

# 双流化床生物质气化的三维全循环数值模拟

孔大力<sup>1</sup>, 罗坤<sup>1</sup>, 林俊杰<sup>1</sup>, 王帅<sup>1</sup>, 胡陈枢<sup>1</sup>, 李德波<sup>2</sup>, 樊建人<sup>1</sup>

(1.浙江大学能源清洁利用国家重点实验室, 浙江杭州310027; 2.广东电科院能源技术有限责任公司, 广东广州510080)

**摘要:** 基于多相质点网格方法 (multi-phase particle-in-cell, MP-PIC) 对工业尺度的双流化床生物质气化过程进行了三维全循环数值模拟。其中, 在拉格朗日框架下求解颗粒团运动, 采用大涡模拟法 (large-eddy simulation, LES) 求解气相湍流, 同时考虑复杂的气固耦合以及生物质的热解、气化、均相/异相反应。首先, 通过独立性检验确定了计算所需的最佳网格数与计算颗粒数, 且模拟结果和实验结果对比良好。其次, 揭示了流化床内生物质气化过程中的气固流动特性及气体组分分布规律, 研究了床内温度、生物质粒径、曳力模型等因素对产物气体组分分布的影响。结果表明: 温度升高, 出口处的CO摩尔分数增加, 而其余组分都减小; 较小生物质粒径的气化效果要优于较大的生物质颗粒粒径; 曳力模型对各产物气体组分的摩尔分数几乎无影响。

## 引言

化石燃料是目前工业最主要的能源, 但其日益枯竭且不可再生, 因此亟需寻找一种新的可替代燃料[1]。生物质作为一种可再生能源, 储量丰富, 来源广泛[2-3]。我国是一个农业大国, 每年都产生大量的农业废弃物, 对这些废弃物传统的处理方式是堆积自然腐烂和燃烧, 这些传统的处理方式不仅是对能源资源的极大浪费, 而且还会严重污染环境[4]。加强生物质的合理开发利用, 对实现我国环境经济可持续发展战略有着重大意义。

在生物质利用技术中, 最常用和最有效的是生物质气化技术, 该技术可生成具有多种用途的合成气, 具有很高的工业利用价值[5-6]。在众多气化技术中, 循环流化床技术由于具有高效、低污染、燃料适应性广等优点而备受关注[7]。然而, 循环流化床内存在复杂的气固两相流动, 并伴随着强烈的传热传质以及生物质的热解、气化、均相/非均相等化学反应[8]。这一系列复杂的气化过程导致实验测量费时费力, 因此, 数值模拟作为一种替代方法得到越来越广泛的应用。目前, 循环流化床内稠密气固两相流动的数值模拟方法主要分为两种: 欧拉-欧拉模型以及欧拉-拉格朗日模型[9-10]。前者将颗粒视作一种拟流体, 因而无法处理宽筛分颗粒且无法获取丰富的颗粒信息。与之相反, 以多相质点网格方法 (multi-phase particle-in-cell, MP-PIC) 为代表的欧拉-拉格朗日模型具有诸多优点[11], 其在欧拉框架下采用大涡模拟法 (large-eddy simulation, LES) 求解气相湍流, 在拉格朗日框架下求解颗粒团运动。相关学者采用此方法对生物质气化过程进行了大量研究, 但是绝大多数的研究都是基于具有简单几何模型的实验室尺度气化设备, 且仅关注某一特定部件[12-17]。对于具有复杂几何模型的工业尺度循环流化床气化过程的三维全循环数值模拟则鲜有人进行[18]。

基于工程的迫切需要, 同时为加深对循环流化床内流动、传热、反应过程的理解, 本文采用MP-PIC方法对工业尺度的双流化床生物质气化过程进行了三维全循环数值模拟。首先, 进行了网格与计算颗粒数的独立性检验, 并将模拟结果与实验结果进行了对比, 检验了模型。其次, 揭示了流化床内生物质气化过程中的气固流动特性、气体组分、气固相温度及压强的分布规律, 研究了床内温度、生物质粒径、曳力模型等因素对产物气体组分分布的影响。

## 1 模型建立及求解方法

### 1.1 气固流动控制方程

在MP-PIC方法中,气相的控制方程如下

$$\frac{\partial(\theta_g \rho_g)}{\partial t} + \nabla \cdot (\theta_g \rho_g \mathbf{u}_g) = \delta \dot{m}_p \quad (1)$$

$$\frac{\partial(\theta_g \rho_g \mathbf{u}_g)}{\partial t} + \nabla \cdot (\theta_g \rho_g \mathbf{u}_g \mathbf{u}_g) = -\theta_g \nabla p + \mathbf{F} + \theta_g \rho_g \mathbf{g} + \nabla \cdot (\theta_g \boldsymbol{\tau}_g) \quad (2)$$

式(1)为质量守恒方程,其中 $\mathbf{u}_g$ 、 $\theta_g$ 、 $\rho_g$ 分别是气相速度、体积分数和密度。 $\delta \dot{m}_p$ 为异相气固反应时传递的质量。式(2)为动量守恒方程,其中 $p$ 、 $\boldsymbol{\tau}_g$ 、 $\mathbf{g}$ 、 $\mathbf{F}$ 分别为压力、应力张量、重力加速度、气固相间动量交换力。气相湍流采用大涡模拟法(large-eddy simulation, LES)求解。能量方程和组分方程可参考文献[19]。

颗粒相的运动采用如下方程求解:

$$A = \frac{d\mathbf{u}_s}{dt} = D_s (\mathbf{u}_g - \mathbf{u}_s) - \frac{1}{\rho_s} \nabla p - \frac{1}{\theta_s \rho_s} \nabla \boldsymbol{\tau}_s + \mathbf{g} \quad (3)$$

式中, $\mathbf{u}_s$ 、 $\rho_s$ 、 $\theta_s$ 分别为颗粒相速度、密度、体积分。数。 $D_s$ 为曳力系数,采用Gidaspow曳力模型<sup>[20]</sup>计算。 $\boldsymbol{\tau}_s$ 为颗粒法向应力,采用Harris和Crighton模型<sup>[21]</sup>进行求解

$$\tau_s = \frac{p_s \theta_s^\beta}{\max\left[(\theta_{cp} - \theta_s), \varepsilon(1 - \theta_s)\right]} \quad (4)$$

方程参数的具体求解及颗粒能量组分方程可参考文献[21]。

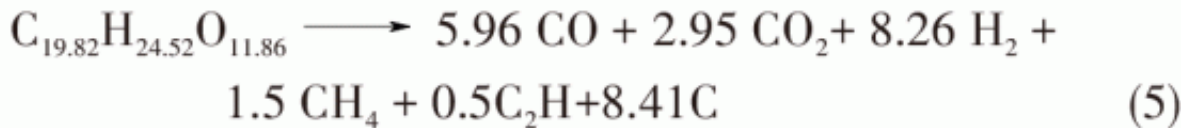
## 1.2 化学反应模型

生物质颗粒进入气化室以后，在气化室的气化过程可分为以下三种化学反应过程：（1）热解。在此过程中，生物质析出挥发分，灰分和焦炭；（2）异相反应。主要是焦炭和 $H_2$ ， $H_2O$ 等发生的反应；（3）均相反应。气相之间的反应。其中，异相反应和均相反应并无先后之分，同时存在于双流化床体系内。本文所用到的生物质材料为杏仁颗粒[22]，生物质的工业分析及元素分析如表1所示。

