

文章编号: 0253-2409(2006)04-0417-05

木屑在鼓泡流化床和循环流化床中气化特性的对比研究

陈平^{1,2}, 谢军², 阴秀丽², 吴创之², 陈勇²

(1. 中国科学技术大学热科学与能源工程系, 安徽合肥 230027; 2. 中国科学院广州能源研究所, 广东广州 510640)

摘要: 对木屑在内径分别为 0.3 m × 0.3 m 的鼓泡流化床气化炉(BFBG)和内径 0.4 m 的循环流化床气化炉(CFBG)中的气化特征进行了对比, 重点考察了当量比对生物质气化特性的影响。实验结果表明, 在相同当量比下, 由于 CFBG 操作气速明显高于 BFBG, 床内强烈的气固传热传质, 使得 CFBG 可以获得较高的热解速率, 同时可以使 CFBG 在较高温度下运行。较高的运行温度不仅有利于二次裂解气化反应, 使可燃气体质量明显好于 BFBG, 同时也减少了燃气中焦油的量。在较低气化当量比下($ER \leq 0.28$), CFBG 比 BFBG 可以获得更高的气体产率、碳转化率和气体效率; 在较高当量比下($ER > 0.28$), CFBG 和 BFBG 的气体产率、碳转化率和气体效率则相差不多。

关键词: 生物质; 气化; 鼓泡流化床; 循环流化床

中图分类号: TK16 **文献标识码:** A

Comparison of sawdust gasification in bubbling fluidized bed gasifier and circulating fluidized bed gasifier

CHEN Ping^{1,2}, XIE Jun², YIN Xiu-li², WU Chuang-zhi², CHEN Yong²

(1. Department of Thermal Science and Energy Engineering, USTC, Hefei 230027, China;

2. Guangzhou Institute of Energy Conversion, Chinese Academy of Sciences, Guangzhou 510640, China)

Abstract: The performance of sawdust gasification in a 0.3 m × 0.3 m bubbling fluidized bed gasifier (BFBG) is compared to that in the φ 0.4 m circulating fluidized bed gasifier (CFBG). The effects of fluidization velocity on the biomass gasification in two fluidized beds were analyzed. Due to the higher fluidization velocity and intensive mass and momentum transfer between gas and solids, CFBG has a faster pyrolysis rate than BFBG and can be operated at higher temperature with the same ER , which facilitates the second gasification and cracking of tar to improve the gas quality and reduce the tar content in gas. At low ER ($ER \leq 0.28$), the gas yield, carbon conversion and gasification efficiency of CFBG is higher than BFBG's; however at higher ER ($ER > 0.28$), there is little difference between CFBG and BFBG.

Key words: biomass; gasification; bubbling fluidized gasifier; circulating fluidized bed gasifier

生物质气化技术作为一种先进的生物质热化学转化技术, 它通过高温热解气化把生物质转化为可燃性气体(H_2 、 CH_4 、 CO 等), 燃气经过进一步净化处理, 可以提供给居民炊事, 也可以送到燃气发电机组发电^[1]。生物质种类繁多, 气化反应器形式多样。就操作条件而言, 目前生物质气化技术基本可分为固定床气化技术、流化床气化技术和循环流化床气化技术。尽管关于各种气化器气化技术文献比较多^[2-14], 然而由于实验原料, 气化反应器尺寸等差别比较大, 其实验结果很难具有对比性。为此, 本研究对木屑在两个尺寸相近的气化装置上, 分别在鼓泡流态化和快速流态化下的气化特性进行了对比实验研究。重点考察了在不同当量比下, 床料流

化状态对生物质气化特性的影响。

1 实验部分

1.1 实验装置 图1为鼓泡流化床生物质气化系统示意图。生物质通过螺旋加料器加入流化床中, 加料速率通过调速电机控制。利用室温空气作为气化介质。产生的可燃气体经过旋风分离器分离出大部分飞灰颗粒后, 进入焦油裂解炉, 裂解炉运行温度 $850\text{ }^\circ\text{C} \sim 900\text{ }^\circ\text{C}$, 气体中焦油在裂解炉中分解成短链气体成分; 可燃气体经过喷淋塔冷却后, 由烟囱燃烧后排放。气化炉中加入 50 kg 平均粒径 0.25 mm 的石英砂作为辅助流化介质。

