

武汉科技大学

2007 年硕士研究生入学考试试题解答

考试科目代码及名称：434 化工原理 总页数：11 第 1 页

说明：1. 适用专业：化学工程，化学工艺，生物化工，环境工程

2. 可使用的常用工具：计算器、三角板等文具

3. 答题内容写在答题纸上，写在试卷或草稿纸上一律无效

4. 考试时间为 3 小时，总分值 150 分

一、 填空题（每空 1 分 共 33 分）

1. 理想流体在管内流动时，在无外加能量的情况下，以单位质量流体所具有的能量来表示的柏努利方程为

$$gz_1 + \frac{u_1^2}{2} + \frac{p_1}{\rho} = gz_2 + \frac{u_2^2}{2} + \frac{p_2}{\rho}; \text{ or: } g\Delta z + \frac{\Delta u^2}{2} + \frac{\Delta p}{\rho} = 0; \text{ 以单位重量流体所具$$

有的能量来表示的柏努利方程为

$$z_1 + \frac{u_1^2}{2g} + \frac{p_1}{\rho g} = z_2 + \frac{u_2^2}{2g} + \frac{p_2}{\rho g}; \text{ or: } \Delta z + \frac{\Delta u^2}{2g} + \frac{\Delta p}{\rho g} = 0; \text{ 总压头沿流向不变。}$$

2. 流体在圆管中流动，若 Re 值小于 2000，则其流动状态为层流，速度分布曲线为抛物线，平均流速与最大流速的关系为1/2；若流体为理想流体，则其摩擦阻力为 0；速度梯度等于 0。
3. 流体在圆管中流动，并处于阻力平方区（完全粗糙区），若其他条件不变，流速增大，则摩擦系数 λ 不变；阻力损失增加。
4. 流体在管路中进行稳定流动，A、B 为管路中相距 L 的两个截面，其间不存在外加能量的输入或输出，若已知在 A 截面处的各参量为： $z_A = 3m$,

$$\frac{u_A^2}{2g} = 5m, \frac{p_A}{\rho g} = 2m; \text{ B 截面处的各参量则为: } z_B = 4m, \frac{u_B^2}{2g} = 6m, \frac{p_B}{\rho g} = 1m;$$

则由以上数据可以推断出流体的流动方向为 B 到 A。

5. 离心泵运转过程中，其流量控制一般是通过改变出口阀门的开度来调节。若开大出口阀门，将会导致泵吸入口真空度 增加；泵出口表压 减小；并会 增加 汽蚀危险（此处请选择“增加”或“降低”）。
6. 已知钢球在冷水中进行斯托克斯沉降，速度为 u_0 ，若将冷水预热，则钢球的沉降速度 u_0' 将 增加。
7. 过滤过程中，滤液在滤饼层中的流动属于 不稳定 流动（请选择填“稳定”“不稳定”）；恒压过滤时，随着过程的不断进行，过滤速度将逐渐 降低。
8. 传热过程与流体流动状态有密切的联系，若管内流体湍动程度增强，则管内对流传热系数 α 将 增加。
9. 两流体通过换热器进行换热操作，已知热流体温度由 60°C 降至 30°C ，冷流体温度相应由 20°C 升至 50°C ，则此两流体的换热操作为 逆流 操作（请选择“逆流”或“并流”）；该传热过程的对数平均温度差 Δt_m 为 10 $^\circ\text{C}$ ；该换热器的效率为 75%。
10. 实验室用水吸收氨测定填料塔的传质系数 $K_y a$ ，该系统为 气膜 控制，若气体流量的增加，则传质系数 $K_y a$ 增加。
11. 吸收过程属于 单向 扩散过程，按照双膜理论，在气液两相界面上，气液两相组成呈 平衡 状态。
12. 二元连续精馏，已知精馏段操作线方程为 $y = ax + b$ ，提馏段操作线

