

湘潭大学 2014 年硕士研究生入学考试初试正卷

参考答案及评分标准

科目代码： 836 科目名称： 化工原理(一)

适用专业： 专业方向 01-06

一、单项选择题（共 10 小题，每小题 2 分，共 20 分）

1. 进行离心泵特性曲线测定实验时，启动泵后，出水管不出水，泵进口处真空计指示真空度很高，其故障的原因应该是（ ① ）。
①吸入管路堵塞 ②排出管路堵塞 ③水温太高 ④真空计坏了
2. 已知大气压力为 1atm，容器内的绝对压力为 450mmHg，则容器上的压力表读数为（ ④ ）。
①1060 mmHg ②400 mmHg ③310 mmHg ④0 mmHg
3. 当固体微粒在大气中沉降是层流区域时，以（ ② ）的大小对沉降速度的影响最为显著。
①颗粒密度 ②颗粒直径 ③空气粘度 ④空气密度
4. 以下说法正确的是（ ① ）。
①过滤速率与过滤面积成正比 ②过滤速率与过滤面积的平方成正比
③过滤速率与滤液体积成正比 ④过滤速率与滤布阻力成反比
5. 关于总传热系数 K ，下述说法中错误的是（ ③ ）。
①传热过程中总传热系数 K 实际是个平均值
②总传热系数 K 随着所取的传热面不同而异
③总传热系数 K 可用来表示传热过程的强弱，与冷、热流体的物性无关
④要提高 K 值，应从降低最大热阻着手
6. 一操作中精馏塔，若保持 F 、 x_F 、 q 、 V' （塔釜上升蒸汽量）不变，减小 D ，则塔顶易挥发组分回收率（ ② ）。
①增大 ②减少 ③不变 ④无法确定
7. 低浓度难溶气体的逆流吸收过程，若其他操作条件不变，仅入塔气量有所下降，则液相总传质单元数 N_{OL} 将（ ③ ）。
①增大 ②降低 ③基本不变 ④无法确定
8. 对于恒速干燥阶段，下列哪个描述是错误的？（ ④ ）
①干燥速度与气体的性质有关 ②干燥速度与气体的流向有关
③干燥速度与气体的流速有关 ④干燥速度与物料种类有关
9. 当回流比从全回流逐渐减小时，精馏段操作线向平衡线靠近。为达到给定的分离要求，所需的理论板数（ ② ）。

- ①逐渐减少 ②逐渐增多 ③不变 ④无法确定

10. 对接近常压的低浓度溶质的气液平衡系统,当温度和压力不变,而液相总浓度增加时,其溶解度系数 H 将 (③),亨利系数 E 将 (③)。

- ①增加 ②减少 ③不变 ④无法确定

二、填空题 (共 10 小题, 每小题 2 分, 共 20 分)

11. 某设备的真空表读数为 500 mmHg , 设备外环境大气压强为 640 mmHg , 则它的绝对压强为 $(18.7)\text{ kPa}$ 。
12. 在定态流动系统中, 管路由直径为 $\phi 57 \times 3.5\text{ mm}$ 的细管, 逐渐扩大到 $\phi 108 \times 4\text{ mm}$ 的粗管, 若流体在细管内的流速为 4 m/s , 则在粗管内的流速为 $(1)\text{ m/s}$ 。
13. 降尘室内, 颗粒可被分离的必要条件是气体在室内的停留时间应(大于或等于)颗粒的沉降时间; 而气体的流动类型应控制在(层流区)。
14. 在转筒真空过滤机上过滤某种悬浮液, 若忽略过滤介质阻力且其他条件保持不变, 现生产能力需提高 25%, 则转筒的转速将为原来的约 (1.56) 倍。
15. 无相变时流体在圆形直管中作强制湍流传热, 在 $Nu = 0.023Re^{0.8}Pr^n$ 关联式中, n 是为校正(热流方向)的影响。当流体被加热时, n 取 (0.4) 。
16. 热油和水在一套管换热器中换热, 水由 30°C 升至 80°C 。若冷流体为最小值流体, 热油的入口温度为 130°C , 则传热效率为 (0.5) 。
17. 由于脱吸过程中气相溶质分压总是(小于)溶质的平衡分压, 因此脱吸操作线总在平衡线的(下方)。(填大于或小于、上方或下方)
18. 用水吸收氨-空气混合气体中的氨, 它是属于(气膜)控制的吸收过程, 对于该过程来说, 要提高吸收速率, 则应该设法减小(气膜)阻力。(填液膜或气膜)
19. 在 $t-x-y$ 图中的气液共存区内, 气液两相温度(相等), 但气相组成(大于)液相组成。(填大于、小于、相等或不确定)
20. 若以空气作为干燥介质, 在恒定的温度下, 湿物料中的平衡水分与自由水分的划分与物料的性质(有关), 与空气的状态(有关)。(填有关、无关、不确定)

