第六节 颗粒污染物防治方法

大气污染控制中涉及的颗粒物，一般是指所有大于分子的颗粒物，但实际的最小界限为0.01 μm左右。颗粒物的存在状态，既可单个地分散于气体介质中，也可能因为凝聚等作用使多个颗粒集合在一起，成为集合体的状态，它在气体介质中就像单一个体一样。此外，颗粒物还能从气体介质中分离出来，呈堆积状态存在，或者本来就呈堆积状态。一般将这种呈堆积状态存在的颗粒物称为粉体，按照一般工程技术中的习惯也称为粉尘。

充分认识粉尘颗粒的大小等物理特性，是研究颗粒物的分离、沉降和捕集机理以及选择、设计和使用除尘装置的基础。本节将在讨论颗粒的粒径分布等物理特性及除尘装置性能表示方法的基础上，对粉尘颗粒在各种力场中的空气动力学行为——分离、沉降、捕集等进行扼要介绍。

一、颗粒的粒径及粒径分布

（一）颗粒的粒径

颗粒的大小不同，其物理、化学特性不同，对人和环境的危害亦不同，而且对除尘装置的影响甚大，因此颗粒的大小是颗粒物的基本特性之一。

若颗粒是球形的，则可用其直径作为颗粒的代表性尺寸。但实际颗粒的形状多是不规则的，所以需要按一定的方法确定一个表示颗粒大小的代表性尺寸，作为颗粒的直径，简称为粒径。下面介绍几种常用的粒径定义方法。

1. 显微镜法

用显微镜法观测颗粒时，可以定义定向直径、定向面积直径和投影面积直径。

（1）定向直径 d_F：也称菲雷特直径，即各颗粒在投影图中同一方向上的最大投影长度；

（2）定向面积等分直径 d_M：也称马丁直径，即各颗粒在投影图中按同一方向将投影面积二等分的线段长度；

（3）投影面积直径 d_A：也称黑乌德直径，与颗粒投影面积相等的圆的直径。

根据黑乌德测定分析结果表明，同一颗粒 $d_F > d_A > d_M$。图5-2-24为三种直径示意图，其中(a)为定向直径，(b)为定向面积等分直径，(c)为投影面积直径图。

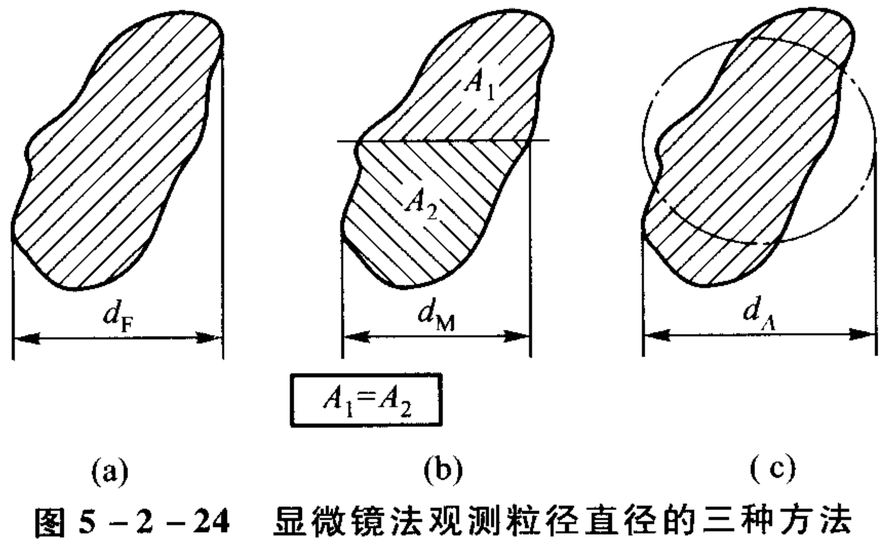


图5-2-24 显微镜法观测粒径直径的三种方法

2. 筛分法

颗粒物能通过的最小方筛孔的宽度，定义为筛分直径。

3. 光散射法

用光散射方法测定可获得等体积直径 d_V，为与颗粒体积相等的圆球的直径。若颗粒体积为 V，则

$$d_V = \left(\frac{6V}{\pi}\right)^{\frac{1}{3}}$$

4. 沉降法

用沉降法测定时，一般采用下面两种定义：

(1) 斯托克斯直径 d_s：在同一流体中与颗粒的密度相同和沉降速度相等的圆球的直径；

(2) 空气动力学直径 d_a：在空气中与颗粒沉降速度相等的单位密度（$\rho_p = 1\ g/m^3$）的圆球的直径。

斯托克斯直径和空气动力学当量直径是除尘技术中应用最多的两种直径，原因在于它们与颗粒在流体中的动力学行为密切相关。关于它们的计算将在后面介绍。

粒径的测定结果与颗粒形状密切相关。通常用圆球度表示颗粒形状与圆球形颗粒不一致的程度。圆球度是与颗粒体积相等的圆球的表面积与颗粒表面积之比，以 ϕ_s 表示，ϕ_s 值总是小于 1。表 5-2-23 给出了某些颗粒 ϕ_s 的实测值。

表 5-2-23　一些颗粒的圆球度

颗粒种类	ϕ_s
砂粒	0.534～0.628
铁催化剂	0.578
烟煤	0.625
次乙酰塑料	0.861
破碎的固体	0.63
二氧化硅	0.554～0.628
粉煤	0.696

【例 5-2-9】 测得某圆柱体颗粒的高为 5 μm，底面直径为 2 μm，则其圆球度为：

A 0.802　　B 0.804　　C 0.806　　D 0.808

解：按照圆球度的定义，该圆柱体的圆球度为：

$$\phi_s = \frac{2.62\left(\frac{l}{d}\right)^{\frac{2}{3}}}{\left(1+\frac{2l}{d}\right)} = 0.804$$

答案：B。

(二) 粒径分布

粒径分布是指不同粒径范围内的颗粒的个数（或质量或表面积）所占的比例。以颗粒的个数表示所占比例时称为粒数分布；以颗粒的质量（或表面积）表示时称为质量分布（或表面积分布）。目前我国污染物排放标准、烟尘浓度测试方法以及除尘器性能分析中多采用计重法，且颗粒物质量测定较为方便，因此在除尘技术中常使用质量分布。在大气科学研究中除质量分布外，还比较关心颗粒物的粒数分布，下面对两者分别进行介绍。

1. 粒数分布

将颗粒粒数分布测定中的每个粒径间隔的颗粒数记为 n_i，则颗粒总数为 $N = \sum n_i$，据此可给出粒数分布的其他定义。

(1) 粒数频率：第 i 间隔中的颗粒数 n_i 与颗粒总数 $\sum n_i$ 之比称为粒数频率，即：

$$f_i = \frac{n_i}{\sum n_i} \tag{5-2-72}$$

$$\sum f_i = 1$$

图 5-2-25 为根据某一组颗粒粒数分布测定数据绘制的粒数分布直方图。

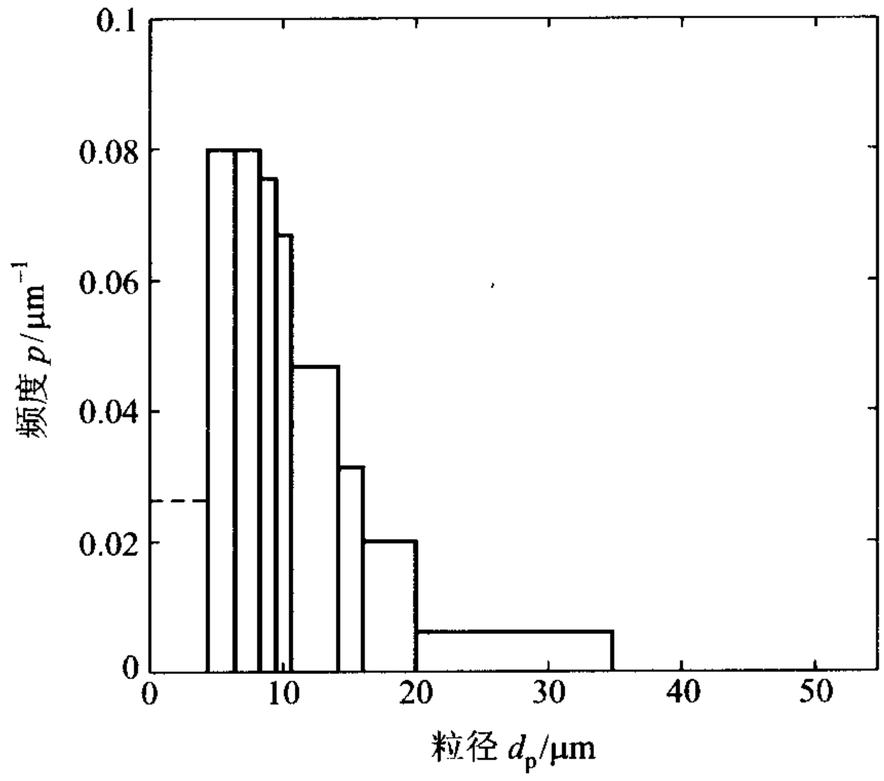


图 5－2－25 颗粒粒数分布直方图

（2）粒数筛下累积频率：小于第 i 间隔上限粒径的所有颗粒个数与颗粒总个数之比，称为粒数筛下累积频率 F_i，即：

$$F_i = \frac{\sum_{N}^{i} n_i}{\sum n_i} = \sum^{i} f_i \tag{5-2-73}$$

且有：

$$F_N = \sum^{N} f_i = 1$$

类似地可以将大于第 i 间隔上限粒径的所有颗粒个数与颗粒总个数之比称为筛上累积频率。根据计算出的各级筛下累积频率值对各级上限粒径可以画出筛下累积频率分布曲线，参见图 5－2－26。

由累积频率曲线可以求出任一粒径间隔的频率 f_i 值。例如，在 F 曲线上任取两点 a 和 b，对应的粒径 d_{pa} 和 d_{pb} 之间的 F 值之差（$F_a - F_b$），即为该间隔的 f_{a-b} 值。按 F 曲线的斜率还可列出计算式：

$$f_{a-b} = F_a - F_b = \int_{F_b}^{F_a} \mathrm{d}F = \int_{d_{pb}}^{d_{pa}} \frac{\mathrm{d}F}{\mathrm{d}d_p} \cdot \mathrm{d}d_p = \int_{d_{pb}}^{d_{pa}} p \cdot \mathrm{d}d_p \tag{5-2-74}$$

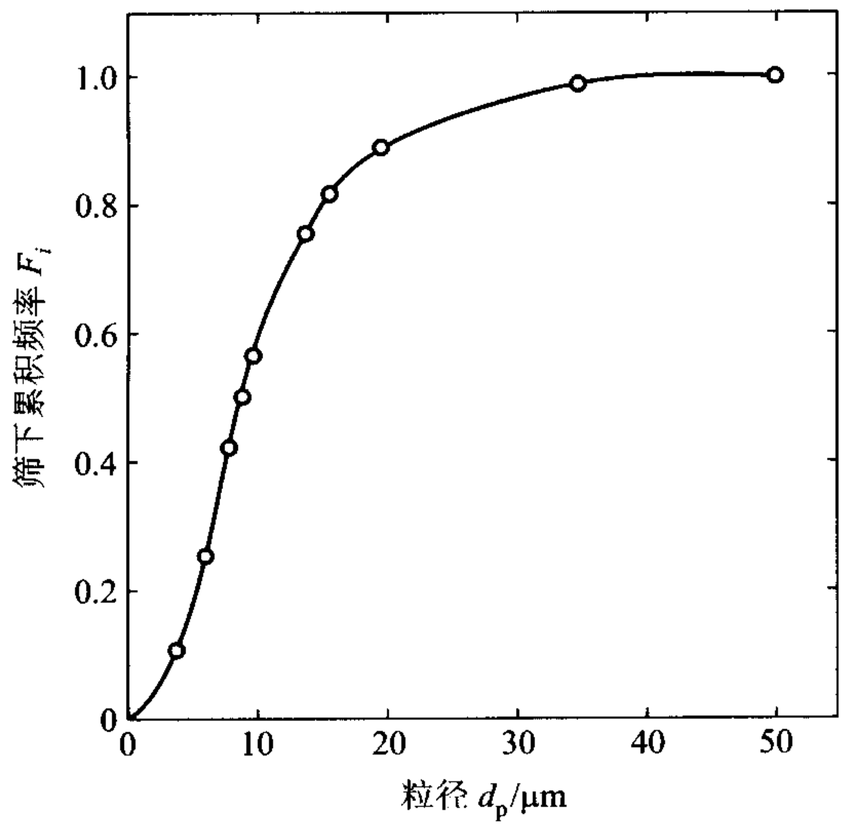


图 5－2－26 粒数累积频率分布曲线

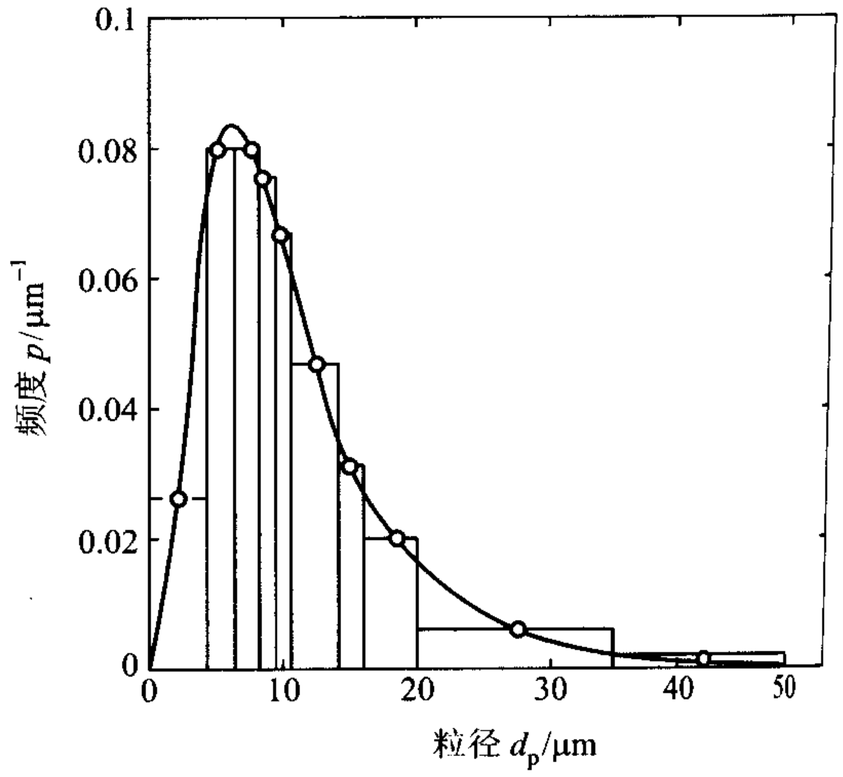


图 5－2－27 粒数频率密度分布曲线

（3）粒数频率密度：单位粒径间隔（即 1 μm）的个数频率，或累积频率对粒径的导数称为粒数频率密度，简称粒数频度，单位为 μm^{-1}。图 5－2－27 即为粒数频度曲线。

$$p(d_p) = \frac{dF}{dd_p} \tag{5-2-75}$$

筛下累积频率 F 和频度 p 都是粒径 d_p 的连续函数，由其定义可以得到：

$$f = \int_0^{d_p} p \cdot d_p \int_0^{\infty} p \cdot d_p = 1 \tag{5-2-76}$$

累积频率分布曲线应是一有拐点的“S”形曲线，拐点发生在频度 p 为最大值时对应的粒径处，这一粒径称为众径 d_d。累积频率 F 达到 50% 的点对应的粒径叫做个数中位粒径 d_{50}（NMD），它是代表样品平均粒径的一种方法。

2. 质量分布

类似粒数分布中各参数的定义，可以按质量给出频率、筛下累积频率和频率密度的定义。

(1) 质量频率：第 i 间隔中的颗粒质量 m_i 与颗粒总质量 $\sum m_i$ 之比称为质量频率，即：

$$g_i = \frac{m_i}{\sum m_i} \tag{5-2-77}$$

(2) 质量筛下累积频率：小于第 i 间隔上限粒径的所有颗粒发生的质量频率，称为质量筛下累积频率 G_i，即：

$$G_i = \frac{\sum_N^i m_i}{\sum m_i} = \sum^i g_i \tag{5-2-78}$$

(3) 质量频率密度：单位粒径间隔的质量频率，即：

$$q(d_p) = \frac{dG}{dd_p} \tag{5-2-79}$$

与粒数分布相同，G 曲线也是有拐点的“S”形曲线，拐点发生在频度 q 为最大值时对应的粒径处，这一粒径称为质量众径。累积频率 G 达到 50% 的点对应的粒径叫做质量中位粒径（MMD）。

假定所有颗粒都具有相同的密度，且颗粒的质量与其粒径的立方成正比，则可在粒数分布与质量分布之间进行换算。

（三）平均粒径

为了简明地表示颗粒群的某一物理特性和平均尺寸的大小，往往需要求出颗粒群的平均粒径。上面提到的众径与中位直径就是两个平均粒径的例子，通常用到的平均粒径还有下面几种。

1. 长度平均粒径 $\bar{d}_L$

所有颗粒总长度对颗粒个数的平均，也称为算术平均粒径。

$$\bar{d}_L = \frac{\sum n_i d_{pi}}{\sum n_i} = \sum f_i d_{pi} = \frac{\sum \frac{g_i}{d_{pi}^2}}{\sum \frac{g_i}{d_{pi}^3}} \tag{5-2-80}$$

2. 表面积平均粒径 $\bar{d}_S$

所有颗粒总表面积对颗粒个数的平均。

$$\bar{d}_S = \left(\frac{\sum n_i d_{pi}^2}{\sum n_i}\right)^{\frac{1}{2}} = \left(\sum f_i d_{pi}^2\right)^{\frac{1}{2}} = \left(\frac{\sum \frac{g_i}{d_{pi}}}{\sum \frac{g_i}{d_{pi}^3}}\right)^{\frac{1}{2}} \tag{5-2-81}$$

3. 体积平均粒径 $\bar{d}_V$

所有颗粒总体积对颗粒个数的平均。

$$\bar{d}_V = \left(\frac{\sum n_i d_{pi}^{\ 3}}{\sum n_i} \right)^{\frac{1}{3}} = \left(\sum f_i d_{pi}^{\ 3} \right)^{\frac{1}{3}} = \left(\frac{1}{\frac{\sum g_i}{d_{pi}^{\ 3}}} \right)^{\frac{1}{3}} \tag{5-2-82}$$

4. 表面积 - 体积平均粒径 $\bar{d}_{SV}$

所有颗粒的总体积对颗粒总表面积的平均。

$$\bar{d}_{SV} = \left(\frac{\sum n_i d_{pi}^{\ 3}}{\sum n_i d_{pi}^{\ 2}} \right) = \frac{\sum f_i d_{pi}^{\ 3}}{\sum f_i d_{pi}^{\ 2}} = \frac{1}{\frac{\sum g_i}{d_{pi}}} \tag{5-2-83}$$

5. 几何平均粒径 d_g

所有颗粒粒径的乘积开 N 次方，其中 N 为颗粒总数。实质上，它是 $\ln d_p$ 的算数平均值。

$$d_g = (d_1 d_2 d_3 \cdots)^{\frac{1}{N}} \tag{5-2-84}$$

$$d_g = (d_1^{\ n_1} d_2^{\ n_2} d_3^{\ n_3} \cdots)^{\frac{1}{N}} \tag{5-2-85}$$

6. 按 $\ln d_g$ 表示的几何平均粒径

对几何平均粒径取对数。在工程中，按 $\ln d_g$ 表示的几何平均粒径计算起来往往比较方便。

$$\ln d_g = \frac{\sum n_i \ln d_{pi}}{N} \tag{5-2-86}$$

$$d_g = \exp\left(\frac{\sum n_i \ln d_{pi}}{N} \right) \tag{5-2-87}$$

对于频率密度分布曲线是对称性的分布（如正态分布），众径 d_d、中位直径 d_{50} 和算数平均直径 $\bar{d}_L$ 相等，即 $d_d = d_{50} = \bar{d}_L$；对于频率密度分布曲线不对称的分布，则 $d_d < d_{50} < \bar{d}_L$；对于单分散气溶胶，所有颗粒的粒径相同，$\bar{d}_L = d_g$，否则 $\bar{d}_L > d_g$。

（四）粒径分布函数

对于描述一定种类的粉尘粒径分布来说，已经找到一些半经验函数形式，常用的有对数正态分布函数、罗辛 - 拉姆勒（Rosin-Rammler）分布函数等。下面对前者进行介绍。

1. 正态分布

正态分布也称为高斯（Gauss）分布，其频率密度 p（或 q）函数形式为：

$$P(d_p) = \frac{1}{\sigma \sqrt{2\pi}} \exp\left[-\frac{(d_p - \bar{d}_p)^2}{2\sigma^2} \right] \tag{5-2-88}$$

筛下累积频率 F（或 G）函数形式为：

$$F(d_p) = \frac{1}{\sigma \sqrt{2\pi}} \int_0^{d_p} \exp\left[-\frac{(d_p - \bar{d}_p)^2}{2\sigma^2} \right] \mathrm{d}d_p \tag{5-2-89}$$

正态分布函数含有 $\bar{d}_p$、σ 两个常数，其中 $\bar{d}_p$ 为算术平均粒径，描述颗粒总体尺寸大小；σ 为标准差，描述颗粒范围关于平均值的分散情况：

$$\sigma = \left[\frac{\sum n_i (d_p - \bar{d}_p)^2}{N - 1} \right]^{\frac{1}{2}} \tag{5-2-90}$$

正态分布是最简单的函数形式，其频率密度 p 分布曲线是关于算数平均粒径 $\bar{d}_p$ 的称钟形曲线，因此 $\bar{d}_p = \bar{d}_{50} = \bar{d}_p$。其累积频率 F 曲线在正态概率坐标纸上为一条直线，斜率取决于标准差 σ 值，见图5-2-28。从 F 曲线途中可以查出对应于 $F = 15.9\%$ 的粒径 $d_{15.9}$，$F = 84.1\%$ 的粒径 $d_{84.1}$，以及 $F = 50\%$ 的中位粒径 d_{50}，则可以按下式计算出标准差：

$$\sigma = d_{84.1} - d_{50} = d_{50} - d_{15.9} = \frac{1}{2}(d_{84.1} - d_{15.9}) \tag{5-2-91}$$

正态分布函数很少用于描述粉尘的粒径分布，因为大多数粉尘的频度 p 曲线不是关于平均粒径的对

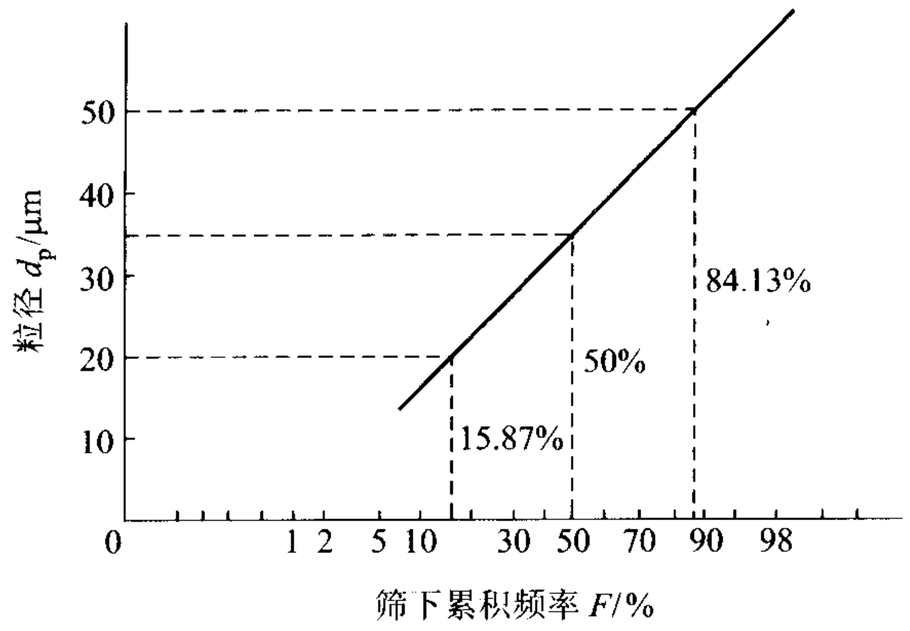


图 5－2－28　正态分布的累积频率分布曲线

曲线，而是向大颗粒方向偏移。正态分布函数可以用于描述单分散的实验粉尘、某些花粉和孢子以及专门制备的聚苯乙烯乳胶球等。

2. 对数正态分布

对数正态分布是最常用的粒径分布函数。如果以粒径的对数 $\ln d_p$ 代替粒径 d_p 做出频度 p（或 q）曲线，得到一条像正态分布曲线一样的对称钟形曲线，则认为该粉尘粒径符合对数正态分布。仿照正态分布函数形式，可以给出对数正态分布的筛下累积频率 F（或 G）和频率密度 p（或 q）的表达式：

$$F(d_p) = \frac{1}{\sqrt{2\pi}\ln \sigma_g}\int_{-\infty}^{\ln d_p} \exp\left[-\left(\frac{\ln d_p}{\sqrt{2}\ln \sigma_g}\right)^2\right] \mathrm{d}(\ln d_p) \tag{5-2-92}$$

$$p(d_p) = \frac{1}{\sqrt{2\pi} d_p \ln \sigma_g} \exp\left[-\left(\frac{\ln d_p}{\sqrt{2}\ln \sigma_g}\right)^2\right] \tag{5-2-93}$$

对数正态分布函数有 d_g、σ_g 两个常数，d_g 为几何平均粒径，描述粉尘颗粒大小；σ_g 为几何标准差，描述粉尘颗粒关于 d_g 的分散性：

$$\ln \sigma_g = \left[\frac{\sum n_i \left(\frac{\ln d_{pi}}{d_g}\right)^2}{N-1}\right]^{\frac{1}{2}} \tag{5-2-94}$$

几何平均粒径 d_g 实质上是 $\ln d_p$ 的算术平均值，在对数正态分布情况下，用 $\ln d_p$ 作的频度曲线是对称性的正态分布曲线，所以几何平均粒径 $d_g = d_{50}$，其值不随坐标由 d_p 改为 $\ln d_p$ 而改变。在粉尘粒径分布数据分析中，最方便的是使用对数概率坐标纸，其粒径坐标为对数刻度，累积频率坐标为正态概率刻度。在这种坐标纸上，符合对数正态分布的累积频率曲线为一直线，直线的斜率取决于几何标准差 σ_g，如图 5－2－29 所示。这也是检验粉尘粒径分布是否符合对数正态分布的简便方法。根据从图中查得的 d_{50}、$d_{15.9}$ 和 $d_{84.1}$，可以求出几何标准差：

$$\sigma_g = \frac{d_{84.1}}{d_{50}} = \frac{d_{50}}{d_{15.9}} = \left(\frac{d_{84.1}}{d_{15.9}}\right)^{\frac{1}{2}} \tag{5-2-95}$$

可见几何标准差为量纲为一的数，且 $\sigma_g \geqslant 1$，当 $\sigma_g = 1$

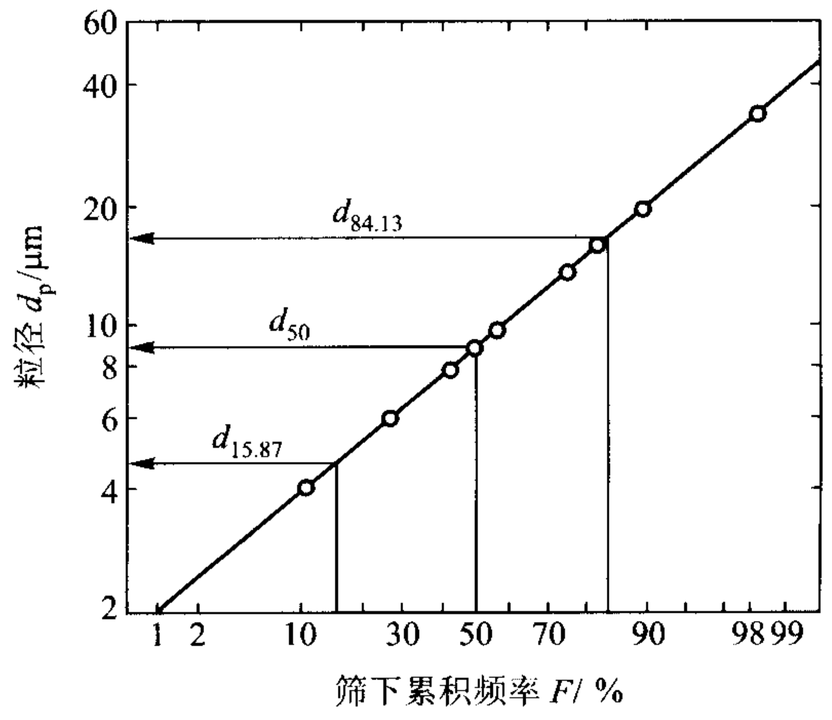


图 5－2－29　对数正态分布的累积频率分布曲线

时，体系为单分散体系，粉尘粒径均相同。

另外，如果粉尘的粒径分布符合对数正态分布，则其粒数分布、质量分布和表面积分布的几何标准差 σ_g 都相等，因而频度分布曲线形状相同，累积频率曲线在对数概率坐标图中为互相平行的直线，只是沿粒径坐标移动了一个常量距离。如果 MMD 表示质量中位径、NMD 表示个数中位径、SMD 表示表面积中位径，则三种中位径可以相互换算：

$$\ln \text{MMD} = \ln \text{NMD} + 3\ln^2\sigma_g \tag{5-2-96}$$

$$\ln \text{SMD} = \ln \text{NMD} + 2\ln^2\sigma_g \tag{5-2-97}$$

数学上可以证明，对于对数正态分布的粉尘体系，由 σ_g 和 NMD（或 MMD）的值可以求出各种平均直径：

算数平均直径：
$$\ln \bar{d}_L = \ln \text{NMD} + \frac{1}{2}\ln^2\sigma_g \tag{5-2-98}$$

表面积平均直径：
$$\ln \bar{d}_S = \ln \text{NMD} + \ln^2\sigma_g \tag{5-2-99}$$

体积平均直径：
$$\ln \bar{d}_V = \ln \text{NMD} + \frac{3}{2}\ln^2\sigma_g \tag{5-2-100}$$

体积－表面积平均直径：
$$\ln \bar{d}_{SV} = \ln \text{NMD} + \frac{5}{2}\ln^2\sigma_g \tag{5-2-101}$$

【例 5-2-10】 已知某种粉尘的粒径分布符合对数正态分布，且几何标准差为 1.4，个数中位径为 21.5 μm，则其表面积平均直径为：

A 21.5 μm　　B 24.1 μm　　C 27.3 μm　　D 29.2 μm

解：由式（5-2-99）可得：

$$\ln \bar{d}_S = \ln \text{NMD} + \ln^2\sigma_g = \ln 21.5 + (\ln 1.4)^2 = 3.181$$

$$\bar{d}_S = 24.1\ \mu\text{m}$$

答案：B。

二、粉尘的物理性质

粉尘的物理性质包括粉尘密度、安息角和滑动角、比表面积、含水率、润湿性、荷电性和导电性、黏附性及自燃性和爆炸性等。

（一）粉尘密度

粉尘是一个由固体骨架和骨架间空隙组成的体系。单位体积粉尘的质量称为粉尘密度，单位为 kg/m^3 或 g/cm^3。在工程上经常使用真密度、堆积密度和空隙率表示粉尘的密度。不包括粉尘颗粒之间和颗粒内部的空隙体积，仅以粉尘自身所占的真实体积作为粉尘体积而求得的密度称为真密度，用 ρ_p 表示。呈堆积状态存在的粉尘，它的堆积体积包括颗粒之间和颗粒内部的空隙体积，以此体积求得的密度称为粉尘的堆积密度，用 ρ_b 表示。可见，对同一种粉尘而言，$\rho_b \leqslant \rho_p$。

若将粉尘颗粒之间和内部空隙的体积与堆积粉尘的总体积之比称为空隙率，用 ε 表示，则空隙率 ε 与 ρ_b 和 ρ_p 之间的关系为：

$$\rho_b = (1-\varepsilon)\rho_p \tag{5-2-102}$$

对于一定种类的粉尘，其真密度为一定值，堆积密度则随空隙率 ε 而变化。空隙率 ε 与粉尘的种类、粒径大小及填充方式等因素有关。粉尘愈细，吸附的空气愈多，ε 值愈大；填充过程中加压或进行振动，ε 值减小。

粉尘的真密度用在研究尘粒在气体中的运动、分离和去除等方面，堆积密度用在贮仓或灰斗的容积确定等方面。

（二）粉尘的安息角与滑动角

粉尘的流动性是设计除尘器灰斗和粉料仓锥度、除尘管路和输灰管路倾斜度时的重要参数。安息角和滑动角是评价粉尘流动性的指标。安息角是粉尘从漏斗连续落到平面上，自然形成的圆锥体母线与水平面

的夹角，也称静安息角或堆积角，一般 35°～45°。自然堆放在光滑平板上的粉尘，随平板作倾斜运动时，粉尘开始滑动时的平板倾角，称为滑动角，也称动安息角，一般为 40°～55°。

影响安息角和滑动角的因素主要有：粉尘粒径、含水率、颗粒形状、颗粒表面光滑程度及粉尘黏性等。对于一种粉尘，粒径越小、含水率增加、表面越粗糙、圆球度越小，则安息角越大。安息角大的粉尘，其流动性就差。

（三）粉尘的比表面积

粉尘表面积对于粉尘的物理、化学和生物活性有重要影响，比表面积大的粉尘通过捕集体的阻力增加，氧化、溶解、蒸发、吸附和催化效应增强，爆炸性和毒性增大。

粉尘比表面积定义为单位体积（或质量）粉尘所具有的表面积。它有很多种表示方法，其中，以粉尘自身体积（净体积）表示的比表面积 S_V 为：

$$S_V = \frac{\bar{S}}{\bar{V}} = \frac{6}{\bar{d}_{SV}} \qquad (\mathrm{cm^2/cm^3}) \tag{5-2-103}$$

式中：$\bar{S}$——粉尘平均表面积，$\mathrm{cm^2}$；

$\bar{V}$——粉尘平均净体积，$\mathrm{cm^3}$；

$\bar{d}_{SV}$——粉尘的表面积－体积平均粒径，cm。

以粉尘质量表示的比表面积 S_m 为：

$$S_m = \frac{\bar{S}}{\rho_p \bar{V}} = \frac{6}{\rho_p \bar{d}_{SV}} \qquad (\mathrm{cm^2/g}) \tag{5-2-104}$$

以堆积体积表示的比表面积 S_b 为：

$$S_b = \frac{\bar{S}(1-\varepsilon)}{\bar{V}} = (1-\varepsilon)S_V = \frac{6(1-\varepsilon)}{\bar{d}_{SV}} \qquad (\mathrm{cm^2/cm^3}) \tag{5-2-105}$$

粉尘的比表面积值的变化范围很广，大部分粉尘的比表面积在 1 000 $\mathrm{cm^2/g}$（粗烟尘）到 10 000 $\mathrm{cm^2/g}$（细烟尘）之间变化。

（四）粉尘的含水率和润湿性

粉尘含水性能将影响粉尘的导电性、黏附性、流动性，是设计除尘器必须考虑的因素。含水性用含水率 W 表示，它是指粉尘中水分质量与粉尘总质量（包括干粉尘与水分）之比。粉尘颗粒中含有的总水分，包括附着在颗粒表面上的和包含在凹坑处和细孔中的自由水分，以及紧密结合在颗粒内部的结合水分。化学结合的水分，如结晶水等是作为颗粒的组成部分，不能用干燥的方法除掉，否则将破坏物质本身的分子结构，因此不属于水分的范围。干燥作业时可以去除自由水分和一部分结合水分，其余作为平衡水分残留，其数量随干燥条件而变化。粉尘含水率与粉尘吸湿性有关。粉尘含水率的大小会影响到颗粒的其他物理性质，如导电性、黏附性、流动性等。

