

ارزیابی فنی و اقتصادی تولید هم‌زمان هیدروژن، توان و حرارت از زباله جامد شهری بر مبنای فرآیند حلقه شیمیایی

حسین فرج الهی

سیامک حسین پور*

دکتری، دانشکده مهندسی مکانیک، دانشگاه صنعتی سهند، تبریز، ایران، h_farajollahi@sut.ac.ir

استاد، دانشکده مهندسی مکانیک، دانشگاه صنعتی سهند، تبریز، ایران، hossainpour@sut.ac.ir

چکیده

فرآیند حلقه شیمیایی یکی از روش‌های نوین در تبدیل ترموشیمیایی پسماندها به انرژی پاک است. در پژوهش حاضر، طرح یک نیروگاه با توان حرارتی ۵۰ مگاوات جهت تولید هم‌زمان هیدروژن، توان و گرما از زباله جامد شهری بدون انتشار کربن دی اکسید ارائه شده است که از تجمیع فرآیند حلقه شیمیایی سه‌راکتوری با سیستم‌های بازیابی حرارتی، گوگردزایی و فشرده‌سازی گازها توسعه یافته است. عملکرد فنی و اقتصادی نیروگاه به‌وسیله مدل‌سازی فرآیندها در نرم‌افزار Aspen plus مورد مطالعه قرار گرفته و ضمن تعیین شرایط لازم برای عملکرد خودکار گرمایی فرآیند حلقه شیمیایی، اثر پارامترهای کلیدی عملیاتی نیز بررسی شده است. نتایج نشان داد که نسبت جرمی بخار به سوخت حداقل ۰/۱۴ و نسبت حامل اکسیژن به سوخت ۱۶ در راکتور سوخت برای گاز سازی کربن و احتراق کامل گازها ضروری است. بازده تبدیل سوخت به هیدروژن ۵۲/۳۲٪ و بازده انرژی کل و انرژی نیروگاه نیز به ترتیب برابر با ۶۳/۱۷٪ و ۵۴/۳۷٪ است. ارزش خالص فعلی طرح ۱۵۶/۳۵۸ میلیون دلار و دوره بازگشت سرمایه ۲/۹۷ سال محاسبه شده است که بیانگر عملکرد مطلوب فنی و اقتصادی طرح پیشنهادی می‌باشد.

واژه‌های کلیدی: حلقه شیمیایی، تولید هم‌زمان، زباله جامد شهری، جذب کربن دی اکسید، بازده انرژی، تحلیل اقتصادی.

Techno-economic evaluation of combined hydrogen, power and heat production from municipal solid waste via chemical looping process

H. Farajollahi
S. Hossainpour

Department of Mechanical Engineering, Sahand university of technology, Tabriz, Iran
Department of Mechanical Engineering, Sahand university of technology, Tabriz, Iran

Abstract

Chemical looping process is a novel method in thermochemical conversion of wastes to clean energy. This study presents the design of a 50 MW_{th} carbon dioxide emission-free plant for combined hydrogen, power, and heat generation plant from municipal solid waste. The plant was developed by integrating a three-reactor chemical looping system with heat recovery, gas compression, and desulfurization systems. The techno-economic performance of the plant was examined through process modeling in Aspen Plus software. Moreover, the required condition for the autothermal operation of the chemical looping process and the impact of key operational parameters were investigated. The results indicate that a minimum steam-to-fuel mass ratio of 0.14 and an oxygen carrier-to-fuel ratio of 16 in the fuel reactor are essential for carbon gasification and complete gas combustion. The fuel-to-hydrogen efficiency was 52.32% and the overall energy and exergy efficiency of the plant were obtained 63.17% and 54.37%, respectively. The net present value of \$156.358 million and a payback period of 2.97 years were calculated, indicating the favorable technical and economic performance of the proposed plant.

Keywords: Chemical looping, Combined generation, Municipal solid waste, CO₂ capture, Energy efficiency, Economic analysis.

۱- مقدمه

انتشار گاز کربن دی اکسید و مواد سمی نظیر دی‌بنزودیوکسین‌ها و دی‌بنزوفوران‌ها به اتمسفر است [۴].

توسعه فناوری‌های جدید برای تبدیل پسماند به انرژی در راستای اصول توسعه پایدار می‌تواند ضمن ارتقای بهره‌وری منابع و کاهش آثار زیست‌محیطی، رشد اجتماعی و اقتصادی در بلندمدت را نیز پشتیبانی کند. در دهه اخیر، فرآیند حلقه شیمیایی به‌عنوان یک فناوری کارآمد در تبدیل انرژی سوخت‌های هیدروکربنی مطرح شده است که قابلیت جداسازی ارزان کربن دی اکسید را فراهم می‌کند [۵]. این فرآیند بر پایه واکنش‌های اکسایش و کاهش متوالی عمل می‌کنند که در دو یا سه راکتور مجزا انجام می‌گیرد. پیکربندی دو راکتوری که شامل راکتور سوخت و راکتور هوا است که در راکتور سوخت، حامل اکسیژن یا اکسید فلزی با سوخت واکنش داده و آن را به کربن دی اکسید و بخار آب تبدیل می‌کند. سپس، حامل اکسیژن کاهش‌یافته وارد راکتور

با گسترش شهرها و رشد اقتصادی کشورها، حجم زباله‌هایی که نیازمند مدیریت و دفع مناسب هستند نیز به‌طور چشمگیری افزایش یافته است. بر طبق آمار بانک جهانی، مقدار زباله‌های جامد شهری در سال ۲۰۱۶ حدود ۲ میلیارد تن بوده و پیش‌بینی می‌شود تا سال ۲۰۵۰ به حدود ۳/۴ میلیارد تن برسد [۱]. میزان تولید زباله جامد شهری در ایران در سال ۲۰۱۹ در حدود ۱۷/۸۴ میلیون تن برآورد شده است [۲]. تبدیل پسماند به انرژی از مسیر فناوری‌های ترموشیمیایی مانند احتراق، پیرولیز و گاز سازی از روش‌های شناخته شده در مدیریت پسماند جامد شهری است که با هدف کاهش حجم پسماند، حذف ترکیبات خطرناک و بازیافت انرژی به‌صورت گرما یا برق صورت می‌گیرد [۳]. نگرانی‌های عمده در خصوص این سامانه‌ها شامل

* نویسنده مکاتبه کننده، آدرس پست الکترونیکی: hossainpour@sut.ac.ir

تاریخ دریافت: ۱۴۰۷/۷/۲۵

تاریخ پذیرش: ۱۴۰۱/۱/۲۷

هوا شده و در اثر واکنش با هوا مجدداً اکسید می‌شود. این حالت از فرآیند، حلقه شیمیایی احتراق^۱ نامیده می‌شود. تحت شرایط خاص عملکردی، خروجی راکتور سوخت می‌تواند به صورت گاز سنتز نیز باشد که این فرآیند معمولاً با عنوان حلقه شیمیایی گاز سازی^۲ شناخته می‌شود [۶]. لیو و همکاران [۷] عملکرد فنی و اقتصادی نیروگاه زباله‌سوز متداول را با نیروگاه بر مبنای فرآیند CLC مورد مقایسه قرار دادند که نیروگاه CLC علاوه بر فراهم کردن امکان جذب کربن دی اکسید، دوره بازگشت سرمایه کوتاه‌تری نیز داشت.

در نسخه پیشرفته‌تر، یعنی فرآیند حلقه شیمیایی سهراکتوری، مرحله اکسایش در دو فاز صورت می‌گیرد. در گام نخست، حامل اکسیژن کاهش یافته وارد راکتور بخار می‌شود تا با بخار آب واکنش دهد که منجر به تولید هیدروژن شده و بخشی از حامل اکسیژن نیز احیا می‌شود. سپس حامل اکسیژن که به صورت اکسید فلزی نیمه اکسید شده است در راکتور هوا به طور کامل اکسید می‌شود. این روش با نام حلقه شیمیایی تولید هیدروژن^۳ نیز شناخته می‌شود که ناشی از ویژگی‌های منحصر به فرد حامل‌های اکسیژن مبتنی بر آهن است [۸]. هیدروژن به عنوان یکی از پاک‌ترین منابع حامل انرژی شناخته می‌شود که ارزش حرارتی و چگالی انرژی بالایی در مقایسه با سایر سوخت‌ها دارد و احتراق آن نیز منجر به انتشار آلاینده‌های زیست‌محیطی نمی‌شود. از کاربردهای هیدروژن می‌توان به مواردی مانند استفاده در حمل‌ونقل، تولید برق، موتورهای احتراق داخلی، توربین‌ها، تولید آمونیاک، متانول و ... اشاره کرد [۹].

