

喷粉冶金基本原理

张信昭 编著

内 容 提 要

本书阐述了喷粉冶金的基本原理,其中包括流态化基本原理,气力输送原理,气粉射流与金属熔池的相互作用,喷粉脱硅、脱硫和脱磷,钢包喷粉冶金,以及喷粉装置的构造和设计等。重点是阐述喷粉冶金的基本原理,同时也讨论了这些基本原理在解决生产实际问题中的应用。

本书的主要读者对象是从事冶金的科研和生产人员,以及冶金专业的大学生和研究生,对冶金专业的教师也有参考价值。

喷粉冶金基本原理

张信昭 编著

责任编辑 王华宗

*

冶金工业出版社出版

(北京北河沿大街基祝院北巷39号)

新华书店北京发行所发行

冶金工业出版社印刷厂印刷

*

850×1168 1/32 印张 12 1/8字数 322千字

1988年3月第一版 1988年3月第一次印刷

印数00,001~3,400册

ISBN7-5024-0342-6

TF·87 定价 3.55元

目 录

绪 论	1
第一章 流态化基本原理	3
1—1 流态化现象	3
1—2 压降与流速的关系	5
1—3 临界流态化速度和颗粒带出速度	9
1—4 两种不正常现象	19
第二章 气力输送原理	27
2—1 输料管中粉粒体的流动形态和悬浮力	27
2—2 固—气两相流的物理性质	31
2—3 输送气流速度	34
2—4 气力输送时固体颗粒的运动速度	44
2—5 气力输送管道的压强损失	67
2—6 浓相输送	82
第三章 气粉射流与金属熔池的相互作用	87
3—1 气粉射流的特性	88
3—2 金属液中粉粒的行为	109
3—3 金属液中气泡的行为	121
3—4 喷射冶金中金属液的循环运动	145
3—5 熔渣—金属间的接触方式与反应的转化率	156
第四章 喷粉脱硅、脱硫和脱磷	164
4—1 铁水脱硅	164
4—2 脱硫	176
4—3 脱磷	208
第五章 钢包喷粉冶金	287
5—1 钢的合金化	287

5—2	脱氧、脱硫和控制夹杂物的形态·····	294
第六章	喷粉装置的构造和设计·····	343
6—1	喷粉装置的主要类型和特性·····	343
6—2	喷粉罐和回收罐的设计·····	352
6—3	输送管路的设计·····	363
6—4	喷射器的设计·····	367
6—5	喷枪的设计·····	369

绪 论

喷射冶金是向铁水或钢水中喷吹气体和粉剂进行搅拌和精炼的一种冶金工艺。广义地说,喷射冶金法可根据喷吹的气体、粉剂和冶金目的的不同分为表 1 所列的几种类型。其中有喷吹惰性气体搅拌熔池的方法,也有喷吹反应气体或气—粉混合物精炼铁水或钢水的方法。狭义地说,喷射冶金只是指喷粉冶金。本书重点是阐述喷粉冶金问题,但在某些地方也涉及到广义的喷射冶金中的某些问题。

表 1 喷射冶金方法的分类

喷 吹 类 型	喷 吹 物 质	冶 金 方 法
惰性气体鼓泡	Ar, N ₂	钢包搅拌, 转炉复合吹炼
喷吹反应气体	O ₂	底吹转炉, 转炉复合吹炼
喷吹反应气体混合物	Ar(N ₂)—O ₂	AOD
喷吹气—粉混合物	Ar(N ₂)—粉剂	钢包喷粉精炼, 铁水喷粉脱硫
	O ₂ —粉剂	转炉、电炉等喷粉脱磷

喷粉冶金是六十年代发展起来的一项新的冶金技术。它改变了冶金物料传统的以“块状”和“批料”入炉的加入方式,而是将固体物料制成粉剂或细颗粒,利用气体作载体,连续地喷入熔池深部。因此,喷粉冶金具有下列优点:

1) 由于喷吹粉剂,显著地扩大了粉剂与金属液的接触面积,增加了粉剂的局部浓度;同时,由于气体的搅拌作用,加速了传质过程。从而极大地改变了熔池中反应的动力学条件,加快了反应速度。

2) 由于粉剂被直接喷入熔池深部,避免了与空气和熔渣的

接触，防止了它们的氧化，因而提高了合金元素的收得率；特别是解决了易氧化元素（如Al，Ti，B和稀土元素等）和在炼钢温度下蒸气压高的元素（如Mg和Ca等）的加入问题。

3）由于气体的搅拌作用，有利于反应产物的聚集和上浮。

4）容易实现连续的、可控的配料和供料，能更合理地控制钢液内的反应，从而可以改变钢中夹杂物的组成和形态。可以经济有效地、大量地生产易切削钢、Z向钢和抗氢诱发裂纹钢，避免铝镇静钢在浇注时产生堵塞水口等问题。

5）能够提高熔炼炉的生产能力。

6）喷粉冶金设备简单，投资少，操作费用低，灵活性大等等。

因此，喷粉冶金在世界各国的发展非常迅速，应用范围也在日益扩大。例如，在铁水预处理中用于脱硅、脱硫和同时脱磷脱硫；在顶吹转炉、底吹转炉和顶底复合吹炼转炉中用于脱磷；在电弧炉中用于增碳、脱磷、脱氧和脱硫以及不锈钢返回法熔炼中用还原法脱磷和脱硫；在钢包精炼中用于各种特殊元素的合金化、脱氧、脱硫以及改变钢中夹杂物的形态等等。总之，喷粉冶金技术有效地提高了钢的质量和降低了生产成本。

第一章 流态化基本原理

流态化是一种向微粒固体床层中通入气体或液体使床层具有类似流体的某些特性的过程。它能使颗粒与流体密切接触和强烈地运动，加速它们之间的传热和传质过程，可以用于热交换器和化学反应器。此外，流态化还能快速和经济地输送固体颗粒，所以也广泛地用于气力输送。因此，流态化技术在化工、石油、煤炭、冶金、粮食和食品等工业部门中得到了广泛的应用。

流态化技术中有很多理论和实际问题，而且已出版了很多专著，这里只阐述一些在喷粉冶金中与输送粉粒体有关的问题。

1—1 流态化现象

当流体自下而上通过一个微细颗粒床层（如图1-1所示^{〔1〕}）时，随着颗粒的性质、床层几何尺寸和流体速度的不同，可以形成不同类型的床层。

1) 固定床：当流体速度较小时，固体颗粒静止不动，流体

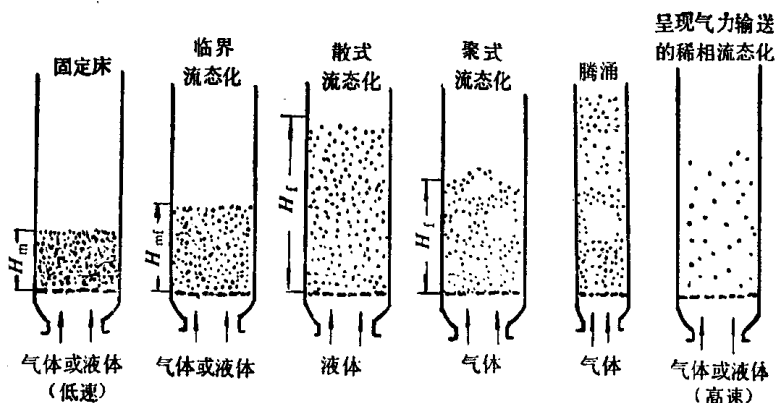


图 1-1 固体颗粒床层与流体接触的不同类型

只是从颗粒之间的空隙中穿过（见图1-1）。这样的床层称为固定床，其高度为 H_m 。

2）临界流态化床：随着流体速度的增大，当其达到某一数值时能使全部颗粒都刚好悬浮在向上流动的流体中。这时，颗粒不再由下面的分布板所支承，而全部由流体的摩擦力承托。对于每个颗粒来说，亦不再靠与相邻颗粒的接触而维持其空间的位置，它们在床层中可以自由移动。此时整个床层都转变成流体状态，可以在容器内倾倒、流动，而床层的上部保持一个水平的表面，这就是初始流态化床，又称为临界流态化床，其高度为 H_{mf} （见图1-1）。此时的流体速度称为临界流态化速度 U_{mf} 。在流态化床层中任一截面上的压降大致等于在该截面以上的颗粒和流体的质量。

