

下吸式固定床生物质气化温度场和组分场分布特性*

盖超 董玉平

(山东大学高效洁净机械制造教育部重点实验室, 济南 250061)

【摘要】 首先采用多维数值模拟方法解析了下吸式固定床反应器生物质气化反应的发展过程,并通过主动配气下吸式固定床的气化试验结果验证了该数值解析方法的可行性。在此基础上,解析了气化过程中炉内温度场和组分场的分布特性。结果表明,空气当量比 R_{ER} 是影响下吸式固定床气化过程气化特性的重要因素,并且对于炉内温度场分布和气化产气组分场的最优取值范围为 0.24 ~ 0.28。

关键词: 生物质 固定床 气化 温度场 组分场 数值模拟

中图分类号: S233.1 **文献标识码:** A **文章编号:** 1000-1298(2012)05-0091-06

Temperature Distribution and Gas Composition of Biomass Gasification in Downdraft Fixed Bed Gasifier

Gai Chao Dong Yuping

(Key Laboratory of High Efficiency and Clean Mechanical Manufacture, Ministry of Education, Shandong University, Ji'nan 250061, China)

Abstract

The development process of air biomass gasification in a down-draft fixed bed gasifier was analyzed by using multi-dimensional numerical simulation method firstly and was proved to be feasible by the experimental results. Then based on the research above, the influence of the equivalence ratio R_{ER} on the temperature distribution over the entire gasifier and gas composition of the biomass gasification were investigated and predicted by numerical simulation, respectively. The results indicate that R_{ER} has significant influence on the gasification characteristics and the best range of R_{ER} is 0.24 ~ 0.28.

Key words Biomass, Fixed bed, Gasification, Temperature distribution, Gas composition, Numerical simulation

引言

气化技术作为生物质热化学转化技术之一,是生物质能源利用的一种有效手段。作为气化反应器的典型型式,下吸式固定床气化炉具有原料适应性好、产气热值高、燃气中焦油含量少及操作简便等优点^[1-3]。

国内外已有不少学者对生物质气化过程进行了相关研究。国外由于森林覆盖率高,林业废弃物丰富,研究多集中于林木类生物质原料气化反应过程

的试验和数值研究^[4-5]。国内由于富含农业废弃物生物质资源,相关研究主要集中于生物质流化床的试验研究和数值模拟,以及固定床不同工况的试验研究^[6-8]。但是目前针对以农作物秸秆为原料的下吸式固定床气化炉气化过程的热态反应过程数值模拟研究较少。生物质下吸式固定床气化过程较为复杂,生物质原料种类、含水率以及空气当量比是影响该过程的主要因素^[9]。深入研究生物质热解气化过程影响因素,并对气化过程进行建模和数值模拟,获得最佳工况条件,对节约试验成本,提升燃气品质

收稿日期: 2011-07-12 修回日期: 2011-07-20

* 山东省自然科学基金资助项目(2009ZRA01100)

作者简介: 盖超, 博士生, 主要从事生物质热解气化技术研究, E-mail: shandagaichao@163.com

通讯作者: 董玉平, 教授, 博士生导师, 主要从事机械及生物质能开发利用研究, E-mail: dongyp@sdu.edu.cn

十分重要。

根据生物质床料在固定床中的实际堆积特性,本文首先将固定床生物质床层描述为多孔介质,使用通用流体解析软件,数值解析固定床生物质气化反应的发展过程。为验证该数值解析方法的可行性,进行主动配气下吸式固定床气化试验,考察不同空气当量比对气化反应特性的影响,在此基础上,进一步采用多维数值模拟方法解析气化过程中炉内温度场和组分场的分布特性。

1 试验装置

试验装置如图1所示,气化炉采用山东大学生物质能技术开发中心研发的主动配气下吸式固定床气化炉,气化炉内搅拌器与中心配气管相连,中心配气下端管口与环形配气管口基本保持水平。炉体直径1.2 m,炉高2.3 m,填料层高1.8 m,8根环形配气管环形均布,管口直径60 mm。运行时生物质原料由炉顶的加料口投入炉内,靠重量逐渐下降,搅拌器搅拌原料使之与气化剂充分接触。作为气化剂的空气通过中心配气管和8根环形配气管进行炉膛配气,原料在炉膛内经干燥、热分解、氧化和还原反应后在底部最终生成可燃气。

