

研究论文

EMMS 曳力模型及其颗粒团模型的构建和检验

陈程, 祁海鹰

(清华大学热科学与动力工程教育部重点实验室, 北京 100084)

摘要: 准确描述颗粒团聚特性是发展完善基于多尺度最小能量原理 (EMMS) 的曳力模型的重要方向之一。提出描述颗粒团聚特性的数学模型, 不仅符合物理判断, 而且与实验结果吻合。采用颗粒团模型, 改进 EMMS 曳力模型, 与实验及直接数值模拟结果吻合较好。改进的曳力模型与欧拉-欧拉双流体方法耦合, 实现了不同工况下 A、B 类颗粒流化床流动特性的数值模拟。成功预测了颗粒非均匀分布特性、局部滑移速度、局部非均匀度以及噎塞状态。

关键词: 两相流; 流态化; 数值模拟; 颗粒团; 曳力模型

DOI: 10.3969/j.issn.0438-1157.2014.06.008

中图分类号: O 359; TQ 051

文献标志码: A

文章编号: 0438—1157 (2014) 06—2003—10

Development and validation of cluster and EMMS drag model

CHEN Cheng, QI Haiying

(Key Laboratory for Thermal Science & Power Engineering of Ministry of Education, Tsinghua University, Beijing 100084, China)

Abstract: Reasonable description of cluster parameters is significant for the development of drag model for heterogeneous gas-solids flows. This study proposed the cluster model for solids concentration in clusters and the cluster size based on theoretical analysis. The profile of cluster parameters with solids concentration had a peak locating between local solids concentration of 0.1 and 0.15, indicating largest heterogeneity there. The cluster model was validated directly by experimental data. Energy minimum multiscale method (EMMS) was improved by introducing the cluster model. The improved drag model agreed well with the experiment-based empirical model. Drag correction factors of both models first decreased and then increased with increasing solids concentration, and tended to unity at extremely small solids concentration close to zero and solids concentration at minimum fluidization. The improved drag model was coupled with the two-fluid model for simulations of gas-solids flows in CFB risers containing Geldart A and B particles. Heterogeneous solids distributions, local slip velocity, local heterogeneity and choking state were predicted and agreed well with experimental results, indicating the reasonability of the cluster and drag models.

Key words: two-phase flow; fluidization; numerical simulation; clusters; drag model

引 言

欧拉双流体方法在大型流态化系统的数值模拟方面发挥着重要作用, 但模拟准确性主要取决于

曳力模型^[1-3]。曳力描述了气固相间相互作用和流体夹带离散颗粒运动的能力。对于非均匀稠密气固两相流动过程, 无法直接测量曳力, 理论研究结合实验和数值验证成为解决曳力问题的主要方法^[4]。

2013-07-18 收到初稿, 2014-03-18 收到修改稿。

联系人: 祁海鹰。第一作者: 陈程 (1987—), 女, 博士研究生。

基金项目: 国家自然科学基金项目 (91334111)。

Received date: 2013-07-18.

Corresponding author: Prof. QI Haiying, hyqi@mail.tsinghua.edu.cn

Foundation item: supported by the National Natural Science Foundation of China (91334111).

多尺度最小能量理论 (energy minimization multiscale method, EMMS) 是建立非均匀曳力模型的有效方法^[5]。EMMS 理论以颗粒团聚物为核心, 将非均匀流态化系统分解为颗粒密相 (颗粒团)、颗粒稀相以及相互作用相 3 个均匀子系统, 通过能量分析, 建立流动稳定性条件——悬浮输送能最小, 揭示产生非均匀结构的主要机理。基于 EMMS 理论, 业已发展出若干曳力模型, 定性描述了非均匀流动引起的曳力下降特征^[6-8]。与欧拉双流体方法耦合, 计算流化床上升管内气固流动, 部分模拟结果与实验吻合。但是, 曳力模型本身仍与实验存在较大差异, 导致其不能普遍适用于多种工况条件^[9]。已有研究指出颗粒团的重要性, 并指出 EMMS 模型中颗粒团尺寸公式存在缺陷^[10]。这是因为颗粒聚集成团是导致流动非均匀性的本质原因, 准确描述颗粒团特性对非均匀曳力至关重要。现有研究集中在改进颗粒团尺寸公式, 提出隐式求解颗粒团尺寸的方法^[11], 或者将现有的颗粒团尺寸经验公式引入 EMMS 模型, 但始终未能显著提高计算准确性^[12]。

事实上, EMMS 模型还包含另一个重要的颗粒团特性——颗粒团密度或内部固含率 ε_{sc} , 却始终缺乏一个准确的计算公式。最初的 EMMS 模型属于由 8 个变量、7 个基本方程和 1 个最小能量稳定条件的非线性规划问题, 数值求解计算量大, 人们提出了等价稳定条件, 令颗粒团内部固含率恒等于临界流态化浓度 ε_{smf} , 从而便于解析求解^[5]。后续发展的 EMMS 模型进一步考虑了颗粒加速度的作用, 以便与双流体方法耦合, 实现气固流动过程的瞬态模拟^[7,13-14]。文献[13]分别引入稀、密相内部颗粒加速度 (a_f 和 a_c), 发展出 EMMS/matrix 曳力模型, 包含 10 个变量、7 个基本方程和 1 个最小能量极值条件。EMMS/matrix 模型基于能量分析, 在当地颗粒浓度和临界流态化浓度范围内, 遍历求解满足最小悬浮输送能约束的 ε_{sc} , 但结果与实验测量结果不符, 且存在不符合物理判断的突然转折^[15]。已有研究通过敏感性分析, 指出颗粒团内部固含率对曳力具有重要影响, 但始终未能给出合理的颗粒团内部固含率描述^[16]。分析其原因是由于基本方程数少于变量数, 求极值的可行域范围宽, 不利于定解求出真值。

本文基于理论分析, 提出了描述颗粒团内部固含率的数学模型, 并将其作为补充方程, 改进 EMMS/matrix 模型, 发展更准确可靠的 EMMS 曳力模型。与此同时, 修正了原有的颗粒团尺寸公式, 使其更符合物理判断。模型检验从 3 个层面展开:

一是颗粒团层面, 与颗粒团实验数据对比; 二是曳力层面, 与基于实验的半经验曳力模型对比; 三是流化床层面, 将改进的曳力模型与欧拉双流体方法耦合, 计算流化床上升管内气固流动过程, 并与实验结果对比验证。

1 颗粒团模型

稠密气固两相流动过程的典型特征是局部颗粒聚团。由于气流总是选择阻力小的路径流动, 因而自然选择绕流颗粒团, 而不是穿行颗粒团。这就导致颗粒团在下降过程中的气固滑移速度大大提高, 高于单颗粒终端沉降速度, 即颗粒团整体上受到的气流曳力远比单颗粒者小得多, 就是所谓的曳力下降。因此, 颗粒团、局部滑移速度以及曳力下降三者密切相关。

