

生物质双床气化流化床燃烧炉燃烧强度模拟研究

张继达^{1, 2, 3}, 范晓旭^{2, 3}, 刘彦丰¹, 关海滨^{2, 3}

(1. 华北电力大学能源动力与机械工程学院, 河北保定071003; 2. 山东省科学院能源研究所, 山东济南250014; 3. 山东省生物质气化重点实验室, 山东济南250014。)

摘要: 生物质是一种清洁可再生能源, 双床气化装置可高效利用生物质能源, 高燃烧强度燃烧炉可提高双床气化装置效率。由于流化床燃烧炉内易实现半焦高效燃烬和热量平衡, 流化床燃烧炉可实现高强度燃烧。本文采用热烟气作为气体介质, 应用syamlal-obrien曳力模型对高燃烧强度的流化床燃烧炉进行三维数值模拟, 获得流化床燃烧炉内部固相流动及分布情况。结果表明: 流化床燃烧炉能够实现密相区内物质和能量的快速交换, 实现燃料的高效反应, 提高燃烧炉强度应主要从底部密相区入手; 并且削减稀相区空间也可实现燃烧炉燃烧强度的提升。燃烧炉随着高径比的减少, 热载体循环量和燃烧强度都会提升; 燃烧炉高度从5m降到3m, 燃烧强度从942.7kW/m³增加到1571.17kW/m³。

生物质是一种清洁的可再生能源, 具有总量丰富、来源广泛、污染性低的特点, 是我国进行可再生能源开发利用的重要组成部分^[1-2]。热解气化等热化学转化方式是实现生物质资源大规模利用的重要途径^[3-6]。

生物质双床气化作为一种新型气化方式, 能够在常压空气气化条件下获得高品质燃气, 降低建设和运行成本, 国内外多家研发机构对此进行了研究^[7-8]。目前对生物质双床气化的研究^[9-10]

主要集中在燃烧炉和热解气化炉的匹配、不同原料产气特性、半焦燃烧特性等方面, 但针对适合双床气化的高燃烧强度燃烧炉研究较少。

本文通过理论分析以及用FLUENT软件模拟高温烟气为气体介质时燃烧炉内的流动情况, 为实现高燃烧强度燃烧炉设计、流场组织等提供基础数据。

1 生物质双床气化原理及燃烧炉燃烧强度的分析

生物质双床气化装置实现生物质中挥发分热解气化和半焦燃烧的解耦, 半焦在燃烧炉内燃烧, 为挥发份在热解气化炉内热解气化提供热量 (见图1), 通过固体热载体实现热量传递并避免燃气和烟气掺混。

流化床内流体湍动剧烈, 在床料辅助流化下能够实现半焦与空气迅速掺混, 为半焦高效燃烧提供稳定条件, 大多数研究者选择流化床作为双床装置的燃烧炉, 如表1所示。

表 1 不同的双床组合

Tab.1 Combination of different double beds

热解气化炉床型	燃烧炉床型	研究者
流化床	流化床	Stefan Kern ^[11] , 吕清刚 ^[12]
固定床	流化床	Christoph Pfeifer ^[13]
下行床	流化床	许光文 ^[14]

