

研究论文

高密度液固循环流化床流动特性研究及数值模拟

聂向锋, 卢春喜, 蓝兴英

(中国石油大学(北京)重质油国家重点实验室, 北京 102249)

摘要: 在 $\phi 80 \text{ mm} \times 8000 \text{ mm}$ 的液固循环流化床提升管中, 利用实心玻璃珠和常温水, 采用实验和数值模拟相结合的方法对高密度液固循环流化床的流动特性进行了考察。实验发现, 高密度液固提升管中, 颗粒固含率和颗粒速度径向分布均为抛物线分布, 轴向平均固含率分布总体上为下浓上稀的波动形式分布, 颗粒在提升管中的流动表现出加速-减速-再加速直至充分发展的过程。这种分布特征与较高颗粒浓度、较高表观液速和颗粒循环速率及喷管式液体分布器的影响有关。液固提升管中固体颗粒的停留时间分布曲线均为尖而窄、较对称且没有明显拖尾的单峰分布, 这表明颗粒基本是以弥散颗粒形式存在, 颗粒停留时间分布较为均匀。通过将数值模拟结果与实验结果进行比较发现, 模拟值与实验值吻合较好, 说明所建立的数学模型较为合理, 进一步通过数值模拟实验对颗粒密度和颗粒粒径对流动特性的影响规律进行了考察。

关键词: 高密度液固循环流化床; 固含率; 颗粒速度; 颗粒停留时间分布

中图分类号: TQ 051.13

文献标识码: A

文章编号: 0438-1157 (2008) 06-1366-11

Experimental and computational investigation on hydrodynamics in high-density liquid-solid circulating fluidized bed

NIE Xiangfeng, LU Chunxi, LAN Xingying

(State Key Laboratory of Heavy Oil, China University of Petroleum, Beijing 102249, China)

Abstract: Hydrodynamic behavior in a high-density liquid-solid circulating fluidized bed (HDLSCFB), 80 mm in ID and 8000 mm in height was investigated experimentally and computationally. The experiment found that both the radial particle hold-up and velocity distribution in the riser was parabola-shaped, while the axial average particle hold-up and velocity distribution was wave-shaped, indicating that the glass beads particles in the riser experienced a second acceleration process before reaching a fully developed flow at the top section of the riser. This was believed to be closely related to the high particle hold-up in the riser, high U_t and G_s as well as the application of tubular distributor at the bottom of the riser. The experimental results also showed that the profile of the particle residence time distribution of LSCFB had a sharp narrow symmetrical peak with no tail, suggesting a rather uniform residence time distribution of solids, a small extent of solids dispersion and a plug flow-like structure. CFD simulation results agreed well with those obtained by experiment, indicating that the computational model was suitable for simulation and prediction. Based on the computational model, the influence of particle density and diameter on the hydrodynamics was also predicted.

Key words: high-density liquid-solid fluidized bed; particle hold-up; particle velocity; particle residence time distribution

2007-10-29 收到初稿, 2008-01-17 收到修改稿。

联系人: 卢春喜。第一作者: 聂向锋 (1976-), 男, 博士研究生。

基金项目: 国家自然科学基金项目 (20676147)。

Received date: 2007-10-29.

Corresponding author: Prof. LU Chunxi. E-mail: lcx725@sina.com

Foundation item: supported by the National Natural Science Foundation of China (20676147).

引言

近年来, 由于液固循环流化床在石油化工、生物工程、冶炼过程以及食品加工工业中的广泛应用, 其研究备受关注^[1-4]。其中, 固体酸烷基化工艺是近年来正在开发的重要的经济环保型石化工艺过程之一, 利用液固循环床液固接触充分、操作灵活、颗粒循环流动的优点, 可以将固体酸催化剂的反应、再生过程高效紧凑地组合在循环回路中, 使催化剂颗粒短时反应即再生, 反应、再生连续进行, 从而保证烷基化工艺的顺利进行, 因此液固循环流化床在该工艺过程中具有良好的应用前景。

Liang 等^[5-8]、Zheng 等^[9-12]、张欢等^[13-14]、Roy 等^[15]对液固循环床提升管的流动特性进行了详细考察, 发现液固循环流化床具有均匀的轴向颗粒分布、不均匀的径向颗粒分布特征以及典型的环核流动结构。Feng 等^[16]着重考察了装置几何尺寸、操作条件及颗粒物性对流动特性的影响。Roy 等^[15]、Cheng 等^[17]则通过数值模拟的方法对液固提升管流动特性进行了考察, 得到了令人满意的结果。但是, 这些研究都是在较低颗粒含率和较低颗粒循环速率范围内进行的, 这与工业中高密度、高循环通量的操作要求差距较大。因此, 对高密度液固循环床的研究更为迫切。

在气固系统中, 高密度循环流化床 (high-density circulating fluidized bed, HDCFB) 的研究已经逐步展开。高密度循环流化床的概念最先由 Bi 等^[18]在 1993 年提出。Grace 等^[19]在 1999 年提出了用流化床单位截面颗粒流率及床内颗粒体积分数来定义高密度循环流化床, 即单位床层截面的固体颗粒流率 G_s 大于 $200 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$; 固体颗粒在床内的体积分数大于 0.1。高密度循环流化床的主要流动特征有: 整个提升管内包括壁面处颗粒都向上运动; 颗粒浓度在径向上存在浓度梯度, 但没有明显的环核结构; 颗粒浓度在轴向上的分布相对比较均匀; 两相接触良好等。

但在液固系统中, 高密度循环流化床的研究尚未见报道。本文在较高表观液速和颗粒循环速率操作条件下, 对高密度液固循环流化床的流动特性进行了详细考察。此外, 还利用数值模拟的方法对实验结果进行了验证并进一步做出预测, 为高密度液固循环床的工业应用提供实验和理论依据。

1 实验装置及测试方法

实验装置如图 1 所示, 主要由提升管 ($\phi 80 \text{ mm} \times 8000 \text{ mm}$)、流化床 ($\phi 500 \text{ mm} \times 4000 \text{ mm}$)、颗粒储罐 ($\phi 500 \text{ mm} \times 3000 \text{ mm}$)、水箱、缓冲罐、水泵及循环管线构成。实验流程是: 水泵 2 将水箱 1 中的水送至缓冲罐 3, 经流量计 4 计量后分两路进入提升管 5 底部。一路为主流水, 从提升管底部经主流水分布管进入; 另一路为辅助水, 从提升管底部旁路入口进入。固体颗粒从储罐 8 进入循环管线 9, 并在松动水输送作用下进入提升管下部。颗粒被水流夹带输送至提升管出口进入流化床 7 进行液固分离。分离后固体颗粒经过计量后返回颗粒储罐, 构成固体颗粒循环。水流从流化床顶部返回水箱循环使用。各操作液速由流量计计量, 颗粒循环由蝶阀控制, 颗粒循环速率由计量罐测得。实验采用常温自来水为流化介质, 实心玻璃珠为颗粒相。实心玻璃珠的平均粒径为 $590 \mu\text{m}$, 颗粒密度为 $2420 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$, 玻璃珠粒径 (d_p) 分布见表 1。

