

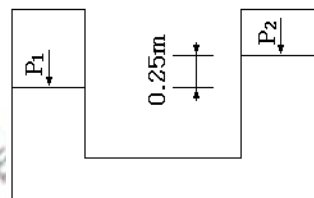
2007 年中国石油大学（华东）化工原理试题

一、填空选择题（40 分，除特出注明外，每空一分）

1. （2 分）东营当地大气压力为 761mmHg，某设备要求在绝压 2.5at 下操作，则该设备的表压应为 1.437×10^5 Pa。

2. 如题图所示 U 形管密闭容器，内装有密度为 600kg/m^3 的液体，两侧液面高度差为 0.25m，则两侧液面上方压力差 $p_2 - p_1$ 为 1.471 kPa。

3. 导致离心泵发生气蚀的主要原因是 离心泵叶轮入口冲压能小于被输送介质操作条件下的饱和蒸气压。



第 2 题图

4. 离心泵并联的目的是为在较低扬程情况下获得较大的流量；而离心泵串联的目的是为在较小流量下获得较大的扬程。因此离心泵并联多应用于管路特性曲线较为 平缓 的管路；离心泵串联多应用于管路特性曲线较为 陡直。

5. 往复式气体压缩机的压缩比增大，其容积系数将 减小，气体出口温度降 升高。

6. 液体的粘度随着温度的上升而 减小；气体的粘度随着温度的升高而 增大。

7. 离心泵的特性参数包括流量、扬程、轴功率 和 效率；其中 轴功率 仅随流量的增加而增大；效率 在流量为零时亦为零。

8. 在重力场中发生的沉降过程，A 不是沉降速度的影响因素。

A. 流体的流速 B. 颗粒的几何形状 C. 颗粒的大小 D. 流体物理性质

9. 在相同的操作温度、压力下，使旋风分离器（以下简称旋分）的处理量加倍，并且要维持原来的分离效果，以下各种措施中最佳的是 D。

A. 采用原旋分直径 2 倍的旋分 B. 使旋分通体长度加倍
C. 使旋分进气口面积加倍 D. 采用两个与原旋分相同的旋分并联

10. （各 2 分）某恒压板框压滤机操作时，在 τ 时间内过滤获得的滤饼充满滤框；现在与过滤相同的压差下采用与滤液性质相同的液体对滤饼进行洗涤，洗涤液的体积是所获滤液的八分之一，假定过滤介质阻力可以忽略不计，计算洗涤时间：①采用横穿洗涤 $\tau_w =$ τ ，②采用置换洗涤 $\tau_w =$ $\tau/4$ 。

11. 板框式压滤机在进行有洗涤的恒压过滤过程时，其最佳操作周期必须满足 $\tau_D = \tau_w + \tau$ 条件。

12. 在测定恒压过滤常数的实验中，计时时刻比过滤起始时刻晚，则测得的恒压过滤常数将 不变。

13. （2 分）在直径为 1m 的圆筒形床层内装有 100kg 密度为 2000kg/m^3 、直径为 1mm 的球形颗粒。若采用水（密度为 1000kg/m^3 ）作为流化介质进行稳定的散式流化，则其床层压降应为 624.3 Pa。

14. 在一维稳定平壁导热过程中，固体壁由两层不同材质的等厚固体壁组成，分别记为 1 和 2。固体壁 1 两侧温差为 Δt_1 ，固体壁 2 两侧的温差为 Δt_2 ，且 $\Delta t_1 > \Delta t_2$ ，则 λ_1 < λ_2 。

15. 下列叙述正确的是 C。

A.所有固体的导热系数都随温度上升而增大； B.所有液体的导热系数都随温度上升而增大；

C. 所有气体的导热系数都随温度的上升而增大； D.以上全不对。

16. 饱和蒸汽冷凝过程中存在两种冷凝状态，滴状冷凝的对流传热系数 > 膜状冷凝的对流传热系数。工业上多采用膜状冷凝方式。

17. 气体辐射传热与固体辐射传热存在差别，以下论述不正确的是D。

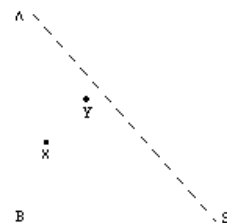
A.只有部分气体参与热辐射； B.气体分子仅在特定波长上发生热辐射；

C. 气体辐射发生在整个容积中； D.气体的吸收率仅与自身温度有关。

18. 气体吸收过程是气体解吸过程的逆过程；一般情况前者操作温度小于后者；前者操作压力大于后者（“大于”、“等于”“小于”）。

19. （2分）逆流吸收塔用纯溶剂吸收混合气体中的溶质。若原料气中 $Y_b=3\%$ （摩尔比，下同），相平衡关系为 $Y^*=2X$ ；液气比为1时的最大吸收率为50%。

