

在具有锥形料腿的循环流化床中流化 CaCO_3 超细颗粒

童 华, 李洪钟

(中国科学院过程工程研究所多相反应开放实验室, 北京 100080)

摘 要: 根据粘附性颗粒在流化过程中形成的聚团具有较宽粒径分布并因此导致大聚团在流化床中沉积和死床的问题, 提出了循环流化床的锥形回料系统设计. 该回料系统包括两部分: 锥形料腿和带辅助进气的 V 型阀. 实验证明, 锥形料腿通过提供变化的表观流化气速, 克服了流化聚团沉积死床等现象, 而 V 型阀的辅助进气, 对于保证 V 型阀顺利输送粘附性颗粒具有关键性作用. 借助这种回料系统, 实现了高粘附性超细 CaCO_3 颗粒在循环流化床的稳定快速流化. 从提升管内部拍摄的照片显示, 尽管提升管采用较高的流化气体速度, 但超细 CaCO_3 颗粒仍然是以聚团的形式被流化. 对在提升管不同高度采集的聚团分析表明, 处于快速流化状态的 CaCO_3 聚团的直径远小于传统流化床中聚团的直径, 并且在提升管高度方向聚团直径没有较大的变化. 同时实验还显示, 提升管轴向空隙率呈 S 型分布, 而径向则体现环-核结构, 具有典型的快速床特征.

关键词: 锥形料腿; 超细粘附性颗粒; 循环流化床; 流态化

中图分类号: TQ02 文献标识码: A 文章编号: 1009-606X(2004)03-0204-06

1 前言

超细 CaCO_3 是具有代表性的高粘附性颗粒. 在普通流化床中, 高粘附性颗粒常出现节涌、沟流和聚团等非正常流化现象^[1]. 王兆霖^[2]发现, 在处于较高的流化气体速度时, 粘附性颗粒的流化状态普遍有所改善, 因此他提出, 高速流态化可能是改善高粘附性颗粒流化质量的途径. 因此采用循环流化床(Circulating fluidized bed, 简称 CFB)流化粘附性颗粒的概念被提出. 但很快人们就发现, 循环流化床的高气速提升管虽然可以改善粘附性颗粒的流化质量, 但是其料腿却难以正常地将粘附性颗粒回送到提升管. 因此有人认为, 采用循环流化床流化粘附性颗粒实际是将粘附性颗粒流化的困难从提升管“转移”到料腿. LI 等^[3]的研究发现, 粒径小于 $20\ \mu\text{m}$ 的纯硅气凝胶颗粒因为形成大的聚团, 使其在 CFB/L 型阀系统中流化困难, 而改用具有流态化返回料腿的 CFB/V 型阀体系, 则可以使流化过程变得平稳. LI 的实验明确表明, CFB 系统的物料返回系统是影响粘附性颗粒 CFB 流化运行的关键因素. 洪若瑜^[4]进一步研究了 CFB/蝶阀和 CFB/V 型阀两种体系中粘附性颗粒流化过程, 结果表明 CFB/蝶阀体系难以正常流化, 易形成大聚团的粘附性颗粒; 而带有辅助进气的 CFB/V 型阀则可以正常流化较多的粘附性颗粒, 但是对于高粘附性颗粒, 如 CaCO_3 等, 还是不能实现稳定循环流化. 因此, 实现 CaCO_3 等高粘附性颗粒稳定的循环流态化, 是拓展粘附性颗粒 CFB 流化过程应用的重要课题.

2 实验

实验装置如图 1(a)所示, CFB 装置由四部分构成: 提升管、颗粒捕集系统、循环率控制器和锥形料腿. 提升管直径 $0.075\ \text{m}$, 高 $3.25\ \text{m}$. 沿提升管从分布板上 $0.2\ \text{m}$ 处开始, 每隔 $0.2\ \text{m}$ 设置 1 个采样口, 共计 15 个采用口. 提升管内装有细铜丝, 并良好接地, 以排除流化床运行过程中产生的静电. 颗粒捕集系统采用两级旋风分离装置. 经一级和二级旋风分离器捕集的物料被送入脉冲

收稿日期: 2003-06-04, 修回日期: 2003-08-22

基金项目: 国家自然科学基金资助项目(编号: 29976042)

作者简介: 童华(1970-), 男, 湖南省湘潭市人, 博士研究生, 化学工程专业; 李洪钟, 通讯联系人, E-mail: hzli@home.ipe.ac.cn.