**表 1 生物质工业分析及元素分析**
**Table 1 Proximate analysis and ultimate analysis of biomass**

Proximate analysis/%(mass)				Ultimate analysis/%(mass)			
Fixed carbon	Volatile	Ash	Moisture	C	H	O	N, S, Cl
20.2	72.53	2.09	5.18	51.3	5.29	40.9	0.71

根据实验中对生物质的工业分析和元素分析,生物质的元素组成被确定为  $C_{19.82}H_{24.52}O_{11.86}$ , 热解产物为  $H_2O$ 、 $H_2$ 、 $CH_4$ 、 $CO_2$ 、 $CO$ 、 $C_2H_4$ , 以及焦炭和灰分。根据热解实验数据,可确定各挥发分组分的含量,为简化计算过程,本文中忽略了微量的 N、S 和 Cl 元素,具体热解方程如下



热解动力学模型为单方程模型,反应速率方程为<sup>[23]</sup>

$$r_1 = 1.49 \times 10^5 \exp(-1340/T_p)[Biomass] \quad (6)$$

式中,根据实验中生物质的反应速率,指前因子取  $1.49 \times 10^5 \text{ s}^{-1}$ , [Biomass] 表示每个网格单元格内的生物质摩尔浓度。气化过程中的均相与非均相化学反应方程及其反应速率方程<sup>[24-31]</sup>如表 2 所示。



表2 化学反应方程及反应速率  
Table 2 Chemical reaction and reaction rates

方程	反应速率
$C + O_2 \longrightarrow CO_2$	$r_2 = 4.34 \times 10^7 \theta_p T_p \exp(-13590/T_p) [O_2]$
$C + H_2O \rightleftharpoons CO + H_2$	$r_{3f} = 6.36 m_c T_p \exp(-22645/T_p) [H_2O]$ $r_{3r} = 5.218 \times 10^{-4} m_c T_p^2 \exp(-6319/T_p - 17.29) [H_2][CO]$
$C + CO_2 \rightleftharpoons 2CO$	$r_{4f} = 6.36 m_c T_p \exp(-22645/T_p) [CO_2]$ $r_{4r} = 5.218 \times 10^{-4} m_c T_p^2 \exp(-2363/T_p - 20.92) [CO]^2$
$C + 2H_2 \rightleftharpoons CH_4$	$r_{5f} = 6.838 \times 10^{-3} m_c T_p \exp(-8078/T_p - 7.087) [H_2]$ $r_{5r} = 0.755 m_c T_p^{0.5} \exp(-13578/T_p - 0.372) [CH_4]^{0.5}$
$CO + 0.5O_2 \longrightarrow CO_2$	$r_6 = 1.3 \times 10^{11} \exp(-15155/T_p) [CO][O_2]^{0.5}$
$H_2 + 0.5O_2 \longrightarrow H_2O$	$r_7 = 2.2 \times 10^9 \exp(-13110/T_p) [H_2][O_2]$
$CH_4 + 2O_2 \longrightarrow CO_2 + 2H_2O$	$r_8 = 5.01 \times 10^{11} \exp(-24117/T_p) [CH_4]^{0.7} [O_2]^{0.8}$
$C_2H_4 + 3O_2 \longrightarrow 2CO_2 + 2H_2O$	$r_9 = 1 \times 10^{15} \exp(-20808/T_p) [C_2H_4][O_2]$
$C_3H_8 + 5O_2 \longrightarrow 3CO_2 + 4H_2O$	$r_{10} = 8.6 \times 10^{11} \exp(-15000/T_p) [C_3H_8]^{1.1} [O_2]^{1.05}$
$CO + H_2O \longrightarrow CO_2 + H_2$	$r_{11} = 2.75 \theta_p \exp(-10079/T_p) [CO][H_2O]$

### 1.3 模拟对象及参数设置

本文的研究对象是位于奥地利的一个工业尺度的双流化床气化装置[22]，其包括生物质气化室，返料器，燃烧器和旋风分离器。所用物料为杏仁颗粒，密度为 $550\text{kg/m}^3$ ，采用宽筛分粒径，平均粒径为 $5.5\text{mm}$ 。床料为硅砂，密度为 $2650\text{kg/m}^3$ ，采用宽筛分粒径，平均粒径为 $480\mu\text{m}$ ，初始堆积的体积分数设为 $0.58$ 。气化室、返料器、燃烧室的初始床高分别为 $2.1$ 、 $0.4$ 、 $2.5\text{m}$ 。对于边界条件，采用质量流量入口，常大气压出口，气化室壁面设为等温壁面，温度为 $973\text{K}$ ，燃烧室壁面设为绝热壁面。在气化室出口处设置监测面，用以监测出口产物气体的组分。如图1所示，生物质从气化室的左侧进入，蒸汽从底部通过喷嘴引入气化室，一、二、三级空气分别从底部通过喷嘴引入燃烧室，甲烷和其燃烧所需空气从侧面进入燃烧室，返料器处蒸汽用于颗粒流化。整个装置初始状态充满氮气，床层温度为 $973\text{K}$ ，颗粒-壁面法向动量保持系数为 $0.3$ ，切向动量保持系数为 $0.99$ ，计算时间步长为 $1 \times 10^{-4}\text{s}$ 。具体操作参数列于表3。

