

文章编号: 0254-0096(2014)05-0911-07

生物质高温气化重整制氢实验研究

高宁博^{1,2}, 李爱民¹, 全翠¹

(1. 大连理工大学环境学院, 工业生态与环境工程教育部重点实验室, 大连 116024;

2. 多相复杂系统国家重点实验室, 中国科学院过程工程研究所, 北京 100190)

摘要: 在自行设计的固定床气化炉实验台上开展序批式进料模式的生物质(白松木屑)高温气化实验研究, 重点考察反应温度、水蒸气流量以及物料粒径等不同工况条件对生物质气化产气特性的影响, 实验结果表明, 在 800 ~ 950℃ 的范围内, 每千克白松木屑的氢产率为 21.91 ~ 71.63 g H₂。不同水蒸气流量下 H₂ 平均浓度变化不大, CO 平均浓度随水蒸气流量的增加略有增大, 气体平均热值在 11.87 ~ 12.04 kJ/m³ 内变化。实验条件下水蒸气流量为 20.2 g/min 时的氢气产率最大。随着生物质给料粒径的减小, 气体产率和气化效率均减小。

关键词: 生物质; 气化; 重整; 制氢

中图分类号: TK513.5

文献标识码: A

0 引言

生物质能是一种清洁的可再生能源, 近年来越来越受到关注^[1,2]。生物质热化学转化制氢作为一种很有前景的氢能开发方式, 已引起研究者的普遍注意。西安交通大学动力工程多相流国家重点实验室科研团队进行了大量的生物质超临界水气化制氢的研究^[3-5]。廖强等^[6]在下吸式气化炉上研究了不同影响因素对产氢的影响, 发现当量比为 0.3 时燃气热值和木炭质量最优, 其中 H₂ 浓度为 11.3%。谢玉荣等^[7]以流化床为气化反应器, 以固定床为重整反应器, 研究了 Ni、Ca 基催化剂对制取富氢气体的影响。赵先国等^[8]以鼓泡流化床为反应器, 对生物质富氧-水蒸气气化制取富氢燃气的特性进行了实验, 结果表明: 当温度从 700 ~ 900℃ 时, 每千克生物质氢产量从 18g 增加到了 53g。这些气化研究所用的水蒸气均以低温饱和蒸汽为气化剂, 低温饱和水蒸气在输入气化炉内被加热再与生物质物料进行反应, 由于水蒸气在被加热过程中会吸收大量热量, 造成了反应炉温的显著降低, 为了维持特定温度下的气化反应, 气化炉温度往往难以精确控制。

本文以高温水蒸气为气化剂开展批量生物质物

料的高温水蒸气气化制氢特性研究, 通过改变物料种类、气化炉温度、水蒸气流量以及生物质粒径等不同实验参数, 研究高温气化产氢特性。

1 实验

1.1 装置

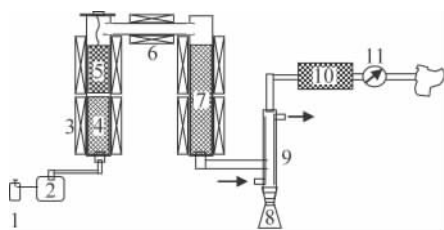
实验在小型固定床反应器上进行, 图 1 为生物质气化制氢实验装置图。系统由水蒸气发生器、物料吊桶、固定床、电加热元件、冷凝系统、除尘系统和测量系统组成。水蒸气发生器是在德力西 TSGC2-9kVA 型三相调压器的控制下, 为实验提供流量稳定的低温饱和蒸汽。气化炉由外层碳化硅炉膛和内层不锈钢管组成, 碳化硅炉膛高度为 1130mm, 内径为 90mm; 内层不锈钢管高度为 1150mm, 内径为 87mm。在碳化硅炉膛外壁面槽缝中缠绕镍铬材质的电阻丝, 功率为 3.3kW (220V, 15A), 电阻丝外层用硅酸铝保温棉缠绕碳化硅炉膛进行保温。不锈钢炉管上部设置一个可活动的盖子, 盖子下方焊接一个物料钩, 实验时, 不锈钢丝网制成的物料料斗可悬挂于钩上。盖子和炉管连接时采用石墨盘根 (3mm × 5mm) 进行密封。炉管内从底部以上 1/3 位置, 全部用圆柱体多孔陶瓷进行填充, 炉管出口处连

