

第 1 章 流体力学基础

1.1 主要公式

1.1.1 牛顿内摩擦定律

$$\tau = \pm \mu \frac{du}{dy} \quad (1-1)$$

τ — 切应力, Pa;

$\frac{du}{dy}$ — 速度梯度, s^{-1} ;

μ — 流体动力粘度, $Pa \cdot s$

1.1.2 稳定流动总能量方程式

单位质量流体的能量平衡式

$$e_1 + p_1 v_1 + gZ_1 + \frac{u_1^2}{2} + q + w = e_2 + p_2 v_2 + gZ_2 + \frac{u_2^2}{2} \quad (J/kg) \quad (1-2a)$$

$$h_1 + gZ_1 + \frac{u_1^2}{2} + q + w = h_2 + gZ_2 + \frac{u_2^2}{2} \quad (J/kg) \quad (1-2b)$$

$$q + w = \Delta h + g\Delta Z + \Delta \frac{u^2}{2} \quad (J/kg) \quad (1-2c)$$

式中 Z — 某一液面距基准面的高度, m;

u — 流体流动速度, m/s;

e — 单位质量的流体所具有的内能, J/kg;

p — 流体绝对压力, Pa;

v — 流体的比体积, m^3/kg ;

ρ — 流体的密度, kg/m^3 ;

w — 单位质量的流体所具有的功, J/kg;

q — 单位质量的流体所具有的热量, J/kg;

h — 单位质量的流体所具有的焓, J/kg。

式中以下标 1 表示的项为体系进口截面上流体的能量, 下标 2 表示的项为体系出口截面上流体的能量。

1.1.3 不可压缩理想流体的稳定流动与柏努利 (Bernoulli) 方程

$$gZ_1 + \frac{p_1}{\rho} + \frac{u_1^2}{2} = gZ_2 + \frac{p_2}{\rho} + \frac{u_2^2}{2} \quad (J/kg) \quad (1-3a)$$

$$Z_1 + \frac{p_1}{\rho g} + \frac{u_1^2}{2g} = Z_2 + \frac{p_2}{\rho g} + \frac{u_2^2}{2g} \quad (m) \quad (1-3b)$$

$$\rho gZ_1 + p_1 + \frac{\rho u_1^2}{2} = \rho gZ_2 + p_2 + \frac{\rho u_2^2}{2} \quad (N/m^2) \quad (1-3c)$$

式(1-3a)、式(1-3b)和式(1-3c)为不可压缩理想流体稳定流动能量方程的三种表达式，称为柏努利方程式。式中各项代表单位数量的流体所具有的位能、压力能和动能，式(1-3a)以每 1kg 质量的流体所具有的能量来表示；式(1-3b)以每 1N 重量的流体所具有的能量来表示；式(1-3c)以每 1m³ 体积的流体所具有的能量来表示。其中，式(1-3b)各项具有长度单位 (m)，在使用中将这三项分别称为位压头、静压头和动压头。

1.1.4 不可压缩实际流体的稳定流动

在流体输送中，分子之间的摩擦力将不可避免地造成机械能损失。根据能量守恒原理，损失的机械能转变为分子的内能。在流体流动计算中，我们称这部分内能为摩擦损失或水头损失。在体系与外界无热量交换情况下，不可压缩实际流体的稳定流动能量平衡方程为

$$gZ_1 + \frac{p_1}{\rho} + \frac{u_1^2}{2} + w = gZ_2 + \frac{p_2}{\rho} + \frac{u_2^2}{2} + (e_2 - e_1) \quad (\text{J/kg}) \quad (1-4a)$$

$$Z_1 + \frac{p_1}{\rho g} + \frac{u_1^2}{2g} + H = Z_2 + \frac{p_2}{\rho g} + \frac{u_2^2}{2g} + \frac{(e_2 - e_1)}{g} \quad (\text{m}) \quad (1-4b)$$

或

$$gZ_1 + \frac{p_1}{\rho} + \frac{u_1^2}{2} + w = gZ_2 + \frac{p_2}{\rho} + \frac{u_2^2}{2} + \sum L_f \quad (\text{J/kg}) \quad (1-4c)$$

$$Z_1 + \frac{p_1}{\rho g} + \frac{u_1^2}{2g} + H = Z_2 + \frac{p_2}{\rho g} + \frac{u_2^2}{2g} + \sum h_f \quad (\text{m}) \quad (1-4d)$$

式中 $\sum L_f$ 和 $\sum h_f$ 一分别称为单位质量和单位重量流体流动过程中的摩擦损失或水头损失，H 为输送设备的压头或扬程。

1.1.5 雷诺数 Re

雷诺数 Re 的表达式，

$$Re = \frac{lu\rho}{\mu} \quad (1-5)$$

式中， l —特征尺寸，m；

u —流体平均速度，m/s；

ρ —流体密度，kg/m³；

μ —流体动力粘度，Pa·s。

流态稳定性的判断标准为：

Re>4000 时，管中流动状态一般都为紊流；

Re<2000 时，管中流动状态都为层流；

2000<Re<4000 时，管中流动状态可为层流，也可能为紊流，但紊流的可能性更大。

水力直径 d_H 的表示式，

$$d_H = 4 \frac{A}{S} \quad (1-6)$$

A —过流断面面积，m²；

S —过流断面上流体与固体接触周长，m。

异形管道雷诺数的表达式，

$$Re = \frac{d_H u \rho}{\mu} \quad (1-7)$$

1.1.6 圆管中的层流

管内流体速度表达式,

$$u = \frac{\Delta p}{4\mu l} (R^2 - r^2) \quad (1-8)$$

流量表达式,

$$Q = \frac{\pi \Delta p R^4}{8\mu l} = \frac{\pi \Delta p d^4}{128\mu l} \quad (1-9)$$

此式称为哈根—泊肃叶(Hagen-Poiseulle)定律。

式中 Δp —作用在圆管两端的压力差, Pa;

l —管长, m;

r —管内任意半径, m;

R —管半径, m。

平均速度表达式

$$\bar{u} = \frac{Q}{A} = \frac{\pi \Delta p R^4}{8\mu l \pi R^2} = \frac{\Delta p}{8\mu l} R^2 \quad (1-10)$$

最大速度表达式,

$$u_{\max} = \frac{\Delta p R^2}{4\mu l} = 2\bar{u} \quad (1-11)$$

1.1.7 流动损失

压强损失表达式,

$$\Delta p = \frac{8\mu l \bar{u}}{R^2} = \frac{32\mu l \bar{u}}{d^2} \quad (1-12)$$

水头损失表达式,

$$h_f = \frac{\Delta p}{\rho g} \quad (1-13)$$

根据达西公式, 不论层流还是紊流, 圆管中的沿程水头损失一概表示为

$$h_f = \lambda \frac{l}{d} \frac{\bar{u}^2}{2g} \quad (1-14)$$

层流时沿程水头损失可表示,

$$h_f = \frac{64}{Re} \cdot \frac{l}{d} \cdot \frac{\bar{u}^2}{2g} \quad (1-15)$$

1.1.8 沿程阻力系数

尼古拉兹实验曲线可以分为五个阻力区域, 每个阻力区域的范围、特点和计算 λ 的经验

和半经验公式如下。

1) 层流区 当 $Re < 2320$ 时, 不论相对粗糙度多少, 其实验点均集中分布在直线 I 上, 这条直线的方程即是 $\lambda = \frac{64}{Re}$ 。

2) 临界区 当 $2320 < Re < 4000$ 时, 经验公式为,

$$\lambda = 0.0025 Re^{\frac{1}{3}} \quad (1-16)$$

3) 光滑管紊流区 当 $Re > 4000$ 以后, 相对粗糙度 $\frac{\Delta}{d}$ 较小的几种管道的实验点都分布在直线 III 上, 这条直线 III 的方程式称为布拉休斯公式

$$\lambda = \frac{0.3164}{Re^{0.25}} \quad (1-17)$$

4) 过渡区 $22.2\left(\frac{d}{\Delta}\right)^{\frac{8}{7}} < Re < 597\left(\frac{d}{\Delta}\right)^{\frac{9}{8}}$, 阻力系数公式,

$$\lambda = 0.11\left(\frac{\Delta}{d} + \frac{68}{Re}\right)^{0.25} \quad (1-18)$$

5) 粗糙管紊流区 $Re > 597\left(\frac{d}{\Delta}\right)^{\frac{9}{8}}$, 阻力系数公式,

$$\lambda = 0.11\left(\frac{\Delta}{d}\right)^{0.25} \quad (1-19)$$

$$(1-20)$$

1.1.9 局部阻力系数

局部阻力损失有两种表示法: 阻力系数法和当量长度法。

1) 阻力系数法 将局部阻力损失折合成管中平均速度水头的若干倍。

$$h_f = \zeta \frac{u^2}{2g} \quad (1-21)$$

2) 当量长度法 将局部阻力损失折合成具有相同直径、长度为 l_e 的沿程阻力损失。

$$h_f = \lambda \frac{l_e}{d} \frac{u^2}{2g} \quad (1-22)$$

1.1.10 总水头损失

$$\sum h_f = \lambda \frac{(l + \sum l_e)}{d} \frac{u^2}{2g} \quad (1-23)$$

或

$$\sum h_f = \left(\lambda \frac{l}{d} + \sum \zeta \right) \frac{u^2}{2g} \quad (1-24)$$

1.1.11 复杂管路

1) 并联管路

并联管路中各支管的阻力损失相等。

$$\sum L_{f,A-B} = \sum L_{f,1} = \sum L_{f,2} \quad (1-25)$$

主管中的流量等于各支管中流量之和。

$$Q = Q_1 + Q_2 \quad (1-26)$$

2) 分支管路

各支管中，单位质量的流体在流动终了时的总能量及能量损失之和相等。

$$gZ_B + \frac{p_B}{\rho} + \frac{u_B^2}{2} + \sum L_{f,B} = gZ_C + \frac{p_C}{\rho} + \frac{u_C^2}{2} + \sum L_{f,C} \quad (1-27)$$

主管流量等于各支管流量之和。

$$Q_A = Q_B + Q_C \quad (1-28)$$

1.1.12 流体测量

1) 测速管

测速管又称皮托管 (Pitot tube)。

管内任意点处的速度 u_r

$$u_r = \sqrt{2(\rho_A - \rho)gR/\rho} \quad (1-29)$$

若被测量的流体是气体，由于 $\rho_A \gg \rho$ ，上式可简化为

$$u_r = \sqrt{2\rho_A gR/\rho} \quad (1-30)$$

2) 孔板流量计

流量计算式，

$$Q = C_0 A_0 \sqrt{2gR(\rho_A - \rho)/\rho} \quad (1-31)$$

式中， C_0 —流量系数，由教材图 1-23 确定；

A_0 、 A_1 —分别为孔板孔口面积和管道截面积， m^2 ；

Re —流体流经管路的雷诺数。

3) 文丘里流量计

流量计算式，

$$Q = C_V A_0 \sqrt{2gR(\rho_A - \rho)/\rho} \quad (1-32)$$

式中， C_V —文丘里流量计的流量系数，其值一般约为 0.98 或 0.99。

4) 转子流量计

流量计算式，

$$Q = C_R A_R \sqrt{\frac{2gV_f(\rho_f - \rho)}{A_f \rho}} \quad (1-33)$$

式中 A_f 、 V_f —为转子的最大截面积和转子体积；

ρ_f 、 ρ —转子的密度和流体的密度；

C_R —转子流量计的流量系数，其值可由教材图 1—26 确定。

A_R —玻璃管与转子之间的环隙面积。

1.1.13 水泵

1) 压头或扬程

$$H = \Delta Z + \frac{p_D - p_a}{\rho g} + (\sum h_{fd} + \sum h_{fs}) \quad (\text{m}) \quad (1-34)$$

2) 泵的功率和效率 单位时间内液体流经泵后实际所得到的功称为，以符号表示，即

$$P_e = \frac{HQ\rho g}{1000} \quad (1-35)$$

$$\eta = \frac{P_e}{P} = \frac{HQ\rho g}{1000P} \quad (1-36)$$

式中， P_e —有效功率，KW；

P —轴功率，KW；

3) 泵的安装高度

最大吸上真空高度，

$$H_{s\max} = \frac{p_a - p_v}{\rho g} \quad (1-37)$$

p_v —被输送液体在输送温度下的饱和蒸汽压，Pa；

允许吸上真空高度 H_{sp} 。

$$H_{sp} < H_{s\max} \quad (1-38)$$

允许安装高度 Z_{sp} ，

$$Z_{sp} = H_{sp} - \frac{u_s^2}{2g} - \sum h_f \quad (\text{m}) \quad (1-39)$$

通常在泵的样本中查得的 H_{sp} 是根据大气压 $p_a = 10\text{mH}_2\text{O}$ ，水温为 20°C 时得出的数值。若操作条件和上述不符，则 H_{sp} 必须按下式进行校正。

$$H'_{sp} = H_{sp} - 10 + H_a + \frac{p_v - p'_v}{\rho g} \quad (1-40)$$

式中 H_a ——泵工作点的大气压， mH_2O ；

p_v —— 20°C 下水的饱和蒸汽压，Pa；

p'_v ——输送温度下水的饱和蒸汽压，Pa。

泵的允许安装高度也可以用泵样本中的允许汽蚀余量 Δh_p 表示

$$Z_{sp} = H_{s\max} - \Delta h_p - \sum h_{fs} \quad (1-41)$$

为了安全起见，泵的实际安装高度还应比上述两种方法计算的允许值小 $0.5 \sim 1.0\text{m}$ 。

1.1.14 非牛顿流体

1) 宾哈姆流体的切应力与速度梯度的关系,

$$\tau = \tau_0 + \mu_p \frac{du}{dy} \quad (1-42)$$

式中 μ_p —塑性粘度, Pa.s;

τ_0 —初始切应力, Pa。

2) 假塑性流体(pseudoplastic fluid)

假塑性流体切应力与速度梯度的关系为,

$$\tau = k \left(\frac{du}{dy} \right)^n, \quad n < 1 \quad (1-43)$$

3) 胀塑性流体(dilatant fluid)

胀塑性流体切应力与速度梯度的关系为,

$$\tau = k \left(\frac{du}{dy} \right)^n, \quad n > 1 \quad (1-44)$$

式中 k —稠度指数,

n —流变指数。

k 和 n 的数值均由实验来确定。

1.1.15 气体输送原理与设备

1) 离心风机全压表达式,

$$H_T = (p_2 - p_1) + \frac{u_2^2}{2} \rho \quad (1-45)$$

式中, $(p_2 - p_1)$ —静风压, Pa;

$\rho u_2^2 / 2$ —动风压。

风机性能表上的风压, 一般都是在 20℃、101.3kPa 的条件下用空气作介质测定的。该条件下空气的密度为 1.2kg/m³。若实际的操作条件与上述的实验条件不同, 则在选择离心通风机时, 应将操作条件下的风压 H_T 按下式换算为实验条件下的风压 H_T' , 即

$$H_T = H_T' \frac{\rho}{\rho'} = H_T' \frac{1.2}{\rho'} \quad (1-46)$$

式中 ρ' —操作条件下空气的密度, kg/m³。

2) 轴功率与效率 离心通风机的轴功率为

$$N = \frac{H_T Q}{1000 \eta} \quad (1-47)$$

式中 N —轴功率, kW ;

H_T ——全风压, Pa;

Q ——风量, m^3/s ;

η ——效率, 因按全风压定出, 因而又称全压效率。

1.2 基本概念解答

【1-1】粘性流体在静止时有无剪应力, 理想流体在运动时有无剪应力? 若流体在静止时无剪应力, 是否意味着它们没有粘性?

答: 由牛顿内摩擦定律可知, 剪应力与速度梯队成正比, 因此, 粘性流体静止时无剪应力。又由理想流体的定义可知, 没有粘性的流体为理想流体, 因此, 理想流体流动时仍无剪应力。流体在静止时无剪应力不等于没有粘性, 只是没有表现出来。粘性是由流体本身决定的性质。

【1-2】粘性的物理本质是什么? 为什么温度升高, 气体粘度上升, 而液体粘度下降?

答: 粘性是流体流动时表现出来的重要性质, 其物理本质是分子内聚力大小和分子热运动强度的宏观表现。流体流动时, 由于分子间内聚力作用和分子热运动动量交换作用, 使宏观移动流层 (速度为 u) 中的分子拉动临近流层中的分子, 并使该临近流层以速度

$u - \Delta u$ 发生流动, 内聚力越大或分子热运动动量交换越小, 粘性越大 (即 Δu 越小)。

对于液体, 当温度升高时, 分子间的距离加大, 同时热运动也加强, 此时由于分子间距离加大而引起内聚力下降对粘性影响大于热运动带来的影响, 因此, 液体粘度随温度升高而下降

(即 Δu 加大)。对于气体, 由于分子间距离远大于液体, 因此, 分子间内聚力对粘性影响

处于次要位置。温度升高时, 分子热运动引起动量交换加强, 使粘度增加 (即 Δu 减小)。

【1-3】雷诺数的物理意义是什么?

答: 由雷诺数表达式可知, $R_e = \frac{d u \rho}{\mu}$ 是流体流动惯性力与粘滞力之比, 其数值大小反

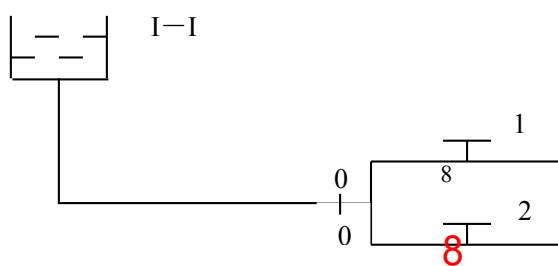
映流体的流动状态。

【1-4】什么是水力光滑管?

答: 设管壁绝对粗糙度为 Δ , 流体粘性底层厚度为 δ , 当 $\delta > \Delta$ 时, 管壁凸凹表面似乎被镀上一层光滑的液膜, 管壁粗糙度几乎不影响紊流核心。此时, 称为水力光滑管。

【1-5】是否在任何管道中, 流量增大则阻力损失就增大; 流量减小则阻力损失就减小? 为什么?

答: 在某些管路中, 流量与阻力损失并不是总成正比关系。如在分支管路中, 如图所示, 当阀门 1 和阀门 2 全开时, 流量最大。如果此时关小阀门 1, 这时支路 1 流量减少, 而局部阻力增加, 如果支路沿程阻力可以忽略, 则对支路 1 而言, 是流量减少, 而阻力损失增加。如果主管路的阻力损失与支路的阻力损失相比很小, 则主管路的阻力损失可以忽略不计, 关小阀门 1 不影响支路 2 的流量, 因为 I-I 面和 0-0 面能量基本相同, 近似为常数, 支路 2 阀门未改变, 因此流量也不会改变。但此时整个分支管路流量减少了, 阻力却增加了。



【1-6】刚安装好的一台离心泵，启动后出口阀门已经开至最大，但不见水流出，试分析原因并采取措施使泵正常运行。

答：出现此类问题的可能原因如下：

1) 没有向水泵内灌引水或没有灌满引水。从吸水口到离心泵，水是在吸水口处与离心泵进口处两处压力差作用下被吸入离心泵，压力差的大小主要取决于离心泵进口处的绝对压力。为了产生足够的压力差，启动前应向水泵内灌足引水，排空吸入管道内的空气，使水吸入水泵。

2) 水泵工作总扬程或吸水扬程超过规定标准，这是选型与设计问题。实际吸水高度超过水泵标定高度，水不能吸入。如果实际扬程大于水泵标定扬程，水虽被吸入但不能排出。

3) 水泵转速不够或反转。电动机与泵轴之间如果是皮带传递方式，新安装的水泵要调整好皮带的张紧度，保证水泵的正常运行转速。水泵反转是电动机接线问题造成的，应该按说明书接线方式接线。

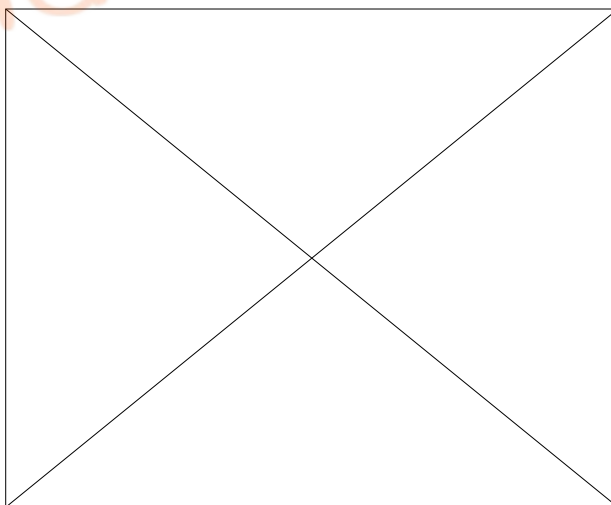
4) 吸水管路或水泵填料处漏气，造成压力损失。应检查吸水管路连接处并拧紧漏气部位或压紧水泵填料。

第二章 流体输送机械

第一节 概 述

2-1 离心泵的工作原理

最简单的离心泵其工作原理示意图如图 2-1 所示。在蜗壳形泵壳 2 内，有一固定在泵轴 7 上的工作叶轮 1。叶轮上有 6~12 片稍微向后弯曲的叶片 3，叶片之间形成了使液体通过的通道。泵壳中央有一个液体吸入口与吸入管 4 连接。液体经底阀和吸入管进入泵内。泵壳上的液体压出口与压出管 6 连接，泵轴用电机或其它动力装置带动。启动前，先将泵壳内灌满被输送的液体。启动，泵轴带动叶轮旋转，叶片之间的液体随叶轮一起旋转，在离心力的作用下，液体沿着叶片间的通道从叶轮中心进口处被甩到叶轮外围，以很高的速度流入泵壳，液体流到蜗形通道后，由于截面逐渐扩大，大部分动能转变为静压能。于是液体以较高的压力，从压出口进入压出管，输送到所需的场所。



当叶轮中心的液体被甩出后，泵壳的吸入口就形成了一定的真空，外面的大气压力迫使液体经底阀吸入管进入泵内，填补了液体排出后的空间。这样，只要叶轮旋转不停，液体就源源不断地被吸入与排出。

离心泵若在启动前未充满液体，则泵壳内存在空气。由于空气密度很小，所产生的离心力也很小。此时，在吸入口处所形成的真空不足以将液体吸入泵内。虽启动离心泵，但不能输送液体。此现象称为“气缚”（air binding）。为便于使泵内充满液体，在吸入管底部安装带吸滤网的底阀，底阀为止逆阀，滤网是为了防止固体物质进入泵内，损坏叶轮的叶片或妨碍泵的正常操作。

2-2 离心泵的主要部件

离心泵的主要部件有叶轮和泵轴。

一、叶轮

从离心泵的工作原理可知，叶轮是离心泵的最重要部件。按结构可分为以下三种：

1. 敞式叶轮

如图 2-2（a）所示，敞式叶轮两侧都没有盖板，制造简单，清洗方便。但由于叶轮和壳体不能很好地密合，部分液体会流回吸液侧，因而效率较低。它适用于输送含杂质的悬浮液。

2. 半蔽式叶轮

半蔽式叶轮如图 2-2（b）所示，叶轮吸入口一侧没有前盖板，而另一侧有后盖板，它也适用于输送悬浮液。

3. 蔽式叶轮

蔽式叶轮如图 2-2（c）所示，叶片两侧都有盖板，这种叶轮效率较高，应用最广，但只适用于输送清洁液体。

蔽式或半蔽式叶轮的后盖板与泵壳之间的缝隙内，液体的压力较入口侧为高，这使叶轮遭受到向入口端推移的轴向推力。轴向推力能引起泵的振动，轴承发热，甚至损坏机件。为了减弱轴向推力，可在后盖板上钻几个小孔，称为平衡孔（见图 2-3（a）），让一部分高压液体漏到低压区以降低叶轮两侧的压

力差。这种方法虽然简便，但由于液体通过平衡孔短路回流，增加了内泄漏量，因而降低了泵的效率。

按吸液方式的不同，离心泵可分为单吸(single suction)和双吸(double suction)两种，如图 2-3 所示，单吸式构造简单，液体从叶轮一侧被吸入；双吸式比较复杂，液体从叶轮两侧吸入。显然，双吸式具有较大的吸液能力，而且基本上可以消除轴向推力。

二. 泵壳

离心泵的外壳多做成蜗壳形，其内有一个截面逐渐扩大的蜗形通道如图 2-1 所示。

叶轮在泵壳内顺着蜗形通道逐渐扩大的方向旋转。由于通道逐渐扩大，以高速度从叶轮四周抛出的液体可逐渐降低流速。减少能量损失，从而使部分动能有效地转化为静压能。

有的离心泵为了减少液体进入蜗壳时的碰撞，在叶轮与泵壳之间安装一固定的导轮，如图 2-4 所示。导轮具有很多逐渐转向的孔道，使高速液体流过时能均匀而缓慢地将动能转化为静压能，使能量损失降到最小程度。

泵壳与轴要密封好，以免液体漏出泵外，或外界空气漏进泵内。

2-3 离心泵的主要性能参数

为了正确选择和使用离心泵，需要了解离心泵的性能。离心泵的主要性能参数为流量、扬程、功率和效率。

一. 流量

泵的流量（又称送液能力）是指单位时间内泵所输送的液体体积。用符号 Q 表示，单位为 L/s 或 m^3/h 。

二. 扬程

泵的扬程（又称泵的压头）是指单位重量液体流经泵后所获得的能量，用符号 H 表示，单位为米液柱。离心泵压头的大小，取决于泵的结构（如叶轮直径的大小，叶片的弯曲情况等）、转速及流量。

泵的压头可用实验方法测定，如图 2-5 所示。在泵的进出口处分别安装真空表和压力表，在真空表与压力表之间列柏努得方程式，即

$$0 + \frac{(-p_v)}{\rho g} + \frac{u_1^2}{2g} + H = h_m + \frac{p_M}{\rho g} + \frac{u_2^2}{2g} + \Sigma H_f$$

或

$$H = h_m + \frac{p_M + p_v}{\rho g} + \frac{u_2^2 - u_1^2}{2g} + \Sigma H_f$$

(2-1)

式中 p_M — 压力表读出压力（表压）， N/m^2 ；

p_v — 真空表读出的真空度， N/m^2 ；

u_1 、 u_2 — 吸入管、压出管中液体的流速， m/s ；

ΣH_f — 两截面间的压头损失， m 。

由于两截面之间管路很短，其压头损失 ΣH_f 可忽略不计。若以 H_M 及 H_v 分别表示压力有和真空表上的读数，以米液柱（表压）计。则式（2-1）可改写为

$$H = h_m + H_M + H_v + \frac{u_2^2 - u_1^2}{2g}$$

(2-2)

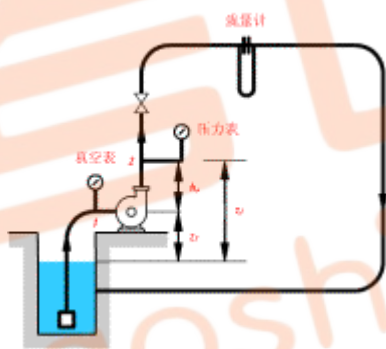


图 2-5

例 2-1 某离心泵以 $20^\circ C$ 水进行性能实验测得体积流量为 $720 m^3/h$ ，压出口压力

表数为 $3.82 kgf/cm^2$ ，吸入口真空表读数为 $210 mmHg$ ，压力表和真空表间垂直距离为 $410 mm$ ，吸入管和压出管内径分别为 $350 mm$ 及 $300 mm$ 。试求泵的压头。

解 根据式（2-2）

$$H = h_m + H_M + H_v + \frac{u_2^2 - u_1^2}{2g}$$

$$u_1 = \frac{720 / 3600}{0.785 \times 0.352^2} = 0.28 m/s$$

$$u_2 = \frac{720 / 3600}{0.785 \times 0.30^2} = 2.83 m/s$$

查得水在 $20^\circ C$ 时密度为 $\rho = 998 kg/m^3$ ，则

$$H_M = 3.82 \times 10.01 = 38.2 mH_2O$$

$$H_v = 0.210 \times 13.6 = 2.86 mH_2O$$

将已知数据代入，则

$$H = 0.41 + 38.2 + 286 + \frac{283^2 - 208^2}{2 \times 9.81}$$

$$= 41.47 + 0.187$$

$$= 41.7 \text{ mH}_2\text{O}$$

三. 效率

液体在泵内流动的过程中，由于泵内有各种能量损失，泵轴从电机得到的轴功率，没有全部为液体所获得。泵的效率就是反映这种能量损失的。泵内部损失主要有三种，即容积损失、水力损失及机械损失，现将其产生原因分述如下：

1. 容积损失

容积损失是由于泵的泄漏造成的。离心泵在运转过程中，有一部分获得能量的高压液体，通过叶轮与泵壳之间的间隙流回吸入口。因此，从泵排出的实际流量要比理论排出流量为低，其比值称为容积效率 η_1 。

2. 水力损失

水力损失是由于流体流过叶轮、泵壳时，由于流速大小和方向要改变，且发生冲击，而产生的能量损失。所以泵的实际压头要比泵理论上所能提供的压头为低，其比值称为水力效率 η_2 。

3. 机械损失

机械损失是泵在运转时，在轴承、轴封装置等机械部件接触处由于机械摩擦而消耗部分能量，故泵的轴功率大于泵的理论功率（即理论压头与理论流量所对应的功率）。理论功率与轴功率之比称为机械效率 η_3 。

泵的总效率 η （又称效率）等于上述三种效率的乘积，即

$$\eta = \eta_1 \times \eta_2 \times \eta_3$$

(2-3) 对离心泵来说，效率一般约为 0.6~0.85 左右，大型泵可达 0.90。

四. 功率

泵的有效功率可写成

$$N_e = QH\rho g$$

(2-4) 式中 N_e —泵的有效功率，W；

Q —泵的流量， m^3/s ；

H—泵的压头，m；

p—液体的密度，kg/m³；

g—重力加速度，m/s²。

已知 $g=9.81\text{m/s}^2$ ； $1\text{kW}=1000\text{W}$ ，则式（2-4）可用 kW 单位表示，即

$$N = QHg = \frac{QHpg \times 9.81}{1000} = \frac{QH}{102}$$

(2-4a)

由于有容积损失、水力损失与机械损失，所以泵的轴功率 N 要大于液体实际得到的有效功率，即

$$N = \frac{N_e}{\eta}$$

(2-5)

泵在运转时可能发生超负荷，所配电动机的功率应比泵的轴功率大。电动机功率的大小已附在泵样本之中。

在机电产品样本中所列出的泵的轴功率，除非特殊说明以外，均系指输送清水时的数值。

2-4 离心泵的特性曲线

一、离心泵的特性曲线

压头、流量、功率和效率是离心泵的主要性能参数。这些参数之间的关系，可通过实验测定。离心泵生产部门将其产品的基本性能参数用曲线表示出来，这些曲线称为离心泵的特性曲线（characteristic curves）。以供使用部门选泵和操作时参考。

特性曲线是在固定的转速下测出的，只适用于该转速，故特性曲线图上都注明转速 n 的数值，图 2-6 为国产 4B20 型离心泵在 $n=2900\text{r/min}$ 时特性曲线。图上绘有三种曲线，即

1. H—Q 曲线

H—Q 曲线表示泵的流量 Q 和压头 H 的关系。离心泵的压头在较大流量范围内是随流量增大而减小的。不同型号的离心泵，H—Q 曲线的形状有所不同。

如有的曲线较平坦，适用于压头变化不大而流量变化较大的场合；有的曲线比较陡峭，适用于压头变化范围大而不允许流量变化太大的场合。

2. N—Q 曲线

N—Q 曲线表示泵的流量 Q 和轴功率 N 的关系，N 随 Q 的增大而增大。显然，当 Q=0 时，泵轴消耗的功率最小。因此，启动离心泵时，为了减小启动功率，应将出口阀关闭。

3. η —Q 曲线

η —Q 曲线表示泵的流量 Q 和效率 η 的关系。开始 η 随 Q 的增大而增大，达到最大值后，又随 Q 的增大而下降。该曲线最大值相当于效率最高点。泵在该点所对应的压头和流量下操作，其效率最高。所以该点为离心泵的设计点。

选泵时，总是希望泵在最高效率工作，因为在此条件下操作最为经济合理。但实际上泵往往不可能正好在该条件下运转，因此，一般只能规定一个工作范围，称为泵的高效率区，如图 2-6 波折线所示。高效率区的效率应不低于最高效率的 92% 左右。泵在铭牌上所标明的都是最高效率下的流量，压头和功率。离心泵产品目录和说明书上还常常注明最高效率区的流量、压头和功率的范围等。

二. 离心泵的转数对特性曲线的影响

离心泵的特性曲线是在一定转速下测定的。当转速由 n_1 改变为 n_2 时，其流量、压头及功率的近似关系为

$$\frac{Q_2}{Q_1} = \frac{n_2}{n_1}, \quad \frac{H_2}{H_1} = \left(\frac{n_2}{n_1}\right)^2, \quad \frac{N_2}{N_1} = \left(\frac{n_2}{n_1}\right)^3 \quad (2-6)$$

式 (2-6) 称为比例定律，当转速变化小于 20% 时，可认为效率不变，用上式进行计算误差并不大。

三. 叶轮直径对特性曲线的影响

当叶轮直径变化不大，转速不变时，叶轮直径、流量、压头及功率之间的近似关系为

$$\frac{Q_2}{Q_1} = \frac{D_2}{D_1}, \quad \frac{H_2}{H_1} = \left(\frac{D_2}{D_1}\right)^2, \quad \frac{N_2}{N_1} = \left(\frac{D_2}{D_1}\right)^3$$

(2-7)

式(2-7)称为切割定律。

四. 液体物理性质的影响

泵生产部门所提供的特性曲线是用清水作实验求得的。当所输送的液体性质与水相差较大时, 要考虑粘度及密度对特性曲线的影响。

1. 粘度的影响 所输送的液体粘度愈大, 泵体内能量损失愈多。结果泵的压头、流量都要减小, 效率下降, 而轴功率则要增大, 所以特性曲线改变。

2. 密度的影响 离心泵的压头与密度无关, 这可以从概念上加以说明。液体在一定转速下, 所受的离心力与液体的密度成正比。但液体由于离心力的作用而取得的压头, 相当于由离心力除以叶轮出口截面积所形成的压力, 再除以液体密度和重力加速度的乘积。这样密度对压头的影响就消除了。但是, 泵的轴功率随液体密度而改变。因此, 当被输送液体的密度与水不同时, 不能使用该泵所提供的 $N-Q$ 曲线, 而应按(2-4a)及(2-5)重新计算。

3. 溶质的影响 如果输送的液体是水溶液, 浓度的改变必然影响液体的粘度和密度。浓度越高, 与清水差别越大。浓度对离心泵特性曲线的影响, 同样反映在粘度和密度上。如果输送液体中含有悬浮物等固体物质, 则泵特性曲线除受浓度的影响外, 还受到固体物质的种类, 以及粒度分布的影响。

泵制造厂只能给出 H_s 值, 而不能直接给出 H_g 值。因为每台泵使用条件不同, 吸入管路的布置情况也各异, 有不同的 $\frac{u_1^2}{2g}$ 和 ΣH_f 值, 所以, 只能由使用单位根据吸入管路具体的布置情况, 由计算确定 H_g 。

在泵样本或说明书中所给出的 H_s 是指大气压为 10mH₂O, 水温为 20℃状态下的数值。如果泵的使用条件与该状态不同时, 则应把样本上所给出的 H_s 值, 换算成操作条件下的 H_s' 值, 其换算公式为

$$H_s' = H_s + (H_a - 10) - (H_v - 0.24)$$

(2-11)

式中 H_s —操作条件下输送水时允许吸上真空高度, mH₂O;

H_s —泵样本中给出的允许吸上真空高度, mH₂O;

H_a —泵工作处的大气压, mH₂O;

H_v —泵工作温度下水的饱和蒸汽压, mH₂O;

0.24—水的饱和蒸汽压, mH₂O。

泵安装地点的海拔越高, 大气压力就越低, 允许吸上真空高度就越小。若输送液体的温度越高, 所对应的饱和蒸汽压就越高, 这时, 泵的允许吸上真空高度也就越小。不同海拔高度时大气压力值如表 2-1 所示。

表 2-1 不同海拔高度的大气压力

海拔高度, m	0	100	200	300	400	500
大气压力, mH ₂ O	10.33	10.2	10.09	9.95	9.85	9.74
海拔高度, m	600	800	1000	1500	2000	2500
大气压力, mH ₂ O	9.6	9.38	9.16	8.64	8.16	7.62

2. 汽蚀余量

汽蚀余量 Δh 是指离心泵入口处, 液体的静压头 与动压头 之和超过液体在操作温度下的饱和蒸汽压头 p_v/p_g 的某一最小指定值, 即

$$\Delta h = \left(\frac{p_1}{\rho g} + \frac{u_1^2}{2g} \right) - \frac{p_v}{\rho g} \quad (2-12)$$

此式中 Δh —汽蚀余量, m;

p_v —操作温度下液体饱和蒸汽压, N/m²。

将式 (2-9) 与 (2-12) 合并可导出汽蚀余量 Δh 与允许安装高度 H_g 之间关系为

$$H_g = \frac{p_0}{\rho g} - \frac{p_v}{\rho g} - \Delta h - \sum H_f$$

(2-13) 式中 p_0 为液面上方的压力, 若为敞口液面则 $p_0 = p_a$ 。

应当注意，泵性能表上的 Δh 值也是按输送 20℃ 水而规定的。当输送其它液体时，需进行校正。具体校正方法可参阅有关文献^[14]。

由上可知，只要已知允许吸上真空高 H_s 与汽蚀余量 中的任一个参数，均可确定泵的安装高度。

例 2-2 某台离心泵从样本上查得允许吸上真空高度 $H_s=6\text{m}$ ，现将该泵安装在海拔高度为 500m 处，若夏季平均水温为 40℃。问修正后的 H_s' 应为多少？若吸入管路的压头损失为 $1\text{mH}_2\text{O}$ ，泵入口处动压头为 $0.2\text{mH}_2\text{O}$ 。问该泵安装在离水面 5m 高度处是否合适？

