

3. 分离纯度高，温度低，相变热小。
4. 晶体微观粒子几何排列的最小单元。按晶格结构分类。形成不同晶体外形的习性。
5. 在一定温度下，开始析出结晶的溶液浓度大于溶解度，所以，超溶解度曲线在溶解度曲线上面。

饱和，不饱和，过饱和状态。

当溶液浓度处于不饱和状态，属于稳定区。当溶液浓度介于超溶解度曲线和溶解度曲线之间，属于介稳区。当溶液浓度大于超溶解度曲线浓度时，属于不稳区。

6. 晶核生成，晶体成长。
7. 初级均相成核，初级非均相成核，二次成核。
8. 小晶体溶解与大晶体成长同时发生的现象。
9. 过饱和度  $\Delta C$  大，有利于成核；过饱和度  $\Delta C$  小，有利于晶体成长。
10. 选择时要考虑溶解度曲线的斜率，能耗，物性，产品粒度，处理量等。
11. 流体中的吸附质借助于范德华力而富集于吸附剂固体表面的现象。

吸附剂对流体中各组分选择性的吸附。

12. 变温，变压，变浓度，置换。
  13. 活性炭，硅胶，活性氧化铝，活性土，沸石分子筛，吸附树脂等。
- 活性炭亲有机物，硅胶极性、亲水，活性氧化铝极性、亲水，活性土极性，沸石分子筛极性可改变、筛选分子、选择性强，吸附树脂可引入不同的官能团。

分子筛是晶格结构一定，微孔大小均一，能起筛选分子作用的吸附剂。

14. 内表面大，活性高，选择性高，有一定的机械强度、粒度，化学稳定性好。
15. 随着流体相浓度的增加，吸附等温线斜率降低。

16. 先将朗格缪尔模型线性化  $\frac{1}{x} = \frac{1}{x_m k_L} \times \frac{1}{p} + \frac{1}{x_m}$ ，然后实测  $p$ 、 $x$ ，确定参数  $x_m$ 、 $k_L$ 。

17. 分子扩散，努森扩散，表面扩散，固体(晶体)扩散。
18. 外扩散，内扩散，吸附。
19. 固定床吸附器中，固体相浓度随距离的变化曲线称为负荷曲线。出口浓度随时间的变化称为透过曲线。

透过曲线中，出口浓度达到 5 进口浓度时，对应的点称为透过点；出口浓度达到 95 进口浓度时，对应的点称为饱和点。

20. 传质速率，流体流速，相平衡。
21. 固定床，搅拌釜，流化床。
22. 利用固体膜对流体混合物各组分的选择性渗透，实现分离。  
反渗透，超滤，电渗析，气体渗透分离。
23. 不发生相变化，能耗低，常温操作，适用范围广，装置简单。  
截留率，透过速率，截留分子量。
24. 平板式，管式，螺旋卷式，中空纤维式。
25. 施加的压差大于溶液的渗透压差。
26. 溶质在膜表面被截留，形成高浓度区的现象。
27. 膜孔的筛分作用，或各组分通过的速率不同。
28. 离子交换膜使电解质离子选择性透过。  
阴膜带正电，只让阴离子通过；阳膜带负电，只让阳离子通过；
29. 努森流的分离作用；均质膜的溶解、扩散、解吸。

## 第十三章 固体干燥

本章的内容对应于教材中的十四章。

### 13.1 教学基本要求：（8 学时）

**概述** 化工产品干燥实例；固体干燥的目的、原理及实施方法。

**干燥静力学** 湿空气的状态参数及其计算；I-H 图及其应用；水分在气固两相间的平衡。

**干燥动力学** 恒定气流条件下物料的干燥速率及临界含水量。

**干燥过程计算** 间歇干燥过程的干燥时间；连续干燥过程的特点，物料衡算，热量衡算。

**常用干燥设备** 常用干燥设备的特性。

### 13.2 基本概念：

**物料去湿的常用方法** 机械去湿、吸附或抽真空去湿、供热干燥等。

**对流干燥过程的特点** 热质同时传递。

**主要操作费用** 空气预热、中间加热。

**$t_d, t_w, t$  的大小关系** 通常  $t_d < t_w < t$ ； $\phi = 100\%$  时， $t_d = t_w = t$ 。

**$t_{as}$  与  $t_w$  在物理含义上的差别**  $t_{as}$  由热量衡算导出，属于静力学问题； $t_w$  是传热传质速率均衡的结果，属于动力学问题。

**改变湿空气温度、湿度的工程措施** 加热、冷却可以改变湿空气温度；喷水可以增加湿空气的湿度，也可以降低湿空气的湿度，比如喷的是冷水，使湿空气中的水分析出。

**平衡蒸汽压曲线** 物料平衡含水量与空气相对湿度的关系曲线。

**结合水与非结合水** 平衡水蒸汽压开始小于饱和蒸汽压的含水量为结合水，超出部分为非结合水。

**平衡含水量** 指定空气条件下，物料被干燥的极限为平衡含水量。

**自由含水量** 物料含水超出平衡含水量的那部分为自由含水量。

**临界含水量及其影响因素** 在恒定的空气条件下，干燥速率由恒速段向降速段转折的对应含水量为临界含水量  $c$ 。它与物料本身性质、结构、分散程度、干燥介质（ $u$ 、 $t$ 、 $H$ ）有关。

**干燥速率对产品性质的影响** 干燥速率太大会引起物料表面结壳，收缩变形，开裂等等。

**连续干燥过程的特点** 干燥过程可分为三个阶段，预热段、表面汽化段、升温段。

**热效率** 热效率  $\eta$  等于汽化水分、物料升温需热/供热。

**理想干燥过程的条件** ①预热段、升温段、热损失忽略不计；②水分都在表面汽化段除去。

**提高热效率的措施** 提高进口气温  $t_1$ ，降低出口气温  $t_2$ ，采用中间加热，废气再循环。

### 13.3 基本内容：

#### 一、概述

1. 目的：在化工生产中，干燥的目的就是物料去湿。

2. 去湿方法：

(1)机械去湿：过滤，离心摔干。原理：尺度大小。

(2)吸附去湿：干燥剂(如硅胶)与湿物料共放于密闭箱中，利用干燥剂平衡分压低的特点，使湿物料的水分挥发至气相，再从气相传质到干燥剂，被吸附。原理：水汽分压差。

(3)干燥

干燥可分为供热干燥与真空干燥。供热干燥又可分为对流干燥、冷冻干燥、微波干燥。对流干燥的物料湿分在低于沸点下汽化。它的特点是热质同时传递。

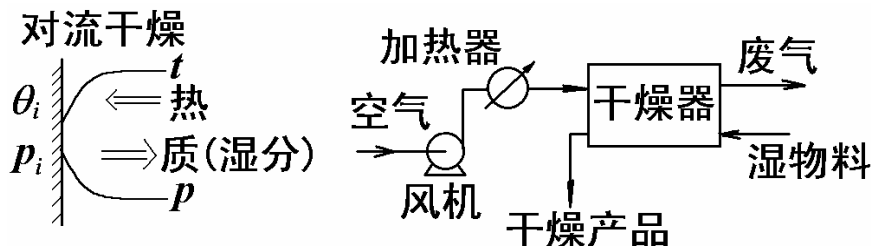


图 13.1 对流干燥

### 3. 对流干燥的经济性

对流干燥的经济性取决于加热和热效率。

## 二、湿空气状态的描述

### 1. 水汽分压 $p_{\text{水汽}}$ 或露点温度 $t_d$

如图 13.2 所示的瓶子里装的是乙醚，吹气后会使其挥发，乙醚温度下降，当瓶外析出露水时，温度计指示的就是露点温度  $t_d$ 。露点温度与水汽分压之间有一一对应的饱和关系，可以查水蒸汽表确定，即

$$p_{\text{水汽}} = p^0(t_d) = p_d$$

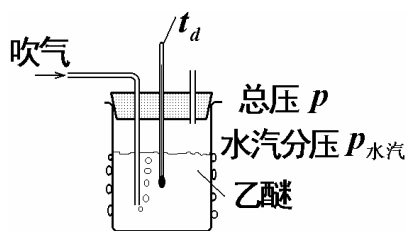


图 13.2 露点测定

### 2. 湿度 $H$ kg 水汽/kg 干气

$$H = \frac{M_{\text{水}}}{M_{\text{气}}} \frac{p_{\text{水汽}}}{p - p_{\text{水汽}}} = 0.622 \frac{p_{\text{水汽}}}{p - p_{\text{水汽}}} \quad 13-1$$

### 3. 相对湿度 $\varphi$

$$\varphi = \frac{p_{\text{水汽}}}{p_s} \quad (\text{当 } p_s \leq p) \quad 13-2$$

$p_s$  为同温度下的饱和蒸汽压。

$$\varphi = \frac{p_{\text{水汽}}}{p} \quad (\text{当 } p_s \geq p) \quad 13-3$$

### 4. 湿空气的焓 $I$ kJ/kg 干气

焓的计算以  $0^\circ\text{C}$  为基准，假定水分在  $0^\circ\text{C}$  下汽化，再升温。可算得

$$I = (c_{pg} + c_{pV}H)t + r_0H = (1.01 + 1.88H)t + 2500H \quad 13-4$$

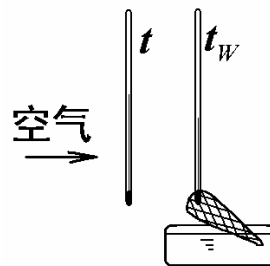
### 5. 湿空气的比容 $v_H$ $\text{m}^3/\text{kg}$ 干气

$$\text{常压下, } v_H = \left( \frac{22.4}{M_{\text{气}}} + \frac{22.4}{M_{\text{水}}} H \right) \frac{t + 273}{273} \quad 13-5$$

