

810 化工原理 2019 北京化工大学研究生入学考试模拟题

前言

本套模拟题共包含 3 套试卷，试卷中题目均由 2018 届北京化工大学应届本校考研人编写，该模拟题针对官方样题以及近 3 年真题，归纳总结出高频考点，以及预测考点。所以，本次编写的 3 套试卷，第一套回忆 2018 年真题编写，解答题也会列出详细的题目分析和答案详解，请各位同学认真学习；第二套试卷主要针对高频考点进行强化，加深对考点的理解；第三套试卷在解答题部分难度会有所增加，旨在加深考生对化工原理考研知识的综合应用。

下表是北京化工大学的复试线汇总表

表 1 近 4 年招生复试线

年份	2015 年	2016 年	2017 年	2018 年
化学工程 与技术	310	320	340	300
环境工程 与技术	290	310	340	300
化学工程	310	305	320	290
环境工程	290	290	320	290

试卷结构分析

试卷主演由 3 部分组成，其中：

1. 填空题（16 分），每空 1 分，共 16 空，此题难度较小，主要是基本知识点的运用，难度较低，推荐答题时间不超过 15min。
2. 简答题（6×4=24 分）：简答题多以定性分析为主，主要考察各部分公式的理解情况，需要对基本公式理解深刻，推荐答题时间不超过 25min。
3. 计算题（110 分）：流体流动与输送机械，传热，气体吸收，蒸馏，干燥各有一道大题。其中流体流动与输送机械，传热两道大题计算量最大，公式使用较多，需要考生良好的计算能力和清晰的逻辑；吸收和蒸馏相对计算量较小，主要考察对公式和原理的理解和运用；干燥考察相对最简单，主要是记忆公式。

目录

810 化工原理 2019 北京化工大学研究生入学考试模拟题	1
前言	1
试卷结构分析	1
模拟题一	2
解析及答案	3
模拟题二	8
参考答案	10
模拟题三	13
参考答案	15

模拟题一

一、填空题

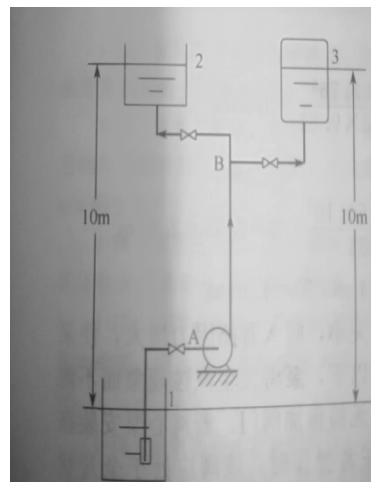
1. 阀门管件处存在局部阻力的原因：_____（2018 真题）
2. 粘度的物理意义_____。随温度升高，液体粘度_____，气体粘度_____
3. 离心泵在两敞口容器间输送流体，当流体密度增大时，离心泵流量_____，压头_____，轴功率_____
4. 重力降尘室长度 b ，宽度 l ，气体流量 q ，能 100% 除去的最小粒径为_____
5. 三层保温层的热导率从大到小分别为 $\lambda_1, \lambda_2, \lambda_3$ ，若要增强保温效果，三层保温层由里到外依次为_____
6. 换热器热补偿的三种结构_____
7. 常温常压下的低浓度氨水溶液，当页面上方压力增大时，亨利系数 E _____，溶解度系数 H _____。
8. 精馏操作中，回流比增大时，所需理论塔板数_____，塔釜中加热蒸汽消耗量_____，

二. 简答题

1. 简述层流内层的形成过程。
2. 简述离心泵主要结构及作用。
3. 在管式换热器中使用饱和蒸汽加热管内流体，当由单管程变为多管程时，其他条件不变时，管道出口处流体温度如何变化，为什么？
4. 简述双模理论的主要内容。
5. 精馏时，当回流比 R 增大，馏出液组分 x_d ，塔釜液相 x_w ，塔顶冷却剂消耗量，塔底加热蒸汽消耗量如何变化。
6. 当使用水吸收氨气时，在塔器不改变的情况下如何改变操作条件能强化吸收过程。

三. 解答题

1. 如图所示，使用离心泵将敞口槽中密度为 1200kg/m^3 的液体输送至两个高位槽中。已知密闭容器上方表压 15kPa ，阀门全开时，吸入管路全长 12m （含局部当量长度），管径 60mm ；压出管路：AB 长 15m ，管径 60mm ，支路 B-2 长度 15m ，管径 40mm ，支路 B-3 长度 10m ，管径 45mm 。已知分别向高位槽 2 和 3 中最大输送量为 $4.2 \times 10^{-3}\text{m}^3/\text{s}$ 和 $3.6 \times 10^{-3}\text{m}^3/\text{s}$ 。管路摩擦系数取 0.03 。（1）试选用一台离

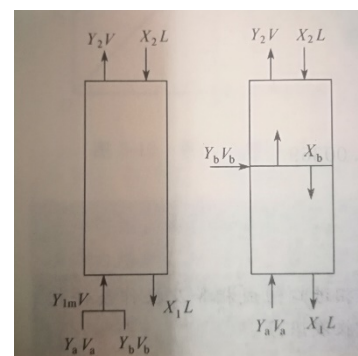


心泵，求其压头 (2) 若操作条件下的溶液饱和蒸汽压为 9kpa，大气压 100kpa，必须汽蚀余量为 3m，求泵的安装高度。

2.一传热面积为 25 m²的管式换热器，换热管规格为 25mm*2.5mm。该换热器使用 110℃ 饱和水蒸气将管内流体从 20℃ 加热到 80℃。液体流量为 2.5*10⁴kg/h，比热容 4KJ/ (kg.K)。

(1) 若换热器使用一段时间后，只能将溶液加热到 75℃，求污垢热阻。(2) 若仍使液体出口处温度保持在 80℃，则应使用多高温度的饱和水蒸气。

3.如图所示，在 101.3kpa，25℃ 时，采用塔截面积为 1 m²的填料塔，使用新鲜吸收剂逆流吸收气体混合物，其中流量为 50kmol/h, 溶质含量 0.05 (摩尔含量)。另一股气体流量为 50kmol/h，溶质含量 0.03 (摩尔含量)。要求吸收率 90%，操作条件下亨利系数 279kpa。试求:(1)当两股气体混合后吸收，液汽比为最小液汽比得 1.5 倍，求吸收液浓度和填料层高度 (此时气象总传质系数为 30kmol/ (h.m³))。(2) 两股气体分别在塔底和塔中适当位置进入使，达到相同效果时填料层高度。



