



تحلیل انرژی، انرژی و ترموآکونومیک سیکل ترکیبی نوین پیل سوختی اکسید جامد و ریفرمینگ بخار آب بیوگاز برای تولید همزمان توان و هیدروژن

الهه سلیمانی افسوران، سعید قوامی گرگری، هادی غائبی*، شاهین بصیری انزایی

دانشکده فنی و مهندسی، دانشگاه محقق اردبیلی، اردبیل، ایران.

تاریخچه داوری:

دریافت: ۱۳۹۷/۰۸/۲۳
بازنگری: ۱۴۰۰/۰۴/۱۹
پذیرش: ۱۴۰۰/۰۶/۱۳
ارائه آنلاین: ۱۴۰۰/۰۷/۲۵

کلمات کلیدی:

سیستم تولید دوگانه
پیل سوختی اکسید
ریفرمینگ بخار آب
انرژی و انرژی

خلاصه: در این مقاله، پیکربندی جدیدی از سیستم ترکیبی پیل سوختی اکسید جامد/توربین گازی با سیکل ریفرمینگ بیوگاز با اهداف تولید همزمان توان و هیدروژن ارائه شده است. حرارت خروجی از سیستم پایه پیل سوختی اکسید جامد جهت تأمین انرژی لازم واکنش ریفرمینگ و راه اندازی سیکل ریفرمینگ بیوگاز برای تولید هیدروژن مورد استفاده قرار گرفته است. مدل سازی جامع ترمودینامیکی و ترموآکونومیکی با استفاده از برنامه ای ای اس انجام گرفته است. همچنین مطالعه پارامتریک جهت بررسی تأثیر پارامترهای مختلف بر روی توان خالص خروجی، بازده انرژی و انرژی، نرخ تخریب انرژی و مجموع هزینه واحد محصول کل سیستم مورد تحلیل قرار گرفته است. نتایج نشان می دهد که بازده انرژی و انرژی سیستم ترکیبی پیشنهادی در مقایسه با سیستم پایه پیل سوختی اکسید جامد/توربین گازی به ترتیب به میزان ۲۳/۳۱٪ و ۲۸/۱۹٪ افزایش یافته است. توان خالص خروجی و دبی جرمی هیدروژن کل سیستم به ترتیب ۲۷۲۶ کیلووات و ۰/۷۴۵۳ کیلوگرم در ثانیه به دست آمده است. از تحلیل انرژی کل سیستم، این نتیجه حاصل شد که جزء پس سوز بیشترین سهم را در بین سایر اجزای سیستم در حدود ۲۶٪ از نرخ تخریب انرژی کل به خود اختصاص داده است. با افزایش دمای ورودی پیل سوختی، ولتاژ پیل در دمای ۶۷۹ کلین به حداکثر مقدار می رسد و سپس کاهش می یابد. در نتیجه، بازده انرژی و انرژی به بیشترین مقدار رسیده و سپس کاهش می یابد. علاوه بر این، نرخ تخریب انرژی و مجموع هزینه واحد محصول کل سیستم ترکیبی به ترتیب برابر ۱۵۳۲ کیلووات و ۹۴۰۰ دلار بر گیگاژول محاسبه شده است.

۱- مقدمه

بهره برداری بیش از حد از سوخت های فسیلی منجر به بروز مجموعه ای از مشکلات زیست محیطی شده است که آلودگی هوا، گرمایش جهانی سطح زمین و نگرانی های مربوط به آن بیشتر مورد توجه قرار گرفته است. با توجه به نیاز روزافزون بشر به انرژی های تجدیدپذیر و کاهش آلاینده های، روز به روز بر اهمیت سیستم های تجدیدپذیر افزوده می شود. بنابراین رویکردها و فناوری ها برای بهبود بازده تبدیل انرژی و کاهش انتشار گازهای گلخانه ای توسعه یافته است. سلول های سوخت یک روش کارآمد در مقایسه با روش های تولید برق معمولی برای تولید انرژی ناشی از تبدیل مستقیم انرژی شیمیایی سوخت به انرژی حرارتی و برق ارائه داده است. پیل سوختی اکسید جامد یکی از مهم ترین انواع پیل های سوختی است. این نوع پیل به عنوان یک وسیله ای فوق العاده برای نیروگاه های قدرت در آینده در نظر گرفته شده است که با داشتن ویژگی های بازده بالا، مدولار بودن، ساختار ساده، سازگار با محیط زیست و

بی صدا بودن در مقایسه با سایر انواع پیل های سوختی، پیل سوختی اکسید جامد توسط دولت ها، توسعه دهندگان و محققان بیشتر مورد توجه قرار گرفته است [۱-۴]. این ابزار الکتروشیمیایی بر پایه ی یک الکترولیت رسانای یونی حالت جامد که به دمای عملکرد بالا احتیاج دارد، کار می کند. با بازیابی گرمای اتلافی، راندمان بالا در سیستم امکان پذیر است که معمولاً با یک توربین گاز همراه می شود تا سیستم هیبرید پیل سوختی اکسید جامد-توربین گاز را ایجاد کند که می تواند کارایی کلی را بهبود بخشد [۵].

در دهه های اخیر، هیدروژن به عنوان دومین منبع انرژی پاک در نظر گرفته شده که معمولاً به عنوان حامل انرژی از آن یاد می شود و به طور گسترده در صنایع شیمیایی و نیروگاه ها مورد استفاده قرار می گیرد. از هیدروژن می توان برای جابجایی، ذخیره و دریافت انرژی استفاده شود، به شکلی که به راحتی در کنار بسیاری از کاربردهای دیگر قابل استفاده باشد. تقاضای زیادی برای هیدروژن به عنوان ماده اولیه شیمیایی موجود در بخش های مختلف صنعت، از جمله بخش های پالایشگاه نفت برای تولید سوخت معمولی، تولید شیشه

* نویسنده عهده دار مکاتبات: hghaebi@uma.ac.ir

می‌دهند، در حالی که ویستون و همکاران [۱۴] اخیراً راندمان الکتریکی ۵۲/۹٪ برای سیکل ترکیبی توربین گازی مشابه را گزارش داده است. ژانگ و همکاران [۱۵] یک سیستم قدرت یکپارچه پیل سوختی اکسیدجامد-توربین گازی-رانکین آلی^۲ را مورد بررسی قرار دادند که کارایی الکتریکی سیستم برابر با ۶۶/۲۷٪ حاصل شد. ابراهیمی و مرادپور [۱۶] یک سیستم قدرت پیل سوختی اکسیدجامد/ توربین گازی- رانکین آلی ارائه دادند و نتایج نشان داد که صرفه‌جویی در مصرف سوخت در حدود ۴۵٪ قابل دستیابی است و راندمان الکتریکی کلی می‌تواند به بیش از ۶۵٪ برسد. فرهاد و همکاران [۱۷ و ۱۸] یک سیستم سه‌گانه شامل پیل سوختی اکسیدجامد، سیکل رانکین آلی و یک مبدل حرارتی برای فرایندهای گرمایش و یک چیلر جذبی تک‌اثر برای خنک‌کننده را مورد بررسی قرار دادند و نتایج به‌دست‌آمده از این مطالعات نشان داد که ۲۵٪-۳٪ افزایش در کارایی در مقایسه با سیکل قدرت پیل سوختی اکسیدجامد/ توربین گازی- رانکین آلی وجود دارد و بیشترین کارایی این سیستم سه‌گانه می‌تواند به ۷۶٪ برسد. امکان استفاده از پیل سوختی اکسیدجامد در ترکیب با توربین گازی به‌عنوان سیستم تولید همزمان توان، حرارت و برودت^۳ برای کاربردهای دریایی توسط گوگوی و همکاران [۱۹] مورد مطالعه قرار گرفته است. نتایج شبیه‌سازی با استفاده از چیلر جذبی دو اثره، افزایش کارایی سیکل را به میزان قابل‌توجهی اثبات کرد اما چرخ خشک‌کن در رطوبت‌زدایی خیلی موفق نیست.

در زمینه سیستم‌های تولید چندگانه، هیدروژن اخیراً به‌عنوان جایگزینی برای تولید و ذخیره برق بوده است. آکار و دینکر [۲۰] تأثیر عواملی چون محیط‌زیست، هزینه‌های تولید، کارایی انرژی و آگزوری را برای تولید هیدروژن از منابع تجدیدپذیر و تجدیدناپذیر با استفاده از روش‌های مختلف مطالعه کرده‌اند. گرگری و همکاران [۲۱] یک سیستم ترکیبی دوگانه جدید جهت تولید توان و هیدروژن را پیشنهاد داده‌اند. این سیستم ترکیبی از راکتور هلیوم مدولار- توربین گاز و سیستم ریفرم بخار بیوگاز می‌باشد که مخلوط بیوگاز شامل مقدار قابل‌توجهی متان و کربن‌دی‌اکسید و همچنین مقدار ناچیزی از سایر گازهاست. نتایج به‌دست‌آمده، بهبود قابل‌توجهی در کارایی سیستم پایه از دیدگاه قانون اول و دوم ترمودینامیک نشان می‌دهد. علاوه بر این نتایج تجزیه و تحلیل آگزوری نشان داده است که در بین همه اجزا، هسته راکتور بیشترین میزان تخریب آگزوری را به خود اختصاص داده است. مطالعه پارامترهای ترمودینامیکی روی معیارهای عملکرد نشان می‌دهد که

مسطح با استفاده از تکنیک شیشه‌ای، پتروشیمی و غیره وجود دارد. علاوه بر این، یکی از سبک‌ترین عناصر است که باید با تفکیک (آب، هیدروکربن و غیره) تولید شود [۶ و ۷]. هیدروژن را می‌توان به‌طور مؤثر توسط سیستم‌های سلولی سوخت با اثرات گلخانه‌ای ناچیز به برق تبدیل کرد [۸]. امروزه، ۵۰٪ هیدروژن عمدتاً توسط گاز طبیعی فرایندهای ریفرمینگ بخار، ۳۰٪ توسط پالایشگاه‌های نفت، ۱۶٪ با استفاده از فرآیند گاززدایی زغال‌سنگ و تنها ۴٪ توسط الکترولیز آب تولید می‌شود [۹]. در میان انواع مختلف فرآیند ریفرمینگ مانند اکسیداسیون جزئی، ریفرمینگ خودکار- حرارتی و ریفرمینگ بخار آب، میزان تولید هیدروژن از ریفرمینگ بخار، نسبتاً زیاد است [۱۰]. یکی از ویژگی‌های اصلی سیستم‌های ریفرمینگ بخار آب بیوگاز (۷۰٪ گاز طبیعی) این است که آن‌ها به شدت گرماگیر هستند و در فشار کم (۱ اتمسفر) و درجه حرارت بالا (۸۰۰-۱۲۰۰ کلوین) رخ می‌دهند که به یک منبع گرمای خارجی نیاز دارند و از این‌رو درجه حرارت محصولات سیستم بسیار بالا است [۱۱]. در نتیجه، برای بازیافت حرارت اتلافی محصولات و بهبود عملکرد سیستم، ادغام این سیستم با چرخه‌هایی را می‌توان در نظر گرفت که به منبع گرمای کم‌دما نیاز دارند. استفاده از بیوگاز برای تولید هیدروژن مبتنی بر فرایندهای ریفرمینگ، به موضوع جالبی در واحدهای توزیع محلی کوچک تبدیل شده است. اجزای اساسی بیوگاز متان و کربن‌دی‌اکسید هستند که فرآیند ریفرمینگ خشک می‌تواند برای تولید هیدروژن مناسب‌تر باشد. اما به دلیل دمای بالای واکنش و عدم وجود بخار در چنین فرآیندی، غیرفعال کردن کاتالیزور می‌تواند با رسوب کک و پالایش فاز فلزی روبرو شود. در نتیجه باید تلاش بیشتری برای توسعه فرمولاسیون کاتالیست فعال و پایدار انجام شود. در واقع، ریفرم بخار آب متان^۱ رایج‌ترین فرآیند شیمیایی در تبدیل متان به هیدروژن با نسبت آب به متان ۱:۱ است. بهبود عملکرد سیستم‌های تبدیل انرژی با استفاده از حرارت اتلافی در صنعت، یک روش مؤثر در سرتاسر جهان است [۱۲].

