文章编号:1674-7607(2026)10-0173-13 DOI:10.19805/j.cnki.jcspe.2026.250265

基于 WGS-CAL 碳捕集的超临界水煤/固废共气化热电联产系统热力学分析

郑 宇[1], 叶学民[1], 陈朋强[2], 王 尧[1], 李春曦[1]
(1. 华北电力大学 河北省低碳高效发电技术重点实验室, 河北保定 071003;
2. 内蒙古电力勘测设计院有限责任公司, 内蒙古呼和浩特 010011)

摘 要: 针对产生量持续增长的城市固体废物资源化利用难题,提出了一种以煤与固废为燃料的新型低碳超临界水气化耦合燃料电池(SOFC)热电联产系统,通过化学链实现出口合成气的重整和碳捕集,太阳能作为输入能量加热气化预热器和碳酸钙煅烧炉;同时为强化回热和碳捕集效能,通过有机朗肯循环代替气化系统冷却器实现能量部分回收,采用阳极燃料再循环提高 CH_4 重整转化率等措施对系统进行了优化,在此基础上,开展了系统能量分析和㶲分析,探讨了关键参数对系统性能的影响。结果表明:改进方案的性能指标均优于原方案,有机朗肯循环和燃料再循环的引入显著提高了系统发电量和碳捕集量,可实现较高能量效率和碳捕集率,在额定工况下,改进方案系统的能量效率、发电效率、㶲效率和碳捕集率分别为 64.97%、52.24%、51.34%和 94.34%,较原方案分别提升了 2.03 个百分点、3.10 个百分点、3.01 个百分点和 18.15 个百分点;增大气化温度和系统进水量或降低气化压力均强化气化系统产氢能力,当煤与固废比值较低时,系统燃料气化转化程度提高;提高 SOFC 运行温度和压力有助于提高系统能量效率,最佳运行温度范围为 850~990 ℃;当燃料循环比大于 0.75 时,可实现 CO_2 近零排放。

关键词: 热电联产系统; 超临界水气化; 碳捕集与封存; SOFC; 热力学分析
中图分类号:TM611 **文献标志码**:A **学科分类号**:470.30

Thermodynamic Analysis of Supercritical Water Coal/Solid Waste Co-gasification CHP System Based on WGS-CAL Carbon Capture

ZHENG Yu[1], *YE Xuemin*[1], *CHEN Pengqiang*[2], *WANG Yao*[1], *LI Chunxi*[1]
(1. Hebei Key Laboratory of Low Carbon and High Efficiency Power Generation Technology, North China Electric Power University, Baoding 071003, Hebei Province, China;
2. Inner Mongolia Electric Power Survey & Design Institute Co., Ltd., Hohhot 010011, Inner Mongolia Autonomous Region, China)

Abstract: To address the increasing challenge of resource utilization of urban solid waste, a novel low-carbon supercritical water gasification (SCWG) system coupled with solid oxide fuel cell (SOFC) for combined heat and power (CHP) generation was proposed, which used coal and solid waste as co-fuels. The

收稿日期:2025-05-09 **修订日期**:2025-06-04

作者简介:郑 宇(2001—),男,山东菏泽人,硕士研究生,主要从事固废能质梯级利用、多能互补系统集成等方面的研究。
叶学民(通信作者),男,教授,硕士生导师,E-mail: yexuemin@163.com。

system employed chemical looping to reform the outlet syngas and capture carbon, while solar energy was introduced as the input to heat the gasification preheater and the calcium carbonate calciner. To further enhance waste heat recovery and carbon capture efficiency, the system was optimized by replacing the gasification system cooler with an organic Rankine cycle (ORC) for partial energy recovery, and by adopting anode fuel recirculation to improve CH_4 reforming conversion. Based on these improvements, energy and exergy analyses were conducted to explore the effects of key parameters on the system performance. Results show that the improved system outperforms the original design in all performance metrics. The introduction of the ORC and fuel recirculation significantly increases power output and carbon capture. The improved system achieves high energy efficiency and carbon capture rate under design operating conditions: energy efficiency of 64.97%, power generation efficiency of 52.24%, exergy efficiency of 51.34%, and carbon capture rate of 94.34%, which are improvements of 2.03, 3.10, 3.01, and 18.15 percentage points, respectively. Increasing the gasification temperature and system water input or reducing gasification pressure all enhance hydrogen production in the gasification system. A lower coal-to-solid waste ratio improves the gasification conversion of the fuel. Higher SOFC operating temperature and pressure also improve system energy efficiency, with an optimal temperature range of 850-990 ℃. When the fuel recirculation ratio exceeds 0.75, near-zero CO_2 emissions can be achieved.

Key words: CHP system; supercritical water gasification; carbon capture and storage; SOFC; thermodynamic analysis

现代社会的发展、快速城市化使全球城市固体废物(MSW)产生量显著增加,据世界银行预测,2050 年全球城市固废将达到 34 亿 t[1]。固废及其浸出有毒污染物在土地占用、水体环境、大气环境、生物多样性及人体健康等多方面造成直接或潜在危害,对城市固废进行无害化处理和资源化利用的需求日益增长,因此深入研究固废处置新路径具有重要的实际参考价值。

超临界水气化(SCWG)是目前处理有机固废的重要技术,具有高效有机质转化和近零污染排放等优点,但不使用催化剂难以实现完全气化,会导致气化炉堵塞。已有研究[2-5]证实固废中的碱金属可作为天然催化剂促进煤气化,而煤的高热值又可以弥补垃圾水分含量高等固有缺陷,因此采用煤与固废进行超临界水共气化成为处理固废的新思路。

超临界水气化发电技术是一种以水相环境燃料气化为核心的新型制氢及发电技术,在获得氢能和电能的同时,从源头上实现 NO_x、SO_x 的零排放和 CO_2 的资源化利用,发电和制氢效率远高于传统燃煤或煤气化技术[6]。目前,超临界水气化与发电系统耦合主要有 2 种技术路线:一是以超临界透平作为桥梁,将气化产物直接通入超临界水蒸气透平进行发电。虽然可通过富氧燃烧实现无功耗捕集 CO_2,但是受限于超临界透平的初参数仍然较低,导致整体效率不高[7]。二是采用回收合成气的显热制备超临界水,研究发现有效利用显热可显著提高热效率[8],冷却后的合成气进入联合循环发电[9],但该路线使得尾部烟气回收 CO_2 难度加大,且合成气冷却过程会产生大量㶲损。Lu 等[10]模拟了一种基于塑料 SCWG 的太阳能驱动气-热-电联产系统,发现冷却器㶲损最大,占总㶲损的 43.62%。

因此,超临界水的升温制备过程及集成系统效率低是当前该领域的关键问题。为此,有学者建议采用光-化学能互补的方式制备超临界水。Rahbari 等[11]探讨了工艺-热力配置对太阳能驱动的微藻生物质超临界水气化过程热力学和经济性能的影响,发现通过调整太阳能倍数与储能容量可实现燃料平准化成本最小化与系统利用率最大化。针对气化效率较低的问题,固体氧化物燃料电池(SOFC)因能量转化不受卡诺循环限制而成为新选择方向。Wei 等[12]指出超临界水气化技术与 SOFC 具有极高的契合度,提出了一种结合煤超临界水气化与 SOFC 的近零二氧化碳排放发电系统,分析了 SOFC 温度和燃料利用率等关键参数对系统性能的影响,其中系统发电效率和㶲效率分别为 43.65%和 42.61%,但冷却器㶲损占总㶲损的 79.87%,表明冷却器优化对提升系统的㶲效率仍具有显著潜力。

虽然与传统能量转换设备相比,SOFC 在能量转化效率及降低污染物排放方面具有明显优势,但用碳氢气体作为燃料发电时,会在镍-氧化钇稳定氧化锆

(Ni-YSZ)为阳极的材料上产生碳沉积，形成沉积的根本原因在于 SOFC 在高温区工作时，甲烷在 Ni 的催化作用下发生裂解生成碳单质，当碳附着在 Ni 阳极时会覆盖其表面的活性位点，这不仅阻碍燃料的吸附及电化学反应，而且严重的碳沉积甚至会破坏催化剂结构。于建国等[13]研究了煤气化合成气中不同组分对碳沉积的影响，结果表明 CO_2 含量变化相较于其他组分对碳沉积的影响较小，增加水蒸气有助于降低碳沉积，同时 CH_4 能导致剧烈的碳沉积，因此对合成气重整是必要措施。内部重整结构简单，但电池内部的温度梯度较大，热管理难度较高，因此采用外部重整更能适配复杂燃料，使得燃料均质化并提升电荷传输效率。Zhou 等[14]通过高低温水气变化反应器和选择性氧化器在燃料电池外部实现合成气富氢转化及 CO 完全氧化，以保护质子交换膜(PEM)燃料电池，但该系统未考虑后续 CO_2 的捕集。Darmawan 等[15]提出了一种由超临界水气化和合成气化学链(SCL)组成的纸浆废弃物能量回收系统，其总能源效率高达 80%，但该系统未考虑后续与发电系统耦合，且碳捕集率仅有 75%，显著低于大部分整体煤气化联合循环(IGCC)燃烧前碳捕集技术(≥90%)[16-18]，导致碳排放控制不足，难以满足碳中和目标要求。

