

2001 年石油大学（华东）化工原理考研试题

一、填空或选择题（共 30 分，每空 1.5 分）

1. 气体在一水平等径管中作等温稳定流动，上游截面为 1，下游截面为 2，则管路中两截面处的质量流量  $m_{s1}$  \_\_\_  $m_{s2}$ ，雷诺数  $Re_1$  \_\_\_  $Re_2$ ，密度  $\rho_1$  \_\_\_  $\rho_2$ 。  
A. <      B. =      C. >
2. 某型号的离心泵在一定转速下工作时的特性曲线可表示为函数  $H = f(Q)$ ，其中  $H$  为扬程， $Q$  为流量。若转速不变，则两台相同型号的泵并联工作时的特性曲线可表示为\_\_\_，串联工作时的特性曲线可表示为\_\_\_。
3. 有一连续操作的转筒真空过滤机，其生产能力以  $Q$  ( $m^3$  滤液/h) 表示，每转一周所得滤液量以  $V$  ( $m^3$ ) 表示，若过滤介质阻力可忽略，则当转筒转速提高时\_\_\_。  
A.  $V$  增加， $Q$  下降      B.  $V$  增加， $Q$  增加  
C.  $V$  下降， $Q$  下降      D.  $V$  下降， $Q$  增加
4. 液—固散式流化床的流化介质及固体颗粒的密度、床层藏量一定，若颗粒直径增大，则起始流化速度\_\_\_，带出速度\_\_\_，床层压降\_\_\_。  
A. 增大      B. 减小      C. 不变
5. 圆形蒸汽管道外敷两层厚度相同而导热系数不同的保温材料，则将导热系数大的保温材料置于内侧与将导热系数小的保温材料置于内侧相比，\_\_\_保温层的总热阻，\_\_\_蒸汽管道的热损失。  
A. 会增大      B. 会减小      C. 不改变
6. 漂流因子可表示为\_\_\_，它反映\_\_\_。单向扩散中漂流因子\_\_\_ 1，等分子反向扩散漂流因子\_\_\_ 1。（后两空填<、= 或 >）
7. 某二元混合物中 A 为易挥发组分。若组成为  $x_A=0.4$  的液相的泡点温度为  $t_1$ ，组成为  $y_A=0.4$  的汽相的露点温度为  $t_2$ ，则\_\_\_。  
A.  $t_1 < t_2$       B.  $t_1 = t_2$       C.  $t_1 > t_2$
8. 在逆流吸收塔中用纯溶剂吸收混合气中的溶质。在操作范围内，平衡关系符合亨利定律。若入塔气体浓度  $y_1$  上升，而其它入塔条件不变，则出塔气体浓度  $y_2$  和吸收率  $\eta$  的变化为\_\_\_。  
A.  $y_2$  上升， $\eta$  下降      B.  $y_2$  下降， $\eta$  上升  
C.  $y_2$  上升， $\eta$  不变      D.  $y_2$  上升， $\eta$  变化不确定。
9. 使用纯溶剂 S 对 A、B 混合液进行萃取分离。在操作范围内，S-B 不互溶，平衡关系为  $Y_A=1.2X_A$  ( $X$ 、 $Y$  均为质量比)，要求最终萃余相中萃余率  $\varphi=0.05$ ，则采用单级萃取时，每 kg 稀释剂 B 中溶剂 S 的消耗量为\_\_\_kg。
10. 有一矩形加热炉长、宽、高为  $5 \times 4 \times 3m$ ，将其底面记为 1 面，顶面记为 2 面，其余面记为 3 面。若角系数  $\varphi_{12}=0.3$ ，则  $\varphi_{31}=\underline{\hspace{2cm}}$ ， $\varphi_{33}=\underline{\hspace{2cm}}$ 。

石油大学（华东）  
2001 年研究生入学考试试题

考试科目：化工原理  
页 第 2 页

总 3



一、分析简答题（共 16 分，每小题 8 分）

1. 在换热器设计的过程中，欲增大一卧式冷凝器的传热面积，可以采取哪些措施？从有利于传热的角度出发，宜采取什么措施？
2. 试结合图例说明塔板的负荷性能图由哪几条线组成？绘制此图有何意义？

三、计算题（共 54 分）

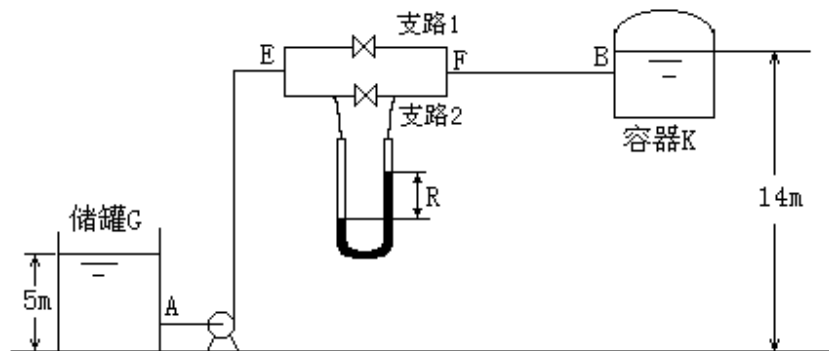
1. （14 分）如图所示，用离心泵将密度  $\rho=900\text{kg/m}^3$  的液体由一液面维持恒定的敞口储罐 G 输送至容器 K 中，容器 K 液面上的压强为  $50\text{kPa}$ （表压），各管段的内径  $d$ 、摩擦因数  $\lambda$  及总管长  $(l+\Sigma l)$ （包括直管长度及所有管件、阀件的当量长度）如下表：

	AE 管段	FB 管段	支路 1	支路 2
$d$ (mm)	60	50	40	30
$\lambda$	0.02	0.02	0.03	0.025
$l+\Sigma l$ (m)	30	20	20	40

在如图支路 2 中阀门前后接一个 U 型管压差计，其读数  $R=50\text{mmHg}$ ，此阀门的局部阻力系数  $\zeta=4.1$ ，试求：

- (1) 支路 2 及支路 1 中液体的流量；
- (2) 泵的压头及轴功率（设泵的效率为 65%）。

注：计算时可忽略 A、B 处的局部阻力及二支路进、出口处的局部阻力。



第 1 题图

2. （15 分）有一列管换热器，装有  $\Phi 25 \times 2.5\text{mm}$  的钢管 300 根，管长为 2m。要求将质量流量  $8000\text{kg/h}$  的常压空气于管程由  $20^\circ\text{C}$  加热至  $85^\circ\text{C}$ ，选用  $108^\circ\text{C}$  的饱和水蒸气于壳程作加热介质。若水蒸气的冷凝传热系数为  $10000\text{W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$ ，管壁及两侧污垢热阻忽略不计，不计热损失。试求：
  - (1) 空气侧的对流传热系数；
  - (2) 换热器的总传热系数（以管外表面为基准）；
  - (3) 通过计算说明该换热器能否满足要求？
  - (4) 管壁的温度。