در سال‌های اخیر، پژوهش‌های قابل‌توجهی در زمینه ترکیب سیستم‌های مختلف با سیستم پیل سوختی اکسید جامد صورت گرفته است. در اکثر تحقیقات گذشته، ترکیب سیکل‌ها با سیستم پیل سوختی اکسیدجامد، از منظر تجزیه و تحلیل ترمودینامیکی مورد بررسی قرار گرفته است. کمپنری و همکاران [۱۳] نشان دادند که ادغام یک پیل سوختی اکسیدجامد با یک توربین گازی، کارایی نسبتاً بالاتری نسبت به پیکربندی سیکل ترکیبی توربین بخار دارد. با این حال، آن‌ها کارایی نهایی بیش از ۷۵٪ برای هر دو سیستم را گزارش

2 Solid Oxide Fuel Cell/Gas Turbine- Organic Rankine Cycle (SOFC/GT-ORC)

3 Combined Cooling, Heating and Power (CCHP)

1 Steam Methane Reforming (SMR)

۲- توصیف سیستم مورد مطالعه

شکل ۱، نمای شماتیک از سیستم تولید دوگانه پیل سوختی اکسید جامد-ریفرمینگ بخار آب بیوگاز را نشان می‌دهد. هدف، تولید همزمان توان و هیدروژن با استفاده از حرارت اتلافی پیل سوختی اکسید جامد و فرآیند ریفرمینگ است. همان‌طور که در زیرسیستم پیل سوختی اکسید جامد مشاهده می‌شود، ابتدا سوخت و هوا در کمپرسورهای مربوطه فشرده (جریان ۲ و ۱) و سپس با گرمای خروجی از توربین گاز پیش‌گرم می‌شوند (جریان ۵ و ۴). از طرفی آب خروجی از پمپ (جریان ۳) برای تولید بخار سوپر هیت با گرمای خروجی از توربین گاز توسط پیش‌گرم مربوطه، پیش‌گرم می‌شود (جریان ۶) و با سوخت پیش‌گرم شده (جریان ۸) ترکیب می‌شود (جریان ۱۰) تا مخلوط مورد نیاز برای واکنش ریفرمینگ داخلی را تولید کند. هوای پیش‌گرم شده به بخش کاتد پیل سوختی و مخلوط جریان به بخش آنود هدایت می‌شوند. واکنش الکتروشیمیایی برای تولید جریان نامتناوب^۱ رخ می‌دهد که توسط این‌تور به جریان متناوب^۲ تبدیل می‌شود. بعد از اتمام واکنش الکتروشیمیایی، هوای اضافی خروجی از کاتد (جریان ۱۱) با سوخت واکنش‌نشده‌ی خروجی از آنود (جریان ۱۲) در پس‌سوز احتراق یافته تا گاز محترق در دما و فشار بالا را تولید کند که برای تولید قدرت توسط توربین گاز منبسط می‌شود. از گاز خروجی توربین به ترتیب برای پیش‌گرم کردن هوا، سوخت و آب استفاده می‌شود.

در زیرسیستم بعدی (ریفرمینگ بخار آب بیوگاز)، ابتدا جریان خروجی توربین وارد ریفرمر می‌شود (جریان ۱۷) و حرارت مورد نیاز واکنش ریفرمینگ را تأمین می‌کند و باعث تولید هیدروژن در سیستم ریفرمینگ بخار آب می‌شود. در این زیرسیستم، هدف تولید هیدروژن از فرآیند ریفرمینگ بخار آب بیوگاز است. همان‌طور که مشاهده می‌شود، مخلوط بیوگاز (جریان ۱۹) از یک طرف به سیستم وارد و از طرف دیگر بخار آب (جریان ۲۱) وارد فرآیند می‌شوند. جریان‌های پیش‌گرم شده (جریان ۲۲ و ۲۰) در مخلوط‌کننده با هم مخلوط (جریان ۲۳) و در رکپراتور با استفاده از دمای بالای محصولات واکنش ریفرمینگ دوباره گرم شدند (جریان ۲۵) تا شرایط لازم برای انجام واکنش شیمیایی ریفرمینگ در ریفرمر آماده شود. همچنین به دلیل انجام واکنش ریفرمینگ بخار بیوگاز در دمای بالا، از جریان خروجی توربین گاز سیکل پایه برای تأمین گرمای واکنش استفاده می‌شود. جریان گازهای خروجی واکنش در ریفرمر که شامل ترکیب‌های شیمیایی هیدروژن، کربن مونواکسید، دی‌اکسید کربن، متان و بخار آب بوده، دارای انرژی حرارتی قابل توجهی است.

بیشترین میزان کارایی انرژی و انرژی را می‌توان توسط افزایش دمای ورودی توربین، نسبت مولار بخار به کربن، نسبت فشار توربین یا کاهش نسبت مولار کربن دی‌اکسید به متان و نسبت فشار کمپرسور به دست آورد و در نهایت نشان داده شده است که عملکرد سیستم پیشنهادی می‌تواند دمای ریفرمر را به حداکثر برساند. سیبیتی و همکاران [۱۲] راکتور ریفرمر بخار بیوگاز را در محدوده دما ۷۰۰-۹۰۰ درجه سانتی‌گراد، هم از نظر تئوری و هم تجربی طراحی کرده‌اند. نتایج نشان می‌دهد که افزایش درجه حرارت و نسبت مولی بخار به کربن در محدوده ۱-۵ باعث افزایش تولید هیدروژن می‌شود که در دمای ۹۰۰ درجه سانتی‌گراد، نسبت مولی هیدروژن ۰/۴۵ و نسبت بخار به کربن ۳ به دست آمده است.

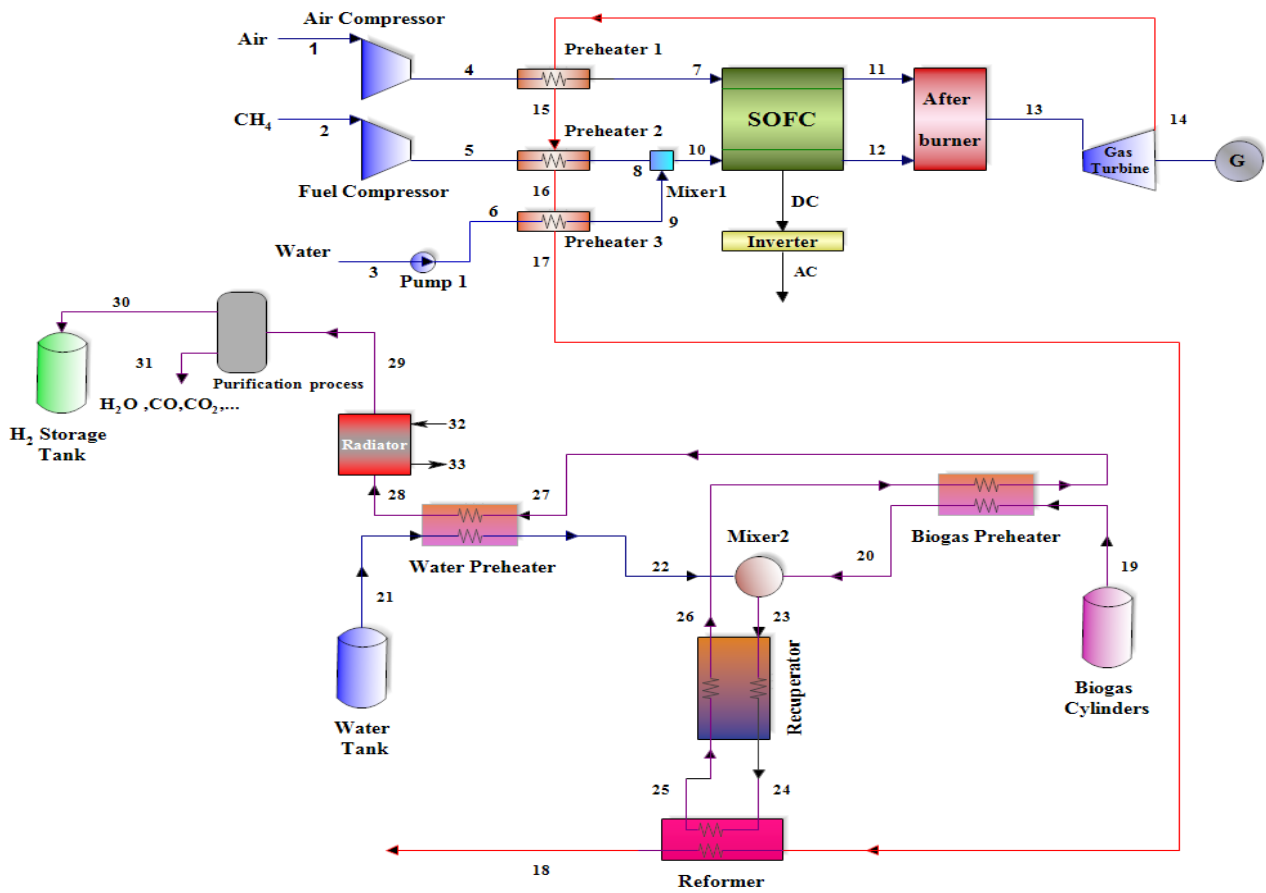
تجزیه و تحلیل ترمودینامیکی سیستم بخار آب بیوگاز، می‌تواند ابزاری مفید برای ارزیابی عملکرد سیستم‌های دوگانه تولید توان و هیدروژن باشد. ربانی و دینکر [۲۲] یک سیستم ریفرمر بخار آب با نیروگاه ترکیبی برای تولید هیدروژن با استفاده از بخار و سوخت هیدروکربن را از دیدگاه انرژی و انرژی مورد تجزیه و تحلیل قرار داده‌اند. آن‌ها از گلیسرول به عنوان سوخت در ریفرمر بخار استفاده کرده و یک مطالعه جامع پارامتری ارائه دادند که نشان می‌دهد افزایش نسبت بخار به گلیسرول باعث افزایش تولید هیدروژن می‌شود، در حالی که کارایی کلی سیستم کاهش می‌یابد.

با توجه به اینکه تاکنون تحقیقات زیادی در زمینه طراحی و مطالعه سیستم‌های هیبریدی جدید بر پایه سیستم پیل سوختی اکسید جامد صورت گرفته است، در این پژوهش پیکربندی جدیدی از ترکیب سیستم پیل سوختی اکسید جامد با توربین گاز و سیستم ریفرمینگ بخار آب بیوگاز به عنوان یک چرخه جدید جهت تولید همزمان توان و هیدروژن در نظر گرفته شده است. علاوه بر این، تلفیق این دو سیستم و بهره‌برداری از انرژی اتلافی سیستم پیل سوختی توسط سیستم ریفرمینگ بخار آب بیوگاز برای تولید همزمان توان و هیدروژن، یکی دیگر از نوآوری‌های جدید برای کاهش اثرات زیست‌محیطی است. اهداف عمده تحقیق حاضر عبارتند از:

- ارائه یک سیستم جدید با هدف تولید همزمان توان و هیدروژن با استفاده از سیستم‌های پیل سوختی اکسید جامد، توربین گاز و ریفرمینگ بخار آب بیوگاز
- مدل‌سازی جامع ترمودینامیکی و ترموآکونومیکی سیستم پیشنهادی
- مطالعه جامع پارامتریک جهت بررسی اثر پارامترهای مختلف بر روی عملکرد سیستم ترکیبی.

1 DC

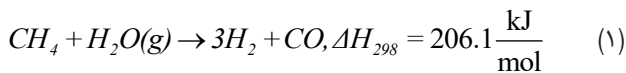
2 AC



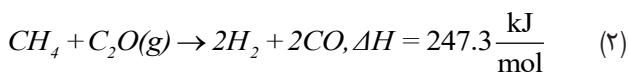
شکل ۱. نمای شماتیک از سیستم پیشنهادی تولید دوگانه توان و هیدروژن

Fig. 1. Schematic of the proposed power and hydrogen cogeneration system.

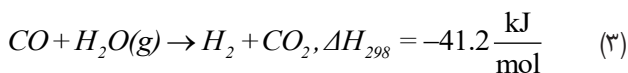
۳-۱- مدل سازی واکنش های شیمیایی انجام شده ریفرمینگ به طور کلی، فرآیند ریفرمینگ بخار آب بیوگاز که در ریفرمینگ انجام می شود، می تواند ترکیب کلی واکنش های تعادلی (۴-۱) باشد [۲۳]. واکنش ریفرمینگ بخار آب متان:



واکنش ریفرمینگ دی اکسید کربن متان:



واکنش شیفت گاز آب:



برای استفاده بهینه از گرمای بالای این جریان (جریان ۲۵)، مخلوط بیوگاز و بخار آب ورودی سیستم، پیش گرم می شوند. در نهایت، برای کاهش دمای گازهای خروجی از یک واحد گرمایش استفاده شده است. سپس توسط فرآیندهای خالص سازی می توان هیدروژن (جریان ۲۹) را از گاز سنتز جدا کرد و به عنوان خوراک فرآیند تولید الکتریسیته در پیل های سوختی و سایر سیستم ها مورد استفاده قرار داد.

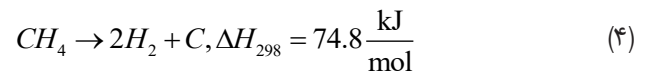
۳- مدل سازی ترمودینامیکی و ترموآکونومیکی

در این مقاله، ابتدا واکنش های انجام شده در سیستم ریفرمینگ بخار آب بیوگاز و پیل سوختی اکسید جامد مدل سازی شده، سپس مدل سازی ترمودینامیکی، معادلات موازنه جرم، انرژی، آگزرژی و ترموآکونومیکی سیستم مورد نظر ارائه شده است. از نرم افزار ای ای اس^۱ به عنوان ابزار اصلی در تمامی محاسبات استفاده می شود.

2 Carbon dioxide Methane Reforming (CMR)
3 Water Gas Shift Reaction (WGS)

1 Engineering Equation Solver (EES)

واکنش تجزیه متان^۱:



خروجی پیل و A, B, C, D و ضرایب ثابت می‌باشند [۲۸].

$$K_p = \frac{P_{CO_2} \cdot P_{H_2}}{P_{CO} \cdot P_{H_2O}} \quad (۸)$$

$$\log K_p = AT_{SOFC}^4 + BT_{SOFC}^3 + CT_{SOFC}^2 + DT_{SOFC} + E \quad (۹)$$

با فرض اینکه نرخ تبدیل مولی برای معادلات (۱۰) تا (۱۶) به ترتیب \dot{x}, \dot{y} و \dot{z} می‌باشد، معادلات تعادل جرم آن‌ها به صورت زیر بیان می‌شود [۲۹]:

$$\dot{n}_{CH_4, in} = \dot{x} \quad (۱۰)$$

$$\dot{n}_{H_2O, in} = 2.5\dot{x} \quad (۱۱)$$

$$\dot{n}_{H_2, out} = 3\dot{x} + \dot{y} - \dot{z} \quad (۱۲)$$

$$\dot{n}_{CO, out} = \dot{x} - \dot{y} \quad (۱۳)$$

$$\dot{n}_{CO_2, out} = \dot{y} \quad (۱۴)$$

$$\dot{n}_{H_2O, out} = 2.5\dot{x} - \dot{y} + \dot{z} \quad (۱۵)$$

$$\dot{z} = U_f (3\dot{x} + \dot{y}) \quad (۱۶)$$

که \dot{n} نشان دهنده نرخ جریان مولی در ورودی و خروجی پیل سوختی و U_f نشان دهنده فاکتور مصرف سوخت می‌باشد.

