

研究论文

流化床密相区颗粒扩散系数的 CFD 数值预测

刘道银, 陈晓平, 陆利烨, 赵长遂

(东南大学能源与环境学院, 江苏 南京 210096)

摘要: 应用离散颗粒模型直观获得颗粒运动情况, 并从单个颗粒和气泡作用的角度分析颗粒运动和混合, 证实气泡在床层中上升、在床层表面爆破以及气泡上升引起的乳化相下沉运动对颗粒混合起关键作用。应用基于颗粒动理学的双流体模型系统地对床宽分别为 0.2、0.4、0.8 m 的二维流化床在鼓泡区和湍动区的气固两相流动行为进行数值模拟。受离散颗粒模型启发, 在双流体模型计算结果基础上, 引入理想示踪粒子技术计算床内平均颗粒扩散系数。计算结果表明, 颗粒横向扩散系数 (D_x) 总体上随流化风速增大而增大, 但受床体尺寸影响较大; 颗粒轴向扩散系数随流化风速增大而增大, 受床体尺寸影响较弱。文献报道的密相区颗粒横向扩散系数分布在 $10^{-4} \sim 10^{-1} \text{ m}^2 \cdot \text{s}^{-1}$ 数量级。本文提出的计算方法在数量级上与文献实验结果吻合, 表明在大尺寸流化床且高流化风速下, 颗粒横向扩散系数远大于小尺寸鼓泡流化床, 为不同研究者实验结果的分歧提供了理论依据, 也为预测大型流化床内颗粒扩散速率提供了放大策略。

关键词: 流化床; 颗粒混合; 气泡运动; 颗粒横向扩散系数

中图分类号: TK 09

文献标识码: A

文章编号: 0438-1157 (2009) 09-2183-08

Prediction of solids dispersion coefficient in fluidized bed dense zone using CFD simulation

LIU Daoyin, CHEN Xiaoping, LU Liye, ZHAO Changsui

(School of Energy and Environment, Southeast University, Nanjing 210096, Jiangsu, China)

Abstract: The dynamic processes of solids mixing were obtained from the CFD-DEM simulations for two cases at different fluidizing velocities. The mechanisms of solids mixing in view of the particle and bubble scales were examined, and it was established that bubble movement through the bed, bubble burst at the bed surface and emulsion flowing downward induced by bubble rise played crucial roles in solids mixing. The kinetic theory based two-fluid model was used to simulate 2-dimensional fluidized beds with the width of 0.2 m, 0.4 m and 0.8 m, respectively, covering regimes from bubbling to turbulent fluidization. Based on the simulation results from the two-fluid model, ideal tracing particles were used to track the solids phase movement, then according to these trajectories the average solids dispersion coefficients were computed. The results indicated that the lateral dispersion coefficient (D_x) increased with the increase of gas velocity, but it was greatly limited by the bed size. The axial dispersion coefficient also increased with the increase of gas velocity, yet was weakly limited by the bed size. The computational results agreed in the same order of magnitude with the values of D_x reported by different authors in the range of $10^{-4} \sim 10^{-1} \text{ m}^2 \cdot \text{s}^{-1}$ orders. The prediction established that the values of D_x in larger fluidized

2009-02-24 收到初稿, 2009-05-15 收到修改稿。

联系人: 陈晓平。第一作者: 刘道银 (1982-), 男, 博士研究生。

基金项目: 国家科技支撑计划项目 (2006BAA03B02-10); 国家高新技术研究发展计划项目 (2009AA05Z311); 东南大学优秀博士学位论文基金项目。

Received date: 2009-02-24.

Corresponding author: Prof. CHEN Xiaoping, xpchen@seu.edu.cn

Foundation item: supported by the National Key Technology R&D Program (2006BAA03B02-10) and the High-tech Research and Development Program of China (2009AA05Z311).

beds at a higher fluidizing velocity was much larger than that in small bubbling beds, which explained the discrepancy between the experimental values of D_x in the literature and the methodology for scaling-up solids dispersion rate in industrial fluidized beds.

Key words: fluidized bed; solids mixing; bubble dynamic; lateral dispersion coefficient of solids

引 言

流化床内传热传质、化学反应过程与颗粒混合行为密切相关^[1-2]。反应物料一般在密相区注入床内,物料在密相区的扩散尤其水平方向的扩散速率影响床内热量分布的均匀性。随着循环流化床锅炉大型化进程的加快,炉膛截面不断增加,认识颗粒混合机理和预测颗粒扩散速率对设计流化床锅炉加料点的位置和间距尤为重要^[3]。

