

孙延林,曾玺,王芳,等. 低阶碎煤流化床两段气化中试试验[J]. 煤炭学报,2017,42(5):1297-1303. doi:10.13225/j.cnki.jccs.2016.1133

Sun Yanlin, Zeng Xi, Wang Fang, et al. Pilot test of low-rank crushed coal gasification in two-stage fluidized bed reactor[J]. Journal of China Coal Society, 2017, 42(5): 1297-1303. doi:10.13225/j.cnki.jccs.2016.1133

低阶碎煤流化床两段气化中试试验

孙延林^{1,2}, 曾 玺^{1,2}, 王 芳¹, 崔彦斌¹, 许光文¹

(1. 中国科学院过程工程研究所 多相复杂系统国家重点实验室, 北京 100190; 2. 中国科学院大学 化学与化工学院, 北京 100049)

摘 要:为验证流化床两段气化工艺制备清洁燃气的可行性和技术特色,在煤处理量为 100 kg/h 的中试平台上考察了内蒙胜利褐煤的气化特性,对比了典型操作条件下装置的运行情况和产物品质。试验结果表明,当热解器和气化炉温度分别控制在 840 ℃ 和 1 000 ℃ 时,热解器和气化炉出口处气体中焦油含量分别为 1 127 mg/Nm³ 和 365 mg/Nm³。在稳定条件下气化气组分中 CO, H₂, CH₄ 和 CO₂ 的体积分数分别为 13.9%, 7.9%, 3.9% 和 10.9%, 热值维持在 4 605 kJ/Nm³ 左右。与热解气中焦油组分相比,气化气中所含焦油组分中重质组分显著减少,而轻质组分增多,表明输送床反应器内高温有氧环境及半焦床层的催化重整作用具有良好的焦油脱除效果。

关键词:煤炭; 气化; 流化床; 焦油; 催化

中图分类号: TQ546

文献标志码: A

文章编号: 0253-9993(2017)05-1297-07

Pilot test of low-rank crushed coal gasification in two-stage fluidized bed reactor

SUN Yan-lin^{1,2}, ZENG Xi^{1,2}, WANG Fang¹, CUI Yan-bin¹, XU Guang-wen¹

(1. State Key Laboratory of Multi-phase Complex Systems, Institute of Process Engineering, Chinese Academy of Sciences, Beijing 100190, China; 2. School of Chemistry and Chemical Engineering, University of Chinese Academy of Sciences, Beijing 100049, China)

Abstract: To verify the feasibility and technical features of the fluidized bed two-stage gasification technology for the production of clean fuel gas, a pilot autothermal platform with a capacity of 100 kg/h has been designed and built to test the gasification characteristics of Inner Mongolia Shengli lignite. The running state and the product quality were compared systematically under different typical operational conditions. Keeping the reaction temperatures of pyrolyzer and gasifier at around 840 ℃ and 1 000 ℃ respectively, the corresponding tar content in the generated gases at the outlets of pyrolyzer and gasifier were 1 127 mg/Nm³ and 365 mg/Nm³. Under a stable operation state, the volume fractions of CO, H₂, CH₄ and CO₂ in the produced fuel gas were 13.9%, 7.9%, 3.9% and 10.9% respectively, and the heating value of product gas was close to 4 605 kJ/Nm³. Compared with the tar from pyrolyzer, the heavy oil fraction of tar from gasifier reduced significantly, while the light oil components increased sharply simultaneously, showing an effective tar thermal cracking and catalytic reforming in the high-temperature char bed of gasifier.

Key words: coal; gasification; fluidized bed; tar; catalysis

气化技术是煤炭清洁高效梯级利用的重要技术手段,广泛应用于 IGCC 发电和化工合成气、工业燃

气、冶金还原气的生产等领域^[1-4]。根据反应器结构的差异,可分为固定床、流化床和气流床气化技

收稿日期: 2016-08-12 修回日期: 2016-10-19 责任编辑: 许书阁

基金项目: 国家自然科学基金资助项目(U1302273); 国家高技术研究发展计划资助项目(2015AA050505-02)

作者简介: 孙延林(1990—), 男, 山东济南人, 硕士研究生。Tel: 010-82621829, E-mail: ylsun@ipe.ac.cn。通讯作者: 曾 玺(1982—), 男, 河南南阳人, 副研究员。Tel: 010-82624905, E-mail: xzeng@ipe.ac.cn

