

流体力学

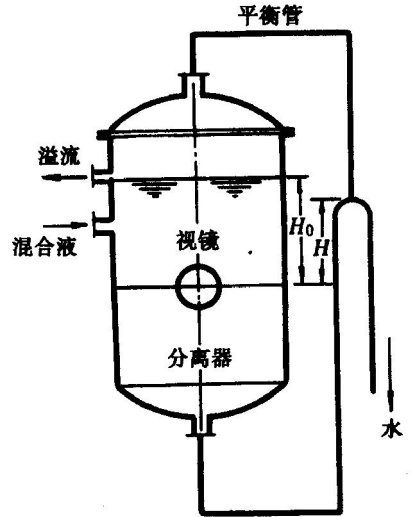
ssd2-1、 $\phi 1000\text{mm}$ 的敞口容器中盛有密度为 1200kg/m^3 的液体。联接于器底的 U 形管压差计指示的汞柱为 200mm ，压力计一端连通大气。设压力计指示液底面与容器底面相齐。求器中所盛液体的高度，并求器底所受的力(N)和压力(Pa)。

若液柱压力计中指示液为四氯化碳(密度 1600kg/m^3)，则指示读数为多少？以上均设指示液底面与器底相齐。(2.27,21kN,26.7kPa,1.7m)

$$\text{解：} \rho_1 g h = \rho_2 g h_2 \quad h = \frac{\rho_2 h_2}{\rho_1} = \frac{13.6 * 10^3 * 0.2}{1200} = 2.27\text{m}$$

$$\rho_1 g h = \rho_3 g h_3 \quad h = \frac{\rho_1 h}{\rho_3} = \frac{1200 * 2.27}{1600} = 1.7\text{m}$$

ssd2-3、有一个油水分离器(图 2-58)，油和水的混合液送入器内，利用密度差使油与水分离。油由分离器上部的侧管溢流排走，水由底部的倒 U 形管排出。倒 U 形管顶部有平衡管与分离器顶部连通，使两处压力相等。油面至观察孔中心的距离 H_0 为 0.5m ，油密度 ρ_0 为 800kg/m^3 ，水密度 $\rho = 1000\text{kg/m}^3$ 。如果要求油水界面也位于观察孔中心，则倒 U 形管顶部至观察孔中心的垂直距离 H 应为多少？设液体在器内的流动缓慢，可按静力学处理。而且油水易于分层。没有乳化界面。(0.4m)



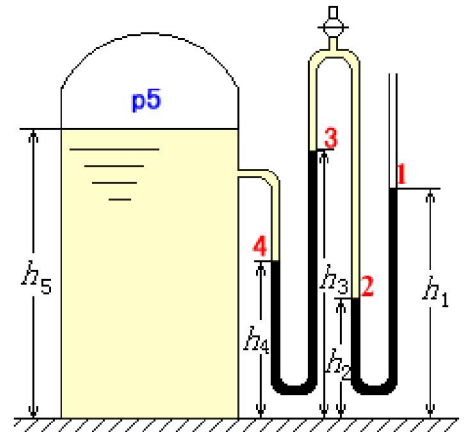
$$\text{解} \quad \rho_0 g H_0 = \rho_1 g H_1$$

$$H_1 = \frac{\rho_0 H_0}{\rho_1} = \frac{800 * 0.5}{1000} = 0.4\text{m}$$

ssd2-4、精馏塔塔顶分出轻油和水蒸气，经冷凝和油水分离后，轻油一部分回至塔中，其余为产品，冷凝水则排走，油水分离器应高过塔顶。为操作方便，在距地面 1.5m 处观察油水分层的界面，油的相对密度为 0.8 ，求分管的高度 H 应为多少？

$$\text{解} \quad \rho_0 g H_0 = \rho_1 g H_1 \quad H_1 = \frac{\rho_0 H_0}{\rho_1} = \frac{0.8 * 20}{1} = 16\text{m}$$

td1-5. 附图中串联 U 管压差计测量蒸汽锅炉水面上方的蒸汽压, U 管压差计的指示液为水银, 两 U 管间的连接管内充满水。已知水银面与基准面的垂直距离分别为: $h_1=2.3\text{m}$ 、 $h_2=1.2\text{m}$ 、 $h_3=2.5\text{m}$ 及 $h_4=1.4\text{m}$ 。锅炉中水面与基准面间的垂直距离 $h_5=3\text{m}$ 。大气压强 $p_0=99.3\text{kPa}$ 。试求锅炉上方水蒸气的压强 p_5 。(分别以 Pa 和 kgf/cm^2 来计量)。
[答 $p=3.64\times 10^5\text{Pa}=3.71\text{kgf/cm}^2$]



习题1-5 附图

解：由静力学方程

$$\begin{aligned}
 p_5 + \rho g(h_5 - h_4) &= p_4 & p_4 &= p_3 + \rho_{\text{Hg}} g(h_3 - h_4) \\
 p_3 &= p_2 - \rho g(h_3 - h_2) & p_2 &= p_0 + \rho_{\text{Hg}} g(h_1 - h_2) \\
 p_5 + \rho g(h_5 - h_4) &= p_0 + \rho_{\text{Hg}} g(h_1 - h_2) - \rho g(h_3 - h_2) + \rho_{\text{Hg}} g(h_3 - h_4) \\
 p_5 &= p_0 + \rho_{\text{Hg}} g(h_1 - h_2) - \rho g(h_3 - h_2) + \rho_{\text{Hg}} g(h_3 - h_4) - \rho g(h_5 - h_4) \\
 &= p_0 + \rho_{\text{Hg}} g(h_1 - h_2 + h_3 - h_4) - \rho g(h_3 - h_2 + h_5 - h_4) \\
 &= p_0 + \rho_{\text{Hg}} g(2.3 - 1.2 + 2.5 - 1.4) - \rho g(2.5 - 1.2 + 3 - 1.4) \\
 &= p_0 + \rho_{\text{Hg}} g \times 2.2 - \rho g \times 2.9 \\
 &= 99.3 + 13.6 \times 9.81 \times 2.2 - 1 \times 9.81 \times 2.9 = 364.4 \text{ kPa} \\
 p_5 &= 364.4 \text{ kPa} \times 1 \text{ kgf} \cdot \text{cm}^{-2} / 98.1 \text{ kPa} = 3.715 \text{ kgf} \cdot \text{cm}^{-2} \\
 1 \text{ kgf} \cdot \text{cm}^{-2} &= 98.1 \text{ kPa}
 \end{aligned}$$

ssd2-6、列管式换热器的管束 38 根 $\Phi 25 \times 2.5\text{mm}$ 的钢管组成。空气以 10m/s 的速度在管内流动, 其平均温度为 50°C , 由液柱压力计测得其压力为 250mmHg , 压力计一端接通大气, 当时大气压 101.3kPa , 试求空气的体积流量和质量流量。($0.12\text{m}^3/\text{s}$ 0.174kg/s)

解： $V = uA = 10 \times \frac{3.14}{4} \times (20 \times 10^{-3})^2 \times 38 = 0.119 \text{ m}^3/\text{s}$

$$\rho = \frac{pM_m}{RT} \quad p = \left(\frac{250}{760} + 1 \right) \times 101.3 = 134.62 \text{ kPa(绝)}$$

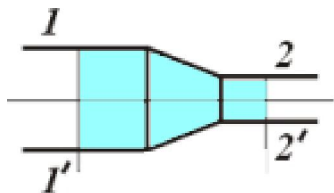
$$\rho = \frac{pM_m}{RT} = \frac{134.62 \times 10^3 \times 29}{8.314 \times (273 + 50)} = 1.454 \text{ kg/m}^3$$

$$m = V\rho = 0.119 \times 1.454 = 0.174 \text{ kg/s}$$

ssd2-8、水平导管从 $\phi 300\text{mm}$ 缩小到 $\phi 200\text{mm}$ (均为内径)。管中流过 20°C 常压甲烷(甲烷密度变化可忽略), 流量 $1800\text{m}^3/\text{h}$ 。 $\phi 200\text{mm}$ 管上联接的水柱压力计的读数为 20mm 水柱, 试求 $\phi 300\text{mm}$ 管上联接的水柱压力计的读数。设阻力忽略(压力计另一端均连通大气)(26.8)

解：因气体密度不变, 应用柏努利方程。

选粗管测压处为 $1-1'$ 截面, 细管测压处为 $2-2'$ 截面, 以管中心线所在平面为基准面, 两面间列方程：



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

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

其中： $z_1 = z_2 = 0$ ； $p_2 = 196\text{pa}$ ；

$$\rho = \frac{pM}{RT} = \frac{101.3 \times 10^3 \times 16 \times 10^{-3}}{8.314 \times 293} = 0.666\text{kg/m}^3$$

$$u_1 = \frac{V}{0.785d_1^2} = \frac{1800/3600}{0.785 \times 0.3^2} = 7.08\text{m/s}$$

$$u_2 = \frac{V}{0.785d_2^2} = \frac{1800/3600}{0.785 \times 0.2^2} = 15.9\text{m/s}$$

将以上数据代入(a)式：

$$\frac{p_1}{\rho g} = \frac{u_2^2 - u_1^2}{2g} + \frac{p_2}{\rho g} = \frac{15.9^2 - 7.08^2}{2 \times 9.8} + \frac{196}{0.666 \times 9.8}$$

è $p_1 = 263.5\text{pa} = 26.9\text{ mmH}_2\text{O}$ 柱

ssd2-12、有一垂直管道，内径由 $\phi 300\text{mm}$ 渐缩至 $\phi 200\text{mm}$ ，水由下而上在管中流动。测得水在粗管口和细管口的静压力分别为 $p_1=150\text{kPa}$ 和 $p_2=100\text{kPa}$ (如图)，两测压点间垂直距离为 4.5m ，若此距离间的摩擦阻力可以忽略，试求水的流量。 ($432\text{m}^3/\text{h}$)

解：选粗管测压处为 1-1' 截面，细管测压处为 2-2' 截面，以 1-1 面为基准面，在两面间列方程：

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

其中： $z_1=0$ $z_2=4.5\text{m}$ ； $p_1=150\text{kPa}$ ， $p_2=100\text{kPa}$ ；

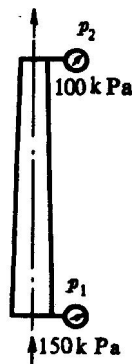
由连续性方程， $u_1 \cdot A_1 = u_2 \cdot A_2$ ，

$$\frac{u_1}{u_2} = \frac{A_2}{A_1} = \frac{d_2^2}{d_1^2} = \frac{0.2^2}{0.3^2} = \frac{1}{2.25} \quad \Rightarrow \quad u_2 = 2.25u_1$$

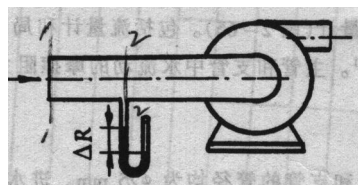
$$\text{代入数据：} \frac{u_1^2}{2g} + \frac{150 \cdot 10^3}{1000 \cdot 9.8} = 4.5 + \frac{(2.25u_1)^2}{2g} + \frac{100 \cdot 10^3}{1000 \cdot 9.8}$$

$$\Rightarrow u_1 = 1.7\text{m/s} \quad u_2 = 3.83\text{m/s}$$

$$\text{流量：} V = \frac{\pi}{4} d_1^2 u_1 = \frac{\pi}{4} \times 0.3^2 \times 1.7 = 432.4\text{m}^3/\text{h}$$



ssd2-13、鼓风机吸入管的内径为 $\phi 200\text{mm}$ ，测得 U 型管压力计读数为 $25\text{mmH}_2\text{O}$ ，空气密度 1.2kg/m^3 ，若阻力等于 $u^2/(2g)$ (u 是空气在管道内流速)，试求管内空气流量。 ($V=0.45\text{m}^3/\text{s}$)



解：选管口外侧为 1-1 截面，测压处截面为 2-2' 截面，管中心线所在水平面为基准面，

判断： $p_1=0\text{Pa}$ (表)， $p_2=-25\text{mmH}_2\text{O}=-1000 \cdot 9.8 \cdot 25 \cdot 10^{-3}=-245\text{Pa}$ (表)；

$$\frac{p_1 - p_2}{p_1} = \frac{25}{10.33 \cdot 10^3} < 20\% \quad \text{可应用伯努力方程}$$

$$\text{列方程：} \quad Z_1 + \frac{u_1^2}{2g} + \frac{p_1}{\rho g} = Z_2 + \frac{u_2^2}{2g} + \frac{p_2}{\rho g} + H_f$$

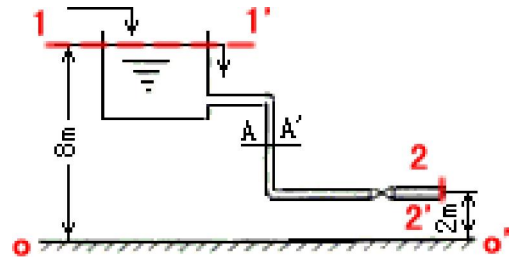
$$\text{其中：} z_1=z_2 \quad u_1=0 \quad ; \quad \text{代入数据：} \quad -\frac{p_2}{\rho g} = \frac{u_2^2}{2g} + \frac{u_2^2}{2g}$$

$$u_2 = \sqrt{\frac{p_2}{\rho}} = \sqrt{\frac{245}{1.2}} = 14.3 \text{ m/s}$$

$$\text{流量: } V = \frac{\pi}{4} d^2 u_2 = \frac{\pi}{4} \times 0.2^2 \times 14.3 = 0.449 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\text{错误: } u_1 = u_2, \text{ 求出 } u_2 = 20.2 \text{ m/s} \quad V = 0.64 \text{ m}^3/\text{h}$$

td1-8. 高位槽内的水面高于地面 8m, 水从 $\phi 108 \times 4 \text{ mm}$ 的管道中流出, 管路出口高于地面 2m。在本题特定条件下, 水流程系统的能量损失可按 $\Sigma h_f = 6.5u^2$ 计算(不包括出口阻力), 其中 u 为水在管内的流速 m/s 。



习题1-8 附图

试计算: (1) A-A' 截面处水的流速;
(2) 水的流量, 以 m^3/h 计。 [答(1) 2.9 m/s ; (2) 82 m^3/h]

解: 以水槽液面为上游截面 1-1', 出水管内侧截面为下游截面 2-2'; 地面为基准面 O-O', 列出 Bernoulli

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

式中: $Z_1 = 8 \text{ m}$; $Z_2 = 2 \text{ m}$; 水为不可压缩液体, 两端均采用表压强, 则 $p_1 = p_2 = 0$ (表); 水槽截面比水管截面大得多, 流动过程中水槽液面不变, $u_1 = 0 \text{ m/s}$; 两截面间压头损失 $H_f = 6.5u^2/g$

$$\text{则方程简化为: } Z_1 = Z_2 + \frac{u_2^2}{2g} + H_f$$

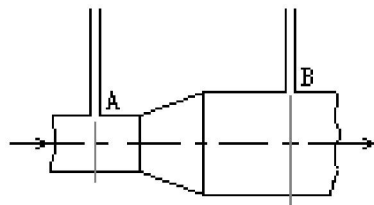
$$\text{代入数值得: } 8.0 = 2.0 + \frac{u_2^2}{2g} + 6.5 \frac{u_2^2}{g}$$

$$\text{则 } u_2 = 2.90 \text{ m.s}^{-1}$$

则每小时的送水量

$$\begin{aligned} V &= u_2 \cdot A = u_2 \cdot 0.785 d^2 = 2.90 \times 0.785 \times (100 \times 10^{-3})^2 \times 3600 \\ &= 81.95 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1} \end{aligned}$$

td1-9. 20°C的水以 2.5m/s 的流速流经
 $\phi 38 \times 2.5\text{mm}$ 的水平管, 此管以锥形管与
 $\phi 53 \times 3\text{mm}$ 的水平管相连。如图, 在锥形管两侧
 A、B 处各插一垂直玻璃管以观察两截面的压
 强。若水流经 A、B 两截面间的能量损失为
 1.5J/kg, 求两玻璃管的水面差(以 mm 计), 并
 在本题附图中画出两玻璃管中水面的相对位置。[答: 88.6mm]



习题1-7附图

解: 选 A 管测压处截面为 1-1' 面, B 管测压处截面为 2-2' 面, 以管中心线所在平面为基准面, 在两截面间列柏努利方程:

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

$$\text{整理得: } \frac{p_1 - p_2}{\rho g} = \frac{u_2^2 - u_1^2}{2g} + H_f \quad (\text{a})$$

$$\text{其中: } H_f = 1.5/9.81 = 0.153\text{m}$$

由连续性方程, $u_1 \cdot A_1 = u_2 \cdot A_2$

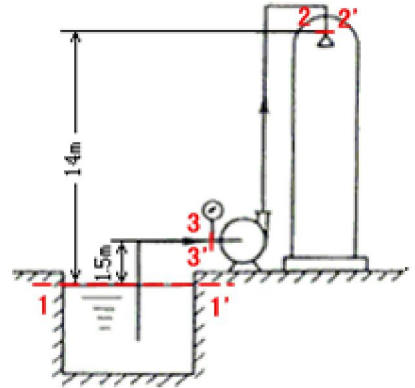
$$2.5 \times 33^2 = u_2 \cdot 47^2 \Rightarrow u_2 = 1.232\text{m/s}$$

将以上数据代入(a)式:

$$\frac{p_1 - p_2}{\rho g} = \frac{1.232^2 - 2.5^2}{2g} + 0.153 = -88.2\text{mm}$$

说明: A 管液柱低, B 管液柱高, A 比 B 低 88.2mm
 在图上画出

td1-10. 用离心泵把 20℃的水从贮槽送至塔顶部, 槽内水位维持恒定。各部分相对位置如图。管路的直径均为 $\phi 76 \times 2.5 \text{mm}$, 在操作条件下, 泵入口处真空表的读数为 24.66kPa; 水流经吸入管与排出管(不包括喷头)的能量损失可分别按 $\Sigma h_{f,1}=2u^2$ 与 $\Sigma h_{f,2}=10u^2$ 计算, 由于管径不变, 故式中 u 为吸入或排出管的流速 m/s。排水管与喷头连接处的压强为 98.07kPa(表压)。试求泵的有效功率。[答 $N_e=2.26\text{kW}$]



习题1-10 附图

解: (1) 以贮槽液面为上游截面 1-1'、排出管口与喷头连接处截面为下游截面 2-2', 以贮槽液面为基准面 O-O', 列出 Bernoulli

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

式中: $Z_1=0\text{m}$; $Z_2=14\text{m}$; 液面与大气相通, $p_1=0$; 喷头截面 $\frac{p_2}{\rho g} = \frac{98.07 \times 1000}{1000 \times g} = 10\text{m}$ 液柱; 总压头损失为 $H_f=12u^2/g$ 液柱; 流动过程中槽面下降极慢, $u_1 \approx 0$;

代入数据, 整理得: $H_e = 14 + \frac{u_2^2}{2g} + 10 + \frac{12u_2^2}{g}$

(2) 以贮槽液面为上游截面 1-1'、泵吸入口真空表处截面为 3-3', 以贮槽液面为基准面 O-O', 列出 Bernoulli

$$Z_1 + \frac{u_1^2}{2g} + \frac{p_1}{\rho g} = Z_3 + \frac{u_2^2}{2g} + \frac{p_3}{\rho g} + H_f$$

$$0 + 0 + 0 = 1.5 + \frac{u_2^2}{2g} + \frac{-24.66 \times 10^3}{\rho g} + \frac{2u_2^2}{g}$$

$$0 = 1.5 + 2.5 \times \frac{u_2^2}{g} - 2.514 \quad \Rightarrow \quad u_2 = 1.995 \text{m/s}$$

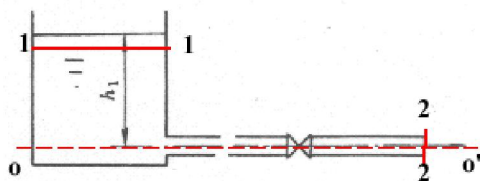
(3) $H_e = 24 + 12.5 \times \frac{u_2^2}{g} = 29.07\text{m}$ 水柱

$$m = u_2 A \rho = 1.995 \times 0.785 \times 0.071^2 \times 1000 = 7.895 \text{kg/s}$$

输送所需要的理论功率:

$$N_e = m \cdot g H_e = 7.895 \times 9.81 \times 29.07 = 2.251 \text{kW}$$

td1-11 如图, 贮槽内径 d_1 为 2m, 排液钢管内径 d_2 为 32mm ;槽内无液体补充, 液面与排液管出口间的垂直距离 h_1 为 2m(以管中心线为基准), 液体流过该系统的能量损失可按 $\Sigma h_f=20u^2$ 计算, u 为流体在管内的流速。试求贮槽内液面下降 1m 所需时间。(1.284h)



解: 属非定态流动。通过微分时间内的物料衡算和瞬间伯努利方程求解。

(1) 在 $d\theta$ 时间内对系统作物料衡算。

设 F 为瞬时进料量; D 为瞬时出料量; dW 是在 $d\theta$ 时间内的积累量, 则在 $d\theta$ 时间内物料衡算式为 $Fd\theta = Dd\theta + dW$

设在 $d\theta$ 时间内, 槽内液面下降 dh , 液体在管内瞬间流速为 u , 则:

$$F=0, \quad D = \frac{\pi}{4} d_2^2 u \quad dW = \frac{\pi}{4} d_1^2 dh \quad (\text{即槽内液体减少量})$$

$$\text{则: } \frac{\pi}{4} d_2^2 u d\theta + \frac{\pi}{4} d_1^2 dh = 0 \quad \Rightarrow \quad d\theta = -\left(\frac{d_1}{d_2}\right)^2 \frac{dh}{u}$$

(2) 在瞬间液面 1-1' 与管口内侧截面 2-2' 间列伯努利方程, $o-o'$ 基准面。

$$z_1 + \frac{u_1^2}{2g} + \frac{p_1}{\rho g} = z_2 + \frac{u_2^2}{2g} + \frac{p_2}{\rho g} + H_f$$

$$\text{式中 } z_1=h \quad z_2=0 \quad u_1=0 \quad u_2=u \quad p_1=p_2 \quad H_f=20u^2/g$$

$$\text{上式简化为 } \Rightarrow h = 20.5u^2/g \quad \Rightarrow u = 0.692\sqrt{h}$$

$$d\theta = -\left(\frac{d_1}{d_2}\right)^2 \frac{dh}{0.692\sqrt{h}} = -\left(\frac{2}{0.032}\right)^2 \frac{dh}{0.692\sqrt{h}} = -5644.87 \frac{dh}{\sqrt{h}}$$

$$\int_0^\theta d\theta = -5644.87 \int_2^1 \frac{dh}{\sqrt{h}}$$

$$\theta = -5644.87 \times 2 \times \sqrt{h} \Big|_2^1 = 4673.9s = 1.298h$$

所以贮槽内液面下降 1m 需时间 1.298h

ssd2-14、套管换热器内管 $\phi 25 \times 2.5 \text{mm}$ ，外管 $\phi 57 \times 3.5 \text{mm}$ 的无缝钢管，液体以 5400kg/h 流量流过环隙，液体密度 1200kg/m^3 ，粘度 $2 \times 10^{-3} \text{Pa}\cdot\text{s}$ (2cP)。试判断液体在环隙中流动的流型。(Re= 1.28×10^4)

$$\text{解： } de = \frac{4 * (d_1^2 - d_2^2) \pi / 4}{\pi (d_1 + d_2)} = d_1 - d_2 = 50 - 25 = 25 \text{mm}$$

$$u = \frac{m}{\rho A} = \frac{5400 / 3600}{1200 * \frac{\pi}{4} (d_1^2 - d_2^2)} = 0.849 \text{m/s} \quad d_1 \text{ 外管内径, } d_2 \text{ 内管外径}$$

$$\text{Re} = \frac{d_e u \rho}{\mu} = \frac{25 * 10^{-3} * 0.849 * 1200}{2 * 10^{-3}} = 1.273 * 10^4 > 4000 \quad \text{湍流}$$

ssd2-18 水以 $10 \text{m}^3/\text{h}$ 的流量流过 100m 长的光滑导管，若管两端的静压头差为 10m 水柱，水呈强烈湍流， $\lambda=0.02$ ，试求导管的最小直径(42mm)

解 光滑管，强烈湍流

$$H_f = \lambda \frac{l}{d} \frac{u^2}{2g} \quad u = \frac{V}{0.785 d^2}$$

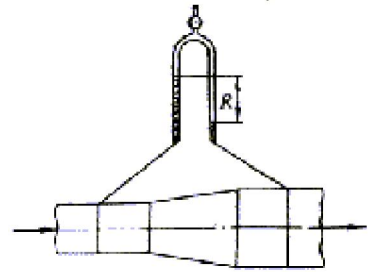
$$\text{等径管内： } \frac{\Delta p_f}{\rho g} = H_f = \lambda \frac{l}{d} \frac{V^2}{0.785^2 * d^4 2g} = \frac{\lambda l V^2}{2 * 0.785^2 d^5 g}$$

$$10 = \frac{0.02 * 100 * (10 / 3600)^2}{2 * 0.785^2 * d^5 * 9.81} \quad d = 41.8 \text{mm}$$

ssd2-19、某油品以滞流在管中流动，流量不变，问摩擦阻力变化，若
(1)管长增加一倍；(2)管径增大一倍；(3)油温提高使粘度为原来的 $1/2$ (密度变化不大)。(2,1/16,1/2)

$$\text{解： } H_f = \frac{64}{\text{Re}} \frac{l}{d} \frac{u^2}{2g} = \frac{64 \mu}{\rho} \frac{l}{d^2} \frac{u}{2g} = \frac{64 \mu}{\rho} \frac{l}{d^2} \frac{V}{0.785 * d^2 2g} = a \frac{\mu l V}{\rho d^4}$$

td1-15.如图实验装置,于异径水平管段两截面间连一倒置 U 管压差计,以测量两截面之间的压强差。当水的流量为 10800kg/h 时, U 管压差计读数 R 为 100mm 。粗、细管的直径分别为 $\phi 60 \times 3.5\text{mm}$ 与 $\phi 4 \times 3\text{mm}$ 。计算:(1) 1kg 水流经两截面间的能量损失;(2)与该能量损失相当的压强降为若干 Pa ?



习题1-12 附图

[答:(1) 4.41J/kg ; (2) $4.41 \times 10^3\text{Pa}$]

解:选细管测压处为 1-1' 截面,粗管测压处为 2-2' 截面,以管中心线所在平面为基准面,在两截面间列柏努利方程:

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

$$\text{整理得: } H_f g = \frac{p_1 - p_2}{\rho} + \frac{u_1^2 - u_2^2}{2} \quad (\text{a})$$

其中: $u_1 \cdot A_1 = u_2 \cdot A_2 = V$

$$u_1 = \frac{m}{\rho A_1} = \frac{10800/3600}{1000 \cdot 0.785 \cdot 0.036^2} = 2.95\text{m/s}$$

$$u_2 = \frac{m}{\rho A_2} = \frac{10800/3600}{1000 \cdot 0.785 \cdot 0.053^2} = 1.36\text{m/s}$$

$$\frac{p_1 - p_2}{\rho} = gR = 9.8 \cdot 0.1$$

(1) 将以上数据代入(a)式:

$$H_f g = \frac{p_1 - p_2}{\rho} + \frac{u_1^2 - u_2^2}{2} = 0.98 + \frac{2.95^2 - 1.36^2}{2} = 4.41\text{J/kg}$$

(2) 压强降表示

$$\Delta p_f = \rho g H_f = 1000 \cdot 4.41 = 4.41 \times 10^3\text{Pa}$$

td1-16. 密度为 850kg/m^3 、粘度为 $8 \times 10^{-3}\text{Pa}\cdot\text{s}$ 的液体在内径为 14mm 的钢管内流动,溶液的流速为 1m/s 。试计算:(1)雷诺准数,并指出属于何种流型;(2)局部速度等于平均速度处与管轴的距离;(3)该管路为水平管,若上游压强为 $147 \times 10^3\text{Pa}$,液体流经多长的管子其压强才下降到 $127.5 \times 10^3\text{Pa}$?

[答:(1) 1.49×10^3 ; (2) 4.95mm ; (3) 14.93m]

解：(1) $Re = \frac{du\rho}{u} = \frac{0.014 \cdot 1 \cdot 850}{8 \cdot 10^{-3}} = 1487.5 < 2000$ 层流

(2) 因层流，则

某层流速 $u_r = \frac{\Delta p}{4\mu l}(R^2 - r^2)$ 当 $r=0$ 时，最大 $u_{\max} = \frac{\Delta p}{4\mu l}R^2$ 。

即 $u_r = 0.5u_{\max} \quad \frac{\Delta p}{4\mu l}(R^2 - r^2) = \frac{1}{2} \frac{\Delta p}{4\mu l}R^2 \quad \Rightarrow R^2 - r^2 = \frac{1}{2}R^2$

$\Rightarrow r = 0.707R = 4.949\text{mm}$

(3) $\Delta p_f = \frac{64}{Re} \cdot \frac{l}{d} \cdot \frac{\rho u^2}{2}$ 代入数据

$(147 - 127.5) \cdot 10^3 = \frac{64}{1487.5} \cdot \frac{l}{0.014} \cdot \frac{850 \cdot 1^2}{2} \quad \Rightarrow l = 14.93\text{m}$

td1-17、流体通过圆管湍流流动时，管截面的速度分布经验公式：

$u_r = u_{\max} \left(1 - \frac{r}{R}\right)^{\frac{1}{7}}$ ，试求其平均速度 $\bar{u}$ 与最大速度 $u_{\max}$ 的比值。[0.82]

解：整个圆管截面的体积流量： $V = \int_0^R u_r 2\pi r dr$

通过整个管截面的流体的平均流速：

$\bar{u} = \frac{V}{\pi R^2} = \frac{1}{\pi R^2} \int_0^R u_r 2\pi r dr$ (层、湍均适用)，

将 u_r 代入： $\bar{u} = \frac{2}{R^2} \int_0^R u_{\max} \left(1 - \frac{r}{R}\right)^{\frac{1}{7}} r dr = u_{\max} \frac{2}{R^2} \int_0^R \left(1 - \frac{r}{R}\right)^{\frac{1}{7}} r dr$

令 $1 - \frac{r}{R} = a$ 则 $r = (1 - a)R \quad dr = d(1 - a)R = -Rda$ ，

$r = 0$ 时，下限为 $a = 1 \quad r = R$ 时，上限为 $a = 0$

代入上式：

$\bar{u} = \frac{2}{R^2} \int_1^0 u_{\max} a^{\frac{1}{7}} (1 - a)R (-R) da = 2u_{\max} \int_1^0 a^{\frac{1}{7}} (a - 1) da$

$= 2u_{\max} \int_1^0 \left(a^{\frac{8}{7}} - a^{\frac{1}{7}}\right) da$

$\int a^m da = \frac{a^{m+1}}{m+1} + C$

$= 2u_{\max} \left\{ \frac{7}{15} a^{\frac{15}{7}} \Big|_1^0 - \frac{7}{8} a^{\frac{8}{7}} \Big|_1^0 \right\} = 2u_{\max} \left(-\frac{7}{15} + \frac{7}{8} \right)$

$= 0.817u_{\max}$

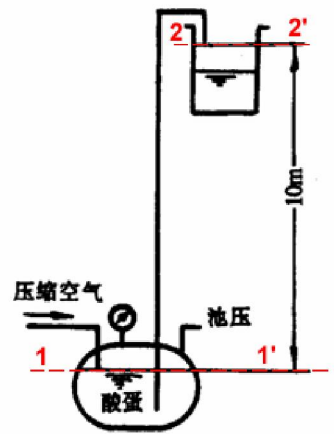
ssd2-15 计算水流过 $\phi 24 \times 1.5$ 光滑钢管时,因摩擦引起的压头损耗(以 Pa 和 m 水柱表示)。管长 10m, 管壁粗糙度 $e=0.01\text{mm}$, 流速 1.5m/s , 水温 20°C 。(1.4m)

$$\text{解: } Re = \frac{du\rho}{\mu} = \frac{21 \times 10^{-3} \times 1.5 \times 998}{1.005 \times 10^{-3}} = 3.128 \times 10^4 \quad \varepsilon = \frac{e}{d} = 4.76 \times 10^{-4}$$

$$\text{查表 } \lambda = 0.025 \quad \text{或 } \lambda = 0.3164 \times Re^{-0.25} = 0.0238$$

$$H_f = \lambda \frac{l}{d} \frac{u^2}{2g} = 0.025 \times \frac{10}{21 \times 10^{-3}} \frac{1.5^2}{2 \times 9.8} = 1.37 \text{ mH}_2\text{O 柱或 } 1.3 \text{ mH}_2\text{O 柱}$$

ssd2-16 用压缩空气将储槽中的浓硫酸送至高位槽, 高位槽有闸阀连通大气。酸流量为 $0.002\text{m}^3/\text{s}$, 高位槽液面至储槽液面间垂直距离为 10m, 连接管道为 $\Phi 38 \times 2$, 无缝钢管, 长 20m, 管壁粗糙度为 0.05mm , 管路中管件产生的局部阻力的当量长度为 20m, 浓硫酸 $\rho = 1840\text{kg/m}^3$, 粘度 $2.5 \times 10^{-2}\text{Pa}\cdot\text{s}$, 温度 20°C , 试求压缩空气的压力(表压)(390kPa)



解: 如图, 取储槽液面为截面 1-1', 高位槽液面为截面 2-2', 以截面 1-1' 为基准水平面。两截面间列方程式:

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

式中: $Z_1=0\text{m}$ $Z_2=10\text{m}$; $p_2=0$ (表压); $u_1=u_2 \approx 0$,

$$\text{简化为: } \frac{p_1}{\rho g} = 10 + H_f \quad p_1 = \rho g(10 + H_f)$$

系统的压头损失 H_{f0} 直管 20m, 管件当量长度 20m、进口 $\zeta_1=0.5$ 出口 $\zeta_2=1$

$$H_f = \left(\lambda \frac{l_1 + l_{e1}}{d} + 1.5 \right) \frac{u^2}{2g}$$

$$d = 38 - 2 \times 2 = 34\text{mm} = 0.034\text{m}$$

$$u = \frac{V}{0.785d^2} = \frac{0.002}{0.785 \times 0.034^2} = 2.204\text{ m/s}$$

$$Re = \frac{du\rho}{\mu} = \frac{0.034 \times 2.204 \times 1840}{2.5 \times 10^{-2}} = 5515$$

取钢管的绝对粗糙度 0.05mm , 则 $\frac{e}{d} = \frac{0.05}{34} = 1.47 \times 10^{-3}$, 查 Re 与摩擦系数图表, 可得 $\lambda=0.039$

$$\text{所以 } H_f = (0.039 \times \frac{40}{0.034} + 1.5) \frac{2.204^2}{2g} = 11.73 \text{ m 液柱}$$

$$\text{所以 } p_1 = \rho g(10 + H_f) = 1840 * 9.81 * 21.73 = 392.24 \text{ kPa}$$

ssd2-20、流体流动时, 若管径和管长都不变, 而流体的流量增加一倍(摩擦阻力系数可以认为不变, 流动为湍流), 问阻力增加的倍数。

若 λ 是变化的(可按 $\lambda=0.3164\text{Re}^{-0.25}$ 考虑), 则阻力增加多少倍?

