文章编号:1007－6735(2025)06－0684－11　　DOI: 10.13255/j.cnki.jusst.20241210001

掺杂比例对共气化化学链发电系统的影响

周　宇[1]，　刘敦禹[1]，　艾　博[2]

（1. 上海理工大学 能源与动力工程学院，上海 200093；2. 中国船舶集团有限公司第七〇三研究所，哈尔滨 150046）

摘要：生物质与煤的共气化发电技术是一项具有发展前景的技术，能够有效降低化石燃料对环境的污染。本研究运用 Aspen Plus 软件对生物质与煤共气化化学链联合循环发电系统进行模拟，分别选用准东煤和芦竹作为共气化材料，探究生物质掺杂比例对共气化发电系统的影响。研究结果表明，在保持系统总输入化学能 150 MW 不变的情况下，随着芦竹掺杂比例从 0 增加到 100%，系统的净发电效率从 42.00% 降低到 31.01%，并且化学链子系统的㶲损失占比从 51.44% 增加到 67.80%。此外，芦竹掺杂比例与发电系统的度电成本呈正相关关系，而与净发电效率呈负相关关系。最后，当碳交易价格逐渐增加时，生物质发电的优势逐渐彰显。

关键词：化学链；生物质与煤共气化；净发电效率；㶲损失；度电成本

中图分类号：TK 6; TQ 546　　**文献标志码：**A

Effect of blending ratio on co-gasification chemical looping power generation system

ZHOU Yu[1],　LIU Dunyu[1],　AI Bo[2]

(1. *School of Energy and Power Engineering, University of Shanghai for Science and Technology, Shanghai 200093, China*; 2. *703 Research Institute of China State Shipbuilding Corporation Limited, Harbin 150046, China*)

Abstract: The co-gasification power generation technology of coal and biomass is a promising technique that can effectively reduce the environmental pollution caused by fossil fuels. This study used Aspen Plus software to simulate a coal and biomass co-gasification chemical looping combined cycle power generation system, using Zhundong coal and reed bamboo as co-gasification feedstocks, to investigate the impact of the biomass blending ratio on the co-gasification power generation system. The results show that, under the condition of maintaining a total input chemical energy of 150 MW, as the

收稿日期: 2024−12−10

基金项目: 国家自然科学基金资助项目（51706143，51976129）；“煤炭高效清洁利用与绿色化工”国家重点实验室基金（2022-K38）；上海市自然科学基金资助项目（21ZR1444400）

第一作者: 周　宇（1999—），男，硕士研究生．研究方向：洁净煤技术研究．E-mail：2469137846@qq.com

通信作者: 刘敦禹（1984—），男，副教授．研究方向：洁净煤技术．E-mail：liudunyu@usst.edu.cn

引文格式: 周宇，刘敦禹，艾博．掺杂比例对共气化化学链发电系统的影响[J]．上海理工大学学报，2025，47（6）：684-693．

Citation: ZHOU Yu, LIU Dunyu, AI Bo. Effect of blending ratio on co-gasification chemical looping power generation system[J]. Journal of University of Shanghai for Science and Technology, 2025, 47（6）：684-693.

mass blending ratio of reed bamboo increases from 0 to 100%, the system's net power generation efficiency decreases from 42.00% to 31.01%, and the exergy loss ratio of the chemical looping subsystem increases from 51.44% to 67.80%. Moreover, the mass blending ratio of reed bamboo is positively correlated with the levelized cost of electricity of the power generation system, but negatively correlated with the net power generation efficiency. Finally, as the carbon trading price gradually increases, the advantages of biomass power generation become more pronounced.

Keywords: *chemical looping*; *biomass and coal co-gasification*; *net power generation efficiency*; *exergy loss*; *levelized cost of electricity*

全球能源结构正在逐步向低碳转型，但化石燃料仍占主导地位[1]。在《巴黎协定》框架下的国际合作虽有进展，但各国的实际减排行动进展与目标之间仍存在差距。中国的“双碳”战略，即力争在 2030 年前实现碳达峰和在 2060 年前实现碳中和，是一项旨在应对气候变化和推动绿色发展的国家战略。为实现这一目标，中国计划通过多方面的努力来减少碳排放并促进经济转型，科学地利用碳捕集技术可以很好地解决这一难题。

碳捕集与封存（carbon capture and storage, CCS）技术是通过从排放源或空气中分离 CO_2，然后通过压缩和运输进行捕集，从而实现燃煤电厂 CO_2 减排的有效方法。目前，燃煤电厂的 CO_2 捕集技术主要包括 3 种方式：燃烧前捕集、燃烧后捕集和燃烧中捕集。化学链燃烧是一种新型燃烧中碳捕集技术[2]，由德国科学家 Richter 和 Knoche 在 1983 年首次提出。在化学链燃烧中，燃料与氧化剂分开反应，通常通过金属氧化物（如铁、铜、钴等）提供氧原子。这使得 CO_2 的生成与空气分隔开，便于 CO_2 的收集和存储。因此，化学链燃烧被认为是最有前途的碳捕集方法之一。并且，气化化学链相比于传统的化学链燃烧而言，具有燃料适应更强、反应速率更快、热效率更高以及 CO_2 分离效果更好等优势。

生物质能是最有潜力取代化石燃料的碳中性材料。现已有很多科研学者对生物质与煤共气化发电系统进行了模拟研究，并探究了不同运行参数对污染物的排放和电厂能耗的影响。Ozonoh 等[3]评估了一种 5 MW 生物质与煤共气化热电联产（combined heat and power，CHP）发电系统的环境影响。研究表明，随着生物质掺杂比例的增加，系统中 CO、CO_2、SO_2 和 NO*x* 的排放量逐渐减少。Long 等[4]研究了生物质掺杂比例对系统热效率的影响，发现当掺混比例在 10%～30% 时，热效率的变化在 1% 以内。此外，将 10% 的生物质与低品位煤混合，这可以将热效率提高 0.7% [5]。Kuo 等[6]评估了 0～100% 烘烤生物质含量的煤与烘烤生物质混合物的共气化效果。研究表明，当烘烤生物质掺杂比为 80 % 时，燃气轮机提供了 1 352.55 kW 的净功率输出，系统效率高达 58.94 %。Qin 等[7]分析了一种生物质共气化和太阳能辅助加氢煤基甲醇多联产发电系统。结果表明，当煤的进料速率保持在 100 t/h 不变，而生物质进料速率从 0 增加到 40 t/h 时，系统的能量效率从 53.56% 降低到 51.64%。

