

引文格式: 杨会民, 吴升潇, 郝婷, 等. 低阶煤热解气化一体化技术开发及试验[J]. 太原理工大学学报, 2026, 57(3): 446-455.

YANG Huimin, WU Shengxiao, HAO Ting, et al. Development and test of coal to coal-tar and semi-coke to syngas integrated technology[J]. Journal of Taiyuan University of Technology, 2026, 57(3): 446-455.

低阶煤热解气化一体化技术开发及试验

杨会民, 吴升潇, 郝婷, 王研, 张晓欠

(西北化工研究院有限公司, 陕西 西安)

摘 要:【目的】陕西延长石油(集团)有限责任公司建成两套进料量10 kg/h、压力分别为1.0和4.0 MPa的热解小试装置, 一套进料量36 t/d的粉煤热解气化一体化技术(CCSI)中试装置。通过介绍CCSI技术原理、工艺流程、热解产物生成规律及中试装置标定结论, 全面总结CCSI技术的开发及试验经验, 为CCSI技术的工业化推广应用提供设计依据。【方法】将原煤快速热解与半焦气化耦合在一个反应器内, 采用一步法将原煤转化为粗合成气和煤焦油, 实现煤炭高效清洁分质利用, 该技术能够在特殊反应器内实现能量互补、物料互供。【结果】热解小试装置研究表明, 反应温度590~620 °C、反应压力 ≤ 1.0 MPa, 反应气氛模拟合成气, 进料粒径300~600 μm , 停留时间 < 1.5 s, 能大幅提高焦油产率, 合成气中的CO能够有效抑制水煤气的逆变换反应, 降低热解水的生成; 考虑反应器结构特征及热解的经济性, 煤种选择具有一定的技术要求。CCSI中试装置研究表明, 空气气化的焦油收率17.12%, 有效气($\text{CO} + \text{H}_2 + \text{烃类}$)含量35.10%, 氧气气化的焦油收率15.91%, 有效气($\text{CO} + \text{H}_2 + \text{CH}_4$)含量74.74%, 碳转化率94.27%, 标定结果符合设计要求。

关键词: 低阶煤; 热解气化一体化; 煤炭分质利用; 煤焦油

中图分类号: TQ536.1 **文献标识码:** A

DOI: 10.16355/j.tyut.1007-9432.20250603 **文章编号:** 1007-9432(2026)03-0446-10

Development and Test of Coal to Coal-tar and Semi-coke to Syngas Integrated Technology

YANG Huimin, WU Shengxiao, HAO Ting, WANG Yan, ZHANG Xiaoqian

(The Northwest Research Institute of Chemical Industry Co., Ltd., Xi'an, Shaanxi, China)

Abstract:【Purposes】Two sets of pressurized pyrolysis laboratory test devices with a feed rate of 10 kg/h and a set of coal to coal-tar and semi-coke to syngas integrated technology (CCSI) pilot plant with a feed rate of 36 t/d are built by Shaanxi Yanchang Petroleum (Group) Co., Ltd. 【Methods】The principle, process flow, pyrolysis product formation law, and pilot plant calibration conclusion of CCSI were introduced. The development and test experience of CCSI were summarized comprehensively, which provided design basis for the industrial application of CCSI. A high-efficiency clean staged coal utilization technology that couples rapid pyrolysis of raw coal with semi-coke gasification in a single reactor was realized for converting raw coal into crude syngas and coal tar through a one-step method. This technology enables energy complementation and material mutual supply within a special reactor. 【Results】The results of pyrolysis pilot plant show that when the reaction temperature

收稿日期: 2025-10-23; 修回日期: 2025-12-03

基金项目: 延长石油集团2025年第一批科技投资计划项目(YCSY2025ZS-B-03)

通信作者: 杨会民, 正高级工程师, 主要从事煤的热解、气化技术研究, (E-mail) yhm0777@163.com

is 590–620 °C, the reaction pressure is ≤ 1.0 MPa, the reaction atmosphere is simulated syngas, the feed particle size is 300–600 μm , and the residence time is ≤ 1.5 s, the tar yield can be greatly improved. CO in the syngas effectively inhibits the inverse conversion reaction of water gas and reduces the formation of pyrolysis water. Considering the structural characteristics of the reactor and the economy of pyrolysis, the selection of coal has certain technical requirements. The research on CCSI pilot plant show that, the tar yield of air gasification is 17.12%, the effective gas ($\text{CO} + \text{H}_2 + \text{hydrocarbons}$) content is 35.10%. The tar yield of oxygen gasification is 15.91%, the effective gas ($\text{CO} + \text{H}_2 + \text{CH}_4$) content is 74.74%, and the carbon conversion rate is 94.27%. The calibration results meet the design requirements.

Keywords: low rank coal; pyrolysis gasification integration; coal grading utilization; coal tar

低阶煤是我国煤炭资源的主要煤种之一,资源量占全国煤炭资源总预测储量的 57.38%^[1]。“富油煤”是格金焦油产率大于 7% 的低阶煤^[2,3],具有低灰、低硫、高挥发分、高发热量和低黏结性等特点,是用作低温干馏、气化和液化的优质煤种。陕西省已探明的煤炭储量多达 1 700 亿 t,其中富油煤储量 1 500 亿 t,占比超过 85%,居全国之首^[4],陕北三叠纪煤田煤的焦油产率平均为 11.75%,陕北侏罗纪煤田煤的焦油产率为 10.25%。将低阶富油煤通过高效热解方式提取煤焦油,并对热解半焦和煤气进行有效利用,是实现煤炭高效清洁转化利用的重要途径之一^[5],能够充分发挥煤炭燃料和原料的双重属性优势,提高煤炭作为化工原料的综合效能,促进煤化工产业高端化、多元化、低碳化发展。

近年来,在国家产业政策的鼓励下,以粉煤/碎末煤为原料的热解新技术得到长足发展,按热解反应器类型分类主要包括移动床、流化床、旋转床等^[6],热解技术的研究已经涵盖了理论研究、中试试验以及工业化示范推广。具有典型代表的热解技术包括:中国科学院热物理工程研究所碳氢组分解耦的煤炭分级气化技术^[7,8],陕煤集团榆林化学有限责任公司的气固热载体双循环快速热解技术(SM-SP)^[9],河南龙成集团有限公司的低阶煤旋转床低温干馏技术、浙江大学的双循环流化床多联产技术^[10],陕西延长石油(集团)有限责任公司的粉煤热解气化一体化技术(CCSI)^[11],以及太原理工大学的下行床煤热解耦合流化床气化技术等^[12]。实践表明,旋转床低温热解技术易于实现工业化,焦油收率在 10% 以内,但投资规模大、投资成本高、产品半焦同质化严重并且难以利用;流化床/提升管快速热解技术能够大幅提高焦油收率,主要在于原料粉煤颗粒小,加氢热解促进自由基与活性氢的反应,以及半焦与焦油的快速分离减少焦油的二次裂