解 当水温为 40℃ 时， $H_v=0.75\text{m}$ 。由表(2-1)查得 $H_a=9.74\text{m}$ 。根据式(2-11)，则

$$\begin{aligned} H_s' &= H_s + (H_a - 10) - (H_v - 0.24) \\ &= 6 + (9.74 - 10) + (0.75 - 0.24) \\ &= 5.23\text{m} \end{aligned}$$

根据式(2-10)泵的安装高度为

$$\begin{aligned} H_s &= H_s' - \frac{u_1^2}{2g} - \Sigma H_f \\ &= 5.23 - 0.2 - 1 \\ &= 4.93\text{m} < 5\text{m} \end{aligned}$$

故泵安装在离水面 5m 高度处不合适。

2-6 离心泵的工作点

当离心泵安装在一定的管路系统中工作时，其压头和流量不仅与离心泵本身的特性有关，而且还取决于管路的工作特性。

一. 管路特性曲线

当离心泵安装在特定管路系统中工作时，液体要求泵供给的压头 H 可由柏努利方程式求得，即

$$H = \Delta z + \frac{\Delta p}{\rho g} + \frac{\Delta u^2}{2g} + \Sigma H_f$$

上式中 $\left(\Delta z + \frac{\Delta p}{\rho g}\right)$ 与管路中液体流量无关，在输液高度和压力不变的情况下为一常数，以符号 A 表示。若贮槽与受槽的截面都很大，该处流速与管路相比可忽略不计，则 $\frac{\Delta u^2}{2g} \approx 0$ ，上式可简化为

$$H = A + \Sigma H_f$$

(2-14) 此式中压头损失为

$$\begin{aligned} \Sigma H_f &= \lambda \left(\frac{l + \Sigma l_e}{d} \right) \frac{u^2}{2g} \\ &= \lambda \left(\frac{l + \Sigma l_e}{d} \right) \left(\frac{1}{2g} \right) \left(\frac{Q}{\frac{\pi}{4} d^2} \right)^2 \\ &= \lambda \left(\frac{8}{\pi^2 g} \right) \left(\frac{l + \Sigma l_e}{d^5} \right) Q^2 \end{aligned}$$

(2-15)

式中 Q 为管路系统的流量， m^3/s

对于特定的管路系统， λ 、 l_e 、 d 均为定值，湍流时摩擦系数的变化也很小，令

$$\lambda \left(\frac{8}{\pi^2 g} \right) \left(\frac{l + \Sigma l_e}{d^5} \right) = B$$

则式 (2-14) 可简化为

$$H = A + BQ^2$$

(2-16)

由式 (2-16) 可知，在特定管路中输送液体时，所需压头 H 随液体流量 Q 的平方而变化。将此关系描绘在坐标图上，即得图 2-8 所示 $H-Q$ 曲线，称为管路特性曲线。它表示在特定的管路中，压头随流量的变化关系。此线的形状与管路布置及操作条件有关，而与泵的性能无关。

二. 工作点

输送液体是靠泵和管路相互配合完成的。一台离心泵安装在一定的管路系统中工作，包括阀门开度也一定时，就有一定的流量与压头。此流量与压头是离心泵特性曲线与管路特性曲线交点处的流量与压头。此点称为泵的工作点（duty point），如图 2-8 中 P 点所示。显然，该点所表示的流量 Q 与压头 H，既是管路系统所要求，又是离心泵所能提供的。若该点所对应效率是在最高效率区，则该工作点是适宜的。

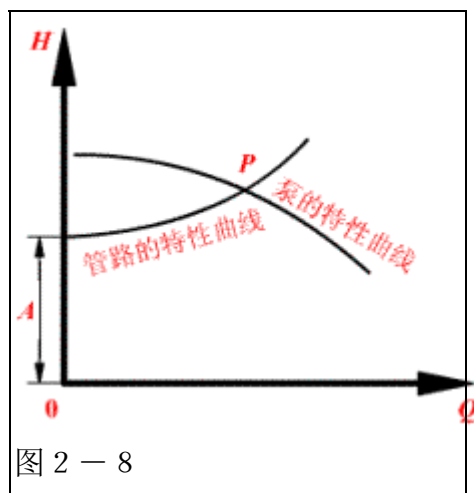


图 2 - 8

$$= 0.03 \left(\frac{8}{314^2 \times 981} \right) \left(\frac{280 + 85}{0.16^5} \right)$$

2 - 8 并联与串联操作

在实际工作中，当单台离心泵不能满足输送任务的要求或者为适应生产大幅度增加而动用备用泵时，都会遇到泵的并联与串联使用问题。这里仅讨论二台性能相同泵的并联与串联的操作情况。

一. 并联操作

当一台泵的流量不够时，可以用两台泵并联操作，以增大流量。

一台泵的特性曲线如图 2-11 中曲线 I 所示。两台相同的泵并联操作时，其联合特性曲线的作法是在每一个压头条件下，使一台泵操作时的特性曲线上的流量增大一倍而得出特性曲线如图中曲线 II。但需要注意，对于同一管路，其并联操作时泵的流量不会增大一倍，见图 2-11。因为两台泵并联后，流量增大，管路阻力亦增大。原来单个泵的工作点为 A，并联后移至 C 点。显然 C 点的流量 ($2Q_{II}$) 不是 A 点流量 (Q_I) 的两倍，除非管路系统没有能量损失。

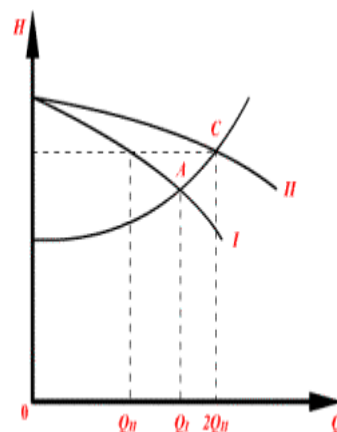


图 2-11 泵的并联操作

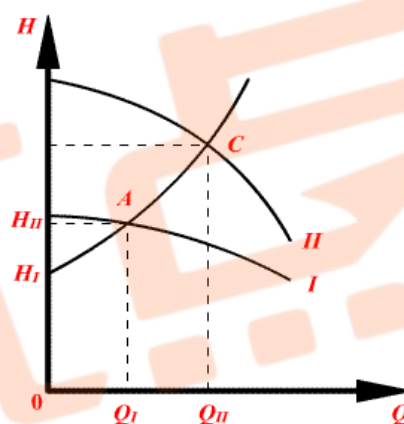


图 2-12 泵的串联操作

二. 串联操作

当生产上需要利用原有泵提高泵的压头时，可以考虑将泵串联使用。

两台相同型号的泵串联工作时，每台泵的压头和流量也是相同的。因此，在同样的流量下，串联泵的压头为单台泵的两倍。将单台泵的特性曲线 I 的纵坐标加倍，横坐标保持不变，可求得两台泵串联后的联合特性曲线 II，见图 2-12。由图中可知，单个泵的工作点为 A，串联后移至 C 点。显然 C 点的压头 (H_{II})，并不是 A 点的压头 (H_I) 的两倍。

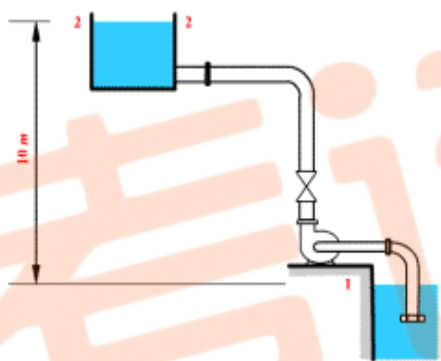
二. 选择

选择离心泵的基本原则，是以能满足液体输送的工艺要求为前提的。选择步骤为：

1. 确定输送系统的流量与压头 流量一般为生产任务所规定。根据输送系统管路的安排，用柏努利方程式计算管路所需的压头。

2. 选择泵的类型与型号 根据输送液体性质和操作条件确定泵的类型。按已确定的流量和压头从泵样本产品目录选出合适的型号。需要注意的是，如果没有适合的型号，则应选定泵的压头和流量都稍大的型号；如果同时有几个型号适合，则应列表比较选定。然后按所选定型号，进一步查出其详细性能数据。

3. 校核泵的特性参数 如果输送液体的粘度和密度与水相差很大，则应核算泵的流量与压头及轴功率。



例 2-4 如附图所示，今有一输送河水的任务，要求将某处河水以 $90\text{m}^3/\text{h}$ 的流量，输送到一高位槽中，已知高位槽水面高出河面 10m ，管路系统的总压头损失为 $7\text{mH}_2\text{O}$ 。试选择一适当的离心泵并估算由于阀门调节而多消耗的轴功率。

解 根据已知条件，选用清水泵。今以河面 1-1 截面为基准面，并取 1-1 与 2-2 截面列柏努利方程式，则

$$H = \Delta z + \frac{\Delta p}{\rho g} + \frac{\Delta u^2}{2g} + \Sigma H_f$$

$$= 10 + 0 + 0 + 7 = 17\text{m}$$

根据已知流量 $Q=90\text{m}^3/\text{h}$ 和 H 可选 4B20 型号的泵。由本书附录查得该泵性能为：流量 $90\text{m}^3/\text{h}$ ；压头 $20\text{mH}_2\text{O}$ ；轴功率 6.36kW ；效率 78% 。

由于所选泵压头较高，操作时靠关小阀门调节，因此多消耗功率为：

$$\Delta N = \frac{Q \rho g \Delta H}{\eta}$$

$$= \frac{(90 / 3600) \times 1000 \times 9.81 \times (20 - 17)}{1000 \times 0.78} = 0.943\text{kW}$$

第三节 往 复 泵

往复泵 (reciprocating pump) 是利用活塞的往复运动, 将能量传递给液体, 以完成液体输送任务。往复泵输送流体的流量只与活塞的位移有关, 而与管路情况无关; 但往复泵的压头只与管路情况有关。这种特性称为正位移特性, 具有这种特性的泵称为正位移泵。

2-1-0 往复泵的构造和操作原理

图 2-13 为往复泵装置简图。主要部件有泵缸 1、活塞 2、活塞杆 3、吸入阀 4 和排出阀 5。吸入阀和排出阀均为单向阀。活塞由曲柄连杆机构带动而作往复运动。由图 2-13 看出, 当活塞在外力作用下向右移动时, 泵体内形成低压, 排出阀 5 受压而关闭, 吸入阀 4 则被泵外液体的压力推开, 将液体吸入泵内, 当活塞向左移动时, 由于活塞的挤压使泵内液体压力增大, 吸入阀受压而关闭, 而排出阀受压则开启, 将液体排出泵外。因此活塞作往复运动, 液体就被吸入或排出。

活塞在泵体内左右移动的顶点称为“死点”。两死点之间的活塞行程, 即活塞运动的距离, 称为冲程。活塞往复一次 (即活塞移动双冲程), 只吸入和排出液体各一次, 故称单作用泵 (或单动泵)。单作用泵的排液量是不均匀的, 仅在活塞压出行程时, 排出液体, 而吸入行程无液排出。加之活塞的往复运动系由曲柄连杆机构的机械运动所造成, 因而活塞的往复运动是不等速的; 排液量也就随着活塞的移动有相应地起伏, 其流量曲线如图 2-14 (a) 所示。

为了改善单动泵流量的不均匀性, 可采用双动泵, 其构造如图 2-15 所示。它有四个单向阀门, 分布在液缸的两端。当活塞向左移动时, 右上端的阀门关闭, 右下端的阀门开启, 与此同时, 左上端的阀门开启, 左下端的阀门关闭。因此, 对于双动泵, 当活塞往复一次, (即在活塞双冲程内) 都有液体吸入和排出, 故流量比较均匀, 如图 2-14 (b) 所示。

与离心泵一样, 往复泵也是借助泵缸内减压而吸入液体, 所以吸入高度也有一定的限制。往复泵的低压是靠泵缸内活塞移动使空间扩大而形成的。往复泵在开动之前, 没有充满液体也能吸液, 因此往复泵具有自吸能力。

2-1-1 往复泵的流量与压头

往复泵的理论流量 Q 决定于活塞扫过的全部体积。对单动泵其理论数量为

$$Q = FSn = \left(\frac{\pi}{4}\right) D^2 S n \quad (2-17)$$

式中 F —活塞面积, m^2 ;

D —活塞直径, m ;

S —活塞的种程, m ;

n —活塞往复的次数, $1/\text{min}$;

Q —理论流量, m^3/min 。

对于双动泵, 需考虑活塞杆所占的截面积 f , 故其理论流量 Q 为

$$Q = (2F - f) S n \quad (2-18)$$

由上式可知双动泵的理论流量并不是单动泵的两倍。由式 (2-17) 及式 (2-18) 可以看出, 一定型式的往复泵, 其理论流量是恒定的, 而与压头无关, 如图 2-16 中实线所示。实际上由于活塞填衬不严密, 活门启闭不及时等原因, 往复泵的实际流量比理论流量小, 并且随着压头的增加, 液体的漏损量加大, 故其流量与压头的关系如图 2-16 中虚线所示。

由上述可知, 往复泵的压头由管路特性曲线决定, 只要泵的机械强度和原动机的功率允许, 往复泵的压头可以提高。液体在往复泵内流路较离心泵简单, 因而效率也较高, 通常为 72~93%。

2-1-2 往复泵的流量调节

从式 (2-17) 可以看出, 往复泵的流量只与泵本身的几何尺寸和泵的往复次数有关, 而与泵的压头无关。无论在什么压头下工作, 只要往复一次, 泵就排出一定体积的液体。所以往复泵不能关闭出口阀启动, 否则吸入泵体的液体

无出路。活塞愈压，其压力愈大，甚至大到可能损坏泵体和烧毁马达。往复泵也不能简单地用改变阀门开度来调节流量。根据往复泵的特点，其流量调节可采用如下几种方法：

1. 改变原动机的转速，调节活塞往复的次数。对于输送易燃、易爆液体，采用蒸汽带动往复泵，只要改变蒸汽进入量，可使活塞往复次数增加或减少，达到调节流量的目的。对于电动机带动的往复泵，调节转速需要变速装置。

2. 如图 2-17 所示，在往复泵出口处装有旁路，使一部分液体有可能返回进口处。这样，在旁路上装调节阀，改变调节阀的开启程度，即可调节流量。这种方法简单方便，所以生产上经常采用。图中安全阀是在下游压力超过一定限度时自动开启，以保证系统安全运转。

第四节 其他类型的化工用泵

2-13 计 量 泵

随着化学工业的发展，输送定量液体的精确度要求愈来愈高，有时还需要精确的配料比。为了完成这类液体的输送任务，常采用计量泵或比例泵。计量泵是往复式的一种。除了装有一套可以准确地调节流量的机构外，其基本构造与往复泵相同。

图 2-18 所示的计量泵是通过偏心轮把电机旋转运动变成活塞往复运动。调节偏心轮的偏心距离，可改变活塞的冲程从而改变流量。

2-14 旋 转 泵

旋转泵是依靠泵体内转子的旋转作用而吸入和排出液体。旋转泵 (rotary pump) 也称为转子泵，它也属于正位移泵。

石油、化工装置中最常见的旋转泵有齿轮泵和螺杆泵，分述于后。

一. 齿轮泵

如图 2-19 所示，齿轮泵（gear pump）主要是由椭圆形开泵壳和两个齿轮组成。其中一个齿轮为主动齿轮，由传动机构带动，另一个为从动齿轮，与主动齿轮相啮合而随之作反方向旋转。当齿轮转动时，因两齿轮的齿相互分开，而形成低压将液体吸入，并沿壳壁推送至排出腔。在排出腔内，两齿轮的齿互相合拢而形成高压将液体排出。如此连续进行以完成液体输送任务。

齿轮泵流量较小，产生压头很高，适于输送粘度大的液体，如甘油等。

二. 螺杆泵

螺杆泵（screw pump）主要由泵壳与一个或一个以上的螺杆所构成。图 2-20（a）所示为一单螺杆泵。此泵的工作原理是靠螺杆在具有内螺旋的泵壳中转动，将液体沿轴向推进，最后挤压至排出口而排出。图 2-20（b）为一双螺杆泵，它与齿轮泵十分相象，它利用两根相互啮合的螺杆来排送液体。当所需的压力很高时，可采用多螺杆泵。

螺杆泵的转速在 3000r/min 以下，最大出口压力可达 $1.72 \times 10^7 \text{Pa}$ 。流量范围为 $1.5 \sim 500 \text{m}^3/\text{h}$ 。若在单螺杆泵的壳内衬上硬橡胶，还可用于输送带颗粒的悬浮液。螺杆泵的效率较齿轮泵高。运转时无噪音、无振动、流量均匀。可在高压下输送粘稠液体。

2-1-5 旋 涡 泵

旋涡泵是一种特殊类型的离心泵，如图 2-21 所示。泵壳呈正圆形，吸入口和排出口均在泵壳的顶部。至于泵体内部的结构与离心泵并不相同。叶轮 1 是一个圆盘，四周铣有凹槽，成辐射状排列，构成叶片 2。叶轮和泵壳 3 之间有一定空隙，形成了流道 4。吸入管接头和排出管接头之间有隔板 5 隔开。

泵体内充满液体后，当叶轮旋转时，由于离心力作用，将叶片凹槽中的液体以一定的速度甩向流道，在截面积较宽的流道内，液体流速减慢，一部分动能变为静压能。与此同时，叶片凹槽内侧因液体被甩出而形成低压，因而流道内压力较高的液体又可重新进入叶片凹槽再度受离心力的作用继续增大压力，

这样，液体由吸入口吸入，多次通过叶片凹槽和流道间的反复旋涡形运动，而达到出口时，可获得较高的压头。

旋涡泵在开动前也要灌水。旋涡泵在流量减小时压头增加，功率也增加，所以旋涡泵在开动前不要将出口阀关闭，采用旁路回流调节流量。旋涡泵的流量小、压头高、体积小、结构简单。它在化工生产中应用十分广泛，适宜于流量小、压头高及粘度不高的液体。旋涡泵的效率一般不超过 40%。

第五节 通风机、鼓风机、压缩机、真空泵

气体输送机械与液体输送机械大体相同，但气体具有压缩性，在输送过程中，当压力发生变化时其体积和温度也将随之发生变化。气体压力变化程度，常用压缩比来表示。压缩比为气体排出与吸入压力的比值。各种化工生产过程对气体压缩比的要求很不一致。气体输送机械可按其终压（出口压力）或压缩比大小分为四类：

1. 通风机：终压不大于 $1500\text{mmH}_2\text{O}$ （表压），压缩比为 $1\sim 1.15$ ；
2. 鼓风机：终压为 $0.15\sim 3\text{kgf/cm}^2$ （表压），压缩比小于 4；
3. 压缩机：终压为 3kgf/cm^2 （表压）以上，压缩比大于 4；
4. 真空泵：使设备产生真空，出口压力为 1kgf/cm^2 ，（表压），其压缩比由真空度决定。

2-16 通 风 机

通风机主要有离心式和轴流式两种类型。轴流式的通风机所产生的风压很小，只作通风换气之用。离心式通风机使用广泛，下面着重离心式通风机。

一、离心式通风机的基本结构和操作原理

如图 2-22 所示，离心式通风机和离心泵一样，在蜗壳形泵体内装一高速旋转的叶轮。借叶轮旋转所产生的离心力，使气体压头增大而排出。

离心式通风机依所产生的风压大小分为：

- 低压离心通风机 风压 $\leq 100\text{mmH}_2\text{O}$ （表压）；
- 中压离心通风机 风压为 $100\sim 300\text{mmH}_2\text{O}$ （表压）；
- 高压离心通风机 风压为 $300\sim 1500\text{mmH}_2\text{O}$ （表压）。

离心式通风机的叶片数较离心泵多，而且不限于后弯叶片，也有前弯叶片。在中、低压离心通风机中，多采用前弯叶片，其原因这是由于要求压力不高。前弯叶片有利于提高风速，从而减小通风机的截面积，因而设备尺寸可较后弯时为小。但是，使用前弯叶片时，风机的效率较低，这是因为动能加大，能量损失加大，而且叶轮出口速度变化比较剧烈的缘故。

二. 离心式通风机的性能参数及特性曲线

与离心泵类似，离心通风机性能参数之间的关系也是用实验方法测定，并用特性曲线或性能数据表的形式表示之。

1. 风量

风量是单位时间内从风机出口排出的气体体积，并以风机进口处气体的状态计，以 Q 表示，单位为 m^3/h 。

2. 风压

风压是单位体积的气体流过风机时所获得的能量，以 P_t 表示，单位为 $\text{J}/\text{m}^3 = \text{N}/\text{m}^2$ 。由于 P_t 的单位与压力的单位相同，故用此称。

用下标 1、2 别表示进口与出口的状态。在风机的吸入口与压出口之间，列柏努利方程式

$$z_1 + \frac{p_1}{\rho g} + \frac{u_1^2}{2g} + H = z_2 + \frac{p_2}{\rho g} + \frac{u_2^2}{2g} + \Sigma H_f$$

上式各项均乘以 ρg 并加以整理得

$$\rho g H = \rho g (z_2 - z_1) + (p_2 - p_1) + \frac{\rho (u_2^2 - u_1^2)}{2} + \rho g \Sigma H_f$$

对于气体，式中 p 及 $(z_2 - z_1)$ 值都比较小，故 $(z_2 - z_1) \rho g$ 可忽略，因进口管段很短， $\rho g \Sigma H_f$ 亦可忽略。当空气直接由大气进入通风机，则 u_1 也可忽略。故上述柏努利方程式可简化为

$$R = \rho g H = (p_2 - p_1) + \frac{\rho Q^2}{2}$$

(2-19)

中式中 $(p_2 - p_1)$ 称为静风压，以 p_{st} 表示。 $\frac{\rho v_2^2}{2}$ 称为动风压。离心通风机

出口处气体流速较大，故动风压不能忽略。离心通风机的风压为静风压与动风压之和，又称为全风压或全压。通风机性能表上所列的风压是指全风压。

3. 轴功率及功率

离心通风机的轴功率可仿照离心泵的计算式，即

$$N = \frac{p_t Q}{1000 \eta}$$

(2-20)

式中 N —轴功率，kW；

Q —风量， m^3/s ；

p_t —全风压， N/m^2 ；

η —效率。

离心式通风机的操作性能亦可用特性曲线表示。图 2-23 为一典型的通风机特性曲线图。通风机的风压有全风压和静风压之分，所以通风机的特性曲线较离心泵多一根曲线，如图 2-23 所示，在一定转速下，有风量 Q 与全风压 p_t 、静风压 p_{st} 、轴功率 N 、效率 η 四条关系曲线。曲线所反映的特性与离心泵基本一致，效率也有最高点。需要说明的是，通风机的特性曲线是在 20°C 及 760mmHg 条件下用空气测定的，在此条件下空气的密度为 $1.2\text{kg}/m^3$ 。

计算功率时， Q 用实际风量， p_t 也用实际风压。若 p_t 用校正为规定状态（ 20°C 760mmHg ）下的风压 p_{t0} ，则 Q 也应校正为规定下的风量 Q_0 。

三. 离心通风机的选择

离心通风机的选用与离心泵相仿。根据所需的气体流量和风压，对照离心通风机的特性曲线或性能表选择合用的通风机。应当指出，由于风机的风压与被输送气体的密度有密切关系，而产品样本中列举的风压是在压力为 760mmHg ，温度为 20°C 的数值。选用时应按下式将操作状态所需的风压 p_t 换算成上述规定状况下的风压 p_{t0} ，然后按 p_{t0} 的数值来选用。风压换算式为

$$\frac{p_0}{p} = \frac{p_0}{p}$$

(2-21)

式中 p_0 、 p' 分别表示规定状态与操作状态下的气体密度， kg/m^3 。

故

$$p_0 = p \left(\frac{p_0}{p} \right) = p \left(\frac{L_2}{L_1} \right)$$

(2-22)

在选用通风机时，应首先根据所输送的气体情况（如清洁空气、易燃、易爆或腐蚀气体、含尘气体等）与风压范围，确定风机类型。然后根据所要求的风量和换算成规定状况下的风压，从产品样本中的性能表查得适宜的型号。

2-17 鼓 风 机

化工生产中常用的鼓风机（blower）有离心鼓风机和旋转鼓风机两种。

一. 离心鼓风机

离心鼓风机又称涡轮鼓风机或透平鼓风机，其基本结构和操作原理与离心通风机相仿，只是由于通风机内只有一个叶轮，仅能产生低于 0.15kgf/cm^2 （表压）的风压，而离心鼓风机一般是由几个叶轮串联组成的多级离心鼓风机。

离心鼓风机的出口压力一般不超过 3kgf/cm^2 （表压）。因其压缩比不高，气体压缩过程产生的热量不多，所以不需要冷却装置，各级叶轮的大小也大体相等。

离心鼓风机选择方法与离心通风机相同。

二. 旋转鼓风机

在化工生产中，应用最广的旋转鼓风机是罗茨鼓风机（Rootes blower）。

罗茨鼓风机的结构，如图 2-24 所示。在一长圆形机壳内，有两个铸铁或铸钢的转子，装在两个平行的轴上。由于两转子之间有很小的间隙，转子能自由转动，同时不会引起过多的泄漏。两转子转动方向相反，可使气体从机壳一侧吸入，从另一侧排出。

罗茨鼓风机的风量变动范围大,可自 2 至 $500\text{m}^3/\text{min}$ 。出口表压在 $0.8\text{kg}/\text{cm}^2$ 以内,但表压在 $0.4\text{kgf}/\text{cm}^2$ 附近效率最高。罗茨鼓风机兼有往复式和离心式的一些特点。和往复式一样,罗茨鼓风机在转速一定时,风压改变,风量可基本不变,而风量与转速成正比。另一方面,和离心式一样,该风机转速高,可直接与风机连接,无阀门,重量较轻,结构简单,排气均匀。缺点是制造和安装不易,效率较低。

罗茨鼓风机的出口应安装稳压罐与安全阀。流量用旁路调节。操作时,温度不能超过 85°C 。不然会引起转子受热膨胀,因而发生碰撞。

2-18 压 缩 机

化工生产中使用的压缩机 (Compressor) 主要有往复压缩机与离心压缩机两种。由于离心压缩机的基本结构和操作原理与离心鼓风机完全相同,故下面着重介绍往复压缩机。

往复压缩机的构造、工作原理与往复泵相近。主要部件有气缸、活塞、吸气阀和排气阀。依靠活塞的往复运动,循环地进行吸气、压缩及排气过程。图 2-25 所示为双缸往复压缩机的示意图。

一. 往复压缩机的工作过程

1. 理想压缩循环

在理想情况下,气缸排气终了时,活塞与气缸之间没有空隙(即余隙)以及各种能量损失。往复压缩机在理想情况下的压缩过程可用图 2-26 来说明。当活塞由左往右运动时,吸气阀 A 打开,气体在 p_1 压力下吸入缸内,如图 2-26 中 4-1 线所示。当活塞开始向左移动时,吸气阀 A 关闭,气体在气缸中被压缩,如图 1-2 (或 1-2' ; 1-2'') 线所示。当气缸中气体的压力大于排气阀 B 外的气体压力时,排气阀被顶开,气体在 p_2 压力下排出气缸,如图 2-3 (或 2' -3; 2'' -3)。3-4 线表示排气终了和吸气初气缸内压力的变化,由 4 点开始又重复以上循环。

由压力 p_1 升高到 p_2 可依三种不同的过程进行压缩,即绝热过程、等温过程和多变过程,分别用图 1-2'、1-2'' 和 1-2 线表示。等温与绝热过程只是两种极端情况,实际压缩过程与多变过程比较接近,多变压缩功为

$$W = \frac{m}{n-1} p_1 v_1 \left[\left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{n-1}{n}} - 1 \right]$$

(1-23)

式中 W —每一循环多变压缩的功, J;

p_1 —进气压力, N/m²;

p_2 —排气压力, N/m²;

v_1 —每一循环吸入气体的体积, m³;

n —多变指数。

压缩所消耗的功可用图 2-26 中的面积表示。如等温压缩耗功面积为 1-2'-3-4; 绝热压缩耗功面积为 1-2'-3-4; 多变压缩耗功面积为 1-2-3-4。由图 2-26 可知, 绝热压缩耗功最多, 等温压缩耗功最少。

多变压缩时, 气体排出口绝对温度为

$$T_2 = T_1 \left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{n-1}{n}}$$

(1-24)

式中 T_1 —入口温度, K;

T_2 —出口温度, K。

2. 有余隙压缩循环

往复压缩机排气终了时, 活塞与气缸盖之间必须留出很小的空隙, 称为余隙。有余隙压缩循环如图 2-27 所示。它与理想压缩循环的区别在于排气终了残留在余隙体积中的高压气体在活塞反向运动时, 将再膨胀。当膨胀到图 2-27 所示的点 4 时, 气缸中的压力才降至进气压力 p_1 , 此后开始吸气。由于余隙的体积的存在使压缩机循环一次的吸气体积 V_0 比活塞一次扫过的体积 (即理论吸气体积) V_1 低, 其比值称为容积系数 λ , 即

$$\lambda = \frac{V_0}{V_1}$$

(1-25)

余隙体积 V_0 与理论吸气体积 V_1 之比称为称隙系数, 以符号 ε 表示, 其表达式为

$$\varepsilon = \frac{V_3}{V_1}$$

(1-26)

由图 2-27 知

$$V_2 = V_1 + V_3 - V_4$$

(1-27)

此式中 V_4 为余隙膨胀所占体积， m_3 。将式 (1-27) 两边均除以 V_1 则

$$\frac{V_2}{V_1} = 1 + \frac{V_3}{V_1} - \frac{V_4}{V_1}$$

(1-28)

$$= 1 + \frac{V_3}{V_1} - \left(\frac{V_3}{V_1}\right)\left(\frac{V_4}{V_3}\right)$$

将式 (1-25) 及式 (1-26) 代入上式，则

$$\lambda = 1 + \varepsilon - \varepsilon \left(\frac{V_4}{V_3}\right)$$

或

$$\lambda = 1 - \varepsilon \left(\frac{V_4}{V_3} - 1\right)$$

(1-29)

对于多变膨胀过程，则

$$p_2 V_2^\kappa = p V_4^\kappa$$

将上式代入式 (1-29) 则

$$\lambda = 1 - \varepsilon \left[\left(\frac{p_2}{p_1}\right)^{\frac{1}{\kappa}} - 1 \right]$$

(1-30)

由上式可知，容积系数与余隙系数 ε 的大小和气体的压缩比 $\left(\frac{p_2}{p_1}\right)$ 有关。余隙系数愈大，容积系数愈小；压缩比愈大，容积系数愈小。

二. 往复压缩机的生产能力

往复压缩机的生产能力是指压缩机在单位时间内排出的气体体积换算成吸入状态下的数值。

若没有余隙，单动往复压缩机的理论吸气量为

$$V' = \frac{\pi}{4} D^3 S n$$

(1-31)

式中 V' —理论吸气体积， m^3/min ；

D —活塞直径， m ；

S —活塞的冲程， m ；

n —活塞每分钟的往复次数， $1/\text{min}$ 。

由于有余隙实际吸气体积为

$$V = \lambda V'$$

(1-32) 式中 V 为实际吸气体积， m^3/min 。

例 2-5 有一空气压缩机其吸气量为 $1400\text{m}^3/\text{h}$ ，压缩前后压力分别为 1 与 7 kgf/cm^2 （绝压），若 $m=1.25$ ，余隙系数 $\epsilon=0.03$ ，试求：

(a) 容积系数； λ ；

(b) 当容积系数 λ 为零时的压缩比；

(c) 当空气进口温度为 20°C 时，压缩机的温升。

解 (a) 容积系数 根据式 (1-30)

$$\lambda = 1 - 0.03 \left[\left(7 \right)^{\frac{1}{1.25}} - 1 \right] = 0.887$$

(b) $\lambda=0$ 时压缩比 当 $\lambda=0$ ，根据式 (1-30)，则

$$\lambda = 1 - 0.03 \left[\left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{1}{1.25}} - 1 \right] = 0$$

故

$$\frac{p_2}{p_1} = 83.1$$

因而当 p_1 为 1 kgf/cm^2 时， p_2 为 83.1 kgf/cm^2 。

(c) 温升 根据式 (1-24)

$$T_2 = T_1 \left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{\kappa-1}{\kappa}}$$

$$= 293 \times \left(\frac{4.25}{1.25} \right)^{\frac{1.25}{1.25}} = 432.4 \text{ K}$$

故温升为 $\Delta t = T_2 - T_1 = 432.4 - 293 = 139.4^\circ\text{C}$

三. 多级压缩

如前所述，容积系数随压缩比的增大而减小，当压缩比达到某一极限（见例 2-5）时，容积系数为零，即当活塞往右运动时，残留在余隙内的气体膨胀后充满整个气缸，以致不能再吸入新的气体。

实际上，在压缩机中每压缩一次所允许的压缩比一般为 5~7。如果所要求的压缩比超过这个数值，应采用多级压缩。多级压缩的示意图如图 2-28 所示。气体在每级压缩之后进入中间冷却器进行冷却，以降低气体温度。

采用多级压缩可降低压缩气体所消耗的功。现以两级压缩（图 2-29）进行分析。若压力为 p_1 的气体采用单级压缩至 p_2 ，则压缩过程如图 2-29 中多变过程 BB_1C' 所示，所消耗的理论功相当于图中 $B-B_1-C'-D-A-B$ 所围成的面积。如改为两级压缩，中间压力为 p_x ，尽管每一级也是进行多变压缩，但因两级之间在恒定压力下进行冷却，冷却过程依等压线 B_1E 进行，两级所消耗的总理论功相当于图上 $B-B_1-E-C-D-A-B$ 所围成的面积。比较这两种压缩方案，显然，两级压缩比单级压缩所消耗的功要少。依此类推，当压缩比相同时，所用的级数愈多，则消耗的功愈少。

四. 往复压缩机排气量的调节

压缩气体的消耗量往往是变化的，当消耗量与供气量不同时，会引起排气管中压力的波动。因而必须调节压缩机的供气量，使供求一致。调节方法与往复泵基本上是相同的，但也有其特殊性。

1. 调节转速 调节转速和往复泵同。

2. 旁路调节 在旁路装调节阀，如果旁路的截面积足够，调节阀全开时，排气压力和进气压力相等，无气排出。如果调节阀部分开启，即可均匀调节。一般压缩机多采用这种方法。

3. 改变气缸余隙容积 显然，余隙容积增大，余隙内残存气体膨胀后所占容积将增大，吸入气体必然减少，供气量随之下降。反之供气量上升，所以能起到调

节流量作用。这种调节方法在大型压缩机中采用较多。

2-1-9 真 空 泵

从真空容器中抽气并加压排向大气的压缩机称为真空泵（vacuum pump）。真空泵的型式很多，现将化工厂中常用的几种，简单介绍如下。

一．往复真空泵

往复真空泵的基本结构和操作原理与往复压缩机相同，只是真空泵在低压下操作，气缸内外压差很小，所用阀门必须更加轻巧，启闭方便。另外，当所需达到的真空度较高时，如 95% 的真空度，则压缩比约为 20。这样高的压缩比，余隙中残余气体对真空泵的抽气速率影响必然很大。为了减小余隙影响，在真空泵气缸两端之间设置一条平衡气道，在活塞排气终了时，使平衡气道短时间连通，余隙中残余气体从一侧流向另一侧，以降低残余气体的压力，减小余隙的影响。

二．水环真空泵

如图 2-30 所示，水环真空泵的外壳为圆形，壳内有一偏心安装的转子，转子上有叶片。泵内装有一定量的水，当转子旋转时形成水环，故称为水环真空泵。由于转子偏心安装而使叶片之间形成许多大小不等的小室。在转子的右半部，这些密封的小室体积扩大，气体便通过右边的进气口被吸入。当旋转到左半部，小室的体积逐渐缩小，气体更由左边的排气口被压出。水环真空泵最高可达 85% 的真空。这种泵的结构简单、紧凑，没有阀门，经久耐用。但是，为了维持泵内液封以及冷却泵体，运转时需不断向泵内充水。水环真空泵也可作为鼓风机使用。

三．喷射泵

喷射泵（jet pump）是属于流体动力作用式的流体输送机械，它是利用流体流动时动能和静压能的相互转换来吸送流体。它既可用来吸送液体，又可用来说送气体。在化工生产中，喷射泵用于抽真空时，称为喷射式真空泵。

喷射泵的工作流体，一般为水蒸汽或高压水。前者称为蒸汽喷射泵，后者称为水喷射泵。图 2-31 所示为一单级蒸汽喷射泵。如图示，工作蒸汽在高压下以很高的速度从喷嘴 3 喷出，在喷射过程中，蒸汽的静压能转变为动能产生低

压将气体吸入。吸入的气体与蒸汽混合后进入扩散管 5，速度逐渐降低，压力随之升高，而后从压出口 6 排出。

单级蒸汽喷射泵仅能达到 90% 的真空，为了达到更高的真空度，需采用多级蒸汽喷射泵。

喷射泵的主要优点是结构简单，制造方便，可用各种耐腐蚀材料制造，没有传动装置。主要缺点是效率低，只有 10~25%。喷射泵除用于抽真空外，还常作为小型锅炉的注水器，这样既能利用锅炉本身的蒸汽来注水，又能回收蒸汽的热能。

