{\rho} + \frac{1}{2} u_1^2 = Z_2 g + \frac{p_2}{\rho} + \frac{1}{2} u_2^2 + \sum W_f$$

$$\begin{aligned} \text{简化: } H &= \left(\frac{1}{2} u_2^2 + \sum W_f\right) / g \\ &= \left(\frac{1}{2} \times 1 + 20\right) \div 9.81 = 2.09 \text{ m} \end{aligned}$$

14. 用压缩空气将密闭容器 (酸蛋) 中的硫酸压送至敞口高位槽, 如附图所示。输送量为  $0.1 \text{ m}^3/\text{min}$ , 输送管路为  $\phi 38 \times 3 \text{ mm}$  的无缝钢管。酸蛋中的液面离压出管口的位差为  $10 \text{ m}$ , 且在压送过程中不变。设管路的总压头损失为  $3.5 \text{ m}$  (不包括出口), 硫酸的密度为  $1830 \text{ kg/m}^3$ , 问酸蛋中应保持多大的压力?



题 14 附图

解: 以酸蛋中液面为  $1-1'$  面, 管出口内侧为  $2-2'$  面, 且以  $1-1'$  面为基准, 在  $1-1' \sim 2-2'$  间列柏努力方程:

$$\frac{p_1}{\rho g} + \frac{1}{2g} u_1^2 + Z_1 = \frac{p_2}{\rho} + \frac{1}{2g} u_2^2 + Z_2 + \sum h_f$$

简化:

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

$$\text{其中: } u_2 = \frac{V_s}{\frac{\pi}{4}d^2} = \frac{0.1/60}{0.785 \times 0.032^2} = 2.07 \text{ m/s}$$

$$\begin{aligned} \text{代入: } p_1 &= \rho g \left( \frac{1}{2g} u_2^2 + Z_2 + \sum h_f \right) \\ &= 1830 \times 9.81 \times \left( \frac{1}{2 \times 9.81} \times 2.07^2 + 10 + 3.5 \right) \\ &= 246.3 \text{ kPa (表压)} \end{aligned}$$

15. 如附图所示, 某鼓风机吸入管内径为 200mm, 在喇叭形进口处测得 U 形压差计读数  $R=15\text{mm}$  (指示液为水), 空气的密度为  $1.2 \text{ kg/m}^3$ , 忽略能量损失。试求管道内空气的流量。

解: 如图, 在 1-1' ~ 2-2' 间列柏努力方程:

$$Z_1 g + \frac{p_1}{\rho} + \frac{1}{2} u_1^2 = Z_2 g + \frac{p_2}{\rho} + \frac{1}{2} u_2^2 + \sum W_f$$

$$\text{其中: } Z_1 = Z_2, \quad u_1 \approx 0, \quad p_1(\text{表}) = 0, \quad \sum W_f = 0$$

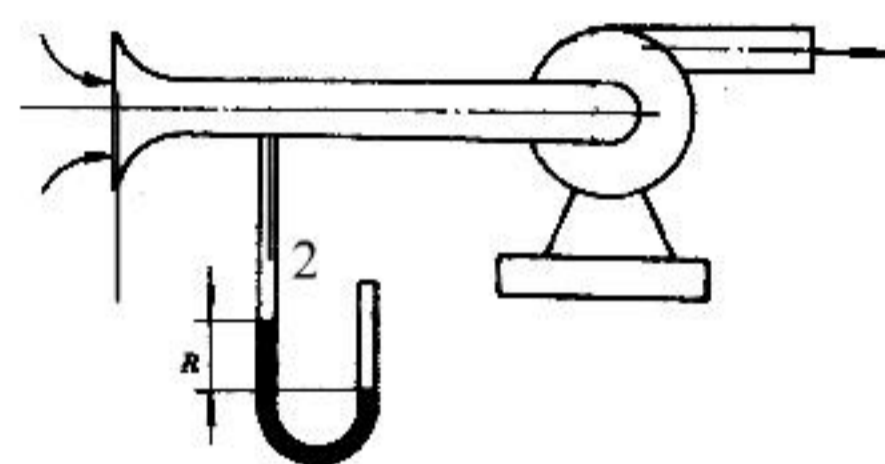
$$\text{简化: } 0 = \frac{p_2}{\rho} + \frac{1}{2} u_2^2$$

$$\text{而: } p_2 = -\rho_{H_2O} R g = -1000 \times 9.81 \times 0.015 = -147.15 \text{ Pa}$$

$$\therefore \frac{1}{2} u_2^2 = \frac{147.15}{1.2}$$

$$u_2 = 15.66 \text{ m/s}$$

$$\text{流量: } V_s = \frac{\pi}{4} d^2 u_2 = 0.785 \times 0.2^2 \times 15.66 = 0.492 \text{ m}^3 / \text{s} = 1771 \text{ m}^3 / \text{h}$$

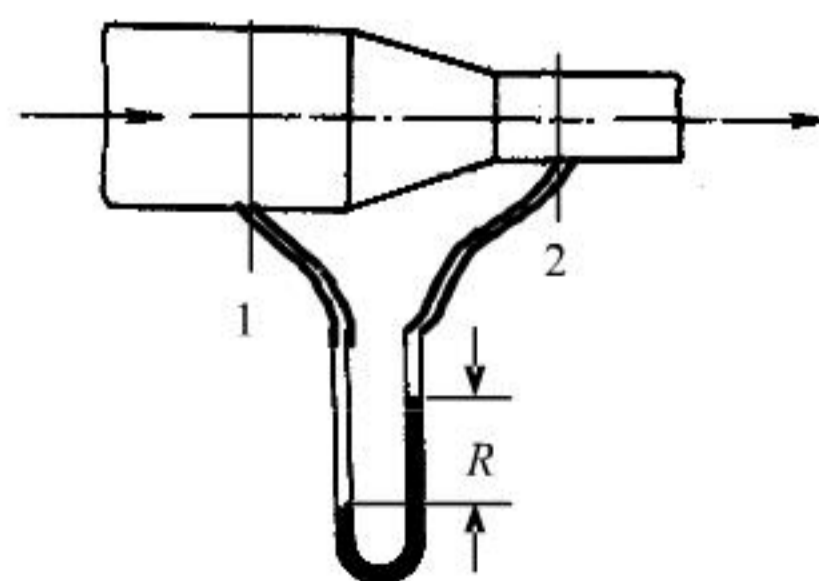


题 15 附图

16. 甲烷在附图所示的管路中流动。管子的规格分别为  $\phi 219 \times 6\text{mm}$  和  $\phi 159 \times 4.5\text{mm}$ , 在操作条件下甲烷的平均密度为  $1.43 \text{ kg/m}^3$ , 流量为  $1700 \text{ m}^3/\text{h}$ 。在截面 1 和截面 2 之间连接一 U 形压差计, 指示液为水, 若忽略两截面间的能量损失, 问 U 形压差计的读数  $R$  为多少?

解: 在 1, 2 截面间列柏努力方程:

$$Z_1 g + \frac{P_1}{\rho} + \frac{1}{2} u_1^2 = Z_2 g + \frac{P_2}{\rho} + \frac{1}{2} u_2^2 + \sum W_f$$



题 16 附图



$$\text{简化: } \frac{p_1}{\rho} + \frac{1}{2}u_1^2 = \frac{p_2}{\rho} + \frac{1}{2}u_2^2$$

$$\text{或: } p_1 - p_2 = \rho \frac{1}{2}(u_2^2 - u_1^2)$$

$$\text{其中: } u_1 = \frac{V_s}{0.785d_1^2} = \frac{1700/3600}{0.785 \times 0.207^2} = 14.04 \text{ m/s}$$

$$u_2 = u_1 \left(\frac{d_1}{d_2}\right)^2 = 14.04 \times \left(\frac{207}{150}\right)^2 = 26.74 \text{ m/s}$$

$$\therefore p_1 - p_2 = 1.43 \times \frac{1}{2} \times (26.74^2 - 14.04^2) = 370.3 P_a$$

$$\text{又 } p_1 - p_2 = R(\rho_0 - \rho)g \approx R\rho_0 g$$

$$\therefore R = \frac{p_1 - p_2}{\rho_0 g} = \frac{370.3}{1000 \times 9.81} = 0.038 \text{ m} = 38 \text{ mm}$$

17. 如附图所示, 用泵将  $20^\circ\text{C}$  水从水池送至高位槽, 槽内水面高出池内液面  $30\text{m}$ 。输送量为  $30 \text{ m}^3/\text{h}$ , 此时管路的全部能量损失为  $40\text{J/kg}$ 。设泵的效率为  $70\%$ , 试求泵所需的功率。

解: 在水池 1 面与高位槽 2 面间列柏努力方程:

$$Z_1 g + \frac{p_1}{\rho} + \frac{1}{2}u_1^2 + W_e = Z_2 g + \frac{p_2}{\rho} + \frac{1}{2}u_2^2 + \sum W_f$$

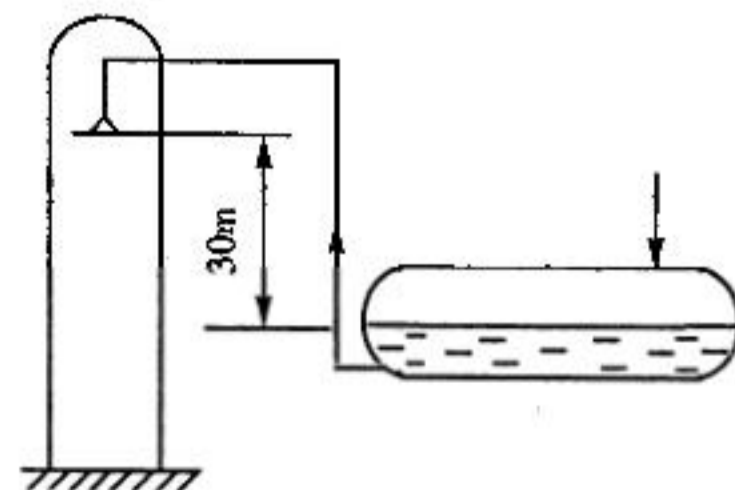
$$\text{简化: } W_e = Z_2 g + \sum W_f$$

$$= 30 \times 9.81 + 40 = 334.3 \text{ J/kg}$$

$$P_e = m_s \cdot W_e = V_s \rho W_e = \frac{30}{3600} \times 1000 \times 334.3 = 2.786 \text{ kW}$$

$$P = \frac{P_e}{\eta} = \frac{2.786}{0.7} = 3.98 \text{ kW}$$

18. 附图所示的是丙烯精馏塔的回流系统, 丙烯由贮槽回流至塔顶。丙烯贮槽液面恒定, 其液面上方的压力为  $2.0\text{MPa}$  (表压), 精馏塔内操作压力为  $1.3\text{MPa}$  (表压)。塔内丙烯管出口处高出贮槽内液面  $30\text{m}$ , 管内径为  $140\text{mm}$ , 丙烯密度为  $600\text{kg/m}^3$ 。现要求输送量为  $40 \times 10^3 \text{ kg/h}$ , 管路的全部能量损失为  $150\text{J/kg}$  (不包括出口能量损失), 试核算该过程是否需要泵。



题 18 附图

解：在贮槽液面 1-1' 与回流管出口外侧 2-2' 间列柏努力方程：

$$Z_1g + \frac{p_1}{\rho} + \frac{1}{2}u_1^2 + W_e = Z_2g + \frac{p_2}{\rho} + \frac{1}{2}u_2^2 + \sum W_f$$

$$\text{简化: } \frac{p_1}{\rho} + W_e = Z_2g + \frac{p_2}{\rho} + \frac{1}{2}u_2^2 + \sum W_f$$

$$W_e = \frac{p_2 - p_1}{\rho} + \frac{1}{2}u_2^2 + Z_2g + \sum W_f$$

$$u_2 = \frac{m_s/\rho}{0.785d^2} = \frac{40 \times 10^3 / 3600 \times 600}{0.785 \times 0.14^2} = 1.2 \text{ m/s}$$

$$\begin{aligned} \therefore W_e &= \frac{(1.3 - 2.0) \times 10^6}{600} + \frac{1}{2} \times 1.2^2 + 30 \times 9.81 + 150 \\ &= -721.6 \text{ J/kg} \end{aligned}$$

∴ 不需要泵,液体在压力差的作用下可自动回流至塔中

19. 某一高位槽供水系统如附图所示,管子规格为  $\phi 45 \times 2.5 \text{ mm}$ 。当阀门全关时,压力表的读数为  $78 \text{ kPa}$ 。当阀门全开时,压力表的读数为  $75 \text{ kPa}$ ,且此时水槽液面至压力表处的能量损失可以表示为  $\sum W_f = u^2 \text{ J/kg}$  ( $u$  为水在管内的流速)。试求:

- (1) 高位槽的液面高度;
- (2) 阀门全开时水在管内的流量 ( $\text{m}^3/\text{h}$ )。

解: (1) 阀门全关,水静止

$$p = \rho gh$$

$$\therefore h = \frac{p}{\rho g} = \frac{78 \times 10^3}{10^3 \times 9.81} = 7.95 \text{ m}$$

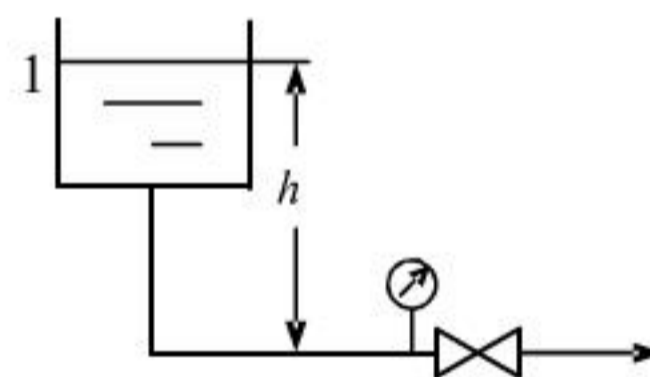
(2) 阀门全开:

在水槽 1-1' 面与压力表 2-2' 面间列柏努力方程:

$$Z_1g + \frac{p_1}{\rho} + \frac{1}{2}u_1^2 = Z_2g + \frac{p_2}{\rho} + \frac{1}{2}u_2^2 + \sum W_f$$

$$\text{简化: } Z_1g = \frac{p_2}{\rho} + \frac{1}{2}u_2^2 + \sum W_f$$

$$7.95 \times 9.81 = \frac{75 \times 10^3}{1000} + \frac{1}{2}u_2^2 + u_2^2$$

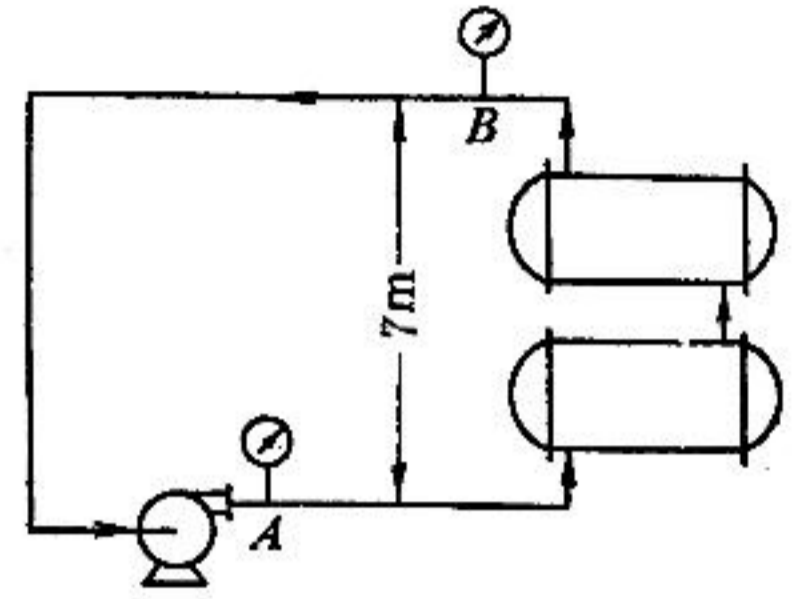


题 19 附图

解之:  $u_2 = 1.414 \text{ m/s}$

$$\begin{aligned} \therefore \text{流量: } V_s &= \frac{\pi}{4} d^2 u_2 = 0.785 \times 0.04^2 \times 1.414 = 1.776 \times 10^{-3} \text{ m}^3 / \text{s} \\ &= 6.39 \text{ m}^3 / \text{h} \end{aligned}$$

20. 附图所示的是冷冻盐水循环系统。盐水的密度为  $1100 \text{ kg/m}^3$ , 循环量为  $45 \text{ m}^3/\text{h}$ 。管路的内径相同, 盐水从 A 流经两个换热器至 B 的压头损失为  $9\text{m}$ , 由 B 流至 A 的压头损失为  $12\text{m}$ , 问:



题 20 附图

- (1) 若泵的效率为  $70\%$ , 则泵的轴功率为多少?
- (2) 若 A 处压力表的读数为  $153\text{kPa}$ , 则 B 处压力表的读数为多少?

解: (1) 对于循环系统:

$$H_e = \sum h_f = 9 + 12 = 21 \text{ m}$$

$$P_e = H_e \cdot V_s \rho g = 21 \times \frac{45}{3600} \times 1100 \times 9.81 = 2.83 \text{ kW}$$

$$\therefore \text{轴功率: } P = \frac{P_e}{\eta} = \frac{2.83}{0.7} = 4.04 \text{ kW}$$

(2) A  $\rightarrow$  B 列柏努力方程:

$$\frac{p_A}{\rho g} + \frac{1}{2g} u_A^2 + Z_A = \frac{p_B}{\rho g} + \frac{1}{2g} u_B^2 + Z_B + \sum h_{fAB}$$

简化:  $\frac{p_A}{\rho g} = \frac{p_B}{\rho g} + Z_B + \sum h_{fAB}$

$$15 \times 3 \times 10^3 = p_B + 1100 \times 9.81 \times (7 + 9)$$

$$\therefore p_B = -19656 p_a (\text{表})$$

$$\therefore \text{B 处真空度为 } 19656 \text{ Pa.}$$

21.  $25^\circ\text{C}$  水在  $\phi 60 \times 3\text{mm}$  的管道中流动, 流量为  $20\text{m}^3/\text{h}$ , 试判断流型。

解: 查附录  $25^\circ\text{C}$  水物性:

$$\rho = 996.95 \text{ kg/m}^3, \quad \mu = 0.903 \text{ cP}$$

$$u = \frac{V_s}{0.785 d^2} = \frac{20/3600}{0.785 \times 0.054^2} = 2.43 \text{ m/s}$$

$$\text{Re} = \frac{du\rho}{\mu} = \frac{0.054 \times 996.95 \times 2.43}{0.903 \times 10^{-3}} = 1.45 \times 10^5 > 4000$$

∴ 为湍流

22. 运动粘度为  $3.2 \times 10^{-5} \text{m}^2/\text{s}$  的有机液体在  $\phi 76 \times 3.5 \text{mm}$  的管内流动, 试确定保持管内层流流动的最大流量。

$$\text{解: } \text{Re} = \frac{du\rho}{\mu} = \frac{du}{\nu} = 2000$$

$$\therefore u_{\max} = \frac{2000\nu}{d} = \frac{2000 \times 3.2 \times 10^{-5}}{0.069} = 0.927 \text{m/s}$$

$$\begin{aligned} \therefore V_{\max} &= \frac{\pi}{4} d^2 u_{\max} = 0.785 \times 0.069^2 \times 0.927 = 3.46 \times 10^{-3} \text{m}^3/\text{s} \\ &= 12.46 \text{m}^3/\text{h} \end{aligned}$$

23. 计算  $10^\circ\text{C}$  水以  $2.7 \times 10^{-3} \text{m}^3/\text{s}$  的流量流过  $\phi 57 \times 3.5 \text{mm}$ 、长  $20 \text{m}$  水平钢管的能量损失、压头损失及压力损失。(设管壁的粗糙度为  $0.5 \text{mm}$ )

$$\text{解: } u = \frac{V_s}{0.785d^2} = \frac{2.7 \times 10^{-3}}{0.785 \times 0.05^2} = 1.376 \text{m/s}$$

$10^\circ\text{C}$  水物性:

$$\rho = 999.7 \text{kg/m}^3, \quad \mu = 1.305 \times 10^{-3} \text{Pa} \cdot \text{s}$$

$$\text{Re} = \frac{du\rho}{\mu} = \frac{0.05 \times 999.7 \times 1.376}{1.305 \times 10^{-3}} = 5.27 \times 10^4$$

$$\frac{\varepsilon}{d} = \frac{0.5}{50} = 0.01$$

查得  $\lambda = 0.041$

$$\therefore \sum W_f = \lambda \frac{l}{d} \frac{u^2}{2} = 0.041 \times \frac{20}{0.05} \times \frac{1.376^2}{2} = 15.53 \text{J/kg}$$

$$\sum h_f = \sum W_f / g = 1.583 \text{m}$$

$$\Delta P_f = \sum W_f \cdot \rho = 15525 \text{Pa}$$

24. 如附图所示, 用泵将贮槽中的某油品以  $40 \text{m}^3/\text{h}$  的流量输送至高位槽。两槽的液位恒定, 且相差  $20 \text{m}$ , 输送管内径为  $100 \text{mm}$ , 管子总长为  $45 \text{m}$  (包括所有局部阻力的当量长度)。已知油品的密度为  $890 \text{kg/m}^3$ , 粘度为  $0.487 \text{Pa} \cdot \text{s}$ , 试计算泵所需的有效功率。

$$\text{解: } u = \frac{V_s}{\frac{\pi}{4}d^2} = \frac{40/3600}{0.785 \times 0.1^2} = 1.415 \text{ m/s}$$

$$\text{Re} = \frac{du\rho}{\mu} = \frac{0.1 \times 890 \times 1.415}{0.487} = 258.6 < 2000$$

$$\therefore \lambda = \frac{64}{\text{Re}} = \frac{64}{258.6} = 0.247$$

在贮槽 1 截面到高位槽 2 截面间列柏努力方程:

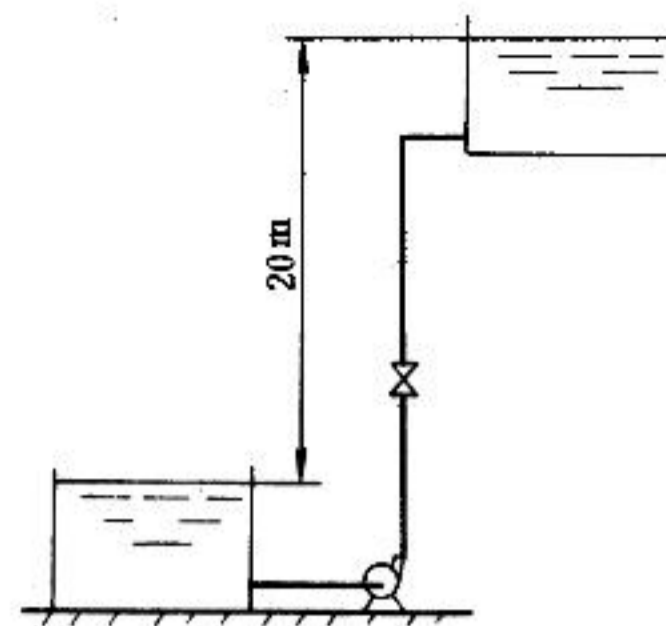
$$Z_1 g + \frac{p_1}{\rho} + \frac{1}{2}u_1^2 + W_e = Z_2 g + \frac{p_2}{\rho} + \frac{1}{2}u_2^2 + \sum W_f$$

$$\text{简化: } W_e = Z_2 g + \sum W_f$$

$$\text{而: } \sum W_f = \lambda \frac{l + \sum l_e}{d} \frac{u^2}{2} = 0.247 \times \frac{45}{0.1} \times \frac{1.415^2}{2} = 111.2 \text{ J/kg}$$

$$\therefore W_e = 20 \times 9.81 + 111.2 = 307.4 \text{ J/kg}$$

$$P_e = W_e \cdot m_s = W_e \cdot V_s \cdot \rho = 307.4 \times \frac{40}{3600} \times 890 = 3039.8 \text{ W} \approx 3.04 \text{ kW}$$



题 24 附图

25. 一列管式换热器, 壳内径为 500mm, 内装 174 根  $\phi 25 \times 2.5 \text{ mm}$  的钢管, 试求壳体与管外空间的当量直径。

$$\text{解: } d_e = \frac{4 \times (\frac{\pi}{4} D^2 - n \frac{\pi}{4} d_{\text{外}}^2)}{\pi D + n \pi d_{\text{外}}} = \frac{D^2 - n d_{\text{外}}^2}{D + n d_{\text{外}}} = \frac{0.5^2 - 174 \times 0.025^2}{0.5 + 174 \times 0.025} = 0.029 \text{ m}$$

26. 求常压下  $35^\circ\text{C}$  的空气以  $12 \text{ m/s}$  的速度流经  $120 \text{ m}$  长的水平通风管的能量损失和压力损失。  
管道截面为长方形, 长为  $300 \text{ mm}$ , 宽为  $200 \text{ mm}$ 。(设  $\varepsilon/d = 0.0005$ )

解: 当量直径:

$$d_e = \frac{4ab}{2(a+b)} = \frac{2ab}{a+b} = \frac{2 \times 0.3 \times 0.2}{0.3 + 0.2} = 0.24 \text{ m}$$

$$35^\circ\text{C} \text{ 空气物性: } \rho = 1.1465 \text{ kg/m}^3, \quad \mu = 18.85 \times 10^{-6} \text{ Pa} \cdot \text{s}$$

$$\text{Re} = \frac{d_e u \rho}{\mu} = \frac{0.24 \times 1.1465 \times 12}{18.85 \times 10^{-6}} = 1.752 \times 10^5$$

$$\text{由 } \varepsilon/d = 0.0005, \text{ 查得 } \lambda = 0.019$$

$$\therefore \sum W_f = \lambda \frac{l}{d_e} \frac{u^2}{2} = 0.019 \times \frac{120}{0.24} \times \frac{12^2}{2} = 684 J/kg$$

$$\Delta P_f = \sum W_f \cdot \rho = 684 \times 1.1465 = 784.2 Pa$$

27. 如附图所示, 密度为  $800 \text{ kg/m}^3$ 、粘度为  $1.5 \text{ mPa} \cdot \text{s}$  的液体, 由敞口高位槽经  $\phi 114 \times 4 \text{ mm}$  的钢管流入一密闭容器中, 其压力为  $0.16 \text{ MPa}$  (表压), 两槽的液位恒定。液体在管内的流速为  $1.5 \text{ m/s}$ , 管路中闸阀为半开, 管壁的相对粗糙度  $\varepsilon/d = 0.002$ , 试计算两槽液面的垂直距离  $\Delta z$ 。

解: 在高位槽 1 截面到容器 2 截面间列柏努力方程:

$$Z_1 g + \frac{p_1}{\rho} + \frac{1}{2} u_1^2 = Z_2 g + \frac{p_2}{\rho} + \frac{1}{2} u_2^2 + \sum W_f$$

$$\text{简化: } \Delta Z g = \frac{p_2}{\rho} + \sum W_f$$

$$\text{Re} = \frac{du\rho}{\mu} = \frac{0.106 \times 800 \times 1.5}{1.5 \times 10^{-3}} = 8.48 \times 10^4$$

$$\text{由 } \varepsilon/d = 0.002, \text{ 查得 } \lambda = 0.026$$

$$\text{管路中: 进口 } \xi = 0.5$$

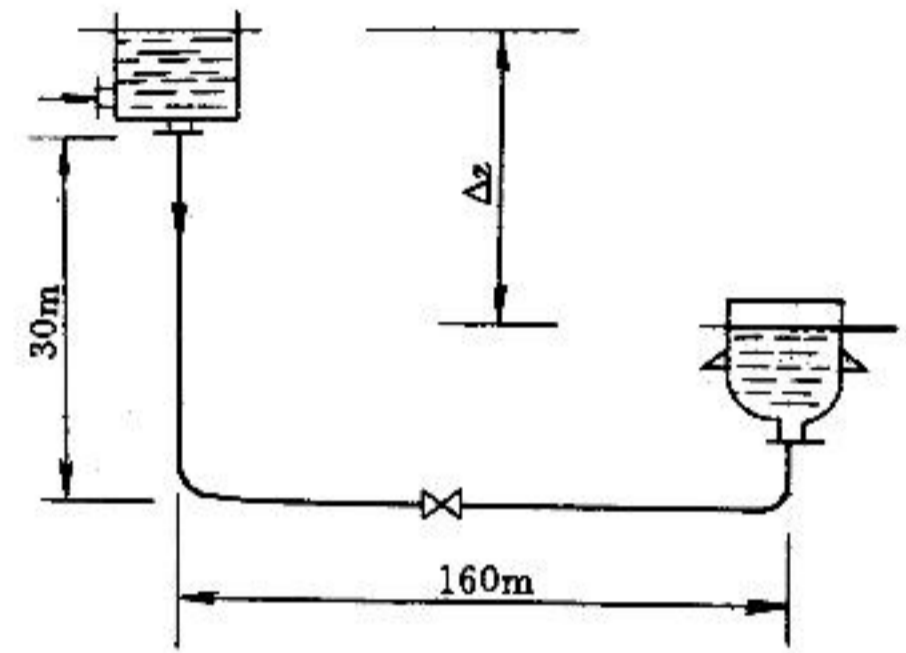
$$90^\circ \text{ 弯头 } \xi = 0.75 \quad 2 \text{ 个}$$

$$\text{半开闸阀 } \xi = 4.5$$

$$\text{出口 } \xi = 1$$

$$\begin{aligned} \therefore \sum W_f &= \left( \lambda \frac{l}{d} + \sum \xi \right) \frac{u^2}{2} = \left( 0.026 \times \frac{30+160}{0.106} + 0.5 + 2 \times 0.75 + 4.5 + 1 \right) \times \frac{1.5^2}{2} \\ &= 60.87 J/kg \end{aligned}$$

$$\therefore \Delta Z = \left( \frac{p_2}{\rho} + \sum W_f \right) / g = \left( \frac{0.16 \times 10^6}{800} + 60.87 \right) / 9.81 = 26.6 m$$



题 27 附图

28. 从设备排出的废气在放空前通过一个洗涤塔, 以除去其中的有害物质, 流程如附图所示。气体流量为  $3600 \text{ m}^3/\text{h}$ , 废气的物理性质与  $50^\circ \text{C}$  的空气相近, 在鼓风机吸入管路上装有 U 形压差计, 指示液为水, 其读数为  $60 \text{ mm}$ 。输气管与放空管的内径均为  $250 \text{ mm}$ , 管长与管件、阀门的当量长度之和为  $55 \text{ m}$  (不包括进、出塔及管出口阻力), 放空口与鼓风机进口管水平面的垂直距离为  $15 \text{ m}$ , 已估计气体通过洗涤塔填料层的压力降为  $2.45 \text{ kPa}$ 。管壁的绝对粗糙度取为  $0.15 \text{ mm}$ , 大气压力为  $101.3$

kPa。试求鼓风机的有效功率。

解：以吸入管测压处为 1-1' 面，洗涤塔管出口内侧为 2-2' 面，列柏努力方程：

$$Z_1 g + \frac{p_1}{\rho} + \frac{1}{2} u_1^2 + W_e = Z_2 g + \frac{p_2}{\rho} + \frac{1}{2} u_2^2 + \sum W_f$$

$$\text{简化: } \frac{p_1}{\rho} + \frac{1}{2} u_1^2 + W_e = Z_2 g + \sum W_f$$

$$\text{其中: } p_1 = -\rho_{H_2O} g R = -1000 \times 9.81 \times 0.06 = -588.6 p_a$$

$$u = \frac{V_s}{0.785 \times d^2} = \frac{3600/3600}{0.785 \times 0.25^2} = 20.38 m/s$$

$$50^\circ\text{C 空气物性: } \rho = 1.093 kg/m^3, \mu = 19.6 \times 10^{-6} p_a \cdot s$$

$$Re = \frac{du\rho}{\mu} = \frac{0.25 \times 1.093 \times 20.38}{19.6 \times 10^{-6}} = 2.84 \times 10^5$$

$$\text{又 } \frac{\varepsilon}{d} = \frac{0.15}{250} = 0.0006$$

$$\text{查得 } \lambda = 0.018$$

$$\therefore \sum W_f = \left( \lambda \frac{l + \sum l_e}{d} + \xi_{\text{进}} + \xi_{\text{出}} \right) \frac{u^2}{2} + W_{f\text{塔}}$$

$$= \left( \lambda \frac{l + \sum l_e}{d} + \xi_{\text{进}} + \xi_{\text{出}} \right) \frac{u^2}{2} + \frac{\Delta p'}{\rho}$$