由此可以得出，生物质与煤共气化能够很好地运用于发电系统中，而气化化学链技术是目前最具发展潜力的碳捕集技术之一。因此，本文使用 Aspen Plus 化工模拟软件建立生物质与煤共气化化学链联合循环发电系统模型，探究生物质掺杂比例对共气化发电系统的热效率和经济效益的影响。

1　共气化发电系统模型搭建

1.1　共气化材料

准东煤具有低硫含量和丰富的储量，因此被选作煤的原料。芦竹则因其高挥发分含量、低分解温度、广泛分布、高产量、强生态适应性、易于繁殖和管理以及适合机械化收割而被选中[8]。表 1 展示了准东煤和芦竹在收到基状态下的工业分析和元素分析。准东煤和芦竹的高位热值分别为 27.88、10.93 MJ/kg。

1.2　系统运行参数和流程

表 2 列出了基本的操作参数，包括各单元的操作压力和温度，以及压缩机、蒸汽轮机和泵的

表 1 原料煤和预处理生物质的特性(收到基)

Tab.1 Characteristics of raw coal and pretreated biomass (as received basis)

分析类别	组分	准东煤	芦竹
工业分析	水分/%	4.10	42.01
	挥发分/%	28.48	46.50
	灰分/%	11.98	1.99
	固定碳/%	55.44	9.50
元素分析	C/%	69.43	27.29
	H/%	4.12	3.39
	O/%	8.25	24.79
	N/%	1.33	0.42
	S/%	0.79	0.11

等熵效率和机械效率等。其中燃料反应器和空气反应器均在 30 MPa 的压力下运行。燃料反应器和空气反应器的操作温度分别为 900 ℃ 和 1 300 ℃。三级蒸汽轮机分别在压力 17.05、8.33、1.77 MPa 运行。在这种情况下，输入燃料的总热值保持恒定为 150 MW，从而确定所需的煤和生物质的质量流量。由于煤和生物质是非常规组分，气化反应需要分两步实现。首先，在 RYield反应器中将燃料混合物分解为气体混合物；然后，将气体混合物转移到 RGibbs 反应器中进行进一步反应。Gibbs 反应器中的产物组成是基于系统吉布斯自由能最小化来估算的。为了循环利用载氧体颗粒，提高气化效率，模拟采用循环流化床气化工艺。NiO 具有更高的载氧能力，其载氧能力大于铜基和铁基氧载体，因此，选择 NiO 作为氧载体材料。此外，使用逆流 MHeatX 模块模拟余热回收蒸汽发生器(HRSG)。选用 SRK 作为整个发电系统模拟计算的物性方法。

图 1 为生物质与煤共气化化学链联合循环发电系统的工艺流程图。流程的主要组件包括：CLC 反应器(FR 和 AR)、涡轮机(GT、ST1-ST3)、压缩机(C1-C6)、分离装置(SEP1-SEP3 和 F1-F3)、热交换器(H0-H8)、余热回收蒸汽发生器(HRSG)以及碳捕集与封存(CCS)装置。

首先，燃料在温度为 1 371 ℃、压力为 4.24 MPa 的 RYield 反应器中进行热分解，随后被输送到化学链燃烧装置中进行氧化还原反应。在此期间，燃料反应器(FR)和空气反应器(AR)保持高温高压环境，来自 FR 的出口流股被送到气固分离器(SEP1)中，在这里气体流(烟气)和固体残留物(还原的金属氧化物和灰分)被分离。烟气(G1)随后被送到余热回收蒸汽发生器(HRSG)中进行余热回收。烟气送至 CO_2 捕集单元之前，需要先将其输送至气体净化单元与 MnO 反应以去除 SO_2 和其他污染物，并且脱硫后的 CO_2 流部分回流到 AR，作为燃料的气化介质。紧接着，来自 FR 出口的固体流被送到旋风分离器，以便将金属颗粒与灰分分离，灰分中的热能通过与冷流的热交换器被回收。分离出的金属颗粒 Me 随后流入 AR，在 3 MPa 压力下与压缩空气反应生成金属氧化物 MeO，然后，循环回 FR 进入下一个循环。在 HRSG 单元中，来自 FR 和 AR 的高温烟气将热量传递给蒸

表 2 生物质与煤共气化化学链联合循环发电系统中各个组件的运行参数[9-12]

Tab.2 The operating parameters of each component in the coal and biomass co-gasification chemical looping combined cycle power generation system[9-12]

单元	参数
燃料	准东煤、芦竹(总输入能量为150 MW)
空气	入口温度: 20 ℃, 入口压力: 0.1 MPa, 空气: 21% O_2 和 79% N_2(基于体积)
气化过程	温度: 1 371 ℃, 压力: 4.24 MPa
化学链燃烧装置	燃料反应器: 900 ℃/3 MPa, 空气反应器: 1 300 ℃/3 MPa, 两个反应器均采用吉布斯自由能最小化模型
脱硫装置	H_2S 去除率 > 99%
汽轮机和余热锅炉	三压再热水蒸汽系统的蒸汽参数: S2: 17.05 MPa/413℃, S4: 8.33 MPa /355 ℃, S5: 1.77 MPa /206 ℃; 主蒸汽压力: 25 MPa, 再热温度: 540℃, 排气温度: 90℃, 冷凝器压力: 4 500 Pa, 等熵效率: 0.88, 机械效率: 0.99
CO_2压缩	压力: 11 MPa, 压缩机等熵效率: 0.88, 机械效率: 0.99
气体透平	排放压力: 0.105 MPa, 排放温度: 510～550℃, 等熵效率: 0.88, 机械效率: 0.99,
泵	压力: 15 MPa, 等熵效率: 0.88, 机械效率: 0.99
CO_2回流比	5%

