

# 六回路环形炉膛循环流化床试验研究

王小芳<sup>1</sup>, 帅大平<sup>1,2</sup>, 吕清刚<sup>1</sup>, 孙运凯<sup>1</sup>, 王法军<sup>1,2</sup>, 宋国良<sup>1</sup>

(1. 中国科学院工程热物理研究所, 北京 100190; 2. 中国科学院大学, 北京 100049)

**摘要:**针对大型循环流化床锅炉存在的二次风穿透不佳、受热面布置困难等问题,提出了适用于600 MW等级及以上超(超)临界循环流化床锅炉的炉型——六回路环形炉膛循环流化床,并进行冷态试验研究,考查环形炉膛内气固流动特性和六回路间循环流率分布特性。结果表明:颗粒浓度沿环形炉膛高度的分布与矩形单炉膛相似,呈下浓上稀的指数型分布;随着流化速度的增大,炉膛下部密相区颗粒浓度减小,炉膛中上部 and 出口区域的颗粒浓度增大,各回路的循环流率均明显增大;随着静止料层高度的增大,整个炉膛高度的颗粒浓度都增大且高度越高处增幅越小;流化速度较低时循环流率不因静止料层高度的增大而变化,流化速度较高时循环流率随静止料层高度增大而稍有增大;六回路间循环流率的分布较均匀,设计工况下循环流率的相对偏差为4.5%;环形炉膛内环长边壁面悬吊屏对循环流率的大小和分布影响较小。

**关键词:** 环形炉膛; 六分离器; 颗粒浓度; 循环流率

中图分类号: TK229.6

文献标志码: A

文章编号: 1006-6772(2015)02-0030-05

## Experimental study on circulating fluidized bed with annular furnace and six cyclones

WANG Xiaofang<sup>1</sup>, SHUAI Daping<sup>1,2</sup>, LYU Qinggang<sup>1</sup>, SUN Yunkai<sup>1</sup>, WANG Fajun<sup>1,2</sup>, SONG Guoliang<sup>1</sup>

(1. Institute of Engineering Thermophysics, Chinese Academy of Sciences, Beijing 100190, China;

2. University of Chinese Academy of Sciences, Beijing 100049, China)

**Abstract:** In order to improve secondary air penetration and optimize heating surface disposition, a circulating fluidized bed (CFB) with annular furnace and six cyclones was proposed which was suitable for 600 MW or larger supercritical CFB boilers. The cold experiments were conducted to investigate gas-solid flow in the annular furnace and distribution of circulating rate among six cyclones. The results showed that the distribution of particles in annular furnace was similar to that in single loop CFB with conventional furnace. The concentration of particle decreased along with the increase of furnace height and the distribution presented exponential type. The concentration of particle in the bottom of furnace decreased with the increase of superficial gas velocity, while the concentration of particle in the middle and top as well as outlet changed in the opposite trend. The circulating rate of each cyclone increased obviously. With the increase of static material layer height, the concentration of particles in the whole furnace rose, while the increase rate of concentration reduced in a higher height. When the superficial gas velocity was lower, the circulating rate didn't vary with the increase of static material layer height. When the superficial gas velocity was higher, the circulating rate presented a slight increase with the rise of static material layer height. The distribution of circulating rates among six cyclones was almost uniform. The deviation of six circulating rates was 4.5% under design condition. The inserted heat exchanger panels had little influence on the distribution of circulating rate.

**Key words:** annular furnace; six cyclone; solid concentration; circulating rate

## 0 引言

超临界循环流化床锅炉技术结合了循环流化床

锅炉燃料适应性广、污染物控制成本低和超临界蒸汽循环高发电效率等方面的优势,是洁净煤技术发展的重要方向。但随着锅炉容量和尺寸的增大,二

收稿日期: 2015-01-27; 责任编辑: 孙淑君 DOI: 10.13226/j.issn.1006-6772.2015.02.007

基金项目: 中国科学院战略性先导科技专项资助项目(XDA07030100)

作者简介: 王小芳(1982—),女,山西太原人,助理研究员,工学博士,从事大型循环流化床锅炉技术科研工作。E-mail: wangxiaofang@iet.cn

引用格式: 王小芳,帅大平,吕清刚,等. 六回路环形炉膛循环流化床试验研究[J]. 洁净煤技术, 2015, 21(2): 30-34.

