

# 第一章 流体流动

【例 1-1】 已知硫酸与水的密度分别为  $1830\text{kg/m}^3$  与  $998\text{kg/m}^3$ ，试求含硫酸为 60%（质量）的硫酸水溶液的密度为若干。

解：根据式 1-4

$$\begin{aligned}\frac{1}{\rho_m} &= \frac{0.6}{1830} + \frac{0.4}{998} \\ &= (3.28+4.01) \times 10^{-4} = 7.29 \times 10^{-4} \\ \rho_m &= 1372\text{kg/m}^3\end{aligned}$$

【例 1-2】 已知干空气的组成为： $\text{O}_2$ 21%、 $\text{N}_2$ 78%和  $\text{Ar}$ 1%（均为体积%），试求干空气在压力为  $9.81 \times 10^4\text{Pa}$  及温度为  $100^\circ\text{C}$  时的密度。

解：首先将摄氏度换算成开尔文

$$100^\circ\text{C} = 273 + 100 = 373\text{K}$$

再求干空气的平均摩尔质量

$$\begin{aligned}M_m &= 32 \times 0.21 + 28 \times 0.78 + 39.9 \times 0.01 \\ &= 28.96\text{kg/m}^3\end{aligned}$$

根据式 1-3a 气体的平均密度为：

$$\rho_m = \frac{9.81 \times 10 \times 28.96}{8.314 \times 373} = 0.916\text{kg/m}^3$$

【例 1-3】 本题附图所示的开口容器内盛有油和水。油层高度  $h_1=0.7\text{m}$ 、密度  $\rho_1=800\text{kg/m}^3$ ，水层高度  $h_2=0.6\text{m}$ 、密度  $\rho_2=1000\text{kg/m}^3$ 。

（1）判断下列两关系是否成立，即  $p_A=p'_A$   $p_B=p'_B$

（2）计算水在玻璃管内的高度  $h$ 。

解：（1）判断题给两关系式是否成立  $p_A=p'_A$  的关系成立。因  $A$  与  $A'$  两点在静止的连通着的同一流体内，并在同一水平面上。所以截面  $A-A'$  称为等压面。

$p_B=p'_B$  的关系不能成立。因  $B$  及  $B'$  两点虽在静止流体的同一水平面上，但不是连通着的同一种流体，即截面  $B-B'$  不是等压面。

（2）计算玻璃管内水的高度  $h$  由上面讨论知，  
 $p_A=p'_A$ ，而  $p_A=p'_A$  都可以用流体静力学基本方程式计算，即

$$p_A = p_a + \rho_1 g h_1 + \rho_2 g h_2$$

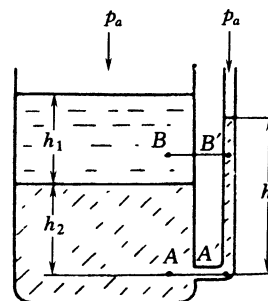
$$p'_A = p_a + \rho_2 g h$$

于是  $p_a + \rho_1 g h_1 + \rho_2 g h_2 = p_a + \rho_2 g h$

简化上式并将已知值代入，得

$$800 \times 0.7 + 1000 \times 0.6 = 1000h$$

解得  $h=1.16\text{m}$



例 1-3 附图

【例 1-4】 如本题附图所示，在异径水平管段两截面（1-1'、2-2'）连一倒置  $U$  管压差计，压差计读数  $R=200\text{mm}$ 。试求两截面间的压强差。

解：因为倒置 U 管，所以其指示液应为水。设空气和水的密度分别为  $\rho_g$  与  $\rho$ ，根据流体静力学基本原理，截面  $a-a'$  为等压面，则

$$p_a = p_{a'}$$

又由流体静力学基本方程式可得

$$p_a = p_1 - \rho g M$$

$$p_{a'} = p_2 - \rho g (M - R) - \rho_g g R$$

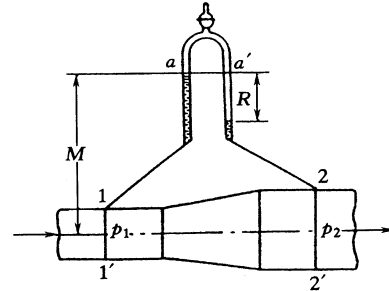
联立上三式，并整理得

$$p_1 - p_2 = (\rho - \rho_g) g R$$

由于  $\rho_g \ll \rho$ ，上式可简化为

$$p_1 - p_2 \approx \rho g R$$

所以  $p_1 - p_2 \approx 1000 \times 9.81 \times 0.2 = 1962 \text{ Pa}$



例 1-4 附图

【例 1-5】如本题附图所示，蒸汽锅炉上装置一复式 U 形水银测压计，截面 2、4 间充满水。已知对某基准面而言各点的标高为  $z_0 = 2.1 \text{ m}$ ， $z_2 = 0.9 \text{ m}$ ， $z_4 = 2.0 \text{ m}$ ， $z_6 = 0.7 \text{ m}$ ， $z_7 = 2.5 \text{ m}$ 。试求锅炉内水面上的蒸汽压强。

解：按静力学原理，同一种静止流体的连通器内、同一水平面上的压强相等，故有

$$p_1 = p_2, p_3 = p_4, p_5 = p_6$$

对水平面 1-2 而言， $p_2 = p_1$ ，即

$$p_2 = p_a + \rho g (z_0 - z_1)$$

对水平面 3-4 而言，

$$p_3 = p_4 = p_2 - \rho g (z_4 - z_2)$$

对水平面 5-6 有

$$p_6 = p_4 + \rho g (z_4 - z_5)$$

锅炉蒸汽压强  $p = p_6 - \rho g (z_7 - z_6)$

$$p = p_a + \rho g (z_0 - z_1) + \rho g (z_4 - z_5) - \rho g (z_4 - z_2) - \rho g (z_7 - z_6)$$

则蒸汽的表压为

$$\begin{aligned} p - p_a &= \rho g (z_0 - z_1 + z_4 - z_5) - \rho g (z_4 - z_2 + z_7 - z_6) \\ &= 13600 \times 9.81 \times (2.1 - 0.9 + 2.0 - 0.7) - 1000 \times 9.81 \times \\ &\quad (2.0 - 0.9 + 2.5 - 0.7) \\ &= 3.05 \times 10^5 \text{ Pa} = 305 \text{ kPa} \end{aligned}$$

【例 1-6】某厂要求安装一根输水量为  $30 \text{ m}^3/\text{h}$  的管路，试选择合适的管径。

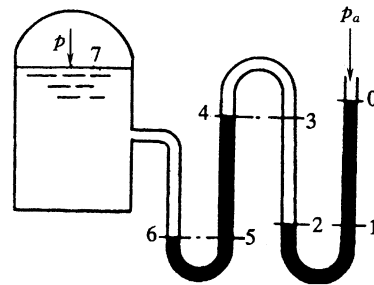
解：根据式 1-20 计算管径

$$d = \sqrt{\frac{4V_s}{\pi u}}$$

式中  $V_s = \frac{30}{3600} \text{ m}^3/\text{s}$

参考表 1-1 选取水的流速  $u = 1.8 \text{ m/s}$

$$d = \sqrt{\frac{\frac{30}{3600}}{0.785 \times 1.8}} = 0.077 \text{ m} = 77 \text{ mm}$$



例 1-5 附图

查附录二十二中管子规格，确定选用  $\phi 89 \times 4$ （外径 89mm，壁厚 4mm）的管子，其内径为：

$$d = 89 - (4 \times 2) = 81 \text{ mm} = 0.081 \text{ m}$$

因此，水在输送管内的实际流速为：

$$u = \frac{\frac{30}{3600}}{0.785 \times (0.081)^2} = 1.62 \text{ m/s}$$

【例 1-7】 在稳定流动系统中，水连续从粗管流入细管。粗管内径  $d_1=10\text{cm}$ ，细管内径  $d_2=5\text{cm}$ ，当流量为  $4 \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s}$  时，求粗管内和细管内水的流速？

解：根据式 1-20

$$u_1 = \frac{V_s}{A_1} = \frac{4 \times 10^{-3}}{\frac{\pi}{4} \times (0.1)^2} = 0.51 \text{ m/s}$$

根据不可压缩流体的连续性方程

$$u_1 A_1 = u_2 A_2$$

由此

$$\frac{u_2}{u_1} = \left( \frac{d_1}{d_2} \right)^2 = \left( \frac{10}{5} \right)^2 = 4 \text{ 倍}$$

$$u_2 = 4u_1 = 4 \times 0.51 = 2.04 \text{ m/s}$$

【例 1-8】 将高位槽内料液向塔内加料。高位槽和塔内的压力均为大气压。要求料液在管内以  $0.5\text{m/s}$  的速度流动。设料液在管内压头损失为  $1.2\text{m}$ （不包括出口压头损失），试求高位槽的液面应该比塔入口处高出多少米？

解：取管出口高度的 0—0 为基准面，高位槽的液面为 1—1 截面，因要求计算高位槽的液面比塔入口处高出多少米，所以把 1—1 截面选在此就可以直接算出所求的高度  $x$ ，同时在此液面处的  $u_1$  及  $p_1$  均为已知值。2—2 截面选在管出口处。在 1—1 及 2—2 截面间列柏努利方程：

$$gZ_1 + \frac{p_1}{\rho} + \frac{u_1^2}{2} = gZ_2 + \frac{p_2}{\rho} + \frac{u_2^2}{2} + \Sigma h_f$$

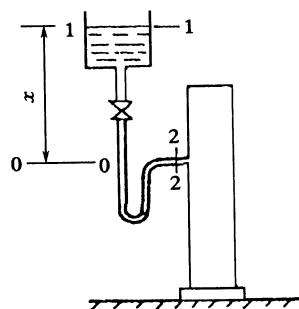
式中  $p_1=0$ （表压）高位槽截面与管截面相差很大，故高位槽截面的流速与管内流速相比，其值很小，即  $u_1 \approx 0$ ， $Z_1=x$ ， $p_2=0$ （表压）， $u_2=0.5\text{m/s}$ ， $Z_2=0$ ， $\Sigma h_f/g=1.2\text{m}$

将上述各项数值代入，则

$$9.81x = \frac{(0.5)^2}{2} + 1.2 \times 9.81$$

$$x = 1.2 \text{ m}$$

计算结果表明，动能项数值很小，流体位能的降低主要用于克服管路阻力。



例 1-8 附图

【例 1-9】  $20^\circ\text{C}$  的空气在直径为  $80\text{mm}$  的水平管流过。现于管路中接一文丘里管，如本题附

图所示。文丘里管的上游接一水银  $U$  管压差计，在直径为 20mm 的喉颈处接一细管，其下部插入水槽中。空气流过文丘里管的能量损失可忽略不计。当  $U$  管压差计读数  $R=25\text{mm}$ 、 $h=0.5\text{m}$  时，试求此时空气的流量为若干  $\text{m}^3/\text{h}$ 。当地大气压强为  $101.33 \times 10^3 \text{Pa}$ 。

解：文丘里管上游测压口处的压强为

$$p_1 = \rho_{\text{Hg}} g R = 13600 \times 9.81 \times 0.025 \\ = 3335 \text{Pa (表压)}$$

喉颈处的压强为

$$p_2 = -\rho g h = -1000 \times 9.81 \times 0.5 = -4905 \text{Pa (表压)}$$

空气流经截面 1-1' 与 2-2' 的压强变化为

$$\frac{p_1 - p_2}{p_1} = \frac{(101330 + 3335) - (101330 - 4905)}{101330 + 3335} = 0.079 = 7.9\% < 20\%$$

故可按不可压缩流体来处理。

两截面间的空气平均密度为

$$\rho = \rho_m = \frac{M}{22.4} \frac{T_0 p_m}{T p_0} = \frac{29}{22.4} \times \frac{273 \left[ 101330 + \frac{1}{2} (3335 - 4905) \right]}{293 \times 101330} = 1.20 \text{kg/m}^3$$

在截面 1-1' 与 2-2' 之间列柏努利方程式，以管道中心线作基准水平面。两截面间无外功加入，即  $W_e = 0$ ；能量损失可忽略，即  $\sum h_f = 0$ 。据此，柏努利方程式可写为

$$gZ_1 + \frac{u_1^2}{2} + \frac{p_1}{\rho} = gZ_2 + \frac{u_2^2}{2} + \frac{p_2}{\rho}$$

式中  $Z_1 = Z_2 = 0$

所以 
$$\frac{u_1^2}{2} + \frac{3335}{1.2} = \frac{u_2^2}{2} - \frac{4905}{1.2}$$

简化得  $u_2^2 - u_1^2 = 13733$

据连续性方程  $u_1 A_1 = u_2 A_2$

得 
$$u_2 = u_1 \frac{A_1}{A_2} = u_1 \left( \frac{d_1}{d_2} \right)^2 = u_1 \left( \frac{0.08}{0.02} \right)^2$$

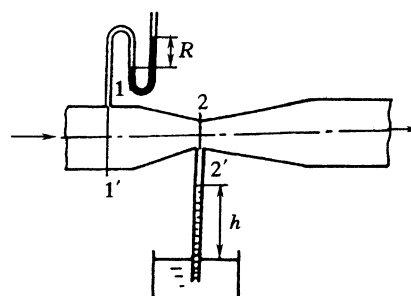
$$u_2 = 16u_1 \quad (b)$$

以式 (b) 代入式 (a)，即  $(16u_1)^2 - u_1^2 = 13733$

解得  $u_1 = 7.34 \text{m/s}$

空气的流量为

$$Vs = 3600 \times \frac{\pi}{4} d_1^2 u_1 = 3600 \times \frac{\pi}{4} \times 0.08^2 \times 7.34 = 132.8 \text{m}^3/\text{h}$$



例 1-9 附图

【例 1-10】水在本题附图所示的虹吸管内作定态流动，管路直径没有变化，水流经管路的能量损失可以忽略不计，试计算管内截面 2-2'、3-3'、4-4' 和 5-5' 处的压强。大气压强为  $1.0133 \times 10^5 \text{Pa}$ 。图中标注的尺寸均以  $\text{mm}$  计。

解：为计算管内各截面的压强，应首先计算管内水的流速。先在贮槽水面 1-1' 及管子出口内

侧截面 6-6' 间列柏努利方程式, 并以截面 6-6' 为基准水平面。由于管路的能量损失忽略不计, 即  $\Delta h_f = 0$ , 故柏努利方程式可写为

$$gZ_1 + \frac{u_1^2}{2} + \frac{p_1}{\rho} = gZ_2 + \frac{u_2^2}{2} + \frac{p_2}{\rho}$$

式中  $Z_1=1\text{m}$   $Z_6=0$   $p_1=0$  (表压)  $p_6=0$  (表压)  $u_1 \approx 0$

将上列数值代入上式, 并简化得

$$9.81 \times 1 = \frac{u_6^2}{2}$$

解得  $u_6=4.43\text{m/s}$

由于管路直径无变化, 则管路各截面积相等。根据连续性方程式知  $V_s=Au=\text{常数}$ , 故管内各截面的流速不变, 即

$$u_2=u_3=u_4=u_5=u_6=4.43\text{m/s}$$

则  $\frac{u_2^2}{2} = \frac{u_3^2}{2} = \frac{u_4^2}{2} = \frac{u_5^2}{2} = \frac{u_6^2}{2} = 9.81\text{J/kg}$

因流动系统的能量损失可忽略不计, 故水可视为理想流体, 则系统内各截面上流体的总机械能  $E$  相等, 即

$$E = gZ + \frac{u^2}{2} + \frac{p}{\rho} = \text{常数}$$

总机械能可以用系统内任何截面去计算, 但根据本题条件, 以贮槽水面 1-1' 处的总机械能计算较为简便。现取截面 2-2' 为基准水平面, 则上式中  $Z=2\text{m}$ ,  $p=101330\text{Pa}$ ,  $u \approx 0$ , 所以总机械能为

$$E = 9.81 \times 3 + \frac{101330}{1000} = 130.8\text{J/kg}$$

计算各截面的压强时, 亦应以截面 2-2' 为基准水平面, 则  $Z_2=0$ ,  $Z_3=3\text{m}$ ,  $Z_4=3.5\text{m}$ ,  $Z_5=3\text{m}$ 。

(1) 截面 2-2' 的压强

$$p_2 = \left( E - \frac{u_2^2}{2} - gZ_2 \right) \rho = (130.8 - 9.81) \times 1000 = 120990\text{Pa}$$

(2) 截面 3-3' 的压强

$$p_3 = \left( E - \frac{u_3^2}{2} - gZ_3 \right) \rho = (130.8 - 9.81 - 9.81 \times 3) \times 1000 = 91560\text{Pa}$$

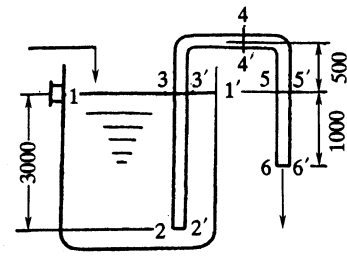
(3) 截面 4-4' 的压强

$$p_4 = \left( E - \frac{u_4^2}{2} - gZ_4 \right) \rho = (130.8 - 9.81 - 9.81 \times 3.5) \times 1000 = 86660\text{Pa}$$

(4) 截面 5-5' 的压强

$$p_5 = \left( E - \frac{u_5^2}{2} - gZ_5 \right) \rho = (130.8 - 9.81 - 9.81 \times 3) \times 1000 = 91560\text{Pa}$$

从以上结果可以看出, 压强不断变化, 这是位能与静压强反复转换的结果。



例 1-10 附图

【例 1-11】 用泵将贮槽中密度为  $1200\text{kg/m}^3$  的溶液送到蒸发器内，贮槽内液面维持恒定，其上方压强为  $101.33 \times 10^3\text{Pa}$ ，蒸发器上部的蒸发室内操作压强为  $26670\text{Pa}$ （真空度），蒸发器进料口高于贮槽内液面  $15\text{m}$ ，进料量为  $20\text{m}^3/\text{h}$ ，溶液流经全部管路的能量损失为  $120\text{J/kg}$ ，求泵的有效功率。管路直径为  $60\text{mm}$ 。

解：取贮槽液面为 1—1 截面，管路出口内侧为 2—2 截面，并以 1—1 截面为基准水平面，在两截面间列柏努利方程。

$$gZ_1 + \frac{u_1^2}{2} + \frac{p_1}{\rho} + W_e = gZ_2 + \frac{u_2^2}{2} + \frac{p_2}{\rho} + \Sigma h_f$$

式中  $Z_1=0$   $Z_2=15\text{m}$   $p_1=0$ （表压）  $p_2=-26670\text{Pa}$ （表压）  $u_1=0$

$$u_2 = \frac{\frac{20}{3600}}{0.785 \times (0.06)^2} = 1.97\text{m/s}$$

$$\Sigma h_f = 120\text{J/kg}$$

将上述各项数值代入，则

$$W_e = 15 \times 9.81 + \frac{(1.97)^2}{2} + 120 - \frac{26670}{1200} = 246.9\text{J/kg}$$

泵的有效功率  $N_e$  为：

$$N_e = W_e \cdot w_s$$

式中

$$w_s = V_s \cdot \rho = \frac{20 \times 1200}{3600} = 6.67\text{kg/s}$$

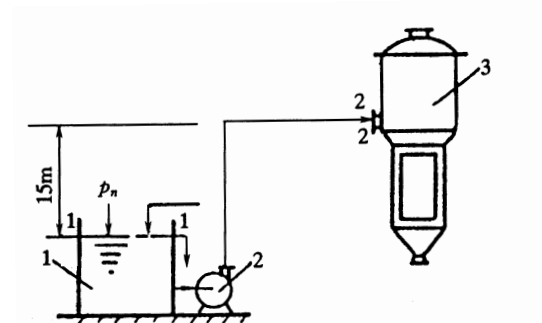
$$N_e = 246.9 \times 6.67 = 1647\text{W} = 1.65\text{kW}$$

实际上泵所作的功并不是全部有效的，故要考虑泵的效率  $\eta$ ，实际上泵所消耗的功率（称轴功率） $N$  为

$$N = \frac{N_e}{\eta}$$

设本题泵的效率为  $0.65$ ，则泵的轴功率为：

$$N = \frac{1.65}{0.65} = 2.54\text{kW}$$



例 1-11 附图

【例 1-12】 试推导下面两种形状截面的当量直径的计算式。

- (1) 管道截面为长方形，长和宽分别为  $a$ 、 $b$ ；
- (2) 套管换热器的环形截面，外管内径为  $d_1$ ，内管外径为  $d_2$ 。

解：(1) 长方形截面的当量直径

$$d_e = \frac{4A}{\Pi}$$

式中  $A=ab$   $\Pi=2(a+b)$

故

$$d_e = \frac{4ab}{2(a+b)} = \frac{2ab}{(a+b)}$$

(2) 套管换热器的环隙形截面的当量直径

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

$$\Pi = \pi d_1 + \pi d_2 = \pi (d_1 + d_2)$$

故

$$d_e = \frac{4 \times \frac{\pi}{4} (d_1^2 - d_2^2)}{\pi (d_1 + d_2)} = d_1 - d_2$$

【例 1-13】 料液自高位槽流入精馏塔，如附图所示。塔内压强为  $1.96 \times 10^4 \text{Pa}$ （表压），输送管道为  $\phi 36 \times 2 \text{mm}$  无缝钢管，管长  $8 \text{m}$ 。管路中装有  $90^\circ$  标准弯头两个， $180^\circ$  回弯头一个，球心阀（全开）一个。为使料液以  $3 \text{m}^3/\text{h}$  的流量流入塔中，问高位槽应安置多高？（即位差  $Z$  应为多少米）。料液在操作温度下的物性：密度  $\rho = 861 \text{kg/m}^3$ ；粘度  $\mu = 0.643 \times 10^{-3} \text{Pa} \cdot \text{s}$ 。  
解：取管出口处的水平面作为基准面。在高位槽液面 1-1 与管出口截面 2-2 间列柏努利方程

$$gZ_1 + \frac{p_1}{\rho} + \frac{u_1^2}{2} = gZ_2 + \frac{p_2}{\rho} + \frac{u_2^2}{2} + \Sigma h_f$$

式中  $Z_1 = Z$   $Z_2 = 0$   $p_1 = 0$ （表压）

$$u_1 \approx 0 \quad p_2 = 1.96 \times 10^4 \text{Pa}$$

$$u_2 = \frac{V_s}{\frac{\pi}{4} d^2} = \frac{\frac{3}{3600}}{0.785(0.032)^2} = 1.04 \text{m/s}$$

阻力损失

$$\Sigma h_f = \left( \lambda \frac{l}{d} + \zeta \right) \frac{u^2}{2}$$

取管壁绝对粗糙度  $\varepsilon = 0.3 \text{mm}$ ，则：

$$\frac{\varepsilon}{d} = \frac{0.3}{32} = 0.0093$$

$$Re = \frac{du\rho}{\mu} = \frac{0.032 \times 1.04 \times 861}{0.643 \times 10^{-3}} = 4.46 \times 10^4 (\text{湍流})$$

由图 1-23 查得  $\lambda = 0.039$

局部阻力系数由表 1-4 查得为

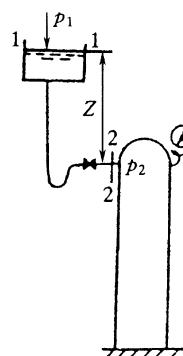
进口突然缩小（入管口）  $\zeta = 0.5$

$90^\circ$  标准弯头  $\zeta = 0.75$

$180^\circ$  回弯头  $\zeta = 1.5$

球心阀(全开)  $\zeta = 6.4$

故



例 1-13 附图

$$\begin{aligned}\Sigma h_f &= \left( 0.039 \times \frac{8}{0.032} + 0.5 + 2 \times 0.75 + 1.5 + 6.4 \right) \times \frac{(1.04)^2}{2} \\ &= 10.6 \text{ J/kg}\end{aligned}$$

所求位差

$$Z = \frac{p_2 - p_1}{\rho g} + \frac{u_2^2}{2g} + \frac{\Sigma h_f}{g} = \frac{1.96 \times 10^4}{861 \times 9.81} + \frac{(1.04)^2}{2 \times 9.81} + \frac{10.6}{9.81} = 3.46 \text{ m}$$

截面 2—2 也可取在管出口外端, 此时料液流入塔内, 速度  $u_2$  为零。但局部阻力应计入突然扩大 (流入大容器的出口) 损失  $\xi=1$ , 故两种计算方法结果相同。

**【例 1-14】** 通过一个不包含  $u$  的数群来解决管路操作型的计算问题。

已知输出管径为  $\Phi 89 \times 3.5 \text{ mm}$ , 管长为  $138 \text{ m}$ , 管子相对粗糙度  $\varepsilon/d=0.0001$ , 管路总阻力损失为  $50 \text{ J/kg}$ , 求水的流量为若干。水的密度为  $1000 \text{ kg/m}^3$ , 粘度为  $1 \times 10^{-3} \text{ Pa} \cdot \text{s}$ 。

解: 由式 1-47 可得

$$\lambda = \frac{2dh_f}{lu^2}$$

$$\text{又} \quad Re^2 = \left( \frac{du\rho}{\mu} \right)^2$$

将上两式相乘得到与  $u$  无关的无因次数群

$$\lambda Re^2 = \frac{2d^3 \rho^2 h_f}{l\mu^2} \quad (1-53)$$

因  $\lambda$  是  $Re$  及  $\varepsilon/d$  的函数, 故  $\lambda Re^2$  也是  $\varepsilon/d$  及  $Re$  的函数。图 1-29 上的曲线即为不同相对粗糙度下  $Re$  与  $\lambda Re^2$  的关系曲线。计算  $u$  时, 可先将已知数据代入式 1-53, 算出  $\lambda Re^2$ , 再根据  $\lambda Re^2$ 、 $\varepsilon/d$  从图 1-29 中确定相应的  $Re$ , 再反算出  $u$  及  $V_s$ 。

将题中数据代入式 1-53, 得

$$\lambda Re^2 = \frac{2d^3 \rho^2 h_f}{l\mu^2} = \frac{2 \times (0.082)^3 \times (1000)^2 \times 50}{138 \times (1 \times 10^{-3})^2} = 4 \times 10^8$$

根据  $\lambda Re^2$  及  $\varepsilon/d$  值, 由图 1-29a 查得  $Re=1.5 \times 10^5$

$$u = \frac{Re\mu}{d\rho} = \frac{1.5 \times 10^5 \times 10^{-3}}{0.082 \times 1000} = 1.83 \text{ m/s}$$

水的流量为:

$$V_s = \frac{\pi}{4} d^2 u = 0.785 \times (0.082)^2 \times 1.83 = 9.66 \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s} = 34.8 \text{ m}^3/\text{h}$$

**【例 1-15】** 计算并联管路的流量

在图 1-30 所示的输水管路中, 已知水的总流量为  $3 \text{ m}^3/\text{s}$ , 水温为  $20^\circ\text{C}$ , 各支管总长度分别为  $l_1=1200 \text{ m}$ ,  $l_2=1500 \text{ m}$ ,  $l_3=800 \text{ m}$ ; 管径  $d_1=600 \text{ mm}$ ,  $d_2=500 \text{ mm}$ ,  $d_3=800 \text{ mm}$ ; 求 AB 间的阻力损失及各管的流量。已知输水管为铸铁管,  $\varepsilon=0.3 \text{ mm}$ 。



解：各支管的流量可由式 1-58 和式 1-54 联立求解得出。但因  $\lambda_1$ 、 $\lambda_2$ 、 $\lambda_3$  均未知，须用试差法求解。

设各支管的流动皆进入阻力平方区，由

$$\frac{\varepsilon_1}{d_1} = \frac{0.3}{600} = 0.0005$$

$$\frac{\varepsilon_2}{d_2} = \frac{0.3}{500} = 0.0006$$

$$\frac{\varepsilon_3}{d_3} = \frac{0.3}{800} = 0.000375$$

从图 1-23 分别查得摩擦系数为：

$$\lambda_1=0.017; \quad \lambda_2=0.0177; \quad \lambda_3=0.0156$$

由式 1-58

$$\begin{aligned} V_{s1} : V_{s2} : V_{s3} &= \sqrt{\frac{(0.6)^5}{0.017 \times 1200}} : \sqrt{\frac{(0.5)^5}{0.0177 \times 1500}} : \sqrt{\frac{(0.8)^5}{0.0156 \times 800}} \\ &= 0.0617 : 0.0343 : 0.162 \end{aligned}$$

又

$$V_{s1} + V_{s2} + V_{s3} = 3 \text{ m}^3/\text{s}$$

故

$$V_{s1} = \frac{0.0617 \times 3}{(0.0617 + 0.0343 + 0.162)} = 0.72 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$V_{s2} = \frac{0.0343 \times 3}{(0.0617 + 0.0343 + 0.162)} = 0.40 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$V_{s3} = \frac{0.162 \times 3}{(0.0617 + 0.0343 + 0.162)} = 1.88 \text{ m}^3/\text{s}$$

校核  $\lambda$  值：

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

$$\text{已知} \quad \mu = 1 \times 10^{-3} \text{ Pa} \cdot \text{s} \quad \rho = 1000 \text{ kg/m}^3$$

$$Re = \frac{4 \times 1000 \times V_s}{\pi \times 10^{-3} d} = 1.27 \times 10^5 \frac{V_s}{d}$$

故

$$Re_1 = 1.27 \times 10^5 \times \frac{0.72}{0.6} = 1.52 \times 10^6$$

$$Re_2 = 1.27 \times 10^5 \times \frac{0.4}{0.5} = 1.02 \times 10^6$$

$$Re_3 = 1.27 \times 10^5 \times \frac{1.88}{0.8} = 2.98 \times 10^6$$

由  $Re_1$ 、 $Re_2$ 、 $Re_3$  从图 1-23 可以看出，各支管进入或十分接近阻力平方区，故假设成立，以上计算正确。

A、B 间的阻力损失  $h_f$  可由式 1-56 求出

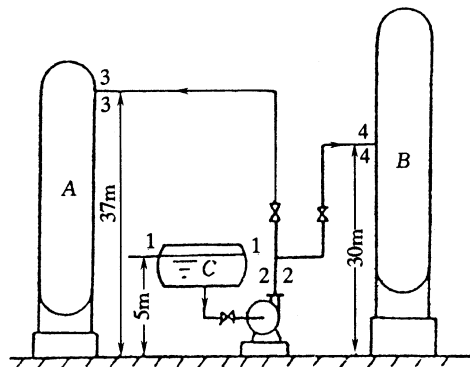
$$h_f = \frac{8\lambda l_1 V_{s1}^2}{\pi^2 d_1^5} = \frac{8 \times 0.017 \times 1200 \times (0.72)^2}{\pi^2 (0.6)^5} = 110 \text{ J/kg}$$

【例 1-16】 用泵输送密度为  $710 \text{ kg/m}^3$  的油品，如附图所示，从贮槽经泵出口后分为两路：一路送到 A 塔顶部，最大流量为  $10800 \text{ kg/h}$ ，塔内表压强为  $98.07 \times 10^4 \text{ Pa}$ 。另一路送到 B 塔中部，最大流量为  $6400 \text{ kg/h}$ ，塔内表压强为  $118 \times 10^4 \text{ Pa}$ 。贮槽 C 内液面维持恒定，液面上方的表压强为  $49 \times 10^3 \text{ Pa}$ 。

现已估算出当管路上的阀门全开，且流量达到规定的最大值时油品流经各段管路的阻力损失是：由截面 1—1 至 2—2 为  $20 \text{ J/kg}$ ；由截面 2—2 至 3—3 为  $60 \text{ J/kg}$ ；由截面 2—2 至 4—4 为  $50 \text{ J/kg}$ 。油品在管内流动时的动能很小，可以忽略。各截面离地面的垂直距离见本题附图。