### 6. 极限温度

#### (1) 湿球温度 $t_w$

如图 13.3 所示，当湿纱布表面的传热速率与传质速率所需的汽化潜热均衡时



$$A\alpha(t - t_w) = Ak_H(H_w - H)r_w$$

可得  $t_w = t - \frac{k_H}{\alpha}(H_w - H)r_w$  13-6

图 13.3 湿球温度

$t_w$  的影响因素：**a.**物性， $r_w, p_w = f(t_w)$ ；**b.**气体状态， $t, p_{\text{水汽}}$  (或  $H$ )，总压  $p$ ；

**c.**流动条件： $\alpha, k_H$ 。对于空气-水系统，流动时  $\frac{\alpha}{k_H} = 1.09$  基本不变。在总压一定的条件下，

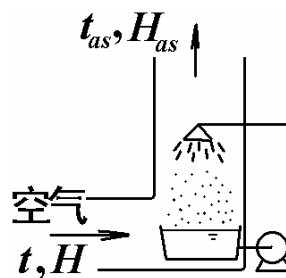
若  $H$  一定，温度升高， $t_w$  也随之升高；若  $t$  一定，湿度升高， $t_w$  也随之升高。若  $t, H$  一

定，总压降低， $t_w$  也随之降低。

#### (2) 绝热饱和温度 $t_{as}$

气体在绝热条件下，增湿至饱和(等焓过程)的温度。此时，气温下降所放出的热量等于气体增湿的汽化热量。

$$Vc_{pH}(t - t_{as}) = V(H_{as} - H)r_{as}$$



可得  $t_{as} = t - \frac{r_{as}}{c_{pH}}(H_{as} - H)$  13-7

图 13.4 绝热饱和温度

路易斯规则：对于空气-水系统： $\frac{\alpha}{k_H} \approx c_{pH}$ ，所以  $t_{as} \approx t_w$ 。

**例 1** 常压下，现需调节气温及湿度，新鲜空气经喷水室与水充分接触，被冷却后排去冷凝水，再经加热器升温所需温度。试求：

(1)  $H_1$ ；

(2)  $t_1$ ；

(3) 整个过程前后湿度变化。设离开喷水室的气、液温度相同。

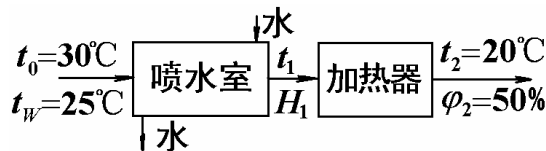


图 13.5 例 1 附图

解：①  $H_1 = H_2$ ，出喷水室  $\phi_1 = 100$ ，先算  $H_2$ ，查  $20^\circ\text{C}$ ， $p_s = 2.27 \text{ kPa}$

$$H_1 = H_2 = 0.622 \frac{\phi p_s}{p - \phi p_s} = 0.622 \times \frac{0.5 \times 2.27}{101.3 - 0.5 \times 2.27} = 0.007 \text{ kg 水/kg 干气}$$

②  $p_w = 0.5 \times 2.27 = 1.14 \text{ kPa}$ ，由  $\phi_1 = 100$ ，查表得  $t_1 = 9^\circ\text{C}$ 。

③ 查  $t_w = 25^\circ\text{C}$ ， $r_w = 2441 \text{ kJ/kg}$ ， $p_w = 3.186 \text{ kPa}$ 。 $\alpha(t_0 - t_w) = k_H r_w (H_w - H_0)$  可得

$$H_0 = H_w - \frac{\alpha}{k_H r_w} (t_0 - t_w)$$

$$= 0.622 \frac{p_w}{p - p_w} - \frac{1.09}{r_w} (t_0 - t_w) = 0.0178 \text{ kg 水/kg 干气}$$

$$\Delta H = H_2 - H_0 = 0.007 - 0.0178 = -0.0108 \text{ kg 水/kg 干气}$$

### 三、焓湿图中表示过程变化

#### 1. 加热与冷却的过程

加热时，空气湿度不变。冷却时，在露点之上，空气湿度也不变；达到露点后，因析出水而使空气湿度降低。

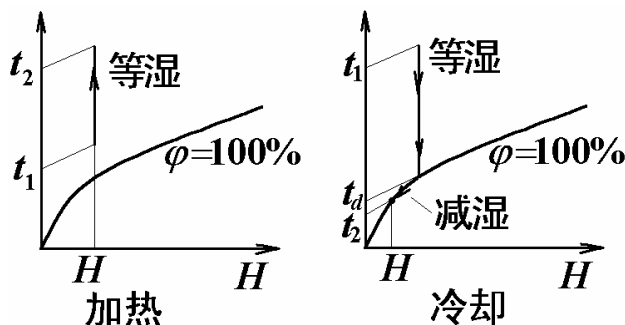


图 13.6 加热与冷却

#### 2. 绝热增湿过程(等焓过程)

如图 13.7 所示，在湿空气中喷少量水，空气的焓不变。为等焓增湿过程。

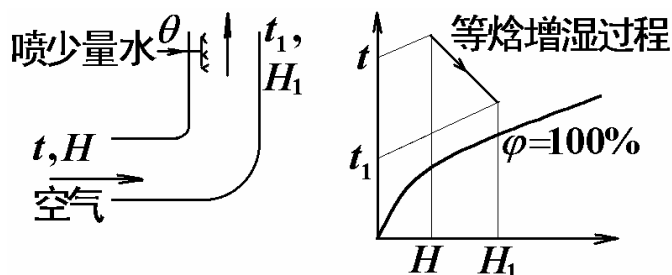


图 13.7 绝热增湿

$t_1, H_1$  与  $t, H$  之间视为等焓，有  $I = I_1$ 。由

$$(1.01 + 1.88H)t + 2500H = (1.01 + 1.88H_1)t_1 + 2500H_1$$

$$\text{可得 } H_1 = \frac{(1.01 + 1.88H)t + 2500H - 1.01t_1}{1.88t_1 + 2500} \quad 13-8$$

$$\text{或 } t_1 = \frac{(1.01 + 1.88H)t + 2500(H - H_1)}{1.01 + 1.88H_1} \quad 13-9$$

达到气相中水分饱和时，则查等焓线至  $\varphi = 1$  即可，得  $t_1 = t_{as}$ 。

### 3. 两股气流的混合

当状态为  $V_1, H_1, I_1$  的气流与状态为  $V_2, H_2, I_2$  的气流混合时，对于混合后的状态

$V_3, H_3, I_3$  可有  $V_1 + V_2 = V_3$ ，以及

$$V_1 H_1 + V_2 H_2 = V_3 H_3$$

$$V_1 I_1 + V_2 I_2 = V_3 I_3$$

计算符合杠杆定律。

## 四、干燥静力学

### 1. 水分在气固两相间的平衡

#### 1) 结合水与非结合水

固体中的结晶水、溶液水、吸附性水、毛细管中水为结合水(借化学力或物理化学力)。固体表面和大空隙中的水为非结合水。两者的区别在于平衡蒸汽压不同，结合水的

$p_e < p_{\text{纯水}}^0$ ；非结合水的  $p_e = p_{\text{纯水}}^0$ 。

#### 2) 湿物料含水量的表示

干基含水量表示为  $X_t$  kg 水/kg 绝对干料；湿基含水量表示为  $w$  kg 水/kg 湿物料。它们的换算关系为：

$$X_t = \frac{w}{1-w} \quad 13-10$$

$$w = \frac{X_t}{1+X_t} \quad 13-11$$

$G$  kg 湿料，含水  $w$  kg 水/kg 湿料，则绝对干料量  $G_C = G(1-w)$ 。

例 2 一批木材最初含水分 40 (湿基)，经干燥后，最终含水分 20 (湿基)。

求：每 100kg 湿木材由干燥去掉的水分量是多少？

解：若用  $W = 100 \times (0.4 - 0.2) = 20$  kg 水，就错了，因为干燥后不再是 100kg 了。

#### ①物料衡算法

绝对干料量在干燥前后不变： $100 \times (1 - 0.4) = (100 - W)(1 - 0.2)$

得  $W = 25$  kg

②绝干料基准法： $G_C = G_1(1 - w_1) = 60$  kg

$$X_1 = \frac{w_1}{1-w_1} = \frac{0.4}{1-0.4}, \quad X_2 = \frac{0.2}{1-0.2}$$

$$W = G_c(X_1 - X_2) = 60 \times \left( \frac{0.4}{1-0.4} - \frac{0.2}{1-0.2} \right) = 25 \text{kg}$$

③ 杠杆定律法

由  $G_1 = G_2 + W$  和  $G_1 w_1 = G_2 w_2 + W$  可得图 13.8 所示的杠杆。

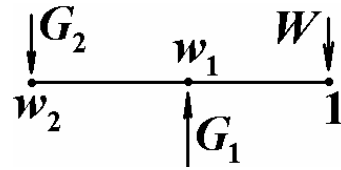
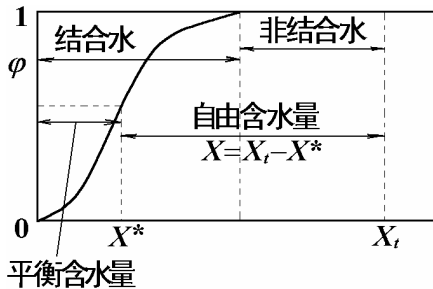


图 13.8 杠杆定律

得  $W = G_1 \frac{w_1 - w_2}{1 - w_2} = 100 \times \frac{0.4 - 0.2}{1 - 0.2} = 25 \text{kg}$

