

串行流化床生物质气化制取合成气试验研究

吴家桦, 沈来宏, 肖军, 王雷, 郝建刚

(东南大学热能工程研究所, 江苏省南京市 210096)

Experimental Study on Syngas Production From Biomass Gasification in Interconnected Fluidized Beds

WU Jia-hua, SHEN Lai-hong, XIAO Jun, WANG Lei, HAO Jian-gang

(Thermal Engineering Research Institute, Southeast University, Nanjing 210096, Jiangsu Province, China)

ABSTRACT: High quality syngas production in interconnected fluidized beds of biomass gasification was investigated experimentally. The gasification-required heat was achieved by means of the external recirculation of inert particles in interconnected fluidized beds. The effects of gasifier temperature and steam/biomass ratio on syngas composition, syngas yield, syngas heating value, and total carbon conversion were discussed. The results indicate that the flue gas of combustion and the syngas of gasification are never mixed, and high quality syngas which is free of N₂ dilution can be obtained from the gasifier. With the increase of gasifier temperature, $\varphi(\text{H}_2)/\varphi(\text{CO})$ decreases, syngas yield increases, and heating value of syngas decreases, total carbon conversion increases remarkably with the gasifier temperature at the lower temperature range 720 to 820 °C, and reaches its maximum of 91% at the gasifier temperature of 820 °C, and then keeps nearly constant. There is an optimal value of steam/biomass ratio corresponding to maximal syngas yield and total carbon conversion. For the gasifier temperature of 820 °C, syngas yield and total carbon conversion reach their maximum at the steam/biomass ratio of 1.4, and then decrease with the further increase of steam/biomass ratio. The maximum syngas yield and heating value can be attained 1.87 m³/kg and 13.20 MJ/m³, respectively.

KEY WORDS: thermal power engineering; interconnected fluidized beds; biomass gasification; syngas

基金项目: 国家自然科学基金项目(20590367, 90610016); 国家重点基础研究发展规划基金项目(2006CB20030201, 2007CB210208); 国家高技术研究发展计划项目(863 计划)(2006AA05Z318)。

Project Supported by National Natural Science Foundation of China (20590367, 90610016); Project Subsidized by the Special Funds for Major State Basic Research Projects of China(2006CB20030201, 2007CB210208); The National High Technology Research and Development of China (863 Program) (2006AA05Z318).

摘要: 串行流化床气化是一种崭新的气化技术, 可将气化和燃烧过程分隔开, 气化反应器和燃烧反应器之间依靠惰性固体载体进行热量传递。以水蒸气为气化介质, 在小型串行流化床试验装置上进行生物质气化制取合成气的试验研究, 探讨气化反应器温度 T 、水蒸气与生物质比率 S/B 对气化结果的影响。试验结果表明, 燃烧反应器内燃烧烟气不会串混至气化反应器, 该气化技术能够稳定连续地从气化反应器获得不含N₂的高品质合成气。随着气化反应器温度的提高, 合成气中 $\varphi(\text{H}_2)/\varphi(\text{CO})$ 减小, 合成气产率增加, 热值降低, 总碳转换率先升高而后保持不变。随着 S/B 的增大, 合成气产率和总碳转换率均先升高而后降低, S/B 的最佳值为 1.4。在试验阶段获得的最高合成气产率为 1.87 m³/kg, 合成气热值为 13.20 MJ/m³, 总碳转化率为 91%。

关键词: 热能工程; 串行流化床; 生物质气化; 合成气

0 引言

生物质气化是一种很好的生物质利用途径, 其中以流化床生物质气化最引人注目。但在一般流化床生物质气化反应器中, 生物质的气化和燃烧同时发生。如果希望使用这类反应器生产高热值或富氢的合成气, 则需要提供富氧气体或高温水蒸气(700 °C以上)来作气化剂, 从而使工艺过程复杂, 气化成本较高^[1-8]。将燃料的气化和燃烧过程分隔开, 燃料不与空气直接接触, 从而避免了气化产物被N₂稀释, 进而提高了气化产物的品质, 降低了气体分离的难度, 这种气化方式被称为串行流化床气化(inteconnected fluidized bed gasification)或者双流化床气化^[9-16](dual fluidized bed gasification)。目前, 串行流化床生物质气化技术在国内外尚处于实验机理研究阶段^[17-21], 串行流化床连续式气化试验尚未开展。本文建立了串行流化床生物质气化热态试验研究装置, 以水蒸气为气化剂, 就气化反应器温

度 T (简称气化温度)、水蒸气与生物质的比率 S/B 对气化过程的影响进行分析和讨论,为大规模气化装置的设计与运行提供指导。

1 串行流化床生物质气化技术

串行流化床生物质气化是一种新型的气化技术。在该技术中,生物质热解气化和燃烧过程被分隔开,热解气化采用鼓泡流化床(气化反应器),燃烧采用循环流化床(燃烧反应器),2个反应器之间依靠惰性固体载热体(如石英砂等)进行热量传递。

从鼓泡流化床下部加入床内的生物质原料和蒸汽与经循环流化床加热的高温石英砂颗粒剧烈混合,发生强烈的热量交换,使得刚进入床内的生物质颗粒瞬间加热到床内温度,发生热解、挥发分析出,热解气体产物和剩余固态物质与蒸汽发生气化反应生成 H_2 、 CO 、 CO_2 、 CH_4 等。鼓泡流化床内的石英砂颗粒和未完全气化的生物质半焦颗粒经返料管进入循环流化床内。