三、判断题 (填√和×) (共 10 小题, 每小题 2 分, 共 20 分)

21. 某一任意管路, 流量增大则阻力损失增大; 流量减小则阻力损失减小, 设流量一定, 管径增大阻力损失一定减小。(√)
22. 一般来说, 只从离心泵的功率消耗而言, 用变速调节比用阀门调节泵的输液量为更经济。(√)
23. 旋风分离器当切向进口风速相同时, 随着离心分离器直径的增大, 其离心分离因数减小。(×)
24. 在相同操作压强下, 若洗涤液物性与滤液物性相同, 则加压叶滤机的洗涤速率与最终过滤速率之比为 $1/4$ 。(×)

25. 在列管换热器中,用饱和蒸汽加热空气,则传热管的壁温将接近加热蒸汽温度;换热器总传热系数 K 将接近空气侧的对流传热系数。(☒)
26. 设置隔热挡板是减少热辐射散热的有效方法。挡板材料的黑度越低,辐射散热量越少。(☒)
27. 易挥发组分在气相中的分压必大于难挥发组分的分压。(☒)
28. 精馏塔顶冷凝器相当于一块理论板。(☒)
29. 增加吸收剂用量,操作线的斜率增大,则操作线向远离平衡线的方向偏移,吸收过程推动力变大。(☒)
30. 精馏和吸收均属于传质过程,其中精馏使用板式塔,吸收使用填料塔。(☒)

四、计算题(总共 6 小题)(任选作 5 小题并注明题号,多选将按 31-35 小题计分,每小题 18 分,共 90 分)

31. 用泵将贮槽中的石油经 $\phi 108 \times 4 \text{ mm}$ 的管子输送到高位槽,油的流率为 $40 \text{ m}^3/\text{h}$ 。两槽为敞口容器,液位落差为 20 m ,管子总长为 450 m (含各种管件及阀门的当量长度)。试计算输送 50°C 石油所需的有效功率。设两槽液面恒定不变, 50°C 石油的密度为 890 kg/m^3 ,粘度为 $0.187 \text{ Pa}\cdot\text{s}$ 。(18 分)

解答:油在管内的流速: $u = \frac{40/3600}{0.785 \times 0.1^2} = 1.42 \text{ m/s}$ (2 分)

因 $R_e = \frac{\rho u d}{\mu} = \frac{890 \times 1.415 \times 0.1}{0.187} = 673 < 2000$ 故此流动属层流流动。(2 分)

$\lambda = \frac{64}{R_e} = \frac{64}{673} = 0.0951$ (1 分)

$\sum h_f = \lambda \cdot \frac{l + \sum l_e}{d} \cdot \frac{u^2}{2g} = 0.0951 \times \frac{450}{0.1} \times \frac{1.415^2}{2 \times 9.81} = 43.67 \text{ m}$ (3 分)

取低位液面为 1-1 截面,高位槽液面为 2-2 截面,并以 1-1 截面为基准面,在两截面之间列机械能衡算方程。(1 分)

$z_1 + \frac{p_1}{\rho g} + \frac{u_1^2}{2g} + H_e = z_2 + \frac{p_2}{\rho g} + \frac{u_2^2}{2g} + \sum h_f$ (2 分)

式中: $z_1 = 0$, $z_2 = 20 \text{ m}$, $p_1 = p_2 = 0$ (表压), $u_1 = u_2 \approx 0$, $\sum h_f = 43.67 \text{ m}$ 。(2 分)

故泵所需的扬程: $H_e = 20 + 43.67 = 63.67 \text{ m}$ (2 分)