3) 平衡蒸汽压曲线



物料平衡含水量与空气相对湿度的关系曲线就是平衡蒸汽压曲线，如图 13.9 所示。从图中可以看出平衡含水量、自由含水量；结合水、非结合水之间的关系。

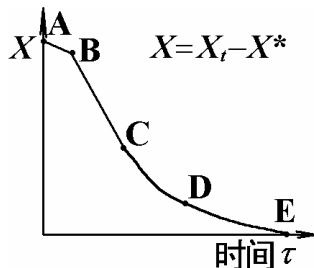
图 13.9 平衡含水量

4) 平衡含水 and 自由含水

平衡水分是指指定空气条件下的被干燥极限，与空气状态有关。若实际含水  $\leq X^*$ ，则出现返潮现象。

五、干燥速率与干燥过程计算

1. 干燥曲线



实验条件：大量空气，小块物料，流速  $u$  一定，可视空气条件  $t, \phi$  不变。具体可以通过称重，确定、并记录物料含水量随时间的变化。含水量随时间的变化曲线就是干燥曲线。

图 13.10 干燥曲线

2. 干燥速率曲线

干燥速率定义为单位时间、单位面积上除去的水分  $N_A = -\frac{G_c dX}{Ad\tau}$ ,  $\text{kg}/\text{m}^2 \cdot \text{s}$ 。干燥速率与物料含水量之间的关系曲线称为干燥速率曲线。

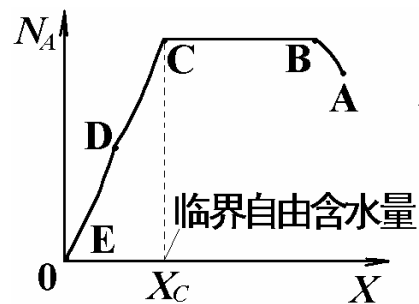


图 13.11 干燥速率曲线

干燥速率曲线可分为三个主要阶段：(1) 预热段 AB；(2) 恒速干燥阶段 BC，此阶段物料表面为湿球温度，速率  $N_A = k_H (H_w - H)$ ；(3) 降速干燥阶段 C，。

降速原因：(1) 实际汽化表面减少；(2) 汽化面内移；(3) 多孔性物料的平衡蒸汽压下降；(4) 非多孔性物料的固体内部水分扩散极慢。

3. 临界自由含水量

临界自由含水量是恒速段终了，降速段开始时的自由含水量。影响临界自由含水量的因

素有：(1)物料本身：结构、分散程度；(2)干燥介质状态及操作条件： $u, t, H, P$ 。

实验表明：恒速段速率越大，越早进入降速段， $X_c$  越大。

定性关系为  $t \uparrow X_c \uparrow$ ； $H \uparrow X_c \downarrow$ ； $u \uparrow X_c \uparrow$ 。

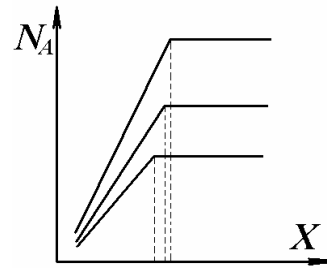


图 13.12 干燥速率与  $X_c$

#### 4. 间歇干燥过程计算

如果实验时的物料分散程度、空气条件与生产时一样，就可将小试结果用于生产计算。

##### 1) 恒速段干燥时间

$$\text{由于速率} \quad N_A = -\frac{G_c dX}{A d\tau} = \frac{G_c (X_1 - X_c)}{A \tau_1} \quad 13-12$$

$$\text{可得} \quad \tau_1 = \frac{G_c (X_1 - X_c)}{A N_A} \quad 13-13$$

其中速率可按传热速率换算  $N_A = k_H (H_w - H) = \frac{\alpha}{r_w} (t - t_w)$ 。

降速段： $\tau_2 = -\frac{G_c}{A} \int_{X_c}^{X_2} \frac{dX}{N_A}$ ，近似处理  $N_A = K_X X$  (直线拟合) 后可得

$$\tau_2 = \frac{G_c}{A K_X} \ln \frac{X_c}{X_2} \quad 13-14$$

式中  $X_c, X_2$  均为自由含水量，否则要减去平衡含水量。

$$\tau_2 = \frac{G_c}{A K_X} \ln \frac{X_c - X^*}{X_2 - X^*} \quad 13-15$$

例 3  $p = 100kPa$ ， $t = 100^\circ C$ ， $t_w = 35^\circ C$ ，( $r_w = 2413kJ/kg$ ， $p_w = 5.62kPa$ ) 的空气，

以  $5m/s$  流速平行流过物料表面，物料进入间隙干燥器时，含水量  $0.125kg$  水/ $kg$  干料，终

态含水量要求  $0.025kg$  水/ $kg$  干料，临界自由含水量  $X_c = 0.07kg$  水/ $kg$  干料，平衡含水量

$X^* = 0.005kg$  水/ $kg$  干料， $G_c = 10kg$  干料，干燥面积  $A = 1m^2$ 。

求：干燥所需时间？

解： $X_1 = 0.125 - 0.005 = 0.12kg$  水/ $kg$  干料

$X_2 = 0.025 - 0.005 = 0.02kg$  水/ $kg$  干料

先求恒速段



$$H_w = 0.622 \frac{p_w}{p - p_w} = 0.037 \text{ kg 水 / kg 干气}$$

$$H = H_w - \frac{1.09}{r_w} (t - t_w) = 0.0077 \text{ kg 水 / kg 干气}$$

$$v_H = \left( \frac{22.4}{29} + \frac{22.4}{18} \times 0.0077 \right) \frac{100 + 273}{273} = 1.07 \text{ m}^3 / \text{kg 干气}$$

$$\rho = \frac{1 + H}{v_H} = \frac{1 + 0.0077}{1.07} = 0.943 \text{ kg / m}^3$$

$$G = \rho u$$

$$\alpha = 0.0143(0.943 \times 5)^{0.8} = 0.0495 \text{ kW / m}^2 \text{ s}$$

$$\text{恒速段速率 } N_A = \frac{\alpha(t - t_w)}{r_w} = \frac{0.0495}{2413} \times (100 - 35) = 0.00133 \text{ kg / m}^2 \text{ s}$$

$$\text{得 } \tau_1 = \frac{G_C(X_1 - X_C)}{AN_A} = \frac{10 \times (0.12 - 0.07)}{1 \times 0.00133} = 375 \text{ 秒}$$

$$\text{设降速段 } N_A = K_X X, \text{ 则 } K_X = \frac{N_{A\text{恒}}}{X_C}$$

$$\text{得 } \tau_2 = \frac{G_C X_C \ln \frac{X_C}{X_2}}{AN_{A\text{恒}}} = \frac{10 \times 0.07 \ln \frac{0.07}{0.02}}{0.00133} = 658 \text{ 秒}$$

$$\tau = \tau_1 + \tau_2 = 375 + 658 = 1033 \text{ 秒} = 17.2 \text{ 分钟}$$

### 5. 连续干燥过程

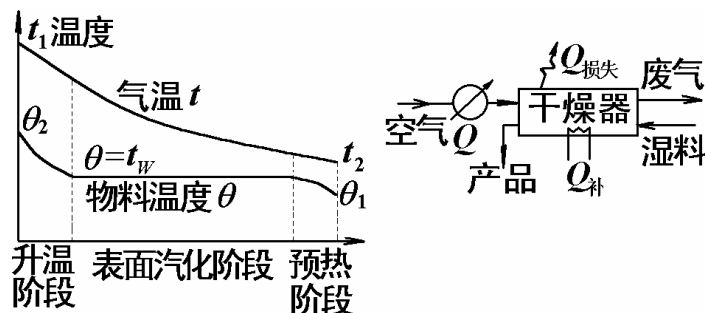


图 13.13 连续干燥过程

- 1) 特点: (1)预热段: 物料从进料温度  $\theta_1$  升至  $t_w$ ; (2)表面汽化阶段: 物料温度为  $t_w$ , 当无  $Q_{\text{损失}}$  和  $Q_{\text{补}}$  时, 为等焓过程; (3)升温阶段: 物料从  $t_w$  升至出口温度  $\theta_2$ 。在连续干燥过程中, 没有恒速干燥阶段。

2) 物料衡算和热量衡算

(1)物料衡算式  $W = G_C(X_1 - X_2) = V(H_2 - H_1)$

(2)热量衡算式

预热器： $Q = V(I_1 - I_0) = VC_{pH1}(t_1 - t_0)$

总热量衡算： $Q + Q_{\text{补}} = Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_{\text{损}}$

式中， $Q$ 为预热器所加热量， $Q_{\text{补}}$ 为干燥器补加热量， $Q_1$ 为汽化水分所需热量， $Q_2$ 为物料升温所需热量， $Q_3$ 为废气带走的热量， $Q_{\text{损}}$ 为热损失。

(3)热效率  $\eta$

定义热效率  $\eta = \frac{Q_1 + Q_2}{Q + Q_{\text{补}}}$  13-15

当  $Q_{\text{补}} = 0$ ， $Q_{\text{损}} \approx 0$ 时，

$$\eta = \frac{t_1 - t_2}{t_1 - t_0} \quad \text{13-16}$$

提高  $\eta$  的措施有：(1)提高  $t_1$  (物料要耐温)；(2)降低废气出口温度  $t_2$ ；(3)中间加热；(4)废气再循环。

6. 理想干燥过程与实际干燥过程

理想干燥简化假定：

- (1)不计预热段,升温段(物料温度变化可忽略)；
- (2)水分都是在表面汽化阶段除去( $\theta = t_w$ )；
- (3) $Q_{\text{补}} = 0$ ；
- (4)忽略  $Q_{\text{损}}$ 。