ولتاژ تولیدی پیل سوختی به صورت زیر به دست می‌آید [۲۹]:

$$V_{SOFC} = V_N - V_{loss} \quad (۱۷)$$

محاسبات مربوط به افت ولتاژ و ولتاژ نرنست در پیوست ۱ ارائه شده

است.

هر دو واکنش ۱ و ۲ به شدت گرماگیر است و در فشارهای پایین و دماهای بالا (۸۰۰-۱۲۰۰ کلوین) صورت می‌گیرند. به همین دلیل، منبع گرمای مناسبی برای انجام واکنش لازم است که در این مقاله از حرارت بالای جریان خروجی از توربین گاز برای شروع واکنش ریفرمینگ استفاده شده است. واکنش شیفت گاز آب هم گرماده است و در دماهای پایین (۵۰۰-۶۰۰ کلوین) انجام می‌گیرد [۲۴]. محدودیت اصلی واکنش ۲، امکان تشکیل کربن (در واکنش تجزیه متان) و نیاز به منبع دمای بالایی برای انجام واکنش است [۲۵]. انجام همزمان واکنش ۱ و ۲ که در آن می‌توان با اضافه کردن بخار آب به متان در دماهای بالا، میزان تولید هیدروژن و بازده انرژی سیستم را افزایش و همچنین امکان تشکیل کربن را کاهش داد. بنابراین برای افزایش میزان تولید هیدروژن و کاهش تشکیل کربن نیاز به بهینه‌سازی نسبت مولی بخار آب به کربن و دمای واکنش است [۲۶ و ۲۷].

۳-۲- مدل سازی پیل سوختی اکسید جامد

واکنش‌های الکتروشیمیایی و همچنین واکنش کلی که در کاتد و آند رخ می‌دهند، به شرح زیر می‌باشد:

واکنش ریفرمینگ:



واکنش شیفتینگ:



واکنش کلی [۱۲]:



در واکنش شیفتینگ، ثابت تعادل^۲ به صورت رابطه‌ی زیر حاصل می‌شود:

که $P_{CO_2}, P_{H_2}, P_{CO}, P_{H_2O}$ فشارهای جزئی، T_{SOFC} دمای

1 Methane Decomposition Reaction (MDR)

2 K_p

۳-۳- موازنه جرم و انرژی

با فرض شرایط پایا برای هر حجم کنترل نشان داده شده در شکل ۱، موازنه جرم و انرژی برای هر یک از اجزای سیستم به ترتیب به صورت روابط (۱۸) و (۱۹) خواهد بود [۳۰]:

$$\sum \dot{m}_{in} = \sum \dot{m}_{out} \quad (18)$$

$$\sum_i \dot{E}_{in} = \sum_o \dot{E}_{out} \quad (19)$$

که \dot{E}_{in} مقدار انرژی ورودی و \dot{E}_{out} مقدار انرژی خروجی به حجم کنترل است.

۳-۳-۱- سیکل پایه پیل سوختی اکسید جامد

پیل سوختی اکسید جامد وسیله‌ای الکتروشیمیایی است که انرژی شیمیایی را مستقیماً به برق تبدیل می‌کند. در این پژوهش، محصول متان برای تغذیه محفظه پیل سوختی در نظر گرفته شده است. جریان کل و چگالی جریان از روابط زیر تعیین می‌گردند:

$$I_{SOFC} = i \cdot A_{act} \quad (20)$$

$$i = \frac{\dot{z} \cdot n_e \cdot F}{A_{act}} \quad (21)$$

توان پیل و توان الکتریکی پیل سوختی به صورت زیر تعریف می‌شوند:

$$\dot{W}_{SOFC} = I_{SOFC} \cdot V_{SOFC} \quad (22)$$

$$\dot{W}_{SOFC,inv} = \eta_{inv} \cdot \dot{W}_{SOFC} \quad (23)$$

۳-۳-۲- سیستم تولید هیدروژن

برای تعیین میزان تولید هیدروژن به ازای هر مول متان از روابط (۲۵) تا (۲۷) استفاده شده است [۲۲]:
نسبت مولی بخار آب به کربن در ابتدای واکنش:

$$S_c = \left(\frac{n_{H_2O}}{n_{CH_4}} \right)_{in} \quad (24)$$

نسبت مولی دی‌اکسید کربن به متان در مخلوط بیوگاز:

$$C_m = \left(\frac{n_{CO_2}}{n_{CH_4}} \right)_{in} \quad (25)$$

میزان تولید هیدروژن به ازای هر مول متان:

$$y_{H_2} = \left(\frac{(n_{H_2})_{out}}{(n_{CH_4})_{in}} \right) \quad (26)$$

که $(n_{H_2})_{out}$ ، مول هیدروژن خروجی از واکنش ریفرمینگ و $(n_{CH_4})_{in}$ ، مول متان ورودی در مخلوط بیوگاز است.

۳-۳-۴- آنالیز انرژی

انرژی هر جریانی، ماکزیمم کاری تئوری قابل حصول از آن جریان است، در شرایطی که آن جریان فقط با محیط تبادل حرارت داشته باشد و به فشار و دمای محیط آورده شود. با صرف نظر کردن از انرژی‌های جنبشی و پتانسیل جریان، بالانس انرژی برای هر یک از حجم کنترل‌ها از رابطه‌ی زیر به دست می‌آید:

$$\dot{E}x_D = \dot{E}x_F - \dot{E}x_P - \dot{E}x_L \quad (27)$$

که $\dot{E}x_L$ و $\dot{E}x_P$ ، $\dot{E}x_F$ به ترتیب مربوط به نرخ انرژی سوخت وارد شده، نرخ انرژی محصولات تولید شده و نرخ انرژی اتلافی هستند [۲۹].

۳-۵- تحلیل ترموآکونومیکی

$$SUCP = \frac{\dot{C}_{W,net} + \dot{C}[30]}{\dot{W}_{net} + \dot{E}x[30]} \quad (33)$$

معادلات بالانس انرژی، انرژی و ترموآکونومیکی به طور خلاصه در پیوست ۲ و ۳ ارائه شده است.

معادلات موازنه هزینه به همراه معادلات کمکی برای هر عضو سیستم اعمال شده‌اند. معادله موازنه هزینه می‌تواند به صورت \dot{C}_P بیانگر نرخ هزینه مربوط به تولید محصول سیستم تعریف شود که برابر با نرخ کل هزینه‌های ایجاد شده برای تولید محصول^۱، نرخ هزینه در ارتباط با سرمایه‌گذاری ثابت^۲ و نرخ هزینه اجرا و نگهداری^۳ می‌باشد [۳۰ و ۳۱]:

$$\dot{C}_{P,total} = \dot{C}_{F,total} + \dot{Z}_{total}^{CI} + \dot{Z}_{total}^{OM} \quad (28)$$

که در آن:

$$\dot{C} = c \times \dot{E}x \quad (29)$$

به همین ترتیب نتایج حاصل از سیستم کل به صورت زیر می‌باشد:
توان خالص خروجی سیستم:

$$\dot{W}_{net} = \dot{W}_{SOFC} + \dot{W}_{Tur} - \dot{W}_{Pum} - \dot{W}_{AC} - \dot{W}_{FC} \quad (30)$$

همچنین بازده انرژی، بازده انرژی و مجموع هزینه واحد محصول^۴ کل سیستم به صورت روابط زیر تعریف شده است:

$$\eta_{en,tot} = \frac{\dot{W}_{net} + (\dot{m}_{hydrogen} \cdot LHV_{H_2})}{(\dot{m}_{Biogas} \cdot LHV_{Biogas}) + (\dot{m}_{fuel} \cdot LHV_{fuel})} \quad (31)$$

$$\eta_{ex,tot} = \frac{\dot{W}_{net} + \dot{E}x[30]}{(\dot{n}_2 \cdot \overline{ex}_{ch}^{CH_4}) + \dot{E}x[19]} \quad (32)$$

۴- بحث و بررسی نتایج

در این بخش، نتایج به دست آمده از انرژی، انرژی و ترموآکونومیکی برای سیستم پیشنهادی پیل سوختی اکسیدجامد/ توربین گاز- ریفرمینگ بخار آب بیوگاز بر اساس شرایط طراحی، فرضیات و معادلات حاکم ارائه شده است.

۴-۱- فرضیات و اطلاعات ورودی سیستم

در این پژوهش، فرضیاتی که برای ساده سازی تحلیل سیستم در نظر گرفته شده است، عبارتند از:

- کلیه مدل سازی‌ها در شرایط پایا انجام شده است.
- هوای در نظر گرفته شده در پیل سوختی شامل ۷۹٪ نیتروژن و ۲۱٪ اکسیژن می‌باشد.
- از تغییرات انرژی جنبشی و پتانسیل در همه اجزای سیستم چشم‌پوشی شده است.
- از تلفات حرارتی در اجزای سیکل‌ها صرف نظر شده است.
- دمای جریان در ورودی کانال سوخت و هوا در محفظه پیل، ثابت و مشابه در نظر گرفته شده است.
- از افت فشار در تمامی اجزا صرف نظر شده است.
- فشار کاتد و آند سلول سوخت ثابت و مشابه فرض شده است.
- ترکیبات گازهای خروجی از فرآیند ریفرمینگ به صورت تعادل شیمیایی فرض شده است.
- ترکیبات گازهای خروجی از تحلیل به عنوان گاز ایده آل فرض شده‌اند.
- از انتقال حرارت تشعشع بین کانال‌های گاز و ساختار جامد صرف نظر شده است.
- احتراق کامل برای گازهای بدون واکنش در پس سوز فرض شده است.
- سایر اطلاعات ورودی سیستم در جدول ۱ خلاصه شده است.

- 1 \dot{C}_F
- 2 Capital Investment (CI)
- 3 Operating and Maintenance (OM)
- 4 Sum Unit Cost of Products (SUCP)

جدول ۱. داده‌های ورودی ترمودینامیکی موردنیاز و پارامترهای ثابت فرض شده در سیستم پیشنهادی

Table 1. Requisite thermodynamic input data and constant parameters assumed in the recommended system.

مقدار	توضیح	نماد
۲۹۸/۱۵	دمای مرجع ^[۳۲]	T_0 (K)
۱/۰۱۳	فشار مرجع ^[۳۲]	P_0 (bar)
۸۵	بازده آیزنتروپیک کمپرسور سوخت ^[۳۱]	$\eta_{is,FC}$ (%)
۸۵	بازده آیزنتروپیک کمپرسور هوا ^[۳۱]	$\eta_{is,AC}$ (%)
۸۰	بازده آیزنتروپیک پمپ ^[۳۱]	$\eta_{is,Pump}$ (%)
۲	تعداد الکترون‌های شرکت‌کننده در واکنش الکتروشیمیایی ^[۲۸]	n_e
۰/۵	ضریب انتقال بار ^[۲۸]	α
۸/۱۰۶	فشار عملکرد پیل سوختی ^[۳۱]	P_{SOFC} (bar)
۷۰۰	دمای ورودی پیل سوختی ^[۳۱]	$T_{in,SOFC}$ (K)
۲	نسبت بخار آب به کربن پیل سوختی ^[۳۱]	r_{sc} (m ²)
۰/۸۵	فاکتور مصرف سوخت ^[۳۱]	U_F
۲	سطح مؤثر فعال ^[۳۱]	A_{act} (cm ²)
۵۰۰۰۰	تعداد پیل‌های سوختی ^[۳۱]	N_{cell}
۰/۳	چگالی جریان تعادلی در آند ^[۳۱]	i_{oa} (A.cm ⁻²)
۰/۰۷۵	چگالی جریان تعادلی در کاتد ^[۳۱]	i_{oc} (A.cm ⁻²)
۰/۰۱	ضخامت آند ^[۳۱]	L_a (cm)
۰/۱۹	ضخامت کاتد ^[۳۱]	L_c (cm)
۰/۰۰۸۵	ضخامت اتصال دهنده ^[۳۱]	L_{int} (cm)
۰/۰۰۴	ضخامت الکترولیت ^[۳۱]	L_{elec} (cm)
۹۹	بازده احتراق پس‌سوز ^[۳۱]	η_{comb} (%)
۷۵	بازده توربین گاز ^[۳۱]	η_{Tur} (%)
۹۰	بازده اینورتر DC-AC ^[۳۱]	η_{INV} (%)
۵۰۰۰۰	ارزش حرارتی پایین متان ^[۲۸]	LHV_{CH_4} (kJ.kg ⁻¹)
۱۰۱۰۰	ارزش حرارتی پایین کربن مونواکسید ^[۲۸]	LHV_{CO} (kJ.kg ⁻¹)
۱۱۹۹۶۰	ارزش حرارتی بالای هیدروژن ^[۲۸]	LHV_{H_2} (kJ.kg ⁻¹)
۹۶۴۸۶	ثابت فارادی ^[۲۸]	F (C.mol ⁻¹)
۲۹۸/۱۵	دمای بیوگاز ^[۳۲]	T_{Biogas} (K)
۶/۸۹۵	فشار بیوگاز ^[۳۲]	P_{Biogas} (bar)
۲۹۸/۱۵	دمای خروجی تانک آب ^[۳۲]	T_{21} (K)
۹۰	کارایی پیش‌گرمکن بیوگاز ^[۳۲]	ε_{BPH} (%)
۹۰	کارایی ریکراتور ^[۳۲]	ε_{Rec} (%)
۹۰	کارایی پیش‌گرمکن آب ^[۳۲]	ε_{WPH} (%)
۰/۱۵	نسبت مولی کربن‌دی‌اکسید به متان	C_m
۶	نسبت مولی بخار آب به کربن ریفرمر	S_c
۱۵	اختلاف دمای ریفرمر	ΔT_{Ref} (K)
۱۵	اختلاف دمای رادیاتور	ΔT_{Rad} (K)
۱۵	نرخ هزینه سوخت متان در هر واحد انرژی ^[۲۸]	\dot{c}_2 (\$ / GJ)
۰/۰۵۱۸	نرخ هزینه تولید بیوگاز ^[۳۲]	\dot{c}_{19} (\$ / kWh)

جدول ۲. اعتبارسنجی نتایج شبیه‌سازی با مطالعات مرتبط در مراجع [۲۸ و ۳۲].