为获得炉内不同高度的温度场分布数据,沿炉体轴向均匀分布5个测温点(T1~T5),每个测温点均采用N型热电偶来进行测温,每个热电偶均深入炉壁0.2 m,位置如图1所示。本测温法为接触法测温,根据文献[10],测温误差主要来源为热电偶与炉壁的辐射换热及导热等热损失,以及测温系统的分度误差、补偿导线误差等系统误差。因此,本文

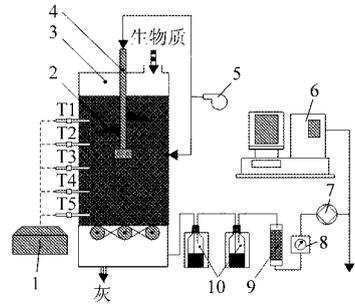


图1 固定床气化试验装置

Fig. 1 Diagram of fixed bed for biomass gasification

1. 温度采集装置 2. 搅拌器 3. 气化炉 4. 中心配气管 5. 鼓风机 6. 气相色谱仪 7. 真空泵 8. 湿式气体流量计 9. CaCl₂ 气体干燥瓶 10. 冰水浴焦油捕集瓶

在实际安装调试和测量过程中,对炉壁包扎绝热材料,对热电偶外露部分进行隔温处理,选用与N型热电偶匹配的补偿导线,采用冷端补偿和线性化处理等措施,以减少测量误差。

气化产气经净化除焦和干燥后,采用密封耐高温集气袋收集部分气样,采用日本岛津SHIMADZU生产的GC-2010ATF型气相色谱仪,利用色谱柱RT-meieve 5A分离气样中的主要组分CO、CO₂、CH₄和H₂,进行体积分数定量分析。每个气样做3次平行试验,测量误差控制在5%以内,以提高试验数据的可靠性。

在试验过程中,当气化试验系统运行稳定后,控制进料速率和频率为恒值,每隔50 min调节一次气化剂的供给量,测试不同空气当量比下炉内温度场和产气组分场。选取典型农业废弃物玉米秸作为试验原料,其工业分析及元素分析如表1所示。

表1 玉米秸的工业分析和元素分析结果

Tab. 1 Proximate and ultimate analysis of corn straw

生物质 原料	质量分数(工业分析)/%				质量分数(元素分析)/%					低位热值 /kJ·kg ⁻¹
	水分	挥发分	固定碳	灰分	C	H	O	N	S	
玉米秸	4.27	74.20	13.79	7.74	43.37	6.92	48.71	0.82	0.18	18 894

2 数学模型和解析方法

2.1 基本控制方程

由于固定床气化炉内床层分布是一个多孔的连续区间,故将生物质床层描述为多孔介质,在求解域内建立的支配炉内各流场所用的偏微分控制方程为:

(1) 质量守恒方程

$$\varphi \frac{\partial \rho}{\partial t} + \frac{\partial}{\partial x_i} (\rho u_i) = 0 \quad (1)$$

式中 u_i ——速度矢量, m/s x_i ——坐标分量, m
 φ ——多孔介质床层孔隙率
 ρ ——流体密度, kg/m³

(2) 动量守恒方程

$$\varphi \frac{\partial}{\partial t} (\rho u_i) + \frac{\partial}{\partial x_j} (\rho u_i u_j) = -\frac{\partial p}{\partial x_i} + \frac{\partial}{\partial x_j} \left(\mu \frac{\partial u_i}{\partial x_j} - \rho \overline{u'_i u'_j} \right) + S_i \quad (2)$$

式中 S_i ——动量损失源项
 u_j ——速度矢量, m/s

由于床层视为多孔介质,故用动量源项 S_i 模拟多孔介质对流场的作用,即炉膛中气相通过多孔介质床层时,床层骨架对气相的粘性效应和形状效应所产生的粘性阻力和惯性阻力

$$S_i = - \left(\sum_{j=1}^3 D_{ij} \mu u_j + \sum_{j=1}^3 \frac{1}{2} C_{ij} \rho u_{\text{mag}} u_j \right) \quad (3)$$