结果：干燥为等焓过程。

1) 理想干燥过程计算

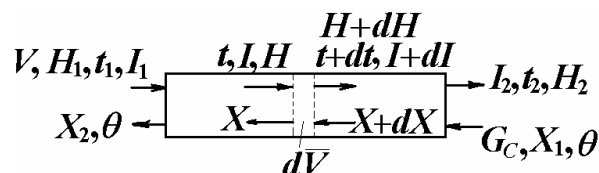


图 13.14 理想干燥过程

经数学描述后可得

$$V(H_2 - H_1) = G_C(X_1 - X_2) \quad \text{13-17}$$

$$I_1 = I_2, t_w = \text{常数} \quad 13-18$$

$$\theta = t_w \quad 13-19$$

$$\bar{V} = \frac{Vc_{pH}}{\alpha a} \ln \frac{t_1 - t_w}{t_2 - t_w} \quad 13-20$$

$$Q = Vc_{pH}(t_1 - t_2) = \alpha a \bar{V} \Delta t_m \quad 13-21$$

$$\Delta t_m = \frac{t_1 - t_2}{\ln \frac{t_1 - t_w}{t_2 - t_w}} \quad 13-22$$

例 4 湿物料量 1.75kg/s,由含水量  $w_1=20\%$ 干燥至  $w_2=1\%$ ,室外空气温度为  $20^\circ\text{C}$ ,湿球温度为  $16^\circ\text{C}$ ,经预热后进入干燥器,出口废气达到指定温度后排出,现采用两种方案:

1. 气体一次预热至  $120^\circ\text{C}$ ,增湿至  $43^\circ\text{C}$ 后排出;
2. 设置中间加热,即预热至  $120^\circ\text{C}$ ,气体进入干燥器,增湿至中间达  $43^\circ\text{C}$ 时,再被加热至  $100^\circ\text{C}$ ,继续增湿至  $50^\circ\text{C}$ 排出。

设为理想干燥器,总压 100kPa。求:两种情况下的  $V, \eta$ 。

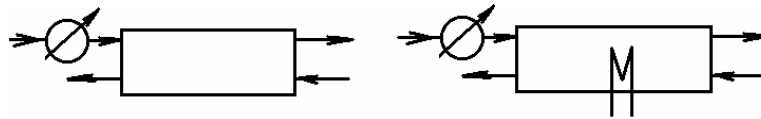


图 13.15 例 4 附图

解: 1. 查  $16^\circ\text{C}$ 下,  $p_w = 1.82\text{kPa}$ ,  $r_w = 2463\text{kJ/kg}$

$$H_w = 0.622 \times \frac{1.82}{100 - 1.82} = 0.0115\text{kg 水/kg 干气}$$

$$H_0 = H_w - \frac{\alpha}{k_H r_w} (t_0 - t_w) = 0.0115 - \frac{1.09}{2463} \times (20 - 16) = 0.0098\text{kg 水/kg 干气}$$

$$I_1 = (1.01 + 1.88H_0)t_1 + 2500H_0 = (1.01 + 1.88 \times 0.0098) \times 120 + 2500 \times 0.0098$$

$$= 148\text{kJ/kg 干气}$$

$$I_2 = I_1,$$

$$H_2 = \frac{I_1 - 1.01t_2}{1.88t_2 + 2500} = 0.0404\text{kg 水/kg 干气}$$

$$W = G_1 \frac{w_1 - w_2}{1 - w_2} = 1.75 \times \frac{0.20 - 0.01}{1 - 0.01} = 0.336\text{kg/s}$$

$$V = \frac{W}{H_2 - H_1} = \frac{0.336}{0.0404 - 0.0098} = 10.9 \text{ kg 干气/s}$$

$$\eta = \frac{t_1 - t_2}{t_1 - t_0} = \frac{120 - 43}{120 - 20} = 77\%$$

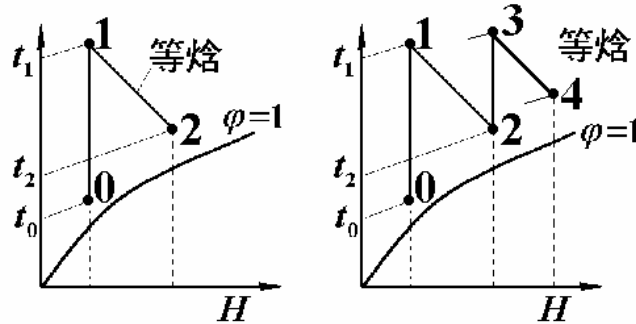


图 13.16 例 4 题解

2.  $I_1 = 148 \text{ kJ/kg 干气}$

$$H_2 = 0.0404 \text{ kg 水/kg 干气}$$

$$I_3 = (1.01 + 1.88 \times 0.0404) \times 100 + 2500 \times 0.0404 = 210 \text{ kJ/kg 干气}$$

$$I_4 = I_3,$$

$$H_4 = \frac{I_4 - 1.01t_4}{1.88t_4 + 2500} = 0.0614 \text{ kg 水/kg 干气}$$

$$V = \frac{W}{H_4 - H_1} = \frac{0.336}{0.0614 - 0.0098} = 6.5 \text{ kg 干气/s}$$

$$Q + Q_{\text{中}} = Vc_{pH1}(t_1 - t_0) + Vc_{pH3}(t_3 - t_2)$$

$$Q_{\text{有效}} = Vc_{pH1}(t_1 - t_2) + Vc_{pH3}(t_3 - t_4)$$

$$\eta = \frac{Q_{\text{有效}}}{Q + Q_{\text{中}}} = \frac{c_{pH1}(t_1 - t_2) + c_{pH3}(t_3 - t_4)}{c_{pH3}(t_1 - t_0) + c_{pH3}(t_3 - t_2)}$$

$$c_{pH1} = 1.01 + 1.88 \times 0.0098 = 1.028 \text{ kJ/kg } ^\circ\text{C}$$

$$c_{pH3} = 1.01 + 1.88 \times 0.0404 = 1.086 \text{ kJ/kg } ^\circ\text{C}$$

$$\eta = \frac{1.028 \times (120 - 43) + 1.086 \times (100 - 50)}{1.028 \times (120 - 20) + 1.086 \times (100 - 43)} = 81.0\%$$

例 5 实际干燥器的焓衡算

如图 13.17 所示,已知湿物料初态为  $X_1 = 0.2\text{kg 水/kg 干料}$ ,  $\theta_1 = 18^\circ\text{C}$ ,终态为  $X_2 = 0.01\text{kg 水/kg 干料}$ ,  $\theta_2 = 30^\circ\text{C}$ ,干物料比热  $c_{pS} = 2\text{kJ/kg}^\circ\text{C}$ ,物料量  $G_C = 1.2\text{kg 干料/s}$ ,  $H_0 = 0.001\text{kg 水/kg 干气}$ ,  $t_0 = 16^\circ\text{C}$  的空气经加热器,进入干燥器,干空气流量为  $V = 4\text{kg 干气/s}$ ,气体出口状态为  $t_4 = 60^\circ\text{C}$ 。

求:  $Q + Q_{\text{中}}$  为多少?

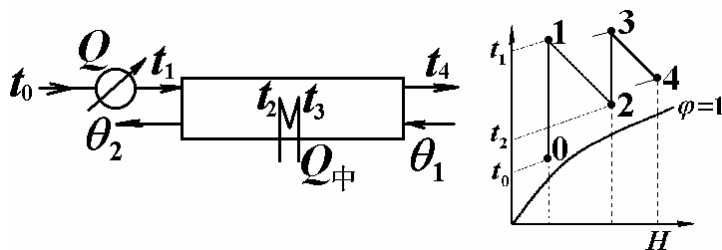


图 13.17 例 5 附图

解:  $H_4 = H_0 + \frac{G_C}{V}(X_1 - X_2) = 0.001 + \frac{1.2}{4} \times (0.2 - 0.01) = 0.058\text{kg 水/kg 干气}$

$I_0 = (1.01 + 1.88 \times 0.001) \times 16 + 2500 \times 0.001 = 18.7\text{kJ/kg 干气}$

$I_4 = (1.01 + 1.88 \times 0.058) \times 60 + 2500 \times 0.058 = 212.1\text{kJ/kg 干气}$

$i_1 = (c_{pS} + c_{pL} X_1) \theta_1 = (2 + 4.18 \times 0.2) \times 18 = 51.0\text{kJ/kg 干料}$

$i_2 = (c_{pS} + c_{pL} X_2) \theta_2 = (2 + 4.18 \times 0.01) \times 30 = 61.2\text{kJ/kg 干料}$

$Q + Q_{\text{中}} = V(I_4 - I_0) + G_C(i_2 - i_1) = 4 \times (212.1 - 18.7) + 1.2 \times (61.2 - 51) = 786\text{kW}$

2) 实际干燥器容积估算

分三段 ①预热段; ②表面汽化段; ③升温段。

13.4 教材习题答案:

1  $\varphi_1 = 74.1\%$ ;  $\varphi_2 = 5.6\%$

2  $W_{\text{水}} = 0.0174\text{kg 水/kg 干气}$ ;  $Q = 87.6\text{kJ/kg 干气}$

3 略

4 (1)  $\Delta I = 1.25\text{kJ/kg 干气}$ ; (2)  $t_2 = 55.9^\circ\text{C}$ ; (3)  $t_2 = 54.7^\circ\text{C}$

5 (1)  $t_2 = 17.5^\circ\text{C}$ ;  $H_2 = 0.0125\text{kg 水/kg 干气}$  (2)  $\varphi_3 = 10.0\%$

6 自由含水量 = 0.243kg 水/kg 干料; 结合水量 = 0.02kg 水/kg 干料;  
非结合水量 = 0.23kg 水/kg 干料

7  $\tau = 7.06\text{hr}$

8  $\tau = 21.08\text{hr}$

9 (1) $V_{\text{空}} = 250.75\text{kg 干/h}$  (2) $Q_P = 25798.2\text{kJ/h}$  (3) $Q_D = 13984.3\text{kJ/h}$

10  $V = 223\text{kg/s}$ ;  $t_1 = 163^\circ\text{C}$ ;  $\eta = 81.1\%$

11 (1) $V = 10.9\text{kg/s}$ ;  $\eta = 78\%$  (2) $V = 6.59\text{kg/s}$ ;  $\eta = 80.5\%$

12  $V = 2.49 \times 10^4\text{kg/h}$ ;  $Q_{\text{预}} = 3.01 \times 10^6\text{kJ/h}$