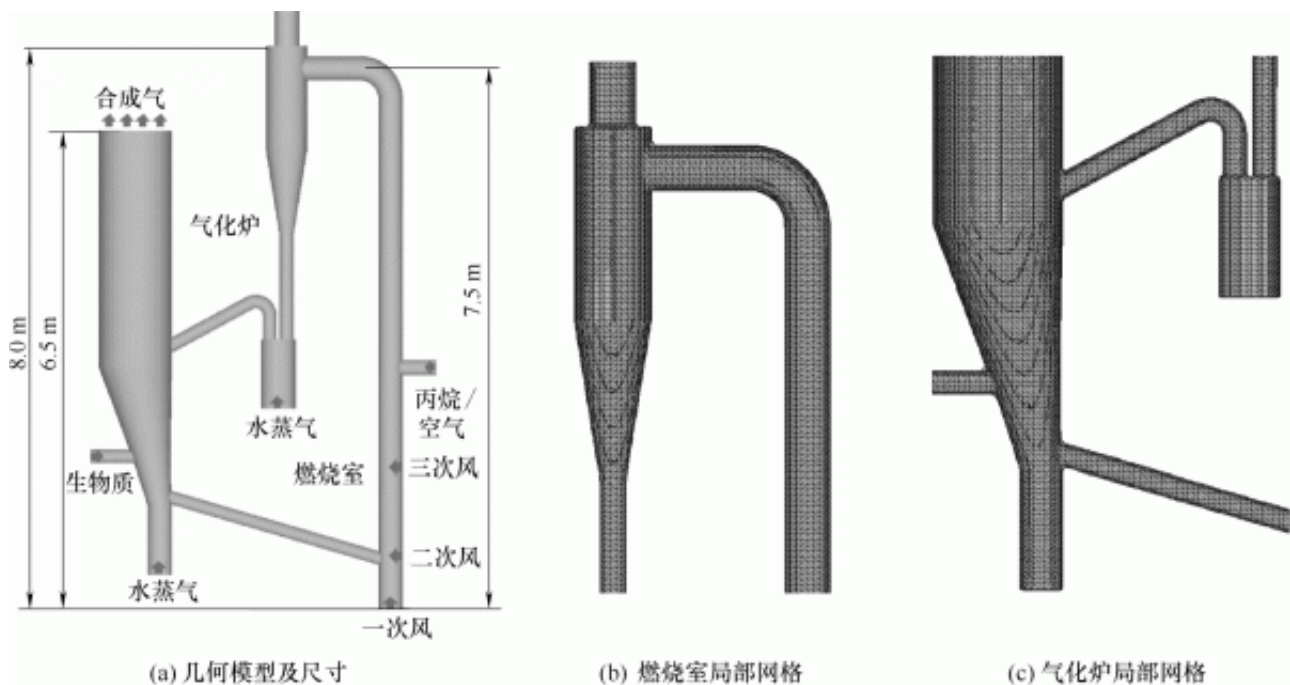


图1 双流化床几何模型及网格

Fig.1 Geometry and grids of dual fluidized bed

表3 操作参数

Table 3 Operational parameters

参数	数值	参数	数值
进料量/(kg/h)	72.8	二次风量/(kg/h)	260
进料温度/K	293	二次风温度/K	632
气化室蒸汽质量流量/(kg/h)	85.6	三次风量/(kg/h)	362
气化室蒸汽温度/K	640	三次风温度/K	648
拨料蒸汽流量/(kg/h)	27.1	甲烷流量/(kg/h)	19.5
拨料蒸汽温度/K	640	甲烷温度/K	293
一次风量/(kg/h)	36	助燃空气流量/(kg/h)	561
一次风温度/K	602	助燃空气温度/K	293

2敏感性分析及模型验证

2.1敏感性分析

在计算中，网格数与计算颗粒数的选取直接影响到计算结果的准确性。为进行网格无关性检验，将计算区域分别划分为223125、286875、354375个网格单元。为研究计算颗粒数对结果的影响，分别采用了347705、474369、539796个计算颗粒数。对旋风分离器入口处的水平截面上的颗粒流量进行监测，对比了几种模型的颗粒流量的瞬时值及在气固流动达稳态后的颗粒流量的平均值，结果列于图2和表4之中。

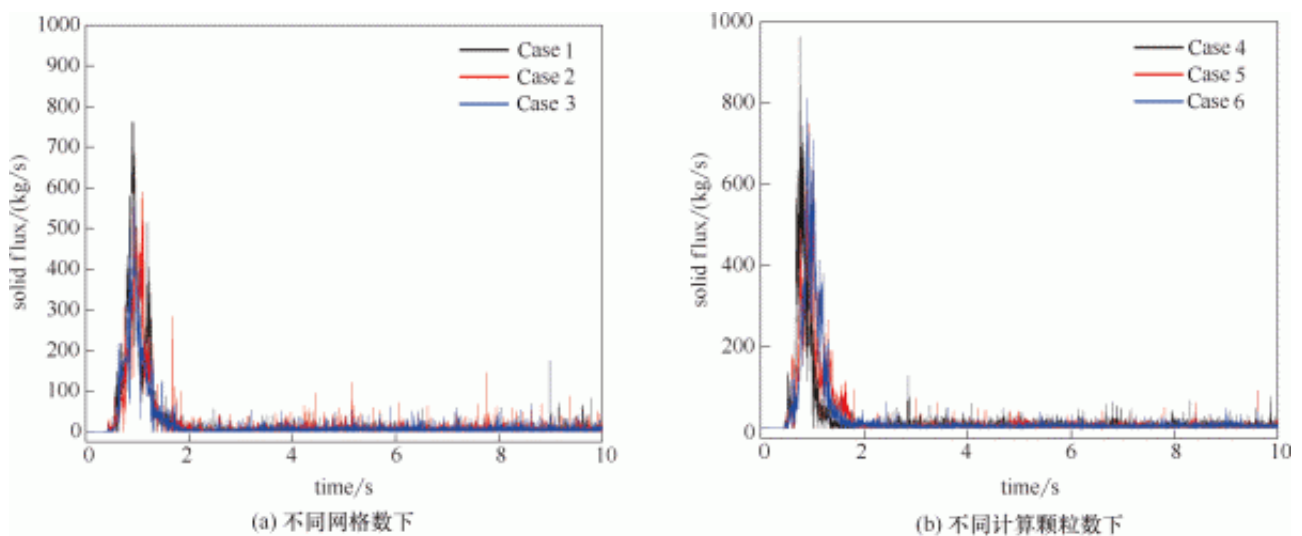


图2 不同网格数和不同计算颗粒数下颗粒流量随时间的变化

Fig.2 Time-evolution solid flux under different grids number and particles number

表4 不同参数设置下平均颗粒流量  
Table 4 Average solid flux under different parameters

算例	网格数	平均颗粒流量/(kg/s)	算例	计算颗粒数	平均颗粒流量/(kg/s)
Case 1	223125	6.43	Case 4	347705	6.30
Case 2	286875	6.50	Case 5	474369	6.38
Case 3	354375	6.85	Case 6	539796	7.09

表4给出了气固流动达动态稳定后监测面的平均颗粒流量，结果显示，不同网格数和计算颗粒数下的平均颗粒流量相互接近，无明显差异。从图2中可以看出，其瞬时颗粒流量的趋势也相近。上述结果表明本节所选取的几种网格数及计算颗粒数并未对计算结果造成明显的影响。然而，基于计算的准确性和减少计算量的原则，本文的网格单元数选取为286875，计算颗粒数选取为474369，平均每个计算颗粒中包含真实颗粒13198个。