图 1 展示了实验测量的局部滑移速度随局部颗粒浓度的变化曲线^[4]。不同工况下的曲线均呈单峰分布, 且峰值位于局部颗粒浓度 ε_s (0.1, 0.15) 区间。从峰值向左右两边, v_{slip} 逐渐减小。这表明, 在 (0.1, 0.15) 范围内的某个局部颗粒浓度, 颗粒团聚最剧烈, 流动非均匀性最强。而在 ε_s 较小的稀相端和 ε_s 较大的浓相端, 颗粒团逐渐消失, 流动趋于均匀。

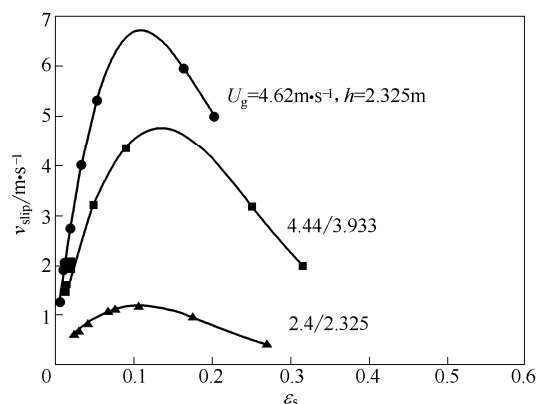


图 1 实验测量的局部滑移速度

Fig. 1 Measured local gas-solid slip velocity

图 2 中的曳力系数曲线也符合上述分析。在 $\varepsilon_s \rightarrow 0$ 的稀相端和 $\varepsilon_s > 0.4$ 的浓相端, 基于实验的半经验模型结果曲线 O-S^[1]以及直接数值模拟结果曲线 DNS^[17]趋于均匀流曳力系数, 表明颗粒团消失, 流动趋于均匀。而当 ε_s 位于 0.1~0.15 之间, 曳力下降最多, 颗粒团聚最剧烈。分析其原因, 对于局部颗粒浓度很小的稀疏流动, 以气体控制为主, 大部分颗粒以单颗粒或较小的丝束形絮状物运动, 颗粒聚集程度较弱, 因而 v_{slip} 较小, 曳力下降也较小。

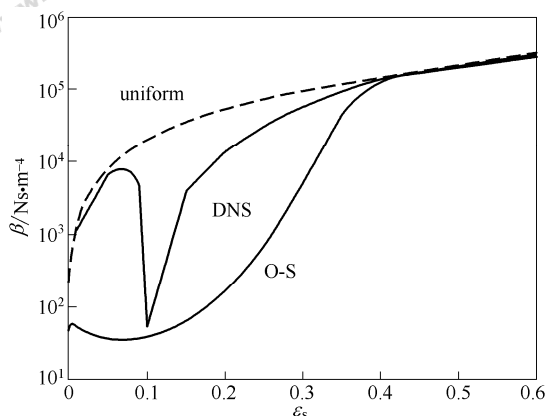


图2 曳力系数

Fig. 2 Drag coefficient

随着局部颗粒浓度增大, 气体颗粒相互协调作用, 颗粒团聚程度增强, v_{slip} 随之增大, 曳力下降幅度也增大。但对于局部颗粒浓度较高的稠密流动, 以颗粒控制为主, 大量密集堆积的颗粒很难被气流携带运动, v_{slip} 又变得很小, 曳力下降也逐渐消失。因此, 在局部颗粒浓度 (0.1, 0.15) 范围, 流动非均匀性强, 颗粒团聚剧烈, 颗粒团参数较大; 而在稀、浓两端, 颗粒团逐渐消失, 颗粒团参数趋于单颗粒参数。

1.1 颗粒团内部固含率

对于均匀流态化系统, 局部不存在颗粒团, 因而所谓颗粒团内部固含率 ε_{sc} 等于当地颗粒浓度 ε_s 。对于非均匀流态化, 局部颗粒聚集, 颗粒团内部固含率大于当地颗粒浓度, 但最大值不可能超出临界流态化浓度 ε_{smf} 。

因此, 本文定义了非均匀指数 Φ

$$\Phi = \frac{\varepsilon_{sc} - \varepsilon_s}{\varepsilon_{smf} - \varepsilon_s} \quad (1)$$

Φ 表征了颗粒聚集程度, 即颗粒团内部固含率偏离当地颗粒浓度的幅度, 在 (0, 1) 之间变化。 Φ 越大, 颗粒聚集程度越高; Φ 越小, 颗粒聚集程度越弱, 越趋于均匀流动。

根据上述分析, Φ 应呈单峰分布, 且峰值位于局部颗粒浓度 ε_s (0.1, 0.15) 范围, 在 ε_s 极小或极大的稀、浓两端, Φ 均趋于最小值 0。由此可以判断出 $\Phi(\varepsilon_s)$ 的函数形式。假设峰值位于 $\varepsilon_s = 0.15$, Φ 达到最大值 1, 且在 $\varepsilon_s = 1 - \varepsilon_{max} = 0.0003$ 和 $\varepsilon_s = \varepsilon_{smf} = 0.6$, Φ 趋于最小值 0, 由此确定 $\Phi(\varepsilon_s)$ 表达式中的各项系数

$$\Phi = \frac{A\varepsilon_s^2}{e^{B(\varepsilon_s - C)^2} - D} = \frac{30.35\varepsilon_s^2}{e^{15.37(\varepsilon_s + 0.03)^2} - 0.96} \quad (2)$$

结合式(1), 可以得到描述颗粒团内部固含率的数学模型

$$\varepsilon_{sc} = \varepsilon_s + \frac{30.35\varepsilon_s^2}{e^{15.37(\varepsilon_s + 0.03)^2} - 0.96} (\varepsilon_{smf} - \varepsilon_s) \quad (3)$$

颗粒团内部固含率随局部颗粒浓度的变化关系如图3所示。对于均匀流动系统, 不存在颗粒团, 所谓的颗粒团内部固含率即当地颗粒浓度, 因此斜率为 1 的虚线代表均匀状态。由式(3)得到的曲线表明, 在局部颗粒浓度较小或较大的稀、浓两端, 流动趋于均匀, 颗粒团内部固含率趋于均匀直线; 而在局部颗粒浓度 0.15 附近, 颗粒团聚最剧烈, 颗粒团内部固含率达到最大。这不仅符合物理判断, 而且与实验数据^[18]吻合较好。图3还展示了 EMMS/matrix 模型^[13]给出的颗粒团内部固含率曲线, 先单调增大后突然转折趋于定值, 不符合实验数据和理论分析。此外, 由于实验条件的差异, 图3中实验数据存在明显分散, 表明颗粒团内部固含率还受工况条件的影响, 这有待进一步的研究。

