

# 基于煤与生物质互补气化技术的新型制氢系统的 技术经济与环境评估

张 钟, 李 胜

(北京理工大学 机械与车辆工程学院, 北京 100081)

**摘要:** 气化过程是煤基制氢系统的核心过程之一, 通过立式管式炉研究了煤与生物质的共热解行为, 并提出了一种基于煤与生物质互补气化技术的新型制氢系统。煤与生物质共热解的协同作用促进了热解气生成, 提高了气化效率。燃烧能量品位较低的生物质为气化反应供热, 提高了气化和燃烧反应间的品位匹配程度。此外, 互补气化技术使用碳中性生物质燃料能够大幅降低碳排放。使用 Aspen Plus 软件对新型和参考系统进行仿真, 从热力学、碳排放和经济可行性 3 个方面评估新型和参考系统的性能。结果表明: 生物质掺混比为 0.25 时, 热解过程协同作用最显著, 新型系统能量和烟效率分别为 76.82% 和 64.56%, 均高于参考系统。新型系统的碳排放量为 1.12 t/h, 相对传统水煤浆制氢系统能够大幅降低碳排放。新型系统在全生命周期内的动态回收周期、净现值和制氢成本分别为 3.41 a、269 535.58 k\$ 和 1.37 \$/kg, 具有良好经济效益和应用前景。

**关键词:** 互补气化; 共热解; 热力学分析; 碳排放; 经济性分析

**中图分类号:** TK91 **文献标志码:** A **文章编号:** 1006-6772(2024)12-0105-13

## Techno-economic and environmental assessment of a novel hydrogen production system based on complementary coal and biomass gasification technology

ZHANG Zhong, LI Sheng

(School of Mechanical Engineering, Beijing Institute of Technology, Beijing 100081, China)

**Abstract:** Gasification technology is one of the core processes in coal-based hydrogen production systems, and in this research, the co-pyrolysis behavior of coal and biomass was investigated through a vertical tube furnace, and a novel hydrogen production system based on complementary gasification technology of coal and biomass was proposed. The synergistic effect of coal and biomass co-pyrolysis promotes pyrolysis gas generation and improves the gasification efficiency. Biomass with lower combustion energy grade supplies heat for the gasification reaction, which improves the grade matching between gasification and combustion reactions. In addition, the use of carbon-neutral biomass fuels for complementary gasification technologies can significantly reduce carbon emissions. In this research, the novel and reference systems were simulated using Aspen Plus software to evaluate the performance of the novel and reference systems in terms of thermodynamics, carbon emission and economic feasibility. The results showed that the synergistic effect of the pyrolysis process was most significant at a biomass blending ratio of 0.25, and the energy and yield efficiencies of the novel system were higher than that of the reference system at 76.82% and 64.56%, respectively. The carbon emission of the novel system is 1.12 t/h, which can significantly reduce the carbon emission relative to the conventional coal-water slurry hydrogen generation system. The DPP, NPV and cost of hydrogen production of the novel system during the whole life cycle are 3.41 years, 269 535.58 k\$ and 1.37 \$/kg, respectively, which have good economic benefits and application prospects.

**Key words:** complementary gasification; co-pyrolysis; thermodynamic analysis; carbon emissions; economic analysis

收稿日期: 2024-11-30; 策划编辑: 白娅娜; 责任编辑: 刘雅清 DOI: 10.13226/j.issn.1006-6772.HH24113001

基金项目: 国家自然科学基金资助项目(52122601); 中山市科技计划资助项目(2020AG019)

作者简介: 张 钟(1997—), 男, 山西忻州人, 博士研究生。E-mail: zhangz1103@163.com

通讯作者: 李 胜(1985—), 男, 四川眉山人, 教授, 博士生导师, 博士。E-mail: lisheng@bit.edu.cn

引用格式: 张钟, 李胜. 基于煤与生物质互补气化技术的新型制氢系统的技术经济与环境评估 [J]. 洁净煤技术, 2024, 30(12): 105-117.

ZHANG Zhong, LI Sheng. Techno-economic and environmental assessment of a novel hydrogen production system based on complementary coal and biomass gasification technology [J]. Clean Coal Technology, 2024, 30(12): 105-117.



## 0 引言

氢气是国际公认的优质清洁能源,利用过程中不会产生污染物。因此,氢气是一种具有良好发展前景的绿色燃料和化石燃料替代品<sup>[1]</sup>。在目前的工业应用中,氢气可以用于化工合成、燃料电池和联合循环发电等<sup>[2-3]</sup>。目前,中国已经成为世界上最大的氢气生产国,氢气年产能已超过2000万t<sup>[4]</sup>。氢气主要来源于化石能源制氢和可再生能源制氢等。然而,我国的氢气生产主要依赖于化石能源,煤炭和天然气等化石能源生产的氢气占氢气总产量的70%<sup>[5]</sup>。可再生能源制氢成本约为化石能源制氢成本的6~16倍<sup>[6]</sup>,这限制了可再生能源制氢规模的扩大。因此,化石能源制氢依旧是主流的制氢方式,化石能源制氢在现有的制氢工业中仍旧占据着重要地位。在化石能源中,煤炭的储量丰富且价格低廉,来自煤气化过程的氢气约占世界总氢气产量的18%<sup>[7]</sup>。然而,利用煤炭制氢不可避免地会产生大量碳排放,会进一步加剧温室效应,导致一系列的环境灾难。因此,寻求高效和低碳的制氢技术是具有重要现实意义的问题。

煤炭可以通过煤焦化和煤气化2种方式制取氢气。煤焦化制氢是指在干馏煤炭过程中获得焦炉煤气,再通过分离纯化焦炉煤气获得氢气<sup>[8]</sup>。与煤炭的常规热利用技术相比,煤气化技术已被证明具有更高的效率和更低的碳排放。在传统的煤气化系统中,煤经预处理后进入气化炉。在高温高压下,煤与氧气和水蒸气等发生气化反应生成合成气。合成气的主要成分为 $H_2$ 、 $CO$ 、 $CO_2$ 和 $CH_4$ ,之后通过分离及纯化等过程获得纯 $H_2$ <sup>[9]</sup>。XU等<sup>[10]</sup>提出了一种基于煤炭部分气化和 $CO_2$ 捕获的新型氢电联产系统。结果表明,当加压流化床气化炉的碳转化率为0.7和 $CO_2$ 捕集率为59.7%时,系统获得最高焓效率,碳转化率是决定系统性能的主要因素。

与化石能源相比,生物质中碳来源于自然环境,生物质的利用不会导致环境中碳总量增加<sup>[11-12]</sup>。因此,生物质能的利用是实现碳中和的理想途径之一<sup>[13]</sup>。大量研究表明,煤炭和生物质共热解会产生一定的协同作用,使得气体产率增加,焦炭和焦油产率下降<sup>[14]</sup>。MOGHADERI<sup>[15]</sup>研究了锯末和次烟煤在固定床中共热解行为。结果表明,随着升温速率的增加,焦油和热解气产率增加,焦炭产率下降。CHEN等<sup>[16]</sup>采用热重分析仪研究了3种生物质(锯末、玉米秸秆和稻壳)和烟煤的共热解行为并采用DAEM方法分析了样本的失重曲线。结果表明,

相同转化率下,随着共混物中生物质的比例增加,活化能下降,证实了协同作用的存在。目前能够解释协同作用的理论有:自由基理论、二次裂解理论和碱金属催化理论<sup>[17]</sup>。以上3种理论均能解释部分试验现象,但也无法完全解释协同作用的机理。

由以上研究可知,在特定条件下,煤和生物质在热解过程中会产生更多的气态产物。笔者提出了一种新型煤与生物质互补气化技术。从能源效率角度看,煤和生物质的协同作用会提高气体产量,进而提升气化冷煤气效率。利用低能量品位的生物质作为外燃燃料,能够提高气化和燃烧反应之间的能量品位匹配程度,从而减少气化过程不可逆损失。从燃料特性角度看,互补气化技术可实现煤和生物质的碳氢组分互补,有利于产生更多的氢气。同时,生物质中的碱金属含量较高,能够催化热解及气化反应,降低反应活化能,加快反应速率。从碳排放角度看,生物质是一种碳中性燃料,生物质外燃造成的 $CO_2$ 净排放量为0。碳捕集系统排放的废气中,部分 $CO_2$ 来自生物质,使得系统的 $CO_2$ 净排放量下降。因此,煤与生物质互补气化技术与碳捕集技术相结合可以实现化石能源的高效、低碳/零碳甚至负碳排放利用。

综上所述,笔者基于生物质和煤炭的共热解试验,提出了一种基于煤与生物质互补气化技术的新制氢系统,分析了生物质和煤炭在立式管式炉中的共热解行为和不同生物质掺混比下热解产物的收率和热解气的组成,并从热力学、碳排放和经济可行性3个方面评估了新型系统和参考系统的技术经济性能。