方程为 $y' = cx' - d$ ，式中， a 、 b 、 c 、 d 均为常数。则回流比 $R = \frac{a}{1-a}$ ； $x_D =$

$$\frac{b}{1-a}；x_w = \frac{d}{c-1}。$$

13. 某单级萃取过程中, 若已知萃取液中溶质 A 的浓度为 $y'_A = 0.6$, 萃余液中溶剂 B 的浓度为 $x'_B = 0.7$, 则选择性系数 β 为 3.5 ;

14. 某干燥过程, 新鲜空气自状态 $A_0 (t_0, H_0, I_0, \phi_0)$, 经预热器后, 状态变为 A_1 , 相应参数变为 (t_1, H_1, I_1, ϕ_1) , 作为干燥介质, 进入干燥器干燥湿物料。则新鲜空气与预热空气各对应参数的大小关系为: $t_0 < t_1$; $H_0 = H_1$; $I_0 < I_1$; $\phi_0 > \phi_1$ (请填“<”、“>”或“=”)。

二、 单项选择题 (每问 2 分, 共 24 分)

1. 流量为 V 时, 通过转子流量计的压降为 ΔP_1 , 流量为 $2V$ 时, 通过转子流量计的压降为 ΔP_2 , 则 ①。

- ① $\Delta P_2 = \Delta P_1$ ② $\Delta P_2 = 2\Delta P_1$ ③ $\Delta P_2 = 3\Delta P_1$

2. 如图 1, 水在水平直管内流动。已知两测压管测压孔均处于管中心, 两测压管的液面高度差为 ΔH , 则管中心流速 u 为 ②。

① $u = \frac{\Delta H}{2g}$

② $u = \sqrt{2g\Delta H}$

③ $u = 2g\sqrt{\Delta H}$

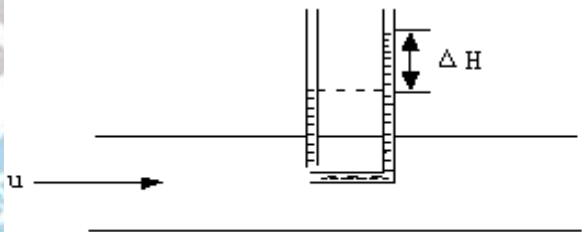


图 1 选择题 2 附图

3. 如图所示, 某液体流经一突然缩小的水平管路系统, 已知大管直径为 D , 流体在其中的流速为 u , 小管直径为 d , 两测压管安装在扩大部位的

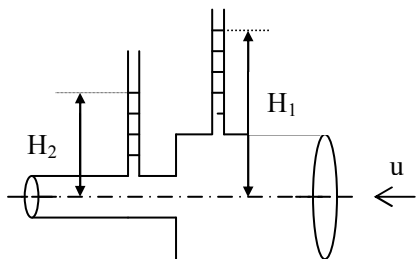


图 2 选择题 3 附图

两侧，高度差为 $\Delta H = H_2 - H_1$ ，则下述对 ΔH 的说明，正确的是 ①。

- ① 必然存在 $\Delta H < 0$
- ② $\Delta H > 0$
- ③ 需具体数据计算才能确定

4. 离心泵的工作点系指 ②。

- ① 泵最大效率下所对应的点
- ② 泵的特性曲线与管路特性曲线的交点
- ③ 泵铭牌上的流量和扬程所决定的适宜工作区域

5. 恒压过滤操作初始瞬间(即仅有过滤介质但尚无滤饼形成)，此时的过滤速度为 ②。

① $\frac{dV}{d\theta} = \frac{KA^2}{V + Ve}$ ； ② $\frac{dq_e}{d\theta} = \frac{K}{2q_e}$ ； ③ $\frac{dV}{d\theta} = \frac{K}{2Ve}$

6. 某间壁换热过程，污垢热阻及管壁导热热阻均可忽略，热流体侧对流传热系数 α_1 ，冷流体侧对流传热系数 α_2 ，已知 $\alpha_1 > \alpha_2$ ，则：

