

注意：请将所有答案填写在答题纸上，否则无效。

一、填空题（共 20 分）

- 如图 1-1 所示，高位槽的液面恒定，液体经 B、C 两管路排出，两管口均通大气，高度位置相同。各管段所用管子的直径及粗糙度相同，当两个阀门全开时，C 管路的总长度是 B 管路总长度（均包括局部阻力当量长度）的两倍，液体在各管段的流动状态均为完全湍流。流量 V_B 是 V_C 的 $\sqrt{2}$ 倍，摩擦阻力损失 $h_{fB} = h_{fC}$ ；当 C 管路阀门全关时，B 管路的流量 V_B 增大，A 管路的摩擦阻力损失 h_{fA} 减小，B 管路的摩擦阻力损失 h_{fB} 增大，整个管路的摩擦阻力损失 Σh_f 不变，A 管路上的压力表读数 P_A 增大。
- 某牛顿型粘性流体在圆直管中作稳态层流流动，则流体在径向的速度分布呈抛物线形，径向各点速度 u_r 与中心点处的速度 u_{\max} 之间的关系为 $u_r = \left[1 - \left(\frac{r}{r_o}\right)^2\right] u_{\max}$ ，平均速度 $u = \underline{0.5u_{\max}}$ 。摩擦阻力损失的计算式为 $\Delta P = \frac{32\mu u}{d^2}$ ，摩擦阻力系数的计算式为 $\lambda = \frac{64}{Re}$ 。
- 如图 1-2 所示，某管路中的离心泵在额定点处运转，两水池的液位恒定。现关小泵的出口阀门开度，则离心泵的流量 Q 减小，轴功率 N 减小，扬程 H 增大，真空压力表的读数 P_A 减小，压力表的读数 P_B 增大， P_C 减小，整个管路的总摩擦阻力损失 Σh_{f1-2} 增大。

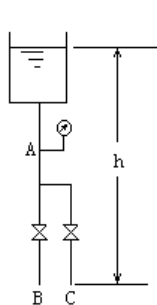


图 1-1

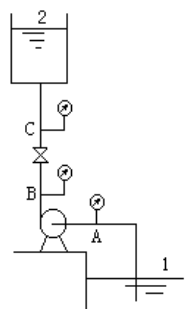


图 1-2

- 一球形石英颗粒，分别在空气和水中按斯托克斯定律沉降。若系统温度升高，则其在水中的沉降速度 增大，在空气中的沉降速度 减小。
- 在某些情况下，流体与固体壁面间的对流传热过程的传热系数与壁温有关，试写出其中的三个例子：流体在管内强制层流、自然对流、蒸汽冷凝过程等。
- 某固定管板式换热器的管程隔板布置如图 1-3 所示，试写出管程流体的走向：BDAEC 或 CEADB。

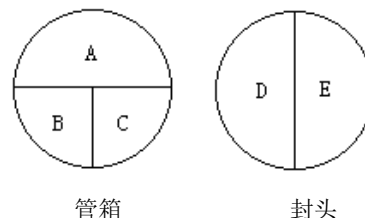


图 1-3

7. 在大容积液体饱和沸腾中, 有 核状 沸腾和 膜状 沸腾两种方式, 其中 核状 方式传热系数较大。
8. 漂流因子可表示为 $\frac{P}{P_{Bm}}$ 或 $\frac{C}{C_{Bm}}$, 它反映 总体流动 对扩散的影响。
9. 有一多元溶液, 组成为 x_{Fi} (摩尔分率), 在一定温度和压力下, 使其发生部分汽化, 达到汽液两相平衡, 该条件下, 各组分的相平衡常数为 K_i , 则有 $\sum K_i x_{Fi} \underline{\quad} 1$, $\sum \frac{x_{Fi}}{K_i} \underline{\quad} 1$ 。
10. 在萃取过程中, 分配系数是指 $k_A = \frac{y_A}{x_A}$, 选择性系数是指 $\beta = \frac{k_A}{k_B}$ 。为了实现萃取分离过程, 对以上两个系数的要求是 $\beta \neq 1$ 。

二、分析简答题 (共 12 分)

1. 在液固流态化实验中, 测得床层压降与空床气速的关系曲线如图 2-1 所示。请对该实验结果进行分析。

答: 该图反映了床层所经历的三个阶段:

