

## 第二章 流体输送机械

### 【知识目标】

掌握离心泵的工作原理、基本结构、主要性能参数、选型的依据及使用注意事项。理解往复泵、漩涡泵等的工作原理、特性、流量调节方法、安装要点及适应范围和离心通风机的特性参数。熟悉压缩机、鼓风机、通风机的原理、特点、选用方法及真空泵的主要性能。了解流体输送设备在生产中的应用及分类。

### 【能力目标】

通过本章的学习,具备根据生产任务的要求和管路特性选择合适的输送设备,并正确安装和使用的能力。

化工生产中,往往会遇到将流体从低位能输送到高位能、从低压设备输送到高压设备的问题,而且流体在流动的过程中总会存在阻力损失。因此,必须有机械能的补充,才能完成输送任务。把提高流体机械能的设备称为流体输送机械,输送液体的机械统称为泵,输送气体的机械按产生压强的高低分为通风机、鼓风机、压缩机和真空泵。

按工作原理不同,可把流体输送机械分为下述几种类型:

(1)动力式(叶轮式)。它是通过高速旋转的叶轮使流体获得能量的,包括离心式和轴流式输送机械。

(2)容积式(正位移式)。它是利用活塞或转子的挤压使流体升压以获得能量的,包括往复式和旋转式输送机械。

(3)其他类型。除了动力式和容积式外,流体输送机械还有射式、浮升式(如烟囱)等。

离心泵具有结构简单、操作容易、便于调节和控制、流量均匀、效率较高、流量和压头的适用范围较广且适宜于输送腐蚀性或含有悬浮物的液体等优点,在化工生产中的应用最为广泛。本章将重点介绍离心泵的结构、工作原理、特性曲线及其安装选用,其他流体输送机械仅作一般介绍。

## 第一节 离心泵

### 一、离心泵的工作原理和主要部件

#### (一)离心泵的工作原理

离心泵的装置简图如图 2-1 所示,包括吸入管路、泵体和排出管路。它的基本部件是叶轮和泵壳,泵壳中央有液体吸入口与吸入管路相连,泵壳侧面有排出口与排出管路相连。吸入管路底部装有单向底阀,排出管路上装有调节阀。离心泵的工作原理可通过排液和吸液两个过程来说明。

(1)排液过程。离心泵在启动前,泵内灌满被输送的液体。启动后,叶轮带动液体高速旋转并产生离心力,在离心力的作用下液体从叶片间排出并在泵壳内汇聚,由于壳体内流道渐宽,液体的部分动压头转换为静压头,在泵的出口处,获得较高的静压头并由此排出。

(2)吸液过程。叶轮的高速旋转使叶轮中心的液体以很高的速度被抛开,从而在叶轮中心形成负压,低位槽中的液体在压差的作用下被源源不断地吸入管内,从而进入泵体。

离心泵启动前,若不向泵壳内灌满液体,则叶轮旋转带动气体旋转所产生的低压不足以将槽中液体吸入叶轮中心,离心泵就不能完成液体输送。这种现象叫做气缚。气缚现象说明离心泵没有自吸能力。

由此看出,单向底阀的作用主要是防止启动前灌入泵壳的液体从底部流出,从而避免气缚现象的发生,确保离心泵正常启动。

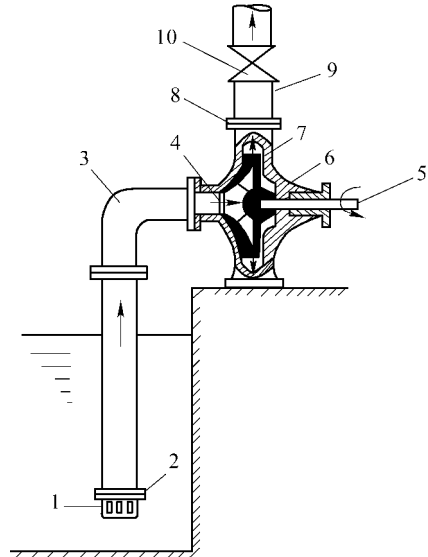


图 2-1 离心泵装置简图

- 1. 滤网 2. 底阀 3. 吸入管 4. 吸入口
- 5. 泵轴 6. 泵壳 7. 叶轮 8. 排出口
- 9. 排出管 10. 调节阀

### (二)离心泵的主要部件

离心泵主要由旋转部件(包括叶轮和泵轴)和静止部件(泵壳、填料函)两部分构成。

#### 1. 叶轮

叶轮安装于泵壳内并紧固在泵轴上,常由 4~8 片后弯叶片组成。它的作用是将泵轴获得的能量传给液体,使液体的机械能提高。叶轮按机械结构可以分为开式叶轮、半闭式叶轮和闭式叶轮三种。

(1)开式叶轮。开式叶轮如图 2-2(a)所示,它是指前后两侧都没有盖板的叶轮,这种叶轮制造简单,清洗方便。但是这种叶轮与壳体之间密合不好,液体易造成环流损失,效率不高,它适用于输送含有杂质的悬浮液。

(2)半闭式叶轮。半闭式叶轮如图 2-2(b)所示,是只有后盖板的叶轮,适用于输送悬浮液体。

(3)闭式叶轮。闭式叶轮如图 2-2(c)所示,叶轮前后两侧都有盖板,液体在叶片间流动时不会产生环流现象,因此这种叶轮效率较高,应用最广,但只适用于输送清洁液体。

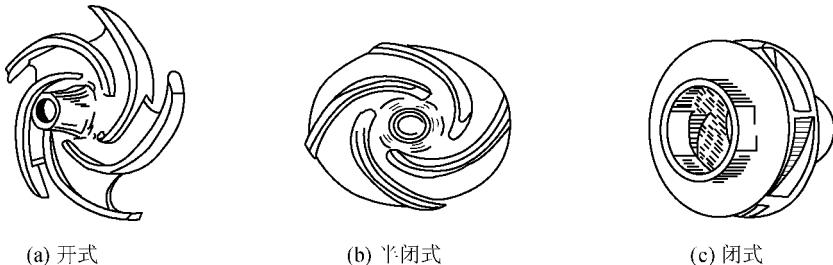


图 2-2 离心泵的叶轮

闭式或半闭式叶轮的后盖板与泵壳之间的缝隙内,液体的压强比入口侧高,这样就会导致盖板会受到指向叶轮吸入口方向的轴向推动力。该推动力使叶轮向吸入口侧窜动,引起叶轮和泵壳接触处的磨擦。为此,可在后盖板上钻几个小孔,以平衡轴向推动力,这些小孔

称为平衡孔。它的作用是让一部分高压液体漏到低压区以降低叶轮两侧的压力差,从而平衡掉一部分轴向推动力,但由于液体通过平衡孔短路回流,因而降低了泵的效率。

按吸液方式的不同,离心泵又可以分为单吸泵和双吸泵两种,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,具有较大的吸液能力,且可以基本上消除轴向推动力。

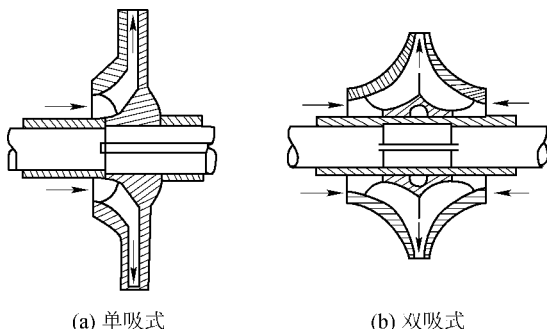


图 2-3 离心泵的吸液方式

## 2. 泵壳

离心泵的泵壳大多是制成一个截面逐渐扩大的蜗牛壳形的通道,又称为蜗壳。其作用有:汇集从叶轮抛出的液体;将部分动能转换成静压能,减少能量损失。

有的离心泵为了减少液体进入蜗壳时的水力冲击损失,在叶轮和泵壳之间还装有导轮。导轮的叶片是固定的,其弯曲方向与叶轮的叶片相反,弯曲角度与液流方向适应。

## 3. 轴封装置

轴封装置的作用是密封泵轴和泵壳之间的缝隙,以防止泵内高压液体漏出及外界空气漏入。常用的有填料密封和机械密封两种。

(1) 填料密封。填料密封又称填料函,一般用浸油或涂石墨的石棉绳做填料,用压盖将填料压紧在填料壳与泵轴之间,从而达到密封的作用。其特点是结构简单、造价低,但需经常检修,且密封效果差。因此它不宜用于输送易燃、易爆、有毒和有腐蚀性的液体。

(2) 机械密封。机械密封又称端面密封,它是由一个装在泵轴的动环(合金硬材料)和另一个装在泵壳上的静环(非金属软材料)所构成。两环的端面之间形成一层薄薄的液膜起密封和润滑作用,其特点是性能优良、使用寿命长、功率消耗较少,但价格较高,适用于输送酸碱及易燃、易爆和有毒的液体。

**思考题 2-1** 何谓“气缚”现象,产生此现象的主要原因是什么?如何防止“气缚”?

## 二、离心泵的主要性能参数

为了更好地认识离心泵,正确合理地选择和使用离心泵,必须了解其主要的性能参数。

### 1. 流量

流量又称为泵的送液能力,是泵在单位时间内排到管路的液体体积,用符号  $Q$  表示,常用的单位有  $L/s$ 、 $m^3/h$  和  $m^3/s$ 。它的大小受到泵的转速、结构尺寸的影响。

### 2. 扬程

扬程是指泵对单位重量流体所提供的有效能量,以符号  $H$  表示,单位为  $m$ ,也可以叫做

压头。扬程的高低与泵的转速、结构、尺寸及流体的流量有关。

### 3. 效率

离心泵的效率是反映泵在工作时能量损失情况的特性参数,用符号  $\eta$  表示。泵的能量损失主要是由容积损失、机械损失和水力损失造成的。

(1)容积损失( $\eta_v$ )。它是指由泵的泄漏所造成的能量损失。

(2)机械损失( $\eta_m$ )。它是指由泵轴和轴承之间、泵轴与填料函之间以及叶轮盖板外表面与液体之间产生摩擦而引起的能量损失。

(3)水力损失( $\eta_h$ )。它是指由流体流动过程中产生的摩擦阻力及环流和流体冲击所造成的能量损失。

$\eta$  反映上述三项能量损失的总和,又称总效率。可用下式计算,即

$$\eta = \eta_v \cdot \eta_m \cdot \eta_h \tag{2-1}$$

离心泵的效率与泵的类型、尺寸、制造精密程度、液体的流量和性质等有关。一般小型泵的效率为 50%~70%,大型泵可高达 90%。

### 4. 轴功率

单位时间内流过泵的液体从叶轮实际获得的功率称为泵的有效功率,用符号  $N_e$  表示。传动机械给予泵轴的功率称为泵的轴功率,用符号  $N$  表示,单位为 J/s 或 kW。由于存在上述几种能量损失,所以  $N$  总是大于  $N_e$ ,它们之间的关系为

$$N = \frac{N_e}{\eta} \tag{2-2}$$

$$N_e = QH\rho g \tag{2-3}$$

式中  $Q$  —— 泵的流量,  $m^3/s$ ;

$H$  —— 泵的扬程,  $m$ ;

$\rho$  —— 输送液体的密度,  $kg/m^3$ ;

$g$  —— 重力加速度,  $m/s^2$ 。

**思考题 2-2** 为什么闭式叶轮的效率最高? 离心泵的叶轮为什么采用后弯叶片?

## 三、离心泵的特性曲线

离心泵的特性曲线是反映转速一定时离心泵性能参数之间关系的曲线,一般由  $H-Q$ 、 $N-Q$  和  $\eta-Q$  三条曲线组成,可由实验测得,测定装置如图 2-4 所示。

通过调节出口阀改变流量,可得到不同的压力表和真空计读数。取真空表和压力表处的截面分别为 1-1' 截面和 2-2' 截面,在两截面间列柏努利方程,即

$$z_1 + \frac{p_1}{\rho g} + \frac{u_1^2}{2g} + H = z_2 + \frac{p_2}{\rho g} + \frac{u_2^2}{2g} + h_{f1-2}$$

$z_2 - z_1$ 、 $p_2 - p_1$  均为已知量, $Q$  由流量计读得,由此可求出  $u_1$ 、 $u_2$ ,吸入管阻力损失  $h_{f1-2}$  可忽略不计,则可求出  $H$ 。

由公式  $N_e = H\rho gQ$  可求出  $N_e$ ,  $N$  由功率表读得,由

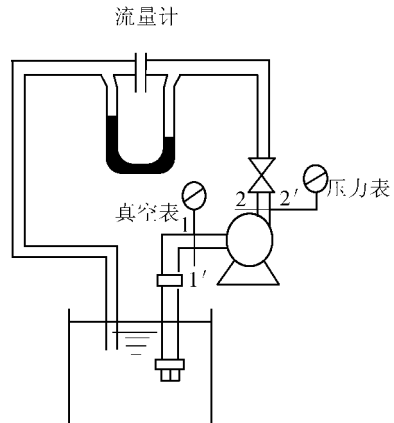


图 2-4 离心泵特性曲线测定装置

公式  $\eta = N_e/N$  可求出效率  $\eta$ 。通过多次改变流量,可得到如表 2-1 所示结果。

表 2-1 实验结果表

流量	扬程	$N_e = H\rho gQ$	轴功率	$\eta = N_e/N$
$Q_1$	$H_1$	$N_{e1}$	$N_1$	$\eta_1$
$Q_2$	$H_2$	$N_{e2}$	$N_2$	$\eta_2$
$Q_3$	$H_3$	$N_{e3}$	$N_3$	$\eta_3$
...	...	...	...	...
$Q_n$	$H_n$	$N_{en}$	$N_n$	$\eta_n$

以  $Q$  为横坐标,  $H$ 、 $N_e$ 、 $\eta$  分别为纵坐标绘图可得到离心泵的特性曲线,如图 2-5 所示。

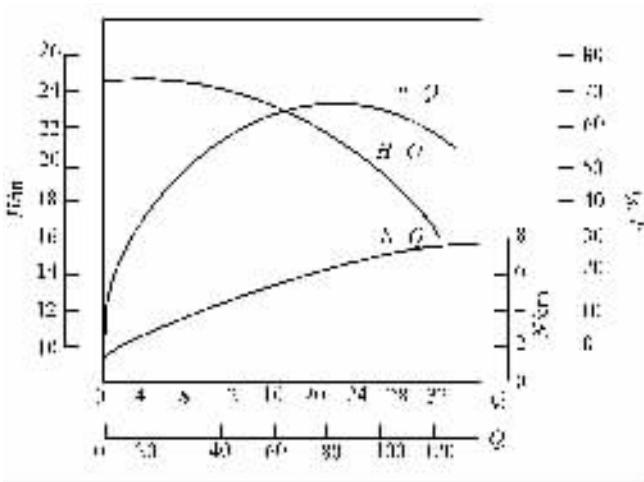


图 2-5 离心泵的特性曲线

(1)  $H$ - $Q$  曲线。离心泵的扬程一般是随着流量的增大而下降,当流量为零时,其扬程最大。

(2)  $N$ - $Q$  曲线。离心泵轴功率随流量的增加而增加,流量为零时,轴功率最低。因此离心泵启动时应关闭出口阀,减小启动功率,保护电机。(故离心泵的启动步骤为:灌液→关阀→启动→开阀)

(3)  $\eta$ - $Q$  曲线。由图 2-5 可以看出,  $\eta$ - $Q$  曲线存在极值点。当  $Q=0$  时,  $\eta=0$ ; 随  $Q$  增大,  $\eta$  上升, 并达到最大值; 流量再增大, 效率反而会下降。这说明离心泵有一最高效率点, 该点称为离心泵的设计点, 铭牌上的  $Q$ 、 $H$ 、 $N$ 、 $\eta$  值即为该点的参数。泵的设计应在该参数下工作最为经济, 但在实际输送过程中根据输送任务的需要, 离心泵往往不可能在最佳工况下工作, 因此规定  $\eta \geq 92\% \eta_{\max}$  为离心泵的高效率区, 在选泵时要尽可能使泵在该范围内工作。

不同型号的离心泵特性曲线由泵的制造厂提供, 并附于泵的样本或说明书中, 供使用部门选泵和使用时参考。

**例 2-1** 如图 2-4 所示, 用  $20\text{ }^\circ\text{C}$  清水测定某台离心泵性能时, 在转速为  $2900\text{ r/min}$  下, 得到的试验数据为: 流量  $12.5\text{ L/s}$ , 泵出口处压强表读数为  $255\text{ kPa}$ , 泵入口处真空表读数为  $26.66\text{ kPa}$ , 两测压点的垂直距离为  $0.5\text{ m}$ , 功率表测得电机所耗功率为  $6.2\text{ kW}$ , 泵由电机直接带动, 传动效率可视为  $1$ , 电机效率为  $0.93$ , 泵的吸入管路与排出管路的管径相同。求:

(1) 该泵的效率; (2) 列出泵在该效率下的性能。

解: (1) 求泵的效率  $\eta$

求泵的压头  $H$ :

以真空表和压强表所在的截面为 1-1' 截面和 2-2' 截面, 在两截面间列出柏努力方程式, 得

$$z_1 + \frac{u_1^2}{2g} + \frac{p_1}{\rho g} + H = z_2 + \frac{u_2^2}{2g} + \frac{p_2}{\rho g} + h_{f1-2}$$

已知  $z_2 - z_1 = 0.5 \text{ m}$ ,  $u_1 = u_2$ ,  $p_1 = -26.66 \text{ kPa}$ (表压),  $p_2 = 255 \text{ kPa}$ (表压)。

因两测压口距离短, 故  $h_{f1-2} \approx 0$ 。

将各量代入柏努力方程式, 并计算得

$$H = 0.5 + \frac{2.55 \times 10^5 + 0.2666 \times 10^5}{1000 \times 9.81} + 0 = 29.21 \text{ m}$$

求泵的轴功率  $N_{\text{轴}}$ :

已知  $N_{\text{电机}} = 6.2 \text{ kW}$ ,  $\eta_{\text{电机}} = 0.93$ ,  $\eta_{\text{传}} = 1$ , 则泵的轴功率为

$$N_{\text{轴}} = N_{\text{电机}} \cdot \eta_{\text{电机}} \cdot \eta_{\text{传}} = 6.2 \times 0.93 \times 1 = 5.766 \text{ kW} \approx 5.77 \text{ kW}$$

求泵的效率  $\eta$ :

$$\eta = \frac{QH\rho g}{1000N_{\text{轴}}} = \frac{12.5 \times 10^{-3} \times 29.21 \times 1000 \times 9.81}{1000 \times 5.77} = 0.621 = 62.1\%$$

(2) 列出该泵的主要性能

$$n = 2900 \text{ r/min}, \quad Q = 12.5 \text{ L/s}, \quad H = 29.21 \text{ m}, \quad N = 5.77 \text{ kW}, \quad \eta = 62.1\%$$

#### 四、离心泵特性曲线的换算

泵的生产部门所提供的特性曲线一般都是在一定转速下以常温(20 °C)的清水为介质实验测得的。若输送与清水物性(如密度和黏度)不同的液体时, 泵的性能就会发生变化; 若改变泵的转速或叶轮的直径, 泵的性能也会发生变化。因此, 生产部门所提供的特性曲线应根据输送任务重新进行换算。

##### (一) 密度变化时的换算

离心泵的压头和流量均与液体的密度无关, 泵的效率也不随其而改变, 即  $H-Q$  和  $\eta-Q$  的曲线均不变。但泵的轴功率随液体密度而变, 可按下式变换, 即

$$\frac{N'}{N} = \frac{\frac{HQ\rho'g}{\eta}}{\frac{HQ\rho g}{\eta}} = \frac{\rho'}{\rho} \quad (2-4)$$

$$N' = \frac{\rho'}{\rho} N \quad (2-5)$$

式中  $\rho, \rho'$ ——分别为 20 °C 清水与被输送液体的密度;

$N, N'$ ——分别为输送清水与输送实际液体时的轴功率。

##### (二) 黏度变化时的换算

当要输送的液体的黏度大于清水的黏度时, 液体通过泵时摩擦阻力增大, 使泵的扬程  $H$ 、流量  $Q$  和效率  $\eta$  均减小, 而轴功率  $N$  却增大。此时, 工作效率偏离高效区, 离心泵不适宜输送高黏度液体。若输送黏度较大的液体(如运动黏度大于  $2 \times 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s}$ )时, 则需要对泵的特性曲线进行换算。泵的性能需按下式进行换算, 即

$$Q' = C_Q Q, \quad H' = C_H H, \quad \eta' = C_\eta \eta \quad (2-6)$$

式中  $Q, H, \eta$ ——分别为离心泵输送清水时的流量、压头和效率；

$Q', H', \eta'$ ——分别为离心泵输送其他黏性液体时的流量、压头和效率；

$C_Q, C_H, C_\eta$ ——分别为离心泵的流量、压头和效率的换算系数，可由有关手册查取，其值通常小于 1。

### (三) 转速变化时的换算

同一离心泵在不同转速时其特性曲线不同，当液体黏度不大，泵的效率不变时，泵的转速对性能的影响可近似用比例定律表示，即

$$\frac{Q'}{Q} = \frac{n'}{n}, \quad \frac{H'}{H} = \left(\frac{n'}{n}\right)^2, \quad \frac{N'}{N} = \left(\frac{n'}{n}\right)^3 \quad (2-7)$$

式中  $Q', H', N'$ ——转速为  $n'$  时泵的性能参数；

$Q, H, N$ ——转速为  $n$  时的泵的性能参数。

根据以上公式，可以从某转速下的特性曲线换算到另一转速下的特性曲线，但要求转速的变化不超过 20%。

### (四) 叶轮直径变化时的换算

对同一型号的泵，换一个直径较小的叶轮（其他几何尺寸不变，转速不变）时，叶轮直径对泵性能的影响可用切割定律来描述，即

$$\frac{Q'}{Q} = \frac{D'_2}{D_2}, \quad \frac{H'}{H} = \left(\frac{D'_2}{D_2}\right)^2, \quad \frac{N'}{N} = \left(\frac{D'_2}{D_2}\right)^3 \quad (2-8)$$

式中  $Q', H', N'$ ——叶轮直径为  $D'_2$  时泵的流量、扬程、轴功率；

$Q, H, N$ ——叶轮直径为  $D_2$  时的流量、扬程、轴功率。

根据上式，可以从切割前叶轮直径  $D_2$  下的特性曲线换算到切割后叶轮直径  $D'_2$  下的特性曲线，要求叶轮切割不能超过 5%。

**思考题 2-3** 影响离心泵特性曲线的主要因素有哪些？

## 五、离心泵的工作点与流量调节

离心泵安装在特定的管路系统中工作时，泵所能提供的流量和扬程与管路系统数值一致，即实际工作情况是由泵和管路特性共同决定的。

### (一) 离心泵的工作点

#### 1. 管路特性曲线

在图 2-6 所示的输送系统中，液体要求泵供给的压头  $H_e$  可由柏努利方程求得，即

$$H_e = \Delta z + \frac{\Delta p}{\rho g} + \frac{\Delta u^2}{2g} + H_f \quad (2-9)$$

在特定的管路系统中，在一定的条件下进行操作时，上式的  $\Delta z$  与  $\frac{\Delta p}{\rho g}$  均为定值，即  $\Delta z + \frac{\Delta p}{\rho g}$  与流量无关，可用常数表示；若两个贮槽的截面都很大，则  $\frac{\Delta u^2}{2g} = 0$ ；若输送管路的直径