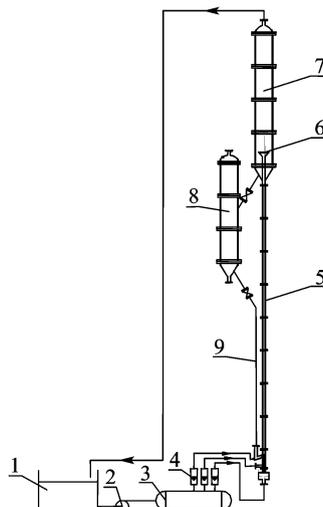


图 1 实验装置流程示意图

Fig. 1 Schematic diagram of experiment setup
1—liquid reservoir; 2—pump; 3—buffer; 4—flow meters;
5—riser; 6—lotus-shaped distributor; 7—fluidized bed;
8—particle storage vessel; 9—particle circulating pipe

表 1 玻璃珠粒径分布

Table 1 Glass beads size distribution

$d_p/\mu\text{m}$	Volume fraction/%
<300	1.45
300—355	2.05
355—455	2.95
455—600	58.60
600—900	34.85

实验采用 PV-4A 型光纤速度密度测量仪, 对液固循环床提升管中不同轴、径向位置在不同表观液速和颗粒循环速率下的颗粒含率、颗粒速度进行测量。采用磷光示踪法考察液固循环床提升管中颗粒停留时间分布。磷光示踪测量方法及仪器见文献 [20], 对自行研制防水磷光示踪颗粒进行了标定, 并对实验仪器进行了防水处理和灵敏度校验。

2 实验结果和讨论

实验研究发现, 在实验操作条件下, 液固提升管中中心和边壁颗粒均向上运动, 床内颗粒体积分数均大于 0.1, 液固接触充分, 为典型的高密度循环流化床操作。

2.1 固含率分布

2.1.1 固含率的径向分布 图 2 为不同操作条件下各轴向位置固含率径向分布。由图 2 可以看出, 不同操作条件下各轴向位置颗粒固含率径向分布均为抛物线分布, 但不同轴向位置固含率径向分布对操作条件变化的敏感度不同。随着表观液速的增

加, 各点固含率均减小, 但第一测量截面 $H=0.3\text{ m}$ 的固含率径向分布不均匀性明显增加, 中心区和边壁区过渡点向管中心方向移动, 两区固含率值差异明显增大, 而其他轴向截面固含率径向分布不均匀性则基本不变, 中心区和边壁区分布特征没有明显变化。这种分布特征显然与较高的颗粒浓度、较高的操作液速和颗粒循环速率及喷管式液体分布器的采用有关。喷管式液体分布器具有较强的加速作用, 第一测量截面距离喷管式分布器分布管出口较近, 颗粒浓度较高, 分布管出口的高速射流和卷吸作用又明显增加了第一截面固含率径向分布的不均匀性, 表观液速越高, 则不均匀性越大。其他测量截面则距离分布管口较远, 随着轴向高度增加, 高速射流和卷吸作用对径向分布的影响明显减弱, 因此其固含率径向分布的不均匀性没有明显变化。

由图 2 还可以看出, 当表观液速一定时, 随着颗粒循环速率的增大, 各点固含率均增大, 第一测量截面固含率径向分布不均匀性明显增加, 其他轴向测量截面固含率径向分布不均匀性则变化不大。

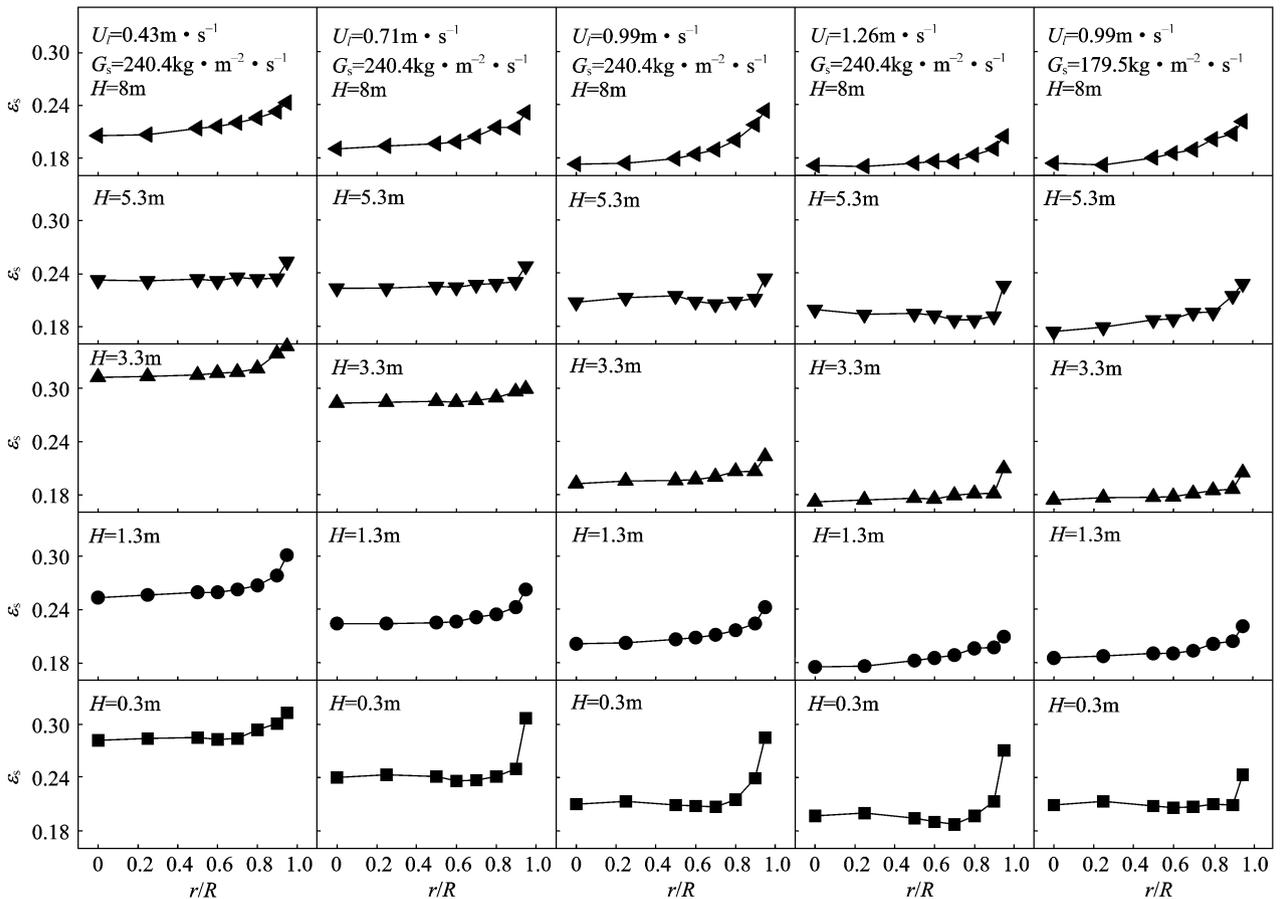


图 2 不同操作条件下各轴向位置固含率径向分布

Fig. 2 Radial particle hold-up distribution at different axial positions under different operating conditions