مندیارا و همکاران [۱۰] عملکرد چند نوع حامل اکسیژن بر پایه آهن را جهت بازیافت شیمیایی پسماندهای پلاستیک مورد آزمایش قرار دادند که حامل‌های ایلمنیت^۴ و Mn66FeTi7 به ترتیب گزینه مناسب برای فرآیندهای CLC و CLG شناخته شدند. فالاشینو و همکاران [۱۱] تولید گاز سنتز از پلاستیک در فرآیند CLG را مورد آزمایش قرار دادند. در این آزمایش راکتور سوخت از نوع بستر متحرک ناهمسو بوده و از حامل اکسیژن بر پایه آهن-تیتانیوم استفاده شده است. همچنین شرایط لازم برای دستیابی به عملکرد خودکار گرمایی^۵ چرخه نیز تعیین شده است. دای و همکاران [۱۲] تولید گاز سنتز از پسماند مواد غذایی در یک سیستم حلقه شیمیایی دو راکتوری به ظرفیت گرمایی ۱۰ مگاوات را مورد مطالعه قرار داده و نشان دادند که تولید هیدروژن از این روش مقرون به صرفه می‌باشد. القدری و همکاران [۱۳] به این نتیجه رسیدند که به کارگیری سیستم حلقه شیمیایی به جای سیستم‌های گاز سازی مرسوم و جداسازی هوا در فرآیند تولید آمونیاک از پسماند لاستیک خودرو، بازده فرآیند را تا ۱۷٪ افزایش داده و هزینه تولید محصول را نیز ۱۲٪ کاهش می‌دهد. چن و همکاران [۱۴] عملکرد حامل‌های اکسیژن مبتنی بر آهن مشتق شده از پسماندهای بوکسیت^۶ را در یک سیستم راکتور بستر ثابت برای فرآیند CLHP با سوخت زباله‌های پلاستیکی ارزیابی کردند. نتایج نشان داد که

تخریب حامل‌های اکسیژن به دلیل رسوب کربن ناچیز است. شیانو و همکاران [۱۵] شبیه‌سازی در Aspen Plus را با آزمایش‌های بستر ثابت ترکیب کردند تا عملکرد چهار نوع حامل اکسیژن مبتنی بر آهن را در فرآیند CLHP با استفاده از پلی‌پروپیلن به عنوان سوخت ارزیابی کنند. در شرایط عملیاتی واقعی، بازده تولید هیدروژن در راکتور بخار کمتر از پیش‌بینی شبیه‌سازی بود. چی و همکاران [۱۶] از Aspen Plus برای شبیه‌سازی فرآیند CLHP با خوراک زباله‌های جامد شهری استفاده کردند و بازده تولید محصولات و آثار زیست‌محیطی آن را ارزیابی کردند. راکتورها بر اساس مدل گیبس و با فرض دما و فشار ثابت مدل‌سازی شدند. یافته‌ها نشان داد که برای تولید یک تن هیدروژن، ۷/۴ تن ماده اولیه مورد نیاز است. سان و همکاران [۱۷] از طریق مدل‌سازی فرآیندها نشان دادند که ترکیب پسماند جامد با زیست‌توده با درصد‌های وزنی ۶۰ و ۴۰ در فرآیند CLHP، بازده تولید هیدروژن را ۳/۷٪ افزایش می‌دهد. هاگاندای و همکاران [۱۸] فرآیند حلقه شیمیایی تولید هیدروژن از پسماند را با سیستم سنتز متانول و چرخه ترکیبی ادغام کردند که حداکثر بازده انرژی ۴۵/۴٪ در فشار راکتور برابر ۴ مگاپاسکال حاصل شده است. پالونه و همکاران [۱۹] طرحی برای تولید هم‌زمان آمونیاک و متانول، بر اساس فرآیند CLHP با پلی‌اتیلن چگالی بالا و الکترولیز آب پیشنهاد کردند. در مطالعه دیگری [۲۰]، آن‌ها سیستمی را برای تبدیل زباله‌های جامد شهری به گاز طبیعی مرکب از طریق ترکیب فرآیند سنتز متان با روش‌های گاز سازی و CLHP توسعه داده و عملکرد فنی و اقتصادی آن را مورد ارزیابی قرار دادند. نتایج آن‌ها نشان داد که بازده انرژی کل سیستم در به کارگیری فرآیند CLHP به جای گاز سازی از ۴۲٪ به ۳۵٪ افت می‌کند اما قیمت محصول تولید شده نیز در حدود ۲۲٪ کاهش می‌یابد.

مرور منابع نشان می‌دهد که کاربرد فرآیند حلقه شیمیایی جهت تبدیل پسماندهای جامد به سایر حامل‌های انرژی در چند سال اخیر بسیار مورد توجه قرار گرفته است. عمده این مطالعات درباره آزمایش عملکرد حامل‌های اکسیژن، مدل‌سازی سیستم راکتور و توسعه سیستم‌های بر مبنای فرآیند CLHP جهت تولید موادی مانند آمونیاک، متانول و گاز طبیعی مرکب بوده است. طراحی یک سیستم بر مبنای فرآیند CLHP که در آن علاوه بر تولید هیدروژن بتوان به طور مؤثری از منابع حرارتی موجود جهت تولید توان و گرمایش استفاده کرد تاکنون ارائه نشده است. بنابراین، در مطالعه حاضر یک طرح نوین برای نیروگاهی مبتنی بر فرآیند CLHP و خوراک زباله جامد شهری معرفی می‌شود که هدف آن تولید هم‌زمان هیدروژن، توان الکتریکی و گرمایش ناحیه‌ای است به طوری که بتوان به یک سیستم با بازده انرژی بالا و بدون انتشار کربن دی اکسید دست یافت. عملکرد فنی و اقتصادی طرح پیشنهادی از طریق مدل‌سازی فرآیندها و مطالعه تأثیر پارامترهای عملیاتی مهم مورد بررسی قرار می‌گیرد. نتایج حاصل از این تحقیق می‌تواند به روشن‌تر شدن ابعاد فنی و اقتصادی به کارگیری این راهکار در زنجیره مدیریت پسماند و تأمین انرژی پاک کمک کند.

۲- طرح سیستم

دیagram جریان سیستم پیشنهادی در شکل ۱ نشان داده شده است که برای تبدیل زباله‌های جامد شهری فرآوری شده به هیدروژن خالص، برق و گرما بدون انتشار کربن دی اکسید طراحی شده است.

¹ Chemical looping combustion (CLC)

² Chemical looping gasification (CLG)

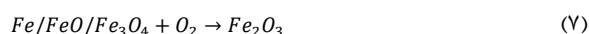
³ Chemical looping hydrogen production (CLHP)

⁴ Ilmenite

⁵ Autothermal

⁶ Bauxite

حامل‌های اکسیژن داغ یعنی جریان ۶ صورت می‌گیرد. به همین جهت ضروری است که دمای کاری راکتور هوا بیشتر از راکتور سوخت باشد. راکتور هوا یک راکتور بسترسیال سریع^۳ است که انتقال جامدات را تسهیل کرده و چرخه را کامل می‌کند. در راکتور هوا، ذرات حامل اکسیژن کاهش‌یافته ورودی با هوا واکنش داده و مجدداً به حالت اکسیدشده (Fe_2O_3) تبدیل می‌شوند [۱۷]:



واکنش فوق مقدار قابل‌توجهی گرما آزاد می‌کند که برای حفظ دمای مطلوب در راکتور هوا ضروری است. اگر در زمان جداسازی ذرات در S-split، بخش بیشتری از جامدات به راکتور بخار برای تولید هیدروژن هدایت شود؛ این کار انرژی شیمیایی و محسوس جامدات واردشده به راکتور هوا را کاهش می‌دهد. در نتیجه، گرمای آزادشده توسط واکنش اکسایش ممکن است برای حفظ دمای موردنظر راکتور هوا کافی نباشد. اگر دمای راکتور هوا به زیر سطح موردنظر کاهش یابد، عدم تعادل حرارتی در راکتور سوخت نیز رخ خواهد داد. بنابراین، دمای راکتور هوا و نسبت تقسیم حامل اکسیژن باید به‌دقت تعیین شوند تا عملیات خودکار گرمایی چرخه CLHP تضمین شود.

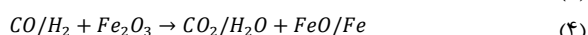
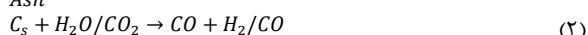
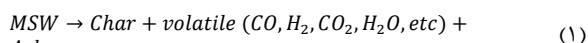
جریان گاز خروجی از راکتور سوخت (جریان ۳۰)، بعد از انبساط در توربین و تولید توان به ترتیب وارد مبادله‌کن‌های گرمایی SG و FPH می‌شود تا گرمای لازم برای تولید بخار موردنیاز گاز سازی و پیش‌گرمایش سوخت را فراهم کند.

برای انتقال جریان کربن دی اکسید جذب‌شده به‌وسیله خط لوله، این جریان باید الزامات کیفیتی خاصی را برآورده کند. غلظت CO بالای ۹۵ درصد حجمی باشد و محتوای آب آزاد و گونه‌های SO_x باید به ترتیب به ۵۰۰ ppm و ۱۰۰ ppm محدود شوند تا از مشکلات مربوط به خوردگی جلوگیری شود [۲۱]. در نتیجه، جریان گاز (جریان ۳۳) ابتدا در واحد گوگردزدایی تصفیه شده و سپس وارد زنجیره تراکم کربن دی اکسید می‌شود. فرآیند تراکم کربن دی اکسید شامل هفت مرحله متوالی فشرده‌سازی با خنک‌کن میانی و جداسازی آب، مایع سازی و پمپاژ تا فشار موردنظر است [۲۲].