均一，则管路系统的压头损失  $H_f$  可表示为

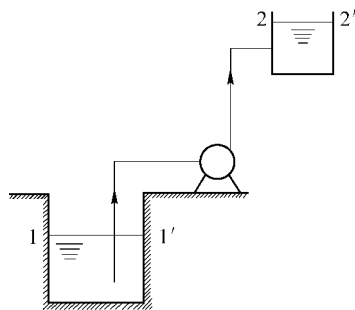


图 2-6 离心泵输送系统

$$H_f = \left( \lambda \frac{l + \sum l_e}{d} + \zeta_c + \zeta_e \right) \frac{u^2}{2g} = \left( \lambda \frac{l + \sum l_e}{d} + \zeta_c + \zeta_e \right) \times \frac{8}{\pi^2 d^4 g} \times Q_e^2 \quad (2-10)$$

式中  $Q_e$ ——管路系统的输送量,  $\text{m}^3/\text{s}$ 。

对特定的管路,式(2-10)中等号右边除了  $\lambda$  和  $Q_e$  以外均为定值;若流体在该管路中已进入阻力平方区, $\lambda$  可视为常量,故可令

$$\Delta z + \frac{\Delta p}{\rho g} + \frac{\Delta u^2}{2g} = 0 = A, \quad \left( \lambda \frac{l + \sum l_e}{d} + \zeta_c + \zeta_e \right) \times \frac{8}{\pi^2 d^4 g} = B \quad (2-11)$$

则

$$H_e = A + BQ_e^2 \quad (2-12)$$

上式称为管路特性方程式,将此关系描绘在坐标图上,即得图 2-7 中的  $H_e - Q_e$  曲线,此线的形状与管路布置及操作条件有关,与泵的性能无关,且随着流量的增加,管路所需要的扬程也增加,故称其为管路特性曲线。

## 2. 离心泵的工作点

将泵的特性曲线和管路的特性曲线绘到同一张图上,如图 2-7 所示,两曲线的交点所对应的流量和扬程就是泵在此管路系统工作的实际流量与扬程,所以  $M$  点称为离心泵的工作点。

泵的工作点有图解法和解析法两种求解方法。

(1)图解法。图解法即直接从两线的交点坐标值读取  $H$  和  $Q$ 。

(2)解析法。解析法是联立离心泵的特性方程和管路的特性方程,通过解方程法来确定  $H$  和  $Q$ ,此法需注意的是,两曲线方程中流量  $Q$  和  $Q_e$  的单位必须一致,且符合两曲线中单位的推导要求。

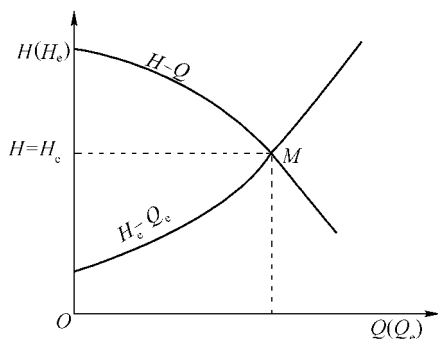


图 2-7 管路特性曲线与泵的工作点

## (二)流量调节

流量调节的过程实质上就是改变工作点的位置,使之达到输送任务要求的过程。工作点是由泵及管路特性共同决定的,因此,改变两条曲线中的任何一条都能达到流量调节的目的。

### 1. 改变管路特性曲线

改变离心泵出口阀门的开度,即可改变管路特性曲线,原因是改变了式(2-12)中  $B$  值的大小。阀门开大, $B$  值减小,该曲线变得平缓,工作点由  $M$  移至  $M_2$ ,流量由  $Q_M$  增至  $Q_{M_2}$ ;阀门减小, $B$  值增大,该曲线变陡,工作点移至  $M_1$ ,流量减至  $Q_{M_1}$ ,如图 2-8 所示。

这种调节方法的优点是操作简单、灵活,可做到流量连续调节。缺点是阀门关小时,阀门阻力增大,能耗增加,并可能使泵偏离高效区工作。因此,该调节方法多用于流量调节幅度不大,且经常需要调节的场合。

### 2. 改变泵的特性曲线

由比例定律和切割定律可知,改变泵的转速或车削叶轮都可以达到改变泵的特性曲线的目的。如图 2-9 所示,原转速为  $n$ ,工作点为  $M$ ,当转速降为  $n_1$  时,泵的特性曲线下移,工作点由  $M$  移至  $M_1$ ,流量由  $Q_M$  变为  $Q_{M_1}$ ;同理转速增至  $n_2$ ,曲线上移,工作点移至  $M_2$ ,流量由  $Q_M$  变为  $Q_{M_2}$ 。车削叶轮直径的情况与转速减小类似。



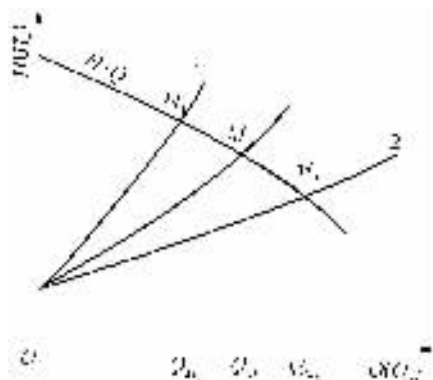


图 2-8 改变阀门开度时流量变化示意图

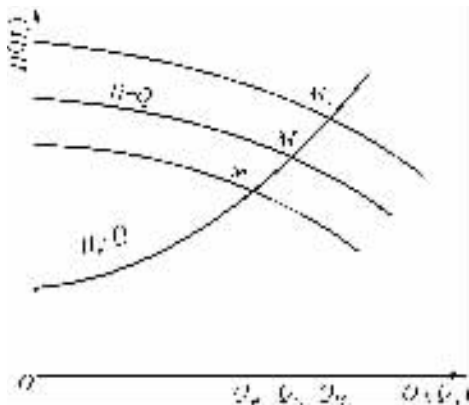


图 2-9 改变泵转速时流量变化示意图

用这些方法调节流量,在一定范围内可保持泵在高效区工作,不增加阀门阻力。但改变转速要求使用价格较贵的变速装置,或变速原动机,且难以做到流量连续调节,故至今化工生产中较少采用;车削叶轮直径虽可使泵的流量变小,但可调节的流量范围不大,且叶轮直径减小会降低泵的效率,故实际应用也较少。

**例 2-2** 某离心泵的特性曲线可用以下方程表示: $H=25-2.0Q^2$ (式中  $H$  的单位为  $m$ ,  $Q$  的单位为  $m^3/min$ )。若用该泵将  $20\text{ }^\circ\text{C}$  水从贮槽输送到设备,已知管路系统调节阀全开时管路特性方程可用下式表示: $H_e=20+1.86Q_e^2$ ( $H_e$  的单位为  $m$ ,  $Q_e$  的单位为  $m^3/min$ )。试求:

- (1)离心泵运行时的流量和压头;
- (2)关小阀门使工作点的流量变至  $56\text{ }m^3/h$  时需多消耗的压头( $m$ );
- (3)关小阀门后的管路特性方程。

**解:**(1)求离心泵运行时的流量和压头

实际上是求泵在该管路上的工作点,泵的工作点可由泵的特性方程和管路特性方程联解求得,即

$$H=25-2.0Q^2$$

$$H_e=20+1.86Q_e^2$$

联立以上两方程,可求得泵运行时的流量和压头为

$$Q=Q_e=1.138\text{ }m^3/min=68.3\text{ }m^3/h$$

$$H=H_e=22.41\text{ }m$$

(2)求关小阀门时多消耗的压头

由离心泵特性方程求得工作点下的压头,即

$$H=25-2.0Q^2=25-2.0\times(56/60)^2=23.26\text{ }m$$

在流量为  $56\text{ }m^3/h$  时原管路所要求的压头为

$$H_e=20+1.86Q_e^2=20+1.86\times(56/60)^2=21.62\text{ }m$$

故关小阀门时多消耗压头为

$$\Delta H=H-H_e=23.26-21.62=1.64\text{ }m$$

(3)求关小阀门后的管路特性方程

设管路的特性方程通式为

$$H_c = A + B Q_c^2$$

在本例条件下,  $A$  (即  $\Delta z + \Delta p / \rho g$ ) 不发生变化, 而  $B$  值因关小阀门而变大。关小阀门后泵的特性不变。前已求得流量为  $56 \text{ m}^3/\text{h}$  时泵的压头为  $23.26 \text{ m}$ , 将此  $Q$ 、 $H$  值及  $A$  值代入管路特征方程, 即

$$23.26 = 20 + B \left( \frac{56}{60} \right)^2$$

解得  $B = 3.742$

故关小阀门后管路特性方程变为

$$H_c = 20 + 3.742 Q_c^2 \quad (H_c \text{ 的单位为 m, } Q_c \text{ 的单位为 } \text{m}^3/\text{min}.)$$

### 3. 泵的联用

如果单台泵不能满足输送任务的要求, 有时可将几台泵加以组合。组合方式有并联和串联两种。

(1) 并联操作。并联操作下要求两台泵型号相同, 吸入管径相同, 每台泵的流量和压头也必须相同。将两台泵并联后, 根据单台泵的特性曲线 I 上的一系列坐标点, 保持其纵坐标 ( $H$ ) 不变, 横坐标 ( $Q$ ) 加倍, 由此可得到一系列对应的坐标点, 即可绘得两台泵并联操作的特性曲线 II, 如图 2-10 所示。当管路特性曲线不变时, 单泵工作点为  $M$ , 并联泵工作点为  $N$ 。两泵并联的总输送量  $Q_{\text{并}}$  必定小于两倍的单泵输送量  $Q_{\text{单}}$ 。

并联泵适用于流量需大幅度调节的场合 (低扬程、高流量), 当并联操作的泵超过两台时, 流量和扬程增大的效果不再明显, 因此实际操作中多采用两泵并联。

(2) 串联操作。两台相同型号的泵串联工作时, 也要求每台泵的压头和流量是相同的。两泵串联后, 串联泵的特性曲线也可以通过单泵的特性曲线得到, 依照单泵特性曲线 I 上的一系列点, 保持其横坐标 ( $Q$ ) 不变, 纵坐标 ( $H$ ) 加倍, 由此得到一系列对应的坐标点, 用平滑曲线连接各点即可绘得串联泵的特性曲线。如图 2-11 所示, 当管路特性曲线不变时, 单泵工作点为  $C$ , 串联泵的工作点为  $D$ , 且串联泵的扬程小于单泵扬程的两倍。

串联泵适用于扬程需大幅度调节的场合 (高扬程, 低流量), 且多泵串联, 扬程的增加依然明显, 故实际操作中可采用多泵串联。多泵串联往往采用多叶轮串联, 泵壳一体的形式, 这种形式的离心泵又叫多级泵。

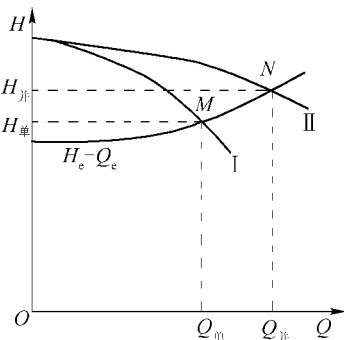


图 2-10 离心泵的并联

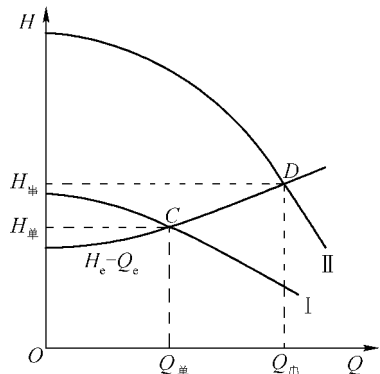


图 2-11 离心泵的串联

**思考题 2-4** 离心泵的工作点是如何确定的? 有哪些调节流量的方法?

## 六、离心泵的安装高度

一台离心泵要进行正常的输送液体的工作,必须在管路系统中有一个合适的位置。泵的吸入口和吸入贮槽液面之间的垂直距离称作离心泵的安装高度,以  $H_g$  表示。

如图 2-12 所示,在 0-0' 截面与 1-1' 截面之间列柏努利方程式,即

$$H_g = \frac{p_0 - p_1}{\rho g} - \frac{u_1^2}{2g} - H_{f0-1} \quad (2-13)$$

式中  $H_g$  ——离心泵的安装高度, m;

$p_0, p_1$  ——液面和泵入口的绝对压强, Pa;

$\rho$  ——液体的密度, kg/m<sup>3</sup>;

$H_{f0-1}$  ——液体流经吸入管路的压头损失, m。

上式即为离心泵安装高度的计算公式。若贮槽与大气相通,则  $p_0$  等于大气压强  $p_a$ , 即  $p_0 = p_a$ , 对于一定的管路输送系统,  $\frac{u_1^2}{2g}$  和  $H_{f0-1}$  都与输送要求有关, 与安装高度无关, 若增加安装高度, 则吸入口处的压力  $p_1$  必减小。

### (一) 汽蚀现象

液体都具有一定的饱和蒸气压  $p_v$ , 在被输送过程中, 其压强沿泵吸入口向叶轮入口降低, 叶轮入口处压强  $p_k$  最低。当泵吸入口处的压力  $p_1$  减小到某值时, 使得  $p_v > p_k$ , 液体在叶轮吸入口处会发生部分汽化, 产生气泡。液体携带气泡进入泵的叶片间, 由于压强急剧升高, 气泡又急剧凝结或破裂, 形成局部真空, 此时周围高压液体以极高的速度抢占原气泡的空间, 当气泡凝聚在叶片和泵壳表面时, 液体质点如高频水锤撞击叶片和泵壳, 使泵体震动, 发出噪音, 泵的流量、扬程和效率均降低, 并损坏叶轮和泵壳, 降低泵的使用寿命, 这种现象叫做汽蚀现象。

发生汽蚀的原因是叶轮吸入口处的压强  $p_k$  低于输送温度下液体的饱和蒸气压  $p_v$ , 若要避免汽蚀, 需增加泵吸入口处的压力  $p_1$ , 以达到  $p_k > p_v$ 。由式(2-13)可知,  $p_1$  的大小和安装高度  $H_g$  及吸入管路的特性有关。可以通过减小吸入管路的阻力损失  $h_{f0-1}$  和降低安装高度  $H_g$  来提高吸入口处的压力。一般情况下吸入管路的直径要略大于排出管路的内径, 泵的安装要尽量靠近液源, 缩短管路长度, 减少不必要的管件和阀门, 这样可以在一定程度上避免汽蚀现象。通常, 根据离心泵的抗汽蚀性能合理地确定泵的安装高度是防止发生汽蚀现象的有效措施。

### (二) 离心泵的允许安装高度

离心泵的吸入口与吸入贮槽液面间, 保证不发生汽蚀现象可允许达到的最大垂直距离称为离心泵的允许安装高度, 又叫允许吸上高度。当离心泵的安装高度小于允许安装高度时, 离心泵将不再发生汽蚀现象, 则式(2-13)式可写为

$$[H_g] = \frac{p_0 - p_{1,\min}}{\rho g} - \frac{u_1^2}{2g} - H_{f0-1} \quad (2-14)$$

式中  $[H_g]$  ——泵的允许安装高度, m;

$H_{f0-1}$  ——液体流经吸入管路的压头损失, m;

$p_{1,\min}$  ——泵吸入口处可允许的最小压强, Pa。

离心泵允许安装高度的计算方法有两种: 一种是根据泵的允许吸上真空高度来计算, 称

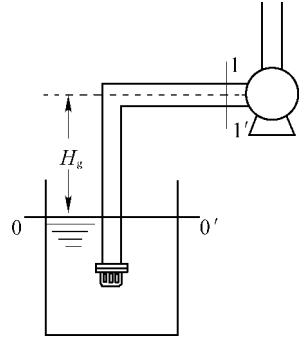


图 2-12 离心泵的吸液示意图

为允许吸上真空高度法；另一种是根据泵的允许汽蚀余量来计算，称为允许汽蚀余量法或必需汽蚀余量法。

### 1. 允许吸上真空高度法

令式(2-13)中

$$\frac{p_0 - p_1}{\rho g} = H_s \quad (2-15)$$

当  $p_0 = p_a$  (大气压力) 时,  $H_s$  就是泵吸入口截面处的真空度, 称为泵的吸上真空高度; 当  $p_k = p_v$  时,  $p_1 = p_{1,\min}$ , 因  $p_1 \geq p_{1,\min}$ , 故泵发生汽蚀现象时测得的吸上真空高度为最大吸上真空高度  $H_{s,\max}$ 。

为彻底防止汽蚀现象, 有关部门规定允许吸上真空高度  $[H_s]$  须比最大吸上真空高度  $H_{s,\max}$  至少降低 0.3 m。即

$$[H_s] = H_{s,\max} - 0.3 = \frac{p_0 - p_{1,\min}}{\rho g} - 0.3 \quad (2-16)$$

用允许吸上真空高度来计算允许安装高度的计算公式为

$$[H_g] = [H_s] - \frac{u_1^2}{2g} - H_{f0-1} \quad (2-17)$$

泵的允许吸上真空高度是离心泵的抗汽蚀性能参数, 其值与当地大气压、被输送液体的性质、泵的结构、流量等因素有关。通常是生产部门在 1 个大气压, 以 20 °C 清水为介质进行实验测定的。

若输送液体的性质发生了改变或操作条件与上述的实验条件不符合时, 可按下式对泵样本或说明书所给出的进行校正, 即

$$[H_s]' = \left[ [H_s] + (H_a - 10.33) - \left( \frac{p_v}{9.81 \times 10^3} - 0.24 \right) \right] \frac{1000}{\rho} \quad (2-18)$$

式中  $[H_s]'$  ——操作条件下输送液体时的允许吸上真空高度, m 液柱;

$[H_s]$  ——实验条件下的允许吸上真空高度, mH<sub>2</sub>O;

$H_a$  ——泵安装地区的大气压强, mH<sub>2</sub>O;

$p_v$  ——操作温度下, 液体的饱和蒸气压, Pa;

10.33 ——实验条件下的大气压强, mH<sub>2</sub>O;

0.24 ——20 °C 下水的饱和蒸气压, mH<sub>2</sub>O;

1000 ——实验温度下水的密度, kg/m<sup>3</sup>;

$\rho$  ——操作温度下液体的密度, kg/m<sup>3</sup>。

表 2-2 为不同海拔高度的大气压强。

表 2-2 不同海拔高度的大气压强

海拔高度/m	0	100	200	300	400	500	600	700	1000	1500	2000
大气压力/kPa	101.33	100.03	98.95	97.58	96.60	95.52	94.15	93.17	89.93	84.73	79.93

### 2. 必需汽蚀余量法

汽蚀余量  $NPSH$  是指离心泵入口处液体的机械能  $(p_1/\rho g + u_1^2/2g)$  超过液体汽化时的势能  $(p_v/\rho g)$  的值, 即

$$NPSH = \frac{p_1}{\rho g} + \frac{u_1^2}{2g} - \frac{p_v}{\rho g} \quad (2-19)$$

式中  $NPSH$  ——离心泵的汽蚀余量,对油泵也可用  $\Delta h$  表示;

$p_v$  ——操作温度下液体的饱和蒸气压,Pa。

因此有

$$\frac{p_1}{\rho g} + \frac{u_1^2}{2g} = NPSH + \frac{p_v}{\rho g} \quad (2-20)$$

将式(2-20)代入式(2-13)可得

$$[H_s] = \frac{p_0}{\rho g} - \frac{p_v}{\rho g} + \frac{u_1^2}{2g} - (NPSH)_r \quad (2-21)$$

式中  $(NPSH)_r$  ——必需汽蚀余量。

发生汽蚀现象时,  $p_k = p_v$ ,  $p_1 = p_{1,\min}$  此时的汽蚀余量称为临界汽蚀余量,用  $(NPSH)_c$

表示,即

$$(NPSH)_c = \frac{p_{1,\min}}{\rho g} + \frac{u_1^2}{2g} - \frac{p_v}{\rho g} \quad (2-22)$$

为安全起见,规定必需汽蚀余量  $(NPSH)_r$  比临界汽蚀余量要增加 0.3 m 的安全量,即

$$(NPSH)_r = (NPSH)_c + 0.3 = \frac{p_{1,\min}}{\rho g} + \frac{u_1^2}{2g} - \frac{p_v}{\rho g} + 0.3 \quad (2-23)$$

由汽蚀余量计算出的允许安装高度  $[H_g]$  为

$$[H_g] = \frac{p_0 - p_1}{\rho g} - H_{f0-1} - (NPSH)_r \quad (2-24)$$

由式(2-17)与(2-24)综合可得

$$[H_s] = \frac{p_0}{\rho g} - \frac{p_v}{\rho g} + \frac{u_1^2}{2g} - (NPSH)_r \quad (2-25)$$

实验条件时,  $p_0 = 0.1 \text{ MPa}$ ,  $p_v/\rho g = 0.24$ , 若忽略动压头,则

$$[H_s] = 10 - (NPSH)_r \quad (2-26)$$

汽蚀余量也是离心泵的抗汽蚀性能,在离心泵的性能表中给出的是必需汽蚀余量  $(NPSH)_r$ 。在一些离心泵的性能曲线图中,也绘出  $(NPSH)_r$  与  $Q$  的变化关系曲线图,如图 2-13 所示。由图可知,在一定条件下,流量增大  $[H_s]$  减小,而  $(NPSH)_r$  增大,所以在计算允许安装高度时,必须按使用过程中可能达到的最大流量进行计算。

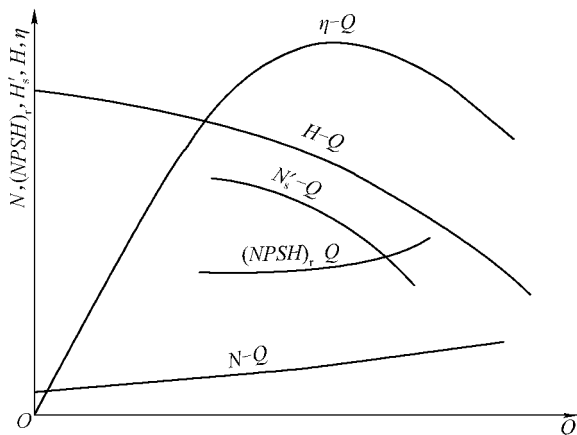


图 2-13 离心泵的抗汽蚀性能曲线

泵性能表给出的 $(NPSH)_r$  值是按输送 20 °C 的清水测定得到的,当输送其他液体时应乘以系数加以修正。但因一般修正系数小于 1,因此,通常把它作为外加的安全因素,不再校正。

**例 2-3** 今某车间有一台离心泵,铭牌上标着流量为 468 m<sup>3</sup>/h,扬程为 38.5 m,转速为 2900 r/min,允许吸上真空高度为 6 m。现流量和扬程均符合要求,且已知吸入管路的全部阻力损失和动压头之和约为  $2.5 \times 10^{-2}$  MPa。泵位于吸液面以上 2 m 处。试确定:(1)车间位于海平面、输送水温度为 20 °C 时,泵的允许几何安装高度;(2)车间位于海拔 1000 m 的高原处、输送水温为 80 °C 时,泵的允许安装高度;(3)在以上两种情况下泵能否正常工作。

