

# 天津大学

826 化工原理

1-1 历年真题及答案

考试点  
[kaoshidian.com](http://kaoshidian.com)

2007 年

答题说明:本试题共包括三部分,第一部分化工单元操作(125 分)为必答题,第二部分化工传递(25 分)及第三部分化工原理实验(25 分)为选答题,第二部分与第三部分只选其一。

一、基本题(单项选择与填空,共 40 分)

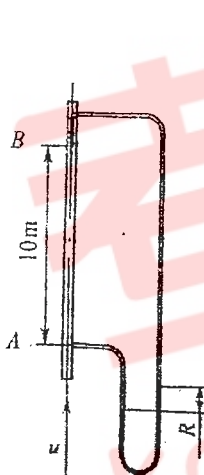
1. 如附图所示,竖直圆管内径为 30 mm,自下而上流动的某牛顿型液体的密度为  $800 \text{ kg/m}^3$ 、黏度为 3.0 cP、流速为 0.20 m/s,则 A、B 两截面处的压力差  $p_A - p_B$  为 \_\_\_\_\_ Pa; U 形管压差计的读数 R 为 \_\_\_\_\_ Pa。(4 分)

2. 如附图所示的液体循环系统,当阀门开度增大到一定时,管内流体流动进入阻力平方区,若此时保持管路系统情况不变,只增加离心泵的转速使循环流量提高 20%,则离心泵提供的有效(轴)功率增加( )。(2 分)

- A. 20%      B. 44%      C. 72.8%      D. 107.4%

3. 如附图所示流动系统,B、C 阀同时打开排液。B 阀开度不变,C 阀开度关小,则压力表 A 的读数( ),BD 管段的流动摩擦阻力损失  $\sum h_{f,B \rightarrow D}$  ( )。(2 分)

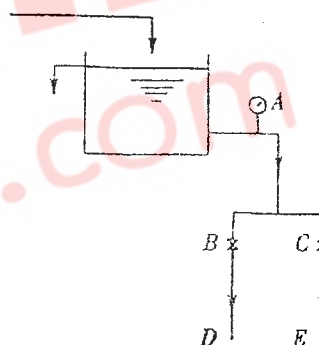
- A. 增加      B. 减小      C. 不变      D. 不能确定



题 1 附图



题 2 附图



题 3 附图

4. 根据气体出口压力的高低,气体压送机械可分为 \_\_\_\_\_。(2 分)

5. 在化工设计计算中,经常要用到各种参数,如物质性质参数、流体流动摩擦阻力系数、传热系数、传质系数等,获得这些参数的主要途径是 \_\_\_\_\_。(3 分)

6. 评价旋风分离器性能的主要指标是 \_\_\_\_\_。(2 分)

7. 某重力降尘室,在工艺设计时要求能被完全除去的最小颗粒直径为  $50 \mu\text{m}$ ,处理量为  $4 \text{ m}^3/\text{s}$ ;现根据新的环保要求,被完全除去的最小颗粒直径  $25 \mu\text{m}$ ,若其他条件不变,则在新要求下该降尘室的处理能力为( )  $\text{m}^3/\text{s}$ 。(假设沉降过程为球形颗粒在滞流区沉降。)(2 分)

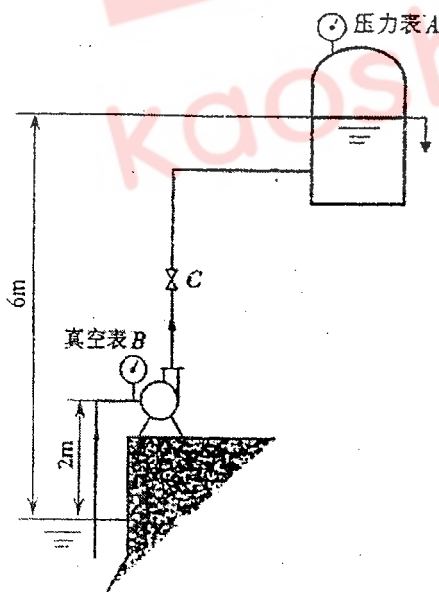
- A. 1      B. 2      C. 4      D. 8

8. 在过滤操作中,下列说法正确的是( )。(2 分)

- A. 恒压过滤属于稳态操作过程,而恒速过滤属于非稳态操作过程  
B. 恒速过滤属于稳态操作过程,而恒压过滤属于非稳态操作过程

- C. 恒压过滤和恒速过滤均属于稳态操作过程  
D. 恒压过滤和恒速过滤均属于非稳态操作过程
9. 采用天然河水冷凝某低压水蒸气之汽, 在设计该冷凝器时, 河水应走固定管板式列管换热器的\_\_\_\_\_程, 水蒸气应走\_\_\_\_\_程。(2分)
10. 在两平行平板黑体间进行辐射传热, 若保持两板面间的温差不变, 则两板间的辐射传热速率随两板面温度的降低而( )。(2分)  
A. 增大 B. 减小 C. 不变 D. 不确定
11. 某单级萃取过程中, 用纯溶剂萃取二元混合物中溶质 A, 若增加混合物的处理量(混合物组成不变), 而萃取剂用量不变, 则萃取相组成  $y_A$  将( ), 萃余相组成  $x_A$  将( )。(4分)  
A. 增大 B. 减小 C. 不变 D. 不确定
12. 对于一操作中的精馏塔, 若将回流比增大, 而维持其他条件不变, 则塔釜馏出液组成  $x_w$  ( )。(2分)  
A. 增大 B. 减小 C. 不变 D. 不确定
13. 已知相对湿度为 50% 的湿空气, 其干球温度为  $t$ 、湿球温度为  $t_w$ , 将此空气加热升温至  $t'$ , 相应的湿球温度为  $t'_w$ , 则  $(t - t_w)$  ( )  $(t' - t'_w)$ 。(4分)  
A. 等于 B. 大于 C. 小于 D. 不确定
14. 在板式塔操作中, 可能出现的异常操作现象有\_\_\_\_\_ (写出三种)。(3分)
15. 若某气体在水中的亨利系数  $E$  值很大, 说明该气体为\_\_\_\_\_ 气体; 该吸收过程为\_\_\_\_\_ 控制。(4分)

## 二、流体输送(共 20 分)



如图所示, 用离心泵将水池中的清水输送至某带压高位容器, 离心泵的特性方程为  $H = 20 - 2.0 \times 10^5 Q^2$  (式中  $H$  的单位为  $m$ ,  $Q$  的单位为  $m^3/s$ )。吸入管路和排出管路的直径均为  $\phi 56 \text{ mm} \times 3 \text{ mm}$ , 吸入管路的总长度为  $5 \text{ m}$  (包括所有局部阻力的当量长度)。当高位容器压力表 A 的读数为  $97.20 \text{ kPa}$  时, 将阀门 C 开至某一开度, 使清水在管路系统中的流动进入阻力平方区, 此时管路流动摩擦系数为  $0.03$ 、离心泵入口处真空表 B 的读数为  $28.0 \text{ kPa}$ 。若保持阀门 C 的开度及其他管路情况不变, 当压力表 A 读数降至  $43.16 \text{ kPa}$  时, 试求: (1) 管路的特性方程; (8分)

(2) 真空表 B 的读数(kPa); (4分)

(3) 离心泵的有效功率(kW); (4分)

(4) 试根据离心泵工作点的概念, 图示定性分析

当压力表 A 的读数降低时离心泵的轴功率  $N$  将如何变化。(4分)

(清水密度近似取为  $1000 \text{ kg/m}^3$ ; 忽略真空表导管的高度。)

## 三、非均相物系的分离(共 8 分)

采用板框过滤机恒压过滤某悬浮液, 过滤  $1 \text{ h}$  时得滤液  $16 \text{ m}^3$ , 然后用  $2 \text{ m}^3$  的清水在过滤压力下对滤饼进行洗涤。假设清水与滤液的物性相同, 并忽略滤布阻力, 试求:



100

(1)洗涤时间;(4分)

(2)若不进行洗涤,欲再得滤液  $16 \text{ m}^3$ ,需继续过滤的时间。(假设滤框的厚度足够大。)

(4分)

四、传热(共15分)

在某生产过程中,要求将一定流量的空气由  $t_1$  加热到  $t_2$ 。现拟采用套管式换热器,空气走管内,环隙用一定温度的饱和蒸汽冷凝加热。内管采用  $\phi 32 \text{ mm} \times 1.0 \text{ mm}$  铜管,换热管的有效长度需要  $6 \text{ m}$ 。

(1)试从总传热系数的计算式出发,分析本传热过程的控制因素;(7分)

(2)若内管换成  $\phi 25 \text{ mm} \times 1.0 \text{ mm}$  铜管,换热管的有效长度需要多少。(8分)

(假设空气在管内呈湍流流动。)

五、精馏(共13分)

在连续精馏塔内分离某二元理想溶液,已知进料组成为  $0.5$ (易挥发组分摩尔分数,下同),泡点进料,进料量为  $100 \text{ kmol/h}$ 。塔顶采用分凝器和全凝器,塔顶上升蒸汽经分凝器部分冷凝后,液相作为塔顶回流液,其组成为  $0.9$ ,气相再经全凝器冷凝,作为塔顶产品,其组成为  $0.95$ 。易挥发组分在塔顶的回收率为  $96\%$ ,离开塔顶第一层理论板的液相组成为  $0.84$ 。试求:

(1)精馏段操作线方程;(6分)

(2)操作回流比与最小回流比的比值  $R/R_{\min}$ ;(4分)

(3)塔釜液组成  $x_w$ 。(3分)

六、吸收(共15分)

在逆流吸收塔内用纯溶剂吸收某混合气体中的溶质  $A$ 。操作条件下的平衡关系为  $Y^* = mX$ ( $X, Y^*$  均为摩尔比组成),吸收剂用量为最小用量的  $1.5$  倍,气相总传质单元高度  $H_{OG} = 0.9 \text{ m}$ ,且气相总体积吸收系数  $K_G a \propto (V)^{0.8}$ ,  $V$  为气相惰气摩尔流量,若要求溶质  $A$  的回收率达到  $95\%$ 。试求:

(1)所需填料层的有效高度,  $m$ ;(6分)

(2)若将混合气体的处理流量增加  $10\%$ ,在原有操作条件下(气相入塔组成、吸收剂用量、操作温度、压力不变),希望溶质  $A$  的回收率仍能达到  $95\%$ ,试计算需将填料层的有效高度增加多少,  $m$ 。(9分)

七、干燥(共14分)

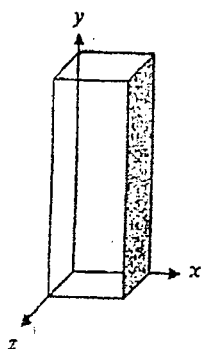
在常压下,用温度为  $20^\circ\text{C}$ 、湿度为  $0.006 \text{ kg}/(\text{kg}$  绝干气)的新鲜空气为干燥介质干燥某湿物料。空气在预热器中被加热后送入干燥器,空气离开干燥器时的温度为  $45^\circ\text{C}$ 、湿度为  $0.04 \text{ kg}/(\text{kg}$  绝干气)。进入干燥器湿物料的温度为  $25^\circ\text{C}$ ,干基含水量为  $40\%$ ,干燥后干基含水量降为  $4\%$ ,离开干燥器物料的温度为  $60^\circ\text{C}$ ,绝干物料比热容为  $3.2 \text{ kJ}/(\text{kg}$  绝干料  $\cdot^\circ\text{C})$ 。干燥过程的热损失为  $30 \text{ kW}$ 。若干燥过程的热效率为  $68\%$ ,试求:

(1)干燥器所能处理湿物料的量及新鲜空气消耗量,  $\text{kg/h}$ ;(10分)

(2)由于物料所能承受温度的限制,进入干燥器热空气的温度不能超过  $90^\circ\text{C}$ ,为满足干燥系统的热量需求,试计算应对干燥器补充的热量  $Q_D, \text{kW}$ 。(4分)

八、化工传递(共25分)

如图所示为一长方固体,其内部有均匀的内热源,热量的生成速率为  $q(\text{W}/\text{m}^3)$ ,该固体



的导热系数为  $k [W/(m \cdot ^\circ C)]$ , 密度为  $\rho (kg/m^3)$ , 比热容为  $c_p [J/(kg \cdot ^\circ C)]$ 。

(1) 试采用欧拉 (Euler) 方法, 推导在固体内进行三维非稳态导热的传热微分方程;

(2) 若固体内只沿  $x$  方向进行一维稳态导热, 且沿  $x$  方向在厚度为  $b$  的两端面处的温度分别为  $t_1$  和  $t_2$ , 试写出描述该导热过程的数学模型。(25 分)

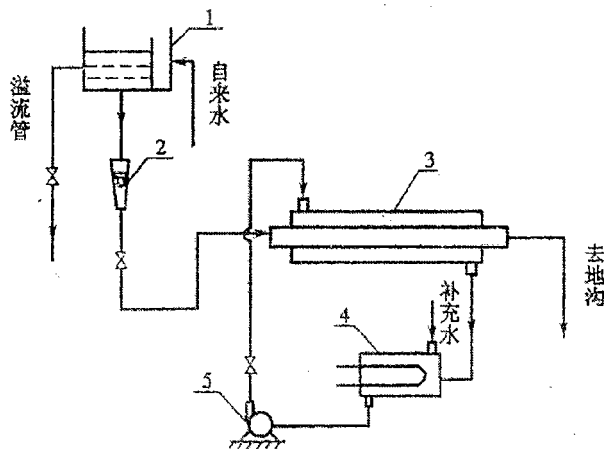
### 九、化工原理实验 (共 25 分)

#### 1. 填空题 (共 17 分)

- (1) 在进行离心泵性能测定实验时, 启动泵前要做的准备工作是\_\_\_\_\_。(2 分)
- (2) 差压式流量计的基本部件是节流元件, 常用的节流元件有\_\_\_\_\_。(2 分)
- (3) 在单相流动阻力实验中, 测定局部阻力的取压口有\_\_\_\_\_个, 它们之间位置的相互关系是\_\_\_\_\_ (可画图说明)。(3 分)
- (4) 用套管换热器测定对流传热系数时, 内管走空气, 环隙走水蒸气, 内管管壁温度应接近于\_\_\_\_\_, 增大\_\_\_\_\_的流量可有效提高总传热系数。(2 分)
- (5) 在恒压过滤实验中, 滤浆浓度增加, 过滤常数  $K$  将\_\_\_\_\_; 滤浆温度升高, 过滤常数  $K$  将\_\_\_\_\_。(2 分)
- (6) 在进行连续精馏操作过程中, 随着进料中重组分组成的增加, 塔顶气相温度将\_\_\_\_\_, 塔底馏出液中轻组分组成将\_\_\_\_\_。(2 分)
- (7) 在吸收实验装置中, 入塔混合气一般须经过一根和塔高度相近的  $\pi$  形管进入塔内, 其目的是\_\_\_\_\_。(2 分)
- (8) 在干燥实验中, 测定干燥速率曲线的实际意义是\_\_\_\_\_。(2 分)

#### 2. 实验设计题 (共 8 分)

测定热水—冷水换热器对流传热系数  $\alpha_i$  (或  $h_i$ ) 的实验流程如本题附图所示。实验要求热水走环隙, 冷水走内管, 试指出此流程设计中的错误 (注: 不包括测温点)。(8 分)

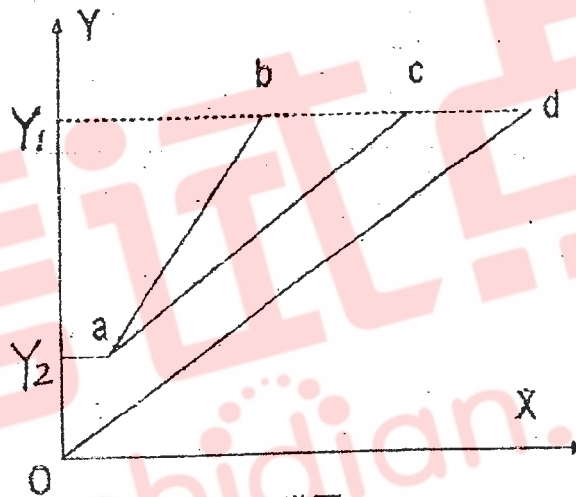


传热实验流程示意图

1—高位槽系统(冷水) 2—转子流量计 3—套管换热器(尺寸已知, 保温良好)

4—电加热热水槽 5—离心泵

10. 设计一常压操作的精馏塔, 已知  $F$ 、 $x_F$  及分离要求  $x_D$ 、 $x_W$ , 现有两种方案:  
 方案 1: 饱和液体进料; 方案 2: 饱和蒸汽进料。若回流比不变, 两方案相比, 塔的操作费用: 方案 1 ( $>$ ) 方案 2, 塔的设备费用: 方案 1 ( $<$ ) 方案 2。(4 分)  
 ① 等于; ② 大于; ③ 小于; ④ 不确定。
11. 附图所示为一逆流吸收塔的操作线  $ac$  及平衡线  $od$ , 其他相关条件标注于图上。  
 (1) 若  $ac$  平行于  $od$ , 则脱吸因素  $S = 1$ 。  
 (2) 若另有一方案, 操作线为  $ab$ ,  $ab$  方案与  $ac$  方案相比, 吸收剂消耗量: 方案  $ab$  ( $>$ ) 方案  $ac$ , 所需填料层高度: 方案  $ab$  ( $>$ ) 方案  $ac$ , 溶质回收率: 方案  $ab$  ( $<$ ) 方案  $ac$ 。(4 分)  
 ① 等于; ② 大于; ③ 小于; ④ 不确定。



题 11 附图

12. 在恒定干燥条件下, 对于同一物料, 若进入干燥器的空气的湿含量增加, 而温度保持不变, 则恒速干燥段物料表面的温度 (①), 恒速干燥段的干燥速率 (②), 物料的平衡含水量 (①)。(3 分)  
 ① 增大; ② 减小; ③ 不变; ④ 不确定。
13. 采用单级萃取, 用纯溶剂萃取二元混合物中的溶质,  $F, x_F, x_R$  一定, 若溶质的分配系数  $k_A$  越大, 萃取相组成  $y_E$  (①), 所需溶剂量  $S$  (②)。(4 分)  
 ① 越大; ② 越小; ③ 不变; ④ 不确定。
14. 在塔板设计时, 若气、液相流量一定, 增加塔板开孔率, 则漏液线 (①), 液沫夹带线 (②)。(4 分)  
 ① 上移; ② 下移; ③ 不变; ④ 不确定。

# 天津大学招收 2008 年硕士学位研究生入学考试试题

考试科目名称：化工原理（含实验或传递）

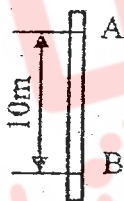
考试科目代码：826

本试题共包括三部分，第一部分化工单元操作（125 分）为必答题，第二部分化工传递（25 分）及第三部分化工原理实验（25 分）为选答题，即第二部分和第三部分为并列关系，考生可根据情况选择第二或第三部分之一进行解答，若第二和第三部分同时解答，则只评阅和计入第二部分成绩。

## 第一部分 化工单元操作（共 125 分）

### 一、【基本题】（单项选择与填空，共 40 分）

1. 如本题附图所示，某液体在竖直圆管内作稳态流动，液体密度为  $980\text{kg/m}^3$ ，测得 A、B 两截面处的表压分别为  $15\text{ kPa}$  和  $61.68\text{ kPa}$ ，则液体的流动方向为 A 到 B，AB 管段的流动摩擦阻力损失为 10.1 J/kg。（4 分）



题 1 附图

2. 流体流动的基本类型包括 层流和湍流；判断流动类型的雷诺数范围为  $Re < 2000$  层流,  $Re > 4000$  湍流。（2 分）
3. 下列流量计中，不属于节流式流量计的是 ①。（2 分）  
① 转子流量计； ② 孔板流量计； ③ 文丘里流量计。
4. 写出几个（四个以上）其他化工用泵的名称 离心泵、往复泵、齿轮泵、螺杆泵、柱塞泵。（2 分）
5. 离心式通风机的风压是指 全压和静压。（2 分）
6. 重力沉降速度的计算常采用两种方法，它们是 斯托克斯定律和艾伦定律。（2 分）
7. 下列参数中，不能用来描述旋风分离器分离效果或性能的是 ②。（2 分）  
① 临界粒径； ② 颗粒当量直径； ③ 分割粒径； ④ 粒级效率。
8. 传热的基本方式包括 传导、对流和辐射。（3 分）
9. 对于辐射传热，日常生活中的固体，大多数属于 ③。（2 分）  
① 黑体； ② 透热体； ③ 灰体； ④ 镜体。

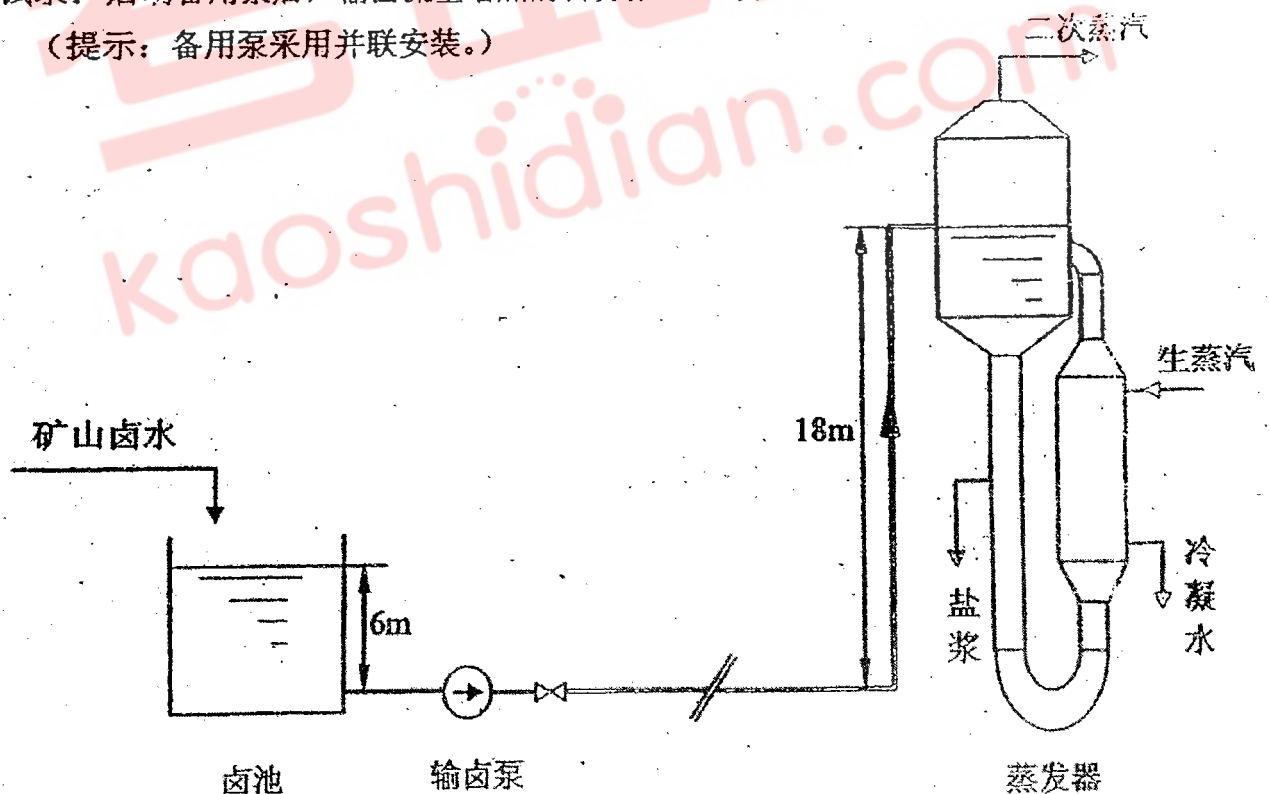


08

## 二、【流体流动与输送】(共 20 分)

如图所示, 用离心泵将卤水输送至蒸发器进行连续蒸发制盐, 输卤管径为  $\phi 159 \times 4.5 \text{ mm}$ , 管路总长度为 236m (包括管路系统除出口阀之外的所有局部阻力的当量长度), 卤水的密度为  $1200 \text{ kg/m}^3$ , 离心泵的特性方程为  $H = 62.5 - 3.125 \times 10^{-4} Q^2$  (式中  $H$  的单位为 m,  $Q$  的单位为  $\text{m}^3/\text{h}$ )。开车操作时, 蒸发器为常压, 离心泵出口阀全开 (此时该阀门的当量长度很短, 可忽略), 输卤流量为  $250 \text{ m}^3/\text{h}$ , 待蒸发器卤水至一定液位后, 开始通蒸汽加热, 启动蒸发器转入生产操作。生产操作稳定后, 蒸发器压力为  $1.5 \text{ atm}$ (表压), 所需卤水流量为  $200 \text{ m}^3/\text{h}$  左右。假设在生产操作流量下, 卤水在管内的流动已进入完全湍流区。

- (1) 试求: 开车操作时管路的特性方程; (7 分)
  - (2) 试求: 生产操作时, 输卤流量  $Q$  与阀门开度 (以当量长度  $L_e$  表示) 的关系方程; (9 分)
  - (3) 开车操作时, 有人建议将输卤备用泵同时启动, 以增加输卤流量, 缩短开车时间。试求: 启动备用泵后, 输卤流量增加的百分数。(4 分)
- (提示: 备用泵采用并联安装。)



### 三、【非均相物系的分离】(共 8 分)

采用板框过滤机恒压过滤某悬浮液,测得悬浮液的浓度为  $v$  ( $\text{m}^3$  滤饼/ $\text{m}^3$  滤液),过滤操作条件下的过滤常数为  $K$  ( $\text{m}^2/\text{h}$ ),若滤饼不需要洗涤,过滤辅助操作时间为  $\theta_D$  (h),忽略滤布阻力。试求:为达到最大生产能力,滤框的厚度不能小于多少?

