

卧式搅拌床内生物质颗粒的轴向混合与停留时间

刘贤东, 奚英涛, 由长福

(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: 采用离散单元法(DEM)模拟卧式搅拌床内非球形大颗粒流动过程并进行实验检验。对颗粒流场进行分析,讨论颗粒性质和结构参数对颗粒流动行为的影响。结果表明:轴向扩散系数随颗粒尺寸、反应器尺寸的增大以及叶片与壁面间隙的减小而增大。挡板高度增大时,轴向扩散系数先增大后减小。平均停留时间随颗粒尺寸的减小,反应器直径、挡板高度的增大以及叶片与壁面间隙的增大而增大。停留时间相对方差则随颗粒尺寸、反应器直径、挡板高度的增大以及叶片与壁面间隙的减小而增大。材料的颗粒密度对于卧式搅拌床内轴向混合及停留时间分布并无显著影响。

关键词: 生物质; 离散单元法; 停留时间分布; 卧式搅拌床

中图分类号: TK6

文献标识码: A

0 引 言

生物质热解技术逐渐成为发展和利用生物质的一个重要方向,反应器的结构与操作条件对热解过程具有重要影响。其中卧式搅拌床对于具有不同尺寸和性质的生物质颗粒具有广泛的适应性^[1],并且可以降低生物质物料的前处理成本、扩大原料种类的选择范围。作为一种生物质定向热解的重要反应装置^[2-4],其内部颗粒轴向混合程度与颗粒停留时间分布对热解产物的调控具有重要影响。轴向扩散模型是用于模拟各类非理想反应器内颗粒流动及混合行为最常用的模型之一^[5]。该模型中轴向扩散系数可很好地反映出反应器内颗粒轴向混合的强度。随后,Sherritt 等^[6]研究了回转圆筒中相对速度、反应器尺寸、颗粒尺寸以及物料填充料与轴向扩散系数的关系式。Laurent 等^[7,8]采用 PEPT 技术测量卧式搅拌床混合器内的颗粒轴向扩散系数,研究了叶片数量、填充率和叶片角度与轴向扩散系数之间的关系。

对于颗粒停留时间分布的测量是研究反应器内颗粒流动行为的重要方法^[9]。颗粒停留时间分布也是影响反应转化率的重要因素^[10]。大部分关于反应器中颗粒停留时间分布的实验研究都采用脉冲示踪法^[11,12]。Portillo 等^[13]将正电子发射追踪技术

(PEPT)应用到卧式搅拌混合器颗粒停留时间的测量上,通过与脉冲示踪法的实验结果比较并发现 2 种方法获得的停留时间分布规律一致。先前的研究工作关注了给料速度^[11,13]、搅拌器转速^[11,13]、叶片数量和叶片角度^[14]、搅拌床仰角^[14]对颗粒停留时间分布的影响,但均缺少对卧式搅拌床内颗粒流动行为的影响因素的全面考察。本文用 DEM 方法研究反应器内部的生物质颗粒流场,以及颗粒性质(颗粒尺寸和颗粒密度)和结构参数(反应器直径、出口挡板高度和叶片与壁面间隙)对颗粒流动行为的影响,尤其关注颗粒流动行为用轴向扩散系数、平均停留时间(MRT)和停留时间相对方差(σ_o^2)来描述的变化规律。

1 实验方法和数学模型

本文所研究的反应器结构如图 1 所示。反应器外壳是长度为 1200 mm,直径为 500 mm 的不锈钢圆筒,装有矩形桨叶的搅拌轴偏心布置于反应器中心下方 40 mm 处。本实验设计高度为 250 mm,转速可在 0~33 r/min 之间无级调节。搅拌器由 10 组叶片组成,叶片角度为 0°,可通过脉冲示踪法获得轴向扩散系数、平均停留时间和停留时间相对方差^[15]。