جریان گاز خروجی از راکتور بخار (جریان ۱۳) بعد از افزایش دمای جریان آب در EC، وارد مبادله‌کن گرمایی چگالشی می‌شود تا با کاهش دما و چگالش بخار، هیدروژن از آب جدا شود. هیدروژن تولیدشده (جریان ۱۶) به‌وسیله یک سیستم فشرده‌سازی تک‌مرحله‌ای تا فشار موردنظر متراکم می‌گردد تا از طریق خط لوله انتقال یابد. حرارت آزادشده در طی فرآیند چگالش جریان برای تولید آب داغ (جریان ۳۱) مورد استفاده قرار می‌گیرد که می‌تواند برای تأمین نیاز گرمایش ناحیه‌ای مورد بهره‌برداری قرار گیرد.

سیستم موردنظر از تجمع فرآیند CLHP با واحدهای بازیابی حرارتی، گوگردزدایی، فشرده‌سازی هیدروژن و تراکم کربن دی اکسید تشکیل شده است که جزئیات مربوط به هر یک در ادامه آورده شده است.

فرآیند CLHP از سه راکتور با نام‌های راکتور سوخت، راکتور بخار و راکتور هوا تشکیل شده است که هر یک نقش خاصی را در چرخه حلقه شیمیایی ایفا می‌کنند. راکتور سوخت از نوع یک راکتور بستر متحرک جریان ناهمسو در نظر گرفته شده است زیرا که بازده تماس گاز-جامد بالایی را فراهم می‌کند. با ورود سوخت به راکتور، تجزیه حرارتی در شرایط دمای بالا رخ می‌دهد و منجر به تشکیل چار^۱ و گازهای پیرولیز یعنی CO_2 ، H_2O ، CO و H_2 می‌شود. چار توسط H_2O/CO_2 در راکتور سوخت گازسازی می‌شود، در حالی که بخار نیز (جریان ۲۷) برای تقویت فرآیند گازسازی به راکتور تزریق می‌شود. سپس گونه‌های گازی در واکنش‌های گاز-جامد شرکت می‌کنند در حالی که واکنش‌های جامد-جامد موازی نیز به اکسایش سوخت کمک می‌کنند. فرآیندهای موجود در راکتور سوخت منجر به تشکیل گونه‌های آهن کاهش‌یافته (Fe و FeO) و یک جریان گازی (عمدتاً شامل CO_2 و H_2O) می‌شوند. مسیر کلی واکنش در راکتور سوخت به‌صورت زیر در نظر گرفته می‌شود [۱۷]:



جریان جامد خروجی از راکتور سوخت (جریان ۷) شامل ذرات حامل اکسیژن و خاکستر است که ذرات خاکستر قبل از ورود به راکتور بخار از جریان جدا می‌شوند. این فرآیند جداسازی می‌تواند بر اساس تفاوت اندازه ذرات بین این دو جزء انجام شود. سپس، جریان جامد به دو بخش تقسیم می‌شود (S-split)، یک بخش برای تولید گرما به راکتور هوا هدایت می‌شود (جریان ۹) و بخش دیگر (جریان ۱۰) نیز به راکتور بخار ارسال می‌شود. راکتور بخار یک بستر متحرک جریان ناهمسو است که بر مبنای واکنش بخار-آهن عمل کرده و منجر به تولید هیدروژن می‌شود [۱۷]:



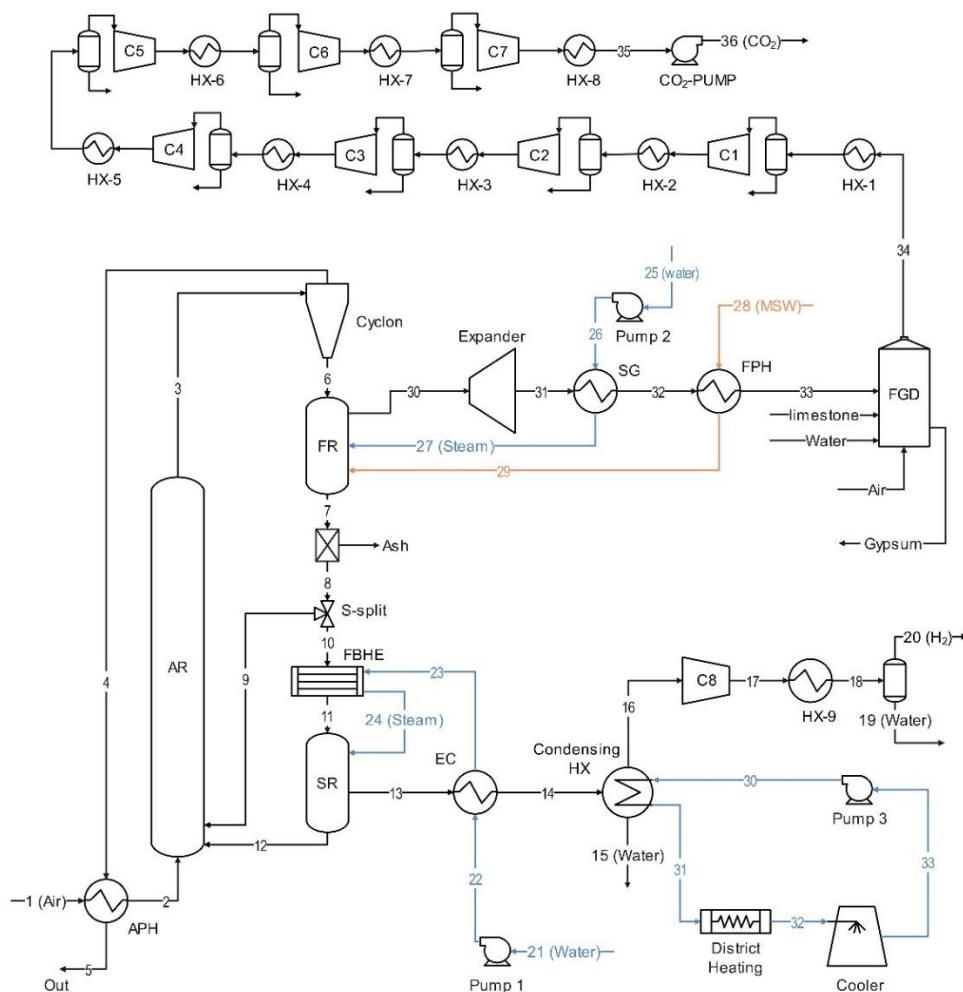
با توجه به اینکه واکنش (۶) گرماده بوده و دمای کاری راکتور سوخت بیشتر از راکتور بخار است، باید دمای جریان جامد ورودی به راکتور بخار کاهش یابد تا راکتور بتواند در دمای مطلوب عمل کند. برای این منظور یک مبادله‌کن گرمایی بسترسیال^۲ برای بازیابی گرمای اضافی از جریان جامد ورودی (جریان ۱۰) تعبیه است. بخشی از گرمای لازم برای تولید بخار ورودی به راکتور بخار (جریان ۲۴) از این طریق تأمین می‌شود.

واکنش بین سوخت و حامل اکسیژن در راکتور سوخت از نوع گرماگیر است بنابراین، برای حفظ دمای راکتور سوخت باید گرمای لازم برای واکنش تأمین شود که این کار از طریق انتقال گرما به‌وسیله

¹ Char

² Fluidized bed heat exchanger (FBHE)

³ Fast fluidized bed



شکل ۱- طرح سیستم تولید همزمان هیدروژن، توان و گرمایش بر مبنای فرآیند حلقه شیمیایی

۳- مدل سازی

مدل سازی فرآیندها با استفاده از نرم افزار Aspen Plus V11 و بر اساس محاسبات بقا جرم و انرژی در حالت پایا صورت گرفته است. معادله بقا جرم و قانون اول ترمودینامیک که برای هر جز اعمال می شوند به صورت زیر می باشند [۲۳]:

$$\sum \dot{m}_{in} = \sum \dot{m}_{out} \quad (8)$$

$$\dot{Q} + \sum \dot{m}_{in} h_{in} = \dot{W} + \sum \dot{m}_{out} h_{out} \quad (9)$$

برای تخمین خواص در فرآیندهای مربوط به گاز و جامد از معادله حالت PR-BM و برای آب از NBS Steam استفاده شده است. سایر فرضیات مدل سازی و شرایط عملیاتی اجزا به شرح زیر است:

(۱) تمامی راکتورها به صورت دما و فشار ثابت مدل سازی شده اند. راکتورهای بستر متحرک با روش تعادلی چندمرحله ای که شامل پنج بلوک RGIBBS به هم پیوسته است مدل سازی شده اند. برای راکتور سوخت، ابتدا یک بلوک RYIELD برای تجزیه سوخت به عناصر تشکیل دهنده بر اساس تحلیل نهایی آن استفاده شده است و سپس مدل تعادلی اعمال گردیده است. از آنجا که واکنش های شیمیایی در راکتور هوا از نظر ترمودینامیکی محدود نیستند، یک بلوک RGIBBS برای مدل سازی عملکرد آن استفاده شده است [۲۴].

