

# 生物质流化床气化的三维数值模拟

陆 杰, 金保昇

(东南大学能源热转换及其过程测控教育部重点实验室, 南京 210096)

**摘 要:** 以鼓泡流化床装置为研究对象, 建立生物质气化的三维数值模型, 研究低当量比条件下生物质的气化特性, 并进行实验验证。结果表明: 当量比增大时, CO 和 H<sub>2</sub> 的浓度先增后减, CO<sub>2</sub> 浓度逐渐减小, 产气率和碳转化率逐渐增大。富氧浓度升高时, CO 和 CO<sub>2</sub> 浓度迅速增大, H<sub>2</sub> 浓度略有下降, 产气率和碳转化率逐渐减小。流化速度增大时, CO 浓度增大, CO<sub>2</sub> 浓度减小, H<sub>2</sub> 浓度略有增加, 产气率及碳转化率逐渐增大。在低当量比下, 产气热值较低, 焦油含量较高。

**关键词:** 生物质气化; 三维模型; 鼓泡流化床; 低当量比; 富氧浓度; 流化速度

**中图分类号:** TK6

**文献标识码:** A

## 0 引 言

虽然生物质气化技术能使生物质转变为清洁可燃气, 但可燃气热值低, 焦油含量高的问题始终存在<sup>[1]</sup>。流化床低温气化与熔融炉高温气化组成的新型两段式气化技术在提高可燃气热值的同时能降低焦油含量, 被视为解决关键问题的创新技术。由于流化床低温气化的当量比在 0.15 以下, 而目前大量研究的当量比均集中在 0.2~0.3<sup>[2,3]</sup>, 造成生物质在低当量比条件下的气化规律不明, 所以对于两段式气化技术, 需研究低当量比下的气化规律。

建立计算流体力学(CFD)模型能全面描述复杂的气化过程。欧拉-欧拉模型具有计算时间短和计算量小的优点。Gerber 等<sup>[4]</sup>建立了二维双流体模型来模拟流化床中当量比为 0.2~0.3 时木材的气化特性, 但其模拟出的产气组分浓度与实验结果相差较大, 而且其模拟结果并未得到产气组分浓度的变化规律。Chen 等<sup>[5]</sup>在 Gerber 的基础上改进了曳力模型, 仍以 0.2~0.3 的当量比为研究重点, 但其模拟结果并不能完全被应用到三维系统。Liu 等<sup>[6]</sup>利用 Fluent 软件建立了三维稳态模型来模拟循环流化床中的生物质气化, 但其模型并未考虑焦油。大量数值模拟并未探究过低当量比下的气化规律。

因此, 本文基于欧拉-欧拉方法, 对流化床低温气化进行数值模拟, 研究低当量比下生物质气化特

性随当量比、富氧浓度和流化速度的变化规律, 并进行实验验证, 为第二段熔融炉高温气化提供入口条件, 同时为富氧下流化床生物质气化的工业应用优化提供一定的技术指导和参考指导。

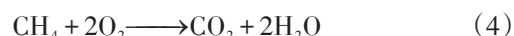
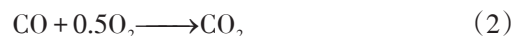
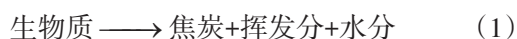
## 1 模型描述

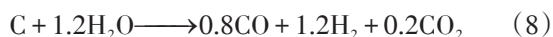
### 1.1 控制方程

本文以欧拉双流体非稳态模型为基础, 分别对气相和固相建立连续性方程、动量方程、能量方程和组分输运方程。气相建模时采用标准  $k-\varepsilon$  湍流模型, 而固相建模时参考颗粒流的动力学理论<sup>[7]</sup>。具体的气固动力学方程见文献[8,9]。

### 1.2 化学反应

本文在生物质气化过程中忽略灰分和 N 元素的影响。生物质的气化过程主要包括生物质热解、均相反应和非均相反应。热解产物主要包括焦炭、CO、CO<sub>2</sub>、H<sub>2</sub>、CH<sub>4</sub>、H<sub>2</sub>O 和焦油。由于在低当量比下气化, 气化温度较低, 因此会产生大量焦油, 所以在模型中必须考虑焦油。焦油的化学成分为 CH<sub>1.522</sub>O<sub>0.028</sub><sup>[10]</sup>, 具体的化学反应式为:





生物质热解采用单步反应模型,热解后的组分的质量分数由生物质的元素分析和工业分析决定,如表 1 所示,其中 ar 表示收到基。

表 1 生物质的元素分析和工业分析

Table 1 Ultimate and proximate analysis of biomass

元素分析/% wt, ar		工业分析/% wt, ar	
[C]	39.70	挥发分	63.77
[H]	5.79	固定碳	17.15
[O]	34.70	水分	10.10
[N]	0.73	灰分	8.98

本文假设气相组分之间的反应完全由化学反应动力学控制,均相反应速率使用 Arrhenius 公式计算化学源项。非均相反应的化学反应速率参考文献[11]。均相反应的反应速率常数为<sup>[12,13]</sup>:

$$\begin{cases} k_1 = 7.38 \times 10^5 \exp(-106500/RT) \\ k_2 = 2.32 \times 10^{12} \exp(-167000/RT) \\ k_3 = 1.08 \times 10^{13} \exp(-125000/RT) \\ k_4 = 5.16 \times 10^{13} \exp(-106500/RT)T^{-1} \\ k_5 = 2.78 \times 10^3 \exp(-12600/RT) \\ k_6 = 2.3 \times 10^4 \exp(-80000/RT) \end{cases} \quad (10)$$

### 1.3 模拟对象及计算参数

本文针对直径 0.125 m、高 3.2 m 的鼓泡流化床反应器建立三维模型,其网格示意图如图 1 所示。空气从流化床的底部进入,入口温度为 600 K。生物质从进料口进入,入口温度为 300 K。流化床的壁面温度为 950 K。流化床初始床高 0.3 m,空隙率 0.5,床料密度 2800 kg/m<sup>3</sup>。所有颗粒的粒径均为 0.4 mm。流化床上部采用六面体网格,下部采用楔形网格,网格尺寸 8 mm,网格数量 127634 个。

由于本文重点模拟流化床低当量比气化,因此选取的当量比为 0.08~0.15。为了控制气化温度,选取的富氧浓度范围为 0.3~0.5。为了保证流化质量,流化速度为最小流化速度的 3~6 倍。最小流化速度为 0.234 m/s。具体的模拟条件如表 2 所示。

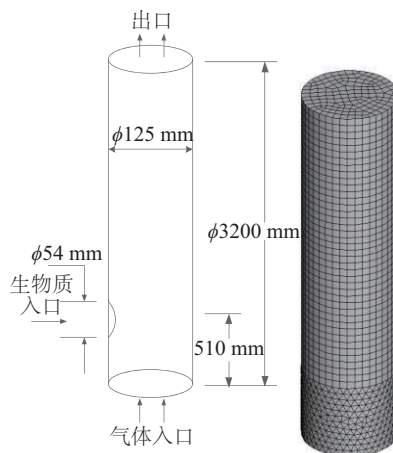


图 1 鼓泡流化床反应器及网格示意图

Fig. 1 Sketch and grid of the BFB reactor

表 2 反应器的模拟条件

Table 2 Simulation conditions of the reactor

操作条件	数值
进料量/kg·h <sup>-1</sup>	30~50
当量比	0.08~0.15
富氧浓度	0.3~0.5
流化速度/m·s <sup>-1</sup>	0.78~1.46

## 2 计算结果分析

### 2.1 产气组分随时间的变化

图 2 所示为当进料量 50 kg/h、当量比 0.13、富氧浓度 0.3 时,流化床出口处产气组分的瞬时体积分额。从初始时刻起,CO、CO<sub>2</sub>、H<sub>2</sub>、CH<sub>4</sub>、H<sub>2</sub>O 和 CH<sub>1.522</sub>O<sub>0.028</sub> 的摩尔分数逐渐增大,N<sub>2</sub> 的摩尔分数逐渐减小。最后,产气组分的摩尔分数趋于平衡,但会在平均值附近波动。