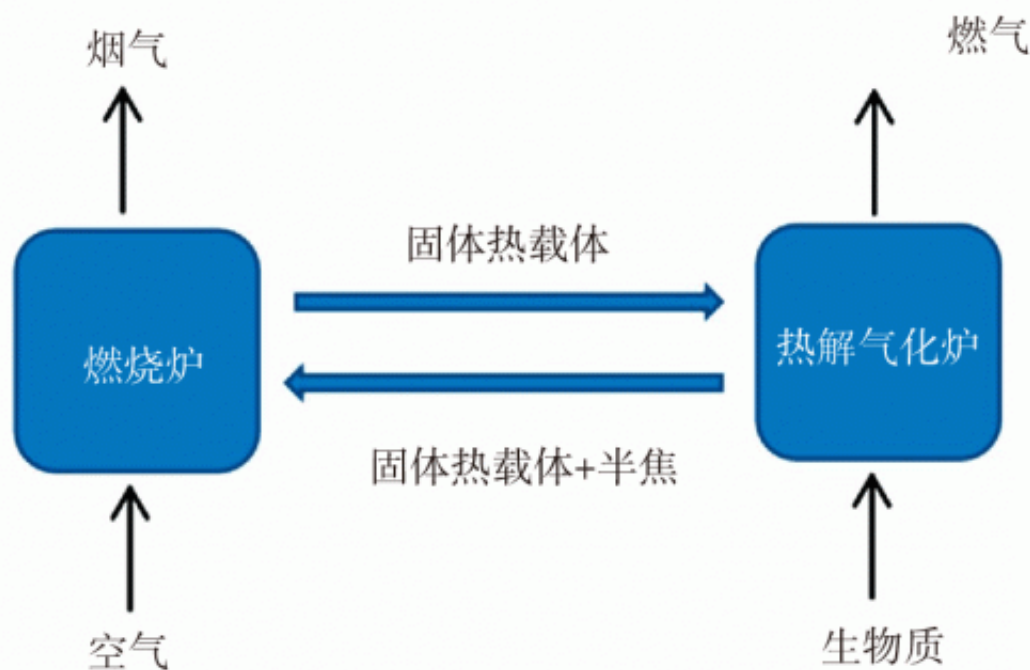


图 1 生物质双床气化原理图

Fig.1 Schematic diagram of biomass double bed gasification

^[15]要远高于煤半焦活性^[16]可在短时间内高效燃烬，这为高燃烧强度燃烧炉开发提供了先决条件。

流化床燃烧炉中，利用床料作为固体热载体，半焦燃烧产生的热量可迅速传递给床料并且稳定输送，实现高燃烧强度情况下流化床燃烧炉热量平衡。

一些研究者开发的双床系统中燃烧炉^[17]的燃烧强度达到了 1028kW/m^3 ，远高于传统流化床锅炉^[18]的燃烧强度（ 600kW/m^3 ），表明高燃烧强度燃烧炉能够实现稳定运行。

2模型描述

2.1数学模型

本文模拟选用欧拉-欧拉多相流模型、syamlal-obrien曳力模型和标准k-

ε 湍流模型, 对流化床燃烧炉的物料循环过程进行模拟。

2.1.1 多相流模型

对流化床燃烧炉采用欧拉-欧拉 (Eulerian) 模型进行计算, 其中固气两相体积率 (phase volume fraction) 之和等于 1. 欧拉-欧拉模型如下.

1) 连续性方程:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_q \rho_q) + \nabla \cdot (\alpha_q \rho_q \mathbf{v}_q) = 0 \quad (1)$$

式中: $\mathbf{v}_q$ 为第 q 相的速度, $\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$; α_q 为第 q 相的体积分, %; ρ_q 为第 q 相的密度, $\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$.

2) 动量方程:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_q \rho_q \mathbf{v}_q) + \nabla \cdot (\alpha_q \rho_q \mathbf{v}_q \mathbf{v}_q) = -\alpha_q \nabla p_q + \nabla \tau_q + \alpha_q \rho_q (F_q + F_{\text{lift},q} + F_{\text{mag},q}) + \sum_{p=1}^s K_{pq}(\mathbf{v}_p - \mathbf{v}_q) \quad (2)$$

式中: $\mathbf{v}_q$ 为 q 相的速度矢量; ∇p_q 为 q 相的压力张量; $\nabla \tau_q$ 为压力应变张量; F_q 为质量力; $F_{\text{lift},q}$ 为提升力; $F_{\text{mag},q}$ 为虚拟质量力; K_{pq} 为相间动量交换系数.

2.1.2 曳力模型

与 Syamlal(1988)等^[19]根据单颗粒固两相间得到的曳力系数和 O' Brien(1993)^[20]考虑颗粒团聚效应的曳力系数相比, syamlal-obrien 模型的曳力系数在进行流化床模拟时更准确, 因此本文选择 syamlal-obrien 曳力模型, 模型描述如下所示.

1) 曳力:

$$f = \frac{C_D Re_s \alpha_g}{24 \nu_{r,s}^2}, \quad (3)$$

式中: C_D 为曳力函数; Re_s 为相对雷诺数; $\nu_{r,s}$ 为固相沉降速率.