(提示:板框过滤机为间歇操作,不洗涤滤饼时,操作周期  $T=\theta+\theta_D$ ,以滤液表示的生产能力为  $Q=V/(\theta+\theta_D)$ 。)

### 四、【传热】(共 16 分)

拟采用套管式换热器,用初温为  $25^\circ\text{C}$  的原油冷却重油,要求重油的温度由  $170^\circ\text{C}$  降至  $100^\circ\text{C}$ 。已知重油和原油的热容流率之比为  $0.9036$ ,试求:采用逆流操作和采用并流操作时,所需换热器有效长度之比。(假设两种操作方式的总传热系数不变。)

### 五、【精馏】(共 14 分)

在常压连续精馏塔内分离二元理想溶液,塔釜间接蒸汽加热,操作回流比  $R=1.8R_{\min}$ ,物系相对挥发度  $\alpha=1.8$ ,要求塔顶馏出液组成  $x_D=0.95$ ,塔顶易挥发组分的回收率达  $95\%$ ,已知进料方程为  $y=1.5-2x$ 。试求:

(1) 釜残液的组成  $x_w$  及操作回流比  $R$ ; (8 分)

(2) 提馏段操作线方程。(6 分)

### 六、【吸收】(共 15 分)

现有一逆流吸收塔,直径为  $880\text{mm}$ ,填料高度为  $6\text{m}$ 。用其处理含  $5\%$  (mol%) 丙酮的空气,气体处理量为  $70\text{kmol}$  (空气)/h。纯水作吸收剂,要求吸收率为  $95\%$ ,塔底送出  $2\%$  (mol%) 丙酮溶液,操作条件下的平衡关系为  $Y=2X$  ( $X, Y$  均为摩尔比)。试求:

(1) 吸收剂用量与最小吸收剂用量之比; (3 分)

(2) 气相总体积吸收系数  $K_Y a$ ; (5 分)

(3) 若将填料加高  $3\text{m}$ , 丙酮的吸收率可达到多少? (7 分)

### 七、【干燥】(共 12 分)

用热空气干燥某湿物料,空气初始温度为  $25^\circ\text{C}$ ,湿度为  $0.006\text{ kg 水汽/kg 绝干气}$ ,将此空气加热至  $120^\circ\text{C}$  后进入干燥器。假定干燥器为理想干燥器,空气出干燥器的温度为  $60^\circ\text{C}$ 。试求:

(1) 每蒸发  $1\text{kg}$  水所需的绝干空气量 ( $\text{kg/kg}$  蒸发水); (6 分)

(2) 预热器的热负荷 ( $\text{kJ/kg}$  蒸发水); (4 分)

(3) 干燥系统热效率。(2 分)



## 第二部分 化工传递 (共 25 分)

### 八、【化工传递】(共 25 分)

某流体在稳态流场中作三维流动, 其流场可表示为

$$\vec{u}(x, y, z) = x^2 \vec{i} + (x + z) \vec{j} - 2xz \vec{k}$$

- (1) 证明该流体为不可压缩流体; (10 分)
- (2) 试采用欧拉方法, 推导描述该流场的连续性 (质量衡算) 方程。 (15 分)

## 第三部分 化工原理实验 (共 25 分)

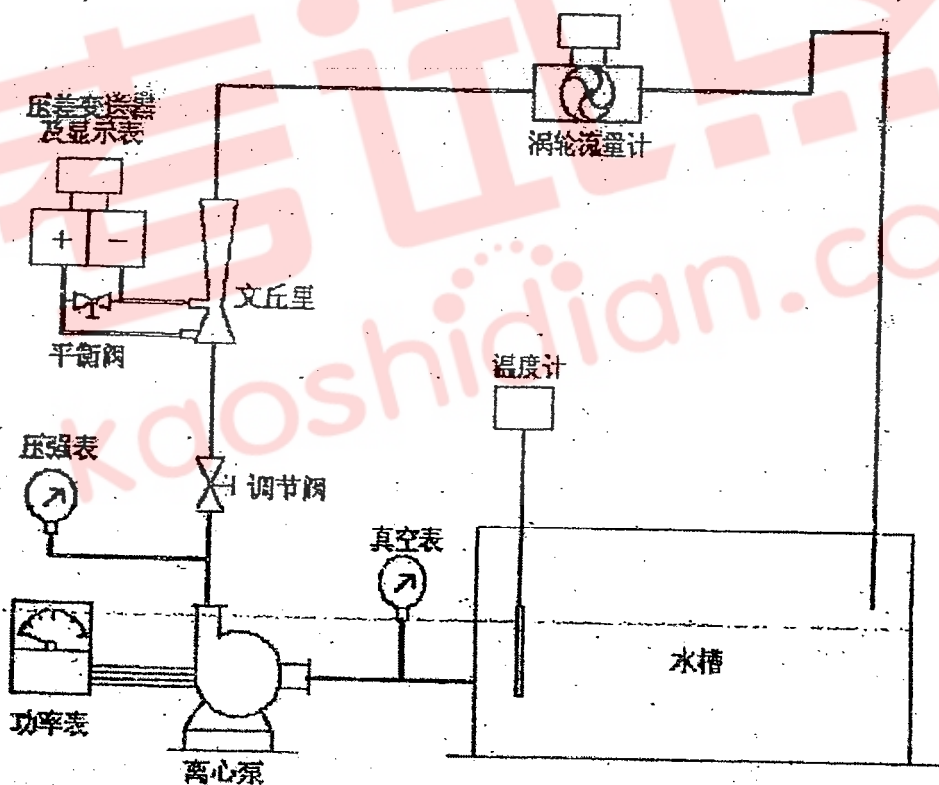
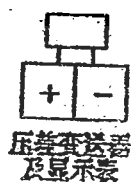
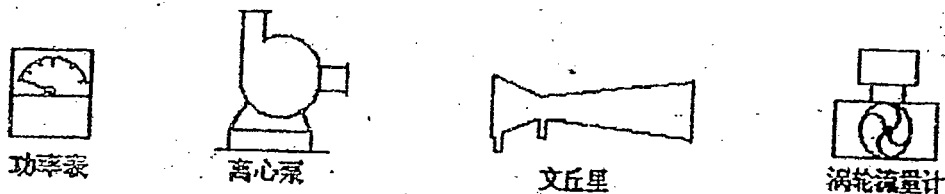
### 九、【化工原理实验】(共 25 分)

#### 1. 填空题 (每小题 2 分, 共 18 分)

- (1) 水在管内流动, 采用 U 管压差计测量管路两点间的压差, 其读数为 10mmHg-H<sub>2</sub>O。今为减少测量误差, 改换倒置 U 管压差计, 其读数应为 \_\_\_\_\_。  
注: 水的密度为 1000kg/m<sup>3</sup>, Hg 的密度为 13600kg/m<sup>3</sup>, 空气的密度可忽略不计。
- (2) 测定管内对流传热系数  $\alpha_i$  时, 对其准确度的影响因素主要有 物性参数、流速、管径。
- (3) 旋涡泵的流量调节方法常采用 旁路。
- (4) 用图解法确定  $Nu = A Re^m Pr^{0.4}$  关联式中的  $A$ 、 $m$  时, 采用 半对数 坐标系。  
可将  $\frac{Nu}{Pr^{0.4}}$ 、 $Re$  绘成一条直线。
- (5) 用热电偶测量温度时, 常使用补偿导线, 补偿导线的作用是 稳定测量误差、把测量位置移到远离热源。
- (6) 在精馏实验时, 要使精馏塔操作达到稳定, 除维持进料量、组成及热状况稳定, 散热稳定以及上升蒸汽量稳定外, 还必须维持 \_\_\_\_\_ 稳定。
- (7) 在吸收塔实验中, 若塔内气液两相的流量一定, 且气液两相平衡关系已知, 为了得到总体积吸收系数, 还需要测定 气膜。
- (8) 在干燥实验中, 恒速干燥阶段干燥速率的大小取决于 主体状态。
- (9) 对于常用的阀门, 开启时, 手轮的旋转方向为 \_\_\_\_\_; 关闭时, 手轮的旋转方向为 \_\_\_\_\_。

## 2. 流程设计 (7分)

欲使用下列仪表和部件进行离心泵特性曲线的测定及文丘里流量计性能的测定，请画出实验流程示意图（必不可少的附件可自行加上）。



所给的仪表和流量调节阀画上了，且方向、顺序都对 (4分)

水箱和排出管路的水封 (1分)

压差变送器应加装平衡阀 (0.5分)

要有测温仪表 (0.5分)

仪表部位的标注

7. 某黑体的表面温度由  $27^{\circ}\text{C}$  升高到  $327^{\circ}\text{C}$ , 则其热辐射能力变为原来的 16 倍。(2分)
8. 为强化传热, 在列管式换热器的壳程内设置 折流挡板 以提高壳程流速; 在封头内设置 隔板 来增加管程数, 以提高管程流速。(2分)
9. 采用饱和蒸汽加热在铜管内流动的空气, 为强化该传热过程, 下列方案最为有效的是 (A)。(2分)
- A, 提高空气流速; B, 提高蒸汽流速; C, 采用过热蒸汽加热; D, 在蒸汽一侧管壁上安装翅片, 以增加冷凝面积。
10. 用溶剂对二元混合物进行单级萃取之后, 萃取相中溶质 A 的质量分数为 0.20, 萃余相中溶质 A 的质量分数为 0.10, 脱溶剂后 (假定溶剂被完全脱除且只脱除溶剂) 所获得的萃取液和萃余液中组分 A 的质量分数分别为 0.63、0.11。则该过程的选择性系数  $\beta = \underline{13.78}$ , 组分 A 的分配系数  $k_A = \underline{2}$ 。(4分)
11. 塔板负荷性能图由液沫夹带线、雾沫夹带线、液泛线 和 漏液线 组成。若 ↑ 塔板间距或 ↓ 空塔气速可减小液沫夹带量。(6分)
12. 恒定干燥条件下的干燥过程分为恒速干燥阶段和降速干燥阶段, 两段交界点的含水量称为 临界含水量, 在恒速干燥阶段, 干燥速率的大小取决于 空气流速, 此阶段气化的水分 为蒸发水分。(3分)
13. 若湿空气温度不变, 而相对湿度增加, 则空气湿度 ↑ 露点 ↑, 湿球温度 ↓。(3分)
14. 漂流因数为  $P_r$  与  $P_{r,m}$  之比, 它反映 主体流动 对传质速率的影响。(3分)
15. 在精馏塔的塔顶采用分凝器和全凝器。塔顶上升蒸气 (组成  $y_1$ , 易挥发组分的摩尔分数, 下同) 进入分凝器, 在分凝器中部分冷凝, 凝液 (组成  $x_L$ ) 于饱和温度下作为回流返回塔内, 未冷凝的蒸气 (组成  $y_D$ ) 送入全凝器中全部冷凝, 凝液 (组成  $x_D$ ) 作为塔顶产品。则  $y_1$  与  $x_L$  间满足 (B) 关系,  $y_D$  与  $x_L$  间满足 (A) 关系,  $y_D$  与  $x_D$  间满足 (C) 关系。(3分)
- A, 平衡 B, 操作 C, 相等 D, 不确定

天津大学招收 2009 年硕士学位研究生入学考试试题

考试科目名称: 化工原理 (含实验或传递)

考试科目代码: 826

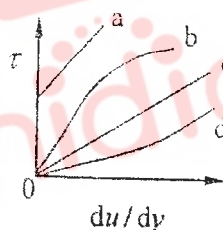
所有答案必须写在答题纸上, 并写清楚题号, 写在试题上无效。

本试题共包括三部分, 第一部分化工单元操作 (125 分) 为必答题, 第二部分化工传递 (25 分) 及第三部分化工原理实验 (25 分) 为选答题, 即第二部分和第三部分为并列关系, 考生可根据情况选择第二或第三部分之一进行解答, 若第二和第三部分同时解答, 则只评阅和计入第二部分成绩。

第一部分 化工单元操作 (共 125 分)

一、【基本题】(单项选择与填空, 共 40 分)

1. 某生产设备操作压力为 50 kPa (绝压), 则测量该设备操作压力的真空表读数为 51.33 kPa。 (当地大气压为 101.33 kPa) (2 分)
2. 如本题附图所示为 a、b、c、d 四种流体的流变图 ( $\tau \sim du/dy$  关系图), 其中为牛顿型流体的是 ( d )。 (2 分)



题 2 附图

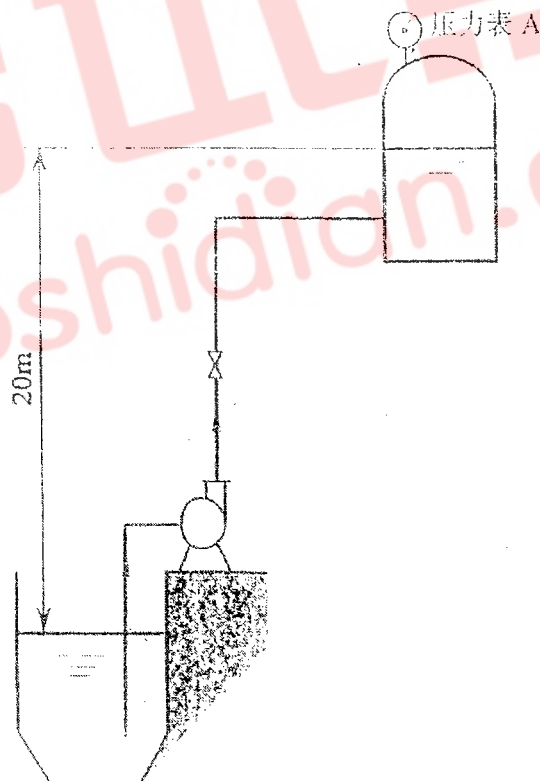
3. 为防止 气缚 现象的发生, 离心泵启动前应保证泵内充满液体; 为防止 气蚀 现象的发生, 离心泵的安装高度应低于允许安装高度。 (2 分)
4. 离心通风机的特性曲线包括 流量-功率、流量-效率、流量-静压、流量-全压 四条曲线。 (2 分)
5. 降尘室操作时, 降尘室内气体的流动应控制在 层流 流动区。 (2 分)
6. 一般地, 雷诺数  $Re$  越大, 流体黏度对沉降速度的影响 ↓, 颗粒的形状对沉降速度的影响 ↑。 (2 分)

二、【流体输送】(共 20 分)

如图所示, 用离心泵将敞口容器中的清水输送至某高位密闭容器, 已知离心泵的特性方程为  $H = 42.0 - 5.248 \times 10^{-4} Q^2$  (式中  $H$  的单位为  $\text{m}$ ,  $Q$  的单位为  $\text{m}^3/\text{s}$ )。保持离心泵出口阀开度一定, 当输送至某一时刻时, 两容器液面落差为  $20\text{m}$ , 此时管路系统的特性方程为  $H_e = 30.0 + 2.432 \times 10^{-4} Q_e^2$  (式中  $H_e$  的单位为  $\text{m}$ ,  $Q_e$  的单位为  $\text{m}^3/\text{s}$ )。假设此时清水在完全阻力平方区流动。

- (1) 求此时清水的输送流量 ( $\text{m}^3/\text{h}$ ); (5 分)
- (2) 求此时密闭容器压力表 A 的读数 ( $\text{kPa}$ ); (5 分)
- (3) 若将清水换成密度为  $1260\text{kg}/\text{m}^3$  的某种液体, 试求输送至此时离心泵的有效功率 ( $\text{kW}$ ); (假设该液体的其它物性参数与清水相同。)(6 分)
- (4) 此时若将出口阀开至全开, 试计算说明此时清水输送流量不可能超过多少 ( $\text{m}^3/\text{h}$ )。 (4 分)

(清水密度近似取为  $1000\text{kg}/\text{m}^3$ ; 重力加速度为  $9.81\text{m}/\text{s}^2$ 。)





三、【非均相物系的分离】(共 8 分)

用板框过滤机过滤某悬浮液, 采用先恒速再恒压的过滤方式进行过滤。恒速段的过滤速率为  $4.065 \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s}$ , 待得滤液  $0.5 \text{ m}^3$  时, 转为该操作压力下的恒压过滤。

试求: 转为恒压过滤后, 欲再得  $2 \text{ m}^3$  的滤液所需的恒压过滤时间。(8 分)

(忽略滤布阻力, 假设滤饼不可压缩, 且滤框有足够的厚度。)

四、【传热】(共 15 分)

某单程列管式换热器, 壳程采用  $108^\circ\text{C}$  的饱和蒸汽冷凝, 以加热管内呈湍流流动的某低黏度液体。蒸汽冷凝的对流传热系数为  $11 \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$ , 管程流体由  $20^\circ\text{C}$  被加热到  $50^\circ\text{C}$ , 此时管内对流传热系数为  $324.7 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$ 。若将管程流体的流量增加 25%,

试求: (1) 流量增加后换热器的总传热系数; (7 分)

(2) 流量增加后管程流体的出口温度。(8 分)

(忽略换热器的热损失; 换热管壁很薄, 不考虑管壁热阻及可能形成的污垢热阻; 假设两种情况下蒸汽冷凝对流传热系数不变; 在操作温度范围内管程流体的物性参数不变。)

五、【精馏】(共 16 分)

在常压连续精馏塔中分离苯-甲苯混合物, 原料中含苯 0.44 (摩尔分数), 进料量  $100 \text{ kmol/h}$ , 操作条件下平均相对挥发度为 2.5, 精馏段操作线方程为  $y = 0.71x + 0.278$ , 提馏段操作线方程为  $y = 1.44x - 0.0044$ 。

试求: (1) 塔顶馏出液组成  $x_D$  和塔底釜残液的组成  $x_W$ ; (6 分)

(2)  $q$  线方程, 并说明进料热状况; (6 分)

(3) 提馏段气、液相负荷 (流量) ( $\text{kmol/h}$ )。 (4 分)

六、【吸收】(共 14 分)

在逆流操作的填料吸收塔中, 用溶剂吸收某气体中的溶质 A。已知入塔气中 A 的含量为 0.1 (摩尔比), 气体处理量为  $200 \text{ kmol}$  (惰性气体) /h, 要求出塔气中 A 的含量达到 0.02 (摩尔比)。吸收剂为循环溶剂, 入塔吸收剂中 A 的含量为 0.008 (摩尔比), 塔截面积为  $1.2 \text{ m}^2$ , 操作条件下的气液平衡关系为  $Y = 1.2X$  ( $X$ 、 $Y$  均为摩尔比), 气相总体积吸收系数  $K_y a$  为  $0.06 \text{ kmol}/(\text{m}^3 \cdot \text{s})$ , 操作液气比为最小液气比的 1.13 倍。

(1) 求出塔液相组成  $X_1$  (摩尔比); (3 分)

(2) 求所需的理论板层数  $N_T$ ; (3 分)

(3) 求填料层高度  $Z$ ; (4 分)

(4) 若吸收剂用量不变, 希望通过增加填料高度将回收率提高到 98%, 试计算说明是否可能? (4 分)



七、【干燥】(共 12 分)

在理想干燥器中干燥某湿物料，物料经干燥器后被除去的水分量为  $80\text{kg 水/h}$ 。温度为  $20^\circ\text{C}$ 、湿度为  $0.005\text{kg 水/kg 绝干气}$  的湿空气，在预热器中升温至  $120^\circ\text{C}$  后进入干燥器，空气出干燥器的温度为  $60^\circ\text{C}$ 。

- 试求：(1) 绝干空气的消耗量 ( $\text{kg 绝干气/h}$ )：(6 分)  
(2) 预热器的加热速率 ( $\text{kW}$ )：(3 分)  $86.4$   
(3) 干燥系统的热效率：(3 分)  $60\%$

第二部分 化工传递 (共 25 分)

八、【化工传递】(共 25 分)

(1) 试推导在均质固体内部进行三维非稳态导热的传热微分方程。已知固体内有均匀内热源，其热量生成速率为  $\dot{q}$  ( $\text{W/m}^3$ )，该固体的导热系数为  $k$  [ $\text{W/(m}\cdot^\circ\text{C)}$ ]，密度为  $\rho$  ( $\text{kg/m}^3$ )，比热容为  $c_p$  [ $\text{J/(kg}\cdot^\circ\text{C)}$ ]。(15 分)

(2) 若导热过程为沿  $x$  方向的一维稳态导热，且热量生成速率与固体表面温度  $t_s$  的  $\beta$  次方成正比，试写出描述该导热过程的传热微分方程。(10 分)

第三部分 化工原理实验 (共 25 分)

九、【化工原理实验】(共 25 分)

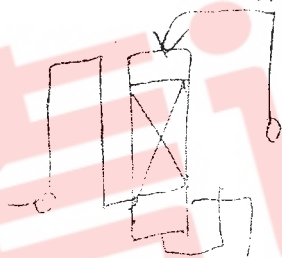
1. 填空题 (共 17 分)

- (1) 在直管阻力实验中，用 U 形管压差计测得水流过同径水平直管段截面 1 到截面 2 的压强差为  $\Delta P_1$ ，若将此水平管改为水自下而上流过截面 1 到截面 2 的垂直管，则水平管的压强差  $\Delta P_1$  ~~不变~~ 垂直管的压强差  $\Delta P_2$ ，水平管的阻力降  $\Delta P_{f1}$  二 垂直管的阻力降  $\Delta P_{f2}$ 。(2 分)
- (2) 节流式流量计是由 节流 和 差压元件 组成的。(2 分)
- (3) 在测定离心泵性能时，压强表一般安装在流量调节阀之 前，其读数随流量增大而 减小。(2 分)
- (4) 用套管换热器测定空气对流传热系数时，其他条件不变，空气离开换热器时的温度将随空气流量增大而 减小。(2 分)
- (5) 从原理上讲，当进料条件和采出率一定时，增加气相流量或液相回流会使分离效果变好。但在精馏实验中，当加热蒸汽压力或加热功率升高超过一定数值以后，分离效果却变差，其原因可能是 液泛。(2 分)

- (6) 用水吸收氨气的吸收实验属 气液相传质 控制的传质过程，欲提高气相总体积吸收系数  $K_y a$ ，应 增大气速。(2分)
- (7) 物料在恒定干燥条件下用空气进行对流干燥时，在恒速干燥阶段，物料的表面温度为 湿球 温度。若测得的下、湿球温度计读数相差较大，说明所用空气的相对湿度 小。(2分)
- (8) 用一个精度等级为 1.5 级，量程为 100 ~ 1000 L/h 的转子流量计测量水的流量，流量计读数  $V=300$  L/h，则该测量值的绝对误差为 13.5，相对误差为 4.5%。(2分)
- (9) 用压强表测量液体管道某处的压强  $P$ ，当取压点与测量仪表之间的导压管内有气体存在时，压强表所感受到的压强  $P'$  比被测压强  $P$  大。(1分)
2. 实验流程设计 (8分)

请设计一实验流程，使其能够测定填料塔的流体力学性能，要求：

- (1) 画出流程示意图：(6分)
- (2) 写出简要实验步骤。(2分)



2006年考研试题答案

一、1.  $\tau = \mu \frac{du}{dy}$ , 牛顿型流体层(滞)流流动 2. 量纲一致性原则和  $\pi$  定理 3. A 4. 传递能量 5. B 6.  $K_c = u_T^2 / gR$  (同一固体颗粒在同介质中某位置上离心加速度与重力加速度的比值) 7. B 8. 最小 9. B 10. 1.379, 32.18 11. A, B, A 12. D 13. A, A 14. B

二、(1)  $Q = 303.5 \text{ m}^3/\text{h} > 300 \text{ m}^3/\text{h}$ ; (2) 1 599 kPa

三、55 min

四、(1)  $1\,715 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$ ; (2)  $93.6 \text{ }^\circ\text{C}$

五、(1)  $y = 1.466x - 0.023\,3$ ; (2)  $y_n = 0.904\,5$ ,  $x_n = 0.840\,5$

六、(1)  $5\,848 \text{ kg/h}$ ; (2)  $4.86 \text{ m}$

七、(1)  $92.3 \text{ m}^3/\text{h}$ ; (2)  $8\,157 \text{ kJ/h} = 2.266 \text{ kW}$ ; (3)  $7\,692 \text{ kJ/h} = 2.14 \text{ kW}$

八、(1)  $t = t_s + \frac{q}{6k}(r_0^2 - r^2)$ ; (2)  $t = t_s + \frac{q}{6k}r_0^2$ ; (3)  $47.6 \text{ }^\circ\text{C}$

九、1. 选择填空(共 14 分)

(1) B; (2) A; (3) B, A; (4) C; (5) B; (6) C; (7) A, B

2. 实验设计(共 11 分)

(1) 流程示意图如题所示。

(2) 需要测取的量

回流比  $R$ 、进料组成  $x_F$ 、塔顶组成  $x_D$ 、塔釜组成  $x_W$ 、进料温度  $t_F$ 、塔顶温度  $t_D$

(3) 简要的实验步骤

① 先配制一定浓度的料液, 加入到进料槽中。在精馏塔釜中加入其容积  $2/3$  的料液。

② 全回流操作

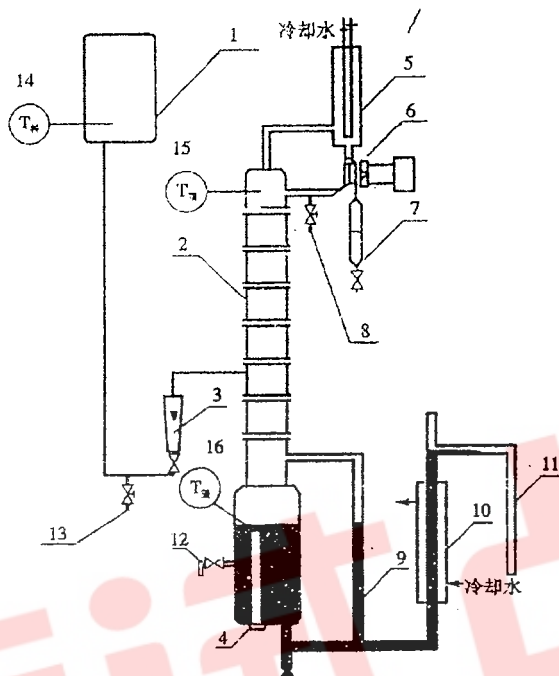
向塔顶冷凝器通入冷却水, 接通塔釜加热器电源, 设定加热功率进行加热。当塔釜中液体开始沸腾时, 注意观察塔内气液接触状况, 当塔顶有液体回流后, 适当调整加热功率, 使塔内维持正常的操作状态。进行全回流操作至塔顶温度保持恒定后, 在塔顶和塔釜分别取样进行分析测定。