已知泵的效率为  $60\%$ ，求此情况下泵的轴功率。

解：在 1—1 与 2—2 截面间列柏努利方程，以地面为基准水平面。



例 1-16 附图

$$gZ_1 + \frac{p_1}{\rho} + \frac{u_1^2}{2} + W_e = gZ_2 + \frac{p_2}{\rho} + \frac{u_2^2}{2} + \Sigma h_{f1-2}$$

$$\text{式中 } Z_1 = 5 \text{ m} \quad p_1 = 49 \times 10^3 \text{ Pa} \quad u_1 \approx 0$$

$$Z_2, p_2, u_2 \text{ 均未知, } \Sigma h_{f1-2} = 20 \text{ J/kg}$$

设  $E$  为任一截面上三项机械能之和，则截面 2—2 上的  $E_2 = gZ_2 + p_2/\rho + u_2^2/2$  代入柏努利方程得

$$W_e = E_2 + 20 - 5 \times 9.81 - \frac{49 \times 10^3}{710} = E_2 - 98.06 \quad (a)$$

由上式可知，需找出分支 2—2 处的  $E_2$ ，才能求出  $W_e$ 。根据分支管路的流动规律  $E_2$  可由  $E_3$  或  $E_4$  算出。但每千克油品从截面 2—2 到截面 3—3 与自截面 2—2 到截面 4—4 所需的能量不一定相等。为了保证同时完成两支管的输送任务，泵所提供的能量应同时满足两支管所需的能量。因此，应分别计算出两支管所需能量，选取能量要求较大的支管来决定  $E_2$  的值。

仍以地面为基准水平面，各截面的压强均以表压计，且忽略动能，列截面 2—2 与 3—3 的柏努利方程，求  $E_2$ 。

$$E_2 = gZ_3 + \frac{p_3}{\rho} + h_{f2-3} = 37 \times 9.81 + \frac{98.07 \times 10^4}{710} + 60$$

$$= 1804 \text{ J/kg}$$

列截面 2—2 与 4—4 之间的柏努利方程求  $E_2$

$$E_2 = gZ_4 + \frac{p_4}{\rho} + h_{f2-4} = 30 \times 9.81 + \frac{118 \times 10^4}{710} + 50$$

$$= 2006 \text{ J/kg}$$

比较结果，当  $E_2=2006 \text{ J/kg}$  时才能保证输送任务。将  $E_2$  值代入式 (a)，得

$$W_e=2006-98.06=1908 \text{ J/kg}$$

通过泵的质量流量为

$$w_s = \frac{10800 + 6400}{3600} = 4.78 \text{ kg/s}$$

泵的有效功率为

$$N_e = W_e w_s = 1908 \times 4.78 = 9120 \text{ W} = 9.12 \text{ kW}$$

泵的轴功率为

$$N = \frac{N_e}{\eta} = \frac{9.12}{0.6} = 15.2 \text{ kW}$$

最后须指出，由于泵的轴功率是按所需能量较大的支管来计算的，当油品从截面 2—2 到 4—4 的流量正好达到  $6400 \text{ kg/h}$  的要求时，油品从截面 2—2 到 3—3 的流量在管路阀全开时便大于  $10800 \text{ kg/h}$ 。所以操作时要把泵到 3—3 截面的支管的调节阀关小到某一程度，以提高这一支管的能量损失，使流量降到所要求的数值。

## 习 题

1. 燃烧重油所得的燃烧气，经分析测知其中含  $8.5\% \text{CO}_2$ ， $7.5\% \text{O}_2$ ， $76\% \text{N}_2$ ， $8\% \text{H}_2\text{O}$ （体积%）。试求温度为  $500^\circ\text{C}$ 、压强为  $101.33 \times 10^3 \text{ Pa}$  时，该混合气体的密度。

2. 在大气压为  $101.33 \times 10^3 \text{ Pa}$  的地区，某真空蒸馏塔塔顶真空表读数为  $9.84 \times 10^4 \text{ Pa}$ 。若在大气压为  $8.73 \times 10^4 \text{ Pa}$  的地区使塔内绝对压强维持相同的数值，则真空表读数应为多少？

3. 敞口容器底部有一层深  $0.52 \text{ m}$  的水，其上部为深  $3.46 \text{ m}$  的油。求器底的压强，以  $\text{Pa}$  表示。此压强是绝对压强还是表压强？水的密度为  $1000 \text{ kg/m}^3$ ，油的密度为  $916 \text{ kg/m}^3$ 。

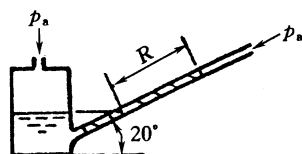
4. 为测量腐蚀性液体贮槽内的存量，采用图 1-7 所示的装置。控制调节阀使压缩空气缓慢地鼓泡通过观察瓶进入贮槽。今测得 U 型压差计读数  $R=130 \text{ mmHg}$ ，通气管距贮槽底部  $h=20 \text{ cm}$ ，贮槽直径为  $2 \text{ m}$ ，液体密度为  $980 \text{ kg/m}^3$ 。试求贮槽内液体的储存量为多少吨？

5. 一敞口贮槽内盛  $20^\circ\text{C}$  的苯，苯的密度为  $880 \text{ kg/m}^3$ 。液面距槽底  $9 \text{ m}$ ，槽底侧面有一直径为  $500 \text{ mm}$  的人孔，其中心距槽底  $600 \text{ mm}$ ，人孔覆以孔盖，试求：

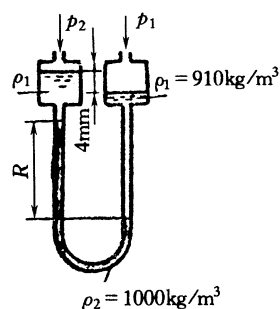
(1) 人孔盖共受多少静止力，以  $N$  表示；

(2) 槽底面所受的压强是多少？

6. 为了放大所测气体压差的读数，采用如图所示的斜管式压差计，一臂垂直，一臂与水平成  $20^\circ$  角。若 U 形管内装密度为  $804 \text{ kg/m}^3$  的 95% 乙醇溶液，求读数  $R$  为  $29 \text{ mm}$  时的



习题 6 附图

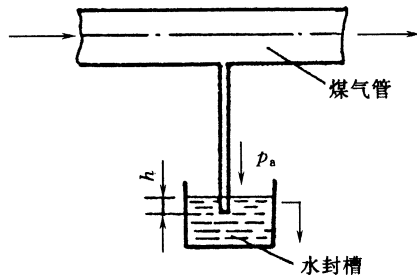


习题 7 附图

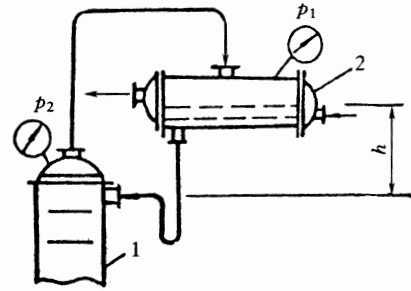
压强差。

7. 用双液体  $U$  型压差计测定两点间空气的压差, 测得  $R=320\text{mm}$ 。由于两侧的小室不够大, 致使小室内两液面产生  $4\text{mm}$  的位差。试求实际的压差为多少  $\text{Pa}$ 。若计算时忽略两小室内的液面的位差, 会产生多少的误差? 两液体密度值见图。

8. 为了排除煤气管中的少量积水, 用如图所示的水封设备, 水由煤气管路上的垂直支管排出, 已知煤气压强为  $1 \times 10^5 \text{Pa}$  (绝对压强)。问水封管插入液面下的深度  $h$  应为若干? 当地大气压强  $p_a=9.8 \times 10^4 \text{Pa}$ , 水的密度  $\rho=1000 \text{kg/m}^3$ 。



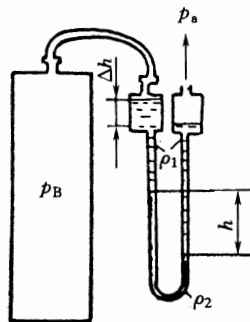
习题 8 附图



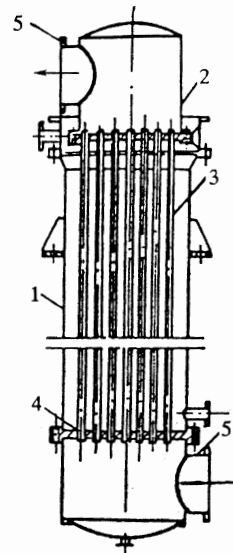
习题 9 附图

1—精馏塔; 2—冷凝器。

9. 如图示某精馏塔的回流装置中, 由塔顶蒸出的蒸气经冷凝器冷凝, 部分冷凝液将流回塔内。已知冷凝器内压强  $p_1=1.04 \times 10^5 \text{Pa}$  (绝压), 塔顶蒸气压强  $p_2=1.08 \times 10^5 \text{Pa}$  (绝压), 为使冷凝器中液体能顺利地流回塔内, 问冷凝器液面至少要比回流液入塔处高出多少? 冷凝液密度为  $810 \text{kg/m}^3$ 。



习题 10 附图



习题 11 附图

1—壳体; 2—顶盖; 3—管束; 4—隔板; 5—空气进出口。

10. 为测量气罐中的压强  $p_B$ , 采用如图所示的双液杯式微差压计。两杯中放有密度为  $\rho_1$  的液体,  $U$  形管下部指示液密度为  $\rho_2$ 。管与杯的直径之比  $d/D$ 。试证:

$$p_B = p_a - hg(\rho_2 - \rho_1) - hg\rho_1 \frac{d^2}{D^2}$$

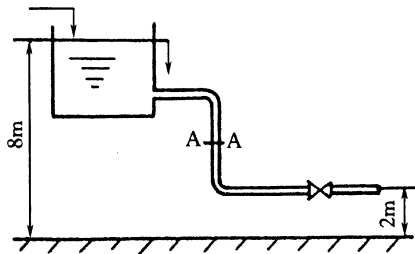
11. 列管换热器的管束由 121 根  $\phi 25 \times 2.5\text{mm}$  的钢管组成, 空气以  $9\text{m/s}$  的速度在列管内流动。空气在管内的平均温度为  $50^\circ\text{C}$ , 压强为  $196 \times 10^3\text{Pa}$  (表压), 当地大气压为  $98.7 \times 10^3\text{Pa}$ 。试求:

- (1) 空气的质量流量;
- (2) 操作条件下空气的体积流量;
- (3) 将 (2) 的计算结果换算为标准状态下空气的体积流量。

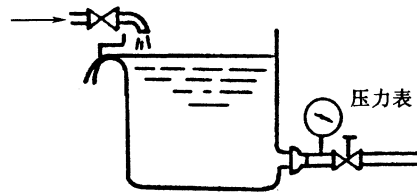
注:  $\phi 25 \times 2.5\text{mm}$  钢管外径为  $25\text{mm}$ , 壁厚为  $2.5\text{mm}$ , 内径为  $20\text{mm}$ 。

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

- (1) A—A 截面处水的流速;
- (2) 出口水的流量, 以  $\text{m}^3/\text{h}$  计。



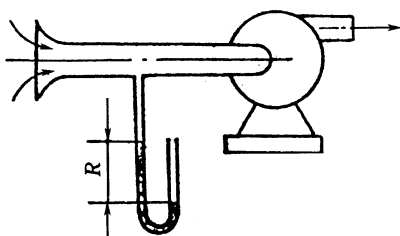
习题 12 附图



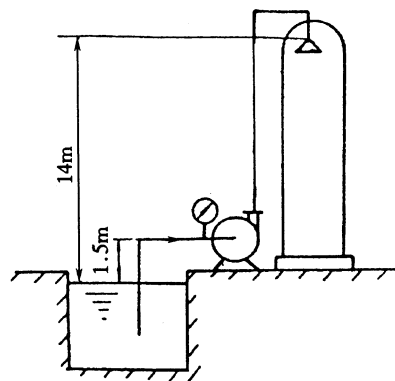
习题 13 附图

13. 在图示装置中, 水管直径为  $\phi 57 \times 3.5\text{mm}$ 。当阀门全闭时, 压力表读数为  $3.04 \times 10^4\text{Pa}$ 。当阀门开启后, 压力表读数降至  $2.03 \times 10^4\text{Pa}$ , 设总压头损失为  $0.5\text{m}$ 。求水的流量为若干  $\text{m}^3/\text{h}$ ? 水密度  $\rho = 1000\text{kg}/\text{m}^3$ 。

14. 某鼓风机吸入管直径为  $200\text{mm}$ , 在喇叭形进口处测得  $U$  型压差计读数  $R = 25\text{mm}$ , 指示液为水。若不计阻力损失, 空气的密度为  $1.2\text{kg}/\text{m}^3$ , 试求管路内空气的流量。



习题 14 附图



习题 15 附图

15. 用离心泵把  $20^\circ\text{C}$  的水从贮槽送至水洗塔顶部, 槽内水位维持恒定。各部分相对位置如图所示。管路的直径均为  $\phi 76 \times 2.5\text{mm}$ , 在操作条件下, 泵入口处真空表读数为  $24.66 \times 10^3\text{Pa}$ , 水流经吸入管与排出管 (不包括喷头) 的阻力损失可分别按  $h_{f1} = 2u^2$  与  $h_{f2} = 10u^2$  计

算。式中  $u$  为吸入管或排出管的流速。排出管与喷头连接处的压强为  $98.07 \times 10^3 \text{Pa}$  (表压)。试求泵的有效功率。

16. 图示为  $30^\circ\text{C}$  的水由高位槽流经直径不等的两段管路。上部细管直径为  $20\text{mm}$ ，下部粗管直径为  $36\text{mm}$ 。不计所有阻力损失，管路中何处压强最低？该处的水是否会发生汽化现象？

17. 图示一冷冻盐水的循环系统。盐水的循环量为  $45 \text{ m}^3/\text{h}$ ，管径相同。流体流经管路的压头损失自  $A$  至  $B$  的一段为  $9\text{m}$ ，自  $B$  至  $A$  的一段为  $12\text{m}$ 。盐水的密度为  $1100 \text{ kg/m}^3$ ，试求：

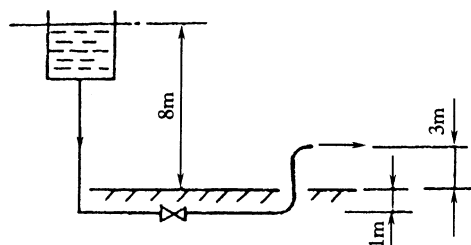
(1) 泵的功率，设其效率为  $0.65$ ；

(2) 若  $A$  的压力表读数为  $14.7 \times 10^4 \text{Pa}$ ，则  $B$  处的压力表读数应为多少  $\text{Pa}$ ？

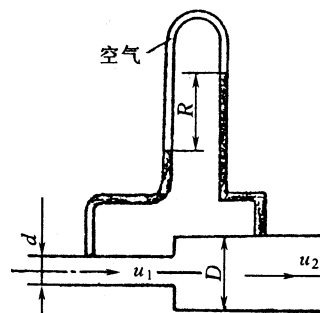
18. 在水平管路中，水的流量为  $2.5 \text{ l/s}$ ，已知管内径  $d_1=5\text{cm}$ ， $d_2=2.5\text{cm}$  及  $h_1=1\text{m}$ ，若忽略能量损失，问连接于该管收缩面上的水管，可将水自容器内吸上高度  $h_2$  为多少？水密度  $\rho=1000 \text{ kg/m}^3$ 。

19. 密度  $850 \text{ kg/m}^3$  的料液从高位槽送入塔中，如图所示。高位槽液面维持恒定。塔内表压为  $9.807 \times 10^3 \text{Pa}$ ，进料量为  $5 \text{ m}^3/\text{h}$ 。进料管为  $\phi 38 \times 2.5\text{mm}$  的钢管，管内流动的阻力损失为  $30 \text{ J/kg}$ 。问高位槽内液面应比塔的进料口高出多少？

20. 有一输水系统如图所示。输水管径为  $\phi 57 \times 3.5\text{mm}$ 。已知管内的阻力损失按  $h_f=45 \times u^2/2$  计算，式中  $u$  为管内流速。求水的流量为多少  $\text{m}^3/\text{s}$ ？欲使水量增加  $20\%$ ，应将水槽的水面升高多少？



习题 20 附图



习题 21 附图

21. 水以  $3.77 \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s}$  的流量流经一扩大管段。细管直径  $d=40\text{mm}$ ，粗管直径  $D=80\text{mm}$ ，倒  $U$  型压差计中水位差  $R=170\text{mm}$ ，求水流经该扩大管段的阻力损失  $h_f$ ，以  $\text{mH}_2\text{O}$  表示。

22. 贮槽内径  $D$  为  $2\text{m}$ ，槽底与内径  $d_0$  为  $32\text{mm}$  的钢管相连，如图所示。槽内无液体补充，液面高度  $h_1=2\text{m}$ 。管内的流动阻力损失按  $h_f=20u^2$  计算。式中  $u$  为管内液体流速。试求当槽内液面下降  $1\text{m}$  所需的时间。

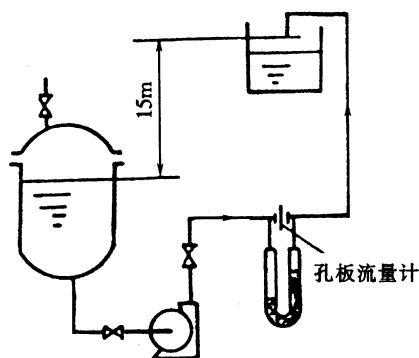
23.  $90^\circ\text{C}$  的水流入内径为  $20\text{mm}$  的管内，欲使流动呈层流状态，水的流速不可超过哪一数值？若管内流动的是  $90^\circ\text{C}$  的空气，则这一数值又为多少？

24. 由实验得知，单个球形颗粒在流体中的沉降速度  $u_i$  与以下诸量有关：

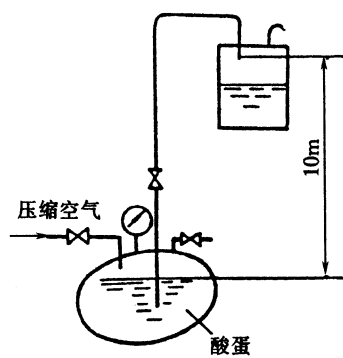
颗粒直径  $d$ ；流体密度  $\rho$  与粘度  $\mu$ ，颗粒与流体的密度差  $\rho_a - \rho$ ；重力加速度  $g$ 。试通过因次分析方法导出颗粒沉降速度的无因次函数式。

25. 用  $\phi 168 \times 9\text{mm}$  的钢管输送原油，管线总长  $100\text{km}$ ，油量为  $60000 \text{ kg/h}$ ，油管最大抗压能力为  $1.57 \times 10^7 \text{Pa}$ 。已知  $50^\circ\text{C}$  时油的密度为  $890 \text{ kg/m}^3$ ，油的粘度为  $0.181 \text{ Pa} \cdot \text{s}$ 。假定输油管水平放置，其局部阻力忽略不计，试问为完成上述输送任务，中途需几个加压站？

所谓油管最大抗压能力系指管内输送的流体压强不能大于此值，否则管子损坏。



习题 26 附图



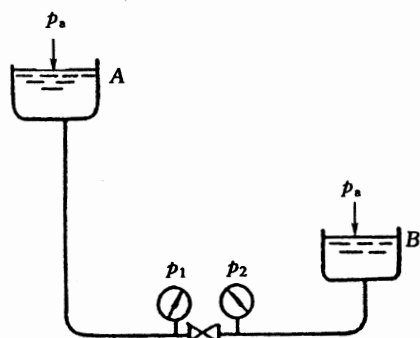
习题 27 附图

26. 每小时将  $2 \times 10^4 \text{ kg}$  的溶液用泵从反应器输送到高位槽（见图）。反应器液面上方保持  $26.7 \times 10^3 \text{ Pa}$  的真空度，高位槽液面上方为大气压。管路为  $\phi 76 \times 4 \text{ mm}$  钢管，总长  $50 \text{ m}$ ，管线上有两个全开的闸阀，一个孔板流量计（ $\xi=4$ ）、五个标准弯头。反应器内液面与管出口的距离为  $15 \text{ m}$ 。若泵的效率为  $0.7$ ，求泵的轴功率。溶液  $\rho=1073 \text{ kg/m}^3$ ， $\mu=6.3 \times 10^{-4} \text{ Pa} \cdot \text{s}$ ， $\varepsilon=0.3 \text{ mm}$ 。

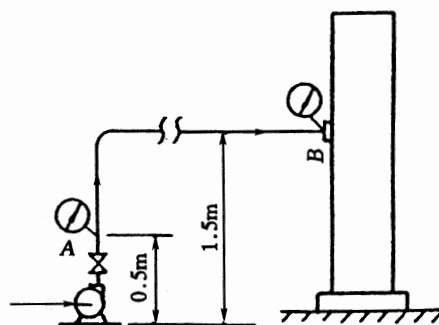
27. 用压缩空气将密闭容器（酸蛋）中的硫酸压送到敞口高位槽。输送流量为  $0.1 \text{ m}^3/\text{min}$ ，输送管路为  $\phi 38 \times 3 \text{ mm}$  无缝钢管。酸蛋中的液面离压出管口的位差为  $10 \text{ m}$ ，在压送过程中设位差不变。管路总长  $20 \text{ m}$ ，设有一个闸阀（全开），8 个标准  $90^\circ$  弯头。求压缩空气所需的压强为多少（表压）？硫酸  $\rho$  为  $1830 \text{ kg/m}^3$ ， $\mu$  为  $0.012 \text{ Pa} \cdot \text{s}$ ，钢管的  $\varepsilon$  为  $0.3 \text{ mm}$ 。

28. 粘度为  $0.03 \text{ Pa} \cdot \text{s}$ 、密度为  $900 \text{ kg/m}^3$  的液体自容器 A 流过内径  $40 \text{ mm}$  的管路进入容器 B。两容器均为敞口，液面视作不变。管路中有一阀门，阀前管长  $50 \text{ m}$ ，阀后管长  $20 \text{ m}$ （均包括局部阻力的当量长度）。当阀全关时，阀前、后的压力表读数分别为  $8.82 \times 10^4 \text{ Pa}$  和  $4.41 \times 10^4 \text{ Pa}$ 。现将阀门打开至  $1/4$  开度，阀门阻力的当量长度为  $30 \text{ m}$ 。试求：

- (1) 管路的流量；
- (2) 阀前、阀后压力表的读数有何变化？



习题 28 附图



习题 29 附图

29. 如图所示，某输油管路未装流量计，但在 A、B 两点的压力表读数分别为  $p_A=1.47$

$\times 10^6 \text{Pa}$ ,  $p_B = 1.43 \times 10^6 \text{Pa}$ 。试估计管路中油的流量。已知管路尺寸为  $\phi 89 \times 4 \text{mm}$  的无缝钢管。A、B 两点间的长度为 40m, 有 6 个  $90^\circ$  弯头, 油的密度为  $820 \text{kg/m}^3$ , 粘度为  $0.121 \text{Pa} \cdot \text{s}$ 。

30. 欲将  $5000 \text{kg/h}$  的煤气输送  $100 \text{km}$ , 管内径为  $300 \text{mm}$ , 管路末端压强为  $14.7 \times 10^4 \text{Pa}$  (绝压), 试求管路起点需要多大的压强?

设整个管路中煤气的温度为  $20^\circ \text{C}$ ,  $\lambda$  为  $0.016$ , 标准状态下煤气的密度为  $0.85 \text{kg/m}^3$ 。

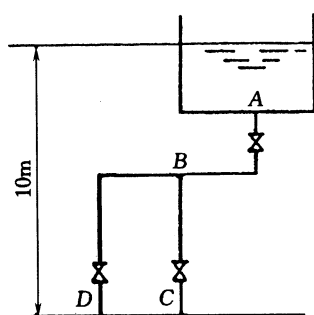
31. 一酸贮槽通过管路向其下方的反应器送酸, 槽内液面在管出口以上  $2.5 \text{m}$ 。管路由  $\phi 38 \times 2.5 \text{mm}$  无缝钢管组成, 全长 (包括管件的当量长度) 为  $25 \text{m}$ 。由于使用已久, 粗糙度应取为  $0.15 \text{mm}$ 。贮槽及反应器均为大气压。求每分钟可送酸多少  $\text{m}^3$ ? 酸的密度  $\rho = 1650 \text{kg/m}^3$ , 粘度  $\mu = 0.012 \text{Pa} \cdot \text{s}$ 。(提示: 用试差法时可先设  $\lambda = 0.04$ )。

32. 水位恒定的高位槽从 C、D 两支管同时放水。AB 段管长  $6 \text{m}$ , 内径  $41 \text{mm}$ 。BC 段长  $15 \text{m}$ , 内径  $25 \text{mm}$ 。BD 长  $24 \text{m}$ , 内径  $25 \text{mm}$ 。上述管长均包括阀门及其它局部阻力的当量长度, 但不包括出口动能项, 分支点 B 的能量损失可忽略。试求:

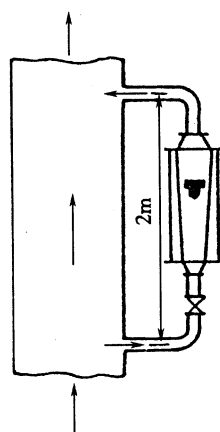
(1) D、C 两支管的流量及水槽的总排水量;

(2) 当 D 阀关闭, 求水槽由 C 支管流出的水量。设全部管路的摩擦系数  $\lambda$  均可取  $0.03$ , 且不变化, 出口损失应另行考虑。

33. 用内径为  $300 \text{mm}$  的钢管输送  $20^\circ \text{C}$  的水, 为了测量管内水的流量, 采用了如图所示的安排。在  $2 \text{m}$  长的一段主管路上并联了一根直径为  $\phi 60 \times 3.5 \text{mm}$  的支管, 其总长与所有局部阻力的当量长度之和为  $10 \text{m}$ 。支管上装有转子流量计, 由流量计上的读数知支管内水的流量为  $2.72 \text{m}^3/\text{h}$ 。试求水在主管路中的流量及总流量。设主管路的摩擦系数  $\lambda$  为  $0.018$ , 支管路的摩擦系数  $\lambda$  为  $0.03$ 。



习题 32 附图



习题 33 附图



## 第二章 流体输送设备

### 【例 2-1】 离心泵特性曲线的测定

附图是测定离心泵特性曲线的实验装置，实验中已测出如下一组数据：

泵进口处真空表读数  $p_1=2.67 \times 10^4 \text{Pa}$  (真空度)

泵出口处压强表读数  $p_2=2.55 \times 10^5 \text{Pa}$  (表压)

泵的流量  $Q=12.5 \times 10^{-3} \text{m}^3/\text{s}$

功率表测得电动机所消耗功率为  $6.2 \text{kW}$

吸入管直径  $d_1=80 \text{mm}$

压出管直径  $d_2=60 \text{mm}$

两测压点间垂直距离  $Z_2-Z_1=0.5 \text{m}$

泵由电动机直接带动，传动效率可视为 1，电动机的效率为 0.93

实验介质为  $20^\circ\text{C}$  的清水

试计算在此流量下泵的压头  $H$ 、轴功率  $N$  和效率  $\eta$ 。

解：（1）泵的压头 在真空表及压强表所在截面 1-1 与 2-2 间列柏努利方程：

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

式中  $Z_2-Z_1=0.5 \text{m}$

$p_1=-2.67 \times 10^4 \text{Pa}$  (表压)

$p_2=2.55 \times 10^5 \text{Pa}$  (表压)

$$u_1 = \frac{4Q}{\pi d_1^2} = \frac{4 \times 12.5 \times 10^{-3}}{\pi \times (0.08)^2} = 2.49 \text{m/s}$$

$$u_2 = \frac{4Q}{\pi d_2^2} = \frac{4 \times 12.5 \times 10^{-3}}{\pi \times (0.06)^2} = 4.42 \text{m/s}$$

两测压口间的管路很短，其间阻力损失可忽略不计，故

$$\begin{aligned} H &= 0.5 + \frac{2.55 \times 10^5 + 2.67 \times 10^4}{1000 \times 9.81} + \frac{(4.42)^2 - (2.49)^2}{2 \times 9.81} \\ &= 29.88 \text{mH}_2\text{O} \end{aligned}$$

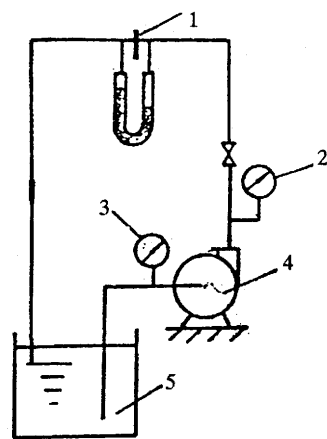
（2）泵的轴功率 功率表测得功率为电动机的输入功率，电动机本身消耗一部分功率，其效率为 0.93，于是电动机的输出功率（等于泵的轴功率）为：

$$N = 6.2 \times 0.93 = 5.77 \text{kW}$$

（3）泵的效率

$$\begin{aligned} \eta &= \frac{N_e}{N} = \frac{QH\rho g}{N} = \frac{12.5 \times 10^{-3} \times 29.88 \times 1000 \times 9.81}{5.77 \times 1000} \\ &= \frac{3.66}{5.77} = 0.63 \end{aligned}$$

在实验中，如果改变出口阀门的开度，测出不同流量下的有关数据，计算出相应的  $H$ 、



例 2-1 附图

1— 流量计；2— 压强表；  
3— 真空计；4— 离心泵；5— 贮槽。

$N$  和  $\eta$  值, 并将这些数据绘于坐标纸上, 即得该泵在固定转速下的特性曲线。

【例 2-2】将  $20^{\circ}\text{C}$  的清水从贮水池送至水塔, 已知塔内水面高于贮水池水面  $13\text{m}$ 。水塔及贮水池水面恒定不变, 且均与大气相通。输水管为  $\phi 140 \times 4.5\text{mm}$  的钢管, 总长为  $200\text{m}$  (包括局部阻力的当量长度)。现拟选用 4B20 型水泵, 当转速为  $2900\text{r/min}$  时, 其特性曲线见附图, 试分别求泵在运转时的流量、轴功率及效率。摩擦系数  $\lambda$  可按  $0.02$  计算。

解: 求泵运转时的流量、轴功率及效率, 实际上是求泵的工作点。即应先根据本题的管路特性在附图上标绘出管路特性曲线。

### (1) 管路特性曲线方程

在贮水池水面与水塔水面间列柏努利方程

$$H_e = \Delta Z + \frac{\Delta p}{\rho g} + H_f$$

式中  $\Delta Z=13\text{m}$        $\Delta p=0$

由于离心泵特性曲线中  $Q$  的单位为  $\text{L/s}$ , 故输送流量  $Q_e$  的单位也为  $\text{L/s}$ , 输送管内流速为:

$$u = \frac{Q_e}{\frac{\pi}{4} d^2 \times 1000} = \frac{Q_e}{1000 \times \frac{\pi}{4} \times (0.131)^2} = 0.0742 Q_e$$

$$H_f = \left( \lambda \frac{l + l_e}{d} \right) \frac{u^2}{2g} = 0.02 \times \frac{200}{0.131} \times \frac{(0.0742 Q_e)^2}{2 \times 9.81} = 0.00857 Q_e^2$$

本题的管路特性方程为:

$$H_e = 13 + 0.00857 Q_e^2$$

### (2) 标绘管路特性曲线

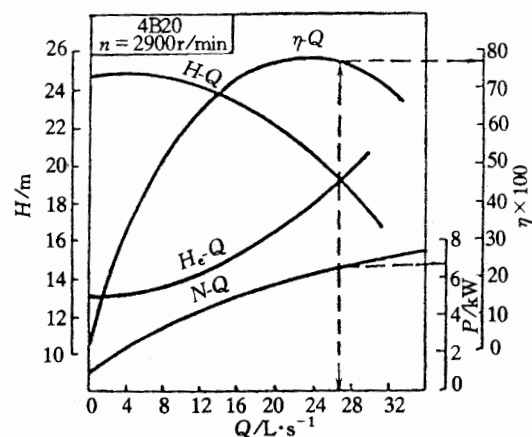
根据管路特性方程, 可计算不同流量所需的压头值, 现将计算结果列表如下:

$Q_e / \text{L} \cdot \text{s}^{-1}$	0	4	8	12	16	20	24	28
$H_e / \text{m}$	13	13.14	13.55	14.23	15.2	16.43	17.94	19.72

