内置隔板流化床气固两相流动数值模拟

潘 刚,范 勇,彭迎彬,武文斐

(白云鄂博矿多金属资源综合利用重点实验室,内蒙古科技大学能源与环境学院,内蒙古 包头 014010)

摘 要: 基于 EMMS 模型、耦合双流体模型对内置隔板流化床内气固两相流动规律进行研究,包含流化床内气固两相的速度分布规律、固相颗粒体积分数分布规律、粒径对固相颗粒体积分数分布的影响规律等内容。结果表明: 流化床内存在固体颗粒的返混现象,多个隔板的存在增强流化床内的返混现象; 局部固相颗粒体积分数较高,表明固体颗粒发生了团聚现象; 固相颗粒体积分数呈现出"上稀下浓"和"核稀边密"的分布规律,且在高度方向的变化规律呈现出"S"曲线; 随着颗粒粒径的减小,被气体携带进入高度 $h=0.1\sim0.4$ m 区域的固体颗粒增多。研究结果可为深入理解内置隔板流化床内磁化焙烧过程中气固两相流动规律提供理论指导。

关键词: 流化床; 内置隔板; 流场分布; EMMS 模型; 数值模拟

中图分类号: TF552 **文献标志码:** A **文章编号:** 1004-7638(2015)06-0101-07

DOI: 10.7513/j.issn.1004-7638.2015.06.019

Numerical Simulation of Gas-solid Flow in Fluidized Bed with Inner Partition Plates

Pan Gang, Fan Yong, Peng Yingbin, Wu Wenfei

(Key Laboratory of Integrated Exploitation of Bayan Obo Multi-metal Resources, School of Energy and Environment, Inner Mongolia University of Science and Technology, Baotou 014010, Inner Mongolia, China)

Abstract: Numerical simulation of gas-solid flow in the fluidized bed with inner partition plates had been carried out based on EMMS model coupling with two-fluid model in order to investigatethe gas-solid velocity distribution and solid particles volume fraction distribution, as well as the effect of the size of solid particles on the solid particles volume fraction distribution. The result shows the back-mixing of solid particles in the fluidized bed, and presence of the inner partition plates enhances the back-mixing of solid particles. Higher local solid particles volume fractionindicates the agglomeration of the solid particle. Heterogeneous distribution of solid particles exists in the fluidized bed, the solid particles volume fraction distribution along height direction shows "S" shape profile. With the decrease of solid particle size, the amount of solid particles being brought into the zone within 0.1 m to 0.4 m increases. The simulation result could provide theoretical guidance for understanding the gas and sold flow of magnetic roasting in fluidized bed with Inner Partition Plates.

Key word: fluidized bed, inner partition plates, flow field, EMMS model, numerical simulation

0 引言

我国褐铁矿储量非常丰富,但由于其品位较低而没有得到较好的开发利用。对于这种低品位难选褐铁矿石的开发利用,流态化磁化焙烧技术作用巨大[1]。在流态化磁化焙烧过程中,流化床内气固两

收稿日期: 2015-07-12

基金项目: 内蒙古自治区自然科学基金(编号: 2014BS0508); 内蒙古科技大学创新基金(编号: 2014QDL051)。

作者简介: 潘 刚(1983—),男,四川南充人,博士,主要从事气固两相流动研究。

相的流动状态至关重要，直接影响褐铁矿颗粒在流化床内的停留时间和还原过程。文献[2-3]以包头固阳低品位褐铁矿石为对象，考虑内置隔板流化床的隔板高度、给料粒径等因素，对物料在流化床内停留时间的影响规律进行了研究，发现隔板的存在，有效延长了固体颗粒在流化床内的停留时间，但未得到内置隔板流化床内气固两相的流动状态。

目前，国内基于 EMMS 模型(能量最小多尺度模型)，结合双流体模型对循环流化床内气固两相流动进行了相关研究。王雪瑶等[4]基于 EMMS 模型，将其耦合到计算流体力学中，建立了循环流化床回路的三维流动模型，并通过试验验证了数学模型；模型可以捕获颗粒团聚的复杂运动，能够描述气固两相的流动。王嘉昌等基于 EMMS 模型，对高通量循环流化床提升管中气固两相流动进行了研究[5]，得到提升管内典型的环核结构和壁面颗粒返混现象。霍蒙基于 EMMS 模型对循环流化床内气固两相流动进行了研究[6]，模拟得到流化床内上稀下浓和边壁浓中心稀的非均匀分布。从以上分析可知，EMMS 模型能模拟流化床内颗粒团聚、上稀下浓和边壁浓中心稀的非均匀分布，以及壁面返混等现象。已有一些关于流化床中气固两相流动状态研究报道。然而，采用 EMMS 模型结合双流体模型研究内置隔板流化床内气固两相流动的文献较少。