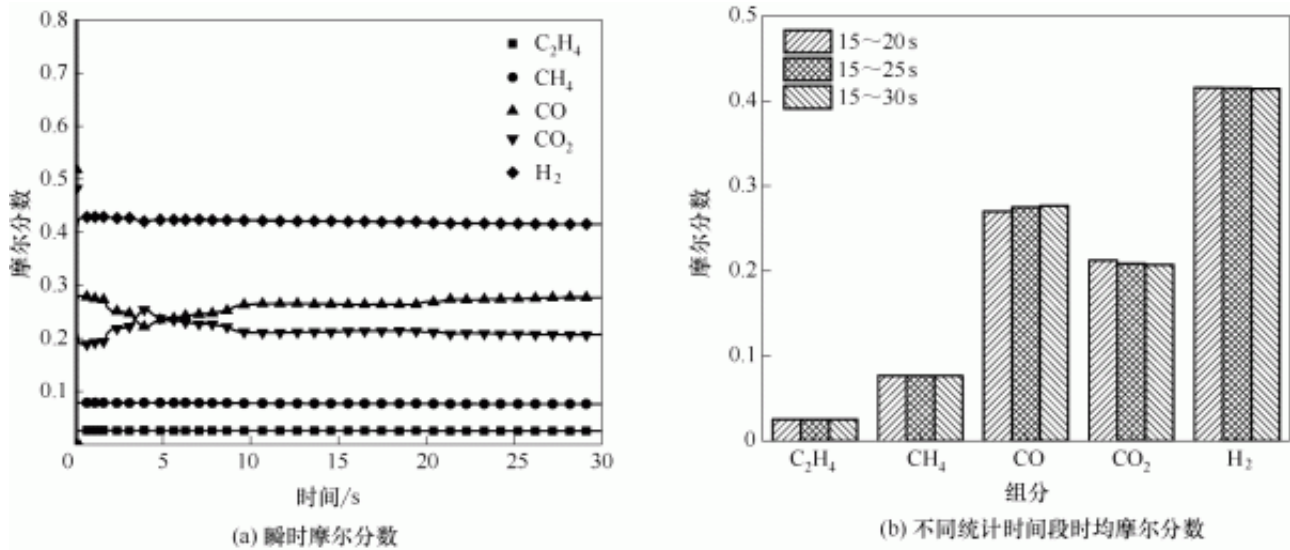


图3 出口产物气体的摩尔分数

Fig.3 Molar fraction of export product gases

除了网格数和计算颗粒数，在后处理时，统计时间的长短也会对最终的计算结果造成影响。从图3(a)可以看出，各组分的摩尔分数在15.0s后均在一个稳定值附近波动，意味着系统达到了动态稳定。基于瞬态的计算结果，本文选取了15~20s、15~25s、15~30s三个时间段统计了各产物气体组分的时均摩尔分数，结果如图3(b)所示。可以看出，这三个统计时间段内各产物气体组分的时均摩尔分数几乎一致，只有CO和CO<sub>2</sub>的摩尔分数稍有差异，但是也在可以接受的范围之内。为缩短计算时间，因此下文中均选取15~25s时间段内的数据进行统计平均。

## 2.2模型验证

经过参数敏感性分析，选取了合适的参数进行计算和统计计算结果。图4给出了出口各气体产物的平均摩尔分数和实验结果[22]的对比。从

图中可以看出，模拟结果与实验结果吻合性良好。

其中，CO和CO<sub>2</sub>

的对比略有差异，这可能是由于焦炭的表面反应以及相关气相反应的热力学参数不准造成的。通过模型验证，表明可以采用此方法对双流化床气化做进一步的研究。



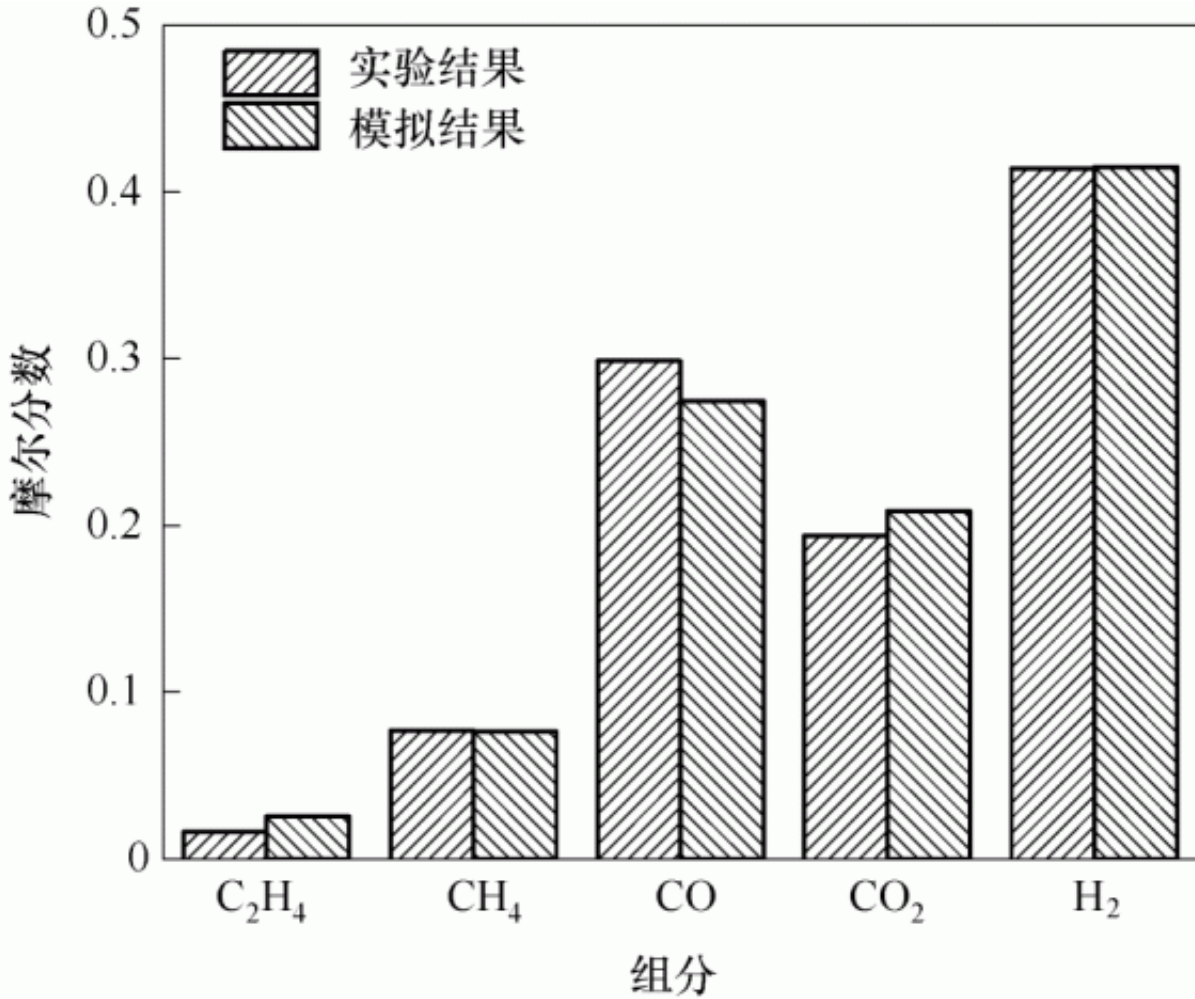


图4 出口气体摩尔分数的模拟结果和实验结果对比

Fig.4 Comparison of gaseous mole fraction at outlet between experiment and simulation

### 3计算结果与分析

#### 3.1流型发展

图5给出了双流化床装置中气固流型随时间的变化云图。初始状态下，气化室、燃烧室、返料器中堆积了一定的床料颗粒。空气作为流化气体从燃烧室底部引入，由于曳力作用，床层底部颗粒在气体的裹挟下加速向上运动，进入旋风分离器中，随后在返料器料腿处产生堆积。这些堆积的颗粒随着返料器底部的拨料蒸汽进入气化室，料腿处的颗粒堆积高度逐渐下降，最终趋于一个稳定高度。在气化室中，生物质颗粒与蒸汽分别从气化室底部和侧面进入气化室，并发生气化过程。残炭及灰分随着床料颗粒在蒸汽流化及重力作用下进入燃烧室，残炭在燃烧室中燃烧，灰分经过旋风分离器被分离出去。整个系统大约在15s左右实现全循环，其后气固流动达到了动态稳定状态。