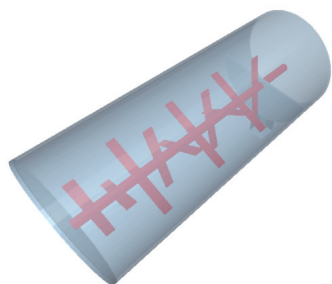


图1 卧式搅拌床反应器几何模型

Fig. 1 The geometric model of horizontal stirred bed reactor

离散单元法 (DEM) 方法被广泛应用于颗粒堆积、漏斗流、颗粒混合、流态化及气力输送等颗粒系统的模拟中。本文采用 DEM 方法中的软球模型^[16]描述颗粒碰撞过程,过程被简化为弹簧振子的阻尼振动。本文采用球面簇方法^[17]构造非球形颗粒的形状,即通过按照一定的相对位置排列的若干个相互重叠的球面定义颗粒的外轮廓。图 2 显示了本文采用 9 个球面构造的正方体颗粒模型^[15],本文中模拟的颗粒形状都采用该方式构造。

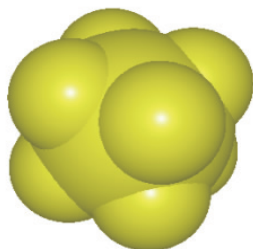


图2 正方体颗粒模型

Fig. 2 Cube particles model

本文中采用 Hertz-Mindlin 模型^[18]计算颗粒间接触力。假设颗粒 i 与颗粒 j 发生碰撞,在法向上,颗粒 i 受到颗粒 j 施加的弹性力和阻尼力,其表达式为:

$$F_{n,ij}^{\text{el}} = -\frac{4}{3}E^* \sqrt{R^*} \delta_n^{\frac{3}{2}} n \quad (1)$$

$$F_{n,ij}^{\text{da}} = -2 \sqrt{\frac{5}{6}} \beta \sqrt{S_n m^*} (u_{ij} \cdot n) n \quad (2)$$

式中, E^* ——等效弹性模量; R^* ——等效粒子半径; δ_n ——法向重叠量; β ——恢复系数 e 的函数; S_n ——法向刚度; m^* ——等效质量; u_{ij} ——颗粒 i 相对于颗粒 j 速度矢量; n ——法向单位矢量。

颗粒 i 受到的切向力可表达为:

$$F_{t,ij} = -\min(|F_{t,ij}^{\text{el}} + F_{t,ij}^{\text{da}}|, \mu(F_{n,ij}^{\text{el}} + F_{n,ij}^{\text{da}})) t \quad (3)$$

$$F_{t,ij}^{\text{el}} = -S_t \delta_t t \quad (4)$$

$$F_{t,ij}^{\text{da}} = -2 \sqrt{\frac{5}{6}} \beta \sqrt{S_t m^*} (u_{ij} \cdot t) t \quad (5)$$

式中, $F_{t,ij}^{\text{el}}$ ——切向弹性力; $F_{t,ij}^{\text{da}}$ ——切向阻尼力; t ——切向单位向量。

2 DEM模拟结果与实验结果的对比

本节通过 DEM 模拟结果与实验结果的比较,考察 DEM 方法对卧式搅拌床内非球形生物质大颗粒流动过程模拟的适用性。表 1 为本节计算中所用到的模拟参数^[15]。

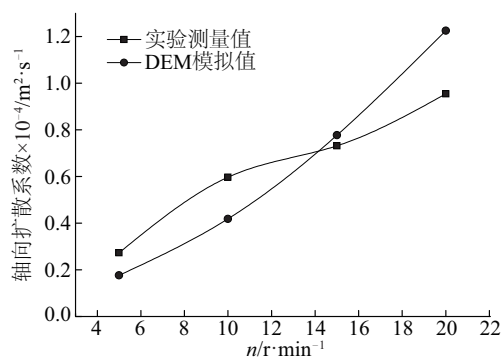
表1 计算所用模拟参数

Table 1 The simulation parameters for calculation

颗粒属性	形状	正方体
	尺寸*/mm	11
	密度/kg·m ⁻³	364
	剪切模量	10 ⁶
	恢复系数	0.8
	泊松比	0.35
	滑动摩擦系数	0.5
	滚动摩擦系数	0.01
操作条件	给料速度/kg·h ⁻¹	27.95
	搅拌速度/r·min ⁻¹	5~20