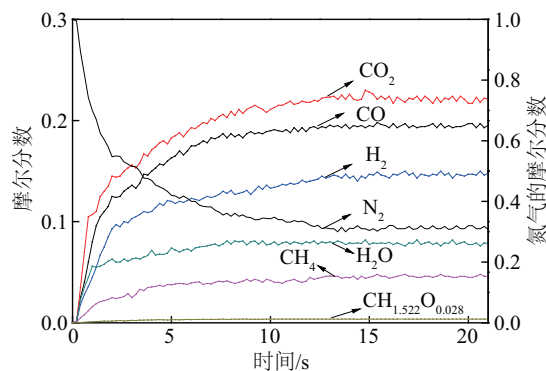


图 2 出口产气组分的摩尔分数随时间的变化

Fig. 2 Mole fraction of gas compositions versus time

## 2.2 产气组分分布

图3所示为气体组分在 $X-Z$ 平面内的摩尔分数分布,图中数据代表各组分的摩尔分数。在流化床底部, $\text{CO}$ 、 $\text{CO}_2$ 、 $\text{H}_2$ 、 $\text{CH}_4$ 的浓度较低, $\text{O}_2$ 和 $\text{N}_2$ 的浓度较高。随着高度的增加, $\text{O}_2$ 消耗殆尽,说明燃烧反应主要发生在流化床的底部区域。在进料口附近,由于生物质热解, $\text{CO}$ 、 $\text{H}_2$ 、 $\text{CH}_4$ 的浓度较高,燃烧反应速率快,因此 $\text{CO}_2$ 浓度较高。随着高度的增大, $\text{O}_2$ 耗尽,非均相反应速率增加, $\text{CO}_2$ 浓度减小, $\text{CO}$ 和 $\text{H}_2$ 的浓度增大。

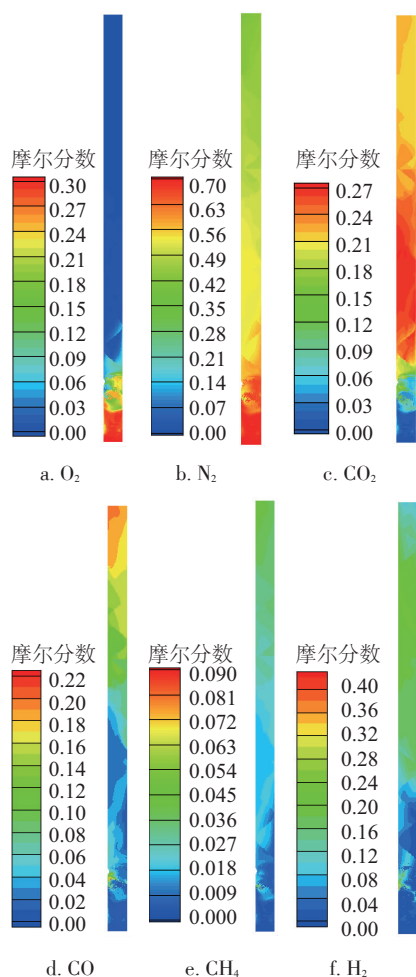


图3 流化床内气体组分的摩尔分布

Fig. 3 Molar fraction distribution of gas compositions

## 2.3 当量比对产气组分的影响

当富氧浓度为30%时,产气组分随当量比的变化如图4所示。随着当量比 $ER$ 的增加, $\text{CO}$ 和 $\text{H}_2$ 的浓度先增后减, $\text{CO}_2$ 浓度逐渐减小, $\text{CH}_4$ 浓度逐渐增大。因为当 $ER$ 由0.08增至0.15时,鼓泡流化床

内的气化温度逐渐升高,这显然是由于 $\text{O}_2$ 含量相对增加导致燃烧反应更加剧烈。这导致可燃气组分浓度增大。但当量比超过0.13时, $\text{CO}$ 和 $\text{H}_2$ 的浓度开始减小,可能的原因是可燃气组分的燃烧速率增大,消耗量也在增加。另外,模拟结果与实验数据相差不大,相对误差不超过20%,表明本文所建立的三维数值模型是合理的。造成误差的主要原因可能与焦油成分的不确定性、化学反应的动力学参数的取值有关。