第三章 非均一系的分离

第一节 概述

非均相物系包括气固系统(空气中的尘埃)、液固系统(液体中的固体颗粒)、气液系统(气体中的液滴)、液液系统(乳浊液中的微滴)等。其中尘埃、固体颗粒、气泡和微滴等统称为分散物质(或称分散相)，而非均相物系中的气体、液体称为分散介质(或称连续相)。

非均相物系分离的依据是连续相与分散相具有不同的物理性质(两相的密度不同)，故可用机械方法将两相分离。利用两相密度差进行分离时，必须使分散相与连续相间产生相对运动，故分离非均相物系的单元操作遵循流体流动的基本规律。

非均相物系的分离主要用于：

- 1 回收有用物质；
- 2 净化分散介质；
- 3 除去废液、废气中的有害物质，满足环境保护的要求。

第二节 重力沉降

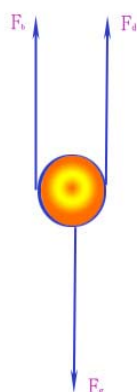
一、沉降速度

在重力场中，借连续相与分散相的密度差异使两相分离的过程，称为重力沉降。

1、球形颗粒的自由沉降

若固体颗粒在沉降过程中，不因流体中其它颗粒的存在而受到干扰的沉降过程，称为自由沉降。

表面光滑的球形颗粒在静止流体中沉降时，由



于颗粒的密度 ρ_s 大于流体的密度 ρ ，所以颗粒受重力作用向下沉降，即与颗粒与流体产生相对运动。在沉降中，颗粒所受到的作用力有重力、浮力和阻力。开始时，颗粒为加速运动，随着颗粒沉降速度的增大，阻力亦增大，当颗粒受力达平衡时，颗粒即开始作匀速沉降，对应的沉降速度为一定值，称该速度为沉降速度或终端速度，以 u_t 表示，其计算式为

$$u_t = \sqrt{\frac{4dg(\rho_s - \rho)}{3\xi\rho}}$$

2、阻力系数 ζ

阻力系数 ζ 是流体与颗粒相对运动时的雷诺数 Re_t 的函数，即

$$\zeta = f(Re_t)$$

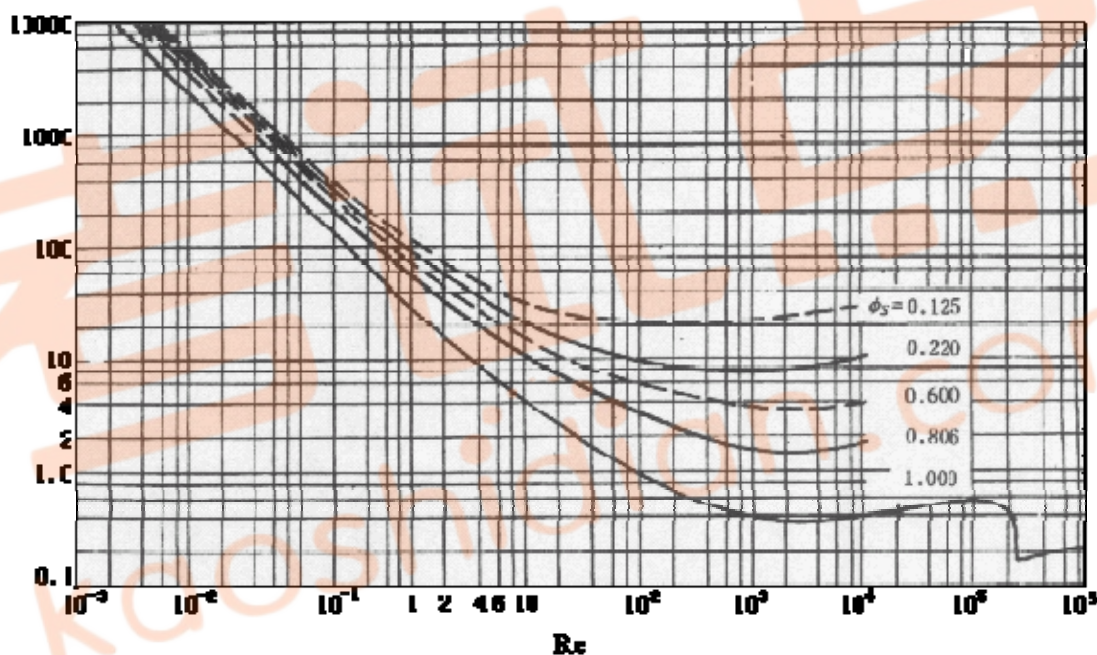


图 3-2 $\zeta - Re_t$ 关系曲线

$$Re_t = \frac{du_t \rho}{\mu}$$

阻力系数 ζ 与 Re_t 的关系由实验测定，结果如图 3-2 所示。图中曲线按 Re_t 值可分成四个区，即

(1) 层流区， $Re_t \leq 2$ (又称斯托克斯区) $\xi = \frac{24}{Re_t}$

(2) 过渡区， $2 < Re_t < 10^3$ $\xi = \frac{18.5}{Re_t^{0.6}}$

(3) 湍流区， $10^3 < Re_t < 2 \times 10^5$ $\zeta = 0.44$

对应各区沉降速度 u_i 的计算公式如下:

(1) 层流区

$$u_i = \frac{d^2(\rho_s - \rho)g}{18\mu}$$

(2) 过渡区

$$u_i = 0.27 \sqrt{\frac{d(\rho_s - \rho)g}{\rho} Re_t^{0.6}}$$

(3) 湍流区

$$u_i = 1.74 \sqrt{\frac{d(\rho_s - \rho)g}{\rho}}$$

3、沉降速度的计算

计算沉降速度 u_i 时, 为选用计算公式, 应先判断流动类型, 即先算出 Re_t 值, 计算 Re_t 时需已知 u_i , 而 u_i 是待求量, 故需用试差法求解。

试差过程为: 先假设流动类型(层流、过渡流或湍流), 选用相应的 u_i 计算式计算出 u_i , 用此 u_i 计算 Re_t , 再检验假设的流型是否正确, 如果计算结果与假设不符, 则应重新假设、计算, 直至计算结果与假设一致为止。

二、影响沉降速度的其它因素

1. 颗粒形状

颗粒形状与流动阻力密切相关。由于生产中所遇到的颗粒形状各异, 至目前为止尚没有可用于计算各种形状颗粒的沉降速度计算式, 故仍采用球形颗粒的沉降速度计算式, 但应将式中及 Re_t 中的颗粒 d 直径用当量直径 d_e 代替,

$$d_e = \left(\frac{\pi}{6} V_p \right)^{1/3}$$

2. 壁面效应

是指容器的壁对颗粒沉降的阻滞作用, 使颗粒沉降速度小于自由沉降时的沉降速度。

3. 干扰沉降

是指由于沉降系统中的颗粒数量较多, 在沉降过程中颗粒之间相互影响, 而使颗粒不能正常沉降, 称为干扰沉降。

三、重力沉降设备

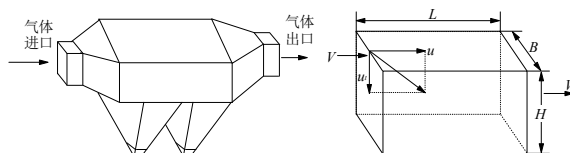
(一) 降尘室

借重力沉降的设备称为降尘室。

降尘室的长、高、宽分别为 L 、 H 、 b ，气体的速度为 u ，颗粒的沉降速度为

u_t 。

气体在降尘室内的停留时间为 θ



$$\theta = \frac{L}{u}$$

颗粒沉降所需时间为 θ'

$$\theta' = \frac{H}{u_t}$$

保证颗粒能被沉降下来，需 $\theta \geq \theta'$

$$\text{则 } \frac{L}{u} \geq \frac{H}{u_t}$$

降尘室的生产能力为

$$V_s = uHb \leq u_t Lb$$

含尘气体中的固体颗粒，凡是能满足 $u_t = Hu/L$ 式的条件可被 100% 除去。用上式计算出的颗粒直径称为临界直径，以 d_{pc} 表示。与临界直径 d_{pc} 相对应的沉降速度称为临界沉降速度，

$$d_{pc} = \sqrt{\frac{18\mu}{(\rho_s - \rho)g} \cdot \frac{V_s}{A}}$$

或

$$d_{pc} = \sqrt{\frac{18\mu}{(\rho_s - \rho)g} \cdot u_t}$$

当 u_{pc} 和 d_{pc} 一定时，降尘室的生产能力 V_s 与降尘室的底面积 A 成正比，与高度 H 无关，故降尘室多制成扁平形。为提高其生产能力，可制成多层降尘室。

降尘室适于分离粒径大于 $75\mu\text{m}$ 的尘粒，亦可作为预分离设备。

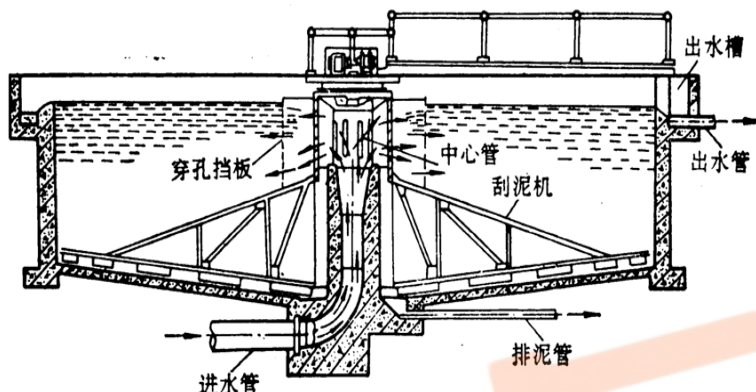
(二) 沉降槽

借重力沉降分离悬浮液的设备称为沉降槽或增稠器。

悬浮液通过沉降槽后可分离成清液和沉渣。

沉降槽适于处理颗粒不太小、浓度不高，但处理量较大的悬浮液的分离。这种设备具有结构简单，可连续操作且增稠物浓度较均匀等优点，其缺点是设备庞大、占地面积大、分离效率较低等。

学习重力沉降时应注意以下几个问题：



(1) 沉降速度是当颗粒在流体中沉降时所受到的重

力与浮力和阻力之和为零时，颗粒作匀速运动时的速度，其值与流体、颗粒的密度、颗粒直径及流体流动型态等因素有关，可见，沉降速度不是操作特性，而是一综合特性。

(2) 流体的流速 u 与颗粒沉降速度 u_t 不同：

当 $u > u_t$ 时，颗粒向上运动，此时颗粒被流体带出；

当 $u = u_t$ 时，颗粒静止悬浮于流体中(如转子流量计在操作时，转子悬浮在某一位

置)；当 $u < u_t$ 时，颗粒向下运动。可见，沉降过程是在 $u < u_t$ 的条件下进行。

(3) 温度对沉降速度 u_t 的影响，由式(3-8)可见，粘度 μ 增大，沉降速度 u_t 减小，否则反之。气体的粘度随着温度升高而增大，故温度高的气体除尘较温度低的气体除尘困难。

第三节 离心沉降

一、概述

颗粒受到离心力的作用而沉降的过程称为离心沉降。

颗粒在离心力场中所受到的离心力大小为

$$F_c = m \frac{u_T^2}{r}$$

对一定质量的物体， F_c 随所在位置及转速而改变。减小 r 或提高转速 ($u_T = \frac{\pi D u}{60}$) 均可使离心力增大。离心力的方向是沿回转半径指向外周。

离心分离因数 K_c 表示离心力与重力的比值，即 $K_c = \frac{u_T^2}{r \cdot g} = \frac{r \cdot \omega^2}{g}$ 。

二、离心沉降速度

离心力场中的颗粒在径向与流体间产生相对运动时，同样受到三个作用力，即离心力、向心力和阻力。当三力平衡时，颗粒在径向上相对于流体的速度即为颗粒在此位置上的离心沉降速度，以 u_r 表示，其计算式为

$$u_r = \sqrt{\frac{4d(\rho_s - \rho)}{3\xi\rho} \cdot \frac{u_T^2}{r}}$$

若颗粒沉降过程属于层流，沉降速度为

$$u_r = \frac{d^2(\rho_s - \rho)}{18\mu} \cdot \frac{u_T^2}{r}$$

应注意的是离心沉降速度 u_r 随回转半径 r 的变化而变化。

三、离心沉降设备

(一) 旋风分离器

1 旋风分离器的构造和操作原理

旋风分离器的构造见图 3-7。

气体进入后形成一个向下作螺旋运动的外旋流，其中固体颗粒密度较大，所受离心力也大，被甩向外围且与器壁碰撞后失去动能滑落至锥底，由排灰口排出；外

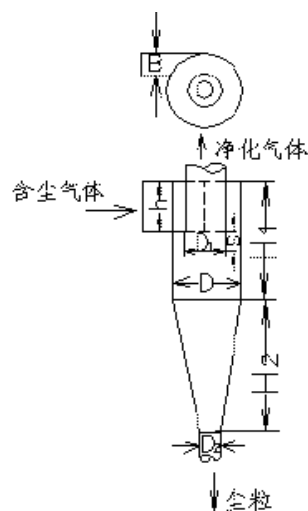


图 3-7 标准旋风分离器

旋流到达器底后在与旋涡中心的压力差作用下沿中心折回，并形成自下而上的内旋流，净化后的气体由中央排气管排出。

2 旋风分离器分离性能

(1) 临界直径

临界直径是旋风分离器能 100%除去的最小粒径，以表示，用下式计算

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

对标准型旋风分离器，取 $N=5$ 。

(2) 分离效率

① 总效率

$$\eta_0 = \frac{C_1 - C_2}{C_1}$$

② 粒级效率

$$\eta_{pi} = \frac{C_{i1} - C_{i2}}{C_{i1}}$$

(3) 旋风分离器的压力损失

气体流经旋风分离器的压力损失是由气体流经进气管、排气管和器壁的摩擦阻力、局部阻力及气流的旋转运动而引起的参量损失等，可用下式计算，即

$$\Delta p = \zeta \frac{\rho u_i^2}{2}$$

阻力系数 ζ 依设备的结构型式、各部分尺寸不同而异。对同一结构及比例尺寸的旋风分离器， ζ 为常数。 ζ 值由实验测定。

对标准型旋风分离器

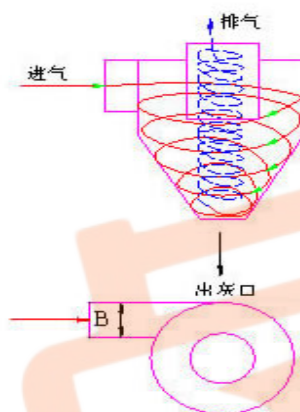
$$\zeta = \frac{16AB}{D_1^2}$$

3 旋风分离器的选用

选定旋风分离器的型式及主要尺寸的依据是：含尘气体的性质及处理量(体积流量)、要求的分离效率及其允许压力损失等。

旋风分离器我国已有定型产品，型号有 CLT、CLT/A、CLP/A、CLP/B 等。其详细尺寸及主要性能可查阅有关资料及手册。

通常选用旋风分离器时应在高效率与低阻力之间进行权衡。一般气体进、出



口截面积小、长径比大的旋风分离器效率高，但阻力大；反之，效率低、阻力小。对有性能表的旋风分离器，可直接根据气体处理量选用合适的型号。

旋风分离器用于分离粒径为 $5\sim 200\mu\text{m}$ 的尘粒较为合适。

（二）旋液分离器

旋液分离器是离心沉降悬浮液的设备，其结构和工作原理与旋风分离器类似。

旋液分离器可用于悬浮液的增稠、固体颗粒的分级等。

由于悬浮液中液相密度大，固、液两相的密度差比气固间的密度差小，所以旋液分离器的直径比旋风分离器的直径小，而圆锥部分长，这样的结构既可增大离心力，又可加长停留时间。由于液体进口速度较大，故流体阻力也较大，磨损也较严重。

第四节 过 滤

一、过滤的基本概念

1、过滤就是在推动力(重力或人为压差)作用下，使悬浮液中的液体通过多孔介质，将固体截留，从而使悬浮液得以分离的单元操作。

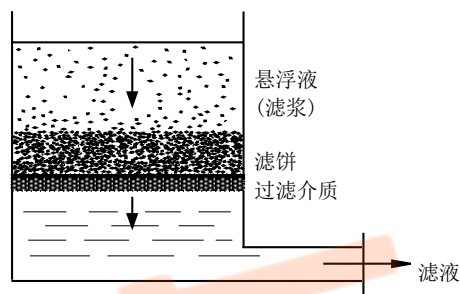
2、名词解释：

滤浆——需要分离的液体非均相物系；

过滤介质——在过滤操作中起隔层作用的物质

滤渣——被截留在过滤介质上的固体颗粒；

滤液——过滤后的液体。



二、过滤操作的分类

1、按过滤推动力分

重力过滤、离心力过滤、压力差（加压、真空）过滤

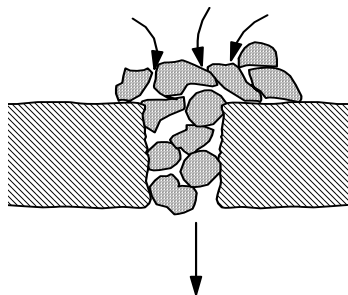
2、按过滤机理分

①深层过滤

固体颗粒不形成滤饼，而是沉积在过滤介质内部的过滤求和称为深层过滤。其特点是过滤过程中阻力不变。

②滤饼过滤

悬浮液中的固体颗粒沉积在过滤介质表面上形成滤饼层，液体穿过滤饼层中空隙的过滤过程称为滤饼过滤，又称为表面过滤。其特点是随着过滤时间的增长，滤饼层增厚，过滤阻力也随之增大。



过滤周期： 过滤、洗涤、卸渣、复原

“架桥”现象： 如图，由于“架桥”现象的出现，才使过滤操作真正开始，故实际起过滤作用的是滤渣而非过滤介质。

3、按过滤过程中阻力的变化分

(1) 恒速过滤

过滤过程中过滤速率恒定。深层过滤即属过滤操作。

(2) 变速过滤

过滤求和中过滤速率不恒定，滤饼过滤即属变速过滤操作。

三、过滤介质

过滤介质的作用是使滤液通过、截留固体颗粒及支承滤饼。要求过滤介质具有多孔性、耐腐蚀性及足够的机械强度等。

工业上常用的过滤介质有织物介质、堆积的粒状介质及多孔性固体介质等。

① 织物介质（滤布）

由棉、毛、丝、麻及合成纤维制成的织物，由玻璃丝、金属丝织成的网

② 堆积介质

细砂、无烟煤、活性炭、石棉、硅藻土等细小坚硬的颗粒状物质。

③ 多孔固体介质

具有很多微细孔道的固体材料，能耐腐蚀，适用于处理含少量细小颗粒的悬浮液及有腐蚀性的悬浮液。

四、助滤剂

滤饼可分为可压缩性滤饼（如胶体）和不可压缩性滤饼（如硅藻土、碳酸钙）两种。

对于不可压缩性滤饼，为了减小过滤阻力，可加入某些助滤剂，如硅藻土、石棉、碳粉。由此它不宜用于滤饼需回收的过滤操作。

助滤剂是一种坚硬且形状不规则的小固体颗粒，其作用是改变滤饼的结构，使滤饼结构松散，且具有一定的刚性，从而可避免滤布的早期堵塞和过滤阻力过大。

助滤剂的使用方法视具体情况而定，可直接加进悬浮液中，亦可将助滤剂配成悬浮液先行过滤，待形成一层助滤剂滤饼层后，再进行悬浮液的过滤。

二、过滤基本方程式

（一）过滤速率和过滤速度

过滤速率是指单位时间内通过的滤液体积。

过滤速度是指单位时间、单位面积上通过的滤液体积。

$$u = \frac{dV}{Ad\theta} = \frac{dq}{d\theta}$$

(二) 过滤基本方程式

过滤基本方程式表示过滤过程中某一瞬间的过滤速率与各有关因素的关系。

对不可压缩性滤饼，过滤基本方程式为

$$\frac{dV}{d\theta} = \frac{A_2 \Delta p}{\mu r c (q + q_e)}$$

或

$$\frac{dq}{d\theta} = \frac{\Delta p}{\mu r c (q + q_e)}$$

滤饼的比阻 r 由滤饼的特性决定，表示滤饼的结构对过滤过程的影响，故 r 值的大小可反映滤液通过滤饼层的难易程度。

过滤速率与过滤推动力成正比，与过滤阻力成反比，即

$$\frac{dq}{d\theta} = \frac{\Delta p}{\mu r c (q + q_e)} = \frac{\text{过滤推动力}}{\text{过滤阻力}}$$

过滤的推动力 Δp 为滤饼和过滤介质两侧的压力差。过滤操作中，可采用在一侧加压，或在另一侧抽真空的方法来提高 Δp ，过滤过程的阻力 $\mu r c (q + q_e)$ 则与滤液量 (q) 及其性质 (μ) 、滤饼及过滤介质的结构 $(r、q_e)$ 等因素有关。

对可压缩性滤饼和不可压缩性滤饼皆适用的过滤基本方程式为

$$\frac{dq}{d\theta} = \frac{\Delta p^{1-s}}{\mu r c (q + q_e)}$$

$$r = r_0 \Delta p^s$$

对不可压缩性滤饼， $s=0$ 。

(三) 恒压过滤

恒压过滤的特点是，过滤操作的总压力恒定，随着过滤时间的增长，滤饼层厚度增大，过滤阻力增加，过滤速率降低。

恒压过滤方程式为

$$V^2 + 2VV_e = KA^2\theta$$

或 $q^2 + 2qq_e = K\theta$

恒压过滤方程式表示恒压条件下滤液量和过滤时间的关系。可用该方程式计算为获得一定的滤液量 V (或滤饼) 所需的过滤时间 θ 。

用恒压过滤方程式计算时，过滤常数 K 和 q_e 应通过实验测定。

(四) 过滤常数的测定

过滤方程式中 K 、 q_e 称为过滤常数。工业设计时，过滤常数需由实验测定。

过滤常数一般均在恒压条件下测定。

$$\text{依式 } \frac{t}{q} = \frac{1}{K}q + \frac{2q_e}{K}$$

实验时，在已知过滤面积为 A 的过滤设备上，用待测悬浮液在恒压条件下进行。

五、过滤设备

(一) 板框压滤机

通过直接给悬浮液加压，迫使其穿过过滤介质来实现过滤的目的。

1. 结构

由交替排列的滤板、滤框与夹于板框之间的滤布叠合组装压紧而成。板框数视工艺要求在机座长度范围内可灵活调节。组装后，在板框的四角位置形成连通的流道，由机头上的阀门控制悬浮液、滤液及洗液的进出。

2. 过滤操作

过滤阶段悬浮液从通道进入滤框，滤液在压力下穿过滤框两边的滤布、沿滤布与滤板凹凸表面之间形成的沟道流下，既可单独由每块滤板上设置的出液旋塞排出，称为明流式；也可汇总后排出，称为暗流式。

洗涤操作：洗涤液由洗涤板上的通道进入其两侧与滤布形成的凹凸空间，穿过滤布、滤饼和滤框另一侧的滤布后排出。洗涤液的行程（包括滤饼和滤布）约为过滤终了时滤液行程的 2 倍，而流通面积却为其 1/2，故洗涤速率约为过滤终了速率的 1/4。

洗涤终了，若有必要可引入压缩空气使滤饼脱湿后再折开过滤机卸出滤饼，结束一次过滤操作。然后清洗、整理、重新组装、准备下一次操作。

常用规格的板框其厚度为 25~60mm，边框长为 0.2~2.0m，框数由生产所需定，由数个至上百个不等。

板框压滤机的操作压强一般在 0.3~1.0Mpa 之间。

3. 优点：结构简单紧凑，过滤面积大并可承受较高的压差。

缺点：间歇式操作，所费的装、折、清洗时间较长，劳动强度大，生产效率

较低。

板框式压滤机主要用于含固量较多的悬浮液过滤。

（二）转筒真空过滤机

1.结构与原理：

转筒的多孔表面上覆盖滤布，内部分隔成互不相通的若干扇形过滤室。转动盘与机架上的固定盘紧密贴合成分配头，转筒回转时各过滤室通过分配头依次与真空抽滤系统、洗水抽吸回收系统和压缩空气反吹系统相通。

为了不使这些系统彼此串通，在固定盘上设有不与任何通道相通的非开孔区。

2.过滤操作：

转筒旋转一周，每一个扇形过滤室依次完成真空过滤、洗涤、脱水、吸干滤饼和压缩空气吹松、刮刀卸料、反吹清洗表面等全部操作，相应分为过滤区、洗涤脱水区、卸料区和表面再生区等几个不同的工作区域。

转筒转速多在 $0.1 \sim 3 \text{ r/min}$ ，浸入悬浮液中的吸滤面积约占总表面的 $30 \sim 40\%$ 。滤饼厚度范围大约 $3 \sim 40\text{mm}$ 。

3.优点：连续进料，操作自动化，便于在转鼓表面预涂助滤剂后用于黏、细物料的过滤。

缺点：过滤推动力有限，滤饼含液量较大，常达 30% 。

第五节 离心分离

一、离心分离的基本概念

离心分离在离心机中进行，由于物料在离心机中受到 提高了离心力远大于在重力场中所受到的重力(可用离心分离因数 K_c 表示)，所以可分离用过滤或沉降方法很难分离或无法分离的悬浮液(如固体颗粒很小、液相粘度很大的悬浮液)、乳浊液等。

离心分离因数 K_c 是表示离心设备分离能力的重要指标。

二、离心过滤和离心沉降

了解离心过滤及使用的离心机(三足式离心机、刮刀卸料式离心机)的简单结构、操作特点及应用范围。

了解离心沉降及使用的离心机(管式高速离心机、碟式离心机)的简单结构、操作特点及应用范围。

第六节 气体的其它净化方法

一、惯性分离器

是利用夹带气流中的颗粒或液滴的惯性而实现分离的设备。见图 3-24。在气体的通道上设置挡板，气体绕过挡板时流动方向改变，而夹带在气流中的固体颗粒或液滴撞击挡板后则落入底部，被扑集下来。

操作时，要控制气流的速度，使之既能进行有效地分离，又不致将沉下来的颗粒重新卷起。

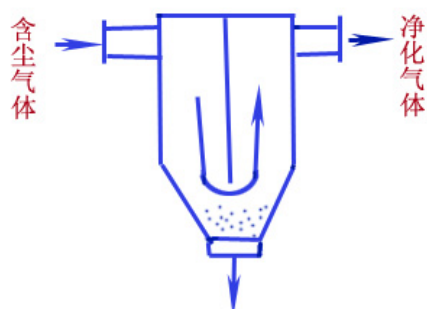


图3-24 惯性分离器

二、袋滤器

是用来分离含尘气体的一种装置。含尘气体从袋的下端进入袋内(通常气体的速度为 $0.6\sim 0.8\text{m/s}$)，气体穿过滤袋，尘粒则被截留在滤袋的内表面。优点是除尘效率高，褒贬不一可达 $94\sim 97\%$ ，最高可达 99.9% 以上，能除去 $1\mu\text{m}$ 以下的尘粒，常用于旋风分离器后作为末级除尘设备。其缺点是投资费用高，容易堵塞，袋滤器磨损较快，除灰较麻烦，且不适用于高温和潮湿气体的除尘。见图 3-25。

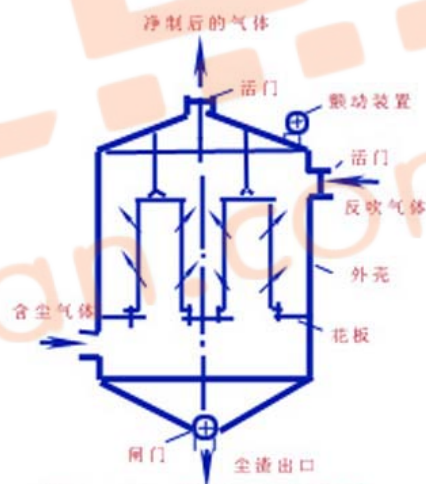


图3-25 袋滤器示意图

三、静电除尘器

当气体中含有某些极小的尘粒或雾滴时，用前述的除尘设备很难除去，则可用静电除尘器予以分离。电除尘器能有效地扑集 $0.1\mu\text{m}$ 或更小的尘粒或雾滴。电除尘器的优点是分离效率高(可达 99.9%)，阻力较小，气体处理量大，可处理温度高达 500°C 的含尘气体，低温操作性能亦良好。其缺点是设备体积庞大，因用直流电电源，故操作费用较高，维护及管理等均要求严格，所以限制其使用范围。

四、文丘里除尘器

含尘气体以 50—100m/s 的高速通过喉部时把液体喷成很细的雾滴，促使灰尘润湿而聚集长大，随后将气流引入旋风分离器，达到分离的目的。

文丘里除尘器结构简单紧凑、价格低廉、操作简便；不过阻力较大，压力降在 2000—5000Pa 范围内。

第四章传热

4. 1 传热过程概述

(1) 传热的基本方式有三种基本方式，即热传导、对流传热和辐射传热。

(2) 传热过程中冷热流体（接触）热交换方式:①冷热流体接触方式及换热器、混合式换热器、蓄热式换热、间壁式换热器。

②冷、热流体通过间壁两侧的传热过程三个基本步骤

- a. 热流体以对流方式将热量传递给管壁。
- b. 热量以热传导方式由管壁的一侧传递至另一侧。
- c. 传递至另一侧的热量又以对流方式传递给冷流体。

(3) 典型的间壁式换热器

套管式换热器是最简单的间壁式换热器，冷热流体分别流经内管和环隙，而进行热的传递。管壳式换热器是应用最广泛的换热设备。在管壳式换热器中，在管内流动的流体称为管程流体，而另一种在壳与管束之间从管外表面流过的流体称为壳程流体。传热速率和热流量是评价换热器性能的重要指标。

传热速率 Q 是指单位时间内通过传热面的热量，其单位为 W ，可表示传热的快慢。热流量则是指每单位面积的传热速率，其单位为 W/m^2 。

(4) 载热体及其选择

起加热作用的载热体称为加热剂（或加热介质）；起冷却（冷凝）作用的载热体称为冷却剂（或冷却介质）。

对于一定的传热过程，选择的载热体及工艺条件决定了需要提供或取出的热量，从而决定了传热过程的操作费用。

4. 2 热传导

热量不依靠宏观混合运动而从物体中的高温区向低温区移动的过程叫热传导，简称导热。

(1) 基本概念和傅立叶定律

①温度场和温度梯度

a. 温度场 温度场就是任一瞬间物体或系统内各点的温度分布总和。若温度场内各点的温度不随时间变化，即为定态温度场，否则称为非定态温度场。

b. 等温面 温度场中同一时刻下相同温度各点所组成的面积为等温面。温度不同的等温面彼此不相交。

c. 温度梯度 将两相邻等温面的温度差与其垂直距离之比的极限称为温度梯度。对定态定态一维温度场，温度梯度可表示为： $\text{grad}t = \frac{dt}{dx}$ 。温度梯度为向量，它的正方向是指向温度增加的方向。通常，将温度梯度的标量也称为温度梯度。

②傅立叶定律

描述热传导现象的物理定律为傅立叶定律（Fourier's Law），其数学

表达式为： $\frac{dQ}{dS} = -\lambda \frac{\partial t}{\partial n}$

式中的负号表示热传导服从热力学第二定律，即热通量的方向与温度梯度的方向相反。

(2) 导热系数

导热系数的定义式为： $\lambda = -\frac{dQ/dS}{\partial t / \partial n}$

该式表明，导热系数在数值上等于单位温度梯度下的热通量。导热系数 λ 表征了物质的导热能力的大小，是物质的物理性质之一。导热系数的大小和物质的形态、组成、密度、温度及压强有关。一般来说，金属的导热系数最大，非金属次之，液体较小、气体最小。

(3) 平面壁的热传导

① 单层平壁热传导

假设材料均匀，导热系数不随温度变化，平壁内的温度仅沿垂直于平壁的方向变化，忽略热损失。是最简单的定态、一维、平壁热传导，

则有： $Q = \frac{\lambda S}{b}(t_1 - t_2) = \frac{\Delta t}{R}$

此式适用于 λ 为常数的定态传热过程。此式表明导热系数与导热推动力成正比，与导热热阻成反比；还可以看出，导热距离愈大、传热面积和导热系数愈小，则导热热阻愈大。

$Q = \frac{t_1 - t_2}{\frac{b}{\lambda S}} = \frac{\Delta t}{R} = \frac{\text{热传导推动力}}{\text{热传导热阻}} = \text{过程传递速率}$

② 多层平壁热传导： $Q = \frac{t_1 - t_{n+1}}{\sum \frac{b_i}{\lambda_i S}}$

(4) 圆筒壁的热传导

化工生产中，经常遇到圆筒壁的热传导问题，它与平壁热传导的不同之处在于圆筒壁的传热面积和热通量不再是常量，而是随半径而变；同时温度也随半径而变，但传热速率在稳态时依然是常量。

① 单层圆壁的热传导速率方程： $Q = \frac{2\pi\lambda L(t_1 - t_2)}{\ln(r_2 / r_1)} = \lambda S_m \frac{t_1 - t_2}{r_2 - r_1}$

②多层圆壁的热传导速率方程：
$$Q = \frac{t_1 - t_{n+1}}{\sum_{i=1}^n \frac{b_i}{\lambda_i S_{mi}}} = \frac{t_1 - t_{n+1}}{\sum_{i=1}^n \frac{1}{2\pi L \lambda_i} \ln \frac{r_{i+1}}{r_i}}$$

4. 3 对流传热概述

4. 3. 1 对流传热速率方程和对流传热系数

(1) 对流传热速率方程

对流传热是一个复杂的传热过程，影响对流传热速率的因素很多，因此目前的工程计算仍按半经验法处理。

对流传热速率方程可以用牛顿冷却定律表示为：
$$Q = \alpha S \Delta t = \frac{\Delta t}{1/\alpha S}$$

(2) 对流传热系数的定义式： $$\alpha = \frac{Q}{S \Delta t}$$

对流传热系数在数值上等于单位温度差下、单位传热面积的对流传热速率，其单位为 $\text{W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$ ，它反映了对流传热的快慢，愈大表示对流传热愈快。对流传热系数不是流体的物理性质，而是受诸多因素影响的一个系数，反映了对流传热热阻的大小。

4. 3. 2 对流传热机理

(1) 对流传热分析

当湍流的流体流经固体壁面形成湍流边界层时，固体壁面处的热量首先以热传导方式通过静止的流体层进入层流内层，在层流内层中传热方式亦为热传导；然后热流经层流内层进入缓冲层，在这层流体中，兼有热传导和涡流传热两种传热方式；热流最后由缓冲层进入湍流核心，湍流核心的热量传递以漩涡传热为主。

(2) 热边界层

当流体流过固体壁面时，若二者温度不同，则壁面附近的流体受壁面温度的影响将建立一个稳定梯度，一般将流动流体中存在温度

$$\alpha = -\frac{\lambda}{T - T_w} \left(\frac{dt}{dy} \right)_w = -\frac{\lambda}{\Delta t} \left(\frac{dt}{dy} \right)_w$$

梯度的区域称为温度边界层，亦称热边界层。

4. 4 传热过程计算

换热器的传热计算包括设计型和校核型两类计算。但是无论哪种类型的计算都是以热量衡算和总传热速率方程为基础。

(1) 热量衡算式: $Q = W_h c_{ph}(T_1 - T_2) = W_c c_{pc}(t_2 - t_1)$

流体有相变: $Q = W_h[r + c_{ph}(T_s - T_2)] = W_c c_{pc}(t_2 - t_1)$

(2) 总传热速率微分方程和总传热系数

① 总传热速率方程的微分形式 $dQ = K_i(T-t)dS_i = K_0(T-t)dS_0 = K_m(T-t)dS_m$

② 总传热系数 $\frac{1}{K_0} = \frac{d_0}{\alpha_i d_i} + R_{si} \frac{d_0}{d_i} + \frac{bd_0}{\lambda d_m} + R_{so} + \frac{1}{\alpha_0}$

③ 提高总传热系数途径分析

若传热面为平壁或薄管壁，当管壁热阻和污垢热阻均可忽略时: $\frac{1}{K_0} = \frac{1}{\alpha_i} + \frac{1}{\alpha_0}$

若 $\alpha_i \gg \alpha_0$, 则 $\frac{1}{K} \approx \frac{1}{\alpha_0}$, 称为管壁外侧对流传热控制, 此时欲提高 K 值, 关键在于提高管壁

外侧的对流传热系数; 若 $\alpha_0 \gg \alpha_i$, 则 $\frac{1}{K} \approx \frac{1}{\alpha_i}$, 称为管壁内侧对流传热控制, 此时欲提高 K 值, 关键在于提高内侧的对流传热系数。由此可见, K 值总是接近于 α 小的流体的对流传热系数值, 且永远小于 α 的值。若 $\alpha_0 = \alpha_i$, 则称为管内、外侧对流传热控制, 此时必须同时提高两侧的对流传热系数, 才能提高 K 值。同样, 若管壁两侧对流传热系数很大, 即两侧的对流传热热阻很小, 而污垢热阻很大, 则称为污垢热阻控制, 此时欲提高 K 值, 必须设法减慢污垢形成速率或及时清除污垢。

(3) 平均温度差法

总传热速率方程式: $Q = KS\Delta t_m$

平均温度差: $\Delta t_m = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}}$

(4) 传热单元数法

① 传热效率: $\varepsilon = \frac{\text{实际的传热量 } Q}{\text{最大可能的传热量 } Q_{\max}}$

若热流体为最小值流体:

$$\varepsilon = \frac{W_h c_{ph}(T_1 - T_2)}{W_h c_{ph}(T_1 - t_1)} = \frac{T_1 - T_2}{T_1 - t_1}$$