图2为木屑循环流化床气化燃烧装置系统示意图。该实验装置已成功运行10多年。木屑通过

收稿日期: 2005-10-21; 修回日期: 2006-03-29。

基金项目: 国家高技术研究发展计划(863计划, 2003AA514010); 广东省自然科学基金(003045); 广东省科技计划项目(2004A11007002)。

作者简介: 陈平(1975-), 男, 河北保定人, 博士研究生, 工程热物理。E-mail: chenping@ms.giec.ac.cn。

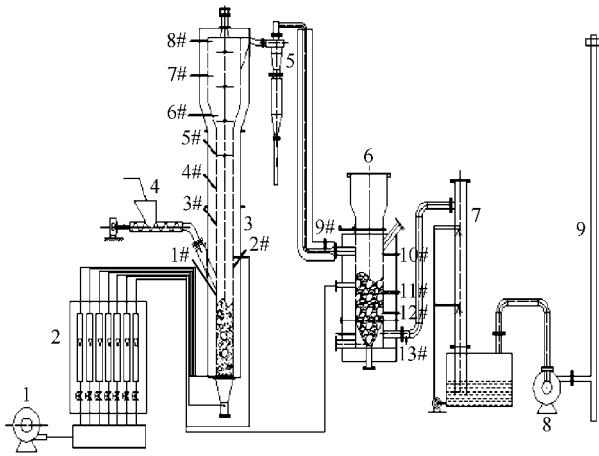


图 1 鼓泡流化床生物质气化系统示意图

Figure 1 Schematic diagram of bubbling fluidized bed for biomass gasification

1—blower ; 2—rotameter ; 3—gasifier ; 4—screw feeder ; 5—cyclone ; 6—tar cracking furnace ; 7—water scrubber ; 8—exhaust fan ; 9—chimney

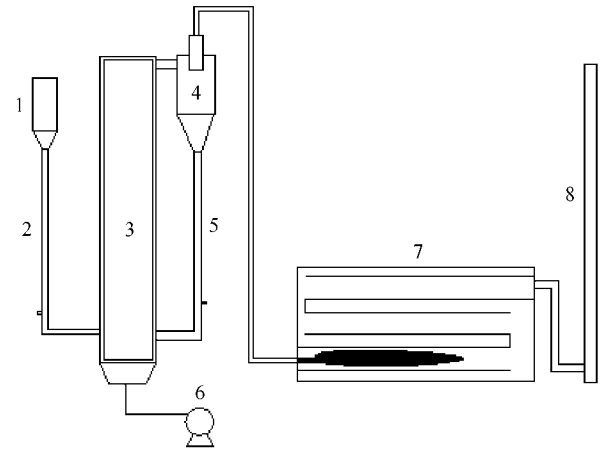


图 2 木屑循环流化床气化燃烧装置系统示意图

Figure 2 Schematic diagram of circulating fluidized bed for sawdust gasification-combustion

1—hopper ; 2—L-type feeder ; 3—gasifier ; 4—cyclone separator ; 5—L-vavle ; 6—blower ; 7—boiler ; 8—chimney

一个‘L’阀型给料器通过气力输送到气化炉中,产生的可燃气体在旋风分离器分离出飞灰颗粒后,进入燃煤锅炉中,作为锅炉的辅助燃料,而旋风分离器

分离下来的残炭则通过另外一个‘L’型返料器返回到气化炉中继续反应。表 1 给出了两个气化装置的尺寸和主要技术参数。

表 1 气化炉尺寸和基本运行参数

Table 1 Main dimensions and operation parameter of gasifiers

	Bubbling fluidized bed gasifier	Circulating fluidized bed gasifier
Dimension h / m	(bottom) $0.3 \times 0.3 \times 3.4$ (freeboard) $0.6 \times 0.6 \times 1.1$	$\varphi 0.41 \times 4.0$ (diameter \times height)
Feeding rate $q_m / \text{kg} \cdot \text{h}^{-1}$	20 ~ 50	182 ~ 260
Gasification intensity $/ \text{kg} \cdot (\text{m}^2 \cdot \text{s})^{-1}$	0.062 ~ 0.154	0.30 ~ 0.43
Fluidization gas velocity $v / \text{m} \cdot \text{s}^{-1}$	0.40 ~ 0.70	1.25 ~ 2.54
Char recirculation	no	yes
Auxiliary bed materials	yes	no