笔者基于 EMMS 模型，建立内置隔板流化床内气固两相流动的数学模型，对内置隔板流化床内的气固流动状态进行了研究，分析了固体颗粒粒径对固体颗粒流动的影响规律。研究结果可为深入理解内置隔板流化床内磁化焙烧过程中气固两相流动规律提供理论指导。

1 物理模型

笔者以文献[2-3]的内置隔板流化床为研究对象，采用二维模型对内置隔板流化床主体部分的气固两相流动进行数值模拟，见图 1。

2 数学模型

采用双流体模型模拟内置隔板流化床内气固两相流动[7]。气固两相之间的作用力主要考虑相间曳力，曳力模型采基于 EMMS(Energy-Minimization Multi-Scale)的曳力模型，由中科院过程所开发的 EMMS 软件中的曳力计算模块(EMMS/Matrix)进行计算。EMMS/Matrix 曳力模型是基于 EMMS 思想[8-9]，EMMS 模型对非均匀结构和气固相间作用进行了多尺度分解，将系统分解为三个特征尺度，即微尺度(颗粒尺度)、介尺度(聚团尺度)和宏尺度(设备尺度)，用结构参数描述各个尺度内气固两相的相互作用；基本方程式、具体介绍及求解方法参见文献[10-11]。模拟采用 FLUENT6.3.26 作为求解器。模拟基本参数设置，如表 1 所示。

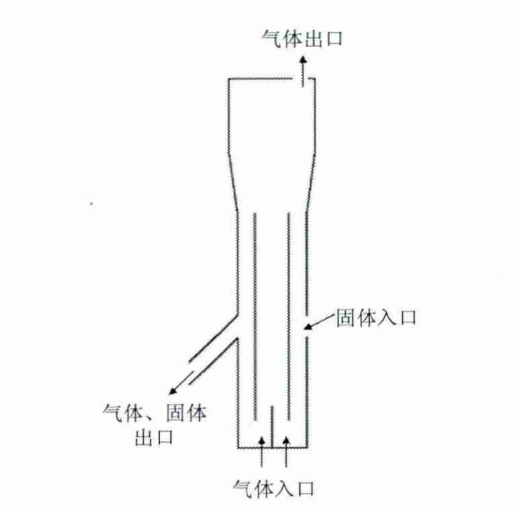


图 1 模拟对象

Fig. 1 Schematic diagram of simulating object

表 1 模拟参数

Table 1 Parameters for the simulations

颗粒粒径/μm	颗粒密度/(kg·m^{-3})	气体密度/(kg·m^{-3})	气体入口速度/(m·s^{-1})	时间步长/s	计算时间/s
170	2 300	1.225	0.8	0.000 5	25

3 模型的验证

采用文献[12]中循环流化床的试验数据验证数学模型，如图 2 所示。在流化床中存料量 $Is = 20$ kg 的情况下，模拟得到的流化床中高度方向上的固相体积分数分布与试验值吻合的较好，如图 2(a)所示；径向方向孔隙率的模拟值与试验值基本吻合，如图 2(b)。图 3 为流化床中固体颗粒体积分数分布的瞬时值和时间平均值。从图 3(a)可以看出，局部区域固相体积分数较高，颗粒发生了明显团聚，整个流化床呈现出“上稀下浓”的形态，与文献[7]的模拟结果一致。固体颗粒体积分数的时间平均值如图 3(b)所示，边壁固体颗粒体积分数较高，中间区域

固体颗粒体积分数较低,呈“核稀边密”分布。经过以上分析,表明基于 EMMS 模型气固两相流动数学模型的准确性得到验证,能够模拟内置隔板流化床中气固两相的流动规律。