收稿日期: 2012-02-22

基金项目: 国家自然科学基金青年基金(51006018); 中国博士后科学基金特别资助项目(201003616); 多相复杂系统国家重点实验室开放基金(MPCS-2011-D-11)

通信作者: 高宁博(1978—), 男, 博士、讲师, 主要从事固体废物处理与处置, 生物质能利用方面的研究。nbgao@dlut.edu.cn

接一个进气管,水蒸气从进气管输入不锈钢炉管。不锈钢炉管顶部向下 100mm 处开有一个 30mm 的排气孔,反应产生的气体通过此孔进入保温管中,保温管和重整室相连接,重整室是和气化炉结构相同的圆柱形炉膛,炉膛内部全部填充有多孔陶瓷体,在重整室的下部,装有排气孔,反应产生的气体最终从这里排出。重整室和冷凝管相连接,实验时,水泵将 0℃ 的水打入冷凝管进水口,对气化产气进行冷却,在冷凝管之后,安装有填充有 CaCl_2 的干燥管,可对气化气进行干燥,一个精度为 0.01L 的 G4 膜式燃气表和干燥管相连接,测量气化产气流量。对经干燥后的气化气采样后,在出口处点燃烧掉。温控系统由热电偶、数据采集器等组成。3 个外径为 3mm 的 K 型热电偶插入气化炉、保温管和重整室中部,分别检测气化炉、保温管和重整室的温度。温度采集器和热电偶相连接,每秒采集温度一次,存储到计算机中。



1. 调压器 2. 蒸汽发生器 3. 加热元件 4. 多孔陶瓷 5. 料斗
6. 保温管 7. 重整室 8. 焦油收集瓶 9. 冷凝管
10. 干燥除尘管 11. 煤气表

图 1 生物质气化制氢实验装置图

Fig. 1 Diagram of the sequence batch feeding fixed-bed biomass gasification system

实验采用北京普瑞分析仪器有限公司生产的 GC-7800 型气相色谱仪对热解气进行分析。以高纯氮气做载气,采用热导检测器,色谱柱为 TDX-01 (2m × 4mm)、5A 分子筛 (2m × 4mm) 和 GDX-102 (2m × 4mm)。检测参数设定如下:柱室温度为 70℃,气化室温度为 100℃,热导检测器温度为 120℃,桥电流为 120mA。主要检测气体组分中的 H_2 、 CO 、 CH_4 、 CO_2 、 C_2 — C_3 。

实验时,先将气化炉、保温管和重整室加热至设定温度,在序批次实验中,保温管的温度设定在 700℃,重整室的温度设定在 800℃。将蒸汽发生器加热到设定温度,按照预先测试好的气体流率和电压的关系设定好电压。每次实验前,称量并记录空焦油瓶质量,称取 100g 生物质物料装于料斗中,待

气化炉温度达到设定温度后,将物料斗放入气化炉,迅速将气化炉的盖子扣上,确保接口处不漏气。同时将水蒸气通入气化炉底部。

气化产生的气体从重整室排出后,先通过一个球形水冷凝器,冷凝下来的焦油通过牛角弯管流入接液瓶中。未冷凝的气体接着通过水洗瓶,以去除气化气中携带的烟尘、未被冷凝的焦油以及气化气中的酸性气体,接着再通过装有无水 CaCl_2 的干燥瓶,去除气体中的水汽,最后经过净化和干燥后的气体每 5min 采样一次,其余气体在出口处点燃。对收集的气体进行离线检测。

1.2 实验物料

实验选用白松木屑作为为生物质原料。原料经粉碎研磨,筛分至一定粒度。生物质原料的元素组成用自动元素分析仪测定;工业分析按照 ASTM E 1755—95 标准进行;化学组成根据 GB/T 2677.2—1993、GB/T 2677.3—1993、GB/T 2677.5—1993、GB/T 2677.6—1994 和 GB/T 2677.8—1994 进行测定,分析结果见表 1。

表 1 白松木屑的工业分析和元素分析数据

Table 1 Proximate and ultimate analysis of pine sawdust

工业分析/%				元素分析/%					热值/
V_{ad}	FC_{ad}	A_{ad}	M_{ad}	[C]	[H]	[O]	[N]	[S]	$\text{MJ}\cdot\text{kg}^{-1}$
76.85	18.88	0.34	3.93	44.75	6.31	42.94	1.68	0.05	18.47

