生物质鼓泡流化床和循环流化床气化对比试验*

范晓旭1 贤建伟2 初雷哲1 杨立国1

(1.山东省生物质气化技术重点实验室,济南 250014; 2.华北电力大学能源动力与机械工程学院,保定 071003)

【摘要】 在内径为 Φ0.2 m、高 6 m 的流化床装置上,利用两种不同粒径的石英砂,分别进行了高速鼓泡流化 床(BFB)和循环流化床(CFB)的冷态压力分布试验和热态气化试验。结果表明:冷态试验中,鼓泡流化床压力分 布主要集中在底部的密相区,循环流化床压力分布更趋均匀。热态稳定气化阶段,循环流化床轴向温差只有 40℃, 气化的燃气热值、碳转化率和气化效率均高于鼓泡流化床。

关键词: 生物质 气化 鼓泡流化床 循环流化床 压力分布 中图分类号: TK6 文献标识码: A 文章编号: 1000-1298(2011)04-0096-04

Comparison of Bubbling Fluidized Bed and Circulating Fluidized Bed in Gasification of Biomass

Fan Xiaoxu¹ Xian Jianwei² Chu Leizhe¹ Yang Liguo¹

Key Laboratory for Biomass Gasification Technology of Shandong Province, Ji' nan 250014, China
School of Energy and Power Engineering, North China Electric Power University, Baoding 071003, China)

Abstract

The results from biomass gasification in a pilot-scale (6 m tall $\times 0.2$ m internal diameter) air-blown circulating fluidized bed gasifier was tested and compared with bubbling fluidized bed gasifier. The results showed that the diameters of bed material in bubbling fluidized bed and circulating fluidized bed were different. The bubbling fluidized bed had a dense zone and bed material was homogeneous distribution in circulating fluidized bed. The temperature of the circulating fluidized bed was more uniform than bubbling fluidized bed. The carbon conversion rate, gasification efficiency and low gas heat value of circulating fluidized bed were larger than that of bubbling fluidized bed gasifier.

Key words Biomass, Gasification, Bubbling fluidized bed, Circulating fluid bed, Pressure distribution

引言

作为可再生能源的重要组成部分,生物质资源 开发利用引起了世界各国的关注^[1-5]。20世纪80 年代,生物质气化技术在中国得到发展^[6],特别是 在农村地区应用比较广泛。目前我国生物质气化技 术还相对比较落后,主要以固定床为主^[7]。流化床 气化技术被公认为热转换最有效的方法之一。此技 术可以将不同原料转化成燃气^[8],所产燃气可直接 用作生活煤气、烧锅炉、发电等,也可以制取合成气, 进而通过费-托合成工艺进一步合成为甲醇、二甲醚 等液体燃料^[9]。与固定床相比,流化床具有混合均 匀,反应速度快,气固接触面积大,传热、传质系数 高,反应温度均匀,单位面积的反应强度大,物料在 反应器中停留时间短,生产能力大及操作温度低等 优点^[10-11]。目前,关于生物质流化床气化的研究主 要集中在鼓泡床流化床和循环流化床两种方式上。 因此,本文在循环流化床试验装置上,利用两种不同 粒径的石英砂,分别进行高速鼓泡流化床(BFB)和 循环流化床(CFB)的冷态压力分布试验和热态气化 试验。通过试验结果对比,重点考察两种情况下的 压力分布以及气化特性。

收稿日期:2010-05-31 修回日期:2010-07-23

^{*} 国家高技术研究发展计划(863 计划)资助项目(2009AA05Z409)和山东省科技攻关资助项目(2010GGX10702)

作者简介:范晓旭,副研究员,主要从事生物质循环流化床气化技术研究, E-mail: fan_xiaoxu@ sina. com

1 试验

1.1 试验原料

鼓泡流化床试验时选用 0.425~0.600 mm 的石 英砂 A 作为床料,确保床料在高速流化状态下(流 化风速达到 3 m/s 左右)不会被吹走进入旋风分离 器。循环流化床试验时选用 0~0.425 mm 的石英 砂 B 为床料,保证床料在试验时都能进行循环。试 验所用原料为稻壳,长度为 10 mm 左右,最大直径 2~3 mm。稻壳元素分析和工业分析如表 1 所示, 其低位发热量为 14 037 kJ/kg。

表1 稻壳元素分析及工业分析

Tab.1 Proximate and ultimate analyses of rice husks

		%
分析	项目	数值
元素分析(空气干燥基)	碳	40.43
	氢	4.92
	氧	34.88
	氮	0.48
	硫	0.06
	水分	11.26
工业分析(空气干燥基)	挥发分	64.69
	固定碳	8.74
	灰分	7.97