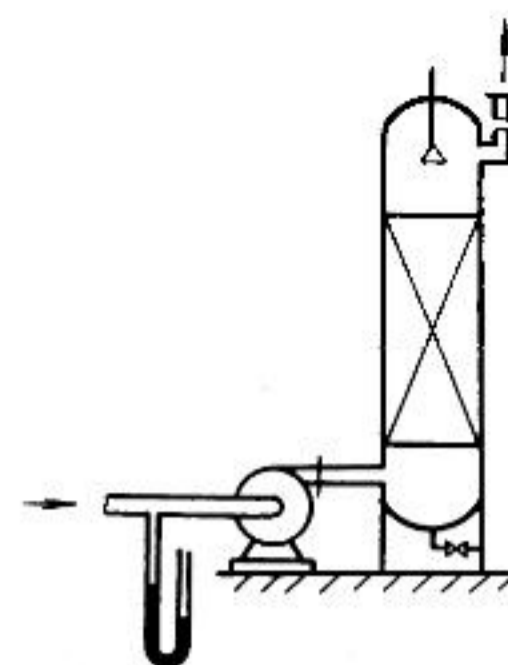
$$= \left( 0.018 \times \frac{55}{0.25} + 1.5 \right) \times \frac{20.38^2}{2} + \frac{2.45 \times 10^3}{1.093}$$

$$= 3375 J/kg$$

$$\therefore W_e = Z_2 g + \sum W_f - p_1 / \rho$$

$$= 15 \times 9.81 + 3375 + 588.6 / 1.093 = 4060.7 J/kg$$

$$\therefore P_e = m_s \cdot W_e = V_s \cdot \rho \cdot W_e = \frac{3600}{3600} \times 1.093 \times 4060.7 = 4.22 kW$$



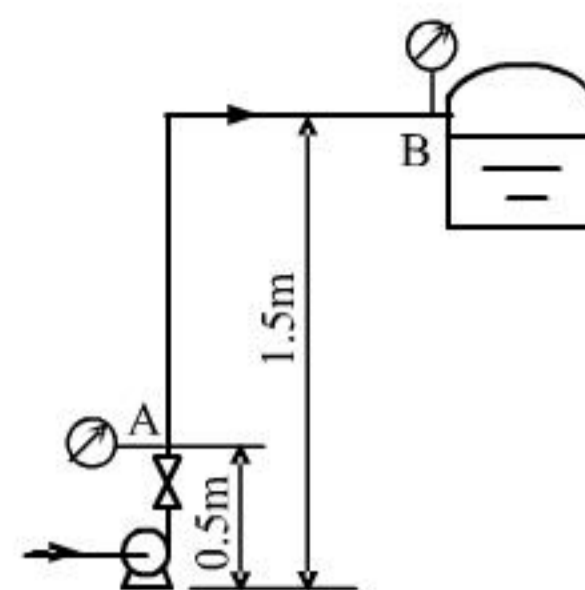
题 28 附图

29. 如附图所示，用离心泵将某油品输送至一密闭容器中。A、B 处压力表的读数分别为 1.47MPa、1.43 MPa，管路尺寸为  $\phi 89 \times 4\text{mm}$ ，A、B 两点间的直管长度为 40m，中间有 6 个  $90^\circ$  标准弯头。已知油品的密度为  $820 \text{ kg/m}^3$ ，粘度为  $121 \text{ mPa} \cdot \text{s}$ ，试求油在管路中的流量。

解：在 A—B 间列柏努力方程：

$$Z_A g + \frac{P_A}{\rho} + \frac{1}{2} u_A^2 = Z_B g + \frac{P_B}{\rho} + \frac{1}{2} u_B^2 + \sum W_f$$

$$\text{简化: } \frac{P_A}{\rho} = \Delta Z g + \frac{P_B}{\rho} + \sum W_f$$



题 29 附图

$$\therefore \sum W_f = \frac{P_A - P_B}{\rho} - \Delta Z g = \frac{(1.47 - 1.43) \times 10^6}{820} - 1 \times 9.81 = 38.97 \text{ J/kg}$$

$$\text{又 } \sum W_f = \lambda \frac{l + \sum l_e}{d} \frac{u^2}{2}$$

$\therefore$  油品粘度大，设流动为层流。

$$\therefore \sum W_f = \frac{64 \mu l + \sum l_e u^2}{d u \rho} = \frac{32 \mu (l + \sum l_e) u}{d^2 \rho}$$

$$90^\circ \text{ 标准弯头 } l_e = 35d = 35 \times 0.081 = 2.835 \text{ m}$$

$$\therefore 38.97 = \frac{32 \times 121 \times 10^{-3} \times (40 + 6 \times 2.835) u}{0.081^2 \times 820}$$

$$\text{解得 } u = 0.95 \text{ m/s}$$

$$\text{Re} = \frac{d u \rho}{\mu} = \frac{0.081 \times 0.95 \times 820}{121 \times 10^{-3}} = 521.5 < 2000$$

$\therefore$  假设正确

$$V_s = \frac{\pi}{4} d^2 u = 0.785 \times 0.081^2 \times 0.95 = 4.89 \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s} = 17.61 \text{ m}^3/\text{h}$$

30. 20°C 苯由高位槽流入贮槽中，两槽均为敞口，两槽液面恒定且相差 5m。输送管为  $\phi 38 \times 3 \text{ mm}$  的钢管 ( $\varepsilon = 0.05 \text{ mm}$ ) 总长为 100m (包括所有局部阻力的当量长度)，求苯的流量。

解：在两槽间列柏努力方程，并简化：

$$\Delta Z g = \sum W_f$$

$$\text{即: } \Delta Z g = \lambda \frac{l + \sum l_e}{d} \frac{u^2}{2}$$

$$\text{代入数据: } 5 \times 9.81 = \lambda \times \frac{100}{0.032} \frac{u^2}{2}$$



化简得:  $\lambda u^2 = 0.03139$

$$\frac{\varepsilon}{d} = \frac{0.05}{32} = 0.00156$$

查完全湍流区  $\lambda = 0.022$

设  $\lambda = 0.021$ , 由(1)式得  $u = 1.22 \text{ m/s}$

由附录查得  $20^\circ\text{C}$  苯物性:

$$\rho = 876 \text{ kg/m}^3 \quad \mu = 0.737 \text{ mPa}\cdot\text{s}$$

$$R_e = \frac{d\rho u}{\mu} = \frac{0.032 \times 879 \times 1.22}{0.737 \times 10^{-3}} = 4.66 \times 10^4$$

查图,  $\lambda = 0.026$

再设  $\lambda = 0.026$ , 由(1)得  $u = 1.10 \text{ m/s}$

$$R_e = \frac{0.032 \times 879 \times 1.10}{0.737 \times 10^{-3}} = 4.20 \times 10^4$$

查得  $\lambda = 0.26$  假设正确

$$\therefore u = 1.10 \text{ m/s}$$

$$\text{流量: } V_s = \frac{\pi}{4} d^2 u = 0.785 \times 0.032^2 \times 1.1 = 8.84 \times 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s} = 3.183 \text{ m}^3/\text{h}$$

31. 如附图所示, 密度为  $\rho$  的流体以一定的流量在一等径倾斜管道中流过。在 A、B 两截面间连接一 U 形压差计, 指示液的密度为  $\rho_0$ , 读数为 R。已知 A、B 两截面间的位差为  $h$ , 试求:

(1) AB 间的压力差及能量损失;

(2) 若将管路水平放置而流量保持不变, 则压差计读数及 AB 间的压力差为多少?

解: (1) 在 A-A 与 B-B 间柏努利方程:

$$\frac{P_A}{\rho} + \frac{1}{2} u_A^2 + Z_A g = \frac{P_B}{\rho} + \frac{1}{2} u_B^2 + Z_B g + \sum W_{fAB}$$

$$\text{其中 } u_A = u_B \quad z_B - z_A = h$$

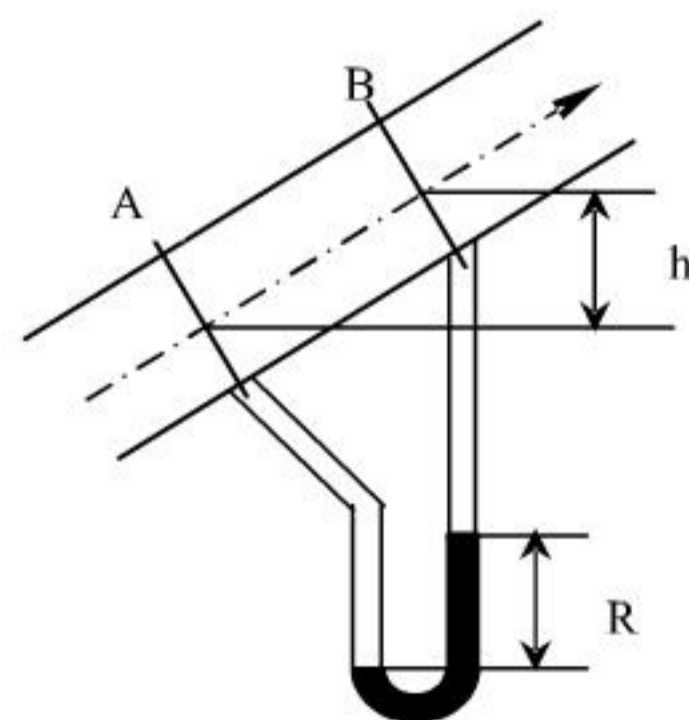
$$\therefore \sum W_{fAB} = \frac{P_A - P_B}{\rho} - hg$$

对于 U 形差压计

$$P_A + Z_A \rho \cdot g = P_B + Z_B \rho (Z_B - R) g + R \rho \cdot g$$

$$P_A - P_B = (Z_A - Z_B) \rho \cdot g + R(\rho_0 - \rho) \cdot g$$

$$\Delta P_{AB} = h \rho \cdot g + R(\rho_0 - \rho) \cdot g$$



题 31 附图

$$\sum W_{fAB} = \frac{h\rho g + R(\rho_o - \rho)g}{\rho} - hg = \frac{R(\rho_o - \rho)g}{\rho}$$

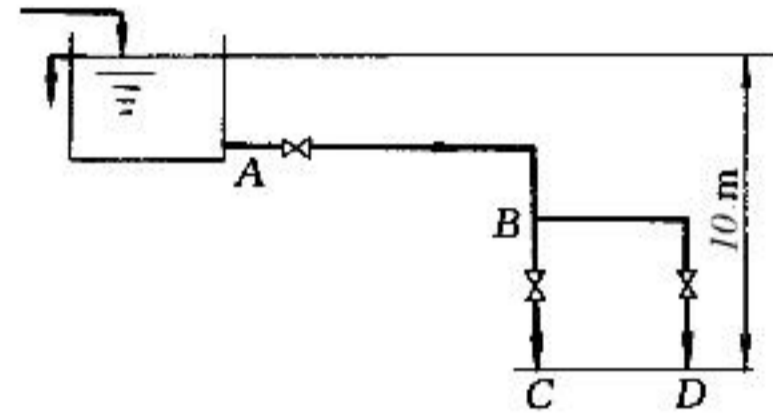
(2) 水平放置时

∵ 流量不变 ∴ 管路总能量损失  $\sum W_{fAB}$  不变。

而 U 形差压计读数 R 实际反映了阻力的大小, 所以 R 不变。

$$\text{此时, } \Delta P_{AB} = \rho \sum W_f = R(\rho_o - \rho)g$$

32. 如附图所示, 高位槽中水分别从 BC 与 BD 两支路排出, 其中水面维持恒定。高位槽液面与两支管出口间的距离为 10m。AB 管段的内径为 38mm、长为 28m; BC 与 BD 支管的内径相同, 均为 32mm, 长度分别为 12m、15m (以上各长度均包括管件及阀门全开时的当量长度)。各段摩擦系数均可取为 0.03。试求:



题 32 附图

- (1) BC 支路阀门全关而 BD 支路阀门全开时的流量;
- (2) BC 支路与 BD 支路阀门均全开时各支路的流量及总流量。

解: (1) 在高位槽液面与 BD 管出口外侧列柏努利方程:

$$\frac{P_1}{\rho} + Z_1 g + \frac{1}{2} u_1^2 = \frac{P_2}{\rho} + Z_2 g + \frac{1}{2} u_2^2 + \sum W_f$$

$$\text{简化: } \Delta Z g = \sum W_{fABD}$$

$$\text{而 } \sum W_{fABD} = \sum W_{fAB} + \sum W_{fBD} = \lambda \frac{l_{AB}}{d_1} \frac{u_1^2}{2} + \lambda \frac{l_{BD}}{d_2} \frac{u_2^2}{2}$$

$$\therefore \text{有: } 10 \times 9.81 = 0.03 \frac{28}{0.038} \frac{u_1^2}{2} + 0.03 \frac{15}{0.032} \frac{u_2^2}{2}$$

$$\text{化简 } 11.05 u_1^2 + 7.03 u_2^2 = 98.1$$

又由连续性方程:

$$u_2 = \left(\frac{d_1}{d_2}\right) u_1 = \left(\frac{38}{32}\right)^2 u_1 = 1.41 u_1$$

代入上式:

$$11.05 u_1^2 + 7.03 \times 1.41^2 u_1^2 = 98.1$$

解得:  $u_1 = 1.98 \text{ m/s}$

$$\text{流量: } V_s = \frac{\pi}{4} d_1^2 u_1 = 0.785 \times 0.0382^2 \times 1.98 = 2.244 \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s} = 8.08 \text{ m}^3/\text{h}$$

(2) 当 BD, BC 支路阀均全开时:

$\because$  C, D 出口状态完全相同, 分支管路形如并联管路,

$$\therefore \sum W_{fBC} = \sum W_{fBD}$$

$$\lambda \frac{l_{BC}}{d_3} \frac{u_2^2}{2} = \lambda \frac{l_{BD}}{d_2} \frac{u_2^2}{2}$$

$$\therefore 12u_3^2 = 15u_2^2$$

$$\therefore u_3 = 1.118u_2 \quad (1)$$

$$\text{又 } V_{s1} = V_{s2} + V_{s3}$$

$$\frac{\pi}{4} d_1^2 u_1 = \frac{\pi}{4} d_2^2 u_2 + \frac{\pi}{4} d_3^2 u_3$$

$$38^2 u_1 = 32^2 u_2 + 32^2 u_3 = 32^2 \times 2.118u_2$$

$$\therefore u_1 = 1.502u_2 \quad (2)$$

在高位槽液面与 BD 出口列柏努利方程:

$$\Delta Z \cdot g = \sum W_f = \sum W_{fAB} + \sum W_{fBD}$$

$$10 \times 9.81 = 0.03 \frac{28}{0.038} \frac{u_1^2}{2} + 0.03 \frac{15}{0.032} \frac{u_2^2}{2}$$

$$11.05u_1^2 + 7.03u_2^2 = 98.1 \quad (3)$$

将 (2) 代入 (3) 式中:

$$11.05 \times 1.502^2 u_2^2 + 7.03u_2^2 = 98.1$$

$$\text{解得: } u_2 = 1.752 \text{ m/s} \quad u_1 = 2.63 \text{ m/s} \quad u_3 = 1.96 \text{ m/s}$$

$$\text{流量: } V_{s1} = \frac{\pi}{4} d_1^2 u_1 = 0.785 \times 0.038^2 \times 2.63 = 2.98 \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s} = 10.73 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$V_{s2} = \frac{\pi}{4} d_2^2 u_2 = 0.785 \times 0.032^2 \times 1.752 = 1.408 \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s} = 5.07 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$V_{s3} = \frac{\pi}{4} d_3^2 u_3 = 0.785 \times 0.032^2 \times 1.96 = 1.576 \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s} = 5.67 \text{ m}^3/\text{h}$$

33. 在内径为 80mm 的管道上安装一标准孔板流量计, 孔径为 40mm, U 形压差计的读数为

350mmHg。管内液体的密度为  $1050\text{kg/m}^3$ ，粘度为  $0.5\text{cP}$ ，试计算液体的体积流量。

$$\text{解: } \frac{A_0}{A_1} = \left(\frac{40}{80}\right)^2 = 0.25$$

设  $R_e > R_{ec}$ ，查得  $C_0 = 0.25$

$$V_s = C_0 A_0 \sqrt{\frac{2\rho g(\rho_1 - \rho)}{\rho}} = 0.625 \times 0.785 \times 0.04^2 \sqrt{\frac{2 \times 0.35 \times (13600 - 1050) \times 981}{1050}} = 7.11 \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s}$$

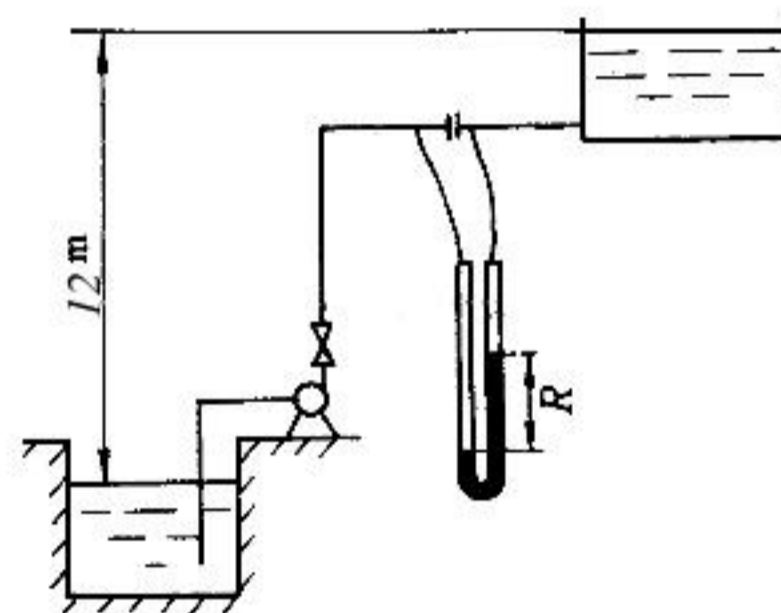
$$u = \frac{V_s}{0.785 d_1^2} = \frac{7.11 \times 10^{-3}}{0.785 \times 0.08^2} = 1.415 \text{ m/s}$$

$$R_e = \frac{d_1 u \rho}{\mu} = \frac{0.08 \times 1.415 \times 1050}{0.5 \times 10^{-3}} = 2.38 \times 10^5$$

而  $R_{ec} = 7 \times 10^4$   $R_e > R_{ec}$

$\therefore$  假设正确，以上计算有效。

34. 用离心泵将  $20^\circ\text{C}$  水从水池送至敞口高位槽中，流程如附图所示，两槽液面差为  $12\text{m}$ 。输送管为  $\phi 57 \times 3.5\text{mm}$  的钢管，总长为  $220\text{m}$ （包括所有局部阻力的当量长度）。用孔板流量计测量水流量，孔径为  $20\text{mm}$ ，流量系数为  $0.61$ ，U形压差计的读数为  $400\text{mmHg}$ 。摩擦系数可取为  $0.02$ 。试求：



题 34 附图

- (1) 水流量， $\text{m}^3/\text{h}$ ；
- (2) 每  $\text{kg}$  水经过泵所获得的机械能。

$$\begin{aligned} \text{解: (1) } V_s &= C_0 A_0 \sqrt{\frac{2\rho g(\rho_0 - \rho)}{\rho}} \\ &= 0.61 \times 0.785 \times 0.02^2 \sqrt{\frac{2 \times 0.4 \times 9.81 \times (13600 - 998.2)}{998.2}} \\ &= 1.91 \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s} = 6.88 \text{ m}^3/\text{h} \end{aligned}$$

(2) 以水池液面为  $1-1'$  面，高位槽液面为  $2-2'$  面，在  $1-1' \sim 2-2'$  面间列柏努利方程：

$$\frac{\rho_1}{\rho} + \frac{1}{2} u_1^2 + Z_1 g + W_e = \frac{\rho_2}{\rho} + \frac{1}{2} u_2^2 + Z_2 g + \sum W_f$$

简化:  $W_e = \Delta Zg + \sum W_f$

而  $\sum W_f = \lambda \frac{l + \sum l_e}{d} \frac{u^2}{2}$

其中:  $u = \frac{V_s}{0.785d^2} = \frac{1.91 \times 10^{-3}}{0.785 \times 0.05^2} = 0.973 \text{ m/s}$

$\therefore \sum W_f = 0.02 \times \frac{220}{0.05} \times \frac{0.973^2}{2} = 41.656 \text{ J/kg}$

$\therefore W_e = 12 \times 9.81 + 41.656 = 159.4 \text{ J/kg}$

35. 以水标定的转子流量计用来测量酒精的流量。已知转子的密度为  $7700 \text{ kg/m}^3$ ，酒精的密度为  $790 \text{ kg/m}^3$ ，当转子的刻度相同时，酒精的流量比水的流量大还是小？试计算刻度校正系数。

解:

$$\frac{V_{s2}}{V_{s1}} = \sqrt{\frac{\rho_1(\rho_f - \rho_2)}{\rho_2(\rho_f - \rho_1)}} = \sqrt{\frac{1000 \times (7700 - 790)}{790(7700 - 1000)}} = 1.143$$

$\therefore$  酒精流量比水大

36. 在一定转速下测定某离心泵的性能，吸入管与压出管的内径分别为  $70\text{mm}$  和  $50\text{mm}$ 。当流量为  $30 \text{ m}^3/\text{h}$  时，泵入口处真空表与出口处压力表的读数分别为  $40\text{kPa}$  和  $215\text{kPa}$ ，两测压口间的垂直距离为  $0.4\text{m}$ ，轴功率为  $3.45\text{kW}$ 。试计算泵的压头与效率。

解:  $u_1 = \frac{V_s}{\frac{\pi}{4}d_1^2} = \frac{30/3600}{0.785 \times 0.07^2} = 2.166 \text{ m/s}$

$$u_2 = \frac{30/3600}{0.785 \times 0.05^2} = 4.246 \text{ m/s}$$

在泵进出口处列柏努力方程，忽略能量损失:

$$\frac{p_1}{\rho g} + \frac{1}{2g}u_1^2 + Z_1 + H_e = \frac{p_2}{\rho g} + \frac{1}{2g}u_2^2 + Z_2$$

$$H_e = \frac{p_2 - p_1}{\rho g} + \frac{1}{2g}(u_2^2 - u_1^2) + \Delta Z$$

$$= \frac{(215 + 40) \times 10^3}{10^3 \times 9.81} + \frac{1}{2 \times 9.81}(4.246^2 - 2.116^2) + 0.4$$

$$= 27.07\text{m}$$

$$P_e = QH\rho g = \frac{30}{3600} \times 10^3 \times 9.81 \times 27.07 = 2.213 \text{ kW}$$

$$\therefore \eta = \frac{P_e}{P} \times 100\% = \frac{2.213}{3.45} \times 100\% = 64.1\%$$

37. 在一化工生产车间, 要求用离心泵将冷却水从贮水池经换热器送到一敞口高位槽中。已知高位槽中液面比贮水池中液面高出 10m, 管路总长为 400m (包括所有局部阻力的当量长度)。管内径为 75mm, 换热器的压头损失为  $32 \frac{u^2}{2g}$ , 摩擦系数可取为 0.03。此离心泵在转速为 2900rpm 时的

性能如下表所示:

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

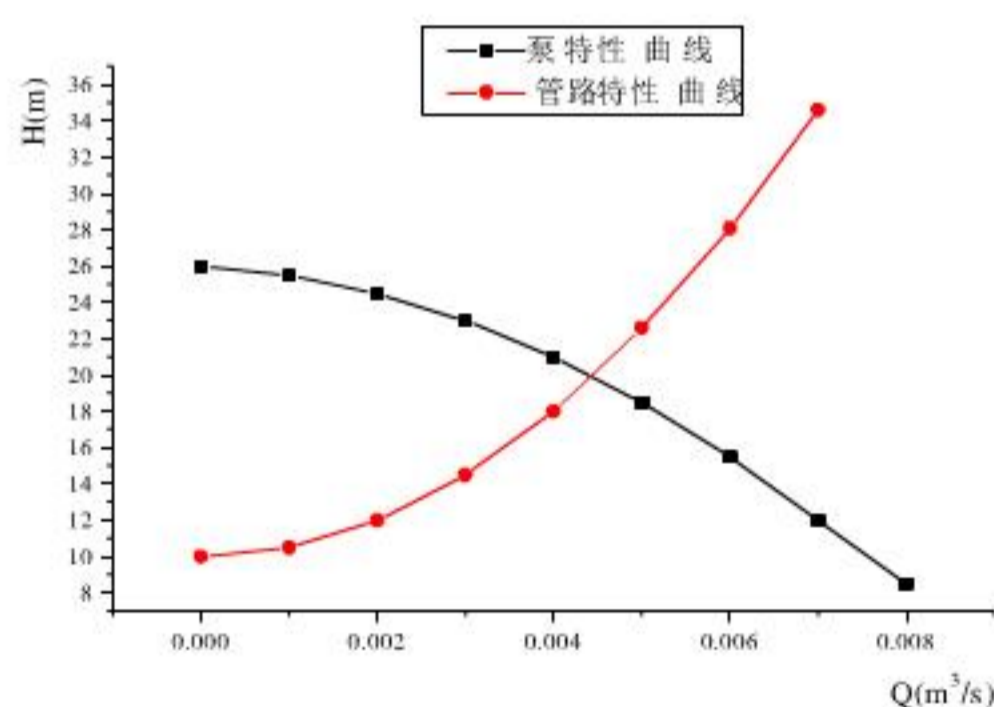
- 试求: (1) 管路特性方程;  
(2) 泵工作点的流量与压头。

解: (1) 管路特性曲线方程:

$$\begin{aligned} H_e &= \frac{\Delta P}{\rho g} + \Delta Z + \frac{1}{2g} \Delta u^2 + \sum h_f = \Delta Z + \sum h_f \\ &= \Delta Z + \lambda \frac{l + \sum l_e}{d} \frac{u^2}{2g} + h_f = \Delta Z + \left( \lambda \frac{l + \sum l_e}{d} + 32 \right) \frac{u^2}{2g} \\ H_e &= 10 + \left( 0.03 \times \frac{400}{0.075} + 32 \right) \frac{1}{2 \times 9.81} \times \left( \frac{Q}{0.785 \times 0.075^2} \right)^2 \\ &= 10 + 5.019 \times 10^5 Q^2 \end{aligned}$$

(2) 在坐标纸中绘出泵的特性曲线及管路特性曲线的工作点:

$$Q = 0.0045 \text{ m}^3/\text{s} \quad H = 20.17 \text{ m}$$



38. 用离心泵将水从贮槽输送至高位槽中, 两槽均为敞口, 且液面恒定。现改为输送密度为  $1200 \text{ kg}/\text{m}^3$  的某水溶液, 其它物性与水相近。若管路状况不变, 试说明:

- (1) 输送量有无变化?  
(2) 压头有无变化?

(3) 泵的轴功率有无变化?

(4) 泵出口处压力有无变化?

解:  $\rho$  变化时, 泵特性曲线不变。

$$\text{管路特性曲线 } H_e = \Delta Z + \frac{\Delta P}{\rho g} + BQ^2 = \Delta Z + BQ^2 \quad \text{不变}$$

(1) 输送量不变; (2) 压头不变;

(3) 轴功率:

$$P = \frac{P_e}{\eta} = \frac{QH\rho g}{\eta} \quad \text{增加}$$

(4) 在贮槽液面 1-1' 和泵出口 2-2' 间列柏努力方程:

$$\frac{p_1}{\rho g} + \frac{1}{2g}u_1^2 + Z_1 + H_e = \frac{p_2}{\rho g} + \frac{1}{2g}u_2^2 + Z_2 + \sum h_f$$

$$\text{简化: } p_2 = \rho g \left[ H_e - \frac{1}{2g}u_2^2 - Z_2 - \sum h_f \right]$$

$\therefore$  工作点 Q,  $H_e$  不变,  $\therefore u \sum h_f$  不变

即  $P_2$  随  $\rho$  的增加而增加。

39. 用离心泵向设备送水。已知泵特性方程为  $H = 40 - 0.01Q^2$ , 管路特性方程为

$H_e = 25 + 0.03Q^2$ , 两式中  $Q$  的单位均为  $m^3/h$ ,  $H$  的单位为 m。试求:

(1) 泵的输送量;

(2) 若有两台相同的泵串联操作, 则泵的输送量又为多少?

$$\text{解: (1) } \begin{cases} H = 40 - 0.01Q^2 \\ H_e = 25 + 0.03Q^2 \end{cases}$$

$$\text{联立: } 40 - 0.01Q^2 = 25 + 0.03Q^2$$

$$\text{解得: } Q = 19.36 m^3/h$$

(2) 两泵串联后:

$$\text{泵的特性: } H = 2(40 - 0.01Q^2)$$

与管路特性联立:

$$25 + 0.03Q^2 = 2 \times (40 - 0.01Q^2)$$

$$\text{解得: } Q = 33.17 \text{ m}^3/\text{h}$$

40. 用型号为 IS65-50-125 的离心泵将敞口贮槽中 80°C 的水送出, 吸入管路的压头损失为 4m, 当地大气压为 98kPa。试确定此泵的安装高度。

$$\text{解: 查附录: } 80^\circ\text{C 水, } P_v = 0.4736 \times 10^5 \text{ Pa, } \rho = 971.8 \text{ kg/m}^3$$

IS65-50-125 泵气蚀余量 NPSH=2.0m

泵允许安装高度:

$$\begin{aligned} H_{g\text{允}} &= \frac{P_0 - P_v}{\rho g} - (NPSH)_{\text{允}} - \sum h_{f\text{吸入}} \\ &= \frac{98 \times 10^3 - 0.4736 \times 10^5}{971.8 \times 9.81} - 2.0 - 4 \\ &= -0.69 \text{ m} \end{aligned}$$

为安全起见, 再降低 0.5m, 即  $H_g = -0.69 - 0.5 = -1.2 \text{ m}$

即泵需要安装在水槽液面以下 1.2m 或更低。

41. 用油泵从贮槽向反应器输送 44°C 的异丁烷, 贮槽中异丁烷液面恒定, 其上方绝对压力为 652kPa。泵位于贮槽液面以下 1.5m 处, 吸入管路全部压头损失为 1.6m。44°C 时异丁烷的密度为 530kg/m<sup>3</sup>, 饱和蒸汽压为 638 kPa。所选用泵的允许汽蚀余量为 3.5m, 问此泵能否正常操作?