Table 2. Validation of simulation results with related studies in Refs. [28, 32].

سیستم / سیکل (الف)	پارامتر	مدل حاضر	مرجع [۲۸]	درصد اختلاف (%)
سیکل پیل سوختی	ولتاژ پیل (V)	۰/۶۸۴۱	۰/۶۸۳	۰/۱۶
	توان الکتریکی پیل (kW)	۴۱۳/۹	۴۰۰/۴	۳/۳۷
	توان کمپرسور هوا (kW)	۳۷/۱۲	۳۷/۷۱	۱/۵۶
	توان کمپرسور سوخت (kW)	۰/۷۳۱۶	۰/۷۳	۰/۲۱۹
	توان پمپ (kW)	۰/۰۰۱	۰/۰۰۱	۰
	بازده انرژی پیل (%)	۵۰/۵۴	۴۸/۶۴	۳/۹۱
	بازده انرژی پیل (%)	۴۸/۷۵	۴۶/۹۲	۳/۹
		[۳۲]		
سیستم تولید هیدروژن	درصد تبدیل متان (%)	۹۱/۸	۹۱/۲	۰/۶۵
	درصد تبدیل دی‌اکسیدکربن (%)	-۵/۴۷	-۵/۴۱	۱/۱
	کسر مولی هیدروژن تولیدی	۲/۷۶	۲/۷۹	۱/۰۷

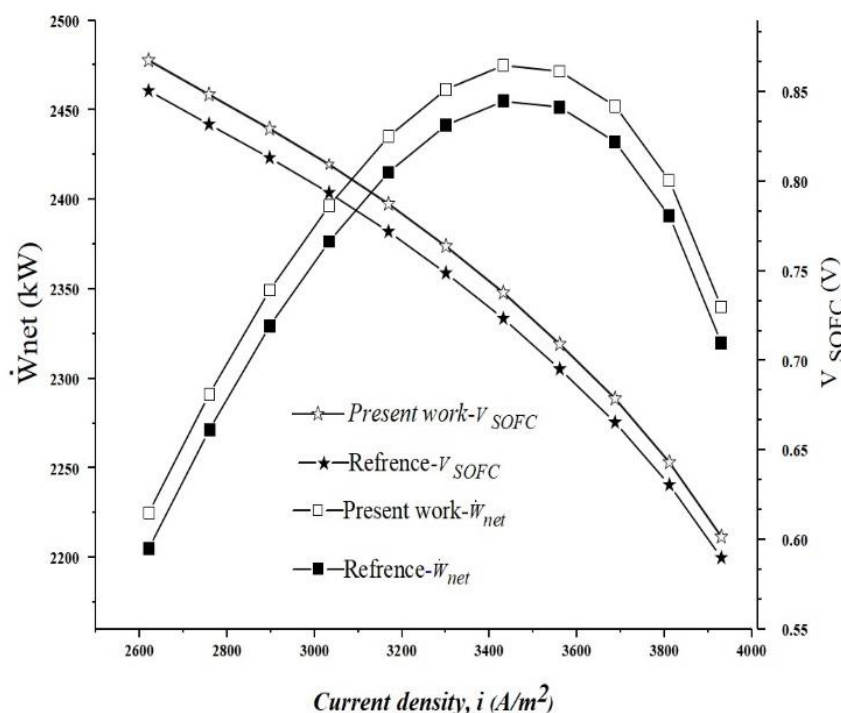
۴-۲- اعتبارسنجی نتایج

قرار گرفته است. همانطور که مشاهده می‌شود، نتایج با مطالعات مرجع شائولین از لحاظ تغییرات توان و ولتاژ پیل با چگالی جریان به صورت نمودار مقایسه انجام گرفت که نتایج، همخوانی خوبی با مطالعات قبلی داشته است.

۴-۳- نتایج شبیه‌سازی

قبل از ارائه معیارهای اصلی خروجی برای سیستم تولید دوگانه پیشنهادی، لازم است خواص ترمودینامیکی، انرژی و ترموآکونومیک برای هر یک از جریان‌ها با در نظر گرفتن فرضیات و پارامترهای ورودی آورده شوند. با این هدف، جدول ۴ خواص ترمودینامیکی، انرژی و ترموآکونومیک را برای جریان‌ها ارائه داده است. علاوه بر این، نتایج اصلی سیستم ترکیبی پیل سوختی اکسیدجامد/ توربین گاز- ریفرمینگ بخارآب بیوگاز براساس نتایج به‌دست‌آمده در جدول ۴، فرضیات و معادلات حاکم، در جدول ۳ ارائه شده است. براساس جدول ۳، بازده انرژی سیستم هیبریدی پیل سوختی اکسید جامد/ توربین گاز- ریفرمینگ بخارآب بیوگاز در مقایسه با سیستم پایه پیل سوختی اکسید جامد/ توربین گاز از مقدار ۵۲/۲۸٪ تا مقدار ۶۴/۴۷٪ (حدوداً برابر ۲۳/۳۱٪) بهبود یافته است. بنابراین از دیدگاه قانون اول،

سیستم ترکیبی پیشنهادی نوین، شامل دو زیرسیستم اصلی پیل سوختی اکسیدجامد و ریفرمینگ بخارآب بیوگاز است. به منظور بررسی صحت و اعتبار نتایج مدل‌سازی، اطلاعات موجود در مراجع [۲۸] و [۳۲] به‌ترتیب برای زیرسیستم‌های پیل سوختی اکسید جامد و ریفرمینگ بخارآب بیوگاز استفاده شده است. نتایج حاصل از زیرسیستم پیل سوختی با پژوهش‌های سادات و همکاران [۲۸] و همچنین نتایج شبیه‌سازی زیرسیستم ریفرمینگ با پژوهش‌های گرگری و همکاران [۳۲] مقایسه شده است. همان‌طور که در جدول ۲ مشاهده می‌شود، در زیرسیستم پیل سوختی، پارامترهای ولتاژ پیل، توان الکتریکی پیل، توان کمپرسور هوا، توان کمپرسور سوخت، توان پمپ، بازده انرژی پیل و بازده انرژی پیل و در زیرسیستم ریفرمینگ پارامترهای درصد تبدیل متان، درصد تبدیل کربن‌دی‌اکسید و کسر مولی هیدروژن تولیدی مورد مقایسه قرار گرفته و نتایج به‌دست‌آمده در این مدل‌سازی انطباق خوبی بین پارامترهای محاسبه‌شده در کار حاضر و منابع معتبر را نشان می‌دهد. همچنین در شکل ۲، به منظور اطمینان از داده‌های به‌دست‌آمده از شبیه‌سازی پیل سوختی، نتایج حاصل با پژوهش‌های شائولین و همکاران [۳۱] مورد بررسی



شکل ۲. اعتبارسنجی نتایج بدست آمده پیل سوختی اکسید جامد با مرجع [۳۱]

Fig. 2. Validation of modeling results for the SOFC stack with Ref. [31].

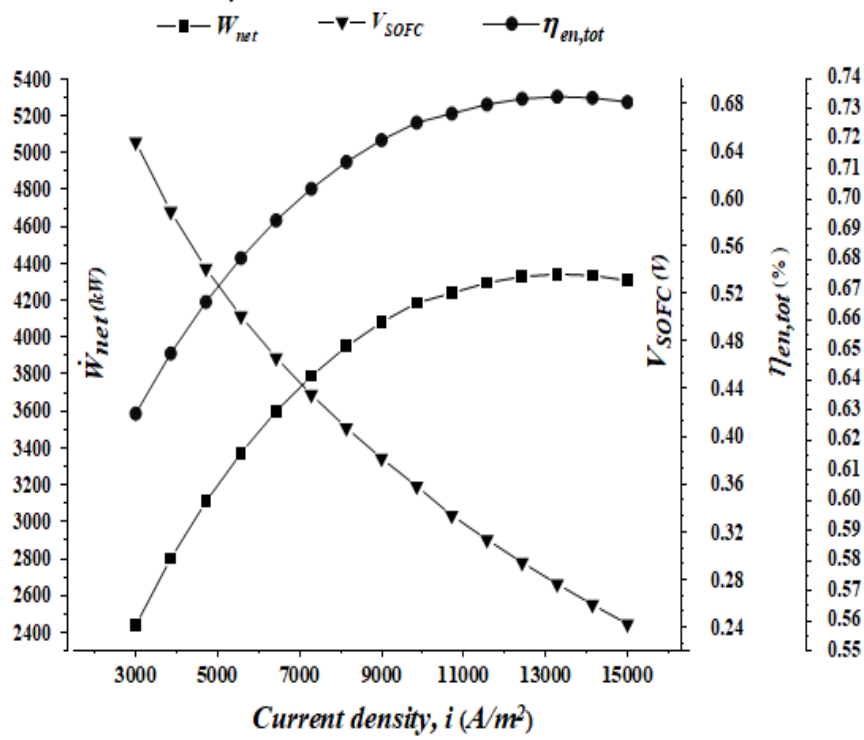
۴-۴-۱- چگالی جریان

شکل ۳- الف و ب، تأثیر چگالی جریان بر روی ولتاژ پیل، توان خالص تولیدی، بازده انرژی و انرژی سیستم، میزان تولید هیدروژن و مجموع هزینه واحد محصول را نشان می‌دهد. با توجه به شکل ۳- الف، با افزایش چگالی جریان، ولتاژ پیل کاهش می‌یابد و این کاهش به علت افزایش افت ولتاژ می‌باشد. همان‌طور که در رابطه (۱۷) مشاهده می‌شود، ولتاژ پیل از اختلاف ولتاژ نرنست و ولتاژ اتلافی حاصل می‌شود. با افزایش چگالی جریان، ولتاژ نرنست افزایش می‌یابد. از طرفی در ولتاژ اتلافی که شامل افت ولتاژ فعال‌سازی، اهمی و غلظت می‌باشد، افزایش بیشتری مشاهده می‌شود. با توجه به روابط افت ولتاژها، افت ولتاژ فعال‌سازی و اهمی رابطه‌ی مستقیمی با چگالی جریان دارند و افزایش می‌یابند. افت ولتاژ غلظت نیز به مقدار ناچیزی افزایش می‌یابد که در مجموع، ولتاژ اتلافی افزایش یافته و باعث کاهش ولتاژ پیل می‌شود. توان خالص با افزایش چگالی جریان با میزان تقریبی ۴۳۴۰ کیلووات به نقطه‌ی پیک می‌رسد و سپس کاهش می‌یابد که این تغییرات متناسب با تغییرات توان پیل است که طبق رابطه‌ی توان خالص تأثیر مستقیمی روی توان تولیدی می‌گذارد. به همین ترتیب در شکل

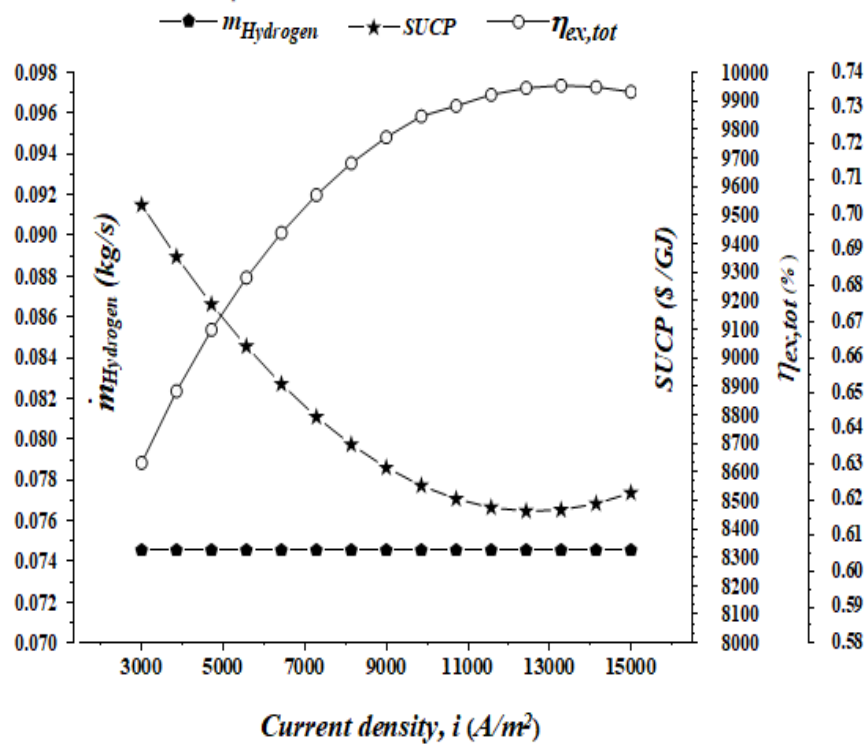
سیستم یکپارچه نتایج مطلوبی را ارائه می‌دهد. علاوه بر این بازده انرژی سیستم ترکیبی پیشنهادی می‌تواند به میزان ۲۸/۱۹٪ از مقدار ۴۳/۵۰٪ تا ۶۴/۶۵٪ بهبود یابد که این نشان می‌دهد که سیستم پیشنهادی بازده انرژی بالایی را نسبت به حالت پایه فراهم می‌کند. جدول ۵، تحلیل انرژی برای اجزای مختلف سیستم ترکیبی را نشان می‌دهد. براساس نتایج به‌دست‌آمده در جدول ۵، بیشترین نرخ تخریب انرژی بین اجزای مختلف سیستم مربوط به پس‌سوز با مقدار ۴۰۴/۸ کیلووات و پس از آن توربین گاز و محفظه پیل به ترتیب با مقدار ۳۰۲/۶ کیلووات و ۱۵۸/۷ کیلووات می‌باشد.