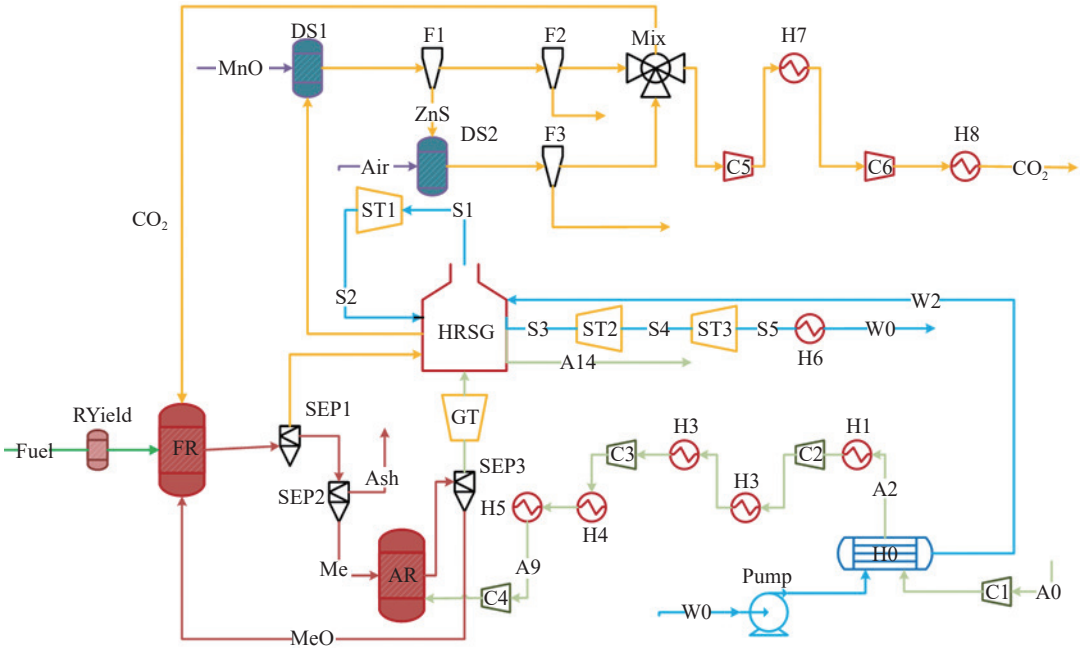


图 1　生物质与煤共气化化学链联合循环发电系统流程图

Fig.1　Flowsheet of the coal and biomass co-gasification chemical looping combined cycle power generation system

汽，以生成用于发电的高温高压蒸汽。在该系统中，输入燃料的总化学能设定为 150 MW，准东煤和芦竹按照特定的质量比被送入 RYield 反应器进行气化。因此，当改变准东煤与芦竹的质量比时，需要控制压缩空气的输入量，以确保 HRSG 单元中主蒸汽的温度和压力参数保持不变。

在流程图中，氧载体用“M”标记，气体用“G”标记，空气用“A”标记，蒸汽用“S”标记。在电厂模拟过程中，作出了如下 5 点假设：

a. 芦竹和碳的残留物可以忽略不计。

b. 泵、压缩机、涡轮机的等熵效率为 0.88，机械效率为 0.99[13]。

c. 空气反应器中残留的炭可以忽略不计。

d. 灰分规定为非反应成分。

e. 反应器中的热损失和压降可以忽略不计。

2　计算方法

为了对生物质与煤共气化化学链联合循环发电系统的性能进行全面的研究，需要对发电系统进行能量和㶲分析。以下热力学分析都是在 100% 热负荷条件下进行的。

$$Q - W = \sum_{\text{in}} m_i h_i - \sum_{\text{out}} m_i h_i \tag{1}$$

式中：Q 为子系统的净热流率；W 为系统对环境所做的功；m_i 和 h_i 分别为流体的质量流量和比焓。子系统的能量效率可以表示为

$$\eta_i = \frac{E_{\text{out},i}}{E_{\text{in},i}} \tag{2}$$

式中：$E_{\text{out},i}$ 为子系统 i 的能量输出；$E_{\text{in},i}$ 为子系统 i 的能量输入。

然而，发电系统的净发电效率是净输出功率与燃料热输入之比。净输出功率是从总发电量中减去电厂自身的电力消耗得到的。总发电量是气体透平和蒸汽轮机输出的总和，电厂自身的电力消耗包括空气压缩机和所有辅助设备使用的电力。发电系统的净发电效率计算如下。

电厂的总发电效率 η_{gross} 计算公式为

$$\eta_{\text{gross}} = \frac{P_{\text{gross}}}{T_{\text{ch,in}}} \tag{3}$$

式中：P_{gross} 为系统产生的总功率；$T_{\text{ch,in}}$ 为输入系统的总化学能。系统产生的净功率 P_{net} 计算公示为

$$P_{\text{net}} = (P_{\text{GT}} + P_{\text{ST}}) - (P_{\text{CCS}} + P_{\text{FWP}} + P_{\text{ACU}}) \tag{4}$$

式中：P_{GT}、P_{ST} 分别为气体透平和蒸汽轮机产生的电量；P_{CCS} 和 P_{FWP} 为 CO_2 压缩和给水泵消耗的电量；P_{ACU} 是空气压缩机单元消耗的电量。电厂的净发电效率计算公式为

$$\eta_{\text{net}} = \frac{P_{\text{net}}}{T_{\text{ch,in}}} \tag{5}$$

并且，CO_2 捕获效率定义为燃料中总碳（以挥发物和炭的形式）转化为 CO_2 并被捕获和储存以供

将来使用的比例。

$$\eta_{\text{net}} = \frac{(F_{CO_2,\text{out}} - F_{CO_2,\text{in}})_{\text{FR}}}{(F_{CO} + F_{CH_4} + F_{CO_2,\text{out}} - F_{CO_2,\text{in}})_{\text{FR}} + F_{CO_2,\text{ARout}}} \tag{6}$$

式中：F_X为来自反应器进出口的X物质的摩尔流量；$F_{CO_2,\text{ARout}}$ 为 AR 反应器的出口 CO_2 的摩尔流量。

上述基于能量平衡的分析无法评估系统的能量等级。而㶲分析（exergy analysis）基于热力学第一定律和第二定律，综合考虑了能量的数量和质量。当前发电系统的㶲分析用于获得整个系统的㶲效率以及每个子系统的㶲损失百分比。

㶲是在特定环境条件下，理论上可以转换为有用功的能量。当系统达到完全平衡状态时，流体的㶲是各组分的物理㶲E_{ph}和化学㶲E_{ch}之和，具体如下：

$$E = E_{\text{ph}} + E_{\text{ch}} \tag{7}$$

物理㶲和化学㶲的计算公式如下：

$$E_{\text{ph}} = H - H_0 - T_0(S - S_0) \tag{8}$$

$$E_{\text{ch}} = \sum_{\text{i}} x_i E_{\text{ch},i} + RT_0 \sum_i x_i \ln x_i \tag{9}$$

式中：H、S 分别为流体在实际温度和压力下的焓和熵；H_0、S_0 分别为环境温度 T_0=298.15 K 和环境压力 101.325 kPa 下的焓和熵；x_i 为组分 i 的摩尔分数；$E_{\text{ch},i}$ 为组分 i 的标准化化学计量数；R 是理想气体常数，其值为 8.314 J/(mol·K)。

