

文章编号:1007-6735(2016)04-0329-06

DOI:10.13255/j.cnki.jusst.2016.04.004

流化床烟气脱汞气固两相流动的可视化 研究与数值模拟

黄 朔, 赵兵涛, 钟 美

(上海理工大学 能源与动力工程学院, 上海 200093)

摘要: 为了探究流化床烟气脱汞反应器内气固两相的流动过程,通过可视化显形实验对不同主流化风速、床层物料高度、颗粒粒径和活性炭喷口速度下反应器内气固流动的行为和特征进行了研究.通过计算流体动力学方法对气固两相流动过程进行了数值模拟,并与实验进行比较.结果表明,数值模拟具有流动模拟的可靠性.主流化风速增加或颗粒粒径减小,均会加剧气固两相流动的剧烈程度,活性炭喷口气流会造成气固两相的局部湍动,但床层物料高度由于受到壁面与颗粒的摩擦力和内部气泡大小的综合作用,对气固流动行为的影响不显著.

关键词: 流化床反应器; 烟气脱汞; 两相流动; 可视化; 数值模拟

中图分类号: TK 16

文献标志码: A

Visible Investigation and Numerical Simulations on Gas-Solid Two-Phase Flow for Flue Gas Mercury Removal in Fluidized Bed

HUANG Shuo, ZHAO Bingtao, ZHONG Mei

(School of Energy and Power Engineering, University of Shanghai for Science and Technology, Shanghai 200093, China)

Abstract: In order to explore the process of gas-solid two-phase flow in a fluidized bed mercury removal reactor, visual experiments were carried out. The experiments were performed at different fluidized velocities, bed material heights, quartz sand particle sizes and activated carbon (AC) nozzle air velocityies. The gas-solid flow characteristics in the reactor were simulated by the computational fluid dynamics method and compared with the experiment results. The results indicate that the simulation model is of the reliability for flow simulation. The increase of inlet air velocity or the decrease of quartz sand particle size is beneficial to promote the violent degree of gas-solid two-phase flow. The AC nozzle air velocity can make the local turbulence in reactor. Under the synthetic action of friction between walls and particles and the bubbles size, the bed material height can hardly influence the two-phase flow.

收稿日期: 2016-03-01

基金项目: 国家自然科学基金资助项目(50806049);上海市自然科学基金资助项目(08ZR1415100);沪江基地建设基金资助项目(D14001)

第一作者: 黄 朔(1991-),男,硕士研究生.研究方向:燃烧源大气污染控制. E-mail: dear5121151@163.com

通信作者: 赵兵涛(1976-)男,副教授.研究方向:燃烧源大气污染控制. E-mail: zhaobingtao@usst.edu.cn

Keywords: fluidized bed reactor; flue gas mercury removal; two-phase flow; visualization; numerical simulation

燃烧烟气中的汞具有挥发性、持久性、生物累积性及毒性,会对环境和人体健康造成巨大损害^[1-2]. 电厂燃煤和垃圾焚烧成为最主要的人为汞排放源^[3-4]. 燃烧烟气中的汞依据物理化学形态通常分为单质汞(Hg^0)、氧化汞(Hg^{2+})和颗粒汞(Hg^p). 其中,颗粒汞含量较少且容易被除尘器捕获,氧化汞易溶于水,可以通过化学氧化法达到较好的捕集效果,但单质汞难溶于水且化学惰性强的特点,一般难以去除^[5-8]. 目前国内外学者对单质汞脱除的理论、方法和技术进行了一定研究,表明作为吸附法之一的活性炭吸附是一种有效的单质汞脱除方法^[9-12]. 在理论方面,Zhao等^[1]建立了活性炭烟气喷射脱汞过程的数学模型,并分析了吸附剂特性、停留时间及烟气汞浓度等因素对脱汞效率的影响. 在实验方面,Ho等^[13-14]分别对固定床、半流化床、流化床的脱汞效率进行了研究. 结果表明,虽然固定床的脱汞效率最高,但无法实现连续工作,实用性不及流化床. Scala等^[15]对流化床不同工况下的脱汞效率进行了研究,结果表明,流化床不仅传质性能好、工作稳定性强,而且具有良好的脱汞效率.