解: 泵允许的安装高度:

$$\begin{aligned} H_{g\text{允}} &= \frac{P_0 - P_v}{\rho g} - (NPSH)_{\text{允}} - \sum h_{f\text{吸入}} \\ &= \frac{(652 - 638) \times 10^3}{530 \times 9.81} - 3.5 - 1.6 \\ &= -2.4 \text{ m} \end{aligned}$$

$H_{g\text{定}} > H_{g\text{允}}$  ∴ 此泵安装不当, 会发生气蚀现象。

42. 用内径为 100mm 的钢管将河水送至一蓄水池中, 要求输送量为 70m<sup>3</sup>/h。水由池底部进入, 池中水面高出河面 26m。管路的总长度为 60m, 其中吸入管路为 24m (均包括所有局部阻力的当量长度), 设摩擦系数  $\lambda$  为 0.028。今库房有以下三台离心泵, 性能如下表, 试从中选用一台合适的泵, 并计算安装高度。设水温为 20°C, 大气压力为 101.3kPa。(略)



序号	型号	Q, m <sup>3</sup> /h	H, m	n, rpm	η, %	(NPSH) <sub>允</sub>
1	IS100-80-125	60	24	2900	67	4.0
		100	20		78	4.5
2	IS100-80-160	60	36	2900	70	3.5
		100	32		78	4.0
3	IS100-80-200	60	54	2900	65	3.0
		100	50		76	3.6

解：在河水与蓄水池面间列柏努力方程，并简化：

$$H_e = \Delta Z + \sum h_f = \Delta Z + \lambda \frac{l + \sum l_e}{d} \frac{u^2}{2g}$$

$$\text{其中： } u = \frac{Q}{0.785d^2} = \frac{70/3600}{0.785 \times 0.1^2} = 2.48 \text{ m/s}$$

$$\therefore H_e = 26 + 0.028 \times \frac{60}{0.1} \frac{2.48^2}{2 \times 9.81} = 31.3 \text{ m}$$

由  $Q = 70 \text{ m}^3/\text{h}$ ,  $H_e = 31.3 \text{ m}$  选泵 IS100-80-160

气蚀余量以  $Q = 100 \text{ m}^3/\text{h}$  下  $(NPSH)_{允} = 4.0$  计

20°C 水,  $\rho = 998.2 \text{ kg/m}^3$   $P_v = 2.338 \text{ kPa}$

$$Hg_{允} = \frac{P_0 - P_v}{\rho g} - (NPSH)_{允} - \sum h_{吸入}$$

$$\sum h_{吸入} = \lambda \frac{(l + \sum l_e)_{吸入}}{d} \frac{u^2}{2g} = 0.028 \times \frac{24}{0.1} \times \frac{2.48^2}{2 \times 9.81} = 2.1 \text{ m}$$

$$\therefore Hg_{允} = \frac{(101.3 - 2.338) \times 10^3}{998.2 \times 9.81} - 4.0 - 2.1 = 4 \text{ m}$$

减去安全余量 0.5m, 实为 3.5m。

即泵可安装在河水面上不超过 3.5m 的地方。

43. 常压贮槽内装有某石油产品，在贮存条件下其密度为 760 kg/m<sup>3</sup>。现将该油品送入反应釜中，输送管路为 φ57×2mm，由液面到设备入口的升扬高度为 5m，流量为 15m<sup>3</sup>/h。釜内压力为 148kPa

(表压), 管路的压头损失为 5m (不包括出口阻力)。试选择一台合适的油泵。

解:

$$u = \frac{V_s}{\frac{\pi}{4}d_2^2} = \frac{15/3600}{0.785 \times 0.053^2} = 1.89 \text{ m/s}$$

在水槽液面 1-1' 与输送管内侧 2-2' 面间列柏努力方程, 简化有:

$$H_e = \Delta Z + \frac{\Delta P}{\rho g} + \frac{1}{2g}u_2^2 + \sum h_f$$

$$H_e = 5 + \frac{148 \times 10^3}{760 \times 9.81} + \frac{1}{2 \times 9.81} \times 1.98^2 + 5 = 30.03 \text{ m}$$

由  $Q = 15 \text{ m}^3/\text{h}$        $H_e = 30.03 \text{ m}$  查油泵性能, 选泵 60Y-60B

其性能为:

流量:  $19.8 \text{ m}^3/\text{h}$       压头  $38 \text{ m}$       轴功率  $3.75 \text{ kW}$

效率:  $55\%$       允许的气蚀余量  $2.6 \text{ m}$

44. 现从一气柜向某设备输送密度为  $1.36 \text{ kg/m}^3$  的气体, 气柜内的压力为  $650 \text{ Pa}$  (表压), 设备内的压力为  $102.1 \text{ kPa}$  (绝压)。通风机输出管路的流速为  $12.5 \text{ m/s}$ , 管路中的压力损失为  $500 \text{ Pa}$ 。试计算管路中所需的全风压。(设大气压力为  $101.3 \text{ kPa}$ )

解:  $P_T = (P_2 - P_1) + \frac{\rho}{2}u_2^2 + \Delta P_f$

$$= [(102.1 - (101.3 + 0.65))] \times 10^3 + \frac{1.36}{2} \times 12.5^2 + 500$$

$$= 756.25 \text{ Pa}$$

## 第二章 非均相物系分离

1、试计算直径为  $30\ \mu\text{m}$  的球形石英颗粒（其密度为  $2650\text{kg/m}^3$ ），在  $20^\circ\text{C}$  水中和  $20^\circ\text{C}$  常压空气中的自由沉降速度。

解：已知  $d=30\ \mu\text{m}$ 、 $\rho_s=2650\text{kg/m}^3$

(1)  $20^\circ\text{C}$  水  $\mu=1.01\times 10^{-3}\text{Pa}\cdot\text{s}$   $\rho=998\text{kg/m}^3$

设沉降在滞流区，根据式 (2-15)

$$u_t = \frac{d^2(\rho_s - \rho)g}{18\mu} = \frac{(30\times 10^{-6})^2 \times (2650 - 998) \times 9.81}{18 \times 1.01 \times 10^{-3}} = 8.02 \times 10^{-4} \text{ m/s}$$

校核流型

$$Re_t = \frac{du_t\rho}{\mu} = \frac{30 \times 10^{-6} \times 8.02 \times 10^{-4} \times 998}{1.01 \times 10^{-3}} = 2.38 \times 10^{-2} \in (10^{-4} \sim 2)$$

假设成立， $u_t=8.02\times 10^{-4}\text{m/s}$  为所求

(2)  $20^\circ\text{C}$  常压空气  $\mu=1.81\times 10^{-5}\text{Pa}\cdot\text{s}$   $\rho=1.21\text{kg/m}^3$

设沉降在滞流区

$$u_t = \frac{d^2(\rho_s - \rho)g}{18\mu} = \frac{(30\times 10^{-6})^2 \times (2650 - 1.21) \times 9.81}{18 \times 1.81 \times 10^{-5}} = 7.18 \times 10^{-2} \text{ m/s}$$

校核流型：

$$Re_t = \frac{du_t\rho}{\mu} = \frac{30 \times 10^{-6} \times 7.18 \times 10^{-2} \times 1.21}{1.81 \times 10^{-5}} = 0.144 \in (10^{-4} \sim 2)$$

假设成立， $u_t=7.18\times 10^{-2}\text{m/s}$  为所求。

2、密度为  $2150\text{kg/m}^3$  的烟灰球形颗粒在  $20^\circ\text{C}$  空气中在滞流沉降的最大颗粒直径是多少？

解：已知  $\rho_s=2150\text{kg/m}^3$

查  $20^\circ\text{C}$  空气  $\mu=1.81\times 10^{-5}\text{Pa}\cdot\text{s}$   $\rho=1.21\text{kg/m}^3$

当  $Re_t = \frac{du_t\rho}{\mu} = 2$  时是颗粒在空气中滞流沉降的最大粒径，根据式 (2-15) 并整理

$$\frac{d^3(\rho_s - \rho)g\rho}{18\mu^2} = \frac{du_t\rho}{\mu} = 2 \quad \text{所以}$$

$$d = \sqrt[3]{\frac{36\mu^2}{(\rho_s - \rho)g\rho}} = \sqrt[3]{\frac{36 \times (1.81 \times 10^{-5})^2}{(2150 - 1.21) \times 9.81 \times 1.21}} = 7.73 \times 10^{-5} \text{ m} = 77.3\ \mu\text{m}$$

3、直径为  $10\ \mu\text{m}$  的石英颗粒随  $20^\circ\text{C}$  的水作旋转运动，在旋转半径  $R=0.05\text{m}$  处的切向速度为  $12\text{m/s}$ ，求该处的离心沉降速度和离心分离因数。

解：已知  $d=10\ \mu\text{m}$ 、 $R=0.05\text{m}$ 、 $u_t=12\text{m/s}$

设沉降在滞流区，根据式 (2-15) g 改为  $u_i/R$  即

$$u_r = \frac{d^2(\rho_s - \rho)}{18\mu} \cdot \frac{u_i^2}{R} = \frac{10^{-10} \times (2650 - 998)}{18 \times 1.01 \times 10^{-3}} \times \frac{12^2}{0.05} = 0.0262 \text{ m/s} = 2.62 \text{ cm/s}$$

校核流型

$$Re_i = \frac{du_r \rho}{\mu} = \frac{10^{-5} \times 0.0262 \times 998}{1.01 \times 10^{-3}} = 0.259 \in (10^{-4} \sim 2)$$

$u_r=0.0262 \text{ m/s}$  为所求。

$$\text{所以 } K_c = \frac{u_i^2}{Rg} = \frac{12^2}{0.05 \times 9.81} = 294$$

4、用一降尘室处理含尘气体，假设尘粒作滞流沉降。下列情况下，降尘室的最大生产能力如何变化？

- (1) 要完全分离的最小粒径由  $60 \mu\text{m}$  降至  $30 \mu\text{m}$ ；
- (2) 空气温度由  $10^\circ\text{C}$  升至  $200^\circ\text{C}$ ；
- (3) 增加水平隔板数目，使沉降面积由  $10 \text{ m}^2$  增至  $30 \text{ m}^2$ 。

解：根据  $u_{tc} = \frac{d_c^2(\rho_s - \rho)g}{18\mu}$  及  $V_s = bl u_{tc}$

$$(1) \frac{V'_s}{V_s} = \frac{u'_{tc}}{u_{tc}} = \left(\frac{d'_c}{d_c}\right)^2 = \left(\frac{30}{60}\right)^2 = \frac{1}{4}$$

$$(2) \text{查 } 10^\circ\text{C} \text{ 空气 } \mu = 1.76 \times 10^{-5} \text{ Pa}\cdot\text{s}$$

$$200^\circ\text{C} \text{ 空气 } \mu' = 2.60 \times 10^{-5} \text{ Pa}\cdot\text{s}$$

$$\frac{V'_s}{V_s} = \frac{u'_{tc}}{u_{tc}} = \frac{\mu}{\mu'} = \frac{1.76 \times 10^{-5}}{2.60 \times 10^{-5}} = 0.677$$

$$(3) \frac{V'_s}{V_s} = \frac{(bl)'}{(bl)} = \frac{30}{10} = 3.0$$

5、已知含尘气体中尘粒的密度为  $2300 \text{ kg/m}^3$ 。气体流量为  $1000 \text{ m}^3/\text{h}$ 、黏度为  $3.6 \times 10^{-5} \text{ Pa}\cdot\text{s}$ 、密度为  $0.674 \text{ kg/m}^3$ ，若用如图 2-6 所示的标准旋风分离器进行除尘，分离器圆筒直径为  $400 \text{ mm}$ ，试估算其临界粒径及气体压强降。

解：已知  $\rho_s = 2300 \text{ kg/m}^3$ 、 $V_h = 1000 \text{ m}^3/\text{h}$ 、 $\mu = 3.6 \times 10^{-5} \text{ Pa}\cdot\text{s}$ 、 $\rho = 0.674 \text{ kg/m}^3$ 、

$$D = 400 \text{ mm} = 0.4 \text{ m},$$

根据标准旋风分离器  $h = D/2$ 、 $B = D/4$

故该分离器进口截面积  $A=hB=D^2/8$

$$\text{所以 } u_i = \frac{V_s}{A} = \frac{1000 \times 8}{3600 \times 0.4^2} = 13.89 \text{ m/s}$$

根据式 (2-26) 取标准旋风分离器  $N=5$  则

$$d_c = \sqrt{\frac{9\mu B}{\pi N \rho_s u_i}} = \sqrt{\frac{9 \times 3.6 \times 10^{-5} \times 0.4 / 4}{3.14 \times 5 \times 2300 \times 13.89}} = 0.8 \times 10^{-5} \text{ m} = 8 \mu\text{m}$$

根据式 (2-30) 取  $\xi=8.0$

$$\Delta p_f = \xi \frac{\rho u_i^2}{2} = 8.0 \times \frac{0.674 \times 13.89^2}{2} = 520 \text{ Pa}$$

6、有一过滤面积为  $0.093 \text{ m}^2$  的小型板框压滤机，恒压过滤含有碳酸钙颗粒的水悬浮液。过滤时间为 50 秒时，共得到  $2.27 \times 10^{-3} \text{ m}^3$  的滤液；过滤时间为 100 秒时，共得到  $3.35 \times 10^{-3} \text{ m}^3$  的滤液。试求当过滤时间为 200 秒时，可得到多少滤液？

解：已知  $A=0.093 \text{ m}^2$ 、 $t_1=50 \text{ s}$ 、 $V_1=2.27 \times 10^{-3} \text{ m}^3$ 、 $t_2=100 \text{ s}$ 、 $V_2=3.35 \times 10^{-3} \text{ m}^3$ 、 $t_3=200 \text{ s}$

$$\text{由于 } q_1 = \frac{V_1}{A} = \frac{2.27 \times 10^{-3}}{0.093} = 24.41 \times 10^{-3}$$

$$q_2 = \frac{V_2}{A} = \frac{3.35 \times 10^{-3}}{0.093} = 36.02 \times 10^{-3}$$

根据式 (2-38a)

$$\begin{cases} q_1^2 + 2q_e q_1 = Kt_1 \\ q_2^2 + 2q_e q_2 = Kt_2 \end{cases} \Rightarrow \begin{cases} (24.41 \times 10^{-3})^2 + 2 \times 24.41 \times 10^{-3} q_e = 50K \\ (36.02 \times 10^{-3})^2 + 2 \times 36.02 \times 10^{-3} q_e = 100K \end{cases}$$

$$\text{联立解之： } q_e = 4.14 \times 10^{-3} \quad K = 1.596 \times 10^{-5}$$

$$\text{因此 } q_3^2 + 2 \times 4.14 \times 10^{-3} q_3 = 200 \times 1.596 \times 10^{-5}$$

$$q_3 = 0.0525$$

$$\text{所以 } V_3 = q_3 A = 0.0525 \times 0.093 = 4.88 \times 10^{-3} \text{ m}^3$$

7、某生产过程每年须生产滤液  $3800 \text{ m}^3$ ，年工作时间  $5000 \text{ h}$ ，采用间歇式过滤机，在恒压下每一操作周期为  $2.5 \text{ h}$ ，其中过滤时间为  $1.5 \text{ h}$ ，将悬浮液在同样操作条件下测得过滤常数为  $K=4 \times 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$ ； $q_e=2.5 \times 10^{-2} \text{ m}^3/\text{m}^2$ 。滤饼不洗涤，试求：

(1) 所需过滤面积，

(2) 今有过滤面积  $8 \text{ m}^2$  的过滤机，需要几台？

解：已知生产能力为  $3800 \text{ m}^3$  滤液/年，年工作日  $5000 \text{ h}$ ， $T=2.5 \text{ h}$ ， $t=1.5 \text{ h}$ ，

$$K=4 \times 10^{-6} \text{m}^2/\text{s}, \quad q_e=2.5 \times 10^{-2} \text{m}^3/\text{m}^2,$$

(1) 因为  $Q=3800/5000=0.76 \text{m}^3/\text{h}$

由式 (2-42)

$$0.76 = \frac{3600V}{T} = \frac{V}{2.5}$$

$$\text{所以 } V=2.5 \times 0.76=1.9 \text{m}^3$$

由式 (2-38a)

$$\left(\frac{V}{A}\right)^2 + 2q_e\left(\frac{V}{A}\right) = Kt$$

$$\left(\frac{1.9}{A}\right)^2 + 2 \times 2.5 \times 10^{-2} \left(\frac{1.9}{A}\right) = 4 \times 10^{-6} \times 1.5 \times 3600$$

$$2.16 \times 10^{-2} A^2 = 3.61 + 9.5 \times 10^{-2} A$$

$$\text{解之 } A=14.7 \text{m}^2 \approx 15 \text{m}^2$$

(2) 因为过滤机为  $8 \text{m}^2/\text{台}$ , 所以需 2 台过滤机。

8、BMS50/810-25 型板框压滤机, 滤框尺寸为  $810 \times 810 \times 25 \text{mm}$ , 共 36 个框, 现用来恒压过滤某悬浮液。操作条件下的过滤常数为  $K=2.72 \times 10^{-5} \text{m}^2/\text{s}$ ;  $q_e=3.45 \times 10^{-3} \text{m}^3/\text{m}^2$ 。每滤出  $1 \text{m}^3$  滤液的同时, 生成  $0.148 \text{m}^3$  的滤渣。求滤框充满滤渣所需时间。若洗涤时间为过滤时间的 2 倍, 辅助时间 15min, 其生产能力为多少?

$$\text{解: 滤框总容积 } V_0=0.81^2 \times 0.025 \times 36=0.590 \text{m}^3$$

$$\text{过滤面积 } A=0.81^2 \times 2 \times 36=47.2 \text{m}^2$$

$$q = \frac{V}{A} = \frac{V_0}{vA} = \frac{0.590}{0.148 \times 47.2} = 0.0845 \text{m}^3/\text{m}^2$$

$$t = \frac{q^2 + 2q_e q}{K} = \frac{0.0845^2 + 2 \times 3.45 \times 10^{-3} \times 0.0845}{2.72 \times 10^{-5}} = 283 \text{s}$$

$$\text{生产总周期为 } T=283+2 \times 283+15 \times 60=1749 \text{s}$$

$$\text{由 } \frac{V}{A} = \frac{V_0}{vA} \quad \text{得一个周期滤液量为 } V = \frac{V_0}{v} = \frac{0.590}{0.148} = 3.99 \text{m}^3$$

$$\text{所以生产能力为 } Q = \frac{3600V}{T} = \frac{3600 \times 3.99}{1749} = 8.21 \text{m}^3/\text{h}$$

9、有一直径为  $1.75 \text{m}$ , 长  $0.9 \text{m}$  的转筒真空过滤机。操作条件下浸没度为  $126^\circ$ , 转速为  $1 \text{r}/\text{min}$ , 滤布阻力可以忽略, 过滤常数  $K$  为  $5.15 \times 10^{-6} \text{m}^2/\text{s}$ , 求其生产能力。

$$\text{解: 因为过滤面积 } A=\pi DL=3.14 \times 1.75 \times 0.9=4.95 \text{m}^2$$

$$\text{浸没度 } \psi=126^\circ / 360^\circ =0.35$$

由式 (2-45a)

$$Q = 60A\sqrt{60n\psi K} = 60 \times 4.95 \times \sqrt{60 \times 1 \times 0.35 \times 5.15 \times 10^{-6}}$$

$$= 3.09 \text{m}^3 \text{滤液/h}$$

10、某转筒真空过滤机每分钟转 2 转，每小时可得滤液  $4 \text{ m}^3$ 。若过滤介质阻力可以忽略，每小时获得  $6 \text{ m}^3$  滤液时转鼓转速应为多少？此时转鼓表面滤饼的厚度为原来的多少倍？操作中所用的真空度维持不变。

解：已知  $Q_1=4\text{m}^3/\text{h}$  ，  $n_1=2\text{r}/\text{min}$  ，  $Q_2=6\text{m}^3/\text{h}$  ，  $V_c=0$

由式 (2-45a) 两边平方，得

$$Q_1^2 = (60A)^2 \times 60\psi Kn_1 \quad \text{①}$$

$$Q_2^2 = (60A)^2 \times 60\psi Kn_2 \quad \text{②}$$

②/①

$$\frac{n_2}{n_1} = \frac{Q_2^2}{Q_1^2} \quad \text{所以} \quad n_2 = \left(\frac{6}{4}\right)^2 \times 2 = 4.5 \text{r}/\text{min}$$

$$\text{由式 (2-35) 得 } v_1 = \frac{L_1 A}{V_1} \quad v_2 = \frac{L_2 A}{V_2}$$

而  $v_1=v_2$  又  $A$  不变，以 1 小时为计算基准，则  $Q_1=V_1$   $Q_2=V_2$

$$\text{故 } \frac{L_1}{V_1} = \frac{L_2}{V_2} \quad L_2 = \left(\frac{V_2}{V_1}\right)L_1 = \left(\frac{6}{4}\right)L_1 = 1.5L_1$$

### 第三章 传热

1. 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℃，外表面温度  $t_3$  为 100℃。试求导热的热通量及两砖间的界面温度。设两层砖接触良好，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  $t$  可分别取为各层材料的平均温度，单位为℃， $\lambda$  单位为  $W / (m \cdot ^\circ C)$ 。

1、解：热通量  $q$  及界面温度  $t_2$

$$\begin{aligned} \text{由： } q &= q_1 = \frac{\lambda m_1}{b_1} (t_1 - t_2) \\ &= q_2 = \frac{\lambda m_2}{b_2} (t_2 - t_3) \end{aligned}$$

$$\text{又 } \lambda_1 = 0.9 + 0.0007t \qquad \lambda_2 = 0.3 + 0.0003t$$

$$\text{已知： } t_1 = 1400 \text{ } ^\circ C \qquad t_3 = 100 \text{ } ^\circ C$$

$$b_1 = 460 \text{ mm} \qquad b_2 = 230 \text{ mm}$$

代入联立解之得：

$$t_2 = 949 \text{ } ^\circ C$$

$$\text{代入 } q \text{ 式得 } q = 1689 \text{ (W / m}^2\text{)}$$

答：  $q = 1689 \text{ W / m}^2$ ，  $t_2 = 949 \text{ } ^\circ C$

2. 蒸汽管道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。若将二层材料互换位置，假定其它条件不变，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适合？

解：  $\delta$  相同：  $r_2 - r_1 = r_3 - r_2$

$$\text{平均直径： } \bar{d}_3 = 2\bar{d}_2 \qquad \bar{r}_3 = 2\bar{r}_2$$

$$\bar{r}_3 = \frac{r_3 - r_2}{\ln \frac{r_3}{r_2}} = 2x \frac{(r_2 - r_1)}{\ln \frac{r_2}{r_1}}$$

$$\because r_3 - r_2 = r_2 - r_1 \qquad \therefore \text{有 } 2 \ln \frac{r_3}{r_2} = \ln \frac{r_2}{r_1}$$

每米管长的热损失  $q'$

$$q = \frac{Q}{L} = \frac{2\pi(t_1 - t_3)}{\frac{1}{\lambda} \ln \frac{r_2}{r_1} + \frac{1}{2\lambda} \ln \frac{r_3}{r_2}} = \frac{2\pi(t_1 - t_3)}{\frac{2}{\lambda} \ln \frac{r_3}{r_2} + \frac{1}{2\lambda} \ln \frac{r_3}{r_2}}$$



更换材料以前，每米管长热损失  $q'$

$$q = \frac{Q}{L} = \frac{2\pi(t_1 - t_3)}{\frac{1}{2\lambda} \times \ln \frac{r_3}{r_2} + \frac{1}{\lambda} \ln \frac{r_3}{r_2}}$$

$$\therefore \frac{q'}{q} = 1.25 \quad \text{即: } q' = 1.25q$$

故原保温好。

3. 设计一燃烧炉，拟用三层砖，即耐火砖、绝热砖和普通砖。耐火砖和普通砖的厚度为 0.5m 和 0.25m。三种砖的系数分别为 1.02 W/(m·°C)、0.14 W/(m·°C) 和 0.92 W/(m·°C)，已知耐火砖内侧为 1000°C，外壁温度为 35°C。试问绝热砖厚度至少为多少才能保证绝热砖温度不超过 940°C，普通砖不超过 138°C。

$$\text{解: } (1000 - 34)/(0.5/1.02 + b_2/0.14 + 0.25/0.92) = (1000 - t_2)/(0.5/1.02)$$

$$\text{若 } t_2 = 940^\circ\text{C} \quad \text{解得 } b_2 = 0.997\text{m}$$

$$(1000 - 35)/(0.5/1.02 + b_2/1.04 + 0.25/0.92) = (t_1 - 35)/(0.25/0.92)$$

$$\text{若 } t_1 = 138^\circ\text{C} \quad \text{解得 } b_2 = 0.250\text{m}$$

$$\text{经核算 } t_2 = 814.4^\circ\text{C} < 940^\circ\text{C}$$

以题意应选择  $b_2$  为 0.250m

$$\text{答: } b_2 = 0.25\text{m}$$

4. 某燃烧炉的平壁由耐火砖、绝热砖和普通砖三种砌成，它们的导热系数分别为 1.2W/(m·°C)，0.16 W/(m·°C) 和 0.92 W/(m·°C)，耐火砖和绝热砖厚度都是 0.5m，普通砖厚度为 0.25m。已知炉内壁温为 1000°C，外壁温度为 55°C，设各层砖间接触良好，求每平方米炉壁散热速率。

$$\begin{aligned} \text{[解]} Q/S &= (t_1 - t_2) / \sum (b_i / \lambda_i) \\ &= (1000 - 55) / [(0.5/1.12) + (0.5/0.16) + (0.25/0.92)] \\ &= 247.81\text{W/m}^2 \end{aligned}$$

$$\text{答: } Q/S = 247.81\text{W/m}^2$$

5. 在外径 100mm 的蒸汽管道外包绝热层。绝热层的导热系数为 0.08 W/(m·°C)，已知蒸汽管外壁 150°C，要求绝热层外壁温度在 50°C 以下，且每米管长的热损失不应超过 150W/m，试求绝热层厚度。

$$[\text{解}] Q/L = 2\pi\lambda(t_1 - t_2) / \ln(r_2 / r_1) \\ = 0.16\pi(150 - 50) \ln(r_2 / 50) = 150$$

$$\therefore r_2 = 69.9\text{mm}$$

$$\text{壁厚为: } r_2 - r_1 = 69.9 - 50 = 19.9\text{mm}$$

$$\text{答: } r_2 - r_1 = 19.9\text{mm}$$

6. 通过三层平壁热传导中, 若测得各面的温度  $t_1$ 、 $t_2$ 、 $t_3$  和  $t_4$  分别为  $500^\circ\text{C}$ 、 $400^\circ\text{C}$ 、 $200^\circ\text{C}$  和  $100^\circ\text{C}$ , 试求合平壁层热阻之比, 假定各层壁面间接触良好。

$$[\text{解}] Q = (T_1 - T_2) / R_1 = (T_2 - T_3) / R_2 = (T_3 - T_4) / R_3$$

$$R_1 : R_2 = (500 - 400) : (400 - 200) = 1:2$$

$$R_2 : R_3 = (400 - 200) : (200 - 100) = 2:1$$

$$R_1 : R_2 : R_3 = 1:2:1$$

$$\text{答: } R_1 : R_2 : R_3 = 1 : 2 : 1$$

7. 在一石油热裂装置中, 所得热裂物的温度为  $300^\circ\text{C}$ 。今拟设计一换热器, 用来预热石油, 它的温度  $t_{\text{进}} = 25^\circ\text{C}$ , 拟预热到  $t_{\text{出}} = 180^\circ\text{C}$ , 热裂物的终温  $T_{\text{出}}$  不得低于  $200^\circ\text{C}$ , 试分别计算热裂物与石油在换热器中采用逆流与并流时的平均温差  $\Delta t_m$ 。

$$\text{解: } T_{\text{进}} = 300^\circ\text{C}, T_{\text{出}} = 200^\circ\text{C}, t_{\text{进}} = 25^\circ\text{C}, t_{\text{出}} = 180^\circ\text{C}$$

在逆流时:

$$\Delta t_m = \frac{(T_{\text{进}} - t_{\text{出}}) - (T_{\text{出}} - t_{\text{进}})}{\ln \frac{T_{\text{进}} - t_{\text{出}}}{T_{\text{出}} - t_{\text{进}}}} = \frac{(200 - 25) - (300 - 180)}{\ln \frac{200 - 25}{300 - 180}} = 146^\circ\text{C}$$

$$\text{由于: } \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2} = \frac{175}{120} < 2$$

所以用算术均值也能满足工程要求:

$$\Delta t_m = \frac{\Delta t_1 + \Delta t_2}{2} = \frac{175 + 120}{2} = 147.5^\circ\text{C}$$

$$\text{在并流时: } \Delta t_m = \frac{(300 - 25) - (200 - 180)}{\ln \frac{300 - 25}{200 - 180}} = 97.5^\circ\text{C}$$

$$\text{答: 逆流: } \Delta t_m = 146^\circ\text{C}, \text{ 并流: } \Delta t_m = 97.5^\circ\text{C}$$

8. 直径为  $\phi 57 \times 3.5\text{ mm}$  钢管用  $40\text{mm}$  厚的软木包扎, 其外又用  $100\text{mm}$  厚的保温灰包扎, 以作为绝热层。现测得钢管外壁面温度为  $-120^\circ\text{C}$ , 绝热层外表面温度为  $10^\circ\text{C}$ 。软木和保温灰的导热系数分

别为  $0.043\text{W}/(\text{m}\cdot^\circ\text{C})$  和  $0.07\text{W}/(\text{m}\cdot^\circ\text{C})$ ，试求每米管长的冷量损失量。

解：本题为双层圆筒壁的导热问题，每米管长的冷损失量可用下式求得，即：

$$\frac{Q}{L} = \frac{2\pi(t_1 - t_3)}{\frac{1}{\lambda_1} \ln \frac{r_2}{r_1} + \frac{1}{\lambda_2} \ln \frac{r_3}{r_2}}$$

其中：  $r_1=28.5\text{mm}$        $r_2=68.5\text{mm}$        $r_3=168.5\text{mm}$   
 $\lambda_1=0.043\text{W}/(\text{m}\cdot^\circ\text{C})$        $\lambda_2=0.07\text{W}/(\text{m}\cdot^\circ\text{C})$

$$\therefore \frac{Q}{L} = \frac{2\pi(-120 - 10)}{\frac{1}{0.043} \ln \frac{68.5}{28.5} + \frac{1}{0.07} \ln \frac{168.5}{68.5}} = -24.53\text{W}/\text{m}$$

负号表示由外界向系统内传递热量，即冷损失量。

答：  $q/L=-24.53\text{W}/\text{m}$

9. 96%的硫酸在套管换热器中从  $90^\circ\text{C}$  冷却至  $30^\circ\text{C}$ 。硫酸在直径为  $\phi 25 \times 2.5\text{mm}$ 、长度为  $3\text{m}$  的内管中流过，流率为  $800\text{kg}/\text{h}$ 。已知在管内壁平均温度下流体的黏度为  $9.3$ [厘泊]。试求硫酸对管壁的传热膜系数  $\alpha_i$ 。

解：硫酸的定性温度  $= \frac{1}{2}(90 + 30) = 60^\circ\text{C}$

在定性温度下硫酸的物性常数为：

比热  $C_p = 1.6 \times 10^3\text{J}/(\text{kg}\cdot^\circ\text{C})$

导热系数  $\lambda = 0.36\text{W}/(\text{m}\cdot^\circ\text{C})$

黏度  $\mu = 8$ [厘泊]

密度  $\rho = 1836\text{kg}/\text{m}^3$

$$u = \frac{800}{3600 \times \frac{\pi}{4} (0.02)^2 \times 1836} = 0.385\text{m}/\text{s}$$

$$Re = \frac{du\rho}{\mu} = \frac{0.02 \times 0.385 \times 1836}{8 \times 10^{-3}} = 1767 \quad (\text{层流})$$

$$Pr = \frac{c_p \mu}{\lambda} = \frac{1.6 \times 10^3 \times 8 \times 10^{-3}}{0.36} = 35.6$$

由于管子很细，液体黏度较大，故可忽略自然对流的影响， $\alpha_i$ 可用下式计算：

$$\alpha_i = 1.86 \frac{\lambda}{d_i} (RePr \frac{d_i}{l})^{1/3} (\frac{\mu}{\mu_w})^{0.14}$$

$$= 1.86 \times \frac{0.36}{0.02} (1767 \times 35.6 \times \frac{20}{3000})^{1/3} (\frac{8}{9.3})^{0.14} = 245 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$$

答:  $\alpha_i = 245 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$

10. 98%的硫酸以 0.6m/s 的流速在套管换热器的环隙间流动。硫酸的平均温度为 70°C，内管外壁的平均温度为 60°C。换热器内管直径为  $\phi 25 \times 2.5 \text{ mm}$ ，外管直径是  $\phi 51 \times 3 \text{ mm}$ 。试求：单位传热面积的传热速率。

解：将对流传热速率方程式加以整理，可求算单位传热面积的传热速率，即

$$q = \alpha(t - t_w)$$

在定性温度 70°C 下硫酸的物性常数为：

$$\text{密度 } \rho = 1836 \text{ kg}/\text{m}^3$$

$$\text{比热 } C_p = 1.58 \text{ kJ}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})$$

$$\text{导热系数 } \lambda = 0.36 \text{ W}/(\text{m} \cdot ^\circ\text{C})$$

$$\text{黏度 } \mu = 6.4 \text{ [厘泊]}$$

查得壁温 60°C 下硫酸黏度  $\mu_w = 7.6 \text{ [厘泊]}$

以  $d_1$  及  $d_2$  分别代表内管外径和外管内径，则当量直径  $d_e$  为

$$d_e = 4 \frac{\frac{\pi}{4} d_2^2 - \frac{\pi}{4} d_1^2}{\pi d_1 + \pi d_2} = d_2 - d_1 = 0.045 - 0.025 = 0.02 \text{ m}$$

$$Re = \frac{d_e u \rho}{\mu} = \frac{0.02 \times 0.6 \times 1836}{6.4 \times 10^{-3}} = 3442 \quad (\text{过渡区})$$

$$Pr = \frac{c_p \mu}{\lambda} = \frac{1.58 \times 10^3 \times 6.4 \times 10^{-3}}{0.36} = 28.1$$

先求湍流时的对流传热膜系数  $\alpha_t$ ，即

$$\begin{aligned} \alpha_t &= 0.027 \frac{\lambda}{d_e} Re^{0.8} Pr^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0.14} \\ &= 0.027 \times \frac{0.36}{0.02} (3442)^{0.8} (28.1)^{1/3} \left(\frac{6.4}{7.6}\right)^{0.14} = 973 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}) \end{aligned}$$

过渡流时对流传热膜系数  $\alpha$  为

$$\alpha = f \alpha_t$$

式中

$$f = 1 - \frac{6 \times 10^5}{Re^{1.8}} = 1 - \frac{6 \times 10^5}{(3442)^{1.8}} = 0.742$$

$$\therefore \alpha = 0.742 \times 973 = 722 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$$

$$\text{于是得到 } q = 722(70 - 60) = 7220 \text{ W}/\text{m}^2$$

$$\text{答: } q = 7220 \text{ W}/\text{m}^2$$

11. 一套管换热器，用热柴油加热原油，热柴油与原油进口温度分别为  $155^\circ\text{C}$  和  $20^\circ\text{C}$ 。已知逆流操作时，柴油出口温度  $50^\circ\text{C}$ ，原油出口  $60^\circ\text{C}$ ，若采用并流操作，两种油的流量、物性数据、初