文献中已有大量有关流化床内颗粒横向扩散系数(D_x)的实验研究报告^[3-15],所报道的 D_x 分布在 $10^{-4} \sim 10^{-1} \text{ m}^2 \cdot \text{s}^{-1}$ 之间。大部分工作的研究对象是鼓泡流化床,所测得的 D_x 集中在 $10^{-4} \sim 10^{-3} \text{ m}^2 \cdot \text{s}^{-1}$ 范围,有些研究者还建立了 D_x 和各操作参数的关联式。近年来,有些研究获得的 D_x 值比较大^[3-5,14-15],如 Schlichthaerle 等^[4]使用干冰作示踪颗粒,在一循环流化床中试装置上测得密相区 D_x 为 $0.12 \text{ m}^2 \cdot \text{s}^{-1}$,远大于通常在鼓泡床中或在循环床提升段中测得的 D_x 值。实验测量流化床颗粒混合特性需要同时解决示踪颗粒注入、检测、分离等问题,操作繁琐,导致实验数据少且重复性不理想^[1],难以系统地考察 D_x 的规律。而且目前只能在尺寸较小的流化床上测量颗粒扩散系数,如何利用这些数据预测炉膛截面积为几十甚至几百平方米的流化床锅炉内的颗粒扩散速率,还须深入研究颗粒混合机理及其放大规律。

数值模拟可以突破实验条件的限制,获取流化床内局部流动和颗粒运动等详细信息,而且经过验证的模型可以进行大量的计算和系统的考察,节省人力和时间。Rhodes 等^[16]、Tian 等^[17]分别根据离散颗粒模型的数值模拟结果,采用混合指数描述流化床颗粒混合特性。但根据数值模拟的结果计算颗粒扩散系数的报道较少。仅 Jiradilok 等^[18]根据双流体模型计算结果,借鉴湍流的处理方法计算循环流化床提升段的颗粒扩散系数。

本文分别应用离散颗粒模型和双流体模型进行研究,并根据颗粒轨迹计算床内平均颗粒扩散系

数。首先,应用离散颗粒模型对 2 个不同风速的工况进行数值模拟,获得流动形态,从单个颗粒和气泡作用的角度分析颗粒运动和混合机理。然后,应用基于颗粒动理学的双流体模型对床宽分别为 0.2、0.4、0.8 m 的流化床在鼓泡区和湍动区进行模拟,并在双流体模拟结果基础上,引入理想示踪粒子技术计算颗粒扩散系数,系统地考察床宽和流化风速对颗粒扩散系数的影响。最后,将计算得到的颗粒横向扩散系数与文献实验测量值作比较,为不同研究者实验结果的分歧提供理论依据。

1 模 型

目前对流化床内稠密气固两相流动的模拟主要有两类方法:一类是欧拉-欧拉框架下的双流体模型;一类是欧拉-拉格朗日框架下的离散颗粒模型。

双流体模型(TFM)将颗粒相处理为类似流体的连续相。传统的 TFM 中,颗粒相黏度假设为零或采用经验式计算颗粒相黏度,而 20 世纪 80 年代开始建立的颗粒动理学理论借鉴稠密气体的分子运动论,将颗粒运动类比于气体分子的热运动,颗粒的随机运动动能被定义为“颗粒拟温度”,其正比于颗粒速度脉动的均方。Ding 等^[19]采用基于颗粒动理学的 TFM 模型进行了鼓泡流化床内颗粒流动的数值模拟计算,得到了二维床内的气泡流型。在该模型中,颗粒相除了具有质量和动量守恒关系外,又引入“颗粒拟温度”守恒方程。详细的基于颗粒动理学的 TFM 数学模型见文献 [19]。

离散颗粒模型也称作 CFD-DEM 模型,采用 Navier-Stokes 方程描述气相场,颗粒相则用离散单元法(DEM)模拟,直接跟踪每一个颗粒,对于每一个颗粒,考虑周围颗粒对其的接触力、气体对颗粒的作用力和颗粒自身重力。气固两相间的耦合采用双向耦合,相间作用力满足牛顿第三定律。Tsuji 等^[20]将 DEM 和 CFD 耦合,成功地应用于模拟鼓泡流化床的流动行为。该模型在近二十多年也得到迅速发展。详细的 CFD-DEM 数学模型见文献 [20-21]。

2 平均颗粒扩散系数

CFD-DEM 模拟直接给出每个颗粒的运动轨迹。根据单个颗粒运动的轨迹信息: 时间-位置坐标, 可以计算单个颗粒扩散系数^[11,13]

$$D_n = \frac{(\Delta r_n)^2}{2\Delta t} \quad (1)$$

式中 Δr_n 为颗粒在 Δt 时间内的位移量。

平均颗粒扩散系数为床内所有颗粒扩散系数的平均值

$$D = \frac{1}{N} \sum_{n=1}^N D_n = \frac{1}{N} \sum_{n=1}^N \frac{(\Delta r_n)^2}{2\Delta t} \quad (n = 1, \dots, N) \quad (2)$$