4.对于一精馏塔，采用饱和蒸汽进料，进料组成 $X_f=0.5$ ，操作回流比是最小回流比的 1.5 倍，塔顶采用分凝器，已知产品组分 $x_D=0.95$ ，从第一块板流出液组成为 0.810，求第一块理论板的莫夫利单板效率。已知体系相对挥发度为 2.5

5.在箱式干燥器中干燥物料，使用循环空气干燥，温度 25℃，湿度 0.01kg 水汽/kg 干气预热至 70℃ 送入干燥器，以 4m/s 的速度流过物料表面。求恒速干燥阶段的干燥速率。已知湿球温度 30℃，汽化相变焓 2424KJ/kg。

解析及答案

填空题

- 1.流体在管件处流向和流速发生改变造成能量损失
- 2 流体流动时垂直于流动方向上单位速度梯度的剪应力；减小；增大
- 3 不变；不变；增大
4.
$$d = \sqrt{\frac{18\mu q}{g(\rho_s - \rho)lb}}$$
- 5, $\lambda_3, \lambda_2, \lambda_1$
- 6.膨胀节；U 形管式换热器；浮头式换热器
- 7.不变；不变；
- 8, 减少；增加

简答题

1.当流体开始流动时，流动形态为层流，当流体继续流动时，流速越来越大，惯性力越来越大，发展成为湍流，当流体达到充分湍流时，在器壁处流体速度径向脉动较小，呈现出层流的特征，我们称其为层流内层

2.离心泵主要由叶轮，泵壳，底阀等组成。其中叶轮的作用是将流体的动能转化为静压能，泵壳主要起约束流体的作用，底阀主要是在灌泵时使用，防止液体倒流。

3.当由单管程变为多管程时，流体流速增加，根据公式 $\alpha = 0.023 \frac{\lambda}{d} \text{Re}^{0.8} \text{Pr}^{0.4}$ 可知，雷诺数增加，传热系数增加，传热量变大，出口处温度升高。

4.一.气液相界面处存在静止的气膜和液膜，两相中均已分子扩散方式进行传质。二 某一相的传质阻力全集中在该相静止的膜中，传质推动力也集中在该膜内，称为有效膜。三 气液相界面处气液两相达到平衡，无传质阻力。

5.回流比增大，精馏段操作线方程斜率增大，有利于精馏，塔顶馏出液组成 x_d 增大，塔底馏出液组成 x_w 减小。塔内液体流量变大，故加热蒸汽消耗量变大，所以塔内蒸汽流量增大，故，塔顶冷却剂消耗量增加。

6.由于氨气易溶于水，故可以通过降低温度，增加压力，增加吸收剂使用量，提高液相流速等方法来强化吸收。温度降低，压力增加，使得相平衡系数 m 增加，有利于吸收；由于该吸收过程属于液相阻力占主导的过程，增加液相流速，加速湍动也可强化吸收；增加吸收剂使用量使得吸收过程的平均推动力增大，有利于吸收。

解答题

1.题目分析：近年的化工原理在考察流体输送这部分内容时较早年考察难，计算量较大，解答此题时主要针对流体输送中伯努利方程以及泵特性曲线的理解和应用。2018 年考察的流体输送主要是泵的选择，涉及多条支路 and 不同管径，所以需要多次使用伯努利方程，增大了计算难度，考生必须要清晰明确伯努利方程的使用条件，分段计算，才能保证题目计算正确。解：使用泵向两个高位槽输送流体，故应分别计算所需压头，取较大压头作为选泵依据。

$$\text{B-2 支路: } u_2 = \frac{q_{v2}}{\frac{\pi d_2^2}{4}} = \frac{4.2 \times 10^{-3}}{0.785 \times 0.04^2} = 3.34 \text{ m/s}$$

$$\text{B-3 支路: } u_3 = \frac{q_{v3}}{\frac{\pi d_3^2}{4}} = \frac{3.6 \times 10^{-3}}{0.785 \times 0.045^2} = 2.26 \text{ m/s}$$

$$\text{总管路流量为: } q_v = q_{v2} + q_{v3} = 4.2 \times 10^{-3} + 3.6 \times 10^{-3} = 7.8 \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\text{流速: } u = \frac{q_v}{\frac{\pi d_1^2}{4}} = \frac{7.8 \times 10^{-3}}{0.785 \times 0.06^2} = 2.76 \text{ m/s}$$

$$\text{在贮槽 1 和高位槽 2 之间列伯努利方程得: } z_1 + \frac{u^2}{2g} + \frac{p_1}{\rho g} + H_{e2} = z_2 + \frac{u_2^2}{2g} + \frac{p_2}{\rho g} + \sum h_{f,1-2}$$

其中： $p_1=p_2=0$ (表压)，取低位槽水面为零势能面，则 $z_2 - z_1=10$ 。 $u=u_2=0$

$$\sum h_{f,1-2} = \sum h_{f,1-B} + \sum h_{f,B-2} = \lambda \frac{(l+l_e)_{1-B} u^2}{d_1 \times 2g} + \lambda \frac{(l+l_e)_{B-2} u_2^2}{d_2 \times 2g}$$

$$= 0.03 \times \frac{12+15}{0.06} \times \frac{2.76^2}{2 \times 9.81} + 0.03 \times \frac{15}{0.04} \times \frac{3.34^2}{2 \times 9.81} = 11.64 \text{ m}$$

所以： $H_{e2} = z_2 + \sum h_{f,1-2} = 10 + 11.64 = 21.64 \text{ m}$

同理在贮槽 1 和高位槽 3 之间列伯努利方程有：

$$z_1 + \frac{u^2}{2g} + \frac{p_1}{\rho g} + H_{e3} = z_3 + \frac{u_3^2}{2g} + \frac{p_3}{\rho g} + \sum h_{f,1-3}$$

