

# 流化床常压空气部分气化和半焦燃烧的试验研究

刘耀鑫<sup>1</sup>, 李润东<sup>1</sup>, 杨天华<sup>1</sup>, 方梦祥<sup>2</sup>, 骆仲泐<sup>2</sup>

- (1. 辽宁省清洁能源重点实验室(沈阳航空工业学院), 辽宁省 沈阳市 110136;
2. 能源清洁利用国家重点实验室(浙江大学), 浙江省 杭州市 310027)

## Experimental Study on Combining Partial Gasification With Air on a Fluidized Bed at Atmospheric Pressure and Semi-coke Combustion

LIU Yao-xin<sup>1</sup>, LI Run-dong<sup>1</sup>, YANG Tian-hua<sup>1</sup>, FANG Meng-xiang<sup>2</sup>, LUO Zhong-yang<sup>2</sup>

- (1. Liaoning Key Laboratory of Clean Energy(Shenyang Institute of Aeronautical Engineering), Shenyang 110136, Liaoning Province, China; 2. State Key Laboratory of Clean Energy Utilization(Zhejiang University), Hangzhou 310027, Zhejiang Province, China)

**ABSTRACT:** For making the investigation on cogeneration scheme, experiments on coal partial gasification with air and semi-coke combustion with Yanzhou coal and Datong coal as fuel were made on the 1 MW pilot plant test facility which consists of a fluidized bed gasifier, a circulating fluidized bed (CFB) combustor, flue gas and fuel gas clean and cool system, data acquisition and control system. The results show that, with air as gasification agent, the system can produce 3~5 MJ/m<sup>3</sup> low heating value gas, fuel conversion efficiency attains 40%~70% in the gasifier, and the residue was converted in the combustor and total conversion efficiency in the system is over 90%. With the bed temperature of the gasifier raising, the carbon conversion efficiency in the gasifier increases and the combustion efficiency of the combustor decreases. CaCO<sub>3</sub> has an effective effect on tar cracking and removal of H<sub>2</sub>S in the gasifier. The sulfur removal efficiency attains 90% with Ca/S molar ratio 3. The fuel feed rate of the gasifier and the temperature of the combustor increase with the air temperature blown into the gasifier increasing.

**KEY WORDS:** circulating fluidized bed; cogeneration; partial gasification; air

**摘要:** 为进行煤的多联产方案研究, 在1 MW循环流化床热电气多联产试验装置上, 选取兖州煤、大同煤为试验煤种进行了部分空气气化和半焦燃烧试验。试验结果表明, 空气部分气化方案得到的煤气热值较低, 为3~5 MJ/m<sup>3</sup>, 在气化炉中的碳转化率为40%~70%, 剩余半焦被送入循环流化床反应器中燃烧, 该系统的总体转化效率为90%左右。气化炉床层温度对气化炉碳转化率影响较大, 随着温度升高其碳转化率明显提高, 而燃烧炉燃烧效率呈下降趋势。石灰石的

加入除了对焦油的裂解有一定的促进作用外, 还具有脱除硫化氢作用, 当[Ca]/[S]为3时, 脱硫效率为90%。气化炉的给煤量、燃烧炉运行温度随气化炉鼓风温度提高而增加。

**关键词:** 循环流化床; 多联产; 部分气化; 空气

## 0 引言

目前煤炭为我国主要能源资源, 煤炭的开发和加工利用成为我国环境污染物排放的主要来源, 随着煤炭消耗的增加, 面临的环境问题越来越多, 环境恶化也越来越严重。寻求资源消耗少, 能源转化率高, 总体排放少的煤炭能源利用系统对我国实现可持续发展战略具有重要意义。

而煤资源往往被作为单一用途来利用, 在这些单个转化过程中要取得较高的转化效率, 往往需要复杂的工艺和较高运行条件来实现, 导致技术复杂, 投资及生产成本低。另外, 在煤单一利用过程中, 不能利用其中有更高价值的成分。煤的多联产技术<sup>[1-3]</sup>以煤炭为原料, 针对煤中不同组分和不同转化阶段反应性不同的特点, 通过把多种煤炭转化技术有机集成在一起, 同时获得多种高附加值的化工产品(如脂肪烃和芳香烃等)、多种洁净的二次能源(气体燃料、液体燃料、电)及其他产品。多联产技术对煤炭实施部分气化、燃烧分级转化, 相对于完全气化复杂的工艺, 技术较简单, 气化成本得以降低, 也有可能用最经济的方法解决煤中污染物的脱除问题。多联产技术追求的是整个系统的资源利用、总体生产效益的最大化和污染物排放的最小化, 而不是一个局部产品生产的效益最大化。

基金项目: 国家重点基础研究发展规划项目(G199902210511)。

Project Supported by Special Funds for Major State Basic Research Projects of China(G199902210511).