WANG Xiaofang, SHUAI Daping, LYU Qinggang, et al. Experimental study on circulating fluidized bed with annular furnace and six cyclones[J]. Clean Coal Technology, 2015, 21(2): 30-34.

次风穿透不佳、受热面布置困难等问题随之出现。为此,中国科学院工程热物理研究所<sup>[1]</sup>和东方电气集团东方锅炉股份有限公司<sup>[2]</sup>提出了适用于600 MW 等级以上超(超)临界循环流化床锅炉的炉型——六回路环形炉膛循环流化床。环形炉膛周界由内环和外环膜式水冷壁围合而成。炉膛内外环之间距离大幅度减小,可以解决二次风的穿透问题;环形炉膛下部区域整体联通,能避免不同床内的压力波动引起的翻床现象;内环大量增加了蒸发受热面积,可将环形炉膛高度控制在合理范围内;同时内环附近适合大量布置屏式受热面,从而可以取消外置式换热器,减少锅炉的厂用电和运行维修费用,提高电厂的经济性。对于六回路环形炉膛循环流化床,一方面,其炉膛结构区别于已有的矩形单炉膛和“裤衩腿”炉膛,炉膛内的气固流动是否合理是该炉型能否用于循环流化床锅炉的关键。另一方面,并行多分离器间存在气固流动不均匀问题<sup>[3-4]</sup>,威胁着锅炉的安全运行。针对这一问题,Yue 等<sup>[5]</sup>对三分离器 M 型布置的循环流化床进行试验研究,发现三分离器的压降和循环流率分布不均;Yang 等<sup>[6]</sup>研究表明,三回路循环流化床循环流率分布不均但炉膛内各回路的压力分布基本相同。刘志成等<sup>[7]</sup>对六分离器 H 型布置结构进行了数值模拟,结果表明分离器入口布置方案会影响分离器入口颗粒浓度的分布;廖磊等<sup>[8]</sup>针对六分离器 H 型布置结构,进行了冷态试验研究与数值模拟,结果表明,6 个旋风分离器之间存在着循环流率分布不均现象,且表现出中间低两边高的分布规律。Zhou 等<sup>[9]</sup>对六回路“裤衩腿”炉膛循环流化床系统进行了测量,结果表明气固流动不均匀主要发生在同侧 3 个分离器之间,且中间位置分离器入口的颗粒速度较大而颗粒浓度、颗粒质量流率和循环流率较小。但是以上的研究都是针对传统单炉膛或“裤衩腿”炉膛,环形炉膛结构由于炉膛内环的存在,可能会影响物料在 6 个回路之间的分布,因此六回路环形炉膛循环流化床其气固流动不均匀程度是否在可接受的范围内尚待研究。笔者通过六回路环形炉膛循环流化床的冷态试验,研究环形炉膛内的气固流动和六回路间的气固流动不均匀特性,表明该炉型能满足超临界循环流化床锅炉对气固流动的要求。

## 1 试验装置及方法

六回路环形炉膛循环流化床冷态试验台如图 1

所示。循环流化床本体由环形炉膛、6 个高效旋风分离器(依次编号为 A、B、C、G、H、I)、6 根返料立管、6 个“一进二出”型返料器等部件组成。环形炉膛由外环壁面和内环壁面相套构成,中间环形区域为气固流通区域。旋风分离器入口通道的外侧壁与环形炉膛外环壁面夹角为  $102^\circ$ 。流化风分 2 路从炉膛短边方向等量地通入风室,布风板采用风帽布风,设计阻力为 3 kPa。

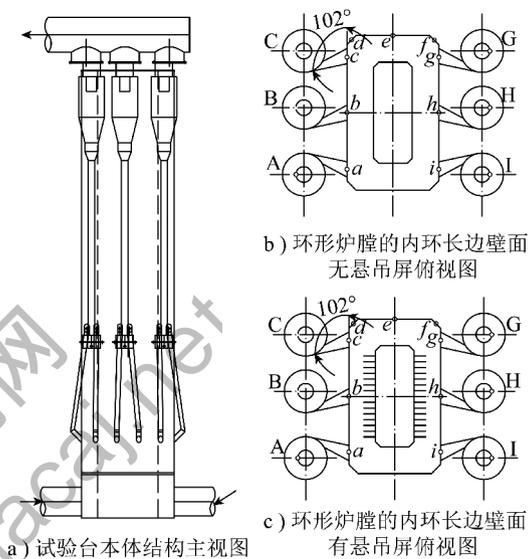


图 1 环形炉膛循环流化床冷态试验台结构示意图

试验台的主要结构尺寸如下:

炉膛流通截面积/ $\text{m}^2$	1.18
炉膛总高度/mm	8000
旋风分离器筒体直径/mm	465

试验所用物料为石英砂,流化介质为空气。石英砂的堆积密度  $1270 \text{ kg/m}^3$ ,真实密度  $2650 \text{ kg/m}^3$ ,中位粒径  $d_{0.5}$  为  $453 \mu\text{m}$ 。图 2 所示为 Master-size2000 型激光粒度分析仪测得的试验物料的粒径分布。试验工况采用表观气速  $u_g$   $4 \sim 5.5 \text{ m/s}$ 、静止料层高度  $Z$   $300 \sim 500 \text{ mm}$ 。

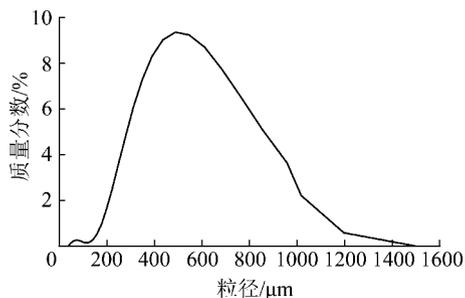


图 2 试验物料粒径分布

试验中主要测量的参数是环形炉膛内沿炉膛高

度的压差分布和各回路的循环流率。沿炉膛不同高度(见表1),共布置9层压力测点。每层沿炉膛截面不同位置布置9个压力测点,依次标记为a、b、c、d、e、f、g、h、i,如图1b所示。采用压差法计算获得炉膛内颗粒浓度。忽略颗粒的加速度项及摩擦项,只考虑颗粒重力项对压差的作用<sup>[10]</sup>。

$$-\Delta P/\Delta Z = [\rho_s \varepsilon_s + \rho_g (1 - \varepsilon_s)] g \quad (1)$$

式中: $\Delta P$ 为沿炉膛高度方向压差,Pa; $\Delta Z$ 为沿炉膛高度方向高度差,m; $\rho_s$ 、 $\rho_g$ 分别为颗粒真实密度和空气密度, $\text{kg}/\text{m}^3$ ; $\varepsilon_s$ 为颗粒浓度; $g$ 为重力加速度, $9.8 \text{ m}/\text{s}^2$ 。

表1 压差测点高度位置

测点	P1	P2	P3	P4	P5	P6	P7	P8	P9
H/m	0.1	0.4	0.9	1.3	2.3	3.3	4.3	5.85	7.65

循环流率采用积料法测量。在系统稳定运行时瞬间关闭一个返料器的返料风,通过测量短时间 $\Delta t$ 内返料立管中料位的增加高度 $\Delta h$ ,来计算该回路的循环流率 $G_s$ 。

$$G_s = \rho_b \frac{\pi d^2}{4} \frac{\Delta h}{\Delta t} \quad (2)$$

式中, $\rho_b$ 为颗粒堆积密度, $\text{kg}/\text{m}^3$ ; $d$ 为返料立管直径,m; $\Delta h$ 为颗粒在返料立管中的堆积高度,m; $\Delta t$ 为颗粒在返料立管中的堆积时间,s。

## 2 试验结果分析

### 2.1 沿环形炉膛高度的颗粒浓度分布

图3为静止料层高度 $Z$ 为400 mm、流化风速 $u_g$ 为5 m/s时,长边中心 $b$ 、切角中心 $d$ 和短边中心 $e$ 这3个特征位置的颗粒浓度沿环形炉膛高度的分布情况。

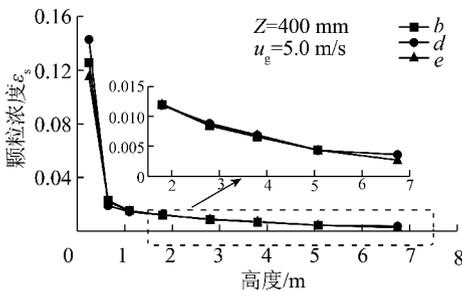


图3 颗粒浓度沿炉膛高度方向的分布

从图3可以看出,在炉膛底部区域,颗粒浓度约为0.15,为密相区;随着高度的增加,颗粒浓度逐渐

减小。颗粒浓度沿炉膛高度基本呈下浓上稀的指数型分布,与矩形单炉膛的分布趋势<sup>[11]</sup>一致,初步表明环形炉膛的整体气固流动状态与传统单炉膛没有本质区别。