石油大学（华东）



已知空气在平均温度下的物性数据为:比热  $C_p=1\text{kJ/kg}\cdot^\circ\text{C}$ , 粘度  $\mu=0.0198\text{cP}$ , 导热系数  $\lambda=0.0285\text{W}/(\text{m}\cdot\text{K})$ , 普兰特数  $Pr=0.7$ 。

3. (15分) 在逆流填料吸收塔中, 用清水吸收含  $\text{NH}_3$  5% (体积) 的空气—氨混合气中的氨。已知混合气流量为  $2826\text{Nm}^3/\text{h}$ , 气体空塔气速为  $1\text{m/s}$  (标准状况), 平衡关系为  $Y=1.2X$  (摩尔比), 以摩尔比为推动力计算的气相体积总传质系数  $K_{Ya}$  为  $180\text{kmol}/\text{m}^3\cdot\text{h}$ , 吸收剂用量为最小用量的 1.4 倍, 要求吸收率为 98%。试求:

(1) 液相的出口浓度  $X_1$  (摩尔比);

(2) 气相总传质单元高度  $H_{OG}$  和气相总传质单元数  $N_{OG}$ ;

(3) 若吸收剂改为含  $\text{NH}_3$  0.0015 (摩尔比) 的水溶液, 问能否达到吸收率 98% 的要求?

4. (10分) 在一连续常压精馏塔中分离某混合液, 要求  $x_D=0.94$ ,  $x_W=0.04$ 。已知此塔进料  $q$  线方程为  $y=6x-1.5$ , 采用回流比为最小回流比的 1.2 倍, 混合液在本题条件下的相对挥发度为 2。求:

(1) 精馏段操作线方程;

(2) 若塔底产品量  $W=150\text{kmol}/\text{h}$ , 求进料量  $F$  和塔顶产品量  $D$ ;

(3) 提馏段操作线方程。

石油大学 (华东)

## 2001 年研究生入学考试试题答案及评分标准

### 考试科目：化工原理

#### 一、填空或选择题（共 30 分，每空 1.5 分）

1. B B C

2.  $H = f(0.5Q)$  ;  $H = 2f(Q)$

3. D

4. A A C

5. B A

6.  $\frac{P}{P_{Bm}}$  ; 总体流动对传质速率的影响; > ; =。

7. A

8. C

9. 15.83

10. 0.259; 0.482。

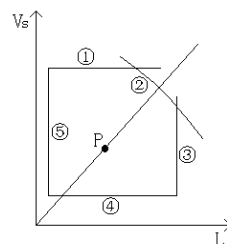
#### 二、分析简答题（共 16 分，每小题 8 分）

1. 可采取的措施：增加管长、管径、管子数等；

因为增大管径会降低管内对流传热系数，在垂直列上增加管数会减小冷凝传热系数（蒸汽走壳程），故从有利于传热的角度出发，以增加管长或增加水平方向的管子数为宜。

2. 塔板的负荷性能图由五条线组成：①过量雾沫夹带线；②液泛线；③降液管超负荷线；④过量泄漏线；⑤液体负荷下限线。

塔板的负荷性能图对塔板的设计、改造和操作具有直观而重要的指导意义，通过它可以判断塔板是否操作正常、操作弹性的大小、正常操作的限制条件等。



第 2 题图

#### 三、计算题（共 54 分）

1. (14 分) 解：

取地面为基准面，取储罐液面为 1 面，容器液面为 2 面。

(1) 设支路 1 和支路 2 中液体流速分别为  $u_1$ 、 $u_2$  m/s，则：

$$\zeta \frac{u_2^2}{2g} = \left( \frac{\rho_{Hg}}{\rho} - 1 \right) R \quad \text{即} \quad 4.1 \times \frac{u_2^2}{2g} = \left( \frac{13.6}{0.9} - 1 \right) \times 0.05$$

$$\therefore u_2 = 1.84 \text{ m/s}$$

支路 1 和支路 2 为并联管路，故有：

$$\lambda_1 \frac{(l + \sum l)_1}{d_1} \frac{u_1^2}{2g} = \lambda_2 \frac{(l + \sum l)_2}{d_2} \frac{u_2^2}{2g}$$

$$\text{即} \quad 0.03 \frac{20}{0.04} \frac{u_1^2}{2g} = 0.025 \frac{40}{0.03} \frac{1.84^2}{2g}$$

$$\therefore u_1 = 2.74 \text{ m/s}$$

$$\therefore V_1 = u_1 A_1 = 2.74 \times 0.785 \times 0.04^2 = 3.45 \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s} \text{ 或 } 12.4 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$V_2 = u_2 A_2 = 1.84 \times 0.785 \times 0.03^2 = 1.30 \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s} \text{ 或 } 4.68 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$(2) u_{AE} = \frac{u_1 d_1^2 + u_2 d_2^2}{d_{AE}^2} = \frac{2.74 \times 0.04^2 + 1.84 \times 0.03^2}{0.06^2} = 1.68 \text{ m/s}$$

$$u_{FB} = u_{AE} \frac{d_{AE}^2}{d_{FB}^2} = 1.68 \left( \frac{0.06}{0.05} \right)^2 = 2.42 \text{ m/s}$$