## 1 煤与生物质共热解试验

### 1.1 试验材料

试验采用内蒙古褐煤和松木作为试验样品。这2种样品的工业分析与元素分析见表1。每次试验前,将褐煤与松木样品粉碎至1mm,并置于105℃的干燥箱中干燥12h以去除水分。在制备试验混合样品时,总质量为5g,所有煤炭-松木混合样品均按质量百分比制备。

### 1.2 共热解试验流程

热解试验是在立式管式炉中进行的,热解试验装置的示意如图1所示。该试验装置主要由气体输送装置、红外加热装置、焦油去除装置和气体收集装置组成。具体试验步骤如下:

1) 将5g样品置于坩埚内,之后将坩埚置于管式炉的中部恒温段;

2) 打开阀门V1,使用真空泵抽取管式炉内空

表 1 内蒙古褐煤与松木的工业和元素分析

Table 1 Industrial and elemental analysis of Inner Mongolia lignite and pine wood

样品(干燥基)	内蒙古褐煤	松木	
工业分析/%	$V_{daf}$	28.81	76.12
	$FC_{ad}$	58.20	15.13
	$M_{ad}$	7.12	7.62
	$A_{ad}$	5.87	1.13
元素分析/%	C	70.27	48.34
	H	4.84	5.70
	O	17.68	44.83
	N	1.00	0
	S	0.34	0
低位热值/(MJ·kg <sup>-1</sup> )	25.34	15.37	

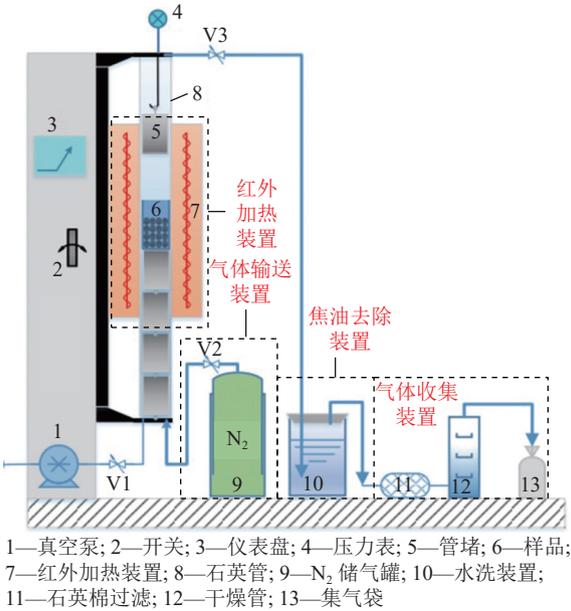


图 1 热解试验装置示意

Fig. 1 Diagram of pyrolysis experimental equipment

气, 之后打开阀门 V2 和 V3, 使用 N<sub>2</sub>(220 mL/min) 吹扫管式炉 50 min, 排出管式炉内的残余空气。N<sub>2</sub> 气氛为热解反应提供惰性环境;

3) 关闭阀门 V1、V2 和 V3, 打开红外加热装置, 炉膛以 90 °C/min 的加热速率升温至 700 °C 后, 保持 180 min;

4) 关闭红外加热装置, 打开阀门 V2 和 V3, 以 N<sub>2</sub>(220 mL/min) 作为载气将热解产物(焦油、热解气)带出管式炉;

5) 热解产物通过水洗装置脱除焦油, 经过过滤和干燥后, 不凝结气体进入集气袋;

6) 测量焦炭质量, 并使用气相色谱仪测定热解

气的主要成分。

### 1.3 试验数据分析

混合样品的计算产率可以由式 (1) 计算, 代表煤、生物质 2 种原料单独热解气化产物的线性叠加。混合样品的试验产率和计算产率之间的相对偏差可以由式 (2) 计算。相对偏差 ( $\delta$ ) 表示试验产率和计算产率之间的差异, 表现了煤与生物质炭共热解协同作用的强弱<sup>[18]</sup>。

$$Y_{cal} = X_p \times Y_p + (1 - X_p) \times Y_c \quad (1)$$

$$\delta = Y_e - Y_{cal} \quad (2)$$

式中:  $X_p$  为混合样品中松木质量分数, %;  $Y_p$  和  $Y_c$  为松木和煤单独热解时的产物产率, %;  $Y_e$  和  $Y_{cal}$  为样品的试验产率和预测产率, %。

表 2 显示了不同松木掺混比下, 热解产物的试验产率、计算产率和相对偏差。由图 2 可知, 在不同松木掺混比下, 焦炭和焦油的试验产率均低于计算产率, 热解气的试验产率均高于计算产率。此外, 热解气试验产率和计算产率之间的相对偏差高于焦炭和焦油。这表明, 松木和煤炭在共热解过程中具有协同作用, 主要促进了热解气产率的增加, 降低了焦炭和焦油的产率。值得注意的是, 当松木掺混比为 0.25 时, 热解气试验产率和计算产率的相对偏差达到了最大 (10.64%)。这表明, 松木掺混比为 0.25 时, 产生了更多的气态产物, 协同作用最为显著。

表 2 不同松木掺混比下样品试验产率与计算产率的差异  
Table 2 Difference between experimental and calculated yields of samples with different pine blending ratios

松木掺混比	0	0.25	0.50	0.75	1.00
焦炭试验产率/%	60.12	50.32	40.71	32.02	23.53
焦炭计算产率/%	—	50.97	41.82	32.68	—
焦炭相对偏差/%	—	-0.65	-1.11	-0.66	—
焦油试验产率/%	9.96	4.67	11.47	16.74	28.77
焦油计算产率/%	—	14.66	19.37	24.07	—
焦油相对偏差/%	—	-9.99	-7.90	-7.33	—
热解气试验产率/%	29.92	45.01	47.83	51.23	47.70
热解气计算产率/%	—	34.37	38.81	43.25	—
热解气相对偏差/%	—	10.64	9.02	7.98	—

使用气相色谱仪分析了热解气成分。由图 3 可知, H<sub>2</sub>、CO、CO<sub>2</sub> 和 CH<sub>4</sub> 在热解气中的含量较高, 是热解气的主要成分。在不同松木掺混比下, 热解气内 H<sub>2</sub>、CO、CO<sub>2</sub> 和 CH<sub>4</sub> 的摩尔分数略有不同。

为了验证共热解方式对气态产物组分的影响,

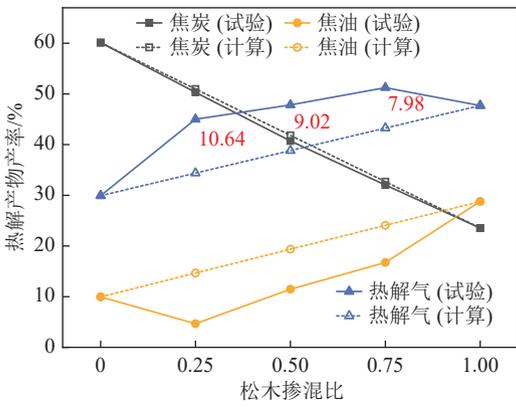


图2 不同松木掺混比下,热解产物的试验产率与计算产率  
Fig. 2 Experimental and calculated yields of pyrolysis products with different pine blending ratios.

对比了热解气主要成分的试验产率和计算产率。由图 4a 和图 4b 可知,在不同松木掺混比下, H<sub>2</sub> 和 CH<sub>4</sub> 的试验产率和计算产率的相对偏差较小,表明共热解方式对 H<sub>2</sub> 和 CH<sub>4</sub> 的产率影响较小。由图 4c 和图 4d 可知,在不同掺混比下 CO 和 CO<sub>2</sub> 的试验产率和计算产率相对偏差较大,表明共热解方式对 CO 和 CO<sub>2</sub> 的产率影响较大。此外,从图 4d 可知,

