

# 流化床粉煤热解气化一体化工业试验研究

黄勇<sup>1,2</sup>, 张晓欠<sup>1,2</sup>, 靳皎<sup>1,2</sup>, 郝婷<sup>1,2</sup>, 刘彪<sup>1,2</sup>, 刘巧霞<sup>1,2\*</sup>

(1. 陕西延长石油(集团)有限责任公司碳氢高效利用技术研究中心, 陕西 西安 710000;  
2. 石油和化工行业化石碳氢资源高效利用工程研究中心, 陕西 西安 710000)

**摘要:**为了验证流化床热解气化一体化反应器一步法提取焦油与合成气的效果, 在处理量为 36 t/d 的工业试验装置对 0~300 μm 西湾煤进行连续运行试验, 考察了解解及气化反应的产物产率及性质。结果表明, 在热解温度 580℃、气化温度 990℃、压力 1.0 MPa 下, 通过加氢气氛、短接触时间与固体颗粒高倍率循环的协同影响, 强化床层传热传质和减少产物的二次反应, 焦油产率为 15.91%, 格金焦油产率达到 136.57%; 焦油密度 1.06 kg/m<sup>3</sup>, 含尘量 0.87% (质量分数, 下同), 含水率 2.58%, 焦油中轻质组分含量 57.14%; 半焦和灰渣的挥发分降低, 硫元素含量减少; 合成气中 H<sub>2</sub> 含量(体积分数, 下同) 29.53%~33.79%, CO 含量 26.88%~30.05%, 热值 9 471.03~10 069.09 kJ/m<sup>3</sup>; 标定期间的每小时物料平衡偏差 1.27%, 热量损失 6.90%, 碳转化率 94.27%, 能源转化效率 82.75%。工业化试验证明, 流化床热解气化一体化反应器可以有效耦合粉煤热解与半焦气化, 实现了连续稳定运行, 以较高产率制取了高品质焦油与合成气, 不产生半焦。

**关键词:**流化床; 热解; 气化; 焦油; 产品性质

**中图分类号:** TQ523.2

**文献标志码:** A

**文章编号:** 0253-4320(2023)05-0204-06

**DOI:** 10.16606/j.cnki.issn0253-4320.2023.05.039

## Industrial experimental research on integrated pyrolysis and gasification of pulverized coal in fluidized bed reactor

HUANG Yong<sup>1,2</sup>, ZHANG Xiao-qian<sup>1,2</sup>, JIN Jiao<sup>1,2</sup>, HAO Ting<sup>1,2</sup>, LIU Biao<sup>1,2</sup>, LIU Qiao-xia<sup>1,2\*</sup>

(1. Hydrocarbon High-efficiency Utilization Technology Research Center, Shaanxi Yanchang Petroleum (Group) Co., Ltd., Xi'an 710000, China; 2. Engineering Research Center for High-efficiency Utilization of Fossil Hydrocarbon Resources in Petroleum and Chemical Industry, Xi'an 710000, China)

**Abstract:** To verify the feasibility of fluidized bed pyrolysis-gasification integrated reactor for the production of tar and syngas in high yield and high quality, a 36 t/d pilot plant is designed, built and commissioned into successful running. Fine coal in a size of 0~300 μm is continuously processed in the pilot plant to examine the yield and properties of products from pyrolysis and gasification reactions. The results show that at a pyrolysis temperature of 580℃, a gasification temperature of 990℃ and 1.0 MPa, the heat and mass transfer in the bed are strengthened and the secondary reaction is reduced through the synergistic effect of hydrogenation atmosphere, short residence time and high rate circulation of solid particles. The yield of tar reaches 15.91%, which can reach 136.57% of Gray-King tar yield. The tar has a density of 1.06 kg·m<sup>-3</sup>, and contains 0.87% of dust content, 2.58% of water, and 57.14% of light components. The volatiles of char and ash residue are greatly reduced, and the content of sulfur element are also reduced. The content of hydrogen and carbon monoxide in syngas are 29.53%~33.79% and 26.88%~30.05%, respectively. The calorific value of syngas is 9 471.03~10 069.09 kJ·Nm<sup>-3</sup>. The material balance deviation and heat loss are 1.27 wt% and 6.90 wt%, respectively while carbon conversion rate and energy conversion efficiency are 94.27% and 82.75%, respectively. Experiment shows that the fluidized bed integrated pyrolysis-gasification reactor can effectively couple the pyrolysis of pulverized coal and the gasification of char, achieve continuous and stable operation, produce tar and gas in high yield and high quality, but does not produce char.