若为滞流, 则阻力增加的倍数为多少? (3, 2.36, 1)

$$\text{解: } H_f = \lambda \frac{l}{d} \frac{u^2}{2g} \quad u = \frac{V}{0.785d^2} \quad \text{Re} = \frac{du\rho}{\mu}$$

$$(1) H_f = a.V^2 \quad V \text{ 增加一倍, 由 } H_f \text{ 增加 3 倍}$$

$$(2) H_f = au^{-0.25}u^2 = k.V^{1.75} \quad V \text{ 增加 1 倍, } H_f \text{ 增加 2.36 倍}$$

$$(3) H_f = au = k.V \quad V \text{ 增加 1 倍, } H_f \text{ 增加 1 倍}$$

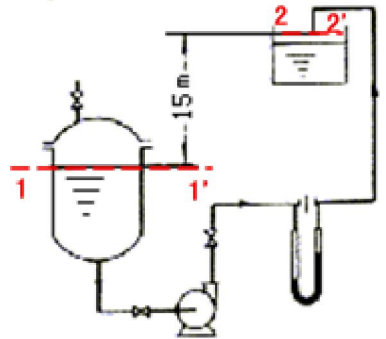
td1-18. 一定量的液体在圆形直管内作滞流流动, 若管长和液体物性不变, 而管径减小至原来的 $1/2$, 问因阻力产生的能量损失为原来的倍数

解: 层流

$$h_f = gH_f = \frac{64}{\text{Re}} \cdot \frac{l}{d} \cdot \frac{u^2}{2} = \frac{64\mu}{du\rho} \cdot \frac{l}{d} \cdot \frac{u^2}{2} = k \cdot \frac{u}{d^2} = k' \cdot \frac{V}{d^4}$$

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

td1-20. 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强。管道为 $\phi 76 \times 4 \text{ mm}$ 的钢管, 总长为 50 m , 管线上有两个全开的闸阀、一个孔板流量计($\zeta=4$)、五个标准弯头。反应器内液面与管路出口的距离为 15 m 。若泵的效率为 0.7 , 求泵的轴功率。



溶液 $\rho = 1073 \text{ kg/m}^3$, $\mu = 6.3 \times 10^{-4} \text{ Pa}\cdot\text{s}$ 。管壁绝对粗糙度 ε 为 0.3 mm 。[答: 1.63 kW]

解: 如图, 取反应器液面为 1-1' 截面。管路出口内侧为 2-2' 截面, 以 1-1' 截面为基准面, 在两截面间列柏努利方程:

$$Z_1 + \frac{u_1^2}{2g} + \frac{p_1}{\rho g} + H_e = Z_2 + \frac{u_2^2}{2g} + \frac{p_2}{\rho g} + H_f \quad (\text{a})$$

其中 $Z_1 = 0 \text{ m}$ $Z_2 = 15 \text{ m}$; $p_1 = -26.7 \times 10^3 \text{ Pa}$ (负压), $p_2 = 0$ (表压); 反应器液面与管道相比, 较大, $u_1 = 0$

$$\text{简化: } H_e = 15 + \frac{u_2^2}{2g} + H_f - \frac{p_1}{\rho g} \quad (\text{b})$$

求管路压头损失 H_f

直管 50 m , 全开的闸阀(0.46 m)、标准弯头(2.2 m)、孔板流量计($\zeta_1 = 4$)、反应器流出管的阻力系数 $\zeta_2 = 0.5$

$$H_f = \left(\lambda \frac{l + 2le_1 + 5le_2}{d_b} + \zeta_1 + \zeta_2 \right) \frac{u_2^2}{2g}$$

$$u_2 = \frac{m}{\rho A} = \frac{20000 / 3600}{1073 \times 0.785 \times 0.068^2} = 1.426 \text{ m/s}$$

$$\text{Re} = \frac{du\rho}{\mu} = \frac{0.068 \times 1.426 \times 1073}{6.3 \times 10^{-4}} = 1.652 \times 10^5$$

取钢管的绝对粗糙度 $\varepsilon=0.3\text{mm}$ ，则 $\frac{\varepsilon}{d} = \frac{0.3}{68} = 0.0044$ ，查 Re 与摩擦系数

图表，可得 $\lambda=0.029$

$$H_f = (0.029 * \frac{50 + 2 * 0.46 + 5 * 2.2}{0.068} + 4 + 0.5) \frac{1.426^2}{2g} = 3.203m \text{ 液柱}$$

将以上代入(b)

$$H_e = 15 + \frac{u_2^2}{2g} + H_f - \frac{p_1}{\rho g}$$

$$H_e = 15 + \frac{1.426^2}{2 * 9.81} + 3.203 + \frac{26.7 * 10^3}{1073 * 9.81} = 20.84m$$

所以，泵的有效功率为

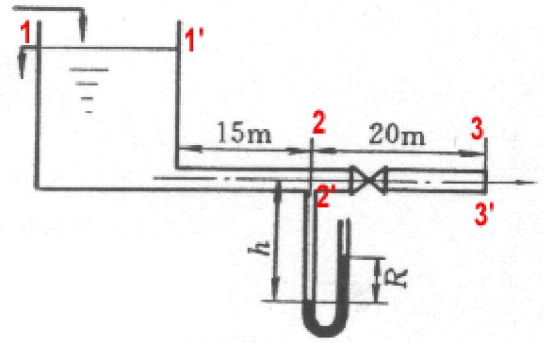
$$N_e = mgH_e = \frac{2 * 10^4}{3600} * 9.81 * 20.84 = 1135.8w$$

$$\text{泵的轴功率为 } N = \frac{N_e}{\eta} = 1.1358 / 0.7 = 1.623kw$$

td1-22、如图，贮槽内水位恒定。槽的底部与内径为 100mm 的钢质放水管相连，管路安装有一个闸阀。距管入口端 15m 处装有以汞为指示液的 U 管压差计，其一臂与管道相连，另一端连通大气，压差计连接管充满了水，测压点与管路出口端之间的直管长 20m，U 管汞面上有一小段水柱，计算时可忽略。

(1) 当闸阀关闭时，测得 $R=600\text{mm}$ ， $h=1500\text{mm}$ ，当闸阀部分开启时，测得 $R=400\text{mm}$ ， $h=1400\text{mm}$ ，摩擦系数 λ 取为 0.025，管路入口处的局部阻力系数取为 0.5，试求每小时从管中流出若干立方米的水。 $(88.5\text{m}^3/\text{h})$

(2) 当闸阀全开时，U 管压差计测压处的静压强为若干 Pa(表)。闸阀全开时 $l_e/d=15$ ，摩擦系数仍取 0.025 $(3.30 \times 10^4 \text{Pa 表压})$



解：如图，以出水管中心线为基准面，水槽液面为 1-1' 截面，测压口处为 2-2' 截面，出水管口内侧为 3-3' 截面，水槽液面距基准面距离为 Z_1 ；

(1) 闸阀全关闭时：

$$\rho_1 g z_1 + \rho_1 g h = \rho_{Hg} g R$$

$$Z_1 = \frac{\rho_{Hg} R}{\rho_1} - h = 13.6 * 0.6 - 1.5 = 6.66\text{m}$$

(2) 闸阀部分开启时，以 1-1 与 2-2 为研究范围：

$$Z_1 + \frac{u_1^2}{2g} + \frac{p_1}{\rho g} = Z_2 + \frac{u_2^2}{2g} + \frac{p_2}{\rho g} + H_{f12}$$

式中： $Z_1=6.66\text{m}$ ； $Z_2=0\text{m}$ ；水槽液面与大气相通， $p_1=0$ ；水槽的液面恒定， $u_1=0$ ；

测压口处压头： $p_2 + \rho_1 g h = \rho_{Hg} g R$

$$\frac{p_2}{\rho_1 g} = \frac{\rho_{Hg} g R}{\rho_1 g} - h = 13.6 * 0.4 - 1.4 = 4.04\text{m}$$

$$H_{f2} = \lambda \frac{l}{d} \frac{u^2}{2g} + \xi \frac{u^2}{2g} = (0.025 \frac{15}{0.1} + 0.5) \frac{u^2}{2g} = 4.25 \frac{u^2}{2g}$$

**

将以上数据代入： $Z_1 = \frac{u_2^2}{2g} + \frac{p_2}{\rho g} + H_{f12}$

$$6.66 = \frac{u_2^2}{2g} + 4.04 + 4.25 \frac{u_2^2}{2g} = 4.04 + 5.25 \frac{u_2^2}{2g}$$

$$\text{è } u_2 = 3.129 \text{ m/s}$$

$$\text{流量 } V = 0.785 d^2 * u = 0.785 * 0.01^2 * 3.129 = 0.0246 \text{ m}^3 \text{ s}^{-1} = 88.43 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$$

(3) 闸阀全开时，以 1-1 与 3-3(出水管内侧)为研究范围：

$$Z_1 + \frac{u_1^2}{2g} + \frac{p_1}{\rho g} = Z_3 + \frac{u_3^2}{2g} + \frac{p_3}{\rho g} + H_{f13}$$

$$\text{è } Z_1 = \frac{u_3^2}{2g} + H_{f13}$$

$$H_{f13} = \lambda \left(\frac{l}{d} + 15 \right) \frac{u_3^2}{2g} + \xi \frac{u_3^2}{2g} = [0.025 \left(\frac{35}{0.1} + 15 \right) + 0.5] \frac{u_3^2}{2g} = 9.625 \frac{u_3^2}{2g} \quad **$$

$$Z_1 = \frac{u_3^2}{2g} + 9.625 \frac{u_3^2}{2g} = 10.625 \frac{u_3^2}{2g} \quad \text{è } \frac{u_3^2}{2g} = \frac{6.66}{10.625} = 0.627 \text{ m}$$

$$u_3 = 3.51 \text{ m/s}$$

以 2-2 与 3-3 为研究范围：两边均用表压强

$$Z_2 + \frac{u_2^2}{2g} + \frac{p_2}{\rho g} = Z_3 + \frac{u_3^2}{2g} + \frac{p_3}{\rho g} + H_{f23} \quad \text{è } \frac{p_2}{\rho g} = H_{f23}$$

测压口处压头：

$$H_{f23} = \lambda \left(\frac{l}{d} + 15 \right) \frac{u^2}{2g} = 0.025 \left(\frac{20}{0.1} + 15 \right) \frac{u^2}{2g} = 5.375 \frac{u^2}{2g}$$

$$\frac{p_2}{\rho g} = 5.375 \frac{u^2}{2g} = 5.375 * 0.627$$

$$p_2 = 5.375 * 0.627 * 1000 * 9.81 = 3.306 * 10^4 \text{ Pa} \quad (\text{表})$$

td1-23、10°C的水以 500L/min 的流量流过一根长为 300m 的水平管，管壁的绝对粗糙度为 0.05mm，有 6m 的压头可供克服流动的摩擦阻力，试求管径的最小尺寸 (90.4mm)

$$\text{解: } H_f = \lambda \frac{l}{d} \frac{u^2}{2g} = \lambda \frac{l}{d} \frac{1}{2g} \left(\frac{V}{0.785d^2} \right)^2 \quad 6 = \lambda \frac{300}{d} \frac{1}{2g} \frac{(0.5/60)^2}{0.785^2 d^4}$$

$\lambda = 3482d^5$ (先假设 $d_1 \rightarrow \lambda_1$, $d_1 \rightarrow u_1 \rightarrow Re_1 \rightarrow \lambda_1$ 查图(或编程) $\rightarrow \lambda_2$ 比较 λ_1 与 λ_2) $2.872 \times 10^{-4} \lambda = d^5$

$$\text{经验公式: 全范围 dlp47} \quad \lambda = 8 \left[\left(\frac{8}{Re} \right)^{12} + \frac{1}{(A+B)^{3/2}} \right]^{1/12}$$

$$A = \left[2.457 \ln \frac{1}{\left(\frac{7}{Re} \right)^{0.9} + \frac{0.27\epsilon}{d}} \right]^{16} \quad B = \left(\frac{37530}{Re} \right)^{16}$$

编程求得 $d=90.32\text{mm}$

d0, u, Re, lamda1

$d = 90.3200000000015 \text{ mm}$ $u=1.30131141492163 \text{ m/s}$

$Re=89851.7906718856$ $\lambda=2.09291359405216E-02$

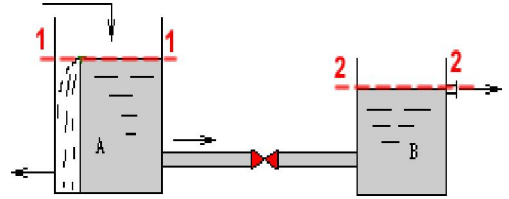
$$(1) \frac{1}{\sqrt{\lambda}} = 2 \lg \frac{d}{\epsilon} + 1.14 - 2 \lg \left(1 + 9.35 \frac{d/\epsilon}{Re \sqrt{\lambda}} \right) \quad \text{适用 } \frac{d/\epsilon}{Re \sqrt{\lambda}} < 0.005$$

$$(2) \frac{1}{\sqrt{\lambda}} = 2 \lg \frac{d}{\epsilon} + 1.14 \quad \text{适用 } \frac{d/\epsilon}{Re \sqrt{\lambda}} > 0.005$$

$$Re = \frac{du\rho}{\mu} = \frac{d\rho}{\mu} \frac{V}{0.785d^2} = \frac{\rho V}{\mu 0.785d} = \frac{999.7 * 0.5 / 60}{130.77 * 10^{-5} d}$$

$$Re = 6370.6 / d$$

td1-24、某油品的密度为 800kg/m^3 ，粘度为 41cP ，如图由 A 槽送至 B 槽，A 槽液面比 B 槽液面高 1.5m ，输送管径 $\phi 89 \times 3.5$ ，长 50m (包括阀门的当量长度)，进、出口损失可忽略。试求(1)油的流量(m^3/h) (2)若调节阀门的开度，使油的流量减少 20% ，此时阀门的当量长度增加多少？ [(1) $23\text{m}^3/\text{h}$ (2) 12.5m] ($1\text{Pa}\cdot\text{s}=1000\text{cP}$)



解：(1)以 A 槽液面为 1-1' 截面，B 槽液面为 2-2'；2-2 为基准面 O-O'，列出 Bernoulli

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

其中， $Z_1=1.5\text{m}$ $u_1=u_2=0\text{m/s}$ 两端用表压 $p_1=p_2$ ，则

$$Z_1 = H_f = \lambda \frac{l}{d} \frac{u^2}{2g} \quad 1.5 = \lambda \frac{50}{0.082} \frac{u^2}{2g} \quad u = 0.22 \sqrt{\frac{1}{\lambda}} \quad 0.0483 = \lambda \cdot u^2$$

$$\lambda=0.03 \quad \text{时} \quad u=1.2684 \text{ m/s} \quad \text{Re}=2029.5$$

$$\lambda=0.047 \quad \text{时} \quad u=1.012 \text{ m/s} \quad \text{Re}=1619$$

$$\lambda=0.0395 \quad \text{时} \quad u=1.105 \text{ m/s} \quad \text{Re}=1768$$

$$\lambda=0.0332 \quad \text{时} \quad u=1.206 \text{ m/s} \quad \text{Re}=1929 \quad V=22.92 \text{ m}^3/\text{h}$$

