

非均相物系的分离

3.1 概 述

在前面两章中,主要阐述了均相流体在管道中流动的基本规律,讨论了流体在密闭管道中流动时能量的转化、压强的变化和能量的损失,研究了固体壁面以及流体黏性等对均相流体的作用。化工生产中有时会涉及由固体颗粒和流体组成的两相流动物系,液体为连续相(处于连续状态的物质),固体则为分散相(处于分散状态的物质)悬浮于流体中。这就涉及自然界物质的分类。物质可分为纯物质和混合物。混合物中有均相混合物和非均相混合物,均相混合物(或均相物质)内各处均匀且无相界面,例如溶液,混合气等;非均相混合物内部存在相界面,且界面两侧物系的性质有区别,例如悬浮液、乳浊液、含尘气体以及含雾气体等均属于非均相混合物。而其中悬浮液属于液态非均相混合物,含尘气体则属于气态非均相混合物。

非均相物系的分离通常采用机械方法,即利用非均相混合物中两相的物理性质(如密度、颗粒形状、大小等)的差异,使两相之间发生相对运动而使其分离。根据两相运动方式的不同,机械分离可按过滤和沉降两种操作方式进行。

在化工生产中,机械分离的应用主要表现在以下几个方面。

(1) 回收收集分散相。从含有粉尘或液滴的气体中分离出粉尘或液滴,例如从气流干燥器或喷雾干燥器出来的气体带有的固体颗粒;又如回收从催化反应器出来的气体中夹带的催化剂颗粒以循环使用等。从含有固体颗粒的悬浮液中分离出固体颗粒,例如从结晶器出来的晶浆中分离出结晶物质。

(2) 净化分散介质。例如某些催化反应,原料气中夹带的杂质会影响催化剂的活性,必须在气体进入反应器之前去除催化反应原料气中的杂质,以保证催化剂的使用性能。

(3) 保护环境。随着工业的发展,工业废弃物对环境的污染越来越明显,利用机械分离方法处理工厂排放的废气、废液,使其达标或者循环利用,走可持续发展的绿色化工道路。

以上这些应用均涉及流体相对于固体颗粒及颗粒床层流动时的基本规律以及与之相关的非均相混合物的机械分离问题。本章从研究颗粒与流体间的相对运动规律入手,介绍沉降和过滤操作的基本原理及设备,同时简单介绍固体流态化技术的基本概念。

3.2 颗粒及颗粒床层的特性

流体通过颗粒层的流动与普通管内的流动相似,都属于固体边界内部的流动问题。流体在颗粒层内的流动问题,常遇到边界条件复杂难以用方程加以表示的困难。颗粒层的

流体通道是由大量尺寸不等、形状不规则的固体颗粒随机堆积而成的,具有复杂的网状结构。如此复杂的通道描述就应从组成通道的颗粒的特性入手,因而首先介绍颗粒的特性。

3.2.1 单一颗粒的特性

对颗粒层中流体通道有重要影响的单颗粒的几何特性主要有颗粒的大小(体积)、形状和表面积(比表面积)。下面介绍球形颗粒的特性。

众所周知,球形颗粒的形状为球形,其尺寸由直径 d_p 来确定,其他有关参数均可表示为直径 d_p 的函数,如

体积

$$V = \frac{\pi}{6} d_p^3 \quad (3.1)$$

表面积

$$S = \pi d_p^2 \quad (3.2)$$

式中 d_p ——球形颗粒的直径, m;

S ——球形颗粒的表面积, m^2 ;

V ——球形颗粒的体积, m^3 ;

因此,球形颗粒的各有关特性可用单一参数——直径 d_p 全面表示。

除了单个颗粒的表面积 S 之外,还可引入单位体积固体颗粒所具有的表面积,即比表面积的概念,以表征颗粒表面积的大小。球形颗粒的比表面积(单位颗粒体积具有的表面积)的单位是 m^2/m^3 。