曳力系数为

$$C_D = \left(0.63 + \frac{4.8}{\sqrt{Re_s / \nu_{r,s}}} \right) \quad (4)$$

相对雷诺数为

$$Re_s = \frac{\rho_g d_s |v_s - v_g|}{\mu_g}, \quad (5)$$

式中: ρ_g 为气相密度, $\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$; d_s 为固相颗粒直径, m; v_s 为固相速度, $\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$; v_g 为气相速度, $\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$; μ_g 为气相黏度, $\text{m}^2 \cdot \text{s}^{-1}$.

2) 流固交换系数:

$$K_{sg} = \frac{3\alpha_s \alpha_g \rho_g}{4 \nu_{r,s}^2 d_s} C_D \left(\frac{Re_s}{\nu_{r,s}} \right) |v_{r,s} - v_g| \quad (6)$$

式中: α_s, α_g 分别为固相和气相体积分.

3) 固相沉降速度系数:

$$\nu_{r,s} = 0.5 \left(A - 0.06 Re_s + \sqrt{(0.06 Re_s)^2 + 0.12 Re_s (2B - A) + A^2} \right) \quad (7)$$

式中: $A = \alpha_g^{4.14}$; 当 $\alpha_g \leq 0.85$, $B = 0.282 \alpha_g^{1.28}$, 当 $\alpha_g > 0.85$, $B = \alpha_g^{9.1}$.

2.2 模型设置

模拟工况下一次风速为 3.5m/s, 床内含料量为 300mm. 选择欧拉-欧拉多相流模型, 标准 $k-\varepsilon$ 湍流模型. 其他模拟

参数设置见表 2. 采用 800°C 高温烟气作为气体

介质, 烟气成分设为 CO_2 含量为 18.26%、 N_2 含量为 79%、 O_2

含量为 2.74%, 气体粘度黏度为 $4.1 \times 10^{-5} \text{kg/m} \cdot \text{s}$, 气体密度为 0.44kg/m^3

。选用热烟气作为气体介质, 则气体介质的物理性质更接近燃烧炉内热态时的气体情况, 可更准确的模拟燃烧炉内流场。本模型计算结果与实验结果^[21]相对比, 误差在 15% 之内。

表 2 模拟参数设置

Tab.2 simulation parameter settings

参数	设置
燃烧炉高度	3/4/5 m
燃烧炉内径	0.1 m
气体密度	0.44 kg/m ³
气体粘度	4.1×10 ⁻⁵ kg/ m·s
固体密度	2 600 kg/ m ³
颗粒平均直径	0.3 mm
颗粒粘度	Syamlal-O'Brien
曳力模型	Syamlal-O'Brien

3结果分析

3.1燃烧炉内固体分布

燃烧炉底部密相区（小于1m）从初始流化过渡到稳定状态的情况如图2所示，在流化风加入后，床料被迅速夹带上升，流化床底部密相区颗粒浓度出现下降；随着时间延长，底部密相区颗粒浓度又出现增大，在30s左右的时间进入稳定湍流状态。这表明流化床燃烧炉能够实现密相区内物质和能量的快速交换，实现燃料的高效反应。

