

# 气固流化床固体浓度分布的冷模研究

蔡进<sup>1</sup>, 李涛<sup>1</sup>, 孙启文<sup>2</sup>, 应卫勇<sup>1</sup>, 房鼎业<sup>1</sup>

(1. 大型工业反应器工程教育部工程研究中心, 华东理工大学化学工程国家重点实验室, 上海 200237;

2. 上海兖矿能源科技研发有限公司, 上海 201203)

**摘要:** 在内径 0.284 m、高 6.0 m 的气固流化床冷模装置中进行了气固流化实验, 采用 PC6 D 型颗粒浓度测试仪检测固体浓度. 分别采用枝条型(开孔率  $\alpha=5\%$  和  $2.5\%$ )和环形( $\alpha=5\%$ )气体分布器, 以直径 154~180  $\mu\text{m}$ 、密度 2550  $\text{kg}/\text{m}^3$  的砂子为颗粒, 在静床高  $H_0=0.6\sim 1.5$  m、表观气速  $u=0.3\sim 0.6$  m/s 的情况下, 考察了时均固体浓度  $1-\varepsilon$  在空间的分布. 结果表明, 增加  $u$  使密相区的  $1-\varepsilon$  减小, 分布器形状对  $1-\varepsilon$  影响不大. 采用较低  $\alpha$  的分布器时  $1-\varepsilon$  的变化较大, 且其值均较低.  $H_0=0.6$  m, 轴向位置  $H=0.4$  m,  $u=0.3$  m/s, 径向位置  $r=0\sim 0.142$  m 时,  $1-\varepsilon$  由 0.410 上升到 0.494;  $H_0=0.6$  m,  $H=0.4\sim 0.95$  m,  $u=0.3$  m/s,  $r=0$  时,  $1-\varepsilon$  从 0.410 减小到 0;  $H_0=1.5$  m,  $H=0.4\sim 1.3$  m,  $u=0.3$  m/s,  $r=0$  时,  $1-\varepsilon$  从 0.397 先下降到 0.372, 再上升到 0.424, 最后下降到 0.328.

**关键词:** 固体浓度; 气固流化床; 分布器; 静床高; 开孔率

**中图分类号:** TQ026.7      **文献标识码:** A      **文章编号:** 1009-606X(2008)05-0839-06

## 1 前言

气固流化床大规模应用于现代工业由 Winkler 粉煤气化<sup>[1]</sup>开始, 其后以显著的优点引起了众多研究者的关注. 气固流化床广泛应用于颗粒混合、石油加工、冶金、矿物加工、环保、电子与光电工业、生物质转化、煤的燃烧和气化、F-T 合成等方面. 气固流化床中固体浓度(或称固相体积分数  $1-\varepsilon$ , 其中  $\varepsilon$  为空隙率或称气相体积分数)的分布反映了流化床中气固流动状况和接触状况, 是两相间动量、热量、质量传递的最重要的参数之一. 测量流化床中局部固体浓度的方法通常有放射性元素测量技术、电容固体颗粒浓度测量技术、光纤颗粒浓度测量技术及高速摄像技术等.

Taghipour 等<sup>[2]</sup>采用中国科学院过程工程研究所提供的 PC4 型光纤颗粒浓度测试仪对高 1.0 m、宽 0.28 m、厚 0.025 m 的二维 Plexiglas 床进行了研究. Issangya 等<sup>[3]</sup>研究了高 6.0 m、直径 0.076 m 的提升管中空隙率的径向变化. Xu 等<sup>[4]</sup>根据高 11.0 m、直径 0.09 m 的循环流化床提升管中的数据, 发展了 Zhang 等<sup>[5]</sup>的关联式, 对提升管中不同流动区域的径向空隙率分布进行了关联. Gungor 等<sup>[6]</sup>对直径 0.05~0.418 m、床高 5~18 m、颗粒平均直径 67~520  $\mu\text{m}$ 、颗粒平均密度 1398~2620  $\text{kg}/\text{m}^3$  的循环流化床中的流体力学实验数据进行了比较和数值模拟分析. 杨虎等<sup>[7,8]</sup>采用 PC4 A 型光纤颗粒测速仪在直径 0.90 m 的流化床中测定了不同颗粒在床层不同位置及不同表观气速下的时间序列, 并对空隙率波动信号

的自由度数进行了研究. 张志攀等<sup>[9]</sup>在轴对称的假设条件下, 将 X 光成像系统用于测量气固流化床的固体浓度分布, 使用新型 X 光探测器和改进后的回归算法对投射图像进行重构还原, 得到了流化床中径向颗粒浓度分布. Wu 等<sup>[10]</sup>采用压力波动与 X 光 CT 技术对不同直径(0.1, 0.2, 0.3 m)气固流化床中的时均固体浓度分布进行了研究并讨论了流化床的放大效应.