2 结果与讨论

2.1 温度

温度是影响气化的一个重要参数,其高低不仅影响物料的反应速度,而且会控制吸热和放热反应发生的方向,从而影响最终的产气分布。图 2 为不同温度条件下,水蒸气流率为 16.4g/min,20 目的白松木屑 100g,800~950℃ 升温过程中气化产气瞬时流率曲线。由图 2 可见,气体产率的瞬时流率随反应时间变化,在开始反应的前 3 分钟,气体流量猛然增大,不同反应温度增幅不同。850℃ 反应温度下,气体产量最大,900℃ 次之,800℃ 气体产量最小。这主要是物料进入反应器后,物料中的挥发分首先快速析出造成产气量陡然增大。随后在 3~8min 时间内,气体瞬时产率快速下降,到 8min 时表现出 800℃ 的气体产率最大,而 950℃ 的气体产率最小。高温越高,物料析出的气体时间越早,由于实验检测

的原因,不能完全准确检测反应初期的气体流量。从 8min 以后,产气量逐渐下降,在这个阶段,800℃ 条件下的气体瞬时产量最大。

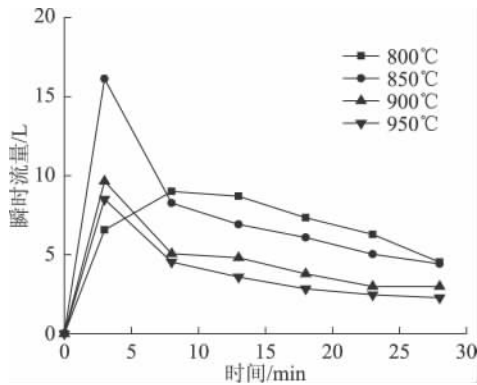


图2 不同反应温度对气化产气瞬时流量的影响

Fig. 2 Effect of temperature on biogas production

图3 为试验过程中不同时间的气化产气浓度曲线,可见随反应时间的延长, H_2 浓度均表现出逐渐增大的趋势。前3分钟 H_2 浓度增大较快,这主要是物料刚放入气化炉,主反应为热解反应造成的。随着反应时间的延长,挥发分析出逐渐减少, H_2 浓度增加速率逐渐下降。

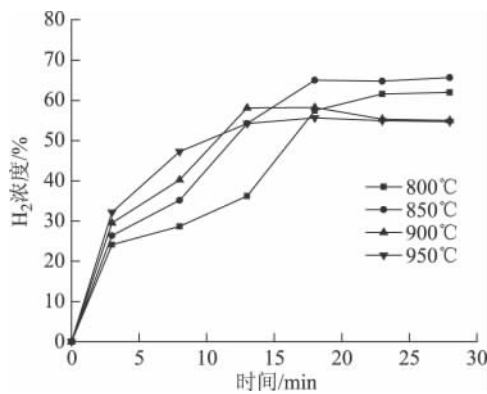


图3 不同气化温度 H_2 浓度变化曲线

Fig. 3 Effect of temperature on H_2 concentration

通过试验发现,前10分钟, H_2 浓度表现出温度越高 H_2 浓度越大的趋势,这个时间段, H_2 浓度自大到小的排列顺序为 $H_{2,950^\circ\text{C}}$ 、 $H_{2,900^\circ\text{C}}$ 、 $H_{2,850^\circ\text{C}}$ 、 $H_{2,800^\circ\text{C}}$ 。随后,900、950℃ 温度下的 H_2 浓度逐渐下降,而较低温度的800、850℃ 的 H_2 浓度则继续增大,最后趋于平稳。由于高温条件有利于挥发分的析出和产氢反应,当挥发分析出快结束时,产氢反应逐渐处于主导地位。

生物质气化反应主要涉及到以下反应^[9]:

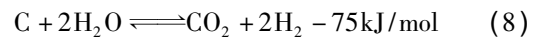
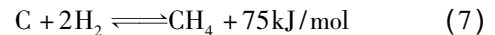
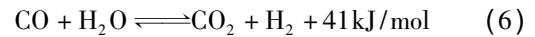
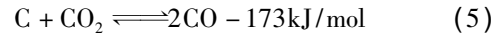
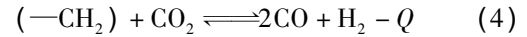
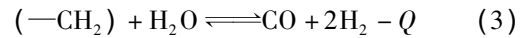
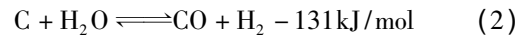
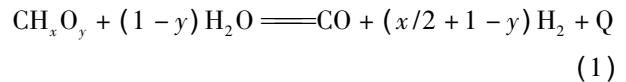


表2 为不同反应温度下的气化实验结果,可看出, H_2 浓度从800℃ 的36.63% 升高到950℃ 时的59.42%,反应(1)~(5)为吸热反应,反应温度越高,越有利于 H_2 的产生。同时由于反应(5)也是吸热反应,过高的反应温度将造成CO 的分压增大,这又使反应(1)~(4)向逆方向移动,不利于 H_2 的生产。CO 浓度在12.25%~20.55% 之间波动。 CH_4 浓度随反应温度的增加呈下降趋势,这主要是因为反应(7)为放热反应,反应温度升高不利于 CH_4 的产生。比较反应式(1)~(8)可发现,除了反应(6)、(7)为轻微放热反应外^[10],其他水蒸气气化反应均为吸热反应,因而从化学平衡的观点来看,提高温度有利于吸热反应的进行。 H_2 产生的反应多为吸热反应,提高反应温度有利于 H_2 的产生。水蒸气与红热的炭的正反应为吸热反应,增加温度有利于反应(2)和(8)的

表2 不同反应温度下的实验结果

Table 2 Experimental results of tests varying reactor temperature

实验序号	1	2	3	4
固定床温度/℃	800	850	900	950
H_2	36.63	52.08	50.94	59.42
CO	20.55	12.25	14.42	12.57
气体组分/%				
CH_4	10.84	6.91	5.25	3.68
CO_2	28.89	26.81	27.90	23.62
$\text{C}_2\text{-C}_3$	3.15	1.89	1.50	0.71
气体低热值/ $\text{MJ}\cdot\text{m}^{-3}$	12.58	10.92	10.22	9.81
气体密度/ $\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$	0.81	0.66	0.69	0.59
产气率/ $\text{m}^3\cdot\text{kg}^{-1}$	0.67	1.16	0.80	1.35
产氢率/ $\text{g}\cdot\text{kg}^{-1}$	21.91	53.94	36.39	71.63
气化效率	0.45	0.68	0.44	0.72

发生,但生成 CO 和 CO_2 的反应平衡常数不同。根据文献 [11] 报道,当温度较低时反应有利于 CO_2 的生成,当温度较高时 CO_2 产量越小。由于反应 (7) 是放热反应, CH_4 是稳定的化合物,但当温度高于 600°C 时, CH_4 不再热稳定,因而反应将向逆方向进行, C 将以炭黑形式析出 [12]。因而 CH_4 含量会随着温度的升高而降低,该结果与文献 [11 ~ 13] 的结论一致。温度的升高,导致物料表面产生更多能量大于气化反应所需活化能的 C 分子,这些 C 分子将和气相的其他生成物发生更激烈的碰撞,从而加大气化反应的速率,同时温度的升高也会加快物料中心水分及挥发分的析出,导致物料破碎而增加了参加气化反应的物料的表面积,提高了产气率。产氢率从 800°C 的 21.91g/kg 生物质增加到 71.63g/kg 生物质,气化效率在 $45\% \sim 72\%$ 之间变化。

2.2 水蒸气流量率

水蒸气流量率也是影响生物质气化产气的重要参数。水蒸气流量率越大,气化炉内水蒸气分压越大,生物质物料和水蒸气发生反应的程度越深。炭与水蒸气进行气化反应时,一般会经历 3 个阶段:①水蒸气分子扩散到炭表面,并被炭的表面吸附;②水蒸气在炭的内外表面上进行化学反应;③生成物从炭表面脱附,扩散到气体主体中 [10]。