由上表数据可在 4B20 型水泵的特性曲线图上标绘出管路特性曲线  $H_e - Q_e$ 。

(3) 流量、轴功率及效率 附图中泵的特性曲线与管路特性曲线的交点就是泵的工作点, 从图中点  $M$  读得:

$$\begin{aligned} \text{泵的流量} \quad Q &= 27\text{L/s} = 97.2\text{m}^3/\text{h} \\ \text{泵的轴功率} \quad N &= 6.6\text{kW} \\ \text{泵的效率} \quad \eta &= 77\% \end{aligned}$$



例 2-2 附图

【例 2-3】选用某台离心泵, 从样本上查得其允许吸上真空高度  $H_s=7.5\text{m}$ , 现将该泵安装在海拔高度为  $500\text{m}$  处, 已知吸入管的压头损失为  $1\text{mH}_2\text{O}$ , 泵入口处动压头为  $0.2\text{mH}_2\text{O}$ ,

夏季平均水温为 40℃，问该泵安装在离水面 5m 高处是否合适？

解：使用时的水温及大气压强与实验条件不同，需校正：

当水温为 40℃时  $p_v=7377\text{Pa}$

在海拔 500m 处大气压强可查表 2-1 得

$$H_a=9.74 \text{ mH}_2\text{O}$$

$$\begin{aligned} H'_s &= H_s + (H_a - 10) - \left( \frac{p_v}{9.81 \times 10^3} - 0.24 \right) \\ &= 7.5 + (9.74 - 10) - (0.75 - 0.24) = 6.73 \text{ mH}_2\text{O} \end{aligned}$$

泵的允许安装高度为：

$$\begin{aligned} H_g &= H'_s - \frac{u_1^2}{2g} - \Sigma H_{f_{0-1}} \quad (2-22b) \\ &= 6.73 - 0.2 - 1 \\ &= 5.53\text{m} > 5\text{m} \end{aligned}$$

故泵安装在离水面 5m 处合用。

【例 2-4】 试选一台能满足  $Q_e=80\text{m}^3/\text{h}$ 、 $H_e=180\text{m}$  要求的输水泵，列出其主要性能。并求该泵在实际运行时所需的轴功率和因采用阀门调节流量而多消耗的轴功率。

解：（1）泵的型号 由于输送的是水，故选用 B 型水泵。按  $Q_e=80\text{m}^3/\text{h}$ 、 $H_e=180\text{m}$  的要求在 B 型水泵的系列特性曲线图 2-15 上标出相应的点，该点所在处泵的型号为 4B20-2900，故采用 4B20 型水泵，转速为 2900r/min。

再从教材附录中查 4B20 型水泵最高效率点的性能数据：

$$\begin{aligned} Q &= 90\text{m}^3/\text{h} & H &= 20\text{m} \\ N &= 6.36\text{kW} & \eta &= 78\% & H_s &= 5\text{m} \end{aligned}$$

（2）泵实际运行时所需的轴功率，即工作点所对应的轴功率。在图 2-6 的 4B20 型离心水泵的特性曲线上查得  $Q=80\text{m}^3/\text{h}$  时所需的轴功率为

$$N=6\text{kW}$$

（3）用阀门调节流量多消耗的轴功率 当  $Q=80\text{m}^3/\text{h}$  时，由图 2-6 查得  $H=1.2\text{m}$ ， $\eta=77\%$ 。为保证要求的输水量，可采用泵出口管线的阀门调节流量，即关小出口阀门，增大管路的阻力损失，使管路系统所需的压头  $H_e$  也等于 21.2m。所以用阀调节流量多消耗的压头为：

$$\Delta H = 21.2 - 18 = 3.2\text{m}$$

多消耗的轴功率为：

$$\Delta N = \frac{\Delta H Q \rho g}{\eta} = \frac{3.2 \times 80 \times 1000 \times 9.81}{3600 \times 0.77} = 0.906\text{kW}$$

【例 2-5】 已知空气的最大输送量为 14500kg/h。在最大风量下输送系统所需的风压为 1600Pa（以风机进口状态计）。风机的入口与温度为 40℃，真空度为 196Pa 的设备连接，试选合适的离心通风机。当地大气压强为  $93.3 \times 10^3\text{Pa}$ 。

解：将系统所需的风压  $p'_T$  换算为实验条件下的风压  $p_T$ ，即

$$p_T = p'_T \frac{1.2}{\rho'}$$

操作条件下  $\rho'$  的计算: ( $40^\circ\text{C}$ ,  $p = (93300 - 196) \text{ Pa}$ )

从附录中查得  $1.0133 \times 10^5 \text{ Pa}$ ,  $40^\circ\text{C}$  时的  $\rho = 1.128 \text{ kg/m}^3$

$$\rho' = 1.128 \times \frac{(93300 - 196)}{101330} = 1.04 \text{ kg/m}^3$$

所以

$$p_T = 1600 \times \frac{1.2}{1.04} = 1846 \text{ Pa}$$

风量按风机进口状态计

$$Q = \frac{14500}{1.04} = 13940 \text{ m}^3/\text{h}$$

根据风量  $Q = 13940 \text{ m}^3/\text{h}$  和风压  $p_T = 1846 \text{ Pa}$  从附录中查得 4-72-11NO.6C 型离心通风机可满足要求。该机性能如下:

风压       $1941.8 \text{ Pa} = 198 \text{ mmH}_2\text{O}$   
 风量       $14100 \text{ m}^3/\text{h}$   
 效率       $91\%$   
 轴功率     $10 \text{ kW}$

## 习 题

1. 拟用一泵将碱液由敞口碱液槽打入位差为  $10 \text{ m}$  高的塔中, 塔顶压强为  $5.88 \times 10^4 \text{ Pa}$  (表压), 流量  $20 \text{ m}^3/\text{h}$ 。全部输送管均为  $\phi 57 \times 3.5 \text{ mm}$  无缝钢管, 管长  $50 \text{ m}$  (包括局部阻力的当量长度)。碱液的密度  $\rho = 1500 \text{ kg/m}^3$ , 粘度  $\mu = 2 \times 10^{-3} \text{ Pa} \cdot \text{s}$ 。管壁粗糙度为  $0.3 \text{ mm}$ 。试求:

- (1) 输送单位重量液体所需提供的外功。
- (2) 需向液体提供的功率。

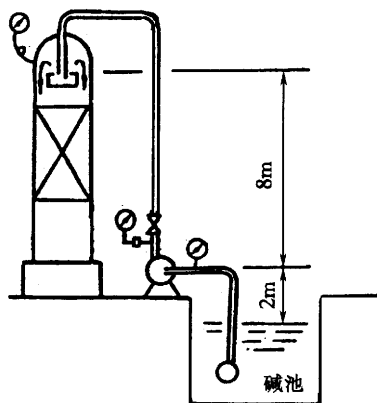
2. 在图 2-11 所示的 4B20 型离心泵特性曲线图上, 任选一个流量, 读出其相应的压头和功率, 核算其效率是否与图中所示一致。

3. 用水对某离心泵作实验, 得到下列实验数据:

$Q / (\text{L} \cdot \text{min}^{-1})$	0	100	200	300	400	500
$H / \text{m}$	37.2	38	37	34.5	31.8	28.5

若通过  $\phi 76 \times 4 \text{ mm}$ 、长  $355 \text{ m}$  (包括局部阻力的当量长度) 的导管, 用该泵输送液体。已知吸入与排出的空间均为常压设备, 两液面间的垂直距离为  $4.8 \text{ m}$ , 摩擦系数  $\lambda$  为  $0.03$ , 试求该泵在运转时的流量。若排出空间为密闭容器, 其内压强为  $1.29 \times 10^5 \text{ Pa}$  (表压), 再求此时泵的流量。被输送液体的性质与水相近。

4. 某离心泵在作性能试验时以恒定转速打水。当流量为  $71 \text{ m}^3/\text{h}$  时, 泵吸入口处真空表



习题 1 附图

读数  $2.993 \times 10^4 \text{Pa}$ ，泵压出口处压强计读数  $3.14 \times 10^5 \text{Pa}$ 。两测压点的位差不计，泵进、出口的管径相同。测得此时泵的轴功率为  $10.4 \text{kW}$ ，试求泵的扬程及效率。

5. 用泵从江中取水送入一贮水池内。池中水面高出江面  $30 \text{m}$ 。管路长度（包括局部阻力的当量长度在内）为  $94 \text{m}$ 。要求水的流量为  $20 \sim 40 \text{m}^3/\text{h}$ 。若水温为  $20^\circ\text{C}$ ， $\varepsilon/d=0.001$ ，

(1) 选择适当的管径

(2) 今有一离心泵，流量为  $45 \text{m}^3/\text{h}$ ，扬程为  $42 \text{m}$ ，效率  $60\%$ ，轴功率  $7 \text{kW}$ 。问该泵能否使用。

6. 用一离心泵将贮水池中的冷却水经换热器送到高位槽。已知高位槽液面比贮水池液面高出  $10 \text{m}$ ，管路总长（包括局部阻力的当量长度在内）为  $400 \text{m}$ ，管内径为  $75 \text{mm}$ ，换热器的压头损失为  $32 (u^2/2g)$ ，摩擦系数取  $0.03$ ，离心泵的特性参数见下表：

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

试求：

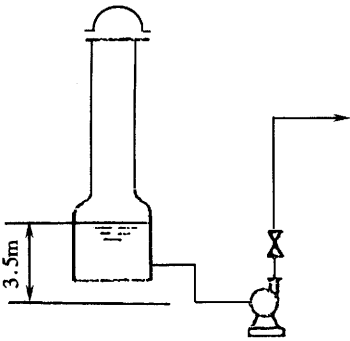
(1) 管路特性曲线；

(2) 泵的工作点及其相应的流量及压头。

7. 若题 6 改为两个相同泵串联操作，且管路特性不变。试求泵的工作点及其相应流量及压头。

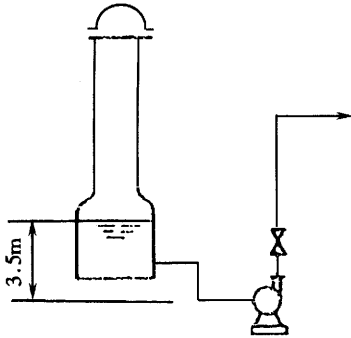
8. 若题 6 改为两个相同泵并联操作，且管路特性不变。试求泵的工作点及其相应流量及压头。

9. 热水池中水温为  $65^\circ\text{C}$ 。用离心泵以  $40 \text{m}^3/\text{h}$  的流量送至凉水塔顶，再经喷头喷出落入凉水塔中。凉水塔顶的水进喷头前需维持  $49 \times 10^3 \text{Pa}$ （表压）。喷头入口处较热管路的压头损失分别为  $1 \text{m}$  和  $3 \text{m}$ 。管路中动压头可忽略不泵的安



习题 10 附图

体产品用离心泵输送至高（其中液体处于沸腾状态， $\rho=986 \text{kg/m}^3$ ）。泵位于地面上，吸入度为  $986 \text{kg/m}^3$ ，已知该泵的安装位置是否适宜？重新安排？



习题 10 附图

11.  $15^\circ\text{C}$  的空气直接由大气进入风机而通过内径为  $800 \text{mm}$  的水平管道送到炉底。炉底的表压为  $10.8 \times 10^3 \text{Pa}$ 。空气输送量为  $20000 \text{m}^3/\text{h}$  ( $15^\circ\text{C}$ ,  $101.33 \times 10^3 \text{Pa}$ )，管长与管件、阀门的当量长度之和为  $100 \text{m}$ ，管壁绝对粗糙度取  $0.3 \text{mm}$ 。欲用库存一台离心通风机，其性能如下：

转速  $1450 \text{r/min}$

风压  $12650 \text{Pa}$

风量  $21800 \text{m}^3/\text{h}$

试核算此风机是否合用。

### 第三章 机械分离与固体流态化

【例 3-1】 落球粘度计。使用光滑小球在粘性液体中的自由沉降可以测定液体的粘度。

现有密度为  $8010\text{kg/m}^3$ 、直径  $0.16\text{mm}$  的钢球置于密度为  $980\text{kg/m}^3$  的某液体中，盛放液体的玻璃管内径为  $20\text{mm}$ 。测得小球的沉降速度为  $1.70\text{mm/s}$ ，试验温度为  $20^\circ\text{C}$ ，试计算此时液体的粘度。

测量是在距液面高度  $1/3$  的中段内进行的，从而免除小球初期的加速及管底对沉降的影响。当颗粒直径  $d$  与容器直径  $D$  之比  $d/D < 0.1$ ，雷诺数在斯托克斯定律区内时，器壁对沉降速度的影响可用下式修正：

$$u'_t = \frac{u_t}{1 + 2.104\left(\frac{d}{D}\right)}$$

式中  $u'_t$  为颗粒的实际沉降速度； $u_t$  为斯托克斯定律区的计算值。

$$\text{解： } \frac{d}{D} = \frac{0.16 \times 10^{-3}}{2 \times 10^{-2}} = 8 \times 10^{-3} < 0.1$$

$$\begin{aligned} u_t &= u'_t \left[ 1 + 2.104\left(\frac{d}{D}\right) \right] = 1.70 \times 10^{-3} [1 + 2.104 \times 8 \times 10^{-3}] \\ &= 1.73 \times 10^{-3} \text{m/s} \end{aligned}$$

按式 3-12 可得

$$\begin{aligned} \mu &= \frac{d^2(\rho_s - \rho)g}{18u_t} = \frac{(0.16 \times 10^{-3})^2(8010 - 980) \times 9.81}{18 \times 1.73 \times 10^{-3}} \\ &= 0.0567 \text{Pa} \cdot \text{s} \end{aligned}$$

校核颗粒雷诺数

$$Re_t = \frac{du'_t \rho}{\mu} = \frac{0.16 \times 10^{-3} \times 1.70 \times 10^{-3} \times 980}{0.0567} = 4.70 \times 10^{-3} < 2$$

上述计算有效。

【例 3-2】 拟采用降尘室回收常压炉气中所含的球形固体颗粒。降尘室底面积为  $10\text{m}^2$ ，宽和高均为  $2\text{m}$ 。操作条件下，气体的密度为  $0.75\text{kg/m}^3$ ，粘度为  $2.6 \times 10^{-5}\text{Pa} \cdot \text{s}$ ；固体的密度为  $3000\text{kg/m}^3$ ；降尘室的生产能力为  $3\text{m}^3/\text{s}$ 。试求：1) 理论上能完全捕集下来的最小颗粒直径；2) 粒径为  $40\mu\text{m}$  的颗粒的回收百分率；3) 如欲完全回收直径为  $10\mu\text{m}$  的尘粒，在原降尘室内需设置多少层水平隔板？

解：1) 理论上能完全捕集下来的最小颗粒直径 由式 3-20 可知，在降尘室中能够完全被分离出来的最小颗粒的沉降速度为

$$u_t = \frac{V_s}{bl} = \frac{3}{10} = 0.3 \text{m/s}$$

由于粒径为待求参数，沉降雷诺准数  $Re_t$  和判断因子  $K$  都无法计算，故需采用试差法。假设沉降在滞流区，则可用斯托克斯公式求最小颗粒直径，即

$$d_{\min} = \sqrt{\frac{18\mu u_t}{(\rho_s - \rho)g}} = \sqrt{\frac{18 \times 2.6 \times 10^{-5} \times 0.3}{3000 \times 9.81}} = 6.91 \times 10^{-5} \text{m} = 69.1\mu\text{m}$$

核算沉降流型

$$Re_t = \frac{d_{\min} u_t \rho}{\mu} = \frac{6.91 \times 10^{-5} \times 0.3 \times 0.75}{2.6 \times 10^{-5}} = 0.598 < 2$$

原设在滞流区沉降正确，求得的最小粒径有效。

2) 40  $\mu\text{m}$  颗粒的回收百分率 假设颗粒在炉气中的分布是均匀的，则在气体的停留时间内颗粒的沉降高度与降尘室高度之比即为该尺寸颗粒被分离下来的分率。

由于各种尺寸颗粒在降尘室内的停留时间均相同，故 40  $\mu\text{m}$  颗粒的回收率也可用其沉降速度  $u'_t$  与 69.1  $\mu\text{m}$  颗粒的沉降速度  $u_t$  之比来确定，在斯托克斯定律区则为

$$\text{回收率} = u'_t / u_t = (d'/d_{\min})^2 = (40/69.1)^2 = 0.335$$

即回收率为 33.5%。

3) 需设置的水平隔板层数 多层降尘室中需设置的水平隔板层数用式 3-20a 计算。

由上面计算可知，10  $\mu\text{m}$  颗粒的沉降必在滞流区，可用斯托克斯公式计算沉降速度，即

$$u_t = \frac{d^2(\rho_s - \rho)g}{18\mu} \approx \frac{(10 \times 10^{-6})^2 \times 3000 \times 9.81}{18 \times 2.6 \times 10^{-5}} = 6.29 \times 10^{-3} \text{ m/s}$$

所以 
$$n = \frac{V_s}{b l u_t} - 1 = \frac{3}{10 \times 6.29 \times 10^{-3}} - 1 = 46.69, \text{ 取 } 47 \text{ 层}$$

隔板间距为

$$h = \frac{H}{n+1} = \frac{2}{47+1} = 0.042 \text{ m}$$

核算气体在多层降尘室内的流型：若忽略隔板厚度所占的空间，则气体的流速为

$$u = \frac{V_s}{bH} = \frac{3}{2 \times 2} = 0.75 \text{ m/s}$$

$$d_e = \frac{4bh}{2(b+h)} = \frac{4 \times 2 \times 0.042}{2(2+0.042)} = 0.082 \text{ m}$$

所以 
$$Re = \frac{d_e u \rho}{\mu} = \frac{0.082 \times 0.75 \times 0.75}{2.6 \times 10^{-5}} = 1774 < 2000$$

即气体在降尘室的流动为滞流，设计合理。

【例 3-3】 某淀粉厂的气流干燥器每小时送出 10000  $\text{m}^3$  带有淀粉的热空气，拟采用扩散式旋风分离器收取其中的淀粉，要求压强降不超过 1373 Pa。已知气体密度为 1.0  $\text{kg/m}^3$ ，试选择合适的型号。

解：已规定采用扩散式旋风分离器，则其型号可由表 3-4 中选出。表中所列压强降是当气体密度为 1.2  $\text{kg/m}^3$  时的数值。根据式 3-29，在进口气速相同的条件下，气体通过旋风分离器的压强降与气体密度成正比。本题中热空气的允许压强降为 1373 Pa，则相当于气体密度为 1.2  $\text{kg/m}^3$  时的压强降应不超过如下数值，即

$$\Delta p = 1373 \times \frac{1.2}{1.0} = 1648 \text{ Pa}$$

从表 3-4 中查得 5 号扩散式旋风分离器（直径为 525 mm）在 1570 Pa 的压强降下操作时，生产能力为 5000  $\text{kg/m}^3$ 。现要达到 10000  $\text{m}^3/\text{h}$  的生产能力，可采用两台并联。

当然，也可以作出其它的选择，即选用的型号与台数不同于上面的方案。所有这些方案在满足气体处理量及不超过允许压强降的条件下，效率高低和费用大小都不相同。合适的型

号只能根据实际情况和经验确定。

【例 3-4】拟在  $9.81 \times 10^3 \text{Pa}$  的恒定压强差下过滤某悬浮液。已知该悬浮液由直径为  $0.1 \text{mm}$  的球形颗粒状物质悬浮于水中组成，过滤时形成不可压缩滤饼，其空隙率为  $60\%$ ，水的粘度为  $1.0 \times 10^{-3} \text{Pa} \cdot \text{s}$ ，过滤介质阻力可以忽略，若每获得  $1 \text{m}^3$  滤液所形成的滤饼体积为  $0.333 \text{m}^3$ 。

试求：1) 每平方米过滤面积上获得  $1.5 \text{m}^3$  滤液所需的过滤时间；2) 若将此过滤时间延长一倍，可再得滤液多少？

解：1) 求过滤时间 已知过滤介质阻力可以忽略的恒压过滤方程为  $q^2 = K\theta$

单位面积获得的滤液量  $q = 1.5 \text{m}^3/\text{m}^2$

$$\text{过滤常数} \quad K = \frac{2\Delta p^{1-s}}{\mu r' v}$$

对于不可压缩滤饼， $s=0$ ， $r'=r=\text{常数}$ ，则

$$K = \frac{2\Delta p}{\mu r v}$$

已知  $\Delta p = 9.81 \times 10^3 \text{Pa}$ ， $\mu = 1.0 \times 10^{-3} \text{Pa} \cdot \text{s}$ ， $v = 0.333 \text{m}^3/\text{m}^2$

根据式 3-37 知  $r = \frac{5a^2(1-\varepsilon)^2}{\varepsilon^3}$ ，又已知滤饼的空隙率  $\varepsilon = 0.6$

$$\text{球形颗粒的比表面} \quad a = \frac{\pi d^2}{\frac{\pi}{6} d^3} = \frac{6}{d} = \frac{6}{0.1 \times 10^{-3}} = 6 \times 10^4 \text{m}^2/\text{m}^3$$

$$\text{所以} \quad r = \frac{5(6 \times 10^4)^2(1-0.6)^2}{0.6^3} = 1.333 \times 10^{10} \text{1/m}^2$$

$$\text{则} \quad K = \frac{2 \times 9.81 \times 10^3}{(1.0 \times 10^{-3})(1.333 \times 10^{10})(0.333)} = 4.42 \times 10^{-3} \text{m}^2/\text{s}$$

$$\text{所以} \quad \theta = \frac{q^2}{K} = \frac{(1.5)^2}{4.42 \times 10^{-3}} = 509 \text{s}$$

2) 过滤时间加倍时增加的滤液量

$$\theta' = 2\theta = 2 \times 509 = 1018 \text{s}$$

$$\text{则} \quad q' = \sqrt{K\theta'} = \sqrt{(4.42 \times 10^{-3}) \times 1018} = 2.12 \text{m}^3/\text{m}^2$$

$$q' - q = 2.12 - 1.5 = 0.62 \text{m}^3/\text{m}^2$$

即每平方米过滤面积上将再得  $0.62 \text{m}^3$  滤液。

【例 3-5】在  $0.04 \text{m}^2$  的过滤面积上，以  $1 \times 10^{-4} \text{m}^3/\text{s}$  的速率对不可压缩的滤饼进行过滤实验，测得的两组数据列于本题附表 1 中。

今欲在框内尺寸为  $635 \text{mm} \times 635 \text{mm} \times 60 \text{mm}$  的板框过滤机内处理同一料浆，所用滤布与实验时的相同。

过滤开始时，以与实验相同的滤液流速进行恒速过滤，至过滤压强差达到  $6 \times 10^4 \text{Pa}$  时改为

例 3-5 附表 1

序号	过滤时间 $\theta$ , s	过滤压强差 $\Delta p$ , Pa
1	100	$3 \times 10^4$
2	500	$9 \times 10^4$



恒压操作。每获得  $1\text{m}^3$  滤液所生成的滤饼体积为  $0.02\text{m}^3$ 。试求框内充满滤饼所需的时间。

解：欲求滤框充满滤饼所需的时间  $\theta$ ，可用式 3-56 进行计算。为此，需先求得式中有参数。

依式 3-55a，对不可压缩滤饼进行恒速过滤时的  $\Delta p - \theta$  关系为

$$\Delta p = a\theta + b$$

将测得的两组数据分别代入上式：

$$3 \times 10^4 = 100a + b \quad 9 \times 10^4 = 500a + b$$

解得  $a = 150 \quad b = 1.5 \times 10^4$

即  $\Delta p = 150\theta + 1.5 \times 10^4$

因板框过滤机所处理的悬浮液特性及所用滤布均与实验时相同，且过滤速度也一样，故板框过滤机在恒速阶段的  $\Delta p - \theta$  关系也符合上式。

恒速终了时的压强差  $\Delta p_R = 6 \times 10^4 \text{Pa}$ ，故

$$\theta_R = \frac{\Delta p - b}{a} = \frac{6 \times 10^4 - 1.5 \times 10^4}{150} = 300 \text{ s}$$

由过滤实验数据算出的恒速阶段的有关参数列于本例附表 2 中。

例 3-5 附表 2

序号	$\theta, \text{s}$	$\Delta p, \text{Pa}$	$V = 1 \times 10^{-4} \theta, \text{m}^3$	$q = \frac{V}{A}, \text{m}^3/\text{m}^2$
1	100	$3 \times 10^4$	0.01	0.25
2	300	$6 \times 10^4$	0.03	0.75

由式 3-47a 知

$$\frac{dV}{d\theta} = \frac{KA^2}{2(V + V_e)}$$

将上式改写为

$$2(q + q_e) \frac{dV}{d\theta} = KA$$

应用附表 2 中数据便可求得过滤常数  $K$  和  $q_e$ ，即

$$K_1 A = 2(q_1 + q_e) \frac{dV}{d\theta} = 2 \times 1 \times 10^{-4} (0.25 + q_e) \quad (\text{a})$$

$$K_2 A = 2(q_2 + q_e) \frac{dV}{d\theta} = 2 \times 1 \times 10^{-4} (0.75 + q_e) \quad (\text{b})$$

本题中正好  $\Delta p_2 = 2 \Delta p_1$ ，于是， $K_2 = 2K_1$ 。

联解式 a、b、c 得到

$$q_e = 0.25 \text{m}^3/\text{m}^2 \quad K_2 = 5 \times 10^{-3} \text{m}^2/\text{s}$$

上面求得的  $q_e$ 、 $K_2$  为板框过滤机中恒速过滤终点，即恒压过滤的过滤常数。

$$q_R = u_R \theta_R = \left( \frac{1 \times 10^{-4}}{0.04} \right) \times 300 = 0.75 \text{m}^3/\text{m}^2$$

$$A = 2 \times 0.635^2 = 0.8065 \text{m}^2$$

滤饼体积  $V_c = 0.635^2 \times 0.06 = 0.0242 \text{m}^3$

单位面积上的滤液体积为  $q = \left(\frac{V_c}{A}\right) / v = \frac{0.0242}{0.8065 \times 0.02} = 1.5 \text{ m}^3/\text{m}^2$

将  $K$ 、 $q_e$ 、 $q_R$  及  $q$  的数值代入 3-56a 得

$$(1.5^2 - 0.75^2) + 2 \times 0.25 (1.5 - 0.75) = 5 \times 10^{-3} (\theta - 300)$$

解得  $\theta = 712.5 \text{ s}$

【例 3-6】在 25℃ 下对每升水中含 25g 某种颗粒的悬浮液进行了三次过滤实验，所得数据见本例附表 1。

试求：1) 各  $\Delta p$  下的过滤常数  $K$ 、 $q_e$  及  $\theta_e$ ；2) 滤饼的压缩性指数  $s$ 。

解：1) 求过滤常数（以实验 I 为例）根据实验数据整理各段时间间隔的  $\frac{\Delta \theta}{\Delta q}$  与相应的  $q$

值，列于本例附表 2 中。

在直角坐标纸上以  $\frac{\Delta \theta}{\Delta q}$  为纵轴、 $q$  为横轴，根据表中数据标绘出  $\frac{\Delta \theta}{\Delta q} - q$  的阶梯形函数关系，再经各阶梯水平线段中点作直线，见本例附图 1 中的直线 I。由图上求得此直线的斜率为

$$\frac{2}{K} = \frac{2.22 \times 10^3}{45.4 \times 10^{-3}} = 4.90 \times 10^4 \text{ s/m}^2$$

又由图上读出此直线的截距为  $\frac{2}{K} q_e = 1260 \text{ s/m}$

则得到当  $\Delta p = 0.463 \times 10^5 \text{ Pa}$  时的过滤常数为

$$K = \frac{2}{4.90 \times 10^4} = 4.08 \times 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s}$$

$$q_e = \frac{1260}{4.90 \times 10^4} = 0.0257 \text{ m}^3/\text{m}^2$$

$$\theta_e = \frac{q_e^2}{K} = \frac{(0.0257)^2}{4.08 \times 10^{-5}} = 16.2 \text{ s}$$

实验 II 及 III 的  $\frac{\Delta \theta}{\Delta q} - q$  关系也标绘于本题附图 1 中。

例 3-6 附表 1			
实验序号	I	II	III
过滤压强差 $\Delta p \times 10^{-5}$ , Pa	0.463	1.95	3.39
单位面积滤液量 $q \times 10^3$ , $\text{m}^3/\text{m}^2$	过滤时间 $\theta$ , s		
0	0	0	0
11.35	17.3	6.5	4.3
22.70	41.4	14.0	9.4
34.05	72.0	24.1	16.2
45.40	108.4	37.1	24.5
56.75	152.3	51.8	34.6
68.10	201.6	69.1	46.1

例 3-6 附表 2

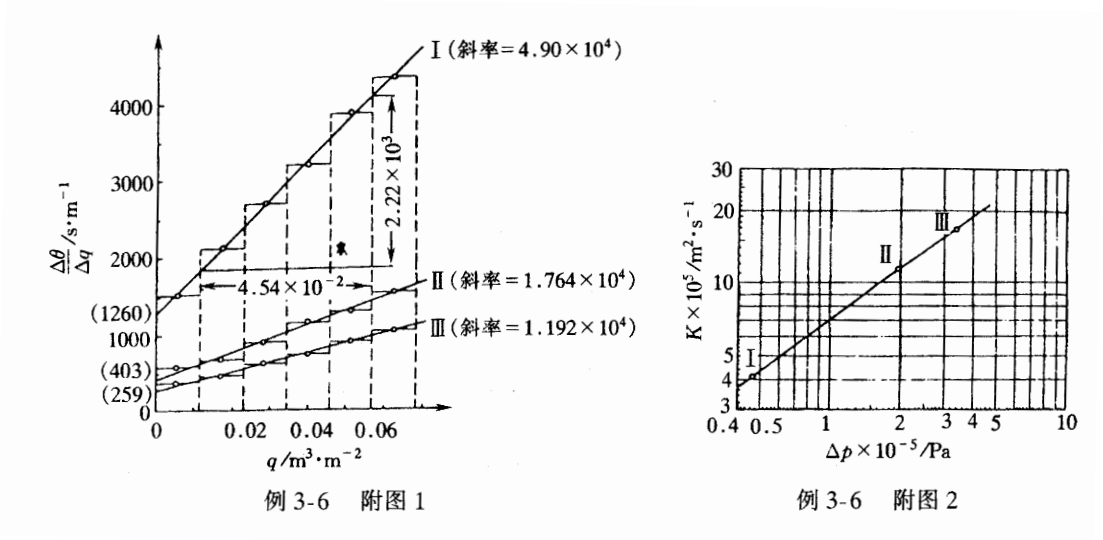
实验序号	$q \times 10^3$ $\text{m}^3/\text{m}^2$	$\Delta q \times 10^3$ $\text{m}^3/\text{m}^2$	$\theta$ s	$\Delta \theta$ s	$\frac{\Delta \theta}{\Delta q} \times 10^{-3}$ s/m
	0		0		
I	11.35	11.35	17.3	17.3	1.524
	22.70	11.35	41.4	24.1	2.123
	34.05	11.35	72.0	30.6	2.696
	45.40	11.35	108.4	36.4	3.207
	56.75	11.35	152.3	43.9	3.868
	68.10	11.35	201.6	49.3	4.344

各次实验条件下的过滤常数计算过程及结果列于本题附表 3 中。

例 3-6 附表 3

实 验 序 号	过滤压强差 $\Delta p \times 10^{-5}$ Pa	$\frac{\Delta \theta}{\Delta q}$ - $q$ 直线的斜率 $\frac{2}{K}$ $\text{s}/\text{m}^2$	$\frac{\Delta \theta}{\Delta q}$ - $q$ 直线的截距 $\frac{2}{K} q_e$ s/m	$K$ $\text{m}^2/\text{s}$	$q_e$ $\text{m}^3/\text{m}^2$	$\theta_e$ s
I	0.463	$4.90 \times 10^4$	1260	$4.08 \times 10^{-5}$	0.0257	16.2
II	1.95	$1.764 \times 10^4$	403	$1.134 \times 10^{-4}$	0.0228	4.58
III	3.39	$1.192 \times 10^4$	259	$1.678 \times 10^{-4}$	0.0217	2.81

