

مطالعه انرژی، انرژی و فنی - اقتصادی نیروگاه‌های پیل سوختی اکسید جامد مجهز به جذب کربن به روش حلقه شیمیایی کلسیم

نوید کوششی

گروه مهندسی مکانیک، دانشکده مکانیک، دانشگاه تبریز، تبریز، ایران

چکیده

ادغام پیل سوختی اکسید جامد (SOFC) با فناوری‌های جذب کربن، رویکردی نویدبخش برای تولید پایدار انرژی و کاهش انتشار گازهای گلخانه‌ای است. در این پژوهش، دو پیکربندی نوآورانه از ترکیب SOFC با سیستم حلقه کلسیم (CaL) و با سوخت گاز طبیعی مورد بررسی قرار گرفته‌اند. شبیه‌سازی‌ها در نرم‌افزار Aspen Plus انجام شده و پس از استخراج نتایج ترمودینامیکی، تحلیل فنی-اقتصادی همراه با آنالیز حساسیت ارائه گردیده است. نتایج نشان می‌دهد که این ترکیب می‌تواند جذب CO_2 بالایی ایجاد کند و میزان انتشار را در بازه ۲۴٪ (۷۶٪ جذب) تا ۱٪ (۹۹٪ جذب) کاهش دهد. بازده کل سامانه نیز تا حدود ۷۸٪ افزایش می‌یابد که عمدتاً ناشی از بازیابی مؤثر حرارت واکنش‌های گرماده در کربناتور است. افزایش دمای کاری پیل سوختی و کاهش ضریب مصرف سوخت موجب افزایش بازده انرژی و انرژی می‌شود. همچنین مقایسه دو پیکربندی نشان می‌دهد پیکربندی دارای پس‌سوز تقویت‌شده، با وجود مصرف سوخت بیشتر، عملکرد ترمودینامیکی و جذب کربن بهتری داشته و در دماهای بالاتر، هزینه هم‌تراز تولید برق کمتری ارائه می‌دهد. این نتایج، قابلیت توسعه و توجیه اقتصادی سامانه‌های SOFC-CaL را تأیید می‌کند.

واژه‌های کلیدی: پیل سوختی اکسید جامد، حلقه کلسیم، سیستم‌های جذب کربن، هزینه هم‌تراز شده تولید برق، ارزیابی فنی اقتصادی، ارزیابی انرژی

A techno-economic, energy, and exergy study of solid oxide fuel cell power plants integrated with calcium looping carbon capture system

Navid Kousheshi

Department of Mechanical Engineering, University of Tabriz, Tabriz, Iran

Abstract

Integrating solid oxide fuel cells (SOFC) with carbon capture technologies is a promising approach for sustainable energy generation and greenhouse gas mitigation. In this study, two innovative configurations combining an SOFC with a calcium looping (CaL) system, fueled by natural gas, are investigated. The simulations are performed in Aspen Plus, and thermodynamic results are followed by a comprehensive techno-economic assessment and sensitivity analysis. The findings indicate that the integrated system can achieve high CO_2 capture levels, reducing emissions from 24% (76% capture) to as low as 1% (99% capture). The overall efficiency of the system increases up to 78%, mainly due to the effective heat recovery from the exothermic reactions occurring in the carbonator. Increasing the SOFC operating temperature and decreasing the fuel utilization factor both lead to higher energy and exergy efficiencies. Furthermore, comparison of the two configurations shows that the design equipped with an enhanced afterburner, despite requiring more fuel, provides superior thermodynamic performance and carbon capture capability, and yields a lower levelized cost of electricity at higher temperatures. Overall, this study confirms the development potential and economic viability of SOFC-CaL systems for decentralized power generation and industrial applications.

Keywords: SOFC, Calcium looping, Carbon capture systems, LCoP, Techno-economic assessment, Exergy assessment

۱- مقدمه

با افزایش جمعیت و توسعه اقتصادی، تقاضای جهانی برای انرژی رشد کرده و عمدتاً با سوخت‌های فسیلی تأمین می‌شود که عامل اصلی انتشار گازهای گلخانه‌ای و تغییرات اقلیمی هستند. توافق‌نامه پاریس و نشست‌های اقلیمی مانند COP26 و COP27 بر کاهش دمای زمین تأکید دارند، اما فاصله میان تعهدات و اقدامات واقعی کشورها نشان‌دهنده نیاز به راهکارهای نوآورانه و فراتر از شیوه‌های سنتی تأمین انرژی است [۱].

در این میان، سامانه‌های تولید انرژی غیرمتمرکز به‌عنوان جایگزینی پایدار برای نیروگاه‌های مبتنی بر سوخت‌های فسیلی شناخته می‌شوند. این سیستم‌ها با بهره‌گیری از منابع تجدیدپذیری همچون خورشید، باد و زیست‌توده، علاوه بر کاهش چشمگیر انتشار کربن، پایداری شبکه برق را

افزایش داده و مدیریت هوشمند انرژی را امکان‌پذیر می‌سازند. همچنین با توانمندسازی جوامع محلی برای تولید برق مستقل، زمینه‌ساز رشد اقتصادی و اشتغال می‌گردند. طراحی انعطاف‌پذیر این سامانه‌ها، به‌ویژه در مناطقی با دسترسی محدود به زیرساخت‌های سنتی، مزیتی قابل توجه به‌شمار می‌آید. در این راستا، نیروگاه‌های پیل سوختی اکسید جامد (SOFC) به‌عنوان یکی از پیشرفته‌ترین فناوری‌های تولید انرژی، جایگاهی کلیدی در گذار به آینده‌ای کم‌کربن دارند. این سیستم‌ها با بهره‌گیری از واکنش الکتروشیمیایی میان سوخت (مانند هیدروژن یا هیدروکربن‌ها) و اکسیژن، برق تولید می‌کنند؛ فرآیندی که بازدهی بالاتری نسبت به روش‌های احتراقی سنتی داشته و میزان آلاینده‌گی را به‌طور قابل‌توجهی کاهش می‌دهد [۲]. علاوه بر این، ادغام فناوری‌های جذب و ذخیره‌سازی کربن (CCS) با پیل‌های سوختی، امکان تبدیل این سیستم‌ها به منابع کم‌کربن را فراهم می‌سازد؛ به‌طوری‌که دی‌اکسیدکربن حاصل از فرآیند

تولید انرژی مستقیماً جذب شده و از ورود آن به اتمسفر جلوگیری می‌شود.

فناوری‌های جذب کربن نقش حیاتی در کاهش انتشار کربن صنایع و نیروگاه‌هایی دارد که امکان بهره‌گیری از انرژی تجدیدپذیر یا برق‌رسانی مستقیم برای آن‌ها محدود است. روش‌های مختلفی برای جذب کربن توسعه یافته‌اند که از جمله آن‌ها می‌توان به جذب پس از احتراق با استفاده از جاذب‌های شیمیایی، جذب پیش از احتراق از طریق گازی‌سازی یا ریفرمینگ، و احتراق در محیط‌های غنی از اکسیژن اشاره کرد. همچنین، فناوری‌های نوینی نظیر جذب مستقیم از هوا (DAC) نیز در حال رشد هستند که می‌توانند برای مقابله با انتشار پراکنده یا جبران انتشارهای گذشته به کار گرفته شوند [۳-۷].

در میان فناوری‌های مختلف جذب کربن، روش حلقه کلسیم به دلیل انعطاف‌پذیری بالا و امکان ادغام با زیرساخت‌های موجود، توجه زیادی را به خود جلب کرده است [۸]. این فناوری بر پایه جذب دی‌اکسید کربن توسط مواد جاذب کلسیمی (کربناسیون) و آزادسازی آن از طریق واکنش کلسیناسیون عمل می‌کند و با ظرفیت جذب بالا، گزینه‌ای امیدبخش برای تحقق اقتصاد کربن‌خنثی به‌شمار می‌رود. پژوهش‌های متعدد انجام‌شده در سال‌های اخیر نشان می‌دهند که فناوری حلقه کلسیم به‌عنوان یک روش مؤثر در جذب دی‌اکسید کربن، در حال توسعه است و پتانسیل بالایی برای به‌کارگیری در کنار فناوری‌های تولید برق با دمای بالا مانند پیل سوختی اکسید جامد دارد. با این حال، اکثر مطالعات تمرکز خود را بر سیستم‌های متمرکز قرار داده‌اند و بررسی دقیق ادغام حلقه کلسیم با سیستم‌های غیرمتمرکز، محدود مانده است.

فناوری جذب دی‌اکسید کربن از طریق فرایند Calcium Looping (CaL) در سال‌های اخیر به عنوان یکی از گزینه‌های نویدبخش برای کاهش انتشار گازهای گلخانه‌ای در نیروگاه‌ها و صنایع انرژی‌بر مورد توجه قرار گرفته است. مطالعات گسترده‌ای نشان داده‌اند که حلقه کلسیم به ویژه در کاربردهای دمای بالا، می‌تواند به‌صورت مؤثری در جذب دی‌اکسید کربن عمل کرده و در عین حال با ترکیب در سیستم‌های انرژی پیشرفته، بازده کلی را افزایش دهد. مقایسه بین فناوری جذب آمینی و حلقه کلسیم در نیروگاه‌های چرخه ترکیبی گاز طبیعی (NGCC) توسط استروجنی و همکاران نشان داد که اگرچه جذب آمینی فناوری بالغ‌تری است و معیارهای عملکردی آن به خوبی شناخته شده است، اما حلقه کلسیم علیرغم توسعه کمتر، ظرفیت قابل‌توجهی برای کاهش هزینه‌های عملیاتی و بهبود بازدهی دارد. در این مطالعه، کاهش راندمان برای جذب آمین ۸٫۴٪ و برای حلقه کلسیم بین ۷٫۴٪ تا ۱۵٫۵٪ گزارش شده است [۹].