循环流化床采用空气流化,生物质半焦颗粒和空气进行燃烧反应,反应释放的热量被石英砂吸收,高温石英砂颗粒被气流携带进入旋风分离器,经旋风分离器分离下来的石英砂通过下料管再进入鼓泡流化床内,为生物质热解气化提供热源。

2 试验部分

2.1 试验床料和原料

试验床料为石英砂,平均粒度为0.3 mm;试验原料为江苏省某地区的松木锯末,粒度为0.6~1.0 mm,其工业分析和元素分析结果如表1所示。

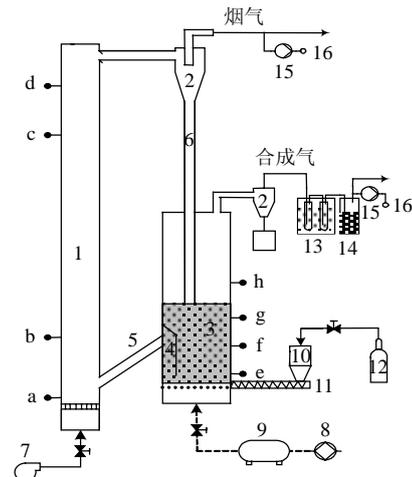
表1 生物质的工业分析和元素分析

Tab. 1 Proximate and ultimate analysis of biomass

工业分析/%				元素分析/%					低位热值/
M_{ar}	FC_{ar}	V_{ar}	A_{ar}	C_{ar}	H_{ar}	O_{ar}	N_{ar}	S_{ar}	(MJ/kg)
7.89	14.77	75.78	1.56	40.06	5.61	43.88	0.90	0.10	14.47

2.2 试验装置

试验系统如图1所示,该系统由循环流化床(燃烧反应器)、旋风分离器和鼓泡流化床(气化反应器)串联组成,其中循环流化床内径为 $\phi 50$ mm,高度为2000 mm;鼓泡流化床横截面积为40 mm \times 230 mm,高度为1500 mm。在鼓泡流化床物料循环溢流口处加装一隔板,形成内置气体隔离器,防止反应器之间发生气体串混^[22]。采用辅助电加热装置对2个反应器进行保温,以维持反应温度。生物质原料装在料斗里面,采用氩气作为气力输送介质,通过螺旋进料器将原料从鼓泡流化床下部连续地加入床内,



1—循环流化床; 2—旋风分离器; 3—鼓泡流化床; 4—隔板;
5—返料管; 6—下料管; 7—风机; 8—微型水泵; 9—蒸汽发生器;
10—料斗; 11—螺旋给料器; 12—氩气瓶; 13—冷凝器;
14—棉绒过滤器; 15—取气泵; 16—集气袋。

图1 串行流化床生物质气化系统示意图

Fig. 1 Schematic diagram of biomass gasification in interconnected fluidized beds

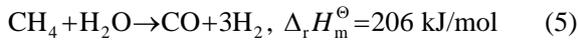
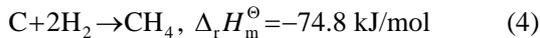
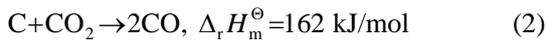
进料器的给料速率可由调速器控制。由罗兹风机提供的空气作为流化风,进入循环流化床底部风室,从布风板上风帽小孔进入床内。由微型水泵输送的纯净水,进入蒸汽发生器,所产生的蒸汽作为气化剂进入鼓泡流化床,蒸汽温度为300 $^{\circ}C$,压力为0.3 MPa,通过改变微型水泵的转子频率,可精确调节蒸汽流量的大小。循环流化床出口烟气以及鼓泡流化床出口合成气经旋风分离器除尘后,烟气排空,合成气进入水冷凝器和棉绒过滤器除掉焦油和水。每个试验工况稳定运行3 h,隔30 min在气体取样旁路取得一次烟气和合成气样品,共取样6次,气样成分通过色谱分析仪(氩气作载气)来测定,试验结果取平均值。另外,在沿循环流化床高度方向由下往上100、500、1500、1800 mm处分别安装了4个测温、测压点,编号依次为a~d;在沿鼓泡流化床高度方向由下往上50、300、550、900 mm处也分别安装了4个测温、测压点,编号依次为e~h,其中密相区有e、f、g 3点,气化反应器温度取这3点温度的平均值。通过计算机在线监测床内压力、温度的变化,从而调控系统内的流化状态。

3 结果分析与讨论

3.1 床层压降和床内温度分布

在有水蒸气参与的生物质气化过程中主要发生如下化学反应,即





在气化反应器温度为 820 °C，生物质进料率为 3 kg/h，蒸汽量为 4.2 kg/h，空气量为 7 m³/h 的工况条件下，床层压降和床内温度分布随时间的变化关系分别如图 2、3 所示。