粉尘颗粒和液体接触后，能否相互附着或附着难易程度的性质称为粉尘的润湿性。粉尘的润湿性可以用液体对试管中粉尘的润湿速度来表征，一般取润湿时间 20 min，则润湿速度 v_{20} 与润湿高度 L_{20} 的关系有：

$$v_{20} = \frac{L_{20}}{20} \qquad (\mathrm{mm/min}) \tag{5-2-106}$$

根据粉尘润湿速度，可以将粉尘分成绝对憎水、憎水、亲水和强亲水四类，见表 5－2－24。

表 5－2－24　粉尘对水的润湿性

粉尘类型	Ⅰ	Ⅱ	Ⅲ	Ⅳ
润湿性	绝对憎水	憎水	亲水	强亲水
v_{20}/（$\mathrm{mm \cdot min^{-1}}$）	<0.5	0.5～2.5	2.5～8.0	>8.0
粉尘举例	石蜡、聚四氟乙烯、沥青	石墨、煤、硫	玻璃微珠、石英	锅炉飞灰、钙

粉尘的润湿性是选用湿式除尘器的主要依据。润湿性好的亲水性粉尘（亲水、强亲水）可以选用湿式除尘器净化，润湿性差的憎水性粉尘则不宜采用湿式除尘法。

（五）粉尘的荷电性和导电性

粉尘的荷电性是指粉尘在产生和运动的过程中，由于相互碰撞、摩擦、放射、照射、电晕放电以及接触带电体等原因而带有一定的电荷。天然粉尘和工业粉尘几乎都有一定的电荷。使粉尘带电的过程叫做荷电过程，包括自然荷电和人工荷电过程。自然荷电过程产生的电荷较少，一般只有人工荷电量的$\frac{1}{10}$左右。由于粉尘天然荷电量较小，一般多采用人工荷电。使粉尘人工荷电的因素有很多，例如电离辐射、高压放电、高温产生离子与颗粒碰撞等过程，都能使颗粒带电，其中高压放电是最常见的人工荷电方法。粉尘的荷电性对除尘过程有重要意义，电除尘器就通过粉尘荷电而将其捕集，袋式除尘器和湿式除尘器也可以利用粉尘或液滴荷电而增加捕集效率。

粉尘的导电性是判断是否使用电除尘器的依据，可以用比电阻ρ_d表征。比电阻是指电流通过面积为1 cm^2、厚度为1 cm的粉尘时具有的电阻值。

$$\rho_d = \frac{V}{j\delta} \qquad (\Omega \cdot cm) \tag{5-2-107}$$

式中：V——通过粉尘层的电压；

j——粉尘层的电流密度，A/cm^2；

δ——表示粉尘层厚度，cm。

粉尘的导电性主要取决于粉尘、气体的温度和成分。在高温（>200 ℃）下，粉尘的导电主要依靠粉尘颗粒内部的电子和离子进行，导电性随温度升高而变差，称为体积比电阻。在低温（<100 ℃）情况下，主要依靠粉尘表面吸附的水分或其他化学物质中的离子导电，导电性随温度升高而增加，称为表面比电阻。在中间温度情况下（100～200 ℃），上面两种机制都存在，导电性比较复杂，在此范围内比电阻出现极大值。

比电阻越大，则粉尘的导电性越差，一般最适合电除尘器运行的比电阻范围为$10^4 \sim 10^5 \Omega \cdot cm$。当粉尘的比电阻不利于电除尘器捕集粉尘时，需要采取措施调节粉尘的比电阻，使其处于合适的范围。

（六）粉尘的黏附性

粉尘颗粒附着在固体表面上，或颗粒彼此相互附着的现象称为黏附，后者也称自黏。附着的强度称为黏附力，黏附力大小的判断指标是断裂强度。在数值上断裂强度等于粉尘层断裂所需的力除以其断裂的接触面积。根据断裂强度可以将粉尘分成不黏性、微黏性、中等黏性和强黏性四种，见表5-2-25。

表5-2-25 粉尘黏性分类及举例

分 类	粉尘性质	断裂强度/Pa	举 例
Ⅰ	不黏性	<60	干矿渣粉、石英粉（干砂）、干黏土
Ⅱ	微黏性	60～300	含有未燃烧完全产物的飞灰、焦粉、干镁粉、页岩灰、干滑石粉、高炉灰、炉料粉
Ⅲ	中等黏性	300～600	完全燃尽的飞灰、泥煤粉、泥煤灰、湿镁粉、金属粉、黄铁矿粉、氧化铅、氧化锌、氧化锡、干水泥、炭黑、干牛奶粉、面粉、锯末
Ⅳ	强黏性	>600	潮湿空气中的水泥、石膏粉、雪花石膏粉、熟料灰、含盐的钠、纤维尘（石棉、棉纤维、毛纤维）

粉尘的含水率、粒径大小、形状、表面粗糙程度、润湿性及荷电量都能影响粉尘的黏附性。黏附力与颗粒粒径成反比，若粉尘中含有60%～70%粒径小于10 μm的颗粒，黏性将大大增加。粉尘的黏附性还

和周围介质的性质有关，例如尘粒在液体中的黏附性比在气体中弱得多；在粗糙或黏性物质的固体表面上，黏附力会大大提高。

利用粉尘的黏附性可以使粉尘相互凝聚和附着在固体表面上，这有利于粉尘的捕集和避免二次扬尘。但在含尘气体通过的设备或管道中，又会因为粉尘的黏附和堆积，造成管道和设备的堵塞。

（七）粉尘的自燃性和爆炸性

粉尘的自燃性是指粉尘在常温下存放过程中发生化学反应，自然发热，此热量经长时间累积，达到粉尘的燃点因而引起燃烧的现象。粉尘在空气中放置发生自燃的温度称为自燃温度，黄磷、还原铁粉、还原镍粉、烷基铝等物质的自燃温度低，常温下暴露于空气中就可能直接起火。

引起粉尘自然发热的原因主要有以下几种：

（1）氧化热：因吸收氧而发热的粉尘，包括金属粉类（锌、铝、锆、锡、铁、镁、锰等及其合金的粉末），碳素粉末类（活性炭、木炭、炭黑等），其他粉末（胶木、黄铁矿、煤、橡胶、原棉、骨粉、鱼粉等）。

（2）分解热：因自然分解而发热的粉尘，包括漂白粉、次亚硫酸钠、乙基黄原酸钠、硝化棉、赛璐珞等。

（3）聚合热：因发生聚合而发热的粉料，如丙烯腈、异物间二烯、苯乙烯、异丁烯酸盐等。

（4）发酵热：因微生物和酶的作用而发热的物质，如干草、饲料等。

影响粉尘自燃的因素，除了决定于粉尘本身的结构和物理化学性质外，还取决于粉尘的存在状态和环境。处于悬浮状态的粉尘的自燃温度要比堆积状态粉尘的自燃温度高很多。

这里所说的爆炸是指可燃物的剧烈氧化作用，在瞬间产生大量的热量和燃烧产物，在空间造成高温和高压，故称为化学爆炸。可燃物包括可燃粉尘、可燃气体和蒸气等。引起可燃物爆炸必须具有两个条件：一是由可燃物与空气或氧构成的可燃混合物达到一定浓度，二是存在能量足够的火源。

可燃物的浓度必须在一定范围内才能产生爆炸，因此常将可燃混合物爆炸的最低可燃物浓度称为爆炸浓度下限；将可燃混合物爆炸的最高可燃物浓度称为爆炸浓度上限。可燃物浓度低于浓度下限或高于浓度上限都没有爆炸危险。但由于上限浓度值过大，在多数场合下都无法达到，因此实际意义不大。

此外有些粉尘与水接触后，会引起自燃或爆炸，如镁粉、碳化钙粉等。有些粉尘相互接触或混合后也会引起爆炸，如溴与磷、锌粉与煤粉等。

三、净化装置的性能

评价净化装置性能的指标包括技术指标和经济指标两方面。技术指标主要有处理气体流量、净化效率和压力损失等；经济指标主要有设备费、运行费和占地面积等。此外，还应考虑装置的安装、操作、检修的难易等因素。本小节以净化效率为主来介绍净化装置技术性能的表示方法。

（一）净化装置技术性能表示方法

1. 处理气体流量

净化装置处理气体的能力，一般以体积流量表示。实际运行的净化装置，由于本体漏气等原因，往往装置进口和出口的气体流量不同，可用两者的平均值作为处理气体流量的代表。若 Q_{1N} 为装置进口气体流量，Q_{2N} 为装置出口气体流量，则处理气体流量为：

$$Q_N = \frac{Q_{1N} + Q_{2N}}{2} \quad (m_N^3/s) \tag{5-2-108}$$

净化装置漏风率 δ 可按下式计算：

$$\delta = \frac{Q_{1N} - Q_{2N}}{Q_{1N}} \times 100\% \tag{5-2-109}$$

2. 净化效率

净化效率是表示装置净化污染物效果的重要技术指标。对于除尘装置称为除尘效率，对于吸收装置称为吸收效率，对于吸附装置则称为吸附效率。关于除尘效率的表示方法将在下面重点介绍。

3. 压力损失

压力损失是代表净化装置能耗大小的技术经济指标，指装置的进口和出口气流全压之比。压力损失与净化装置进口气流的动压成正比，有：

$$\Delta p = \zeta \frac{\rho v_1^2}{2} \tag{5-2-110}$$

式中：ζ——净化装置的压损系数；

ρ——气体密度，kg/m^3；

v_1——进口气体流速，m/s。

净化装置的压力损失，实质上是气流通过装置时所消耗的机械能，它与通风机所耗功率成正比，所以总是希望压力损失尽可能小。多数除尘装置的压力损失为 1～2 kPa，原因是一般通风机具有 2 kPa 左右的压力。压力再高，不但通风机造价高、难以获得，而且通风机的噪声变大，又增加了消声的难度。

（二）净化效率的表示方法

1. 总效率

总效率是指同一时间内，净化装置去除污染物数量与进口污染物数量之比。如图 5－2－30 所示，装置进口气体流量为 $Q_{1N}(m_N^3/s)$、污染物流量为 $S_1(g/s)$、污染物浓度为 $\rho_{1N}(g/m_N^3)$，装置出口的相应量为 $Q_{2N}(m_N^3/s)$、$S_2(g/s)$、$\rho_{2N}(g/m_N^3)$。装置捕集的污染物流量为 $S_3(g/s)$，则有：

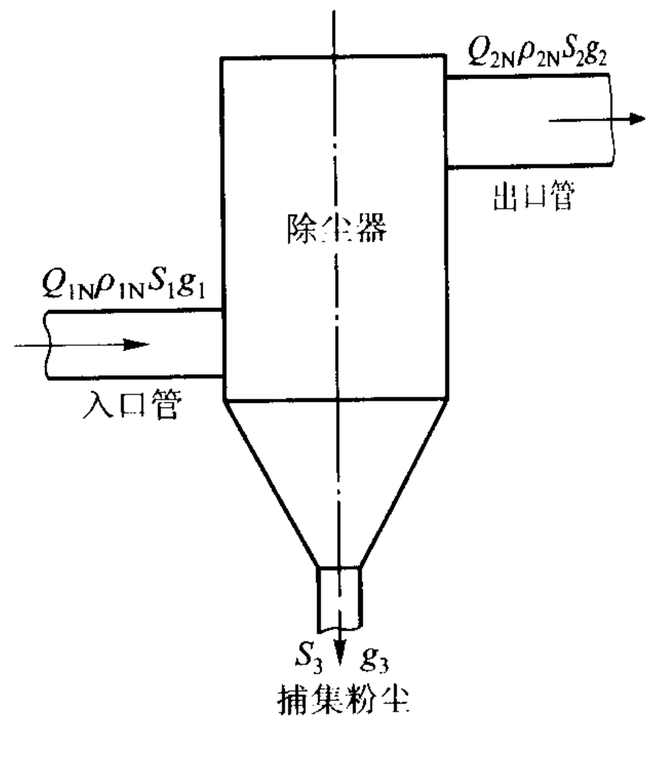


图 5－2－30 净化效率计算公式中有关符号

$$S_1 = S_2 + S_3$$

$$S_1 = \rho_{1N} Q_{1N} \qquad S_2 = \rho_{2N} Q_{2N}$$

总净化效率 η 可表示为：

$$\eta = \frac{S_3}{S_1} = 1 - \frac{S_2}{S_1} \tag{5-2-111}$$

或：

$$\eta = 1 - \frac{\rho_{2N} Q_{2N}}{\rho_{1N} Q_{1N}} \tag{5-2-112}$$

若净化装置本身不漏气，即 $Q_{1N} = Q_{2N}$，则式（5－2－112）可简化为：

$$\eta = 1 - \frac{\rho_{2N}}{\rho_{1N}} \tag{5-2-113}$$

2. 通过率

当净化效率很高时，或为了说明污染物的排放率，有时采用通过率 P 来表示装置性能。通过率即未被净化的污染物量与进入净化装置的污染物总量之比。净化装置的通过率为：

$$P = \frac{S_2}{S_1} = \frac{\rho_{2N} Q_{2N}}{\rho_{1N} Q_{1N}} = 1 - \eta \tag{5-2-114}$$

3. 分级除尘效率

除尘装置的总除尘效率的高低，往往与粉尘粒径大小有很大关系。为了表示除尘效率与粉尘粒径的关系，提出了分级除尘效率的概念。分级除尘效率是指除尘装置对某一粒径 d_{pi} 或粒径间隔 Δd_p 内粉尘的除尘效率，简称分级效率。设装置进口、出口和捕集的 d_{pi} 颗粒的质量流量分别为 $S_{1i}(g/s)$、$S_{2i}(g/s)$ 和 $S_{3i}(g/s)$，则该除尘装置对颗粒（或粒径间隔）d_{pi} 的分级除尘效率为：

$$\eta_i = \frac{S_{3i}}{S_{1i}} = 1 - \frac{S_{2i}}{S_{1i}} \tag{5-2-115}$$

对于分级效率，一个非常重要的值是 $\eta_i = 50\%$，与此值相对应的颗粒粒径称为除尘装置的分割粒径，记为 d_c。分割粒径是除尘器性能的一个重要参数。

4. 分级效率与总除尘效率之间的关系

（1）由总效率求分级效率：在除尘器实验中，可以测出除尘器进口和出口的粉尘浓度 ρ_1 和 ρ_2，并计算出总除尘效率 η。为了求出分级效率，还需要同时测出除尘器进口、出口和捕集的粉尘的质量频率 g_{1i}、g_{2i}、g_{3i}中任意两组数据。由质量频率和分级效率定义可知：

$$S_{1i} = S_1 g_{1i},\quad S_{2i} = S_2 g_{2i},\quad S_{3i} = S_3 g_{3i}$$

$$\eta_i = \frac{S_3 g_{3i}}{S_1 g_{1i}} = \eta \frac{g_{3i}}{g_{1i}} \tag{5-2-116}$$

或：
$$\eta_i = 1 - \frac{S_2 g_{2i}}{S_1 g_{1i}} = 1 - P \frac{g_{2i}}{g_{1i}} \tag{5-2-117}$$

或：
$$\eta_i = \frac{\eta}{\dfrac{\eta + P g_{2i}}{g_{3i}}} \tag{5-2-118}$$

（2）由分级效率求总除尘效率：这类计算属于设计计算，即根据某种除尘器净化某类粉尘的分级效率数据和某粉尘的粒径分布数据，计算该种除尘器净化该粉尘时能达到的总除尘效率。由分级效率计算式（5-2-116）有 $\eta g_{3i} = \eta_i g_{1i}$，等式两端对各种粒径间隔求和，并考虑到 $\sum_i g_{3i} = 1$，得到计算总除尘效率的公式：

$$\eta = \sum_i \eta_i g_{1i} \tag{5-2-119}$$

若分级效率以 $\eta_i = \eta_i(d_p)$ 函数形式给出，进口粉尘粒径分布以累积分布函数 $G_1 = G_1(d_p)$ 形式或频度函数 $q_1 = q_1(d_p)$ 形式给出，则总除尘效率可按积分式计算：

$$\eta = \int_0^1 \eta_i \cdot \mathrm{d}G_1 = \int_0^\infty \eta_i q_1 \cdot \mathrm{d}d_p \tag{5-2-120}$$

5. 多级串联运行时的总净化效率

若多级除尘器中每一级的运行性能是独立的，净化粒径为 d_{pi} 或粒径间隔为 Δd_p 的颗粒的通过率为 P_{i1}，P_{i2}，…，P_{in}，或分级效率分别为 η_{i1}，η_{i2}，…，η_{in}，则经过此多级除尘系统，该粒径颗粒的总分级通过率为：

$$P_{iT} = P_{i1} P_{i2} \cdots P_{in} \tag{5-2-121}$$

或总分级效率为：

$$\eta_{iT} = 1 - P_{iT} = 1 - (1 - \eta_{i1})(1 - \eta_{i2}) \cdots (1 - \eta_{in}) \tag{5-2-122}$$

由总分级效率和粒径分布可以按照式（5-2-119）或（5-2-120）求得总除尘效率。若已知各级除尘器的总效率分别为 η_1，η_2，…，η_n，则多级串联后除尘系统的总效率为：

$$\eta = 1 - (1 - \eta_1)(1 - \eta_2) \cdots (1 - \eta_n) \tag{5-2-123}$$

四、颗粒捕集的理论基础

除尘过程就是将含尘气体引入具有一种或几种力作用的除尘器，使颗粒相对其运载气体产生一定的位移，并从气流中分离出来，最后沉降到捕集表面上。颗粒的粒径大小和种类不同，所受作用力不同，颗粒的动力学行为亦不同。颗粒捕集过程所要考虑的作用力有外力、流体阻力和颗粒间的相互作用力。外力一般包括重力、离心力、惯性力、静电力、磁力、热力、泳力等。作用在运动颗粒上的流体阻力，对所有捕集过程来说都是最基本的作用力，颗粒间的相互作用力，在颗粒浓度不高时是可以忽略的。

（一）流体阻力

在不可压缩连续流体中，作稳定运动的颗粒必然受到流体阻力的作用。这种阻力是由两种现象引起的，由于颗粒具有一定的形状，运动时必须排开周围流体，导致其前面的压力较后面大，产生了形状阻力；另外，颗粒与周围流体之间存在着摩擦，导致了摩擦阻力的产生。通常将这两种阻力同时考虑在一起，通称为流体阻力。流体阻力总是与运动向量方向相反，阻力的大小与颗粒粒径、形状、运动速度、流体特性有关，流体阻力的基本方程为：

$$F_D = \frac{1}{2} C_D A_p \rho u^2 \tag{5-2-124}$$

式中：C_D——阻力系数，量纲为一；

ρ——流体密度，kg/m^3；

A_p——颗粒在运动方向上的投影面积，m^2；

u——颗粒与流体的相对运动速度，m/s。

由相似理论可知，阻力系数是颗粒雷诺数的函数，即 $C_D = f(Re_p)$。颗粒雷诺数 $Re_p = \frac{d_p \rho u}{\mu}$，其中 μ 表示流体黏度（Pa·s）；d_p 表示颗粒粒径（m）。根据雷诺数可将流体运动分成斯托克斯区、湍流过渡区和湍流区，三个区域中 C_D 与 Re_p 的函数关系不同，图 5-2-31 给出了 C_D 随 Re_p 变化的实验曲线。

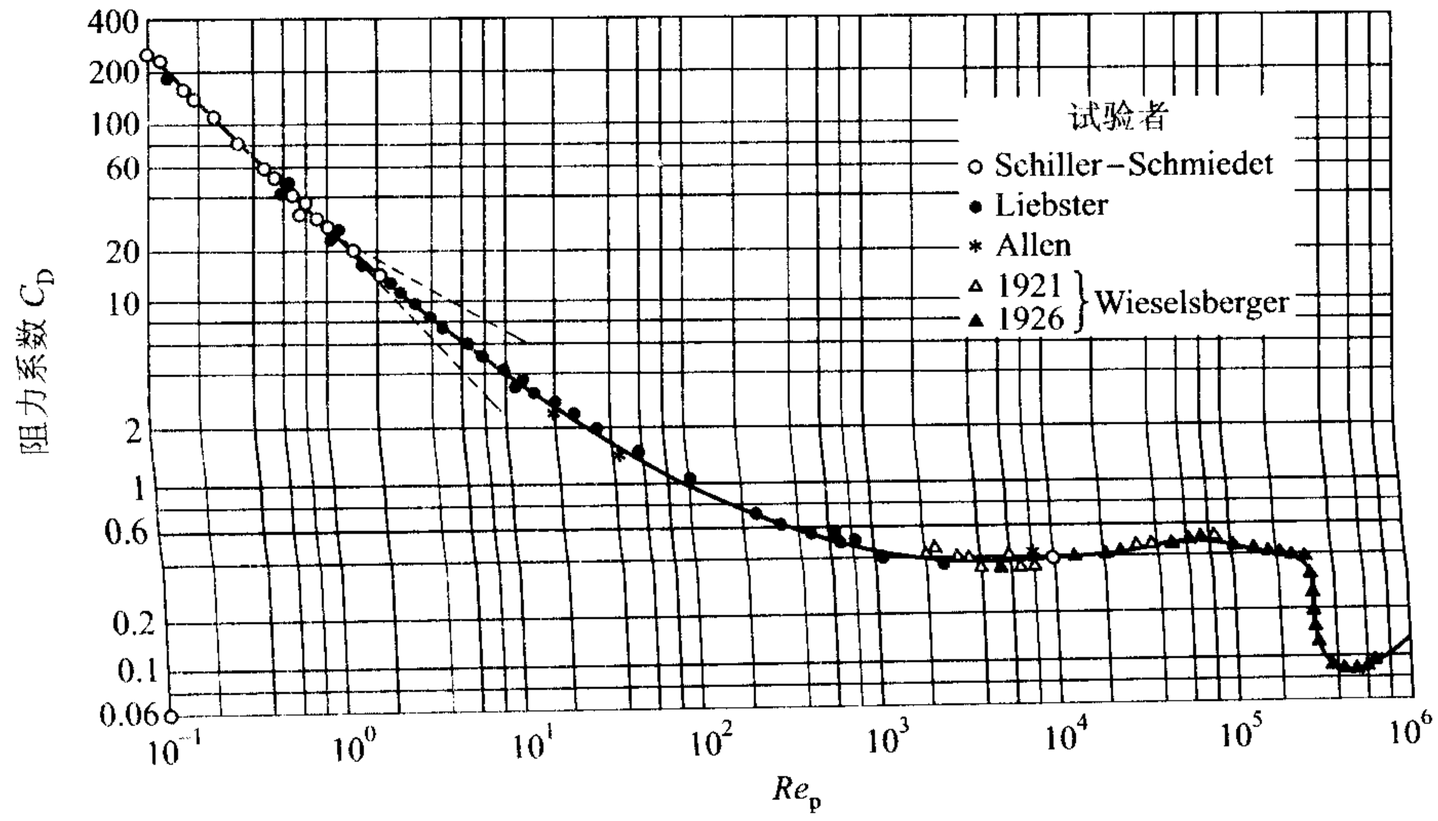


图 5-2-31 球形颗粒的流体阻力与颗粒雷诺数的函数关系

1. 斯托克斯区

$Re_p \leqslant 1$，颗粒运动处于层流状态，C_D 与 Re_p 近似呈直线关系：

$$C_D = \frac{24}{Re_p} \tag{5-2-125}$$

对于球形颗粒，将式（5-2-125）代入式（5-2-124）得到：

$$F_D = 3\pi\mu d_p u \tag{5-2-126}$$

式（5-2-126）即为著名的斯托克斯（Stokes）阻力定律，通常把 $Re_p \leqslant 1$ 的区域称为斯托克斯区域。

2. 湍流过渡区

$1 < Re_p < 500$，颗粒运动处于湍流过渡区 C_D 与 Re_p 呈曲线关系，C_D 的计算式有多种，如伯德（Bird）公式：

$$C_D = \frac{18.5}{Re_p^{0.6}} \tag{5-2-127}$$

将式（5－2－127）代入式（5－2－124）得到：

$$F_D = 2.315\pi\mu^{0.6} d_p^{1.4} \rho^{0.4} u^{1.4} \tag{5-2-128}$$

3. 湍流区

$500 < Re_p < 2 \times 10^5$，颗粒运动处于湍流状态，$C_D$ 几乎不受 Re_p 影响，近似取 $C_D \approx 0.44$，是通常所说的牛顿区域，流体阻力公式为：

$$F_D = 0.055\pi\rho d_p^2 u^2 \tag{5-2-129}$$

如果颗粒尺寸 d_p 与气体分子的平均自由程 λ 相差不大，此时颗粒开始脱离与气体分子的接触而发生"滑动"。此时相对颗粒来说，气体不再具有连续流体介质的特性，流体阻力将减少，因此斯托克斯公式必须进行修正。通常使用坎宁汉修正系数 C：

$$C = 1 + Kn\left[1.257 + 0.400\exp\left(-\frac{1.10}{Kn}\right)\right] \tag{5-2-130}$$

$$F_D = \frac{3\pi\mu d_p u}{C} \tag{5-2-131}$$

式中：Kn——努森数，$Kn = 2\lambda/d_p$；

λ——分子的平均自由程，$\lambda = \dfrac{\mu}{0.499\rho\bar{v}}$；

$\bar{v}$——气体分子的平均速度，$\bar{v} = \sqrt{\dfrac{8RT}{\pi M}}$，$M$ 为摩尔质量，kg/mol。

坎宁汉修正系数与气体的温度、压力和颗粒的大小有关，温度越高，压力越低，粒径越小，C 值越小。作为粗略估计，在 293 K、101 325 Pa 时，$C = 1 + 0.165/d_p$，其中 d_p 单位为 μm。

（二）重力沉降

静止流体中的单个球形颗粒，在重力作用下沉降，所受作用力有重力 F_G、流体浮力 F_B 和流体阻力 F_D，三力平衡关系式为：

$$F_D = F_G - F_B = \frac{\pi d_p^3}{6}(\rho_p - \rho)g \tag{5-2-132}$$

对于斯托克斯区域的颗粒，代入阻力计算式（5－2－126），得到颗粒的重力沉降末端速度：

$$u_s = \frac{d_p^2(\rho_p - \rho)g}{18\mu} \quad (\text{m/s}) \tag{5-2-133}$$

当流体介质是空气时，$\rho_p \gg \rho$，可忽略浮力的影响，则沉降速度公式简化为：

$$u_s = \frac{d_p^2 \rho_p g}{18\mu} \quad (\text{m/s}) \tag{5-2-134}$$

对于坎宁汉滑动区域的小颗粒，应修正为：

$$u_s = \frac{d_p^2(\rho_p - \rho)g}{18\mu}C \quad (\text{m/s}) \tag{5-2-135}$$

式（5－2－133）对粒径为 1.5～75 μm 的单位密度的颗粒，计算精度在 ±10% 以内。当考虑坎宁汉修正后，对小至 0.001 μm 的微粒也是精确的。对于较大的球形颗粒，将式（5－2－124）代入式（5－2－132），得到重力作用下的末端沉降速度：

$$u_s = \left[\frac{4d_p(\rho_p - \rho)\ g}{3C_D\rho}\right]^{\frac{1}{2}} \quad (\text{m/s}) \tag{5-2-136}$$

按式（5－2－136）计算末端沉降速度，必须确定 C_D 值。对于湍流过渡区，将式（5－2－127）代入得：

$$u_s = \frac{0.153 d_p^{1.14}(\rho_p - \rho)^{0.714} g^{0.174}}{\mu^{0.428}\rho^{0.286}} \quad (\text{m/s}) \tag{5-2-137}$$

对于牛顿区，$C_D \approx 0.44$，则：

$$u_s = 1.74\left[d_p(\rho_p - \rho)\frac{g}{\rho}\right]^{\frac{1}{2}} \quad (m/s) \tag{5-2-138}$$

（三）离心沉降

在除尘装置中，离心力的运用非常普遍，旋风除尘器就是应用离心力分离作用的一种除尘装置。此外，离心力也是惯性碰撞和拦截作用的主要除尘机制之一。

随着气流一起旋转的球形颗粒，所受的离心力可用牛顿定律确定：

$$F_c = \frac{\pi}{6}d_p^3\rho_p\frac{u_t^2}{R} \tag{5-2-139}$$

式中：R——旋转气流流线的半径；

u_t——气流的切向速度。

颗粒在离心力作用下，将产生离心的径向运动（垂直于切向）。假设运动过程只受流体阻力的影响，而且颗粒运动处于斯托克斯区，则颗粒离心沉降的末端速度为：

$$u_c = \frac{d_p^2\rho_p}{18\mu}\cdot\frac{u_t^2}{R} \tag{5-2-140}$$

（四）静电沉降

在强电场中，如在电除尘器中，若忽略重力和惯性力等的作用，荷电颗粒所受作用力主要是静电力（即库仑力）和气流阻力。静电力为：

$$F_E = qE \tag{5-2-141}$$

式中：q——颗粒的电荷量；

E——颗粒所处位置的电场强度。

对于斯托克斯区域的颗粒，颗粒所受气流阻力按式（5-2-126）计算，当静电力和阻力达到平衡时，颗粒便达到一个静电沉降的末端速度，习惯上称为颗粒的驱进速度，用 ω 表示：

$$\omega = \frac{qE}{3\pi\mu d_p} \tag{5-2-142}$$

同样，对于滑动区的颗粒，还应乘以坎宁汉修正系数 C。

（五）惯性沉降

通常认为，气流中的颗粒随着气流一起运动，很少或不产生滑动。但是，若有一静止的或缓慢运动的障碍物（如液滴或纤维等）处于气流中时，则成为一个靶子，使气体产生绕流，使某些颗粒沉降到上面。颗粒能否沉降到靶上，取决于颗粒的质量及相对于靶的运动速度和位置。图 5-2-32 中所示的小颗粒 1，随着气流一起绕过靶；距停滞流线较远的大颗粒 2，也能顺利避开靶；距停滞流线较近的大颗粒 3，因为惯性较大，将保持原来的运动方向而脱离流线，与靶发生碰撞，继而被捕集，这种捕集机制通常称为惯性碰撞；颗粒物 4 和 5 虽然能随气流做绕流运动，避开障碍物，但其表面与障碍物接触时仍能被障碍物拦截而附着，这种捕集机制称为机械拦截。

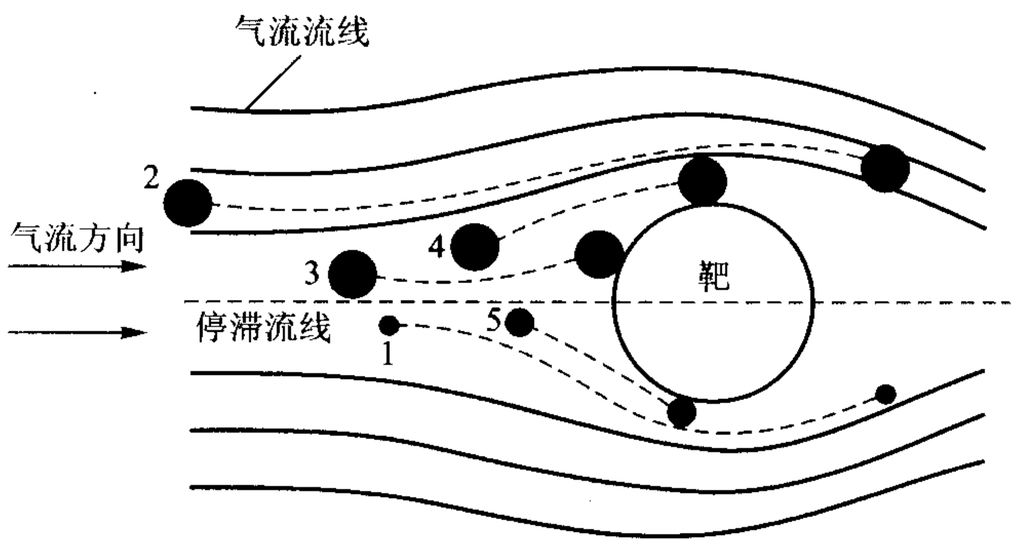


图 5-2-32 运动气流中接近靶时颗粒运动的几种情况

惯性碰撞和拦截是唯一靠靶来捕集尘粒的重要除尘机制。

1. 惯性碰撞

惯性碰撞的捕集效率主要取决于气流速度分布、颗粒运动轨迹和颗粒对捕集体的附着等三个因素。

(1) 气流速度在捕集体周围的分布，随气体相对于捕集体流动的雷诺数 Re_D 而变化。

$$Re_D = \frac{u_0 \rho D_c}{\mu} \tag{5-2-143}$$

式中：u_0——气流速度，m/s；

ρ——流体密度，kg/m^3；

μ——气体黏度，Pa·s；

D_c——捕集体直径，m。

在高 Re_D（势流）下，除了邻近捕集体表面附近外，气流流型与理想气体一致；当 Re_D 较低时，气流受黏性力支配，即为黏性流。

(2) 颗粒运动轨迹：取决于颗粒质量、流体阻力、捕集体尺寸和形状以及气流速度等。可以用量纲为一的惯性碰撞参数 St 表征颗粒运动轨迹，也称斯托克斯准数。斯托克斯准数是颗粒的停止距离与捕集体直径之比，对于球形的斯托克斯颗粒，有：

$$St = \frac{x_s C}{D_c} = \frac{u_0 \tau C}{D_c} = \frac{d_p^2 \rho_p u_0 C}{18 \mu D_c} \tag{5-2-144}$$

式中 D_c、d_p 单位皆取 m，斯托克斯准数越大，则颗粒的分级除尘效率越高。图 5-2-33 给出了不同形状的捕集体在不同的 Re_D 下的惯性碰撞效率 η_{II} 与 $\sqrt{St}$ 的关系。图中 1 为向圆板喷射，2 为向矩形板喷射，3 为圆柱体（A 为 $Re_D = 150$，B 为 $Re_D = 10$，C 为 $Re_D = 0.2$），4 为球体，5 为半矩形体，6 为聚焦。

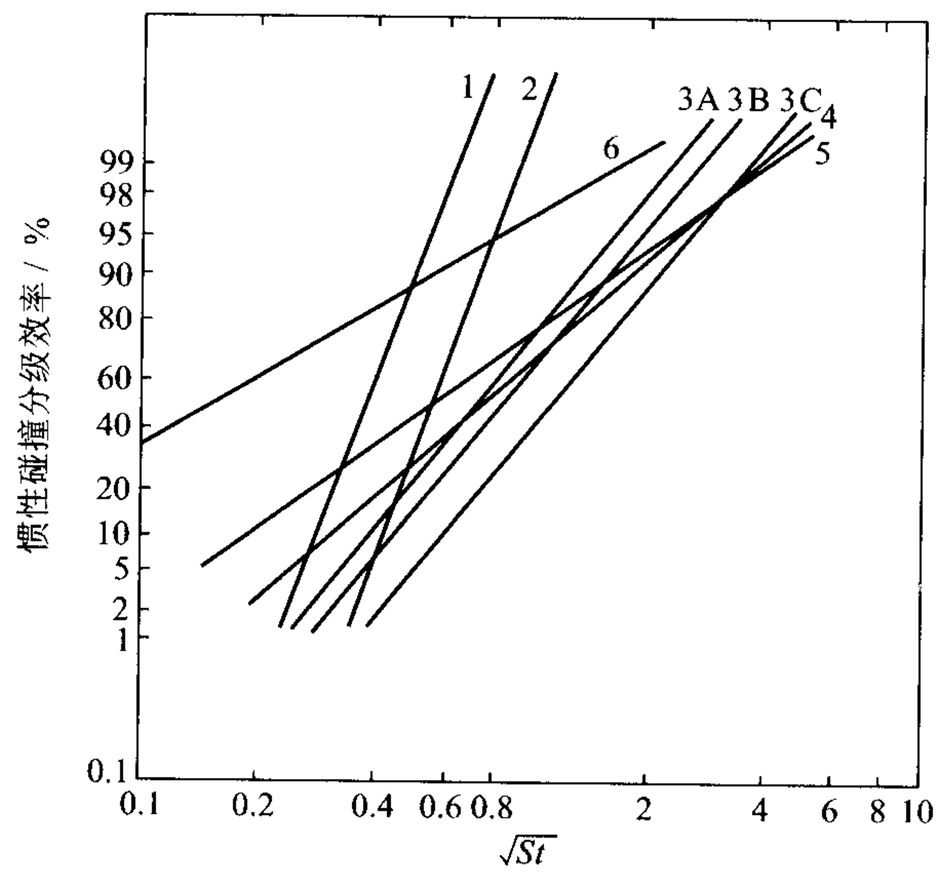


图 5-2-33　惯性碰撞分级效率与 $\sqrt{St}$ 的关系

(3) 颗粒对捕集体的附着：一般假设为 100%。

2. 拦截

颗粒在捕集体上的直接拦截，一般刚好发生在颗粒距捕集体表面 $\frac{d_p}{2}$ 的距离内，所以用量纲为一特性参数直接拦截比 R 表示拦截率：

$$R = \frac{d_p}{D_c} \tag{5-2-145}$$

对于惯性大沿直线运动的颗粒，即 $St \to 0$ 时，拦截效率分别为

（1）对于绕过圆柱体的势流：

$$\eta_{DI} = 1 + R - \frac{1}{1+R} \approx 2R \quad (R < 0.1) \tag{5-2-146}$$

（2）对于绕过球体的势流：

$$\eta_{DI} = (1+R)^2 - \frac{1}{1+R} \approx 3R \quad (R < 0.1) \tag{5-2-147}$$

（3）对于绕过圆柱体的黏性流：

$$\eta_{DI} = \frac{1}{2.002 - \ln Re_D}\left[(1+R)\ln(1+R) - \frac{R(2+R)}{2(1+R)}\right] \quad (R < 0.07,\ Re_D < 0.5) \tag{5-2-148}$$

$$\approx \frac{R^2}{2.002 - \ln Re_D}$$

（4）对于绕过球体的黏性流：

$$\eta_{DI} = (1+R)^2 - \frac{3(1+R)}{2} + \frac{1}{2(1+R)} \approx \frac{3}{2}R^2 \quad (R < 0.1) \tag{5-2-149}$$