1.2 试验装置

循环流化床气化系统工艺流程如图1所示。气 化炉本体内径为 $\Phi 0.2 \text{ m}$, 高 6 m (从布风板到顶 部)。气化炉本体、两级旋风分离器、返料器、U型阀 均为耐热不锈钢材料,外部覆盖150 mm 厚的硅酸 铝纤维。沿床高布置4根K型热电偶和4个测压 点,其中测点1、2、3、4到布风板的距离分别为:50、 700、3 500、5 800 mm。用以监测和控制气化炉内的 温度和压差,底部采用风帽式布风。稻壳通过螺旋 给料器加入流化床中,变频器控制加料量,床料由布 置在流化床下部的绞龙加入。气化炉所需空气由空 压机提供,全部作为一次风由底部进入。气化炉出 口布置两级旋风分离器,反应产生的循环灰经一级 旋风分离器分离落入返料器,最后返回气化炉。飞 灰则进入二级旋风分离器,最后落入灰斗。燃气则 经燃气管道进入喷淋塔,最后由烟囱排空。温度和 压差进行在线连续测量,在计算机和控制台面板上 显示。螺旋给料器的电动机转速、炉膛温度和压力 降、空气流量等数据15s采集一组,并存到与之相 连的计算机中。燃气取样测点位于引风机后,与煤 气分析仪相连,燃气中的有效成分 CO、CH4、H2和 C_nH_m 的含量可实时显示。试验所用 K 型热电偶都 用美国阿美特克 JOFRA 公司生产的 CTC-1200A 型工业干体式温度校准仪进行了校准,误差范围为 ±10℃。



图 1 循环流化床生物质气化工艺流程

Fig. 1 Schematic layout of biomass gasification in fluidized bed gasifier

流化床气化炉 2. 一级旋风分离器 3. 二级旋风分离器
4. 返料器 5. 喷淋塔 6. 引风机 7. 烟囱 8. 煤气分析仪
9. 鼓风机 10. 灰斗 11. 螺旋给料器 12. 料仓

1.3 试验方法

冷态条件下进行鼓泡流化床和循环流化床的压 力分布试验。热态试验开始前将筛选好的 30 kg 石 英砂加入主床作为床料。高速鼓泡流化床试验开始 前往返料器内加入 20 kg 石英砂将其封堵。待热态 试验启动后达到稳定气化阶段(加料量、给风、温 度、气体成分在 15 min 内没有显著变化),开始进行 测试试验,每次试验持续 3 h。稳定气化阶段鼓泡流 化床和循环流化床气化生物质和空气消耗量近乎相 同,稻壳消耗量为 98 kg/h,空气消耗量为 90 m³/h。

2 试验结果对比

2.1 最小流化风量和床层压力分布

冷态试验测得床料 A 和 B 的流化特性曲线如 图 2 所示。由图可知, 床料 A 的临界流化风速为 0.28 m/s, 床料 B 的临界流化风速为 0.09 m/s, 两种 情况下热态启动过程中,最小给风风速至少应大于 床料的临界流化风速,才能保证石英砂的流化。冷 态条件下,分别测量高速鼓泡流化床和循环流化床 主床压力分布情况。其中主床布风板和密相区的压 差在高速鼓泡流化床内为2934 Pa,循环流化床为 2608 Pa; 主床密相区和稀相区的压差在高速鼓泡流 化床内为144 Pa,循环流化床为1628 Pa;主床稀相 区和顶部的压差在高速鼓泡流化床内为17.5 Pa,循 环流化床为926 Pa。由主床压力分布可以看出,鼓 泡流化床中压力主要集中在主床底部,这说明存在 明显的密相区,床料主要在密相区内上下翻滚。而 循环流化床内主床压力分布相对均匀,底部压降稍 大于中部和顶部压降,这说明循环流化床内床料分 布相对均匀,底部密相区不是很明显。

2.2 轴向温度分布

图 3 是稳定气化阶段循环流化床和鼓泡流化床



的轴向温度分布情况。可以看出,循环流化床轴向 温度分布要比鼓泡流化床更趋均匀,从炉底到炉顶 的温差仅有40℃。这是由于循环流化床中床料和 生物质灰循环将热量从流化床底部带到顶部,使主 床温度趋于一致。而鼓泡流化床中具有明显的密相 区,气化反应主要集中在密相区,流化床中最高温度 出现在中间段的密相区,其轴向温差可达100℃。 这说明循环流化床比鼓泡流化床温度分布均匀,气 化反应存在整个循环流化床内。



temperature in BFB and CFB

2.3 燃气成分

表 2 是稳定运行阶段两种情况下的燃气有效成 分。由表 2 可以看出,循环流化床气化燃气有效成 分中 CO、CH₄和 C_nH_m 的含量都高于鼓泡流化床。 这是因为循环流化床中生物质灰和床料通过返料器 返回主床进行多次循环,而鼓泡流化床中含有大量 残炭的生物质灰则直接被排出。循环流化床气化所 产燃气的质量要好于鼓泡流化床。

表 2 两种情况下可燃气体成分 Tab. 2 Comparison of gas composition and gas LHV

	• • • • • • • •				8
运业庄	气体成分体积分数/%			燃气热值	
孤化床 -	CO	CH_4	$C_n H_m$	H_2	$/kJ \cdot m^{-3}$
CFB	14.18	3.83	1.75	2.13	4 555
BFB	13.90	3.50	1.17	3.50	4 164