泵的有效功率: $N_e = H_e Q \rho g = 63.67 \times \frac{40}{3600} \times 890 \times 9.81 \times 10^{-3} = 6.2 \text{ kW}$ (3 分)

32. 在小型板框压滤机上进行某悬浮液的过滤实验,过滤面积为 0.01174 m^2 ,过滤时用 4 个滤框,

恒压过滤时的表压 $3.92 \times 10^4 \text{ Pa}$ 。实验数据如下:

时间 τ, s	30	60	90	120	150	180
滤液量 $V \times 10^3, m^3$	1.15	1.95	2.54	3.04	3.48	3.88

试确定过滤常数 K , q_e , τ_e , 并建立恒压过滤方程。(18 分)

解答: 将恒压过滤方程改写为: $\frac{\tau}{q} = \frac{1}{K}q + \frac{2}{K}q_e$ (2 分)

式中: $q = V/A = V/0.0117 \quad m^3/m^2$ (2 分)

将实验数据处理如下表: (4 分)

时间 τ, s	30	60	90	120	150	180
$q, m^3/m^2$	0.0980	0.1661	0.2164	0.2590	0.2964	0.3305
$\tau/q, s \cdot m^2/m^3$	306.3	361.2	416.0	463.4	506.0	544.6

在直角坐标系中以 τ/q 为纵坐标, 以 q 为横坐标, 将对应点进行标注, 得直线, 结果为:

直线斜率 $\frac{1}{K} = 984$ (2 分), 直线截距 $\frac{2}{K}q_e = 208$ (2 分)

即: $K = 1.02 \times 10^{-3} \quad m^2/s$ (1 分), $q_e = 0.106 \quad m^3/m^2$ (1 分), $\tau_e = \frac{q_e^2}{K} = 11.0 \quad s$ (1 分)

恒压过滤方程为: $(q + 0.106)^2 = 1.02 \times 10^{-3}(\tau + 11.0)$ (3 分)

求过滤常数还有一种方法, 即对恒压过滤方程微分, 并以差商 $\Delta\tau/\Delta q$ 代替微商 $d\tau/dq$, 则:

$$\frac{\Delta\tau}{\Delta q} = \frac{1}{K}q + \frac{2}{K}q_e。$$

在直角坐标系中, 以 $\Delta\tau/\Delta q$ 为纵坐标, 以平均的 q' 为横坐标, 将对应点进行标注时, 得到直线的斜率为 $2/K$, 截距为 $2q_e/K$, 定出 K 和 q_e 后, τ_e 可计算出。

33. 有一蒸汽管, 尺寸为 $\phi 50 \times 2.5mm$, 管外包有两层绝热材料 A 和 B, 每一层厚度都是 $25mm$, 已

知绝热材料的导热系数为 $\lambda_B = 5\lambda_A$ 。试定量判断绝热材料 A 包在里层的绝热效果好还是包在外层的绝热效果好。(蒸汽管本身的热阻和管道轴向热损失可以忽略不计)。(18 分)

解答: 蒸汽管直径 $d_1 = 0.05m$ (1 分), 里层保温层直径 $d_2 = 0.1m$ (1 分),

外层保温层直径 $d_3 = 0.15m$ (1 分)。

$$d_{m1} = (0.05 + 0.10) / 2 = 0.075m \text{ (1 分)}, \quad d_{m2} = (0.10 + 0.15) / 2 = 0.125m \text{ (1 分)}$$

以 $1m$ 管长为基准:

$$A_{m1} = \pi d_{m1} = 3.14 \times 0.075 = 0.236 \text{ (1 分)}$$

$$A_{m2} = \pi d_{m2} = 3.14 \times 0.125 = 0.393 \text{ (1 分)}$$

$$b_1 = b_2 = 0.025m \text{ (1 分)}$$

第一种情况: 绝热材料 A 在里层

$$\begin{aligned} Q/L &= \Delta t / [b_1 / (\lambda_A A_{m1}) + b_2 / (\lambda_B A_{m2})] \\ &= \Delta t / [0.025 / (\lambda_A \times \pi \times 0.075) + 0.025 / (5\lambda_A \times \pi \times 0.125)] \text{ (3 分)} \\ &= \Delta t / [1 / (3\lambda_A \pi) + 1 / (25\lambda_A \pi)] \\ &= \Delta t \times 75\lambda_A \pi / 28 \end{aligned}$$