解^[11-14]。为了进一步提高工艺系统能效,将热解与气化进行耦合,在热解和气化两个操作单元间实现能量互补,充分利用高温半焦的气化反应热,并在一定程度上使气化合成气参与热解油气的二次反应,促进煤焦油轻质化或裂解煤焦油为气体产品^[15],但依然存在以下问题:一是耦合流化床气化的热解技术,受气化温度低的影响,碳转化率一般较低;二是以粉煤进料,粉煤粒径普遍小于 300 μm ,二次飞灰量大,以多组旋风分离器组合的气固分离方式难以实现有效分离,焦油含尘量大;三是工业应用中大量粉尘难以捕集,易造成系统堵塞,这也是影响工业装置长周期运行的主要难题之一;四是粉煤热解与部分气化/部分燃烧的耦合技术解决了系统能效平衡,但依然需要解决剩余半焦的利用难题。

陕西延长石油(集团)有限责任公司在总结验证大量研究的基础上,开发并建成两套进煤量 10 kg/h、压力分别为 1.0 MPa 和 4.0 MPa 的热解小试装置,一套进料量 36 t/d 的 CCSI 中试装置,对粉煤加压条件下的热解-气化耦合技术进行试验,本文通过介绍 CCSI 技术的技术原理、工艺流程、热解产物生成规律及中试装置标定结论,全面回顾和总结了典型粉煤热解-气化耦合技术的研究和工业化经验,以期为我国低阶煤的热解气化耦合技术的产业化推进提供技术思路。

1 CCSI 技术原理及工艺流程

1.1 技术原理

煤热解过程中的化学反应非常复杂,可以区分为裂解和缩聚两大类反应。从煤的分子结构看,煤的热解过程是基本结构单元周围的侧链、桥键和官能团等对热不稳定的成分不断裂解,形成低分子化合物并挥发;基本结构单元的缩合芳香核部分对热保持稳定,并相互缩聚形成固体产品(半焦或焦

炭)^[1]。粉煤热解过程中,由于煤颗粒粒径小,粉煤颗粒在反应器内快速加热分解,传质传热充分,因此相对于粒煤或块煤热解,粉煤快速热解焦油产率较高^[16,17]。同时,煤颗粒在快速热解中受到很强的热冲击力,煤大分子缩合芳香族化合物中具有的不同键能的化学键同时被打开、断裂,生成数量更多的自由基碎片,自由基稳定过程同时伴随着自由基聚合、复合和与氢自由基耦合等反应的快速发生,自由基如果能从自身内的氢、外加氢中获取足够的氢,就会被氢化饱和而及时稳定下来生成挥发分,导致热解产物中挥发分产物较高;但是如果得不到足够的氢与之饱和,自由基间会发生相互聚合形成半焦或焦炭,最终导致热解产物中固体半焦产率较高^[16]。因此加氢作用下的快速热解,能够一定程度提供氢氛围,最大限度地获得气态和液态产品^[1]。

CCSI技术是将原煤快速热解与半焦气化耦合在一个反应器内,采用一步法将原煤转化为粗合成气和煤焦油的煤炭高效清洁分质利用技术,该技术能够在特殊反应器内实现能量互补、物料互供。粉煤颗粒停留时间1~2 s,加热速率高达 1×10^4 °C/s,反应器热解温度550~650 °C,气化温度950~1 050 °C,粉煤热解停留时间短,供热粗煤气富H组分含量高,通过提升管快速热解和加氢热解的方式,提高煤焦油产率^[11];通过内外高倍率循环可控的方式,提高碳转化率和粗合成气的生成。

1.2 反应器原理

图1为CCSI反应器结构示意图。CCSI反应器属于循环流化床结构范畴,兼具快速输运床技术特征,包括气化段、热解段、过渡段和固体循环系统。气化段位于反应器的下部,气化剂(氧气/蒸汽)和半焦在气化段反应生成合成气,气化反应的热源全部来自半焦与氧气的氧化还原反应热;热解段位于反应器的上部,热解段与气化段之间采用过渡段耦合连接,热解段粉煤热解所需的反应热全部来自气化段的气固热载体;固体循环系统包括内置旋风分离器和外置旋风分离器,分别用于分离不同粒径和密度的固体颗粒,并通过独立的返料结构将固体颗粒返回至气化段,维持系统的热量平衡和物料平衡,内置旋风分离器设置在热解段内部。CCSI技术能够在在一个反应器内实现原料热解和半焦气化,主要在于内置旋风分离器和外置旋风分离器共同组成反应器的内外固体循环系统,实现热固体颗粒的高效置换和高倍率循环。

1)内循环构建。CCSI反应器气化段上行的高

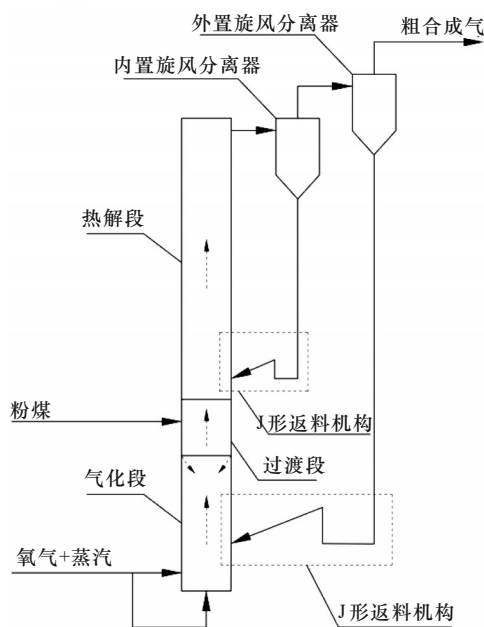


图1 CCSI反应器结构示意图

Fig.1 Structure diagram of CCSI reactor

温粗煤气会携带大量固体热载体,这些热载体包括反应器建立床层初期的砂子、灰渣、废催化剂以及未完全气化的半焦颗粒,在热解段内与进料粉煤快速提升的过程中,实现充分混合、传热和热解反应;在热解段出口处,内置旋风分离器分离密度较大或粒径较大的固体颗粒,分离的固体颗粒通过内置的返料结构返回至气化段上部区域,构建CCSI反应器的内循环返料系统;粉煤快速热解过程采用提升管快速提升分离,反应区域气固两相相对均匀,提升气速达10~15 m/s,因此内循环返料系统的循环倍率一般在100倍以上,构建高倍率循环的内循环系统也有利于热解段温度的控制。