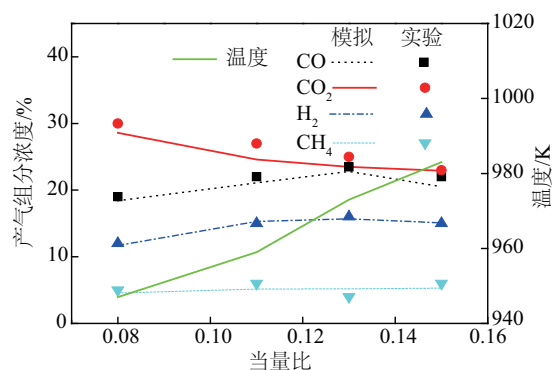


图4 当量比对产气组分的影响

Fig. 4 Effect of equivalent ratio on gas composition

图5所示为低当量比条件下当量比对产气热值及产气率的影响。随着当量比的增加,产气热值先增后减。当量比为0.13时,产气热值最高为 $6.4 \text{ MJ/Nm}^3$ 。同时,气化产气率随当量比的增加而增大,总体上,产气率相对于高当量比时明显偏低。

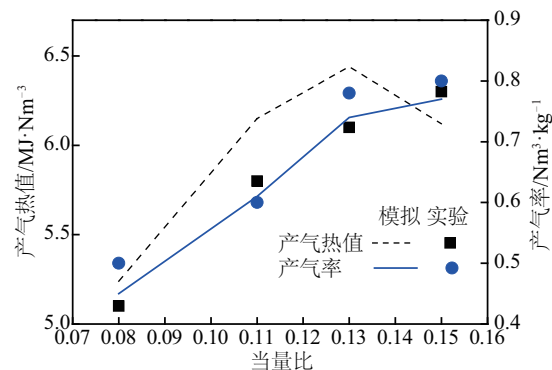


图5 当量比对产气热值及产气率的影响

Fig. 5 Effect of equivalent ratio on heating value and gas yield

图6所示为碳转化率和焦油含量随当量比的变化。随着当量比的增加,流化床内的气化温度不断升高,焦炭的非均相反应速率增大,碳转化率增大,同时焦油燃烧和裂解反应加剧,焦油含量减小。但当量比为0.13时,碳转化率仅为约50%,焦油含量为

13 g/Nm<sup>3</sup>。比较相同工况下得到的实验数据<sup>[14]</sup>发现,模拟得到的焦油含量相对较低,两者的相对误差较小,但在大多数工况下,无论实验还是模拟,焦油含量均超过 16 g/Nm<sup>3</sup>。因此,在低当量比条件下,为减少焦油含量,实验工况必须合理选择当量比。考虑到产气热值和产气率,当量比选为 0.13。

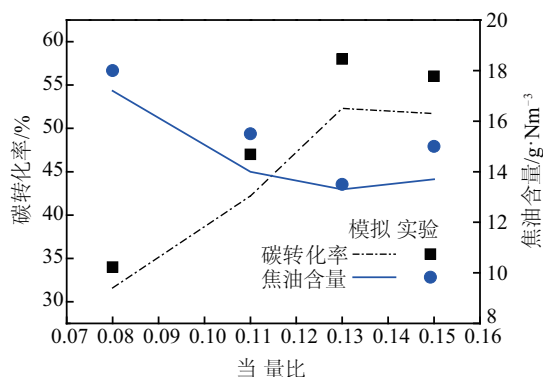


图6 当量比对碳转化率及焦油含量的影响

Fig. 6 Effect of equivalent ratio on carbon conversion and tar content

## 2.4 富氧浓度对产气组分的影响

当量比为 0.11 时,产气组分随富氧浓度的变化如图 7 所示。随着富氧浓度的升高,CO 和 CO<sub>2</sub> 的浓度迅速增大,H<sub>2</sub> 浓度略有减小,CH<sub>4</sub> 浓度几乎不变。这是因为富氧浓度的增大势必会引起流化床内气化温度的升高,加快热解速率,提高可燃气组分浓度。但 H<sub>2</sub> 浓度减小的原因可能是随着富氧浓度的增大,H<sub>2</sub> 消耗量增加。图 8 所示为不同富氧浓度下产气热值及产气率的变化规律。随着富氧浓度的增大,可燃组分含量增大,产气热值增大。然而,产气率却随富氧浓度的增大而减小。由此可见,富氧浓度的增大虽可使产气热值增大,但会使产气率减小。