图 4 为本文选取的气化温度为 850°C 、粒径为 20 目的 100g 白松木屑在 3 个不同水蒸气流量率 12.7、16.4 和 20.2g/min 的气化产气瞬时流量曲线。从图 4 可见,除在反应的初期,水蒸气流量为 12.7g/min 时产气量明显大于其他两个流量下的产气量外,在其他时刻,水蒸气流量率为 20.2g/min 时的气化产气量最大。这主要是因为水蒸气流量越大,参加反应的水蒸气越多,水蒸气和焦炭反应生成的气体越多。

图 5 为不同水蒸气流量率下 H_2 浓度的变化曲线。气化气中的 H_2 浓度在前 3 分钟增幅较大,随后增幅减缓,18min 以后 H_2 浓度基本趋于平稳。从图中可看出水蒸气流量率为 20.2g/min 时,在反应后的 8min 内 H_2 浓度最小,这主要是由于从反应开始,大流量率的水蒸气供给造成了反应初期热解反应产生的 CO 、 CH_4 等气体在反应炉内停留时间的减少,从而影响了二次重整反应的发生;随后该流量下的 H_2 浓度逐渐增大,最后大于其他两种流量下的 H_2 浓度。

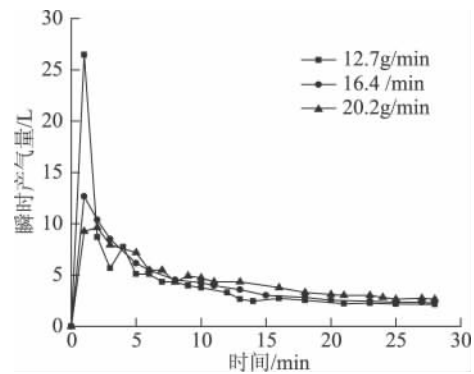


图 4 水蒸气流量率对气化产气瞬时流量的影响

Fig. 4 Effect of steam flow rate on biogas production

这主要是因为,在反应的后半段,热解反应逐渐衰减,而反应 (2)、(6) 和 (8) 逐渐增强,最后变为主导反应,而在大流量率水蒸气条件下,强化了这 3 个反应的发生。

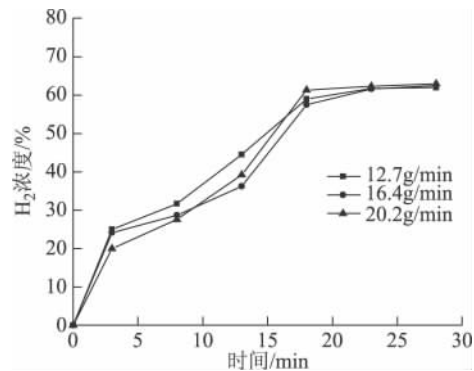


图 5 水蒸气流量率对 H_2 浓度的影响

Fig. 5 Effect of steam flow rate on H_2 concentration

气化反应中,物料与水蒸气的反应在实际过程中经历了扩散控制和反应控制两个阶段 [12]。在扩散控制阶段,由于进入气化炉内的水蒸气温度较高,扩散到物料表面的水蒸气直接进行反应,由于反应初期物料的致密性以及热解反应造成的挥发分的析出,导致水蒸气向物料表面内部扩散的量较少,使气化反应因没有足够的反应物而不能充分发生,因此总反应速率由水蒸气扩散到炭表面的速率决定;在反应控制阶段,由于热解反应减弱,经前期的反应后,物料层内部发生破裂和挥发分析出过程的结束,使水蒸气有效扩散到炭层表面,水蒸气直接与炭反应,化学反应充分发生。这个阶段,反应速率受化学反应速率控制。表 3 为不同水蒸气流量率下的实验结果。从表中可看出 H_2 的平均浓度变化不大,由于实验中的水蒸气供应量较大,反应时间内总 Steam/

Biomass (S/B) 分别达到 3.56、4.59 和 5.66, 因此在这种大 S/B 条件下, H_2 的平均浓度变化不大。CO 平均浓度随着蒸汽流率的增加略有增大。气体平均热值相差也不大, 在 11.87 ~ 12.04 kJ/m^3 范围内变化。水蒸气流率为 20.2 g/min 时的氢气产率最大。

