

气化剂预热温度对加压喷动流化床 煤部分气化的影响

肖睿, 金保升, 周宏仓, 黄亚继, 章名耀

(东南大学洁净煤燃烧与发电技术教育部重点实验室, 江苏省南京市 210096)

EFFECT OF GASIFYING AGENT PREHEATED TEMPERATURE ON PARTIAL GASIFICATION OF COAL IN A PRESSURIZED SPOUT-FLUID BED

XIAO Rui, JIN Bao-sheng, ZHOU Hong-cang, HUANG Ya-ji, ZHANG Ming-yao

(Education Ministry Key Laboratory on Clean Coal Power Generation and Combustion Technology, Southeast University, Nanjing 210096, Jiangsu Province, China)

ABSTRACT: High temperature air gasification of coal in a 0.1MW thermal input pressurized spout-fluid bed was successfully realized, and the effect of air/steam preheated temperature on coal partial gasification characteristics was investigated in this work. The tests results indicated that the gas heating value was increased by 23% when the gasifying agent preheated temperature increased from 300°C to 700°C due to the decrease of the concentration of nitrogen in the gas. The concentration of hydrogen and carbon monoxide in the gas were increased from 10.6% and 10.5% to 15.2% and 12.2% respectively, while the concentration of nitrogen and carbon dioxide were decreased from 60.3% and 15.3% to 55.7% and 13.5% respectively, and the concentration of methane kept constant with an increase of preheated air/steam temperature from 300 °C to 700 °C. Increasing the gasifying agent temperature would increase the gasification efficiency from 48.7% to 59.6%. The carbon conversion and dry gas yield were almost constant regardless of the preheated air/steam temperature.

KEY WORDS: Thermal power engineering; High temperature air; Coal gasification; Spout-fluid bed; Pressure

摘要: 在 0.1MW 加压喷动流化床气化试验装置上成功验证了高温气化介质煤气化新概念, 并对气化介质预热温度对煤部分气化特性的影响进行了研究。结果表明, 气化介质温度从 300°C 提高到 700°C 后, 煤气中 N₂ 浓度降低导致煤气热值增加幅度达 23%, 煤气中可燃组分 H₂ 和 CO 浓度分别从 10.6% 和 10.5% 上升到 15.2% 和 12.2%, 不可燃组分 N₂ 和 CO₂

浓度从 60.3% 和 15.3% 降低到 55.7% 和 13.5%, 而甲烷含量基本不变; 相应的冷煤气效率由 48.7% 增加到 59.6%。气化介质预热温度的变化对碳转化率和干煤气产率影响不大。

关键词: 热能动力工程; 高温空气; 煤气化; 喷动流化床; 压力

1 引言

第二代增压流化床联合循环发电系统(2G PFBC)中的前置部分气化炉采用空气/蒸汽作为气化介质, 产生低热值煤气和半焦, 提供下游的燃气轮机和增压鼓泡床或循环流化床燃烧炉系统发电。目前国内外正在研发的 2G PFBC 部分气化炉基本上采用空气鼓风流化床气化方式, 并进行了大量的研究^[1-6]。为适应我国储量巨大的高灰、高硫低热值的劣质煤, 以及生物质和煤的混合燃料, 提高应用这些劣质燃料生产的煤气发热量, 以满足燃气透平对入口煤气热值的要求, 近年来许多粉煤流化床气化技术的开发工作也是针对提高煤气热值进行的, 如东南大学流化床间接燃烧-气化的设想^[7]。华中科技大学开发了飞灰循环流化床水煤气炉工艺^[8]。随着蜂窝式陶瓷蓄热体高温空气预热器等新技术的开发成功, 已广泛应用高温空气燃烧领域^[9-11], 使高温空气气化设想成为可能。上世纪末, 日本东京工业大学的 Yoshikawa 等人提出了由蜂窝式陶瓷蓄热体和卵石气流床反应器为主构成的 MEET(Multistaged Enthalpy Extraction Technology) 气化系统^[12], 并成功进行了生物质气化, 燃气热值显著提高^[13]。本文提出了高温气化介质煤气化以提

基金项目: 国家重点基础研究发展规划项目(2005CB221202)。

Project Subsidized by the Special Funds for Major State Basic Research Projects of China (2005CB221202).