循环率控制器, 流化气体则经布袋器过滤后排空. CFB 运行的颗粒循环率由脉冲循环率控制器控制设定. 该装置设计的体积较大, 同时还起到料仓的作用. 从循环率控制器排出的物料进入锥形流态化料腿, 经 V 型气动输料阀, 返回提升管底部, 完成物料的循环操作. 流化气体采用干燥的室温空气, 气体流量由转子流量计控制.

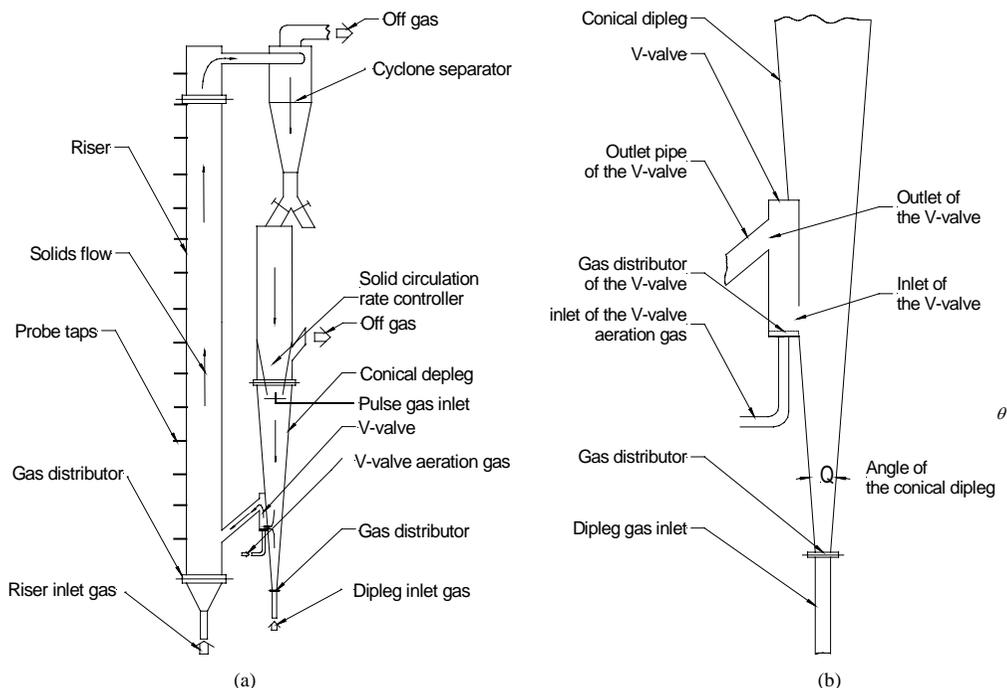


图 1 循环流化床(a)和锥形料腿(b)

Fig.1 The circulating fluidized bed (a) and the conical dipleg (b)

实验采用的物料为原生 CaCO_3 颗粒, 直径 $0.080 \mu\text{m}$ (TEM), 自然聚团直径 $20\sim 30 \mu\text{m}$, 比表面积 $120 \text{ m}^2/\text{g}$, 骨架密度 $2539 \text{ kg}/\text{m}^3$, 松堆密度 $370 \text{ kg}/\text{m}^3$. 内摩擦角 34.8° , 粘附力 $6.500 \times 10^5 \text{ N}/\text{m}^2$. 未改性的 CaCO_3 具有非常强的粘附性, 流动性也非常差.

锥形料腿如图 1(b)所示, 包括两部分: 锥体和与锥体相连的 V 型阀. 锥体顶角 θ 为 5° , 底部气体分布板直径 0.03 m , 上部与循环率控制器相接. V 型阀类似于 LI 等^[3]所采用的 V 型阀, 只是在 V 型阀的下部增加了辅助气体进口和气体分布板.

为了更有效地控制 CFB 的循环率, 装置中采用了脉冲循送料器. 物料在脉冲气体的作用下被送入料腿. 影响脉冲送料器送料量的因素包括物料性质(如物料的流动性、松堆密度等)、脉冲频率和脉冲气量. 目前该送料器可以有效地稳定控制循环率, 稳定工况下的循环率通过直接测量单位时间内从稳定运行的 CFB 的一级旋风分离器料腿流出的物料量来确定.