- (1) 固定床阶段 (AB 段): 床层压降随流速增大而增大;
 - (2) 流化床阶段 (BC 段): 床层压降基本保持恒定; BC 段略向上倾斜是流体与器壁及分布板间的摩擦阻力增大造成的; AB、BC 段之间的小凸起是由于颗粒间黏附作用引起的。
 - (3) 颗粒输送阶段 (CD 段): 流体实际流速接近颗粒的沉降速度, 部分颗粒被带走, 床层压降随流速增大而减小。
2. 图 2-2 为一塔板的负荷性能图, 请说明图中各条线的名称。如果设计的操作点位于图中的 P 点, 试说明产生这种情况的原因及改进此设计的方法。

答: 图中各线为: 1-液相负荷下限线; 2-泄漏线; 3-液相负荷上限线; 4-液泛 (淹塔) 线; 5-过量雾沫夹带线; 6-操作线。

操作点 P 不在适宜操作区内, 主要原因是存在过量雾沫夹带及降液管中清液层高度过高。可通过适当增大板间距、增大塔径、增大塔板开孔率等方法加以改进。

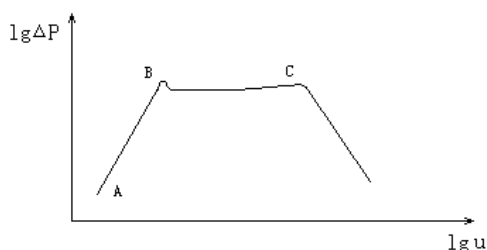


图 2-1

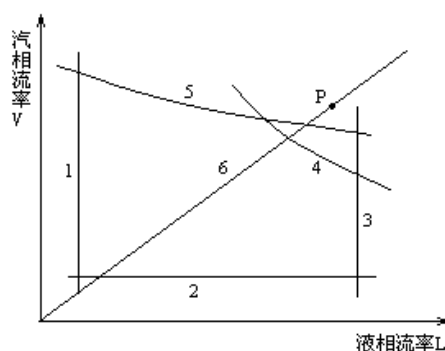


图 2-2

三、计算题（共 68 分）

1. （15 分）如图 3-1a 所示，用离心泵将水自贮水池 A（水的液面恒定）输送到自来水塔的贮水罐 B [其内径为 5m，罐底至上水位线（即进水管的管口）的垂直距离为 5m]，A 与 B 均通大气。管路所用管子的内径为 40mm，总长度为 100m（包括所有局部阻力的当量长度）。在管路 1、2 两点间装有一水银 U 形管压差计，1、2 两点间管长 10m，在工作时压差计的读数为 $R=76\text{mm}$ 。该离心泵的性能曲线方程为 $H=60-0.3268Q^{1.75}$ （式中 H 为离心泵的扬程，m； Q 为离心泵的流量， m^3/h ），其余条件见图。

- (1) 试求贮水罐 B 中水面自罐底升高至 5m 处时，离心泵所提供的有效功为多少 kJ？
- (2) 如改为 3-1b 所示的管路安装方式，管路的管子规格及长度、所用的离心泵均与图 3-1a 所示的相同。试求贮水罐 B 中水面自罐底升高至 5m 处时，离心泵所提供的有效功为多少 kJ？

已知：水的密度为 $1000\text{kg}/\text{m}^3$ ，粘度为 1 cP；水银的密度为 $13600\text{kg}/\text{m}^3$ ；当地大气压为 760mmHg；管子可视为光滑管。

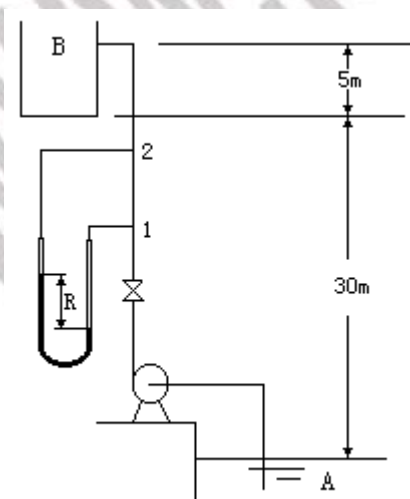


图 3-1a

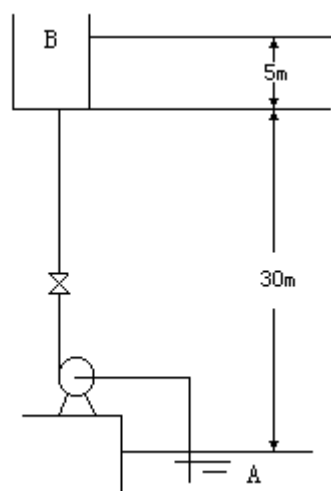


图 3-1b

解：(1)