若冷流体为最小值流体： $\varepsilon = \frac{W_c c_{pc}(t_2 - t_1)}{W_c c_{pc}(T_1 - t_1)} = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1}$

4. 5 对流传热系数关联式

(1) 影响对流传热系数的因素

①流体流动型态：湍流 α > 滞流 α

②流体对流情况：强制对流 α > 自然对流 α

③流体的物理性质： $\uparrow \lambda$ 、 $\uparrow \rho$ 、 $\uparrow c_p$ 、 $\uparrow \beta \rightarrow \alpha \uparrow$ ， $\uparrow \mu \rightarrow \alpha \downarrow$

④传热面的形状大小和位置

粗糙面 $\alpha \uparrow$ 小管短管 $\alpha \uparrow$ 错列 $\alpha \uparrow$

⑤流体的相态变化：有相变 α > 无相变 α

(2) 准数的名称、符号和含义

准数名称	符号	准数式	含义
努塞尔准数			表示对流传热系数的准数
雷诺准数			表示惯性力与粘性力之比，是表征流动状态的准数
普兰特准数			表示速度边界层与热边界层相对厚度的一个参数，反映与传热有关的流体物性
格拉霍夫准数			表示由温度差引起的浮力与粘性力之比

(3) 流体无相变时的对流传热系数

①流体在光滑圆形直管内作强制湍流(当流体为低粘度流体时)

$$\alpha = 0.023 \frac{\lambda}{d_i} \left(\frac{d_i u \rho}{\mu} \right)^{0.8} \left(\frac{c_p \mu}{\lambda} \right)^n$$

Re Pr L / d_i

当流体被加热时， $n=0.4$ ；当流体被冷却

时, $n=0.3$ 。应用范围: >10000 , $0.7 < \quad < 120$, >60 (L 为管长)。

②自然对流: $Nu = c(Gr Pr)^n$

4. 6 间壁式换热器

(1) 换热器的结构形式

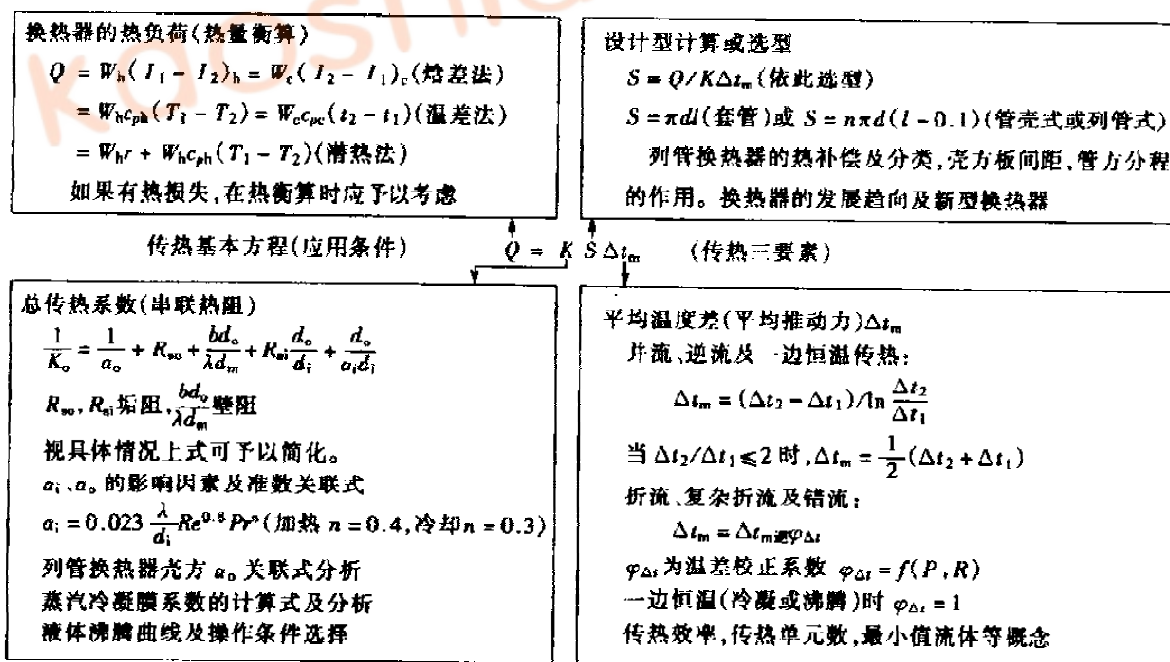
间壁式换热器按换热面的形状可分为管式换热器、板式换热器和热管换热器几大类。

管式换热器又分为管壳式(列管式)换热器、蛇管式换热器、套管式换热器和翅片式换热器。列管式换热器是应用最普遍的通用标准换热器, 根据其结构特点分为固定管板式、浮头式、U 形管式等类型。

(2) 换热器传热过程的强化

①增大传热面积②增大平均温度差③增大总传热系数

两 流 体 通 过 间 壁 换 热 内 容 联 系 图



第五章 蒸发与结晶

第一节 概述

一、蒸发操作在工业中的应用

蒸发就是用加热的方法，将含有不挥发性溶质的溶液加热至沸腾状况，使部分溶剂汽化并被移除，从而提高溶剂中溶质浓度的单元操作。工业生产中应用蒸发操作有以下几种场合：

- 1、浓缩稀溶液直接制取产品或将浓溶液再处理（如冷却结晶）制取固体产品，例如电解烧碱液的浓缩，食糖水溶液的浓缩及各种果汁的浓缩等；
- 2、同时浓缩溶液和回收溶剂，例如有机磷农药苯溶液的浓缩脱苯，中药生产中酒精浸出液的蒸发等；
- 3、为了获得纯净的溶剂，例如海水淡化等。

总之，在化学工业、食品工业、制药等工业中，蒸发操作被广泛应用。

二、蒸发操作的特点

工程上，蒸发过程只是从溶液中分离出部分溶剂，而溶质仍留在溶液中，因此，蒸发操作即为一个使溶液中的挥发性溶剂与不挥发性溶质的分离过程。由于溶剂的汽化速率取决于传热速率，故蒸发操作属传热过程，蒸发设备为传热设备，但是，蒸发操作与一般传热过程比较，有以下特点：

1、溶液沸点升高

由于溶液含有不挥发性溶质，因此，在相同温度下，溶液的蒸气压比纯溶剂的小，也就是说，在相同压力下，溶液的沸点比纯溶剂的高，溶液浓度越高，这种影响越显著。

2、物料及工艺特性

物料在浓缩过程中，溶质或杂质常在加热表面沉积、析出结晶而形成垢层，影响传热；有些溶质是热敏性的，在高温下停留时间过长易变质；有些物料具有较大的腐蚀性或较高的粘度等等。

3、能量回收

蒸发过程是溶剂汽化过程，由于溶剂汽化潜热很大，所以蒸发过程是一个大能耗单元操作。因此，节能是蒸发操作应予考虑的重要问题。

三、蒸发操作的分类

1、按蒸发方式分：

自然蒸发：即溶液在低于沸点温度下蒸发，如海水晒盐，这种情况下，因溶剂仅在溶液表面汽化，溶剂汽化速率低。

沸腾蒸发：将溶液加热至沸点，使之在沸腾状态下蒸发。工业上的蒸发操作基本上皆是此类。

2、按加热方式分：

直接热源加热 它是将燃料与空气混合，使其燃烧产生的高温火焰和烟气经喷嘴直接喷入被蒸发的溶液中来加热溶液、使溶剂汽化的蒸发过程。

间接热源加热 容器间壁传给被蒸发的溶液。即在间壁式换热器中进行的传热过程。

3、按操作压力分：

可分为常压、加压和减压（真空）蒸发操作。很显然，对于热敏性物料，如抗生素溶液、果汁等应在减压下进行。而高粘度物料就应采用加压高温热源加热（如导热油、熔盐等）进行蒸发

4、按效数分：

可分为单效与多效蒸发。若蒸发产生的二次蒸汽直接冷凝不再利用，称为单效蒸发，如图 5-1 所示，即为单效真空蒸发。若将二次蒸汽作为下一效加热蒸汽，并将多个蒸发器串联，此蒸发过程即为多效蒸发。

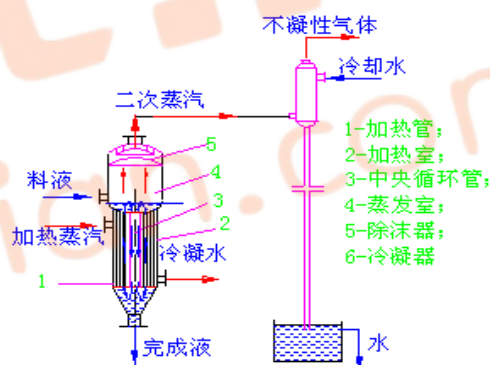


图 5-1 单效蒸发流程

第二节 蒸 发 设 备

工业生产中蒸发器有多种结构形式，但均由主要加热室（器）、流动（或循环）管道以及分离室（器）组成。根据溶液在加热室内的流动情况，蒸发器可分为循环型和单程型两类，分述如下。

一、自然循环型蒸发器

（一）中央循环管式蒸发器

中央循环管式蒸发器为最常见的蒸发器，其结构如图 5—2 所示，它主要由

加热室、蒸发室、中央循环管和除沫器组成。蒸发器的加热器由垂直管束构成，管束中央有一根直径较大的管子，称为中央循环管，其截面积一般为管束总截面积的 40%~100%。当加热蒸汽（介质）在管间冷凝放热时，由于加热管束内单位体积溶液的受热面积远大于中央循环管内溶液的受热面积，因此，管束中溶液的相对汽化率就大于中央循环管的汽化率，所以管束中的气液混合物的密度远小于中央循环管内气液混合物的密度。这样造成了混合液在管束中向上，在中央循环管向下的自然循环流动。混合液的循环速度与密度差和管长有关。密度差越大，加热管越长，循环速度越大。但这类蒸发器受总高限制，通常加热管为 1~2m，直径为 25~75mm，长径比为 20~40。

中央循环管蒸发器的主要优点是：结构简单、紧凑，制造方便，操作可靠，投资费用少。缺点是：清理和检修麻烦，溶液循环速度较低，一般仅在 0.5m/s 以下，传热系数小。它适用于粘度适中，结垢不严重，有少量的结晶析出，及腐蚀性不大的场合。中央循环管式蒸发器在工业上的应用较为广泛。

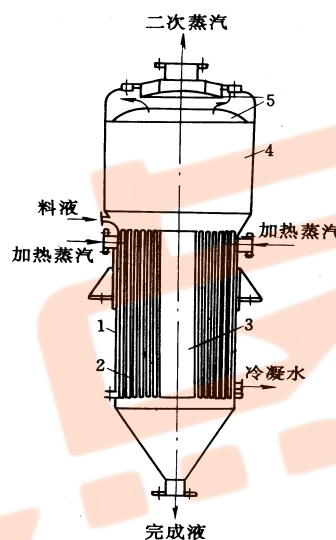


图 5-2 中央循环管式蒸发器

（二）悬筐式蒸发器：

- 1、结构：加热室像个筐，悬挂在加热室中
- 2、循环原理：同上，但溶液是沿加热室与壳体所形成的环隙进行的，环隙截面积约为加热管束总面积的 100%-150%；
- 3、特点：
 - ①热损小，因蒸发器外壳接触的是温度较低的料液；
 - ②易检修，因加热室可由蒸发器顶部取出，
 - ③循环速度较前者大；
 - ④结构复杂；
- 4、适用：在蒸发过程中易结晶、结垢的溶液。

（三）外加热式蒸发器

外加热式蒸发器如图 5-4 所示。其主要特点是把加热器与分离室分开安装，这样不仅易于清洗、更换，同时还有利于降低蒸发器的总高度。这种蒸发器的加热管较长（管长与管径之比为 50~100），且循环管又不被加热，故溶液的循环速度可达 1.5m/s，它既利于提高传热系数，也利于减轻结垢。

（四）列文蒸发器：

1、结构：由加热室、沸腾室、分离室和循环管组成，特别之处在于加热室上部增设了直管作为沸腾室，这样，加热室中溶液由于受到附加的液柱静压强的作用，使溶液不在加热室中沸腾，当溶液一升到沸腾室时，所受压力降低后，才开始沸腾，这可减少溶液在加热管壁上因沸腾浓缩而析出结晶可结垢的机会，传热效果好。

2、特点：加热室、循环室温差大，密度差大，循环速度大；因液体静压强引起的温度差损失大，因此要求加热蒸汽压强高；

3、适用：有结晶析出的溶液。

二、强制循环发生器

上述几种蒸发器均为自然循环型蒸发器，即靠加热管与循环管内溶液的密度差作为推动力，导致溶液的循环流动，因此循环速度一般较低，尤其在蒸发粘稠溶液（易结垢及有大量结晶析出）时就更低。为提高循环速度，可用循环泵进行强制循环。这种蒸发器的循环速度可达 1.5~5m/s。其优点是，传热系数大，利于处理粘度较大、易结垢、易结晶的物料。但该蒸发器的动力消耗较大，每平方米传热面积消耗的功率约为 0.4~0.8kW。

三、单程型蒸发器

循环型蒸发器有一个共同的缺点，即蒸发器内溶液的滞留量大，物料在高温下停留时间长，这对处理热敏性物料甚为不利。在单程型蒸发器中，物料沿加热管壁成膜状流动，一次通过加热器即达浓缩要求，其停留时间仅数秒或十几秒。另外，离开加热器的物料又得到及时冷却，因此特别适用于热敏性物料的蒸发。

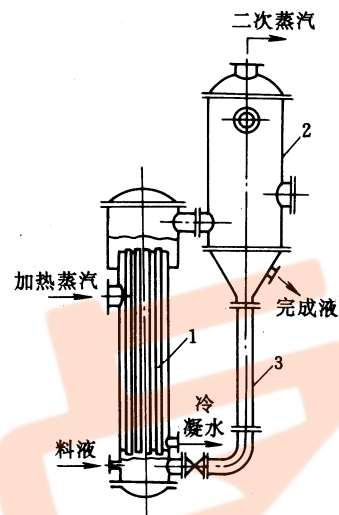


图 5-4 外加热式蒸发器

但由于溶液一次通过加热器就要达到浓缩要求，因此对设计和操作的要求较高。由于这类蒸发器的加热管上的物料成膜状流动，故又称膜式蒸发器。根据物料在蒸发器内的流动方向和成膜原因不同，它可分为下列几种类型：

1、升膜式蒸发器

升膜式蒸发器如图 5-7 所示，它的加热室由一根或数根垂直长管组成。通常加热管径为 25~50mm，管长与管径之比为 100~150。原料液预热后由蒸发器底部进入加热器管内，加热蒸汽在管外冷凝。当原料液受热后沸腾汽化，生成二次蒸汽在管内高速上升，带动料液沿管内壁成膜状向上流动，并不断地蒸发汽化，加速流动，气液混合物进入分离器后分离，浓缩后的完成液由分离器底部放出。

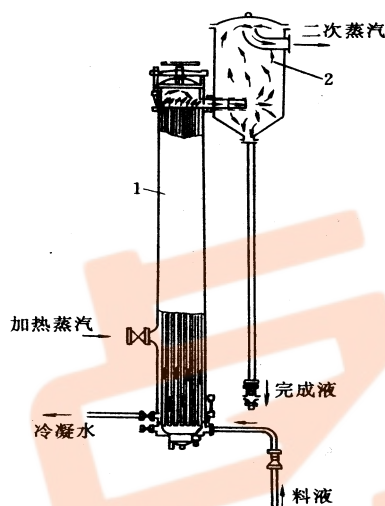


图 5-7 升膜式蒸发器

这种蒸发器需要精心设计与操作，即加热管内的二次蒸汽应具有较高速度，并获较高的传热系数，使料液一次通过加热管即达到预定的浓缩要求。通常，常压下，管上端出口处速度以保持 20~50m/s 为宜，减压操作时，速度可达 100~160m/s。

升膜蒸发器适宜处理蒸发量较大，热敏性，粘度不大及易起沫的溶液，但不适于高粘度、有晶体析出和易结垢的溶液。

2、降膜式蒸发器

降膜式蒸发器如图 5-8 所示，原料液由加热室顶端加入，经分布器分布后，沿管壁成膜状向下流动，气液混合物由加热管底部排出进入分离室，完成液由分离室底部排出。

设计和操作这种蒸发器的要点是：尽力使料液在加热管内壁形成均匀液膜，并且不能让二次蒸汽由管上端窜出。常用的分离器形式见图 5-9。

图 9-13 (a) 是用一根有螺旋型沟槽的导流柱，使流体均匀分布到内管壁上；图 4-13 (b) 是利用导流杆均匀分布液体，导流杆下部设计成

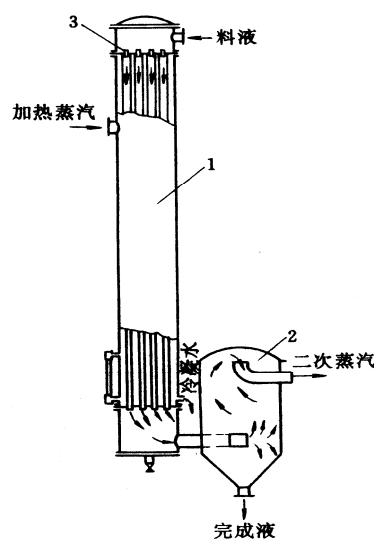


图 5-8 降膜式蒸发器

圆锥型，且底部向内凹，以免使锥体斜面下流的液体再向中央聚集；9-13 (c) 是使液体通过齿缝分布到加热器内壁成膜状下流。

降膜式蒸发器可用于蒸发粘度较大 ($0.05 \sim 0.45 \text{ Pa} \cdot \text{s}$)，浓度较高的溶液，但不适于处理易结晶和易结垢的溶液，这是因为这种溶液形成均匀液膜较困难，传热系数也不高。

3、刮板式蒸发器

刮板式薄膜蒸发器如图 5-11 所示，它是一种适应性很强的新型蒸发器，例如对高粘度、热敏性和易结晶、结垢的物料都适用。它主要由加热夹套和刮板组成，夹套内通加热蒸汽，刮板装在可旋转的轴上，刮板和加热夹套内壁保持很小间隙，通常为 $0.5 \sim 1.5 \text{ mm}$ 。料液经预热后由蒸发器上部沿切线方向加入，在重力和旋转刮板的作用下，分布在内壁形成下旋薄膜，并在下降过程中不断被蒸发浓缩，完成液由底部排出，二次蒸汽由顶部逸出。在某些场合下，这种蒸发器可将溶液蒸干，在底部直接得到固体产品。

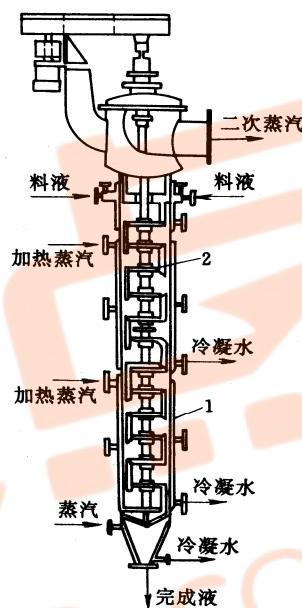


图 5-11 刮板式薄膜蒸发器

这类蒸发器的缺点是结构复杂（制造、安装和维修工作量大）加热面积不大，且动力消耗大。

四、蒸发器的选型

蒸发器的结构形式较多，选用和设计时，要在满足生产任务要求，保证产品质量的前提下，尽可能兼顾生产能力大，结构简单，维修方便及经济性好等因素。

表 5-1 列出了常见蒸发器的一些重要性能，可供选型的参考。

五、蒸发设备的附属装置

蒸发装置的附属设备和机械主要有除尘器、冷凝器和真空泵。

1、除沫器（汽液分离器）

蒸发操作时产生的二次蒸汽，在分离室与液体分离后，仍夹带大量液滴，尤其是处理易产生泡沫的液体，夹带更为严重。为了防止产品损失或冷却水被污染，

常在蒸发器内（或外）设除尘器。

图5-12为几种除尘器的结构示意图。图中（a）～（d）直接安装在蒸发器顶部，（e）～（g）安装在蒸发器外部。

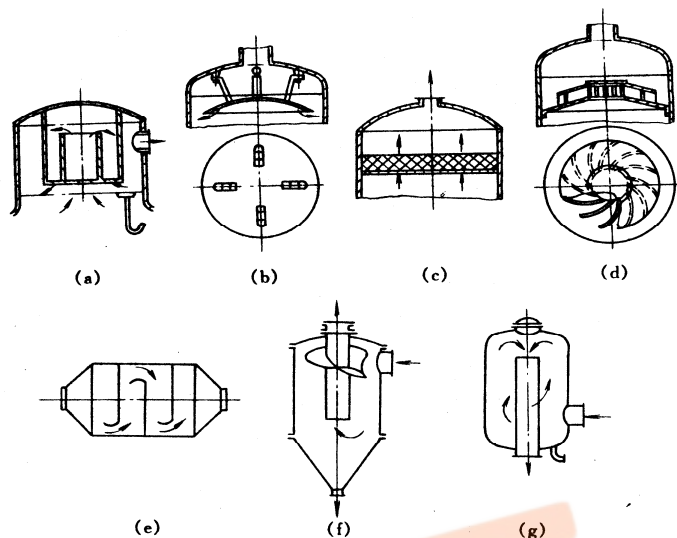


图 5-12 几种除沫器结构示意图

2、冷凝器

冷凝器的作用是冷凝二次蒸汽。冷凝器有间壁式和直接接触式两种，倘若二次蒸汽为需回收的有价值物料或会严重污染水源，则应采用间壁式冷凝器，否则通常采用直接接触式冷凝器。后一种冷凝器一般均在负压下操作，这时为将混合冷凝后的水排出，冷凝器必须设置得足够高，冷凝器底部的长管称为大气腿。

3、真空装置

当蒸发器在负压下操作时，无论采用哪一种冷凝器，均需在冷凝器后安装真空装置。需要指出的是，蒸发器中的负压主要是由于二次蒸汽冷凝所致，而真空装置仅是抽吸蒸发系统泄漏的空气、物料及冷却水中溶解的不凝性气体和冷却水饱和温度下的水蒸汽等，冷凝器后必须安真空装置才能维持蒸发操作的真空度。常用的真空装置有喷射泵、水环式真空泵、往复式或旋转式真空泵等。

结晶的生成过程

（1）晶核的形成

晶核的形成有两种方式：

一种是过饱和溶液达到不稳区后自发形成晶核，称为初级成核，是一种无晶体存在下的成核方式。

另一种是过饱和溶液在介稳区内受到搅拌、尘埃、电磁波辐射等外界因素诱发而形成晶核，称为二次成核。

（2）晶体的成长

过饱和的溶液中已形成的晶核逐渐长大的过程称为晶体的成长过程。

结晶的速率

结晶的速率包括晶核形成速率和晶体成长速率。

晶核形成速率和晶体成长速率这两个过程的速率大小，对结晶产品的质量有很大的影响。

如果是晶核形成速率大于晶体成长速率，则产生的晶体颗粒小而数量多

如果是晶体成长速率大于晶核形成速率，则产生的晶体颗粒大而数量少

影响结晶操作的因素

- (1) 过饱和度的影响
- (2) 冷却（蒸发）速度的影响
- (3) 晶种的影响
- (4) 搅拌的影响

加晶种的结晶

向溶液中加入适当数量及适当粒度的晶种，使溶质在晶种的表面上生长的结晶方式称为加晶种的结晶。晶种的加入是控制产品粒度的有效措施。

第六章 气体吸收

一、吸收过程概述

1. 气体吸收的原理与流程

气体吸收是典型的化工单元操作过程。气体吸收的原理是，根据混合气体中各组分在某液体溶剂中的溶解度不同而将气体混合物进行分离。吸收操作所用的液体溶剂称为吸收剂，以 S 表示；混合气体中，能够显著溶解于吸收剂的组分称为吸收物质或溶质，以 A 表示；而几乎不被溶解的组分统称为惰性组分或载体，以 B 表示；吸收操作所得到的溶液称为吸收液或溶液，它是溶质 A 在溶剂 S 中的溶液；被吸收后排出的气体称为吸收尾气，其主要成分为惰性气体 B，但仍含有少量未被吸收的溶质 A。

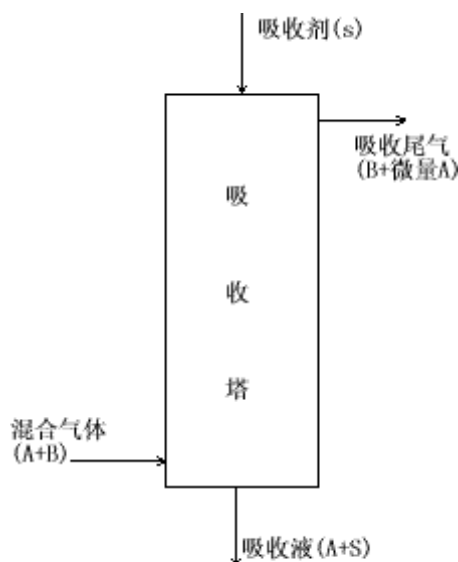


图 2-1 吸收塔操作示意图

吸收过程通常在吸收塔中进行。根据气、液两相的流动方向，分为逆流操作和并流操作两类，工业生产中以逆流操作为主。吸收塔操作示意图如图片 2-1 所示。

应予以指出，吸收过程使混合气中的溶质溶解于吸收剂中而得到一种溶液，但就溶质的存在形态而言，仍然是一种混合物，并没有得到纯度较高的气体溶质。在工业生产中，除以制取溶液产品为目的的吸收(如用水吸收 HCl 气制取盐酸等)之外，大都要将吸收液进行解吸，以便得到纯净的溶质或使吸收剂再生后循环使用。解吸也称为脱吸，它是使溶质从吸收液中释放出来的过程，解吸通常在解吸塔中进行。图片 2-2 所示为洗油脱除煤气中粗苯的流程简图。图中虚线左侧为吸收部分，在吸收塔中，苯系化合物蒸汽溶解于洗油中，吸收了粗苯的洗油(又称富油)由吸收塔底排出，被吸收后的煤气由吸收塔顶排出。图中虚线右侧为解吸部分，在解吸塔中，粗苯由液相释放出来，并为水蒸汽带出，经冷凝分层后即可获得粗苯产品，解吸出粗苯的洗油(也称为贫油)经冷却后再送回吸收塔循环使用。

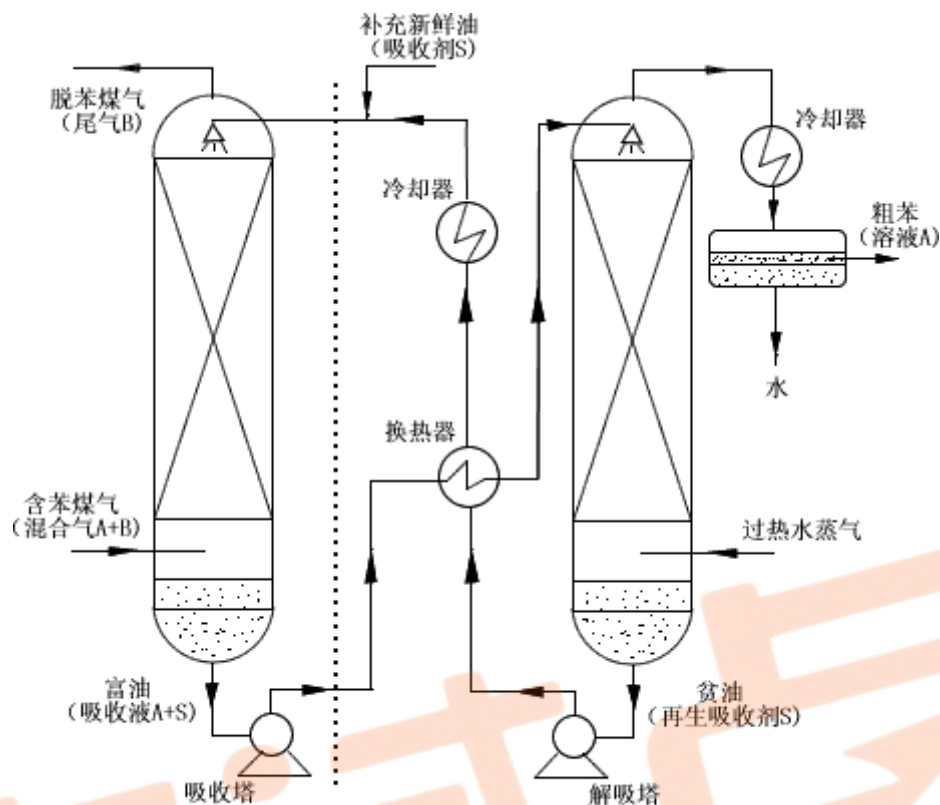


图 2-2 洗油脱除煤气中粗苯流程简图

2. 气体吸收的工业应用

气体吸收在化工生产中的应用大致有以下几种。

(1) 净化或精制气体。混合气的净化或精制常采用吸收的方法。如在合成氨工艺中，采用碳酸丙烯酯(或碳酸钾水溶液)脱除合成气中的二氧化碳等。

(2) 制取某种气体的液态产品。气体的液态产品的制取常采用吸收的方法。如用水吸收氯化氢气体，制取盐酸等。

(3) 回收混合气体中所需的组分。

回收混合气体中的某组分通常亦采用吸收的方法。如用洗油处理焦炉气以回收其中的芳烃等。

(4) 工业废气的治理。在工业生产所排放的废气中常含有少量的 SO_2 、 H_2S 、 HF 等有害气体成分，若直接排入大气，则对环境造成污染。因此，在排放之前必须加以治理，工业生产中通常采用吸收的方法，选用碱性吸收剂除去这些有害的酸性气体。

3. 气体吸收的分类

气体吸收过程通常按以下方法分类。

(1) 单组分吸收与多组分吸收 吸收过程按被吸收组分数目的不同，可分为单组分吸收和多组分吸收。若混合气体中只有一个组分进入液相，其余组分不溶（或微溶）于吸收剂，这种吸收过程称为单组分吸收。反之，若在吸收过程中，混合气中进入液相的气体溶质不止一个，这样的吸收称为多组分吸收。

(2) 物理吸收与化学吸收 在吸收过程中，如果溶质与溶剂之间不发生显著的化学反应，可以把吸收过程看成是气体溶质单纯地溶解于液相溶剂的物理过程，则称为物理吸收。相反，如果在吸收过程中气体溶质与溶剂（或其中的活泼组分）发生显著的化学反应，则称为化学吸收。

(3) 低浓度吸收与高浓度吸收 在吸收过程中，若溶质在气液两相中的摩尔分率均较低（通常不超过 0.1），这种吸收称为低浓度吸收；反之，则称为高浓度吸收。对于低浓度吸收过程，由于气相中溶质浓度较低，传递到液相中的溶质量相对于气、液相流率也较小，因此流经吸收塔的气、液相流率均可视为常数。

(4) 等温吸收与非等温吸收 气体溶质溶解于液体时，常由于溶解热或化学反应热，而产生热效应，热效应使液相的温度逐渐升高，这种吸收称为非等温吸收。若吸收过程的热效应很小，或虽然热效应较大，但吸收设备的散热效果很好，能及时移出吸收过程所产生的热量，此时液相的温度变化并不显著，这种吸收称为等温吸收。

工业生产中的吸收过程以低浓度吸收为主。本章讨论单组分低浓度的等温物理吸收过程，对于其它条件下的吸收过程，可参考有关书籍。

4. 吸收剂的选择

吸收是气体溶质在吸收剂中溶解的过程。因此，吸收剂性能的优劣往往是决定吸收效果的关键。选择吸收剂应注意以下几点。

(1) 溶解度 吸收剂对溶质组分的溶解度越大，则传质推动力越大，吸收速率越快，且吸收剂的耗用量越少。

(2) 选择性 吸收剂应对溶质组分有较大的溶解度，而对混合气体中的其它组分溶解度甚微，否则不能实现有效的分离。

(3) 挥发度 在吸收过程中，吸收尾气往往为吸收剂蒸汽所饱和。故在操作温度下，吸收剂的蒸汽压要低，即挥发度要小，以减少吸收剂的损失量。

(4) 粘度 吸收剂在操作温度下的粘度越低，其在塔内的流动阻力越小，扩散系数越大，这有助于传质速率的提高。

(5) 其它 所选用的吸收剂应尽可能无毒性、无腐蚀性、不易燃易爆、不发泡、冰点低、价廉易得，且化学性质稳定。

二、吸收过程的气液平衡关系

吸收过程的气液平衡关系是研究气体吸收过程的基础，该关系通常用气体在液体中的溶解度及亨利定律表示。

1. 气体在液体中的溶解度

在一定的温度和压力下，使一定量的吸收剂与混合气体接触，气相中的溶质便向液相溶剂中转移，直至液相中溶质组成达到饱和为止。此时并非没有溶质分子进入液相，只是在任何时刻进入液相中的溶质分子数与从液相逸出的溶质分子数恰好相等，这种状态称为相际动平衡，简称相平衡或平衡。平衡状态下气相中的溶质分压称为平衡分压或饱和分压，液相中的溶质组成称为平衡组成或饱和组成。气体在液体中的溶解度，就是指气体在液体中的饱和组成。

气体在液体中的溶解度可通过实验测定。由实验结果绘成的曲线称为溶解度曲线，某些气体在液体中的溶解度曲线可从有关书籍、手册中查得。

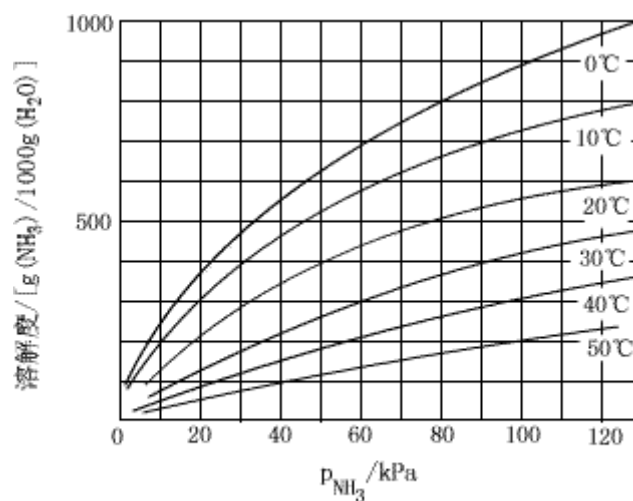


图 2-3 氮在水中的溶解度曲线

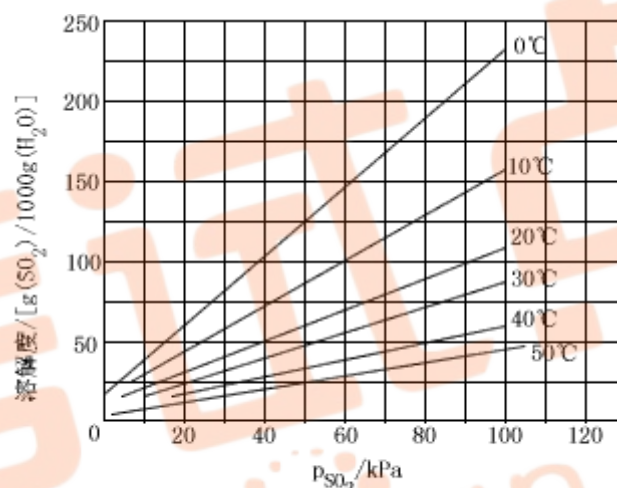


图 2-4 二氧化硫在水中的溶解度曲线

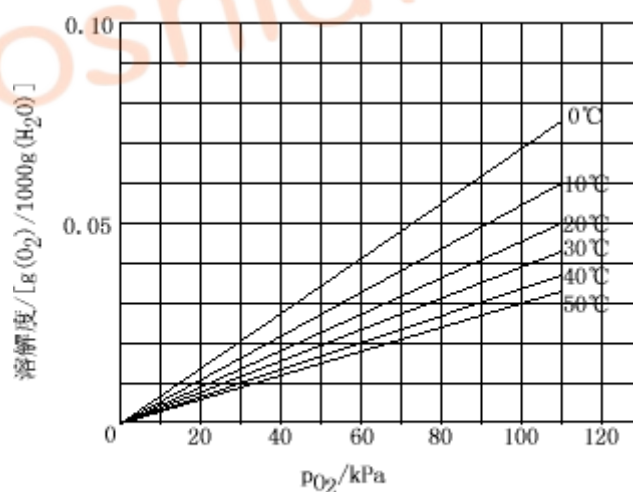


图 2-5 氧在水中的溶解度曲线

图片 2-3、图片 2-4 和图片 2-5 分别为总压不很高时氨、二氧化硫和氧在水中的溶解度曲线。从图分析可知：

(1) 在同一溶剂（水）中，相同的温度和溶质分压下，不同气体的溶解度差别很大，其中氨在水中的溶解度最大，氧在水中的溶解度最小。这表明氨易溶于水，氧难溶于水，而二氧化硫则居中。

(2) 对同一溶质，在相同的气相分压下，溶解度随温度的升高而减小。

(3) 对同一溶质，在相同的温度下，溶解度随气相分压的升高而增大。

由溶解度曲线所显示的上述规律性可看出，加压和降温有利于吸收操作，因为加压和降温可提高气体溶质的溶解度。反之，减压和升温则有利于解吸操作。

2. 亨利定律

对于稀溶液或难溶气体，在一定温度下，当总压不很高(通常不超过 500kPa)时，互成平衡的气液两相组成间的关系用亨利（Henry）定律来描述。因组成的表示方法不同，故亨利定律亦有不同的表达形式。