【例 5-2-11】 比较惯性碰撞、直接拦截捕集粒径为 1 μm 和 10 μm 的单位密度球形颗粒的捕集效率。已知捕集体为直径 100 μm 的圆柱形纤维，在 293 K 和 101 325 Pa 下的气流速度为 0.1 m/s。

A 对 1 μm 颗粒惯性碰撞捕集效率高，对 10 μm 颗粒直接拦截捕集效率高

B 对 1 μm 颗粒直接拦截捕集效率高，对 10 μm 颗粒惯性碰撞捕集效率高

C 对 1 μm 和 10 μm 颗粒均为惯性碰撞捕集效率高

D 对 1 μm 和 10 μm 颗粒均为直接拦截捕集效率高

解： 首先求惯性碰撞效率，查空气的物理参数表，20 ℃时空气密度为 1.205 kg/m^3 黏度为 1.81×10^{-5} Pa·s，捕集体附近气流的雷诺数为：

$$Re_D = \frac{0.1 \times 1.205 \times 100 \times 10^{-6}}{1.81 \times 10^{-5}} = 0.67$$

捕集体周围的气流属于黏性层流。

取颗粒密度 $\rho_p = 1\,000$ kg/m^3，对 10 μm 颗粒有

坎宁汉修正系数：$C = 1 + \frac{0.165}{10} = 1.016\,5$

斯托克斯准数：

$$St = \frac{(10 \times 10^{-6})^2 \times 1\,000 \times 0.1 \times 1.016\,5}{18 \times 1.81 \times 10^{-5} \times 100 \times 10^{-6}} = 0.312$$

查图 5-2-33，取 $Re_D = 0.2$ 分级效率曲线，得到惯性沉降效率为 5%；

同理对 1 μm 颗粒，按照上面的方法，计算惯性沉降效率为 0。

下面计算直接拦截的捕集效率。

10 μm 颗粒的直接拦截比：$R = \frac{10}{100} = 0.1$

由于 $St \to 0$，选用绕过圆柱体的黏性流公式（5-2-148）计算拦截效率：

$$\eta_{DI} \approx \frac{0.1^2}{2.002 - \ln 0.66} = 0.004\,14 = 0.414\%$$

同理对 1 μm 颗粒，按照上面的方法，计算机械拦截效率为 0.004%。

答案：B。

（六）扩散沉降

利用惯性沉降捕集颗粒时，由于颗粒的布朗运动，一些不在靶体有效捕集范围内的颗粒也会运动到靶

体附近发生捕集或拦截，这一过程增加了除尘效率，导致这种现象发生的机制称为扩散沉降。

扩散沉降效率与捕集体形状、佩克莱（Peclet）数和雷诺数有关。佩克莱数 Pe 是惯性力产生的颗粒位移与布朗扩散产生的颗粒位移之比：

$$Pe = \frac{u_0 D_c}{D} \tag{5-2-150}$$

佩克莱数是惯性捕集作用过程中扩散沉降重要性的指数，Pe 越大则惯性作用越强，扩散沉降越微弱。式中 D 表示颗粒的布朗扩散系数，其大小取决于气体的种类和温度以及颗粒的粒径，可由两种理论方法求得。

1. 粒径等于或大于气体分子平均自由程（$Kn \leqslant 0.5$）的颗粒

符合爱因斯坦公式：

$$D = \frac{CkT}{3\pi\mu d_p} \tag{5-2-151}$$

式中：k——玻耳兹曼常数，$k = 1.38 \times 10^{-23}$ J/K；

T——气体温度，K。

2. 粒径大于气体分子但小于气体分子平均自由程（$Kn > 0.5$）的颗粒

符合朗缪尔（Langmuir）公式：

$$D = \frac{4kT}{3\pi d_p^2 p}\sqrt{\frac{8RT}{\pi M}} \tag{5-2-152}$$

式中：p——气体的压力，Pa；

R——摩尔气体常数，$R = 8.314$ J/(mol·K)；

M——气体的摩尔质量，kg/mol。

对于黏性流，朗缪尔提出的计算颗粒在孤立的单个圆柱形捕集体上的扩散沉降效率为：

$$\eta_{BD} = \frac{1.71 Pe^{-\frac{2}{3}}}{(2 - \ln Re_D)^{\frac{1}{3}}} \tag{5-2-153}$$

对于势流，速度场与雷诺数无关，在高 Re_D 下纳坦森（Natanson）等提出了如下方程：

$$\eta_{BD} = \frac{3.19}{Pe^{\frac{1}{2}}} \tag{5-2-154}$$

对于孤立的单个球形捕集体，约翰斯坦（Johnstone）和罗伯特（Roberts）建议用下式计算扩散沉降效率：

$$\eta_{BD} = \frac{8}{Pe} + 2.23 Re_D^{\frac{1}{8}} Pe^{-\frac{5}{8}} \tag{5-2-155}$$

对于大颗粒的捕集，布朗扩散的作用很小，主要靠惯性碰撞作用；反之，对于很小的颗粒，惯性碰撞的作用微乎其微，主要是靠扩散沉降。在惯性碰撞和扩散沉降均无效的粒径范围内，捕集效率最低。

五、除尘装置

从气体中去除或捕集固态或液态微粒的设备称为除尘装置或除尘器，目前常用的除尘器可以分为以下四类。

（1）机械式除尘器：机械式除尘器包括重力沉降室、惯性除尘器和旋风除尘器。这类除尘器的特点是结构简单、造价低廉、维护方便，但除尘效率不高，往往用作多级除尘系统中的初级预除尘。

（2）过滤式除尘器：过滤式除尘器包括袋式除尘器和颗粒层除尘器，其突出特点是除尘效率高、能净化微细粒子、能适应大风量或小风量气体净化。

（3）静电除尘器：静电除尘器分为干式电除尘器（干法清灰）和湿式电除尘器（湿法清灰），其特点是除尘效率高、阻力小、耐高温、处理风量大。

（4）洗涤式除尘器：洗涤式除尘器分为低能耗洗涤式除尘器（如重力喷淋除尘器、水膜除尘器等）、

高能耗洗涤式除尘器（如文丘里除尘器）。主要特点是除尘效率高、可以用水作为除尘介质；主要缺点是耗能高，必须对产生的污水进行处理，否则将造成二次污染。

各类除尘设备的阻力及其他性能见表 5－2－26。

表 5－2－26 除尘设备的分类及基本性能

类 别	除尘设备型式	阻力/Pa	除尘效率/(%)	投资费用	运行费用
机械式除尘器	重力除尘器	50～150	40～60	少	少
	惯性除尘器	100～500	50～70	少	少
	旋风除尘器	400～1 300	70～92	少	中
	多管旋风除尘器	80～1 500	80～95	中	中
湿式除尘器	喷淋洗涤器	100～300	75～95	中	中
	文丘里除尘器	5 000～20 000	90～98	少	高
	自激式除尘器	800～2 000	85～98	中	较高
	水膜式除尘器	500～1 500	85～98	中	较高
过滤式除尘器	颗粒除尘器	800～2 000	85～99	较高	较高
	袋式除尘器	800～2 000	99～99.9	较高	较高
电除尘器	干式除尘器	100～200	85～99	高	少
	湿式静电除尘器	125～500	90～99	高	少

（一）机械除尘器

机械除尘器通常指利用质量力（重力、惯性力和离心力等）的作用使颗粒物与气流分离的装置。

1. 重力沉降室

重力沉降室是通过重力作用使尘粒从气流中沉降分离的除尘装置，它的结构如图 5－2－34 所示。含尘气流进入重力沉降室后，由于扩大了流动截面积而使气体流速大大降低，使较重颗粒在重力作用下缓慢向灰斗沉降。设计重力沉降室的模式有层流式和湍流式两种。

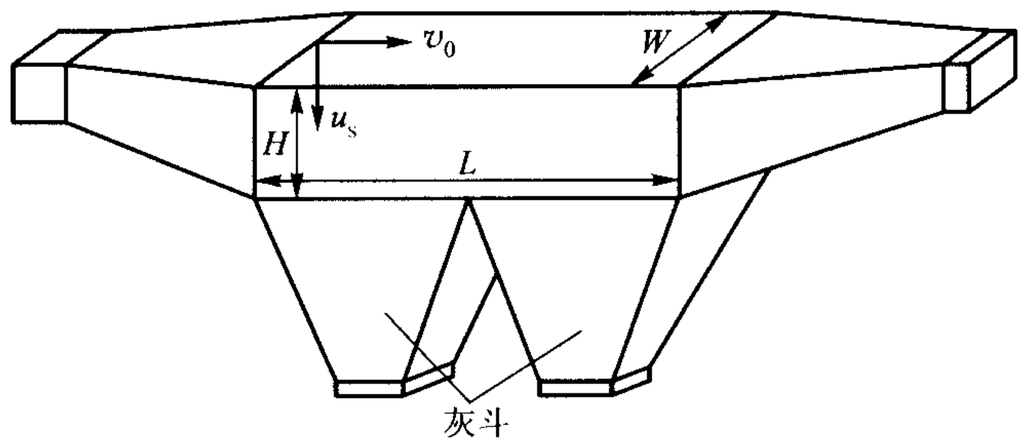


图 5－2－34 简单的重力沉降室

（1）层流式重力沉降室：沉降室设计的简单模式的假定是在沉降室内气流为柱塞流，流速为 v_0(m/s)，流动状态保持在层流范围内；颗粒均匀地分布在烟气中。粒子的运动由两种速度组成。在垂直方向，忽略气体的浮力，仅在重力和气体阻力的作用下，每个粒子以其沉降速度 u_s(m/s) 独立沉降，在烟气流动方向，粒子和气流具有相同的速度。图 5－2－35 是这种沉降室纵截面的示意图。

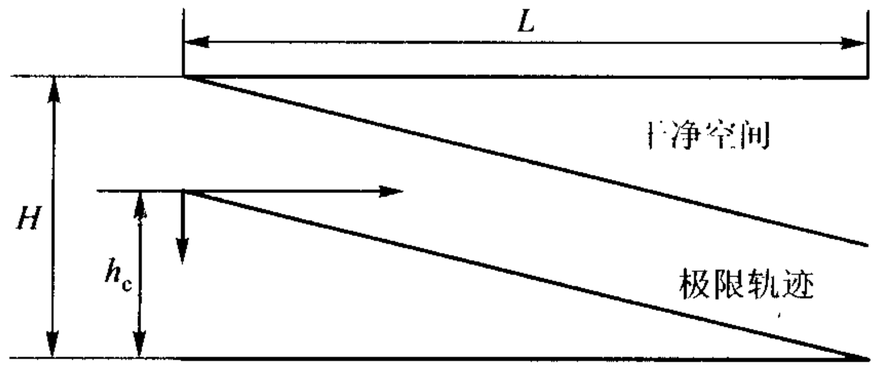


图 5－2－35　层流室重力沉降室纵截面示意图

设沉降室的长、宽、高分别为 L、W 和 H，处理烟气量为 $Q(m^3/s)$，气流在沉降室内停留时间为：

$$t=\frac{L}{v_0}=\frac{LWH}{Q} \tag{5-2-156}$$

在时间 t 内，粒径为 d_p 的粒子的沉降距离为：

$$h_c=u_s\cdot t=\frac{u_sL}{v_0}=\frac{u_sLWH}{Q} \tag{5-2-157}$$

因此，对于粒径为 d_p 的粒子，只有在高度 h_c 以下进入沉降室才能沉降到灰斗。当 $h_c<H$ 时，粒子的分级除尘效率：

$$\eta_i=\frac{h_c}{H}=\frac{u_sL}{v_0H}=\frac{u_sLW}{Q} \tag{5-2-158}$$

给定沉降室的结构，便可按式（5－2－158）求出不同粒径粒子的分级效率或作出分级效率曲线。根据沉降室入口粉尘的粒径分布，按式（5－2－116）或（5－2－117）可计算出沉降室的总除尘效率。

假定粒子沉降运动处于斯托克斯区域，则重力沉降室能 100% 捕集的最小粒子直径为：

$$d_{min}=\sqrt{\frac{18\mu v_0H}{\rho_p gL}}=\sqrt{\frac{18\mu Q}{\rho_p gWL}} \tag{5-2-159}$$

式（5－2－157）至式（5－2－159）均为近似表达式，因为沉降室内的扰动会引起粒子运动速度和方向发生偏差，同时，还要考虑到返混现象。工程上常用式（5－2－158）计算值的一半取为分级效率，用 36 替代式（5－2－159）的 18，这样理论和实践就符合得更好。

为使沉降室捕集直径更小的粒子，降低沉降室高度是一种实用的方法。在总高度不变的情况下，在沉降室内增设几块水平隔板，形成多层沉降室，此时沉降室的分级效率变为：

$$\eta_i=\frac{u_sLW(n+1)}{Q} \tag{5-2-160}$$

式中：n——水平隔板层数，考虑到多层沉降室清灰的困难，实际上一般限制隔板层数 n 在 3 以下。

（2）湍流式重力沉降室：重力沉降室设计的另两种模式是假定沉降室中气流为湍流状态，在垂直于气流方向的每个横断面上粒子完全混合，即各种粒径的粒子都均匀分布于气流中。为了确定对粒径为 d_p 的粒子的分级效率，需要寻求沉降室内任一位置 x 与留在气流中的粒径为 d_p 的粒子数目 N_p 之间的关系。

图 5－2－36 为湍流式重力沉降室内粒子分离示意图。考虑宽度为 W、高度为 H 和长度为 dx 的捕集元，假如 dy 代表流，流速界层的厚度，在气体流过距离 dx 的时间 $\frac{dx}{v_0}$ 内，边界层内粒组成。在垂为 d_p 的粒子都将沉降至灰斗而从气流中除去；被除去的粒独立沉降，

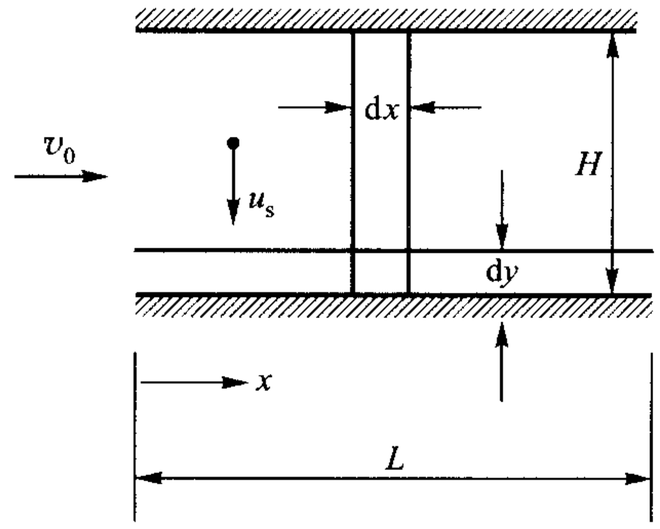


图 5－2－36　湍流式重力沉降粒子分离示意图

数可以简单得表示为 $\frac{dN_p}{N_p}$。在时间 $\frac{dx}{v_0}$ 内，粒径为 d_p 的粒子

以其沉降速度 u_s 沉降，在垂直方向上沉降最大距离 $dy = u_s \cdot \frac{dx}{v_0}$，因此 $\frac{dy}{u_s} = \frac{dx}{v_0}$。

对于粒子完全混合系统，比率 $\frac{dy}{H}$ 是进入边界层且被从气流中除去粒子所占的分数。因此有：

$$\frac{dN_p}{N_p} = \frac{dy}{H} = -\frac{u_s dx}{v_0 H} \tag{5-2-161}$$

负号表示随着 x 的增加粒子数目减少。对式（5-2-161）积分并代入边界条件得到：

$$N_{p,L} = N_{p,0} \exp\left(-\frac{u_s L}{v_0 H}\right)$$

因此，粒径为 d_p 的粒子的分级除尘效率为：

$$\eta_i = 1 - \frac{N_{p,L}}{N_{p,0}} = 1 - \exp\left(-\frac{u_s L}{v_0 H}\right) = 1 - \exp\left(-\frac{u_s LW}{Q}\right) \tag{5-2-162}$$

2. 惯性除尘器

为了改善沉降室的除尘效果，可在沉降室内设置各种形式的挡板，使含尘气流冲击在挡板上；气流方向发生急剧转变，借助尘粒本身的惯性力作用，使其与气流分离。图 5-2-37 所示是含尘气流冲击在两块挡板上时尘粒分离的机理。当含尘气流冲击到挡板 B_1 上时，惯性大的粗尘粒（d_1）首先被分离下来。被气流带走的尘粒（d_2，且 $d_2 < d_1$），由于挡板 B_2 使气流方向转变，借助离心力作用也被分离下来。若设该点气流的旋转半径为 R_2，切向速度为 u_t，则尘粒 d_2 所受离心力与 $d_2^2 u_t^2 / R_2$ 成正比。回旋气流的曲率半径愈小，愈能分离捕集细小的粒子。显然这种惯性除尘器，除借助惯性力作用外，还利用了离心力和重力的作用。

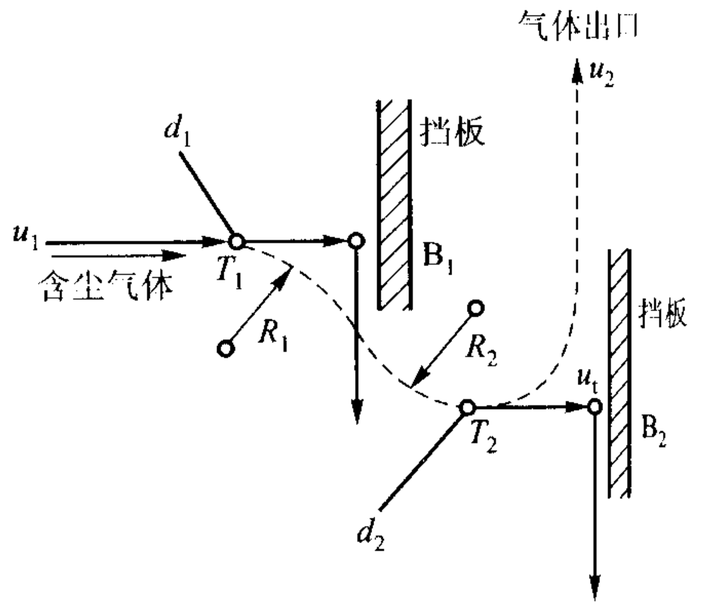


图 5-2-37 惯性除尘器的分离机理

图 5-2-38 为几种反转式惯性除尘器，（a）为弯管型，（b）为百叶窗型，（c）为多层隔板型。弯管型和百叶窗型反转式除尘装置和冲击式惯性除尘装置一样都适于烟道除尘，塔式除尘装置主要用于烟雾的分离。

一般惯性除尘器的气流速度愈高，气流方向转变角度愈大，转变次数愈多，净化效率愈高，压力损失也愈大。惯性除尘器用于净化密度和粒径较大的金属或矿物性粉尘具有较高除尘效率。对黏结性和纤维性粉尘，则因易堵塞而不宜采用。由于惯性除尘器的净化效率不高，故一般只用于多级除尘中的第一级除尘，捕集 10 ~ 20 μm 以上的粗尘粒。压力损失依型式而定，一般为 100 ~ 1 000 Pa。

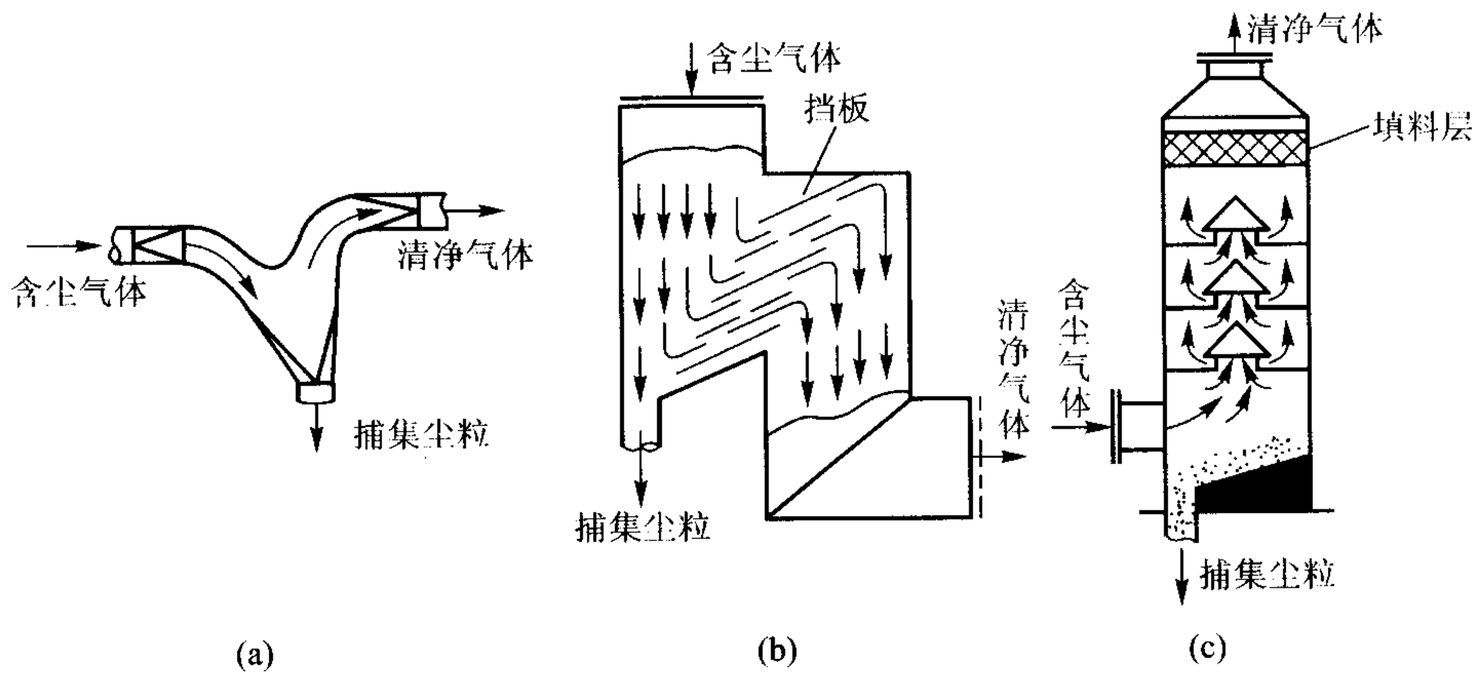


图 5-2-38 反转式惯性除尘装置

3. 旋风除尘器

旋风除尘器是利用旋转气流产生的离心力使尘粒从气流中分离的装置。

（1）旋风除尘器内气流与尘粒的运动：普通旋风除尘器是由进气管、筒体、锥体和排气管等组成，气流流动状况如图 5－2－39 所示。含尘气流进入除尘器后，沿外壁由上向下作旋转运动，同时有少量气体沿径向运动到中心区域。当旋转气流的大部分到达锥体底部后，转而向上沿轴心旋转，最后经排出管排出。通常将旋转向下的外圈气流称为外涡旋，旋转向上的中心气流称为内涡旋，两者的旋转方向是相同的。

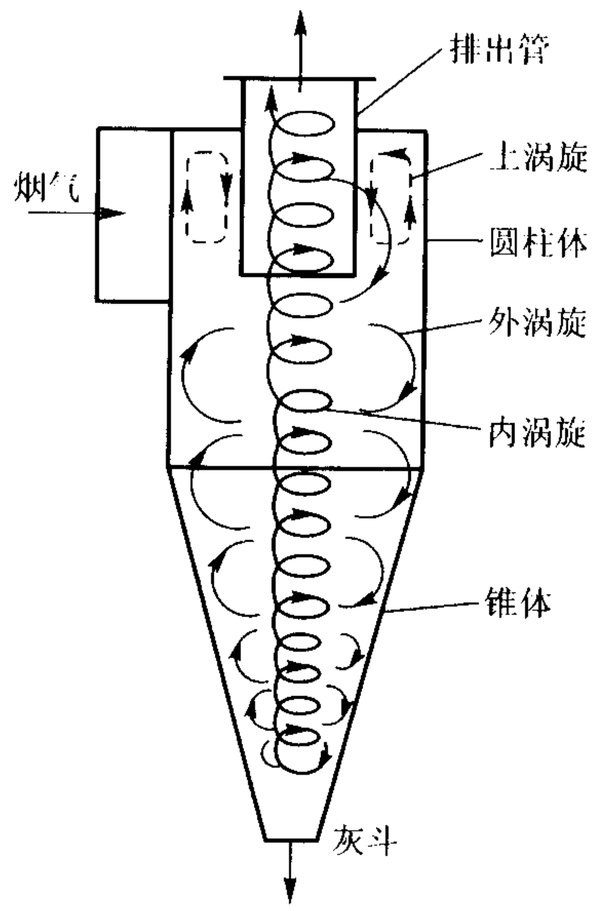


图 5－2－39　普通旋风除尘器的结构及内部气流

气流作旋转运动时，尘粒在离心力作用下逐步移向外壁，到达外壁的尘粒在气流和重力共同作用下沿壁面落入灰斗。

对旋风除尘器内气流运动的测定发现，实际的气流运动是很复杂的，除了切向和轴向运动外，还有径向运动。如在外涡旋，少量气体沿径向运动到中心区域，在内涡旋，也存在着离心的径向运动。

（2）旋风除尘器的压力损失：在评价旋风除尘器设计和性能时的一个主要指标是气流通过旋风器时的压力损失，亦称压力降。旋风除尘器的压力损失与其结构和运行条件等有关。理论计算是困难的，主要靠实验确定。

实验表明，旋风除尘器的压力损失 Δp 一般与气体入口速度的平方成正比，即：

$$\Delta p = \frac{1}{2}\zeta \rho v_1^2 \tag{5-2-163}$$

式中：ρ——气体的密度，kg/m^3；

v_1——气体入口速度，m/s；

ζ——局部阻力系数。

表 5－2－27 是几种旋风除尘器的局部阻力系数值，可供参考。

表 5－2－27　局部阻力系数值

旋风除尘器型式	XLT	XLT/A	XLP/A	XLP/B
ζ	5.3	6.5	8.0	5.8

在缺少实验数据时，可用下式估算：

$$\zeta = 16A/d_e^2 \tag{5-2-164}$$

式中：A——旋风除尘器进口面积，m^2。

式（5－2－164）表明，除尘器相对尺寸对压力损失影响较大，当除尘器结构型式相同时，几何相似放大或缩小，压力损失基本不变。

旋风除尘器的其他操作因素对压力损失也有影响。例如，随入口含尘浓度的增高，除尘器的压力降明显下降，这是因为旋转气流与粉尘摩擦导致旋转速度降低的缘故。除尘器内部有叶片、突起和支持物时，同样可使气流的旋转速度降低，导致压力降减少。

旋风除尘器操作运行中可以接受的压力损失一般低于 2 kPa。

（3）旋风除尘器的除尘效率：分割直径 d_c 是确定除尘效率的基础。通过一些方法确定 d_c 后可采用如下经验公式计算分级除尘效率，其精度完全可以满足工程设计需要：

$$\eta_i = \frac{(d_{pi}/d_c)^2}{1 + (d_{pi}/d_c)^2} \tag{5-2-165}$$

（二）电除尘器

电除尘器是含尘气体在通过高压电场进行电离的过程中，使尘粒荷电，并在电场力的作用下使尘粒沉积在集尘极上，将尘粒从含尘气体中分离出来的一种除尘设备。电除尘过程与其他除尘过程的根本区别在于，分离力（主要是静电力）直接作用在粒子上，而不是作用在整个气流上，这就决定了它具有分离粒子耗能小、气流阻力也小的特点。由于作用在粒子上的静电力相对较大，所以即使对亚微米级的粒子也能有效地捕集。电除尘器的主要优点是：压力损失小，一般为 200 ~ 500 Pa；处理烟气量大，可达 10^5 ~ 10^6 m^3/h；能耗低，大约 0.2 ~ 0.4 kW · h/1 000 m^3；对细粉尘有很高的捕集效率，可高于 99%。在收集细粉尘的场合，电除尘器是主要的除尘装置之一。

1. 电除尘器的工作原理

虽然在实践中电除尘器的种类和结构型式繁多，但都基于相同的工作原理：悬浮粒子荷电，带电粒子在电场内迁移和捕集，以及将捕集物从集尘表面上清除等基本过程。

（1）电晕放电：高压直流电晕荷电是使悬浮粒子荷电最有效的方法。电晕过程发生在活化的高压电极（细金属电晕线）和接地电极（集尘板）之间，电极之间的空间内形成高浓度的气体离子。

假设电晕极为负极，集尘板为正极，电晕驱使电子从金属丝表面或附近向正极运动，在正、负极之间形成雪崩区、电晕区和负离子区三个区域。

电晕现象在电晕线和集尘板之间产生一定的电流，叫做电晕电流。外加到电除尘器上的电压和产生的电晕电流有密切关系，常称为伏 - 安特性曲线（见图 5 - 2 - 40）。

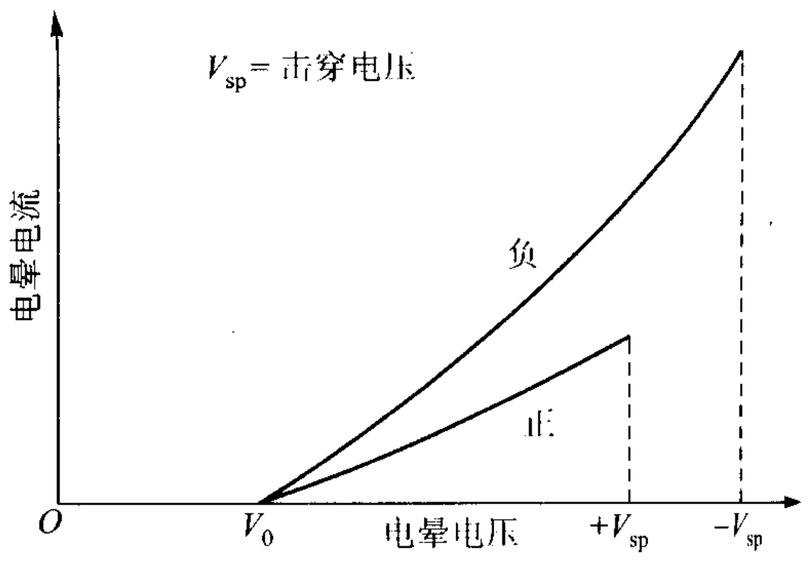


图 5 - 2 - 40 正、负电晕极在空气中的电晕电流 - 电压曲线

（2）粒子荷电：含尘气流通过发生电晕的空间，尘粒在百分之几秒内碰撞俘获气体离子而荷电。除尘器电晕电场中存在电场荷电和扩散荷电两种过程。带电离子在静电力作用下，做定向运动，与气流中的粒子碰撞而荷电称为电场荷电。离子热运动引起它们通过气体扩散，并与气体中的粒子碰撞而荷电的过程称为扩散荷电。

实际的荷电过程往往同时包括电场荷电和扩散荷电两个过程。但对不同粒径范围的粒子，其主要作用的荷电机理也不相同：大于 0.5 μm 的微粒，电场荷电量远大于扩散荷电量，粒子主要通过电场荷电；小于 0.15 μm的微粒，扩散荷电量大于电场荷电量，粒子主要通过扩散荷电；介于 0.15 ~ 0.5 μm 之间的粒子，扩散荷电量与电场荷电量相近，需要同时考虑这两种过程。一般来说，直径 1 μm 的粒子大约获得30 000 个电子的电荷量。

（3）荷电粒子的迁移与捕集：含尘气流进入除尘器后，经过粒子荷电过程，带电粒子在电场内受静电力作用产生偏离气流的沉降运动，最后沉降到捕集面上。荷电粒子在电场力和流体阻力作用下脱离气流的运动速度称为驱进速度。

假定含尘气体在除尘器中做层流运动，此时利用经典力学和电学定律可以确定粒子向除尘器的驱进速度：

$$\omega = \frac{qE_p}{3\pi\mu d_p}\left[1 - e^{-\left(\frac{3\pi\mu d_p}{m}\right)t}\right] \qquad (cm/s) \tag{5-2-166}$$

对常温常压下，密度为 1 g/cm^3，直径为 1 μm 的球形颗粒，$t > 10^{-2}$ s 时，上式可以简化为：

$$\omega = \frac{qE_p}{3\pi\mu d_p} \tag{5-2-167}$$

颗粒驱进速度与捕集效率之间的关系可以用德意希公式表达。德意希在推导电除尘器捕集效率时，作

了以下基本假定：气体处于湍流状态；垂直于集尘表面任一横断面上粒子浓度和气流分布均匀；粒子进入除尘器后，立即完成荷电过程；电风、气流分布不均匀、被捕集粒子重返气流等因素可以忽略。

在上述假定的基础上，分级捕集效率为：

$$\eta_i = 1 - \exp\left(-\frac{A}{Q}\omega_i\right) \tag{5-2-168}$$

德意希修正方程：

$$\eta_i = 1 - \exp -\left(\frac{A}{Q}\omega_i\right)^k \tag{5-2-169}$$

式中：k——指数，一般取值 0.5。

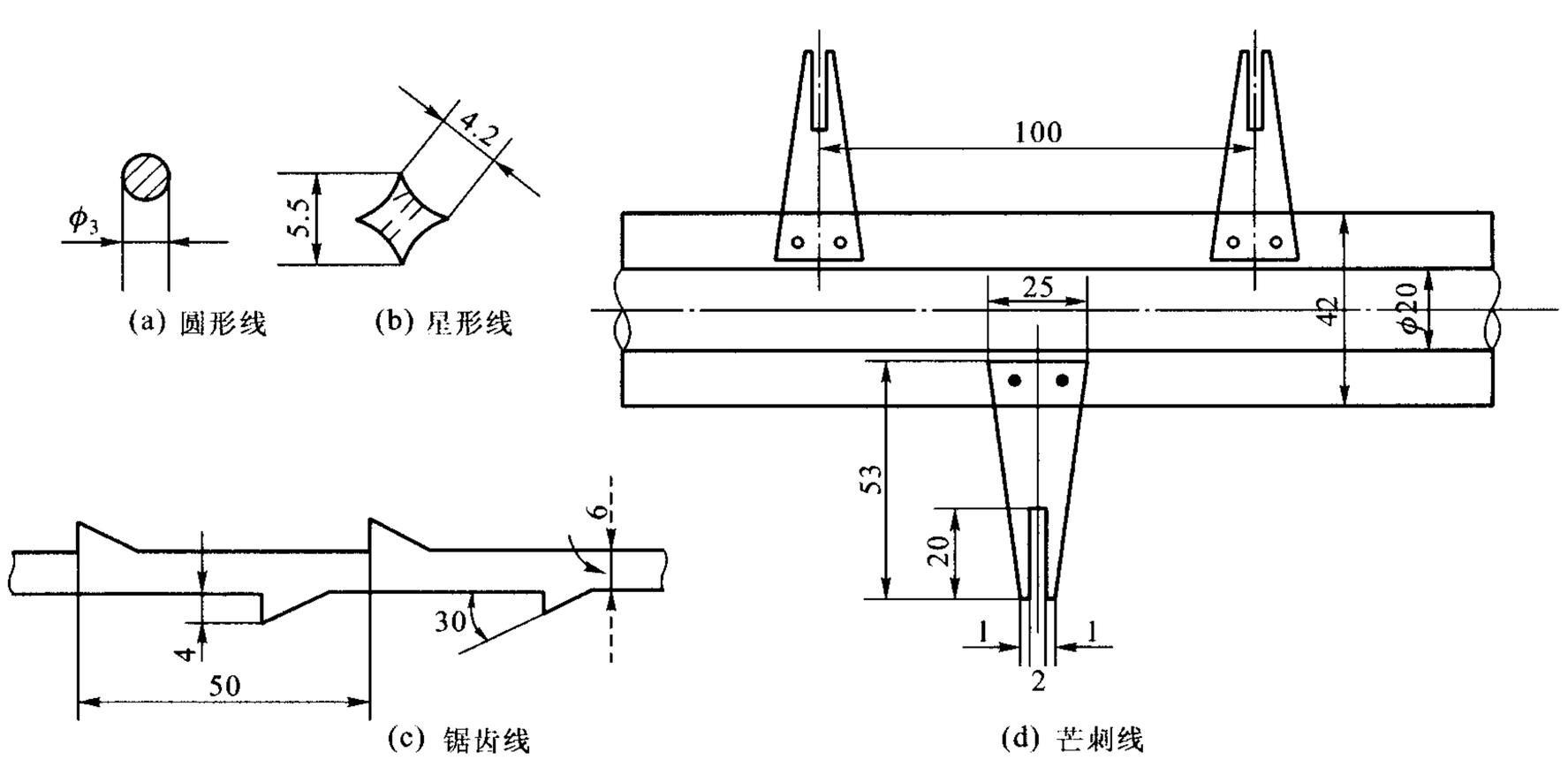
（4）清灰：为保持电晕极和集尘板的清洁，需要及时清灰。粉尘沉积在电晕极上，会影响电晕电流的大小和均匀性。为保持电晕极表面清洁，最一般的清灰方法是电极振打。集尘极清灰的目的是防止粉尘重新进入气流和防治反电晕。湿式电除尘器中，一般用水冲洗集尘极板，使极板表面经常保持着一层水膜，粉尘降落在水膜上，随水膜流下，达到清灰目的。