$$\left(\frac{\rho_o}{\rho}-1\right)gR=\lambda\frac{l}{d}\frac{u^2}{2}$$

$$\sum h_{fAB}=\lambda\frac{\sum l}{d}\frac{u^2}{2}=\frac{\sum l}{l}\left(\frac{\rho_o}{\rho}-1\right)gR$$

$$=\frac{100}{10}(13.6-1)\cdot 9.81\cdot 0.076=93.94\text{ (J/kg)}$$

$$w=g\Delta z+\frac{\Delta P}{\rho}+\frac{\Delta u^2}{2}+\sum h_f=9.81\times 35+93.94=437.29\text{ (J/kg)}$$

$$\text{有效功 } P_e=437.29\times\frac{\pi}{4}\times 5^2\times 5\times 1000=4.291\times 10^7\text{ J}=4.291\times 10^4\text{ kJ}$$

(2)

$$\text{微分式 } dP_e=gHdm=gH\frac{\pi}{4}D^2\rho dh=g(60-0.3268Q^{1.75})\frac{\pi}{4}D^2\rho dh$$

$$\text{此时管路特性方程: } H_e=\Delta z+\frac{\Delta P}{\rho g}+\frac{\Delta u^2}{2g}+\lambda\frac{\sum l}{d}\frac{u^2}{2g}$$

$$\text{其中: } \Delta P=0, \Delta u^2=0, \Delta z=30+h, \lambda=\frac{0.3164}{\text{Re}^{0.25}}, u=\frac{Q}{\frac{\pi}{4}d^2}, \text{Re}=\frac{du\rho}{\mu}$$

$$\text{代入数据整理得: } H_e=30+h+0.2033Q^{1.75}$$

$$\text{此时泵的特性方程为: } H=60-0.3268Q^{1.75}$$

$$\text{两方程联解得: } Q^{1.75}=\frac{30-h}{0.5301}$$

$$\text{有效功为: } dP_e=g(41.505+0.6165h)\frac{\pi}{4}D^2\rho dh$$

$$P_e=\int_0^5 g(41.505+0.6165h)\frac{\pi}{4}D^2\rho dh=4.07\times 10^7\text{ (J)}=4.07\times 10^4\text{ (kJ)}$$



2. (15 分) 在一管壳式换热器中, 冷、热流体逆流操作。热流体走壳程, 对流传热系数为 $10000 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$; 冷流体走管程, 对流传热系数为 $400 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$ 。现有另一台完全相同的换热器, 按图 3-2 所示方式组合操作 (m_1 、 m_2 分别为热、冷流体的质量流量)。已知冷、热流体的热容量相等, 物性参数可视为常数, 流体的流动均处于强制湍流状态, 换热器管壁及污垢热阻可以忽略。

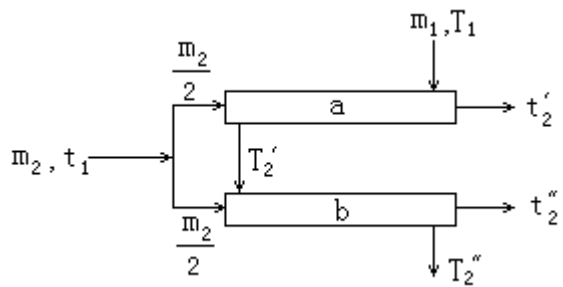


图 3-2

- (1) 试求该组合方式下换热器 a、b 的总传热系数;
- (2) 在 $T-t$ 坐标系中绘出换热器 a、b 中的温度变化曲线;
- (3) 试分析该组合方式的优缺点, 并提出两条 (或以上) 改进意见。