CFD-DEM 模型直接跟踪每个颗粒的运动, 能够进行非常细致的研究, 但其计算量与颗粒个数直接相关, 因而模拟流化床的尺寸受到限制。相比而言, TFM 模型将颗粒相处理为类似流体的连续相, 其计算量相对较小, 计算耗时少。受离散颗粒模型启发, 本文在 TFM 模型中引入理想示踪粒子技术, 即一群质量为零的示踪粒子以零滑移速度的方式跟随颗粒相运动, 从而得到示踪粒子的轨迹, 再根据示踪粒子轨迹统计颗粒扩散系数。这种结合 TFM 模型计算颗粒扩散系数的方法在计算大尺寸流化床内颗粒扩散系数时有明显优势。

具体地, 流化进入稳定状态以后, 选择某个时刻为基准时刻, 如图 1 (a) 所示, 在密相区的每个计算网格内布置 1 个示踪粒子; 随后以示踪粒子所在网格的颗粒相速度值赋予示踪粒子速度, 根据示踪粒子速度和时间步长计算位移, 更新其位置, 如图 1 (b) 所示; 当示踪粒子运动到一个新的位置, 再以示踪粒子所在网格的颗粒相速度值赋予其新的速度, 根据其速度和时间步长更新位置, 如此反复, 可得到示踪粒子的运动轨迹, 如图 1 所示。

示踪粒子轨迹已知后, 可根据轨迹计算颗粒扩散系数, 但是 TFM 模拟中, 由于每个计算网格内颗粒浓度不等, 所以每个示踪粒子代表的实际颗粒量不同。为此, 对式 (2) 采用加权策略。考虑到流化床内颗粒扩散系数是各向异性的, 分别计算颗粒横向和轴向扩散系数

$$D_x = \frac{1}{\epsilon_0} \frac{1}{N} \sum_{n=1}^N \epsilon_n \frac{(\Delta x_n)^2}{2\Delta t} \quad (n = 1, \dots, N) \quad (3)$$

$$D_y = \frac{1}{\epsilon_0} \frac{1}{N} \sum_{n=1}^N \epsilon_n \frac{(\Delta y_n)^2}{2\Delta t} \quad (n = 1, \dots, N) \quad (4)$$

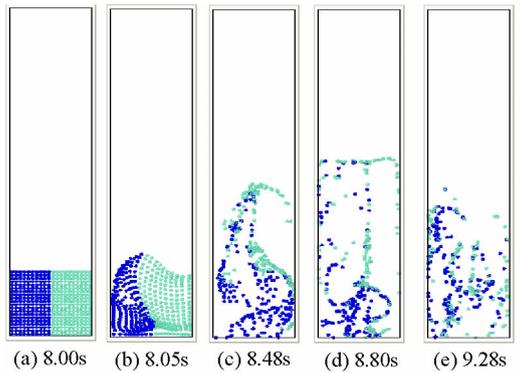


图1 双流体模拟中引入的理想示踪粒子
Fig. 1 Ideal tracing particles introduced in simulation of TFM model

式中 ϵ_n 为示踪粒子所在网格的颗粒相体积份额; ϵ_0 为 ϵ_n ($n=1, \dots, N$) 的平均值; Δx_n 和 Δy_n 分别为示踪粒子在 Δt 时间内沿 x 方向和 y 方向的位移量。

采用式 (3)、式 (4) 计算颗粒扩散系数时, 需慎重选择 Δt 的值。以 x 方向为例, 将式 (3) 改写如下

$$D_x = \frac{1}{2\Delta t} \left[\frac{1}{\epsilon_0} \frac{1}{N} \sum_{n=1}^N \epsilon_n (\Delta x_n)^2 \right] = \frac{1}{2\Delta t} (\Delta x)^2 \quad (5)$$

式中 $(\Delta x)^2$ 定义为所有示踪粒子在 Δt 时间段内沿 x 方向位移平方和的加权均值。图 2 为某工况下 $(\Delta x)^2$ 随时间的变化。 Δt 很小时 $(\Delta x)^2$ 很小, 不足以反映颗粒轨迹; 随 Δt 增大, $(\Delta x)^2$ 迅速增大然后在一定范围内波动, 因为颗粒在有限空间内运动碰到边界便返回, 所以 Δt 过大时 $(\Delta x)^2$ 也不能真实反映颗粒轨迹。Pallares 等^[13] 采用设定 $(\Delta x)^2$ 反求 Δt 的方法, 本文采用的方法与 Mostoufi 等^[11] 采用的方法类似, 颗粒沿 x 方向平均扩散系数 D_x 由 $(\Delta x)^2$ - Δt 曲线起始段斜率的 1/2 表示, 如图 2 的局部放大图所示。考虑到流态化的波动性, 本文针对同一工况选取多个不同时刻, 分别计算扩散系数, 最后取平均值。

3 结果与讨论

3.1 离散颗粒模型计算结果及分析

3.1.1 计算条件 使用 C 语言编写三维 DEM 程序, 并通过用户自定义接口, 将其编译进 Fluent 软件, 形成 CFD-DEM 数值模拟平台。对为 40 cm (宽) \times 100 cm (高) 的流化床, 分别在流化风速 (U) 为 $1.82 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$ 和 $3.0 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$ 条件下进行模拟。模拟采用准三维模型, 即床体深度为 1 倍颗粒粒径。颗粒粒径为 1.5 mm, 密度为 $2600 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$,