**Key words:** fluidized bed; pyrolysis; gasification; tar; product property

“碳达峰、碳中和”发展战略已成为我国经济社会发展一项长期的、顶层的硬约束, 将持续倒逼我国经济及能源结构的加速转型。鉴于我国特色的能源特点以及经济考量, 高碳能源的清洁低碳安全转化已成为能源革命的当务之急<sup>[1]</sup>。低阶煤具有密度小、发热量低、水分高、挥发分高及反应活性高等特点, 在温和条件下转化为高附加值的焦油与合成气, 半焦用于气化或燃烧, 实现低阶煤的高值化利用<sup>[2-3]</sup>, 对提高能源利用率、减少碳源减排、促进行

业转型升级具有重要意义。

国内外研究机构开展大量的低阶煤分质试验研究工作, 主要以固体或气体热载体的内热式为主, 利用高温气固热载体携带的显热提供反应需要的热量, 提高反应过程传热传质效率。德国的 LR 工艺以热解半焦为循环热载体, 与粒径<5 mm 煤粉在干馏炉中反应, 半焦部分燃烧用于煤的干燥, 部分循环与煤进行热交换, 具有热解效率高、焦油产率高、煤气热值高等特点, 但热解油中粉尘量大, 后续分离困

收稿日期: 2022-06-08; 修回日期: 2023-03-15

基金项目: 陕西省重点研发计划项目(2023-YBGY-081); 陕西延长石油(集团)有限责任公司科技项目(yesy2022jcts-B-52)

作者简介: 黄勇(1983-), 男, 博士, 高级工程师, 从事新型煤热解及气化技术的研发工作, xue731@163.com; 刘巧霞(1985-), 女, 硕士, 高级工程师, 从事煤炭分质利用技术的研发工作, 通讯联系人, liuxiaoer1957@163.com。

难<sup>[4-5]</sup>。美国 Toscoal 工艺以高温陶瓷球为热载体,在卧式转窑内与经预热后粒径<12 mm 煤粉进行热解反应。陶瓷球加热热源来自产煤气,具有升温速率快的特点,但煤种适应性低、焦油产率低、热效率低,陶瓷球磨损严重<sup>[6-8]</sup>。大连理工大学的 DG 工艺以半焦为热载体,利用高温烟气加热半焦,将粒径<6 mm 煤与热载体半焦混合并发生热解反应,具有焦油产率高、煤气热值高等特点,但该工艺气固设备多,热解气中粉尘含量高,焦油重质组分含量高<sup>[9-10]</sup>。中科院 CFB 分级转化多联产技术以循环热灰为热载体,粒径<10 mm 煤粉与热灰在移动床发生热解反应,移动床颗粒过滤器实现气固分离,半焦和热灰返回锅炉燃烧,具有焦油产率高、煤气热值高等特点,但煤与高温热灰混合不均匀,油尘分离难,焦油重质组分含量高<sup>[11-12]</sup>。美国的 LFC 工艺以气体为热载体,利用燃烧煤气为循环载体提供热量,但煤气热值较低,油品质量不高<sup>[13]</sup>。近年来,在国家煤炭清洁高效转化政策的指导下,低阶煤转化新技术不断涌现,典型技术有河南龙成的低温旋转床热解、北京神雾的蓄热式旋转床热解、中科院工程研究所的内构件移动床热解、陕西煤业的气化-低阶煤热解一体化及低阶粉煤气固热载体双循环快速热解等。在工程化放大阶段,上述工艺技术在一定程度上存在反应器稳定运行、高温油气尘三相分离难、目标产物产率低及焦油品质差等技术难题<sup>[14-16]</sup>。上述难题既涉及煤分子结构的识别,又涉及反应器中传热传质、过程强化与反应速率匹配,而反应过程实质是煤分子中自由基发生聚合、重组、加氢以及自由基的二次反应,调控自由基之间的形成及反应。