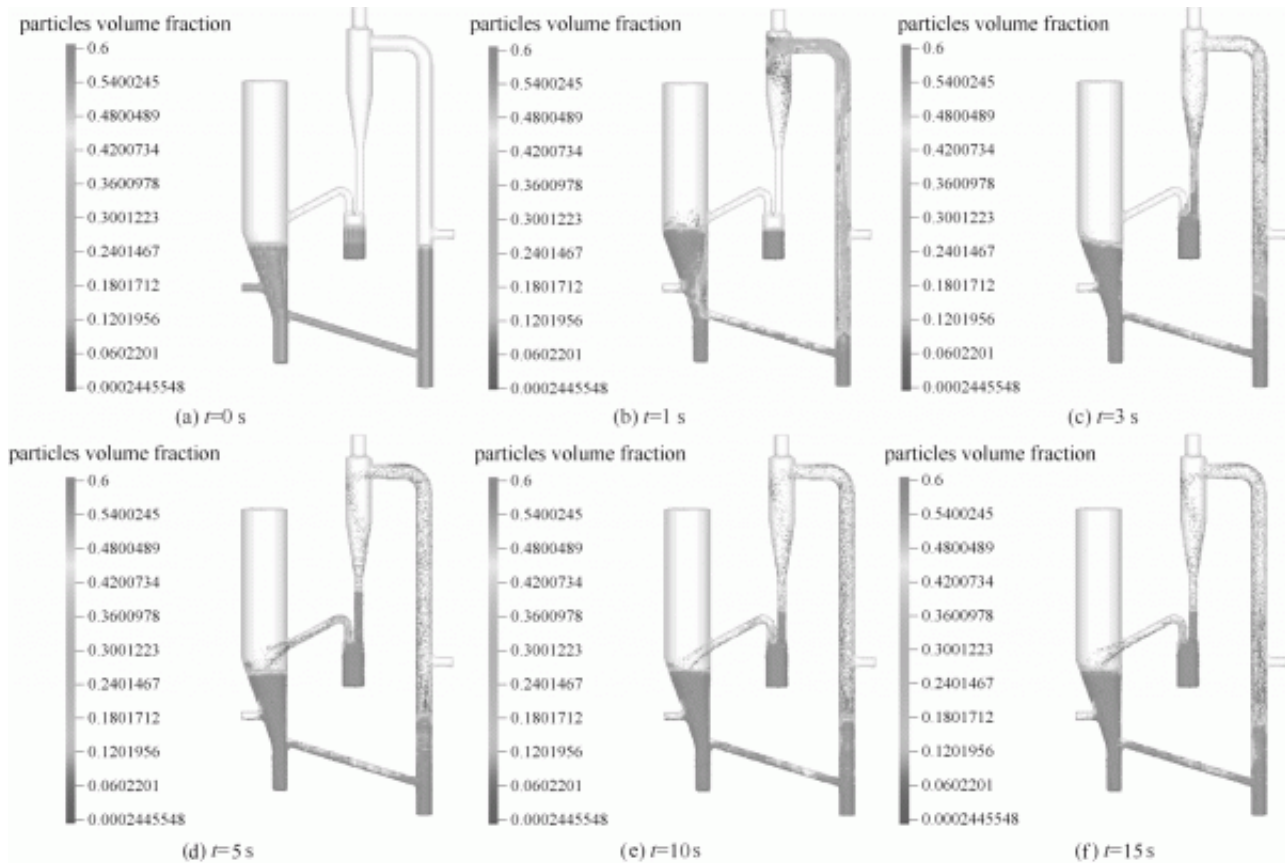


图5 双流化床内气固流型随时间的发展

Fig.5 Time evolution of gas-solid flow patterns in dual fluidized bed

### 3.2 气体组分分布

图6给出了系统达到动态稳定后装置内气体组分浓度的分布情况。由图所示， $H_2O$ 在返料器与气化室和燃烧器的连通管中起到密封作用，防止 $O_2$ 进入气化室，与气化产物气体发生反应。 $O_2$ 浓度在燃烧室下部较高，在丙烷入口及燃烧室上部区域，由于丙烷燃烧消耗了大量的 $O_2$ ，使得 $O_2$ 浓度有较大幅度的下降，且由于 $H_2O$ 以及堆积颗粒的隔离， $O_2$ 无法进入气化室，在气化室中 $O_2$ 浓度基本为0。在进料口附近，由于生物质颗粒浓度较大，且热解析出挥发分，所以在此区域， $CO_2$ 、 $CO$ 、 $C_2H_4$ 、 $CH_4$ 的浓度均较大，并且浓度随着气化室高度的增加而降低，在自由空域基本保持不变。在气化室内，这些气体之间及 $H_2$ 主要由丙烷燃烧生成，并最终经过旋风分离器排出。