标准化学㶲基于自然环境中的标准环境温度、压力和标准参考物质浓度的假设。任何化合物的标准化学㶲可以通过㶲平衡方程来计算，公式为

$$E_{\text{ch}n} = \Delta G_f - \sum_e n_e b_{\text{ch}n,e} \tag{10}$$

式中：ΔG_f 为化合物的吉布斯自由能；n_e 为元素 e 的摩尔含量；$b_{\text{ch}n,e}$ 为化合物 n 中元素 e 的标准化学㶲。在这种情况下，每个子系统的㶲损失可以通过式（11）计算。每个系统所需的各元素的标准化学㶲可以通过查阅表 3 获得。

在这种情况下，每个子系统的㶲损失率$\eta_{ex,i}$计算公式为

$$\eta_{ex,i} = \frac{E_{ex,i}}{\sum E_{ex,i}} \times 100\% \tag{11}$$

式中：$E_{ex,i}$为单个子系统㶲损失量；$\sum E_{ex,i}$为系统整体㶲损失量。

表 3 生物质与煤共气化化学链联合循环发电系统各组分的标准化学㶲

Tab.3 Standard chemical formulas of components in the coal and biomass co-gasification chemical looping combined cycle power generation system

组分	标准化学㶲/ (kJ·mol^{-1})	组分	标准化学㶲/(kJ·mol^{-1})
C	410.25	Cl_2	124.02
Ni	232.71	CH_4	831.66
NiO	22.84	H_2	236.10
$NiAl_2O_4$	12.43	H_2S	809.66
S	607.05	SO_2	310.41
H_2O	9.49	SO_3	126.33
CO	275.00	NO	89.02
CO_2	19.60	NO_2	55.83
N_2	0.72	MnO	135.25
O_2	3.97	MnS	884.92

经济分析对设计和评估发电厂也起着重要作用。本研究中用于经济分析的煤炭价格和其他成本如表 4 所示。度电成本（levelized cost of energy，LCOE）是根据燃料和金属氧化物的不同情况进行评估。 度电成本是指生命周期内单位功耗的成本，主要包括电厂资本成本、燃料成本、运行维护成本、存储成本等。计算公式为

$$C_{\text{LCOE}} = \frac{C_{\text{ACC}} + C_{\text{TOC}}}{P_{\text{net}}} \tag{12}$$

$$C_{\text{ACC}} = C_{\text{TC}} F_{\text{CRF}} \tag{13}$$

$$F_{\text{CRF}} = \frac{r(1+r)^t}{(1+r)^t - 1} \tag{14}$$

$$C_{\text{E}} = C_{\text{B}} \left(\frac{Q_{\text{E}}}{Q_{\text{B}}} \right)^M \tag{15}$$

式中：C_{ACC}、C_{TOC} 分别为年度资本成本和总运营维护成本；F_{CRF} 为资本回收系数；C_{TC} 为总的资本成本，包括：燃料反应器和空气反应器成本、气化炉成本、发电系统成本、固体处理费用、配件费用、业主成本、土地购置和勘察费用以及公共事业支出；C_{E}为相应的设备（CLC 反应器、涡轮机）成本估计值；C_{B}、Q_{B}分别为已知设备的成本和容量；Q_{E} 为本研究中所需设备的容量估计值[14]；M为缩放因子，取值 0.6～0.7[14-15]，在这里取 0.7；t 为工厂使用寿命，其中使用煤炭的 CLC 工艺的工厂寿命假设为 25 年，而对于生物质，由于结垢、结渣和腐蚀问题，工厂寿命一般假设为 20

表 4　经济性分析中的计算基本参数

Tab.4　Basic parameters for calculation in economic analysis

参数	价格	参考
准东煤	43.37 $/t	Cheng等[17]
芦竹	76.01 $/t	Wang等[8]
NiO	14,000 $/t	Zhu等[18]
Fe_2O_3	55 $/t	Khan等[19]
CuO	5 000 $/t	Zhou等[15]
业主成本	0.15 ×总安装成本	Mishra等[10]
土地购买、测量	0.05 ×总安装成本	Mishra等[10]
煤灰处理	11.3 $/t	Tang等[20]
年度折现率	7%	Tang等[20]
电厂使用寿命	燃煤电厂: 25年; 生物质电厂: 20年	Cormos[21]

年[16]；r为资本释放率，取 7%。总运营和维护成本包括：人工费、维护费、管理费、燃料费、炉渣处理成本、CO_2 运输和储存成本以及 CO_2 排放税。通过经济分析，进一步研究了以 NiO 为载氧体的生物质共气化化学链联合循环发电系统。

3　模拟结果与分析

3.1　能量分析

如图 2 (a) 所示，当输入系统总化学能为 150 MW 恒定不变时，随着芦竹掺杂比例的增加，发电系统中的空气压缩部分和 CO_2 压缩部分的功率消耗呈现下降趋势，最大功率损耗发生在空气压缩过程中，而泵部分的功率损耗保持不变。这一趋势清晰地展示了系统在处理不同比例的芦竹时的能源利用情况。随着芦竹掺杂比例从 0 增加到 100%，空气压缩部分的功率损耗从 40.57 MW 减少至 13.28 MW，CO_2 压缩部分的功率损耗也从 2.15 MW 减少至 1.74 MW，这导致总消耗功率从 43.31 MW 减少至 15.61 MW。这种变化反映了系统对空气和 CO_2 的压缩需求减少，随之而来的是系统整体的功率消耗得到了降低。其主要原因在于，芦竹收到基中含碳量相较于准东煤要低。因此，在保持系统总化学能 150 MW 不变的情况下，随着芦竹掺杂比例的增加，输入系统中燃料整体的含碳量是下降的，以致于燃料反应器出口烟气中 CO_2 的含量降低，最终导致 CO_2 压缩部分的功率损耗下降。另一方面，芦竹中的氧元素含量远高于准东煤，芦竹掺杂比例增加引起输入系统中燃料的整体含氧量上升。因此，在化学链反应系统中，无需更多的载氧体和压缩空气提供晶格氧，最终导致空气压缩部分的功率损耗下降。

并且，随着芦竹掺杂比例的增加，通入系统压缩空气的量减少，以致于空气反应器出口的高温高压气体的量下降，无法驱动涡轮发电机产生更多的电力，这导致了气体透平的输出功率降低。如图 2 (b) 所示，随着芦竹掺杂比例的增加，气体透平的输出功率呈现逐渐下降的趋势，从 91.95 MW 降至 47.76 MW。与此相对，蒸汽轮机的功率一直稳定在 14.37 MW，没有显著变化。这导致发电系统总生产功率随着芦竹掺杂比例的增加而逐步减少，从 106.32 MW 下降至 62.13 MW。然而，气体透平输出功率的下降量要大于空气压缩和 CO_2 压缩过程能耗的减少量，最终导致共气化发电系统的发电效率降低，而纯准东煤情况下，系统净发电效率最高为 42%。具体模拟结果数据见表 5。