综上所述，已有研究主要关注超临界水气化系统与其他供能系统的耦合，并开展系统性能评价，而有关 SCWG 制氢过程如何减少气水分离过程中㶲损的研究较少。在超临界水的制备中，通常由烟气换热，热源相对单一，热量回收仍存在可完善空间，且大多系统并未考虑采用化学链碳捕集系统对 SOFC 入口合成气同时进行重整和碳捕集，因此导致系统整体效率较低、尾部烟气低碳处理难度较大等问题。针对上述问题，本文提出一种以煤和 MSW 为燃料，通过太阳能驱动超临界水气化耦合水煤气变换-钙循环工艺(WGS-CAL)与 SOFC 的新型热电联产(CHP)系统，通过冷却水、合成气、烟气等多热源换热制备超临界水，利用太阳能辅助加热气化给水与碳酸钙煅烧炉，对合成气和 SOFC 出口烟气实现能量梯级回收，并开展系统能量分析和㶲分析，探讨煤与固废比值、SOFC 温度等关键参数对整个系统性能的影响，进而为废物资源清洁高效利用系统的设计与分析提供理论参考。

1　系统描述

选取的燃料物性参数如表 1 所示，原料与水的总质量流量为 1 t/h，煤与 MSW 质量比为 1∶1，总输入量为 100 kg/h。

表 1　燃料的物性参数(基于收到基)[19-20]

Tab. 1　Physical properties of fuels (based on received basis)[19-20]

	参数	煤	MSW
工业分析	水分质量分数/%	2.79	13.32
	固定碳质量分数/%	57.18	9.25
	挥发分质量分数/%	33.19	68.70
	灰分质量分数/%	6.84	8.73
元素分析	C 质量分数/%	74.29	44.87
	H 质量分数/%	4.69	5.89
	O 质量分数/%	9.27	26.25
	N 质量分数/%	1.00	0.58
	S 质量分数/%	1.12	0.13
低位热值/(MJ·kg^{-1})		29.61	15.57

超临界水气化炉温度设定为 500～700 ℃，气化压力为 17.5～35 MPa，构建的新型热电联产系统流程如图 1 所示，其中：数字表示各流股编号，按照系统主要流程顺序进行标注；红色虚线和蓝色线框代表改进方案；HX 表示换热器。燃料浆 1 经过水泵升压，通过水蒸气、高温烟气与合成气、聚光太阳能加热后进入气化炉，气化炉单元主要由产率反应器(RYIELD)和吉布斯自由能反应器(RGIBBS)组成，热解后的产物经过分离器分离出硫分和灰分，该分离过程用于模拟在超临界水气化过程中，燃料所含的 N、S、金属元素及各种无机矿物质在反应器内部沉积并排出的现象[6]，因此采用超临界水气化技术可从源头避免后续 SOFC 的硫中毒问题，同时为简化反应，将气化炉设置为自热气化。从气化反应器出来的高温高压合成气 7 通过膨胀机 1 做功后压力降到 730 kPa，出口产物 10 通过闪蒸器在 130 ℃实现气液部分分离，部分分离的优势在于保留部分水供给 WGS-CAL，提升氢气产率，无需额外供应水和加热器，同时分离的液态水(130 ℃、730 kPa)可对超临界水进行初步预热。合成气 11 通过 HX4 换热后进入水煤气变换反应器(WGS)发生水汽变换反应和甲烷重整反应，通过抑制 CO 和 CH_4 的产生路径进一步提高 H_2 产量。反应式为

$$CO+H_2O \rightleftharpoons CO_2+H_2 \quad (1)$$

$$CH_4+H_2O \rightleftharpoons CO+3H_2 \quad (2)$$

氧化钙在 WGS 反应器中吸附 CO_2 后进入煅烧炉实现脱附，整个过程的气固分离由 2 个旋风分离器实现，CO_2 在碳捕集与封存(CCS)装置中经过多级压缩冷却被封存在储罐中。化学链出口合成气 14 经过余热系统换热后进入燃料电池阳极，与阴极空气中迁移来的氧离子发生电化学反应，作为氧化

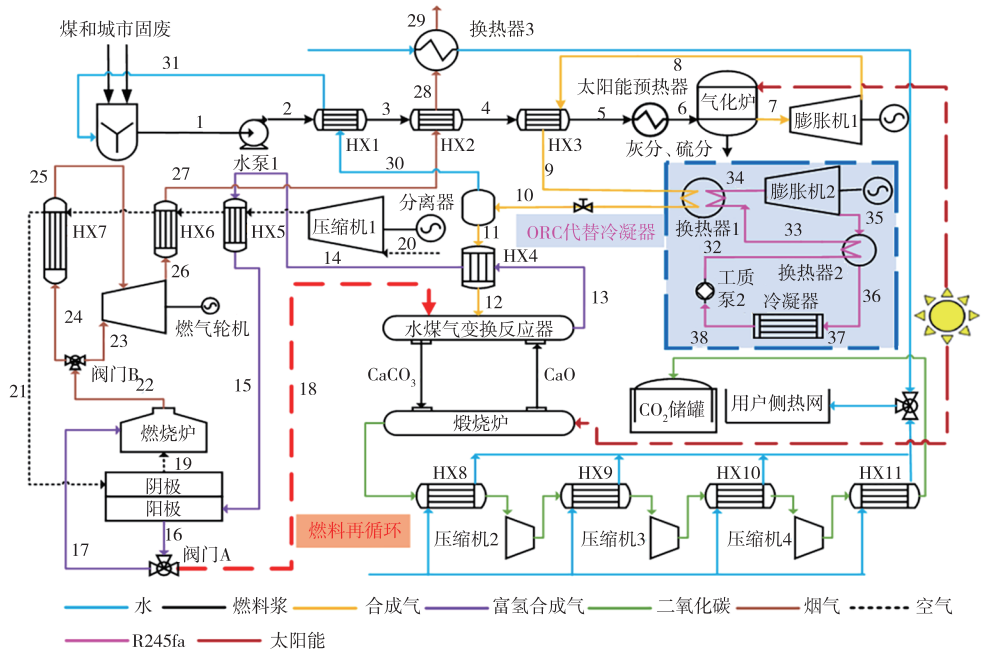


图 1 煤与 MSW 共气化热电联产系统

Fig. 1 CHP system with coal and MSW co-gasification

剂的空气，进入压气机加压再经过换热器组加热后进入 SOFC 阴极室。由于燃料利用率不能达到 100%，阳极出口气体 16 中仍存在少量未反应完全的 H_2 和碳基燃料。因此设置后燃烧室，可对阳极出口气体中的可燃组分进行二次燃烧，所形成的高温烟气 22 通过阀门 B 进行分流，两股流体先后与空气换热并推动燃气轮机做功。生活热水由换热机组出口烟气与 CO_2 多级压缩冷却换热器 HX9～HX12 提供，进、出口温度分别为 25、50 ℃。

在模拟中发现，虽然 WGS 反应器重整 CO 效果良好，转化率达到 99%，但 CH_4 转化率相对较低，只有 51.96%，增大了阳极碳沉积风险，因此对原方案系统进行如下改进：采用燃料再循环将阳极出口排气部分通入至 WGS 反应器，不同于常规预重整器[21]，该方案在提供足量水蒸气推动甲烷重整反应的同时，可额外提高钙环捕获量；另外，采用 HX3 出口合成气作为热源与有机朗肯循环（ORC）换热，以热转电的形式减少大量汽化潜热损失，有机朗肯循环工质为 3 000 kg/h 的 R245fa。