尽管研究者已对固体浓度的分布作了大量实验研究, 积累了许多实验数据, 提出了许多经验或半经验公式<sup>[4,11,12]</sup>, 但对气固流化床中的整体固体浓度分布进行定量描述的文献并不多见. 由于流化床中内部构件(含分布器)、流体运动及颗粒物性的复杂性, 本工作对气固流化床中的固体浓度分布进行了冷模实验研究.

## 2 实验

### 2.1 材料

实验固体颗粒为砂子, 实验气体为压缩空气. 实验颗粒性质与实验条件分别见表 1 和 2.

表 1 固体颗粒物性参数

Table 1 Physical properties of solid particles

Material	$d_p$ ( $\mu\text{m}$ )	$\rho_s$ ( $\text{kg}/\text{m}^3$ )	$\varepsilon_{mf}$	$U_{mf}$ (m/s)	Classification of Geldart <sup>[13]</sup>
Sand	154~180	2550	0.46	0.09	B

表 2 实验条件

Table 2 Experimental conditions

Superficial gas velocity, $u$ (m/s)	Gas distributor shape	Distributor porosity, $\alpha$	Initial bed height, $H_0$ (m)
0.3~0.6	Branched pipe and circle	2.5%, 5%	0.6~1.5

收稿日期: 2008-05-15, 修回日期: 2008-07-02

基金项目: 博士学科点专项科研基金资助项目(编号: 20050251006)

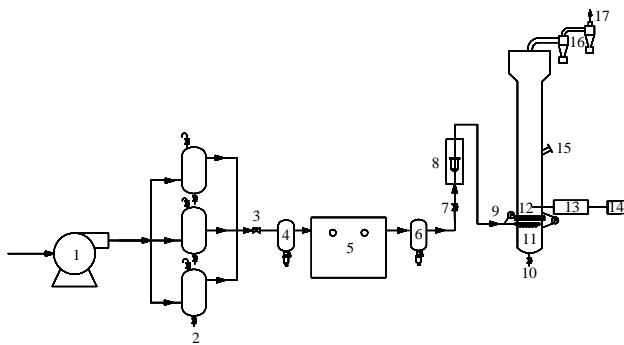
作者简介: 蔡进(1981-), 男, 湖北省天门市人, 博士研究生, 研究方向: 多相反应工程; 应卫勇, 通讯联系人, E-mail: wyng@ecust.edu.cn.

## 2.2 设备与仪器

自制冷模装置(有机玻璃材质, 总体高度 6.0 m, 内径 0.284 m; 上部扩大段高 0.70 m, 内径 0.484 m; 底部设置卸料口, 距底部 1.8 m 处设置进料口), 自制枝条型(开孔率  $\alpha=5\%$  和  $2.5\%$ )和环形( $\alpha=5\%$ )气体分布器, 颗粒浓度测量仪(PC6 D, 中国科学院过程工程研究所), 空气压缩机(ML37-PE, 上海英格索兰压缩机有限公司), 气体质量流量计(LZB-80, 常州双环热工仪表有限公司), 电磁阀(DF-80, 杭州荣盛阀门制造有限公司), 冷冻式压缩空气干燥机(GL-60A, 杭州国力机械设备有限公司).

## 2.3 实验方法

实验流程如图 1 所示. 实验气体由气体压缩机提供, 经缓冲罐, 再经气体冷冻干燥机滤除其中的水、油等杂质后由流量调节阀调节流量, 并经转子流量计计量, 进入流化床底部, 将堆积于流化床中的砂子颗粒吹起. 流化床顶部装有旋风分离器组, 以捕集从床层中逃逸的颗粒. 在流化床侧壁的不同高度处设置探测孔, 将光纤探头从探测孔处插入流化的颗粒层, 通过改变探测孔的位置和探头插入的长度来测定颗粒在床层中轴向、径向不同位置的固体浓度.