高煤气热值的技术路线, 并采用高温空气/蒸汽在喷动流化床内进行煤部分气化研究, 验证其可行性并考察高温空气/蒸汽对煤部分气化特性的影响。

2 试验

2.1 试验装置

试验装置系统流程图如图1所示。系统主要由以下几个主要部分组成: 高温空气/蒸汽发生系统、加煤和排渣系统、气化炉本体, 尾部煤气净化、取样和燃烧系统以及温度、压力和压差测量系统。系统流程如下: 压缩空气进入低温空气加热器加热到400℃, 小型蒸汽锅炉产生的饱和蒸汽先进入过热器加热到300℃, 然后与空气混合后进入高温空气/蒸汽加热器二次加热至700℃, 再经过节流孔板流量分配器分成喷动风和流化风进入气化炉本体。煤靠自重落入气化炉中, 加煤量由星形加料器控制, 气化炉本体为喷动流化床形式, 反应器内径80mm, 高4200mm, 布风板为“V”形结构, 锥角60°, 在锥形布风板上嵌有24个等间距的定向风帽, 开孔率1.5%, 中心喷管内径10mm, 下部密相区和上部自由空间设有电加热系统以补偿散热。气化炉产生的粗煤气进入旋风除尘器分离煤气中的飞灰, 然后经煤气冷却器冷却, 出口的冷煤气经煤气取样装置取样后在燃烧器内燃烧后排空。

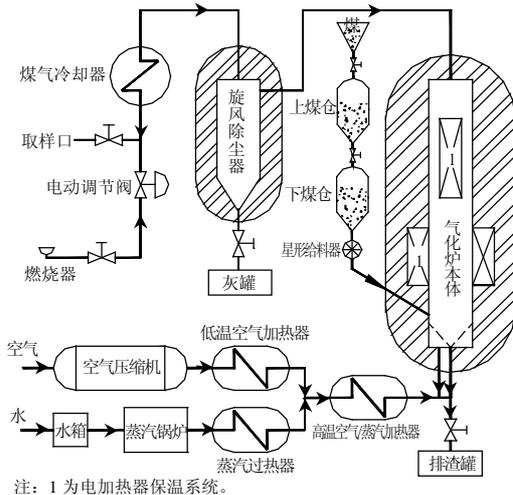


图1 0.1MW 加压喷动流化床煤气化试验系统流程图
Fig. 1 Schematic of 0.1 MW pressurized spout-fluid gasifier

2.2 试验用煤和床料

试验用煤为徐州烟煤, 平均粒径0.6761mm, 真实密度为1375kg/m³, 煤的工业分析和元素分析见表1。启动时使用的床料为宽筛分的流化床锅炉底渣, 平均粒径为0.7509mm。

表1 试验用煤的工业分析和元素分析
Tab.1 Proximate and ultimate analysis of coal

| 元素分析/% | | 工业分析 | |
|-----------------|-------|-----------------------------|-------|
| C _{ad} | 59.75 | M _{ad} / % | 2.80 |
| H _{ad} | 3.79 | V _{ad} / % | 28.14 |
| O _{ad} | 8.83 | FC _{ad} / % | 45.82 |
| N _{ad} | 1.14 | A _{ad} / % | 23.24 |
| S _{ad} | 0.45 | Q _{ad.net} / MJ/kg | 23.22 |

2.3 数据分析与处理方法

煤气成分测量所用的实验仪器为上海分析仪器厂生产的GC-1102型气相色谱仪和浙江大学信息工程研究所开发研制的N2000色谱工作站。标定用的标准气体由南京分析仪器厂气体分厂生产。煤气的高、低位热值、干煤气产率和碳转化率计算公式为