**解:**(1)求泵的允许几何安装高度

由表 2-2 查得海拔 0 m 处的大气压为  $10.13 \times 10^{-2}$  MPa,输送水温为 20 °C,操作条件与泵的 $[H_s]$ 测定条件相同, $[H_s]$ 不必校正,可直接根据式(2-17)进行计算,即

$$[H_g] = [H_s] - \frac{u_1^2}{2g} - H_{f0-1} = 6 - 2.5 = 3.5 \text{ m}$$

实际安装高度应小于 3.5 m。

(2)求改变条件后泵的允许安装高度

由表 2-2 查得海拔 1000 m 处的大气压力为  $8.98 \times 10^4$  Pa,由附录查得 80 °C 水:饱和蒸气压为  $p_v = 355.1 \times 133.3$  Pa,密度为  $\rho = 971.8$  kg/m<sup>3</sup>。因此允许吸上真空高度需按式(2-18)校正,即

$$[H_s]' = \left[ [H_s] + (H_a - 10.33) - \left( \frac{p_v}{9.81 \times \rho} - 0.24 \right) \right] \frac{1000}{\rho}$$

式中, $[H_s] = 6$  m,  $H_a = 8.98 \times 10^4$  Pa,  $p_v = 355.1 \times 133.3 = 4.73 \times 10^4$  Pa,  $\rho = 971.8$  kg/m<sup>3</sup>。所以

$$[H_s]' = \left[ \left( 6 + \frac{8.98 \times 10^4}{971.8 \times 9.81} - 10.33 \right) - \left( \frac{4.73 \times 10^4}{971.8 \times 9.81} - 0.24 \right) \right] \times \frac{1000}{971.8} = 0.38 \text{ m}$$

$$[H_g] = [H_s]' - \left( \frac{u_1^2}{2g} + H_{f0-1} \right) = 0.38 - 2.5 = -2.12 \text{ m}$$

另一种算法是先按式(2-26)算得 $(NPSH)_r$ ,即

$$(NPSH)_r = 10 - [H_s] = 10 - 6 = 4 \text{ m}$$

再按式(2-24)计算 $[H_g]$ ,即

$$\begin{aligned} [H_g] &= \frac{p_0 - p_v}{\rho g} - H_{f0-1} - (NPSH)_r \\ &= \frac{8.98 \times 10^4 - 4.73 \times 10^4}{971.8 \times 9.81} - 2.5 - 4 \\ &= -2.04 \text{ m} \end{aligned}$$

(3)比较两种情况下泵能否正常工作

泵不发生汽蚀现象的条件是实际安装高度小于允许安装高度。现实安装高度为 2 m,因  $-2.04$  (或  $-2.12$ )  $< 2 < 3.5$ ,所以第一种情况下泵能正常工作,第二种情况下泵不能正常工作。

**思考题 2-5** 什么是离心泵的汽蚀现象,如何避免?

## 七、离心泵的类型及选用

### (一)离心泵的类型

离心泵的种类很多,按泵输送液体的性质和使用条件可分为清水泵、耐腐蚀泵、油泵、液下泵、屏蔽泵、管道泵、杂质泵和低温泵等;按叶轮吸入方式可分为单吸泵和双吸泵;按叶轮的数目又可分为单级泵和多级泵。我国原第一机械工业部汇编的泵样本中列有各类离心泵的性能和规格。以下仅对几种主要的类型作简要介绍。

#### 1. 清水泵(IS型、D型、Sh型)

清水泵是应用最广的离心泵,在化工生产中用来输送各种工业用水以及性质类似于清水的其他液体。

最普通的清水泵是单级单吸式,其系列代号为“IS”,结构如图 2-14 所示。如果所要求的压头较高而流量并不太大时,可采用多级泵,其系列代号为“D”,结构如图 2-15 所示。若要求输送液体的流量很大而所需的压头不高时,可采用双吸式离心泵,其代号为“Sh”。

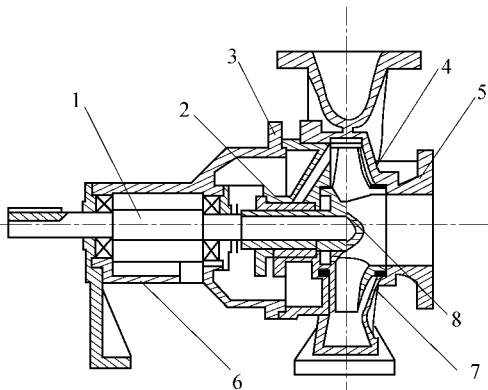


图 2-14 IS 型离心泵结构

1. 泵轴 2. 轴盖 3. 泵盖 4. 密封环 5. 泵体  
6. 悬架轴承部件 7. 叶轮 8. 止动垫圈

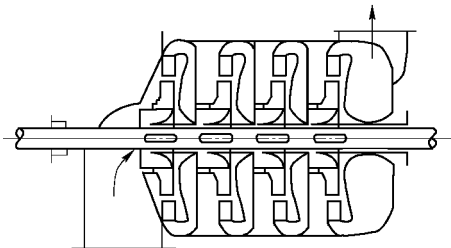


图 2-15 多级泵示意图

#### 2. 耐腐蚀泵(F型)

输送酸碱等腐蚀性液体时,应采用耐腐蚀泵,其主要特点是和液体接触的部件均用耐腐蚀材料制成,各种材料制造的耐腐蚀泵在结构上基本相同,因此均用“F”作为它们的系列代号。在 F 后面再加一个字母表示材料代号以示区别,例如:

FH —— 灰口铸铁(适用于输送浓硫酸);

FG —— 高硅铸铁(适用于输送压力不高的硫酸及其混合酸);

FS —— 三氟氯乙烯塑料(适用于 90 °C 以下硫酸、硝酸及碱液的输送);

FB —— 镍铬合金钢(适用于常温低浓度硝酸、氧化性酸液、碱液及其他弱腐蚀性液体的输送)。

#### 3. 油泵(Y型)

输送石油制品的泵称为油泵,代号为“Y”,“DY”等。其中“Y”型为单级油泵,“DY”型为多级油泵,每种又可分为单吸和双吸。由于油品易燃易爆,因此要求油泵必须防燃防爆,密封较为完善、进出口方向均为向上呈 Y 型;输送热油(200 °C 以上)时,在轴封装置与轴承处

均应有冷却水夹套。

### 4. 杂质泵(P型)

杂质泵用于输送悬浮液及稠厚的浆液,代号为“P”,又可细分为污水泵 PW、砂泵 PS、泥浆泵 PN 等。它的特点是叶轮流道宽,叶片数目少,常采用半闭式或开式叶轮。

### (二)离心泵的型号

在离心泵的产品目录或产品样本中,泵的型号是由字母和数字组合而成,以代表泵的类型、规格等。现举例说明见表 2-3。

表 2-3 离心泵的型号

IS50-32-125	40FML-26	50Y-60×2
IS—国际标准单级单	40—泵吸入口直径,mm	50—泵吸入口直径,mm
吸清水离心泵	F—系列代号(耐腐蚀泵)	Y—系列代号(油泵)
50—泵吸入口直径,mm	M—与液体接触的材料代号	60—泵的单扬程,m
32—泵排出口直径,mm	L—轴封形式代号(L代表单端面密封)	
125—泵叶轮的尺寸,mm	26—泵的扬程,m	

为了选用方便,生产部门还为同一类型的泵绘制系列特性曲线,即将同一类的各种型号泵与较高效率范围相对应的一段  $H-Q$  曲线绘在一个总图上。图 2-16 就是 IS 型水泵的系列特性曲线图。图中各曲线上的黑点表示该泵效率最高时的性能。

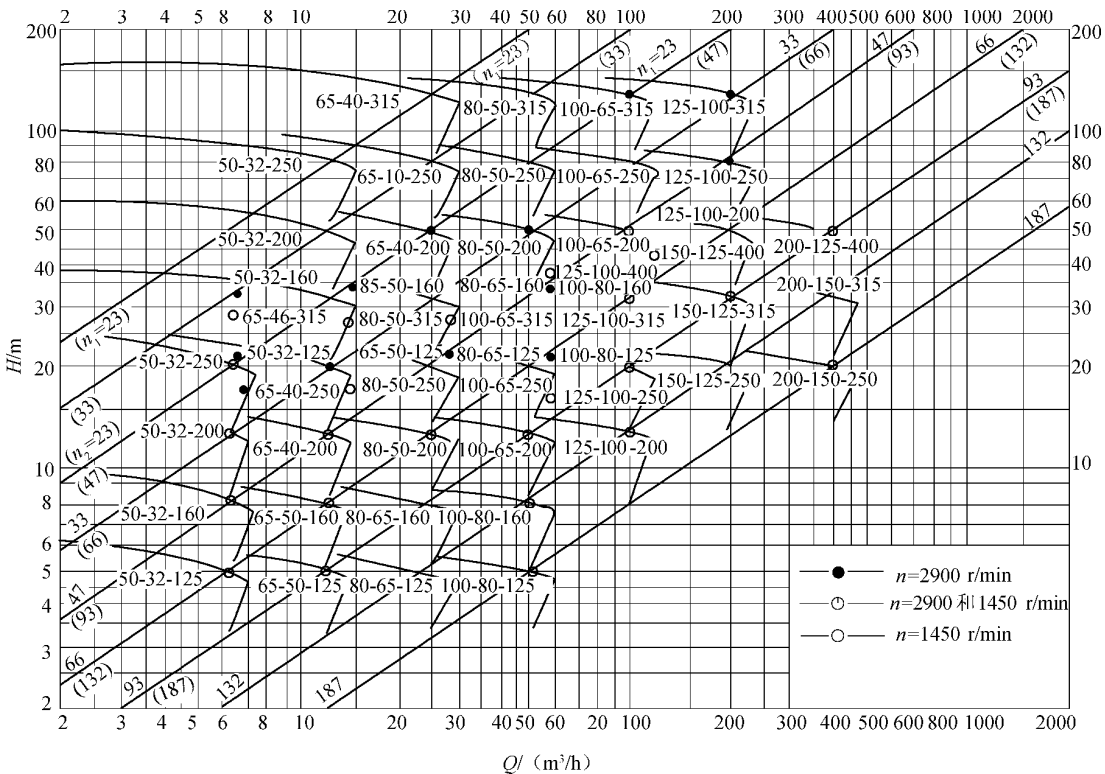


图 2-16 IS 型水泵系列特性曲线



### (三) 离心泵的选择

选用离心泵原则上可分三步进行：

(1) 根据被输送液体的性质和操作条件确定泵的类型。

(2) 根据具体管路对泵提出的流量和压头(取工作时的最大流量和相应压头)的要求,查泵的样本,选择泵的型号。确定原则为同流量下泵提供的压头应略大于管路需要的,且应在高效率区工作。

(3) 核算泵的轴功率。若输送液体的密度大于水时,可按式(2-4)核算泵的轴功率。当有几台不同型号的泵同时在高效率区满足要求,应选工作点下效率最高的,同时也应考虑泵的价格。

**例 2-4** 若某输水管路系统要求流量为  $50 \text{ m}^3/\text{h}$ 、压头为  $18 \text{ m}$ , 试选择一台适宜的离心泵, 再求该泵实际运行时所需的轴功率及用阀门调节流量而多消耗的轴功率。

**解:**(1) 求泵的型号

由于输送清水,故选用 IS 型水泵。根据  $Q_e = 50 \text{ m}^3/\text{h}$ 、 $H_e = 18 \text{ m}$  的要求,在 IS 型水泵的系列特性曲线图上标出相应的点,因该点在标有 IS80-65-125 型泵弧线的下方,故可选用 IS80-65-125 型水泵,转速为  $2900 \text{ r}/\text{min}$ 。在附录查得该泵的性能如下:

$$Q = 50 \text{ m}^3/\text{h}, \quad H = 20 \text{ m}, \quad N = 3.63 \text{ kW}, \quad (NPSH)_r = 3.0 \text{ m}, \quad \eta = 75\%$$

(2) 求该泵实际运行时的轴功率

实际上它是泵工作点所对应的轴功率,即当  $Q = 50 \text{ m}^3/\text{h}$  时,  $N = 3.63 \text{ kW}$ 。

(3) 求用阀门调节流量多消耗的功率

因阀门调节流量多消耗的压头为

$$\Delta H = 20 - 18 = 2 \text{ m}$$

故多消耗的功率为

$$\Delta N = \frac{\Delta H Q \rho g}{\eta} = \frac{2 \times 50 \times 1000 \times 9.81}{3600 \times 0.75 \times 1000} = 0.363 \text{ kW}$$

### (四) 离心泵的安装与使用

(1) 安装。计算离心泵的允许安装高度,合理确定离心泵在管路中的位置,避免汽蚀现象。

(2) 启动。先向泵内灌满待输送的液体,关闭出口阀,然后启动离心泵,打开出口阀。此操作主要是为避免气缚现象和电机过载。

(3) 停泵。先关闭出口阀再停泵,以免排出管路内的液体倒流,使叶轮受到冲击而损坏。

(4) 检修。在泵运转过程中应注意泵轴液体泄漏、发热等情况,以保持泵的正常操作。

**思考题 2-6** 离心泵启动前为什么要关闭出口阀?

## 第二节 其他液体输送机械

### 一、往复泵

往复泵是活塞泵、柱塞泵和隔膜泵的统称。往复泵属于正位移泵,正位移泵具有如下性质:流量只取决于活塞或转子的位移,与管路特性无关;对一定的流量可提供不同压头,压头的大小由管路特性决定。这种特性叫正位移特性,具有这种特性的泵叫正位移泵。

## (一) 往复泵

### 1. 往复泵的工作原理和分类

往复泵的结构如图 2-17 所示,主要部件包括泵缸、活塞、活塞杆、吸入阀、排出阀。其中吸入阀和排出阀均为单向阀。活塞在外力推动下作往复运动,由此改变泵缸内的容积和压强,交替地打开和关闭吸入、排出阀门,从而达到输送液体的目的。往复泵是通过活塞的往复运动直接以压强能的形式向液体提供能量的。

按照作用方式可将往复泵分类如下:

(1) 单动往复泵。单动往复泵的活塞往复一次只完成一次吸液和一次排液。

(2) 双动往复泵。双动往复泵的活塞两边都在工作,往复一次完成吸液、排液各两次。

### 2. 往复泵的特性

(1) 往复泵的压头。往复泵的压头与泵的几何尺寸无关,只要泵的力学强度及原动机的功率允许,往复泵可按输送系统的要求提供压头。所以往复泵的压头是由管路的特性决定的。

(2) 往复泵的流量。往复泵是一种典型的容积式泵,它的流量只与泵的几何尺寸和活塞的往复次数有关,而与泵的压头和管路情况无关,即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。

对单动泵:

$$Q_T = A \cdot s \cdot \frac{n}{60} \quad (2-27)$$

对双动泵:

$$Q_T = (2A - a) \cdot s \cdot \frac{n}{60} \quad (2-27a)$$

式中  $Q_T$  —— 往复泵的理论流量,  $m^3/s$ ;

$A$  —— 活塞截面积,  $m^2$ ;

$s$  —— 活塞冲程,  $m$ ;

$n$  —— 活塞往复频率,  $1/min$ ;

$a$  —— 活塞杆的截面积,  $m^2$ 。

由于活塞衬填不严,吸入阀和排出阀启闭不及时,并随着压头的增高,液体漏失量加大等原因,往复泵的实际流量低于理论流量。可用下式计算实际流量:

$$Q = \eta_v Q_T \quad (2-28)$$

式中  $Q$  —— 往复泵的实际流量,  $m^3/min$ ;

$\eta_v$  —— 容积效率,由实验测定,中型往复泵为  $0.9 \sim 0.95$ 。

往复泵的瞬时流量取决于活塞截面积与活塞瞬时运动速度之积,由于活塞运动瞬时速度的不断变化,使得它的流量不均匀。图 2-18(a)、(b) 给出了单动泵和双动泵的流量曲线。实际生产中,为了提高流量的均匀性,可以采用增设空气室,利用空气的压缩和膨胀来存放和排出部分液体,从而提高流量的均匀性。采用多缸泵也是提高流量均匀性的一个办法,多缸泵的瞬时流量等于同一瞬时各缸流量之和,只要各缸曲柄相对位置适当,就可使流量较为

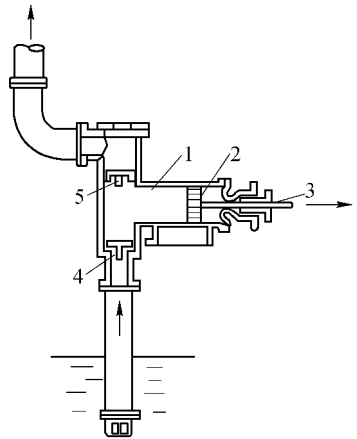


图 2-17 往复泵装置简图

1. 泵缸 2. 活塞 3. 活塞杆  
4. 吸入阀 5. 排出阀

均匀。图 2-18(c) 为三联泵的流量曲线, 其排量较均匀。

(3) 往复泵的特性曲线与工作点。往复泵的特性曲线主要是指往复泵的流量  $Q$  与扬程  $H$  之间关系的曲线, 由于往复泵具有正位移特性, 所以往复泵的  $Q-H$  曲线为一条垂直于横轴的直线。但实际上, 由于容积损失增大, 往复泵的流量随压头升高而略有减小, 如图 2-19 所示。

往复泵的工作点同样有泵的特性曲线与管路特性曲线的交点确定, 随管路特性的改变, 泵的扬程发生改变, 但流量基本保持不变。

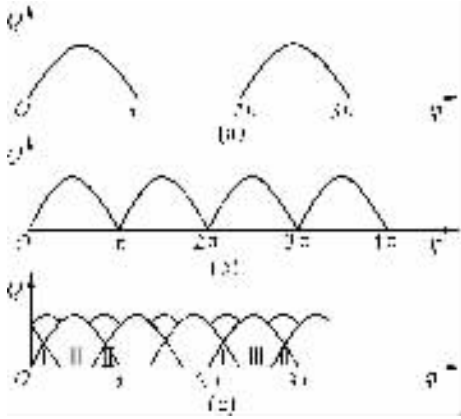


图 2-18 流量与曲柄转角关系

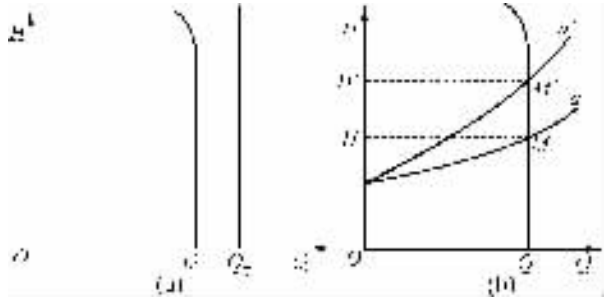


图 2-19 往复泵的特性曲线与工作点

### 3. 往复泵的流量调节

因为往复泵的流量与管路特性无关, 所以不能采用调节排出管路上的排出阀来调节流量。若把泵的排出阀关闭而继续运转, 则泵内的压强会剧烈升高, 最终造成泵体、管路和电机的损坏。因此, 正位移泵启动时不能将排出阀关闭。往复泵的流量调节有以下两种方法:

(1) 用旁路阀调节。用旁路阀调节时泵的送流量不变, 只是让部分被压出的液体返回贮池, 使主管中的流量发生变化。这种调节方法很不经济, 只适用于流量变化幅度较小的经常性调节。

(2) 改变曲柄转速。因电动机是通过减速装置与往复泵相连的, 所以改变减速装置的传动比可以很方便地改变曲柄转速, 从而改变活塞自往复运动的频率, 达到调节流量的目的。

#### (二) 隔膜泵

如图 2-20 所示, 隔膜泵也是往复泵的一种, 它用弹性薄膜(耐腐蚀橡胶或弹性金属片)将泵分隔成互不相通的两部分, 分别是被输送液体和活塞存在的区域。这样, 活塞不与被输送的液体接触。活塞的往复运动通过同侧的介质传递到隔膜上, 使隔膜亦作往复运动, 从而实现被输送液体经球形阀门吸入和排出。

隔膜泵内与被输送液体接触的唯一部件就是球形阀门, 这易于制成不受液体侵害的形式。因此, 在工业生产中, 隔膜泵主要用于输送腐蚀性液体或含有固体悬浮物的液体。

#### (三) 计量泵

工业生产中普遍使用的计量泵也是往复泵的一种, 它是利用往复泵流量固定这一特点而发展起来的。它可以用电动机带动偏心轮从而实现活塞的往复运动。调整偏心轮

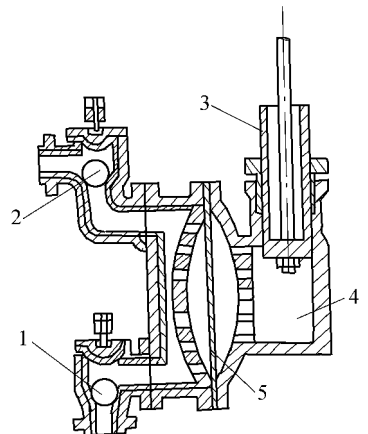


图 2-20 隔膜泵

1. 吸入阀门 2. 压出阀门 3. 活塞  
4. 水(或油)缸 5. 隔膜

的偏心度,活塞的冲程就发生变化,以此来实现流量的调节。

计量泵主要应用在选择精确地输送液体至某一设备,或将几种液体按精确比例输送的场合,如化学反应器中一种或几种催化剂的投放。后者是靠调节多缸计量泵中每个活塞的行程来实现的。

## 二、旋转泵

旋转泵也是一种正位移泵,靠泵内转子的旋转来吸入和排出液体,故又称转子泵。常用的旋转泵有齿轮泵和螺杆泵。

### (一) 齿轮泵

齿轮泵的结构如图 2-21 所示。泵壳内有两个相互啮合的齿轮,将泵内空间分成互不相通的吸入腔和排出腔。齿轮旋转时,封闭在齿穴和泵壳间的液体被强行压出。齿轮脱离啮合时形成真空并吸入液体,排出腔内产生管路需要的压强。

齿轮泵的压头较高而流量较小,可用于输送黏稠液体以至膏状物料(如输送封油),但不宜输送含有固体颗粒的悬浮液。

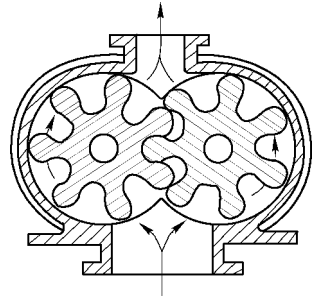


图 2-21 齿轮泵

### (二) 螺杆泵

如图 2-22 所示,螺杆泵内有一个或一个以上的螺杆,按螺杆的数目可分为单螺杆泵、双螺杆泵、三螺杆泵和五螺杆泵。单螺杆泵的工作原理是靠螺杆在具内螺纹的泵壳内运动,使液体沿轴向推进,最后由排出口排出。多螺杆泵则是依靠螺杆间相互啮合的容积变化来输送液体的。螺杆泵效率高,噪音小,尤其适用于输送高黏稠性液体,若在单螺杆泵的壳内衬上硬橡胶,还可以输送带颗粒的悬浮液。