目前国内外对流化床脱汞的研究较少,且主要集中在汞的吸附效率上,但对流态化过程对于汞吸附的机制和累积的因素等方面的研究尚显欠缺. 为了深入了解流化床烟气脱汞过程中的气固两相流动的行为及其对脱汞性能的原理上的影响,本文通过可视化显形实验研究了流化床烟气脱汞反应器在不同操作参数条件下的气固两相的流动特征,并通过计算流体动力学方法对气固两相的流动进行了数值模拟,以期对流化床烟气脱汞的方法与技术提供理论参考.

1 实验装置与方法

实验装置以文献^[15]为依据,如图1所示. 流化床脱汞反应器的主体是内径为65 mm、高为600 mm的有机玻璃管,反应器底部具有长度为100 mm的空气整流段. 主体段和空气整流段之间由布风板隔开,布风板上方有内径为7 mm的切向活性炭进口,因活性炭浓度很低,对气体石英砂之间的流动影响不大,因此,本文忽略其对内部两相流动的影响,仅以通入空气情况考察. 床层物料采用密度为

$2\,500\text{ kg/m}^3$ 的石英砂. 实验时由空气压缩机将空气从底部送入反应器内,通过调节送入的空气流量来控制气流速度. 用摄像机对不同时刻反应器内的气固流动状态进行显形研究.

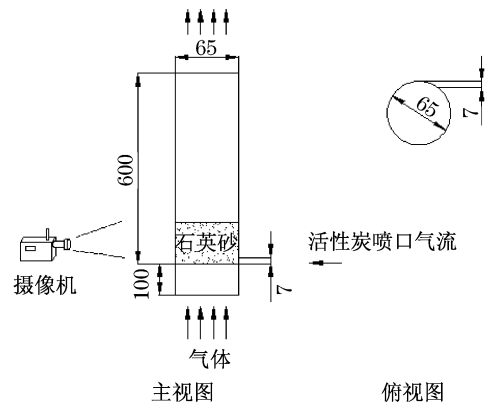


图1 实验装置图

Fig.1 Experimental apparatus

实验工况设计如表1所示.

表1 实验参数

Tab.1 Experimental parameters

工况	床料高度 h/mm	颗粒粒径 d_p/mm	主流化风速 $V/(\text{m} \cdot \text{s}^{-1})$	活性炭喷口速度 $V_s/(\text{m} \cdot \text{s}^{-1})$
1	65	0.2~0.4	0.15, 0.32, 0.41	0
2	65	0.45~0.8	0.32	0
3	130	0.2~0.4	0.32	0
4	65	0.2~0.4	0.32	3.6

2 数值模拟

2.1 物理模型的建立和网格划分

按照图1建立物理模型并采用ICEM软件对布风板上部的主反应区域进行网格划分,根据模型特性,选用结构网格并对切向活性炭喷口处的网格进行加密处理. 根据网格依赖性关联关系,最后选定模型总网格数量为22 000个. 网格划分如图2所示.

2.2 边界条件

数值模拟假定气相为常温常压下的空气,固相为粒径均一的石英砂颗粒. 模型底部主流化风进口和侧面切向的AC喷口均采用速度型进口(velocity-inlet),顶部出口采用压力出口(pressure-outlet). 表2列出了模拟计算的边界条件.

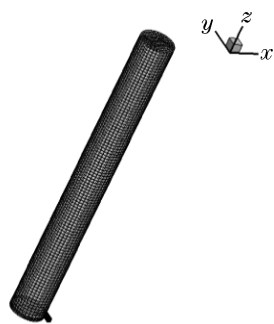


图2 流化床反应器网格示意图

Fig.2 Sketch of meshes on fluidized bed reactor

表2 模拟计算边界条件

Tab.2 Boundary conditions for simulation calculation

参 数	数 值
颗粒密度 $\rho_s/(\text{kg} \cdot \text{m}^{-3})$	2 500
颗粒粒径 d_p/mm	0.3, 0.5
床层初始固含率 S	0.55
气相密度 $\rho_g/(\text{kg} \cdot \text{m}^{-3})$	1.225
气相动力黏度 $\mu/(\text{Pa} \cdot \text{s})$	1.79×10^{-5}
时间步长 t/s	0.005

2.3 计算方法

采用欧拉-欧拉两相流模型,压力速度耦合采用 SIMPLE 算法,控制方程的迭代采用有限体积法,迭代计算的残差精度为 10^{-3} ,进行非稳态的迭代计算.为验证模拟的准确性,将模拟结果与实验结果进行比较.