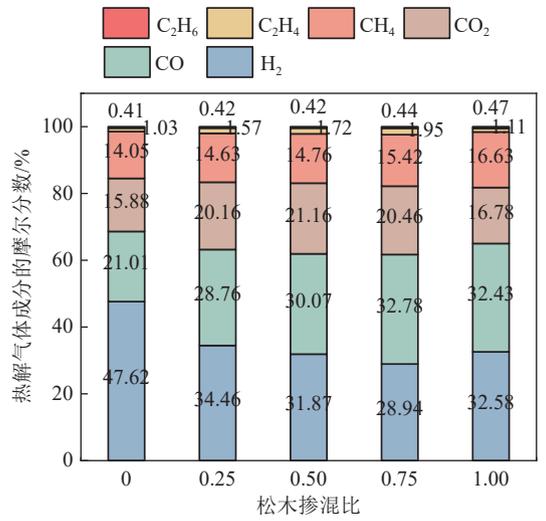
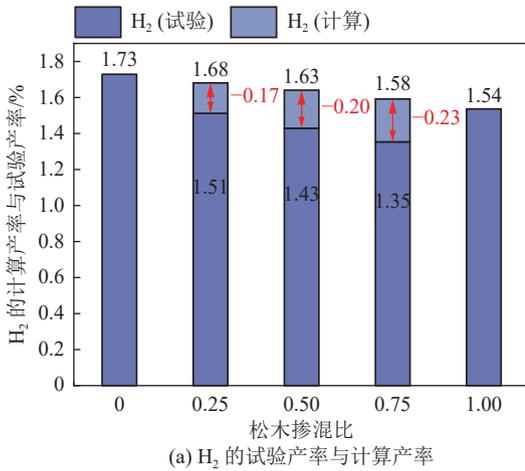
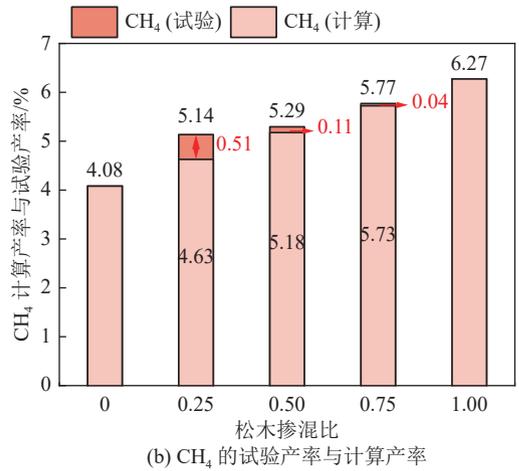


图3 不同松木掺混比下,热解气主要成分的摩尔分数  
Fig. 3 Molar fraction of main components of pyrolysis gas at different pine blending ratios

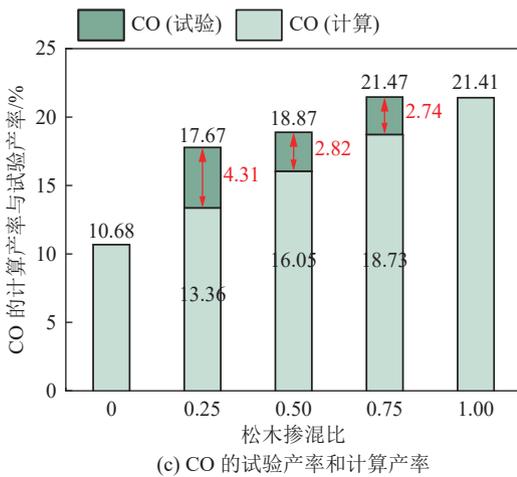
当松木掺混比为 0.25、0.5 和 0.75 时, CO<sub>2</sub> 的产率分别为 19.45%、20.87% 和 21.06%,比煤炭单独热解时的 CO<sub>2</sub> 产率高 6.76%、8.18% 和 8.37%,比松木单独热解时的 CO<sub>2</sub> 产率高 2.04%、3.46% 和



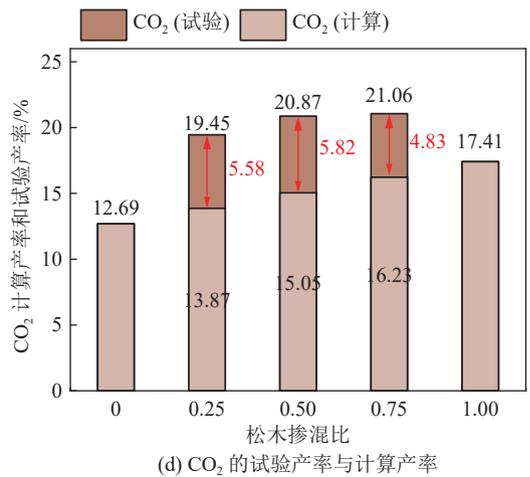
(a) H<sub>2</sub> 的试验产率与计算产率



(b) CH<sub>4</sub> 的试验产率与计算产率



(c) CO 的试验产率和计算产率



(d) CO<sub>2</sub> 的试验产率与计算产率

图4 不同松木掺混比下,热解气主要成分的试验产率与计算产率

Fig. 4 Experimental and calculated yields of pyrolysis gas major components at different pine blending ratios

3.65%。这表明, 松木和煤共热解促进了  $\text{CO}_2$  产率的增加, 实现了  $\text{CO}_2$  的源头富集, 从而有利于降低  $\text{CO}_2$  的单位捕集能耗。

## 2 制氢系统模型与评价指标

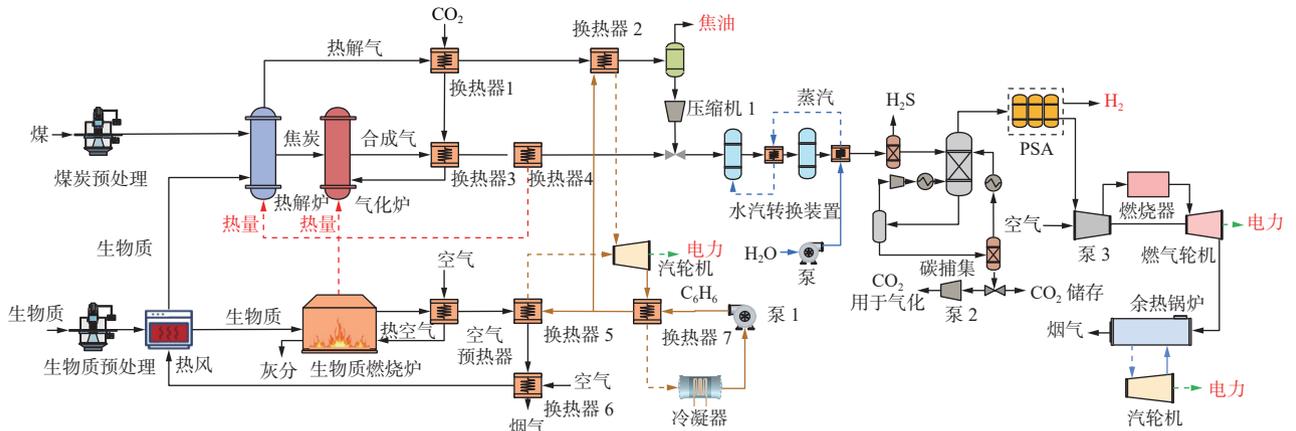
### 2.1 制氢系统流程

基于煤-生物质热解气化试验结果, 笔者构建了一种基于煤与生物质互补气化技术的新制氢系统, 并选用了传统水煤浆气化技术制氢作为参比

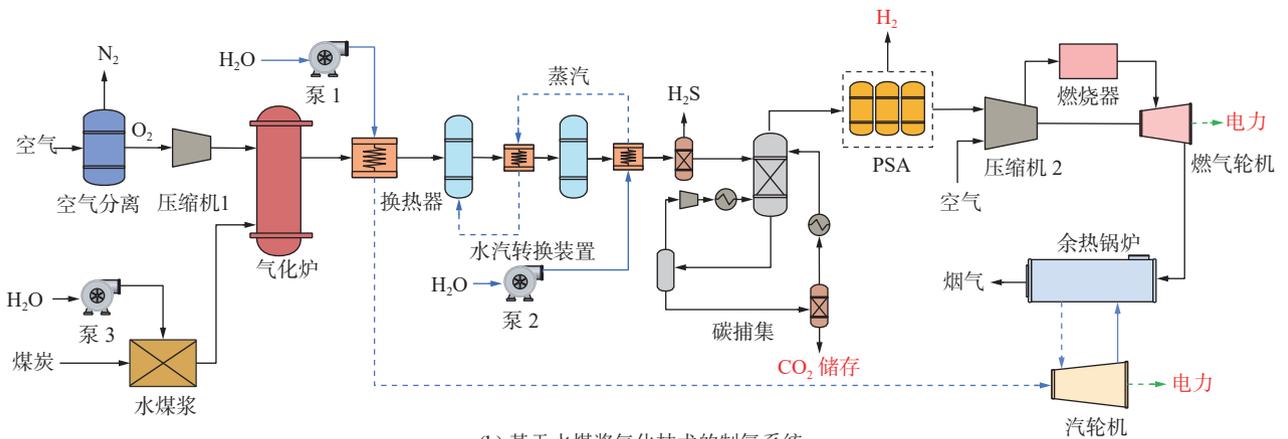
系统, 评估了系统的热力学性能、碳排放和经济可行性。

#### 2.1.1 新型制氢系统流程

基于煤与生物质互补气化技术的新制氢系统的流程如图 5a 所示。由 1.3 节的分析可知, 松木掺混比为 0.25 时, 热解气的产率最高, 协同作用最为显著。因此, 新型系统采用热解温度为  $700\text{ }^\circ\text{C}$ 、松木掺混比为 0.25 时的热解产物产率数据作为标准运行工况。