比表面积

$$a = \frac{S}{V} = \frac{6}{d_p} \quad (3.3)$$

工业上所遇到的固体颗粒大多是非球形的。非球形颗粒的形状可以有无穷多种,不可能用单一参数全面地表示颗粒的体积、表面积和形状。通常是将非球形颗粒以某种相当的球形颗粒代表,以使所考察的领域内非球形颗粒的特性与球形颗粒等效。这一球形直径称为当量直径。等效条件有很多,比如质量或体积等效。影响流体通过颗粒层流动阻力的主要颗粒特性是颗粒的比表面积,此时常用比表面当量直径。根据不同条件的等效性,可以定义不同的当量直径。对非球形颗粒必须有两个参数才能确定其特性,即球形度和当量直径。

1) 体积等效

使当量球形颗粒的体积 $\frac{\pi}{6} d_{ev}^3$ 等于真实颗粒的体积,则体积当量直径定义为

$$d_{ev} = \sqrt[3]{\frac{6V}{\pi}} \quad (3.4)$$

2) 表面积等效

使当量球形颗粒的表面积 πd_{es}^2 等于真实颗粒的表面积,则表面积当量直径定义为

$$d_{es} = \sqrt{\frac{S}{\pi}} \quad (3.5)$$

3) 比表面积等效

使当量球形颗粒的比表面积 $6/d_{ca}$ 等于真实颗粒的比表面积,则表面积当量直径定义为

$$d_{ca} = \frac{6}{a} = \frac{6}{S/V} \quad (3.6)$$

很明显,三种等效直径(d_{eV} 、 d_{eS} 、 d_{ca})在数值上是不等的,但根据各自的定义可以推出三者之间的如下关系

$$d_{ca} = \frac{6}{S/V} = \left(\frac{d_{eV}}{d_{eS}}\right)^2 d_{eV} \quad (3.7)$$

定义球形度 $\phi_s = (d_{eV}/d_{eS})^2$,则可得

$$d_{ca} = \phi_s d_{eV} = \phi_s^{1.5} d_{eS} \quad (3.8)$$

由此可以看出 ϕ_s 的物理意义:

$$\phi_s = \frac{d_{eV}^2}{d_{eS}^2} = \frac{\pi d_{eV}^2}{\pi d_{eS}^2} = \frac{\text{与非球形颗粒体积相等的球的表面积}}{\text{非球形颗粒的表面积}} \quad (3.9)$$

故 ϕ_s 又称形状系数,它表示颗粒形状与球形的差异。体积相同时球形颗粒的表面积最小。因此,任何非球形颗粒的形状系数 ϕ_s 均小于 1。颗粒的形状越接近球形, ϕ_s 越接近 1;对球形颗粒, $\phi_s = 1$ 。

3.2.2 颗粒床层的特性

大量固体颗粒堆积在一起便形成颗粒床层。流体流经颗粒床层时,床层中的固体颗粒静止不动,此时静止的颗粒床层又称为固定床。对流体流动产生重要影响的床层特性有以下几项。

1. 床层的空隙率

床层中颗粒之间的空隙体积与整个床层体积之比称为空隙率(或称空隙度),以 ϵ 表示,即

$$\epsilon = \frac{\text{床层体积} - \text{颗粒体积}}{\text{床层体积}}$$

式中 ϵ ——床层的空隙率, m^3/m^3 。

空隙率的大小与下列因素有关。

(1) 颗粒形状、粒度分布

非球形颗粒的直径越小,形状与球的差异越大,组成床层的空隙率越大。颗粒床层是由大小不均匀的颗粒所填充而成的。小颗粒可以嵌入大颗粒之间的空隙中,因此床层空隙率比均匀颗粒填充的床层小。粒度分布越不均一,床层的空隙率就越小;颗粒表面越光滑,床层的空隙率也越小。因此,采用大小均匀的颗粒是提高固定床空隙率的一个方法。

(2) 颗粒直径与床层直径的比值

空隙率在床层同一截面上的分布是不均匀的,在容器壁面附近,空隙率较大;而在床层中心处,空隙率较小。器壁对空隙率的这种影响称为壁效应。壁效应使得流体通过床层的速度不均匀,流动阻力较小的近壁处流速较床层内部大。改善壁效应的方法通常是限制床层直径与颗粒直径之比不得小于某极限值。若二者的比值较大,则壁效应可忽略。