(1) 干煤气热值

$$Q_{HHV} = (X_{CO} \times 3018 + X_{H_2} \times 3052 + X_{CH_4} \times 9500) \times 0.01 \times 4.1868 \text{ (kJ/Nm}^3\text{)} \quad (1)$$

$$Q_{LHV} = (X_{CO} \times 3018 + X_{H_2} \times 2581 + X_{CH_4} \times 8558) \times 0.01 \times 4.1868 \text{ (kJ/Nm}^3\text{)} \quad (2)$$

其中, X_{CO}, X_{H₂}, X_{CH₄}分别为干煤气中可燃气体组份CO, H₂, CH₄所占体积百分含量。如不特殊说明, 下面所提到的煤气热值均为高位热值。

(2) 干煤气产率

实际的干煤气产率采用氮平衡公式计算

$$Y = \frac{Q_a \times 79\%}{W_c X_{N_2}} \quad (3)$$

式中 Q_a 为空气的体积流量, Nm³/h; W_c 为给煤量, kg/h; X_{N₂} 为干煤气中氮气体积百分数。

(3) 碳转化率

在气化过程中, 煤中碳将转变成煤气中的CO、CO₂、CH₄和其它碳氢化合物, 未转化的碳则残留在飞灰和底渣中从气化炉排出。因此碳转化率可依下式计算:

$$X_C = \frac{Y [X_{CO} + X_{CO_2} + X_{CH_4} + 2(X_{C_2H_4} + X_{C_2H_6} + X_{C_2H_2})] \times 12}{22.4 \times C_c} \times 100\% \quad (4)$$

式中 Y 为干煤气产率, Nm³/kg; C_c 为煤元素分析中碳元素的质量百分含量; 其它为干煤气中体积百分含量。

(4) 冷煤气效率

$$h = \frac{Q_g \times Y}{Q_c} \quad (5)$$

式中 Q_g 为冷煤气热值, kJ/Nm³; Q_c 为煤发热值,

kJ/kg ; Y 为干煤气产率, Nm^3/kg 。

3 结果分析与讨论

3.1 气化炉内温度分布

图 2 是在气化炉压力 P 为 0.3MPa , 空气/蒸汽入炉温度为 700°C , 空气系数(进入气化炉的空气量与理论空气量的比值, 简称 ER, 下同)为 0.36 , 汽煤比(蒸汽与煤质量比)为 0.4 以及静止床高 $H=300\text{mm}$ 时气化炉内床温沿床高的分布。从图中可以看到, 处于床内密相区两点温度(分别距喷管 140mm 和 290mm)为 948°C 和 942°C , 仅相差 6°C 。气体在密相区上方温度衰减较快, 悬浮区两点温度(分别距喷管 1500mm 和 3380mm)与气化炉出口温度分别为 891°C 、 743°C 和 687°C , 与炉内温度最高点相差了 57°C 、 205°C 和 267°C 。在密相区, 气固混合强烈, 各点温度相差不大, 并没有出现因气化剂预热温度高, 气化炉底部区域出现超温和结焦等不良状况; 而稀相区, 虽然有内置电加热式予以补偿, 但散热损失依然存在, 同时由于煤气量小及气体热容量小导致温度衰减更快。温度的衰减使得悬浮空间气化反应减弱, 进而影响到煤气的质量和碳转化率。喷动流化床气化炉密相区在温度分布上一个重要特点是中心喷动区和周边环形区存在温差, 喷动区温度一般比环形区高 $20\sim 30^\circ\text{C}$, 如图 3 所示。在中心喷动区, 高速空气射流造成中心区局部氧浓度高于环形区, 造成喷动区以燃烧反应为主, 而环形