در کنار این مقایسه‌ها، برخی پژوهش‌ها به بررسی جامع انرژی، اگزرژی و تحلیل اقتصادی سیستم‌های تجمیع شده پرداخته‌اند. به عنوان مثال، دینسر و همکاران با تحلیل اگزرژی-اقتصادی یک سیستم یکپارچه شامل تولید برق، گرما، آب شیرین و بی‌کربن آمونیوم - که به‌عنوان ماده جذب دی‌اکسید کربن به‌کار می‌رود - نشان دادند که چنین ساختارهایی می‌توانند به شکل مؤثری به کاهش انتشار کربن در بخش توان کمک کنند [۱۰]. از سوی دیگر، سونگ و همکاران، سه نوع مختلف فرایند حلقه کلسیم شامل احتراق شیمیایی (CaL-CLC)، احتراق با اکسیژن (CaL-Oxy) و احتراق با هوا (CaL-AC) را از منظر انرژی و حساسیت به پارامترهای کلیدی مورد بررسی قرار دادند. نتایج آن‌ها نشان داد که کارایی فرایند به‌شدت تحت تأثیر عواملی

چون نسبت ترکیب جامدات و بازده واکنش اکسید کلسیم قرار دارد و حذف گرمایش اولیه هوا می‌تواند به افزایش قابل توجه مصرف انرژی منجر شود [۱۱].

مطالعات زنجیره‌ای صورت‌گرفته توسط رومئو و دین نیز مزایای بهره‌گیری از تحلیل اگزرژی در ادغام حلقه شیمیایی کلسیم در نیروگاه‌های زغال‌سنگی را آشکار کرده‌اند [۱۲، ۱۳]: آن‌ها دریافتند که می‌توان با استفاده از ۴۰٪ اگزرژی موجود در کلسینر، مصرف زغال را به میزان ۲/۵ برابر کاهش داد. دین و همکاران [۱۳] همچنین پتانسیل بالای حلقه کلسیم در تولید هیدروژن و کاربرد در صنایع سیمان را نیز مورد تأکید قرار داده‌اند، به‌ویژه به دلیل استفاده از جاذب‌های ارزان‌قیمت و انعطاف‌پذیری عملیاتی بالا.

یکی از رویکردهای نوین در مسیر بهینه‌سازی عملکرد حرارتی و محیط‌زیستی سیستم‌های حلقه کلسیم، استفاده از انرژی خورشیدی متمرکز برای تأمین گرمای کلسینر است. ژای و همکاران [۱۴] و نیز خسروی و همکاران [۱۵] در شبیه‌سازی‌هایی از سیستم‌های CaL-CSP در نیروگاه‌های زغال‌سنگی، موفق به دستیابی به بازده جذب ۹۳٪ و حفظ راندمان حرارتی ۳۳/۲٪ شدند. ایشان همچنین هزینه تمام‌شده برق را در سطح رقابتی ۱۲۰/۲۷ دلار بر مگاوات‌ساعت برآورد کردند. تحلیل اگزرژی آنان نشان داد که بیشترین اتلاف در واحد کلسینر رخ می‌دهد.

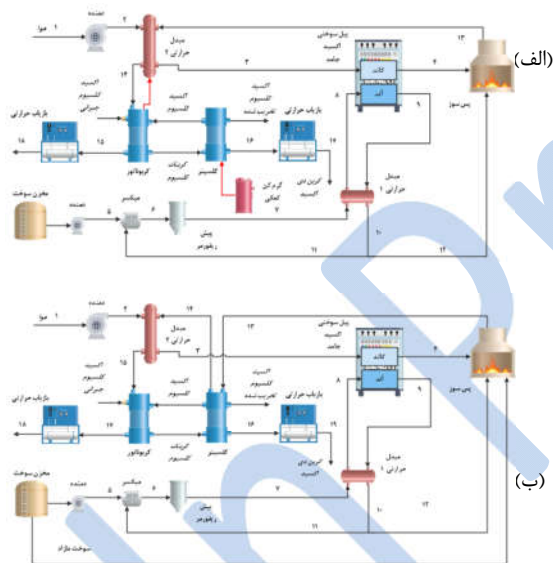
کاراساواس و همکاران [۱۶] نیز با تحلیل‌های انرژی و اگزرژی نشان دادند که راندمان انرژی سیستم‌های CaL-CSP بسته به شرایط عملیاتی راکتور می‌تواند بین ۲۸ تا ۳۱٪ متغیر باشد. همچنین هاناک و موناویچ [۱۷] با افزودن چرخه فرابحرانی دی‌اکسید کربن ($S-CO_2$) به سیستم‌های موجود، توانستند بازده ترمودینامیکی را نسبت به چرخه‌های بخار متداول تا ۱٪ افزایش دهند.

از منظر بهینه‌سازی گرمایی، ژانگ و سونگ [۱۸] از یکپارچه‌سازی گرمایی و افزودن یک چرخه بخار کمکی برای کاهش مصرف سوخت در کلسینر استفاده کردند و افت بازدهی را تا ۵/۷۵٪ محدود نمودند. در ادامه این روند، فو وانگ و همکاران [۱۹] با مطالعه سیستم‌های هیبریدی متشکل از پیل‌های سوختی دمای بالا (SOFC، MCFC و DCFC) به همراه فناوری جذب دی‌اکسید کربن، به امکان بهبود کارایی تبدیل انرژی و ساده‌سازی فرایند جذب اشاره کردند، گرچه مسائلی چون هزینه، ایمنی و مقیاس‌پذیری همچنان چالش‌برانگیز باقی مانده‌اند.

پژوهش ژانگ و همکاران [۲۰] با هدف ساخت یک سیستم جامع با راندمان بالا، اقدام به ترکیب SOFC، چرخه‌های ORC و $S-CO_2$ سامانه ذخیره‌سازی هوای فشرده و گاز طبیعی مایع‌شده (LNG) کردند و موفق به دستیابی به راندمان ۷۳/۱٪ و جذب کامل دی‌اکسید کربن شدند. این در حالی بود که هزینه‌های عملیاتی نیز کاهش یافت. این دستاوردها نمایانگر قابلیت‌های فناوری‌های دمای بالا در کاهش انتشار و افزایش بهره‌وری هستند، اما تاکنون هیچ نیروگاه تجاری در مقیاس بزرگ به‌طور کامل از فناوری حلقه کلسیم بهره‌برداری نکرده است. دلیل این امر، کمبود تحقیقات جامع به ویژه در زمینه ادغام حلقه‌های شیمیایی کلسیم با سیستم‌های انرژی غیرمتمرکز مانند پیل‌های سوختی است.

پژوهش‌های دای و دلنا [۲۱، ۲۲] در قالب پروژه (CEMCAP) نیز

(۶۵۰ درجه سلسیوس)، این جریان باید هنگام ورود به آن، همچنان دمای بالایی داشته باشد، لذا برای رساندن دمای هوای ورودی کاند به حد مطلوب، نیاز به یک گرم‌کن کمکی، محتمل است. در کربناتور، دی‌اکسیدکربن موجود در گازدود (Flue gas) با اکسید کلسیم (CaO) واکنش داده و کربنات کلسیم (CaCO_3) تولید می‌شود. این واکنش گرماده بوده و گرمای آن برای پیش‌گرمایش هوای ورودی به پیل سوختی، می‌تواند مورد استفاده قرار گیرد (جریان با رنگ قرمز در شکل). کربنات کلسیم در کلسینر از طریق یک واکنش گرماگیر به اکسید کلسیم و دی‌اکسیدکربن خالص تجزیه می‌شود. دی‌اکسیدکربن خالص داغ پس از خروج از کلسینر ابتدا وارد یک واحد بازیاب برای بازیافت انرژی گرمایی شده و سپس ذخیره می‌گردد. همزمان، گازدود کم‌کربن خروجی از کربناتور نیز گرمای خود را در واحد بازیاب دوم منتقل می‌کند و وارد اتمسفر می‌شود. این واحدهای بازیاب قادرند با جذب گرمای موجود در جریان‌های هدف، دمای آن‌ها را تا کمتر از ۱۰۰ درجه سانتی‌گراد کاهش دهند و از این انرژی اتلافی در کاربردهای مختلفی مانند فرآیندهای صنعتی، گلخانه‌ها و سامانه‌های تهویه مطبوع بهره‌برداری کنند.



شکل ۱- پیکربندی دو سناریوی پیشنهادی

(الف) پیل سوختی اکسید جامد با گرم‌کن های کمکی

(ب) پیل سوختی اکسید جامد با تزریق سوخت مازاد به پس سوز

از آنجا که واکنش تجزیه در کلسینر نیازمند دمای بسیار بالاست (حدوداً ۹۰۰ درجه سلسیوس) و منبع گرمایی مستقیمی برای آن در این حالت وجود ندارد، استفاده از گرم‌کن خارجی ضروری است. هر دو این گرم‌کن‌ها (مربوط به کلسینر و گرم‌کن هوای ورودی) می‌توانند الکتریکی باشند (با توان تأمین‌شده از پیل سوختی و یا منابع دیگر) و یا حرارت مربوطه از طریق سوزاندن گاز طبیعی در یک محفظه احتراق خارجی تأمین گردد (۲۴-۲۶).

در سناریوی دوم، برای حل مشکل تأمین گرمای کلسینر، گاز طبیعی اضافی به پس‌سوز تزریق می‌شود تا دمای گاز دود را به حدی برساند که انرژی گرمایی لازم برای واکنش گرماگیر کلسینر تأمین گردد. در این سناریو، گازدود پس از خروج از کلسینر هنوز دمای کافی برای پیش‌گرمایش هوای ورودی به کربناتور را دارد و با گرمای واکنش گرماده کربناتور، این گرمایش تکمیل می‌شود. در کنار واحدهای بازیاب حرارتی، در

نشان داده‌اند که هرچند ادغام فرآیند حلقه کلسیم ممکن است موجب افزایش مصرف سوخت و دو برابر شدن سرمایه‌گذاری اولیه شود، اما با تولید همزمان برق می‌توان هزینه‌های جانبی را تا حدودی جبران کرد و قیمت نهایی جذب دی‌اکسیدکربن را رقابتی نگاه داشت. همچنین ترکیب حلقه کلسیم با فناوری‌های نوین مانند Power-to-Gas در صنایع شیشه‌سازی [۲۳] نیز به کاهش ۹۵٪ دی‌اکسیدکربن و ۸۷٪ مصرف گاز طبیعی منجر شد که نشان‌دهنده مزایای اقتصادی و محیط‌زیستی قابل‌توجه این فناوری است.