(a) 基于煤与生物质互补气化技术的新制氢系统



(b) 基于水煤浆气化技术的制氢系统

图 5 新型系统及参考系统流程

Fig. 5 Process flow diagram of novel system and reference system

在新系统中, 热解炉的工作温度为  $700\text{ }^\circ\text{C}$ 。生物质和煤在热解炉中发生热解反应, 生成焦炭、焦油和热解气。热解气携带的显热一部分用于加热气化剂, 另一部分用于加热有机工质。冷却后的热解气进入焦油去除装置, 去除焦油。气化炉的运行参数为  $1200\text{ }^\circ\text{C}$  和  $2\text{ MPa}$ 。焦炭与气化剂 ( $\text{CO}_2$ ) 在气化炉内发生气化反应, 生成高温合成气 ( $\text{CO}$ 、 $\text{H}_2$ 、 $\text{CO}_2$  和  $\text{CH}_4$  等)。高温合成气携带的显热一部分用于加热气化剂, 另一部分为热解反应供热。随后, 经净化和加压后的热解气与合成气混合进入变换反应器 (WGS), 混合气中的  $\text{CO}$  通过水汽变换反应转

化成  $\text{CO}_2$  和  $\text{H}_2$ 。因此, 变换反应器出口气体中的  $\text{CO}_2$  体积分数达到 30% 以上, 实现了  $\text{CO}_2$  的富集。

大量研究表明, 在  $\text{CO}_2$  体积分数较高的情况下, 物理溶剂吸收法的  $\text{CO}_2$  捕集能耗更低<sup>[19]</sup>。因此, 采用 Selexol 物理吸收法去除混合气中的  $\text{CO}_2$  和酸性气体, 分离出的一部分  $\text{CO}_2$  作为气化剂回收利用, 另一部分  $\text{CO}_2$  储存起来。去除  $\text{CO}_2$  和酸性气体后, 混合气进入 PSA 装置, 生产高纯度  $\text{H}_2$  (摩尔分数  $>99.9\%$ )。  $\text{H}_2$  的分离效率为 0.95。PSA 吹扫气的主要成分为  $\text{CO}$ 、 $\text{CH}_4$  和  $\text{H}_2$ 。为了满足电力消耗, PSA 吹扫气被压缩后送入联合循环机

组发电。在联合循环机组采用三压再热汽水系统。压缩尾气和空气在燃烧室中燃烧，然后初始温度为1327℃的烟气在燃气轮机中膨胀发电。余热锅炉主要用于回收燃气轮机出口烟气的余热。余热锅炉产生的蒸汽用来驱动汽轮机产生电力，膨胀做功后的蒸汽进入冷凝器中冷却。

大量研究表明，经预处理（粉碎、干燥和成型）后的生物质燃料在燃烧炉内的燃烧温度可以稳定在1200~1300℃<sup>[20]</sup>。因此，经预处理的生物质燃料燃烧可以满足焦炭气化所需的热量。此外，生物质燃烧产生的烟气具有较高显热。新型系统中，高温烟气的显热主要用于空气预热、有机工质加热和生物质干燥。烟气余热利用方法符合能量梯级利用的原则。

### 2.1.2 基于水煤浆气化技术的制氢系统流程

水煤浆气化是目前主流的煤基制氢技术。因此，选取水煤浆气化制氢系统作为参考系统。具体流程如图5b所示。粉碎后的煤与水混合，形成煤炭质量分数为66.5%的煤浆。气化炉的运行参数设定为1346℃和2MPa。水煤浆与空气分离装置制取的纯氧在气化炉中发生气化反应，生成高温合成气。高温合成气通过换热器被冷却至230℃，产生的高温高压蒸汽用于汽轮机发电。冷却后的合成气进入转换反应器，将合成气中的CO通过水汽变换反应转化成CO<sub>2</sub>和H<sub>2</sub>。使用Selexol物理吸收法去除气体中的CO<sub>2</sub>及酸性气体，分离出的CO<sub>2</sub>全部储存起来。脱碳后的气体被送入PSA装置，获得高纯度H<sub>2</sub>。PSA尾气经压缩后进入联合循环子系统发电。

## 2.2 系统建模与验证

### 2.2.1 基本假设

研究中提出的系统均使用Aspen Plus V11进行仿真，选择PB-RM作为全局模拟方法。此外，研究还规定了一些基本假设，使系统建模和分析更加简便：①分析过程中假设了热力学平衡和稳态条件；②每个模块的温度是恒定的；③忽略动能和势能的变化；④忽略系统压降的影响；⑤燃料在燃烧室中完全燃烧；⑥使用模型化合物（苯和苯酚）代替焦油；⑦环境温度和压力为293.15K和101.325kPa。

### 2.2.2 主要运行参数

新型系统和参考系统大致可以分为燃料预处理、气化、H<sub>2</sub>生产和发电4个子系统。上一章节已经介绍了新型系统和参考系统的具体流程。表3中总结了各个子系统主要运行参数。

### 2.2.3 模型验证

共热解气化模块的数据来自于本文的试验研

表3 新型系统与参考系统的主要运行参数

Table 3 Main operational parameters of novel system and the reference system

子系统	项目	描述
燃料预处理	煤炭	0.023 kWh/kg <sup>[21]</sup>
	松木	0.068 kWh/kg <sup>[21]</sup>
互补气化	热解炉	T=700℃, P=0.1 MPa
	气化炉	T=1200℃, P=2 MPa
	气化剂	CO和C的摩尔比为1.12
	生物质燃烧炉	T=1300℃, P=0.1 MPa, 传热温差:100℃, 传热损失:6%
	热风炉	热风温度:130℃, 热风流量:14.83 kg/s
ASU	ASU	功耗: 200 kWh/t (O <sub>2</sub> ), 氧气纯度>95% <sup>[22]</sup>
水煤浆气化	气化炉	T=1346℃, P=2 MPa, 水煤浆质量分数66.5% <sup>[23]</sup>
	气化剂	氧和煤的质量比为0.85
H <sub>2</sub> 生产	WGS	蒸汽和CO的摩尔比为1.4, 具有中间冷却的双级反应器, 第一级反应器:绝热, 第二级反应器: 225℃
	CO <sub>2</sub> 捕集	Selexol技术, 吸收压力: 2.3 MPa, CO <sub>2</sub> 捕集率:95% <sup>[21]</sup>
	PSA	H <sub>2</sub> 分离效率: 0.95, 尾气压力: 0.15 MPa <sup>[24]</sup>
发电	燃气轮机	压力比16.5, 燃气轮机初始温度: 1327℃, 等熵效率: 0.92
	蒸汽循环	三压再热蒸汽:12.6/2.5/0.55 MPa, 蒸汽温度566℃, 汽轮机等熵效率:0.88/0.89/0.87
	ORC	有机工质:C <sub>6</sub> H <sub>6</sub> , 主汽温度:330℃, 主蒸汽压力:4.67 MPa, 汽轮机等熵效率:0.87 <sup>[25]</sup>

究，其他模块根据提出的基本假设，对新型系统和参考系统进行建模并验证了所建模型的准确性。表4中对比了仿真数据和文献数据。通过仿真数据和文献数据的对比可知，仿真数据和文献数据较为接近。因此，本研究构建的模型较为准确。

## 2.3 系统评价指标

### 2.3.1 能量评价指标

选用冷煤气效率作为气化过程的性能评价指标，如式(3)所示。

$$\eta_{CGE} = \frac{m_{\text{synthesis gas}}L_{\text{synthesis gas}} + m_{\text{pyrolysis gas}}L_{\text{pyrolysis gas}}}{m_{\text{coal}}L_{\text{coal}} + m_{\text{pine}}L_{\text{pine}}} \quad (3)$$

表 4 仿真数据与文献数据的比较

Table 4 Comparison of simulation data with literature data

关键流程	关键参数	仿真数据	文献数据
水煤气气化	冷煤气效率	71.43%	70% ~ 78% <sup>[26]</sup>
WGS过程	CO转化率	95.8%	95% ~ 98% <sup>[27]</sup>
联合循环	发电效率	59.6%	58% ~ 60% <sup>[21]</sup>
ORC	发电效率	38.56%	30% ~ 40% <sup>[28]</sup>
Selexol碳捕集	碳捕集能耗	0.27 MJ/kg	0.26 ~ 0.32 MJ/kg <sup>[19]</sup>

式中:  $\eta_{CGE}$  为冷煤气效率, %;  $m_{\text{synthesis gas}}$  和  $m_{\text{pyrolysis gas}}$  分别为合成气和热解气的产量, kg/s;  $m_{\text{coal}}$  和  $m_{\text{pine}}$  分别为煤炭和松木的用量, kg/s;  $L_{\text{synthesis gas}}$ 、 $L_{\text{pyrolysis gas}}$ 、 $L_{\text{coal}}$  和  $L_{\text{pine}}$  分别为合成气、热解气、煤炭和松木的低位热值, MJ/kg。