(۲) دمای راکتورهای سوخت و بخار به ترتیب برابر با ۹۰۰ و ۷۵۰

درجه سلسیوس است و فشار عملیاتی آن ها برابر ۳۶ اتمسفر در نظر گرفته شده است [۲۵]. راکتور هوا در فشار اتمسفری کار می کند و حد بالای دمایی آن به ۱۱۵۰ درجه سلسیوس محدود شده است تا از انباشتگی ذرات جلوگیری شود [۱۷].

(۳) نرخ سوخت ورودی به راکتور معادل ۵۰ مگاوات حرارتی است و مشخصات آن در جدول ۱ ارائه شده است. سوخت تا دمای ۲۹۰ درجه سلسیوس در FPH گرم شده و با رطوبت ۵ درصد وارد راکتور می شود.

جدول ۱- مشخصات سوخت [۱۷]

پارامتر	مقدار
آنالیز نهایی (درصد وزنی بر پایه خشک)	
کربن	۴۱/۰۳
هیدروژن	۵/۵۶
نیتروژن	۰/۱۴
اکسیژن	۳۸/۲۲
گوگرد	۱/۴۲
ارزش حرارتی پایین (MJ/kg dry basis)	۱۸/۹۱

۴- ارزیابی فنی و اقتصادی

برای ارزیابی عملکرد ترمودینامیکی نیروگاه طراحی شده از معیارهای بازده انرژی و بازده انرژی استفاده می‌شود. بازده انرژی کل به صورت زیر محاسبه می‌شود [۳۰]:

$$\eta_e = \frac{\dot{m}_{H_2} LHV_{H_2} + \dot{W}_{net} + \dot{Q}_{DH}}{\dot{m}_{fuel, in} LHV_{fuel}} \quad (11)$$

در رابطه فوق، $\dot{m}_{fuel, in}$ دبی جرمی سوخت ورودی، $\dot{m}_{H_2}$ دبی جرمی هیدروژن تولیدشده و $\dot{Q}_{DH}$ توان گرمایی تولیدشده را نشان می‌دهند. $\dot{W}_{net}$ توان خالص الکتریکی تولیدی است و از رابطه زیر تعیین می‌شود:

$$\dot{W}_{net} = \dot{W}_{Exp} - \dot{W}_{pumps} - \dot{W}_{CCU} - \dot{W}_{HCU} - \dot{W}_{FGD} \quad (12)$$

که $\dot{W}_{Exp}$ توان تولیدی توربین و $\dot{W}_{CCU}$ ، $\dot{W}_{HCU}$ و $\dot{W}_{FGD}$ به ترتیب توان مصرفی به وسیله پمپ‌ها، واحد تراکم کربن دی اکسید، واحد تراکم هیدروژن و واحد گوگردزدایی است. همچنین می‌توان برای هریک از سه محصول تولیدی نیروگاه، بازده انرژی جداگانه‌ای با عنوان بازده تبدیل سوخت به هیدروژن (η_{H_2})، بازده الکتریکی (η_{el}) و بازده گرمایی ($\eta_{Heating}$) به صورت زیر تعریف کرد [۳۱]:

$$\eta_{H_2} = \frac{\dot{m}_{H_2} LHV_{H_2}}{\dot{m}_{fuel, in} LHV_{fuel}} \quad (13)$$

$$\eta_{el} = \frac{\dot{W}_{net}}{\dot{m}_{fuel, in} LHV_{fuel}} \quad (14)$$

$$\eta_{Heating} = \frac{\dot{Q}_{DH}}{\dot{m}_{fuel, in} LHV_{fuel}} \quad (15)$$

بازده انرژی برای نیروگاه از رابطه زیر به دست می‌آید [۳۲]:

$$\eta_{ex} = \frac{\dot{W}_{net} + \dot{Ex}_{Heating} + \dot{Ex}_{H_2}}{\dot{Ex}_{fuel, in}} = \frac{\dot{W}_{net} + \dot{Ex}_{31} - \dot{Ex}_{32} + \dot{Ex}_{20}}{\dot{Ex}_{fuel, in}} \quad (16)$$

که $\dot{Ex}$ انرژی کل جریان می‌باشد و از مجموع انرژی فیزیکی و شیمیایی به صورت زیر محاسبه می‌شود [۳۳]:

$$\dot{Ex} = \dot{m}[(h - h_0) - T_0(s - s_0)] + \dot{Ex}_{ch} \quad (17)$$

نرخ انرژی سوخت ورودی ($\dot{Ex}_{fuel, in}$) نیز از رابطه تجربی زیر تعیین می‌شود [۳۴]:

$$\dot{Ex}_{fuel, in} = (0.0429 \frac{N}{C} + 0.1519 \frac{H}{C} + 0.0616 \frac{O}{C} + 1.0064) \times \dot{m}_{fuel, in} LHV_{fuel} \quad (18)$$

که C، H و O به ترتیب درصد جرمی نیتروژن، کربن، هیدروژن و اکسیژن در آنالیز نهایی سوخت می‌باشد.

ارزیابی عملکرد اقتصادی نیروگاه بر اساس مفاهیم ارزش خالص فعلی و دوره بازگشت سرمایه انجام می‌شود. ارزش خالص فعلی عبارت است از مجموع ارزش فعلی تمام جریان‌های نقدی ورودی و خروجی مرتبط با یک پروژه که با استفاده از یک نرخ تنزیل به زمان حال منتقل می‌شوند و به صورت زیر محاسبه می‌شود [۳۵]:

$$NPV = -TCI - AOC \times \frac{(1+i)^n - 1}{i(1+i)^n} + AI \times \frac{(1+i)^n - 1}{i(1+i)^n} \quad (19)$$

که در آن TCI، AOC و AI به ترتیب کل هزینه سرمایه‌گذاری، هزینه عملیاتی سالیانه و درآمد سالیانه را نشان می‌دهند. همچنین نرخ بهره و n عمر پروژه برحسب سال است. کل هزینه سرمایه‌گذاری پروژه از رابطه زیر محاسبه می‌شود [۱۷]:

$$TCI = FCI + WC \quad (20)$$

که FCI هزینه سرمایه‌گذاری ثابت و WC سرمایه در گردش است. دوره بازگشت سرمایه مدت زمانی است که طول می‌کشد تا مجموع جریان‌های نقدی خالص حاصل از یک سرمایه‌گذاری برابر با مقدار سرمایه‌گذاری اولیه شود و از برابر صفر قرار دادن معادله (۱۹) محاسبه

(۴) با فرض اولیه نسبت جرمی بخار به سوخت معادل ۰.۲، نرخ جریان ۲۷ تعیین شده است که در فشار ۳۶ اتمسفر و حالت اشباع وارد راکتور سوخت می‌شود.

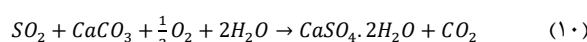
(۵) دبی جریان هوا برای اطمینان از اکسایش کامل حامل‌های اکسیژن کاهش یافته در راکتور هوا تنظیم می‌شود. جریان گاز خروجی از راکتور هوا تا ۶۰ درجه سلسیوس در APH خنک می‌شود تا دمای هوای ورودی افزایش یابد.

(۶) دبی جریان بخار ورودی به راکتور بخار به گونه‌ای تنظیم می‌شود تا تبدیل کامل Fe/FeO به Fe₃O₄ حاصل شود [۱۷]. بخار اشباع در فشار ۳۶ اتمسفر در FBHE تولید می‌شود.

(۷) ترکیب وزنی ذرات حامل اکسیژن شامل ۶۶/۲ درصد Fe₂O₃ به عنوان ماده فعال و ۳۳/۸ درصد SiC به عنوان ماده پشتیبان است [۲۶]. نسبت جرمی حامل اکسیژن به سوخت در حالت اولیه برابر با ۱۷ فرض شده است.

(۸) دمای راکتور هوا، نسبت جداسازی جامد در S-split و دبی جریان ۲۴ به عنوان سه پارامتر طراحی در دستیابی به عملکرد خودکار گرمایی چرخه CLHP هستند و مقدار آن‌ها به گونه‌ای تنظیم می‌شود که به ترتیب هریک از راکتورهای سوخت، هوا و بخار در شرایط دمایی مورد نظر عمل کنند بدون آن که نیاز به جذب یا دفع گرما از طریق منابع خارجی داشته باشند.

(۹) بازده جداسازی SO₂ در واحد گوگردزدایی برابر ۹۹٪ فرض شده است و عملکرد آن بر اساس واکنش زیر مدل‌سازی شده است [۲۷]:



(۱۰) در مبادله‌کن گرمایی چگالشی، دمای جریان ۱۴ تا ۴۰ °C کاهش می‌یابد تا آب (جریان ۱۵) و هیدروژن (جریان ۱۶) از یکدیگر جدا شوند. جریان آب (جریان ۳۰) با دمای ۳۰ °C و فشار ۵ اتمسفر وارد مبادله‌کن گرمایی می‌شود تا گرمای آزادشده را جذب نماید. بعد از تأمین نیاز گرمایی، دمای جریان ۳۲ به ۵۰ °C می‌رسد و جهت ادامه چرخه دمای آن در خنک‌کن تا ۳۰ °C کاهش می‌یابد.