③ 部分回流

将回流比置于某一数值, 并控制一定的进料流量, 进行部分回流操作至塔顶温度恒定后, 取进料、塔顶产品和塔釜液样品进行分析测定, 并记录进料温度。

④ 实验结束后, 停止加热, 待塔釜温度冷却至室温后, 关闭冷却水, 一切复原, 并做好清洁卫生工作。

105



精馏实验流程示意图

- 1—原料槽 2—塔体 3—进料流量计 4—塔釜加热器 5—塔顶冷凝器 6—回流比控制器  
7—塔顶出料管 8—塔顶取样口 9—液位计 10—塔釜液冷凝器  
11—塔釜液出料管 12—塔釜取样口 13—原料取样口 14, 15, 16—进料、塔顶、塔釜测温仪表

### 2007 年考研试题答案

一、1.  $1.7.869 \times 10^4$ , 213.3 2. C 3. A, A 4. 通风机、鼓风机、压缩机、真空泵 5. 查手册, 公式计算, 实验测定 6. 生产能力、分离效果和压强降 7. A 8. D 9. 管, 壳 10. B 11. A, A 12. B 13. C 14. 雾沫夹带、液泛、漏液等 15. 难溶, 液膜

二、本题的解题思路是: 根据吸入管路已知参数计算管内流速及流量, 当压力表 A 读数为 97.2 kPa 时, 由泵工作点的对应关系确定管路特性方程。当压力表 A 读数改为 43.61 kPa 时, 则调整管路特性方程中的 K 值, 进而联立管路特性方程和泵的特性方程, 计算泵的流量、压头、真空表读数和有效功率。解题的技巧是合理选取截面。

(1) 管路特性方程 当  $p_A = 97.2$  kPa 时, 管路特性方程为

$$H_e = \Delta Z + \frac{\Delta p}{\rho g} + BQ^2 = 6 + \frac{97.2 \times 10^3}{9.81 \times 1000} + BQ^2 = 15.91 + BQ^2 \quad (1)$$

关键是确定 B 值。

在水池水面(基准面)与离心泵入口真空表处截面间列伯努利方程并化简得:

$$\frac{28 \times 10^3}{9.18 \times 1000} = 2 + \frac{u_1^2}{2g} + 0.03 \times \frac{5}{0.05} \times \frac{u_1^2}{2g}$$

解得  $u_1 = 2.047$  m/s

$$Q = 0.05^2 \times 2.047 \times \frac{\pi}{4} = 4.019 \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s}$$

106

联立泵的特性方程与式(1),便可求得  $B$  值,即

$$20 - 2.0 \times 10^5 \times (4.019 \times 10^{-3})^2 = 15.91 + B(4.019 \times 10^{-3})^2$$

得  $B = 5.33 \times 10^4 \text{ s}^2/\text{m}^5$

当压力表  $A$  的读数降至  $43.61 \text{ kPa}$  时,由于阀门  $C$  的开度不变,管路特性方程中的  $B$  值不变,而  $K$  值变为

$$K' = 6 + \frac{43.61 \times 10^3}{9.81 \times 1000} = 10.45 \text{ m}$$

则管路特性方程为

$$H_e = 10.45 + 5.33 \times 10^4 Q_e^2 \quad (\text{式中 } H_e \text{ 的单位为 m, } Q_e \text{ 为 } \text{m}^3/\text{s}) \quad (2)$$

(2) 真空表  $B$  的读数

联立管路特性方程与泵的特性方程,得

$$20 - 2.0 \times 10^5 Q^2 = 10.45 + 5.33 \times 10^4 Q^2$$

解得  $Q = 6.14 \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s}$  及  $u_1 = 3.127 \text{ m/s}$

在水池水面(基准面)与真空表处截面间列伯努利方程并化简得:

$$\begin{aligned} p_a - p_1 &= \left( gZ + \frac{u_1^2}{2} + \lambda \frac{l_1 u_1^2}{d \cdot 2} \right) \rho \\ &= \left( 9.81 \times Z + \frac{3.127^2}{2} + 0.03 \times \frac{5}{0.05} \times \frac{3.127^2}{2} \right) \times 1000 = 39.2 \times 10^3 \text{ Pa} \end{aligned}$$

(3) 离心泵的有效功率

$$H = 20 - 2.0 \times 10^5 (6.14 \times 10^{-3})^2 = 12.46 \text{ m}$$

$$N_e = HQ\rho g / 1000 = \frac{12.46 \times 6.14 \times 10^{-3} \times 9.81 \times 1000}{1000} = 0.751 \text{ kW}$$

(4) 压力表  $A$  的读数降低时离心泵轴功率  $N$  的变化趋势

在本题条件下,当阀门  $C$  的开度不变时,管路特性方程可表示为

$$H_e = 6 + \frac{p_A}{\rho g} + 5.33 \times 10^4 Q_e^2$$

当  $p_A$  降低时,管路特性曲线将平行下移,泵的工作点将右移,泵的流量增加,轴功率加大,如图所示。

三、本题为忽略介质阻力条件下恒压过滤方程

的应用。

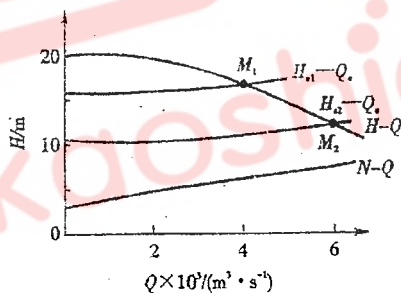
(1) 洗涤时间

由  $V^2 = KA^2\theta$  可得

$$\frac{dV}{d\theta} = \frac{KA^2}{2V} = \frac{V}{2\theta}$$

对于板框压滤机横穿洗涤法,洗涤速率是过滤终点速率的  $1/4$ ,即

$$\left( \frac{dV}{d\theta} \right)_w = \frac{1}{4} \left( \frac{dV}{d\theta} \right)_E$$



题二附图



(10)

则 
$$\theta_w = \frac{V_w}{\left(\frac{dV}{d\theta}\right)_w} = \frac{8\theta V_w}{V} = \frac{8 \times 1 \times 2}{16} = 1\text{h}$$

(2)再得 16 m<sup>3</sup> 滤液所需过滤时间

$$(V + V')^2 = KA^2(\theta + \theta') = \frac{V^2}{\theta}(\theta + \theta')$$

即 
$$(16 + 16)^2 = \frac{16^2}{1} = (1 + \theta')$$

解得  $\theta' = 3\text{h}$

四、水蒸气冷凝加热空气的热交换过程具有一侧流体恒温 and 空气对流传热热阻控制本传热过程的特点。

(1)过热过程控制因素 总传热系数的计算式为

$$K_i = 1 / \left( \frac{1}{\alpha_i} + R_{si} \frac{d_i}{d_o} + \frac{bd_i}{\lambda d_m} + R_{so} \frac{d_i}{d_o} + \frac{d_i}{\alpha_o d_o} \right)$$

对于本传热过程,污垢热阻、管壁热阻均可忽略,即  $R_{si} \approx 0, R_{so} \approx 0, \frac{bd_i}{\lambda d_m} \approx 0$ ; 蒸汽冷凝系数  $\alpha_o$  远大于空气的对流传热系数  $\alpha_i$ , 即  $\alpha_o \gg \alpha_i$ , 则

$$K_i \approx \alpha_i$$

即空气的对流传热控制着整个传热过程。

(2)  $\phi 25 \text{ mm} \times 1 \text{ mm}$  铜管的有效长度 空气在管内的对流传热系数表达式为

$$\alpha_i = 0.023 \frac{\lambda}{d_i} Re^{0.8} Pr^{0.4}$$

空气进出口温度不变时,其平均物性参数也不变,此时

$$K_i \approx \alpha_i \propto \frac{1}{d_i^{1.8}}$$

$$Q = K_i S_i \Delta t_m$$

由于  $\Delta t_m$  不发生变化,则

$$\alpha_{i,1} S_{i,1} = \alpha_{i,2} S_{i,2}$$

即 
$$\frac{1}{d_{i,1}^{1.8}} \pi d_{i,1} L_1 = \frac{1}{d_{i,2}^{1.8}} \pi d_{i,2} L_2$$

$$L_2 = \left( \frac{d_{i,2}}{d_{i,1}} \right)^{1.8} \left( \frac{d_{i,1}}{d_{i,2}} \right) L_1 = \left( \frac{23}{30} \right)^{0.8} \times 6 = 4.851 \text{ m}$$

更换细管以后,由于管内对流传热系数提高,换热管变短。

五、本题的关键是由分凝器的气液平衡组成确定物系的平均相对挥发度  $\alpha$ , 由  $y_1$  与  $x_L$  确定  $R$ 。

(1)精馏段操作线方程

分凝器的气液相组成符合平衡关系,即  $x_D = 0.95$  与  $x_L = 0.9$  相平衡,即

$$0.95 = \frac{0.9\alpha}{1 + (\alpha - 1) \times 0.9}$$

解得  $\alpha = 2.11$

与  $x_1 = 0.84$  相平衡的气相组成为



108

$$y_1 = \frac{\alpha x_1}{1 + (\alpha - 1)x_1} = \frac{2.11 \times 0.84}{1 + 1.11 \times 0.84} = 0.9172$$

$y_1$  与  $x_L$  为操作关系, 即

$$y_1 = \frac{R}{R+1}x_L + \frac{x_D}{R+1}$$

将  $y_1$ 、 $x_L$  及  $x_D$  数据代入上式, 解得

$$R = 1.907$$

$$y = 0.656x + 0.327$$

(2) 操作回流比与最小回流比的比值

泡点进料:  $q = 1, x_q = x_F = 0.5$

$$y_q = \frac{2.11 \times 0.5}{1 + 1.11 \times 0.5} = 0.6785$$

$$R_{\min} = \frac{x_D - y_q}{y_q - x_q} = \frac{0.95 - 0.6785}{0.6785 - 0.5} = 1.521$$

$$\text{则 } \frac{R}{R_{\min}} = \frac{1.907}{1.521} = 1.254$$

(3) 塔釜液组成 由全塔的物料衡算求得。

$$\frac{Dx_D}{Fx_F} = 0.96 \quad \text{及} \quad x_D = 0.95$$

$$D = \frac{0.96 Fx_F}{x_D} = \frac{0.96 \times 100 \times 0.5}{0.95} = 50.53 \text{ kmol/h}$$

$$\text{则 } x_W = \frac{Fx_F - Dx_D}{F - D} = \frac{100 \times 0.5 - 50.53 \times 0.95}{100 - 50.53} = 0.04043$$

六、本题采用脱吸因子法求解。

(1) 填料层高度

$$Z = H_{OG} N_{OG}$$

由题给条件:  $H_{OG} = 0.9 \text{ m}, X_2 = 0$

$$\left(\frac{L}{V}\right)_{\min} = \varphi_A m, \frac{L}{V} = 1.5 \varphi_A m$$

$$S = \frac{mV}{L} = \frac{m}{1.5 \varphi_A m} = \frac{1}{1.5 \times 0.95} = 0.7018$$

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

$$= \frac{1}{1-0.7018} \ln \left[ (1-0.7018) \frac{1}{1-0.95} + 0.7018 \right] = 6.361$$

$$\text{则 } Z = 0.9 \times 6.361 = 5.725 \text{ m}$$

(2) 气体流量加大需增加的填料层高度

$$H'_{OG} = (1.1)^{0.2} H_{OG} = 1.019 \times 0.9 = 0.9173 \text{ m}$$

$$S' = 1.1S = 1.1 \times 0.7018 = 0.772$$

$$N'_{OG} = \frac{1}{1-0.772} \ln \left[ (1-0.772) \frac{1}{1-0.95} + 0.772 \right] = 7.341$$

$$\Delta Z = 7.341 \times 0.9173 - 5.725 = 1.009 \text{ m}$$

10P.

即需增加填料层高度 1.009 m 才能保证 95% 的收率。

七、本题由于干燥系统的物料衡算及热效率反算有关参数。

(1) 湿物料及新鲜空气流量

$$L = \frac{G(X_1 - X_2)}{H_2 - H_0} = \frac{G(0.4 - 0.04)}{0.04 - 0.006} = 10.59 G \quad (1)$$

$$\eta = \frac{G(X_1 - X_2)(2490 + 1.88t_2)}{L(I_2 - I_0) + G(I_2' - I_1') + Q_L} = 0.68 \quad (2)$$

式中  $I_0 = (1.01 + 1.88H_0)t_0 + 2490H_0$   
 $= (1.01 + 1.88 \times 0.006) \times 20 + 2490 \times 0.006 = 35.37 \text{ kJ/kg 绝干气}$

同理  $I_2 = 148.4 \text{ kJ/kg 绝干气}$

$$I_1' = (c_s + 4.187X_1)\theta_1 = (3.2 + 4.187 \times 0.4) \times 25 = 121.9 \text{ kJ/kg 绝干料}$$

同理  $I_2' = 202.0 \text{ kJ/kg 绝干料}$

将有关数据代入式(2)并联立式(1)与式(2), 得到

$$G = 1255 \text{ kJ/h 及 } L = 13290 \text{ kg/h}$$

则  $G_1 = G(1 + X_1) = 1255 \times 1.4 = 1750 \text{ kg 湿物料/h}$

$$L_0 = L(1 + H_0) = 13290 \times 1.006 = 13370 \text{ kg 新鲜气/h}$$

(2) 干燥器需补充的热量

$$Q = Q_p + Q_D = \frac{G(X_1 - X_2)(2490 + 1.88t_2)}{\eta}$$

$$= \frac{1255 \times (0.4 - 0.04)(2490 + 1.88 \times 45)}{3600 \times 0.68} = 475.2 \text{ kW}$$

$$Q_p = \frac{13290 \times (1.01 + 1.88 \times 0.006) \times (90 - 20)}{3600} = 263.9 \text{ kW}$$

则  $Q_D = Q - Q_p = 475.2 - 263.9 = 211.3 \text{ kW}$

八、本题为化工传递选做内容。

(1) 欧拉法推导三维非稳态导热微分方程 能量守恒定律的表达式为

累积 = 输入 - 输出 + 生成

按欧拉方法选择固体微元, 其边长分别为  $dx$ 、 $dy$ 、 $dz$ , 体积为  $dx dy dz$ , 如图所示。

在  $x$  方向各项能量分别为

$$\text{导入热量为 } \left( \frac{q}{s} \right)_x dy dz$$

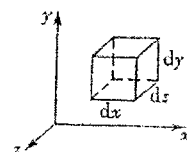
$$\text{导出热量为 } \left[ \left( \frac{q}{s} \right)_x + \frac{\partial}{\partial x} \left( \frac{q}{s} \right)_x dx \right] dy dz$$

导热速率差为

$$\left( \frac{q}{s} \right)_x dy dz - \left[ \left( \frac{q}{s} \right)_x + \frac{\partial}{\partial x} \left( \frac{q}{s} \right)_x dx \right] dy dz = - \frac{\partial}{\partial x} \left( \frac{q}{s} \right)_x dx dy dz$$

同理, 沿  $y$  方向导热速率差为  $- \frac{\partial}{\partial y} \left( \frac{q}{s} \right)_y dx dy dz$

沿  $z$  方向导热速率差为  $- \frac{\partial}{\partial z} \left( \frac{q}{s} \right)_z dx dy dz$



题八附图

11 D

总导热速率差为  $-\left[\frac{\partial}{\partial x}\left(\frac{q}{s}\right)_x + \frac{\partial}{\partial y}\left(\frac{q}{s}\right)_y + \frac{\partial}{\partial z}\left(\frac{q}{s}\right)_z\right] dx dy dz$

热量生成速率为  $\dot{q} dx dy dz$

固体微元中热量累积速率为  $\frac{\partial t}{\partial \theta} \rho c_p dx dy dz$

根据傅里叶第一定律得

$$\left(\frac{q}{s}\right)_x = -k \frac{\partial t}{\partial x} \quad \left(\frac{q}{s}\right)_y = -k \frac{\partial t}{\partial y} \quad \left(\frac{q}{s}\right)_z = -k \frac{\partial t}{\partial z}$$

将上面诸关系式代入式(1)便得三维非稳态导热微分方程,即

$$\rho c_p \frac{\partial t}{\partial \theta} = k \left( \frac{\partial^2 t}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial z^2} \right) + \dot{q}$$

$$\text{或} \quad \frac{\partial t}{\partial \theta} = \alpha \left( \frac{\partial^2 t}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial z^2} \right) + \frac{\dot{q}}{\rho c_p} \quad (2)$$

(2)  $x$  方向的一维稳态导热的数学模型

对于一维稳态导热,则有  $\frac{\partial t}{\partial \theta} = 0$ ,  $\frac{\partial^2 t}{\partial y^2} = 0$  及  $\frac{\partial^2 t}{\partial z^2} = 0$

由式(2)化简得到

$$\alpha \frac{\partial^2 t}{\partial x^2} + \frac{\dot{q}}{\rho c_p} = 0$$

$$\text{即} \quad \frac{d^2 t}{dx^2} = -\frac{\dot{q}}{k} \quad (3)$$

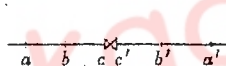
式(3)即为所求数学模型,其边界条件为:  $x=0, t=t_1$ ;  $x=b, t=t_2$ 。

### 九、化工原理实验

1. (1) 给泵灌水, 关闭离心泵出口流量调节阀 (2分)

(2) 孔板, 喷嘴, 文丘里喉管 (2分)

(3) 4, 它们之间的关系为:  $ab = bc, a'b' = b'c'$  (如图所示) (3分)



(4) 蒸汽温度, 空气 (2分)

(5) 减小, 增大 (2分)

题九、1(3)附图

(6) 升高, 减小 (2分)

(7) 防止吸收塔里的液体倒灌入风机 (2分)

(8) 确定临界参数 ( $X_0, U_0$ ), 计算干燥时间与干燥器尺寸 (2分)

2. 设计流程中的错误: (1) 高位槽的上水管 (自来水管) 与溢流管位置应对换, 溢流管上不装阀门; (2) 转子流量计冷水的进出方向装反了; (3) 冷水出口应用  $\pi$  形管, 以保证冷水充满内管; (4) 热水应从下方进换热器, 从上方出, 以保证热水充满套管环隙。

考试点  
[kaoshidian.com](http://kaoshidian.com)

# 天津大学

826 化工原理

3-3 习题集

考试点  
[kaoshidian.com](http://kaoshidian.com)



化工原理上册

绪论

作业题

【0-1】从基本单位换算入手，将下列物理量的单位换算为 SI 制。

(1) 40℃时水的粘度  $\mu = 0.00656 \text{ g} \cdot \text{cm} \cdot \text{s}$

(2) 某物质的比热容  $CP = 0.21 \text{ BTU} / (\text{lb} \cdot \text{F})$

(3) 密度  $\rho = 1386 \text{ kgf} \cdot \text{s}^2 / \text{m}^4$

(4) 传热系数  $KG = 24.2 \text{ kmol} / (\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{atm})$

(5) 表面张力  $\sigma = 71 \text{ dyn/cm}$

(6) 导热系数  $\lambda = 1 \text{ kcal} / (\text{m} \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C})$

[答:  $\mu = 6.56 \times 10^{-4} \text{ Pa} \cdot \text{s}$ ;  $CP = 0.8792 \text{ kJ} / (\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})$ ;  $\rho = 13600 \text{ kg/m}^3$ ;

$KG = 6.636 \times 10^{-5} \text{ kmol} / (\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{kPa})$ ;  $\sigma = 7.1 \times 10^{-2} \text{ N/m}$ ;  $\lambda = 1.163 \text{ W} / (\text{m} \cdot ^\circ\text{C})$ ]

【0-2】清水在圆管内对管壁的强制湍流对流传热系数随温度的变化可用下面经验公式表示，即：

$$\alpha = 150 (1 + 2.93 \times 10^{-3} T) u^{0.8} d^{-0.2}$$

式中  $\alpha$  ——对流传热系数， $\text{BTU} / (\text{ft}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{F})$ ；

$T$  ——热力学温度， $\text{K}$ ；

$u$  ——水的流速， $\text{ft/s}$ ；

$d$  ——圆管内径， $\text{in}$ 。

试将式中各物理量的单位换算为 SI 制，即  $\alpha$  为  $\text{W} / (\text{m}^2 \cdot \text{K})$ ， $T$  为  $\text{K}$ ， $u$  为  $\text{m/s}$ ， $d$  为  $\text{m}$ 。

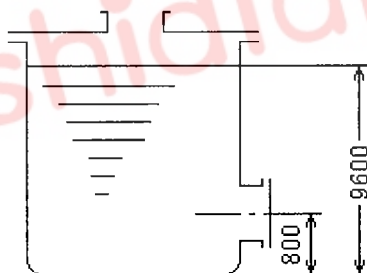
[答:  $\alpha = 1057 (1 + 2.93 \times 10^{-3} T) u^{0.8} d^{-0.2}$ ]

第一章 流体流动

1-1 流体静力学基本方程式

1-1. 在本题附图所示的贮油罐中盛有密度为  $960 \text{ kg/m}^3$  的油品，油面高于罐底  $9.6 \text{ m}$ ，油面上方为常压。在罐侧壁的下部有一直径为  $760 \text{ mm}$  的圆孔，其中心距罐底  $800 \text{ mm}$ ，孔盖用  $14 \text{ mm}$  的钢制螺钉紧固。若螺钉材料的工作应力取为  $39.23 \times 10^6 \text{ Pa}$ ，问至少需要几个螺钉？

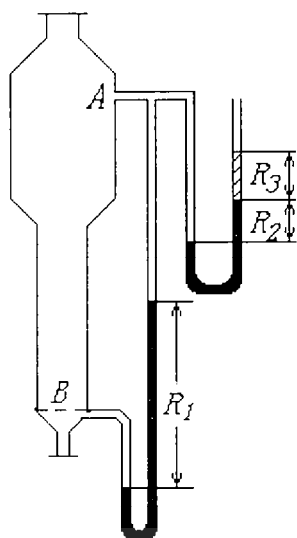
[答: 至少要 7 个]



习题1 附图

1-2. 某流化床反应器上装有两个 U 管压差计，如本题附图所示。测得  $R_1 = 400 \text{ mm}$ ， $R_2 = 50 \text{ mm}$  指示液为水银。为防止水银蒸气向空间扩散，于右侧的 U 管与大气连通的玻璃管内灌入一段水，其高度  $R_3 = 50 \text{ mm}$ 。试求 A、B 两处的表压强。

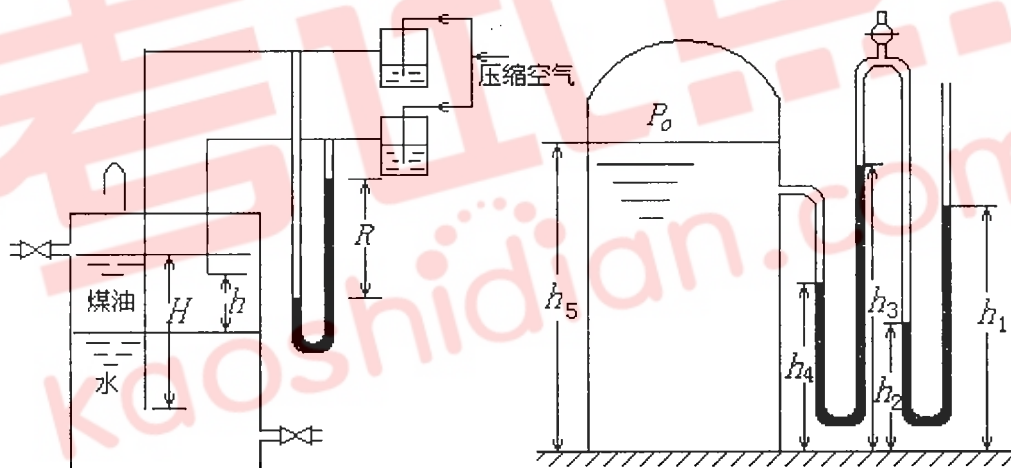
[答:  $PA = 7.16 \times 10^3 \text{ Pa}$  (表压)， $PB = 6.05 \times 10^4 \text{ Pa}$ ]



习题1-2 附图

1-3. 本题附图为远距离测量控制装置，用以测定分相槽内煤油和水两相界面位置。已知两吹气管出口的距离  $H=1\text{m}$ ，U 管压差计的指示液为水银，煤油的密度为  $820\text{kg/m}^3$ 。试求当压差计读数  $R=68\text{mm}$  时，相界面与油层的吹气管出口距离  $h$ 。

[答:  $h=0.418\text{m}$ ]



习题1-3 附图

习题1-4 附图

1-4. 用本题附图中串联 U 管压差计测量蒸汽压，U 管压差计的指示液为水银，两 U 管间的连接管内充满水。已知水银面与基准面的垂直距离分别为： $h_1=2.3\text{m}$ 、 $h_2=1.2\text{m}$ 、 $h_3=2.5\text{m}$  及  $h_4=1.4\text{m}$ 。锅中水面与基准面间的垂直距离  $h_5=3\text{m}$ 。大气压强  $P_a=99.3 \times 10^3\text{Pa}$ 。试求锅炉上方水蒸气的压强  $P$ 。（分别以  $\text{Pa}$  和  $\text{kgf/cm}^2$  来计量）。  
[答:  $P=3.64 \times 10^5\text{Pa}=3.71\text{kgf/cm}^2$ ]