这表明，在轴向第一截面，颗粒循环速率的增大导致边壁附近固含率增加更多，所以不均匀性增大。相比之下可以看出，表观液速对固含率径向分布沿轴向发展的影响比颗粒循环速率的影响更为明显。

综上所述可以看出，提升管下部受分布器和操作条件影响较大，固含率量值和分布均匀性变化明显。提升管中、上部固含率径向分布量值受操作条件变化的影响发生变化，但分布均匀性则基本不变，这与气固高密度循环床流动特征一致^[21-22]。

2.1.2 平均固含率的轴向分布 图3为不同操作条件下各轴向位置平均固含率分布。由图3可以看到，提升管轴向平均固含率分布总体上为下浓上稀的波动形式分布，颗粒在提升管中的流动表现出加速—减速—再加速直至充分发展的过程。这是因为，大量高浓度颗粒进入提升管下部，被喷管式液体分布器的高速水流夹带卷吸迅速向上加速运动。经过最初的加速段后，随着轴向高度的增加，管底液体分布器的加速作用逐渐减弱，同时浓度较高的颗粒之间碰撞作用以及与管壁之间的摩擦不断增强，因此颗粒在提升管中不能及时加速向上运动，因而会在提升管中某高度段聚集，造成此段区域截面颗粒平均浓度的增加；同时，颗粒速度的降低使颗粒相互之间的碰撞作用以及管壁之间的摩擦减弱，浓相段颗粒逐渐分散并先后在水流带动下加速向上运动。当水流对颗粒的曳力与颗粒之间的相互碰撞力、颗粒的重力以及管壁摩擦力逐渐达到平衡，截面颗粒平均浓度沿轴向的分布逐渐变得均匀，直至提升管出口。这种轴向平均固含率下浓上稀的波动形式分布，与传统研究认为的液固循环流化床中颗粒密度沿轴向均匀分布^[5]明显不同，这与较高的颗粒浓度、较高表观液速和颗粒循环速率及采用具有较强加速能力的喷管式液体分布器等因素有关。同时，这与气固系统中循环床提升管中粗重颗粒浓度的轴向波动形式分布^[23]较为相似。

此外，从图3还可以看出，随着表观液速的增加，低液速时出现的中部浓相段浓度逐渐降低，出现位置逐渐升高，直至完全消失，颗粒平均固含率轴向分布逐渐变得均匀。这主要是由于较高的液速把更多的颗粒带到提升管中、上部空间造成的。这表明，较高的操作液速有利于改善平均固含率的轴向均匀分布。图3还表明，表观液速对平均固含率轴向分布的影响比颗粒循环速率更为明显。

2.2 颗粒速度分布

2.2.1 颗粒速度的径向分布 图4为不同操作条

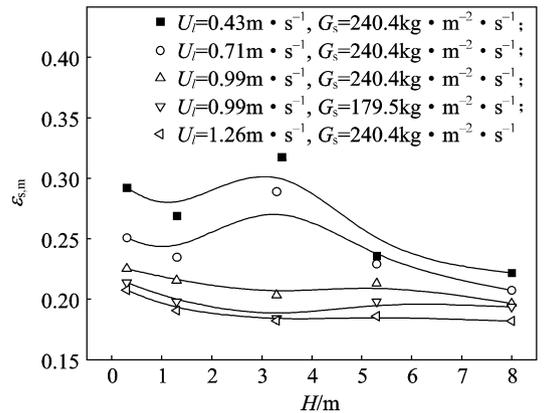


图3 不同操作条件下轴向平均固含率分布
Fig. 3 Axial distribution of average particle hold-up under different operating conditions

件下各轴向位置颗粒速度的径向分布。由图4可以看出，颗粒速度径向分布均呈抛物线分布，不同轴向位置颗粒速度分布对操作条件变化的敏感程度与固含率相似，即操作条件对 $H=0.3\text{ m}$ 第一截面影响较为明显，对其他截面影响不大。随着表观液速的增加，各点颗粒速度分布的不均匀程度减小，但第一测量截面的颗粒速度径向分布不均匀性明显增加，中心区和边壁区颗粒速度分布差异明显增大，而其他轴向截面颗粒速度径向分布不均匀性则变化不大，中心区和边壁区颗粒速度分布特征没有明显变化。这种分布特征显然也与较高颗粒浓度、较高表观液速和颗粒循环速率及喷管式液体分布器的影响有关。同时可以看到，提升管中颗粒速度径向分布沿轴向的发展及总体分布特征与前面所述固含率的分布特征相一致。

2.2.2 平均颗粒速度的轴向分布 考虑到颗粒浓度在径向上不均匀分布对计算平均颗粒速度的影响，因此定义截面平均颗粒速度为颗粒速度沿径向的质量加权平均。则截面平均颗粒速度定义为

$$\bar{U}_p = \frac{\int_0^R U_p(r) \epsilon_s(r) 2\pi r dr}{\int_0^R \epsilon_s(r) 2\pi r dr} \quad (1)$$

截面平均颗粒速度的轴向分布如图5所示。由图5可以看出，随轴向高度的增加，颗粒速度呈现先增大后减小再增大到逐渐平稳的过程，这与前文截面平均固含率的轴向分布规律相一致。此外，随着表观液速的增大，低液速时提升管中部出现的颗粒速度先较小后增大的过程逐渐消失，最后颗粒速度轴向上趋于分布均匀。这表明，较高的表观液速