解：逆流时：  $Q_h = Q_c$

$$W_h C_{ph} \Delta T = W_c C_{pc} \Delta t$$

$$\text{则 } W_h C_{ph} (150 - 50) = W_c C_{pc} (60 - 20)$$

$$\Delta t_m = (95 - 30) / \ln(95 / 30) = 56.4^\circ\text{C}$$

$$Q = KS \Delta t_m$$

$$\therefore KS = 1.862 W_h C_{ph} \quad (1)$$

并流时：  $Q_h = Q_c$

$$W_h C_{ph} \Delta T = W_c C_{pc} \Delta t$$

$$\text{则 } W_h C_{ph} (155 - T_2') = W_c C_{pc} (t_2' - 20)$$

$$\Delta t_m' = [135 - (T_2' - t_2')] / \ln 135 / (T_2' - t_2')$$

$$Q = KS \Delta t_m' \quad (2)$$

$$\text{联立方程 (1) (2) 解得: } T_2' = 64.7^\circ\text{C} \quad t_2' = 54.4^\circ\text{C}$$

即并流时柴油冷却到  $64.7^\circ\text{C}$

温和传热系数皆与逆流时相同，试问并流时柴油可冷却到多少温度？

$$\text{答: } T_2' = 64.7^\circ\text{C}$$

12. 在并流换热器中，用水冷却油。水的进、出口温度分别为  $15^\circ\text{C}$  和  $40^\circ\text{C}$ ，油的进、出口温度分别为  $150^\circ\text{C}$  和  $100^\circ\text{C}$  现因生产任务要求油的出口温度降至  $80^\circ\text{C}$ ，假设油和水的流量、进口温度及物性均不变，原换热器的管长为  $1\text{m}$ ，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。

原：

水  $15^\circ\text{C} \rightarrow 40^\circ\text{C}$

油  $150^\circ\text{C} \rightarrow 100^\circ\text{C}$

现要求油出口为  $80^\circ\text{C}$       $Q_L = 0$

现：

$15^\circ\text{C} \rightarrow t$

$150^\circ\text{C} \rightarrow 80^\circ\text{C}$

解:  $W_h C_{Ph} (150 - 100) = W_c C_{Pc} (40 - 15)$

$$\frac{W_h C_{Ph}}{W_c C_{Pc}} = \frac{1}{2}$$

$$\Delta t_m = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}} = \frac{135 - 60}{\ln \frac{135}{60}} = 92.5 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$W_h C_{Ph} \Delta T_1 = K S_1 \Delta t_{m1}$$

$$\frac{W_h C_{Ph}}{K S_1} = \frac{\Delta t_{m1}}{\Delta T_1} = \frac{92.5}{50} = 1.85$$

现: 同理:  $t = \frac{W_h C_{Ph} (150 - 80)}{W_c C_{Pc}} + 15 = 50 \text{ } ^\circ\text{C}$

$$\frac{W_h C_{Ph}}{K S_2} = \frac{\Delta t_{m2}}{\Delta T_2} = \frac{\frac{135 - 30}{\ln \frac{135}{30}}}{150 - 80} = 0.9973$$

$$\therefore \frac{L_2}{L_1} = \frac{2\pi r_m l_2}{2\pi r_m l_1} = \frac{S_2}{S_1} = \frac{\frac{W_h C_{Ph}}{K S_1}}{\frac{W_h C_{Ph}}{K S_2}} = \frac{1.85}{0.997} = 1.86$$

$$L_1 = 1\text{m}$$

$$\therefore L_2 = 1.86\text{m}$$

答:  $L = 1.85\text{m}$

13.在逆流换热器中,用初温为  $20^\circ\text{C}$  的水将  $1.25\text{kg/s}$  的液体(比热容为  $1.9\text{kJ/kg}\cdot^\circ\text{C}$ 、密度为  $850\text{kg/m}^3$ ),由  $80^\circ\text{C}$  冷却到  $30^\circ\text{C}$  换热器的列管直径为  $\phi 25 \times 2.5\text{mm}$ ,水走管方。水侧和液体侧的对流传热系数分别为  $0.85\text{kW}/(\text{m}^2\cdot^\circ\text{C})$  和  $1.70\text{kW}/(\text{m}^2\cdot^\circ\text{C})$ ,污垢热阻可忽略。若水的出口温度不能高于  $50^\circ\text{C}$ ,试求换热器的传热面积。

解: 热负荷:

$$Q=W_1c_{p1}(T_1-T_2)=1.25\times 1.9\times 10^3(80-30)=1.2\times 10^5\text{W}$$

传热温度差:

$$\begin{aligned}\Delta t_m &= (\Delta t_2 - \Delta t_1) / \ln(\Delta t_2 / \Delta t_1) \\ &= [(80-50) - (30-20)] / \ln(30/10) \\ &= 18.2^\circ\text{C}\end{aligned}$$

总传热系数:

$$\frac{1}{K_o} \approx \frac{d_o}{\alpha_i d_i} + \frac{1}{\alpha_o} = \frac{25 \times 10^{-3}}{0.85 \times 10^3 \times 20 \times 10^{-3}} + \frac{1}{1.7 \times 10^3} = 2.06 \times 10^{-3} \text{ m}^2 \cdot ^\circ\text{C}/\text{W}$$

解得:  $K_o=485.44\text{W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$ ,

$$\text{有: } S=Q/(K_o \Delta t_m)=13.9\text{m}^2$$

$$\text{答: } S_o=13.9\text{m}^2$$

14.在列管式换热器中用冷水冷却油。水在直径为 $\phi 19 \times 2\text{mm}$ 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 $258\text{W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$ 。换热器在使用一段时间后,管壁两侧均有污垢形成,水侧污垢热阻为 $0.00026\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}/\text{W}$ ,油侧污垢热阻为 $0.000176\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}/\text{W}$ 。管壁导热系数为 $45\text{W}/(\text{m} \cdot ^\circ\text{C})$ ,试求:

- (1) 基于管外表面积的总传热系数;
- (2) 产生污垢后热阻增加的百分数。

解:1、基于管子外表面积的总传热系数  $K_o$ :

$$\begin{aligned}K_o &= \frac{1}{\left(\frac{1}{\alpha_o} + R_{Si} + \frac{bd_o}{\lambda_w d_m} + R_{Si} \frac{d_o}{d_i} + \frac{d_o}{\alpha_i d_i}\right)} \\ &= \frac{1}{\left(\frac{1}{258} + 0.000176 + \frac{0.002 \times 19}{45 \times 17} + 0.00026 \times \frac{19}{15} + \frac{19}{3490 \times 15}\right)} \\ &= \frac{1}{(0.0038 + 0.000176 + 0.0005 + 0.00033 + 0.000363)} \\ &= \frac{1}{0.0048} = 208 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})\end{aligned}$$

2、产生垢淀后热阻增加的百分数

$$\frac{\text{增加的热阻}}{\text{增加前的总热阻}} \times 100\% = \frac{0.000176 + 0.00033}{0.0048 - (0.000176 + 0.00033)} \times 100\% = 11.8\%$$

答: (1) $K_o=208\text{W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$ ; (2)11.8%

15. 竖直蒸汽管，管径 100mm，管长 3.5m，管外壁温度 110℃，若周围空气温度为 30℃，试计算单位时间内散失于周围空气中的热量。

解：定性温度  $\frac{110+30}{2} = 70^\circ\text{C}$  下，空气的物理性质为：

$$\beta = 2.92 \times 10^{-3} \text{ } ^\circ\text{C}^{-1} \quad \lambda = 0.02963 \text{ W}/(\text{m} \cdot ^\circ\text{C})$$

$$\nu = \mu / \rho = 2.002 \times 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s} \quad Pr = 0.701$$

$$Gr = \frac{\beta g \Delta t L^3}{\nu^2} = \frac{2.92 \times 10^{-3} \times 9.81 (110 - 30) \times 3.5^3}{(2.002 \times 10^{-5})^2} = 2.33 \times 10^{11}$$

$$Gr \cdot Pr = 2.33 \times 10^{11} \times 0.701 = 1.63 \times 10^{11}$$

$$\therefore \alpha = 0.135 \frac{\lambda}{L} (Gr \cdot Pr)^{\frac{1}{3}} = 0.135 \times \frac{0.02963}{3.5} (1.63 \times 10^{11})^{\frac{1}{3}} = 6.24 \text{ W}/\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

$$Q = \alpha A \Delta t = 6.24 \times \pi \times 0.1 \times 3.5 \times (110 - 30) = 548 \text{ W}$$

答：  $Q = 548 \text{ W}$

16. 一套管换热器，冷、热流体的进口温度分别为 55℃ 和 115℃。并流操作时，冷、热流体的出口温度分别为 75℃ 和 95℃。试问逆流操作时，冷、热流体的出口温度分别为多少？假定流体物性数据与传热系数均为常量。

解：并流时：  $Q_h = Q_c$

$$W_h C_{ph} \Delta T = W_c C_{pc} \Delta t$$

$$\text{则 } W_h C_{ph} (115 - 95) = W_c C_{pc} (75 - 55)$$

$$\therefore W_h C_{ph} = W_c C_{pc}$$

$$\Delta t_m = (60 - 20) / \ln 60 / 20 = 36.41^\circ\text{C}$$

$$Q = KS \Delta t_m$$

$$\therefore KS = 0.55 W_h C_{ph}$$

$$\text{逆流时： } W_h C_{ph} (115 - T_2') = W_c C_{pc} (t_2' - 55)$$

$$\therefore 115 - T_2' = t_2' - 55$$

$$\therefore \Delta t_1 = T_2' - 55 \quad \Delta t_2 = 115 - T_2'$$

$$\therefore \Delta t_1 = \Delta t_2$$

$$\therefore \Delta t_m' = (\Delta t_1 + \Delta t_2) / 2 = 30 + (T_2' - t_2') / 2$$

$$39 \quad 115 - T_2' = 0.55 [30 + (T_2' - t_2') / 2]$$

$$115 - T_2' = t_2' - 55$$

$$\text{解得 } T_2' = 93.7^\circ\text{C} \quad t_2' = 76.3^\circ\text{C}$$



答:  $T_2' = 93.7^\circ\text{C}$      $t_2' = 76.3^\circ\text{C}$

17. 以三种不同的水流速度对某台列管式换热器进行试验。第一次试验在新购进时, 第二次试验在使用了一段时间之后。试验时水在管内流动, 且为湍流, 管外为饱和水蒸气冷凝。管子直径为  $\phi 25 \times 2.5\text{mm}$  的钢管。两次计算结果如下

	第一次			第二次		
水流速度, m/s	1	1.5	3	1	1.5	3
基于外表面的总传热系数, $\text{W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$	2115	2660	3740	1770	2125	2740

试计算:

1. 第一次试验中蒸汽冷凝的膜系数,

2. 在同一水流速度下, 两次试验中总传热系数不同的原因。热阻相差的百分数为若干。

解: 第一次试验时没有垢层生成, 则可用下面方法求得蒸汽冷凝的膜系数  $\alpha_0$ 。以下标1、1.5及3分别代表三种不同流速下的情况。

$$\frac{1}{K_{1.0}} = \frac{1}{\alpha_0} + \frac{bd_0}{\lambda_w d_m} + \frac{d_0}{\alpha_{1.0} d_1} \quad (\text{a})$$

及

$$\frac{1}{K_{1.5}} = \frac{1}{\alpha_0} + \frac{bd_0}{\lambda_w d_m} + \frac{d_0}{\alpha_{1.5} d_1} \quad (\text{b})$$

在两次试验中管壁热阻及凝液膜层的热阻恒定不变, 故上二式相减得

$$\frac{1}{K_{1.0}} - \frac{1}{K_{1.5}} = \frac{d_0}{d_1} \left( \frac{1}{\alpha_{1.0}} - \frac{1}{\alpha_{1.5}} \right)$$

或

$$\frac{1}{2115} - \frac{1}{2660} = \frac{25}{20} \left( \frac{1}{\alpha_{1.0}} - \frac{1}{\alpha_{1.5}} \right)$$

$$\text{解得 } \frac{1}{\alpha_{1.0}} - \frac{1}{\alpha_{1.5}} = 7.76 \times 10^{-5} \quad (\text{c})$$

因为水在管内是湍流, 所以  $\alpha_{1.0}$  与  $\alpha_{1.5}$  存在如下关系

$$\alpha_{1.5} = \left( \frac{u_{1.5}}{u_{1.0}} \right)^{0.8} \alpha_{1.0} = (1.5)^{0.8} \alpha_{1.0} = 1.383 \alpha_{1.0}$$

代入式c, 得

$$\frac{1}{\alpha_{1.0}} - \frac{1}{1.383 \alpha_{1.0}} = 7.76 \times 10^{-5}$$

$$\text{解得 } \alpha_{1.0} = 3569 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$$

$$\text{于是 } \alpha_{1.5} = 1.383 \times 3569 = 4936 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$$

同样方法可得到  $\alpha_{3.0} = 8601 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$

将所得的  $\alpha_{1.0}$  代入式a, 并取管壁的导热系数  $\lambda$  为  $45 \text{ W}/(\text{m} \cdot ^\circ\text{C})$ ,

则

$$\frac{1}{2115} = \frac{1}{\alpha_0} + \frac{0.0025 \times 25}{45 \times 22.5} + \frac{25}{3569 \times 20}$$

解得  $\alpha_0 = 15900 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$

若用  $\alpha_{1.5}$ ,  $\alpha_{3.0}$  分别计算, 所得  $\alpha_0$  均相同。所以, 在第一次试验条件下, 蒸汽冷凝膜系数为  $15900 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$ 。

2、在同一水流速度下, 两次试验中总传热系数不同是由于在管壁表面上产生垢淀所致。

以上标 “,” 示第二次试验, 取流速  $1 \text{ m/s}$  为例, 两次热阻相差百分数为

$$\frac{\frac{1}{K'} - \frac{1}{K}}{\frac{1}{K}} \times 100\% = \left( \frac{K}{K'} - 1 \right) \times 100\% = \left( \frac{2115}{1770} - 1 \right) \times 100\% = 19.5\%$$

同样可求得流速为  $1.5 \text{ m/s}$  及  $3.0 \text{ m/s}$  两次热阻相差百分数分别为  $25.2\%$  及  $36.5\%$ 。

由计算结果可看出, 流速越高, 垢层热阻的影响越显著。

答: (1)  $\alpha = 15900 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$ , (2)  $19.5\%$

18. 每小时  $500 \text{ kg}$  的常压苯蒸气, 用直立管壳式换热器加以冷凝, 并冷却至  $30^\circ\text{C}$ , 冷却介质为  $20^\circ\text{C}$  的冷水, 冷却水的出口温度不超过  $45^\circ\text{C}$ , 冷、热流体呈逆流流动。已知苯蒸气的冷凝温度为  $80^\circ\text{C}$ , 汽化潜热为  $390 \text{ kJ}/\text{kg}$ , 平均比热容为  $1.86 \text{ kJ}/(\text{kg} \cdot \text{K})$ , 并估算出冷凝段的传热系数为  $500 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$ , 冷却段的传热系数为  $100 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$ , 试求所需要的传热面积及冷却水用量为多少? 若采用并流方式所需的最小冷却水用量为多少?

解: (1) 冷却段的热流量为

$$Q_1 = q_{m1} c_{p1} (T_1 - T_2) = \frac{500}{3600} \times 1.86 \times 10^3 \times (80 - 30) = 1.29 \times 10^4 \text{ W}$$

冷凝段的热流量为

$$Q_2 = q_{m1} r = \frac{500}{3600} \times 390 \times 10^3 = 5.24 \times 10^4 \text{ W}$$

冷却水用量为

$$q_{m2} = \frac{Q_1 + Q_2}{(t_2 - t_1) c_{p2}} = \frac{1.29 \times 10^4 + 5.42 \times 10^4}{(45 - 20) \times 4.2 \times 10^3} = 0.639 \text{ kg/s}$$

设在冷却段与冷凝段交界处冷却水的温度为  $t'$ , 则

$$t' = \frac{Q_2}{q_{m2} c_{p2}} + t_1 = \frac{1.29 \times 10^4}{0.639 \times 4200} + 20 = 24.8^\circ\text{C}$$

根据各有关温度可画出换热器的操作线，如附图所示。

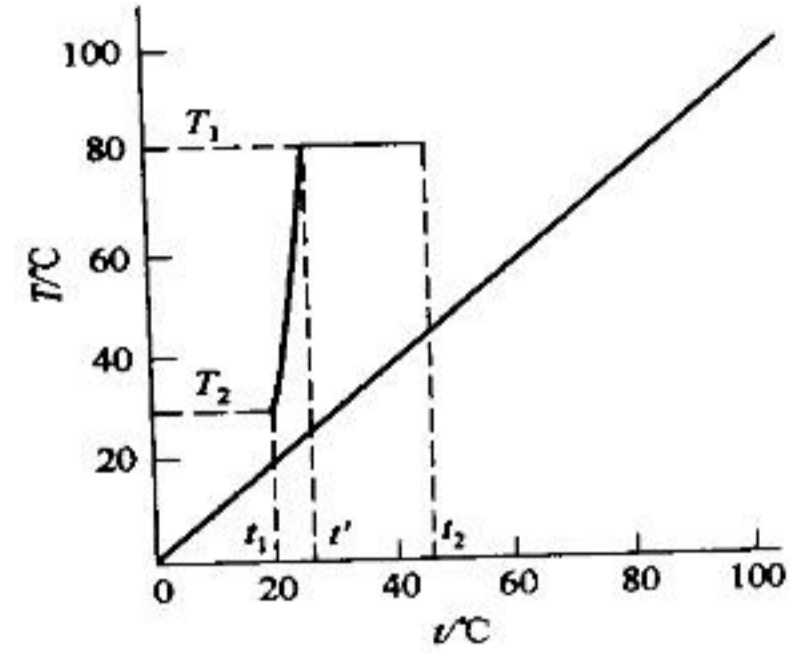
冷却段的对数平均温度差及所需传热面积为

$$\Delta t_{m1} = \frac{(T_1 - t') - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{T_1 - t'}{T_2 - t_1}} = \frac{(80 - 24.8) - (30 - 20)}{\ln \frac{80 - 24.8}{30 - 20}} = 26.5 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$A_1 = \frac{Q_1}{K_1 \Delta t_{m1}} = \frac{1.29 \times 10^4}{100 \times 26.5} = 4.9 \text{ m}^2$$

冷凝段的对数平均温差及所需传热面积为

$$\begin{aligned} \Delta t_{m2} &= \frac{(T_1 - t') - (T_1 - t_2)}{\ln \frac{T_1 - t'}{T_1 - t_2}} \\ &= \frac{(80 - 24.8) - (80 - 45)}{\ln \frac{80 - 24.8}{80 - 45}} = 44.3 \text{ } ^\circ\text{C} \end{aligned}$$



18 附图

$$A_2 = \frac{Q_2}{K_2 \Delta t_{m2}} = \frac{5.42 \times 10^4}{500 \times 44.3} = 2.4 \text{ m}^2$$

所需总传热面积为

$$A = A_1 + A_2 = 4.9 + 2.4 = 7.3 \text{ m}^2$$

所需冷却水用量为

$$q_{m2} = \frac{Q_1 + Q_2}{(t_2 - t_1)c_{p2}} = \frac{1.29 \times 10^4 + 5.42 \times 10^4}{(45 - 20) \times 4.2 \times 10^3} = 0.639 \text{ kg/s}$$

(2) 若采用并流方式，为达到冷却要求，冷却水的最高出口温度为  $30^\circ\text{C}$ ，故冷却水的最小用量为

$$q_{m2,\min} = \frac{Q_1 + Q_2}{(t_{2\max} - t_1)c_{p2}} = \frac{1.29 \times 10^4 + 5.42 \times 10^4}{(30 - 20) \times 4.2 \times 10^3} = 1.6 \text{ kg/s}$$

所需传热面积为无穷大。

答：分别为： $S=7.3\text{m}^2$ ， $q_m=0.639\text{kg/s}$ ， $q_{m2}=1.6\text{kg/s}$

19. 有一列管换热器，热水走管内，冷水在管外，逆流操作。经测定热水的流量为  $200\text{kg/h}$ ，热水进出口温度分别为  $323\text{K}$ 、 $313\text{K}$ ，冷水的进出口温度分别为  $283\text{K}$ 、 $296\text{K}$  换热器的传热面积为  $1.85\text{m}^2$ 。试求该操作条件的传热系数  $K$  值。

解：水的平均比热取  $4.18 \text{ kJ}/(\text{kg} \cdot \text{K})$

换热器的热负荷为：

$$Q = Wc_p (T_1 - T_2) = \frac{2000}{3600} \times 4.187 \times (323 - 313) = 23.2 \text{ kW}$$

传热温度差  $T \quad 323 \rightarrow 313$

$$\text{因 } \Delta t_1 = 30 \quad \frac{-t \quad 296 \leftarrow 283}{\Delta t \quad 27 \quad 30}$$

$$\Delta t_2 = 27$$

$$\frac{\Delta t_1}{\Delta t_2} = \frac{30}{27} < 2$$

$$\text{所以 } \Delta t_m = \frac{\Delta t_1 + \Delta t_2}{2} = \frac{30 + 27}{2} = 28.5 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\text{传热系数为 } K = \frac{Q}{A\Delta t_m} = \frac{23.2 \times 10^3}{1.85 \times 28.5} = 440 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$$

答：  $K = 440 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{ }^\circ\text{C})$

20. 利用管外的水蒸气冷凝来加热管内的轻油，已知水蒸气冷凝的传热膜系数  $\alpha_1 = 10000 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$ ，轻油加热的传热膜系数  $\alpha_2 = 200 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$ 。若钢管是  $\phi 57 \times 2.5 \text{ mm}$  的无缝钢管，其导热系数为  $46.5 \text{ W}/(\text{m} \cdot \text{K})$ ，求传热系数  $K$ 。若考虑污垢热阻，已知水蒸气冷凝一侧的污垢热阻  $R_{S1}$  为  $0.09 \text{ m}^2 \cdot \text{K}/\text{kW}$ ，轻油一侧的污垢热阻  $R_{S2}$  为  $1.06 \text{ m}^2 \cdot \text{K}/\text{kW}$ ，求传热系数  $K$ 。

$$\text{解：(1) } \frac{1}{K} = \frac{1}{\alpha_1} + \frac{b}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2} = \frac{1}{10000} + \frac{0.0025}{46.5} + \frac{1}{200} = 0.0052$$

$$K = 194 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$$

(2) 若考虑污垢热阻

$$\frac{1}{K} = \frac{1}{\alpha_1} + R_{S1} + \frac{b}{\lambda} + R_{S2} + \frac{1}{\alpha_2} = \frac{1}{10000} + 0.09 \times 10^{-3} + \frac{0.0025}{46.5} + 1.06 \times 10^{-3} + \frac{1}{200}$$

$$= 0.0063 \text{ (m}^2 \cdot \text{K)}/\text{W}$$

$$\therefore K = 158.7 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$$

答：  $K = 194 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$        $K = 158.7 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$

21. 在一单程列管换热器中，用饱和蒸汽加热原料油。温度为  $160^\circ\text{C}$  的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  $20^\circ\text{C}$  加热到  $106^\circ\text{C}$ 。列管换热器尺寸为：列管直径为  $\phi$

19×2mm、管长为4m，共有25根管子。若换热器的传热量为125kW，蒸汽冷凝传热系数为7000W/(m<sup>2</sup>·°C)，油侧污垢热阻可取为0.0005(m<sup>2</sup>·°C)/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。

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

解：  $\Delta t_m = 90.3^\circ\text{C}$       $S = n \pi DL = 25 \times \pi \times 0.019 \times 4 = 5.96 \text{ m}^2$

$$K_0 = \frac{Q}{S \Delta t_m} = \frac{125 \times 10^3}{5.96 \times 90.3} = 232.26 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$$

$$(1) \quad \frac{1}{K_0} = \frac{d_0}{\alpha_i d_i} + R_{si} \frac{d_0}{d_i} + \frac{1}{\alpha_0}$$

$$\frac{1}{\alpha_i} = \frac{d_i}{d_0} \left( \frac{1}{K_0} - R_{si} \frac{d_0}{d_i} - \frac{1}{\alpha_0} \right) = \frac{0.015}{0.019} \left( \frac{1}{232.26} - 0.0005 \frac{1}{7000} - \frac{1}{7000} \right) = 0.002786$$

$$\alpha_i = 358.9 \approx 360 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$$

$$(2) \quad Q_1 = W C_p (t_2 - t_1) = 1.4535 \times 10^3 (106 - 20) = 125 \text{ kW}$$

$$Q_2 = 2 W C_p (t_2 - 20) = 2 \times 1.4535 (t_2 - 20)$$

$$\Delta t_m = \frac{(160 - 20) - (160 - t_2)}{\ln \frac{160 - 20}{160 - t_2}} = \frac{Q_2}{1.75 K_0 \cdot S} = \frac{10^3 \times 2 \times 1.4535 (t_2 - 20)}{1.75 \times 232.26 \times 5.96}$$

$$t_2 = 99.2^\circ\text{C} \approx 100^\circ\text{C}$$

答：  $\alpha_i = 360 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$ ，  $t_2 = 100^\circ\text{C}$

## 第四章

## 蒸发

1、用一单效蒸发器将 2500kg/h 的 NaOH 水溶液由 10% 浓缩到 25% (均为质量百分数), 已知加热蒸汽压力为 450kPa, 蒸发室内压力为 101.3kPa, 溶液的沸点为 115°C, 比热容为 3.9kJ/(kg·°C), 热损失为 20kW。试计算以下两种情况下所需加热蒸汽消耗量和单位蒸汽消耗量。(1) 进料温度为 25°C; (2) 沸点进料。

解:

(1) 求水蒸发量  $W$

应用式 (4-1)

$$W = F \left(1 - \frac{x_0}{x_1}\right) = 2500 \left(1 - \frac{0.1}{0.25}\right) = 1500 \text{ kg/h}$$

(2) 求加热蒸汽消耗量

应用式 (4-4)

$$D = \frac{FC_0(t_1 - t_0) + Wr' + Q_L}{r}$$

由书附录查得 450kPa 和 115°C 下饱和蒸汽的汽化潜热为 2747.8 和 2701.3kJ/kg

则进料温度为 25°C 时的蒸汽消耗量为:

$$D = \frac{2500 \times (115 - 25) + 1500 \times 2701.3 + 20 \times 3600}{2747.8} = \frac{8.78 \times 10^5 + 4.05 \times 10^6 + 7.2 \times 10^4}{2747.8} = 1820 \text{ kg/h}$$

单位蒸汽消耗量由式 (4-5a) 计算, 则

$$\frac{D}{W} = 1.21$$

原料液温度为 115°C 时

$$D_2 = \frac{1500 \times 2701.3 + 20 \times 3600}{2747.8} = 1500 \text{ kg/h}$$

单位蒸汽消耗量

$$\frac{D_2}{W} = 1.0$$

由以上计算结果可知, 原料液的温度愈高, 蒸发 1 kg 水所消耗的加热蒸汽量愈少。

2、试计算 30% (质量百分数, 的 NaOH 水溶液在 60 kPa (绝) 压力下的沸点。

解:

$$\because t_A = T' + \Delta'$$

$T'$  查 蒸汽在 600kPa 下的饱和温度为 85.6°C, 汽化潜热为 2652kJ/kg

$\Delta'$  由式 (4-9)  $\Delta' = f\Delta'_{\text{常}}$  可求

其中  $f$  由式 (4-10) 求得, 即

$$f = 0.0162 \frac{(T'+273)^2}{r'} = 0.0162 \frac{(85.6+273)^2}{2652.1} = 0.785$$

查附录  $\Delta'_{\text{常}}$  为 160°C

则  $\Delta'_{\text{常}} = 160 - 100 = 60^\circ\text{C}$

$$\therefore \Delta' = 60 \times 0.785 = 47.1^\circ\text{C}$$

即  $t_A = 85.6 + 47.1 = 132.7^\circ\text{C}$

3、在一常压单效蒸发器中浓缩  $\text{CaCl}_2$  水溶液, 已知完成液浓度为 35.7% (质分数), 密度为  $1300\text{kg/m}^3$ , 若液面平均深度为 1.8m, 加热室用 0.2MPa (表压) 饱和蒸汽加热, 求传热的有效温差。

解:

确定溶液的沸点  $t_1$

(1) 计算  $\Delta'$

查附录  $p=101.3\text{kPa}$ ,  $T'=100^\circ\text{C}$ ,  $r'=2677.2\text{kJ/kg}$

查附录 常压下 35% 的  $\text{CaCl}_2$  水溶液的沸点近似为  $t_A = 115^\circ\text{C}$

$$\therefore \Delta' = 115 - 100 = 15^\circ\text{C}$$

(2) 计算  $\Delta''$

$$p_{\text{av}} = p + \frac{\rho_{\text{av}} \cdot g \cdot h}{2} = 101.3 \times 10^3 + \frac{1300 \times 9.81 \times 1.8}{2} = 1.128 \times 10^3 \text{ kPa}$$

查附录 当  $p_{\text{av}}=1.128 \times 10^3\text{kPa}$  时, 对应的饱和蒸汽温度  $T_{\text{pav}}=102.7^\circ\text{C}$

$$\therefore \Delta'' = 102.7 - 100 = 2.7^\circ\text{C}$$

(3) 取  $\Delta''' = 1^\circ\text{C}$

(4) 溶液的沸点

$$t_1 = T' + \Delta' + \Delta'' + \Delta''' = 100 + 15 + 2.7 + 1 = 118.7 \text{ }^\circ\text{C}$$

则传热的有效温度差  $\Delta t$  为:

0.4MkPa (表压) 饱和蒸汽的饱和蒸汽温度  $T=133.4^\circ\text{C}$

$$\Delta t = T - t_1 = 133.4 - 118.7 = 14.7 \text{ }^\circ\text{C}$$

4、用一双效并流蒸发器将 10% (质量%, 下同) 的 NaOH 水溶液浓缩到 45%, 已知原料液量为 5000kg/h, 沸点进料, 原料液的比热容为 3.76kJ/kg。加热蒸汽用蒸气压力为 500 kPa (绝), 冷凝器压力为 51.3kPa, 各效传热面积相等, 已知一、二效传热系数分别为  $K_1=2000 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$ ,  $K_2=1200 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$ , 若不考虑各种温度差损失和热量损失, 且无额外蒸汽引出, 试求每效的传热面积。

解:

(1) 总蒸发量由式 (4-24) 求得

$$W = F \left(1 - \frac{x_0}{x_n}\right) = 5000 \left(1 - \frac{0.1}{0.45}\right) = 3889 \text{ kg/h}$$

(2) 设各效蒸发量的初值, 当两效并流操作时

$$W_1 : W_2 = 1 : 1.1$$

$$\text{又 } W = W_1 + W_2$$

$$W_1 = \frac{3889}{2.1} = 1852 \text{ kg/h}$$

$$W_{21} = 2037 \text{ kg/h}$$

再由式 (4-25) 求得

$$x_1 = \frac{Fx_0}{(F - W_1)} = \frac{5000 \times 0.1}{1852} = 0.159$$

$$x_2 = 0.45$$

(3) 假定各效压力, 求各效溶液沸点。按各效等压降原则, 即各效的压差为:

$$\Delta p = \frac{500 - 51.3}{2} = 224.4 \text{ kPa}$$

故  $p_1 = 500 - 224.4 = 275.6 \text{ kPa}$

$$p_3 = 51.3 \text{ kPa}$$

查第一效  $p_1=275.6 \text{ kPa}$  下饱和水蒸气的饱和蒸汽温度  $T_1=130.2^\circ\text{C}$ , 其  $r_1=2724.2 \text{ kJ/kg}$

查第二效  $p_2=51.3 \text{ kPa}$  下饱和水蒸气的饱和蒸汽温度  $T_2=81.8^\circ\text{C}$ , 其  $r_2=2645.3 \text{ kJ/kg}$



查加热蒸汽  $p=500\text{kPa}$  下, 饱和温度  $T=151.7^\circ\text{C}$ ,  $r=2752.8\text{ kJ/kg}$

(4) 求各效的传热面积, 由式 (4-33) 得

因不考虑各种温度差损失和热损失, 且无额外蒸汽引出, 故加热蒸汽消耗

$$D_1 = W_1 = 1852\text{ kg/h}$$

$$D_2 = W_2 = 2037\text{ kg/h}$$

$$\therefore T_1 = t_1 \quad T_2 = t_2 \quad T_1 = T_1'$$

$$A_1 = \frac{Q_1}{K_1 \Delta t_1} = \frac{D_1 r_1}{K_1 (T - t_1)} = \frac{1852 \times 2724.2}{2000 \times (151.7 - 130.2)} = 117.3 \text{ m}^2$$

$$A_2 = \frac{Q_2}{K_2 \Delta t_2} = \frac{W_2 r_2}{K_2 (T_1' - t_2)} = \frac{2037 \times 2645.3}{1200 \times (130.2 - 81.8)} = 92.8 \text{ m}^2$$

(5) 校核第 1 次计算结果, 由于  $A_1 \neq A_2$ , 重新计算。

1)  $A_1 = A_2 = A$

调整后的各效推动力为:

$$\Delta t_1' = \frac{Q_1}{K_1 A}$$

$$\Delta t_2' = \frac{Q_2}{K_2 A}$$

将上式与式 (4-34) 比较可得

$$\Delta t_1' = \frac{A_1 \Delta t_1}{A} \quad \Delta t_2' = \frac{A_2 \Delta t_2}{A} = 69.5$$