煤部分空气气化多联产方案是多联产工艺之一,其系统相对简单,气化介质采用空气,整个系统处于常压状态,运行成本低,气化炉和燃烧炉的物料输送简单,运行可靠。该系统的主要工艺特点如下:煤在常压流化床气化炉中以空气为气化介质进行部分气化反应,产生的煤气经过高温净化后,供燃气轮机发电,也可以作为燃料气或化工原料等;气化炉产生的半焦被送到燃烧炉中燃烧,产生蒸汽用于发电、供热,流程如图 1 所示。

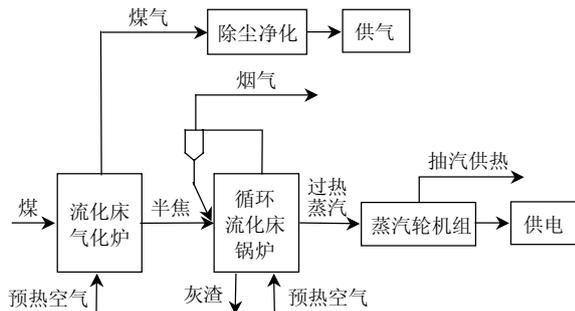


图 1 煤部分空气气化燃烧多联产系统示意图

Fig. 1 Schematic diagram of coal partial gasification with air and combustion cogeneration system

国内外关于煤部分气化、燃烧多联产技术的研究较多,主要有美国 Foster Wheeler 公司、英国 Babcock 公司、美国 WMPI 公司、德士古公司、Sasol Technology 公司、GE 公司、美国空气产品公司、英国 BP 公司等,目前研究主要集中在各种煤炭联产集成系统的概念验证和适宜联产系统的关键技术突破<sup>[4-11]</sup>方面。

国内很多研究单位早在 80 年代就开始提出了多联产概念,对将煤的热解、气化、燃烧相结合的多联产技术进行了探索和研究<sup>[12-15]</sup>,如浙江大学、清华大学提出的以流化床热解为基础的固体热载

热电气三联产技术,北京动力经济研究所、中科院工程热物理研究所提出的以移动床热解为基础的固体热载体热电气三联产技术,中科院过程所提出的煤拔头工艺,大连理工大学提出的褐煤固体干馏技术等。

上述研究方案中,所涉及的系统流程较复杂,而针对工艺相对简单、运行稳定性较好的流化床常压空气部分气化、燃烧多联产方案,开展中试规模的集成试验研究很少。

本文在 1 MW 循环流化床热电气多联产试验装置上进行了煤部分空气气化和半焦燃烧试验研究。

## 1 试验装置与样品分析

### 1.1 试验装置

1 MW 循环流化床热电气多联产试验装置由循环流化床燃烧炉、流化床气化炉、烟风系统、汽水系统、煤气净化系统、数据采集与控制系统等部分组成,如图 2 所示。循环流化床燃烧炉为方形结构,总外形尺寸为 0.91 m×0.91 m×11.2 m,分成 2 段,下部截面为 0.22 m×0.22 m,高 0.8 m,上部截面为 0.31 m×0.31 m,内部采用耐火浇注料,外部用硅酸铝纤维保温,铁板密封。气化炉为一圆形结构,总高为 7.2 m,分上下 2 段,密相区直径为 0.3 m,高 1.2 m,稀相区直径为 0.4 m。气化系统尾部煤气管段设有旁路,通过管路间切换可进行煤气管路飞灰取样。在气化炉至燃烧炉返料管路上设有取样料斗,可以进行返料取样,同时还可以通过关闭返料阀(如关闭 5 min)使物料进入料斗进而测试返料量。试验装置采用比较先进的控制系统,所有的温度、压力、流量等信号都通过 PLC 模块送入计算机,数