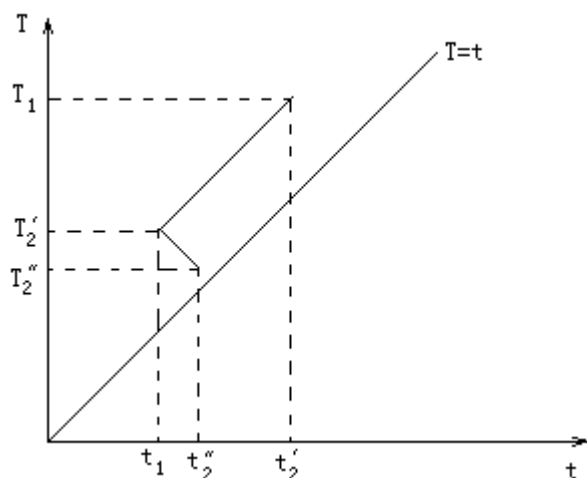
解: (1)

$\alpha_i \propto u^{0.8}$, 并联后流速减半, 故

$$\alpha_i' = 0.5^{0.8} \times 400 = 229.7 \left(\text{W}/\text{m}^2 \cdot \text{K} \right)$$

$$K = \left(\frac{1}{\alpha_o} + \frac{1}{\alpha_i'} \right)^{-1} = \left(\frac{1}{10000} + \frac{1}{229.7} \right)^{-1} = 224.6 \left(\text{W}/\text{m}^2 \cdot \text{K} \right)$$

(2)



(3) 此流程安排管程流体并联，流动阻力较小，但不利于传热；换热器 b 中两流体为并流操作，不利于传热。可将换热器 b 中两流体改为逆流操作，或可将两换热器均改为逆流操作（管程流体流动阻力会增大）。

3. (12 分) 用一过滤面积为 25m^2 的板框压滤机在 2kgf/cm^2 的表压下对某悬浮液进行恒压过滤。在该操作压力下，过滤常数为 $K=1.5\times 10^{-5}\text{ m}^2/\text{s}$ ，滤饼与滤液的体积比为 $0.12\text{m}^3/\text{m}^3$ ，整理、装卸等辅助时间为 30min 。滤饼不可压缩，过滤介质阻力可以忽略不计。请计算：

- (1) 过滤 30min 时所得滤液体积；
- (2) 若用滤液体积 20% 的洗液在相同的压力下对滤饼进行横穿洗涤，洗液与滤液粘度相同，求在一个最佳操作周期中所获得的滤饼体积；
- (3) 将过滤和洗涤的操作表压力降到 1kgf/cm^2 ，其它条件不变，最大生产能力为原来的多少倍？

解：

$$(1) V^2 = KA^2\tau \quad V = (1.5 \times 10^{-5} \times 25^2 \times 30 \times 60)^{0.5} = 4.11(\text{m}^3)$$

$$(2) \tau = \frac{V^2}{KA^2}, V_w = 0.2V$$

$$\left(\frac{dV}{d\tau}\right)_w = \frac{1}{4} \left(\frac{dV}{d\tau}\right)_E = \frac{KA^2}{8V}$$

$$\tau_w = \frac{V_w}{\left(\frac{dV}{d\tau}\right)_w} = 1.6\tau$$

$$\text{最佳操作周期: } \tau + \tau_w = \tau_D$$

$$\therefore \tau = \frac{\tau_D}{2.6} = 692.3(\text{sec})$$

$$V = \sqrt{KA^2\tau} = 2.55\text{m}^3 \quad V_{\text{饼}} = cV = 0.306\text{m}^3$$

(3) ΔP 减半， K 减半，操作周期不便，故有

$$V' = 0.5^{0.5} V = 0.707V$$



4. (15 分) 用一连续精馏塔分离苯—甲苯混合液。进料为含苯 0.4(质量分率, 下同)的饱和液体, 质量流率为 1000kg/h。要求苯在塔顶产品中的回收率为 98%, 塔底产品中含苯不超过 0.014。若塔顶采用全凝器, 饱和液体回流, 回流比取为最小回流比的 1.25 倍, 塔底采用再沸器。全塔操作条件下, 苯对甲苯的平均相对挥发度为 2.46, 塔板的液相莫弗里(Murphree)板效率为 70%, 并假设塔内恒摩尔溢流和恒摩尔汽化成立。试求:
- (1) 从塔顶数起第二块板上汽、液相的摩尔流率各为多少?
 - (2) 从塔顶数起第二块实际板上升气相的组成为多少?