(۱۱) سایر فرضیات و شرایط کاری در جدول ۲ آورده شده است.

جدول ۲- فرضیات و شرایط کاری اجزا [۲۸، ۲۹]

پارامتر	مقدار
شرایط محیطی	۱ atm و ۲۵ °C
بازده آیزنتروپیک توربین	۸۵٪
بازده آیزنتروپیک پمپ	۷۵٪
بازده آیزنتروپیک کمپرسور	۸۵٪
بازده مکانیکی توربوماشین‌ها	۹۸٪
حداقل دمای نزدیک شدن در مبادله‌کن‌های گرمایی	۱۰ °C
افت فشار جریان گاز در مبادله‌کن‌های گرمایی	۱٪
افت فشار جریان آب در مبادله‌کن‌های گرمایی	۳٪
دمای خنک‌کن‌های میانی در واحدهای تراکم	۳۰ °C
نسبت تراکم کمپرسورهای CO ₂	۱/۹۵
فشار نهایی جریان CO ₂	۱۱۰ bar
فشار نهایی جریان H ₂	۷۰ bar

می‌شود. فرضیات و روش محاسبه پارامترهای اقتصادی در جدول ۳ جمع‌بندی شده است. سال مبنا محاسبات اقتصادی سال ۲۰۲۲ میلادی فرض شده است و محاسبات بر مبنای قیمت‌های جهانی برحسب دلار آمریکا صورت می‌گیرد. هزینه سرمایه‌گذاری تجهیزات در جدول ۴ برحسب سال مبنا ارائه شده است.

جدول ۳- فرضیات و روش محاسبه پارامترهای اقتصادی

پارامتر	مقدار	توضیحات
طول عمر پروژه	۲۵	سال
نرخ بهره	۸	%
ضریب ظرفیت	۸۵	%
FA	$\sum C_e (1 + \sum f)$	[۱۷]
$\sum C_e$	مجموع هزینه تجهیزات	-
$\sum f$	۱/۰۶	مجموع ضرایب مربوط به سایر هزینه‌های ساخت، مهندسی و ... [۱۷]
VC	$0.3 \times \sum C_e$	[۱۷]
هزینه سالانه تعمیرات	۳/۵ درصد FA	[۱۷]
هزینه سالانه کارکنان	۲۰×۵۲۹۰۰ دلار	[۱۷]
قیمت سوخت	۶ \$/GJ	[۱۷]
قیمت حامل اکسیژن	۱۸۸۰ \$/t	(نرخ حامل اکسیژن جبرانی لازم برابر ۰/۰۱۱ % حامل اکسیژن در گردش فرض شده است [۳۶]) [۱۷]
قیمت آب	۰/۵ \$/t	[۲۷]
قیمت سنگ‌آهک	۲۲ \$/t	[۲۷]
هزینه دفع خاکستر	۳۸ \$/t	[۲۷]
هزینه انتقال و ذخیره‌سازی CO ₂	۱۱ \$/t	[۲۷]
هزینه انتقال H ₂	۴۳۱ \$/t	[۲۸]
قیمت فروش H ₂	۵۵۰۰ \$/t	[۲۵]
قیمت فروش برق	۱۲۳/۶ \$/MWh	[۳۷]

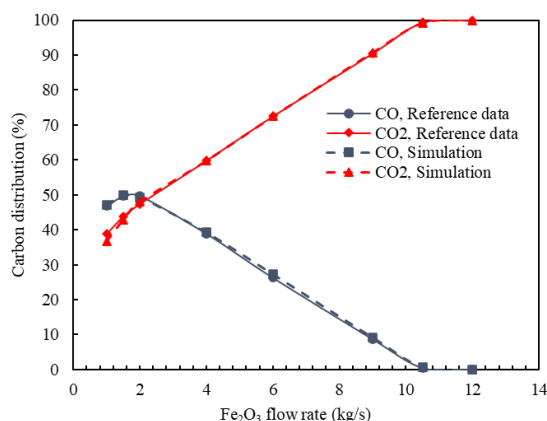
جدول ۴- هزینه سرمایه‌گذاری تجهیزات

جز	هزینه برحسب میلیون دلار
راکتور سوخت [۳۸]	$2.15 \left(\frac{\dot{m}_{oc} [kg/s]}{280.5} \right)^{0.67} \times \left(\frac{813}{541.7} \right)$
راکتور بخار [۳۸]	$1.23 \left(\frac{\dot{m}_{steam,in} [kg/s]}{40} \right)^{0.67} \times \left(\frac{813}{541.7} \right)$
راکتور هوا [۳۸]	$0.63 \left(\frac{\dot{m}_{air,in} [kg/s]}{59.4} \right)^{0.67} \times \left(\frac{813}{541.7} \right)$
سیکلون [۳۸]	$0.07 \left(\frac{\dot{m}_{oc} [kg/s]}{280.5} \right)^{0.67} \times \left(\frac{813}{541.7} \right)$
مبادله‌کن بسترسیال [۳۹]	$5.45 \left(\frac{A [m^2]}{1748} \right)^{0.6} \times \left(\frac{813}{576.1} \right)$, $A = \frac{\dot{Q}}{U \Delta T_{lm}}, U = 0.37 kW/(m^2 K)$
توربین [۳۸]	$15.52 \left(\frac{W_{exp} [MW]}{28.87} \right)^{0.67} \times \left(\frac{813}{541.7} \right)$
مبادله‌کن گرمایی	$1.64 \left(\frac{\dot{Q} [MW]}{28.87} \right)^{0.67} \times \left(\frac{813}{576.1} \right)$

[۳۸]	
پمپ [۳۸]	$0.02 \left(\frac{\dot{V}_{in} [m^3/h]}{250} \right)^{0.14} \times \left(\frac{813}{525.4} \right)$
کمپرسور [۲۵]	$7.3 \left(\frac{\dot{W}_c [MW]}{10} \right)^{0.67} \times \left(\frac{813}{607.5} \right)$
جدا ساز گاز-مایع [۴۰]	$1.218 \times 10^{-3} (42 + 1.63 \dot{m}_{in} [t/h]) \times \left(\frac{813}{521.9} \right)$
واحد گوگردزایی [۴۱]	$68.4 \left(\frac{\dot{V}_{out} [m^3/s]}{639} \right)^{0.73} \times \left(\frac{813}{603.1} \right)$
سیستم آماده‌سازی و تغذیه سوخت [۴۱]	$9.6 \left(\frac{\dot{m}_{fuel} [kg/s]}{62} \right)^{0.66} \times \left(\frac{813}{603.1} \right)$
سیستم انتقال و تغذیه حامل اکسیژن [۴۱]	$6.57 \left(\frac{\dot{m}_{oc,makeup} [kg/s]}{6} \right)^{0.65} \times \left(\frac{813}{603.1} \right)$
سیستم انتقال پسماندهای جامد [۴۱]	$4.6 \left(\frac{\dot{m}_{ash} [kg/s] + \dot{m}_{oc,makeup} [kg/s]}{6.7 \left(\frac{813}{603.1} \right)} \right)^{0.56} \times \left(\frac{813}{603.1} \right)$

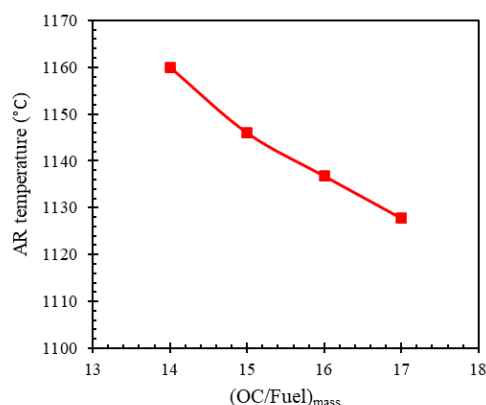
۵- نتایج

برای صحت سنجی روش مدل‌سازی، چرخه CLHP ارائه شده در مرجع [۲۵] مورد شبیه‌سازی قرار گرفته و نتایج حاصل مقایسه شده‌اند. در شکل ۲ تغییرات توزیع کربن در خروجی راکتور سوخت به ازای مقادیر مختلف نرخ حامل اکسیژن فعال ارائه شده است که نشان می‌دهد نتایج به‌دست‌آمده تطابق خوبی با مقادیر مرجع دارند.



شکل ۲- نتایج شبیه‌سازی و مقادیر مرجع برای توزیع کربن در خروجی راکتور سوخت

در شکل ۳ تأثیر بخار تزریق‌شده به راکتور سوخت بر روی گاز سازی کربن جامد نشان داده شده است. با افزایش نسبت بخار به سوخت، غلظت بخارآب در راکتور افزایش یافته و فرآیند گاز سازی تسریع گردیده و مقدار کربن جامد خروجی از راکتور کاهش می‌یابد. برای دستیابی به گاز سازی کامل، نسبت جرمی بخار به سوخت باید حداقل برابر ۰/۱۴ باشد.