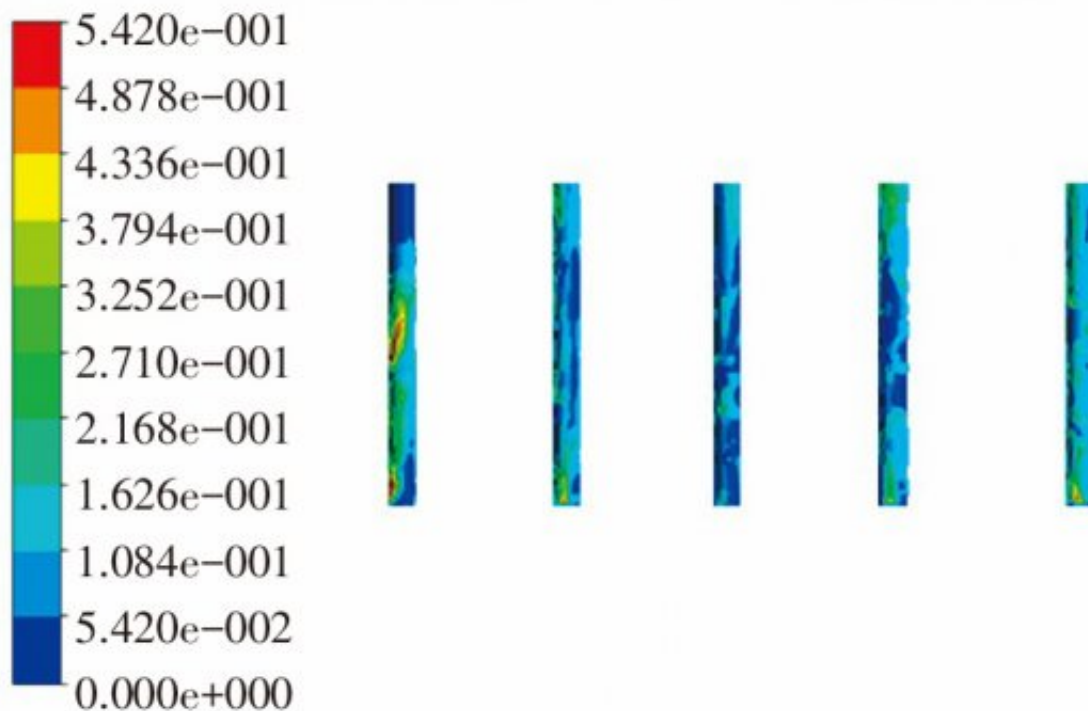


图 2 底部密相区不同时刻固相分布

Fig.2 Solid phase distribution in the dense phase region at the bottom

图3为某一稳态时刻燃烧炉内不同高度固体浓度径向分布的模拟结果，流化床底部浓度最高，在0.2m处最大浓度为54.2%，随着高度增加固相浓度越来越小，在3m处最大浓度为7.3%，本装置中3m位置可作为稀密相区分界面；无论稀密相区，所有截面上颗粒浓度分布均为明显的边壁浓，中心稀的环核结构，与文献[22]的研究结果类似。由此可见，燃烧炉内大部分气固反应和物质能量交换集中在底部密相区内，强化密相区反应是提高燃烧炉燃烧强度的关键。