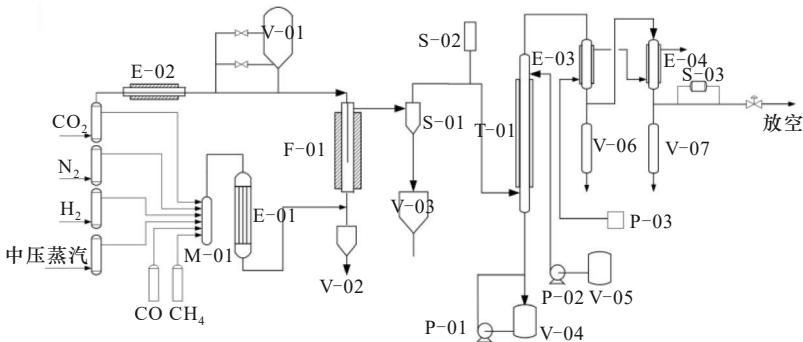
2)外循环构建。热解段出口的粗煤气中含有大量固体半焦颗粒未能被内置旋风分离器分离,外置旋风分离器能够分离粗煤气中粒径 $>20 \mu\text{m}$ 的绝大部分固体颗粒,并在外置旋风分离器的料腿堆积,堆积到一定程度时,固体颗粒通过料腿连接的底部“J”形返料机构返回至气化段中间反应区域,形成流化床的固体外循环。该循环过程受返料结构、返料口位置和外置旋风分离器的效率等因素影响,循环倍率一般控制在20~50倍,构建外循环持续返料有利于控制气化效率和粗煤气品质。

1.3 工艺流程

CCSI技术先后历经小试试验、冷模试验、中试工艺包设计、中试装置建设及试验、产业化工艺包开发等全过程。图2为CCSI热解小试装置工艺流程,主要包括气源单元、进料单元、反应单元、气固

分离单元以及气液分离单元等。煤斗 V-01 主要用于实验煤粉的缓存,设置在线称重仪计量进煤量;F-01 为反应器,管径 50 mm,高度 1 500 mm,采用高温电热炉外供热。反应器内设置有高温进料管线,原料通过预热气体快速引入进料管线内,通过反应器下部通入的高温气体快速提升热解并带出,实验结束后 F-01 内半焦通过排焦罐 V-02 排出;高

温含油煤气经过旋风分离器 S-01 进行气固分离,分离的半焦在半焦收集罐 V-03 中排出;未捕集到的半焦进入焦油分离塔 T-01 进行分离收集;气液分离单元通过“水洗+冷却”方式,获取的煤焦油和热解水全部进入溶剂水中,通过静置分离获得焦油称重,洗涤净化的煤气经气体流量计计量后进入在线取样系统进行组分分析,尾气净化后最终放空。



F-01 反应器;M-01 管道混合器;T-01 焦油分离塔;P-03 制冷泵;E-01 流化气预热器;V-01 煤斗;V-05 溶剂罐;S-03 尾油回收罐;P-01 焦油泵;E-02 输送气预热器;V-02 排焦罐;V-06 一级气液分离器;S-01 旋风分离器;P-02 溶剂泵;E-03 一级气液冷凝器;V-03 半焦收集罐;V-07 二级气液分离器;S-02 在线取样器;V-04 焦油罐;E-04 二级气液冷凝器

图 2 CCSI 热解小试装置工艺流程

Fig.2 Process flow of pyrolysis laboratory test device

图 3 为 36 t/d 的 CCSI 中试装置工艺流程^[18]。该装置总高 48 m,占地面积 600 m²,主要由五个单元组成:备煤单元、热解-气化单元、煤气净化及油品回收单元、尾油回收及废水处理单元、公用及辅助工程。主要流程如下:来自界外的合格粉煤经备煤单元的进煤系统输送至热解-气化单元的反应器转化为粗煤气,粗煤气由热解段出口经多级旋风分离系统进行气-固分离,分离出的未完全反应的半焦粉通过外循环返料系统返

回至反应器气化段,气化段排出的固体形成灰渣;含有微量细焦粉的粗煤气进入洗涤、净化系统进行除尘、降温,将残余细焦粉捕集到煤焦油液体中,再通过液-固分离系统分离形成产品煤焦油;经洗涤后的粗煤气通过回收低品质热,形成气、液两相,气相为含饱和液体的煤气,进入油-气分离系统,最终形成粗合成气用于下游工段,液相为含油废水,进入油-水分离系统回收轻油后形成废水进入下游的废水净化工艺。

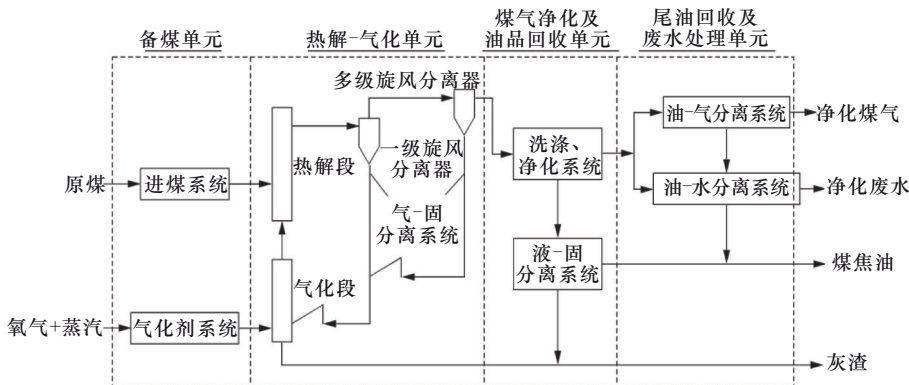


图 3 36 t/d CCSI 中试装置工艺流程

Fig.3 Process flow of 36 t/d CCSI pilot plant

2 热解产物的影响因素

2.1 煤种因素

考虑技术经济性问题,通过 CCSI 技术热解的

焦油收率一般要达到 15% 以上,因此对煤种的选择有一定的要求。在热解小试装置中,实验压力 0.3 MPa,温度 590~620 ℃,富氢气氛条件下对不同煤种进行实验,表 1 为不同煤种条件下热解产物的产率。煤化

程度较低、灰分较低、挥发分较高、格金低温干馏实验焦油产率较高的低阶煤,通过快速加氢热解均能有效提高焦油收率,从煤种上看,影响焦油产率的最直接煤质因素是挥发分含量,因此要求挥发分 $w(V_{ad})\geq 30\%$,格金低温干馏焦油产率 $w(Tar)\geq 9\%$ 。

从CCSI技术特征上分析,CCSI反应器属快速提升管热解和循环流化床气化技术的直接耦合,对煤种的煤质分析要求如表2。循环流化床气化技术要求灰分含量不能太低,灰分太低无法实现灰的有效捕集和循环,但灰分太高会引起二次飞灰量大,