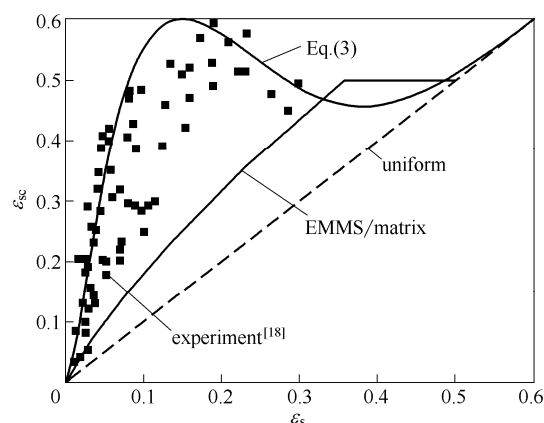


图3 颗粒团内部固含率随局部颗粒浓度的变化

Fig. 3 Solid concentration in clusters vs ε_s

1.2 颗粒团尺寸

对于均匀流动系统, 不存在颗粒团, 所谓颗粒团尺寸就是单颗粒尺寸, $d_{cl} = d_p$ 。当颗粒聚集成团, d_{cl} 大于 d_p 。

本文采用非均匀指数 Φ 修正原 EMMS 模型中的颗粒团尺寸公式

$$d_{cl} = \Phi d_{cl,EMMS} + d_p \quad (4)$$

文献[5-9]列出了原 EMMS 模型的基本方程, 包括颗粒团尺寸公式, 这里不再重复。

人们基于实验数据, 拟合得到一些描述颗粒团尺寸的经验关联式^[18-20]。结果均表明颗粒团尺寸随局部颗粒浓度单调增大, 甚至趋于无穷大。这不符

合物理实际, 因为颗粒团尺寸不可能超出流化床尺寸。此外, 实验测量的是颗粒团的轴向长度, 不同于 EMMS 模型中所指的当量直径。因此, 现有的颗粒团尺寸实验结果不适用于对比检验。

图 4 对比了修正前后的量纲 1 颗粒团尺寸与局部颗粒浓度的关系。两者均呈单峰分布, 但修正后的颗粒团尺寸减小, 且峰值向左侧小颗粒浓度方向移动。这是因为式(4)中的修正系数 $\Phi < 1$ 且峰值位于较小的颗粒浓度 0.15。在局部颗粒浓度较小稀相端, 修正前后的颗粒团尺寸均趋于单颗粒尺寸, 表明几乎为均匀流动, 不存在颗粒团。对于局部颗粒浓度较大的浓相端, 由上文分析可知, 大量密集堆积的颗粒很难被气流携带运动, 不存在所谓的颗粒团, 颗粒团尺寸即为单颗粒直径。图 4 中修正前的颗粒团尺寸却仍然为几十倍的单颗粒尺寸, 而修正后的结果则自动趋于单颗粒尺寸, 符合物理判断。

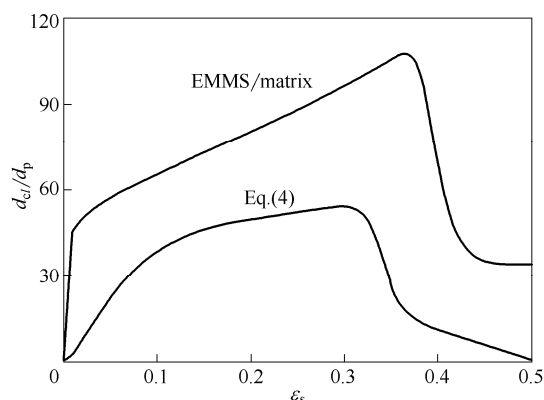


图 4 颗粒团尺寸与局部颗粒浓度的关系

Fig. 4 Cluster size vs ε_s

2 EMMS 曳力模型

对给定的气固流动系统, 已知气体颗粒物性和操作条件, 现有的 EMMS/matrix 模型是一个由 10 个变量, 7 个基本方程, 1 个极值条件组成的非线性优化问题, 详见文献[13-14]。遍历其中 3 个变量, 求解基本方程得到其余 7 个变量, 即一个解域, 然后由极值条件约束得到唯一组解。

本文将上述颗粒团模型引入 EMMS/matrix 曳力模型, 描述颗粒团内部固含率的式(3)作为补充方程, 并采用式(4)修正原颗粒团尺寸公式。改进后的曳力模型中仍为非线性优化问题, 因此仍采用 EMMS/matrix 模型的两步法求解方法计算非均匀曳力系数 β 。

定义曳力修正因子 H_d

$$H_d = \beta / \beta_{\text{uniform}} \quad (5)$$

H_d 为非均匀曳力系数与均匀曳力系数之比, 表征了曳力下降幅度。对于均匀曳力模型, $H_d = 1$ 。由于非均匀结构导致曳力下降, 对于非均匀曳力模型, H_d 介于 0~1。

图 5 对比了 EMMS 模型改进前后的曳力修正因子, 并以基于实验的半经验模型结果 O-S 曲线作为检验基准。原 EMMS/matrix 模型的 $H_d < 1$, 表明能捕捉到非均匀结构导致的曳力下降, 但曳力下降规律不符合 O-S 曲线。当 $\varepsilon_s < 0.3$, 曳力下降幅度偏小, 而当 $\varepsilon_s > 0.3$, 曳力下降幅度略大, 且在 $\varepsilon_s = 0.33$ 处存在不合理的突然转折。图 5 中红色曲线是本文采用颗粒团模型改进后的曳力模型结果, 与 O-S 曲线定性、定量吻合较好。两者均先减小后增大, 呈连续光滑的凹状分布。两者的最小值均位于 ε_s 约为 0.1 附近, 表明此时非均匀性最强; 而在 $\varepsilon_s \rightarrow 0$ 和 $\varepsilon_s > 0.4$ 的稀、浓两端, 均趋于 1, 表明此时流动趋于均匀。因此, 改进后的 EMMS 曳力模型不仅符合物理判断, 而且得到了实验检验。这也间接验证了颗粒团模型的准确性。