术^[5-6]。相对于高温、高压、高投资的气流床气化技术,固定床和流化床气化技术更适合制备工业燃气^[7-8]。

目前,国内煤制工业燃气用气化技术仍以固定床为主,尤其是两段式固定床气化炉,其技术水平相对落后,主要局限性在于:生产规模小,放大困难;原料适用性差,气化用煤多为优质块煤,成本较高;生成气体中焦油含量高,后续净化困难,容易引起二次污染等问题^[9-13]。近年来,国内也成功开发了燃气用流化床气化技术,包括鼓泡流化床和循环流化床气化技术,具有热质传递效果好、处理强度大、放大容易、适合处理小粒径原料等特点^[14-17],然而还面临着生成气体中焦油含量高、气体净化困难等挑战。此外,随着煤炭开采机械化、自动化程度的提高,碎煤比例逐渐增大,其产量大且价格低廉,但由于运输成本较高,亟待高效清洁的转化利用^[18]。因此,为燃气行业开发出适合处理廉价碎煤、易于放大、燃气中焦油含量低甚至无焦油的气化技术具有重要的意义。

基于此,中国科学院过程工程研究所开发了流化床两段气化技术,该技术将气化过程解耦为煤热解和半焦气化两个子过程,并分别在上游的流化床热解器和下游的输送床气化炉内进行。原料在流化床热解器中发生热解和部分气化反应,生成的全部产物(热解气、半焦和焦油)进入到气化炉中,进行半焦气化。同时,利用气化炉内的高温有氧环境,尤其是半焦床层对焦油的催化重整作用脱除焦油,生产洁净的工业燃气^[19-20]。相对于单段流化床气化技术,由于其热解和气化集中在同一个反应器内进行,因此存在分段调控困难、焦油脱除难度大、未能充分利用半焦对焦油的催化重整作用等问题,而新开发的流化床两段气

化工艺则充分整合了流化床与输送床反应器的优点,将煤热解和半焦气化分别在两个反应器内进行并结合了半焦对焦油的催化重整作用,因此该技术具有放大容易、原料适用性广、分段调控容易、产品气中焦油含量低等技术优势。

在前期实验室研究的基础上,为进一步验证流化床两段气化的技术特点,本文考察了胜利褐煤在处理量为 100 kg/h 的自热式流化床两段气化中试平台上的运行效果,对比了上下两段反应器出口处气体组成和焦油含量,为工艺的进一步放大提供技术支撑。

1 试 验

1.1 中试原料与装置

中试选用内蒙古胜利褐煤为原料,其工业分析、元素分析以及灰的 X 射线荧光光谱分析见表 1。使用前,煤经过机械破碎和筛分处理,选用粒径为 0.5 ~ 3.5 mm 的颗粒为原料,其平均粒径为 1.6 mm。试验用热载体为石英砂,其粒径为 0.5 ~ 1.0 mm。流化床两段气化中试系统主要包括:供气系统、加料系统、流化床两段反应器、换热系统、除尘系统、引风机、控制系统等,其工艺流程如图 1 所示,装置的设计处理量为 100 kg/h。试验用流化床热解器为长方体结构,横截面积为 0.15 m²,高度约为 1 m。输送床气化炉为圆柱结构,横截面积为 0.1 m²,高度约为 13 m。热解器和气化炉之间通过溢流管连接。供气系统通过 3 台罗茨风机分别对热解器、气化炉和返料阀进行供风,其流量可以通过流量计进行测量。加料和除尘单元分别采用双螺旋加料机和布袋除尘工艺。温度和压力通过热电偶和压力传感器进行实时监测。

表 1 试验用煤的原料特性
Table 1 Properties of coal adopted in experiment

| 工业分析/% | | | | 元素分析/% | | | | | 热值/ |
|----------|-----------------|------------------|--------------------------------|-----------|--------------------------------|-------------------|-------------------------------|------------------|--------------------------------------|
| M_{ad} | A_{ad} | V_{ad} | FC_{ad} | C_{daf} | H_{daf} | S_{daf} | O_{daf} | N_{daf} | ($\text{kJ} \cdot \text{kg}^{-1}$) |
| 12.3 | 11.3 | 34.6 | 41.8 | 64.9 | 5.0 | 0.9 | 28.0 | 1.2 | 20 003.69 |
| 灰分析/% | | | | | | | | | |
| CaO | SO ₃ | SiO ₂ | Al ₂ O ₃ | MgO | Fe ₂ O ₃ | Na ₂ O | P ₂ O ₅ | TiO ₂ | |
| 26.8 | 22.8 | 25.8 | 11.6 | 2.7 | 4.9 | 0.6 | 1.0 | 2.5 | |