۴-۴-۲- مطالعه پارامتریک

در این بخش، تأثیر برخی متغیرهای ترمودینامیکی نظیر چگالی جریان، دمای ورودی پیل، نسبت مولی کربن‌دی‌اکسید به متان، نسبت مولی بخار آب به کربن، دمای ریفورمر بر روی معیارهای عملکردی سیستم ترکیبی شامل توان خالص تولیدی، ولتاژ پیل، بازده انرژی و انرژی سیستم، میزان تولید هیدروژن و مجموع هزینه واحد محصول سیستم ترکیبی مورد بررسی قرار گرفته است.



(الف)



(ب)

Fig. 3. The effect of the current density on (a) net output power, SOFC voltage, and total energy efficiency, (b) total exergy efficiency, hydrogen production rate and Sum Unit Cost Product of the system.

شکل ۳: تأثیر چگالی جریان بر، (الف) توان خالص تولیدی، ولتاژ پیل و بازده انرژی کل، (ب) بازده انرژی کل، نرخ تولید هیدروژن و مجموع هزینه واحد محصول کل سیستم.

جدول ۳. نتایج به دست آمده از مدل‌سازی ترمودینامیکی و ترمواکونومیکی سیستم پیشنهادی.

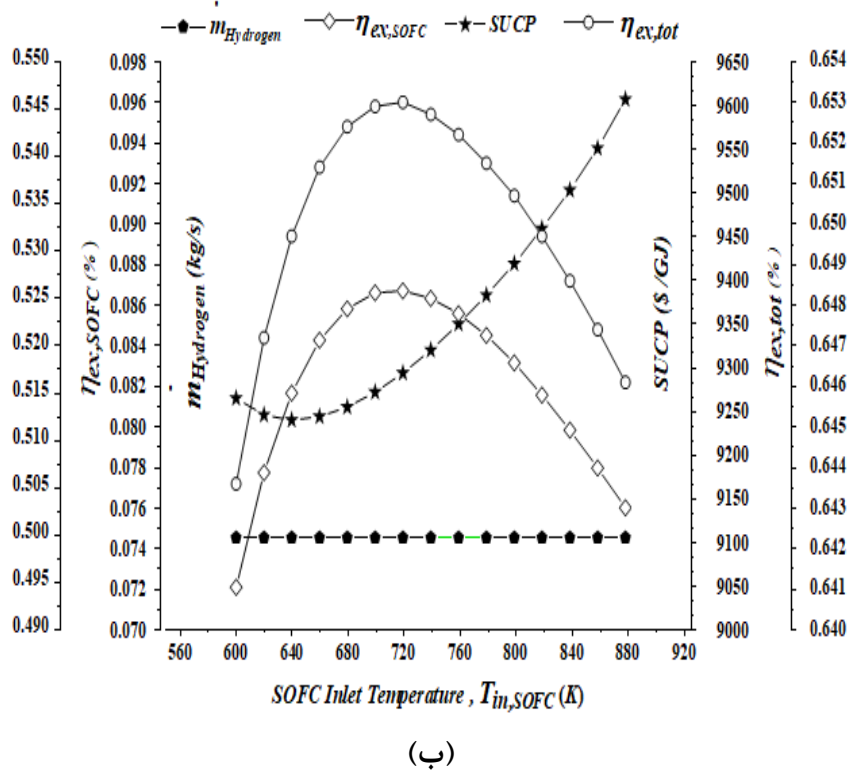
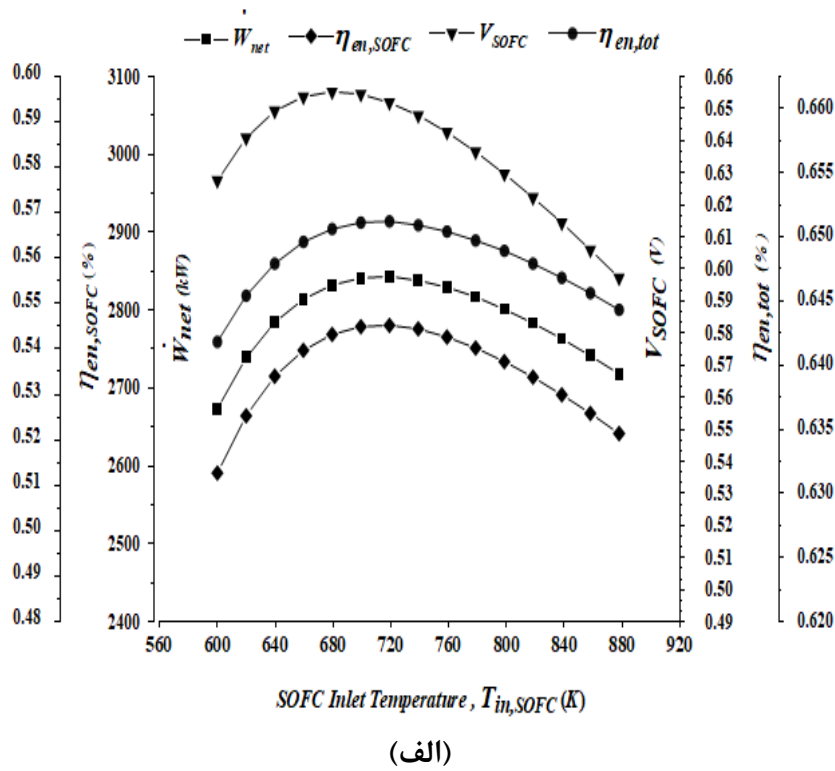
Table 3. Thermodynamic and thermo-economic assessment results for the proposed system.

مقدار	نماد	پارامتر
۱۲۷۱	T_{SOFC}	دمای عملکرد پیل (K)
۱۶۰۹	T_{Com}	دمای احتراق پس‌سوز (K)
۰/۶۰۰۱	V_{SOFC}	ولتاژ پیل سوختی (V)
۳۶۷۱	i	چگالی جریان عملکرد پیل سوختی ($A.M^{-1}$)
۲۴۲۴	\dot{W}_{SOFC}	توان الکتریکی پیل سوختی (kW)
۱۰۰۱	\dot{W}_{Tur}	توان خروجی توربین (kW)
۵۰/۱۵	\dot{W}_{FC}	توان مصرفی کمپرسور سوخت (kW)
۶۴۷/۷	\dot{W}_{AC}	توان مصرفی کمپرسور هوا (kW)
۰/۲۱۱۳	\dot{W}_{Pum}	توان پمپ (kW)
۲۱۸۱	\dot{W}_{inv}	توان اینورتر پیل سوختی (kW)
۲۷۲۶	\dot{W}_{net}	توان خالص تولیدی (kW)
۲۹۱/۳	\dot{Q}_{PH_1}	بار پیش‌گرمکن ۱ (kW)
۷۲/۲۴	\dot{Q}_{PH_2}	بار پیش‌گرمکن ۲ (kW)
۷۵۳/۶	\dot{Q}_{PH_3}	بار پیش‌گرمکن ۳ (kW)
۱۲۴۰	\dot{Q}_{Rec}	بار رکیراتور (kW)
۱۸/۶۴	\dot{Q}_{Rad}	بار رادیاتور (kW)
۱۹۹/۵	\dot{Q}_{Ref}	بار ریفرمر (kW)
۱۲۶/۶	\dot{Q}_{BPH}	بار پیش‌گرمکن بیوگاز (kW)
۴۷۳/۹	\dot{Q}_{WPH}	بار پیش‌گرمکن آب (kW)
۰/۰۷۴۵۳	$\dot{m}_{Hydrogen}$	نرخ جریان جرمی هیدروژن ($kg.s^{-1}$)
۱۵۳۲	$\dot{E}_{D,tot,SOFC-BSR}$	نرخ تخریب انرژی کل سیستم ترکیبی (kW)
۵۲/۲۸	$\eta_{en,SOFC}$	بازده انرژی پیل سوختی (%)
۵۰/۴۳	$\eta_{ex,SOFC}$	بازده انرژی پیل سوختی (%)
۶۴/۴۷	$\eta_{en,SOFC-BSR}$	بازده انرژی سیستم ترکیبی (%)
۶۴/۶۵	$\eta_{ex,SOFC-BSR}$	بازده انرژی سیستم ترکیبی (%)
۹۴۰۰	$SUCP$	مجموع هزینه واحد محصول سیستم (\$/GJ)

۴-۲-۴-۳ دمای ورودی پیل

شکل ۴- الف و ب، تأثیر دمای ورودی پیل بر روی ولتاژ پیل، توان خالص تولیدی، بازده انرژی و انرژی پیل، بازده انرژی و انرژی کل سیستم، میزان تولید هیدروژن و مجموع هزینه واحد محصول را نشان می‌دهد. با توجه به شکل ۴- الف با افزایش دمای ورودی پیل، افت ولتاژ اهمی کاهش یافته، افت ولتاژ غلظت و افت ولتاژ فعال‌سازی افزایش یافته است و این امر موجب افزایش ولتاژ اتلافی می‌شود. از طرفی با افزایش دمای ورودی پیل، ولتاژ نرنست کاهش می‌یابد. در نتیجه این تغییرات، با

۳- ب، طبق روابط (۳۱) و (۳۲) بازده انرژی و انرژی کل سیستم با روند تغییرات توان خالص تولیدی به ترتیب با میزان ۰/۷۳/۵۵٪ و ۰/۷۳/۷٪ به نقطه‌ی ماکزیمم رسیده و سپس کاهش می‌یابد. افزایش چگالی جریان تأثیری بر میزان تولید هیدروژن ندارد (حدود ۰/۰۷۴۵۳ کیلوگرم بر ثانیه). با افزایش چگالی جریان، نرخ هزینه تولید توان خالص افزایش و نرخ هزینه تولید هیدروژن کاهش می‌یابد. همچنین با در نظر گرفتن تأثیر توان خالص خروجی، مجموع هزینه واحد محصول کل سیستم تا مقدار مینیمم ۸۲۶۴ دلار بر گیگاژول کاهش یافته و سپس افزایش می‌یابد.



شکل ۴. تأثیر دمای ورودی پیل بر، (الف) توان خالص تولیدی، ولتاژ پیل، بازده انرژی پیل و بازده انرژی کل، (ب) بازده انرژی پیل، بازده انرژی کل، نرخ تولید هیدروژن و مجموع هزینه واحد محصول کل سیستم.

Fig. 4. The effect of the SOFC inlet temperature on (a) net output power, SOFC voltage, and SOFC and total energy efficiencies (b) SOFC and total exergy efficiencies, hydrogen production rate and Sum Unit Cost Product of the system.

شده است. با افزایش نرخ تولید هیدروژن، بازده انرژی کل سیستم بیشتر شده و از طرفی با ثابت بودن توان خالص تولیدی و افزایش انرژی کل تولید هیدروژن، بازده انرژی کل افزایش یافته است. همچنین با افزایش این نسبت، نرخ هزینه تولید هیدروژن افزایش یافته است که در مجموع با در نظر گرفتن این تغییرات طبق رابطه (۳۳)، نرخ هزینه واحد محصول کل سیستم کاهش می‌یابد.

۴-۴-۵- دمای ریفرمر

شکل ۷- الف و ب، تأثیر دمای ریفرمر بر روی ولتاژ پیل، توان خالص تولیدی، بازده انرژی و انرژی پیل، بازده انرژی و انرژی سیستم، میزان تولید هیدروژن و مجموع هزینه واحد محصول کل سیستم را نشان می‌دهد. با افزایش دمای ریفرمر، میزان ولتاژ پیل، توان خالص تولیدی و راندمان انرژی و انرژی پیل ثابت می‌مانند. همچنین همان‌طور که در شکل ۷-ب مشاهده می‌شود، با افزایش دما به دلیل اینکه واکنش‌های تعادلی زیادی انجام می‌شود و با توجه به طرف دوم معادلات (۱) تا (۳)، مول هیدروژن بیشتری تولید شده و روند صعودی دارد. با افزایش میزان تولید هیدروژن و انرژی مربوطه، بازده انرژی و انرژی کل سیستم افزایش یافته و در نتیجه با این تغییرات، نرخ هزینه واحد محصول کاهش می‌یابد و به مقدار ۹۰۴۱ دلار بر گیگاژول می‌رسد.