表 3 不同水蒸气流率下的实验结果

Table 3 Experimental results of tests varying steam flow rate

实验序号	1	2	3
水蒸气流率/ $g \cdot min^{-1}$	12.7	16.4	20.2
H_2	39.84	39.16	40.91
CO	18.13	18.69	18.92
气体组分/%			
CH_4	9.69	9.85	8.78
CO_2	29.41	29.51	28.50
C_2-C_3	2.75	2.77	2.79
气体低热值/ $MJ \cdot m^{-3}$	11.98	12.04	11.87
气体密度/ $kg \cdot m^{-3}$	0.78	0.79	0.77
产气率/ $m^3 \cdot kg^{-1}$	0.70	0.68	0.74
产氢率/ $g \cdot kg^{-1}$	24.87	23.80	27.15
气化效率/%	45	44	47

2.3 粒径对气化产气的影响

图 6 给出在反应温度为 850 $^{\circ}C$ 、水蒸气流率为 16.4 g/min , 100g 白松木屑在不同给料粒径条件下的气化产气瞬时流量变化曲线。从图 6 可见, 3 种粒径的气体瞬时产量在前 3 分钟均达到最大。粒径为 10 目的物料产气最大瞬时产气量最大, 此外依次为 20 目和 60 目。随后瞬时产气量均逐渐下降, 最后趋于平稳。气化过程中的 H_2 瞬时浓度变化不明显(图 7)。

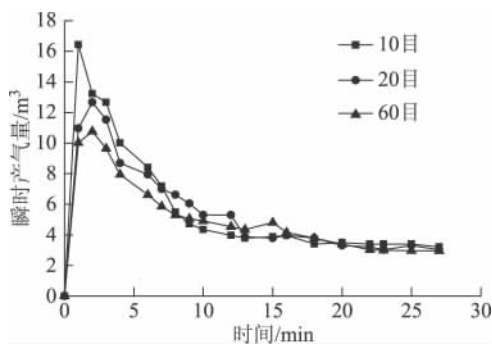


图 6 料粒径对气化产气瞬时流量的影响

Fig. 6 Effect of particle size on biogas production

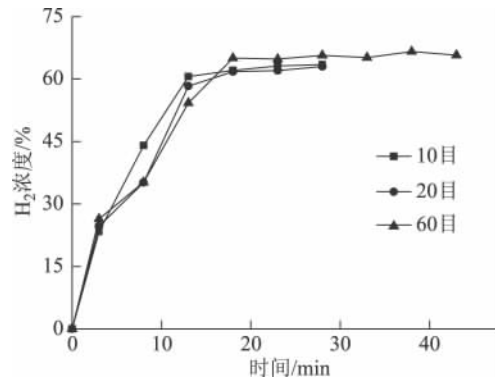


图 7 不同给料粒径气化产气 H_2 浓度曲线

Fig. 7 Effect of particle size on H_2 concentration

表 4 为不同给料粒径的气化实验结果。可以看出, H_2 平均浓度随着给料粒径的减小而增大, 从 10 目的 45.23% 增大到 60 目的 52.16%。这与文献 [14] 的研究结论一致。在生物质气化过程中, 当生物质粒径较小时, 气化过程主要是由反应动力学速率控制的; 而当粒径较大时, 气化过程中还同时受传热和传质现象控制。从而对产物分布造成了影响 [15]。 CH_4 浓度在 20 目时最大, 达到 7.49%。 CO 浓度随目数的增大而减少, CO_2 的浓度则表现出随粒径的减少而减少的趋势, 这主要是因为, 在气化炉中生成 CO 的反应速率小于 CO_2 的生成速率 [16, 17]。吕鹏梅等 [18] 在研究了流化床中对松树锯末空气-水蒸气气化中不同粒径下气体组分的变化也发现, CO_2 浓度随粒径减小而减少。这主要因为粒径越小, 气化过程主要通过反应动力学控制。随着粒径的增加, 气体扩散过程影响增加。

表 4 不同给料粒径的气化实验结果

Table 4 Experimental results of tests varying particle sizes

实验序号	1	2	3
粒径/目	10	20	60
H_2	45.23	46.55	52.16
CO	17.43	16.15	12.27
气体组分/%			
CH_4	7.24	7.49	6.92
CO_2	28.20	27.73	26.84
C_2-C_3	1.86	2.12	1.95
气体低热值/ $MJ \cdot m^{-3}$	10.95	11.22	10.93
气体密度/ $kg \cdot m^{-3}$	0.72	0.73	0.66
产气率/ $m^3 \cdot kg^{-1}$	0.96	0.90	0.84
产氢率/ $g \cdot kg^{-1}$	39.83	35.93	39.09
气化效率/%	57	55	50