(3) 床层的填充方式

采用“湿装法”填充颗粒,通常会形成较疏松的排列。填充方式对床层空隙率的影响较大,即使相同的颗粒,用同样的填充方式重复填充,每次所得的空隙率也未必相同。

床层的空隙率可通过实验测定。在体积为 V 的颗粒床层中加水,直至水面达到床层表面,测定加入水的体积 $V_{\text{水}}$,则床层空隙率为 $\epsilon = V_{\text{水}}/V$ 。也可用称重法测定。一般,非均匀、非球形颗粒的乱堆床层的空隙率大致在 0.47~0.7 之间。均匀的球体最松排列时的空隙率为 0.48,最紧密排列时的空隙率为 0.26。

2. 床层的自由截面积

床层截面上未被颗粒占据的流体可以自由通过的面积,称为床层的自由截面积。

小颗粒乱堆床层可认为是各向同性的。各向同性床层的重要特性之一是其自由截面积与床层截面积之比在数值上与床层空隙率相等。同床层空隙率一样,由于壁效应的影响,壁面附近的自由截面积较大。

3. 床层的比表面积

床层的比表面积是指单位体积床层中具有的颗粒表面积(即颗粒与流体接触的表面积)。如果忽略床层中颗粒间相互重叠的接触面积,对于空隙率为 ϵ 的床层,床层的比表面积 $a_b(\text{m}^2/\text{m}^3)$ 与颗粒物料的比表面积 a 具有如下关系:

$$a_b = a(1 - \epsilon) \quad (3.10)$$

床层的比表面积也可用颗粒的堆积密度估算,即

$$a_b = \frac{6(1 - \epsilon)}{\phi_s d_e} = \frac{6}{\phi_s d_e} \frac{\rho_b}{\rho_s} \quad (3.11)$$

式中 ϕ_s ——形状系数;

d_e ——当量直径, m;

ρ_b ——颗粒的堆积密度, kg/m^3 ;

ρ_s ——颗粒的真实密度, kg/m^3 。

4. 床层的各向同性

工业上的小颗粒床层通常是乱堆的,若颗粒是非球形,则各颗粒的定向应是随机的,从而可以认为床层是各向同性的。

各向同性床层的一个重要特点是床层横截面上供流体通过的空隙面积(即自由截面)与床层截面之比在数值上等于空隙率 ϵ 。

固定床层中颗粒间的空隙形成可供流体通过的细小、曲折、互相交联的复杂通道。流体通过如此复杂通道时流动阻力很难用理论进行推算,本节采用数学模型法规划实验的实验研究方法。

3.3 颗粒与流体间的相对运动

3.3.1 床层的当量直径

流体在固定床中流动,实际上是在固定床颗粒间的空隙里流动,而这些空隙所构成的流

道的结构非常复杂,彼此交错联通,大小、形状有很大差别,很不规则。细小而密集的固体颗粒床层具有很大的比表面积,流体通过床层的流动多为爬流,流动阻力基本上为黏性摩擦阻力,同时使整个床层截面速度的分布均匀化。为解决流体通过床层的压降计算问题,在保证单位床层体积和表面积相等的前提下,将颗粒床层内实际流动过程大幅度加以简化,以便用数学方程式加以描述。

经简化而得到的等效流动过程称之为原真实流动过程的物理模型。

简化模型是将床层中不规则的通道假设为长度为 L 、当量直径为 d_e 的一组平行细管,如图 3.1 所示,并且规定:

- (1) 细管的全部流动空间等于颗粒床层的空隙容积;
- (2) 细管的内表面积等于颗粒床层的全部表面积。

在上述简化条件下,以 1m^3 床层体积为基准,细管的当量直径可表示为床层空隙率 ϵ 及比表面积 a_b 的函数,即

$$d_e = 4 \times \frac{\text{床层流动空间}}{\text{细管的全部内表面积}} = \frac{4\epsilon}{a_b} = \frac{4\epsilon}{(1-\epsilon)a} \quad (3.12)$$