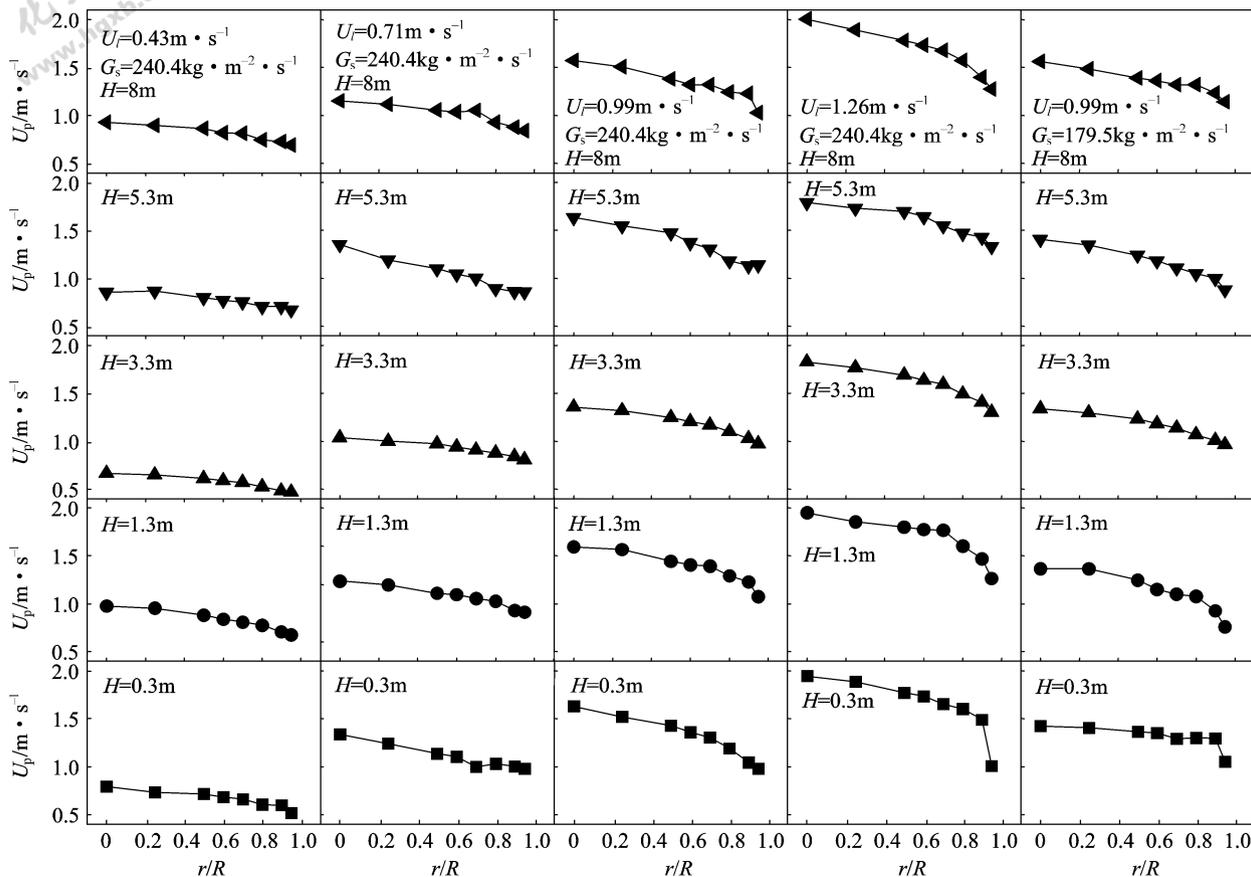


图 4 不同操作条件下各轴向位置颗粒速度径向分布

Fig. 4 Radial particle velocity distribution at different axial positions under different operating conditions

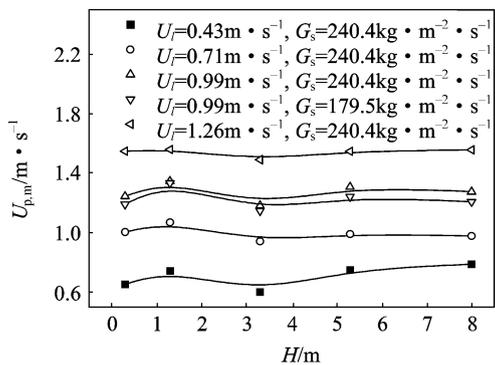


图 5 不同操作条件下轴向平均颗粒速度分布

Fig. 5 Axial distribution of average particle velocity under different operating conditions

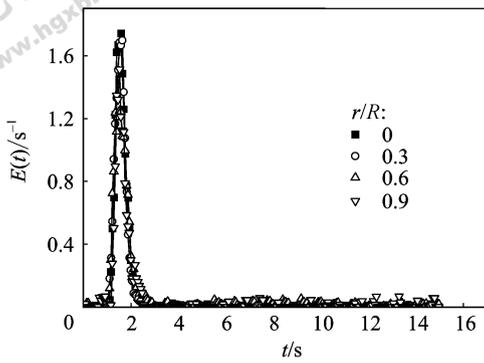
有利于改善颗粒速度在轴向上的均匀分布。

2.3 颗粒停留时间分布

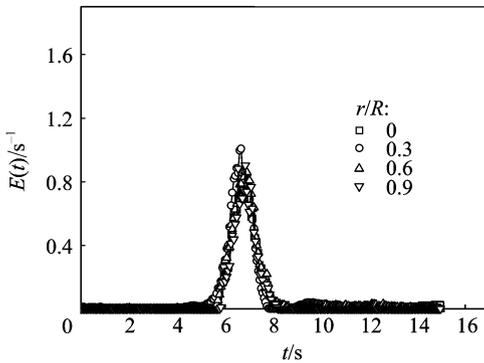
停留时间分布 (RTD) 表明了颗粒流动特性和颗粒混合的程度, 对反应器设计和放大、单元操作和优化十分重要。提升管中不同轴、径向位置固体颗粒停留时间分布曲线如图 6 所示。由图 6 可以看出, 液固提升管中固体颗粒的停留时间分布曲线

均为尖而窄、较为对称且没有明显拖尾的单峰分布, 这与气固体系中的双峰分布^[24]或者单峰长拖尾分布^[25]明显不同。这表明液固提升管中, 颗粒停留时间分布较为均匀, 颗粒混合较小, 这显然与液固体系中颗粒分布状态和较为均匀的两相流动结构^[5]有关。在液固提升管中, 固体颗粒基本均以弥散颗粒的形式存在, 因此颗粒停留时间分布只能以单峰形式存在。这与气固体系不同, 气固提升管中, 由于弥散颗粒和颗粒团不同扩散效应的综合作用, 因此颗粒停留时间分布为双峰形式分布。同时, 实验研究表明^[26], 在较高操作液速下, 液固提升管中不管中心区还是边壁区的颗粒都向上运动, 边壁区基本没有颗粒返混存在, 属于第二种类型的上行式环核流动结构, 这显然比气固提升管中中心区颗粒向上边壁区向下运动的第一种类型内循环式环核流动结构均匀稳定得多, 这也造成颗粒混合较小, 流动结构较为稳定。

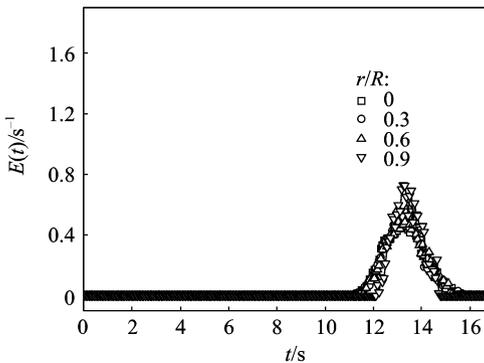
此外, 由图 6 还可以看出, 在相同表观液速下, 随着轴向高度增加, 出峰时间逐渐增加, 最大