气化效率降低^[19],因此CCSI技术要求 $w(A_{ad})\leq 10\%$ 。煤对 CO_2 反应性是影响气化效率的重要因素,要求煤的 CO_2 反应活性 $\alpha(1\,000\,^{\circ}C)\geq 70\%$ 。流化床超温结疤是影响反应器长周期稳定运行的关键^[20],要求煤灰熔点软化温度 $t_s\geq 1\,150\,^{\circ}C$,黏结指数 $G_{R,1}\leq 30$ 。入炉煤水分越低,加压干粉进料系统架桥堵塞的可能性也会越小,带入后系统的热解废水会越少,进料系统越稳定,因此入炉煤水分越低越好,但同时综合考虑磨煤干燥的经济性,要求入炉煤水分 $w(M_{ad})\leq 3\%$,可磨指数50~80。

表 1 不同煤种热解产物的产率
Table 1 Yields of pyrolysis products of different coals

煤种	$w(\text{工业分析})/\%$				$w(\text{格金低温干馏试验})/\%$			$w(\text{热解产物})/\%$		
	M_{ad}	A_{ad}	V_{ad}	FC_{ad}	焦油	总水	半焦	焦油	热解水	半焦
C-1	6.26	3.90	32.98	56.86	9.21	9.13	73.32	15.14	6.95	71.74
C-2	5.08	8.20	31.62	55.10	9.25	9.74	72.68	12.47	7.44	75.55
C-3	4.45	5.67	32.15	57.73	9.05	12.76	70.22	12.73	6.25	73.25
C-4	6.04	6.16	33.38	54.43	9.03	10.52	72.12	10.93	8.03	76.82
C-5	10.27	6.14	42.17	41.42	12.23	13.86	66.50	17.76	7.65	65.58

表 2 CCSI技术对煤质分析要求
Table 2 CCSI requirements for coal quality analysis

$w(A_{ad})/\%$	$w(V_{ad})/\%$	格金低温干馏 焦油产率/ $\%$	可磨指数	黏结指数	煤对 CO_2 反应性 $\alpha(1\,000\,^{\circ}C)/\%$	煤灰熔融性 软化温度 t_s
≤ 10.0	≥ 30.0	≥ 9.0	50~80	< 30	≥ 70	$\geq 1\,150$

2.2 反应温度

图4为反应温度对热解产物的影响,反应压力0.3 MPa,反应气氛为富氢气氛,煤种选择C-1(下同)。热解温度是影响热解产物形成的重要因素之一,反应温度在600 $^{\circ}C$ 时,快速热解的焦油产率最高,半焦产率随温度的升高而降低,但在600 $^{\circ}C$ 以后有升高的趋势。温度较低时,随热解温度升高,煤中参加反应的化学键增加,由此产生的热解初级产物增加,焦油产率升高,多项研究表明对于不同煤种存在一个最佳的焦油产率温度点^[21];当温度继续升高时,部分热解初级产物发生二次反应,当二次反应消耗的焦油量大于热解反应生成的焦油量时,焦油产率随之下降^[22],且温度越高,参加二次反应的焦油比例越大,焦油产率降低越明显,半焦和气体的产率会随之增加^[21]。

随着温度的升高,水产率总体呈现上升的趋势,一是由于煤分子中含氧官能团(羧基、酚羟基等)断裂形成水^[23];二是反应气氛中同时存在 H_2 、 CO_2 时,会发生 $CO_2+H_2\rightarrow CO+H_2O$ 的水煤气逆变换反应^[24],生成一部分反应水,与热解水一起被冷

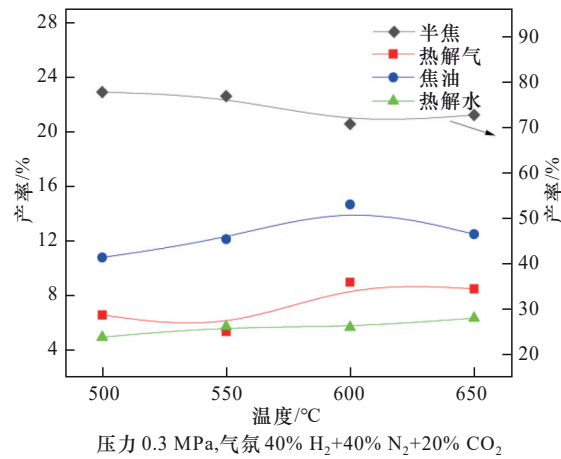


图 4 反应温度对热解产物产率的影响
Fig.4 Effects of reaction temperature on yield of pyrolysis products

凝收集,同时该反应过程为吸热反应,温度的升高会加剧反应进行,造成水产率升高。

2.3 反应压力

图5为反应压力对热解产物产率的影响。压力的升高会造成热解挥发分逸出受阻,加剧焦油的二次裂解和缩聚反应,从而降低焦油产率^[25]。但在富氢气氛下,压力的升高有助于氢分压的提高,意味

着有更多的氢分子参与加氢饱和和自由基的过程,反而有利于焦油的生成^[26],因此反应压力对焦油产率具有双重影响因素,共同作用的结果就是在一定压力范围内,焦油产率会随着压力升高呈现先增后降的趋势^[27]。图中可以看出,随着热解压力的升高,焦油产率呈现先降低后升高的趋势,在0.1 MPa和0.9 MPa时的焦油产率几乎相等,而半焦产率呈现逐步下降趋势,说明在0.9 MPa下焦油的生成更多源于加氢饱和和自由基过程。在水的生成方面,随着压力的升高,水产率不断上升,压力促进了水的生成,主要是因为促进了逆变换反应水的生成。在压力 <1.0 MPa时,低压有利于焦油的生成,但不利于热解的规模化放大;加氢氛围下,压力对焦油的生成具有双重作用,高压情况下,加氢作用超越二次反应作用,使焦油产率呈现升高趋势,因此选择CCSI技术的反应压力 ≤ 1.0 MPa。

