

# 武汉大学

## 二〇〇八年招收硕士研究生入学考试答案

考试科目及代码：\_\_\_\_\_ 834 化工原理 \_\_\_\_\_

适用专业：\_\_\_\_\_ 化学工程，化学工艺，生物化工，环境工程 \_\_\_\_\_

说明：1. 可使用的常用工具：计算器、三角板等文具

2. 答题内容写在答题纸上，写在试卷或草稿纸上一律无效。考完后试题随答题纸交回。

3. 考试时间 3 小时，总分值 150 分。

### 一、 填空题（每空 1.5 分 共 39 分）

1. 理想流体在管内流动时，平均流速与管截面上各处点流速的大小关系为相等\_\_\_\_\_；沿流动方向总压头不变\_\_\_\_\_。
2. 不可压缩流体在圆管中流动，保持体积流量  $V$  及其他条件均不变，若将管径减少为原来的  $1/2$ ，即  $d_2 = 0.5d_1$ ，则雷诺数将变为原来的 2 倍；若两种情况下均为层流流动，则阻力损失变为原来的 16 倍；若两种情况均为完全湍流区的流动，阻力损失则变为原来的 32 倍。
3. 已知某液体输送系统中，离心泵的特性曲线方程为  $H = 20 - 2Q^2$ ，管路特性曲线方程为  $H = 10 + 8Q^2$ ，式中各参数的单位均为 SI 制。则该输送系统实际输送的流量为  $1\text{m}^3$ ；离心泵的扬程为 18m。
4. 已知某颗粒在重力加速度为  $g$  的重力场中进行斯托克斯沉降，速度为  $u_0$ ；若将该颗粒放到离心加速度为  $2g$  的离心力场当中，仍进行斯托克斯沉降，则其沉降速度为  $2u_0$ 。
5. 恒速过滤时，随着过程的进行，要求过滤压力逐渐 增大；恒压过滤时，随着过程的不断进行，过滤速度将逐渐 降低。
6. 两流体通过换热器进行换热操作，已知热流体温度由  $60^\circ\text{C}$  降至  $30^\circ\text{C}$ ，冷流体温度相应由  $20^\circ\text{C}$  升至  $40^\circ\text{C}$ ，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  $\Delta T_m$  为 14.43  $^\circ\text{C}$ 。  
若其中冷流体为具有腐蚀性且较易清洗的液体，则应该选择冷流体流

密封线内不要写题

经 管程、热流体流经 壳程 (请选择“管程”或“壳程”)。

7. 实验室用水吸收二氧化碳测定填料塔的传质系数  $K_y a$ ，该系统为 液膜 控制；若减少气体流量，其他条件不变，则吸收因数 A 将 增大；气体出塔尾气浓度将 降低；吸收率将 增加。
8. 连续精馏过程中，在符合恒摩尔流假设的条件下，若进料为饱和液体进料，则精馏段的上升蒸汽摩尔流率  $V$  等于 提馏段的上升蒸汽摩尔流率  $V'$ ；精馏段的下降液体摩尔流率  $L$  则 小于 提馏段的液体摩尔流率  $L'$ 。
9. 某萃取操作，已知分配系数  $K_A = 1$ ，则经单级萃取后所得到的萃取相浓度 = 萃余相浓度 (请选择“=”、“<”或“>”)；此时平衡联结线 (共轭线) 与底边 (BS 边) 平行。
10. 某干燥过程，若降低空气的温度，则相对湿度  $\Phi$  将 增加；湿度 H 不变；湿球温度  $t_{wv}$  将 减小；露点温度  $t_d$  将 不变。(请填“增加”“不变”或“减少”)。

## 二、单项选择 (每问 2 分, 共 16 分)

1. 下列关于复杂管路的说明, 正确的是 ①。
- ① 并联管路中各支管的流量分配, 在各支管长度和摩擦系数  $\lambda$  相同的情况下, 取决于各支管管径的大小
  - ② 串联管路各管段流速相等
  - ③ 分支管路各支管流量相等
2. 两流体通过换热器进行热交换, 壳程一侧为饱和蒸汽冷凝, 管内则为无相变的流体湍流传热过程。则管壁温度 ①。
- ① 接近于蒸汽温度
  - ② 接近于流体温度
  - ③ 需考虑管壁的导热热阻, 具体计算之后才能确定
3. 有关往复泵的特点有如下几种说法, 正确的是 ③。
- ① 扬程与管路无关
  - ② 流量随扬程升高而增大
  - ③ 流量具有不均匀性
4. 某气体用 A、B、C 三种不同的吸收剂进行吸收操作, 液气比相同, 吸收因数的大小关系为  $A_A > A_B > A_C$ , 则气体溶解度的大小关系为 ①。
- ①  $A > B > C$
  - ②  $C > B > A$
  - ③ 无法确定