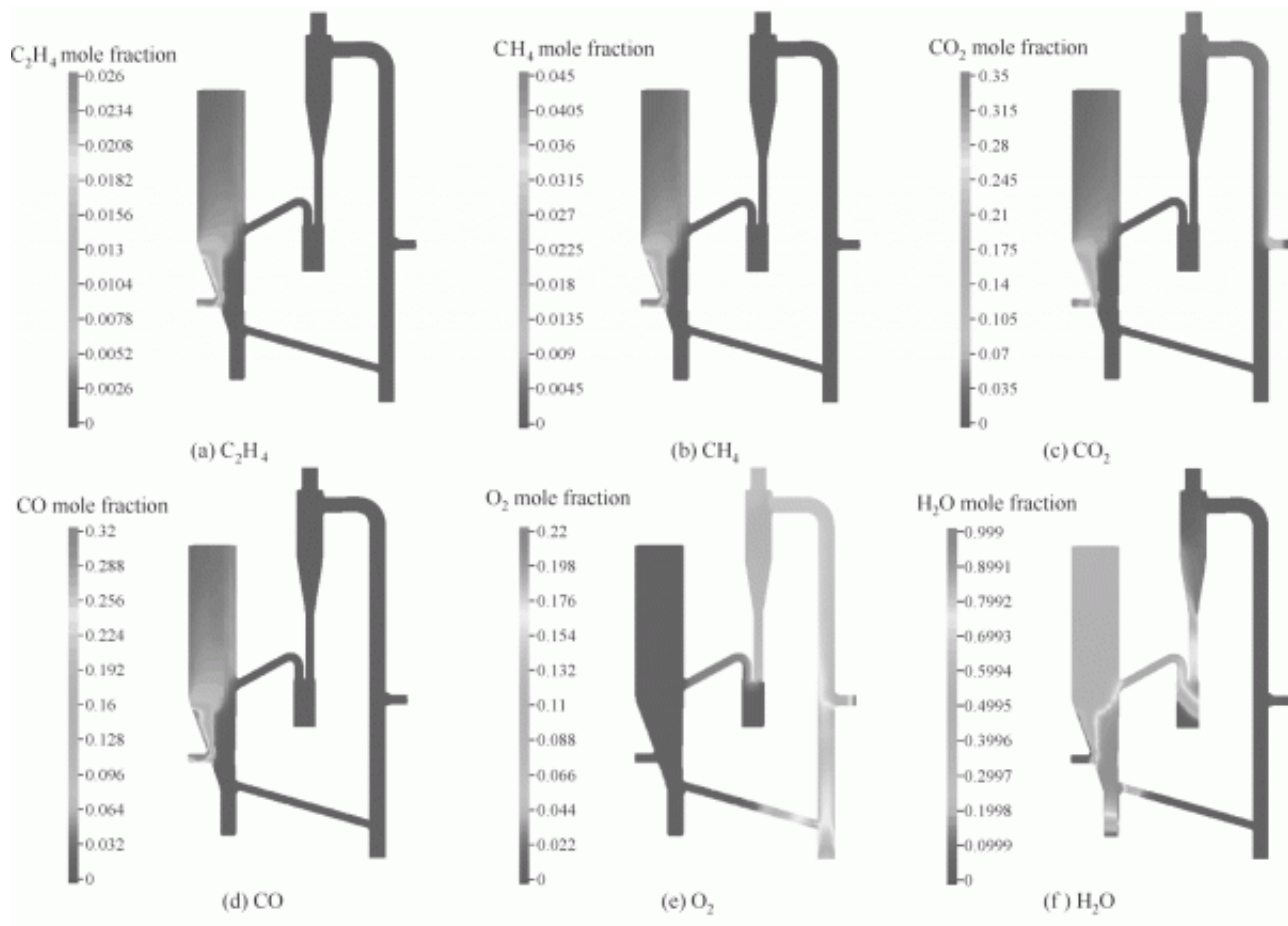


图6 双流化床内气体组分的质量分数云图

Fig.6 Contour plots of syngas mass fraction in dual fluidized bed

### 3.3 气固温度分布

图7考察了20s时刻装置内气相和颗粒相的温度分布。可以看出，在生物质入口区域，由于进气温度较低，使得该区域的温度明显低于其他区域，而在燃烧室内甲烷入口处，由于甲烷燃烧产生大量热量，导致该区域的温度明显高于其他区域。装置内其他区域温度分布都较为均匀，颗粒相的温度分布与气相基本一致，但颗粒相整体温度略低于气相温度，这是由于床料颗粒为惰性颗粒，不参与化学反应，其温度的升高主要来源于相内及相间的传热，而气相温度的升高则主要是由于甲烷燃烧产生的热量，因而气相整体温度要高于颗粒相。但从整体来看，二者之间温度相差不大，表明了整个装置良好的循环及传热特性。

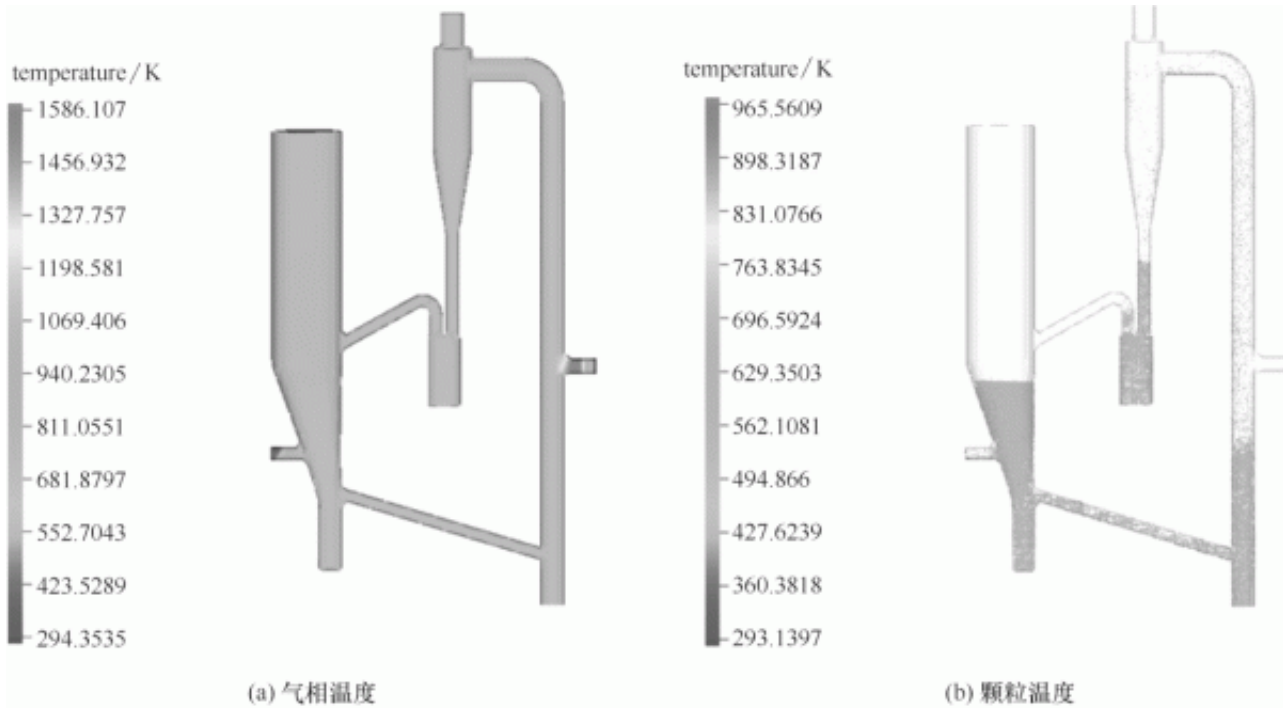


图7 双流化床内气固温度分布云图

Fig.7 Distribution of gas and particle temperature in dual fluidized bed

### 3.4 压强分布

图8给出了整个装置内的压强分布云图及中心线上压强散点图。燃烧室与气化室底部及返料器料腿处压力较大，并随着高度增加而减小。在气化室，燃烧室底部及返料器料腿处压力梯度很大，在上部压力梯度很小。颗粒在气化室、燃烧室底部，以及返料器料腿处大量堆积，颗粒浓度较大，使得这些区域压强较大。此外，物料颗粒浓度的突变也会造成压强的突变。这和Li等[32]的研究结论是一致的。