1—2 面间列柏努利方程:

$$5 + 0 + 0 + H_e = 14 + 0 + \frac{5 \times 10^4}{900 \times 9.81} + H_{f1-2} \quad \text{其中:}$$

$$H_{f1-2} = 0.02 \frac{30}{0.06} \frac{1.68^2}{2g} + 0.03 \frac{20}{0.04} \frac{2.74^2}{2g} + 0.02 \frac{20}{0.05} \frac{2.42^2}{2g} = 9.56 \text{ m}$$

$$\therefore H_e = 24.2 \text{ m}$$

$$N_e = \rho g H_e V_s = 900 \times 9.81 \times 24.2 \times (3.45 + 1.30) \times 10^{-3} = 1016 \text{ W}$$

$$N_{\text{轴}} = \frac{N_e}{\eta} = 1016 / 0.65 = 1563 \text{ W}$$

2. (15分) 解:

$$(1) \text{Re} = \frac{dG}{\mu} = \frac{0.02 \times 8000}{3600 \times 300 \times 0.785 \times 0.02^2 \times 1.98 \times 10^{-5}} = 2.383 \times 10^4 > 10^4$$

$$\text{Pr} = 0.7$$

$$\therefore \alpha_i = 0.023 \times \frac{0.0285}{0.02} \times (2.383 \times 10^4)^{0.8} \times 0.7^{0.4} = 90.21 \left( \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \text{K}} \right)$$

$$(2) K_o = \left( \frac{1}{90.21} \times \frac{25}{20} + \frac{1}{10000} \right)^{-1} = 71.65 \left( \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \text{K}} \right)$$

$$(3) Q = m_1 C_{p1} (t_2 - t_1) = \frac{8000}{3600} \times 1.0 \times 10^3 \times (85 - 20) = 1.44 \times 10^5 \text{ W}$$

$$\Delta t_1 = 108 - 85 = 23^\circ \text{C}$$

$$\Delta t_2 = 108 - 20 = 88^\circ \text{C}$$

$$\Delta t_m = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}} = 48.44^\circ \text{C}$$

$$A_{o\text{需}} = \frac{Q}{K_o \Delta t_m} = \frac{1.44 \times 10^5}{71.65 \times 48.44} = 41.49 \text{m}^2$$

$$A_{o\text{实}} = 300 \times 3.14 \times 0.025 \times 2 = 47.1 \text{m}^2$$

该换热器能满足要求。

(3) 空气的实际出口温度  $t_2' > 85^\circ\text{C}$ ，根据：

$$Q' = \frac{8000}{3600} \times 1 \times 10^3 \times (t_2' - 20) = 71.65 \times 47.1 \times \Delta t_m$$

$$\text{其中 } \Delta t_m = \frac{(108 - 20) - (108 - t_2')}{\ln \frac{108 - 20}{108 - t_2'}}$$

$$\text{解得 } t_2' = 88.73^\circ\text{C}$$

$$\therefore T_w = T - \frac{Q'}{\alpha_o A_o} = 108 - \frac{\frac{8000}{3600} \times 1 \times 10^3 \times (88.73 - 20)}{10000 \times 47.1} = 107.7^\circ\text{C}$$

即壁温接近水蒸气的温度。

3. (15分)

$$(1) Y_1 = \frac{y_1}{1 - y_1} = \frac{0.05}{0.95} = 0.05263$$

$$Y_2 = Y_1(1 - \eta) = 0.05263(1 - 0.98) = 0.001053$$

$$X_1^* = \frac{Y_1}{1.2} = \frac{0.05263}{1.2} = 0.04386$$

$$X_1 = \frac{X_1^*}{1.4} = 0.03133$$

$$(2) \Delta Y_1 = 0.05236 - 1.2 \times 0.03133 = 0.01503$$

$$\Delta Y_2 = Y_2 = 0.001503$$

$$\Delta Y_m = \frac{\Delta Y_1 - \Delta Y_2}{\ln \frac{\Delta Y_1}{\Delta Y_2}} = 0.005258$$

$$N_{OG} = \frac{Y_1 - Y_2}{\Delta Y_m} = 9.81$$

$$H_{OG} = \frac{V/\Omega}{K_Y a} = \frac{3600 \times 1 \times (1 - 0.05) / 22.4}{180} = 0.848m$$

$$(3) \text{液气比} \frac{L}{V} = \frac{Y_1 - Y_2}{X_1} = 1.646$$

$S = 1.2 / 1.646 < 1$ , 故操作线将在塔顶位置与平衡线相交。

$$\text{当 } X_2 = 0.0015 \text{ 时, } Y_2^* = 1.2 \times 0.0015 = 0.0018$$

$$\text{故最大可能吸收率为 } \eta_{\max} = \frac{Y_1 - Y_2^*}{Y_1} = \frac{0.05236 - 0.0018}{0.05236} = 0.965 < 0.98$$

因此不可能达到吸收率 98% 的要求。

4. (10分) 解:

$$(1) \text{解方程组: } \begin{cases} y = 6x - 1.5 \\ y = \frac{2x}{1+x} \end{cases} \text{ 得 } \begin{cases} x = 0.333 \\ y = 0.5 \end{cases}$$

$$\therefore R_{\min} = \frac{x_D - y_e}{y_e - x_e} = \frac{0.94 - 0.5}{0.5 - 0.333} = 2.635$$

$$R = 1.2R_{\min} = 3.162$$

$$\text{精馏段操作线方程为: } y = \frac{R}{R+1}x + \frac{x_D}{R+1} = 0.76x + 0.226$$

$$(2) \frac{q}{q-1} = 6 \quad \therefore q = 1.2 \quad \text{又 } \frac{x_F}{q-1} = 1.5 \quad \therefore x_F = 0.3$$

$$\text{物平: } \begin{cases} F = D + 150 \\ 0.3F = 0.94D + 0.04 \times 150 \end{cases} \therefore \begin{cases} F = 210.94 \\ D = 60.94 \end{cases} \text{ kmol/h}$$

$$(3) L' = RD + qF = 3.162 \times 60.94 + 1.2 \times 210.94 = 445.88 \text{ kmol/h}$$

$$V' = (R+1)D + (q-1)F = 4.162 \times 60.94 + 0.2 \times 210.94 = 295.8 \text{ kmol/h}$$

$$y' = \frac{L'}{V'}x' - \frac{Wx_w}{V'} = \frac{445.8}{295.8}x' - \frac{150 \times 0.04}{295.8} = 1.507x' - 0.0203$$

附：一套管换热器，内管为  $\Phi 54 \times 2\text{mm}$  的钢管，套管为  $\Phi 116 \times 4\text{mm}$  的钢管。内管中苯由  $50^\circ\text{C}$  被加热至  $80^\circ\text{C}$ ，流量为  $4000\text{kg/h}$ 。环隙为  $133.3^\circ\text{C}$  的饱和水蒸气冷凝，其汽化潜热为  $2168.1\text{kJ/kg}$ ，冷凝传热系数为  $11630\text{W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$ 。若内管内壁污垢热阻为  $0.000265(\text{m}^2 \cdot \text{K})/\text{W}$ ，内管外壁污垢热阻及管壁热阻忽略不计，试求：