5. 下列有关萃取操作的说明, 正确的是 ② 。
- ① 在三角形相图上, 萃取液和萃余液互呈平衡
  - ② 要求所选用的萃取剂的选择性系数  $\beta$  必须大于 1
  - ③ 要求分配系数  $K_A$  必须大于 1
6. 在恒速干燥阶段, 存在 ② 。
- ① 所除去的水分一定是自由水分
  - ② 物料表面温度等于空气的湿球温度
  - ③ 干燥速率大于物料表面水分汽化速率
7. 对饱和空气, 其干球温度  $t$ 、绝热饱和温度  $t_{as}$ 、湿球温度  $t_w$  和露点温度  $t_d$  之间的大小关系为 ② 。
- ①  $t > t_w = t_{as} > t_d$
  - ②  $t = t_w = t_{as} = t_d$
  - ③  $t > t_w > t_{as} > t_d$
8. 二元连续精馏计算中, 进料热状况的改变将引起以下 ③ 线的变化。
- ① 平衡线和  $q$  线
  - ② 平衡线 and 操作线
  - ③ 操作线与  $q$  线

### 三、实验设计及操作分析题 (26 分)

1. 试设计测定离心泵扬程的实验装置。电器线路等均已齐备, 实验室已有离心泵和真空表, 连接管路若干以及相应水槽、水管、阀门。问:
- (1) 尚需哪些测量仪表或设施? (3 分)
  - (2) 需测定哪些数据? (3 分)
  - (3) 画出装置示意图, 列出最终测定结果的表达式。(8 分)

解: (1) 尚需压力表一支, 测量工具如直尺等; (本问回答出压力表即可给满分)

(2) 需测定离心泵吸入管路上真空表的读数 (或真空度); 出口管路上压力表的读数 (或离心泵出口压力); 压力表和真空表之间的垂直高度 (本问只要答出前面两条即可获满分)。

(3) 装置示意图如下图所示, 测得压力表和真空表读数及两者之间的垂直距离后, 在泵的进出口处真空表和压力表之间列伯努利方程, 以真空表所在的平面为基准面, 则



系数  $\alpha_1$  将维持不变, 并且因冷流体的  $\alpha_2 \gg$  热流体对流传热系数  $\alpha_1$ , 总传热系数  $K$  约等于热流体对流传热系数  $\alpha_1$ , 调节过程中不发生变化; 传热面积  $A$  不变, 故对数平均温度差会降低。

#### 四、计算及分析题 (69 分)

1. 如图所示的管路系统, 某液体水平自 A 向 D 流动, 管路 B I C 和 B II C 为并联管路。各管路直径  $d$  均相同,



管长 (包括所有局部位置的当量长度) 均为  $L$ , 摩擦系数均为  $\lambda$ 。已知流体在 AB 管的流量为  $Q$ 。① 试列出流体流经该管路系统自 A 到 D 的阻力表达式。② 若 AD 两点压力相同, 且处于同一水平面上, 则该管路的管路特性曲线方程如何表达? ③ 若将一台离心泵安装在 AB 管路上, 以完成该输送任务, 则离心泵工作点所对应的扬程和流量各为多少? (15 分)

解: ① 在 A 到 D 的阻力损失为:

$$h_{fAD} = h_{fAB} + h_{fBC} + h_{fCD}$$

管段 BC 为并联管路, 其阻力损失为

$$h_{fBC} = h_{fBIC} = h_{fBII C} = \lambda \frac{L u_{BII C}^2}{d \cdot 2g} = \lambda \frac{L u_{BII C}^2}{d \cdot 2g}$$

由连续性方程,  $u_{BII C} = u_{BII C} = \frac{1}{2}u$ ,  $u = Q/(0.785d^2)$ , 故总阻力表达式为

$$h_{fAD} = \lambda \frac{L u^2}{d \cdot 2g} + \lambda \frac{L (0.5u)^2}{d \cdot 2g} + \lambda \frac{L u^2}{d \cdot 2g} = 2.25 \times \lambda \frac{L u^2}{d \cdot 2g}$$

$$\text{即 } h_{fAD} = 2.25 \times \lambda \frac{L u^2}{d \cdot 2g} = 2.25 \times \lambda \frac{L [Q/(0.785d^2)]^2}{2g} = 3.65 \lambda \frac{L Q^2}{d^5 \cdot 2g}$$

② 在 AD 之间列伯努利方程, 因  $\Delta z = 0$ ;  $\Delta p = 0$ , 则管路特性曲线方程为:

$$h = 2.25 \times \lambda \frac{L u^2}{d 2g} = 3.65 \times \lambda \frac{L Q^2}{d^5 2g}$$