1.2 中试装置运行程序

试验开始前,在热解器和气化炉内放置一定量的石英砂床料和木炭,通过引燃木炭来进行烘炉。当炉温达到设定值后,关闭点火口,通过螺旋加料机将煤颗粒加入到流化床热解器中,其加料速率在 60 ~

100 kg/h。同时,调节通入热解器、气化炉和返料阀的风量,使物料在炉内正常流化,并实现其在整个系统内的循环。试验进行过程中通过气化炉上的螺旋加料机不断补充系统内损失的石英砂。

试验过程中热解器的全部产物通过溢流管进入

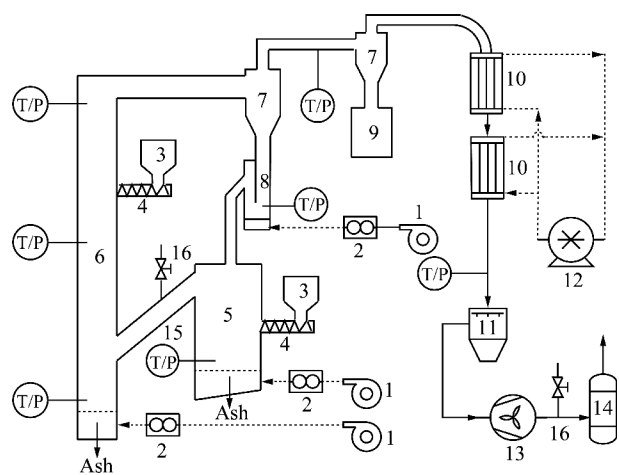


图1 中试装置流程

Fig. 1 Schematic diagram of the pilot apparatus

- 1—风机;2—流量计;3—料仓;4—螺旋加料器;5—流化床热解器;
6—输送床气化炉;7—旋风分离器;8—返料阀;9—灰斗;
10—换热器;11—除尘装置;12—水泵;13—引风机;
14—燃烧塔;15—溢流管;16—采样口

到气化炉内进行半焦气化和焦油催化重整,气化产物通过旋风分离器进行气固分离,石英砂和未反应完全的半焦通过返料阀流入热解器,经气化炉加热的高温石英砂与加入的新鲜煤颗粒在流化风的作用下剧烈混合,发生强烈的热量交换,刚加入的原料被迅速加热到床内温度,发生热解反应并析出挥发分。生成的粗煤气在引风机的作用下经过两级旋风除尘,两级水冷换热和布袋除尘后在燃烧塔内进行燃烧,烟气进入烟囱排放。试验稳定运行时间约10 h,热解产物和气化产物分别通过采样口进行采集。采样装置的流程如图2所示,洗瓶全部放置在冰水浴环境中。

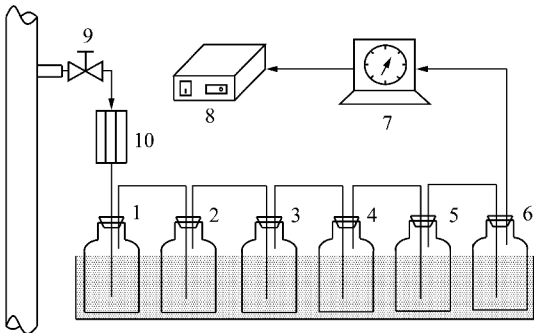


图2 气体和焦油采集系统

Fig. 2 Gas and tar collecting and cleaning system

- 1,2,3—丙酮;4—饱和 NaHCO_3 溶液;5—水;6—变色硅胶;
7—流量计;8—微型气相色谱仪;9—球形阀;10—冷凝管

当热解器和气化炉的温度达到设定值并维持稳定后,打开球阀使含焦油的热解气和气化气分别经过冷凝管进行降温,然后依次经过低温丙酮吸收、饱和碳酸氢钠溶液脱硫和硅胶干燥脱水后进行气体采集和分析。

1.3 分析方法

热解器和气化炉采样口的含焦油气体经降温净化处理后分别采用 GC-3000A 气相色谱仪 (Agilent, 美国) 和 Gasboard-3100P 便携式煤气红外分析仪 (武汉四方光电科技有限公司) 进行检测。原煤和试验过程中固体产物 (半焦、飞灰) 的表面结构形态通过 JSM-7001F 型扫描电镜 (JEOL, 日本) 进行观察分析。试验过程中收集到的焦油丙酮溶液经过滤除尘、无水硫酸镁脱水、低温减压蒸馏 (25 $^{\circ}\text{C}$) 脱除丙酮后得到焦油样品,其具体分析方法见文献[21]。焦油样品的含量通过称重法获得,焦油组成通过 7890A 模拟蒸馏专用气相色谱仪 (Agilent, 美国) 进行分析,试验过程依据 ASTM D2887-01a 标准进行。各馏分对应的沸点见表2。