改进后热电联产系统的特点包括：

（1）通过低温朗肯循环代替冷却器减少能量损失；

（2）采用 WGS-CAL 系统和燃料再循环同时实现外部重整和碳捕集；

（3）针对 SOFC 电堆热平衡提出一种新型调控策略，分出一股燃烧室出口高温烟气 24 用于加热 HX6 出口空气，由于烟气 24 和 26 存在较大温差，可先后对所需空气进行梯级换热。通过设计规范调节烟气 24 的流量以实现电堆处热平衡。

该方法的优点是在一定范围内，可在不改变所需空气量的前提下实现变工况运行，减少压气机调节难度以及烟气量波动对其他系统的影响，实现对运行参数变化的自适应。

为满足模型适用性和计算可行性，便于开展系统性能分析，进行以下简化和假设：

（1）系统处于稳态运行状态；

（2）忽略管道损失、散热损失、沿程压降损失及反应器内部压力损失等；

（3）燃料电池内部只有 H_2 参加电化学反应[22]；

（4）各仿真模块均为零维度模型，内部热力学参数分布均匀[23]；

（5）整体系统环境温度为 25 ℃，泵效率为 80%，透平等熵效率和机械效率分别为 80%和 98%。

2 系统数学模型

采用 ASPEN PLUS V14 对图 1 所示的系统进行搭建，其中 SCWG 系统与 SOFC 系统采用 PR-BM 物性方法[24-25]，WGS-CAL 系统采用 Soave-Redlich-Kwong（SRK）物性方法[26]，已有文献证明上述物性方法对于各子系统有良好的适用性[27-28]。系统中设计工况下的主要参数取值及条件见表 2。

表 2　子系统中部分设计参数设置

Tab. 2　Settings of selected design parameters of subsystems

	参数	数值
SCWG[29]	超临界水泵压力/MPa	25
	换热器夹点温度/℃	10
	膨胀机出口压力/kPa	730
	太阳能预热器温度/℃	600
	反应器温度/℃	600
	分离器温度/℃	130
	分离器压力/kPa	730
ORC	ORC 泵压力/kPa	1 200
	膨胀机出口压力/kPa	100
WGS-CAL	WGS 反应器温度/℃	425
	CAL 煅烧炉温度/℃	900
	CaO 输入量/(kmol·h^{-1})	8
SOFC[30]	工作温度/℃	910
	工作压力/kPa	300
	燃烧室温度/℃	910
	燃烧室压力/kPa	300
	烟气排放压力/kPa	102
	空压机压力/kPa	300
	燃料利用率/%	85
	空气利用率/%	15
	电池有效面积/m^2	96.1
CCS[31]	第一阶段出口压力/kPa	1 680
	第二阶段出口压力/kPa	4 300
	第三阶段出口压力/kPa	11 000

2.1　太阳能热化学过程

该系统采用二次反射聚光结构，太阳辐射经大面积定日镜场完成初次汇聚后，其校准光束被投射至塔顶双曲面二次反射镜；经非球面光学校正的反射光束随后分别导入太阳能预热器与碳酸钙分解炉，通过加热循环工质完成光热能量转换。在定日镜和双曲面反射镜反射太阳光的过程中，均会有太阳能的损失。

投射至定日镜的太阳能为

$$Q_{\mathrm{solar}}=G_{\mathrm{DNI}}\cdot A_{\mathrm{sc}}/1\ 000 \tag{3}$$

式中：Q_{solar}为投射至定日镜的太阳能，kW；G_{DNI}为太阳能直接辐射强度，W/m^2；A_{sc}为定日镜场总面积，m^2。

进入系统的太阳能 $Q_{\mathrm{solar,in}}$为

$$Q_{\mathrm{solar,in}}=Q_{\mathrm{solar}}\eta_{\mathrm{opt}}=Q_{\mathrm{solar}}-Q_{\mathrm{opt,loss1}}-Q_{\mathrm{opt,loss2}} \tag{4}$$

式中：η_{opt}为聚光系统总光学效率；$Q_{\mathrm{opt,loss1}}$为定日镜场反射的光学反射损失，kW；$Q_{\mathrm{opt,loss2}}$为双曲面反射镜反射的光学反射损失和光线反射至反应器入口时的光线溢出，kW。

相较于太阳能聚光仪器的总光学损失，气化炉的散热损失非常小，故在本研究中忽略不计。太阳能系统设计参数如表 3 所示，其中镜场总面积根据设计工况下系统模拟结果中所需太阳能计算确定。

表 3　太阳能系统设计参数

Tab. 3　Design parameters of the solar energy system

参数	数值
直接法向辐照度/(W·m^{-2})	700[32]
A_{sc}/m^2	1 185.7
η_{opt}/%	73.76[32]
太阳能预热器温度/℃	600

2.2　SOFC 模型分析

SOFC 的工作电流 i 和电流密度 j 为

$$i=n_{\mathrm{e}}Fn_{\mathrm{H_2}}U_{\mathrm{f}} \tag{5}$$

$$j=\frac{n_{\mathrm{e}}Fn_{\mathrm{H_2}}U_{\mathrm{f}}}{A} \tag{6}$$

式中：n_{e} 为电子数，取 2；n_{H2} 为 SOFC 消耗的氢气当量，mol/s；F 为法拉第常数，取 96 485 C/mol；U_{f} 为燃料利用率，%；A 为电池有效面积，m^2。

SOFC 模型的电压为

$$V_{\mathrm{op}}=V_{\mathrm{Nernst}}-(\eta_{\mathrm{ohm}}+\eta_{\mathrm{act}}+\eta_{\mathrm{diff}}) \tag{7}$$

式中：V_{op}和 V_{Nernst}分别为工作电压和能斯特电池电压，V；η_{ohm}、η_{act}和 η_{diff}分别为 SOFC 中的欧姆损失、活化损失和扩散损失，V。

能斯特电池电压为

$$V_{\mathrm{Nernst}}=E^0+\frac{RT}{n_{\mathrm{e}}F}\ln\frac{X_{\mathrm{H_2}}(X_{\mathrm{O_2}})^{0.5}}{X_{\mathrm{H_2O}}}+\frac{RT}{2n_{\mathrm{e}}F}\ln\frac{p_{\mathrm{ca}}}{p_{\mathrm{amb}}} \tag{8}$$

式中：E^0 为环境压力下氢氧化的电压，是 SOFC 反应位点温度 T 的函数[33]，$E^0=1.253-2.451\ 6\times10^{-4}T$；$R$ 为通用气体常数，取 8.314 J/(mol·K)；T 为 SOFC 工作温度，K；X_i 为各组分的摩尔分数；p_{ca}为 SOFC 阴极压力，bar；p_{amb}为环境压力，取 1 bar。

欧姆损失为

$$\eta_{\mathrm{ohm}}=iR_{\mathrm{ohm}}=j\sum_k\rho_k\delta_k \tag{9}$$

式中：R_{ohm}为欧姆电阻，Ω；ρ_k 为 SOFC 各结构的电阻率，Ω·m；δ_k 为 SOFC 各结构的厚度，m。

活化损失为

$$\eta_{\mathrm{act}}=\eta_{\mathrm{act,an}}+\eta_{\mathrm{act,ca}} \tag{10}$$

$$\eta_{\mathrm{act,an}}=\frac{RT}{F}\sinh^{-1}\left(\frac{j}{2j_{0,\mathrm{an}}}\right)=\frac{RT}{F}\ln\left\{\frac{j}{2j_{0,\mathrm{an}}}+\left[\left(\frac{j}{2j_{0,\mathrm{an}}}\right)^2+1\right]^{0.5}\right\} \tag{11}$$

$$\eta_{\mathrm{act,ca}}=\frac{RT}{F}\sinh^{-1}\left(\frac{j}{2j_{0,\mathrm{ca}}}\right)=\frac{RT}{F}\ln\left\{\frac{j}{2j_{0,\mathrm{ca}}}+\left[\left(\frac{j}{2j_{0,\mathrm{ca}}}\right)^2+1\right]^{-0.5}\right\} \tag{12}$$

式中：$\eta_{\mathrm{act,an}}$和 $\eta_{\mathrm{act,ca}}$分别为阳极和阴极的活化损失，V；$j_{0,\mathrm{an}}$和 $j_{0,\mathrm{ca}}$分别为阳极和阴极的交换电流密度，A/m^2。