且  $\Delta t_1' + \Delta t_2' = \Delta t_1 + \Delta t_2$

经处理可得:

$$A = \frac{A_1 \Delta t_1 + A_2 \Delta t_2}{\Delta t_1' + \Delta t_2'} = \frac{117.3 \times 21.5 + 92.8 \times 48.4}{21.5 + 48.4} = 100.3 \text{ m}^2$$

则  $\Delta t_1' = 25.1^\circ\text{C}$ ,  $\Delta t_2' = 44.8^\circ\text{C}$

2) 重新调整压降

$$\Delta t_1' = T - t_1', \text{ 则 } t_1' = 151.7 - 25.1 = 126.6^\circ\text{C}$$

其对应的饱和压力  $p_1' = 244.3\text{kPa}$  时, 其  $r_1' = 2718\text{ kJ/kg}$



## 第五章 吸收

### 气液平衡

1. 向盛有一定量水的鼓泡吸收器中通入纯的  $\text{CO}_2$  气体, 经充分接触后, 测得水中的  $\text{CO}_2$  平衡浓度为  $2.875 \times 10^{-2} \text{ kmol/m}^3$ , 鼓泡器内总压为  $101.3 \text{ kPa}$ , 水温  $30^\circ\text{C}$ , 溶液密度为  $1000 \text{ kg/m}^3$ 。试求亨利系数  $E$ 、溶解度系数  $H$  及相平衡常数  $m$ 。

解:

查得  $30^\circ\text{C}$ , 水的  $p_s = 4.2 \text{ kPa}$

$$p_A^* = p - p_s = 101.3 - 4.2 = 97.1 \text{ kPa}$$

稀溶液:  $c \approx \frac{\rho}{M_s} = \frac{1000}{18} = 55.56 \text{ kmol/m}^3$

$$x = \frac{c_A}{c} = \frac{2.875 \times 10^{-2}}{55.56} = 5.17 \times 10^{-4}$$

$$E = \frac{p_A^*}{x} = \frac{97.1}{5.17 \times 10^{-4}} = 1.876 \times 10^5 \text{ kPa}$$

$$H = \frac{c_A}{p_A^*} = \frac{2.875 \times 10^{-2}}{97.1} = 2.96 \times 10^{-4} \text{ kmol/(kPa} \cdot \text{m}^3)$$

$$m = \frac{E}{p} = \frac{1.876 \times 10^5}{101.3} = 1852$$

2. 在压力为  $101.3 \text{ kPa}$  的吸收器内用水吸收混合气中的氨, 设混合气中氨的浓度为  $0.02$  (摩尔分数), 试求所得氨水的最大物质的量浓度。已知操作温度  $20^\circ\text{C}$  下的相平衡关系为  $p_A^* = 2000x$ 。

解: 混合气中氨的分压为

$$p_A = yp = 0.02 \times 101.33 = 2.03 \text{ kPa}$$

与混合气体中氨相平衡的液相浓度为

$$x^* = \frac{p_A}{2000} = \frac{2.03}{2000} = 1.02 \times 10^{-3}$$

$$c_A^* = x^* c = 1.02 \times 10^{-3} \frac{1000}{18} = 0.0564 \text{ kmol/m}^3$$

3. 在压力为  $101.3 \text{ kPa}$ , 温度  $30^\circ\text{C}$  下, 含  $\text{CO}_2$  20% (体积分数) 空气- $\text{CO}_2$  混合气与水充分接触, 试求液相中  $\text{CO}_2$  的物质的量浓度。

解:

查得 30°C 下 CO<sub>2</sub> 在水中的亨利系数  $E$  为  $1.88 \times 10^5 \text{kPa}$

CO<sub>2</sub> 为难溶于水的气体, 故溶液为稀溶液

$$H = \frac{\rho_s}{EM_s} = \frac{1000}{1.88 \times 10^5 \times 18} = 2.96 \times 10^{-4} \text{ kmol}/(\text{m}^3 \cdot \text{kPa})$$

$$p_A^* = yp = 0.20 \times 101.33 = 20.3 \text{ kPa}$$

$$c_A^* = Hp_A = 2.96 \times 10^{-4} \times 20.3 = 6.01 \times 10^{-3} \text{ kmol}/\text{m}^3$$

4. 含 CO<sub>2</sub> 30% (体积分数) 空气-CO<sub>2</sub> 混合气, 在压力为 505 kPa, 温度 25°C 下, 通入盛有 1 m<sup>3</sup> 水的 2 m<sup>3</sup> 密闭贮槽, 当混合气通入量为 1 m<sup>3</sup> 时停止进气。经长时间后, 将全部水溶液移至膨胀床中, 并减压至 20 kPa, 设 CO<sub>2</sub> 大部分放出, 求能最多获得 CO<sub>2</sub> 多少 kg?。

设操作温度为 25°C, CO<sub>2</sub> 在水中的平衡关系服从亨利定律, 亨利系数  $E$  为  $1.66 \times 10^5 \text{kPa}$ 。

解:

$$p_A^* = Ex \tag{1}$$

$$p_A^* = 1.66 \times 10^5 x$$

气相失去的 CO<sub>2</sub> 物质的量 = 液相获得的 CO<sub>2</sub> 物质的量

$$\frac{(p_A - p_A^*)V_G}{RT} = cV_L x$$

$$\frac{(0.3 \times 505 - p_A^*) \times 1}{8.314 \times 298} = \frac{1000}{18} \times 1 \times x$$

$$0.0612 - 4.04 \times 10^{-4} p_A^* = 55.56x \tag{2}$$

(1) 与 (2) 解得:  $x = 5 \times 10^{-4}$

减压后:  $m = \frac{E}{p} = \frac{1.66 \times 10^5}{20} = 8300$

$$x_1 = \frac{y_1}{m} = \frac{1}{8300} = 1.2 \times 10^{-4}$$

稀溶液:  $x \approx X = \frac{W/44}{1000/18}$

$$W = 2444x$$

$$W = 2444 \times 5 \times 10^{-4} = 1.2 \text{kg}$$

$$W_1 = 2444 \times 1.2 \times 10^{-4} = 0.29 \text{kg}$$

$$\Delta W = 1.2 - 0.29 = 0.91 \text{kg}$$

5. 用清水逆流吸收混合气中的氨，进入常压吸收塔的气体含氨 6%（体积），吸收后气体出口中含氨 0.4%（体积），溶液出口浓度为 0.012（摩尔比），操作条件下相平衡关系为  $Y^* = 2.52X$ 。试用气相摩尔比表示塔顶和塔底处吸收的推动力。

解：

$$Y_1 = \frac{y_1}{1-y_1} = \frac{0.06}{1-0.06} = 0.064 \quad Y_1^* = 2.52X_1 = 2.52 \times 0.012 = 0.03024$$

$$Y_2 = \frac{y_2}{1-y_2} = \frac{0.004}{1-0.004} = 0.00402 \quad Y_2^* = 2.52X_2 = 2.52 \times 0 = 0$$

塔顶：  $\Delta Y_2 = Y_2 - Y_2^* = 0.00402 = 0.00402$

塔底：  $\Delta Y_1 = Y_1 - Y_1^* = 0.064 - 0.03024 = 0.034$

6. 在操作条件 25℃、101.3kPa 下，用 CO<sub>2</sub> 含量为 0.0001（摩尔分数）的水溶液与含 CO<sub>2</sub>10%（体积分数）的 CO<sub>2</sub>-空气混合气在一容器充分接触，试：

(1) 判断 CO<sub>2</sub> 的传质方向，且用气相摩尔分数表示过程的推动力；

(2) 设压力增加到 506.5kPa，CO<sub>2</sub> 的传质方向如何，并用液相分数表示过程的推动力。

解：

(1) 查得 25℃、101.3kPa 下 CO<sub>2</sub>-水系统的  $E=166\text{MPa}$

$$m = \frac{E}{p} = \frac{166}{0.1013} = 1639$$

$$y^* = mx = 1639 \times 0.0001 = 0.164$$

$$\because y = 0.10$$

$$y < y^*$$

所以 CO<sub>2</sub> 的传质方向由液相向气相传递，解吸过程。

解吸过程的推动力为  $\Delta y = y^* - y = 0.164 - 0.10 = 0.064$

$$(2) \text{ 压力增加到 } 506.5\text{kPa} \text{ 时, } m' = \frac{E}{p'} = \frac{166}{0.5065} = 327.7$$

$$x^* = \frac{y}{m'} = \frac{0.10}{327.7} = 3.05 \times 10^{-4}$$

$$\therefore x = 1 \times 10^{-4}$$

$$x^* > x$$

所以  $\text{CO}_2$  的传质方向由气相向液相传递，吸收过程。

$$\text{吸收过程的推动力为 } \Delta x = x^* - x = 3.05 \times 10^{-4} - 1 \times 10^{-4} = 2.05 \times 10^{-4}$$

由上述计算结果可以看出：当压力不太高时，提高操作压力，由于相平衡常数显著地提高，导致溶质在液相中的溶解度增加，故有利于吸收。

### 扩散与单相传质

7. 某容器内装有 2mm 四氯化碳，在  $20^\circ\text{C}$  的恒定温度下逐渐蒸发，通过近似不变的 2mm 静止空气层扩散到大气中，设静止的空气层以外的四氯化碳蒸气压为零，已知  $20^\circ\text{C}$ 、大气压为 101.3kPa 下，四氯化碳通过空气层的扩散系数为  $1.0 \times 10^{-5} \text{m}^2/\text{s}$ 。求容器内四氯化碳蒸干所需时间为多少小时？

解：

查得  $20^\circ\text{C}$  下四氯化碳饱和蒸气压为 32.1kPa；密度为  $1540 \text{kg}/\text{m}^3$ ；

四氯化碳分子量  $M_A = 154 \text{kg}/\text{kmol}$ ；

气相主体中空气（惰性组分）的分压

$$p_{B1} = p - p_{A1} = 101.3 - 32.1 = 69.2 \text{kPa}$$

气液界面上的空气（惰性组分）的分压

$$p_{B2} = p - p_{A2} = 101.3 \text{kPa}$$

四氯化碳的气化速率为

$$\frac{\rho_A}{M_A} \frac{h}{\tau}$$

扩散速率为

$$N_A = \frac{Dp}{RTz} \ln \frac{p_{B2}}{p_{B1}}$$

定态传质时，四氯化碳的气化速率等于其在空气中的扩散速率，即

$$N_A = \frac{Dp}{RTz} \ln \frac{p_{B2}}{p_{B1}} = \frac{\rho_A}{M_A} \frac{h}{\tau}$$

$$\tau = \frac{RTz\rho_A h}{M_A D p \ln \frac{P_{B2}}{P_{B1}}} = \frac{8.314 \times 293 \times 0.002 \times 0.002 \times 1540}{154 \times 1 \times 10^{-5} \times 101.3 \times \ln \frac{101.3}{69.2}} = 252.4s = 0.07h$$

8. 在填料吸收塔内用水吸收混合于空气中的甲醇，已知某截面上的气、液两相组成为  $p_A=5\text{kPa}$ ， $c_A=2\text{kmol/m}^3$ ，设在一定的操作温度、压力下，甲醇在水中的溶解度系数  $H$  为  $0.5 \text{ kmol}/(\text{m}^3 \cdot \text{kPa})$ ，液相传质分系数为  $k_L=2 \times 10^{-5} \text{ m/s}$ ，气相传质分系数为  $k_G=1.55 \times 10^{-5} \text{ kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{kPa})$ 。试求以分压表示吸收总推动力、总阻力、总传质速率、及液相阻力的分配。

解：

以分压表示吸收总推动力

$$p_A^* = \frac{c_A}{H} = \frac{2}{0.5} = 4 \text{ kPa}$$

$$\Delta p_A = p_A - p_A^* = 5 - 4 = 1 \text{ kPa}$$

总阻力

$$\begin{aligned} \frac{1}{K_G} &= \frac{1}{Hk_L} + \frac{1}{k_G} \\ &= \frac{1}{0.5 \times 2 \times 10^{-5}} + \frac{1}{1.55 \times 10^{-5}} \\ &= 1 \times 10^5 + 6.45 \times 10^4 \\ &= 1.65 \times 10^5 (\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{kPa})/\text{kmol} \end{aligned}$$

总传质速率

$$N_A = K_G(p_A - p_A^*) = 1/1.65 \times 10^5 \times 1 = 6.08 \times 10^{-6} \text{ kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$$

液相阻力的分配

$$\frac{\frac{1}{Hk_L}}{\frac{1}{K_G}} = \frac{1 \times 10^5}{1.65 \times 10^5} = 0.606 = 60.6\%$$

由计算结果可以看出此吸收过程为液相传质阻力控制过程。

9. 对习题 8 的过程，若吸收温度降低，甲醇在水中的溶解度系数  $H$  变为  $5.8 \text{ kmol}/(\text{m}^3 \cdot \text{kPa})$ ，设气、液相传质分系数与两相浓度近似不变，试求液相阻力分配为多少？并分析其结果。

吸收温度降低时总传质阻力

$$\begin{aligned}\frac{1}{K_G} &= \frac{1}{Hk_L} + \frac{1}{k_G} \\ &= \frac{1}{5.8 \times 2 \times 10^{-5}} + \frac{1}{1.55 \times 10^{-5}} \\ &= 8.6 \times 10^3 + 6.45 \times 10^4 \\ &= 7.31 \times 10^4 (\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{kPa})/\text{kmol}\end{aligned}$$

液相阻力的分配

$$\frac{\frac{1}{Hk_L}}{\frac{1}{K_G}} = \frac{8.6 \times 10^3}{7.31 \times 10^4} = 0.1176 = 11.76\%$$

由液相阻力占吸收过程总阻力的 11.76%，可知此吸收过程为气相传质阻力控制过程。

### 吸收过程设计型计算

10. 用 20℃ 的清水逆流吸收氨—空气混合气中的氨，已知混合气体温度为 20℃，总压为 101.3 kPa，其中氨的分压为 1.0133 kPa，要求混合气体处理量为 773m<sup>3</sup>/h，水吸收混合气中氨的吸收率为 99%。在操作条件下物系的平衡关系为  $Y^* = 0.757X$ ，若吸收剂用量为最小用的 2 倍，试求（1）塔内每小时所需清水的量为多少 kg？（2）塔底液相浓度（用摩尔分数表示）。

解：

$$\begin{aligned}(1) \quad Y_1 &= \frac{p_A}{p_B} = \frac{1.0133}{101.3 - 1.0133} = 0.01 \\ Y_2 &= Y_1(1 - \eta) = 0.01(1 - 0.99) = 1 \times 10^{-4} \\ V &= \frac{773 \times 273}{293 \times 22.4} (1 - 0.01) = 31.8 \text{ kmol/h} \\ L_{\min} &= V \frac{Y_1 - Y_2}{X_1^* - X_2} = \frac{31.8(0.01 - 0.0001)}{\frac{0.01}{0.757} - 0} = 23.8 \text{ kmol/h}\end{aligned}$$

实际吸收剂用量  $L = 2L_{\min} = 2 \times 23.8 = 47.6 \text{ kmol/h}$

$$= 856.8 \text{ kg/h}$$

$$(2) \quad X_1 = X_2 + V(Y_1 - Y_2) / L = 0 + \frac{31.8(0.01 - 0.0001)}{47.6} = 0.0066$$

11. 在一填料吸收塔内，用清水逆流吸收混合气体中的有害组分 A，已知进塔混合气体中组分 A 的浓度为 0.04（摩尔分数，下同），出塔尾气中 A 的浓度为 0.005，出塔水溶液中组分 A 的浓度为 0.012，操作条件下气液平衡关系为  $Y^* = 2.5X$ 。试求操作液气比是最小液气比的倍数？

解：



$$Y_1 = \frac{y_1}{1-y_1} = \frac{0.04}{1-0.04} = 0.0417$$

$$Y_2 = \frac{y_2}{1-y_2} = \frac{0.005}{1-0.005} = 0.005$$

$$X_1 = \frac{x_1}{1-x_1} = \frac{0.012}{1-0.012} = 0.0121$$

$$\begin{aligned} \left(\frac{L}{V}\right)_{\min} &= \frac{Y_1 - Y_2}{X_1^* - X_2} = \frac{Y_1 - Y_2}{\frac{Y_1}{m}} = m\left(1 - \frac{Y_2}{Y_1}\right) = 2.5\left(1 - \frac{0.005}{0.0417}\right) \\ &= 2.2 \end{aligned}$$

$$\frac{L}{V} = \frac{Y_1 - Y_2}{X_1 - X_2} = \frac{0.0417 - 0.005}{0.0121 - 0} = 3.03$$

$$\frac{L}{V} / \left(\frac{L}{V}\right)_{\min} = \frac{3.03}{2.2} = 1.38$$

12. 用  $\text{SO}_2$  含量为  $1.1 \times 10^{-3}$  (摩尔分数) 的水溶液吸收含  $\text{SO}_2$  为 0.09 (摩尔分数) 的混合气中的  $\text{SO}_2$ 。已知进塔吸收剂流量为 37800kg/h, 混合气流量为 100kmol/h, 要求  $\text{SO}_2$  的吸收率为 80%。在吸收操作条件下, 系统的平衡关系为  $Y^* = 17.8X$ , 求气相总传质单元数。

解: 吸收剂流量  $L = \frac{37800}{18} = 2100 \text{ kmol/h}$

$$Y_1 = \frac{y_1}{1-y_1} = \frac{0.09}{1-0.09} = 0.099$$

$$Y_2 = Y_1(1-\eta) = 0.099(1-0.8) = 0.0198$$

惰性气体流量  $V = 100(1-y_1) = 100(1-0.09) = 91 \text{ kmol/h}$

$$X_1 = X_2 + \frac{V}{L}(Y_1 - Y_2) = 1.1 \times 10^{-3} + \frac{91}{2100}(0.099 - 0.0198) = 4.53 \times 10^{-3}$$

$$\Delta Y_1 = Y_1 - Y_1^* = 0.099 - 17.8 \times 4.53 \times 10^{-3} = 0.0184$$

$$\Delta Y_2 = Y_2 - Y_2^* = 0.0198 - 17.8 \times 1.1 \times 10^{-3} = 2.2 \times 10^{-4}$$

$$\Delta Y_m = \frac{\Delta Y_1 - \Delta Y_2}{\ln \frac{\Delta Y_1}{\Delta Y_2}} = \frac{0.0184 - 2.2 \times 10^{-4}}{\ln \frac{0.0184}{2.2 \times 10^{-4}}} = 4.1 \times 10^{-3}$$

$$N_{OG} = \frac{Y_1 - Y_2}{\Delta Y_m} = \frac{0.099 - 0.0198}{4.1 \times 10^{-3}} = 19.3$$

13. 用清水逆流吸收混合气体中的  $\text{CO}_2$ ，已知混合气体的流量为  $300 \text{ 标准 m}^3/\text{h}$ ，进塔气体中  $\text{CO}_2$  含量为  $0.06$ （摩尔分数），操作液气比为最小液气比的  $1.6$  倍，传质单元高度为  $0.8\text{m}$ 。操作条件下物系的平衡关系为  $Y^* = 1200X$ 。要求  $\text{CO}_2$  吸收率为  $95\%$ ，试求：

(1) 吸收液组成及吸收剂流量；

(2) 写出操作线方程；

(3) 填料层高度。

解：(1) 由已知可知惰性气体流量  $V = \frac{300}{22.4} (1 - 0.06) = 12.59 \text{ kmol/h}$

$$X_2 = 0, \quad \eta = \frac{Y_1 - Y_2}{Y_1}$$

$$\text{最小液气比 } \left(\frac{L}{V}\right)_{\min} = \frac{Y_1 - Y_2}{X_1^* - X_2} = \frac{Y_1 - Y_2}{Y_2/m} = m\eta$$

$$\text{操作液气比 } \frac{L}{V} = 1.6 \left(\frac{L}{V}\right)_{\min} = 1.6m\eta = 1.6 \times 0.95 \times 1200 = 1824$$

$$\text{吸收剂流量 } L = \left(\frac{L}{V}\right) \times V = 1824 \times 12.59 = 22963 \text{ kmol/h}$$

$$Y_1 = \frac{y_1}{1 - y_1} = \frac{0.06}{1 - 0.06} = 0.064$$

$$\text{吸收液组成 } X_1 = X_2 + \frac{V}{L} (Y_1 - Y_2) = X_2 + \frac{V}{L} Y_1 \eta = 0.064 \times 0.95 / 1824 = 3.33 \times 10^{-5}$$

$$(2) \text{ 操作线方程 } Y = \frac{L}{V} X + (Y_1 - \frac{L}{V} X_1) = 1824X + (0.064 - 1824 \times 3.33 \times 10^{-5})$$

$$\text{整理得 } Y = 1824X + 3.26 \times 10^{-3}$$

$$(3) \text{ 脱吸因数 } S = \frac{mV}{L} = \frac{1200}{1824} = 0.658$$

$$N_{OG} = \frac{1}{1 - S} \ln \left[ (1 - S) \frac{Y_1 - mX_2}{Y_2 - mX_2} + S \right]$$

$$N_{OG} = \frac{1}{1 - 0.658} \ln \left[ (1 - 0.658) \frac{1}{1 - 0.95} + 0.658 \right] = 5.89$$

$$Z = N_{OG} \cdot H_{OG} = 5.89 \times 0.8 = 4.71 \text{ m}$$

14. 在逆流吸收的填料吸收塔中, 用清水吸收空气~氨混合气中的氨, 气相流率为  $0.65\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{S})$ 。操作液气比为最小液气比的 1.6 倍, 平衡关系为  $Y^* = 0.92X$ , 气相总传质系数  $K_Y a$  为  $0.043\text{kmol}/(\text{m}^3 \cdot \text{S})$ 。试求:

(1) 吸收率由 95% 提高到 99%, 填料层高度的变化。

(2) 吸收率由 95% 提高到 99%, 吸收剂用量之比是多少?

解: (1) 吸收率为 95% 时:

$$V = 0.65 / 29 = 0.0224 \text{ kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{S})$$

$$H_{OG} = \frac{V}{K_Y a} = \frac{0.0224}{0.043} = 0.521\text{m}$$

$$\left(\frac{L}{V}\right)_{\min} = \frac{Y_1 - Y_2}{X_1^* - X_2} = \frac{Y_1 - Y_2}{Y_2 / m} = m\eta = 0.92 \times 0.95 = 0.874$$

$$\frac{L}{V} = 1.6 \left(\frac{L}{V}\right)_{\min} = 1.6 \times 0.874 = 1.398$$

$$L = 0.0224 \times 1.398 = 0.0313 \text{ kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{S})$$

$$S = \frac{mV}{L} = \frac{0.92}{1.398} = 0.658$$

$$N_{OG} = \frac{1}{1-S} \ln \left[ (1-S) \frac{Y_1 - mX_2}{Y_2 - mX_2} + S \right]$$

$$N_{OG} = \frac{1}{1-0.658} \ln \left[ (1-0.658) \frac{1}{1-0.95} + 0.658 \right] = 5.89$$

$$Z = N_{OG} \cdot H_{OG} = 5.89 \times 0.521 = 3.1\text{m}$$

吸收率为 99% 时:

$$H'_{OG} = H_{OG} = \frac{V}{K_Y a} = \frac{0.0224}{0.043} = 0.521\text{m}$$

$$\left(\frac{L}{V}\right)'_{\min} = \frac{Y_1 - Y'_2}{X_1^* - X_2} = \frac{Y_1 - Y'_2}{Y'_2 / m} = m\eta' = 0.92 \times 0.99 = 0.911$$

$$\left(\frac{L}{V}\right)' = 1.6 \left(\frac{L}{V}\right)'_{\min} = 1.6 \times 0.911 = 1.457$$

$$L' = 0.0224 \times 1.457 = 0.0326 \text{ kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{S})$$

$$S' = \frac{mV}{L'} = \frac{0.92}{1.457} = 0.631$$

$$N'_{OG} = \frac{1}{1-S'} \ln \left[ (1-S') \frac{Y_1 - mX_2}{Y_2 - mX_2} + S' \right]$$

$$N'_{OG} = \frac{1}{1-0.631} \ln \left[ (1-0.631) \frac{1}{1-0.99} + 0.631 \right] = 9.82$$

$$Z' = N'_{OG} \cdot H_{OG} = 9.82 \times 0.521 = 5.1 \text{ m}$$

$$\frac{Z'}{Z} = \frac{5.11}{3.1} = 1.65$$

(2)  $L = 0.0224 \times 1.398 = 0.0313 \text{ kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$

$$L' = 0.0224 \times 1.457 = 0.0326 \text{ kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$$

$$\frac{L'}{L} = \frac{0.0326}{0.0313} = 1.04$$

15. 用纯溶剂在填料塔内逆流吸收混合气体中的某溶质组分，已知吸收操作液气比为最小液气比的倍数为  $\beta$ ，溶质 A 的吸收率为  $\eta$ ，气液相平衡常数  $m$ 。试推导出：

(1) 吸收操作液气比  $\frac{L}{V}$  与  $\eta$ 、 $\beta$  及  $m$  之间的关系；

(2) 当传质单元高度  $H_{OG}$  及吸收因数 A 一定时，填料层高度  $Z$  与吸收率  $\eta$  之间的关系？

解：(1) 
$$\eta = \frac{Y_1 - Y_2}{Y_1}$$

$$\left( \frac{L}{V} \right)_{\min} = \frac{Y_1 - Y_2}{X_1^* - X_2} = \frac{Y_1 - Y_2}{Y_2 / m} = m \eta$$

$$\frac{L}{V} = \beta \left( \frac{L}{V} \right)_{\min} = \beta \eta m$$

(2) 
$$Z = N_{OG} \cdot H_{OG} = H_{OG} \cdot \frac{Y_1 - Y_2}{\frac{(Y_1 - mX_1) - (Y_2 - mX_2)}{\ln \frac{Y_1 - mX_1}{Y_2 - mX_2}}}$$

$$X_1 = X_2 + \frac{V}{L} (Y_1 - Y_2) = \frac{V}{L} Y_1 \eta = \frac{\eta Y_1}{Am}$$

$$Z = H_{OG} \cdot \frac{Y_1 - Y_2}{\ln \frac{Y_1 - mX_1}{Y_2}} = \frac{H_{OG}}{1 - \frac{mV}{L}} \ln \frac{Y_1 - mX_1}{Y_2}$$

$$= \frac{H_{OG}}{1 - \frac{mV}{L}} \ln \frac{Y_1 - m \frac{\eta Y_1}{Am}}{Y_1(1-\eta)} = \frac{H_{OG}}{1 - \frac{mV}{L}} \ln \frac{1-\eta}{1-\eta \frac{A}{Am}}$$

### 吸收过程的操作型计算

16. 用清水在一塔高为 13m 的填料塔内吸收空气中的丙酮蒸气，已知混合气体质量流速为  $0.668\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ ，混合气中含丙酮 0.02（摩尔分数），水的质量流速为  $0.065\text{kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ ，在操作条件下，相平衡常数为 1.77，气相总体积吸收系数为  $K_y a = 0.0231\text{kmol}/(\text{m}^3 \cdot \text{s})$ 。问丙酮的吸收率为 98.8% 时，该塔是否合用？

解：已知  $Y_1 = \frac{y_1}{1-y_1} = \frac{0.02}{1-0.02} = 0.02$

$$Y_2 = Y_1(1-\eta) = 0.02 \times (1-0.988) = 0.00024$$

$$\bar{M} = y_1 \cdot M_A + (1-y_1)M_B = 0.02 \times 58 + (1-0.02) \times 29 = 29.58\text{kg/kmol}$$

$$S = \frac{mV}{L} = \frac{1.77 \times 0.668 / 29.58}{0.065} = 0.615$$

$$N_{OG} = \frac{1}{1-S} \ln \left[ (1-S) \frac{1}{1-\eta} + S \right]$$

$$N_{OG} = \frac{1}{1-0.615} \ln \left[ (1-0.615) \frac{1}{1-0.988} + 0.615 \right] = 9.06$$

$$H_{OG} = \frac{V}{K_y a \Omega} = \frac{0.668 / 29.58}{0.0231} = 0.9776\text{m}$$

$$Z = N_{OG} \cdot H_{OG} = 9.06 \times 0.9776 = 8.857\text{m}$$

因为实际吸收塔  $Z' = 12 > Z = 8.857$ ，所以该吸收塔合用，能够完成分离任务。

17. 某逆流吸收塔，入塔混合气体中含溶质浓度为 0.05（摩尔比，下同），吸收剂进口浓度为 0.001，实际液气比为 4，此时出口气体中溶质为 0.005，操作条件下气液相平衡关系为  $Y^* = 2.0X$ 。若实际液气比下降为 2.5，其它条件不变，计算时忽略传质单元高度的变化，试求此时出塔气体溶质的浓度及出塔液体溶质的浓度各为多少？

解：原工况  $S = \frac{mV}{L} = \frac{2}{4} = 0.5$

$$N_{OG} = \frac{1}{1-S} \ln \left[ (1-S) \frac{Y_1 - mX_2}{Y_2 - mX_2} + S \right]$$

$$N_{OG} = \frac{1}{1-0.5} \ln \left[ (1-0.5) \frac{0.05 - 2 \times 0.001}{0.005 - 2 \times 0.001} + 0.5 \right] = 4.280$$

新工况  $S' = \frac{mV'}{L'} = \frac{2}{2.5} = 0.8$

$$N'_{OG} = \frac{1}{1-S'} \ln \left[ (1-S') \frac{Y_1 - mX_2}{Y_2' - mX_2} + S' \right]$$

因传质单元高度不变，即， $H'_{OG} = H_{OG}$

又因  $Z' = Z$

所以传质单元数不变，即

$$N'_{OG} = N_{OG} = \frac{1}{1-0.8} \ln \left[ (1-0.8) \frac{0.05 - 2 \times 0.001}{Y_2' - 2 \times 0.001} + 0.8 \right] = 4.280$$

解得  $Y_2' = 8.179 \times 10^{-3}$

$$X_1' = X_2 + \left(\frac{V'}{L'}\right)(Y_1 - Y_2') = 0.001 + \frac{1}{2.5}(0.05 - 8.179 \times 10^{-3}) = 0.01773$$

18. 在一逆流操作的吸收塔中，如果脱吸因数为 0.75，气液相平衡关系为  $Y^* = 2.0X$ ，吸收剂进塔浓度为 0.001（摩尔比，下同），入塔混合气体中溶质的浓度为 0.05 时，溶质的吸收率为 90%。试求入塔气体中溶质浓度为 0.04 时，其吸收率为多少？若吸收剂进口浓度为零，其它条件不变，则其吸收率又如何？此结果说明了什么？

解：  $X_2 = 0.001$  时：

原工况  $S = 0.75$   $Y_2 = Y_1(1 - \eta) = 0.05(1 - 0.9) = 0.005$

$$N_{OG} = \frac{1}{1-S} \ln \left[ (1-S) \frac{Y_1 - mX_2}{Y_2 - mX_2} + S \right]$$

$$N_{OG} = \frac{1}{1-0.75} \ln \left[ (1-0.75) \frac{0.05 - 2 \times 0.001}{0.005 - 2 \times 0.001} + 0.75 \right] = 6.233$$

新工况  $H'_{OG} = H_{OG}$   $Z' = Z$

$$N'_{OG} = \frac{1}{1-S} \ln \left[ (1-S) \frac{Y_1' - mX_2}{Y_2' - mX_2} + S \right]$$

$$N'_{OG} = N_{OG} = \frac{1}{1-0.75} \ln \left[ (1-0.75) \frac{0.04 - 2 \times 0.001}{Y'_2 - 2 \times 0.001} + 0.75 \right] = 6.233$$

$$\text{解得 } Y'_2 = 4.375 \times 10^{-3}$$

$$\eta' = \frac{Y'_1 - Y'_2}{Y'_1} = \frac{0.04 - 4.375 \times 10^{-3}}{0.04} = 0.8906 = 89.06\%$$

$X_2 = 0$  时:

$$\text{原工况} \quad S = 0.75 \quad Y_2 = Y_1(1-\eta) = 0.05(1-0.9) = 0.005$$

$$N_{OG} = \frac{1}{1-S} \ln \left[ (1-S) \frac{Y_1 - mX_2}{Y_2 - mX_2} + S \right]$$

$$N_{OG} = \frac{1}{1-0.75} \ln \left[ (1-0.75) \frac{0.05}{0.005} + 0.75 \right] = 4.715$$

$$\text{新工况} \quad H'_{OG} = H_{OG} \quad Z' = Z$$

$$N'_{OG} = \frac{1}{1-S} \ln \left[ (1-S) \frac{Y'_1}{Y'_2} + S \right]$$

$$N'_{OG} = N_{OG} = \frac{1}{1-0.75} \ln \left[ (1-0.75) \frac{0.04}{Y'_2} + 0.75 \right] = 4.715$$

$$\text{解得 } Y'_2 = 4.00 \times 10^{-3}$$

$$\eta' = \frac{Y'_1 - Y'_2}{Y'_1} = \frac{0.04 - 4.00 \times 10^{-3}}{0.04} = 0.9 = 90\%$$

从计算结果看, 塔高一定, 当用纯溶剂吸收混合气体中的溶质时, 入塔气体组成变化, 其它条件不变, 其吸收率不变。

19. 在一逆流操作的填料塔中, 用纯溶剂吸收混合气体中溶质组分, 当液气比为 1.5 时, 溶质的吸收率为 90%, 在操作条件下气液平衡关系为  $Y^* = 0.75X$ 。如果改换新的填料时, 在相同的条件下, 溶质的吸收率提高到 98%, 求新填料的气相总体积吸收系数为原填料的多少倍?

$$\text{解: 原工况:} \quad S = \frac{mV}{L} = \frac{0.75}{1.5} = 0.5$$

$$N_{OG} = \frac{1}{1-S} \ln \left[ (1-S) \frac{Y_1 - mX_2}{Y_2 - mX_2} + S \right] = \frac{1}{1-S} \ln \left[ (1-S) \frac{1}{1-\eta} + S \right]$$

$$N_{OG} = \frac{1}{1-0.5} \ln \left[ (1-0.5) \frac{1}{1-0.90} + 0.5 \right] = 3.41$$

新工况:  $S' = S$

$$N'_{OG} = \frac{1}{1-0.5} \ln \left[ (1-0.5) \frac{1}{1-0.98} + 0.5 \right] = 6.477$$

$$H_{OG} = \frac{V}{K_Y a \Omega} = \frac{Z}{N_{OG}} \quad H'_{OG} = \frac{V}{K'_Y a \Omega} = \frac{Z}{N'_{OG}}$$

$$\frac{K'_Y a}{K_Y a} = \frac{N'_{OG}}{N_{OG}} = \frac{6.477}{3.41} = 1.900$$

20. 在一填料吸收塔内用洗油逆流吸收煤气中含苯蒸汽。进塔煤气中苯的初始浓度为 0.02 (摩尔比,下同),操作条件下气液平衡关系为  $Y^* = 0.125X$ ,操作液气比为 0.18,进塔洗油中苯的浓度为 0.003,出塔煤气中苯浓度降至 0.002。因脱吸不良造成进塔洗油中苯的浓度为 0.006,试求此情况下 (1) 出塔气体中苯的浓度;

(2) 吸收推动力降低的百分数?