3）散式流态化床和聚式流态化床：若流体速度继续增大到临界流态化速度以上时，将会出现两种情况：一种是在液—固系中，床层平稳地逐渐膨胀，颗粒均匀地分散在床层中，这样的床层称为散式流态化床或均一流态化床；其高度为 H_f （见图1-1）；另一种是在气—固系中，气体主要以气泡形式通过床层而上升，使床层很不稳定。床层中的空隙度随着位置和时间而变化，颗粒分成群体而湍动。这样的床层称为聚式流态化床或非均一流态化床、鼓泡流态化床（见图1-1），其高度亦为 H_f ，但是床层的膨胀并不比临界流态化床大很多。然而，在气—固系中，当流速稍大于临界流态化速度和颗粒较细时，也能形成散式流态化床。

在细而高的流态化床层中特别容易发生腾涌现象。气泡在上升过程中聚合长大，如果床层足够高时，气泡最终会长大到足以布满整个容器的截面。此后气泡上面的那一部分床层，就象被活塞推动的那样向上运动，达到某一高度后发生崩裂，颗粒纷纷下落（见图1-1）。大约与此同时形成另一个腾涌，这种不稳定的上下往复运动又重复出现。腾涌现象能损害流态化床的性能，应尽量避免发生这种现象。

4）稀相流态化床：当床层中的气流速度增大到一定值时，

固体颗粒开始被吹出容器（见图1-1）。这时的气流速度称为颗粒带出速度或终速度 U_t 。当气流速度超过 U_t 时，床层的空隙随着气速的增大而增加，最后床层中的颗粒全部被吹出，床层的空隙率达100%。这种情况称为气力输送颗粒的稀相流态化床。

当然，与稀相流态化相对的是浓相或密相流态化，它的床层表面有明确的表面，上述的临界流态化床、散式和聚式流态化床都是浓相流态化床。

1—2 压降与流速的关系

若气体垂直向上通过一个均匀粒度的砂粒床层时，其压降 Δp 与气体表观速度 U （以空管为基准的流速）的关系如图1-2所示^[2]。在流速较小时，床层的压降随着流速的加大而增加，压降和流速之间的关系与一般固定床的相同。当流速达到某一值时，压降通常达到某一最大值 Δp_{max} ，该值比床层的静压稍大些。这是因为颗粒相互联锁造成部分地架桥，会发生床层与器壁之间的摩擦，使床层的压降大于理论值。当气速再增加时，填充床突然“解锁”，也就是说，其空隙度由固定床的 ε_m 上升到临界流态化床的 ε_{mf} ，由于颗粒的重新排列，使流体流动的阻力减小，结果是压降减小到床层的静压。当所有的颗粒都不相互接触，在床层中能自由移动时，就达到了临界流态化点，这时的流体表观速度称为临界流态化速度 U_{mf} 。若流速再进一步增大，床层继续膨胀，但床层的压降几乎保持不变。这种情况可以延续到流速值相当大的时候。可是，当流速很大时，就有细颗粒被气体夹带走，这时压降就开始降低。当流速增大到固体颗粒带出速度 U_t 时，颗粒就会被吹走，这时压降就下降到空管的压降值。

流速从较高值逐步减小，直到临界流态化点之前，床层压降仍然保持不变。若再进一步降低流速，压降也随之逐渐减小，但压降—流速曲线将比逐渐增大流速时得到的要低些。因为在没有振动的情况下，床层的空隙度近似等于临界流态化点的空隙度 ε_{mf} 。