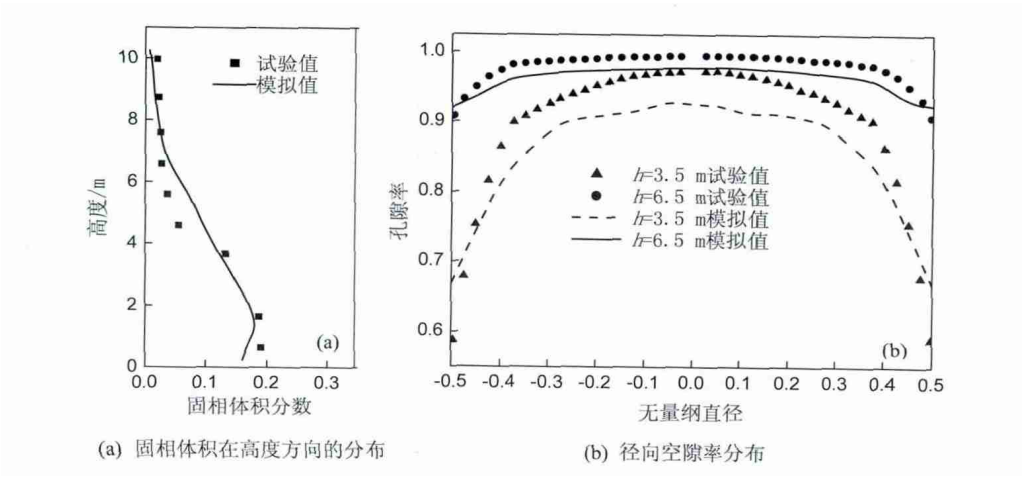


图 2　模型的计算值与实验值的比较(*Is* = 20 kg)

Fig. 2　Comparison between simulation result and experiment data(*Is* = 20 kg)

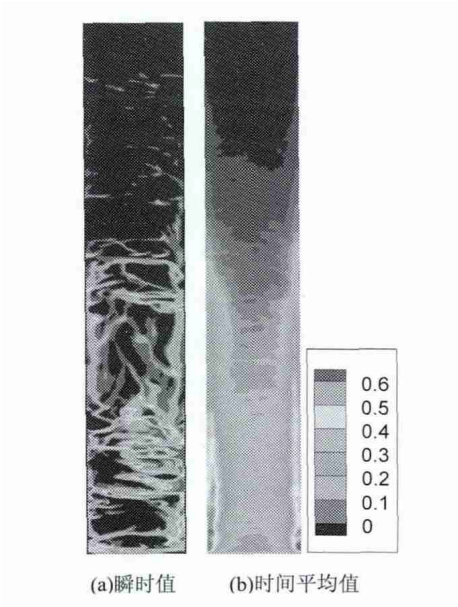


图 3　循环流化床固相体积分数分布(*Is* = 20 kg)

Fig. 3　Solid particles volume fraction distribution in circulating fluidized bed(*Is* = 20 kg)

4　计算结果及分析

4.1　气固相速度分布

流化床内气固两相的速度分布如图 4 所示。为了便于分析问题,按照从左到右的顺序,将隔板命名为 1 号、2 号、3 号隔板; 1 号和 3 号隔板以上的区域称为上部区域,以下的区域称为底部区域。气体入口速度为 0.8 m/s,在隔板和壁面附近区域形成气体速度边界层,速度约为 0 ~ 0.5 m/s,见图 4(a) 。气体速度边界层内固体颗粒速度约 0.2 ~ 0.8 m/s,见图 4(b) ; 气体速度边界层速度较低,气体曳力较小而不能使固体颗粒向上运动,固体颗粒沿着隔板和壁面向下流动,如图 5(b) 所示。在隔板之间、隔板和壁面之间的中间区域,气体速度增大,约为 1.5 ~ 3 m/s; 固体颗粒受到的曳力增加,导致该区域固体颗粒速度增加,如图 4(b) 所示,约为 0.4 ~ 1.2 m/s。气体进入上部区域,上部区域的空间突然扩大,气体速度迅速降低为 0.5 m/s; 气体速度的降低,固体颗粒受到的曳力减小; 上部区域固体颗粒的速度降低约为 0.1 m/s,固体颗粒落入隔板之间的区域,从而避免固体颗粒从上部区域的出口流出。中部出口管道内气体速度约为2.5 m/s,远大于上部出口附近的气体速度; 气体速度影响固体颗粒的速度,中部出口管道内固体颗粒速度,明显大于上部出口附近固体颗粒速度; 固体颗粒主要从中部出口管道流出。

4.2　固相颗粒的速度矢量图

分析流化床内固相速度矢量如图 5 所示,图 5(a) 为整个流化床的固相速度矢量图,图 5(b) 为下部区域的速度矢量图。3 号隔板与右侧壁面之间区域内一部分固相颗粒向上流动进入上部区域,同时隔板和壁面附近区域的固体颗粒向下流动进入底部区域。2 号隔板和 3 号隔板之间区域内的固体颗粒,一部分向上流动进入 1 号隔板和 3 号隔板之间的区域,隔板附近区域的固体颗粒向下流动进入底部区域。1 号隔板和 3 号隔板之间的区域的固相颗粒,一部分向上流动进入上部区域,另一部分沿着隔板附近的区域流