干式电除尘器中沉积的粉尘由机械撞击或电极振动产生的振动力清灰。现代电除尘器大都采用电磁振打或锤式振打清灰。

2. 电除尘器的结构

电除尘器主要由除尘器本体、供电装置和附属设备组成，除尘器本体包括电极电晕、集尘极、清灰装置、气流分布装置和灰斗等。

（1）电极电晕：电晕线是产生电晕放电的主要部件，其性能好坏直接影响除尘器的性能。电晕极型式很多，目前常用的有直径 3 mm 左右的圆形线、星形线及锯齿线、芒刺线等，其形状见图 5-2-41。电晕线固定方式有两种：一种为重锤悬吊式，重锤质量 10 kg；另一种为管框绷线式。对电晕线的一般要求是：起晕电压低、电晕电流大、机械强度高、能维持准确的极距以及易清灰等。



(a) 圆形线　(b) 星形线　(c) 锯齿线　(d) 芒刺线

图 5-2-41　常用电晕极形状

（2）集尘极：小型管式电除尘器的集尘极为直径约 15 cm、长 3 m 左右的管，大型管式电除尘器的集尘极的直径可加大到 40 cm、长 6 m。每个除尘器所含集尘数目少则几个，多则可达 100 个以上。板式电除尘器的集尘板垂直安装，电晕线置于相邻的两板之间。集尘板长一般为 10～20 m、高 10～15 m、板间距0.2～0.4 m。集尘极结构对粉尘的二次扬起，及除尘器金属消耗量（约占总耗量的 40%～50%）有很大影响。性能良好的集尘极应满足下述基本要求：振打时粉尘的二次扬起少；单位集尘面积消耗金属量低；极板高度较大时，应有一定的刚性，不易变形；振打时易于清灰，造价低。

（3）高压供电设备：高压供电设备提供粒子荷电和捕集所需要的高场强和电晕电流。为满足现场需

要，供电设备操作必须十分稳定，希望工作寿命在二十年之上。为使静电除尘器能在高压下操作，避免过大的火花损失，高压电源不能太大，必须分组供电。大型电除尘器常常采用6个或更多的供电机组。增加供电机组的数目，减少每个机组供电的电晕线数，能改善电除尘器性能。但是增加供电机组数和增加电场分组数，必然增加投资。因此电场分组数的确定必须考虑保证效率和减少投资两方面因素。

（4）气流分布板：为了减少涡流，保证气流分布均匀，在进出口处应设变径管道，进口变径管内应设气流分布板。最常见的气流分布板有百叶窗式、多孔板分布格子、槽形钢式和栏杆型分布板等，而以多孔板应用最为广泛。电除尘器内气流分布对除尘效率具有较大影响，电除尘器正式投入运行前，必须进行测试、调整、检查气流分布是否均匀，对气流分布的具体要求是：任何一点的流速不得超过该断面平均流速的 ±40%；在任何一个测定断面上，85%以上测点的流速与平均流速不得相差 ±25%。

3. 影响电除尘器工作的因素

（1）比电阻：为在电晕极和集尘极之间输送离子电流，沉积在集尘极表面的粉尘必须具有一定的导电性，为此需要的最低电导率是 10^{-10} cm/Ω。电导率低于 10^{-10} cm/Ω，即比电阻高于 10^{10} Ω/cm 的粉尘，称为高比电阻粉尘。

现已公认，高比电阻粉尘将会干扰电场条件，并导致除尘效率下降。高比电阻粉尘在集尘板上的积累，使电晕极与粉尘层之间的电压降减少，导致较低的电晕电压下产生火花现象。高比电阻粉尘沉积在捕集板上，电荷释放缓慢，并残留部分电荷。当积累的电荷密度增加到一定程度，粉尘层和集尘板之间产生很大的电压降，以至引起粉尘层内空气电离，发生“反电晕”放电。

实践表明，粉尘比电阻低于 10^{10} Ω/cm 时，对除尘器操作和性能没有不良影响；当比电阻介于 10^{10}~10^{11} Ω/cm 之间时，火花率增加，操作电压降低；当高于 10^{11} Ω/cm 时，集尘板粉尘层内会出现电火花，产生明显的反电晕。

（2）含尘浓度：电除尘器同时存在两种空间电荷：气体离子电荷以及带电粒子电荷，其中带电粒子的运动速度远低于气体离子。

当气流中微小粒子的浓度高时，虽然荷电尘粒形成的电晕电流不大，但是空间电荷却很大，严重抑制着电晕电流产生，使尘粒不能获得足够的电荷。粒径在 1 μm 左右颗粒越多，抑制现象越严重。当含尘量大于某一数值，电晕现象完全消失，颗粒在电场得不到电荷，电晕电流几乎降为0，失去除尘作用，产生电晕闭塞现象。在处理含尘浓度较高的烟气时，为避免发生电晕闭塞现象，经常采取提高工作电压、采用放电强烈的芒刺形电晕极、增加预净化设备等措施。

（三）湿式除尘器

湿式除尘器是使含尘气体与液体（一般为水）密切接触，利用水滴和颗粒的惯性碰撞及其他作用捕集颗粒或使粒径增大的装置。湿式除尘器可以有效地将直径为 0.1 ~ 20 μm 的液态或固态粒子从气流中除去，同时，也能脱除气态污染物。它具有结构简单、造价低、占地面积小，操作及维修方便和净化效率高等优点，能够处理高温、高湿的气流，将着火、爆炸的可能减至最低。但采用湿式除尘器时要特别注意设备和管道腐蚀以及污水和污泥的处理等问题。湿式除尘过程也不利于副产品的回收。如果设备安装在室外，还必须考虑在冬天设备可能冻结的问题。再则，要使去除微细颗粒的效率也较高，则需使液相更好地分散，但能耗增大。

在工程上使用的湿式除尘器型式很多。总体上可分为低能和高能两类。低能湿式除尘器的压力损失为 0.2 ~ 1.5 kPa，包括喷雾塔和旋风洗涤器等，在一般运行条件下的耗水量（液气比）为 0.5 ~ 3.0 L/m³，对 10 μm 以上颗粒的净化效率可达 90% ~ 95%，高能湿式除尘器的压力损失为 2.5 ~ 9.0 kPa，净化效率可达 99.5% 以上，如文丘里洗涤器等。

根据湿式除尘器的净化机理，可以将其大致分成七类：

（1）重力喷雾洗涤器；

（2）旋风洗涤器；

（3）自激喷雾洗涤器；

（4）板式洗涤器；

（5）填料洗涤器；

（6）文丘里洗涤器；

（7）机械诱导喷雾洗涤器。

主要湿式除尘装置的性能、操作范围摘要列于表 5－2－28。本书将主要讨论应用广泛的三类湿式除尘器，即喷雾塔洗涤器、旋风洗涤器和文丘里洗涤器。

表 5－2－28　主要湿式除尘装置的性能和操作范围

装置名称	气体流速/（$m \cdot s^{-1}$）	液气比/（$L \cdot m^{-3}$）	压力损失/Pa	分割直径/μm
喷淋塔	0.1～2	2～3	100～500	3.0
填料塔	0.5～1	2～3	1 000～2 500	1.0
旋风洗涤器	15～45	0.5～1.5	1 200～1 500	1.0
转筒洗涤器	300～750 r/min	0.7～2	500～1 500	0.2
冲击式洗涤器	10～20	10～50	0～150	0.2
文丘里洗涤器	60～90	0.3～1.5	3 000～8 000	0.1

1. 湿式除尘器的除尘机理

含尘气体在运动中与液滴相遇，在液滴前 x_d 处气流开始改变方向，绕过液滴流动，而惯性较大的颗粒有继续保持其原来直线运动的趋势。颗粒运动主要受两个力支配，即其本身的惯性力以及周围气体对它的阻力。定义颗粒从脱离流线到惯性运动结束时所移动的直线距离为粒子的停止距离 x_s，若 x_s 大于粒子开始偏离流线那一点至液滴的距离 x_d，颗粒和液滴就会发生碰撞。定义 x_s 与液滴直径 d_D 的比值为惯性碰撞参数 N_I，对斯托克斯粒子有：

$$St = 2N_I = \frac{2x_s}{D_c} = \frac{d_p^2 \rho_p (u_p - u_D) C}{9\mu D_c} \tag{5-2-170}$$

式中：u_D——液滴的速度，m/s；

u_p——在流动方向上粒子的速度，m/s。

对于粒径小于 5.0 μm 的粒子，必须考虑坎宁汉校正系数 C。

颗粒和液滴之间的碰撞几率，即颗粒从气流中除去的效率与该碰撞参数密切相关。这一点已被实验和理论所证实。

由式（5－2－170）可以看出，当颗粒直径和密度确定以后，碰撞系数和液滴之间的相对速度成正比，而与液滴直径成反比。所以对于给定的烟气系统，要提高 N_I 值，必须提高液气相对运动速度和减小液滴直径。目前工程上常用的各种湿式除尘器基本上是围绕这两个因素发展起来的。

但液滴直径也不是愈小愈好，直径过小液滴容易随气流一起运动，减小了液气相对运动速度。例如，在文丘里洗涤器中气流处于高速运动，小液滴比大液滴更容易被加速到载气速度。因此对于给定颗粒为获得最大除尘效率，应有一个最佳液滴直径，如图 5－2－42 所示。

根据碰撞系数的物理意义可以想象，N_I 值越大，则粒子惯性越大，碰撞捕集效率越高。理论上讲，针对势流和黏性流，捕集效率可以根据惯性碰撞参数 N_I 进行计算。约翰斯顿（Johnstone）等人的研究结果是：

$$\eta = 1 - \exp(-KL\sqrt{N_I}) \tag{5-2-171}$$

式中：K——关联系数，其值取决于设备几何结构和系统操作条件；

L——液气比，L/（1 000 m^3 气体）。

湿式除尘器的除尘效率还可以通过接触功率法和分割粒径法求得。前者是根据接触功率（包括输送

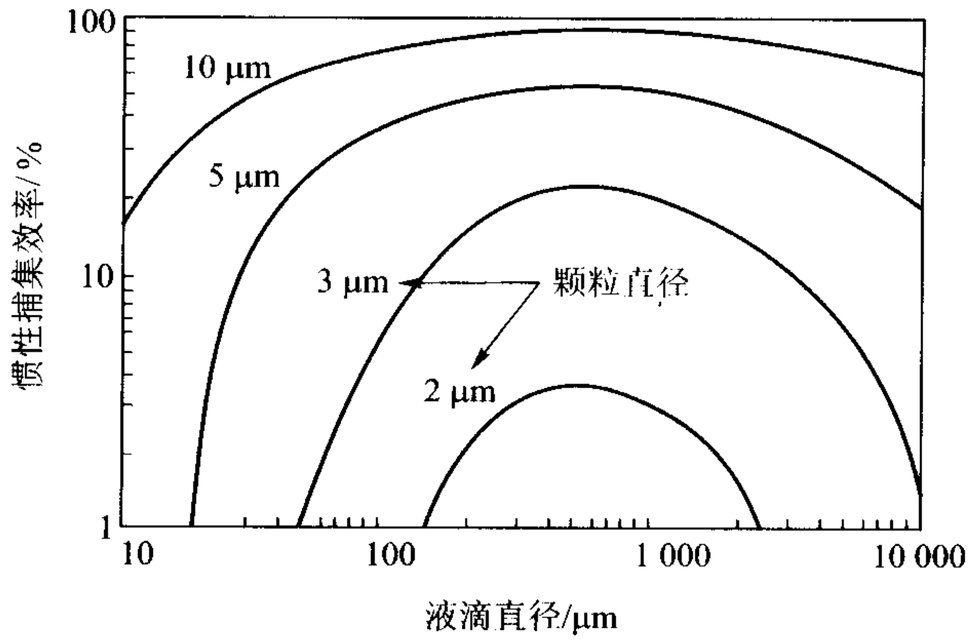


图 5-2-42 重力喷雾塔中碰撞效率和液滴直径的关系

气体和雾化、喷淋液体所需的功率）理论得到的经验公式，能够较好地关联湿式除尘器压力损失和除尘效率之间的关系，被工业界广泛接受。后者则基于分割粒径能全面表示从气流中分离粒子的难易程度和洗涤气的性能。

2. 喷雾塔洗涤器

圆柱形的喷雾塔是一种最简单的湿式除尘装置，如图 5-2-43所示。在逆流式喷雾塔中，含尘气体向上运动，液滴由喷嘴喷出向下运动。因颗粒和液滴之间的惯性碰撞、拦截和凝聚等作用，使较大的粒子被液滴捕集。假如气体流速较小，夹带了颗粒的液滴将因重力作用而沉于塔底。为保证塔内气流分布均匀，常采用孔板形气流分布板。通常在塔的顶部安装除雾器，以除去微细液滴。

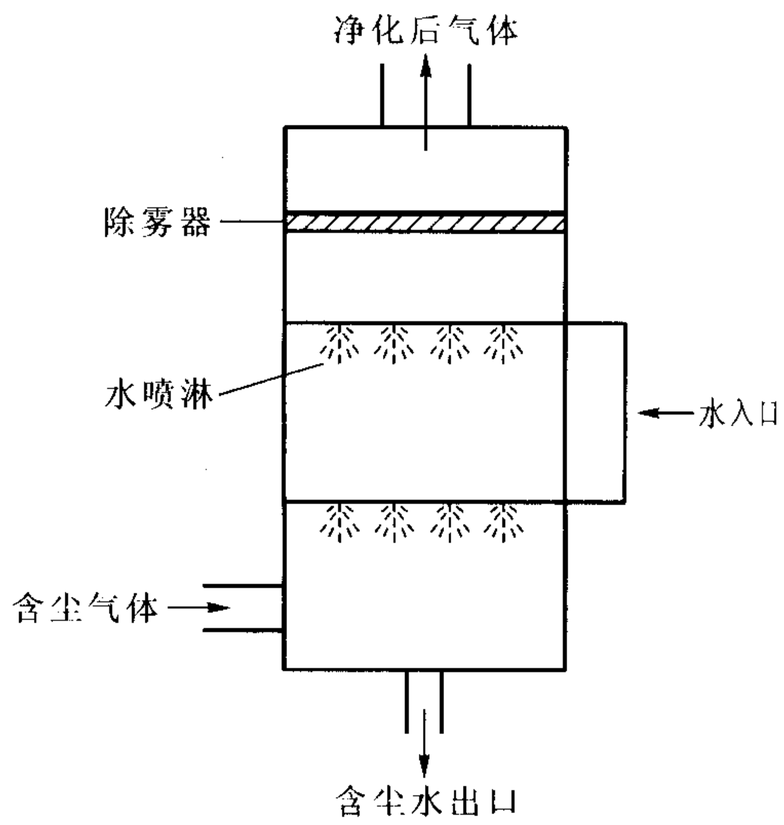


图 5-2-43 喷雾塔洗涤器示意图

喷雾塔的除尘效率取决于液滴大小、颗粒的空气动力学直径、液气流量比以及气体性质。为了预估喷雾塔的除尘效率，通常假定所有液滴具有相同直径，且进入洗涤器后立刻以终末沉降速度沉降；液滴在整个过气断面上分布均匀、无聚结现象。基于这些假定，立式逆流喷雾塔靠惯性碰撞捕集粉尘的效率为：

$$\eta = 1 - \exp\left[-\frac{3Q_L u_t z \eta_d}{2Q_G d_D (u_t - V_G)} \right] \tag{5-2-172}$$

式中：u_t——液滴的终末沉降速度，m/s；

V_G——空塔断面气速，m/s；

z——气液接触的总塔高度，m；

η_d——单个液滴的碰撞效率。

单个液滴的集尘效率受液滴运动雷诺数的影响很大，根据液滴周围为黏性流和势流时集尘效率，内插得到如下近似表达式：

$$\eta_d = \left(\frac{St}{St + 0.7} \right)^2 \tag{5-2-173}$$

喷雾塔的压力损失较低，当气流速度为 0.15 ~ 0.45 m/s，液体质量流量为 $(2 \sim 8) \times 10^4$ kg/(m^2 · h)，压力损失通常为 1 000 Pa/m 塔高。空塔气流速度 V_G 一般取为液滴沉降速度的 50%，如果液滴直径在 0.5 ~ 1.0 mm 范围内，V_G 可采用 0.6 ~ 1.2 m/s。最佳液滴直径的选择，根据颗粒粒径的大小由图 5-2-43 确定。另外，液气流量比对除尘效果也有较大影响，为了提高操作时的液气比，液体应循环使用，为此在工厂区应设置沉淀池。

除了逆流喷雾塔外，还有错流型式的喷雾塔。即液体由塔的顶部喷淋下来，而含尘气流水平通过喷雾

塔。对于粒子的惯性捕集，下式可估算粒子的总通过率。

$$P_t = \exp\left(-\frac{3Q_L z\eta_d}{2Q_G d_D}\right) \tag{5-2-174}$$

喷雾塔具有结构简单、压力损失小，操作稳定，经常与高效洗涤器联用捕集粒径较大的颗粒。与大多数其他类型洗涤器一样，严格控制喷雾过程，保证液滴大小均匀，对有效的操作是很有必要的。

3. 旋风洗涤器

在干式旋风分离器内部以环形方式安装一排喷嘴，这就构成一种最简单的旋风洗涤器。喷雾作用发生在外涡旋区，并捕集颗粒，携带颗粒的液滴被甩向旋风洗涤器的湿壁上，然后沿壁面沉落到器底。进水喷嘴也可安装在旋风洗涤器入口处。在出口处通常需要安装除雾器。

旋风洗涤器的另一种形式如图 5-2-44 所示，常称为中心喷雾的旋风洗涤器。含尘气体由筒体的下部切向引入，水通过轴上安装的多头喷嘴喷出，径向喷出的水雾与螺旋形旋转气流相碰，使颗粒被捕集下来。如果在喷雾段上面有足够的高度，也能起一定的除雾作用。

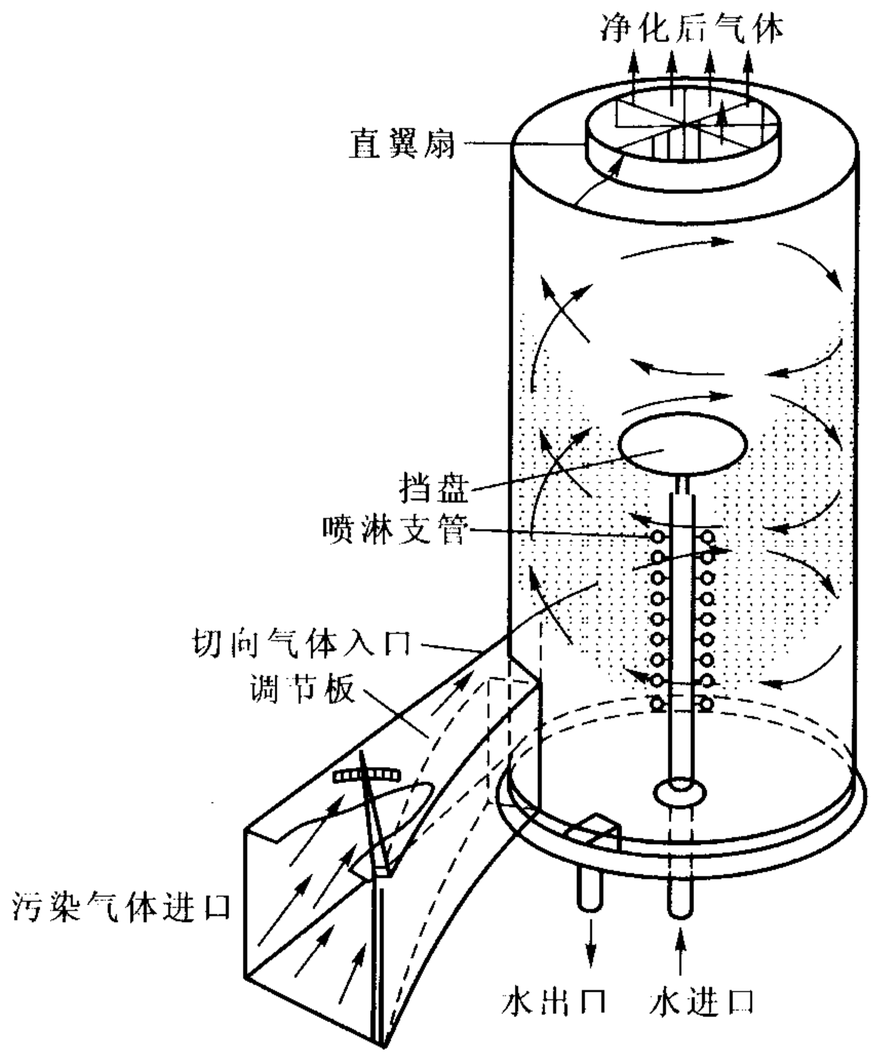


图 5-2-44　中心喷雾的旋风洗涤器

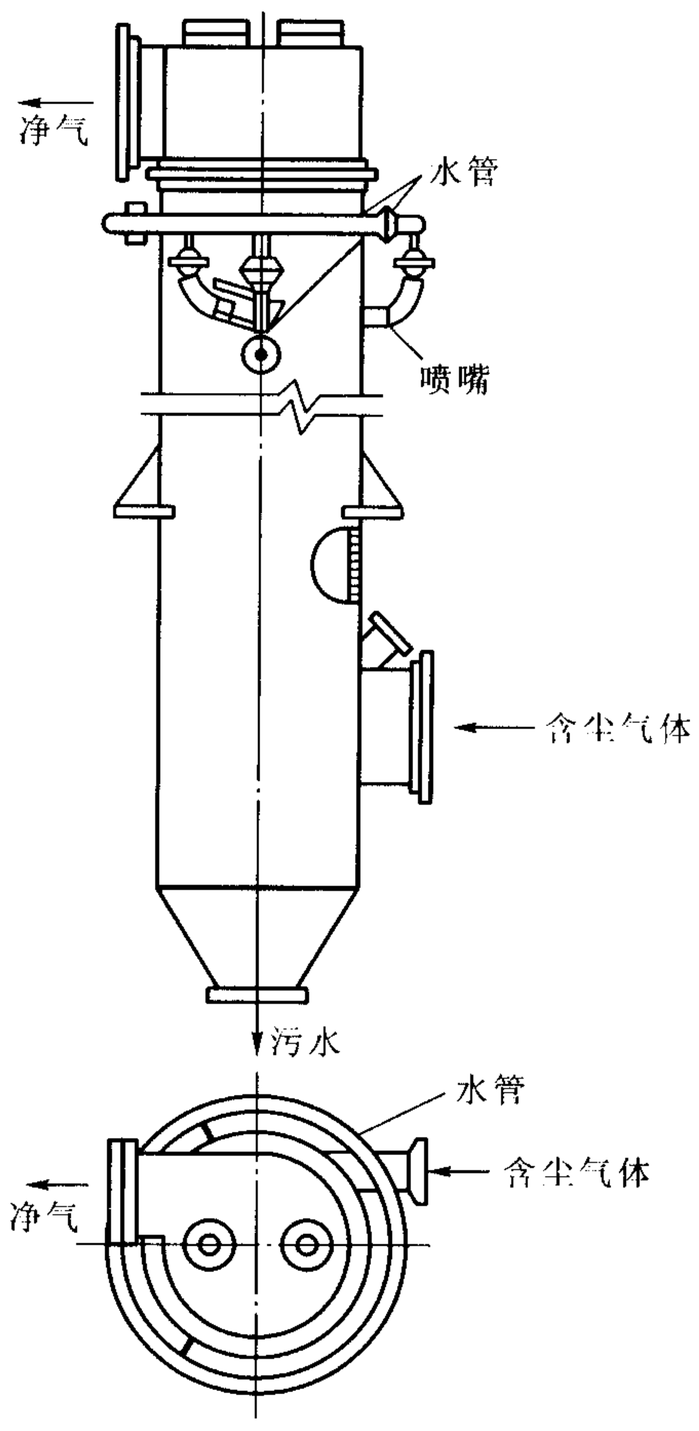


图 5-2-45　旋风水膜除尘器

旋风水膜除尘器在我国得到广泛应用，其装置如图 5-2-45 所示，喷雾沿切向喷向筒壁，使壁面形成一层很薄的不断下流的水膜。含尘气流由筒体下部导入，旋转上升，靠离心力甩向壁面的粉尘为水膜所黏附，沿壁面流下排走。

旋风洗涤器气体入口速度范围一般为 15～45 m/s。通常离心洗涤器净化 5 μm 以下颗粒是有效的。中心喷雾的旋风洗涤器对于 0.5 μm 以下颗粒的捕集效率可达 95% 以上。

因为旋风洗涤器内气流的旋转运动使其带水现象减弱，可以采用比喷雾塔中更细的喷嘴。旋风洗涤器的耗水量一般为 0.5～1.5 L/m^3，压力损失一般为 0.5～1.5 kPa，可用下式进行估算：

$$\Delta p = \Delta p_0 + \frac{Q_L}{Q_G}\rho_L \bar{u}_D^2 \tag{5-2-175}$$

式中：Δp——旋风洗涤器的压力损失，Pa；

Δp_0——喷雾系统关闭时的压力损失，Pa；

ρ_L——液滴密度，kg/m^3；

u_D——液滴初始平均速度，m/s。

旋风洗涤器适合于处理烟气量大和含尘浓度高的场合。它可以单独采用，也可以安装在文丘里洗涤器之后作为脱水器。

4. 文丘里洗涤器

文丘里洗涤器是一种高效湿式洗涤器，常用在高温烟气降温和除尘上，其结构如图 5-2-46 所示，由收缩管、喉管和扩散管组成。含尘气体由进气管进入收缩管后，流速逐渐增大，气流的压力能逐渐转变为动能，在喉管入口处，气速达到最大，一般为 50～180 m/s。洗涤液（一般为水）通过沿喉管周边均匀分布的喷嘴进入，液滴被高速气流雾化和加速。充分的雾化是实现高效除尘的基本条件。通常假定①微细颗粒以与气流相同的速度进入喉管；②洗涤液滴的轴向初速度为零，由于气流曳力在喉管部分被逐渐加速。在液滴加速过程中，由于液滴与粒子之间惯性碰撞，实现微细颗粒的捕集。当液滴速度接近气流速度时，液滴与颗粒之间相对速度接近零。在喉管下游，惯性碰撞的可能性迅速减小。因为碰撞捕集效率随相对速度增加而增加，因此，气流入口速度必须高。在扩散管中，气流速度减小和压力的回升，使以颗粒为凝结核的凝聚作用的速度加快，形成直径较大的含尘液滴，以便于被低能洗涤器或除雾器捕集下来。

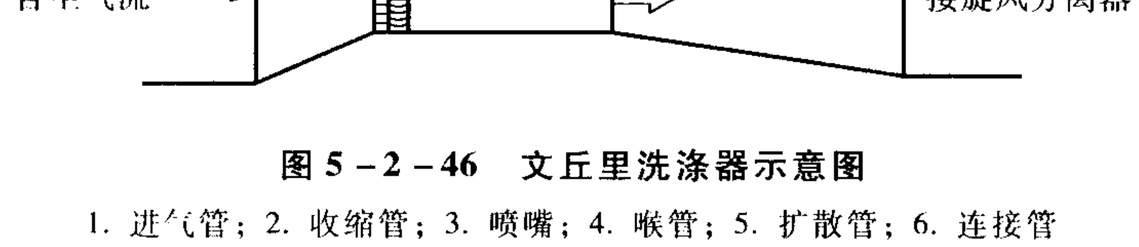


图 5-2-46 文丘里洗涤器示意图

1. 进气管；2. 收缩管；3. 喷嘴；4. 喉管；5. 扩散管；6. 连接管

文丘里洗涤器内高速气流的动能要用于雾化和加速液滴，因而气流的压力损失自然大于其他湿式和干式除尘器。卡尔弗特等人基于气流损失的能量全部用于在喉管内加速液滴的假定，发展了计算文丘里洗涤器压力损失的数学模式：

$$\Delta p = -\rho_L v_T^2\left(\frac{Q_L}{Q_G}\right) \tag{5-2-176}$$

或：

$$\Delta p = -1.03\times10^{-3} v_T^2\left(\frac{Q_L}{Q_G}\right) \tag{5-2-177}$$

式中：Δp 的单位为 cmH_2O；v_T 的单位为 cm/s；Q_L 与 Q_G 的单位相同。

根据由多种型式文丘里洗涤器得到的实验数据间的关系，海斯凯茨（Hesketh）提出了如下方程式：

$$\Delta p = 0.863\rho_G A^{0.133} v_T^2\left(\frac{Q_L}{Q_G}\right)^{0.78} \tag{5-2-178}$$

式中：Δp 的单位为 Pa；A 为喉管的横断面积，m^2。

虽然文丘里洗涤器广泛用于除尘过程，但尚缺乏可靠的计算除尘效率的方程式。卡尔弗特等人作了一系列简化后提出下式以计算文丘里洗涤器的通过率：

$$P = \exp\left(\frac{-6.1\times10^{-9}\rho_L\rho_p C_C d_p^2 f^2 \Delta p}{\mu_g^2}\right) \tag{5-2-179}$$

式中：ρ_L 和 ρ_p——分别为洗涤液和颗粒的密度，g/cm^3；

μ_g——气体黏度，10^{-1} Pa·s；

Δp——文丘里洗涤器压力损失，cmH_2O；

d_p——颗粒粒径，μm；

f——经验常数，在该表达式中为0.1～0.4。

图5-2-47给出了文丘里洗涤器性能（以空气动力学分割粒径表示）与气流速度、液气比之间的关系，同时也给出压力损失等值线。

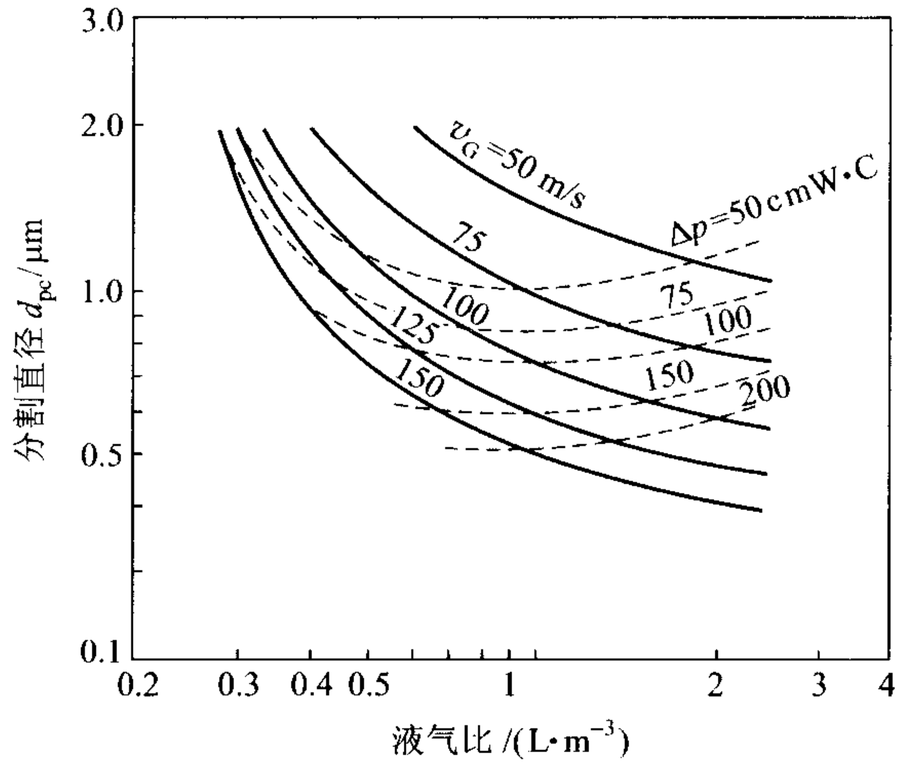


图5-2-47　文丘里洗涤器分割直径与液气比的关系

（四）过滤式除尘器

过滤式除尘器，又称空气过滤器，是使含尘气流通过过滤材料将粉尘分离捕集的装置。采用滤纸或玻璃纤维等填充层作滤料的空气过滤器，主要用于通风及空气调节方面的气体净化。采用纤维织物作滤料的袋式除尘器，广泛应用于燃烧烟气及工业尾气的除尘，这里主要讨论这类除尘器。

袋式除尘器的除尘效率一般可高达99%以上，同时，在结构型式、滤料、清灰方式和运行方式等方面也都得到不断的发展，因而获得越来越广泛的应用。滤袋形状传统上为圆形，后来又出现了扁袋，在相同过滤面积下体积小而显示较大的生命力。

1. 袋式除尘器工作原理

简单的袋式除尘器如图5-2-48所示。含尘气流从下部进入圆筒形滤袋，在通过滤料的孔隙时，粉尘被捕集于滤料上，透过滤料的清洁气体由排出口排出。沉积在滤料上的粉尘，可在机械振动的作用下从滤料表面脱落，落入灰斗中。常用滤料由棉、毛、人造纤维等加工而成，滤料本身网孔较大，一般为20～50 μm，表面起绒的滤料为5～10 μm，因而新鲜滤料的除尘效率较低。颗粒因截留、惯性碰撞、静电和扩散等作用，逐渐在滤袋表面形成粉尘层，常称为粉层初层。初层形成后，它成为袋式除尘器的主要过滤层，滤布只不过起着形成颗粒初层和支撑它的骨架作用。但随着颗粒在滤袋上积聚，滤袋两侧的压力差增大。若除尘器压力过高，还会使除尘系统的处理气体量显著下降，影响生产系统的排风效果。因此，除尘器阻力达到一定数值后，要及时清灰。

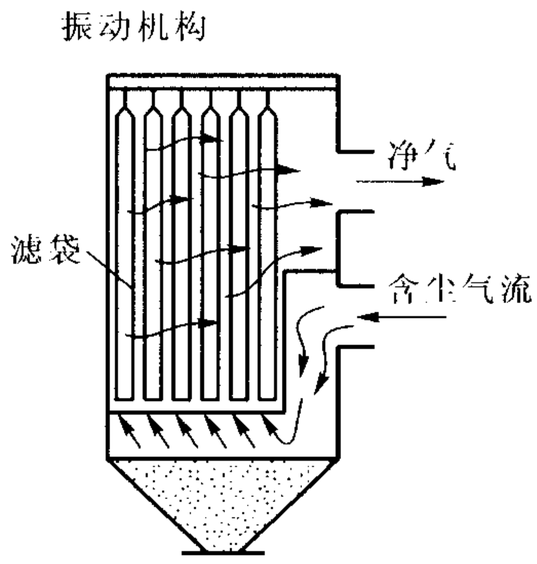


图5-2-48　机械振动袋式除尘器

清灰不能过分，即不应破坏粉尘初层，否则会引起除尘效率显著降低。图5-2-49给出了典型滤袋在清洁状态和形成粉尘层后的除尘分级效率曲线。对于粒径0.1～0.5 μm粒子，清灰后滤料的除尘效率在90%以下；对于1 μm以上的粒子，效率在98%以上。形成粉尘层后，对所有粒子效率都在95%以上；对于1 μm以上的粒子，效率高于99.6%。