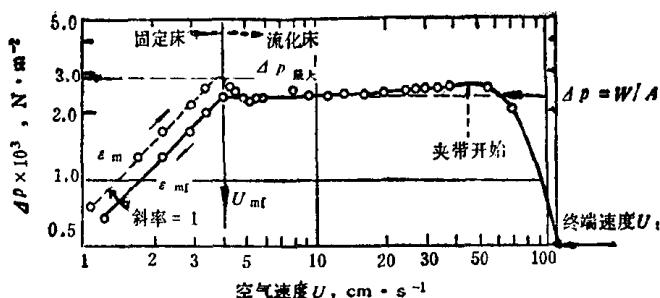


图 1-2 均匀粒度砂粒床层的压降与气速的关系^[2]

压降与流速的关系图可以用来粗略地评定流态化的好坏。图 1-2 所示是一个良好的流态化床的特征。如果床层流态化不良，压降—流速曲线就会发生畸变，而且可以据此来推断造成不良流态化的原因。例如，形成腾涌床时，压降就会出现大幅度的波动，如图 1-3 a 所示。当床层形成沟流时，则临界流态化时的斜率没有特征性的显著改变，而且有不正常的低压降，如图 1-3b 所示。

从上面的讨论可知，流态化床层中要求的最小表观速度是临界流态化速度 U_{mf} ，而最大的表观速度是颗粒带出速度 U_t 。这两个速度划分了固定床、流态化床和稀相输送之间的界限。对于

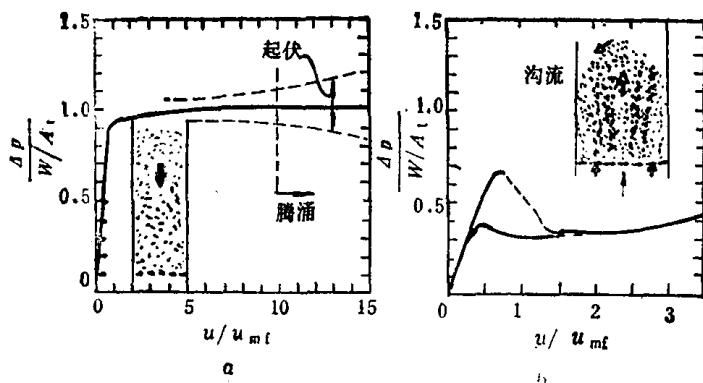


图 1-3 不良流态化床的压降^[1]

a—腾涌，b—沟流

喷粉冶金来说, U_{mf} 是气动罐式给料器的理论最低速度; U_c 是垂直输送的理论最低流速, 也是经验决定水平输送速度的重要依据。

气体通过均匀粒度的颗粒固定床的压降可以用厄贡 (Ergun) 公式来计算^[3]:

$$\frac{\Delta p}{H_m} = 150 \frac{(1-\varepsilon_m)^2}{\varepsilon_m^3} \cdot \frac{\mu U}{(\phi_s d_p)^2} + 1.75 \frac{(1-\varepsilon_m)}{\varepsilon_m^3} \cdot \frac{\rho_g U^2}{\phi_s d_p} \quad (1-1)$$

式中 Δp ——床层的压降, Pa;

H_m ——床层的高度, m;

ε_m ——固定床的空隙度;

μ ——气体的粘度, $\text{kg} \cdot \text{m}^{-1} \cdot \text{s}^{-1}$;

U ——通过颗粒床层的流体的表观速度, $\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$;

ϕ_s ——颗粒的球形度, 即体积相同的圆球表面积/颗粒表面积;

d_p ——非圆球形颗粒的当量直径, 它等于与颗粒体积相同的球体之直径, m;

ρ_g ——气体的密度, $\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$ 。

上式适用于随意充填的颗粒物料, 其误差可在 $\pm 25\%$ 范围之内。但是, 对于不是随意充填的床层, 或具有异常空隙度的固定床, 或高度多孔性的床层 (如纤维床 $\varepsilon_m = 0.6 \sim 0.98$) 不适用。