(a) $U=0.43 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$, $G_s=240.4 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$, $L=1 \text{ m}$



(b) $U=0.43 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$, $G_s=240.4 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$, $L=4 \text{ m}$



(c) $U=0.43 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$, $G_s=240.4 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$, $L=8 \text{ m}$

图 6 不同轴、径向位置停留时间分布

Fig. 6 RTD of particle at different axial and radial positions

峰高逐渐降低，峰宽逐渐增大，说明轴向扩散从入口到出口一直在进行，并且逐渐增强。图 6 还表明，不同径向位置颗粒停留时间分布曲线基本吻合，颗粒径向扩散均匀，即使在 $L=1 \text{ m}$ 的第一轴向测量高度也是如此。这显然和喷管式液体分布器出口高速液流造成的强烈湍流和返混有关。

3 数值模拟

本研究建立了合适的流体动力学模型，结合具

体实验工况，采用 Fluent6.1 软件对数学模型进行了数值求解，对提升管内流动特性进行了数值模拟，并将模拟结果与实验值进行了比较。

3.1 数学模型

本研究中液固两相流动模型选用欧拉双流体模型，湍流模型选用标准 $k-\epsilon$ 双方程模型。忽略流体相密度的脉动、颗粒质量变化率的脉动以及非定常关联项，双流体模型中流体相控制方程组和颗粒相控制方程组可以用一个统一的形式^[27]表示为

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho_k \alpha_k \bar{\phi}_k) + \frac{\partial}{\partial x_j}(\rho_k \alpha_k u_{kj} \bar{\phi}_k) = \frac{\partial}{\partial x_j}(\Gamma_{\phi,k} \frac{\partial \bar{\phi}_k}{\partial x_j}) + \psi_{\phi,k} \quad (2)$$

式中 k 一般指流体相和固体相； ϕ_k 表示某种物理量，如速度分量、质量分数、流体相湍流动能和湍流动能散率等； $\psi_{\phi,k}$ 包含各相自身的源项和相与相之间的作用（相间质量、动量、能量交换等）。式（2）加上一些构成源 $\psi_{\phi,k}$ 和输运系数 Γ_{ϕ} 的模型及一些本构方程就可得到双流体完整的封闭控制方程组。

双流体模型中，颗粒相动量守恒方程中颗粒压力、黏度、相间动量交换系数、曳力系数等的确定十分重要，能否准确地给出这些物理量，尤其是在颗粒相含量较高时，将直接关系到模型预测的准确性^[28]。

本研究中，颗粒相压力为

$$p_2 = \alpha_2 \rho_2 \Theta_2 [1 + 2g_0 \alpha_2 (1 + e)] \quad (3)$$

颗粒相黏度包括体积黏度和剪切黏度两部分，体积黏度为

$$\mu_1 = \frac{4}{3} \alpha_2^2 \rho_2 d_2 g_0 (1 + e) \sqrt{\frac{\Theta_2}{\pi}} \quad (4)$$

剪切黏度为

$$\mu_2 = \frac{4}{5} \alpha_2 \rho_2 d_2 g_{0,22} (1 + e_{22}) \left(\frac{\Theta_2}{\pi}\right)^{\frac{1}{2}} + \frac{10 \rho_2 d_2 \sqrt{\Theta_2 \pi}}{96 \alpha_2 (1 + e_{22}) g_{0,22}} \left[1 + \frac{4}{5} g_{0,22} \alpha_2 (1 + e_{22})\right]^2 \quad (5)$$

相间动量交换系数采用改进的 Gidaspow 曳力模型^[28]，当 $\alpha_1 > 0.8$ 时

$$K_{12} = \frac{3}{4} C_D \frac{\alpha_2 \rho_1 \rho_2 |\bar{v}_2 - \bar{v}_1|}{d_2} \alpha_1^{-2.65} \quad (6)$$

其中，曳力系数 C_D 采用 Nguyen 提出的各个区域内阻力系数^[28]计算公式

$$C_D = \frac{3}{16} + \frac{24}{\alpha_1 Re_2}, \quad \alpha_1 Re_2 < 0.01 \quad (7)$$

$$C_D = \frac{24}{\alpha_1 Re_2} [1 + 0.1315(\alpha_1 Re_2)^{0.82-0.05\omega}],$$

$$0.01 \leq \alpha_1 Re_2 < 20 \quad (8)$$

$$C_D = \frac{24}{\alpha_1 Re_2} [1 + 0.1935(\alpha_1 Re_2)^{0.6305\omega}],$$

$$20 \leq \alpha_1 Re_2 < 260 \quad (9)$$

$$\lg C_D = 1.6435 - 1.1242\omega + 0.1558\omega^2,$$

$$260 \leq \alpha_1 Re_2 < 1500 \quad (10)$$

$$\lg C_D = -2.4571 + 2.5558\omega - 0.9295\omega^2 + 0.1049\omega^3,$$

$$\alpha_1 Re_2 \geq 1500 \quad (11)$$

其中 $\omega = \lg(\alpha_1 Re_2)$ (12)

当 $\alpha_1 < 0.8$ 时

$$K_{12} = 150 \frac{\alpha_2(1-\alpha_1)\mu_1}{\alpha_1 d_2^2} + 1.75 \frac{\rho_1 \alpha_2 |\bar{v}_2 - \bar{v}_1|}{d_2} \quad (13)$$

可看出，此单颗粒曳力系数对低 Reynolds 数范围内描述得较细腻。模型中通用常数为 $C_1 = 1.44$, $C_2 = 1.92$, $\sigma_k = 1.0$, $\sigma_\epsilon = 1.3$ 。

3.2 边界条件

(1) 入口条件 分别定义主流水入口、辅流水入口、松动水入口 3 个入口速度，各物理量都取均匀入口条件。入口处的 k 和 ϵ 可通过湍流强度 I 和水力直径 D_H 间接得到

$$k = \frac{3}{2} (v_{avg} I)^2 \quad (14)$$

$$\epsilon = C_\mu^{0.75} k^{1.5} / l \quad (15)$$

$$l = 0.07 D_H \quad (16)$$

(2) 壁面条件 在壁面处采取无滑移边界条件，近壁面处采用标准壁面函数。

(3) 出口条件 出口处采用 Pressure out 出口边界。

3.3 网格划分

模拟研究中采用的网格为三维网格。采用结构化网格和非结构化网格相结合的形式对整个装置进行网格划分。对于结构较为复杂、接口较多的提升管下部，采用非结构化网格进行划分并进行了局部加密。提升管下部网格划分如图 7 所示。

3.4 计算方法

采用 Fluent6.1 软件对所建立的数学模型进行求解，用 SIMPLE 算法求解压力-速度耦合方程，动量、能量、组分、湍动能和湍流耗散率的离散格式均取一阶迎风差分格式。