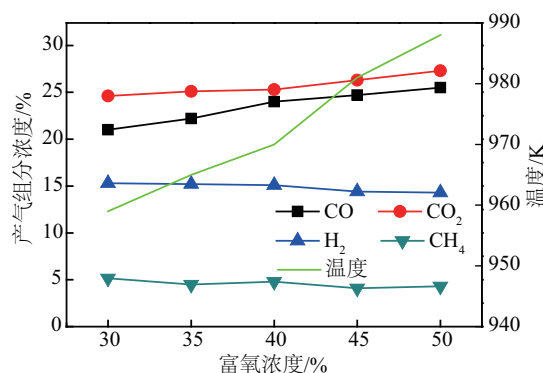


图7 富氧浓度对产气组分的影响

Fig. 7 Effect of oxygen percentage on gas composition

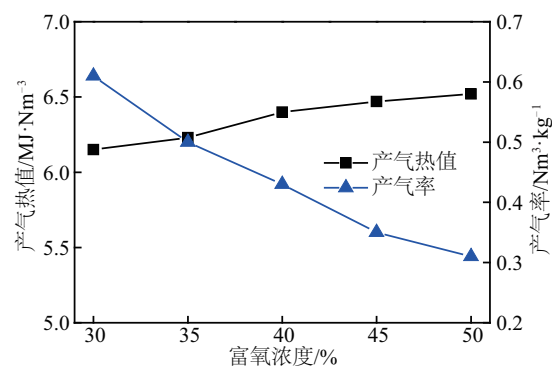


图8 富氧浓度对产气热值及产气率的影响

Fig. 8 Effect of oxygen percentage on heating value and gas yield

图 9 所示为碳转化率和焦油含量随富氧浓度的变化。随着富氧浓度的增大,焦油含量不断增大,最高可达 18 g/Nm<sup>3</sup>。虽然富氧浓度的增大会升高流化床内的温度,但在低当量比下,生物质热解程度相对偏低,导致产气率极低,同时焦油裂解速率小,相对而言,单位立方的产气中焦油含量增大。因此,超高的富氧浓度反而提高了焦油含量,这就要求在实验过程中应选取相对较低的富氧浓度。就本文而言,富氧浓度的合理范围为 30%~40%。另外,碳转化率随富氧浓度的增大不断减小,说明在低当量比条件下,存在大量残炭,并未转化成气体。

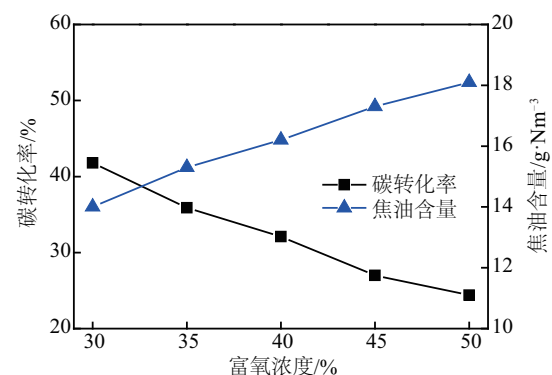


图9 富氧浓度对碳转化率及焦油含量的影响

Fig. 9 Effect of oxygen percentage on carbon conversion and tar content

## 2.5 流化速度对产气组分的影响

当量比为 0.11、富氧浓度为 30% 时,产气组分随流化速度的变化如图 10 所示。随着流化速度的增大,CO 浓度增大,CO<sub>2</sub> 浓度减小,H<sub>2</sub> 浓度略有增



大,  $\text{CH}_4$  浓度几乎不变。这是因为流化速度的增大会导致流化床内气化温度的升高, 气固混合更加充分, 气化反应速率增大。因此, 增大流化速度对生物质气化产气组分的影响较大。

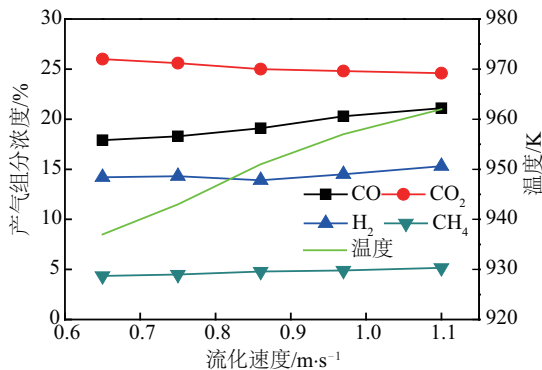


图 10 流化速度对产气组分的影响

Fig. 10 Effect of fluidizing velocity on gas composition

图 11 所示为流化速度对产气热值及产气率的影响。随着流化速度的增大, 产气热值及产气率均逐渐增大, 气体热值由  $5.36$  增至  $6.17 \text{ MJ/Nm}^3$ , 产气率由  $0.52$  升至  $0.60 \text{ Nm}^3/\text{kg}$ 。由此可见, 适当增大流化速度可改善流化效果, 提高产气热值及产气率。

