

化学链氧解耦燃煤发电系统过程模拟

王小雨^{1,2,3}, 赵海波³

(1. 江汉大学 工业烟尘污染控制湖北省重点实验室, 湖北 武汉 430056; 2. 江汉大学 智能制造学院, 湖北 武汉 430056;
3. 华中科技大学 煤燃烧国家重点实验室, 湖北 武汉 430074)

摘要: 当前煤的化学链燃烧中煤主要通过以下 3 步进行转化: 煤的热解、煤焦的气化以及煤热解和气化产物与氧载体的反应。由于煤焦的气化反应速率较低, 燃烧转化全过程受限于较慢速的煤焦气化过程, 导致燃烧效率和 CO₂ 捕集效率的下降。化学链氧解耦燃烧采用具有吸释氧能力的氧载体, 煤焦可以与氧载体释放的气态氧直接反应而转化, 避免较慢速的煤焦气化过程, 显著提高燃料的转化速率。运用 Aspen Plus 软件构建了以 CuO/Cu₂O 为氧载体的 600 MW 化学链氧解耦燃煤发电系统。基于系统仿真结果, 分别进行了能量、烟和烟成本分析。结果表明: 化学链氧解耦燃煤发电系统的净热效率为 37.66%; 系统中内部烟损失最大的组件为燃烧反应器, 占子系统总内部烟损失的 44.23%。仅以发电量为产品时, 化学链氧解耦燃煤发电系统的烟效率为 36.27%; 如果将高浓度 CO₂ 也作为产品, 系统的烟效率为 40.47%; 化学链氧解耦燃煤发电系统中单位烟成本最大的组件为第 7 台给水加热器, 其次为第 5 个低压汽轮机、凝汽器、第 1 个高压汽轮机和空气预热器。

关键词: 化学链氧解耦燃煤发电系统; Aspen Plus; 系统模拟; 烟分析; 烟成本分析

中图分类号: TQ53; TK114 **文献标志码:** A **文章编号:** 1006-4772(2024)10-0050-09

Process simulation on chemical looping oxygen uncoupling coal-fired power generation system

WANG Xiaoyu^{1,2,3}, ZHAO Haibo³

(1. Hubei Key Laboratory of Industrial Fume and Dust Pollution Control, Jianghan University, Wuhan 430056, China; 2. School of Intelligent Manufacturing, Jianghan University, Wuhan 430056, China; 3. State Key Laboratory of Coal Combustion, Huazhong University of Science and Technology, Wuhan 430074, China)

Abstract: At present, the chemical looping combustion of coal comprises of the following three steps: coal pyrolysis, coal char gasification, and the reaction of coal pyrolysis and gasification products with oxygen carrier. The entire combustion conversion process is limited by the slower coal coke gasification process, which lead to a decrease in combustion efficiency and CO₂ capture efficiency. Because of the oxygen carrier used in chemical looping oxygen uncoupling combustion with the ability to absorb and release oxygen, coal coke directly react with the gaseous oxygen released by the oxygen carrier, avoiding the slower coal coke gasification process and significantly improving the fuel conversion rate. This paper builds a 600 MW chemical linked oxygen decoupling coal-fired power generation system using CuO/Cu₂O as oxygen carrier using Aspen Plus software. Based on the simulation results of the system, energy, exergy, and exergy cost analyses were conducted separately. The results show that the net heat efficiency of the chemical looping oxygen uncoupling coal-fired power generation system is 37.66%; The component with the highest internal exergy loss in the system is the combustion reactor, which accounts for 44.23% of the total internal exergy loss in the subsystem. When only the power generation is used as a product, the efficiency of the chemical looping oxygen uncoupling coal-fired power generation system is 36.27%. If high concentration CO₂ is also used as a product, the efficiency of the system is 40.47%. In the chemical looping oxygen uncoupling coal-fired power generation system, the component with the largest unit exergy cost is the seventh feedwater heater, followed by the fifth LP turbine, condenser, the first HP turbine and air preheater.

Key words: chemical looping oxygen uncoupling coal-fired power generation system; Aspen Plus; system simulation; exergy analyses; exergy cost analyses

收稿日期: 2024-03-04; 责任编辑: 宫在芹 DOI: 10.13226/j.issn.1006-6772.CCUS24030401

基金项目: 工业烟尘污染控制湖北省重点实验室开放课题资助项目 (HBIK2023-07); 湖北省教育厅科学研究计划指导性资助项目 (B2022277)

作者简介: 王小雨 (1985—), 女, 湖北宜城人, 讲师, 博士研究生。E-mail: wangxiaoyurainy@163.com

引用格式: 王小雨, 赵海波. 化学链氧解耦燃煤发电系统过程模拟 [J]. 洁净煤技术, 2024, 30(10): 50-58.

WANG Xiaoyu, ZHAO Haibo. Process simulation on chemical looping oxygen uncoupling coal-fired power generation system [J]. Clean Coal Technology, 2024, 30(10): 50-58.



0 引 言

化石燃料的燃烧会释放大量二氧化碳, 二氧化碳减排已经成为人类共识, 目前二氧化碳捕集技术主要有3种: 燃烧前捕集, 燃烧后捕集和富氧燃烧。但这些技术都需要消耗大量的能量来实现二氧化碳分离。化学链燃烧技术可以在不需要额外增加能耗的基础上实现二氧化碳捕集, 为实现“双碳”目标提供助力^[1-2]。化学链燃烧技术提出后, 首先应用于气态燃料的燃烧, 如天然气和合成气^[3]。随着化学链燃烧技术研究的推进, 化学链技术逐渐被学者应用到固体燃料的燃烧中, 如煤和生物质^[4-6]。

固体燃料的化学链燃烧技术有2种途径: 一种是固体燃料首先被氧化成中间产物——由CO、H₂及少量碳氢化合物组成的合成气, 然后合成气再与氧载体发生反应, 最终实现固体燃料的燃烧。但是为了获得合成气, 需要提供不含N₂的纯氧, 纯氧一般通过空气分离装置制取。由于化学链燃烧所需要的氧气仅为富氧燃烧的25%, 因此与富氧燃烧相比, 化学链燃烧所需要的空气分离装置较小, 成本较低。但是与其他碳捕集技术相比较, 低效率和装置成本的增加仍会降低化学链燃烧技术的竞争优势。另一种是让固体燃料直接进入燃料反应器中, 与氧载体直接接触反应, 但是固体燃料与氧载体(固态)发生的固-固反应的反应速率很低。因此, 考虑在燃料反应器中通入H₂O或CO₂, 让氧载体和固体燃料流态化^[7-9]。在这种方法中, 固体燃料将被H₂O/CO₂气化成H₂/CO, 然后直接与氧载体颗粒发生反应。H₂/CO与金属氧载体在高温下反应速率非常快, 但是固体燃料的气化速率较慢, 限制了燃料反应器的总反应速率^[10]。MATTISSON等^[11]提出的化学链氧解耦(Chemical Looping with Oxygen Uncoupling, CLOU)方法可避免固体燃料燃烧过程中的气化步骤, 从而显著提高反应速率。