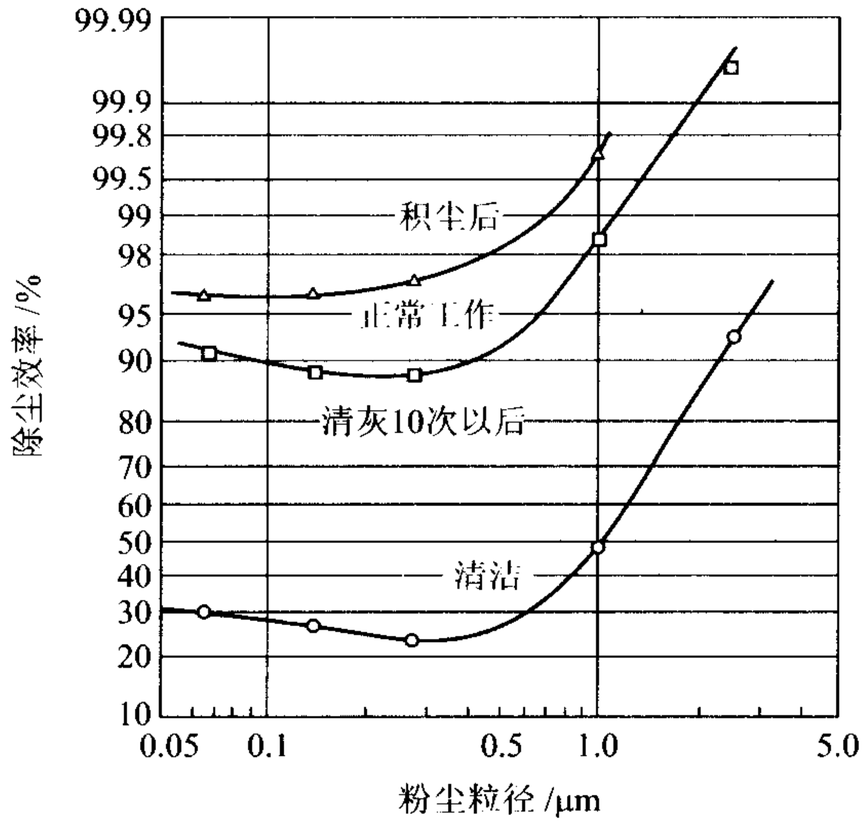


图 5-2-49 袋式除尘器的分级效率曲线

2. 除尘效率

影响布袋除尘器除尘效率的主要因素是颗粒物负荷以及气布比。颗粒物负荷 m 是单位面积滤布上的积尘量，表示滤布表面粉尘层厚度。气布比是烟气实际体积流量与滤布面积之比，它代表了除尘器的过滤速度。

过滤速度是一个重要的技术经济指标。从经济上考虑，选用高的过滤速度，处理相应体积烟气所需要的滤布面积小，则除尘器体积、占地面积和一次投资等都会减小，但除尘器的压力损失却会加大。从除尘机理看，过滤速度主要影响惯性碰撞和扩散作用。选取过滤速度时还应当考虑欲捕集粉尘的粒径及其分布。一般来讲，除尘效率随过滤速度增加而下降。另外，过滤速度的选取还与滤料种类和清灰方式有关。

丹尼斯（Dennis）和克莱姆（Klemm）提出了一系列方程，以预测袋式除尘器的出口颗粒物浓度和穿透率：

$$\rho_2 = [P_{ns} + (0.1 - P_{ns})e^{-am}]\rho_1 + \rho_R \tag{5-2-180}$$

$$P_{ns} = 1.5 \times 10^{-7} \exp[12.7(1 - e^{1.03v})] \tag{5-2-181}$$

$$a = 3.6 \times 10^{-3} v^{-4} + 0.094 \tag{5-2-182}$$

式中：ρ_2——颗粒物出口浓度，g/m^3；

P_{ns}——量纲为一的常数；

v——表面过滤速度，m/s；

ρ_1——颗粒物入口浓度，g/m^3；

ρ_R——脱落浓度（常数），g/m^3；

m——颗粒物负荷，g/m^2。

3. 袋式除尘器的压力损失

迫使气流通过滤袋是需要能量的，这种能量通常用气流通过滤袋的压力损失表示，它是个重要的技术经济指标，不仅决定着能量消耗，而且决定着除尘效率和清灰间隔时间等。袋式除尘器的压力损失 Δp 由通过清洁滤料的压力损失 Δp_f 和通过粉尘层的压力损失 Δp_p 组成，两者均可用达西定律表示。

（1）滤料的压力损失：按照达西定律有：

$$\Delta p_f = \frac{x_f \mu_g v}{K_f} \tag{5-2-183}$$

定义比阻力系数为单位流速下的压力损失，即 $S = \dfrac{\Delta p_f}{v} = \dfrac{x_f \mu_g}{K_f}$，则：

$$\Delta p_f = Sv \tag{5-2-184}$$

在特定的滤料和操作条件下，比阻力系数和过滤速度不变，因此滤料压力损失基本是个常数，大约在

100 ~ 130 Pa 之间。

（2）粉尘层压力损失

$$\Delta p_p = \frac{x_p \mu_g v}{K_p} \tag{5-2-185}$$

给定含尘气体，μ_g、ρ_c 和 K_p 是常量，定义粉尘层比阻力系数 $R_p = \frac{\mu_g}{K_p \rho_c}$，则：

$$\Delta p_p = R_p v^2 \rho t \tag{5-2-186}$$

式中：ρ——气流中颗粒物浓度；

ρ_c——滤料上粉尘层的堆积密度。

对于相对清洁的滤袋 Δp_f 大约为 100 ~ 130 Pa。当粉尘层形成后，压力损失为 500 ~ 570 Pa 时，除尘效率达 99%；当压力损失接近 1 000 Pa，一般需要对滤袋清灰。

4. 袋式除尘器的滤料

滤料是组成袋式除尘器的核心部分，其性能对袋式除尘器操作有很大影响。选择滤料时必须考虑含尘气体的特征，如颗粒和气体性质（温度、湿度、粒径和含尘浓度等）。性能良好的滤料应容尘量大、吸湿性小、效率高、阻力低。使用寿命长，同时具备耐温、耐磨、耐腐蚀、机械强度高等优点。滤料特性除与纤维本身的性质有关外，还与滤料表面结构有很大关系。表面光滑的滤料容尘量小，清灰方便，适用于含尘浓度低、黏性大的粉尘，采用的过滤速度不宜过高。表面起毛（绒）的滤料（如羊毛毡）容尘量大，颗粒能深入滤料内部，可以采用较高的过滤速度，但必须及时清灰。

袋式除尘器的滤料种类较多。按滤料材质分，有天然纤维、无机纤维和合成纤维等；按滤料结构分，有滤布和毛毡两类。棉毛织物属天然纤维，价格较低，适用于净化没有腐蚀性、温度在 350 ~ 360 K 以下的含尘气体。无机纤维滤料主要指玻璃纤维滤料，具有过滤性能好、阻力低、化学稳定性好、价格便宜等优点。用硅酮树脂处理玻璃纤维滤料能提高其耐磨性、疏水性和柔软性，还可使其表面光滑易于清灰，可在 523 K 下长期使用。玻璃纤维较脆，经不起揉折和摩擦，使用上有一定局限性。

随着化学工业的发展，出现了许多新型滤料。尼龙织布的最高使用温度可达 353 K，耐酸性不如毛织物，但耐磨性好，适合过滤磨损性很强的粉尘，如黏土、水泥熟料、石灰石等。奥纶的耐酸性好，耐磨性差，最高使用温度在 400 K 左右。涤纶的耐热、耐酸性能较好，耐磨性能仅次于尼龙，可长期在 410 K 下使用，涤纶绒布在我国是性能较好的一种滤料。针刺呢是我国研制的一种新型滤料，它以涤纶、锦纶为原料织成底布，然后再在底布上针刺短纤维，使表面起绒。这种滤料具有容尘量大、除尘效率高、阻力小、清灰效果好等优点。芳香族聚酰胺、聚四氟乙烯等耐高温滤料的出现，扩大了袋式除尘器的应用领域。

5. 清灰

运用得最早的是机械振动清灰，另外还有利用低压气流反吹或用压缩空气喷吹的方法，分别称为逆气流清灰和脉冲清灰。

机械振动清灰分为水平摆动、垂直振动或利用机械转动将滤袋扭转到一定角度三种方式。机械振动清灰具有性能稳定、清灰效果好的优点，但滤袋损坏快，检修、更换频繁。

逆气流清灰利用逆气流反吹或反吸，使滤袋上的粉尘层破坏、脱落，通过花板落入灰斗中。逆气流清灰具有结构简单、清灰效果好、滤袋机械磨损小等优点，特别适宜于粉尘黏性小的玻璃纤维滤袋。但操作时，逆气流清灰滤袋需要安装支撑环，以防止滤袋被压瘪。

脉冲清灰利用 405.3 ~ 709.3 kPa 的压缩空气反吹，压缩空气的脉冲产生冲击波，使滤袋振动，粉尘层脱落。脉冲清灰可以实现全自动清灰，净化效率达 99%，过滤负荷较高，滤袋磨损减轻，运行安全可靠，因此应用越来越广泛。但脉冲清灰需要选择适当压力的压缩空气和适当的脉冲持续时间，否则容易清灰过度，产生气孔，造成通过率上升。

第七节 气态污染物防治方法

从污染气体中脱除 SO_2 等气态污染物的过程，是化工及有关行业中通用的单元操作过程。这种单元操作的内容包括流体输送、热量传递和质量传递。其中质量传递过程主要采用气体吸收、吸附和催化操作。因此，本节将重点介绍气体扩散、气体吸收、吸附和催化的基本原理以及气态污染物控制中的一些问题。

一、气体扩散

气体扩散过程包括分子扩散和湍流扩散两种方式。物质在静止的或垂直于浓度梯度方向作层流流动的流体中传递，是由分子运动引起的，称为分子扩散；物质在湍流流体中的传递，除了由于分子运动外，更主要是由于流体中质点的运动而引起的，称为湍流扩散。扩散使气体从浓度较高的区域转移到浓度较低的区域。

对吸收操作来说，混合气体中的气态污染物首先要从气相主体扩散到气液界面，然后才能由界面扩散到液相主体中。因此，气体扩散同时发生在气相和液相中，扩散过程既包括分子扩散，也包括湍流扩散。这里仅对分子扩散进行讨论，而涡流扩散可折合为通过一定厚度的静止气体的分子扩散。

（一）气体在气相中的扩散

组分 A 通过惰性气体组分 B 的运动可用 A 在 B 中的扩散系数 D_{AB} 给出。D_{AB} 与气体 B 通过气体 A 的扩散系数 D_{BA} 相等，可由修正的吉里兰（Gilliland）方程给出：

$$D_{AB}=1.8\times10^{-4}\frac{T^{0.5}}{(\overline{V}_A^{0.5}+\overline{V}_B^{0.5})^2}\frac{M_A}{\rho_A}\left(\frac{1}{M_A}+\frac{1}{M_B}\right)^{0.5} \tag{5-2-187}$$

式中：T——热力学温度，K；

M——气体的摩尔质量；

D_{AB}——扩散系数，cm^2/s；

$\overline{V}$——气体在沸点下呈液态时的体积，cm^3/mol（如表 5-2-29 所示）。

表 5-2-29 沸点温度下部分气体的液态分子体积 （单位：cm^3/mol）

原子体积		分子体积	
C	14.8	H_2	14.3
H	3.7	O_2	25.6
Cl	24.6	N_2	31.2
Br	27.0	空气	29.9
I	37.0	CO	30.7
N	15.6	CO_2	34.0
S	25.6	NO	23.6
O	7.4	SO_2	44.8
O（在甲酯中）	9.1	NH_3	25.8
O（在酸中）	12.0	H_2O	18.9
O（在甲醚中）	9.9	H_2S	32.9
苯环（从计算值减去）	15	Cl_2	48.4

式（5－2－187）中的 M_A/ρ_A 可以根据理想气体定律用 RT/p 代替，其中 R 是摩尔气体常数，p 是压力。

扩散系数是物质的特性常数之一，同一物质的扩散系数随介质的种类、温度、压强及浓度的不同而变化。表5－2－30为若干物质在空气中的扩散系数。SO_2在空气中的扩散系数为0.089 cm^2/s。

表5－2－30　部分气体在空气中的扩散系数（0 ℃，101.33 kPa）

扩散物质	扩散系数 D / $cm^2 \cdot s^{-1}$	扩散物质	扩散系数 D / $cm^2 \cdot s^{-1}$
H_2	0.611	H_2O	0.220
N_2	0.132	C_6H_6	0.077
O_2	0.178	C_7H_8	0.076
CO_2	0.138	CH_3OH	0.132
HCl	0.130	C_2H_5OH	0.102
SO_2	0.103	CS_2	0.089
SO_3	0.095	$C_2H_5OC_2H_5$	0.078
NH_3	0.17		

（二）气体在液体中的扩散

一旦被吸收，溶解的气体分子就必须在吸收更多的气体分子之前从液体表面离开。这种气体通过液体的扩散可以用气体A在液体B中的扩散系数 D_{AB} 估算：

$$D_{AB}=7.4\times10^{-10}\frac{(\beta M_B)^{0.5}T}{\mu_B V_A^{0.6}} \quad (cm^2/s) \qquad (5-2-188)$$

式中：μ_B——溶液的黏度，$10^{-3}Pa \cdot s$；

β——溶剂的缔结因数，其值为：水2.6，甲醇1.9，乙醇1.5，非缔合溶剂如苯、乙醚均为1.0。

气体在液体中的扩散系数随溶液浓度变化很大，所以式（5－2－188）仅适用于稀溶液。标准状态下可以求得 SO_2 在水中的扩散系数为 $1.61\times10^{-5}cm^2/s$，$\mu_B\approx0.01$ g/(cm·s)。SO_2 在水中的扩散系数远远小于其在空气中的扩散系数。表5－2－31为一些物质在水中的扩散系数。

表5－2－31　某些物质在水中的扩散系数（20 ℃，稀溶液）

扩散物质	扩散系数 D_{AB} / $10^{-9}m^2 \cdot s^{-1}$	扩散物质	扩散系数 D_{AB} / $10^{-9}m^2 \cdot s^{-1}$
O_2	1.80	C_2H_2	1.56
CO_2	1.50	CH_3COOH	0.88
N_2O	1.51	CH_3OH	1.28
NH_3	1.76	C_2H_5OH	1.00
Cl_2	1.22	C_3H_7OH	0.87
Br_2	1.2	C_4H_9OH	0.77
H_2	5.13	C_6H_5OH	0.84
N_2	1.64	$CH_2OH \cdot CHOH \cdot CH_2OH$（甘油）	0.72
HCl	2.64	NH_2CONH_2（尿素）	1.06
H_2S	1.41	$C_5H_{11}O_5CHO$（葡萄糖）	0.60
H_2SO_4	1.73	$C_{12}H_{22}O_{11}$（蔗糖）	0.45
HNO_3	2.6		
NaCl	1.35		
NaOH	1.51		

二、气体吸收

（一）吸收机理

气体吸收是溶质从气相传递到液相的相际间传质过程，双膜理论模型广泛用于描述吸收机理。双膜理论模型如图 5－2－50所示（图中 p 表示组分气相主体中的分压，p_i 表示在界面上的分压，c 及 c_i 则分别表示组分在液相主体及界面上的浓度），把吸收过程简化为通过气液两层层流膜的分子扩散，通过此两层膜的分子扩散阻力就是吸收过程的总阻力。这个简化的模型为求取吸收速率提供了基础。

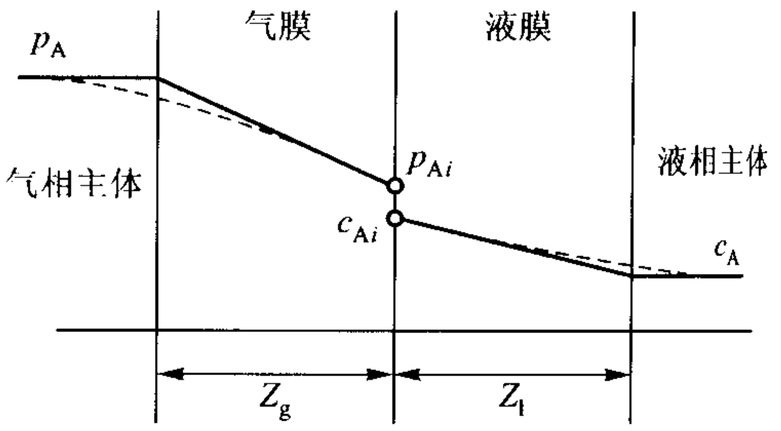


图 5－2－50 双膜理论模型

吸收质在单位时间内通过单位面积气液界面而被吸收剂吸收的量称之为吸收速率。根据双膜理论，在稳态吸收操作中，吸收质从气相主体传递到气液界面的通量等于吸收质从界面传递到液相主体的通量，在界面上无吸收质积累和亏损。吸收传质速率方程的一般表达式为：吸收速率＝吸收推动力×吸收系数，或者吸收速率＝吸收推动力/吸收阻力。吸收系数和吸收阻力互为倒数。吸收推动力表示方法有多种，因而吸收速率方程也有多种表达方法。

1. 气相分传质速率方程

设组分是从浓度为 y_A 的气相传递到浓度为 y_{Ai} 的液相中，如图 5－2－51 所示。以 $p_A - p_{Ai}$ 或 $y_A - y_{Ai}$ 为气相传质推动力，则气相分传质速率方程式为

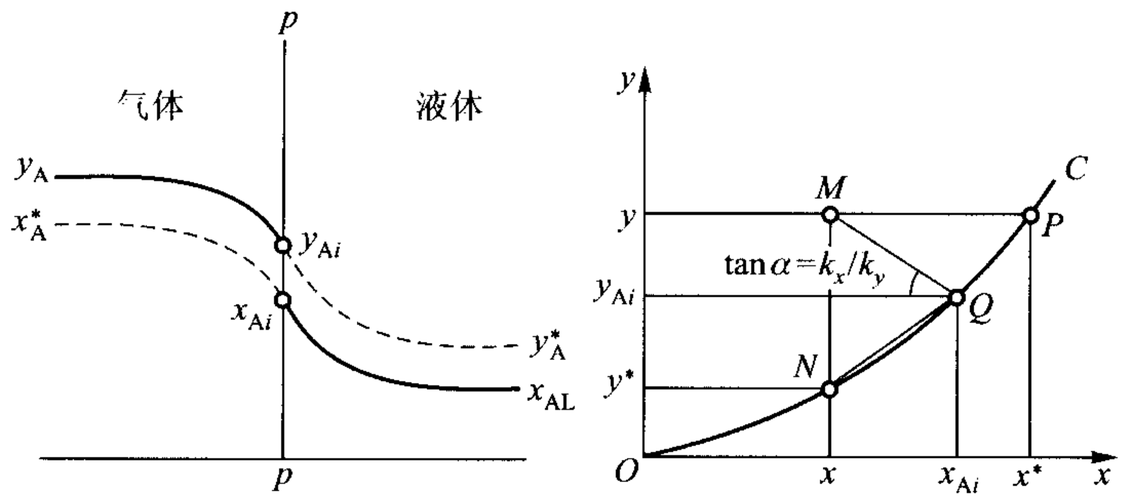


图 5－2－51 气液两相间的传质过程示意图

pp. 相界面；*OC*. 平衡线

$$N_A = k_y(y_A - y_{Ai}) \tag{5-2-189}$$

$$N_A = k_G(p_A - p_{Ai}) \tag{5-2-190}$$

式中：p_A、p_{Ai}——分别表示吸收质 A 在气相主体和相界面上的分压，Pa；

y_A、y_{Ai}——分别表示组分 A 在气相主体和相界面上的摩尔分数；

k_y——以 $y - y_i$ 为推动力的气相分吸收系数，kmol/(m^2 · s)；

k_G——以 $p - p_i$ 为推动力的气相分吸收系数，kmol/(m^2 · s · Pa)，$k_G = \dfrac{D_{AG}}{Z_G}$；

D_{AG}——吸收质 A 在气相中的扩散系数，kmol/(m · s · Pa)；

Z_G——气膜厚度，m。

2. 液相分传质速率方程

以 $x_{Ai} - x_A$ 或 $c_{Ai} - c_A$ 为液相传质推动力，则液相分传质速率方程

$$N_A = k_x(x_{Ai} - x_A) \tag{5-2-191}$$

$$N_A = k_L(c_{Ai} - c_A) \tag{5-2-192}$$

式中：x_A、x_{Ai}——分别表示组分 A 在液相主体和相界面上的摩尔分数；

c_{Ai}、c_A——分别表示组分 A 在液相主体和相界面上的物质的量浓度，$kmol/m^3$；

k_x——以 $x_{Ai}-x_A$ 为推动力的液相分吸收系数，$kmol/(m^2 \cdot s)$；

k_L——以 $c_{Ai}-c_A$ 为推动力的液相分吸收系数，m/s，$k_L = D_{AL}/Z_L$；

D_{AL}——吸收质 A 在液相中的分子扩散系数，m^2/s；

Z_L——液膜厚度，m。

3. 总传质速率方程

以一个相的虚拟浓度与另一相中该组分平衡浓度的浓度差为总传质过程的推动力，则分别得到稳定吸收过程的气相和液相总传质速率方程式。

气相总传质速率方程式：

$$N_A = K_{AC}(p_A - p_A^*) \tag{5-2-193}$$

$$N_A = K_y(y_A - y_A^*) \tag{5-2-194}$$

液相总传质速率方程式：

$$N_A = K_x(x_A^* - x_A) \tag{5-2-195}$$

$$N_A = K_{AL}(c_A^* - c_A) \tag{5-2-196}$$

式中：K_{AC}——以 $p_A - p_A^*$ 为推动力的气相总吸收系数，$kmol/(m^2 \cdot s \cdot Pa)$；

K_y——以 $y_A - y_A^*$ 为推动力的气相总吸收系数，$kmol/(m^2 \cdot s)$；

y^*——与液相中吸收质浓度成平衡的气相虚拟浓度；

p^*——与液相主体中吸收质浓度成平衡的气相虚拟分压，Pa；

K_{AL}——以 $c_A^* - c_A$ 为推动力的液相总吸收系数，m/s；

K_x——以 $x_A^* - x_A$ 为推动力的液相总吸收系数，$kmol/(m^2 \cdot s)$；

x_A^*——与气相中组分浓度相平衡的液相虚拟浓度；

c_A^*——与气相中组分分压成相平衡的液相中被吸收组分的物质的量浓度，$kmol/m^3$。

（二）气液平衡

1. 气液相平衡关系式

当混合气体中吸收质与液相吸收剂接触时，部分吸收质向吸收剂进行质量传递（吸收过程），同时也发生液相中吸收质组分向气相逸出的质量传递过程（解吸过程）。在一定的温度和压力下，吸收过程的传质速率等于解吸过程的传质速率时，气液两相就达到了动态平衡，简称相平衡或平衡。平衡时气相中的组分分压称为平衡分压，液相吸收剂（溶剂）所溶解组分的浓度称为平衡溶解度，简称溶解度。

（1）气体在液体中的溶解度：可表示为每 100 kg 液体中溶解气体的质量（单位：kg），与气体和溶剂的性质有关，并受温度和压力的影响。由于组分的溶解度与该组分在气相中的分压成正比，故溶解度也可用组分在气相中的分压表示。图 5-2-52 和表 5-2-32 分别给出 SO_2、NH_3 和 HCl 在不同温度下，溶解于水中的平衡溶解度。

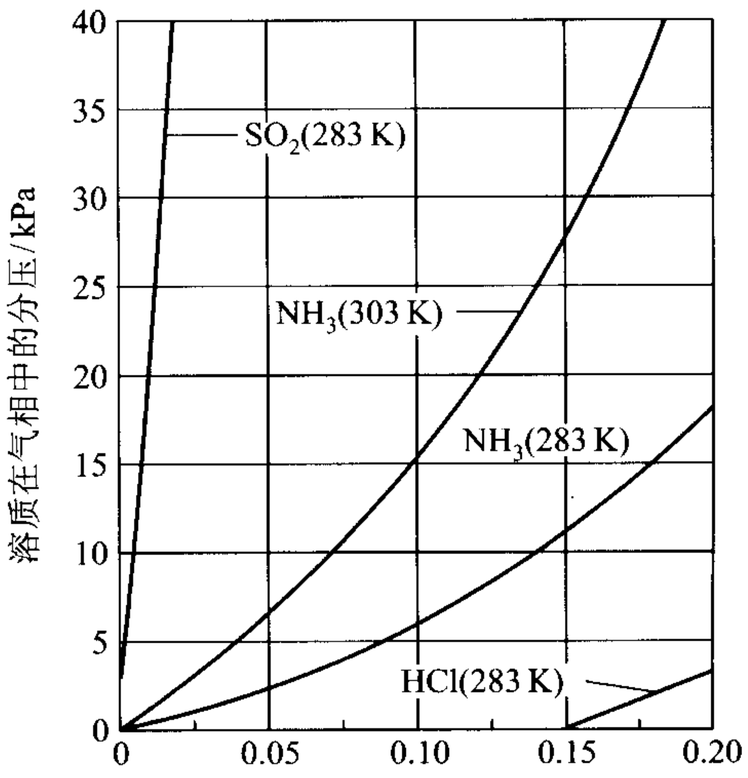


图 5-2-52　常见气体在水中的平衡溶解度

表 5-2-32 SO_2气体在水中的平衡溶解度

溶解度	摩尔分数 $x/10^{-3}$	p/kPa							
		273	280	283	288	293	303	313	323
20	53.3	86.105	87.624	—	—	—	—	—	—
15	40.5	63.211	84.889	96.742	—	—	—	—	—
10	27.4	41.027	55.614	63.211	75.570	92.993	—	—	—
7.5	20.7	30.390	40.925	46.497	55.816	68.884	91.677	—	—
5.0	13.9	19.754	26.439	30.086	35.962	44.775	60.274	88.638	—
2.5	6.98	9.198	12.257	13.979	16.917	21.476	28.769	42.951	61.084
1.5	4.20	5.065	6.797	7.861	9.461	12.257	16.715	24.819	35.455
1.0	2.80	3.110	4.133	4.933	5.865	7.861	10.535	16.107	22.894
0.7	1.96	2.026	2.745	3.150	3.728	5.197	6.929	11.650	15.499
0.5	1.40	1.317	1.803	2.077	2.573	3.464	4.802	7.598	10.940
0.3	0.843	0.680	0.920	1.054	1.337	1.884	2.624	—	—
0.2	0.562	0.373	0.493	0.613	0.760	1.135	1.570	—	4.133
0.15	0.422	0.253	0.346	0.413	0.507	0.773	1.084	1.722	2.654
0.10	0.281	0.160	0.200	0.233	0.294	0.426	0.626	1.000	1.601
0.05	0.141	0.080	0.093	0.100	0.106	0.160	0.227	0.373	0.626
0.02	0.056 2	0.033 3	0.040 0	0.040 0	0.040 0	0.066 7	0.079 9	0.106 4	0.173 2

由图 5-2-52 可知，采用溶解力强、选择性好的溶剂，提高总压和降低温度，都会有利于增大气体组分的溶解度。

（2）亨利定律：物理吸收时，常用亨利定律描述气液相间的相平衡关系。当总压不高（一般约小于 5×10^5Pa）时，在一定温度下，稀溶液中溶质的溶解度与气相中溶质的平衡分压成正比，即：

$$c = H \cdot p^* \tag{5-2-197}$$

$$x = \frac{p^*}{E} \tag{5-2-198}$$

或：

$$y^* = m \cdot x \tag{5-2-199}$$

上述各式中，H、E 和 m 都称为亨利系数。当溶质的平衡浓度 c 以 mol/m^3、气相分压 p 以 Pa 表示时，亨利系数的单位为 mol/（m^3 · Pa）；当溶质溶解浓度 x 以摩尔分数、平衡分压 p^* 以 Pa 表示时，则亨利系数 E 的单位与分压单位相一致；m 又称为相平衡常数。

（3）亨利系数的换算：将式（5-2-197）和式（5-2-198）关联，即可求得亨利系数间的关系式，即：

$$H = \frac{c}{x \cdot E} \tag{5-2-200}$$

若溶剂液相的总浓度 c_t（单位体积溶剂中溶质与溶剂的物质的量之和）以 mol/m^3 表示，则液相中溶质浓度 c 与总浓度 c_t 关系式为：

$$c = c_t \cdot x \tag{5-2-201}$$

总浓度 c_t 与溶液的密度 ρ_l 和溶液的平均相对分子质量 M_m 之关系为：

$$c_t = \frac{\rho_l}{M_m} \tag{5-2-202}$$

若已知溶质相对分子质量为 M_x，溶剂的相对分子质量为 M_s 时，则不难求出溶液平均相对分子质量

M_m，即：

$$M_m = M_x \cdot x + M_s \cdot (1 - x)$$

依式（5－2－202）可写出液相总浓度与溶质相对分子质量、溶剂相对分子质量之间的关系，即：

$$c_t = \frac{\rho_l}{M_x \cdot x + M_s(1 - x)} \tag{5-2-203}$$

把式（5－2－203）代入式（5－2－201）可得 c 与 x 的关系式，即：

$$c = \frac{x \cdot \rho_l}{M_x \cdot x + M_s(1 - x)} \tag{5-2-204}$$

把式（5－2－204）代入式（5－2－200）中，则得：

$$H = \frac{\rho_l}{[M_x \cdot x + M_s(1 - x)]E} \tag{5-2-205}$$

若稀溶液浓度 x 值小于 0.05 时，式（5－2－204）可简化为近似计算式，即：

$$c \approx \frac{x \cdot \rho_l}{M_s}$$

式中：ρ_l——溶剂的密度，$\rho_l \approx \rho_s$。

$$M_x \cdot x + M_s \cdot (1 - x) \approx M_s$$

$$H \approx \frac{\rho_s}{M_s E}$$

表 5－2－33 给出部分气体水溶液的亨利系数。

表 5－2－33　若干气体水溶液的亨利系数

气体	温度/℃															
	0	5	10	15	20	25	30	35	40	45	50	60	70	80	90	100
	$E/10^6$ 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	6.75	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	6.72	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	4.54	4.58	4.60
C_2H_6	1.28	1.57	1.92	2.90	2.66	3.06	3.47	3.88	4.29	4.69	5.07	5.72	6.31	6.70	6.96	7.01
	$E/10^5$ kPa															
C_2H_4	5.59	6.62	7.78	9.07	10.3	11.6	12.9	—	—	—	—	—	—	—	—	
N_2O	—	1.19	1.43	1.68	2.01	2.28	2.62	3.06	—	—	—	—	—	—	—	—
CO_2	0.738	0.888	1.05	1.24	1.44	1.66	1.88	2.12	2.36	2.60	2.87	3.46	—	—	—	—
C_2H_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	0.88	0.90	0.97	0.99	0.97	0.96	—
H_2S	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	—

【例 5-2-12】 某混合气体中含有2%（体积分数）CO_2，其余为空气。混合气体的温度为30 ℃，总压强为500 kPa。从手册中查得30 ℃时CO_2在水中的亨利系数$E=1.88\times10^5$ kPa，试计算每100 g与该气体相平衡的水中溶有多少克CO_2？

A 0.003　　B 0.013　　C 0.023　　D 0.033

解： $H\approx\dfrac{\rho_s}{M_sE}=\dfrac{10^3\text{kg/m}^3}{18\text{ g/mol}\times1.88\times10^5\text{kPa}}=2.955\times10^{-4}\text{mol/(m}^3\cdot\text{Pa)}$；

$$c=H\cdot p^*=2.955\times10^{-4}\times500\times10^3\times0.02\text{ mol/m}^3=2.955\text{ mol/m}^3$$

100 g与该气体平衡的水中约含0.013 g CO_2。

答案：B。

2. 吸收系数

由于吸收推动力表示方法不同，吸收速率方程式呈现了多种不同的形式，对应地出现了多种形式的吸收系数，应用时，应注意吸收系数和传质推动力相对应，考虑气液界面上平衡关系式$y_{Ai}=m\cdot x_{Ai}$，即可得到气相总吸收系数与气、液相传质分系数的关系式，即：

$$\frac{1}{K_y}=\frac{1}{k_y}+\frac{m}{k_x}\tag{5-2-206}$$

式中：m——相平衡常数的平均值，可按下式计算：

$$m=\frac{m_{Ai}x_{Ai}-m^*x}{x_{Ai}-x}=\frac{y_{Ai}-y^*}{x_{Ai}-x}\tag{5-2-207}$$

式中：m^*——与液相中吸收质浓度x_A成平衡的相平衡常数。

同理，也可得到液相总吸收系数与气、液相传质分系数的关系式，即：

$$\frac{1}{K_x}=\frac{1}{mk_y}+\frac{1}{k_x}\tag{5-2-208}$$

此时，相平衡常数的平衡值，可由下式求得：

$$m=\frac{y-y_{Ai}}{\dfrac{y}{m_0}-\dfrac{y_{Ai}}{m_{Ai}}}=\frac{y-y_{A0}}{x^*-x_{Ai}}\tag{5-2-209}$$

式中：m_0——虚拟浓度x^*时的相平衡常数值。

现将各种形式的传质速率方程及吸收系数间的换算关系列于表5-2-34。

表5-2-34 传质速率方程和吸收系数

相平衡方程	$y=mx$	$p=\dfrac{c}{H}$	
气相分传质速率方程	$N_A=k_y(y-y_i)$	$N_A=k_G(p-p_i)$	$k_y=pk_G$
液相分传质速率方程	$N_A=k_x(x_i-x)$	$N_A=k_L(c_i-c)$	$k_x=c_Mk_L$
气相总传质速率方程	$N_A=K_y(y-y^*)$	$N_A=K_{AG}(p-p^*)$	$K_y=pK_{AG}$
液相总传质速率方程	$N_A=K_x(x^*-x)$	$N_A=K_{AL}(c^*-c)$	$K_x=c_MK_{AL}$
总传质系数和分传质系数的关系	$\dfrac{1}{K_y}=\dfrac{1}{k_y}+\dfrac{m}{k_x}$ $\dfrac{1}{K_x}=\dfrac{1}{mk_y}+\dfrac{1}{k_x}$ $K_x=mK_y$	$\dfrac{1}{K_{AG}}=\dfrac{1}{k_G}+\dfrac{1}{Hk_L}$ $\dfrac{1}{K_{AL}}=\dfrac{H}{k_G}+\dfrac{1}{k_L}$ $K_{AL}=\dfrac{K_{AG}}{H}$	

根据双膜理论，气体吸收过程的总阻力等于气相传质阻力和液相传质阻力之和。传质阻力为吸收系数的倒数，所以式（5-2-206）中$\dfrac{1}{k_y}$为组分在气相主体中的传质阻力，$\dfrac{m}{k_x}$为组分在液相主体流中的传质阻

力，组分从气相传质到液相的总阻力即为两个阻力之和$\frac{1}{K_y}$。对于式（5－2－208），$\frac{1}{mk_y}$为组分在气相主体流中的传质阻力，而$\frac{1}{k_x}$是组分在液相中的传质阻力，传质的总阻力为$\frac{1}{K_y}$。在总阻力中每一相的阻力所占的分数，不仅取决于k_x和k_y值，而且还取决于相平衡常数平均值m。在一定的k_x和k_y条件下，m值的大小对不同相中的传质阻力分数起着重要作用。对于易溶气体组分，溶质在吸收剂中的溶解度很大。当m值很小时，组分在液相中的传质可以忽略，这时总吸收系数可近似地认为等于气相分吸收系数，即$K_y \approx k_y$，这种情况下的传质速率为气膜传质过程所控制，如碱或氨溶液吸收SO_2的过程。

对于难溶气体组分，当m值很大时，可以忽略组分在气体中的传质阻力。这时总吸收系数可近似地认为等于液相中的传质分系数，即$K_x = k_x$。这种情况下的传质速率为液膜传质过程所控制，如碱液吸收CO_2、水吸收O_2等过程。