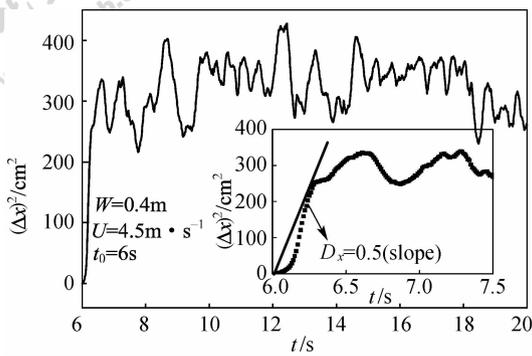


图 2 示踪颗粒平均位移量随时间的变化

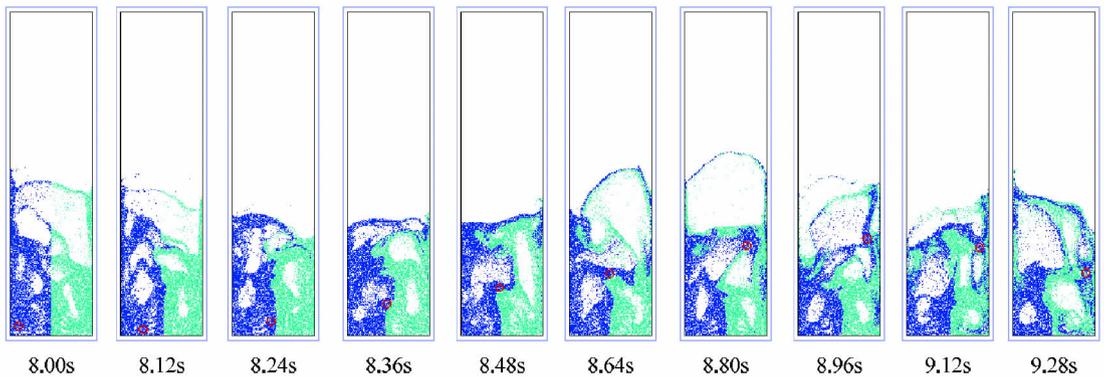
Fig. 2 Averaged displacement of tracers with time

颗粒个数为 80000，初始状态由重力作用下颗粒自由堆积得到，堆积空隙率为 0.42，床料初始堆积高度约为 40 cm。颗粒碰撞弹性系数、摩擦因数和恢复系数分别取 $1200 \text{ N} \cdot \text{m}^{-1}$ 、0.1 和 0.85。气固两相的曳力计算方法与文献 [20] 相同，空隙率小于 0.8 时采用 Ergun 曳力公式，空隙率大于 0.8 时采用 Wen & Yu 曳力公式。流场的计算网格为 $1 \text{ cm} \times 2 \text{ cm}$ ，入口采用均匀布风，

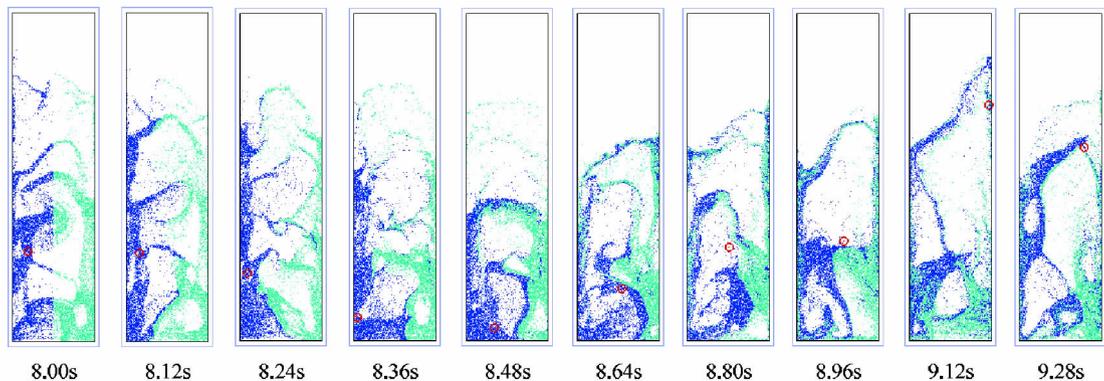
出口为充分发展。模拟时间为 10 s，时间步长为 $5 \times 10^{-5} \text{ s}$ ，每隔 10^{-2} s 保存 1 次计算结果。

3.1.2 颗粒混合发展过程 当 U 为 1.82、 $3.0 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$ 时，颗粒混合随时间的发展过程如图 3 所示。从图 3 各个时刻的流动结构图可见，床层由气泡相和乳化相组成，乳化相的颗粒体积份额比较高，气泡相只含少量颗粒或几乎不含颗粒。单个气泡呈扭曲的球形，或形象地称为“cap”型，以较快的速度通过床层，促成颗粒激烈运动和混合。上述计算所得流动形态和实验观察到的现象非常吻合^[13]。