从图3还可看出,在炉膛底部,切角中心 $d$ 处的颗粒浓度大于长边中心 $b$ 和短边中心 $e$ 的颗粒浓度。原因是切角处为壁面效应叠加区,气体流速较小,而炉膛底部颗粒浓度较高,导致颗粒在切角处发生一定程度的聚集。矩形炉膛循环流化床中也存在角落处颗粒聚集的现象<sup>[12-13]</sup>。随着炉膛高度的增加, $b$ 、 $d$ 和 $e$ 三处颗粒浓度逐渐趋于一致,在切角 $d$ 处没有明显的聚集,原因是炉膛中上部的颗粒浓度显著减小。到接近炉膛出口的高度,切角中心 $d$ 处的颗粒浓度又大于短边中心 $e$ 的颗粒浓度,这是由于这个高度受炉膛出口效应的影响,颗粒向出口处偏转,炉膛短边的颗粒会向出口处运动,导致处于这一运动路径中间的切角颗粒浓度大于短边中心的颗粒浓度。

### 2.2 操作条件对颗粒浓度轴向分布的影响

操作条件主要包括流化速度 $u_g$ 和静止料层高度 $Z$ 。图4为静止料层高度为400 mm时,不同流化速度下颗粒浓度的轴向分布。

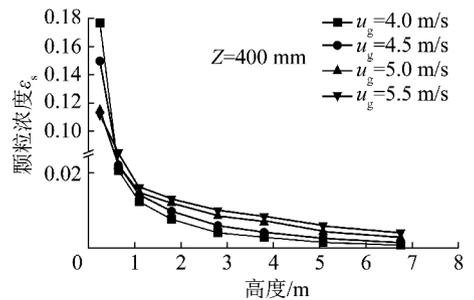


图4 流化速度对颗粒浓度轴向分布的影响

由图4可知,随着流化速度的增大,炉膛底部密相区颗粒浓度减小,炉膛中上部和出口区域的颗粒浓度增大。这表明流化速度越大,气体的携带能力越强,越多的颗粒被携带到炉膛上部。这与周星龙等<sup>[14]</sup>在六回路“裤衩腿”炉膛循环流化床得到的结论相同。图5为流化速度为5 m/s时,不同静止料层高度下颗粒浓度的轴向分布。从图中可以看出随着静止料层高度的增大,整个炉膛高度颗粒浓度均有所增大,但不同高度的增幅不同,高度越高增幅越小,到出口区域,颗粒浓度受静止料层高度的变化影响较小。

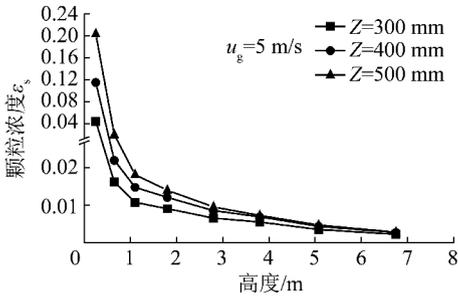


图5 静止床高对颗粒浓度轴向分布的影响

### 2.3 六回路间循环流率的分布

图6为不同流化速度和不同静止料层高度下,6个循环回路的循环流率分布情况。从图6可以看出,随着流化速度的增大,各回路的循环流率均明显增大,这与炉膛出口区域颗粒浓度随流化速度增大而增大一致。低流化速度(4 m/s)下,各回路的循环流率不因静止料层高度的增大而变化,说明低流化速度下,达到了饱和携带状态<sup>[15]</sup>;流化速度较高(5 m/s)时,随静止料层高度的增大,各回路的循环流率有所增大,但增幅较小。循环流率受静止料层高度影响较小与静止料层的增大对出口区域颗粒浓度影响较小一致。