表2 焦油馏分及其沸点

Table 2 Range of boiling point for typical fractions of coal tar

| 馏分 | 沸点/ $^{\circ}\text{C}$ | 馏分 | 沸点/ $^{\circ}\text{C}$ |
|----|------------------------|----|------------------------|
| 轻油 | <170 | 洗油 | 230 ~ 300 |
| 酚油 | 170 ~ 210 | 萘油 | 300 ~ 360 |
| 蒽油 | 210 ~ 230 | 沥青 | >360 |

2 结果与讨论

2.1 反应器内的温度和压力

表3为两次典型中试试验的操作条件。热解器所用载气和气化炉所用气化剂均为空气,其温度约为10 $^{\circ}\text{C}$ 。稳定运行阶段,两次试验的加料速率均控制在94 kg/h左右。试验1中热解器和气化炉的当量空气系数分别为0.14和0.17。与试验1相比,试验2对应反应器中的当量空气系数较大,分别为0.17和0.21。两次试验操作条件的差异将导致煤热解和气化特性的不同。

表3 典型中试试验操作条件

Table 3 Typical experimental conditions in pilot test

| 操作条件 | 试验1 | 试验2 |
|---|------|------|
| 煤加料速率/($\text{kg} \cdot \text{h}^{-1}$) | 94 | 94 |
| 煤含水量/% | 12.3 | 12.3 |
| 进入热解器空气温度/ $^{\circ}\text{C}$ | 10 | 10 |
| 进入气化炉空气温度/ $^{\circ}\text{C}$ | 10 | 10 |
| 热解器当量空气系数 | 0.14 | 0.17 |
| 气化炉当量空气系数 | 0.19 | 0.21 |

图3为两次典型试验过程中热解器和气化炉稳定段的温度变化曲线,其对应的温度测点分别位于热

解器和气化炉风帽上沿 0.1 m 和 0.3 m 处。试验过程中,热解器和气化炉的温度曲线变化相对平滑,操作状态比较稳定。试验 1 和 2 中热解器的温度分别维持在 760 ℃ 和 840 ℃ 左右,而对应的气化炉温度分别维持在 940 ℃ 和 1 000 ℃ 左右。试验 2 较高的反应温度与其较大的当量空气系数有关。一般而言,气化剂供应量大,煤和半焦的氧化程度提高,碳转化率增加^[22],释放更多的热量。