式 1-1 中的压降是粘性损失和动能损失之和。在颗粒的雷诺数较小的情况下, 即 $Re_{(p)} = \frac{d_p \rho_g U}{\mu} < 20$ 时, 主要是粘性损失, 可以忽略动能损失。这时式 1-1 可简化为

$$\frac{\Delta p}{H_m} = 150 \frac{(1-\varepsilon_m)^2}{\varepsilon_m^3} \cdot \frac{\mu U}{(\phi_s d_p)^2} \quad (1-2)$$

在颗粒的雷诺数较大的情况下, 即 $Re_{(p)} > 1000$ 时, 只需要考虑动能损失, 粘性损失可以忽略。这时式 1-1 可简化为

$$\frac{\Delta p}{H_m} = 1.75 \frac{(1-\varepsilon_m)}{\varepsilon_m^3} \cdot \frac{\rho_g U^2}{\phi_s d_p} \quad (1-3)$$

若雷诺数在上述的中间范围时，则式1-1中的两项均需计算。

不同粒度的混合颗粒床层的压降亦遵守单一粒度颗粒床层的厄贡方程式1-1。但是需要把 d_p 换成当量表面积平均直径 $\bar{d}_p$ 。这样式1-1就变成

$$\frac{\Delta p}{H_m} = 150 \frac{(1 - \varepsilon_m)^2}{\varepsilon_m^3} \cdot \frac{\mu U}{(\phi_s \bar{d}_p)^2} + 1.75 \frac{(1 - \varepsilon_m)}{\varepsilon_m^3} \cdot \frac{\rho_g U^2}{\phi_s \bar{d}_p} \quad (1-4)$$

式中 $\bar{d}_p$ ——当量表面积平均直径，可按下式计算：

$$\bar{d}_p = \frac{1}{\sum_{i=1}^n \left(\frac{x_i}{d_{pi}} \right)} \quad (1-5)$$

式中 x_i ——直径为 d_{pi} 的颗粒占总量的百分数。

流态化床层的压降可用下式表示：

$$\frac{\Delta p}{H_f} = (\rho_s - \rho_g)(1 - \varepsilon_f)g \quad (1-6)$$

式中 ρ_s ——固体颗粒的密度， $\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$ ；

g ——重力加速度，等于 $9.81 \text{m} \cdot \text{s}^{-2}$ ；

ε_f ——流态化床的空隙度。

若流态化床发生膨胀，乘积 $(1 - \varepsilon_f)H_f$ 将保持不变。

在方程式1-1~1-4中有颗粒的球形度 ϕ_s 、固定床的空隙度 ε_m 和气体的粘度 μ 等。下面列出某些资料以供计算时参考。

表 1-1 某些颗粒的球形度 ϕ_s ^[4,5]

物 料	ϕ_s	物 料	ϕ_s
砂子（粗糙的）	0.595	钨 粉	0.893
砂子（近似球状）	0.870	铜 粒	1.00
砂子（有棱角）	0.671	硅线片	0.581
砂子（片状）	0.394	石灰石	0.455
煤粉	0.730	石墨片	0.126
煤粉（ $\leq 10\text{mm}$ ）	0.649	铁催化剂	0.578

某些固体颗粒的球形度列于表1-1。

固定床的空隙度 ε_m 可以用下式表示：

$$\varepsilon_m = \frac{\text{空隙体积}}{\text{料层总体积}} = \frac{\text{空隙体积}}{\text{空隙体积} + \text{固体料体积}} \quad (1-7)$$

或

$$\varepsilon_m = 1 - \frac{\text{料层的体积密度}}{\text{固体料的真密度}} \quad (1-8)$$

同样大小的球形颗粒充填时的空隙度可用几何方法计算得到。根据颗粒的堆积方式不同， ε_m 值在0.2595到0.4764之间。但是，在任意充填时， ε_m 实际上约为0.4。