新型系统的能量输入为松木和煤炭携带的化学能, 参考系统的能量输入为煤炭携带的化学能。能量输出主要为  $H_2$ 、电能和焦油携带的能量。因此, 总能量效率作为新型系统和参考系统的能量评价指标, 如式 (4) 所示。

$$\eta_{\text{en}} = \frac{m_{H_2}L_{H_2} + W_e + m_{\text{oil}}L_{\text{oil}}}{m_{\text{coal}}L_{\text{coal}} + m_{\text{pine}}L_{\text{pine}}} \quad (4)$$

式中:  $\eta_{\text{en}}$  为总能量效率, %;  $m_{H_2}$  和  $m_{\text{oil}}$  分别为氢气和焦油的产量, kg/s;  $L_{H_2}$  和  $L_{\text{oil}}$  分别为氢气和焦油低位热值, MJ/kg;  $W_e$  为系统电力输出, MW。

### 2.3.2 焓评价指标

对新型系统和参考系统进行焓分析, 可以对系统焓损失的位置和程度进行更加直观的评估, 并对系统的改进提供重要依据。总焓效率作为新型系统和参考系统的焓评价指标, 如式 (5) 所示。

$$\eta_{\text{ex}} = \frac{E_{H_2} + E_{\text{tar}} + W_e}{E_{\text{coal}} + E_{\text{pine}}} \quad (5)$$

式中:  $\eta_{\text{ex}}$  为总焓效率, %;  $E_{H_2}$ 、 $E_{\text{tar}}$ 、 $E_{\text{coal}}$  和  $E_{\text{pine}}$  分别为  $H_2$  输出焓、焦油输出焓、煤炭输入焓和生物质输入焓, kW;  $W_e$  为系统电力输出, kW。

### 2.3.3 碳排放评价指标

研究使用  $CO_2$  净排放量和  $CO_2$  比排放量 2 个指标来评估新型系统和参考系统的碳排放情况。为了分析简便, 仅考虑系统造成的直接碳排放, 不考虑燃料预处理和运输等过程中造成的间接碳排放。 $CO_2$  净排放量的计算式如式 (6) 所示。

$$C_{\text{NE}} = m_{CO_2 \text{ system emission}} - m_{CO_2 \text{ generated by input pine}} \quad (6)$$

式中:  $m_{CO_2 \text{ system emission}}$  为系统碳总排放量, kg/s;  $m_{CO_2 \text{ generated by input pine}}$  为系统中松木造成的碳排放量, kg/s;  $C_{\text{NE}}$  为系统碳净排放量, kg/s。

$CO_2$  比排放量的计算式如式 (7) 所示。

$$C_{\text{SE}} = \frac{3600C_{\text{NE}}}{P_{\text{out}}} \quad (7)$$

式中:  $C_{\text{SE}}$  为  $CO_2$  比排放量, kg/MWh;  $P_{\text{out}}$  为系统总能量输出, MW。

### 2.3.4 经济性评价指标

研究采用动态回收周期、净现值和氢气制取成本评估新型系统和参考系统的经济可行性。通常来说, 具有较短的动态回收周期、较大的净现值和较低的制氢制取成本, 表明系统具有良好的经济可行性。

净现值代表项目生命周期内现金流入和现金流出的差额, 如式 (8) 所示。

$$N = \sum_{y=1}^n \frac{C_{\text{in}} - C_{\text{out}}}{(1 + i_{\text{dis}})^y} \quad (8)$$

式中:  $N$  为净现值, \$;  $y$  为项目生命周期内的年份;  $C_{\text{in}}$  和  $C_{\text{out}}$  为年现金流入和现金流出, \$;  $i_{\text{dis}}$  为贴现率, %;  $n$  为项目生命周期。

动态回收周期代表了收回项目初始投资的时间, 如式 (9) 所示。

$$\sum_{y=1}^D \frac{C_{\text{in}} - C_{\text{out}}}{(1 + i_{\text{dis}})^y} = 0 \quad (9)$$

式中:  $D$  为动态回收周期, a。

资本回收因子是贴现率和项目生命周期的函数, 如式 (10) 所示。

$$C_{\text{RF}} = \frac{i_{\text{dis}}}{1 - (1 + i_{\text{dis}})^{-n}} \quad (10)$$

式中:  $C_{\text{RF}}$  为资本回收因子。

$C_{H_2}$  代表了新型系统和参考系统的制氢成本, 如式 (11) 所示<sup>[29]</sup>。

$$C_{H_2} = \frac{C_d C_{\text{RF}} + C_{\text{annual expenditure}} - C_{\text{electricity}} - C_{\text{tar}}}{m_{H_2}} \quad (11)$$

式中:  $C_{H_2}$  为制氢成本, \$/kg;  $C_d$  为系统设备资本支出, \$;  $C_{\text{electricity}}$ 、 $C_{\text{tar}}$  和  $C_{\text{annual expenditure}}$ 、分别为电力出售利润、焦油出售利润和年支出, \$;  $m_{H_2}$  为氢气产量, kg。

基于相关报道的基础系统容量和成本数据, 研究采用规模因子法评估系统关键设备的投资成本, 规模因子法的计算式如式 (12) 所示<sup>[30]</sup>。

$$E_C = E_r \left( \frac{S_c}{S_r} \right)^f \quad (12)$$

式中:  $E_C$  和  $E_r$  分别为当前设备和参考设备的投资成本, k\$;  $S_c$  和  $S_r$  分别为当前设备规模和参考设备的规模;  $f$  为比例因子。

## 3 结果与讨论

在本章中, 将从能量、焓、碳排放和经济性 4 个方面对新型系统和参考系统进行综合分析。

### 3.1 能量效率对比

新型系统和参考系统均保持相同的能量输入,能量分析结果如表5和图6所示。新型系统的总能量效率达到76.82%,水煤浆气化制氢参考系统的总能量效率为63.71%。新型系统H<sub>2</sub>产量为0.87 kg/s,而水煤浆气化制氢参考系统的H<sub>2</sub>产量为0.80 kg/s。显然,新型系统的能量效率和H<sub>2</sub>产量高于参考系统。新型系统与参考系统在H<sub>2</sub>生产和发电子系统上差异不大。因此,能量效率的提升主要来源于气化技术的改进。其次,互补气化技术利用高温合成气的热量为热解反应供热,回收利用了合成气的余热,减少了热量损失。与参考系统相比,新型系统的产品除了氢气和电力外,还产生了部分焦油,这使得新型系统的总能量效率进一步提高。

表5 新型系统与参考系统的能量分析结果

Table 5 Energy analysis results of novel system and reference system

项目	新型系统	煤炭参考系统
物质输入/(kg·s <sup>-1</sup> )	4.10	—
煤炭输入/(kg·s <sup>-1</sup> )	3.75	6.23
输入		
生物质能量输入/MW	62.94	—
煤炭能量输入/MW	95.06	158.00
总能量输入/MW	158.00	158.00
合成气输出能量/MW	145.50	112.86
PSA尾气能量/MW	26.02	6.12
燃气轮机发电量/MW	19.44	4.52
蒸汽循环发电量/MW	5.17	12.10
有机朗肯循环发电量/MW	2.60	—
输出		
辅助电耗/MW	19.20	12.49
净发电量/MW	8.00	4.13
H <sub>2</sub> 产量/MW	0.87	0.80
H <sub>2</sub> 能量输出/MW	104.60	96.54
焦油产量/(kg·s <sup>-1</sup> )	0.23	—
焦油输出能量/MW	8.77	—
冷煤气效率/%	92.09	71.43
制氢效率/%	66.20	61.10
氢电效率/%	71.27	63.71
总能量效率/%	76.82	—

### 3.2 焓效率对比

对新型系统和参考系统进行焓分析,焓分析结

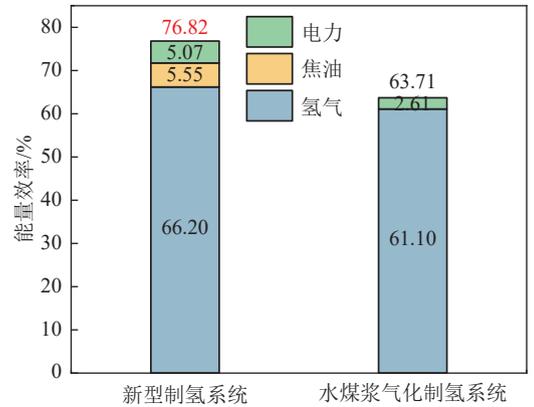


图6 新型系统与参考系统的能量效率

Fig. 6 Energy efficiency of novel system and reference system

果如表6—表8和图7所示。新型系统的焓效率为64.56%,水煤浆气化制氢参考系统的焓效率为59.84%。显然,新型系统的焓效率高于参考系统。由表8可知,新型系统和参考系统的焓损失主要由排气焓损失和过程焓损失组成。新型系统使用碳捕集子系统回收的部分CO<sub>2</sub>作为气化剂,减少了CO<sub>2</sub>的排放。此外,新型系统避免了空气分离系统的使用,减少了N<sub>2</sub>的排放。因此,新型系统的排气焓损失低于参考系统。