<1>为强化传热，应提高 ②

- ① α_1 ； ② α_2 ； ③同时提高 α_1 和 α_2

<2>管壁温度接近于 ① 侧的温度。

- ① 热流体侧； ② 冷流体侧； ③需具体计算传热系数 K 来推算确定

7. 吸收操作时，为提高吸收率，可采取 ③。

- ① 提高吸收液温度
- ② 将气液流向由逆流改为并流
- ③ 增大吸收液用量

8. 二元连续精馏计算中，进料热状态的变化将引起 $x-y$ 图中下列线的位置发生变化 ②。

- ① 平衡线

② 操作线与 q 线

③ 平衡线与 q 线

9. 工厂蒸馏操作实际中, 由于条件发生变化, 导致进料量 F 增加, 其他条件不变, 则会发生 ②。

① 塔顶产品浓度增加

② 塔底产品浓度增加

③ 由于塔本身所提供的实际板数不变, 故产品浓度不变

10. 下列有关萃取操作的说明, 正确的是 ②。

① 在三角形相图上, 温度升高, 两相区越大, 共轭线愈短

② 在三角形相图上, 温度升高, 萃取液的最大浓度降低

③ 萃取液与萃余液处于平衡状态

11. 湿度图中, 露点温度相等的线为 ③。

① 等温线

② 等相对湿度线

③ 等湿线

12. 散装填料(颗粒型或乱堆填料)可分为环型和鞍型两大类, 二者相比, 主要区别为 ①。

① 环型类填料空隙率大, 比表面积小

② 鞍型类填料空隙率大, 比表面积小

③ 两类填料空隙率和比表面积需要给出具体数据才能比较

三、实验操作分析题: (20分)

1. 电器接线状况正常的离心泵实验装置, 常温下在实验操作时发现, 在将离心泵泵体内灌满水, 启动电机后在运转过程中出水量逐渐减少, 最后停止吸液。试说明这种现象可能是什么原因导致的? 可采取那些具体解决措施? (10分)

答: 造成这种情况的原因主要是泵内吸入空气, 造成“气缚”现象所导致的。另外也有可能由于安装高度不合理, 形成气蚀, 当气蚀现象比较严重时也会造成这种现象。(6分) 解决办法: 检查吸入管路的状况, 如连接处、填料函等处的漏气状况, 采取措施堵漏, 必要时更换吸入管; 对于第二种情况, 可采取降低离心泵的安装高度, 若在实现上有困难, 可在流量范围

允许的情况下，适当降低出口阀的开度。

2. 某化工厂原有一套苯-甲苯精馏装置，设计时能够满足生产要求。后由于原料来源等原因，导致原料液中的苯浓度低于原设计值。计划仍采用该套装置进行生产，只要塔顶苯的摩尔浓度和原来相同即可。试定性分析在进料浓度 x_F 降低的情况下，可以采用那些措施来维持塔顶产品的浓度不变？各有什么利弊？（10分）

答：（1）增大回流比，但会导致塔顶产品的产量减少；
（2）降低加料板位置，会导致塔底甲苯的纯度下降；
（3）减少进料的焓，即降低进料液的预热程度，相当于增加提馏段的回流比，也会导致塔顶产品的产量减少。

四、计算及分析题（73分）

1. 为利用废水的余热，将废水与洗澡用水通过单程列管式换热器进行换热。废水经换热后，温度由 90°C 降为 50°C ，洗澡用水则由 20°C 升至 70°C ，洗澡用水在壳程中流动，其对流传热系数为 $\alpha_2 = 1500 \text{ w} / \text{m}^2 \text{ K}$ ，质量流量为 $m_{s2} = 10 \text{ kg/s}$ 。定性温度下，废水和洗澡用水的密度均为 $\rho = 1000 \text{ kg} / \text{m}^3$ ，比热均为 $c_p = 4170 \text{ J} / \text{kgK}$ ；废水的导热系数 $\lambda = 0.66 \text{ w} / \text{mK}$ ，粘度 $\mu = 0.40 \text{ cp}$ 。换热器内有 $\phi 19 \times 2$ 的管子 150 根，管长 3m。废水走管程，冷热两流体近似可视为完全逆流，管壁及污垢热阻均可忽略不计，求：