3 结果与讨论

3.1 主流化风速的影响

图3(见下页)为不同主流化风速下的实验与模拟对比图.当主流化风速为 0.15 m/s 时,床层膨胀程度很小,膨胀率约为 8% .物料床层底部产生微小气泡,气泡逐渐上升,直到固相床层顶部后破裂,气泡的破裂造成了顶部颗粒的飞溅.当主流化风速为 0.32 m/s 和 0.41 m/s 时,床层的膨胀率分别为 50% 和 65% .床层中的气泡更加明显,因气泡的增大导致气泡在上升过程中携带了更多的周围固体颗粒同时上升,造成反应器内气固流动更加剧烈.实验现象与文献[16-17]所描述的一致.从模拟结果图3中可以看出,在低主流化风速下,床层均匀膨胀,主流化风速提高,床层内产生气泡,模拟结果与实验匹配度较好.

由于主流化风速的提高,导致气流对床层颗粒的湍动效应增强,使得活性炭颗粒喷入后与含汞烟气接触的概率增加,但另一方面也同时导致了烟气在反应器内滞留时间的减少,综合效应一般会导致脱汞效率降低^[13-15].

3.2 石英砂粒径的影响

图4(见下页)为石英砂颗粒粒径 0.5 mm ,床层物料高度 65 mm ,主流化风速 0.32 m/s 时的实验与模拟对比图.与图3(b)对比,当固相颗粒粒径增大后,床层膨胀程度、气泡尺寸均明显下降.由文献[18]可知,颗粒在流场中受到的作用力包括曳力、重力、浮力和其他作用力,其中,曳力的作用占主要地位.当颗粒粒径增大时,不仅会使颗粒自身重力增加,还会减弱其曳力,导致气固流动状态没有颗粒粒径小时的剧烈.

石英砂颗粒粒径的减小同样会增强气流与颗粒的湍动效应,提高后期活性炭与含汞烟气的接触几率,但主流化风速没变,颗粒粒径的减小并不会影响活性炭在反应器内的停留时间,故会提高汞的吸附效率^[13-15].

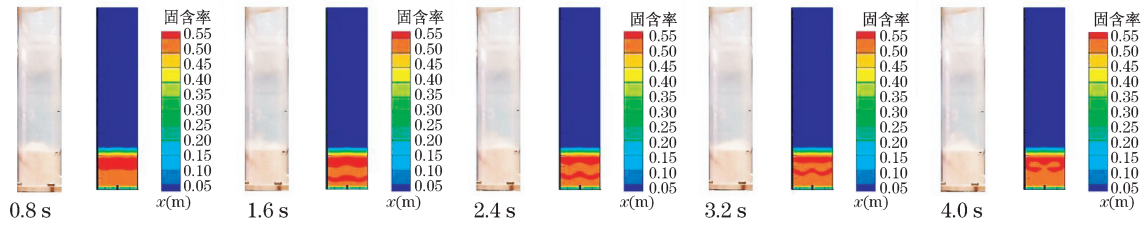
3.3 床层物料高度的影响

当床层物料高度增加到 130 mm ,主流化风速为 0.32 m/s ,颗粒粒径为 0.3 mm 时气固流动的实验与模拟对比如图5所示(见下页).与图3(b)相比,床层的膨胀有所下降,膨胀率约为 40% ,这是因为床层的增高导致了壁面与颗粒间的摩擦力增大,提高了颗粒的最小主流化速度^[19].但床层变高后反应器内生成的气泡尺寸变大,这是由于固相高度的增高使气泡有了更大的上升空间,气泡随着上升过程中床层压力的减小,尺寸逐渐变大,这与文献[20]所得结论一致.气泡尺寸的增大会将更多的颗粒从底部带到床层顶部,而上层的颗粒被挤压沿着壁面落到底层,如此往复循环.所以,在摩擦力和气泡尺寸两者共同的作用下,反应器内气固流动现象和低床层相比并没有较大差别.实验中的床层膨胀率略高于模拟结果,且实验中反应器上部有部分固相颗粒而模拟结果中没有,可能是由于数值模拟中石英砂采用了统一的粒径尺寸而导致的.