- (1) 加热蒸汽消耗量， $\text{kg/h}$ ；
- (2) 所需传热面积（以内管外表面为基准）， $\text{m}^2$ ；
- (3) 若苯的流量增加 50%，要求苯的进出口温度不变，加热蒸汽的温度应为多少 $^\circ\text{C}$ ？

$$Q = m_1 C_{p1} (t_2 - t_1) = 4000 \times 1.86 \times (80 - 50) = 2.232 \times 10^5 \text{ kJ/h} \text{ 或 } 6.20 \times 10^4 \text{ W}$$

$$\therefore m_2 = \frac{2.232 \times 10^5}{2168.1} = 102.95 \text{ kg/h}$$

$$(2) u_i = \frac{4000}{3600 \times 880 \times 0.785 \times 0.05^2} = 0.643 \text{ m/s}$$

$$\text{Re} = \frac{0.05 \times 0.643 \times 880}{0.39 \times 10^{-3}} = 7.259 \times 10^4 > 10^4$$

$$\text{Pr} = \frac{1.86 \times 10^3 \times 0.39 \times 10^{-3}}{0.134} = 5.413 > 0.7$$

$$\therefore \alpha_i = 0.023 \times \frac{0.134}{0.05} \times (7.259 \times 10^4)^{0.8} \times 5.413^{0.4} = 937.4 \left( \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}} \right)$$

$$K_o = \left( \frac{1}{937.4} \times \frac{54}{50} + \frac{1}{11630} + 0.000265 \times \frac{54}{50} \right)^{-1} = 656.0 \left( \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}} \right)$$

又有

$$\Delta t_1 = 133.3 - 50 = 83.3^\circ\text{C}$$

$$\Delta t_2 = 133.3 - 80 = 53.33^\circ\text{C}$$

$$\Delta t_m = \frac{\Delta t_1 + \Delta t_2}{2} = 68.3^\circ\text{C}$$

$$A_o = \frac{Q}{K_o \Delta t_m} = \frac{6.2 \times 10^4}{656.0 \times 68.3} = 1.384 \text{ m}^2$$

$$(3) \alpha'_i = 1.5^{0.8} \alpha_i = 1.5^{0.8} \times 937.4 = 1296.6 \left( \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}} \right)$$

$$K'_o = \left( \frac{1}{1296.6} \times \frac{54}{50} + \frac{1}{11630} + 0.000265 \times \frac{54}{50} \right)^{-1} = 829.8 \left( \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}} \right)$$

$$Q' = 1.5Q$$

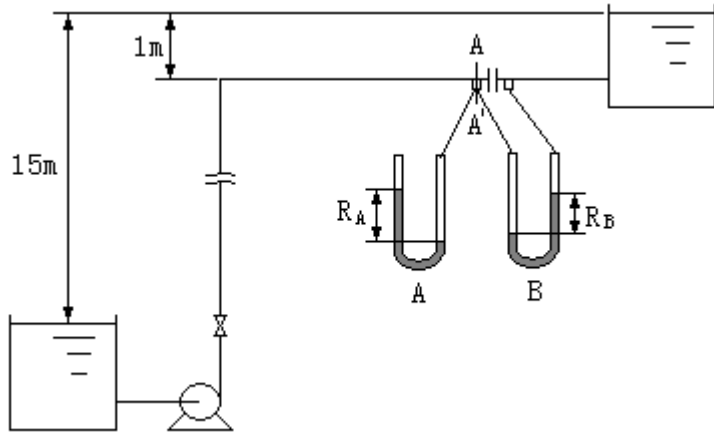
$$\Delta t'_m = \frac{1.5 K_o \Delta t_m}{K'_o} = \frac{1.5 \times 656.0 \times 68.3}{829.8} = 81.0^\circ\text{C}$$

$$\therefore \Delta t'_m = \frac{2T'_s - 50 - 80}{2} = 81.0$$

$$\therefore T'_s = 146.0^\circ\text{C}$$

$$\text{校核: } \frac{\Delta t'_1}{\Delta t'_2} = \frac{96}{66} < 2, \text{ 以上计算有效。}$$

用离心泵将蓄水池内的常温水在定态流动条件下送至高位槽，操作状态下的流程如下图所示。采用  $\phi 57 \times 3.5\text{mm}$  的无缝钢管，在图中水平管路上装有孔径为  $20\text{mm}$  的孔板流量计，用角接法安装的 U 形管压差计 B 测量孔板两侧的压差。由于工作上的需要，在 A-A' 面上又设置了一个开口压差计 A，通过其上  $R_A$  的变化掌握 A-A' 截面上的压强情况。两压差计均用汞为指示剂，其中  $R_B = 0.47\text{m}$ 。压差计 A 左支管汞面上灌有一小段水（图中未标出），计算是可以忽略这段水柱。从蓄水池至 A-A' 面间的管路长度为  $100\text{m}$ （包括全部的当量长度在内，下同），由截面 A-A' 至高位槽的管路长度为  $150\text{m}$ 。水池与高位槽以及高位槽与水平管间的相对位置均示于图中，忽略系统中管路的进、出口阻力损失。已知：水的密度为  $1000\text{kg/m}^3$ ，粘度为  $1\text{Cp}$ ，汞的密度为  $13600\text{kg/m}^3$ ；管路可按光滑管处理；孔板流量计的流速可用下式求出：



$$u_0 = C_0 \sqrt{\frac{2\Delta P}{\rho}}, \quad C_0 = 0.60, \text{ 视为常数。}$$

试求：(1) 管路中水的流速  $u$ ， $\text{m/s}$ ；

(2) 若离心泵的效率为  $0.8$ ，求泵的轴功率；

(3) 已知当截止阀全关时，压差计 A 指示剂两液面等高，且与其测压面 A-A' 中心线间的垂直距离为  $0.5\text{m}$ （图中未反映出），求操作条件下压差计 A 上的读数  $R_A$ 。

解：(1) 流速：

$$u_0 = C_0 \sqrt{\frac{2\Delta P}{\rho}} = C_0 \sqrt{\frac{2(\rho_0 - \rho)gR}{\rho}} = 0.60 \times \sqrt{\frac{2 \times (13600 - 1000) \times 9.807 \times 0.47}{1000}} = 6.466\text{ m/s}$$

$$\text{管路中的流速: } u = u_0 \left( \frac{d_0}{d} \right)^2 = 6.466 \times \left( \frac{20}{50} \right)^2 = 1.034\text{ m/s}$$