20. （2分）如图所示，X和Y两点中，溶质和稀释剂量的比值关系为： $\left(\frac{A}{B}\right)_X \leq \left(\frac{A}{B}\right)_Y$ 。



第20题图

二、简答和实验题（每题15分，共计30分）

1. 试用控制热阻的概念设计一套传热实验装置用于测定空气在圆直管内强制对流传热系数的准数关联式 $Nu = a Re^m$ 中的系数 a 和 m 。

要求：

- 1) 画出实验装置的简图；
- 2) 列出主要设备名称；
- 3) 实验中应测定的数据；
- 4) 必要的数据处理过程。

答：1) 如图：

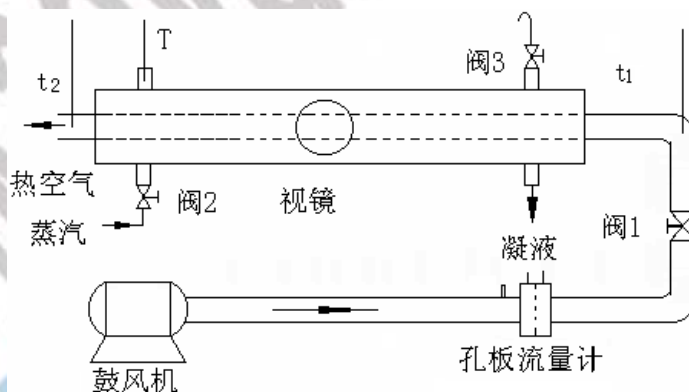
2) 蒸汽发生器、套管换热器、温度计3支、压力表、针阀、减压阀、孔板流量计、U型管压差计、鼓风机。

3) 蒸汽的温度及压力 T 、 P ；空气进出口温度 t_1 、 t_2 ；流量计压差计读数 R_1 ；流量计前压差 R_2 ；大气压力 P_0 ；

4) 定性温度： $t_m = \frac{t_1 + t_2}{2}$ ，用于查取空气的物性参数； 热负荷： $Q = W_2 C_{p2} (t_2 - t_1)$ ；

空气质量流量： $W_2 = \rho_2 \cdot V_2$ ； 体积流量： $V_2 = C_0 \cdot A_0 \sqrt{\frac{2(\rho_0 - \rho_2)gR_1}{\rho_2}}$

入口处空气密度： $\rho_2 = \frac{(P_0 + P_2)M}{Rt_1}$ ；



传热温差: $\Delta t_1 = T - t_1$ $\Delta t_2 = T - t_2$ $\Delta t_m = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}}$;

总传热系数: $K_i = \frac{Q}{A_i \cdot \Delta t_m} = \frac{Q}{\pi d_i l \cdot \Delta t_m}$; 空气一侧为控制性热阻: $\alpha_i \approx K_i$;

管内空气强制对流准数关系: $Nu = C \cdot R_e^m$ $Nu = \alpha_i \cdot \frac{d_i}{\lambda}$

$R_e = \frac{d_i u_i \rho_i}{\mu_i} = \frac{d_i G_i}{\mu_i} = \frac{d_i W_2}{\frac{\pi d_i^2}{4} \mu_i} = \frac{4 W_2}{\pi d_i \mu_i}$ 在双对数坐标纸上作图求得常数 C、m。

2. 恒摩尔流假定的内容和其成立的条件; 试简述该假定对平衡级法解决传质问题的贡献。
内容:

①恒摩尔汽化: 在精馏塔内的精馏段, 每层板上升蒸汽摩尔流量都是相等的, 在提馏段内也是一样的。但是两段内上升蒸汽的摩尔流量却不一定相等;

②恒摩尔溢流: 精馏塔操作时, 在塔内精馏段, 每层塔板下降的液体的摩尔流量都是相等的, 在提馏段内也是如此。但全塔内每层塔板下降的液体的摩尔流量却不一定相等;

成立条件:

①各组分的摩尔汽化潜热相等或相近;

②汽、液接触时因温度不同而交换的显热可以忽略不计;

贡献: 恒摩尔流假定认为在相邻进出口之间的塔段不同部位液体流量相同, 其体流量也相同大大简化了以平衡级为基础的传质过程的计算;