其中： $p_1=0$, $p_3=15\text{kPa}$ (表压), 取低位槽水面为零势能面, 则 $z_3 - z_1=10\text{m}$, $u=u_3=0$

$$\sum h_{f,1-3} = \sum h_{f,1-B} + \sum h_{f,B-3} = \lambda \frac{(l+l_e)_{1-B} u^2}{d_1 \times 2g} + \lambda \frac{(l+l_e)_{B-3} u_3^2}{d_3 \times 2g}$$

$$= 0.03 \times \frac{12+15}{0.06} \times \frac{2.76^2}{2 \times 9.81} + 0.03 \times \frac{10}{0.045} \times \frac{2.26^2}{2 \times 9.81} = 6.98 \text{ m}$$

所以： $H_{e3} = z_3 + \frac{p_3}{\rho g} + \sum h_{f,1-3} = 10 + \frac{15 \times 10^3}{1200 \times 9.8} + 6.98 = 18.25 \text{ m}$

比较得, 取压头 $H_e=21.64\text{m}$

确定安装高度, 吸入管路压头损失：

$$\sum h_{f,1-A} = \sum \lambda \frac{(l+l_e)_{1-B} u_{1A}^2}{d_1 \times 2g} = 0.03 \times \frac{12}{0.06} \times \frac{2.76^2}{2 \times 9.81} = 2.33 \text{ m}$$

则泵允许安装高度：

$$H_{g\text{允}} = \frac{p_0 - p_v}{\rho g} - (NPSH)_r - \sum h_{f,1-A} = \frac{(100-9) \times 10^3}{1200 \times 9.81} - 3 - 2.33 = 2.4 \text{ m}$$

为实际操作安全, 实际安装应再降低 0.5m, 实际安装高度为 1.9m。

2. 题目分析：传热历年来均占较大分值, 该单元操作需从热量核算开始准确记忆公式, 解题

逻辑必须清晰, 2018 年没有考察 $Nu = 0.023 \frac{\lambda}{d} Re^{0.8} Pr^{0.3 \text{ or } 0.4}$ 这个公式, 题中使用了这个公

式中的比例关系, 但流体流型不符合公式使用条件。此时题目仍采用该式衍生出的比例关系计算, 故考生对这个公式衍生出的比例关系应熟练掌握：一般传热题目从热量衡算开始出发计算, 所以要牛顿冷却定律深刻理解：饱和蒸汽加热也是近年来的高频考点, 解答此问时主要使用比例关系。因此, 考生应对传热各个公式理解到位并且能灵活运用。

解：原工况条件下的平均对数温度差为： $\Delta t_m = \frac{t_2 - t_1}{\ln \frac{T - t_1}{T - t_2}} = \frac{80 - 20}{\ln \frac{110 - 20}{110 - 80}} = 54.6^\circ\text{C}$

原工况下总传热系数为：

$$K = \frac{Q}{A\Delta t_m} = \frac{q_m c_p (t_2 - t_1)}{A\Delta t_m} = \frac{25000 \times 4000 \times (80 - 20)}{25 \times 3600 \times 54.6} = 1221 \text{ W } / (\text{m}^2 / \text{K})$$

使用一年后，出口温度下降至 75℃，此时的平均对数温度差为：

$$\Delta t_m' = \frac{t_2 - t_1}{\ln \frac{T - t_1}{T - t_2}} = \frac{75 - 20}{\ln \frac{110 - 20}{110 - 75}} = 58.2^\circ\text{C}$$

总传热系数为：

$$K' = \frac{Q'}{A\Delta t_m'} = \frac{q_m c_p (t_2' - t_1)}{A\Delta t_m'} = \frac{25000 \times 4000 \times (75 - 20)}{25 \times 3600 \times 58.2} = 1050 \text{ W } / (\text{m}^2 / \text{K})$$

总热阻等于各部分热阻倒数和的倒数，由于热阻在管内，所以污垢热阻：

$$R_s = \left(\frac{1}{K'} - \frac{1}{K} \right) \frac{d_2}{d_1} = \left(\frac{1}{1050} - \frac{1}{1221} \right) \times \frac{20}{25} = 1.07 \times 10^{-4} \text{ m}^2 \text{ K } / \text{W}$$

若仍要使液体出口温度保持在 80℃，则此时的温度差为：

$$\Delta t_m'' = \frac{Q}{AK'} = \frac{q_m c_p (t_2 - t_1)}{AK'} = \frac{25000 \times 4000 \times (80 - 20)}{25 \times 3600 \times 1050} = 63.5^\circ\text{C}$$

$$\text{即：} \Delta t_m'' = \frac{t_2 - t_1}{\ln \frac{T' - t_1}{T' - t_2}} = 63.5^\circ\text{C}，\text{解得：} T' = 118.2^\circ\text{C}。$$

3.题目分析：气体吸收是化工原理考研解答题中计算量较大的一道题目，需要考生对气体吸收操作线和平衡线之间的关系理解达到较高程度，2018 年考察两股进料，分段计算，因此需要考生准确使用公式计算填料层高度。

$$\text{解：混合后气体摩尔浓度：} Y_{1m} = \frac{50 \times 0.05 + 50 \times 0.03}{50 + 50} = 0.04$$

$$\text{出塔气体浓度比：} Y_2 = Y_{1m} (1 - \eta) = 0.04 \times (1 - 0.9) = 0.004$$

$$\text{相平衡常数：} m = \frac{279}{101.3} = 2.75，X_2 = 0$$

$$\text{操作液气比：} \frac{L}{V} = 1.5 \left(\frac{L}{V} \right)_{\min} = 1.5 \frac{Y_{1m} - Y_2}{\frac{Y_{1m}}{m} - X_2} = 1.5 \eta m = 1.5 \times 0.9 \times 2.75 = 3.72$$

$$\text{所以：} X_1 = X_2 + \frac{V(Y_{1m} - Y_2)}{L} = \frac{0.04 - 0.004}{3.72} = 0.00968$$

$$\text{传质单元高度：} H_{OG} = \frac{V}{K_y A \Omega} = \frac{50 + 50}{30 \times 1} = 3.33 \text{ m}$$

$$S = \frac{mV}{L} = \frac{2.75}{3.72} = 0.74$$

$$N_{OG} = \frac{1}{1-S} \ln \left[(1-S) \frac{1}{1-\eta} + S \right] = \frac{1}{1-0.74} \ln \left[(1-0.74) \frac{1}{1-0.9} + 0.74 \right] = 4.64$$

$$Z = N_{OG} H_{OG} = 4.64 \times 3.33 = 15.45 m$$

当两股气体各自进料时，填料塔分为两部分，塔内液气比不同，分别计算。
对于上段填料塔，进塔气相 $Y_b=0.03$ ，出塔气相组成 $Y_2=0.004$ ， $L/V=3.72$