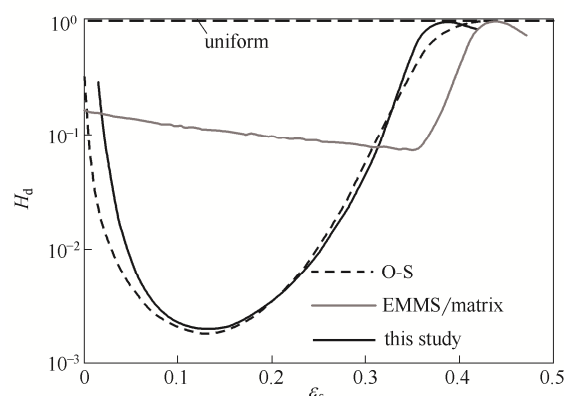


图 5 对比模型改进前后的结果

Fig. 5 Drag correction factor of different drag models ($\rho_s = 1714 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$, $d_p = 76 \text{ } \mu\text{m}$, $\rho_g = 1.205 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$, $\mu_g = 1.815 \times 10^{-5} \text{ Pa} \cdot \text{s}$, $U_g = 3.7 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$, $G_s = 98 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$, $\varepsilon_{\text{smf}} = 0.6$)

为了进一步检验改进后的曳力模型在流化床模拟中的适用性, 下面将其与欧拉双流体方法耦合, 计算流化床上升管内的气固流动过程。

3 曳力模型的应用与检验

3.1 与双流体方法耦合

欧拉双流体方法的动量守恒方程

$$\frac{\partial}{\partial t} (\varepsilon_g \rho_g \mathbf{u}_g) + \nabla \cdot (\varepsilon_g \rho_g \mathbf{u}_g \mathbf{u}_g) = -\varepsilon_g \nabla p + \nabla \cdot \bar{\tau}_g + \varepsilon_g \rho_g \mathbf{g} - H_d \beta_{\text{uniform}} (\mathbf{u}_g - \mathbf{u}_s) \quad (6)$$

$$\frac{\partial}{\partial t}(\varepsilon_s \rho_s \mathbf{u}_s) + \nabla \cdot (\varepsilon_s \rho_s \mathbf{u}_s \mathbf{u}_s) = -\varepsilon_s \nabla p - \nabla p_s +$$
$$\nabla \cdot \bar{\tau}_s + \varepsilon_s \rho_s \mathbf{g} + H_d \beta_{\text{uniform}}(\mathbf{u}_g - \mathbf{u}_s) \quad (7)$$

式中等号右侧最后一项是气固相间动量交换项,改进后的 EMMS 模型决定曳力修正系数 H_d ,用于修正均匀曳力系数 β_{uniform} 。

对于每个局部计算网格而言,只要 CFD 计算出相应的平均流动参数气流速度 v_g ,颗粒速度 v_s 和颗粒浓度 ε_s (即 EMMS 模型的边界条件),即可以由 EMMS 模型求得该网格内的曳力值。已有文献进一步研究表明^[9,13,21],曳力的大小与 v_g 和 v_s 的绝对值无关,而仅决定于滑移速度 ($v_{\text{slip}} = v_g - v_s$) 和 ε_s 。因此,本文首先划定网格参数 (v_{slip} , ε_s) 的范围,由 EMMS 曳力模型预先计算出相应的 H_d ,并做成表格。计算过程中,只要欧拉双流体方法给出每个网格内的流动参数,即可查表得到对应的 H_d 。将其代入动量方程,进行下一步迭代计算,从而实现了曳力模型与双流体方法的耦合计算。

3.2 计算条件

本文分别计算了 A、B 类颗粒流化床,以检验曳力模型对不同种类颗粒的适用性。A 类颗粒流化床又包括两个不同的表观气速,以检验曳力模型的工况自适应性。

流化床上升管的二维简化几何装置如图 6 所示。给定操作气速和初始颗粒堆积,颗粒在气流的携带下向上流动,从顶部两侧压力出口流出,流出

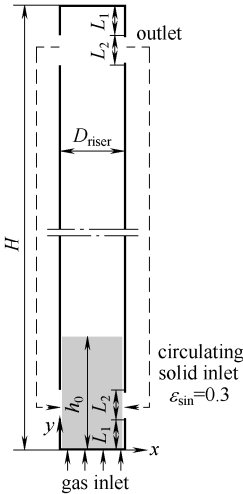


图 6 流化床上升管几何模型
Fig. 6 Geometric model of CFB riser

颗粒全部从底部返回,以保证床内颗粒存料量不变。返料颗粒设为速度入口,实际速度等于出口颗粒流量除以入口面积、颗粒密度和入口颗粒浓度。边壁处气体、颗粒均为无滑移边界,与文献[9]相同。几何尺寸、气体颗粒物性等主要计算条件列于表 1。

3.3 计算结果及分析

3.3.1 A 类颗粒流化床

(1) 颗粒质量流率 给定操作气速和床存量,计算出颗粒质量流率 G_s ,对比实验测量数据,可以判断数值模拟的准确性。此外,为了与文献计算结

表 1 计算条件
Table 1 Simulation conditions

Parameter	Value	
	Case A	Case B
solid density, $\rho_s/\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$	930	2500
solid diameter, $d_p/\mu\text{m}$	54	300
riser height, H/mm	10500	8500
riser diameter, $D_{\text{riser}}/\text{mm}$	90	411
height, L_1/mm	350	342
side-inlet width, L_2/mm	140	411
superficial gas velocity, $U_g/\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$	1.52; 2.1	7.76
initial packing height, h_0/m	3.09; 2.04, 2.87, 3.23	2.16
initial packing concentration	0.3	
solids external circulating mass flux, $G_s/\text{kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$	computed	
pressure at outlet/Pa	1.013×10^5	
gas density, $\rho_g/\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$	1.225	
gas viscosity, $\mu_g/\text{Pa} \cdot \text{s}$	1.789×10^{-5}	
solid concentration at minimum fluidization, ε_{smf}	0.6	

果对比, 气速和床料量与文献[9]保持一致。操作气速 $U_g = 1.52 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$ 。床料量由初始堆积浓度 (ε_{s0}) 和初始堆积高度 (h_0) 共同决定。文献[9]中 $\varepsilon_{s0} = 0.5$, $h_0 = 1.855 \text{ m}$; 本文为了节省初始计算时间, 减小了初始堆积浓度, $\varepsilon_{s0} = 0.3$, 相应的初始堆积高度提高 $h_0 = 3.09 \text{ m}$, 以保证总的床料量与文献[9]一致。

表 2 定量对比了不同网格数量、不同曳力模型计算得到的颗粒质量流率。Gidaspow 均匀曳力模型高估曳力, 计算结果远远大于实验值。EMMS/matrix 模型相比均匀曳力模型更加准确, 但即使网格数目增加到 80×600 , 仍存在 33.15% 误差。在相同网格数量下, 本文改进后的 EMMS 曳力模型的计算精度始终高于 EMMS/matrix 模型。如同样采用粗网格 20×150 , EMMS/matrix 计算出的 G_s 为 $73.77 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$, 误差为 415.87%; 而本文的计算出的 G_s 为 $22.5 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$, 更接近实验测量结果。此外, 本文的计算结果受网格数量的影响更小。因此, 本文采用颗粒团模型改进后的 EMMS 模型不仅比传统的均匀曳力模型更加合理, 而且相比 EMMS/matrix 模型, 计算精度提高, 网格无关性增强。