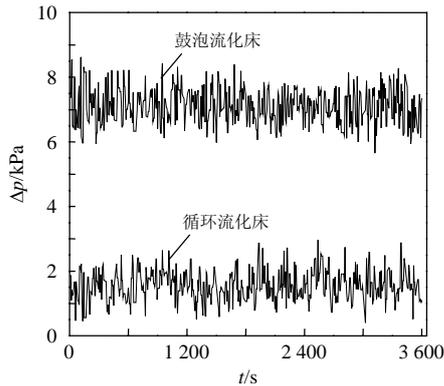


图 2 床层压降随时间的变化曲线

Fig. 2 Typical time series of bed pressure drops both in the CFB and in the BFB

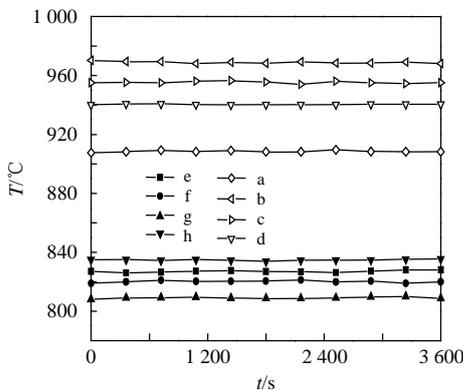


图 3 床内温度分布随时间的变化曲线

Fig. 3 Typical time series of axial temperature profiles both in the CFB and in the BFB

从图 2 中可以看出，鼓泡流化床的床层压降大大高于循环流化床，这表明试验所用床料大部分集中在鼓泡流化床内，且隔板的加入使得鼓泡流化床密相区高度不受物料循环溢口高度的限制，故鼓泡流化床有较高的密相床层。这使得生物质原料和蒸汽在床内的停留时间得以延长，气化反应能充分进行。

图 3 显示了鼓泡流化床和循环流化床内温度轴向分布情况。对于鼓泡流化床，其密相区内 e、f、g 3 点温度分布比较均匀，这是因为该区域内气、固接触充分，混合良好，但沿床高方向仍有降低趋

势，这表明气化反应主要发生在床层中、上部区域。另外，由于受到下料管热辐射的影响，测点 h 的温度较密相区有所提高。对于循环流化床，由于床层底部床料直接与冷空气接触，故测点 a 温度最低，其余各点温度沿床高方向由下往上逐渐降低。这是因为：循环流化床内极高的气流速度使得鼓泡流化床内生物质半焦颗粒经返料管一旦进入循环流化床，就立刻被气流携带向上运动，并在测点 b 附近区域发生燃烧反应，使得该点为循环流化床内温度最高点。燃烧反应所产生的热量被从鼓泡流化床返回的、且同样向上运动的低温床料颗粒逐步吸收，床料颗粒被气流携带进入旋风分离器，经旋风分离器分离下来的床料再进入鼓泡流化床，从而实现了热量由高温循环流化床向鼓泡流化床的传递。

3.2 气化反应器温度的影响

在试验过程中，保持下列参数不变：生物质进料率为 3 kg/h，水蒸气量为 4.2 kg/h(即 S/B 为 1.4)，空气量为 7 m³/h，考察气化温度对气化过程的影响。

气化温度对气化反应器出口合成气组成(干气体且不含氩气)、燃烧反应器出口烟气组成以及合成气产率和热值的影响分别见图 4~6。从图 4 中可以看出，随着温度的升高，合成气中 H₂ 浓度不断降低，而 CO 浓度显著上升， $\varphi(H_2)/\varphi(CO)$ 由 720 °C 时的 7.80 下降到 1010 °C 的 2.13；CO₂ 浓度先增加，当温度高于 820 °C 后，开始降低；CH₄ 浓度略有减少。分析其原因：温度升高导致热解、气化反应速率加快，且由于气化反应大都为吸热反应，故温度升高对气化过程是有利的。水煤气反应即公式(1)为气化过程中的主要反应且为吸热反应，故提高温度有利于 CO 和 H₂ 的生成。由于生物质在热解过程中产生了大量的 CO₂，当温度超过 820 °C 后，CO₂ 与碳的还原反应即公式(2)速率会有明显的提升，且

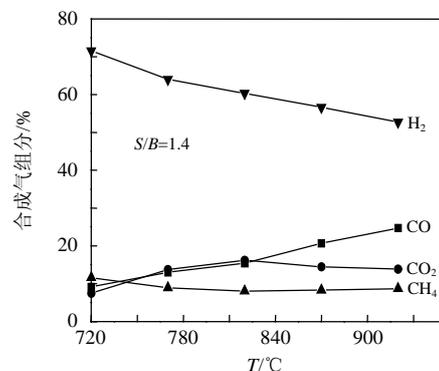


图 4 气化温度对合成气组成的影响
Fig. 4 Effect of gasifier temperature on syngas composition

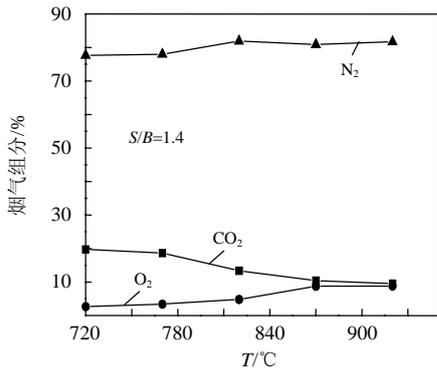


图5 气化温度对烟气组成的影响
Fig. 5 Effect of gasifier temperature on flue gas composition

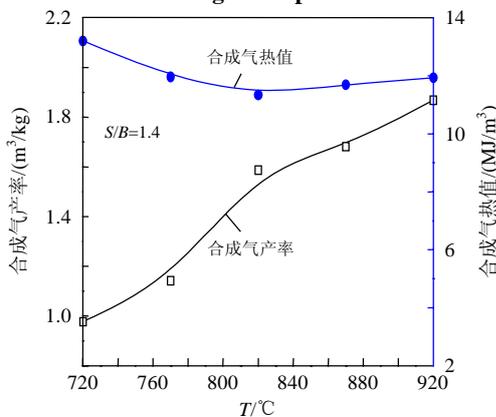


图6 气化温度对合成气产率和热值的影响
Fig. 6 Effect of gasifier temperature on syngas yield and heating value