- ① 平均温度差 Δt_m （3分）
- ② 两流体换热量 Q 和管内废水的对流传热系数 （6分）
- ③ 以管外表面为基准的总传热系数 K （4分）
- ④ 该换热器能否满足要求。（3分）

解：①
$$\Delta t_m = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln(\Delta t_2 / \Delta t_1)} = \frac{(90 - 70) - (50 - 20)}{\ln[(90 - 70)/(50 - 20)]} = 24.66^{\circ}\text{C}$$

$$\textcircled{2} Q = m_{s2} c_{p2} \Delta t = 10 \times 4170 \times (70 - 20) = 2.085 \times 10^6 W = 2.085 \times 10^3 KW$$

$$\text{由此可知 } m_{s1} = \frac{Q}{c_{p1} \Delta T} = \frac{2.085 \times 10^6}{4170 \times (90 - 50)} = 12.5 kg/s$$

管内径为 $d = 19 - 2 \times 2 = 15 mm = 0.015 m$ ，废水在管内的流速为

$$u_1 = \frac{V_1}{A} = \frac{m_{s1} / \rho}{A} = \frac{12.5 / 1000}{150 \times 0.785 \times 0.015^2} = 0.472 m/s$$

$$Re = \frac{0.015 \times 0.472 \times 1000}{0.4 \times 10^{-3}} = 17700 > 2000, \text{ 为湍流}$$

因废水被冷却，所以

$$\begin{aligned} \alpha_1 &= 0.023 \frac{\lambda}{d} Re^{0.8} Pr^{0.3} = 0.023 \times \frac{0.66}{0.015} \left(\frac{0.015 \times 0.472 \times 1000}{0.4 \times 10^{-3}} \right)^{0.8} \times \left(\frac{4170 \times 0.4 \times 10^{-3}}{0.66} \right)^{0.3} \\ &= 0.023 \times \frac{0.66}{0.015} \times 17700^{0.8} \times 2.527^{0.3} = 3346 W/m^2 K \end{aligned}$$

$$\textcircled{3} \frac{1}{K} = \frac{1}{\alpha_1} \frac{d_2}{d_1} + \frac{1}{\alpha_2} = \frac{1}{3346} \times \frac{19}{15} + \frac{1}{1500} = 1.045 \times 10^{-3}$$

$$K = 957 W/m^2 K$$

④ 以管外面积为基准，换热器提供的传热面积为

$$A_{供} = 3.14 \times 0.019 \times 3 \times 150 = 26.9 m^2$$

$$\text{完成换热需要的面积为 } A_{需} = \frac{Q}{K \Delta t_m} = \frac{1043000}{957 \times 24.66} = 44.2 m^2$$

故不能满足要求。

2. 图 3 为某单级萃取示意图。其中 M 点为原料液 F 与纯溶剂 S 的和点，已知分配系数 $K_A = 1$ 。试在图上定性作出（本题可另在答题纸上定性绘制）：

(10分)

- ① 萃余相组成点 R 和萃取相组成点 E;
- ② 萃取液组成点 E' 和萃余液组成点 R' ;
- ③ 经单级萃取后所得萃取液最大浓度组成点 E_{max}'，并予以简单说明。