入底部区域。1 号隔板和 2 号隔板之间区域的固体颗粒，一部分向上流动进入 1 号隔板和 3 号隔板之间的区域，另一部分沿着隔板附近区域流入底部区域。左侧壁面与 1 号隔板之间区域(中部出口管道以下的区域) 内的固体颗粒，一部分向上流动并从中部出口流出，另一部分固体颗粒沿着壁面和隔板流入底部区域。进入上部区域的固体颗粒形成旋涡，并进入左侧壁面与 1 号隔板之间区域(中部出口管道以上的区域) ，并从中部出口流出。

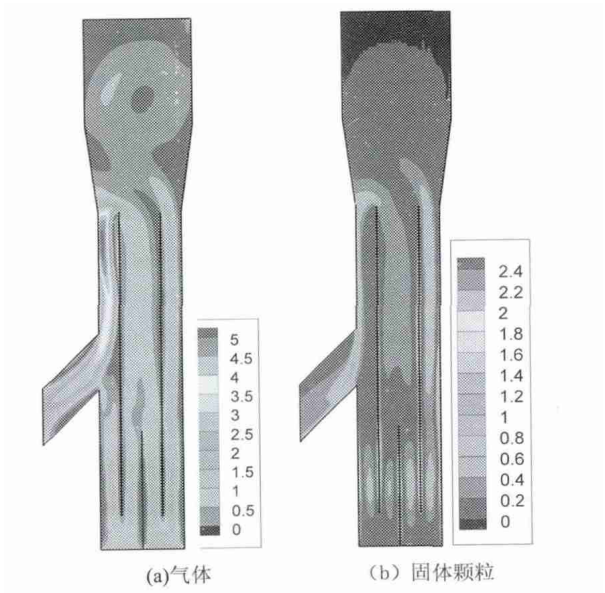


图 4 气固两相的速度分布

Fig. 4 Velocity distribution of gas and solid phases

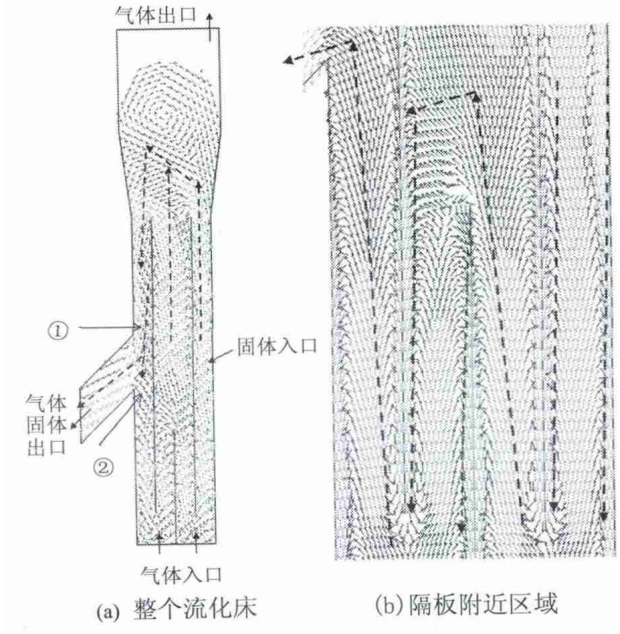


图 5 固相颗粒速度矢量

Fig. 5 Velocity vector of solid particle

从以上分析可知:

1) 固相颗粒从入口流向中部出口管道主要沿着两条路径。①从上部区域进入中部出口管道。颗粒进入上部区域，在上部区域停留后，进入左侧壁面与 1 号隔板之间区域(中部出口管道以上的区域) ，并从中部出口管道流出，如图 5(a) 中的虚线所示。②从下部区域进入中部出口管道。颗粒在入口处沿着 3 号隔板和右侧壁面附近的区域流入底部区域; 向上流入 2 号隔板和 3 号隔板之间的区域，随后进入 1 号与 3 号隔板之间的区域; 沿着 1 号和 2 号隔板附近的区域向下流入底部区域，随后沿着左侧壁面与 1 号隔板之间的区域向上流动并从中部出口管道流出，如图 5(b) 中的虚线所示。

2) 隔板和壁面附近区域存在固体颗粒的返混现象，固相颗粒沿着隔板和壁面向下流动，主要原因是隔板和壁面附近区域存在气体的速度边界层，速度边界层的速度较低，约为 0 ~ 0.5 m/s，见图 4(a) ; 速度边界层内较低的气体速度，不能给固相颗粒提供足够的曳力，因此固相颗粒沿着隔板和壁面向下流动; 同时多个隔板的存在，增强了流化床内固体颗粒的返混现象; 这将延长固体颗粒在流化床内的停留时间，从而有利于固体颗粒的充分反应。