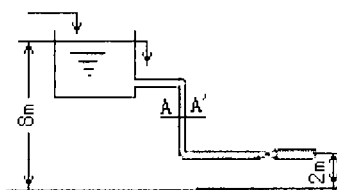
1-2 流体在管内的流动

1-5. 列管换热器的管束由 121 根  $\phi 25 \times 2.5\text{mm}$  的钢管组成。空气以  $9\text{m/s}$  速度在列管内流动。空气在管内的平均温度为  $50^\circ\text{C}$ 、压强为  $196 \times 10^3\text{Pa}$ （表压），当地大气压为  $98.7 \times 10^3\text{Pa}$ 。试求：（1）空气的质量流量；（2）操作条件下空气的体积流量；（3）将（2）的计算结果换算为标准状况下空气的体积流量。

[答: （1） $1.09\text{kg/s}$ ；（2） $0.343\text{m}^3/\text{s}$ ；（3） $0.84\text{m}^3/\text{s}$ ]

1-6. 高位槽内的水面高于地面 8m, 水从  $108 \times 4\text{mm}$  的管道中流出, 管路出口高于地面 2m。在本题特定条件下, 水流经系统的能量损失可按  $\sum h_f = 6.5u^2$  计算, 其中  $u$  为水在管内的流速,  $\text{m/s}$ 。试计算: (1) A-A' 截面处水的流速; (2) 水的流量, 以  $\text{m}^3/\text{h}$  计。

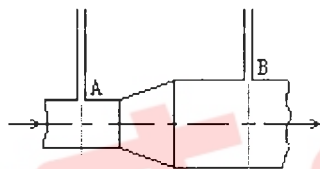
[答: (1)  $2.9\text{m/s}$ ; (2)  $82\text{m}^3/\text{h}$ ]



习题1-6 附图

1-7.  $20^\circ\text{C}$  的水以  $2.5\text{m/s}$  的流速流经  $\phi$  的水平管, 此管以锥形管与另一  $53 \times 3\text{mm}$  的水平管相连。如本题附图所示, 在锥形管两侧 A、B 处各插一垂直玻璃管以观察两截面的压强。若水流经 A、B 两截面间的能量损失为  $1.5\text{J/kg}$  求两玻璃管的水面差 (以  $\text{mm}$  计), 并在本题附图中画出两玻璃管中水面的相对位置。

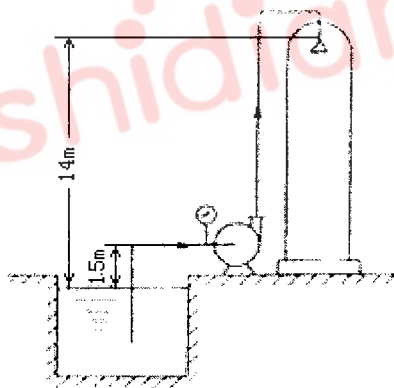
[答:  $88.6\text{mm}$ ]



习题1-7附图

1-8. 用离心泵把  $20^\circ\text{C}$  的水从贮槽送至水洗塔顶部, 槽内水位维持恒定。各部分相对位置如本题附图所示。管路的直径均为  $\phi 76 \times 2.5\text{mm}$  在操作条件下, 泵入口处真空表的读数为  $24.66 \times 10^3\text{Pa}$ ; 水流经吸入管与排出管 (不包括喷头) 的能量损失可分别按  $\sum h_{f,1} = 2u^2$  与  $\sum h_{f,2} = 10u^2$  计算, 由于管径不变, 故式中  $u$  为吸入或排出管的流速  $\text{m/s}$ 。排水管与喷头连接处的压强为  $98.07 \times 10^3\text{Pa}$  (表压)。试求泵的有效功率。

[答  $N_e = 2.26\text{kW}$ ]



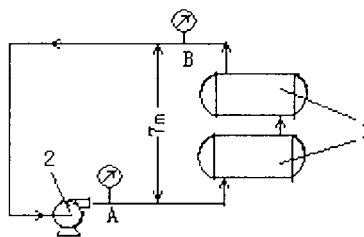
习题1-8 附图

### 1-3 流体的流动现象

1-9. 本题附图所示为冷冻盐水循环系统。盐水的密度为  $1100\text{kg/m}^3$ , 循环量为  $36\text{m}^3/\text{h}$ 。管路的直径相同, 盐水由 A 流经两个换热器而至 B 的能量损失为  $98.1\text{J/kg}$ , 由 B 流至 A 的能量损失为  $49\text{J/kg}$ , 试计算: (1) 若泵的效率为 70% 时, 泵的轴功率为若干  $\text{kW}$ ? (2) 若 A 处的压强表读数为若干  $\text{Pa}$ ?

[答: (1)  $2.31\text{kW}$ ; (2)  $6.2 \times 10^4\text{Pa}$  (表压)]

答案: (1)  $2.31\text{kW}$ ; (2)  $6.2 \times 10^4\text{Pa}$  (表压)



习题1-9附图

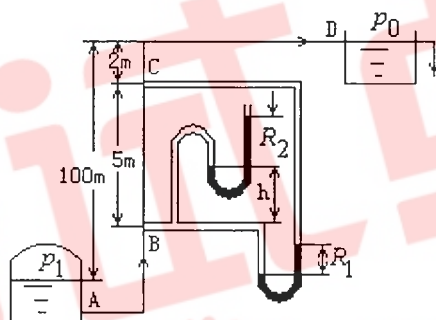
1- 换热器 2- 泵

1-10. 在实验室中, 用玻璃管输送  $20^{\circ}\text{C}$  的 70% 醋酸。管内径为 1.5cm, 流量为 10kg/min。用 SI 和物理单位各算一次雷诺准数, 并指出流型。

[答:  $\text{Re}=5.66 \times 10^3$ ]

1-11. 用压缩空气将密度为  $1100\text{kg/m}^3$  的腐蚀性液体自低位槽送到高位槽, 两槽的液面维持恒定。管路直径均为  $\phi 60 \times 3.5\text{mm}$ , 其它尺寸见本题附图。各管段的能量损失为  $\sum h_{f,AB} = \sum h_{f,CD} = u^2$ ,  $\sum h_{f,BC} = 1.18u^2$ 。两压差计中的指示液均为水银。试求当  $R=45\text{mm}$ ,  $h=200\text{mm}$  时: (1) 压缩空气的压强  $p_1$  为若干? (2) U 管压差计读数  $R_2$  为多少?

[答: (1)  $1.23 \times 10^5\text{Pa}$  (表压); (2) 630mm]



习题1-11附图

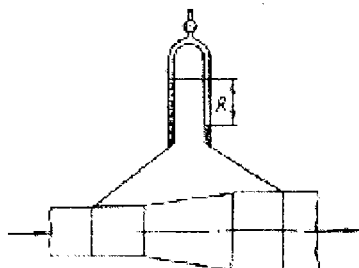
$$\sum h_{f,BC} = 1.18u^2 = \frac{R_1 g (\rho_A - \rho)}{\rho}$$

(提示: U 形管压差计读数  $R_1$  表示了 BC 段的能量损失, 即

#### 1-4 流体在直管内的流动阻力

1-12. 在本题附图所示的实验装置中, 于异径水平管段两截面间连一倒置 U 管压差计, 以测量两截面之间的压强差。当水的流量为 10800kg/h 时, U 管压差计读数  $R$  为 100mm。粗、细管的直径分别为  $60 \times 3.5\text{mm}$  与  $\phi 42 \times 3\text{mm}$ 。计算: (1) 1kg 水流经两截面间的能量损失; (2) 与该能量损失相当的压强降为若干 Pa?

[答: (1) 4.41J/kg; (2)  $4.41 \times 10^3\text{Pa}$ ]



习题1-12 附图

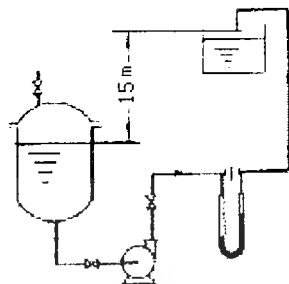
1-13. 密度为  $850\text{kg/m}^3$ 、粘度为  $8 \times 10^{-3}\text{Pa} \cdot \text{s}$  的液体在内径为  $14\text{mm}$  的钢管内流动，溶液的流速为  $1\text{m/s}$ 。试计算：（1）雷诺准数，并指出属于何种流型；（2）局部速度等于平均速度处与管轴的距离；（3）该管路为水平管，若上游压强为  $147 \times 10^3\text{Pa}$ ，液体流经多长的管子其压强才下降到  $127.5 \times 10^3\text{Pa}$ ？

[答：（1） $1.49 \times 10^3$ ；（2） $4.95\text{mm}$ ；（3） $14.93\text{m}$ ]

1-14. 每小时将  $2 \times 10^3\text{kg}$  的溶液用泵从反应器输送到高位槽（见本题附图）。反应器液面上方保持  $26.7 \times 10^3\text{Pa}$  的真空度，高位槽液面上方为大气压强。管道为  $\phi 76 \times 4\text{mm}$  的钢管，总长为  $50\text{m}$ ，管线上有两个全开的闸阀、一个孔板流量计（局部阻力系数为 4）、五个标准弯头。反应器内液面与管路出口的距离为  $15\text{m}$ 。若泵的效率为 0.7，求泵的轴功率。

溶液的密度为  $1073\text{kg/m}^3$ ，粘度为  $6.3 \times 10^{-3}\text{Pa} \cdot \text{s}$ 。管壁绝对粗糙度  $\varepsilon$  可取为  $0.3\text{mm}$ 。

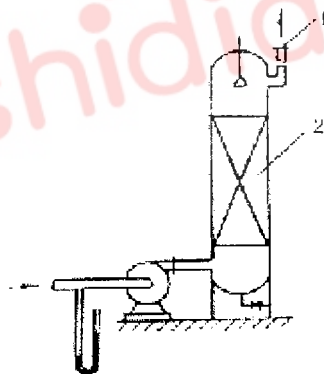
[答： $1.63\text{kW}$ ]



习题1-14 附图

1-15. 从设备送出的废气中含有少量可溶物质，在放空之前令其通过一个洗涤器，以回收这些物质进行综合利用，并避免环境污染。气体流量为  $3600\text{m}^3/\text{h}$ （在操作条件下），其物理性质与  $50^\circ\text{C}$  的空气基本相同。如本题附图所示，气体进入鼓风机前的管路上安装有指示液为水的 U 管压差计，其读数为  $30\text{mm}$ 。输入管与放空管的内径均为  $250\text{mm}$ ，管长与管件、阀门的当量长度之和为  $50\text{m}$ （不包括进、出塔及管出口阻力），放空口与鼓风机进口的垂直距离为  $20\text{m}$ ，已估计气体通过塔内填料层的压强降为  $1.96 \times 10^3\text{Pa}$ 。管壁的绝对粗糙度  $\varepsilon$  可取为  $0.15\text{mm}$ ，大气压强为  $101.33 \times 10^3\text{Pa}$ 。求鼓风机的有效功率。

[答： $3.09\text{kW}$ ]



习题1-15 附图

1-放空口 2-填料口

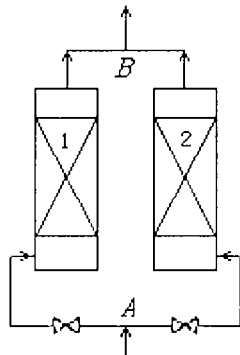
#### 1-5 管路计算

1-16.  $10^\circ\text{C}$  的水以  $500\text{L/min}$  的流量过一根长为  $300\text{m}$  的水平管，管壁的绝对粗糙度为  $0.05\text{mm}$ 。有  $6\text{m}$  的压头可供克服流动的摩擦阻力，试求管径的最小尺寸。

[答： $90.4\text{mm}$ ]



1-17. 在两座尺寸相同的吸收塔内, 各填充不同的填料, 并以相同的管路并联组合。每条管上均装有闸阀, 两支路的管长均为 5m(包括除了闸阀以外的管件局部阻力的当量长度), 管内径为 200mm。通过填料层的能量损失可分别折算为  $5u_1^2$  与  $4u_2^2$ , 式中  $u$  为气体在管内的流速 m/s。气体在支管内流动的摩擦系数  $\lambda=0.02$ 。管路的气体总流量为  $0.3\text{m}^3/\text{s}$ 。试求 (1) 当两阀全开时, 两塔的通气量; (2) 附图中 AB 的能量损失。  
[答: (1)  $V_1=0.142/\text{s}$ ,  $V_2=0.158\text{m}^3/\text{h}$ ; (2)  $108.6\text{J/kg}$ ]

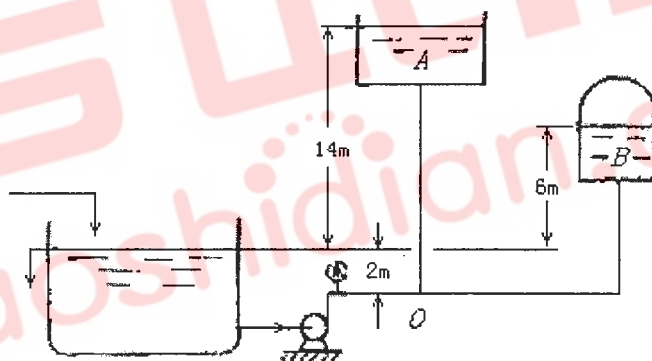


习题1-17 附图

力系数(答: (1)  $0.877\text{kW}$ ; (2)  $8.01$ )

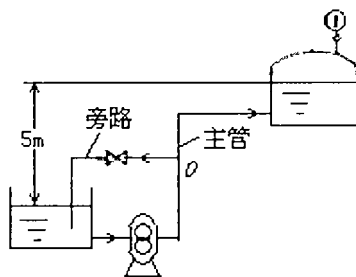
1-18. 用离心泵将  $20^\circ\text{C}$  水经总管分别送至 A、B 容器内, 总管流量为  $89\text{m}^3/\text{h}$ , 总管直径为  $\phi 127 \times 5\text{mm}$ 。原出口压强表读数为  $1.93 \times 10^5\text{Pa}$ , 容器 B 内水面上方表压为  $1\text{kgf}/\text{cm}^2$ 。总管的流动阻力可忽略, 各设备间的相对位置如本题附图所示。试求: (1) 离心泵的有效压头  $H_e$ ; (2) 两支管的压头损失  $H_{f,0-A}$  与  $H_{f,0-B}$ 。

[答(1)  $17.94\text{m}$ ; (2)  $H_{f,0-A} = 3.94\text{m}$ ,  $H_{f,0-B} = 1.96\text{m}$ ]



习题 1-18 附图

1-19. 用效率为 80% 的齿轮泵将粘稠的液体从敞口槽送至密闭容器内, 两者液面均维持恒定, 容器顶部压强表的读数为  $30 \times 10^3\text{Pa}$ 。用旁路调节流量, 其流程如本题附图所示。主管流量为  $14\text{m}^3/\text{h}$ , 管径为  $\phi 66 \times 3\text{mm}$ , 管长为 80m (包括所有局部阻力的当量长度)。旁路的流量为  $5\text{m}^3/\text{h}$ , 管径为  $\phi 32 \times 2.5\text{mm}$ , 管长为 20m (包括除了阀门外的所有局部阻力的当量长度)。两管路的流型相同, 忽略贮槽液面至分支点 O 之间的能量损失。被输送液体的粘度为  $50\text{mPa} \cdot \text{s}$ , 密度为  $1100\text{kg}/\text{m}^3$ 。试计算 (1) 泵的轴功率; (2) 旁路阀门的阻力系数。  
[答: (1)  $10.0877\text{kW}$ ; (2)  $8.01$ ]



习题1-19 附图

#### 1-6 流量测量

1-20. 在  $\phi 38 \times 2.5\text{mm}$  的管路上装有标准孔板流量计，孔板的孔径为  $16.4\text{mm}$ ，管中流动的是  $20^\circ\text{C}$  的甲苯，采用角接取压法，用 U 管压差计测量孔板两测的压强差，以水银为指示液，测压连接管中充满甲苯。现测得 U 管压差计的读数为  $600\text{mm}$ ，试计算管中甲苯的流量为若干  $\text{kg/h}$ ？

[答： $5427\text{kg/h}$ ]

1-21. 用  $\phi 57 \times 3.5\text{mm}$  的钢管输送  $80^\circ\text{C}$  的热水（其饱和蒸汽压为  $47.37\text{kPa}$ 、密度为  $971\text{kg/m}^3$ 、粘度为  $0.3565\text{mPa} \cdot \text{s}$ ），管路中装一标准孔板流量计，用 U 形管汞柱压差计测压强差（角接取压法），要求水的流量范围是  $10 \sim 20\text{m}^3/\text{h}$ ，孔板上游压强为  $101.33\text{kPa}$ （表压）。试计算：

- (1) U 形管压差计的最大量程  $R_{\text{max}}$ ；
- (2) 孔径  $d_0$ ；
- (3) 为克服孔板永久压强降所消耗的功率。

当地大气压强为  $101.33\text{kPa}$ 。

[答：(1)  $1.254\text{m}$ ；(2)  $d_0=25.5\text{mm}$ ；(3)  $N_e=616\text{W}$ ]

1-22. 某转子流量计，出厂时用标准状况下的空气进行标定，其刻度范围  $10 \sim 50\text{m}^3/\text{h}$ ，试计算：

- (1) 用该流量计测定  $20^\circ\text{C}$  的  $\text{CO}_2$  流量，其体积流量范围为若干？
- (2) 用该流量计测定  $20^\circ\text{C}$  的  $\text{NH}_3$  气流量，其体积流量范围为若干？
- (3) 现欲将  $\text{CO}_2$  的测量上限保持在  $50\text{m}^3/\text{h}$  应对转子作何简单加工？

当地的大气压为  $101.33\text{kPa}$ 。

[答：(1)  $8.4 \sim 42.0\text{m}^3/\text{h}$ ；(2)  $13.5 \sim 67.6\text{m}^3/\text{h}$ ；(3) 顶端面积削小使  $AR_2=1.19AR_1$ ]

## 第二章 流体输送机械

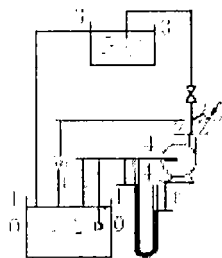
### 知识点 2-1 离心泵的工作原理及性能参数

【2-1】在用水测定离心泵性能的实验中，当流量为  $26\text{m}^3/\text{h}$  时，离心泵出口处压强表和入口处真空表的读数分别为  $152\text{kPa}$  和  $24.7\text{kPa}$ ，轴功率为  $2.45\text{kW}$ ，转速为  $2900\text{r/min}$ 。若真空表和压强表两测压口间的垂直距离为  $0.4\text{m}$ ，泵的进、出口管径相同，两测压口间管路流动阻力可忽略不计。试计算该泵的效率，并列出该效率下泵的性能。

[答：泵的效率为  $53.1\%$ ，其它性能略]

【2-2】如本题附图所示的输水系统，管路直径为  $\phi 80 \times 2\text{mm}$ ，当流量为  $26\text{m}^3/\text{h}$  时，吸入管路的能量损失为  $6\text{J/kg}$ ，排出管路的压头损失为  $0.8\text{m}$ ，压强表读数为  $245\text{kPa}$ ，吸入管轴线到 U 形管汞面的垂直距离  $h=0.5\text{m}$ ，当地大气压强为  $98.1\text{kPa}$ ，试计算：

- (1) 泵的扬程与扬程；
- (2) 泵的轴功率（ $\eta=70\%$ ）；
- (3) 泵吸入口压差计读数  $R$ 。



习题 2-2附图

[答: (1)  $\Delta Z = 24.9\text{m}$ ,  $H = 30.84\text{m}$ ; (2)  $N = 4.32\text{kW}$ ; (3)  $R = 0.3573\text{m}$ ]

## 2-2 离心泵在管路中的运行

【2-3】用某离心泵以  $40\text{m}^3/\text{h}$  的流量将贮水池中  $65^\circ\text{C}$  的热水输送到凉水塔顶, 并经喷头喷出而落入凉水池中, 以达到冷却的目的。已知在进水喷头之前需要维持  $49\text{kPa}$  的表压强, 喷头入口较热水池水面高  $6\text{m}$ 。吸入管路和排出管路中压头损失分别为  $1\text{m}$  和  $3\text{m}$ , 管路中的动压头可以忽略不计。试选用合适的离心泵, 并确定泵的安装高度。当地大气压按  $101.33\text{kPa}$  计。

[答: 泵的型号为 IS80-65-125 型 ( $n=2900\text{r/min}$ ) 或 3B19 型水泵, 安装高度约为  $2.5\text{m}$ ]

【2-4】常压贮槽内盛有石油产品, 其密度为  $760\text{kg/m}^3$ , 粘度小于  $20\text{cSt}$ , 在贮存条件下饱和蒸汽压为  $80\text{kPa}$ , 现拟用 65Y-60B 型油泵将此油品以  $15\text{m}^3/\text{h}$  的流量送往表压为  $177\text{kPa}$  的设备内。贮槽液面恒定, 设备的油品入口比贮槽液面高  $5\text{m}$ , 吸入管路和排出管路的全部压头损失分别为  $1\text{m}$  和  $4\text{m}$ 。试核算该泵是否合用。

若油泵位于贮槽液面以下  $1.2\text{m}$  处, 问此泵能否正常操作? 当地大气压按  $101.33\text{kPa}$  计。

[答: 合用; 能正常操作]

【2-5】欲用例 2-2 附图所示的管路系统测定离心泵的汽蚀性能参数, 则需要在泵的吸入管路中安装调节阀。适当调节泵的吸入和排出管路上两阀门的开度, 可使吸入管阻力增大而管内流量保持不变。若离心泵的吸入管直径为  $100\text{mm}$ , 排出管直径为  $50\text{mm}$ , 孔板流量计孔口直径为  $35\text{mm}$ , 测得流量计压差计读数为  $0.85\text{mmHg}$ , 吸入口真空表读数为  $550\text{mmHg}$  时, 离心泵恰发生汽蚀现象, 试求该流量下泵的允许汽蚀余量和允许吸上真空度。已知水温为  $20^\circ\text{C}$ , 当地大气压为  $760\text{mmHg}$ 。

[答:  $NSP\text{H}=2.45\text{m}$ ; 允许吸上真空度为  $7.48\text{m}$ ]

【2-6】用水对某离心泵做实验, 得到下列各实验数据:

$Q/(\text{L/min})$	0	100	200	300	400	500
$H/\text{m}$	37.2	38	37	34.5	31.8	28.5

若泵送液体的管路系统: 管径为  $\phi 76 \times 4\text{mm}$ 、长为  $355\text{m}$  (包括局部阻力的当量长度), 吸入和排出空间为常压设备, 两者液面间垂直距离为  $4.8\text{m}$ , 摩擦系数可取为  $0.03$ 。试求该泵在运转时的流量。若排出空间为密闭容器, 其内表压为  $129.5\text{kPa}$ , 再求此时泵的流量。被输送液体的性质与水的相似。

[答: 泵的流量分别为  $400\text{L/min}$ ,  $310\text{L/min}$ ]

【2-7】用两台离心泵从水池向高位槽送水, 单台泵的特性曲线方程为  $H=25-1 \times 10^6 Q^2$ , 管路特性曲线方程可近似表示为  $H_e=10+1 \times 10^5 Q^2$ , 两式中  $Q$  的单位为  $\text{m}^3/\text{s}$ ,  $H$  的单位为  $\text{m}$ 。

试问两泵如何组合才能使输液量大? (输水过程为定态流动)

[答: 并联组合输送量大;  $Q=0.00655\text{m}^3/\text{s}$ ]

## 2-3 其它流体输送机械

【2-8】现采用一台三效单动往复泵，将敞口贮罐中密度为  $1250\text{kg/m}^3$  的液体输送到表压力为  $1.28 \times 10^6\text{kPa}$  的塔内，贮罐液面比塔入口低  $10\text{m}$ ，管路系统的总压头损失为  $2\text{m}$ 。已知泵的活塞直径为  $70\text{mm}$ ，冲程为  $225\text{mm}$ ，往复次数为  $200\text{ 1/min}$ ，泵的总效率和容积效率分别为  $0.9$  和  $0.95$ 。试求泵的实际流量、压头和轴功率。

[答:  $Q=0.494\text{m}^3/\text{min}$ ;  $H=116.4\text{m}$ ;  $N=13.05\text{kW}$ ]

【2-9】已知空气的最大输送量为  $14500\text{kg/h}$ ，在最大风量下输送系统所需的风压为  $1600\text{Pa}$ （以风机进口状态计）。由于工艺条件的要求，风机进口与温度为  $40^\circ\text{C}$ 、真空度为  $196\text{Pa}$  的设备连接。试选合适的离心通风机。当地大气压力为  $93.3\text{kPa}$ 。

[答: 通风机型号为 4-72-11No. 8c]

【2-10】 $15^\circ\text{C}$  的空气直接由大气进入风机再通过内径为  $800\text{mm}$  的水平管道送到炉底，炉底的表压为  $10.8\text{kPa}$ 。空气输送量为  $20000\text{m}^3/\text{h}$ （进口状态计），管长为  $100\text{m}$ （包括局部阻力的当量长度），管壁的绝对粗糙度可取为  $0.3\text{mm}$ 。现库存一台离心通风机，其性能如下表所示。核算此风机是否合用？当地大气压为  $101.33\text{kPa}$ 。

转速/ (r/min)	风压/Pa	风量/ ( $\text{m}^3/\text{h}$ )
1450	12650	21800

[答: 合用]

【2-11】某单级双缸双动空气压缩机，活塞直径为  $300\text{mm}$ ，冲程为  $200\text{mm}$ ，往复次数为  $480\text{ 1/min}$ 。压缩机的吸气压力为  $9.807 \times 10^4\text{Pa}$ ，排气压力为  $34.32 \times 10^4\text{Pa}$ 。试计算该压缩机的排气量和轴功率。假设气缸的余隙系数为  $8\%$ ，排气系数为容积系数的  $85\%$ ，绝热总效率为  $0.7$ 。空气的绝热指数为  $1.4$ 。