### 13.5 教材思考题解：

1. 机械去湿、吸附或抽真空去湿、供热干燥等。
2. 热质同时传递。
3. 空气预热。
4.  $t_d \leq t_w \leq t$ 。  
 $\phi = 100\%$ 时， $t_d = t_w = t$ 。
5. 平衡水蒸汽压开始小于饱和蒸汽压的含水量为结合水，超出部分为非结合水。
6. 指定空气条件下的被干燥极限为平衡含水量，超出的那部分含水为自由含水量。
7. 由恒速段向降速段转折的对应含水量为临界含水量。  
物料本身性质、结构、分散程度、干燥介质 ( $u$ 、 $t$ 、 $H$ )。  
结构松、颗粒小、 $u \downarrow$ 、 $t \downarrow$ 、 $H \uparrow$ 、都会使  $c \downarrow$ 。
8. 干燥速率太大会引起物料表面结壳，收缩变形，开裂等等。
9. 热效率  $\eta = \text{汽化水分} / \text{物料升温需热} / \text{供热}$ 。
10. ①预热段、升温段、热损失忽略不计；②水分都在表面汽化段除去。
11. 提高进口气温  $t_1$ ，降低出口气温  $t_2$ ，采用中间加热，废气再循环。
12. ①对物料的适应性 ②设备的生产能力 ③能耗的经济性(热效率)。

## 第十四章 自测练习(下册部分)

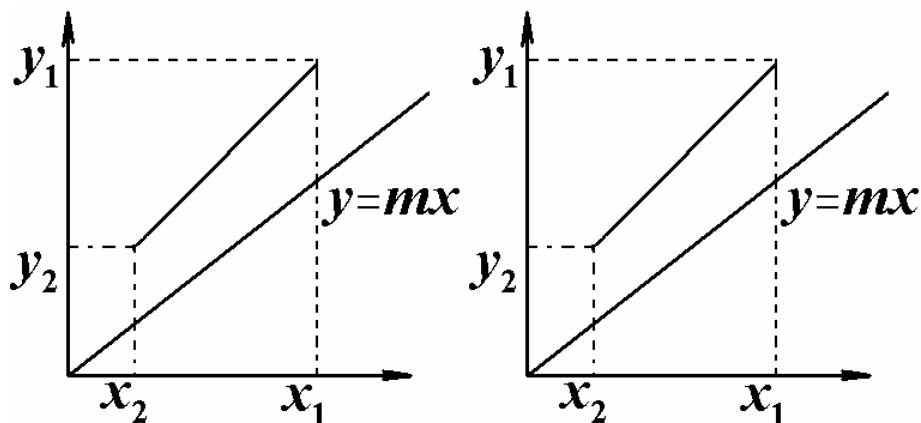
### 14.1 练习一：吸收

#### 一、填空

1. 吸收操作的基本依据是\_\_\_\_\_，吸收过程的经济性主要决定于\_\_\_\_\_。
2. 吸收、解吸操作时，低温对\_\_\_\_\_有利；高温对\_\_\_\_\_有利；高压对\_\_\_\_\_有利；低压对\_\_\_\_\_有利。
3. 亨利定律有\_\_\_\_\_种表达方式，在总压  $P < 5\text{atm}$  下，若  $P$  增大，则  $m$ \_\_\_\_\_,  $E$ \_\_\_\_\_,  $H$ \_\_\_\_\_；若温度  $t$  下降，则  $m$ \_\_\_\_\_,  $E$ \_\_\_\_\_,  $H$ \_\_\_\_\_。  
(增大，减少，不变，不确定)
4. 漂流因子的数值=1，表示\_\_\_\_\_。已知分子扩散时，通过某一考察面  $PQ$  有四股物流： $N_A$ 、 $J_A$ 、 $N$  和  $N_m$ 。试用  $>$ ， $=$ ， $<$  表示；  
等分子反向扩散时： $J_A$ \_\_\_\_\_  $N_A$ \_\_\_\_\_  $N$ \_\_\_\_\_  $N_m$ \_\_\_\_\_ 0；  
 $A$  组分单向扩散时： $N_m$ \_\_\_\_\_  $N$ \_\_\_\_\_  $N_A$ \_\_\_\_\_  $J_A$ \_\_\_\_\_ 0。
5. 若  $1/K_y = 1/k_y + m/k_x$ ，当气膜控制时， $K_y \approx$ \_\_\_\_\_；当液膜控制时， $K_y \approx$ \_\_\_\_\_。
6.  $N_{OG} = (y_1 - y_2) / \Delta y_m$  的适用条件是\_\_\_\_\_；用数值积分法求  $N_{OG}$  时的平衡关系是\_\_\_\_\_。
7. 最小液气比  $(L/G)_{\min}$  对\_\_\_\_\_ (设计型，操作型) 是有意义的。如实际操作时  $(L/G) < (L/G)_{\min}$ ，则产生的结果是\_\_\_\_\_。
8. 设计时，用纯水逆流吸收有害气体，平衡关系为  $y = 2x$ ，入塔  $y_1 = 0.1$ ，液气比  $(L/G) = 3$ ，则出塔气体浓度最低可降至\_\_\_\_\_，若采用  $(L/G) = 1.5$ ，则出塔气体浓度最低可降至\_\_\_\_\_。
9. 用纯溶剂逆流吸收，已知  $L/G = m$ ，回收率为 0.9，则传质单元数  $N_{OG} =$ \_\_\_\_\_。
10. 操作中逆流吸收塔， $x_2 = 0$ ，今入塔  $y_1$  上升，而其它入塔条件均不变，则出塔  $y_2$ \_\_\_\_\_, 回收率  $\eta$ \_\_\_\_\_。(变大，变小，不变，不确定)

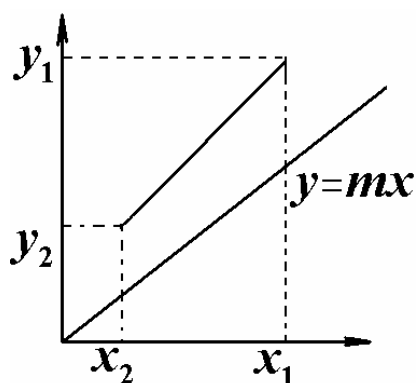
#### 二、作图题

以下各小题  $y \sim x$  图中所示为原工况下的平衡线与操作线，试画出按下列改变操作条件后的新平衡线与操作线：



1. 吸收剂用量增大

2. 操作温度升高



3. 吸收剂入塔浓度降低

### 三、吸收

用清水逆流吸收除去混合物中的有害气体，已知入塔气体组成， $y_1=0.1$ ， $\eta=90\%$ ，平衡关系： $y=0.4x$ ，液相传质单元高度  $H_{OL}=1.2\text{m}$ ，操作液气比为最小液气比的 1.2 倍。

试求：① 塔高；

② 若塔高不受限制， $L/G$  仍为原值，则  $\eta_{\max}$  为多少？

### 四、解吸

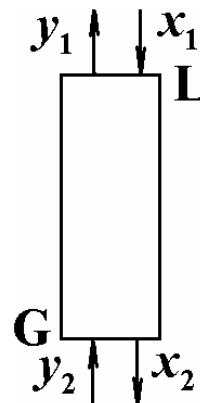
解吸塔高 6m， $L=200\text{kmol/h}$ ， $x_1=0.08$  (摩尔分率，下同)，用  $y_2=0$ ， $G=350\text{kmol/h}$  的惰性气体解吸时，得  $y_1=0.036$ ，且知平衡关系： $y=0.5x$ ，

试求：① 该塔的气相传质单元高度  $H_{OG}$ ；

② 当操作中  $G$  增加到  $400\text{kmol/h}$  时，则  $x_2$  为多少？

(设  $L$ ， $y_2$ ， $x_1$  不变， $G$  增加时  $H_{OG}$  基本不变)

③ 在  $y\sim x$  图上画出  $G$  变化前后的操作线。



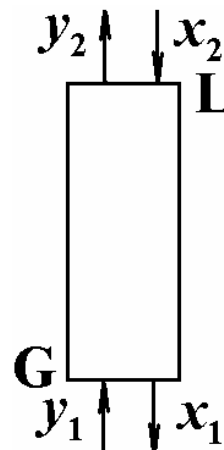


## 五、吸收

某逆流吸收塔，用纯溶剂吸收混合气中可溶组分。已知： $y_1=0.01$ （摩尔分率，下同），要求回收率  $\eta=0.9$ ，平衡关系为： $y=2x$ ，且知  $L/G=1.2(L/G)_{\min}$ ， $H_{OG}=0.9m$ 。

试求：①塔的填料层高度为多少？

②若改用再生溶剂进行吸收， $x'_2=0.0005$ ，其它入塔条件不变，则回收率  $\eta=?$



## 14.2 练习二：精馏

### 一、是非题

1. A、B 两组分液体混合物，用蒸馏方法加以分离，是因为 A 沸点低于 B 沸点，所以造成挥发度差异。 ( )
2. 如  $x_f$  相同，且平衡蒸馏所得液相组成  $x$  与简单蒸馏的终了液相组成  $x$  相同，则简单精馏所得气相平均浓度  $\bar{y}$  必大于平衡蒸馏的  $y$ 。 ( )
3. 恒摩尔流假定主要前提是分子汽化潜热相近，它只适用于理想物系， ( )
4. 若过热蒸汽状态进料， $q$  线方程斜率  $>0$ 。 ( )
5. 设计时，保持  $F$ ， $x_D$ ， $x_w$  一定，采用  $x_{f1} < x_{f2}$  两种料液时，则最小回流比  $R_{m2}$ （对应  $x_{f2}$ ）必大于  $R_{m1}$ （对应  $x_{f1}$ ）。 ( )
6. 图解法求理论板数时， $N$  与下列参数： $F$ ， $x_f$ ， $q$ ， $R$ ， $\alpha$ ， $x_D$ ， $x_w$  中的  $\alpha$  无关。 ( )
7. 设计时若  $F$ ， $x_f$ ， $x_D$ ， $x_w$ ， $\bar{V}$  均一定，若将进料从  $q=1$  变为冷液进料，则  $N_T$  减少。 ( )
8. 若精馏段操作线方程为  $y=0.75x+0.3$ ，这绝不可能。 ( )
9. 设计时，若  $R$  上升并不意味  $D$  下降，操作型中也可能有类似情况。 ( )
10. 操作中灵敏板  $t$  上升，意味着  $x_D$  下降，减少  $\bar{V}$  可保持原  $x_D$  值。 ( )