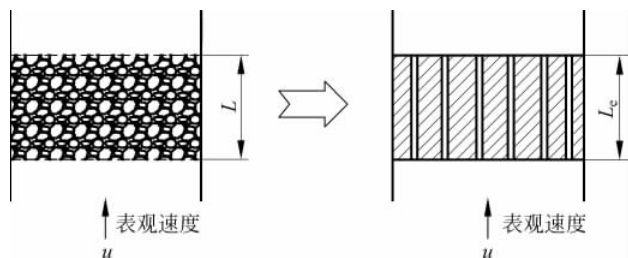


图 3.1 颗粒床层的简化模型

3.3.2 流体通过固体颗粒床层(固定床)的压降的数学描述

流体通过固定床的压降主要有两个方面,一是流体与流道(即颗粒表面)间的摩擦作用产生的压降;二是流动过程中,蜿蜒曲折的孔道使流速的大小和方向不断变化而产生的形体阻力所引起的压降。层流时,压降主要由表面摩擦作用产生,而湍流以及在薄的床层中流动时,形体阻力起主要作用。

根据上述简化模型,流体通过一组平行细管流动的压降为

$$\Delta p_f = \lambda \frac{L}{d_e} \frac{\rho u_1^2}{2} \quad (3.13)$$

式中 Δp_f ——流体通过床层的压降, Pa;

L ——床层高度, m;

d_e ——床层流道的当量直径, m;

u_1 ——流体在床层内的实际流速, m/s。

u_1 与按整个床层截面计算的空床流速 u 的关系为

$$u_1 = \frac{u}{\epsilon} \quad \text{或} \quad u = \epsilon u_1 \quad (3.14)$$

将式(3.12)与式(3.14)代入式(3.13),得到

$$\frac{\Delta p_f}{L} = \lambda' \frac{(1-\epsilon)a}{\epsilon^3} \rho u^2 \quad (3.15)$$

式中 $\Delta p_f/L$ ——单位床层高度的压降。

式(3.15)即为流体通过固定床压降的数学模型,式中的 λ' 为流体通过床层流道的摩擦系数,称为模型参数,其值由实验测定。

3.3.3 模型参数的实验测定

上述床层的简化处理只是一种假定,其有效性必须通过实验检验,其中的模型参数 λ' 需实验测定。

1) 康采尼(Kozeny)的实验结果

康采尼对此进行了实验研究,发现在流速较低,床层雷诺数 $Re_b < 2$ 的层流情况下,模型参数 λ' 可较好地符合下式:

$$\lambda' = \frac{K'}{Re_b} \quad (3.16)$$

式中, K' 称为康采尼常数,其值可取作 5.0, Re_b 称为床层雷诺数,其定义为

$$Re_b = \frac{d_e u_1 \rho}{\mu} = \frac{\rho u}{a(1-\epsilon)\mu} \quad (3.17)$$

对不同的床层,康采尼常数 K' 的误差不超过 10%,这表明上述简化模型是实际过程的合理简化。因此,在实验确定参数 λ' 的同时,也检验了简化模型的合理性。

将式(3.16)与式(3.17)代入式(3.15),可得

$$\frac{\Delta p_f}{L} = 5 \frac{(1-\epsilon)^2 a^2 u \mu}{\epsilon^3} \quad (3.18)$$

上式即为康采尼方程式,仅适用于低雷诺数范围($Re_b < 2$)。

2) 欧根(Ergun)的实验结果

欧根在较宽的 Re_b 范围内研究了 λ' 与 Re_b 的关系,获得如下关联式:

$$\lambda' = \frac{4.17}{Re_b} + 0.29 \quad (3.19)$$

将式(3.19)代入式(3.15),可得到

$$\frac{\Delta p_f}{L} = 4.17 \frac{(1-\epsilon)^2 a^2 u \mu}{\epsilon^3} + 0.29 \frac{(1-\epsilon)a}{\epsilon^3} \rho u^2 \quad (3.20)$$