对于中等溶解度的气体组分，即m值适中时，组分在气、液两相中所表现出的传质阻力都不可忽略，这时组分的传质速率是受气、液膜传质过程所控制，如水吸收SO_2、丙酮等过程。

传质过程的影响因素十分复杂，对于不同的物质、不同的设备及填料类型和尺寸以及不同的流动状况与操作条件，吸收系数各不相同。设计吸收设备时，获取吸收系数的途径有：一是实验测定；二是选用适当的经验公式进行计算；三是选用适当的准数关联式进行计算。

（1）用水吸收氨：用水吸收氨属于易溶气体的吸收，一般说来，此种吸收的主要阻力在气膜中，但液膜阻力仍占相当的比例，譬如10%或者更多一些。计算气膜吸收系数的经验式为：

$$k_G a = 6.07 \times 10^{-4} G^{0.9} L^{0.39} \tag{5-2-210}$$

式中：$k_G a$——气膜体积吸收系数，kmol/（m^3 · h · kPa）；

G——气相空塔质量速度，kg/（m^2 · h）；

L——液相空塔质量速度，kg/（m^2 · h）。

式（5－2－210）适用于：以水吸收氨；直径为12.5 mm的陶瓷环形填料。

（2）常压下用水吸收CO_2：这是难溶气体的吸收。吸收的主要阻力在液膜中。计算液膜体积吸收系数的经验公式为：

$$k_L a = 2.57 \times 10^{-4} U^{0.96} \tag{5-2-211}$$

式中：$k_L a$——液膜体积吸收系数，kmol/（m^3 · h · kmol/m^3）即1/h；

U——喷淋密度，即单位时间内喷淋在单位塔截面积上的液相体积，m^3/（m^2 · h）即m/h。

式（5－2－211）适用于：常压下在填料塔中用水吸收CO_2；直径为10～32 mm的陶瓷环；喷淋密度U=3～20 m^3/（m^2 · h）；气体的空塔速度为130～580 kg/（m^2 · h）；温度为21～27 ℃。

（3）用水吸收SO_2：这是具有中等溶解度的气体吸收，气膜阻力和液膜阻力各在总阻力中占有相当比例。计算体积吸收系数的经验公式如下：

$$k_G a = 9.81 \times 10^{-4} G^{0.7} L^{0.25} \tag{5-2-212}$$

$$k_L a = a \times L^{0.82} \tag{5-2-213}$$

式（5－2－213）中的a为常数，其值列于表5－2－35。

式（5－2－212）及式（5－2－213）适用于：气体的空塔速度为320～4150 kg/（m^2 · h），液体的空塔速度为4 400～58 500 kg/（m^2 · h）；直径为25 mm的环形填料。

表5－2－35　式（5－2－213）中的a值

温度/℃	10	15	20	25	30
a	0.009 3	0.010 2	0.011 6	0.012 8	0.014 3

3. 界面浓度

气液界面上气相浓度和液相浓度难以用取样分析法测定，常用作图法和解析法求算。

（1）作图法：稳定传质过程，气液界面两侧气相传质速率和液相传质速率相等

$$N_A = k_y(y_A - y_{Ai}) = k_x(x_{Ai} - x_A) \tag{5-2-214}$$

$$\frac{y_A - y_{Ai}}{x_A - x_{Ai}} = -\frac{k_x}{k_y} \tag{5-2-215}$$

上式中 x_A、y_A分别是吸收设备内某一截面上气相主体中组分 A 浓度和液相主体中浓度，是易测定的，若 k_x、k_y已知，则上式在 x，y 坐标系中是一条通过点（x_A，y_A）而斜率为 $-\frac{k_x}{k_y}$的直线。由于气液界面上，气液处于平衡状态，所以界面上液相浓度 x 和气相浓度的坐标点（x_{Ai}，y_{Ai}）一定在气液平衡线，即该直线与气液平衡线的交点坐标即为界面浓度，如图 5－2－53所示。

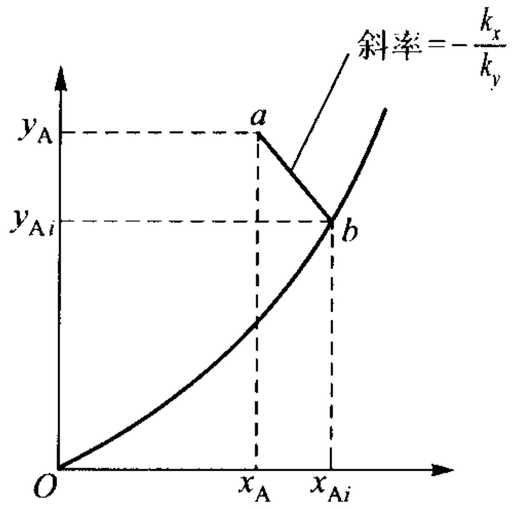


图 5－2－53 界面浓度的确定

（2）解析法：稀溶液服从亨利定律，可用解析法求算界面浓度。因界面上 y_{Ai}和 x_{Ai}为平衡关系，所以

$$y_{Ai} = m_{Ai}x_{Ai} \tag{5-2-216}$$

与式（5－2－215）联立求解，即可解得界面浓度 y_{Ai}和 x_{Ai}。

（三）物理吸收

1. 吸收操作线方程

在吸收操作中，一般多采用逆流连续操作。通过对逆流操作吸收塔进行物料衡算，可得出吸收操作线。

图 5－2－54 为一逆流操作吸收塔。自塔底引入的混合气体，在通过吸收塔的过程中可溶组分不断被吸收，气体的总量沿塔高不断变化；液体由塔顶淋洒，液体也因其中不断溶入可溶组分，其总量也随之改变。但塔内的惰性气体量和吸收剂量是不变的。图中：

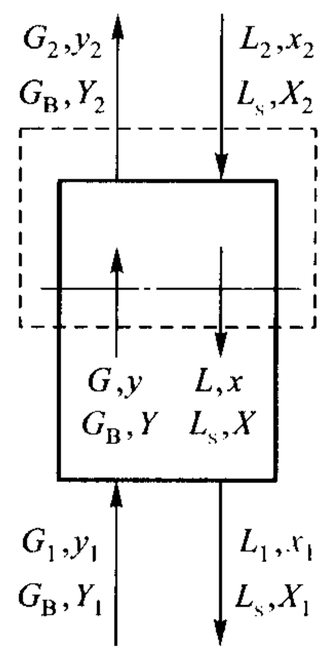


图 5－2－54 逆流吸收塔操作示意图

G——单位时间通过塔内任一截面单位面积的混合气体流量，kmol/（m^2 · s）；

L——单位时间通过塔内任一截面单位面积的吸收液流量，kmol/（m^2 · s）；

y——任一截面上混合气体中吸收质的摩尔分数，kmol 吸收质/kmol 混合气；

x——任一截面上吸收液中吸收质的摩尔分数，kmol 吸收质/kmol 吸收液；

G_B——单位时间通过塔内任一截面单位面积的惰性气体流量，kmol/（m^2 · s）；

L_s——单位时间通过塔内任一截面单位面积的吸收剂流量，mol/（m^2 · s）；

Y——混合气体中吸收质与惰性气体的摩尔比，mol 吸收质/mol 惰性气体；

X——吸收液中吸收质与吸收剂的摩尔比，mol 吸收质/mol 吸收剂。

各符号下标 1 代表塔底，下标 2 代表塔顶。

对非挥发性吸收剂，在吸收操作中气相和液相的物料总平衡方程为：

$$G_1 - G_2 = L_1 - L_2 \tag{5-2-217}$$

吸收时气相传递到液相的组分量，即单位时间的吸收量 W_A等于气相中组分减少量或液相中组分的增加量：

$$W_A = \frac{G_1(y_1 - y_2)}{1 - y_2} = \frac{G_2(y_1 - y_2)}{1 - y_1} \text{或 } W_A = \frac{L_1(x_1 - x_2)}{1 - x_2} = \frac{L_2(x_1 - x_2)}{1 - x_1} \tag{5-2-218}$$

实际吸收设备中，伴随着传质过程，混合气体和吸收液的流量沿塔高而变化，应用不方便。在稳定连

续操作条件下 G_B、L_s、y_1、x_1都是恒定的，因而用吸收质的比摩尔分数表示气、液组成进行物料平衡较为方便。各参数间换算关系如下：

$$L_s = L(1-x)$$

$$G_B = G(1-y)$$

$$X = \frac{x}{1-x}$$

$$Y = \frac{y}{1-y}$$

塔底与任一截面之间（图 5－2－55 中虚线所圈出的范围）吸收质的物料衡算式为

$$G_B Y_1 + L_s X = G_B Y + L_s X_1 \text{ 或 } G_B(Y_1 - Y) = L_s(X_1 - X) \tag{5-2-219}$$

则

$$Y = \frac{L_s}{G_B}X + \left(Y_1 - \frac{L_s}{G_B}X_1\right) \tag{5-2-220}$$

式（5－2－220）为吸收操作线方程。式中 Y_2为出塔气体中吸收质浓度，由吸收任务而定；X_2为进塔吸收剂中吸收质浓度，对纯溶剂则 $X_2 = 0$。在稳定连续的操作条件下，G_B、L_s、y_1、x_1都是常量，式（5－2－220）在 $Y-X$ 图上为一直线，斜率为$\frac{L_s}{G_B}$，如图 5－2－55 所示。式（5－2－220）中 X 和 Y 如果用 X_1和 Y_1代替，便为全塔的物料平衡式，表明该操作线也通过塔底 $B(X_1, Y_1)$ 点。利用式（5－2－220）和已查得的相平衡数据 y 和 x，相应算出各对应的 Y^* 和 X^*，绘于图 5－2－55 上，即是平衡线 OE。由于吸收塔的任一截面上，气相中溶质浓度均大于与液相平衡的气相溶质浓度，故吸收操作线总是位于平衡线的上方。操作线的两端点分别代表气液两相在塔底和塔顶的组成。吸收操作线斜率$\frac{L_s}{G_B}$为溶剂和惰性气体流量之比，通常称为液气比。操作线上任一点代表某一截面上气、液组成（Y，X），该点到平衡线的垂直距离及水平距离分别代表该截面上的吸收推动力 $Y-Y^*$ 和 X^*-X。

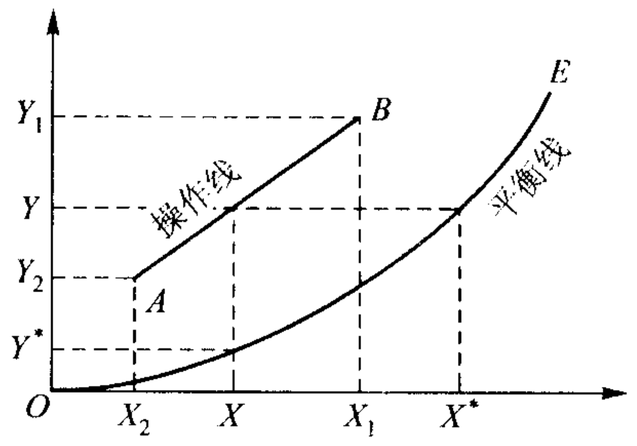


图 5－2－55　吸收操作线和推动力

若处理的气体浓度较低（摩尔分数小于 10%）时，所形成的溶液浓度也较低，则 $Y \approx y$，$X \approx x$；且通过塔内任一截面混合气体量近似等于惰性气体量，即 $G \approx G_B$，同理 $L \approx L_s$，把这些关系代入式（5－2－220）中，可得：

$$y = \frac{L}{G}x + \left(y_1 - \frac{L}{G}x_1\right) \tag{5-2-221}$$

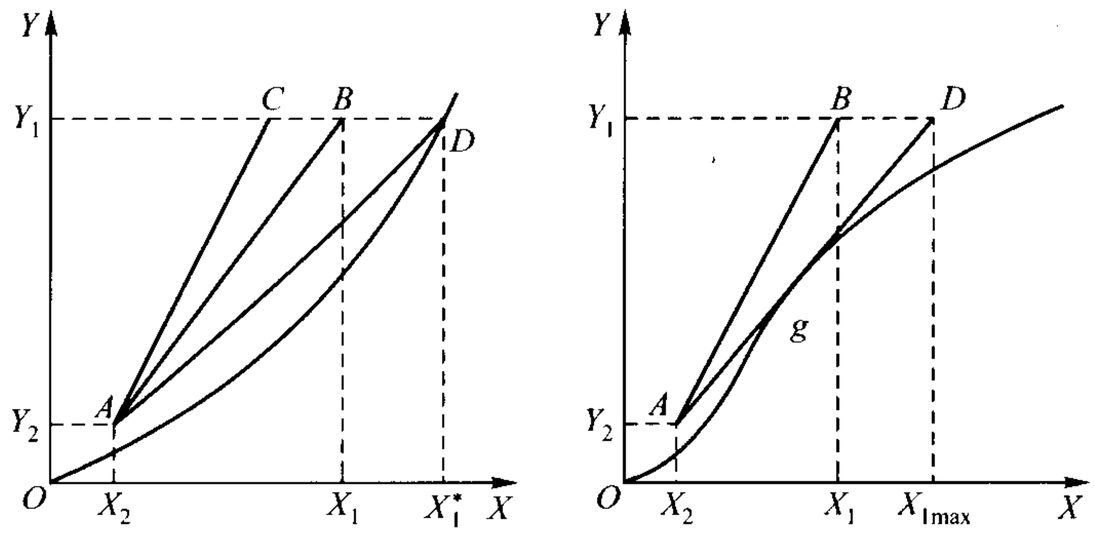
式（5－2－221）表明对于低浓度气体的吸收，在 $x-y$ 坐标上给出的操作线基本上也成直线，其斜率为 L/G。式（5－2－221）称为低浓度气体吸收操作线方程式。

2. 吸收剂用量与液气比

设计吸收塔时，所处理的气体流量、进出塔气体溶质浓度均由设计任务而定，吸收剂的种类和入塔浓度 X_2由设计者选定，而吸收剂用量 L_s 和出塔溶液中吸收质浓度 X_1需通过计算确定。

图 5－2－56 为计算吸收塔最小液气比的示意图，由（a）可见，若 A 点（Y_2，X_2）位置确定，从 A 点按斜率$\frac{L_s}{G_B}$引直线终止于纵坐标为 Y_1的某点即为吸收操作线。当减少吸收剂流量 L_s 时，$\frac{L_s}{G_B}$减少，即操作线斜率变小，出塔吸收液浓度 X_1减小，如 AC、AB 及 AD 线所示，当塔底操作点 D 与平衡线相交时，出塔吸收液浓度 X_1和进塔气相中吸收质浓度 Y_1成平衡，这是理论上吸收液所能达到的最高浓度，以 X_1^* 表示，此操作线对应的液气比称为最小液气比，以$\left(\frac{L_s}{G_B}\right)_{min}$ 表示，可由全塔的物料平衡计算求得：

$$\left(\frac{L_s}{G_B}\right)_{min}=\frac{Y_1-Y_2}{X_1^*-X_2} \tag{5-2-222}$$



(a) (b)

图 5-2-56 吸收塔的最小液气比

若为低浓度气体吸收，且溶液为稀溶液，其气液平衡关系服从亨利定律，代入下式可得到最小液气比：

$$\left(\frac{L_s}{G_B}\right)_{min}=\frac{y_1-y_2}{x_1^*-x_2}=\frac{y_1-y_2}{y_1/m-x_2} \tag{5-2-223}$$

如果平衡线上凸（如图 5-2-56（b）所示），当液气比减少到某个程度，塔底两相浓度（Y_1，X_1）虽未达到平衡，但操作线已与平衡线相切，切点（g 点）处达到平衡，此时的液气比即为最小液气比。理论上吸收液的最大浓度为该切线和 $Y=Y_1$ 水平线交点 D 的横坐标 X_{1max}，此时最小液气比计算公式为：

$$\left(\frac{L_s}{G_B}\right)_{min}=\frac{Y_1-Y_2}{X_{1max}-X_2} \tag{5-2-224}$$

3. 填料层高度计算

填料层高度等于所需的填料层体积除以塔截面积。塔截面积由塔径确定，填料层体积则取决于完成规定任务所需的总传质面积和每立方米填料层所能提供的气、液有效接触面积。同时，总传质面积应等于塔的吸收负荷（单位时间内的传质量，kmol/s）与传质速率（单位时间内单位气、液接触面积上的传质量，$kmol\cdot m^{-2}\cdot s^{-1}$）的比值。计算塔的吸收负荷要依据物料衡算关系，计算传质速率要依据吸收速率方程式，而吸收速率方程式中的推动力总是实际浓度与某种平衡浓度的差值，因此又要知道相平衡关系。所以，填料层高度的计算涉及物料平衡、传质速率与相平衡等三种关系式的应用。

就整个填料层而言，气、液浓度沿塔高不断变化，塔内各横截面上的吸收速率并不相同。为解决填料层高度的计算问题，需在填料吸收塔中任意选取一段高度为 dz 的微元填料层来研究。对该微元填料层作组分 A 衡算，根据式（5-2-214），可得：

$$Gy\big|_{z+dz}-Gy\big|_z=k_y a(y-y_i)\,dz$$

即

$$\frac{d(Gy)}{dz}=k_y a(y-y_i) \tag{5-2-225}$$

这里 y_i 是平衡曲线上的一点。根据 $L_s=L(1-x)$，$G_B=G(1-y)$，可得：

$$d(Gy)=G_B d\left(\frac{y}{1-y}\right)=G_B\frac{dy}{(1-y)^2}=G\left(\frac{dy}{1-y}\right) \tag{5-2-226}$$

积分式（5-2-225）并代入式（5-2-226），得：

$$\int_0^{zT}dz=\int_{y_2}^{y_1}\frac{G}{k_y a}\frac{dy}{(1-y)(y-y_i)} \tag{5-2-227}$$

由式（5-2-225）可得：

$$\frac{y-y_i}{x_i-x}=\frac{k_x a}{k_y a} \tag{5-2-228}$$

因此，在任意点，式（5-2-228）表示了一条通过（x，y）和（x_i，y_i）、斜率为 $k_x a/k_y a$ 的直线，

如果已知 $k_x a/k_y a$ 就可以确定 x_i、y_i 和操作线上点（x，y）的关系，从而可以积分式（5－2－227）：

$$\int_0^{zT} \mathrm{d}z = \left(\frac{\overline{G}}{k_y a}\right)\int_{y_2}^{y_1} \frac{\mathrm{d}y}{(1-y)(y-y_i)} \tag{5-2-229}$$

式中：$G/(k_y a)$ 为该范围内的平均值。

考虑液相平衡，同理可推出填料层高度的方程式：

$$\int_0^{zT} \mathrm{d}z = \left(\frac{\overline{L}}{k_y a}\right)\int_{x_2}^{x_1} \frac{\mathrm{d}x}{(1-x)(x-x_i)} \tag{5-2-230}$$

式（5－2－229）和式（5－2－230）是计算完成指定吸收任务所需填料层高度的普遍公式。依据操作条件进行绘图积分或数值积分，即可求得 Z 值。

（四）化学吸收

工业生产中，为了增大对气态污染物的吸收率和吸收速度，多采用化学吸收。化学吸收是伴有显著化学反应的吸收过程，被溶解的气体与吸收剂或原先溶于吸收剂中的其他物质进行化学反应，也可以是两种同时溶解进去的气体发生化学反应。如用各种酸溶液吸收 NH_3，用碱液吸收 SO_2、CO_2、H_2S 等。化学吸收机理远比物理吸收复杂。

1. 化学反应对吸收的影响

化学吸收与物理吸收相比，有下列优点：

（1）溶质进入溶剂后因化学反应而消耗掉，单位体积溶剂能够容纳的溶质量增多，表现在平衡关系上是溶液的平衡分压降低，甚至可以降到零，从而使吸收推动力增加。

（2）如果反应进行得很快，以致在气液界面附近溶入的气体就被消耗完，则溶质在液膜中的扩散阻力大为降低，甚至降为零。这就使总吸收系数增大，吸收速率提高。

（3）填料表面有一部分液体停滞不动或流动很慢，在物理吸收中这部分液体往往被溶质所饱和而不能再进行吸收，但在化学吸收中则能吸收多得多的溶质才能达到饱和。所以对物理吸收不是有效的湿表面，对化学吸收仍然可能是有效的。

为此，工业上的吸收操作常常是化学吸收，其吸收剂一般不是纯水而是其他液体或溶有活性物质的溶液。

在化学吸收过程中，溶质 A 先从气相主体扩散到气液界面，其扩散机理与物理吸收时并无区别，气相吸收系数并不受影响。溶质 A 达到界面后便开始与溶剂中的反应组分 B 进行化学反应，B 不断从液相主体扩散到界面或界面附近并与 A 相遇。A 与 B 的反应位置取决于反应速率与扩散速率的相对大小。反应进行得愈快，A 消耗得愈快，则 A 抵达气液界面后不用再扩散很远。反之，A 也可能扩散到液相主体中仍有大部分未能参加反应，因此，化学吸收的液相吸收系数不仅取决于液相的物理性质与流动状态，而且取决于化学反应速率。

吸收操作中的化学反应有许多种。这里选取两分子反应（A + B→AB），定性考察化学反应速率对液相吸收系数，即对吸收速率的影响。如图 5－2－57 所示，各图的纵坐标表示液相内 A 的浓度与 B 的浓度；过 O 点的垂直线代表气液界面；横坐标表示液相内各点距相界面的距离，Z_L 为液膜的厚度。

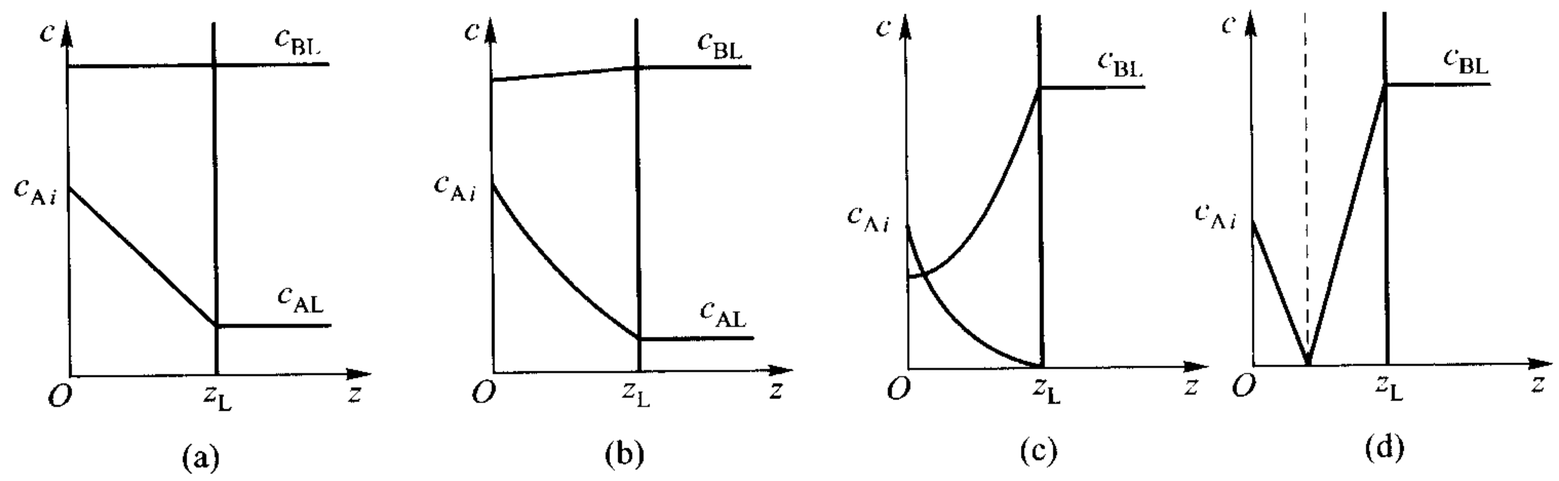


图 5－2－57　两分子反应中相界面附近液相内 A 与 B 的浓度分布

图（a）中A与B无化学反应，图（b）中A与B进行缓慢反应，图（c）中A与B为快速反应，图（d）中A与B为瞬时反应。

2. 化学吸收的气液平衡

亨利定律只适用于常压或低压下的稀溶液，而且吸收质（被吸收组分）在气相与溶剂中的分子状态应相同，若被溶解的气体分子在溶液中发生化学反应，则此时亨利定律只适用于溶液中未发生化学反应的那部分吸收质的浓度，而该浓度决定于液相化学反应的平衡条件。

气体溶于液体中，若发生化学反应，则被吸收组分的气液平衡关系既应服从相平衡关系，又应服从化学平衡关系。溶于液相的溶质量为气相浓度物理平衡时的溶质量和由于化学反应消耗量之和，即：

$$c_A = [A]_{物理平衡} + [A]_{化学消耗} \tag{5-2-231}$$

设被吸收组分A与溶液中所含的组分B发生相互反应：

$$\begin{array}{l} aA_G \\ \Downarrow \\ aA_L + bB \rightleftharpoons cC + dD \end{array}$$

在被吸收组分浓度及各反应组分浓度较低的情况下有下列关系式：

亨利定律关系式：$[A] = H_A \cdot p_A^*$ (5-2-232)

化学平衡关系式：$K = \dfrac{[C]^c \cdot [D]^d}{[A]^a \cdot [B]^b}$ (5-2-233)

式（5-2-232）可变为：

$$[A] = \left\{ \frac{[C]^c \cdot [D]^d}{[B]^b k} \right\}^{1/a} \tag{5-2-234}$$

得：

$$p_A^* = \frac{1}{H_A} \left\{ \frac{[C]^c \cdot [D]^d}{[B]^b k} \right\}^{1/a} \tag{5-2-235}$$

若已知系统中各组分的初始浓度，按上述公式可计算气体组分的总浓度 c_A。

（1）被吸收组分与溶剂的相互作用：被吸收气体组分与吸收剂相互作用的化学反应式可写成：

$$\begin{array}{l} A_G \\ \Downarrow \\ A_L + B \overset{k}{\rightleftharpoons} M_L \end{array}$$

被吸收组分A进入液相后的总浓度 c_A 可以写成：

$$c_A = [A] + [M] \tag{5-2-236}$$

其化学反应平衡常数 K 为：

$$K = \frac{[M]}{[A][B]} = \frac{c_A - [A]}{[A][B]} \tag{5-2-237}$$

整理后得：

$$[A] = \frac{c_A}{1 + K[B]} \tag{5-2-238}$$

若上述吸收过程是稀溶液吸收，遵从亨利定律时，即 $[A] = H_A \cdot p_A^*$，将式（5-2-236）代入亨利定律，则：

$$p_A^* = \frac{c_A}{H_A(1 + k[B])} \tag{5-2-239}$$

在稀溶液中，[B] 很大，可视为常数而不随浓度变化，故 $(1 + K[B])$ 可视为常数，此时 p_A^* 与 c_A 成正比关系，即形式上服从亨利定律，但溶解度系数 $H_A^* = H_A(1 + K[B])$，比 H_A 增加了 $(1 + K[B])$ 倍，有利于气体组分A的吸收。用水吸收氨属于此类情况。

（2）被吸收组分在溶液中解离：若用水作吸收剂，生成的反应产物又解离成离子时，则化学反应是按解离反应平衡式来建立。设反应产物的解离反应式为：

$$A_{气} \rightleftharpoons A_{液} + B \overset{k}{\rightleftharpoons} M \overset{k_1}{\rightleftharpoons} K^+ + A^-$$

吸收平衡时，解离常数为：

$$k_1 = \frac{[K^+][A^-]}{[M]} \tag{5-2-240}$$

当溶液中无相同离子存在时，$[K^+]=[A^-]$，于是式（5-2-240）可改写成：

$$k_1 = \frac{[A^-]^2}{[M]} \tag{5-2-241}$$

$$[A^-] = \sqrt{k_1[M]} \tag{5-2-242}$$

被吸收组分 A 在溶液中的总浓度为物理溶解量与解离溶解量之和，即：

$$c_A = [A] + [M] + [A^-] = [A] + [M] + \sqrt{k_1[M]} \tag{5-2-243}$$

对式（5-2-239）、（5-2-243）、（5-2-246）和组分的物料平衡方程式联解得：

$$[A] = \frac{(2c_A + k_A) - \sqrt{k_A(4c_A + k_A)}}{2(1 + k[B])} \tag{5-2-244}$$

式中：

$$k_A = \frac{k_1 k[B]}{1 + k[B]} \tag{5-2-245}$$

将式（5-2-244）代入亨利定律式，则：

$$p_A^* = \frac{1}{2(1 + K[B])H_A}\left[(2c_A + K_A) - \sqrt{K_A(4c_A + K_A)}\right] \tag{5-2-246}$$

对反应产物有解离的化学吸收过程，相平衡方程式与气体组分 A 在吸收液中总浓度 c_A 为非线性关系。

CO_2 和 SO_2 在水中吸收，即属上述过程。

（3）被吸收组分与溶剂中活性组分作用：在环境工程中广泛采用被吸收气体组分 A 与吸收剂中活性组分 B 相互反应的吸收过程。例如，用含氢氧化钙、碳酸钠和亚硫酸钠等活性组分的吸收液净化废气中二氧化硫，就属于这种吸收过程。吸收液中，含有未被反应的气体组分 A、活性组分 B 和惰性溶剂。

设溶液中 B 的起始浓度为 c_B^0，反应达平衡后转化率为 R（R 的定义式为：$R = \frac{\text{活性组分反应了的物质的量}}{\text{活性组分的最初物质的量}} \times 100\%$），则溶液中 B 的平衡浓度 $[B] = c_B^0(1-R)$，生成物 M 的平衡浓度 $[M] = c_B^0 R$。由化学平衡关系得平衡常数 K 为：

$$K = \frac{[M]}{[A][B]} = \frac{c_B^0 \cdot R}{[A]c_B^0(1-R)} = \frac{R}{[A](1-R)} \tag{5-2-247}$$

上式与亨利定律联解，得：

$$p_A^* = \frac{R}{K(1-R)H_A} \tag{5-2-248}$$

若物理溶解量可忽略不计，则由式（5-2-247）、（5-2-248）可得：

$$c_A^* = Rc_B^0 = c_B^0 \frac{K_1 p_A^*}{1 + K_1 p_A^*} \tag{5-2-249}$$

式中：$k_1 = k \cdot H_A$。

由上式可知，溶液的吸收能力 c_A^* 随分压 p_A^* 增大而增加，也随 K 的增大而增加。另外，溶液吸收能力还受活性组分起始浓度 c_B^0 的限制，c_A^* 只能趋近于而不能超过 c_B^0 值。

化学吸收和物理吸收在与其气相中的分压及温度之间的关系上存在一定差别。提高温度和增加压力可

以改善化学吸收过程；而对物理吸收，降低温度和增大压力可以改善液体中污染物的溶解度。

3. 伴有化学反应的吸收速率

在化学反应吸收过程中，被吸收气体组分与吸收剂或吸收剂中活性组分发生化学反应，从而降低了被吸收气体组分在液相中的游离浓度，相应增大了传质推动力和吸收系数，从而加快了吸收过程的速率。单位接触表面积的气液间化学反应吸收速率：

$$N = \beta k_L (c_{Ai} - c_{AL}) \tag{5-2-250}$$

式中：k_L——未发生化学反应时液相传质分系数，即物理吸收的液相分吸收系数，m/h；

β——由于化学反应使吸收速率增强的系数，简称增强系数，量纲为一；

c_{Ai}——气液界面处未反应的溶质浓度，$kmol/m^3$；

c_{AL}——在液相中未反应的溶质浓度，$kmol/m^3$。

c_{AL}值通常由假定液相中达到化学平衡条件下求出，反应为不可逆反应时，即化学平衡常数 k 为∞时，$c_{AL}=0$。

三、气体吸附

气体吸附是用多孔固体吸附剂将气体（或液体）混合物中一种或数种组分被浓集于固体表面，而与其他组分分离的过程。被吸附到固体表面的物质称为吸附质，附着吸附质的物质为吸附剂。吸附过程能够有效脱除一般方法难于分离的低浓度有害物质，具有净化效率高、可回收有用组分、设备简单、易实现自动化控制等优点，其缺点是吸附容量较小、设备体积大。根据吸附剂表面与被吸附物质之间作用力的不同，吸附可分为物理吸附和化学吸附。

物理吸附是由于分子间范德华力引起的，它可以是单层吸附，亦可是多层吸附。物理吸附的特征有：吸附质与吸附剂间不发生化学反应；吸附过程极快，参与吸附的各相间常常瞬间即达平衡；吸附为放热反应；吸附剂与吸附质间的吸附力弱，当气体中吸附质分压降低或温度升高时，被吸附的气体能易于从固体表面逸出，而不改变气体原来性质。

化学吸附是由吸附剂与吸附质间的化学键力而引起的，是单层吸附，吸附需要一定的活化能。化学吸附的吸附力较强，主要特征有：吸附有很强的选择性；吸附速率较慢，达到吸附平衡需相当长时间；升高温度可提高吸附速率。

应当指出，同一污染物可能在较低温度下发生物理吸附，而在较高温度下发生化学吸附，即物理吸附发生在化学吸附之前，当吸附剂逐渐具备足够高的活化能后，就发生化学吸附（见图 5-2-58）。两种吸附可能同时发生。

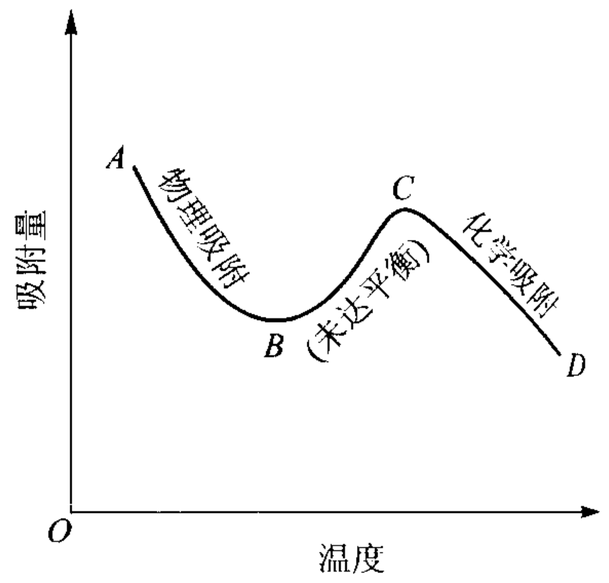


图 5-2-58 吸附过程

（一）吸附剂

1. 吸附剂的性质

虽然所有的固体表面，对于流体都或多或少地具有物理吸附作用，但合乎工业要求的吸附剂，必须具备以下条件：

（1）要具有巨大的内表面，而其外表面往往仅占总表面的极小部分，故可看作是一种极其疏松的固态泡沫体。例如，硅胶和活性炭的内表面分别高达 500 m^2/g 和 1 000 m^2/g 以上。

（2）对不同气体具有选择性的吸附作用。例如，木炭吸附 SO_2 或 NH_3 的能力较吸附空气为大。

（3）较高的机械强度、化学与热稳定性，良好的再生性能。

（4）吸附容量大。吸附容量是指在一定温度和一定的吸附质浓度下，单位质量或单位体积吸附剂所能吸附的最大吸附质质量。吸附容量除与吸附剂表面积有关外，还与吸附剂的孔隙大小、孔径分布、分子

极性及吸附剂分子上官能团性质有关。

（5）来源广泛，价格低廉。

2. 常用工业吸附剂

工业上广泛应用的吸附剂主要有五种：活性炭、活性氧化铝、硅胶、白土和沸石分子筛。表 5－2－36 给出了常用吸附剂的一般特性，常用的几种沸石分子筛的孔径及其组成如表 5－2－37 所示。

表 5－2－36　常用吸附剂特性

吸附剂类型	活　性　炭	活性氧化铝	硅　　胶	沸石分子筛		
				4A	5A	13X
堆积密度/($kg \cdot m^{-3}$)	200～600	750～1 000	800	800	800	800
热容/($kJ \cdot kg^{-1} \cdot K^{-1}$)	0.836 约 1.254	0.836～1.045	0.92	0.794	0.794	—
操作温度上限/K	423	773	673	873	873	873
平均孔径/nm	1.5～2.5	1.8～4.8	2.2	0.4	0.5	1.3
再生温度/K	373～413	473～523	393～423	473～573	473～573	473～573
比表面积/（$m^2 \cdot g^{-1}$）	600～1 600	210～360	600	—	—	—