扩散损失为

$$\eta_{\mathrm{diff}}=\eta_{\mathrm{diff,an}}+\eta_{\mathrm{diff,ca}} \tag{13}$$

$$\eta_{\mathrm{diff,an}}=\frac{RT}{2F}\ln\left(\frac{X_{\mathrm{H_2,b}}X_{\mathrm{H_2O,r}}}{X_{\mathrm{H_2O,b}}X_{\mathrm{H_2,r}}}\right) \tag{14}$$

$$\eta_{\mathrm{diff,ca}}=\frac{RT}{4F}\ln\frac{X_{\mathrm{O_2,b}}}{X_{\mathrm{O_2,r}}} \tag{15}$$

式中：$\eta_{\mathrm{diff,an}}$和$\eta_{\mathrm{diff,ca}}$分别为阳极和阴极扩散损失，V；$X_{\mathrm{H_2,b}}$和$X_{\mathrm{H_2O,b}}$分别为阳极主体气相中H_2和H_2O的摩尔分数；$X_{\mathrm{H_2,r}}$和$X_{\mathrm{H_2O,r}}$分别为阳极三相反应界面处H_2和H_2O的摩尔分数；$X_{\mathrm{O_2,b}}$和$X_{\mathrm{O_2,r}}$分别为阴极主体气相和三相反应界面处O_2的摩尔分数。

SOFC 发电量W_{SOFC}为

$$W_{\mathrm{SOFC}}=iV_{\mathrm{op}}=2Fn_{\mathrm{H_2}}U_{\mathrm{f}}V_{\mathrm{op}}\eta_{\mathrm{DA}} \tag{16}$$

式中：η_{DA}为逆变器效率，取 92%。

SOFC 几何尺寸及上述各式中的δ_k、$j_{0,\mathrm{an}}$、$X_{\mathrm{H_2,b}}$、$X_{\mathrm{H_2O,b}}$和$X_{\mathrm{O_2,b}}$等参数参考文献[34]。

2.3 模型可行性验证

在建立气化模型和 SOFC 电化学模型过程中，需要验证模型的准确性。为保证生物质气化模型设计的合理性，本文使用麦草碱黑水超临界水气化实验数据[35]进行验证。图 2 为反应器在反应温度为 700 ℃，压力为 25 MPa，生物质进料浓度为 9.5%时的实验结果和本文预测值。结果表明，模拟值与实验结果吻合良好，最大偏差不超过 7.36%，两者出现偏差是因为本文中气化炉部分采用吉布斯反应器，使其结果受化学反应动力学限制。

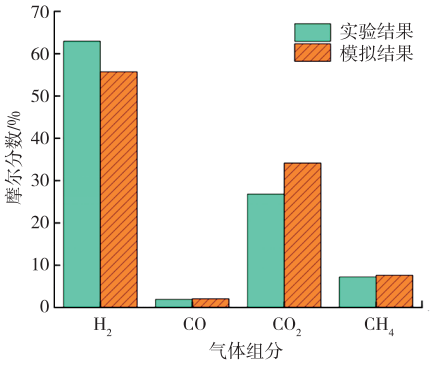


图 2 超临界水气化实验与模拟结果的对比

Fig. 2 Comparison between experimental and simulated results of supercritical water gasification

将文献[36]中 SOFC 物性参数与相同工况下采用本文搭建的 SOFC 电化学模型的计算结果进行对比，图 3 给出了文献[36]中工作电压的实验数据与本文模型预测值，可见两者间的最大偏差不超过 3.2%，由此证明本文所建 SOFC 电化学模型的合理性。

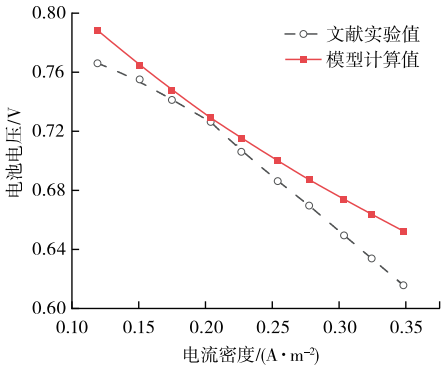


图 3 电池电压文献实验值与本文模拟结果的对比

Fig. 3 Comparison of battery voltage between literature and simulation results

2.4 系统评价指标

为准确评估系统的性能和效率，选取系统能量效率、㶲效率和碳捕集率 3 个核心指标来量化系统的能量利用效率和碳捕集效能。

系统能量效率η_{en}为系统净发电量和制热量与输入系统总能量的比值，反映了系统在能源转换过程中的整体效能，其表达式为

$$\eta_{\mathrm{en}}=\frac{Q_{\mathrm{heat}}+W_{\mathrm{SOFC}}+W_{\mathrm{T}}-W_{\mathrm{comp}}-W_{\mathrm{pump}}}{\sum q_{m,i}\cdot H_{\mathrm{u},i}/3\ 600+Q_{\mathrm{solar}}} \tag{17}$$

式中：Q_{heat}为系统制热量，kW；W_{T}为系统膨胀机输出总功，kW；W_{comp}为系统压缩机耗功，kW；W_{pump}为系统泵耗功，kW；$q_{m,i}$为煤或 MSW 的质量流量，kg/h；$H_{\mathrm{u},i}$为第i种燃料的低位发热量(LHV)，kW。

气体混合物的比㶲主要由化学㶲和物理㶲组成。混合气体的㶲E_{x}为

$$E_{\mathrm{x}}=m(e_{\mathrm{ph}}+e_{\mathrm{ch}}) \tag{18}$$

$$e_{\mathrm{ph}}=\sum_i(h_i-h_0)-T_0(s_i-s_0) \tag{19}$$

$$e_{\mathrm{ch}}=\sum x_i e_{\mathrm{ch},i}+RT_0\sum x_i\ln(x_i) \tag{20}$$

式中：e_{ph}和e_{ch}分别为物理㶲和化学㶲，kJ/kmol；m为合成气的摩尔流量，kmol/h；h_i和h_0分别为各气体比焓和参考比焓，kJ/kmol；s_i和s_0分别为各气体比熵和参考比熵，kJ/(kmol·K)；$e_{\mathrm{ch},i}$为标准状况下各气体的化学㶲；$T_0=298.15$ K；x_i为合成气各组分的摩尔分数，%。

燃料㶲输入公式[37]为

$$E_{\mathrm{b}}=\beta H_{\mathrm{u,b}} \tag{21}$$

$$\beta=[1.044+0.016\ 0\times\frac{w(\mathrm{H})}{w(\mathrm{C})}-0.349\ 3\times\frac{w(\mathrm{O})}{w(\mathrm{C})}\times(1+0.053\ 1)\times\frac{w(\mathrm{H})}{w(\mathrm{C})}+0.049\ 3\times\frac{w(\mathrm{N})}{w(\mathrm{C})}]/[1-0.412\ 4\times\frac{w(\mathrm{O})}{w(\mathrm{C})}] \tag{22}$$

式中：E_b 为燃料㶲，kW；β 为关联因子；w(C)、w(N)、w(H)、w(O)分别为燃料中各元素的质量分数，%；$H_{u,b}$为燃料的低位热值，kW。

系统㶲效率 η_{ex} 为系统净发电量和热量㶲与输入系统总㶲的比值，反映了系统对高品位能量的有效转化能力，其表达式为

$$\eta_{ex}=\frac{W_{SOFC}+W_T-W_{comp}-W_{pump}}{E_b+E_{x,solar}} \tag{23}$$

式中：$E_{x,solar}$为太阳能㶲，kW。

系统碳捕集率 η_{CCS}(CCR)为捕集的 CO_2 量和全系统产生的 CO_2 总量的比值，反映了系统对碳排放的控制能力，其表达式为

$$\eta_{CCS}=\frac{M_{CO_2,captured}}{M_{CO_2,total}}\times 100\% \tag{24}$$

式中：$M_{CO_2,captured}$为捕集的 CO_2 量，kg/h；$M_{CO_2,total}$为全系统产生的 CO_2 总量，kg/h。

3　结果与分析

为定量评估改进方案的技术优势，选取净发电量、能量效率、发电效率、㶲效率和 CCR 5 个核心指标，通过图 4 的五维雷达图对比 2 种方案的性能。由图 4 可知，改进方案的 5 个指标均优于原方案，尤其在 CCR 和净发电量 2 个指标上提升显著。对比原方案，改进方案 SOFC 的入口 H_2 产量由 13.14 kg/h 提升至 21.46 kg/h，产率由 66.56% 下降至 59.87%，且改进方案通过燃料再循环，使 40% 阳极出口气体（主要由 88.22% H_2O、8.98% H_2 和 2.55% CH_4 组成）进入 WGS-CAL 系统重整，碳捕获量由 160.98 kg/h 提升至 199.33 kg/h；同时，增设额外发电单元使改进方案净发电量增加 60.54 kW，发电总量提升 10.94%。基于上述优势，后续将重点分析改进方案的能量转化机理与碳减排效益。