第二种情况: 绝热材料 A 在外层

$$\begin{aligned} Q'/L &= \Delta t / [b_1 / (\lambda_B A_{m1}) + b_2 / (\lambda_A A_{m2})] \\ &= \Delta t / [0.025 / (5\lambda_A \times \pi \times 0.075) + 0.025 / (\lambda_A \times \pi \times 0.125)] \text{ (3 分)} \\ &= \Delta t \times 15\lambda_A \pi / 4 \end{aligned}$$

$$\therefore Q/Q' = \Delta t \times 75\lambda_A \pi \times 4 / (\Delta t \times 15\lambda_A \pi \times 28) = 5/7 \text{ (2 分)}$$

$$\therefore Q' = 1.4Q \text{ (1 分)}$$

$\therefore$ 在本题情况下, 导热系数小的绝热材料 A 在里层有利于保温。(1 分)

34. 用连续精馏塔分离某二元混合液, 原料液流量为 $200 kmol/h$, 露点 (饱和蒸汽) 进料, 进料浓度为 0.5 , 塔顶馏出液浓度为 0.96 , 釜液浓度为 0.1 (以上均为易挥发组分的摩尔分率)。操作条件下相对挥发度为 3 , 塔顶采用全凝器, 泡点回流。塔釜间接蒸汽加热, 且塔釜汽化量为最小汽化量的 1.5 倍。试求塔釜的气化量。(18 分)

解答: 先作全塔物料衡算求出 D : $F = D + W$ (1 分), $Fx_F = Dx_D + Wx_W$ (1 分)

$$\text{即 } 200 \times 0.5 = D \times 0.96 + W \times 0.1 \text{ (2 分)}$$

$$\text{解得: } D = 93.0 \text{ kmol/h (1 分)}, \quad W = 107 \text{ kmol/h (1 分)}$$

因是露点进料, $q = 0$ (1 分) 及 $y_q = x_F = 0.5$ (1 分),

$$\text{故: } y_q = \frac{\alpha x_q}{1 + (\alpha - 1)x_q} = \frac{3x_q}{1 + 2x_q} = 0.5 \text{ (2 分)}$$

$$\text{解得: } x_q = 0.25 \text{ (1 分)}$$

$$R_{\min} = \frac{x_D - y_q}{y_q - x_q} = \frac{0.96 - 0.5}{0.5 - 0.25} = 1.84 \quad (2 \text{ 分})$$

精馏段最小上升蒸汽量: $V_{\min} = (R_{\min} + 1)D = (1.84 + 1) \times 93 = 264.12 \quad \text{kmol/h} \quad (2 \text{ 分})$

提馏段最小上升蒸汽量 (即为塔釜最小气化量):

$$V'_{\min} = V_{\min} + (q - 1)F = 264.12 + (0 - 1) \times 200 = 64.12 \quad \text{kmol/h} \quad (2 \text{ 分})$$

塔釜气化量: $V' = 1.5V'_{\min} = 1.5 \times 64.12 = 96.18 \quad \text{kmol/h} \quad (1 \text{ 分})$

35. 在直径为 1 m 的填料吸收塔内, 用清水作溶剂, 入塔混合气流量为 100 kmol/h 。其中溶质含量为 6% (体积百分数), 要求溶质回收率为 95% , 取实际液气比为最小液气比的 1.5 倍, 已知在操作条件下的平衡关系为 $Y = 2.0X$, 总体积传质系数 $K_Y a = 200 \text{ kmol}/(\text{m}^3 \cdot \text{h})$ 。(注: 本题可视为低浓度气体的吸收, 逆流操作。)

试求:

(1) 出塔液体组成: (8 分)

(2) 所需填料层高。(10 分)

解答: (1) 出塔液体组成

利用液气比与组成的关系可求出塔液体组成:

由 $VY_1 + LX_2 = VY_2 + LX_1 \quad (1 \text{ 分})$

有 $\frac{L}{V} = \frac{Y_1 - Y_2}{X_1 - X_2} \quad (1 \text{ 分})$

又 $\left(\frac{L}{V}\right)_{\min} = \frac{Y_1 - Y_2}{X_1^* - X_2} \quad (1 \text{ 分})$