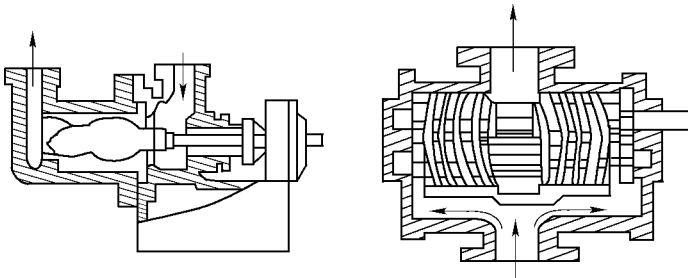


图 2-22 螺杆泵

## 三、旋涡泵

旋涡泵是一种特殊类型的离心泵。它的叶轮是一个圆盘,四周铣有凹槽,成辐射状排列。叶轮在泵壳内转动,其间有引水道。泵内液体在随叶轮旋转的同时,又在引水道与各叶片之间,因而被叶片拍击多次,获得较多能量。

液体中旋涡泵中获得的能量与液体在流动过程中进入叶轮的次数有关。当流量减小时,流道内流体的运动速度减小,液体流入叶轮的平均次数增多,泵的压头必然增大;流量增大时,则情况相反。因此,其  $H-Q$  曲线呈陡降形。旋涡泵有如下特点:

(1) 压头和功率随流量增加下降较快。因此启动时应打开出口阀,改变流量时,旁路调

节比安装调节阀经济。

(2)在叶轮直径和转速相同的条件下,旋涡泵的压头比离心泵高出 2~4 倍,适用于高压头、小流量的场合。

(3)结构简单、加工容易,且可采用各种耐腐蚀的材料制造。

(4)输送液体的黏度不宜过大,否则泵的压头和效率都将大幅度下降。

(5)输送液体不能含有固体颗粒。

#### 四、化工中常用泵的性能比较

化工生产中几种常用泵的性能比较列于表 2-4 中。

表 2-4 各类泵的性能特点

泵的类型		非正位移泵		正位移泵	
		离心泵	旋涡泵	往复泵	旋转泵
流量	均匀性	均匀	均匀	脉动	基本均匀
	恒定性	随管路特性而变		恒定	恒定
	范围	范围广,易达到大流量	小流量	较小流量	小流量
压头		不易达到高压头	压头低	高压头	较高压头
效率		稍低	低	高	较高
操作	流量调节	出口阀调节	旁路调节	旁路或转速、行程调节	旁路调节
	自吸作用	无	部分型号有	有	有
	启动	出口阀关闭	出口阀全开	出口阀全开	出口阀全开
	维修	简便	简便	麻烦	较麻烦
适用场合		流量和压头适用范围广,尤适于大流量、中压头;不太适合高黏度液体	小流量、较高压头、低黏度清洁液体	小流量、高压头、不含杂质的黏性液体	小流量、较高压头、高黏度的液体

### 第三节 气体输送机械

气体输送机械在工业生产中的应用主要有气体输送、产生高压气体及产生真空。例如,重油加氢、合成氨是在高压下进行,气体要加压送入反应器;又如,许多单元操作,要在低于大气压下进行,这时就需要真空泵从设备中抽出气体以产生真空。

气体输送机械按工作原理分为离心式、旋转式、往复式以及喷射式等;按出口压力(终压)和压缩比不同分为如下几类:

(1)通风机。通风机的终压(表压,下同)不大于 15 kPa(约 1500 mmH<sub>2</sub>O),压缩比在 1 至 1.15 之间。

(2)鼓风机。鼓风机的终压 15 kPa~300 kPa,压缩比小于 4。

(3)压缩机。压缩机的终压在 300 kPa 以上,压缩比大于 4。

(4)真空泵。真空泵的设备内为负压,终压为大气压,压缩比由真空度决定。

## 一、离心式通风机、鼓风机及压缩机

### (一) 离心式通风机

离心式通风机工作原理与离心泵相同,主要靠高速旋转的叶轮产生离心力提高气体的静压头,结构也大同小异。

#### 1. 离心式通风机的结构和分类

图 2-23 为一低压离心式通风机,其特点是叶片数目多、短,且有前弯、径向和后弯之分。按照上述排列顺序,叶轮的效率依次增大,流量依次减小。为适应输送量大和压头高的要求,通风机的叶轮直径一般是比较大的。由于后弯叶片效率较高,所有高效风机均采用后弯叶片,但是为获得较高风量也有采用径向或前弯叶片的。

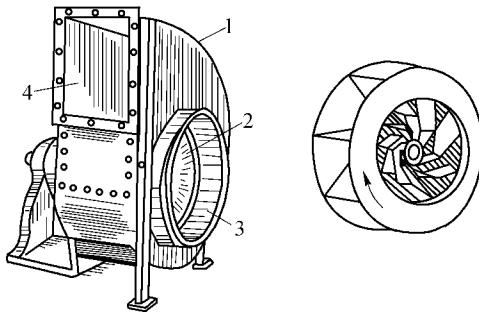


图 2-23 离心式通风机

1. 机壳 2. 叶轮 3. 吸入口 4. 排出口

离心式通风机又可分为低压、中压和高压风机。

#### 2. 离心式通风机的性能参数和特性曲线

(1) 风量  $Q(\text{m}^3/\text{h})$ 。风量是指单位时间内从风机出口排出的气体体积,规定以风机入口处的气体状态计。

(2) 全压  $p_t(\text{Pa})$ 。全压是指单位体积气体通过风机时获得的能量,又称风压(风机的压头)。该参数只能由实验测定,方法是在风机进、出口之间列柏努利方程,即

$$p_t = \rho g(z_2 - z_1) + (p_2 - p_1) + \frac{\rho(u_2^2 - u_1^2)}{2} + \sum W_f \quad (2-29)$$

式中,  $(z_2 - z_1)\rho g$  可以忽略;当气体直接由大气进入风机时,  $u_1 = 0$ ; 因入口到出口之间的管路短,故能量损失可忽略;但气体经风机后的出口速度  $u_2$  很大,不能忽略。则式(2-29)可简化为

$$p_t = (p_2 - p_1) + \frac{\rho u_2^2}{2} = p_{st} + p_k \quad (2-30)$$

式中  $p_{st}$ ——静风压,即压差  $(p_2 - p_1)$ , Pa;

$p_k$ ——动风压, Pa。

若  $p_1 = 0$  (表压), 则测定风机出口压强  $p_2$  和风量  $Q$  (或  $u_2$ ) 即可求出全风压  $p_t$ 。

(3) 标准全风压  $p_{t0}$ 。标准全风压  $p_{t0}$  是用在 1 atm、20 °C 的条件下测定的全风压。风机的铭牌上或样本上的全风压即指  $p_{t0}$  :

$$p_{t0} = p_t \frac{\rho_0}{\rho} = \frac{1.2}{\rho} \quad (2-31)$$

(4)轴功率  $N$  和效率  $\eta$ 。轴功率  $N$  和效率  $\eta$  的表达式为

$$N = \frac{Q \cdot p_t}{\eta \cdot 1000}, \quad \eta = \frac{Q \cdot p_t}{N \cdot 1000} \quad (2-32)$$

(5)特性曲线。与离心泵一样,离心式通风机的特性参数也可以用特性曲线表示。特性曲线由生产厂家在 1 atm、20 °C 的条件用空气测定,主要有  $p_t-Q$ 、 $p_{st}-Q$ 、 $N-Q$  和  $\eta-Q$  四条曲线,如图 2-24 所示。

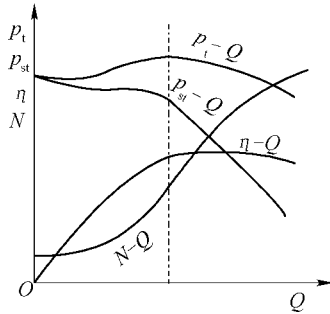


图 2-24 离心式通风机特性曲线

### 3. 离心式通风机的选型

离心式通风机的选型可按以下步骤来进行选择：

- (1)根据气体种类和风压范围,确定风机的类型。
- (2)确定所求的风量和全风压。风量根据生产任务来定;全风压按柏努利方程来求,但要按标准状况校正。
- (3)根据按入口状态计的风量和校正后的全风压在产品系列表中查找合适的型号。

#### (二)离心鼓风机与压缩机

##### 1. 离心鼓风机(透平鼓风机)

离心鼓风机的工作原理与离心式通风机相同,结构类似于多级离心泵。气体由吸气口进入,经过第一级的叶轮和导轮转入第二级叶轮入口,再依次逐级通过以后的叶轮和导轮,最后由排气口排出。离心鼓风机的送气量大,但所产生的风压仍不太高,出口表压一般不超过  $294 \times 10^3$  Pa。由于在离心鼓风机中,气体的压缩比不高,所以无须设置冷却装置,各级叶轮的直径也大致相等。

##### 2. 离心压缩机(透平压缩机)

离心压缩机的主要结构、工作原理都与离心鼓风机相似,只是离心压缩机的叶轮级数多(可在 10 级以上),转速较高,因而能产生更高的压强。由于气体的压缩比较高,体积变化较大,温度升高也较显著,因此,离心压缩机常分成几段,每段又包括若干级。叶轮直径和宽度都逐级缩小,段间设置中间冷却器,以免气体温度过高。

离心压缩机流量大,供气均匀,体积小,机体内易损部件少,可连续运转且安全可靠,维修方便,机体内无润滑油污染气体。所以,近年来除压强要求很高的场合,离心压缩机的应用日益广泛。

## 二、旋转式鼓风机与压缩机

旋转鼓风机与压缩机与旋转泵类似,壳体内有一个或多个转子。适用于流量大,而压头要求不高的场合。

### (一) 罗茨鼓风机

罗茨鼓风机的工作原理与齿轮泵类似。如图 2-25 所示,机壳内有两个渐开摆线形的转子,两转子的旋转方向相反,可使气体从机壳一侧吸入,从另一侧排出。转子与转子、转子与机壳之间的缝隙很小,使转子能自由运动而无过多泄漏。

罗茨鼓风机的风量与转速成正比,在一定转速下,出口压力提高,风量可保持大致不变,故又称为定容式鼓风机。应注意:该风机出口应装稳压罐,并设安全阀;流量调节采用旁路,出口阀不可完全关闭;操作时,气体温度不能超过  $85^{\circ}\text{C}$ ,否则转子会因受热膨胀而卡住。

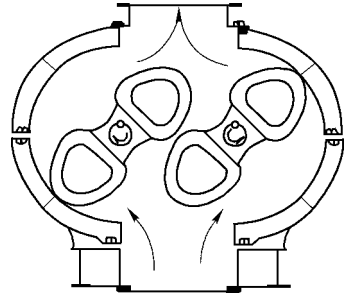


图 2-25 罗茨鼓风机

### (二) 旋转压缩机(又称纳式泵)

旋转压缩机为椭圆形壳体,旋转叶轮在中心,壳体内充有适量的液体。叶轮旋转时,液体在离心力的作用下抛向壳体内壁形成两个新月面,两面中间的空隙供气体进入、排出。其特点是由于液环把气体与壳体隔开,故旋转压缩机可用于输送腐蚀性气体。

## 三、往复式压缩机

往复式压缩机的基本结构和工作原理与往复泵类似,前者用于气体输送,后者用于液体输送。但是由于气体的密度小、可压缩,故压缩机的吸入和排出活塞必须更加精密,且需附设冷却装置以移除压缩气体放出的热量。

### (一) 工作循环

压缩机的一个工作循环是由膨胀、吸入、压缩和排出四个阶段组成的。图 2-26 为单动往复式压缩机的工作过程,四边形  $ABCD$  所包围的面积,为活塞在一个工作循环中对气体所做的功。

当活塞运动至汽缸的最左端(图中  $A$  点)时,压出行程结束,活塞虽已达到行程的最左端,汽缸左侧还有一些容积,称为余隙。吸入行程的开始阶段是余隙内压强为  $p_2$  的高压气体膨胀的过程,直到气压降至吸入气压  $p_1$ (图中  $B$  点)吸入活塞才开启,压强为  $p_1$  的气体被吸入缸内。此后,压强  $p_1$  基本保持不变,直至活塞移至最右端(图中  $C$  点),吸入行程结束。然后吸入阀门关闭,压缩行程开始,缸内气体被压缩。当缸内气体的压强增大至稍高于  $p_2$ (图中  $D$  点),排出阀门开启,气体从缸体排出,直至活塞移到最左端,排出过程结束。

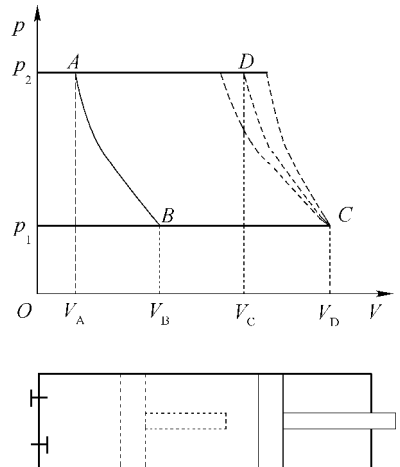


图 2-26 往复式压缩机的工作过程



## (二) 压缩过程类型

根据气体和外界的换热情况,压缩过程可分为等温压缩、绝热压缩和多变压缩三种类型。

等温压缩是指压缩阶段产生的热量随时从气体中完全取出,气体的温度保持不变。绝热压缩是另一种极端情况,即压缩产生的热量完全不取出。实际压缩过程既不是等温的,也不是绝热的,而是介于两者之间,称为多变压缩。

## (三) 余隙的影响

压缩机在工作时,余隙的存在可以有效地保护汽缸内左侧端面受损坏,但是余隙内气体无疑地进行着压缩膨胀循环,且使吸入气量减少,这是余隙的不良影响。余隙的这一影响在压缩比  $p_2/p_1$  大时更为显著。

当压缩比增大到某一极限值时,活塞扫过的全部容积恰好使余隙内的气体由  $p_2$  膨胀至  $p_1$ ,此时压缩机已不能吸入气体,即压缩机的流量为零。此时的压缩比为压缩机的极限压缩比。所以为获得高压气体,应采用多级压缩。在多级压缩中,每级压缩比减小,余隙的不良影响减弱。

## (四) 往复式压缩机的选用

往复式压缩机的产品有多种,除空气压缩机外,还有氨气压缩机、氢气压缩机、石油气压缩机等,以适应各种特殊需要。

往复式压缩机的选用主要依据生产能力和压缩比(或排出压强)两个指标。生产能力用  $\text{m}^3/\text{min}$  表示,以吸入常压空气来测定。在实际选用时,首先根据所输出气体的特殊性质,决定压缩机的类型,然后再根据生产能力和压缩比,从产品样本中选用适用的压缩机。

# 四、真空泵

从设备或系统中抽出气体使其绝对压强低于大气压的流体输送机械称为真空泵。其主要性能参数为剩余压力和抽气速率。剩余压力(与最大真空度对应)是指真空泵能达到的最低绝对压力;抽气速率是指在剩余压力下,真空泵单位时间吸入气体的体积。

## (一) 水环式真空泵

图 2-27 所示为水环式真空泵的装置结构图。圆柱形泵缸内注入一定量的水,星形叶轮偏心地装在泵缸内,当叶轮旋转时,水受离心力作用被甩向四周而形成相对于叶轮为偏心的封闭水环。水环具有液封的作用,使叶片之间的空隙形成许多大小不同的密封室,由于叶轮的旋转运动,密封室由小变大形成真空,将气体从吸入口吸入;继而密封室由大变小,气体由压出口排出。

水环真空泵结构简单、紧凑,易于制造和维修,在吸气中可允许夹带少量液体,属于湿式真空泵。水环泵运转时,要不断地充水以维持泵内的液封,同时也起冷却的作用。

## (二) 喷射式真空泵

喷射泵是利用流体流动时的静压能与动能相互转换的原理来吸、送流体的,它既可以吸送气体,也可以用于吸送液体。其工作原理如图 2-28 所示,将高压的工作流体,由压力管送入工作喷嘴,经喷嘴后静压能变成高速动能,将喷嘴外围的液体(或气体)带走。此时因喷嘴出口形成高速使扩散室的喉部和吸入室造成真空,从而使被抽吸流体不断进入与工作流体混合,然后通过扩散室将压力稍升高输送出去。由于工作流体连续喷射,吸入室继续保持真

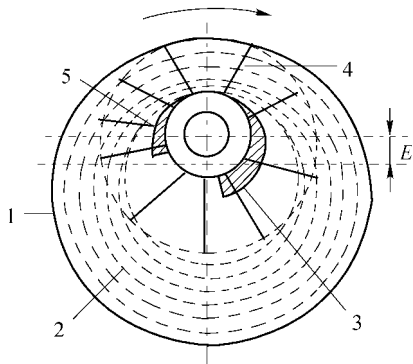


图 2-27 水环式真空泵

1. 外壳 2. 水环 3. 吸入口  
4. 叶片 5. 排出口

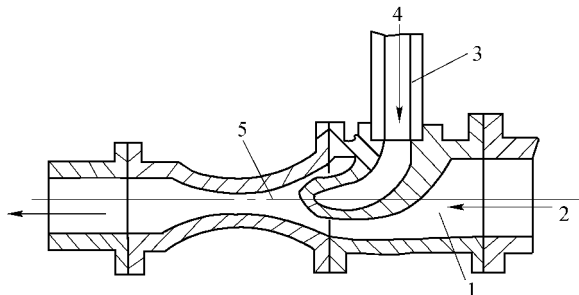


图 2-28 喷射式真空泵

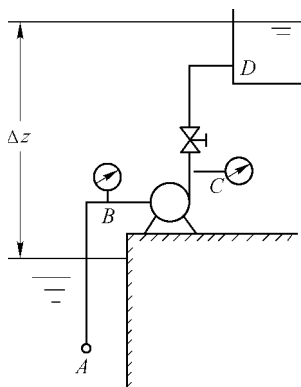
1. 吸入室 2. 流体吸入 3. 压力管  
4. 工作流体 5. 扩散室

空,于是得以不断地抽吸和排出流体。工作流体可以为高压蒸气,也可为高压水,前者称为蒸气喷射泵,后者称为射水抽气器。在电厂中都可用来抽出凝汽器中的空气。

## 习 题

**2-1** 某离心泵在作性能试验时以恒定转速打水,当流量为  $71 \text{ m}^3/\text{h}$  时,泵吸入口处真空表读数为  $0.029 \text{ MPa}$ ,泵压出口处压强计读数为  $0.31 \text{ MPa}$ 。两测压点的位差不计,泵进、出口的管径相同。测得此时泵的轴功率为  $10.4 \text{ kW}$ ,试求泵的扬程和效率。

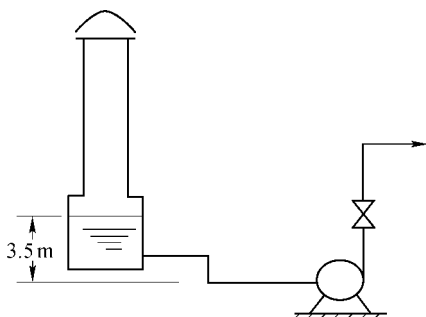
**2-2** 某输水管路如附图所示,用离心泵将江水输送至常压高位槽。已知吸入管径  $\phi 70 \text{ mm} \times 3 \text{ mm}$ ,管长  $l_{A-B} = 15 \text{ m}$ ,压出管直径  $\phi 60 \text{ mm} \times 3 \text{ mm}$ ,管长  $l_{C-D} = 80 \text{ m}$ (管长均包括局部阻力的当量长度),摩擦系数  $\lambda$  均为  $0.03$ ,  $\Delta z = 12 \text{ m}$ ,离心泵特性曲线为  $H_e = 30 - 6 \times 10^5 q_v^2$ (其中  $H_e$  为  $\text{m}$ ,  $q_v$  为  $\text{m}^3/\text{s}$ )。试求:(1)管路流量;(2)旱季江面下降  $3 \text{ m}$  时的流量。



习题 2-2 附图

**2-3** 某台离心泵的特性曲线可用方程  $H_e = 20 - 2q_v^2$  表示。式中  $H_e$  为泵的扬程,  $\text{m}$ ;  $q_v$  为流量,  $\text{m}^3/\text{min}$ 。现该泵用于两敞口容器之间送液,已知单泵使用时流量为  $1 \text{ m}^3/\text{min}$ ,欲使流量增加  $50\%$ ,试问应该将相同两台泵并联还是串联使用? 两容器的液面位差为  $10 \text{ m}$ 。

**2-4** 如附图所示,某离心泵的必需汽蚀余量为  $3.5 \text{ m}$ ,今在海拔  $1000 \text{ m}$  的高原上使用。已知吸入管路的全部阻力损失为  $3 \text{ J/N}$ 。今拟将该泵装在水源之上  $3 \text{ m}$  处,试问此泵能否正常操作? 该地大气压为  $90 \text{ kPa}$ ,夏季的水温为  $20 \text{ }^\circ\text{C}$ 。



习题 2-4 附图

**2-5** 某离心水泵铭牌上标有:流量  $Q = 30 \text{ m}^3/\text{h}$ ,扬程  $H = 24 \text{ mH}_2\text{O}$ ,转速  $n = 2900 \text{ r}/\text{min}$ ,允许吸上真空高

度  $H_s = 5.7 \text{ m}$ , 现流量、扬程均符合要求, 且已知吸入管路的全部阻力为  $1.5 \text{ m}$  水柱, 当地大气压为  $760 \text{ mmHg}$ , 试计算: (1) 输送  $20^\circ\text{C}$  水时泵的安装高度。(2) 输送  $80^\circ\text{C}$  水时泵的安装高度。

**2-6** 如附图所示, 从水池向高位槽送水, 要求送水量为  $40 \text{ t/h}$ , 槽内压强(表压)为  $0.03 \text{ MPa}$ , 槽内水面离水池水面  $16 \text{ m}$ , 管路总阻力为  $4.1 \text{ J/N}$ 。拟选用 IS 型水泵。试确定选用哪一种型号?

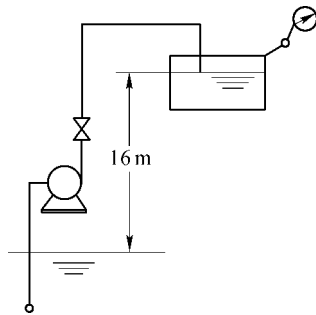
**2-7** 现拟用一台 IS125-100-400 型清水泵, 将密度为  $1200 \text{ kg/m}^3$  的液体由液槽送至高位槽, 高位槽内液面上方的表压强为  $120 \text{ kPa}$ , 两槽液面恒定, 其垂直距离为  $10 \text{ m}$ , 如附图所示。管路中液体为高度湍流。IS125-100-400 型清水泵的性能如下:  $Q = 100 \text{ m}^3/\text{h}$ ,  $H = 50 \text{ m}$ ,  $\Delta h = 2.5 \text{ m}$ ,  $\eta = 60\%$ ,  $N = 21 \text{ kW}$ ,  $n = 1450 \text{ r/min}$ 。现要求输流量为  $100 \text{ m}^3/\text{h}$ , 泵的吸入管中心位于液槽液面以上  $2 \text{ m}$  处, 吸入管路阻力损失均为  $1 \text{ m}$  液柱。问此泵是否符合要求? 已知此地大气压为  $100 \text{ kPa}$ 。

**2-8** 如附图所示, 分别采用离心泵与往复泵将水从 A 槽送至 B 槽, 已知 I、II 两管路系统(包括 A 槽与 B 槽的位置与液面压强、管线长度、直径、管件等)完全相同。a 为旁路阀门, 原来的运转情况是两系统的旁路阀门 a 关闭, 主路阀门 b 打开到某一开度(两系统的阀门开度相同), 此时两系统的输水量均为  $10 \text{ m}^3/\text{h}$ , 试回答:

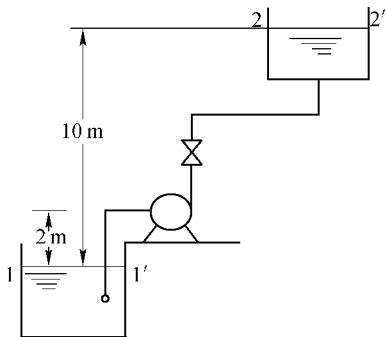
(1) 两系统泵的有效功率及轴功率各为多少? 哪个大? 为什么?