表6 新型系统与参考系统的焓输入组成

Table 6 Exergy input composition of novel system and reference system

项目	新型系统		煤炭参考系统	
	焓输入/MW	比例/%	焓输入/MW	比例/%
松木	87.80	46.55	—	—
煤炭	100.83	53.45	167.59	99.90
空气	—	—	0.02	0.01
水	—	—	0.16	0.09
总计	188.63	100.00	167.76	100.00

表7 新型系统与参考系统的焓输出组成

Table 7 Exergy output composition of novel system and reference system

项目	新型系统		煤炭参考系统	
	焓输出/MW	比例/%	焓输出/MW	比例/%
H <sub>2</sub>	104.27	55.28	96.25	57.38
电力	8.18	4.34	4.13	2.46
焦油	9.33	4.94	—	—
总计	121.78	64.56	100.38	59.84

过程焓损失是系统总焓损失的重要组成部分。

表 8 新型系统与参比系统的焓损失组成

Table 8 Exergy loss composition of novel system and reference system

项目	新型系统		煤炭参考系统	
	焓损失/MW	比例/%	焓损失/MW	比例/%
废气	1.38	0.73	1.09	0.65
CO <sub>2</sub>	3.95	2.09	6.44	3.84
N <sub>2</sub>	—	—	0.38	0.23
气化过程	34.22	18.14	32.64	19.45
ASU	—	—	3.55	2.12
ORC	0.63	0.33	—	—
WGS	7.79	4.13	8.58	5.12
热风炉	0.19	0.10	—	—
碳捕集	7.90	4.19	3.14	1.87
焦油分离	0.08	0.05	—	—
燃气轮机系统	8.58	4.55	1.87	1.12
热解气压缩机	0.07	0.05	—	—
蒸汽循环系统	1.82	0.96	9.50	5.66
PSA	0.23	0.12	0.17	0.10
总计	66.85	35.44	70.69	40.16

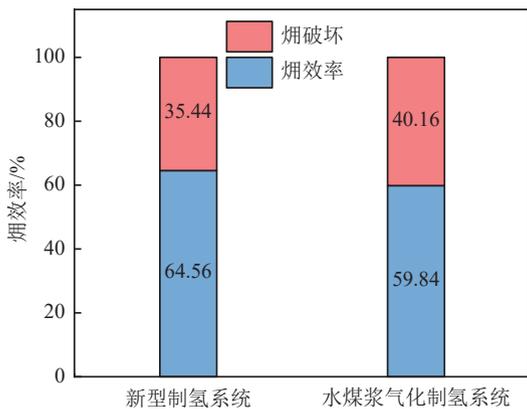


图 7 新型系统与参比系统的焓效率

Fig. 7 Exergy efficiency of novel system and reference system

图 8 表明了新型系统与参考系统中各子系统的焓损失情况。新型系统的过程焓损失低于参考系统。新型系统中，互补气化过程将高温合成气和生物质燃烧过程作为热解和气化过程的热源，降低了气化放热反应端的能量品位，缩小了气化反应供热-吸热端的品位差，从而减小了焓损失。因此，互补气化过程的焓损失比水煤浆气化过程低 1.31%。与参考系统相比，新型系统取消了空气分离装置，避免了制取氧气过程的焓损失。综上所述，气化过程中焓损失的减少是提高新型系统焓效率的主要原因。

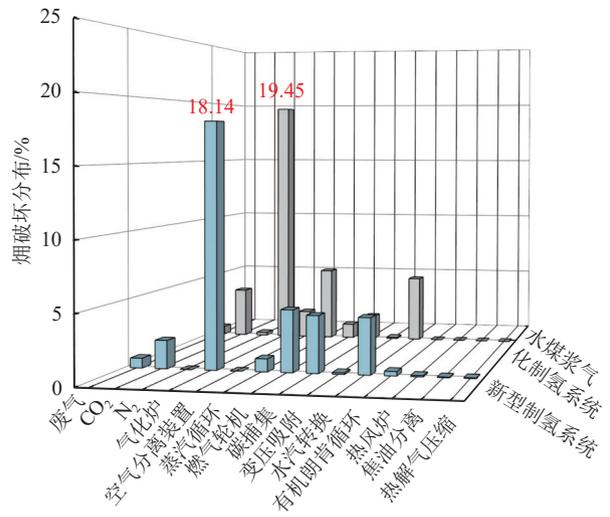


图 8 新型系统与参考系统中各子系统焓损失分布

Fig. 8 Exergy destruction distribution of subsystems in novel system and reference system

### 3.3 碳排放对比

基于仿真模型内各流股碳元素的摩尔流速，绘制了新型系统和参考系统的碳流图。图 9a 表示了热解温度 700 °C，松木掺混比为 0.25 时新型系统的碳流图。煤炭输入的碳元素为 219.37 mol/s。松木输入的碳元素总量为 156.15 mol/s，其中 50.36 mol/s 的碳元素用于互补气化，剩余碳元素 (105.79 mol/s) 用于燃烧。焦油产品中携带的碳元素为 17.18 mol/s。此外，进入碳捕集单元的碳元素为 452.49 mol/s，碳捕集单元捕获的 CO<sub>2</sub> 为 394.98 mol/s，进入 PSA 装置的碳元素为 57.51 mol/s。在捕获的 CO<sub>2</sub> 中，199.94 mol/s 用作气化剂，剩余 CO<sub>2</sub> 储存起来。PSA 尾气中携带的碳元素为 57.51 mol/s。PSA 尾气进入联合循环燃烧，所携带的碳元素也随烟气排放到环境中。

图 9b 表示了水煤浆气化制氢参考系统的碳流图。煤炭输入的碳元素为 338.76 mol/s。煤炭气化后产生的合成气经换热器和水汽变换单元处理后进入碳捕集单元。进入碳捕集单元的碳元素为 338.76 mol/s。捕获的 CO<sub>2</sub> (318.32 mol/s) 储存起来，剩余碳元素 (20.44 mol/s) 进入 PSA 装置。PSA 尾气进入联合循环燃烧，所携带的碳元素也随烟气排放到环境中。

研究采用碳净排放量和碳比排放量评估新型系统和参考系统的碳排放情况。图 10 表示了新型系统和参考系统的碳排放情况。由于松木是一种可再生的碳中性燃料，新型系统的外燃供热子过程实现了 CO<sub>2</sub> 净零排放。碳捕集单元捕获的 CO<sub>2</sub> 一部分循环利用，另一部分储存起来，不直接释放到环境中。因此，新型系统中只有烟气中的碳元素 (57.51 mol/s) 释放到环境中。此外，松木输入的中性碳元素为

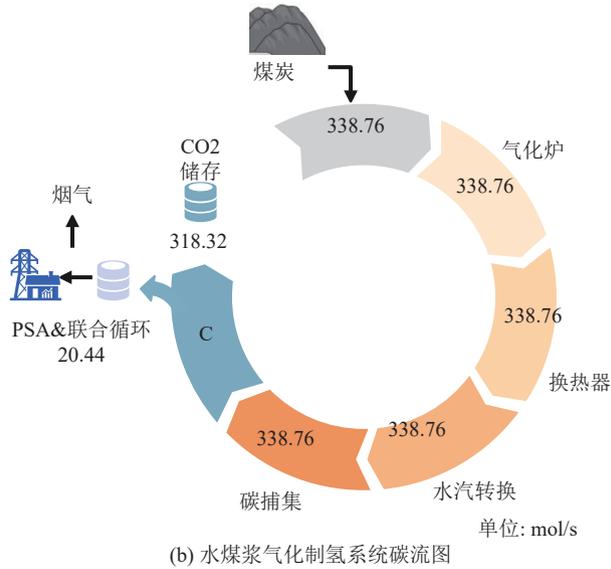
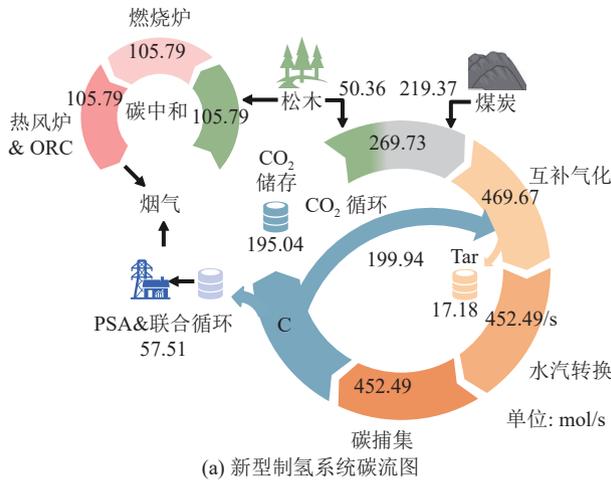