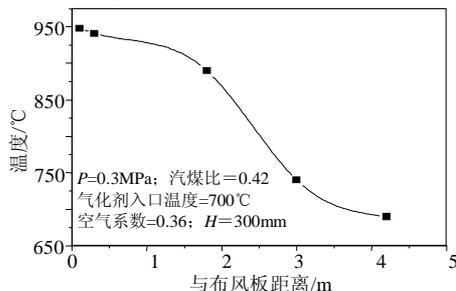


图 2 床温沿气化炉高度的变化

Fig. 2 Temperature distribution across gasifier

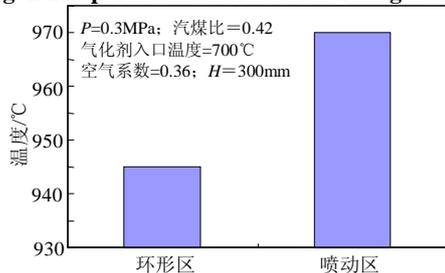


图 3 喷动区与环形区温差

Fig. 3 Temperature different of spouting and annulus section

区以气化反应占优势。这与流化床密相区径向温度均匀分布有所不同。喷动区的相对高温有利于煤中挥发分的快速释放, 也是国内外选择喷动流化床作为 2G PFBC 系统部分气化炉炉型的主要原因之一。

3.2 气化剂不同预热温度下煤部分气化试验结果与分析

采用 300°C 、 500°C 和 700°C 3 种不同气化剂预热温度, 在加压喷动流化床中进行煤部分气化试验, 其结果与工况参数示于表 2。

表 2 不同气化剂预热温度下煤部分气化试验结果
Tab. 2 Coal partial gasification results at various gasifying agent temperatures

| 项目 | 参数 | 数值 | 数值 | 数值 |
|------|--|------|------|------|
| 工况参数 | 气化剂预热温度/ $^\circ\text{C}$ | 300 | 500 | 700 |
| | 试验压力/ MPa | 0.3 | 0.3 | 0.3 |
| | 静止床高/ mm | 300 | 300 | 300 |
| | 气化温度/ $^\circ\text{C}$ | 940 | 940 | 940 |
| | 空气系数 | 0.42 | 0.38 | 0.36 |
| 煤气组成 | H_2 / % | 10.6 | 12.3 | 15.2 |
| | CO / % | 10.5 | 11.8 | 12.2 |
| | CO_2 / % | 15.3 | 14.3 | 13.5 |
| | CH_4 / % | 2.3 | 2.4 | 2.4 |
| | N_2 / % | 60.3 | 58.2 | 55.7 |
| 试验结果 | 煤气热值/ $(\text{kJ}\cdot\text{Nm}^{-3})$ | 3595 | 4017 | 4438 |
| | 煤气产率/ $(\text{Nm}^3\cdot\text{kg}^{-1})$ | 3.14 | 3.12 | 3.12 |
| | 碳转化率 / % | 78.9 | 79.3 | 78.3 |
| | 冷煤气效率 / % | 48.7 | 54.0 | 59.6 |

(1) 气化剂预热温度对煤气组分和热值的影响

将气化炉温度和压力分别维持在 940°C 和 0.3MPa , 此时静止床高为 300mm , 在不同的气化剂预热温度(300°C 、 500°C 和 700°C)下进行煤气化试验, 得到的包括氮气在内的煤气成分如表 2 所示。表中表明, 提高空气/蒸汽预热温度有利于煤气质量的改善, 即煤气中可燃物组分浓度增加。煤气中 H_2 浓度增加最为明显, 由 300°C 的 10.6% 提高到 15.2% , CO 浓度也有一定的提高, 由 10.5% 增加到 12.2% , 而 CH_4 浓度变化不大, 300°C 、 500°C 和 700°C 时分别为 2.3% 、 2.4% 和 2.4% ; 与之对应的是 N_2 浓度由 60.3% 下降到 55.7% , CO_2 浓度由 15.3% 下降到 13.5% 。在气化反应过程中, 加入空气(或纯氧)等氧化剂的目的是利用它们与煤燃烧来提供气化反应所需的反应热, 维持气化炉内部热量平衡来保障气化炉温度, 随着气化剂预热温度的增加, 随气化剂带入气化炉的显热增加, 需要的空气量将减少, 空气系数由气化剂预热温度为 300°C 时的 0.42 降低到 700°C 时的 0.36 。因此随空气进入到煤气中的 N_2 浓度下降, 相应地空气与煤燃烧生成的 CO_2 浓度也将降低。由于 N_2 和 CO_2 浓度的下降, 煤气中其它成分如 H_2 、 CO 和 CH_4 浓度会上升, 但幅度又有所不