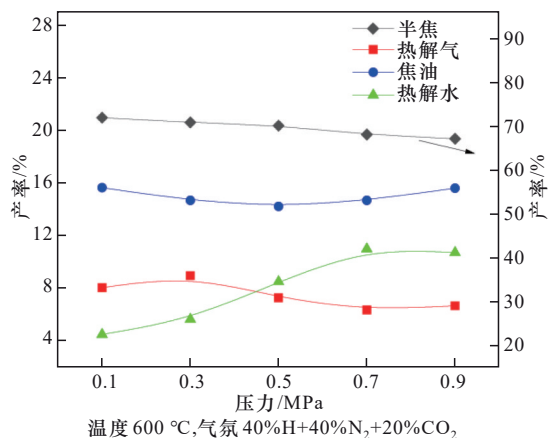


图5 反应压力对热解产物产率的影响

Fig.5 Effects of reaction pressure on yield of pyrolysis products

2.4 停留时间

图6为停留时间对热解产物产率的影响。停留时间是影响煤热解产物分布与品质的关键参数。研究表明,适宜的停留时间有利于挥发分中有价值组分的充分析出与稳定,从而生成更多的轻质液相组分^[28]。然而,停留时间过长,会加剧气相中自由基碎片及焦油前驱体的二次裂解与缩聚反应,这些反应一方面消耗了焦油,导致焦油收率下降,另一方面也可能促进重质组分的生成。因此,在实际工艺中需要针对特定煤种和反应器类型优化停留时间。图中,随着反应器内气相停留时间延长,焦油产率呈现明显降低的趋势,半焦和水的产率逐渐增加,说明在快速热解中,极短的停留时间有利于煤焦油的生成,防止自由基的二次反应发生和水煤气的逆变换反应,降低热解水的产率,因此选择CCSI

技术的停留时间 ≤ 1.5 s。

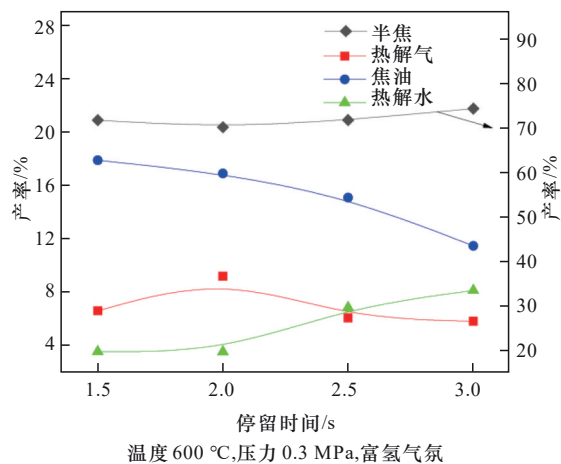


图6 停留时间对热解产物产率的影响

Fig.6 Effects of residence time on yield of pyrolysis products

2.5 进料粒径

图7为进料粒径对热解产物产率的影响。一般而言,颗粒粒径增大,会延长挥发分从颗粒内部向表面逸出的路径,增加传质阻力,这会导致挥发分在高温区停留时间延长,引发更多自由基碎片的二次反应。反之,减小颗粒粒径,有利于挥发分的快速析出,从而提高挥发分产物的收率^[29]。需要指出的是,煤热解本身是一个复杂的自由基反应过程,且挥发分在煤颗粒内部孔道中的传质行为对热解有重要影响^[30]。可以看出,随着进料粒度的逐步变细,焦油产率先增大后减小,半焦产率逐步增大,合适的进料粒径为60目左右。在实际进料中,粒径达到100目以上时,会发生锁斗架桥和进料中断的情况,这对热解温度波动影响较大,较多的细颗粒会逃逸出旋风分离器,进而影响液固分离系统,因此CCSI合适的进料粒径为300~600 μm 。

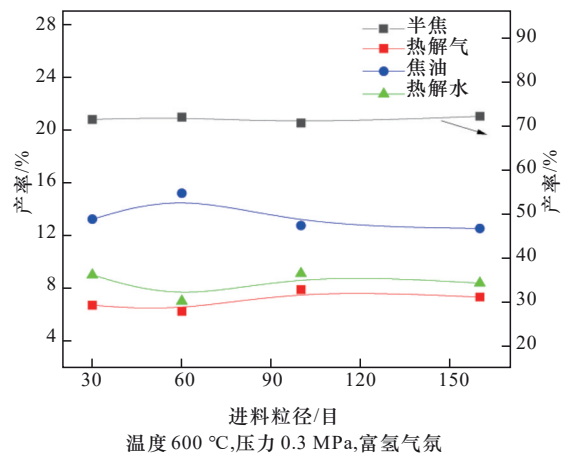


图7 进料粒径对热解产物产率的影响

Fig.7 Effects of feed particle size on yield of pyrolysis products

2.6 热解气氛

表3为热解气氛对热解产物产率的影响。可以看出,不同反应气氛通过影响自由基反应路径和二次反应程度,显著改变了煤热解的产物分布。

CO₂气氛和N₂气氛对比中,CO₂气氛下的焦油产率较N₂气氛下高2.01个百分点,说明CO₂气氛更有利于焦油产率的提高。CO₂可能与煤焦发生反应,并挤占半焦表面的部分活性位点,从而抑制了热解初期产物在活性位上的深度二次反应,有利于焦油的逸出和保存^[31]。然而,这一效果与煤种和热解条件相关,在不同研究体系中结论可能不一致^[32]。此外,两种气氛下的热解水产率相近,表明CO₂对煤中含氧官能团的初级断裂行为影响有限。

表3 热解气氛对热解产物产率的影响
Table 3 Effects of pyrolysis atmosphere on yield of pyrolysis products %

反应气氛	焦油	热解水
100%N ₂	7.16	3.65
10%H ₂ +90%N ₂	11.50	3.89
30%H ₂ +70%N ₂	9.93	4.21
40%H ₂ +60%N ₂	11.92	4.80
100%CO ₂	9.25	3.29
10%H ₂ +90%CO ₂	14.52	8.83
30%H ₂ +70%CO ₂	12.25	8.32
40%H ₂ +60%CO ₂	13.25	9.45
10%H ₂ +50%N ₂ +40%CO ₂	14.41	4.66
40%H ₂ +40%N ₂ +20%CO ₂	15.14	6.95
40%H ₂ +20%N ₂ +40%CO ₂	13.49	4.80
40%H ₂ +40%CO+20%CO ₂	15.23	6.62

在加氢热解过程中,氢气能有效饱和煤热解产生的大分子自由基,显著抑制自由基的缩聚反应,从而使焦油收率相比惰性气氛有大幅提高(幅度可达30%以上)。在H₂+CO₂混合气氛下,焦油收率相较于H₂+N₂气氛进一步提升,表明CO₂在富氢环境中仍能发挥其保持高焦油收率的独特作用。同时,H₂+N₂气氛热解水产率比N₂气氛提高了15.3%,H₂+CO₂气氛热解水产率比CO₂气氛提高了152.9%,H₂+CO₂气氛下的热解水产率显著高于H₂+N₂气氛,这说明该氛围下发生了显著的水煤气逆变换反应,生成了额外的反应水。

调配氢气比例变化时,40%的氢气浓度下,增加混合气氛中CO₂的比例(20%~60%),焦油产率降低。富氢气氛中CO₂的体积浓度为20%时焦油产率大幅提高,继续增加CO₂比例,对焦油产率无促进作用,但对热解水的产率有一定幅度的提高。