- |                                      |                              |                 |                |
|--------------------------------------|------------------------------|-----------------|----------------|
| 1. Compressor                        | 2. Knock-out drum            | 3. Valve        | 4. Pre-filter  |
| 5. Freezer dryer                     | 6. Post-filter               | 7. Valve        | 8. Rotameter   |
| 9. Pressure gauge                    | 10. Valve                    | 11. Distributor |                |
| 12. Secondary gas distribution plate | 13. Fiber optic probe system |                 |                |
| 14. Computer                         | 15. Material inlet           | 16. Cyclone     | 17. Gas outlet |

图 1 实验系统

Fig.1 Experimental system

## 3 结果与讨论

### 3.1 表观气速对固体浓度分布的影响

表观气速是气固流化床反应器最重要的操作条件之一, 它对气固两相的质量传递有着非常重要的影响, 它的大小直接决定着反应器内流体的流型, 影响流化质量. 图 2 是采用 5% 环形气体分布器, 静床高  $H_0=1.5$  m、轴向位置  $H=0.4$  m 条件下, 不同径向位置处时均固体浓

度随表观气速的变化趋势. 由图可以看出, 在该测定区域, 固体浓度在各径向位置均随着表观气速的增大而减小. 这是由于该区域属于密相区, 气速增大使气泡通过床层的频率增大, 床层中湍动程度加剧, 密相区增大, 即固体颗粒被吹得更高, 从而表现为密相区固体浓度的减小. 值得指出的是, 对于较低气速下的床层密相稀相交界面, 由于气速的增大导致密相区和稀相区界面上移, 该区域的固体浓度会增加.

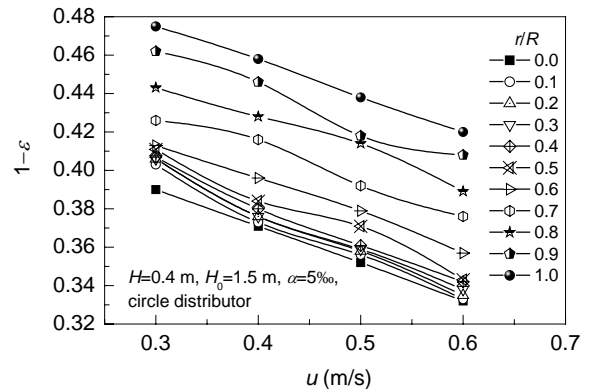


图 2 表观气速对时均固体浓度的影响

Fig.2 Effect of superficial gas velocity on time-averaged solid concentration

### 3.2 不同轴向位置处的固体浓度分布

图 3 显示了采用 5% 环形气体分布器、静床高  $H_0=1.5$  m 时, 不同表观气速下, 床层中心线上不同轴向位置的时均固体浓度分布. 可以看出, 轴向位置从 0.4 m 增加到 1.5 m 的过程中, 固体浓度整体上呈现逐步下降的趋势, 但在 0.6~0.8 m 区域存在一个波动. 这是由于固体颗粒密度较大, 受重力影响显著, 倾向于向床层底部沉降, 而气体则不断穿越床层, 并通过曳力给固体颗粒提供能量. 因此随着轴向位置的增大, 能获得足够能

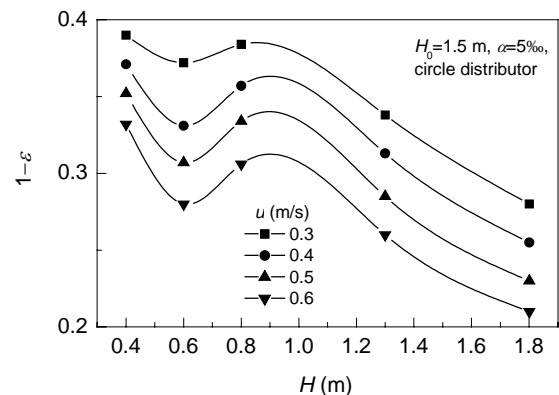


图 3 轴向位置对时均固体浓度的影响

Fig.3 Effect of axial distance on time-averaged solid concentration

量上升到该区域的固体颗粒减少, 固体浓度也相应减小. 图中轴向固体浓度的波动表明, 在 0.6~0.8 m 区域存在着一个气泡相对集中的区域, 该区域的气泡不能及时向上穿越床层, 这是由于静床高为 1.5 m 时, 固体颗粒储量较多, 床层中存在着较大的压力梯度. 当静床高为 1.2 m 时, 床层中也存在这样一个气泡高频区; 而当静床高较小(0.6 和 0.9 m)时, 该区域不再存在, 床层中轴向固体浓度呈现单调下降的趋势.