实验中的压力信号通过由压力传感器、A/D 板和 PC 组成的系统进行采集. 采样频率 $50\sim 400 \text{ Hz}$ 之间. 提升管内的平均空隙率采用公式 $\bar{\varepsilon} = 1 - \Delta P_L / (\rho_s g L)$ 通过单位长度 L 上的压降 ΔP_L 进行计算, 相应的平均颗粒浓度 $\bar{C}_s = 1 - \bar{\varepsilon}$.

提升管内局部颗粒浓度采用光纤信号法进行测量, 使用中国科学院过程研究所研制的 PC4a 型颗粒浓度光纤仪, 光纤探头直径 3 mm . 光纤信号与空隙率的对应关系用两点法确定, 即设定流

化床中静止堆积物料内的空隙率为 ε_0 ，空物料时的空隙率为 1。此方法虽然不能代表床层内的实际绝对空隙率值，但还是能够体现空隙率的相对变化情况。

流化床内部聚团观察采用中国科学院过程工程研究所研制的微视拍摄装置。该装置的探头在气体的保护下进入提升管内部进行高速拍摄，可以有效得到聚团的影像，以观察提升管内聚团的形态和大小。

由于微视拍摄的视野范围较小，循环流化床中聚团尺寸的测量还另外采用了取样分析的方法。因为流化聚团具有一定的结构强度，从循环流化床中取出来之后，并不会立即分解^[4]，这是流化聚团(agglomerate)与聚团/颗粒的团聚体(cluster)的区别，因而取出的聚团可以代表流化床内部的聚团状况。

3 结果与讨论

3.1 锥形料腿

循环流化床的料腿不仅要物料平稳地送回到提升管，还要阻止提升管中的气体进入料腿，起到隔离的作用。

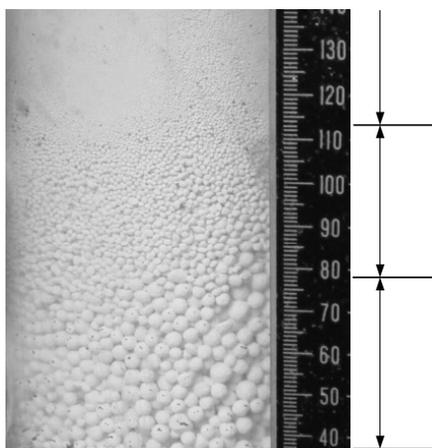


图2 聚团粒径分布
Fig.2 Agglomerate size distribution

3.1.1 锥形料腿流化粘附性颗粒

在流化过程中，高粘附性颗粒被流化的单元通常不是超细颗粒，而是超细颗粒的聚团。在传统圆柱形流化床中，这些聚团具有很宽的粒径分布^[1]。图2显示的是在传统圆柱形流化床中粘附性颗粒经过流化之后形成聚团的情况。大聚团分布在底部，在其上面是中等尺寸的聚团，顶部是细小的聚团。多数情况下， CaCO_3 最终形成的聚团直径分布在 0.2~5.0 mm 之间。

面对如此宽范围的聚团直径分布，在传统圆柱形流化床中，很难实现物料的完全稳定流化。当流化气体速度低时，大聚团处于失流状态；而升高流化气体速度使大聚团处于流化状态时，小聚团则被气流带出，造成流化床中物

料的严重损失及流化状态的不稳定。

为防止大聚团沉积和保持小聚团不被带出，可采用具有锥形结构的流化床。不同于传统形式的流化床，锥形床可以提供沿床高变化的表观气体速度 U_g ：

$$U_g = \frac{V_g}{\pi(r_0 + h \tan \theta/2)^2}$$

其中 V_g 是进气量， r_0 是锥形床底部半径， θ 是锥形床顶角， h 是沿床轴向高度。由上式可以看出，沿床高表观流化气体速度将会有很大的变化。这样在床底部形成的高速气流区可以防止大聚团的沉积，同时上部的低速气流区也可以保证细颗粒不被大量带出。这样，整个流化床的流化状态得到维持。

典型的粘附性颗粒锥形床流化过程床层压降-时间曲线如图 3(a)所示。在流化气体流率较低时，流化床床层压降逐渐下降，并在如图中水平箭头所示的转折点之后恒定在某一个值。压降曲

线的这种变化过程指示着床层由流化状态到失流状态的转变过程. 转折点所对应的时间即流化床能够保持流化状态的时间. 图中显示, 随着气体流率的增加, 流化持续时间也相应地延长. 最后当气体流率增加到某个临界值之后, 转折点不再出现, 压降曲线的波动频率和波动幅度也显著增加, 流化床能够始终保持流化状态, 失流现象不再出现.