۵- نتیجه گیری

در این مقاله، یک سیستم ترکیبی متشکل از سیستم پیل سوختی اکسید جامد و سیستم ریفرمینگ بخار آب بیوگاز از دیدگاه انرژی، انرژی و ترموآکونومیک مورد بررسی قرار گرفته است. همان‌طور که قبلاً اشاره شد، هدف اصلی این سیستم، بازیابی حرارت تلف شده پیل سوختی اکسید جامد/توربین گاز برای تولید همزمان توان و هیدروژن در سیستم ریفرمینگ بخار آب بیوگاز با حداقل اثرات زیست‌محیطی است. برای تحلیل سیستم ترکیبی پیشنهادی در این مقاله از نرم‌افزار ای‌ای‌اس استفاده شده است. بر این اساس، مدل‌سازی جامع ترمودینامیکی و ترموآکونومیکی جهت بررسی پارامترهای تأثیرگذار بر روی سیستم ترکیبی مورد بررسی قرار گرفت. نتایج مهم حاصل از این پژوهش به صورت زیر خلاصه شده است:

- بازده انرژی سیستم ترکیبی در مقایسه با سیستم پایه پیل سوختی اکسید جامد/توربین گازی به میزان ۲۳/۳۱٪ از مقدار ۵۲/۲۸٪ تا ۶۴/۴۷٪ بهبود یافته است.

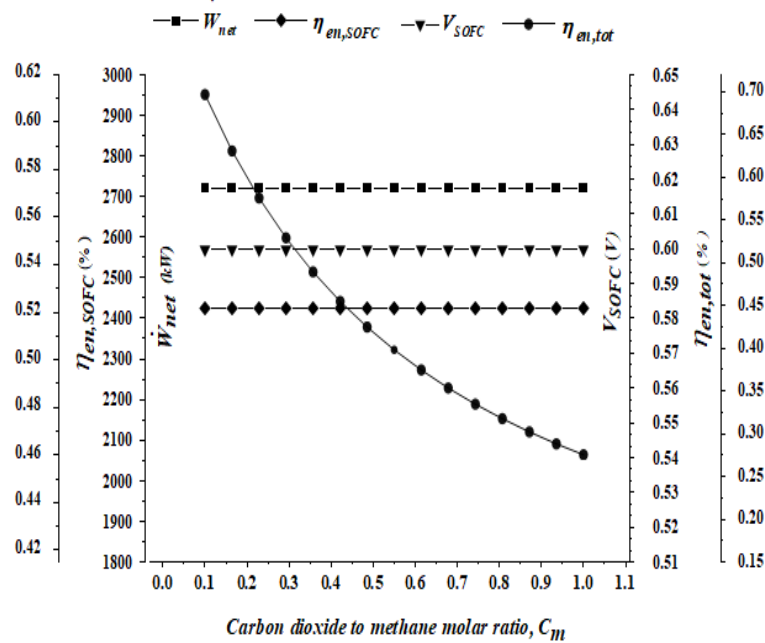
افزایش دمای ورودی پیل، ولتاژ پیل در دمای تقریبی ۶۷۹ کلوین به نقطه‌ی پیک رسیده و سپس کاهش می‌یابد. به همین ترتیب توان خالص تولیدی، بازده انرژی و انرژی پیل و همچنین در شکل ۴-ب، بازده انرژی و انرژی سیستم در دمای تقریبی ۷۱۹ کلوین به حداکثر مقدار خود می‌رسند. تغییرات دمای ورودی پیل تأثیری بر میزان تولید هیدروژن ندارد و طبق رابطه‌ی (۳۳)، مجموع هزینه واحد محصول با تغییرات توان خالص، افزایش نرخ هزینه تولید هیدروژن و نرخ هزینه توان خالص، ابتدا تا حداقل مقدار ۹۲۴۰ دلار بر گیگاژول کاهش یافته و سپس افزایش می‌یابد.

۴-۴-۳- نسبت کربن دی‌اکسید به متان

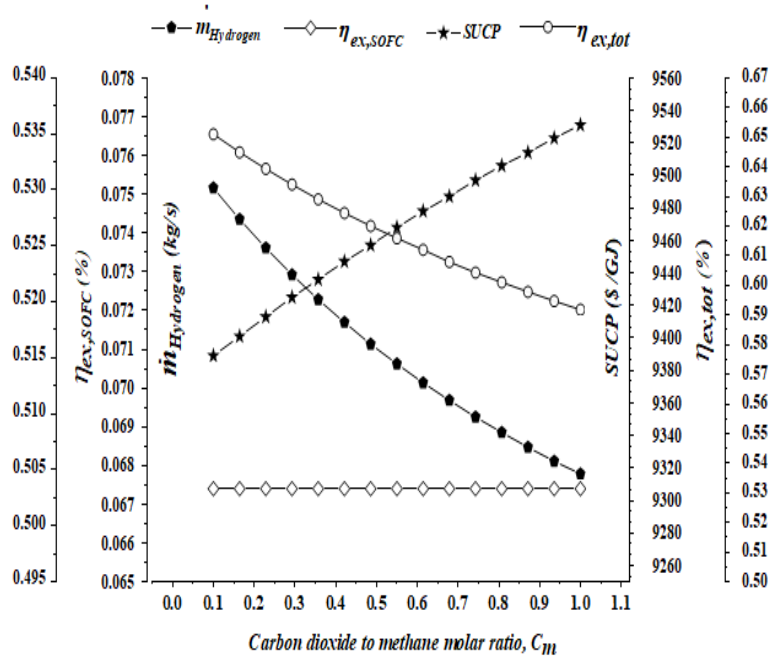
شکل ۵- الف و ب، تأثیر نسبت کربن دی‌اکسید به متان بر روی ولتاژ پیل، توان خالص تولیدی، بازده انرژی و انرژی پیل، بازده انرژی و انرژی سیستم، میزان تولید هیدروژن و مجموع هزینه واحد محصول را نشان می‌دهد. یکی از عوامل مؤثر بر عملکرد سیستم تولید هیدروژن و سیستم کلی، نسبت کربن دی‌اکسید به متان در مخلوط بیوگاز سیستم تولید هیدروژن می‌باشد. همان‌طور که در شکل ۵-الف مشاهده می‌شود، با افزایش این نسبت میزان ولتاژ پیل، توان خالص تولیدی و راندمان انرژی و انرژی پیل تغییر نمی‌کنند ولی در شکل ۵-ب با این افزایش، میزان تولید هیدروژن کمتر شده و علت آن را می‌توان به این صورت توجیه کرد که با توجه به گرماگیر بودن معادله (۱) و (۲)، در نتیجه افزایش دمای واکنش، میزان تولید هیدروژن کاهش یافته است. در نسبت‌های مولی کمتر، مول متان بیشتری با توجه به معادله (۲) در واکنش با کربن دی‌اکسید شرکت کرده و در نتیجه با افزایش این نسبت به دلیل کم‌تر بودن مول متان در مخلوط بیوگاز میزان تولید هیدروژن کمتر می‌شود، در نتیجه طبق روابط بازده انرژی و انرژی سیستم کاهش می‌یابد. مجموع هزینه واحد محصول کل سیستم با کاهش تولید هیدروژن و نرخ هزینه و انرژی کل مربوطه، افزایش می‌یابد.

۴-۴-۴- نسبت مولی بخار آب به کربن

شکل ۶- الف و ب، تأثیر نسبت بخار آب به کربن بر روی ولتاژ پیل، توان خالص تولیدی، بازده انرژی و انرژی پیل، بازده انرژی و انرژی سیستم، میزان تولید هیدروژن و مجموع هزینه واحد محصول را نشان می‌دهد. با توجه به شکل ۶-الف، با افزایش این نسبت، میزان ولتاژ پیل، توان خالص تولیدی و راندمان انرژی و انرژی پیل ثابت می‌مانند. درحالی‌که در شکل ۶-ب، به دلیل افزایش مول بخار آب در واکنش شیف‌گاز-آب و مطابق با افزایش مول محصولات در معادله (۱) تا (۳)، نرخ تولید هیدروژن بیشتر



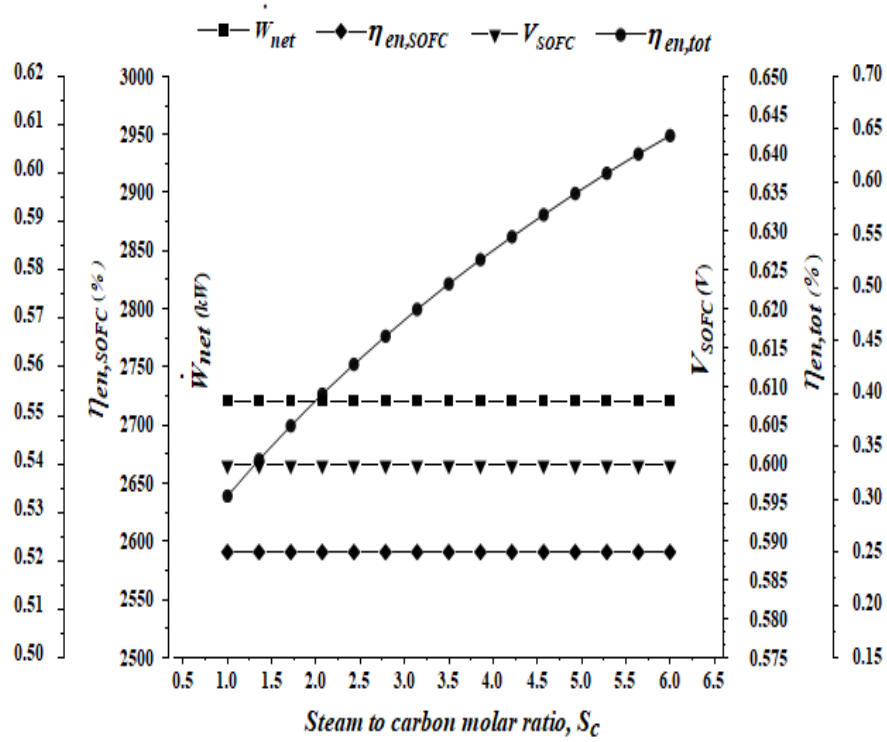
(الف)



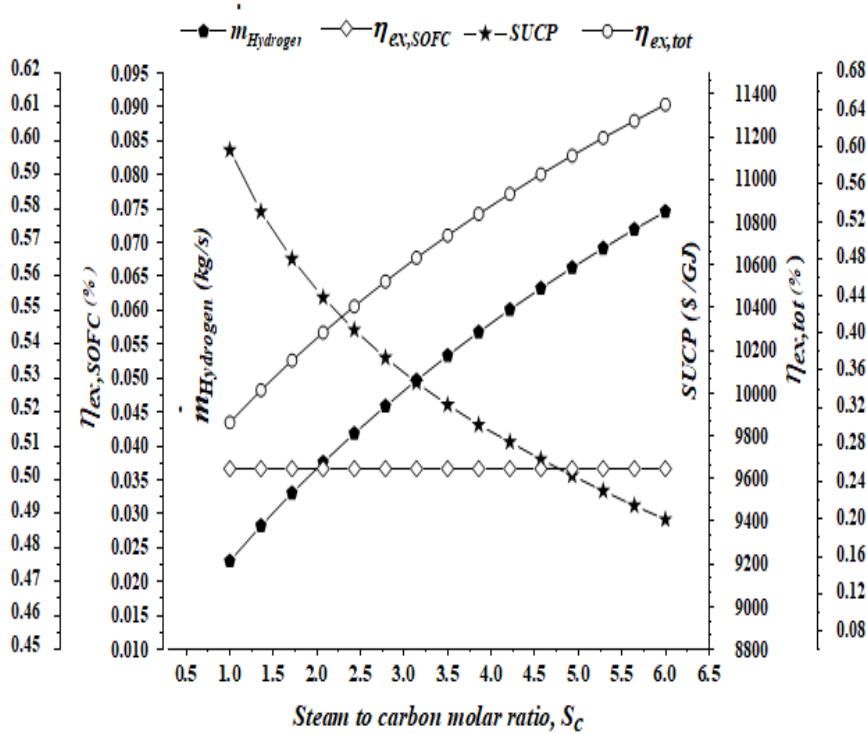
(ب)

شکل ۵. تأثیر نسبت کربن دی‌اکسید به متان بر: الف) توان خالص خروجی، ولتاژ پیل، بازده انرژی پیل و بازده انرژی کل، ب) بازده انرژی پیل، بازده انرژی کل، نرخ تولید هیدروژن و مجموع هزینه واحد محصول کل سیستم.

Fig.5. The effect of the carbon dioxide to methane molar ratio on (a) net output power, SOFC voltage, and SOFC and total energy efficiencies (b) SOFC and total exergy efficiencies, hydrogen production rate and Sum Unit Cost Product of the system.