3 结 论

1) 温度对生物质气化有显著影响,气体产率的瞬时流率和气体浓度在不同温度条件下不同,氢产率随着温度的升高而增加,从 800℃的 21.91g/(kg 生物质)增加到 950℃的 71.63g/(kg 生物质);气化产气平均浓度随着温度的升高而增加,从 800℃的 36.63%增加到 950℃的 59.42%。气化效率在 45% ~ 72% 之间变化。

2) 水蒸气对生物质气化的影响表现在热解气化反应受气体扩散与化学反应速率两个因素共同影响。在实验条件下,水蒸气流率为 20.2g/min 时的气化产气量最大,氢气产率亦为最大,不同水蒸气流率下 H₂ 的平均浓度变化不大,CO 平均浓度随着蒸汽流率的增加略有增大。气体平均热值在 11.87 ~ 12.04kJ/m³。

3) 随着生物质粒径的减小,气化气体产率和气化效率均减小,产氢平均浓度逐渐增加,从 10 目的 45.23% 增大到 60 目的 52.16%。

[参考文献]

- [1] 吴创之,马隆龙. 生物质能现代化利用技术[M]. 北京: 化学工业出版社, 2003.
- [1] Wu Chuangzhi, Ma Longlong. Modernization technologies of biomass utilization[M]. Beijing: Chemical Industry Press, 2003.
- [2] 邱钟明,陈 砾. 生物质气化技术研究现状及发展前景[J]. 可再生能源, 2002, (4): 16—19.
- [2] Qiu Zhongming, Chen Li. Progress and prospect of biomass gasification [J]. Renewable Energy, 2002, (4): 16—19.
- [3] 裴爱霞,郭烈锦,金 辉. 超临界水中花生壳气化制氢的实验及机理研究[J]. 西安交通大学学报, 2006, 40(11): 1263—1267.
- [3] Pei Aixia, Guo Liejin, Jin Hui. Experimental research on catalysts and their catalytic mechanism for hydrogen production by gasification of peanut shell in supercritical water[J]. Journal of Xi'an Jiaotong University, 2006, 40(11): 1263—1267.
- [4] 吕友军,张西民,冀承猛,等. 玉米芯在超临界水中气化制氢实验研究[J]. 太阳能学报, 2006, 27(4): 335—339.
- [4] Lv Youjun, Zhang Ximin, Ji Chengmeng, et al. Experimental investigation on hydrogen production by corn cob gasification in supercritical water [J]. Acta Energetica Solaris Sinica, 2006, 27(4): 335—339.
- [5] 毛肖岸,郝小红,郭烈锦,等. 超临界水中纤维素气化制氢的实验研究[J]. 工程热物理学报, 2003, 24(3): 388—390.
- [5] Mao Xiaohan, Hao Xiaohong, Guo Liejin, et al. Experimental study of hydrogen production by cellulose gasification in supercritical water [J]. Journal of Engineering Thermophysics, 2003, 24(3): 388—390.
- [6] 廖 强,朱跃钊. 林木废弃物固定床气化试验研究[J]. 农机化研究, 2008, (6): 149—152.
- [6] Liao Qiang, Zhu Yuezhao. Experimental investigations of forestry waste gasification in fixed-bed gasifier [J]. Journal of Agricultural Mechanization Research, 2008, (6): 149—152.
- [7] 谢玉荣,沈来宏,肖 军,等. 生物质催化气化重整制取富氢气体的实验研究[J]. 西安交通大学学报, 2008, 42(5): 634—638.
- [7] Xie Yurong, Shen Laihong, Xiao Jun, et al. Experimental research on biomass gasification and reforming to produce hydrogen-rich gas [J]. Journal of Xi'an Jiaotong University, 2008, 42(5): 634—638.
- [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.
- [8] Zhao Xianguo, Chang Jie, Lv Pengmei, et al. The study of biomass oxygen rich-steam gasification to produce hydrogen rich gas [J]. Acta Energetica Solaris Sinica, 2006, 27(7): 677—681.
- [9] Saxena R C, Seal D, Kumar S, et al. Thermochemical routes for hydrogen rich gas from biomass: A review [J]. Renewable and Sustainable Energy Reviews, 2008, 12(7): 1909—1927.
- [10] 傅献彩,陈瑞华. 物理化学(下册) [M]. 北京: 人民教育出版社, 1979.
- [10] Fu Xiancai, Chen Ruihua. Physical chemistry (II) [M]. Beijing: People's Education Press, 1979.
- [11] 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.
- [11] Lv Pengmei, Xiong Zuhong, Wang Tiejun, et al. Biomass gasification in a fluidized bed to produce hydrogen rich gas [J]. Acta Energetica Solaris Sinica, 2003, 24(6): 758—764.
- [12] 孙云娟,蒋剑春. 生物质热解气化行为的研究[J]. 林产化学与工业, 2007, 27(3): 16—20.