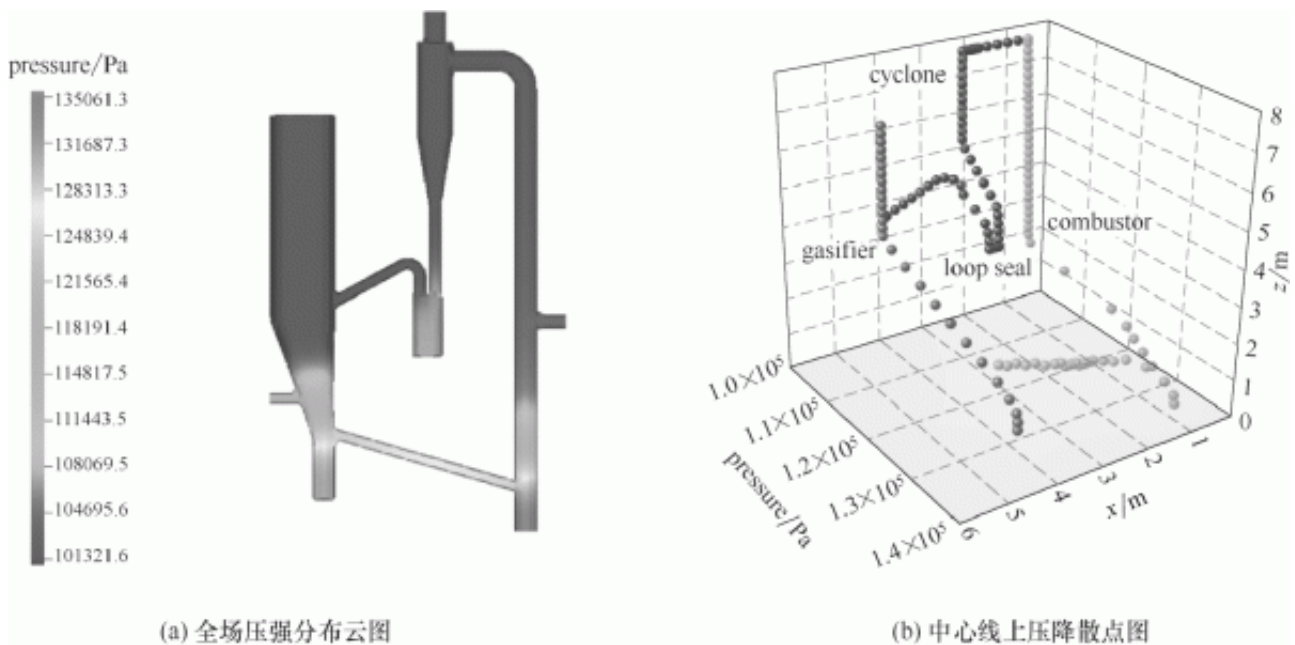


图8 双流化床内压强分布

Fig.8 Pressure distribution in the dual fluidized bed

### 4 操作参数对产物气体组分浓度的影响

本文研究了不同床层温度，不同生物质颗粒粒径对产物气体组分浓度的影响。其中，床层温度分别设为700、750、800；生物质颗粒粒径采用宽筛分形式，平均粒径分别为1.5、3.5、5.5、7.5mm。

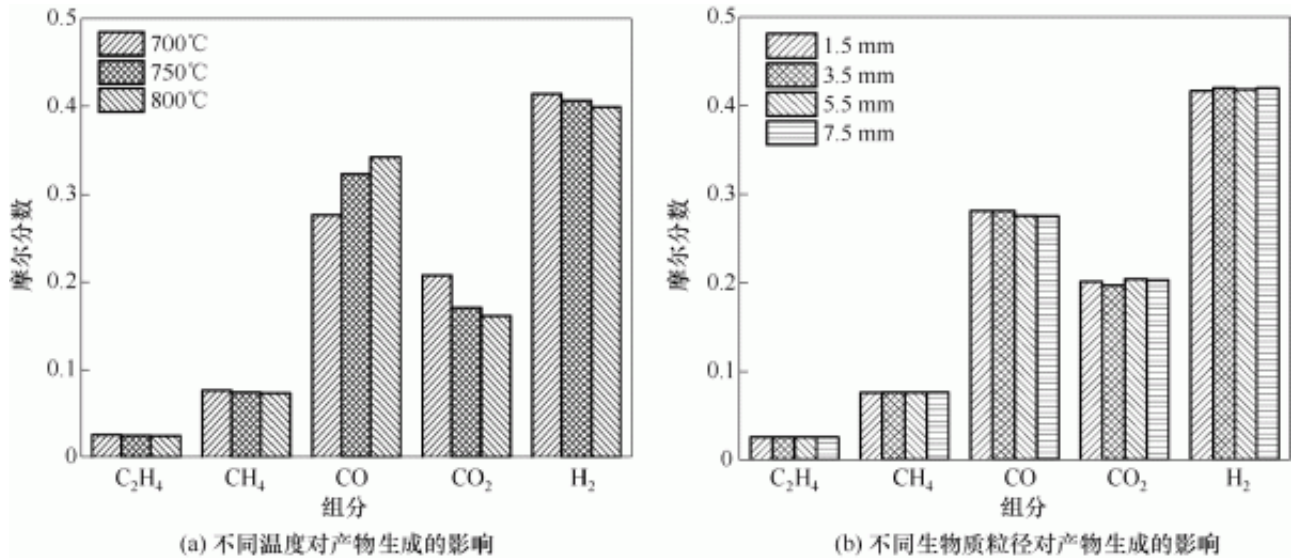


图9 不同工况对双流化床产物生成的影响

Fig.9 Effects of operating conditions on gaseous mole fraction in dual fluidized bed

图9(a)给出了床层温度分别为700、750和800时，各产物气体组分的浓度的对比情况。从图中可以看出，随着温度的升高，C<sub>2</sub>H<sub>4</sub>浓度基本不变，CH<sub>4</sub>浓度略有下降，这是由于C<sub>2</sub>H<sub>4</sub>基本来自

于挥发分的热解，

几乎不参与气化室中的气化以及其他

反应，所以温度变化对其影响不大，而CH<sub>4</sub>

主要来源于挥发分的热解以及残炭颗粒与H<sub>2</sub>

的反应，随着温度升高，残炭颗粒与H<sub>2</sub>反应生成CH<sub>4</sub>

的正反应速率增加幅度小于其逆反应速率的增加幅度

，导致CH<sub>4</sub>

浓度随温度的升高而略有下降。CO的

摩尔分数随床层温度的升高而升高，CO<sub>2</sub>

随床层温度的升高而下降，且幅度较大，二者趋势几乎相反。从反应速率方程上也可以看出，气化室中的残炭颗粒与

CO<sub>2</sub>

生成CO的反应受温度影响较大

，随着温度升高，该反应速率增幅较大，因此大量CO<sub>2</sub>被消耗并转化成了CO。对于H<sub>2</sub>

，其主要来源于挥发分的热解以及残炭颗粒与H<sub>2</sub>

O的气化反应，从反应速率方程中可以看出，残炭颗粒与

H<sub>2</sub>

O气化反应的逆反应速率受温度影

响更大，因此随着床层温度升高，残炭颗粒与H<sub>2</sub>

O气化反应的逆反应速率增

幅要大于其正反应速率的增幅，所以随着床层温度的升

高，H<sub>2</sub>

浓度随之下降，但下降幅度不大。图9(b)给出了在四种不同生物质颗粒粒径下，各产物气体组分的浓度的对比情况。

由图所示，在生物质颗粒粒径为1.5mm和3.5mm的条件下，产物气体中的氢气浓度明显高于颗粒粒径为5.5mm和7.5mm

时的氢气浓度。并且在生物质颗粒

粒径为1.5mm和3.5mm的条件下，产物气体中CO<sub>2</sub>

的浓度要低于其他两种粒径，综合来看，相比于较大的颗粒粒径，在较小的生物质颗粒粒径条件下，所得气化产物中

可利用气体浓度较高，气化效果较好。这是由于在进料总量不变的情况下，生物质粒径减小，则颗粒数目增多，颗粒

的总面积也随之增大，颗粒受热面积以及与H<sub>2</sub>

O的接触面积也就更大，挥发分的热解以及气化反应都可以进行得更加充分。总体而言，较小的生物质颗粒粒径的气

化效果要优于较大的生物质颗粒粒径。



## 5结论

本文基于多相质点网格方法（multi-phase particle-in-cell, MP-PIC）对工业尺度的双流化床生物质气化过程进行了三维全循环数值模拟。其中，在拉格朗日框架下求解颗粒团运动，采用大涡模拟法（large-eddy simulation, LES）求解气相湍流，同时考虑复杂的气固耦合以及生物质的热解、气化、均相/异相反应。通过独立性检验确定了计算所需的最佳网格数与计算颗粒数，且模拟结果和实验结果对比良好。揭示了流化床内生物质气化过程中的气固流动特性及产物气体组分分布规律。整个系统温度分布比较均匀，气固两相温度差异不大，表明了整个装置良好的循环及传热特性。气化室与燃烧室底部，返料器料腿处压力较大，压力梯度也较大，并随着高度增加而减小，在这些区域，大量颗粒堆积聚集，导致压力突变。研究了床内温度、生物质粒径、曳力模型等因素对产物气体组分分布的影响。温度升高，出口处的CO摩尔分数增加，而其余组分都减小；较小生物质粒径的气化效果要优于较大的生物质颗粒粒径；曳力模型对各组分的生成几乎无影响。