注: *表示正方体边长。

对不同搅拌轴转速 n 条件下,轴向扩散系数、 MRT 和 σ_0^2 的模拟结果和实验结果进行比较,结果如图 3 所示。在所计算的搅拌轴转速(也是实际工程应用的转速范围)条件下,这 3 个参数的模拟结果与实验结果变化趋势基本一致,在定量上存在一



a. 轴向扩散系数

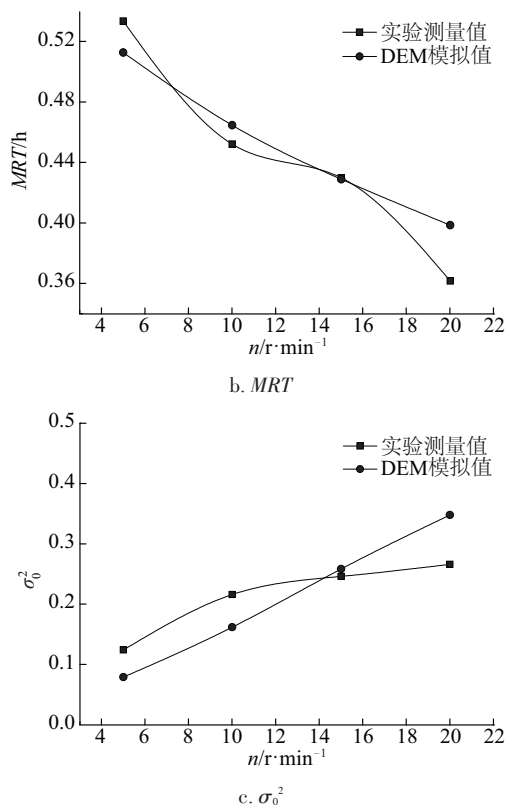


图3 卧式搅拌床内轴向扩散系数、MRT和 σ_0^2 的DEM模拟结果与实验结果对比

Fig. 3 The comparison, MRT and σ_0^2 between DEM simulation results and experimental results of axial dispersion coefficient in HSBR

定偏差。引起该偏差的原因主要在于生物质颗粒物性参数的计算值与实际颗粒存在一定差异,诸如实际过程中生物质颗粒难以做到单一粒径,且颗粒表面粗糙度不均匀。此外,计算参数的选取与实际存在一定差异也是造成该偏差的原因之一。

3 颗粒流动行为的模拟研究

3.1 模拟条件

表2列出了本节计算所用的模拟条件。本节从颗粒性质及反应器结构参数2个方面着手,考察卧式搅拌床内颗粒流动过程的影响因素。考虑到不同种类、来源的生物质物料在尺寸及密度等颗粒性质方面的差异。表2中颗粒尺寸表示正方体颗粒模型的边长。结构参数方面,主要考察反应器直径、挡板高度以及叶片与壁面间隙的影响规律。

表2 模拟条件		
Table 2 Simulation conditions		
颗粒属性	形状	正方体
	尺寸 d_p/mm	10
		15
		20
	密度 $\rho/\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$	240
		364
	剪切模量/Pa	10^6
	恢复系数	0.8
	泊松比	0.35
反应器结构参数	滑动摩擦系数	0.50
	滚动摩擦系数	0.01
	圆筒直径 D/m	0.3
		0.4
		0.6
	料床长度 L/m	0.6
	叶片宽度/mm	40
	叶片间距/mm	70
	叶片与壁面间隙 η/mm	10
		20
		30
操作条件	给料速度 $\times 10^{-2}/\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$	0.10
		0.15
	搅拌速度 $/\text{r} \cdot \text{min}^{-1}$	0.20
		1.06
		5