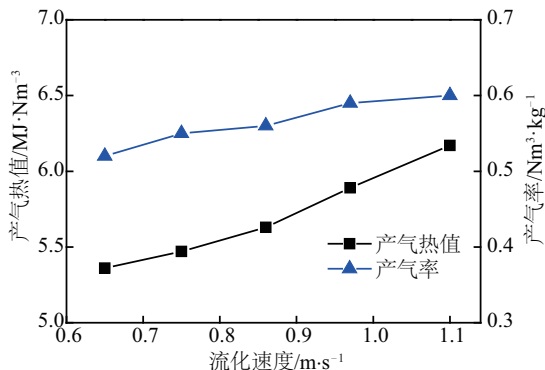


图 11 流化速度对产气热值及产气率的影响

Fig. 11 Effect of fluidizing velocity on heating value and gas yield

图 12 所示为碳转化率和焦油含量随流化速度的变化。随着流化速度的增大, 焦油含量先减后增。因为流化速度的增大会引起温度的升高, 加快焦油的裂解速率, 降低焦油含量。但当流化速度很高时, 气体在流化床内的停留时间相对短暂, 焦油裂解不充分。另外, 碳转化率随流化速度的增大不断增大, 说明流化速度的增大有利于促进焦炭的转化。因此, 在充分考虑产气组分、热值、产气率、焦

油含量和碳转化率后, 增大流化速度对于气化有积极影响。

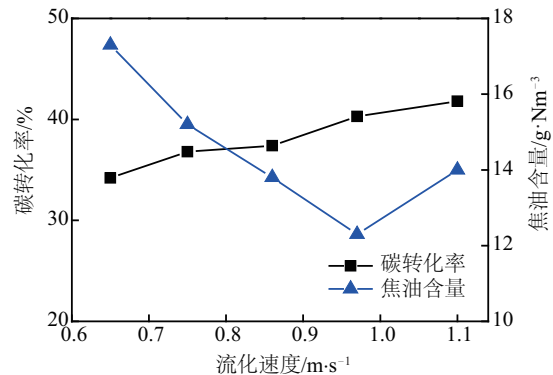


图 12 流化速度对碳转化率及焦油含量的影响

Fig. 12 Effect of fluidizing velocity on carbon conversion and tar content

### 3 结 论

针对流化床低温气化和熔融炉高温气化组成的两段式气化技术, 本文建立生物质流化床气化的三维模型来模拟低当量比条件下生物质气化特性。该模型基于双欧拉方法, 耦合气固流动和传热, 加入化学反应, 并考虑焦油。模拟结果表明, 在低当量比条件下, 随着当量比的增加,  $\text{CO}$  和  $\text{H}_2$  的浓度先增后减,  $\text{CO}_2$  浓度逐渐减小, 产气率和碳转化率逐渐增大; 随着富氧浓度的升高,  $\text{CO}$  和  $\text{CO}_2$  的浓度迅速增大,  $\text{H}_2$  浓度略有下降, 产气率和碳转化率逐渐减小; 随着流化速度的增大,  $\text{CO}$  浓度增大,  $\text{CO}_2$  浓度减小,  $\text{H}_2$  浓度略有增大, 产气率及碳转化率逐渐增大。在低当量比条件下, 产气热值较低, 焦油含量较高。

### [参考文献]

- [1] Gómez-Barea A, Leckner B. Modeling of biomass gasification in fluidized bed [J]. Progress in Energy & Combustion Science, 2010, 36(4): 444—509.
- [2] 吴创之, 刘华财, 阴秀丽. 生物质气化技术发展分析 [J]. 燃料化学学报, 2013, 41(7): 798—804.
- [2] Wu Chuangzhi, Liu Huacai, Yin Xiuli. Status and prospects for biomass gasification [J]. Journal of Fuel Chemistry and Technology, 2013, 41(7): 798—804.
- [3] Xue Q, Fox R O. Reprint of: Multi-fluid CFD modeling of biomass gasification in polydisperse fluidized-bed gasifiers [J]. Powder Technology, 2014, 265: 23—34.