化学链氧解耦过程由2个反应器构成, 分别是燃料反应器和空气反应器。在燃料反应器中会发生2步反应, 首先氧载体Me_xO_y分解成Me_xO_{y-2}和气态氧; 然后像常规燃烧一样, 燃料(可以是气态、液态和固态)与气态氧发生氧化反应, 产生由CO₂和H₂O组成的烟气。在燃料反应器中被还原的氧载体Me_xO_{y-2}再返回到空气反应器中, 在空气反应器中与空气中氧发生氧化反应, 生成Me_xO_y。

化学链氧解耦技术的主要优点是燃料不必直接与金属氧化物反应, 并且消除了气化反应。但CLOU的氧载体需要在高温下能够与气态氧发生可逆反应: CLOU的氧载体必须能够与空气反应器中的氧气发生反应, 然后在燃料反应器中通过分解

放氧气。JERNDAL等^[12]认为CuO/Cu₂O、Mn₂O₃/Mn₃O₄和Co₃O₄/CoO不适合作为化学链燃烧的氧载体, 因为它们在高温下易分解, MATTISSON等^[11]认为正是因为它们易分解的特性, 使得CuO/Cu₂O、Mn₂O₃/Mn₃O₄和Co₃O₄/CoO是最适合的CLOU氧载体。因为它们在释氧反应器中是放热反应, 温度的升高会提高释氧速率, 对应温度下的氧分压也相对较高。CuO因其高反应性、高氧气输送能力以及碳氢燃料完全燃烧, 不受热力学限制而备受关注^[13]。CuO的分解和Cu₂O的氧化都受到热力学驱动力的影响, 热力学驱动力由平衡氧分压和实际氧分压之差决定^[14]。

ABAD等^[15]首次用2个流化床反应器搭建了基于铜基氧载体的化学链氧解耦实验台架, 成功实现了以煤为燃料时, 铜基氧载体的吸氧和释氧反应。LING等^[16]运用Aspen软件构建了CLOU系统, 并将模拟值与实验值进行对比, 发现二者吻合度较好。目前, 将CLOU与不同的发电系统集成进行研究, 主要采用Aspen软件模拟方法。CORMOS^[17]构建了以CuO/Cu₂O为氧载体, 以化石燃料和可再生燃料为原料的100 MW电厂。结果表明, 与无捕集的基础工况、气液吸收或氧燃烧的碳捕集工况相比, CLOU系统具有显著优势(例如更高的效率、更低的CO₂排放量以及更好的经济性能)。SPINELLI等^[14]评估了(1500 MW)超超临界发电厂中使用铜基氧载体的CLOU燃煤发电的潜力。该系统具有很强的竞争力, 发电效率约为42%(比未考虑碳捕集的参考电厂低2.5%), 捕集的CO₂体积分数超过95%。PELTOLA等^[18]以生物质为燃料, 构建了耦合化学链氧解耦的热电厂, 捕集的二氧化碳体积分数达到了99%, 系统净效率为80.1%, 该值非常接近无CO₂捕获或烟气冷凝的参考电厂(81.1%)。

热力学第一定律和热力学第二定律是热力系统分析的依据。热力学第一定律强调了能量守恒, 但不能解释系统能量品质下降的原因。热力学第二定律更加关注能量品质的变化。因此基于热力学第二定律的分析能够对生产过程中的不可逆损失进行分析以及量化, 同时辨识系统中不可逆损失的原因及产生部位, 对减小系统中的不可逆损失和系统优化能够给出指导。但是, 仅从焓的角度去分析系统, 又会出现一些新的问题。一个方案, 从焓的角度考虑可能是合理的, 但经济上却未必一定可行, 甚至可能“得不偿失”。因此, 热力系统的构建, 不仅要考虑热力学的合理性和完善性, 还要考虑其经济性。热力系统的完善性和经济性往往又是矛盾的, 热力系统的性能越完善, 投入的成本越高。如何在

二者之间找到一个最优解,如何正确地评价热力系统就成为了一个需要进一步解决的问题。

对于一个热力系统而言,不同部位的单位焓值常常并不等价,系统终端处一个单位的焓值要比始端处同样一个单位焓值宝贵得多,其原因是实际系统中不可避免地存在损失。为了考虑实际过程中焓的不等价性,对“焓”这个物理量赋以“价值”,在焓的基础上,把不等价性反映在焓的“单位”上。这种方法可以对系统中的低效(较大的不可逆)进行确定。

目前对化学链氧解耦燃煤发电系统的研究主要关注的是系统发电效率,少数学者考虑了化学链氧解耦燃煤发电系统的焓效率^[19],尚未见学者从焓成本的角度对化学链氧解耦燃煤发电系统进行分析。笔者运用 Aspen 软件对 600 MW 化学链氧解耦燃煤发电系统进行了详细的过程仿真,依据仿真数据对系统进行能量、焓、焓成本分析,为化学链氧解耦燃煤发电系统商业化运行提供参考。

1 CLOU 电厂系统建模

采用 Aspen plus 软件模拟 600 MW 超临界化学链氧解耦燃煤发电系统,系统流程如图 1 所示,由化学链氧解耦子系统(图 1(a))和水汽系统(图 1(b))2 部分组成,水汽系统蒸汽加热所需能量由化学链氧解耦子系统提供。热解反应器(DECOR)和燃料反应器(FR)采用 RStoic 模块模拟,燃烧反应器(BURN)和空气反应器(AR)采用 RGibbs 模块模拟。研究选用煤种的性质分析见表 1。

表 1 煤种性质分析

Table 1 Quality analysis of coal samples

工业分析/%				元素分析/%					低位发热量/
M_{ad}	V_{ad}	A_{ad}	FC_{ad}	C	H	O	N	S	($\text{kJ} \cdot \text{kg}^{-1}$)
7.5	34.0	8.6	49.9	70.8	3.9	6.9	1.7	0.5	25 880