(1) $p^* \sim x$ 关系 若溶质在气、液相中的组成分别以分压 p^* 、摩尔分率 x 表示，则亨利定律可写成如下的形式，即

$$p^* = Ex \quad (2-1)$$

式中

p^* ——溶质在气相中的平衡分压，kPa；

x ——溶质在液相中的摩尔分率；

E ——亨利系数，kPa。

式 2-1 称为亨利定律。该式表明：稀溶液上方的溶质分压与该溶质在液相中的摩尔分率成正比，其比例系数即为亨利系数。

对于理想溶液，在压力不高及温度恒定的条件下， $p^* \sim x$ 关系在整个组成范围内都符合亨利定律，而亨利系数即为该温度下纯溶质的饱和蒸汽压，此时亨利定律与拉乌尔定律是一致的。但实际的吸收操作所涉及的系统多为非理想溶液，此时亨利系数不等于纯溶质的饱和蒸汽压，且只在液相溶质组成很低时才是常数。因此，亨利定律适用范围是溶解度曲线直线部分。

亨利系数可由实验测定，亦可从有关手册中查得。表 2-1 列出某些气体水溶液的亨利系数，可供参考。

表 2-1 某些气体水溶液的亨利系数

气 体 种 类	温度 / (°C)															
	0	5	10	15	20	25	30	35	40	45	50	60	70	80	90	100
	$(E \times 10^{-6}) / (\text{kPa})$															
H ₂	5.87	6.16	6.44	6.70	6.92	7.16	7.39	7.52	7.61	7.70	7.75	7.75	7.71	7.65	7.61	7.55
N ₂	5.35	6.05	6.77	7.48	8.15	8.76	9.36	9.98	10.5	11.0	11.4	12.2	12.7	12.8	12.8	12.8
空气	4.38	4.94	5.56	6.15	6.73	7.30	7.81	8.34	8.82	9.23	9.59	10.2	10.6	10.8	10.9	10.8
CO	3.57	4.01	4.48	4.95	5.43	5.88	6.28	6.68	7.05	7.39	7.71	8.32	8.57	8.57	8.57	8.57
O ₂	2.58	2.95	3.31	3.69	4.06	4.44	4.81	5.14	5.42	5.70	5.96	6.37	6.72	6.96	7.08	7.10
CH ₄	2.27	2.62	3.01	3.41	3.81	4.18	4.55	4.92	5.27	5.58	5.85	6.34	6.75	6.91	7.01	7.10
NO	1.71	1.96	2.21	2.45	2.67	2.91	3.14	3.35	3.57	3.77	3.95	4.24	4.44	4.45	4.58	4.60
C ₂ H ₆	1.28	1.57	1.92	2.30	2.66	3.06	3.47	3.88	4.29	4.69	5.07	5.72	6.31	6.70	6.96	7.01
	$(E \times 10^{-5}) / (\text{kPa})$															
C ₂ H ₄	5.59	6.62	7.78	9.07	10.3	11.6	12.9	—	—	—	—	—	—	—	—	—
N ₂ O	—	1.19	1.43	1.68	2.01	2.28	2.62	3.06	—	—	—	—	—	—	—	—

CO ₂	0.378	0.8	1.05	1.24	1.44	1.66	1.88	2.12	2.36	2.60	2.87	3.46	--	--	--	--
C ₂ H ₂	0.73	0.85	0.97	1.09	1.23	1.35	1.48	--	--	--	--	--	--	--	--	--
Cl ₂	0.272	0.334	0.399	0.461	0.537	0.604	0.669	0.74	0.80	0.86	0.90	0.97	0.99	0.97	0.96	--
H ₂ S	0.272	0.319	0.372	0.418	0.489	0.552	0.617	0.686	0.755	0.825	0.689	1.04	1.21	1.37	1.46	1.50
(E × 10 ⁻⁴) / (kPa)																
SO ₂	0.167	0.203	0.245	0.294	0.355	0.413	0.485	0.567	0.661	0.763	0.871	1.11	1.39	1.70	2.01	--

对于一定的气体溶质和溶剂，亨利系数随温度而变化。一般说来，温度升高则 E 增大，这体现了气体的溶解度随温度升高而减小的变化趋势。在同一溶剂中，难溶气体的 E 值很大，而易溶气体的 E 值则很小。

(2) $p \sim c$ 关系 若溶质在气、液相中的组成分别以分压 p 、摩尔浓度 c 表示，则亨利定律可写成如下的形式，即

$$p^* = \frac{c}{H}$$

(2-2)

式中

c ——溶液中溶质的摩尔浓度， kmol/m^3 ；

p^* ——气相中溶质的平衡分压， kPa ；

H ——溶解度系数， $\text{kmol}/(\text{m}^3 \cdot \text{kPa})$ 。

溶解度系数 H 也是温度的函数。对于一定的溶质和溶剂， H 值随温度升高而减小。易溶气体的 H 值很大，而难溶气体的 H 值则很小。

溶解度系数 H 与亨利系数 E 的关系可推导如下：设溶液的体积为 $V \text{ m}^3$ ，浓度为 $c \text{ kmol (A) / m}^3$ ，密度为 $\rho \text{ kg/m}^3$ ，则溶质 A 的总量为 $cV \text{ kmol}$ ，溶剂 S 的总量为 $M \text{ kmol}$ (M_A 及 M_S 分别为溶质 A 和溶剂 S 的摩尔质量)，于是溶质 A 在液相中的摩尔分率为

$$r = \frac{cF}{cF + \frac{\rho F - cFM_A}{M_A}} = \frac{cM_A}{\rho + c(M_A - M_A)} \quad (2-3)$$

将上式代入式 2-1 可得

$$p^* = E \frac{cM_A}{\rho + c(M_A - M_A)}$$

将此式与式 2-2 比较可得

$$\frac{1}{H} = E \frac{M_A}{\rho + c(M_A - M_A)}$$

对稀溶液, c 值很小, 则 $c \ll 1$, 故上式可简化为

$$H = \frac{\rho}{EM_A} \quad (2-4)$$

(3) $y \sim x$ 关系 若溶质在气、液相中的组成分别以摩尔分率 y 、 x 表示, 则亨利定律可写成如下的形式, 即

$$y^* = mx \quad (2-5)$$

式中

x ——液相中溶质的摩尔分率;

y^* ——与液相成平衡的气相中溶质的摩尔分率;

m ——相平衡常数, 或称为分配系数。

对于一定的物系, 相平衡常数 m 是温度和压力的函数, 其数值可由实验测得。由 m 值同样可以比较不同气体溶解度的大小, m 值越大, 则表明该气体的溶解度越小; 反之, 则溶解度越大。

若系统总压为 P , 由理想气体分压定律可知 $p = Py$

同理 $p^* = p_y^*$

将上式代入式 2-1 可得 $p_y^* = Ex$ $p^* = \frac{E}{P}x$

将此式与式 2-5 比较可得

$$m = \frac{E}{P} \quad (2-6)$$

将式 2-6 代入式 2-4, 即可得 $H \sim m$ 的关系为

$$H = \frac{P}{PM_g m} \quad (2-7)$$

(4) $Y \sim X$ 关系 式 2-5 是以摩尔分率表示的亨利定律。摩尔分率是指混合物中某组分的摩尔数占混合物总摩尔数的分率, 但在吸收过程中, 混合物的总摩尔数是变化的。如用水吸收混于空气中氨的过程, 氨作为溶质可溶于水中, 而空气与水不能互溶 (称为惰性组分)。随着吸收过程的进行, 混合气体及混合液体的摩尔数是变化的, 而混合气体及混合液体中的惰性组分的摩尔数是不变的。此时, 若用摩尔分率表示气、液相组成, 计算很不方便。为此引入以惰性组分为基准的摩尔比来表示气、液相的组成。

摩尔比的定义如下:

$$X = (\text{液相中溶质的摩尔数}) / (\text{液相中溶剂的摩尔数}) = \frac{x}{1-x} \quad (2-8)$$

$$Y = (\text{气相中溶质的摩尔数}) / (\text{气相中惰性组分的摩尔数}) = \frac{y}{1-y} \quad (2-9)$$

上述二式也可变换为

$$x = \frac{X}{1+X} \quad (2-10)$$

$$y = \frac{Y}{1+Y} \quad (2-11)$$

将式 2-10 和 2-11 代入式 2-5 可得

$$\frac{P^*}{1+P^*} = m \frac{X}{1+X}$$

整理得

$$P^* = \frac{mX}{1+(1-m)X} \quad (2-12)$$

当溶液组成很低时, $(1-m)X \ll 1$, 则式 2-12 可简化为

$$P^* = mX \quad (2-13)$$

式 2-13 表明当液相中溶质组成足够低时, 平衡关系在 $Y \sim X$ 图中可近似地表示成一条通过原点的直线, 其斜率为 m 。

应予以指出, 亨利定律的各种表达式所描述的都是互成平衡的气液两相组成之间的关系, 它们既可用于根据液相组成计算与之平衡的气相组成, 也可用来根据气相组成计算与之平衡的液相组成。因此, 上述亨利定律表达式可改写为

$$P^* = \frac{P}{K}$$

$$C^* = Kp$$

$$P^* = \frac{P}{K}$$

$$X^* = \frac{P}{m}$$

【例题与解题指导】【例 2-1】含有 10% (体积%) CH_4 的某种混合气体与水充分接触, 系统温度为 30°C , 总压为 101.3kPa 。试求达平衡时液相中 CH_4 的摩尔浓度。

解: 混合气体按理想气体处理, 由理想气体分压定律可知, CH_4 在气相中的分压为

$$p = P \gamma = 101.3 \times 0.1 = 10.13 \text{ kPa}$$

C_2H_2 为难溶于水的气体，其水溶液的组成很低，故气液平衡关系符合亨利定律，并且溶液的密度可按纯水的密度计算。

查得 30°C 水的密度为 $\rho = 995.7 \text{ kg/m}^3$

由
$$c^* = H p, \quad H = \frac{\rho}{E M_S}$$

故
$$c^* = \frac{\rho p}{E M_S}$$

查表 2-1 可知， 30°C 时 C_2H_2 在水中的亨利系数 $E = 1.48 \times 10^5 \text{ kPa}$ 。

故
$$c^* = \frac{995.7 \times 10.13}{1.48 \times 10^5 \times 18} = 3.79 \times 10^{-3} \text{ kmol/m}^3$$

分析：求解本题的关键是熟练掌握亨利定律的表达式和各系数间的关系。

【例 2-2】在总压 101.3 kPa 及 30°C 下，氨在水中的溶解度为 $1.72 \text{ g (NH}_3\text{)}/100 \text{ g (H}_2\text{O)}$ 。若氨水的气液平衡关系符合亨利定律，相平衡常数为 0.764 ，试求气相组成 Y 。

解：先求液相组成

$$x = \frac{\frac{1.72}{17}}{\frac{1.72}{17} + \frac{100}{18}} = 0.0179$$

由亨利定律，求气相组成

$$y = H x = 0.764 \times 0.0179 = 0.0137$$

则
$$Y = \frac{y}{1-y} = \frac{0.0137}{1-0.0137} = 0.0140$$

分析：求解本题的关键是熟练掌握亨利定律的表达式及摩尔比的定义。

【附 1 插图】

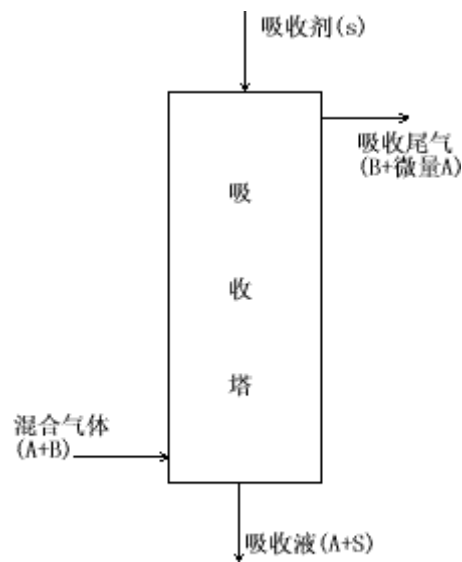


图 2-1 吸收塔操作示意图

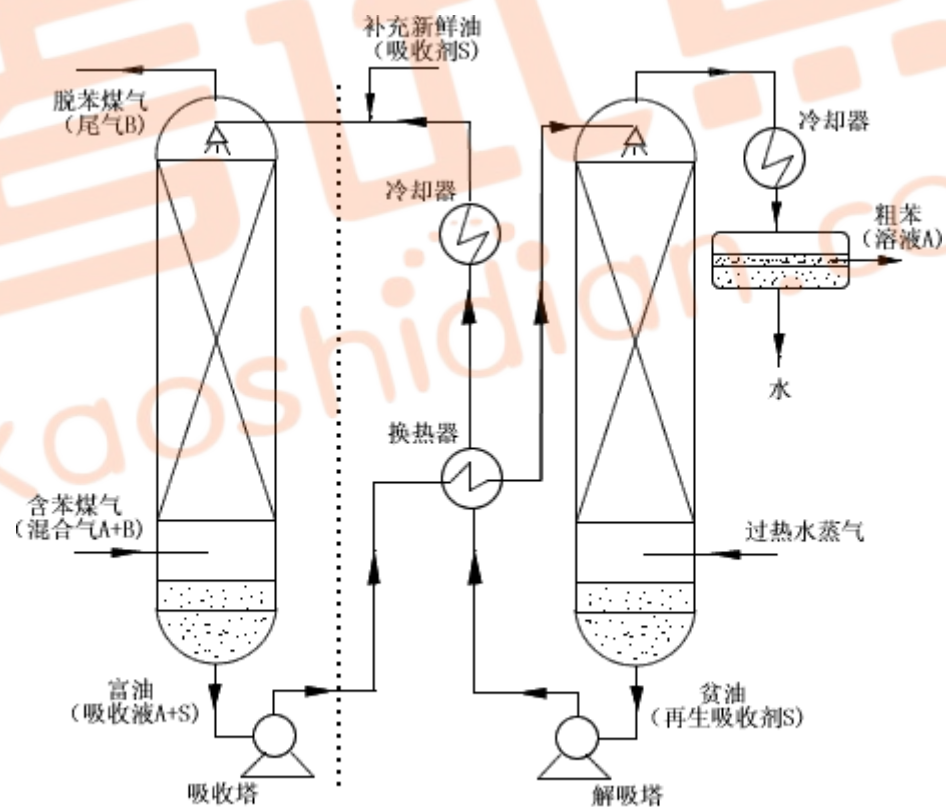


图 2-2 洗油脱除煤气中粗苯流程简图

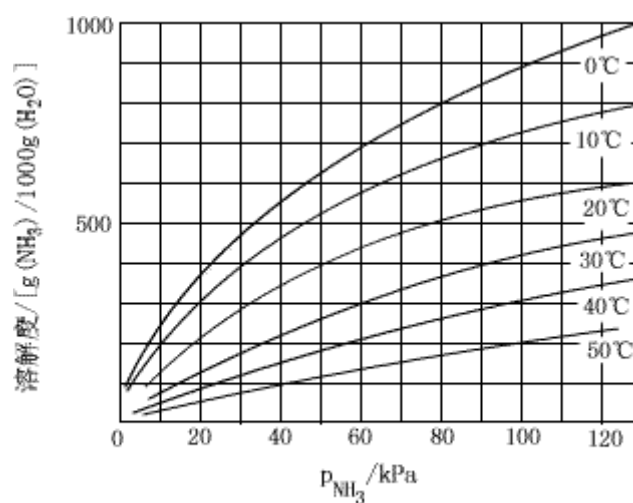


图 2-3 氮在水中的溶解度曲线

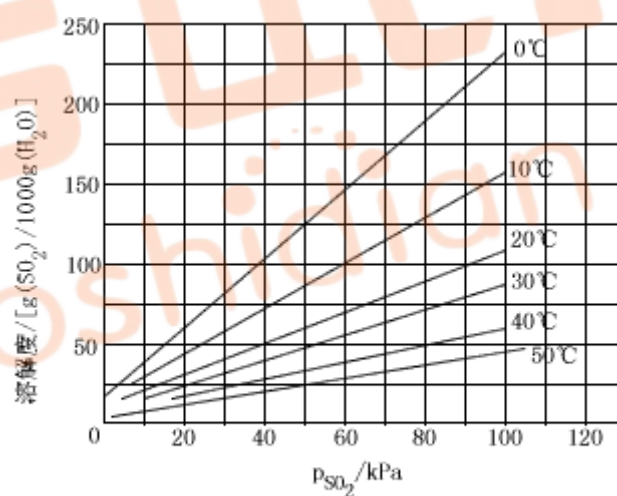


图 2-4 二氧化硫在水中的溶解度曲线

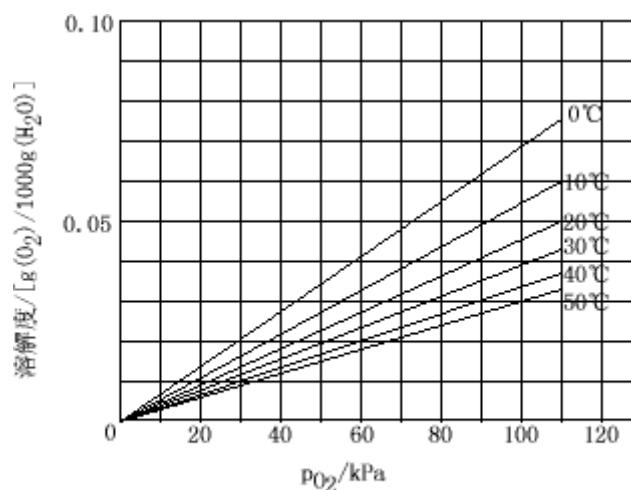


图 2-5 氧在水中的溶解度曲线

第七章 液-液萃取

第一节 概述

利用原料液中各组分在适当溶剂中溶解度的差异而实现混合液中组分分离的过程称为液-液萃取，又称溶剂萃取。液-液萃取，它是 30 年代用于工业生产的新的液体混合物分离技术。随着萃取应用领域的扩展，回流萃取，双溶剂萃取，反应萃取，超临界萃取及液膜分离技术相继问世，使得萃取成为分离液体混合物很有生命力的操作单元之一。

一. 萃取操作原理

萃取是向液体混合物中加入某种适当溶剂，利用组分溶解度的差异使溶质 A 由原溶液转移到萃取剂的过程。在萃取过程中，所用的溶剂称为萃取剂。混合液中欲分离的组分称为溶质。混合液中的溶剂称稀释剂，萃取剂应对溶质具有较大的溶解能力，与稀释剂应不互溶或部分互溶。

右图是萃取操作的基本流程图。将一定的溶剂加到被分离的混合物中，采取措施（如搅拌）使原料液和萃取剂充分混合混合，因溶质在两相间不呈平衡，溶质在萃取相中的平衡浓度高于实际浓度，溶质乃从混合液相萃取集中扩散，使溶质与混合中的其它组分分离，所以萃取是液、液相间的传质过程。

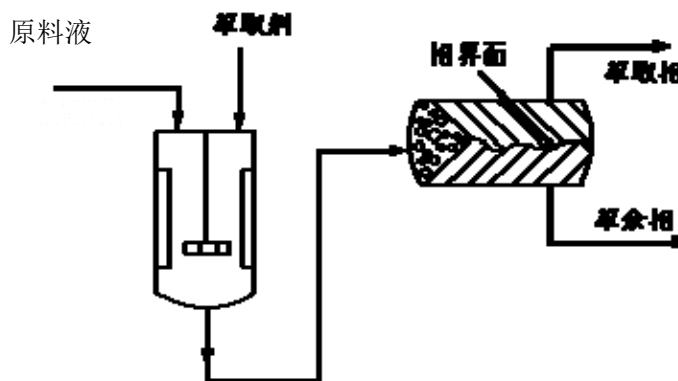


图 4-1 萃取操作示意图

通常，萃取过程在高温下进行，萃取的结果是萃剂提取了溶质成为萃取相，分离出溶质的混合液成为萃余相。萃取相时混合物，需要用精馏或取等方法进行分离，得到溶质产品和溶剂，萃取剂供循环使用。萃取相通常含有少量萃取剂，也需应用适当的分离方法回收其中的萃取剂，然后排放。

用萃取法分离液体混合物时，混合物中的溶质既可以是挥发性物质，也可以是非挥发性物质，（如无机盐类）。

当用于分离挥发性混合物时，与精馏比较，整个萃取过程比较复杂，譬如萃取相中萃取剂的回收往往还要应用精馏操作。但萃取过程本身具有常温操作，无相变以及选择适当溶剂可以获得较高分离系数等优点，在很多的情况下，仍显示出技术经济上的优势。一般来说，在以下几种情况下采取萃取过程较为有利：

- (1) 溶液中各组分的沸点非常接近，或者说组分之间的相对挥发度接近于一。
- (2) 混合物中的组成能形成恒沸物酸，用一般的精馏不能得到所需的纯度。
- (3) 混合物重要回收的组分是热敏性物质，受热易于分解、聚合或发生其它化学变化。
- (4) 需分离的组分浓度很低且沸点比稀释剂高，用精馏方法需蒸馏出大量稀释剂，耗能量很多。

当分离溶液中的非挥发性物质时，与吸附离子交换等方法比较，萃取过程处理的是两流体，操作比较方便，常常是优先考虑的方法。

二. 液-液萃取在工业上的应用

1. 液-液萃取在石油化工中的应用

一般石油化工工业萃取过程分为如下三个阶段：

(I) 混合过程 将一定量的溶剂加入到原料液中，采取措施使之充分混合，以实现溶质由原料向溶剂的转移过程。

(II) 沉降分层 分离出萃取相 E 和萃余相 R；

(III) 脱除溶剂 获得萃取液 E' 和萃余液 R'，回收的萃取剂循环使用。

随着石油工业的发展，液液萃取已广泛应用于分离和提纯各种有机物质。轻油裂解和铂重整产生的芳烃混合物的分离就是其中的一例。

此外用脂类溶剂萃取乙酸，用丙烷萃取润滑油中的石蜡等也得到了广泛的应用。

2. 在生物化工中和精细化工中的应用

在生化制药的过程中，生成很复杂的有机液体混合物。这些物质大多为热敏性混合物。若选择适当的溶剂进行萃取，可以避免受热所损坏，提高有效物质的收率。例如青霉素的生产，用玉米发酵得到的含青霉素的发酵液，一醋酸丁酯为溶剂，经过多次萃取得到青霉素的浓溶液。可以说，萃取操作已在制药工业，精细化工中占有重要的地位。

3. 湿法冶金中的应用

20 世纪 40 年代以来，由于原子能工业的广泛的发展，大量的研究工作集中于铀、钍、钨等金属提炼，结果是萃取几乎完全代替了传统的化学沉淀法。近 20 年来，由于有色金属使用量的剧增，而开采的矿石的品位的逐年降低，促使萃取法在这一领域迅速发展起来。目前认为只要价格与铜相当或超过铜的有色金属如钴，镍，锆等等，都应优先考虑溶剂萃取法。有色金属已逐渐成为溶剂萃取应用的领域。

第二节 三元体系的液-液平衡相

液-液萃取过程也是以相际的平衡为极限。三元体系的相平衡关系用三角坐标图来表示。

第一小节 组成在三角形相图上表示方法

混合液的组成以在等腰三角形坐标图上表示最方便，因此萃取计算中常采用等腰直角三角形坐标图。在三角形坐标图中常用质量百分率或质量分率表示混合物的组成。间或有采用体积分率或摩尔分率表示的，本教程中均采用质量百分率或质量分率。

(见化工原理下册 P140 页图 4-2)三角形的三个顶点 分别表示纯 物质, 如图中 A 代表溶质 A 的组成为 100%, 其它两组分的组成为零。同理, B 点和 S 点分别代表纯的稀释剂和萃取剂。三角形的任一边上的任一点代表二元混和物, 第三组分的组成为零。同理, B 点和 S 点分别表示纯的稀释剂和 萃取剂。

三角形任一点代表二元混合物, 第三组分的组成为零。如图中 AB 边上的 E 点, 代表 A、B 二元混合物, 其中 A 的组成为 40%, B 的组成为 60%, S 的组成为 零。

图中的 M 代表有 A, B, S 三个组分组成的混合物。过 M 点分别作三个边的平行线 ED, HG 与 KF, 则线段 BE(或 SD) 代表 A 的组成, 线段 AK(或 BF) 及 AH(或 SD) 则代表 S 及 B 的组成。由图度读的该三元混合物的组成为:

$$X_A = BE = 0.40 \quad X_B = AH = 0.30 \quad X_S = AK = 0.30$$

三者之和等于 1, 即:

$$X_A + X_B + X_S = 0.40 + 0.30 + 0.30 = 1.00$$

此外, 也可过 M 点分别作三个边的垂直线 MN、ML 及 MJ, 则垂直线段 ML、MJ 和 MN 分别代表 A、B、S 的组成。右图可知, M 点的组成为 40%A、30%B 和 30%S。

第二小节 液-液相平衡关系在三角相图上的表示

根据萃取操作中各组分的互溶性, 可分以下三种情况, 即:

1. 溶质 A 可完全溶于稀释剂 B 和萃取剂 S 中, 但 B 与 S 不互溶。
2. 溶质 A 可完全溶于组分 B 及 S 中, 但 B 与 S 为一对部分互溶组分。
3. 组分 A, B 可完全互溶, 但 B, S 及 A, S 为两对部分互溶组分。

通常, 将第 1 和第 2 项种只有一对部分互溶组分的三元物系称第 I 类物系, 而将具有两对部分互溶组分的三元混合物系称为第 II 类物系, 第 I 类物系在萃取操作中较为常见, 以下主要讨论这些平衡关系。

一. 溶解度曲线和联结线

设溶质 A 完全溶于稀释剂 B 溶剂 S 中, 而 B 与 S 部分互溶, 如右图所示。在一定温度, 组分 B 与组分 S 以任意数量相混合, 必然得到两个互不相溶的液层, 个层的坐标分别为图中的点 L 和点 J。若与总组成为 C 的二元混合液中逐渐加入组分 A 成为三元混合液, 但其中组分 B 与 S 质量比为常数, 故三元混合液的组成将沿 AC 线变化。若加入 A 的量恰好是混合液由

两个液相变成一个液相时，相应组成坐标如图 C' 所示，点 C' 称之为混溶点或分层点。在于总组成为 D, F, G, H 等二元混合液按上述方法作实验，分别得到混溶点 D', F', G' 及 H' ，联 L, C', D', F', G', H' 及 J 诸点的曲线为在实验温度下的三元混合物的溶解度曲线。

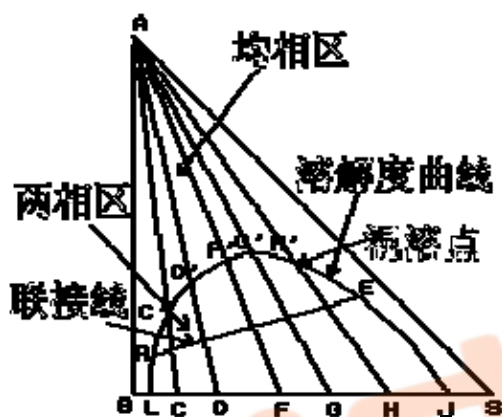


图 4-3 三角形相图上的溶解度曲线和连结

线

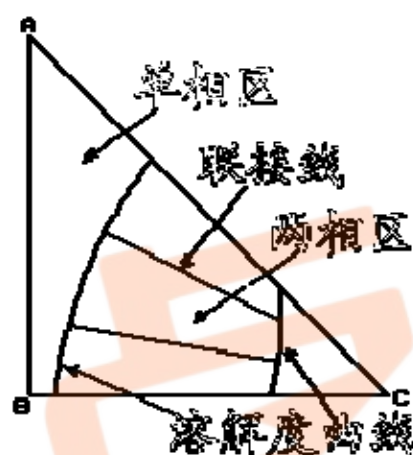


图 4-4 有两对组分部分互溶的溶解度曲线与

联接线

若组分 B 与 S 完全不互溶，则点 L 与 J 分别与三角形的顶点 B 与 S 相重合。

溶解度曲线将三角形分为两个区域，曲线以内为两相区，以外的为均相区。两个液层称之为共轭相，连结共轭相组成坐标的直线成为连接线。如图 4-3 中 RE 线。萃取操作只能在两相区内进行。

一定温度下第 II 类物系的溶解度曲线和联结线见图 4-4。

一定温度下，同一物系的联结线倾斜方向一般是一致的，但随溶质组成而改变，即联结线互不平衡，但少数物系联结线的倾斜方向也会改变。

二、辅助曲线和临界混溶点（又称褶点）

一定温度下，三元物系的溶解度曲线和联结线由实验测得。使用时若要求与已知相成平衡的另一相的数据，常借助辅助曲线（也称共轭曲线）求得。只要有若干联结线数据即可辅助曲线，可参考化工原理下册 P142 图 4-6 通过已知点 R_1, R_2, \dots 等分别作底边 BS 的平行线，再通过相应联结线另一端点 E_1, E_2, \dots 等分别作侧直角边 BS 的平行线，诸线相交于点 J, K, \dots ，联结这些交点所得平滑曲线即为辅助曲线。

辅助曲线与溶解度曲线的交点 P, 表示通过该点的联结线为无限短, 相当于这一系统的临界状态, 故称点 P 为临界混溶点。由于联结线通常都具有一定的斜率, 因而临界混溶点一般不在溶解度曲线的顶点。临界混溶点由实验测得, 只有当已知的联结线很短 (即很接近于临界混溶点) 时, 才可用外延辅助曲线的方法求出临界混溶点。

在一定温度下, 三元物系的溶解度曲线, 联结线, 辅助曲线及临界混溶点的数据都是由实验测得, 也可从手册或有关专著中查得。

三. 分配系数和分配曲线

1. 分配系数

在一定温度下, 当三元混合液的两个液相达平衡时, 溶质在 E 相于 R 相中的组成之比称为分配系数, 以 k_A 表示, 即: 同样, 对于组分 B 也可写出相应的表达式, 即:

$$k_A = \frac{\text{组分A在E相中的组成}}{\text{组分A在R相中的组成}} = \frac{y_A}{x_A} \quad (4-1)$$

$$k_B = \frac{y_B}{x_B} \quad (4-1a)$$

式中 分配系数表达了贸易组分在两个平衡液相中的分配关系。显然, k_A 愈大, 萃取分离的效果愈 2. k_A 值与联结线的斜率有关。不同物系具有不同的分配系数 k_A 值; 同一物系 k_A 值随温度而变, 在恒定温度下, k_A 值随溶质 A 的组成而变。只有在温度变化不大或恒温条件下的 k_A 值才可近似视为常数。

2. 分配曲线

溶质 A 在三元物系互成平衡的; 两个液层中的组成, 也可象蒸馏和吸收一样, 在 $y-x$ 直角坐标图中用曲线表示。以萃余相 R 中溶质 A 的组成 x_A 为横标, 以萃取相 E 中溶质 A 的组成 y_A 为纵标, 互成平衡的 E 相和 R 相中组分 A 组成均标于 $y-x$ 图上, 得到曲线 ONP , 称为分配曲线。图示条件下, 在分层区浓度范围内, E 相内溶质 A 的组成 y_A 均大于 R 相内溶质 A 的组成, 即分配系数 $k_A > 1$, 故分配曲线位于 $y=x$ 线上侧。若随溶质 A 浓度的变化, 联结线发生倾斜方向改变, 则分配曲线将与对角线出现交点。这种物系称为等溶度体系。

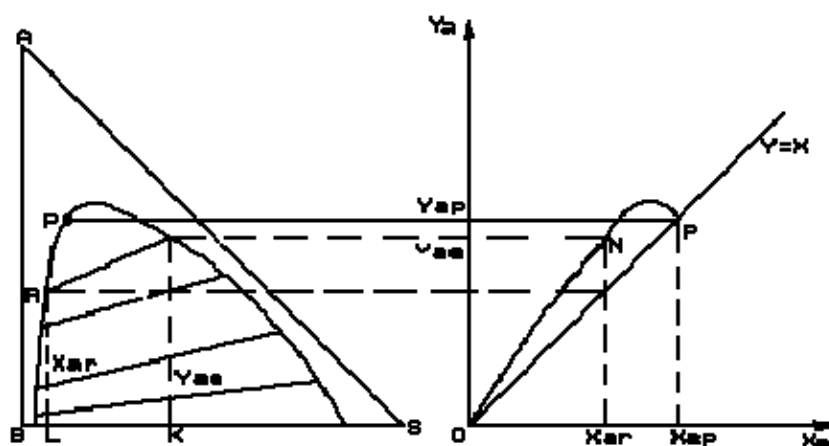


图 4-7 由一对组分部分互溶时的分配曲线

由于分配曲线表达了萃取操作中互成平衡的两个液层 E 相与 R 相中溶质 A 的分配关系, 故也可利用分配曲线求得三角形相图中的任一联结线 ER。

同样方法可作出有两对组分部分互溶时的分配曲线. 如图 4-8 所示。

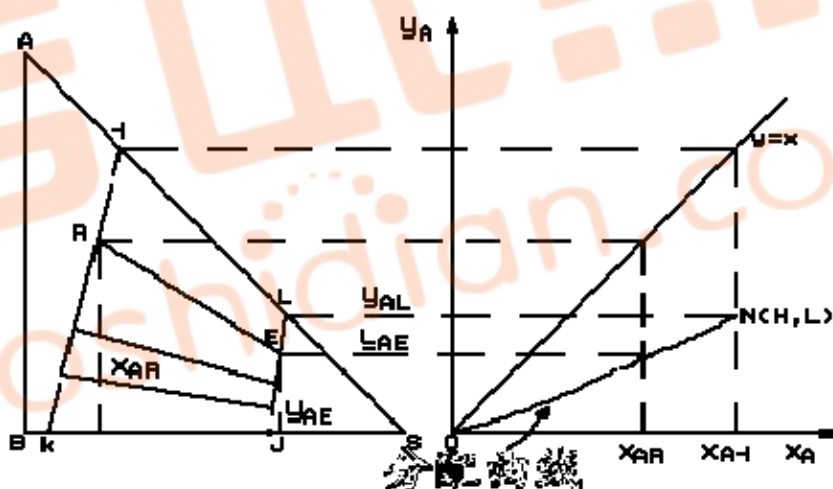


图 4-8 有两对组分部分互溶时的分配曲线

四、杠杆规则

见化工原理下册 P143 页图 4-8 所示, 将 R_{kg} 的 R 相与 E_{kg} 的 E 相相混合, 即得到总组成为 M_{kg} 的混合液. 反之, 在分层区内, 任一点 M 所代表混合液可分为两个液层 R, E. M 点称为和点, R 点和 E 点称为差点. 混合物 M 与两液相 E, R 之间的关系可用杠杆规则描述, 即:

- (1) 代表混合液总组成的 M 点及 R 点, 应处于同一直线上.
- (2) E 相与 R 相的量和线段 MR 与 ME 成比例:

$$\frac{E}{R} = \frac{MR}{ME} \quad (4-2)$$

式中 E、R—E 相和 R 相的质量, kg 或 kg/s;

MR, ME—线段 MR 与 ME 的长度。

应注意, 图中点 E 代表相应液相组成的坐标, 而式中的 R 及 E 代表相应液相的质量或质量流量, 以后的内容均此规定进行。

若于 A, B 二元; 料液 F 中加入纯溶剂 S, 则混合液总组成的坐标 M 点沿 SF 线而变, 具体位置由杠杆规则确定, 即:

$$\frac{MF}{MS} = \frac{S}{F} \quad (4-3)$$

杠杆规则是物料衡算的图解表示方法, 是以后将要讨论的萃取操作中物料衡算的基础。

第三小节 萃取剂的选择

萃取剂的选择是萃取操作分离效果和经济性的关键。萃取剂的性能主要有以下几个方面衡量:

一、萃取剂的选择和选择性系数

选择性是指萃取剂 S 对原料液中两组分溶解能力的差异。若 S 对溶质 A 的溶解能力比对稀释剂 B 的溶解能力大得多, 即萃取相中 y_A 比 y_B 大得多, 萃余相中 x_B 比 x_A 大得多, 那么这种萃取剂的选择性就好。

萃取剂的选择性可用选择性系数表示, 即:

$$\begin{aligned} \beta &= \frac{A \text{在萃取相中的质量分率}}{B \text{在萃取相中的质量分率}} \bigg/ \frac{A \text{在萃余相中的质量分率}}{B \text{在萃余相中的质量分率}} \\ &= \frac{y_A}{y_B} \bigg/ \frac{x_A}{x_B} = \frac{y_A}{y_B} \bigg/ \frac{x_A}{x_B} \end{aligned} \quad (4-4)$$

将式 4-1 代入上式得:

$$\beta = k_A \frac{x_B}{y_B} \quad (4-4a)$$

$$\text{或} \quad \beta = k_A / k_B \quad (4-4b)$$

式中 β —选择性系数

y —组分在萃余相 E 总的质量分率;

x —组分在萃余相 R 总的质量分率;

k —组分的分配系数。

(下标 A 组分 A, B 示组分 B)

β 值直接与 kA 有关, kA 值愈大, β 值也愈大。凡是影响 kA 的因素(如温度、浓度)也同样影响 β 值。

一般情况下, B 在萃余相中总是比萃取相中高, 所以萃取操作中, β 值均应大于 1。 β 值越大, 越有利于组分的分离; 若 $\beta=1$, 由式 4-4 可知 $kA=kB$, 萃取相和萃余相在脱溶剂 S 后, 将具有相同的组成, 并且等于原料液组成, 故; 无分离能力, 说明所选择的溶剂是不适宜的。萃取剂的选择性高, 对溶质的溶解能力大, 对于一定的分离任务, 可减少萃取剂用量, 降低回收溶剂操作的能量消耗, 并且可获得高纯度的产品 A。