解: 原工况:

$$S = \frac{mV}{L} = \frac{0.125}{0.18} = 0.6944$$

$$N_{OG} = \frac{1}{1-S} \ln \left[ (1-S) \frac{Y_1 - mX_2}{Y_2 - mX_2} + S \right]$$

$$N_{OG} = \frac{1}{1-0.6944} \ln \left[ (1-0.6944) \frac{0.02 - 0.125 \times 0.003}{0.002 - 0.125 \times 0.003} + 0.6944 \right] = 4.837$$

$$\Delta Y'_m = \frac{Y_1 - Y_2}{N_{OG}} = \frac{0.02 - 0.002}{4.837} = 0.003721$$

新工况:  $H'_{OG} = H_{OG} \quad Z' = Z \quad S' = S$

$$N'_{OG} = N_{OG} = \frac{1}{1-0.6944} \ln \left[ (1-0.6944) \frac{0.02 - 0.125 \times 0.006}{Y'_2 - 0.125 \times 0.006} + 0.6944 \right] = 4.837$$

解得  $Y'_2 = 0.002344$

$$\Delta Y'_m = \frac{Y_1 - Y'_2}{N_{OG}} = \frac{0.02 - 0.002344}{4.837} = 0.003650$$



$$\frac{\Delta Y_m - \Delta Y'_m}{\Delta Y_m} = \frac{0.003721 - 0.003650}{0.003721} = 0.01908 = 1.91\%$$

21. 在一塔径为 880mm 的常压填料吸收塔内用清水吸收混合气体中的丙酮，已知填料层高度为 6m，在操作温度为 25℃ 时，混合气体处理量为 2000m<sup>3</sup>/h，其中含丙酮 5%。若出塔混合物气体中丙酮含量达到 0.263%，每 1kg 出塔吸收液中含 61.2kg 丙酮。操作条件下气液平衡关系为  $Y^* = 2.0X$ ，试求：

(1) 气相总体积传质系数及每小时回收丙酮的 kg 数；

(2) 若将填料层加高 3m，可多回收多少 kg 丙酮？

解：  $\Omega = 0.785 \times 0.88^2 = 0.61\text{m}^2$

$$V = \frac{2000 \times 273}{22.4 \times 298} (1 - 0.05) = 77.71\text{kmol/h}$$

$$Y_1 = \frac{0.05}{1 - 0.05} = 0.0526 \quad X_2 = 0 \quad X_1 = \frac{61.2/58}{938.8/18} = 0.0202$$

$$\Delta Y_1 = Y_1 - Y_1^* = 0.0526 - 2 \times 0.0202 = 0.0122$$

$$\Delta Y_1 = Y_1 - Y_1^* = 0.0526 - 2 \times 0.0202 = 0.0122$$

$$\Delta Y_2 = Y_2 - Y_2^* = 0.00263$$

$$\Delta Y_m = \frac{\Delta Y_1 - \Delta Y_2}{\ln \frac{\Delta Y_1}{\Delta Y_2}} = \frac{0.0122 - 0.00263}{\ln \frac{0.0122}{0.00263}} = 0.00624$$

$$N_{OG} = \frac{Y_1 - Y_2}{\Delta Y_m} = \frac{0.0526 - 0.00263}{0.00624} = 8.008$$

$$H_{OG} = \frac{V}{K_Y a \Omega} = \frac{Z}{N_{OG}}$$

$$K_Y a = \frac{V}{Z \Omega} N_{OG} = \frac{77.7}{6 \times 0.61} \times 8.008 = 170\text{kmol}/(\text{m}^3 \cdot \text{h})$$

$$W = V(Y_1 - Y_2) = 77.7 \times (0.0526 - 0.00263) = 3.883\text{kmol/h} = 225.19\text{kg/h}$$

$$(2) \quad H_{OG} = \frac{V}{K_Y a \Omega} = \frac{Z}{N_{OG}} = \frac{6}{8.008} = 0.7493\text{m}$$

$$N'_{OG} = \frac{Z'}{H_{OG}} = \frac{6+3}{0.7493} = 12.02$$

$$\frac{L}{V} = \frac{Y_1 - Y_2}{X_1 - X_2} = \frac{0.0526 - 0.00263}{0.0202 - 0} = 2.474$$

$$S' = S = 2 / 2.474 = 0.8084$$

$$N'_{OG} = \frac{1}{1 - 0.8084} \ln \left[ (1 - 0.8084) \frac{0.0526}{Y_2'} + 0.8084 \right] = 12.02$$

解得  $Y_2' = 0.001096$

$$W' = V(Y_1 - Y_2') = 77.7 \times (0.0526 - 0.001096) = 4.002 \text{ kmol/h} = 232.11 \text{ kg/h}$$

$$\Delta W = W - W' = 225.19 - 232.11 = 6.918 \text{ kg/h}$$

22. 用纯溶剂在一填料吸收塔内，逆流吸收某混合气体中的可溶组分。混合气体处理量为  $1.25 \text{ Nm}^3/\text{s}$ ，要求溶质的回收率为 99.2%。操作液气比为 1.71，吸收过程为气膜控制。已知  $10^\circ\text{C}$  下，相平衡关系  $Y^* = 0.5X$ ，气相总传质单元高度为 0.8m。试求：

- (1) 吸收温度升为  $30^\circ\text{C}$  时，溶质的吸收率降低到多少？（ $30^\circ\text{C}$  时，相平衡关系  $Y^* = 1.2X$ ）
- (2) 若维持原吸收率，应采取什么措施（定量计算其中的 2 个措施）。

解：

$$(1) \text{ 原工况: } S = \frac{mV}{L} = \frac{0.5}{1.71} = 0.292$$

$$N_{OG} = \frac{1}{1 - S} \ln \left[ (1 - S) \frac{Y_1 - mX_2}{Y_2 - mX_2} + S \right] = \frac{1}{1 - S} \ln \left[ (1 - S) \frac{1}{1 - \eta} + S \right]$$

$$N_{OG} = \frac{1}{1 - 0.292} \ln \left[ (1 - 0.292) \frac{1}{1 - 0.992} + 0.292 \right] = 6.34$$

$$Z = N_{OG} \cdot H_{OG} = 6.34 \times 0.8 = 5.072 \text{ m}$$

$$\text{新工况: } H'_{OG} = H_{OG} \quad Z' = Z$$

$$S' = \frac{m'}{m} S = \frac{1.2}{0.5} \times 0.292 = 0.7008$$

$$N_{OG} = N'_{OG} = \frac{1}{1 - 0.7008} \ln \left[ (1 - 0.7008) \frac{1}{1 - \eta'} + 0.7008 \right] = 6.34$$

解得  $\eta' = 0.95$

(2) 温度升高，平衡线上移，推动力减小，保持吸收率不变，可采取措施：

1)  $L/V$  增加, 即增加溶剂量;

$$S = S'$$

$$\frac{mV}{L} = \frac{m'V}{L'}$$

$$L' = \frac{m'}{m}L = \frac{1.2}{0.5}L = 2.4L$$

2) 增加填料层高度

$L/V$  不变, 温度升高,  $S' = \frac{m'}{m}S = \frac{1.2}{0.5} \times 0.292 = 0.7008$ , 推动力减小靠增加塔高弥补。

$$N'_{OG} = \frac{1}{1-0.7008} \ln \left[ (1-0.7008) \frac{1}{1-0.992} + 0.7008 \right] = 12.17$$

温度改变, 对气膜控制吸收过程, 传质单元高度不变,  $H'_{OG} = H_{OG} = 0.8$

$$Z' = N'_{OG} \cdot H_{OG} = 12.17 \times 0.8 = 9.736m$$

$$\Delta Z = 9.736 - 5.072 = 4.664m$$

23. 在一塔高为 4m 填料塔内, 用清水逆流吸收混合气中的氨, 入塔气体中含氨 0.03 (摩尔比), 混合气体流率为  $0.028 \text{ kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ , 清水流率为  $0.0573 \text{ kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$  要求吸收率为 98%, 气相总体积吸收系数与混合气体流率的 0.7 次方成正比。已知操作条件下物系的平衡关系为  $Y^* = 0.8X$ , 试求:

(1) 当混合气体量增加 20% 时, 吸收率不变, 所需塔高?

(2) 压力增加 1 倍时, 吸收率不变, 所需塔高? (设压力变化气相总体积吸收系数不变)

解:

$$\text{原工况: } y_1 = \frac{Y_1}{1+Y_1} = \frac{0.03}{1+0.03} = 0.029$$

$$V = 0.028 \times (1 - 0.029) = 0.0272 \text{ kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$$

$$S = \frac{mV}{L} = \frac{0.8 \times 0.0272}{0.0573} = 0.38$$

$$N_{OG} = \frac{1}{1-S} \ln \left[ (1-S) \frac{1}{1-\eta} + S \right]$$

$$N_{OG} = \frac{1}{1-0.38} \ln \left[ (1-0.38) \frac{1}{1-0.98} + 0.38 \right] = 5.56$$

$$H_{OG} = \frac{V}{K_Y a \Omega} = \frac{Z}{N_{OG}} = \frac{4}{5.56} = 0.720m$$

(1) 气体流量增加 20%

因水吸收氨为气膜控制，所以 V 增加，传质单元高度变化

$$H_{OG} = \frac{V}{K_Y a \Omega} \propto \frac{V}{V^{0.7}} = V^{0.3}$$

$$\frac{H'_{OG}}{H_{OG}} = \left(\frac{V'}{V}\right)^{0.3} = (1.2)^{0.3} = 1.056$$

$$H'_{OG} = 1.056 \times 0.720 = 0.760m$$

$$S' = \frac{mV'}{L} = \frac{0.8 \times 0.0272 \times 1.2}{0.0573} = 0.456$$

$$N'_{OG} = \frac{1}{1-0.456} \ln \left[ (1-0.456) \frac{1}{1-0.98} + 0.456 \right] = 6.103$$

$$Z' = N'_{OG} \cdot H'_{OG} = 6.103 \times 0.760 = 4.64m$$

(2) 压力加 1 倍  $m' = \frac{p}{p'} m = \frac{0.8}{2} = 0.4$

$$S' = \frac{m'V}{L} = \frac{0.4 \times 0.0272}{0.0573} = 0.19$$

$$N'_{OG} = \frac{1}{1-0.19} \ln \left[ (1-0.19) \frac{1}{1-0.98} + 0.19 \right] = 4.58$$

$$\therefore H_{OG} = \frac{V}{K_Y a \Omega}$$

$\therefore H_{OG}$  不变

$$Z' = N'_{OG} \cdot H_{OG} = 4.58 \times 0.720 = 3.298m$$

24. 在一吸收—解吸联合流程中，吸收塔内用洗油逆流吸收煤气中含苯蒸汽。入塔气体中苯的浓度为 0.03（摩尔分数，下同），吸收操作条件下，平衡关系为  $Y^* = 0.125X$ ，吸收操作液气比为 0.2444，进塔洗油中苯的浓度为 0.007，出塔煤气中苯的浓度降至 0.0015，气相总传质单元高度为 0.6m。从吸收塔排出的液体升温后在解吸塔内用过热蒸汽逆流解吸，解吸塔内操作气液比为 0.4，解吸条件下的相平衡关系为  $Y^* = 3.16X$ ，气相总传质单元高度为 1.3m。试求：

(1)吸收塔填料层高度?

(2)解吸塔填料层高度?

解: (1) 吸收塔

$$\text{已知 } Y_1 = \frac{y_1}{1-y_1} = \frac{0.03}{1-0.03} = 0.031$$

$$Y_2 = \frac{y_2}{1-y_2} = \frac{0.0015}{1-0.0015} = 0.0015$$

$$S = \frac{mV}{L} = \frac{0.125}{0.2444} = 0.5115$$

$$\begin{aligned} N_{OG} &= \frac{1}{1-S} \ln \left[ (1-S) \frac{Y_1 - mX_2}{Y_2 - mX_2} + S \right] \\ &= \frac{1}{1-0.5115} \ln \left[ (1-0.5115) \frac{0.031 - 0.125 \times 0.007}{0.0015 - 0.125 \times 0.007} + 0.5115 \right] = 6.51 \end{aligned}$$

$$\text{吸收塔高为 } Z = N_{OG} \cdot H_{OG} = 6.51 \times 0.60 = 3.90\text{m}$$

(2) 对于吸收塔

$$\text{吸收液浓度 } X_1 = X_2 + \frac{V}{L}(Y_1 - Y_2) = 0.007 + \frac{1}{0.2444}(0.031 - 0.0015) = 0.1277$$

对于解吸塔

$$\text{溶液进口浓度 } X_2' = X_1 = 0.1277$$

$$\text{溶液出口浓度 } X_1' = X_2 = 0.007$$

$$Y_1' = 0$$

$$A = \frac{L}{Vm} = \frac{1}{0.4 \times 3.16} = 0.791$$

$$\frac{X_2' - X_1^{*'}}{X_1' - X_1^{*'}} = \frac{0.1277 - 0}{0.007 - 0} = 18.24$$

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

$$N_{OL} = \frac{1}{1-0.791} \ln [(1-0.791) \times 18.24 + 0.791] = 7.30$$

$$\text{因为 } S = \frac{1}{A} = \frac{1}{0.791}$$

$$\text{所以 } H_{OL} = SH_{OG} = \frac{1.3}{0.791} = 1.643\text{m}$$

解吸塔塔高为

$$Z = N_{OL} \cdot H_{OL} = 7.30 \times 1.643 = 11.99m$$

## 第六章 蒸 馏

1、质量分数与摩尔分数的相互换算：

(1) 甲醇-水溶液中，甲醇 (CH<sub>3</sub>OH) 的摩尔分数为 0.45，试求其质量分数。

(2) 苯-甲苯混合液中，苯的质量分数为 0.21，试求其摩尔分数。

解：

(1) 因为  $x_A=0.45$

$$\text{所以 } w_A = \frac{x_A M_A}{x_A M_A + x_B M_B} = \frac{0.45 \times 32}{0.45 \times 32 + (1-0.45) \times 18} = 0.593$$

(2) 因为  $w_A=0.21$

$$\text{所以 } x_A = \frac{w_A / M_A}{w_A / M_A + w_B / M_B} = \frac{0.21 / 78}{0.21 / 78 + (1-0.21) / 92} = 0.239$$

2、在压强为 101.3kPa 下，正己烷-正庚烷物系的平衡数据如下：

$t, ^\circ\text{C}$	30	36	40	46	50	56	58
$x$	1.0	0.715	0.524	0.374	0.214	0.091	0
$y$	1.0	0.856	0.770	0.625	0.449	0.228	0

试求：(1) 正己烷组成为 0.5 (摩尔分数) 的溶液的泡点温度及其平衡蒸汽的组成；(2) 将该溶液加热到 45°C 时，溶液处于什么状态？各相的组成是多少？(3) 将溶液加热到什么温度才能全部气化为饱和蒸汽？这时蒸汽的组成是多少？

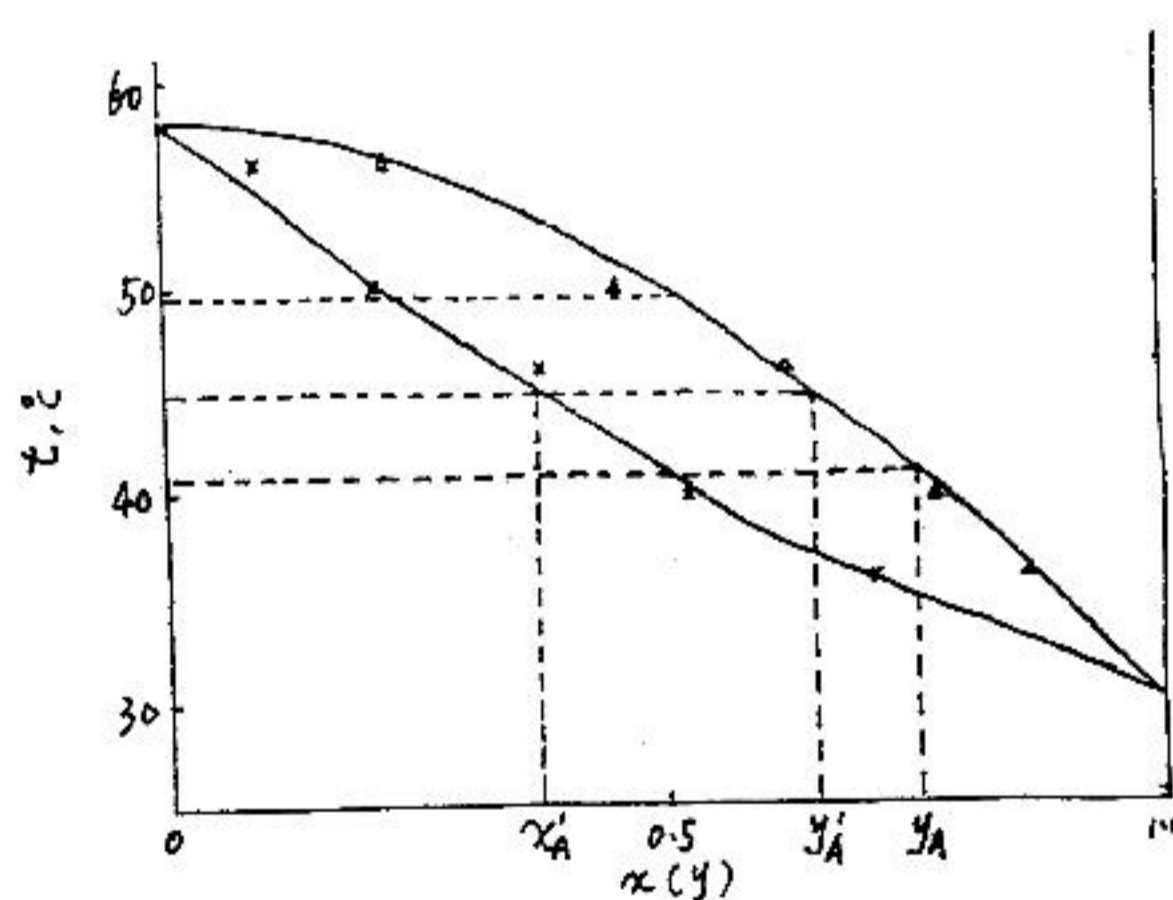
解：由所给平衡数据做  $t-x-y$  图 (见本题附图)。

(1) 当  $x_A=0.5$  时，由图中读得泡点温度  $t_s=41^\circ\text{C}$ ，其平衡瞬间蒸汽组成  $y_A=0.75$ ；

(2) 当  $t=45^\circ\text{C}$  时，溶液处于气液共存状态，此时

$$x_A' = 0.38, \quad y_A' = 0.64;$$

(3) 由图知，将溶液加热到 49°C 时，才能全部汽化为饱和蒸汽，蒸汽组成为 0.5。



习题 6-2 附图

3、在常压下将某原料液组成为 0.6 (易挥发组分的摩尔分数) 的两组分溶液分别进行简单蒸馏和平衡蒸馏，若汽化率为 1/3，试求两种情况下的釜液和馏出液组成。假设在操作范围内气液平衡关系可表示为  $y=0.46x+0.549$ 。

解：

(1) 简单蒸馏时 因为  $D/F=1/3$  所以  $W/F=2/3$   
将  $y=0.46x+0.549$  直接代入式 (6-20)

$$\ln \frac{F}{W} = \frac{1}{m-1} \ln \frac{(m-1)x_F + b}{(m-1)x_W + b}$$

$$\ln \frac{3}{2} = \frac{1}{0.46-1} \ln \frac{(0.46-1) \times 0.6 + 0.549}{(0.46-1) \times x_W + 0.549} = -1.85 [\ln 0.225 - \ln(0.549 - 0.54x_W)]$$

解之  $x_W=0.498$

由式 (6-22) 
$$\bar{y} = \frac{F}{D} x_F - \frac{W}{D} x_W$$

其中 
$$\frac{W}{D} = \frac{F}{D} - 1 = 2$$

所以 
$$\bar{y} = 3x_F - 2x_W = 3 \times 0.6 - 2 \times 0.498 = 0.804$$

(2) 平衡蒸馏时 由  $Fx_F = Dy + Wx$

得 
$$0.6 = \frac{1}{3}y + \frac{2}{3}x$$

与  $y=0.46x+0.549$  联立求解, 得到

$$x=0.509, y=0.783$$

4、在连续精馏塔中分离由二硫化碳和四氯化碳所组成的混合液。已知原料液流量为 14000kg/h, 组成  $w_F$  为 0.3 (二硫化碳的质量分数, 下同)。若要求釜液组成  $w_W$  不大于 0.05, 馏出液回收率为 90%。试求馏出液的流量和组成, 分别以摩尔流量和摩尔分数表示。

解:

因为 
$$x_F = \frac{w_F / M_A}{w_F / M_A + (1 - w_F) / M_B} = \frac{0.3 / 76}{0.3 / 76 + 0.7 / 154} = 0.465$$

$$x_W = \frac{w_W / M_A}{w_W / M_A + (1 - w_W) / M_B} = \frac{0.05 / 76}{0.05 / 76 + 0.95 / 154} = 0.096$$

原料液平均摩尔质量

$$M_F = 0.465 \times 76 + (1 - 0.465) \times 154 = 117.7 \text{ kg/kmol}$$

所以  $F = 14000 / 117.7 = 118.95 \text{ kmol/h}$

馏出液回收率  $Dx_D / Fx_F = 90\%$

$$Dx_D = 0.9 \times 118.95 \times 0.465 = 49.78$$

由全塔物料衡算

$$\begin{cases} F = D + W \\ Fx_F = Dx_D + Wx_W \end{cases} \Rightarrow \begin{cases} 118.95 = D + W \\ 118.95 \times 0.465 = 0.9 \times 118.95 \times 0.465 + 0.096W \end{cases}$$

解之  $D = 61.33 \text{ kmol/h}$

故  $x_D = 49.78 / 61.33 = 0.81$

5、在连续精馏塔中分离苯-苯乙烯混合液。原料液量为 5000kg/h, 组成为 0.45, 要求馏出液中含苯 0.95, 釜液中含苯不超过 0.06 (均为质量分数)。试求馏出液量和釜液产品量各为多少?

解: 统一用摩尔流量及摩尔分数



$$x_F = \frac{0.45/78}{0.45/78 + 0.55/104} = 0.522$$

$$x_D = \frac{0.95/78}{0.95/78 + 0.05/104} = 0.962$$

$$x_W = \frac{0.06/78}{0.06/78 + 0.94/104} = 0.0784$$

所以  $F = \frac{5000}{0.522 \times 78 + (1 - 0.522) \times 104} = 55.29 \text{ kmol/h}$

由全塔物料衡算整理得

$$D = \frac{x_F - x_W}{x_D - x_W} F = \frac{0.522 - 0.0784}{0.962 - 0.0784} \times 55.29 = 27.8 \text{ kmol/h}$$

$$W = F - D = 55.29 - 27.76 = 27.5 \text{ kmol/h}$$

6、在一连续精馏塔中分离某混合液，混合液流量为 5000kg/h，其中轻组分含量为 30%（摩尔百分数，下同），要求馏出液中能回收原料液中 88% 的轻组分，釜液中轻组分含量不高于 5%，试求馏出液的摩尔流量及摩尔分数。已知  $M_A=114\text{kg/kmol}$ ， $M_B=128\text{kg/kmol}$ 。

解：由于  $F = \frac{5000}{0.3 \times 114 + 0.7 \times 128} = 40.39 \text{ kmol/h}$

又  $Dx_D / Fx_F = 88\%$

所以 由全塔物料衡算

$$\begin{cases} F = D + W \\ Fx_F = Dx_D + Wx_W \end{cases} \Rightarrow \begin{cases} 40.39 = D + W \\ 40.39 \times 0.3 = 0.88 \times 40.39 \times 0.3 + 0.05W \end{cases}$$

解之  $D = 11.31 \text{ kmol/h}$

所以  $x_D = \frac{0.88Fx_F}{D} = \frac{0.88 \times 40.39 \times 0.3}{11.31} = 0.943$

7、在一连续精馏塔中分离苯-甲苯混合液，要求馏出液中苯的含量为 0.97（摩尔分数），馏出液量 6000kg/h，塔顶为全凝器，平均相对挥发度为 2.46，回流比为 2.5，试求：（1）第一块塔板下降的液体组成  $x_1$ ；（2）精馏段各板上升的蒸汽量及下降液体量。

解：（1）因塔顶为全凝器，所以  $y_1 = x_D = 0.97$

由  $y_1 = \frac{\alpha x_1}{1 + (\alpha - 1)x_1}$  得

$$x_1 = \frac{y_1}{\alpha - (\alpha - 1)y_1} = \frac{0.97}{2.46 - 1.46 \times 0.97} = 0.929$$

（2） $D = \frac{6000}{0.97 \times 78 + 0.03 \times 92} = 76.51 \text{ kmol/h}$

$$L=RD=2.5 \times 76.51=191.3 \text{ kmol/h}$$

$$V=(R+1)D=(2.5+1) \times 76.51=267.8 \text{ kmol/h}$$

8、连续精馏塔的操作线方程如下：

$$\text{精馏段： } y=0.75x+0.205$$

$$\text{提馏段： } y=1.25x-0.020$$

试求泡点进料时，原料液、馏出液、釜液组成及回流比。

解：由于精馏段操作线方程为

$$y = \frac{R}{R+1}x + \frac{x_D}{R+1}$$

$$\text{所以 } \frac{R}{R+1} = 0.75 \quad R=3$$

$$\frac{x_D}{R+1} = 0.205 \quad x_D=0.82$$

因为  $(x_W, x_W)$  为提馏段操作线上一点，所以将  $x=x_W, y=x_W$  代入提馏段操作线方程

$$x_W=1.25x_W-0.020 \quad \text{解之 } x_W=0.08$$

由于泡点进料时  $x_q=x_F$ ，即两操作线交点的横坐标为原料组成，所以

$$0.75x_F+0.205=1.25x_F-0.020$$

$$\text{解之 } x_F=0.45$$

9、在常压连续操作的精馏塔内分离正己烷—正庚烷混合液。已知原料液中正己烷含量为 0.5（摩尔分数），进料温度为 35℃，试求进料热状况参数  $q$  并写出  $q$  线方程。此物系的气液平衡数据见习题 2。

解：由第 2 题中  $t-x-y$  相图知

$x_F=0.5$  时，对应泡点温度  $t_s=41^\circ\text{C}$ ，故此为冷进料。

$$\text{查 } \frac{41+35}{2} = 38^\circ\text{C 下}$$

$$C_{PA}=0.55 \times 4.187=2.303 \text{ kJ/(kg}\cdot^\circ\text{C)}$$

$$C_{PB}=0.53 \times 4.187=2.219 \text{ kJ/(kg}\cdot^\circ\text{C)}$$

$$\text{则 } C_{Pm}=C_{PA}x_A M_A + C_{PB}x_B M_B$$

$$=2.303 \times 0.5 \times 86 + 2.219 \times 0.5 \times 100 = 210 \text{ kJ/(kmol}\cdot^\circ\text{C)}$$

$$\text{查 } t_s=41^\circ\text{C 下 } r_A=350 \text{ kJ/kg } r_B=360 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{则 } r_m=r_A x_A M_A + r_B x_B M_B$$

$$=350 \times 0.5 \times 86 + 360 \times 0.5 \times 100 = 33050 \text{ kJ/kmol}$$

$$\text{所以 } q = \frac{C_{Pm}(t_s - t_F) + r_m}{r_m} = \frac{210 \times (41 - 35) + 33050}{33050} = 1.038$$

$q$  线方程为

$$y = \frac{q}{q-1}x - \frac{x_F}{q-1} = \frac{1.038}{1.038-1}x - \frac{0.5}{1.038-1} = 27.32x - 13.16$$

10、某理想混合液用常压精馏塔进行分离。进料组成含 A81.5%，含 B18.5%（摩尔百分数，下同），饱和液体进料，塔顶为全凝器，塔釜为间接蒸气加热。要求塔顶产品为含 A95%，塔釜为含 B95%，此物系的相对挥发度为 2.0，回流比为 4.0。试用（1）逐板计算法，（2）图解法分别求出所需的理论板层数及进料板位置。

解：（1）逐板计算法

由于塔顶为全凝器，所以  $y_1=x_D=0.95$

由相平衡方程式及精馏段操作线方程式：

$$y = \frac{\alpha x}{1 + (\alpha - 1)x} = \frac{2x}{1 + x}$$

$$y_{n+1} = \frac{R}{R+1}x_n + \frac{x_D}{R+1} = 0.8x + 0.19$$

由上两式交替计算至  $x_3=0.759 < x_F$

所以第三层为进料板。

因为泡点进料  $q=1$ ，故提馏段操作线方程：

$$\begin{aligned} y_{m+1} &= \frac{L'}{V'}x_m - \frac{Wx_W}{V'} = \frac{L+qF}{V+(q-1)F}x - \frac{Wx_W}{V+(q-1)F} \\ &= \frac{L+F}{V}x_m - \frac{Wx_W}{V} = \frac{L+F}{L+D}x_m - \frac{Wx_W}{L+D} \\ &= \frac{\frac{L}{D} + \frac{F}{D}}{\frac{L}{D} + 1}x_m - \frac{\frac{W}{D}}{\frac{L}{D} + 1}x_W = \frac{R + \frac{F}{D}}{R+1}x_m - \frac{\frac{F}{D} - 1}{R+1}x_W \end{aligned}$$

又因为  $\frac{F}{D} = \frac{x_D - x_W}{x_F - x_W} = \frac{0.95 - 0.05}{0.815 - 0.05} = 1.176$

所以  $y_{m+1} = \frac{4 + 1.176}{5}x_m - \frac{1.176 - 1}{5} \times 0.05 = 1.035x_m - 1.765 \times 10^{-3}$

由相平衡方程式与上述提馏段操作线方程式交替计算至  $x_{10}=0.036 < x_W$

所以理论板层数  $N_T=10-1=9$  层（不包括塔釜）。

计算结果如下表

	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
y	0.95	0.914	0.863	0.784	0.665	0.514	0.356	0.223	0.128	0.069
x	0.905	0.841	0.759	0.645	0.498	0.346	0.217	0.125	0.068	0.036