[答:  $V_{\text{air}}=20.39\text{m}^3/\text{min}$ ;  $A=71.9\text{kW}$ ]

【2-12】用三级压缩将  $20^\circ\text{C}$  的空气从  $98.07 \times 10^3\text{kPa}$  压缩到  $62.8 \times 10^5\text{Pa}$ ，设中间冷却器能把送到后一级的空气冷却到  $20^\circ\text{C}$ ，各级压缩比相等。试求：

- (1) 在各级的活塞冲程及往复次数相同情况下，各级气缸直径的比。
- (2) 三级压缩所消耗的理论功（按绝热过程考虑，空气绝热指数为  $1.4$ ，并以  $1\text{kg}$  计）。

[答: 各级气缸直径比为  $16:4:1$ ,  $W = 428.8\text{kJ}$ ]

### 第三章 机械分离及固体流态化

#### 3-1 颗粒及颗粒床层的特性

4-1. 取颗粒试样  $1000\text{g}$ ，作筛分分析，所用筛号及筛孔尺寸见本题附表中第 1、2 列，筛析后称取各号筛面上的颗粒截留量列于本题附表中第 3 列，试求颗粒群的平均直径。

[答:  $d_n=0.345\text{mm}$ ]

习题 4-1 附表

筛号	筛孔尺寸, mm	截流量, g	筛号	筛孔尺寸, mm	截流量, g
10	1.651	0	65	0.208	120
14	1.168	40.0	100	0.147	60.0
20	0.833	80.0	150	0.104	30.0
28	0.589	160	200	0.074	20.0
35	0.417	260	270	0.053	10.0
48	0.295	220			共计 500

4-2. 在截面积为  $1\text{m}^2$  的圆筒中，分段填充直径分别为  $0.5\text{mm}$  及  $5\text{mm}$  的球形颗粒各  $0.5\text{m}$  高， $20^\circ\text{C}$  的空气从下向上通过固定床层，空塔速度为  $0.1\text{m/s}$ 。假设床层空间均匀分割成边长等于球粒直径的方格，每一方格放置一个球粒，试计算：

- (1) 两段床层的空隙率  $\epsilon$  和比表面积  $a_h$ ;



(2) 空气流经整个床层的压降  $\Delta P_f$ , Pa。

[答: (1)  $\varepsilon=0.4764$ ;  $\varepsilon_{h, \text{理}}=6283\text{m}^2/\text{m}^3$ ;  $\varepsilon_{h, \text{理}}=628.3\text{m}^2/\text{m}^3$ ;  $\Delta P_f=452.9+9.1=462\text{Pa}$ ]

### 3-2 沉降分离

3-3. 密度为  $2650\text{kg}/\text{m}^3$  的球形石英颗粒在  $20^\circ\text{C}$  空气中自由沉降, 计算服从斯托克斯公式的最大颗粒直径及服从牛顿公式的最小颗粒直径。

[答:  $d_{\text{max}}=57.4\mu\text{m}$ ,  $d_{\text{min}}=1513\mu\text{m}$ ]

3-4. 在底面积为  $40\text{m}^2$  的除尘室内回收气体中的球形固体颗粒。气体的处理量为  $3600\text{m}^3/\text{h}$ , 固体的密度  $\rho_s=3000\text{kg}/\text{m}^3$ , 操作条件下气体的密度  $\rho=1.06\text{kg}/\text{m}^3$ , 粘度为  $2\times 10^{-5}\text{Pa}\cdot\text{s}$ 。试求理论上能完全除去的最小颗粒直径。

[答:  $d=17.5\mu\text{m}$ ]

3-5. 用一多层除尘室除去炉气中的矿尘。矿尘最小粒径为  $8\mu\text{m}$ , 密度为  $4000\text{kg}/\text{m}^3$ 。除尘室长  $4.1\text{m}$ , 宽  $1.8\text{m}$ , 高  $4.2\text{m}$ , 气体温度为  $427^\circ\text{C}$ , 粘度为  $3.4\times 10^{-5}\text{Pa}\cdot\text{s}$ , 密度为  $0.5\text{kg}/\text{m}^3$ 。若每小时的炉气量为  $2160$  标准  $\text{m}^3$ , 试确定除尘室内隔板的间距及层数。

[答:  $h=80.8\text{mm}$ ,  $n=51$ ]

3-6. 已知含尘气体中尘粒的密度为  $2300\text{kg}/\text{m}^3$ , 气体流量为  $1000\text{m}^3/\text{h}$ 、粘度为  $3.6\times 10^{-5}\text{Pa}\cdot\text{s}$ 、密度为  $0.674\text{kg}/\text{m}^3$ , 采用如图 3-7 所示的标准型旋风分离器进行除尘。若分离器圆筒直径为  $0.4\text{m}$ , 试估算其临界粒径、分割粒径及压力降。

[答:  $d_c=8.04\mu\text{m}$ ,  $d_{50}=5.73\mu\text{m}$ ,  $\Delta p=520\text{Pa}$ ]

3-7. 某旋风分离器出口气体含尘量为  $0.7\times 10^{-3}\text{kg}/\text{标准}\text{m}^3$ , 气体流量为  $5000$  标准  $\text{m}^3/\text{h}$ , 每小时捕集下来的灰尘量为  $21.5\text{kg}$ 。出口气体中的灰尘粒度分布及捕集下来的灰尘粒度分布测定结果列于本题附表中:

习题 3-7 附表

粒径范围/ $\mu\text{m}$	0~5	5~10	10~20	20~30	30~40	40~50	>50
在出口灰尘中所占地质量分率, %	16	25	29	20	7	2	1
在捕集的灰尘中所占地质量分率, %	4.4	11	26.6	20	18.7	11.3	3

试求: (1) 除尘效率; (2) 绘出该旋风分离器的粒级效率曲线。(提示: 作  $d_i \sim \eta_{p,i}$  曲线)

[答: (1)  $\eta_0=86\%$ ; (2) 略]

### 3-3 过滤分离

3-8. 在实验室用一片过滤面积为  $0.1\text{m}^2$  的滤叶对某种颗粒在水中的悬浮液进行实验, 滤叶内部真空度为  $500\text{mmHg}$ 。过滤  $5\text{min}$  得滤液  $0.6\text{L}$ 。若再过滤  $5\text{min}$ , 可得滤液多少?

[答: 可再得滤液  $0.473\text{L}$ ]

3-9. 以小型板框压滤机对碳酸钙颗粒在水中的悬浮液进行过滤实验, 测得数据列于本题附表中:

已知过滤面积为  $0.093\text{m}^2$ , 试求: (1) 过滤压力差  $101.1\text{kPa}$  时的过滤常数  $K$ 、 $q_c$  及; (2) 滤饼的压缩性指数  $s$ ; (3) 若滤布阻力不变, 试写出此滤浆在过滤压力差  $196.2\text{kPa}$  时的过滤方程式。

习题 2 附表

过滤压强差 $\Delta p/\text{kPa}$	过滤时间 $\theta/\text{s}$	滤液体积 $V/\text{m}^3$
-----------------------------	------------------------	---------------------



103.0	50	$2.27 \times 10^{-3}$
	660	$9.10 \times 10^{-3}$
343.4	17.1	$2.27 \times 10^{-3}$
	233	$9.10 \times 10^{-3}$

[答: (1)  $K=1.572 \times 10^5 \text{ m}^2/\text{s}$ ,  $q_c=3.91 \times 10^3 \text{ m}^3/\text{m}^2$ ,  $\theta_c=0.971\text{s}$ ; (2)  $s=0.153$ ; (3) 过滤方程式为:  
 $(q+3.544 \times 10^{-2})^2=2.714 \times 10^{-5} (\theta+0.463)$ ]

3-10. 用一台 BMS50/810-25 型板框压滤机过滤某悬浮液, 悬浮液中固相质量分率为 0.139, 固相密度为  $2200 \text{ kg/m}^3$ , 液相为水。每  $1 \text{ m}^3$  滤饼中含  $500 \text{ kg}$  水, 其余全为固相。已知操作条件下的过滤常数  $K=2.72 \times 10^5 \text{ m}^2/\text{s}$ ,  $q_c=3.45 \times 10^3 \text{ m}^3/\text{m}^2$ , 滤框尺寸为  $810 \times 810 \times 25$ , 共 38 个框。试求: (1) 过滤至滤框内全部充满滤渣所需的时间及所得的滤液体积; (2) 过滤完毕用  $0.8 \text{ m}^3$  清水洗涤滤饼, 求洗涤时间。洗水温度及表压与滤浆的相同。

[答: (1)  $\theta=249\text{s}$ ;  $V=3.935 \text{ m}^3$ ; (2)  $\theta_w=389\text{s}$ ; ]

3-11. 在  $3 \times 10^5 \text{ Pa}$  的压力差下对钛白粉在水中的悬浮液进行过滤实验, 测得过滤常数  $K=5 \times 10^5 \text{ m}^2/\text{s}$ ,  $q_c=0.01 \text{ m}^3/\text{m}^2$ , 又测得滤饼体积与滤液体积之比  $v=0.08$ 。现拟用有 38 个框的 BMS50/810-25 型板框压滤机处理此料浆, 过滤推动力及所用滤布也与实验用的相同。试求: (1) 过滤至框内全部充满滤渣所需的时间; (2) 过滤完毕以相当于滤液量 1/10 的清水进行洗涤, 求洗涤时间; (3) 若每次卸渣、重装等全部辅助操作时间共需 15min, 求每台过滤机的生产能力 (以每小时平均可得多少  $\text{m}^3$  滤饼计)。

[答: (1)  $\theta=551\text{s}$ ; (2)  $\theta_w=416\text{s}$ ; (3)  $V=1.202 \text{ m}^3$  (滤饼)/h]

3-12. 某悬浮液中固相质量分率为 9.3%, 固相密度为  $3000 \text{ kg/m}^3$ , 液相为水。在一小型压滤机中测得此悬浮液的物料特性常数  $k=1.1 \times 10^{-4} \text{ m}^2/(\text{s} \cdot \text{atm})$ 。滤饼的空隙率为 40%。现采用一台 GP5-1.75 型转筒真空过滤机进行生产 (此过滤机的转鼓直径为  $1.75 \text{ m}$ , 长度为  $0.98 \text{ m}$ , 过滤面积为  $5 \text{ m}^2$ , 浸没角为  $120^\circ$ , 转速为  $0.5 \text{ r/min}$ ), 操作真空度为  $80.8 \text{ kPa}$ 。已知滤饼不可压缩, 过滤介质阻力可以忽略。试求此过滤机的生产能力及滤饼厚度。

[答:  $Q=12.51 \text{ m}^3/\text{h}$ , 滤饼厚度  $b=4.86 \text{ mm}$ ]

3-13. 用板框过滤机在恒压差下过滤某种悬浮液, 滤框边长为  $0.65 \text{ m}$ , 已测得操作条件下的有关参数为:  $K=6 \times 10^5 \text{ m}^2/\text{s}$ ,  $q_c=0.01 \text{ m}^3/\text{m}^2$ ,  $v=0.1 \text{ m}^3/\text{m}^2$ 。滤饼不要求洗涤。其它辅助时间为  $20 \text{ min}$ , 要求过滤机的生产能力为  $9 \text{ m}^3/\text{h}$ , 试计算: (1) 至少需要几个滤框  $n$ ? (2) 框的厚度  $L$ 。

[答: (1) 取 28 框; (2)  $L=54 \text{ mm}$ ]

### 3-4 固体流态化技术

3-14. 已知苯酐生产的催化剂用量为  $37400 \text{ kg}$ , 床径为  $3.34 \text{ m}$ , 进入设备的气速为  $0.4 \text{ m/s}$ , 气体密度为  $1.19 \text{ kg/m}^3$ 。采用侧缝锥帽型分布板, 求分布板的开孔率。

[答: 开孔率为 0.674%, 取阻力系数  $\zeta=2$ ]

3-15. 平均粒径为  $0.3 \text{ mm}$  的氯化钾球形颗粒在单层圆筒形流化床干燥器中进行流化干燥。固相密度  $\rho_s=\text{kg/m}^3$ 。取流化速度为颗粒带出速度的 78%, 试求适宜的流化速度和流化数。干燥介质可按  $60^\circ\text{C}$  的常压空气查取物性参数。

[答:  $u=1.326 \text{ m/s}$ ,  $u_t/u_{mf}=32.3$ ]

## 第四章 传热

### 4-2 热传导

4-1 平壁燃烧炉的平壁由三种材料构成。最内层为耐火砖, 厚度为  $150 \text{ mm}$ , 中间层为绝缘砖, 厚度为  $290 \text{ mm}$ , 最外层为普通砖, 厚度为  $228 \text{ mm}$ 。已知炉内、外表面温度为  $1016^\circ\text{C}$  和  $34^\circ\text{C}$ , 试求耐火砖和绝热砖间以及绝热砖和普通砖间界面的温度。假设各层接触良好。

4-2 直径为  $\phi 60 \times 3\text{mm}$  的钢管用 30mm 厚的软木包扎, 其外又用 100mm 厚的保温灰包扎, 以作为绝热层。现测得钢管外壁面温度为  $110^\circ\text{C}$ , 绝热层外表面温度为  $10^\circ\text{C}$ 。软木和保温灰的导热系数分别为  $0.043$  和  $0.07\text{W}/(\text{m} \cdot ^\circ\text{C})$ , 试求每米管长的冷损失量。

4-3 蒸汽管道外包扎有两层导热系数不同而厚度相同的绝热层, 设外层的平均直径为内层的两倍。其导热系数也为内层的两倍。若将两层材料互换位置, 而假定其它条件不变, 试问每米管长的热损失将改变多少? 说明在本题情况下, 哪一种材料包扎在内层较为合适?

#### 4-4 传热过程计算

4-4 在某管壳式换热器中用冷水冷却热空气。换热管为  $\phi 25 \times 2.5\text{mm}$  的钢管, 其导热系数为  $45\text{W}/(\text{m} \cdot ^\circ\text{C})$ 。冷却水在管程流动, 其对流传热系数为  $2600\text{W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$ , 热空气在壳程流动, 其对流传热系数为  $52\text{W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$ 。试求基于管外表面积的总传热系数以及各分热阻占总热阻的百分数。设污垢热阻可忽略。

4-5 在一传热面积为  $40\text{m}^2$  的平板式换热器中, 用水冷却某种溶液, 两流体呈逆流流动。冷却水的流量为  $30000\text{kg}/\text{h}$ , 其温度由  $22^\circ\text{C}$  升高到  $36^\circ\text{C}$ 。溶液温度由  $115^\circ\text{C}$  降至  $55^\circ\text{C}$ 。若换热器清洗后, 在冷、热流体量和进口温度不变的情况下, 冷却水的出口温度升至  $40^\circ\text{C}$ , 试估算换热器在清洗前壁面两侧的总污垢热阻。假设:

- (1) 两种情况下, 冷、热流体的物性可视为不变, 水的平均比热容为  $4.174\text{kJ}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})$ ;
- (2) 两种情况下,  $\alpha_i$ 、 $\alpha_o$  分别相同;
- (3) 忽略壁面热阻和热损失。

4-6 在套管换热器中用水冷却油, 油和水呈并流流动。已知油的进、出口温度分别为  $140^\circ\text{C}$  和  $90^\circ\text{C}$ , 冷却水的进、出口温度分别为  $20^\circ\text{C}$  和  $32^\circ\text{C}$ 。现因工艺条件变动, 要求油的出口温度降至  $70^\circ\text{C}$ , 而油和水的流量、进口的温度均不变。若原换热器的管长为  $1\text{m}$ , 试求将此换热器管长增至若干米后才能满足要求。设换热器的热损失可忽略, 在本题所涉及的温度范围内油和水的比热容为常数。

4-7 冷、热流体在一管壳式换热器中呈并流流动, 其初温分别为  $32^\circ\text{C}$  和  $130^\circ\text{C}$ , 终温分别为  $48^\circ\text{C}$  和  $65^\circ\text{C}$ 。若维持冷、热流体的初温和流量不变, 而将流动改为逆流, 试求此时平均温度差及冷、热流体的终温。设换热器的热损失可忽略, 在本题所涉及的温度范围内冷、热流体的比热容为常数。

4-8 在一管壳式换热器中, 用冷水将常压下的纯苯蒸汽冷凝成饱和液体。已知苯蒸汽的体积流量为  $1600\text{m}^3/\text{h}$ , 常压下苯的沸点为  $80.1^\circ\text{C}$ , 气化潜热为  $394\text{kJ}/\text{kg}$ 。冷却水的入口温度为  $20^\circ\text{C}$ , 流量为  $35000\text{kg}/\text{h}$ , 水的平均比热容为  $4.17\text{kJ}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})$ 。总传热系数为  $450\text{W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$ 。设换热器的热损失可忽略, 试计算所需的传热面积。

4-9 在一传热面积为  $25\text{m}^2$  的单程管壳式换热器中, 用水冷却某种有机物。冷却水的流量为  $28000\text{kg}/\text{h}$ , 其温度由  $25^\circ\text{C}$  升至  $38^\circ\text{C}$ , 平均比热容为  $4.17\text{kJ}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})$ 。有机物的温度由  $110^\circ\text{C}$  降至  $65^\circ\text{C}$ , 平均比热容为  $1.72\text{kJ}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})$ 。两流体在换热器中呈逆流流动。设换热器的热损失可忽略, 试核算该换热器的总传热系数并计算该有机物的处理量。

4-10 某生产过程中需用冷却水将油从  $105^\circ\text{C}$  冷却至  $70^\circ\text{C}$ 。已知油的流量为  $6000\text{kg}/\text{h}$ , 水的初温为  $22^\circ\text{C}$ , 流量为  $2000\text{kg}/\text{h}$ 。现有一传热面积为  $10\text{m}^2$  的套管式换热器, 问在下列两种流动型式下, 换热器能否满足要求:

- (1) 两流体呈逆流流动;
- (2) 两流体呈并流流动。

设换热器的总传热系数在两种情况下相同, 为  $300\text{W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$ ; 油的平均比热容为  $1.9\text{kJ}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})$ , 水的平均比热容为  $4.17\text{kJ}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})$ 。热损失可忽略。

#### 4-5 对流传热系数关联式

4-11 在一逆流套管换热器中, 冷、热流体进行热交换。两流体进、出口温度分别为  $t_1=20^\circ\text{C}$ 、 $t_2=85^\circ\text{C}$ ;  $T_1=100^\circ\text{C}$ 、 $T_2=70^\circ\text{C}$ 。当冷流体流量增加一倍时, 试求两流体的出口温度和传热量的变化情况。假设两种情况下总传热系数不变, 换热器热损失可忽略。

4-12 试用因次分析法推导壁面和流体间自然对流传热系数  $\alpha$  的准数方程式。已知  $\alpha$  为下列变量的函数:

4-13 一定流量的空气在蒸汽加热器中从  $20^{\circ}\text{C}$  加热到  $80^{\circ}\text{C}$ 。空气在换热器的管内湍流流动。压强为  $180\text{kPa}$  的饱和蒸汽在管外冷凝。现因生产要求空气流量增加  $20\%$ ，而空气的进出口温度不变，试问应采取什么措施才能完成任务，并作出定量计算。假设管壁和污垢热阻可忽略。

4-14 常压下温度为  $120^{\circ}\text{C}$  的甲烷以  $10\text{m/s}$  的平均速度在列管换热器的管间沿轴向流动，离开换热器时甲烷温度为  $30^{\circ}\text{C}$ ，换热器外壳内径为  $190\text{mm}$ ，管束由  $37$  根  $\phi 19 \times 2$  的钢管组成，试求甲烷对管壁的对流传热系数。

4-15 温度为  $90^{\circ}\text{C}$  的甲苯以  $1500\text{kg/h}$  的流量流过直径为  $\phi 57 \times 3.5\text{mm}$ 、弯曲半径为  $0.6\text{m}$  的蛇管换热器而被冷却至  $30^{\circ}\text{C}$ ，试求甲苯对蛇管的对流传热系数。

4-16 流量为  $720\text{kg/h}$  的常压饱和蒸汽在直立的列管换热器的列管外冷凝。换热器的列管直径为  $\phi 25 \times 2.5\text{mm}$ ，长为  $2\text{m}$ 。列管外壁面温度为  $94^{\circ}\text{C}$ 。试按冷凝要求估算列管的根数（假设列管内侧可满足要求）。换热器的热损失可以忽略。

4-17 实验测定列管换热器的总传热系数时，水在换热器的列管内作湍流流动，管外为饱和蒸汽冷凝。列管由直径为  $\phi 25 \times 2.5\text{mm}$  的钢管组成。当水的流速为  $1\text{m/s}$  时，测得基于管外表面积的总传热系数为  $2115\text{W}/(\text{m}^2 \cdot ^{\circ}\text{C})$ ；若其它条件不变，而水的速度变为  $1.5\text{m/s}$  时，测得系数为  $2660\text{W}/(\text{m}^2 \cdot ^{\circ}\text{C})$ 。试求蒸汽冷凝的传热系数。假设污垢热阻可忽略。

#### 4-6 辐射传热

4-18 两平行的大平板，在空气中相距  $5\text{mm}$ ，一平板的黑度为  $0.1$ ，温度为  $350\text{K}$ ；另一平板的黑度为  $0.05$ 、温度为  $300\text{K}$ 。若将第一板加涂层，使其黑度为  $0.025$ ，试计算由此引起的传热通量改变的百分率。假设两板间对流传热可以忽略。

4-19 在  $\phi 180 \times 5\text{mm}$  的蒸汽管道外包扎一层导热系数为  $0.10\text{W}/(\text{m} \cdot ^{\circ}\text{C})$  的保温材料，管内饱和蒸汽温度为  $127^{\circ}\text{C}$ ，保温层外表面温度不超过  $35^{\circ}\text{C}$ ，周围环境温度为  $20^{\circ}\text{C}$ ，试估算保温层的厚度。假设管内冷凝传热和管壁热传导热阻均可忽略。

#### 4-7 换热器

4-20 某炼油厂拟采用管壳式换热器将柴油从  $176^{\circ}\text{C}$  冷却至  $65^{\circ}\text{C}$ 。柴油的流量为  $9800\text{kg/h}$ 。冷却介质采用  $35^{\circ}\text{C}$  的循环水。要求换热器的管程和壳程压降不大于  $30\text{kPa}$ ，试选择适宜型号的管壳式换热器。

### 第五章 蒸发

5-1 用一单效蒸发器将  $2000\text{kg/h}$  的  $\text{NaOH}$  水溶液由  $15\%$ （质量）浓缩至  $25\%$ （质量）。已知加热蒸汽压力为  $392\text{kPa}$ （绝压），蒸发室内操作压力为  $101.3\text{kPa}$ ，溶液的平均沸点为  $113^{\circ}\text{C}$ ，试计算两种进料状况下所需的加热蒸汽消耗量和单位蒸汽消耗量  $D/W$ 。（1）进料温度为  $20^{\circ}\text{C}$ ；（2）沸点进料。

5-2 一蒸发器每小时将  $1000\text{kg/h}$  的  $\text{NaCl}$  水溶液由  $5\%$ （质量）浓缩至  $30\%$ （质量），加热蒸汽压力为  $118\text{kPa}$ （绝压），蒸发器操作压力为  $19.6\text{kPa}$ （绝压），溶液的平均沸点为  $75^{\circ}\text{C}$ 。已知进料温度为  $30^{\circ}\text{C}$ ， $\text{NaCl}$  的比热为  $0.95$ ，若浓缩热与热损失忽略，试求浓缩液量及加热蒸汽消耗量。

5-3 在单效蒸发器中蒸发  $\text{CaCl}_2$  水溶液，分离室操作压力为  $101.3\text{kPa}$ ，加热室内溶液的高度为  $1\text{m}$ ，溶液的浓度为  $40.8\%$ （质量），密度为  $1340\text{kg}/\text{m}^3$ 。试求器内溶液的平均沸点。

5-4 已知  $25\%$  的  $\text{NaCl}$  水溶液在  $101.3\text{kPa}$ （绝压）下的沸点为  $107^{\circ}\text{C}$ ，在  $19.6\text{kPa}$ （绝压）下的沸点为  $65.8^{\circ}\text{C}$ ，试利用杜林规则计算在  $49\text{kPa}$ （绝压）下的沸点。

5-5 某工厂临时需要将  $850\text{kg/h}$  的某水溶液由  $15\%$  浓缩至  $35\%$ ，沸点进料，现有一传热面积为  $10\text{m}^2$  的小型蒸发器可供使用。操作条件下的温度差损失可取为  $18^{\circ}\text{C}$ ，蒸发室的真空度为  $80\text{kPa}$ 。已知蒸发器的传热系数为  $1000\text{W}/(\text{m}^2 \cdot ^{\circ}\text{C})$ ，热损失可以忽略。试求加热蒸汽的压力至少应为多大才能满足生产要求。当地大气压为  $100\text{kPa}$ 。

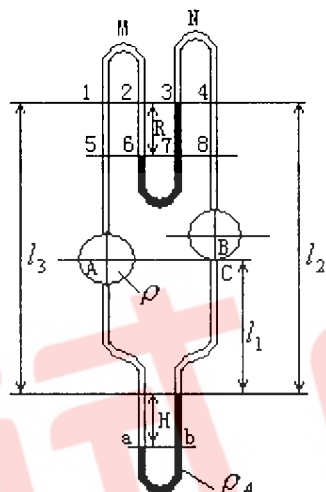
化工原理上册  
第一章 流体流动

讨论与答疑

问 1-1. 如图所示, 在两个压强不同的密闭容器 A, B 内充满了密度为  $\rho$  的液体, 两容器的上部与下部分别

连接两支规格相同的 U 行管水银压差计, 连接管内充满密度为  $\rho$  的液体。试回答:

- (1)  $p_M$  和  $p_N$  的关系;
- (2) 判断 1-2, 2-3, 3-4 及 5-6, 6-7, 7-8 等对应截面上的压强是否相等;
- (3) 两压差计读数  $R$  与  $H$  的关系。



解答题1-1附图

答: (1)  $p_M > p_N$ 。

(2) 1-2, 3-4, 5-6, 6-7 为等压面 (连续的同一种介质在同一水平面上)。

(3)  $R$  和  $H$  相等。

证明:

$$p_a = p_b$$

则

$$p_A + (l_1 + H)\rho g = p_C + l_1\rho g + H\rho_A g$$

$$p_A - p_C = H(\rho_A - \rho)g$$

又

$$p_6 = p_7$$

则

$$p_1 + R\rho g = p_4 + R\rho_A g$$



$$p_1 - p_4 = R(\rho_A - \rho)g$$

由于

$$l_3 = l_2$$

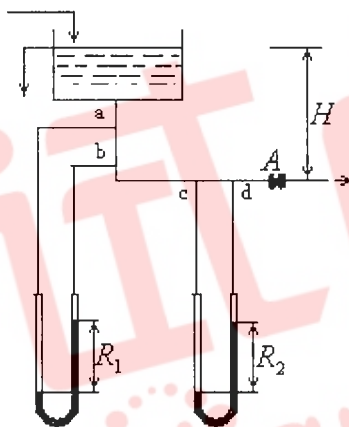
所以

$$p_A - p_C = p_1 - p_4$$

即

$$R=H$$

问 1-2. 本题附图中所示的高位槽液面维持恒定, 管路中 ab 和 cd 两段的长度、直径及粗糙度均相同。某液体以一定流量流过管路, 液体在流动过程中温度可视为不变。问: (1) 液体通过 ab 和 cd 两管段的能量损失是否相等? (2) 此两管段的压强差是否相等? 并写出它们的表达式; (3) 两 U 管压差计的指示液相同, 压差计的读数是否相等?