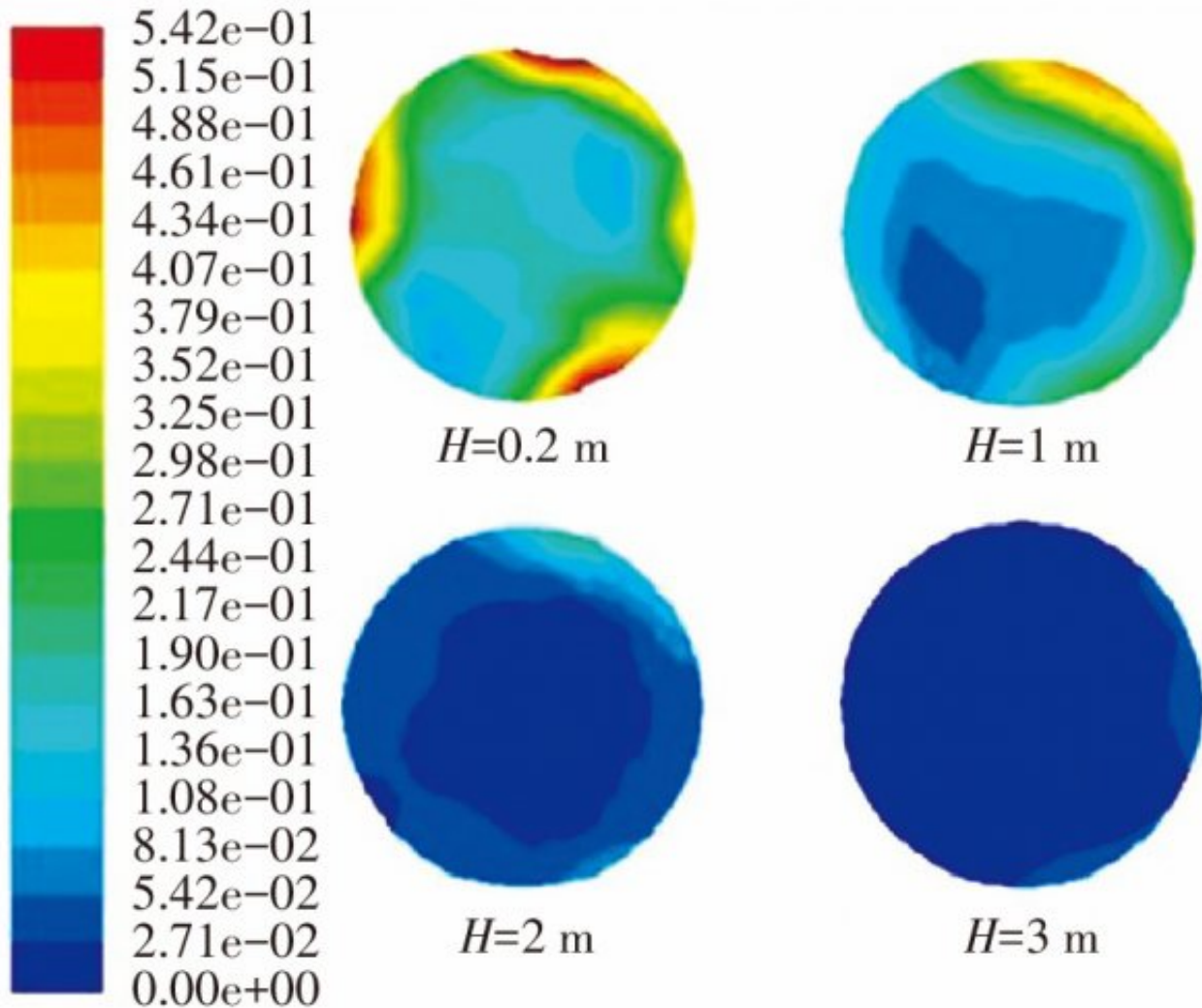


图 3 不同高度固相体积分数

Fig.3 Solid fraction at different heights

3.2 燃烧炉内压力分布

稳定状态时燃烧炉压力分布如图4所示，随着燃烧炉高度增加，燃烧炉内压力逐渐降低；在3m以上稀相区内，压力均小于400Pa，相比于燃烧炉最底部压力已经降低了85%；在3m以上顶部稀相区，压力降低趋势明显变缓。燃烧炉在稀相区内物质和能量交换远小于密相区，适当减小燃烧炉稀相区对燃烧反应影响较小；减小稀相后，燃烧炉的燃烧强度可有效增高。