$$\text{塔中部：} x_b = \frac{V(Y_b - Y_2)}{L} = \frac{0.03 - 0.004}{3.72} = 0.00699$$

$$H_{OG1} = \frac{V}{K_y A \Omega} = \frac{50+50}{30 \times 1} = 3.33 m \quad S_1 = \frac{mV}{L} = \frac{2.75}{3.72} = 0.74$$

$$N_{OG1} = \frac{1}{1-S_1} \ln \left[(1-S_1) \frac{Y_b - mX_2}{Y_2 - mX_2} + S_1 \right] = \frac{1}{1-0.74} \ln \left[(1-0.74) \frac{0.03}{0.004} + 0.74 \right] = 3.81$$

$$Z_1 = N_{OG1} H_{OG1} = 3.81 \times 3.33 = 12.69 m$$

下段填料层高度：

对于下部，进塔组成 $Y_a=0.05$ ， $Y_b=0.03$ ， $L/V=7.44$ ， $X_b=0.00699$

$$H_{OG2} = \frac{V/2}{K_y A \Omega} = \frac{50}{30 \times 1} = 1.667 m \quad S_2 = \frac{mV}{2L} = \frac{2.75}{2 \times 3.72} = 0.37$$

$$N_{OG2} = \frac{1}{1-S_2} \ln \left[(1-S_2) \frac{Y_a - mX_b}{Y_b - mX_b} + S_2 \right] = \frac{1}{1-0.37} \ln \left[(1-0.37) \frac{0.05 - 2.75 \times 0.00699}{0.03 - 2.75 \times 0.00699} + 0.37 \right] = 1.21$$

$$Z_2 = N_{OG2} H_{OG2} = 1.21 \times 1.085 = 1.31 m$$

$$\text{所以：} Z = Z_1 + Z_2 = 12.69 + 1.31 = 14 m$$

4.题目分析：精馏考察相对简答，计算量并不大，主要是对精馏过程的理解。2018年考察莫夫利单板效率的计算，同时考察最小回流比的计算，需要注意进料热状态即 q 值，北京化工大学主要考察 0 或 1，未来几年也可能考察其他值，需要注意。

解：最小回流比：由于是饱和蒸汽进料，故 $q=0$

$$\text{所以联立方程：} y = \frac{q}{q-1} x - \frac{x_F}{q-1} = x_F = 0.5$$

$$y = \frac{\alpha x}{1 + (\alpha - 1)x} = \frac{2.5x}{1 + 1.5x}$$

联立解得 e 点坐标 (0.29, 0.5)

则最小回流比为：

$$R_{\min} = \frac{x_D - y_e}{y_e - x_e} = \frac{0.95 - 0.5}{0.5 - 0.29} = 2.14$$

操作回流比： $R = 1.5 R_{\min} = 1.5 \times 2.14 = 3.21$

精馏段操作方程为： $y = \frac{R}{R+1}x + \frac{x_D}{R+1} = 0.762x + 0.226$

由题意， $y_0 = x_D = 0.95$ ， x_0 与 y_0 满足相平衡方程，所以：

$$x_0 = \frac{y_0}{\alpha - (\alpha - 1)y_0} = \frac{0.95}{2.5 - 1.5 \times 0.95} = 0.884$$

经计算： $y_1 = 0.762x_0 + 0.226 = 0.900$ $x_1 = \frac{y_1}{\alpha - (\alpha - 1)y_1} = \frac{0.9}{2.5 - 1.5 \times 0.9} = 0.783$

所以，第一块理论板的莫夫利单板效率： $E_{ML} = \frac{x_0 - x_1}{x_0 - x_1^*} = \frac{0.884 - 0.810}{0.884 - 0.783} = 0.733$

5.题目解析：干燥题目难度低，但是需要记忆大量公式，在北京化工大学教学中干燥考察并不多，但近年来考研考察较多，需要注意。故本题来自化工原理教材，希望考生记忆该题目中公式，近年来考察较多，值得注意。

湿比体积：

$$v_H = (0.772 + 1.244H) \times \frac{273+t}{273} = (0.772 + 1.244 \times 0.01) \times \frac{273+70}{273} = 0.968 \text{ kg 水汽/kg 干气}$$

湿空气密度： $\rho = \frac{1+H}{v_H} = \frac{1+0.01}{0.968} = 1.024 \text{ kg/m}^3$

湿空气质量流速： $G = u\rho = 4 \times 1.024 = 4.10 \text{ kg/(m}^2 \cdot \text{s)}$

对流传热系数： $\alpha = 14.3 G^{0.8} = 14.3 \times 4.1^{0.8} = 44.21 \text{ W/(m}^2 \cdot \text{s)}$

干燥速率： $U_c = \frac{\alpha}{r_w}(t - t_w) = \frac{44.21}{2424 \times 1000} \times (70 - 30) = 7.3 \times 10^{-4} \text{ kg/(m}^2 \cdot \text{s)}$

模拟题二

一，填空题

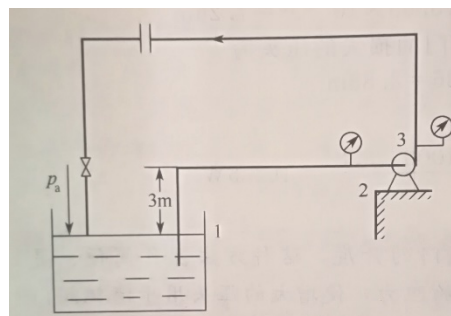
1. 雷诺数的物理意义_____
2. 正位移泵有_____, 其流量取决于_____, 压头取决于_____
3. 管内湍流流动的流体, 当流速增加到原来的 2 倍时, 对流传热系数增加为原来的____, 若管径变为原来的 1/2 而流量保持不变, 则对流传热系数变为原来的_____
4. 传质单元数与_____, _____, _____有关
5. 塔板上的气液接触情况主要有_____, _____, _____三种。
6. 评价旋风分离器的三项性能指标主要是_____, _____, _____
7. 若湿空气温度不变, 相对湿度增加, 则露点_____