该结果与前一问题等价。

③ 因离心泵安装在 AB 管路上, 故其流量仍为  $Q$ , 扬程为  $h = 3.65 \times \lambda \frac{L Q^2}{d^5 2g}$

2. 冷热两流体通过单程列管式换热器进行换热。热流体走壳程, 冷流体走管程; 冷热两流体近似可视为完全逆流。热流体经换热后, 温度由  $90^\circ\text{C}$  降为  $40^\circ\text{C}$ , 冷流体则由  $20^\circ\text{C}$  升至  $60^\circ\text{C}$ , 已知壳程中热流体的对流传热系数为  $\alpha_1 = 3000 \text{ W/m}^2 \text{ K}$ , 质量流量为  $m_{s1} = 10 \text{ kg/s}$ 。定性温度下, 两种流体的密度均为  $\rho = 1000 \text{ kg/m}^3$ , 比热均为  $c_p = 4000 \text{ J/kgK}$ ; 管程中冷流体的导热系数  $\lambda = 0.60 \text{ W/mK}$ , 粘度  $\mu = 4 \times 10^{-4} \text{ Pa}\cdot\text{s}$ 。拟使用的换热器内有  $\Phi 19 \times 2$  的管子 200 根, 管长 6m。管壁及污垢热阻均可忽略不计, 求:

- ① 平均温度差  $\Delta t_m$  (5 分)
- ② 两流体换热量  $Q$  和管内冷流体的对流传热系数 (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 
$$\Delta t_m = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln(\Delta t_2 / \Delta t_1)} = \frac{(90 - 60) - (40 - 20)}{\ln[(90 - 60)/(40 - 20)]} = 24.66^\circ\text{C}$$

② 
$$Q = m_{s1} c_{p2} \Delta t = 10 \times 4000 \times (90 - 40) = 2 \times 10^6 \text{ W} = 2 \times 10^3 \text{ KW}$$

由此可知 
$$m_{s2} = \frac{Q}{c_{p2} \Delta T} = \frac{2 \times 10^6}{4000 \times (60 - 20)} = 12.5 \text{ kg/s}$$

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

$$u_2 = \frac{V_2}{A} = \frac{m_{s2} / \rho}{A} = \frac{12.5 / 1000}{200 \times 0.785 \times 0.015^2} = 0.354 \text{ m/s}$$

$$\text{Re} = \frac{0.015 \times 0.354 \times 1000}{4 \times 10^{-4}} = 13270 > 2000, \text{ 为湍流}$$

因管内冷流体被加热，所以

$$\begin{aligned}\alpha_2 &= 0.023 \frac{\lambda}{d} \text{Re}^{0.8} \text{Pr}^{0.4} = 0.023 \times \frac{0.6}{0.015} (13270)^{0.8} \times \left( \frac{4000 \times 4 \times 10^{-4}}{0.6} \right)^{0.4} \\ &= 0.023 \times \frac{0.6}{0.015} \times 13270^{0.8} \times 2.667^{0.4} = 2707 \text{ W/m}^2\text{K}\end{aligned}$$

$$\textcircled{3} \quad \frac{1}{K} = \frac{1}{\alpha_1} \frac{d_2}{d_1} + \frac{1}{\alpha_2} = \frac{1}{2707} \times \frac{19}{15} + \frac{1}{3000} = 8.013 \times 10^{-4}$$

$$K = 1248 \text{ W/m}^2\text{K}$$

④ 以管外面积为基准，换热器提供的传热面积为

$$A_{\text{外}} = 3.14 \times 0.019 \times 6 \times 200 = 71.6 \text{ m}^2$$

$$\text{完成换热需要的面积为 } A_{\text{需}} = \frac{Q}{K\Delta t_m} = \frac{2 \times 10^6}{1248 \times 24.66} = 65 \text{ m}^2$$

约有  $\frac{71.6-65}{71.6} \times 100\% = 9.22\%$  的裕度，故能满足要求。

3. 在实验室进行恒压过滤操作，忽略过滤介质阻力，过滤时间为  $\theta$  时，所得滤液量为  $V_1$ ，若再过滤  $\theta$  时间，又可得到多少滤液量  $V_2$ ？前后两阶段过滤终了时过滤速率之比是多少？（10分）

解：忽略过滤介质阻力的过滤基本方程为  $V^2 = KA^2\theta$ ，故  $KA^2 = V_1^2/\theta$ 。若再过滤  $\theta$  时间，由  $V^2 = KA^2\theta$ ，可得  $V^2 = KA^2(2\theta)$ ，则  $V^2 = KA^2(2\theta) = \frac{V_1^2}{\theta} \times 2\theta = 2V_1^2$ 。