(2) 取水池液面为 1-1' 截面，高位槽液面为 2-2' 截面，并以 1-1' 面为基准水平面，在两截面间列柏努利方程：

$$z_1 + \frac{u_1^2}{2g} + \frac{P_1}{\rho g} + H_e = z_2 + \frac{u_2^2}{2g} + \frac{P_2}{\rho g} + \sum H_{f,1-2}$$

其中:  $z_1=0$ ,  $z_2=15\text{m}$ ,  $P_1=P_2=0$  (表压),  $u_1=u_2\approx 0$ ,

雷诺数: 
$$\text{Re} = \frac{du\rho}{\mu} = \frac{0.05 \times 1.034 \times 1000}{1 \times 10^{-3}} = 5.17 \times 10^4$$

应用光滑管的柏拉修斯公式计算  $\lambda$ : 
$$\lambda = \frac{0.3164}{\text{Re}^{0.25}} = \frac{0.3164}{(5.17 \times 10^4)^{0.25}} = 0.021$$

$$\therefore \sum H_{f,1-2} = \lambda \frac{\sum l}{d} \cdot \frac{u^2}{2g} = 0.021 \times \frac{250}{0.05} \times \frac{1.034^2}{2 \times 9.807} = 5.724\text{m}$$

代入柏努利方程:  $H_e = z_2 + \sum H_{f,1-2} = 15 + 5.724 = 20.724\text{m}$

质量流量:  $W = uA\rho = 1.034 \times \frac{\pi}{4} \times 0.05^2 \times 1000 = 2.030\text{kg/s}$

轴功率: 
$$N = \frac{W \cdot W_e}{\eta} = \frac{W \cdot H_e g}{\eta} = \frac{2.030 \times 20.724 \times 9.807}{0.8} = 515.7\text{W}$$

(3)在 A-A'至 2-2'截面间列柏努利方程, 以过 A-A'面中心线为基准水平面:

$$z_A + \frac{u_A^2}{2g} + \frac{P_A}{\rho g} = z_2 + \frac{u_2^2}{2g} + \frac{P_2}{\rho g} + \sum H_{f,A-2}$$

其中:  $z_A=0$ ,  $z_2=1\text{m}$ ,  $P_2=0$  (表压),  $u_A=u=1.034\text{m/s}$ ,  $u_2\approx 0$

因忽略了管路中的进、出口阻力损失, 而能量与管长成正比, 故  $\sum H_{f,A-2}$  可按比例算出:

$$\sum H_{f,A-2} = \sum H_{f,1-2} \times \frac{\sum l_{A-2}}{\sum l_{1-2}} = 5.724 \times \frac{150}{250} = 3.434\text{m}$$

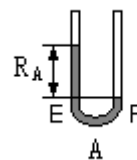
代入上式:

$$P_A = \rho g \left( z_2 + \sum H_{f,A-2} - \frac{u_A^2}{2g} \right) = 1000 \times 9.807 \times \left( 1 + 3.434 - \frac{1.034^2}{2 \times 9.807} \right) = 42.95\text{kPa}(\text{表压})$$

(注: 若从 1-1'列到 A-A'截面, 可得到同样的结果)

可以看出,  $P_A$  为正值, 故压差计 A 的右支管汞面低于左支管, 如图所示。由已知条件, 截止阀全关时压差计内液面等高, 且与 A-A'面中心线间的垂直距离为 0.5m。操作条件下两液面相差  $R_A$ , 则右侧液面较静止时下降了  $R_A/2$  高度, 此时汞面与 A-A'面中心线间的垂直距离应为  $(0.5 + R_A/2)$  m。在 U 型管 A 上取等压面 EF, 由静力学基本方程:

$$P_E = \rho_{Hg} g R_A (\text{表压}) \quad P_F = P_A + \rho g \left( 0.5 + \frac{R_A}{2} \right) (\text{表压})$$



于是：
$$\rho_{Hg} g R_A = P_A + \rho g \left( 0.5 + \frac{R_A}{2} \right)$$

$$13600 \times 9.807 \times R_A = 42.95 \times 10^3 + 1000 \times 9.807 \times \left( 0.5 + \frac{R_A}{2} \right)$$

解得： $R_A = 0.372\text{m}$



用板框过滤机进行恒压过滤碳酸钙水悬浮液，边长为 800mm、厚度为 50mm 的正方形滤框共有 15 个。已测得在指定条件下的的过滤常数  $K=2 \times 10^{-5} \text{m}^2/\text{s}$ ， $q_e=0.01 \text{m}^3/\text{m}^2$ ，滤饼体积与滤液体积之比为 0.12。

试求：(1) 滤饼充满滤框所需的过滤时间，min；

(2) 过滤完毕后用 1/10 滤液体积的清水进行横穿洗涤，求洗涤所用的时间（洗涤的压强差和洗水粘度与过滤终了时相同），min；

(3) 若每批操作的辅助时间为 25min，求生产能力  $Q$ ， $\text{m}^3/\text{h}$ 。

解：(1) 以一个滤框为基准计算：

$$A = 2 \times 0.8^2 = 1.28 \text{m}^2$$

$$V_e = Aq_e = 1.28 \times 0.01 = 0.0128 \text{m}^3 / \text{m}^2$$

$$\text{滤饼体积 } V_{\text{饼}} = 0.8^2 \times 0.05 = 0.032 \text{m}^3$$

$$\text{滤液体积 } V = V_{\text{饼}} / c = 0.032 / 0.12 = 0.267 \text{m}^3$$

将以上数据代入过滤方程：  $V^2 + 2VV_e = KA^2\tau$

$$0.267^2 + 2 \times 0.267 \times 0.0128 = 2 \times 10^{-5} \times 1.28^2 \times \tau$$

解得：  $\tau = 2384.2 \text{s} = 39.74 \text{min}$

(2) 洗涤液体积  $V_w = V/10 = 0.0267 \text{m}^3$

$$\text{横穿洗涤时：} \left( \frac{dV}{d\tau} \right)_w = \frac{1}{4} \left( \frac{dV}{d\tau} \right)_E = \frac{KA^2}{8(V + V_e)}$$

$$\tau_w = \frac{8(V + V_e)V_w}{KA^2} = \frac{8(0.267 + 0.0128) \times 0.0267}{2 \times 10^{-5} \times 1.28^2} = 1823.9 \text{s} = 30.4 \text{min}$$

$$(3) \text{ 生产能力：} Q = \frac{V_{\text{总}}}{\tau + \tau_w + \tau_D} = \frac{15 \times 0.267}{39.7 + 30.4 + 25} \times 60 = 2.527 \text{m}^3 / \text{h}$$