同。由于入口蒸汽温度的增加,在维持气化炉温度的前提下,可以适当提高蒸汽的加入量,这有利于气化反应中的水煤气反应和水汽转换反应的进行,这两个反应均生成 H_2 ,故煤气中 H_2 浓度大幅增加。气化剂入口温度对于 CO 的影响则不尽相同,水煤气反应生成 CO ,而水汽转换反应则消耗 CO ,表现在 CO 浓度增加幅度不如 H_2 那么明显。气化介质入口温度的增加所形成的入口处局部高温将促进由挥发分生成的 CH_4 分解,但 H_2 浓度的提高又有利于甲烷化反应,这两种因素造成了 CH_4 浓度变化不大。

表 2 还显示了空气/蒸汽预热温度对煤气热值的影响。从表中可以看到,提高气化炉空气/蒸汽入口温度,煤气热值增加明显,由 $300^\circ C$ 时的 $3595 kJ/Nm^3$ 增加到 $700^\circ C$ 时的 $4438 kJ/Nm^3$,增加幅度达 23%。煤气热值的提高主要应归结到由于空气/蒸汽预热温度增加,入口空气量减少,煤气中不能燃烧的惰性气体如 N_2 和 CO_2 浓度降低。值得一提的是, Sugiyama 等^[14]采用高温空气/蒸汽在卵石气流床气化炉进行了煤气化试验,空气/蒸汽预热温度达 $1000^\circ C$,所得煤气最高热值为 $5080 kJ/Nm^3$,略高于本试验获得的煤气热值,从上升的趋势来看,如预热温度达 $1000^\circ C$,本实验的煤气热值也可达到在卵石气流床获得的数值。

(2) 气化剂预热温度对干煤气产率、碳转化率和冷煤气效率的影响

表 2 给出了空气/蒸汽预热温度对产气率、碳转化率和冷煤气效率的影响。表中显示,随着空气/蒸汽预热温度的增加,加入的空气量减少,煤气产率略有下降,由 $300^\circ C$ 时的 $3.14 Nm^3/kg(煤)$ 降低到 $700^\circ C$ 时的 $3.12 Nm^3/kg(煤)$,低于空气系数下降幅度 (0.42 到 0.36)。这是因为入口空气/蒸汽温度增加后,通入的蒸汽量和蒸汽的分解率增加,由气化反应生成的 H_2 和 CO 量增加,部分抵消了空气量减少的影响。从总体上来看,空气/蒸汽预热温度对产气率影响不大,特别是在空气/蒸汽预热温度达到 $500^\circ C$ 以后,产气率基本保持不变。表中还表明,对于不同的空气/蒸汽预热温度,碳转化率变化不大,在 78%~80% 范围内波动,空气/蒸汽预热温度为 $500^\circ C$ 时,碳转化率达 79.3%,高于空气/蒸汽预热温度为 $300^\circ C$ 时的 78.9% 和 $700^\circ C$ 的 78.3%。究其原因,入口空气/蒸汽温度较低时,为维持气化炉温度,加入的空气较多,空气系数较高,造成反应中燃烧份额相对较大,众所周知,燃烧反应速率要远高于于气化

反应速率,煤中的碳将较多地转化成 CO_2 ,因此碳转化率较高;相应地,较高的入口空气/蒸汽温度会显著提高气化反应速率,而气化反应加剧会使煤中的碳更多地转化成煤气中的 CO 和 CH_4 ,两者的平衡使得碳转化率不会因燃烧份额的减少而大幅下降。冷煤气效率随着气化剂预热温度由 $300^\circ C$ 增加到 $700^\circ C$,也从 48.7% 显著提高到 59.6%,表明气化剂预热温度的提高对冷煤气效率的提高具有积极作用。