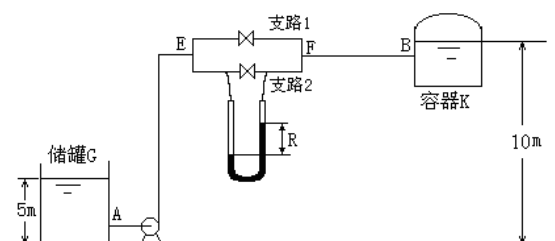
在计算过程中不必再将过多精力关注热量衡算过程, 去寻找不同部位气液流量之间的关系。

三、(20 分) 如图所示, 用离心泵将密度 $\rho=900\text{kg/m}^3$ 的液体由一液面维持恒定的敞口储罐 G 输送至容器 K 中, 容器 K 液面上的压强为 150kPa (表压), 各管段的内径 d 、摩擦因数 λ 及总管长 $(l+\sum l)$ (包括直管长度及所有管件、阀件的当量长度) 如下表:

	AE 管段	FB 管段	支路 1	支路 2
d (mm)	60	50	40	30
λ	0.02	0.02	0.03	0.03
$l+\sum l$ (m)	90	30	36	45

在支路 2 中阀门前后接一个水银 U 型管压差计, 此阀门的局部阻力系数 $\zeta=4.1$, 支路 2 中的流量为 $4.68\text{m}^3/\text{h}$ 。计算时可忽略 A、B 处的局部阻力及二支路进、出口处的局部阻力。试求:

(1) 水银 U 型管压差计读数 R , mm;



第三题图

(2) 支路 1 及总管路中的液体流量, kg/h;

(3) 泵的压头及轴功率 (设泵的效率为 50%), kW。

解: (1) 设支路 1 和支路 2 中液体流速分别为 u_1 、 u_2 m/s, 则:

$$u_2 = \frac{4V}{\pi d_2^2} = \frac{4 \times 4.68}{\pi \times 0.03^2 \times 3600} = 1.839 \text{ m/s}$$

$$\zeta \frac{u_2^2}{2g} = \left(\frac{\rho_{Hg}}{\rho} - 1 \right) R \quad \text{即} \quad 4.1 \times \frac{1.839^2}{2g} = \left(\frac{13.6}{0.9} - 1 \right) \times R$$

$$\therefore R = 0.05010 \text{ m} = 50.10 \text{ mm}$$

支路 1 和支路 2 为并联管路, 故有: $\lambda_1 \frac{(l + \sum l)_1}{d_1} \frac{u_1^2}{2g} = \lambda_2 \frac{(l + \sum l)_2}{d_2} \frac{u_2^2}{2g}$

$$\text{即} \quad 0.03 \frac{36}{0.04} \frac{u_1^2}{2g} = 0.03 \frac{45}{0.03} \frac{1.839^2}{2g}$$

$$\therefore u_1 = 2.374 \text{ m/s}$$

$$\therefore V_1 = u_1 A_1 = 2.374 \times \frac{\pi}{4} \times 0.04^2 = 2.984 \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s} \text{ 或 } 10.74 \text{ m}^3/\text{h} \text{ 合 } 0.9666 \times 10^4 \text{ kg/h};$$

$$V = V_1 + V_2 = 10.74 + 4.68 = 15.42 \text{ m}^3/\text{h} \text{ 合 } 1.388 \times 10^4 \text{ kg/h}.$$

$$(2) u_{AE} = \frac{4V}{\pi d_{AE}^2} = \frac{15.42/3600}{0.06^2} = 1.515 \text{ m/s}$$

$$u_{FB} = u_{AE} \frac{d_{AE}^2}{d_{FB}^2} = 1.515 \left(\frac{0.06}{0.05} \right)^2 = 2.182 \text{ m/s}$$

取地面为基准面, 取储罐液面为 1 面, 容器液面为 2 面。1-2 面间列柏努利方程:

$$5 \times 900 \times 9.807 + 0 + 0 + H_e \cdot \rho \cdot g = 10 \cdot \rho \cdot g + 0 + \frac{150 \times 10^3}{900 \times 9.807} + H_{f1-2}$$

$$\text{其中: } H_{f1-2} = 0.02 \frac{90}{0.06} \frac{1.515^2}{2g} + 0.03 \frac{45}{0.03} \frac{1.839^2}{2g} + 0.02 \frac{30}{0.05} \frac{2.182^2}{2g} = 14.18 \text{ m}$$

$$\therefore H_e = 36.18 \text{ m}$$

$$N_e = \rho g H_e V_s = 900 \times 9.807 \times 36.18 \times 15.42/3600 = 1368 \text{ W}$$

$$N_{\text{轴}} = \frac{N_e}{\eta} = 1368/0.5 = 2736 \text{ W} = 2.736 \text{ kW}$$