因此,很有必要从化学反应与工程放大的角度进行分析研究,调控热解及气化反应过程,分析流化床的工程放大效应,提高目标产物的产率及品质。

陕西延长石油集团碳氢研究中心针对低阶煤在转化过程中存在焦油产率低、油气粉尘分离差及半焦利用难等技术难题,开发了流化床粉煤热解气化一体化技术(CCSI)<sup>[17]</sup>。通过一体化反应器内部设置由传热板、分布器及循环返料通道组成的内构件,在反应条件完全不同的2个流化场、2个温度场及三类固体循环颗粒的作用下,使热解-气化反应耦合组成一个循环封闭体系,一步法制取高产率、高品质的焦油与合成气。通过流化床小试试验研究,验证流化床快速热解具有传热传质速度快、焦油产率高及易于工业化放大等特点。利用100 kg/h中试冷模装置考察不同条件下循环流化床的流场分布,为工业化规模的循环流化床设计提供依据,并在此基础上建立36 t/d流化床粉煤热解气化一体化工业试验装置。本研究主要考察工业试验装置的连续运行效果及产物分布、产品性质,通过对热解及气化反应、热量质量传递过程与高倍率固体循环颗粒的调控,完成一体化反应器的稳定运行及高温油气粉尘在线分离,实现粉煤定向转化制高品质焦油与合成气的突破,为该技术的产业化放大提供设计依据与技术支撑。

## 1 实验部分

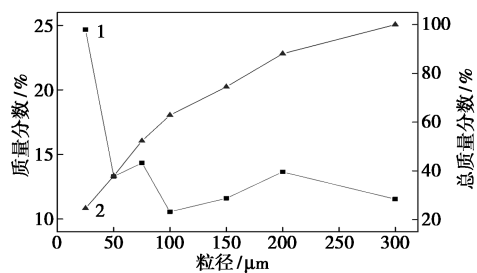
### 1.1 实验原料

以0~300 μm( $d_{50}$  = 70 μm)的陕北西湾煤为原料,其工业分析、元素分析、发热量和格金焦油产率如表1所示,粒径分析如图1所示。

表1 工业分析和元素分析

样品	工业分析/%				元素分析/%					热值/ (MJ·kg <sup>-1</sup> )	格金焦油 产率/%
	M	V	A	FC	C	H	O <sup>①</sup>	N	S		
西湾煤	6.90	31.97	0.06	61.07	76.48	4.57	17.48	1.05	0.42	28.32	11.65