或

$$\frac{\Delta p_f}{L} = 150 \frac{(1-\epsilon)^2}{\epsilon^3 (\phi_s d_e)^2} u \mu + 1.75 \frac{(1-\epsilon)}{\epsilon^3 (\phi_s d_e)} \rho u^2 \quad (3.21)$$

式(3.21)称为欧根方程,其实验范围为 $Re_b = 0.17 \sim 420$ 。当 $Re_b < 3$ 时,式(3.21)右边第二项可忽略;当 $Re_b > 100$ 时,右边第一项可略去。

从式(3.18)、式(3.21)可看出,影响床层压降的因素有三个方面,即操作因素 u , 流体物性 ρ 及 μ , 床层特性 ϵ 及 a 。所有这些因素中,影响最大的是床层空隙率。

对于非球形颗粒,用 $\phi_s d_e$ 代替式中的 d_e 即可。

3.3.4 量纲分析法与数学模型法的比较

化工过程中已经形成了两种基本的研究方法:一种是实验研究方法,即经验的方法;

另一种是数学模型方法,即半理论、半经验的方法。但化工过程都是在固定边界内部进行的,由于几何边界的复杂性以及物系性质的千变万化,多数情况下很难采用数学解析求解的方法,而必须依靠实验。为使实验工作富有成效,即以尽量少的实验得到可靠和明确的结果,必须在理论指导下进行实验。指导实验的理论包括两个方面:一是化学工程学科本身的基本规律和基本观点;二是正确的实验方法论。

用量纲分析法来规划实验,关键在于能否如数地列出影响过程的主要因素。这种方法无须对过程本身的内在规律有深入了解,只要做若干析因实验,考察每个变量对实验结果的影响即可。在量纲分析法指导下的实验研究只能得到过程的外部联系,对内在过程规律却不了解,就像“黑匣子”,但这正是其最大的特点,它使量纲分析法成为对各种研究对象原则上皆适用的一般方法。即使对于某些复杂过程,在不了解内部规律的情况下,依然可以作研究。

数学模型法则正好相反,关键是要对复杂过程作出合理简化,即能否得到一个足够简单、可用数学方程式表示的物理模型,然后对物理模型进行数学描述(建立数学模型),再通过实验对数学模型的合理性进行检验并测定模型参数。由此可知,数学模型法的精髓是紧扣过程的特征和研究目的这两方面的特殊性,对具体问题作具体分析,即对不同的过程、不同的研究目的,作出不同的简化。这是数学模型法与对各种问题皆采用同一模式进行处理的量纲分析法的不同之处。

数学模型法最终还是通过实验解决问题。但是,在两种方法中,实验的目的大相径庭。在量纲分析法中,实验的目的是寻找各无量纲变量之间的函数关系;在数学模型法中,实验的目的是检验物理模型的合理性,并测定为数较少的模型参数。很显然,检验性的实验要比搜索性的实验容易得多。

在两种方法的实验规划中,数学模型法更具有科学性。但是,数学模型法立足于对所研究过程的深刻理解,没有深刻的理解就不可能作出合理的简化,这种方法就不能使用。因此,数学模型法的发展并不意味着量纲分析法就可以被完全舍弃;相反,两种方法应同时并存,各有所用,相辅相成。

【例 3.1】 某工业固定床层由直径 5mm、高 10mm 的圆柱形催化剂组成,床层空隙率为 0.46,床层高度为 2.4m。已知操作温度为 703K,压强为 25.5kPa(表压),单位面积催化剂的截面上处理的混合气体量为 $210\text{m}^3/\text{h}$ (标准状态),操作条件下空气的密度 $\rho = 0.512\text{kg}/\text{m}^3$,黏度 $\mu = 3.43 \times 10^{-5}\text{Pa} \cdot \text{s}$ 。试求:(1)该催化剂颗粒的形状系数;(2)气体通过催化剂床层的压降。

解: (1) 由题意知,该圆柱形催化剂颗粒的体积为

$$V = \frac{\pi}{4} d^2 h$$

体积(等效)当量直径

$$d_{\text{ev}} = \sqrt[3]{\frac{6V}{\pi}} = \sqrt[3]{\frac{3d^2 h}{2}} = \sqrt[3]{\frac{3 \times (5 \times 10^{-3})^2 \times 10^{-2}}{2}} \text{ m} = 0.00721 \text{ m} = 7.21 \text{ mm}$$