3.5 模拟结果分析及预测

图 8 (a) ~ (d) 分别为固含率、颗粒速度、

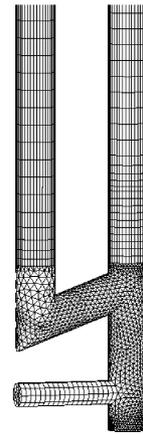


图 7 提升管下部非结构化网格划分

Fig. 7 Grid of bottom of riser

轴向平均固含率和颗粒停留时间分布实验值与模拟值比较。由图 8 (a)、(b) 可以看出，固含率和颗粒速度径向分布实验值与模拟值吻合较好；由图 8 (c) 可以看到，平均固含率轴向分布实验值和模拟值吻合情况基本良好；由图 8 (d) 可以看到，颗粒停留时间分布曲线的实验值和模拟值中，尽管单峰的局部特征如峰宽、最大峰高还有一定差别，但出峰时间吻合较好，曲线分布特征基本相同。

总体而言，模拟值与实验值吻合较好，说明建立的数学模型较为合理可靠，计算较为准确，可以对装置流动特性的研究和装置结构的优化进行预测和指导。因此，在所建立的模型基础上，采用数值模拟的方法对颗粒密度和颗粒粒径对提升管内两相流动的影响进行了考察。

3.5.1 颗粒密度 在保持各操作参数不变的条件下，分别对不同密度的颗粒在提升管内的流动情况进行数值模拟研究，考察了颗粒密度对提升管内液固两相流动规律的影响。

图 9 (a) ~ (c) 分别为不同颗粒密度下液相提升管中固含率径向分布、颗粒速度径向分布和颗粒停留时间分布的情况。由图 9 (a)、(b) 可见，随着颗粒密度的增大，提升管内各点固含率减小，颗粒速度减小。这是因为在保持表观液速和颗粒循环速率不变的情况下，随着颗粒密度的增大，单位时间进出提升管的颗粒总数减少，同时液体对颗粒的携带能力减小，因此提升管内单位体积的颗粒数量减少，固含率减小，颗粒速度降低。图 9 (c) 为不同颗粒密度下提升管内颗粒停留时间分布图，颗粒密度越大，颗粒速度越低，颗粒离开提升管所需的时间越长， $E(t)$ 曲线出现最大值的时间越长。

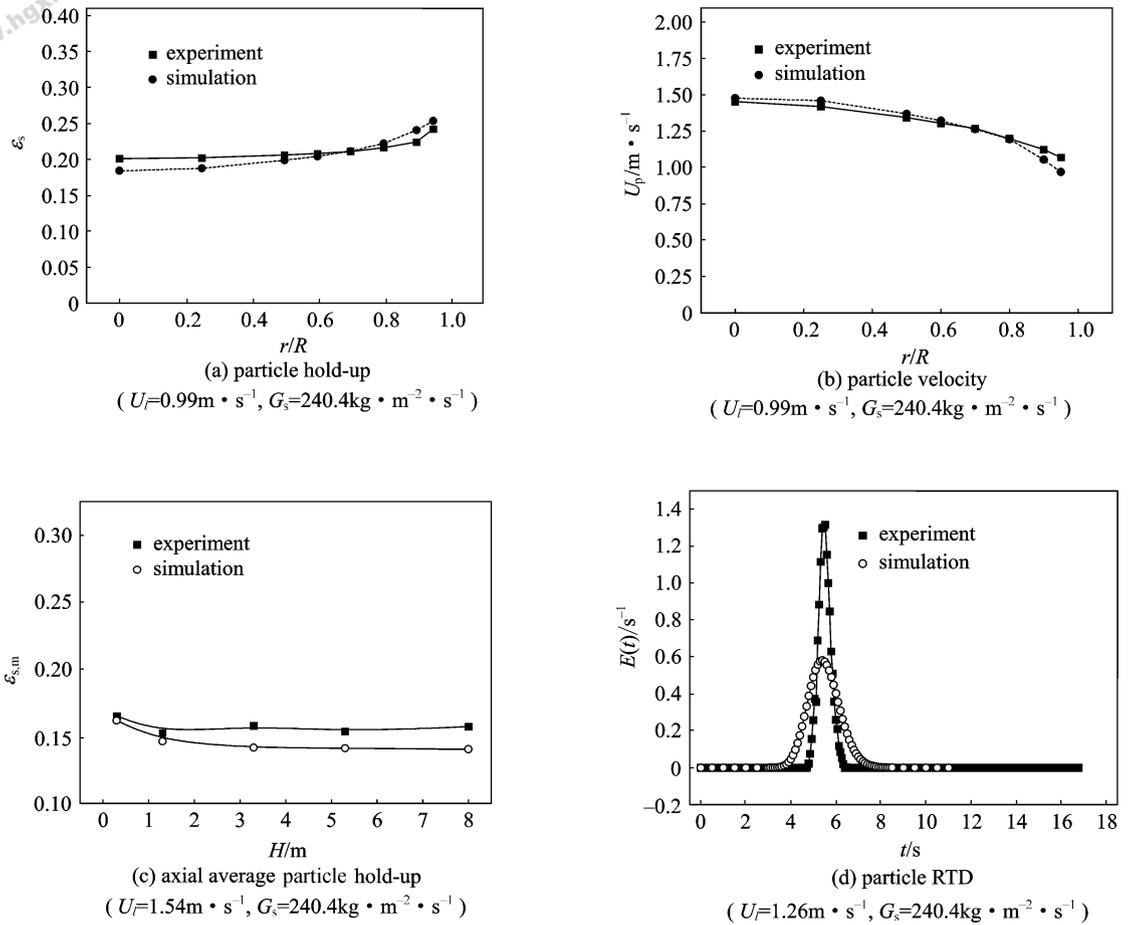


图8 固含率、颗粒速度、轴向平均固含率和颗粒停留时间分布实验值与模拟值比较

Fig. 8 Comparison between experimental and simulation results

3.5.2 颗粒粒径 在保持各操作参数不变的情况下，分别对不同粒径的颗粒在提升管内的流动情况进行数值模拟研究，考察了颗粒粒径对提升管内液固两相流动规律的影响。

图10(a)~(c)分别为不同颗粒粒径下液固提升管中固含率径向分布、颗粒速度径向分布和颗粒停留时间分布的情况。由图10(a)、(b)可见，随着颗粒粒径的增大，提升管内各点固含率、颗粒速度均变大。这是因为随着颗粒粒径的增加，单位时间进出提升管的颗粒总数减少，但液体对颗粒的携带能力明显增大，因此提升管中单位体积内颗粒浓度依然升高，固含率增加，颗粒速度增大。图10(c)为不同颗粒粒径下提升管内颗粒停留时间分布图，颗粒粒径越大，颗粒速度越高，颗粒离开提升管所需的时间越短， $E(t)$ 曲线出现最大值的时间越短。