2.4 气化指标

本文引用主要气化指标定义如下^[12]: 碳转化率 x_e,是固体生物质燃料中的碳转化为 气体燃料中碳的份额。

$$x_{c} = \frac{12(\alpha_{CO_{2}} + \alpha_{CO} + \alpha_{CH_{4}} + 2.5\alpha_{C_{n}H_{m}})}{22.4(298/273)\alpha_{c}}G_{v} \times 100\%$$

式中 α_{CO_2} 、 α_{CO_3} 、 α_{CH_4} 、 $\alpha_{C_nH_m}$ —生物质燃气中各气体 组分的体积分数,%

α_c——生物质原料中碳的体积分数

G_v——单位燃料产气量,m³/kg

气化效率 η 为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

$$\eta = \frac{Q_v G_v}{Q_{\text{net, ar}}} \times 100\%$$

式中 Q。——所产气体冷热值

Q_{net,ar}——燃料低位热值

稳定运行阶段测得鼓泡流化床和循环流化床的 的碳转化率分别为 90.92%、95.16%;气化效率分 别为 58.97%、64.51%;燃气热值分别为 4.16 MJ/m³、 4.56 MJ/m³。可以看出,循环流化床气化的碳转化 率、气化效率、燃气热值都高于鼓泡流化床。循环流 化床由于床料和生物质灰的循环,反应充分,大大提 高了碳转化率、气化效率和燃气热值。

2.5 循环流化床气化能量分布

循环流化床气化效率仅达到 62%,散热损失和 排烟热损失相对较大,分别为 9% 和 21%,化学损失 7%,灰渣损失 1%。气化效率转低的主要原因是规 模较小,导致散热损失增加,并且高达 720℃的排烟 温度使排烟损失增加,最终导致燃气热值低,进而影 响气化效率。

3 结论

(1) 鼓泡流化床和循环流化床选用不同粒径的 石英砂作为床料。热态试验启动时,流化风速都应 大于临界流化风速。由主床压力分布可知,鼓泡床 内存在明显的密相区,而循环流化床内床料分布要 均匀得多。

(2) 鼓泡流化床和循环流化床都能实现生物质的稳定气化。循环流化床比鼓泡流化床轴向温度分布更趋均匀,气化反应充满整个流化床。

(3)循环流化床气化所产燃气可燃气体成分中 CO、CH₄、C_nH_m含量高于鼓泡流化床,H₂含量低于鼓 泡流化床,循环流化床燃气热值4555 kJ/m³高于鼓 泡流化床的4164 kJ/m³。

(4)循环流化床气化的碳转化率、气化效率和 燃气热值均高于鼓泡流化床。

(5)循环流化床气化效率仅为 62%,偏低的主要原因是规模小,排烟温度高,导致散热损失和排烟 损失大。

参考文献

- 1 蒋剑春. 生物质能源应用研究现状与发展前景[J]. 林产化学与工业, 2002, 22(2): 76~80.
- 2 朱清时. 生物质洁净能源[M]. 北京:化学工业出版社, 2001.
- 3 Gross R, Leach M, Bauen A. Progress in renewable energy [J]. Environment International, 2003,29(1):105 ~122.
- 4 Yokoyama S Y, Ogi T, Nalampoon A. Biomass energy potential in Thailand[J]. Biomass and Bioenergy, 2000, 18(5): 405 ~ 410.
- 5 Bertil Wahlund, Jinyue Yan, Mats Westermark. Increasing biomass utilisation in energy systems: a comparative study of CO₂ reduction and cost for different bioenergy processing options[J]. Biomass and Bioenergy, 2004,26(6):531 ~ 544.
- 6 Ying Hao, Jiang Jianchun, Dai Weidi, et al. Study on industrial technology of gasification of biomass with fluidized bed[J]. Chemistry and Industry of Forest Products, 2004,24(2):1~5.
- 7 王铁林.农作物秸秆利用技术与设备[M].北京:中国农业出版社,1996.
- 8 A van der Drift, J van Doorn, Vermeulen J W. Ten residual biomass fuels for circulating fluidized-bed gasification [J]. Biomass and Bioenergy, 2001,20(1): 45 ~ 56.
- 9 许庆利,张素平,王复,等. 生物质催化气化试验研究[J]. 化工进展,2009,28(4):622~628. Xu Qingli, Zhang Suping, Wang Fu, et al. Research of biomass catalytic gasification[J]. Chemical Industry and Engineering Progress,2009,28(4):622~628. (in Chinese)
- 10 黎强,邱宽嵘,丁玉.流态化原理及其应用[M].徐州:中国矿业大学出版社,1994.
- 11 Miles T R, Miles Jr T R. Overview of biomass gasification in the USA[J]. Biomass, 1989, 18(3~4):163~168.
- 12 陈平,谢军,阴秀丽,等.木屑在鼓泡流化床和循环流化床中气化特性的对比研究[J].燃料化学学报,2006,34(4): 417~421.

Chen Ping, Xie Jun, Yin Xiuli, et al. Comparison of sawdust gasification in bubbling fluidized bed gasifier and circulating fluidized bed gasifier [J]. Journal of Fuel Chemistry and Technology, 2006,34(4):417~421. (in Chinese)