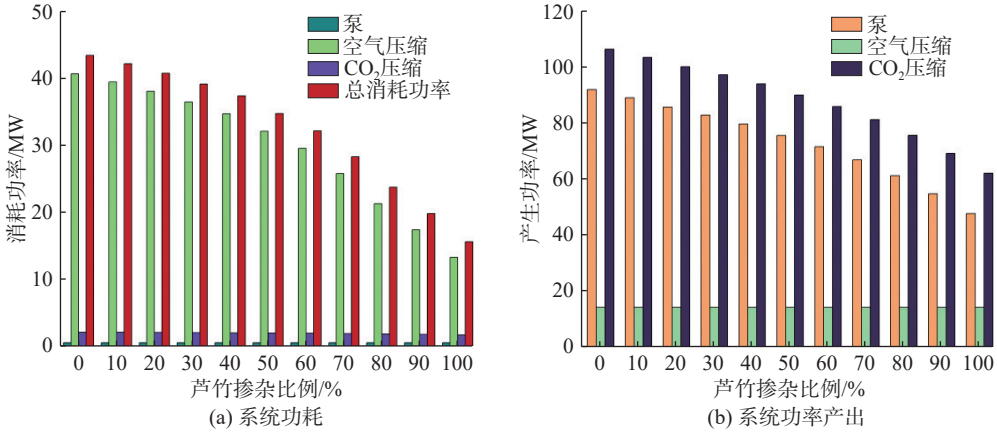


图 2　芦竹掺杂比例对系统功耗和系统功率产出的影响

Fig.2　Effect of the blending ratio of reed bamboo on system power consumption and system power output

图 3 为 11 种不同掺杂比例下，每个子系统的㶲损失占比情况。从图中数据可以得出，随着芦竹掺杂比例从 0 增加到 90%，化学链子系统的㶲损失比例从 51.44% 增加到 67.80%，燃料反应器的㶲损失占比从 9.22% 增加到 29.90%。主要原因是，随着芦竹掺杂比例的增加，合成气中的水分含量逐渐增加，导致燃料反应器出口的烟气量增加，降低了热交换效率和燃料利用效率。与此同

表 5 150 MW 生物质与煤共气化化学链联合循环发电系统的能量分析数据表

Tab.5 Energy analysis data for the 150 MW coal and biomass co-gasification chemical looping combined cycle power generation system

参数	数值										
芦竹掺杂比例/%	0	10	20	30	40	50	60	70	80	90	100
总能量输入/MW	150	150	150	150	150	150	150	150	150	150	150
淮东煤/(kg·s^{-1})	5.38	5.16	4.90	4.61	4.27	3.87	3.39	2.81	2.10	1.19	0
芦竹/(kg·s^{-1})	0	0.57	1.26	1.97	2.84	3.87	5.08	6.56	8.38	10.69	13.72
空气压缩/MW	40.57	39.35	37.97	36.38	34.64	32.04	29.50	25.72	21.25	17.39	13.28
泵/MW	0.59	0.59	0.59	0.59	0.59	0.59	0.59	0.59	0.59	0.59	0.59
CO_2压缩/MW	2.15	2.13	2.11	2.09	2.06	2.03	1.99	1.94	1.89	1.82	1.74
总消耗功率/MW	43.31	42.07	40.67	39.06	37.29	34.66	32.08	28.25	23.73	19.8	15.61
气体透平/MW	91.95	89.03	85.71	82.89	79.66	75.59	71.56	66.88	61.26	54.83	47.76
蒸汽轮机/MW	14.37	14.37	14.37	14.37	14.37	14.37	14.37	14.37	14.37	14.37	14.37
总产生功率/MW	106.32	103.39	100.08	97.26	94.02	89.96	85.93	81.25	75.63	69.20	62.13
净发电效率/%	42.00	40.88	39.60	38.80	37.82	36.87	35.90	35.33	34.60	32.93	31.01
CO_2 捕集效率/%	99	99	99	99	99	99	99	99	99	99	99

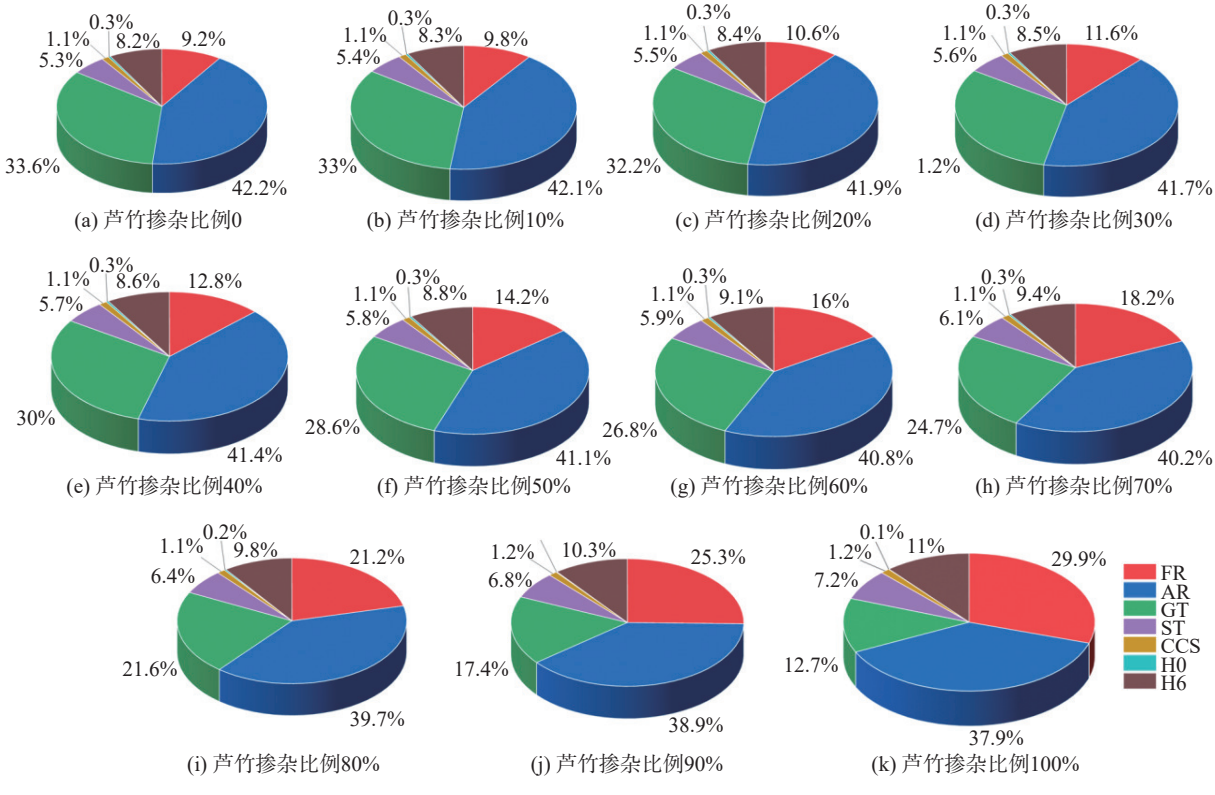


图 3 不同掺杂比例下各子系统的㶲损失占比

Fig.3 Proportion of exergy loss in each subsystem under different blending ratios