某车间需将流率为  $30\text{m}^3/\text{h}$ 、浓度为  $10\%$  的  $\text{NaOH}$  水溶液由  $20^\circ\text{C}$  预热至  $60^\circ\text{C}$ ，溶液走管程，然后加热压强为  $19.62\text{kPa}$ （表压）的反应器内，其流程如图所示。加热介质为  $127^\circ\text{C}$  的饱和蒸汽。碱液管全部采用直径为  $\phi 76 \times 3\text{mm}$  的钢管。当阀门全开时，管路、换热器及所有局部阻力的当量长度之和为  $330\text{m}$ 。摩擦阻力系数可取为定值  $0.02$ 。

该车间库存一台两管成列管换热器，其规格为：列管尺寸： $\phi 25 \times 2\text{mm}$

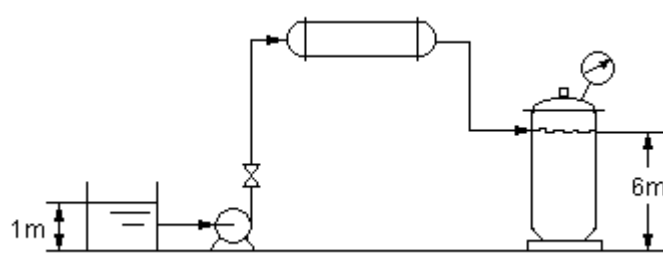
长度： $3\text{m}$

总管数： $72$  根

操作条件下， $\text{NaOH}$  水溶液的物性常数为：密度  $\rho = 1100\text{kg}/\text{m}^3$ ，导热系数  $\lambda = 0.58\text{W}/(\text{m} \cdot ^\circ\text{C})$ ，比热  $C_p = 3.77\text{kJ}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})$ ，粘度  $\mu = 1.5\text{cP}$ 。蒸汽冷凝传热系数为  $1 \times 10^4\text{W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$ ，该测污垢热阻为  $0.0003\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}/\text{W}$ ，忽略管壁和热损失。

试求：(1) 库存换热器能否满足传热任务；

(2) 若离心泵的特性曲线方程为： $H = 41.17 - 0.007Q^2$ ， $H$  的单位为  $\text{m}$ ， $Q$  的单位为  $\text{m}^3/\text{h}$ ，当碱液在上述管路中达到最大输送量时，求碱液的出口温度。（计算时总传热系数  $K$ 、流体物性可视为不变）



解：(1) 以换热器的传热能力进行核算：

$$\text{管内流速: } u = \frac{V}{A} = \frac{4V}{n\pi d_i^2} = \frac{4 \times 30 / 3600}{36\pi \times 0.021^2} = 0.6683\text{m/s}$$

$$\text{Re} = \frac{d_i u \rho}{\mu} = \frac{0.021 \times 0.6683 \times 1100}{1.5 \times 10^{-3}} = 1.029 \times 10^4 > 10^4$$

$$\text{Pr} = \frac{C_p \mu}{\lambda} = \frac{3.77 \times 1.5}{0.58} = 9.75$$

$$l/d_i = 3/0.021 = 142.8 > 100$$

$$\therefore \alpha_i = 0.023 \frac{\lambda}{d_i} (\text{Re})^{0.8} (\text{Pr})^{0.4} = 0.023 \times \frac{0.58}{0.021} \times (1.029 \times 10^4)^{0.8} \times 9.75^{0.4} = 2561.4\text{W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$$

$$\frac{1}{K_o} = \frac{1}{\alpha_o} + R_{so} + \frac{d_o}{\alpha_i d_i} = \frac{1}{10^4} + 0.0003 + \frac{25}{2561.4 \times 21} \Rightarrow K_o = 1156.4\text{W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$$

$$\text{对数平均温差: } \Delta t_m = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}} = \frac{(127 - 20) - (127 - 60)}{\ln \frac{107}{67}} = 85.44^\circ\text{C}$$

$$Q_{\#} = K_o A_o \Delta t_m = K_o \times n\pi d_o l \times \Delta t_m = 1156.4 \times 72 \times \pi \times 0.025 \times 3 \times 85.44 = 1676.2\text{kW}$$

$$Q_{需} = m_2 C_{p2} (t_2 - t_1) = 30 \times 1100 \times 3.77 \times (60 - 20) / 3600 = 1382.3 \text{ kW}$$

$Q_{供} > Q_{需}$ ，故换热器能够完成换热任务。

(2) 达到最大流量，实际上就是确定离心泵的工作点。

先求管路特性曲线：

$$H_e = (z_2 - z_1) + \frac{P_2}{\rho g} + \lambda \cdot \frac{\sum l}{d} \cdot \frac{u^2}{2g}$$

$$= 5 + \frac{19.62 \times 10^3}{1100 \times 9.807} + 0.02 \times \frac{330}{0.07 \times 2 \times 9.807} \times \left( \frac{4Q_e}{3600 \times \pi \times 0.07^2} \right)^2 = 6.819 + 0.02504 Q_e^2$$

与泵的特性曲线联立，解得： $Q = 32.74 \text{ m}^3/\text{h}$      $H = 33.66 \text{ m}$

最大流量时： $Q' = m_2' C_{p2} (t_2' - t_1) = K_o A_o \Delta t_m'$

$$\text{即：} \quad m_2' C_{p2} (t_2' - t_1) = K_o A_o \frac{(T - t_1) - (T - t_2')}{\ln \frac{T - t_1}{T - t_2'}} \Rightarrow \ln \frac{T - t_1}{T - t_2'} = \frac{K_o A_o}{m_2' C_{p2}}$$

$$\therefore \ln \frac{127 - 20}{127 - t_2'} = \frac{1156.4 \times 72 \times \pi \times 0.025 \times 3}{32.74 \times 1100 \times 3.77 \times 1000 / 3600} \Rightarrow t_2' = 63.4^\circ\text{C}$$

某逆流吸收塔，用清水吸收混合气体中的氨。气体入塔浓度为  $7.6\text{g}/\text{Nm}^3$ ，混合气处理量为  $5520\text{Nm}^3/\text{h}$ ，要求氨的回收率为  $0.9$ 。操作压力  $101.33\text{kPa}$ 、温度  $30^\circ\text{C}$  时的平衡关系为  $Y^*=2X$ ，操作液气比为最小液气比的  $1.2$  倍，气相总体积传质系数  $K_{Ya}=0.06\text{kmol}/(\text{m}^3\cdot\text{h})$ ，塔径为  $1.2\text{m}$ 。