图9 新型系统与参比系统的碳流图

Fig. 9 Carbon flow diagram of novel system and reference system

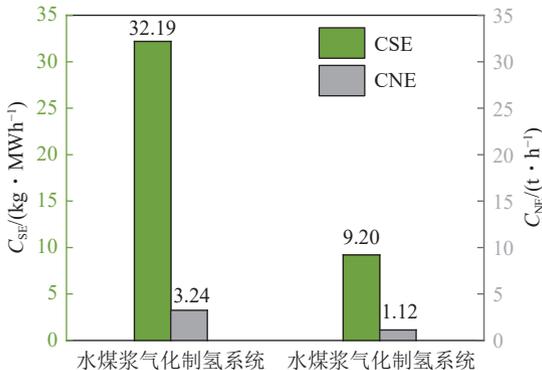


Fig. 10 Carbon emissions of novel system and reference system

50.36 mol/s, 抵消了部分系统排放的 CO<sub>2</sub>。根据式 (11) 和式 (12) 可知, 新型系统的碳净排放量为 0.31 kg/s (1.12 t/h), 碳比排放量为 9.2 kg/MWh。

水煤浆气化制氢参考系统中, 碳捕集单元捕获的 CO<sub>2</sub> 储存起来, 不直接释放到环境中, 只有烟气

中的碳元素 (20.44 mol/s) 释放到环境中。水煤浆气化制氢参考系统的碳净排放量为 0.9 kg/s (3.24 t/h), 碳比排放量为 32.19 kg/MWh。

### 3.4 经济性能对比

为了评估新型系统和参考系统的经济可行性, 采用动态回收周期、净现值和制氢成本来评估新型系统和参考系统的经济性能。表9和表10—表12分别描述了经济分析的基本假设和经济性评估结果。设备总投资成本主要包括各子系统的设备投资成本。年运营成本包括设备运维成本、年人工成本、燃料购买成本和工业用水成本和 CO<sub>2</sub> 储存成本。项目运营期间, 项目收益主要来源于氢气销售收入、电力销售收入和焦油销售收入。

表9 经济性分析的基本假设

Table 9 Basic assumptions of economic analysis

参数	数值
建设年限/a	1.00 <sup>[31]</sup>
运行年限/a	19.00 <sup>[31]</sup>
年运行时间/h	7 000.00 <sup>[32]</sup>
贴现率( <i>i<sub>des</sub></i> )/%	10.00 <sup>[33]</sup>
松木购买价格/(\$·G <sup>-1</sup> )	4.32 <sup>[34]</sup>
煤炭购买价格/(\$·G <sup>-1</sup> )	2.70 <sup>[35]</sup>
工业用水价格/(\$·t <sup>-1</sup> )	0.50 <sup>[36]</sup>
CO <sub>2</sub> 储存价格/(\$·t <sup>-1</sup> )	16.20 <sup>[35]</sup>
电力售价/(\$·MWh <sup>-1</sup> )	129.80 <sup>[37]</sup>
氢气售价/(\$·t <sup>-1</sup> )	3 000.00 <sup>[38]</sup>
焦油售价/(\$·t <sup>-1</sup> )	120.00 <sup>[39]</sup>
年运行维护成本	6%设备投资 <sup>[40]</sup>
年人工成本	4%设备投资 <sup>[40]</sup>

表10 新系统与参考系统的年支出组成

Table 10 Composition of annual expenditures for novel and reference systems

年支出组成	新型系统	煤炭制氢参考系统
煤炭/k\$	6 468.25	10 749.95
松木/k\$	6 851.92	—
工业用水/k\$	124.74	120.21
CO <sub>2</sub> 储存/k\$	3 505.56	5 719.02
年运维成本/k\$	5 733.25	5 883.48
年人工成本/k\$	3 822.17	3 922.32
总计/k\$	26 505.88	26 394.97

表 11 新系统与参比系统的年收入组成

Table 11 Composition of annual revenues of novel and reference systems

年收入组成	新型系统	煤炭制氢参考系统
H <sub>2</sub> /k\$	65 394.00	60 390.96
电力/k\$	7 268.80	3 752.52
焦油/k\$	710.64	—
总收入/k\$	73 373.44	64 143.47

表 12 新系统与参比系统的经济性评价指标

Table 12 Economy evaluation indicators of novel system and reference system

经济评价指标	新型系统	煤炭制氢参考系统
C <sub>RF</sub>		0.117
D/a	3.410	4.160
N/k\$	269 535.580	197 913.840
C <sub>H<sub>2</sub></sub> /( $\$ \cdot \text{kg}^{-1}$ )	1.370	1.700

新型系统与参考系统的设备投资组成如图 11 所示。新型制氢系统、水煤浆气化制氢参考系统的设备投资总成本分别为 95 554.24 k\$ 和 98 057.96 k\$。从图 11 中可知, 气化和气体净化子系统是设备资本支出的重要组成部分。气化工子系统分别占设备资本支出的 33.7% 和 56.55%。气体净化子系统分别占设备资本支出的 38.9% 和 33.64%。

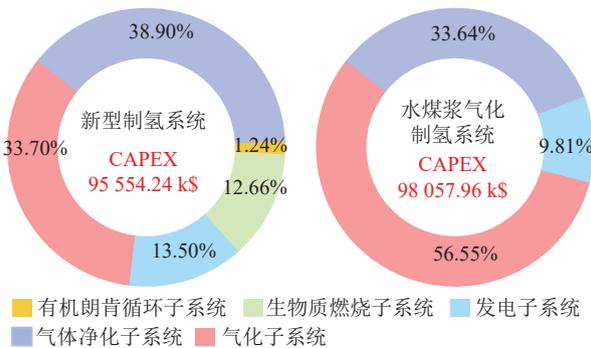


图 11 新型系统与参考系统的设备投资成本

Fig. 11 Equipment capital expenditures for novel and reference systems

表 10—表 12 介绍了新型系统和参考系统的经济性分析结果。新型制氢系统和水煤浆气化制氢参考系统的年支出分别为 26 505.88 k\$ 和 26 394.97 k\$。此外, 项目的收益主要来源于氢气销售收入、电力销售收入和焦油销售收入。其中, 氢气销售收入对项目的经济效益影响最大。

如表 12 所示, 当氢气售价为 3 000  $\$/\text{t}$  时, 新型

制氢系统和水煤浆气化制氢参考系统在生命周期内的净现值分别为 269 535.58 k\$ 和 197 913.84 k\$, 动态回收周期分别为 3.41 a 和 4.16 a。新型制氢系统和水煤浆气化制氢参考系统的制氢成本分别为 1.37  $\$/\text{kg}$  和 1.70  $\$/\text{kg}$ 。与参考系统相比, 新型系统有着较低的动态回收周期和较高的净现值。新型系统的制氢成本也低于参考系统。综上所述, 在项目的生命周期内, 新型系统的经济性能优于参考系统。

## 4 结 论

1) 在热解试验中观察到煤和松木共热解的协同效应。焦炭和焦油的试验产率低于计算产率, 热解气的试验产率高于计算产率。松木掺混比在 0.25 时, 协同作用最显著。同时, 共热解对热解气的主要成分均造成了不同程度的影响, 共热解促进了 CO<sub>2</sub> 产率的增加, 实现 CO<sub>2</sub> 的源头富集。

2) 互补气化、合成气余热回收以及煤炭和生物质共热解的协同作用共同导致了新型系统总能量效率的提高。新型系统的总能量效率和总焓效率均高于水煤浆气化制氢参考系统。此外, 互补气化的焓损失低于水煤浆气化过程, 是新型制氢系统焓效率提升的关键因素。

3) 碳排放分析表明, 新型系统的碳排放量低于水煤浆气化制氢参考系统。此外, 经济性分析表明, 新型制氢系统的动态回收周期和制氢成本低于水煤浆气化制氢参考系统。新型制氢系统的净现值高于水煤浆气化制氢参考系统。表明新型系统的经济性能与碳排放情况均优于参考系统, 具有良好的应用前景。