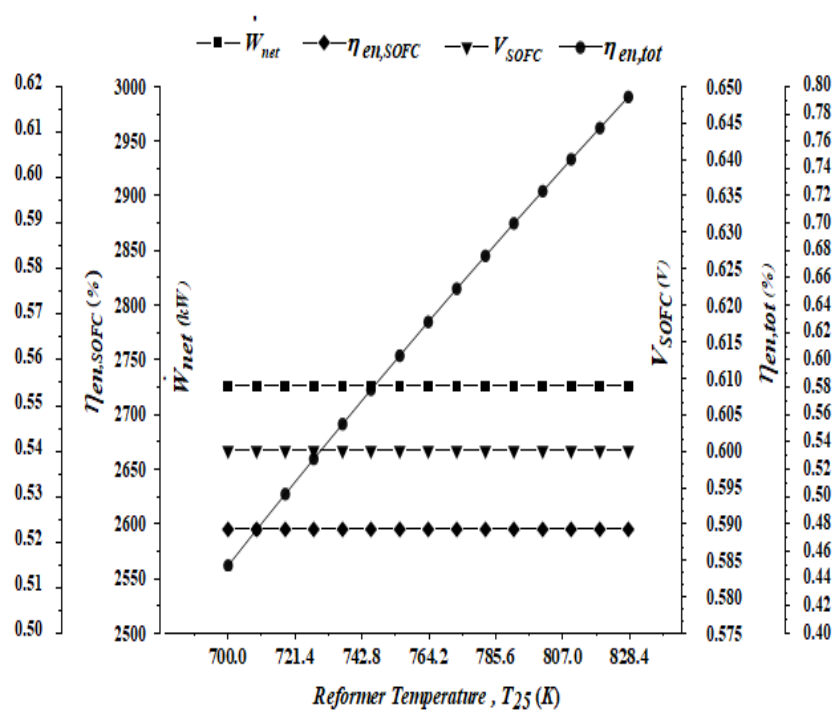
(الف)



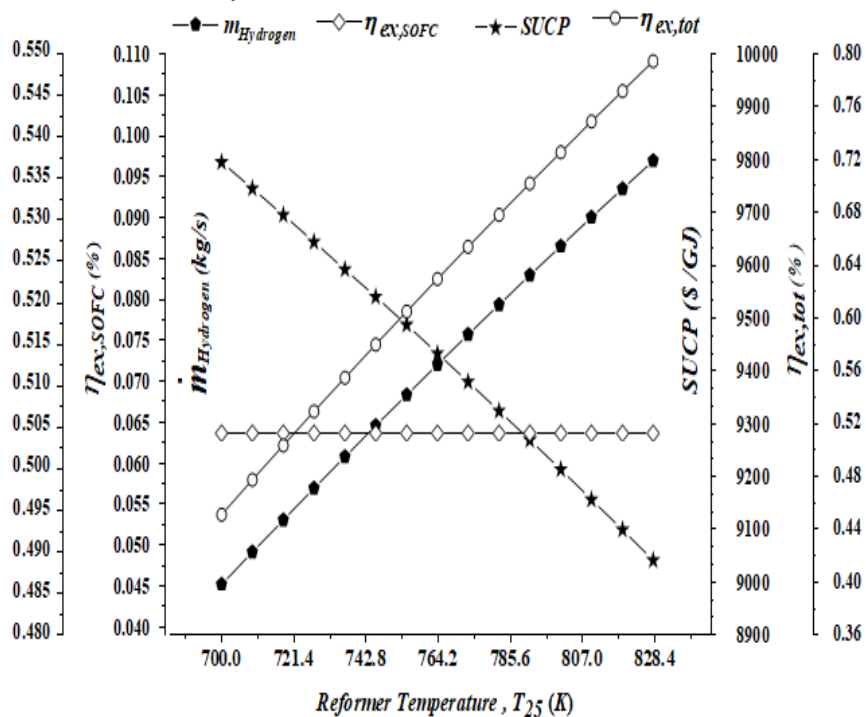
(ب)

شکل ۶. تأثیر نسبت بخار آب به کربن بر، (الف) توان خالص خروجی، ولتاژ پیل، بازده انرژی پیل، بازده انرژی کل، (ب) بازده انرژی پیل، بازده انرژی کل، (ج) بازده انرژی پیل، ولتاژ پیل، بازده انرژی پیل و بازده انرژی کل، (د) بازده انرژی پیل، ولتاژ پیل، بازده انرژی پیل و بازده انرژی کل، نرخ تولید هیدروژن و مجموع هزینه واحد محصول کل سیستم.

Fig. 6. The effect of the steam to carbon molar ratio on (c) net output power, SOFC voltage, and SOFC and total energy efficiencies (d) SOFC and total exergy efficiencies, hydrogen production rate and and Sum Unit Cost Product of the system.



(الف)



(ب)

شکل ۷: تأثیر دمای ریفرمر بر، (الف) توان خالص خروجی، ولتاژ پیل، بازده انرژی پیل و بازده انرژی کل، (ب) بازده انرژی پیل، بازده انرژی کل، نرخ تولید هیدروژن و مجموع هزینه واحد محصول کل سیستم.

Fig. 7. The effect of the reformer temperature on (a) net output power, SOFC voltage, and SOFC and total energy efficiencies (b) SOFC and total exergy efficiencies, hydrogen production rate and and Sum Unit Cost Product of the system.

جدول ۴. خواص ترمودینامیکی و ترموآکونومیکی محاسبه شده برای جریان‌های مختلف سیستم ترکیبی پیشنهادی.

Table 4. The calculated thermodynamic and exergoeconomic properties for each stream of the proposed integrated system.

جریان	سیال	دما (T) (K)	فشار (P) (bar)	آنتالپی (h) (kJ/kg)	آنتروپی (s) (kJ/kg.K ⁻¹)	دبی جرمی (\dot{m}) (kg.s ⁻¹)	نرخ آگزرژی (\dot{E}) (kW)	نرخ هزینه (\dot{C}) (\$/yr)	نرخ هزینه واحد آگزرژی (\dot{c}) (\$/GJ)
۱	هوا	۲۹۸/۲	۱/۰۱۳	۶/۰۱۹e-۳۶	۶/۸۸۴	۲/۲۴۴	۸/۱۴۴	۰	۰
۲	متان	۲۹۸/۲	۱/۰۱۳	-۴۶۵۰	۱۱/۶۱	۰/۱۰۴۳	۵۴۰۶	۲۵۵۷۰۰۰	۱۵
۳	آب	۲۹۸/۲	۱/۰۱۳	۱۰۴/۸	۰/۳۶۶۹	۰/۲۳۴۲	۱۲۳/۵	۰	۰
۴	هوا	۵۷۸/۶	۸/۲۱۱	۲۸۸/۷	۶/۹۶۲	۲/۲۴۴	۶۰۳/۹	۴۱۸۵۳۱	۲۱/۹۸
۵	متان	۴۸۷/۲	۸/۲۱۱	-۴۱۶۹	۱۱/۷۶	۰/۱۰۴۳	۵۴۵۱	۲۵۹۲۰۰۰	۱۵/۰۸
۶	آب	۲۹۸/۲	۸/۲۱۱	۱۰۵/۷	۰/۳۶۷۵	۰/۲۳۴۲	۱۲۳/۷	۳۷۹/۵	۰/۰۹۷۳
۷	هوا	۷۰۰	۸/۲۱۱	۴۱۸/۵	۷/۱۶۵	۲/۲۴۴	۷۵۸/۹	۵۷۴۱۸۷	۲۳/۹۹
۸	متان	۷۰۰	۸/۲۱۱	-۳۴۷۶	۱۲/۹۳	۰/۱۰۴۳	۵۴۸۷	۲۶۳۰۰۰۰	۱۵/۲
۹	آب	۷۰۰	۸/۲۱۱	۳۳۲۴	۷/۶۴۲	۰/۲۳۴۲	۳۶۹/۳	۲۷۱۳۸۹	۲۳/۳
۱۰	متان + آب	۷۰۰	۸/۲۱۱	۲۲/۹۳	۰/۰۹۶۶۴	۰/۳۳۸۵	۵۸۲۶	۲۹۰۲۰۰۰	۱۵/۷۹
۱۱	واکنش کننده‌های پیل	۱۲۷۱	۸/۲۱۱	۱۰۸۱	۷/۸۴۵	۱/۹۰۹	۱۵۳۱	۹۳۱۰۹۶	۱۹/۲۹
۱۲	واکنش کننده‌های پیل	۱۲۷۱	۸/۲۱۱	-۹۳۹۰	۱۱/۱۸	۰/۶۷۳۳	۲۴۷۱	۱۵۰۳۰۰۰	۱۹/۲۹
۱۳	گازهای خروجی پیل	۱۶۰۹	۸/۲۱۱	-۱۶۵۴	۹/۰۸۷	۲/۵۸۲	۳۵۹۷	۲۴۸۷۰۰۰	۲۱/۹۲
۱۴	گازهای خروجی پیل	۱۳۵۰	۱/۰۱۳	-۲۰۴۲	۹/۴۸	۲/۵۸۲	۲۲۹۴	۱۵۸۶۰۰۰	۲۱/۹۲
۱۵	گازهای خروجی پیل	۱۲۷۳	۱/۰۱۳	-۲۱۵۴	۹/۳۹۴	۲/۵۸۲	۲۰۶۹	۱۴۳۰۰۰۰	۲۱/۹۲
۱۶	گازهای خروجی پیل	۱۲۵۳	۱/۰۱۳	-۲۱۸۲	۹/۳۷۲	۲/۵۸۲	۲۰۱۴	۱۳۹۲۰۰۰	۲۱/۹۲
۱۷	گازهای خروجی پیل	۱۰۴۷	۱/۰۱۳	-۲۴۷۴	۹/۱۱۸	۲/۵۸۲	۱۶۲۲	۱۱۲۱۰۰۰	۲۱/۹۲
۱۸	گازهای خروجی پیل	۴۹۳/۱	۱/۰۱۳	-۳۱۹۵	۸/۱۴۷	۲/۵۸۲	۵۰۹/۶	۳۵۲۲۸۳	۲۱/۹۲
۱۹	بیوگاز	۲۹۸/۲	۶/۸۹۵	-۵۹۰۱	۸/۸۳۱	۲/۲۴۴	۱۲۵۸۵	۵۷۱۱۰۰۰	۱۴/۳۹
۲۰	بیوگاز	۴۷۸/۸	۶/۸۹۵	-۵۵۲۸	۹/۷۹۹	۰/۳۳۹۷	۱۲۶۱۳	۵۷۳۳۰۰۰	۱۴/۴۱
۲۱	آب	۲۹۸/۲	۶/۸۹۵	-۱۳۴۲۲	۹/۵۹	۰/۳۳۹۷	۱۲۸۳	۰	۰
۲۲	بخار آب	۴۵۲/۶	۶/۸۹۵	-۱۳۱۳۰	۱۰/۳۸	۱/۶۲۱	۱۳۷۵	۵۸۳۲۹	۱/۳۴۵
۲۳	بیوگاز + بخار آب	۴۵۷/۸	۶/۸۹۵	-۱۱۸۱۳	۱۰/۲۸	۱/۶۲۱	۱۳۸۷۱	۵۷۹۱۰۰۰	۱۳/۲۴
۲۴	بیوگاز + بخار آب	۷۵۵	۶/۸۹۵	-۱۱۱۸۱	۱۱/۳۴	۱/۹۶۱	۱۴۴۹۳	۶۰۷۸۰۰۰	۱۳/۳
۲۵	محصولات	۷۷۰	۶/۸۹۵	-۱۰۲۳۲	۱۲/۲۸	۱/۹۶۱	۱۵۶۰۴	۶۸۵۰۰۰۰	۱۳/۹۲
۲۶	محصولات	۴۹۸/۹	۶/۸۹۵	-۱۰۸۶۵	۱۱/۲۷	۱/۹۶۱	۱۴۹۵۳	۶۵۶۴۰۰۰	۱۳/۹۲
۲۷	محصولات	۴۶۹/۸	۶/۸۹۵	-۱۰۹۲۹	۱۱/۱۴	۱/۹۶۱	۱۴۹۰۵	۶۵۴۳۰۰۰	۱۳/۹۲
۲۸	محصولات	۳۵۸/۶	۶/۸۹۵	-۱۱۱۷۱	۱۰/۵۵	۱/۹۶۱	۱۴۷۷۴	۶۴۸۶۰۰۰	۱۳/۹۲
۲۹	محصولات	۳۲۳/۲	۶/۸۹۵	-۱۱۲۴۶	۱۰/۳۳	۱/۹۶۱	۱۴۷۵۵	۶۴۷۸۰۰۰	۱۳/۹۲
۳۰	هیدروژن	۳۲۳/۲	۶/۸۹۵	۳۵۹/۲	۵۸/۰۱	۱/۹۶۱	۸۹۰۵	۳۹۰۹۰۰۰	۱۳/۹۲
۳۱	گازهای جریان	۳۲۳/۲	۶/۸۹۵	-۸۲۷۸	۵/۹۷۴	۰/۰۷۴۵۳	۴۳۷۳	۱۹۲۰۰۰۰	۱۳/۹۲
۳۲	آب	۲۹۸/۲	۱/۰۱۳	۱۰۴/۸	۰/۳۶۶۹	۱/۸۸۷	۱۱۰/۶	۰	۰
۳۳	آب	۳۴۳/۶	۱/۰۱۳	۹۷۳۲۱	۳۱۶/۹	۰/۰۵۴۵۷	۲۶۵/۶	۸۰۷۲	۰/۹۶۳۷

جدول ۵. تحلیل انرژی و اگزرجوآنومیک برای اجزای مختلف سیستم ترکیبی.

Table 5. Results of exergy and exergoeconomic analyses for different components of the combined system.