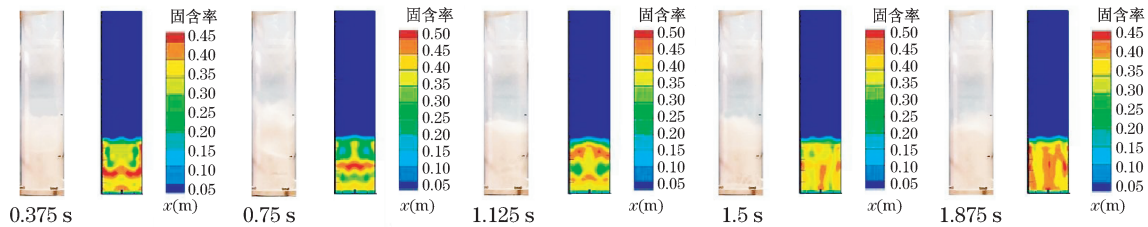
虽然床层物料高度的增加对气固两相的整体流动影响不大,但会增加活性炭在反应器内的停留时间,提高了石英砂对活性炭的粘附作用,使其脱汞效率增加^[15].

3.4 活性炭切向喷口速度的影响

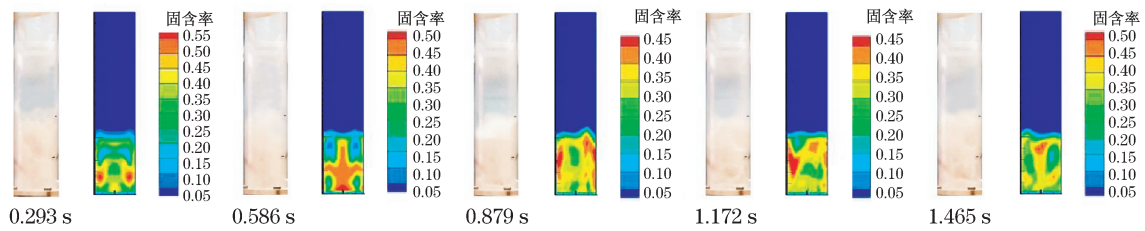
由于活性炭切向喷口尺寸远小于反应器内径,



(a) 主流化风速0.15 m/s,颗粒粒径0.3 mm,床层物料高度65 mm



(b) 主流化风速0.32 m/s,颗粒粒径0.3 mm,床层物料高度65 mm



(c) 主流化风速0.41 m/s,颗粒粒径0.3 mm,床层物料高度65 mm

图3 不同主流化风速下流化床中固含率的实验与模拟对比图

Fig.3 Experiment and simulation results of solid holdup in fluidized bed at different fluidized velocities

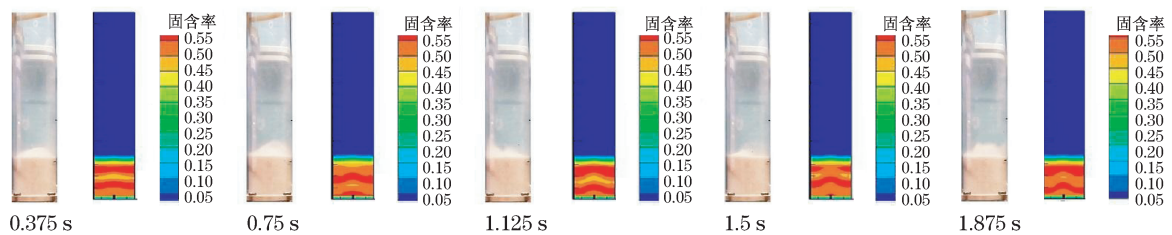


图4 不同颗粒粒径下流化床中固含率的实验与模拟对比图

Fig.4 Experiment and simulation results of solid holdup in fluidized bed at different particle sizes