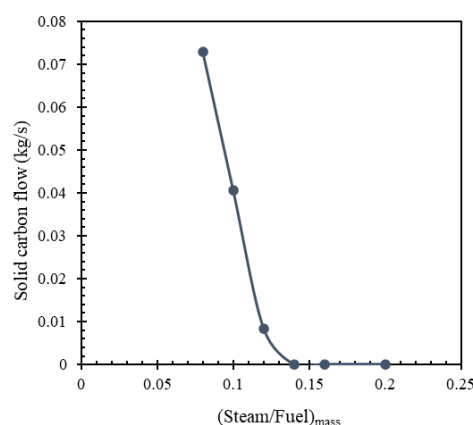


شکل ۵- اثر نسبت حامل اکسیژن به سوخت بر دمای راکتور هوا

با در نظر گرفتن نسبت جرمی بخار به سوخت برابر با ۰/۱۴ و نسبت حامل اکسیژن به سوخت برابر با ۱۶، دمای راکتور هوا باید برابر با $1136/8^{\circ}\text{C}$ باشد تا توازن گرمایی در راکتور سوخت برقرار شود. تحت این شرایط، ۰/۲۰۴ از جریان جامد خروجی راکتور سوخت در S-split جدا شده و به سمت راکتور هوا هدایت می‌شود تا توازن گرمایی در آن نیز برقرار شود. دبی جرمی بخار ورودی به راکتور بخار برابر با $3/29\text{ kg/s}$ تعیین شده است که علاوه بر تأمین ماده لازم برای واکنش، با کاهش دمای جریان جامد از 900°C به 722°C در FBHE منجر به برقراری توازن گرمایی در راکتور بخار نیز می‌شود.

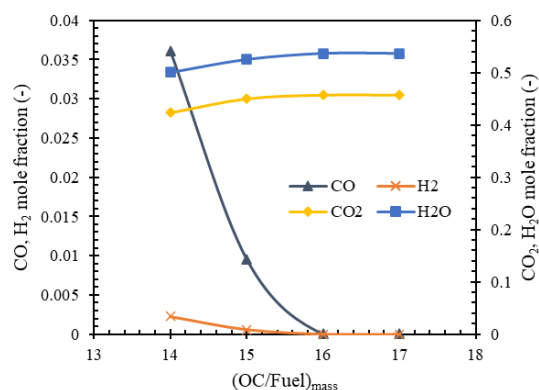
جریان گاز با دمای 239°C وارد مبادله‌کن گرمایی چگالشی می‌شود که $4/442\text{ MW}$ حرارت آزاد می‌کند که $3/021\text{ MW}$ از آن برای تأمین نیاز گرمایشی مورد استفاده قرار می‌گیرد. بعد از مرحله جداسازی آب و تراکم، $0/218\text{ kg/s}$ گاز هیدروژن با خلوص حجمی ۹۹/۹۳٪ تولید می‌شود. با انبساط جریان گاز خروجی راکتور سوخت در توربین، $4/174\text{ MW}$ توان تولید می‌شود که 27 kW از آن به وسیله پمپ‌ها و $0/259\text{ MW}$ از آن برای تراکم هیدروژن مصرف می‌شود. توان مصرفی واحد تراکم کربن دی اکسید نیز برابر $1/3\text{ MW}$ محاسبه شده است که نهایتاً $4/02\text{ kg/s}$ کربن دی اکسید مایع با خلوص حجمی ۹۷ درصد به دست می‌آید. در واحد گوگردزدایی نیز غلظت SO_2 در جریان گاز از 5900 ppm به 100 ppm کاهش می‌یابد. سنگ‌آهک مورد نیاز برای این فرآیند برابر با 483 kg/hr بوده و توان مصرفی آن نیز در حدود 40 kW تخمین زده شده است. در نتیجه، توان خالص تولیدی نیروگاه برابر با $2/548\text{ MW}$ خواهد بود. بازده انرژی کل و انرژی نیروگاه به ترتیب برابر با $63/17\%$ و $54/37\%$ محاسبه شده است.

بر اساس محاسبات اقتصادی، کل هزینه سرمایه‌گذاری لازم برابر با $49/23$ میلیون دلار است. هزینه سرمایه‌گذاری اجزای اصلی نیروگاه در شکل ۶ نشان داده شده است که توربین بیشترین هزینه را دارد و بعد از آن واحد تراکم کربن دی اکسید، واحد گوگردزدایی، سیستم تغذیه سوخت، سیستم راکتور، سیستم انتقال پسماند جامد، تراکم هیدروژن، مبادله‌کن گرمایی بسترسیال، سیستم تأمین گرمایش ناحیه‌ای، سیستم انتقال حامل اکسیژن و پمپ‌ها به ترتیب قرار دارند.



شکل ۳- اثر نسبت بخار به سوخت بر کربن جامد خروجی از راکتور سوخت

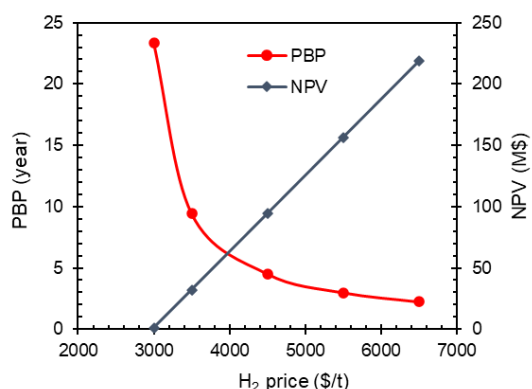
اثر نسبت حامل اکسیژن به سوخت بر روی ترکیب گاز خروجی از راکتور سوخت در شکل ۴ نشان داده شده است. افزایش نسبت حامل اکسیژن به سوخت در راکتور از طریق افزایش نرخ گردش حامل اکسیژن بین راکتورها حاصل می‌شود. در این حالت با افزایش غلظت فاز جامد در راکتور، نرخ واکنش گونه‌های گازی با ذرات حامل اکسیژن افزایش یافته به طوری که در نسبت‌های جرمی حامل اکسیژن به سوخت بزرگ‌تر از ۱۶، غلظت گازهای نسوخته در خروجی راکتور سوخت به صفر می‌رسد. علاوه بر این، افزایش نرخ گردش حامل اکسیژن بین راکتورها باعث می‌شود تا مقدار ذرات جامد ورودی به راکتور سوخت (به عنوان منتقل‌کننده گرمای محسوس) افزایش یابد که در نتیجه آن اختلاف دمای دو راکتور سوخت و هوا می‌یابد و راکتور هوا می‌تواند در دماهای پایین‌تری کار کند که این اثر در شکل ۵ نشان داده شده است.



شکل ۴- اثر نسبت حامل اکسیژن به سوخت بر ترکیب گاز خروجی از راکتور سوخت

همان‌طور که مشاهده می‌شود در نسبت جرمی حامل اکسیژن به سوخت کمتر از $14/6$ علاوه بر احتراق ناقص گونه‌های گازی، دمای راکتور هوا نیز به بیش از حد مجاز 1150°C می‌رسد که احتمال کلوخگی و انباشت ذرات در راکتور هوا افزایش می‌یابد.

اقتصادی نیروگاه در جدول ۵ ارائه شده است.



شکل ۸- اثر قیمت فروش هیدروژن بر عملکرد اقتصادی نیروگاه

جدول ۵- خلاصه عملکرد فنی و اقتصادی نیروگاه

پارامتر	مقدار
توان گرمایی ورودی (MW)	۵۰
بازده تبدیل سوخت به هیدروژن (%)	۵۲/۳۲
بازده الکتریکی (%)	۵/۱
بازده گرمایشی (%)	۶/۰۴
بازده انرژی کل (%)	۶۳/۱۷
بازده انرژی کل (%)	۵۴/۳۷
ارزش خالص فعلی (میلیون دلار)	۱۵۶/۳۵۸
دوره بازگشت سرمایه (سال)	۲/۹۷۲

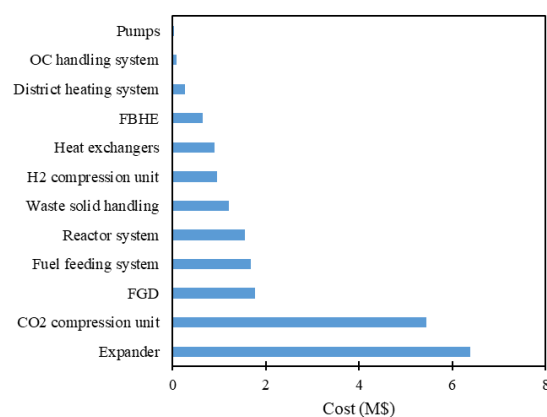
۶- نتیجه گیری

در مطالعه حاضر، طرح یک نیروگاه تولید همزمان هیدروژن، توان و حرارت بر مبنای فرایند حلقه شیمیایی ارائه شده است که برای تبدیل زباله جامد شهری با توان گرمایی ۵۰ مگاوات به انرژی پاک بدون انتشار کربن دی اکسید طراحی گردیده است. عملکرد فنی و اقتصادی این نیروگاه با استفاده از مدل سازی فرایندها در نرم افزار Aspen plus بر اساس قوانین بقا جرم و انرژی مورد ارزیابی قرار گرفته است. نیروگاه پیشنهادی از ادغام سیستم سه راکتوری حلقه شیمیایی با واحدهای بازیابی حرارتی، گوگردزایی، تراکم هیدروژن و تراکم کربن دی اکسید توسعه یافته است. نتایج حاصل را می توان به صورت زیر جمع بندی کرد:

(۱) تحلیل پارامتری راکتور سوخت نشان می دهد که برای گاز سازی کامل کربن جامد ورودی به راکتور، باید نسبت جرمی بخار به سوخت حداقل ۰/۱۴ باشد. همچنین، نسبت حامل اکسیژن به سوخت معادل ۱۶ برای احتراق کامل گازها ضروری است.