表 2 颗粒循环质量流率

Table 2 Solids external circulating mass flux ($U_g = 1.52 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$)

Mesh number	Calculated results/ $\text{kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$			Measured result / $\text{kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$
	Gidaspow ^[9]	EMMS/matrix ^[9]	Improved EMMS	
20×150	161.31	73.77	22.5	14.3
40×300	167.16	28.04	18.6	
60×450	169.00	19.73	17.7	
80×600	173.33	19.04	17.1	

(2) 颗粒体积浓度 图 7 给出了不同时刻床内颗粒体积浓度的分布云图。床内颗粒非均匀分布, 大量颗粒聚集在床层底部, 存在局部颗粒浓度较高的颗粒团。随着时间推移, 局部颗粒浓度变化剧烈, 颗粒团不断形成和破碎。由于颗粒与壁面相互作用, 在壁面附近形成颗粒密集的簇状物和较大的片状物, 而片状物尖端分离下来的颗粒则形成床层中心区的带状物。

将流动稳定后, 15~30 s 内的瞬态流场数据进行时间平均, 得到时均颗粒浓度分布如图 8 所示。与瞬态结果 (图 7) 类似, 沿轴向呈现出上稀-下浓的非均匀分布, 但由于上部颗粒浓度相对较小、色标范围较宽 (0~0.4), 导致上部颗粒浓度分布情况

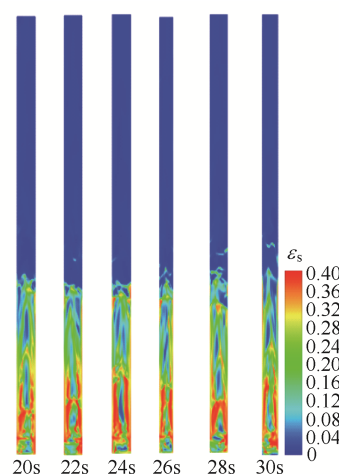


图 7 不同时刻的颗粒浓度

Fig. 7 Transient solid concentration

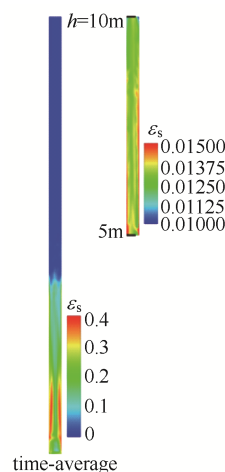


图 8 时均颗粒浓度

Fig. 8 Time-averaged solid concentration

并不清楚。进一步将上部色标范围缩小 (0.015~0.01), 可以看出床层上部与下部类似, 沿径向均呈现出中心稀-边壁浓的非均匀分布。

图 9 为横截面平均颗粒浓度的轴向分布。当网格数达到 40×300 以上, 轴向分布曲线几乎不随网格数量变化。因此, 后续计算分析均基于该网格进行。此外, 图 9 还展示了实验测量结果以及在 40×300 的网格数量下 EMMS/matrix 模型的计算结果^[9]。本文的计算结果再现了实验数据的 S 形分布特征。在底部密相区 ($h = 0 \sim 3 \text{ m}$), 颗粒密集堆积, 浓度较高; 向上进入中间过渡区 ($h = 3 \sim 6 \text{ m}$), 颗粒浓度逐渐减小; 顶部稀相区 ($h > 6 \text{ m}$) 的颗粒浓度较小且几乎不随高度变化。而 EMMS/matrix 模型虽然给出了底部颗粒堆积, 但未能呈现 S 形分布。在高度小于 4 m 时, 颗粒浓度几乎不变, 而在 4 m 以上, 颗粒浓度线性减小, 这与实验结果不符。因此,

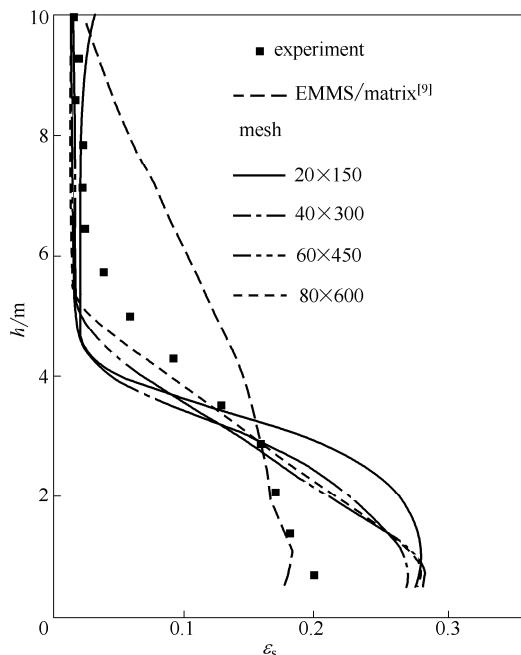


图9 轴向颗粒浓度分布

Fig. 9 Axial profile of cross-sectional mean solid concentration

本文采用颗粒团模型改进后的曳力模型更加准确可靠,能够预测真实的颗粒浓度分布特征。

(3) 局部非均匀度 局部计算网格内的颗粒浓度随时间不断变化,颗粒浓度波动的标准偏差 σ_s 描述了局部颗粒浓度随时间波动的程度。 σ_s 不仅可以定义流域转变^[22-23],描述拟颗粒温度^[24],而且还能用于描述局部非均匀度^[25]。

$$\sigma_s = \sqrt{\frac{1}{N-1} \sum_{i=1}^N (\varepsilon_{s,i} - \varepsilon_{s,ave})^2} \quad (8)$$

$$\varepsilon_{s,ave} = \frac{1}{N} \sum_{i=1}^N \varepsilon_{s,i} \quad (9)$$

式中 $\varepsilon_{s,i}$ 为瞬态颗粒浓度, $\varepsilon_{s,ave}$ 为时均颗粒浓度。

当颗粒浓度在最大值临界流态化浓度 ε_{smf} 和最小值0之间波动时, σ_s 达到最大

$$\sigma_{s,max} = \sqrt{\varepsilon_{s,ave}(\varepsilon_{smf} - \varepsilon_{s,ave})} \quad (10)$$

因此,可以定义局部非均匀度^[23]

$$\gamma = \frac{\sigma_s}{\sigma_{s,max}} = \frac{\sigma_s}{\sqrt{\varepsilon_{s,ave}(\varepsilon_{smf} - \varepsilon_{s,ave})}} \quad (11)$$