为便于观察颗粒混合，在 8.00s 时刻用蓝色（深色）和绿色（浅色）区分左右区域的颗粒。跟踪第 10000 号颗粒，用红色标记并放大 3 倍显示。以 $U = 3.0 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$ 工况为例，如图 3 (b) 所示，被标记颗粒沿左边壁面随乳化相向下运动 (8.00、8.12、8.24、8.36 s)，随后又在气泡的作用下上升 (8.48、8.64、8.80、8.96 s)，在 8.96 s 时刻，颗粒下方的气泡爆破，抛洒颗粒 (9.12 s)，随后



(a) $U = 1.82 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$



(b) $U = 3.0 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$

图 3 颗粒混合发展过程

Fig. 3 Snapshots of solid mixing with time

颗粒由于重力作用又下落 (9.28 s)。这一系列的运动表明, 气泡在床层中上升、在床层表面爆破以及气泡上升引起的乳化相下沉运动对颗粒混合起关键作用, 与文献 [5, 7] 结论一致。

对比图 3 (a)、(b), $U=1.82 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$ 工况时, 颗粒混合速率低于 $U=3.0 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$ 工况, 被标记颗粒的运动范围也明显变小。对比两个工况的流动形态, $U=3.0 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$ 时, 气泡尺度较大, 床层膨胀较大, 气泡在床层表面爆破时抛射颗粒能力强。因此, 提高流化风速可有效促进颗粒混合。

3.2 双流体模型计算结果及分析

3.2.1 计算条件 采用基于颗粒动力学的双流体模型, 对不同床体宽度 (W) 和流化风速 (U) 组合的工况进行模拟, 其中 W 分别为 0.2、0.4、0.8 m, U 分别为 1.2、1.82、2.5、3.0、3.64、4.5 $\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$ 。各工况床料均为粒径 (d_p) 1.5 mm 的石英砂。根据 Bi 等^[22] 的流态化相图, 其临界流化速度 U_{mf} 为 $0.91 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$, 起始湍动流态化转变速度 U_c 为 $3.79 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$, 从而 U 的选择覆盖了典型的鼓泡流化区和湍动流化区, 所模拟的工况对应于流化床锅炉密相区。各工况床料初始堆积高度 (H_0) 均为 40 cm, 堆积空隙率为 0.42。计算区域为二维流化床, 入口采用均匀布风, 出口为充分发展, 壁面为无滑移条件。气固两相的曳力采用 Gidaspow 曳力模型^[19], 颗粒弹性恢复系数取 0.85。计算网格均为 $1 \text{ cm} \times 2 \text{ cm}$, 模拟时间为 20 s, 时间步长为 10^{-4} s 。

3.2.2 流动形态 图 4 表示床宽为 0.2 m 和 0.4 m 时不同流化风速条件下, 流化进入稳定状态以后, 各工况的瞬时颗粒浓度。由图可见, 布风板上方有小气泡形成; 沿床层向上, 气泡尺寸变大; 在床层表面, 气泡爆破。气泡趋于在床中间上升, 相应地, 乳化相趋于边壁区。提高流化风速, 促进气泡尺寸增加。床宽为 0.2 m 时, 随流化风速从 1.2 m 提高至 2.5 m, 床层膨胀比和气泡尺寸逐渐变大, 再进一步提高流化风速时, 床层膨胀比变化不明显, 因为此时气泡尺寸受到壁面的限制。