解: (1)、题中的浓度均以苯的摩尔分率表示, 流量以 mol/h 表示

$$F = \frac{0.4 \times 1000}{78} + \frac{0.6 \times 1000}{92} = 11.65 \text{ kmol/h}$$

$$x_F = \frac{0.4}{\frac{0.4}{78} + \frac{0.6}{92}} = 0.44$$

$$x_W = \frac{0.02}{\frac{0.02}{78} + \frac{0.98}{92}} = 0.0165$$

$$\frac{Dx_D}{Fx_F} = 0.98$$

$$Fx_F = Dx_D + Wx_W$$

$$W = 0.02 \times 11.65 \times 0.44 / 0.0165 = 6.213 \text{ kmol/h}$$

$$D = 11.65 - 6.213 = 5.437 \text{ kmol/h}$$

$$x_D = 0.98 \times 11.65 \times 0.44 / 5.437 = 0.924$$

$$y_q = \frac{\alpha x}{1 + (\alpha - 1)x} = \frac{2.46 \times 0.44}{1 + (2.46 - 1) \times 0.44} = 0.66$$

$$R_{\min} = \frac{x_D - y_q}{y_q - x_F} = \frac{0.924 - 0.66}{0.66 - 0.44} = 1.20$$

$$R = 1.25 \times 1.2 = 1.5$$

因为恒摩尔流假设成立, 所以:

$$L = RD = 1.5 \times 5.437 = 8.155 \text{ kmol/h}$$

$$V = (R + 1)D = 2.5 \times 5.437 = 13.59 \text{ kmol/h}$$

$$y_1 = x_D = 0.924$$

$$x_1^* = \frac{y_1}{\alpha - (\alpha - 1)y_1} = \frac{0.924}{2.46 - (2.46 - 1) \times 0.924} = 0.8317$$

(2)

$$E_{ML} = \frac{x_0 - x_1}{x_0 - x_1^*} = \frac{x_D - x_1}{x_D - x_1^*} = \frac{0.924 - x_1}{0.924 - 0.8317} = 0.70$$

$$x_1 = 0.859$$

精馏段的操作线方程为：

$$y = \frac{R}{R+1}x + \frac{x_D}{R+1} = \frac{1.5}{1.5+1}x + \frac{0.924}{1.5+1} = 0.6x + 0.37$$

$$y_2 = 0.6 \times x_1 + 0.37 = 0.6 \times 0.859 + 0.37 = 0.885$$

5. (11 分) 在直径为 0.8m 的逆流操作填料吸收塔内，在常压、常温下用清水吸收氨—空气混合物中的氨，已知入塔混合气体中氨的体积分率为 0.01，要求混合气中 99% 的氨被水吸收。已知入塔的混合气的流量为 48kmol/h，水的用量为最小用量的 1.5 倍，在操作条件下，以摩尔比组成表示的相平衡关系为 $Y_e = 0.755X$ ，气相总体积传质系数为 198kmol/(m³ · h)，试求所需填料层高度。

解：

以摩尔比浓度表示各股物流中溶质的含量，1 表示浓端，2 表示稀端

$$Y_1 = \frac{y_1}{1-y_1} = \frac{0.01}{1-0.01} = 0.0101$$

$$\text{因为：} \eta = \frac{y_1 - y_2}{y_1} = 0.99$$

$$y_2 = 1.01 \times 10^{-4}$$

$$\text{惰性气体量为：} V = 48 \times 0.99 = 47.52 \text{ kmol/h}$$

$$H_{0G} = \frac{V}{K_y a \Omega} = \frac{47.52}{198 \times 0.785 \times 0.8^2} = 0.476 \text{ m}$$

$$\left(\frac{L}{V}\right)_{\min} = \frac{Y_1 - Y_2}{X_1^* - X_2} = \frac{Y_1 - Y_2}{Y_1/m} = \frac{0.0101 - 0.000101}{0.0101/0.755} = 0.747$$

$$L/V = 1.5 \times 0.747 = 1.12$$

$$S = mV/L = 0.755/1.12 = 0.6734$$

$$N_{0G} = \frac{1}{1-S} \ln \left[(1-S) \frac{Y_1 - mX_2}{Y_2 - mX_2} + S \right] = \frac{1}{1-0.6734} \ln \left[(1-0.6734) \frac{Y_1}{Y_2} + 0.6734 \right]$$

$$= 10.71$$

$$h = N_{0G} \times H_{0G} = 10.71 \times 0.476 = 50.96 \text{ m}$$