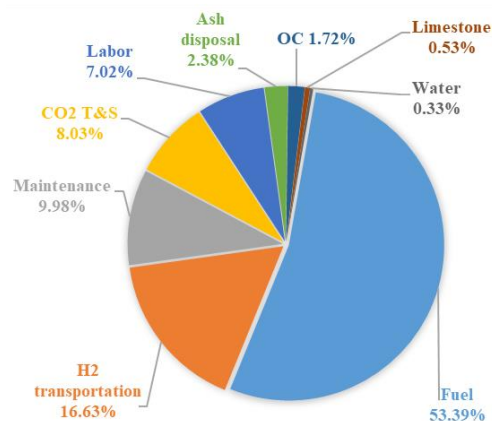
(۲) برای دستیابی به عملکرد خودکار گرمایی در فرایند حلقه شیمیایی، دمای راکتور هوا برابر با ۱۲۶/۸ °C، نسبت جداسازی جامد برابر با ۰/۲۰۴ و دبی جرمی بخار ورودی به راکتور بخار برابر با kg/s ۳/۲۹ محاسبه شده اند.

(۳) نیروگاه پیشنهادی توانایی تولید ۰/۲۱۸ kg/s گاز هیدروژن با بازده ۵۲/۳۲٪ در خلوص حجمی ۹۹/۹۳٪ و فشار ۷۰ bar را دارد. همچنین، ۳/۰۲۱ MW توان گرمایی برای تأمین نیاز گرمایشی و MW



شکل ۶- هزینه سرمایه گذاری اجزای اصلی نیروگاه

کل هزینه عملیاتی سالانه سیستم برابر با ۱۵/۰۶ میلیون دلار در سال محاسبه شده است که تفکیک آن در شکل ۷ نشان داده شده است. هزینه سوخت با مقدار ۸/۰۵ میلیون دلار، ۵۳/۳۹٪ از کل هزینه عملیاتی سالانه را شامل می شود و بعد از آن هزینه های مربوط به انتقال هیدروژن، تعمیرات و نگهداری، انتقال کربن دی اکسید، کارکنان، دفع خاکستر، حامل اکسیژن جبرانی، سنگ آهک و آب به ترتیب قرار دارند. درآمد سالانه نیروگاه برابر با ۳۴/۳۱۹ میلیون دلار محاسبه شده است که ۹۳/۲٪ از آن حاصل از فروش هیدروژن است و مابقی آن مربوط به فروش برق می باشد. در نتیجه، ارزش خالص فعلی برای نیروگاه پیشنهادی برابر با ۱۵۶/۳۵۸ میلیون دلار به دست می آید و دوره بازگشت سرمایه نیز برابر با ۲/۹۷۲ سال است. نتایج نشان می دهند که این پروژه دارای توجیه اقتصادی بوده و منجر به سودآوری قابل توجهی خواهد شد.



شکل ۷- تفکیک هزینه عملیاتی سالانه نیروگاه

با توجه به اینکه عمده درآمد سالانه نیروگاه حاصل از فروش هیدروژن می باشد، تغییرات قیمت هیدروژن می تواند اثر چشمگیری بر عملکرد اقتصادی نیروگاه داشته باشد که در شکل ۸ نشان داده شده است. اگر قیمت فروش هیدروژن به کمتر از \$/t ۳۰۰۰ کاهش یابد ارزش خالص فعلی پروژه به صفر خواهد رسید. در صورتی که قیمت فعلی با کاهش ۳۶٪ به حدود \$/t ۳۵۰۰ برسد پروژه حاضر همچنان از دیدگاه بازگشت سرمایه قابل قبول خواهد بود. خلاصه عملکرد فنی و

شیمیایی	ch
واحد تراکم کربن دی اکسید	CCU
حلقه شیمیایی احتراق	CLC
حلقه شیمیایی گاز سازی	CLG
حلقه شیمیایی تولید هیدروژن	CLHP
گرمایش ناحیه‌ای	DH
صرفه‌جو	EC
الکتریکی	el
اگزرژی	ex
توربین	Exp
مبادله‌کن گرمایی بسترسیال	FBHE
واحد گوگردزایی	FGD
پیش گرم‌کن سوخت	FPH
راکتور سوخت	FR
سوخت	fuel
واحد تراکم هیدروژن	HCU
مبادله‌کن گرمایی	HX
ورودی	in
خالص	net
حامل اکسیژن	OC
خروجی	out
تولید کننده بخار	SG
راکتور سوخت	SR
شرایط محیط	0

۹- مراجع

- [1] Kaza S, Yao L, Bhada-Tata P, Van Woerden F. What a waste 2.0: a global snapshot of solid waste management to 2050. World Bank Publications; 2018.
- [2] Rupani PF, Delarestaghi RM, Abbaspour M, Rupani MM, El-Mesery HS, Shao W. Current status and future perspectives of solid waste management in Iran: a critical overview of Iranian metropolitan cities. Environ Sci Pollut Res 2019;26:32777-89.
- [3] Nandhini R, Berslin D, Sivaprakash B, Rajamohan N, Vo DN. Thermochemical conversion of municipal solid waste into energy and hydrogen: a review. Environ Chem Lett 2022;20:1645-1669.
- [4] Traven L. Sustainable energy generation from municipal solid waste: A brief overview of existing technologies. Case Stud Chem Environ Eng 2023;8:100491.
- [5] Adánez J, Abad A, Mendiara T, Gayán P, de Diego LF, García-Labiano F. Chemical looping combustion of solid fuels. Prog Energy Combust Sci 2018;65:6-66. <https://doi.org/10.1016/j.pecs.2017.07.005>.
- [6] Di Giuliano A, Capone S, Anatone M, Gallucci K. Chemical looping combustion and gasification: a review and a focus on European research projects. Ind & Eng Chem Res 2022;61:14403-32.
- [7] Liu H, Jin Z, Mei R, Li M. Multi-objective optimization and Techno-economic analyses of conventional combustion and chemical looping combustion for a Municipal solid waste incineration plant in China. Waste Manag 2025;202:114834.
- [8] Xue Z, Chen S, Wang D, Xiang W. Design and fluid dynamic analysis of a three-fluidized-bed reactor system for chemical-looping hydrogen generation. Ind & Eng Chem Res 2012;51:4267-78.

۲/۵۴۸ توان خالص الکتریکی نیز تولید شده است. بازده انرژی کل و اگزرژی نیروگاه به ترتیب برابر با ۶۳/۱۷٪ و ۵۴/۳۷٪ می‌باشد. (۴) تحلیل اقتصادی نشان می‌دهد که ارزش خالص فعلی نیروگاه برابر با ۱۵۶/۳۵۸ میلیون دلار و دوره بازگشت سرمایه متناظر با آن ۲/۹۷۲ سال است که بیانگر توجیه‌پذیری اقتصادی بسیار مطلوب آن است.

۷- محدودیت‌ها و چشم‌انداز

نتایج حاصل از مدل‌سازی، توانایی بالقوه فناوری حلقه شیمیایی در تبدیل پسماند به انرژی پاک را نشان می‌دهد. ولی باید توجه کرد که کاربرد این فناوری برای تبدیل پسماندهای جامد به هیدروژن در مراحل اولیه توسعه خود قرار دارد و روش‌های مدل‌سازی فرآیندی عموماً بر اساس داده‌های در مقیاس پایین‌تر اعتبار سنجی می‌شوند و قابلیت اطمینان این سیستم‌ها در مقیاس بزرگ باید در عملکرد طولانی‌مدت آن‌ها مورد ارزیابی قرار گیرد.

تحقیق بر روی تعیین مکانیزم دقیق واکنش‌ها در راکتور سوخت، طراحی سیستم‌های راکتور با قابلیت گردش جامد کافی و توسعه حامل‌های اکسیژن با عمر طولانی جهت واکنش با پسماندها می‌تواند باعث پیشرفت در به‌کارگیری این فناوری در مقیاس صنعتی شود. همچنین در زمینه تفکیک زباله‌ها و فرآوری آن‌ها نیز نیاز به قوانین مشخصی وجود دارد تا تغییرات احتمالی ایجاد شده در مشخصات خوراک در حد معینی باشد.