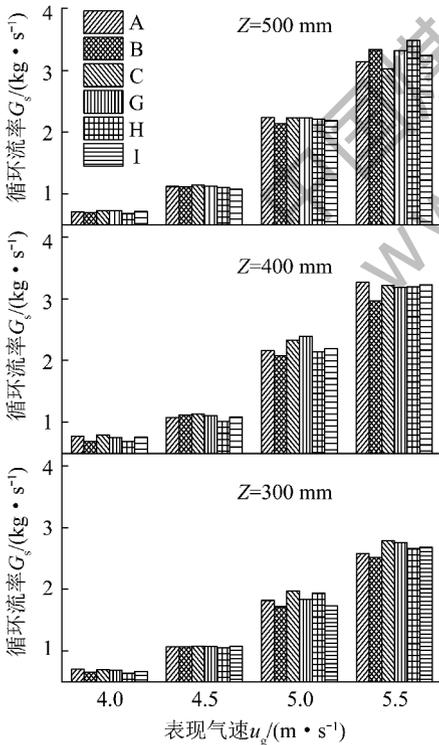


图6 六回路间循环流率分布

六回路间循环流率的分布较均匀,没有呈现明显的“中间低、两边高”<sup>[8-9]</sup>或“中间高、两边低”<sup>[16]</sup>的分布规律。定义6个回路的循环流率的相对偏差

$DEV_{C_s}$  来定量表征气固流动不均匀程度。

$$DEV_{C_s} = 6[\max(G_s(i)) - \min(G_s(i))] / \sum_i G_s(i) \quad (3)$$

式中: $G_s(i)$ 为回路*i*(A、B、C、G、H、I)的循环流率。所有工况下,六回路间循环流率的相对偏差为2.5%~4.4%,设计工况下(静止料层高度500 mm、流化风速5 m/s)为4.5%。

虽然研究显示流动的不均匀性主要体现在同一侧的3个分离器之间<sup>[9]</sup>,但从图6可以看出,炉膛两侧对称回路(A和I,B和H,C和G)的循环流率并不完全相同,这说明作为一个完整的循环流化床系统,各循环回路均相互关联。

### 2.4 悬吊屏对循环流率分布的影响

布置在环形炉膛内环上部的悬吊屏可以有效增大炉膛内的传热面积,与此同时,悬吊屏也会影响炉膛内气固两相流动。表2为静止料层高度500 mm、流化风速5 m/s下无悬吊屏和内环悬吊屏时,六回路间循环流率分布情况。由表2可知,环形炉膛内环长边壁面悬吊屏对六回路间循环流率的大小和分布影响较小。这是由于炉膛出口位于外环壁面,受出口效应的影响,颗粒在向上运动的过程中,有向外环壁面出口集中的趋势,而悬吊屏布置在内环上部,对颗粒进入炉膛出口的干扰较小,因此对循环流率的分布没有明显的影响。

表2 悬吊屏对各回路循环流率的影响

项目	循环流率/(kg · s <sup>-1</sup> )					
	A	B	C	G	H	I
有屏	1.93	2.04	1.95	1.99	2.05	2.06
无屏	2.17	2.05	2.05	2.24	2.11	2.02

## 3 结 论

1)颗粒浓度沿环形炉膛高度的分布与矩形单炉膛相似,呈下浓上稀的指数型分布。

2)随着流化速度的增大,炉膛下部密相区颗粒浓度减小,炉膛中上部和出口区域的颗粒浓度增大,各回路的循环流率均明显增大。

3)随着静止料层高度的增大,整个炉膛高度的颗粒浓度都增大且高度越高处增幅越小;流化速度较低时循环流率不因静止料层高度的增大而变化,流化速度较高时循环流率随静止料层高度增大而稍有增大。

4)六回路间循环流率的分布较均匀,设计工况下循环流率的相对偏差为4.5%。

5)环形炉膛内环长边壁面悬吊屏对循环流率的大小和分布影响较小。

#### 参考文献:

[1] 吕清刚,高鸣,孙运凯,等.大型循环流化床锅炉:中国,102226518[P].2011-10-26.

[2] 聂立,苏虎,巩李明,等.循环流化床锅炉:中国,102147106[P].2011-08-10.

[3] Grace J R. Maldistribution of flow through parallel cyclones in circulating fluidized beds[C]//Circulating fluidized bed technology. Hamburg, Germany: TuTech Innovation,2008:969-974.

[4] Masnadi M S, Grace J R, Elyasi S, *et al.* Distribution of multi-phase gas solid flow across identical parallel cyclones: modeling and experimental study[J]. Separation and Purification Technology,2010,72(1):48-55.

[5] Yue G X, Yang H R, Nie L, *et al.* Hydrodynamics of 300 MW and 600 MW circulating fluidized bed boilers with asymmetric cyclone layout[C]//Circulating fluidized bed technology. Hamburg: TuTech Innovation,2008:153-158.

[6] Yang S, Yang H R, Liu Q, *et al.* Research on flow non-uniformity in main circulation loop of a CFB boiler with multiple cyclones[C]//Proceeding of the 20<sup>th</sup> International conference on fluidized bed combustion. Xi'an: Springer Press,2009:341-344.