### 3.3 不同径向位置处的固体浓度分布

图 4 描述了采用 5‰ 环形气体分布器, 在静床高  $H_0=1.5$  m、轴向位置  $H=0.4$  m、不同表观气速下, 床层固体浓度随床层中径向位置的变化规律. 由图可以看出, 随着无因次半径  $r/R$  的增大, 固体浓度增加, 即在床层中心位置固体浓度较小, 而边壁处固体浓度最大. 这是由于存在壁效应, 使气泡在上升的过程中有向中心聚集的趋势. 结合文献<sup>[14]</sup>对颗粒速度在径向位置分布的研究可知, 中心处颗粒速度高, 边壁处颗粒速度低, 使边壁处颗粒浓度较高, 甚至会出现颗粒反方向往下流动的状况. 由于实验采用气固流化床, 颗粒速度小于气体速度, 造成了颗粒沿壁面的停留时间长、轴向颗粒返混等特征, 从而合理解释了固体浓度随着无因次半径的增加而逐渐增加的规律.

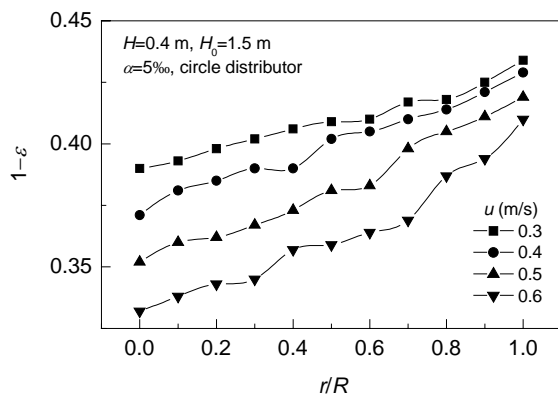


图 4 径向位置对固体浓度分布的影响  
Fig.4 Effect of radial distance on time-averaged solid concentration

### 3.4 静床高对固体浓度分布的影响

气固流化床内的流动极其复杂, 固体浓度不仅与气速、颗粒物性及床层直径、轴向位置等因素有关, 还与固体颗粒物料的储量多少(静床高)有关. 图 5 显示了采用 5‰ 环形气体分布器、在床层中心轴向位置  $H=0.4$  m 处, 不同表观气速下的静床高对固体浓度的影响. 从图可以看出, 固体浓度随着静床高的增加而增加. 静床高增加, 则固体颗粒的重力增大, 在床层中产生的压力增

大, 在相同的实验条件下对应位置处固体颗粒的浓度增加.

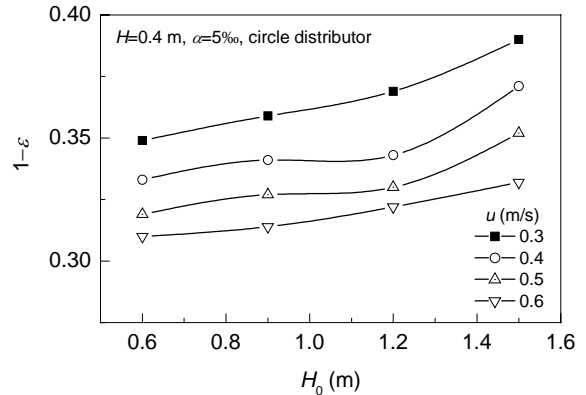


图 5 静床高对固体浓度分布的影响  
Fig.5 Effect of initial bed height on time-averaged solid concentration

### 3.5 分布器形状对固体浓度的影响

图 6 显示了开孔率均为 5‰ 的枝条形和环形分布器在相同条件下相同检测区域的固体浓度的分布情况. 可以看出, 在流化床中  $H=0.4$  m 处的各径向位置, 采用枝条形分布器时的固体浓度与采用环形分布器时的固体浓度区别不大. 需要指出的是, 由于枝条形分布器结构比较复杂, 相同表观气速时产生的压降比环形分布器大, 又由于系统总压降是恒定的, 因此该情形下, 流量控制阀门的开度会略大一些. 换言之, 当流量控制阀门开度一定时, 采用枝条形分布器时, 气体的表观速率会相对小些, 这时两种分布器对固体浓度的影响与表观气速对固体浓度的影响一致.