选择性系数 β 类似于蒸馏中的相对挥发度 α 。所以溶质 A 在萃取液与萃余液中的组成关系也可类似于蒸馏中的气-液平衡方程来表示, 即:

二. 萃取剂 S 与稀释剂 B 的互溶度

组分 B 与 S 的互溶度影响溶解度曲线的形状和分层区面积。P145 图 4-11 表示了相同温度下, 同一种 A, B 二元料液与不同性能萃取剂 S_1, S_2 所构成的相平衡关系图。图 4-11 表明 B, S_1 互溶度小, 分层区面积大, 可能得到的萃取液的最高浓度 y_{\max} 较高。所以说, B, S 互溶度愈小, 愈有利于萃取分离。

三. 萃取剂回收的难易与经济性

萃取后的 E 相和 R 相, 通常以蒸馏的方法进行分离。萃取剂回收的难易直接影响萃取操作的费用, 在很大程度上决定萃取过程的经济性。因此, 要求溶剂 S 与原料液组分的相对挥发度要大, 不应形成恒沸物, 并且最好是组成低的组分为易挥发组分。若被萃取的溶质不挥发或挥发度很低, 而 S 为易挥发组分时, 而 S 的气化热要小, 以节省能耗。

溶剂的萃取能力大, 可减少溶剂的循环量, 降低 E 相溶剂回收费用; 溶剂在被分离混合物中的溶解度小, 也可减少 R 相中溶剂回收的费用。

四. 萃取剂的其它物性

为使 E 相和 R 相能较快的分层以从速分离, 要求萃取剂与被分离混合物有较大的浓度差, 特别是对没有外加能量的萃取设备较大的浓度差可加速分层, 以提高设备的生产能力。

两液相间的张力对分离效果也有重要影响;物系界面张力较大, 分散相液滴易聚结, 有利于分层, 但界面张力太大, 液体不易分散, 接触不良, 降低分离效果;若界面张力过小, 易产生乳化现象, 使两相难以分层. 所以, 界面张力要适中。

此外, 选择萃取剂时还应考虑其它一些因素, 诸如: 萃取剂应具有比较低的粘度凝固点, 具有化学稳定性和热稳定性, 对设备腐蚀性小, 来源充分, 价格低廉等。

一般来说, 很难找到满足上述所有要求的溶剂. 在选用萃取剂时要根据实际情况加以权衡, 以满足要求。

第三节 萃取过程的计算

萃取操作可在分级接触式或连续接触式设备中进行。在级式接触萃取过程计算中, 无论是单级还是多级萃取操作, 均假设各级为理论级, 级离开每级的 E 相和 R 相互为平衡。萃取操作中的理论级概念和蒸馏中的理论板相当。一个实际萃取级的分离能力达不到一个理论级, 两者的差异用级效率校正。目前, 关于级效率的资料还不多, 一般需结合具体的设备型式通过实验测定。

本节重点讨论级式萃取过程的计算, 对连续接触萃取过程仅作简要介绍。

第一小节 单级萃取的计算

单级萃取流程如前面的图 4-1 所示, 操作可以连续, 也可以间歇, 间歇操作时, 各股物料的量以 kg 表示, 连续操作时, 用 kg/h 表示. 为了简便起见, 萃取相组成 y 及萃余相组成 x 的下标只标注了相应流股的符号, 而不注明组分符, 以后不再说明。

在单级萃取操作中, 一般需要将组成为 x_F 的定量原料液 F 进行分离, 规定萃余相组成为 x_R , 要求计算溶剂用量、萃余相及萃取相的量以及萃取相组成。单级萃取操作在三角形相图上的表达已于 4-1-3 项中介绍过, 即根据 x_F 及 x_R 在化工原理 P148 图 4-15 (b) 上确定点 F 及 R 点, 过 R 作连结线 RF 与溶解度曲线交于 E 点。图中 E' 及 R' 点为从 E 相及 R 相中脱除全部溶剂后的萃取液及萃余液组成坐标点. 各流股组成可从相应点直接读出。先对图 4-15(a) 作总物料平衡得:

$$F+S=E+R=M \quad (4-5)$$

各股流量由杠杆定律求得:

$$S = F \times \frac{\overline{MF}}{\overline{MS}} \quad (4-6)$$

$$E = M \times \frac{\overline{MR}}{\overline{ER}} \quad (4-7)$$

$$E' = F \times \frac{\overline{FR'}}{\overline{E'R'}} \quad (4-8)$$

此外，也可随同物料横算进行上述计算。

对式 4-5 作溶质 A 的衡算得：

$$FX_F + Sy_S = Ey_E + RX_R = MX_M \quad (4-9)$$

联立式 4-5、式 4-9 及式 4-7 并整理得：

$$E = \frac{M(x_M - x_R)}{y_E - x_R} \quad (4-10)$$

同理，可得到 E' 和 R' 的量，即：

$$E' = \frac{F(x_F - x_R')}{y_E' - x_R'} \quad (4-11)$$

$$R' = F - E' \quad (4-12)$$

第二小节 多级错流萃取的计算

多级错流接触萃取流程示意图如图 4-13 所示。

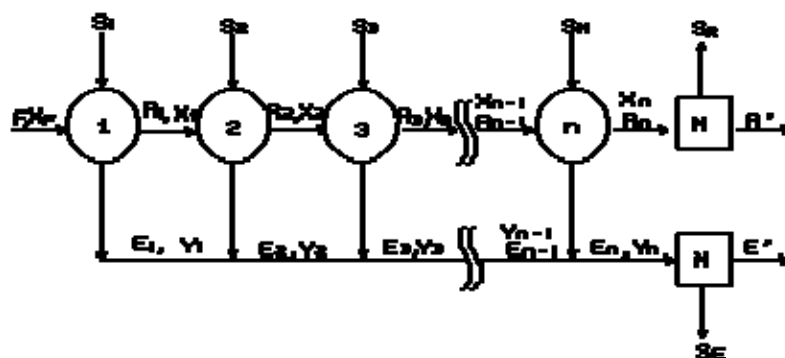


图 4-13 多级错流萃取示意图

多级错流接触萃取操作中, 每级都加入新鲜溶剂, 前级的萃余相为后级的原料, 这种操作方式的传质推动力大, 只要级数足够多, 最终可得到溶质组成很低的萃余相, 但溶剂的用量很多。

多级错流萃取计算中, 通常已知 F , X_F 及各级溶剂的用量 S_i , 规定最终萃余相组成 X_n , 要求计算理论级数。

一. B、S 部分互溶时理论级数

对于组成 B, S 部分互溶物系, 求算多级错流接触萃取的理论级数, 其解法是单级萃取图解的多次重复。

原料液为 A, B 二元溶液, 各级均用纯溶剂进行萃取 (即 $y_{S1} = y_{S2} = \dots = 0$), 由原料液流量 F 和第一级的溶剂用量 S_1 确定第一级混合液的组成点 M_1 , 通过 M_1 作联结线 E_1R_1 , 且由第一级物料衡算可求得 R_1 。在第二级中, 依 R_1 与 S_2 的量确定混合液的组成点 M_2 , 过 M_2 作联结线 E_2R_2 , 如此重复, 直到得到的 X_n 达到或低于指定值时为止。所作联结线的数目即所需的理论级数。

溶剂总用量为各级溶剂用量之和, 各级溶剂用量可以相等, 也可以不等。但根据计算可知, 只有在各级溶剂用量相等, 时达到一定的分离程度, ; 溶剂的总用量为最小。

二. B、S 完全不互溶时的理论级数

在操作条件下, 若萃取剂 S 与稀释剂 B 互不相溶, 此时采用直角坐标图计算更为方便。设每一级的溶剂加入量相等, 则各级萃取相中的溶剂 S 的量和萃余相中的稀释剂 B 的量均可

视为常数, 萃取相中只有 A, S 两组分, 萃余相中只有 B, A 两组分. 这样可以仿效吸收中组成的表示法, 即溶质在萃取相和萃余相中的组成分别用质量比 Y (kgA/kgS) 和 X (kgA/kgB) 表示, 并可在 X - Y 坐标图上用图解法求解理论级数。

(一) 图解法求理论级数

对图 4-13 中第一萃取级作溶质 A 的衡算:

$$BX_F + SY_S = BX_1 + SY_1$$

整理上式得:

$$Y_1 = -\frac{B}{S}X_1 + \left(\frac{B}{S}X_F + Y_S\right) \quad (4-13)$$

式中 B —原料液中组分 B 的含量, kg 或 kg/h;

S —加入每级的萃取剂 S 的量, kg 或 kg/h;

Y_S —萃取剂中溶质 A 的质量比组成, kgA/kgS;

Y_1 —第一级萃取相中溶质 A 的质量比组成, kgA/kgS;

X_F —原料液中溶质 A 的质量比组成, kgA/kgB;

X_1 —第一级萃余相中溶质 A 的质量比组成, kgA/kgB;

同理, 对第 n 级作溶质 A 的衡算得:

$$Y_n = -\frac{B}{S}X_n + \left(\frac{B}{S}X_{n-1} + Y_S\right) \quad (4-14)$$

上式表示了离开任意级的萃取相组成 Y_n 与萃余相组成 X_n 之间的关系, 称作操作相方程, 斜率 $-B/S$ 为常数, 故上式为通过点 (X_{n-1}, Y_S) 的直线方程式。根据理论级的假设, 离开任一级的 Y_n 与 X_n 处于平衡状态, 故 (X_{n-1}, Y_S) 点比位于分配曲线上, 即操作相与分配曲线的交点。其步骤如下:

(1) 在直角坐标上作分配曲线。

(2) 依 X_F 和 Y_S 确定 L 点, 以 $-B/S$ 为斜率通过 L 点作操作相与分配曲线交于 E_1 。此点坐标即表示离开第一级的萃取相 E_1 与萃余相 R_1 的组成 Y_1 及 X_1 。

(3) 过 E_1 作垂直线于 $Y=Y_S$ 相交于 $V(X_1, Y_S)$, 因各级萃取剂用量相等, 通过 V 点作 LE_1 平行线与分配曲线交于 E_2 , 此点坐标即表示离开第二级的萃取相 E_2 与萃余相 R_2 的组成 (X_2, Y_2) 。

以此类推, 直至萃余相组成 X_n 等于或低于指定值为止。重复做操作线的数目即为所需的理论级数 n 。

若各级萃取剂用量不相等, 则诸操作线不相平行。如果溶剂中不含溶质, $Y_S = 0$, 则 L、V 等点都落在 X 轴上。

(二) 解析法求理论级数

若在操作条件下分配系数可视为常数，即分配曲线为通过原点的直线，则分配曲线可用下式表示：

$$Y = K X \quad (4-15)$$

式中 K —以质量表示相组成的分配系数。此时，就可用解析法求解理论级数。

图 4-17 中第一级的相平衡关系为：

$$Y_1 = K X_1$$

将上时代入式 4-13 消去 Y_1 可解得：

$$X_1 = \frac{X_F + \frac{S}{B} Y_S}{1 + \frac{KS}{B}} \quad (4-16)$$

令 $KS/B = A_m$ ，则上式变为：

$$X_1 = \frac{X_F + \frac{S}{B} Y_S}{1 + A_m} \quad (4-16a)$$

式中 A_m —萃取因子，对应于吸收中的脱吸因子。

同样，对第二级作溶质 A 的衡算得：

$$B X_1 + S Y_S = B X_2 + S Y_2$$

将式 4-15、式 4-16 及 $A_m = KS/B$ 的关系代入上式并整理得：

$$X_2 = \frac{\left(X_F + \frac{S}{B} Y_S \right)}{(1 + A_m)^2} + \frac{\frac{S}{B} Y_S}{1 + A_m}$$

依此类推，对第 n 级则有：

$$X_n = \frac{\left(X_F + \frac{S}{B} Y_S \right)}{(1 + A_m)^n} + \frac{\frac{S}{B} Y_S}{(1 + A_m)^{n-1}} + \frac{\frac{S}{B} Y_S}{(1 + A_m)^{n-2}} + \dots + \frac{\frac{S}{B} Y_S}{(1 + A_m)}$$

$$\text{或} \dots X_n = \left(X_F - \frac{Y_S}{K} \right) \left(\frac{1}{1 + A_m} \right)^n + \frac{Y_S}{K}$$

(4-17)

整理式 4-17 移相并取对数得：

$$n = \frac{1}{\ln(1 + A_m)} \ln \left(\frac{X_F - \frac{Y_S}{K}}{X_n - \frac{Y_S}{K}} \right) \quad (4-18)$$

式 4-18 的关系可用图 (P154) 图 4-15 所示的线图表示。

第三小节 多级逆流接触萃取的计算

多级逆流接触萃取操作一般是连续的, 其分离效率高, 溶剂用量少, 故在工业中得到广泛的应用。图 4-16(a) 为多级逆流萃取操作流程示意图。萃取剂一般是循环使用的, 其中常含有少量的组分 A 和 B, 故最终萃余相中可达到的溶质最低组成受溶剂中溶质组成限制, 最终萃取相中溶质的最高组成受原料液中溶质组成的制约。

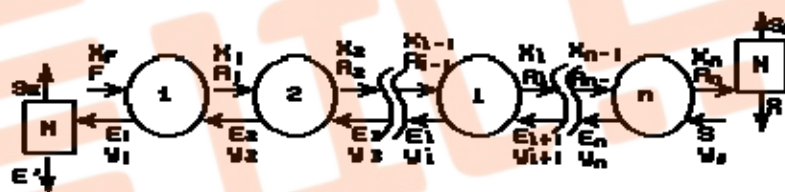


图 4-16 (a)

在多级逆流萃取操作中, 原料液的流量 F 和组成 X_F , 最终萃余相溶质组成 X_n 均由工艺条件规定, 萃取剂用量 S 和组成 y_s 由经济权衡而选定, 要求萃取所需的理论级和离开任一级各股物料的量 and 组成。

一. 组分 B 和 S 部分互溶时的图解算法

(一) 在三角形坐标图上的逐级图解法

对于组分 B 和 S 部分互溶的物系, 多级逆流萃取操作的理论级数常在三角形相图上用图解法计算。图解计算步骤如下参见 P156 图 (4-16b)：

(1) 根据工艺要求选择合适的萃取剂, 确定适宜的操作条件。根据操作条件的平衡数据在三角形坐标图上绘出溶解度曲线和辅助曲线。

(2) 根据原料液和萃取剂的组成在图上定出 F 和 S 两点的位置 (图中采用的是), 纯溶剂再由溶剂比 S/F 在 FS 联线上定出和点 M 的位置。

(3) 由规定的最终萃余相组成 X_n 在相图上确定 R_n 点, 联点 R_n, M 并延长 R_nM 与溶解度曲线交于 E_1 点, 此点即为离开第一级的萃取相组成点。

根据杠杆规则, 计算最终萃余相及萃取相的流量, 即:

$$E_1 = M \times \frac{\overline{MR_n}}{\overline{R_nE_1}} \quad R_n = M - E_1$$

(4) 利用平衡关系和物料衡算, 用图解法求理论级数。

在图 4-20 (a) 所示的第一级与第 n 级之间作物料衡算得:

$$F + S = R_n + E_1$$

对第一级作总物料衡算得:

$$F + E_2 = E_1 + R_1 \text{ 或 } F - E_1 = R_1 - E_2$$

对第二级作总物料衡算得:

$$R_1 + E_3 = E_2 + R_2 \text{ 或 } R_1 - E_2 = R_2 - E_3$$

依此类推, 对第 n 级作总物料衡算得:

$$R_{n-1} + S = E_n + R_n \text{ 或 } R_{n-1} - E_n = R_n - S$$

由上面各式可知:

$$F - E_1 = R_1 - E_2 = R_2 - E_3 = \dots = R_{n-1} - E_n = R_n - S = \Delta \quad (4-19)$$

式 4-19 表明离开任一级的萃余相 R_i 与进入该级的萃取相 E_{i+1} 之差为常数, 以 Δ 表示。 Δ 可视为通过每一级的“净流量”。 Δ 是虚拟量, 其组成也可在三角形相图上用点 Δ 表示。由式 4-20 知, Δ 点为各条操作线的共有点, 称为操作点。显然, Δ 点分别为 F 与 E_1 、 R_1 与 E_2 、 R_2 与 E_3 ... R_{n-1} 与 E_n 、 R_n 与 S 诸流股的差点, 故可任意延长两操作线, 其交点即为 Δ 点。通常由 FE_1 与 SR_n 的延长线交点来确定 Δ 点的位置。

交替地应用操作关系和平衡关系, 便可求出所需的理论级数。

(二) 在 $x-y$ 直角坐标上求理论级数

若萃取过程所需的理论级数较多时, 在三角形坐标进行图解, 由于各种关系线挤在一起, 不够清晰, 此时可在直角坐标上描绘分配曲线与操作线, 然后利用精馏过程所用的梯形法求所需理论级数。

二. 组分 B 和 S 完全不互溶时理论级数的计算

当组分 B 和 S 完全不互溶时, 多级逆流萃取操作过程与脱吸过程十分相似, 计算方法也大同小异。根据平衡关系情况, 可用图解法或解析法求解理论级数。在操作条件下, 若分

配曲线不为直线,一般在 X-Y 直角坐标图中用图解法进行萃取计算较为方便.具体步骤如下(如 P159 图 4-17):

(1) 由平衡数据在 X-Y 直角坐标上绘出分配曲线.

(2) 在 X-Y 坐标上作出多级逆流萃取操作线. 在图 4-21(a) 中的第一级至第 i 级之间对溶质作物料衡算得

(3) 从 J 点开始,在分配曲线与操作线之间画梯级,阶梯数即为所需理论级数。

当分配曲线为通过原点的直线时,由于操作线也为直线,萃取因子 $A_m (=KS/B)$ 为常数,则可仿照脱吸过程的计算方式,用下式求解理论级数,即:

$$n = \frac{1}{\ln A_m} \ln \left[\left(1 - \frac{1}{A_m} \right) \frac{X_F - \frac{Y_S}{K}}{X_n - \frac{Y_S}{K}} + \frac{1}{A_m} \right] \quad (4-22)$$

三. 溶剂比 (S/F) 和萃取剂的最小用量

萃取操作中,溶剂比是个重要参数,它表示萃取剂用量对设备费和操作费的影响.完成同样的分离任务,若加大溶剂比,则所需的理论级数可以减少,但回收溶剂所消耗的能量增加;反之, S/F 愈小,所需的理论级数愈大,而回收所需的能量愈少.所以,应根据经济权衡来确定适宜的溶剂比.所谓萃取剂的最小用量 S_{min} ,是指达到规定的分离程度,萃取剂用量减少到 S_{min} 时,所需的理论级数为无穷多.实际操作中,萃取剂的用量必需大于此极限值.

由三角形相图看出, S/F 值愈小,操作线和联结线的斜率愈接近,所需的理论级数愈多,当萃取剂的用量减少至 S_{min} 时,将会出现贸易操作线和联结线相重合的情况,此时所需的理论级数为无穷多. S_{min} 的值可由杠杆规则求得。

在直角坐标图上,当萃取剂用量减少时,操作线向分配曲线靠拢,在操作线与分配曲线之间所画的阶梯数(即理论级数为无穷多.对于组分 B 和 S 完全不互溶的物系(如 P160 图 4-18 所示),用 θ 代表操作线的斜率,即 $\theta=B/S$,若采用不同的萃取剂用量

$S_1, S_2, S_{min} (S_1 < S_2 < S_{min})$ 相应的操作线及斜率分别为 HJ_1, HJ_2, HJ_3 , 由图看出, S 值越小,所需的理论级数越多, S 值为 S_{min} 时,理论级数为无穷多.萃取剂的最小用量可用下式计算,即:

$$S_{min} = B / \delta_{max} \quad (4-23)$$

第四小节 微分逆流接触萃取的计算

微分接触逆流萃取过程常在塔式设备(如填料塔, 脉冲筛板塔等)内进行。塔式萃取设备内两液相的流路如P162图4-19所示。原料液和溶剂在塔内作逆向流动并进行物质传递, 两相中的溶质组成沿塔高而连续变化, 两相的分离是在塔顶和塔底完成的。

塔式微分设备的计算的和气液传质设备一样, 即要求确定塔径和塔高两个基本尺寸。塔径的尺寸取决于两液的流量及适宜的操作速度; 而塔高的计算有两种方法, 即理论级当量高度法及传质单元法。

一. 理论级当量高度法

理论级当量高度是指相当于一个理论级萃取效果的塔段高度, 用 HETS 表示。根据下式确定塔的萃取段有效高度, 即: $h=n(\text{HETS})$ (4-24) 式中

h —萃取段的有效高度, m;

n —逆流萃取所需的理论级数; HETS —理论级的当量高度, m。

理论级数 n 反应萃取分离的难易或萃取过程要求达到的分离程度。HETS 是衡量传质效率的指标。若传质速率愈快, 塔的效率愈高, 则相应的 HETS 值愈小。和塔板效率一样, HETS 值与设备型式, 物系性质和操作条件有关, 一般需要通过实验确定。对某些物系, 可以用萃取专著所推荐的经验公式估算。

二. 传质单元法

与吸收操作中填料层高度计算方法相似, 萃取段的有效高度可用传质单元法计算。

假设组分 B 与 S 完全不互溶, 则用质量比组成进行计算比较方便。再若溶质组成较稀时, 在整个萃取段内体积传质系数 $K_x a$ 可视为常数, 则萃取段的有效高度可用下式计算, 即:

$$h = \frac{B}{K_x a \Omega} \int_{X_m}^{X^*} \frac{dX}{X - X^*}$$

$$\text{或 } h = H_{OR} N_{OR} \quad (4-25a)$$

式中 H_{OR} —萃取相的总传质单元高度, m;

$$H_{OR} = \frac{B}{K_x a \Omega}$$

其中 $K_x a$ —以萃取相中溶质的质量比组成为推动力的总体积传质系数 ($\text{kg}/\text{m}^3 \cdot \text{h} \cdot \Delta X$)

Ω —塔的横截面积, m^2 ;

萃取相的总传质单元高度 H_{OR} 或总体积传质系数 K_{ya} 由试验测定, 也可从萃取专著或手册中查得。

萃余相中的传质单元数可用图解积分法求得。当分配曲线为直线时, 又可用对数平均推动力或解析法求得。解析法计算式为:

$$N_{OR} = \frac{1}{1 - \frac{1}{A_m}} \ln \left[\left(1 - \frac{1}{A_m} \right) \frac{X_F - \frac{Y_S}{K}}{X_R - \frac{Y_S}{K}} + \frac{1}{A_m} \right]$$

同理, 也可仿照上法对萃取相写出相应的计算式。

第三节 液-液萃取设备

和气-液传质过程类似, 在液-液萃取过程中, 要求在萃取设备内能使两相密切接触并伴有较高程度的湍动, 以实现两相之间的质量传递; 而后, 又能较快地分离。但是, 由于液液萃取中两相间的密度差较小, 实现两相的密切接触和快速分离, 要比气液系统困难的多。为了适应这种特点, 出现了多种结构型式的萃取设备。目前, 为了工业所采用的各种类型设备已超过 30 种, 而且还不断开发出新型萃取设备。根据两相的接触方式, 萃取设备可分为逐级接触式和微分接触式两大类; 根据有无外功输入, 又可分为有外能量和无外能量两种。工业上常用萃取设备的分类情况如下表: 本接简要介绍一些典型的萃取设备及其操作特性。

第一小节 混合-澄清槽

混合-澄清槽是最早使用, 而且目前仍广泛用于工业生产的一种典型逐级接触式萃取设备。它可单级操作, 也可多级组合操作。每个萃取级均包括混合槽和澄清槽两个主要部分。为了使不互溶液体中的一相被分散成液滴而均匀分散到另一相中, 以加大相际接触面积并提高传质速率, 混合槽中通常安装搅拌装置。也可用脉冲或喷射器来实现两相的充分混合。

澄清器的作用是将已接近于平衡状态的两液相进行有效的分离。对于易于澄清的混合液, 可以依靠两相间的密度差进行重力沉降(或升浮)。由于液-液系统两相间的密度差和界面张力均较小, 分散相液滴的运动速度和凝聚速率也很小, 因而使两相的分离时间往往很长。对于难于分离的混合液, 可采用离心式澄清器(如旋液分离器, 离心分离机), 加速两相的分离过程。

典型的单级混合澄清槽如图 4-1 和 P166 图 4-20 所示。操作时, 被处理的混合液和萃取剂首先在混合槽内充分混合, 再进入澄清器中进行澄清分层。为了达到萃取的工艺要求,

既要使分散相液滴尽可能均匀地分散于另一相之中,又要使两相有足够的接触时间.但是,为了避免澄清设备尺寸过大,分散相的液滴不能太小,更不能生成稳定的乳状液.图 4-20 是将混合槽和澄清槽合并成为一个装置。

多级混合-澄清槽是由多个单级萃取单元组合而成.图 4-22 所示为水平排列的三级逆流混合澄清槽萃取装置示意图。

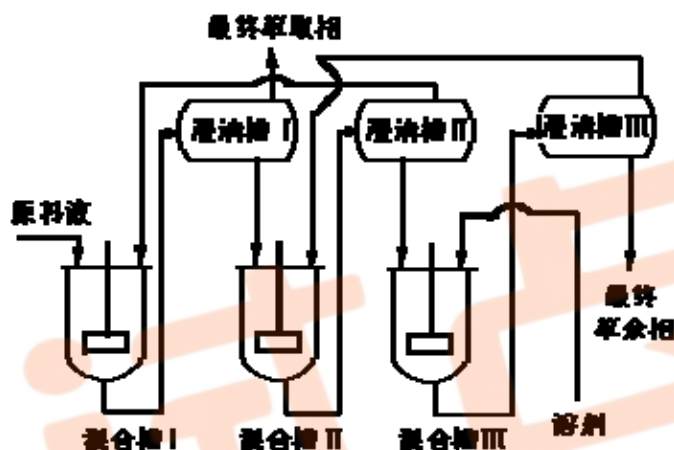


图 4-22 三级逆流混合—澄清萃取设备

混合-澄清槽的优点是传质效率高(一般级效率为 80%以上),操作方便,运行稳定可靠,结构简单,可处理含有悬浮固体的物料,因此应用比较广泛.其缺点是水平排列的设备占地面积大,每级内都设搅拌装置液体在级间流动需要泵输送,消耗能量较多,设备费及操作费较高.为了克服水平排列多级混合-澄清槽的缺点,可采用图 4-30 所示的箱式和立式混合澄清萃取设备。

第二小节 塔式萃取设备

习惯上,将高径比很大的萃取装置统称为塔式萃取设备.为了获得满意的萃取效果,塔设备应具有分散装置,以提供两相混合和分离所采用的措施不同,出现不同结构型式的萃取塔。

在塔式萃取设备中,喷洒塔是结构最简单的一种,塔体内除各流股物料进出的联接管和分散装置外,别无其它的构件。由于轴向返混严重,传质效率极低.喷洒塔主要用于只需一,二的场合,如用作水洗中和与处理含有固体的悬浮物系。

下面重点介绍几种工业上常用的萃取塔。

一. 填料萃取塔

用于萃取的填料塔与用于气—液传质过程的填料塔结构上基本相同，即在塔体内支承板上充填一定高度的填料层。萃取操作时，连续相充满整个塔中，分散相以液滴状通过连续相。为防止液滴在填料入口处聚结和出现液泛，轻相入口管应在支承器之上 25~50mm 处。选择填料材质时，除考虑料液的腐蚀性外，还应使填料只能被连续相润湿而不被分散相润湿，以利于液滴的生成和稳定。一般陶瓷易被水相润湿，塑料和石墨易被有机相润湿，金属材料则需通过实验而确定。

二. 筛板萃取塔

如图 4-23 所示：

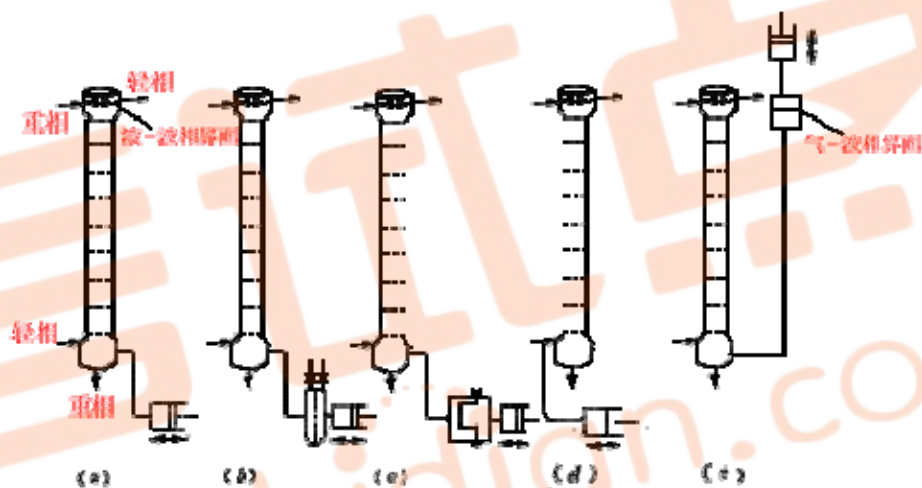


图 4-23 脉冲筛板塔中液体产生脉动的方式

(a) 往复活塞型；(b) 脉动隔膜型；(c) 风箱性；(d) 脉动进料型；(e) 空气脉动型

三. 转盘萃取塔及偏心转盘萃取塔

如图 4-24 所示：

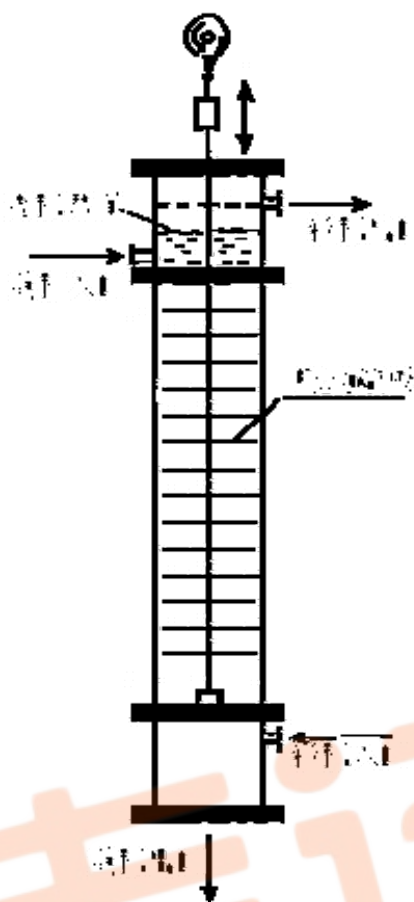


图 4-24 往复筛板萃取塔

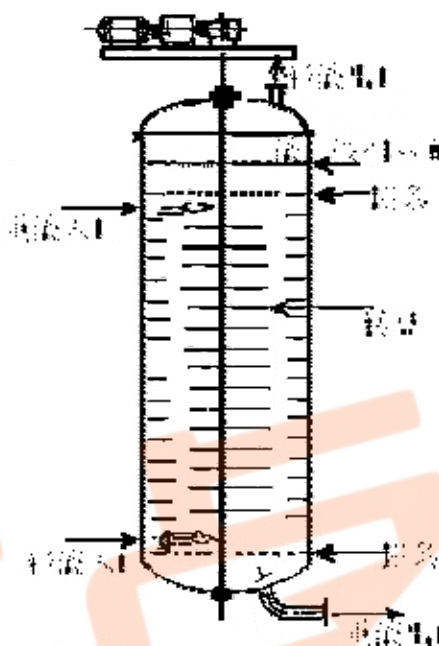


图 4-25 转盘萃取塔 (RDC)

第三小节 离心萃取器

离心萃取器是利用离心力使两相快速充分混合并快速分离的萃取装置。至今,已经开发出多种类型的离心萃取器,广泛应用于制药,香料,染料,废水处理,核燃料处理领域。离心萃取器有多种分类方法,按两相接触方式可分为微分接触式和逐级接触式。

第四小节 萃取设备的流体流动和传质特性

在液液萃取操作中,依靠两相的密度差,在重力或离心力场作用下,分散相和连续相产生相对运动并密切接触而进行传质。两相之间的传质与运动状况有关,而流动状况和传质速率又决定了萃取设备的尺寸,如塔式设备的直径和高度。

一. 萃取设备的流动特性和液泛

关于液泛速度,许多研究者提出不少经验和半经验公式,还绘制成关联线图。如图 4-26 所示为填料萃取塔的液泛速度 U_{ef} 关联图:

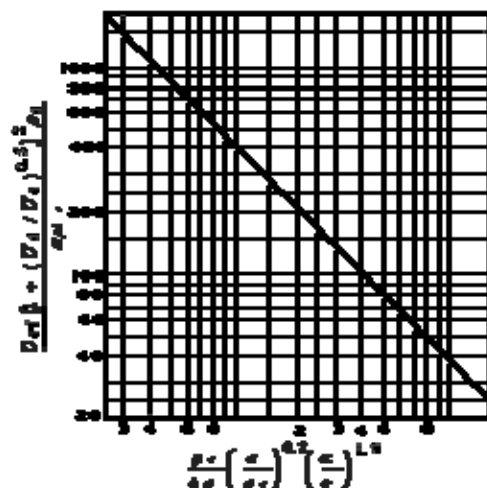


图 4-26 填料萃取塔的液泛速度关联

图

二. 萃取塔的传质特性

传质推动力是影响萃取速度的一重要因素, 如无反混现象时, 传质推动力最大。

第五小节 萃取设备的选择

各种不同类型的萃取设备具有不同的特性, 萃取过程中物系性质对操作的影响错综复杂. 对于具体的萃取过程选择适宜设备的原则是: 首先满足工艺条件和要求, 然后进行经济核算, 使设备费和操作费总和趋于最低. 萃取设备的选择, 应考虑如下的因素:

1. 所需的理论级数

当所需的理论级数不大于 2-3 级时, 各种萃取设备均可满足要求; 当所需的理论级数较多(如大于 4-5 级)时, 可选用筛板塔; 当所需的理论级数再多(如 10-20 级)时, 可选用有能量输入的设备, 如脉冲塔, 转盘塔, 往复筛板塔, 混合澄清槽等.

2. 生产能力

当处理量较小时, 可选用填料塔, 脉冲塔. 对于较大的生产能力, 可选用筛板塔, 转盘塔及混合-澄清槽. 离心萃取器的处理能力也相当大.

3. 物系的物理性质

对界面张力较小, 密度差较大的物系, 可选用无外加能量的设备. 对密度差小, 界面张力小, 易乳化的难分层物系, 应选用离心萃取器. 对有较强腐蚀性的物系, 宜选用结构简单的填料塔或脉冲填料塔. 对于放射性元素的提取, 脉冲塔和混合澄清槽用得较多. 若物系中有固体悬浮物或在操作过程中产生沉淀物时, 需周期停工清洗, 一般可采用转盘萃取塔或混合澄清槽. 另外, 往复筛板塔和液体脉动筛板塔有一定的资清洗能力, 在贸些场合也可考虑选用.

4. 物系的稳定性和液体在设备内的停留时间

对生产要考虑物料的稳定性的, 要求在萃取设备内停留时间短的物系, 如抗菌素的生产, 用离心萃取器合适; 反之, 若萃取物系中伴有缓慢的化学反应, 要求有足够的反应时间, 选用混合-澄清槽为适宜.

5. 其它

在选用设备时, 还需考虑其它一些因素, 如: 能源供应状况, 在缺电的地区应尽可能选用依重力流动的设备; 当厂房地面受到限制时, 宜选用塔式设备, 而当厂房高度受到限制时, 应选用混合澄清槽.