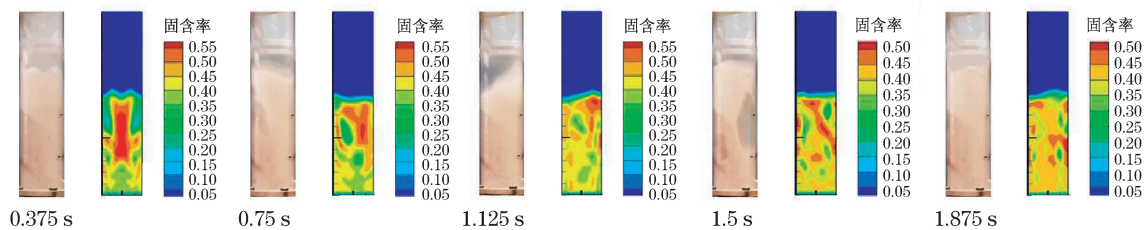
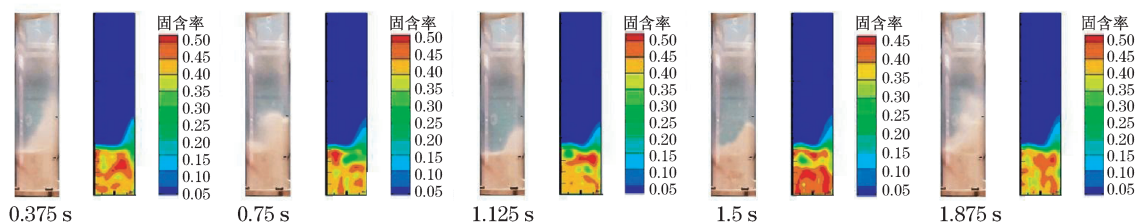


图5 不同床层物料高度下流化床中固含率的实验与模拟对比图

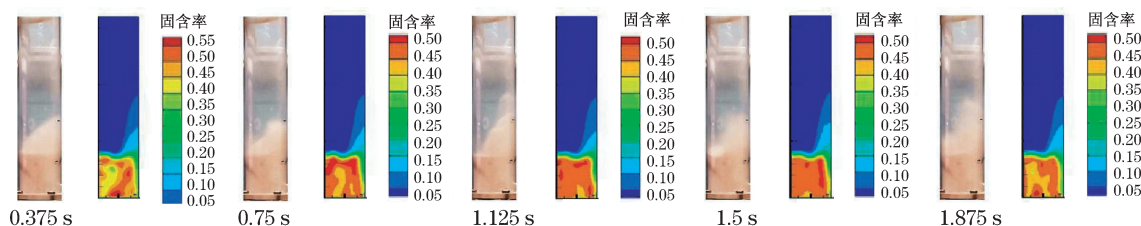
Fig.5 Experiment and simulation results of solid holdup in fluidized bed at different bed material heights

导致喷口气流进入到反应器内的速度迅速衰减,加之石英砂床层的阻力较大,并没有使气固两相形成旋流,而是在接近喷口的壁面附近形成局部较强的湍动.图6为主流化风速为0.32 m/s,不同活性炭喷口速度下的实验与模拟的对比图.

旋流能提高活性炭在反应器内部的停留时间,增加其对汞的捕集.但由于活性炭的粒径远小于石英砂的,主气流与石英砂的湍动也相对强烈,导致活性炭颗粒并没能在反应器内形成旋流,所以,活性炭喷口速度对汞的吸附效率影响不大.



(a) 主流化风速0.32 m/s,活性炭喷口速度3 m/s,颗粒粒径0.3 mm,床料高度130 mm



(b) 主流化风速0.32 m/s,活性炭喷口速度6 m/s,颗粒粒径0.3 mm,床料高度130 mm

图6 不同活性炭喷口速度下流化床中固含率的实验与模拟对比图

Fig.6 Experiment and simulation results of solid holdup in fluidized bed at different activated carbon nozzle air velocities

4 结 论

a. 通过可视化流动显形实验揭示了流化床烟气脱汞反应器内气固两相流动的基本形态,同时运用数值模拟的方法研究了反应器内气固两相的流动特性.通过与实验的比较,验证了数值模拟方法的可行性与正确性.

b. 主流化风速和颗粒粒径是影响气固流动的主要因素.主流化风速越大,颗粒粒径越小,颗粒床层膨胀率越大,气固两相流动越剧烈.活性炭喷口气流由于颗粒床层的阻力较大,基本不会造成固相的旋流,但是会造成近喷口一侧壁面附近颗粒相的局部湍动.

c. 床层物料高度变高会增加颗粒的最小流化速度,抑制气固两相的流动,也会增大反应器内的气泡尺寸而促进其流动.在抑制和促进两者的综合作用下,气固两相的流动状态并没有发生显著变化.