四、(20 分) 有一列管换热器, 装有 $\Phi 25 \times 2.5 \text{ mm}$ 的钢管 200 根, 管长为 2m。要求将质量流量 2700 kg/h 的常压空气于管程由 20°C 加热至 90°C ; 选用 108°C 的饱和水蒸气于壳程饱和冷凝加热空气。若水蒸气的冷凝传热系数为 $10000 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$, 管壁及两侧污垢热阻、换热器的热损失均可忽略不计。试求:

(1)空气侧的对流传热系数, $W/(m^2 \cdot K)$;

(2)换热器的总传热系数 (以管外表面为基准), $W/(m^2 \cdot K)$;

(3)通过计算说明该换热器能否满足要求?

(4)计算说明管壁温度接近哪一侧流体的温度;

(5)讨论强化该传热过程的主要途径, 并举例计算说明。

已知空气的物性数据为: 比热 $C_p=1kJ/kg \cdot ^\circ C$, 粘度 $\mu=0.02cP$, 导热系数 $\lambda=0.028 W/(m \cdot K)$ 。

$$\text{解: (1) } Re = \frac{dG}{\mu} = \frac{0.02 \times 2700}{3600 \times 200 \times \frac{\pi}{4} \times 0.02^2 \times 2 \times 10^{-5}} = 1.194 \times 10^4$$

$$Pr = \frac{c_p \mu}{\lambda} = \frac{1000 \times 20 \times 10^{-6}}{0.02 \times 10^{-3}} = 0.7143$$

$$\therefore \alpha_i = 0.023 \times \frac{0.028}{0.02} \times (1.194 \times 10^4)^{0.8} \times 0.7143^{0.4} = 51.39 (W/m^2 K)$$

$$(2) K_o = \left(\frac{1}{51.39} \times \frac{25}{20} + \frac{1}{10000} \right)^{-1} = 40.95 (W/m^2 K)$$

$$(3) Q = m_1 C_{p1} (t_2 - t_1) = \frac{2700}{3600} \times 1.0 \times 10^3 \times (90 - 20) = 5.250 \times 10^4 W$$

$$\Delta t_1 = 108 - 90 = 18^\circ C, \Delta t_2 = 108 - 20 = 88^\circ C \quad \Delta t_m = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}} = 44.11^\circ C$$

$$A_{o需} = \frac{Q}{K_o \Delta t_m} = \frac{5.250 \times 10^4}{40.95 \times 44.11} = 29.06 m^2$$

$$A_{o实} = 200 \times 3.14 \times 0.025 \times 2 = 31.42 m^2 > A_{o需} \quad \text{该换热器能满足要求。}$$

(3)空气的实际出口温度 $t_2' > 90^\circ C$, 根据:

$$Q' = \frac{2700}{3600} \times 1 \times 10^3 \times (t_2' - 20) = 40.95 \times 31.42 \times \Delta t_m \quad \text{其中 } \Delta t_m = \frac{(108 - 20) - (108 - t_2')}{\ln \frac{108 - 20}{108 - t_2'}}$$

$$\text{解得 } t_2' = 106.3^\circ C$$

$$\therefore T_w = T - \frac{Q'}{\alpha_o A_o} = 108 - \frac{\frac{2700}{3600} \times 1 \times 10^3 \times (106.3 - 20)}{10000 \times 31.42} = 107.8^\circ C \quad \text{即壁温接近水蒸气的温度。}$$

度。

(5)在本传热过程中存在控制热阻, 所以应优先考虑提高空气流速强化空气侧对流传热系数。

五、(20 分) 在逆流填料吸收塔中, 用清水吸收含 NH_3 3% (体积) 的空气—氨混合气中的氨。已知混合气流量为 $2826 Nm^3/h$, 气体空塔气速为 $0.5 m/s$ (标准状况), 平衡关系为 $Y=1.2X$

(摩尔比), 以摩尔比为推动力计算的气相体积总传质系数 K_{Ya} 为 $180 \text{ kmol/m}^3 \cdot \text{h}$, 吸收剂用量为最小用量的 1.4 倍, 要求吸收率为 99%。试求:

(1) 液相的出口浓度 X_b (摩尔比);

(2) 气相总传质单元高度 H_{OG} 和气相总传质单元数 N_{OG} ;

(3) 若吸收剂改为含 $\text{NH}_3 0.0005$ (摩尔比) 的水溶液, 填料层高度可以调整, 问能否达到吸收率 99% 的要求?