第八章 蒸馏

第一节 概述

蒸馏是分离液体混合物的一种方法, 是传质过程中最重要的单元操作之一, 蒸馏的理论依据是利用溶液中各组分蒸汽压的差异, 即各组分在相同的压力、温度下, 其挥发性能不同 (或沸点不同) 来实现分离目的. 例如, 加热苯 (沸点 80.2°C) 和甲苯 (沸点 110.4°C) 的混合物时, 由于苯的沸点较甲苯为低, 即苯挥发度较甲苯高, 故苯较甲苯易从液相中汽化出来. 若将汽化的蒸汽全部冷凝, 即可得到

苯组成高于原料的产品，依此进行多次汽化及冷凝过程，即可将苯和甲苯分离。这多次进行部分汽化成部分冷凝以后，最终可以在汽相中得到较纯的易挥发组分，而在液相中得到较纯的难挥发组分。这叫精馏（rectification）。

在工业中，广泛应用蒸馏方法分离液体混合物，从石油工业、酒精工业直至焦油分离，基本有机合成，空气分离等等，常常采用蒸馏分离方法，特别是大规模的生产中蒸馏的应用更为广泛。

在实验室里，已做过不少关于蒸馏的实验。如：双组分汽液平衡。

蒸馏按操作可分为简单蒸馏、平衡蒸馏、精馏、特殊精馏等多种方式。按原料中所含组分数目可分为双组分蒸馏及多组分蒸馏。按操作压力则可分为常压蒸馏、加压蒸馏、减压（真空）蒸馏。此外，按操作是否连续蒸馏和间歇蒸馏。工业中的蒸馏多为多组分精馏，但作为蒸馏问题的基础，本章着重讨论常压下的双组分精馏。

第二节 双组分溶液的气液相平衡

8.2.1 溶液的蒸汽压及拉乌尔定律

汽液相平衡（vapour--liquid phase equilibrium）是指溶液与其上方蒸汽达到平衡时汽液两相各组分组成的关系。

一密闭的容器内盛有纯液体 A，在一定温度下液相中 A 的分子从液面逸出形成蒸汽，同时蒸汽中的 A 分子也会有一部分进入液相，经过一定时间后，当单位时间内从

液相进入汽相中的分子数与从汽相返回液相中的分子数相等时，便称为汽液达到平衡状态，这时液面上方蒸汽的压强就是该温度下纯液体 A 的饱和蒸汽压，简称蒸汽压。

同样，容器内 A、B 两种完全互溶组分的混合液时，与纯液体 A 的情况有何差异？对了，正是由于 A、B 同存一个空间内，而 A 在汽相使中的分压比其在纯态下的饱和蒸汽压要小，同理，汽相中的 A 存在也会使 B 的蒸汽压降低。

由于溶液中 A、B 两组分彼此对蒸汽压的影响规律不同，溶液可分为理想溶液和非理想溶液（实际溶液）两种。

8.2.2 温度组成图（T—Y—X 图）

该图常用以分析蒸馏的原理。图中有上、下两条曲线，上曲线：平衡时汽相组成与温度的关系，称为汽相线（露点曲线）；下曲线：平衡时液相组成与温度的关系，称为液相线（泡点曲线）。两曲线将图分成三个区域，液相线以下代表尚未沸腾的液体，称为液相区；汽相线以上代表过热蒸汽压；被两曲线包围部分表示汽液共存，称为汽液共存区。

例 1 苯（A）与甲苯（B）的饱和蒸汽压和温度关系数据如下表所示，求 $P=101.3\text{KPa}$ 下 T—X—Y 图，作图表示。

附表 1

温 度 °C	80.1	85	90	95	100	105
P_A^0 , KPa	101.32	116.9	135.5	155.7	179.2	204.2
P_B^0 , Kpa	40.0	46.0	54.0	63.3	74.3	86.0

解 题 方 法：

选一温度 $t=95^{\circ}\text{C}$ ，可查该温度下各组分的 P_A^0 和 P_B^0 ，即可计算出 X 和 Y

液相组成：

$$X = (P - P_B^0) / (P_A^0 - P_B^0) = (101.32 - 63.3) / (155.7 - 63.3) = 0.411$$

$$\text{汽液组成：} Y = P_A^0 * X / P = 155.7 * 0.411 / 101.32 = 0.632$$

其它温度下的计算结果于下表

T, °C	80.1	85	90	95	100	105
X	1.000	0.780	0.581	0.411	0.258	0.130
Y	1.000	0.900	0.777	0.632	0.456	0.261

根据以上结果，即可标绘出下图所示

8.2.3 汽液相平衡图（Y—X 图）

图 6—3 是苯—甲苯混合液的 Y—X 图，其可通过 T—Y—X 图的数据作出，图中对角线（Y=X）为参考线。某些溶液达到平衡时，汽相中易挥发组分浓度总是大于液相的，所以其平衡线位于对角线的上方。平衡线离对角线越

远，表示该溶液越易分离。

应予指出，总压对 T—Y—X 关系比对 Y—X 关系的影响大，故当总压变化不大时，总压对 Y—X 关系的影响可以忽略不计。可见蒸馏中使用 X—Y 图较 T—Y—X 图更为方便。

8.2.4 双组分非理想溶液

此节不对双组分非理想溶液作详解，此可在《物理化学》中具体学习。

若混合物中分子间的吸引力 f_{AB} 较 f_{AA} 与 f_{BB} 为大，这种混合液对拉乌尔定律具有负的偏差，这非理想溶液又称为具有最高恒沸点的恒沸液。如：硝酸—水、氯仿—丙酮等系统。

需指出，非理想溶液不一定都具有恒沸点，如甲醇—水混合液属正偏差系统，但无恒沸点。二硫化碳—四氯化碳混合液属负偏差系统，也无恒沸点。

6.2.5 挥发度及相对挥发度

挥发度是表示某种纯物质（液体或固体）在一定温度下蒸汽压大小。

对 A 组分有 $V_A = P_A / x_A$ (6—1)

而相对挥发度（Relative Volatility）是指溶液中两组分挥发度之比，以 α_{A-B} 表示。常以易挥发组分的挥发度为分子。

$$\alpha_{A-B} = \alpha = V_A / V_B = (P_A / x_A) / (P_B / x_B) \quad (6—2)$$

$$\text{对完全理想系，则 } \alpha = P_A^0 / P_B^0 = (Y_A / x_A) / (Y_B / x_B) \quad (6—3)$$

对双组分完全理想系，则 $\alpha = (Y_A/X_A) / (Y_B/X_B)$

$$= (Y/X) / ((1-Y) / (1-X)) \quad (6-4)$$

4)

将 (6-4) 加以整理，得 $Y = \alpha * X / (1 + (\alpha - 1) X)$ (6-5)

式 (6-5) 为用相对挥发度 α 表示的气液平衡方程。若 α 已知，则可求得 $X-Y$ 关系。

α 值的大小可反映分离的难易程度，可分析某混合液可分离的难易程度。若 $\alpha = 1$ ，则由式 (6-5) 可看出 $Y = X$ ，因而不能用普通方法分离；若 $\alpha > 1$ ，则 $Y > X$ 。 α 愈大， Y 比 X 大得愈多，分离愈易。

第三节 蒸馏与精馏原理

8. 3. 1 简单蒸馏与平衡蒸馏

一、简单蒸馏

混合液加入蒸馏釜中，在恒定压力下加热至沸腾，使液体不断汽化，产生的蒸汽经冷凝后作为顶部产物。馏出液通常是按不同组成范围分罐收集的。最终将釜液一次排出。故此简单蒸馏是一个不稳定过程。

简单蒸馏只能使混合液部分地分离，故只适用于沸点相差较大而分离要求不高的场合，或者作为初步加工，粗略地分离多组分混合液，例如原油或煤油的初馏。

二、平衡蒸馏

平衡蒸馏又称为闪蒸 (FLASH DISTILLATION)，是一连续稳定过程，原料连续进入加热器 1 (图 6-9) 中，加热至一定温度经节流阀骤然减压到规定压力，部分料液迅速汽化，

汽液两相在分离器 3 中分开，得到易挥发组分浓度较高的顶部产品与易挥发组分浓度甚低的底部产品。

平衡蒸馏为稳定连续过程，生产能力大，不能得到高纯产物，常用于只需粗略分离的物料，在石油炼制及石油裂解分离的过程中常使用多组分溶液的平衡蒸馏。

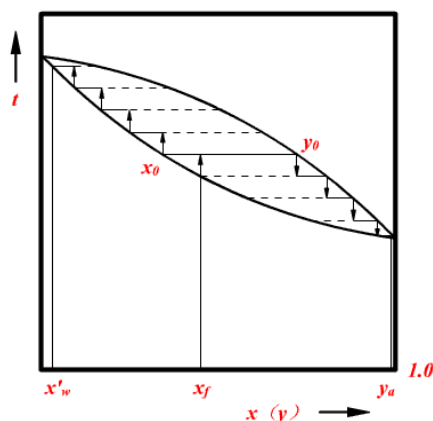
8. 3. 2 精馏原理

许多情况下，要求混合液分离为几乎纯净的组分，就要采用精馏装置才能完成这任务。

一、多次部分汽化、部分冷凝

利用 $T-Y-X$ 图，说明溶液热状态。如图 6—7 所示，A 是组成为 x_f 和温度为 t_A 的冷液，将点 A 加热到 F 点，温度达到 t_f 开始汽化为饱和液状态，产生第一个气泡，汽相组成为 y_F 。再加热饱和液至 g 点时，则产生互相平衡的汽液两相，其组成分别为 y_G (G' 点) 及 x_G (G 点)。若再升温至 t_h (H' 点)，溶液即全部汽化，汽相组成为 y_H ，与最初液相组成 x_f 相同，液相在消失之前其组成为 x_H 。若再加热到 H' 点以上如至 B 点，则为过热蒸汽，温度升高而组成不变。自 F 点向上至 H' 点以前阶段称为部分汽化过程。加热至 H' 点及其以上，则称为全部汽化过程。反之，自 H' 点至 F 点的为部分冷凝进程。自 F 点及其以下，称为全部冷凝过程。

整个图 6—8 系统的精馏作用，可用图 6—9 所示精馏塔予以实现。以塔板 2 为例，可说明每块塔板的作用。如图 6—10 所



示，从上块塔板下降组成为 X_1 的液相，与从下面上升组成为 Y_3 的汽相在塔板上接触，汽相把热量传递给液相，使液相发生部分汽化产生组成为 Y_2 的汽相，同时组成为 Y_3 的汽相发生部分冷凝产生组成为 X_2 的液相。部分冷凝和部分汽化所产生的液相汇合在一起下降到下一块塔板去，且 $X_1 > X_2$ ，即发生了易挥发性组分从液相到汽相的传递，难挥发性组分从汽相到液相的传递。故每层塔板上既有热量传递，又有质量传递。

二、精馏流程

图 6-11 所示为连续精馏流程

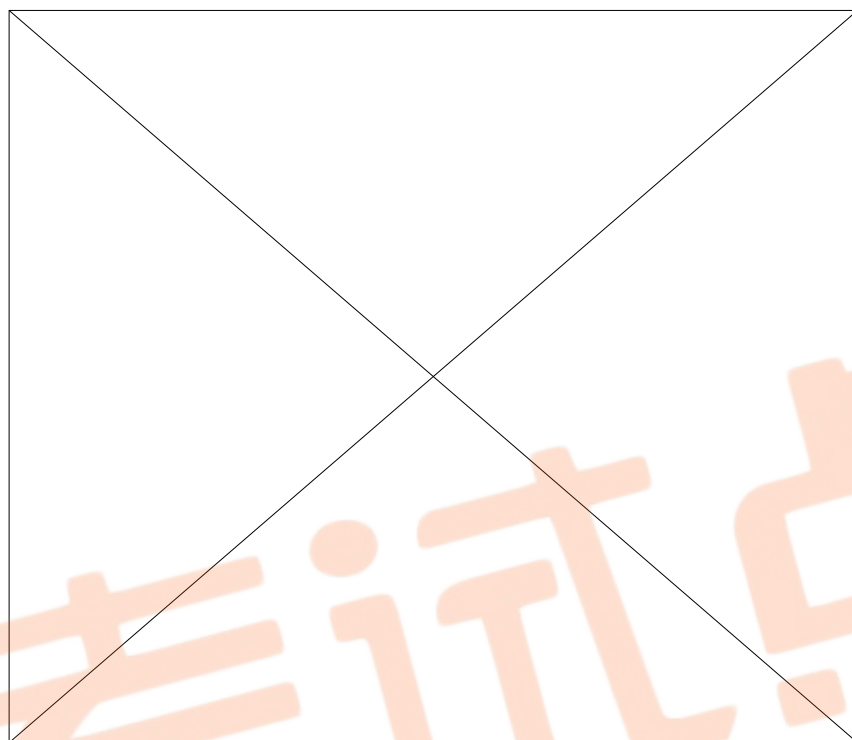
除了精馏塔外，还必须同时有塔底再沸器和塔顶冷凝器，有时还要配有原料预热器、回流液泵等附属设备，才能实际实现整个操作。

原料液经预热器在指定温度下送入精馏塔进料板，在进料板上与自塔上部下降的液体汇合后逐板溢流，最后流入塔底再沸器中。塔底再沸器连续将液体部分汽化，产生上升的蒸汽，送回塔内亦称汽相回流；所产生的液体作为塔底产品，亦称釜残液。塔顶蒸汽进入冷凝器中被全部冷凝，并将部分冷凝液用泵送回塔顶作为回流液体，其余部分作为塔顶产品，亦称为馏出液。另外塔顶没有分凝器，塔顶蒸汽的一部分被冷凝作为回流，而剩余部分经组分再全部冷凝后作为馏出液。

三．塔内进行连续精馏的几个特点

1. 每层塔板上都发生部分汽化和部分冷凝，若所提供的汽液接触时间（或接触表面）充分，每层塔板相当或接近于一次平衡蒸馏，即离开每层塔板的汽液两相达到平衡 $Y_n = K_n \cdot X_n$

2. 向塔顶方向，蒸汽越来越富集易挥发组分，即 $Y_n > Y_{n+1}$ ；
向塔底方向，液体越来越富集难挥发组分，即 $X_n > X_{n+1}$ 。
物料温度自下而上降低，即 $T_n > T_{n-1}$ 。如图 6-13



3. 每层塔板上存在露点与泡点间的温度差，这在精馏过程中系统会自动地调节和适应。

4. 最上一层塔板的蒸汽必须与其组成接近的液体相接触，可由塔顶引出的蒸汽冷凝后的部分冷凝液作为回流。对于全凝器 $Y_1 = X_0$ ， X_0 为馏出液组成，没有回流，塔内的部分汽化和部分冷凝都不发生，这是精馏与简单蒸馏的根本区别。

5. 从塔底应当提供蒸汽，而且蒸汽的组成与塔底釜残液相近，因而在塔底安装再沸器使釜液部分汽化作为汽相回流，这同样是精馏的必要条件。

6. $X_D > X_F > X_W$ ，因此进料不应在塔顶或塔底，而应在塔体的某一适宜塔板上，此板上液体组成与进料组成相接近，其称为加料板，加料板以上的塔段称为精馏段，加料板以下

（包括加料板）的塔段称为提馏段。

第九章 固体干燥

9.1 固体去湿方法和干燥

1. 物料的去湿方法

化工生产中的固体原料、产品或半成品为便于进一步的加工、运输、贮存和使用，常常需要将其中所含的湿分（水或有机溶剂）去除至规定指标，这种操作简称为“去湿”。“去湿”的方法可分为以下三类：

（1）机械去湿

当物料带水较多时，可先用离心过滤等机械分离方法以除去大量的水；

（2）吸附去湿

用某种平衡水汽分压很低的干燥剂（如 CaCl_2 、硅胶等）与湿物料并存，使物料种的水分相继经气相而转入干燥剂内。

（3）供热干燥

向物料供热以汽化其中的水分。供热方式又有多种。工业干燥操作多是用热空气或其它高温气体为介质，使之掠过物料表面，介质向物料供热并带走汽化的湿分，此种干燥常称为对流干燥，是本章讨论的主要内容。

本章主要讨论以空气为干燥介质、湿分为水的对流干燥过程。

2. 对流干燥的特点

（1）对流干燥流程：

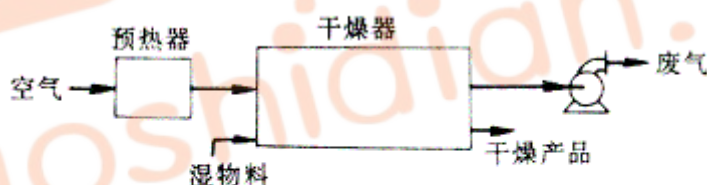


图 14-2 对流干燥流程示意图

如图 14-2 所示，湿空气经风机送入预热器，加热到一定温度后送入干燥器与湿物料直接接触，进行传质、传热，最后废气自干燥器另一端排出。

干燥若为连续过程，物料被连续的加入与排出，物料与气流接触可以是并流、逆流或其它方式。若为间歇过程，湿物料被成批放入干燥器内，达到一定的要求后再取出。

经预热的高温热空气与低温湿物料接触时，热空气传热给固体物料，若气流的水汽分压低于固体表面水的分压时，水分汽化并进入气相，湿物料内部的水分以液态或水汽的形式扩散至表面，再汽化进入气相，被空气带走。所以，干燥是传热、传质同时进行的过程，但传递方向不同。

	传热	传质
--	----	----

方向	从气相到固体	从固体到气相
推动力	温度差	水汽分压差

(2) 干燥过程进行的必要条件:

①湿物料表面水汽压力大于干燥介质水汽分压;

②干燥介质将汽化的水汽及时带走。

为确定干燥过程所需空气用量、热量消耗及干燥时间,而这些问题均与湿空气的性质有关。为此,以下介绍湿空气的性质。

9.2 干燥静力学

9.2.1 湿空气的状态参数

1. 空气中水分含量的表示方法

湿空气的状态参数除总压 p 、温度 t 之外,与干燥过程有关的是水分在空气中的含量。根据不同的测量原理,同时考虑计算的方便,水蒸汽在空气中的含量有不同的定义或不同的表示方法。

(1) 水汽分压 $p_{\text{水汽}}$ 与露点 t_d

空气中的水汽分压直接影响干燥过程的平衡与传质推动力。测定水汽分压的实验方法是测量露点,即在总压不变的条件下将空气与不断降温的冷壁相接触,直至空气在光滑的冷壁上析出水雾,此时的冷壁温度称为露点 t_d 。壁面上析出水雾表明,水汽分压为 $p_{\text{水汽}}$ 的湿空气在露点温度下达到饱和状态。因此,测出露点温度 t_d 便可从手册中查得此温度下的饱和水蒸气压,此即为空气中的水汽分压 $p_{\text{水汽}}$ 。显然,在总压 p 一定时,露点与水汽分压之间有一单一函数关系。

(2) 空气的湿度

为便于进行物料衡算,常将水汽分压 $p_{\text{水汽}}$ 换算成湿度。空气的湿度 H 定义为每 kg 干空气所带有的水汽量,单位是 kg/kg 干气,即

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

式中 p 为总压。

(3) 相对湿度

空气中的水汽分压 $p_{\text{水汽}}$ 与一定总压及一定温度下空气中水汽分压可能达到的最大值之比定义为相对湿度,以 φ 表示。

当总压为 101.3kPa 时,空气温度低于 100℃ 时,空气中水分分压的最大值应为同温度下的饱和蒸汽压 p_s , 故有

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

当空气温度较高,该温度下的饱和蒸汽压 p_s , 会大于总压。但因空气的总压也已指定,水汽分压的最大值最多等于总压,故取

$$\varphi = \frac{p_{\text{水汽}}}{p} \quad (\text{当 } p_s > p)$$

从相对湿度的定义可知,相对湿度 φ 表示了空气中水分含量的相对大小。 $\varphi = 1$, 表示空气已达饱和状态,不能再接纳任何水分; φ 值愈小,表明空气尚可接纳的水分愈多。

(4) 湿球温度

测量水汽含量的简易方法是测量空气的湿球温度 t_w , 其原理可见第 13 章。简言之,湿

球温度是大量空气与少量水长期接触后水面的温度，它是空气湿度和干球温度的函数。

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

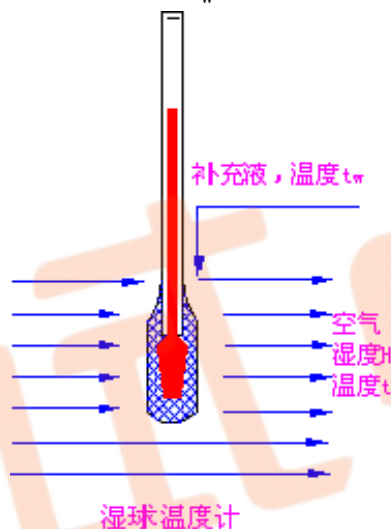
式中 k_H 、 α ——分别为气相的传质系数与给热系数；

H_w 、 r_w ——分别为湿球温度 t_w 下的湿度与汽化热。

对空气-水系统，当被测气流的温度不太高，流速 $>5\text{m/s}$ 时， α/k_H 为一常数，其值约为 $1.09\text{kJ}/(\text{kg}\cdot^\circ\text{C})$ ，故

$$t_w = t - \frac{r_w}{1.09} (H_w - H)$$

由湿球温度的原理可知，空气的湿球温度 t_w 总低于干球温度 t 。 t_w 与 t 差距愈小，表示空气中的水分含量愈接近饱和；对饱和湿空气 $t_w = t$ 。



2. 与过程计算有关的参数

上述参数尚不足以满足干燥过程的计算的需要，为此补充定义如下两个参数。

(1) 湿空气的焓

为便于进行过程的热量衡算，定义湿空气的焓 I 为每 kg 干空气及其所带 $H\text{ kg}$ 水汽所具有的焓， kJ/kg 。焓的基准状态可视为计算方便而定，本章取于气体的焓以 0°C 的气体为基准，水汽的焓以 0°C 的液态水为基准，故有

$$I = (c_{pg} + c_{pv}H)t + r_0H$$

式中 c_{pg} ——干气比热容，空气为 $1.01\text{kJ}/(\text{kg}\cdot^\circ\text{C})$ ；

c_{pv} ——蒸汽比热容，水汽为 $1.88\text{kJ}/(\text{kg}\cdot^\circ\text{C})$ ；

r_0 —— 0°C 时水的汽化热，取 $2500\text{kJ}/(\text{kg}\cdot^\circ\text{C})$ ；

$$c_{pH} = c_{pg} + c_{pv}H$$

对空气-水系统有

$$I = (1.01 + 1.88H)t + 2500H$$

(2) 湿空气的比体积

当需知气体的体积流量（如选择风机、计算流速）时，常常使用气体的比体积。湿空气的比体积 v_H 是指 1kg 干气及所带的 $H\text{ kg}$ 水汽所含占的总体积， m^3/kg 。

通常条件下，气体比体积可按理想气体定律计算。在常压下 1kg 干空气的体积为

$$\frac{22.4}{M_{\text{气}}} \times \frac{t+273}{273} = 2.83 \times 10^{-3} (t+273)$$

H kg 水汽的体积为

$$H \frac{22.4}{M_{\text{水}}} \times \frac{t+273}{273} = 4.56 \times 10^{-3} H (t+273)$$

常压下温度为 t °C、湿度为 H 的湿空气体积比为

$$v_H = (2.83 \times 10^{-3} + 4.56 \times 10^{-3} H)(t+273)$$

干燥过程中空气的湿度一般并不太大，上式中湿度 H 较小。除有特殊需要时外，用绝干空气的比体积以代替湿空气的比体积所造成的误差并不大。

9.2.1.2 湿度图

用公式计算湿空气的性质比较繁琐，有时还要用到试差（如计算 t_w ）。若将湿空气的各种性质绘成图，利用图查取湿空气的有关参数，则比较简便。另外，空气的状态变化过程在图中表示亦比较形象直观。

在总压 p 一定时，上述湿空气的各个参数（ t 、 p_v 、 H 、 ϕ 、 I 、 t_w 等）中，只有两个参数是独立的，即规定两个互相独立的参数，湿空气的状态即被唯一地确定。工程上为方便起见，将诸参数之间的关系在平面坐标上绘制成湿度图。目前，常用的湿度图有两种，即 H - T 图（P₃₂₅ 图 14-3）和 I - H 图（P₃₂₆ 图 14-4），教材主要介绍 I - H 图。

I - H 图是以总压 $p = 100$ kPa 为前提画出的， p 偏离较大时此图不适用。纵坐标为 I （kJ/kg 绝干气），横坐标为 H （kg 水汽/kg 绝干空气），注意两坐标的交角为 135° （不是 90° ！），目的是使图中各种曲线群不至于拥挤在一起，从而可提高读图的准确度。水平轴（辅助坐标）的作用是将横轴上的湿度值 H 投影到辅助坐标上的便于读图，而真正的横坐标 H 在图中并没有完全画出。

（1）等 H 线（等湿度线）

等 H 线为一系列平行于纵轴的直线。注意：①同一等 H 线上不同点， H 值相同，但湿空气的状态不同（在一定 p 下必须有两个独立参数才能唯一确定空气的状态）；②根据露点 t_a 的定义， H 相同的湿空气具有相等的 t_a ，因此在同一条等 H 线上湿空气的 t_a 是不变的，换句话说 H 、 t_a 不是彼此独立的参数。

（2）等 I 线（等焓线）

等 I 线为一系列平行于横轴（不是水平辅助轴）的直线。注意：①同一等 I 线上不同点， I 值相同，但湿空气状态不同；②前已述及湿空气的绝热增湿过程近似为等 I 过程，因此等 I 线也就是绝热增湿过程线，在同一等 I 线上， $H \uparrow$ 则 $t \downarrow$ 或 $H \downarrow$ 则 $t \uparrow$ ，但 I 不变。

（3）等 t 线（等温线）

将式 (14-8) $I = (1.01 + 1.88H)t + 2500H$ 改写为 $I = 1.01t + (1.88t + 2500)H$ ，当 t 一定时， I - H 为直线。各直线的斜率为 $(1.88t + 2500)$ ， $t \uparrow$ ，斜率 \uparrow ，因此各等 t 线不是平行的直线。

（4）等 ϕ 线（等相对湿度线）

$$H = 0.622 \frac{\phi p_s}{p - \phi p_s}$$

p 固定，当 ϕ 一定时， $p_s = f(t)$ ，假设一个 t ，求出 p_s ，可算出一个相应的 H ，将若干个 (t, H) 点连接起来，即为一条等 ϕ 线。

注意：①当 H 一定时， $t \uparrow$ ， $\phi \downarrow$ ，吸收水汽能力 \uparrow 。所以湿空气进入干燥器之前须先经过预热以提高其温度和焓值有利于载热外，同时也是为了降低相对湿度而有利于载湿；② $\phi = 100\%$ 的线称为饱和曲线，线上各点空气为水蒸气所饱和，此线上放为未饱和区（ $\phi < 1$ ），在这个区域的空气可以作为干燥介质。此线下方为过饱和区域，空气中含雾状水

滴，不能用于干燥物料；③ $I-H$ 图是以总压 $p = 100\text{kPa}$ 为前提绘制的，因此当 φ 一定， $t \geq 99.7^\circ\text{C}$ 时， $p_s = 100\text{kPa} = p$ ， $H = \text{常数}$ ，等 φ 线（图中 $\varphi = 5\%$ 与 $\varphi = 10\%$ 两条线）垂直向上为直线与等 H 线重合。

(5) p_v 线(水蒸汽分压线)

p_v 线标于 $\varphi = 100\%$ 线的下方，表示 p_v 与 H 之间的关系。由 $H = 0.622 \frac{p_v}{p - p_v}$ 得

$$p_v = \frac{Hp}{0.622 + H}$$

9.2.1.3 湿度图的应用

$I-H$ 图中的任意一点 A 代表一个确定的空气状态，其 t 、 t_w 、 H 、 φ 、 I 等均为定值。已知湿度空气的两个独立参数，即可确定一个空气的状态 A，其他参数可由 $I-H$ 图查得。

$t-H$ 、 $t-t_w$ 、 $t-t_d$ 、 $t-\varphi$ 是相互独立的两个参数，可确定唯一的空气状态点 A；

t_d-H 、 p_v-H 、 t_d-p_v （都在同一条等温线上）， t_w-I （在同一条等 I 线上），不是彼此独立的参数，不能确定空气的状态点 A。

9.2.2 湿空气状态的变化过程

(1) 加热与冷却过程

若不计换热器的流动阻力，湿空气的加热或冷却属等压过程。

①加热 始态 A→终态 B，因 p 与 p_v 不变，为等 H 过程， $t \uparrow$ ， $\varphi \downarrow$ ，吸收水汽能力 \uparrow ；

②冷却过程 始温为 t_1 ，若终温 $t_2 > t_d$ ，则为等 H 过程；若终温 $t_3 > t_d$ ，则过程为 ADE 所示，必有部分水汽凝结为水，空气的湿度降低 $H_3 < H_2$ ，每千克绝干空气析出的水分量为 $\Delta H = H_1 - H_3$

(2) 绝热增强过程，前已述及等 I 线变化

(3) 两股气流的混合，P₃₂₉ 图 14-8 及衡算式

9.2.3 水分在气—固两相间的平衡

(1) 水分与物料的结合方式

根据水分与物料的结合方式，可分为

①附着水分 是指湿物料表面的机械附着的水分，它的存在是与液体水相同的。因此，其特征是：在任何温度下，湿物料表面上附着水分的蒸汽压 p_M 等于同温度下纯水的饱和蒸汽压 p_s ，即 $p_M = p_s$ 。

②毛细管水分 是指湿物料内毛细管中所含的水分。由于物料的毛细管孔道大小不一，孔道在物料表面上开口的大小也各不相同。直径较小的毛细管中的水分，根据物理化学表面现象知识知，由于凹表面曲率的影响，其平衡蒸汽压 p_e 低于同温度下纯水的饱和蒸汽压 p_s ，即 $p_e < p_s$ ，而且水的蒸汽压将随着干燥过程的进行而下降，因为此时已逐渐减少的水分是存留于更小的毛细管中，这类物料称为吸水性物料。

③溶胀水分 是指物料细胞壁或纤维皮壁内的水分，是物料组成的一部分，其蒸汽压低于同温度下纯水的蒸汽压 $p_e < p_s$ 。

④化学结合水分 如结晶水等，是靠化学结合力， $p_e < p_s$ 。这种水分的出去，不属于干燥的范围。

(2) 结合水分与非结合水分

根据物料中水分除去的难和易来划分，可分为结合水分和非结合水分。

总水分=结合水分+非结合水分

干燥传质推动力可表示为 $\Delta p = p_e - p_v$ ，对一定 p_v ， $p_e \uparrow$ ， $\Delta p \uparrow$ ，易干燥。

$p_e = p_s$ 的水分（附着水分和直径大的毛细管中的水分）， Δp 大，易干燥除去，称为非结合水分。

$p_e < p_s$ 的水分（溶胀水分和直径小的毛细管中的水分）， Δp 小，难干燥除去，称为结合水分。

（3）平衡蒸汽压曲线

一定温度下湿物料的平衡蒸汽压 p_e 与含水量 X 的关系大致如图所示。

物料中只要有非结合水分存在而不论其数量多少其平衡蒸汽压 p_e 不会变化，总等于纯水的饱和蒸汽压 p_s 。当含水量减少时，非结合水分不复存在，此后首先除去结合较弱的水，余下的是结合较强的水，因而平衡蒸汽压 p_e 逐渐下降。

结合水分与非结合水分都很难用实验的方法直接测定，但是根据它们的特点，可利用平衡关系外推得到。为此可将上述平衡曲线用另一种形式表示，即以湿空气的相对湿度 φ （

$\varphi = \frac{p_v}{p_s}$ ）代替平衡蒸汽压 p_e 作为纵坐标，如图所示。为什么 $\varphi < 1$ 均为结合水分？

$$\varphi = \frac{p_v}{p_s} < 1, \quad p_v < p_s$$

平衡 $p_e = p_v < p_s$ 为结合水分总水分 X_t ，结合水分 X_{\max} ，非结合水分 $X_t - X_{\max}$

P₃₂₂ 图 14-11 为几种物料的平衡曲线。记住：在一定温度下，物料结合水分与非结合水分的划分只取决于物料本身的特点，而与空气的状态无关。

（4）平衡水分与自由水分

根据物料在一定的干燥条件下其中所含水分能否用干燥的方法除去来划分，可分为平衡水分和自由水分

若将某物料与一定状态的空气（ t, φ ）接触，当物料表面的平衡蒸汽压 $p_e > p_v$ （湿空气中的水蒸汽分压）则物料被除去水分进行干燥过程；当 $p_e < p_v$ ，则物料吸收水分进行吸湿过程；当 $p_e = p_v$ 时，则物料中的水分与空气中的水分处于平衡状态，即物料中的水分不再因与空气的时间如何延长而发生变化。此时物料中所含水分称为该物料在一定状态下的平衡水分 X^* 。平衡水分因物料种类不同而有很大的差别（如图 14-11 中 1.2 两种物料的 X^* 接近零，而 3.4、5.6、7 几种物料 X^* 就较高）；同一种物料的平衡水分也因空气状态不同而异（如空气 t 相同但 φ 变 X^* 也变）。

由图 14-11 还可看出，当空气的 $\varphi = 0$ 时，任何物料的平衡水分 X^* 均等于零，由此可知只有使物料与相对湿度 $\varphi = 0$ 的绝干空气相接触，才有可能获得绝干的物料。若物料与一定相对湿度 φ 的空气进行接触，物料中总有一部分水分不能被除去，这部分水分就是平衡水分 X^* ，因此平衡水分代表物料在一定空气状态下能被干燥的限度。

物料中所含的水分大于平衡水分 X^* 的那部分称为自由水分。自由水分是能用干燥的方法除去的水分。

自由水分（能被干燥除去的水分）

$$X = X_t - X^* = (X_t - X_{\max}) + (X_{\max} - X^*)$$

平衡水分 X^* 、自由水分 X 的划分不仅与物料的特性有关，而且还取决于空气的状态，即使同一种物料若空气的状态不同，则其平衡水分 X^* 和自由水分 X 的值也不相同。

9.3 干燥速率与干燥过程计算

9.3.1 物料在定态空气条件下的干燥速率

(1) 干燥动力学实验

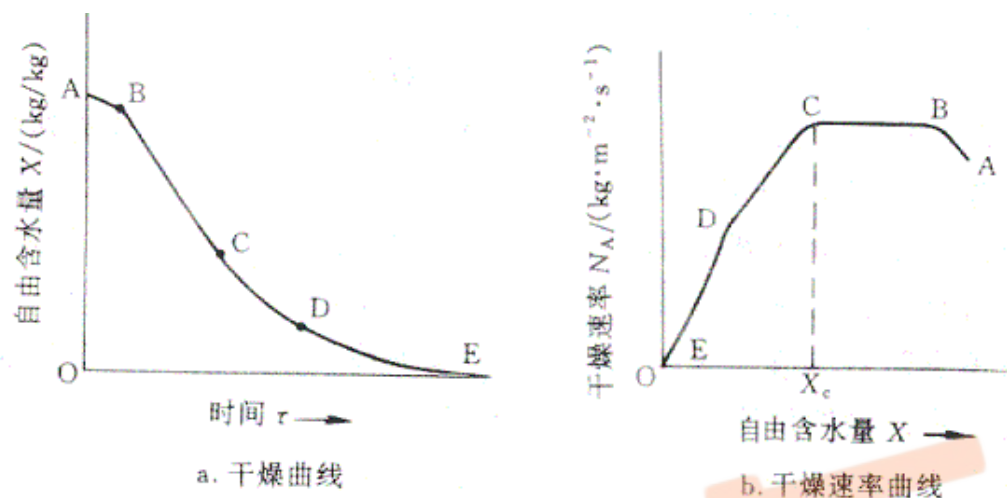


图 14-12 恒定空气条件下的干燥试验

物料的干燥速率即水分汽化速率 N_A 可用单位时间、单位面积（气固接触界面）被汽化

$$\text{的水量表示，即 } N_A = \frac{G_c dX}{-A d\tau}$$

式中 G_c ——试样中绝对干燥物料的质量，kg；

A ——试样暴露于气流中的表面积， m^2 ；

X ——物料的自由含水量， $X = X_t - X^*$ ，kg 水/kg 干料。

干燥曲线或干燥速率曲线是恒定的空气条件（指一定的速率、温度、湿度）下获得的。对指定的物料，空气的温度、湿度不同，速率曲线的位置也不同，如图 14-13 所示

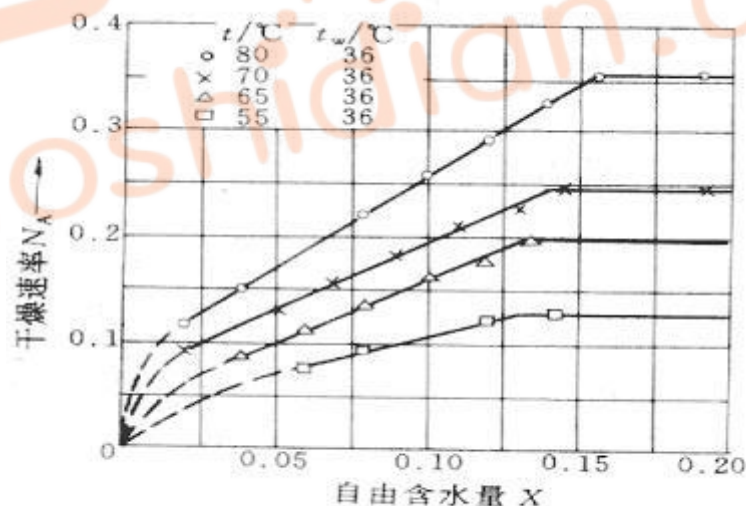


图 14-13 石棉纸浆的干燥速率曲线

(2) 恒速干燥阶段 BC

(3) 降速干燥阶段 CD

在降速阶段干燥速率的变化规律与物料性质及其内部结构有关。降速的原因大致有如下四个。

- ① 实际汽化表面减少；

- ② 汽化面的内移;
- ③ 平衡蒸汽压下降;
- ④ 固体内部水分的扩散极慢。

(4) 临界含水量

固体物料在恒速干燥终了时的含水量为临界含水量, 而从中扣除平衡含水量后则称临界自由含水量 X_c

(5) 干燥操作对物料性状的影响

9.3.2 间歇干燥过程的计算

9.3.2.1 恒速阶段的干燥时间 τ_1

如物料在干燥之前的自由含水量 X_1 大于临界含水量 X_c , 则干燥必先有一恒速阶段。

忽略物料的预热阶段, 恒速阶段的干燥时间 τ_1 由 $N_A = \frac{G_c dX}{-A d\tau}$ 积分求出。

$$\int_0^{\tau_1} d\tau = -\frac{G_c}{A} \int_{X_1}^{X_c} \frac{dX}{N_A}$$

因干燥速率 N_A 为一常数,

$$\tau_1 = \frac{G_c}{A} \times \frac{X_1 - X_c}{N_A}$$

速率 N_A 由实验决定, 也可按传质或传热速率式估算, 即

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

H_w 为湿球温度 t_w 下的气体的饱和湿度。

传质系数 k_H 的测量技术不如给热系数测量那样成熟与准确, 在干燥计算中常用经验的给热系数进行计算。气流与物料的接触方式对给热系数影响很大, 以下是几种典型接触方式的给热系数经验式。

(1) 空气平行于物料表面流动 (图 14-16a)

$$\alpha = 0.0143 G^{0.8} \text{ kW/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