(2) 流量减小 20% 时， $u_1 = u \cdot 80\% = 1.206 \cdot 0.8 = 0.965 \text{ m/s}$

$$\text{Re} = (du\rho)/\mu = (0.082 \times 0.965 \times 800 / 0.041) = 1544$$

$$\lambda = 64 / \text{Re} = 0.04145$$

$$1.5 = \lambda \frac{l}{0.082} \frac{u^2}{2g} \quad l = 62.52 \text{ m}$$

阀门的当量长度应增加 12.52m

传热

ssd1、(a)方型窑炉的炉壁由两层砖砌成，内层为 240mm 耐火砖 ($\lambda_1=0.9\text{W}\cdot\text{m}^{-1}\cdot\text{K}^{-1}$)，外层为 240mm 红砖($\lambda_2=0.6\text{W}\cdot\text{m}^{-1}\cdot\text{K}^{-1}$)，炉膛内壁面温度为 700°C ，外壁面温度为 60°C ，试求单位面积(m^2)的散热速率及两层砖交界面的温度。(b)若两层砖之间填塞 100mm 硅藻土($\lambda=0.09\text{W}\cdot\text{m}^{-1}\cdot\text{K}^{-1}$)，则散热速率如何？

(960, 444, $360\text{W}\cdot\text{m}^{-2}$)

$$\text{解：(1)} \quad q = \frac{t_1 - t_3}{\frac{b_1}{\lambda_1} + \frac{b_2}{\lambda_2}} = \frac{700 - 60}{\frac{0.24}{0.9} + \frac{0.24}{0.6}} = 960 \text{ W/m}^2$$

$$q = \frac{t_2 - t_3}{\frac{b_2}{\lambda_2}} = \frac{t_2 - 60}{\frac{0.24}{0.6}} = 960 \text{ W/m}^2 \quad \Rightarrow t_2 = 444^\circ\text{C}$$

$$(2) \quad q = \frac{t_1 - t_4}{\frac{b_1}{\lambda_1} + \frac{b_2}{\lambda_2} + \frac{b_3}{\lambda_3}} = \frac{700 - 60}{\frac{0.24}{0.9} + \frac{0.1}{0.09} + \frac{0.24}{0.6}} = 360 \text{ W/m}^2$$

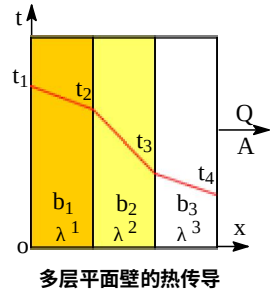
ssd3、炉壁由三层砖紧密砌成。内层为耐火砖， $\lambda_1=1.0\text{W}\cdot\text{m}^{-1}\cdot\text{K}^{-1}$ ，厚度为 240mm；中层为隔热砖， $\lambda_2=0.15\text{W}\cdot\text{m}^{-1}\cdot\text{K}^{-1}$ ；外层为普通砖， $\lambda_3=0.9\text{W}\cdot\text{m}^{-1}\cdot\text{K}^{-1}$ ，厚度为 240mm。内壁面为 700°C 。要求普通砖外壁面不超过 60°C ，普通砖内壁面不超过 150°C 。求隔热砖层厚度。(210mm)

解：(1)根据普通砖求 t_2

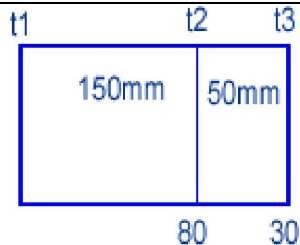
$$q = \frac{t_1 - t_2}{\frac{b_1}{\lambda_1}} = \frac{t_3 - t_4}{\frac{b_3}{\lambda_3}} \quad \frac{700 - t_2}{\frac{240}{1.0}} = \frac{150 - 60}{\frac{240}{0.9}} \quad \Rightarrow t_2 = 619^\circ\text{C}$$

(2)据中层与外层求 b_2

$$q = \frac{t_2 - t_3}{\frac{b_2}{\lambda_2}} = \frac{t_3 - t_4}{\frac{b_3}{\lambda_3}} \quad \frac{619 - 150}{\frac{b_2}{0.15}} = \frac{150 - 60}{\frac{240}{0.9}} \quad \Rightarrow b_2 = 208.44 \text{ mm}$$



ssd4、设备的平面壁外加一厚度为 200mm 的均匀保温材料层。保温层外表面温度为 30℃。为测量设备壁面温度，从保温层外表面插入一温度计，测温点深入保温层 50mm，读得温度为 80℃。试求设备壁面与保温材料交界面的温度。(230℃)



解： $b_1=150\text{mm}$ $b_2=50\text{mm}$ $t_2=80^\circ\text{C}$ $t_3=30^\circ\text{C}$

$$Q = \frac{t_1 - t_2}{\frac{b_1}{A\lambda}} = \frac{t_2 - t_3}{\frac{b_2}{A\lambda}} \quad \frac{t_1 - 80}{150} = \frac{80 - 30}{50} \quad \Rightarrow t_1 = 230^\circ\text{C}$$

ssd5、 $\Phi 48 \times 3\text{mm}$ 的钢管 ($\lambda=45\text{W}\cdot\text{m}^{-1}\cdot\text{K}^{-1}$)，先包上 20mm 石棉 ($\lambda=0.15\text{W}\cdot\text{m}^{-1}\cdot\text{K}^{-1}$)，再包以 20mm 软木 ($\lambda=0.05\text{W}\cdot\text{m}^{-1}\cdot\text{K}^{-1}$)，管内壁温度 120℃，外壁温度 30℃，试求每米管长的散热速率以及各界面间的温度。

若只包石棉 40mm，则结果如何？(49.0, 88.5)

解：(1) $d_1=42\text{mm}$, $d_2=48\text{mm}$, $d_3=88\text{mm}$, $d_4=128\text{mm}$

$\lambda_1=45\text{W}\cdot\text{m}^{-1}\cdot\text{K}^{-1}$ $\lambda_2=0.15\text{W}\cdot\text{m}^{-1}\cdot\text{K}^{-1}$ $\lambda_3=0.05\text{W}\cdot\text{m}^{-1}\cdot\text{K}^{-1}$ $L=1\text{m}$

$$Q = \frac{2\pi L(t_1 - t_4)}{\frac{1}{\lambda_1} \ln \frac{d_2}{d_1} + \frac{1}{\lambda_2} \ln \frac{d_3}{d_2} + \frac{1}{\lambda_3} \ln \frac{d_4}{d_3}} = \frac{2\pi L(120 - 30)}{\frac{1}{45} \ln \frac{48}{42} + \frac{1}{0.15} \ln \frac{88}{48} + \frac{1}{0.05} \ln \frac{128}{88}} = 49.01\text{W}$$

$$\frac{2\pi L(t_1 - t_2)}{\frac{1}{\lambda_1} \ln \frac{d_2}{d_1}} = \frac{2\pi L(120 - t_2)}{\frac{1}{45} \ln \frac{48}{42}} = 49.01 \quad \Rightarrow t_2 = 119.98^\circ\text{C}$$

$$\frac{2\pi L(t_3 - t_4)}{\frac{1}{\lambda_3} \ln \frac{d_4}{d_3}} = \frac{2\pi L(t_3 - 30)}{\frac{1}{0.05} \ln \frac{128}{88}} = 49.01 \quad \Rightarrow t_3 = 88.45^\circ\text{C}$$

(2)若只包石棉 40mm，其它不变 $L=1\text{m}$

$d_1=42\text{mm}$, $d_2=48\text{mm}$, $d_3=128\text{mm}$ $\lambda_1=45\text{W}\cdot\text{m}^{-1}\cdot\text{K}^{-1}$ $\lambda_2=0.15\text{W}\cdot\text{m}^{-1}\cdot\text{K}^{-1}$

$$Q = \frac{2\pi L(t_1 - t_2)}{\frac{1}{\lambda_1} \ln \frac{d_2}{d_1} + \frac{1}{\lambda_2} \ln \frac{d_3}{d_2}} = \frac{2\pi L(120 - 30)}{\frac{1}{45} \ln \frac{48}{42} + \frac{1}{0.15} \ln \frac{128}{48}} = 86.44\text{W} > Q_1$$

$$\frac{2\pi L(t_1 - t_2)}{\frac{1}{\lambda_1} \ln \frac{d_2}{d_1}} = \frac{2\pi L(120 - t_2)}{\frac{1}{45} \ln \frac{48}{42}} = 86.44 \quad \Rightarrow t_2 = 119.96^\circ\text{C}$$

ssd6、用 $\phi 48 \times 3 \text{ mm}$ 的钢管输送 304 kPa (3 绝对大气压) 的饱和水蒸气, 外界空气为 20°C , 试求不隔热与包上 30 mm 石棉时每米管长的热损失速率 (空气的传热膜系数可设为 $15 \text{ W} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{K}^{-1}$), 水蒸气传热的热阻可忽略。
(258, 108 W/m)

ssd7 $\phi 60 \times 2 \text{mm}$ 的水蒸气管外包 30mm 厚的石棉层 ($\lambda = 0.15 \text{W} \cdot \text{m}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$) 隔热。饱和水蒸气温度为 150°C ，室温 20°C 。若石棉层的厚度增大一倍，求散失于周围的热损失为原来的百分数。水蒸气一侧和管壁热阻可忽略。空气一侧的传热膜系数取 $10 \text{W} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{K}^{-1}$ 。(79%)

解：(1) $r_1 = 28 \text{mm}$, $r_2 = 30 \text{mm}$, $r_3 = 60 \text{mm}$

$$Q = \frac{2\pi L \Delta t_m}{\frac{1}{r_1 \alpha_1} + \frac{1}{\lambda_1 \ln \frac{r_2}{r_1}} + \frac{1}{\lambda_2 \ln \frac{r_3}{r_2}} + \frac{1}{r_3 \alpha_2}} = \frac{2\pi L \Delta t_m}{\frac{1}{\lambda_2 \ln \frac{r_3}{r_2}} + \frac{1}{r_3 \alpha_2}}$$

$$\frac{Q_2}{Q_1} = \frac{\frac{1}{\lambda_2 \ln \frac{r_3}{r_2}} + \frac{1}{r_3 \alpha_2}}{\frac{1}{\lambda_2 \ln \frac{r'_3}{r_2}} + \frac{1}{r'_3 \alpha_2}} = \frac{\frac{1}{0.15 \ln \frac{60}{30}} + \frac{1}{0.06 \times 10}}{\frac{1}{0.15 \ln \frac{90}{30}} + \frac{1}{0.09 \times 10}} = 74.5\%$$

ssd9 炼油厂用热渣油来预热原油。渣油的初温为 300°C ；终温为 200°C 。原油的初温为 25°C ，终温为 175°C 。试分别求出并流和逆流换热时的平均传热温差。(104, 149°C)

解： $T_1 = 300^\circ\text{C}$, $T_2 = 200^\circ\text{C}$ $t_1 = 25^\circ\text{C}$ $t_2 = 175^\circ\text{C}$

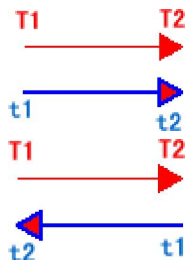
并流传热时： $\Delta t_1 = 300 - 25 = 275$

$$\Delta t_2 = 200 - 175 = 25 \quad \Delta t_m = \frac{275 - 25}{\ln 275 / 25} = 104.26$$

逆流传热时： $\Delta t_1 = 300 - 175 = 125$ $\Delta t_2 = 200 - 25 = 175$

$$\Delta t_m = \frac{175 - 125}{\ln 175 / 125} = 148.6$$

可见，并流传热温差小于逆流传热温差



ssd15 在一列管式热交换器中，某冷盐溶液与热盐溶液逆流换热。热液体走管内，流速为 0.5m/s ，列管直径为 $\phi 25 \times 2.5 \text{mm}$ ，管总数 38 根，管长 4m (两个管长 2m 的换热器串联)。冷热盐溶液的物理性质均为： $\rho = 1200 \text{kg/m}^3$ ，比定压热容 $3 \text{kJ}/(\text{K} \cdot \text{kg})$ 。热流体从 90°C 冷却到 60°C ，冷流体从 20°C 加热到 40°C 。试求该列管换热器中的平均传热系数和冷流体的流量。(1330 $\text{W} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{K}^{-1}$)

解：热流体质量流量

$$(1) Q = C_{ph} m_h (90 - 60) = K_m S_m \Delta t_m$$

$$m_h = uA\rho = 0.5 * \frac{\pi}{4} * (20 * 10^{-3})^2 * 1200 = 0.1884 \text{ kg/s} \quad 7.16 \text{ kg/s}$$

$$Q = C_{ph} m_h (90 - 60) = 3 * 10^3 * 0.1884 * 30 = 16956 \text{ W} \quad 6.44 \times 10^5 \text{ W}$$

$$\Delta t_m = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}} = \frac{50 - 40}{\ln 50/40} = 44.81^\circ\text{C} \quad \text{或} \quad \Delta t_m = \frac{50 + 40}{2} = 45^\circ\text{C}$$

$$d_m = \frac{25 - 20}{\ln 25/20} = 22.41 \text{ mm} \quad \text{或} \quad d_m = \frac{25 + 20}{2} = 22.5 \text{ mm}$$

$$S_m = \pi d_m L = 3.14 * 22.5 * 10^{-3} * 4 = 0.2826 \text{ m}^2 \quad 10.74 \text{ m}^2$$

$$S_m = \pi d_m L = 3.14 * 22.41 * 10^{-3} * 4 = 0.2815 \text{ m}^2 \quad 10.70 \text{ m}^2$$

$$\text{è } K_m = \frac{Q}{S_m \Delta t_m} = \frac{16956}{0.2826 * 45} = 1333.3 \text{ W} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{K}^{-1} \quad 1344.7 \text{ W} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{K}^{-1}$$

$$(2) Q = C_{pc} m_c (40 - 20) \quad \text{è } mc = 0.2826 \text{ kg/s} \times 38 = 10.74 \text{ kg/s}$$

ssd17 用常压塔底重油预热原油，重油的初始温度为 350℃，最终温度为 220℃，原油的初始温度为 100℃，最终温度为 180℃，试比较并流和逆流传热时的必要传热面积之比 (设传热系数 K 不变)。(1.27)

$$\text{解：} T_1=350^\circ\text{C} \quad T_2=220^\circ\text{C} \quad t_1=100^\circ\text{C} \quad t_2=180^\circ\text{C}$$

$$\text{并流时：} \Delta t_1=350-100=250 \quad \Delta t_2=220-180=40$$

$$\Delta t_m = \frac{250 - 40}{\ln 250/40} = 114.59^\circ\text{C}$$

$$\text{逆流时：} \Delta t_1=350-180=170 \quad \Delta t_2=220-100=120$$

$$\Delta t_m = \frac{170 - 120}{\ln 170/120} = 143.55^\circ\text{C}$$

若两者换热条件相同，则 K 相同，且 $Q_{\text{并}} = Q_{\text{逆}}$

$$\text{则 } Q = KA_{\text{并}} \Delta t_{\text{并}} = KA_{\text{逆}} \Delta t_{\text{逆}} \quad \text{得}$$

$$\frac{A_{\text{并}}}{A_{\text{逆}}} = \frac{\Delta t_{\text{逆}}}{\Delta t_{\text{并}}} = \frac{143.55}{114.59} = 0.798 \quad \text{或} \quad 1.25 \text{ 倍}$$

相同条件下，逆流所需的传热面积比并流小，设备的尺寸可减小。

ssd22、在半小时内将 1.0t 盐水溶液(平均比定压热容为 $2.5\text{kJ}\cdot\text{K}^{-1}\cdot\text{kg}^{-1}$ ，从 20°C 加热到 60°C 。用常压饱和水蒸气加热。加热用的管子为 $\phi 48 \times 3.5\text{mm}$ 钢管 ($\lambda = 49\text{W}/(\text{m}\cdot\text{K})$)。水蒸气在管内，盐水在管外。盐水的给热系数 $800\text{W}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{K}^{-1}$ ，水蒸气给热系数 $10000\text{W}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{K}^{-1}$ 。则加热管必要的管长和水蒸气最低耗用量。(管壁热阻可忽略，管径可用外径计算)。(8.6)

解：(1) 设加热管长为 L ，据圆管壁热交换器计算：

$$Q = \frac{2\pi L \Delta t_m}{\frac{1}{r_1 \cdot \alpha_1} + \frac{1}{\lambda} \ln \frac{r_2}{r_1} + \frac{1}{r_2 \cdot \alpha_2}}$$