3.2 结果与讨论

3.2.1 卧式搅拌床内的颗粒运动

图4展示了搅拌床内纵截面上颗粒的速度流场分布情况。卧式搅拌床内引起颗粒混合的因素主要有3个,分别是“颗粒真空区”的形成与填补、

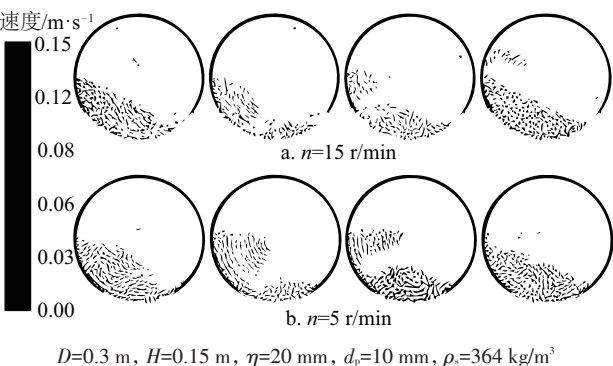


图4 卧式搅拌床横截面内速度流场

Fig. 4 The velocity fields of a HSBR cross-section

料床表面的颗粒随机滚落运动以及自由颗粒的抛体运动。“颗粒真空区”是指由于叶片运动过程中,叶片前方颗粒受叶片作用产生切向位移并在紧靠叶片后方的小区域内产生一个料床内部颗粒填充率近似为零的区域;料床表面颗粒的随机滚落运动是指当叶片运动时料床表面处的颗粒逐渐被抬升并向叶片两

侧做随机滚落运动;自由颗粒的抛体运动是指叶片在离开料床表面时部分颗粒被抛出并做抛体运动。

在一个搅拌周期内,根据主导颗粒间混合的因素可将任意一级叶片附近的颗粒运动分为4个阶段,表3列出了每个阶段的起讫时间以及引起颗粒混合的主导因素。

表3 颗粒运动阶段划分
Table 3 The division of particle movement phase

阶段	开始	结束	主导混合的因素
1	下游叶片进入料床	下游叶片前方料床表面颗粒开始滚落	“颗粒真空区”的形成与填补
2	下游叶片前方料床表面颗粒开始滚落	上游叶片离开料床	“颗粒真空区”的形成与填补以及料床表面颗粒随机滚落运动
3	上游叶片离开料床	下游叶片离开料床	料床表面颗粒随机滚落运动
4	下游叶片离开料床	下游叶片重新进入料床	自由颗粒的抛体运动

3.2.2 颗粒性质的影响

图5显示了颗粒性质(颗粒尺寸和颗粒密度)对轴向扩散系数、 MRT 和 σ_0^2 的影响。当颗粒尺寸从10 mm增至15 mm时,轴向扩散系数从 4.83×10^{-5} 增大到 7.09×10^{-5} ,增加了47%;而当颗粒尺寸进一步增大到20 mm时,轴向扩散系数只比15 mm时增加了17%。 MRT 随颗粒尺寸的增大而减少,这是由床内持料量减小引起的,这也意味着颗粒的轴向净流动速度增加。然而由于轴向扩散系数增长速度更快,导致 σ_0^2 随颗粒尺寸的增大而增加。当颗粒密度从240 kg/m³增至460 kg/m³,轴向扩散系数变化率不到1%, MRT 和 σ_0^2 也无明显变化。这是因为气固作用力在计算中可以忽略,所以密度对于卧式搅拌床内颗粒流动过程无显著影响。