2)求滤饼的压缩性指数  $s$  将附表 3 中三次实验的  $K-\Delta p$  数据在对数坐标上进行标绘,得到本题附图 2 中的 I、II、III 三个点。由此三点可得一条直线,在图上测得此直线的斜率为  $1-s=0.7$ , 于是可求得滤饼的压缩性指数为  $s=1-0.7=0.3$ 。



【例 3-7】对例 3-6 中的悬浮液用具有 26 个框的 BMS20/635-25 板框压滤机进行过滤。在过

滤机入口处滤浆的表压为  $3.39 \times 10^5 \text{Pa}$ ，所用滤布与实验时的相同，浆料温度仍为  $25^\circ\text{C}$ 。每次过滤完毕用清水洗涤滤饼，洗水温度及表压与滤浆相同而其体积为滤液体积的 8%。每次卸渣、清理、装合等辅助操作时间为 15min。已知固相密度为  $2930 \text{kg/m}^3$ ，又测得湿饼密度为  $1930 \text{kg/m}^3$ 。求此板框压滤机的生产能力。

解：过滤面积  $A = (0.635)^2 \times 2 \times 26 = 21 \text{m}^2$

滤框总容积  $= (0.635)^2 \times 0.025 \times 26 = 0.262 \text{m}^3$

已知  $1 \text{m}^3$  滤饼的质量为  $1930 \text{kg}$ ，设其中含水  $x \text{kg}$ ，水的密度按  $1000 \text{kg/m}^3$  考虑，则

$$\frac{1930 - x}{2930} + \frac{x}{1000} = 1$$

解得  $x = 518 \text{kg}$

故知  $1 \text{m}^3$  滤饼中的固相质量为  $1930 - 518 = 1412 \text{kg}$

生成  $1 \text{m}^3$  滤饼所需的滤浆质量为

$$1412 \times \frac{1000 + 25}{25} = 57892 \text{kg}$$

则  $1 \text{m}^3$  滤饼所对应的滤液质量为  $57892 - 1930 = 55962 \text{kg}$

$1 \text{m}^3$  滤饼所对应的滤液体积为  $\frac{55962}{1000} = 55.962 \text{m}^3$

由此可知，滤框全部充满时的滤液体积为

$$V = 55.96 \times 0.262 = 14.66 \text{m}^3$$

则过滤终了时的单位面积滤液量为

$$q = \frac{V}{A} = \frac{14.66}{21} = 0.6982 \text{m}^3/\text{m}^2$$

根据例 3-6 中过滤实验结果写出  $\Delta p = 3.39 \times 10^5 \text{Pa}$  时的恒压过滤方程式为

$$(q + 0.0217)^2 = 1.678 \times 10^{-4} (\theta + 2.81)$$

将  $q = 0.6982 \text{m}^3/\text{m}^2$  代入上式，得

$$(0.6982 + 0.0217)^2 = 1.678 \times 10^{-4} (\theta + 2.81)$$

解得过滤时间为： $\theta = 3085 \text{s}$ 。

由式 3-58 及式 3-60 可知： $\theta_w = \frac{V_w}{\frac{1}{4} \left( \frac{dV}{d\theta} \right)_E}$

对恒压过滤方程式 3-51a 进行微分，得

$$2(q + q_e) dq = K d\theta, \text{ 即 } \frac{dq}{d\theta} = \frac{K}{2(q + q_e)}$$

已求得过滤终了时  $q = 0.6982 \text{m}^3/\text{m}^2$ ，代入上式可得过滤终了时的过滤速率为

$$\left( \frac{dV}{d\theta} \right)_E = A \frac{K}{2(q + q_e)} = 21 \times \frac{1.678 \times 10^{-4}}{2(0.6982 + 0.0217)} = 2.447 \times 10^{-3} \text{m}^3/\text{s}$$

已知  $V_w = 0.08V = 0.08 \times 14.66 = 1.173 \text{m}^3$

则  $\theta_w = \frac{1.173}{\frac{1}{4}(2.447 \times 10^{-3})} = 1917 \text{s}$

又知  $\theta_D = 15 \times 60 = 900 \text{s}$

则生产能力为

$$Q = \frac{3600V}{T} = \frac{3600V}{\theta + \theta_w + \theta_p} = \frac{3600 \times 14.66}{3085 + 1917 + 900} = 8.942 \text{ m}^3/\text{h}$$

## 习 题

1. 计算直径为  $50 \mu\text{m}$  及  $3\text{mm}$  的水滴在  $30^\circ\text{C}$  常压空气中的自由沉降速度。
2. 试求直径  $30 \mu\text{m}$  的球形石英粒子在  $20^\circ\text{C}$  水中与  $20^\circ\text{C}$  空气中的沉降速度各为多少？已知石英密度  $\rho_s = 2600 \text{ kg/m}^3$ 。
3. 若石英砂粒在  $20^\circ\text{C}$  的水和空气以同一速度沉降，并假定沉降处于斯托克斯区，试问此两种介质中沉降颗粒的直径比例是多少？已知石英密度  $\rho_s = 2600 \text{ kg/m}^3$ 。
4. 将含有球形染料微粒的水溶液于  $20^\circ\text{C}$  下静置于量筒中  $1\text{h}$ ，然后用吸液管在液面下  $5\text{cm}$  处吸取少量试样。已知染料密度为  $3000 \text{ kg/m}^3$ ，问可能存在于试样中的最大颗粒为多少  $\mu\text{m}$ ？
5. 气流中悬浮密度  $4000 \text{ kg/m}^3$  的球形微粒，需除掉的最小微粒直径为  $10 \mu\text{m}$ ，沉降处于斯托克斯区。今用一多层隔板降尘室以分离此气体悬浮物。已知降尘室长  $10\text{m}$ ，宽  $5\text{m}$ ，共  $21$  层，每层高  $100\text{mm}$ ，气体密度为  $1.1 \text{ kg/m}^3$ ，粘度为  $0.0218 \text{ mPa} \cdot \text{s}$ 。问
  - 1) 为保证  $10 \mu\text{m}$  微粒的沉降，可允许最大气流速度为多少？
  - 2) 降尘室的最大生产能力 ( $\text{m}^3/\text{h}$ ) 为多少？
  - 3) 若取消室内隔板，又保证  $10 \mu\text{m}$  微粒的沉降，其最大生产能力为多少？
6. 试求密度为  $2000 \text{ kg/m}^3$  的球形粒子在  $15^\circ\text{C}$  空气中自由沉降时服从斯托克斯定律的最大粒径及服从牛顿定律的最小粒径。
7. 使用图 3-9 所示标准式旋风分离器收集流化床锻烧器出口的碳酸钾粉尘，在旋风分离器入口处，空气的温度为  $200^\circ\text{C}$ ，流量为  $3800 \text{ m}^3/\text{h}$  ( $200^\circ\text{C}$ )。粉尘密度为  $2290 \text{ kg/m}^3$ ，旋风分离器直径  $D$  为  $650\text{mm}$ 。求此设备能分离粉尘的临界直径  $d_c$ 。
8. 速溶咖啡粉的直径为  $60 \mu\text{m}$ ，密度为  $1050 \text{ kg/m}^3$ ，由  $500^\circ\text{C}$  的热空气带入旋风分离器中，进入时的切线速度为  $20\text{m/s}$ 。在器内的旋转半径为  $0.5\text{m}$ 。求其径向沉降速度。又若在静止空气中沉降时，其沉降速度应为多少？
9. 某淀粉厂的气流干燥器每小时送出  $10000 \text{ m}^3$  带有淀粉颗粒的气流。气流温度为  $80^\circ\text{C}$ ，此时热空气的密度为  $1.0 \text{ kg/m}^3$ ，粘度为  $0.02 \text{ mPa} \cdot \text{s}$ 。颗粒密度为  $1500 \text{ kg/m}^3$ 。采用图 3-9 所示标准型旋风分离器，器身直径  $D = 1000\text{mm}$ 。试估算理论上可分离的最小直径，及设备的流体阻力。
10. 某板框压滤机恒压过滤  $1\text{h}$ ，共送出滤液  $11 \text{ m}^3$ ，停止过滤后用  $3 \text{ m}^3$  清水（其粘度与滤液相同）在同样压力下进行滤饼的横穿洗涤。设忽略滤布阻力，求洗涤时间。
11. 板框过滤机的过滤面积为  $0.4 \text{ m}^2$ ，在表压  $150 \text{ kPa}$  恒压下，过滤某种悬浮液。4h 后得滤液  $80 \text{ m}^3$ 。过滤介质阻力忽略不计。试求：
  - 1) 当其它情况不变，过滤面积加倍，可得滤液多少？
  - 2) 当其它情况不变，操作时间缩短为  $2\text{h}$ ，可得滤液多少？
  - 3) 若过滤 4h 后，再用  $5 \text{ m}^3$  性质与滤液相近的水洗涤滤饼，问需多少洗涤时间？
  - 4) 当表压加倍，滤饼压缩指数为  $0.3$  时，4h 后可得滤液多少？
12. 以总过滤面积为  $0.1 \text{ m}^2$ ，滤框厚  $25\text{mm}$  的板框压滤机过滤  $20^\circ\text{C}$  下的  $\text{CaCO}_3$  悬浮液。

悬浮液含  $\text{CaCO}_3$  质量分率为 13.9%，滤饼中含水的质量分率为 50%，纯  $\text{CaCO}_3$  密度为  $2710\text{kg/m}^3$ 。若恒压下测得其过滤常数  $K=1.57\times 10^{-5}\text{m}^2/\text{s}$ ， $q_e=0.00378\text{m}^3/\text{m}^2$ 。试求该板框压滤机每次过滤（滤饼充满滤框）所需的时间。

13. 有一叶滤机，自始至终在恒压下过滤某种悬浮液时，得出过滤方程式为：

$$q^2+20q=250\theta$$

式中  $q$ —— $\text{L/m}^2$ ；

$\theta$ ——min。

在实际操作中，先用 5min 作恒速过滤，此时压强由零升至上述试验压强，以后维持此压强不变进行恒压过滤，全部过滤时间为 20min。试求：

- 1) 每一循环中每平方米过滤面积可得滤液量；
- 2) 过滤后用滤液总量 1/5 的水进行滤饼洗涤，问洗涤时间为多少？

## 第四章 传热

【例 4-1】 某平壁厚度  $b=0.37\text{m}$ ，内表面温度  $t_1=1650^\circ\text{C}$ ，外表面温度  $t_2=300^\circ\text{C}$ ，平壁材料导热系数  $\lambda=0.815+0.00076t$ ， $\text{W}/(\text{m}\cdot^\circ\text{C})$ 。若将导热系数分别按常量（取平均导热系数）和变量计算，试求平壁的温度分布关系式和导热热通量。

解：

(1) 导热系数按常量计算

$$\text{平壁的平均温度 } t_m = \frac{t_1 + t_2}{2} = \frac{1650 + 300}{2} = 975^\circ\text{C}$$

平壁材料的平均导热系数

$$\lambda_m = 0.815 + 0.00076 \times 975 = 1.556 \text{ W}/(\text{m}\cdot^\circ\text{C})$$

导热热通量为：

$$q = \frac{\lambda}{b}(t_1 - t_2) = \frac{1.556}{0.37}(1650 - 300) = 5677 \text{ W/m}^2$$

设壁厚  $x$  处的温度为  $t$ ，则由式 4-6 可得

$$q = \frac{\lambda}{x}(t_1 - t)$$

$$\text{故 } t = t_1 - \frac{qx}{\lambda} = 1650 - \frac{5677}{1.556}x = 1650 - 3649x$$

上式即为平壁的温度分布关系式，表示平壁距离  $x$  和等温表面的温度呈直线关系。

(2) 导热系数按变量计算，由式 4-5 得

$$q = -\lambda \frac{dt}{dx} = -(\lambda_0 + a't) \frac{dt}{dx} = -(0.815 + 0.00076t) \frac{dt}{dx}$$

$$\text{或 } -qdx = (0.815 + 0.00076t) dt$$

$$\text{积分 } -q \int_0^b dx = \int_{t_1}^{t_2} (0.815 + 0.00076t) dt$$

$$\text{得 } -qb = 0.815(t_2 - t_1) + \frac{0.00076}{2}(t_2^2 - t_1^2) \quad (\text{a})$$

$$q = \frac{0.815}{0.37}(1650 - 300) + \frac{0.00076}{2 \times 0.37}(1650^2 - 300^2) = 5677 \text{ W/m}^2$$

当  $b=x$  时， $t_2=t$ ，代入式 (a)，可得

$$-5677x = 0.815(t - 1650) + \frac{0.00076}{2}(t^2 - 1650^2)$$

整理上式得

$$t^2 + \frac{2 \times 0.815}{0.00076}t + \frac{2}{0.00076} \left[ 5677x - \left( 0.815 \times 1650 + \frac{0.00076}{2} \times 1650^2 \right) \right] = 0$$

$$\text{解得 } t = -1072 + \sqrt{7.41 \times 10^6 - 1.49 \times 10^7 x}$$

上式即为当  $\lambda$  随  $t$  呈线性变化时单层平壁的温度分布关系式，此时温度分布为曲线。

计算结果表明，将导热系数按常量或变量计算时，所得的导热通量是相同的，而温度分布则不同，前者为直线，后者为曲线。

【例 4-2】 某平壁燃烧炉是由一层耐火砖与一层普通砖砌成，两层的厚度均为 100mm，其导热系数分别为  $0.9\text{W}/(\text{m} \cdot ^\circ\text{C})$  及  $0.7\text{W}/(\text{m} \cdot ^\circ\text{C})$ 。待操作稳定后，测得炉膛的内表面温度为  $700^\circ\text{C}$ ，外表面温度为  $130^\circ\text{C}$ 。为了减少燃烧炉的热损失，在普通砖外表面增加一层厚度为 40mm、导热系数为  $0.06\text{W}/(\text{m} \cdot ^\circ\text{C})$  的保温材料。操作稳定后，又测得炉内表面温度为  $740^\circ\text{C}$ ，外表面温度为  $90^\circ\text{C}$ 。设两层砖的导热系数不变，试计算加保温层后炉壁的热损失比原来的减少百分之几？

解：加保温层前单位面积炉壁的热损失为  $\left(\frac{Q}{S}\right)_1$

此时为双层平壁的热传导，其导热速率方程为：

$$\left(\frac{Q}{S}\right)_1 = \frac{t_1 - t_3}{\frac{b_1}{\lambda_1} + \frac{b_2}{\lambda_2}} = \frac{700 - 130}{\frac{0.1}{0.9} + \frac{0.1}{0.7}} = 2244 \text{ W/m}^2$$

加保温层后单位面积炉壁的热损失为  $\left(\frac{Q}{S}\right)_2$

此时为三层平壁的热传导，其导热速率方程为：

$$\left(\frac{Q}{S}\right)_2 = \frac{t_1 - t_4}{\frac{b_1}{\lambda_1} + \frac{b_2}{\lambda_2} + \frac{b_3}{\lambda_3}} = \frac{740 - 90}{\frac{0.1}{0.9} + \frac{0.1}{0.7} + \frac{0.04}{0.06}} = 706 \text{ W/m}^2$$

故加保温层后热损失比原来减少的百分数为：

$$\frac{\left(\frac{Q}{S}\right)_1 - \left(\frac{Q}{S}\right)_2}{\left(\frac{Q}{S}\right)_1} \times 100\% = \frac{2244 - 706}{2244} \times 100\% = 68.5\%$$

【例 4-3】 在外径为 140mm 的蒸气管道外包扎保温材料，以减少热损失。蒸气管外壁温度为  $390^\circ\text{C}$ ，保温层外表面温度不大于  $40^\circ\text{C}$ 。保温材料的  $\lambda$  与  $t$  的关系为  $\lambda = 0.1 + 0.0002t$  ( $t$  的单位为  $^\circ\text{C}$ ， $\lambda$  的单位为  $\text{W}/(\text{m} \cdot ^\circ\text{C})$ )。若要求每米管长的热损失  $Q/L$  不大于  $450\text{W/m}$ ，试求保温层的厚度以及保温层中温度分布。

解：此题为圆筒壁热传导问题，已知： $r_2=0.07\text{m}$      $t_2=390^\circ\text{C}$      $t_3=40^\circ\text{C}$

先求保温层在平均温度下的导热系数，即

$$\lambda = 0.1 + 0.0002 \left( \frac{390 + 40}{2} \right) = 0.143 \text{ W}/(\text{m} \cdot ^\circ\text{C})$$

(1) 保温层温度 将式 (4-15) 改写为

$$\ln \frac{r_3}{r_2} = \frac{2\pi\lambda(t_2 - t_3)}{Q/L}$$

$$\ln r_3 = \frac{2\pi \times 0.143(390 - 40)}{450} + \ln 0.07$$

得  $r_3=0.141\text{m}$

故保温层厚度为

$$b=r_3-r_2=0.141-0.07=0.071\text{m}=71\text{mm}$$

(2) 保温层中温度分布 设保温层半径  $r$  处的温度为  $t$ ，代入式 (4-15) 可得



$$\frac{2\pi \times 0.143(390 - t)}{\ln \frac{r}{0.07}} = 450$$

解上式并整理得  $t = -501 \ln r - 942$

计算结果表明，即使导热系数为常数，圆筒壁内的温度分布也不是直线而是曲线。

**【例 4-4】** 有一列管式换热器，由 38 根  $\phi 25\text{mm} \times 2.5\text{mm}$  的无缝钢管组成。苯在管内流动，由  $20^\circ\text{C}$  被加热至  $80^\circ\text{C}$ ，苯的流量为  $8.32\text{kg/s}$ 。外壳中通入水蒸气进行加热。试求管壁对苯的传热系数。当苯的流量提高一倍，传热系数有何变化。

解：苯在平均温度  $t_m = \frac{1}{2}(20 + 80) = 50^\circ\text{C}$  下的物性可由附录查得：

密度  $\rho = 860\text{kg/m}^3$ ；比热容  $c_p = 1.80\text{kJ}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})$ ；粘度  $\mu = 0.45\text{mPa} \cdot \text{s}$ ；导热系数  $\lambda = 0.14\text{W}/(\text{m} \cdot ^\circ\text{C})$ 。

加热管内苯的流速为

$$u = \frac{q_v}{\frac{\pi}{4} d_i^2 n} = \frac{\frac{8.32}{860}}{0.785 \times 0.02^2 \times 38} = 0.81\text{m/s}$$

$$Re = \frac{d_i u \rho}{\mu} = \frac{0.02 \times 0.81 \times 860}{0.45 \times 10^{-3}} = 30960$$

$$Pr = \frac{c_p \mu}{\lambda} = \frac{(1.8 \times 10^3) \times 0.45 \times 10^{-3}}{0.14} = 5.79$$

以上计算表明本题的流动情况符合式 4-32 的实验条件，故

$$\begin{aligned} \alpha &= 0.023 \frac{\lambda}{d_i} Re^{0.8} Pr^{0.4} = 0.023 \times \frac{0.14}{0.02} \times (30960)^{0.8} \times (5.79)^{0.4} \\ &= 1272\text{W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}) \end{aligned}$$

若忽略定性温度的变化，当苯的流量增加一倍时，给热系数为  $\alpha'$

$$\alpha' = \alpha \left( \frac{u'}{u} \right)^{0.8} = 1272 \times 2^{0.8} = 2215\text{W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$$

**【例 4-5】** 在预热器内将压强为  $101.3\text{kPa}$  的空气从  $10^\circ\text{C}$  加热到  $50^\circ\text{C}$ 。预热器由一束长度为  $1.5\text{m}$ ，直径为  $\phi 86 \times 1.5\text{mm}$  的错列直立钢管所组成。空气在管外垂直流过，沿流动方向共有 15 行，每行有管子 20 列，行间与列间管子的中心距为  $110\text{mm}$ 。空气通过管间最狭处的流速为  $8\text{m/s}$ 。管内有饱和蒸气冷凝。试求管壁对空气的平均对流传热系数。

解：

$$\text{空气的定性温度} = \frac{1}{2} (10 + 50) = 30^\circ\text{C}$$

查得空气在  $30^\circ\text{C}$  时的物性如下：

$$\mu = 1.86 \times 10^{-5}\text{Pa} \cdot \text{s}$$

$$\rho = 1.165\text{kg/m}^3$$

$$\lambda = 2.67 \times 10^{-2}\text{W}/(\text{m} \cdot ^\circ\text{C})$$

$$c_p = 1\text{kJ}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})$$

所以 
$$Re = \frac{du\rho}{\mu} = \frac{0.086 \times 8 \times 1.165}{1.86 \times 10^{-5}} = 43100$$

$$Pr = \frac{c_p \mu}{\lambda} = \frac{1 \times 10^3 \times 1.86 \times 10^{-5}}{2.67 \times 10^{-2}} = 0.7$$

空气流过 10 排错列管束的平均对流传热系数为：

$$\alpha' = 0.33 \frac{\lambda}{d_o} Re^{0.6} Pr^{0.33} = 0.33 \frac{0.0267}{0.086} (43100)^{0.6} (0.7)^{0.33}$$

$$= 55 \text{ W/(m}^2 \cdot ^\circ\text{C)}$$

空气流过 15 排管束时，由表 (4-3) 查得系数为 1.02，则

$$\alpha = 1.02 \alpha' = 1.02 \times 55 = 56 \text{ W/(m}^2 \cdot ^\circ\text{C)}$$

【例 4-6】 热空气在冷却管管外流过， $\alpha_2 = 90 \text{ W/(m}^2 \cdot ^\circ\text{C)}$ ，冷却水在管内流过， $\alpha_1 = 1000 \text{ W/(m}^2 \cdot ^\circ\text{C)}$ 。冷却管外径  $d_o = 16 \text{ mm}$ ，壁厚  $b = 1.5 \text{ mm}$ ，管壁的  $\lambda = 40 \text{ W/(m} \cdot ^\circ\text{C)}$ 。试求：

①总传热系数  $K_o$ ；

②管外对流传热系数  $\alpha_2$  增加一倍，总传热系数有何变化？

③管内对流传热系数  $\alpha_1$  增加一倍，总传热系数有何变化？

解：

①由式 4-70 可知

$$K_o = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} \cdot \frac{d_o}{d_i} + \frac{b}{\lambda} \frac{d_o}{d_m} + \frac{1}{\alpha_2}}$$

$$= \frac{1}{\frac{1}{1000} \cdot \frac{16}{13} + \frac{0.0015}{40} \cdot \frac{16}{14.5} + \frac{1}{90}}$$

$$= \frac{1}{0.00123 + 0.00004 + 0.01111} = 80.8 \text{ W/(m}^2 \cdot ^\circ\text{C)}$$

可见管壁热阻很小，通常可以忽略不计。

$$\textcircled{2} K_o = \frac{1}{0.00123 + \frac{1}{2 \times 90}} = 147.4 \text{ W/(m}^2 \cdot ^\circ\text{C)}$$

传热系数增加了 82.4%。

$$\textcircled{3} K_o = \frac{1}{\frac{1}{2 \times 1000} \cdot \frac{16}{13} + 0.01111} = 85.3 \text{ W/(m}^2 \cdot ^\circ\text{C)}$$

传热系数只增加了 6%，说明要提高  $K$  值，应提高较小的  $\alpha_2$  值。

$$\text{及} \quad \varepsilon = \frac{NTU}{1 + NTU} \quad (4-91a)$$

【例 4-7】 有一碳钢制造的套管换热器，内管直径为  $\phi 89 \text{ mm} \times 3.5 \text{ mm}$ ，流量为  $2000 \text{ kg/h}$  的苯在内管中从  $80^\circ\text{C}$  冷却到  $50^\circ\text{C}$ 。冷却水在环隙从  $15^\circ\text{C}$  升到  $35^\circ\text{C}$ 。苯的对流传热系数  $\alpha_h = 230 \text{ W/(m}^2 \cdot \text{K)}$ ，水的对流传热系数  $\alpha_c = 290 \text{ W/(m}^2 \cdot \text{K)}$ 。忽略污垢热阻。试求：①冷却水消耗量；②并流和逆流操作时所需传热面积；③如果逆流操作时所采用的传热面积与并流时的相同，计算冷却水出口温度与消耗量，假设总传热系数随温度的变化忽略不计。

解 ①苯的平均温度  $T = \frac{80+50}{2} = 65^\circ\text{C}$ ，比热容  $c_{ph}=1.86 \times 10^3 \text{J}/(\text{kg} \cdot \text{K})$

苯的流量  $W_h=2000\text{kg/h}$ ，水的平均温度  $t = \frac{15+35}{2} = 25^\circ\text{C}$ ，比热容  $c_{pc}=4.178 \times 10^3 \text{J}/$

$(\text{kg} \cdot \text{K})$ 。热量衡算式为

$$Q = W_h c_{ph} (T_1 - T_2) = W_c c_{pc} (t_2 - t_1) \quad (\text{忽略热损失})$$

$$\text{热负荷 } Q = \frac{2000}{3600} \times 1.86 \times 10^3 \times (80 - 50) = 3.1 \times 10^4 \text{ W}$$

$$\text{冷却水消耗量 } W_c = \frac{Q}{c_{pc}(t_2 - t_1)} = \frac{3.1 \times 10^4 \times 3600}{4.178 \times 10^3 \times (35 - 15)} = 1335 \text{ kg/h}$$

②以内表面积  $S_i$  为基准的总传热系数为  $K_i$ ，碳钢的导热系数  $\lambda=45\text{W}/(\text{m} \cdot \text{K})$

$$\begin{aligned} \frac{1}{K_i} &= \frac{1}{\alpha_h} + \frac{b d_i}{\lambda d_m} + \frac{d_i}{\alpha_c d_o} = \frac{1}{230} + \frac{0.0035 \times 0.082}{45 \times 0.0855} + \frac{0.082}{290 \times 0.085} \\ &= 4.35 \times 10^{-3} + 7.46 \times 10^{-5} + 3.18 \times 10^{-3} \\ &= 7.54 \times 10^{-3} \text{ m}^2 \cdot \text{K/W} \end{aligned}$$

$K_i=133\text{W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$ ，本题管壁热阻与其它传热阻力相比很小，可忽略不计。

$$\begin{array}{ccc} \text{并流操作} & 80 \longrightarrow 50 & \Delta t_{m\text{并}} = \frac{65-15}{\ln \frac{65}{15}} = 34.2^\circ\text{C} \\ & \frac{15}{65} \longrightarrow \frac{35}{15} & \end{array}$$

$$\text{传热面积 } S_{i\text{并}} = \frac{Q}{K_i \Delta t_{m\text{并}}} = \frac{3.1 \times 10^4}{133 \times 34.2} = 6.81 \text{ m}^2$$

$$\begin{array}{ccc} \text{逆流操作} & 80 \longrightarrow 50 & \Delta t_{m\text{逆}} = \frac{45+35}{2} = 40^\circ\text{C} \\ & \frac{35}{45} \longleftarrow \frac{15}{35} & \end{array}$$

$$\text{传热面积 } S_{i\text{逆}} = \frac{Q}{K_i \Delta t_{m\text{逆}}} = \frac{3.1 \times 10^4}{133 \times 40} = 5.83 \text{ m}^2$$

$$\text{因 } \Delta t_{m\text{并}} < \Delta t_{m\text{逆}}, \text{ 故 } S_{i\text{并}} > S_{i\text{逆}}。 \quad \frac{S_{i\text{并}}}{S_{i\text{逆}}} = \frac{\Delta t_{m\text{逆}}}{\Delta t_{m\text{并}}} = 1.17$$

$$\text{③逆流操作 } S_i=6.81\text{m}^2, \quad \Delta t_m = \frac{Q}{K_i S_i} = \frac{3.1 \times 10^4}{133 \times 6.81} = 34.2^\circ\text{C}$$

设冷却水出口温度为  $t'_2$ ，则

$$\begin{array}{ccc} 80 \longrightarrow 50 & \Delta t_m = \frac{\Delta t' + 35}{2} = 34.2, & \Delta t' = 33.4^\circ\text{C}, \\ \frac{t'_2}{\Delta t'} \longleftarrow \frac{15}{35} & t'_2 = 80 - 33.4 = 46.6^\circ\text{C} & \end{array}$$

水的平均温度  $t' = (15 + 46.6) / 2 = 30.8^\circ\text{C}$ ， $c'_{pc} = 4.174 \times 10^3 \text{J}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})$

$$\text{冷却水消耗量 } W_c = \frac{Q}{c'_{pc}(t'_2 - t_1)} = \frac{3.1 \times 10^4 \times 3600}{4.174 \times 10^3 \times (46.6 - 15)} = 846 \text{ kg/h}$$

$$\text{逆流操作比并流操作可节省冷却水: } \frac{1335 - 846}{1335} \times 100 = 36.6\%$$

若使逆流与并流操作时的传热面积相同, 则逆流时冷却水出口温度由原来的  $35^\circ\text{C}$  变为  $46.6^\circ\text{C}$ , 在热负荷相同条件下, 冷却水消耗量减少了 36.6%。

**【例 4-8】** 有一台运转中的单程逆流列管式换热器, 热空气在管程由  $120^\circ\text{C}$  降至  $80^\circ\text{C}$ , 其对流传热系数  $\alpha_1 = 50 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$ 。壳程的冷却水从  $15^\circ\text{C}$  升至  $90^\circ\text{C}$ , 其对流传热系数  $\alpha_2 = 2000 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$ , 管壁热阻及污垢热阻皆可不计。当冷却水量增加一倍时, 试求①水和空气的出口温度  $t'_2$  和  $T'_2$ , 忽略流体物性参数随温度的变化; ②传热速率  $Q'$  比原来增加了多少?