试求：(1) 气相传质单元高度  $H_{OG}$ ，m；

(2) 塔的填料层高度  $h$ ，m；

(3) 若该塔操作时，因解吸不良导致入塔水溶液的  $X_a'=0.0005$ ，其它入塔条件及操作条件不变，则回收率又为若干？

(4) 在  $Y-X$  图上定性画出原工况及新工况（解吸不良）下的操作线与平衡线示意图。

解：(1) 进塔气体组成：  $y_1 = \frac{7.6/17}{1000/22.4} = 0.010$

$$Y_b = \frac{y_b}{1-y_b} = \frac{0.01}{1-0.01} = 0.0101$$

惰性气体流量：

$$V = G(1-y_1) = \frac{PV_{\text{标}}}{RT}(1-y_1) = \frac{101.33 \times 10^3 \times 5520/3600}{8.314 \times 303.15}(1-0.010) = 61.03 \text{ mol/s}$$

$$\therefore H_{OG} = \frac{V}{K_Y a \Omega} = \frac{4V}{K_Y a \cdot \pi D^2} = \frac{4 \times 61.03/1000}{0.06 \times \pi \times 1.2^2} = 0.90 \text{ m}$$

(2)  $Y_a = Y_b(1-\eta) = 0.0101 \times (1-0.9) = 0.00101$

$$\frac{L}{V} = 1.2 \left( \frac{L}{V} \right)_{\min} = 1.2 \times \frac{Y_b - Y_a}{X_b^* - X_a} = 1.2 \times \frac{Y_b - Y_a}{Y_b/m} = 1.2 \times \frac{0.0101 - 0.00101}{0.0101/2} = 2.16$$

$$S = m \frac{L}{V} = 2/2.16 = 0.926$$

$$N_{OG} = \frac{1}{1-S} \ln \left[ (1-S) \frac{Y_b - mX_a}{Y_a - mX_a} + S \right]$$

$$= \frac{1}{1-0.926} \ln \left[ (1-0.926) \frac{0.0101}{0.00101} + 0.926 \right] = 6.90$$

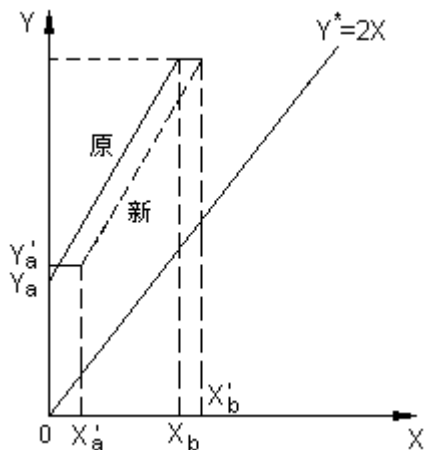
$$\therefore h = H_{OG} \cdot N_{OG} = 0.9 \times 6.9 = 6.21$$

(3)  $X_a$  增大到  $0.0005$  后， $S$  不变， $H_{OG}$  不变， $N_{OG}$  不变，则  $\frac{Y_b - mX_a'}{Y_a' - mX_a'}$  不变，即：

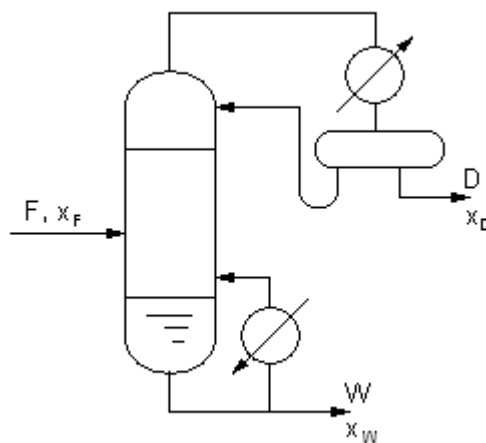
$$\frac{0.0101}{0.00101} = \frac{0.0101 - 2 \times 0.0005}{Y_a' - 2 \times 0.0005} \Rightarrow Y_a' = 0.00191$$

吸收率:  $\eta' = \frac{Y_b - Y_a'}{Y_b} = \frac{0.0101 - 0.00191}{0.0101} = 81.1\%$

(4)示意图:



分离某二元体系的精馏塔共有一块塔板、一个再沸器和一个全凝器。料液已饱和液体状态向塔釜进料，如图所示，进料流率为  $F=80\text{kmol/h}$ ，组成  $x_F=0.45$ （摩尔分率，下同），二元体系的相对挥发度  $\alpha=4$ ，塔顶、塔底产品组成分别为  $x_D=0.65$ ， $x_W=0.2$ ，回流比  $R=1$ 。



试求：(1)塔板的气相单板效率  $E_{mV}$ 、液相单板效率  $E_{mL}$ ；

(2)冷凝器的冷凝液流率和再沸器的气化流率。

解：(1)气相单板效率：
$$E_{mV} = \frac{y_1 - y_w}{y_1^* - y_w}$$

$$y_1 = x_D = 0.65$$

$$y_w = \frac{\alpha x_w}{1 + (\alpha - 1)x_w} = \frac{4 \times 0.2}{1 + 3 \times 0.2} = 0.5$$

$$y_1^* = \frac{\alpha x_1}{1 + (\alpha - 1)x_1} = \frac{4x_1}{1 + 3x_1}$$

$x_1$  与  $y_w$  符合精馏段的操作线方程：

$$y_w = \frac{R}{R+1}x_1 + \frac{1}{R+1}x_D = 0.5x_1 + \frac{0.65}{2} = 0.5$$

解得： $x_1=0.35$

代入： $y_1^*=0.683$

$$\therefore E_{mV} = \frac{0.65 - 0.5}{0.683 - 0.5} = 0.820$$

液相单板效率：
$$x_1^* = \frac{y_1}{4 - 3y_1} = \frac{0.65}{4 - 3 \times 0.65} = 0.317$$

$$E_{mL} = \frac{x_D - x_1}{x_D - x_1^*} = \frac{0.65 - 0.35}{0.65 - 0.317} = 0.90$$

(2)列全塔物料衡算：

$$\begin{aligned} F &= D + W & \Rightarrow & 80 = D + W \\ Fx_F &= Dx_D + Wx_w & \Rightarrow & 80 \times 0.45 = 0.65D + 0.2W \end{aligned} \Rightarrow \begin{aligned} D &= 44.4 \text{ kmol/h} \\ W &= 35.6 \text{ kmol/h} \end{aligned}$$