式中 D_{ij} ——粘性阻尼系数

C_{ij} ——惯性阻尼系数

u_{mag} ——时均速度, m/s

μ ——湍流粘性系数, Pa·s

(3) 能量守恒方程

$$\frac{\partial \rho h}{\partial t} + \frac{\partial (\rho u_j h)}{\partial x_j} = \frac{\partial}{\partial x_j} \left(\frac{\mu_c}{\sigma_h} \frac{\partial h}{\partial x_j} \right) + S_h + S_{\text{rad}} \quad (4)$$

式中 S_h ——能量源项 S_{rad} ——辐射源项

h ——总焓, J/mol σ_h ——经验常数

μ_c ——有效粘性系数, Pa·s

(4) 化学组分传输方程

$$\frac{\partial (\rho Y_{fu})}{\partial t} + \frac{\partial}{\partial x_j} \rho u_j Y_{fu} - \frac{\mu_c}{\sigma_{fu}} \frac{\partial Y_{fu}}{\partial x_j} = R_{fu} \quad (5)$$

式中 Y_{fu} ——可燃组分的质量分数, %

R_{fu} ——燃烧速率, kg/(m³·s)

σ_{fu} ——经验常数

2.2 湍流模型

在本气化炉中搅拌器的搅拌下,炉内各点速度、温度、压力、组分等参量都具有随机性质的脉动,因此采用标准 $\kappa - \varepsilon$ 湍流模型^[11]模拟炉内气相湍流运输。

由于生物质多孔介质床层对气相施加粘性和形状效应,因此考虑多孔介质对湍流脉动的影响,借鉴 Antohe B V 模型^[12],通过 UDF 对多孔介质的湍流模型进行了修正,在 κ 和 ε 的输运方程中添加的自定义源项为

$$S_k = - \left(\frac{2\varphi\mu}{K_p} + \frac{\varphi^2 \rho c_F \bar{u}_{\text{mag}}}{\sqrt{K_p}} \right) \kappa + \frac{\varphi^2 c_F}{2\sqrt{K_p}} \frac{\bar{u}_i \bar{u}_j}{u_{\text{mag}}} \mu_i \left(\frac{\partial \bar{u}_i}{\partial x_j} + \frac{\partial \bar{u}_j}{\partial x_i} \right) + \frac{C_k \varphi \mu R_{ed}}{D^2} \bar{u}_i \bar{u}_j \quad (6)$$

$$S_\varepsilon = - \left(\frac{2\varphi\mu}{K_p} + \frac{\varphi^2 \rho c_F \bar{u}_{\text{mag}} C_{\varepsilon 1}}{\sqrt{K_p}} \right) \varepsilon + \frac{\varphi^2 \mu c_F C_{\varepsilon 2}}{2\sqrt{K_p}} \frac{\partial}{\partial x_j} \left(\frac{\bar{u}_i \bar{u}_j}{u_{\text{mag}}} \right) \frac{\partial \kappa}{\partial x_j} + \frac{C_\varepsilon \mu R_{ed} \bar{u}_{\text{mag}}}{\varphi D d_p^2} \bar{u}_i \bar{u}_j \quad (7)$$

式中 κ ——湍流动能, J

ε ——湍流耗散率, J/s

C_ε ——标准 $\kappa - \varepsilon$ 湍流模型常量

C_k ——标准 $\kappa - \varepsilon$ 湍流模型常量

$C_{\varepsilon 1}$ ——标准 $\kappa - \varepsilon$ 湍流模型修正系数

$C_{\varepsilon 2}$ ——标准 $\kappa - \varepsilon$ 湍流模型修正系数

d_p ——多孔床层平均孔径, m

K_p ——渗透率

c_F ——经验常数

μ_i ——湍流粘性修正系数

D ——管径, m

R_{ed} ——孔隙雷诺数

2.3 生物质半焦相反应

编制 UDF 函数,采用文献[13]中介绍的单步模型来计算生物质颗粒脱挥发分速率,并采用 Langmuir - Hinshelwood 反应动力学模型^[14],计算生物质半焦同 CO₂、H₂、H₂O 等气固反应的化学反应速率,描述生物质半焦的气化反应动力学行为。由于异相反应过程受外扩散和本征反应速率的共同控制,其时间尺度远大于湍流脉动时间尺度,为简化计算,忽略湍流脉动对异相反应的影响。