监测流化床内不同轴径向位置处的瞬态颗粒浓度波动,求出局部时均颗粒浓度和非均匀度,并以时均浓度为横坐标、非均匀度为纵坐标作图,如图10所示。图10表明,局部非均匀度呈单峰分布,峰值位于局部颗粒浓度0.1~0.15之间。从峰值向左侧两侧,非均匀度逐渐减小。在局部颗粒浓度

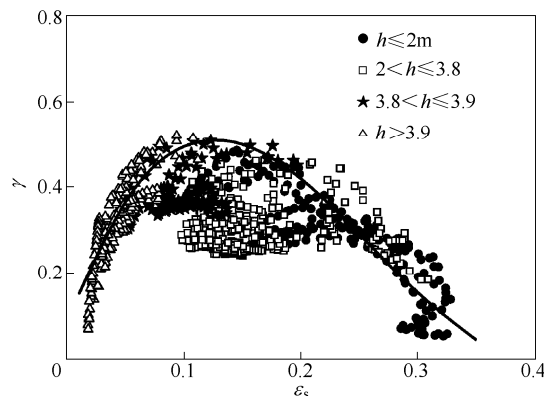


图10 局部非均匀度

Fig. 10 Local heterogeneity

很小或者很大的稀、浓两端,局部非均匀度均趋于0,即趋于均匀流动。这与上文的物理判断完全一致,也再次检验了本文提出的颗粒团模型和曳力模型的合理性。

(4) 预测噎塞 准确预测循环流化床中的流型转换被认为是检验曳力模型准确性的标准之一。为了检验新模型是否具有预测噎塞(choking)状态的能力,本文基于表观气速 $2.1 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$,模拟了3种不同床存量条件下的气固流动过程。表3列出了在3种床存量条件下求出的颗粒质量流率。在相同的表观气速下, G_s 不随床存量改变,而且计算结果与实验结果的误差始终小于10%。这表明新曳力模型能够成功预测噎塞状态。

表3 颗粒循环质量流率

Table 3 Solids external circulating mass flux ($U_g = 2.1 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$)

Initial packing height/m	Calculated result / $\text{kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$	Measured result ^[26] / $\text{kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$	Error/%
3.23	22.7	24.1	-5.8
2.87	22.2	24.1	-7.8
2.04	22.6	24.1	-6.2

图11为相同表观气速、不同床存量下的轴向颗粒浓度分布,计算结果与实验数据^[26]吻合较好。在噎塞状态下,随着床存量增大,床层底部颗粒堆积越来越多,轴向颗粒浓度曲线从指数型逐渐转为S形,但从床内流出的颗粒质量流率基本不变。初始堆积高度为2.04 m时,呈指数型分布;初始堆积高度为2.87 m时,开始呈现出S形分布;当初始堆积高度提高到3.23 m,形成底部密相区和上部稀相区共存的S形分布。上述结果表明,本文的曳力模型能够准确预测流域转变,而且具有较好的工况自适应性。

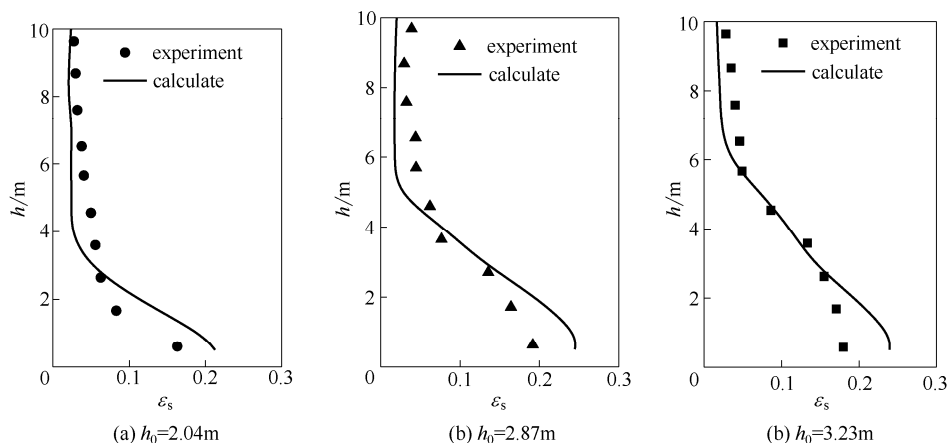


图 11 轴向颗粒浓度分布

Fig. 11 Axial profiles of cross-sectional mean solid concentration with different initial packing height

3.3.2 B 类颗粒流化床 给定操作气速和床存量 (表 1), 监测不同时刻的颗粒质量流率, 如图 12 所示。颗粒质量流率随时间波动, 且在 5 s 后趋于稳定。采用网格数目 40×200 , 流动稳定后的时间平均值为 $165.9 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$, 仅仅超出实验^[27]测量结果 9.4%。相同条件下, EMMS/matrix 模型的计算颗粒质量流率为 $136.23 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$, 误差为 -10.14% ^[27], 略大于本文计算结果。

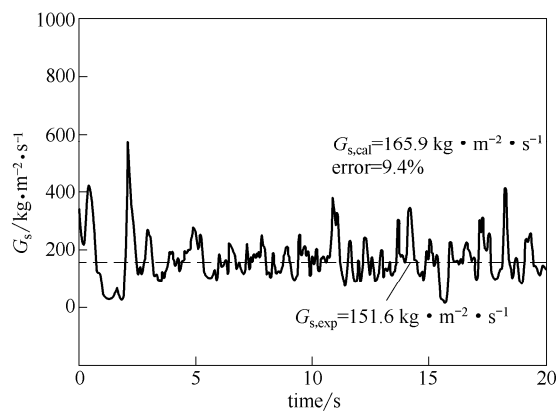


图 12 颗粒质量流率

Fig. 12 Transient solids mass flux

图 13 为截面平均颗粒浓度沿轴向高度的分布。在床层底部, 本文计算结果与实验数据吻合, 颗粒浓度达到 0.25, 而 EMMS/matrix 模型计算结果^[27]偏小。随着高度增加, 颗粒浓度逐渐减小, EMMS/matrix 模型和本文计算结果均与实验数据接近, 前者略大, 后者略小。在 3.8 m 和 7.1 m 高度, 本文计算结果与实验数据完全吻合。因此, 本文改进后的曳力模型适用于模拟 B 类颗粒流化床。EMMS/matrix 模型模拟 B 类颗粒流化床结果也相对