### 二、填空题

1. 简单蒸馏与平衡蒸馏的主要区别\_\_\_\_\_，简单蒸馏与间歇蒸馏的主要区别是\_\_\_\_\_。
2. 已知  $q=1.1$ ，则加料中液体量与总加料量的比是\_\_\_\_\_。
3. 理想物系的  $\alpha=2$ ，在全回流下操作。已知某理论板上  $y_n=0.5$ ，则  $y_{n+1}=\_\_\_\_\_\_$ 。

4. 试比较直接蒸汽加热与间接蒸汽加热。(>,=,<)

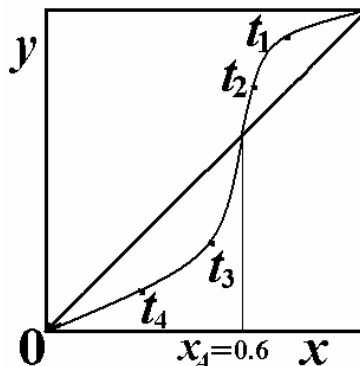
①  $x_f, x_D, R, q, D/F$  相同, 则  $N_{T\text{间}} \underline{\hspace{1cm}} N_{T\text{直}}, x_{w\text{间}} \underline{\hspace{1cm}} x_{w\text{直}}$ ;

②  $x_f, x_D, R, q, x_w$  相同, 则  $N_{T\text{间}} \underline{\hspace{1cm}} N_{T\text{直}}, (D/F)_{\text{间}} \underline{\hspace{1cm}} (D/F)_{\text{直}}$ ;

5. 某 A、B 混合物汽、液关系如图。

① 比较  $T_1 \underline{\hspace{1cm}} T_2, T_3 \underline{\hspace{1cm}} T_4$ ;

② 用精馏方法将 A、B 分离,  $R$  充分大, 采出率有利于分离,  $N_T = \infty$ , 当  $x_f = 0.4$  时, 塔顶产品是           , 塔底产品是           ; 当  $x_f = 0.8$  时, 塔顶产品是           , 塔底产品是           ; (A, B, AB)



6. 操作中, 若  $\bar{V}$  下降, 而回流量和进料状态 ( $F, x_f, q$ )

仍保持不变, 则  $R \underline{\hspace{1cm}}, x_D \underline{\hspace{1cm}}, x_w \underline{\hspace{1cm}}, \bar{L} / \bar{V} \underline{\hspace{1cm}}$ 。

7. 芬斯克方程的应用条件是什么?

若  $x_w = 0.01$ , 已知  $x_{D1} = 0.9$  时为  $N_{T, \text{min}1}$ ,  $x_{D2} = 0.99$  时为  $N_{T, \text{min}2}$ , 则  $N_{T, \text{min}2}$  与  $N_{T, \text{min}1}$  的比值为           。

8. 操作中精馏塔若采用  $R < R_m$ , 其它条件不变, 则  $x_D \underline{\hspace{1cm}}, x_w \underline{\hspace{1cm}}$ 。

9. 操作时, 若  $F, D, x_f, q$ , 加料板位置,  $R$  不变, 而使操作的总压减小, 则  $x_D \underline{\hspace{1cm}}, x_w \underline{\hspace{1cm}}$ 。

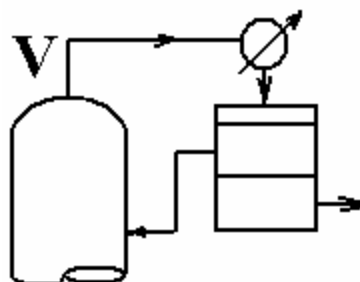
10. V 汽中含有 A, B, C, 其中含 A 30% (mol%), 冷凝后液体分层, 上层供回流, 下层作产品, 两层组成如下:

上层: A, 45%; B, 10%; C, 45%;

下层: A, 3%; B, 90%; C, 7%;

则: ① 回流比 =           ;

② V 汽中 B 含量 =           %。

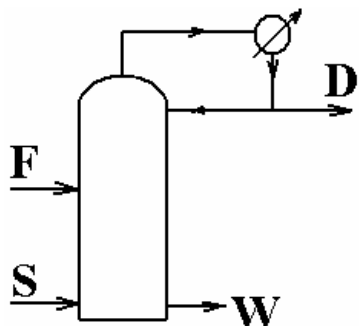


### 三、精馏

用精馏分离某水溶液，水为难挥发组分，进料  $F=1\text{kmol/s}$ ,  $x_f=0.2$  (mol%,下同)，以饱和液体状态加入塔中部，塔顶采出量  $D=0.3\text{kmol/s}$ ,  $x_D=0.6$ ,  $R=1.2R_{\min}$ ，系统  $\alpha=3$ ，塔釜用饱和水蒸气直接通入加热。

试求：① 回流比；② 蒸汽通入量；③ 提馏段操作线；

④ 设计时，若  $N_T=\infty$ ，为达到题给的  $x$ ，塔釜  $x_w$  的最大值为多少？



### 四、精馏

某精馏塔用于分离苯-甲苯混合液，进料量  $F=30\text{kmol/h}$ ，其中苯的摩尔分率  $x_F=0.5$ 。进料为汽液混合物，汽液比为 2:3，要求塔顶、塔底产品中苯的摩尔分率分别为  $x_D=0.95$ ， $x_W=0.10$ 。采用回流比为最小回流比的 1.5 倍，操作条件下可取系统的平均相对挥发度  $\alpha=2.45$ 。

试求：①塔顶、塔底的产品量；

②最小回流比  $R_{\min}$ ；

③精馏段和提馏段操作线方程；

④若塔顶设全凝器，各塔板可视为为理论板，求离开(自塔顶向下数)第二块板蒸汽和液相的组成。

## 14.3 练习三：塔设备、液液萃取、其它传质分离方法

### 一、填空

1. 为改进液体在填料塔内流动的不均匀性，通常可采取的措施是：① \_\_\_\_\_，  
② \_\_\_\_\_。

2. 填料塔的等板高度 (H TP) 是指\_\_\_\_\_。

3. 塔板上液体流量愈大，则板上的液面落差愈\_\_\_\_\_，堰上的液层高度愈\_\_\_\_\_，液体在降液管中的停留时间愈\_\_\_\_\_。

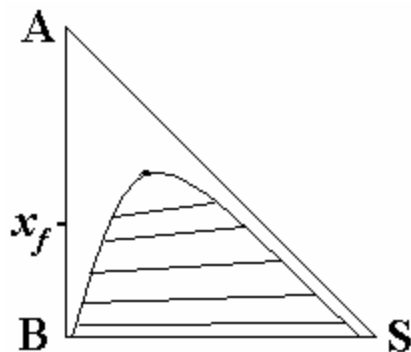
4. 列举两种常用的乱堆填料的名称：\_\_\_\_\_，\_\_\_\_\_。

5. 填料的\_\_\_\_\_和\_\_\_\_\_是评价填料性能的两个重要指标。

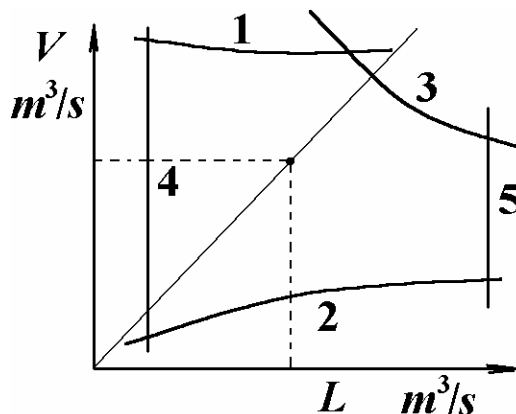
6. 板式塔内，气相通量的上限受\_\_\_\_\_，\_\_\_\_\_限制，液相通量的上限受\_\_\_\_\_限制。
7. 填料塔内，气相通量的上限受\_\_\_\_\_限制。
8. 萃取中分配系数的定义是  $k_A = \frac{y_A}{x_A}$ 。  $k_A = 1$  的物系可否进行萃取分离操作？\_\_\_\_\_。
9. 从技术上说，萃取剂选择的基本条件是\_\_\_\_\_，\_\_\_\_\_。
10. 萃取设备与汽液传质设备有较大区别，其主要原因是\_\_\_\_\_，\_\_\_\_\_。
11. 液液萃取的依据是\_\_\_\_\_。
12. 液液萃取中，如果物系的界面张力小，则液滴分散比较\_\_\_\_\_，两相沉降分离较\_\_\_\_\_。
13. 塔板上汽液两相的接触状态按气流的高低可分为\_\_\_\_\_，\_\_\_\_\_，\_\_\_\_\_三种状态。
14. 试写出三种工业萃取设备的名称\_\_\_\_\_，\_\_\_\_\_，\_\_\_\_\_。
15. 汽液传质的塔板上，液面落差过大将造成\_\_\_\_\_和\_\_\_\_\_。
16. 结晶的基本方法有\_\_\_\_\_，\_\_\_\_\_，\_\_\_\_\_，\_\_\_\_\_。
17. 溶液结晶操作的基本原理是\_\_\_\_\_。
18. 造成溶液结晶过饱和度的方法有\_\_\_\_\_，\_\_\_\_\_。
19. 溶液结晶要经历\_\_\_\_\_和\_\_\_\_\_两个阶段。
20. 吸附分离的基本原理是\_\_\_\_\_。
21. 常用的吸附解吸循环操作有\_\_\_\_\_，\_\_\_\_\_，\_\_\_\_\_，\_\_\_\_\_。
22. 分子筛的特点是\_\_\_\_\_。
23. 常用的吸附剂有\_\_\_\_\_，\_\_\_\_\_，\_\_\_\_\_，\_\_\_\_\_等。
24. 透过曲线是指\_\_\_\_\_。
25. 膜分离的基本原理是\_\_\_\_\_。
26. 电渗析的过程推动力是\_\_\_\_\_；反渗透的过程推动力是\_\_\_\_\_。
27. 阳膜的活性基团在溶液中电离后，固定性基团带\_\_\_\_\_电；  
阴膜的活性基团在溶液中电离后，固定性基团带\_\_\_\_\_电。