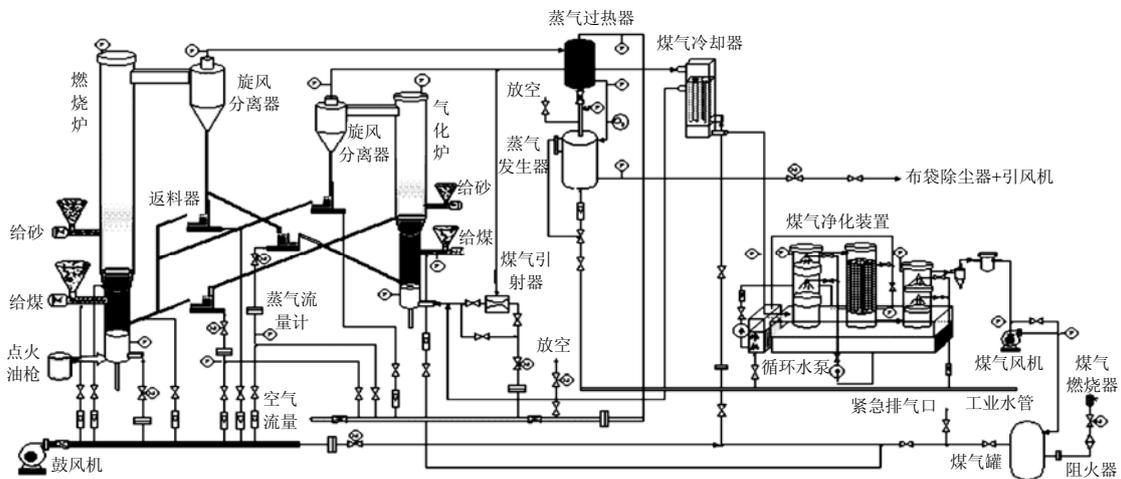


图 2 1 MW 循环流化床多联产试验装置

Fig. 2 1 MW CFB cogeneration pilot plant

据在线显示、存储，一些重要的参数又可以通过模拟表直接读取，系统的运行工况可通过操作台进行调节。煤气成分采用气相色谱 Trace2000 进行测量。自动烟尘测试仪用于飞灰采样，为了满足试验工况调节的需要，循环流化床燃烧炉运行时补给一定的煤量。

### 1.2 给料特性分析

试验用煤为兖州烟煤、大同煤，煤的元素分析和工业分析见表 1。煤粒径分布为 0~8 mm。床料采用石英砂，炉内添加的石灰石为周浦石灰石，粒径分布为 0~2 mm。

表 1 煤样的工业分析、元素分析  
Tab. 1 Proximate and ultimate analysis of coal

样品	工业分析/%				$Q_{net, ad}/$ (kJ/kg)	元素分析/%				
	$M_{ad}$	$A_{ad}$	$V_{ad}$	$FC_{ad}$		$C_{ad}$	$H_{ad}$	$N_{ad}$	$S_{t, ad}$	$O_{ad}$
兖州煤	1.76	25.09	28.58	44.57	24 375	61.16	3.94	1.16	0.34	6.55
大同煤	4.95	28.10	26.69	40.26	22 163	54.01	3.37	1.06	0.67	7.84

## 2 实验结果和分析

### 2.1 系统启动

循环流化床燃烧炉、流化床气化炉分别采用床下热烟气点火和床上点火的启动方式。点火过程中两炉都采用空气鼓风，床层呈流化态。

升温时，分别开启相应点火油枪，加热床层，当床温至 600 °C 时，加少量煤，煤燃烧后炉膛迅速升温，待床温升至所要求的温度后，可停掉油枪，调整各运行参数后，启动相应物料循环返料回路，工况稳定后，即可进行试验研究。图 3 给出了循环流化床燃烧炉、流化床气化炉升温过程趋势变化。可以看出，循环流化床燃烧炉采用床下热烟气点火，床层升温稳定迅速，35 min 左右燃烧炉床层可达到 800 °C；流化床气化炉采用的是床上油枪点火，床层呈微流化态，开启点火油枪待床层上部温度升至

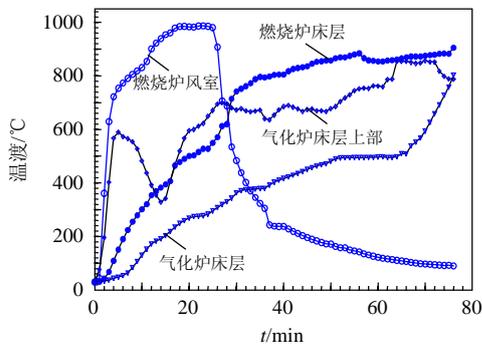


图 3 循环流化床燃烧炉、流化床气化炉启动升温曲线  
Fig. 3 Start-up curve for the CFB combustor and the fluidized bed gasifier

600 °C 时，床料流化剧烈，整个床层下部的冷物料和上部热物料换热迅速，床层上部温度由 600 °C 降至 320 °C，物料开始充分流化后，床层温度快速升高，床上油枪点火方式在物料充分流化的初始阶段床层不稳度、高度变化较大，容易熄灭油枪火焰，使得稳定性较差，且需要时间较长，气化炉床层升至 800 °C 大约需要 75 min。

### 2.2 实验结果分析

#### 2.2.1 气化温度的影响

温度对气化反应具有重要影响<sup>[16-17]</sup>，提高反应温度促进气化反应速率。这主要是由于流化床气化炉密相区内气固两相混合均匀，气化反应接近于非均相化学动力学控制区，而且随着气化反应的进行，煤粒逐渐减小，则完全处在内部化学动力学控制区，即空间气化反应物浓度与颗粒表面及颗粒内部气体反应物浓度一致或总反应速度常数等于化学反应速度常数。而化学反应速度常数与温度  $T$  是指数关系，故提高反应温度可大大提高总反应速度。房倚天等<sup>[18]</sup>研究表明，气化层温度提高 20~30 °C，气化反应速率相应提高 1 倍左右，因此，气化温度对气化过程有决定性影响。图 4~6 给出了兖州烟煤和大同煤气化煤气成分、煤气热值、焦油含量与温度之间的关系，可以看出，当气化炉反应温度由 900 °C 升高到 970 °C 时，兖州烟煤气化煤气中 CO 体积浓度由 5.9% 变为 9.31%，CH<sub>4</sub>、CO<sub>2</sub> 浓度呈下降趋势，煤气热值由 3.16 MJ/m<sup>3</sup> 变为 2.55 MJ/m<sup>3</sup>。这主要是由于反应温度升高，CO<sub>2</sub> 与 C 反应速率提高，使得 CO 浓度增加，反应温度的升高是由于燃烧反应份额加大即空气量相对增加引起的，所以随着温度增加煤气中氮气成分增多，煤气热值呈下降趋势，而当气化反应温度由 950 °C 变为 970 °C 时，焦油裂解反应增强，使得 970 °C 工况产生煤气的热值又相对有所提高。大同煤气化反应温度较低，在 800~900 °C 之间，该反应温度范围内，热解反应占