二，简答题

1. 简述离心泵气缚和气蚀及其原因。
2. 简述量纲分析法的优点。
3. 简述增加传热效率的方法。
4. 证明重力降尘室生产能力与高度无关。
5. 精馏操作时, X_f , F , R , V' 不变, 当由饱和液体进料变为过冷液体进料时, D , x_D , W 如何变化。
6. 简述恒摩尔流假设的主要内容。

三，解答题

1. 一循环水路, 一离心泵特性曲线为 $H=18-6 \times 10^{-5} q^2$, 泵吸入管路 10m, 压出管路 50m, 管径均为 $46 \times 3\text{mm}$, 摩擦系数均取 0.02, 求管路内水循环量, 泵入口及出口处压力表读数。



2. 一列管式换热器，管规格 25*2.5mm，长 3m，冷却剂以 0.7m/s 从管中流过，温度从 20 升到 50℃。流量 5000kg/h，温度 75℃，冷凝潜热 310KJ/kg 的饱和蒸汽做加热剂。已知蒸汽冷凝传热系数 800W/(m².K)，冷却剂传热系数 2500 W/(m².K)，冷却剂侧污垢热阻 0.00055 m².K/W，其他热阻不记，试求传热面积和管程及管数。(冷却剂热容 2.5KJ/kg.K，密度 860kg/m³)

3. 使用解析塔使用蒸汽逆流解析戊烷，解析塔内纯溶剂流率 0.03kmol/h，进塔液相组成 0.06，要求解吸后 0.001，平衡关系为 $y=24x$ ，总体积传质系数 $K_x a$ 为 0.02kmol (m³.s)，蒸汽用量为最小用量的 1.5 倍，求解吸塔高度。

4. 为测定某塔内的莫夫利单板效率，进行全回流操作，操作稳定后，测得由上到下相邻三块塔板液相组成分别为： $x_n=0.43, x_{n+1}=0.285, x_{n+2}=0.173$ ，已知相对挥发度为 2.43。求分别用气液相表示的第 n 块塔板的莫夫利单板效率。

5. 将含水量 18% (湿基) 的湿物料，均匀铺在正方形平盘中干燥。在该条件下，物料平衡含水量 1%，临界含水量 6%，干燥至 4h 时含水量为 8%。若干燥速率是一常数。求：将物料干燥至含水量 2% 时所需的干燥时间。

参考答案

填空题

1. 惯性力与粘性力的比值
2. 往复泵；泵特性；管路特性
3. 1.74；3.48
4. 分离要求；平衡关系；操作液汽比
5. 鼓泡；泡沫；喷射
6. 临界直径；分离效率；压降
7. 升高

简答题

1. 由于离心泵未灌泵或者泵气密性不好导致的泵无法连续吸液排液的现象称为气缚；由于泵安装高度过高导致的流体汽化冲击叶轮造成叶轮损伤的现象称为气蚀。
2. 工作量小，结果具有普遍性，经验公式易推广。
3. 增加流速，使得对流传热系数增加；增加传热面积，在其他条件不变的情况下传热量增加；及时清理污垢，减少污垢热阻，使得总传热阻力变小，传热效率增加。
4. 设重力降尘室的长宽高分别为 l, b, h ，气体流量为 q ，则重力降尘室除尘的基本原理是微粒

在降尘室中停留时间大于降到底部的时间，即 $\frac{b l h}{q_v} \geq \frac{h}{u_t}$ ，可得降尘室生产能力与高度无关。

5. 进料越冷，越有利于精馏，所以 x_D 增大，由于回流比不变，精馏段操作线斜率不变，整体向上平移，故 D 变小；根据全塔物料衡算以及提馏段操作线方程，可以得到 W 增大。

6. (1) 二元物系中两组分摩尔相变焓相近，(2) 两组分沸点相差很小 (3) 设备保温良好，忽略热损失。

解答题

1. 解：对于循环系统，泵提供的压头全部用来克服管路阻力，所以

$$H_e = \sum h = \lambda \frac{8}{\pi^2 g} \frac{(l + l_e)}{d^5} q_v^2 = 0.02 \times \frac{8}{3.14^2 \times 9.81} \times \frac{10 + 50}{0.04^5} q_v^2$$

与泵特性方程 $H = 18 - 6 \times 10^5 q_v^2$ ，联立解得： $q_v = 3.39 \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s}$ $H = 11.1 \text{ m}$

以界面 1 为基准面，在界面 1 和 2 之间列伯努利方程，有：

$$z_1 + \frac{u_1^2}{2g} + \frac{p_1}{\rho g} = z_2 + \frac{u_2^2}{2g} + \frac{p_2}{\rho g} + \sum h_{f,1-2}$$

其中： $p_1=0, u_1=0, z_2 - z_1=3\text{m}$ 。

$$\text{其中：} u_2 = \frac{q_v}{\frac{\pi}{4} d^2} = \frac{4.2 \times 3.39 \times 10^{-3}}{0.785 \times 0.04^2} = 2.70 \text{ m/s}$$

$$\sum h_{f,1-2} = \lambda \frac{(l + l_e) u_2^2}{d \times 2g} = 0.02 \times \frac{10}{0.02} \times \frac{2.7^2}{2 \times 9.81} = 1.86 \text{ m}$$

带入伯努利方程解得： $p_2 = -51.3 \text{ kPa}$ ，所以表压为 51.3 kPa

同理，在截面 2 和 3 之间列伯努利方程，忽略损失，有： $H_e = \frac{p_3 - p_2}{\rho g}$

解之得： $p_3 = 57.6 \text{ kPa}$

2. 解：

热量衡算：

$$Q = q_{m1} w r = \frac{5000}{3600} \times 310 \times 10^3 = 4.31 \times 10^5 \text{ W}$$

$$\Delta t_m = \frac{t_2 - t_1}{\ln \frac{T - t_1}{T - t_2}} = \frac{50 - 20}{\ln \frac{75 - 20}{75 - 50}} = 38^\circ \text{C}$$