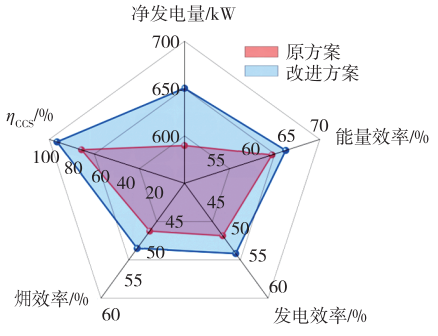


图 4　改进方案与原方案雷达图对比

Fig. 4　Radar chart comparison between the improved and original schemes

3.1　热力性能分析

3.1.1　能量分析

能量分析有助于阐明集成系统的能量变化，如表 4 所示，输入能量为燃料低位热值和所需太阳能，在设计工况下，改进方案的太阳能输入量占比 50.83%，为 632.69 kW，燃料输入能量占比 49.17%，为 612.08 kW。相较于原方案，改进方案所需太阳能增加 44.54 kW，这是因为燃料再循环增大了 WGS 反应器中气体的 S 与 C 摩尔分数比，促进 CO_2 产率提升 38.34 kg/h，煅烧炉的 CO_2 分离能耗相应增加；同时，燃料再循环使甲烷重整过程的转化率由 51.96% 提升至 79.10%，CO 转化率趋近 100%，因此 CCR 提升 18.15 个百分点。改进方案的发电量由膨胀机、燃气轮机和 SOFC 共同产生，对比原方案，系统净发电量由 589.79 kW 增至 650.33 kW，提升主因包括 ORC 系统额外产生 54.44 kW 发电量，以及阳极氢气电化学反应量增加对 SOFC 发电效率的显著促进作用。系统的制热量由 CCS 及尾部烟气的余热回收，在设计工况下，可为热网提供5 003.43 kg/h 的生活热水。

为提高系统性能，在超临界水和空气预热中均采用余热梯级利用，经设计规范约束，系统稳态时余热利用系统中烟气 24 的质量流量为 1 071.68 kg/h，空气依次通过 HX5、HX6、HX7 和阳极对阴极加热，确保 SOFC 阴极与阳极出口温度一致，整个过程余热回收量为 561.16 kW。

表 4　系统主要参数计算结果

Tab. 4　Key parameter calculation results of the system

参数	原方案	改进方案
ORC 发电量/kW		54.44
能斯特电压/V	0.70	0.67
SOFC 发电量/kW	329.79	350.72
净发电量/kW	589.79	650.33
所需太阳能/kW	588.15	632.69
制热量/kW	147.68	51.34
能量效率/%	62.94	64.97
发电效率/%	49.14	52.24
㶲效率/%	48.33	51.34
η_{CCS}/%	76.19	94.34

3.1.2　系统㶲分析

为深入探究改进方案中系统内能量品质的变化，采用㶲流图评估系统能量品位利用效率，识别关键损失环节，结果如图 5 所示。系统总输入㶲为 1 285.85 kW，其中燃料㶲占比 51.09%，太阳能占

比 48.91%，总输出㶲为 660.12 kW。系统各部件都存在㶲损失，其中预热及气化单元㶲损失最大，达到 155.33 kW，占总㶲损的 24.82%，这是由于定日镜与反射镜使太阳能热转换具备固有不可逆性，表现为镜面反射的光学损耗与工质传热过程中的效率衰减，其次是全系统的换热器㶲损失，达到 111.73 kW，占总㶲损的 18.81%，该损失主要由冷热流体的显著温差驱动。本研究通过低温朗肯循环代替冷却系统实现合成气气水分离，减少了冷却器 52.63 kW 的㶲损失，系统㶲效率提高了 4.13%，达到 51.34%，如表 4 所示。与类似超临界水气化系统[10]相比，冷却器㶲损占比减少 27.96 个百分点，体现了改进方案思路的可行性。

3.2 关键参数敏感性分析

3.2.1 气化参数

在 SCWG 系统中，气化产物的气体产率和组分分布受多种反应参数影响，包括气化压力、气化温度、煤与固废的比例和原料浓度等，开展参数的敏感性分析，可明确气化过程中这些参数的控制区间。

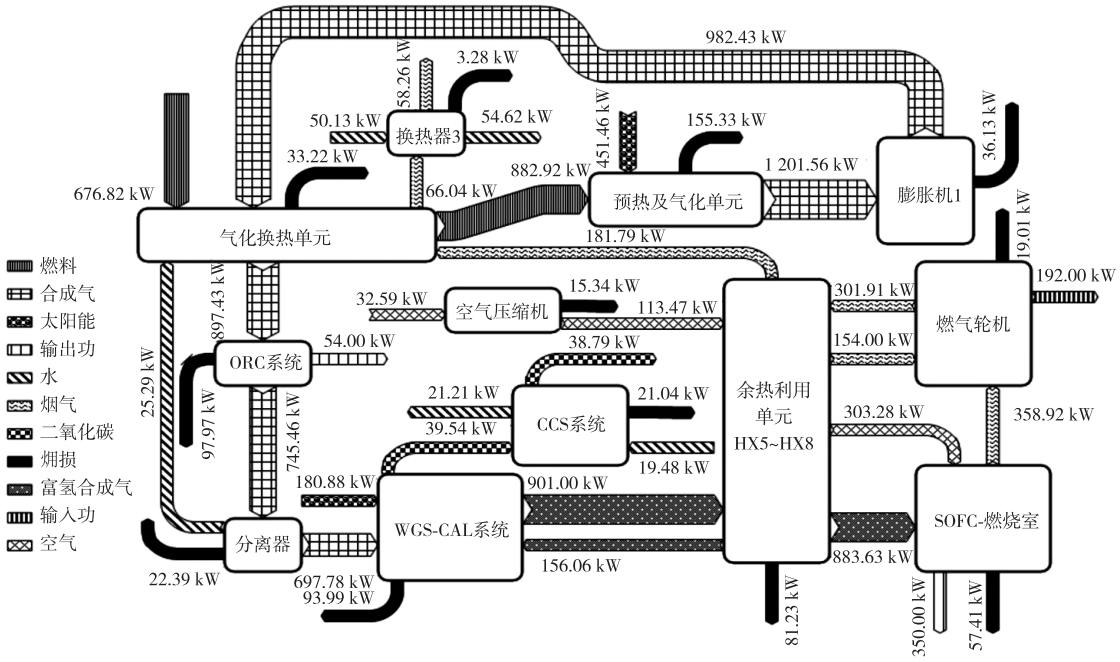
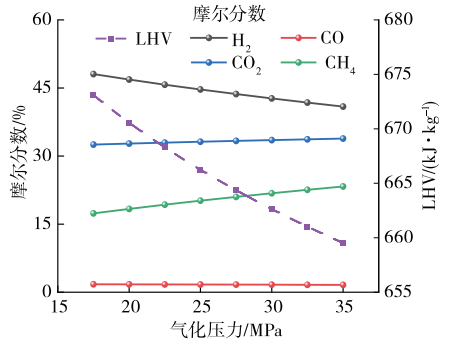


图 5 系统㶲流图

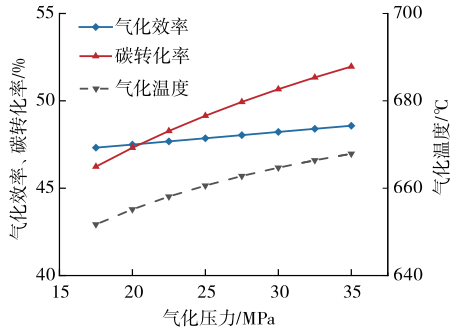
Fig. 5 Diagram of system exergy flow

在气化温度为 700 ℃时，气化压力对平衡产物气体组成和气化性能参数的影响如图 6 所示。在高压条件下，水的离子积和密度通常随着压力升高而增大，气体生成过程中的自由基反应（H_2 生成）受到抑制，SCWG 反应路径从自由基反应主导转向离子型反应（CH_4 生成）主导[38]。当气化压力从 17.5 MPa 升至 35 MPa 时，气化系统 H_2 摩尔分数从 48.05%下降至 40.89%，CH_4 摩尔分数由 17.36%升至 23.29%，进而导致碳转化率上升。另外，气化反应器建模采用自热气化，随着气化压力提高，气化反应器出口温度由 651.4 ℃提升至 667.8 ℃，通过排汽压力一定的膨胀机时，热转功更加充分，流股 9 温度下降，在 HX3 换热器中释放更多潜热，使气化预热器所需的太阳能减少，气化效率从 47.3%提升至 48.6%。但较高的气化压力不利于制氢，且会增大操作成本，因此建议采用小于 30 MPa 的气化压力运行[39]。