其中： $\alpha_1 = 10000\text{W}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{K}^{-1}$ ， $\alpha_2 = 800\text{W}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{K}^{-1}$

$$r_1 = \frac{48 - 3.5 \times 2}{2} = 20.5\text{mm} \quad r_2 = \frac{48}{2} = 24\text{mm}$$

热交换过程为稳态变温过程：

$$\Delta t_m = \frac{(T_{\text{进}} - t_{\text{出}}) - (T_{\text{出}} - t_{\text{进}})}{\ln \frac{T_{\text{进}} - t_{\text{出}}}{T_{\text{出}} - t_{\text{进}}}} = \frac{(100 - 20) - (100 - 60)}{\ln \frac{100 - 20}{100 - 60}} = 57.71\text{K}$$

$$Q = c_p m \Delta t = 2.5 \times 10^3 \times \frac{1 \times 10^3}{0.5 \times 3600} \times (60 - 20) = 5.56 \times 10^4 \text{J}\cdot\text{s}^{-1}$$

$$\text{将数据代入：} L = \frac{Q \left(\frac{1}{r_1 \cdot \alpha_1} + \frac{1}{r_2 \cdot \alpha_2} \right)}{2\pi \cdot \Delta t_m}$$

$$= \frac{5.56 \times 10^4 \left(\frac{1}{205} + \frac{1}{24 \times 0.8} \right)}{2 \times 3.14 \times 57.71} = 8.74\text{m}$$

$$(2) \text{水蒸气用量 } m = \frac{5.56 \times 10^4 \text{kJ}\cdot\text{s}^{-1}}{2256.9\text{kJ}\cdot\text{kg}^{-1}} = 88.69\text{kg}\cdot\text{h}^{-1}$$

例(bdp90)若要在管内将 0.5t/h 盐水溶液(比热容 $2.1\text{kJ}/(\text{kg}\cdot\text{K})$)从 293K 加热到 333K ，用常压蒸汽加热，加热管 $\Phi 38 \times 2.5$ 的钢管($\lambda = 49\text{W}/(\text{m}\cdot\text{K})$)，盐水的给热系数为 $1000\text{W}/(\text{m}^2\cdot\text{K})$ ，蒸汽的给热系数为 $60000\text{W}/(\text{m}^2\cdot\text{K})$ ，则加热管必要的长度应为多少？

解：设加热管长为 L ，据圆管壁热交换器计算：

$$Q = \frac{2\pi L \Delta t_m}{\frac{1}{r_1 \cdot \alpha_1} + \frac{1}{\lambda} \ln \frac{r_2}{r_1} + \frac{1}{r_2 \cdot \alpha_2}}$$

其中： $\alpha_1 = 1000 \text{ Wm}^{-2} \text{ K}^{-1}$ ， $\alpha_2 = 60000 \text{ Wm}^{-2} \text{ K}^{-1}$

$$r_1 = \frac{38 - 2.5 \times 2}{2} = 16.5 \text{ mm} \quad r_2 = \frac{38}{2} = 19 \text{ mm}$$

热交换过程为稳态变温过程：

$$\Delta t_m = \frac{(T_{\text{进}} - t_{\text{出}}) - (T_{\text{出}} - t_{\text{进}})}{\ln \frac{T_{\text{进}} - t_{\text{出}}}{T_{\text{出}} - t_{\text{进}}}} = \frac{(100 - 20) - (100 - 60)}{\ln \frac{100 - 20}{100 - 60}} = 57.71 \text{ K}$$

$$Q = c_p m \Delta t = 2.1 \times 10^3 \times \frac{0.5 \times 10^3}{3600} \times (60 - 20) = 1.167 \times 10^4 \text{ J.s}^{-1}$$

将数据代入：

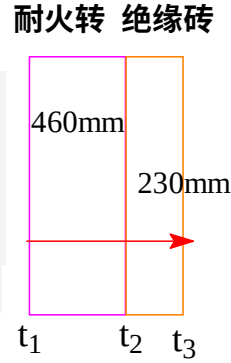
$$L = \frac{Q \left(\frac{1}{r_1 \cdot \alpha_1} + \frac{1}{\lambda} \ln \frac{r_2}{r_1} + \frac{1}{r_2 \cdot \alpha_2} \right)}{2\pi \cdot \Delta t_m}$$

$$= \frac{1.167 \times 10^4 \left(\frac{1}{16.5} + \frac{1}{49} \ln \frac{19}{16.5} + \frac{1}{19 \times 60} \right)}{2 \times 3.14 \times 57.71} = 2.07 \text{ m}$$

P124 页、在某一已定尺寸的套管换热器中，热流体与冷流体并流换热。热流体进口温度 120℃，出口温度 70℃，冷流体进口温度 20℃，出口温度 60℃。若换热器及有关条件(流体进入温度及流量等)不变，将并流改为逆流，试求冷热流体排出温度。可设传热系数、物料的比热容及设备的热损失不变。

td4-2、燃烧炉的内层为 460 mm 的耐火砖,外层为 230 mm 的绝缘砖。若炉的内表面温度 $t_1=1400^{\circ}\text{C}$,外表面温度 $t_3=100^{\circ}\text{C}$ 。试求导热的热通量 q 及两砖界面间温度 t_2 。

设两层砖接触良好,已知耐火砖的 $\lambda_1=0.9+0.0007t$,绝缘砖的 $\lambda_2=0.3+0.0003t$,两式中 t 分别取各层材料的平均温度($^{\circ}\text{C}$), λ 单位 $\text{W}/(\text{m}\cdot^{\circ}\text{C})$ 。 [$q=1689\text{W}/\text{m}^2$, $t_2=949^{\circ}\text{C}$]



解: $q = \frac{t_1 - t_2}{b_1 / \lambda_{m1}} = \frac{t_2 - t_3}{b_2 / \lambda_{m2}}$

将 $\lambda_{m1}=0.9+0.0007(t_1+t_2)/2$ $\lambda_{m2}=0.3+0.0003(t_2+t_3)/2$ 代入

$$\frac{t_1 - t_2}{b_1 / \lambda_{m1}} = \frac{t_2 - t_3}{b_2 / \lambda_{m2}} = 2 \frac{\lambda_{m2}}{\lambda_{m1}} = 2 \frac{0.3 + 0.0003(t_2 + t_3) / 2}{0.9 + 0.0007(t_1 + t_2) / 2}$$

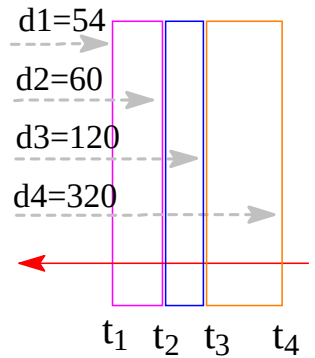
$$6.5 \times 10^{-4} t^2 + 1.5 t - 2009 = 0$$

计算得: $t_2=949.04^{\circ}\text{C}$ 将负值(-3256.73°C)舍去。

$$q = \frac{t_1 - t_2}{b_1 / \lambda_{m1}} = \frac{t_1 - t_2}{b_1 / [0.9 + 0.0007(t_1 + t_2) / 2]} = 1688.46 \text{ W}\cdot\text{m}^{-2}$$

td4-3、直径为 $\phi 60 \times 3 \text{ mm}$ 的钢管用 30 mm 厚的软木包扎,其外又用 100 mm 厚的保温灰包扎作为绝热层。测得钢管外壁面温度为 -110°C ,绝热层外表面温度 10°C 。已知软木和保温灰的导热系数分别为 0.043 和 $0.07\text{W}/(\text{m}^2\cdot^{\circ}\text{C})$,试求每米管长的冷量损失量。 [$Q/L=-25 \text{ W}/\text{m}$]

钢管软木 保温灰



解 $d_1=54\text{mm}$, $d_2=60\text{mm}$, $d_3=120\text{mm}$, $d_4=320\text{mm}$

$t_2=-110^{\circ}\text{C}$ $t_4=10^{\circ}\text{C}$

$$Q = \frac{2\pi L(t_1 - t_4)}{\frac{1}{\lambda_1} \ln \frac{d_2}{d_1} + \frac{1}{\lambda_2} \ln \frac{d_3}{d_2} + \frac{1}{\lambda_3} \ln \frac{d_4}{d_3}}$$

$$\frac{Q}{L} = \frac{2\pi(t_2 - t_4)}{\frac{1}{\lambda_2} \ln \frac{d_3}{d_2} + \frac{1}{\lambda_3} \ln \frac{d_4}{d_3}} = \frac{2 * 3.14 * (-110 - 10)}{\frac{1}{0.043} \ln \frac{120}{60} + \frac{1}{0.07} \ln \frac{320}{120}} = -25.02 \text{ W}/\text{m}$$

td4、蒸汽管外包扎有两层导热系数不同而厚度相同的绝热层，设外层的平均直径为内层的两倍。其导热系数也为内层的两倍。若将二层材料互换位置，假定其他条件不变，试问每米管长的热损失将改变多少？说明在本题情况下，哪一种材料包扎在内层较为适合？〔答： $q'=1.25q$ 〕

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

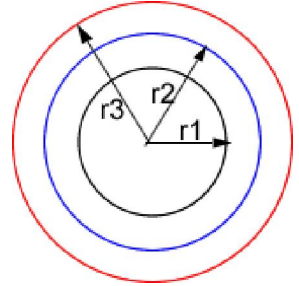
已知 $r_3 - r_2 = r_2 - r_1$

è $\frac{r_3 - r_2}{\ln \frac{r_3}{r_2}} = 2 \frac{r_2 - r_1}{\ln \frac{r_2}{r_1}}$ è $2 \ln \frac{r_3}{r_2} = \ln \frac{r_2}{r_1}$ $\lambda_2 = 2\lambda_1$

$$\left(\frac{Q}{L}\right)_1 = \frac{2\pi(t_1 - t_3)}{\frac{1}{\lambda_2} \ln \frac{r_2}{r_1} + \frac{1}{\lambda_1} \ln \frac{r_3}{r_2}} \quad \left(\frac{Q}{L}\right)_2 = \frac{2\pi(t_1 - t_3)}{\frac{1}{\lambda_1} \ln \frac{r_2}{r_1} + \frac{1}{\lambda_2} \ln \frac{r_3}{r_2}}$$

$$\frac{Q_1}{Q_2} = \frac{\frac{1}{\lambda_2} \ln \frac{r_2}{r_1} + \frac{1}{\lambda_1} \ln \frac{r_3}{r_2}}{\frac{1}{\lambda_1} \ln \frac{r_2}{r_1} + \frac{1}{\lambda_2} \ln \frac{r_3}{r_2}} = \frac{\frac{1}{2\lambda_1} 2 \ln \frac{r_3}{r_2} + \frac{1}{\lambda_1} \ln \frac{r_3}{r_2}}{\frac{1}{\lambda_1} 2 \ln \frac{r_3}{r_2} + \frac{1}{2\lambda_1} \ln \frac{r_3}{r_2}} = \frac{2}{2.5} = \frac{4}{5}$$

说明：将导热系数小的 λ_1 包扎在内侧时传热速率 Q 较小。



td5. 在外径为 140mm 的蒸汽管道外包扎一层厚度为 50mm 的保温层，以减少热损失。蒸汽管外壁温度为 180°C 。保温层材料的导热系数 λ 与温度 t 的关系为 $\lambda = 0.1 + 0.0002t$ (t 单位 $^\circ\text{C}$ ， λ 单位 $\text{W}/(\text{m}^\circ\text{C})$)。若要求每米管长热损失造成的蒸汽冷凝量控制在 $9.86 \times 10^{-5} (\text{kg}/(\text{m} \cdot \text{s}))$ ，求保温层外侧面温度。

〔答： $t_3 = 40^\circ\text{C}$ 〕

td6. 在管壳式换热器中用冷水冷却油。水在直径为 $\phi 19 \times 2 \text{mm}$ 的列管内流动。已知管内水侧对流传热系数为 $3490 \text{W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$ ，管外油侧对流传热系数为 $258 \text{W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$ 。换热器在使用一段时间后，管壁两侧均有污垢形成，水侧污垢热阻为 $0.00026 \text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}/\text{W}$ ，油侧污垢热阻为 $0.000176 \text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}/\text{W}$ 。管壁导热系数 λ 为 $45 \text{W}/(\text{m} \cdot ^\circ\text{C})$ 。试求：(1) 基于管外表面积的总传热系数；(2) 产生污垢后热阻增加的百分数。

〔答：(1) $K_0 = 208 \text{W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$ ；(2) 11.8%〕

td8、重油和原油在单程套管换热器中呈并流流动，两种油的初温分别为 243°C 和 128°C ；终温分别为 167°C 和 157°C 。若维持两种油的流量和初温不变，而将两流体改为逆流，试求此时流体的平均温度差及它们的终温。假设在两种流动情况下，流体的物性和总传热系数均不变化，换热器的热损失可以忽略。〔答： $\Delta t_m=49.7^{\circ}\text{C}$ 〕

解：

本题所采用算法一：

并流：

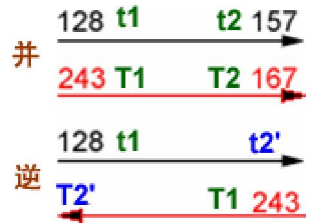
$$W_h C_{ph} (243 - 167) = W_c C_{pc} (157 - 128) = KA \Delta t_{m1} \quad (1)$$

$$\Rightarrow W_c C_{pc} = 2.62 W_h C_{ph}$$

$$\Delta t_{m1} = \frac{(243 - 128) - (167 - 157)}{\ln \frac{243 - 128}{167 - 157}} = 42.99^{\circ}\text{C}$$

$$\Rightarrow \frac{KA}{W_c C_{pc}} = \frac{157 - 128}{42.99} = 0.675$$

$$\frac{KA}{W_h C_{ph}} = \frac{243 - 167}{42.99} = 1.768$$



改成逆流：

$$W_h C_{ph} (T_1 - T_2') = W_c C_{pc} (t_2' - t_1) = KA \Delta t_{m2} \quad (2)$$

$$\Rightarrow W_h C_{ph} (243 - T_2') = 2.62 W_h C_{ph} (t_2' - 128)$$

$$\Rightarrow T_2' = 578.36 - 2.62 t_2' \quad (3)$$

据题意，逆流时 KA ， $W_c C_{pc}$ ， $W_h C_{ph}$ 与并流相同，则

$\frac{T_1 - T_2'}{\Delta t_{m2}} = \frac{KA}{W_h C_{ph}} = 1.768$	$\frac{t_2' - t_1}{\Delta t_{m2}} = \frac{KA}{W_c C_{pc}} = 0.675$
--	--

$$\text{两式相减得} \quad \frac{T_1 - T_2' - t_2' + t_1}{\Delta t_{m2}} = \frac{(T_1 - t_2') - (T_2' - t_1)}{\Delta t_{m2}} = 1.093$$

$$\Rightarrow \ln \frac{T_1 - t_2'}{T_2' - t_1} = \ln \frac{243 - t_2'}{T_2' - 128} = 1.093$$

$$\Rightarrow \frac{243 - t_2'}{T_2' - 128} = 2.983 \quad \text{与 } T_2' = 578.36 - 2.62 t_2' \text{ 联立}$$

$$\text{求得 } t_2' = 161.5^{\circ}\text{C} \quad T_2' = 155.3^{\circ}\text{C}$$

$$\Delta t_1 = 243 - t_2' = 81.5^{\circ}\text{C} \quad \Delta t_2 = T_2' - 128 = 27.3^{\circ}\text{C}$$

$$\Delta t_m = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}} = \frac{81.5 - 27.3}{\ln \frac{81.5}{27.3}} = 49.5^{\circ}\text{C}$$

算法二：**并流时**

$$W_h C_{ph} (T_1 - T_2) = W_c C_{pc} (t_2 - t_1) = KA \Delta t_{m1} \quad (1)$$

$$W_h C_{ph} (T_1 - T_2) = KA \frac{(T_1 - t_1) - (T_2 - t_2)}{\ln \frac{(T_1 - t_1)}{(T_2 - t_2)}}$$

$$\Rightarrow \ln \frac{(T_1 - t_1)}{(T_2 - t_2)} = \frac{KA}{W_h C_{ph}} \frac{(T_1 - t_1) - (T_2 - t_2)}{(T_1 - T_2)} = \frac{KA}{W_h C_{ph}} \left(1 + \frac{W_h C_{ph}}{W_c C_{pc}}\right) \quad (2)$$