总传热系数：

$$\frac{1}{K} = \frac{1}{\alpha_1} + \frac{1}{\alpha_2} \frac{d_1}{d_2} + R_{s2} \frac{d_1}{d_2} = \frac{1}{800} + \frac{1}{2500} \times \frac{25}{20} + 0.00055 \times \frac{25}{20} = 2.44 \times 10^{-3} \text{ m}^2 \cdot \text{K} / \text{W}$$

$$K=410$$

$$\text{所需传热面积: } A = \frac{Q}{K \Delta t_m} = \frac{4.31 \times 10^5}{38} \times 2.44 \times 10^{-3} = 27.7 m^2$$

$$\text{冷却剂用量: } q_{m2} = \frac{Q}{c_{p2}(t_2 - t_1)} = \frac{4.31 \times 10^5}{2.5 \times 10^3 \times 30} = 5.75 kg/s$$

$$\text{每程换热管数: } n = \frac{4 q_{m2}}{\pi d^2 u \rho_2} = \frac{5.75}{0.785 \times 0.02^2 \times 0.7 \times 860} = 30$$

$$\text{每管程换热面积: } A_i = n \pi d l = 30 \times 3.14 \times 0.025 \times 3 = 7.07 m^2$$

$$\text{管程数: } N = \frac{A}{A_i} = \frac{27.7}{7.07} = 3.92 \rightarrow 4$$

$$\text{总管数: } n = n_i N = 120$$

$$3. \text{解: 最下气液比: } \left(\frac{V}{L}\right)_{\min} = \frac{X_2 - X_1}{Y_2^* - Y_1} = \frac{0.06 - 0.001}{0.06 \times 24 - 0} = 0.041$$

$$\text{所以: } \frac{V}{L} = \left(\frac{V}{L}\right)_{\min} = 1.5 \times 0.041 = 0.0615$$

$$Y_2 = \frac{L}{V}(X_2 - X_1) + Y_1 = \frac{0.06 - 0.001}{0.0615} + 0 = 0.96$$

$$\text{解析塔塔底: } \Delta X_1 = X_1 - X_1^* = 0.001$$

$$\text{解析塔塔顶: } \Delta X_2 = X_2 - X_2^* = 0.06 - \frac{0.96}{24} = 0.02$$

$$\text{平均推动力: } \Delta X_m = \frac{\Delta X_2 - \Delta X_1}{\ln \frac{\Delta X_2}{\Delta X_1}} = \frac{0.02 - 0.001}{\ln \frac{0.02}{0.001}} = 0.0063$$

$$\text{传质单元数: } N_{OL} = \frac{X_2 - X_1}{\Delta X_m} = \frac{0.06 - 0.001}{0.00634} = 9.31$$

$$\text{传质单元高度: } H_{OL} = \frac{L}{K_x a \Omega} = \frac{0.03}{0.02} = 1.5 m$$

$$\text{高度: } Z = N_{OL} H_{OL} = 1.5 \times 9.31 = 13.97 m$$

4.解: 因为在全回流下操作, 所以任意两块塔板间气相和液相组成想逃避, 即操作线方程为:

$$y_{n+1} = x_n$$

$$x_{n+1}^* = \frac{y_{n+1}}{\alpha - (\alpha - 1) y_{n+1}} = \frac{0.43}{2.43 - 1.43 \times 0.43} = 0.237$$

所以，液相组成表示的莫夫利单板效率： $E_{ML,n+1} = \frac{x_n - x_{n+1}^*}{x_n - x_{n+1}} = \frac{0.43 - 0.285}{0.43 - 0.237} = 0.751$

第 n+1 块塔板气相莫夫利单板效率为： $y_{n+2} = x_{n+1} = 0.285, y_{n+1} = x_n = 0.43$

$$y_{n+1}^* = \frac{\alpha x_{n+1}}{1 + (\alpha - 1) x_{n+1}} = \frac{2.43 \times 0.285}{1 + 1.43 \times 0.285} = 0.492$$

所以第 n+1 块气相莫夫利单板效率为： $E_{MV,n+1} = \frac{y_{n+1} - y_{n+2}}{y_{n+1}^* - y_{n+2}} = \frac{0.43 - 0.285}{0.492 - 0.285} = 0.7$

5.解：物料初始干基含水量： $x_1 = \frac{\omega_1}{1 - \omega_1} = \frac{0.18}{1 - 0.18} = 0.22 \text{ kg 水/kg 干物料}$

临界干基含水量： $x_c = \frac{\omega_c}{1 - \omega_c} = \frac{0.06}{1 - 0.06} = 0.064 \text{ kg 水/kg 干物料}$

平衡干基含水量： $x^* = \frac{\omega^*}{1 - \omega^*} = \frac{0.01}{1 - 0.01} = 0.0101 \text{ kg 水/kg 干物料}$

物料干燥至 4h 时干基含水量： $x_2 = \frac{\omega_2}{1 - \omega_2} = \frac{0.08}{1 - 0.08} = 0.087 \text{ kg 水/kg 干物料}$

因为 $x_2 > x_c$ ，所以 4h 均为恒速干燥过程。

所以，根据恒速干燥时间计算公式得：

$$\tau_1 = \frac{G_c}{AU_c} (x_1 - x_2) \Rightarrow \frac{G_c}{AU_c} = \frac{\tau_1}{x_1 - x_2} = \frac{4}{0.220 - 0.087} = 30.1$$

干燥完成时干基含水量： $x_3 = \frac{\omega_3}{1 - \omega_3} = \frac{0.02}{1 - 0.02} = 0.0204 \text{ kg 水/kg 干物料}$

所以干燥总时间：

$$\begin{aligned} \tau &= \frac{G_c}{AU_c} (x_1 - x_c) + \frac{G_c (x_c - x^*)}{AU_c} \ln \frac{x_c - x^*}{x_3 - x^*} \\ &= 30.1 \times \left[(0.220 - 0.064) + (0.064 - 0.0101) \ln \frac{0.064 - 0.0101}{0.0204 - 0.0101} \right] = 7.38 \text{ h} \end{aligned}$$

模拟题三

一，填空题

- 1.流体在管内层流流动时，摩擦系数 λ 为___，若处于湍流区是___的函数，若完全湍流，摩擦系数仅与___有关。
- 2.离心泵压头 H_e 的物理意义___
- 3.恒压过滤时，若滤饼不可压缩，过滤介质阻力不记，当其他条件不变时，过滤面积变为原来的 2 倍，获得的滤液量是原来的___，压强变为原来的 2 倍时，获得的滤液量是原来的___。
- 4.工业上将液体沸腾分为___和___。
- 5.在逆流吸收中,填料层无穷高,当 $L/V > m$ 时,在___平衡 当 $L/V < m$ 时,在___平衡: $L/V = m$ 时,在___平衡
- 6.精馏塔中最小回流比与___, ___, ___有关。
- 7.工业中常用的两种 萃取方法有___和___