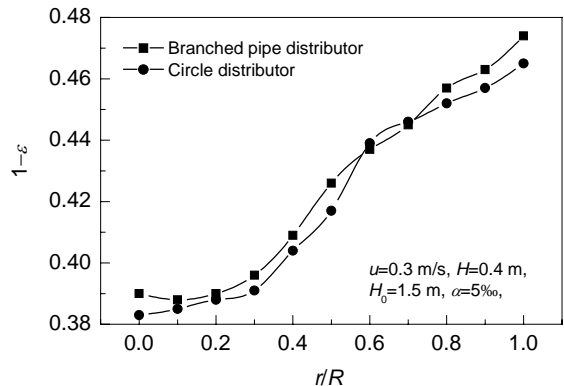


图 6 分布器形状对固体浓度分布的影响  
Fig.6 Effect of distributor shape on time-averaged solid concentration

### 3.6 分布器开孔率对固体浓度的影响

采用不同开孔率(5‰, 2.5‰)的枝条形分布器, 静床高 0.6 m、表观气速 0.3 m/s、轴向位置 0.4 m 处的时均

固体浓度分布见图 7。由图可以看出,较低开孔率的分布器在该区域不同径向位置产生的固体浓度较低。这是由于表观气速一定,开孔率较低的分布器气体速率更大,提供给颗粒更多的能量,因此可将颗粒吹到更高处,则密相区的固体浓度会减小。从图还可以看出,较低开孔率分布器对应的固体浓度分布曲线的变化幅度较大,在  $r/R=0$ (床层中心)时两种情况下固体浓度差别明显,在  $r/R=1$ (壁上)时差别很小。可以这样解释,分布器开孔率减小,则床层中颗粒分布的均匀程度减小,图上表现为曲线变化幅度不同。壁面上浓度差别较小应该由于壁面对颗粒的作用力削弱了不同分布器开孔率产生的固体浓度分布的不均匀性。

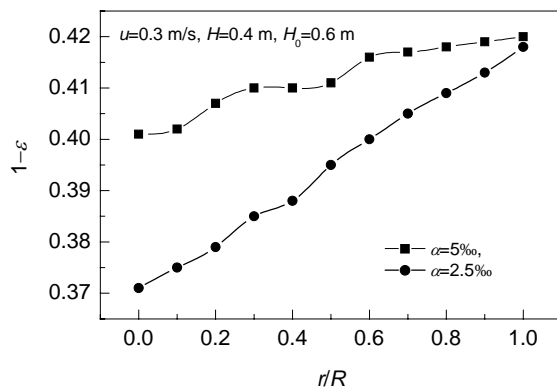


图 7 枝条形分布器开孔率对固体浓度分布的影响  
Fig.7 Effect of distributor porosity of branched pipe distributor on time-averaged solid concentration

### 3.7 静床高 $H_0=0.6$ 和 $1.5$ m 时的固体浓度分布

在采用 5‰ 环形气体分布器、静床高为  $0.6$  m, 表观气速为  $0.3, 0.4, 0.5$  m/s 的情况下, 时均固体浓度的分布如图 8 所示。图中  $r, H$  分别表示径向与轴向的绝对坐标, 各曲线为浓度的等值线。由图 8(a) 可以看出,  $u=0.3$  m/s,  $H=0.4$  m 时, 从床层中心到靠近壁面处, 固体浓度由  $0.410$  逐步上升到  $0.494$ ;  $H=0.6$  m 时, 从床层中心到靠近壁面处, 固体浓度从  $0.392$  上升到  $0.493$ 。这主要是因为壁面效应的影响使床层中心的阻力相对较小, 气速相对较大, 气体在该区域所占的体积份额较大, 也就是固体浓度较小。从轴向来看, 在  $u=0.3$  m/s,  $r=0$  时, 从  $H=0.4$  m 到  $H=0.95$  m, 固体浓度从  $0.410$  逐步减小到  $0.372$ 。图 8(b), 8(c) 轴径向分布也符合同样的规律。