改变气化温度也可改变气化系统的合成气组分。当气化温度从 550 ℃升至 750 ℃时，根据勒夏特列原理，甲烷重整反应受限时水气转换反应增强，CH_4 产率降低，导致 WGS 反应器中 CO_2 捕获量上升 10.76 kg//h，从 92.4%提高至 97.7%。同时燃料电池进口等效氢量减小，根据式(16)可知，电流减小导致 SOFC 发电量下降了 21.66 kW。另外，在气化系统中，气化温度升高导致出口合成气焓值增大，在膨胀机 1 中焓降增大。ORC 系统中流股 9 气相摩尔分数率随着气化温度升高而提高，而出口流股温度恒定，气相摩尔分数近于不变，因此在换热器 1 中释放更多潜热以提高 ORC 发电量。如图 7 所示，气化炉升温可提升系统发电量和制热量，但因需同步增加太阳能输入量，因此当气化温度升高时，系统整体能量效率无明显变化。



(a) 压力对气体含量的影响



(b) 压力对气化系统性能参数的影响

图 6　气化压力对气化系统各个参数的影响

Fig. 6　Effect of gasification pressure on key parameters of the gasification system

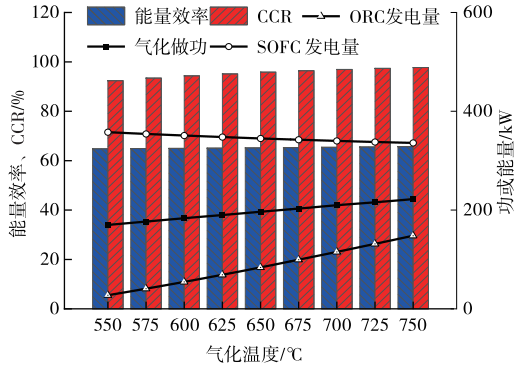


图 7　气化温度对系统性能的影响

Fig. 7　Effect of gasification temperature on system performance

为探究煤与固废的比例对系统性能的影响，在保持总燃料量不变的前提下改变二者占比，结果如图 8 所示。随着固废占比增加，系统冷煤气效率与能量效率均单调提高。这是因为固废比例增大后，原料的综合低位热值随之下降，而合成气低位热值变化不大。若增加原料中干煤的比例，气化炉氢气产量增加，此时在气化炉中碳的水蒸气气化反应占主导，故自热气化模块所需热量减少，导致气化出口温度升高，促使后续各子系统发电量显著提升。当煤与固废混合比例从 2∶8增至 8∶2时，系统净发电量从 702.7 kW 升至 763.9 kW，但因输入化学能同步增加，能量效率与发电效率并未发生显著变化。另外，干煤比例增加可优化原料碳氢比，碳氧化路径占优，碳氢气体生成受限制，导致合成气中 CO_2 产率增加，进而提高钙环碳捕获量。综上所述，煤与固废之比较低时，燃料向合成气转化程度较高，但碳捕集效果相对较差。

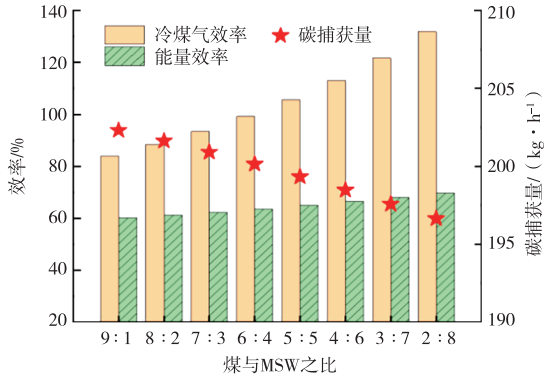


图 8　煤与 MSW 之比对系统性能的影响

Fig. 8　Effect of coal-to-MSW ratio on system performance

系统进水量(即进料浓度)对性能的影响如图 9 所示。低燃料浓度下，过量水作为反应介质可以提升溶质扩散速率和自由基反应活性，同时超临界水的高溶剂化能力促进有机物裂解，此时水煤气变换反应具有主导性，促进了 H_2 的形成[38]。随着进料负荷增加，反应中水的浓度下降，限制了蒸汽甲烷重整过程并减缓水解，合成气热值下降直接导致冷煤气效率降低。由于水量减少，预热加热器太阳能能耗显著降低，另外超临界水流量下降直接影响膨胀机 1 出力及 ORC 热负荷，因为净发电量下降趋势小于所需太阳能变化量，所以发电效率略有降低。通过分析 2 种燃料比例和燃料浓度对系统性能的影响，发现提高原料中 MSW 比例和增大进水量均可提高气化系统能量转化性能，增大合成气热值，使冷煤气效率显著上升。

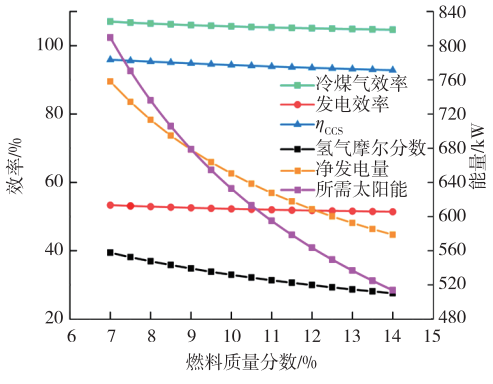


图 9　燃料浓度对系统性能的影响

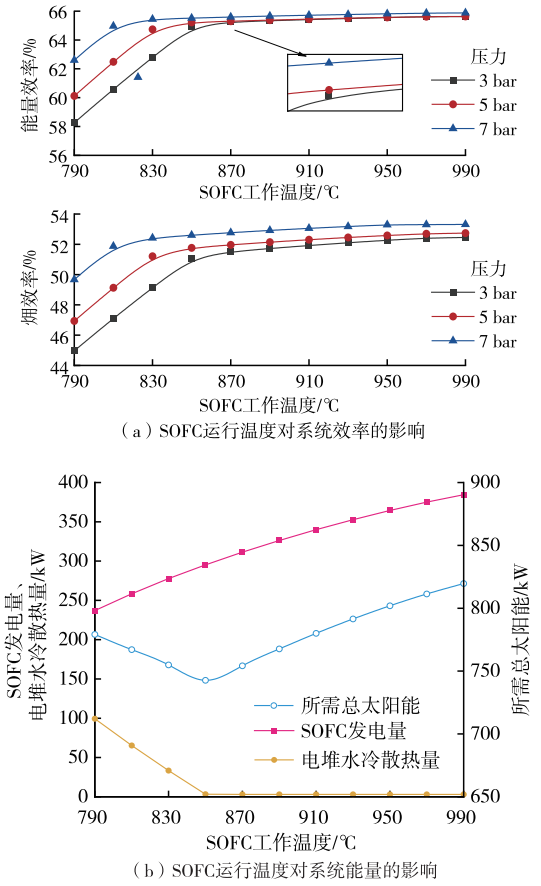
Fig. 9　Effect of fuel concentration on system performance