1.2 实验原料 实验原料木屑取自湛江木模厂。表 2 给出了所用木屑的物性参数,表 3 给出木屑的

工业分析和元素分析。

1.3 实验方法

(1)冷态实验条件下测定加料量和螺旋加料器的转速关系。

(2)固定加料量,改变鼓风机进气管碟阀开度,以控制进炉空气量(改变当量比)进而改变气化温度。进入气化炉的空气量分别通过安装在进气管的涡街流量计(AVS150型)和转子流量计计量。

(3)气化炉稳定运行后,开始采样。燃气成分采用气相色谱(GC-2010, SHIMADZU, Japan)离线分析。燃气中焦油的质量浓度根据 Simell 等^[15]推荐的方法采样分析。

表 2 实验原料分析

Table 2 Properties of experimental materials

Moisture	Mean diameter	Density	Minimum fluidization
$w / \%$	d_p / mm	$\rho / \text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$	velocity $/ \text{m} \cdot \text{s}^{-1}$
			(experimental)
6	0.54	430	0.21

Note : mean diameter $: d_p = \sum x_i \times d_{pi}$

表 3 木屑的元素分析和工业分析

Table 3 Proximate and ultimate analysis of experimental materials

Proximate anal. $w_d / \%$			LHV	Ultimate anal. $w_d / \%$				
V	FC	A	$/ \text{kJ} \cdot \text{kg}^{-1}$	N	C	S	H	O
70.36	15.07	14.57	14 144.47	0.46	39.78	0.2	4.97	40.02

2 两种气化装置的气化特性对比

2.1 气化温度、焦油的质量浓度与当量比(ER)关系 由于系统为自供热系统,改变进料量或入炉空气

量都会改变气化炉温度 因此一般采用当量比(ER), 即生物质气化过程消耗的空气量(氧气)与完全燃烧所需空气量(氧气)之比 作为气化过程的控制参数。

图 3 给出了鼓泡流化床气化炉($BFBG$)和循环流化床气化炉($CFBG$)中气化温度和燃气焦油的质量浓度随 ER 的变化。从图 3 可以看出, 气化温度随着 ER 增加而近似线性升高, 燃气焦油质量浓度则随 ER 增加迅速减少。当量比相似时 $CFBG$ 的气化温度明显高于 $BFBG$ 。首先, 由于循环流化床操作气速明显大于鼓泡流化床, 床料在气化炉轴向分

布比鼓泡流化床均匀得多, 燃烧放热反应在整个床内进行, 而鼓泡流化床存在明显的密相段, 燃烧放热反应集中于底部密相段; 其次, 大量飞灰的再循环和炙热炭粒的强烈辐射换热作用。较高的运行温度进一步促进了焦油裂解, 因此, 使燃气中焦油的质量浓度明显减少, 燃气质量明显好于 $BFBG$ 。在本实验范围内: $CFBG$ 气化温度 $630\text{ }^{\circ}\text{C} \sim 1023\text{ }^{\circ}\text{C}$, 焦油含量 $2\text{ g/m}^3 \sim 16.3\text{ g/m}^3$; $BFBG$ 气化温度 $684\text{ }^{\circ}\text{C} \sim 797\text{ }^{\circ}\text{C}$, 焦油含量 $34\text{ g/m}^3 \sim 74.6\text{ g/m}^3$ 。

2.2 当量比对气体成分的影响 表 4 给出了相同当量比下两种气化装置燃气成分的对比如。

从表 4 可知, 当量比相同时, $CFBG$ 得到的燃气中氢气体积分数明显高于 $BFBG$, 而燃气中 C_2H_m 的体积分数则低于 $BFBG$ 。燃气中氢气体积分数的增加反映了二次反应的加强^[2], 而燃气中 C_2H_m 体积分数的减少则反映了裂解深度的增加。从图 3 可以看出, 在当量比 $ER = 0.257$ 和 $ER = 0.283$ 下, $CFBG$ 的床温分别达到 $974\text{ }^{\circ}\text{C}$ 和 $1042\text{ }^{\circ}\text{C}$, 明显高于 $BFBG$ 的床温, Wu 等^[2]认为床温高于 $900\text{ }^{\circ}\text{C}$ 下, 二次气化反应的作用才会比较显著。表 4 的数据对比进一步证实了这一结论。由于在相同当量比下, 特别是在较大当量比下, 循环流化床床温要明显高于鼓泡流化床, 相应的 $CFBG$ 床内二次裂解和气化反应也大于 $BFBG$, 因此, 燃气质量明显好于 $BFBG$ 。