解: ①水量增加前  $T_1 = 120^\circ\text{C}$ ,  $T_2 = 80^\circ\text{C}$ ,  $t_1 = 15^\circ\text{C}$ ,  $t_2 = 90^\circ\text{C}$ ,  
 $\alpha_1 = 50 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$ ,  $\alpha_2 = 2000 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$ ,

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{1}{\alpha_2}} = \frac{1}{\frac{1}{50} + \frac{1}{2000}} = 48.8 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$$

$$\Delta t_m = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1}} = \frac{(120 - 90) - (80 - 15)}{\ln \frac{120 - 90}{80 - 15}} = 45.3^\circ\text{C}$$

$$Q = W_h c_{ph}(T_1 - T_2) = W_c c_{pc}(t_2 - t_1) = K S \Delta t_m$$

$$40 W_h c_{ph} = 75 W_c c_{pc} = 48.8 \times 45.3 S \quad (a)$$

$$\text{水量增加后 } \alpha'_2 = 2^{0.8} \alpha_2 \quad K' = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{1}{2^{0.8} \alpha_2}} = \frac{1}{\frac{1}{50} + \frac{1}{2^{0.8} \times 2000}} = 49.3 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$$

$$\Delta t'_m = \frac{(T_1 - t'_2) - (T'_2 - t_1)}{\ln \frac{T_1 - t'_2}{T'_2 - t_1}} = \frac{(120 - t'_2) - (T'_2 - 15)}{\ln \frac{120 - t'_2}{T'_2 - 15}}$$

$$Q = W_h c_{ph}(T_1 - T'_2) = 2 W_c c_{pc}(t'_2 - t_1) = K' S \Delta t'_m$$

$$W_h c_{ph}(120 - T'_2) = 2 W_c c_{pc}(t'_2 - 15) = 49.3 S \cdot \frac{120 - t'_2 - T'_2 - 15}{\ln \frac{120 - t'_2}{T'_2 - 15}} \quad (b)$$

$$\frac{40}{120 - T'_2} = \frac{75}{2(t'_2 - 15)} \quad \text{或} \quad t'_2 - 15 = \frac{75}{80}(120 - T'_2) \quad (c)$$

$$\frac{40}{120 - T'_2} = \frac{48.8 \times 45.3}{49.3 \times \frac{120 - T'_2 - (t'_2 - 15)}{\ln \frac{120 - t'_2}{T'_2 - 15}}} \quad (d)$$

$$\text{式 (c) 代入式 (d), 得 } \ln \frac{120-t'_2}{T'_2-15} = 0.0558 \quad \ln \frac{120-t'_2}{T'_2-15} = 1.057 \quad (e)$$

$$\text{由式 (c) 与 (e) 得 } t'_2=61.9^\circ\text{C} \quad T'_2=69.9^\circ\text{C}$$

$$\textcircled{2} \frac{Q'}{Q} = \frac{T_1-T'_2}{T_1-T_2} = \frac{120-69.9}{120-80} = 1.25 \text{ 即传热速率增加了 } 25\%。$$

【例 4-9】 在一传热面积为  $15.8\text{m}^2$  的逆流套管换热器中, 用油加热冷水。油的流量为  $2.85\text{kg/s}$ , 进口温度为  $110^\circ\text{C}$ ; 水的流量为  $0.667\text{kg/s}$ , 进口温度为  $35^\circ\text{C}$ 。油和水的平均比热容分别为  $1.9\text{kJ}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})$  及  $4.18\text{kJ}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})$ 。换热器的总传热系数为  $320\text{W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$  试求水的出口温度及传热量。

解: 本题用  $\varepsilon-NTU$  法计算。

$$W_h c_{ph} = 2.85 \times 1900 = 5415 \text{W}/^\circ\text{C}$$

$$W_c c_{pc} = 0.667 \times 4180 = 2788 \text{W}/^\circ\text{C}$$

故水 (冷流体) 为最小热容量流体。

$$\frac{C_{\min}}{C_{\max}} = \frac{2788}{5415} = 0.514$$

$$(NTU)_{\min} = \frac{KS}{C_{\min}} = \frac{320 \times 15.8}{2788} = 1.8$$

查图 4-27 得  $\varepsilon = 0.73$ 。

因冷流体为最小热容量流率流体, 故由传热效率定义式得

$$\varepsilon = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = 0.73$$

解得水的出口温度为  $t_2 = 0.73(110 - 35) + 35 = 89.8^\circ\text{C}$

换热器的传热量为

$$Q = W_c c_{pc} (t_2 - t_1) = 0.667 \times 4180 (89.8 - 35) = 1528 \text{ kW}$$

## 习 题

1. 红砖平壁墙, 厚度为  $500\text{mm}$ , 一侧温度为  $200^\circ\text{C}$ , 另一侧为  $30^\circ\text{C}$ 。设红砖的平均导热系数取  $0.57\text{W}/(\text{m} \cdot ^\circ\text{C})$ , 试求:

(1) 单位时间、单位面积导过的热量;

(2) 距离高温侧  $350\text{mm}$  处的温度。

2. 用平板法测定材料的导热系数。平板状材料的一侧用电热器加热, 另一侧用冷却水通过夹层将热量移走。所加热量由加至电热器的电压和电流算出, 平板两侧的表面温度用电偶测得 (见附表)。已知材料的导热面积为  $0.02\text{m}^2$ , 其厚度为  $0.01\text{m}$ , 测得的数据如下, 试求:

(1) 材料的平均导热系数  $\bar{\lambda}$ ;

(2) 设该材料的导热系数为  $\lambda = \lambda_0(1 - a't)$ , 试求  $\lambda_0$  和  $a'$ 。

电热器		材料表面温度/ $^\circ\text{C}$	
电压/V	电流/A	高温侧	低温侧

140	2.8	300	100
114	2.28	200	50

3. 某燃烧炉的平壁由下列三种砖依次砌成;

耐火砖: 导热系数  $\lambda_1 = 1.05 \text{ W/(m} \cdot ^\circ\text{C)}$ ;

厚度  $b_1 = 0.23 \text{ m}$ ;

绝热砖: 导热系数  $\lambda_2 = 0.151 \text{ W/(m} \cdot ^\circ\text{C)}$

每块厚度  $b_2 = 0.23 \text{ m}$ ;

普通砖: 导热系数  $\lambda_3 = 0.93 \text{ W/(m} \cdot ^\circ\text{C)}$

每块厚度  $b_3 = 0.24 \text{ m}$ ;

若已知耐火砖内侧温度为  $1000^\circ\text{C}$ , 耐火砖与绝热砖接触处温度为  $940^\circ\text{C}$ , 而绝热砖与普通砖接触处的温度不得超过  $138^\circ\text{C}$ , 试问:

(1) 绝热层需几块绝热砖?

(2) 此时普通砖外侧温度为多少?

4.  $\phi 60 \times 3$  铝合金管 (导热系数按钢管选取), 外包一层厚  $30 \text{ mm}$  石棉后, 又包一层  $30 \text{ mm}$  软木。石棉和软木的导热系数分别为  $0.16 \text{ W/(m} \cdot ^\circ\text{C)}$  和  $0.04 \text{ W/(m} \cdot ^\circ\text{C)}$ 。又已知管内壁温度为  $-110^\circ\text{C}$ , 软木外侧温度为  $10^\circ\text{C}$ , 求每米管长所损失的冷量。若将两保温材料互换, 互换后假设石棉外侧的温度仍为  $10^\circ\text{C}$  不变, 则此时每米管长上损失的冷量为多少?

5. 空心球内半径为  $r_1$ 、温度为  $t_i$ , 外半径为  $r_0$ 、温度为  $t_0$ , 且  $t_i > t_0$ , 球壁的导热系数为  $\lambda$ 。试推导空心球壁的导热关系式。

6. 在长为  $3 \text{ m}$ , 内径为  $53 \text{ mm}$  的管内加热苯溶液。苯的质量流速为  $172 \text{ kg/(s} \cdot \text{m}^2)$ 。苯在定性温度下的物性数据如下:

$$\mu = 49 \times 10^{-5} \text{ Pa} \cdot \text{S}; \quad \lambda = 0.14 \text{ W/m} \cdot \text{K}; \quad c_p = 1.8 \text{ kJ/(kg} \cdot ^\circ\text{C)}。$$

试求苯对管壁的对流传热系数。

7. 有一套管换热器, 内管为  $\phi 25 \times 1 \text{ mm}$ , 外管为  $\phi 38 \times 1.5 \text{ mm}$ 。冷水在环隙内流过, 用以冷却内管中的高温气体, 水的流速为  $0.3 \text{ m/s}$ , 水的入口温度为  $20^\circ\text{C}$ , 出口温度为  $40^\circ\text{C}$ 。试求环隙内水的对流传热系数。

8. 某无相变的流体, 通过内径为  $50 \text{ mm}$  的圆形直管时的对流传热系数为  $120 \text{ W/(m}^2 \cdot ^\circ\text{C)}$ , 流体的  $Re = 2 \times 10^4$ 。假如改用周长与圆管相等, 高与宽之比等于  $1:2$  的矩形管, 而流体的流速增加  $0.5$  倍, 试问对流传热系数有何变化?

9. 某厂用冷水冷却柴油。冷却器为  $\phi 14 \times 8$  钢管组成的排管, 水平浸于一很大的冷水槽中, 冷水由槽下部进入, 上部溢出, 通过槽的流速很小。设冷水的平均温度为  $42.5^\circ\text{C}$ , 钢管外壁温度为  $56^\circ\text{C}$ , 试求冷水的对流传热系数。

10. 室内有二根表面温度相同的蒸气管, 由于自然对流两管都向周围空气散失热量。已知大管的直径为小管直径的  $10$  倍, 小管的  $(Gr \cdot Pr) = 10^8$ 。试问两水平管单位时间、单位面积的热损失的比值为多少?

11. 饱和温度为  $100^\circ\text{C}$  的水蒸气在长  $3 \text{ m}$ 、外径为  $0.03 \text{ m}$  的单根黄铜管表面上冷凝。铜管竖直放置, 管外壁的温度维持  $96^\circ\text{C}$ , 试求每小时冷凝的蒸气量。

又若将管子水平放, 冷凝的蒸气量又为多少?

12. 求直径  $d = 70 \text{ mm}$ 、长  $L = 3 \text{ m}$  的钢管 (其表面温度  $t_1 = 227^\circ\text{C}$ ) 的辐射热损失。假定此管被置于: (a) 很大的红砖里, 砖壁温度  $t_2 = 27^\circ\text{C}$ ; (b) 截面为  $0.3 \times 0.3 \text{ m}^2$  的砖槽里,  $t_2 = 27^\circ\text{C}$ ,

两端面的辐射损失可以忽略不计。

13. 用  $175^{\circ}\text{C}$  的油将  $300\text{kg/h}$  的水由  $25^{\circ}\text{C}$  加热至  $90^{\circ}\text{C}$ ，已知油的比热容为  $2.61\text{kJ}/(\text{kg}\cdot^{\circ}\text{C})$ ，其流量为  $360\text{kg/h}$ ，今有以下两个换热器，传热面积为  $0.8\text{m}^2$ 。

换热器 1:  $K_1=625\text{W}/(\text{m}^2\cdot^{\circ}\text{C})$ ，单壳程双管程。

换热器 2:  $K_2=500\text{W}/(\text{m}^2\cdot^{\circ}\text{C})$ ，单壳程单管程。

为满足所需的传热量应选用那一个换热器。

14. 在一套管换热器中，用冷却水将  $1.25\text{kg/s}$  的苯由  $350\text{K}$  冷却至  $300\text{K}$ ，冷却水在  $\phi 25\times 2.5$  的管内中流动，其进出口温度分别为  $290\text{K}$  和  $320\text{K}$ 。已知水和苯的对流传热系数分别为  $0.85\text{kW}/(\text{m}^2\cdot^{\circ}\text{C})$  和  $1.7\text{kW}/(\text{m}^2\cdot^{\circ}\text{C})$ ，又两侧污垢热阻忽略不计，试求所需的管长和冷却水消耗量。

15. 在一列管换热器中，用初温为  $30^{\circ}\text{C}$  的原油将重油由  $180^{\circ}\text{C}$  冷却到  $120^{\circ}\text{C}$ ，已知重油和原油的流量分别为  $1\times 10^4(\text{kg/h})$  和  $1.4\times 10^4(\text{kg/h})$ 。比热容分别为  $0.52(\text{kcal}/\text{kg}\cdot^{\circ}\text{C})$  和  $0.46(\text{kcal}/\text{kg}\cdot^{\circ}\text{C})$ ，传热系数  $K=100(\text{kcal}/\text{m}^2\cdot\text{h}\cdot^{\circ}\text{C})$  试分别计算并流和逆流时换热器所需的传热面积。

16. 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  $80^{\circ}\text{C}$ ，设油和水的流量、进口温度及物性均不变，若原换热器的管长为  $1\text{m}$ ，试求将此换热器的管长增至多少米才能满足要求？设换热器的热损失可忽略。

17. 一传热面积为  $15\text{m}^2$  的列管换热器，壳程用  $110^{\circ}\text{C}$  饱和水蒸汽将管程某溶液由  $20^{\circ}\text{C}$  加热至  $80^{\circ}\text{C}$ ，溶液的处理量为  $2.5\times 10^4\text{kg/h}$ ，比热容为  $4\text{kJ}/(\text{kg}\cdot^{\circ}\text{C})$ ，试求此操作条件下的总传热系数。又该换热器使用一年后，由于污垢热阻增加，溶液出口温度降至  $72^{\circ}\text{C}$ ，若要出口温度仍为  $80^{\circ}\text{C}$ ，加热蒸汽温度至少要多高？

18. 用  $20.26\text{kPa}$ （表压）的饱和水蒸汽将  $20^{\circ}\text{C}$  的水预热至  $80^{\circ}\text{C}$ ，水在列管换热器管程以  $0.6\text{m/s}$  的流速流过，管子的尺寸为  $\phi 25\times 2.5$ 。水蒸气冷凝的对流传热系数为  $10^4\text{W}/(\text{m}^2\cdot^{\circ}\text{C})$ ，水侧污垢热阻为  $6\times 10^{-4}(\text{m}^2\cdot^{\circ}\text{C})/\text{W}$ ，蒸汽侧污垢热阻和管壁热阻可忽略不计，试求：

(1) 此换热器的总传热系数；

(2) 设备操作一年后，由于水垢积累，换热能力下降，出口温度只能升至  $70^{\circ}\text{C}$ ，试求此时的总传热系数及水侧的污垢热阻。

19. 今欲于下列换热器中，将某种溶液从  $20^{\circ}\text{C}$  加热到  $50^{\circ}\text{C}$ 。加热剂进口温度为  $100^{\circ}\text{C}$ ，出口温度为  $60^{\circ}\text{C}$ 。试求各种情况下的平均温度差。

(1) 单壳程，双管程

(2) 双壳程，四管程

20. 有一单壳程双管程列管换热器，管外用  $120^{\circ}\text{C}$  饱和蒸气加热，干空气以  $12\text{m/s}$  的流速在管内流过，管径为  $\phi 38\times 2.5\text{mm}$ ，总管数为 200 根，已知总传热系数为  $150\text{W}/(\text{m}^2\cdot^{\circ}\text{C})$ ，空气进口温度为  $26^{\circ}\text{C}$ ，要求空气出口温度为  $86^{\circ}\text{C}$ ，试求：

(1) 该换热器的管长应多少？

(2) 若气体处理量、进口温度、管长均保持不变，而将管径增大为  $\phi 54\times 2\text{mm}$ ，总管数减少 20%，此时的出口温度为多少？（不计出口温度变化对物性的影响，忽略热损失）。

第五章 蒸馏

【例 5-1】 苯（A）与甲苯（B）的饱和蒸气压和温度的关系数据如本题附表 1 所示。试利用拉乌尔定律和相对挥发度，分别计算苯—甲苯混合液在总压 P 为 101.33kPa 下的气液平衡数据，并作出温度—组成图。该溶液可视为理想溶液。

例 5-1 附表 1

温度, °C	80. 1	85	90	95	100	105	110. 6
$P_A^\circ$ , kPa	101. 33	116. 9	135. 5	155. 7	179. 2	204. 2	240. 0
$P_B^\circ$ , kPa	40. 0	46. 0	54. 0	63. 3	74. 3	86. 0	101. 33

解：（1）利用拉乌尔定律计算气液平衡数据，在某一温度下由本题附表 1 可查得该温度下纯组分苯与甲苯的饱和蒸气压  $p_A^\circ$  与  $p_B^\circ$ ，由于总压 P 为定值，即 P=101.33kPa，则应用式 5-4 求液相组成 x，再应用式 5-5a 求平衡的气相组成 y，即可得到一组标绘平衡温度—组成（t-x-y）图的数据。

以 t=95℃为例，计算过程如下：

$$x = \frac{P - p_B^\circ}{p_A^\circ - p_B^\circ} = \frac{101.33 - 63.3}{155.7 - 63.3} = 0.412$$

和  $y = \frac{p_A^\circ}{P} x = \frac{155.7}{101.33} \times 0.412 = 0.633$

其它温度下的计算结果列于本题附表 2 中。

例 5-1 附表 2

t, °C	80. 1	85	90	95	100	105	110. 6
x	1. 000	0. 780	0. 581	0. 412	0. 258	0. 130	0
y	1. 000	0. 900	0. 777	0. 633	0. 456	0. 262	0

根据以上数据，即可标绘得到如图 5-1 所示的 t-x-y 图。

（2）利用相对挥发度计算气液平衡数据 因苯—甲苯混合液为理想溶液，故其相对挥发度可用式 5-12 计算，即

$$a = \frac{p_A^\circ}{p_B^\circ}$$

以 95℃为例，则

$$a = \frac{155.7}{63.3} = 2.46$$

其它温度下的 a 值列于本题附表 3 中。

通常，在利用相对挥发度法求 x-y 关系时，可取温度范围内的平均相对挥发度，在本题

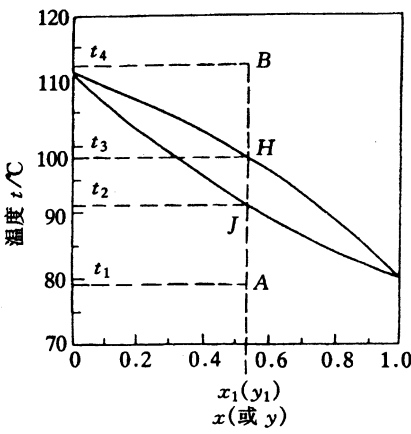


图 5-1 苯 - 甲苯混合液的 t-x-y 图



条件下,附表 3 中两端温度下的  $a$  数据应除外(因对应的是纯组分,即为  $x$ - $y$  曲线上两端点),因此可取温度为  $85^{\circ}\text{C}$  和  $105^{\circ}\text{C}$  下的  $a$  平均值,即

$$a_m = \frac{2.54 + 2.37}{2} = 2.46$$

将平均相对挥发度代入式 5-13 中,即

$$y = \frac{ax}{1 + (\alpha - 1)x} = \frac{2.46x}{1 + 1.46x}$$

并按附表 2 中的各  $x$  值,由上式即可算出气相平衡组成  $y$ ,计算结果也列于附表 3 中。

比较本题附表 2 和附表 3,可以看出两种方法求得的  $x$ - $y$  数据基本一致。对两组分溶液,利用平均相对挥发度表示气液平衡关系比较简单。

例 5-1 附表 3

$t, ^{\circ}\text{C}$	80. 1	85	90	95	100	105	110. 6
$a$		2. 54	2. 51	2. 46	2. 41	2. 37	
$x$	1. 000	0. 780	0. 581	0. 412	0. 258	0. 130	0
$y$	1. 000	0. 897	0. 773	0. 633	0. 461	0. 269	0

【例 5-2】 对某两组分理想溶液进行简单蒸馏,已知  $x_F=0.5$  (摩尔分率),若汽化率为 60%,试求釜残液组成和馏出液平均组成。已知常压下该混合液的平均相对挥发度为 2.16。

解: 设原料液量为  $100\text{kmol}$ , 则

$$D=100 \times 0.6=60\text{kmol}$$

$$W=F-D=100-60=40\text{kmol}$$

因该混合液平均相对挥发度为  $\alpha=2.16$ , 则可用式 1-25 求釜残液组成  $x_2$ , 即

$$\ln \frac{F}{W} = \frac{1}{\alpha - 1} \left[ \ln \frac{x_1}{x_2} + \alpha \ln \frac{1 - x_2}{1 - x_1} \right]$$

或 
$$\ln \frac{100}{40} = 0.916 = \frac{1}{2.16 - 1} \left[ \ln \frac{0.5}{x_2} + 2.16 \ln \frac{1 - x_2}{1 - 0.5} \right]$$

试差解得  $x_2 \approx 0.328$

馏出液平均组成可由式 1-27 求得, 即

$$60\bar{y} = 100 \times 0.5 - 40 \times 0.328$$

所以  $\bar{y} = 0.614$

计算结果表明,若汽化率相同,简单蒸馏较平衡蒸馏可获得更好的分离效果,即馏出液组成更高。但是平衡蒸馏的优点是连续操作。

【例 5-3】 每小时将  $15000\text{kg}$  含苯 40% (质量%, 下同) 和甲苯 60% 的溶液,在连续精馏塔中进行分离,要求釜残液中含苯不高于 2%,塔顶馏出液中苯的回收率为 97.1%。试求馏出液和釜残液的流量及组成,以摩尔流量和摩尔分率表示。

解: 苯的分子量为 78; 甲苯的分子量为 92。

进料组成  $x_F = \frac{40/78}{40/78 + 60/92} = 0.44$

釜残液组成  $x_W = \frac{2/78}{2/78 + 98/92} = 0.023$

原料液的平均分子量  $M_F = 0.44 \times 78 + 0.56 \times 92 = 85.8$

原料液流量  $F = 15000/85.8 = 175.0 \text{ kmol/h}$

依题意知  $Dx_D = Fx_F = 0.971$  (a)

所以  $Dx_D = 0.971 \times 175 \times 0.44$  (b)

全塔物料衡算  $D + W = F = 175$

$$Dx_D + Wx_W = Fx_F$$

或  $Dx_D + 0.0235W = 175 \times 0.44$  (c)

联立式 a, b, c, 解得

$$D = 80.0 \text{ kmol/h} \quad W = 95.0 \text{ kmol/h} \quad x_D = 0.935$$

【例 5-4】 分离例 5-3 中的溶液时, 若进料为饱和液体, 选用的回流比  $R=2.0$ , 试求提馏段操作线方程式, 并说明操作线的斜率和截距的数值。

解: 由例 5-3 知

$$x_W = 0.0235 \quad W = 95 \text{ kmol/h} \quad F = 175 \text{ kmol/h} \quad D = 80 \text{ kmol/h}$$

而  $L = RD = 2.0 \times 80 = 160 \text{ kmol/h}$

因泡点进料, 故

$$q = \frac{I_V - I_F}{I_V - I_L} = 1$$

将以上数值代入式 5-41, 即可求得提馏段操作线方程式

$$y'_{m+1} = \frac{160 + 1 \times 175}{160 + 175 - 95} x'_m - \frac{95}{160 + 175 - 95} \times 0.0235$$

或  $y'_{m+1} = 1.4x'_m - 0.0093$

该操作线的斜率为 1.4, 在 y 轴上的截距为 -0.0093。由计算结果可看出, 本题提馏段操作线的截距值是很小的, 一般情况下也是如此。

【例 5-5】 用一常压操作的连续精馏塔, 分离含苯为 0.44 (摩尔分率, 下同) 的苯—甲苯混合液, 要求塔顶产品中含苯不低于 0.975, 塔底产品中含苯不高于 0.0235。操作回流比为 3.5。试用图解法求以下两种进料情况时的理论板层数及加料板位置。

(1) 原料液为 20℃ 的冷液体。

(2) 原料为液化率等于 1/3 的气液混合物。

已知数据如下: 操作条件下苯的汽化热为 389 kJ/kg; 甲苯的汽化热为 360 kJ/kg。苯—甲苯混合液的气液平衡数据及 t-x-y 图见例 5-1 和图 5-1。

解: (1) 温度为 20℃ 的冷液进料

① 利用平衡数据, 在直角坐标图上绘平衡曲线及对角线, 如本例附图 1 所示。在图上定出点 a ( $x_D, x_D$ )、点 e ( $x_F, x_F$ ) 和点 c ( $x_W, x_W$ ) 三点。

② 精馏段操作线截距  $= \frac{x_D}{R+1} = \frac{0.975}{3.5+1} = 0.217$ , 在 y 轴上定出点 b。连 ab, 即得到精馏段操作线。

③先按下法计算  $q$  值。原料液的汽化热为

$$r_m = 0.44 \times 389 \times 78 + 0.56 \times 360 \times 92 = 31900 \text{ kJ/kmol}$$

由图 1-1 查出进料组成  $x_F=0.44$  时溶液的泡点为  $93^\circ\text{C}$ ，平均温度  $=\frac{93+20}{2}=56.5^\circ\text{C}$ 。由附录查得在  $56.5^\circ\text{C}$  下苯和甲苯的比热容为  $1.84\text{kJ}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})$ ，故原料液的平均比热容为

$$c_p = 1.84 \times 78 \times 0.44 + 1.84 \times 92 \times 0.56 = 158 \text{ kJ}/(\text{mol} \cdot ^\circ\text{C})$$

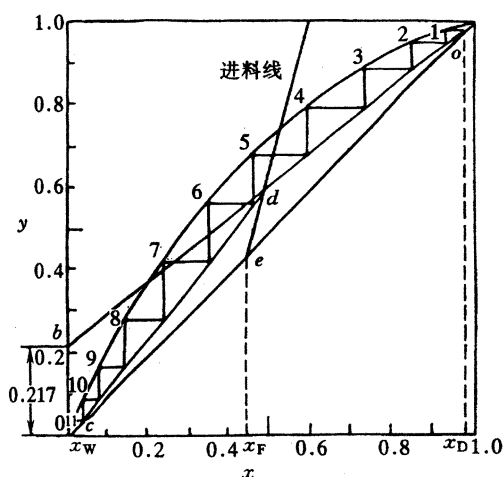
所以 
$$q = \frac{c_p \Delta t + r}{r} = \frac{158(93-20) + 31900}{31900} = 1.362$$

$$\frac{q}{q-1} = \frac{1.362}{1.362-1} = 3.76$$

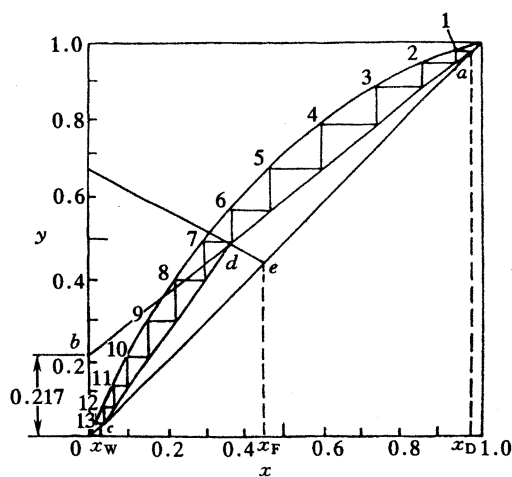
再从点  $e$  作斜率为 3.76 的直线，即得  $q$  线。 $q$  线与精馏段操作线交于点  $d$ 。

④连  $cd$ ，即为提馏段操作线。

⑤自点  $a$  开始在操作线和平衡线之间绘梯级，图解得理论板层数为 11（包括再沸器），自塔顶往下数第五层为加料板，如本题附图 1 所示。



例 5-5 附图 1



例 5-5 附图 2

(2) 气液混合物进料 ①与上述的①项相同；②与上述的②项相同；①和②两项的结果如本题附图 2 所示。

③由  $q$  值定义知， $q=1/3$ ，故

$$q \text{ 线斜率} = \frac{q}{q-1} = \frac{1/3}{1/3-1} = -0.5$$

过点  $e$  作斜率为  $-0.5$  的直线，即得  $q$  线。 $q$  线与精馏段操作线交于点  $d$ 。

④连  $cd$ ，即为提馏段操作线。

⑤按上法图解得理论板层数为 13（包括再沸器），自塔顶往下的第 7 层为加料板，如附图 2 所示。

由计算结果可知，对一定的分离任务和要求，若进料热状况不同，所需的理论板层数和加料板的位置均不相同。冷液进料较气液混合进料所需的理论板层数为少。这是因为精馏段和提馏段内循环量增大的缘故，使分离程度增高或理论板数减少。

【例 5-6】 分离正庚烷与正辛烷的混合液（正庚烷为易挥发组分）。要求馏出液组成为 0.95（摩尔分数，下同），釜液组成不高于 0.02。原料液组成为 0.45。泡点进料。汽液平衡数据列于附表中。求

- （1）全回流时最少理论板数；
- （2）最小回流比及操作回流比（取为  $1.5R_{\min}$ ）。

例 5-6 汽液平衡数据

$x$	$y$	$x$	$y$
1. 0	1. 0	0. 311	0. 491
0. 656	0. 81	0. 157	0. 280
0. 487	0. 673	0. 000	0. 000

解（1）全回流时操作线方程为

$$y_{n+1}=x_n$$

在  $y$ - $x$  图上为对角线。

自  $a$  点（ $x_D$ 、 $x_D$ ）开始在平衡线与对角线间作直角梯级，直至  $x_W=0.02$ ，得最少理论板数为 9 块。不包括再沸器时  $N_{\min}=9-1=8$ 。

（2）进料为泡点下的饱和液体，故  $q$  线为过  $e$  点的垂直线  $ef$ 。由  $x_F=0.45$  作垂直线交对角线上得  $e$  点，过  $e$  点作  $q$  线。

由  $y$ - $x$  图读得  $x_q=x_F=0.45$ ， $y_q=0.64$

$$\text{根据式 (6-41)} \quad R_{\min} = \frac{x_D - y_q}{y_q - x_q} = \frac{0.95 - 0.64}{0.64 - 0.45} = 1.63$$

$$R = 1.5R_{\min} = 1.5 \times 1.63 = 2.45$$

【例 5-7】 乙醇水系统当摩尔分数  $x_F=0.3$  时，要求摩尔分数  $x_D=0.8$ ，泡点进料。最小回流比为多少？乙醇水系统的平衡数据列于下表， $y$ - $x$  图如例 5-7 附图所示。

解：乙醇水系统的平衡曲线有下凹部分，求最小回流比自  $a$  点（ $x_D$ 、 $x_D$ ）作平衡线的切线  $ag$  并延长与  $y$  轴相交于  $c$  点。截距

$$\frac{x_D}{R_{\min} + 1} = 0.385$$

$$R_{\min} = \frac{x_D - 0.385}{0.385} = \frac{0.8 - 0.385}{0.385} = 1.08$$

若依正常平衡曲线求  $R_{\min}$ ，联结  $ad$ ， $d$  点所对应之平衡组成为

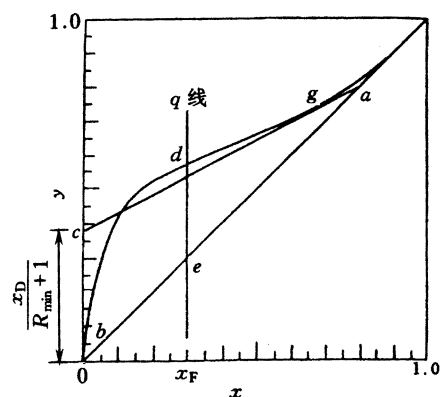
$$x_q = x_F = 0.3$$

$$y_q = 0.575$$

根据式（5-46）

$$R_{\min} = \frac{x_D - y_q}{y_q - x_q} = \frac{0.8 - 0.575}{0.575 - 0.3} = 0.818$$

当最小回流比  $R_{\min}$  为 1.08，比 0.818 还大时，已出现恒浓区，需要无穷多块塔板才能达



例 5-7 附图

到  $g$  点。所以对具有下凹部分平衡曲线的物系求  $R_{\min}$  时，不能以平衡数据  $(y_q, x_q)$  代入式 5-46 求取。

例 5-7 的汽液平衡数据

液相中乙醇的摩尔 分数	汽相中乙醇的摩尔 分数	液相中乙醇的摩尔 分数	汽相中乙醇的摩尔 分数
0. 0	0. 0	0. 25	0. 551
0. 01	0. 11	0. 30	0. 575
0. 02	0. 175	0. 4	0. 614
0. 04	0. 273	0. 5	0. 657
0. 06	0. 34	0. 6	0. 698
0. 08	0. 392	0. 7	0. 755
0. 1	0. 43	0. 8	0. 82
0. 14	0. 482	0. 894	0. 894
0. 18	0. 513	0. 95	0. 942
0. 2	0. 525	1. 0	1. 0

【例 5-8】 用简捷算法解例 5-6。并与图解法相比较。塔顶、塔底条件下纯组分的饱和蒸气压如下表所示。

	塔顶	塔釜	进料
正庚烷	101. 325KPa	205.3KPa	145. 7KPa
正辛烷	44. 4KPa	101. 325KPa	66. 18KPa

解：已知  $x_D=0.95$ ， $x_F=0.45$ ， $x_W=0.02$ ， $R_{\min}=1.63$ ， $R=2.45$

塔顶相对挥发度

$$a_D = \frac{P_A^o}{P_B^0} = \frac{101.325}{44.44} = 2.28$$

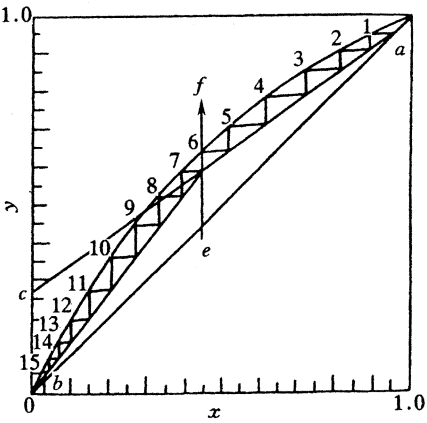
塔釜相对挥发度

$$a_W = \frac{205.3}{101.325} = 2.03$$

全塔平均相对挥发度

$$\bar{a} = \sqrt{2.28 \times 2.03} = 2.15$$

最少理论板数为



例 5-8 附图

$$\begin{aligned}
 N_{\min} &= \frac{\log \left[ \left( \frac{x_D}{1-x_D} \right) \left( \frac{1-x_W}{x_W} \right) \right]}{\log \bar{a}} - 1 \\
 &= \frac{\log \left[ \left( \frac{0.95}{1-0.95} \right) \left( \frac{1-0.02}{0.02} \right) \right]}{\log 2.17} - 1 \\
 &= 7.93
 \end{aligned}$$

此值与例 5-6 图解所求得的  $N_{\min}$  为 8 相当接近。

$$\frac{R - R_{\min}}{R + 1} = \frac{2.45 - 1.63}{2.45 + 1} = 0.24$$

查图 5-29 得

$$\frac{N - N_{\min}}{N + 1} = 0.4$$

解得  $N=14.3$  (不包括釜)