## 参考文献

- [1] Ellabban O, Abu-Rub H, Blaabjerg F. Renewable energy resources: current status, future prospects and their enabling technology[J]. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 2014, **39**: 748–764.
- [2] Ong Z, Cheng Y, Maneerung T, et al. Co-gasification of woody biomass and sewage sludge in a fixed-bed downdraft gasifier[J]. *AIChE Journal*, 2015, **61**(8): 2508–2521.
- [3] Heidenreich S, Foscolo P U. New concepts in biomass gasification [J]. *Progress in Energy and Combustion Science*, 2015, **46**: 72–95.
- [4] Shayan E, Zare V, Mirzaee I. Hydrogen production from biomass gasification: a theoretical comparison of using different gasification agents[J]. *Energy Conversion and Management*, 2018, **159**: 30–41.
- [5] 常圣强, 李望良, 张晓宇, 等. 生物质气化发电技术研究进展 [J]. *化工学报*, 2018, **69**(8): 27–39.  
Chang S Q, Li W L, Zhang X Y, et al. Progress in biomass gasification power generation technology [J]. *CIESC Journal*, 2018, **69**(8): 27–39.
- [6] Gómez-Barea A, Leckner B. Modeling of biomass gasification in fluidized bed[J]. *Progress in Energy and Combustion Science*, 2010, **36**(4): 444–509.
- [7] Karl J, Pröll T. Steam gasification of biomass in dual fluidized bed

- gasifiers: a review[J]. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 2018, **98**: 64–78.
- [8] Zhong W, Yu A, Zhou G, et al. CFD simulation of dense particulate reaction system: approaches, recent advances and applications[J]. *Chemical Engineering Science*, 2016, **140**: 16–43.
- [9] van der Hoef M A, van Sint Annaland M, Deen N G, et al. Numerical simulation of dense gas–solid fluidized beds: a multiscale modeling strategy[J]. *Annu. Rev. Fluid Mech.*, 2008, **40**: 47–70.
- [10] Baltussen M W, Buist K A, Peters E A, et al. Multiscale modelling of dense gas – particle flows[J]. *Advances in Chemical Engineering*, 2018, **53**: 1–52.
- [11] Snider D M. An incompressible three–dimensional multiphase particle–in–cell model for dense particle flows[J]. *Journal of Computational Physics*, 2001, **170**(2): 523–549.
- [12] Xie J, Zhong W, Jin B, et al. Simulation on gasification of forestry residues in fluidized beds by Eulerian–Lagrangian approach[J]. *Bioresource Technology*, 2012, **121**: 36–46.
- [13] Xie J, Zhong W, Jin B. LES–Lagrangian modelling on gasification of combustible solid waste in a spouted bed[J]. *The Canadian Journal of Chemical Engineering*, 2014, **92**(7): 1325–1333.
- [14] Loha C, Chattopadhyay H, Chatterjee P K. Three dimensional kinetic modeling of fluidized bed biomass gasification[J]. *Chemical Engineering Science*, 2014, **109**: 53–64.
- [15] Wang S, Luo K, Hu C, et al. Impact of operating parameters on biomass gasification in a fluidized bed reactor: an Eulerian–Lagrangian approach[J]. *Powder Technology*, 2018, **333**: 304–316.
- [16] Shuai W, Huang L, Zhenhua H, et al. Numerical modeling of a bubbling fluidized bed coal gasifier by kinetic theory of rough spheres[J]. *Fuel*, 2014, **130**: 197–202.
- [17] Wang S, Yin W, Li Z, et al. Numerical investigation of chemical looping gasification process using solid fuels for syngas production [J]. *Energy Conversion and Management*, 2018, **173**: 296–302.
- [18] Xie J, Zhong W, Shao Y, et al. Simulation of combustion of municipal solid waste and coal in an industrial–scale circulating fluidized bed boiler[J]. *Energy & Fuels*, 2017, **31**(12): 14248–14261.
- [19] Snider D M, Clark S M, O’Rourke P J. Eulerian–Lagrangian method for three–dimensional thermal reacting flow with application to coal gasifiers[J]. *Chemical Engineering Science*, 2011, **66**(6): 1285–1295.
- [20] Gidaspow D. *Multiphase Flow and Fluidization: Continuum and Kinetic Theory Descriptions*[M]. Academic Press, 1994.
- [21] Harris S E, Crighton D G. Solitons, solitary waves, and voidage disturbances in gas–fluidized beds[J]. *Journal of Fluid Mechanics*, 1994, **266**: 243–276.
- [22] Kirnbauer F, Hofbauer H. Investigations on bed material changes in a dual fluidized bed steam gasification plant in Gussing, Austria [J]. *Energy & Fuels*, 2011, **25**(8): 3793–3798.
- [23] Yu J, Yao C, Zeng X, et al. Biomass pyrolysis in a micro–fluidized bed reactor: characterization and kinetics[J]. *Chemical Engineering Journal*, 2011, **168**(2): 839–847.
- [24] Yoon H, Wei J, Denn M M. A model for moving – bed coal gasification reactors[J]. *AIChE Journal*, 1978, **24**(5): 885–903.
- [25] Syamlal M, Bissett L A. METC gasifier advanced simulation (MGAS) model[J]. Technical Note, 1992. DOI: 10.2172/10127635
- [26] Howard J B, Williams G C, Fine D H. Kinetics of carbon

- monoxide oxidation in postflame gases[J]. Symposium (International) on Combustion, 1973, **14**(1): 975–986
- [27] Mitani T, Williams F A. Studies of cellular flames in hydrogen oxygen nitrogen mixtures[J]. Combustion and Flame, 1980, **39**(2): 169–190.
- [28] Dryer F L, Glassman I. High-temperature oxidation of CO and CH<sub>4</sub>[J]. Symposium (International) on Combustion, 1973, **14**(1): 987–1003.
- [29] Kaushal P, Pröll T, Hofbauer H. Model development and validation: co-combustion of residual char, gases and volatile fuels in the fast fluidized combustion chamber of a dual fluidized bed biomass gasifier[J]. Fuel, 2007, **86**(17/18): 2687–2695.
- [30] Westbrook C K, Dryer F L. Simplified reaction mechanisms for the oxidation of hydrocarbon fuels in flames[J]. Combustion Science and Technology, 1981, **27**(1/2): 31–43.
- [31] Lu X, Wang T. Water - gas shift modeling in coal gasification in an entrained-flow gasifier(1): Development of methodology and model calibration[J]. Fuel, 2013, **108**: 629–638.
- [32] Li T, Dietiker J, Shadle L. Comparison of full-loop and riser-only simulations for a pilot-scale circulating fluidized bed riser[J]. Chemical Engineering Science, 2014, **120**: 10–21.

原文地址：<http://www.china-nengyuan.com/tech/173673.html>