در مجموع، مرور ادبیات فن موجود نشان می‌دهد که علی‌رغم پیشرفت‌های فراوان در زمینه جذب کربن در نیروگاه‌های متمرکز، کاربرد فناوری حلقه کلسیم در سیستم‌های غیرمتمرکز، به‌ویژه در ترکیب با پیل‌های سوختی اکسید جامد، هنوز به‌طور جامع بررسی نشده است. مطالعه حاضر با طراحی و تحلیل دو سناریوی نوآورانه ادغام SOFC-CaL در پی شناسایی مسیرهایی برای بهینه‌سازی حرارتی، افزایش راندمان و کاهش هزینه‌ها در نیروگاه‌های با ظرفیت تولید بالا (بیشتر از ۱ مگاوات) است. این سیستم‌ها به‌ویژه برای استفاده در مناطق دورافتاده یا با زیرساخت ضعیف شبکه برق، مناسب بوده و می‌توانند نقش مهمی در گذار به انرژی پاک ایفا کنند. همچنین، استفاده از سوخت‌هایی مانند گاز طبیعی در این ساختارها، نه تنها به کاهش انتشار بلکه به تقویت امنیت انرژی نیز کمک خواهد کرد. نوآوری این تحقیق، تمرکز بر سیستم‌های غیرمتمرکز و تبیین راهکارهایی برای عملیاتی‌سازی ادغام فناوری‌های دمای بالا برای آینده‌ای کم‌کربن است.

۲- توصیف سیستم‌ها

در این مقاله، عملکرد انرژی، اگزرژی و فنی اقتصادی پیکربندی‌های نوآورانه‌ای که پیل‌های سوختی اکسید جامد را با سامانه‌ای جذب کربن به روش حلقه کلسیم ترکیب می‌کنند، مورد بررسی قرار گرفته است. این سیستم‌های یکپارچه به‌گونه‌ای طراحی شده‌اند که ضمن تولید برق، دی‌اکسیدکربن را نیز جذب نمایند. در این ترکیب، سوخت باقی‌مانده از جریان خروجی آند پیل سوختی، به طور کامل، در یک پس‌سوز (afterburner) می‌سوزد و گازهای حاصل به سیستم جذب کربن، برای جداسازی دی‌اکسیدکربن هدایت می‌شوند. برای دستیابی به این هدف، دو روش مختلف ارائه شده که در شکل ۱ نمایش داده شده‌اند. در هر دو پیکربندی، سوخت گاز طبیعی، پس از مخلوط شدن با قسمتی از گاز خروجی آند (برای تأمین بخار مورد نیاز بر اساس نسبت بخار به کربن)، و رد شدن از پیش‌ریفرورمر و همچنین دریافت گرما در یک مبادله‌کن گرمایی به دمای مورد نیاز ورودی پیل سوختی می‌رسد و وارد آند می‌شود. جریان خروجی از آند به دو بخش تقسیم می‌شود: بخشی از آن، چنانچه گفته شد، بخار مورد نیاز برای ریفرورمینگ سوخت ورودی را تأمین می‌کند و بخش دیگر، با جریان هوای خروجی از کاتد ترکیب شده و در پس‌سوز به طور کامل می‌سوزد تا از نظر زیست‌محیطی مشکلی باقی نماند. از این نقطه به بعد، تفاوت اصلی میان این دو پیکربندی آغاز می‌شود:

در سناریوی اول، گاز داغ خروجی از پس‌سوز ابتدا وارد مبادله‌کن گرمایی می‌شود تا پیش از ورود به کربناتور، بخشی از گرمای خود را به هوای ورودی به کاتد پیل سوختی بدهد. با توجه به دمای عملکرد کربناتور

صورت وجود گرمای مازاد حاصل از واکنش کربناتور، می‌توان از یک واحد بازیافت گرمای اضافی نیز استفاده کرد. البته اگر میزان گرمای ترکیبی از گاز دود و واکنش کربناتور کافی نباشد، به مانند سناریوی اول، نیاز به گرم‌کن کمکی باقی خواهد ماند.

این مفهوم نوآورانه با بهره‌گیری از ترکیب سیستم‌های پیل سوختی و حلقه شیمیایی می‌کوشد تا هم‌زمان با تولید توان، فرآیند جذب دی‌اکسید کربن را با بازدهی انرژی و اگزرژی مطلوب انجام دهد.

۳- روش شناسی پژوهش

۳-۱- مدل سازی اجزا و زیرسیستم‌ها

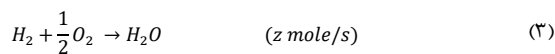
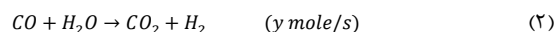
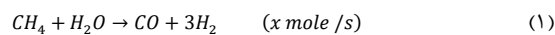
مفروضات کلی

- برای ساده‌سازی فرآیند مدل‌سازی، از مفروضات پایه‌ای زیر استفاده شده است:
- هوای و سوخت ورودی به سیستم با دمای ۱۵ درجه سلسیوس در نظر گرفته شده و ترکیب آن شامل ۲۱ درصد مولی اکسیژن و ۷۹ درصد مولی نیتروژن است.
- اثر تغییرات انرژی جنبشی و پتانسیل در محاسبات لحاظ نمی‌گردد.
- تمام گازهای موجود در سیستم به‌صورت ایده‌آل فرض شده‌اند و نشتی احتمالی در سیستم ناچیز و قابل صرف‌نظر کردن در نظر گرفته شده است [۲۷].
- تحلیل در شرایط پایا و بر مبنای تعادل ترمودینامیکی انجام می‌شود، به‌طوری که تعادل فاز و شیمیایی با استفاده از روش کمینه‌سازی انرژی آزاد گیبس محاسبه می‌شود [۲۸].
- مقاومت‌های تماسی در داخل پیل سوختی نادیده گرفته می‌شوند [۲۸].
- در تمامی واکنش‌های شیمیایی، فرض می‌شود که محصولات در دمای واکنش تشکیل شده و از دستگاه مربوطه خارج شده‌اند.

پیل سوختی اکسید جامد

در این مطالعه، با استفاده از معادلات موازنه جرم و انرژی، ترکیب و دبی جریان سیال‌ها، منحنی‌های قطبش و بازده پیل بررسی شده است. برای کاهش گرادیان‌های دمایی و جلوگیری از تشکیل رسوب کربن در سامانه‌های واقعی، از واحد پیش‌ریفرمر برای تبدیل جزئی سوخت به گاز سنتز (غنی از هیدروژن و مونوکسید کربن) استفاده شده است. در این مدل تک سلولی، پارامترهای ورودی کلیدی شامل نسبت مصرف سوخت (U_i)، چگالی جریان (j)، نسبت بخار به کربن (S/C) و دمای پیل سوختی (T_{FC}) می‌باشند. این پارامترها به منظور ارزیابی عملکرد پیل سوختی به کار گرفته می‌شوند. بخار مورد نیاز برای انجام واکنش‌ها از بخشی از گاز خروجی آند تأمین می‌شود که پیش از ورود به پیش‌ریفرمر با گاز طبیعی ترکیب می‌گردد.

در الکتروآند، واکنش‌های ریفرمینگ، شیفینگ و نیز واکنش الکتروشیمیایی کلی به شرح زیر انجام می‌گیرد [۲۹]:



که در آن، x و y و z به ترتیب، نمایانگر نرخ‌های جریان مولی گازهای متان، مونوکسید کربن و هیدروژن شرکت‌کننده در واکنش‌ها هستند.

مدل تعادل شیمیایی با استفاده از پارامترهای ورودی (دمای پیل سوختی، نسبت استفاده از سوخت و نسبت بخار به کربن)، کسر مولی گونه‌های خروجی را در الکتروآند پیل سوختی محاسبه کند. این مدل را می‌توان به‌صورت زیر بیان کرد [۳۰]:

$$\ln K_S = -\frac{\Delta G_S^0}{RT_{FC}} = \ln \left\{ \frac{(\dot{n}_{CO_2} + y) * (\dot{n}_{H_2} + 3x + y - z)}{(\dot{n}_{CO} + x - y) * (\dot{n}_{H_2O} - x - y + z)} \right\} \quad (4)$$

$$\ln K_R = -\frac{\Delta G_R^0}{RT_{FC}} = \ln \left\{ \frac{(\dot{n}_{CO} + x - y) * (\dot{n}_{H_2} + 3x + y - z)^3}{(\dot{n}_{CH_4} + x) * (\dot{n}_{H_2O} - x - y + z) * \dot{n}_{Tot}} \left(\frac{P}{P_{ref}} \right)^2 \right\} \quad (5)$$

که در آن $\dot{n}$ نشان‌دهنده دبی جریان مولی و $\bar{R}$ ثابت جهانی گازها می‌باشد، برای تعیین مقدار z ، پارامترهای چگالی جریان (j)، ثابت فارادی (F)، تعداد سلول‌ها (N_{FC}) و سطح مقطع فعال هر پیل (A_a)، میبایست در دسترس باشند.

$$z = \frac{j \cdot N_{FC} \cdot A_a}{2 \cdot F} \quad (6)$$

با صرف نظر از تغییرات انرژی پتانسیل و انرژی جنبشی، معادله موازنه انرژی برای پیل سوختی به‌صورت زیر بیان می‌شود:

$$\dot{Q}_{FC,DC} - \dot{W}_{FC,DC} = \sum_k \dot{n}_{e,out} \bar{h}_{e,out} - \sum_n \dot{n}_{i,in} \bar{h}_{i,in} \quad (7)$$

که در آن i و e به ترتیب نمایانگر ترکیب اجزای مخلوط ورودی و خروجی از استک پیل سوختی هستند. توان DC و AC تولید شده پیل سوختی را نیز می‌توان به صورت زیر بیان کرد:

$$\dot{W}_{FC,DC} = N_{FC} \cdot j \cdot A_a \cdot V_C \quad (8)$$

$$\dot{W}_{FC,AC} = \dot{W}_{FC,Stack,DC} \cdot \eta_{inv} \quad (9)$$

که در اینجا V_C نشان‌دهنده ولتاژ پیل و η_{inv} نشان دهنده بازده اینورتر می‌باشند که عموماً ۹۶٪ در نظر گرفته می‌شود [۳۱]. مقدار $\dot{W}_{FC,DC}$ باید در هر دو معادله (۷) و (۸) یکسان باشد.