逆流时

$$W_h C_{ph} (T_1 - T_2') = W_c C_{pc} (t_2' - t_1) = KA \Delta t_{m2}$$

$$W_h C_{ph} (T_1 - T_2') = KA \frac{(T_1 - t_2') - (T_2' - t_1)}{\ln \frac{(T_1 - t_2')}{(T_2' - t_1)}}$$

$$\Rightarrow \ln \frac{(T_1 - t_2')}{(T_2' - t_1)} = \frac{KA}{W_h C_{ph}} \frac{(T_1 - t_2') - (T_2' - t_1)}{(T_1 - T_2')} = \frac{KA}{W_h C_{ph}} \left(1 - \frac{W_h C_{ph}}{W_c C_{pc}}\right) \quad (3)$$

$$(2)(3) \text{联立, } \ln \frac{(T_1 - t_2')}{(T_2' - t_1)} = \ln \frac{(T_1 - t_1)}{(T_2 - t_2)} \frac{1 - \frac{W_h C_{ph}}{W_c C_{pc}}}{1 + \frac{W_h C_{ph}}{W_c C_{pc}}} = \ln \frac{(243 - 128)}{(167 - 157)} \frac{1 - \frac{29}{76}}{1 + \frac{29}{76}}$$

$$\ln \frac{(T_1 - t_2')}{(T_2' - t_1)} = 1.093$$

$$\Rightarrow \frac{243 - t_2'}{T_2' - 128} = 2.983 \quad \text{与 } T_2' = 578.36 - 2.62 t_2' \text{ 联立}$$

$$\text{求得 } t_2' = 161.5^\circ\text{C} \quad T_2' = 155.3^\circ\text{C}$$

$$\Delta t_1 = 243 - t_2' = 81.5^\circ\text{C}$$

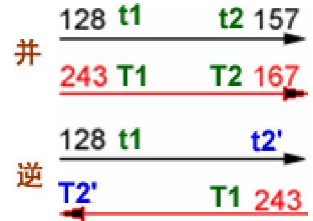
$$\Delta t_2 = T_2' - 128 = 27.3^\circ\text{C}$$

$$\Delta t_m = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}} = \frac{81.5 - 27.3}{\ln \frac{81.5}{27.3}} = 49.5^\circ\text{C}$$

算法三、**逆流时传热温差变化比较缓和，用算术平均值**

$$W_c C_{pc} (t_2 - 128) = KA \Delta t_{m2}$$

$$\Delta t_1 = 243 - t_2$$



$$\Delta t_2 = T_2 - 128 = 578.36 - 2.62t_2 - 128 = 450.36 - 2.62t_2$$

$$\Delta t_m = \frac{\Delta t_1 + \Delta t_2}{2} = \frac{243 - t_2 + 450.36 - 2.62t_2}{2} = 346.68 - 1.81t_2$$

$$\dot{W}_c C_{pc} (t_2 - 128) = KA(346.68 - 1.81t_2)$$

$$t_2 - 128 = 0.675(346.68 - 1.81t_2)$$

$$\dot{e} \quad t_2 = 162.9 \quad T_2 = 151.5 \quad \Delta t_m = \frac{80.1 + 23.5}{2} = 51.8$$

$$W_c C_{pc} (t_2 - 128) = KA \Delta t_{m2}$$

逆流时传热温差用对数平均值

$$\Delta t_1 = 243 - t_2$$

$$\Delta t_2 = T_2 - 128 = 578.36 - 2.62t_2 - 128 = 450.36 - 2.62t_2$$

$$\Delta t_{m2} = \frac{(243 - t_2) - (450.36 - 2.62t_2)}{\ln \frac{(243 - t_2)}{(450.36 - 2.62t_2)}} = \frac{1.62t_2 - 207.36}{\ln \frac{(243 - t_2)}{(450.36 - 2.62t_2)}} \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$t_2 - 128 = 0.675 \frac{1.62t_2 - 207.36}{\ln \frac{(243 - t_2)}{(450.36 - 2.62t_2)}}$$

$$\ln \frac{(243 - t_2)}{(450.36 - 2.62t_2)} = \frac{1.094t_2 - 139.97}{t_2 - 128} \quad \text{可用试算法求}$$

td9. 在下列各种管壳式换热器中，某种溶液在管内流动并由 20°C 加热到 50°C 。加热介质在壳方流动，其进、出口温度分别为 100°C 和 60°C ，试求下面各种情况下的平均温差。

(1) 壳方和管方均为单程的换热器。设两流体呈逆流流动。

(2) 壳方和管方分别为单程和四程的换热器。

(3) 壳方和管方分别为二程和四程的换热器。

〔答：(1) $\Delta t_m' = 44.8^\circ\text{C}$ ；(2) $\Delta t_m = 40.3^\circ\text{C}$ ；(3) $\Delta t_m = 43.9^\circ\text{C}$ 〕

td7、在并流换热器中，用水冷却油。水的进、出口温度分别为 15°C 和 40°C，油的进、出口温度分别为 150°C 和 100°C。现因生产任务要求油的出口温度降至 80°C，假设油和水的流量、进口温度及物性(C_p, α, K)均不变，若原换热器的管长为 1m，试求此换热器的管长增至若干米才能满足要求。设换热器的热损失可忽略。〔答：L=1.85m〕

解：

$$Q_1 = W_h C_{ph} (150 - 100) = W_c C_{pc} (40 - 15) \quad ①$$

$$W_h C_{ph} (150 - 100) = KA_1 \Delta t_{m1} \quad ②$$

$$Q_2 = W_h C_{ph} (150 - 80) = W_c C_{pc} (t - 15) \quad ③$$

$$W_h C_{ph} (150 - 80) = KA_2 \Delta t_{m2} \quad ④$$

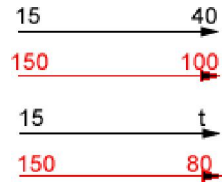
$$①/③ \text{ 得 } \frac{150 - 100}{150 - 80} = \frac{40 - 15}{t - 15} \text{ 得 } t = 50^\circ\text{C}$$

$$\Delta t_{m1} = \frac{(150 - 15) - (100 - 40)}{\ln \frac{150 - 15}{100 - 40}} = 92.49^\circ\text{C}$$

$$\Delta t_{m2} = \frac{(150 - 15) - (80 - 50)}{\ln \frac{150 - 15}{80 - 50}} = 69.81^\circ\text{C}$$

$$②/④ \text{ 得 } \frac{150 - 100}{150 - 80} = \frac{A_1 \Delta t_{m1}}{A_2 \Delta t_{m2}} = \frac{\pi d L_1 \Delta t_{m1}}{\pi d L_2 \Delta t_{m2}}$$

$$\text{解得：} L_2 = 1.85\text{m}$$



10. 在逆流换热器中，用初温为 20°C 的水将 1.25kg/s 的液体(比热容为 1.9kJ/(kg·°C)、密度为 850kg/m³)，由 80°C 冷却到 30°C。换热器的列管直径为 $\phi 25 \times 2.5\text{mm}$ ，水走管方。水侧和液体侧的对流热系数分别为 0.85kW/(m²·°C) 和 1.70kW/(m²·°C)，管壁及污垢热阻可忽略。若水的出口温度不能高于 50°C，试求换热器的传热面积。[13.9m²]

$$\text{解：} Q = W_h C_{ph} (80 - 30) = K_2 A_2 \Delta t_m$$

基于外面积的总传热系数：

$$\frac{1}{K_2} = \frac{d_2}{\alpha_1 d_1} + \frac{1}{\alpha_2} = \frac{25}{0.85 \times 1000 \times 20} + \frac{1}{1.7 \times 1000} = 2.059 \times 10^{-3}$$

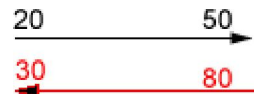
$$\text{得 } K_2 = 485.7 \text{ W/(m}^2 \cdot ^\circ\text{C)}$$

$$\Delta t_m = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}} = \frac{30 - 10}{\ln \frac{30}{10}} = 18.2^\circ\text{C}$$

$$\text{代入数据 } Q = W_h C_{ph} (80 - 30) = K_2 A_2 \Delta t_m$$

$$1.25 \times 1900 \times 50 = 485.7 \times 18.2 A_2$$

$$\text{得 } A_2 = 13.43\text{m}^2$$



$$\frac{1}{K_2} = \frac{d_2}{\alpha_1 d_1} + \frac{b d_2}{\lambda d_m} + \frac{1}{\alpha_2}$$

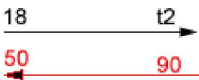
td14. 90°C的正丁醇在逆流换热器中被冷却到 50°C。换热器的传热面积为 6m²时，总传热系数为 230W/(m².°C)。若正丁醇的流量为 1930 kg/h,冷却介质为 18°C的水，试求:(1) 冷却水的出口温度;(2)冷却水的消耗量，以 m³/h 表示。 [t₂=29.490，V=4.82m³/h]

解：正丁醇 20°C时 C_{ph}=2.33kJ/(kg.°C) 70°C时 2.635 kJ/(kg.°C) 75°C时 2.68kJ/(kg.°C)

C_{ph}=2.9kJ/(kg.°C)

Q = W_hC_{ph} (90 - 50) = KAΔt_m

K=230W/(m².°C), A=6m²

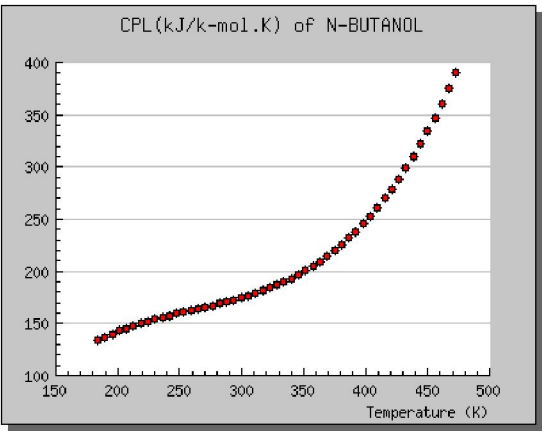


è Δt_m = $\frac{W_h C_{ph} (90 - 50)}{KA} = \frac{1930 / 3600 * 2635 * 40}{230 * 6} = 40.95\text{ }^{\circ}\text{C}$

Δt_m = $\frac{(90 - t_2) - (50 - 18)}{\ln \frac{90 - t_2}{50 - 18}} = 40.95$ 45.06//28.7 è t₂=39

W_hC_{ph}(90 - 50) = W_cC_{pc}(t₂ - 18) è W_c

C_p=-235.2942+4.022362*B3+(-0.01430311)*B3^2+(0.00001817041)*B3^3
kJ.kmol⁻¹K⁻¹



正丁醇的等压热容

Equation Name	Polynomial Equation	
Equation	C _p = A + B*T + C*T^2 + D*T^3 where T in K and C _p in kJ/kg-mol.K	
Coefficient A	-235.2942	
Coefficient B	4.022362	
Coefficient C	-1.430311E-02	
Coefficient D	1.817041E-05	
Coefficient E		
Coefficient F		
Coefficient G		
T range , from	183.85	K
T range , to	473.15	K

td15. 在一逆流套管换热器中, 冷、热流体进行热交换。两流体的进、出口温度分别为 $t_1=20^\circ\text{C}$, $t_2=85^\circ\text{C}$, $T_1=100^\circ\text{C}$, $T_2=70^\circ\text{C}$ 。当冷流体的流量增加一倍时, 试求两流体的出口温度和传热量的变化情况。假设两种情况下总传热系数可视为相同, 换热器热损失可忽略。

解:

$$W_h C_{ph} (100 - 70) = W_c C_{pc} (85 - 20) = KA \Delta t_{m1}$$

$$\Delta t_{m1} = \frac{(70 - 20) - (100 - 85)}{\ln \frac{50}{15}} = 29.07^\circ\text{C}$$

$$W_h C_{ph} = 2.167 W_c C_{pc}$$

$$\text{è } \frac{KA}{W_c C_{pc}} = \frac{85 - 20}{29.07} = 2.236 \quad \frac{KA}{W_h C_{ph}} = \frac{100 - 70}{29.07} = 1.032$$

冷流体流量加倍:

$$W_h C_{ph} (100 - T_2') = 2 W_c C_{pc} (t_2' - 20) = KA \Delta t_{m2}$$

$$\text{è } 2.167 W_c C_{pc} (100 - T_2') = 2 W_c C_{pc} (t_2' - 20)$$

$$\text{è } 2.167 T_2' + 2 t_2' = 256.7 \quad (1)$$

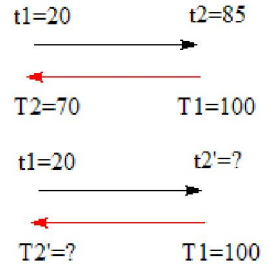
$$\frac{T_1 - T_2'}{\Delta t_{m2}} = \frac{KA}{W_h C_{ph}} = 1.032 \quad \frac{t_2' - t_1}{\Delta t_{m2}} = \frac{KA}{2 W_c C_{pc}} = 1.118$$

$$\frac{T_1 - T_2' - t_2' + t_1}{\Delta t_{m2}} = \frac{(T_1 - t_2') - (T_2' - t_1)}{\Delta t_{m2}} = \ln \frac{(T_1 - t_2')}{(T_2' - t_1)} = 1.032 - 1.118 = -0.086$$

$$\text{è } \frac{(T_1 - t_2')}{(T_2' - t_1)} = 0.918 \quad (2)$$

$$(1)(2) \text{联立, } T_2' = 60.5 \quad t_2' = 62.8$$

$$\frac{Q'}{Q} = \frac{W_h C_{ph} (100 - 60.5)}{W_h C_{ph} (100 - 70)} = 1.316$$



td11. 在一管壳式换热器中, 用冷水将常压下纯苯蒸气冷凝成饱和液体。苯蒸气的体积流量为 1650 耐/h, 常压下苯的沸点为 80.190, 汽化热为 394 kJ/kg, 冷却水的进口温度为 20°C, 流量为 36 000 kg/h, 水的平均比热容为 4.18 kJ/(吨·°C)。若总传热系数 K_o 为 450 W/(时·°C), 试求换热器传热面积 S_o 。假设换热器的热损失可忽略。〔答: S_o 二 20 时〕

td12. 在一传热面积为 50 耐的单程管壳式换热器中, 用水冷却某种溶液。两流体呈逆流流动。冷水的流量为 33 000 kg/h, 温度由 2090 升至 3890。溶液的温度由 11090 降至 60°C。若换热器清洗后, 在两流体的流量和进口温度不变的情况下, 冷水出口温度增到 45°C。试估算换热器清洗前传热面两侧的总污垢热阻。

假设: (1)两种情况下, 流体物性可视为不变, 水的平均比热容可取为 4.187 kJ/(吨·°C); (2)可按平壁处理, 两种工况下 a_i 和 a_o 分别相同; (3)忽略管壁热阻和热损失。〔答: $MR_o = 1.925 \times 10^{-3} \text{ m}^2 \cdot \text{IC/W}$ 〕

td13. 在一单程管壳式换热器中, 用饱和蒸汽加热原料油。温度为 160°C 的饱和蒸汽在壳程冷凝(排出时为饱和液体), 原料油在管程流动, 并由 2090 加热到 10690。管壳式换热器尺寸为: 列管直径 $\phi 19 \sim \phi 25$ 、管长 4m, 共有 25 根管子。若换热器的传热量为 125 kW, 蒸汽冷凝传热系数为 7 000 W/(时·°C), 油侧污垢热阻可取为 0.0005 时·°C/W, 管壁热阻和蒸汽侧垢层热阻可忽略, 试求管内油侧对流传热系数。

又若油的流速增加一倍, 此时若换热器的总传热系数为原来总传热系数的 1.75 倍, 试求油的出口温度。假设油的物性不变。〔答: t_2 二 360 W/(甘·°C), t_2 二 10090〕

吸收

2、30°C时往水中通入 101.3kPa 的纯 CO₂，测得 CO₂ 在水中的平衡溶解度为 28.6mol/m³，水和水溶液的密度均可近似地取 1000kg/m³。求该体系的亨利系数 E 和相平衡系数 m。(文献为 188MPa)。(197MPa,1945)

解：平衡时 1m³ 溶液中有 28.6molCO₂，则

$$x_A^* = \frac{28.6}{28.6 + 1000 * 10^3 / 18} = 5.145 * 10^{-4}$$

$$E = \frac{p_A}{x_A^*} = \frac{101.3 * 10^3}{5.145 * 10^{-4}} = 196.88 \text{ MPa}$$

$$m = \frac{E}{p^0} = \frac{196.88 * 10^3 \text{ kPa}}{101.3 \text{ kPa}} = 1943.5$$

或：已知 CO₂ 的平衡摩尔浓度 C_A* = 28.6mol.m⁻³，可理解为 CO₂ 溶解于水，溶液上方为纯的 CO₂，总压(=分压)101.3kPa

$$p_A = \frac{C_A^*}{H} \Rightarrow H = \frac{C_A^*}{p_A} = \frac{28.6}{101.3} = 0.2823 \text{ mol.m}^{-3} \cdot \text{kPa}^{-1}$$

$$E = \frac{\rho}{M_0} \frac{1}{H} = \frac{1000 \text{ kg.m}^{-3}}{18 * 10^{-3} \text{ kg.mol}^{-1} * 0.2823 \text{ mol.m}^{-3} \cdot \text{kPa}^{-1}} = 196.8 \text{ MPa}$$

$$m = \frac{E}{p^0} = \frac{196.8 * 10^3 \text{ kPa}}{101.3 \text{ kPa}} = 1943$$