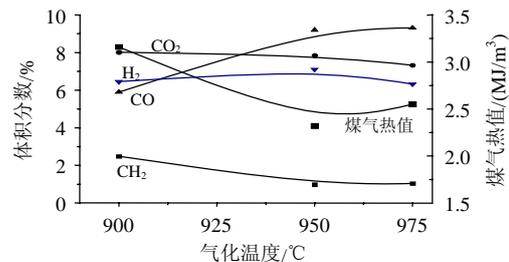


图 4 兖州煤气化煤气热值、成分与气化温度之间关系  
Fig. 4 Effect of the temperature of the gasifier on the gas heating value and the gas compositions with Yanzhou coal as fuel

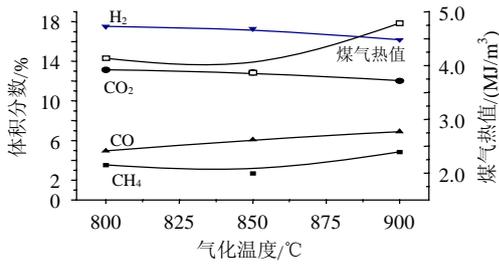


图5 大同煤气化煤气热值、成分与气化温度之间关系  
Fig. 5 Effect of the temperature of the gasifier on the gas heating value and the gas compositions with Datong coal as fuel

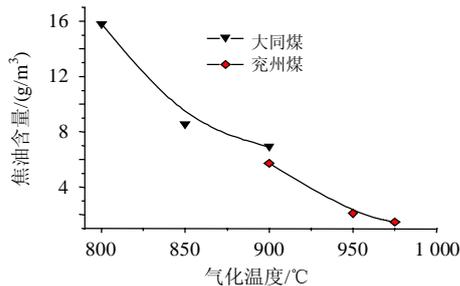


图6 焦油含量与气化温度之间关系  
Fig. 6 Effect of the temperature of the gasifier on the yields of tar

主导地位,因此 $H_2$ 含量较高,为17%左右;随着反应温度提高,气化反应速率增加, $H_2$ 、 $CO_2$ 含量有所下降, $CO$ 浓度由4.95%变为6.9%,在气化反应和热解反应的共同作用下,煤气热值增加,由 $4.14 MJ/m^3$ 变为 $4.8 MJ/m^3$ 。

同时气化反应温度的增加将有效促进焦油的裂解。如图6所示,当大同煤气化反应温度由 $800^\circ C$ 变为 $900^\circ C$ 时,煤气中焦油含量从 $15.82 g/m^3$ 降为 $6.93 g/m^3$ ,降低了56.2%;兖州煤气化反应温度由 $900^\circ C$ 提高到 $970^\circ C$ 时,煤气中焦油含量由 $5.71 g/m^3$ 变为 $1.46 g/m^3$ ,降低了近75%。这主要由于裂解温度升高,焦油的二次裂解反应加剧,一部分焦油成分将通过脱甲基、分子内桥键断裂等过程进一步转化为气态的轻质碳氢化合物或其它小分子的液相产物和炭等,从而引起热解煤气中焦油含量的减少,且裂解温度越高焦油裂解反应越完全, Ian Narvaez的研究表明随温度升高,焦油裂解动力学常数有明显的增加<sup>[19]</sup>。

兖州烟煤作为试验煤种时,气化反应温度对燃烧炉给煤量和燃烧效率的影响如图7所示。当气化炉反应温度由 $900^\circ C$ 升高到 $970^\circ C$ 时,燃烧炉给煤量由 $18 kg/h$ 变为 $28 kg/h$ ,燃烧效率从93.6%下降到92%。这主要是由于气化炉温度增加,气化反应速率提高,气化炉内碳转化率增大,进入燃

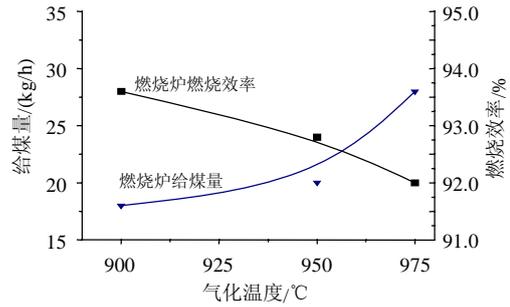


图7 燃烧炉给煤量、燃烧效率与兖州煤气化温度的关系  
Fig. 7 Effect of the temperature of the gasifier on the fuel feed rate and the combustion efficiency of the combustor with Yanzhou coal as fuel