不同粒径的球形颗粒混合时，由于细颗粒可以嵌入粗颗粒之间的空隙内，从而减小了空隙度。例如，两种不同粒径的球形颗粒，按不同比例混合时，它们的空隙度随组分的变化如图1-4所示。在粗颗粒占65%左右时， ε_m 为最小。实验发现初始空隙度为0.6和0.4时，最小空隙度也在粗颗粒占65%左右时出现。多元颗粒混合物的空隙度可以用实验方法进行测定。

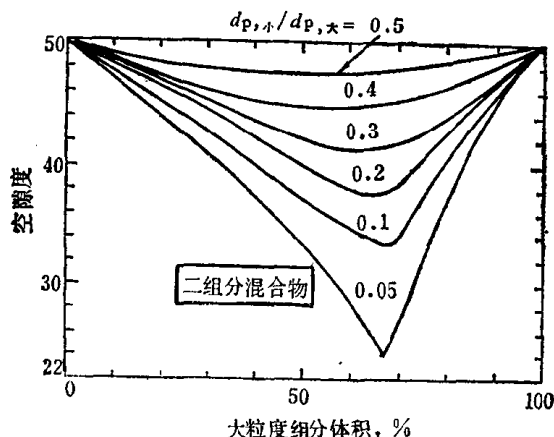


图 1-4 两种球形颗粒混合物的空隙度的测定值⁽⁶⁾

在20°C和1atm时某些气体的重要物理性质列于表1-2中。

1—3 临界流态化速度和颗粒带出速度

1-3-1 临界流态化速度 U_{mf}

表 1-2 在20°C和1atm时某些气体的重要物理性质^[7]

名 称	干空气	N ₂	O ₂	Ar	CO ₂
分子量	28.95	28.02	32.00	39.94	44.01
密度, kg·m ⁻³	1.205	1.166	1.332	1.629	1.842
定压热容C _p , kJ·kg ⁻¹ ·K ⁻¹	1.009	1.047	0.913	0.532	0.837
定容热容C _v , kJ·kg ⁻¹ ·K ⁻¹	0.720	0.745	0.653	0.322	0.653
$\kappa = C_p / C_v$	1.40	1.40	1.40	1.66	1.30
粘度×10 ⁻⁶ , kg·m ⁻¹ ·s ⁻¹	18.192	15.769	20.331	22.286	14.663
沸点, °C	-195	-195.78	-132.98	-185.87	-78
气化潜热, kJ·kg ⁻¹	196.78	199.20	213.19	162.87	573.59
导热系数, kJ·m ⁻¹ ·h ⁻¹ ·K ⁻¹ (在0°C时)	0.088	0.0821	0.0862	0.0624	0.0494

如上所述, 当气流向上运动时所产生的拖曳力刚好等于颗粒床层的重力时, 整个床层就流态化了。这时的气流表观速度称为临界流态化速度, 并用 U_{mf} 表示。 U_{mf} 可以通过测定床层的压降—流速关系曲线来确定, 通常采用降低流速法较精确 (见图1-2)。但是在不易用实验方法确定 U_{mf} 时, 可以采用近似算法。可以运用固定床的压降与表观速度的关系式。在临界流态化点时, 令其压降等于床层的重力就可求得。这样, 式1-1和式1-6就成为

$$\frac{\Delta p}{H_{mf}} = 150 \times \frac{(1 - \varepsilon_{mf})^2}{\varepsilon_{mf}^3} \cdot \frac{\mu U_{mf}}{(\phi_s d_p)^2} + 1.75 \times \frac{(1 - \varepsilon_{mf})}{\varepsilon_{mf}^3} \cdot \frac{\rho_g U_{mf}^2}{\phi_s d_p} \quad (1-9)$$

$$\frac{\Delta p}{H_{mf}} = (\rho_s - \rho_g)(1 - \varepsilon_{mf})g \quad (1-10)$$

将上面两式合并, 再在两边乘以 $\rho_g d_p^3 / \mu^2 (1 - \varepsilon_{mf})$, 就可以得到 U_{mf} 的二次方程式, 即

$$\begin{aligned} & \frac{1.75}{\phi_s \varepsilon_{mf}^3} \left(\frac{d_p \rho_g U_{mf}}{\mu} \right)^2 + \frac{150(1 - \varepsilon_{mf})}{\phi_s^2 \varepsilon_{mf}^3} \left(\frac{d_p \rho_g U_{mf}}{\mu} \right) \\ &= \frac{\rho_g (\rho_s - \rho_g) g d_p^3}{\mu^2} \end{aligned} \quad (1-11)$$