根据固相颗粒的平均速度和表观密度，计算中部管道出口的固体颗粒质量流量，以及出口管道附近固相颗粒的质量流量，见图 5(a) 所示的①和②区域。①区域的固体颗粒主要流入了中部出口管道，从①区域进入出口管道的固体质量流量约为 0.012 9 kg/(m^2 · s) 。中部管道出口的固体颗粒质量流量减去从①区域进入出口管道的固体质量流量，得到从②区域进入出口管道的固体质量流量约为0.040 5 kg/(m^2 · s) ，约为①区域质量流量的 3.1 倍，可见固体颗粒主要沿着下部区域如图 5(b) 所示的第二条路径流出流化床中部管道出口。

4.3 固相颗粒的体积分数

固相体积分数的时间平均值和瞬时值如图 6 所示。25 s 时，固相颗粒局部的瞬时体积分数较高，见图 6(a) ，表明固体颗粒出现团聚现象。被隔板分开的几个区域，隔板和壁面附近区域的固体颗粒体积分数较高，说明固体颗粒在隔板和壁面附近区域发生团聚现象; 隔板和壁面之间以及隔板之间的中间区域固体颗粒体积分数较低，即固体颗粒体积分数呈现出“核稀边密”的分布，如图 6(b) 所示。隔板和壁面附近区域存在气体速度边界层，固相颗粒沿着壁面和隔

板向下流动,见图 5(b) ,导致在流化床下部壁面和隔板附近的区域,固相体积分数的时间平均值明显高于其它区域。由于固体颗粒团聚现象的存在,在该流化床内的磁化焙烧过程中,应在较低温条件下进行磁化焙烧的还原反应,从而避免因固体颗粒团聚而导致颗粒粘结在一起,使还原反应顺利进行。低温条件下磁化焙烧还原反应需要更长的时间,而多个隔板的存在延长了固体颗粒在流化床内的停留时间。

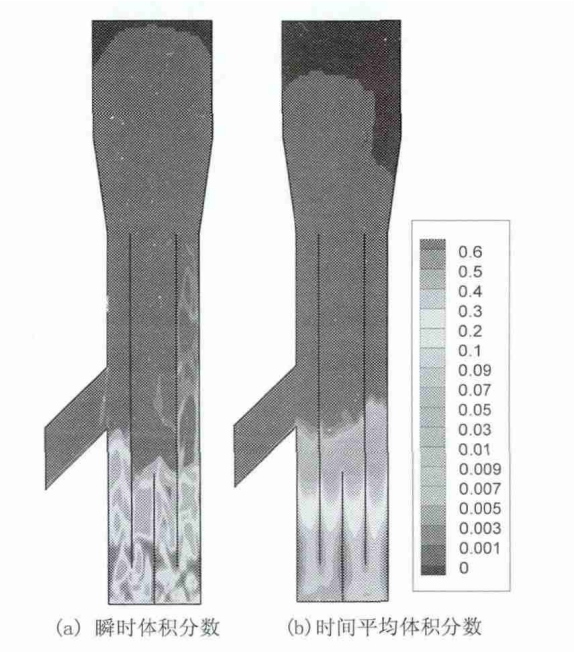


图 6　流化床内固相体积分数

Fig. 6　The distribution of solid particles in fluidized bed

固相颗粒的体积分数上部较低下部较高,呈现出“上稀下浓”的分布规律,如图 6 所示,表明固体颗粒主要在下部区域流动。固相颗粒时间平均体积分数在高度方向的变化规律曲线呈现出“S”型曲线,如图 7(a) 所示。在高度 0 ~ 0. 8 m 范围内,处于 1 和 3 号隔板以下区域,该区域被 2 号隔板分割为两个区域,固相体积分数约为 0. 31。在高度 0. 8 ~ 0. 3 m,流化床被三个隔板分割为 4 个区域。在高度 0. 8 ~ 0. 1 m 范围内,由于在每个隔板的两侧以及壁面附近的固体颗粒体积分数较高,该范围内固相颗粒体积分数增加到 0. 34。在高度 0. 1 ~ 0. 28 m 区域,固相颗粒体积分数从 0. 34 逐渐降低为 0. 06。随着高度的增加,在高度 0. 28 m 以上的区域,固相体积分数从 0. 06 迅速降低为 0. 005,并趋于均匀。