将式 (5-45) 中的釜液组成  $x_W$ , 换成进料组成  $x_F$ , 则为

$$N_{\min} = \frac{\log \left[ \left( \frac{x_D}{1-x_D} \right) \left( \frac{1-x_F}{x_F} \right) \right]}{\log \bar{a}} - 1$$

进料的相对挥发度

$$a_F = \frac{145.7}{66.18} = 2.20$$

塔顶与进料的平均相对挥发度

$$\begin{aligned}
 \bar{a} &= \sqrt{a_D \cdot a_F} = \sqrt{2.28 \times 2.20} = 2.24 \\
 N_{\min} &= \frac{\log \left[ \left( \frac{0.95}{1-0.95} \right) \left( \frac{1-0.45}{0.45} \right) \right]}{\log 2.24} - 1 \\
 &= 2.9
 \end{aligned}$$

代入 
$$\frac{N - N_{\min}}{N + 2} = 0.4$$

解得  $N=6.17$

取整数, 精馏段理论板数为 6 块。加料板位置为从塔顶数的第 7 层理论板。与用图解 (见例 5-8 附图) 结果十分接近。

**【例 5-9】**在常压连续精馏塔中, 分离乙醇—水溶液, 组成为  $x_{F1}=0.6$  (易挥发组分摩尔分率, 下同) 及  $x_{F2}=0.2$  的两股原料液分别被送到不同的塔板, 进入塔内。两股原料液的流量之比  $F_1/F_2$  为 0.5, 均为饱和液体进料。操作回流比为 2。若要求馏出液组成  $x_D$  为 0.8, 釜残液组成  $x_W$  为 0.02, 试求理论板层数及两股原料液的进料板位置。

常压下乙醇—水溶液的平衡数据示于此例附表中。

例 5-9 附表

液相中乙醇的摩尔分率	气相中乙醇的摩尔分率	液相中乙醇的摩尔分率	气相中乙醇的摩尔分率
0. 0	0. 0	0. 45	0. 635
0. 01	0. 11	0. 50	0. 657
0. 02	0. 175	0. 55	0. 678
0. 04	0. 273	0. 60	0. 698
0. 06	0. 340	0. 65	0. 725
0. 08	0. 392	0. 70	0. 755
0. 10	0. 430	0. 75	0. 785
0. 14	0. 482	0. 80	0. 820
0. 18	0. 513	0. 85	0. 855
0. 20	0. 525	0. 894	0. 894
0. 25	0. 551	0. 90	0. 898
0. 30	0. 575	0. 95	0. 942
0. 35	0. 595	1. 0	1. 0
0. 40	0. 614		

解：如本题附图 1 所示，由于有两股进料，故全塔可分为三段。组成为  $x_{F1}$  的原料液从塔较上部位的某加料板引入，该加料板以上塔段的操作线方程与无侧线塔的精馏段操作线方程相同，即

$$y_{n+1} = \frac{R}{R+1} x_n + \frac{1}{R+1} x_D \quad (a)$$

该操作线在  $y$  轴上的截距为

$$\frac{x_D}{R+1} = \frac{0.8}{2+1} = 0.267$$

两股进料板之间塔段的操作线方程，可按图中虚线范围内作物料衡算求得，即

$$\text{总物料} \quad V'' + F_I = L'' + D \quad (b)$$

$$\text{易挥发组分} \quad Vy_{s+1}'' + F_I x_{F1} = Lx_s'' + Dx_D \quad (c)$$

式中  $V''$  ——两股进料之间各层板的上升蒸气流量， $\text{kmol/h}$ ；

$L''$  ——两股进料之间各层板的下降液体流量， $\text{kmol/h}$ ；

下标  $s$ 、 $s+1$  为两股进料之间各层板的序号。

由式  $c$  可得

$$y_{s+1} = \frac{L''}{V''} x_s + \frac{Dx_D - F_I x_{F1}}{V''} \quad (d)$$

因进料为饱和液体，故  $V'' = V = (R+1)D$ ， $L'' = L + F_I$ ，则

$$y_{s+1} = \frac{L + F_I}{(R+1)D} x_s + \frac{Dx_D - F_I x_{F1}}{(R+1)D} \quad (e)$$

式  $d$  及式  $e$  为两股进料之间塔段的操作线方程，也是直线方程式，它在  $y$  轴上的截距为  $(Dx_D - F_1x_{F1}) / (R+1)D$ 。其中  $D$  可由物料衡算求得。

设  $F_1=100 \text{ kmol/h}$ ，则  $F_2 = \frac{100}{0.5} = 200 \text{ kmol/h}$

对全塔作总物料及易挥发组分的衡算，得

$$F_1 + F_2 = D + W = 300 \quad F_1x_{F1} + F_2x_{F2} = Dx_D + Wx_W$$

或  $0.6 \times 100 + 0.2 \times 200 = 0.8D + 0.02W$

联立上二式解得： $D=120 \text{ kmol/h}$

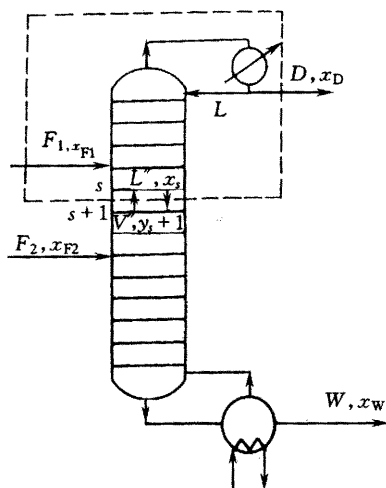
所以  $\frac{Dx_D - F_1x_{F1}}{(R+1)D} = \frac{120 \times 0.8 - 100 \times 0.6}{(2+1) \times 120} = 0.1$

对原料液组成为  $x_{F2}$  的下一股进料，其加料板以下塔段的操作线方程与无侧线塔的精馏段操作线方程相同。

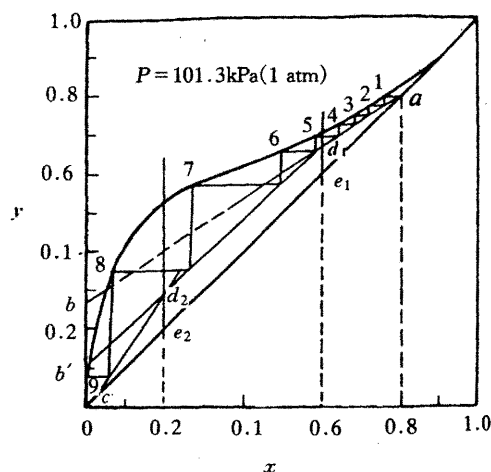
上述各段操作线交点的轨迹方程分别为

$$y = \frac{q_1}{q_1 - 1}x - \frac{x_{F1}}{q_1 - 1} \text{ 和 } y = \frac{q_2}{q_2 - 1}x - \frac{x_{F2}}{q_2 - 1}$$

在  $x$ - $y$  直角坐标图上绘平衡曲线和对角线，如本题附图 2 所示。依  $x_D=0.8$ ,  $x_{F1}=0.6$ ,  $x_{F2}=0.2$  及  $x_w=0.02$  分别作铅垂线，与对角线分别交于  $a$ 、 $e_1$ 、 $e_2$  及  $c$  四点，按原料  $F_1$  之加料口以上塔段操作线的截距 (0.267)，在  $y$  轴上定出点  $b$ ，连  $ab$ ，即为精馏段操作线。过点  $e_1$  作铅垂线 ( $q_1$  线) 与  $ab$  线交于点  $d_1$ ，再按两股进料板之间塔段的操作线方程的截距 (0.1)，在  $y$  轴上定出点  $b'$ ，连  $b'd_1$ ，即为该段的操作线。过点  $e_2$  作铅垂线 ( $q_2$  线) 与  $b'd_1$  线交于点  $d_2$ ，连  $cd_2$  即得提馏段操作线。然后在平衡曲线和各操作线之间绘梯级，共得理论板层数为 9 (包括再沸器)，自塔顶往下的第 5 层为原料  $F_1$  的加料板，自塔顶往下的第 8 层为原料  $F_2$  的加料板。



例 5-9 附图 1



例 5-9 附图 2

【例 5-10】 在常压连续提馏塔中，分离两组分理想溶液，该物系平均相对挥发度为 2.0。原料液流量为  $100 \text{ kmol/h}$ ，进料热状态参数  $q$  为 0.8，馏出液流量为  $60 \text{ kmol/h}$ ，釜残液组成为 0.01 (易挥发组分摩尔分率)，试求：

1. 操作线方程；
2. 由塔内最下一层理论板下流的液相组成  $x_N$ 。



解：本题为提馏塔，即原料由塔顶加入，一般无回流，因此该塔仅有提馏段。再沸器相当一层理论板。

### 1. 操作线方程

此为提馏段操作线方程，即

$$y'_{m+1} = \frac{L'}{V'} x'_m - \frac{W}{V'} x_w$$

其中  $L' = L + qF = 0 + 0.8 \times 100 = 80 \text{ kmol/h}$

$$V = D = 60 \text{ kmol/h}$$

$$V' = V + (q - 1)F = 60 + (0.8 - 1) \times 100 = 40 \text{ kmol/h}$$

$$W = F - D = 100 - 60 = 40 \text{ kmol/h}$$

故  $y'_{m+1} = \frac{80}{40} x'_m - \frac{40}{40} \times 0.01 = 2x - 0.01$

### 2. 塔内最下一层理论板下降的液相组成 $x_N'$

因再沸器相当一层理论板，故

$$y'_w = \frac{ax_w}{1 + (a - 1)x_w} = \frac{2 \times 0.01}{1 + 0.01} = 0.0198$$

因  $x_N'$  和  $y'_w$  呈提馏段操作线关系，即

$$y'_w = 2x'_N - 0.01 = 0.019$$

解得  $x'_N = 0.0149$

讨论：提馏塔又称回收塔。当精馏目的是为了回收稀溶液中易挥发组分时，且对馏出液的浓度要求不高，不用精馏段已可达到要求，不需回流。从稀氨水中回收氨即是回收塔的一个例子。

**【例 5-11】** 在常压连续精馏塔中分离两组分理想溶液。该物系的平均相对挥发度为 2.5。原料液组成为 0.35（易挥发组分摩尔分率，下同），饱和蒸气加料。塔顶采出率  $\frac{D}{F}$  为 40%，且已知精馏段操作线方程为  $y = 0.75x + 0.20$ ，试求：

### 1. 提馏段操作线方程：

### 2. 若塔顶第一板下降的液相组成为 0.7，求该板的气相默夫里效率 $E_{mv1}$ 。

解：先由精馏段操作线方程求得  $R$  和  $x_D$ ，再任意假设原料液流量  $F$ ，通过全塔物料衡算求得  $D$ 、 $W$  及  $x_w$ ，而后即可求出提馏段操作线方程。

$E_{mv1}$  可由默夫里效率定义式求得。

### 1. 提馏段操作线方程

由精馏段操作线方程知

$$\frac{R}{R + 1} = 0.75$$

解得  $R = 3.0$

$$\frac{x_D}{R + 1} = 0.20$$

解得  $x_D = 0.8$

设原料液流量  $F = 100 \text{ kmol/h}$

则  $D = 0.4 \times 100 = 40 \text{ kmol/h}$

$$W=60\text{kmol/h}$$

$$x_w = \frac{Fx_F - Dx_D}{F - D} = \frac{100 \times 0.35 - 40 \times 0.8}{100 - 40} = 0.05$$

因  $q=0$ , 故

$$L' = L + RD = 3 \times 40 = 120\text{kmol/h}$$

$$V' = V - (1 - q)F = (R + 1)D - (1 - q)F = 4 \times 40 - 100 = 60\text{kmol/h}$$

提馏段操作线方程为

$$y' = \frac{L'}{V'}x' - \frac{L'}{W}x_w = \frac{120}{60}x' - \frac{60}{60} \times 0.05 = 2x - 0.05$$

2. 板效率  $E_{mvl}$

由默夫里板效率定义知:

$$E_{mvl} = \frac{y_1 - y_2}{y_1^* - y_2}$$

其中  $y_1 = x_D = 0.8$

$$y_2 = 0.75 \times 0.7 + 0.2 = 0.725$$

$$y_1^* = \frac{ax_1}{1 + (a - 1)x_1} = \frac{2.5 \times 0.7}{1 + 1.5 \times 0.7} = 0.854$$

$$\text{故 } E_{mvl} = \frac{0.80 - 0.72}{0.854 - 0.725} \approx 0.58 = 58\%$$

讨论: 本题要求掌握操作线方程的含义以及默夫里效率的定义。

## 习 题

1. 苯和甲苯的饱和蒸气压数据为

温度	苯饱和蒸气压	甲苯饱和蒸气压
温度/°C	$P_a^0/\text{kPa}$	$P_b^0/\text{kPa}$
80. 2	101. 33	39. 99
84. 1	113. 59	44. 4
88. 0	127. 59	50. 6
92. 0	143. 72	57. 6
96. 0	160. 52	65. 66
100	179. 19	74. 53
104	199. 32	83. 33
108	221. 19	93. 93
110. 4	233. 05	101. 33

根据上表数据作 101.33kPa 下苯和甲苯溶液的  $t$ - $x$ - $y$  图及  $x$ - $y$  图。此溶液服从拉乌尔定律。

2. 在 101.33kPa 下正庚烷和正辛烷的平衡数据如下:

温度/°C	液相中正庚烷摩尔分率	气相中正庚烷摩尔分率
98.4	1.0	1.0
105	0.656	0.81
110	0.487	0.673
115	0.311	0.491
120	0.157	0.280
125.6	0	0

试求:

(1) 在 101.33kPa 下溶液中含正庚烷为 0.35 (摩尔分率) 时的泡点及平衡蒸气的瞬间组成?

(2) 在 101.33kPa 下加热到 117°C 溶液处于什么状态? 各相的组成如何? 溶液被加热到什么温度全部气化为饱和蒸气?

3. 利用习题 1 的数据

(1) 计算相对挥发度  $\alpha$ ;

(2) 写出平衡方程式;

(3) 算出  $x$ - $y$  的一系列平衡数据与习题 1 作比较。

4. 苯和甲苯在 92°C 时的饱和蒸气压分别为 143.73kPa 和 57.6kPa。试求苯的摩尔分率为 0.4, 甲苯的摩尔分率为 0.6 的混合液在 92°C 各组分的平衡分压、系统压力及平衡蒸气组成。此溶液可视为理想溶液。

5. 甲醇和乙醇形成的混合液可认为是理想物系, 20°C 时乙醇的蒸气压为 5.93KPa, 甲醇为 11.83kPa。试求

(1) 两者各用 100g 液体, 混合而成的溶液中甲醇和乙醇的摩尔分率各为多少?

(2) 汽液平衡时系统的总压和各自的分压为多少? 气相组成为多少?

6. 由正庚烷和正辛烷组成的溶液在常压连续精馏塔中进行分离。混合液的质量流量为 5000kg/h, 其中正庚烷的含量为 30% (摩尔百分数, 下同), 要求馏出液中能回收原料中 88% 的正庚烷, 釜液中含正庚烷不高于 5%。试求馏出液的流量及组成, 分别以质量流量和质量分率表示。

7. 将含 24% (摩尔百分数, 下同) 易挥发组分的某液体混合物送入一连续精馏塔中。要求馏出液含 95% 易挥发组分, 釜液含 3% 易挥发组分。送至冷凝器的蒸气摩尔流量为 850kmol/h, 流入精馏塔的回流液为 670kmol/h。试求

(1) 每小时能获得多少 kmol 的馏出液? 多少 kmol 的釜液?

(2) 回流比  $R$  = ?

8. 有 10000kg/h 含物质 A (摩尔质量为 78) 0.3 (质量分率, 下同) 和含物质 B (摩尔质量为 90) 0.7 的混合蒸气自一连续精馏塔底送入。若要求塔顶产品中物质 A 的浓度为 0.95, 釜液中物质 A 的浓度为 0.01, 试求

(1) 进入冷凝器的蒸气量为多少? 以摩尔流量表示之。

(2) 回流比  $R$  为多少?

9. 某连续精馏塔, 泡点加料, 已知操作线方程如下:

$$\text{精馏段} \quad y=0.8x+0.172$$

$$\text{提馏段} \quad y=1.3x-0.018$$

试求原料液、馏出液、釜液组成及回流比。

10. 要在常压操作的连续精馏塔中把含 0.4 苯及 0.6 甲苯溶液加以分离, 以便得到含 0.95 苯的馏出液和 0.04 苯 (以上均为摩尔分率) 的釜液。回流比为 3, 泡点进料, 进料摩尔流量为  $100\text{kmol/h}$ 。求从冷凝器回流入塔顶的回流液的摩尔流量及自釜升入塔底的蒸气的摩尔流量。

11. 在连续精馏塔中将甲醇 30% (摩尔百分数, 下同) 的水溶液进行分离, 以便得到含甲醇 95% 的馏出液及 3% 的釜液。操作压力为常压, 回流比为 1.0, 进料为泡点液体, 试求理论板数及加料板位置。常压下甲醇和水的平衡数据如下。

12. 练习题 6, 进料为泡点液体, 回流比为 3.5, 求理论板数及加料板位置。常压下正庚烷、正辛烷的平衡数据见习题 2。

13. 用一连续精馏塔分离苯-甲苯混合液, 原料中含苯 0.4, 要求塔顶馏出液中含苯 0.97, 釜液中含苯 0.02 (以上均为摩尔分率), 若原料液温度为  $25^{\circ}\text{C}$ , 求进料热状态参数  $q$  为多少? 若原料为汽液混合物, 汽液比 3:4,  $q$  值为多少?

14. 练习题 11, 若原料为  $40^{\circ}\text{C}$  的液体, 其他条件相同, 求所需理论板数及加料板位置。并与习题 11 比较。

温度/ $^{\circ}\text{C}$	液相中甲醇 摩尔百分数	气相中甲醇 摩尔百分率	温度/ $^{\circ}\text{C}$	液相中甲醇 摩尔百分数	气相中甲醇 摩尔百分数
100	0. 0	0. 0	75. 3	40. 0	72. 9
96. 4	2. 0	13. 4	73. 1	50. 0	77. 9
93. 5	4. 0	23. 4	71. 2	60. 0	82. 5
91. 2	6. 0	30. 4	69. 3	70. 0	87. 0
89. 3	8. 0	36. 5	67. 6	80. 0	91. 5
87. 7	10. 0	41. 8	66. 0	90. 0	95. 8
84. 4	15. 0	51. 7	65. 0	95. 0	97. 9
81. 7	20. 0	57. 9	64. 5	100. 0	100. 0
78. 0	30. 0	66. 5			

15. 求习题 11 的最小回流比  $R_{\min}$ 。

16. 求习题 13 的最小回流比  $R_{\min}$ 。

17. 用一常压连续精馏塔分离含苯 0.4 的苯-甲苯混合液。要求馏出液中含苯 0.97, 釜液中含苯 0.02 (以上均为质量分率), 操作回流比为 2, 进料温度为  $25^{\circ}\text{C}$ , 平均相对挥发度为 2.5, 用简捷算法求所需理论板数。并与图解法比较之。

18. 有一 20% 甲醇溶液, 用一连续精馏塔加以分离, 希望得到 96% 及 50% 的甲醇溶液各半, 釜液浓度不高于 2% (以上均为摩尔百分数)。回流比为 2.2, 泡点进料, 试求

(1) 所需理论板数及加料口、侧线采出口的位置;

(2) 若只于塔顶取出 96% 的甲醇溶液, 问所需理论板数较 (1) 多还是少?

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液体组成分别为 0.28, 0.41 和 0.57, 试求三层板中下面两层的单板效率。

在操作条件下苯-甲苯的平衡数据如下

$x$	0.26	0.38	0.51
$y$	0.45	0.60	0.72

20. 用一常压连续精馏塔分离含苯 0.4 的苯-甲苯混合液。要求馏出液中含苯 0.97, 釜液含苯 0.02 (以上均为质量分率), 原料流量为 15000kg/h, 操作回流比为 3.5, 进料温度为 25℃, 加热蒸气压力为 137kPa (表压), 全塔效率为 50%, 塔的热损失可忽略不计, 回流液为泡点液体, 平衡数据见习题 1。求

(1) 所需实际板数和加料板位置;

(2) 蒸馏釜的热负荷及加热蒸汽用量;

(3) 冷却水的进出口温度分别为 27℃ 和 37℃, 求冷凝器的热负荷及冷却水用量。

## 第六章 吸收

【例 6-1】 总压为 101.325kPa、温度为 20℃时，1000kg 水中溶解 15kg NH<sub>3</sub>，此时溶液上方气相中 NH<sub>3</sub> 的平衡分压为 2.266kPa。试求此时之溶解度系数  $H$ 、亨利系数  $E$ 、相平衡常数  $m$ 。

解：首先将此气液相组成换算为  $y$  与  $x$ 。

NH<sub>3</sub> 的摩尔质量为 17kg/kmol，溶液的量 15kg NH<sub>3</sub> 与 1000kg 水之和。故

$$x = \frac{n_A}{n} = \frac{n_A}{n_A + n_B} = \frac{15/17}{15/17 + 1000/18} = 0.0156$$

$$y^* = \frac{p_A^*}{P} = \frac{2.266}{101.325} = 0.0224$$

$$m = \frac{y^*}{x} = \frac{0.0224}{0.0156} = 1.436$$

由式 (6-11)  $E = P \cdot m = 101.325 \times 1.436 = 145.5 \text{ kPa}$

或者由式 (6-1)  $E = \frac{p_A^*}{x} = \frac{2.266}{0.0156} = 145.3 \text{ kPa}$

溶剂水的密度  $\rho_s = 1000 \text{ kg/m}^3$ ，摩尔质量  $M_s = 18 \text{ kg/kmol}$ ，由式 (6-10) 计算  $H$

$$H \approx \frac{\rho_s}{EM_s} = \frac{1000}{145.3 \times 18} = 0.382 \text{ kmol/ (m}^3 \cdot \text{kPa)}$$

$H$  值也可直接由式 6-2 算出，溶液中 NH<sub>3</sub> 的浓度为

$$c_A = \frac{n_A}{V} = \frac{m_A / M_A}{(m_A + m_s) / \rho_s} = \frac{15/17}{(15 + 1000)/1000} = 0.869 \text{ kmol/m}^3$$

所以  $H = \frac{c_A}{p_A^*} = \frac{0.869}{2.266} = 0.383 \text{ kmol/ (m}^3 \cdot \text{kPa)}$

【例 6-2】 在 20℃ 及 101.325kPa 下 CO<sub>2</sub> 与空气的混合物缓慢地沿 Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> 溶液液面流过，空气不溶于 Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> 溶液。CO<sub>2</sub> 透过厚 1mm 的静止空气层扩散到 Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> 溶液中。气体中 CO<sub>2</sub> 的摩尔分数为 0.2。在 Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> 溶液面上，CO<sub>2</sub> 被迅速吸收，故相界面上 CO<sub>2</sub> 的浓度极小，可忽略不计。CO<sub>2</sub> 在空气中 20℃ 时的扩散系数  $D$  为  $0.18 \text{ cm}^2/\text{s}$ 。问 CO<sub>2</sub> 的扩散速率是多少？

解：此题属单向扩散，可用式 6-17 计算。

扩散系数  $D = 0.18 \text{ cm}^2/\text{s} = 1.8 \times 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s}$

扩散距离  $Z = 1 \text{ mm} = 0.001 \text{ m}$ ，气相总压力  $P = 101.325 \text{ kPa}$

气相主体中 CO<sub>2</sub> 的分压力  $p_{A1} = P y_{A1} = 101.325 \times 0.2 = 20.27 \text{ kPa}$

气液界面上 CO<sub>2</sub> 的分压力  $p_{A2} = 0$

气相主体中空气（惰性气体）的分压力  $p_{B1}$  为

$$p_{B1} = P - p_{A1} = 101.325 - 20.27 = 81.06 \text{ kPa}$$

气液界面上空气的分压力  $p_{B2} = 101.325 \text{ kPa}$

空气在气相主体和界面上分压力的对数平均值为

$$p_{Bm} = \frac{p_{B2} - p_{B1}}{\ln \frac{p_{B2}}{p_{B1}}} = \frac{101.325 - 81.06}{\ln \frac{101.325}{81.06}} = 90.8 \text{ kPa}$$

代入式 (6-17), 得

$$\begin{aligned} N_A &= \frac{D}{RTZ} \cdot \frac{p}{p_{Bm}} \cdot (p_{A1} - p_{A2}) \\ &= \frac{1.8 \times 10^{-5}}{8.314 \times 293 \times 0.001} \cdot \frac{101.325}{90.8} \cdot (20.27 - 0) \\ &= 1.67 \times 10^{-4} \text{ kmol/ (m}^2 \cdot \text{s)} \end{aligned}$$

【例 6-3】 含氨极少的空气于 101.33kPa, 20℃被水吸收。已知气膜传质系数  $k_G=3.15 \times 10^{-6} \text{ kmol/ (m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{kPa)}$ , 液膜传质系数  $k_L=1.81 \times 10^{-4} \text{ kmol/ (m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{kmol/m}^3)$ , 溶解度系数  $H=1.5 \text{ kmol/ (m}^3 \cdot \text{kPa)}$ 。气液平衡关系服从亨利定律。求: 气相总传质系数  $K_G$ 、 $K_Y$ ; 液相总传质系数  $K_L$ 、 $K_X$ 。

解: 因为物系的气液平衡关系服从亨利定律, 故可由式 (6-37) 求  $K_G$

$$\frac{1}{K_G} = \frac{1}{k_G} + \frac{1}{Hk_L} = \frac{1}{3.15 \times 10^{-6}} + \frac{1}{1.5 \times 1.81 \times 10^{-4}} = 3.24 \times 10^5$$

$$K_G = 3.089 \times 10^{-6} \text{ kmol/ (m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{kPa)}$$

由计算结果可见

$$K_G \approx k_G$$

此物系中氨极易溶于水, 溶解度甚大, 属“气膜控制”系统, 吸收总阻力几乎全部集中于气膜, 所以吸收总系数与气膜吸收分系数极为接近。

依题意此系统为低浓度气体的吸收,  $K_Y$ 可按式 (6-36) 来计算。

$$K_Y = PK_G = 101.33 \times 3.089 \times 10^{-6} = 3.13 \times 10^{-4} \frac{\text{kmol}}{\text{m}^2 \cdot \text{s}}$$

根据式 (6-37) 求  $K_L$

$$\frac{1}{K_L} = \frac{1}{k_L} + \frac{H}{k_G} = \frac{1}{1.81 \times 10^{-4}} + \frac{1.5}{3.15 \times 10^{-6}} = 4.815 \times 10^5$$

$$K_L = 2.08 \times 10^{-6} \text{ kmol/ (m}^2 \cdot \text{s} \cdot \frac{\text{kmol}}{\text{m}^3})$$

同理, 对于低浓度气体的吸收, 可用式 (6-36) 求  $K_X$

$$K_X = K_L \cdot c$$

由于溶液浓度极稀,  $c$ 可按纯溶剂——水来计算。

$$c = \frac{\rho_s}{M_s} = \frac{1000}{18} = 55.6 \text{ kmol/m}^3$$

$$K_X = K_L \cdot c = 2.08 \times 10^{-6} \times 55.6 = 1.16 \times 10^{-4} \text{ kmol/ (m}^2 \cdot \text{s)}$$

【例 6-4】 由矿石焙烧炉出来的气体进入填料吸收塔中用水洗涤以除去其中的  $\text{SO}_2$ 。炉气量为  $1000 \text{ m}^3/\text{h}$ , 炉气温度为  $20^\circ\text{C}$ 。炉气中含 9% (体积分数)  $\text{SO}_2$ , 其余可视为惰性气体 (其性质认为与空气相同)。要求  $\text{SO}_2$  的回收率为 90%。吸收剂用量为最小用量的 1.3 倍。已知操作压力为 101.33kPa, 温度为  $20^\circ\text{C}$ 。在此条件下  $\text{SO}_2$  在水中的溶解度如附图所示。试求:

(1) 当吸收剂入塔组成  $X_2=0.0003$  时, 吸收剂的用量 (kg/h) 及离塔溶液组成  $X_1$ 。

(2) 吸收剂若为清水, 即  $X_2=0$ , 回收率不变。出塔溶液组成  $X_1$  为多少? 此时吸收剂用量比 (1) 项中的用量大还是小?