2.4 计算区域与网格划分

根据气化炉反应器的实际结构尺寸,建立空间连续的三维计算区域,采用非结构四面体网格和结构化的六面体网格将该区域进行离散划分,生成的网格模型如图2所示。

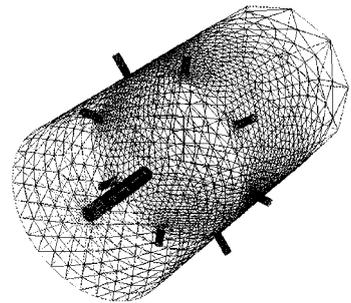


图2 固定床气化炉网格计算模型

Fig. 2 Computational meshes of fixed bed gasifier

2.5 边界条件和求解算法

反应器入口边界条件设为速度入口,出口边界条件设为压力出口,壁面处采用无滑移边界条件。采用基于控制体的有限容积法离散偏微分控制方程,转化为可用于求解的代数方程组。采用一阶迎风格式作为离散化过程的差分方案。采用 SIMPLE 算法进行压力和速度耦合插值。为减少迭代步数,提高收敛速度,计算初期采用低松弛因子,待迭代结果稳定后逐步增加松弛因子以增加收敛速度,各项方程残差精度设置为 10⁻⁵。

3 解析与试验结果分析

3.1 炉内温度场试验值与计算值分析

为验证计算结果的可靠性,对不同空气当量比 R_{ER} 条件下固定床气化炉温度场的试验值和计算值进行对比,如图3所示。

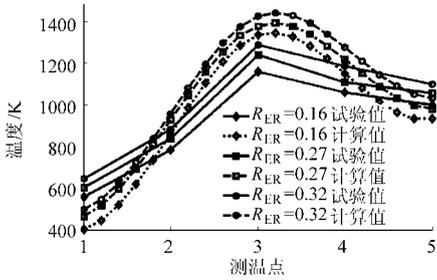


图3 气化炉温度场试验值和计算值比较曲线

Fig. 3 Experimental and simulated temperature profiles in the gasifier

从图3可看出,气化炉主要反应区域温度场的试验值要比计算值低一些。这主要是由于试验时每个热电偶均被安装在炉壁附近,除热电偶与炉壁的辐射换热外,同一横截面上炉壁附近的温度要比炉膛中部温度低一些,而计算值取值为同一横截面的温度均值,因此温度场试验值总体比计算值低。温度场最大误差位于T3~T4区域,这主要是因为在该区域,主动配气条件下发生迅速的异相燃烧和部分气化反应,此时在湍流流动状况下,由于湍流扰动,相间传热和传质大为加强,很可能导致在该区域附近动量通量不再守恒,与计算解的理论简化条件有一定差异所致。但是从整体趋势来看,床层各点处温度场的试验值和计算值变化趋势基本一致,证明该数值解析方法适用于固定床内热态气化反应的模拟计算。

从图3还可看出, R_{ER} 是影响固定床气化反应炉内床层温度场的重要参数,随着 R_{ER} 增加,炉内不同高度的床层温度均呈现逐渐上升的趋势,且由图中可看出,不同 R_{ER} 条件下T3测温点数值始终为5层测温点中的最高值,因此T3应位于氧化区。结合炉体结构和温度场,T1应位于干燥区,T2位于热解区,T4和T5位于还原区。

图4为 $R_{ER}=0.27$ 条件下气化炉床层温度分布云图,由图4可明显看出炉膛温度场大致分为4个

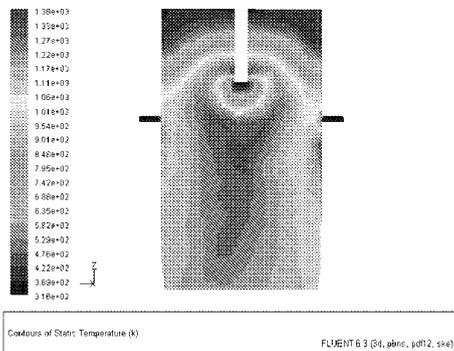


图4 气化炉温度场分布特性

Fig. 4 Characteristics of temperature distribution in the gasifier

区域,炉膛顶部为316~543 K,由温度范围可知此区域为干燥区,干燥区下部相连区域温度范围在543~954 K,由温度范围可知此区域为热解区,生物质在此处热解,析出挥发分和生物质半焦。在中心配气和环形配气处有一明显高温区,温度范围在1170~1380 K之间。此区为氧化区,这是由于在该配气区域,生物质半焦与相对充足的氧气发生燃烧反应,大量放热,故温度最高。在氧化区下方,温度逐渐降低,范围在901~1170 K之间,为还原反应区,在该区域主要进行生物质半焦同挥发分的异相吸热气化反应。