表 5－2－37　几种常用的分子筛

型　　号	SiO_2/Al_2O_3 分子比	孔径/nm	典型化学组成
3A（钾 A 型）	2	0.3～0.33	$2/3K_2O \cdot 1/3Na_2O \cdot Al_2O_3 \cdot 2SiO_2 \cdot 4.5H_2O$
4A（钠 A 型）	2	0.42～0.47	$Na_2O \cdot Al_2O_3 \cdot 2SiO_2 \cdot 4.5H_2O$
5A（钙 A 型）	2	0.49～0.56	$0.7CaO \cdot 0.3Na_2O \cdot Al_2O_3 \cdot 2SiO_2 \cdot 4.5H_2O$
10X（钙 X 型）	2.3～3.3	0.8～0.9	$0.8CaO \cdot 0.2Na_2O \cdot Al_2O_3 \cdot 2.5SiO_2 \cdot 6H_2O$
13X（钠 X 型）	2.3～3.3	0.9～1	$Na_2O \cdot Al_2O_3 \cdot 2.5SiO_2 \cdot 6H_2O$
Y（钠 Y 型）	3.3～6	0.9～1	$Na_2O \cdot Al_2O_3 \cdot 5SiO_2 \cdot 8H_2O$
钠丝光沸石	3.3～6	～0.5	$Na_2O \cdot Al_2O_3 \cdot 5SiO_2 \cdot 6～7H_2O$

3. 影响气体吸附的因素

（1）操作条件：低温有利于物理吸附，适当升高温度有利于化学吸附。增大气相主体压力，即增大了吸附质的分压，有利于吸附。固定床的气流速度应控制在 0.2～0.6 m/s。

（2）吸附剂的性质：如空隙率、孔径、粒度等影响比表面积，从而影响吸附效果。吸附剂的比表面积可以采用下式计算：

$$\delta = \frac{fV_m}{m} \tag{5-2-251}$$

式中：δ——吸附剂的比表面积，m^2/g；

f——单位体积气体铺成单分子层时所占面积，m^2/mL；

$$f = \frac{N_0 A}{22.4 \times 10^3} \tag{5-2-252}$$

V_m——吸附剂表面被单层分子铺满时的气体体积，mL；

m——吸附剂的质量，g；

N_0——阿伏加德罗常量，6.023×10^{23}；

A——吸附质分子的横截面积（见表 5－2－38），m^2。

表 5-2-38 典型吸附质的分子横截面积

气体	固化气体的密度 $mg \cdot cm^{-3}$	温度/K	计算的分子面积 nm^2	液化气体的密度 $mg \cdot cm^{-3}$	温度/K	计算的分子面积 nm^2
N_2	1.126	20	0.138	0.751	90	0.170
				0.808	77.2	0.162
O_2	1.426	20	0.121	1.14	90	0.141
Ar	1.65	20	0.128	1.374	90	0.144
CO	—	20	0.137	0.763	90	0.168
CO_2	1.565	193	0.141	1.179	216.4	0.170
CH_4	—	20	0.150	0.392	133	0.181
$n-C_4H_{10}$	—	—	0.320	0.601	273	0.321
NH_3	—	193	0.117	0.688	234	0.129

（3）吸附质的性质与浓度：根据吸附剂微孔尺寸分布数据，主要起吸附作用的是直径与被吸附分子大小相等的微孔。通常假设，由于位阻效应，一个分子不易渗入比某一最小直径还要小的微孔。这个最小直径，即所谓临界直径，代表了吸附质的特性且与吸附质分子的直径有关。表 5-2-39 列出了某些常见分子的临界直径。此外，吸附质的相对分子质量、沸点、饱和性等也影响吸附量。若用同种活性炭作吸附剂，对于结构相似的有机物，相对分子质量和不饱和性愈大，沸点愈高，愈易被吸附。

表 5-2-39 某些常见分子的临界直径

分子	临界直径/nm	分子	临界直径/nm
氦	0.2	丙烯	0.5
氢	0.24	1-丁烯	0.51
乙炔	0.24	反-2-丁烯	0.51
氧	0.28	1，3-丁二烯	0.52
一氧化碳	0.28	二氟一氯甲烷（氟利昂-22）	0.53
二氧化碳	0.28	噻吩	0.53
氮	0.3	异丁烷-异二十二烷	0.558
水	0.315	二氟二氯甲烷（氟利昂-12）	0.593
氨	0.38	环己烷	0.61
氩	0.384	甲苯	0.67
甲烷	0.4	对二甲苯	0.67
乙烯	0.425	苯	0.68
环氧乙烷	0.42	四氯化碳	0.69
乙烷	0.42	氯仿	0.69
甲醇	0.44	新戊烷	0.69
乙醇	0.44	间二甲苯	0.71
环丙烷	0.475	邻二甲苯	0.74
丙烷	0.489	三乙胺	0.84
正丁烷-正二十二烷	0.49		

（4）吸附剂的活性：吸附剂的活性是吸附剂吸附能力的标志，常以吸附剂上已吸附吸附质的量与所用吸附剂量之比的百分数来表示。其物理意义是单位吸附剂所能吸附吸附质的量。吸附剂的活性分为静活性和动活性。静活性是在一定温度下，与气体中被吸附物（吸附质）的初始浓度达平衡时单位吸附剂上可能吸附的最大吸附量。亦即在一定温度下，吸附达到饱和时，单位吸附剂所能吸附吸附质的量。动活性是吸附过程还没有达到平衡时单位吸附剂吸附吸附质的量。流体通过吸附剂床层时，床层中吸附剂逐渐趋于饱和。一般认为，当流出气体中发现有吸附质时，吸附器中的吸附剂层已穿透，这时单位吸附剂所吸附的吸附质量称为动活性。

4. 吸附剂的再生

再生方法有加热解吸再生、降压或真空解吸再生、溶剂萃取再生、置换再生、化学转化再生等。再生时一般采用逆流吹脱的方式。

（1）加热再生：通过升高吸附剂温度，使吸附物脱附，吸附剂得到再生。几乎各种吸附剂都可用热再生方法恢复吸附能力。不同的吸附过程需要不同的温度，吸附作用越强，脱附时需加热的温度越高。

（2）降压或真空解吸：吸附过程与气相的压力有关，压力高时，吸附进行得快；当压力降低时，脱附占优势。因此，通过降低操作压力可使吸附剂得到再生。

（3）置换再生：选择合适的气体（脱附剂），将吸附质置换与吹脱出来。这种再生方法需加一道工序，即脱附剂的再脱附，以使吸附剂恢复吸附能力。脱附剂与吸附质的被吸附性能越接近，则脱附剂用量越省。若脱附剂被吸附程度比吸附质强时，属置换再生，否则，吹脱与置换作用都兼有。该法较适用于对温度敏感的物质。

（4）溶剂萃取：选择合适的溶剂，使吸附质在该溶剂中的溶解性能远大于吸附剂对吸附质的吸附作用，将吸附物溶解下来的方法。例如，活性炭吸附 SO_2，用水洗涤，再进行适当的干燥便可恢复吸附能力。

生产实践中，上述几种再生方法可以单独使用，也可几种方法同时使用。如活性炭吸附有机蒸气后，可通入高温蒸气再生，也可用加热和抽真空的方法再生；沸石分子筛吸附水分后，可用加热吹氮气的办法再生。

（二）吸附机理

吸附过程的效果取决于吸附平衡与吸附速率。这两类因素是设计吸附装置或强化吸附过程的关键。

1. 吸附平衡

当吸附质与吸附剂长时间接触后，终将达到吸附平衡。平衡吸附量是吸附剂对吸附质的极限吸附量，亦称静吸附量分数或静活性分数，用 X_T 表示，量纲为一。它是设计和生产中十分重要的参数。吸附达平衡时，吸附质在气、固两相中的浓度关系，一般用吸附等温线表示。吸附等温线通常根据实验数据绘制，也常用各种经验方程式来表示。图 5－2－59 和图 5－2－60 分别表示用活性炭吸附废气中 NH_3 和硅胶吸附 SO_2 的吸附等温线。经多年研究，已观测到 6 种吸附类型的等温吸附线，如图 5－2－61 所示。

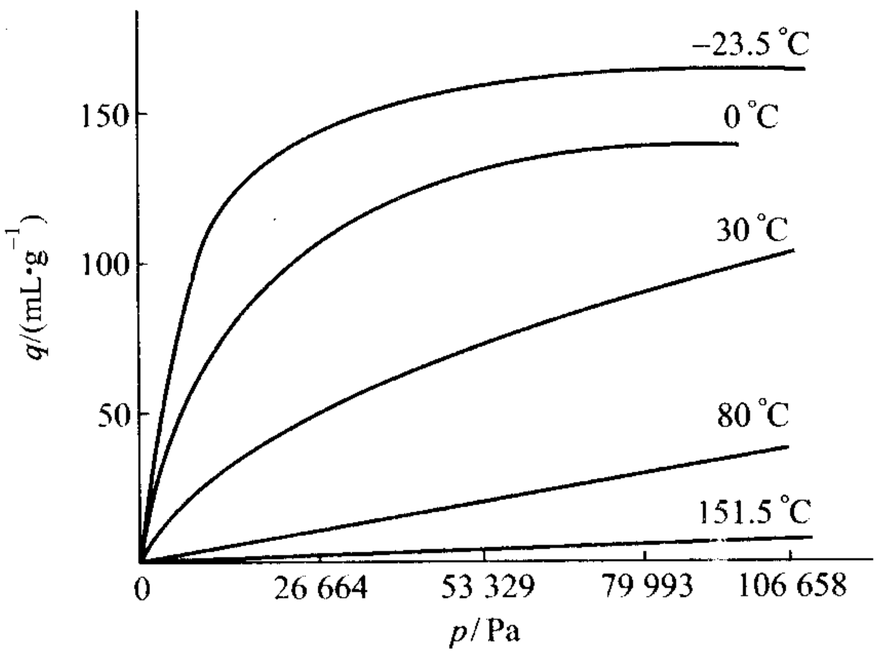


图 5－2－59　NH_3 在活性炭上的吸附等温线

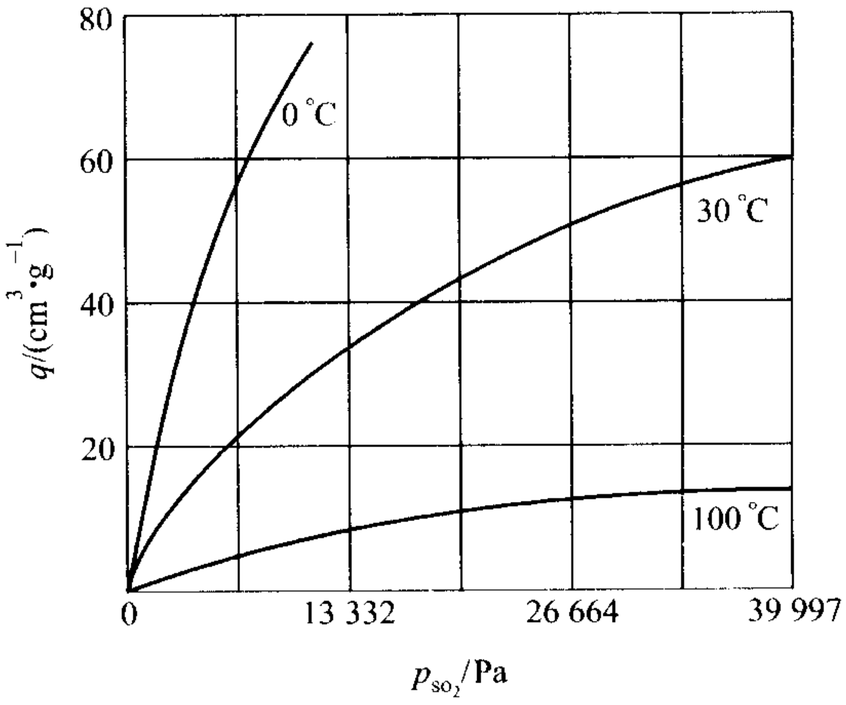


图 5－2－60　SO_2 在硅胶上的吸附等温线

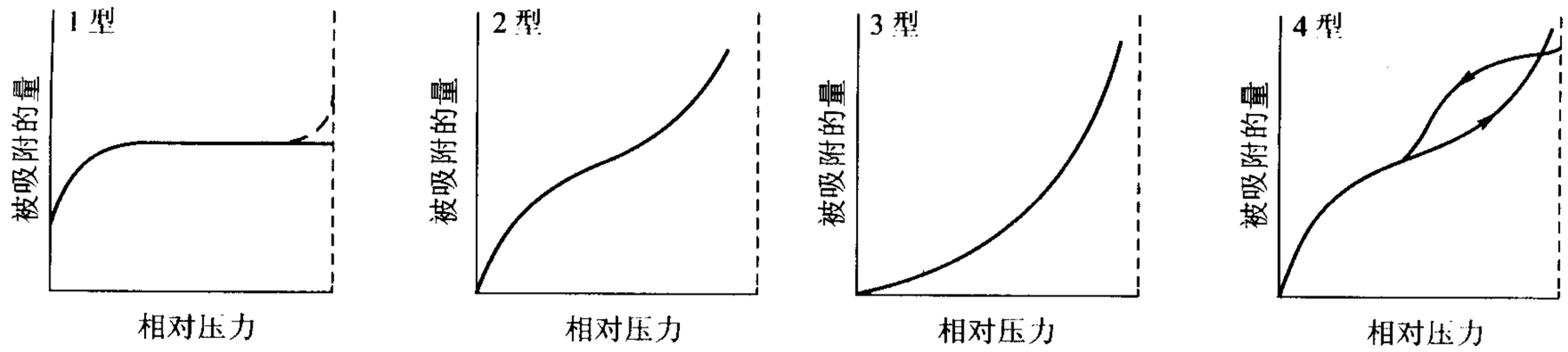


图 5-2-61 6 种类型等温吸附线

1 型. 80 K 下 N_2 在活性炭上的吸附；2 型. 78 K 下 N_2 在硅胶上的吸附；3 型. 351 K 下溴在硅胶上的吸附；4 型. 323 K 下苯在 FeO 上的吸附；5 型. 373 K 下水蒸气在活性炭上的吸附；6 型. 惰性气体分子分阶段多层吸附

第一类等温线的形状是微孔填充的特征，极限吸附量为微孔容积的一种量度，它也出现在能级高的表面吸附中。第二类可逆等温线是在许多无孔或有中间孔的粉末上吸附测得的，它代表在多相基质上不受限制的多层吸附。当吸附质与吸附剂相互之间的作用微弱时，就出现了第三类等温线。第四类等温线的特征具有滞后回线，这可解释为由于毛细管现象的缘故，该部分等温曲线适用于孔尺寸分布的估算。第五类等温线与第四类相似，只是吸附质与吸附剂之间的相互作用较弱。第六类等温线是由于均匀基质上惰性气体分子分阶段多层吸附而引起。相应的等温吸附方程式介绍如下。

（1）弗罗因德利希（Freundlich）方程式：弗罗因德利希对 1 型等温吸附线提出如下经验方程式：

$$X_T = kp^{\frac{1}{n}} \tag{5-2-253}$$

式中：X_T——被吸附组分的质量与吸附剂质量之比值；

p——被吸附组分在气相中的平衡分压，Pa；

k，n——经验常数，与吸附剂、吸附质种类及吸附温度有关，通常 $n>1$，其值由实验确定。

弗罗因德利希吸附方程只适用于吸附等温线的中压部分。上式取对数，得：

$$\lg X_T = \lg k + \left(\frac{1}{n}\right)\lg p$$

以 $\lg X_T$ 对 $\lg p$ 作图，可得到一直线。由斜率 $1/n$ 和截距 $\lg k$ 可求出 n 和 k 值。如果斜率在 0.1～0.5 之间，表示吸附容易进行；若大于 2，则吸附难以进行。

（2）朗缪尔方程式：朗缪尔导出了能较好适用于 1 型吸附等温线的理论公式。设吸附质对吸附剂表面的覆盖率为 θ，则未覆盖率为 $(1-\theta)$。若气相分压为 p，则吸附速率为 $k_1p(1-\theta)$，解吸速率为 $k_2\theta$。当吸附达平衡时：

$$k_1p(1-\theta) = k_2\theta \tag{5-2-254}$$

$$\theta = \frac{k_1p}{k_1 + k_2p} \tag{5-2-255}$$

式中：k_1、k_2——分别为吸附、解吸常数。

令 $B = k_1/k_2$，则上式写成：

$$\theta = \frac{Bp}{1 + Bp} \tag{5-2-256}$$

若以 A 代表饱和吸附量，则单位量吸附剂所吸附的吸附质量 X_T 为：

$$X_T = A \cdot \theta = \frac{ABp}{1 + Bp} \tag{5-2-257}$$

上式称为朗氏方程，式中 A、B 为常数。如果将覆盖率 θ 表示成 V/V_m，其中 V 是气体分压为 p 时被吸附气体在标准状态下的体积；V_m 是吸附剂被覆盖满一层时被吸附气体在标准状态下的体积。则式（5-2-256）为：

$$\frac{V}{V_m} = \frac{Bp}{1 + Bp} \quad 或 \quad \frac{p}{V} = \frac{1}{BV_m} + \frac{p}{V_m} \tag{5-2-258}$$

以 p/V 对 p 作图，应得一直线。由直线的斜率 $1/V_m$ 和截距 $1/(BV_m)$ 便可计算 B 与 V_m 的值。

朗氏方程式能解释很多实验结果，是目前常用的吸附等温方程式。但 θ 较大时，吻合性较差。

（3）BET 方程式：勃劳纳尔（Brunauer）、爱米麦特（Emmett）和泰勒（Teller）三人提出了适合 1、2、3 型吸附等温线的多分子层吸附理论，并建立了等温方程式，即：

$$V = \frac{V_m Cp}{(p_0 - p)[1 + (C-1)p/p_0]} \quad 或 \quad X_T = \frac{X_e Cp}{(p_0 - p)[1 + (C-1)p/p_0]} \tag{5-2-259}$$

式中：p_0——在吸附温度下吸附质的饱和蒸气压，Pa；

C——与吸附热有关的常数；

X_e——饱和吸附量分数。

上式也可写成：

$$\frac{p}{X_T(p_0 - p)} = \frac{1}{X_e C} + \frac{(C-1)p}{X_e C p_0} \quad 或 \quad \frac{p}{V(p_0 - p)} = \frac{1}{V_m C} + \frac{(C-1)p}{V_m C p_0} \tag{5-2-260}$$

上式的重要用途之一是可测定和计算固体吸附剂的比表面积。根据斜率和截距的值求出 V_m，则吸附剂的比表面积：

$$S_b = \frac{V_m N_0}{22\,400} \cdot \frac{\sigma}{m} \tag{5-2-261}$$

式中：S_b——吸附剂比表面积，m^2/g；

σ——单个吸附质分子的截面积，m^2；

m——吸附剂质量；

N_0——阿伏加德罗常量，6.023×10^{23}。

BET 方程式在 $p/p_0 = 0.05 \sim 0.35$ 时较准确。

2. 吸附速率

吸附平衡仅表明吸附过程的限度，未涉及吸附时间。当接触时间有限时，吸附量取决于吸附速率。

（1）吸附速率理论公式：吸附过程可分为以下几步（图 5-2-62）：

① 外扩散：吸附质从气流主体穿过颗粒周围气膜扩散至外表面；

② 内扩散：吸附质由外表面经微孔扩散至吸附剂微孔表面；

③ 吸附：到达吸附剂微孔表面的吸附质被吸附。

对于化学吸附，第三步之后还有化学反应过程发生。物理吸附过程一般由内外扩散控制；化学吸附既有表面动力学控制，又有内外扩散控制。下面仅讨论物理吸附速率。

① 外扩散速率：吸附质 A 的外扩散传质速率计算式为：

$$\frac{dM_A}{dt} = k_y a_p (Y_A - Y_{Ai}) \tag{5-2-262}$$

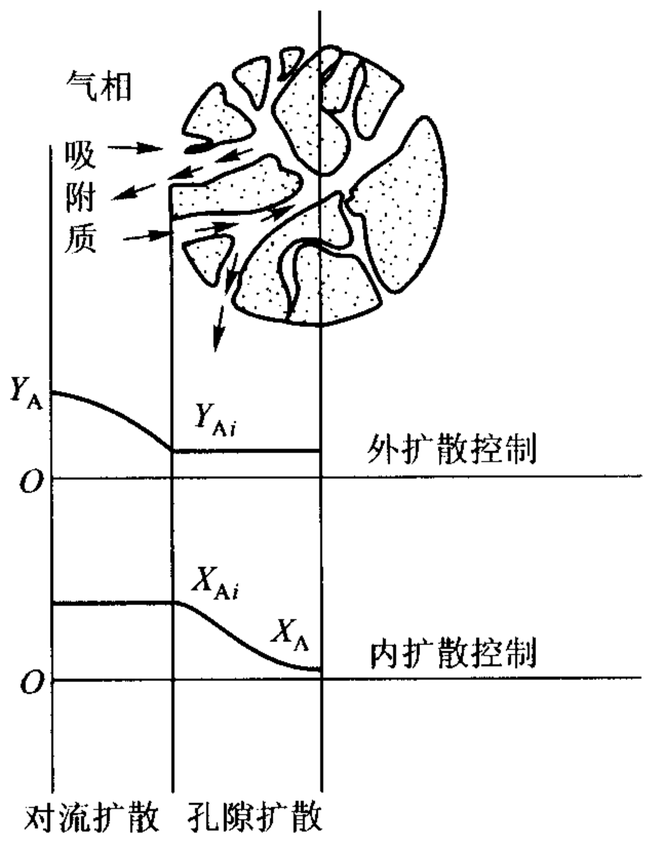


图 5-2-62　吸附过程与两种极端浓度曲线

式中：dM_A——dt 时间内吸附质从气相扩散至固体表面的质量，kg/m^3；

k_y——外扩散吸附分系数，$kg/(m^2 \cdot s)$；

a_p——单位体积吸附剂的吸附表面积，m^2/m^3；

Y_A、Y_{Ai}——分别为 A 在气相中及吸附剂外表面的浓度，质量分数。

② 内扩散速率：吸附质 A 的内扩散传质速率计算式为：

$$\frac{dM_A}{dt} = k_x a_p (X_{Ai} - X_A) \tag{5-2-263}$$

式中：k_x——内扩散吸附分系数，$kg/(m^2 \cdot s)$；

X_A、X_{Ai}——分别为 A 在固相外表面及内表面的浓度，质量分数。

③ 总吸附速率方程式：由于表面浓度不易测定，吸附速率常用吸附总系数表示：

$$\frac{dM_A}{dt} = K_y a_p (Y_A - Y_A^*) = K_x a_p (X_A^* - X_A) \tag{5-2-264}$$

式中：K_y、K_x——分别为气相及吸附相吸附总系数，$kg/(m^2 \cdot s)$；

Y_A^*、X_A^*——分别为吸附平衡时气相及吸附相中 A 的浓度，质量分数。

与吸收类似，分吸附系数与总吸附系数间的关系为：

$$\frac{1}{K_y a_p} = \frac{1}{k_y a_p} + \frac{m}{k_x a_p} \tag{5-2-265}$$

$$\frac{1}{K_x a_p} = \frac{1}{k_x a_p} + \frac{1}{k_y a_p m} \tag{5-2-266}$$

可见，$K_y = mK_x$，式中 m 为 $y-x$ 相图中平衡曲线的平均斜率。

（2）活性炭吸附速率计算公式：巴厄姆（Bangham）曾发表了用活性炭吸附二氧化硫、二硫化碳、甲苯及氨蒸气等气体的吸附速率计算式。

$$\frac{dM_A}{dt} = k \frac{(M_\infty - M_A)}{t^m} \tag{5-2-267}$$

式中：M_∞——系统平衡时的吸附量，kg；

k、m——常数。

对上式积分，可得：

$$\ln \frac{M_\infty}{M_\infty - M_A} = kt^m \tag{5-2-268}$$

根据上式作图，可得图 5-2-63 所示的线性关系，操作压力为 2×10^4 Pa，温度 293 K。

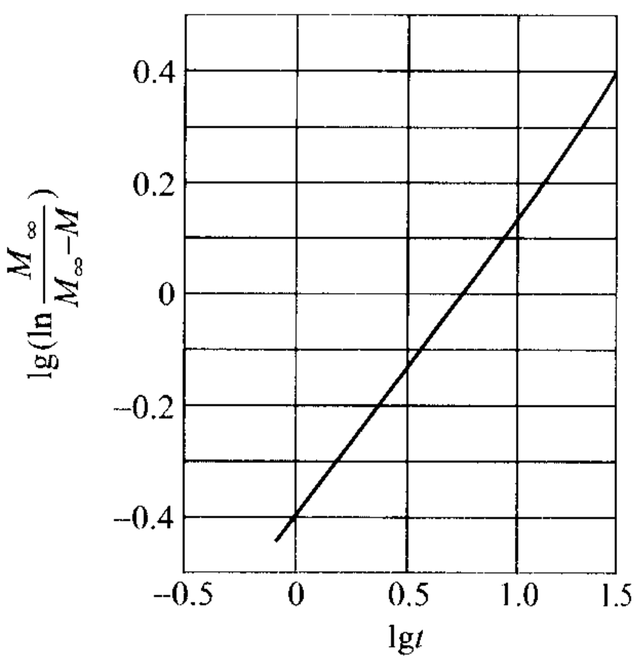


图 5-2-63 活性炭吸附 SO_2 的吸附速率

【例 5-2-13】 8 mg 活性炭在 −183 ℃时吸附了 0.2 mL 的 N_2，则活性炭的比表面积为：

A $0.15 \times 10^2 m^2/g$　　B $0.65 \times 10^2 m^2/g$　　C $1.15 \times 10^2 m^2/g$　　D $1.65 \times 10^2 m^2/g$

解： 第一步，确定单位体积 N_2 所占的面积：

$$f = 6.023 \times 10^{23} \times 17.0 \times 10^{-20}/(22.4 \times 10^3)\ m^2/mL = 4.6\ m^2/mL$$

第二步，确定吸附剂比表面积：

根据比表面的公式有：

$$\delta = fV_m/m = 4.6 \times 0.2/(8 \times 10^{-3})\ m^2/g = 1.15 \times 10^2 m^2/g$$

答案：C。

四、气体催化净化

催化净化指含有污染物的气体通过在催化剂床层的催化反应，使其中的污染物转化为无害或易于处理

与回收利用物质的净化方法。催化净化方法对不同浓度的污染物都有较高的转化率，因此，该方法在大气污染控制中得到较多应用，如 $SO_2 \rightarrow H_2SO_4$ 加以回收利用。

（一）催化作用和催化剂

1. 催化作用

化学反应速率因加入某种物质而改变，而被加入物质的数量和性质，在反应终了时不变的作用称为催化作用。

设有反应 $A + B \rightarrow AB$，当受催化剂 σ 的作用时，首先 $A + \sigma = \sigma A$，然后 $\sigma A + B \rightarrow AB + \sigma$。显然，催化剂的存在改变了反应历程，反应历程的改变又加速了整个反应过程。目前较流行的多位活化络合物理论认为，这是由于催化剂表面存在许多具有一定形状的活性中心，能对具有适应这一形状结构的反应物分子进行化学吸附，形成多位活化络合物，使得原分子的化学结构松弛，从而降低了反应物活化能的结果。因为任何化学反应的进行都需要一定的活化能，而活化能的大小直接影响到反应速率的快慢，它们之间的关系可用阿伦尼乌斯方程表示：

$$K = A \cdot \exp(-E/RT) \tag{5-2-269}$$

式中：K——反应速率常数；

A——频率因子，单位与 K 相同；

E——活化能，kJ/mol；

R——摩尔气体常数，kJ/(K·mol)；

T——热力学温度，K。

上式表明，反应速率是随活化能的降低而呈指数加快的。

催化作用有两个显著特征。第一，催化剂只能加速化学反应速率，对于可逆反应而言，其对正逆反应速率的影响是相同的，因而只能缩短达到平衡的时间，而不能使平衡移动，也不能使热力学上不可能发生的反应发生。其二，催化作用有特殊的选择性，这是由催化剂的选择性决定的。

2. 催化剂

凡能加速化学反应速率，而本身的化学组成在反应前后保持不变的物质，称为催化剂。它能降低该反应的活化能，使它进行得比均相时更快，但是它并不影响化学反应的平衡。

（1）催化剂的组成：催化剂的种类很多，就其组成来看，有的由一种物质组成，有的由几种物质所组成。工业催化剂大多数是由多种物质组成的复杂体系。

催化剂通常由主活性组分、助催化剂和载体组成。活性组分乃催化剂主体，它能单独对化学反应起催化作用，可作为催化剂单独使用。助催化剂本身无活性，但具有提高活性组分活性的作用，如 $K_2SO_4 - V_2O_5$ 催化剂中，K_2SO_4 的存在可使 V_2O_5 催化 $SO_2 \rightarrow SO_3$ 的活性大为提高。载体则起承载活性组分的作用，使催化剂具有合适形状与粒度，从而有大的比表面积，增大催化活性、节约活性组分用量，并有传热、稀释和增强机械强度作用，可延长催化剂使用寿命。常用的载体材料有硅藻土、硅胶、活性炭、分子筛以及某些金属氧化物（如氧化铝、氧化镁等）多孔性惰性材料。助催化剂和活性组分都附于载体上，制成球状、柱状、网状、片状、蜂窝状等。

净化气态污染物的几种常用催化剂见表 5-2-40。

表 5-2-40　净化气态污染物所用的几种催化剂的组成

用　途	主活性物质	载　体
有色冶炼烟气制酸，硫酸厂尾气回收制酸等 $SO_2 \rightarrow SO_3$	V_2O_5 含量 6% ~ 12%	SiO_2（助催化剂 K_2O 或 Na_2O）
硝酸生产及化工等工艺尾气 $NO_2 \rightarrow N_2$	Pt、Pd 含量 0.5%	$Al_2O_3 - SiO_2$
	$CuCrO_2$	$Al_2O_3 - MgO$

续表

用　　途	主活性物质	载　　体
碳氢化合物的净化 $CO + HC \rightarrow CO_2 + H_2O$	Pt、Pd、Rh	Ni、NiO、Al_2O_3
	CuO、Cr_2O_3、Mn_2O_3、释土金属氧化物	Al_2O_3
汽车尾气净化	Pt(0.1%)	硅铝小球，蜂窝陶瓷
	碱土，稀土和过渡金属氧化物	$\alpha - Al_2O_3$、$\gamma - Al_2O_3$

(2) 催化剂的性能：催化剂的性能主要指其活性、选择性和稳定性。

① 催化剂的活性：是衡量催化剂效能大小的标准。在工业上，催化剂的活性常用单位体积（或质量）催化剂在一定条件（温度、压力、空速和反应物浓度）下，单位时间内所得的产品量来表示，即：

$$A = \frac{m}{tm_R} \tag{5-2-270}$$

式中：A——催化剂活性，kg/(h·g)；

m——产品质量，kg；

t——反应时间，h；

m_R——催化剂质量，g。

在工业上，常把产品量换算成转化率 X 表示：

$$X = \frac{\text{反应物反应了的物质的量}}{\text{通过催化剂床层的反应物物质的量}} \times 100\%$$

② 催化剂的选择性：当化学反应在热力学上有几个反应方向时，一种催化剂在一定条件下只对其中的一个反应起加速作用的特性。它用 B 表示，即：

$$B = \frac{\text{反应所得目的产物物质的量}}{\text{通过催化剂床层后反应了的反应物物质的量}} \times 100\%$$

活性与选择性是催化剂本身最基本的性能指标，是选择和控制反应参数的基本依据。二者均可度量催化剂加速化学反应速率的效果，但反映问题的角度不同，活性指催化剂对提高产品产量的作用，而选择性则表示催化剂对提高原料利用率的作用。

③ 催化剂的稳定性：催化剂在化学反应过程中保持活性的能力称为催化剂稳定性。它包括热稳定性、机械稳定性和化学稳定性三个方面。三者共同决定了催化剂在反应装置中的使用寿命。所以常用寿命表示催化剂的稳定性。

影响催化剂寿命的因素主要有催化剂的老化和中毒两个方面。所谓催化剂的老化是指催化剂在正常工作条件下逐渐失去活性的过程。这种失活是由低熔点活性组分的流失、催化剂烧结、低温表面积炭结焦、内部杂质向表面迁移和冷热应力交替作用所造成的机械性粉碎等因素引起的。温度对于老化影响较大，工作温度越高，老化速度越快。在催化剂对化学反应速率发生明显加速作用的温度范围（活性温度）内选择合适的反应温度，将有助于延长催化剂寿命。

所谓中毒是指反应物中少量的杂质使催化剂活性迅速下降的现象。导致催化剂中毒的物质称为催化剂的毒物。中毒的化学本质是由于毒物比反应物对活性组分具有更强的亲和力。中毒可分为暂时性中毒与永久性中毒。前者毒物与活性组分亲和力较弱，可通过水蒸气将毒物驱离催化剂表面，使催化剂恢复活性；后者毒物与活性组分亲和力很强，催化剂不能再生。对大多数催化反应来说，HCN、CO、H_2S、S、As、Pb 等都是较强的毒物。所以选择催化剂时，除考虑催化剂的活性、选择性、热稳定性和一定的机械强度之外，还应尽量使其具有广泛的抗毒性能。为了避免催化剂中毒，应了解反应物原料中哪些是该反应所用催化剂的毒物及致毒剂量。如果原料气中混有毒物，就应对原料气预净化处理以去除毒物。

（二）气固催化反应动力学

1. 气固催化反应过程

气固催化反应一般包括下列步骤（如图 5－2－64）：

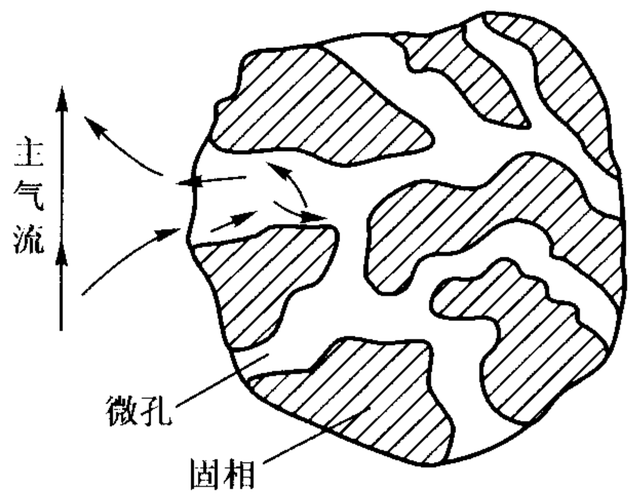
（1）反应物从气相主体扩散至催化剂颗粒外表面（外扩散过程）；

（2）反应物由催化剂外表面向微孔内扩散（内扩散过程）；

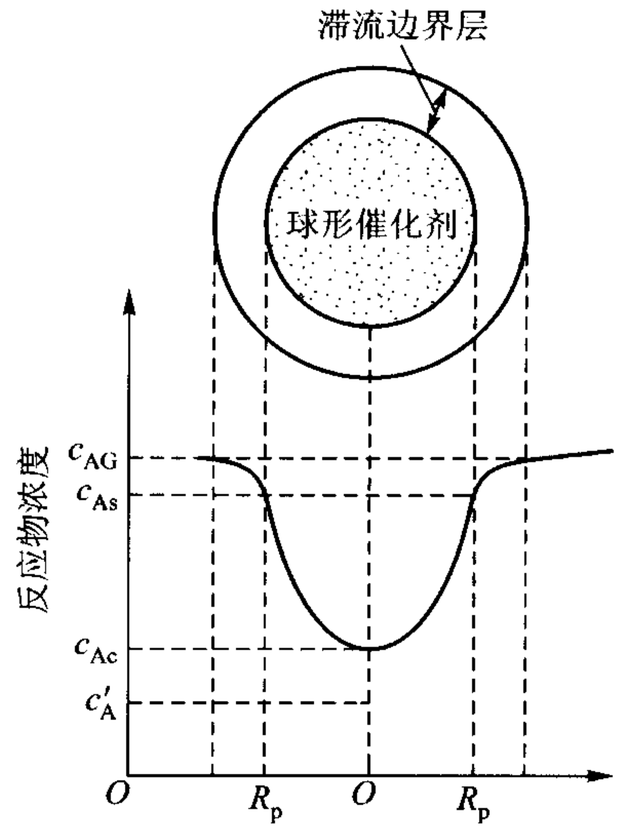
（3）在催化剂内表面上被吸附，反应生成产物，产物脱附离开催化剂内表面（化学动力学控制过程）；