10%的氢气浓度下,添加CO₂后焦油产率同样得到较大幅度的提高,水的产率在CO₂体积浓度90%时最高。

在模拟合成气条件下,用40%的CO替代N₂后,焦油产率并未减少^[21],但热解水产率出现了大幅下降,降幅可达56.8%。这证明合成气中的CO对热解水的形成具有明显的抑制作用,其机理很可能与CO和热解水之间发生的水煤气变换反应有关。

3 CCSI中试装置标定试验

3.1 空气气化标定

CCSI技术有两种气化模式,空气气化的粗合成气体积分数≥35%,可用于燃煤锅炉改造或低热值燃气轮机发电;氧气气化的粗合成气体积分数≥70%,可用于生产甲醇、烯烃等化工产品,形成“煤-电-油”和“煤-化-油”双发展模式,为我国煤炭清洁高效转化利用起到了积极的促进作用^[18]。同等设计条件下,空气作为主要的气化介质时,由于进氧量减少,反应强度降低,空气气化设计的进料量和操作压力为氧气气化条件的50%。

表4—6分别为36 t/d的CCSI装置空气气化标定期间的操作条件、物料平衡和标定结果。可以得出,空气气化下气化段温度810.94℃,压力0.615 MPa,热解段温度558.48℃,压力0.504 MPa,进煤量443.33 kg/h,蒸汽煤比536 kg/t煤,平均进料为4 728.47 kg/h,平均出料为4 712.87 kg/h,绝对差值15.60 kg/h,误差为0.33%,物料总体平衡。标定过程中,装置运行稳定,空气气化条件下的平均负荷在85%以上,焦油收率17.12%,有效气(CO+H₂+烃类)含量35.10%,煤气热值5 264.24 kJ/m³,能源转化效率82.75%。能源转化效率的核算标准为能源产出总量(焦油+煤气+粗灰+细灰)与能源投入总量(原煤+蒸汽+电)的比值。

3.2 氧气气化标定

表7—9分别为36 t/d CCSI装置氧气气化标定期间的操作条件、物料平衡和标定结果。可以得出,氧气气化下气化段温度901.29℃,压力0.95 MPa,热解段温度617.98℃,压力0.92 MPa,进煤量1 181.67 kg/h,蒸汽煤比535 kg/t煤,氧气煤比435 m³/t煤,平均进料为7 297.37 kg/h,平均出料为7 284.55 kg/h,绝对差值12.82 kg/h,误差为0.18%,物料总体平衡。标定结论为:自主开发的粉煤热解-气化一体化氧气气化技术,具有焦油收率高、碳转化率高、合成气有

表 4 空气气化的操作条件

Table 4 Operating conditions of air gasification in CCSI technology

操作条件		设计值	标定结果			
			第1天	第2天	第3天	平均值
气 化	气化段温度/℃	950~1 050	744.21	784.20	904.40	810.94
	气化段压力/MPa	0.3~0.6	0.537	0.597	0.615	0.583
	进煤量/(kg·h ⁻¹)	462.11~621.00	320.00	430.00	580.00	443.33
	蒸汽煤比/(kg·t ⁻¹)	536	216.31	105.21	573.05	298.19
热 解	热解段温度/℃	600	536.02	560.41	579.02	558.48
	热解段压力/MPa	0.3~0.6	0.459	0.515	0.537	0.504
	煤气量/(m ³ ·h ⁻¹)	2 100.00~3 283.49	2 335.58	2 417.63	2 833.26	2 528.82

表 5 空气气化的物料平衡

Table 5 Material balances of air gasification in CCSI technology
kg·h⁻¹

标定内容		标定结果			
		第 1 天	第 2 天	第 3 天	平均值
输入	进煤量	320.00	430.00	580.00	443.33
	天然气	3.80	0	0	1.27
	空气	874.01	949.16	1 453.08	1 029.08
	中压蒸汽	69.22	45.24	332.37	148.94
	中压氮气	864.41	815.03	432.50	703.98
	二氧化碳	981.91	988.53	983.99	984.81
	洗油	891.25	1 115.83	1 672.08	1 226.39
	分析吹扫蒸汽	155.00	230.00	0	128.33
	合计	4 159.60	4 573.79	5 452.02	4 728.47
	输出	细灰	19.64	42.32	50.53
卧螺排渣 (含水、油)		3.32	6.33	8.45	6.03
煤气		3 002.89	3 054.42	3 541.58	3 199.63
焦油(含洗油)		945.11	1 200.00	1 765.46	1 303.52
废水		170.65	255.83	72.08	166.19
合计		4 141.60	4 558.90	5 438.10	4 712.87

效成分高等特点,实现了气化与热解的直接耦合、物料互供、能量互补和反应器内热量的自平衡。自动化控制水平高,实现了不同温度场、流化场的精准控制以及高倍率循环返料的稳定运行。标定过程中,装置运行稳定,氧气气化条件下的平均负荷在 80% 以上,焦油收率 15.91%,有效气(CO+H₂+CH₄)含量 74.74%,碳转化率 94.27%,煤气热值 9 502.75 kJ/m³。

表 6 空气气化的标定结果

Table 6 Calibration results of air gasification in CCSI technology

项 目		标定结果			
		第 1 天	第 2 天	第 3 天	平均值
焦油产率(无水无灰)/%	现场 取样法	15.91	18.14	17.42	17.16
	物料 衡算法	16.83	19.57	16.10	17.50
	差减法	16.76	18.56	14.90	16.74
有效气含量 (CO+H ₂ +烃类)/%	空气 气化	35.36	34.78	35.17	35.10
煤气热值/ (kJ·m ⁻³)	空气 气化	5 199.14	3 043.56	5 267.35	5 264.24
能源转化效率		81.97	83.41	82.88	82.75

表 7 氧气气化的操作条件

Table 7 Operating conditions of oxygen gasification in CCSI technology

操作条件	设计值	标定结果			
		第 1 天	第 2 天	第 3 天	平均值
气化段温度/℃	950~1 050	882.52	885.41	935.94	901.29
气化段压力/MPa	0.6~1.0	0.93	0.94	0.98	0.95
进煤量/(kg·h ⁻¹)	1 200.00~1 500.00	1 150.00	1 020.00	1 375.00	1 181.67
氧气煤比/(m ³ ·kg ⁻¹)	0.435	0.36	0.36	0.37	0.36
蒸汽煤比/(kg·kg ⁻¹)	0.535	0.83	0.90	0.96	0.90
热解段温度/℃	580~620	628.20	615.20	610.55	617.98
热解段压力/MPa	0.6~1.0	0.89	0.92	0.96	0.92
有效气量/(m ³ ·h ⁻¹)	2 146.70~2 683.38	2 118.44	1 953.99	2 440.38	2 170.94