注:低位发热量为空干基。

以 $\text{CuO}/\text{Cu}_2\text{O}$ 为氧载体的 CLOU 的操作温度为 $920 \sim 960 \text{ }^\circ\text{C}$,燃料反应器和空气反应器的温差为 $15 \text{ }^\circ\text{C}$ 。为了确保空气反应器在 $935 \text{ }^\circ\text{C}$ 时出口气体中氧分压高于 $\text{CuO}/\text{Cu}_2\text{O}$ 系统的平衡氧分压,空气反应器出口的氧气体积分数设为 5%,反应器进口处空气过量 25%。温度为 $950 \text{ }^\circ\text{C}$ 时,平衡氧分压为 4.559 kPa ,只有燃料反应器中的氧分压低于 4.559 kPa 时, CuO 才可释氧,因此,利用燃烧后的烟气来调控释氧反应器中的氧分压,烟气循环率为 0.948。系统模拟的关键参数和操作条件见表 2。

表 2 系统关键参数和操作条件

Table 2 Key parameters and operating conditions of system

关键项目	操作条件
燃料	煤,进口温度: $25 \text{ }^\circ\text{C}$,质量流量: 61.15 kg/s
空气	组分:体积分数为 21%的 O_2 和体积分数为 79%的 N_2 ,进口温度: $25 \text{ }^\circ\text{C}$,摩尔流率: 24.28 kmol/s
氧载体	CuO ,摩尔流率: 30.28 kmol/s
释氧反应器	压力: 101.325 kPa ,温度: $950 \text{ }^\circ\text{C}$
吸氧反应器	压力: 101.325 kPa ,温度: $935 \text{ }^\circ\text{C}$
烟气循环率	0.948
过热蒸汽	$629.29 \text{ }^\circ\text{C}$, $24\ 235 \text{ kPa}$, 485.3 kg/s
再热蒸汽	$598.25 \text{ }^\circ\text{C}$, $4\ 450 \text{ kPa}$
汽轮机各级出口压力/ kPa	7 707, 4 902, 2 136, 952, 501, 132, 58, 25, 7
端差/ $^\circ\text{C}$	-1.11, 0, -1.11, 2.78, 2.78, 2.78, 2.78
发电机效率/%	98.58

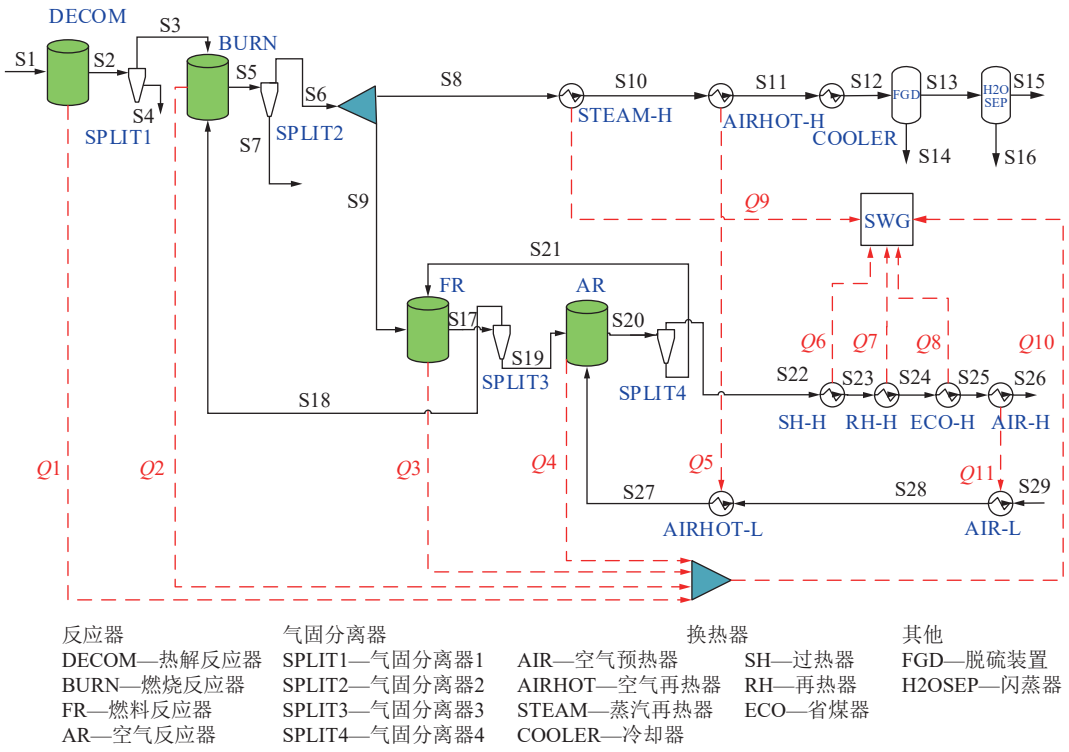
图 1(a)为化学链氧解耦燃烧子系统,煤首先在热解反应器(DECOR)中热解成不同的组分,通过旋风分离器分离出灰分(S4)和煤焦以及挥发分(S3),煤焦和挥发分一起进入燃烧反应器(BURN)中,与燃料反应器(FR)出口气体发生氧化反应,生成的产物主要为 H_2O 和 CO_2 组成的烟气;烟气分成 2 部分,一部分(S8)进入到 CO_2 冷凝提纯环节,一部分(S9)进入空气反应器,调控燃料反应器内的氧分压,实现 CuO 的释氧。燃料反应器出口的低势氧载体(S19)进入空气反应器中,与被加热器 AIR-L 和 AIRHOT-L 预热后的空气进行吸氧反应,反应后的固体再循环回燃料反应器,反应产生的高温气体进入加热器中,为水汽系统的物流加热。

图 1(b)为水汽系统,包括 2 个高压汽轮机,2 个中压汽轮机以及 5 个低压汽轮机。除氧器用 1 个气体混合模块(mixer)进行模拟。在 Aspen Plus 中,没有现成的模块对应给水加热器,因此,在仿真过程中使用一对加热器(heater)模块来模拟。另外,为了设定并控制给水加热器的端差(TTD,流入给水加热器的蒸汽的饱和温度与流出给水温度之间的差值),需要使用传输器(transfer)配合分析器(analyzer)来实现。水汽系统中需要输入的重要参数见表 2。