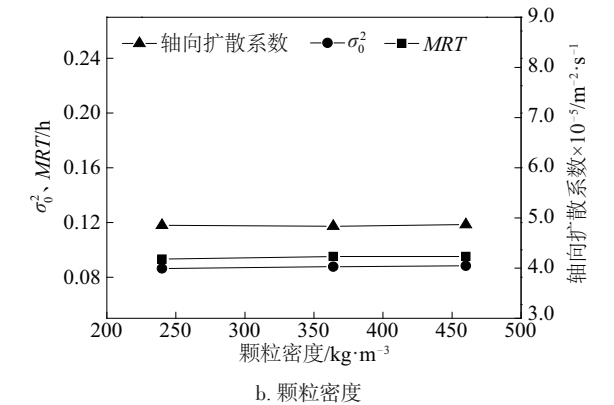
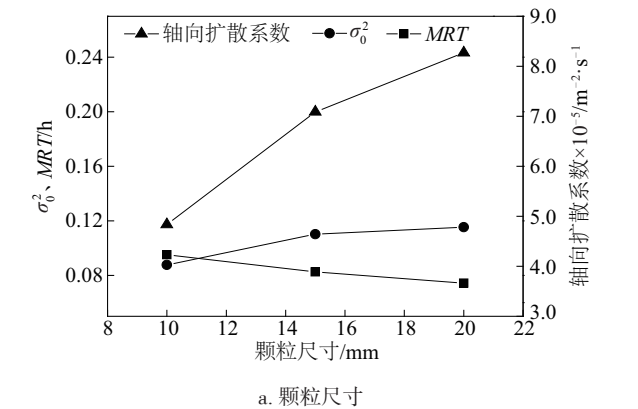


图5 颗粒性质(颗粒尺寸和颗粒密度)对轴向扩散系数、 MRT 和 σ_0^2 的影响
Fig. 5 The effect of particle properties(including size and density of the particle) on axial dispersion coefficient, MRT and σ_0^2

3.2.3 结构参数的影响

图6显示了结构参数(反应器直径、出口挡板高度和叶片与壁面间隙)对轴向扩散系数、 MRT 和 σ_0^2 的影响。在其他参数不变的条件下,反应器直径从0.3 m增至0.5 m,对应的轴向扩散系数增加了40%。这是因为叶片转动的平均线速度随叶片长度的增大而增加,导致叶片对料床的搅拌作用增强。 MRT 也增加了100%,这是由于持料量增大引起的。同时 σ_0^2 增大了1.94倍,这是由于颗粒间轴向混合增加以及轴向净流动速度降低的同时作用。而轴向扩散系数随挡板高度的增大先增大后减小,最大变化仅为14%。而挡板高度的增大显然会增加持料量,

进而导致 MRT 和 σ_0^2 的增加。如图 6b 所示,对于内径 0.3 m 的卧式搅拌床,当挡板高度由 0.10 m 增至 0.20 m 时, MRT 增加了 88%, σ_0^2 增加了 90%。