注:①差减法。



1—质量分数;2—总质量分数

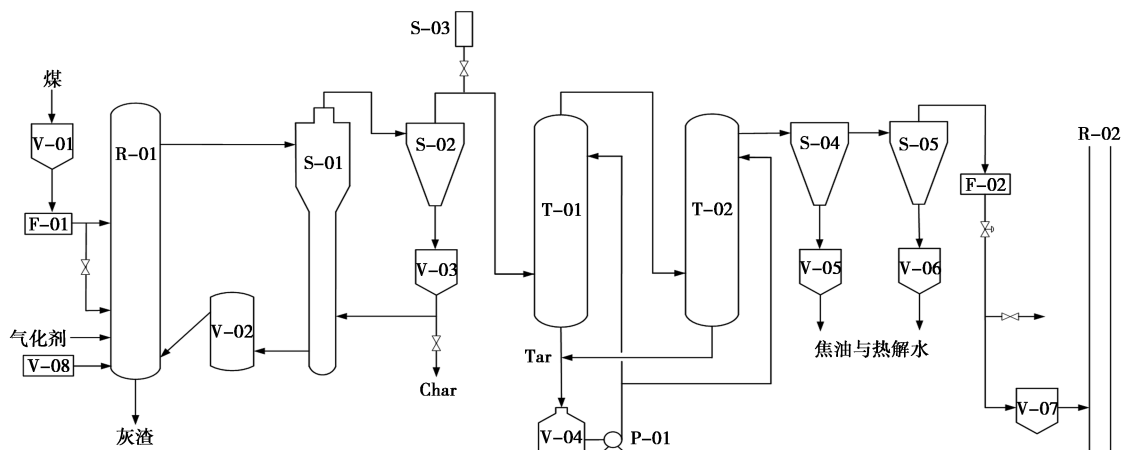
图1 粒径分布

### 1.2 实验装置与方法

36 t/d流化床粉煤热解气化一体化工业试验装置工艺流程如图2所示。装置主要包括进料单元、热解气化单元、合成气净化及油品回收单元。煤粉采用气力输送的方式经流化给料器进入一体化反应器热解区,与高倍率流态化的固体热载体充分混合并发生快速热解反应,半焦通过循环返料通道返回至气化区,与气化剂发生气化反应,产生的高温粗合成气和固体颗粒作为热载体和输送介质进入热解

区。携带少量细灰的高温油气进入合成气净化单元,在旋风分离器、深度除尘器中实现气固分离,捕集的细灰进入气化区或排出,气化产生的高温灰渣经换热回收后排出。高温油气依次在初级分离塔、二级分离塔内逆向洗涤分离,产生的焦油进入焦油

罐。脱除大部分焦油的粗合成气在气液分离器内进行深度冷凝分离,得到焦油与热解水。其中,重质焦油从初级分离塔、二级分离塔排出,轻质焦油与水的混合物从初级收集罐、二级收集罐排出。粗合成气经过流量计计量、取样分析后,送入火炬燃烧放空。



V-01—料斗;V-02—循环密封罐;F-01—流化给料器;R-01—热解-气化一体化反应器;S-01—旋风分离器;S-02—深度除尘器;V-03—半焦收集罐;S-03—在线取样装置;T-01—初级分离塔;T-02—二级分离塔;V-04—洗涤剂罐;P-01—洗涤剂泵;S-04—初级气液分离器;S-05—二级气液分离器;V-05—初级收集罐;V-06—二级收集罐;V-07—缓冲罐;F-02—流量计;R-02—火炬;V-08—开工加热炉

图 2 36 t/d 流化床粉煤热解气化一体化工业试验装置工艺流程

热解-气化一体化技术是在 1 个反应器内实现粉煤的快速热解及半焦的高效气化,该反应器由提升管热解区、快速过渡区及流化床气化区组成。在活性气氛、短接触时间与固体颗粒高倍率循环的协同作用下,活性分子稳定粉煤一次热解产生的自由基碎片,降低挥发性产物与活性半焦颗粒的接触机率,抑制交联、聚合等二次反应,实现焦油的高产率及轻质化。半焦具有高流速、低温度、高活性的特点,通过调节半焦颗粒的循环速率来吸收显热,达到控制气化温度、降低蒸汽用量的目的。试验条件:热解温度 550~650℃,气化温度 950~1 100℃,操作压力 0.6~1.0 MPa,固体循环倍率 100~200 倍,热解区流速 10~18 m/s,气化区流速 0.6~1.5 m/s,热解区停留时间<3 s。

试验开始前,在反应器内装入惰性颗粒作为流化介质。在流化气、输送气的吹扫下保证颗粒流化正常,建立反应系统的固体循环,系统逐渐升温。待反应器的热解温度、松动气量及流化状态达到稳定后,开启流化给料器使煤粉进入热解区,下料速率 1.0~1.5 t/h,在气化区通入气化剂。在工艺条件调节、循环返料控制及在线排灰的作用下,热解区和气化区温度达到试验要求,维持装置的长周期连续稳

定运行,对产物进行收集分析。试验结束后,停止煤粉及气化剂的进料,对装置进行吹扫降温与缓慢泄压,待装置降至常温、常压后,收集液相及固相产物。液相产物从初级分离塔、二级分离塔和一级收集罐、二级收集罐收集;固相产物从反应器、半焦收集罐收集。用二氯甲烷多次浸泡和冲洗在线取样装置及连接管线,采用真空旋转蒸发器减压旋蒸除去二氯甲烷溶剂,获得焦油。