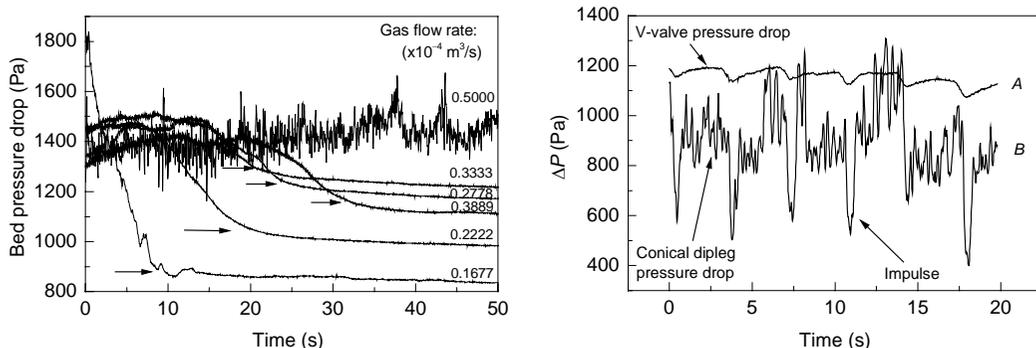


图3 不同流化气体速度时锥形床压降变化过程(a)和锥形料腿压降波动曲线(b)
Fig.3 Pressure drop variation of conical bed at different fluidizing gas flow rates (a) and conical dipleg pressure fluctuation (b)

3.1.2 带辅助进气的 V 型阀

CFB 中应用的气动型阀门包括 L 型阀、V 型阀和 U 型阀等. 对于 CFB/L 型阀等体系, 料腿通常要求工作在移动床状态, 而粘附性颗粒, 特别是高粘附性的颗粒, 其流动性是非常差的, 几乎不可能工作在移动床状态, 因此通常也不在粘附性颗粒流化过程中采用. 对于 CFB/V 型阀体系, 料腿则要求工作在初始流化状态. 为了保证物料能够在料腿内稳定流动和顺利地通过 V 型阀被回送到提升管, 同时还必须使 V 型阀内的物料处于流化状态. 但如前所述, 粘附性颗粒在流化过程中形成粒径不等的聚团, 其中大聚团非常容易沉积于床底部形成死床, 造成料腿和 V 型阀内物料堵塞. 粘附性越高, 堵塞现象越严重.

为了保证 V 型阀能够顺利输送粘附性物料, 实验中采用了在 V 型阀中加入辅助气体(V-valve aeration gas)的方法. 结果显示, 借助于辅助气的推动力, V 型阀可以有效地克服粘附性颗粒在 V 型阀中的失流现象, 从而平稳地将物料输送到提升管.

实验结果还显示, 料腿向提升管中输送物料的能力虽然受到料腿-提升管之间压力平衡的影响, 但是更直接受到 V 型阀辅助气体的影响. 特别是在本装置中, 循环物料多数储存在循环率控制器的上部, 料腿中的物料并不是很多, 所形成的料腿压力并不能构成推动物料由料腿进入提升管的主要因素. 而此时 V 型阀辅助气成为推动 V 型阀送料和平稳运行的关键因素.

图 3(b)中的曲线 A 是锥形料腿 V 型阀进口和出口间的压降曲线, 曲线 B 是锥形料腿内床层的压降曲线. 图中显示, 锥形料腿床层保持了稳定流化状态, 压降曲线在脉冲加料器的脉冲点产生较大的压降脉冲变化. V 型阀两端维持了较高的压差, 并且压降波动不明显, 即使在脉冲作用时, 压差也只是小范围波动. 这显示 V 型阀能够平稳地将物料送回到提升管.

3.2 提升管中 CaCO_3 的形态

提升管内拍摄的照片如图 4 所示, CaCO_3 超细颗粒是以聚团形式被流化. 图 5 是由提升管下部取出的聚团的照片, 聚团直径在 0.2~1.0 mm 之间, 远小于在传统圆柱形流化床中所形成的聚团的直径(0.2~5.0 mm). 提升管上部取出的物料中, 大直径聚团所占比率略小于下部, 但整体差别不大.