3.2 气样组分场试验值与计算值分析

不同 R_{ER} 工况下气化试验所得气样组分体积分数的试验值和计算值如图5所示。

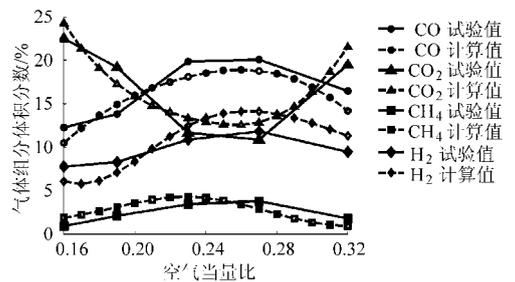


图5 气样组分体积分数的计算值和试验值比较曲线

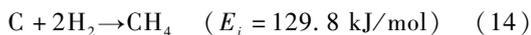
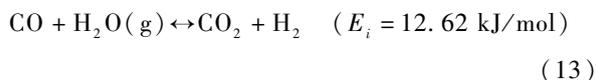
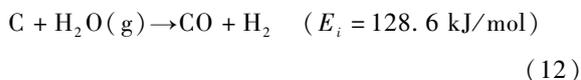
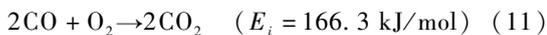
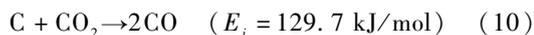
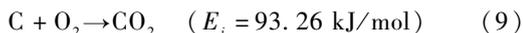
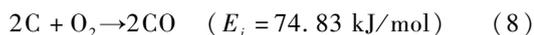
Fig. 5 Comparison of the experimental and simulation data of gas composition

从图5可看出,较高 R_{ER} 时, H_2 和 CO_2 体积分数的计算值要高于试验值,而CO和 CH_4 体积分数的计算值低于试验值。这主要是由于热态模拟的温度场计算值与实际值具有一定差异,影响化学反应方程平衡所致。虽然气样组分体积分数的计算值与试验值具有一定误差,但从总体来看,随 R_{ER} 增加各组分体积分数变化趋势的计算值与试验值大体吻合,证明计算结果较为可靠。

从图5还可看出,气化产气组分的变化趋势明显不同, R_{ER} 为重要影响因素。随 R_{ER} 增加, H_2 、CO、 CH_4 等可燃组分体积分数先增加后减少, CO_2 体积分数先减少后增加。

R_{ER} 较小时,炉内气化反应不完全,随着 R_{ER} 的增加,气化燃烧反应增强,放热量增加,炉膛温度升高,化学反应速率加快。 H_2 主要由生物质热解,甲烷重整反应和水蒸气转换反应所得到,这些反应都为吸热反应,温度增加有利于反应向产 H_2 方向进行,且随着温度的升高,多孔介质床层的辐射传热加强,使挥发分的二次裂解程度加深,释放出更多 H_2 ,当 R_{ER} 为0.26~0.28时, H_2 体积分数达到最高值,但随 R_{ER} 继续增大,产气中 H_2 将被相对过量的 O_2 氧化,导致其体积分数降低。

CO、CO₂与O₂之间主要发生如下反应



R_{ER} 较低时,炉温较低,由于生物质半焦的燃烧反应活化能较低,表观反应速率很快,较低温度下即进入外扩散控制区,因此反应式(8)~(9)占主导。随 R_{ER} 增加,炉温升高,吸热反应式(10)~(12)增强。另一方面,随 R_{ER} 增加,炉内温度上升,生物质挥发分中不稳定的羟基将会加速重整和异构化,脱除不稳定双键形成稳定分子结构,从而释放出更多CO,且伴随升温,原料内部结晶水析出,比表面积增加,有利于强化半焦与CO₂的异相反应速率。因此CO₂体积分数逐渐下降,CO逐渐增加,当 R_{ER} 为0.24~0.27时,CO体积分数达到最高值。但当 R_{ER} 继续增加时,由温度场分析可知炉温将达到较高值,由于反应式(11)活化能最高,根据Arrhenius定律^[15],较高炉温时反应式(11)将占主导作用,其CO₂生成反应速度将超过CO₂被生物质