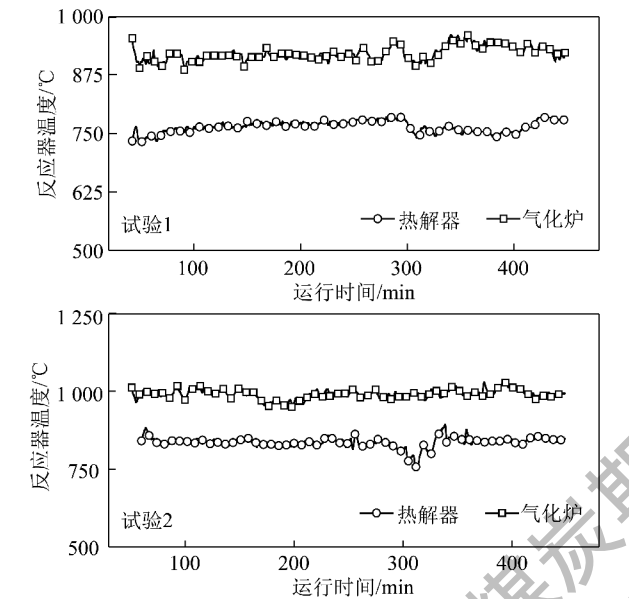


图 3 典型中试试验温度变化曲线

Fig. 3 Temperature curves for the two typical runs

图 4 为热解器和气化炉稳定段内对应温度下的压力变化曲线。

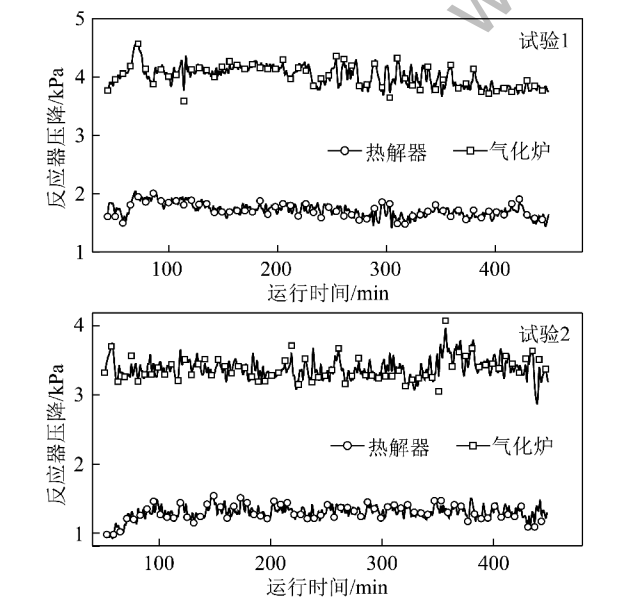


图 4 典型中试试验压力变化曲线

Fig. 4 Pressure curves for the two typical runs

试验过程中,压力变化趋势平稳,说明反应器内

煤颗粒流化正常,热解器和气化炉的匹配性较好。数据分析发现,试验 1 和 2 中热解器的相对压力分别为 1.5 kPa 和 1.3 kPa 左右,而气化炉的相对压力分别为 3.9 kPa 和 3.5 kPa 左右。同一反应器内试验 2 中操作压力较低,主要是由于在较高的当量空气系数和反应温度条件下,煤炭发生热解和气化反应的速率增大,进而碳转化率提高,残余在反应器系统中的物料减少造成的。

2.2 反应器内的气体组分

图 5 为两次试验稳定运行过程中热解器内生成气体组分的平均组成。相对于试验 1,试验 2 中各气体组分均有明显升高, H_2 、 CO 、 CO_2 和 CH_4 体积分数分别从 5.2%、6.0%、7.5% 和 3.2% 提高到 5.6%、6.5%、8.5% 和 3.7%。这是由于试验 2 热解器内采取较大的当量空气系数和较高的反应温度所产生的结果,在上述条件下,煤的热解反应进行的更加充分,挥发分得到充分脱除。同时,较大的当量空气系数也导致煤颗粒发生部分气化反应的程度增大,在得到更多有效气体组分的同时不可避免地发生燃烧反应,生成较多的 CO_2 。

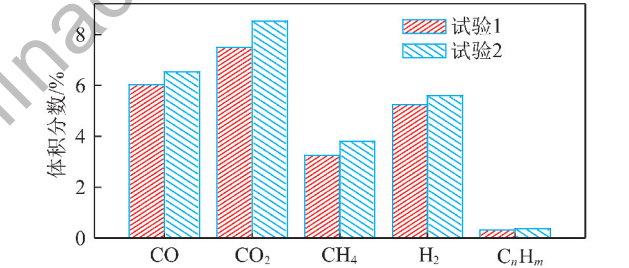


图 5 试验稳定段内热解气的平均组成

Fig. 5 Average gas compositions during stable stage in pyrolyzer for cases 1 and 2

两次典型试验稳定运行过程中气化炉出口处气体组分的变化趋势如图 6 所示。试验过程中,试验 1 和试验 2 中有效气体组分 H_2 、 CO 、 CH_4 、 C_nH_m 的体积分数变化平稳,气体热值波动较小,分别保持在 3 768 kJ 和 4 605 kJ 左右,说明系统的稳定性较好。氧气的体积分数很低,约在 0.5% 以下,气化炉内反应比较完全。

图 7 比较了两次典型试验过程中稳定段气化炉出口处气体组分及热值。检测结果显示,相对于试验 1,试验 2 中有效气体组分 H_2 、 CO 和 CH_4 的体积分数明显提高,体积分数分别从 7.5%、13.5%、2.5% 提高到 8.0%、14.2%、3.9%,而 CO_2 的体积分数则较低。水煤气反应是气化过程中的主要反应,是典型的吸热反应,升高反应温度有利于气化反应的进行,生成更多的 H_2 和 CO ,同时也使得更多的 CO_2 参与反

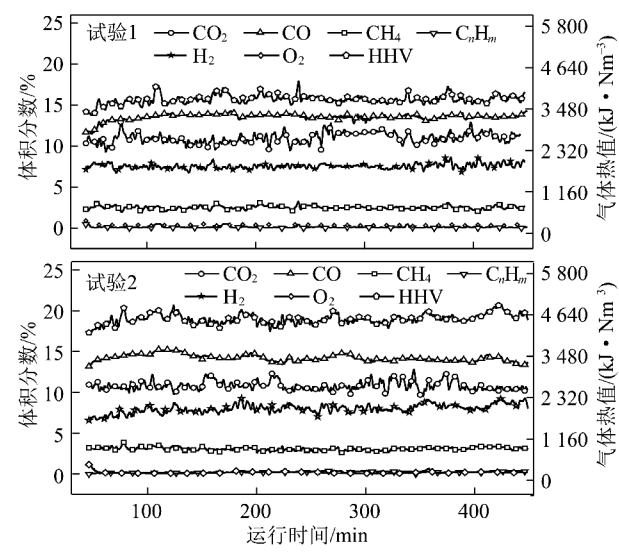


图6 典型中试试验气化炉生成气体的组成和热值

Fig. 6 Gas components and high heating value from the outlet of gasifier for the two typical runs