3、石灰窑气中含 CO₂ 为 y(CO₂)=0.43，其余为惰气。在常压下通入 30°C 的清水中。物系的亨利系数值为 188MPa，求溶液中 CO₂ 最大含量(质量分数)。(0.00057)

$$\text{解：} P^* = Ex = P^* = Py \Rightarrow x = \frac{Py}{E} = \frac{101.3 \text{ kPa} * 0.43}{188 * 10^3 \text{ kPa}} = 2.317 * 10^{-4}$$

$$\Rightarrow W = \frac{x * 44}{x * 44 + (1 - x) * 18} \Rightarrow W = 5.67 * 10^{-4}$$

4、氨-空气混合气中含氨 y=0.03，在压力 202.6kPa 的填料塔中用水连续逆流吸收。气液平衡关系为：p*=267x。求吸收所得溶液的最大浓度(质量分数)。(0.022)

$$\text{解：} p_A^* = Ex_A = p^0 y_A \Rightarrow x_A = \frac{p^0 y_A}{E} = \frac{202.6 \text{ kPa} * 0.03}{267 \text{ kPa}} = 0.02276$$

$$W_A = \frac{x_A * 17}{x_A * 17 + (1 - x_A) * 18} \Rightarrow W_A = 0.0215 = 2.15\%$$

6、氨 空气混合气中含氨为 $y=0.12$ ，在常压和 25°C 下用水吸收，过程中不断移走热量以使吸收在等温下进行，进气量为 1000m^3 ，出口气中含氨为 0.01 ，试求被吸收的氨量(kg)和出口气体体积(m^3)。

(77kg, 890m^3)

7、环氧乙烷溶于水，当其在液相中为摩尔分数 $x_A=0.05$ 以下时，服从亨利定律。当 10°C 时，溶液中含环氧乙烷 $x_A=0.03$ ，气相中环氧乙烷的平衡分压为 16.5kPa ，试求该体系的不同表达式中的 E , H , m 值(设吸收液密度等于水的密度，常压 101.3kPa)。($5.5 \times 10^5\text{kPa}$, 1.0×10^{-4} , 5.4)

$$\text{解： } p_A^* = E x_A \quad \Rightarrow \quad E = \frac{p_A^*}{x_A} = \frac{16.5\text{kPa}}{0.03} = 550\text{kPa}$$

$$H = \frac{\rho_0}{M_0} \frac{1}{E} = \frac{1000\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}}{18\text{kg}\cdot\text{kmol}^{-1}} \frac{1}{550 \times 10^{-3}} = 1.01 \times 10^{-4} \text{ kmol}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{Pa}^{-1}$$

$$m = \frac{E}{p^0} = \frac{550}{101.3} = 5.43$$

8、用水吸收含环氧乙烷的气体。气体中含环氧乙烷 $y_A=0.008$ ，吸收在 101.3kPa 和 10°C 条件下进行。 10°C 时环氧乙烷的 $E=550\text{ kPa}$ ，在此条件下 1m^3 水最多能吸收多少环氧乙烷(kg) (3.6kg) (M=44kg/kmol)

$$\text{解： } p_A^* = E x_A \quad p_A^* = p^0 y_A$$

$$\Rightarrow x_A = \frac{p^0 y_A}{E} = \frac{101.3\text{kPa} \times 0.008}{550\text{kPa}} = 1.473 \times 10^{-3}$$

可直接求 kg/m^3 水

$$\Rightarrow X_A = \frac{x_A}{1 - x_A} = \frac{1.473 \times 10^{-3}}{1 - 1.473 \times 10^{-3}} = 1.475 \times 10^{-3} \frac{\text{kmol乙烷}}{\text{kmol水}}$$

$$\Rightarrow \frac{1000\text{kg}\cdot\text{m}^{-3} \times 1\text{m}^3}{18\text{kg}\cdot\text{kmol}^{-1}} \times 1.475 \times 10^{-3} \times 44\text{kg}\cdot\text{kmol}^{-1} = 3.61\text{kg}$$

21、含乙炔 $y_A=0.20$ 的乙炔-空气混合气，在 25°C 和 101.3kPa 下与乙炔水溶液相接触，溶液浓度为 $0.3\text{g(乙炔)}/1000\text{g(水)}$ ，相平衡 $p_A=0.135\times 10^6 x_A$ (kpa)，求传质方向和传质推动力 ΔY_A 。

解：气相中：乙炔分压： $p_A = p_{\text{总}} y_A = 101.3 \times 0.2 = 20.26 \text{ kPa}$

溶液中：水的实际摩尔分数： $x_A = \frac{0.3/26}{0.3/26 + 1000/18} = 2.08 \times 10^{-4}$

与 p_A 平衡的溶液中乙炔的摩尔分数： $p_A = E x_A^*$

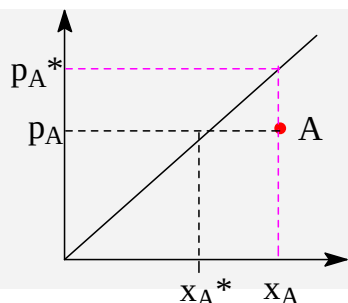
$$x_A^* = \frac{p_{\text{总}} y_A}{0.135 \times 10^6} = \frac{20.26 \text{ kPa}}{0.135 \times 10^6 \text{ kPa}} = 1.5 \times 10^{-4}$$

与 x_A 平衡的气相分压： $p_A^* = E x_A = 0.135 \times 10^6 \times x_A = 28.08 \text{ kPa}$

①与 p_A 对应的溶液的平衡浓度 $x_A^* < x_A$

②与 x_A 对应的平衡气相分压 $p_A < p_A^*$

均说明：吸收质由 $l \rightarrow g$ 相传质。



③ 传质推动力 $Y_A = \frac{y_A}{1-y_A} = \frac{0.2}{1-0.2} = 0.25$

$$Y_A^* = \frac{p_A^*/p}{1-p_A^*/p} = \frac{p_A^*}{p-p_A^*} = \frac{28.08}{101.3-28.08} = 0.384$$

$$\Delta Y_A = Y_A - Y_A^* = -0.134$$

18、连续逆流吸收塔中，用清水吸收焙烧硫铁矿所得炉气中的 SO_2 。炉气中含 $y(\text{SO}_2)=0.09$ ，每秒钟吸收 SO_2 的质量为 1kg ，吸收在 101.3kPa 压力下操作。吸收用的液气比为最小液气比的 120% ，吸收率为 99% ，操作温度下的气液平衡关系 $y^*=26.7X$ ，试求吸收用水量 (kg/s) 和吸收所得溶液的浓度(质量分数)。(100kg/s, 0.01)

解： $X_2 = 0$ $y_1 = 0.09 \rightarrow Y_1 = \frac{y_1}{1 - y_1} = \frac{0.09}{1 - 0.09} = 0.0989$

$$Y_2 = Y_1(1 - \eta) = 9.89 \times 10^{-4}$$

(1) 最小液气比：

$$\frac{L}{V} = 1.2 \left(\frac{L}{V} \right)_{\min} \quad \frac{Y_1 - Y_2}{X_1 - X_2} = 1.2 * \frac{Y_1 - Y_2}{X_1^* - X_2}$$

$$\rightarrow 1.2X_1 = X_1^* = \frac{y_1}{m}$$

$$1.2X_1 = X_1^* = \frac{Y_1}{m} \rightarrow X_1 = 3.087 \times 10^{-3}$$

$$\rightarrow X_1 = \frac{X_1^*}{1.2} = \frac{0.09/26.7}{1.2} = 2.81 \times 10^{-3} \frac{\text{mol}(\text{SO}_2)}{\text{mol}(\text{H}_2\text{O})}$$

$$\rightarrow x_1 = \frac{X_1}{1 + X_1} = 2.802 \times 10^{-3}$$

$$x_1 = 3.0775 \times 10^{-3}$$

$$w = \frac{x_1 * 64}{x_1 * 64 + (1 - x_1) * 18} = 0.989\%$$

$$w = 1.086\%$$

(2) 其中： SO_2 吸收量 $\frac{1000\text{g/s}}{64\text{g.mol}^{-1}} = 15.625\text{mol/s}$

则惰气的流量 $V = \frac{15.625}{99\% * y_1} * (1 - y_1) = \frac{158}{0.99} = 159.582\text{mol/s}$

$$\frac{L}{V} = \frac{Y_1 - Y_2}{X_1 - X_2} = \frac{0.0989 - 9.89 \times 10^{-4}}{2.81 \times 10^{-3}} = 34.84$$

$$31.72$$

所以 $L = 34.84 \times 159.582\text{mol.s}^{-1} = 5559.8\text{mol.s}^{-1}$
 $= 100.08\text{kg.s}^{-1}$

$$90.2\text{kg/s}$$

或 $V = \frac{15.625}{Y_1 - Y_2} = \frac{15.625}{Y_1 * 99\%} = 159.582\text{mol/s}$

或 $L = \frac{15.625\text{mol.s}^{-1}}{X_1} = 5560.5\text{mol/s} = 100.09\text{kg.s}^{-1}$



23 某服从亨利定律的低浓度气体用吸收剂吸收。吸收质溶解度系数 $H=0.0015 \text{ kmol}/(\text{m}^3 \cdot \text{Pa})$ 。气膜分吸收系数 $k_g=3.0 \times 10^{-10} \text{ kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{Pa})$ ，液膜分吸收系数 $k_l=5 \times 10^{-5} \text{ m/s}$ ，求气相吸收总系数 K_G ，并分析该气体为易溶、中等还是难溶气体。 (2.99×10^{-10})

$$\text{解: } \frac{1}{K_G} = \frac{1}{k_g} + \frac{1}{k_l H} = \frac{1}{3.0 \times 10^{-10}} + \frac{1}{5 \times 10^{-5} \times 0.0015}$$

$$K_G = 2.99 \times 10^{-10} \text{ kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{Pa})$$

可见与 k_g 接近， H 较大，为易溶气体。 气膜阻力占 99.67%

24、用清水在常压下吸收有机合成残气中的甲醇(可认为其他组分均为惰性组分)。处理气量为 1 m^3 (标准)/s。气体含甲醇 25 g/m^3 ，要求甲醇的吸收率为 90%，吸收剂用量为最小液气比的 130%，当时条件下的气液平衡关系： $Y=1.15X$ ，试计算吸收所需气相传质单元数。(6)

$$\text{解: } y_1 = \frac{25 \text{ g} / 32 \text{ g} \cdot \text{mol}^{-1}}{1 \text{ m}^3 / (22.4 \times 10^{-3} \text{ m}^3 \cdot \text{mol}^{-1})} = 1.75 \times 10^{-2}$$

$$Y_1 = \frac{y_1}{1 - y_1} = 0.0178 \quad Y_2 = Y_1(1 - 0.90) = 1.78 \times 10^{-3}$$

清水 $X_2 = 0$ 求 $X_1 = ?$

$$\frac{L}{V} = 1.3 \left(\frac{L}{V} \right)_{\min} \quad \frac{Y_1 - Y_2}{X_1 - X_2} = 1.3 * \frac{Y_1 - Y_2}{X_1^* - X_2} \quad \Rightarrow 1.3X_1 = \frac{Y_1}{m}$$

$$\Rightarrow X_1 = \frac{Y_1}{1.3m} = \frac{0.0178}{1.3 \times 1.15} = 1.19 \times 10^{-2}$$

$$\Rightarrow Y_1^* = mX_1 = 0.0137 \quad Y_2^* = mX_2 = 0$$

$$\Delta Y_1 = Y_1 - Y_1^* = 4.1 \times 10^{-3} \quad \Delta Y_2 = Y_2 - Y_2^* = 1.78 \times 10^{-3}$$

$$\Delta Y_m = \frac{\Delta Y_1 - \Delta Y_2}{\ln \frac{\Delta Y_1}{\Delta Y_2}} = \frac{4.1 \times 10^{-3} - 1.78 \times 10^{-3}}{\ln \frac{4.1}{1.78}} = 2.781 \times 10^{-3}$$

$$N_{OG} = \frac{Y_1 - Y_2}{\Delta Y_m} = \frac{0.0178 - 1.78 \times 10^{-3}}{2.781 \times 10^{-3}} = 5.76 \approx 6$$



26、 $\phi 800\text{mm}$ 的填料塔，在常压和 20°C 下用清水吸收氨-空气混合气中的氨。混合气中氨的分压为 1.5kPa ，惰气的质量流量为 0.4kg/s ，水用量为最小用量的 1.5 倍，吸收率为 98% ，平衡关系为 $Y=0.76X$ ，气相体积吸收系数 K_{Ya} 为 $0.10\text{kmol}/(\text{m}^3\cdot\text{s})$ ，空气的相对分子质量 29 。试求吸收塔的填料层高度(m)。(2.4m)

解：该体系服从亨利定律，用对数平均推动力法求 N_{OG}

(1) 据道尔顿分压定律：

$$Y_1 = \frac{y_1}{1-y_1} = \frac{p_{\text{NH}_3}/p}{1-p_{\text{NH}_3}/p} = \frac{1.5}{101.3-1.5} = 1.503 \times 10^{-2} \frac{\text{kmol(A)}}{\text{kmol(B)}}$$

$$Y_2 = Y_1(1-\eta) = 1.503 \times 10^{-2} \times (1-98\%) = 3.006 \times 10^{-4}$$

用清水吸收， $X_2 = 0$ ，则 $Y_2^* = mX_2 = 0$

$$(2) \text{求 } X_1 = ? \quad \left(\frac{L}{V}\right)_{\text{实际}} = 1.5 \left(\frac{L}{V}\right)_{\text{min}} = 1.5 * \frac{Y_1 - Y_2}{\frac{Y_1}{m} - X_2} = \frac{Y_1 - Y_2}{X_1 - X_2}$$

$$X_1 = \frac{Y_1}{1.5m} = \frac{1.503 \times 10^{-2}}{1.5 \times 0.76} = 0.0132$$

所以， $Y_1^* = mX_1 = 0.76 \times 1.32 \times 10^{-2} = 0.01$

(3) 求 N_{OG} ，用对数平均推动力法

$$\Delta Y_1 = Y_1 - Y_1^* = 1.503 \times 10^{-2} - 0.01 = 5.03 \times 10^{-3}$$

$$\Delta Y_2 = Y_2 - Y_2^* = 3.006 \times 10^{-4} - 0 = 3.006 \times 10^{-4}$$

$$\Delta Y_m = \frac{\Delta Y_1 - \Delta Y_2}{\ln \frac{\Delta Y_1}{\Delta Y_2}} = \frac{5.03 \times 10^{-3} - 3.006 \times 10^{-4}}{\ln \frac{50.3}{3.006}} = 1.67 \times 10^{-3}$$

$$\Delta N_{OG} = \frac{Y_1 - Y_2}{\Delta Y_m} = \frac{1.503 \times 10^{-2} - 3.006 \times 10^{-4}}{1.67 \times 10^{-3}} = 8.82$$

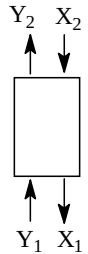
(4) 求 H_{OG}

$$\text{空气的摩尔流量 } V = \frac{400\text{g/s}}{29\text{g}\cdot\text{mol}^{-1}} = 13.79\text{mol}\cdot\text{s}^{-1}$$

$$\Omega = \frac{\pi}{4} d^2 \quad K_{Ya} = 100 \text{ mol}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{s}^{-1}$$

$$\text{所以 } H_{OG} = \frac{V}{K_{Ya} \Omega} = \frac{13.79}{100 \times \frac{\pi}{4} \times 0.8^2} = 0.274\text{m}$$

(5)、求 $H = H_{OG} \cdot N_{OG} = 0.274 \times 8.82 = 2.42\text{m}$



28. 直径为 800mm 的填料吸收塔, 内装有 6m 高的 $\phi 50 \times 50 \times 4.5\text{mm}$ 的乱堆瓷拉西环。每小时处理 2000m^3 的 25°C , 101.3kPa 的混合气。混合气含丙酮 $y_1(\text{丙酮}) = 0.05$, 以清水为吸收剂。塔顶出口气含丙酮为 $y_2(\text{丙酮}) = 0.0025$, 塔底出口液为 0.065kg/kg (水)。气液平衡关系为 $Y = 2.0X$, 设填料表面有 90% 被润湿, 试求气相吸收总系数 $K_Y(\text{kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \Delta Y))$ 。 (7.0×10^{-4})