(2) 现将主路阀门 b 开大, 系统 I 和系统 II 的输水量与泵消耗的功率各发生什么变化? 为什么?(根据特性曲线的变化, 开大主路阀门, 系统 I 流量增加, 扬程变小; 系统 II 的流量不变, 扬程降低; 系统 I 的有效功率稍大)

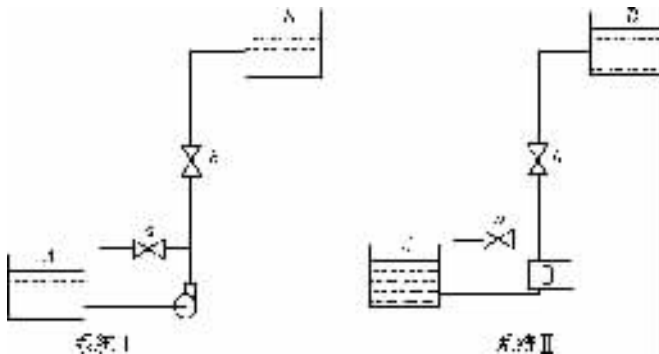
(3) 此两系统管路是否合理?



习题 2-6 附图



习题 2-7 附图



习题 2-8 附图

**2-9** 现需输送温度为  $200^\circ\text{C}$ 、密度为  $0.75 \text{ kg/m}^3$  的烟气, 要求输送流量为  $12700 \text{ m}^3/\text{h}$ , 全压为  $1.18 \text{ kPa}$ , 工厂仓库中有一台风机, 其铭牌上流量为  $127000 \text{ m}^3/\text{h}$ , 全压为  $1.57 \text{ kPa}$ , 试问该风机是否可用?

## 第三章 非均相物系的分离

### 【知识目标】

掌握沉降分离和过滤设备(包括沉降室、旋风分离器、过滤机)的设计或选型。理解沉降分离和过滤的原理、过程的计算、影响沉降分离的因素及恒压过滤过程的计算。熟悉典型过滤设备的特点与生产能力的计算以及提高过滤设备生产能力的途径及措施。了解其他分离设备的结构与选型。

### 【能力目标】

通过本章的学习,能够运用非均相混合物分离的基本原理,进行沉降和过滤过程的有关计算,并根据工艺要求和物系特性进行分离设备的设计和选型,确定适宜的操作条件。

工业生产过程中,为了满足工艺和产品的要求,在很多情况下需要对混合物进行分离,如原料的净化去杂;反应产物的分离提纯;生产中的废气、废液、废渣在排放前进行有害物质的处理等。为了实现这些分离过程,必须根据混合物性质的不同而采用不同的方法进行操作。生产中常遇到的混合物可分为两类,即均相混合物(或称均相物系)和非均相混合物(或称非均相物系)。

均相混合物是指物系内各处组成均匀且不存在相界面的混合物,如溶液及混合气体属于此类。均相混合物的分离采用吸收、蒸馏等传质分离方法。

非均相混合物是指体系内包含两个或两个以上的相,相界面两侧的物质性质不相同,如固体颗粒的混合物(颗粒间为气相分隔);由固体颗粒与液体构成的悬浮液;由不相溶液体构成的乳浊液;由固体颗粒(或液滴)与气体构成的含尘气体(或含雾气体)等。在非均相物系中,其中一相为分散物质,以微粒的形式分散于另一相中,称为分散相,而另一相为分散介质,包围在分散物质的粒子周围,处于连续状态,称为连续相。

非均相混合物分离就是将分散相和连续相分开,在工业生产中的应用主要有以下几个方面:

(1)收集分散物质。例如,收集从气流干燥器或喷雾干燥器出来的气体以及从结晶器出来的晶浆中带来的固体颗粒,这些悬浮的颗粒作为产品必须回收。

(2)净化分散介质。某些催化反应,原料气中夹带有杂质会影响催化剂的效能,必须在气体进反应器之前清除催化反应原料气中的杂质,以保证催化剂的活性。

(3)环境保护与安全生产。例如,对排放的废气、废液中的有害固体物质分离处理,使其达到规定的排放标准等。

由于非均相混合物的连续相和分散相存在着较大物理性质(如密度、黏度等)的差异,故可采用机械方法实现两相的分离,其方法是使分散相和连续相产生相对运动。常用的非均相混合物的分离方法有沉降、过滤、湿法除尘和静电分离等,本章重点介绍沉降和过滤的操作原理及设备。

## 第一节 沉降分离

利用非均相混合物在重力场或离心场中,各不同组分所受到的重力或离心力不同,从而将各不同成分加以分离的操作称为沉降分离。沉降分离主要涉及由颗粒和流体组成的两相流动体系。流体和固体颗粒之间的相对运动有三种情况:流体静止,固体颗粒作沉降运动;固体颗粒静止,流体对固体颗粒作绕流;流体和固体颗粒都运动,但两者保持一定的相对速度。

沉降分离发生的前提条件是固体颗粒与流体之间存在密度差,同时有外力场存在。外力场有重力场和离心力场,因此沉降分离又分为重力沉降和离心沉降。

### 一、重力沉降分离

颗粒在重力场中进行的沉降分离称为重力沉降,如浑浊的河水中的泥沙在重力的作用下慢慢降落后从分散介质中分离出来。

#### (一)球形颗粒的自由沉降

##### 1. 球形颗粒的沉降速度

单个颗粒在无限大流体容器(直径大于颗粒直径 100 倍以上)中的沉降过程,称为自由沉降。

将直径为  $d$ 、密度为  $\rho_s$  的一个表面光滑的刚性球形颗粒置于密度为  $\rho$  的静止的流体中,如果颗粒的密度大于流体的密度,则颗粒所受重力大于浮力,颗粒将在流体中降落。如图 3-1 所示,颗粒在沉降过程中受到三个力的作用,即向下的重力  $F_g$ 、向上的浮力  $F_b$  与阻力  $F_d$ 。

$$F_g = \frac{\pi}{6} d^3 \rho_s g \quad (3-1)$$

$$F_b = \frac{\pi}{6} d^3 \rho g \quad (3-2)$$

颗粒沉降时受到流体向上作用的局部阻力  $F_d$ ,可按照第一章中阻力系数法确定,即

$$F_d = \zeta A \frac{\rho u^2}{2} \quad (3-3)$$

式中  $\zeta$ ——阻力系数,无因次;

$A$ ——颗粒在垂直于其运动方向的平面上的投影面积,其值为  $A = \frac{\pi}{4} d^2, \text{m}^2$ ;

$u$ ——颗粒相对于流体的降落速度,  $\text{m/s}$ 。

静止流体中颗粒的沉降速度一般经历加速和恒速两个阶段。颗粒开始沉降的瞬间,初速度  $u$  为零,使得阻力为零,因此加速度  $a$  为最大值;颗粒开始沉降后,阻力随速度  $u$  的增加而加大,加速度  $a$  则相应减小,当速度达到某一值  $u_t$  时,阻力、浮力与重力平衡,颗粒所受合力为零,使加速度为零,此后颗粒的速度不再变化,开始做速度为  $u_t$  的匀速沉降运动。

由于小颗粒的比表面积很大,使得颗粒与流体间的接触面积很大,颗粒开始沉降后,在极短的时间内阻力便与颗粒所受的净重力(即重力减浮力)接近平衡。因此,颗粒沉降时加速阶段时间很短,对整个沉降过程来说往往可以忽略。

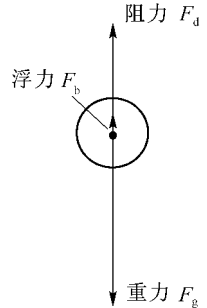


图 3-1 沉淀粒子的受力情况

匀速阶段中颗粒相对于流体的运动速度称为沉降速度  $u_t$ ，匀速阶段的受力平衡，即

$$F_g = F_b + F_d$$

$$\frac{\pi}{6}d^3 \rho_s g = \frac{\pi}{6}d^3 \rho g + \zeta \frac{\pi}{4}d^2 \frac{\rho u_t^2}{2} \quad (3-4)$$

整理式(3-4)可得出沉降速度的表达式为

$$u_t = \sqrt{\frac{4gd(\rho_s - \rho)}{3\zeta\rho}} \quad (3-5)$$

式中  $u_t$  —— 颗粒的自由沉降速度, m/s;

$d$  —— 颗粒直径, m;

$\rho_s, \rho$  —— 分别为颗粒和流体的密度, kg/m<sup>3</sup>;

$g$  —— 重力加速度, m/s<sup>2</sup>。

## 2. 阻力系数 $\zeta$

用式(3-5)计算沉降速度时,首先需要确定阻力系数  $\zeta$  值。根据因次分析,  $\zeta$  是颗粒与流体相对运动时雷诺准数  $Re$  的函数,即

$$\zeta = f(Re) \quad (3-6)$$

所以

$$Re = \frac{du_t \rho}{\mu} \quad (3-7)$$

式中  $\mu$  —— 流体的黏度, Pa·s;  $\zeta$  与  $Re$  的函数关系一般由实验测定,其结果见图 3-2。

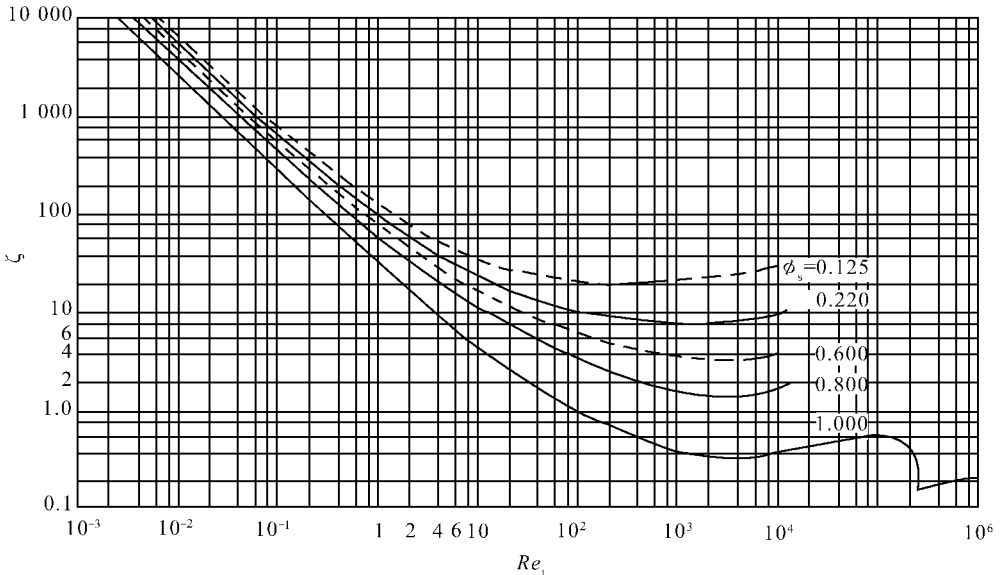


图 3-2  $\zeta$ - $Re$  关系曲线

从图中可以看出,对球形颗粒( $\phi_s = 1$ ),曲线按  $Re$  值大致分为三个区域,各区域内的曲线可分别用相应的关系式表达如下:

层流区或斯托克斯区( $10^{-4} < Re < 1$ )

$$\zeta = \frac{24}{Re} \quad (3-8)$$

过渡区或艾伦定律区( $1 < Re < 10^3$ )

$$\zeta = \frac{18.5}{Re} \quad (3-9)$$

湍流区或牛顿定律区( $10^3 < Re < 2 \times 10^5$ )

$$\zeta = 0.44 \quad (3-10)$$

### 3. 颗粒沉降速度的计算

将式(3-8)、式(3-9)及式(3-10)分别代入式(3-5),并整理可得到球形颗粒在相应各区的沉降速度公式,即

层流区

$$u_t = \frac{d^2(\rho_s - \rho)g}{18\mu} \quad (3-11)$$

过渡区

$$u_t = 0.27 \sqrt{\frac{d(\rho_s - \rho)gRe}{\rho}} \quad (3-12)$$

湍流区

$$u_t = 1.74 \sqrt{\frac{d(\rho_s - \rho)g}{\rho}} \quad (3-13)$$

式(3-11)、式(3-12)及式(3-13)分别称为斯托克斯公式、艾伦公式和牛顿公式。球形颗粒在流体中的沉降速度可根据不同流型,分别选用上述三式进行计算。由于沉降操作中涉及的颗粒直径都较小,操作通常处于层流区,因此,斯托克斯公式应用较多。计算沉降速度  $u_t$  首先要选择相应的计算公式,判断流动类型,因此需先知道  $Re$ 。然而,由于  $u_t$  未知, $Re$  不能预先算出,所以计算  $u_t$  需采用试差法,即先假设沉降属于层流区,用斯托克斯计算  $u_t$ ,然后将  $u_t$  代入式(3-7)中计算  $Re$ ,若  $Re > 1$ ,便根据其大小改用相应的公式另行计算  $u_t$ ,所算出的  $u_t$  也要核实验,直至确认所用的公式适合为止。同理,已知沉降速度,也可计算沉降颗粒的直径。

**思考题 3-1** 写出计算自由沉降速度的斯托克斯公式,说明此公式的应用条件,简述计算沉降速度要用试差法的理由。

## (二) 影响沉降速度的因素

### 1. 干扰沉降

上面得到的式(3-11)、式(3-12)和式(3-13)是表面光滑的刚性球形颗粒在流体中作自由沉降时的速度计算式。若颗粒含量较高,颗粒之间的距离很小,即使没有相互接触,颗粒沉降时也会受到其他颗粒的影响,这种沉降称为干扰沉降。由于颗粒下沉时,流体被置换而向上流动,阻滞了相邻颗粒的沉降,故干扰沉降要比自由沉降的速度小。混合物中颗粒的体积分数超过 0.1,干扰沉降的影响便开始明显化。

### 2. 器壁效应

容器的壁面和底面对沉降的颗粒产生曳力,使颗粒的实际沉降速度低于自由沉降速度。当容器尺寸远远大于颗粒尺寸时(如大 100 倍以上),器壁效应可以忽略,否则,则应考虑器壁效应对沉降速度的影响。

### 3. 颗粒形状的影响

同一种固体物质,球形或近球形颗粒比同体积的非球形颗粒的沉降要快一些。非球形

颗粒的形状及其投影面积  $A$  均对沉降速度有影响。

球形度用来表征颗粒形状与球形的差异程度,即

$$\varphi_s = \frac{S}{S_p} \tag{3-14}$$

式中  $\varphi_s$  ——颗粒的球形度,无因次;

$S$  ——与实际颗粒体积相等的球形颗粒的表面积,  $m^2$ ;

$S_p$  ——实际颗粒的表面积,  $m^2$ 。

由图 3-2 可知,相同  $Re$  下,颗粒的球形度越小,阻力系数  $\zeta$  越大,但  $\varphi_s$  值对  $\zeta$  的影响在层流区内并不显著。随着  $Re$  的增大,这种影响逐渐变大。对于非球形颗粒,  $Re$  中的直径要用实际颗粒的当量直径  $d_e$  代替。

**例 3-1** 用落球法测定某液体的黏度(落球黏度计),将待测液体置于玻璃容器中,测得直径为 6.35 mm 的钢球在此液体内沉降 200 mm 所需的时间为 7.32 s,已知钢球的密度为 7900  $kg/m^3$ ,液体的密度为 1300  $kg/m^3$ 。试计算液体的黏度。

**解:**钢球的沉降速度为

$$u_t = \frac{h}{\theta} = \frac{\frac{200}{1000}}{7.32} = 0.02732 \text{ m/s}$$

假设沉降在层流区,则可用斯托克斯公式计算,即

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

$$\mu = \frac{d^2(\rho_s - \rho)g}{18u_t} = \frac{(6.35 \times 10^{-3})^2 \times (7900 - 1300) \times 9.81}{18 \times 0.02732} = 5.309 \text{ Pa} \cdot \text{s}$$

核算流型:

$$Re = \frac{du_t \rho}{\mu} = \frac{6.35 \times 10^{-3} \times 0.02732 \times 1300}{5.309} = 0.04248 < 1$$

故假设成立,求出的  $\mu$  有效,即所求液体黏度为 5.309  $Pa \cdot s$ 。

### (三)重力沉降设备

#### 1. 降尘室

降尘室是依靠重力沉降从气流中分离出尘粒的设备。最常见的降尘室如图 3-3 所示。含尘气体进入降尘室后,颗粒随气流有一水平向前的运动速度  $u$ ,同时,在重力作用下,以沉降速度  $u_t$  向下沉降。只要颗粒能够在气体通过降尘室的时候降至室底,便可从气流中分离出来。颗粒在降尘室的运动情况如图 3-4 所示。

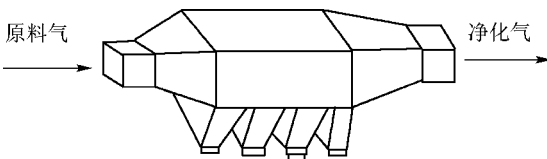


图 3-3 降尘室

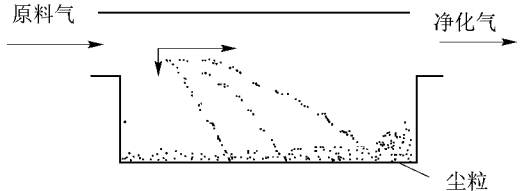


图 3-4 尘粒在降尘室内的运动情况

设降尘室的长度为  $l(m)$ ,宽度为  $b(m)$ ,高度为  $H(m)$ ,降尘室的生产能力(即含尘气通过降尘室的体积流量)为  $q_s(m^3/s)$ ,气体在降尘室内的水平通过速度为  $u(m/s)$ 。

则位于降尘室最高点的颗粒沉降到室底所需的时间为



$$\theta_t = \frac{H}{u_t}$$

气体通过降尘室的时间为

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

颗粒被分离下来的条件是气体在降尘室内的停留时间至少等于颗粒的沉降时间,即

$$\begin{aligned} \theta &\geq \theta_t \\ \frac{l}{u} &\geq \frac{H}{u_t} \end{aligned} \quad (3-15)$$

根据降尘室的生产能力,气体在降尘室内的水平通过速度为

$$u = \frac{q_s}{Hb} \quad (3-16)$$

将上式代入式(3-15),整理得

$$q_s \leq blu_t \quad (3-17)$$

式(3-17)表明,理论上降尘室的生产能力只与其沉降面积  $bl$  及颗粒的沉降速度  $u_t$  有关,而与降尘室高度  $H$  无关。所以降尘室一般设计成扁平形,或在室内均匀设置多层水平隔板,构成多层降尘室。多层降尘室如图 3-5 所示。通常隔板间距为 40~100 mm。

若降尘室内设置  $n$  层水平隔板,则多层降尘室的生产能力变为

$$q_s \leq (n+1)blu_t \quad (3-17a)$$

降尘室高度的选取还应考虑气体通过降尘室的速度不应过高,一般应保证气体流动的雷诺准数处于层流状态,气速过高会干扰颗粒的沉降或将已沉降的颗粒重新扬起。

通常,被处理的含尘气体中的颗粒大小不均,沉降速度  $u_t$  应根据需完全分离的最小颗粒尺寸计算。

降尘室结构简单,流体阻力小,但体积庞大,分离效率低,通常只适用于分离粒度大于 50 mm 的粗粒,一般作为预除尘使用。多层降尘室虽能分离较细的颗粒且节省占地面积,但清灰卸料比较麻烦。

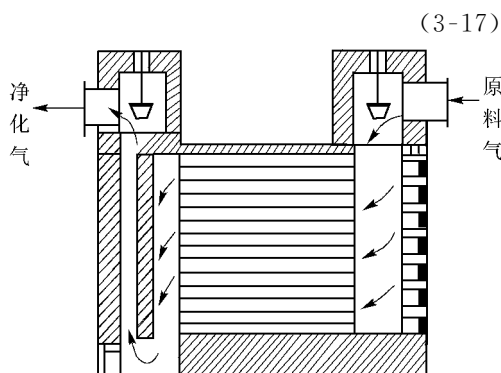


图 3-5 多层降尘室

**思考题 3-2** 降尘室的生产能力与哪些因素有关? 为什么降尘室通常制成扁平形或多层? 降尘室适用于分离直径为多大的颗粒? 降尘室的高度如何确定?

**例 3-2** 用降尘室回收常压炉气中所含的球形固体颗粒。降尘室底面积为  $10 \text{ m}^2$ , 宽和高均为 2 m。操作条件下,气体的密度为  $0.75 \text{ kg/m}^3$ ,黏度为  $2.6 \times 10^{-5} \text{ Pa} \cdot \text{s}$ ;固体的密度为  $3000 \text{ kg/m}^3$ ;降尘室的生产能力为  $3 \text{ m}^3/\text{s}$ 。试求:(1)理论上能完全捕集下来的最小颗粒直径;(2)直径为  $40 \mu\text{m}$  的颗粒的回收百分率;(3)如欲完全回收直径为  $10 \mu\text{m}$  的尘粒,在原降尘室内需设置多少层水平隔板?