解答题1-2(1-3)附图

答: (1) 由于管路及流动情况完全相同, 故  $h_{f,ab} = h_{f,cd}$ 。

(2) 两管段的压强不相等。在 a、b 两截面间列柏努利方程式并化简, 得到

$$p_a - p_b = \rho \sum h_{f,ab} - l_{ab} \rho g$$

式中  $l_{ab}$  表示 a、b 两截面间的垂直距离 (即直管长度), m。

同理, 在 c、d 两截面之间列柏努利方程并化简, 得到

$$p_c - p_d = \rho \sum h_{f,cd}$$

(3) 压差计读数反映了两管段的能量损失, 故两管段压差计的读数应相等。

问 1-3. 上题图示的管路上装有一个阀门, 如减小阀门的开度。试讨论: (1) 液体在管内的流速及流量的变化情况; (2) 直管阻力及  $\lambda$  的变化情况; (3) 液体流经整个管路系统的能量损失情况。

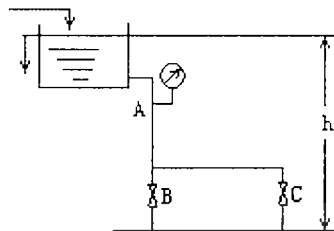
答: (1) 关小阀门, 局部阻力加大, 管内流速及流量均变小。



(2) 直管阻力减小, 摩擦系数  $\lambda$  变大 ( $Re$  变小)。

(3) 整个管路系统的能量损失不变, 即  $H_g = \sum h_f$  (包括出口阻力)

问 1-4. 如本题附图所示, 槽内水面维持不变, 水从 B、C 两支管排出, 各管段的直径、粗糙度阀门型号均相同, 但  $l_c > l_B$  槽内水面与两支管出口的距离均相等, 水在管内已达完全湍流状态。试分析: (1) 两阀门全开时, 两支管的流量是否相等? (2) 若把 C 支管的阀门关闭, 这时 B 支管内水的流量有何改变? (3) 当 C 支管的阀门关闭时, 主管路 A 处的压强比两阀全开时是增加还是降低?



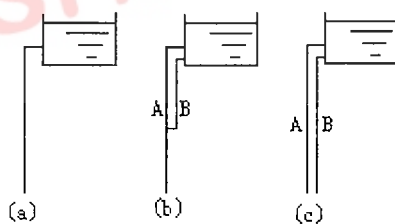
解答题1-4附图

答: (1) C 支管流动阻力大, 管内流速及流量均小于 B 支管。(2) B 支管内水的流量增大 (但小于两支管均全开时的流量和)。(3)  $P_A$  增加 (主管能量损失及管内动能比原来减小)。

问 1-5. 从水塔引水至车间, 水塔的水位可视为不变。送水管的内径为 50mm, 管路总长为  $l$  且  $l \gg l_e$ , 流量为  $V_k$ , 水塔水面与送水管出口间的垂直距离为  $h$ 。今用水量增加 50%, 需对送水管进行改装。

- (1) 有人建议将管路换成内径为 75mm 的管子 (见附图 a)。(增加 176%)
- (2) 有人建议将管路并联一根长度为  $l/2$ 、内径为 50mm 的管子 (见附图 b)。(增加 26.5%)
- (3) 有人建议将管路并联一根长度为  $l$ 、内径为 25mm 的管子 (见附图 c)。(增加 17.7%)

试分析这些建议的效果。假设在各种情况下, 摩擦系数  $\lambda$  变化不大, 水在管内的动能可忽略。



解答题1-5 附图

A—原有管路 B—新并联管路

$$\frac{V_2}{V_1} = \left( \frac{d_2}{d_1} \right)^{2.5}$$

答: (1) 由于  $\frac{V_2}{V_1} = \left( \frac{d_2}{d_1} \right)^{2.5}$ , 管径变为 75mm 时流量为原来的 2.756 倍 (净增 175.6%)。

(2) 并联一段等径管后, 流量净增 26.5% (题解过程略)。

(3) 并联 25mm 管子后, 流量净增 17.7%。

问 1-6. 粘度为  $0.05 \text{ Pa} \cdot \text{s}$  的油品在  $\Phi 112 \times 6 \text{ mm}$  管内流动。管截面上的速度侧形可表达为:

$$u_y = 20y - 200y^2$$

式中  $y$  为管截面上任一点到管壁面的径向距离,  $m$ ;  $u$  为该点的速度,  $m/s$ 。试回答:

(1) 在管内的流型; (2) 管截面上的平均流速,  $m/s$ ; (3) 管壁面处的剪应力;

答: (1) 速度侧形为抛物线方程, 故管内为滞流。

(2) 管中心的最大流速为

$$u_{\max} = 20R - 200R^2 = 20 \times 0.05 - 200 \times 0.05^2 = 0.5 \text{ m/s}$$

$$u = \frac{1}{2}u_{\max} = \frac{1}{2} \times 0.5 = 0.25 \text{ m/s}$$

$$(3) \quad \tau_w = \mu \frac{du}{dy} = \mu(20 - 2 \times 200y) = 0.05 \times 20 = 1 \text{ Pa}$$

或

$$\tau_w = \mu \frac{8u}{d} = 0.05 \times \frac{8 \times 0.25}{0.1} = 1 \text{ Pa}$$

问 1-7. 在一管路中安装一标准孔板流量计, 某一流量下汞柱压差计的读数为  $R_1$ 。现拟用一喉径与孔径相同的文丘里流量计取代孔板流量计。试判断在同一流量下, 文丘里流量计的读数  $R_2$  和  $R_1$  的大小关系。

答:  $R_2 < R_1 (C_0 < C_v)$ 。

## 第二章 流体输送机械

讨论与答疑

问 2-1: 刚安装好的一台离心泵, 启动后出口阀已经开至最大, 但不见水流出, 试分析原因并采取措施使泵正常运行。

答: 原因可能有两个: 其一, 启动前没灌泵, 此时应停泵、灌泵, 关闭出口阀后再启动。其二, 吸入管路被堵塞, 此情况下应疏通管路后灌泵, 关闭出口阀, 然后启动泵。

问 2-2: 搞清楚离心泵的气缚与汽蚀扬程与升扬高度、允许吸上真空度和允许汽蚀余量、允许吸上高度和安装高度各组概念的区别和联系。

答: (1) 气缚是指启动前没灌泵或吸入管路不严密, 致使泵壳内被气体占据, 泵虽启动但因泵的入口不能造成足够的低压, 从而不能吸上液体; 汽蚀现象则指泵在运转中, 入口附近某处压力低于操作条件下工作介质饱和蒸汽压, 导致液体汽化, 气泡被压缩直至破裂, 从而引起泵的振动、噪音、输液量下降、压头降低, 严重时还会使叶轮和泵壳汽蚀或裂缝。这是由于泵的安装不当造成的。

(2) 扬程又称压头, 是泵对 1N 液体所提供的有效能 J/N; 而升扬高度指泵上、下游两液面的垂直高度, 它只是扬程中位能差一项。

(3) 允许汽蚀余量 (NSPH) 和允许吸上真空度  $H_s$  是表示离心水泵抗汽蚀的性能参数,  $H_s$  是用于 B 型水泵, 在 SI 型水泵中已不再用  $H_s$  的概念, 它们的定义式分别为

$$H_s' = \frac{p_a - p_1}{\rho g}$$

$$N_{SPH} = \frac{p_1}{\rho g} + \frac{u_1^2}{2g} - \frac{p_v}{\rho g}$$

式中

$p_a$ ——大气压

$p_1$ ——泵吸入口允许的最低压力, Pa;

$p_v$ ——操作温度下液体的饱和蒸汽压, Pa;

$u_1$ ——泵吸入口液体的平均流速, m/s。

(4) 允许吸上高度  $H_g$  是指上游贮槽液面与泵吸入口之间允许达到的最大垂直距离, m。为保证泵的正常可靠运行, 泵的实际安装高度要比  $H_g$  再降低 (0.5~1.0) m。

问 2-3: 用离心泵将 20℃ 的清水从水池送至敞口高位槽。在一定转速下, 测得一组数据: 流量  $Q$ , 压头  $H$ , 泵吸入真空度  $p_1$ , 泵出口压力  $p_2$ , 轴功率  $N$ 。现分析改变如下某一条件, 试判断上面五个参数将如何变化:

- (1) 将泵的出口阀开度加大;
- (2) 改送密度  $\rho' = 1200 \text{ kg/m}^3$  的水溶液 (其它性质与水相近);
- (3) 泵的转速提高 8%;
- (4) 泵的叶轮直径切割 5%。

答: (1) 泵出口阀开度加大,  $Q$  加大,  $H$  降低,  $N$  增加,  $(p_2 - p_1)$  减少;

(2) 液体密度加大,  $Q$ 、 $H$  不变,  $N$  增加,  $(p_2 - p_1)$  增大;

(3) 泵转速提高,  $Q$ 、 $H$ 、 $N$  均加大,  $(p_2 - p_1)$  增大 (比例定律);

(4) 切削叶轮直径,  $Q$ 、 $H$ 、 $N$  及  $(p_2 - p_1)$  均下降 (切削定律)。

问: 一定转速下, 用离心泵向密闭高位槽 (表压 50kPa) 输送水溶液 ( $\rho = 1180 \text{ kg/m}^3$ ), 出口阀门全开时, 管路特性方程式为

$$H_e = A + BQ^2$$

当分别改变如下操作参数时, 管路特性方程式中的哪个参数将发生变化:

- (1) 关小泵出口阀;
- (2) 改送清水 (密闭高位槽压力仍为 50kPa);
- (3) 将密闭高位槽改为常压。

答: 假设改变条件前后流动均在阻力平方区。

(1) 关小出口阀, 管路局部阻力加大, 式中的  $B$  变大;

(2) 改送清水, 液体密度减小,  $\Delta p / \rho$  变大, 故式中  $A$  变大 ( $\Delta z$  不变);

(3) 高位槽改为常压,  $\Delta p = 0$ , 因而式中  $A$  变小。

### 第三章 机械分离与固体流态化

讨论与答疑

问 3-1. 影响颗粒沉降速度的因素都有哪些?

答: 影响颗粒沉降速度包括如下几个方面:

颗粒的因素: 尺寸、形状、密度、是否变形等;

介质的因素: 流体的状态 (气体还是液体)、密度、粘度等;

环境因素: 温度 (影响  $\rho$ 、 $\mu$ )、压力、颗粒的浓度 (浓度大到一定程度使发生干扰沉降) 等

设备因素: 体现为壁效应。

问 3-2. 多层沉降室和旋风分离器组设计的依据是什么?

答: (1) 多层沉降室设计的依据是沉降室生产能力的表达式, 即  $VS = blut$

根据此式,  $VS$  与设备高度无关, 而只是底面积  $bl$  和  $ut$  的函数。对指定的颗粒, 在设备总高度不变条件下, 设备  $n$  层水平隔板, 即使底面积增加  $nbl$  倍, 从而使生产能力达到原来的  $(n+1)$  倍。如果生产能力保持不变, 多层除尘室可使更小的颗粒得以分离, 提高除尘效率。

(2) 旋风分离组设计的依据是临界粒径定义式, 即

$$d_c = \sqrt{\frac{9\mu B}{\pi N e \rho_s u_i}}$$

当颗粒尺寸及介质被指定之后,  $B$  的减小可使  $d_c$  降低, 即分离效果提高。 $B$  和旋风分离器的直径成一定比例。在要求生产能力比较大时, 采用若干个小旋风分离器, 在保证生产能力前提下, 提高了除尘效果。

问 3-3. 若分别采用下列各项措施, 试分析转筒过滤机的生产能力将如何变化。已知滤布阻力可以忽略, 滤饼不可压缩。

- (1) 转筒尺寸按比例增大 50%。
- (2) 转筒浸没度增大 50%。
- (3) 操作真空度增大 50%。
- (4) 转速增大 50%。
- (5) 滤浆中固相体积分率由 10% 增稠至 15%, 已知滤饼中固相体积分率为 60%。
- (6) 升温, 使滤液粘度减小 50%。

再分析上述各种措施的可行性。

答: 根据题给条件, 转筒真空过滤机生产能力的表达式为

$$Q = 465 A \sqrt{K n \phi}$$

而  $A = \pi D L$

- (1) 转筒尺寸按比例增大 50%。新设备的过滤面积为

$$A' = (1.5)^2 A = 2.25 A$$

即生产能力为原来的 2.25 倍, 净增 125%, 需要换设备。

- (2) 转筒浸没度增大 50%

$$Q' = \sqrt{1.5} Q = 1.225 Q$$

即生产能力净增 22.5%。增大浸没度不利于洗涤。

- (3) 操作真空度增大 50%

$$K' = 2 K \Delta p$$

增大真空度使  $K'$  为原来的 1.5 倍, 则效果同加大浸没度 50%, 即生产能力提高了 22.5%。加大真空度受操作温度及原来真空度大小的制约。

- (4) 滤浆中固体的体积分率由 10% 提高至 15%。 $X_v$  的加大使  $v$  加大, 两种工况下的  $v$  分别为

$$v = \frac{x_v}{1 - \varepsilon - x_v} = \frac{0.1}{1 - 0.6 - 0.1} = 0.3333$$

$$v' = \frac{0.15}{1 - 0.6 - 0.15} = 0.6$$

$$K = \frac{2 \Delta p}{\mu v' v}$$

$$K' = \left( \frac{0.3333}{0.6} \right) K = 0.5555K \quad (a)$$

则  $Q' = 0.7453Q$

即生产能力（以滤液体积计）下降 25.47%

(5) 升温，使粘度下降 50%

由式 a 可知

$$K' = 2K$$

则

$$Q' = \sqrt{2}Q = 1.414Q$$

即可使生产能力提高 41.4%。但温度提高，将使真空度难以保持。工业生产中，欲提高生产能力，往往是几个方法的组合。

问 3-4. 何谓流化质量？提高流化质量的措施有哪些？

答：流化质量是指流化床均匀的程度，即气体分布和气体接触的均匀程度。提高流化质量的着眼点在于抑制聚式流化床内在不稳定性，即抑制床层中空穴所引发的沟流、节涌现象。

(1) 分布板应有足够的流动阻力。一般其值  $\Delta p_f \geq 0.1\Delta p_b$ ，绝对值不低于 3.5kPa。

(2) 设置床层的内部构件。包括挡网、挡板、垂直管束等。为减小床层的轴向温度差，挡板直径应略小于设备直径，使固体颗粒能够进行循环流动。

(3) 采用小粒径、宽分布的颗粒，细粉能起到“润滑”作用，可提高流化质量。

(4) 细颗粒高气速流化床提供气固两相比较大的接触面积，改善两相接触的均匀性，同时高气速可减小设备尺寸。

#### 第四章 传热

讨论与答疑

问：什么叫热阻，热阻在分析传热中有什么作用？

答：从传热的几种形式可以看出，传热速率与传热推动力成正比，与传热热阻成反比；

$$Q = \frac{\Delta t}{R} = \frac{\text{传热推动力}}{\text{传热热阻}} = \text{传递速率}$$

该式与电学中的欧姆定律相比，形式完全类似。可以利用电学中串、并联电阻的计算办法类比计算复杂导热过程的热阻。

问：换热器传热计算有哪两种方法，它们之间的区别是什么？

答：原则上，据导热速率方程和对流传热速率方程可进行换热器的传热计算。但是，采用上述方程计算冷、热流体间的传热速率时，必须知道壁温，而实际上壁温往往是未知的。为便于计算，需避开壁温，而直接用已知的冷、热流体的温度进行计算。为此，需要建立以冷、热流体温度差为传热推动力的传热速率方程，该方程即为总传热速率方程。

总传热速率方程式是换热器传热计算的基本关系式。若以  $\Delta t_m$  表示传热过程冷、热流体的平均温度差，则积

分结果可表示为  $Q = KSA\Delta t_m$ ，用该式进行传热计算时需先计算出  $\Delta t_m$ ，故此方法称为平均温度差法。

传热单元数 (NTU) 法又称传热效率-传热单元数 ( $\epsilon$ -NTU) 法。该法在换热器的校核计算、换热器系统最优化计算方面得到了广泛的应用。例如，换热器的校核计算通常是对一定尺寸和结构的换热器，确定流体的出口温度。因温度为未知数，若用对数平均温度差法求解，就必须反复试算。此时，采用  $\epsilon$ -NTU 法则较为简便。

问：如何强化换热器中传热过程？



答：所谓换热器传热过程的强化就是力求使换热器在单位时间内、单位传热面积传递的热量尽可能增多。其意义在于：在设备投资及输送功耗一定的条件下，获得较大的传热量，从而增大设备容量，提高劳动生产率；在保证设备容量不变情况下使其结构更加紧凑，减少占有空间，节约材料，降低成本；在某种特定技术过程使某些工艺特殊要求得以实施等。传热过程的强化有以下几条途径：

(1) 增大传热面积 增大传热面积，可以提高换热器的传热速率。但增大传热面积不能靠增大换热器的尺寸来实现，而是要从设备的结构入手，提高单位体积的传热面积。工业上往往通过改进传热面的结构来实现。目前已研制出并成功使用了多种高效能传热面，它不仅使传热面得到充分的扩展，而且还使流体的流动和换热器的性能得到相应的改善。例如用翅（肋）片，用轧制、冲压、打扁或爆炸成型等方法将传热面制造成各种凹凸形、波纹型、扁平状等，将细小的金属颗粒烧结或涂敷于传热表面或填充于传热表面间，以实现扩大传热面积的目的，减少管子直径，增加单位体积的传热面积。

(2) 增大平均温度差 增大平均温度差，可以提高换热器的传热效率。平均温度差的大小主要取决于两流体的温度条件和两流体在换热器中的流动型式。一般来说，物料的温度由生产工艺来决定，不能随意变动，而加热介质或冷却介质的温度由于所选介质不同，可以有很大的差异。例如，在化工中常用的加热介质是饱和水蒸汽，若提高蒸汽的压力就可以提高蒸汽的温度，从而提高平均温度差。但需指出的是，提高介质的温度必须考虑到技术上的可行性和经济上的合理性。另外，采用逆流操作或增加管壳式换热器的壳程数使

$\Delta t_m$  增大，均可得到较大的平均温度差。

(3) 增大总传热系数 增大总传热系数，可以提高换热器的传热效率。由总传热系数的计算公式可见，要提高  $K$  值，就必须减少各项热阻。但因各项热阻所占比例不同，故应设法减少对  $K$  值影响较大的热阻。一般来说，在金属材料换热器中，金属材料壁面较薄且导热系数高，不会成为主要热阻；污垢热阻是一个可变因素，在换热器刚投入使用时，污垢热阻很小，不会成为主要矛盾，但随着使用时间的加长，污垢逐渐增加，便可成为障碍传热的主要因素；对流传热热阻经常是传热过程的主要矛盾，也应是着重研究的内容。减少热阻的主要方法有：提高流体的速度；增强流体的扰动；在流体中加固体颗粒；在气流中喷入液滴；采用短管换热器；防止结垢和及时清除垢层。

传热过程强化但单纯追求  $S$ 、 $\Delta t_m$  及  $K$  的提高是不行的。因为所采取的强化措施往往使流动阻力增大，其他方面的消耗或要求增高。因此，在采取强化措施的时候，要对设备结构、制造费用、动力消耗、运行维修等予以全面考虑，采取经济而合理的强化方法。

问：在管壳式换热器中，热应力是如何产生的？为克服热应力的影响采取何种措施？

答：管壳式换热器又称列管式换热器，是一种通用的标准换热设备。当换热管与壳体的温差较大（大于  $50^\circ\text{C}$ ）时产生温差应力，需在壳体上设置膨胀节，因而壳程压力受膨胀节强度的限制不能太高。固定管板式换热器适用于两流体温差不大或温差较大但壳程压力不高的场合。

浮头式换热器两端管板之一不与壳体固定连接，可在壳体内沿轴向自由伸缩，当换热管与壳体有温差存在，壳体或换热管膨胀时，互不约束，不会产生温差应力；U 型管式换热器只有一个管板，换热管为 U 型，管子两端固定在同一管板上。管束可以自由伸缩，当壳体与 U 型换热管有温差时，不会产生温差应力；填料函式换热器管板只有一端与壳体固定连接，另一端采用填料函密封。管束可以自由伸缩，不会产生因壳壁与管壁温差而引起的温差应力。

## 第五章 蒸发

### 讨论与答疑

问：通过与一般的传热过程比较，简述蒸发操作的特点。

答：蒸发操作是从溶液中分离出部分溶剂，而溶液中所含溶质的数量不变，因此蒸发是一个热量传递过程，其传热速率是蒸发过程的控制因素。蒸发所用的设备属于热交换设备。

但蒸发过程又具有其自身的特点，主要表现在：

(1) 溶液沸点升高 被蒸发的料液是含有非挥发性溶质的溶液，由拉乌尔定律可知，在相同的温度下，溶液的蒸汽压低于纯溶剂的蒸汽压。换言之，在相同压力下，溶液的沸点高于纯溶剂的沸点。因此，当加热蒸汽温度一定，蒸发溶液时的传热温度差要小于蒸发溶剂时的温度差。溶液的浓度越高，这种影响也越显著。在进行蒸发设备的计算时，必须考虑溶液沸点上升的这种影响。

(2) 物料的工艺特性 蒸发过程中，溶液的某些性质随着溶液的浓缩而改变。有些物料在浓缩过程中可能结垢、析出结晶或产生泡沫；有些物料是热敏性的，在高温下易变性或分解；有些物料具有较大的腐蚀性或较高的粘度等等。因此，在选择蒸发的方法和设备时，必须考虑物料的这些工艺特性。

(3) 能量利用与回收 蒸发时需消耗大量的加热蒸汽，而溶液汽化又产生大量的二次蒸汽，如何充分利用二次蒸汽的潜热，提高加热蒸汽的经济程度，也是蒸发器设计中的重要问题。

问：什么是温度差损失和溶液的沸点升高？并简要分析产生的原因。

答：蒸发计算中，通常将总温度差与有效温度差的差值称为温度差损失，即  $\Delta = \Delta t_r - \Delta t_m$ 。

$\Delta$  亦称为溶液的沸点升高。蒸发器内溶液的沸点升高（或温度差损失），应由如下三部分组成，即  $\Delta = \Delta' + \Delta'' + \Delta'''$ 。

(1) 由于溶液中溶质存在引起的沸点升高  $\Delta'$  由于溶液中含有不挥发性溶质，阻碍了溶剂的汽化，因而溶液的沸点永远高于纯水在相同压力下的沸点。溶液的沸点  $t_B$  主要与溶液的种类、浓度及压力有关。

(2) 由于液柱静压头引起的沸点升高  $\Delta''$  由于液层内部的压力大于液面上的压力，故相应的溶液内部的沸点高于液面上的沸点  $t_B$ ，二者之差即为液柱静压头引起的沸点升高。

(3) 由于流动阻力引起的沸点升高  $\Delta'''$  二次蒸汽从蒸发室流入冷凝器的过程中，由于管路阻力，其压力下降，故蒸发器内的压力高于冷凝器内的压力。换言之，蒸发器内的二次蒸汽的饱和温度高于冷凝器内的温度，由此造成的沸点升高以  $\Delta'''$  表示。 $\Delta'''$  与二次蒸汽在管道中的流速、物性以及管道尺寸有关，但很难定量分析，一般取经验值，约为  $1 \sim 1.5^\circ\text{C}$ 。对于多效蒸发，效间的沸点升高一般取  $1^\circ\text{C}$ 。

问：并流加料的多效蒸发装置中，一般各效的总传热系数逐效减小，而蒸发量却逐效略有增加，试分析原因。  
答：在多效蒸发中，各效的操作压力依次降低，相应地，各效的加热蒸汽温度及溶液的沸点亦依次降低。因此，只有当提供的新鲜加热蒸汽的压力较高或末效采用真空的条件下，多效蒸发才是可行的。