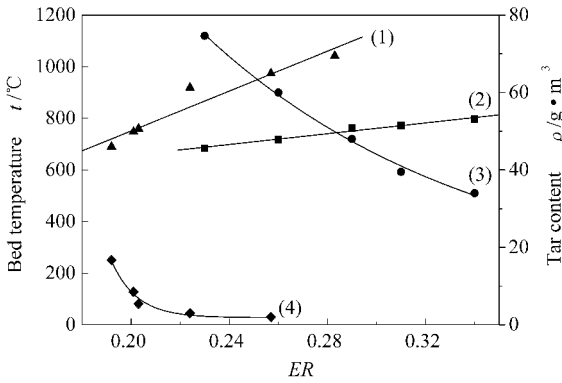


图 3 气化温度、焦油含量与当量比关系

Figure 3 Effects of ER on bed temperature, tar content

(1) bed temperature of $CFBG$;

(2) bed temperature of $BFBG$; (3) tar content of $BFBG$;

(4) tar content of $CFBG$

表 4 $BFBG$ 和 $CFBG$ 燃气成分对比

Table 4 Comparison of gas composition

ER		Gas composition $\varphi / \%$							Gas LHV $Q / \text{kJ} \cdot \text{m}^{-3}$
		H_2	O_2	N_2	CH_4	CO	CO_2	C_2H_m	
0.26	$BFBG$	5.31	0.36	51.16	5.87	19.18	15.89	2.23	6583
	$CFBG$	16.32	0.70	42.93	6.75	16.70	15.60	1.00	7254
0.29	$BFBG$	5.27	0.42	52.15	5.76	18.52	15.66	2.22	6446
	$CFBG$	16.57	0.60	45.48	5.35	17.60	13.10	1.30	6930

2.3 当量比对产气率、碳转化率和气化效率的影响

本文引用主要气化指标定义如下:

(1) 产气率(G_v , m^3/kg), 单位质量原料气化后产生气体燃料的体积 根据氮平衡得到。

(2) 碳转化率(x_c), 固体生物质燃料中的碳转化为气体燃料中的碳的份额。

$$x_c = \frac{12(\text{CO}_2\% + \text{CO}\% + \text{CH}_4\% + 2.5\text{C}_2\text{H}_m\%) }{22.4(298/273)\text{C}\%} \times G_v$$

(3) 气化效率(η), 单位生物质燃料转化为气体燃料化学能与生物质原料的热值之比。

$$\eta = \frac{\text{冷气体热值}(\text{kJ/m}^3) \times \text{干气体产率}(\text{m}^3/\text{kg})}{\text{原料热值}(\text{kJ/kg})}$$

$$= \frac{Q_{LHV, \text{gas}} \times G_v}{Q_{LHV, \text{biomass}}}$$

图 4 给出了不同当量比下, $CFBG$ 和 $BFBG$ 单位质量生物质气体产率对比。

从图 4 可以看出, 两种气化炉的气体产率都随着 ER 增加而增加, 在相同当量比下, $CFBG$ 的产气率要明显大于 $BFBG$ 。对木屑而言, 当量比 $ER = 0.171 \sim 0.283$, $CFBG$ 的气化产率在 $1.2\text{ m}^3/\text{kg} \sim 2.09\text{ m}^3/\text{kg}$; 当量比 $ER = 0.23 \sim 0.34$, $BFBG$ 的气

体产率为 $1.51 \text{ m}^3/\text{kg} \sim 2.08 \text{ m}^3/\text{kg}$ 。

图5给出了不同当量比下,两个装置碳转化率的对比。从图5可以看出,随着 ER 增大,碳的转化率随之增大,CFBG在 ER 为0.28达到极大值,接近95%;当量比相似时,BFBG的碳转化率要低于CFBG;在 ER 为0.32左右,BFBG的碳转化率最大值达到96%,这和CFBG的最大碳转化率比较接近。循环流化床由于气固混合和传热传质强烈及采取了飞灰再循环措施,在较低 ER 下,由于碳在炉内停留时间较长,因此,同等当量比下,CFBG的碳转化率要高于BFBG;但是在较高 ER 下,由于操作气速增加,颗粒之间的碰撞和磨损,造成炉内细灰含量增加,受旋风分离器分离效果影响,碳在炉内停留时间反而缩短,这直接导致其碳转化率的降低。