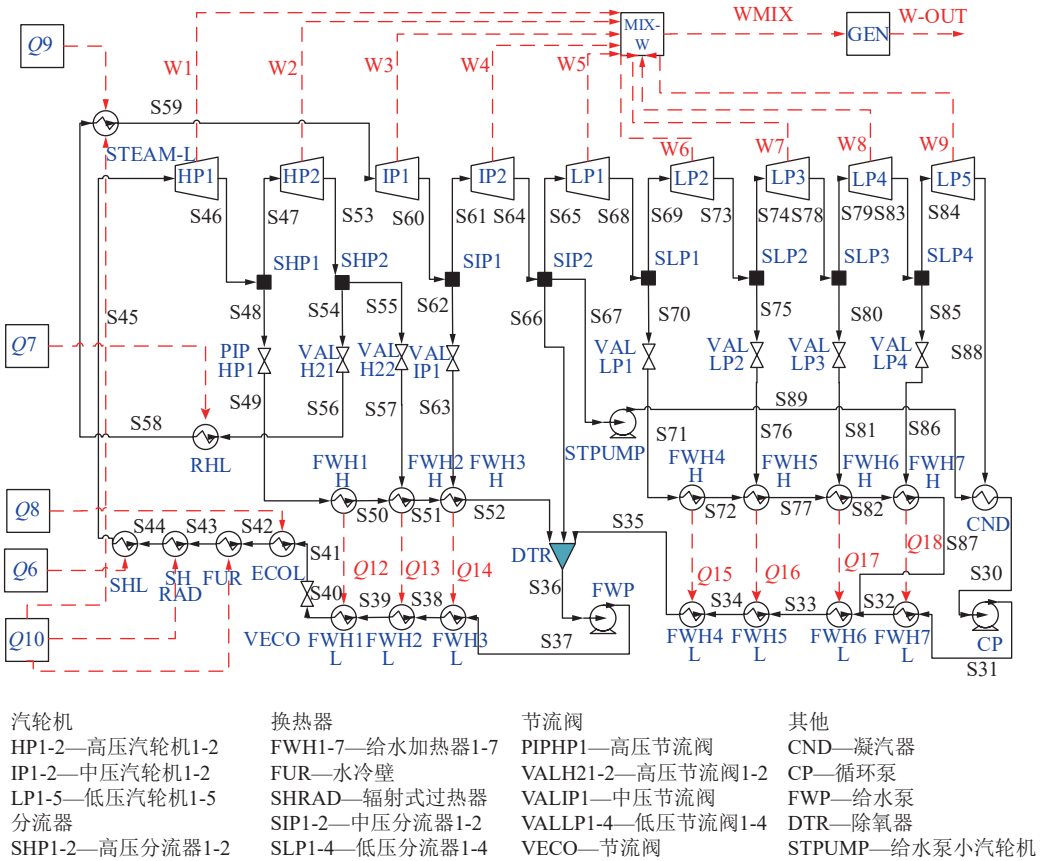
2 结果与讨论

2.1 系统能量分析

化学链氧解耦燃煤发电系统的模拟结果见



(a) 化学链氧解耦子系统流程



(b) 水汽系统流程

图1 600 MW 超临界化学链氧解耦燃煤发电系统流程

Fig. 1 Flowchart of 600 MW supercritical chemical looping with oxygen uncoupling coal-fired power generation system

表3. 化学链氧解耦燃煤发电系统的总发电功率为596.76 MW, 燃烧产生的烟气经过简单的冷凝获得

了体积分数高达98.67%的CO₂, 比原位煤气化化学链燃煤发电系统捕集的CO₂体积分数高0.12%; 系统

表3 化学链氧解耦燃煤发电系统模拟结果

Table 3 Simulation results of chemical looping with oxygen uncoupling coal-fired power generation system

发电功率/MW				循环水泵 功率/MW	CO ₂ 体积 分数/%	总热 效率/%	净热 效率/%
高压 机组	中压 机组	低压 机组	总系统				
190.83	174.10	231.83	596.76	0.75	98.6	37.7	37.66

的净热效率为 37.66%，比富氧燃烧系统高 5.36%^[20]。

2.2 系统焓分析

本文焓分析所选取的环境参数为 $P_0=101.3$ kPa、 $T_0=298.15$ K。化学链氧解耦燃煤发电系统中排向环境的热流焓 (E_Q) 主要是组件 FGD、H2OSEP、STPUMP、CND、COOLER 排放到环境的热损失；排放到环境的物流焓 (E_S) 有 S4、S7、S14、S15、S16、S26 和 W-OUT，其中 S15 的主要成分是浓度较高的 CO₂，可以回收利用，W-OUT 是系统净发电量 (W)。因此，S15 和 W-OUT 是系统的产品。综上，系统的外部焓损失由组件 FGD、H2OSEP、STPUMP、COOLER、CND 产生的热焓损和排放到环境中 S4、S7、S14、S16、S26 的物流焓构成。各子系统的内部焓损失如图 2、3 所示。

图 2 为化学链氧解耦子系统内部焓损失。从图中可知内部焓损失最大的组件为燃烧反应器 (BURN)，其值为 341.51 kW，占子系统组件总焓损失 44.23%；其次为热解反应器 (DECOM)，占子系统内部总焓损失 15.45%，换热器 (FUR) 占 14.41%，其他组件占子系统总焓损失 25.91%。

图 3 为水汽循环系统内部焓损失。由图 3 可知高压汽轮机 (HP1) 的内部焓损失最大，这主要是因为高压汽轮机进出口的物性参数 (温度和压力) 值相差较大。低压汽轮机 (LP5) 和给水泵 (FWP) 的内部焓损失仅次于 HP1。化学链氧解耦燃煤发电系统中的水汽系统组件的内部焓损失与原位煤气化化学链燃煤发电系统一样，在整个系统中的占比均比较小，可不作为系统优化的重点。

化学链氧解耦燃煤发电系统仅以发电量为产品时，系统的焓效率为 36.27%；把尾气处理系统中得到的高浓度的 CO₂ (S15) 也看作产品时，系统的焓效率为 40.47%。对进入化学链氧解耦燃煤发电系统的燃料焓的分布进行分析，可知，环境供给的燃料焓分成了 54.54% 的内部焓损失，4.99% 的外部焓损失和 40.47% 的产品焓。对于整个系统而言，内部焓损失较大的组件主要是反应器和换热器，这些组件也是系统的重点优化对象。