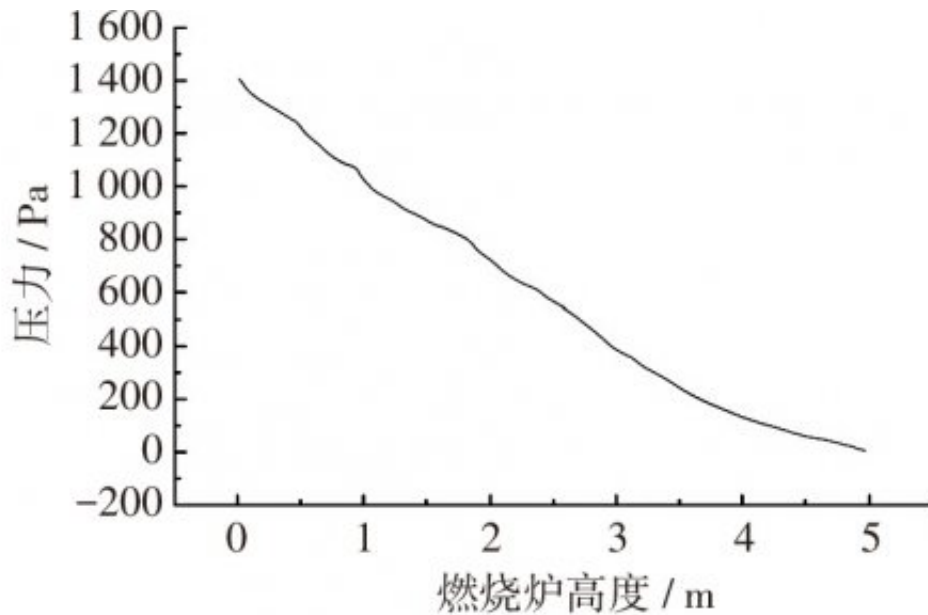


图4 稳定状态下燃烧炉内轴向压力变化

Fig.4 Change of axial pressure in combustion furnace under steady state

3.3 燃烧炉截面颗粒径向分布

稳定状态下, 2m, 3m, 4m等不同截面的径向颗粒浓度分布如图5所示, 无论密相区还是稀相区, 燃烧炉横截面上固体颗粒靠近壁面部分较为稠密, 而轴心部分颗粒相对较少, 2m截面最高浓度是最低浓度的9.2倍, 4m截面最高浓度是最低浓度的1.4倍以上。如图6局部速度矢量图所示, 因为随着流化产生, 轴心部分流速较高, 颗粒被夹带向上运动, 靠近壁面部分的颗粒, 由于重力和阻力产生回落和积累, 使近壁部分颗粒浓度较大, 燃烧炉内存在着明显的床料轴向内循环^[23]。

燃烧炉内颗粒径向浓度分布特性使颗粒产生轴向内循环, 从而增加半焦在燃烧炉内的反应时间和与空气的掺混, 使半焦燃烧更充分。半焦反应充分则放出更多热量, 从而使燃烧炉的燃烧强度得到提升。

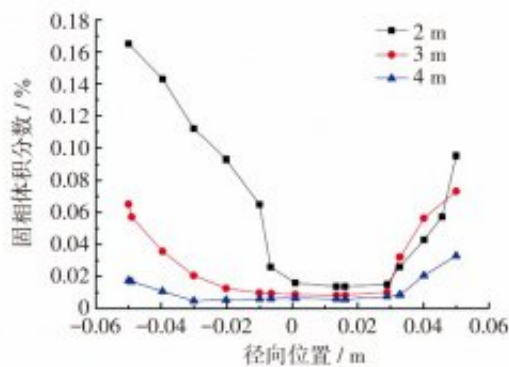


图5 2 m, 3 m, 4 m 截面的颗粒径向分布

Fig.5 Radial distribution of particles in 2 m, 3 m, 4 m cross section

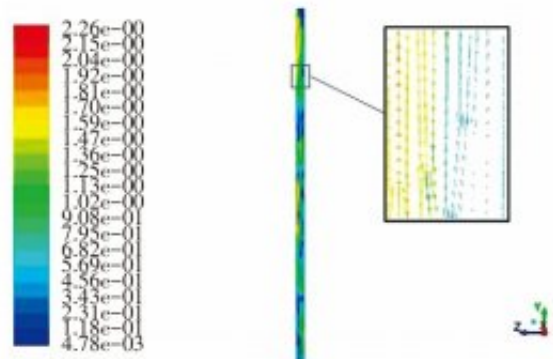


图6 燃烧炉局部速度矢量图

Fig.6 Local velocity vector diagram of combustion furnace

3.4 燃烧炉热载体循环量

热载体循环量为离开燃烧炉的固体质量流率, 在双床气化系统中表征热载体携带热量, 如式 (8) 所示

$$H = Q \times c_P \times \Delta T. \quad (8)$$

式中： H 为热载体所携带热量，J； Q 为热载体循环量， $\text{kg} \cdot \text{s}^{-1}$ ； c_P 为热载体比热容， $\text{J} \cdot \text{kg}^{-1} \cdot ^\circ\text{C}^{-1}$ ； ΔT 为换热温差， $^\circ\text{C}$ 。在实现高燃烧强度燃烧时，炉内产生的热量需要被热烟气和热载体携带离开燃烧炉，实现燃烧炉内热量平衡。