در تمامی پیل‌های سوختی ولتاژ عملیاتی پیل (V_C) معمولاً کمتر از پتانسیل نرنست (V_N) است که این کاهش ناشی از تلفات برگشت ناپذیر می‌باشد. لذا ولتاژ واقعی پیل به‌صورت زیر تعریف می‌شود [۳۱]:

$$V_C = V_N - V_{loss} \quad (10)$$

V_{loss} نشان‌دهنده مجموع افت ولتاژها در پیل سوختی است که شامل اثر ترکیبی سه نوع افت ولتاژ مختلف می‌باشد: افت ولتاژ اهمی (V_{ohm})، افت ولتاژ فعال سازی (V_{act}) و افت ولتاژ غلظتی (V_{conc}).

$$V_{loss} = V_{ohm} + V_{act} + V_{conc} \quad (11)$$

ولتاژ باز برگشت‌پذیر پیل را می‌توان با استفاده از معادله نرنست محاسبه کرد که به‌صورت زیر بیان می‌شود:

$$V_N = -\frac{\Delta G^0}{2F} + \frac{\bar{R}T_{FC}}{2F} \ln \left(\frac{a_{H_2}^{Anode} \sqrt{a_{H_2}^{Cathode}}}{a_{H_2O}^{Anode}} \right) \quad (12)$$

محاسبات انواع افت ولتاژها را می‌توان در جدول ۱ را مشاهده کرد:

جدول ۱- محاسبات افت ولتاژها [۳۲]

افت ولتاژ	معادله مربوطه
افت ولتاژ اهمی	$V_{ohm} = (R_{int} - \rho_{an} L_{an} - \rho_{ca} L_{ca} - \rho_{ely} L_{ely}) \cdot j$ $\rho_{an} = 2.98 \cdot 10^{-5} \exp(-1392/T_{FC})$ $\rho_{ca} = 8.114 \exp(600/T_{FC})$ $\rho_{ely} = 2.94 \cdot 10^{-5} \exp(10350/T_{FC})$

محفظه احتراق و نیز کلسینر به صورت کامل فرض شده است و در راکتور کربناتر وابسته به میزان جذب دی اکسید کربن متغیر می باشد. واکنش موجود در پیل سوختی نیز به صورت تعادلی تعریف شده است.

مدل انرژی و اگزرژی سیستم

معادلات موازنه جرم و انرژی برای هر یک از اجزا سیستم به عنوان

حجم کنترل تحت شرایط پایا، به صورت زیر می باشد:

$$\sum_{inlets} \dot{m}_i = \sum_{outlets} \dot{m}_e \quad (16)$$

$$\dot{Q}_{cv} + \sum_{inlets} \dot{m}_i = \dot{W}_{cv} + \sum_{outlets} \dot{m}_e \quad (17)$$

که در آن، شاخص های i و e به ورودی ها و خروجی های حجم کنترل اشاره دارند. معادله اگزرژی نیز برای حجم کنترل که تحت شرایط پایا، به صورت زیر است:

$$\sum_{inlets} \dot{E}_i + \sum \dot{Q}_j \left(1 - \frac{T_0}{T_j}\right) = \sum_{outlets} \dot{E}_e + \dot{W}_{cv} + \dot{I}_{cv} \quad (18)$$

که در آن، جمله دوم، نمایانگر انتقال اگزرژی همراه با انتقال گرما بوده و عبارت $\dot{I}_{cv}$ بیانگر برگشت ناپذیری ها می باشد.

اگزرژی جریان سیال، برابر است با مجموع اگزرژی ترمومکانیکی و اگزرژی شیمیایی جریان:

$$\dot{E} = \dot{E}_{th} + \dot{E}_{ch} \quad (19)$$

$$\dot{E}_{th} = \sum \dot{m}_i [(h_i - h_0) - T_0(s_i - s_0)] \quad (20)$$

$$\dot{E}_{ch} = \dot{n} \left[\sum y_i \bar{e}_i^{ch,0} + \bar{R}T_0 \sum y_i \ln(y_i) \right] \quad (21)$$

که در آن $\dot{h}$ نمایانگر آنتالپی و y_i بیانگر درصد مولی جز i در جریان سیال می باشند.

ارزیابی عملکرد کلی

توان خالص و بازده کلی قانون اول در این پژوهش به شرح زیر محاسبه می شوند:

$$\dot{W}_{net} = \dot{W}_{SOFC} - \dot{W}_{req} \quad (22)$$

$$\eta_{en} = \frac{\dot{W}_{net} + \sum \dot{Q}_{rec}}{(\dot{m}_{fuel} * LHV_{fuel}) + \sum \dot{Q}_{req}} \quad (23)$$

$\dot{W}_{req}$ نمایانگر توان مصرفی اجزایی است که به دریافت توان ورودی نیاز دارند. $\dot{Q}_{rec}$ و $\dot{Q}_{req}$ به ترتیب نشان دهنده انرژی گرمایی مورد نیاز و گرمای قابل بازیابی در واحدهای بازیافت گرما می باشند.

بازده اگزرژی کل سیستم تولید هم زمان نیز در این پژوهش به صورت زیر بیان می شود:

$$\eta_{ex} = \left[\dot{W}_{net,SOFC} + \sum \dot{Q}_{rec} (1 - T_0/T_j) \right] / \left[(\dot{m}_{fuel} * EX_{fuel}) + \sum \dot{Q}_{Aux} (1 - T_0/T_j) \right] \quad (24)$$

$$\eta_{ex} = \left[\dot{W}_{net,SOFC} + \sum \dot{Q}_{rec} (1 - T_0/T_j) \right] / \left[(\dot{m}_{fuel} * EX_{fuel}) + \sum \dot{Q}_{Aux} \right] \quad (25)$$

معادله (24) برای زمانبست که از گرم کن نیازمند سوخت برای تامین گرمای مورد نیاز استفاده می شود. در مقابل، معادله (25) مربوط به زمانبست که برای تامین این انرژی های گرمایی از گرمکن های الکتریکی استفاده می شود.

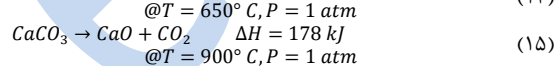
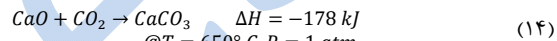
افت ولتاژ فعال سازی	$V_{act} = V_{act,an} + V_{act,ca}$
	$V_{act,an} = \bar{R}T_{FC}/F * (\sinh^{-1}(j/2j_{0,an}))$
	$V_{act,ca} = \bar{R}T_{FC}/F * (\sinh^{-1}(j/2j_{0,ca}))$
	$j_{0,an} = Y_{an}(\bar{R}T_{FC}/2F)e^{(-E_{a,an}/\bar{R}T_{FC})}$
	$j_{0,ca} = Y_{ca}(\bar{R}T_{FC}/2F)e^{(-E_{a,ca}/\bar{R}T_{FC})}$
افت ولتاژ غلظتی	$V_{conc} = V_{conc,an} + V_{conc,ca}$
	$V_{conc,an} = \bar{R}T_{FC}/2F * \ln(P_{H_2} * P_{H_2O,TPB}/P_{H_2O} * P_{H_2,TPB})$
	$V_{conc,ca} = \bar{R}T_{FC}/4F * \ln(P_{O_2}/P_{O_2,TPB})$

بازده پیل سوختی نیز به صورت زیر تعریف می شود:

$$\eta_{FC} = \dot{W}_{FC} / (\dot{m}_{CH_4} * LHV_{CH_4}) \quad (13)$$

چرخه شیمیایی کلسیم

چرخه کلسیم، جداسازی دی اکسید کربن را در دماهای نسبتاً بالا (۶۰۰ تا ۹۰۰ درجه سلسیوس) از طریق واکنش کربناته شدن آهک (CaO) امکان پذیر می سازد؛ در این مرحله، آهک در راکتور کربناتر با گاز دی اکسید کربن واکنش داده و منجر به تشکیل کربنات کلسیم (CaCO₃) می شود. این واکنش که در معادله (۱۴) نشان داده شده است، یک واکنش گرماده می باشد. سپس مطابق معادله (۱۵) این محصول، در راکتور کلسینر، با گرمایش تا دماهای بالاتر از ۸۵۰ درجه سلسیوس به صورت حرارتی تجزیه می گردد (۳۳-۳۵).



@T = 900° C, P = 1 atm
این فرآیند جذب به صورت چرخه ای اجرا می شود و با جابجایی مکرر بین دو مرحله کلسینه و کربنه شدن، امکان جذب دی اکسید کربن موجود در گاز دودکش را فراهم می سازد. این نکته را نیز باید در نظر داشت که پس از طی هر چرخه، قسمتی از سنگ آهک موجود در سیستم فاسد شده و میبایست با مقداری جدید جایگزین شود (جایگزینی مستقیم کربنات کلسیم). این مقدار تحت عنوان جریان جبرانی در ادبیات فن، نام گذاری شده است.

به منظور شبیه سازی چرخه کلسیم، مقادیر مناسبی برای پارامترهای عملیاتی با استناد به داده های موجود در منابع انتخاب شده اند که خلاصه آن ها در جدول ۲ آورده شده است. وابستگی های نظری میان این پارامترها مورد بررسی قرار گرفته و توسط آبانادس مستند شده اند.

جدول ۲- پارامترهای عملیاتی چرخه کلسیم [۳۳]

مقدار	پارامتر
۹۵٪	میزان جذب دی اکسید کربن
۰/۱	درصد جریان جبرانی اکسید کلسیم
۴	دبی مولی اکسید کلسیم به دی اکسید کربن موجود در گاز ورودی

نرم افزار Aspen Plus به عنوان ابزار مدل سازی برای شبیه سازی هر دو سیستم SOFC و CaL انتخاب شده است، که این انتخاب با مدل های توضیح داده شده در بالا هماهنگ بوده و همچنین در چندین مطالعه دیگر نیز مورد استفاده قرار گرفته است. لازم به ذکر است که برای هر دو راکتور در چرخه کلسیم و نیز محفظه احتراق در پیل سوختی، از راکتور RSTOIC و برای خود پیل سوختی از راکتور RGIBBS استفاده شده است. واکنش در

۳-۲- مدل فنی- اقتصادی

هزینه سرمایه‌ای (خرید) تجهیزات

هدف از تحلیل فنی- اقتصادی در این پژوهش، به دست آوردن هزینه هم تراز شده تولید برق (هزینه هر کیلووات ساعت برق تولیدی) توسط هر چرخه است. بدین منظور، هزینه سرمایه‌گذاری، تعمیرات و هزینه عملیاتی در هر چرخه لحاظ می‌شود. اولین گام در این ارزیابی، محاسبه هزینه سرمایه‌ای (خرید) تجهیزات (PEC)^۱ برای اجزای سیستم است که به پارامترهای طراحی و عملیاتی آن بستگی دارد و برای بررسی امکان‌سنجی اقتصادی سیستم ضروری می‌باشد. هزینه سرمایه‌ای تجهیزات را می‌توان با استفاده از توابع هزینه ارائه شده در جدول ۳ محاسبه کرد.