**解:**(1)求小颗粒直径

由式(3-17)可知,在降尘室中能够完全被分离出来的最小颗粒的沉降速度为

$$u_t = \frac{q_s}{bl} = \frac{3}{10} = 0.3 \text{ m/s}$$

假设沉降在层流区,则可用斯托克斯公式求最小颗粒直径,即

$$d_{\min} = \sqrt{\frac{18\mu u_t}{(\rho_s - \rho)g}} = \sqrt{\frac{18 \times 2.6 \times 10^{-5} \times 0.3}{3000 \times 9.81}} = 6.91 \times 10^{-5} \text{ m} = 69.1 \text{ } \mu\text{m}$$

核算沉降流型:

$$Re = \frac{d_{\min} u_t \rho}{\mu} = \frac{6.91 \times 10^{-5} \times 0.3 \times 0.75}{2.6 \times 10^{-5}} = 0.598 < 2$$

故假设在滞流区沉降正确,求得的最小粒径有效。

(2)求直径为 40  $\mu\text{m}$  的颗粒的回收百分率

假设颗粒在炉气中的分布是均匀的,则在气体的停留时间内颗粒的沉降高度与降尘室高度之比即为该尺寸颗粒被分离下来的分率。由于各种尺寸颗粒在降尘室内的停留时间均相同,故直径为 40  $\mu\text{m}$  的颗粒的回收率也可用其沉降速度  $u'_t$  与直径为 69.1  $\mu\text{m}$  的颗粒的沉降速度  $u_t$  之比来确定,在斯托克斯定律区则为

$$\text{回收率} = u'_t / u_t = (d' / d_{\min})^2 = (40 / 69.1)^2 = 0.335$$

即回收率为 33.5%。

(3)求需设置的水平隔板层数

多层降尘室中需设置的水平隔板层数用式(3-17a)计算。

由上面计算可知,直径为 10  $\mu\text{m}$  的颗粒的沉降必在层流区,可用斯托克斯公式计算沉降速度,即

$$u_t = \frac{d^2 (\rho_s - \rho) g}{18\mu} \approx \frac{(10 \times 10^{-6})^2 \times 3000 \times 9.81}{18 \times 2.6 \times 10^{-5}} = 6.29 \times 10^{-3} \text{ m/s}$$

$$\text{所以 } n = \frac{q_v}{b l u_t} - 1 = \frac{3}{10 \times 6.29 \times 10^{-3}} - 1 = 46.69 (\text{取 } n = 47 \text{ 层})$$

隔板间距为

$$h = \frac{H}{n+1} = \frac{2}{47+1} = 0.042 \text{ m}$$

核算气体在多层降尘室内的流型:

若忽略隔板厚度所占的空间,则气体的流速为

$$u = \frac{q_v}{bH} = \frac{3}{2 \times 2} = 0.75 \text{ m/s}$$

$$d_e = \frac{4bh}{2(b+h)} = \frac{4 \times 2 \times 0.042}{2 \times (2+0.042)} = 0.082 \text{ m}$$

$$\text{所以 } Re = \frac{d_e u \rho}{\mu} = \frac{0.082 \times 0.75 \times 0.75}{2.6 \times 10^{-5}} = 1774 < 2000$$

即气体在降尘室的流动为层流,设计合理。

## 2. 沉降槽

沉降槽是利用重力沉降来提高悬浮液浓度并同时得到澄清液体的设备。所以,沉降槽又称为增浓器和澄清器。沉降槽可间歇操作也可连续操作。

间歇沉降槽通常是带有锥底的圆槽。需要处理的悬浮液在槽内静置足够时间后,增浓的沉渣由槽底排出,清液则由槽上部排出管抽出。

连续沉降槽是底部略呈锥状的大直径浅槽,如图 3-6 所示。悬浮液经中央进料口送到液面以下 0.3~1.0 m 处,在尽可能减小扰动的情况下,迅速分散到整个横截面上,固体颗粒下沉至底部,槽底有徐徐旋转的耙将沉渣缓慢地聚拢到底部中央的排渣口连续排出,排出的

稠浆称为底流。液体向上流动,清液经由槽顶端四周的溢流堰连续流出,称为溢流。

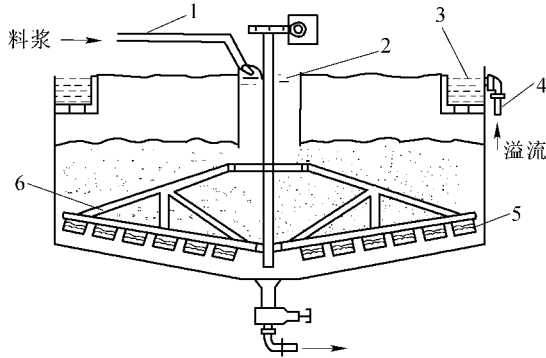


图 3-6 连续沉降槽

1. 进料槽道 2. 料井 3. 溢流槽 4. 溢流管 5. 叶片 6. 转耙

连续沉降槽的直径,小的为数米,大的可达数百米;深度为 2.5~4 m。有时将数个沉降槽垂直叠放,共用一根中心竖轴带动各槽的转耙。这种多层沉降槽可以节省地面,但操作控制较为复杂。

连续沉降槽适合于处理量大、浓度不高、颗粒不太细的悬浮液,常见的污水处理就是一例。经沉降槽处理后的沉渣内仍有约 50% 的液体。

## 二、离心沉降分离

惯性离心力作用下实现的沉降过程称为离心沉降。对于两相密度差较小,或颗粒较细的非均相物系,在离心力场中可得到较好的分离。通常,气固非均相物质的离心沉降是在旋风分离器中进行的,液固悬浮物系的离心沉降可在旋液分离器或离心机中进行。

### (一) 惯性离心力作用下的沉降速度

当流体围绕某一中心轴作圆周运动时,便形成了惯性离心力场。在半径为  $R$ 、切向速度为  $u_T$  的位置上,离心加速度为  $u_T^2/R$ 。可见,离心加速度不是常数,随位置及切向速度而变,其方向是沿旋转半径从中心指向外周。

当流体带着颗粒旋转时,如果颗粒的密度大于流体的密度,则惯性离心力将会使颗粒在径向上与流体发生相对运动而飞离中心。和颗粒在重力场中受到三个作用力相似,惯性离心力场中颗粒在径向上也受到三个力的作用,即惯性离心力  $F_c$ 、向心力  $F_b$  (相当于重力场中的浮力,其方向为沿半径指向旋转中心) 和阻力  $F_d$  (与颗粒的离心沉降运动方向相反,其方向为沿半径指向中心)。如果球形颗粒的直径为  $d$ 、密度为  $\rho_s$ , 流体密度为  $\rho$ , 颗粒与中心轴的距离为  $R$ , 切向速度为  $u_T$ , 则

$$\text{惯性离心力} \quad F_c = \frac{\pi}{6} d^3 \rho_s \frac{u_T^2}{R} \quad (\text{径向向外})$$

$$\text{向心力} \quad F_b = \frac{\pi}{6} d^3 \rho \frac{u_T^2}{R}$$

$$\text{阻力} \quad F_d = \zeta \frac{\pi}{4} d^2 \frac{\rho u_r^2}{2} \quad (\text{径向向内})$$

式中  $u_r$  —— 颗粒与流体在径向上的相对速度, m/s。

$$\text{平衡时} \quad F_c - F_b - F_d = 0$$

颗粒在径向上相对于流体的运动速度  $u_r$  便是它在此位置上的离心沉降速度,即

$$u_r = \sqrt{\frac{4d(\rho_s - \rho)}{3\rho\zeta}} \times \frac{u_T^2}{R} \quad (3-18)$$

比较式(3-5)与式(3-18)可以看出,颗粒的离心沉降速度  $u_r$  与重力沉降速度  $u_t$  具有相似的关系式,若将重力加速度  $g$  用离心加速度  $u_T^2/R$  代替,则式(3-5)便成为式(3-18)。但是离心沉降速度  $u_r$  不是颗粒运动的绝对速度,而是绝对速度在径向上的分量,且方向不是向下而是沿半径向外;另外,离心沉降速度  $u_r$  随位置而变,不是恒定值,而重力沉降速度  $u_t$  则是恒定不变的。

离心沉降时,若颗粒与流体的相对运动处于层流区,阻力系数  $\zeta$  可用式(3-8)表示,于是可得

$$u_r = \frac{d^2(\rho_s - \rho)u_T^2}{18\mu R} \quad (3-19)$$

式(3-19)与式(3-11)相比可知,同一颗粒在相同介质中的离心沉降速度与重力沉降速度的比值为

$$\frac{u_r}{u_t} = \frac{u_T^2}{gR} = K_c \quad (3-20)$$

比值  $K_c$  就是粒子所在位置上的惯性离心力场强度与重力场强度之比,称为离心分离因数。分离因数  $K_c$  的数值最大可达几千至几万。因此,同一颗粒在离心力场中的沉降速度远远大于其在重力场中的沉降速度,用离心沉降可将更小的颗粒从流体中分离出来。

## (二)离心沉降分离设备

### 1. 旋风分离器

图 3-7 称为标准旋风分离器,其主体的上部为圆筒形,下部为圆锥形。各部位尺寸均与圆筒直径成比例,比例标注于图中。

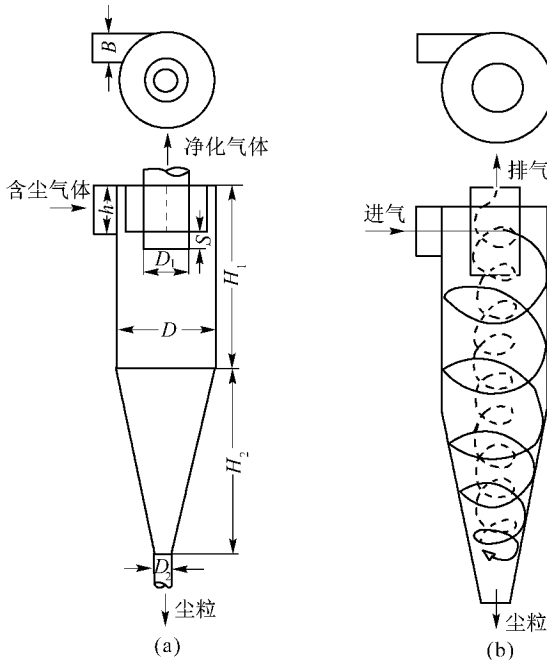


图 3-7 标准旋风分离器

含尘气体由圆筒上部的进气管切向进入,速度为  $12\sim 25\text{ m/s}$ ,受器壁的约束由上向下作螺旋运动。在惯性离心力作用下,颗粒向器壁作离心沉降,达器壁后沿壁面落至锥底的排灰口而与气流分离。净化后的气体在中心轴附近由下而上作内螺旋运动,最后由顶部排气管排出。旋风分离器内的压力在器壁附近最高,往中心逐渐降低,至达气芯处常降为负压,其压力低于气体出口压力,要求出口或集尘室密封良好,以防气体漏入而降低除尘效果。

旋风分离器结构简单,造价低廉,没有活动部件,操作范围广,分离效率较高,所以至今仍在化工、采矿、冶金、机械、轻工等行业广泛采用。旋风分离器一般用来除去气流中直径在  $5\text{ }\mu\text{m}$  以上的颗粒。对颗粒含量高于  $200\text{ g/m}^3$  的气体,由于颗粒的聚结作用,它甚至能除去  $3\text{ }\mu\text{m}$  以下的颗粒。

评价旋风分离器性能的主要指标是从气流中分离颗粒的效果及气体经过旋风分离器的压力降。分离效果可用临界粒径和分离效率来表示。

(1)临界粒径。临界粒径是指理论上能够完全被旋风分离器分离下来的最小颗粒直径。它是判断旋风分离器分离效率高低的依据之一。临界粒径越小,说明旋风分离器的分离性能越好。

临界粒径的计算式为

$$d_c = \sqrt{\frac{9\mu B}{\pi N_e \rho_s u_i}} \quad (3-21)$$

式中  $d_c$  —— 临界粒径, m;

$u_i$  —— 含尘气体的进口风速, m/s;

$B$  —— 旋风分离器的进口宽度, m;

$N_e$  —— 气流的旋转圈数,其值一般为  $0.5\sim 3.0$ ,标准旋风分离器的  $N_e$  为 5;

$\rho_s$  —— 颗粒的密度,  $\text{kg/m}^3$ ;

$\mu$  —— 流体的黏度,  $\text{Pa}\cdot\text{s}$ 。

由式(3-21)知,随旋风分离器尺寸增大,临界粒径增大,分离效率降低。

(2)分离效率。旋风分离器的分离效率有两种表示法,一是总效率;二是粒级效率。

总效率是指进入旋风分离器的全部颗粒中被分离下来的质量分率。总效率是工程中最常用的,也是最易于测定的分离效率。但这种表示方法的缺点是不能表明旋风分离器对各种尺寸粒子的不同分离效率。

粒级效率是指某一粒径的颗粒被分离下来的质量分率。理论上,直径大于及等于  $d_c$  的颗粒,粒级效率均为 1,小于  $d_c$  的颗粒,粒级效率均为 0。实际上,直径大于  $d_c$  的颗粒中会有一部分由于气体涡流的影响,在没有到达器壁时就被气流带出了器外,或者沉降后又重新卷起,导致它们的粒级效率小于 1;而直径小于  $d_c$  的颗粒有一部分由于沉降过程中结聚成大颗粒,或沉降距离小于  $B$  等原因。有一定的分离效率,故实际的粒级效率  $\eta$  对  $d/d_c$  的关系如图 3-8 所示。该曲线称为粒级效率曲线。这种曲线可通过实测旋风分离器进、出气流中所含尘粒的浓度及粒度分布而获得。图 3-8 中  $d_{50}$  指粒级效率为 50% 时对应的粒径。

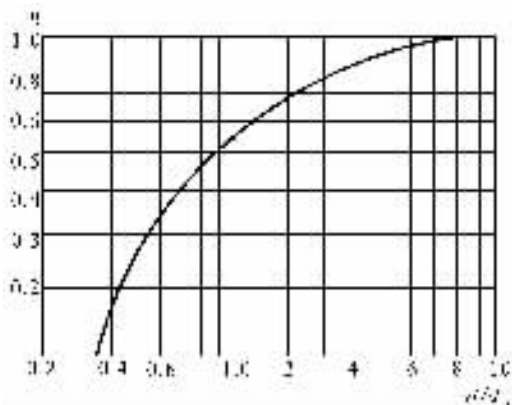


图 3-8 标准旋风分离器的粒级效率

(3) 压力降。气体经旋风分离器时,由于进气管和排气管及主体器壁所引起的摩擦阻力,流动时的局部阻力以及气体旋转运动所产生的动能损失等原因,造成气体的压力降。可用下式表示,即

$$\Delta p = \zeta \frac{\rho u_i^2}{2} \quad (3-22)$$

式中  $\zeta$ ——比例系数,亦即阻力系数。

对于同一结构型式及尺寸比例的旋风分离器, $\zeta$ 为常数,不因尺寸大小而变。如图 3-7 所示的标准旋风分离器,其阻力系数  $\zeta=8.0$ 。压强降太小,进口气速偏低,分离效率下降;压强降太大,动力消耗偏高。旋风分离器的压降一般为 500~2000 Pa。

**思考题 3-3** 为什么旋风分离器的直径  $D$  不宜太大? 当处理的含尘气体量大时,采用旋风分离器除尘,要达到工业要求的分离效果,应采取什么措施? 旋风分离器的生产能力及效率受哪些因素的影响? 它一般适用于分离直径为多少的颗粒? 两台尺寸相同的旋风分离器串联可否提高除尘效率?

旋风分离器的性能不仅受含尘气的物理性质、含尘浓度、粒度分布及操作条件的影响,还与设备的结构尺寸密切相关。只有各部分结构尺寸恰当,才能获得较高的分离效率和较低的压力降。

鉴于以上考虑,对标准旋风分离器加以改进,设计出一些新的结构型式,如 XLT/A 型、XLP 型、扩散式等。目前我国对各种类型的旋风分离器已制定了系列标准,各种型号旋风分离器的尺寸和性能均可从有关资料和手册中查到。

选择旋风分离器时,首先应根据具体的分离含尘气体任务,结合各型设备的特点,选定旋风分离器的型式,而后通过计算决定尺寸与个数。设备的尺寸可根据含尘气的体积流量决定,由压强降计算进口气速,即可算出旋风分离器进口尺寸,从而按比例确定其直径。但应注意,同一型式中尺寸越大,其分离效率将越低,故需根据设备直径估算其分离效率是否符合要求。若达不到要求则改用尺寸较小的设备,采用两个或多个并联操作。当几种型号的旋风分离器可同时满足生产能力和压降要求时,则应比较其除尘效率并参考价格。

**例 3-3** 采用标准型旋风分离器除去炉气中的球形颗粒。要求旋风分离器的生产能力为  $2.0 \text{ m}^3/\text{s}$ , 直径  $D$  为  $0.4 \text{ m}$ , 适宜的进口气速为  $20 \text{ m/s}$ 。炉气的密度为  $0.75 \text{ kg/m}^3$ , 黏度为  $2.6 \times 10^{-5} \text{ Pa} \cdot \text{s}$  (操作条件下的), 固相密度为  $3000 \text{ kg/m}^3$ , 求: (1) 需要几个旋风分离器

并联操作；(2)临界粒径  $d_c$ ；(3)压强降  $\Delta p$ 。

**解：**对于标准型旋风分离器， $h=D/2$ ， $B=D/4$ ， $N_c=5$ ， $\zeta=8$ 。

(1)求并联旋风分离器的个数  $n$

单台旋风分离器的生产能力为

$$q_v' = hBu_i = \frac{D}{2} \cdot \frac{D}{4} u_i = 0.4^2 \div 8 \times 20 = 0.40 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$n = \frac{q_v}{q_v'} = \frac{2.0}{0.40} = 5$$

(2)求临界粒径  $d_c$

已知  $B=D/4=0.4/4=0.1 \text{ m}$ ， $N_c=5$ ，代入下式得

$$d_c = \sqrt{\frac{9\mu B}{\pi N_c \rho_s u_i}} = \sqrt{\frac{9 \times 2.6 \times 10^{-5} \times 0.1}{\pi \times 5 \times 3000 \times 20}} = 4.98 \times 10^{-6} \text{ m} = 4.98 \text{ } \mu\text{m}$$

(3)求压强降  $\Delta p$

$$\Delta p = \zeta \cdot \frac{\rho u_i^2}{2} = 8 \times \frac{0.75 \times (20)^2}{2} = 1200 \text{ Pa}$$

## 2. 旋液分离器

旋液分离器又称水力旋流器，是利用离心沉降原理从悬浮液中分离固体颗粒的设备，它的结构与操作原理和旋风分离器类似，但其直径小而圆锥部分长。因为液固密度差比气固密度差小，在一定的切线进口速度下，较小的旋转半径可使颗粒受到较大的离心力而提高沉降速度；同时，锥形部分加长可增大液流的行程，从而延长了悬浮液在器内的停留时间，有利于液固分离。

悬浮液经入口管沿切向进入圆筒部分。向下作螺旋形运动，固体颗粒受惯性离心力作用被甩向器壁，随下旋流降至锥底的出口，由底部排出的增浓液称为底流；清液或含有微细颗粒的液体则为上升的内旋流，从顶部的中心管排出，称为溢流。内层旋流中心有一个处于负压的气柱。

旋液分离器不仅可用于悬浮液的增浓、分级，而且还可用于不互溶液体的分离、气液分离以及传热、传质和雾化等操作中，因而在多种工业领域中应用广泛。旋液分离器中颗粒沿器壁快速运动，对器壁产生严重磨损，因此，旋液分离器应采用耐磨材料制造或采用耐磨材料作内衬。

## 第二节 过 滤

过滤是在外力作用下，使悬浮液中的液体通过多孔介质的孔道，而固体颗粒被截留在介质上，从而实现固、液分离的操作。其中多孔介质称为过滤介质，所处理的悬浮液称为滤浆或料浆，滤浆中被过滤介质截留的固体颗粒称为滤渣或滤饼，滤浆中通过滤饼及过滤介质的液体称为滤液。

实现过滤操作的外力可以是重力、压力差或惯性离心力。在化工中应用最多的是以压力差为推动力的过滤。

### 一、过滤操作的基本概念

#### (一)过滤方式

工业上的过滤操作主要分为饼层过滤和深层过滤两种。

## 1. 饼层过滤

固体物质被拦截在过滤介质表面而形成滤饼层的过滤称为饼层过滤。过滤介质中微细孔道的尺寸可能大于悬浮液中部分小颗粒的尺寸,因而,过滤之初会有一些细小颗粒穿过介质而使滤液浑浊,但是不久颗粒会在孔道中发生“架桥”现象(如图 3-9 所示),使小于孔道尺寸的细小颗粒也能被截留,此时滤饼开始形成,并成为对后续颗粒起主要截留作用的介质。随着过滤的进行,饼层厚度在增加,过滤阻力也随之增加,过滤难度提高。故滤饼积聚到一定程度后,应从介质表面除去。饼层过滤适用于处理固体含量较高(固相体积分率约在 1% 以上)的悬浮液。

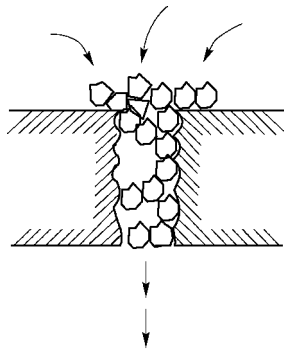


图 3-9 架桥现象

## 2. 深层过滤

在深层过滤中,过滤介质是很厚的颗粒床层,当颗粒随流体在床层内的曲折孔道中流过时,在表面力和静电的作用下附着在孔道壁上。其特点是过滤时并不形成滤饼,悬浮液中的固体颗粒沉积于过滤介质床层内部,悬浮液中的颗粒尺寸小于床层孔道尺寸。这种过滤适用于处理固体颗粒含量极少(固相体积分率在 0.1% 以下),颗粒很小的悬浮液。自来水厂饮水的净化及从合成纤维丝液中除去极细的固体物质等均采用这种过滤方法。

化工中所处理的悬浮液固相浓度往往较高,故本节只讨论饼层过滤。

### (二) 过滤介质

过滤介质的作用是拦截固体颗粒,支撑滤饼,并使液体通过。对其基本要求是具有足够的机械强度、一定的空隙率和尽可能小的流动阻力,同时,还应具有相应的耐腐蚀性和耐热性。

工业上常用的过滤介质的有以下几种:

(1) 织物介质(又称滤布或滤网)。织物介质是指由棉、毛、丝、麻等天然纤维及合成纤维制成的织物以及由玻璃丝、金属丝等织成的网。这类介质能截留颗粒的最小直径为  $5 \sim 65 \mu\text{m}$ 。织物介质在工业上应用最为广泛。

(2) 堆积介质。堆积介质是由各种固体颗粒(砂、木炭、石棉、硅藻土)或非编织纤维等堆积而成的,多用于深层过滤中。

(3) 多孔固体介质。多孔固体介质是具有很多微细孔道的固体材料,如多孔陶瓷、多孔塑料及多孔金属制成的管或板,能截拦  $1 \sim 3 \mu\text{m}$  的微细颗粒。

(4) 多孔膜。多孔膜是指用于膜过滤的有各种有机高分子膜和无机材料膜。广泛使用的是醋酸纤维素和芳香聚酰胺系两大类有机高分子膜。

### (三) 滤饼的压缩性和助滤剂

颗粒如果是不易变形的坚硬固体(如硅藻土、碳酸钙等),则当滤饼两侧的压强差增大时,颗粒的形状和颗粒间的空隙不会发生明显变化,这类滤饼称为不可压缩滤饼。相反,如果滤饼中的固体颗粒受压会发生变形,使滤饼中流动通道变小,阻力增大,如一些胶体物质,当滤饼两侧的压强差增大时,颗粒的形状和颗粒间的空隙会有明显的改变,这种滤饼为可压缩滤饼。另外,悬浮液含有很细的颗粒,它们可能进入过滤介质的孔隙,使介质的空隙减小,阻力增加。对于这两种情况,为了降低可压缩滤饼的过滤阻力,可加入助滤剂以改变滤饼的结构。助滤剂是某种质地坚硬而能形成疏松饼层的固体颗粒或纤维状物质,将其混入悬浮液或预涂于过滤介质上,可以改善饼层的性能,使滤液得以畅流。



一般只有在以获得清净滤液为目的时,才使用助滤剂。常用的助滤剂有粒状(如硅藻土、珍珠岩粉、碳粉或石棉粉等)和纤维状(如纤维素、石棉等)两大类。

**思考题 3-4** 简述工业上对过滤介质的要求及常用的过滤介质种类。何谓饼层过滤?其适用何种悬浮液?

## 二、过滤的基本方程式

### 1. 滤液通过饼层的流动特点

(1)非稳态过程。过滤操作中,滤饼厚度随过程进行而不断增加,若过滤过程中维持操作压力不变,则随滤饼增厚,过滤阻力加大,滤液通过的速度将减小;若要维持滤液通过速率不变,则需不断增大操作压力。

(2)层流流动。由于构成滤饼层的颗粒尺寸通常很小,形成的滤液通道不仅细小曲折,而且相互交联,形成不规则的网状结构,所以滤液在通道内的流动阻力很大流速很小,多属于层流流动的范围。