3.2.2 SOFC 运行参数

探明 SOFC 运行参数对工作电压和电流的影响是优化能量效率和长期稳定运行的关键，因此下文主要针对 SOFC 工作温度、压力和燃料再循环比进行敏感性分析。

提高运行温度不仅降低欧姆电阻，而且可以减少氢分子发生电化学反应需要克服的活化能。如图 10(b)所示，当温度从 790 ℃升至 990 ℃时，能斯特电压增加 0.29 V，使电池发电量提高 147.5 kW。当运行温度小于 850 ℃时，此时在阀门 B 保持全开、HX7 停止运行的工况下，电堆放热量仍大于阴极空气所需热量与发电量之和，需额外冷却水以防止电堆超温。随着运行温度增大，阴极空气所需热量与发电量上升，冷却水散热需求对应减少，同时 SOFC 尾部烟气温度上升，强化了气化系统的换热，所需太阳能减少。结合式(17)和式(23)可知，当温度由 790 ℃升至 850 ℃时，3 bar 下系统能量效率与㶲效率分别提升 6.66 个百分点和 6.11 个百分点。而在温度大于 850 ℃时，系统通过调控阀门 B 预热空气满足电堆能量平衡，此时运行温度越高，尾部烟气温度反而越低，导致系统所需太阳能增加，因此如图 10(a)所示，该温度区间下系统能量效率与㶲效率呈现缓慢增长趋势。与上述同理，增大工作压力亦可降低活化极化与浓度极化造成的过电势，但高温工况下烟气分流导致膨胀机出力受限制，系统效率变化较小。综上可知，当运行温度高于 850 ℃时，受建模结构等因素限制，系统效率增长逐渐减缓，且温度升高对电极材料和结构提出更高的要求[40]，因此从能效提高和运行安全角度综合考虑，建议运行温度范围为 850～990 ℃。

为便于描述燃料再循环对系统性能的影响，引入燃料再循环比(FRR)，即循环至 WGS 反应器的部分气体量占阳极总出口气体量的比例。改进方案中 FRR 对系统性能的影响如图 11 所示。增大燃料循环比可为 WGS 反应器提供充足的水蒸气，促进甲烷水煤气反应正向进行，使 WGS 反应器中 CO_2 捕获量上升，同时参与阳极电化学反应 H_2 量增大，但由于水蒸气变化量远大于 H_2，因此 H_2 所占比例反而减少。由式(8)可知，H_2 分压减少导致能斯特电压减小，进而导致 SOFC 及系统发电量稍有降低。如图 11 所示，当燃料循环比由 0.25 升至 0.75 时，发电效率下降 1.58%，碳捕集率从 87.11%提升至 99.59%。由前文可知，SOFC 的碳沉积与催化剂失活问题主要与甲烷裂解生成碳和氢气有关，因此降低 SOFC 阳极入口的甲烷含量可有效避免碳沉积发生。当不采用燃料再循环时，重整后 SOFC 进口 CH_4 含量仍高达 18.33 kg/h，而当 FRR 提升至 0.75 时，CH_4 含量大幅降低至 0.21 kg/h，下降幅度为 98.85%，且根据勒夏特列原理，高浓度的氢气进一步抑制甲烷裂解反应，此时已不具备碳沉积的条件，因此当燃料循环比大于 0.75 时视为可避免碳沉积与催化剂失活等风险，在进入 SOFC 之前实现近零碳排放。



(a) SOFC运行温度对系统效率的影响

(b) SOFC运行温度对系统能量的影响

图 10 SOFC 运行温度对系统各个参数的影响

Fig. 10 Effect of SOFC operating temperature on key system parameters

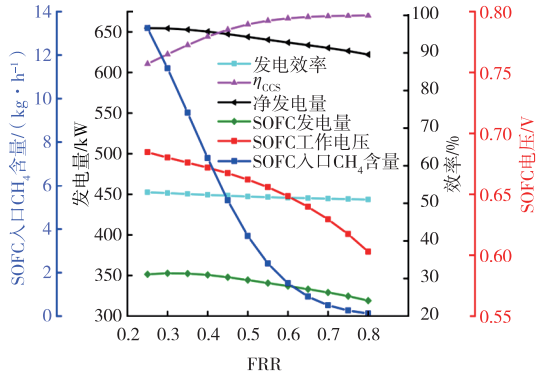


图 11 燃料循环比对系统各指标的影响

Fig. 11 Effect of fuel recirculation ratio on key system indicators

4 结论

本文提出了一种新型超临界水气化耦合WGS-CAL与燃料电池的热电联产系统,通过光-化学能互补进行能量输入,该系统通过多热源加热工质及有机朗肯循环等方式有效利用系统余热,使系统同时实现提高能量效率及近零碳排放。主要结论如下:

(1) 系统通过冷却水、合成气、烟气等多热源换热制备超临界水,采用朗肯循环回收合成气显热和水的潜热,产生54.44 kW发电量。通过烟气分流对烟气热量进行梯级回收利用,实现太阳能和化学能的高效互补热电联产。在设计工况下,改进系统的能量效率和㶲效率分别为64.97%和51.34%,相较于原系统分别提升2.03个百分点和3.01个百分点。

(2) 降低系统气化压力或升高气化温度均可提高气化出口H_2产量,当煤与固废比值较低时,系统燃料化学能转化更高效,同时提高系统进水量对H_2产量和发电量的影响显著;提高SOFC运行温度和压力均可增大电池工作电压和系统发电量,温度高于850 ℃时提高运行温度,能量效率上升趋于平缓,建议运行温度范围为850~990 ℃。

(3) 气化温度、进水量及FRR均对发电效率具有显著影响,其中FRR为主导因素。FRR提升至0.75时,碳捕集率达到99.59%,可实现全系统的CO_2近零排放。

参考文献:

[1] 蒙西,侯启正,乔俊飞. 基于多目标粒子群算法的城市固废焚烧过程智能操作优化[J]. 自动化学报,2024,50(12):2462-2473.
MENG Xi, HOU Qizheng, QIAO Junfei. Intelligent operational optimization of municipal solid waste incineration process based on multi-objective particle swarm algorithm[J]. Acta Automatica Sinica, 2024, 50(12): 2462-2473.

[2] CHEN Xiye, XING Chang, ZHANG Linyao, et al. Effect of mixing ratio and active alkali and alkaline earth metals on gaseous products from co-pyrolysis of coal and corn stalks[J]. Journal of Analytical and Applied Pyrolysis, 2021, 159: 105326.

[3] 别南西. 煤和生物质共热解/气化过程中碱金属释放的原位研究[D]. 银川:宁夏大学,2023.
BIE Nanxi. In-situ study of alkali metals release during coal and biomass co-pyrolysis/gasification[D]. Yinchuan: Ningxia University, 2023.

[4] 朱绒. 生物质碱金属在煤/生物质共热解过程中迁移影响因素研究[D]. 太原:太原理工大学,2017.
ZHU Rong. Impact of biomass alkalis migration on coal char during co-pyrolysis of coal and biomass[D]. Taiyuan: Taiyuan University of Technology, 2017.

[5] WANG Runyu, LU Libo, ZHANG Deming, et al. Effects of alkaline metals on the reactivity of the carbon structure after partial supercritical water gasification of coal[J]. Energy & Fuels, 2020, 34(11): 13916-13923.

[6] 郭烈锦,赵亮,吕友军,等. 煤炭超临界水气化制氢发电多联产技术[J]. 工程热物理学报,2017,38(3):678-679.
GUO Liejin, ZHAO Liang, LYU Youjun, et al. Coal supercritical water gasification to produce hydrogen power generation polygeneration technology[J]. Journal of Engineering Thermophysics, 2017, 38(3): 678-679.

[7] BERMEJO M D, COCERO M J, FERNÁNDEZ-POLANCO F. A process for generating power from the oxidation of coal in supercritical water[J]. Fuel, 2004, 83(2): 195-204.

[8] CHEN Zhenwen, ZHANG Xiaosong, LI Sheng, et al. Novel power generation models integrated supercritical water gasification of coal and parallel partial chemical heat recovery[J]. Energy, 2017, 134: 933-942.

[9] AZIZ M. Integrated supercritical water gasification and a combined cycle for microalgal utilization[J]. Energy Conversion and Management, 2015, 91: 140-148.

[10] LU Bingru, WANG Weizuo, WANG Cui, et al. Gas-heat-electricity poly-generation system based on solar-driven supercritical water gasification of waste plastics[J]. Chemical Engineering Journal, 2023, 472: 144825.

[11] RAHBARI A, SHIRAZI A, PYE J. Methanol fuel production from solar-assisted supercritical water gasification of algae: a techno-economic annual optimisation[J]. Sustainable Energy & Fuels, 2021, 5(19): 4913-4931.

[12] WEI Junjie, CHEN Zhewen, ZHANG Hao, et al. Energy, exergy and economic (3E) analyses of a CO_2 near-zero-emission power generation system with integrated supercritical water gasification of coal and SOFC[J]. Energy, 2024, 301: 131708.