从以上气化剂预热温度对主要气化指标的影响上看,提高气化剂预热温度对煤气化作用是非常正面的,对气化剂过热温度的选择,是一个技术、经济的问题,取决于加热费用和煤气热值提高带来的效益的比较,而对流化床气化工艺而言,气化剂预热温度过高可能会造成床内高温结焦,建议气化剂预热温度不高于 $1000^\circ C$ 。

3.3 高温空气/蒸汽煤气化实验值与理论计算值比较

图 4 表示不同空气/蒸汽预热温度煤气化中煤气热值实验值与理论值的比较。理论计算应用了反应平衡模型,即在绝热(没有炉体散热)的条件下,气化反应达到化学平衡时煤气热值。图中显示,3 个工况下,煤气热值理论值大大高于实验值,比实验值高 45%~50%。主要是 2 个因素造成了的,其一,炉体的散热是主要原因,炉底部温度与出口温度相差近 $300^\circ C$,经估算炉体散热损失在 10%~11% 之间(以输入煤的热量为基数)。Lawrence 等^[15]采用数值模拟的方法分析了散热对煤气成分和热值的影响,认为炉体散热超过 10% 时,将对煤气成分、热值及碳转化率产生极不利的影响,当散热损失为 20% 时,煤气热值仅为理论值的一半,因为炉体散热直接导致了炉内反应温度(包括密相区和悬浮区)

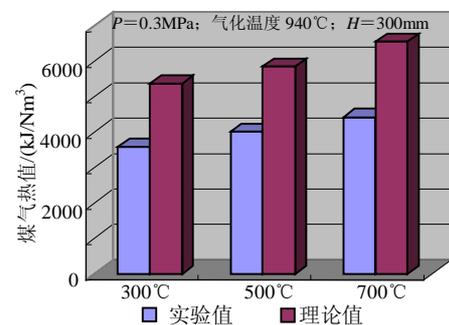


图 4 煤气热值实验值与理论值的比较
Fig. 4 Comparison of experimental and calculated of gas heating value

的下降, 而温度与气化反应速率直接关联, 温度的降低不利于气化反应的进行。其二, 由于反应器限制, 气化反应并没有达到化学平衡。因此, 可以预计, 在大型的气化炉中, 炉体散热损失相对减少, 煤气热值将比相同工况下的小型试验装置高。

4 结论

(1) 试验装置成功地实现了在加压条件下空气/蒸汽等气化介质的高度预热, 入炉气化剂温度稳定运行在 700℃, 并验证高温空气/蒸汽流化床煤气化设想的可行性, 炉内流化状态良好, 气固间以及喷动区和环形区传热迅速, 没有出现由于气化剂的高度预热带来床内密相区高温结焦的现象。

(2) 气化剂预热温度由 300℃ 提高到 700℃ 时, 煤气中可燃组分 H₂、CO 浓度分别从 10.6% 和 10.5% 上升到 15.2% 和 12.2%, 不可燃组分 N₂ 和 CO₂ 浓度分别从 60.3% 和 15.3% 降低到 55.7% 和 13.5%, 而甲烷含量基本不变。

(3) 煤气热值明显提高, 提高幅度达 23%, 冷煤气效率由 48.7% 增加到 59.6%, 同时气化剂预热温度对气化的其它主要指标, 如产气率和碳转化率影响不大。