3.2.3 颗粒扩散系数 在双流体模拟结果基础上, 引入理想示踪粒子技术, 并利用式 (3) 和式 (4) 分别计算颗粒横向和轴向扩散系数。

图 5 表示不同床宽条件下流化风速对颗粒横向扩散系数的影响。如图所示, 对于给定床宽, 随流化风速提高, 颗粒横向扩散系数 (D_x) 总体呈上

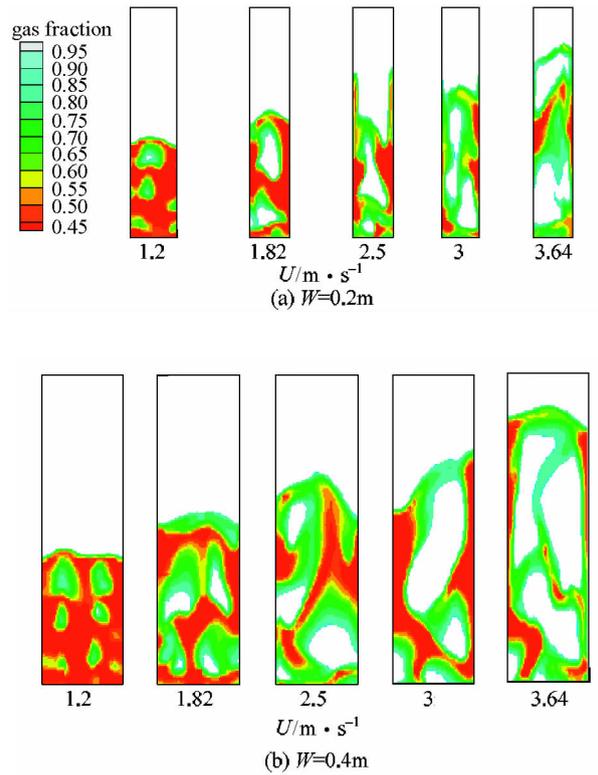


图 4 瞬时颗粒浓度

Fig. 4 Instantaneous snapshots of solid volume fraction

升趋势, 但上升梯度不同, 床宽为 0.8 m 时 D_x 上升梯度最大, 床宽为 0.4 m 时次之, 床宽为 0.2 m 时最小。床宽为 0.2 m 时, 流化风速达到 $2.5 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$ 后, 再进一步提高风速, D_x 出现了减小的趋势。床宽为 0.4 m 时, 流化风速达到 $3.0 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$ 后, 再进一步提高风速, D_x 几乎不再增大。床宽为 0.8 m 时, 流化风速达到 $3.0 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$ 后, 再进一步提高风速, D_x 上升梯度明显减小。原因分析如下: 随流化风速提高, 气泡直径不断增大, 其上升过程排开颗粒的能力和在床层表面爆破时抛射颗粒的能力增大, 从而使颗粒横向扩散能力增大, 但受到床体尺寸的影响, 气泡直径不能随流化风速增大而一直增大。结合图 4 所示的流动结构, 当气泡直径与床体尺寸相当时, 会发生节涌现象, 导致颗粒横向扩散能力恶化。

图 6 表示不同床宽条件下流化风速对颗粒轴向扩散系数的影响。对于给定床宽, 颗粒轴向扩散系数 (D_y) 随流化风速增加而增加。与 D_x 相比, 床宽对 D_y 的影响较弱, 床宽为 0.2 m 和 0.4 m 时, D_y 上升梯度几乎一致, 床宽为 0.8 m 时, D_y 上升梯度比前两者稍大。这是由于: 颗粒轴向扩散能力主要受气泡上升速度和颗粒内循环的影响; 随流化

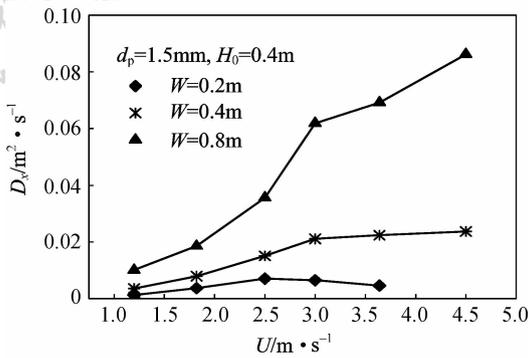


图 5 不同床宽条件下流化风速对颗粒横向扩散系数的影响

Fig. 5 Effect of gas velocity on lateral dispersion coefficient under different bed width

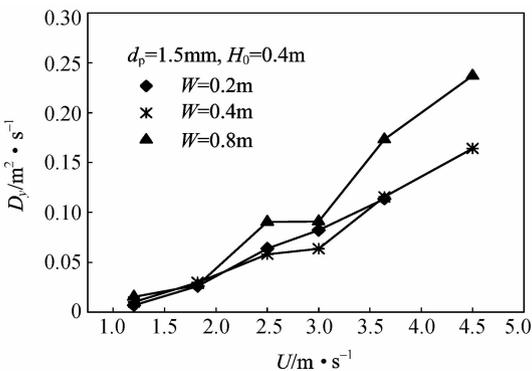


图 6 不同床宽条件下流化风速对颗粒轴向扩散系数的影响

Fig. 6 Effect of gas velocity on axial dispersion coefficient under different bed width

风速提高, 气泡直径和上升速度增大, 其携带尾涡颗粒上升的能力增大, 从而颗粒轴向扩散能力增大。

3.3 关于颗粒横向扩散系数的讨论

流化床颗粒横向混合速率比轴向慢这一特点已被人们充分认识, 本文的计算也证实了这一点。对比图 5 和图 6, 以流化风速为 $2.5 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$ 为例, 床宽为 0.2 m 时, D_y 比 D_x 约大 1 个数量级; 床宽增大到 0.8 m 时, D_y 约是 D_x 的 4 倍。因此, 横向扩散是颗粒混合速率的控制因素。很多研究者在流化床实验装置上测得了颗粒横向扩散系数。图 7 对比了不同研究者的测量值, 本文各工况的计算值也列在其中。