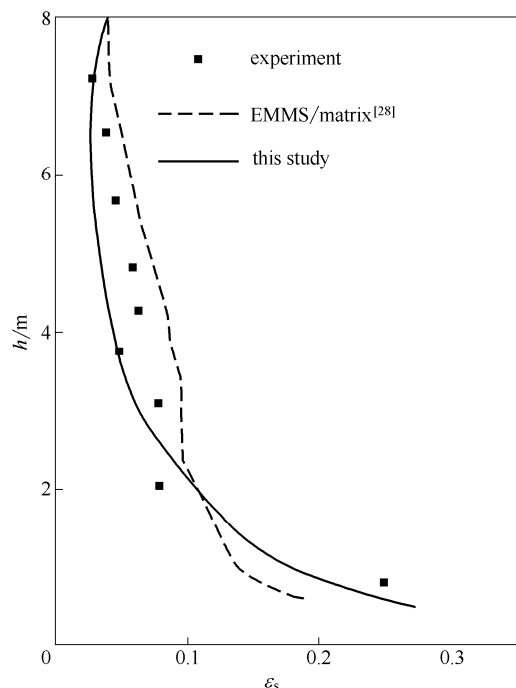


图 13 轴向时均颗粒浓度分布

Fig. 13 Axial profiles of cross-sectional mean solid concentration

准确, 这是因为 B 类颗粒尺寸相对较大, 不易聚团, 流动非均匀度较小。

图 14(a)、(b)分别为两个轴向高度处颗粒轴向速度的径向分布。计算结果 (实线) 与实验测量数据 (散点) 吻合较好。在床层中心, 颗粒以较高的速度向上运动; 而在边壁附近, 颗粒轴向速度小于零, 表明颗粒沿着壁面向下运动, 存在返混和内循环。这表明, 曳力模型能够成功捕捉颗粒径向非均匀分布特性。

相同轴径向位置上的气体、颗粒轴向速度相

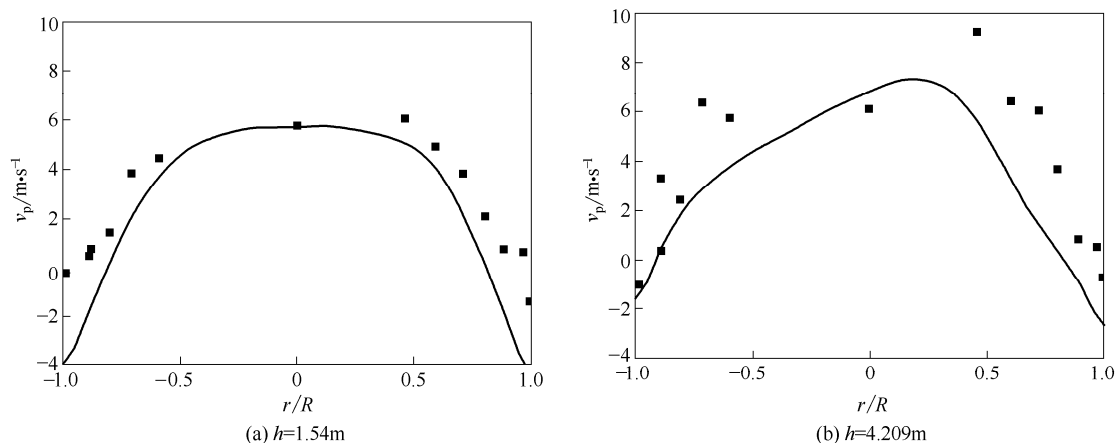


图 14 不同径向位置上的颗粒轴向速度

Fig. 14 Radial distribution of time-mean solid axial velocity

减, 得到局部滑移速度 v_{slip} 。图 15 以局部时均颗粒浓度为横坐标, 相同位置处的滑移速度为纵坐标。局部滑移速度曲线呈单峰分布, 且峰值位于颗粒浓度 0.15 附近。从峰值向左右两边, 滑移速度均逐渐减小。这与图 1 所示的滑移速度实验结果完全吻合。此外, 图 15 中同一颗粒浓度处的滑移速度存在明显分散, 这是因为滑移速度还受到其他因素的影响, 包括床层高度和径向位置。

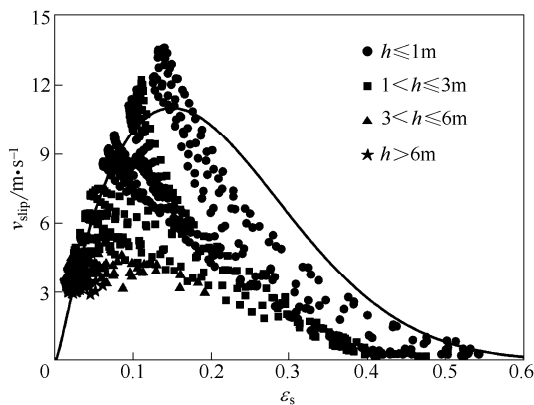


图 15 局部滑移速度

Fig. 15 Calculated local gas-solid slip velocity

上述结果证明了改进后的曳力模型的准确性, 不仅能准确预测颗粒质量流率, 而且能准确预测流化床内整体和局部流动非均匀结构。

4 结 论

本文基于理论分析, 提出了描述颗粒团内部固含率和颗粒团尺寸的数学模型, 并将其引入 EMMS 理论, 发展完善了非均匀曳力模型。从 3 个层次检

验了颗粒团模型以及曳力模型的准确性, 一是在颗粒团层次, 直接对比颗粒团参数的实验数据; 二是在曳力层次, 以基于实验的半经验曳力模型为检验基准; 三是在流化床层次, 模拟不同工况下的 A、B 类颗粒流化床, 并与实验结果进行对比验证。

颗粒团数学模型不仅符合物理判断, 而且实验数据吻合。改进后的 EMMS 曳力模型给出的曳力修正系数, 成功再现了半经验模型结果的本质特征。曳力模型与欧拉双流体方法耦合, 能够准确模拟不同工况下、不同种类颗粒流化床内的流动过程。准确预测了颗粒循环流率、轴径向非均匀分布以及噎塞状态; 局部非均匀度随颗粒浓度的分布情况与理论分析一致; 计算的局部滑移速度也与实验结果吻合。在局部颗粒浓度 0.1~0.15 之间, 流动非均匀性最强, 颗粒聚集程度最高, 滑移速度最大, 曳力下降最多。在局部颗粒浓度很小或大的稀、浓两端, 流动趋于均匀, 颗粒团逐渐消失, 滑移速度较小, 曳力也趋于均匀曳力值。

符 号 说 明

- d_{cl} —— 颗粒团尺寸, m
- d_p —— 单颗粒尺寸, m
- G_s —— 颗粒质量流率, $\text{kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$
- H_d —— 非均匀曳力修正因子
- U_g —— 表观气体速度, $\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$
- v_p —— 轴向真实颗粒滑移速度, $\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$
- v_{slip} —— 轴向真实气固滑移速度, $\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$
- β —— 曳力系数, $\text{Ns} \cdot \text{m}^{-4}$
- γ —— 局部非均匀度
- ϵ_g, ϵ_s —— 分别为气体、颗粒体积浓度