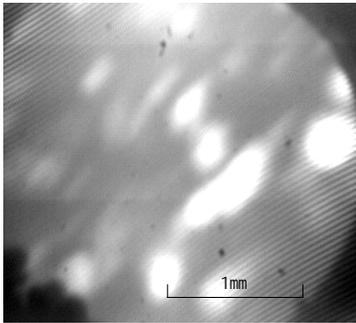


图4 提升管中的流化聚团
Fig.4 Agglomerates taken inside the riser

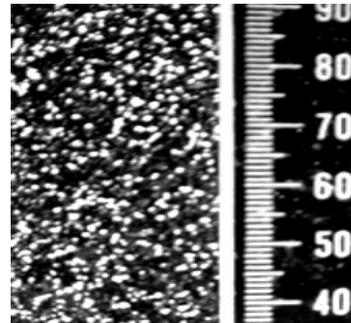


图5 提升管流化聚团
Fig.5 Agglomerates from the riser

从旋风分离器下方采集的聚团分析显示,由旋风分离器回送进入料腿的聚团直径在 0.2~0.5 mm 之间,小于提升管中的聚团. 处于流化状态的聚团在提升管中形成团聚体(Clusters),象棉絮一样漂浮在提升管内部,时聚时散.

3.3 提升管流化特性

3.3.1 提升管轴向平均颗粒浓度分布

图 6(a)表示在提升管表观气体速度固定为 $U_g=1.89$ m/s 条件下,改变颗粒循环率的情况. 从图中可以看出,提升管内颗粒浓度空隙率呈典型的 S 型分布;当颗粒循环率下降,提升管中的颗粒浓度迅速下降;当颗粒循环率提高后,稀相段浓度增加;但是在循环率改变后,稀相-浓相转折点的高度无明显变化;在提升管的上部出现出口效应,即提升管顶部的颗粒浓度较中间部位略有增加. 图 6(b)是在颗粒循环率 $G_s=3.1508$ kg/(m²·s)的条件下,不同提升管气体速度对颗粒浓度分布的影响. 从图中可以看出,随着表观气体速度的增加,提升管的总体物料持有量下降;在表观气体速度低时(1.57, 1.89 m/s),提升管下部的浓相段颗粒浓度较大,但浓相段高度低;表观气速提高,提升管内的浓相段高度上升,但颗粒浓度下降;同样,由于有出口效应,提升管顶部颗粒浓度有所增加,并且出口效应随表观气体速度的增加而有所加强.

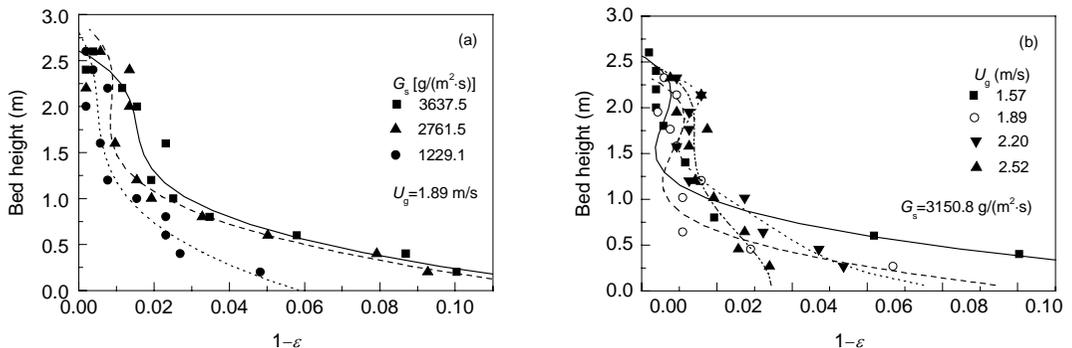


图6 提升管内轴向空隙率分布
Fig.6 Axial voidage distribution in the riser

3.3.2 提升管径向流型结构

对信号进行概率密度估计(Probability density estimate),可以了解信号中高值和低值出现的概率. 对于光纤信号,高值对应于颗粒,低值对应于空隙. 因此,如果信号中高值出现的概率大,则

说明颗粒浓度高;若低值出现的概率高,相应的空隙率就高.在提升管高 0.8 m, $r/R=0.1, 0.5, 1.0$ 处分别采集光纤信号,并对其用核心平滑方法(Kernel smoothing method)进行概率密度估计,结果如图 7 所示.在提升管边壁($r/R=1.0$)处,高密度所对应的颗粒浓度较高;提升管中心($r/R=0.1$)密度峰值所对应的浓度较低;在 $r/R=0.5$ 处,密度峰值所对应的颗粒浓度介于边壁和中心之间.分析结果显示,提升管内呈现中间颗粒浓度较小、边壁处颗粒浓度较高的“环-核”结构.