时，气体透平的㶲损失比例从 33.6%减少到 12.7%，这是变化过程中压缩空气的供给量减少所致。其中，化学链子系统的㶲损失占比是整个共气化发电系统中最高的。首先，在化学链系统的还原阶段，燃料与金属氧化物反应，释放出热量并将金属氧化物还原为金属，这个反应是放热反应，通常是不可逆的。其次，在氧化阶段，被还原的金属与空气中的氧气反应，恢复为金属氧化物，此反应也是不可逆的。这会使得一部分能量不能转化为有用功，而是以热量的形式散失。最后，化学链系统的高温运行条件以及温度梯度，同样也会使得部分能量以热的形式流失，不能用于做功，最终导致这部分的㶲损失最大。

3.2　经济性分析

图 4 (a) 为芦竹掺杂比例对共气化发电系统资本成本的影响。可以看出，随着芦竹掺杂比例从 0 逐渐变化到 100%，发电系统资本成本整体趋势表现出一定的波动。首先，燃料反应器和空气反应器的费用随着芦竹比例的增加呈现上升趋势，分别从 9.01 M$增至 13.66 M$和从 3 M$增至 4.46 M$。同时，固体处理费用也随之增加，从 5.83 M$增至 8.89 M$。这表明，芦竹掺杂比例增加会带来更多的固体处理需求。另一方面，气化器的费用变化较小，基本保持平稳，从 2.61 M$降至 2.51 M$。然而，发电系统成本、总安装成本和业主成本都随着芦竹掺杂比例的增加而出现不同程度的减少。总体而言，生物质与煤共气化化学链联合循环发电系统的总资本成本呈现下降趋势，由 227.33 M$下降至 217.43 M$。这表明，芦竹掺杂比例的增加，一定程度上可以降低共气化发电系统的整体资本投入。

图 4 (b) 为芦竹掺杂比例对共气化发电系统运营成本的影响。可以得出，随着芦竹掺杂比例从 0 增加至 100%，燃料费用从 12.9 M$/y 增加到 20.73 M$/y。这表明，芦竹作为替代燃料的成本较高，主要是由于其热值较低，需要投入更多的燃料来维持输入系统总的化学能不变。同时，炉渣处理费用也随着掺杂比例变化逐步增加，从 0.04 M$/y 增至 0.37 M$/y。这表明，更多的芦竹作为燃料后，发电系统产生的炉渣量有所增加，以致于处理费用上升。相对而言，CO_2 运输和储存费用、CO_2 排放税和人工、运维和管理费用则呈现下降趋势。综合来看，尽管燃料和处理费用的上升推动了总运营成本的增加，但 CO_2 排放相关费用的降低能够抵消一部分，整体趋势仍表现为成本的逐步上升。这表明，芦竹作为替代能源在减少环境影响的同时，也会增加发电系统的运营成本。

图 5 (a) 显示了净发电效率和 LCOE 随准东煤与芦竹掺杂比例变化的关系。可以观察到，芦竹掺杂比例从 0 增加到 100% 时，共气化发电系统的净发电效率逐渐下降。同时，发电系统的 LCOE 从 95.98 $·MWh^{-1} 增加到 142.46 $·MWh^{-1}，增长了 48.43%。这表明，芦竹掺杂比例与共气化发电系统的 LCOE 呈正相关，而与净发电效率呈负相关的现象。主要原因是生物质质量比例的增加减少了压缩空气的摄入，导致系统净功率输出逐渐减少。其次，系统所需燃料的总成本逐渐增加，最终导致系统的 LCOE 增加。表 6 列举出 150 MW

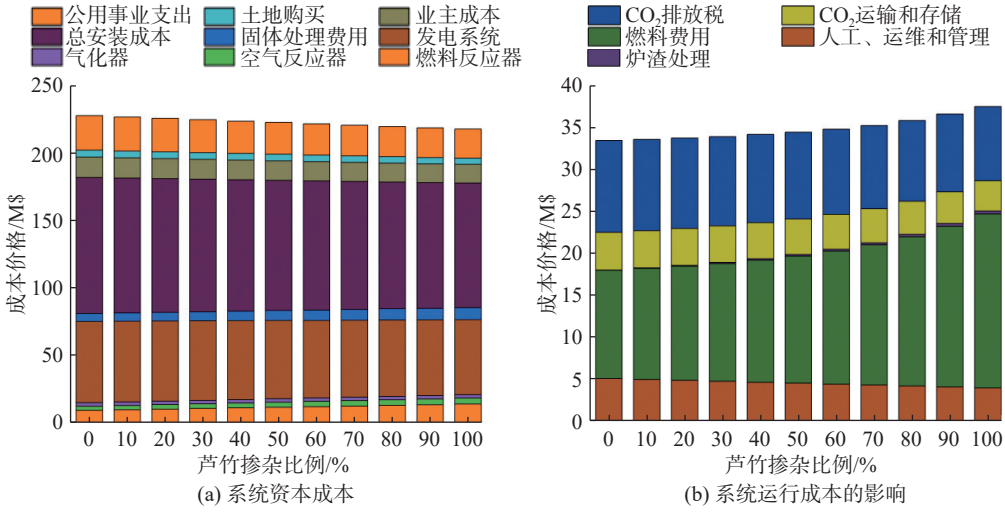
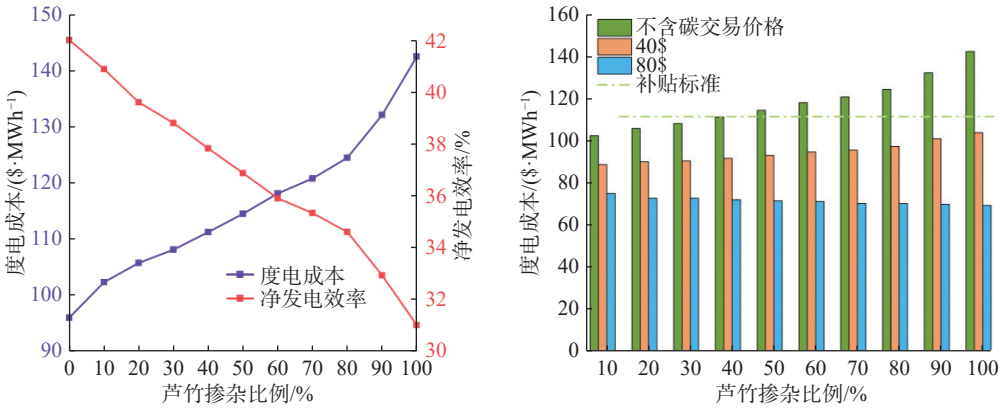