۸- فهرست علائم

نمادها	
A	سطح تبادل گرمایی (m^2)
AI	درآمد سالانه (M\$)
AOC	هزینه عملیاتی سالانه (M\$)
C _e	هزینه سرمایه‌گذاری تجهیزات (M\$)
$\dot{E}_x$	نرخ اگزرژی (kW)
FCI	هزینه سرمایه‌گذاری ثابت (M\$)
h	آنتالپی (kJ/kg)
i	نرخ بهره (-)
m	دبی جرمی (kg/s)
n	عمر پروژه (سال)
NPV	ارزش خالص فعلی (M\$)
PBP	دوره بازگشت سرمایه (سال)
$\dot{Q}$	توان گرمایی (MW)
s	آنتروپی (kJ/kg-K)
TCI	کل هزینه سرمایه‌گذاری (M\$)
$\dot{V}$	دبی حجمی (m^3/s)
$\dot{W}$	توان (MW)
η	بازده (-)
اختصارات و زیروندها	
AR	راکتور هوا
C	کمپرسور

- [26] Sun Z, Aziz M. Thermodynamic analysis of a tri-generation system driven by biomass direct chemical looping combustion process. *Energy Convers Manag* 2021;244:114517.
- [27] James R, Kearins D, Turner M, Woods M, Kuehn N, Zoelle A. Cost and performance baseline for fossil energy plants volume 1: bituminous coal and natural gas to electricity. 2019.
- [28] Morgan D, Sheriff A, Wallace M, Wijaya N, Vikara D, Liu G. FECM/NETL Hydrogen Pipeline Cost Model (2024): Description and User's Manual. 2024.
- [29] Farajollahi H, Hossainpour S. Techno-economic assessment of biomass and coal co-fueled chemical looping combustion unit integrated with supercritical CO₂ cycle and Organic Rankine cycle. *Energy* 2023;274:127309.
- [۳۰] عبدالعلی پور م. تحلیل ترمودینامیکی یک سیستم تولید همزمان بر اساس یک چرخه برایتون فوق بحرانی دی-اکسیدکربن. مهندسی مکانیک دانشگاه تبریز - زمستان ۱۴۰۳؛ ۲۵:۳۴-۳۵. <https://doi.org/10.22034/jmeut.2023.57609.3298>.
- [۳۱] فیروزی ف، یاری م، زارع و، رنجبر سف، درآبادی ع. تحلیل جامع ترمودینامیکی سیستم کم کربن بر پایه ریفرمینگ بخارآب با سوخت بیوگاز و ادغام شده با چرخه SCO₂ به منظور تولید همزمان هیدروژن، توان و گرما. مهندسی مکانیک دانشگاه تبریز ۱۴۰۵؛ ۲۵:۱۰۸-۱۱۴. <https://doi.org/10.22034/jmeut.2025.65917.3519>.
- [۳۲] عبدالعلی پورعدل م، رستمی م، محمدخانی ف، خلیل آریا ش. تحلیل ترمودینامیکی یک سیستم تولید همزمان بر مبنای توربین گازی با سوخت بیوگاز برای تولید توان، آب شیرین، گرمایش و هیدروژن. مهندسی مکانیک دانشگاه تبریز ۱۴۰۲؛ ۲۰:۵۱-۱۷. <https://doi.org/10.22034/jmeut.2022.11013>.
- [۳۳] صادقی گنبدانی ح، مشیری آیدلنلو ن، میرزایی ا، خلیلیان م، جعفرمدار ص. تحلیل ترمودینامیکی و اقتصادی مقایسه‌ای سه پیکربندی مختلف بر پایه‌ی مدل گرما به منظور بهبود تولید توان از منابع زمین گرمایی دامپاین. مهندسی مکانیک دانشگاه تبریز ۱۴۰۶؛ ۲۶:۵۵-۷۲. <https://doi.org/10.22034/jmeut.2025.66410.3536>.
- [34] Huang W, Marefati M. Development, exergoeconomic assessment and optimization of a novel municipal solid waste-incineration and solar thermal energy based integrated power plant: An effort to improve the performance of the power plant. *Process Saf Environ Prot* 2023;172:562-578.
- [35] Hendo AH, Sanaye S. Simultaneous economic and exergetic optimization of a municipal solid waste incineration plant for sustainable power generation. *Energy* 2024;293:130713.
- [36] Stevens R, Keairns D, Kuehn N, Newby R, Shah V. Guidance for NETL's Oxycombustion R&D Program: Chemical Looping Combustion Reference Plant Designs and Sensitivity Studies. National Energy Technology Laboratory; 2014.
- [37] U.S. Energy Information Administration. Average Price of Electricity n.d. https://www.eia.gov/electricity/monthly/epm_table_grapher.php?t=epmt_5_3.
- [38] Li G, Chang Y, Liu T, Yu Z, Liu Z, Liu F, et al. Hydrogen element flow and economic analyses of a coal direct chemical looping hydrogen generation process. *Energy* 2020;206:118243.
- [39] Stenberg V, Spallina V, Mattisson T, Rydén M. Techno-economic analysis of H₂ production processes using fluidized bed heat exchangers with steam reforming--Part 1: Oxygen carrier aided combustion. *Int J Hydrogen Energy* 2020;45:6059-81.
- [40] Couper JR, Penney WR, Fair JR, Walas SM. Chemical Process Equipment: Selection and Design. Third Edit. Butterworth-Heinemann; 2012.
- [41] Zoelle A, Kuehn N. Quality Guidelines for Energy System Studies: Capital Cost Scaling Methodology: Revision 4 Report. NETL; 2019.
- [۹] غائبی ه، یاری م، قوامی س. شبیه سازی یک سیستم نوین تولید یکپارچه هیدروژن و توان با تلفیق چرخه ORC و سیستم ریفرمینگ بخارآب زیست گاز خورشیدی. مهندسی مکانیک دانشگاه تبریز ۱۳۹۹؛ ۲۰:۴۹-۹۸.
- [10] Mendiara T, Izquierdo MT, Oscar ´ Condori a L, García-Quiles, Abad A. Identification of oxygen carriers for chemical recycling of plastic waste using chemical looping technologies. *Fuel* 2025;394:135284.
- [11] Falascino E, Joshi RK, Kumar S, Jawdekar T, Kudva IK, Shinde SG, et al. Enabling plastic waste gasification by autothermal chemical looping with > 90 % syngas purity for versatile feedstock handling. *Appl Energy Combust Sci* 2024;19:100270.
- [12] Dai M, Xue Q, Guo T, Guo Q. Process Optimization And Life Cycle Assessment In a 10MWth food waste chemical looping gasification system for hydrogen production. *Process Saf Environ Prot* 2025;194:1421-1433.
- [13] A. Al-Qadri A, Ahmed U, Muhammad Ali H, Farooqi AS. A combined gasification-chemical looping approach for valorizing waste tires into ammonia: Techno-economic analysis. *Waste Manag* 2025;205:115020.
- [14] Chen L, Li H, Wang H, Liu K. Performance of red mud oxygen carriers in chemical-looping hydrogen production using different components of plastic waste pyrolytic gas. *J Clean Prod* 2023;409:137213.
- [15] Xiao J, Xu T, Shu Z, Chen W, Liu D. Iron-based spinel for H₂ production and CO₂ separation from plastics via chemical looping. *Appl Therm Eng* 2025;126633.
- [16] Qi J, Li H, Chen G, Yan B, Yao J. Thermodynamic modeling and performance analysis of chemical looping gasification combined with steam reforming for municipal solid waste: an Aspen Plus approach. *Energy Convers Manag* 2024;314:118655.
- [17] Sun Z, Chen X, Kuo P-C, Ding L, Aziz M. Co-feeding biomass and municipal solid waste for enhanced hydrogen and synthetic natural gas yields employing chemical looping process. *Chem Eng J* 2024;493:152487.
- [18] Hakandai C, Pramono HS, Aziz M. Conversion of municipal solid waste to hydrogen and its storage to methanol. *Sustain Energy Technol Assessments* 2022;51:101968.
- [19] Palone O, Gagliardi GG, Mechelli M, Cedola L, Borello D. Techno-economic analysis of sustainable methanol and ammonia production by chemical looping hydrogen generation from waste plastic. *Energy Convers Manag* 2023;292:117389.
- [20] Palone O, Cedola L, Rispoli F, Borello D. Municipal solid waste thermochemical conversion to substitute natural gas: Comparative techno-economic analysis between updraft gasification and chemical looping. *Energy Convers Manag* 2025;324:119294.
- [21] Posch S, Haider M. Optimization of CO₂ compression and purification units (CO₂CPU) for CCS power plants. *Fuel* 2012;101:254-63.
- [22] Farajollahi H, Hossainpour S. Macroscopic model-based design and techno-economic assessment of a 300 MWth in-situ gasification chemical looping combustion plant for power generation and CO₂ capture. *Fuel Process Technol* 2022;231:107244. <https://doi.org/10.1016/J.FUPROC.2022.107244>.
- [۲۳] خلیلی ساربانقلی س، گروسی فرش ل. طراحی و تحلیل ترمودینامیکی سیستم جدید جداسازی دی اکسیدکربن از گازهای حاصل از احتراق با رویکرد کاهش بارهای گرمایشی، سرمایشی و توان مورد نیاز. مهندسی مکانیک دانشگاه تبریز ۱۴۰۵؛ ۲۵:۵۵-۷۶. <https://doi.org/10.22034/jmeut.2025.62598.3440>.
- [24] Li F, Zeng L, Fan L-S. Biomass direct chemical looping process: Process simulation. *Fuel* 2010;89:3773-84.
- [25] Chen X, Sun Z, Kuo P-C, Aziz M. Carbon-negative olefins production from biomass and solar energy via direct chemical looping. *Energy* 2024;289:129943.