二，简答题

- 1.流体质点的定义及特点。
- 2.泵理论压头计算时的前提条件及意义。
- 3.简述流化床操作的两种不正常操作现象及表现。
- 4.液体沸腾的必要条件以及简述沸腾曲线几个区域。
- 5.传质单元高度的物理意义以及影响因素。
- 6.简述几种物料干燥方法。

三，解答题

- 1.用离心泵将流体从敞口槽 a 运送至敞口槽 b，两槽液面高度差 3m，已知管路 $45 \times 2.5\text{mm}$ ，管路全长（含局部阻力当量长度）20m，摩擦系数 0.02，泵特性曲线 $H = 18 - 6 \times 10^{-5} q^2$ ，求：
（1）阀门全开时的流量与压头（2）关小阀门使流量减少至原来的 90%，求此时的管路特性方程和多消耗的功率（泵效率 60%）
- 2.生产中换热器规格 $25 \times 2.5\text{mm}$ 的列管式换热器回收余热，热导率 45W/m.K 冷却水走管程

达到沸腾，操作条件下的饱和水蒸气温度 226℃，传热系数 10000 W/(m².K)。管内走裂解气，温度从 580 降低至 472℃，该侧对流传热系数为 230 W/(m².K)，忽略污垢热阻，求管内外表面温度。

3. 在一填料吸收塔内，使用溶质含量 0.001 的溶剂吸收混合气体中的溶质，气体进塔组成 0.02，操作液汽比 1.5，操作条件下平衡关系为 $y=1.2x$ ，出塔气体组成 0.002。因解吸不良，吸收剂入塔组成变为 0.0015。试求：(1) 若要保持吸收效果不变，在原有操作条件下，填料层高度变为原来的多少倍？(2) 若不增加填料层高度，可以采取哪些措施？

4. 使用精馏塔分离苯-甲苯混合物，原料中苯含量 0.4，要求塔顶馏出液组分 0.97，釜底组成 0.02。体系相对挥发度 2.5，求下列进料情况下的最小回流比 R_{min} 。(1) 原料液温度 25℃ 2) 气液混合物，汽液比 3：4。(3) 若要求馏出液组成为 0.99，其他条件不变。

5. 使用热空气干燥某种湿物料，新鲜空气的温度 20℃，湿度 0.008kg 水汽/kg 干气，采用单极加热器将空气加热至 100℃ 进入干燥器，干燥后空气温度 60℃，试求：(1) 新鲜空气用量 (2) 加热所需热量 (3) 热效率

参考答案

填空题

1. $64/Re$ ； Re ， $\frac{\varepsilon}{d}$ ， $\frac{\varepsilon}{d}$
2. 单位重量流体流经离心泵后获得的机械能（或单位时间内流体从输送机械获得有效能量）
3. 2；1.414
4. 大容积沸腾；管内沸腾
5. 塔顶；塔底；全塔各截面
6. 进料状态；相平衡关系；分离要求
7. 多级逆流；多级错流

简答题

1. 流体质点是指由大量流体分子构成的微粒。其主要特点有：(1) 质点尺寸远远大于分子自由程 (2) 质点尺寸远远小于设备和管道尺寸。即：微观宏观，宏观微观。
2. (1) 叶轮叶片数目无穷多，所有液体沿着叶片表面流动，无环流 (2) 液体为理想液体，流动过程中不存在机械能损失。理论压头是指单位重量流体从叶片根部运动至叶轮外边缘过程中所获得的机械能。
3. 腾涌：当高径比过大或气速过大时，产生的气泡聚集现象。主要表现为压降在理论值附件大幅度波动；沟流：流化床直径过大，颗粒细小密度大，易粘结，堆积不均匀时在床层内形成沟道发生短路的现象。主要表现为压降比理论值低。
4. 液体沸腾的条件主要有：液体必须过热，存在汽化核心。沸腾曲线主要分为三个区域：自然对流，核状沸腾，膜状沸腾。

5.传质单元高度是指完成一个传质单元分离效果所需的填料层高度。反映了填料性能及润湿情况。主要与物系性质，操作条件和设备性能有关。

6.传导干燥：热量通过传导方式通过传热壁面加热物料。对流干燥：干燥介质与物料接触，以对流方式加热干燥物料。辐射干燥：辐射能以电磁波的形式发射到物料表面，转化为热能进行干燥。介电加热干燥：将湿物料放入高频电场中加热干燥物料。

解答题

1.解：根据伯努力方程，可得管路特性曲线得一般形式：

$$H_e = A + B q_v^2$$

其中：

$$A = \Delta z + \frac{\Delta p}{\rho g} = 3m \quad B = \lambda \frac{8}{\pi^2 g} \frac{(l + l_e)}{d^5} = 0.02 \times \frac{8}{3.14^2 \times 9.81} \times \frac{20}{0.04^5} = 3.23 \times 10^5$$

故管路特性方程和泵特性曲线联立解得： $q = 4.03 \times 10^{-3} m^3/s, H = 8.25m$

当关小阀门流量变为原来得 90%，此时

$$q' = 0.9 \times 4.03 \times 10^{-3} = 3.63 \times 10^{-3} m^3/s$$

$$H' = 18 - 6 \times 10^5 q'^2 = 10.09m$$

由于管路没有变化，故 A=3，所以： $10.09 = 3 + B' \times (3.63 \times 10^{-3})^2$

解得 $B' = 5.38 \times 10^5$

当阀门全开时，将 $q' = 0.9 \times 4.03 \times 10^{-3} = 3.63 \times 10^{-3} m^3/s$ 带入管路特性曲线，解得：

$H_1 = 7.26m$

$$\text{多消耗得功率：} \Delta N = \frac{q_v'^2 \Delta H \rho g}{\eta} = \frac{3.63 \times 10^{-3} \times (10.09 - 7.26) \times 1000 \times 9.81}{0.6} = 167.9W$$

$$2. \text{解：对于定态传热过程：} Q = \alpha_2 A_2 (T - T_w) = \frac{\lambda A_m}{b} (T_w - t_w) = \alpha_1 A_1 (t_w - t) = K A \Delta t_m$$

式中：T，t 为热冷流体平均温度，Tw，tw 为管内内外壁的平均温度。

$$\text{所以平均壁温计算式如下：} T_w = T - \frac{Q}{\alpha_2 A_2}, t_w = t + \frac{Q}{\alpha_1 A_1}$$