- [12] Sun Yunjuan, Jiang Jianchun. Study on biomass pyrolysis and gasification [J]. *Chemistry and Industry of Forest Products*, 2007, 27(3): 16—20.
- [13] 杨国来, 陈汉平, 米 铁, 等. 不同因素对生物质气化产出气特性的影响 [J]. *可再生能源*, 2007, 25(3): 34—38.
- [13] Yang Guolai, Chen Hanping, Mi Tie, et al. Influence of different procedure parameters on the characteristics of producer gas from biomass gasification [J]. *Renewable Energy Resources*, 2007, 25(3): 34—38.
- [14] Li Shiguang, Xu Shaoping, Liu Shuqin, et al. Fast pyrolysis of biomass in free-fall reactor for hydrogen-rich gas [J]. *Fuel Processing Technology*, 2004, 85 (8-10): 1201—1211.
- [15] 李水清, 李爱民, 严建华, 等. 生物质废弃物在回转窑内热解研究—I: 热解条件对热解产物分布的影响 [J]. *太阳能学报*, 2000, 21(4): 333—340.
- [15] Li Shuiqing, Li Aimin, Yan Jianhua, et al. Pyrolysis of the biomass wastes in a rotary kiln—I: Influence of reaction condition on pyrolysis product distribution [J]. *Acta Energetica Solaris Sinica*, 2000, 21 (4): 333—340.
- [16] 张晓东, 周劲松, 骆仲决, 等. 生物质热解煤气中焦油含量的影响因素 [J]. *燃烧科学与技术*, 2003, 9(4): 229—234.
- [16] Zhang Xiaodong, Zhou Jinsong, Luo Zhongyang, et al. Influence of pyrolysis parameters on tar content in the gas [J]. *Journal of Combustion Science and Technology*, 2003, 9(4): 229—234.
- [17] Mininni G, Braguglia C M, Marani D. Partitioning of Cr, Cu, Pb and Zn in sewage sludge incineration by rotary kiln and fluidized bed furnaces [J]. *Waste Science and Technology*, 2000, 41(8): 61—68.
- [18] Lv Pengmei, Xiong Z H, Chang J, et al. Biomass air-steam gasification in a fluidized bed to produce hydrogen-rich gas [J]. *Energy & Fuels*, 2003, 17(3): 677—682.

HYDROGEN PRODUCTION OF BIOMASS HIGH STEAM TEMPERATURE GASIFICATION AND REFORMING

Gao Ningbo^{1,2}, Li Aimin¹, Quan Cui¹

(1. School of Environmental & Biological Science & Technology, Dalian University of Technology, Key Laboratory of Industrial Ecology and Environmental Engineering, MOE, Dalian 116024, China;

2. State Key Laboratory of Multiphase Complex Systems, Beijing 100190, China)

Abstract: The type of sequence batch biomass (pine dust) high steam temperature gasification was studied on fixed-bed gasifier combined with a porous ceramic reformer. Reaction temperature, steam flow rate and particle sizes as different effect factors were studied on producer gas composition. The experimental results showed that H₂ production increases from 21.91g/kg biomass to 71.63g/kg biomass as reaction temperature increases from 800 to 950°C. With increase of steam flow rate, the average value of concentration of H₂ shows slight fluctuation. The concentration of carbon monoxide increase slightly and low heating value (LHV) changed between 11.87 and 12.04kJ/m³, H₂ production reach maximum value as steam flow rate is 20.2g/min. Producer gas production declined with decreasing particle sizes of biomass.

Keywords: Biomass; gasification; reforming; hydrogen production