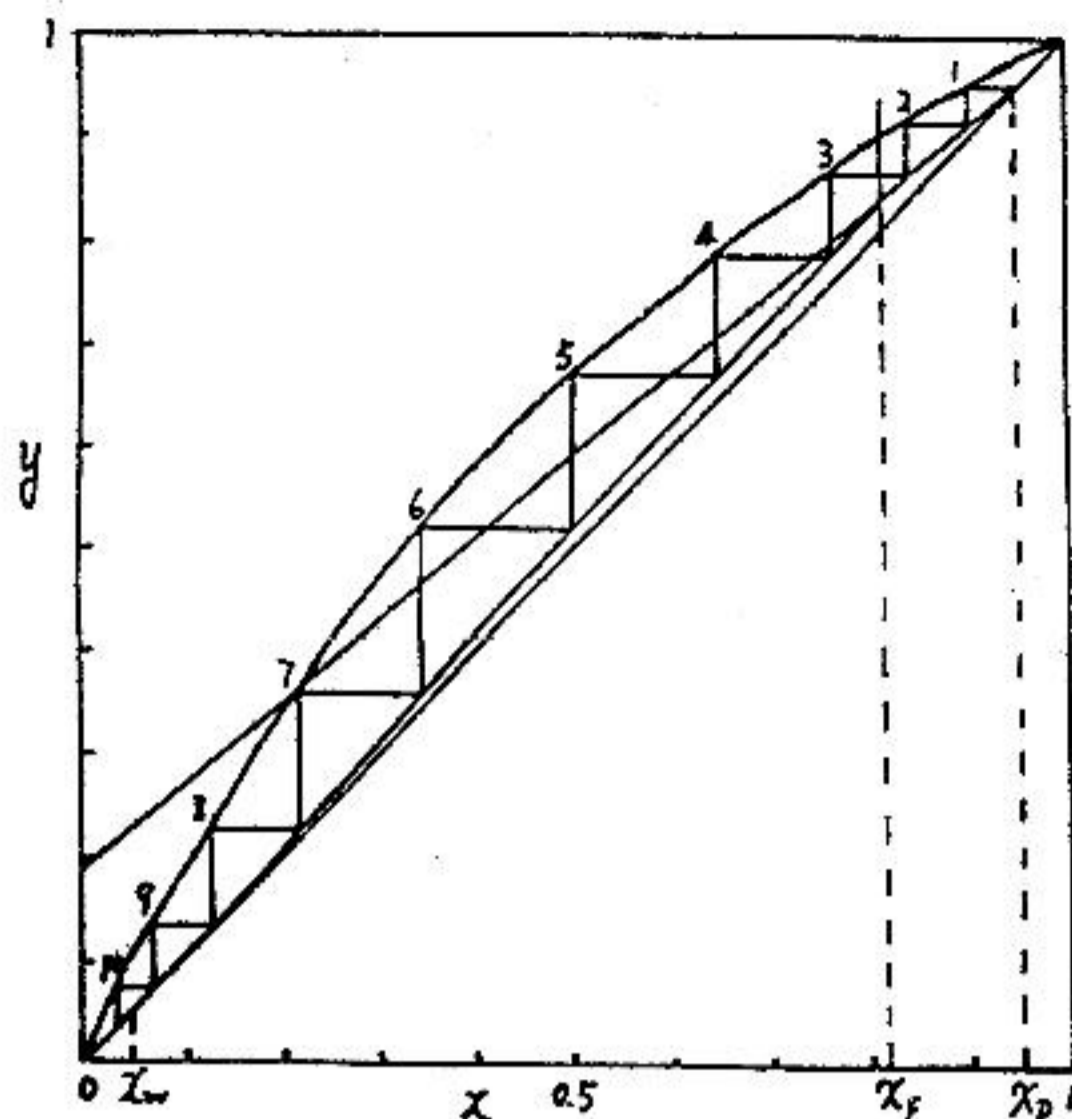
（2）图解法

由  $\frac{x_D}{R+1} = 0.19$  在图中做精馏段操作线，因

为  $q=1$ ，故  $q$  线为一垂直线并与精馏段操作线相交，交点与  $(0.05, 0.05)$  点连接，得到提馏段操作线。然后在操作线与平衡线之间绘阶梯，如该题附图所示，得到  $N_T=10-1=9$  层（不包括塔釜），第三块为进料板。

两种方法结果一致。

11、在常压操作的连续精馏塔中分离含甲醇 0.4 与水 0.6（摩尔分数，下同）的混合液，其流量为  $100\text{kmol/h}$ ，馏出液组成为 0.95，釜液组成为 0.04，回流比为 2.6。试求：



习题6-10附图

- (1) 馏出液流量；
- (2) 饱和液体进料时精馏段的下降液体量和提馏段的上升蒸气量；
- (3) 进料温度为  $40^\circ\text{C}$  时，提馏段下降液体量和上升蒸气量。

解：

(1) 由全塔物料衡算

$$\begin{cases} F=D+W \\ Fx_F=Dx_D+Wx_W \end{cases} \Rightarrow \begin{cases} 100=D+W \\ 100 \times 0.4=0.95D+0.04W \end{cases}$$

解之  $D=39.56\text{kmol/h}$

(2) 由  $L/D=R=2.6$  得

$$L=RD=2.6 \times 39.56=102.9\text{kmol/h}$$

$$V=(R+1)D=(2.6+1) \times 39.56=142.4\text{kmol/h}$$

因为饱和液体进料  $q=1$

所以  $V'=V=142.4\text{kmol/h}$

(3) 由题给平衡数据查  $x_F=0.4$  时的  $t_s=75.3^\circ\text{C}$ ，

已知进料温度  $t_F=40^\circ\text{C}$

查  $\frac{40+75.3}{2}=57.7^\circ\text{C}$  下  $C_{PB}=4.21\text{kJ}/(\text{kg}\cdot^\circ\text{C})$ ， $C_{PA}=2.68\text{kJ}/(\text{kg}\cdot^\circ\text{C})$

所以  $C_{pm}=C_{PA}x_A M_A + C_{PB}x_B M_B$

$$=2.68 \times 0.4 \times 32 + 4.21 \times 0.6 \times 18 = 79.77\text{kJ}/(\text{kmol}\cdot^\circ\text{C})$$

由  $t_s=75.3^\circ\text{C}$  查得  $r_A=1095\text{kJ/kg}$   $r_B=2450\text{kJ/kg}$

所以  $r_m=r_A x_A M_A + r_B x_B M_B$

$$=1095 \times 0.4 \times 32 + 2450 \times 0.6 \times 18 = 40476\text{kJ/kmol}$$

$$q = \frac{C_{pm}(t_s - t_F) + r_m}{r_m} = \frac{79.77 \times (75.3 - 40) + 40476}{40476} = 1.073$$

所以  $L'=L+qF=102.9+1.073 \times 100=210.2\text{kmol/h}$

$$V'=V+(q-1)F=142.4+0.073 \times 100=149.7\text{kmol/h}$$

12、在连续精馏操作中，已知精馏段操作线方程及  $q$  线方程分别为  $y=0.8x+0.19$ ;  $y=-0.5x+0.675$ ，试求：（1）进料热状况参数  $q$  及原料液组成  $x_F$ ；（2）精馏段和提馏段两操作线交点坐标。

解：由  $q$  线方程  $y=-0.5x+0.675$  知

$$\frac{q}{q-1} = -0.5 \quad \text{故 } q=1/3$$

$$\text{又 } -\frac{x_F}{q-1} = 0.675 \quad \text{故 } x_F=0.675(1-q) = 0.675 \times (1-1/3) = 0.45$$

因为精馏段操作线与提馏段操作线交点也是精馏段操作线与  $q$  线的交点，所以

$$\begin{cases} y_q = -0.5x_q + 0.675 \\ y_q = 0.8x_q + 0.18 \end{cases} \quad \text{联立求解 } x_q=0.373 \quad y_q=0.489$$

13、用逐板计算习题 11 中泡点进料时精馏段所需理论板层数。在该组成范围内平衡关系可近似表达为  $y=0.46x+0.545$

解：由习题 11 知  $x_F=0.4$ 、 $x_D=0.95$ 、 $R=2.6$

设塔顶为全凝器，故  $y_1=x_D=0.95$

由平衡关系  $y_1=0.46x_1+0.545=0.95$  得  $x_1=0.88$

由精馏段操作线方程

$$y_{n+1} = \frac{R}{R+1}x_n + \frac{x_D}{R+1} = \frac{2.6}{3.6}x_n + \frac{0.95}{3.6} = 0.72x_n + 0.26$$

得  $y_2=0.72 \times 0.88 + 0.26 = 0.89$

又  $0.46x_2 + 0.545 = 0.89$  得  $x_2=0.75$

同理  $y_3=0.72 \times 0.75 + 0.26 = 0.80$

又  $0.46x_3 + 0.545 = 0.80$

得  $x_3=0.55$

$$y_3=0.72 \times 0.55 + 0.26 = 0.66$$

又  $0.46x_4 + 0.545 = 0.66$

得  $x_4=0.25 < x_F$

∴ 精馏段理论板层数为 3 层，第四层为进料板。

14、在常压连续精馏塔中分离苯—甲苯混合液。若原料为饱和液体，其中含苯 0.5（摩尔分数，下同），塔顶馏出液组成为 0.95，釜液组成为 0.06，操作回流比为 2.6。试求理论板层数和进料板位置。平衡数据见例 6-2 表。

解：用图解法求  $N_T$

在  $y-x$  相图上找出  $x_W=0.06$ 、 $x_F=0.50$ 、 $x_D=0.95$ ，对应点为 c、e、a。

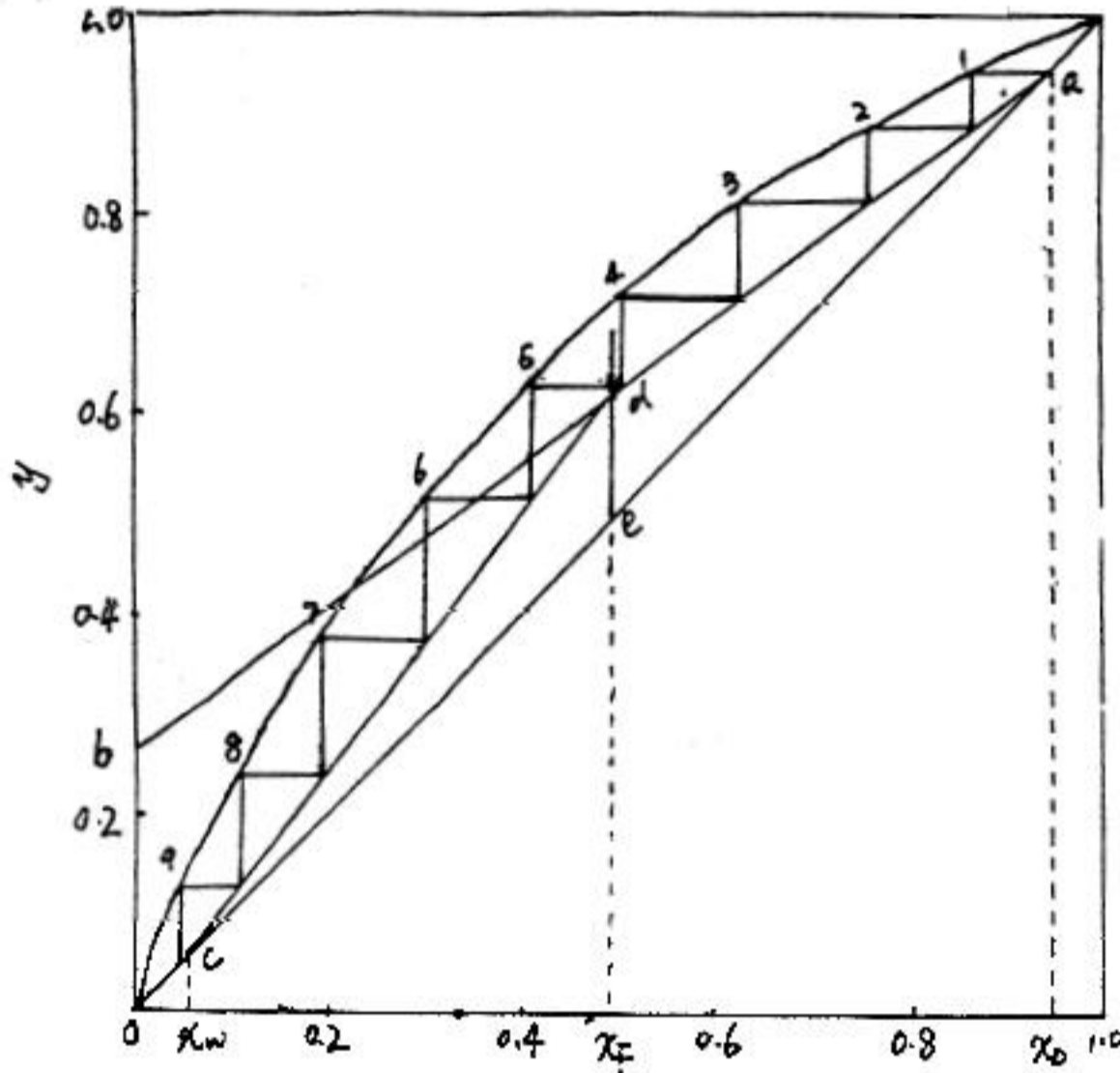
由回流比  $R=2.6$  得精馏段操作线截距

$$\frac{x_D}{R+1} = \frac{0.95}{2.6+1} = \frac{0.95}{3.6} = 0.26$$

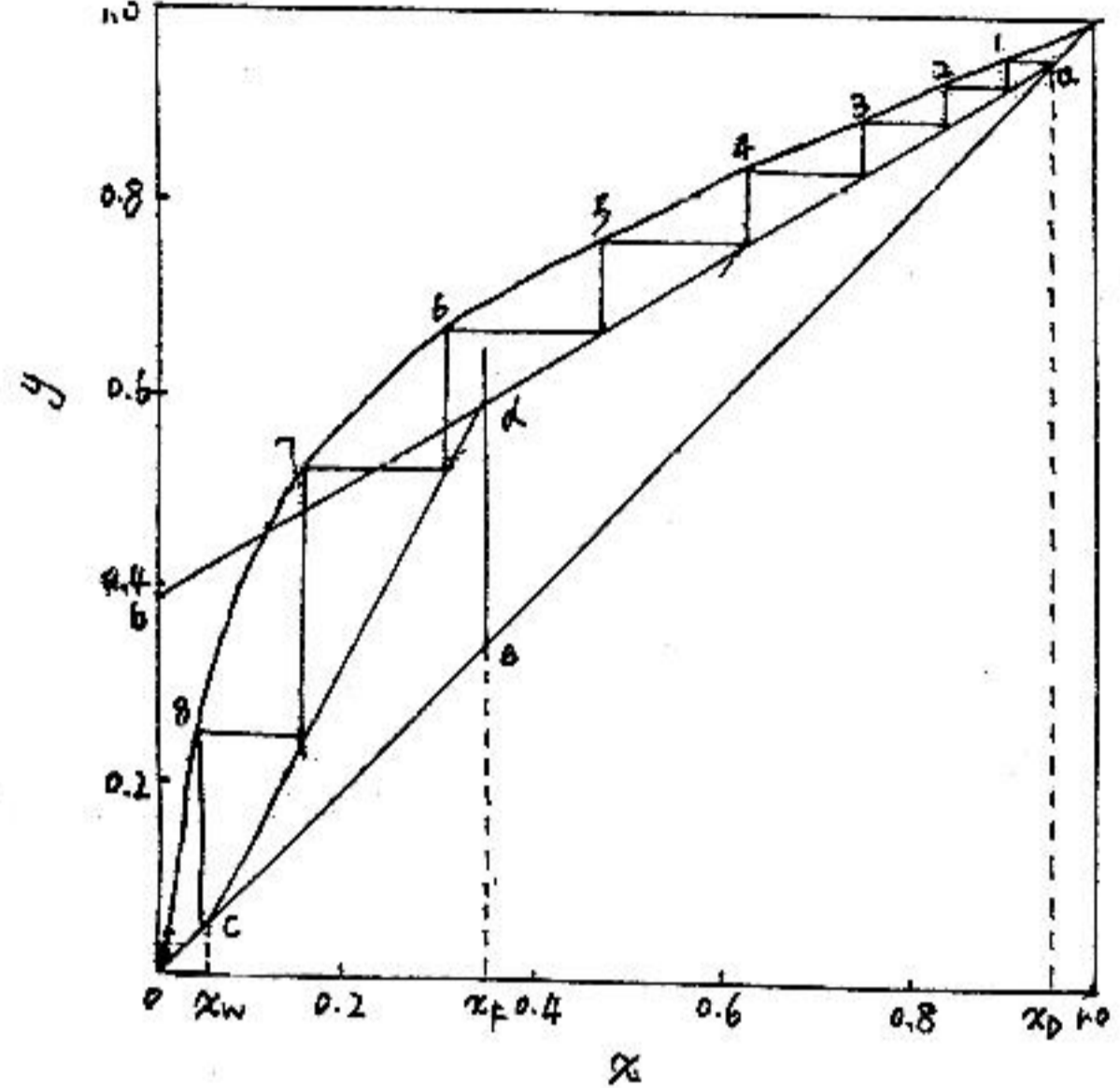
在图中确定 b 点，并连接 ab 为精馏段操作线。

已知原料为饱和液体，故  $q=1$ ， $q$  线为 e 点出发的一条垂直线，与精馏段操作线交于 d 点，连接 cd 为提馏段操作线。绘阶梯数为 9，故  $N_T=8$ （不包括再沸器）。

由图可知第五块为进料板。



习题 6-14 附图



习题 6-15 附图

15、在常压下用连续精馏塔分离甲醇—水溶液。已知原料液中甲醇含量为 0.35（摩尔分数，下同）馏出液及釜液组成分别为 0.95 和 0.05，泡点进料，塔顶为全凝器，塔釜为间接蒸汽加热，操作回流比为最小回流比的 2 倍。求（1）理论板层数及进料板位置；（2）从塔顶向下第二块理论板上升的蒸汽组成。平衡数据见习题 11。

解：

（1）根据第 11 题的平衡数据作出  $y-x$  图，由图中可知  $q$  线与平衡线交点坐标为

$$x_q=0.35 \quad y_q=0.70$$

由式 (6-48) 得

$$R_{\min} = \frac{x_D - y_q}{y_q - x_q} = \frac{0.95 - 0.70}{0.70 - 0.35} = \frac{0.25}{0.35} = 0.71$$

$$R = 2R_{\min} = 2 \times 0.71 = 1.42$$

由精馏段操作线截距  $\frac{x_D}{R+1} = \frac{0.95}{2.42} = 0.39$  与 a 点连接，作出精馏段操作线 ab。

ab 与  $q$  线交于 d，连接 cd 即为提馏段操作线。绘出阶梯数为 8，故理论板层数为 8（包括再沸器），进料板为第 6 块

（2）图中查得从塔顶第二块板上升的蒸汽组成为 0.93。

16、用简捷法求算习题 14 中连续精馏塔所需的理论板层数。

解:

由习题 14 图中读得  $q$  线与平衡线交点坐标为

$$x_q=0.50 \quad y_q=0.71$$

由式 (6-48) 得

$$R_{\min} = \frac{x_D - y_q}{y_q - x_q} = \frac{0.95 - 0.71}{0.71 - 0.50} = 1.14$$

$$\text{吉利兰图中横坐标} \frac{R - R_{\min}}{R + 1} = \frac{2.6 - 1.14}{3.6} = 0.40$$

$$\text{由吉利兰图中读得纵坐标} \frac{N_T - N_{\min}}{N_T + 2} = 0.32$$

由例 6-2 知  $\alpha_m=2.46$

由式 (6-46a)

$$N_{\min} = \frac{\lg\left[\left(\frac{x_D}{1-x_D}\right)\left(\frac{1-x_W}{x_W}\right)\right]}{\lg \alpha_m} - 1 = \frac{\lg\left[\frac{0.95}{0.05} \times \frac{0.94}{0.06}\right]}{\lg 2.46} - 1 = \frac{2.47}{0.39} - 1 = 5.3 \approx 5$$

$$\text{所以} \frac{N_T - 5}{N_T + 2} = 0.32 \quad \text{解之} N_T=8 \text{ (不包括再沸器)}$$

与习题 14 结果一致。

17、一常压操作的连续精馏塔中分离某理想溶液，原料液组成为 0.4，馏出液组成为 0.95（均为轻组分的摩尔分数），操作条件下，物系的相对挥发度  $\alpha=2.0$ ，若操作回流比  $R=1.5R_{\min}$ ，进料热状况参数  $q=1.5$ ，塔顶为全凝器，试计算塔顶向下第二块理论板上升的气相组成和下降液体的组成。

解:

$$\text{由相平衡方程式} y = \frac{\alpha x}{1 + (\alpha - 1)x} = \frac{2x}{1 + x} \quad \text{①}$$

$$\text{由} q \text{ 线方程} y = \frac{q}{q-1}x - \frac{x_F}{q-1} = \frac{1.5}{0.5}x - \frac{0.4}{0.5} = 3x - 0.8 \quad \text{②}$$

式①②联立求解，得到交点坐标

$$x_q=0.484 \quad y_q=0.652$$

由式 (6-48) 得

$$R_{\min} = \frac{x_D - y_q}{y_q - x_q} = \frac{0.95 - 0.652}{0.652 - 0.484} = 1.77$$

$$R=1.5R_{\min}=1.5 \times 1.77=2.66$$

精馏段操作线方程为

$$y = \frac{R}{R+1}x + \frac{x_D}{R+1} = \frac{2.66}{3.66}x + \frac{0.95}{3.66} = 0.73x + 0.26$$

用逐板算法:

因塔顶为全凝器, 则  $y_1 = x_D = 0.95$

$$\text{由平衡线方程 } y_1 = \frac{2x_1}{1+x_1} \text{ 得 } x_1 = 0.905$$

由精馏段操作线方程

$$y_2 = 0.73x_1 + 0.26 = 0.73 \times 0.905 + 0.26 = 0.92$$

$$\text{由相平衡方程 } y_2 = \frac{2x_2}{1+x_2} \text{ 得 } x_2 = 0.85$$

18、用常压连续精馏塔分离苯-甲苯混合液。已知原料液流量 100kmol/h, 组成为 0.40, 馏出液及釜液组成分别为 0.95 和 0.03 (均为摩尔分数), 进料温度为 40°C, 塔顶全凝器, 泡点回流,  $R=3.0$ , 塔釜为间接蒸汽加热, 加热蒸气压力为 300kPa (绝压), 若忽略热损失, 试求: (1) 加热蒸汽用量; (2) 冷却水用量 (设冷却水进出口温差为 15°C)

解: 由全塔物料衡算

$$D = \frac{x_F - x_W}{x_D - x_W} F = \frac{0.40 - 0.03}{0.95 - 0.03} \times 100 = 40.22 \text{ kmol/h}$$

查得  $x_F=0.40$  时, 泡点温度  $t_s=96^\circ\text{C}$ , 而进料温度  $t_F=40^\circ\text{C}$ , 故为冷进料。

查  $t_s=96^\circ\text{C}$  时苯、甲苯的汽化潜热为

$$r_A = 389.4 \text{ kJ/kg} \quad r_B = 376.8 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{则 } r_m = 0.4 \times 389.4 \times 78 + 0.6 \times 376.8 \times 92 = 32950 \text{ kJ/kmol}$$

$$\text{查 } \frac{96 + 40}{2} = 68^\circ\text{C} \text{ 下 } C_{PA} = C_{PB} = 1.88 \text{ kJ/(kg} \cdot ^\circ\text{C)}$$

$$\text{则 } C_{Pm} = 0.4 \times 1.88 \times 78 + 0.6 \times 1.88 \times 92 = 162.4 \text{ kJ/(kmol} \cdot ^\circ\text{C)}$$

$$\text{所以 } q = \frac{C_{Pm}(t_s - t_F) + r_m}{r_m} = \frac{162.4 \times (96 - 40) + 32950}{32950} = 1.28$$

$$\text{精馏段上升蒸汽量 } V = (R+1)D = (3+1) \times 40.22 = 160.88 \text{ kmol/h}$$

$$\text{提馏段上升蒸汽量 } V' = V + (q-1)F = 160.88 + (1.28-1) \times 100 = 188.88 \text{ kmol/h}$$

塔釜和塔顶分别按纯甲苯和苯计算:

$$(1) \text{ 查 } x_w = 0.03 \text{ 时 } t_s' = 109.3^\circ\text{C}, \text{ 对应的汽化潜热 } r_B = 380 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{则 } Q_B = V' r_B = 188.88 \times 380 \times 92 = 6.6 \times 10^6 \text{ kJ/h}$$

又查 300kPa (绝压) 下饱和水蒸气的汽化潜热  $r = 2168.1 \text{ kJ/kg}$ , 则塔釜加热蒸汽消耗量

$$W_B = \frac{Q_B}{r} = \frac{6.6 \times 10^6}{2168.1} = 3.04 \times 10^3 \text{ kg/h}$$

$$(2) \text{ 查 } x_D = 0.95 \text{ 时, } t_s'' = 81.2^\circ\text{C}, \text{ 对应的汽化潜热 } r_c = 400 \text{ kJ/kg}$$



则  $Q_c = Vr_c = 160.88 \times 400 \times 78 = 5.02 \times 10^6 \text{ kJ/h}$

冷却水消耗量

$$W_c = \frac{Q_c}{C_{pc}(t_2 - t_1)} = \frac{5.02 \times 10^6}{4.187 \times 15} = 7.99 \times 10^4 \text{ kg/h}$$

19、在连续精馏塔中分离苯—甲苯混合液。在全回流条件下测得相邻板上的液相组成分别为 0.28、0.41 和 0.57，试求三层板中较低两层板的液相单板效率。操作条件下苯—甲苯混合液的平均相对挥发度可取 2.5。

解：已知  $x_1=0.57$ 、 $x_2=0.41$ 、 $x_3=0.28$

又全回流时操作线方程为

$$y_2=x_1 \quad y_3=x_2 \quad y_4=x_3$$

故  $y_2=0.57$ 、 $y_3=0.41$ 、 $y_4=0.28$

由相平衡方程式

$$y_2 = \frac{2.5x_2^*}{1 + (2.5-1)x_2^*} = 0.57$$

$$y_3 = \frac{2.5x_3^*}{1 + (2.5-1)x_3^*} = 0.41$$

得到  $x_2^* = 0.35$        $x_3^* = 0.22$

由式 (6-48)

$$E_{mL2} = \frac{x_1 - x_2}{x_1 - x_2^*} = \frac{0.57 - 0.41}{0.57 - 0.35} = 0.73$$

$$E_{mL3} = \frac{x_2 - x_3}{x_2 - x_3^*} = \frac{0.41 - 0.28}{0.41 - 0.22} = 0.68$$

20、试计算习题 15 中精馏塔的塔径和有效高度。已知条件如下：

(1) 进料量为 100kmol/h；

(2) 塔釜压力为 114kPa，对应温度为 102℃，塔顶为常压，温度为 66.2℃，塔釜间接蒸汽加热；

(3) 全塔效率 55%，空塔气速为 0.84m/s，板间距为 0.35m。

解：由习题 15 得知  $x_F=0.35$ 、 $x_D=0.95$ 、 $x_W=0.05$ ，泡点进料， $R=1.42$

由全塔物料衡算

$$\begin{cases} F=D+W \\ Fx_F=Dx_D+Wx_W \end{cases} \Rightarrow \begin{cases} 100=D+W \\ 100 \times 0.35=0.95D+0.05W \end{cases}$$

解之  $D=33.3\text{kmol/h}$

$$V=V' = (R+1)D = (1.42+1) \times 33.3 = 80.59\text{kmol/h}$$

因全塔平均温度为  $\frac{102 + 66.2}{2} = 84.1^\circ\text{C}$

所以平均操作压力为  $\frac{114 + 101.3}{2} = 107.7\text{kPa}$

$$V_g = \frac{22.4VTP_0}{3600T_0P} = \frac{22.4 \times 80.59 \times (273 + 84.1) \times 101.3}{3600 \times 273 \times 107.7} = 0.617\text{m}^3/\text{s}$$

$$D_i = \sqrt{\frac{4V_g}{\pi u}} = \sqrt{\frac{4 \times 0.617}{3.14 \times 0.84}} = 0.97\text{m}$$

圆整为 1000mm

由于习题 15 已求出  $N_T=7$

所以  $N_P=N_T/E=7/0.55=12.7 \approx 13$

$$Z = (N_P - 1) H_T = (13 - 1) \times 0.35 = 4.2\text{m}$$

21、试计算习题 20 中冷凝器的热负荷、冷却水的消耗量以及再沸器的热负荷、加热蒸汽的消耗量。

已知条件如下：

(1) 忽略冷凝器热损失，冷却水的进出口温度分别为  $25^\circ\text{C}$  和  $35^\circ\text{C}$ ；

(2) 加热蒸汽的压力为  $232.2\text{kPa}$ ，冷凝液在饱和温度下排出，再沸器的热损失为有效传热量的 12%。

解：塔顶可近似按纯甲醇计算，则查塔顶  $66.2^\circ\text{C}$  下， $r_A=1130\text{kJ/kg}$   
由式 (6-50)

$$Q_C = Vr_A = 80.59 \times 1130 \times 32 = 2.91 \times 10^6\text{kJ/h}$$

$$W_c = \frac{Q_c}{C_{pc}(t_2 - t_1)} = \frac{2.91 \times 10^6}{4.187 \times (35 - 25)} = 6.95 \times 10^4\text{kg/h}$$

塔釜可近似按水计算，则查塔釜  $102^\circ\text{C}$  下， $r_B=2252\text{kJ/kg}$

由式 (6-52)

$$Q_B = V' r_B + Q_L = 80.59 \times 18 \times 2252 \times 1.12 = 3.66 \times 10^6\text{kJ/h}$$

查加热蒸汽  $232.2\text{kPa}$  下，汽化潜热为  $2191.8\text{kJ/kg}$ ，则

$$W_h = \frac{Q_B}{r_h} = \frac{3.66 \times 10^6}{2191.8} \approx 1670\text{kg/h}$$

22、在连续精馏塔中分离二硫化碳—四氯化碳混合液。原料液在泡点下进入塔内，其流量为  $4000\text{kg/h}$ 、组成为 0.3（摩尔分数，下同）。馏出液组成为 0.95，釜液组成为 0.025。操作回流比取最小回流比的 1.5 倍，操作压强为常压，全塔操作平均温度为  $61^\circ\text{C}$ ，空塔气速为  $0.8\text{m/s}$ ，塔板间距为  $0.4\text{m}$ ，全塔效率为 50%。试求：(1) 实际板层数；(2) 两产品质量流量；(3) 塔径；(4) 塔的有效高度。

解：

(1) 由  $y-x$  相图中  $q$  线与平衡线的交点坐标为  $x_q=x_F=0.3$ ， $y_q=0.54$

则

$$R_{\min} = \frac{x_D - y_q}{y_q - x_q} = \frac{0.95 - 0.54}{0.54 - 0.3} = 1.71$$

$$R = 1.5R_{\min} = 1.5 \times 1.71 = 2.57$$

所以精馏段操作线的截距

$$\frac{x_D}{R+1} = \frac{0.95}{2.57+1} = 0.266$$

在图中作出精馏段操作线和提馏段操作线，见附图。

得出  $N_T = 12 - 1 = 11$  块

$$N_P = N_T / E = 11 / 0.5 = 22 \text{ 块}$$

(2) 解法一:

因  $M_F = 0.3 \times 76 + 0.7 \times 154 = 130.6 \text{ kg/kmol}$

$$F = 4000 / 130.6 = 30.63 \text{ kmol/h}$$

由全塔物料衡算

$$\begin{cases} F = D + W \\ Fx_F = Dx_D + Wx_W \end{cases} \Rightarrow \begin{cases} 30.63 = D + W \\ 30.63 \times 0.3 = 0.95D + 0.025W \end{cases}$$

$$\text{解之 } D = 9.11 \text{ kmol/h} \quad W = 21.52 \text{ kmol/h}$$

$$\text{又 } M_D = 0.95 \times 76 + 0.05 \times 154 = 79.9 \text{ kg/kmol}$$

$$M_W = 0.025 \times 76 + 0.975 \times 154 = 152.05 \text{ kg/kmol}$$

$$\text{所以 } D = 9.11 \times 79.9 = 727.89 \text{ kg/h}$$

$$W = 21.52 \times 152.05 = 3272.12 \text{ kg/h}$$

解法二:

各部分组成以质量分数表示

$$w_F = \frac{0.3 \times 76}{0.3 \times 76 + 0.7 \times 154} = 0.175$$

$$w_D = \frac{0.95 \times 76}{0.95 \times 76 + 0.05 \times 154} = 0.904$$

$$w_W = \frac{0.025 \times 76}{0.025 \times 76 + 0.975 \times 154} = 0.0125$$

$$\begin{cases} F = D + W \\ Fw_F = Dw_D + Ww_W \end{cases} \Rightarrow \begin{cases} 4000 = D + W \\ 4000 \times 0.175 = 0.904D + 0.0125W \end{cases}$$

$$\text{解之 } D = 729 \text{ kg/h} \quad W = 3271 \text{ kg/h}$$

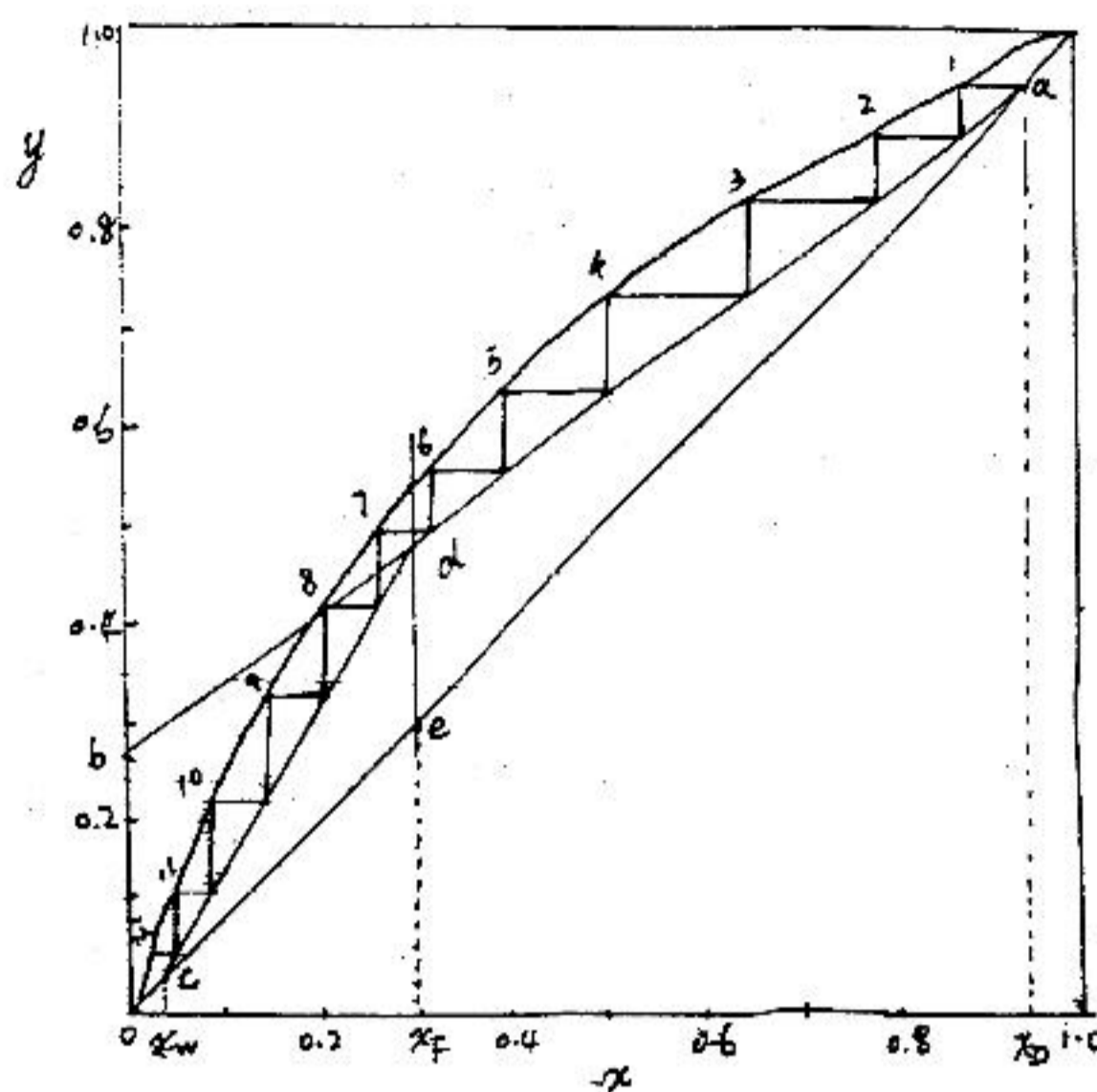
(3) 因为泡点进料，故  $q=1$   $V' = V$

$$V = (R+1)D = (2.57+1) \times 9.11 = 32.52 \text{ kmol/h}$$

$$V_g = \frac{22.4VTP_0}{3600T_0P} = \frac{22.4 \times 32.52 \times (273 + 61)}{3600 \times 273} = 0.248 \text{ m}^3/\text{s}$$

由式 (6-61)

$$D_i = \sqrt{\frac{4V_g}{\pi u}} = \sqrt{\frac{4 \times 0.248}{3.14 \times 0.8}} = 0.628 \text{ m}$$



问题 6-22 附图

圆整为 700mm。

(4) 由式 (6-59)

$$Z = (N_p - 1) H_T = (22 - 1) \times 0.4 = 8.4\text{m}$$

23、求习题 22 中冷凝器的热负荷和冷却水的消耗量以及再沸器的热负荷和加热蒸气的消耗量。

假设热损失可以忽略。已知条件如下：

(1) 塔内各处的操作温度为：进料 62°C、塔顶 47°C、塔釜 75°C。回流液和馏出液温度为 40°C。

(2) 加热蒸气表压强为 100kPa，冷凝水在饱和温度下排出。

(3) 冷却水进出口温度分别为 25°C 和 30°C。

解：

(1) 塔顶近似按 CS<sub>2</sub>，因塔顶泡点温度  $t_s = 47^\circ\text{C}$ ，而回流液和馏出液温度  $t_L = 40^\circ\text{C}$ ，查 47°C  $r_A = 350\text{kJ/kg}$

$$47 + 40 / 2 = 43.5^\circ\text{C} \text{ 下 } C_{PA} = 0.98\text{kJ/kg}$$

$$Q_c = (R + 1) D [r_A + C_{PA} (t_s - t_L)] = (2.57 + 1) \times 727.89 \times [0.98 \times (47 - 40) + 350] \\ = 9.3 \times 10^5 \text{kJ/h}$$

$$W_c = \frac{Q_c}{C_{pc} (t_2 - t_1)} = \frac{9.3 \times 10^5}{4.187 \times (30 - 25)} = 4.4 \times 10^4 \text{kJ/h}$$

(2) 塔釜可近似按 CCl<sub>4</sub>，查 75°C 下  $r_B = 195\text{kJ/kg}$  又  $V' = V$

$$Q_B = V' r_B = (2.57 + 1) \times 727.89 \times 195 = 5.07 \times 10^5 \text{kJ/h}$$

查 饱和水蒸气 101.33 + 100 = 201.33kPa (绝压) 下， $r = 2205\text{kJ/kg}$

$$W_h = \frac{Q_B}{r} = \frac{5.07 \times 10^5}{2205} = 2.3 \times 10^2 \text{kg/h}$$

## 第七章 干燥

1. 已知空气的干球温度为  $60^{\circ}\text{C}$ ，湿球温度为  $30^{\circ}\text{C}$ ，试计算空气的湿含量  $H$ ，相对湿度  $\Phi$ ，焓  $I$  和露点温度  $t_d$ 。

解：查表得  $t_w = 30^{\circ}\text{C}$  时  $p_{s,t_w} = 4.247\text{kPa}$

$$H_{s,t_w} = 0.622P_s / (p - p_s) = 0.0272$$

$$H = H_{s,t_w} - [(t - t_w) / r_{t_w}] (\alpha / K_{Hh})$$

$$30^{\circ}\text{C} \text{ 时 } r_{t_w} = 2427 \quad \alpha / K_H = 1.09$$

$$\therefore H = 0.0137$$

$$t = 60^{\circ}\text{C} \quad p_s = 19.923\text{kPa}$$

由  $H = 0.0137$  求得此时  $p = 2.18\text{kPa}$

$$\therefore \Phi = p / p_s = 11\%$$

$$\begin{aligned} \therefore I &= (1.01 + 1.88 \times 0.0158) \times 60 + 2490 \times 0.0158 \\ &= 96.44\text{kJ/kg}_{\text{干空气}} \end{aligned}$$

由  $p_s = 2.18\text{kPa}$ ，查表得  $t = 18.4^{\circ}\text{C}$

$$\therefore t_d = 18.4^{\circ}\text{C}$$

答：湿含量  $H=0.0137$ ，相对湿度  $\Phi=11\%$ ，焓  $I=96.44\text{kJ/kg}$  干空气，露点温度  $t_d = 18.4^{\circ}\text{C}$ 。

2. 在  $H-I$  图上确定本题附表中空格内的数值，并绘出题 2 的解题示意图。

### 习题 2 附表

在  $H-I$  图上确定本题附表中空格内的数值，并绘出题 2 的解题示意图。

	$t$ $^{\circ}\text{C}$	$t_w$ $^{\circ}\text{C}$	$t_d$ $^{\circ}\text{C}$	$H$ $\text{kg/kg}_{\text{绝干气}}$	$\Phi$ $\%$	$I$ $\text{kJ/kg}_{\text{绝干气}}$	$p$ $\text{kPa}$
1	(30)	(20)					
2	(70)						(9.5)
3	(60)			(0.03)			
4	(50)				(50)		
5	(50)					(120)	
6	(40)		(20)				

答：(1)  $t_d=15^{\circ}\text{C}$   $H=0.011\text{kg/kg}_{\text{绝干气}}$   $\Phi=40\%$   $I=60\text{kJ/kg}_{\text{绝干气}}$   $p=1.9\text{kPa}$

(2)  $t_w=45^{\circ}\text{C}$   $t_d=42.5^{\circ}\text{C}$   $H=0.063\text{kg/kg}_{\text{绝干气}}$   $I=240\text{kJ/kg}_{\text{绝干气}}$   $\Phi=30\%$

(3)  $t_w=35^{\circ}\text{C}$   $t_d=30^{\circ}\text{C}$   $\Phi=23\%$   $I=140\text{kJ/kg}_{\text{绝干气}}$   $p=4.5\text{kPa}$

(4)  $t_w=37^{\circ}\text{C}$   $t_d=35.5^{\circ}\text{C}$   $H=0.042\text{kg/kg}_{\text{绝干气}}$   $I=60\text{kJ/kg}_{\text{绝干气}}$   $p=6.2\text{kPa}$

(5)  $t_w=32^{\circ}\text{C}$   $t_d=28^{\circ}\text{C}$   $H=0.027\text{kg/kg}_{\text{绝干气}}$   $\Phi=30\%$   $p=4\text{kPa}$

(6)  $t_w=25^{\circ}\text{C}$   $H=0.015\text{kg/kg}_{\text{绝干气}}$   $\Phi=30\%$   $I=80\text{kJ/kg}_{\text{绝干气}}$   $p=2.2\text{kPa}$

3. 湿空气 ( $t_0=20^\circ\text{C}$ ,  $H_0=0.02\text{kg 水/kg 干空气}$ ) 经预热后送入常压干燥器。

试求: ①将空气预热到  $100^\circ\text{C}$  所需热量:

②将该空气预热到  $120^\circ\text{C}$  时相应的相对湿度值。

解:1) 比热容  $C_H = 1.01 + 1.88H = 1.01 + 1.88H \times 0.22\text{kJ}/(\text{kg 干气} \cdot ^\circ\text{C})$

$$Q = C_H \Delta t = 80C_H = 83.8\text{kJ}/(\text{kg 绝干气} \cdot ^\circ\text{C})$$

2)  $120^\circ\text{C}$  时  $p_s = 198.64\text{kPa} > 101.3\text{kPa}$ ,  $H = 0.02\text{kg 水/kg 干气}$

$$H = 0.662\Phi p_s / (p - \Phi p_s)$$

$$\text{解得 } \Phi = 3.12\%$$

答: ①  $83.8\text{kJ/kg 干空气}$ , ②  $3.12\%$

4. 湿度为  $0.018\text{kg 水/kg 干空气}$  的湿空气在预热器中加热到  $128^\circ\text{C}$  后进入常压等焓干燥器中, 离开干燥器时空气的温度为  $49^\circ\text{C}$ , 求离开干燥器时露点温度。

解:  $I = (1.01 + 1.88H)t + 2500H$

$\therefore$  等焓  $\therefore I_1 = I_2$

$$\therefore (1.01 + 1.88H_1)t_1 + 2500H_1 = (1.01 + 1.88H_2)t_2 + 2500H_2$$

$$(1.01 + 1.88 \times 0.018) \times 128 + 2500 \times 0.018 = (1.01 + 1.88H_2) \times 49 + 2500H_2$$

$$\therefore H_2 = 0.0498\text{kg 水/kg 干气}$$

$$\therefore H = \frac{p}{P - p} \times 0.622$$

$$\therefore 0.0498 = 0.622 \times \frac{p}{1.013 \times 10^5 - p}$$

$$\therefore p = 7510\text{Pa}$$

查表得  $t_d = 40^\circ\text{C}$

答: 离开干燥器时露点温度  $t_d = 40^\circ\text{C}$

5. 干球温度为  $293\text{K}$ , 湿球温度为  $289\text{K}$  的空气, 经过预热器温度升高到  $323\text{K}$  后送至干燥器内。空气在干燥器中的变化为绝热冷却增湿过程, 离开时相对湿度为  $80\%$ 。总压强为  $1.0133 \times 10^5\text{Pa}$ 。求

(1) 原湿空气的湿度和焓 (2) 空气离开预热器时的湿度和焓 (3)  $100\text{m}^3$  原湿空气在预热过程中焓的变化 (4) 空气离开干燥器时的湿度和焓 (5)  $100\text{m}^3$  原湿空气绝热冷却增湿时所获得的水分量。

解: (1) 原湿空气的湿度和焓

由  $t_0=293\text{K}$  和  $t_{HO}=t_{WO}=289\text{K}$ , 查《化工原理例题与习题》上册湿空气性质附图 9-1 或图 9-2 得湿度  $H_0=0.009\text{kg/kg 干空气}$ 。

用前书式 9-11 计算湿空气的焓, 即

$$i_{HO} = (1.00 + 1.93H_0)(t_0 - 273) + 2490H_0$$

$$= (1.00 + 1.93 \times 0.009)(293 - 273) + 2490 \times 0.009$$

$$= 42.8 \text{kJ/kg}_{\text{干空气}}$$

读者也可以从  $i_H$ - $H$  图上直接读出的  $i_{H0}$  值。

(2) 空气离开预热器的湿度和焓

$$H_i = H_0 = 0.009 \text{kg/kg}_{\text{干空气}}$$

由  $H_1$ 、 $t_1=323\text{K}$  查前书  $i_H$ - $H$  图得

$$i_{H1} = 73.3 \text{kJ/kg}_{\text{干空气}}$$

读者也可用公式计算  $i_{H1}$ 。

(3)  $100\text{m}^3$  原湿空气在预热过程中焓的变化

含  $1\text{kg}$  干空气的原湿空气预热过程中焓值增高，增高的数值为

$$\Delta i_H = i_{H1} - i_{H0} = 73.3 - 42.8 = 30.5 \text{kJ/kg}_{\text{干空气}}$$

$$\text{原湿空气的比容 } V_{H0} = \left( \frac{1}{29} + \frac{H_0}{18} \right) \times 22.4 \times \frac{t_0}{273}$$

$$\text{湿空气/} = \left( \frac{1}{29} + \frac{0.009}{18} \right) \times 22.4 \times \frac{293}{273} = 0.84 \text{m}^3 \text{kg}_{\text{干空气}}$$

所以  $100\text{m}^3$  原湿空气预热过程中焓增高的数值为

$$\Delta i_H \times \frac{100}{V_{H0}} = 30.5 \times \frac{100}{0.841} = 3630 \text{kJ}$$

(4) 空气离开干燥器时的湿度和焓

因为空气在干燥器中的变化为绝热冷却增湿过程，所以

$$i_{H2} = i_{H1} = 73.3 \text{kJ/kg}_{\text{干空气}}$$

在湿空气性质图上，由离开预热器的空气状态点沿等焓线（绝热冷却增湿线）移动与  $\varphi_2 = 80\%$  的等  $\varphi$  线相交，交点即为空气离开干燥器时的状态点，由交点读出

$$H_2 = 0.0182 \text{kg/kg}_{\text{干空气}}$$

(5)  $100\text{m}^3$  原湿空气绝热冷却增湿时所获得的水分为

$$(H_2 - H_1) \times \frac{100}{V_{H0}} = (0.0182 - 0.009) \times \frac{100}{0.841} = 1.094 \text{kg}$$

答：(1)  $0.009\text{kg}_{\text{水/kg}_{\text{干空气}}}$ ， $42.8\text{J/kg}_{\text{干空气}}$  (2)  $0.009\text{kg}_{\text{水/kg}_{\text{干空气}}}$ ， $73.3\text{J/kg}_{\text{干空气}}$  (3)  $30.5 \text{J/kg}_{\text{干空气}}$ ，

(4)  $0.0182\text{kg}_{\text{水/kg}_{\text{干空气}}}$ ， $73.3\text{J/kg}_{\text{干空气}}$  (5)  $1.094\text{kg}$

6. 湿物料从湿含量  $50\%$  干燥至  $25\%$  时，从  $1\text{kg}$  原湿物料中除去的湿份量，为湿物料从湿含量  $2\%$  干燥至  $1\%$  (以上均为湿基) 时的若干倍？

解：基准：1kg 原湿物料

当湿物料从湿基湿含量 50%干燥至 25%时，相应的干基湿含量分别为

$$X_1 = \frac{50}{50} = 1.00 \text{ kg/kg 干物料}$$

$$X_2 = \frac{25}{75} = 0.333 \text{ kg/kg 干物料}$$

绝干物料量  $G_C = 1 \times 0.50 = 0.50 \text{ kg 干物料}$

除去的湿分量  $W_1 = G_C(X_1 - X_2) = 0.5(1.00 - 0.333) = 0.334 \text{ kg}$

当湿物料从湿基含量 2%干燥至 1%时，相应干基湿含量分别为

$$X_1 = \frac{2}{98} = 0.0204 \text{ kg/kg 干物料}$$

$$X_2 = \frac{1}{99} = 0.0101 \text{ kg/kg 干物料}$$

$$G_C = 1 \times (1 - 0.02) = 0.98 \text{ kg 干物料}$$

$$W_2 = 0.98(0.0204 - 0.0101) = 0.01009 \text{ kg}$$

$$\frac{W_1}{W_2} = \frac{0.334}{0.01009} = 33.1$$

即第一种情况下除去的湿份量是第二种情况下的 33.1 倍。

答：33.1

7. 用内直径为 1.2m 的转筒干燥器以干燥粒状物料，水分自 30%干燥至 2%(湿基)。所用空气进入干燥器时干球温度为 383K，湿球温度为 313K，空气在干燥器内的变化为等焓过程，离开干燥器时干球温度为 318K。规定空气在转筒内的质量速度不超过  $0.833 \text{ kg 干空气} / (\text{s} \cdot \text{m}^2)$ ，以免颗粒被吹出。试求每小时最多能向干燥器加入若干 kg 湿物料。

解：物料的干基湿含量为

$$X_1 = \frac{30}{70} = 0.429 \text{ kg/kg 干物料}$$

$$X_2 = \frac{2}{98} = 0.0204 \text{ kg/kg 干物料}$$

$$\begin{aligned} \text{干空气的流率 } L &= \bar{L} \times \frac{\pi}{4} D^2 \\ &= 0.833 \times \frac{\pi}{4} (1.2)^2 = 0.942 \text{ kg 干空气/s} \end{aligned}$$

由  $t_1=383\text{K}$  和  $t_{w1}=313\text{K}$  查湿空气性质图得  $H_1$  为  $0.0200 \text{ kg/kg 干空气}$ 。由于空气在干燥器内的变化为等焓过程，故空气沿干燥器流动时的湿球温度为常数，即  $t_{w2}$  和  $t_{w1}$  相等，为  $313\text{K}$ 。再由  $t_2=318\text{K}$  和  $t_{w2}=313\text{K}$  查湿空气性质图得  $H_2$  为  $0.0465 \text{ kg/kg 干空气}$ 。



对干燥器作水的衡算,得

$$G_C(X_1 - X_2) = L(H_2 - H_1)$$

或 
$$G_C = \frac{L(H_2 - H_1)}{X_1 - X_2} = \frac{0.942(0.0465 - 0.0200)}{0.429 - 0.0204} = 0.0611 \text{ kg 干空气/s}$$

$$\therefore G_1 = G_C(1 + X_1) = 0.0611(1 + 0.429) = 0.0873 \text{ kg 湿物料/s}$$

答:  $G=0.0873\text{kg/s}$

8. 某干燥系统的操作条件如下: 进入预热器的湿空气湿度  $H_0$  为  $0.01\text{kg} / \text{kg}$  干空气; 温度  $t_0$  为  $293\text{K}$ 。离开干燥器的湿空气湿度  $H_2$  为  $0.028\text{kg} / \text{kg}$  干空气、温度  $t_2$  为  $307\text{K}$ 。物料进入干燥器时的湿基湿含量  $w_1$  为  $50\%$ , 离开时  $w_2$  为  $13\%$ 。以干物料表示的干燥器的生产能力  $G_C$  为  $0.278\text{kg 干物料} / \text{s}$ 。干燥器内各项热量损失(包括物料带走的热量  $G_C(i_{m2} - i_{m1})$ 、损失于周围环境的热量  $Q_{LD}$ 、物料输送装置带走的热量  $Q_T$ )之和  $\Sigma Q$  等于向系统内所加入的总热量的  $15\%$ 。假设预热器的热损失可忽略。求干燥器所需要的空气流率和空气预热器中热量消耗速率。向干燥器输入热量的速率  $Q_D$  为零。

解: 物料的干基湿含量为

$$X_1 = \frac{W_1}{1 - W_1} = \frac{0.50}{1 - 0.50} = 1.00 \text{ kg/kg 干物料}$$

$$\text{及 } X_2 = \frac{W_2}{1 - W_2} = \frac{0.13}{1 - 0.13} = 0.1494 \text{ kg/kg 干物料}$$

$$\text{水分蒸发速率 } W = G_C(X_1 - X_2) = 0.278(1.00 - 0.1494) = 0.236 \text{ kg 水/s}$$

1、需要的空气流率

干燥器所需要的干空气流率为

$$L = \frac{W}{H_2 - H_1} = \frac{W}{H_2 - H_0} = \frac{0.236}{0.028 - 0.01} = 13.11 \text{ kg 干空气/s}$$

$$\text{湿空气流率} = L(1 + H_0) = 13.11(1 + 0.01) = 13.24 \text{ kg 湿空气/s}$$

2、预热器的热量消耗速率

对整个干燥系统作热量衡算, 得

$$Li_{H0} + Q_P + Q_D = Li_{H2} + Q_{LP} + Q_{LD} + G_C(i_{m2} - i_{m1}) + Q_T \quad (\text{a})$$

已知  $Q_D = 0$  及  $Q_{LP} = 0$

$$Q_{LD} + G_C(i_{m2} - i_{m1}) + Q_T = 0.15(Q_P + Q_D) = 0.15Q_P$$

代入式 a 得

$$Li_{H0} + Q_P = Li_{H2} + 0.15Q_P$$

$$\therefore Q_P = L(i_{H2} - i_{H0}) / 0.85 \quad (\text{b})$$

由  $H_0=0.01\text{kg/kg 干空气}$  和  $t_0=293\text{K}$  查湿空气性质图或用公式计算, 得  $i_{H0}$  为  $45\text{kJ/kg 干空气}$ 。由  $H_2=0.028$  和  $t_2=307\text{K}$  查图或用公式计算得  $i_{H2}=106\text{kJ/kg 干空气}$ 。

将以上数值代入式 b 得预热器的热量消耗速率为

$$Q_p = 13.11(106 - 45) / 0.85 = 941\text{kJ/s}$$

答:  $Q_p=941\text{kJ/s}$

9. 干球温度  $298\text{K}$ 、湿球温度  $289\text{K}$  的湿空气, 经预热至  $333\text{K}$  后送入干燥器, 干燥过程中损失的热量少于补充的热量,  $\delta=837\text{kJ/kg 汽化水}$ 。空气离开干燥器时的温度为:  $311\text{K}$ 。试求干燥器中水分的蒸发量为  $0.01667\text{kg/s}$  时原湿空气的消耗量。

解: 由  $t_0$  和  $t_{w0}$  查湿空气性质图得  $H_1=H_0=0.007\text{kg/kg 干空气}$

$$\therefore c_{H1} = 1.00 + 1.93H_1 = 1.00 + 1.93 \times 0.0072 = 1.014\text{kJ/(kg 干空气} \cdot \text{K)}$$

$$i_{H1} = c_{H1}(t_1 - 273) + 2490H_1 = 1.014(333 - 273) + 2490 \times 0.0072 = 78.8\text{kJ/kg 干空气}$$

$$\frac{i_{H2} - i_{H1}}{H_2 - H_1} = \delta$$

$$i_{H2} = (1.00 + 1.93H_2)(t_2 - 273) + 2490H_2$$

将已知值代入上二式, 即

$$\frac{i_{H2} - 78.8}{H_2 - 0.0072} = 837$$

$$i_{H2} = (1.00 + 1.93H_2)(311 - 273) + 2490H_2$$

解得  $H_2 = 0.0202\text{kg/kg 干空气}$

$$i_{H2} = 89.8\text{kJ/kg 干空气}$$

读者也可用图解法求空气离开干燥器时的状态参数

$$\text{干空气消耗量 } L = W / (H_2 - H_1) = 0.01667 / (0.0202 - 0.0072) = 1.282\text{kg 干空气/s}$$

$$\text{原湿空气的消耗量} = L(1 + H_0) = 1.282(1 + 0.0072) = 1.291\text{kg 湿空气/s}$$

答:  $L=1.291\text{kg/s}$

10. 某湿物料的初始含水量为  $5\%$ , 干燥后的含水量为  $1\%$ (即为湿基), 湿物料处理量为  $0.5\text{kg/s}$ , 空气的初始温度为  $20^\circ\text{C}$ , 初始湿含量为  $0.005\text{kg 水/kg 干空气}$ 。假设所有水分皆在表面气化阶段除去, 干燥设备保温良好, 空气的出口温度选定为  $70^\circ\text{C}$ , 试求:

(1) 将空气预热至  $150^\circ\text{C}$  进入干燥器, 此干燥过程所需供热量及热效率各为多少?

(2) 将空气预热至  $130^\circ\text{C}$  进入干燥器, 此干燥过程所需供热量及热效率有何变化?

解: (1) 当出口气体温度选定为  $t_2=70^\circ\text{C}$  时,

$$H_2 = \frac{(1.01 + 1.88H_1)t_1 + 2500H_1 - 1.01t_2}{2500 + 1.88t_2}$$

$$= \frac{(1.01 + 1.88 \times 0.005) \times 150 + 2500 \times 0.005 - 1.01 \times 70}{2500 + 1.88 \times 70} = 0.036 \text{ kg 水/kg 干空气}$$

所需空气量可由物料衡算式求出

$$G_C(X_1 - X_2) = V(H_2 - H_1)$$

$$V = \frac{G_C(X_1 - X_2)}{H_2 - H_1} = \frac{0.5 \times (1 - 0.05) \times \left( \frac{0.05}{1 - 0.05} - \frac{0.01}{1 - 0.01} \right)}{0.036 - 0.005} = 0.652 \text{ kg 干空气 / s}$$

所需供热量和热效率分别为

$$Q = V(1.01 + 1.88H_0)(t_1 - t_2)$$

$$= 0.652 \times (1.01 + 1.88 \times 0.005) \times (150 - 20) = 86.3 \text{ kJ/s}$$

$$\eta = \frac{t_1 - t_2}{t_1 - t_0} = \frac{150 - 70}{150 - 20} = 0.615$$

(2) 将空气预热至 130℃时, 空气出口湿度为

$$H_2 = \frac{(1.01 + 1.88H_1)t_1 + 2.500H_1 - 1.01t_2}{2.500 + 1.88t_2}$$

$$= \frac{(1.01 + 1.88 \times 0.005) \times 130 + 2.500 \times 0.005 - 1.01 \times 70}{2.500 + 1.88 \times 70} = 0.0282$$

所需空气量为

$$V = \frac{G_C(X_1 - X_2)}{H_2 - H_1}$$

$$= \frac{0.5 \times (1 - 0.05) \times \left( \frac{0.05}{1 - 0.05} - \frac{0.01}{1 - 0.01} \right)}{0.028 - 0.005} = 0.869 \text{ kg 干空气/s}$$

所需供热和热效率分别为

$$Q = V(1.01 + 1.88H_0)(t_1 - t_0)$$

$$= 0.869 \times (1.01 + 1.88 \times 0.005) \times (130 - 20) = 97.4 \text{ kJ/s}$$

$$\eta = \frac{t_1 - t_2}{t_1 - t_0} = \frac{130 - 70}{130 - 20} = 0.545$$

答: (1) . $Q=86.3\text{kg/s}$ ,  $\eta=0.615$ ; (2) . $Q=97.4\text{kg/s}$ ,  $\eta=0.545$

11. 某湿物料 10kg, 均匀地平摊在长 0.8m, 宽 0.6 m 的平底浅盘内, 并在恒定的空气条件下进行干燥, 物料的初始含水量为 15%, 干燥 4 小时后含水量降为 8%, 已知在此条件下物料的平衡含水量为 1%, 临界含水量为 6%(皆为湿基), 并假定降速阶段的干燥速率与物料的自由含水量(干基)呈线性关系, 试求:

(1)将物料继续干燥至含水量为2%，所需要总干燥时间为多少？

(2)现将物料均匀地平摊在两个相同的浅盘内，并在同样空气条件下进行干燥，只需4小时便可将物料的水分降至2%，问物料的临界含水量有何变化？恒速干燥阶段的时间为多少？

解：(1) 绝对干物料的质量为

$$G_c = G(1 - \omega_1) = 10 \times (1 - 0.15) = 8.5 \text{ kg}$$

物料初始含水量（干基）为

$$X_1 = \frac{\omega_1}{1 - \omega_1} = \frac{0.15}{1 - 0.15} = 0.176 \text{ kg 水/kg 干物料}$$

干燥4小时，物料的含水量（干基）为

$$X = \frac{\omega}{1 - \omega} = \frac{0.08}{1 - 0.08} = 0.087 \text{ kg 水/kg 干物料}$$

物料的平衡含水量（干基）为

$$X^* = \frac{\omega^*}{1 - \omega^*} = \frac{0.01}{1 - 0.01} = 0.0101 \text{ kg 水/kg 干物料}$$

物料的临界含水量（干基）为

$$X_c = \frac{\omega_c}{1 - \omega_c} = \frac{0.06}{1 - 0.06} = 0.0638 \text{ kg 水/kg 干物料}$$

物料的最终含水量（干基）为

$$X_2 = \frac{\omega_2}{1 - \omega_2} = \frac{0.02}{1 - 0.02} = 0.0204 \text{ kg 水/kg 干物料}$$

因  $\omega > \omega_c$ ，故整个4小时全部是恒速干燥，干燥速率为

$$N_A = \frac{G_c}{A\tau} (X_1 - X) = \frac{8.5}{0.8 \times 0.6 \times 4} \times (0.176 - 0.087) = 0.394 \text{ kg/ (m}^2 \cdot \text{h)}$$

将物料干燥到临界含水量所需时间为

$$\tau_1 = \frac{G_c}{AN_A} (X_1 - X_c) = \frac{8.5}{0.8 \times 0.6 \times 0.394} \times (0.176 - 0.0638) = 5.04 \text{ h}$$

继续将物料干燥到所需时间为

$$\begin{aligned} \tau_2 &= \frac{G_c}{AK_X} \ln \frac{X_c - X^*}{X_2 - X^*} = \frac{G_c (X_c - X^*)}{AN_A} \ln \frac{X_c - X^*}{X_2 - X^*} \\ &= \frac{8.5 \times (0.0638 - 0.0101)}{0.8 \times 0.4 \times 0.394} \ln \frac{0.0638 - 0.0101}{0.0204 - 0.0101} = 3.98 \text{ h} \end{aligned}$$

所需总时间为

$$\tau = \tau_1 + \tau_2 = 5.04 + 3.98 = 9.02 \text{ h}$$

(2) 物料的平衡含水量只与空气的状态有关，物料在恒速阶段的干燥速率只取决于空气的

状态与流速，故将物料均匀平摊在两个盘子里，干燥面积加倍，而且  $X_2 = 0.0204$ ， $N_A = 0.394$  不

变。设此时物料的临界含水量为  $X'_c$ ，则以下诸式必同时得到满足：

$$\tau_1 = \frac{G_c}{2AN_A}(X_1 - X'_c) = \frac{8.5}{2 \times 0.8 \times 0.6 \times 0.394} \times (0.176 - X'_c)$$

$$\tau_2 = \frac{G_c(X'_c - X^*)}{2AN_A} \ln \frac{X'_c - X^*}{X_2 - X^*} = \frac{8.5((X'_c - 0.0101))}{3 \times 0.8 \times 0.6 \times 0.394} \ln \frac{X'_c - 0.0101}{0.0204 - 0.0101}$$

$$\tau = \tau_1 + \tau_2 = 4.0\text{h}$$

设  $X'_c = 0.05$ ，由以上三式分别求出  $\tau_1 = 2.83\text{h}$ ， $\tau_2 = 1.121\text{h}$ ， $\tau = 4.04 \approx 4.0\text{h}$ ，故  $X'_c$  的

假定值正确，以上计算有效。

答：  $\tau = 9.02\text{h}$ ， $X_c = 0.05$