该反应也为吸热反应，温度升高有利于该反应的进行，故温度高于 820 °C 后，在还原反应的作用下，更多的CO₂转化为CO，使得CO₂浓度开始降低，而CO浓度得以进一步提高。CO₂与碳的还原反应的存在使得CO浓度随温度升高而显著增加，且CO产率增幅高于H₂，从而导致H₂浓度随温度逐渐降低。CO变换反应即公式(3)为放热反应，温度越高，越不利于该反应的进行，当温度超过 820 °C 后，该反应还可能向逆反应方向进行，故就该反应而言，温度越高越不利于H₂的生成，而CO变化趋势却正好相反。以上反应共同作用的结果表明：升高温度更有利于CO的生成，H₂浓度下降是由于CO浓度急剧上升而引起其浓度的相对降低。另外，由于甲烷化反应即公式(4)为放热反应，而蒸汽重整反应即公式(5)为吸热反应，温度升高使甲烷化反应的逆反应速度加快，即CH₄在高温下发生分解，而使蒸汽重整反应增强，故CH₄的浓度随温度升高而降低，但其下降幅度较小，这是因为随着温度的升高，气体体积膨胀，气体速度加快，使得气体停留时间变短，合成气中有相当一部分CO和CH₄没有来得及与水蒸气

发生重整反应产生H₂。

图 6 表示气化温度对合成气产率和热值(低位热值)的影响。随着温度的升高，合成气产率增加，合成气热值先降低，然后略有上升，其值在 11.3~13.2 MJ/m³变化，为中热值气体。分析原因：对合成气热值影响最大的CH₄体积浓度在升温初期有所降低，但当温度高于 820 °C 后，继续提高温度，CH₄浓度下降幅度变小，而CO浓度迅速上升，故使合成气热值略有提高。

上述试验结果表明：以水蒸气为气化剂，采用串行流化床生物质气化技术所生成的合成气中H₂是最主要的气体产物，但是提高气化温度，气化反应平衡会向着更有利于CO生成的方向移动。因此，在气化过程中，可以通过调节气化温度来控制H₂和CO的比例，以适应不同的需要。在上述试验工况的合成气中，C₂、C₃的含量极少，浓度在 0.2% 左右，并且随着温度的升高，其浓度还会进一步降低，当温度超过 820 °C 后，合成气中几乎检测不到C₂、C₃。此外，在合成气中也只检测到极少量N₂，这还是由生物质中氮元素反应生成的，这表明燃烧反应器内燃烧烟气不会串混至气化反应器，从而避免了合成气被烟气中N₂稀释。

在串行流化床生物质气化过程中，生物质中的碳除了固体带出物损失外，其余均转入燃烧反应器与气化反应器进行反应，碳参与燃烧反应的份额为循环流化床出口烟气中含碳量与原料中含碳量之比，而碳参与气化反应的份额为鼓泡流化床出口合成气中含碳量与原料中含碳量之比，即

$$S_c = \frac{12V_{\text{CO}_2, \text{c}} \cdot G_{\text{v, c}}}{22.4w(\text{C}_{\text{ar}})(298/273)} \times 100\% \quad (6)$$

$$S_g = \frac{12(V_{\text{CO}_2, \text{g}} + V_{\text{CO, g}} + V_{\text{CH}_4, \text{g}} + 2.5V_{\text{C}_n\text{H}_m, \text{g}}) \times G_{\text{v, g}}}{22.4w(\text{C}_{\text{ar}})(298/273)} \times 100\% \quad (7)$$

式中： S_c 为碳参与燃烧反应的份额，%； $V_{\text{CO}_2, \text{c}}$ 为循环流化床出口烟气中CO₂的体积百分比含量，%； $G_{\text{v, c}}$ 为循环流化床内烟气产率，m·kg； S_g 为碳参与气化反应的份额，%； $V_{\text{CO}_2, \text{g}}$ 、 $V_{\text{CO, g}}$ 、 $V_{\text{CH}_4, \text{g}}$ 、 $V_{\text{C}_n\text{H}_m, \text{g}}$ 分别为鼓泡流化床出口合成气中各组分的体积百分比含量，%； $G_{\text{v, g}}$ 为鼓泡流化床内合成气产率，m·kg； $w(\text{C}_{\text{ar}})$ 为生物质原料中的碳含量，%。

图 7 给出了 S/B 为 1.4 时，不同气化温度工况下生物质中的碳在燃烧反应器和气化反应器的反应份额。图中显示，随着温度的升高，碳参与燃烧反应的份额直线下降，由 65.5% 降低到 10.8%；相