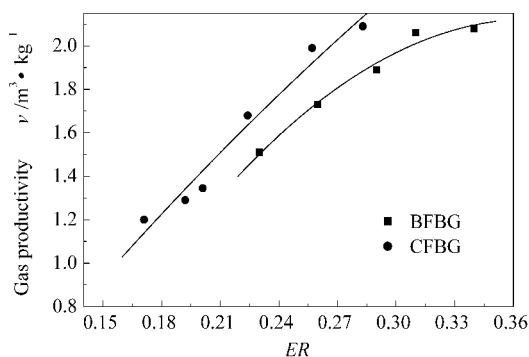


图4 气体产率与气化当量比的关系

Figure 4 Effect of ER on gas productivity

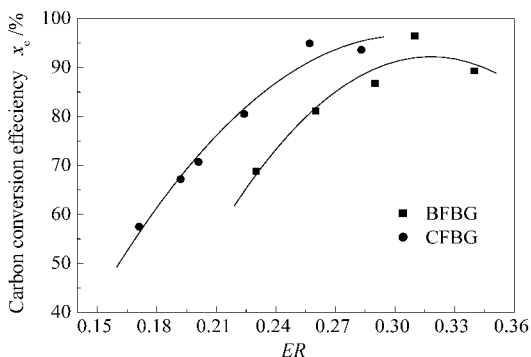


图5 碳转化率与气化当量比的关系

Figure 5 Effect of ER on carbon conversion efficiency

图6给出了不同当量比下,两个装置气化效率的对比。从图6可以看出,在 $ER \leq 0.28$ 时,CFBG的气化效率要好于BFBG,而当 $ER > 0.28$ 时,CFBG和BFBG的气化效率是比较接近的,可以达到75%~80%。气化效率随 ER 的变化是产气率和气

体品质(热值)综合作用的结果。低 ER 下,气体品质和产气率同时随着 ER 增大(或气化温度提高)而增加,因此,气化效率相应随之增加。但是 $ER \geq 0.28$,尽管产气率随着 ER 增加而增大,但是由于鼓入空气中氮气的“稀释”作用,气体品质反而随之下降,因此,气化效率增大趋势减慢,在某一个 ER 达到最大值,进一步增大 ER ,气化效率反而降低。

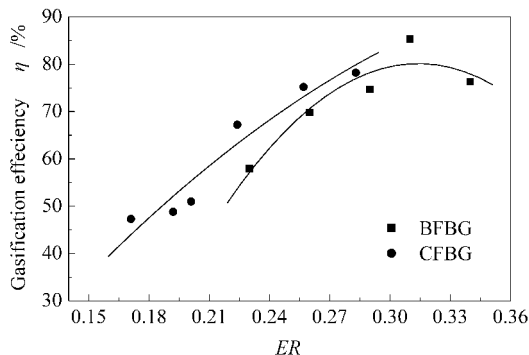


图6 当量比与气化效率的关系

Figure 6 Effect of ER on gasification efficiency

3 结语

(1) 气化炉温随着 ER 增加而近似线性升高。在相同当量比下,循环流化床气化炉可以运行在更高温度,最高可达到 1042°C ,明显高于鼓泡流化床气化炉(约 797°C),较高的运行温度不仅有利于二次裂解气化反应,同时也明显减少了燃气中焦油的含量;另外由于循环流化床操作气速明显大于鼓泡流化床,床内强烈的气固传热传质,使得生物质循环流化床气化可以获得较高的热解速率,可燃气体质量明显好于鼓泡流化床气化。在实验中,循环流化床气化炉中得到燃气的低位热值 $6930 \text{ kJ/m}^3 \sim 7383 \text{ kJ/m}^3$,燃气焦油的质量浓度 $2 \text{ g/m}^3 \sim 16.3 \text{ g/m}^3$;BFBG的燃气热值 $5405 \text{ kJ/m}^3 \sim 6483 \text{ kJ/m}^3$,燃气焦油的质量浓度 $34 \text{ g/m}^3 \sim 74.6 \text{ g/m}^3$ 。

(2) 气体产率随着 ER 增大而增加,相同当量比下,循环流化床气化炉的气体产率明显高于鼓泡流化床气化炉。碳转化率随着 ER 增大而增加,循环流化床和鼓泡流化床分别在 $ER = 0.28$ 和 0.30 左右达到最大值,相同当量比下,循环流化床的碳转化率要明显高于鼓泡流化床。气化效率则随 ER 增大而增加,达到一个极值后反而下降。在 $ER \leq 0.28$ 时,CFBG的气化效率要好于BFBG,而当 $ER > 0.28$ 时,CFBG和BFBG的气化效率比较接近,可以达到75%~80%。

参考文献:

- [1] 林伟刚,宋文立. 丹麦生物质发电的现状和研究发展趋势(英文)[J]. 燃料化学学报,2005,33(6):650-655.
(LIN Wei-gang, SONG Wen-li. Power production from biomass in Denmark[J]. Journal of Fuel Chemistry and Technology,2005,33(6):650-655.)
- [2] WU J Z, XU B Y, LUO Z F, ZHOU X G. Performance analysis of a biomass circulating fluidized bed gasifier[J]. Biomass Bioenergy, 1992, 3(2):105-110.
- [3] LI X T, GRACE J R, LIM C J, WATKINSON A P, CHEN H P, KIM J R. Biomass gasification in a circulating fluidized bed[J]. Biomass Bioenergy, 2004, 26(2):171-193.
- [4] MCKENDRY P. Energy production from biomass (part 3): Gasification technologies[J]. Bioresour Technol, 2002, 83(1):55-63.
- [5] WAMNECKE R. Gasification of biomass: Comparison of fixed bed and fluidized bed gasifier[J]. Biomass Bioenergy, 2000, 18(6):489-497.
- [6] van der DRIFT A, van DOORN J, VERMEULEN J W. Ten residual biomass fuels for circulating fluidized-bed gasification[J]. Biomass Bioenergy, 2001, 20(1):45-56.
- [7] GILA J, CORELLAB J, AZNARA M P, CABALLERO M A. Biomass gasification in atmospheric and bubbling fluidized bed: Effect of the type of gasifying agent on the product distribution[J]. Biomass Bioenergy, 1999, 17(5):389-403.
- [8] NARVAEZ I, ORIO A, AZNAR M P, CORELLA J. Biomass gasification with air in an atmospheric bubbling fluidized bed: Effect of six operational variables on the quality of the produced raw gas[J]. Ind Eng Chem Res, 1996, 35(7):2110-2120.
- [9] LÜ P M, XIONG Z H, CHANG J, WU C Z, CHEN Y, ZHU J X. An experimental study on biomass air-steam gasification in a fluidized bed[J]. Bioresour Technol, 2004, 95(1):95-101.
- [10] 米铁,张春林,刘武标,陈汉平,刘德昌. 流化床作为生物质气化反应器试验研究[J]. 化学工程,2003,31(5):26-30.
(MI Tie, ZHANG Chun-lin, LIU Wu-biao, CHEN Han-ping, LIU De-chang. Experimental study of biomass gasification in fluidized bed gasifier[J]. Chemical Engineering (China), 2003, 31(5):26-30.)
- [11] 喻霞,魏敦崧. 生物质固定床气化过程的研究[J]. 煤气与热力,2000,20(4):243-246.
(YU Xia, WEI Dun-song. Study of gasification treatment of biomass in fixed bed gasifier[J]. Gas & Heat, 2000, 20(4):243-246.)
- [12] 吴创之,徐冰燕,罗曾凡,阴秀丽. 生物质循环流化床气化理论及应用[J]. 煤气与热力,1995,15(5):3-9.
(WU Chuang-zhi, XU Bing-yan, LUO Zeng-fan, YI Xiu-li. Theory and application of biomass circulating fluidized bed gasifier[J]. Gas & Heat, 1995, 15(5):3-9.)
- [13] 赵先国,常杰,吕鹏梅,王铁军. 生物质富氧气化的实验研究[J]. 燃料化学学报,2005,33(2):199-204.
(ZHAO Xian-guo, CHANG Jie, LÜ Peng-mei, WANT Tie-jun. Biomass gasification under O₂-rich gas in fluidized bed reactor[J]. Journal of Fuel Chemistry and Technology, 2005, 33(2):199-204.)
- [14] 吕鹏梅,常杰,熊祖鸿,吴创之,陈勇. 生物质在流化床中的空气-水蒸气气化研究[J]. 燃料化学学报,2003,31(4):305-310.
(LÜ Peng-mei, CHANG Jie, XIONG Zu-hong, WU Chuang-zhi, CHEN Yong. An experimental research on biomass air-steam gasification in a fluidized bed[J]. Journal of Fuel Chemistry and Technology, 2003, 31(4):305-310.)
- [15] SIMELL P, STÅHLBERG P, KURKELA E, ALBRECHT J, DEUTSCH S, SJOSTROM K. Provisional protocol for the sampling and analysis of tar and particulates in the gas from large-scale biomass gasifiers. Version 1998[J]. Biomass Bioenergy, 2000, 18(1):19-38.