则累积所得的滤液量为  $V = \sqrt{2}V_1$ ，因此再过滤  $\theta$  时间所得滤液量为

$$V_2 = V - V_1 = \sqrt{2}V_1 - V_1 = 0.414V_1$$

由  $V^2 = KA^2\theta$ ，可得  $\frac{dV}{d\theta} = \frac{KA^2}{2V}$ ，所以，第一阶段终了时的过滤速率为

$\left(\frac{dV}{d\theta}\right)_1 = \frac{KA^2}{2V_1}$ ; 第二阶段終了时的过滤速率为  $\left(\frac{dV}{d\theta}\right)_2 = \frac{KA^2}{2V} = \frac{KA^2}{2\sqrt{2}V_1}$ 。则二者之比为  $\left(\frac{dV}{d\theta}\right)_1 / \left(\frac{dV}{d\theta}\right)_2 = \left(\frac{KA^2}{2V_1}\right) / \left(\frac{KA^2}{2\sqrt{2}V_1}\right) = \frac{\sqrt{2}}{2}$ , 即第二阶段为第一阶段的  $\frac{\sqrt{2}}{2}$  倍。

4. 某吸收过程, 已知其操作线方程为  $y = ax + b$  ( $a, b$  均为常数), 平衡线为与操作线平行的直线。溶液进出塔浓度分别为  $x_a$  和  $x_b$ , 传质单元高度  $H_{OG} = 1m$ , 求

- ① 操作液气比和吸收因数 (4分)    ② 填料层高度 (6分)

解: ① 由  $y = ax + b$ , 与操作线方程  $y = \frac{L}{G}x + (y_a - \frac{L}{G}x_a)$  比照, 可知该操作的液气比为  $\frac{L}{G} = a$ ; 又由平衡线与操作线为平行直线, 故平衡关系为  $y^* = ax$ , 可知相平衡常数  $m = a$ , 故根据吸收因数的定义:  $A = \frac{L}{mG}$ , 所以  $A = 1$ 。

② 根据所给定的操作线方程, 可知  $y_a - \frac{L}{G}x_a = b$ ;  $y_b - \frac{L}{G}x_b = b$ ;  $\frac{L}{G} = a$ , 故

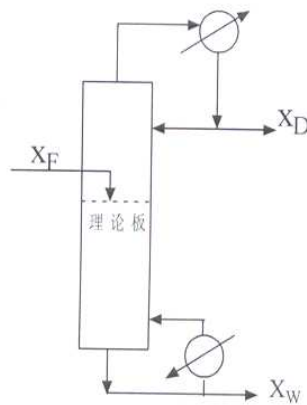
$$y_a = ax_a + b; \quad y_b = ax_b + b。$$

$$N_{OG} = \int_{x_a}^{x_b} \frac{dy}{y - y^*} = \int_{x_a}^{x_b} \frac{dy}{ax + b - ax} = \frac{(ax_b + b) - (ax_a + b)}{b} = \frac{a}{b}(x_b - x_a)$$

故填料层高度

$$h_0 = N_{OG} \times H_{OG} = \frac{a}{b}(x_b - x_a) \times 1 = \frac{a}{b}(x_b - x_a)m$$

5. 如图 4 所示, 用常压连续精馏塔分离某二元组分混合液, 饱和液体进料, 塔顶为全凝器, 塔釜间接蒸汽加热 (不相当于一块理论板), 原料液  $F = 100 \text{ kmol/h}$ ,  $x_F = 0.50$  (摩尔分率, 下同), 馏出液  $D = 40 \text{ kmol/h}$ , 塔内只有一块理论板, 相对挥发度  $\alpha = 2$ 。试求:



- ① 馏出液浓度  $x_D$ 、塔底产品浓度  $x_W$  各为多少?  
 ②  $x_D$  最高值为多少? (16分)

解： 本题只有提馏段，而无精馏段。

① 由物料衡算

$$F = D + W$$

$$Fx_f = Dx_D + Wx_W$$

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

$$40x_D + 60x_W = 100 \times 0.5 = 50 \quad (1)$$

但仍需找出另一个关系才能求得  $x_D$  和  $x_W$ 。由题意可知，塔内只有一块理论板，并且塔顶组成和塔底组成互呈平衡，故有

$$x_D = \frac{\alpha x_W}{1 + (\alpha - 1)x_W} = \frac{2x_W}{1 + (2 - 1)x_W} = \frac{2x_W}{1 + x_W} \quad (2)$$

(1) 和 (2) 联立，解一元二次方程，得  $x_W = 0.432$  ;  $x_D = 0.603$

②  $x_D$  的最高值为与进料组成呈平衡。故

$$x_{D\max} = \frac{\alpha x_f}{1 + (\alpha - 1)x_f} = \frac{2x_f}{1 + x_f} = \frac{2 \times 0.5}{1 + 0.5} = 0.667$$