## 参考文献 (References):

- [1] 孙益, 郭啸晋, 徐祥. 耦合绿电煤气化生产化学品过程 CO<sub>2</sub> 减排潜力 [J]. 洁净煤技术, 2024, 30(4): 111-119.  
SUN YI, GUO XIAOJIN, XU XIANG. Potential of CO<sub>2</sub> emission reduction of coal gasification combined with green electricity [J]. Clean Coal Technology, 2024, 30(4): 111-119.
- [2] WANG F, HARINDINTWALI J D, YUAN Z Z, et al. Technologies and perspectives for achieving carbon neutrality [J]. The Innovation, 2021, 2(4): 100180.
- [3] ZHANG C Y, YANG Y, LIU X, et al. Mobile energy storage technologies for boosting carbon neutrality [J]. The Innovation, 2023, 4(6): 100518.
- [4] MAGGIO G, NICITA A, SQUADRITO G. How the hydrogen production from RES could change energy and fuel markets: a review of recent literature [J]. International Journal of Hydrogen Energy, 2019, 44(23): 11371-11384.
- [5] ZHANG R D, XU X L, ZHANG Y H, et al. Analysis and forecast of the substitution potential of China's wind power-hydrogen

- production for fossil fuel hydrogen production[J]. *Journal of Cleaner Production*, 2023, 422: 138410.
- [6] ACAR C, DINCER I. Comparative assessment of hydrogen production methods from renewable and non-renewable sources[J]. *International Journal of Hydrogen Energy*, 2014, 39(1): 1–12.
- [7] KHOR S C, JUSOH M, ZAKARIA Z Y. Hydrogen production from steam and dry reforming of methane-ethane-glycerol: a thermodynamic comparative analysis[J]. *Chemical Engineering Research and Design*, 2022, 180: 178–189.
- [8] LI J Y, ZHANG Z Z, ZHANG S S, et al. Life cycle assessment of liquefied natural gas production from coke oven gas in China[J]. *Journal of Cleaner Production*, 2021, 329: 129609.
- [9] TOLEDO M, ARRIAGADA A, RIPOLL N, et al. Hydrogen and syngas production by hybrid filtration combustion: progress and challenges[J]. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 2023, 177: 113213.
- [10] XU Y J, ZANG G Y, CHEN H S, et al. Co-production system of hydrogen and electricity based on coal partial gasification with CO<sub>2</sub> capture[J]. *International Journal of Hydrogen Energy*, 2012, 37(16): 11805–11814.
- [11] WANG J Y, FU J Y, ZHAO Z T, et al. Benefit analysis of multi-approach biomass energy utilization toward carbon neutrality[J]. *The Innovation*, 2023, 4(3): 100423.
- [12] QUENEAU Y, HAN B X. Biomass: Renewable carbon resource for chemical and energy industry[J]. *Innovation (Cambridge (Mass))*, 2021, 3(1): 100184.
- [13] WANG F M, LIU J H, QIN G M, et al. Coastal blue carbon in China as a nature-based solution toward carbon neutrality[J]. *The Innovation*, 2023, 4(5): 100481.
- [14] WEI J T, WANG M, WANG F C, et al. A review on reactivity characteristics and synergy behavior of biomass and coal co-gasification[J]. *International Journal of Hydrogen Energy*, 2021, 46(33): 17116–17132.
- [15] MOGHTADERI B. The safety implication of low heating rate pyrolysis of coal/biomass blends in pulverised fuel boilers[J]. *Journal of Loss Prevention in the Process Industries*, 2001, 14(3): 161–165.
- [16] X Y, LIU L, ZHANG L Y, et al. Pyrolysis characteristics and kinetics of coal-biomass blends during co-pyrolysis[J]. *Energy & Fuels*, 2019, 33(2): 1267–1278.
- [17] WU L, GUAN Y N, LI C C, et al. Free-radical behaviors of co-pyrolysis of low-rank coal and different solid hydrogen-rich donors: a critical review[J]. *Chemical Engineering Journal*, 2023, 474: 145900.
- [18] KHAN A, IQBAL N, NOOR T, et al. Synergistic production of fuels from co-pyrolysis of lignite coal and waste plastic[J]. *Journal of the Energy Institute*, 2024, 113: 101527.
- [19] AHN H, KAPETAKI Z, BRANDANI P, et al. Process simulation of a dual-stage Selexol unit for pre-combustion carbon capture at an IGCC power plant[J]. *Energy Procedia*, 2014, 63: 1751–1755.
- [20] LI Y, WANG X B, TAN H Z, et al. Evolution of PM<sub>2.5</sub> from biomass high-temperature pyrolysis in an entrained flow reactor[J]. *Journal of the Energy Institute*, 2019, 92(5): 1548–1556.
- [21] YANG D T, LI S, HE S. Zero/negative carbon emission coal and biomass staged co-gasification power generation system via biomass heating[J]. *Applied Energy*, 2024, 357: 122469.
- [22] ŠULC R, DITL P. A technical and economic evaluation of two different oxygen sources for a small oxy-combustion unit[J]. *Journal of Cleaner Production*, 2021, 309: 127427.
- [23] WANG D D, LI S, HE S, et al. Coal to substitute natural gas based on combined coal-steam gasification and one-step methanation[J]. *Applied Energy*, 2019, 240: 851–859.
- [24] CHIESA P, CONSONNI S, KREUTZ T, et al. Co-production of hydrogen, electricity and CO<sub>2</sub> from coal with commercially ready technology. part A: performance and emissions[J]. *International Journal of Hydrogen Energy*, 2005, 30(7): 747–767.
- [25] LONIS F, TOLA V, CAU G. Assessment of integrated energy systems for the production and use of renewable methanol by water electrolysis and CO<sub>2</sub> hydrogenation[J]. *Fuel*, 2021, 285: 119160.
- [26] GRÄBNER M, MEYER B. Performance and exergy analysis of the current developments in coal gasification technology[J]. *Fuel*, 2014, 116: 910–920.
- [27] HE S, LI S, GAO L. Proposal and energy saving analysis of novel methanol-electricity polygeneration system based on staged coal gasification method[J]. *Energy Conversion and Management*, 2021, 233: 113931.
- [28] KUMAR A, SHUKLA S K. Analysis and performance of ORC based solar thermal power plant using benzene as a working fluid[J]. *Procedia Technology*, 2016, 23: 454–463.
- [29] SUN Z, AZIZ M. Comparative thermodynamic and techno-economic assessment of green methanol production from biomass through direct chemical looping processes[J]. *Journal of Cleaner Production*, 2021, 321: 129023.
- [30] PALMEROS PARADA M, OSSEWEIJER P, POSADA DUQUE J A. Sustainable biorefineries, an analysis of practices for incorporating sustainability in biorefinery design[J]. *Industrial Crops and Products*, 2017, 106: 105–123.
- [31] RAMOS A, BERZOSA J, ESPÍ J, et al. Life cycle costing for plasma gasification of municipal solid waste: a socio-economic approach[J]. *Energy Conversion and Management*, 2020, 209: 112508.
- [32] CHEN W D, CHUA K J. Energy, exergy, economic, and environment (4E) assessment of a temperature cascading multigeneration system under experimental off-design conditions[J]. *Energy Conversion and Management*, 2022, 253: 115177.
- [33] AMPAH J D, JIN C, AGYEKUM E B, et al. Performance analysis and socio-enviro-economic feasibility study of a new hybrid energy system-based decarbonization approach for coal mine sites[J]. *Science of the Total Environment*, 2023, 854: 158820.
- [34] CORMOS C C. Green hydrogen production from decarbonized biomass gasification: an integrated techno-economic and environmental analysis[J]. *Energy*, 2023, 270: 126926.
- [35] CORMOS A M, CORMOS C C. Techno-economic assessment of

- combined hydrogen & power co-generation with carbon capture: the case of coal gasification[J]. [Applied Thermal Engineering](#), 2019, 147: 29–39.
- [36] ASADI J, KAZEMPOOR P. Techno-economic analysis of membrane-based processes for flexible CO<sub>2</sub> capturing from power plants[J]. [Energy Conversion and Management](#), 2021, 246: 114633.
- [37] ZHANG H F, WANG L G, PÉREZ-FORTES M, et al. Techno-economic optimization of biomass-to-methanol with solid-oxide electrolyzer[J]. [Applied Energy](#), 2020, 258: 114071.
- [38] ZHANG G T, WAN X H. A wind-hydrogen energy storage system model for massive wind energy curtailment[J]. [International Journal of Hydrogen Energy](#), 2014, 39(3): 1243–1252.
- [39] MAKGATO S S, FALCON R M S, CHIRWA E M N. Reduction in coal fines and extended coke production through the addition of carbonisation tar: environmentally clean process technology[J]. [Journal of Cleaner Production](#), 2019, 221: 684–694.
- [40] WU Z C, XU G, HUANG Z Q, et al. An efficient carbon-neutral power and methanol polygeneration system based on biomass decarbonization and CO<sub>2</sub> hydrogenation: thermodynamic and economic analysis[J]. [Energy](#), 2024, 311: 133359.