4 结论

通过实验和数值模拟两种手段分别考察了液固循环流化床提升管在较高固含率、操作液速和颗粒循环速率条件下的流动特性，得出结论如下。

(1) 高密度液固提升管中，固含率和颗粒速度径向分布均为抛物线分布，提升管轴向平均固含率分布总体上为下浓上稀的波动形式分布，颗粒在提升管中的流动表现出加速—减速—再加速直至充分发展的过程。这种分布特征与较高颗粒浓度、较高表观液速和颗粒循环速率及喷管式液体分布器的影响有关。

(2) 液固提升管中固体颗粒的停留时间分布曲线均为尖而窄、较为对称且没有明显拖尾的单峰分布，这表明液固提升管中固体颗粒基本均以弥散颗粒的形式存在，颗粒停留时间分布较为均匀，颗粒

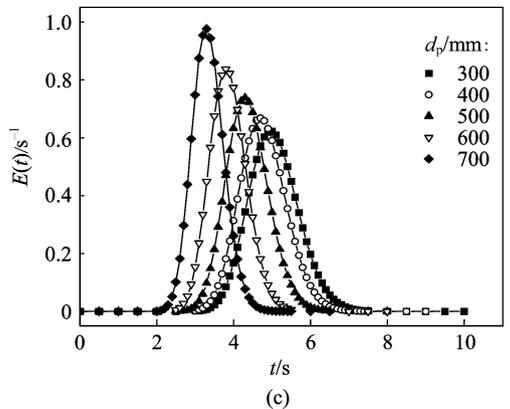
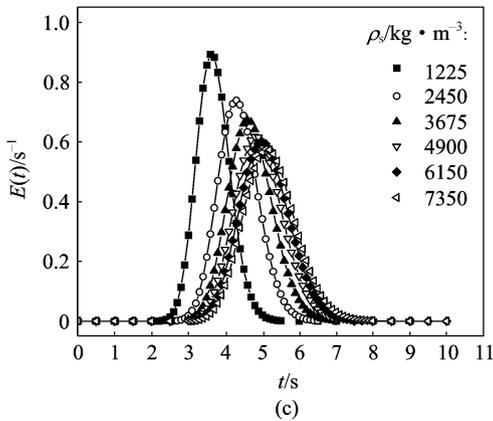
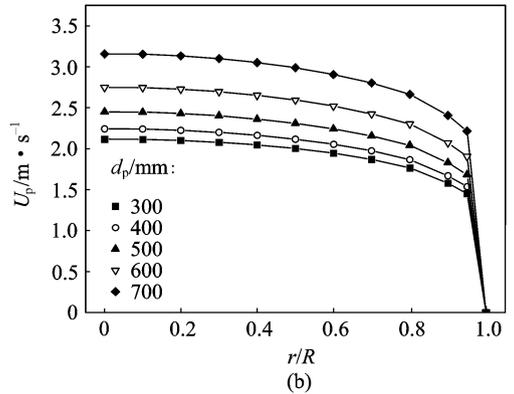
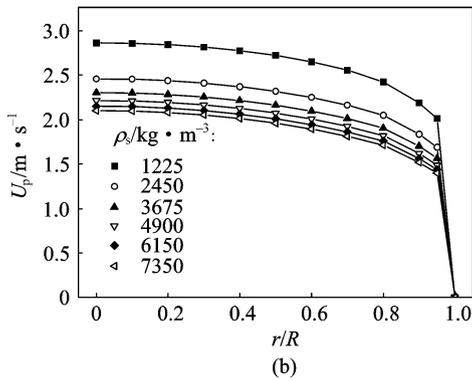
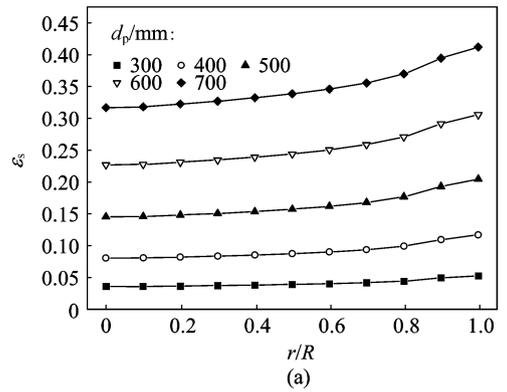
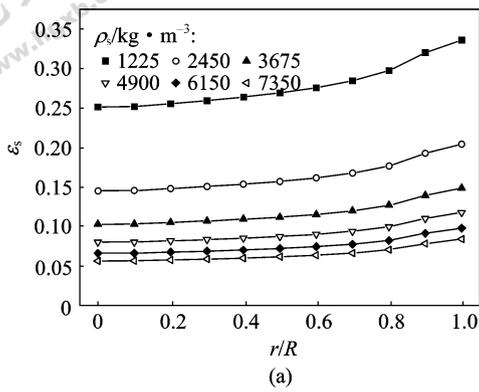


图 9 颗粒密度对两相流动的影响

Fig. 9 Influence of particle density on hydrodynamics

图 10 颗粒粒径对两相流动的影响

Fig. 10 Influence of particle diameter on hydrodynamics

混合较小。颗粒轴向扩散从低到高并且逐渐增强；颗粒径向扩散均匀，这与喷管液体分布器出口高速液流造成的强烈湍流和返混有关。

(3) 通过将数值模拟结果与实验结果进行比较发现，模拟值与实验值吻合较好，说明所建立的数学模型较为合理。在模型基础上，进一步通过数值模拟对颗粒密度和颗粒粒径对流动特性进行研究，发现随着颗粒密度的增大，提升管内各点固含率减小，颗粒速度降低，颗粒离开提升管所需的时间越长， $E(t)$ 曲线出现最大值的时间越长；随着颗粒

粒径的增大，提升管中各点固含率增加，颗粒速度增大，颗粒离开提升管所需的时间越短， $E(t)$ 曲线出现最大值的时间越短。

符号说明

- C_D ——曳力系数
- D_H ——水力直径
- D_k —— k 组分扩散系数
- d ——颗粒直径
- $E(t)$ ——停留时间概率密度， s^{-1}

e ——颗粒弹性恢复系数
 G_k ——湍流耗散发生率
 G_s ——颗粒循环速率, $\text{kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$
 g_0 ——颗粒径向分布函数
 I ——湍流强度
 K_{12} ——相间交换系数
 k ——流体相湍流脉动动能的时均值, $\text{m}^2 \cdot \text{s}^{-1}$
 l ——湍流特性长度, m
 p ——相平均压力
 R ——流化床内径, mm
 Re ——颗粒 Reynolds 数
 r ——径向位置, mm
 U_l ——表观液速, $\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$
 U_p ——颗粒速度, $\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$
 u_{kj} ——双流体模型中第 k 相速度在 j 方向上的分量, $\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$
 v_{avg} ——颗粒平均速度
 \bar{v}_k ——各相平均速度
 α_k ——各相含率
 Γ_k ——输运系数
 ϵ ——流体相湍流流动能耗散率, $\text{m}^2 \cdot \text{s}^{-3}$
 ϵ_s ——颗粒固含率
 $\bar{\epsilon}_s$ ——颗粒平均固含率
 Θ ——粒子温度
 μ ——颗粒相黏度
 ρ_k ——各相密度
 σ_k ——Prandtl 数
 ϕ_k ——各相物理量