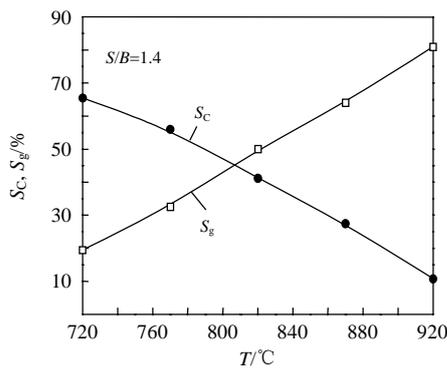


图 7 气化温度对碳燃烧份额和气化份额的影响
Fig. 7 Effect of gasifier temperature on carbon combustion portion and gasification portion

反，碳参与气化反应的份额直线上升，由 19.5% 增加到 81.0%，当温度高于 820 °C 后，碳的气化份额将超过燃烧份额。这是因为：在 820 °C 以前，鼓泡流化床内以热解反应为主，气化反应速率较慢，热解所产生的生物质半焦大部分被床料带入循环流化床进行燃烧反应，故在较低温度阶段，碳的燃烧份额高于气化份额。当温度超过 820 °C 后，气化反应速率会有明显的提升，气化过程得到强化，使得更多生物质半焦参与鼓泡流化床内气化反应，相应地，进入循环流化床参与燃烧反应的碳量就会减少，循环流化床出口烟气中 CO_2 浓度也会下降(见图 5)。需要说明的是：鼓泡流化床内气化反应是依靠载热体从循环流化床传递热量来维持的，若要提高气化温度，需相应增加循环流化床的床层温度，即需要有更多燃料进入循环流化床燃烧以提供气化温度升高所需热量。但是，随着气化温度的升高，碳的燃烧份额却在不断降低，循环流化床内燃烧反应程度不断下降，床层温度也会随之减小，从而导致载热体的热流量减少，气化温度无法上升。因此，为了提高气化温度，维持气化反应的正常进行，需向循环流化床内通入辅助燃料进行补燃。2 个反应器温度对应关系如图 8 所示，其中循环流化床的床层温度取测点 d 的温度值。

文中补燃所使用的辅助燃料为液化石油气。但在未来的工业应用中，若仍使用液化石油气进行补燃，会导致气化成本很高。为了解决这一问题，可将进入系统的生物质原料分为 2 部分，一部分进入鼓泡流化床进行气化反应，制取合成气；另一部分进入循环流化床，代替液化石油气进行补燃。随着气化温度的升高，补燃所需要的燃料量不断增加，此时，会有更多的生物质进入循环流化床参与燃烧反应，而在进入系统的生物质原料量一定的条件

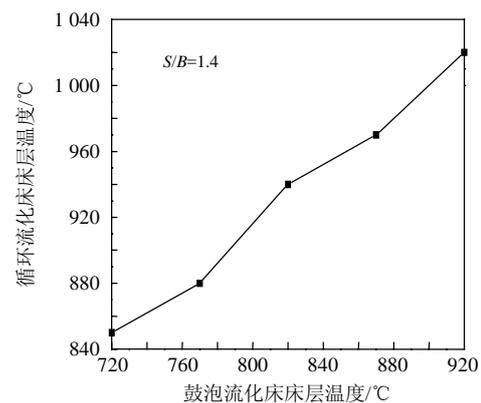


图 8 反应器温度对应关系曲线

Fig. 8 Gasifier temperature versus combustor temperature

下，进入鼓泡流化床参与气化反应的生物质质量就会相应减少，从而使得系统的合成气产率降低，相关内容见文献[23]。

总碳转换率 η_c 是指生物质中的碳转换为气体燃料中的碳的份额，即气体(合成气+烟气)中含碳量与原料中含碳量之比

$$\eta_c = \frac{12V_{\text{CO}_2, \text{c}} G_{\text{V, c}}}{22.4w(\text{C}_{\text{ar}})(298/273)} \times 100\% + \frac{+12G_{\text{V, g}}(V_{\text{CO}_2, \text{g}} + V_{\text{CO, g}} + V_{\text{CH}_4, \text{g}} + 2.5V_{\text{C}_n\text{H}_m, \text{g}})}{22.4w(\text{C}_{\text{ar}})(298/273)} \times 100\% \quad (8)$$

在串行流化床生物质气化技术中，总碳转换率不仅取决于气化反应的进行程度，还与碳的燃烧份额和气化份额有关。图 9 表示气化温度对总碳转换率的影响，气化温度对总碳转换率的提高幅度在升温初期非常明显，总碳转换率由 720 °C 时的 85% 增加到 820 °C 时的 91%，再继续提高气化温度，总碳转换率增幅很小，基本保持不变。分析原因：随着气化温度的上升，气化反应速率迅速增长，使得参与气化反应的碳的转换率明显提高；另一方面，在相同温度条件下，燃烧反应速率远大于气化反应速

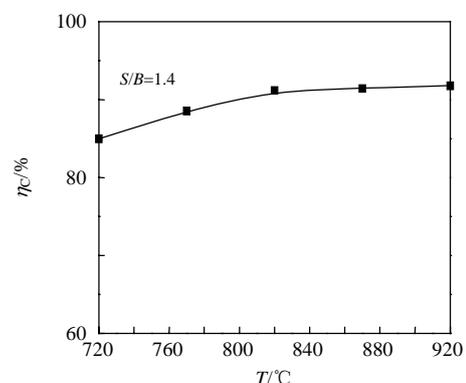


图 9 气化温度对总碳转换率的影响
Fig. 9 Effect of gasifier temperature on total carbon conversion