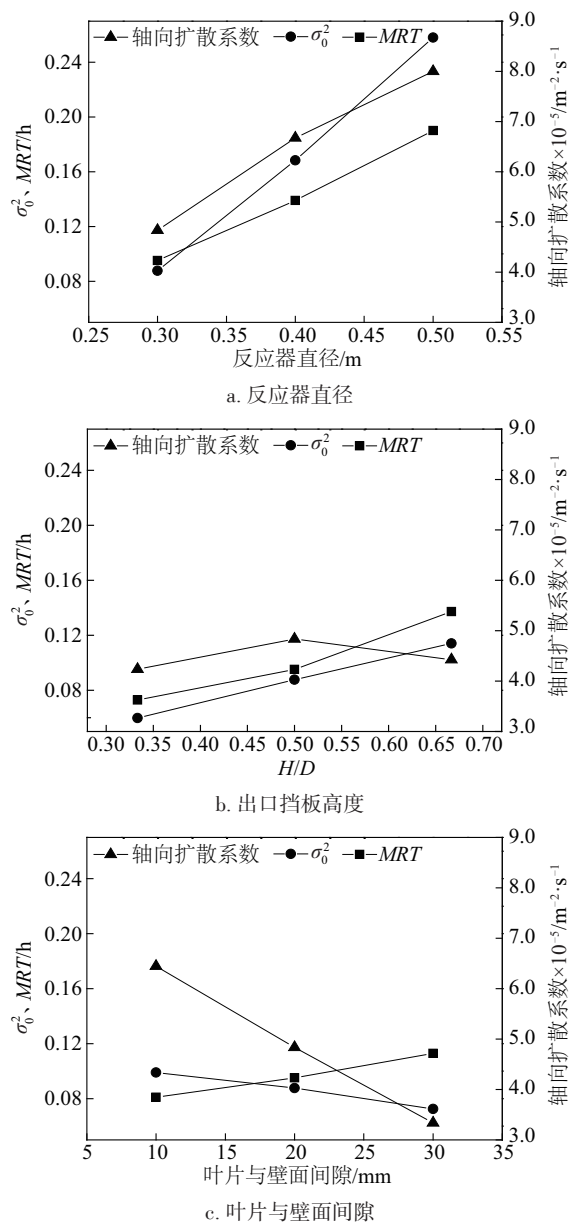


图6 结构参数对于轴向扩散系数、 MRT 和 σ_0^2 的影响

Fig. 6 The effect of design parameters on axial dispersion coefficient, MRT and σ_0^2

在叶片与壁面间隙内,搅拌作用只能通过颗粒间作用力传递到位于间隙内的颗粒,导致该区域内颗粒间混合弱于叶片运动经过的区域。因此,轴向扩散系数随叶片与壁面间隙的增大而减小。当叶片与壁面间隙 η 从 10 mm 升高至 30 mm 时,轴向扩散系数减小了 48%。得益于轴向混合的减弱,随着叶片与壁面从 10 mm 增至 30 mm, MRT 从 0.081 h

增至 0.113 h,增加了 39%;与之相反, σ_0^2 逐渐降低。

4 结 论

本文采用 DEM 方法模拟了卧式搅拌床内非球形生物质颗粒的流动过程,获取了反应器结构参数以及颗粒性质等条件对于颗粒流动与混合行为、停留时间分布以及多尺寸颗粒系统中颗粒分离的影响规律。得到主要结论如下:

1) 通过流场分析,卧式搅拌床内引起颗粒间混合的因素主要是“颗粒真空区”的形成与填补、料床表面的颗粒随机滚落运动以及自由颗粒的抛体运动。在一个搅拌周期内,颗粒混合过程可分为 4 个阶段,每个阶段内颗粒混合的主导因素不同。

2) 单一尺寸颗粒组分的卧式搅拌床内颗粒流动过程的 DEM 模拟结果显示,对于相同原料的生物质颗粒,相比于颗粒尺寸,颗粒密度对于流动过程无显著影响。而颗粒尺寸的增大会导致轴向扩散系数、 σ_0^2 的增大和 MRT 的减小。对于结构参数:反应器尺寸的增大以及叶片与壁面间隙的减小会导致轴向扩散系数的增大,而挡板高度的增大会使其先增大后减小。反应器直径、挡板高度以及叶片与壁面间隙的增大会导致 MRT 增大。反应器直径、挡板高度的增大以及叶片与壁面间隙的减小会导致 σ_0^2 的增大。

[参考文献]

- [1] Reh L. Section criteria for noncatalytic gas/solids high-temperature reactors[J]. Chemical Engineering and Processing, 1977, 49(10): 786—795.
- [2] Abbas-Abadi M S, Haghighi M N, Yeganeh H. Evaluation of pyrolysis product of virgin high density polyethylene degradation using different process parameters in a stirred reactor[J]. Fuel Processing Technology, 2012, 109(2): 90—95.
- [3] Dalai A K, Chowdhury A I, Hall E S, et al. Activation of Canadian coals in a fixed-bed reactor and an internally stirred horizontal kiln[J]. Fuel, 1996, 75(3): 384—392.
- [4] Dautzenberg K, Hanf J. Biofuel chain development in Germany: Organisation, opportunities, and challenges [J]. Energy Policy, 2008, 36(1): 485—489.
- [5] Danckwerts P. Continuous flow systems: distribution of residence times [J]. Chemical Engineering Science, 1953, 2(1): 1—13.
- [6] Sherritt R G, Chaouki J, Mehrotra A K, et al. Axial