总传热系数为：

$$\frac{1}{K} = \frac{1}{\alpha_1} + \frac{b}{\lambda} \frac{d_1}{d_m} + \frac{1}{\alpha_2} \frac{d_1}{d_2} = \frac{1}{10000} + \frac{0.0025}{45} \times \frac{25}{22.5} + \frac{1}{230} \times \frac{25}{20} = 5.6 \times 10^{-3} m^2 \cdot K / W$$

$K = 178.7$

$$\text{平均温度差: } \Delta t_m = \frac{(T_1 - t) - (T_2 - t)}{\ln \frac{T_1 - t}{T_2 - t}} = \frac{(580 - 226) - (472 - 226)}{\ln \frac{580 - 226}{472 - 226}} = 297^\circ\text{C}$$

$$\text{传热速率: } Q = k A_1 \Delta t_m = 178.7 \times 297 A_1 = 53074 A_1 W$$

$$\text{裂解气在换热器内平均温度为: } T = \frac{T_1 + T_2}{2} = \frac{580 + 472}{2} = 526^\circ\text{C}$$

$$\text{带入 Tw 解得: } T_w = T - \frac{53074 A_1}{230 A_2} = 526 - \frac{53074 \times 25}{230 \times 20} = 237.6^\circ\text{C}$$

$$t_w = t - \frac{53074 A_1}{10000 A_1} = 226 + \frac{53074}{10000} = 231.3^\circ\text{C}$$

$$3. \text{解: 原工况下: } s = \frac{mV}{L} = \frac{1.2}{1.5} = 0.8$$

传质单元数:

$$N_{OG} = \frac{1}{1-S} \ln \left[(1-S) \frac{Y_1 - mX_2}{Y_2 - mX_2} + S \right] = \frac{1}{1-0.8} \ln \left[(1-0.8) \frac{0.02 - 1.2 \times 0.001}{0.002 - 1.2 \times 0.001} + 0.8 \right] = 8.52$$

在新工况下:

$$N_{OG}' = \frac{1}{1-S} \ln \left[(1-S) \frac{Y_1 - mX_2'}{Y_2 - mX_2'} + S \right] = \frac{1}{1-0.8} \ln \left[(1-0.8) \frac{0.02 - 1.2 \times 0.0015}{0.002 - 1.2 \times 0.0015} + 0.8 \right] = 14.72$$

$$\text{由于传质单元高度不变, 则: } \frac{Z'}{Z} = \frac{N_{OG}'}{N_{OG}} = \frac{14.72}{8.52} = 1.73$$

(2) 提高吸收压力, 降低温度, 增加液汽比, 采用高效填料等

$$4. \text{解: (1) } 25^\circ\text{C 为过冷液体, 定性温度 } \bar{t} = \frac{25 + 95}{2} = 60^\circ\text{C 查得: 苯热容 } 143.7 \text{ kJ/(kmol}\cdot\text{K)},$$

甲苯热容 $169.5 \text{ kJ/(kmol}\cdot\text{K)}$, 进料情况下泡点 95°C , 相变焓 31018.3 kJ/mol

$$\text{混合液等压热容: } \bar{c}_p = 0.4 \times 143.7 + 0.6 \times 169.5 = 159.2 \text{ kJ/(kmol}\cdot\text{K)}$$

$$\text{进料 } q \text{ 值为: } q = \frac{r + c_p(t_b - t)}{r} = \frac{31018.3 + 159.2 \times (95 - 25)}{31018.3} = 1.36$$

$$Q \text{ 线方程为: } y = \frac{q}{q-1} x - \frac{x_F}{q-1} = \frac{1.36}{0.36} x - \frac{0.4}{0.36} = 3.78x - 1.11$$

气液相平衡方程为：
$$y = \frac{\alpha x}{1 + (\alpha - 1)x} = \frac{2.5x}{1 + 1.5x}$$

联立 q 线方程和平衡方程解得： $x_q = 0.478, y_q = 0.696$

最小回流比为：
$$R_{\min} = \frac{x_D - y_q}{y_q - x_q} = \frac{0.97 - 0.696}{0.696 - 0.478} = 1.26$$

(2) 汽液比为 3:4 时, q 值为 4/7

所以: Q 线方程为：
$$y = \frac{q}{q-1}x - \frac{x_F}{q-1} \Rightarrow 3y = 2.8 - 4x$$

与相平衡方程联立解得： $x_q = 0.307, y_q = 0.524$

最小回流比为：
$$R_{\min} = \frac{x_D - y_q}{y_q - x_q} = \frac{0.97 - 0.524}{0.524 - 0.307} = 2.06$$

(3) 若馏出液组分为 0.99 而其他条件不变, 则 $x_q = 0.478, y_q = 0.696$

所以最小回流比为：
$$R_{\min} = \frac{x_D - y_q}{y_q - x_q} = \frac{0.99 - 0.696}{0.696 - 0.478} = 1.35$$

5, 解: 空气经预热器后湿度不变, 即 $H_1 = H_0$, 经干燥器后焓值不变, 即 $I_2 = I_1$ 。

所以可知：
$$(1.01 + 1.88H_1)t_1 + 2492H_1 = (1.01 + 1.88H_2)t_2 + 2492H_2$$

解之得：
$$H_2 = \frac{(1.01 + 1.88H_1)t_1 + 2492H_1 - 1.01t_2}{2492 + 1.88t_2} = 0.0237 \text{ kg 水汽/kg 干气}$$

每汽化 1kg 水分所需的绝干气质量为：

$$l_0 = \frac{1}{H_2 - H_0} = \frac{1}{0.0237 - 0.008} = 63.69 \text{ kg 干气/kg 水汽}$$

新鲜空气用量：
$$l' = l_0(1 + H_0) = 63.69 \times (1 + 0.008) = 64.20 \text{ kg / kg 水}$$

所需热量：
$$Q = l_0 c_H (t_1 - t_0) = 63.69 \times (1.01 + 1.88 \times 0.008) \times (100 - 20) = 5223 \text{ kJ / kg 水汽}$$

干燥系统热效率：
$$\eta = \frac{W(2492 + 1.88t_2)}{Q} \times 100\% = \frac{1 \times (2492 + 1.88 \times 60)}{5223} \times 100\% = 50\%$$