图 7(b) 分析了不同高度水平方向固相颗粒体积分数的变化规律,在高度为 h = 0. 05 m 区域,流化床被 2 号隔板分割为两个区域。水平方向上,固相颗粒体积分数分布规律曲线呈现出“W” 型曲线。隔板两侧和壁面附近区域,固相颗粒体积分数较高约为 0. 37; 壁面和隔板之间的中间区域,固相颗粒体积分数迅速下降约为 0. 3,且固体颗粒体积分数比较均匀。在高度为 h = 0. 2 m 的区域,流化床被三个隔板分割为 4 个区域。水平方向上,固相颗粒体积分数分布规律曲线呈现出“波浪” 型曲线。隔板和壁面附近的区域,固相颗粒体积分数较高约为 0. 3; 隔板之间以及壁面和隔板的中间区域,固相颗粒体积分数迅速下降约为 0. 17。在高度为 h = 0. 35 的区域,流化床被 1 和 3 号隔板分割为 3 个区域。在该区域,固相颗粒体积分数下降约为 0. 02,并在水平方向的变化比较平缓,隔板和壁面对固相颗粒体积分数的分布影响较小。

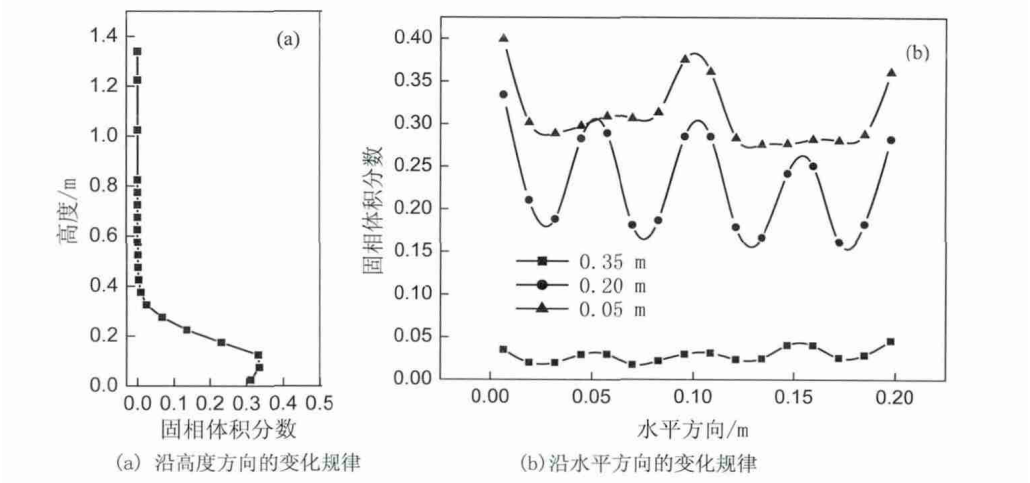


图 7　流化床内固相颗粒平均体积分数

Fig. 7　verage volume fraction distribution of solid particles in fluidized bed

4.4 固相颗粒粒径的影响

粒径的大小会影响固相颗粒在流化床内的分布。不同粒径下，流化床内固相颗粒体积分数的分布相似，都呈现出“上稀下浓”、“核稀边密”的分布规律，如图 8 所示。当颗粒粒径较小时 d = 110、140 μm，在 3 号隔板与右侧壁面之间区域（固体颗粒入口以上区域）固相颗粒体积分数较高。因此当颗粒粒径较小时，在固相颗粒入口附近，更多的颗粒随着气体向上运动进入上部区域。

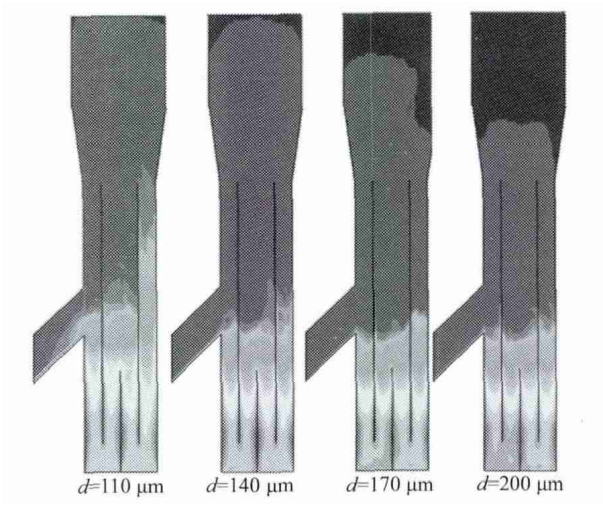


图 8 粒径对流化床内固相体积分数分布的影响规律

Fig. 8 The effect of solid particle size on its volume fraction distribution

不同粒径条件下，固相体积分数在高度方向的分布都呈现出“S”型曲线，见图 9。在高度 h = 0.1 m 以下区域，在相同高度的条件下，较小固体颗粒粒径 d = 110、140 μm 时，固相颗粒体积分数较小。当固体颗粒粒径较小时，更多的颗粒被气体携带到较高的区域（h = 0.1 ~ 0.4 m）；因此在高度 h = 0.1 ~ 0.4 m 区域，在相同高度的条件下，颗粒粒径越小，固相颗粒的体积分数较大。例如：在高度 h = 0.25 m，当粒径为 d = 200、170 μm 时，固相颗粒体积分数约为 0.1；当粒径为 d = 140 μm，固相颗粒体积分数增加到 0.13；当粒径为 d = 110 μm，固相颗粒体积分数增加到 0.17。在高度 h = 0.4 m 以上的区域，不同粒径条件下，固相体积分数迅速减小，并趋于均匀，固相体积分数分布曲线重合在一起。