[7] 刘志成,孙运凯,那永洁,等.600MW超临界CFB锅炉旋风分

离器布置的数值模拟[J].工程热物理学报,2009,30(11):1949-1952.

[8] 廖磊,那永洁,吕清刚,等.六个旋风分离器并联布置循环流化床的实验研究[J].中国电机工程学报,2011,31(11):11-16.

[9] Zhou X, Cheng L, Wang Q, *et al.* Non-uniform distribution of gas-solid flow through six parallel cyclones in a CFB system: an experimental study[J]. Particuology,2012(10):170-175.

[10] 林海波,孔春林,黄卫星.气固循环流化床提升管颗粒速度和浓度的测量技术[J].四川轻化工学院学报,2002,15(4):28-33.

[11] 姚宣,杨石,晁俊楠,等.循环流率对循环流化床回路压降影响的实验研究[J].中国电机工程学报,2010,30(20):1-6.

[12] 黄素华,陆继东,钱诗智.矩形平壁循环流化床冷态流动特性研究[J].热能动力工程,1995,10(3):144-148.

[13] Zhou J, Grace J R, Qin S, *et al.* Voidage profiles in a circulating fluidized bed of square cross-section[J]. Chemical Engineering Science,1994,49(9):3217-3223.

[14] 周星龙,程乐鸣,张俊春,等.六回路循环流化床颗粒浓度及循环流率实验研究[J].中国电机工程学报,2012,32(5):9-14.

[15] Xu G, Nomura K, Gao S, *et al.* More fundamentals of dilute suspension collapse and choking for vertical conveying systems[J]. AIChE Journal,2001,47(10):2177-2196.

[16] 王法军,宋国良,王小芳,等.四旋风分离器单侧并联布置循环流化床冷态试验[J].电站系统工程,2014,30(2):17-19.

#### (上接第29页)

[11] Catipovic N M, Jovanovic G N, Fitzgerald T J. A model for heat transfer to horizontal tubes immersed in a fluidized bed of large particles[C]//Proceeding of the international fluidization conference. New York: Plenum Press,1980:225-234.

[12] Zabrodsky S S, Epanov Yu G, Galershtein D M, *et al.* Heat transfer in a large-particle fluidized bed with immersed in-line and staggered bundles of horizontal smooth tubes[J]. International Journal of Heat and Mass Transfer,1981,24(4):571-579.

[13] Gloski D, Glicksman L, Decker N. Thermal resistance at a surface in contact with fluidized bed particles[J]. International Journal of Heat and Mass Transfer,1984,27(4):599-610.

[14] Chao J, Lu J, Yang H, *et al.* Experimental study on the heat transfer coefficient between a freely moving sphere and a fluidized bed of small particles[J]. International Journal of Heat and Mass Transfer,2015,80:115-125.

[15] Baskakov A P, Berg B V, Vitt O K, *et al.* Heat transfer to objects immersed in fluidized beds[J]. Powder Technology,1973,8(5/6):273-282.

[16] Basu P. The effect of radial distribution of voidage on the burning rate of a carbon sphere in a fluidized bed[J]. Chemical Engineering Communications,1985,39(1/6):297-308.

[17] Agarwal P K. Transport phenomena in multi-particle system-IV: heat transfer to a large freely moving particle in gas fluidized bed of smaller particles[J]. Chemical Engineering Science,1991,46(4):1115-1127.

[18] Nienow A W, Rowe P N, Chiba T. Mixing and segregation of a small proportion of large particles in gas fluidized beds of considerably smaller ones[J]. AIChE Symposium Series,1978,74:45-53.

[19] Werther J. Bubble growth in large diameter fluidized beds[C]//Proceeding of the international fluidization conference, Washington DC: Hemisphere Publisher,1975:215-235.

[20] Hsiung T H, Thodos G. Mass transfer in gas-fluidized beds; measurement of actual driving forces[J]. Chemical Engineering Science,1977,32(6):581-592.

[21] Prins W, Casteleijn T P, Draijer W. Mass transfer from a freely moving single sphere to the dense phase of a gas fluidized bed of inert particles[J]. Chemical Engineering Science,1985,40(3):481-497.

[22] Scala F. Mass transfer around freely moving active particles in the dense phase of a gas fluidized bed of inert particles[J]. Chemical Engineering Science,2007,62(16):4159-4176.