参考文献:

[1] ZHAO B T, ZHANG Z X, JIN J, et al. Simulation of

mercury capture by sorbent injection using a simplified model[J]. Journal of Hazardous Materials, 2009, 170(2/3): 1179 - 1185.

[2] BOSE-O'REILLY S, LETTMEIER B, GOTHE R M, et al. Mercury as a serious health hazard for children in gold mining areas[J]. Environmental Research, 2008, 107(1): 89 - 97.

[3] MUKHERJEE A B, ZEVENHOVEN R, BHATTACHARYA P, et al. Mercury flow via coal and coal utilization by-products: a global perspective [J]. Resources, Conservation and Recycling, 2008, 52(4): 571 - 591.

[4] YANG H Q, XU Z H, FAN M H, et al. Adsorbents for capturing mercury in coal-fired boiler flue gas[J]. Journal of Hazardous Materials, 2007, 146 (1/2): 1 - 11.

[5] MARTINEZ A I, DESHPANDE B K. Kinetic modeling of H_2O_2 -enhanced oxidation of flue gas elemental mercury[J]. Fuel Processing Technology, 2007, 88 (10): 982 - 987.

[6] HO T C, KOBAYASHI N, LEE Y, et al. Experimental and kinetic study of mercury adsorption on various activated carbon in a fixed-bed adsorber [J]. Environmental Engineering Science, 2004, 21 (1):

- 21-27.
- [7] 许月阳,薛建明,王宏亮,等.燃煤烟气常规污染物净化设施协同控制汞的研究[J].中国电机工程学报,2014,34(23):3924-3931.
- [8] SCALA F, CLACK H L. Mercury emissions from coal combustion: modeling and comparison of Hg capture in a fabric filter versus an electrostatic precipitator[J]. Journal of Hazardous Materials, 2008, 152(2): 616-623.
- [9] SHEN Z S, MA J, MEI Z J, et al. Metal chlorides loaded on activated carbon to capture elemental mercury[J]. Journal of Environmental Sciences, 2010, 22(11): 1814-1819.
- [10] KARATZA D, LANCIA A, PRISCIANDARO M, et al. Influence of oxygen on adsorption of elemental mercury vapors onto activated carbon[J]. Fuel, 2013, 111: 485-491.
- [11] LE L R, HUNG C H, JEN Y S, et al. Adsorption of vapor-phase elemental mercury (Hg^0) and mercury chloride (HgCl_2) with innovative composite activated carbons impregnated with Na_2S and S^0 in different sequences[J]. Chemical Engineering Journal, 2013, 229: 469-476.
- [12] 施雪,赵丽丽,吴江,等.生物质活性炭对模拟烟气汞吸附特性的实验研究[J].上海理工大学学报,2013,35(5):435-438.
- [13] HO T C, KOBAYASHI N, LEE Y K, et al. Modeling of mercury sorption by activated carbon in a confined, a semi-fluidized, and a fluidized bed [J]. Waste Management, 2002, 22(4): 391-398.
- [14] HO T C, SHETTY S, CHU H W, et al. Simulation of mercury emission control by activated carbon under confined-bed operations [J]. Powder Technology, 2008, 180(3): 332-338.
- [15] SCALA F, CHIRONE R, LANCIA A. Elemental mercury vapor capture by powdered activated carbon in a fluidized bed reactor [J]. Fuel, 2011, 90(6): 2077-2082.
- [16] SÁNCHEZ-DELGADO S, ALMENDROS-IBÁÑEZ J A, GARCÍA-HERNANDO N, et al. On the minimum fluidization velocity in 2D fluidized beds[J]. Powder Technology, 2011, 207(1): 145-153.
- [17] 李玲,惠建明,杨东伟,等.流化床式筛分机中气泡特性的数值模拟[J].上海理工大学学报,2015,37(5): 500-504.
- [18] 晁东海,郭雪岩.大颗粒气固流化床内两相流动的CFD模拟[J].上海理工大学学报,2010,32(4): 333-339.
- [19] CAICEDO G R, RUIZ M G, PRIETO Mrqués J J, et al. Minimum fluidization velocities for gas-solid 2D beds [J]. Chemical Engineering and Processing, 2002, 41(9): 761-764.
- [20] 唐胜利,王翀,吕红,等.鼓泡流化床流动特性的数值仿真和实验研究[J].计算机仿真,2011,28(11): 396-400.
- (编辑:石 瑛)