解: 将气体入塔组成 (体积分数) 9% 换算为摩尔比

$$Y_1 = \frac{y}{1-y} = \frac{0.09}{1-0.09} = 0.099 \text{ kmol (二氧化硫) / kmol (惰性气体)}$$

根据回收率计算出塔气体浓度  $Y_2$

$$\text{回收率 } \eta = \frac{Y_1 - Y_2}{Y_1} = 90\%$$

所以

$$Y_2 = Y_1 (1 - \eta) = 0.099 (1 - 0.9) = 0.0099 \text{ kmol (二氧化硫) / kmol (惰性气体)}$$

惰性气体流量  $V$

$$V = \frac{1000}{22.4} \frac{273}{273 + 20} (1 - 0.09) = 37.85 \text{ kmol (惰性}$$

气体) / h

$$= 0.0105 \text{ kmol (惰性气体) / s}$$

从例 6-4 附图查得与  $Y_1$  相平衡的液体组成

$$X_1^* = 0.0032 \text{ kmol (SO}_2\text{) / kmol (H}_2\text{O)}$$

(1)  $X_2=0.0003$  时, 吸收剂用量  $L$

根据式 (6-44) 可求得  $\left(\frac{L}{V}\right)_{\min}$

$$\left(\frac{L}{V}\right)_{\min} = \frac{Y_1 - Y_2}{X_1^* - X_2} = \frac{0.099 - 0.0099}{0.0032 - 0.0003} = 30.7$$

$$\frac{L}{V} = 1.3 \left(\frac{L}{V}\right)_{\min} = 1.3 \times 30.7 = 39.91$$

$$L = V \times 1.3 \times \left(\frac{L}{V}\right)_{\min} = 37.85 \times 39.91 \times 18 = 27155 \text{ kg/h}$$

因为  $\frac{L}{V} = \frac{Y_1 - Y_2}{X_1 - X_2}$

$$\text{所以 } X_1 = \frac{Y_1 - Y_2}{L/V} + X_2 = \frac{0.099 - 0.0099}{39.91} + 0.0003$$

$$= 0.00253 \text{ kmol (二氧化硫) / kmol (水)}$$

(2)  $X_2=0$ , 回收率  $\eta$  不变时

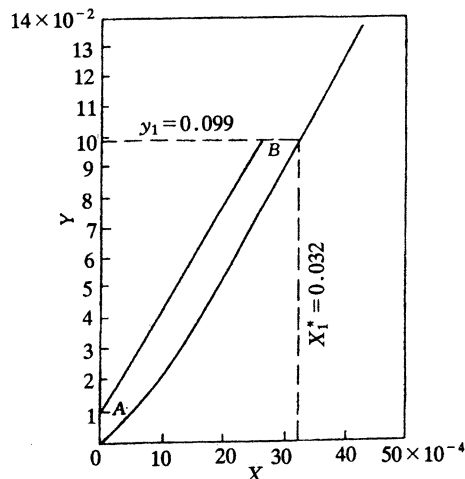
回收率不变, 即出塔炉气中二氧化硫的组成  $Y_2$  不变, 仍为

$$Y_2 = 0.0099 \text{ kmol (二氧化硫) / kmol (惰性气体)}$$

$$\left(\frac{L}{V}\right)_{\min} = \frac{Y_1 - Y_2}{X_1^* - 0} = \frac{0.099 - 0.0099}{0.0032} = 27.84$$

吸收剂用量  $L$

$$L = 1.3 \times V \times \left(\frac{L}{V}\right)_{\min} = 1.3 \times 37.85 \times 27.84 \times 18 = 24630 \text{ kg/h}$$



例 6-4 附图



出塔溶液组成  $X_1$

$$X_1 = \frac{Y_1 - Y_2}{L/V} + X_2 = \frac{0.099 - 0.0099}{36.2} + 0$$

$$= 0.00246 \text{ kmol (SO}_2\text{) / kmol (H}_2\text{O)}$$

由(1)、(2)计算结果可以看到,在维持相同回收率的情况下,吸收剂所含溶质浓度降低,溶剂用量减少,出口溶液浓度降低。所以吸收剂再生时应尽可能完善,但还应兼顾解吸过程的经济性。

**【例 6-5】** 用  $\text{SO}_2$  含量为  $0.4\text{g}/100\text{gH}_2\text{O}$  的水吸收混合气中的  $\text{SO}_2$ 。进塔吸收剂流量为  $37800\text{kgH}_2\text{O}/\text{h}$ , 混合气流量为  $100\text{kmol}/\text{h}$ , 其中  $\text{SO}_2$  的摩尔分率为  $0.09$ , 要求  $\text{SO}_2$  的吸收率为  $85\%$ 。在该吸收塔操作条件下  $\text{SO}_2\text{—H}_2\text{O}$  系统的平衡数据如下:

$x$	$5.62 \times 10^{-5}$	$1.41 \times 10^{-4}$	$2.81 \times 10^{-4}$	$4.22 \times 10^{-4}$	$5.62 \times 10^{-4}$	
$y^*$	$3.31 \times 10^{-4}$	$7.89 \times 10^{-4}$	$2.11 \times 10^{-3}$	$3.81 \times 10^{-3}$	$5.57 \times 10^{-3}$	
$x$	$8.43 \times 10^{-4}$	$1.40 \times 10^{-3}$	$1.96 \times 10^{-3}$	$2.80 \times 10^{-3}$	$4.20 \times 10^{-3}$	$6.98 \times 10^{-3}$
$y^*$	$9.28 \times 10^{-3}$	$1.71 \times 10^{-2}$	$2.57 \times 10^{-2}$	$3.88 \times 10^{-2}$	$6.07 \times 10^{-2}$	$1.06 \times 10^{-1}$

求气相总传质单元数  $N_{\text{OG}}$ 。

解: 吸收剂进塔组成  $X_2 = \frac{0.4/64}{100/18} = 1.13 \times 10^{-3}$

吸收剂进塔流量  $L \approx 37800/18 = 2100 \text{ kmol}/\text{h}$

气相进塔组成  $Y_1 = \frac{0.09}{1-0.09} = 9.89 \times 10^{-2}$

气相出塔组成  $Y_2 = 9.89 \times 10^{-2} \times (1-0.85) = 1.48 \times 10^{-2}$

进塔惰气流量  $V = 100 \times (1-0.09) = 91 \text{ kmol}/\text{h}$

出塔液相组成  $X_1 = \frac{V(Y_1 - Y_2)}{L} + X_2$

$$= \frac{91(9.89 - 1.48) \times 10^{-2}}{2100} + 1.13 \times 10^{-3} = 4.77 \times 10^{-3}$$

由  $X_2$  与  $X_1$  的数值得知,在此吸收过程所涉及的浓度范围内,平衡关系可用后六组平衡数据回归而得的直线方程表达。回归方程为

$$Y^* = 17.80X - 0.008 \quad \text{即 } m=17.80, b=-0.008$$

与此式相应的平衡线见本例附图中的直线  $ef$ 。

操作线斜率为  $\frac{L}{V} = \frac{2100}{91} = 23.08$

与此相应的操作线见附图中的直线  $ab$ 。

脱吸因数  $S = \frac{mV}{L} = \frac{17.80}{23.08} = 0.77$

依式 6-61 计算  $N_{\text{OG}}$ :

$$Y_1^* = mX_1 + b = 17.80 \times 0.00477 - 0.008 = 0.0769$$

$$Y_2^* = mX_2 + b = 17.80 \times 0.00113 - 0.008 = 0.0121$$

$$\Delta Y_1 = Y_1 - Y_1^* = 0.0989 - 0.0769 = 0.0220$$

$$\Delta Y_2 = Y_2 - Y_2^* = 0.0148 - 0.0121 = 0.0027$$

$$\Delta Y_m = \frac{0.0020 - 0.0027}{\ln \frac{0.0220}{0.0027}} = 0.0092$$

$$N_{OG} = \frac{Y_1 - Y_2}{\Delta Y_m} = \frac{0.0989 - 0.0148}{0.0092} = 9.1$$

或依式 6-59 计算  $N_{OG}$ :

$$\begin{aligned} N_{OG} &= \frac{1}{1-S} \ln \left[ (1-S) \frac{Y_1 - Y_2^*}{Y_2 - Y_2^*} + S \right] \\ &= \frac{1}{1-0.77} \ln \left[ (1-0.77) \frac{0.0989 - 0.0121}{0.0027} + 0.77 \right] = 9.1 \end{aligned}$$

【例 6-6】 含  $\text{NH}_3$  1.5% (体积) 的气体通过填料塔用清水吸收其中的  $\text{NH}_3$ , 气液逆流流动。平衡关系为  $Y=0.8X$ , 用水量为最小用水量的 1.2 倍。单位塔截面的气体流量为  $0.024 \text{ kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ , 体积总传质系数  $K_Y a = 0.06 \text{ kmol}/(\text{m}^3 \cdot \text{s})$ , 填料层高为 6m, 试求:

(1) 出塔气体  $\text{NH}_3$  的组成;

(2) 拟用加大溶剂量以使吸收率达到 99.5%, 此时液气比应为多少?

解: (1) 求  $Y_2$  应用式 (6-64) 求解。

$$N_{OG} = \frac{1}{1 - \frac{mV}{L}} \ln \left[ \left( 1 - \frac{mV}{L} \right) \frac{Y_1 - mX_2}{Y_2 - mX_2} + \frac{mV}{L} \right] \quad (6-64)$$

已知  $V/\Omega = 0.024 \text{ kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ ,  $K_Y a = 0.06 \text{ kmol}/(\text{m}^3 \cdot \text{s})$ ,  $Z = 6 \text{ m}$ ,

$$\text{求得 } H_{OG} = \frac{V}{K_Y a \Omega} = \frac{0.024}{0.06} = 0.4 \text{ m}$$

$$N_{OG} = \frac{Z}{H_{OG}} = \frac{6}{0.4} = 15 \quad (a)$$

已知  $Y_1 = 0.015$ ,  $m = 0.8$ ,  $X_2 = 0$ ,  $\frac{L}{V} = 1.2 \left( \frac{L}{V} \right)_{\min}$

$$\text{求得 } \left( \frac{L}{V} \right)_{\min} = \frac{Y_1 - Y_2}{X_1^* - X_2} = \frac{Y_1 - Y_2}{\frac{Y_1}{m} - X_2} = \frac{0.015 - Y_2}{\frac{0.015}{0.8} - 0} = \frac{0.8(0.015 - Y_2)}{0.015}$$

$$\frac{mV}{L} = \frac{m}{L/V} = \frac{m}{1.2 \left( \frac{L}{V} \right)_{\min}} = \frac{0.8}{1.2 \times \frac{0.8(0.015 - Y_2)}{0.015}} = \frac{0.0125}{0.015 - Y_2} \quad (b)$$

$$\frac{Y_1 - mX_2}{Y_2 - mX_2} = \frac{0.015 - 0}{Y_2 - 0} = \frac{0.015}{Y_2} \quad (c)$$

式 (a)、(b) 及 (c) 代入式 (5-65), 得

$$15 = \frac{1}{1 - \frac{0.0125}{0.015 - Y_2}} \ln \left[ \left( 1 - \frac{0.0125}{0.015 - Y_2} \right) \left( \frac{0.015}{Y_2} \right) + \frac{0.0125}{0.015 - Y_2} \right]$$

用试差法求解  $Y_2$ ，可直接先假设  $Y_2$ ，也可先假设回收率（吸收率） $\eta$ ，由吸收率定义式  $\eta = \frac{Y_1 - Y_2}{Y_1}$  求出  $Y_2$ ，代入上式，看符号右侧是否等于左侧的 15，即  $N_{OG}=15$ 。若等于 15，则此假定值即为出塔气体的浓度，计算见本题附表。

例 6-6 附表

$\eta$	$Y_2$	$Y_1/Y_2$	$mV/L$	$N_{OG}$
0.9	0.0015	10	0.926	6.9
0.95	0.00075	20	0.877	9.8
0.99	0.00015	100	0.842	17.8
0.983	0.000255	58.8	0.848	15

(2) 吸收率提高到 99.5%，应增大液气比。原来液气比由

$$\frac{mV}{L} = \frac{0.8}{\frac{L}{V}} = 0.848$$

可得 
$$\frac{L}{V} = \frac{0.8}{0.848} = 0.943$$

当  $\eta=99.5\%$  时

$$Y_2 = Y_1 (1 - \eta) = 0.015 \times (1 - 0.995) = 7.5 \times 10^{-5}$$

$$\frac{Y_2 - mX_2}{Y_1 - mX_2} = \frac{7.5 \times 10^{-5} - 0}{0.015 - 0} = 0.005, N_{OG}=15$$

从图 6-23 查得  $L/mV=13.5$ ，则  $L/V=13.5 \times m=13.5 \times 0.8=1.08$

即吸收率提高到 99.5% 时，液气比应由 0.943 增大到 1.08。

**【例 6-7】** 用洗油吸收焦炉气中的芳烃，含芳烃的洗油经解吸后循环使用。已知洗油流量为  $7\text{kmol/h}$ ，入解吸塔的组成为  $0.12\text{kmol}(\text{芳烃})/\text{kmol}(\text{洗油})$ ，解吸后的组成不高于  $0.005\text{kmol}(\text{芳烃})/\text{kmol}(\text{洗油})$ 。解吸塔的操作压力为  $101.325\text{kPa}$ ，温度为  $120^\circ\text{C}$ 。解吸塔底通入过热蒸汽进行解吸，水蒸气消耗量  $V/L=1.5(V/L)_{\min}$ 。平衡关系为  $Y^*=3.16X$ ，液相体积传质系数  $K_X a=30\text{kmol}/(\text{m}^3 \cdot \text{h})$ 。求解吸塔每小时需要多少水蒸气？若填料解吸塔的塔径为  $0.7\text{m}$ ，求填料层高度。

解：水蒸气不含芳烃，故  $Y_2=0$ ； $X_1=0.12$

$$\left( \frac{V}{L} \right)_{\min} = \frac{X_1 - X_2}{Y_1^* - Y_2} = \frac{0.12 - 0.005}{3.16 \times 0.12 - 0} = 0.303$$

$$\frac{V}{L} = 1.5 \left( \frac{V}{L} \right)_{\min} = 1.5 \times 0.303 = 0.455$$

水蒸气消耗量为

$$V=0.455L=0.455 \times 7=3.185\text{kmol/h}=3.185 \times 18=57.3\text{kg/h}$$

$$\frac{X_1 - Y_2/m}{X_2 - Y_2/m} = \frac{X_1}{X_2} = \frac{0.12}{0.005} = 24$$

$$\frac{L}{mV} = \frac{1}{3.16 \times 0.455} = 0.696, \quad 1 - \frac{L}{mV} = 1 - 0.696 = 0.304$$

$$N_{OL} = \frac{1}{1 - \frac{L}{mV}} \ln \left[ \left( 1 - \frac{L}{mV} \right) \frac{X_1 - Y_2/m}{X_2 - Y_2/m} + \frac{L}{mV} \right]$$

$$= \frac{1}{0.304} \ln [0.304 \times 24 + 0.696] = 6.84$$

用  $(X_2 - Y_2/m) / (X_1 - Y_2/m) = 0.0417$ 、 $mV/L = 1.44$ ，从图 6-23 查得  $N_{OL} = 6.9$ ，与计算值接近。

$$H_{OL} = \frac{1}{K_x a \Omega} = \frac{7}{30 \times \frac{\pi}{4} \times (0.7)^2} = 0.303 \text{ m}$$

$$\text{填料层高度 } Z = H_{OL} \cdot N_{OL} = 0.303 \times 6.84 = 2.07 \text{ m}$$

**【例 6-8】**在一填料层高度为 5m 的填料塔内，用纯溶剂吸收混合气中溶质组分。当液气比为 1.0 时，溶质回收率可达 90%。在操作条件下气液平衡关系为  $Y=0.5X$ 。现改用另一种性能较好的填料，在相同的操作条件下，溶质回收率可提高到 95%，试问此填料的体积吸收总系数为原填料的多少倍？

解：本题为操作型计算， $N_{OG}$  宜用脱吸因数法求算。

原工况下：

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

$$\text{其中 } S = \frac{mV}{L} = 0.5$$

$$\text{因 } X_2=0 \quad \text{则：} \frac{Y_1 - mX_2}{Y_2 - mX_2} = \frac{Y_1}{Y_2} = \frac{1}{1-\phi} = \frac{1}{1-0.9} = 10$$

$$\text{故 } N_{OG} = \frac{1}{1-0.5} \ln [(1-0.5) \times 10 + 0.5] = 3.41$$

气相总传质单元高度为：

$$H_{OG} = \frac{V}{K_y a \Omega} = \frac{Z}{N_{OG}} = \frac{5}{3.41} = 1.466$$

新工况（即新型填料）下：

$$N'_{OG} = \frac{1}{0.5} \ln \left[ 0.5 \times \frac{1}{1-0.95} + 0.5 \right] = 4.703$$

$$H'_{OG} = \frac{V}{K_y a' \Omega} = \frac{Z}{N'_{OG}} = \frac{5}{4.703} = 1.063$$

$$\text{则 } \frac{K_y a'}{K_y a} = \frac{H_{OG}}{H'_{OG}} = \frac{1.466}{1.063} = 1.38$$

即新型填料的体积传质系数为原填料的 1.38 倍。

讨论：对一定高度的填料塔，在其它条件不变下，采用新型填料，即可提高  $K_y a$ ，减小

传质阻力，从而提高分离效果。

【例 6-9】在一逆流操作的填料塔中，用循环溶剂吸收气体混合物中溶质。气体入塔组成为 0.025（摩尔比，下同），液气比为 1.6，操作条件下气液平衡关系为  $Y=1.2X$ 。若循环溶剂组成为 0.001，则出塔气体组成为 0.0025，现因脱吸不良，循环溶剂组成变为 0.01，试求此时出塔气体组成。

解：两种工况下，仅吸收剂初始组成不同，但因填料层高度一定， $H_{OG}$  不变，故  $N_{OG}$  也相同。由原工况下求得  $N_{OG}$  后，即可求算出新工况下出塔气体组成。

原工况（即脱吸塔正常操作）下：

吸收液出口组成由物料衡算求得：

$$X_1 = \frac{V}{L}(Y_1 - Y_2) + X_2 = \frac{0.025 - 0.0025}{1.6} + 0.001 = 0.0151$$

吸收过程平均推动力和  $N_{OG}$  为：

$$\Delta Y_1 = Y_1 - mX_1 = 0.025 - 1.2 \times 0.0151 = 0.00688$$

$$\Delta Y_2 = Y_2 - mX_2 = 0.0025 - 1.2 \times 0.001 = 0.0013$$

$$\Delta Y_m = \frac{\Delta Y_1 - \Delta Y_2}{\ln \frac{\Delta Y_1}{\Delta Y_2}} = \frac{0.00688 - 0.0013}{\ln \frac{0.00688}{0.0013}} = 0.00335$$

$$N_{OG} = \frac{Y_1 - Y_2}{\Delta Y_m} = \frac{0.025 - 0.0025}{0.00335} = 6.72$$

新工况（即脱吸塔不正常）下：

设此时出塔气相组成为  $Y_2'$ ，出塔液相组成为  $X_1'$ ，入塔液相组成为  $X_2'$ ，则吸收塔物料衡算可得：

$$X_1' = \frac{V}{L}(Y_1 - Y_2') + X_2' = \frac{0.025 - Y_2'}{1.6} + 0.01 \quad (a)$$

$N_{OG}$  由下式求得

$$N_{OG} = \frac{1}{1 - \frac{mV}{L}} \ln \frac{Y_1 - mX_1'}{Y_2' - mX_2'} = \frac{1}{1 - \frac{1.2}{1.6}} \ln \frac{0.025 - 1.2X_1'}{Y_2' - 1.2 \times 0.01}$$

$$\text{即} \quad 4 \ln \frac{0.025 - 1.2X_1'}{Y_2' - 0.012} = 6.72$$

$$0.025 - 1.2X_1' = 5.366 (Y_2' - 0.012)$$

联立式 (a) 和式 (b)，解得：

$$Y_2' = 0.0127$$

$$X_1' = 0.0177$$

吸收平均推动力为：

$$\Delta Y_m = \frac{Y_1 - Y_2'}{N_{OG}} = \frac{0.025 - 0.0127}{6.72} = 0.00183$$

讨论：计算结果表明，当吸收—脱吸联合操作时，脱吸操作不正常，使吸收剂初始浓度升高，导致吸收塔平均推动力下降，分离效果变差，出塔气体浓度升高。

## 习 题

1. 已知在 25℃ 时, 100g 水中含 1g  $\text{NH}_3$ , 则此溶液上方氨的平衡蒸气压为 986Pa, 在此浓度以内亨利定律适用。试求在  $1.013 \times 10^5 \text{Pa}$  (绝对压力) 下, 下列公式中的常数  $H$  和  $m$

$$(1) p^* = c/H; \quad (2) y^* = mx$$

2.  $1.013 \times 10^5 \text{Pa}$ 、10℃ 时, 氧气在水中的溶解度可用下式表示:

$$p = 3.27 \times 10^4 x$$

式中  $p$ ——氧在气相中的分压, Pa;

$x$ ——氧在液相中的摩尔分率。

试求在此温度和压强下与空气充分接触后的水中, 每立方米溶有多少克氧。

3. 某混合气体中含 2% (体积)  $\text{CO}_2$ , 其余为空气。混合气体的温度为 30℃, 总压强为  $5 \times 1.013 \times 10^5 \text{Pa}$ 。从手册中查得 30℃ 时  $\text{CO}_2$  在水中的亨利系数  $E = 1.41 \times 10^6 \text{mmHg}$ 。试求溶解度系数  $H$ ,  $\text{kmol} (\text{m}^3 \cdot \text{kPa})$  及相平衡常数  $m$ , 并计算 100g 与该气体相平衡的水中溶有多少克  $\text{CO}_2$ 。

4. 在  $1.013 \times 10^5 \text{Pa}$ 、0℃ 下的  $\text{O}_2$  下的  $\text{O}_2$  与  $\text{CO}$  混合气体中发生稳定扩散过程。已知相距 0.2cm 的两截面上  $\text{O}_2$  的分压分别为 100 和 50Pa, 又知扩散系数为  $0.18 \text{cm}^2/\text{s}$ , 试计算下列两种情形下  $\text{O}_2$  的传递速率  $\text{kmol} / (\text{m}^2 \cdot \text{s})$ :

(1)  $\text{O}_2$  与  $\text{CO}$  两种气体作等分子反向扩散;

(2)  $\text{CO}$  气体为停滞组分。

5. 一浅盘内存有 2mm 厚的水层, 在 20℃ 的恒定温度下靠分子扩散逐渐蒸发到大气中。假定扩散始终是通过一层厚度为 5mm 的静止空气膜层, 此空气膜层以外的水蒸气分压为零。扩散系数为  $2.60 \times 10^{-5} \text{m}^2/\text{s}$ , 大气压强为  $1.013 \times 10^5 \text{Pa}$ 。求蒸干水层所需时间。

6. 于  $1.013 \times 10^5 \text{Pa}$ 、27℃ 下用水吸收混于空气中的甲醇蒸气。甲醇在气、液两相中的浓度很低, 平衡关系服从亨利定律。已知  $H = 1.955 \text{kmol} / (\text{m}^3 \cdot \text{kPa})$ , 气膜吸收分系数  $k_G = 1.55 \times 10^{-5} \text{kmol} / (\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{kPa})$ , 液膜吸收分系数  $k_L = 2.08 \times 10^{-5} \text{kmol} / (\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{kmol} \cdot \text{m}^{-3})$ 。试求吸收总系数  $K_G$  并算出气膜阻力在总阻力中所占的百分数。

7. 在吸收塔内用水吸收混于空气中的低浓度甲醇, 操作温度 27℃, 压强为  $1.013 \times 10^5 \text{Pa}$ 。稳定操作状况下塔内某截面上的气相中甲醇分压为 37.5mmHg, 液相中甲醇浓度为  $2.11 \text{kmol}/\text{m}^3$ 。试根据上题中的有关数据计算出该截面的吸收速率。

8. 在逆流操作的吸收塔内, 于  $1.013 \times 10^5 \text{Pa}$ 、24℃ 下用清水吸收混合气中的  $\text{H}_2\text{S}$ , 将其浓度由 2% 降至 0.1% (体积百分数)。该系统符合亨利定律, 亨利系数  $E = 545 \times 1.013 \times 10^5 \text{Pa}$ 。若取吸收剂用量为理论最小用量的 1.2 倍, 试计算操作液气比  $q_{\text{mL}}/q_{\text{mV}}$  及出口液相组成  $X_1$ 。

若操作压强改为  $10 \times 1.013 \times 10^5 \text{Pa}$  而其它已知条件不变, 再求  $L/V$  及  $X_1$ 。

9. 一吸收塔于常压下操作, 用清水吸收焦炉气中的氨。焦炉气处理量为 5000 标准  $\text{m}^3/\text{h}$ , 氨的浓度为 10g/标准  $\text{m}^3$ , 要求氨的回收率不低于 99%。水的用量为最小用量的 1.5 倍, 焦炉气入塔温度为 30℃, 空塔气速为 1.1m/s。操作条件下的平衡关系为  $Y^* = 1.2X$ , 气相体积吸收总系数为  $K_{\text{Ya}} = 0.0611 \text{kmol} / (\text{m}^3 \cdot \text{s})$ 。试分别用对数平均推动力法及数学分析法求气相总传质单元数, 再求所需的填料层高度。

10.  $600 \text{m}^3/\text{h}$  (28℃ 及  $1.013 \times 10^5 \text{Pa}$ ) 的空气-氨的混合物, 用水吸收其中的氨, 使其含

量由 5%（体积）降低到 0.04%。

今有一填料塔，塔径  $D=0.5\text{m}$ ，填料层高  $Z=5\text{m}$ ，总传质系数  $K_{Ya}=300\text{kmol}/(\text{m}^3 \cdot \text{h})$ ，溶剂用量为最小用量的 1.2 倍。在此操作条件下，平衡关系  $Y^*=1.44X$ ，问这个塔是否适用？

11. 有一直径为 880mm 的填料吸收塔，所用填料为 50mm 拉西环，处理  $3000\text{m}^3/\text{h}$  混合气（气体体积按  $25^\circ\text{C}$  与  $1.013 \times 10^5\text{Pa}$  计算）其中含丙酮 5%，用水作溶剂。塔顶送出的废气含 0.263% 丙酮。塔底送出的溶液含丙酮 61.2g/kg，测得气相总体积传质系数  $K_{Ya}=211\text{kmol}/(\text{m}^3 \cdot \text{h})$ ，操作条件下的平衡关系  $Y^*=2.0X$ 。求所需填料层高度。

在上述情况下每小时可回收多少丙酮？若把填料层加高 3m，则可多回收多少丙酮？

（提示：填料层加高后，传质单元高度  $H_{OG}$  不变。）

12. 一吸收塔，用清水吸收某易溶气体，已知其填料层高度为 6m，平衡关系  $Y^*=0.75X$ ，气体流速  $G=50\text{kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$  清水流速  $L=40\text{kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ ， $y_1=0.10$ ，吸收率为 98%。求

（1）传质单元高度  $H_{OG}$ ；（2）若生产情况有变化，新的气体流速为  $60\text{kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ ，新的清水流速为  $58.6\text{kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ ，塔仍能维持正常操作。欲使其他参数  $y_1$ ， $y_2$ ， $x_2$  保持不变，试求新情况下填料层高度应为多少？假设  $K_{Ya}=AG^{0.7}L^{0.8}$ 。

## 第七章 干燥

【例 7-1】 已知湿空气的总压  $p=101.3\text{kPa}$ ，相对湿度  $\varphi=0.6$ ，干球温度  $t=30^\circ\text{C}$ 。试求：

①湿度  $H$ ；②露点  $t_d$ ；③绝热饱和温度；④将上述状况的空气在预热器中加热至  $100^\circ\text{C}$  所需的热量。已知空气质量流量为  $100\text{kg}$ （以绝干空气计）/h；⑤送入预热器的湿空气体积流量， $\text{m}^3/\text{h}$ 。

解：已知  $p=101.3\text{kPa}$ ， $\varphi=0.6$ ， $t=30^\circ\text{C}$ 。

由饱和水蒸气表查得水在  $30^\circ\text{C}$  时的蒸气压  $p_s=4.25\text{kPa}$

①湿度  $H$ 可由式 7-4 求得：

$$H = 0.622 \frac{\varphi p_s}{p_t - \varphi p_s} = 0.622 \times \frac{0.6 \times 4.25}{101.3 - 0.6 \times 4.25} = 0.016 \text{ kg/kg}$$

②按定义，露点是空气在湿度不变的条件下冷却到饱和时的温度，现已知

$$p = \varphi p_s = 0.6 \times 4.25 = 2.55 \text{ kPa}$$

由水蒸气表查得其所对应的温度  $t_d=21.4^\circ\text{C}$ 。

③求绝热饱和温度  $t_{as}$ 。按式 (7-18)

$$t_{as} = t - (r_{as}/c_H)(H_{as} - H) \quad (\text{a})$$

已知  $t=30^\circ\text{C}$  并已算出  $H=0.016\text{kg/kg}$ ，又  $c_H=1.01+1.88H=1.01+1.88 \times 0.016=1.04\text{kJ/kg}$ ，而  $r_{as}$ 、 $H_{as}$  是  $t_{as}$  的函数，皆为未知，可用试差法求解。

$$\text{设 } t_{as}=25^\circ\text{C}, p_{as}=3.17\text{kPa}, H_{as}=0.622 \frac{p_{as}}{p_t - p_{as}} = 0.622 \frac{3.17}{101.3 - 3.17} = 0.02 \text{ kg/kg},$$

$r_{as}=2434\text{kJ/kg}$ ，代入式 (a) 得  $t_{as}=30 - (2434/1.04)(0.02-0.016)=20.6^\circ\text{C} < 25^\circ\text{C}$ 。

可见所设的  $t_{as}$  偏高，由此求得的  $H_{as}$  也偏高，重设  $t_{as}=23.7^\circ\text{C}$ ，相应的  $p_{as}=2.94\text{kPa}$ ， $H_{as}=0.622 \times 2.94/(101.3-2.94)=0.0186\text{kg/kg}$ ， $r_{as}=2438\text{kJ/kg}$ ，代入式 (a) 得  $t_{as}=30 - (2438/1.04)(0.0186-0.016)=23.9^\circ\text{C}$ 。两者基本相符，可认为  $t_{as}=23.7^\circ\text{C}$ 。

④预热器中加入的热量

$$Q=100 \times (1.01+1.88 \times 0.016)(100-30) \\ =7280\text{kJ/h 或 } 2.02\text{kW}$$

⑤送入预热器的湿空气体积流量

$$V = 100 \times \frac{273+t}{273} \times \left( \frac{273+t}{273} \right) \left( \frac{101.3}{101.3-0.6 \times 4.25} \right) = 88 \text{ m}^3/\text{h}$$

【例 7-2】 已知湿空气的总压为  $101.3\text{kPa}$  相对湿度为  $50\%$ ，干球温度为  $20^\circ\text{C}$ 。试用  $I-H$  图求解：

(a) 水气分压  $p$ ；

(b) 湿度  $H$ ；

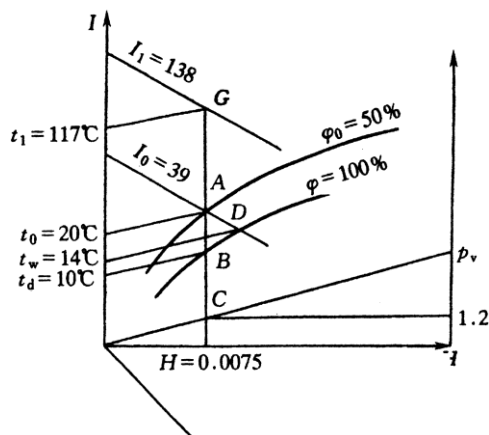
(c) 焓  $I$ ；

(d) 露点  $t_d$ ；

(e) 湿球温度  $t_w$ ；

(f) 如将含  $500\text{kg/h}$  干空气的湿空气预热至  $117^\circ\text{C}$ ，求所需热量  $Q$ 。

解：见本题附图。



例 7-2 附图



由已知条件:  $p_r=101.3\text{kPa}$ ,  $\phi_0=50\%$ ,  $t_0=20^\circ\text{C}$  在  $I-H$  图上定出湿空气状态  $A$  点。

(a) 水气分压: 由图  $A$  点沿等  $H$  线向下交水气分压线于  $C$ , 在图右端纵坐标上读得  $p=1.2\text{kPa}$ 。

(b) 湿度  $H$ : 由  $A$  点沿等  $H$  线交水平辅助轴于点  $H=0.0075\text{kg 水/kg 绝干空气}$ 。

(c) 焓  $I$ : 通过  $A$  点作斜轴的平行线, 读得  $I_0=39\text{kJ/kg 绝干空气}$ 。

(d) 露点  $t_d$ : 由  $A$  点沿等  $H$  线与  $\phi=100\%$  饱和线相交于  $B$  点, 由通过  $B$  点的等  $t$  线读得  $t_d=10^\circ\text{C}$ 。

(e) 湿球温度  $t_w$  (绝热饱和温度  $t_{as}$ ): 由  $A$  点沿等  $I$  线与  $\phi=100\%$  饱和线相交于  $D$  点, 由通过  $D$  点的等  $t$  线读得  $t_w=14^\circ\text{C}$  (即  $t_{as}=14^\circ\text{C}$ )。

(f) 热量  $Q$ : 因湿空气通过预热器加热时其湿度不变, 所以可由  $A$  点沿等  $H$  线向上与  $t=117^\circ\text{C}$  线相交于  $G$  点, 读得  $I_1=138\text{kJ/kg 绝干空气}$  (即湿空气离开预热器时的焓值)。含  $1\text{kg 绝干空气}$  的湿空气通过预热器所获得的热量为:

$$Q' = I_1 - I_0 = 138 - 39 = 99\text{kJ/kg}$$

每小时含有  $500\text{kg}$  干空气的湿空气通过预热器所获得的热量为:

$$Q = 500Q' = 500 \times 99 = 49500\text{kJ/h} = 13.8\text{kW}$$

通过上例的计算过程说明, 采用焓湿图求取湿空气的各项参数, 与用数学式计算相比, 不仅计算迅速简便, 而且物理意义也较明确。

**【例 7-3】** 今有一干燥器, 湿物料处理量为  $800\text{kg/h}$ 。要求物料干燥后含水量由  $30\%$  减至  $4\%$  (均为湿基)。干燥介质为空气, 初温  $15^\circ\text{C}$ , 相对湿度为  $50\%$ , 经预热器加热至  $120^\circ\text{C}$  进入干燥器, 出干燥器时降温至  $45^\circ\text{C}$ , 相对湿度为  $80\%$ 。

试求: (a) 水分蒸发量  $W$ ;

(b) 空气消耗量  $L$ 、单位空气消耗量  $l$ ;

(c) 如鼓风机装在进口处, 求鼓风机之风量  $V$ 。

解 (a) 水分蒸发量  $W$

已知  $G_1=800\text{kg/h}$ ,  $w_1=30\%$ ,  $w_2=4\%$ , 则

$$G_c = G_1 (1 - w_1) = 800 (1 - 0.3) = 560\text{kg/h}$$

$$X_1 = \frac{w_1}{1 - w_1} = \frac{0.3}{1 - 0.3} = 0.429$$

$$X_2 = \frac{w_2}{1 - w_2} = \frac{0.04}{1 - 0.04} = 0.042$$

$$W = G_c (X_1 - X_2) = 560 \times (0.429 - 0.042) = 216.7\text{kg 水/h}$$

(b) 空气消耗量  $L$ 、单位空气消耗量  $l$

由  $I-H$  图中查得, 空气在  $t=15^\circ\text{C}$ ,  $\phi=50\%$  时的湿度为  $H=0.005\text{kg 水/kg 绝干空气}$ 。