2.3 系统的焓成本分析

在评价能量的价值方面，“焓”比“能”更科

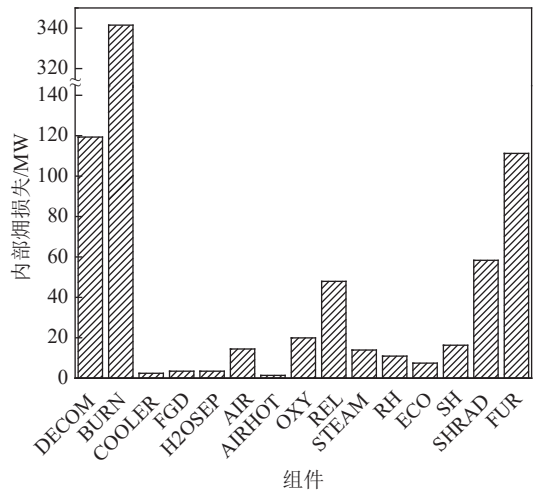


图 2 化学链氧解耦子系统内部焓损失

Fig. 2 Internal exergy loss of chemical looping with oxygen uncoupling subsystem

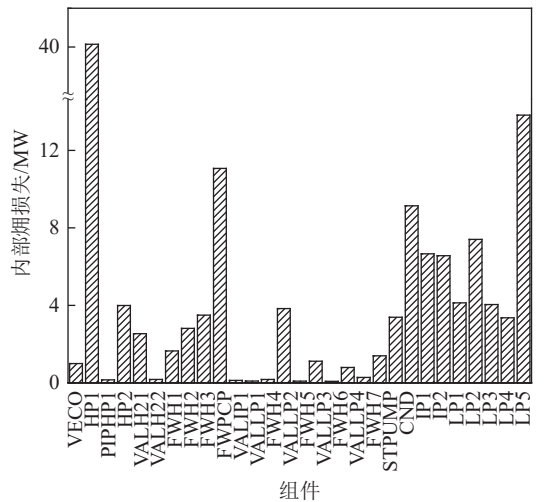


图 3 水汽系统内部焓损失

Fig. 3 Internal exergy loss of water vapor system

学、更全面。但倘若仅从焓的角度去分析问题，仍有一定的局限性。从热力学的范畴看，各种形态的能量所具有的焓是可以互比的，但是从实际使用与经济性的角度考虑，不同形态能量所具有的单位焓值并不等价。即便是同种能量形态，在系统中的不同部位，单位焓值也不等价。考虑实际过程中焓的不等价性，把焓成本的概念引入到热经济学分析中，分析系统内部各组件因过程不可逆而产生的相互影响，进而分析系统内焓成本的形成过程。化学链氧解耦燃煤发电系统中各组件的“燃料 (F)”和“产品 (P)”“不可逆导致的总焓损失 (I)”和“单位焓成本 (k_p^*)”的定义方法参考文献 [21]。各组件“燃料”和“产品”的计算公式和计算结果见表 4，化学链氧解耦燃煤发电系统的生产结构图如图 4 所示。单位焓成本最大的组件为 FWH7，其值为 2.36。图 5 为化学链氧解耦燃煤发电

表4 化学链氧解耦燃煤发电系统各组件燃料-产品定义及计算结果

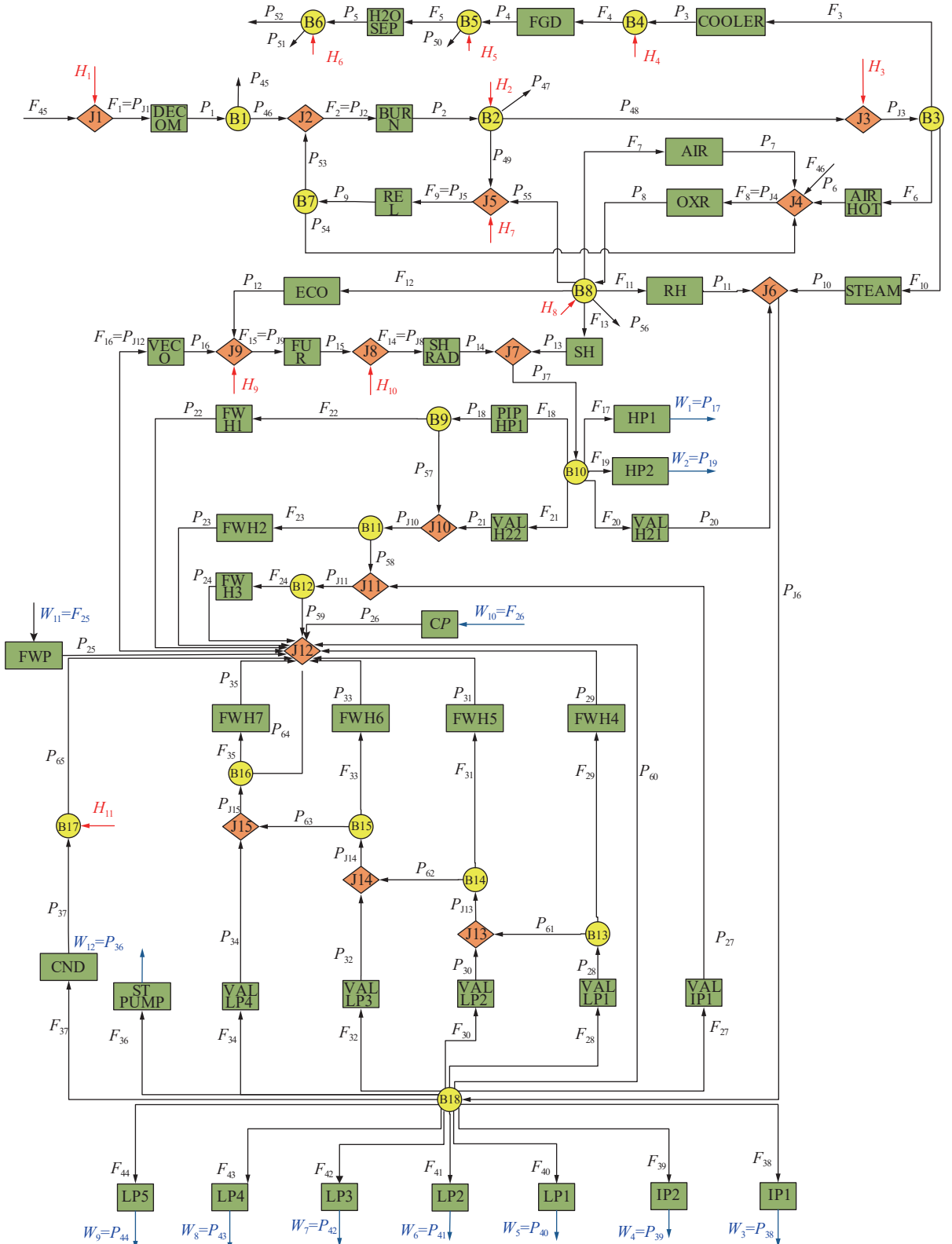
Table 4 Fuel product definition and calculation results of each component in chemical looping oxygen uncoupling coal-fired power generation system