半焦还原的反应速度,且此时反应式(13)正反应速度高于逆反应速度,同时CO被相对过量的O₂氧化,因此CO₂体积分数又逐渐增加,CO逐渐减少。Garcia-Bacaicoa P等^[16]的试验研究也发现了同样的现象。

CH₄体积分数先增加后减少,但变化不大,这是由于随 R_{ER} 增加,炉膛温度升高。一方面半焦与氢的放热反应式(14)受抑制,另一方面富含甲氧基的木质素热解加剧,且大分子碳氢化合物二次裂解加强,促使CH₄析出,这是两方面因素共同作用的结果。

因此,根据数值解析和试验结果, R_{ER} 在0.24~0.28时可获得最佳产气组分。

图6分别表示在 $R_{ER} = 0.27$ 条件下,数值模拟的固定床炉膛内生物质半焦、CO和CO₂组分场分布。从图6a可看出,在中心配气管口上部生物质半焦含量最高,可见此处为生物质干燥热解区域,与图4干燥热解区域分析结果一致。在中心配气管中下部生物质半焦体积分数有一明显低值,这是由于生物质半焦在此与氧气和部分挥发分进行异相反应,导致体积分数较少。由图6b和图6c可看出,在温度较高的区域,CO₂体积分数较小,CO体积分数较大。这是由于CO₂还原反应为强烈吸热反应,温度越高,CO₂被还原越彻底,CO体积分数越大。

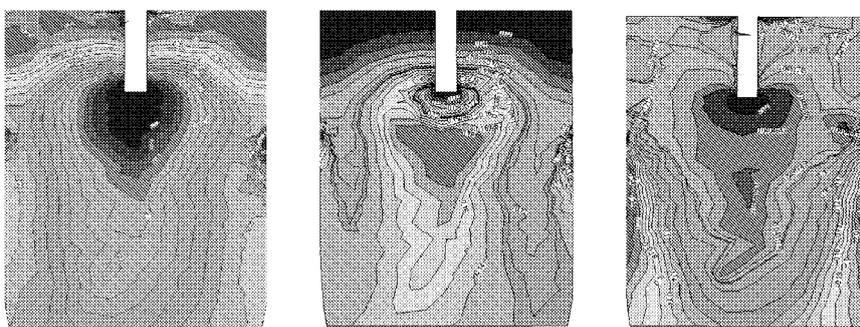


图6 气化反应中间固相产物浓度及产气组分体积分数的分布特性

Fig. 6 Characteristics of biomass char and gas composition in the gasifier

(a) 生物质半焦 (b) CO (c) CO₂

4 结论

(1) 将固定床生物质床层描述为多孔介质,数值解析了固定床气化的热态反应过程,并与气化试验得到的结果比较,验证了本解析方法的可行性。

(2) 不同 R_{ER} 条件下的气化试验结果表明, R_{ER}

对炉内温度场分布和产气组分场具有重要影响, R_{ER} 不足,气化反应不完全,床层温度较低, R_{ER} 过大,床层温度较高,产气中可燃组分体积分数较低。因此 R_{ER} 在0.24~0.28时,气化质量最佳。