比较图 8(a)~8(c) 可以看出, 随着表观气速的增加, 流化床膨胀显著, 床层高度呈现明显的上升趋势, 从  $u=0.3$  m/s 时的  $0.95$  m 上升到  $u=0.5$  m/s 时的  $1.28$  m。这是由于表观气速越高, 气体给固体颗粒提供的能量越大, 使固体颗粒能运动到更高处。比较图 8(a)~8(c) 的相

应位置可以发现,  $H=0.4$  m 附近气速为  $0.3$  m/s 时, 固体浓度较高; 而  $H=0.8$  m 附近以及更高的区域, 气速  $0.3$  m/s 时的固体浓度相对较低。这是由于当系统物料一定时, 较高的气速会使床层高度增大, 将位于床层下部的部分固体颗粒吹送到较高的位置, 因此导致床层下部固体浓度略有减小; 而上部固体浓度略有增大, 但整体上仍呈现下部浓上部稀的分布。

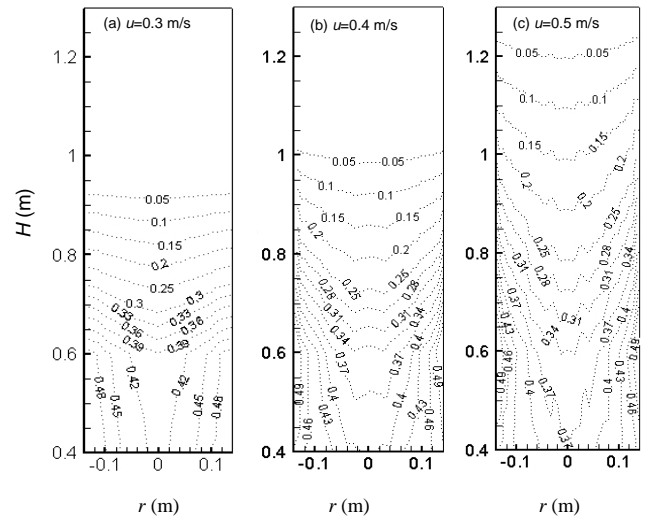


图 8 不同表观气速下的时均固体浓度分布  
Fig.8 Time-averaged solid concentration profiles under different superficial gas velocities ( $H_0=0.6$  m,  $\alpha=5$ ‰, circle distributor)

在采用 5‰ 环形气体分布器、静床高为  $1.5$  m、表观气速为  $0.3, 0.4, 0.5$  m/s 的情况下, 时均固体浓度的分布如图 9 所示。由图 9(a) 可以看出,  $u=0.3$  m/s,  $H=0.4$  m 时, 从床层中心到靠近壁面处, 固体浓度由  $0.397$  逐步上升到  $0.482$ ;  $H=0.6$  m 时, 从床层中心到靠近壁面处, 固体浓度从  $0.372$  上升到  $0.429$ 。从轴向来看, 在  $u=0.3$  m/s,  $r=0$  时, 从  $H=0.4$  m 到  $H=1.3$  m, 固体浓度整体上呈下降趋势, 但在  $H=0.6$  m 到  $H=0.8$  m 之间存在波动, 从  $0.397$  先下降到  $0.372$ , 之后上升到  $0.424$ , 再下降到  $0.328$ 。波动产生的结果是在床层底部形成了一系列近似椭圆的分布曲线。这表明该区域是气泡较易产生的区域。图 9(b), 9(c) 轴径向分布也符合同样的规律。

比较图 9(a)~9(c) 可以看出, 从  $H=0.4$  m 到  $H=1.3$  m, 气速增加导致相应空间的固体浓度下降。这是由于静床高为  $1.5$  m 时, 图示的空间固体浓度均较高, 因此气速的上升导致颗粒进一步向上运动, 宏观表现即为固体浓度下降。分别比较图 8 和 9 可以看出, 静床高增加使流化床内颗粒的浓度分布出现较大的变化。这是由于颗粒增加导致床层总的压降上升, 气体在上升过程中遇到的

阻力增加, 当气体不能及时穿越流化床层时, 较大尺寸的气泡出现的概率就会增加, 因此在床层底部就出现了一个气泡高频区. 比较图 9(a)~9(c)还可以发现, 表观气速从 0.3 m/s 增加到 0.5 m/s, 椭圆环区中心的固体浓度从 0.38 左右下降到 0.32 左右. 这是因为, 表观气速增加, 密相区气泡出现的频率会增大, 表现为固体浓度减小.