编号	组件	燃料	产品	燃料烟/kW	产品烟/kW	k_p^a	I^b /kW
1	DECOM	$F_1 = E_{S1} + E_{Q1}$	$P_1 = E_{S3} + E_{S4}$	1 935 639.85	1 816 340.36	1.07	119 299.50
2	BURN	$F_2 = E_{S3} + E_{S18}$	$P_2 = E_{S6} + E_{S7} + E_{Q2}$	5 523 714.63	5 182 205.39	1.25	341 509.24
3	COOLER	$F_3 = E_{S11}$	$P_3 = E_{S12} + E_{Q, COOLER}$	100 066.62	97 642.95	1.24	2 423.67
4	FGD	$F_4 = E_{S12}$	$P_4 = E_{S13} + E_{S14} + E_{Q, FGD}$	88 212.97	84 735.81	1.29	3 477.16
5	H2OSEP	$F_5 = E_{S13}$	$P_5 = E_{S15} + E_{S16} + E_{Q, H2OSEP}$	76 231.63	72 734.90	1.35	3 496.73
6	AIRHOT	$F_6 = E_{S10} - E_{S11}$	$P_6 = E_{S27} - E_{S28}$	16 861.46	15 483.85	1.32	1 377.61
7	AIR	$F_7 = E_{S25} - E_{S26}$	$P_7 = E_{S28} - E_{S29}$	72 445.55	57 976.19	1.56	14 469.36
8	OXR	$F_8 = E_{S19} + E_{S27}$	$P_8 = E_{S21} + E_{S22} + E_{Q4}$	1 856 624.32	1 836 703.48	1.24	19 920.84
9	REL	$F_9 = E_{S9} + E_{S21} + E_{Q3}$	$P_9 = E_{S18} + E_{S19}$	5 541 574.95	5 493 649.25	1.22	47 925.70
10	STEAM	$F_{10} = E_{S8} - E_{S10} + E_{Q, STEAM}$	$P_{10} = E_{S59} - E_{S58}$	121 165.42	107 248.54	1.37	13 916.88
11	RH	$F_{11} = E_{S23} - E_{S24}$	$P_{11} = E_{S58} - E_{S56}$	60 760.21	49 842.84	1.52	10 917.37
12	ECO	$F_{12} = E_{S24} - E_{S25}$	$P_{12} = E_{S42} - E_{S41}$	43 598.94	36 155.97	1.50	7 442.97
13	SH	$F_{13} = E_{S22} - E_{S23}$	$P_{13} = E_{S45} - E_{S44}$	138 916.38	122 614.61	1.41	16 301.77
14	SHRAD	$F_{14} = E_{S43} + E_{Q, SHRAD}$	$P_{14} = E_{S44}$	740 720.54	682 360.72	1.44	58 359.82
15	FUR	$F_{15} = E_{S42} + E_{Q, FUR}$	$P_{15} = E_{S43}$	611 518.94	500 287.85	1.49	111 231.09
16	VECO	$F_{16} = E_{S40}$	$P_{16} = E_{S41}$	200 294.77	199 301.67	1.57	993.10
17	HP1	$F_{17} = E_{S45} - E_{S46}$	$P_{17} = W_1$	186 006.83	145 865.00	1.83	40 141.83
18	PIPHP1	$F_{17} = E_{S48}$	$P_{17} = E_{S49}$	54 308.03	54 155.20	1.44	152.83
19	HP2	$F_{19} = E_{S47} - E_{S53}$	$P_{19} = W_2$	48 956.27	44 962.00	1.57	3 994.27
20	VALH21	$F_{20} = E_{S54}$	$P_{20} = E_{S56}$	459 134.20	456 597.93	1.45	2 536.27
21	VALH22	$F_{21} = E_{S55}$	$P_{21} = E_{S57}$	56 570.00	56 393.45	1.44	176.55
22	FWH1	$F_{22} = E_{S49} - E_{S50}$	$P_{22} = E_{S40} - E_{S39}$	39 881.26	38 237.07	1.50	1 644.20
23	FWH2	$F_{23} = E_{S50} + E_{S57} - E_{S51}$	$P_{23} = E_{S39} - E_{S38}$	50 208.79	47 396.30	1.53	2 812.48
24	FWH3	$F_{24} = E_{S51} + E_{S63} - E_{S52}$	$P_{24} = E_{S38} - E_{S37}$	32 483.34	28 987.14	1.62	3 496.20
25	FWP	$F_{25} = W_{FWP}$	$P_{25} = E_{S37} - E_{S36}$	32 435.65	21 367.43	1.52	11 068.22
26	CP	$F_{26} = W_{CP}$	$P_{26} = E_{S31} - E_{S30}$	749.85	622.62	1.20	127.23
27	VALIP1	$F_{27} = E_{S62}$	$P_{27} = E_{S63}$	30 172.24	30 079.68	1.44	92.57
28	VALLP1	$F_{28} = E_{S70}$	$P_{28} = E_{S71}$	23 473.57	23 296.39	1.45	177.17
29	FWH4	$F_{29} = E_{S71} - E_{S72}$	$P_{29} = E_{S35} - E_{S34}$	22 067.04	18 231.24	1.75	3 835.80
30	VALLP2	$F_{30} = E_{S75}$	$P_{30} = E_{S76}$	7 720.05	7 632.18	1.45	87.87
31	FWH5	$F_{31} = E_{S72} + E_{S76} - E_{S77}$	$P_{31} = E_{S34} - E_{S33}$	7 848.52	6 732.91	1.69	1 115.62
32	VALLP3	$F_{32} = E_{S80}$	$P_{32} = E_{S81}$	4 875.59	4 801.40	1.46	74.19
33	FWH6	$F_{33} = E_{S77} + E_{S81} - E_{S82}$	$P_{33} = E_{S33} - E_{S87} - E_{S32}$	5 193.41	4 403.13	1.72	790.28
34	VALLP4	$F_{34} = E_{S85}$	$P_{34} = E_{S86}$	4 353.73	4 077.40	1.54	276.33
35	FWH7	$F_{35} = E_{S82} + E_{S86} - E_{S87}$	$P_{35} = E_{S32} - E_{S31}$	3 939.55	2 545.63	2.36	1 393.92
36	STPUMP	$F_{36} = E_{S67} - E_{S89}$	$P_{36} = W_{STPUMP}$	25 362.55	21 976.17	1.66	3 386.38
37	CND	$F_{37} = E_{S88} + E_{S89}$	$P_{37} = E_{S30} + E_{Q, CND}$	37 009.32	27 869.80	1.91	9 139.52
38	IP1	$F_{38} = E_{S59} - E_{S61} - E_{S62}$	$P_{38} = W_3$	102 920.27	96 260.00	1.54	6 660.27
39	IP2	$F_{39} = E_{S61} - E_{S65} - E_{S66} - E_{S67}$	$P_{39} = W_4$	90 910.17	84 347.70	1.55	6 562.47
40	LP1	$F_{40} = E_{S65} - E_{S69} - E_{S70}$	$P_{40} = W_5$	56 289.25	52 160.40	1.55	4 128.85
41	LP2	$F_{41} = E_{S69} - E_{S74} - E_{S75}$	$P_{41} = W_6$	89 128.16	81 724.10	1.57	7 404.06
42	LP3	$F_{42} = E_{S74} - E_{S79} - E_{S80}$	$P_{42} = W_7$	42 852.47	38 809.70	1.59	4 042.77
43	LP4	$F_{43} = E_{S79} - E_{S84} - E_{S85}$	$P_{43} = W_8$	32 525.09	29 167.70	1.60	3 357.39
44	LP5	$F_{44} = E_{S84} - E_{S88}$	$P_{44} = W_9$	51 444.62	37 625.10	1.97	13 819.52