### 1.3 产物分析

合成气经流量计计量后,用取样钢瓶进行收集。采用 GC-2014 型气相色谱仪(日本岛津)分析合成气中 CO<sub>2</sub>、CH<sub>4</sub>、C<sub>2</sub>H<sub>6</sub>、C<sub>2</sub>H<sub>4</sub>、N<sub>2</sub>、CO、H<sub>2</sub> 等气体成分的浓度,载气 N<sub>2</sub> 和 H<sub>2</sub>,载气流速 20 mL/min,色谱柱温度 100℃,反应时间 23 min。利用安捷伦 Agilent 7890A 型气相色谱(配氢火焰离子检测器 FID),配套高温模拟蒸馏数据处理软件,色谱柱为 GSD-2 不锈钢毛细柱(5 m×0.53 mm ID×0.15 μm)(石油科学技术研究院),载气为 He。

半焦与灰渣按国家标准 GB/T 213—2008 进行工业分析与元素分析,并测定发热量。

焦油的馏程分布分析采用 Agilent 7890A 模拟蒸馏仪,焦油的元素分析采用德国 Element 元素分

析仪。

## 2 结果与讨论

### 2.1 工业化装置的典型运行特性

#### 2.1.1 物热衡算

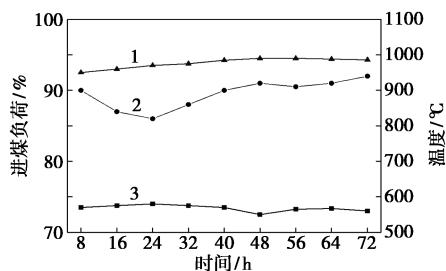
工业试验装置 72 h 标定期间的物热衡算如表 2 所示,反应产物为焦油、合成气、灰渣及少量热解水等,过程中不产生半焦。装置输入输出每小时物料的质量偏差 1.27%,物料总体平衡。每小时的热量损失 6.90%,由于工业化试验装置的反应器热损较大,造成热量偏差。

表 2 物热衡算

物料	物料平衡		热量平衡	
	质量流量/ ( $\text{kg}\cdot\text{h}^{-1}$ )	比例/ %	热量/ ( $\text{MJ}\cdot\text{h}^{-1}$ )	比例/ %
输入				
煤	1450.00	37.05	42775.00	92.84
氧气	615.82	15.73	0.56	0
蒸汽	1065.34	27.22	3298.29	7.16
二氧化碳	782.92	20.00	1.03	0
合计	3914.08	100.00	46074.88	100.00
输出				
焦油	228.65	5.92	8981.37	20.94
热解气	3000.62	77.64	29350.47	68.42
灰渣	152.05	3.93	4561.50	10.63
热解水	483.24	12.50	1.19	0
合计	3864.56	100.00	42894.53	100.00

#### 2.1.2 运行特性

工业试验装置 72 h 标定期间热解及气化的温度曲线如图 3 所示。投煤负荷 >85% 条件下的粉煤进料稳定,一体化反应器中热解温度 550~600℃,气化温度 950~1 000℃,说明在 1 个反应器内粉煤热解与半焦气化 2 种不同反应过程平稳,热解及气化



1—气化温度;2—进煤负荷;3—热解温度

图 3 72 h 标定期间热解及气化的温度曲线

反应提供的物料及热量相互利用,反应体系达到热平衡,装置实现连续稳定运行。

装置典型运行特性详见表 3。在热解温度 590℃、气化温度 990℃、压力 1.0 MPa 条件下,焦油产率 15.91%,合成气有效气组分 74.74%,热值 9 471.08  $\text{kJ}/\text{m}^3$ ,碳转化率 94.27%,能源转化效率 82.75%。说明煤粉进入热解区后,表面温度快速升高并完成脱挥发分过程,气态热解产物从颗粒表面逃逸,与来自气化区的高温合成气混合,合成气的主要组分为  $\text{H}_2$ 、 $\text{H}_2\text{O}$ 、 $\text{CO}$  和  $\text{CO}_2$ ,上述活性组分起到强化传热、高温气化及减少二次反应的作用,为以吸热为主的热解反应提供热量。蒸汽和  $\text{CO}_2$  降低半焦的催化效应,促使氢自由基的生成和羟基、甲基等基团断裂,降低油气分子的二次反应,高温油气进入油品回收单元后得到焦油、水和合成气。半焦通过循环返料通道进入气化区,生成以  $\text{CO}$  和  $\text{H}_2$  为主的合成气,大量高温固体颗粒进入热解区循环反应,使碳转化率和能源转化效率较高。