烧炉的半焦含碳量下降,为了维持燃烧炉 $900^\circ C$ 温度,其补充给料量增多;而随着进入燃烧炉的半焦含碳量下降,燃烧炉燃料的热值、燃烧性能也一定程度降低,在燃烧炉内所需热量相同的情况下,由于半焦中含碳量降低,使得燃料的灰量提高,相同的运行温度,循环流化床燃烧产生的飞灰和灰渣含碳量相近,灰量增加使得固体不完全燃烧损失提高,燃烧效率下降。

### 2.2.2 石灰石的影响

石灰石对气化反应中焦油裂解具有明显的促进作用。由图8、9可以看出,当气化反应温度为 $900^\circ C$ ,钙硫摩尔比( $[Ca]/[S]$ )由0增加至3时,兖州烟煤气化煤气中焦油含量由 $5.71 g/m^3$ 降低至 $3.5 g/m^3$ ,大同煤气化煤气中焦油含量从 $6.93 g/m^3$ 变为 $1.95 g/m^3$ 。在催化裂解作用下,煤气热值也相应提高,在上述工况中兖州烟煤煤气热值由 $3.16 MJ/m^3$ 提高至 $3.5 MJ/m^3$ ,大同煤气化煤气热值从 $4.75 MJ/m^3$ 变为 $5.0 MJ/m^3$ 。这主要由于加入的石灰石经煅烧后形成的 $CaO$ 颗粒表面具有极性活化位,而焦油中含有许多具有负电性 $\pi$ 电子体系的稠环化合物,它们在活化位上被吸附后, $\pi$ 形电子云被破坏而失去稳定性,使 $C-C$ 键、 $C-H$ 键的断裂容易发生,从而降低了裂解活化能。同时催化剂的存在还可以促进裂解生成的碳氢化合物与水

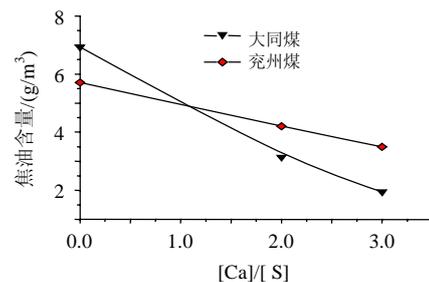


图8 焦油含量与Ca/S摩尔比之间关系  
Fig. 8 Effect of Ca/S molar ratio on the yields of tar

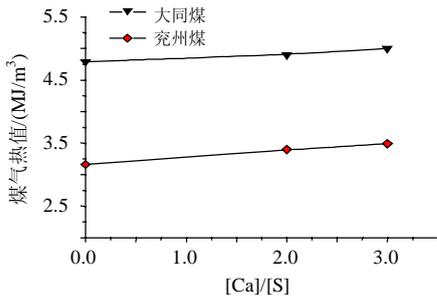


图 9 煤气热值与 Ca/S 摩尔比之间关系

Fig. 9 Effect of Ca/S molar ratio on the gas heating value

蒸气、二氧化碳之间的反应。在石灰石的催化作用下，煤气中烃类成分增多，从而增加了煤气热值。

石灰石的加入能有效脱除硫化氢，当兖州烟煤气化反应温度为 900 °C，[Ca]/[S]由 0 变为 3 时，煤气中硫化氢浓度由  $650 \times 10^{-6}$  降低至  $220 \times 10^{-6}$ ，脱硫效率接近 90%，如图 10 所示。其中脱硫效率用下式表示：

$$\eta_s = [1 - \varphi(\text{H}_2\text{S}) / \varphi'(\text{H}_2\text{S})] \times 100\% \quad (1)$$

式中： $\varphi(\text{H}_2\text{S})$ 为煤气中 $\text{H}_2\text{S}$ 浓度； $\varphi'(\text{H}_2\text{S})$ 为煤中硫全部转化为硫化氢时， $\text{H}_2\text{S}$ 在煤气中的浓度， $\varphi'(\text{H}_2\text{S})$ 可通过气化炉给煤量、含硫量、煤气产量计算得到。

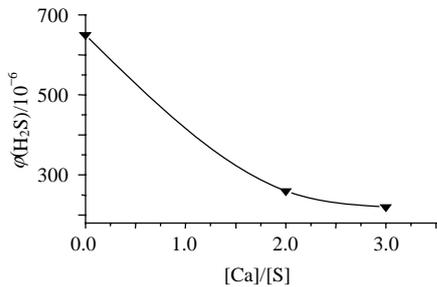


图 10  $\text{H}_2\text{S}$ 浓度与Ca/S摩尔比之间关系

Fig. 10 Effect of Ca/S molar ratio on  $\text{H}_2\text{S}$  concentration

本试验中兖州烟煤含硫量较低，为 0.34%，上述工况下煤气中硫化氢浓度只有  $650 \times 10^{-6}$ ，而硫化氢与氧化钙的脱硫反应是可逆反应，硫化氢浓度较低时，反应近于平衡状态，正向反应速率较低；对于高硫煤，气化煤气中硫化氢浓度较高，正向反应驱动力将显著增加，在相对低的[Ca]/[S]下就可达到较好的脱硫效果。