(3) 在最佳 R_{ER} 条件下数值解析了炉内温度场和气化主要产物组分场的分布特性,为设计和开发高效的生物质能转换设备提供参考。

参 考 文 献

- 1 陈冠益,方梦祥,Andries J,等.生物质热解制煤气的动力学研究[J].太阳能学报,2003,24(3):380~385.
Chen Guanyi, Fang Mengxiang, Andries J, et al. Study on biomass wastes pyrolysis for fuel gas production [J]. Acta Energetica Solaris Sinica, 2003, 24 (3):380~385. (in Chinese)
- 2 Antonio C Caputo, Mario Palumbo, Pacifico M Pelagagge, et al. Economics of biomass energy utilization in combustion and gasification plants: effects of logistic variables [J]. Biomass and Bioenergy, 2005, 28(1): 35~51.
- 3 朱华炳,胡孔元,陈天虎,等.内燃加热式生物质气化炉设计[J].农业机械学报,2009,40(2):96~102.
Zhu Huabing, Hu Kongyuan, Chen Tianhu, et al. Design of an internal combustion type heating biomass gasifier [J]. Transactions of the Chinese Society for Agricultural Machinery, 2009, 40 (2): 96~102. (in Chinese)
- 4 Avdhes Kr Sharma. Equilibrium and kinetic modeling of char reduction reactions in a downdraft biomass gasifier: a comparison [J]. Solar Energy, 2008, 82(10):918~928.
- 5 Henrik Thunman,Bo Leckner. Influence of size and density of fuel on combustion in a packed bed [J]. Proceedings of the Combustion Institute, 2005, 30 (2):2 939~2 946.
- 6 周密,阎立峰,王益群,等.生物质定向气化制合成气-气化热力学模型与模拟[J].化学物理学报,2005,18(1):69~74.
Zhou Mi, Yan Lifeng, Wang Yiqun, et al. Modeling of biomass gasification to syngas [J]. Chinese Journal of Chemical Physics, 2005, 18(1):69~74. (in Chinese)
- 7 杨秀峰,颜涌捷,任铮伟,等.生物质流化床快速裂解模型[J].化工学报,2006,57(9):2 074~2 079.
Yang Xiufeng, Yan Yongjie, Ren Zhengwei, et al. Model for flash pyrolysis of biomass in fluidized bed [J]. Journal of Chemical Industry and Engineering, 2006, 57(9):2 074~2 079. (in Chinese)
- 8 张秀梅,陈冠益,孟祥梅,等.催化热解生物质制取富氢气体的研究[J].燃料化学学报,2004,32(4):446~449.
Zhang Xiumei, Chen Guanyi, Meng Xiangmei, et al. Production of hydrogen-rich gas from biomass by catalytic pyrolysis [J]. Journal of Fuel Chemistry and Technology, 2004, 32(4):446~449. (in Chinese)
- 9 Christian Bruch, Bernhard Peters, Thomas Nussbaumer. Modeling wood combustion under fixed bed conditions [J]. Fuel, 2003, 82(6):729~738.
- 10 张红.热电偶测温系统误差剖析及处理对策[J].安徽工程科技学院学报,2010,2:63~66.
Zhang Hong. Error analysis and treatment of thermocouple temperature measuring system [J]. Journal of Anhui University of Technology and Science, 2010, 2:63~66. (in Chinese)
- 11 Franco C, Pinto F, Gulyurtlu L, et al. The study of reactions influencing the biomass steam gasification process [J]. Fuel, 2003, 82(7): 835~842.
- 12 Antohe B V, Lage J L. A general two-equation macroscopic turbulence model for incompressible flow in porous media [J]. International Journal of Heat and Mass Transfer, 1997, 40(13):3 013~3 024.
- 13 吴玉新,张建胜,岳光溪,等.采用简化PDF模型分析分级气流床气化炉的气化特性[J].中国电机工程学报,2008,28(26):29~34.
Wu Yuxin, Zhang Jiansheng, Yue Guangxi, et al. Analysis of the gasification performance of a staged entrained flow gasifier by presumed PDF model [J]. Proceedings of the CSEE, 2008,28 (26):29~34. (in Chinese)
- 14 Laurendeau N M. Heterogeneous kinetics of coal char gasification and combustion [J]. Progress in Energy and Combustion Science, 1978, 4(4):221~270.
- 15 许越.化学反应动力学[M].北京:化学工业出版社,2005.
- 16 Garcia-Bacaicoa P, Mastral J F, Ceamanos J, et al. Gasification of biomass/high density polyethylene mixtures in a downdraft gasifier [J]. Bioresource Technology, 2008, 99(13): 5 485~5 491.
- 17 闫桂焕,孙荣峰,许敏,等.生物质固定床两步法气化技术[J].农业机械学报,2010,41(4):101~104.
Yan Guihuan, Sun Rongfeng, Xu Min, et al. Two-step gasification technology of biomass in fixed bed[J]. Transactions of the Chinese Society for Agricultural Machinery, 2010,41(4):101~104. (in Chinese)
- 18 孙宏宇,董玉平,周淑霞,等.基于Fluent的固定床生物质气化炉冷态压力场研究[J].农业机械学报,2010,41(11):94~97,104.
Sun Hongyu, Dong Yuping, Zhou Shuxia, et al. Analysis of fixed-bed biomass gasifier cold internal pressure field based on fluent[J]. Transactions of the Chinese Society for Agricultural Machinery, 2010,41(11):94~97,104. (in Chinese)