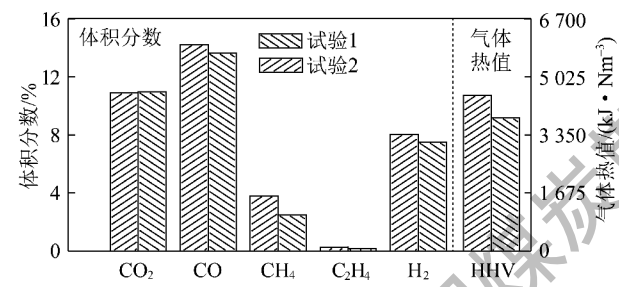


图7 稳定段气化炉出口处气体组分及其热值

Fig. 7 Components and low heating value of produced fuel gas from gasifier during stable period

应。此外,在高温条件下,焦油的热裂解反应和半焦对焦油的催化重整反应也明显增强,生成更多的有效气体组分。因此,试验2中气体热值高于试验1中气体的热值,约为4 605 kJ/Nm³。

2.3 固体产物的变化

为分析试验过程中固体产物的表面形貌变化,对试验2中原煤和固体产物进行了扫描电镜分析。图8为原煤、热解器内半焦、气化炉内半焦和飞灰的SEM照片。由图8(a)可知,原煤表面光滑致密,未见明显的孔道结构;原煤进入热解器后发生高温热解和部分气化反应,挥发分大量析出,煤的表面结构被破坏,呈现一定量的孔道结构,如图8(b)所示;热解器内生成的半焦进入气化炉,与气化剂氧气或CO₂接触,发生气化反应,半焦表面的碳结构被破坏,生成更多的孔道结构,如图8(c)所示;随反应的进行,气化炉内半焦的固定碳含量迅速降低,灰分急剧增加,孔结构发生坍塌,逐渐形成表面致密的飞灰,如图8(d)所示。

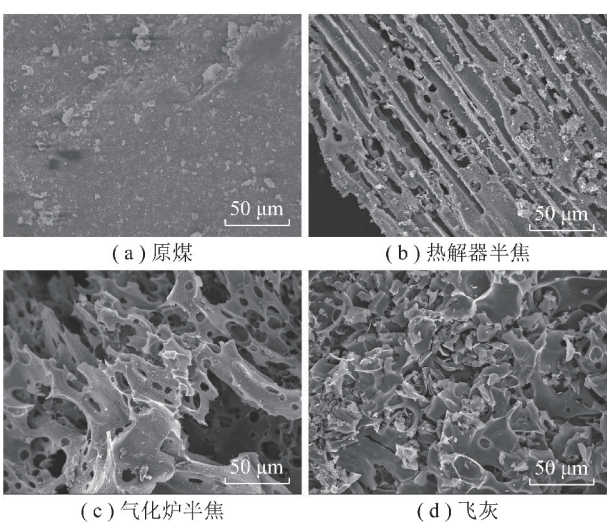


图8 试验2中原煤与固体产物SEM图

Fig. 8 SEM photos of coal and solid products from case 2

2.4 气体内焦油含量及组分

图9为试验2运行过程中热解器和气化炉出口处收集到的焦油-丙酮溶液经除尘和脱水后的样品。对比发现,热解器出口处焦油-丙酮样品的颜色较深,呈现深红色;而气化炉出口处的焦油-丙酮样品的颜色明显变浅,为淡黄色,说明两种样品中焦油含量和组成不同。经过脱丙酮称重后,热解器和气化炉出口处气体中焦油含量分别为1 127 mg/Nm³和365 mg/Nm³。上述试验结果表明:气化炉内的高温有氧环境以及半焦床层对焦油的催化重整作用对焦油脱除起到了良好的效果。