جدول ۳- هزینه سرمایه‌ای (خرید) تجهیزات

اجزا	تابع هزینه (€)
پیل سوختی [۳۶]	$PEC_{SOFC} = A_{cell} \cdot N_{cell} (2.96 T_{cell} - 1907)$
تجهیزات جانبی پیل سوختی [۳۶]	$PEC_{Aux} = 0.1 PEC_{SOFC}$
پس سوز [۳۷]	$PEC_{Aft} = \frac{46.08 m_{oxydant}}{0.995 - \frac{P_{out}}{P_{in}}} (1 + e^{0.018 T_{out} - 26.4})$
مبدل جریان مستقیم [۳۶]	$PEC_{Inv} = 100,000 \left(\frac{W_{SOFC}}{500} \right)^{0.7}$
کربناتر [۲۲، ۲۳، ۳۸]	$PEC_{Car} = 217,000 Q_{Carb} + 3,830,000$
کلسینر [۲۲، ۲۳، ۳۸]	$PEC_{Cal} = 193,000 Q_{Calc}^{0.65}$
مبادله‌کن‌های گرمایی [۳۹]	$PEC_{HE} = 130 \left(\frac{A_{HE}}{0.093} \right)^{0.78}$
بازیاب حرارتی [۲۲، ۲۳، ۳۸]	$PEC_{HRU} = 26,875 \left(\frac{Q_{HRU}}{266} \right)^{0.67}$

A_{cell} : سطح مقطع استک پیل سوختی (m^2), N_{cell} : تعداد سلولهای پیل سوختی، T_{cell} : دمای پیل سوختی (K), $m_{oxydant}$: دبی جرمی اکسیژن ورودی (kg/s) و P_{in} و P_{out} فشار ورودی و خروجی پس سوز (kPa) توان خروجی پیل سوختی (kW) و Q_{carb} و Q_{calc} بار حرارتی کربناتر و کلسینر (MW), Q_{HRU} جریان حرارتی واحد بازیاب حرارتی (MW).

کل هزینه سرمایه‌ای اولیه (CAPEX)، هزینه عملیاتی (OPEX)

هزینه سرمایه‌ای اولیه^۲ (CAPEX) شامل هر دو نوع هزینه‌های مستقیم و غیرمستقیم می‌شود که جزئیات آن‌ها در جدول ۴ ارائه شده است. هزینه‌های مستقیم (DC)^۳ شامل هزینه‌های در محل و خارج از محل هستند که مستقیماً با هزینه سرمایه‌ای تجهیزات در ارتباطند، در حالی که هزینه‌های غیرمستقیم (IDC)^۴ علاوه بر وابستگی به PEC، به هزینه‌های مستقیم و سرمایه‌گذاری کل (TCI)^۵ نیز بستگی دارند. هزینه‌های عملیاتی و بهره‌برداری (OPEX)^۶ عمدتاً تحت تأثیر هزینه مواد اولیه و سوخت مصرفی و نیز هزینه‌های تعمیر و نگهداری قرار دارند. این هزینه‌ها معادل ۵٪ از کل هزینه خرید سالانه بوده و مالیاتی معادل ۲/۵٪ از درآمد را نیز شامل می‌شوند [۴۰، ۴۱].

^۱ Purchased Equipment Cost

^۲ Capital expenditure

^۳ Direct cost

^۴ Indirect cost

^۵ Total Capital Investment

^۶ Operational expenditure

سایر عوامل اقتصادی

جدول ۵ سایر عوامل اقتصادی مرتبط را ارائه می‌دهد، از جمله قیمت مواد خام و محصولات، که برای تحلیل فنی- اقتصادی ضروری هستند.

جدول ۴- محاسبات مورد نیاز برای CAPEX

هزینه‌های مستقیم	
هزینه‌های در محل (نصب تجهیزات، پاییینگ، ابزار دقیق و سیستم‌های کنترل، تجهیزات و مواد الکتریکی)	$1/45 * PEC$
هزینه‌های خارج از محل (زمین، عملیات عمرانی، سازه‌ای و معماری، تأسیسات خدماتی)	$1/22 * PEC$
هزینه‌های غیر مستقیم	
مهندسی و نظارت	$0/3 * PEC$
هزینه ساخت‌وساز	$0/4 * PEC$
هزینه‌های پیش‌بینی نشده	$0/317 * PEC$
سرمایه ثابت (Fixed Capital Investment)	
سرمایه ثابت	هزینه‌های مستقیم + هزینه‌های غیرمستقیم
سایر مخارج	
هزینه‌های راه‌اندازی، سرمایه در گردش، هزینه‌های مجوزها، تحقیق و توسعه	$0/4 * \text{سرمایه ثابت}$

جدول ۵- ورودی‌های فرض شده برای ارزیابی فنی- اقتصادی [۳۸، ۴۲]

پارامتر	واحد	مقدار
طول عمر استک پیل سوختی	ساعت	۴۸۰۰
هزینه تعویض استک پیل سوختی	€	$0/135 * PEC_{SOFC}$
نرخ بهره سالانه	%	۵
نرخ کاهش کارایی	%	۳
طول عمر مفید سیستم	سال	۳۰
ساعات کاری سالانه	ساعت	۸۰۰۰
هزینه گاز طبیعی	€/GJ	۳/۴

هزینه‌ی هم تراز شده تولید برق (LCoE)^۷

برای ارزیابی سودآوری کلی اقتصادی سیستم، از تحلیل جریان نقدی استفاده می‌شود. پس از برآورد هزینه‌های بهره‌برداری و هزینه‌های سرمایه‌ای، هزینه هم تراز شده تولید برق به صورت زیر محاسبه شده است. لازم به ذکر است که تمامی هزینه‌ها بر اساس شاخص هزینه CEPCI^۸ تا زمان نگارش این مقاله به‌روز رسانی شده‌اند.

$$LCoE = \frac{CAPEX + \sum_{y=0}^N \frac{OPEX}{(1+i)^y}}{\sum_{y=0}^N \frac{\text{generated electricity}}{(1+d)^y}} \quad (26)$$

^۷ Levelized Cost of Electricity

^۸ Chemical Engineering Plant Cost Index

۲-۴- آنالیز حساسیت

این بخش به بررسی پارامتری دقیقی از اثر پارامترهای عملیاتی گوناگون بر عملکرد سیستم‌ها، با تمرکز خاص بر بازده‌های قانون اول و دوم و هزینه هم‌تراز شده برق تولیدی می‌پردازد. در این تحقیق، اثر عواملی مانند ضریب مصرف سوخت، دمای پیل سوختی و بازده جذب دی‌اکسیدکربن بر عملکرد هر پیکربندی مورد ارزیابی قرار گرفته است. در هر مورد، پارامترهای اصلی عملیاتی برای هر دو پیکربندی یکسان فرض شده‌اند تا تأثیر هر متغیر به‌صورت مجزا تحلیل شود. همچنین مبنای مقایسه دو پیکربندی، توان خروجی یکسان در نظر گرفته شده است.

تأثیر دمای ورودی پیل سوختی

دمای پیل‌های سوختی، نقش حیاتی در عملکرد سامانه دارد. در این پژوهش، با توجه به اختلاف دمای مجاز ۱۵۰ درجه سلسیوس، بین ورودی و خروجی پیل سوختی، دمای ورودی به عنوان پارامتر عملیاتی در نظر گرفته شده است.

شکل ۳-الف تأثیر دمای ورودی به پیل را بر عملکرد سیستم نشان می‌دهد (خطوط مشکی بازده انرژی و خطوط آبی بازده انرژی را نمایش می‌دهند). افزایش این دما موجب کاهش مقاومت اهمی و بهبود واکنش‌های الکتروشیمیایی می‌شود، که در نتیجه، تلفات ولتاژ فعال‌سازی را کاهش داده و توان خالص تولیدی پیل سوختی اکسید جامد را افزایش می‌دهد. این امر منجر به افزایش کارایی در هر دو پیکربندی مورد بررسی می‌گردد. همانگونه که مشاهده می‌شود، بازده قانون دوم در پیکربندی ۱، در مقایسه با پیکربندی دوم، بیشتر بوده، که دلیل آن تخریب انرژی کمتر در بخش پس‌سوز و کلسینر می‌باشد؛ چراکه این تخریب‌ها به احتراق سوخت و گرا دیان‌های دمایی بالا وابسته‌اند. با این حال، بازده کل در پیکربندی ۲ بالاتر از پیکربندی ۱ است، زیرا در این حالت کربن موجود در سوخت مورد نیاز هیترها، جذب نمی‌شود. در پیکربندی اول، کاهش دبی جرمی هوا (با فرض ثابت بودن دبی سوخت) سه اثر مهم به همراه دارد: نخست، بار حرارتی در کربناتور بدون تغییر باقی می‌ماند، زیرا سطح دی‌اکسیدکربن در گاز دودکش و دمای ورودی به آن (۶۵۰ درجه سلسیوس) ثابت هستند. دوم، کاهش دبی هوا باعث کاهش نیاز به پیش‌گرمایش هوا ورودی به کاتد می‌شود، هرچند دمای بالاتر ورودی هوا این مزیت را تا حدی خنثی می‌کند. سوم، کاهش دبی هوای ورودی باعث کاهش انرژی جریان شماره ۱۵ می‌شود که انرژی کمتری به واحد بازیابی حرارتی منتقل می‌کند. این عوامل کاهش شیب افزایش بازده با افزایش دما را توجیه می‌کنند.

۴- نتایج

۱-۴- اعتبار سنجی نتایج

در تحلیل سیستم‌های یکپارچه، اعتبارسنجی هر یک از زیرسیستم‌ها ضرورتی اجتناب‌ناپذیر است. این فرآیند باعث اطمینان از صحت مدل، بررسی نحوه تعامل زیرسیستم‌ها با یکدیگر، شناسایی محدودیت‌های ذاتی و امکان انجام تحلیل‌های حساسیت جامع می‌شود. در این بخش، اعتبارسنجی تمامی زیرسیستم‌ها ارائه شده است.

پیل سوختی

برای اعتبارسنجی دقت مدل پیل سوختی اکسید جامد، نتایج به‌دست‌آمده با داده‌های منتشرشده توسط صابری مهر و همکاران [۲۸] مورد مقایسه قرار گرفته‌اند. در جدول ۶، مقایسه‌ای میان ولتاژ پیل سوختی در مدل حاضر و داده‌های گزارش‌شده برای شرایطی با ضریب مصرف سوخت (U_f) برابر با ۸۵٪ و نسبت بخار به کربن (S/C) معادل ۲ ارائه شده است. مشاهده می‌شود که ولتاژ پیل با داده‌های موجود در منابع تطابق مناسبی دارد. لازم به ذکر است که فشار عملکردی استک پیل سوختی، در محدوده ۱/۲ بار قرار دارد.