所以 $\frac{Y_1 - Y_2}{X_1 - X_2} = 1.5 \frac{Y_1 - Y_2}{X_1^* - X_2} \quad (1 \text{ 分})$

已知 $X_2 = 0 \quad (1 \text{ 分})$, $Y_1 = \frac{0.06}{1 - 0.06} = 0.064 \quad (1 \text{ 分})$

则 $X_1 = \frac{X_1^*}{1.5} = \frac{Y_1}{1.5m} = \frac{0.064}{1.5 \times 2} = 0.021 \quad (2 \text{ 分})$

(2) 所需填料层高

填料层高可由传质单元数法计算:

由溶质回收率 $\varphi_A = \frac{Y_1 - Y_2}{Y_1} \quad (1 \text{ 分})$

$$\text{有 } Y_2 = Y_1(1 - \varphi_A) = 0.064 \times (1 - 0.95) = 0.0032 \quad (1 \text{ 分})$$

$$\therefore \Delta Y_1 = Y_1 - Y_1^* = Y_1 - mX_1 = 0.064 - 2 \times 0.021 = 0.022 \quad (1 \text{ 分})$$

$$\Delta Y_2 = Y_2 - Y_2^* = Y_2 - mX_2 = 0.0032 \quad (1 \text{ 分})$$

$$\therefore \Delta Y_m = \frac{\Delta Y_1 - \Delta Y_2}{\ln \frac{\Delta Y_1}{\Delta Y_2}} = \frac{0.022 - 0.0032}{\ln \frac{0.022}{0.0032}} = 0.0098 \quad (2 \text{ 分})$$

$$\text{填料层高度 } Z = H_{OG} N_{OG}$$

$$\text{传质单元高度 } H_{OG} = \frac{V}{K_y a \Omega} = \frac{100}{200 \times 0.785 \times 1^2} = 0.637 \text{ m} \quad (2 \text{ 分})$$

$$\text{传质单元数 } N_{OG} = \frac{Y_1 - Y_2}{\Delta Y_m} = \frac{0.064 - 0.0032}{0.0098} = 6.2 \quad (1 \text{ 分})$$

$$\text{则有 } Z = 0.637 \times 6.2 = 3.95 \text{ m} \quad (1 \text{ 分})$$

36. 常压下在一等焓干燥器中将含水率为 3.7% 的盐类结晶干燥至 0.5% (均为湿基)。已知空气在 20℃, 湿度为 0.01kg 水 / kg 绝干空气状态下预热到 120℃ 后进入干燥器, 废气出口湿度为 0.03kg 水 / kg 绝干空气。干空气的流量为每小时 8000kg 绝干空气。试求: (1) 每小时加入干燥器的湿物料量; (9 分) (2) 废气出口温度。(9 分)

解答: (1) 每小时加入干燥器的湿物料量 G_1

$$\text{由 } W = G_1 \frac{w_1 - w_2}{1 - w_2} \text{ 可知, 若求出蒸发水量 } W, \text{ 则 } G_1 \text{ 即可求出。} \quad (3 \text{ 分})$$

$$\text{而 } W = L(H_2 - H_1) = 8000 \times (0.03 - 0.01) = 160 \text{ kg/h} \quad (3 \text{ 分})$$

$$\text{则 } G_1 = W \frac{1 - w_2}{w_1 - w_2} = 160 \times \frac{1 - 0.005}{0.037 - 0.005} = 4975 \text{ kg/h} \quad (3 \text{ 分})$$

(2) 废气出口温度 t_2

由题目已知, 空气在干燥器中经历的过程为一等焓过程, 即 $I_1 = I_2$ 。(2 分)

$$(1.01 + 1.88H_1)t_1 + 2490H_1 = (1.01 + 1.88H_2)t_2 + 2490H_2 \quad (3 \text{ 分})$$

$$t_2 = \frac{(1.01 + 1.88 \times 0.03) \times 120 - 2490 \times (0.03 - 0.01)}{1.01 + 1.88 \times 0.03} = 73.3^\circ\text{C} \quad (4 \text{ 分})$$