因临界流态化雷诺数 $Re_{mf} = d_p \rho_g U_{mf} / \mu$ ，伽俐略(Galileo)数 $Ga = \rho_g (\rho_s - \rho_g) g d_p^3 / \mu^2$ ，将它们代入上式即得到

$$\frac{1.75}{\phi_s \varepsilon_{mf}^3} Re_{mf}^2 + \frac{150(1-\varepsilon_{mf})}{\phi_s^2 \varepsilon_{mf}^3} Re_{mf} = Ga \quad (1-12)$$

同样，在颗粒雷诺数较小的情况下，即 $Re_{(p)} < 20$ 时，主要是粘性损失，则式1-11可简化为

$$U_{mf} = \frac{(\phi_s d_p)^2}{150} \cdot \frac{(\rho_s - \rho_g) g}{\mu} \left(\frac{\varepsilon_{mf}^3}{1 - \varepsilon_{mf}} \right) \quad (1-13)$$

在颗粒雷诺数较大的情况下，即 $Re_{(p)} > 1000$ 时，只需要考虑动能损失，式1-11可简化为

$$U_{mf}^2 = \frac{\phi_s d_p}{1.75} \cdot \frac{(\rho_s - \rho_g) g}{\rho_g} \varepsilon_{mf}^3 \quad (1-14)$$

式1-9~1-14中的 ε_{mf} 是临界流态化床层的空隙度，其余的符号与式1-1的相同。

临界流态化床层的空隙度 ε_{mf} 比固定床的 ε_m 稍大些，实际上它相当于一个几乎没有重量的填充床的最疏松状态。某些固体颗粒的 ε_{mf} 测定值列于表1-3^[8]。可以看出， ε_{mf} 值随着粒径 d_p 的增大而减小，随着球形度 ϕ_s 的减小而增大。显然，颗粒的球形度愈小，其运动所需的间隙空间就愈大。

表 1-3 某些颗粒的临界流态化床层的空隙度 ε_{mf} ^[8]

颗 粒	粒 度, mm						
	0.02	0.05	0.07	0.10	0.20	0.30	0.40
棱角砂, $\phi_s = 0.67$	—	0.60	0.59	0.58	0.54	0.50	0.49
圆形砂, $\phi_s = 0.86$	—	0.56	0.52	0.48	0.44	0.42	—
混合的圆形砂	—	—	0.42	0.42	0.41	—	—
煤和玻璃粉	0.72	0.67	0.64	0.62	0.57	0.56	—
无烟煤, $\phi_s = 0.63$	—	0.62	0.61	0.60	0.56	0.53	0.51
吸收用碳	0.74	0.72	0.71	0.69	—	—	—
碳化硅	—	0.61	0.59	0.56	0.48	—	—

如果 ε_{mf} 和 ϕ_s 未知，可以用文献〔9〕中所提出的修正式进行计算。他们研究了许多不同的体系，发现 ε_{mf} 和 ϕ_s 之间有两个

经验关系式：

$$\frac{1}{\phi_s \varepsilon_{mf}^3} \cong 14 \quad \text{和} \quad \frac{1 - \varepsilon_{mf}}{\phi_s^2 \varepsilon_{mf}^3} \cong 11 \quad (1-15)$$

将它们代入式1-11和1-12，即可得到全部雷诺数范围的关系式：

$$\frac{d_p \rho_g U_{mf}}{\mu} = \left[(33.7)^2 + 0.0408 \times \frac{\rho_g (\rho_s - \rho_g) g d_p^3}{\mu^2} \right]^{1/2} - 33.7 \quad (1-16)$$