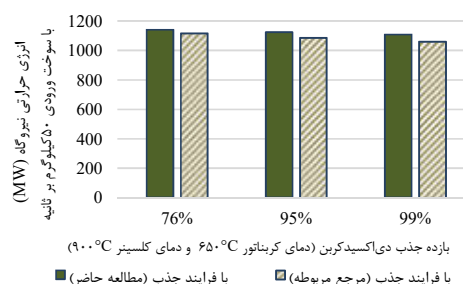
جدول ۶- اعتبارسنجی پیل سوختی اکسید جامد [۲۸]

خطا	ولتاژ (ولت) / چگالی توان (W/m ²) مطالعه حاضر	ولتاژ (ولت) / چگالی توان (W/m ²) مرجع مربوطه	چگالی جریان (A/m ²)
۰/۱۳ - ۱/۳۵	۰/۱۵ - ۰/۷۴۳	۰/۱۴۸ - ۰/۷۴۲	۲۰۰۰
۰/۱۷۳ - ۰/۹۸	۰/۲۰۷ - ۰/۶۹۶	۰/۲۰۵ - ۰/۶۸۴	۳۰۰۰
۰/۱۷۹ - ۱/۵۸	۰/۲۵۷ - ۰/۶۴۶	۰/۲۵۳ - ۰/۶۳۴	۴۰۰۰
۰/۱۸۶ - ۱/۳۶	۰/۲۹۸ - ۰/۵۹۰	۰/۲۹۴ - ۰/۵۸۲	۵۰۰۰
۰/۱۷۳ - ۱/۲۲	۰/۳۳۲ - ۰/۵۵۱	۰/۳۲۸ - ۰/۵۴۷	۶۰۰۰

U_f: ۸۵٪، S/C: ۲، T_{Cell}: ۷۰۰ °C

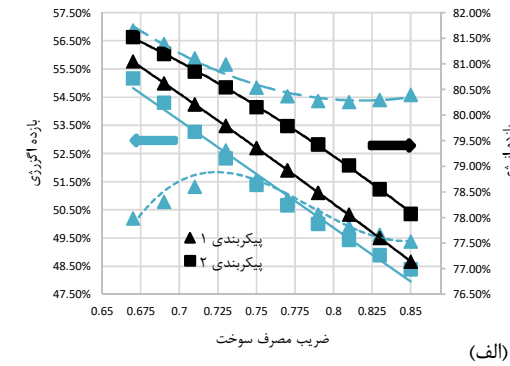
چرخه کلسیم

به‌منظور اطمینان از صحت نتایج این چرخه، مجموع انرژی خروجی سیستم پس‌احتراقی با بهره‌گیری از فرآیند جذب کربن، مطابق با آنچه در منبع [۲۱] گزارش شده، با نتایج حاصل از شبیه‌سازی این مطالعه تحت شرایط یکسان مقایسه گردیده است. این مقایسه که در شکل ۲ نمایش داده شده، تطابق قابل توجهی میان دو مجموعه داده را نشان می‌دهد.



شکل ۲- اعتبار سنجی چرخه کلسیم [۲۱]

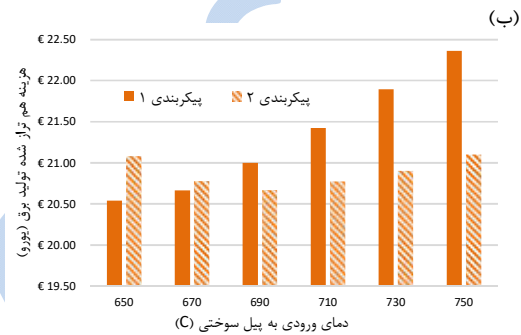
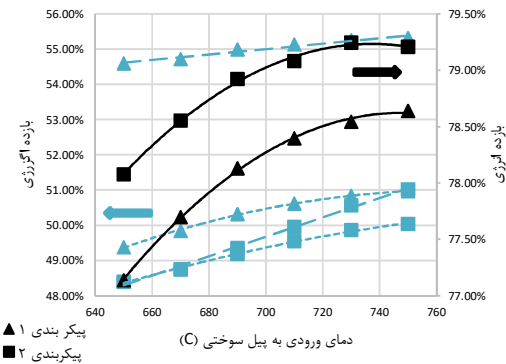
تنگانگی با یکدیگر دارند و تحت تأثیر پارامترهای مختلفی قرار می‌گیرند. همان‌طور که در شکل ۴-الف نشان داده شده است، تغییرات U_f بر هر دو نوع بازده (قانون اول و دوم) اثرگذار است. با این افزایش، دبی جرمی سوخت و توان خالص خروجی کاهش می‌یابد، در حالی که دبی هوای ورودی افزایش پیدا می‌کند. در نتیجه، حرارت تولیدی در کرناتور و حرارت مورد نیاز در کلسینر، به دلیل کاهش سطح دی‌اکسیدکربن در جریان گاز دودکش، کاهش می‌یابند، اما نیاز به پیش‌گرمایش هوا افزایش پیدا می‌کند.



شکل ۴- تأثیر ضریب مصرف سوخت بر عملکرد سیستم

باید توجه داشت که در مقادیر پایین U_f ، کرناتور حرارت کافی را برای پیش‌گرمایش هوا فراهم می‌کند و همچنین گرمای قابل بازیابی نیز تولید می‌شود، به‌طوری‌که فقط کلسینر به گرمایش کمکی نیاز دارد. با افزایش U_f و کاهش بار کلسینر، بازده انرژی در پیکربندی ۱ (در حالت استفاده از گرم‌کن برقی) در ابتدا افزایش می‌یابد. در حالیکه، در U_f های بالاتر، میزان گرمای کرناتور دیگر برای پیش‌گرمایش هوا کافی نیست و نیاز به گرمایش کمکی ضرورت می‌یابد. این تغییر سبب می‌شود بازده قانون دوم پس از ۷۳٪ ضریب مصرف سوخت شروع به کاهش کند. در مقابل، بازده انرژی از همان ابتدا روند کاهشی دارد. دلیل این امر آن است که کاهش گرمای قابل بازیاب از کرناتور و جریان CO_2 خالص، نسبت به افزایش گرمای قابل بازیاب از گاز دودکش خروجی از کرناتور غالب می‌شود.

در پیکربندی دوم، الگوهای بازدهی به دلایل متفاوتی تغییر می‌کنند. با افزایش U_f و کاهش دبی جرمی سوخت، جریان گاز دودکش که تأمین‌کننده گرما برای فرآیند کلسیناسیون است، به دمای بالاتری نیاز دارد که مستلزم مصرف سوخت اضافی است. این سوخت اضافی منجر به افزایش انتشار دی‌اکسیدکربن از طریق احتراق می‌شود که به‌نوبه خود موجب افزایش تولید گرما در کرناتور خواهد شد. با اینکه این حرارت اضافی می‌تواند باعث بهبود هر دو بازده انرژی و انرژی شود، اما مصرف بیشتر



شکل ۳- تأثیر دمای ورودی پیل سوختی بر عملکرد سیستم

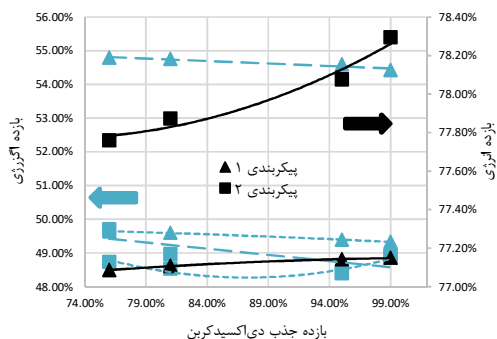
در پیکربندی دوم نیز، کاهش دبی جرمی هوا موجب تغییرات زیر می‌شود: با افزایش دمای پیل سوختی و حفظ دمای کلسینر در ۹۰۰ درجه سلسیوس، نیاز به سوخت اضافی کاهش می‌یابد که این موضوع منجر به کاهش انتشار دی‌اکسیدکربن و در نتیجه، کاهش بار حرارتی در کرناتور و کلسینر می‌شود. در دماهای بالا، گرمای تولیدی در کرناتور نه تنها قابل بازیابی نیست، بلکه برای پیش‌گرمایش هوای ورودی کاند نیز کافی نبوده و استفاده از گرم‌کن کمکی در دمای بالای ۷۶۵ درجه سلسیوس ضروری می‌شود. در نتیجه، نمودار بازده انرژی برای این پیکربندی در صورت استفاده از گرم‌کن برقی (—) یا محفظه احتراق (....) (مقادیر متفاوتی را نشان می‌دهد. بازده گرم‌کن برقی پایین‌تر است، چرا که توان الکتریکی ارزش انرژی بالاتری نسبت به گرمای حاصل از احتراق سوخت دارد. با افزایش بیشتر دما، نیاز به گرمایش کمکی افزایش یافته و همین موضوع سبب می‌شود بازده پس از حدود ۸۰۵ درجه سلسیوس به اوج رسیده و سپس کاهش یابد. در نهایت، شایان توجه است که هرچند دماهای بالاتر موجب بهبود عملکرد و افزایش هر سه نوع بازدهی می‌شوند، دماهای بیش از حد بالا می‌توانند منجر به تخریب مواد شده و عمر مفید پیل سوختی اکسید جامد را کاهش دهند.

شکل ۳-ب تأثیر دمای ورودی را بر روی هزینه هم‌تراز شده برق تولیدی نشان می‌دهد. بر خلاف پیکربندی اول که با افزایش دمای ورودی، هزینه تولید نیز بالا می‌رود، در پیکربندی دوم، دمای ۶۹۰ درجه سلسیوس، بهینه‌ترین هزینه را معرفی می‌کند.

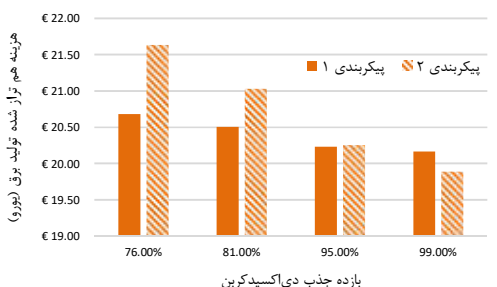
تأثیر ضریب مصرف سوخت

بازده و ضریب مصرف سوخت در یک پیل سوختی اکسید جامد ارتباط

اهمیت بالایی دارد که با هدف اصلی این مطالعه یعنی حداکثرسازی بهره‌وری جذب کربن همسواست.