气化炉内加入的石灰石对燃烧炉反应温度具有一定的影响，如图 11 所示，当兖州烟煤作为试验煤种，气化炉运行于 900 °C，燃烧炉给煤量不变，[Ca]/[S]由 0 变为 3 时，燃烧炉反应温度从 900 °C 降低至 893 °C，这主要由于从气化炉进入燃烧炉的石灰石发生了煅烧分解反应而吸收热量。

### 2.2.3 煤种的影响

气化炉、燃烧炉内碳转化率随气化温度变化，

如图 12 所示，气化炉内碳转化率( $\eta_g$ )随气化温度升高而升高，而燃烧炉内碳转化率( $\eta_r$ )随气化炉反应温度升高而下降，如当兖州烟煤作为气化煤种，气化温度由 900 °C 变为 970 °C 时，气化炉内碳转化率从 36.32% 提高至 69.16%，燃烧炉内碳转化率由 53.6% 降为 19.8%。其中气化炉碳转化率、燃烧炉碳转化率用下式计算得到：

$$\eta_g = [1 - (m_{bj} + m_{th}) / m_q] \times 100\% \quad (2)$$

$$\eta_r = [1 - (m_{th} + m_{dz}) / (m_{bj} + m_g)] \times 100\% \quad (3)$$

式中： $m_{bj}$ 为半焦中碳质量； $m_{th}$ 为飞灰中碳质量； $m_q$ 为进入气化炉的碳质量； $m_{dz}$ 为底渣中碳质量； $m_g$ 为燃烧炉给煤中碳质量。

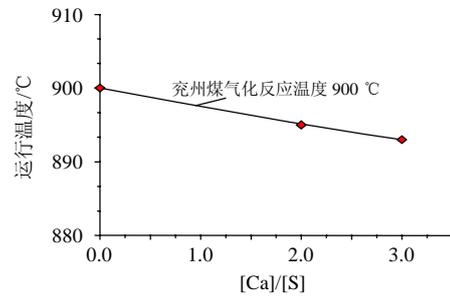


图 11 燃烧炉运行温度与 Ca/S 摩尔比之间关系

Fig. 11 Effect of Ca/S molar ratio on the temperature of the combustor

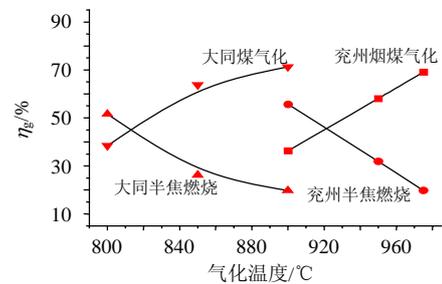


图 12 煤种与燃烧炉、气化炉碳转化率之间关系

Fig. 12 Effect of the type of coal on the carbon conversion rate of the combustor and the gasifier

对于上式中的一些参数可通过分析计算得到，通过试验测量，半焦含碳量为 23%~40%，半焦返料量可利用返料管路料斗计量；气化炉飞灰含碳量较高，为 32%~45%，飞灰量利用飞灰取样装置通过煤气管路旁路进行测量；燃烧炉底渣含量为 5%~6.5%，飞灰含碳量为 8% 左右，底渣量、飞灰量可分别通过排放的渣量、飞灰取样得到。

煤种对碳转化率具有较大的影响，当气化煤种为大同煤，在 900 °C 可以达到 70.23% 的碳转化率，而兖州烟煤在 970 °C 气化炉的碳转化率只有 69.16%。且煤气热值也存在较大差异，如图 9 所示，在 [Ca]/[S] 为 0 时，大同煤比兖州烟煤的煤气热值多

1.6 MJ/m<sup>3</sup>左右。这主要由于不同煤种的煤化程度不同,随着煤化程度的增加,煤的微观结构、表面特性也将发生变化。文献[20]认为随着煤阶的增加,比表面积呈现先减小后增大的趋势,在碳的质量分数为85%左右时,比表面积有最小值。在孔结构中,小孔对比表面的贡献要大于相应的大孔,高阶煤孔径分布函数的峰值向大孔移动,但比表面积小。在气化反应时,煤化程度低的煤种,生成的半焦比表面积越大,孔径结构越丰富,气化剂也越容易扩散到表面,使气化反应程度加剧。这样煤化程度越高,气化反应活化能越高,气化反应开始的温度也越高。Takarada<sup>[21]</sup>认为煤焦的反应性不仅与煤阶有关,还与煤焦中含氧官能团和无机化合物的含量有关。低煤化程度煤的芳香缩合度较小,但桥键、侧链和含氧官能团较多,低分子化合物较多,结构无方向性。这些都有利于气化反应的进行。从本实验可以看出,大同煤反应活性较兖州烟煤要强些。