由于该圆柱形催化剂的表面积为

$$S_p = \frac{\pi}{2} d + \pi d h$$

故所求的形状系数为

$$\phi_s = \frac{S}{S_p} = \frac{d_{ev}^2}{\frac{d^2}{2} + dh} = \frac{0.00721^2}{\frac{(5 \times 10^{-3})^2}{2} + 5 \times 10^{-3} \times 0.01} = 0.832$$

(2) 由题意,操作条件下单位面积催化剂截面通过的混合气体流量即为气体流速

$$\begin{aligned} u &= \left(\frac{p_0}{p}\right) \left(\frac{T}{T_0}\right) \frac{q_{V0}}{A} \\ &= \left(\frac{101.3}{101.3 + 25.5}\right) \times \left(\frac{703}{273}\right) \times \left(\frac{210}{3600}\right) \text{ m/s} = 0.120 \text{ m/s} \end{aligned}$$

根据固定床压降计算的欧根方程,可得单位高度床层的压降为

$$\begin{aligned} \frac{\Delta p}{L} &= 150 \frac{(1-\epsilon)^2}{\epsilon^3 (\phi_s d_{ev})^2} \mu u + 1.75 \frac{(1-\epsilon)}{\epsilon^3 \phi_s d_{ev}} \rho u^2 \\ &= 150 \times \frac{(1-0.46)^2 \times 3.43 \times 10^{-5} \times 0.120}{0.46^3 \times (0.832 \times 0.00721)^2} \text{ Pa/m} + 1.75 \times \\ &\quad \frac{(1-0.46) \times 0.512 \times 0.120^2}{0.46^3 \times 0.832 \times 0.00721} \text{ Pa/m} \\ &= 63.3 \text{ Pa/m} \end{aligned}$$

因此,所求气体通过整个催化床层的压降为

$$\Delta p_t = 63.3 \times 2.4 \text{ Pa} = 152 \text{ Pa}$$

3.4 沉降分离

3.4.1 概述

沉降技术主要用于非均相混合物的分离,即不同形态或不同物质之间有明显界面的系统的分离。

非均相物系包括气固体系、液固体系、气液体系、液液体系等。分离非均相物系的主要方法有沉降和过滤分离技术。

非均相物系的分离主要用于回收有用物质、净化分散介质和除去废液及废气中的有害物质等。

沉降,主要是利用被分离物质之间的密度差异进行分离。

3.4.2 重力沉降

在重力场中进行的沉降过程称为重力沉降。

1. 球形颗粒的自由沉降

1) 沉降过程

(1) 沉降颗粒受力分析

将一个表面光滑的刚性球形颗粒置于静止的流体中,若颗粒的密度大于流体的密度,则颗粒所受重力大于浮力,颗粒将在流体中沉降。此时颗粒受到三个力的作用,如图 3.2 所示。

对于一定的流体和颗粒,阻力随颗粒的沉降速度而变,而重力和浮力是恒定的。

若颗粒的密度为 ρ_p , 直径为 d_p , 流体的密度为 ρ , 则颗粒所受

的三个力为

重力

$$F_g = \frac{\pi}{6} d_p^3 \rho_p g \quad (3.22)$$

浮力

$$F_b = \frac{\pi}{6} d_p^3 \rho g \quad (3.23)$$

阻力

$$F_d = \zeta A \frac{\rho u^2}{2} \quad (3.24)$$

式中 ζ ——阻力系数, 无因次;

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

u ——颗粒相对于流体的降落速度, m/s ;

ρ_p, ρ ——颗粒和流体的密度, kg/m^3 ;

d_p ——颗粒直径, m 。

在静止流体中,颗粒的沉降速度一般经历加速和匀速两个阶段。颗粒开始沉降的瞬间,初速度为零,使得阻力为零,加速度为最大值;颗粒开始沉降后,阻力随速度的增加而加大,加速度则相应减小,当速度达到某一值时,阻力、浮力与重力平衡,颗粒所受合力为零,加速度为零,颗粒的速度不再变化,开始作匀速沉降运动。