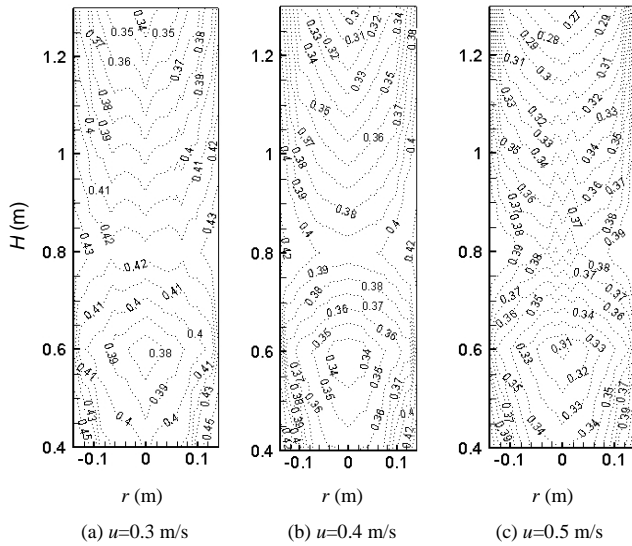


图 9 不同表观气速下的时均固体浓度分布

Fig.9 Time-averaged solid concentration profiles under different superficial gas velocities ( $H_0=1.5$  m,  $\alpha=5\%$ , circle distributor)

### 4 结论

以砂子为固体颗粒、压缩空气为流化气体, 考察了不同表观气速、径向位置、轴向位置、静床高对流化床内时均固体浓度分布的影响. 结果表明, 在实验条件范围内:

表观气速的增加使密相区的固体浓度减小, 密相区和稀相区界面上移, 发生相型转变区域的固体浓度增大.

采用不同开孔率(5%和 2.5%)的枝条形分布器时, 2.5%开孔率分布器对应的固体浓度分布曲线的变化幅度较大, 固体浓度整体上均小于采用 5%开孔率的分布器.

$H_0$  较小(0.6 和 0.9 m)时, 床层密相区的固体浓度分布比较简单, 随着径向位置的增加而增加( $H_0=0.6$  m,  $H=0.4$  m,  $u=0.3$  m/s, 从床层中心到边壁,  $1-\varepsilon$ 由 0.410 逐步上升到 0.494), 随着轴向位置的增加而减少( $H_0=0.6$  m,  $H=0.4\sim 0.95$  m,  $u=0.3$  m/s, 床层中心处,  $1-\varepsilon$ 从 0.410 逐步减小到 0).

$H_0$  较大(1.2 和 1.5 m)时, 床层密相区的固体浓度分布比较复杂, 径向仍然呈现中心稀边壁浓的规律( $H_0=1.5$

m,  $H=0.4$  m,  $u=0.3$  m/s, 从床层中心到边壁,  $1-\varepsilon$ 由 0.397 逐步上升到 0.482); 轴向整体上满足下浓上稀的分布, 但中间存在波动( $H_0=1.5$  m,  $H=0.4\sim 1.3$  m,  $u=0.3$  m/s, 床层中心处,  $1-\varepsilon$ 从 0.397 先下降到 0.372, 再上升到 0.424, 最后下降到 0.328). 床层高度  $H=0.6\sim 0.8$  m 区域气泡出现的概率较大, 导致该区域存在一系列近似椭圆的分布曲线.

### 符号表:

$d$	床层直径 (m)	$H$	床层高度(基于分布器) (m)
$r$	径向坐标(基于床中心线) (m)	$R$	床层半径 (m)
$u$	表观气速 (m/s)	$U_{mf}$	最小流化速度 (m/s)
$\alpha$	分布器开孔率	$\varepsilon$	空隙率
$1-\varepsilon$	固体浓度	$\rho$	密度 ( $\text{kg/m}^3$ )
下标			
0	初始状态	g	气相
mf	最小流化状态	p	颗粒