(الف)



(ب)

شکل ۵- تأثیر بازده جذب کربن بر عملکرد سیستم

از منظر فنی- اقتصادی نیز می‌توان دریافت که پایداری به ملاحظات زیست‌محیطی با هزینه‌های بالاتری همراه است، به‌طوری‌که پیکربندی دوم به دلیل جذب دی‌اکسیدکربن حاصل از هر دو سوخت اصلی و کمکی، هزینه بالاتری برای تولید برق دارد. بدیهی است با افزایش ظرفیت جذب کربن، ابعاد و مقیاس سیستم نیز بزرگ‌تر می‌شود که این امر در نهایت موجب کاهش هزینه هم‌تراز شده تولید برق خواهد شد.

در زمینه جذب کربن پس‌احتراقی، کیم و همکاران [۴۳] یک سامانه پیل سوختی مجهز به واحد جذب دی‌اکسیدکربن مبتنی بر مونو اتانول آمین (MEA) را تحلیل کردند. این سامانه با جذب ۸۸٪ از دی‌اکسیدکربن با خلوص ۹۰٪، راندمانی برابر با ۴۴/۸٪ به دست آورد. آن‌ها همچنین یک پیل سوختی اکسید جامد یکپارچه با فرایند جذب نوسانی فشاری (PSA) و یک پیل سوختی غشای تبادل پروتون (PEMFC) را بررسی کردند که به راندمان ۵۰/۲٪ و نرخ جذب تقریباً ۹۸٪ و میزان خلوص ۹۹٪ دست یافتند. لیانگ و همکاران [۴۴] با تحلیل یک سامانه پیل سوختی اکسید جامد مجهز به جذب کربن و یکپارچه با چرخه رانکین، چیلر جذبی دواتره و واحد تقطیر چندمرحله‌ای جهت تولید هم‌زمان برق، سرمایش و آب شیرین، به ترتیب بازده‌های الکتریکی، انرژی و انرژی معادل ۲۱/۲٪، ۵۷/۳٪ و ۲۶/۳٪ را گزارش کردند.

علاوه بر این، اسپالینا و همکاران [۴۵] یک سامانه پیل سوختی اکسید جامد یکپارچه با توربین بخار و گاز را که برای جذب دی‌اکسیدکربن پس‌احتراقی به سامانه حلقه شیمیایی تجهیز شده بود، مورد مطالعه قرار دادند. نتایج این پژوهش راندمان ۶۳٪ و خلوص ۹۹/۲٪ را گزارش کرد. شکل ۶ نمایی مقایسه‌ای از مطالعات یادشده و یافته‌های این تحقیق را ارائه

سوخت این مزیت را خنثی می‌کند. بنابراین هر دو بازده در این سامانه کاهش می‌یابند.

از دیدگاه فنی - اقتصادی نیز دلایل ذکر شده مهمترین عوامل در افزایش ظرفیت مبدل‌های حرارتی و همچنین کربناتور و کلسینر در سناریوی دوم می‌باشند. بنابراین افزایش هزینه هم تراز شده تولید برق با افزایش ضریب مصرف سوخت، دور از انتظار نیست. شکل ۴-ب این رفتار را نشان می‌دهد.

تأثیر بازده جذب دی‌اکسیدکربن

علاوه بر تحلیل اثر پارامترهای عملیاتی بر عملکرد سیستم‌ها، بررسی تأثیر ظرفیت جذب دی‌اکسیدکربن بر بازدهی و کارایی سامانه‌های تعریف شده، نیز ضروری است. ظرفیت جذب CO_2 به‌طور مستقیم بر نرخ جذب کربن تأثیر می‌گذارد، که این امر به نوبه خود بازده و عملکرد زیست‌محیطی و اقتصادی کلی سیستم را تحت تأثیر قرار می‌دهد. برای انجام این بررسی، چهار سطح مختلف ظرفیت جذب دی‌اکسیدکربن شامل ۷۶٪، ۸۱٪، ۹۵٪ و ۹۹٪ از گاز دودکش انتخاب شده‌اند.

با افزایش ظرفیت جذب CO_2 ، دبی جرمی اکسید کلسیم و نرخ فاسد شدن جذب مصرف‌شده نیز به طور متناظر افزایش می‌یابد که تأثیر این پارامترها بیشتر در حوزه ارزیابی‌های فنی- اقتصادی قابل بررسی هستند.

شکل ۵ نتایج این بررسی را به صورت کامل نشان می‌دهد. در پیکربندی ۱، با افزایش ظرفیت جذب CO_2 ، هر دو بار گرمایی کربناتور و کلسینر افزایش می‌یابند. با افزایش بار کربناتور، نیاز به گرمایش کمکی برای پیش‌گرمایش هوای ورودی به کاند کاهش می‌یابد، در نتیجه مقدار کل گرمای کمکی مورد نیاز تقریباً ثابت باقی می‌ماند. با توجه به ثابت بودن توان خروجی و دبی جرمی سوخت مصرفی، این پایداری در بار حرارتی موجب می‌شود که بازده‌های انرژی و انرژی در این پیکربندی تغییر محسوسی نداشته باشند.

در پیکربندی ۲، برخلاف پیکربندی ۱، افزایش ظرفیت جذب دی‌اکسیدکربن منجر به کاهش بازدهی الکتریکی می‌شود. این افت بازدهی به این دلیل است که گرمایش کمکی برای پیش‌گرمایش هوا دیگر مورد نیاز نیست، و تنها نیاز حرارتی باقی‌مانده مربوط به کلسینر است که با افزایش ظرفیت جذب دی‌اکسیدکربن، افزایش می‌یابد و مصرف سوخت بیشتری را تحمیل می‌کند. در نتیجه، حرارت دریافتی از کربناتور نیز افزایش می‌یابد که این حرارت بازافتی اضافی می‌تواند افزایش مصرف سوخت ناشی از نیاز کلسینر را جبران کرده و در نهایت منجر به افزایش بازده انرژی شود. از دیدگاه انرژی، یک نقطه حداقلی در بازده مشاهده می‌شود که هم‌زمان با افزایش ظرفیت جذب CO_2 رخ می‌دهد. علت این کاهش آن است که افزایش ظرفیت جذب کربن نیازمند مصرف انرژی بیشتر است که توسط سوخت اضافی تزریق‌شده به پس‌سوز تأمین می‌شود. این سوخت حاوی کربن است و باید جداگانه جذب شود، که پیچیدگی فرایند را افزایش می‌دهد. نتایج نشان می‌دهد کمترین بازده انرژی در ظرفیت جذب ۸۷٪ رخ می‌دهد، که به عنوان نامطلوب‌ترین حالت شناخته می‌شود؛ جایی که بیشترین میزان سوخت کمکی مورد نیاز است، گرمای بازافتی در حداقل قرار دارد و تخریب انرژی در بیشترین حد خود است. نکته قابل توجه آن است که در اغلب موارد، پیکربندی ۲ دارای بازدهی انرژی پایین‌تری نسبت به پیکربندی ۱ است، اما در مقابل، بازده انرژی آن بالاتر است. این تفاوت ناشی از ظرفیت بسیار بالاتر جذب کربن در پیکربندی ۲ است که از منظر پایداری زیست‌محیطی

liquefaction-CO₂ capture-NGL recovery process. Appl Therm Eng 2025;259:124812.

[5] Chen H, Yang C, Zhou N, Harun NF, Oryshchyn D, Tucker D. High efficiencies with low fuel utilization and thermally integrated fuel reforming in a hybrid solid oxide fuel cell gas turbine system. Appl Energy 2020;272:115160.

[6] Selma L, Seigo O, Dohle S, Siegrist M. Public perception of carbon capture and storage (CCS): A review. Renewable and Sustainable Energy Reviews 2014;38:848–63.

[7] McQueen N, Gomes KV, McCormick C, Blumanthal K, Pisciotto M, Wilcox J. A review of direct air capture (DAC): scaling up commercial technologies and innovating for the future. Progress in Energy 2021;3:032001.

[8] Ge Z, Dou B, Wang L, Ding Y, Chen H, Xuan Y. Calcium-looping based energy conversion and storage for carbon neutrality—the way forward. Carbon Neutrality 2022;1:35.

[9] Strojny M, Gładysz P, Hanak DP, Nowak W. Comparative analysis of CO₂ capture technologies using amine absorption and calcium looping integrated with natural gas combined cycle power plant. Energy 2023;284:128599.

[10] Al-Hamed KHM, Dincer I. A new solar energy-based integrated carbon capturing system with a gas turbine-supercritical CO₂ combined power cycle. Energy Convers Manag 2022;251:114999.

[11] He S, Gao L, Zheng Y, Wang J, Yang D, Zeng X. Thermodynamic performance comparison of calcium looping processes for post-combustion capture: Influence of CO₂ enrichment routes among three heat supply methods. Journal of the Energy Institute 2025;118:101878.

[12] Romeo LM, Usón S, Valero A, Escosa JM. Exergy analysis as a tool for the integration of very complex energy systems: The case of carbonation/calcination CO₂ systems in existing coal power plants. International Journal of Greenhouse Gas Control 2010;4:647–54.

[13] Dean CC, Blaney J, Florin NH, Al-Jeboori MJ, Fennell PS. The calcium looping cycle for CO₂ capture from power generation, cement manufacture and hydrogen production. Chemical Engineering Research and Design 2011;89:836–55.

[14] Zhai R, Li C, Qi J, Yang Y. Thermodynamic analysis of CO₂ capture by calcium looping process driven by coal and concentrated solar power. Energy Convers Manag 2016;117:251–63.

[15] Khosravi S, Hossainpour S, Farajollahi H, Abolzadeh N. Integration of a coal fired power plant with calcium looping CO₂ capture and concentrated solar power generation: Energy, exergy and economic analysis. Energy 2022;240:122466.

[16] Karasavvas E, Panopoulos KD, Papadopolou S, Voutetakis S. Energy and exergy analysis of the integration of concentrated solar power with calcium looping for power production and thermochemical energy storage. Renew Energy 2020;154:743–53.