图 4　芦竹掺杂比例对系统资本成本和系统运行成本的影响

Fig.4　Effect of the blending ratio of reed bamboo on system capital cost and system operating cost



(a) 净发电效率和度电成本 (b) 系统热经济性能

图 5 芦竹掺杂比例对净发电效率、度电成本和系统热经济性能的影响

Fig.5 Effect of the blending ratio of reed bamboo on net power generation efficiency, levelized cost of electricity and system thermal economic performance

表 6 不同芦竹掺杂比例下，150 MW 生物质共气化化学链联合循环发电系统的经济分析

Tab.6 Economic analysis of the 150 MW biomass co-gasification chemical looping combined cycle power generation system with different ratios of zhundong coal and arundo donax

参数	数值										
芦竹掺杂比例/%	0	10	20	30	40	50	60	70	80	90	100
燃料反应器/M$	9.01	9.46	9.91	10.37	10.82	11.27	11.72	12.17	12.63	13.08	13.66
空气反应器/M$	3.00	3.15	3.29	3.44	3.59	3.74	3.88	4.03	4.18	4.32	4.46
气化器/M$	2.61	2.60	2.59	2.58	2.57	2.57	2.56	2.55	2.54	2.53	2.51
发电系统成本/M$	60.31	59.84	59.37	58.90	58.43	57.97	57.50	57.03	56.56	56.09	55.62
固体处理费用/M$	5.83	6.13	6.44	6.74	7.05	7.35	7.65	7.96	8.26	8.57	8.89
总安装成本/M$	100.79	99.93	99.08	98.22	97.36	96.51	95.65	94.79	93.93	93.08	92.25
业主成本/M$	15.12	14.99	14.86	14.73	14.60	14.48	14.35	14.22	14.09	13.96	13.83
土地购买、测量费用等/M$	5.04	5.00	4.95	4.91	4.87	4.83	4.78	4.74	4.70	4.65	4.59
公用事业支出/M$	25.62	25.22	24.82	24.42	24.02	23.63	23.23	22.83	22.43	22.03	21.62
总资本成本/M$	227.33	226.32	225.31	224.31	223.31	222.35	221.32	220.32	219.32	218.31	217.43
净电力输出/MW	63.01	61.32	59.41	58.20	56.73	55.30	53.85	53.00	51.9	49.40	46.52
人工成本、维护成本、管理费用/(M$·y^{-1})	5.09	4.98	4.87	4.75	4.64	4.53	4.42	4.31	4.19	4.08	3.97
燃料费用/(M$·y^{-1})	12.90	13.23	13.61	14.05	14.56	15.16	15.87	16.71	17.80	19.16	20.73
炉渣处理费用/(M$·y^{-1})	0.04	0.07	0.10	0.13	0.16	0.19	0.22	0.26	0.29	0.33	0.37
CO_2运输和储存成本/(M$·y^{-1})	4.48	4.44	4.40	4.35	4.30	4.23	4.15	4.05	3.94	3.79	3.60
CO_2排放税/(M$·y^{-1})	10.96	10.87	10.78	10.65	10.53	10.36	10.16	9.92	9.65	9.28	8.86
总运行成本/(M$·y^{-1})	33.47	33.59	33.76	33.93	34.19	34.47	34.82	35.27	35.87	36.64	37.53
度电成本/($·MWh^{-1})	95.98	102.30	105.73	108.08	111.22	114.48	118.10	120.76	124.43	132.07	142.46

生物质与煤共气化化学链联合循环发电系统在不同芦竹掺杂比例下的经济分析的详细数据。因此可以得出如下结论：随着生物质质量比例的增加，生物质共气化化学链联合循环发电系统的 LCOE 逐渐增加。

图 5 (b) 显示了在碳交易背景下，不同比例生物质与煤共气化化学链联合循环发电系统的 LCOE 趋势，其中 111.5 $·MW/h 为目前生物质补贴价格[22]。

结果表明，碳交易可以有效降低系统的 LCOE。虽然随着生物质比例的增加，联合循环发电系统的 LCOE 也会上升，但碳交易带来的收益可以有效缩小不同运行条件之间的差距。为了实现 1.5 ℃ 的升温目标，本研究碳交易价格为 40～80 $/t，并使用两个边界值来考察系统 LCOE 值的趋势[22]。当碳交易价格为 40 $/t 时，不同比例生物质与煤共气化化学链联合循环发电系统的 LCOE 值随着生物质比例的增加，从 88.54 $·MW/h 增加到 103.78 $·MW/h，增长了 17.21%，且均低于生物质补贴价格。然而，当碳交易价格达到 80 $/t 时，系统的 LCOE 趋势发生逆转，表现出生物质比例越高，系统 LCOE 值越低的趋势，从 74.78 $·MW/h 降低到 69.12 $·MW/h。结果表明，随着碳交易价格的提高，生物质发电的优势逐渐显现。研究结果表明，政府可以通过提高市场碳交易价格来促进生物质在发电中的应用，并推动生物质发电产业的发展。

4　结　论

通过对生物质与煤共气化化学链联合循环发电系统的模拟研究，得出如下结论：

a. 随着芦竹掺杂比例从 0 增加到 100%，发电系统总消耗功率从 43.31 MW 减少至 15.61 MW，与此同时，发电系统总生产功率从 106.32 MW 下降至 62.13 MW，最终导致共气化发电系统的发电效率从 42.00% 降至 31.01%。因此得出，共气化发电系统的发电效率会随着生物质掺杂比例的增加而下降。

b. 化学链子系统的㶲损失占比最高，主要是由于不可逆化学反应导致的，并且随着芦竹掺杂比例的增加，合成气中的水分含量逐渐增加，导致燃料反应器出口的烟气量增加，降低了热交换效率和燃料利用效率，使得化学链子系统的㶲损失占比从 51.44% 增加到 67.80%。

c. 随着芦竹掺杂比例从 0 增加到 100% 时，共气化发电系统的度电成本从 95.98 $·MW/h 增加到 142.46 $·MW/h，成正相关。并且在考虑到碳交易的情况下，碳交易价格的越高，生物质发电的优势就越明显。

参考文献：

[1] CORMOS C C, CORMOS A M. Assessment of calcium-based chemical looping options for gasification power plants[J]. Int J Hydrogen Energy, 2013, 38(5): 2306−2317.