随着粒径的减少，从图 10 可知，从区域①②流入出口管道的质量流量增加，即固体颗粒的出口质量流量增加。当固体颗粒粒径的减小，从而单个颗粒的重量减小，因此相同条件下气体的能携带更多的固体颗粒。粒径在 d = 170 ~ 200 μm，区域①和②的质量流量变化较小；区域①的质量流量从 0.005 5 kg/(m^2 · s) 增加为 0.012 9 kg/(m^2 · s)；区域②的质量流量从 0.011 4 kg/(m^2 · s) 增加为 0.040 5 kg/(m^2 · s)。当粒径减小为 d = 110 ~ 140 μm，区域①和②的质量流量迅速增加。当粒径减小为 140 μm 时，区域①的质量流量增加到0.043 5 kg/(m^2 · s)，区域②的质量流量增加到 0.165 9 kg/(m^2 · s)；当粒径减小为 110 μm 时，区域①的质量流量增加到 0.140 2 kg/(m^2 · s)，区域②的质量流量增加到 0.559 4 kg/(m^2 · s)。颗粒质量流量的增加，将导致固体颗粒在流化床内的停留时间减小。在不同粒径条件下，颗粒主要从区域②流入出口管道；从区域②流入出口管道的质量流量，约为从区域①流入出口管道的质量流量的 2 ~ 4 倍。

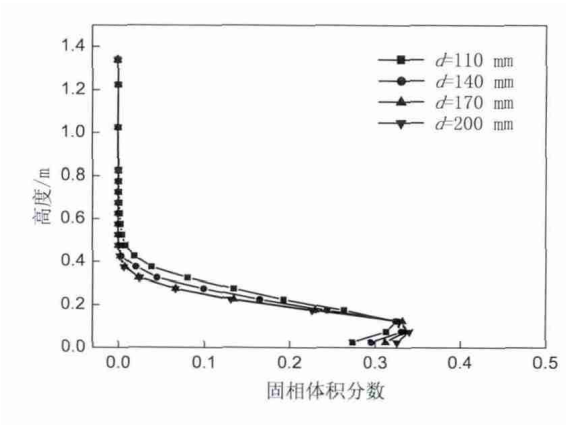


图 9 粒径对固相高度方向体积分数分布的影响规律

Fig. 9 The effect of solid particles size on its volume fraction distribution along height direction

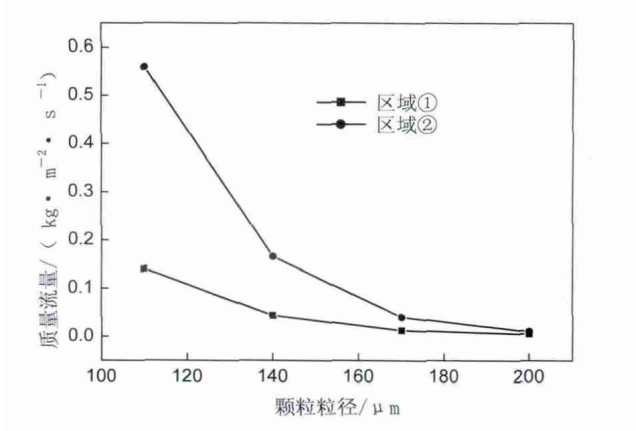


图 10 粒径对区域①②质量流量的影响规律

Fig. 10 The effect of solid particle size on mass flow in zone ① and ②

5　结论

在建立基于 EMMS 模型的气固两相流动数学模型并得到验证的基础上,对内置隔板流化床内的气固两相流动规律进行了研究。得到以下主要结论:

1) 隔板和壁面附近区域存在固体颗粒的返混现象,同时多个隔板的存在,增强了流化床内固体颗粒的返混现象。这将延长固体颗粒在流化床内的停留时间,从而有利于固体颗粒的充分反应。

2) 局部固相颗粒体积分数较高,表明固体颗粒发生了团聚。在该流化床内的磁化焙烧过程中,应在低温条件下进行还原反应,从而避免因固体颗粒团聚而导致颗粒粘结在一起。低温条件下磁化焙烧还原反应需要更长的时间,而多个隔板的存在延长了固体颗粒在流化床内的停留时间。