注: a 为单烟成本; b 为不可逆导致的烟损失。

系统单位焓成本形成过程,从图中可以看出,组件FWH7的产品单位焓成本除了受自己内部不可逆性的影响外,还受其它30个组件的影响,其中组件自身的不可逆性的影响最大。组件LP5、CND、HP1、

AIR的产品单位焓成本也较大,原因主要有2方面:一方面这些组件本身的内部焓损失较大;另一方面上游组件的不可逆性也较大。此外,组件LP5、CND的产品单位焓成本较大还与它们位于系



注:矩形表示物理结构的组件,菱形表示汇集组件,圆形表示分支组件。 H 为热量焓, W 为功。

图4 化学链氧解耦燃煤发电系统生产结构

Fig. 4 Production structure diagram of chemical looping with oxygen uncoupling coal-fired power generation system

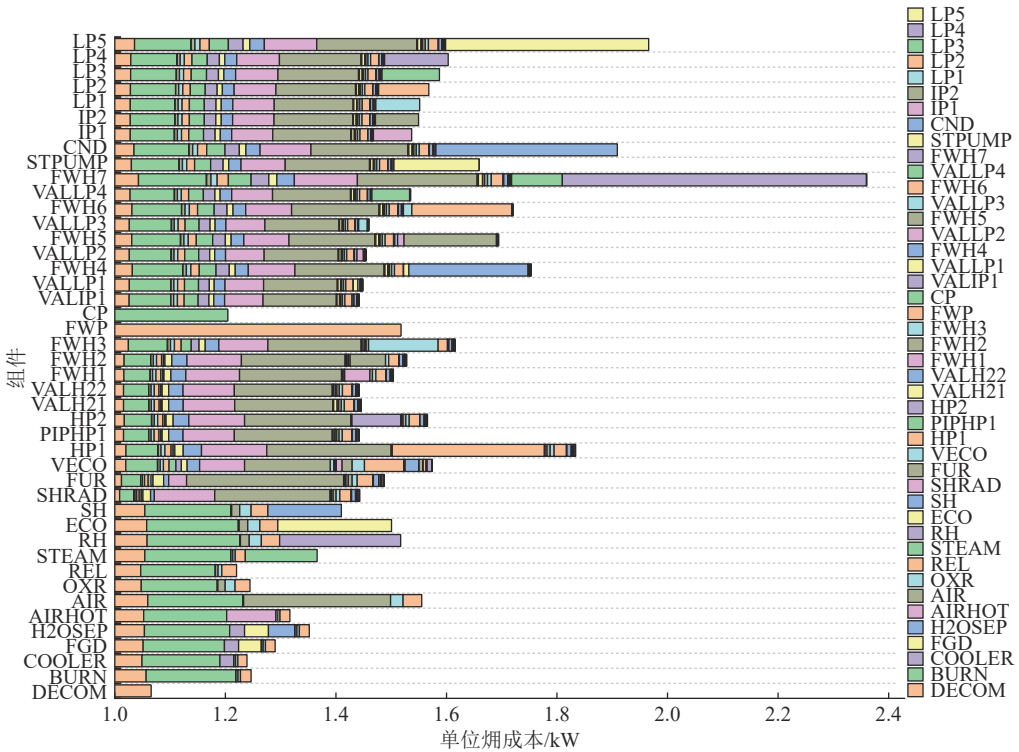


图 5 化学链氧解耦燃煤发电系统单位焓成本形成过程

Fig. 5 Formation process of unit exergy cost for chemical looping with oxygen uncoupling coal-fired power generation system

统的末端有关，随着在系统中不断流动和转化，物流焓值越来越宝贵，对应的单位焓成本也越来越高。

3 结 论

1) 化学链氧解耦燃煤发电系统的发电功率为 596.76 MW，燃烧产生的烟气经过简单的冷凝获得了体积分数高达 98.67% 的 CO₂，系统的净热效率为 37.66%，比富氧燃烧系统高 5.36%。

2) 系统中化学链氧解耦子系统的内部焓损失远大于水汽系统，是优化考虑的重点。其中燃烧反应器的内部焓损失最大，占子系统组件内部总焓损失 44.23%；其次为热解反应器，占子系统内部总焓损失 15.45%，换热器（FUR）占 14.41%。化学链氧解耦燃煤发电系统仅以发电量为产品时，系统的焓效率为 36.27%；如果把系统所得到的高浓度 CO₂ 也作为产品时，系统的焓效率为 40.47%。

3) 化学链氧解耦燃煤发电系统的焓成本分析表明产品单位焓成本最大的组件为给水加热器 FWH7，组件低压汽轮机 LP5、冷凝器 CND、高压汽轮机 HP1、空气预热器 AIR 的产品单位焓成本仅次于给水加热器 FWH7。这些组件是系统优化需要考虑的重点对象。从单位焓成本形成图中可以清楚地看出各组件之间的相互影响。如：给水加热器 FWH7 的产品单位焓成本除了受自己内部不可逆性的影响外，还受其他 30 个组件的影响，其中组件自身的不可逆性的影响最大。

可逆性的影响最大。系统优化过程中，可考虑通过改变组件的位置来降低其他组件对其的影响。

4) 对所构建的系统只进行了焓成本分析，尚未进行热经济学成本分析。所研究的系统都是尚未投产的新系统，难以获得经济参数是最主要的原因。化学链氧解耦燃煤发电系统可尝试参考传统燃煤发电系统进行技术经济评价，最终完成对系统的热经济学成本分析，为新系统的实际应用奠定基础。

参考文献 (References) :

[1] 吴锦, 邹隆志, 陈扬, 等. 双碳目标下以煤炭为基础的氨合成与清洁利用的未来与挑战 [J]. 洁净煤技术, 2023, 29(7): 21-50.
WU Jin, ZOU Longzhi, CHEN Yang, et al. Future and challenge of coal based ammonia synthesis and clean utilization under the double carbon target[J]. Clean Coal Technology, 2023, 29(7): 21-50.