表 3 装置典型运行特性

焦油产率/%	焦油产率与格金产率比值/%	有效气组分/%	有效气热值/ ( $\text{kJ}\cdot\text{m}^{-3}$ )	碳转化率/%	能源转化效率/%
15.91	136.57	74.74	9471.08	94.27	82.75

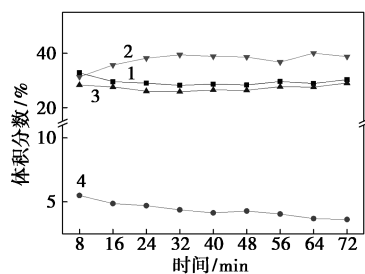
与原煤的格金焦油产率 11.65% 相比,热解气化一体化技术中获取的焦油产率 15.91%,与格金干馏焦油产率的比值达到 136.57%,焦油产率大幅提高,主要原因:一是反应器内构件的设置强化传热传质,提升反应速率,减少一次热解产物向外扩散至煤颗粒表面的传质阻力,提高热解效率;二是活性分子发生加氢饱和和煤热解自由基的反应。 $\text{CO}_2$  分子挤占半焦表面的活性位,与半焦中碳发生气化反应,促使羟基、甲基等基团的断裂和氢自由基的生成,减少二次反应;三是在高倍率惰性固体的稀释效应下,减少半焦与煤粉颗粒的接触,降低半焦的催化活化效应,从而降低自由基之间聚合反应机率和反应强度;四是加压条件提高反应强度。气体浓度随系统压力的提高而增加,低压条件下加氢饱和反应的影响大于高压下挥发分与半焦的二次反应,利于焦油产率的增加。

流化床粉煤热解气化一体化工业试验装置通过中国石油和化学工业联合会组织的科技成果鉴定,认为该技术具有原创性和自主知识产权,整体技术处于国际领先水平。

## 2.2 产物性质

### 2.2.1 合成气

合成气的组分变化详见图 4。合成气主要组分变化较为平稳, H<sub>2</sub> 含量 29.53%~33.79% (体积分



1—H<sub>2</sub>; 2—CO<sub>2</sub>; 3—CO; 4—CH<sub>4</sub>

图 4 合成气的组分变化

数,下同), CO 含量 26.88%~30.05%, CO<sub>2</sub> 含量 32.29%~41.02%, CH<sub>4</sub> 含量 3.72~5.50%, 剩余为少量 C<sub>2</sub>~C<sub>3</sub> 烃类及 N<sub>2</sub>, 煤气热值 9 471.03~10 069.09 kJ/m<sup>3</sup>。与小试结果相比, 工业化试验装置的气体产物组成中除含少量 N<sub>2</sub> 以外, 其他组分含量均较为接近, 说明一体化反应器中气化反应充分。

### 2.2.2 半焦与灰渣

半焦与灰渣工业分析和元素分析详见表 4。半焦和灰渣的挥发分大幅降低, 固定碳质量分数大于 85%, 其余元素含量减小, 热值变化不大。说明煤粉热解反应与半焦气化反应较为充分, 根据反应条件进行在线排料或返回至反应器等。

表 4 半焦与灰渣的工业分析和元素分析

样品	工业分析/%				元素分析/%					热值/ (MJ·kg <sup>-1</sup> )
	M	V	A	FC	C	H	O <sup>①</sup>	N	S	
半焦	0.16	8.42	15.10	76.32	88.52	2.34	7.88	1.02	0.24	26.85
灰渣	0.14	1.35	87.31	11.20	92.61	1.72	4.56	0.88	0.23	7.05

注: ①差减法。

### 2.2.3 焦油

焦油的基本性质详见表 5。工业试验装置的焦油密度为 1.06 kg/m<sup>3</sup>, 该部分焦油通过在线取样装置回收获取, 而通过装置中冷凝回收的焦油组分因与冷却剂混合而难以分离, 只计质量而未分析其基本性质。焦油的 H/C 原子比较高为 1.21, 高于传统焦化工艺产生焦油的 H/C 原子比, 且焦油中 S 质量