固相颗粒体积分数的时间平均值呈现出“上稀下浓”,在高度方向的变化规律曲线呈现出“S”型曲线,固体颗粒主要在下部区域流动。被隔板分开的几个区域,体积分数呈现出“核稀边密”的分布规律。

3) 随着颗粒粒径减小为 110、140 μm,在高度 h = 0.1 m 以下区域固体颗粒体积分数减小; 被气体携带进入高度 h = 0.1 ~ 0.4 m 区域的固体颗粒增多,该区域内固体颗粒体积分数增加。随着粒径的减小,出口颗粒质量流量增加; 不同粒径条件下,颗粒主要从下部区域进入中部出口管道,从下部区域进入出口管道的质量流量,约为从上部区域进入出口管道质量流量的 2 ~ 4 倍。

参考文献

[1] Dai Tao,Li Baowei,Wu Wenfei. Reduction model for gas magnetization roasting process of single limonite particles [J]. Metal Mine,2014,43(2):79-82.
(代涛,李保卫,武文斐. 单颗粒褐铁矿气基磁化焙烧过程的还原模型 [J]. 金属矿山,2014,43(2):79-82.)

[2] Peng Yingbin. Residence time study of a bubbling fluidized bed based on reduction of limonite [D]. Baotou: Inner Mongolia University of Science and Technology,2015: 31-38.
(彭迎彬. 基于还原焙烧的鼓泡流化床内颗粒停留时间研究 [D]. 包头: 内蒙古科技大学,2015: 31-38.)

[3] Peng Yingbin,Li Haiguang,Gong Zhijun,*et al*. Particle residence time in a bubbling fluidized bed with inner-vertical partition plate [J]. Iron Steel Vanadium Titanium,2015,36(4):140-144.
(彭迎彬,李海广,龚志军,等. 内置竖隔板流化床颗粒停留时间分布 [J]. 钢铁钒钛. 2015,36(4):140-144.)

[4] Wang Xueyao,Lei Fulin,Wu Xuezhi,*et al*. Three dimensional full-loop numerical simulation of a CFB and experimental verification [J]. Journal of Engineering Thermophysics,2013,34(7):1287-1290.
(王雪瑶,雷福林,吴学智,等. 循环流化床三维全循环模拟及实验验证 [J]. 工程热物理学报,2013,34(7):1287-1290.)

[5] Wang Jiachang,Wang Xueyao,Wang Shengdian,*et al*. The research on gas-solid flow in high particle flux CFB's riser [J]. Boiler Technology,2010,41(1):36-39.
(王嘉昌,王雪瑶,王圣典,等. 高通量循环流化床提升管中气固两相流动的研究 [J]. 锅炉技术,2010,41(1):36-39.)

[6] Huo Meng,Zhang Nan,Meng Fanyong,*et al*. EMMS-based 3D full-loop CFD simulation of a circulating fluidized bed [J]. Computers and Applied Chemistry,2013,30(3):223-228.
(霍蒙,张楠,孟凡勇,等. 基于 EMMS 的循环流化床三维全循环 CFD 模拟 [J]. 计算机与应用化学,2013,30(3):223-228.)

[7] Kun H,Wei W,Zhou Q,*et al*. An Emms-based multi-fluid model (EFM) for heterogeneous gas-solid riser flows: Part I. Formulation of structure-dependent conservation equations [J]. Chemical Engineering Science,2012,75: 376-389.

[8] Li Jinghai. Multi scale simulation of complex system of granular fluid [M]. Beijing: Science Press,2005: 88-101.
(李静海. 颗粒流体复杂系统的多尺度模拟 [M]. 北京: 科学出版社,2005: 88-101.)

[9] Li J,Kwauk M. Exploring complex systems in chemical engineering-the multi-scale methodology [J]. Chemical Engineering Science,2003,58(3):521-535.

[10] Wang W,Li J. Simulation of gas-solid two-phase flow by a multiscale CFD approach-extension of EMMS to sub-grid level [J]. Chemical Engineering Science,2007,62: 208-231.

[11] Lu B,Wang W,Li J. Searching for a mesh-independent sub-grid model for CFD simulation of gas-solid riser flows [J]. Chemical Engineering Science,2009,64: 3437-3447.

[12] Wang J W,Zhou Q,Hong K,*et al*. An EMMS-based multi-fluid model (EFM) for heterogeneous gas-solid riser flows: Part II. An alternative formulation from dominant mechanisms [J]. Chemical Engineering Science,2012,75:349-358.

编辑　余文华