- dispersion in the three-dimensional mixing of particles in a rotating drum reactor [J]. *Chemical Engineering Science*, 2003, 58(2): 401—415.
- [7] Laurent B, Bridgwater J. Performance of single and six-bladed powder mixers [J]. *Chemical Engineering Science*, 2002, 57(10): 1695—1709.
- [8] Laurent B, Bridgwater J. Influence of agitator design on powder flow [J]. *Chemical Engineering Science*, 2002, 57(18): 3781—3793.
- [9] 金丹, 付海玲, 吴剑华, 等. 混合器停留时间分布的研究进展 [J]. *化工进展*, 2011, 30(7): 1399—1405.
- [9] Jin Dan, Fu hailing, Wu Jianhua, et al. Advance in research on residence time distribution in mixers [J]. *Chemical Industry and Engineering Progress*, 2011, 30(7): 1399—1405.
- [10] 朱 静. 反应与分离过程 [M]. 北京: 中国石化出版社, 2012, 55—68.
- [10] Zhu Jing. Reaction and separation [M]. Beijing: China Petrochemical Press, 2012, 55—68.
- [11] Vanarase A U, Muzzio F J. Effect of operating conditions and design parameters in a continuous powder mixer [J]. *Powder Technology*, 2011, 208(1): 26—36.
- [12] Gao Yijie, Vanarase A, Muzzio F, et al. Characterizing continuous powder mixing using residence time distribution [J]. *Chemical Engineering Science*, 2011, 66(3): 417—425.
- [13] Portillo P M, Vanarase A U, Ingram A, et al. Investigation of the effect of impeller rotation rate, powder flow rate, and cohesion on powder flow behavior in a continuous blender using PEPT [J]. *Chemical Engineering Science*, 2010, 65(21): 5658—5668.
- [14] Portillo P M, Ierapetritou M G, Muzzio F J. Characterization of continuous convective powder mixing processes [J]. *Powder Technology*, 2008, 182(3): 368—378.
- [15] Xi Yingtao, Chen Qun, You Changfu. Flow characteristics of biomass particles in a horizontal stirred bed reactor: Part I. Experimental measurements of residence time distribution [J]. *Powder Technology*, 2015, 269(1): 577—584.
- [16] 楚锡华. 颗粒材料的离散颗粒模型与离散-连续耦合模型及数值方法 [D]. 大连: 大连理工大学, 2006.
- [16] Chu Xihua. The discrete particle and coupled discrete-Continuum models and numerical methods for granular materials [D]. Dalian: Dalian University of Technology, 2006.
- [17] Abou-Chakra H, Baxter J, Tuzun U. Three-dimensional particle shape descriptors for computer simulation of non-spherical particulate assemblies [J]. *Advanced Powder Technology*, 2004, 15(1): 63—77.
- [18] Mindlin R D, Deresiewicz H. Elastic spheres in contact under varying oblique forces [J]. *Journal of Applied Mechanics-Transactions of the ASME*, 1953, 20(3): 327—344.

THE AXIAL MIXING AND RESIDENCE TIME OF BIOMASS PARTICLES IN A HORIZONTAL SITRRED BED REACTOR

Liu Xiandong, Xi Yingtao, You Changfu

(Key Lab of Thermal Engineering and Thermal Science, Tsinghua University, Beijing 100084, China)

Abstract: The discrete element method (DEM) was used for the simulation of flow behavior of large non-spherical biomass particles in the horizontal stirred bed reactor (HSBR) and experiment was conducted to test the results. The effect of particle properties and design parameters on flow characteristics of biomass particles was discussed by the simulation results. The results indicates that the axial dispersion coefficients increased with the increase of particle size, diameter of the reactor and the decrease of the gap between the blade and wall. As the height of the weir increased, the axial dispersion coefficients increased at first and then decreased. The mean residence time increased with the decrease of particle size and the increase of diameter of the reactor, the height of the weir and the gap between the blade and wall. The relative variance of residence time increased with the increase of particle size, diameter of the reactor and the height of the weir and the decrease of the gap between the blade and wall. The effect of density of the particle on the axial mixing and residence time distribution was minimal.

Keywords: biomass; discrete element method; residence time distribution; horizontal stirred bed reactor