分数较低为 0.20%, 说明工业试验装置产生的焦油具有一定轻质化效果。本试验获得焦油的高产率、轻质化、低含尘量等特性来自于一体化反应器中加氢催化热解、短停留时间以及源头减粉尘量、深度除尘过滤等作用。该工业化试验数据与小试研究结果一致<sup>[18]</sup>, 验证流化床反应器工业化放大的可靠性与合理性。

表 5 焦油的基本性质

密度/ (kg·m <sup>-3</sup> )	灰分/ %	水分/ %	黏度/ (mm <sup>2</sup> ·s <sup>-1</sup> )	残碳质量 分数/%	热值/ (MJ·kg <sup>-1</sup> )	元素分析/%				
						C	H	O <sup>①</sup>	N	S
1.06	0.87	2.58	3.4	7.44	38.28	83.11	8.38	7.40	0.91	0.20

注: ①差减法。

焦油的馏分含量详见表 6。焦油中轻油、酚油、萘油的含量分别为 5.26% (质量分数, 下同)、9.74% 和 6.23%, 洗油和葱油的含量为 22.25% 和 13.66%。轻质油 (<350℃) 和重质油 (>350℃) 含量为 57.14% 和 42.86%。说明加压环境加速焦油的二次反应, 大分子脂肪烃裂解生成小分子的烷烃和不饱和烃, 使焦油中轻质组分增加。加氢气氛减少自由基聚合的反应机率, 中长链脂肪烃的含量降低, C<sub>9</sub>~C<sub>12</sub> 烃类的含量增加。研究表明, 随着压力的升高, 焦油中芳环侧链发生断裂, 轻质组分含量增加,

重质组分含量降低, 碳含量及氢含量增加<sup>[19-20]</sup>。

表 6 焦油的馏分质量分数 %

样品	轻油	酚油	萘油	洗油	葱油	沥青
焦油	5.26	9.74	6.23	22.25	13.66	42.86

焦油的组分含量详见表 7。焦油中脂肪烃、芳香烃和酚类化合物的含量分别为 23.21% (质量分数, 下同)、44.46% 和 24.66%, 其他化合物含量为 7.67%。其中, 单环、双环及三环芳烃的含量分别为 11.92%、20.77% 和 9.26%, 四环及以上芳烃含量较

少为 2.51%, 芳香烃多以取代侧链芳香烃居多。受化学反应及高倍率固体颗粒循环流化的影响, 大量煤分子基团参与裂解反应。一次裂解是大分子结构中活性官能团脱除和煤有机结构中弱化学键断裂成自由基的解离过程, 二次裂解是自由基发生以裂解、聚合等化学反应为主的传质过程。流化床反应器的固体颗粒循环速率高, 停留时间短, 一次热解产生的焦油来不及进行二次裂解反应而被带出反应器, 导致芳环侧链的反应程度较小。

表 7 焦油的组分质量分数 %

样品	脂肪族化合物	芳香族化合物	酚类	其他化合物
焦油	23.21	44.46	24.66	7.67

### 3 结论

(1) 流化床热解气化一体化技术适用于粒径小于 300  $\mu\text{m}$  低阶煤的连续热解气化反应, 解决焦油产率低、油气尘三相分离难、产物品质差等技术难题。通过内构件强化、加氢气氛、短接触时间与高倍率固体颗粒循环的协同影响, 提高床层传热传质效果, 控制产物的二次反应, 提高油气产率, 改善产物品质, 实现低阶煤的定向转化制高品质焦油与合成气。

(2) 36 t/d 粉煤热解气化一体化工业试验装置实现 72 h 标定期间的满负荷连续稳定运行, 解决气化剂混合不均匀、流化波动较大或碳源不足导致出现高温熔渣的问题, 连续稳定生产焦油、合成气, 不产生半焦。标定期间的物料平衡偏差 1.27%, 热量损失 6.90%, 碳转化率 94.27%, 能源转化效率 82.75%。