式中 G 为气体的质量流速, $\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ 。

上式的试验条件为 $G = 0.68 \sim 8.14 \text{ kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$, 气温 $t = 45 \sim 150 ^\circ\text{C}$ 。

(2) 空气自上而下或自下而上穿过颗粒堆积层 (图 14-16b)

$$\alpha = 0.0189 \frac{G^{0.59}}{d_p^{0.41}} \left(\frac{d_p G}{\mu} > 350 \right)$$

$$\alpha = 0.0118 \frac{G^{0.49}}{d_p^{0.41}} \left(\frac{d_p G}{\mu} < 350 \right)$$

式中 G —— 气体质量流速, $\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$;

d_p —— 具有与实际颗粒相同表面的球的直径, m ;

μ —— 气体粘度, $\text{Pa} \cdot \text{s}$ 。

(3) 单一球形颗粒悬浮于气流中 (图 14-16c)

$$\frac{\alpha d_p}{\lambda} = 2 + 0.65 \text{Re}_p^{1/2} \text{Pr}^{1/3}$$

$$\text{Re}_p = \frac{d_p u \rho}{\mu}$$

式中 u ——气体与颗粒的相对运动速度;
 ρ 、 μ 、 Pr ——气体的密度、粘度和普朗特数。

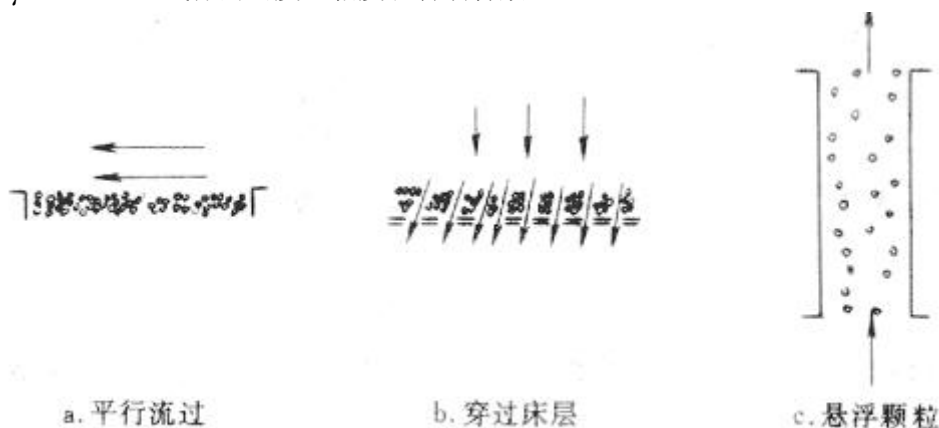


图 14-16 气流与物料的相对运动方式

9.3.2.2 降速阶段的干燥时间 τ_2

当 $X < X_c$ 时, $X \downarrow$, $N_A \downarrow$, 此阶段称为降速干燥阶段, 物料从 X_c 减至 X_2 ($X_2 > X^*$) 所需时间 τ_2 为

$$\tau_2 = \int_0^{\tau_2} d\tau = -\frac{G_c}{A} \int_{X_c}^{X_2} \frac{dX}{N_A}$$

若有 $N_A \sim X$ 的干燥数据可用数值积分法或图解积分法求 τ_2 , 或假定在降速段 N_A 与物料的自由含水量 $X - X^*$ 成正比, 即采用临界点 C 与平衡水分点 E 所连结的直线 CE (图中红色虚线) 来代替降速段干燥速率曲线 CDE, 即 $N_A = K_X(X - X^*)$, 式中 K_X ——比例系数, $\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \Delta X)$, 即 CE 直线斜率,

$$K_X = \frac{N_{A,c}}{X_c - X^*}$$

$$N_{A,C} = \frac{\alpha}{\gamma_w} (t - t_w) = k_H (H_w - H)$$

则

$$\tau_2 = -\frac{G_c}{AK_X} \int_{X_c}^{X_2} \frac{dX}{X - X^*} = \frac{G_c}{AK_X} \int_{X_2}^{X_c} \frac{dX}{X - X^*}$$

$$\tau_2 = \frac{G_c}{AK_X} \ln \frac{X_c - X^*}{X_2 - X^*}$$

当 $X^* = 0$ 时此式还原为教材式 (14-30)。

将 $N_{A,C} = K_c(X_c - X^*)$ 代入 τ_1 的表达式 (14-20) 得

$$\tau_1 = \frac{G_c}{AK_X} \frac{X_1 - X_c}{X_c - X^*}$$

$$\tau = \tau_1 + \tau_2 = \frac{G_c}{AK_X} \left(\frac{X_1 - X_c}{X_c - X^*} + \ln \frac{X_c - X^*}{X_2 - X^*} \right)$$

$$\frac{\tau_1}{\tau_2} = \frac{X_1 - X_c}{X_c - X^*} \bigg/ \ln \frac{X_c - X^*}{X_2 - X^*}$$

解题指南 P₃₆₇ 例 17-9

例 17-9 某干燥过程干燥介质温度为 363K, 湿球温度 307K, 物料初始干基含水率为

0.45, 当干燥了 2.5h 后, 物料干基含水率为 0.15, 已知物料临界含水率、平衡含水率分别为 0.2、0.04, 试求: (1) 将物料干燥至 $X'_2 = 0.1$ 需要多少干燥时间; (2) 将物料干燥至 $X'_2 = 0.1$ 且干燥时间仍维持在 2.5h, 将空气温度提高到 373K (湿球温度为 310K), 其他条件包括空气流速保持不变, 能否达到要求。

附: 恒速段的传热速率方程: $Nu = C Re^{0.5} \left(\frac{T}{T_w} \right)^2$, C 为常数, T 、 T_w 单位为 K。

解: (1) 根据题意, 这是一个恒定干燥条件下干燥时间的计算问题。

$\because X'_2 < X_c$; \therefore 干燥过程包括恒速段与降速段, 相应的干燥时间包括恒速干燥时间和降速干燥时间, 在恒定干燥条件下, 干燥时间可用下式计算:

$$\theta = \theta_1 + \theta_2 = \frac{G_C}{AK_x} \left[\frac{X_1 - X_c}{X_c - X^*} + \ln \frac{X_c - X^*}{X_2 - X^*} \right]$$

式中 X_1 、 X_c 、 X^* 均已知, $\frac{G_C}{AK_x}$ 未知, 但可以通过题给条件, 干燥至 $X_2 = 0.15$ 时, 干燥时间为 2.5h 求得:

$$\because X_2 < X_c; \therefore 2.5 = \frac{G_C}{AK_x} \left[\frac{0.45 - 0.2}{0.2 - 0.04} + \ln \frac{0.2 - 0.04}{0.15 - 0.04} \right] \Rightarrow \frac{G_C}{AK_x} = 1.29$$

当物料干燥至 $X'_2 = 0.1$, 干燥仍由恒速和降速两阶段组成, 由于干燥操作条件不变, 即 $\frac{G_C}{AK_x}$ 值不变, 所以干燥时间 θ' 为:

$$\theta' = \frac{G_C}{AK_x} \left[\frac{X_1 - X_c}{X_c - X^*} + \ln \frac{X_c - X^*}{X'_2 - X^*} \right] = 1.29 \times \left[\frac{0.45 - 0.2}{0.2 - 0.04} + \ln \frac{0.2 - 0.04}{0.1 - 0.04} \right] = 3.28 \text{ h}$$

(2) 由 (1) 小题可知, 物料干燥至 $X'_2 = 0.1$ 时, 所需干燥时间大于 2.5h, 为缩短干燥时间, 可以提高湿空气的温度; 因为湿空气温度提高, X_1 、 X_c 、 X^* 等其他条件不变, 那么影响干燥时间的参数只有 K_x

$$\because K_x = \frac{u}{X - X^*} = \frac{u_c}{X_c - X^*} \text{ 其中 } u_c = \frac{\alpha}{r_w} (T - T_w)$$

从上式可以看出, 干燥介质温度提高, 使得干燥速率提高从而缩短干燥时间;

$$\text{又 } \because Nu = C Re^{0.5} \left(\frac{T}{T_w} \right)^2; \therefore K_x \propto u_c \propto \alpha (T - T_w) \propto Nu (T - T_w) \propto \left(\frac{T}{T_w} \right)^2 (T - T_w)$$

假设湿空气温度提高后的降速段斜率用 K'_x 表示, 所以有:

$$\begin{aligned} \frac{K'_x}{K_x} &= \frac{\left[\left(\frac{T'}{T_w} \right)^2 (T' - T_w) \right]}{\left[\left(\frac{T}{T_w} \right)^2 (T - T_w) \right]} \\ &= \left(\frac{T'}{T} \right)^2 \left(\frac{T_w}{T_w} \right)^2 \frac{T' - T_w}{T - T_w} = \left(\frac{373}{353} \right)^2 \left(\frac{307}{310} \right)^2 \frac{373 - 310}{353 - 307} = 1.5 \end{aligned}$$

$$\therefore \theta' = \frac{K_x}{K'_x} \theta = 3.28 \div 1.5 = 2.19 \text{ h} < 2.5 \text{ h}, \text{ 即把空气温度提高到 } 373\text{K} \text{ 可以满足要}$$

求。

9.3.3 连续干燥过程的一般特性

有并流、逆流、错流流程及其他复杂的流程

(1) 连续干燥过程的特点

以并流连续干燥为例, P341 图 14-20

注意: 连续干燥降速段 $N_A \neq K_x(X - X^*)$

(2) 连续干燥过程的数学描述

为定态过程, 设备中的湿空气与物料状态沿流动途径不断变化, 但流经干燥器任一确定部位的空气和物料状态不随时间而变, 故应采用欧拉考虑法, 在垂直于气流运动方向上取一设备微元 dV 作为考察对象。

干燥过程是气、固两相的热、质同时传递过程, 所以对过程设备进行数学描述时, 必须列出物料衡算式、热量衡算式、气固相际传热及传质速率方程式, 气固相界面参数还与物料内部的导热和扩散情况有关, 其确定将变得十分复杂。因此还必须同时列出物料内部的传热、传质速率方程式。物料内部的传热、传质与物料的内部结构、水分与固体的结合方式、物料层得厚度等众多因素有关, 要定量地写出这两个特征方程式是非常困难的。干燥问题之所以至今得不到较圆满的解决, 原因之一就在于物料内部的传递过程难以弄清。

以下首先对干燥过程作物料和热量衡算, 然后对干燥过程作出简化, 列出传热、传质速率方程, 计算设备容积。

9.3.4 干燥过程的物料衡算与热量衡算

P342 图 14-21, 物料、热量衡算是确定空气用量分析干燥过程的热效率以及计算干燥容积的基础。

(1) 物料衡算

$$W = G_c(X_1 - X_2) = V(H_2 - H_1)$$

$$H_1 = H_0 \quad (\text{空气在预热器中加热, } H \text{ 不变})$$

有时物料的含水量习惯上以湿基含水量 w 表示, w 与干基含水量的关系为

$$X_1 = \frac{w_1}{1 - w_1}, \quad X_2 = \frac{w_2}{1 - w_2}, \quad G_c = G_1(1 - w_1) = G_2(1 - w_2)$$

$$W = G_1 - G_2 = G_1 \frac{w_1 - w_2}{1 - w_2}, \quad \text{或 } W = G_c(X_1 - X_2), \quad G_c, X_1, X_2 \text{ 用上式求。}$$

$$V = \frac{W}{H_1 - H_2} = \frac{W}{H_2 - H_0}$$

H_0 已知, W 可求出, 求 V 关键在于确定出干燥器空气湿度 H_2 , 必须用后面的干燥器热量衡算结合才能确定 H_2 。

$$\text{实际空气 (新鲜空气) 质量流量 } V'(\text{kg 湿空气} / \text{s}) = V(1 + H_0)$$

空气必须用风机输送, 风机的风量 V'' (m^3 湿空气/s)

$$V'' = V_v H = V(0.773 + 1.244H) \frac{273 + t}{273} \times \frac{101.3}{p}$$

上式中 t 、 H 是风机所在位置空气 t 、 H , 风机在装在预热器前, 预热器后, 甚至干燥器后。

(2) 预热器的热量衡算

$$Q_p = V(I_1 - I_0) = Vc_{pH_1}(t_1 - t_0)$$

$$I_1 = (1.01 + 1.88H_1)t_1 + 2500H_1$$

$$I_0 = (1.01 + 1.88H_0)t_0 + 2500H_0$$

$$H_1 = H_0, \quad c_{pH_1} = c_{pH_0}$$

(3) 干燥器的热量衡算

$$VI_1 + G_c c_{pm1} \theta_1 + Q_D = VI_2 + G_c C_p M_2 \theta_2 + Q_l$$

$$c_{pm} = c_{ps} + c_{pl} X$$

(4) 物料衡算与热量衡算的联立求解

在设计型问题中, G_c 、 θ_1 、 X_1 、 X_2 是干燥任务规定的, 而 $H_1 = H_0$ 由空气初始状态决定, Q_l 可按传热公式求或取 $Q = (0.05 \sim 0.10) Q_p$ 。 θ_2 是干燥后期气固两相及物料内部热、质传递的必然结果, 不能任意选择, 应在一定条件下由实验测出或按经验判断确定 (如式 (14-32) 确定 θ_2)。气体进入干燥器的温度 t_1 可以选定。这样, 干燥过程的物料和热量衡算常遇到以下两种情况:

①选择气体出干燥器的状态 (如 t_2 及 ϕ_2), 求 V 及 Q_D ;

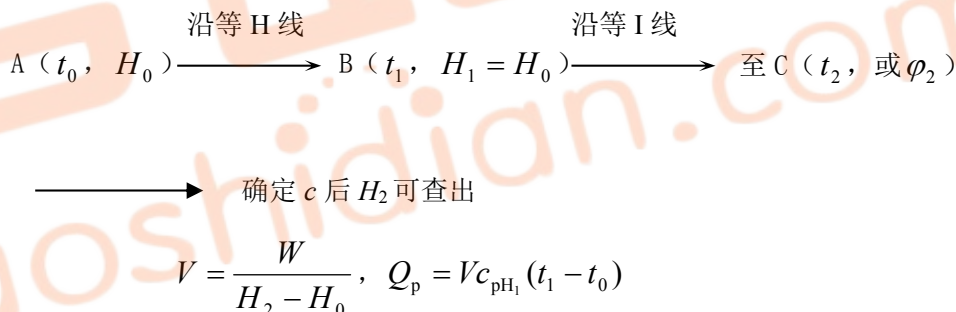
②选定 Q_D (如许多干燥器 $Q_D = 0$, 即不补充热量) 及气体出干燥器状态的一个参数 (H_2 、 ϕ_2 、 t_2 中的一个), 求出 V 及另一个气体出口参数 (如 H_2)。

第①种情况出口空气状态已确定, 热衡及物衡简便。在第②种情况下, 由于出口气状态参数之一是未知数, 联立物衡和热衡方程式的计算比较繁琐, 因而常对过程作出简化, 以便于初步估算。

(5) 理想干燥器过程的物料和热量衡算

若物料中的水分都在恒速段 (表面汽化段) 除取物料的升温很小 $\theta_1 \approx \theta_2$, $Q_l \approx 0$, $Q_D = 0$, 此时干燥器内气体传给固体的热量全部用于汽化水分, 这部分热量 (潜热) 又由汽化后的水汽带回气相, 由热量衡算式 (14-38) 可知 $I_1 = I_2$, 气体在干燥器中的状态变化为等焓过程, 这种简化的干燥过程称为理想干燥过程 (或等焓干燥、绝热干燥过程)。计算方法有以下几种:

①图解法 (已知 t_2 或 ϕ_2 均可用)



②解析法 (已知 t_2 时用)

$$I_2 = I_1$$

$$(1.01 + 1.88 H_2) t_2 + 2500 H_2 = (1.01 + 1.88 H_1) t_1 + 2500 H_1$$

上式中只有一个未知数 H_2 可求出, 然后再求 V , Q_p

③数值法 (已知 ϕ_2 时用, 可计算求出 H_2)

(6) 实际干燥过程的物料和热量衡算

等焓 (理想、绝热) 干燥过程, 空气再干燥器状态变化沿着等焓线 BC 变化至 C 点 (C 点的确定前面已讨论)。

若干燥器不补充热量 $Q_D = 0$ 或补充的 $Q_D < G_c (c_{pm2} \theta_2 - c_{pm1} \theta_1) + Q_l$, 则空气在干燥器中状态变化沿 BE 线变化至 D, $I_2 < I_1$, 若规定 t_2 相同, 则 D 点 $H_2 < C$ 点 H_2 , $V \uparrow$ 。

若 $Q_D > G_c (c_{pm2} \theta_2 - c_{pm1} \theta_1) + Q_l$, 则空气在干燥器中状态变化沿 BE 线变化 E, $I_2 > I_1$, 若 t_2 相同, 则 E 点 $H_2 > C$ 点 H_2 , $V \downarrow$ 。

实际干燥过程气体出干燥器的状态由物料衡算式(14-33)和热量衡算式(14-38)联立求解决定,即

$$V = \frac{W}{H_2 - H_0}$$

$$VI_1 + G_c c_{pm1} \theta_1 + Q_D = VI_2 + G_c c_{pm2} \theta_2 + Q_l$$

$$I_2 = (1.01 + 1.88H_2)t_2 + 2500H_2$$

联立解出 H_2 及 V 。

9.3.5 干燥过程的热效率

(1) 空气在干燥器中放出热量的分析

$$V(I_1 - I_2) = G_c c_{pm2} \theta_2 - G_c c_{pm1} \theta_1 + Q_l - Q_D$$

$$I_1 = (1.01 + 1.88H_1)t_1 + 2500H_1 = c_{pH_1} t_1 + r_0 H_1$$

$$I_2 = (1.01 + 1.88H_2)t_2 + 2500H_2$$

因为

$$H_2 = \frac{W}{V} + H_1$$

所以

$$I_2 = \left[1.01 + 1.88 \left(\frac{W}{V} + H_1 \right) \right] t_2 + r_0 \left(\frac{W}{V} + H_1 \right)$$

$$= c_{pH_1} t_2 + r_0 H_1 + \frac{W}{V} (1.88t_2 + r_0)$$

$$V(I_1 - I_2) = Vc_{pH_1} (t_1 - t_2) - W(c_{pV} t_2 + r_0)$$

$$G_c c_{pm1} \theta_1 = G_c (c_{ps} + c_{pL} X_1) \theta_1$$

$$= G_c (c_{ps} + c_{pL} X_2 - c_{pL} X_2 + c_{pL} X_1) \theta_1$$

$$= G_c c_{pm2} \theta_1 + G_c (X_1 - X_2) c_{pL} \theta_1$$

$$= G_c c_{pm2} \theta_1 + Wc_{pL} \theta_1$$

$$G_c c_{pm2} \theta_2 - G_c c_{pm1} \theta_1 = G_c c_{pm2} (\theta_2 - \theta_1) - Wc_{pL} \theta_1$$

所以

$$Vc_{pH_1} (t_1 - t_2) = W(r_0 + c_{pV} t_2 - c_{pL} \theta_1) + G_c c_{pm2} (\theta_2 - \theta_1) + Q_l - Q_D$$

空气在预热器中所获得的热量 Q_p 为

$$Q_p = Vc_{pH_1} (t_1 - t_0) = Vc_{pH_1} (t_1 - t_2) + Vc_{pH_1} (t_2 - t_0)$$

$$Q_p + Q_D = Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_l$$

(2) 干燥器的热效率 η

干燥过程中热量的有效利用程度是决定过程经济性的重要方面。由上式可知空气在预热器及干燥器中加入的热量 $(Q_p + Q_D)$ 消耗于四个方面,其中 Q_1 直接用于干燥的目的, Q_2 是为了达到规定的含水量利用经济性可用如下定义的热效率 η 来表示

$$\eta = \frac{Q_1 + Q_2}{Q_p + Q_D}$$

$\eta < 1$, $\eta \uparrow$ 表示干燥过程热利用程度越高,经济性越好。若 $Q_D = 0$, $Q_l = 0$ (等焓、理想、绝热干燥),则

$$\eta = \frac{Q_1 + Q_2}{Q_p + Q_D} = \frac{Vc_{pH_1} (t_1 - t_2)}{Vc_{pH_1} (t_2 - t_0)} = \frac{t_1 - t_2}{t_1 - t_0}$$

(3) 提高 η 的措施

① 降低废气的温度 t_2 。 $t_2 \downarrow$, $\eta \uparrow$, 但干燥速率 $N_A \downarrow$, $\tau \uparrow$, 设备容器 $\bar{V} \uparrow$ 。另一方面 t_2 不能过低以至接近饱和状态, 这样, 气流易在设备及管道出口处散热而析出水滴, 将使已干燥的产品返潮。且易造成管路的堵塞和设备材料的腐蚀。通常为安全起见,

$$t_2 = t_{w,1} + (20 \sim 50^\circ\text{C})$$

判别干燥产品能否返潮可用下述方法:

$p_v < p_s$ 不会返潮, $p_v > p_s$ 会返潮

② 提高空气的预热温度 t_1 。 $t_1 \uparrow$, $I_1 \uparrow$, $V \downarrow$, $Q_p = V(I_1 - I_0)$, 对一定 Q_p , $I_1 \uparrow$, $V \downarrow$, 废气带走的热量 $Q_3 \downarrow$, $\eta \uparrow$ 。但 $t_1 \uparrow$ 除受热源能位的限制外还应以物料不致在高温下受热破坏为限。对不能经受高温的物料, 采用中间加热的方式, 即在干燥器内设置一个或多个中间加热器, 此法往往可以避免进入干燥器的空气要预热到很高的温度(保证产品的质量), 由于空气温度比不设中间加热器的干燥器内空气温度低, 热损失 $Q_l \downarrow$, $\eta \uparrow$ 。

③ 减少干燥过程的各项热损失

a. 做好干燥设备和管道的保温工作, $Q_l \downarrow$, $(Q_p + Q_D) \downarrow$, $\eta \uparrow$ 。最佳保温层厚度。

b. 防止干燥系统的渗透。干燥系统如有热风漏出或有冷风漏入, 均使干燥器热效率 $\eta \downarrow$, 为防止系统渗漏, 一个比较适合的方法就是送风机在干燥系统之前, 而吸风机在系统之末, 经合理选用与调整两个风机的工作点, 以使在操作时保持干燥器正好处于零压状态, 这样就可以避免因冷风漏入或热风漏出所造成的 $\eta \downarrow$ 。

④ 采用部分废气循环操作

定义: 循环比: $\phi = \frac{V_m - V}{V_m} = \frac{\text{循环废气中绝干空气质量}}{\text{混合气中绝干空气质量}}$

$$\text{循环量: } V_R = V_m - V, \quad \frac{V}{V_m} = 1 - \phi$$

混合前后总物料衡算: $V + (V_m - V) = V_m$

$$\text{水分衡算: } VH_0 + (V_m - V)H_2 = V_m H_m$$

$$H_m = \frac{V}{V_m} H_0 + \frac{V_m - V}{V_m} H_2 \\ = (1 - \phi)H_0 + \phi H_2$$

$$\text{焓衡算: } I_m = (1 - \phi)I_0 + \phi I_2$$

$$\text{混合气温度: } t_m = \frac{I_m - 2500H_m}{1.01 + 1.88H_m}$$

$$\text{预热后空气温度: } t_1 = \frac{I_1 - 2500H_m}{1.01 + 1.88H_m} = \frac{I_2 - 2500H_m}{1.01 + 1.88H_m}$$

若空气始态(A点)与终态(C点)相同, 无废气循环需加热到 t_1' (B'点), 有废气循环只需将混合气加热到 t_1 (B点), 因此有废气循环时空气在干燥器内平均温度低, $Q_l \downarrow$, $\eta \uparrow$; 平均 t 低对易受热分解的物料干燥有利(这种物料的干燥要求空气在整个干燥器中温度变化不大的情况下进行); 有废气循环时空气在干燥器内的平均湿度大, 对易发生翘曲或干裂的物料干燥有利(这种物料宜采用湿度较高的空气干燥) $t \downarrow$, $H \uparrow$ 使干燥推动力减小, 但由于循环, 空气流量 \uparrow ($V \rightarrow V_m$), $u \uparrow$, $\alpha \uparrow$, $k_H \downarrow$ 会补偿推动力减小; 缺点: 风机送风量 \uparrow , 风机能耗 \uparrow 。

始、终态相同时, 有废气循环与无废气循环时绝干空气消耗量 V 及预热器加热量 Q_p 有无改变。

$$\text{方法一: } V = \frac{W}{H_2 - H_0}, \quad Q_p = V(I_1 - I_0) \quad (\text{若为等焓干燥 } I_1 = I_2)$$

$$\text{方法二: } V = (1 - \phi)V_m = (1 - \phi) \frac{W}{H_2 - H_m}$$

$$Q_p = V_m(I_1 - I_m) \quad (\text{若为等焓干燥 } I_1 = I_2)$$

两种解的结果一定相等，但方法简便，空气始、终态不变有无循环 V 、 Q_p 不变（此时混合气只需预热到 t_1 （B 点）；若混合器也预热到无废气循环时的 t_1' ，则出口状态变为 C'， V 、 Q_p 均变；若始、终态不变，改为先预热后混合， Q_p 与先混合后预热时相同，但新鲜空气要预热到 t_1' （B' 点）与废气混合后为 B 点进入干燥器，需要能位较高的热源，故一般说来，先混合后预热更为经济合理。

9.3.6 连续干燥过程设备容积的计算方法

（1）理想干燥过程

理想：水分全部在恒速段除去，物料升温很小 $\theta_1 \approx \theta_2$ ， $Q_l \approx 0$ ， $Q_D = 0$ 。

$$\bar{V} = \frac{Q}{\alpha a \Delta t_m} = \frac{V c_{pH}(t_1 - t_2)}{\alpha a \Delta t_m}$$

式中 α —— 对流给热系数， $\text{W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$
 a —— 单位体积设备的气固传热面积， m^2/m^3
 αa —— 体积给热系数， $\text{W/m}^3 \cdot ^\circ\text{C}$

$$\Delta t_m = \frac{(t_1 - \theta_1) - (t_2 - \theta_2)}{\ln \frac{t_1 - \theta_1}{t_2 - \theta_2}}$$

（2）实际干燥过程

$$\bar{V} = \bar{V}_1 + \bar{V}_{11} + \bar{V}_{111}$$

各段 Q_i ， $\Delta t_{m,i}$ ，不同

9.4 干燥器

9.4.1 干燥器的基本要求

- （1）对被干燥物料的适应性
- （2）设备的生产能力
- （3）能耗的经济性

9.4.2 常用对流干燥器

- （1）箱式干燥器

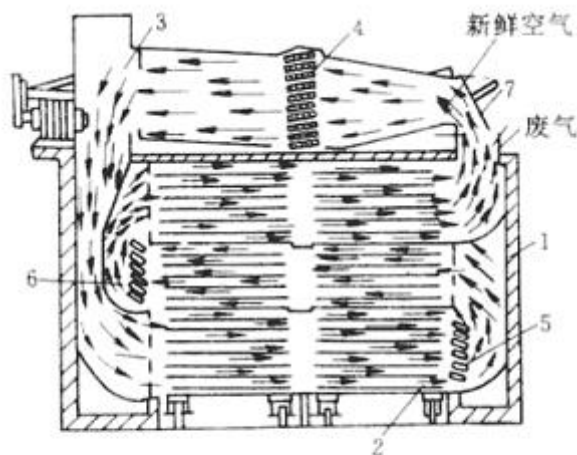


图 14-27 厢式干燥器

1—干燥室；2—小板车；3—送风机；
4, 5, 6—空气预热器；7—调节门

(2) 喷雾干燥器

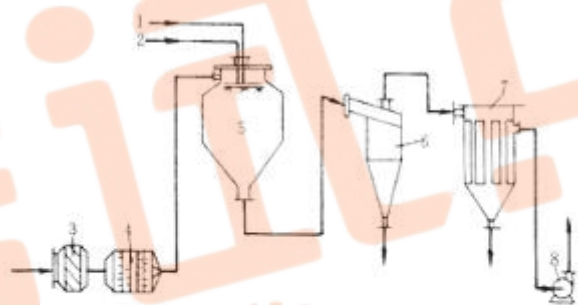


图 14-28 喷雾干燥流程

1—料液；2—压缩空气；3—空气过滤器；4—翅片加热器；
5—喷雾干燥器；6—旋风分离器；7—袋滤器；8—风机

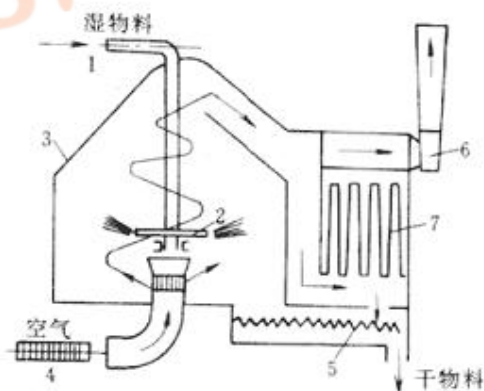


图 14-29 离心式喷雾干燥器

1—加料管；2—喷雾盘；3—干燥室；
4—空气预热器；5—运输器；
6—送风机；7—袋滤器

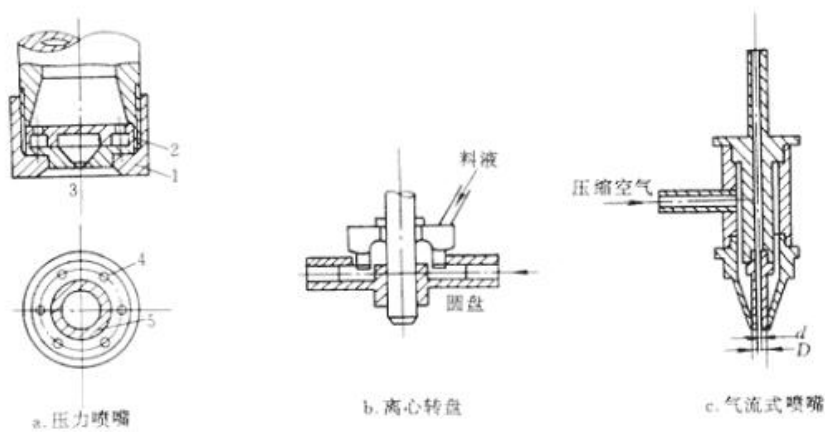


图 14-30 常用的雾化器

1—外套；2—圆盘；3—旋涡室；4—小孔；5—喷出口

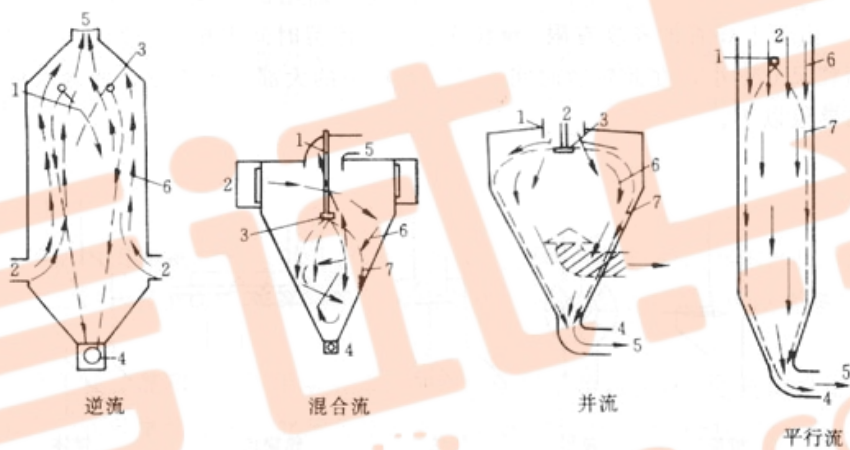


图 14-31 喷雾干燥器中热气流与液滴的流向

(3) 气流干燥器

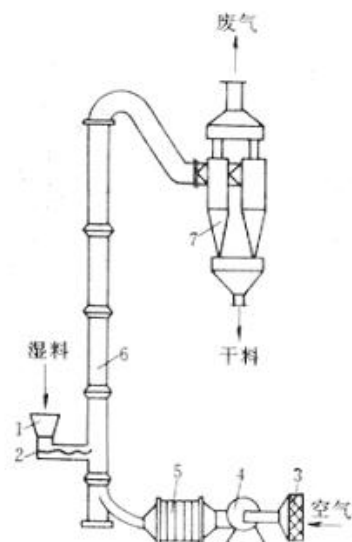


图 14-32 气流干燥器

1—料斗；2—螺旋加料器；3—空气过滤器；4—风机；5—预热器；
6—干燥管；7—旋风分离器

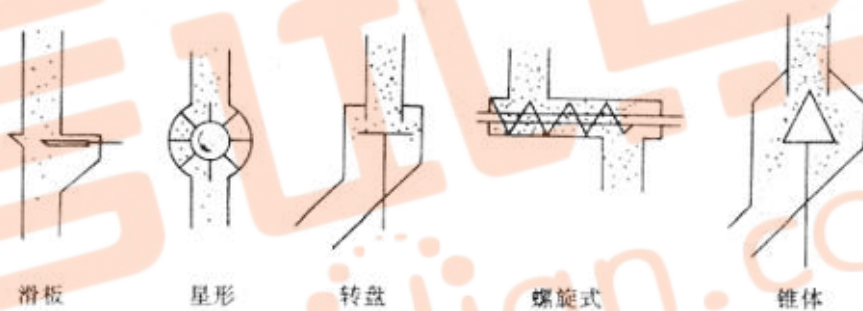


图 14-33 常用的几种固体加料器

(4) 流化床干燥器

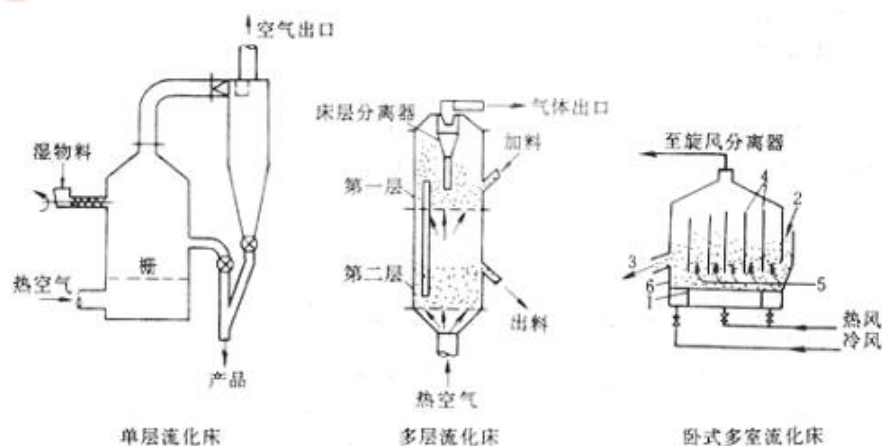


图 14-34 流化床干燥器

1—多孔分布板；2—加料口；3—出料口；4—挡板；5—物料通道（间隙）；6—出口堰板

(5) 转筒干燥器

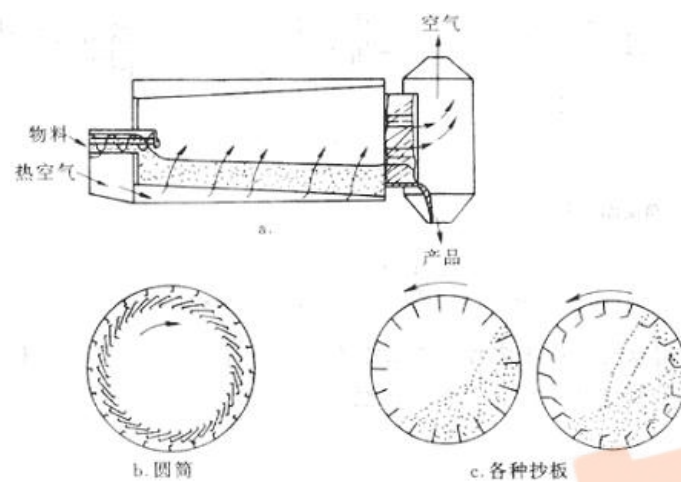


图 14-35 转筒干燥器

9.4.3 非对流式干燥器

(1) 耙式真空干燥器

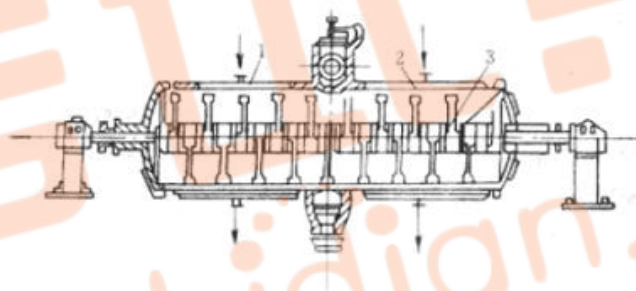


图 14-36 耙式真空干燥器

1—外壳；2—蒸汽夹套；3—水平搅拌器

(2) 红外线干燥器

(3) 冷冻干燥器

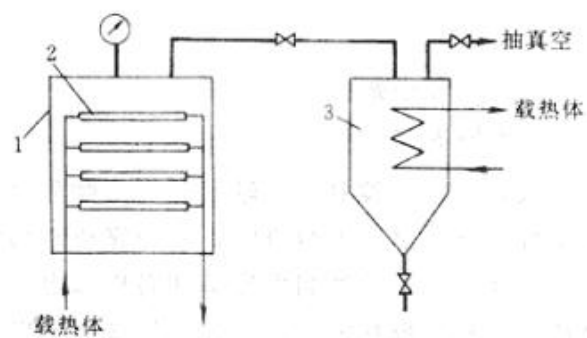


图 14-37 冷冻干燥器

1—干燥器；2—搁板；3—冷凝器

考试点
kaoshidian.com