### 2. 过滤速率与过滤速度

通常将单位时间获得的滤液体积称为过滤速率,单位为  $\text{m}^3/\text{s}$ 。过滤速度是单位时间内单位过滤面积获得的滤液体积。若过滤过程中其他因素维持不变,则由于滤饼厚度不断增加过滤速度会逐渐变小。任一瞬间的过滤速度应写成如下形式:

$$u = \frac{dV}{A d\theta} = \frac{dq}{d\theta} \quad (3-23)$$

式中  $u$  —— 过滤速度,  $\text{m}^3/\text{s}$  或  $\text{m}/\text{s}$ ;

$V$  —— 滤液体积,  $\text{m}^3$ ;

$\theta$  —— 过滤时间,  $\text{s}$ ;

$A$  —— 过滤面积,  $\text{m}^2$ ;

$q$  —— 单位过滤面积上获得的滤液体积,  $q = V/A, \text{m}^3/\text{m}^2$ 。

### 3. 过滤的基本方程式

过滤的基本方程是描述滤液体积  $V$  随着过滤时间  $\theta$  的变化关系,用来计算一定过滤时间所获得滤饼或滤液体积。

从上面的讨论中可知,在饼层过滤中,随着过滤时间的增长,滤饼厚度不断增加,过滤阻力亦随之增大,若过滤过程中维持操作压力不变,过滤速度将会逐渐变小。因此恒压差的过滤过程,过滤速度为一变值。过滤的基本方程式可表示成如下形式:

$$\frac{dV}{d\theta} = \frac{A \Delta p}{r \mu (L + L_e)} = \frac{A^2 \Delta p}{r \mu v (V + V_e)} \quad (3-24)$$

或

$$\frac{dq}{d\theta} = \frac{\Delta p}{r \mu v (q + q_e)} \quad (3-25)$$

式中  $\Delta p$  —— 过滤介质与滤饼两侧的压力差,  $\text{Pa}$ ;

$L$  —— 滤饼层的厚度,  $\text{m}$ ;

$L_e$  —— 过滤介质当量滤饼厚度,  $\text{m}$ ;

$V_e$  —— 过滤介质当量滤液体积,或称为虚拟滤液体积,  $\text{m}^3$ ;

$q_e$  —— 单位过滤面积上过滤介质的当量滤液体积,  $\text{m}^3/\text{m}^2$ ;

$\mu$  —— 滤液黏度,  $\text{Pa} \cdot \text{s}$ ;

$v$  —— 滤饼体积与相应的滤液体积之比,  $\text{m}^3 / \text{m}^3$ ;

$r$  —— 滤饼的比阻,  $1/\text{m}^2$ 。

式(3-24)或式(3-25)中的  $\Delta p$  为过滤过程的推动力, 是滤饼和过滤介质两侧的压力差, 即

$$\Delta p = \Delta p_c + \Delta p_m \quad (3-26)$$

式中  $\Delta p_c$  —— 滤饼层两侧的压力差, 取决于滤饼的性质和厚度,  $\text{Pa}$ ;

$\Delta p_m$  —— 过滤介质两侧的压力差, 取决于过滤介质的结构等,  $\text{Pa}$ 。

滤饼的比阻  $r$  的大小与滤饼的性质、操作条件等有关, 反映了滤饼的结构特征, 一般由实验测定。对于不可压缩滤饼, 比阻  $r$  为一定值; 对于可压缩滤饼, 比阻  $r$  可用如下经验公式估算, 即

$$r = r_0 \Delta p^s \quad (3-27)$$

式中  $r_0$  —— 单位压力差下的比阻,  $1/\text{m}^2 \cdot \text{Pa}$ ;

$s$  —— 滤饼的压缩指数, 无因次, 其值由实验测定, 通常  $s$  的取值范围为  $0 \sim 1$ 。对不可压缩滤饼,  $s = 0$ 。

$r\mu v(V + V_c)$  为过滤阻力, 它也包括两部分, 即滤饼阻力和过滤介质阻力。其值由滤液量及其性质、滤饼的性质及过滤介质的结构等因素而定。

#### 4. 恒压过滤方程式

若过滤操作是在恒定压力差下进行的, 则称为恒压过滤。恒压过滤是最常见的过滤方式。连续过滤机内进行的过滤都是恒压过滤, 间歇过滤机内进行的过滤也多为恒压过滤。恒压过滤时, 滤饼不断变厚致使阻力逐渐增加, 但推动力  $\Delta p$  恒定, 因而过滤速率逐渐变小。

恒压过滤时, 对于一定的悬浮液, 若滤饼为不可压缩滤饼, 则  $\Delta p$ 、 $\mu$ 、 $r$  及  $v$  皆可视作常数, 故设

$$K = \frac{2\Delta p}{r\mu v} \quad (3-28)$$

将式(3-28)代入到式(3-24)和式(3-25)中, 得

$$\frac{dV}{d\theta} = \frac{KA^2}{2(V + V_c)} \quad (3-29)$$

或

$$\frac{dq}{d\theta} = \frac{K}{2(q + q_c)} \quad (3-30)$$

式(3-29)和式(3-30)是过滤基本方程的微分式。

从过滤开始( $\theta = 0$ )到过滤结束( $\theta = \theta$ )时刻, 对式(3-29)和式(3-30)进行积分, 得

$$V^2 + 2V_c V = KA^2 \theta \quad (3-31)$$

或

$$q^2 + 2q_c q = K\theta \quad (3-32)$$

式(3-31)及式(3-32)称为恒压过滤方程式, 它表明恒压过滤时滤液体积与过滤时间的关系为抛物线方程, 当过滤介质阻力可以忽略时,  $V_c = 0$ ,  $q_c = 0$ , 则式(3-31)及式(3-32)可简化为

$$V^2 = KA^2 \theta \quad (3-33)$$

或

$$q^2 = K\theta \quad (3-34)$$

恒压过滤方程式中的  $K$  是由物料特性及过滤压力差所决定的常数, 称为过滤常数, 其单位为  $\text{m}^2/\text{s}$ ,  $V_c$  与  $q_c$  是反映过滤介质阻力大小的常数, 均称为介质常数, 单位分别为  $\text{m}^3$  及

$\text{m}^3/\text{m}^2$ ,三者总称为过滤常数,其数值由实验测定。

**例 3-4** 在恒定压差下用尺寸为  $635 \text{ mm} \times 635 \text{ mm} \times 25 \text{ mm}$  的一个滤框(过滤面积为  $0.806 \text{ m}^2$ )对某悬浮液进行过滤。已测出过滤常数  $K=4 \times 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$ ,滤饼体积与滤液体积之比为  $0.1$ ,若过滤介质阻力可忽略,求:(1)当滤框充满滤饼时可得多少滤液?(2)所需过滤时间  $\theta$ 。

**解:**(1)求滤液量  $V$

滤饼体积为  $V_s = 0.635 \times 0.635 \times 0.025 \times 1 = 0.0101 \text{ m}^3$

由题意已知  $v=0.1$ ,则滤液体积为

$$V = \frac{V_s}{v} = \frac{0.0101}{0.1} = 0.101 \text{ m}^3$$

(2)求过滤时间  $\theta$

当介质阻力可忽略时,  $V^2 = KA^2\theta$ ,则过滤时间为

$$\theta = \frac{V^2}{KA^2} = \frac{(0.101)^2}{4 \times 10^{-6} \times (0.806)^2} = 3925.7 \text{ s} = 1.09 \text{ h}$$

### 三、过滤设备

在工业生产中,需要过滤的悬浮液的性质有很大差别,生产工艺对过滤的要求也各不相同,因此,为适应各种不同的要求开发了多种形式的过滤机。应用最广泛的过滤设备是以压差为推动力的过滤机,典型的有压滤机、叶滤机和转筒过滤机。其中压滤机和叶滤机的操作是间歇式的,而转筒过滤机的操作为连续式的。

#### 1. 板框压滤机

板框式压滤机在工业生产中应用最早,至今仍普遍使用。它由多块带凹凸纹路的滤板和滤框交替排列组装于机架上而构成,如图 3-10 所示。板和框一般制成正方形,如图 3-11 所示。板和框的角端均开有圆孔,滤框右上角的孔开有小通道,与框内的空间相通,滤浆可由此进入。框的两侧覆以滤布,空框与滤布围成了容纳滤浆及滤饼的空间。滤板又分为洗涤板与非洗涤板两种,其中洗涤板左上角的空上有小通道与板面的两侧相通,洗涤液可由此进入。为了便于区别,常在板、框外侧铸小钮,非洗涤板为一钮,框为二钮,洗涤板为三钮,装合时按 1—2—3—2—1—2—3—2 的顺序排列板和框。

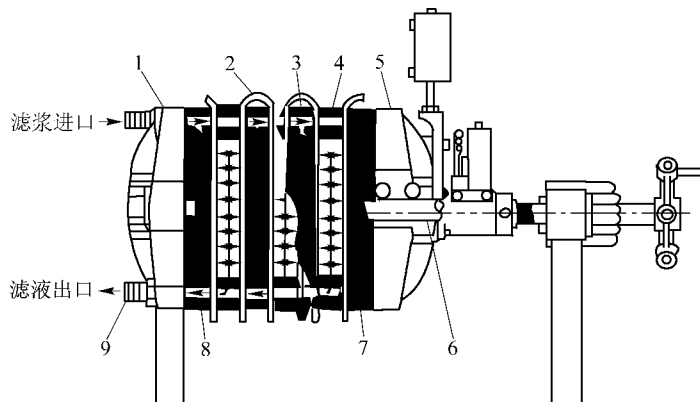


图 3-10 板框压滤机简图(暗流式)

1. 固定机头 2. 滤布 3. 滤板 4. 滤框 5. 滑动机头 6. 机架 7. 滑动机头板  
8. 固定机头板 9. 机头连接机构

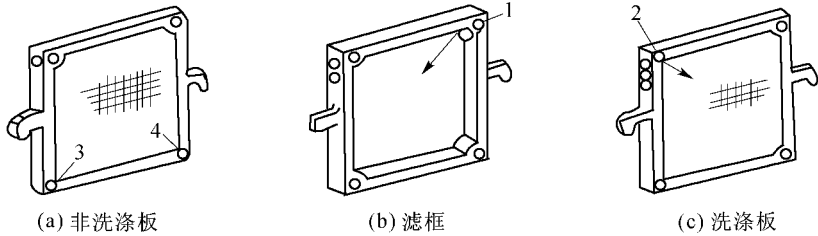


图 3-11 滤板和滤框

1. 悬浮液通道 2. 洗涤液入口通道 3. 滤液通道 4. 洗涤液出口通道

压紧装置的驱动可用手动、电动或液压传动等方式。滤液的排出方式分为明流和暗流两种：明流就是通过滤板上的滤液阀排到压滤机下部的敞口槽，滤液是可见的，可用于需检验滤液质量的过滤；暗流压滤机的滤液在机内汇集后由总管排出机外，暗流常用于易挥发性滤液和含有有毒气体的悬浮液。过滤时，悬浮液在指定的压力下经滤浆通道由滤框角端的暗孔进入框内，滤液分别穿过两侧滤布，再经邻板板面流到滤液出口排走，固体则被截留于框内，待滤饼充满滤框后，即停止过滤，如图 3-12(a) 所示。

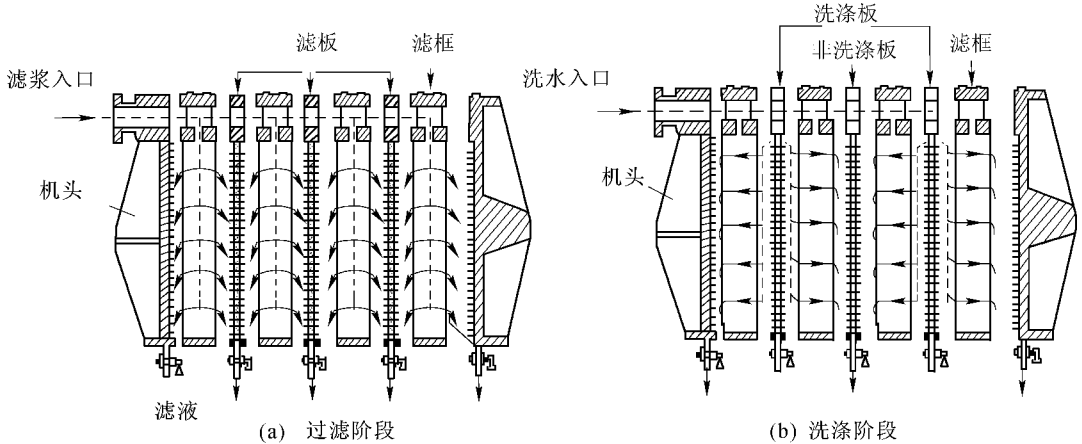


图 3-12 板框压滤机内液体流动路径(明流式)

若滤饼需要洗涤，可将洗水压入洗水通道，经洗涤板角端的暗孔进入板面与滤布之间。此时，应关闭洗涤板下部的滤液出口，洗水便在压力差推动下穿过一层滤布及整个厚度的滤饼，然后再横穿另一层滤布，最后由过滤板下部的滤液出口排出，如图 3-12(b) 所示。这种操作方式称为横穿洗涤法，其作用在于提高洗涤效果。洗涤结束后，旋开压紧装置并将板框拉开，卸出滤饼，清洗滤布，重新组合，进入下一个操作循环。

板框压滤机的操作表压一般在 0.3~0.8 MPa 的范围内。滤板和滤框可由金属材料(如铸铁、碳钢、不锈钢、铝等)、塑料及木材制造。我国制定的压滤机规格系列中，框的厚度为 25~50 mm，框每边长为 320~1000 mm。框的数目可从几块到 50 块以上，随生产能力而定。我国已有板框压滤机系列标准及规定代号，如 BMS20/635-25，其中 B 表示板框压滤机，M 表示明流式(若为 A，则表示暗流式)，S 表示手动压紧(若为 Y，则表示液压压紧)，20 表示过滤面积为 20 m<sup>2</sup>，635 表示滤框边长为 635 mm 的正方形，25 表示滤框的厚度为 25 mm。在板框压滤机系列中，框每边长 320~1000 mm，厚度为 25~50 mm。

板框压滤机的优点是结构简单，制造方便，占地面积较小而过滤面积较大，操作压力高，

适应能力强,故应用颇为广泛。它的主要缺点是间歇操作,生产效率低,劳动强度大,滤布损耗也较快。近来,各种自动操作板框压滤机的出现,使上述缺点在一定程度上得到改善。

**思考题 3-5** 简述板框压滤机的结构、操作和洗涤过程,并分析其特点。

## 2. 厢式压滤机

厢式压滤机如图 3-13 所示,与板框压滤机外表相似,但厢式压滤机仅由滤板组成。没有滤框,每块滤板的两侧中部均凹陷,所以压紧后两滤板之间组成了过滤室。料浆通过中心孔加入,滤液在下角排除,带有中心孔的滤布覆盖在滤板上,滤布的中心加料孔部位压紧在两壁面上或把两壁面的滤布用编织管缝合。

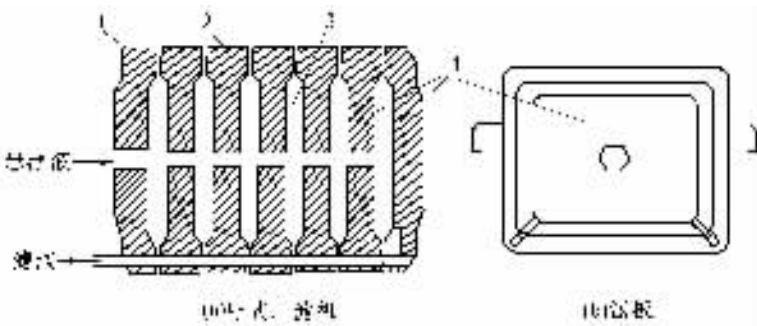


图 3-13 厢式压滤机示意图

1. 端头 2. 滤板 3. 滤饼空间 4. 滤布

厢式过滤机的操作方式与板框过滤机相同,其优点是卸渣方便,自动化程度较高。

## 3. 叶滤机

叶滤机是由许多不同的长方形或圆形滤叶装在能承受内压的密闭机壳内而成。滤叶由金属多孔板或金属网制造,内部具有空间,外罩滤布,如图 3-14 所示。滤浆用泵压送到机壳内,滤叶为滤浆所浸没,滤浆中的液体在压力作用下穿过滤布进入滤叶内部,汇集至总管后排出机外,颗粒则积于滤布外侧形成滤饼。滤饼的厚度通常为 5~35 mm,视滤浆性质及操作情况而定。

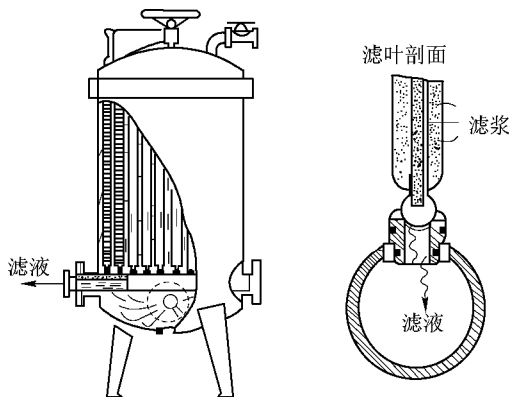


图 3-14 加压叶滤机结构图

若滤饼需要洗涤,则于过滤完毕后通入洗水,洗水的路径与滤液相同,这种洗涤方法称为置换洗涤法。洗涤过后打开机壳上盖,拨出滤叶卸除滤饼。

叶滤机的优点是过滤速度大,洗涤效果好,占地省,其生产能力可以比压滤机大,而且机械化程度较高,节约劳动力,密闭过滤使操作环境得到了改善。它的主要缺点是构造复杂,造价较高,而且滤饼中粒度差别较大的颗粒可能分别积聚于不同的高度,使洗涤不易均匀。

#### 4. 转筒真空过滤机

转筒真空过滤机是一种工业上应用较广的连续操作吸滤型过滤机械。设备的主体是一个能转动的水平圆筒,筒壁上覆盖有金属网,滤布支承在网上,筒的下部浸入滤浆中。

转筒的构造如图 3-15 所示,筒壁按周边平分为若干段,各段均有管通至轴心处,但各段在筒内并不相通。圆筒的一端有分配头装于轴心处,分配头是转筒真空过滤机的关键部件,它由紧密贴合的转动盘与固定盘构成。转动盘上的每一孔各与转筒表面的一段相通。转动盘随着筒体一起旋转,固定盘不动,其内侧面各凹槽分别与各种不同作用的管道相通。如图 3-16 所示。固定盘上有三个凹槽,通过管道分别于滤液罐、洗水罐(两者处于以上真空之下)及鼓风机稳定罐相连通。当转动盘上的某几个孔与固定盘上的凹槽 6 相遇时,则转筒表面与这些孔相连的几段便与滤液灌接通,滤液可从这几段吸入,同时滤饼即沉积于其上。滤饼厚度一般不超过 40~60 mm。对于难以过滤的胶质滤浆,厚度可小至 10 mm 以下。当转动盘转动到使这几个小孔与凹槽 7 相遇,则相应的几段表面便与吸水罐接通,吸入洗水。与凹槽 8 相遇则接通鼓风机,有空气吹向转鼓的这部分表面,将沉积于其上的滤饼吹松。随着转筒的转动,这些滤饼又被刮刀刮下。这部分表面再往前转便重新进入滤浆中,开始进行下一个操作循环。每当转动盘上的小孔与固定盘两凹槽之间的空白位置相遇时,则转筒表面与之相对应的段停止操作,以便从一个操作区转向另一个操作区时,不致使两区互相串通。凭借分配头的作用,每旋转一周,过滤表面的任一部分都按顺序经历过滤、洗涤、吸干、吹松、卸饼等操作。因此,对圆筒的每一块表面来说,转筒每转动一周经历一个操作循环。

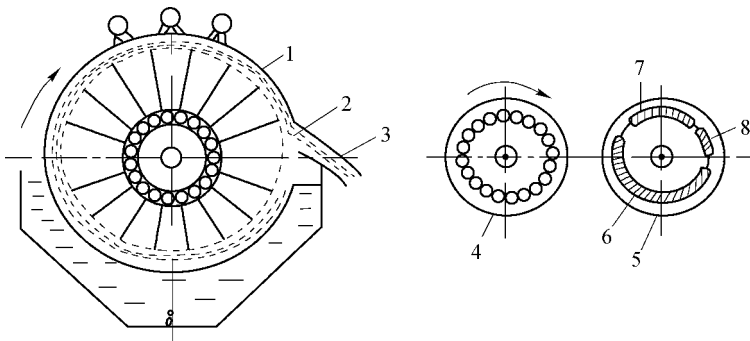


图 3-15 转筒及分配头的结构

- 1. 转筒 2. 滤饼 3. 刮刀 4. 转动盘 5. 固定盘 6. 吸走滤液的真空凹槽
- 7. 吸走洗水的真空凹槽 8. 通入压缩空气的凹槽

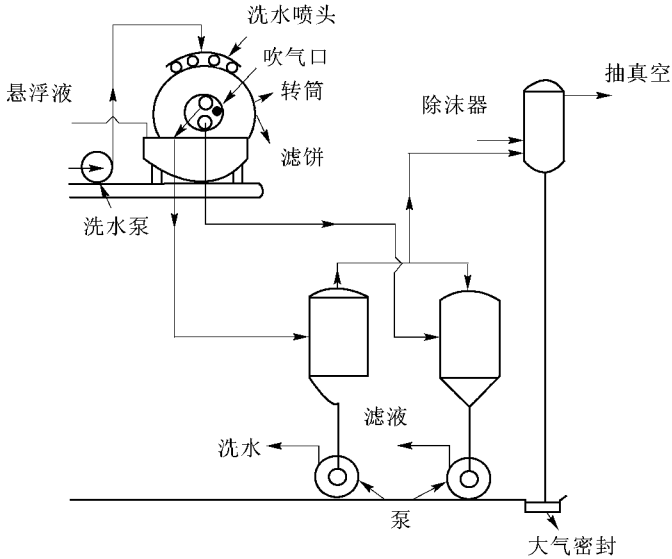


图 3-16 转筒真空过滤机的操作流程

转筒的过滤面积一般为  $5\sim 40\text{ m}^2$ ，浸没部分占总面积的  $30\%\sim 40\%$ 。转速可在一定范围内调整，通常为  $0.1\sim 3\text{ r/min}$ 。滤饼厚度一般保持在  $40\text{ mm}$  以内，转筒过滤机所得滤饼中的液体含量很少低于  $10\%$ ，常可达  $30\%$  左右。

转筒真空过滤机能连续自动操作，节省人力，生产能力大，特别适宜处理量大而容易过滤的料浆，对难以过滤的胶体物系或细微颗粒的悬浮液，若采用预涂助滤剂措施也比较方便。但转筒真空过滤机附属设备较多，过滤面积不大，此外，由于它是真空操作，因而过滤推动力有限，尤其不能过滤温度较高（饱和蒸气压高）的滤浆，滤饼的洗涤也不充分。