参考文献

- [1] Wheeldon J M, Bonsu A K, Foote J P *et al.* Commissioning of the circulating PFBC in the foster wheeler advanced PFBC train at the PSDFC[C]. 16th International Conference on Fluidized Bed Combustion. Reno: ASME, 2001.
- [2] Apnold M St J, Gale J J, Laughlin M K. The British coal spouted fluidized bed gasification process[J]. The Canadian Journal of Chemical Engineering, 1992, 70(5): 991-997.
- [3] Takai M, Iiyama N, Usami K *et al.* Development of advanced PFBC technology[C]. Proceedings of the 8th SCEJ Symposium on Fluidization. Kitakyusyu: SCEJ, 2002.
- [4] 黄亚继, 金保升, 仲兆平, 等. 痕量元素在气化产物中分配规律的研究[J]. 中国电机工程学报, 2004, 24(11): 208-212.
Huang Yaji, Jin Baosheng, Zhong Zhaoping *et al.* Study on the distribution of trace elements in gasification products[J]. Proceedings of the CSEE, 2004, 24(11): 208-212.
- [5] 肖睿, 金保升, 熊源泉, 等. 2MW 加压喷动流化床部分气化特性研究[J]. 动力工程, 2005, 25(2): 211-216.
Xiao Rui, Jin Baosheng, Xiong Yuanquan *et al.* Study on partial gasification characteristics of coal in a 2MW pressurized spout-fluid bed[J]. Power Engineering, 2005, 25(2): 211-216.
- [6] 周宏仓, 金保升, 仲兆平, 等. 三种煤的部分气化生成多环芳烃的试验研究[J]. 中国电机工程学报, 2005, 25(2): 156-160.
Zhou Hongcang, Jin Baosheng, Zhong Zhaoping *et al.* Experimental study on polynuclear aromatic hydrocarbons emission from partial gasification of three types of coals[J]. Proceedings of the CSEE, 2005, 25(2): 156-160.
- [7] 向文国, 狄藤藤, 肖军, 等. 新型煤气化间接燃烧联合循环[J]. 中国电机工程学报, 2004, 24(8): 170-174.
Xiang Wenguo, Di Tengfeng, Xiao Jun *et al.* Investigation of a novel gasification chemical looping combustion combined cycle [J]. Proceedings of the CSEE, 2004, 24(8): 170-174.
- [8] 刘武标, 刘德昌, 米铁, 等. 流化床水煤气炉飞灰反应性的实验研究[J]. 中国电机工程学报, 2003, 23(9): 189-192.
Liu Wubiao, Liu Dechang, Mi Tie *et al.* Experimental research on reactivity of fly ash from a fluidized bed water gasifier[J]. Proceedings of the CSEE, 2003, 23(9): 189-192.
- [9] Michael F. Low NO_x combustion technologies for high temperature applications[J]. Energy Conversion & Management, 2001, 42(15/17): 1919-1935.
- [10] 曹小玲, 蒋绍坚, 吴创之, 等. 高温空气发生器热态实验研究[J]. 中国电机工程学报, 2005, 25(2): 109-113.
Cao Xiaoling, Jiang Shaojian, Wu Chuangzhi *et al.* Hot-state experimental research of high temperature air generator [J]. Proceedings of the CSEE, 2005, 25(2): 109-113.
- [11] 蒋绍坚, 艾元方, 彭好义, 等. 高温低氧燃烧技术及其高效低污染特性分析[J]. 中南工业大学学报, 2000, 31(4): 311-314.
Jiang Shaojian, Ai Yuanfang, Peng Haoyi *et al.* High temperature air combustion and its performance analysis[J]. Journal of Central South University of Technology, 2000, 31(4): 311-314.
- [12] Yoshikawa K, Ootsuka T, Katsushima H *et al.* High temperature air coal combustion utilizing multi-staged enthalpy extraction technology [C]. 1997 International Joint Power Generation Conference. New York: ASME, 1997: 279-285.
- [13] Carlson C P P, Yoshikawa K. Development of a high-temperature air-blown gasification system[J]. Bioresource Technology, 2001, 79(3): 231-241.
- [14] Sugiyama S, Suzuki N, Kato Y *et al.* Gasification performance of coals using high temperature air[J]. Energy, 2005, 30(2-4): 399-413.
- [15] Larence J S, Esmail R M, Michael L S. Coal gasification in a transport reactor[J]. Industry Engineering Research, 2001, 40(13): 2782-2792.

收稿日期: 2005-05-13。

作者简介:

肖睿 (1971-), 男, 博士, 副教授, 主要从事洁净煤发电与燃烧和可再生能源利用的研究;

金保升 (1961-), 男, 教授, 博士生导师, 主要从事洁净煤燃烧和固体废弃物能源化研究;