（4）产物从微孔向外表面扩散（内扩散）；

（5）产物从外表面进入气相主体（外扩散）。



催化剂粒子示意



径向距离

图 5－2－64　催化反应过程示意图　　**图 5－2－65　球形催化剂中组分 A 的浓度分布**

使得这些步骤得以进行的主要推动力是反应组分的浓度差。反应组分在不同过程中的浓度分布是不同的。现以图 5－2－65 中球形颗粒催化剂上进行的 A + B 反应为例，说明过程进行中浓度分布情况。c_{AG}、c_{As}、c_{Ac}分别表示反应物 A 在气流主体中、催化剂外表面上、颗粒中心处的浓度；以 c_A^* 表示颗粒温度下反应组分 A 的平衡浓度。

由于组分 A 在气流主体中的浓度大于在催化剂外表面上的浓度，它会通过层流边界层向催化剂外表面扩散，其浓度递减到 c_{As}，此即外扩散过程。此过程中无化学反应，故其浓度梯度（$c_{A_G} - c_{As}$）近似为一常量，因此，层流边界层中组分 A 的浓度分布在图中为一直线。

又由于催化剂外表面上组分 A 的浓度 c_{As}大于内表面上组分 A 的浓度，它将继续向颗粒微孔扩散（内扩散过程）。边扩散边反应，反应物 A 的浓度逐渐降低，在颗粒中心处反应物浓度 c_{Ac}最小。所以在催化剂颗粒内部，反应物的浓度梯度不是常量，故组分 A 的浓度分布是条曲线。催化剂的活性越大，单位时间、单位内表面上反应的组分量越多，反应物浓度就降低得越多，曲线越陡。对于不可逆反应，催化剂颗粒中心处可能的最小反应物浓度为零；对于可逆反应，因为化学平衡的限制，中心处的反应物最小浓度不可能低于它的平衡浓度 c_A^*。

在催化剂表面生成的生成物就由颗粒内部向外扩散，其浓度分布的趋势则与上述过程相反。

上述几步中，速率最慢（阻力最大）者，决定着整个过程的总反应速率，称这一步为控制步骤（如图5－2－66）。

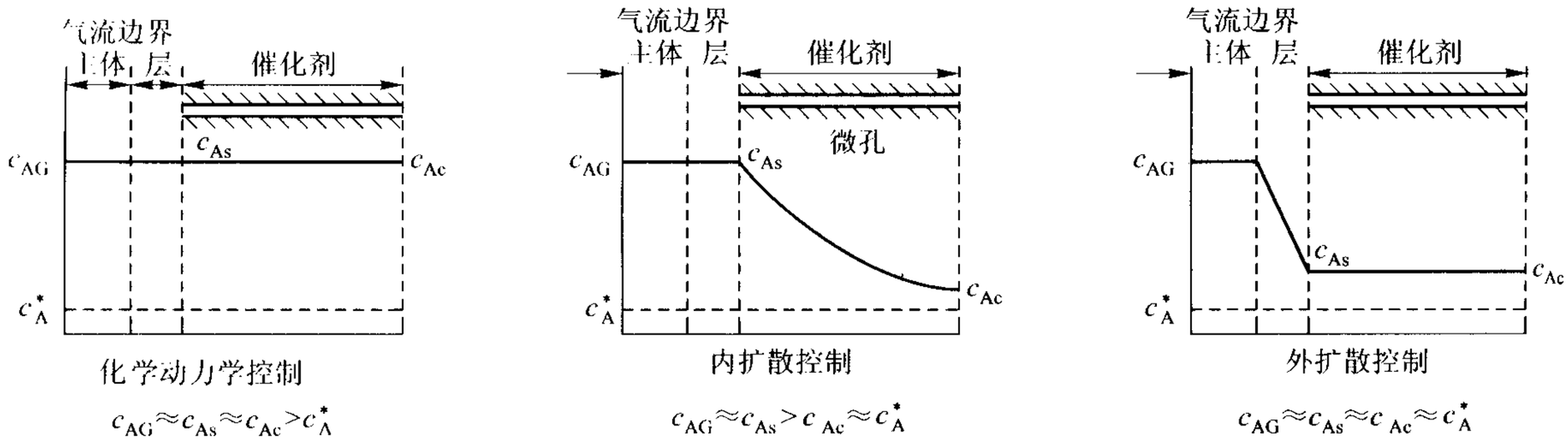


图 5-2-66 不同控制过程反应物 A 的浓度分布

2. 气固催化反应动力学方程

（1）表面化学反应速率方程：对于达到稳定的气固催化连续系统，其反应速率：

$$r_A = -\frac{dN_A}{dS_R} \tag{5-2-271}$$

$$r'_A = -\frac{dN_A}{dV_R} \tag{5-2-272}$$

$$r''_A = -\frac{dN_A}{dm_R} \tag{5-2-273}$$

式中：N_A——反应物 A 的流量，kmol/h；

S_R——反应表面积，m^2；

V_R——反应气体体积，m^3；

m_R——催化剂质量，kg。

对于催化床，可由式（5-2-272）得工程上常用的催化反应速率表达式：

$$r_A = N_{A0}\frac{dx}{dV_R} = \frac{N_{A0}dx}{AdL} = \frac{N_{A0}dx}{Qdt} = c_{A0}\frac{dx}{dt} \tag{5-2-274}$$

式中：N_{A0}——反应物初始流量，kmol/h；

x——转化率，%；

L——反应床长度，m；

A——反应床截面积，m^2；

Q——反应气体流量，m^3/h；

t——反应气体与催化剂表面接触时间，h；

c_{A0}——反应物的初始浓度，kmol/h。

对于可逆反应，其反应速率常用正、逆反应速率之差来表示 $r = r_{正} - r_{逆}$。以均相可逆反应 $aA + bB = lL + mM$ 为例，其动力学方程式可用幂函数形式的通式表示：

$$r_a = k_1 c_A^{m1} c_B^{m2} c_L^{m3} c_M^{m4} - k_2 c_A^{m1'} c_B^{m2'} c_L^{m3'} c_M^{m4'}$$

式中幂指数分别为各组分的反应级数，k_1、k_2 为以浓度表示的正、逆反应速率常数。如果反应为基元反应，则幂指数与化学反应式中化学计量系数相等，上式可简化为：

$$r_a = k_1 c_A^a c_B^b - k_2 c_L^l c_M^m \tag{5-2-275}$$

若反应为非基元反应，幂指数只能由实验测定。

上述均相反应动力学方程式的表示方法，同样适用于气固相催化反应，但还需考虑催化剂的影响，且幂指数只能由实验确定。

（2）受内扩散影响的反应速率方程：催化剂微孔内扩散过程对反应速率有很大影响［如图 5-2-66（b）］，故催化剂内表面积虽然很大，但不能像外表面那样全部有效。于是采用催化剂有效系数 η（亦

称内表面利用率），即在等温时，催化剂床层内的实际反应速率与按外表面的反应物浓度 c_{As} 和催化剂内表面积 S_i 计算得到的理论反应速率之比，对此进行定量说明。

$$\eta = \frac{\int_0^{S_i} K_s f(c_A)\,dS}{K_s f(c_{As}) S_i} \tag{5-2-276}$$

式中：K_s——表面反应速率常数，单位视反应级数而定；

$f(c_{As})$——颗粒外表面反应物 A 浓度 c 的函数；

$f(c_A)$——颗粒内 A 实际浓度 c_A 的函数；

S_i——单位床层体积催化剂的内表面积。

若反应为一级反应，则上式中 $f(c_{As}) = c_{As} - c_A^*$，故内扩散控制的速度方程为：

$$r_A = K_s S_i (c_{As} - c_A^*)\eta \tag{5-2-277}$$

η 值可通过实验测定，也可计算求得。如等温时，催化一级不可逆反应的球形催化剂的 η 计算式为：

$$\eta = \frac{3}{\phi_s}\left(\frac{1}{\tan n\phi_s} - \frac{1}{\phi_s}\right) \tag{5-2-278}$$

$$\phi_s = R\sqrt{\frac{K_V c_s^{n-1}}{D_{eff}}} \tag{5-2-279}$$

式中：ϕ_s——球形催化剂的齐勒模数；

R——催化剂的特性长度，即为球形颗粒半径；

K_V——反应速率常数，$(m^3)^n/[(kmol)^{n-1} \cdot s \cdot m^3]$（催化剂颗粒）；

c_s——组分在催化剂外表面处的浓度，$kmol/m^3$；

D_{eff}——催化剂颗粒内有效扩散系数，m^2/h；

n——反应级数。

如把特性长度定义为催化剂颗粒的体积 V_p 和其外表面积 A_p 之比，则任意形状催化剂的齐勒模数为：

$$\phi_s = \frac{V_p}{A_p}\sqrt{\frac{K_V c_s^{n-1}}{D_{eff}}} \tag{5-2-280}$$

对于球形催化剂 $V_p/A_p = R/3$，故 $\phi_p = 1/3\phi_s$；不规则形状颗粒 $V_p/A_p = \psi d_p/6$，式中 d_p 是非球形颗粒的当量直径，单位 m；ψ 为外表面的有效表面积系数，球形为 1，无定形为 0.91。

在催化剂颗粒内部等温的情况下，对于大多数气固催化反应，可用一个简单的标准来判断内扩散的影响，即当：

$$R\sqrt{\frac{K_V}{D_{eff}}} < 1 \quad 或 \quad R^2\frac{K_V}{D_{eff}} < 1 \tag{5-2-281}$$

此时，内扩散的影响可以忽略不计。又由于 K_V 不易测得，此判断式又常以实测的反应速率表示，即当：

$$R^2\frac{r_p}{D_{eff}c_s} < 1$$

此时，内扩散影响可以忽略。

工业颗粒催化剂的 η 值一般为 0.2～0.8。

（3）外扩散控制的速率方程：如图 5-2-66（c）所示，此时为外扩散控制，对于一级不可逆反应有：

$$r_A = K_g S_e (c_{Ag} - c_{As}) \tag{5-2-282}$$

式中：K_g——以浓度差为推动力的外扩散吸收系数，m/h；

S_e——单位体积催化床层中颗粒的外表面，m^2/m^3。

（三）SO_2 催化氧化动力学方程

SO_2 的催化转化反应为：

$$SO_2 + \frac{1}{2}O_2 \rightleftharpoons SO_3$$

若不考虑逆反应，其反应速率可表示为：

$$r_{SO_3} = \frac{dc_{SO_3}}{d\tau} = k_1 c_{SO_2}^a c_{O_2}^b c_{SO_3}^l \tag{5-2-283}$$

式中：c_{SO_2}、c_{O_2}、c_{SO_3}——分别为 SO_2、O_2、SO_3 的浓度。

目前 SO_2 催化转化一般都采用钒催化剂，由实验测得：$a=0.8$，$b=1$，$l=-0.8$。依此，生成 SO_3 的反应速率动力学方程式可写成：

$$r_{SO_3} = \frac{dc_{SO_3}}{d\tau} = k_1 c_{O_2}\left(\frac{c_{SO_2}}{c_{SO_3}}\right)^{0.8} \tag{5-2-284}$$

当反应到中后期，转化率较高，离平衡较近时，逆反应速率增大，对总反应速率的影响较大，此时逆反应的影响必须考虑，须对式（5-2-284）进行修正。实验结果说明，SO_3 生成速度并非取决于气体中 SO_3 的含量，而取决于 SO_2 的瞬时浓度 c_{SO_2} 与平衡浓度 $c_{SO_2}^*$ 之差，即将 $c_{SO_2} - c_{SO_2}^*$ 替换式（5-2-284）中 c_{SO_2}，则得到考虑逆反应在内的反映实际情况的近似动力学方程式为：

$$\frac{dc_{SO_3}}{d\tau} = kc_{O_2}\left(\frac{c_{SO_2} - c_{SO_2}^*}{c_{SO_3}}\right) \tag{5-2-285}$$

计算催化剂体积时，通常用以转化率（或反应率）x 表示的动力学方程式。设 SO_2 的转化率为 x，SO_2 和 O_2 在原始气体中的含量为 a，b，则有 $c_{SO_3} = ax$，$dc_{SO_3} = adx$，$c_{SO_2} = a - ax$，$c_{SO_2}^* = a - ax^*$，$c_{O_2} = b - \frac{1}{2}ax$；将这些浓度和转化率的关系代入式（5-2-285），整理后得：

$$\frac{dx}{d\tau} = \frac{k}{a}\left(\frac{x^* - x}{x}\right)^{0.8}\left(b - \frac{ax}{2}\right) \tag{5-2-286}$$

式中：x^*——平衡转化率。

若将接触时间 τ 改用标准状况下接触时间 τ_0 表示，则式（5-2-286）变为：

$$\frac{dx}{d\tau_0} = \frac{k}{a}\left(\frac{x^* - x}{x}\right)^{0.8}\left(b - \frac{ax}{2}\right)\frac{273p}{T} \tag{5-2-287}$$

以上介绍的是“幂数型”的经验动力学方程式，它形式简单，计算处理方便，与实验和生产的数据比较一致，但不能清晰地反映出反应机理的情况，这是它的缺点。不同的气固催化反应有不同的动力学方程，就是同一反应，文献上报导的动力学方程式也可能有很大不同。这一方面是由于动力学实验比较困难，精确度有限；另一方面对于同一套数据，往往可有多个方程式都能同样近似地表达；最后还由于催化剂制备过程中某些差异，即使配方完全相同，活性也有差别，所以数据也会不一样。因此，与均相反应的情况不同，固体催化剂的动力学方程式不能盲目采用文献资料，而应自己实测。催化剂制备上有改变时，则需另测。

习　题

5-2-1　下面哪些条件难以形成逆温？（　　）

A　多云的夜晚

B　晴朗少云的夏季夜晚

C　冷暖空气团相遇时

D　冬季中纬度地区，沿海暖空气流到大陆上

5-2-2　下面哪些是近地层的特点？（　　）

A　大气边界层以上的气流

B　气流受地面摩擦的影响比较小

C　位于地面 100 m 以上到 1 ~ 2 km 处，昼夜温差可相差十几乃至几十摄氏度

D　受人为活动影响最大

5 - 2 - 3　下面关于气象要素的描述哪些正确？(　　)

A　1 kg 干空气所包含的水汽质量（kg）称为空气的绝对湿度

B　1 m^3 湿空气含有水汽质量（kg）称为空气的含湿量

C　$\gamma < \gamma_d$，气温随高度增加而递减，称为正常分布层结或递减层结

D　$\gamma = \gamma_d$，大气不稳定

5 - 2 - 4　一个在 30 m 高度释放的探空气球，释放时记录的温度为 11.0 ℃，气压为 1 023 hPa。释放后陆续发回相应的气温和气压记录如下表所给。估算测定位置 2 的高度，并判断该层大气的稳定情况：(　　)

测定位置	2	3	4	5	6	7	8	9	10
气温/℃	9.8	12.0	14.0	15.0	13.0	13.0	12.6	1.6	0.8
气压/hPa	1 012	1 000	988	969	909	878	850	725	700

A　119，不稳定　　B　129，不稳定　　C　89，不稳定　　D　159，稳定

5 - 2 - 5　一登山运动员在山脚处测得气压为 1 000 hPa，登山到达某高度后又测得气压为 500 hPa，试问登山运动员从山脚向上爬了多少米？(　　)

A　4 ~ 5 km　　B　2 ~ 3 km　　C　5 ~ 6 km　　D　10 ~ 12 km

5 - 2 - 6　在铁塔上观测的气温资料如下表所示，试计算 γ_{10-30} 层大气的气温直减率：并判断大气稳定度。(　　)

高度 z/m	1.5	10	30	50
气温 T/K	298	297.8	297.5	297.3

A　1 ℃/100 m，中性　　B　1.5 ℃/100 m，不稳定

C　0.9 ℃/100 m，稳定　　D　1.2 ℃/100 m，不稳定

5 - 2 - 7　已知干洁空气的平均相对分子质量是 28.966 g/mol，标准状态下干洁空气的密度是多少？(　　)

A　1 kg/m^3　　B　1.293 kg/m^3　　C　1.51kg/m^3　　D　1.829 kg/m^3

5 - 2 - 8　关于氮氧化物的描述正确的是：(　　)

A　氮和氧的化合物有 N_2O、NO、NO_2、N_2O_3、N_2O_4、N_2O_5 和 PAN，总起来用氮氧化物（NO_x）表示

B　人类活动产生的 NO_x，主要来自各种炉窑、机动车和柴油机的排气，其次是硝酸生产、硝化过程、炸药生产及金属表面处理等过程

C　NO 是棕红色气体，对呼吸器官有强烈刺激作用，当其浓度与 NO_2 相同时，它的伤害性更大

D　机动车产生的 NO_x 约占人为活动排放总量的 83%

5 - 2 - 9　下面哪些关于大气污染物危害的描述不正确：(　　)

A　大气污染物侵入人体主要有三条途径：表面接触，食入含污染物的食物和水，吸入被污染的空气，其中以第一条途径最为重要

B　NO_x 对呼吸器官有强烈刺激作用，与碳氢化合物混合时，在阳光照射下发生光化学反应生成光化学烟雾

C　高浓度的 CO 能够夺去人体组织所需氧，引起人体生理上和病理上的变化，甚至死亡

D　SO_2 会使支气管收缩，甚至出现严重的支气管痉挛

5-2-10 影响大气能见度的污染物不包括：( )

A 总悬浮颗粒物 (TSP) B NO 和 NO_2 C 光化学烟雾 D CO 和 CO_2

5-2-11 下面哪些不属于光化学氧化剂：( )

A 臭氧 B 过氧乙酰硝酸酯 C NO_2 D 酮类

5-2-12 下面关于颗粒物的描述正确的有：( )

A 粒径越大，越不易沉积，长时间飘浮在大气中容易被吸入体内，且容易深入肺部

B 颗粒物与水分和硫氧化物结合对人类健康影响更加严重

C 颗粒物的影响只与颗粒物的浓度有关，不受暴露时间的影响

D 粒径越大，粉尘比表面积越大，物理、化学活性越高，加剧了生理效应的发生与发展

5-2-13 哪些选项不属于二次污染物：( )

A NO_2 B SO_2 C SO_3 D 臭氧

5-2-14 成人每次吸入的空气量平均为 500 cm^3，假若每分钟呼吸 15 次，空气中颗粒物的浓度为 200 $\mu g/m^3$，试计算每小时沉积于肺泡内的颗粒物质量。已知该颗粒物在肺泡中的沉积系数为 0.12。( )

A 10.8 μg B 12.5 μg C 0.72 μg D 5.4 μg

5-2-15 计算能见度最常用的是 Koschmeider 方程：$L_V = \frac{1\ 200\ km \cdot \mu g/m^3}{颗粒物浓度}$，其中 L_V 是能见度，如果某一日能看到远在 20 km 外的山脉，此时的颗粒物浓度是多少？( )

A 30 $\mu g/m^3$ B 60 $\mu g/m^3$ C 90 $\mu g/m^3$ D 120 $\mu g/m^3$

5-2-16 在大气压力为 $9.997\ 5 \times 10^4$ Pa，热力学温度为 293.15 K 时，采样器通过气量 1.4 m^3，采得 TSP 为 0.2 mg。标准状态下的空气中 TSP 的质量浓度是多少？( )

A 0.2 mg/m^3 B 0.36 mg/m^3 C 0.82 mg/m^3 D 0.155 mg/m^3

5-2-17 酸雨现象属于：( )

A 区域性大气污染 B 面源污染 C 一次污染 D 主要由 NO_x 引起

5-2-18 下列现象哪些属于全球性大气污染？( )

A 固定源污染 B 光化学污染 C 臭氧层破坏 D 机动车污染

5-2-19 对光化学烟雾描述不正确的是：( )

A 在阳光照射下，大气中的氮氧化物、碳氢化合物和氧化剂之间发生一系列光化学反应而生成的

B 主要成分含臭氧、过氧乙酰硝酸酯、酮类和醛类

C 刺激性和危害要比一次污染物强烈得多

D 无色，对大气能见度没有影响

5-2-20 下面对大气扩散的描述不正确的有：( )

A 在主风向上，平均风速大于脉动风速，污染物总是随平流输送，风向和平均风速决定污染浓度和分布

B 一般来说，污染物在大气中浓度与排放总量和风速成正比

C 一般来说，风速越大、湍流越强，则污染物的扩散速度越快

D 风和湍流是决定污染物在大气中稀释扩散的最直接因子，其他一切气象因子都是通过风与湍流来影响大气污染扩散的

5-2-21 下面哪个判断符合高斯扩散条件？( )

A 对连续点源的平均烟流，浓度分布在 x 轴上符合正态分布

B 污染物在 y 轴与 z 轴上的分布不符合高斯分布

C 在全部空间中风速是均匀的、稳定的

D 扩散过程中污染物质量可以不守恒

5－2－22　高斯扩散模式主要适用于下面哪种条件？（　　）

A　城市　　B　山区　　C　平原　　D　流动源

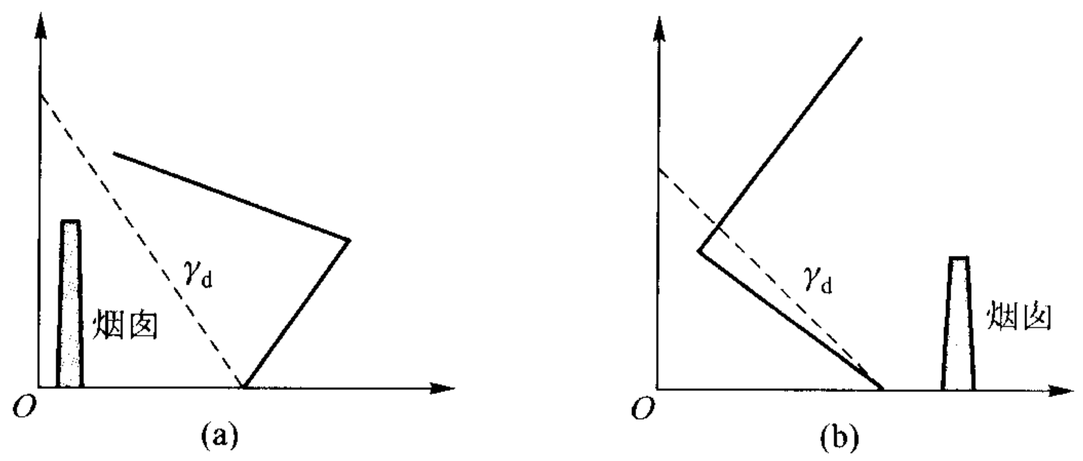
5－2－23　高架点源排放污染物在下风向的最大浓度为：$\rho=\frac{2Q}{\pi \bar{u}H^2 e}\cdot\frac{\sigma_z}{\sigma_y}$，如果当风速为 2 m/s，有效源高为 H_1 时，污染物最大浓度为 ρ_{max1}，试问如果平均风速为 4 m/s，有效源高为 $\frac{2}{3}H_1$ 时，地面轴线最大浓度 ρ_{max2} 是 ρ_{max1} 的几倍？假设扩散参数不变。（　　）

A　9/8　　B　9/4　　C　3/2　　D　3/4

5－2－24　已知高架点源沿轴线地面最大浓度模式中，$\sigma_z=\sigma_y$，$\bar{u}=5.0$ m/s，排烟有效源高为 180 m，排烟量为 $4.1\times10^4 m_N^3/h$，烟气中硫氧化物的质量分数为 10^{-3}，则高架点源在轴线上的最大浓度为：（　　）

A　27 μg/m³　　B　67 μg/m³　　C　47 μg/m³　　D　37 μg/m³

5－2－25　下图给出的气温垂直分布图对应：（　　）



A　熏烟型、爬升型　　B　波浪型、扇型　　C　锥型、扇型　　D　爬升型、熏烟型

5－2－26　大气污染扩散模型中，通常使用烟流宽度和烟流厚度描述扩散范围，其中烟流宽度定义为 y 方向烟流边缘至中心轴线距离的 2 倍，烟流厚度定义为 z 方向烟流边缘至烟流中心轴线距离的 2 倍。烟流边缘通常指烟流浓度降到烟流中心轴线浓度 1/10 的位置，则烟流宽度有（已知 ln 10＝2.3）：（　　）

A　$2.3\sigma_y$　　B　$2.15\sigma_y$　　C　$4.3\sigma_y$　　D　$4.6\sigma_y$

5－2－27　对高架连续点源，下风向地面上污染物浓度最大处与原点的距离称为落地距离，则落地点处有关系：（　　）

A　$\sigma_z\big|_{x=x_{max}}=2H$　　B　$\sigma_z\big|_{x=x_{max}}=\frac{\sqrt{2}H}{2}$　　C　$\sigma_z\big|_{x=x_{max}}=\sqrt{2}H$　　D　$\sigma_z\big|_{x=x_{max}}=\frac{H}{\sqrt{2}}$

5－2－28　已知某开发区长 50 km，宽 5 km，混合层高度 150 m，该开发区位于山谷地带，上风向风速 3 m/s，二氧化硫的本地浓度为 0。该开发区建成后计划燃煤量 800 t/d，煤的含硫量为 5%，二氧化硫转化率 90%，无污染物质的天然衰变，试用单箱模式估算该开发区二氧化硫的平衡浓度。（　　）

A　185 μg/m³　　B　225 μg/m³　　C　93 μg/m³　　D　370 μg/m³

5－2－29　某城市有一条东西向很长的主要交通干线，高峰时汽车流量为 3 000 辆/h，车行速度平均为 60 km/h，平均每辆车排出碳氢化合物量为 2.3×10^{-2} g/s，则公路上单位距离单位时间的污染物排放量为：（　　）

A　0.23 mg/(m·s)　　B　0.46 mg/(m·s)　　C　0.115 mg/(m·s)　　D　0.3 mg/(m·s)

5－2－30　某工厂位于城市远郊区，当地纬度 24°30′，经度 102°20′，7 月 15 日晴天 12 时地面轴线 500 m 处的污染物浓度为多少？（提示：大气稳定度 B 级。）（　　）

A　3 μg/m³　　B　9 μg/m³　　C　67 μg/m³　　D　46 μg/m³

5－2－31　随风速增加，地面最大浓度将：（　　）

A　增加　　B　减少　　C　先减少后增加　　D　先增加后减少

5－2－32　决定烟气抬升高度的因素不包括：（　　）

A　烟气出口流速　　B　大气稳定度　　C　地表温度　　D　地表状况

5-2-33 某一工业锅炉烟囱高30 m，直径0.6 m，烟气出口速度为20 m/s，烟气温度为405 K，大气温度为293 K，烟囱出口处风速4 m/s，SO_2排放量为10 mg/s。则在中性大气条件下SO_2地面最大浓度出现的位置为：（ ）

A 746 m B 520 m C 370 m D 1 000 m

5-2-34 拟在平坦开阔大气稳定度为中性状态的地方建一座硫酸厂，生产尾气排放SO_2的量为60 kg/h，经2 m内径的排烟筒排放尾气量为226 000 m^3/h、尾气气温为40 ℃，环境温度为20 ℃，要求厂区附近达到国家规定的大气环境质量标准二级，则允许的最低烟囱高度为：（ ）

A 50 m B 85 m C 67 m D 130 m

5-2-35 下面关于固态、液态和气态燃料性质的描述正确的是：（ ）

A 烟煤含碳量最高 B 碳是煤中发热量最高的元素

C 硫的含量在煤中最高，石油次之，天然气最低 D 硫化铁硫不参与燃烧，是灰分的组成部分

5-2-36 下列说法正确的是：（ ）

A 影响燃料燃烧的条件有时间、温度和空燃比，称为三T条件

B CO_2、SO_2、NO_x等属于完全燃烧产物，CO、碳氢化合物属于不完全燃烧产物

C 硫酸浓度越高，则酸露点越低

D 随温度升高，NO_x生成量增加，而碳氢化合物生成量减少

5-2-37 已知某种无烟煤（产自山西阳泉）的收到基水分含量为5.0%，干燥基灰分含量26%；干燥无灰基元素分析结果如下：C 91.7%，H 3.8%，O 2.2%，N 1.3%，S 1.0%。试求该种煤的干燥基组成：（ ）

A 灰分：26% C：64.47% H：2.67% O：1.55% N：0.91% S：0.70%

B 灰分：24.7% C：67.86% H：2.81% O：1.63% N：0.96% S：0.74%

C 灰分：26% C：67.86% H：2.81% O：1.63% N：0.96% S：0.74%

D 灰分：24.7% C：64.47% H：2.67% O：1.55% N：0.91% S：0.70%

5-2-38 假定煤的化学组成以质量计为：C77.2%；H5.2%；N1.2%；S2.6%；O5.9%；灰分7.9%。试计算这种煤燃烧时的理论空气量。（ ）

A 8.22 m^3/kg煤 B 12.38 m^3/kg煤 C 0.08 m^3/kg煤 D 0.12 m^3/kg煤

5-2-39 计算辛烷（C_8H_{18}）在理论空气量条件下完全燃烧时烟气的组成。（ ）

A CO_2：12.5% H_2O：14.0% N_2：73.5%

B CO_2：8.8% H_2O：19.9% N_2：71.3%

C CO_2：23.5% H_2O：26.5% N_2：50%

D CO_2：18.6% H_2O：41.9% N_2：39.5%

5-2-40 已知某电厂烟气温度为473 K，压力等于96.93 kPa，湿烟气量$Q=10\,400$ m^3/min，含水汽6.25%（体积分数）。奥萨特仪分析结果是：CO_2占10.7%，O_2占8.2%，不含CO。污染物排放的质量流量是22.7 kg/min。求烟气中空气过剩系数：（ ）

A 1.3 B 1.1 C 1.82 D 1.62

5-2-41 下列哪种直径表示方法不是用显微镜法获得的：（ ）

A 定向直径 B 投影面积直径 C 等体积直径 D 定向投影面积直径

5-2-42 由同一流体中与颗粒的密度相同、沉降速度相等的圆球直径定义的颗粒直径为：（ ）

A 空气动力学当量直径 B 等体积直径

C 菲雷特直径 D 斯托克斯直径

5-2-43 下列哪个表达式表示颗粒群的表面积平均直径：（ ）

A $\dfrac{\sum n_i d_{pi}}{\sum n_i}$ B $\left(\dfrac{\sum n_i d_{pi}^2}{\sum n_i}\right)^{\frac{1}{2}}$ C $\left(\dfrac{\sum n_i d_{pi}^3}{\sum n_i}\right)^{\frac{1}{3}}$ D $\left(\dfrac{\sum n_i d_{pi}^3}{\sum n_i d_{pi}^2}\right)$

5-2-44　经测定得到某一组颗粒符合个数对数正态分布，其个数中位径和算术平均直径分别为20 μm、32 μm，则该组颗粒的几何标准差为：(　　)

A　1.54　　B　1.75　　C　1.98　　D　2.63

5-2-45　经测定某城市大气中的飘尘的质量粒径分布为对数正态分布，其中位直径为5.7 μm，筛上累积分布 $R=15.87\%$ 时，粒径为9.0 μm。则以个数表示时对数正态分布函数的中位径为(　　) μm。

A　1.58　　B　3.04　　C　3.38　　D　3.78

5-2-46　为研究尘粒在气体中的运动、分离和去除，应考察粉尘的：(　　)

A　真密度　　B　堆积密度　　C　空隙率　　D　比表面积

5-2-47　某种粉尘的粒径分布和分级除尘效率数据如下表所示，则总除尘效率为：(　　)

平均粒径/μm	0.25	1.0	2.0	3.0	4.0	5.0	6.0	7.0	8.0	10	14	20	>20.0
质量频率/%	0.1	0.4	9.5	20	20.0	15	11	8.5	5.5	5.5	4.0	0.8	0.2
分级效率/%	8	30	47.5	60	68.5	75	81	86	89.5	95	98	99	100

A　71.6%　　B　72.9%　　C　81.0%　　D　85.7%

5-2-48　串联的两级除尘器的效率分别为80%和95%，则除尘系统的总效率为：(　　)

A　76%　　B　80%　　C　95%　　D　99%

5-2-49　直径为200 μm、真密度为1 850 kg/m^3 的球形颗粒置于水平的筛子上，用温度293 K、压力101 325 Pa的空气（密度1.205 kg/m^3、黏度1.81×10^{-5} Pa·S）自筛子下部垂直向上吹筛上的颗粒，则恰好能吹起颗粒时的气速为：(　　)

A　1.03　　B　2.17　　C　3.02　　D　4.28

5-2-50　对除尘器有下列四种描述，其中哪一种是错误的：(　　)

A　电除尘器和袋式除尘器都是高效除尘器

B　一般来说，电除尘器的一次投资费用比袋式除尘器高

C　袋式除尘器的运行维护费用比电除尘器高

D　旋风除尘器去除10 μm以下的粉尘仍有较高的除尘效率

5-2-51　下列叙述哪一种是错误的：(　　)

A　旋风除尘器通常用于粗颗粒粉尘、对除尘效率要求不高的情况

B　洗涤式除尘器对细颗粒粉尘有较高的除尘效率，还能同时脱去部分气态污染物

C　袋式除尘器的除尘效率很高，且可处理高温高湿气体

D　电除尘器对细粉尘有较高的去除效率、且处理烟气量大

5-2-52　下列哪一项不是双膜理论的假设：(　　)

A　气液两相接触时两相间有相界面，相界面两侧分别存在气膜和液膜

B　气、液相主体内主要为湍流扩散，不存在浓度梯度，即无扩散阻力

C　气膜和液膜内存在分子扩散阻力和湍流扩散阻力

D　气液界面上，气体分子达到溶解平衡，膜内无物质积累，即瞬时达到稳态

5-2-53　气体在液体中的溶解度与下列哪个因素无关：(　　)

A　气体和溶剂的性质　　B　系统温度

C　混合气体中该气体分压　　D　混合气体中其他气体分压

5-2-54　下列吸收过程哪一个属于气膜控制过程：(　　)

A　水吸收 SO_2　　B　氨水吸收 SO_2　　C　酸液吸收 O_2　　D　水吸收丙酮

5-2-55　下列关于物理吸附和化学吸附的描述，哪一个是错误的：(　　)

A　物理吸附过程较快，化学吸附过程较慢

B 物理吸附是由分子间的范德华力引起的，化学吸附是由化学反应引起的

C 物理吸附为放热反应，化学吸附需要一定的活化能

D 物理吸附可以是单层吸附也可以是多层吸附，化学吸附是单层吸附

5-2-56 下列对催化剂的描述哪一条是错误的：（ ）

A 催化剂的烧结是催化剂中毒的一种原因

B 催化剂的作用是降低反应的活化能，只加速化学反应的速率，不影响反应平衡

C 催化剂通常由活性组分、助催化剂和载体组成

D 活性和选择性均可以度量催化剂加速化学反应的效果

5-2-57 在吸收塔内用清水吸收混合气中的SO_2，气体流量为5 000 m_N^3/h，其中SO_2占5%，要求SO_2的回收率为95%，气、液逆流接触，在塔的操作条件下，SO_2在两相间的平衡关系近似为$Y^* = 26.7X$。若用水量为最小用水量的1.5倍，用水量应为：（ ）

A 1.2×10^5 m_N^3/h B 1.8×10^5 m_N^3/h C 2.7×10^5 m_N^3/h D 4.1×10^5 m_N^3/h

5-2-58 某吸收塔用来去除空气中的丙酮，吸收剂为清水。入口气体流量为10 m^3/min，丙酮含量为11%（摩尔分数），要求出口气体中丙酮的含量不大于2%（摩尔分数）。在吸收塔操作条件下，丙酮-水的平衡曲线（101 325 Pa和299.6 K）可表示为$y=0.33xe^{1.95(1-x)^2}$，则用水量为：（ ）

A 8.9 m^3/min B 10.7 m^3/min C 13.6 m^3/min D 15.5 m^3/min

5-2-59 在直径为1 m的立式吸附器中，装有1 m高的某种活性炭，填充密度为230 kg/m^3，当吸附$CHCl_3$与空气混合气时，通过气速为20 m/min，$CHCl_3$的初始浓度为30 g/m^3，设$CHCl_3$蒸气完全被吸附，已知活性炭对$CHCl_3$的静活性为26.29%，解吸后炭层对$CHCl_3$的残留活性为1.29%，则吸附操作时间为：（ ）

A 76 min B 89 min C 93 min D 96 min

5-2-60 为减少SO_2向大气环境的排放量，一管式催化反应器用来把SO_2转化为SO_3。其反应方程式为：$2SO_2 + O_2 \rightarrow 2SO_3$。总进气量是7 264 kg/d，进气温度为250 ℃，二氧化硫的流速是227 kg/d。假设反应是绝热进行且二氧化硫的允许排放量是56.75 kg/d。已知SO_2反应热是171.38 kJ/mol，热容为0.20 J/(g·K)，则气流的出口温度约为：（ ）

A 276 K B 305 K C 314 K D 342 K