平流加料时溶液从压力和温度较高的蒸发器流向压力和温度较低的蒸发器，故溶液在效间的输送可以利用效间的压差，而不需要泵送。同时，当前一效溶液流入温度和压力较低的后一效时，会产生自蒸发（闪蒸），因而可以多产生一部分二次蒸汽。但是随着溶液从前一效逐效流向后面各效，其浓度增高，而温度反而降低，致使溶液的粘度增加，蒸发器的传热系数下降。

问：多效蒸发中为什么有最佳效数？

答：多效蒸发中随着多效蒸发效数的增加，温度差损失加大。某些溶液的蒸发还可能出现总温度差损失大于或等于总温度差的极端情况，此时蒸发操作则无法进行。因此多效蒸发的效数是有一定限制的。

一方面，随着效数的增加，单位蒸汽的耗量减小，操作费用降低；而另一方面，效数越多，设备投资费也越

大。而且由表 5-3 可以看出，尽管  $D/W$  随效数的增加而降低，但降低的幅度越来越小。因此，蒸发的适宜效数应根据设备费与操作费之和为最小的原则权衡确定。

通常，工业多效蒸发操作的效数取决于被蒸发溶液的性质和温度差损失的大小等各种因素。每效蒸发器的有效温度差最小为  $5 \sim 7^\circ\text{C}$ 。溶液的沸点升高大，采用的效数少。

问：提高生产强度的措施有哪些？各有什么局限性？

答：提高蒸发强度的基本途径是提高总传热系数  $K$  和传热温度差  $\Delta t_m$ 。

(1) 传热温度差  $\Delta t_m$  的大小取决于加热蒸汽的压力和冷凝器操作压力。但加热蒸汽压力的提高，常常受工厂供气条件的限制，一般为  $0.3 \sim 0.5\text{MPa}$ ，有时可高到  $0.6 \sim 0.8\text{MPa}$ 。而冷凝器中真空度的提高，要考虑到造成

真空的动力消耗。而且随着真空度的提高，溶液的沸点降低，粘度增加，使得总传热系数  $K$  下降。因此，冷凝器的操作真空度一般不应低于  $10 \sim 20$  kPa。由以上分析可知，传热温度差的提高是有限制的。

(2) 提高蒸发强度的另一途径是增大总传热系数。总传热系数  $K$  取决于两侧对流传热系数和污垢热阻。

蒸汽冷凝的传热系数  $\alpha_o$ 。通常总比溶液沸腾传热系数  $\alpha_i$  大，即在总传热热阻中，蒸汽冷凝侧的热阻较小，但在蒸发器操作中，需要及时排除蒸汽中的不凝气体，否则其热阻将大大增加，使总传热系数下降。

管内溶液侧的沸腾传热系数  $\alpha_i$  是影响总传热系数的主要因素。如前所述，影响  $\alpha_i$  的因素很多，如溶液的性质、蒸发器的类型及操作条件等等。由前面介绍的沸腾传热系数的关联式可以了解影响  $\alpha_i$  的若干因素，以便根据实际的蒸发任务，选择适宜的蒸发器型式及其操作条件。

管内溶液侧的污垢热阻往往是影响总传热系数的重要因素。特别当蒸发易结垢和有结晶析出的溶液时，极易在传热面上形成垢层，使  $K$  值急剧下降。为了减小垢层热阻，通常的办法是定期清洗。此外，亦可采用减小垢层热阻的其它措施。例如，选用适宜的蒸发器型式（如强制循环或列文蒸发器等）；在溶液中加入晶种或微量阻垢剂等等。

问：稀释热明显，如何影响生蒸汽的用量？

答：有些溶液，如  $\text{CaCl}_2$ 、 $\text{NaOH}$  的水溶液，在稀释时其放热效应非常显著。因而在蒸发时，作为溶液稀释的逆过程，除了提供水分蒸发所需的汽化潜热之外，还需要提供和稀释热效应相等的浓缩热。溶液浓度越大，这种影响越加显著。

## 化工原理下册 第一章 蒸馏

### 1-1 蒸馏过程概述与汽液平衡关系

1-1 正戊烷 ( $\text{C}_5\text{H}_{12}$ ) 和正己烷 ( $\text{C}_6\text{H}_{14}$ ) 的饱和蒸汽压数据列于本题附表，试计算总压  $P=13.3$  kPa 下该溶液的汽液平衡数据和平均相对挥发度。假设该物系为理想溶液。

#### 习题 1-1 附表

温度 $T / \text{K}$	$\text{C}_5\text{H}_{12}$	223.1	233.0	244.0	251.0	260.6	275.1	291.7	309.3
	$\text{C}_6\text{H}_{14}$	248.2	259.1	276.9	279.0	289.0	304.8	322.8	341.9
饱和蒸汽压 $p^0 / \text{kPa}$		1.3	2.6	5.3	8.0	13.3	26.6	53.2	101.3

1-2 某精馏塔再沸器的操作压力为 105.0 kPa，釜液中含苯 0.15（摩尔分率），其余为甲苯。苯与甲苯的安托尼常数列于本题附表，安托尼方程中温度的单位为  $^{\circ}\text{C}$ ，压力单位为 kPa。本物系可视作理想溶液。求此溶液的泡点及其平衡汽相组成。

#### 习题 1-2 附表

组分	A	B	C
苯	6.023	1206.35	220.24
甲 苯	6.078	1343.94	219.58

### 1-2 平衡蒸馏与简单蒸馏

1-3 常压下对含苯 0.6（摩尔分率）的苯—甲苯混合液进行蒸馏分离，原料处理量为  $100 \text{ kmol}$ 。物系的平均相对挥发度为 2.6，汽化率为 0.45，试计算：

(1) 平衡蒸馏的汽液相组成；



(2) 简单蒸馏的馏出液量及其平均组成。

#### 1-4 两组分连续精馏的计算 (I)

1-4 在连续精馏塔中分离某理想二元混合液。已知原料液流量为 100 kg/h, 组成为 0.5 (易挥发组分的摩尔分率, 下同), 若要求釜液组成不大于 0.05, 馏出液回收率为 95%。试求馏出液的流量和组成。

1-5 在连续精馏塔中分离含甲醇 0.45 (摩尔分率, 下同) 的甲醇-水溶液, 其流量为 100kmol/h, 要求馏出液中甲醇的含量为 0.96, 釜液中甲醇的含量为 0.03, 回流比为 2.6。试求:

- (1) 馏出液的流量;
- (2) 饱和液体进料时, 精馏段和提馏段的操作线方程。

1-6 在连续精馏操作中, 已知加料量为 100kmol/h, 其中汽、液各半, 精馏段和提馏段的操作线方程分别为  $y=0.75x+0.24$

及  $y=1.25x-0.0125$

试求操作回流比, 原料液的组成、馏出液的流量及组成。

#### 1-5 两组分连续精馏的计算 (II)

1-7 在连续精馏塔中分离某理想二元混合液。已知精馏段操作线方程为  $y=0.732x+0.263$ , 提馏段操作线方程为  $y'=1.25x'-0.0187$ 。若原料液于露点温度下进入精馏塔中, 试求原料液、馏出液和釜残液的组成及回流比。

1-8 在连续精馏塔中, 分离苯-甲苯混合液。若原料为饱和液体, 其中含苯 0.5 (摩尔分率, 下同)。塔顶馏出液组成为 0.95, 塔底釜残液组成为 0.06, 回流比为 2.6。试求理论板层数和加料板位置。苯-甲苯混合液的平衡数据见例 1-2 附表。

#### 1-6 两组分连续精馏的计算 (III)

1-9 在常压连续精馏塔内分离甲醇-水溶液, 料液组成为 0.4 (甲醇的摩尔分率, 下同), 流量为 100kmol/h, 于泡点下加入塔内。要求馏出液组成为 0.96, 釜液组成为 0.04, 塔釜间接蒸汽加热, 回流比  $R=1.86R_{min}$ 。

试求: (1) 所需理论板层数及加料板位置;

(2) 若改为直接水蒸汽加热, 其它均保持不变, 馏出液中甲醇收率将如何变化。

常压下物系平衡数据列于本题附表中。

习题 1-9 附表

温度 $t$ ℃	液相中甲醇的摩尔分率	汽相中甲醇的摩尔分率	温度 $t$ ℃	液相中甲醇的摩尔分率	汽相中甲醇的摩尔分率
100	0.0	0.0	75.3	0.40	0.729
96.4	0.02	0.134	73.1	0.50	0.779
93.5	0.04	0.234	71.2	0.60	0.825
91.2	0.06	0.304	69.3	0.70	0.870
89.3	0.08	0.365	67.6	0.80	0.915
87.7	0.10	0.418	66.0	0.90	0.958
84.4	0.15	0.517	65.0	0.95	0.979
81.7	0.20	0.579	64.5	1.0	1.0
78.0	0.30	0.665			

1-10 在常压连续精馏塔内分离乙醇-水混合液，原料液为饱和液体，其中含乙醇 0.30（摩尔分率，下同），馏出液组成不低于 0.80，釜液组成为 0.02；操作回流比为 2.5，若于精馏某一塔板处侧线取料，其摩尔流量为馏出液摩尔流量的 1/2，侧线产品为饱和液体，组成为 0.6。试求所需的理论板层数、进料板及侧线取料口的位置。物系平衡数据见本题附表。

习题 1-10 附表

液相中乙醇的摩尔分率	汽相中乙醇的摩尔分率	液相中乙醇的摩尔分率	汽相中乙醇的摩尔分率
0.0	0.0	0.45	0.635
0.01	0.11	0.50	0.657
0.02	0.175	0.55	0.678
0.04	0.273	0.60	0.698
0.06	0.340	0.65	0.725
0.08	0.392	0.70	0.755
0.10	0.430	0.75	0.785
0.14	0.482	0.80	0.820
0.18	0.513	0.85	0.855
0.20	0.525	0.894	0.894
0.25	0.551	0.90	0.898
0.30	0.575	0.95	0.942
0.35	0.595	1.0	1.0
0.40	0.614		

1-7 两组分连续精馏的计算（IV）

1-11 在连续操作的板式精馏塔中分离苯-甲苯混合液。在全回流条件下测得相邻板上的液相组成分别为 0.255、0.385 和 0.575，试求三层板中较低的两层的单板效率  $E_{M1}$ 。

操作条件下苯-甲苯混合液的平均相对挥发度可取作 2.5。

1-12 在常压连续精馏塔中分离两组分理想溶液。已知进料量为 100kmol/h，组成为 0.35（易挥发组分的摩尔分率，下同），饱和蒸汽进料，塔顶全凝器，泡点回流，馏出液流量为 35kmol/h，物系的平均相对挥发度为 2.5。

已知精馏段操作线方程为  $y = 0.8x + 0.188$

试求：（1）提馏段操作线方程；

（2）白塔顶第 1 层板下降的液相组成为 0.90 时的汽相默弗里板效率。

1-13 在常压连续精馏塔中分离某理想二元混合物。已知完成规定的分离任务所需的理论板层数为 12（包括再沸器），若该精馏塔的全塔效率为 55%，塔板间距为 0.45m，试计算该精馏塔的有效高度。

1-14 在常压连续精馏塔中分离两组分理想溶液。已知进料量为 100kmol/h，组成为 0.48，馏出液组成为 0.98（均为摩尔分率）。饱和液体进料，塔顶全凝器，泡点回流，操作回流比为最小回流比的 1.65 倍。在本题范

围内，汽液平衡方程为  $y = 0.6x + 0.43$ ，汽相默弗里板效率为 0.5，馏出液采出率为 0.48。

试求：（1）釜残液组成；

（2）经过塔顶第一层实际板汽相组成的变化。

1-8 间歇精馏与特殊精馏

1-14 在例 1-12 的精馏塔内若进行恒回流比的间歇精馏，试计算一批精馏所需的时间。



## 第二章 气体吸收

### 2-1 吸收过程概述与气液平衡关系

2-1 在 25℃ 及总压为 101.3kPa 的条件下, 氨水溶液的相平衡关系为  $p^*=93.90x$  kPa。试求

- (1) 100g 水中溶解 1g 的氨时溶液上方氨气的平衡分压和溶解度系数  $H$ ;
- (2) 相平衡常数  $m$ 。

2-2 已知在 20℃ 和 101.3kPa 下, 测得氨在水中的溶解度数据为: 溶液上方氨平衡分压为 0.8kPa 时, 气体在液体中溶解度为 1g (NH<sub>3</sub>)/1000g (H<sub>2</sub>O)。试求在此温度和压力下, 亨利系数  $E$ 、相平衡常数  $m$  及溶解度系数  $H$ 。

2-3 在总压为 101.3kPa, 温度为 30℃ 的条件下, 含有 15% (体积%) SO<sub>2</sub> 的混合空气与含有 0.2% (体积%) SO<sub>2</sub> 的水溶液接触, 试判断 SO<sub>2</sub> 的传递方向。已知操作条件下相平衡常数  $m=47.9$ 。

### 2-2 传质机理

2-4 组分 A 通过厚度为  $\delta$  的气膜扩散到催化剂表面时, 立即发生化学反应:  $2A \rightarrow 3B$ , 生成的 B 离开催化剂表面向气相扩散。试推导稳态扩散条件下组分 A、B 的扩散通量  $N_A$  及  $N_B$ 。

2-5 假定某一块地板上洒有一层厚度为 1mm 的水, 水温为 297K, 欲将这层水在 297K 的静止空气中蒸干, 试求所需时间为若干。已知气相总压为 101.3kPa, 空气湿含量为 0.002kg/(kg 干空气), 297K 时水的饱和蒸汽压为 22.38 kPa。假设水的蒸发扩散距离为 5mm。

### 2-3 吸收速率

2-6 采用填料塔用清水逆流吸收混于空气中的 CO<sub>2</sub>。已知 25℃ 时 CO<sub>2</sub> 在水中的亨利系数为  $1.66 \times 10^5$  kPa, 现空气中 CO<sub>2</sub> 的体积分率为 0.06。操作条件为 25℃、506.6kPa, 吸收液中 CO<sub>2</sub> 的组成为  $x_1 = 1.2 \times 10^{-4}$ 。试求塔底处吸收总推动力  $p$ 、 $c$ 、 $X$  和  $Y$ 。

2-7 在 101.3kPa 及 20℃ 的条件下, 在填料塔中用清水逆流吸收混于空气中的甲醇蒸汽。若在操作条件下平衡关系符合亨利定律, 甲醇在水中的溶解度系数  $H=1.995$  kmol/(m<sup>3</sup> · kPa)。塔内某截面处甲醇的气相分压为 6kPa, 液相组成为 2.5 kmol/m<sup>3</sup>, 液膜吸收系数  $k_L=2.08 \times 10^{-5}$  m/s, 气相总吸收系数  $K_G=1.122 \times 10^{-5}$  kmol/(m<sup>2</sup> · s · kPa)。求该截面处

- (1) 膜吸收系数  $k_G$ 、 $k_L$  及  $k_x$ ;
- (2) 总吸收系数  $K_L$ 、 $K_x$  及  $K_y$ ;
- (3) 气膜阻力占总阻力的百分数。

### 2-4 低浓度气体吸收的计算

2-8 在 101.3kPa、20℃ 下用清水在填料塔内逆流吸收空气中所含的二氧化硫气体。单位塔截面上混合气的摩尔流量为 0.02 kmol/(m<sup>2</sup> · s), 二氧化硫的体积分率为 0.03。操作条件下气液平衡常数  $m$  为 34.9,  $K_1 a$  为 0.056 mol/(m<sup>3</sup> · s)。若吸收液中二氧化硫的组成为饱和组成的 75%, 要求回收率为 98%。求吸收剂的摩尔流速及填料层高度。

2-9 已知某填料吸收塔直径为 1m, 填料层高度为 4m。用清水逆流吸收某混合气体中的可溶组分, 该组分进口组成为 8%, 出口组成为 1% (均为 mol%)。混合气流率为 30kmol/h, 操作液气比为 2, 操作条件下气液平衡关系为  $Y=2X$ 。试求:

1. 操作液气比为最小液气比的多少倍;
2. 气相总体积吸收系数  $K_y a$ ;
3. 填料层高度为 2m 处的气相组成。

2-10 在 101.3kPa 及 27℃ 下, 在吸收塔内用清水吸收混于空气中的丙酮蒸汽。混合气流量为 32kmol/h, 丙酮的体积分率为 0.01, 吸收剂流量为 120kmol/h。若要求丙酮的回收率不低于 96%, 求所需理论级数。设操作条件下的气液平衡关系为  $Y^* = 2.53 X$ 。

2-4 低浓度气体吸收的计算

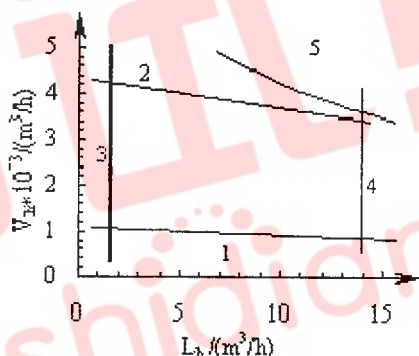
2-11 在一填料塔中, 装有直径为 15mm 的乱堆瓷环填料。在 20℃、101.3kPa 下, 用该填料塔吸收混于空气中的氨气。已知混合气中氨的平均分压为 6.5 kPa, 气体的空塔质量速度  $G=4.0\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ ; 操作条件下氨在空气中的扩散系数为  $1.89 \times 10^{-5} \text{m}^2/\text{s}$ , 气体的粘度为  $1.81 \times 10^{-5} \text{Pa} \cdot \text{s}$ 、密度为  $1.205 \text{kg}/\text{m}^3$ 。试计算气膜吸收系数  $k_G$ 。

2-12 在装填有 25mm 拉西环的填料塔中, 用清水吸收空气中低含量的氨。操作条件为 20℃ 及 101.3kPa, 操作时, 气、液相的质量速度分别为  $0.6 \text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ 、 $4.5 \text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ , 平衡关系为  $Y^* = 1.2X$ 。已知: 20℃ 及 101.3kPa 时氨在空气中的扩散系数为  $D_{AB} = 1.89 \times 10^{-5} \text{m}^2/\text{s}$ , 20℃ 氨在水中的扩散系数为  $D'_{AB} = 1.76 \times 10^{-9} \text{m}^2/\text{s}$ 。试估算传质单元高度  $H_G$ 、 $H_L$  及气相体积吸收总系数  $K_{LA}$ 。

### 第三章 蒸馏和吸收塔设备

#### 3-1 板式塔

3-1 如图所示为某塔板的负荷性能图, 已知操作时的气相负荷为  $2500 \text{m}^3/\text{h}$ , 液相负荷为  $7.2 \text{m}^3/\text{h}$ 。试判断此塔板的操作上、下限各为什么控制, 计算其操作弹性。



习题 3-1 附图

### 第四章 液-液萃取

#### 4-1 液-液相平衡及萃取操作原理

4-1 25℃ 时醋酸(A) - 庚醇-3(B) - 水(S) 的平衡数据如本题附表所示。

习题 4-1 附表 1 溶解度曲线数据(质量分数)

醋酸(A)	庚醇-3(B) (333(B))	水(S)	醋酸(A)	庚醇-3(B) 3(B)	水(S)
0	96.4	3.6	48.5	12.8	38.7
3.5	93.0	3.5	47.5	7.5	45.0
8.6	87.2	4.2	42.7	3.7	53.6
19.3	74.3	6.4	36.7	1.9	61.4

24.4	67.5	7.9	29.3	1.1	69.6
30.7	58.6	10.7	24.5	0.9	74.6
41.4	39.3	19.3	19.6	0.7	79.7
45.8	26.7	27.5	14.9	0.6	84.5
46.5	24.1	29.4	7.1	0.5	92.4
47.5	20.4	32.1	0.0	0.4	99.6

习题 4-1 附表 2 联结线数据(醋酸的质量分数)

水 层	庚 醇-3 层	水 层	庚 醇-3 层
6.4	5.3	38.2	26.8
13.7	10.6	42.1	30.5
19.8	14.8	44.1	32.6
26.7	19.2	48.1	37.9
33.6	23.7	47.6	44.9

- (1) 在等腰直角三角形坐标图上绘出溶解度曲线及辅助曲线, 在直角坐标图上绘出分配曲线。  
 (2) 确定由 100kg 醋酸、100kg 庚醇-3 和 200kg 水组成的混合液的物系点的位置。混合液经充分混合并静置分层后, 确定两共轭相的组成和质量。  
 (3) 求 (2) 中两液层的分配系数  $k_A$  及选择性系数  $\beta$ 。  
 (4) 从上述混合液中蒸出多少 kg 水才能成为均相溶液。

[答: (1) 图略; (2) 和点:  $x_B = 0.25$ ,  $x_S = 0.5$ ;  $S = 252$  kg,  $y_A = 0.27$ ,  $y_B = 0.01$ ,  $R = 148$  kg,  $x_A = 0.20$ ,  $x_B = 0.74$ ;

(3)  $k_A = 1.35$ ,  $\beta = 100$ ; (4) 需蒸出约 156kg 水]

#### 4-2 液-液萃取过程的计算

4-2. 在单级萃取装置中, 以纯水为溶剂从含醋酸质量分数为 0.3 的醋酸-庚醇-3 混合液中提取醋酸。已知原料液的处理量为 2000kg/h, 要求萃余相中醋酸的质量分数不大于 0.1。试求: (1) 水的用量; (2) 萃余相的量及醋酸的萃取率。操作条件下的平衡数据见习题 4-1。

[答: (1)  $S = 2560$  kg/h; (2)  $R = 1614$  kg/h, 萃取率 73.1%

4-3. 在三级错流萃取装置中, 以纯异丙醚为溶剂从含醋酸质量分数为 30% 的醋酸水溶液中提取醋酸。已知原料液的处理量为 200kg, 每级的异丙醚用量为 80kg, 操作温度为 20°C, 试求:

- (1) 各级排出的萃取相和萃余相的量和组成;  
 (2) 若用一级萃取达到同样的残液组成, 则需若干 kg 萃取剂。

20°C 时醋酸(A) - 水(B) - 异丙醚(S)的平衡数据如下:

习题 3 附表 20°C 时醋酸(A) - 水(B) - 异丙醚(S)的平衡数据(质量分数)

水 相			有 机 相		
醋酸 (A)	水 (B)	异丙醚 (S)	醋酸 (A)	水 (B)	异丙醚 (S)

0.69	98.1	1.2	0.18	0.5	99.3
1.41	97.1	1.5	0.37	0.7	98.9
2.89	95.5	1.6	0.79	0.8	98.4
6.42	91.7	1.9	1.9	1.0	97.1
13.34	84.4	2.3	4.8	1.9	93.3
25.50	71.7	3.4	11.4	3.9	84.7
36.7	58.9	4.4	21.6	6.9	71.5
44.3	45.1	10.6	31.1	10.8	58.1
46.40	37.1	16.5	36.2	15.1	48.7

$x_1 = 0.258$     $y_1 = 0.117$     $E_1 = 87.2\text{kg}$     $R_1 = 1928\text{kg}$   
 $x_2 = 0.227$     $y_2 = 0.095$     $E_2 = 926\text{kg}$     $R_2 = 1802\text{kg}$   
 $x_3 = 0.200$     $y_3 = 0.078$     $E_3 = 91.4\text{kg}$     $R_3 = 1888\text{kg}$

[答: (1) (2)  $S=300\text{kg}$

4-4 在多级逆流萃取装置中, 以水为溶剂从含丙酮质量分数为 40% 的丙酮-醋酸乙酯混合液中提取丙酮。已知原料液的处理量为  $1000\text{kg/h}$ , 操作溶剂比 ( $S/F$ ) 为 0.9, 要求最终萃余相中丙酮质量分数不大于 0.06, 试求: (1) 所需的理论级数; (2) 萃取液的组成和流量。操作条件下的平衡数据列于本题附表。

习题 5 附表 丙酮(A) - 醋酸乙酯(B) - 水(S) 的平衡数据 (质量分数)

萃 取 相			萃 余 相		
丙酮(A)	醋酸乙酯 (B)	水(S)	丙酮(A)	醋酸乙酯(B)	水(S)
0	7.4	92.6	0	96.3	3.5
3.2	8.3	88.5	4.8	91.0	4.2
6.0	8.0	86.0	9.4	85.6	5.0
9.5	8.3	82.2	13.5	80.5	6.0
12.8	9.2	78.0	16.6	77.2	6.2
14.8	9.8	75.4	20.0	73.0	7.0
17.5	10.2	72.3	22.4	70.0	7.6
21.2	11.8	67.0	27.8	62.0	10.2
26.4	15.0	58.6	32.6	51.0	13.2

## 第五章 固体物料的干燥

### 5-1 湿空气的性质及湿度图

5-1. 已知湿空气的总压为  $100\text{kPa}$ , 温度为  $60^\circ\text{C}$ , 相对湿度为 40%, 试求: (1) 湿空气中水汽的分压; (2) 湿度; (3) 湿空气的密度。

[答: (1)  $7.97\text{Pa}$ ; (2)  $0.05387\text{kg/kg}$  绝干气; (3)  $1.016\text{ kg/m}^3$  湿空气

5-2. 在总压为  $101.3\text{kPa}$  下, 已知湿空气的某些参数。利用湿空气的  $H-I$  图查出附表中空格项的数值, 并绘出分题 4 的求解过程示意图。

习题 2 附表

序号	干球温度 /(°C)	湿球温度 /(°C)	湿度/(kg/kg 绝干 气)	相对湿度 /(%)	焓/(kJ/kg 绝干 气)	水汽分压 /(kPa)	露点 /(°C)
1	60	35					
2	40						25
3	20			75			
4	30					4	

### 5-2 干燥过程的物料衡算与热量衡算

5-3 将  $t_0=25^\circ\text{C}$ 、 $\varphi_0=50\%$  的常压新鲜空气与循环废气混合，混合气加热至  $90^\circ\text{C}$  后用于干燥某湿物料。废气的循环比为 0.75，废气的状态为： $t_2=50^\circ\text{C}$ 、 $\varphi_2=80\%$ 。流量为  $1000\text{kg/h}$  的湿物料，经干燥后湿基含水量由 0.2 降至 0.05。假设系统热损失可忽略，干燥操作为等焓干燥过程。试求（1）新鲜空气耗量；（2）进入干燥器时湿空气的温度和焓；（3）预热器的加热量。