- [4] Gerber S, Behrendt F, Oevermann M. An Eulerian modeling approach of wood gasification in a bubbling fluidized bed reactor using char as bed material[J]. *Fuel*, 2010, 89(10): 2903—2917.
- [5] Chen Juhui, Yu Guangbin, Dai Bing, et al. CFD simulation of a bubbling fluidized bed gasifier using a bubble-based drag model[J]. *Energy & Fuels*, 2014, 28(10): 6351—6360.
- [6] Liu H, Elkamel A, Lohi A, et al. Computational fluid dynamics modeling of biomass gasification in circulating fluidized-bed reactor using the Eulerian-Eulerian approach[J]. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 2013, 52(51): 18162—18174.
- [7] Xie Jun, Zhong Wenqi, Jin Baosheng, et al. Three-dimensional Eulerian-Eulerian modeling of gaseous pollutant emissions from circulating fluidized-bed combustors[J]. *Energy & Fuels*, 2014, 28(8): 5523—5533.
- [8] Wu Yueshi, Zhang Qinglin, Yang Weihong, et al. Two-dimensional computational fluid dynamics simulation of biomass gasification in a downdraft fixed-bed gasifier with highly preheated air and steam[J]. *Energy & Fuels*, 2013, 27(6): 3274—3282.
- [9] Kurz D. CFD simulation of wood chip combustion on a grate using an Euler-Euler approach[J]. *Combustion Theory & Modelling*, 2012, 16(2): 251—273.
- [10] Ramin R, Jamal C, Christophe G. Biomass gasification in a bubbling fluidized bed reactor: Experiments and modeling[J]. *AIChE Journal*, 2006, 52(12): 4258—4272.
- [11] Petersen I, Werther J. Experimental investigation and modeling of gasification of sewage sludge in the circulating fluidized bed[J]. *Chemical Engineering & Processing*, 2005, 44(7): 717—736.
- [12] Loha C, Chattopadhyay H, Chatterjee P K. Three dimensional kinetic modeling of fluidized bed biomass gasification[J]. *Chemical Engineering Science*, 2014, 109(16): 53—64.
- [13] Grønli Morten G, Melaaen Morten C. Mathematical model for wood pyrolysis comparison of experimental measurements with model predictions[J]. *Energy & Fuels*, 2000, 14(4): 791—800.
- [14] 牛淼淼. 可燃固体废弃物两段式富氧高温气化特性研究[D]. 南京: 东南大学, 2015.
- [14] Niu Miaomiao. Study on characteristics of two-stage high temperature gasification of combustible solid waste using enriched air[D]. Nanjing: Southeast University, 2015.

## THREE-DIMENSIONAL NUMERICAL SIMULATION OF BIOMASS GASIFICATION IN FLUIDIZED BED

Lu Jie, Jin Baosheng

(Key Laboratory of Energy Thermal Conversion and Control of Ministry of Education, Southeast University, Nanjing 210096, China)

**Abstract:** Taking the bubbling fluidized bed device as the research object, the three-dimensional numerical model of biomass gasification was established to study the gasification characteristics of biomass under low equivalence ratio condition, and the experimental verification was carried out. The results illustrate that as the equivalence ratio increases, the concentrations of CO and H<sub>2</sub> increase first and then decrease, and the concentration of CO<sub>2</sub> decreases gradually, while gas yield and carbon conversion rate increase gradually. With the increasing of the oxygen-rich concentration, the concentrations of CO and CO<sub>2</sub> increase rapidly and the concentration of H<sub>2</sub> slightly decreases, while gas yield and carbon conversion rate decrease gradually. As the fluidizing speed increases, the concentration of CO increases, the concentration of CO<sub>2</sub> decreases, while the concentration of H<sub>2</sub> increases slightly, the gas yield and carbon conversion rate increase gradually. The heating value is lower and the tar content is higher under low equivalence ratio condition.

**Keywords:** biomass gasification; three-dimensional model; bubbling fluidized bed; low equivalence ratio; oxygen percentage; fluidizing velocity