由图 7 可见, 已报道的 D_x 值存在 3 个数量级以上的差别。 D_x 处于 $0.001 \text{ m}^2 \cdot \text{s}^{-1}$ 数量级的研究报道有文献[7-9, 11-12], 及本文针对 0.2 m 床宽时流化风速为 $1.2 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$ 的模拟结果。其共同点是流化风速较低, 或者床体尺寸较小。

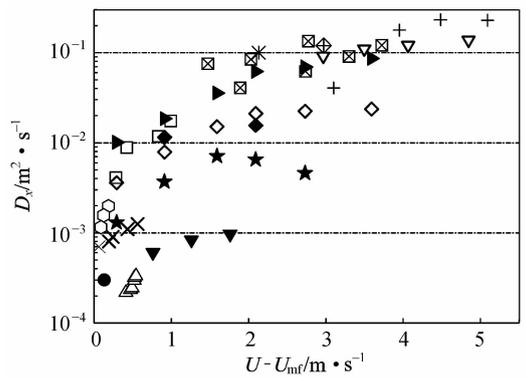


图 7 颗粒横向扩散系数和流化风速度的关系

Fig. 7 Relation of solid lateral dispersion coefficient and gas velocity

- ★ TFM, 0.2 m (this work); ◇ TFM, 0.4 m (this work);
- ▶ TFM, 0.8 m (this work); ◆ DEM, 0.4 m (this work);
- Ref. [13]; ◊ Ref. [4]; * Ref. [5]; ▽ Ref. [14];
- ⊠ Ref. [3]; + Ref. [15]; △ Ref. [7]; ○ Ref. [8];
- × Ref. [9]; ▼ Ref. [11]; ● Ref. [12]

D_x 处于 $0.01 \text{ m}^2 \cdot \text{s}^{-1}$ 数量级的研究报道有文献[13], 他们采用的二维流化床床宽为 0.4 m 。本文在 0.4 m 床宽时计算所得 D_x 在 $0.01 \text{ m}^2 \cdot \text{s}^{-1}$ 附近, 这与文献 [13] 实验所得的 D_x 比较吻合。

D_x 处于 $0.1 \text{ m}^2 \cdot \text{s}^{-1}$ 数量级的研究报道有文献[3-5, 14-15], 远大于早期在鼓泡床上测得的颗粒扩散系数。这些研究均是在大尺寸流化床且高流化风速下进行的, 在此条件下, 气泡运动可以得到充分发展, 从而显著地促进颗粒运动和混合。本文针对 0.8 m 床宽且风速大于 $2.5 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$ 的条件计算所得 D_x 的值在 $0.06 \sim 0.08 \text{ m}^2 \cdot \text{s}^{-1}$ 附近, 与上述实验测量值相当, 但远大于床宽为 0.2 m 时 D_x 的计算值。进一步放大流化床的尺寸进行模拟和统计 D_x 的值, 仍具有重要意义, 这将是后续工作的重点。

综合上述对比, 在双流体模型中引入理想示踪粒子技术计算颗粒扩散系数的方法能够在数量级上预测颗粒扩散系数。此外, 系统地计算不同床宽和风速条件下颗粒扩散系数, 将不同研究者的实验结果联系在一起, 表明在大尺寸流化床且高流化风速下, 颗粒横向扩散系数远大于小尺寸鼓泡流化床, 这为不同研究者实验结果的分歧提供了理论依据。

此外, 图 7 对比了本文两个模型的计算结果。针对床宽 0.4 m 时流化风速分别为 $1.82 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$ 和

3.0 m · s⁻¹的两个工况, 两种模型计算的颗粒横向扩散系数存在差别, 但在数量级上吻合。这进一步说明本文在双流体模型中引入理想示踪粒子技术计算颗粒扩散系数是成功的。这种方法在计算大尺寸流化床内颗粒扩散系数时有明显优势, 从而为预测大型流化床内颗粒扩散速率奠定了基础。

4 结 论

分别应用离散颗粒模型和双流体模型进行研究, 并根据颗粒轨迹计算床内平均颗粒扩散系数。主要结论如下。

(1) 采用离散颗粒模型直观获得颗粒运动情况, 并从单个颗粒和气泡作用的角度分析颗粒运动和混合机理, 证实气泡在床层中上升、在床层表面爆破以及气泡上升引起的乳化相下沉运动对颗粒混合起关键作用。

(2) 应用基于颗粒动力学的双流体模型对床宽分别为 0.2、0.4、0.8 m 的流化床在鼓泡和湍动区进行数值模拟, 在模拟结果基础上, 引入理想示踪粒子技术计算床内平均颗粒扩散系数。这种方法在计算大尺寸流化床内颗粒扩散系数时有明显优势, 为预测大型流化床内颗粒扩散速率奠定了基础。

(3) 颗粒扩散系数计算结果表明, 横向扩散是颗粒混合速率的控制因素。颗粒横向扩散系数总体上随流化风速增大而增大, 但受床体尺寸影响较大。颗粒轴向扩散系数随流化风速增大而增大, 受床体尺寸影响较弱。