冷凝器的冷凝液流率： $V = (R+1)D = 2 \times 44.4 = 88.8$

再沸器的气化流率： $V' = V = 88.8 \text{ kmol/h}$

设一连续精馏塔，塔板无穷多，塔釜间接蒸汽加热，塔顶全凝器，泡点回流。进料中含易挥发组分 0.41（摩尔分率，下同），进料量为 100kmol/h，以饱和蒸汽状态进入塔中部某适当部位。塔顶馏出液量为 40kmol/h，浓度  $x_D=0.95$ ，体系的相对挥发度为 2.5。

试求：(1)塔底残液的组成、回流比 R；

(2)若塔釜停止供应蒸汽，保持 F、 $x_F$ 、q、D 不变，求塔顶馏出液及塔底残液的组成。

解：(1)全塔物料衡算：

$$\begin{aligned} F &= D + W & 100 &= 40 + W & W &= 60 \text{ kmol/h} \\ Fx_F &= Dx_D + Wx_w & \Rightarrow & 100 \times 0.41 = 40 \times 0.95 + Wx_w & \Rightarrow & x_w = 0.05 \text{ kmol/h} \end{aligned}$$

当塔板无穷多时，回流比  $R=R_{\min}$ ；露点进料： $y_e=x_F=0.41$

$$\begin{aligned} x_e &= \frac{y_e}{\alpha - (\alpha - 1)y_e} = \frac{0.41}{2.5 - 1.5 \times 0.41} = 0.2175 \\ R = R_{\min} &= \frac{x_D - y_e}{y_e - x_e} = \frac{0.95 - 0.41}{0.41 - 0.2175} = 2.81 \end{aligned}$$

(2)停止供应蒸汽， $V'=0$ ，即：

$$V' = V - (1 - q)F = V - F = 0 \Rightarrow V = F$$

$$\therefore (R'+1)D = F \Rightarrow R' = 1.5$$

此时只有精馏段，无提馏段，又因为塔板无穷多，故必有恒浓区，恒浓区可能处在两个部位，一是进料处，二是塔顶。若在塔顶， $x_D=1$ ，但此时回流比 R 比原来减小了，塔的分离能力应该下降， $x_D$  不可能增大，因此恒浓点不会在塔顶，而在进料处，故：

$$x_w = x_e = 0.2175$$

$$\text{代入： } Fx_F = Dx_D + Wx_w \Rightarrow 100 \times 0.41 = 40x_D + 60 \times 0.2175$$

解得： $x_D=0.699$

$$(x_D \text{ 也可按下式求出： } R' = R_{\min} = \frac{x_D' - y_e}{y_e - x_e} = \frac{x_D' - 0.41}{0.41 - 0.2175} = 1.5 \Rightarrow x_D' = 0.699)$$

1.在大气压为  $101.3 \times 10^3 \text{Pa}$  的地区,某真空蒸馏塔塔顶真空表读数为  $9.81 \times 10^4 \text{Pa}$ 。若在大气压为  $8.73 \times 10^4 \text{Pa}$  的地区使塔内绝对压强维持相同的数值,则真空表读数应为  $8.41 \times 10^4 \text{Pa}$ , 相当于  $0.8576 \text{ kgf/cm}^2$ 。

2.某一离心泵在运行一段时间后,发现吸入口真空表读数不断下降,管路中的流量也不断减少直至断流。经检查,点机、轴、叶轮都处在正常运转后,可以断定泵内发生了 气缚 现象;应检查进口管路有否 泄漏。

3.将降尘室用隔板分层后,若能将 100% 除去的最小颗粒直径要求不变,则生产能力将 变大, 沉降时间 变小。(填“变大”、“变小”或“不变”)

4.流化床的操作气速范围是  $u_{mf} < u < u_t$ , 在此气速范围内,床层压降保持恒定。质量为  $m$  的颗粒床层在截面为  $A$  的气固流化系统中,床层压降可近似为  $mg/A$ 。

5.通过三层平壁的定态传导过程,各层界面接触均匀,第一层两侧面温度为  $120^\circ\text{C}$  和  $80^\circ\text{C}$ , 第三层外表面温度为  $40^\circ\text{C}$ , 则第一层热阻  $R_1$  与第二、三层热阻  $R_2$ 、 $R_3$  的大小关系为:  $R_1 = R_2 + R_3$ 。(填“>”、“<”、“=”或“无法确定”)

6.科希霍夫定律的形式是  $\epsilon_\lambda = a_\lambda$ , 能以相同的吸收率且部分地吸收由零到  $\infty$  的所有波长范围的辐射能的物体称为 灰体。

7.双组分气体 A、B 在进行稳定分子扩散时,  $J_A$  及  $N_A$  分别表示在传质方向上某截面溶质 A 的分子扩散通量与传质通量。当整个系统为单向扩散时 (B 为停滞组分), 则有:

$$|J_A| = |J_B|, |N_A| > |N_B| \quad (\text{填“>”、“<”或“=”})$$

8.萃取操作选择萃取剂的基本原则为 良好的选择性、分配系数大、溶剂易回收等 (写出两条)。

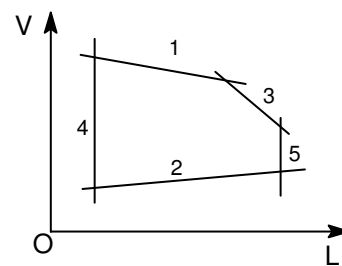
1.试述离心泵和往复泵在操作时的区别。

答: 离心泵: 启动前要灌泵; 关闭出口阀启动; 操作中用出口阀调节流量;

往复泵: 启动前无需灌泵; 全开旁路阀启动; 操作时用旁路阀和出口阀共同调节流量。

2. 画出塔板的负荷性能图, 标明各条线的名称, 并分析在板式塔的结构设计中, 哪些因素考虑不周时, 易发生降液管液泛现象, 举出三个原因。

答: 1、过量液沫夹带线 2、漏液线 3、液泛线 4、液体负荷过小线 5、降液管中液体停留时间不足线  
原因: 板间距太小、开孔率太小、降液管截面太小、降液管底隙太小等。



3.试述 Lobo-Evans 假定的主要内容。

答: ①将火焰和炽热烟气看成等温的发热面;  
②将管排看成等温的吸热面;  
③将炉墙看成全反射面。

4.