[13] 于建国,王玉璋,翁史烈. 煤气组分对固体氧化物燃料电池碳沉积的影响[J]. 无机材料学报,2011,26

(11): 1129-1135.
YU Jianguo, WANG Yuzhang, WENG Shilie. Effects of syngas components on the carbon formation in planar solid oxide fuel cell[J]. Journal of Inorganic Materials, 2011, 26(11): 1129-1135.

[14] ZHOU Jincheng, ALSHARIF S, ALIZADEH A, et al. Modeling and optimization of fuel cell systems combined with a gasifier for producing heat and electricity[J]. International Journal of Hydrogen Energy, 2024, 52: 642-662.

[15] DARMAWAN A, AJIWIBOWO M W, BIDDINIKA M K, et al. Black liquor-based hydrogen and power co-production: combination of supercritical water gasification and syngas chemical looping[J]. Applied Energy, 2019, 252: 113446.

[16] 陈新明，史绍平，闫姝，等. 燃烧前 CO_2 捕集技术在 IGCC 发电中的应用[J]. 化工学报，2014，65(8)：3193-3201.
CHEN Xinming, SHI Shaoping, YAN Shu, et al. Application of CO_2 capture technology before burning in IGCC power generation system[J]. CIESC Journal, 2014, 65(8): 3193-3201.

[17] LOZZA G, ROMANO M, GIUFFRIDA A. Thermodynamic performance of IGCC with oxy-combustion CO_2 capture[C]//Proceeding of the 1st International Conference on Sustainable Fossil Fuels for Future Energy. Milan, Italy: Department of Energy, Politecnico di Milano, 2009.

[18] SKOREK-OSIKOWSKA A, BARTELA L, KOTOWICZ J. Thermodynamic and ecological assessment of selected coal-fired power plants integrated with carbon dioxide capture[J]. Applied Energy, 2017, 200: 73-88.

[19] 刘战，魏来，陈衡，等. 基于等离子气化的城市固废制备乙酰丙酸系统及性能评估[J]. 动力工程学报，2024，44(2)：221-231.
LIU Zhan, WEI Lai, CHEN Heng, et al. Plasma gasification based system for preparation of levulinic acid from municipal solid waste and performance evaluation[J]. Journal of Chinese Society of Power Engineering, 2024, 44(2): 221-231.

[20] XUE Xiaodong, HAN Wei, XIN Yu, et al. Proposal and energetic and exergetic evaluation of a hydrogen production system with synergistic conversion of coal and solar energy[J]. Energy, 2023, 283: 128489.

[21] 段立强，张茂通，郑楠，等. 耦合太阳能的 SOFC-MGT 冷热电联供系统动态响应特性研究[J]. 动力工程学报，2024，44(11)：1769-1779.
DUAN Liqiang, ZHANG Maotong, ZHENG Nan, et al. Study on the dynamic response characteristics of SOFC-MGT combined cooling heating and power system coupled with solar energy[J]. Journal of Chinese Society of Power Engineering, 2024, 44(11): 1769-1779.

[22] 吕小静，耿孝儒，朱新坚，等. 以木片气为燃料的中温型固体氧化物燃料电池/燃气轮机混合动力系统性能研究[J]. 中国电机工程学报，2015，35(1)：133-141.
LÜ Xiaojing, GENG Xiaoru, ZHU Xinjian, et al. Performance study on intermediate temperature solid oxide fuel cell and gas turbine hybrid system fueled with wood chip gasified gas[J]. Proceedings of the CSEE, 2015, 35(1): 133-141.

[23] 周明源，陈衡，赵焕林，等. 基于轮胎热解、垃圾等离子气化与电解水耦合的多联产系统集成及分析[J]. 动力工程学报，2025，45(1)：141-153.
ZHOU Mingyuan, CHEN Heng, ZHAO Huanlin, et al. An integrated poly-generation system and analysis based on coupling of tire pyrolysis, waste plasma gasification and water electrolysis[J]. Journal of Chinese Society of Power Engineering, 2025, 45(1): 141-153.

[24] LIU Shanke, YANG Yan, YU Lijun, et al. Thermodynamic and environmental analysis of solar-driven supercritical water gasification of algae for ammonia synthesis and power production[J]. Energy Conversion and Management, 2021, 243: 114409.

[25] MILEWSKI J, SZCZEŚNIAK A, SZABLOWSKI L. A proton conducting solid oxide fuel cell-implementation of the reduced order model in available software and verification based on experimental data[J]. Journal of Power Sources, 2021, 502: 229948.

[26] KABIR K B, HEIN K, BHATTACHARYA S. Process modelling of dimethyl ether production from Victorian brown coal—integrating coal drying, gasification and synthesis processes[J]. Computers & Chemical Engineering, 2013, 48: 96-104.

[27] CAO Changqing, GUO Liejin, YIN Jiarong, et al. Supercritical water gasification of coal with waste black liquor as inexpensive additives[J]. Energy & Fuels, 2015, 29(1): 384-391.

[28] KABIR K B, HEIN K, BHATTACHARYA S. Process modelling of dimethyl ether production from Victorian brown coal-integrating coal drying, gasification and synthesis processes[J]. Computers & Chemical Engineering, 2013, 48: 96-104.

[29] 薛强坤，许宏鹏，贾明，等. 耦合光热储能的小麦秸秆超临界水气化制氢系统的热力学研究[J]. 太阳能

学报,2024,45(9):170-178.
XUE Qiangkun, XU Hongpeng, JIA Ming, et al. Thermodynamic study of hydrogen production system by supercritical water gasification of wheat straw coupled with photothermal energy stroage[J]. Acta Energiae Solaris Sinica, 2024, 45(9): 170-178.

[30] 彭维珂. 基于等离子气化的固废高效资源化利用系统设计及性能分析[D]. 北京:华北电力大学,2022.
PENG Weike. Design and performance assessment of advanced waste-to-energy hybrid systems based on plasma gasification[D]. Beijing: North China Electric Power University, 2022.

[31] LE MOULLEC Y. Assessment of carbon capture thermodynamic limitation on coal-fired power plant efficiency[J]. International Journal of Greenhouse Gas Control, 2012, 7: 192-201.

[32] 陈哲文,魏俊杰,张玉明,等. CO_2 近零排放的光煤互补耦合SOFC发电系统热力学分析[J]. 化工学报,2023,74(11):4688-4701.
CHEN Zhewen, WEI Junjie, ZHANG Yuming, et al. Thermodynamic analysis of CO_2 near-zero-emission power system with integrated solar energy, supercritical water gasification of coal and SOFC[J]. CIESC Journal, 2023, 74(11): 4688-4701.

[33] 王卓,田松峰,翟启超,等. 基于SOFC的近零碳排放联合循环动力系统热力性能研究[J]. 动力工程学报,2024,44(12):1960-1971.
WANG Zhuo, TIAN Songfeng, ZHAI Qichao, et al. Research on thermal performance of near zero carbon emission combined cycle power system based on SOFC[J]. Journal of Chinese Society of Power Engineering, 2024, 44(12): 1960-1971.

[34] AKKAYA A V. Electrochemical model for performance analysis of a tubular SOFC[J]. International Journal of Energy Research, 2007, 31(1): 79-98.

[35] CAO Changqing, XU Lichao, HE Youyou, et al. High-efficiency gasification of wheat straw black liquor in supercritical water at high temperatures for hydrogen production[J]. Energy & Fuels, 2017, 31(4): 3970-3978.

[36] 薛利超. 基于120 kW固体氧化物燃料电池与微型燃机复合系统性能研究[D]. 大连:大连理工大学,2008.
XUE Lichao. Performance researches of a hybrid system based on 120 kW solid oxide fuel cell and micro gas turbine[D]. Dalian: Dalian University of Technology, 2008.

[37] ZHAO Li, ZHAO Ruikai, DENG Shuai, et al. Integrating solar organic Rankine cycle into a coal-fired power plant with amine-based chemical absorption for CO_2 capture[J]. International Journal of Greenhouse Gas Control, 2014, 31: 77-86.

[38] KRUSE A. Hydrothermal biomass gasification[J]. The Journal of Supercritical Fluids, 2009, 47(3): 391-399.

[39] KUMAR M, OYEDUN A O, KUMAR A. A parametric study through the modelling of hydrothermal gasification for hydrogen production from algal biomass[J]. The Canadian Journal of Chemical Engineering, 2021, 99(S1): S39-S54.

[40] YIN Zhiqiang, YANG Jinyu, FENG Yingsong, et al. Thermodynamics analysis of a biomass co-gasification based combined cooling, heating and power system[J]. Renewable Energy, 2025, 248: 123195.