解：①因分配系数 $K_A = 1$ ，故联结线与 BS 线平行。
 过 M 点作与 BS 边平行的直线，交溶解度曲线于 R 和 E 点即为所求。

② 联结 SE 和 SR 并延长，交 AB 边于 E' 和 R' 点，即为所求。

③ 过 S 点作溶解度曲线的切线，与 AB 边交点 E_{max}'即为所求。

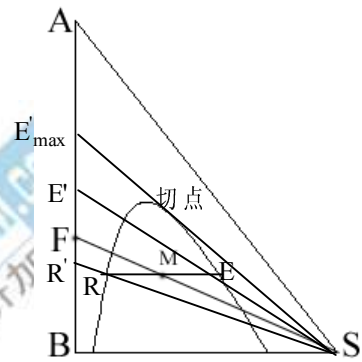
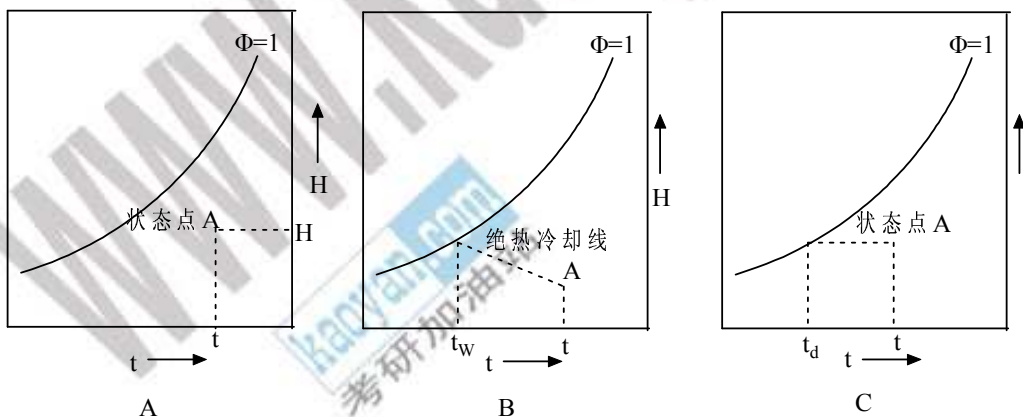


图 3 计算题 2 附图

3. 已知湿空气的下列参数，试分别在 t-H 图上确定该空气的状态点，并予以简单说明 (9分)。

- ① 已知 t 和 H
- ② 已知 t 和 t_w
- ③ 已知 t 和 t_d

解：



①如图 A 所示，为等温线和等湿线的交点

②如图 B 所示，在横标上找到 t_w 点，沿等温线找到与饱和线的交点，然后沿绝热冷却线与等温线相交，交点即为状态点。

③如图 C 所示，在横标上找到 t_d 点，沿等温线找到与饱和线的交点，然后沿等湿与等温线相交，交点即为状态点。

4. 某低浓度气体的吸收过程，已知其操作线方程为 $y = 2x + 0.02$ ，平衡关系为 $y^* = 2x$ ，溶液进出塔浓度分别为 $x_a = 0.01$ 和 $x_b = 0.05$ ，传质单元高度 $H_{OG} = 1\text{m}$ ，试求填料层高度。（8分）

解： $y_a = mx_a = 2 \times 0.01 = 0.02$ ； $y_b = mx_b = 2 \times 0.05 = 0.1$

$$N_{OG} = \int_{y_a}^{y_b} \frac{dy}{y - y^*} = \int_{0.02}^{0.1} \frac{dy}{2x + 0.02 - 2x} = \frac{0.18}{0.02} = 9$$

故填料层高度 $h_0 = N_{OG} \times H_{OG} = 9 \times 1 = 9\text{m}$

5. 某精馏塔，用于二元连续精馏操作。塔顶为全凝器，塔釜间接蒸汽加热，饱和蒸汽进料，进料组成为 $x_F = 0.5$ （摩尔分率，下同），已知塔顶产品量 D 和塔底产品量 W 相等，精馏段操作线方程为 $y = 0.8x + 0.18$ ，试求：