(3) 流化床热解气化一体化技术获得的焦油产率高, 达到格金焦油产率 136.57%, 焦油密度 1.06  $\text{kg}/\text{m}^3$ , 含质量分数 0.87%, 含水率 2.58%, 焦油中 350 $^{\circ}\text{C}$  以下轻质组分质量分数 57.14%。半焦和灰渣的挥发分降低, 硫含量降低, 热值变化不大。合成气中  $\text{H}_2$  体积分数 29.53%~33.79%,  $\text{CO}$  体积分数 26.88%~30.05%, 热值较高。

### 参考文献

- [1] 金涌, 周禹成, 胡山鹰. 低碳理念指导的煤化工产业发展探讨[J]. 化工学报, 2012, 63(1): 3-8.
- [2] 王建国, 赵晓红. 低阶煤清洁高效梯级利用关键技术与示范[J]. 中国科学院院刊, 2012, 27(3): 382-388.
- [3] 刘振宇. 煤快速热解制油技术问题的化学反应工程根源: 逆向传热与传质[J]. 化工学报, 2016, 67(1): 1-5.
- [4] 张纯. 外热式内构件移动床低阶碎煤热解技术研究[D]. 北京: 中国科学院过程工程研究所, 2015.
- [5] 韩峰, 张衍国, 蒙爱红, 等. 煤的低温干馏工艺及开发[J]. 煤炭转化, 2014, 37(3): 90-96.
- [6] 梁鹏, 巩志坚, 田原宇, 等. 固体热载体煤热解工艺的开发与进展[J]. 山东科技大学学报: 自然科学版, 2007, 26(3): 32-36.
- [7] 温雨鑫. 高温速率和压力条件下的煤热解和气化特性研究[D]. 北京: 中国科学院工程热物理研究所, 2013.
- [8] 潘生杰, 陈建玉, 范飞, 等. 低阶煤分质利用转化路线的现状分析及展望[J]. 洁净煤技术, 2017, 23(5): 7-12.
- [9] Muhammad Nadeem Amin, Li Yi, Rauf Razaq, et al. Pyrolysis of low rank coal by nickel based zeolite catalyst in the two-staged bed reactor[J]. Journal of Analytical and Applied Pyrolysis, 2016, 118: 54-62.
- [10] 郑化安. 中低温煤热解技术研究进展及产业化方向[J]. 洁净煤技术, 2018, 24(1): 13-18.
- [11] 方梦祥, 岑建孟, 石振晶, 等. 75 t/h 循环流化床多联产装置实验研究[J]. 中国电机工程学报, 2010, 30(29): 9-15.
- [12] 骆仲决. 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] 李青松, 李如英, 马志远, 等. 美国 LFC 低阶煤提质联产油技术新进展[J]. 中国矿业, 2010, 19(12): 82-87.
- [14] 武荣成, 张纯, 许光文. 内构件移动床碎煤热解中试产物分布特性[J]. 煤炭转化, 2019, 42(2): 13-17.
- [15] 吕清刚, 于旷世, 朱志平, 等. 固体热载体快速热解粉煤提油中试研究[J]. 煤炭学报, 2012, 37(9): 1591-1595.
- [16] 白效言, 张颀, 王岩, 等. 低阶煤热解关键技术问题分析及研究进展[J]. 煤炭科学技术, 2018, 46(1): 192-198.
- [17] 王宁波, 黄勇. 煤粉加压热解-气化一体化技术(CCSI)的研究开发及工业化试验[J]. 煤化工, 2018, 46(1): 6-10.
- [18] 王宁波, 黄勇, 刘巧霞, 等. 热解条件对西湾煤流化床加压热解的影响[J]. 煤炭转化, 2021, 44(6): 34-43.
- [19] Huang Yong, Wang Ningbo, Liu Qiaoxia, et al. Co-pyrolysis of bituminous coal and biomass in a pressurized fluidized bed[J]. Chinese Journal of Chemical Engineering, 2019, 27(7): 1666-1673.
- [20] 张纯.  $\text{CO}_2$  气氛对伊宁煤加压热解产物分布及酚类化合物释放的影响[D]. 太原: 太原理工大学, 2014. ■

《现代化工》欢迎广大作者踊跃投稿, 投稿系统: <http://www.xdhg.com.cn>