[2] 盖希坤, 张良佳, 陈纪忠, 等. 铁基载氧体的沼气化学链燃烧反应动力学研究 [J]. 高校化学工程学报, 2023, 37(3): 401-412.
GAI Xikun, ZHANG Liangquan, CHEN Jizhong, et al. Study on kinetics of biogas chemical looping combustion reaction of iron-based oxygen carrier[J]. Journal of Chemical Engineering of Chinese Universities, 2023, 37(3): 401-412.

[3] MATISSON T, ZAFAR Q, JOHANSSON M, et al. Chemical-looping combustion as a new CO₂ management technology[C]. Proceedings of the 1st Regional Symposium on Carbon Management, 2006.

[4] 郑传宝, 苏明泽, 赵海波. 单颗粒模拟研究化学链氧解耦燃烧中

- 煤焦颗粒转化特性[J]. 中国电机工程学报, 2021, 41(18): 6331–6340.
- ZHENG Chuanbao, SU Mingze, ZHAO Haibo. Char conversion characteristics in chemical looping with oxygen uncoupling via single particle simulation[J]. Proceedings of the CSEE, 2021, 41(18): 6331–6340.
- [5] 徐国强, 韩龙, 巫平江, 等. 烟煤氧解耦化学链气化及氮氧化物生成机理[J]. 燃烧科学与技术, 2021, 27(5): 569–579.
- XU Guoqiang, HAN Long, WU Pingjiang, et al. Mechanism of chemical looping gasification and NO_x generation of bituminous coal in oxygen uncoupling mode[J]. Journal of Combustion Science and Technology, 2021, 27(5): 569–579.
- [6] 沈天绪, 沈来宏. 基于 3 kW 塔式串行流化床差异燃料的化学链燃烧解析[J]. 化工进展, 2023, 42(1): 138–147.
- SHEN Tianxu, SHEN lai hong. Investigation of multi-fuel chemical looping combustion in a 3 kW interconnected fluidized bed reactors[J]. Chemical Industry and Engineering Progress, 2023, 42(1): 138–147.
- [7] BERGUERAND N, LYNGFELT A. Design and operation of a 10 kW_{th} chemical-looping combustor for solid fuels-testing with South African coal[J]. Fuel, 2008, 87(12): 2713–2726.
- [8] BERGUERAND N, LYNGFELT A. The use of petroleum coke as fuel in a 10 kW_{th} chemical-looping combustor[J]. International Journal of Greenhouse Gas Control, 2008, 2(2): 169–179.
- [9] BERGUERAND H, LYNGFELT A. The use of petroleum coke as fuel in chemical-looping combustion[J]. Fuel, 2007, 86(12): 1947–1958.
- [10] MATTISSON T, JOHANSSON M, LYNGFELT A. CO_2 capture from coal combustion using chemical-looping combustion - reactivity investigation of Fe, Ni and Mn based oxygen carriers using syngas[C]//Proceedings of the Clearwater Coal Conference, 2006: 1–12.
- [11] MATTISSON T, LYNGFELT A, LEION H. Chemical-looping with oxygen uncoupling for combustion of solid fuels[J]. International Journal of Greenhouse Gas Control, 2009, 3(1): 11–19.
- [12] JERNDAL E, MATTISSON T, LYNGFELT A. Thermal analysis of chemical-looping combustion[J]. Chemical Engineering Research and Design, 2006, 84(9): 795–806.
- [13] BERGUERAND T, LYNGFELT A. Materials for chemical-looping with oxygen uncoupling[J]. International Scholarly Research Notices, 2013, 2013(1): 526379.
- [14] SPINELLI M, PELTOLA P, BISCHI A, et al. Process integration of chemical looping combustion with oxygen uncoupling in a coal-fired power plant[J]. Energy, 2016, 103: 646–659.
- [15] ABAD A, ADANEZ-RUBIO I, GAYAN P, et al. Demonstration of chemical-looping with oxygen uncoupling (CLOU) process in a 1.5kW_{th} continuously operating unit using a Cu-based oxygen-carrier[J]. International Journal of Greenhouse Gas Control, 2012, 6: 189–200.
- [16] LING Z, ZHANG Z, CHIVETTA C, et al. Process simulation and validation of chemical-looping with oxygen uncoupling (CLOU) process using Cu-Based oxygen carrier[J]. Energy & Fuels, 2013, 27(11): 6906–6912.
- [17] C C CORMOS. Chemical looping with oxygen uncoupling (CLOU) concepts for high energy efficient power generation with near total fuel decarbonisation[J]. Applied Thermal Engineering, 2017, 112: 924–931.
- [18] PELTOLA P, SAARI J, TYNJALA T, et al. Process integration of chemical looping combustion with oxygen uncoupling in a biomass-fired combined heat and power plant[J]. Energy, 2020, 210: 118550.
- [19] 邹希贤, 金波, 张永亮, 等. 耦合化学链氧解耦燃烧的煤分级利用系统过程模拟和焓分析[J]. 中国电机工程报, 2016, 36(21): 5849–5857, 6028.
- ZOU Xixian, JIN Bo, Zhang Yongliang et al. Process simulation and exergy analysis for a new coal poly-generation system integrating pyrolysis and chemical looping with oxygen uncoupling[J]. Prceeding of the CSEE, 2016, 36(21): 5849–5857, 6028.
- [20] 熊杰. 氧燃烧系统的能源-经济-环境综合分析评价[D]. 武汉: 华中科技大学, 2011.
- XIONG Jie. A synthetical energy-economy-environment analysis & evaluation of oxy-combustion systems[D]. Wuhan: Huazhong University of Science and Technology, 2011.
- [21] WANG Xiaoyu, SU Mingze, ZHAO Haibo. Process design and exergy cost analysis of a chemical looping ammonia generation system using $\text{AlN}/\text{Al}_2\text{O}_3$ as a nitrogen carrier[J]. Energy, 2021, 230: 120767.