4 结论

1)热解小试装置研究表明,反应温度 590~620℃、反应压力≤1.0 MPa,反应气氛模拟合成气,进料粒径 300~600 μm,停留时间≤1.5 s,能大幅提升焦油产率,合成气中的 CO 能够有效抑制水煤气的逆变换反应,降低热解水的生成。综合考虑反应器结构特征及热解的经济性,煤种要求灰分 $w(A_{ad}) \leq 10\%$,挥发分 $w(V_{ad}) \geq 30\%$,格金低温干馏焦油产率 $w(Tar) \geq 9\%$,煤的 CO₂ 反应活性 $\alpha(1\,000\,^{\circ}C) \geq 70\%$,煤灰熔点软化温度 $t_s \geq 1\,150\,^{\circ}C$,黏结指数 $G_{R,I} \leq 30$,入炉煤水分 $w(M_{ad}) \leq 3\%$,可磨指数 50~80。

表 8 氧 气 气 化 的 物 料 平 衡

Table 8 Material balances of oxygen gasification in CCSI technology
kg·h⁻¹

标定内容		标定结果			
		第1天	第2天	第3天	平均值
输入	进煤量	1 150.00	1 020.00	1 375.00	1 181.67
	氧气	585.71	521.43	728.57	611.90
	中压蒸汽	950.00	915.00	1 325.00	1 063.33
	中压氮气	2 860.77	2 900.19	2 525.86	2 762.27
	二氧化碳	785.71	768.04	825.00	792.92
	洗油	857.50	774.17	1 024.17	885.28
	合 计	7 189.70	6 898.82	7 803.60	7 297.37
输出	粗灰	126.50	102.00	151.25	126.58
	细灰	64.40	65.28	72.60	67.43
	卧螺排渣	14.31	14.51	16.13	14.98
	煤气	5 332.83	5 198.66	5 484.38	5 338.62
	焦油(含洗油)	1 010.44	903.97	1 215.83	1 043.41
	废水	636.04	589.92	854.58	693.51
	合 计	7 184.53	6 874.34	7 794.78	7 284.55

2)CCSI 中试装置标定结果表明,空气气化条件下的平均负荷在 85% 以上,焦油产率 17.12%,有效气(CO+H₂+ 烃类)含量 35.10%,煤气热值 5 264.24 kJ/m³,能源转化效率 82.75%;氧气气化

表 9 空 气 气 化 的 标 定 结 果

Table 9 Calibration results of oxygen gasification in CCSI technology

项 目	标定结果			
	第1天	第2天	第3天	平均值
焦油收率/%	15.82	15.61	16.32	15.91
有效气含量 (CO+H ₂ +CH ₄)/%	74.12	73.89	76.20	74.74
煤气热值/(kJ·m ⁻³)	9 750.23	9 081.41	9 563.79	9 502.75
碳转化率/%	94.00	93.87	94.94	94.27

条件下的平均负荷在 80% 以上,焦油收率 15.91%,有效气(CO+H₂+CH₄)含量 74.74%,碳转化率 94.27%,煤气热值 9 502.75 kJ/m³,均符合设计要求。

3)CCSI 技术是首次将粉煤热解与半焦化耦合在一个反应器内,直接生成粗煤气和煤焦油的重要尝试,该技术从反应器模拟、小试实验到中试试验进行了长期有效的关键技术参数验证和考察,能够为我国煤炭分质高效利用提供重要技术参考,后续研究中需进一步考虑耦合技术在工业化设计中的长周期稳定运行和经济性。

参 考 文 献:

- [1] 尚建选.低阶煤分质利用[M].北京:化学工业出版社,2021.
- [2] 王双明,师庆民,王生全,等.富油煤的油气资源属性与绿色低碳开发[J].煤炭学报,2021,46(5):1365-1377.
WANG S M, SHI Q M, WANG S Q, et al.Resource property and exploitation concepts with green and low-carbon of tar-rich coal as coal-based oil and gas[J].Journal of China Coal Society, 2021, 46(5): 1365-1377.
- [3] ZHAO H Y, SONG Q, LIU S H, et al.Investigation on the thermal behavior characteristics and products composition of four pulverized coals: Its potential applications in coal cleaning[J].International Journal of Hydrogen Energy, 2019, 44(42): 23620-23638.
- [4] 马丽,拓宝生.陕西富油煤资源量居全国之首榆林可“再造一个大庆油田”[J].陕西煤炭,2020,39(1):220-222.
- [5] 谢克昌.中国煤炭清洁高效可持续开发利用发展战略研究[M].北京:科学出版社,2014.
- [6] 徐婕,郑化安,张生军,等.国内外煤热解技术专利分析[J].化工进展,2016,35(10):3367-3376.
XU J, ZHENG H A, ZHANG S J, et al.Analysis on the patent information of coal pyrolysis[J].Chemical Industry and Engineering Progress, 2016, 35(10): 3367-3376.
- [7] LI W, HE S, LI S.Experimental study and thermodynamic analysis of hydrogen production through a two-step chemical gasification regenerative coal gasification [J].Applied Sciences, 2019, 9(15): 3035.
- [8] HE S, GAO L, DONG R, et al.A novel hydrogen production system based on the three-step coal gasification technology thermally coupled with the chemical looping combustion process[J].International Journal of Hydrogen Energy, 2022, 47(11): 7100-7112.
- [9] 尚建选,张喻,刘燕.陕煤集团低阶煤分质利用绿色低碳发展研究[J].中国煤炭,2022,48(8):39-47.
SHANG J X, ZHANG Y, LIU Y.Research on green and low-carbon development of low-rank coal grading utilization in Shaanxi Coal and Chemical Industry Group[J].China Coal, 2022, 48(8): 39-47.
- [10] 李超,李广民,夏芝香,等.50 MW 循环流化床煤炭分级转化多联产技术开发[J].洁净煤技术,2021,27(5):157-163.
LI C, LI G M, XIA Z X, et al.Development of 50 MW CFB coal pyrolysis and combustion multi-generation technology[J].Clean Coal Technology, 2021, 27(5): 157-163.
- [11] 杨会民,张健,孔少亮,等.粉煤加压热解—气化一体化技术(CCSI)探讨[J].化肥设计,2018,56(6):20-23.
YAN H M, ZHANG J, KONG S L, et al.Discussion on the Coal to Coal Tar and Syngas Integration(CCSI) technology[J].Chemical Fertilizer Design, 2018, 56(6): 20-23.
- [12] WANG Q, WANG M J, WANG H, et al.Effect of temperature and gasification gas from char on the reactions of volatiles gener-