在  $t_2=45^\circ\text{C}$ ,  $\phi_2=80\%$  时的湿度为  $H_2=0.052\text{kg 水/kg 绝干空气}$ 。

空气通过预热器湿度不变, 即  $H=H_0$ 。

$$L = \frac{W}{H_2 - H_1} = \frac{W}{H_2 - H_0} = \frac{216.7}{0.052 - 0.005} = 4610\text{kg 绝干空气/h}$$

$$l = \frac{1}{H_2 - H_0} = \frac{1}{0.052 - 0.005} = 21.3\text{kg 干空气/kg 水}$$

(c) 风量  $V$  用式 (7-14) 计算  $15^\circ\text{C}$ 、 $101.325\text{kPa}$  下的湿空气比容为

$$v_H = (0.773 + 1.244H_0) \frac{15 + 273}{273}$$

$$= (0.773 + 1.244 \times 0.005) \times \frac{288}{273}$$

$$= 0.822 \text{ m}^3/\text{kg 绝干空气}$$

$$V = L v_H = 4610 \times 0.822 = 3789.42 \text{ m}^3/\text{h} \quad \text{用此风量选用鼓风机。}$$

【例 7-4】采用常压气流干燥器干燥某种湿物料。在干燥器内，湿空气以一定的速度吹送物料的同时并对物料进行干燥。已知的操作条件均标于本例附图 1 中。试求：

- (1) 新鲜空气消耗量；
- (2) 单位时间内预热器消耗的热量，忽略预热器的热损失；
- (3) 干燥器的热效率。

解：(1) 新鲜空气消耗量 先按式 (7-27) 计算绝干空气消耗量，即

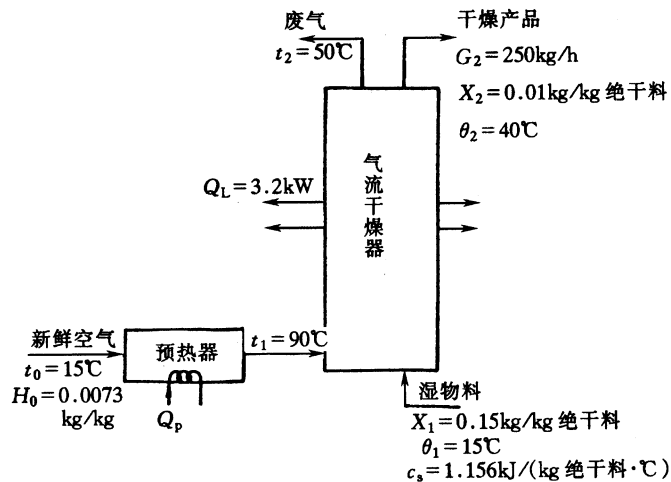
$$L = \frac{W}{H_2 - H_1}$$

①求  $W$

$$\text{绝干物料 } G_c = \frac{G_2}{1 + X_2} = \frac{250}{1 + 0.01} = 248 \text{ kg 绝干料/h}$$

$$W = G_c (X_1 - X_2) = 248 (0.15 - 0.01) = 34.7 \text{ kg/h}$$

②求  $H$  因  $Q_L \neq 0$ ，故干燥操作为非绝热过程，空气离开干燥器的状态参数不能用等焓线去寻求，下面用解析法求解。



例 7-4 附图 1

当  $t_0=15^\circ\text{C}$ 、 $H_0=0.0073 \text{ kg/kg 绝干空气}$  时，

$$I_1 = (1.01 + 1.88H_0) t_0 + r_0 H_0 = 34 \text{ kJ/kg 绝干空气}$$

当  $t_1=90^\circ\text{C}$ 、 $H_1=H_0=0.0073 \text{ kg/kg 绝干空气}$  时，同理可得  $I_1=110 \text{ kJ/kg 绝干空气}$ 。

$$I_1' = c_s \theta_1 + X_1 c_w \theta_1 = 1.156 \times 15 + 0.15 \times 4.187 \times 15 = 26.76 \text{ kJ/kg 绝干料}$$

同理  $I_2' = 1.156 \times 40 + 0.01 \times 4.187 \times 40 = 47.91 \text{ kJ/kg 绝干料}$

围绕本例附图 1 的干燥器作焓衡算，得

$$L I_1 + G_c I_1' = L I_2 + G_c I_2' + Q_L$$

$$\text{或} \quad L (I_1 - I_2) = G_c (I_2' - I_1') + Q_L$$

将已知值代入上式，得

$$L(110 - I_2) = 248(47.91 - 26.76) + 3.2 \times 3600$$

$$\text{或} \quad L(110 - I_2) = 16770 \quad (\text{a})$$

根据式(7-11)可以写出空气离开干燥器时焓的计算式为

$$I_2 = (1.01 + 1.88H_2)t_2 + 2490H_2$$

$$\text{或} \quad I_2 = (1.01 + 1.88H_2) \times 50 + 2490H_2 = 50.5 + 2584H_2 \quad (\text{b})$$

$$\text{绝干空气消耗量 } L = \frac{W}{H_2 - H_1} = \frac{34.7}{H_2 - 0.0073} \quad (\text{c})$$

联立式(a)、式(b)及式(c)，解得

$$H_2 = 0.02055 \text{ kg/kg 绝干空气}$$

$$I_2 = 103.6 \text{ kJ/kg 绝干空气}$$

$$L = 2618.9 \text{ kg 绝干空气/h}$$

(2) 预热器消耗的热量  $Q_b$  用式(7-29)计算，即

$$Q_b = L(I_1 - I_0) = 2618.9(110 - 34) = 199000 \text{ kJ/h} = 55.3 \text{ kW}$$

(3) 干燥系统的热效率  $\eta$  若忽略湿物料中水分带入系统中的焓，则用式(7-35)计算干燥系统的热效率，即

$$\eta = \frac{W(2490 + 1.88t_2)}{Q} \times 100\%$$

因  $Q_b = 0$ ，故  $Q = Q_b$ ，因此

$$\eta = \frac{W(2490 + 1.88t_2)}{Q} \times 100\% = \frac{34.7(2490 + 1.88 \times 50)}{199000} \times 100\% = 45.1\%$$

【例 7-5】 有一间歇操作干燥器，有一批物料的干燥速率曲线如图 7-15 所示。若将该物料由含水量  $w_1 = 27\%$  干燥到  $w_2 = 5\%$ （均为湿基），湿物料的质量为 200kg，干燥表面积为  $0.025 \text{ m}^2/\text{kg}$  干物料，装卸时间  $\tau' = 1 \text{ h}$ ，试确定每批物料的干燥周期。

解 绝对干物料量  $G_c' = G_1'(1 - w_1) = 200 \times (1 - 0.27) = 146 \text{ kg}$

干燥总表面积  $S = 146 \times 0.025 = 3.65 \text{ m}^2$

将物料中的水分换算成干基含水量

$$\text{最初含水量 } X_1 = \frac{w_1}{1 - w_1} = \frac{0.27}{1 - 0.27} = 0.37 \text{ kg 水/kg 干物料}$$

$$\text{最终含水量 } X_2 = \frac{w_2}{1 - w_2} = \frac{0.05}{1 - 0.05} = 0.053 \text{ kg 水/kg 干物料}$$

由图 7-15 中查到该物料的临界含水量  $X_c = 0.20 \text{ kg 水/kg 干物料}$ ，平衡含水量  $X^* = 0.05 \text{ kg 水/kg 干物料}$ ，由于  $X_2 < X_c$ ，所以干燥过程应包括恒速和降速两个阶段，各段所需的干燥时间分别计算。

a. 恒速阶段  $\tau_1$

由  $X_1 = 0.37$  至  $X_c = 0.20$ ，由图 7-15 中查得  $U_0 = 1.5 \text{ kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$

$$\tau_1 = \frac{G_c'}{U_0 S} (X_1 - X_c) = \frac{146}{1.5 \times 3.65} \times (0.37 - 0.20) = 4.53 \text{ h}$$

b. 降速阶段  $\tau_2$

由  $X_c = 0.20$  至  $X_2 = 0.053$ ， $X^* = 0.05$  代入式(7-42)，求得

$$K_X = \frac{U_0}{X_c - X^*} = \frac{1.5}{0.20 - 0.05} = 10 \text{ kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$$

$$\tau_2 = \frac{G'_c}{K_X S} \ln \frac{X_c - X^*}{X_2 - X^*} = \frac{146}{10 \times 3.65} \ln \frac{0.20 - 0.05}{0.053 - 0.05} = 15.7 \text{ h}$$

c. 每批物料的干燥周期  $\tau$

$$\tau = \tau_1 + \tau_2 + \tau' = 4.53 + 15.7 + 1 = 21.2 \text{ h}$$

【例 7-6】在气流干燥器中，每小时将 3000kg 的粒状湿物料从  $X_1$  为 0.25 干燥到  $X_2$  为 0.003（均为干基）。干燥介质为用空气稀释了的重油燃烧气，进口温度  $t_1$  为 400℃，湿度  $H$  为 0.025。物料的进口温度  $\theta_1$  为 20℃，临界含水量  $X_c$  为 0.02，平衡水分视为零。绝对干料的比热容为 1.26kJ/(kg·℃)。若气体出口温度  $t_2$  为 95℃，试求物料的出口温度  $\theta_2$ 。假设干燥器的热损失可忽略。

解：按式 7-45 求  $\theta_2$ ，必须知道气体出干燥器时的状态。为了求出  $H_2$ ，先需求绝干空气流量  $L$ ，而  $L$  及  $H_2$  的求解又与物料的出口温度  $\theta_2$  有关，因此求  $\theta_2$  必须用试差法。

绝干物料量为：

$$G_c = \frac{G_1}{1 + X_1} = \frac{3000}{1 + 0.25} = 2400 \text{ kg/h}$$

干燥器的物料衡算式为：

$$L(H_2 - H) = G_c(X_1 - X_2)$$

$$\text{即 } L(H_2 - 0.025) = 2400(0.25 - 0.003) = 593 \quad (a)$$

设  $\theta_2 = 80^\circ\text{C}$ ，作干燥器的热量衡算得：

$$LI_1 + G_c I_1' = LI_2 + G_c I_2' \quad (b)$$

$$\text{其中 } I = (1.01 + 1.88H)t + 2490H$$

$$\text{所以 } I_1 = (1.01 + 1.88 \times 0.025) \times 400 + 2490 \times 0.025 = 485 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{及 } I_2 = (1.01 + 1.88 \times H_2) \times 95 + 2490H_2 = 96 + 2669H_2$$

$$\text{又 } I' = c_s \theta + c_w X \theta$$

$$\text{所以 } I_1' = 1.26 \times 20 + 4.187 \times 0.25 \times 20 = 46 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{及 } I_2' = 1.26 \times 80 + 4.187 \times 0.003 \times 80 = 102 \text{ kJ/kg}$$

将  $I_1$ ,  $I_2$ ,  $I_1'$ ,  $I_2'$  代入式 (b) 得：

$$485L + 2400 \times 46 = L(96 + 2669H_2) + 2400 \times 102 \quad (c)$$

联立式 (a) 及式 (c)，解得：

$$L = 5340 \text{ kg/h}$$

$$H_2 = 0.136 \text{ kg 水/kg 绝干气}$$

由  $H$ - $I$  图查得：

$$t_{w2} = 59^\circ\text{C}$$

由附录水蒸气表查得于 59℃ 下水的气化潜热为 2357kJ/kg。

将有关数据代入 (7-45) 式得：

$$\frac{95 - \theta_2}{95 - 59} = \frac{0.003 \times 2357 - 1.26(95 - 59) \left( \frac{0.003}{0.02} \right)^{\frac{2357 \times 0.02}{1.26(95 - 59)}}}{2357(0.02) - 1.26(95 - 59)}$$

解得  $\theta_2 = 79.8^\circ\text{C}$

计算结果与初设的  $\theta_2$  值基本相符，不再试算， $\theta_2 \approx 80^\circ\text{C}$  即为所求。

## 习 题

1. 已知湿空气总压为 50.65kPa，温度为 60℃，相对湿度为 40%，试求
  - (1) 湿空气中水气分压；
  - (2) 湿度；
  - (3) 湿空气的密度。
2. 利用湿空气的 I-H 图查出本题附表中空格项的数值，并绘出习题 4 的求解过程示意图。

附 表

序号	干球温度 /℃	湿球温度 /℃	湿 度 / (kg 水 · kg <sup>-1</sup> 绝干气)	相对湿度 $\phi \times 100$	焓 / (kJ · kg <sup>-1</sup> 绝干气)	水气分压 /kPa	露点 /℃
1	60	35					
2	40						25
3	20			75			
4	30					4.0	

3. 将某湿空气 ( $t_0=25^\circ\text{C}$ ,  $H=0.0204\text{kg 水/kg 绝干气}$ )，经预热后送入常压干燥器。试求：
  - (1) 将该空气预热到 80℃ 时所需热量，以 kJ/kg 绝干气表示；
  - (2) 将它预热到 120℃ 时相应的相对湿度值。
4. 干球温度为 20℃、湿度为 0.009kg 水/kg 绝干气的湿空气通过预热器温度升高到 50℃ 后再送至常压干燥器中。离开干燥器时空气的相对湿度为 80%，若空气在干燥器中经历等焓干燥过程，试求：
  - (1) 1m<sup>3</sup> 原湿空气在预热过程中焓的变化；
  - (2) 1m<sup>3</sup> 原湿空气在干燥器中获得的水分量。
5. 采用废气循环的干燥流程干燥某种湿物料。温度  $t_0$  为 20℃、湿度  $H$  为 0.012kg 水/kg 绝干气的新鲜空气与从干燥器出来的温度  $t_2$  为 50℃、湿度为  $H$  为 0.079kg 水/kg 绝干气的部分废气混合后进入预热器，循环比(废气中绝干空气流量和混合气中绝干空气流量之比)为 0.8。混合气升高温度后再进入并流操作的常压干燥器中，离开干燥器的废气除部分循环使用外，余下的放空。湿物料经干燥器后湿基含水量自 47% 降到 5%，湿物料流量为 1.5×10<sup>3</sup>kg/h。假设预热器热损失可忽略，干燥操作为等焓干燥过程。试求：
  - (1) 新鲜空气流量；
  - (2) 整个干燥系统所需的传热量
6. 在常压干燥器中，将某物料从含水量 5% 干燥到 0.5% (均为湿基)。干燥器生产能力为 1.5kg 绝干料/s。热空气进入干燥器的温度为 127℃，湿度为 0.007kg 水/kg 绝干气，出干燥器时温度为 82℃。物料进、出干燥器时的温度分别为 21℃ 和 66℃。绝干料的比热为 1.8kJ/(kg · °C)。若干燥器的热损失可忽略不计，试求绝干空气消耗量及空气离开干燥器时的湿度。

7. 在恒定干燥条件下进行干燥实验, 已知干燥面积为  $0.2\text{m}^2$ , 绝干物料质量为  $15\text{kg}$ , 测得实验数据列于本题附表中。试标绘干燥速率曲线, 并求临界含水量和平衡含水量。

附 表

$\tau/\text{h}$	0	0.2	0.4	0.6	0.8	1.0	1.2	1.4
$G'/\text{kg}$	44.1	37.0	30.0	24.0	19.0	17.5	17.0	17.0

8. 某湿物料经过  $5.5\text{h}$  的干燥, 含水量由  $0.35$  (干基, 下同) 降到  $0.10$ , 若在相同的干燥条件下, 要求物料含水量由  $0.35$  降到  $0.05$ , 试求干燥时间。物料的临界含水量为  $0.15$ , 平衡含水量为  $0.04$ 。假设在降速阶段中干燥速率与物料的自由含水量 ( $X-X^*$ ) 成正比。

## 第八章 其他化工单元操作过程

【例 8-1】在中央循环管蒸发器内将  $\text{NaOH}$  水溶液由  $10\%$  浓缩至  $20\%$ , 试求:

(1) 利用图 8-2 求  $50\text{kPa}$  时溶液的沸点。

(2) 利用经验公式计算  $50\text{kPa}$  时溶液的沸点。

解: 由于中央循环管蒸发器内溶液不断地循环, 故操作时器内溶液浓度始终接近完成液的浓度。

从附录中查出压强为  $101.33\text{kPa}$  及  $50\text{kPa}$  时水的饱和温度分别为  $100^\circ\text{C}$  及  $81.2^\circ\text{C}$ , 压强为  $50\text{kPa}$  时的汽化热为  $2304.5\text{kJ/kg}$ 。

(1) 利用图 8-2 求  $50\text{kPa}$  压强下的沸点  $50\text{kPa}$  压强下水的沸点为  $81.2^\circ\text{C}$ , 在图 8-2 的横标上找出温度为  $81.2^\circ\text{C}$  的点, 根据此点查出  $20\%\text{NaOH}$  水溶液在  $50\text{kPa}$  压强下的沸点为  $88^\circ\text{C}$ 。

(2) 利用经验公式求  $50\text{kPa}$  压强下的沸点 用式 8-5 求  $20\%\text{NaOH}$  水溶液的杜林线的斜率, 即

$$k=1+0.142x=1+0.142\times 0.2=1.028$$

再求该线的截距, 即

$$y_m=150.75x^2-2.71x=150.75\times 0.2^2-2.71\times 0.2=5.488$$

又由式 8-4 知该线的截距为

$$y_m=t_A'-kt_w'=5.488$$

将已知值代入上式, 得

$$t_A'-1.028\times 81.2=5.488$$

解得  $t_A'=88.96^\circ\text{C}$

即在  $50\text{kPa}$  压强下溶液沸点为  $88.96^\circ\text{C}$ 。

由于查图 8-2 时引入误差, 以及式 8-5 及式 8-6 均为经验公式, 也有一定的误差, 故二种方法的计算结果略有差异。

【例 8-2】在单效蒸发器中每小时将  $5400\text{kg}$ 、 $20\%\text{NaOH}$  水溶液浓缩至  $50\%$ 。原料液温度为  $60^\circ\text{C}$ , 比热容为  $3.4\text{kJ}/(\text{kg}\cdot^\circ\text{C})$ , 加热蒸汽与二次蒸汽的绝对压强分别为  $400\text{kPa}$  及  $50\text{kPa}$ 。

操作条件下溶液的沸点为 126℃，总传热系数  $K_o$  为 1560W/（m<sup>2</sup>·℃）。加热蒸汽的冷凝水在饱和温度下排除。热损失可以忽略不计。试求：

- （1）考虑浓缩热时：①加热蒸汽消耗量及单位蒸汽耗量；②传热面积。  
 （2）忽略浓缩热时：①加热蒸汽消耗量及单位蒸汽耗量；②若原料液的温度改为 30℃ 及 126℃，分别求①项。

表 8-1 蒸发器的总传热系数 K 值

蒸发器的型式	总传热系数 W/（m <sup>2</sup> ·℃）
水平沉浸加热式	600～2300
标准式（自然循环）	600～3000
标准式（强制循环）	1200～6000
悬筐式	600～3000
外加热式（自然循环）	1200～6000
外加热式（强制循环）	1200～7000
升膜式	1200～6000
降膜式	1200～3500
蛇管式	350～2300

解：从附录中分别查出加热蒸汽、二次蒸汽及冷凝水的有关参数为

400kPa: 蒸汽的焓  $H=2742.1\text{kJ/kg}$   
 汽化热  $r=2138.5\text{kJ/kg}$   
 冷凝水的焓  $h_w=603.61\text{kJ/kg}$   
 温度  $T=143.4^\circ\text{C}$   
 50kPa: 蒸汽的焓  $H'=2644.3\text{kJ/kg}$   
 汽化热  $r'=2304.5\text{kJ/kg}$   
 温度  $T'=81.2^\circ\text{C}$

- （1）考虑浓缩热时  
 ①加热蒸汽消耗量及单位蒸汽耗量

$$\text{蒸发量 } W = F \left( 1 - \frac{x_0}{x_1} \right) = 5400 \left( 1 - \frac{0.2}{0.5} \right) = 3240 \text{ kg/h}$$

由图 8-4 查出 60℃时 20%NaOH 水溶液的焓、126℃时 50%NaOH 水溶液的焓分别为  $h_0=210\text{kJ/kg}$ ， $h_1=620\text{kJ/kg}$ 。

用式 8-10 求加热蒸汽消耗量，即

$$\begin{aligned}
 D &= \frac{WH' + (F - W)h_1 - Fh_0}{r} \\
 &= \frac{3240 \times 2644.3 + (5400 - 3240) \times 620 - 5400 \times 210}{2138.5} \\
 &= 4102 \text{ kJ/h} \\
 e &= \frac{D}{W} = \frac{4102}{3240} = 1.26 \text{ t}
 \end{aligned}$$

- ②传热面积

$$S_o = \frac{Q}{K_o \Delta t_m}$$

$$Q = Dr = 4102 \times 2138.5 = 8772 \times 10^3 \text{ kJ/h} = 2437 \text{ kW}$$

$$K_o = 1560 \text{ W/(m}^2 \cdot ^\circ\text{C)} = 1.56 \text{ kW/(m}^2 \cdot ^\circ\text{C)}$$

$$\Delta t_m = 143.4 - 126 = 17.4 ^\circ\text{C}$$

所以 
$$S_o = \frac{2437}{1.56 \times 17.4} = 89.78 \text{ m}^2$$

取 20% 的安全系数, 则

$$S_o = 1.2 \times 89.78 = 107.7 \text{ m}^2$$

(2) 忽略浓缩热时

① 忽略浓缩热时按式 8-21 计算加热蒸汽消耗量。因忽略热损失, 故式 8-21 改为

$$D = \frac{Wr' + Fc_{p0}(t_1 - t_0)}{r'} = \frac{3240 \times 2304.5 + 5400 \times 3.4(126 - 60)}{2138.5} = 405 \text{ kg/h}$$

$$e = \frac{4058}{3240} = 1.252$$

由此看出不考虑浓缩热时约少消耗 1% 的加热蒸汽。计算时如果缺乏溶液的焓浓数据, 可先按不考虑浓缩热的式 8-21 计算, 最后用适当的安全系数加以校正。

② 改变原料液温度时的情况

原料液为 30°C 时:

$$D = \frac{3240 \times 2304.5 + 5400 \times 3.4(126 - 30)}{2138.5} = 4316 \text{ kg/h}$$

$$e = \frac{4316}{3240} = 1.332$$

原料液为 126°C 时:

$$D = \frac{3240 \times 2304.5 + 5400 \times 3.4(126 - 126)}{2138.5} = 3492 \text{ kg/h}$$

$$e = \frac{3492}{3240} = 1.078$$

由以上计算结果看出, 原料液温度越高, 蒸发 1kg 水分消耗的加热蒸汽越少。

### 【例 8-3】选择性系数的比较

已知某三组分混合液的两条平衡联结线如图 11-14 中  $\overline{ab}$ 、 $\overline{cd}$  所示, 试比较两者的选择性系数。

解: (1) 对平衡联结线  $\overline{ab}$ , 可作直线  $\overline{Sa}$ 、 $\overline{Sb}$  并延长到  $AB$  边, 读得  $y_{1A}^\circ = 0.77$ ,  $x_{1A}^\circ = 0.24$ 。于是, 该线的选择性系数为

$$\beta_1 = \frac{\frac{y_A}{x_A}}{\frac{y_B}{x_B}} = \frac{\frac{y_{1A}^\circ}{1 - y_{1A}^\circ}}{\frac{x_{1A}^\circ}{1 - x_{1A}^\circ}} = \frac{\frac{0.77}{1 - 0.77}}{\frac{0.24}{1 - 0.24}} = 10.6$$

(2) 对平衡联结线  $\overline{cd}$ , 按同法可得选择性系数为



$$\beta_2 = \frac{\frac{y_{2A}^\circ}{1-y_{2A}^\circ}}{\frac{x_{2A}^\circ}{1-x_{2A}^\circ}} = \frac{\frac{0.6}{1-0.6}}{\frac{0.11}{1-0.11}} = 12.1$$

可见  $\beta_2 > \beta_1$ 。

【例 8-4】在 25℃ 下以水（S）为萃取剂从醋酸（A）与氯仿（B）的混合液中提取醋酸。已知原料液流量为 1000kg/h，其中醋酸的质量百分率为 35%，其余为氯仿。用水量为 800kg/h。操作温度下，E 相和 R 相以质量百分率表示的平均数据列于本例附表中。

试求：（1）经单级萃取后 E 相和 R 相的组成及流量；（2）若将 E 相和 R 相中的溶剂完全脱除，再求萃取液及萃余液的组成和流量；（3）操作条件下的选择性系数  $\beta$ ；（4）若组分 B、S 可视作完全不互溶，且操作条件下以质量比表示相组成的分配系数  $K=3.4$ ，要求原料液中溶质 A 的 80% 进入萃取相，则每公斤稀释剂 B 需要消耗多少公斤萃取剂 S？

解：根据题给数据，在等腰直角三角形坐标图中作出溶解度曲线和辅助曲线，如本题附图所示。

例 8-4 附表

氯仿层（R 相）		水 层（E 相）	
醋 酸	水	醋 酸	水
0. 00	0. 99	0. 00	99. 16
6. 77	1. 38	25. 10	73. 69
17. 72	2. 28	44. 12	48. 58
25. 72	4. 15	50. 18	34. 71
27. 65	5. 20	50. 56	31. 11
32. 08	7. 93	49. 41	25. 39
34. 16	10. 03	47. 87	23. 28
42. 5	16. 5	42. 50	16. 50

（1）两相的组成和流量 根据醋酸在原料液中的质量百分率为 35%，在 AB 边上确定 F 点，联结点 F、S，按 F、S 的流量用杠杆定律在 FS 线上确定和点 M。

因为 E 相和 R 相的组成均未给出，需借辅助曲线用试差作图法确定通过 M 点的联结线 ER。由图读得两相的组成为

E 相  $y_A=27\%$ ， $y_B=1.5\%$ ， $y_S=71.5\%$

R 相  $x_A=7.2\%$ ， $x_B=91.4\%$ ， $x_S=1.4\%$

依总物料衡算得

$$M=F+S$$

$$=1000+800=1800\text{kg/h}$$

由图量得  $\overline{RM}=45.5\text{mm}$  及  $\overline{RE}=73.5\text{mm}$

用式 8-32 求 E 相的量，即

$$E = M \times \frac{\overline{RM}}{\overline{RE}} = 1800 \times \frac{45.5}{73.5} = 1114 \text{ g/}$$

$$R = M - E = 1800 - 1114 = 686 \text{ kg/h}$$

(2) 萃取液、萃余液的组成和流量 连接点  $S$ 、 $E$ ，并延长  $SE$  与  $AB$  边交于  $E'$ ，由图读得  $y_{E'} = 92\%$ 。

连接点  $S$ 、 $R$ ，并延长  $SR$  与  $AB$  边交于  $R'$ ，由图读得  $x_{R'} = 7.3\%$ 。

萃取液和萃余液的流量由式 8-36 及式 8-37 求得，即

$$E' = F \times \frac{x_F - x_{R'}}{y_{E'} - x_{R'}} = 1000 \times \frac{35 - 7.3}{92 - 7.3} = 327 \text{ kg/h}$$

$$R' = F - E' = 1000 - 327 = 673 \text{ kg/h}$$

萃取液的流量  $E'$  也可用式 8-23 计算，两法结果一致。

(3) 选择性系数  $\beta$  用式 8-27 求得，即  $\beta = \frac{y_A / y_B}{x_A / x_B} = \frac{27}{7.2} / \frac{1.5}{91.4} = 228.5$

由于该物系的氯仿 (B)、水 (S) 互溶度很小，所以  $\beta$  值较高，得到萃取液浓度很高。

(4) 每公斤 B 需要的 S 量 由于组分 B、S 可视作完全不互溶，则用式 8-34 计算较为方便。有关参数计算如下：

$$X_F = \frac{x_F}{1 - x_F} = \frac{0.35}{1 - 0.35} = 0.5385$$

$$X_1 = (1 - \varphi_A) X_F = (1 - 0.8) \times 0.5385 = 0.1077$$

$$Y_S = 0$$

$Y_1$  与  $X_1$  呈平衡关系，即  $Y_1 = 3.4 X_1 = 3.4 \times 0.1077 = 0.3662$

将有关参数代入式 8-34a，并整理得  $S/B = (X_F - X_1)/Y_1 = (0.5385 - 0.1077)/0.3662 = 1.176$  即每公斤稀释剂 B 需要消耗 1.176kg 萃取剂 S。

需要指出，在生产中因溶剂循环使用，其中会含有少量的组分 A 与 B。同样，萃取液和萃余液中也会含少量 S。这种情况下，图解计算的原则和方法仍然适用，仅在三角形相图中点  $S$ 、 $E'$  及  $R'$  的位置均在三角形坐标图的均相区内。

【例 8-5】25℃时丙酮 (A) — 水 (B) — 三氯乙烷 (S) 系统以质量百分率表示的溶解度和联结线数据如本题附表所示。

例 8-5 附表 1 溶解度数据

三氯乙烷	水	丙 酮	三氯乙烷	水	丙 酮
99.89	0.11	0	38.31	6.84	54.85
94.73	0.26	5.01	31.67	9.78	58.55
90.11	0.36	9.53	24.04	15.37	60.59
79.58	0.76	19.66	15.89	26.28	58.33
70.36	1.43	28.21	9.63	35.38	54.99
64.17	1.87	33.96	4.35	48.47	47.18
60.06	2.11	37.83	2.18	55.97	41.85
54.88	2.98	42.14	1.02	71.80	27.18
48.78	4.01	47.21	0.44	99.56	0

例 8-5 附表 2 联结线数据

水相中丙酮 $x_A$	5.96	10.0	14.0	19.1	21.0	27.0	35.0
三氯乙烷相中丙酮 $y_A$	8.75	15.0	21.0	27.7	32	40.5	48.0

用三氯乙烷为萃取剂在三级错流萃取装置中萃取丙酮水溶液中的丙酮。原料液的处理量为 500kg/h，其中丙酮的质量百分率为 40%，第一级溶剂用量与原料液流量之比为 0.5，各级溶剂用量相等。试求丙酮的回收率。

解：丙酮的回收率可由下式计算，即

$$\varphi_A = \frac{Fx_F - R_3x_3}{Fx_F}$$

关键是求算  $R_3$  及  $x_3$ 。

由题给数据在等腰直角三角形相图中作出溶解度曲线和辅助曲线，如本题附图所示。

第一级加入的溶剂量，即每级加入的溶剂量为

$$\begin{aligned} S &= 0.5F \\ &= 0.5 \times 500 = 250 \text{ kg/h} \end{aligned}$$

根据第一级的总物料衡算得

$$\begin{aligned} M_1 &= F + S \\ &= 500 + 250 = 750 \text{ kg/h} \end{aligned}$$

由  $F$  和  $S$  的量用杠杆定律确定第一级混合液组成点  $M_1$ ，用试差法作过  $M_1$  点的联结线  $E_1R_1$ 。根据杠杆定律得

$$R_1 = M_1 \times \frac{\overline{E_1M_1}}{\overline{E_1R_1}} = 750 \times \frac{33}{67} = 369.4 \text{ kg/h}$$

再用 250kg/h 的溶剂对第一级的  $R_1$  相进行萃取。重复上述步骤计算第二级的有关参数，即

$$\begin{aligned} M_2 &= R_1 + S = 369.4 + 250 = 619.4 \text{ kg/h} \\ R_2 &= M_2 \times \frac{\overline{E_2M_2}}{\overline{E_2R_2}} = 619.4 \times \frac{43}{83} = 321 \text{ kg/h} \end{aligned}$$

同理，第三级的有关参数为

$$\begin{aligned} M_3 &= 321 + 250 = 571 \text{ kg/h} \\ R_3 &= 571 \times \frac{48}{92} = 298 \text{ kg/h} \end{aligned}$$

由图读得  $x_3=3.5\%$ 。于是，丙酮的回收率为

$$\varphi_A = \frac{Fx_F - R_3x_3}{Fx_F} = \frac{500 \times 0.4 - 298 \times 0.035}{500 \times 0.4} = 94.8\%$$