(4) 文献报道的密相区颗粒横向扩散系数分布在 10⁻⁴~10⁻¹ m² · s⁻¹ 数量级。本文提出的计算方法在数量级上与文献实验结果吻合, 表明在大尺寸流化床且高流化风速下, 颗粒横向扩散系数远大于小尺寸鼓泡流化床, 为不同研究者实验结果的分歧提供了理论依据。

References

- [1] Jin Yong (金涌), Zhu Jingxu (祝京旭), Wang Zhanwen (汪展文), Yu Zhiqing (俞芷青). Fluidization Engineering Principles (流态化工程原理). Beijing: Tsinghua University Press, 2001
- [2] Leckner B. Fluidized bed combustion: mixing and pollutant limitation. *Progress in Energy and Combustion Science*, 1998, **24** (1): 31-61
- [3] Yang H R, Lu J F, Liu Q, Yue G X. Lateral solids mixing in the dense zone of a circulating fluidized bed. *Chinese Journal of Chemical Engineering*, 2002, **10** (4): 490-493
- [4] Schlichthaerle P, Werther J. Solids mixing in the bottom zone of a circulating fluidized bed. *Powder Technology*, 2001, **120** (1/2): 21-33
- [5] Niklasson F, Thunman H, Johnsson F, Leckner B. Estimation of solids mixing in a fluidized-bed combustor. *Ind. Eng. Chem. Res.*, 2002, **41** (18): 4663-4673
- [6] Du B, Wei F. Lateral solids mixing behavior of different particles in a riser with FCC particles as fluidized material. *Chemical Engineering and Processing*, 2002, **41** (4): 329-335
- [7] Shi Y F, Fan L T. Lateral mixing of solids in batch gas-solids fluidized beds. *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, 1984, **23** (2): 337-341
- [8] Berruti F, Scott D S, Rhodes E. Measuring and modelling lateral solid mixing in a three-dimensional batch gas-solid fluidized bed reactor. *Can. J. Chem. Eng.*, 1986, **64**: 48-56
- [9] Bellgardt D, Werther J. A novel method for the investigation of particle mixing in gas-solid systems. *Powder Technology*, 1986, **48** (2): 173-180
- [10] Shen L, Zhang M. Solids mixing in fluidized beds. *Powder Technology*, 1995, **84** (3): 207-212
- [11] Mostoufi N, Chaouki J. Local solid mixing in gas-solid fluidized beds. *Powder Technology*, 2001, **114** (1/2/3): 23-31
- [12] Winaya I N, Shimizu T, Yamada D. A new method to evaluate horizontal solid dispersion in a bubbling fluidized bed. *Powder Technology*, 2007, **178** (3): 173-178
- [13] Pallares D, Johnsson F. A novel technique for particle tracking in cold 2-dimensional fluidized beds—simulating fuel dispersion. *Chemical Engineering Science*, 2006, **61** (8): 2710-2720
- [14] Xiao P, Yan G, Wang D. Investigation on horizontal mixing of particles in dense bed in circulating fluidized bed (CFB). *J. Therm. Sci.*, 1998, **7** (2): 78-84
- [15] Li Bingshun (李炳顺), Sun Yunkai (孙运凯), Yong Yumei (雍玉梅), Lü Qinggang (吕清刚). Coal-feeding diffusion cold experiment and model-building in dense phase of two-dimensional circulating fluidized bed. *Boiler Technology* (锅炉技术), 2007, **38** (2): 28-31
- [16] Rhodes M J, Wang X S, Nguyen M, Stewart P, Liffman K. Study of mixing in gas-fluidized beds using a DEM model. *Chemical Engineering Science*, 2001, **56** (8): 2859-2866
- [17] Tian F G, Zhang M C, Qi Y F, Gu M Y, Wang L, Qi Y F. Numerical study on microscopic mixing characteristics in fluidized beds via DEM. *Fuel Processing Technology*, 2007, **88** (2): 187-198
- [18] Jiradilok V, Gidaspow D, Breault R W, Shadle L J, Guenther C, Shi S P. Computation of turbulence and

- dispersion of cork in the NETL riser. *Chemical Engineering Science*, 2008, **63** (8): 2135-2148
- [19] Ding J M, Gidaspow D. A bubbling fluidization model using kinetic theory of granular flow. *AIChE Journal*, 1990, **36** (4): 523-538
- [20] Tsuji Y, Kawaguchi T, Tanaka T. Discrete particle simulation of two-dimensional fluidized bed. *Powder Technology*, 1993, **77** (1): 79-87
- [21] Zhao Yongzhi (赵永志), Cheng Yi (程易), Jin Yong (金涌). CFD-DEM simulation of clustering phenomena in riser and downer. *Journal of Chemical Industry and Engineering (China)*(化工学报), 2007, **58** (1): 44-53
- [22] Bi H T, Grace J R. Flow regime diagrams for gas-solid fluidization and upward transport. *International Journal of Multiphase Flow*, 1995, **21** (6): 1229-1236