[答：（1）2782kg 新鲜空气/h，（2） $t_1=83.26^\circ\text{C}$ ， $I_1=224.1\text{kJ/kg}$  绝干气，（3） $Q_p=132.8\text{kW}$ ]

5-4 将温度  $t_0=26^\circ\text{C}$ 、焓  $I_0=66\text{kJ/kg}$  绝干气的新鲜空气送入预热器，预热到  $t_1=95^\circ\text{C}$  后进入连续逆流干燥器，空气离开干燥器的温度  $t_2=65^\circ\text{C}$ 。湿物料初态为： $q_1=25^\circ\text{C}$ 、 $w_1=0.015$ 、 $G_1=9200\text{kg}$  湿物料/h，终态为： $q_2=34.5^\circ\text{C}$ 、 $w_2=0.002$ 。绝干物料比热容  $c_s=1.84\text{kJ/(kg 绝干物料}\cdot^\circ\text{C)}$ 。若每汽化 1kg 水分的总热损失为  $580\text{kJ}$ ，试求：（1）干燥产品量  $G_2'$ ；（2）作出干燥过程的操作线；（3）新鲜空气消耗量；（4）干燥器的热效率。

[答：（1）9080kg/h，（2）略，（3）17403kg 新鲜空气/h，（4）24.18%]

5-5 状态为  $t_0=25^\circ\text{C}$ 、 $\varphi_0=55\%$  的新鲜空气经预热器加热至  $t_1=85^\circ\text{C}$  后送入干燥器，离开干燥器时的温度  $t_2=30^\circ\text{C}$ 。预热器的热源为  $180\text{kPa}$  的饱和蒸汽，总传热系数为  $50\text{W/(m}^2\cdot\text{K)}$ ，热损失可忽略。湿物料初态为： $q_1=24^\circ\text{C}$ 、 $w_1=0.037$ ，终态为： $q_2=60^\circ\text{C}$ 、 $w_2=0.002$ 、 $G_2'=1000\text{kg/h}$ 。绝干物料的比热容  $c_s=1.507\text{kJ/(kg 绝干物料}\cdot^\circ\text{C)}$ 。转筒干燥器的直径  $D=1.3\text{m}$ 、长度  $Z=7\text{m}$ 。干燥器外壁向空气的对流-辐射体积传热系数为  $35\text{kJ/(m}^3\cdot\text{h}\cdot^\circ\text{C)}$ ，试求：（1）绝干空气流量；（2）预热器加热蒸汽的消耗量；（3）预热器的传热面积。

[答：（1）3102kg/h，（2）86.60kg/h，（3）18.89m<sup>2</sup>]

### 5-3 干燥过程物料的平衡关系与速率关系

5-6 对 10kg 某湿物料在恒定干燥条件下进行间歇干燥，物料平铺在  $0.8\times 1\text{m}$  的浅盘中，常压空气以  $2\text{m/s}$  的速度垂直穿过物料层。空气  $t=75^\circ\text{C}$ 、 $H=0.018\text{kg/kg}$  绝干空气，2.5 小时后物料的含水量从  $X_1=0.25\text{kg/kg}$  绝干物料降至  $X_2=0.15\text{kg/kg}$  绝干物料。此干燥条件下物料的  $X_c=0.1\text{kg/kg}$  绝干物料、 $X^*=0$ 。假设降速段干燥速率与物料含水量呈线性关系。（1）求将物料干燥至含水量为  $0.02\text{kg/kg}$  绝干物料所需的总干燥时间；（2）空气的  $t$ 、 $H$  不变而流速加倍，此时将物料由含水量  $0.25\text{kg/kg}$  绝干物料干燥至  $0.02\text{kg/kg}$  绝干物料需 1.4 小时，求此干燥条件下的  $X_c$ 。[答：（1）1.625h；（2）0.121kg/kg 绝干料]

5-7 某湿物料经过 5.5h 恒定干燥后，含水量由  $X_1=0.35\text{kg/kg}$  绝干料降至  $X_2=0.10\text{kg/kg}$  绝干物料，若物料的临界含水量  $X_c=0.15\text{kg/kg}$  绝干料、平衡含水量  $X^*=0.04\text{kg/kg}$  绝干料。假设在降速阶段中干燥速率与物料的自由含水量  $(X-X^*)$  成正比。若在相同的干燥条件下，要求将物料含水量由  $X_1=0.35\text{kg/kg}$  绝干料降至  $X_2'=0.05\text{kg/kg}$  绝干物料，试求所需的干燥时间。[答：9.57h]



5-8 在常压并流的干燥器中,用热空气将某种物料由初含水量  $X_1 = 1\text{kg/kg}$  绝干料干燥到最终含水量  $X_2 = 0.1\text{kg/kg}$  绝干料。空气进口温度为  $135^\circ\text{C}$ 、湿度为  $0.01\text{kg/kg}$  绝干气;空气离开干燥器时温度为  $60^\circ\text{C}$ 。空气在干燥器中经历等焓过程。根据实验得出第一干燥阶段的干燥速度表达式为

$$-\frac{dX}{d\tau} = 30(H_{s,w} - H)$$

式中  $\frac{dX}{d\tau}$  ——干燥速度,  $\text{kg}/(\text{kg 绝干料} \cdot \text{h})$ 。

第二干燥阶段的干燥速度表达式为

$$-\frac{dX}{d\tau} = 1.2X$$

试计算完成上述干燥任务所需的干燥时间。

## 化工原理下册

### 第五章 蒸发

#### 讨论与答疑

问:通过与一般的传热过程比较,简述蒸发操作的特点。

答:蒸发操作是从溶液中分离出部分溶剂,而溶液中所含溶质的数量不变,因此蒸发是一个热量传递过程,其传热速率是蒸发过程的控制因素。蒸发所用的设备属于热交换设备。

但蒸发过程又具有其自身的特点,主要表现在:

(1) 溶液沸点升高 被蒸发的料液是含有非挥发性溶质的溶液,由拉乌尔定律可知,在相同的温度下,溶液的蒸汽压低于纯溶剂的蒸汽压。换言之,在相同压力下,溶液的沸点高于纯溶剂的沸点。因此,当加热蒸汽温度一定,蒸发溶液时的传热温度差要小于蒸发溶剂时的温度差。溶液的浓度越高,这种影响也越显著。在进行蒸发设备的计算时,必须考虑溶液沸点上升的这种影响。

(2) 物料的工艺特性 蒸发过程中,溶液的某些性质随着溶液的浓缩而改变。有些物料在浓缩过程中可能结垢、析出结晶或产生泡沫;有些物料是热敏性的,在高温下易变性或分解;有些物料具有较大的腐蚀性或较高的粘度等等。因此,在选择蒸发的方法和设备时,必须考虑物料的这些工艺特性。

(3) 能量利用与回收 蒸发时需消耗大量的加热蒸汽,而溶液汽化又产生大量的二次蒸汽,如何充分利用二次蒸汽的潜热,提高加热蒸汽的经济程度,也是蒸发器设计中的重要问题。

问:什么是温度差损失和溶液的沸点升高?并简要分析产生的原因。

答:蒸发计算中,通常将总温度差与有效温度差的差值称为温度差损失,即  $\Delta = \Delta t_r - \Delta t_m$ 。

$\Delta$  亦称为溶液的沸点升高。蒸发器内溶液的沸点升高(或温度差损失),应由如下三部分组成,即  $\Delta = \Delta' + \Delta'' + \Delta'''$ 。

(1) 由于溶液中溶质存在引起的沸点升高  $\Delta'$  由于溶液中含有不挥发性溶质,阻碍了溶剂的汽化,因而溶液的沸点永远高于纯水在相同压力下的沸点。溶液的沸点  $t_B$  主要与溶液的种类、浓度及压力有关。

(2) 由于液柱静压头引起的沸点升高  $\Delta''$  由于液层内部的压力大于液面上的压力,故相应的溶液内部的沸点高于液面上的沸点  $t_B$ ,二者之差即为液柱静压头引起的沸点升高。

(3) 由于流动阻力引起的沸点升高  $\Delta'''$  二次蒸汽从蒸发室流入冷凝器的过程中,由于管路阻力,其压力下降,故蒸发器内的压力高于冷凝器内的压力。换言之,蒸发器内的二次蒸汽的饱和温度高于冷凝器内的温度,由此造成的沸点升高以  $\Delta'''$  表示。 $\Delta'''$  与二次蒸汽在管道中的流速、物性以及管道尺寸有关,但很难定量分析,一般取经验值,约为  $1 \sim 1.5^\circ\text{C}$ 。对于多效蒸发,效间的沸点升高一般取  $1^\circ\text{C}$ 。

问:并流加料的多效蒸发装置中,一般各效的总传热系数逐效减小,而蒸发量却逐效略有增加,试分析原因。

答：在多效蒸发中，各效的操作压力依次降低，相应地，各效的加热蒸汽温度及溶液的沸点亦依次降低。因此，只有当提供的新鲜加热蒸汽的压力较高或未效采用真空的条件下，多效蒸发才是可行的。

平流加料时溶液从压力和温度较高的蒸发器流向压力和温度较低的蒸发器，故溶液在效间的输送可以利用效间的压差，而不需要泵送。同时，当前一效溶液流入温度和压力较低的后一效时，会产生自蒸发（闪蒸），因而可以多产生一部分二次蒸汽。但是随着溶液从前一效逐效流向后面各效，其浓度增高，而温度反而降低，致使溶液的粘度增加，蒸发器的传热系数下降。

问：多效蒸发中为什么有最佳效数？

答：多效蒸发中随着多效蒸发效数的增加，温度差损失加大。某些溶液的蒸发还可能出现总温度差损失大于或等于总温度差的极端情况，此时蒸发操作则无法进行。因此多效蒸发的效数是有一定限制的。

一方面，随着效数的增加，单位蒸汽的耗量减小，操作费用降低；而另一方面，效数越多，设备投资费也越大。而且由表 5-3 可以看出，尽管  $D/W$  随效数的增加而降低，但降低的幅度越来越小。因此，蒸发的适宜效数应根据设备费与操作费之和为最小的原则权衡确定。

通常，工业多效蒸发操作的效数取决于被蒸发溶液的性质和温度差损失的大小等各种因素。每效蒸发器的有效温度差最小为  $5\sim 7^{\circ}\text{C}$ 。溶液的沸点升高大，采用的效数少。

问：提高生产强度的措施有哪些？各有什么局限性？

答：提高蒸发强度的基本途径是提高总传热系数  $K$  和传热温度差  $\Delta t_m$ 。

(1) 传热温度差  $\Delta t_m$  的大小取决于加热蒸汽的压力和冷凝器操作压力。但加热蒸汽压力的提高，常常受工厂供气条件的限制，一般为  $0.3\sim 0.5\text{MPa}$ ，有时可高到  $0.6\sim 0.8\text{MPa}$ 。而冷凝器中真空度的提高，要考虑到造成真空的动力消耗。而且随着真空度的提高，溶液的沸点降低，粘度增加，使得总传热系数  $K$  下降。因此，冷凝器的操作真空度一般不应低于  $10\sim 20\text{ kPa}$ 。由以上分析可知，传热温度差的提高是有限制的。

(2) 提高蒸发强度的另一途径是增大总传热系数。总传热系数  $K$  取决于两侧对流传热系数和污垢热阻。

蒸汽冷凝的传热系数  $\alpha_c$ 。通常总比溶液沸腾传热系数  $\alpha_i$  大，即在总传热热阻中，蒸汽冷凝侧的热阻较小，但在蒸发器操作中，需要及时排除蒸汽中的不凝气体，否则其热阻将大大增加，使总传热系数下降。

管内溶液侧的沸腾传热系数  $\alpha_i$  是影响总传热系数的主要因素。如前所述，影响  $\alpha_i$  的因素很多，如溶液的性质、蒸发器的类型及操作条件等等。由前面介绍的沸腾传热系数的关联式可以了解影响  $\alpha_i$  的若干因素，以便根据实际的蒸发任务，选择适宜的蒸发器型式及其操作条件。

管内溶液侧的污垢热阻往往是影响总传热系数的重要因素。特别当蒸发易结垢和有结晶析出的溶液时，极易在传热面上形成垢层，使  $K$  值急剧下降。为了减小垢层热阻，通常的办法是定期清洗。此外，亦可采用减小垢层热阻的其它措施。例如，选用适宜的蒸发器型式（如强制循环或列文蒸发器等）；在溶液中加入晶种或微量阻垢剂等等。

问：稀释热明显，如何影响生蒸汽的用量？

答：有些溶液，如  $\text{CaCl}_2$ 、 $\text{NaOH}$  的水溶液，在稀释时其放热效应非常显著。因而在蒸发时，作为溶液稀释的逆过程，除了提供水分蒸发所需的汽化潜热之外，还需要提供和稀释热效应相等的浓缩热。溶液浓度越大，这种影响越加显著。

## 第二章 气体吸收

讨论与答疑

问：在多组分系统中，若有 A、B 两个组分在混合物中进行传质，而其余的组分为惰性组分，此时应如何用摩尔比表示它们的组成？

答：组分 A 的摩尔比为

$$X_A = \frac{n_A}{n - n_A - n_B};$$

组分 B 的摩尔比为

$$X_B = \frac{n_B}{n - n_A - n_B}。$$

问：在分子传质中，总体流动是如何形成的？

答：现以液体吸收气体混合物中溶质组分的过程说明这一问题。设由 A、B 组成的二元气体混合物，其中 A 为溶质，可溶解于液体中，而 B 不能在液体中溶解。这样，组分 A 可以通过气液相界面进入液相，而组分 B 不能进入液相。由于 A 分子不断通过相界面进入液相，在相界面的气相一侧会留下“空穴”，根据流体连续性原则，混合气体便会自动地向界面递补，这样就发生了 A、B 两种分子并行向相界面递补的运动，这种递补运动就形成了混合物的总体流动。很显然，通过气液相界面组分 A 的通量应等于由于分子扩散所形成的组分 A 的通量与由于总体流动所形成的组分 A 的通量的和。此时，由于组分 B 不能通过相界面，当组分 B 随主体流动运动到相界面后，又以分子扩散形式返回气相主体中。

问：在用费克定律求解稳态分子传质问题时，若沿扩散方向的扩散面积是变化的，应如何解决？

答：对于稳态分子传质，扩散速率  $G_A$  ( $\text{kmol}/\text{m}^2$ ) 为常数，而扩散通量  $N_A$  [ $\text{kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ ] 不一定为常数。

若沿扩散方向的扩散面积不变，则  $N_A$  为常数，否则  $N_A$  不为常数。此时应按如下方法求解：

$$\text{由 } G_A = N_A S = -D_{AB} S \frac{dc_A}{dz}$$

根据数学知识，确定出  $S = f(z)$  关系，将此关系代入上式，分离变量得

$$G_A \int_{z_1}^{z_2} \frac{dz}{f(z)} = -D_{AB} \int_{c_{A1}}^{c_{A2}} dc_A$$

积分后，即可求出扩散速率  $G_A$ 。

问：什么是吸收过程的机理，讨论吸收过程的机理的意义是什么？

答：吸收操作是气液两相间的对流传质过程。对于相际间的对流传质问题，其传质机理往往是非常复杂的。为使问题简化，通常对对流传质过程作一定的假定，即所谓的吸收过程的机理，亦称为传质模型。讨论吸收过程的机理的意义是把复杂的对流传质问题化成分子传质问题求解。

问：在推导用传质单元数法计算填料层高度的基本计算式时，为何采用微元填料层高度衡算，式 2-76 的右侧为何有负号？

答：填料塔是一种连续接触式设备，随着吸收的进行，沿填料层高度气液两相的组成均不断变化，传质推动力也相应地改变，塔内各截面上的吸收速率并不相同。因此，在推导填料层高度的基本计算式时，需要对微元填料层进行物料衡算。

式 2-76 的右侧的负号表示随着填料层高度的增加， $dY$  和  $dX$  均减小。

问：计算填料层的高度有传质单元数法和等板高度法两种方法，计算中如何选用？

答：主要根据已知数据确定，若已知吸收系数数据，采用传质单元数法，若已知等板高度数据，则采用等板高度法。本章的重点掌握传质单元数法。

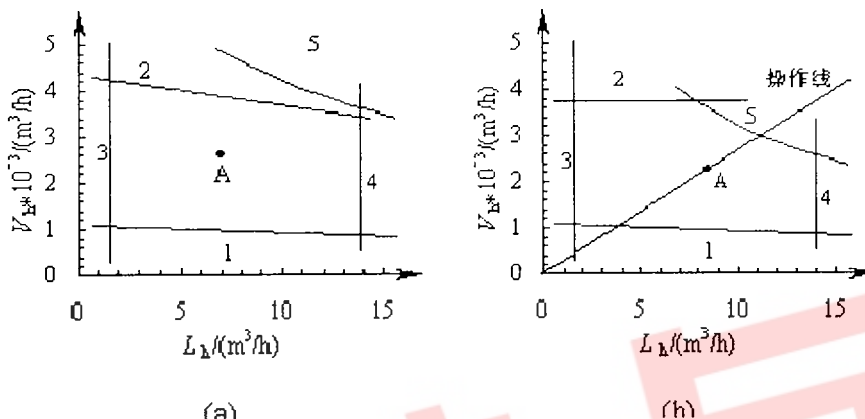


### 第三章 蒸馏和吸收塔设备

#### 讨论与答疑

问：一般而言，设备都有一定的性能参数指标，板式塔和填料塔作为气液传质设备有哪些性能评价指标？

答：从工程的角度讲，塔设备主要有三个参数作为其性能好坏的评价指标，即通量、分离效率和操作弹性。通量是指单位塔截面的生产能力，其表征塔设备的处理能力和允许的空塔气速。分离效率是指单位压力降的分离效果，板式塔以板效率表示，填料塔以等板高度表示。操作弹性即塔的适应能力，表现为对处理物料的适应性和对气液负荷波动的适应性。塔的通量大、分离效率高、操作弹性大，塔的性能就好。



问：如附图所示为两塔板的负荷性能图，图（a）的适宜操作区是由漏液线、气相负荷上限线、液相负荷上限线和液相负荷下限线所围成的区域，而液泛线在适宜操作区之上，是不是意味着该塔板不会发生液泛？

答：不是的，对于任何塔板，只要气液负荷足够大，都会发生液泛。在图（a）中，液泛线在适宜操作区之上，只是说明当气速增大时，在发生液泛之前，塔板的液沫夹带已非常严重了，即液沫夹带量  $e_s$  已超过  $0.1\text{kg(液)}/\text{kg(气)}$  的界限，这在实际生产操作中是不允许的。若再增大气相负荷，液沫夹带量将进一步增大，最终必将导致液泛的发生，这在生产中更应加以禁止。

### 第四章 液-液萃取

#### 讨论与答疑

1. 问：三角形坐标图有多种类型，在实际应用时如何选择？

答：三角形坐标图的基本类型有等边三角形坐标图、等腰直角三角形坐标图和普通直角三角形坐标图。一般情况下选用等腰直角三角形坐标图，在普通坐标纸上以纵坐标为 A 组分、以横坐标为 S 组分采用同一分度进行标绘，即可得三元物系的溶解度曲线。读图时，物系点的纵横坐标值分别是混合物系的 A 组分的质量分率和 S 组分的质量分率，在根据归一化条件可得 B 组分的质量分率。等腰直角三角形坐标图的绘图及读图与普通直角坐标图类似，应用时最为方便。等边三角形坐标图绘图时要采用专门的坐标纸，并且绘图及读图均较麻烦，一般不采用。普通直角三角形坐标图，仅当某组分的组成较低或各线条太密集而不便于绘制时，为提高图示的清晰度及读数的准确度才被采用。

2. 问：根据辅助曲线的作法，可得多条辅助曲线，在实际应用时如何选择？

答：过共轭的两个相点作三角形两条边的平行线的交点之平滑联结线即为辅助曲线（共轭曲线），共可得六条辅助曲线。作辅助曲线的目的是通过其寻找已知相的平衡相，为提高作图的准确度，总是希望所作的辅助曲线是这样一条曲线：（1）曲率及其变化不大；（2）与溶解度曲线靠得不是太近；（3）有适当的长度，即不能太短。对于大多数溶解度曲线，通过萃取相点作底直角边的平行线，通过萃取相点作竖直角边的平行线，可得到一条高质量的辅助曲线；通过萃余相点作斜边的平行线，通过萃取相点作竖直角边的平行线，可得到另一条高质量的辅助曲线。

3. 问：萃取的计算有多种方法，计算时如何选用？

答：萃取的计算有三角形坐标图解法、直角坐标图解法、解析法等，要根据各计算方法的使用条件，以方便为准来进行选用。三角形坐标图解法是萃取计算的通用方法，它适合于任何萃取体系。当三角形坐标图解所作的线条较多，在三角形坐标图上不易清晰表达时，可将三角形坐标图解转变成  $x-y$  直角坐标图解， $x-y$  直角坐标图解法也是通用的计算方法，显然其要比三角形坐标图解麻烦。当稀释剂与萃取剂不互溶时，可采用类似于解吸计算的  $X-Y$  直角坐标图解法；再若平衡关系为直线，则可采用解析法计算，避免作图的麻烦及误差。

4. 问：单级、多级错流、多级逆流萃取计算的三角形坐标图解时，均用到杠杆规则来确定和点  $M$ 。由各萃取流程的特点可知，在多级逆流萃取时，原料液  $F$  与新鲜萃取剂  $S$  并没有直接发生混合，为何仍可应用杠杆规则由  $F$ 、 $S$  的量来确定和点  $M$ ，从而确定第一级萃取相  $E_1$  的组成及量？

答：对于单级萃取和多级错流萃取，原料液（或上一级的萃余相）与新鲜萃取剂直接发生了混合，自然可由杠杆规则来确定和点，和点就是萃取级的物系点。对于多级逆流萃取，虽然原料液  $F$  与新鲜萃取剂  $S$  没有直接发生混合，但仍可应用杠杆规则由  $F$ 、 $S$  的量来确定和点  $M$ ，和点  $M$  是虚拟物系点，它不代表萃取过程任何级的物系。杠杆规则本质上是物料衡算的几何图解，因此，无论两股物料是否发生混合，都可写出其对应的物料衡算式，自然可应用杠杆规则进行图解计算。在多级逆流萃取计算中，在三角形坐标图上应用杠杆规则由  $F$ 、 $S$  的量来确定和点  $M$ ，进而确定第一级萃取相  $E_1$  的组成及量，是与整个萃取系统的物料衡算相对应的。

5. 问：对于气液传质的塔设备，气液负荷都有一定的范围，否则会发生液泛等不正常操作现象。对于逆流操作的萃取塔，是否也会发生液泛？

答：与气液传质的塔设备一样，在逆流操作的萃取塔中，分散相和连续相的负荷不能任意增大。流量过大，会引起两相接触时间减少，降低萃取效率；同时两相流速的增大还将引起流动阻力的增加，当速度增大至某一极限值时，一相会因流动阻力的增加而被另一相夹带到自身入口端流出塔外，此时萃取塔即发生了液泛现象。液泛时塔内的正常萃取操作被破坏，实际操作速度应低于液泛速度。

## 第五章 固体物料的干燥

讨论与答疑

问：如何判断湿空气的两个性质参数是否相互独立？

答：首先应理解湿空气各性质参数的意义。如：露点是湿空气等湿冷却至饱和时的温度，因此知道露点相当于知道湿空气的等湿线，即露点与湿度不独立；绝热饱和温度是湿空气绝热降温增湿至饱和时的温度，其经历等焓过程，即湿空气的焓与绝热饱和温度（或湿球温度）不独立。只有已知两个独立的性质参数才能计算其它性质参数，或在  $H-I$  图上确定湿空气的状态点，然后再查得其它性质参数。湿空气的性质参数的独立性总结于附表中。

	$t$	$t_d$	$t_w$ (或 $t_{as}$ )	$H$	$p$		$I$
$t$		✓	✓	✓	✓	✓	✓
$t_d$	✓		✓	×	×	✓	✓
$t_w$ (或 $t_{as}$ )	✓	✓		✓	✓	✓	×
$H$	✓	×	✓		×	✓	✓
$p$	✓	×	✓	×		✓	✓
	✓	✓	✓	✓	✓		✓
$I$	✓	✓	×	✓	✓	✓	

注：✓ 参数独立，× 参数不独立

问：湿空气的湿球温度与其绝热饱和温度有何区别和联系？



答：对于水蒸汽~空气系统，绝热饱和温度  $t_{as}$  和湿球温度  $t_w$  在数值上近似相等，且两者均为初始湿空气温度和湿度的函数。但两者是两个完全不同的概念，主要区别如下：湿球温度  $t_w$  是大量空气与湿物料接触，当空气与湿物料之间进行热质传递达到平衡时，湿物料（或湿纱布）表面的温度，在空气与湿物料接触过程中，空气的温度和湿度不变，即状态不变。绝热饱和温度  $t_{as}$  是大量湿物料与空气接触，空气经绝热增湿降温至饱和时所能冷却的极限温度，在空气与湿物料接触达饱和的过程中，空气经历的是温度降低、湿度升高而焓保持不变的过程。

问：结合水与平衡水分有何区别和联系？

答：平衡水分是空气状态和物料特性的函数，对一定的物料，平衡水分随空气状态而变化。平衡水分是在一定空气状态下不能被干燥除去的水分，是干燥的极限。结合水只与物料的特性有关，而与空气的状态无关。结合水是能与饱和湿空气平衡的湿物料所含水分的最低值，湿物料的含水量低于此值便会从饱和湿空气中吸收水分。一般地，结合水的一部分是自由水分，其能被干燥除去；另一部分是平衡水分，其不能被一定状态的空气干燥除去。

考试点  
kaoshidian.com