- $\varepsilon_{s,ave}$ —— 时均颗粒浓度
 ε_{sc} —— 颗粒团内部固含量
 $\varepsilon_{s,i}$ —— 瞬态颗粒浓度
 ε_{smf} —— 临界流态化浓度
 μ_g —— 气体黏度, Pa·s
 ρ_g, ρ_p —— 分别为气体、颗粒密度, $\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$
 σ_s —— 颗粒浓度波动标准偏差
 Φ —— 非均匀指数

References

- [1] O'Brien T J, Syamlal M. Particle cluster effects in the numerical simulation of a circulating fluidized bed//4th International Conference on CFB [C]. Somerset, USA: AIChE, 1993: 430-435
- [2] Benyahia S. On the effect of sub-grid drag closures [J]. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 2010, **49** (11): 5122-5131
- [3] Benyahia S, Sundaresan S. Do we need sub-grid scale corrections for both continuum and discrete gas-particle flow models [J]. *Powder Technology*, 2012, **220**: 2-6
- [4] Qi H Y. Euler/Euler Simulation der Fluidodynamik Zirkulierender Wirbelschichten [D]. Aachen: Verlag Mainz, Wissenschaftsverlag, 1997
- [5] Li J, Kwauk M. Exploring complex systems in chemical engineering—the multi-scale methodology [J]. *Chemical Engineering Science*, 2003, **58** (3): 521-535
- [6] Xiao Haitao (肖海涛), Qi Haiying (祁海鹰), You Changfu (由长福), Xu Xuchang (徐旭常). Theoretical model of drag between gas and solid phase [J]. *Journal of Chemical Industry and Engineering (China)* (化工学报), 2003, **54** (3): 311-315
- [7] Yang Ning (杨宁), Ge Wei (葛蔚), Wang Wei (王维), Li Jinghai (李静海). Particle-fluid interaction in heterogeneous gas-solid fluidization [J]. *Journal of Chemical Industry and Engineering (China)* (化工学报), 2003, **54** (4): 538-542
- [8] Wang Wei (王维), Hong Kun (洪坤), Lu Bona (鲁波娜), Zhang Nan (张楠), Li Jinghai (李静海). Fluidized bed simulation: structure-dependent multiscale CFD [J]. *CIESC Journal* (化工学报), 2013, **64** (1): 95-106
- [9] Lu B N, Wang W, Li J H. Searching for a mesh-independent sub-grid model for CFD simulation of gas-solid riser flows [J]. *Chemical Engineering Science*, 2009, **64** (15): 3437-3447
- [10] Ge Wei (葛蔚), Liu Xinhua (刘新华), Ren Ying (任瑛), Xu Ji (徐骥), Li Jinghai (李静海). From multi-scale to meso-scale: new challenges for simulation of complex processes in chemical engineering [J]. *CIESC Journal* (化工学报), 2010, **61** (7): 1613-1620
- [11] Wang J, Ge W, Li J. Eulerian simulation of heterogeneous gas-solid flows in CFB risers: EMMS-based sub-grid scale model with a revised cluster description[J]. *Chemical Engineering Science*, 2008, **63** (6): 1553-1571
- [12] Milinkumar T S, Ranjeet P U, Moses O T, Vishnu K P, Geoffrey M E. Simulation of gas-solid flows in riser using energy minimization multiscale model: effect of cluster diameter correlation [J]. *Chemical Engineering Science*, 2011, **66**: 3291-3300
- [13] Wang W, Li J H. Simulation of gas-solid two-phase flow by a multi-scale CFD approach-extension of the EMMS model to the sub-grid level [J]. *Chemical Engineering Science*, 2007, **62** (1/2): 208-231
- [14] Li Fei (李飞), Chen Cheng (陈程), Wang Jinsheng (王锦生), Qi Haiying (祁海鹰). QL-EMMS drag model and its revision for fluidized dense gas-solid two phase flow [J]. *Journal of Engineering Thermophysics* (工程热物理学报), 2011, **32** (1): 75-79
- [15] Chen C, Li F, Qi H. Modeling of the flue gas desulfurization in a CFB riser using the Eulerian approach with heterogeneous drag coefficient[J]. *Chemical Engineering Science*, 2012, **69** (1): 659-668
- [16] Naren P R, Lali A M, Ranade V V. Evaluating EMMS model for simulating high solid flux risers [J]. *Chemical Engineering Research & Design*, 2007, **85** (A8): 1188-1202
- [17] Wang X, Liu K, You C F. Drag force model corrections based on non-uniform particle distributions in multi-particle systems [J]. *Powder Technology*, 2011, **209** (1/2/3): 112-118
- [18] Harris A T, Davidson J F, Thorpe R B. The prediction of particle cluster properties in the near wall region of a vertical riser [J]. *Powder Technology*, 2002, **127** (2): 128-143
- [19] Horio M, Kuroki H. Three-dimensional flow visualization of dilutely dispersed solids in bubbling and circulating fluidized beds [J]. *Chemical Engineering Science*, 1994, **49** (15): 2413-2421
- [20] Liu Xinhua (刘新华), Gao Shiqiu (高士秋), Li Jinghai (李静海). Characteristics of particle clusters in gas-solids circulating fluidized beds by using PDPA [J]. *Journal of Chemical Industry and Engineering (China)* (化工学报), 2004, **55** (4): 555-562
- [21] Li Fei (李飞). Investigation on the turbulent gas-solid two-phase interactions in fluidized desulfurization process [D]. Beijing: Tsinghua University, 2009
- [22] Bi H T, Grace J R. Effect of measurement method on the velocities used to demarcate the onset of turbulent fluidization [J]. *Chemical Engineering Journal and the Biochemical Engineering Journal*, 1995, **57** (3): 261-271
- [23] Zhu H Y, Zhu J. Characterization of fluidization behavior in the bottom region of CFB risers [J]. *Chemical Engineering Journal*, 2008, **141** (1/2/3): 169-179
- [24] Wang J W, Ge W. Collisional particle-phase pressure in particle-fluid flows at high particle inertia [J]. *Physics of Fluids*, 2005, **17** (1): 281-312
- [25] Brereton C, Grace J R. Micro-structural aspects of the behavior of circulating fluidized-beds [J]. *Chemical Engineering Science*, 1993, **48** (14): 2565-2572
- [26] Xu G W, Gao S Q. Necessary parameters for specifying the hydrodynamics of circulating fluidized bed risers—a review and reiteration [J]. *Powder Technology*, 2003, **137**: 63-76
- [27] Lu B, Wang W, Li J. Eulerian simulation of gas-solid flows with particles of Geldart groups A, B and D using EMMS-based meso-scale model [J]. *Chemical Engineering Science*, 2011, **66** (20): 4624-4635