解: (1)
$$Y_1 = \frac{y_1}{(1-y_1)} = \frac{0.03}{0.97} = 0.03093$$

$$Y_2 = Y_1(1-\eta) = 0.03093(1-0.99) = 0.0003093$$

$$X_b^* = \frac{Y_1}{1.2} = \frac{0.03093}{1.2} = 0.02577 \quad X_b = \frac{X_b^*}{1.4} = 0.01841$$

(2) $\Delta Y_1 = 0.03093 - 1.2 \times 0.01841 = 0.008836$

$$\Delta Y_2 = Y_2 = 0.0003093 \quad \Delta Y_m = \frac{\Delta Y_1 - \Delta Y_2}{\ln \frac{\Delta Y_1}{\Delta Y_2}} = 0.002544$$

$$N_{OG} = \frac{Y_1 - Y_2}{\Delta Y_m} = 12.04 \quad H_{OG} = \frac{V/\Omega}{K_Y a} = \frac{3600 \times 0.5 \times (1-0.03)/22.4}{180} = 0.4464 \text{ m}$$

(3) 液气比 $\frac{L}{V} = \frac{Y_1 - Y_2}{X_1} = 1.663 \quad S = 1.2/1.663 < 1$, 故操作线将在塔顶位置与平衡线相交。

当 $X_2 = 0.0005$ 时, $Y_2^* = 1.2 \times 0.0005 = 0.0006$

故最大可能吸收率为 $\eta_{\max} = \frac{Y_1 - Y_2^*}{Y_1} = \frac{0.03293 - 0.0006}{0.03093} = 0.9806 < 0.99$

因此不可能达到吸收率 99% 的要求。

六、(20 分) 在一连续常压精馏塔中分离某溶液, 塔顶采用全凝器, 塔底有再沸器; 要求 $x_D = 0.94$ (摩尔分率, 下同), $x_W = 0.04$ 。已知此塔进料 q 线方程为 $y = 6x - 1$, 采用回流比为最小回流比的 2 倍, 溶液在本题条件下的相对挥发度为 2; 假定恒摩尔流假定成立。试求:

(1) 精馏段操作线方程;

(2) 若塔底产品量 $W = 100 \text{ kmol/h}$, 求进料量 F 和塔顶产品量 D ;

(3) 提馏段操作线方程;

(4) 离开第二板的液相组成 x_2 。

解: (1) 解方程组:
$$\begin{cases} y = 4x - 1.2 \\ y = \frac{2x}{1+x} \end{cases} \quad \text{得} \quad \begin{cases} x = 0.4568 \\ y = 0.6271 \end{cases}$$

$$\therefore R_{\min} = \frac{x_D - y_e}{y_e - x_e} = \frac{0.94 - 0.6271}{0.6271 - 0.4568} = 1.837, R = 2R_{\min} = 3.674$$

精馏段操作线方程为: $y = \frac{R}{R+1}x + \frac{x_D}{R+1} = 0.7860x + 0.2011$

$$(2) \frac{q}{q-1} = 4 \quad \therefore q = 1.333 \quad \text{又} \quad \frac{x_F}{q-1} = 1.2 \quad \therefore x_F = 0.4$$

物平:
$$\begin{cases} F = D + 100 \\ 0.4F = 0.94D + 0.04 \times 100 \end{cases} \quad \therefore \begin{cases} F = 166.67 \\ D = 66.67 \end{cases} \text{ kmol/h}$$

$$(3) L' = RD + qF = 3.674 \times 66.67 + 1.333 \times 166.67 = 467.16 \text{ kmol/h}$$

$$V' = (R+1)D + (q-1)F = 4.674 \times 66.67 + 0.333 \times 166.67 = 367.16 \text{ kmol/h}$$

$$y' = \frac{L'}{V'}x' - \frac{W_{x_W}}{V'} = \frac{467.16}{367.16}x' - \frac{100 \times 0.04}{367.16} = 1.2723x' - 0.01089$$

$$(4) y = \frac{R}{R+1}x + \frac{x_D}{R+1} = 0.7860x + 0.2011; \quad y = \frac{2x}{1+x}$$

全

凝

器

:

$$y_1 = x_D = 0.94 \Rightarrow x_1 = \frac{y_1}{2 - y_1} = 0.8868 \Rightarrow y_2 = 0.8981 \Rightarrow x_2 = \frac{y_2}{2 - y_2} = 0.8151$$