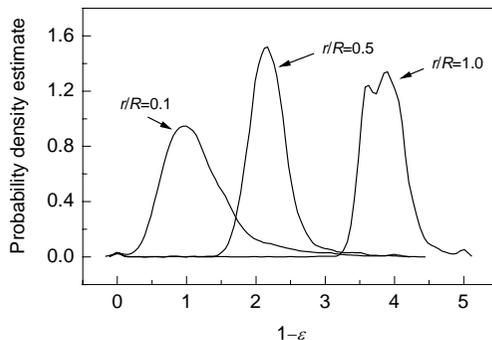


图 7 径向空隙率分布

Fig.7 Lateral voidage distribution in the riser

4 结论

(1) 具有锥形流态化料腿的 CFB 可以正常流化高粘附性的超细碳酸钙颗粒.锥形料腿可以使粘附性颗粒形成的大小不同的聚团均处于流化状态,从而避免形成死床,使物料得以稳定输送.带有辅助进气的 V 型阀可以平稳地将物料从料腿回送到提升管.

(2) 即使在提升管内气体速度很高的条件下,超细碳酸钙仍然以聚团形式被流化.但快速床中的聚团远小于传统流化床中的聚团.在 CFB 提升管中,下部的浓相区内的聚团比上部的聚团略大,但差别并不是很明显.

(3) 提升管内轴向空隙率为典型的 S 型分布,径向为环-核结构,呈现典型的快速床特征.

符号表:

C_s	平均颗粒浓度 ($1-\varepsilon$)	h	沿锥形床轴向高度 (m)	r_0	锥形料腿底部半径 (m)	ε	平均空隙率
G_s	固体颗粒循环率 [$\text{g}/(\text{m}^2\cdot\text{s})$]	L	提升管长度 (m)	U_g	表观气体速度 (m/s)	θ	锥形顶角 ($^\circ$)
g	重力加速度 (m/s^2)	ΔP_L	长度 L 上的压降 (Pa)	V_g	进气量 (m/s)	ρ_s	颗粒密度 (kg/m^3)

参考文献:

- [1] Wang Z L, Kwauk M, Li H Z. Fluidization of Fine Particles [J]. Chem. Eng. Sci., 1998, 63: 377-395.
- [2] 王兆霖. 细颗粒的流态化及添加颗粒的作用 [D]. 北京: 中国科学院化工冶金研究所, 1995. 67-69.
- [3] Li H Z, Legros R, Brereton C M H, et al. Hydrodynamic Behavior of Aerogel Powders in High-velocity Fluidized Beds [J]. Powder Technol., 1990, 60: 121-129.
- [4] 洪若瑜. 内循环和外循环流化床中超细粉流态化的研究 [D]. 北京: 中国科学院化工冶金研究所, 1996. 99-129.

Fluidization of Ultrafine CaCO_3 Powder in a CFB with Conical Dipleg

TONG Hua, LI Hong-zhong

(Key Lab. of Multiphase Reaction, Institute of Process Engineering, Chinese Academy of Sciences, Beijing 100080, China)

Abstract: Based on the fluidizing characteristics of cohesive powders, such as the formation of agglomerates with wide size distribution during fluidization, and partial defluidization due to disposition of large agglomerates, a novel design of CFB dipleg, the conical dipleg, was put forward for fluidizing ultrafine and cohesive powders. The conical dipleg consists of a conical dipleg and a V-valve with aeration of gas. Experiments on the conical dipleg showed that it can prevent the fluidized dipleg from disposition and defluidization of large agglomerates at the bottom of the bed and elutriation of smaller agglomerates at the top of the bed by providing variational superficial fluidizing gas velocity. The experiments also showed that the aeration gas is essential for V-valve to feed highly cohesive powders into riser smoothly. With the aid of the conical dipleg, stable circulation of highly cohesive ultrafine CaCO_3 powder was achieved. Pictures taken from the inside of riser show that the ultrafine CaCO_3 powders in the fluidized riser are in agglomerate form in spite of the high fluidizing gas velocity. The size of agglomerates is much smaller than that in conventional fluidized beds, and it has no significant variation along the riser height. Experiments also showed that the axial solids concentration in the riser is of S-shape distribution; and the lateral solids concentration displays a core-annulus structure. These phenomena are typical features of fast fluidization.

Key words: conical dipleg; ultrafine and cohesive powder; circulating fluidized bed(CFB); fluidization