#### 2.2.4 鼓风温度的影响

气化炉鼓风温度对气化炉的气化强度影响也较大<sup>[22-24]</sup>,由图13可见,兖州烟煤作为试验煤种,气化炉鼓风温度从170℃升高到270℃,流化床气化炉运行温度为900℃时,给煤量由91.8 kg/h提高至110 kg/h,燃烧炉运行温度由900℃变为910℃。这主要是由于在气化反应过程中,气化剂预热温度的提高,气化剂带入气化炉的显热增加,为了维持气化炉内热量平衡,所需要燃烧的空气量将减少,随空气进入的氮气量也随之降低,氮气带出的显热也减少,这样在气化剂温度增加、煤气带出显热降低、气化温度不变的情况下,就可以提高气化炉的给煤量,即增加了气化强度。在气化炉相同碳转化率情况下,随着气化炉中给煤量的增加,进入燃烧炉的半焦量也随之增加,燃烧炉运行温

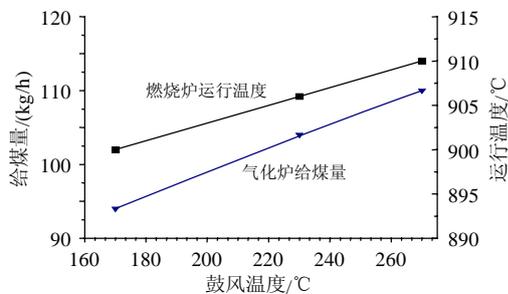


图13 燃烧炉温度、气化炉给煤量与兖州烟煤气化鼓风温度关系

Fig. 13 Effect of the air blown temperature of the gasifier on the fuel feed rate of the gasifier and the combustor temperature with Yanzhou coal as fuel

度得到提高。

### 3 结论

为了进行多联产方案研究,在1 MW循环流化床热电气多联产试验装置上,选取兖州煤、大同煤为试验煤种,进行了煤部分空气气化和半焦燃烧的试验研究,并得出以下结论:

(1) 空气部分气化方案得到的煤气热值较低,为3~5 MJ/m<sup>3</sup>,在气化炉中的碳转化率为40%~70%,循环流化床反应器中燃烧可转化20%~50%,系统的总体转化效率为90%以上。

(2) 气化炉床层温度对碳转化率影响较大,随着反应温度升高碳转化率明显提高,而燃烧炉燃烧效率呈下降趋势。大同煤气化温度从800℃升到900℃时,气化炉碳转化率由38.4%增加至80.23%;兖州烟煤气化温度从900℃变为970℃时,气化炉的碳转化率由36%提高为69.16%,燃烧炉燃烧效率由93.6%变为92%。煤种对气化反应也有较大的影响。

(3) 石灰石的加入具有显著的脱除硫化氢效果,当兖州烟煤气化反应温度为900℃,加入[Ca]/[S]为3的石灰石,煤气中H<sub>2</sub>S浓度由650×10<sup>-6</sup>变为220×10<sup>-6</sup>。石灰石还对焦油的裂解有一定的促进作用,当气化反应温度为900℃,[Ca]/[S]由0增加至3时,兖州烟煤气化煤气中焦油含量由5.71 g/m<sup>3</sup>降低至3.5 g/m<sup>3</sup>,大同煤气化煤气中焦油含量从6.93 g/m<sup>3</sup>变为1.95 g/m<sup>3</sup>。气化炉内石灰石的加入降低了燃烧炉反应温度。

(4) 气化炉鼓风温度对气化炉的气化强度、燃烧炉运行温度具有一定的影响,当气化炉鼓风温度从170℃升高到270℃,流化床气化炉运行温度为900℃时,给煤量由91.8 kg/h提高至110 kg/h,燃烧炉运行温度由900℃变为910℃。

### 参考文献

- [1] Ruth L A. Version 21: fossil fuel use in the 21st century[C]. The Proceedings of the 26th International Technical Conference on Coal Utilization & Fuel Systems, Clearwater, USA, 2001: 335-346.
- [2] Larson Eric D, Ren Tingjin. Synthetic fuels production by indirect coal liquefaction[C]. Proceedings of the Workshop on Coal Gasification for Clean and Secure Energy for China, Beijing, 2003: 177-206.
- [3] Jaber J O. Modelling oil shale integrated tri-generator behaviour predicted performance and financial assessment[J]. Applied Energy, 1998, 59(2): 73-95.
- [4] Robertson A. Development of foster wheeler's vision 21 partial gasification module[C]. The Vision 21 Program Review Meeting,