31、石油气用三乙醇胺-水溶液洗涤, 以除去其中的 H_2S 。进气中含 $0.03\text{mol}(\text{H}_2\text{S})/\text{mol}(\text{惰气})$, 吸收率为 98%, 气液平衡关系 $Y = 2X$, 进入的吸收剂不含 H_2S , 出口时含 0.013mol/mol 。气相体积吸收总系数 K_{Ya} 可取为 $0.02\text{kmol}/(\text{m}^3 \cdot \text{s})$, 惰气的摩尔流速为 $0.012\text{kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$, 试求吸收塔的填料层高度。(9.8 m)

解: 已知该体系服从亨利定律, 可用对数平均浓度差法求 N_{OG} , 然后由已知求出 H_{OG} , 即可求出填料层的高度。

据题意, 找出已知条件

$$Y_1 = 0.03 \quad Y_2 = Y_1(1 - \eta) = 0.03 * 0.02 = 6 * 10^{-4}$$

$$X_2 = 0, \text{ 则 } Y_2^* = mX_2 = 0 \quad X_1 = 0.013$$

$$\text{所以, } Y_1^* = mX_1 = 2 * 0.013 = 0.026$$



求 N_{OG} , 用对数平均推动力法

$$\Delta Y_1 = Y_1 - Y_1^* = 0.03 - 0.026 = 4 \times 10^{-3}$$

$$\Delta Y_2 = Y_2 - Y_2^* = 6 \times 10^{-4}$$

$$\Delta Y_m = \frac{\Delta Y_1 - \Delta Y_2}{\ln \frac{\Delta Y_1}{\Delta Y_2}} = \frac{4 \times 10^{-3} - 6 \times 10^{-4}}{\ln \frac{40}{6}} = 1.792 \times 10^{-3}$$

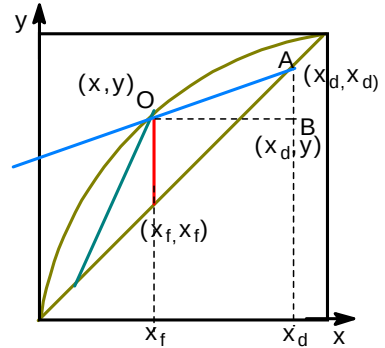
$$N_{OG} = \frac{Y_1 - Y_2}{\Delta Y_m} = \frac{0.03 - 6 \times 10^{-4}}{1.792 \times 10^{-3}} = 16.4$$

$$\text{求 } H_{OG} = \frac{V}{K_{Ya} \Omega} = \frac{0.012}{0.02} = 0.6\text{m}$$

$$\text{求 } H = H_{OG} \cdot N_{OG} = 0.6 * 16.4 = 9.84\text{m}$$

精馏

12: 某苯-甲苯溶液中, 苯 $x_f=0.4$, 用精馏方法分离, 要求塔顶产品含苯 $x_d=0.98$, 塔釜含苯 $x_w=0.02$, 回流比选用 $R=2R_{\min}$, 泡点液相进料, 苯-甲苯的相对挥发度为 $\alpha=2.45$, 求理论塔板数及苯的收率。(exe, exe)
[答案 13, 97%]



解: 平衡线: $y_n = \frac{\alpha x_n}{1 + (\alpha - 1)x_n} = \frac{2.45x_n}{1 + 1.45x_n}$

当 $x_f=0.4$ 时, $y_f=0.62$

$$R_{\min} = \frac{x_d - y_f}{y_f - x_f} = \frac{0.98 - 0.62}{0.62 - 0.4} = 1.64$$

$$\text{è } R=3.28$$

R 线: $y_{n+1} = \frac{R}{R+1}x_n + \frac{1}{R+1}x_d = \frac{3.28}{4.28}x_n + \frac{1}{4.28}x_d = 0.77x_n + 0.23$

加料线: 沸点液相进料, $q=1$, $x=x_f=0.4$

提馏线: $y_{m+1} = \frac{L'}{L'-W}x_m - \frac{W}{L'-W}x_w$, 须计算 L', W

$$F = D + W \quad \text{è } D = \frac{x_f - x_w}{x_d - x_w}F = \frac{0.4 - 0.02}{0.98 - 0.02} = 0.396F$$

$$W = F - D = F - 0.396F = 0.604F$$

因沸点液相进料, $L' = L + F = DR + F = 0.396F \cdot 3.28 + F = 2.30F$

$$\text{è } y_{m+1} = \frac{L'}{L'-W}x_m - \frac{W}{L'-W}x_w = \frac{2.30}{2.30 - 0.604}x_m - \frac{0.604}{2.30 - 0.604}x_w$$

$$y_{m+1} = 1.356x_m - 0.356$$

用逐板计算法计算, 从塔顶向下计算 13 块

简捷算法 $\frac{R - R_{\min}}{R + 1} = 0.38 \quad \text{à} \quad \frac{N_T - N_{\min}}{N_T + 1} = 0.35$

$$N_{\min} = \frac{\ln \frac{(x_A/x_B)_d}{(x_A/x_B)_w}}{\ln \alpha} - 1 = \frac{\ln \frac{(0.98/0.02)_d}{(0.02/0.98)_w}}{\ln 2.45} - 1 = 7.69 \approx 8$$

è $N_T=13$ (不包塔釜) 加料在第 8 块

(3)、求收率

$$\frac{Dx_d}{F.x_f} = \frac{0.396F * 0.98}{F * 0.4} = 97\%$$

15、正庚烷-乙苯混合液中 xf(正庚烷)= 0.40，在常压下连续精馏，要求塔顶产品中 xa(正庚烷)= 0.98，塔釜产品的二(乙苯)=0.99，泡点进料。正庚烷—乙苯的气液平衡关系，试求体系的平均相对挥发度(算术平均值)和最小

表 6-22 常压下正庚烷-乙苯的气液平衡

x(正庚烷)	0	0.05	0.10	0.20	0.30	0.40
y(正庚烷)	0	0.153	0.275	0.45	0.57	0.66
x(正庚烷)	0.50	0.60	0.70	0.80	0.90	1.0
y(正庚烷)	0.738	0.805	0.86	0.913	0.956	1.0

回流比。(2.87， 1.23)

解：
$$\alpha_1 = \frac{y_A / y_B}{x_A / x_B} = \frac{y_A / (1 - y_A)}{x_A / (1 - x_A)}$$

相对挥发度依次为：3.432 3.414 3.273 3.093 2.912 2.817 2.752
2.633 2.624 2.414

平均值为 $\alpha = \sqrt{3.432 * 2.414} = 2.878$

$$y_n = \frac{\alpha x_n}{1 + (\alpha - 1)x_n} = \frac{2.87x_n}{1 + 1.87x_n}$$

泡点液相进料， q=1， xf=0.4 è yf=0.657

$$R_{min} = \frac{x_d - y_f}{y_f - x_f} = \frac{0.98 - 0.657}{0.657 - 0.4} = 1.25$$

16、若 15 题的回流比为 2，求精馏的理论塔板数 (略)

17、稀乙醇水溶液中 xf(乙醇)=0.05，进行连续精馏，要求馏出液中 xd(乙醇)=0.86，馏残液中 xd (乙醇)<=0.002，常压下操作，泡点进料，操作回流比为最小回流比的 1.5 倍。试求回流比和乙醇的收率。

(注：求 R_{min} 时宜将 x=0.8~0.9 的范围作局部放大。)(3.35， 96.3%)

18、常压下苯-甲苯体系的平均相对挥发度为 2.45，进料液中 xf(苯)=0.40，塔顶馏出液中 xd=0.95，塔底馏残液中 xw(苯)=0.02，试估算全回流所需的理论塔板数和进料板所在位置。(7， 4)

解：(1)
$$N_{min} = \frac{\ln \frac{(x_A / x_B)_d}{(x_A / x_B)_w}}{\ln \alpha} - 1 = \frac{\ln \frac{(0.95/0.05)_d}{(0.02/0.98)_w}}{\ln 2.45} - 1 = 6.6 \approx 7 \text{ (不包塔釜)}$$

$$(2) \text{平衡线: } y_n = \frac{\alpha x_n}{1 + (\alpha - 1)x_n} = \frac{2.45x_n}{1 + 1.45x_n}$$

$$\text{操作线: } y_{n+1} = x_n \quad \text{è} \quad \left(\frac{x_A}{x_B} \right)_f = \left(\frac{x_A}{x_B} \right)_d \cdot \alpha^{-n}$$

$$N_{\min f} = \frac{\ln \frac{(x_A / x_B)_d}{(x_A / x_B)_f}}{\ln \alpha} = \frac{\ln \frac{(0.95 / 0.05)_d}{(0.4 / 0.6)_f}}{\ln 2.45} = 3.7 \approx 4$$

在第 4 块

20、正庚烷-甲苯体系的平均相对挥发度为 1.43，用连续精馏分馏其混合液。混合液中 x_f (正庚烷)=0.40，馏出液中 x_d (正庚烷)=0.98，馏残液中 x_w (正庚烷)=0.02，采用的回流比为 7.0，泡点液相，试估算精馏所需的理论塔板数。(40)

$$\text{解: 求 } R_{\min} \quad y_n = \frac{\alpha x_n}{1 + (\alpha - 1)x_n} = \frac{1.43x_n}{1 + 0.43x_n}$$

泡点液相进料, $q=1$ $x_f=0.4$ è $y_f=0.488$

$$\text{è } R_{\min} = \frac{x_d - y_f}{y_f - x_f} = \frac{0.98 - 0.488}{0.488 - 0.4} = 5.59$$

$$\frac{R - R_{\min}}{R + 1} = \frac{7 - 5.59}{7 + 1} = 0.46$$

$$N_{\min} = \frac{\ln \frac{(x_A / x_B)_d}{(x_A / x_B)_w}}{\ln \alpha} - 1 = \frac{\ln \frac{(0.98 / 0.02)_d}{(0.02 / 0.98)_w}}{\ln 1.43} - 1 = 20.76 \approx 21$$

$$\text{查图 } \frac{N_T - N_{\min}}{N_T + 1} = 0.17 \quad \text{è} \quad N_T = 41$$

加料口在第 24 块板上

13、常压下苯-甲苯体系的平均相对挥发度为 2.45，进料中 $x_F(\text{苯})=0.40$ ，馏出液中 $x_D(\text{苯})=0.95$ ，馏残液 $x_W=0.02$ ，试求进料分别为泡点液体和露点蒸气时的最小回流比。(1.5, 3)

$$\text{解： } y_n = \frac{\alpha x_n}{1 + (\alpha - 1)x_n} = \frac{2.45x_n}{1 + 1.45x_n} \quad x_n = \frac{y_n}{\alpha - (\alpha - 1)y_n}$$

(1) 泡点液相, $q=1$, $x_F=0.4 \Rightarrow y_F=0.62$

$$R_{\min} = \frac{x_D - y_F}{y_F - x_F} = \frac{0.95 - 0.62}{0.62 - 0.4} = 1.5$$

(2) 露点气相, $q=0$, $y_F=0.4 \Rightarrow x=0.214$

$$R_{\min} = \frac{x_D - y_F}{y_F - x} = \frac{0.95 - 0.4}{0.4 - 0.214} = 2.96$$

19、常压连续精馏时，料液于泡点送入塔中。已知操作线方程为：精馏段 $y=0.723x+0.263$ 提馏段 $y=1.25x-0.0187$ 求进料、馏出液、馏残液的组成。

解：已知精馏线通过 (x_D, x_D) 提馏线通过 (x_W, x_W)

$$x_D = 0.723x_D + 0.263 \Rightarrow x_D = 0.95$$

$$x_W = 1.25x_W - 0.0187 \Rightarrow x_W = 0.0748$$

$$\text{二线交点为 } 0.723x_F + 0.263 = 1.25x_F - 0.0187$$

$$\Rightarrow x_F = 0.535$$

21、正庚烷-甲苯体系接近于理想体系，平均相对挥发度为 1.43，用连续精馏分馏其混合液。混合液中 $x_F(\text{正庚烷})=0.50$ ，馏出液中 $x_D(\text{正庚烷})=0.90$ ，馏残液中 $x_W(\text{正庚烷})=0.10$ ，进料为 20°C 溶液，采用回流比为 4，求塔顶往下第 3 块理论塔板上(流向第 4 块塔板)的液相组成(0.79)

解：已知， $x_D = 0.90$ ， $x_W = 0.10$ ， $x_F = 0.5$ ， $R = 4$ ， $\alpha = 1.43$

$$\text{平衡线： } y_n = \frac{\alpha x_n}{1 + (\alpha - 1)x_n} = \frac{1.43x_n}{1 + 0.43x_n} \Rightarrow x_n = \frac{y_n}{1.43 - 0.43y_n}$$

$$\text{精馏线： } y_{n+1} = \frac{R}{R+1}x_n + \frac{1}{R+1}x_D = \frac{4}{5}x_n + \frac{1}{5}x_D = 0.8x_n + 0.18$$

用逐板算法，从塔顶向下计算

第 1 块板：因为 $y_1 = x_D = 0.90$

$$x_1 = \frac{y_1}{1.43 - 0.43y_1} = \frac{0.90}{1.43 - 0.43 \cdot 0.90} = 0.863$$

第2块板：R线， $y_2 = 0.8x_1 + 0.18 = 0.8 \cdot 0.863 + 0.18 = 0.87$

$$x_2 = \frac{y_2}{1.43 - 0.43y_2} = \frac{0.87}{1.43 - 0.43 \cdot 0.87} = 0.824$$

第3块板：R线， $y_3 = 0.8x_2 + 0.18 = 0.8 \cdot 0.824 + 0.18 = 0.839$

$$x_3 = \frac{y_3}{1.43 - 0.43y_3} = \frac{0.839}{1.43 - 0.43 \cdot 0.839} = 0.785$$

30、精馏塔分馏苯-甲苯混合液，进料含苯 $x_F=0.50(\text{mol})$ ，与 x_F 相平衡的气相组成为 $y_F=0.71(\text{摩尔分数})$ ，泡点进料。要求馏出液的组成为 $x_D=0.90$ ，馏残液的组成 $x_W=0.01(\text{摩尔分数})$ 。操作回流比为最小回流比的2倍。求精馏段和提馏段的操作线方程。 ($y=1.29x-0.0029$)

解： $R_{\min} = \frac{x_D - y_F}{y_F - x_F} = \frac{0.90 - 0.71}{0.71 - 0.5} = 0.905 \quad \text{è} \quad R=1.81$

R线： $y_{n+1} = \frac{R}{R+1} \cdot x_n + \frac{1}{R+1} \cdot x_D = \frac{1.81}{2.81} \cdot x_n + \frac{1}{2.81} \cdot x_D = 0.64x_n + 0.32$

提馏线： $y_{m+1} = \frac{L'}{L'-W} \cdot x_m - \frac{W}{L'-W} \cdot x_w$ ，须计算 L', W

$$F = D + W \quad \text{è} \quad D = \frac{x_F - x_W}{x_D - x_W} F = \frac{0.5 - 0.01}{0.90 - 0.01} = 0.55F$$

$$W = F - D = F - 0.55F = 0.45F$$

泡点液相， $L' = L + F = DR + F = 0.55F \cdot 1.81 + F = 1.996F$

$$\text{è} \quad y_{m+1} = \frac{L'}{L'-W} \cdot x_m - \frac{W}{L'-W} \cdot x_w = \frac{1.996}{1.996 - 0.45} \cdot x_m - \frac{0.45}{1.996 - 0.45} \cdot x_w$$

$$y_{m+1} = 1.295x_m - 0.0029$$

例、在连续精馏塔中分离某组成为 0.5(mol 分数)的两组分理想溶液，原料液于泡点液相进入塔内，塔顶采用分凝器和全凝器，分凝器提供回流液，其组成为 0.88，全凝器提供 0.95 的合格产品，塔顶馏出液中易挥发组分回收率 96%，若测得塔顶第一块板的液相组成为 0.79，试求(1) R 和 $R_{\min}$ (2) 若馏出液量为 100kmol/h 则原料液流量为多少？

解：如图 $x_F=0.5$ $y_0=0.95$

由相平衡知 $y = \frac{\alpha x}{1 + (\alpha - 1)x}$

$$0.95 = \frac{\alpha * 0.88}{1 + (\alpha - 1)0.88}$$

$$\Rightarrow \alpha = 2.59$$

$$x_1 = 0.79 \Rightarrow y_1 = \frac{2.59 * 0.79}{1 + 1.59 * 0.79} = 0.907$$

$$(1) y_1 = \frac{R}{R+1} x_0 + \frac{1}{R+1} x_D \Rightarrow R = 1.593$$

$$R_{\min} = \frac{x_D - y_F}{y_F - x_F} = \frac{0.95 - 0.721}{0.721 - 0.5} = 1.036 \quad \& \quad y_F = \frac{2.59 * 0.5}{1 + 1.59 * 0.5} = 0.721$$

$$(2) \frac{D \cdot x_D}{F \cdot x_F} = \frac{100 * 0.95}{F * 0.5} = 96\% \Rightarrow F = 99 \text{ kmol/h}$$