- ated from rapid pyrolysis of a low rank coal[J].Fuel Processing Technology, 2021, 212: 106601.
- [13] 黄飞宇,姚宏哲,张维祥,等.新疆富油粉煤快速热解特性的研究[J].煤炭转化, 2024, 47(6): 15-24.
HUANG F Y, YAO H Z, ZHANG W X, et al. Study on rapid pyrolysis characteristics of Xinjiang oil-rich pulverized coal[J]. Coal Conversion, 2024, 47(6): 15-24.
- [14] 靳立军,刘铮铮,李扬,等.耦合富氢小分子催化活化的煤热解提高焦油产率策略与实践[J].化工进展, 2024, 43(7): 3613-3619.
JIN L J, LIU Z Z, LI Y, et al. Strategy and its application to improve tar yield by coupling catalytic activation of H-rich small molecule with coal pyrolysis[J]. Chemical Industry and Engineering Progress, 2024, 43(7): 3613-3619.
- [15] 任文君,代飞,隋军.低阶煤热解-气化耦合一体化技术进展[J].当代化工, 2025, 54(5): 1202-1211.
REN W J, DAI F, SUI J. Progress of pyrolysis-gasification coupling integrated technology of low-rank coal[J]. Contemporary Chemical Industry, 2025, 54(5): 1202-1211.
- [16] 李晓荣. 漳毛湖煤热解挥发物反应及其对焦油组成和析炭原位调控机制研究[D]. 太原: 太原理工大学, 2022.
- [17] 李雅. 低阶煤热解特性及其产物分布研究[D]. 大连: 大连理工大学, 2018.
- [18] 杨会民,王研,吴升潇,等.粉煤热解气化一体化装置工业化试验及产物分析[J].煤化工, 2025, 53(3): 1-8.
YANG H M, WANG Y, WU S X, et al. Industrial test and product analysis of coal to coal-tar and syngas integration technology[J]. Coal Chemical Industry, 2025, 53(3): 1-8.
- [19] 钟林,钟梅,董利,等.流化床-输送床耦合装置中煤颗粒的气力分级[J].化工学报, 2012, 62(9): 2499-2509.
ZHONG L, ZHONG M, DONG L, et al. Pneumatic classification of coal in bottom-fluidized transport column[J]. CIESC Journal, 2012, 62(9): 2499-2509.
- [20] 范延琪. 高碱低阶煤气化过程防结渣机理研究[D]. 北京: 中国科学院大学(中国科学院工程热物理研究所), 2021.
- [21] 孔娇,王欢,于彦旭,等.半焦原位气化气对漳毛湖煤热解焦油产率和品质的影响[J].燃料化学学报, 2022, 50(4): 385-395.
KONG J, WANG H, YU Y X, et al. Effects of syngas from semi-coke in-situ gasification on yield and quality of tar from pyrolysis of Naomaohu coal[J]. Journal of Fuel Chemistry and Technology, 2022, 50(4): 385-395.
- [22] 周国江,刘竹涛,战金辉,等.温度梯度与产物流动对先锋褐煤热解产物分布的影响[J].化工学报, 2018, 69(6): 2672-2680.
ZHOU G J, LIU Z T, ZHAN J H, et al. Effects of temperature gradient and product flow on distribution of pyrolysis products of Xianfeng lignite[J]. CIESC Journal, 2018, 69(6): 2672-2680.
- [23] 黄慧君. 褐煤热解过程中氧的迁移规律[D]. 太原: 太原理工大学, 2016.
- [24] 刘龙昊,宋亦辰,冯增朝,等.超临界水和过热蒸汽作用下的块煤热解试验研究[J/OL]. 洁净煤技术, 2025-01-21. <https://link.cnki.net/urlid/11.3676.TD.20250121.1509.002>.
LIU L H, SONG Y C, FENG Z C, et al. Experimental study on pyrolysis of lump coal under the action of supercritical water and superheated steam[J/OL]. Clean Coal Technology, 2025-01-21. <https://link.cnki.net/urlid/11.3676.TD.20250121.1509.002>.
- [25] 张培云,焉海波,王杰,等.加压条件下褐煤的热解和氧迁移行为研究[J]. 洁净煤技术, 2024, 30(S2): 141-147.
ZHANG P Y, YAN H B, WANG J, et al. Study on pyrolysis and oxygen migration behavior of lignite under pressurized conditions[J]. Clean Coal Technology, 2024, 30(S2): 141-147.
- [26] 安斌. 煤加压富氢热解及半焦气化特性研究[J]. 洁净煤技术, 2019, 25(6): 105-110.
AN B. Study on the characteristic of pressurized hydrogen-rich pyrolysis and semi-coke gasification of coal[J]. Clean Coal Technology, 2019, 25(6): 105-110.
- [27] 吴杰,狄佐星,罗明生,等. N₂气氛下温度和压力对煤热解的影响[J]. 化工进展, 2019, 38(1): 116-121.
WU J, DI Z X, LUO M S, et al. Study of the effects of temperature and pressure on the coal pyrolysis in the atmosphere of N₂[J]. Chemical Industry and Engineering Progress, 2019, 38(1): 116-121.
- [28] 张俊杰,徐绍平,王光永,等.停留时间对低阶煤快速热解产物分布、组成及结构的影响[J]. 化工进展, 2019, 38(3): 1346-1352.
ZHANG J J, XU S P, WANG G Y, et al. Effect of residence time on distribution, composition and structure of products derived from fast coal pyrolysis[J]. Chemical Industry and Engineering Progress, 2019, 38(3): 1346-1352.
- [29] 崔丽杰,姚建中,林伟刚. 喷动-载流床中粒径对内蒙霍林河褐煤快速热解产物的影响[J]. 过程工程学报, 2003, 3(2): 103-107.
CUI L J, YAO J Z, LIN W G. Effect of particle size on products from flash pyrolysis of Huolinhe Lignite in a spouted-entrained bed[J]. The Chinese Journal of Process Engineering, 2003, 3(2): 103-107.
- [30] 成瑞欣. 煤热解过程中自由基碎片的分布与大小研究[D]. 北京: 北京化工大学, 2022.
- [31] 史航,靳立军,魏宝勇,等.大柳塔煤及显微组分在不同气氛下的热解行为[J]. 煤炭学报, 2019, 44(1): 316-322.
SHI H, JIN L J, WEI B Y, et al. Pyrolysis behavior of Daliuta coal and its macerals under different atmospheres[J]. Journal of China Coal Society, 2019, 44(1): 316-322.
- [32] 陈兆辉,敦启孟,石勇,等.热解温度和反应气氛对输送床煤快速热解的影响[J]. 化工学报, 2017, 68(4): 1566-1573.
CHEN Z H, DUN Q M, SHI Y, et al. Effects of pyrolysis temperature and atmosphere on rapid coal pyrolysis in transport bed reactor[J]. CIESC Journal, 2017, 68(4): 1566-1573.