下角标

k —— k 相态
 1——液体相
 2——颗粒相

References

- [1] Grace J R, Bi X T. Introduction to Circulating Fluidized Bed. London: Blackie Academic and Professional, 1997: 1-20
- [2] Feliece R D. Hydrodynamics of liquid fluidization. *Chemical Engineering Science*, 1995, **50** (8): 1213-1245
- [3] Liang W G, Jin Y, Yu Z Q. Synthesis of liner alkylbenzene in a liquid-solid fluidized bed reactor. *Journal of Chemical Technology and Biotechnology*, 1995, **62**: 98-102
- [4] Lan Q, Zhu J X, Bassi A S, Margaritis A, Zheng Y, Rower G N. Continuous protein recovery using a liquid-solid circulating fluidized bed ion exchange system; modeling and experimental studies. *Canadian Journal of Chemical Engineering*, 2000, **78** (5): 858-866
- [5] Liang W G, Zhang S L, Zhu J X, Yu Z Q, Jin Y, Wang Z W. Flow characteristics of the liquid-solid fluidized bed. *Powder Technology*, 1997, **90** (2): 95-102
- [6] Liang W G, Zhu J X, Jin Y, Yu Z Q, Wang Z W, Zhou J. Radial nonuniformity of flow structure in a liquid-solid circulating fluidized bed. *Chemical Engineering Science*, 1996, **51** (10): 2001-2010
- [7] Liang W G, Zhu J X. A core-annulus model for the radial flow structure in a liquid-solid circulating fluidized bed (LSCFB). *Chemical Engineering Journal*, 1997, **68** (1): 51-62
- [8] Liang W G, Zhu J X. Effect of radial flow nonuniformity on the alkylation reaction in a liquid-solid circulating fluidized bed (LSCFB) reactor. *Industry Engineering Chemical Research*, 1997, **36** (11): 4651-4658
- [9] Zheng Y, Zhu J X, Wen J, Martin S, Bassi A S, Margaritis A. The axial hydrodynamic behavior in a liquid-solid circulating fluidized bed. *Canadian Journal of Chemical Engineering*, 1999, **77** (2): 284-290
- [10] Zheng Y, Zhu J X. Overall pressure balance and system stability in a liquid-solid circulating fluidized bed. *Chemical Engineering Journal*, 2000, **79** (2): 145-153
- [11] Zheng Y, Zhu J X. The onset velocity of a liquid-solid circulating fluidized bed. *Powder Technology*, 2001, **114** (1): 244-251
- [12] Zheng Y, Zhu J X, Marwaha N S, Bassi A S. Radial solids flow structure in a liquid-solid circulating fluidized bed. *Chemical Engineering Journal*, 2002, **88** (1): 141-150
- [13] Zhang Huan (张欢), Wang Tiefeng (王铁峰), Wang Jinfu (王金福), Jin Yong (金涌). Study on the axial velocity of particles in a liquid-solid circulating fluidized bed using the ultrasound-Doppler technique. *Journal of Chemical Engineering of Chinese Universities* (高校化学工程学报), 2002, **16** (4): 408-414
- [14] Zhang Huan (张欢), Wang Tiefeng (王铁峰), Wang Jinfu (王金福), Jin Yong (金涌). Particle velocity field in liquid-solid circulating fluidized beds. *Journal of Chemical Industry and Engineering (China)* (化工学报), 2003, **54** (10): 1355-1360
- [15] Roy S, Dudukovic M P. Flow mapping and modeling of liquid-solid risers. *Industry Engineering Chemical Research*, 2001, **40**: 5440-5454
- [16] Feng X G, Jin S, Wu Q L, Chen J, Song C L. The hydrodynamic behavior of the liquid-solid circulating fluidized bed ion exchange system for cesium removal. *Powder Technology*, 2003, **134** (3): 235-242
- [17] Cheng Y, Zhu J X. CFD modeling and simulation of hydrodynamics in liquid-solid circulating fluidized beds. *Canadian Journal of Chemical Engineering*, 2005, **83** (2): 177-185
- [18] Bi H T, Zhu J X. Static instability analysis of circulating fluidized beds and concept of high-density risers. *AIChE J.*, 1993, **39**: 1272-1280

- [19] Grace J R, Issangya A S, Bai D R. Situating the high-density circulating fluidized bed. *AIChE J.*, 1999, **45** (10): 2108-2116
- [20] Nie Xiangfeng, Long Wenyu, Lu Chunxi, Shi Mingxian. Particle residence time distribution in liquid-solid circulating fluidized bed//The 3rd Asian Particle Technology Symposium. Beijing, 2007: 423-433
- [21] Issangya A S, Bai D, Bi H T, Lim K S, Zhu J, Grace J R. Suspension densities in a high-density circulating fluidized bed riser. *Chemical Engineering Science*, 1999, **54** (22): 5451-5460
- [22] Issangya A S, Grace J R, Bai D R, Zhu J X. Further measurement of flow dynamics in a high-density circulating fluidized bed riser. *Powder Technology*, 2000, **111** (1/2): 104-113
- [23] Lin Haibo (林海波), Huang Weixing (黄卫星), Qi Xiaobo (漆小波), Shi Yanfu (石炎福), Zhu Jingxu (祝京旭). Axial distribution of average solids holdups for coarse particles in CFB riser. *Journal of Chemical Engineering of Chinese Universities* (高校化学工程学报), 2005, **19** (3): 327-331
- [24] Du B, Wei F. Lateral solids mixing behavior of different particles in a riser with FCC particles as fluidized material. *Chemical Engineering & Processing*, 2002, **41** (4): 329-335
- [25] Harris A T, Davidson J F, Thorpe R B. Particle residence time distribution in circulating fluidized beds. *Chemical Engineering Science*, 2003, **58** (11): 2181-2202
- [26] Nie Xiangfeng (聂向锋), Lu Chunxi (卢春喜), Ma An (马安), Long Wenyu (龙文字), Shi Mingxian (时铭显). Study on the radial velocity profiles of particles in novel liquid-solid circulating fluidized bed. *The Chinese Journal of Process Engineering* (过程工程学报), 2006, **6** (2): 403-407
- [27] Zhou Lixing (周力行). Numerical Simulation on Flow and Combustion of Two Phases Turbulence (湍流两相流动与燃烧的数值模拟). Beijing: Tsinghua University Press, 1991
- [28] Yue Xiang'an (岳湘安). Liquid-Solid Two Phases Flow Foundation (液-固两相流基础). Beijing: Petroleum Industry Press, 1996