## 二、作图

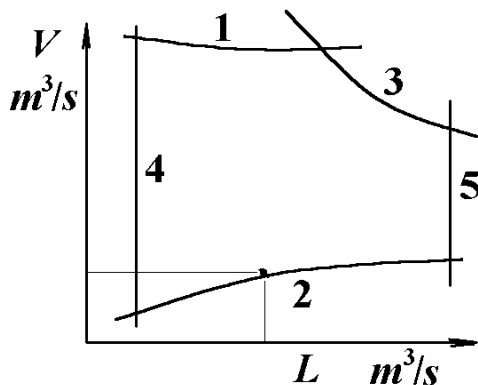
1. 图示物系，加料  $F=1\text{kg}$ ，用溶剂作两级错流萃取（每级  $0.4\text{kg}$  溶剂），求萃余相的量及浓度。



2. 某精馏塔精馏段的负荷性能图及工作点如下图所示，今欲提高塔顶采出率  $D/F$ ，但保持回流比及进料条件不变，试在同一图上画出新操作条件下的工作点。



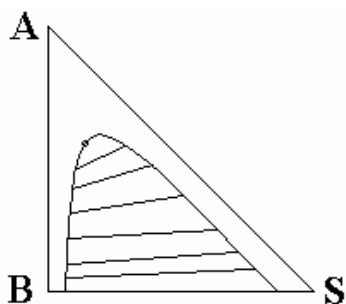
3. 某精馏塔的负荷性能图及工作点如下图所示，试任选一种措施，如：\_\_\_\_\_，并在同一图上画出新塔板的负荷性能图。



三、用纯溶剂对含溶质 0.2(质量分率)的原料作单级萃取，溶剂比  $D/F=0.5$ ，求

- ① 每 kg 加料可得的萃取相量；
- ② 该萃取级的分配系数；
- ③ 该萃取级的选择性系数；

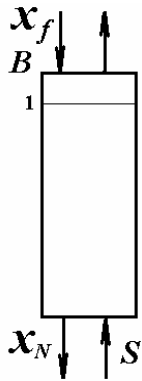
(注明符号，并用线段比例表示)



四、用纯溶剂对 AB 混合物作逆流萃取，溶剂与稀释剂 B 完全不互溶。原料液中含 A20 (质量)，要求最终萃余相的溶质浓度不高于 0.02kgA/kgB。A 在平衡两相中的分配  $\frac{Y_A}{X_A}=2$ ，溶剂

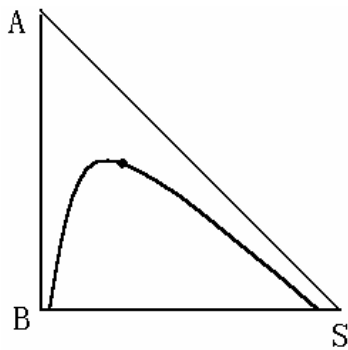
用量为最少用量的 1.5 倍。求：

- ① 实际溶剂比  $\beta/B$ ;
- ② 求离开第一理论级的萃余相组成  $x_1$ 。

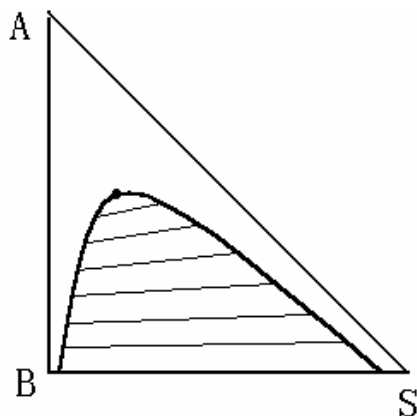


五、图示某萃取物系的互溶曲线：原料组成为  $x_f=0.4$ （质量分率，下同），用纯溶剂萃取，经单级萃取后所得的萃余相中含溶质 A 的浓度  $x_N=0.2$ ， $\beta=4.0$ ，求

- ① 溶剂比  $\beta/F$ ;
- ② 该级的分配系数  $k_A$ ;



六、用纯溶剂对 AB 混合物作单级萃取， $x_f=0.5$ （质量分率），求：萃取液可能达到的最大浓度及此时的溶剂比。



#### 14.4 练习四：热、质同时传递、固体干燥

##### 一、填空与选择：

1. ① 恒定的干燥条件是指空气的\_\_\_\_\_，\_\_\_\_\_，\_\_\_\_\_以及\_\_\_\_\_都不变。
- ② 测定空气的水气分压的实验方法是测量\_\_\_\_\_。

- ③ 在实际的干燥操作中，常用\_\_\_\_\_来测量空气的湿度。
2. ① 同一物料，如空气的水气分压愈低，风速、温度不变，则临界含水量愈（ ），平衡含水量（ ）。
- (A) 低 (B) 高 (C) 不变 ( ) 不确定
- ② 同一物料，如空气的温度愈高，风速，湿度不变，则临界含水量愈（ ），平衡含水量（ ）。
- (A) 低 (B) 高 (C) 不变 ( ) 不确定
- ③ 同一物料，如空气的流速愈高，湿度，温度不变，则临界含水量愈（ ），平衡含水量（ ）。
- (A) 低 (B) 高 (C) 不变 ( ) 不确定
- ④ 同一物料，在一定的干燥条件下，物料分散愈细，则临界含水量愈（ ）。
- (A) 低 (B) 高 (C) 不变 ( ) 不确定
3. ① 在  $1\text{atm}$  下，不饱和湿空气的温度为  $295$ ，相对湿度为  $60$ ，当加热到  $373$  时，该空气下列状态参数将如何变化？湿度  $H$ \_\_\_\_\_，相对湿度  $\phi$ \_\_\_\_\_，湿球温度  $t_w$ \_\_\_\_\_，露点  $t_d$ \_\_\_\_\_，焓  $I$ \_\_\_\_\_。（升高，降低，不变，不确定）
- ② 在  $40^\circ\text{C}$  下，不饱和湿空气的相对湿度为  $60$ ，当总压由  $1\text{atm}$  减至  $0.5\text{atm}$  时，该空气下列状态参数将如何变化？湿度  $H$ \_\_\_\_\_，相对湿度  $\phi$ \_\_\_\_\_，湿球温度  $t_w$ \_\_\_\_\_，露点  $t_d$ \_\_\_\_\_，焓  $I$ \_\_\_\_\_。（升高，降低，不变，不确定）
4. ① 物料的平衡水分一定是（ ）。
- (A) 非结合水分 (B) 自由水分 (C) 结合水分 ( ) 临界含水
- ② 空气的干球温度为  $t$ ，湿球温度为  $t_w$ ，露点为  $t_d$ ，当空气相对湿度  $\phi=98$  时，则（ ）。
- (A)  $t=t_w=t_d$  (B)  $t<t_w<t_d$  (C)  $t>t_w=t_d$  ( )  $t>t_w>t_d$
- ③ 在恒定干燥条件下将含水  $20$ （干基，下同）的湿物料进行干燥，开始时干燥速度恒定，当干燥至含水量为  $5$  时，干燥速度开始下降，再继续干燥至物料衡重，并设法测得此时物料含水量为  $0.05$ ，则物料的临界含水量为（ ），平衡含水量（ ）。
- (A)  $5$  (B)  $20$  (C)  $0.05$  ( )  $4.95$
5. ① 在恒速干燥阶段在给定的空气条件下，对干燥速率的正确判断是（ ）。
- (A) 干燥速率随物料种类不同有极大的差异；  
(B) 干燥速率随物料种类不同有较大的差异；  
(C) 各种不同物料的干燥速率实质上是相同的；

( ) (A), (B), (C) 皆正确。

② 湿空气在间壁式换热器中与传热介质进行热交换。

(一) 如空气温度降低，其湿度肯定不变；

(二) 如空气温度升高，其湿度肯定不变。

则正确的判断是 ( )

(A) 两种提法都不对；

(B) 两种提法都对；

(C) (一)对而(二)不对；

( ) (二)对而(一)不对。

③ 指出“相对湿度，绝热饱和温度，露点温度，湿球温度”中，哪一个参数与空气的温度无关 ( )