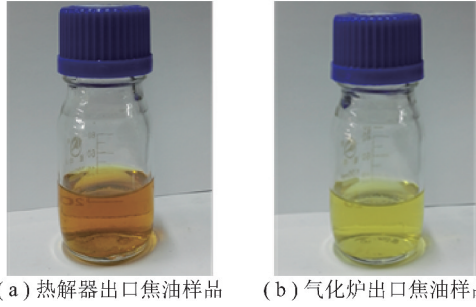


图9 试验2收集到的焦油-丙酮溶液

Fig. 9 Photo of tar-acetone solution in case 2 for different stage

图10为试验2热解器和气化炉出口采样装置中所得焦油的模拟蒸馏结果。通过对比两个焦油样品的馏分组成发现,热解气所含焦油中的酚油含量很少,主要是洗油、蒽油和重质沥青;气化气所含焦油中酚油和洗油的含量大幅增加,蒽油和沥青的含量急剧下降,尤其是重质沥青的含量,小于2%。热解气和气化气中焦油馏分的差异也进一步验证了流化床两段气化工艺对焦油脱除的有效性。

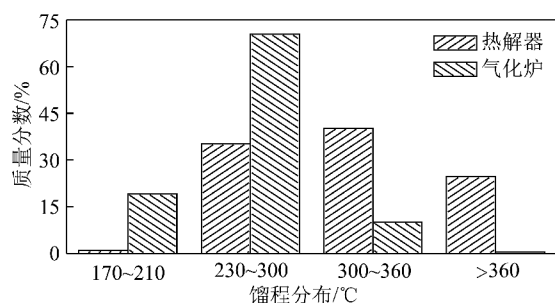


图 10 热解气和气化气中所含焦油的馏程分布

Fig. 10 Boiling point distribution of tars in pyrolysis gas and gasified gas

3 结 论

(1) 随热解器和气化炉操作温度的提高, 热解气和气化气的有效气体组分提高, 气体中的焦油含量明显降低。当热解器和气化炉的温度分别为 840 °C 和 1 000 °C 时, 气化炉出口处气体的热值达到 4 605 kJ/Nm³, 气化气中的焦油含量为 365 mg/Nm³。

(2) 对比试验 2 过程中不同阶段固体产物的 SEM 图片发现, 热解半焦的孔隙结构发达, 随气化程度的增大, 半焦的孔隙结构不断发生塌陷萎缩, 而最终飞灰的空隙结构基本消失。

(3) 热解气所含焦油组分中重质组分较高, 经过气化炉内高温裂解和半焦床层催化裂解作用后, 产品气中所含焦油总量减少, 重质组分减少, 轻质组分增多, 有利于其进一步脱除。

(4) 中试试验结果充分说明了流化床两段气化工工艺的可行性和技术特色, 为工艺进一步放大提供了良好的技术支撑。

参考文献 (References):

[1] 曲思建. 我国洁净煤技术/新型煤化工的产业化及其发展[A]. 中国煤炭学会, 2013 高层学术论坛[C]. 2013:32.
Qu Sijian. Clean coal technology in our country/The industrialization and development of new coal chemical industry[A]. China Coal Society, 2013 High-Level Academic Forum[C]. 2013:32.

[2] Li Haibin, Yu Yu, Han Minfang, et al. Simulation of coal char gasification using O₂/CO₂[J]. International Journal of Coal Science & Technology, 2014, 1(1):81-87.

[3] Ni Mingjiang, Li Chao, Fang Mengxiang, et al. Research on coal staged conversion poly-generation system based on fluidized bed[J]. International Journal of Coal Science & Technology, 2014, 1(1):39-45.

[4] 王贤华, 鞠付栋, 徐健, 等. 典型高阶煤的催化气化特性研究[J]. 煤炭学报, 2012, 37(3):495-500.
Wang Xianhua, Ju Fudong, Xu Jian, et al. Catalytic gasification property of high rank coal[J]. Journal of China Coal Society, 2012, 37(3):495-500.

[5] Bu Xuepeng, Xu Zhengang. Application and development status of coal gasification technology in China[J]. Journal of Coal Science & Engineering(China), 2004, 10(2):75-79.

[6] 王芳, 曾玺, 孙延林, 等. 射流预氧化流化床气化炉中黏结性煤的反应特性[J]. 化工学报, 2015, 66(6):2212-2219.
Wang Fang, Zeng Xi, Sun Yanlin, et al. Reaction characteristics of caking coal in jetting pre-oxidation fluidized bed gasifier[J]. Journal of Chemical Industry and Engineering, 2015, 66(6):2212-2219.

[7] 刘哲语, 徐奕丰, 房倚天, 等. 两段式煤气发生炉与灰熔聚流化床气化炉对比[J]. 煤气与热力, 2014, 34(12):22-26.
Liu Zheyu, Xu Yifeng, Fang Yitian, et al. The comparison between the two-stage coal gasifier and the ash-agglomerating fluidized bed gasifier[J]. Gas & Heat, 2014, 34(12):22-26.