率,使得参与燃烧反应的碳的转换率大大高于气化反应。因此,气化温度的升高、碳的燃烧份额的增加均有利于总碳转换率的提高。在升温初始阶段,碳的燃烧份额始终高于气化份额,且其下降幅度低于气化份额的增幅,故气化温度升高使总碳转换率有所提高;继续提高气化温度,碳的燃烧份额将低于气化份额,其下降幅度也略有增大,故使得总碳转换率不再增加。

3.3 S/B 的影响

保持气化反应器温度为 820 °C,生物质进料率为 3 kg/h,空气量为 7 m³/h,改变蒸汽量,考察 S/B 对气化过程的影响。

S/B对气化反应器出口合成气中各主要成分的影响见图 10。随着S/B的增大,合成气中H₂浓度先增加,然后略有减少;CO₂浓度有所增加,而CO和CH₄浓度有所降低。图 11 显示了S/B对合成气产率和热值的影响。合成气热值随着蒸汽量的增加而降低,这是因为合成气中的可燃气组分(H₂、CO和CH₄)浓度随S/B的增大,均有所下降。对于合成气产率来说,S/B有个最佳值,合成气产率最高点在S/B=1.4附近。分析其原因:尽管蒸汽量的增多有利于气化反应平衡向正方向移动,使合成气产率增加;但当加入的蒸汽过量时(即S/B超过 1.4),一方面会造成鼓泡流化床流化速度过高,导致气化剂与生物质原料的接触时间变短,使得水蒸气的分解水平降低;另一方面,由于水蒸气温度远低于气化反应器温度,随着更多低温蒸汽的加入,未分解的蒸汽从气化反应器带走大量的显热,使反应器温度下降,这将直接影响到气化反应的正常进行,最终导致合成气产量降低。图 12 给出了不同S/B工况下燃烧反应器出口烟气组成情况。

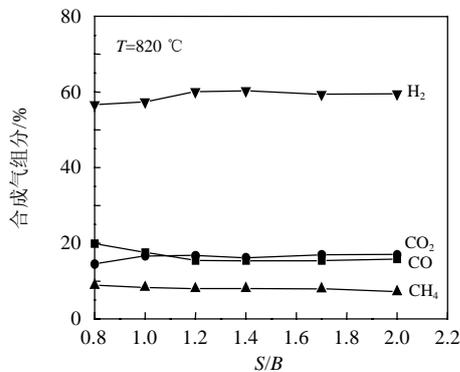


图 10 S/B 对合成气组成的影响
Fig. 10 Effect of steam / biomass ratio on syngas composition

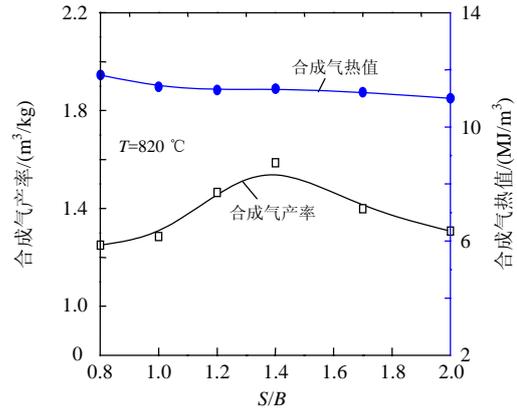


图 11 S/B 对合成气产率和热值的影响
Fig. 11 Effect of steam / biomass ratio on syngas yield and heating value

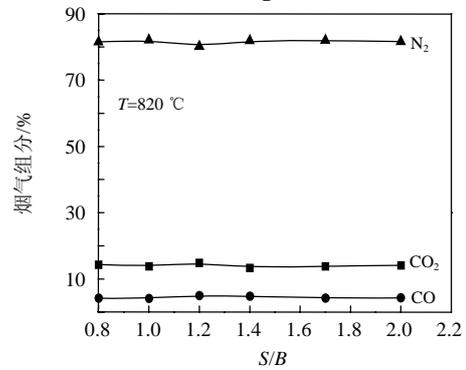


图 12 S/B 对烟气组成的影响
Fig. 12 Effect of steam/ biomass ratio on flue gas composition

图 13 给出气化温度为 820 °C 时,不同 S/B 工况下碳在燃烧反应器和气化反应器的反应份额。随着蒸汽量的增加,碳的燃烧份额基本保持不变,相应地,循环流化床出口烟气中 CO₂ 浓度也保持不变(见图 12); 碳的气化份额随蒸汽量先增大而后降低。图 14 表示 S/B 对总碳转换率的影响,总碳转换率随着 S/B 的增大呈现出与气化份额相同的变换趋势,总碳转换率的最高点也在 S/B=1.4 附近。这是因为:当 S/B 超过 1.4 后,随着蒸汽量的增加,鼓泡流化床流化速度迅速增大,造成携带出反应器的碳含量增加,故总碳转换率反而降低。

S/B 的试验结果表明,适宜的蒸汽量是保证高产气率和总碳转换率的关键,当加入的蒸汽过量时,不仅会造成气化温度降低,影响气化反应的正常进行,还会使得鼓泡流化床操作气速过高,导致水蒸气的分解水平下降及携带出反应器的碳含量增加,最终使得合成气产率和总碳转换率降低。此外,蒸汽量越大,生物质气化过程所需的热量越多,此时,仅靠生物质半焦在循环流化床内燃烧所释放的热量,无法满足鼓泡流化床内气化反应的需求。