[2] 冯亮, 倪明国, 刘敦禹, 等. 化学链燃烧钴基载氧体炉内脱汞机理研究 [J]. 上海理工大学学报, 2021, 43(1): 20−28.

[3] OZONOH M, ANIOKETE T C, OBOIRIEN B O, et al. Dataset on the assessment of the environmental, economic and energy parameters of 5 MW CHP co-gasification plant using South African coal, biomass and waste-tyre[J]. Data in Brief, 2018, 21: 2598−2608.

[4] LONG III H A, WANG T. Case studies for biomass/coal co-gasification in IGCC applications[C]//Proceedings of the ASME 2011 Turbo Expo: Turbine Technical Conference and Exposition. Vancouver: ASME, 2011: 547–561.

[5] LONG H A, WANG T. Parametric techno-economic studies of coal/biomass co-gasification for IGCC plants with carbon capture using various coal ranks, fuel-feeding schemes, and syngas cooling methods[J]. International Journal of Energy Research, 2016, 40(4): 473−496.

[6] KUO P C, WU W. Design of co-gasification from coal and biomass combined heat and power generation system[J]. Energy Procedia, 2015, 75: 1120−1125.

[7] QIN Z, TANG Y T, ZHANG Z X, et al. Techno-economic-environmental analysis of coal-based methanol and power poly-generation system integrated with biomass co-gasification and solar based hydrogen addition[J]. Energy Conversion and Management, 2021, 228: 113646.

[8] WANG X, YANG J H, ZHANG Z K, et al. Techno-economic assessment of poly-generation pathways of bioethanol and lignin-based products[J]. Bioresource Technology Reports, 2022, 17: 100919.

[9] BHUI B, PRABU V. Techno-economic evaluation of electronic waste based oxygen carriers for co-chemical looping combustion of coal and biomass integrated combined cycle power generating systems[J]. Energy Conversion and Management, 2021, 236: 114075.

[10] MISHRA N, BHUI B, VAIRAKANNU P. Comparative evaluation of performance of high and low ash coal fuelled chemical looping combustion integrated combined cycle power generating systems[J]. Energy, 2019, 169: 305−318.

[11] LUO M, YI Y, WANG C, et al. Energy and exergy analysis of power generation systems with chemical looping combustion of coal[J]. Chemical Engineering & Technology, 2018, 41(4): 776−787.

[12] KUO P C, CHEN J R, WU W, et al. Integration of calcium looping technology in combined cycle power plants using co-gasification of torrefied biomass and coal blends[J]. Energy Conversion and Management, 2018, 174: 489−503.

（下转第 707 页）

[18] CASTRO I P, ROBINS A G. The flow around a surface-mounted cube in uniform and turbulent streams[J]. Journal of Fluid Mechanics, 1977, 79(2): 307−335.

[19] ZHOU Y, WANG M Y, WANG M N, et al. Predictive accuracy of boussinesq approximation in opposed mixed convection with a high-temperature heat source inside a building[J]. Building and Environment, 2018, 144: 349−356.

[20] TOMINAGA Y, STATHOPOULOS T. Steady and unsteady RANS simulations of pollutant dispersion around isolated cubical buildings: effect of large-scale fluctuations on the concentration field[J]. Journal of Wind Engineering and Industrial Aerodynamics, 2017, 165: 23−33.

[21] HUANG Y D, HOU R W, LIU Z Y, et al. Effects of wind direction on the airflow and pollutant dispersion inside a long street canyon[J]. Aerosol and Air Quality Research, 2019, 19(5): 1152−1171.

[22] HUANG Y D, XU N, REN S Q, et al. Numerical investigation of the thermal effect on flow and dispersion of rooftop stack emissions with wind tunnel experimental validations[J]. Environmental Science and Pollution Research, 2021, 28(9): 11618−11636.

[23] PONTIGGIA M, DERUDI M, BUSINI V, et al. Hazardous gas dispersion: a CFD model accounting for atmospheric stability classes[J]. Journal of Hazardous Materials, 2009, 171(1/3): 739−747.

（编辑：丁红艺）

（上接第 693 页）

[13] PRABU V. Integration of *in-situ* CO_2-oxy coal gasification with advanced power generating systems performing in a chemical looping approach of clean combustion[J]. Applied Energy, 2015, 140: 1−13.

[14] KHALLAGHI N, HANAK D P, MANOVIC V. Techno-economic evaluation of near-zero CO_2 emission gas-fired power generation technologies: a review[J]. Journal of Natural Gas Science and Engineering, 2020, 74: 103095.

[15] ZHOU C, SHAH K, MOGHTADERI B. Techno-economic assessment of integrated chemical looping air separation for oxy-fuel combustion: an Australian case study[J]. Energy & Fuels, 2015, 29(4): 2074−2088.

[16] ZANG G Y, JIA J X, TEJASVI S, et al. Techno-economic comparative analysis of biomass integrated gasification combined cycles with and without CO_2 capture[J]. International Journal of Greenhouse Gas Control, 2018, 78: 73−84.

[17] CHENG Z H, ZHANG Z H, LI Y. The nature and development of Zhundong coal[C]//Proceedings of SPIE 11606, ICOSM 2020: Optoelectronic Science and Materials. Hefei: SPIE, 2020: 116061E.

[18] ZHU L, HE Y D, LI L L, et al. Tech-economic assessment of second-generation CCS: chemical looping combustion[J]. Energy, 2018, 144: 915−927.

[19] KHAN M N, SHAMIM T. Techno-economic assessment of a plant based on a three reactor chemical looping reforming system[J]. International Journal of Hydrogen Energy, 2016, 41(48): 22677−22688.

[20] TANG Y T, YOU F Q. Life cycle environmental and economic analysis of pulverized coal oxy-fuel combustion combining with calcium looping process or chemical looping air separation[J]. Journal of Cleaner Production, 2018, 181: 271−292.

[21] CORMOS C C. Evaluation of syngas-based chemical looping applications for hydrogen and power co-generation with CCS[J]. International Journal of Hydrogen Energy, 2012, 37(18): 13371−13386.

[22] LI R, YANG Z, DUAN Y Y. Energy, economic and environmental performance evaluation of co-gasification of coal and biomass negative-carbon emission system[J]. Applied Thermal Engineering, 2023, 231: 120917.

（编辑：董　伟）