[17] Hanak DP, Manovic V. Calcium looping with supercritical CO₂ cycle for decarbonisation of coal-fired power plant. Energy 2016;102:343–53.

[18] Zhang X, Song P. Performance assessment of coal fired power plant integrated with calcium looping CO₂ capture process. Energy Sources, Part A: Recovery, Utilization, and Environmental Effects 2023;45:6096–117.

[19] Wang F, Deng S, Zhang H, Wang J, Zhao J, Miao H, et al. A comprehensive review on high-temperature fuel cells with carbon capture. Appl Energy 2020;275. <https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2020.115342>.

[20] Zhang C, Zhu L, Hao Q, Huang Y, Zeng X, Wang Y, et al. Thermodynamic and exergoeconomic evaluation of coal and biomass co-gasification as solid oxide fuel cell feed coupled with supercritical carbon dioxide and organic Rankine cycle. Energy Convers Manag 2024;300:117951.

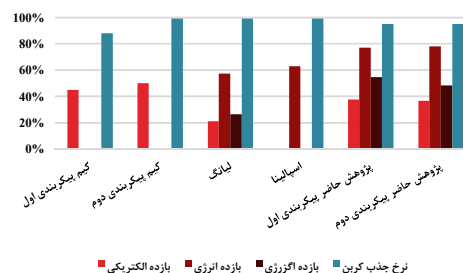
[21] Dai W. Process and Reactor Level Simulations of Calcium Looping Combustion 2015.

[22] De Lena E, Spinelli M, Gatti M, Scaccabarozzi R, Campanari S, Consonni S, et al. Techno-economic analysis of calcium looping processes for low CO₂ emission cement plants. International Journal of Greenhouse Gas Control 2019;82:244–60.

[23] Barón C, Perpiñán J, Bailera M, Peña B. Techno-economic assessment of glassmaking decarbonization through integration of calcium looping carbon capture and power-to-gas technologies. Sustain Prod Consum 2023;41:121–33.

[24] Yari M, Khodaei E, Nami H. Techno-economic assessment of a low-carbon solar-assisted compressed air energy storage system integrated with calcium looping carbon capture. Appl Therm Eng 2025:127869.

[25] Zhou R, Jiang C, Gieleciak R, Pillari LK, Bichler L. Experimental investigation and techno-economic assessment of oilfield brine-derived carbonates for calcium looping CO₂ capture. Carbon Capture Science & Technology 2025:100489.



شکل ۶- نتایج این مطالعه و مطالعات پیشین

۵- نتیجه‌گیری

این مطالعه به بررسی یکپارچه‌سازی پیل سوختی اکسید جامد با سوخت گاز طبیعی با سامانه جذب کربن مبتنی بر چرخه کلسیم می‌پردازد، در این راستا، دو پیکربندی نوآورانه پیشنهاد شده‌اند: یکی طرح پایه همراه با گرم‌کن‌های کمکی و دیگری طرح پیشرفته با پس‌سوز تقویت‌شده. با بهره‌گیری از تحلیل‌های انرژی، اگزروی و نیز فنی-اقتصادی، عملکرد ترمودینامیکی هر دو سامانه، به‌صورت جامع مورد ارزیابی قرار گرفته‌اند. یافته‌های اصلی این پژوهش به شرح زیر است:

- پیکربندی اول با گرم‌کن‌های کمکی، باردهی انرژی پایین‌تری را نسبت به پیکربندی دوم با پس‌سوز تقویت‌شده نشان می‌دهد. افزایش باردهی در طرح دوم عمدتاً ناشی از بازیابی بهتر حرارت، به‌ویژه از واکنش‌های گرماده کربناتور و میزان انرژی بالاتر گاز دودکش خروجی از پس‌سوز بوده است. با این حال، در حالتی که گرمایش کمکی بر پایه سوخت فسیلی صورت گیرد، پیکربندی اول بارده اگزروی بالاتری معادل ۵۴/۶٪ نسبت به پیکربندی دوم (۴۸/۴٪) ارائه می‌دهد. این تفاوت به میزان بیشتر تخریب اگزروی در پیکربندی دوم بازمی‌گردد.
- بارده انرژی سیستم در پیکربندی دوم می‌تواند به بیش از ۷۸٪ افزایش یابد، که این امر نشان‌دهنده مزیت بازیابی مؤثر گرمای تولیدشده از واکنش‌های گرماده در کربناتور سامانه جذب کربن است.
- از منظر فنی-اقتصادی، سیستمی با ابعاد بزرگ‌تر و ظرفیت جذب کربن حداکثری، کمترین هزینه تولید برق را به همراه خواهد داشت. در صورتی که دمای ورودی به پیل سوختی روی ۶۹۰ درجه سلسیوس تنظیم شود، این هزینه به حداقل مقدار خود می‌رسد.

۶- مراجع

- [1] Kabir M, Habiba UE, Khan W, Shah A, Rahim S, De los Rios-Escalante PR, et al. Climate change due to increasing concentration of carbon dioxide and its impacts on environment in 21st century; a mini review. Journal of King Saud University-Science 2023;35:102693.
- [2] Mehr AS, Lanzini A, Santarelli M, Rosen MA. Polygeneration systems based on high temperature fuel cell (MCFC and SOFC) technology: System design, fuel types, modeling and analysis approaches. Energy 2021;228.
- [3] Liang Y, Lei T, Zhu Y, Ye K, Wu J, Dong M, et al. Energy consumption optimization of CO₂ capture and compression in natural gas combined cycle power plant through configuration modification and process integration. Appl Therm Eng 2024;255:124019.
- [4] He T, Chen J, Gundersen T, Lin W, Chen L, Zhang K. Exergy efficiency improvement by compression heat recovery for an integrated natural gas

- [26] Zheng Y, Gao L, He S, Zeng X, Wang J, Liu J, et al. Technical, economic and environmental assessments of integrating calcium looping and chemical looping hydrogen generation processes for existing cement plants decarbonization. *Process Safety and Environmental Protection* 2025;107711.
- [27] Mehr AS, Mahmoudi SMS, Yari M, Chitsaz A. Thermodynamic and exergoeconomic analysis of biogas fed solid oxide fuel cell power plants emphasizing on anode and cathode recycling: A comparative study. *Energy Convers Manag* 2015;105:596–606.
- [28] Yari M, Mehr AS, Mahmoudi SMS, Santarelli M. A comparative study of two SOFC based cogeneration systems fed by municipal solid waste by means of either the gasifier or digester. *Energy* 2016;114:586–602.
- [29] Gandiglio M, Saberi Mehr A, Lanzini A, Santarelli M. Design, energy modeling and performance of an integrated industrial size biogas sofe system in a wastewater treatment plant. *International Conference on Fuel Cell Science, Engineering and Technology*, vol. 50244, American Society of Mechanical Engineers; 2016, p. V001T02A003.
- [30] Gandiglio M, Mehr AS, MosayebNezhad M, Lanzini A, Santarelli M. Solutions for improving the energy efficiency in wastewater treatment plants based on solid oxide fuel cell technology. *J Clean Prod* 2020;247:119080.
- [31] Chitsaz A, Mehr AS, Mahmoudi SMS. Exergoeconomic analysis of a trigeneration system driven by a solid oxide fuel cell. *Energy Convers Manag* 2015;106:921–31.
- [32] Malfuzi A, Mehr AS, Rosen MA, Alharthi M, Kurilova AA. Economic viability of bitcoin mining using a renewable-based SOFC power system to supply the electrical power demand. *Energy* 2020;203:117843.
- [33] Abanades JC, Anthony EJ, Wang J, Oakey JE. Fluidized bed combustion systems integrating CO₂ capture with CaO. *Environ Sci Technol* 2005;39:2861–6.
- [34] Sivalingam S. CO₂ separation by calcium looping from full and partial fuel oxidation processes. n.d.
- [35] Sivalingam S, Gleis S, Spliethoff H, Hawthorne C, Charitos A, Scheffknecht G. Analysis and Comparison of Reactivity and CO₂ Capture Capacity of Fresh Calcium-Based Sorbents and Samples From a Lab-Scale Dual Fluidized Bed Calcium Looping Facility 2011.
- [36] Lu Z, Zhang H, Duan L, Wang Z, Wang Q, Bacciolli A, et al. Exergoeconomic evaluation of novel solid oxide fuel cell-integrated solar combined cycle with different solar integration modes. *Int J Hydrogen Energy* 2023;48:18064–82.
- [37] Roy D, Roy S, Smallbone A, Roskilly AP. Assessing the techno-economic viability of a trigeneration system integrating ammonia-fuelled solid oxide fuel cell. *Appl Energy* 2024;357:122463.
- [38] Lim LH, Tan P, Chan WP, Veksha A, Lim T-T, Lisak G, et al. A techno-economic assessment of the reutilisation of municipal solid waste incineration ash for CO₂ capture from incineration flue gases by calcium looping. *Chemical Engineering Journal* 2023;464:142567.
- [39] Kousheshi N, Chitsaz A, Mehr AS. Synergistic methanol and DME production via thermochemical hydrogen and calcium looping CO₂ capture in decentralised biogas-fuelled power plants. *Int J Hydrogen Energy*
- [40] Turton R, Bailie RC, Whiting WB, Shaeiwitz JA. Analysis, synthesis and design of chemical processes. Pearson Education; 2008.
- [41] Bejan A, Tsatsaronis G, Moran M. Thermal Design and Optimization John Wiley and Sons. Inc New York 1996.
- [42] Nami H, Rizvandi OB, Chatzichristodoulou C, Hendriksen PV, Frandsen HL. Techno-economic analysis of current and emerging electrolysis technologies for green hydrogen production. *Energy Convers Manag* 2022;269:116162.
- [43] Kim HR, Seo MH, Ahn JH, Kim TS. Thermodynamic design and analysis of SOFC/PEMFC hybrid systems with cascade effects: a perspective on complete carbon dioxide capture and high efficiency. *Energy Reports* 2023;9:2335–47.
- [44] Liang W, Han J, Ge Y, Zhu W, Yang J, Liu C. High-efficiency utilization of biomass and seawater resources based on a distributed system with SOFC-assisted CO₂ capture: Feasibility analysis and optimization. *Energy Convers Manag* 2023;296:117675.
- [45] Spallina V, Nocerino P, Romano MC, van Sint Annaland M, Campanari S, Gallucci F. Integration of solid oxide fuel cell (SOFC) and chemical looping combustion (CLC) for ultra-high efficiency power generation and CO₂ production. *International Journal of Greenhouse Gas Control* 2018;71:9–19.