即

$$Re_{(mf)} = \sqrt{(33.7)^2 + 0.0408 Ga} - 33.7 \quad (1-17)$$

式1-17的关系如图1-5所示。

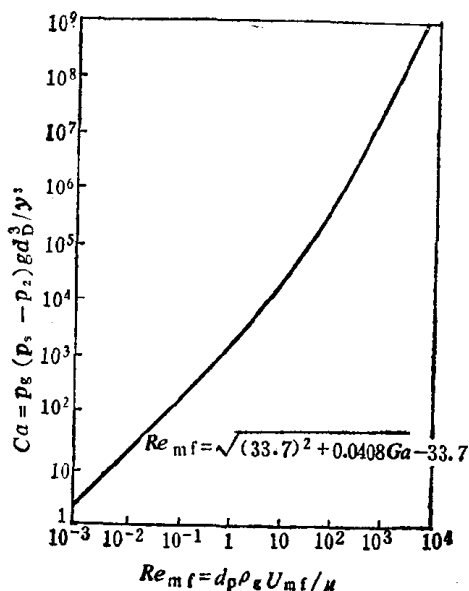


图 1-5 临界流态化速度的广义关系^[9]

同样，对于小颗粒，即 $Re_{(mf)} < 20$ 时，

$$U_{mf} = \frac{g(\rho_s - \rho_g)d_p^2}{1650\mu} \quad (1-18)$$

对于大颗粒，即 $Re_{(mf)} > 1000$ 时，

$$U_{mf}^2 = \frac{g(\rho_s - \rho_g)d_p}{24.5\rho_g} \quad (1-19)$$

式1-16~1-19是简化式，它们以常用的参数如密度、粒度和气体的粘度等来表示 U_{mf} 计算式。应用了284个数据进行验算，它们的雷诺数范围从0.001到4000，由这些方程式计算出的 U_{mf} 值具有±34%的标准差。当然，在有 ε_{mf} 和 ϕ 值时，用式1-11、1-13或1-14计算出的 U_{mf} 值比较精确可靠。

对于不同粒度的粉料混合物，上述计算 U_{mf} 的方程式也能适用，但是必须将 d_p 换成 $\bar{d}_p$ 。当组成混合物的两种固体颗粒粒度相差很大时，若颗粒直径之比近于6:1或更大，上述方程式就不适用了，因为细粉在粗颗粒的空隙中流态化了，但粗颗粒还不能悬浮起来。

试验表明，临界流态化速度 U_{mf} 与压力无关，这对于高床层的流态化是非常重要的。因床面和床底的压力有明显的变化，所以床面流态化所需要的气体流量比床底的要小。

喷粉冶金中某些常用粉剂的临界流态化速度值列于表1-4中。由此可知，在粉剂粒度为0.1mm时， U_{mf} 值在0.006~0.016m·s⁻¹之间。

表 1-4 某些常用粉剂的 U_{mf} 和 U_t 值 (20°C)

粉 剂	密 度 kg·m ⁻³	粒度 cm	气 体	U_{mf} cm·s ⁻¹	U_t cm·s ⁻¹	U_t / U_{mf}
石 灰	2000	0.01	N ₂	0.653	68.6	105
碳酸钙	2260	0.01	N ₂	0.738	74.7	101
碳酸钠	2430	0.01	N ₂	0.794	78.2	98.5
萤石(90%CaF ₂ , 5%SiO ₂)	3150	0.01	N ₂	1.03	92.9	90.2
炭粉(石墨95%C)	2200	0.01	Ar	0.586	60.6	103
铝	2690	0.01	Ar	0.711	69.0	97
硅铁(75%Si, 25%Fe)	3500	0.01	Ar	0.932	82.7	88.7
硅钙(30%Ca, 60%Si)	2550	0.01	Ar	0.679	66.9	98.5
钛铁(27.8%Ti, 70%Fe)	6000	0.01	Ar	1.598	119.1	74.5

1-3-2 颗粒带出速度 U_t

通过流态化床的气流速度，一方面必须大于 U_{mf} 以便实现流态化，另一方面又不能太大，当气流速度接近颗粒带出速度 U_t 时