- Morgantown, West Virginia, 2001.
- [5] Arun C Bose, Daniel J Seery, Greg F Weber, et al. High performance power system: a viable step to vision 21[C]. The Proceedings of the 26th International Technical Conference on Coal Utilization & Fuel Systems, Sheraton Sand Key Clearwater, Florida, USA, 2001: 41-46.
- [6] Fred L Robson, John D Ruby, Daniel J Seery, et al. HIPPS today — modular coal-based high performance power systems(HIPPS) [C]. The Proceedings of the 26th International Technical Conference on Coal Utilization & Fuel Systems, Sheraton Sand Key Clearwater, Florida, USA, 2001: 47-59.
- [7] Richard E Weinstein, Nelson F Rekos, Mark D Freier. Repowering with advanced green coal combustion systems makes sense[C]. The Proceedings of the 26th International Technical Conference on Coal Utilization & Fuel Systems, Sheraton Sand Key Clearwater, Florida, USA, 2001: 1-10.
- [8] Hyre M R, Horazak D A, Rubow L N. PFBC performance and cost improvements using state-of-art and advanced topping/bottoming cycles[C]. The 11th Int. Conf. on Fluidized Bed Combustion, ASME, 1991: 125-130.
- [9] Muramatsu K. Current situation and prospect of high efficiency coal utilization technology in Japan[C]. Proceeding of 2nd International High Temperature Air Combustion(HTAC) Symposium, Kaohsiung, Taiwan, 1999, A3: 1-13.
- [10] De S, Biswal S K. Performance improvement of a coal gasification and combined cogeneration plant by multi-pressure steam generation [J]. Applied Thermal Engineering, 2004, 24(2-3): 449-456.
- [11] Jamil K, Hayashi J, Li C. Pyrolysis of a Victorian brown coal and gasification of nascent char in CO<sub>2</sub> atmosphere in a wire-mesh reactor[J]. Fuel, 2004, 83(7-8): 833-843.
- [12] 骆仲泐, 王勤辉, 方梦祥, 等. 煤的热电气多联产技术及工程实例[M]. 北京: 化学工业出版社, 2004.
- [13] 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(in Chinese).
- [14] 王智化, 王勤辉, 骆仲泐, 等. 新型煤气化燃烧集成制氢系统的热力学研究[J]. 中国电机工程学报, 2005, 25(12): 91-97.  
Wang Zhihua, Wang Qinhui, Luo Zhongyang, et al. Thermodynamic analysis of hydrogen production by new coal utilization technology with combined gasification and combustion[J]. Proceedings of the CSEE, 2005, 25(12): 91-97(in Chinese).
- [15] 邓世敏, 危师让, 林万超. IGCC 系统专用单元模型研究[J]. 中国电机工程学报, 2001, 21(3): 34-36.  
Deng Shimin, Wei Shirang, Lin Wanchao. Study on modeling typical parts of IGCC system[J]. Proceedings of the CSEE, 2001, 21(3): 34-36(in Chinese).
- [16] 肖睿, 金保升, 欧阳嘉, 等. 空气鼓风流化床煤部分气化炉煤气成分与热值试验[J]. 动力工程, 2004, 24(3): 416-420.  
Xiao Rui, Jin Baosheng, Ouyang Jia, et al. Experimental research on gas composition and heating value in an air-blown fluidized bed gasifier[J]. Power Engineering, 2004, 24(3): 416-420(in Chinese).
- [17] Sugiyama S, Suzuki N, Kato Y, et al. Gasification performance of coals using high temperature air[J]. Energy, 2005, 30(2-4): 399-413.
- [18] 房倚天, 陈富艳, 王鸿瑜, 等. 循环流化床(CFB)煤/焦气化反应的研究 II: 温度、氧含量及煤种对 CFB 气化反应的影响[J]. 燃料化学学报, 1999, 27(1): 23-28.  
Fang Yitian, Chen Fuyan, Wang Hongyu, et al. Study on gasification reaction of coal and char in CFB II: effect of temperature and oxygen concentration to gasification reaction in CFB[J]. Journal of Fuel Chemistry and Technology, 1999, 27(1): 23-28(in Chinese).
- [19] Narvaez I, Corella J, Orio A. Fresh tar elimination over a commercial steam-reform catalyst: kinetics and effect of different variable of operations[J]. Ind. Eng. Chem. Res., 1997, 36(2): 317-327.
- [20] 谢克昌. 煤的结构与反应性[M]. 北京: 科学出版社, 2002.
- [21] Takarada T, Yasukatsu T, Akira T. Reactivities of coals under steam gasification[J]. Fuel, 1985, 64(10): 1438-1442.
- [22] Carlson C P P, Yoshikawa K. Development of a high-temperature air-blown gasification system[J]. Bioresource Technology, 2001, 79(3): 231-241.
- [23] Young L, Carlson C P P. High-temperature air-blown gasification of dairy-farm wastes for energy production[J]. Energy, 2003, 28(7): 655-672.
- [24] 肖睿, 金保升, 周宏仓, 等. 气化剂预热温度对加压喷动流化床煤部分气化的影响[J]. 中国电机工程学报, 2005, 25(22): 109-113.  
Xiao Rui, Jin Baosheng, Zhou Hongcang, et al. Effect of gasifying agent preheated temperature on partial gasification of coal in a pressurized spout-fluid bed[J]. Proceedings of the CSEE, 2005, 25(22): 109-113(in Chinese).

收稿日期: 2007-11-20。

作者简介:

刘耀鑫(1977—), 男, 博士, 研究方向为煤/生物质循环流化床气化燃烧多联产技术, liuyaoxin77@163.com。

(责任编辑 车德竞)