(2) 沉降的加速阶段

根据牛顿第二运动定律可知,上述三力的合力应等于颗粒的质量与其加速度的乘积,即

$$F_g - F_b - F_d = m \frac{du}{dt} \quad (3.25)$$

或

$$\frac{\pi}{6} d_p^3 \rho_p g - \frac{\pi}{6} d_p^3 \rho g - \zeta A \frac{\rho u^2}{2} = m \frac{du}{dt} \quad (3.26)$$

式中 m ——颗粒的质量, kg ;

du/dt ——加速度, m/s^2 ;

t ——时间, s 。

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

(3) 沉降的匀速阶段

此阶段中颗粒相对于流体的运动速度 u_t 称为沉降速度,由于该速度是加速段终了时颗粒相对于流体的运动速度,故又称为“终端速度”,也称为自由沉降速度。从式(3.26)可得出沉降速度的表达式。当加速度为零时, $u = u_t$, 则

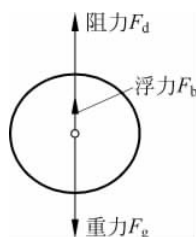


图 3.2 沉淀粒子的受力情况

$$u_t = \sqrt{\frac{4d_p(\rho_p - \rho)g}{3\zeta\rho}} \quad (3.27)$$

式中 u_t ——颗粒的自由沉降速度, m/s。

2) 沉降速度的计算

(1) 阻力系数 ζ

首先需要确定阻力系数 ζ 值后, 才能用式(3.27)计算沉降速度。根据因次分析, ζ 是颗粒与流体相对运动时雷诺准数 Re_t 的函数。 ζ 随 Re_t 及 ϕ_s 变化的实验测定结果见图 3.3, 图中 ϕ_s 为球形度。

$$Re_t = \frac{d_p u_t \rho}{\mu}$$

式中 μ ——流体的黏度, Pa·s。

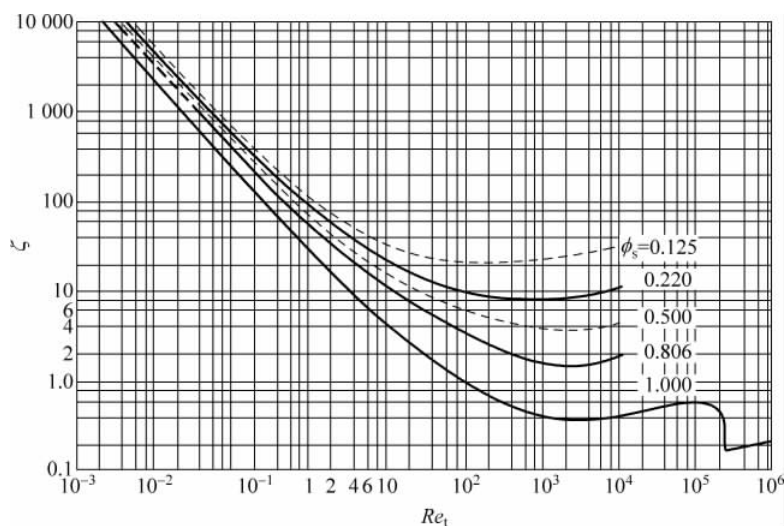


图 3.3 $\zeta-Re_t$ 关系曲线

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

① 滞流区或斯托克斯(Stokes)定律区

Re_t 非常低时($10^{-4} < Re_t < 1$), 流体的流动称为爬流(又称蠕动流), 可以推出流体对球形颗粒的阻力为

$$F_d = 3\pi u_t \mu d_p \quad (3.28)$$

式(3.28)称为斯托克斯定律, 此区域称为滞流区或斯托克斯定律区。与式(3.24)比较可得

$$\zeta = \frac{24}{Re_t} \quad (3.29)$$

② 过渡区或艾伦(Allen)定律区($1 < Re_t < 10^3$)

$$\zeta = \frac{18.5}{Re_t^{0.6}} \quad (3.30)$$