(A) 相对湿度

(B) 绝热饱和温度

(C) 露点温度

( ) 湿球温度

6. ① 喷雾干燥器由于\_\_\_\_\_，适用于\_\_\_\_\_的干燥。

② 气流干燥管中最有效的部分是\_\_\_\_\_。

③ 流化床干燥器适宜于处理\_\_\_\_\_物料，流化床干燥器的适宜气体速度在\_\_\_\_\_速度与\_\_\_\_\_之间。

④ 真空干燥的主要优点是 ( )。

(A) 省钱

(B) 干燥速率缓慢

(C) 能避免物料发生不利反应

( ) 能避免表面硬化

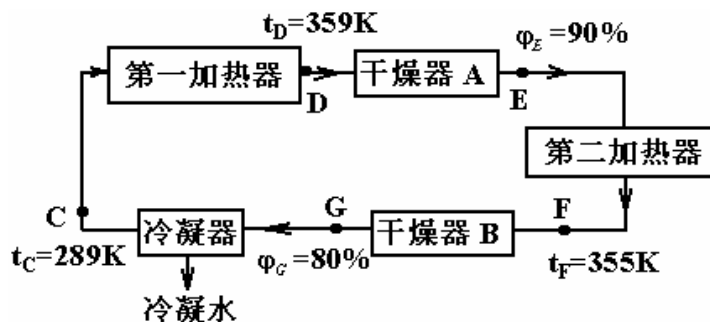
二、某常压下操作的空气流程如图所示，干燥器 A、B 是理想干燥器，且知：

$t, ^\circ\text{C}, 16, 82, 86$

$P_s, \text{kPa}, 1.8168, 51.33, 60.50$

(1) 试在 I-H 图上画出上述操作过程的空气状态点变化示意图；

(2) 求第一加热器中给每 kg 干气及所带水汽所提供的热量；

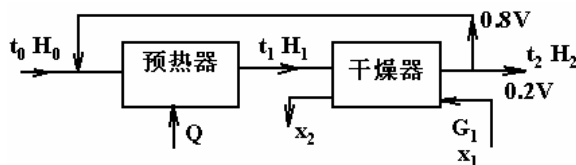


三、湿物料经过 7 小时的干燥，含水量由 28.6% 降至 7.4%，问：若在同样操作条件下，由 28.6% 干燥至 4.8% 需多少时间？（以上均为湿基含水量）。已知物料的临界含水量  $X_0=0.15$ （干基），平衡含水量  $X^*=0.04$ （干基），设降速阶段中的干燥速度  $N_A=K_X(X-X^*)$ ，该段干燥



速率曲线为直线。

四、在常压下，理想干燥器中，将处理量为  $0.4\text{kg/s}$  的湿物料自含水量为  $40\%$  干燥到  $5\%$  (均为湿基)。采用废气循环操作，干燥出口气体中  $80\%$  作循环使用，流程如图所示。已知新鲜空气的状态： $H_0=0.01\text{kg/kg}$  干气， $t_0=20^\circ\text{C}$ ，废气： $H_2=0.08\text{kg/kg}$  干气， $t_2=50^\circ\text{C}$ ，忽略预热器的热损失。问：



- (1) 混合气湿度  $H_1$  等于多少  $\text{kg/kg}$  干气？
- (2) 定性绘制湿空气状态在  $I\sim H$  图中的变化过程；
- (3) 预热器的供热量为多少  $\text{kW}$ ？

#### 14.5 练习五：下册期终考试模拟

##### 一、填空

1. 吸收操作的基本依据是\_\_\_\_\_，选择吸收溶剂的主要依据是\_\_\_\_\_、\_\_\_\_\_、\_\_\_\_\_。
2. 吸收和精馏过程中，建立操作线方程的依据是\_\_\_\_\_。精馏板式塔操作线是直线基于\_\_\_\_\_假定，反映了\_\_\_\_\_和\_\_\_\_\_的浓度关系（请用文字表述）。
3. 方程  $\frac{1}{K_y} = \frac{1}{k_y} + \frac{m}{k_x}$  表达的物理意义是\_\_\_\_\_，当时，为气相阻力控制过程。
4. 所谓理论板是指\_\_\_\_\_，实际板的气相默弗里板效率的定义  $E_{mv,n} = \frac{y_n - y_{n+1}}{y_n^* - y_{n+1}}$ ，其含义是\_\_\_\_\_。
5. 间歇精馏有哪两种主要操作方式？A\_\_\_\_\_ B\_\_\_\_\_，在精馏产物的组成相同的条件下，采用\_\_\_\_\_方式较为经济。
6. 试写出三种常用填料 \_\_\_\_\_、\_\_\_\_\_、\_\_\_\_\_。
7. 评价塔板优劣的标准有哪些？\_\_\_\_\_。
8. 试写出四种常用的膜分离过程\_\_\_\_\_，\_\_\_\_\_，\_\_\_\_\_，\_\_\_\_\_。
9. 写出三种常用的吸附剂\_\_\_\_\_、\_\_\_\_\_、\_\_\_\_\_。
10. 化学吸收过程中，慢反应为\_\_\_\_\_过程，应选择持液量较大的气液接触设备；快反

应为\_\_\_\_\_过程。

11.多组分精馏中，可以规定塔顶、塔底产品中\_\_\_\_\_（多少个）组分的浓度。对多组分精馏分离起着控制作用的两个组分被称为\_\_\_\_\_，该两组分的确定与\_\_\_\_\_有关。

## 二、选择

1. 操作中的精馏塔，若保持回流比不变，原料由饱和和液体状态进料改为冷液进料，则操作结果是\_\_\_\_\_。

A  $x_D \uparrow x_W \uparrow$ ;      B  $x_D \uparrow x_W \downarrow$ ;      C  $x_D \downarrow x_W \uparrow$ ;      D  $x_D \downarrow x_W \downarrow$ ;

2. 某逆流操作的填料吸收塔，操作液气比为 1.5，平衡关系满足  $y=0.8x$ ，若填料层高度不受限制，气液两相将在\_\_\_\_\_达到相平衡。

A 塔顶;      B 塔底;      C 塔中部;      D 塔内处处;

3. 间歇干燥过程将湿物料由含水量 0.25kg 水/kg 干料降至 0.05kg 水/kg 干料。已知水分在物料-空气之间的平衡含水量  $X^*=0.007$ kg 水/kg 干料，物料的平衡分压保持  $p_e=p_s$  的最小含水量  $X=0.2$ kg 水/kg 干料，干燥过程的临界含水量  $X_c=0.21$ kg 水/kg 干料，则降速段去除的结合水量为\_\_\_\_\_

A 0.2kg 水/kg 干料;      B 0.15kg 水/kg 干料;  
C 0.16kg 水/kg 干料;      D 0.01kg 水/kg 干料;

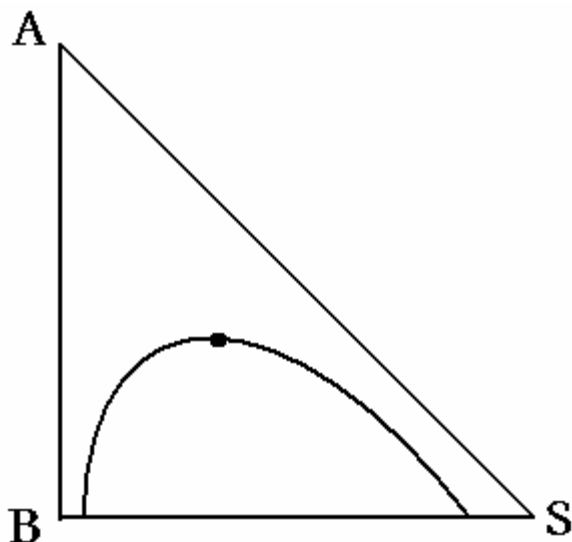
4 进行萃取操作时，应使\_\_\_\_\_

A 分配系数大于 1;      B 分配系数小于 1;  
C 选择性系数大于 1;      D 选择性系数小于 1。

## 三、萃取计算

用纯溶剂对含溶质  $x_F=0.2$  的原料作单级萃取分离，采用溶剂比  $S/F=0.5$ ，若该萃取级分配系数  $k_A=1$ ，求

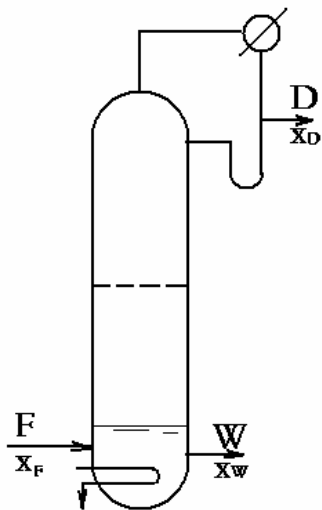
1. 用线段比表示每 kg 原料可得的萃取相量，及该萃取级的选择性系数 $\beta$ ;
2. 采用单级萃取可得的最大萃取液浓度及此时的溶剂比（设分配系数  $k_A=1$ ）。



#### 四、精馏计算

采用由一块实际板和塔釜组成的精馏塔分离苯-甲苯混合液（如图示），原料苯含量 55%（摩尔分数,下同），以每小时 120mol 的流量泡点加入塔釜，塔釜间接蒸汽加热，塔顶采用全凝器，泡点回流，回流比为 3.5，系统相对挥发度为 2.5。若该块实际板的液相默弗里板效率  $E_{mL}=0.7$ ，塔顶馏出液中苯含量为 80%，试求塔顶馏出液量  $D$ ，塔釜排出量  $W$  及塔釜液

浓度  $x_w$ 。（定义： $E_{mL,n} = \frac{x_{n-1} - x_n}{x_{n-1} - x_n^*}$ ）



#### 五、吸收计算

用填料塔从一混合气体中吸收所含苯。进塔混合气体含苯 5（体积百分数），其余为惰性气体。回收率为 95。吸收塔操作压强为 105kPa，温度为 25℃，进入填料塔的混合气体为 1000m<sup>3</sup>/h。吸收剂为不含苯的煤油。煤油的耗用量为最小用量的 1.5 倍。气液逆流流动。已知该系统的平衡关系为  $y=0.14x$ 。已知气相体积总传质系数  $k_a=125\text{km}^3/\text{m}^3\cdot\text{h}$ 。煤油的平均分子量为 170kg/km。塔径为 0.6m。试求

- (1) 煤油的耗用量为多少 kg/h
- (2) 煤油出塔浓度  $x_1$  为多少
- (3) 填料层高度为多少 m

(4) 吸收塔每小时回收多少 kg 苯

(5) 欲提高回收率可采用哪些措施

## 六、干燥计算

对含湿量为 20%（湿基，下同）的原料在常压干燥器内进行连续干燥操作，要求每小时得到含湿量为 5% 的干燥产品 50kg，干燥流程及条件如图所示。忽略干燥器的热损失，绝干物料的比热  $C_{ps}=1.5\text{kJ/kg 干料}\cdot\text{C}$ 。求：

1. 所需空气流量，kg 干气/h；

2.  $Q_{\text{预}}$ ；

3.  $Q_{\text{补}}$ 。