[8] 李洪钟, 郭慕孙. 回眸与展望流态化科学与技术[J]. 化工学报, 2013, 64(1):52-62.
Li Hongzhong, Guo Musun. Review and prospect of fluidization science and technology[J]. Journal of Chemical Industry and Engineering, 2013, 64(1):52-62.

[9] 邵迪, 代正华, 于广锁, 等. 固定床气化与气流床水煤浆气化集成的能量与经济分析[J]. 化工学报, 2013, 64(6):2186-2193.
Shao Di, Dai Zhenghua, Yu Guangsu, et al. Energy and economic assessment for integrated gasification system of fixed-bed and coal-water slurry entrained-bed[J]. Journal of Chemical Industry and Engineering, 2013, 64(6):2186-2193.

[10] Li D, Tamura M, Nakagawa Y, et al. Metal catalysts for steam reforming of tar derived from the gasification of lignocellulosic biomass[J]. Bioresource Technology, 2015, 178:53-64.

[11] Shen Y, Yoshikawa K. Recent progresses in catalytic tar elimination during biomass gasification or pyrolysis—A review[J]. Renewable and Sustainable Energy Reviews, 2013, 21:371-392.

[12] 房倚天, 李海滨, 张建民, 等. 循环流化床技术在煤气化过程中的应用前景[J]. 煤化工, 1996, 77(4):19-23.
Fang Yitian, Li Haibin, Zhang Jianmin, et al. Application prospect of circulating fluidized bed technology in coal gasification process[J]. Coal Chemical Industry, 1996, 77(4):19-23.

[13] Zhao Y, Sun S, Zhou H, et al. Experimental study on sawdust air gasification in an entrained-flow reactor[J]. Fuel Processing Technology, 2010, 91(8):910-914.

[14] Ma S, Guo J, Chang W M, et al. Study on the dynamic balance behaviors of bed material during the start-up process of a circulating fluidized bed boiler[J]. Powder Technology, 2015, 280:35-41.

[15] McLendon T R, Lui A P, Pineault R L, et al. High-pressure co-gasification of coal and biomass in a fluidized bed[J]. Biomass and Bioenergy, 2004, 26(4):377-388.

[16] 范冬梅, 朱治平, 那永洁, 等. 一种褐煤煤焦水蒸气和 CO₂ 气化活性的对比研究[J]. 煤炭学报, 2013, 38(4):681-687.
Fan Dongmei, Zhu Zhiping, Na Yongjie, et al. A contrastive study on reactivity of brown coal char gasification with steam and CO₂[J]. Journal of China Coal Society, 2013, 38(4):681-687.

[17] 王辅臣. 煤的先进气化技术[A]. 上海市化学化工学会 2013 年度学术年会[C]. 2013:8.
Wang Fuchen. Advanced coal gasification technology[A]. Shanghai

Chemical Association 2013 Annual Academic Meeting[C]. 2013 : 8.

[18] 李初福,门卓武,翁力,等. 煤分级炼制清洁燃料系统研究[J]. 洁净煤技术,2015,21(1):86-89.

Li Chufu, Men Zhuowu, Weng Li, et al. Study on staged refining coal to clean fuels system[J]. Clean Coal Technology, 2015,21(1):86-89.

[19] Zeng X,Wang Y,Yu J,et al. Coal pyrolysis in a fluidized bed for adapting to a two-stage gasification process[J]. Energy & Fuels, 2011,25(3):1092-1098.

[20] Zeng X,Wang Y,Yu J,et al. Gas upgrading in a downdraft fixed-bed reactor downstream of a fluidized-bed coal pyrolyzer[J]. Energy & Fuels,2011,25(11):5242-5249.

[21] 刘殊远,汪印,武荣成,等. 热态半焦和冷态半焦催化裂解煤焦油研究[J]. 燃料化学学报,2013,41(9):1041-1049.

Liu Shuyuan, Wang Yin, Wu Rongcheng, et al. Research on coal tar catalytic cracking over hot in-situ chars[J]. Journal of Fuel Chemistry and Technology,2013,41(9):1041-1049.

[22] 王永刚,孙加亮,张书. 反应气氛对褐煤气化反应性及半焦结构的影响[J]. 煤炭学报,2014,39(8):1765-1771.

Wang Yonggang,Sun Jialiang,Zhang Shu. Impacts of the gas atmosphere on the gasification reactivity and char structure of the brown coal[J]. Journal of China Coal Society,2014,39(8):1765-1771.