#### 四、滤饼的洗涤

洗涤滤饼的目的是回收滞留在颗粒缝隙间的滤液，或净化构成滤饼的颗粒。洗涤时，滤饼层的厚度不变，流动阻力不变，所以恒压下的过滤速率恒定不变。

单位时间内消耗的洗水容积称为洗涤速率。若洗涤液用量为  $V_w(\text{m}^3)$ ，则所需洗涤时间为

$$\theta_w = \frac{V_w}{\left(\frac{dV}{d\theta}\right)_w} \quad (3-35)$$

式中  $\left(\frac{dV}{d\theta}\right)_w$  —— 洗涤速率， $\text{m}^3/\text{s}$ ；

$\theta_w$  —— 洗涤时间， $\text{s}$ 。

对于连续式过滤机及叶滤机等所采用的是置换洗涤法，洗水与过滤终了时的滤液流过的路径相同，而且洗涤与过滤面积也相同，故洗涤速率应等于过滤终了时的过滤速率，即

$$\left(\frac{dV}{d\theta}\right)_w = \left(\frac{dV}{d\theta}\right)_E = \frac{KA^2}{2(V+V_c)} \quad (3-36)$$

式中  $V$  —— 过滤终了时所得的滤液体积， $\text{m}^3$ 。

板框压滤机采用的是横穿洗涤法，洗水穿过整个厚度的滤饼，为过滤终了时滤液通过的滤饼厚度的两倍，并且需通过两层滤布。又由于洗涤板与过滤板是相间放置，则洗水通过的

面积为过滤面积的一半。由式(3-24)可知:

$$\left(\frac{dV}{d\theta}\right)_w = \frac{1}{4} \left(\frac{dV}{d\theta}\right)_E = \frac{KA^2}{8(V+V_c)} \quad (3-37)$$

式中,下标 E 表示过滤终了。

即板框压滤机上的洗涤速率约为过滤终了时过滤速率的四分之一。

## 五、过滤机的生产能力

过滤机的生产能力通常是指单位时间获得的滤液体积。各种类型的过滤机在结构和操作上各有其特点,在计算生产能力时,要结合这些特点进行,下面分别讨论间歇式和连续式过滤机的生产能力。

### 1. 间歇过滤机的生产能力

间歇过滤机的特点是在整个过滤机上依次进行一个过滤循环中的过滤、洗涤、卸渣、清理、装合等操作。一个操作周期的总时间为

$$T = \theta + \theta_w + \theta_D$$

式中  $T$  ——一个操作循环的时间,即操作周期, s;

$\theta$  ——一个操作循环内的过滤时间, s, 可由恒压过滤方程式计算;

$\theta_w$  ——一个操作循环内的洗涤时间, s, 可采用式(3-35)计算;

$\theta_D$  ——一个操作循环内的卸渣、清理、装合等辅助操作所需时间, s, 与过滤和洗涤速率无关。

则生产能力的计算式为

$$Q = \frac{3600 V}{T} = \frac{3600 V}{\theta + \theta_w + \theta_D} \quad (3-38)$$

式中  $V$  ——一个操作循环内所获得的滤液体积(即过滤时间内所获得的滤液体积),  $m^3$ ;

$Q$  ——生产能力,  $m^3/h$ 。

在一个操作周期内,辅助操作时间  $\theta_D$  是固定的,与产量无关;而过滤和洗涤时间都随产量的变化而变化。若过滤时间短,则滤饼层厚度薄,过滤速率高,但辅助时间所占的比例大,而生产能力不一定大。反之,过滤时间延长则滤饼变厚,过滤的平均速率小,生产能力也不一定大。所以,对于一定的辅助操作时间,过滤时间有一个使生产能力最大的最佳值。板框过滤机的框厚度应据此最佳过滤时间生成的滤饼厚度来设计。

理论上可以推导,若洗水用量与滤液体积成正比,在过滤介质阻力可以忽略的条件下,当过滤时间与洗涤时间之和等于辅助时间时,间歇过滤机的生产能力最大,此时的操作周期为最佳操作周期。即

$$\theta_D = \theta + \theta_w \quad (3-39)$$

**例 3-5** 某板框式压滤机的过滤面积为  $0.2 m^2$ ,在压差  $\Delta p = 1.5 atm$  下以恒压操作过滤一种悬浮液,2 小时后得滤液  $4 m^3$ ,介质阻力可略,滤饼不可压缩,求:(1)若过滤面积加倍,其他情况不变,可得多少滤液?(2)若在原压差下过滤 2 小时后用总滤液体积的  $1/10$  的水洗涤滤饼,需多长时间?(3)若卸渣、清理、重装等辅助时间为 120 分钟,则板框过滤机的生产能力是多少?

**解:**依题意,介质阻力可略,则原工况下的过滤常数  $K$  为

$$K = \frac{V^2}{A^2 \theta} = \frac{4.0^2}{0.2^2 \times 2 \times 3600} = 5.56 \times 10^{-2} m^2/s$$



(1)求滤液量

过滤面积加倍,其他情况不变可得滤液量为

$$V' = \sqrt{K(A')^2\theta} = \sqrt{5.56 \times 10^{-2} \times (2 \times 0.2)^2 \times 2 \times 3600} = 8.0 \text{ m}^3$$

(2)求洗涤时间  $\theta_w$

已知  $\theta_w = \frac{V_w}{\left(\frac{dV}{d\theta}\right)_w}$ , 对于板框压滤机有

$$\left(\frac{dV}{d\theta}\right)_w = \frac{KA^2}{8(V+V_e)}$$

因介质阻力可忽略,故  $V_e=0$ ,题给  $V_w=V/10=4.0/10=0.4 \text{ m}^3$ ,代入后可得

$$\theta_w = \frac{0.4 \times 8 \times 4.0}{5.56 \times 10^{-2} \times (0.2)^2} = 5755 \text{ s} = 96 \text{ min}$$

(3)求生产能力(以平均每小时得到的滤液体积计)

操作周期为

$$\theta_c = \theta + \theta_w + \theta_D = 120 + 96 + 120 = 336 \text{ min}$$

生产能力为

$$Q = \frac{V}{\theta_c} = \frac{4.0}{336} = 0.0119 \text{ m}^3/\text{min} = 0.714 \text{ m}^3/\text{h}$$

**例 3-6** 在例 3-5 中,过滤结束时,则过滤时间稍长,没达到最佳化的要求,试求每周期最适宜的滤液量和可达到最大的生产能力。

**解:**由题意知,过滤面积  $A=0.2 \text{ m}^2$ ,过滤常数  $K=5.56 \times 10^{-2} \text{ m}^2/\text{s}$ ,过滤介质阻力忽略不计,则根据过滤速率方程

$$V^2 = A^2 K \theta$$

得过滤时间为

$$\theta = \frac{V^2}{A^2 K}$$

洗涤时间为

$$\theta_w = \frac{V_w}{\left(\frac{dV}{d\theta}\right)_w} = \frac{V/10}{\frac{KA^2}{8V}} = \frac{4V^2}{5KA^2}$$

上两式比较可得

$$\theta_w = 4\theta/5$$

由  $\theta_D = \theta + \theta_w$ , 得

$$120 = \theta + 0.8\theta$$

$$\theta = 66.7 \text{ min} = 4000 \text{ s}$$

每周期最适宜的滤液量为

$$V = A \sqrt{K\theta} = 0.2 \times \sqrt{5.56 \times 10^{-2} \times 4000} = 2.98 \text{ m}^3$$

最大生产能力为

$$Q = \frac{V}{2\theta_D} = \frac{2.98}{240} = 0.0124 \text{ m}^3/\text{min} = 0.745 \text{ m}^3/\text{h}$$

## 2. 连续过滤机的生产能力

连续过滤机(以转筒真空过滤机为例)的特点是过滤、洗涤、卸饼等操作在转筒表面的不

同区域内同时进行;任何时刻总有一部分表面在进行过滤;任意一部分表面只有在浸没在滤浆中那段时间才是有效过滤时间。

连续式过滤机的生产能力计算也以—个操作周期为基准,一个操作周期就是转筒旋转一周所用时间  $T$ 。若转筒转速为  $n$  r/min,则

$$T = \frac{60}{n} \quad (3-40)$$

转筒表面浸入滤浆中的分数称为浸没度,用  $\varphi$  表示,则  $\varphi = \text{浸没角度}/360^\circ$ 。

因此,在一个过滤周期内,转筒表面上任意一块过滤面积所经历的过滤时间均为

$$\theta = \varphi T = \frac{60\varphi}{n} \quad (3-41)$$

所以,从生产能力的角度来看,一台总过滤面积为  $A$ ,浸没度为  $\varphi$ ,转速为  $n$  r/min 的连续转筒真空过滤机,与一台在同样条件下操作的过滤面积为  $A$ ,操作周期为  $T = 60/n$ ,每次过滤时间为  $\theta = 60\varphi/n$  的间歇式板框压滤机是等效的。根据恒压过滤方程,略去滤布阻力,有  $V^2 = KA^2\theta$ ,即转筒转一圈(一个操作周期)的滤液量为

$$V = A \sqrt{K\theta} = A \sqrt{K \cdot \frac{60\varphi}{n}}$$

则每小时所得滤液体积,即生产能力为

$$Q = 60nV = 60n \sqrt{KA^2 \cdot \frac{60\varphi}{n}} = 465A \sqrt{Kn\varphi} \quad (3-42)$$

式(3-42)指明了提高连续过滤机生产能力的途径,即适当加大转速及浸没程度并使  $K$  值增大。但转速过大,每一循环周期内过滤时间较短,形成的滤饼太薄,不宜从转筒表面取下,且功率消耗增加。浸没度过大,会使得其他操作的面积相应减小,可能达不到相应的要求。

**例 3-7** 用转筒真空过滤机过滤某种悬浮液,料浆处理量为  $25 \text{ m}^3/\text{h}$ ,已知滤饼体积与滤液体积之比为  $0.08$ ,转筒浸没度为  $1/3$ ,过滤面积为  $2.11 \text{ m}^2$ ,现测得过滤常数  $K$  为  $8 \times 10^{-4} \text{ m}^2/\text{s}$ ,过滤介质阻力可略。求此过滤机的转速  $n$ 。

**解:**(1)计算生产能力  $Q$

$$Q = \frac{25}{1+v} = \frac{25}{1+0.08} = 23.15 \text{ m}^3/\text{h}$$

(2)求转速  $n$

当介质阻力可略时,  $Q = 465A \sqrt{Kn\varphi}$  代入已知量  $Q$ 、 $A$ 、 $\varphi$ 、 $K$ ,可得

$$23.15 = 465 \times 2.11 \times \sqrt{8 \times 10^{-4} \times \frac{1}{3} \times n}$$

$$\text{即} \quad 23.15 = 16.02 \times \sqrt{n}$$

$$\text{解得} \quad n = 1.445^2 = 2.088 \text{ r/min}$$

### 第三节 离心机

离心机是利用惯性离心力分离非均相混合物的机械。离心机的主要部件是一个载有物料、高速旋转的转鼓。利用高速旋转的转鼓所产生的离心力,可实现两相间的分离。由于离

离心机可产生很大的离心力,故可用来分离用一般方法难以分离的悬浮液或乳浊液。而且其离心分离速度也较大,如悬浮液用过滤方法处理若需一小时,用离心分离只需几分钟。

根据分离因数可将离心机分为以下几种:

- (1)常速离心机,它的分离因数  $K_c < 3 \times 10^3$  (一般为 600~1200);
- (2)高速离心机,它的分离因数  $K_c$  的取值范围为  $3 \times 10^3 \sim 5 \times 10^4$ ;
- (3)超速离心机,它的分离因数  $K_c > 5 \times 10^4$ 。

最新式的离心机,其分离因数可高达  $5 \times 10^5$  以上,常用来分离胶体颗粒及破坏乳浊液等。

按分离方式,离心机可分为沉降式和过滤式两种。

## 一、沉降离心机

沉降式离心机有无孔转鼓式离心机、碟式分离机和管式高速离心机三种形式。

### 1. 无孔转鼓式离心机

无孔转鼓式离心机如图 3-17 所示,其主体为一无孔的上面带有翻边的转鼓。转鼓壁上焊有扇形板,悬浮液从底部进入,被转鼓带动作高速旋转。在离心力场中,颗粒一方面向鼓壁作径向运动,同时随流体作轴向运动。上清液从撇液管或溢流堰排出鼓外。如果颗粒随液体到达顶端以前沉到筒壁,就可以从液体中除去,否则仍随液体流出。

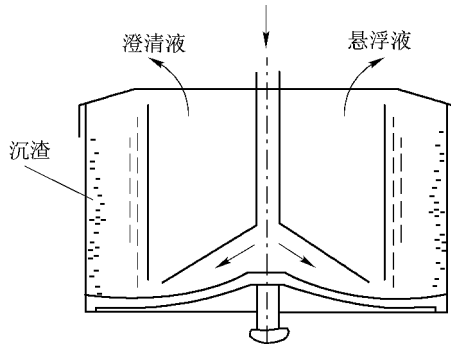


图 3-17 无孔转鼓式离心机示意图

无孔转鼓式离心机的转速大多在 450~4500 r/min 的范围内,处理能力为 6~10 m<sup>3</sup>/h,悬浮液中固相体积分率为 3%~5%。主要用于泥浆脱水和从废液中回收固体。

### 2. 碟式分离机

碟式分离机的转鼓内装有许多倒锥形碟片,碟片直径一般为 0.2~0.6 m,碟片数目约为 50~100 片。转鼓以 4700~8500 r/min 的转速旋转,分离因数可达 4000~10000。这种分离机可用作澄清悬浮液中少量粒径小于 0.5 μm 的微细颗粒以获得清净的液体,也可用于乳浊液中轻、重两相的分离,如油料脱水等。

分离操作时,碟片上带有小孔,如图 3-18(a)所示,料液由空心转轴顶部进入后流到碟片组的底部,通过小孔分配到各碟片通道之间。在离心力作用下,重液(及其夹带的少量固体杂质)逐步沉于每一碟片的下方并向转鼓外缘移动,经汇集后由重液出口连续排出。轻液则流向轴心由轻液出口排出。

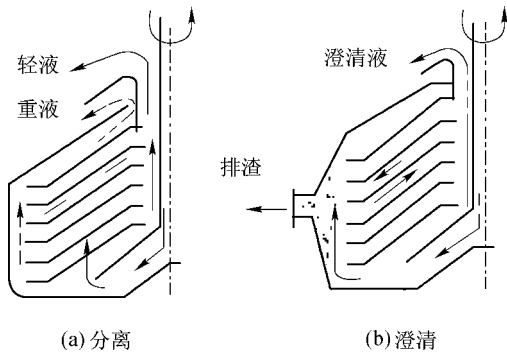


图 3-18 碟式分离机

用于澄清操作时，碟片上不开孔，如图 3-18(b)所示，料液从转动碟片的四周进入碟片间的通道并向轴心流动。同时，固体颗粒则逐渐向每一碟片的下方沉降，并在离心力作用下向碟片外缘移动。沉积在转鼓内壁的沉渣可在停车后用人工卸除或间歇地用液压装置自动地排除。重液出口用垫圈堵住，澄清液体由轻液出口排出。碟式分离机适合于净化带有少量微细颗粒的黏性液体(如涂料、油脂等)或润滑油中少量水分的脱除等。

### 3. 管式高速离心机

管式高速离心机的结构特点是转鼓成为细高的管式构形。其转速高达 8000~50000 r/min，分离因数  $K_s$  可达 15000~60000，能分离普通离心机难以处理的物料，如分离乳浊液及含有稀薄微细颗粒的悬浮液。

## 二、过滤离心机

过滤离心机与沉降离心机相似，都有一个高速旋转的转鼓。不同的是，过滤离心机转鼓上开有许多小孔，内底衬以金属网或滤布等过滤介质。过滤离心机有多种型式，如间歇操作的三足式、自动连续操作的刮刀卸料式、活塞推进式、离心卸料式等。

图 3-19 所示的三足式离心机是间歇操作、人工卸料的立式离心机，在工业上采用较早，目前仍是国内应用最广，制造数目最多的一种离心机。

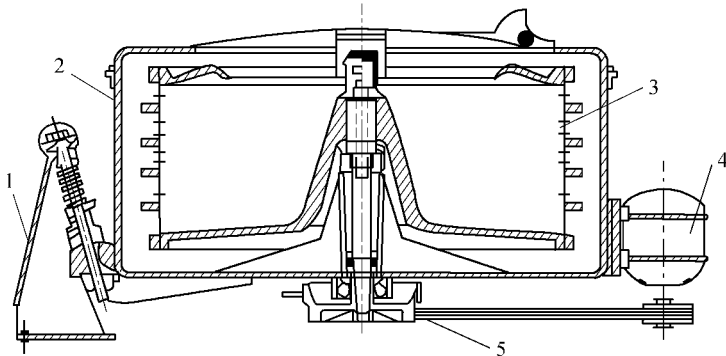


图 3-19 三足式离心机

- 1. 支脚 2. 外壳 3. 转鼓 4. 马达 5. 皮带轮

三足式离心机的卸料方式有上部卸料与下部卸料之分。离心机的转鼓支撑在装有缓冲

弹簧的杆上,以减轻由于加料或其他原因造成的冲击。国内生产的三足式离心机技术参数范围为转鼓直径  $0.45\sim 1.5\text{ m}$ ,有效容积  $0.02\sim 0.4\text{ m}^3$ ,过滤面积  $0.6\sim 2.7\text{ m}^2$ ,转速  $730\sim 1950\text{ r/min}$ ,分离因数  $450\sim 1170$ 。

三足式离心机结构简单,制造方便,运转平稳,适应性强,所得滤饼中固体含量少,滤饼中固体颗粒不易受损,适用于间歇生产中小批量物料,尤其适用于盐类晶体的过滤和脱水。其缺点是卸料时劳动强度大,生产能力低。近年来已出现了自动卸料及连续生产的三足式离心机。

**思考题 3-6** 离心沉降和离心过滤(以离心过滤机为例)在原理和结构上是否相同?为什么?离心分离因数的大小说明什么?

## 习 题

**3-1** 直径为  $90\text{ mm}$ ,密度为  $3000\text{ kg/m}^3$  的固体颗粒分别在  $25\text{ }^\circ\text{C}$  时的空气和水中自由沉降,试计算其沉降速度。

**3-2** 密度为  $1850\text{ kg/m}^3$  的固体颗粒,在  $50\text{ }^\circ\text{C}$  和  $20\text{ }^\circ\text{C}$  的水中,按斯托克斯定律作自由沉降时,试求:(1)它们沉降速度的比值是多少?(2)若微粒直径增加 1 倍在同温度水中作自由沉降时,此时沉降速度的比值又为多少?

**3-3** 若铅微粒( $\rho_{s1}=7800\text{ kg/m}^3$ )和石英微粒( $\rho_{s2}=2600\text{ kg/m}^3$ )以同一沉降速度在(1)空气中(2)水中作自由沉降,假设沉降在滞流区。分别求它们的直径之比。取水的密度为  $1000\text{ kg/m}^3$ 。

**3-4** 密度为  $2500\text{ kg/m}^3$  的玻璃球在  $20\text{ }^\circ\text{C}$  时的水中和空气中以相同的速度沉降。试求在两种介质中沉降的颗粒直径的比值(假设沉降处于斯托克斯区)。

**3-5** 拟采用底面积为  $14\text{ m}^2$  的降尘室回收常压炉气中所含的球形固体颗粒。操作条件下气体的密度为  $0.75\text{ kg/m}^3$ ,黏度为  $2.6\times 10^{-5}\text{ Pa}\cdot\text{s}$ ;固体的密度为  $3000\text{ kg/m}^3$ ;要求生产能力为  $2.0\text{ m}^3/\text{h}$ ,求理论上能完全捕集下来的最小颗粒直径  $d_{\min}$ 。

**3-6** 有一重力降尘室,长  $4\text{ m}$ 、宽  $2.0\text{ m}$ 、高  $2.5\text{ m}$ ,内部用隔板分成 25 层。炉气进入降尘室时的密度为  $0.5\text{ kg/m}^3$ ,黏度为  $0.035\text{ cP}$ 。炉气所含尘粒密度为  $45000\text{ kg/m}^3$ 。现要用此除尘室分离  $100\text{ }\mu\text{m}$  以上的颗粒,试求可处理的炉气流量。

**3-7** 温度为  $200\text{ }^\circ\text{C}$ 、压力为  $0.101\text{ MPa}$  的含尘气体,用旋风分离器分离除尘。尘粒密度为  $2000\text{ kg/m}^3$ 。若旋风分离器直径为  $0.65\text{ m}$ ,进口气速为  $21\text{ m/s}$ 。试求:(1)气体处理量,以  $\text{m}^3/\text{s}$  计;(2)尘粒的临界直径。

**3-8** 在实验室内用一片过滤面积为  $0.05\text{ m}^2$  的滤叶在  $36\text{ kPa}$ (绝)下进行吸滤(大气压为  $101\text{ kPa}$ )。在  $300\text{ s}$  内共吸出  $400\text{ cm}^3$  滤液,再过  $600\text{ s}$ ,又吸出  $400\text{ cm}^3$  滤液。求:(1)估算该减压过滤下的过滤常数  $K$ 、 $q_c$ ;(2)估算再收集  $400\text{ cm}^3$  滤液所需的时间。

**3-9** 某板框压滤机在恒压过滤  $1\text{ h}$  之后,共送出滤液  $11\text{ m}^3$ ,停止过滤后用  $3\text{ m}^3$  清水(其黏度与滤液相同)于同样压力下对滤饼进行洗涤。求洗涤时间。设滤布阻力可以忽略。

**3-10** 用板框过滤机过滤某悬浮液,框的长、宽各为  $450\text{ mm}$ ,共有 10 个框。过滤压力

为 400 kPa, 不洗涤。此外, 拆卸、重装等辅助时间共为 1200 s。试求其最大生产能力 ( $\text{m}^3$  滤液  $\cdot \text{h}^{-1}$ )。已测得过滤常数  $K=4.3 \times 10^{-7} \text{m}^2 \cdot \text{s}^{-1}$ ,  $q_e=0.004 \text{m}^3 \cdot \text{m}^{-2}$ 。

**3-11** 用一板框压滤机在 300 kPa 的压强差下过滤某悬浮液。已知过滤常数  $K=7.5 \times 10^{-7} \text{m}^2 \cdot \text{s}^{-1}$ ,  $q_e=0.004 \text{m}^3 \cdot \text{m}^{-2}$ 。要求每一操作周期得  $8 \text{m}^3$  的滤液, 过滤时间为 0.5 h。设滤饼不可压缩, 且滤饼与滤液的体积之比为 0.025。试求: (1) 过滤面积; (2) 若操作压强差提高至 600 kPa。现有一板框过滤机, 每框的尺寸为  $635 \text{mm} \times 635 \text{mm} \times 25 \text{mm}$ , 若要求每个周期仍得到  $8 \text{m}^3$  滤液, 则至少需要多少个框才能满足要求? 又过滤时间为多少?

**3-12** 若转筒真空过滤机的浸入分数为  $\varphi=1/3$ , 转速为 2 r/min, 每小时得滤液量为  $15 \text{m}^3$ , 试求所需要的过滤面积。已知过滤常数  $K=2.7 \times 10^{-4} \text{m}^2/\text{s}$ ,  $q_e=0.08 \text{m}^3/\text{m}^2$ 。

**3-13** 有一转筒真空过滤机, 每分钟转 2 周, 每小时可得滤液  $4 \text{m}^3$ 。现要求每小时获得  $5 \text{m}^3$  滤液, 试求每分钟应旋转几周? 转筒表面滤渣厚度为原来的几倍? 滤布阻力可以忽略不计。