① 回流比 R 、塔顶产品组成 x_D 、塔底产品组成 x_W （9分）

② 提馏段操作线方程（6分）

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

可知 $\frac{R}{R+1} = 0.8$ ； $\frac{x_D}{R+1} = 0.18$ ，解得 $R=4$ ； $x_D = 0.90$ 。

又塔顶产品量 D 和塔底产品量 W 相等，根据物料衡算有

$$Fx_F = Dx_D + Wx_W； F = D + W = 2D，所以$$

$$x_W = 2x_F - x_D = 2 \times 0.5 - 0.9 = 0.1$$

② 提馏段操作线方程的形式为 $y = \frac{L'}{L'-W}x - \frac{Wx_w}{L'-W}$ ，根据题设条件

饱和蒸汽进料， $q=0$ ，则 $L'=L+qF=L=RD$ ， $W=D$ ，所以

可得提馏段操作线方程

$$y = \frac{L'}{L'-W}x - \frac{Wx_w}{L'-W} = \frac{RD}{RD-D}x - \frac{Dx_w}{RD-D} = \frac{R}{R-1}x - \frac{x_w}{R-1}$$

将 $R=4$ ， $x_w=0.1$ 代入上述方程，得到提馏段操作线方程的具体形

式为
$$y = \frac{4}{3}x - \frac{0.1}{3} = 1.333x - 0.0333$$

6. 在 20°C 下将水从贮槽中用泵送至反应器，输送管路为长 40m、内径为 52mm 的钢管，管路上有两个 90° 弯头（两个弯头的当量长度为 $\Sigma Le=35\text{m}$ ），一个 $1/2$ 开启的标准阀（当量长度 $Le=465\text{m}$ ）。管路出口在贮槽液面以上 12m，贮槽与大气相通，大气压力为标准大气

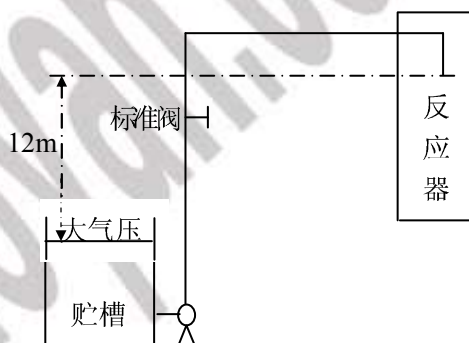


图 4 计算题 6 附图

压，反应器则在 $500\text{Kpa}=5\times 10^5\text{pa}$ （表压）下操作，若要维持 $5\times 10^{-3}\text{m}^3/\text{s}$ 的体积流量，求所需泵的轴功率。已知泵效率为 0.5，管路沿程摩擦系数 $\lambda=0.02$ ， 20°C 水的密度 $\rho=1000\text{Kg}/\text{m}^3$ 。（15 分）

解：在贮槽液面和管路出口之间列伯努利方程，并以贮槽液面为基准

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

式中， $z_1=0$ ； $u_1=0$ ； $p_1=0$ （表压）

$$z_2 = 12m; u_2 = 0; p_2 = 500kPa(\text{表压})$$

$$h_f = \lambda \frac{L + \sum L_e}{d} \frac{u^2}{2g} + \sum \xi \times \frac{u^2}{2g}, \quad \text{其中 } \lambda = 0.02; \quad L = 40m;$$

$$\sum L_e = 35 + 465 = 500m; \quad d = 0.052m; \quad u = \frac{5 \times 10^{-3}}{0.785 \times 0.052^2} = 2.36m/s;$$

$\sum \xi$ 包括管路进口突然缩小 $\xi = 0.5$ 和出口突然扩大 $\xi = 1$, 即 $\sum \xi = 1.5$, 故

$$h_f = \lambda \frac{L + \sum L_e}{d} \frac{u^2}{2g} + \sum \xi \times \frac{u^2}{2g} = \left(0.02 \frac{40 + 500}{0.052} + 1.5 \right) \frac{2.36^2}{2g} = 59.4m$$

$$\text{因此 } h_e = z_2 + \frac{p_2}{\rho g} + h_f = 12 + \frac{500 \times 10^3}{1000 \times 9.81} + 59.4 = 122.4m$$

则离心泵的轴功率为

$$N = \frac{Ne}{\eta} = \frac{m_s h_e g}{\eta} = \frac{5 \times 10^{-3} \times 1000 \times 122.4 \times 9.81}{0.5} = 12004W = 12Kw$$