如图7所示，燃烧炉内固体颗粒体积分数随炉膛高度减小而增加，高度为5m时，热载体循环量为0.19kg/s，高度为3m时，热载体循环量为0.09kg/s，燃烧炉高度越小热载体循环量越大，这与张萌[21]等的研究结果相一致。通过减小燃烧炉高度，一方面增加燃烧强度，另一方面增大热载体循环量，提高热量输出能力，这为高强度燃烧炉设计提供了可能。如表3显

示，燃烧炉高度从5m

降到3m过程中，燃烧炉的热量平衡情况。

燃烧炉的燃烧强度从 942.7kW/m^3 增加到 1571.17kW/m^3

，热载体和烟气携带走的热量均能大于产热，确保高燃烧强度燃烧炉能量平衡。

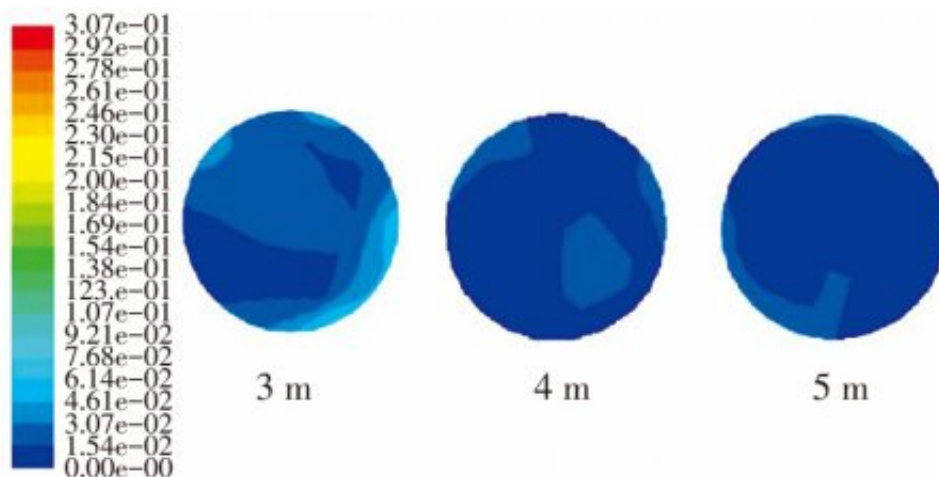


图 7 高度为 3 m, 4 m, 5 m 的燃烧炉出口截面的固相体积分数

Fig.7 solid volume fraction of the cross section of the combustion furnace at 3 m, 4 m, 5 m height

表 3 高度为 3/4/5 m 燃烧炉的热量平衡情况

Tab.3 thermal balance of combustion furnaces with the height of 3/4/5 m

燃烧炉高度/m	燃烧强度/ $\text{kW} \cdot \text{m}^{-3}$	产生热量 ^a / kW	热载体循环量/ $\text{kg} \cdot \text{s}^{-1}$	热载体最多传递的热量 ^b / kW	烟气携带的热量 ^b / kW
3	1 571.17	37.71	0.19	18.10	28.54
4	1 178.38	36.53	0.15	13.80	28.54
5	942.70	36.77	0.09	9.20	28.54

注：a. 入口气体流速 3.5 m/s, 过量空气系数取 1.15, 假设燃烧为纯碳燃烧；b. 假设燃烧炉温度为 800 ℃, 热解气化炉温度为 700 ℃, 环境温度为 30 ℃.

4结论

- 1) 流化床适合作为生物质双床气化装置的燃烧炉，提高燃烧炉燃烧强度应着手解决半焦高效燃烬和燃烧炉的热量平衡。
- 2) 模拟结果表明：流化床燃烧炉能够实现密相区内物质和能量的快速交换，实现燃料的高效反应，提高燃烧炉强度应主要从底部密相区入手，并削减稀相区空间，实现燃烧炉燃烧强度的提升。
- 3) 燃烧炉随着高径比的减少，热载体循环量和燃烧强度都会提升，燃烧炉高度从 5m 降到 3m，燃烧强度从 942.7kW/m³ 增加到 1571.17kW/m³。

参考文献:

- [1] 魏伟,张绪坤,祝树森,等. 生物质能开发利用的概况及展望[J]. 农机化研究,2013(3):7-11.
- [2] Richardson Y, Blin J, ulbe A. A short overview on purification and conditioning of syngas produced by biomass gasification: catalytic strategies, process intensification and new concepts[J]. Progress in Energy & Combustion Science, 2012, 38(6):765-781.
- [3] Fernandez-Lopez M, Avalos-Ramirez A, Valverde J L, et al. Pyrolysis of biomass for biofuel production[J]. Green Fuels Technology, 2016:467-483.
- [4] 孙立,张晓东. 生物质热解气化原理与技术[M]. 北京:化学工业出版社,2013.
- [5] 王海蓉,李欣欣,黄模志. 生物质气化及其燃气的可替代性研究[J]. 可再生能源,2016,34(12):1859-1863.
- [6] 李丽洁,赵立欣,孟海波,等. 生物质热解炭化实验平台设计与实验[J]. 可再生能源,2016,34(2):305-310.
- [7] Wang Xiaoming, Xiao Xianbin, Chen Xujiao, et al. Steam gasification of biomass coupled with lime-based CO₂ capture in a dual fluidized bed: a modeling study[J]. Applied Mechanics and Materials, 2015,716-717:142-145.
- [8] Arora P, Hoadley A F A, Mahajani S M, et al. Compartment model for a dual fluidized bed biomass gasifier[J]. Chemical Engineering Research & Design: Transactions of the Institution of Chemical Engineers Part A, 2017, 117:274-286.
- [9] 初雷哲,范晓旭,肖琦,等. 双循环流化床生物质解耦气化实验[J]. 农业机械学报,2010,41(s1):117-120.
- [10] Suda T, Murakami T, Aoki S, et al. Biomass gasification in dual fluidized bed gasifier[C]/International Conference on Power Engineering, 2007: 1213-1217.
- [11] Kern S, Pfeifer C, Hofbauer H. Gasification of wood in a dual fluidized bed gasifier: Influence of fuel feeding on process performance[J]. Chemical Engineering Science, 2013, 90(10):284-298.
- [12] 吕清刚,刘琦,宋国良,等. 双流化床煤气化试验研究[J]. 工程热物理学报, 2008, 29(8):1435-1439.
- [13] Pfeifer C, Hofbauer H. Development of catalytic tar decomposition downstream from a dual fluidized bed biomass steam gasifier[J]. Powder Technology, 2008, 180(1-2):9-16.
- [14] 许光文,董利,刘新华,等. 解耦热化学转化:方法、技术与研发现状[C]/上海:中国颗粒学会第六届学术年会暨海峡两岸颗粒技术研讨会, 2008.
- [15] 米铁,陈汉平,唐汝江,等. 生物质半焦气化的反应动力学[J]. 太阳能学报,2005,26(6):766-771.
- [16] 刘建忠,刘明强,赵卫东,等. 褐煤半焦燃烧特性的热重试验研究[J]. 热力发电,2013,42(11):86-92.
- [17] 吴家桦,沈来宏,王雷,等. 串行流化床生物质气化制氢试验研究[J]. 太阳能学报,2010,31(2):242-247.
- [18] 胡南,王巍,姚宣,等. 38 m/54 m 高循环流化床床内流体动力特性研究[J]. 中国电机工程学报,2009,29(26):7-12.
- [19] Syamlal M, O'Brien T J. Simulation of granular layer inversion in liquid fluidized beds[J]. International Journal of Multiphase Flow, 1988, 14(4): 473-481.
- [20] O'Brien T J, Syamlal M. Particle cluster effects in the numerical simulation of a circulating fluidized bed[C]/Preprint Volume for CFB-IV, 1993: 430-435.
- [21] 张萌,范晓旭,韩中合. 生物质流态化解耦气化装置冷态试验[J]. 化工进展,2011,30:490-493.
- [22] 常卫明,马素霞,骆丁玲,等. 1 060 t/h 循环流化床锅炉物料质量浓度分布试验研究[J]. 动力工程学报,2014,34(5):346-350.
- [23] 岑可法,倪明江,等. 循环流化床锅炉理论设计与运行[M]. 北京:中国电力出版社,1998.

原文地址: <http://www.china-nengyuan.com/tech/155028.html>