### 参考文献:

- [1] Kunii D, Levenspiel O. Fluidization Engineering, 2nd Ed. [M]. Boston: Butter-Heinemann, 1991. 15.
- [2] Taghipour F, Ellis N, Wong C. Experimental and Computational Study of Gas-Solid Fluidized Bed Hydrodynamics [J]. Chem. Eng. Sci., 2005, 60(24): 6857-6867.
- [3] Issangya A, Grace J, Bai D, et al. Radial Voidage Variation in CFB Risers [J]. Can. J. Chem. Eng., 2001, 79(2): 279-286.
- [4] Xu G, Sun G, Gao S. Estimating Radial Voidage Profiles for All Fluidization Regimes in Circulating Fluidized Bed Risers [J]. Powder Technol., 2004, 139(2): 186-192.
- [5] Zhang W, Tung Y, Johnson F. Radial Voidage Profiles in Fast Fluidized Beds of Different Diameters [J]. Chem. Eng. Sci., 1991, 46: 3045-3052.
- [6] Gungor A, Eskin N. Hydrodynamic Modeling of a Circulating Fluidized Bed [J]. Powder Technol., 2007, 172(1): 1-13.
- [7] 杨虎, 石炎福. 气固流化床中空隙率研究 [J]. 四川轻化工学院学报, 2001, 14(1): 5-9.
- [8] 杨虎, 马燮, 陈虹, 等. 气固流化床中空隙率波动信号的自由度数确定 [J]. 天然气化工, 2006, 31(5): 66-69.
- [9] 张志攀, 刘会娥, 罗国华, 等. X 射线投影成像法测量气固流化床中的固含分布—(1) 原理及图像处理办法 [J]. 过程工程学报, 2002, 2(5): 400-405.
- [10] Wu B, Yu G, Bellehumeur C, et al. Dynamic Flow Behavior Measurements in Gas-Solid Fluidized Beds Using Different Non-intrusive Techniques and Polyethylene Powder [J]. Flow Measurement and Instrumentation, 2007, 18(5/6): 197-203.
- [11] Kozanoglu B, Chanes J, Cuautele D, et al. Hydrodynamics of Large Particle Fluidization in Reduced Pressure Operations: An Experimental Study [J]. Powder Technol., 2002, 125(1): 55-60.
- [12] Wei F, Lin H, Cheng H, et al. Profiles of Particle Velocity and Solids Fraction in a High Density Riser [J]. Powder Technol., 1998, 100(2/3): 183-189.
- [13] Geldart D. Type of Gas Fluidization [J]. Powder Technol., 1973, 7(5): 285-292.
- [14] Zhu H, Zhu J, Li G, et al. Detailed Measurements of Flow Structure inside a Dense Gas-Solids Fluidized Bed [J]. Powder Technol., 2008, 180(3): 339-349.

## Solid Concentration Distribution in a Gas–Solid Fluidized Bed

CAI Jin<sup>1</sup>, LI Tao<sup>1</sup>, SUN Qi-wen<sup>2</sup>, YING Wei-yong<sup>1</sup>, FANG Ding-ye<sup>1</sup>

*(1. Engineering Research Center of Large Scale Reactor Engineering and Technology, Ministry of Education, State Key Laboratory of Chemical Engineering, East China University of Science and Technology, Shanghai 200237, China;*

*2. Shanghai Yankuang Energy R&D Co., Ltd., Shanghai 201203, China)*

**Abstract:** The experiments were conducted in a cold conventional fluidized bed using fiber optical probe as the detecting apparatus. The system comprises a replaceable gas distributor in a 0.284 m internal diameter acrylic column, a compressor, a series of knock-out drum, a freezer dryer, a rotameter, a fiber optic probe system and a series of cyclone. The experiments were carried out at ambient conditions and under different superficial gas velocities ranging from 0.3 to 0.5 m/s and different initial bed height ranging from 0.6 to 1.5 m using air as the fluidizing gas. A mixture of sands ranging from 154 to 180  $\mu\text{m}$  diameter and average density of 2550  $\text{kg}/\text{m}^3$  were used as the fluidizing particles. The effects of radial distance, axial distance, superficial gas velocity, initial bed height, porosity and shape of distributor on solid concentration in the bed were examined. The experimental results show that the time-averaged solid concentration increases in the dense phase area with the increase of superficial gas velocity. The shape of distributor does not exert much influence on the solid concentration while the smaller porosity of distributor gives rise to a lower and steeper solid concentration distribution. The initial bed height influences the solid concentration distribution contours significantly.

**Key words:** solid concentration; gas–solid fluidized bed; distributor; initial bed height; porosity