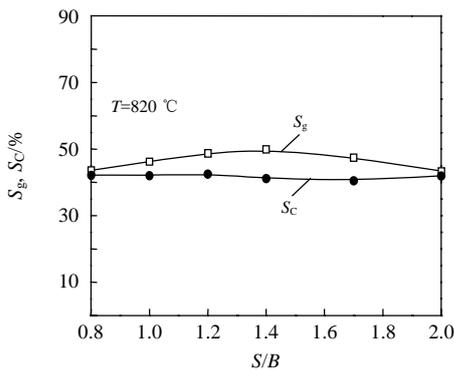
图 13 S/B 对碳燃烧份额和气化份额的影响

Fig. 13 Effect of steam / biomass ratio on carbon combustion portion and gasification portion

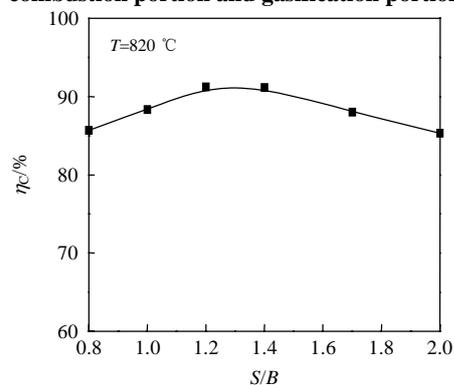
图 14 S/B 对总碳转换率的影响

Fig. 14 Effect of steam / biomass ratio on total carbon conversion

因此，为了维持气化反应的正常进行，在增加蒸汽量的同时，也需向循环流化床内通入辅助燃料进行补燃。需要说明的是：为了排除补燃对上述烟气成分等数据的影响，在取样期间，暂停补燃；由于整个反应装置热惯性大且取样时间短暂，反应器温度在取样时段内仍能维持，整个气化系统在取样期间仍能正常运行。

4 结论

采用串行流化床气化技术，将生物质的热解气化和燃烧过程分隔开来，热解气化采用鼓泡流化床（气化反应器），生物质半焦燃烧采用循环流化床（燃烧反应器），2 个反应器之间依靠惰性固体载热体进行热量传递。以水蒸气为气化剂，在串行流化床试验装置上进行生物质气化特性的试验研究，考察了气化反应器温度 T 、水蒸气/生物质比率 S/B 对气化过程的影响，得出以下结论：

1) 试验所用床料大部分集中在鼓泡流化床内，鼓泡流化床有较高的密相床层，有利于气化反应的充分进行。

2) 随着气化温度的升高，合成气中 H_2 浓度不

断降低， CO 浓度显著上升，通过调节气化温度，可以比较方便地控制合成气中 H_2 和 CO 的比例。较高的气化温度有利于增大合成气产率，但也会使其热值降低。总碳转换率随气化温度先升高而后保持不变。

3) 随着 S/B 的增加，合成气产率、碳的气化份额以及总碳转换率均先升高而后降低， S/B 的最佳值为 1.4。水蒸气的加入对气化反应的作用是比较复杂的，需要综合考虑水蒸气浓度、气化温度以及反应器操作气速对气化过程的影响，从而确定合适的 S/B 值。

4) 串行流化床生物气化系统可长时间安全稳定运行。燃烧反应器内燃烧烟气不会串混至气化反应器，该气化技术能够稳定连续地从气化反应器获得不含 N_2 的高品质合成气。在试验阶段获得的最高合成气产率为 $1.87 m^3/kg$ ，合成气热值为 $13.20 MJ/m^3$ ，总碳转化率为 91%。

参考文献

- [1] Gil J, Corella J, Aznar M. Biomass gasification in atmospheric and bubbling fluidized bed: effect of the type of gasifying agent on the product distribution[J]. Biomass and Bioenergy, 1999(17): 389-403.
- [2] Turn S, Kinoshita C, Zhang Z. An experimental investigation of hydrogen production from biomass gasification[J]. International Journal of Hydrogen Energy, 1998, 23(8): 641-648.
- [3] Lü P M, Xiong Z H, Chang J, et al. An experimental study on biomass air-steam gasification in a fluidized bed[J]. Bioresource Technology, 2004, 95(1): 95-101.
- [4] 吕鹏梅, 熊祖鸿, 王铁军, 等. 生物质流化床气化制取富氢燃气的研究[J]. 太阳能学报, 2003, 24(6): 758-764.
Lü Pengmei, Xiong Zuhong, Wang Tiejun. Biomass gasification in a fluidized bed to produce hydrogen rich gas[J]. Acta Energiac Sloaris Sinica, 2003, 24(6): 758-764(in Chinese).
- [5] 张晓东, 周劲松, 骆仲决, 等. 生物质中热值气化技术中试实验[J]. 太阳能学报, 2003, 24(1): 74-79.
Zhang Xiaodong, Zhou Jinsong, Luo Zhongyang. Experiments of biomass gasification for medium calorific gas on a pilot scale gasifier [J]. Acta Energiac Sloaris Sinica, 2003, 24(1): 74-79(in Chinese).
- [6] Proll T, Rauch R, Aichernig C, et al. Fluidized bed steam gasification of solid biomass-analysis and optimization of plant operation using process simulation[C]. 18th International Conference on Fluidized Bed Combustion, Toronto, Ontario, Canada: 2005.
- [7] 谢军, 吴创之, 陈平, 等. 中型流化床中的生物质气化实验研究[J]. 太阳能学报, 2007, 28(1): 86-90.
Xie Jun, Wu Chuangzhi, Chen Ping, et al. An experimental study on biomass gasification in a medium fluidized bed gasifier[J]. Acta Energiac Sloaris Sinica, 2007, 28(1): 86-90(in Chinese).
- [8] 赵先国, 常杰, 吕鹏梅, 等. 生物质富氧-水蒸气气化制氢特性研究[J]. 太阳能学报, 2006, 27(7): 677-681.
Zhao Xianguo, Chang Jie, Lü Pengmei. The study of biomass oxygen rich-steam gasification to produce hydrogen rich gas[J]. Acta

- Energiac Sloaris Sinica, 2006, 27(7): 677-681(in Chinese).
- [9] Xu Guangwen, Murakami T, Suda T, et al. The superior technique choice for dual fluidized bed gasification[J]. Industrial & Engineering Chemistry Research, 2006(45): 2281-2286.
- [10] Hughes R W, Lu D Y, Anthony E J, et al. Design, process simulation and construction of an atmospheric dual fluidized bed combustion system for in situ CO₂ capture using high-temperature sorbents [J]. Fuel Processing Technology, 2005(86): 1523-1531.
- [11] 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.
- [12] Loffler G, Kaiser S, Bosch K, et al. Hydrodynamics of a dual fluidized-bed gasifier. Part I: simulation of a riser with gas injection and diffuser[J]. Chemical Engineering Science, 2003, 58(18): 4197-4213.
- [13] Kaiser S, Loffler G, Bosch K, et al. Hydrodynamics of a dual fluidized-bed gasifier. Part II: simulation of solid circulation rate, pressure loop and stability[J]. Chemical Engineering Science, 2003, 58(18): 4215-4223.
- [14] Mortensen M, Minet R G, Tsotsis T T, et al. The development of a dual fluidized-bed reactor system for the conversion of hydrogen chloride to chlorine[J]. Chemical Engineering Science, 1999, 54(13-14): 2131-2139.
- [15] 沈来宏, 肖军, 肖睿, 等. 基于CaSO₄载氧体的煤化学链燃烧分离CO₂研究[J]. 中国电机工程学报, 2007, 27(2): 70-74.
Shen Laihong, Xiao Jun, Xiao Rui, et al. Chemical looping combustion of coal in interconnected fluidized beds of CaSO₄ oxygen carrier[J]. Proceedings of the CSEE, 2007, 27(2): 70-74(in Chinese).
- [16] 向文国, 狄藤藤, 肖军, 等. 新型煤气化间接燃烧联合循环研究[J]. 中国电机工程学报, 2004, 24(8): 171-174.
Xiang Wenguo, Di Tengting, Xiao Jun, et al. Investigation of a novel gasification chemical looping combustion combined cycle [J]. Proceedings of the CSEE, 2004, 24(8): 171-174(in Chinese).
- [17] Yao Jianzhong, Wang Fengming. Pyrolysis gasification of bio-mass in a circulating fluidized bed of heat carrier[J]. New Energy Sources, 1998, 20(5): 14-18.
- [18] Murakami T, Xu G W, Suda T. Some process fundamentals of biomass gasification in dual fluidized bed[J]. Fuel, 2007, 86(1-2): 244-255.
- [19] Asadullah M, Miyazawa T, Ito S-i. Gasification of different biomasses in a dual-bed gasifier system combined with novel catalysts with high energy efficiency[J]. Applied Catalysis A, 2004, 267(1-2): 95-102.
- [20] Asadullah M, Miyazawa T, Ito S. Catalyst development for the gasification of biomass in the dual-bed gasifier[J]. Applied Catalysis A, 2003, 255(2): 169-180.
- [21] 沈来宏, 肖军, 高杨. 串行流化床生物质催化制氢模拟研究[J]. 中国电机工程学报, 2006, 26(11): 7-11.
Shen Laihong, Xiao Jun, Gao Yang. Simulation of hydrogen production from biomass catalytic gasification in interconnected fluidized beds[J]. Proceedings of the CSEE, 2006, 26(11): 7-11(in Chinese).
- [22] Xu G, Murakami T, Suda T, et al. Reactor siphon and its control of particles flow rate when integrated into a circulating fluidized bed [J]. Industrial & Engineering Chemistry Research, 2005, 44(93): 47-54.
- [23] Shen Laihong, Gao Yang, Xiao Jun. Simulation of hydrogen production from biomass gasification in interconnected fluidized beds [J]. Biomass and Bioenergy, 2008, 32(2): 120-127.



吴家桦

收稿日期: 2008-09-03。

作者简介:

吴家桦(1983—), 男, 博士研究生, 从事流化床燃烧、气化研究, catbob180@sina.com;

沈来宏(1965—), 男, 博士, 教授, 从事新能源、洁净煤燃烧技术研究;

肖军(1968—), 女, 博士, 副教授, 从事生物质能利用、热力系统建模计算研究;

王雷(1984—), 男, 硕士研究生, 从事洁净煤燃烧、生物质能利用研究;

郝建刚(1984—), 男, 硕士研究生, 从事洁净煤利用、燃烧污染控制技术研究。

(编辑 张媛媛)