\dot{C}_D (\$/yr)	\dot{Z}_k (\$/yr)	f_k (%)	r_k	$Y_{D,k}^*$ (%)	$\eta_{ex,k}$ (%)	$\dot{E}_{D,k}$ (kW)	$\dot{E}_{P,k}$ (kW)	$\dot{E}_{F,k}$ (kW)	اجزای سیکل
۹۶۵۰۹	۴۳۲۷۹۷	۸۱/۷۷	۰/۱۵۲۳	۱۰/۳۶	۹۷/۵۹	۱۵۸/۷	۶۴۲۶	۶۵۸۴	پیل سوختی
۲۷۹۸۴۷	۵۲۲۵۵	۱۵/۷۳	۰/۱۳۶۴	۲۶/۴۲	۸۹/۸۸	۴۰۴/۸	۳۵۹۷	۴۰۰۲	پس سوز
۹۴/۸۶	۲۵۰/۹	۷۲/۵۷	۲/۶۹	۰/۰۰۲۷۵۸	۸۰	۰/۰۴۲۲۶	۰/۱۶۹۱	۰/۲۱۱۳	پمپ
۳۶۳۶	۴۴۲۸	۵۴/۹۱	۰/۲۶۴۴	۰/۳۰۸۶	۹۰/۵۷	۴/۷۲۸	۴۵/۴۳	۵۰/۱۵	کمپرسور سوخت
۳۶۴۹۴	۲۴۵۸۳	۴۰/۲۵	۰/۱۵۵	۳/۳۹	۹۱/۹۸	۵۱/۹۴	۵۹۵/۷	۶۴۷/۷	کمپرسور هوا
۷۰۳۰۵	۹۲/۰۵	۰/۱۳۰۸	۰/۴۵۲۵	۴/۵۷	۶۸/۸۹	۷۰/۲	۱۵۵	۲۲۵	پیش گرمکن ۱
۲۰۶۵۷	۳۱/۱۹	۰/۱۵۰۸	۰/۵۴۲۳	۱/۲۶۵	۶۴/۸۹	۱۹/۳۸	۳۵/۸۲	۵۵/۱۹	پیش گرمکن ۲
۱۶۱۱۳۰	۲۰۹/۷	۰/۱۳	۰/۵۹۵۸	۹/۵۳۳	۶۲/۷۱	۱۴۶/۱	۲۴۵/۷	۳۹۱/۸	پیش گرمکن ۳
۱۵۳۲۶	۰	۰	۰/۰۰۵۲۸۲	۲/۰۰۸	۹۹/۴۷	۳۰/۷۷	۵۸۲۶	۵۸۵۶	مخلوط کننده ۱
۳۱۰۵۵۸	۱۲۵۹۷۷	۲۸/۸۶	۰/۴۸۴۶	۱۹/۷۵	۷۶/۷۸	۳۰۲/۶	۱۰۰۱	۱۳۰۳	توربین گاز
۱۳۲۶۲	۱۲۸۴	۸/۸۲۶	۰/۰۵۰۹۶	۱/۸۷۶	۹۵/۵۸	۲۸/۷۴	۶۲۱/۴	۶۵۰/۲	رکباتور
۱۵۴۹۷	۶۲۵/۴	۳/۸۷۹	۰/۷۵۵۱	۱/۳۱۳	۵۸/۶۴	۲۰/۱۱	۲۸/۵۲	۴۸/۶۳	پیش گرمکن بیوگاز
۲۴۲۹۱	۸۴۴/۱	۳/۳۵۸	۰/۴۳۷۲	۲/۵۱۳	۷۰/۶	۳۸/۵	۹۲/۴۵	۱۳۰/۹	پیش گرمکن آب
۱۱۲۱	۳۱۷۹	۷۳/۹۳	۰/۰۰۵۵۹۱	۰/۱۰۵۲	۹۹/۸۶	۱/۶۱۲	۱۱۱۱	۱۱۱۳	ریفرمر
۵۹۹۷۱	۳۱۷۹	۰۰۰۲۰۷ ۰/۹	۷/۴۳	۸/۹۱۶	۱۱/۸۶	۱۳۶/۶	۱۸/۳۹	۱۵۵	رادپاتور
۷۳۵۳۶۳	۷۱۰۵۳۴	۴۹/۱۴	۰/۰۴۴۳۴	-	۶۴/۶۵	۱۵۳۲	۱۷۵۰۰	۱۷۹۹۱	سیستم کل

کلیه اجزای سیستم با مقدار ۴۰۴/۸ کیلووات و پس از آن توربین گازی و پیل سوختی اکسیدجامد به ترتیب با مقادیر ۳۰۲/۶ کیلووات و ۱۵۸/۷ کیلووات اختصاص داده است.

- با افزایش دمای ورودی سلول سوختی، ولتاژ پیل در دمای تقریبی ۶۷۹ کلین به حداکثر مقدار می رسد و سپس کاهش می یابد. در نتیجه، بازده انرژی و انرژی به بیشترین مقدار افزایش یافته و سپس کاهش می یابند.
- مجموع هزینه واحد محصول کل سیستم در دمای ورودی پیل برابر با ۶۳۹/۷ کلین به حداقل مقدار خود رسیده و سپس با بیشتر شدن دما، افزایش می یابد.

- بازده انرژی سیستم ترکیبی پیل سوختی اکسیدجامد/ توربین گازی - ریفرمینگ بخار آب بیوگاز به میزان ۲۸/۱۹٪ از مقدار ۵۰/۴۳٪ تا ۶۴/۶۵٪ افزایش یافته که نشان دهنده این است که سیستم ترکیبی، بازده انرژی بالاتری را نسبت به سیستم مستقل پیل سوختی اکسید جامد/ توربین گازی فراهم می کند.

- توان الکتریکی پیل سوختی، توان خالص خروجی و نرخ جریان جرمی هیدروژن به ترتیب برابر ۲۴۲۴ کیلووات، ۲۷۲۶ کیلووات و ۰/۰۷۴۵۳ کیلوگرم بر ثانیه به دست آمده است.

- حجم کنترل پس سوز، بالاترین میزان تخریب انرژی را در بین

منابع

- [1] X. Zhang, S. Chan, G. Li, H. Ho, J. Li, Z. Feng, A review of integration strategies for solid oxide fuel cells, *Journal of Power Sources*, 195(3) (2010) 685-702.
- [2] T. Araki, T. Ohba, S. Takezawa, K. Onda, Y. Sakaki, Cycle analysis of planar SOFC power generation with serial connection of low and high temperature SOFCs, *Journal of Power Sources*, 158(1) (2006) 52-59.
- [3] T. Araki, T. Taniuchi, D. Sunakawa, M. Nagahama, K. Onda, T. Kato, Cycle analysis of low and high H₂ utilization SOFC/gas turbine combined cycle for CO₂ recovery, *Journal of Power Sources*, 171(2) (2007) 464-470.
- [4] M. Yokoo, K. Watanabe, M. Arakawa, Y. Yamazaki, Numerical evaluation of a parallel fuel feeding SOFC-PEFC system using seal-less planar SOFC stack, *Journal of power sources*, 153(1) (2006) 18-28.
- [5] Q. Meng, J. Han, L. Kong, H. Liu, T. Zhang, Z. Yu, Thermodynamic analysis of combined power generation system based on SOFC/GT and transcritical carbon dioxide cycle, *International Journal of Hydrogen Energy*, 42(7) (2017) 4673-4678.
- [6] M. Balat, Potential importance of hydrogen as a future solution to environmental and transportation problems, *International journal of hydrogen energy*, 33(15) (2008) 4013-4029.
- [7] C.-J. Winter, Hydrogen energy—Abundant, efficient, clean: A debate over the energy-system-of-change, *International journal of hydrogen energy*, 34(14) (2009) S1-S52.
- [8] J.S. Kang, D.H. Kim, S.D. Lee, S.I. Hong, D.J. Moon, Nickel-based tri-reforming catalyst for the production of synthesis gas, *Applied Catalysis A: General*, 332(1) (2007) 153-158.
- [9] N. Muradov, T. Veziroğlu, From hydrocarbon to hydrogen-carbon to hydrogen economy, *International journal of hydrogen energy*, 30(3) (2005) 225-237.
- [10] N.R. Udengaard, Hydrogen production by steam reforming of hydrocarbons, Houston, Texas, 77058(49) (2004) 2.
- [11] V.P. Rathod, J. Shete, P.V. Bhale, Experimental investigation on biogas reforming to hydrogen rich syngas production using solar energy, *International journal of hydrogen energy*, 41(1) (2016) 132-138.
- [12] F. Cipiti, O. Barbera, N. Briguglio, G. Giacoppo, C.

فهرست علائم

سوخت	F
کمپرسور سوخت	FC
اتصال دهنده	int
اینورتر (مبدل جریان مستقیم به متناوب)	inv
مخلوط کننده	Mix
ارزش خالص	net
تولید	P
پمپ	pum
رادیاتور	Rad
رکبواتور	Rec
ریفرمر	Ref
مرز سه فاز	TPB
توربین	Tur
مقدار کل	tot
پیش گرمکن آب	WPH
موقعیت در سیستم	...، ۲، ۱
حالت مرجع	۰

علائم انگلیسی

ضریب نفوذ مؤثر گاز، m^2/s	D^{eff}
نرخ انرژی، kW	\dot{E}_x
انرژی آزاد گیبس، kJ	G
ارزش حرارتی پایین، kJ/kg	LHV
نرخ جریان جرمی، kg/s	\dot{m}
نرخ مولی، mol/s	\dot{n}
نرخ حرارت انتقالی، kW	\dot{Q}
ثابت جهانی گازها، J/mol.K	\bar{R}
نرخ مولی (ضریب) پیشرفت واکنش ریفرمینگ متان، mol/s	\dot{x}
نرخ مولی پیشرفت واکنش شیفترینگ آب و گاز، mol/s	\dot{y}
نرخ مولی (ضریب) پیشرفت واکنش الکتروشیمیایی، mol/s	\dot{z}

علائم یونانی

کارایی	ϵ
ضخامت	δ
اختلاف	Δ

زیرنویس

آند	a
پس سوز	AB
کمپرسور هوا	AC
پیش گرمکن بیوگاز	BPH
کاتد	c
احتراق	$comb$
تخریب	D
الکتریکی	$elec$

- [23] H. Ghaebi, M. Yari, S.G. Gargari, H. Rostamzadeh, Thermodynamic modeling and optimization of a combined biogas steam reforming system and organic Rankine cycle for coproduction of power and hydrogen, *Renewable energy*, 130 (2019) 87-102.
- [24] M. Rahimpour, M. Dehnavi, F. Allahgholipour, D. Iranshahi, S. Jokar, Assessment and comparison of different catalytic coupling exothermic and endothermic reactions: a review, *Applied Energy*, 99 (2012) 496-512.
- [25] U. Izquierdo, V. Barrio, N. Lago, J. Requies, J. Cambra, M. Güemez, P. Arias, Biogas steam and oxidative reforming processes for synthesis gas and hydrogen production in conventional and microreactor reaction systems, *International Journal of Hydrogen Energy*, 37(18) (2012) 13829-13842.
- [26] P. Kolbitsch, C. Pfeifer, H. Hofbauer, Catalytic steam reforming of model biogas, *Fuel*, 87(6) (2008) 701-706.
- [27] P. Gangadharan, K.C. Kanchi, H.H. Lou, Evaluation of the economic and environmental impact of combining dry reforming with steam reforming of methane, *Chemical Engineering Research and Design*, 90(11) (2012) 1956-1968.
- [28] A.M. Lavasani, H. Ghaebi, Economic and thermodynamic evaluation of a new solid oxide fuel cell based polygeneration system, *Energy*, 175 (2019) 515-533.
- [29] S. Ahmadi, H. Ghaebi, A. Shokri, A comprehensive thermodynamic analysis of a novel CHP system based on SOFC and APC cycles, *Energy*, 186 (2019) 115899.
- [30] A. Bejan, G. Tsatsaronis, M. Moran, *Thermal Design and Optimization* John Wiley and Sons, Inc. New York, (1996).
- [31] S. Ma, J. Wang, Z. Yan, Y. Dai, B. Lu, Thermodynamic analysis of a new combined cooling, heat and power system driven by solid oxide fuel cell based on ammonia-water mixture, *Journal of power sources*, 196(20) (2011) 8463-8471.
- [32] S.G. Gargari, M. Rahimi, H. Ghaebi, Energy, exergy, economic and environmental analysis and optimization of a novel biogas-based multigeneration system based on Gas Turbine-Modular Helium Reactor cycle, *Energy Conversion and Management*, 185 (2019) 816-835.
- [33] M. Yari, A.S. Mehr, S.M.S. Mahmoudi, M. Santarelli, A comparative study of two SOFC based cogeneration systems fed by municipal solid waste by means of either the gasifier or digester, *Energy*, 114 (2016) 586-602.
- Italiano, A. Vita, Design of a biogas steam reforming reactor: A modelling and experimental approach, *international journal of hydrogen energy*, 41(27) (2016) 11577-11583.
- [13] S. Campanari, L. Mastropasqua, M. Gazzani, P. Chiesa, M.C. Romano, Predicting the ultimate potential of natural gas SOFC power cycles with CO₂ capture-Part A: Methodology and reference cases, *Journal of Power Sources*, 324 (2016) 598-614.
- [14] M.M. Whiston, W.O. Collinge, M.M. Bilec, L.A. Schaefer, Exergy and economic comparison between kW-scale hybrid and stand-alone solid oxide fuel cell systems, *Journal of Power Sources*, 353 (2017) 152-166.
- [15] S. Zhang, H. Liu, M. Liu, E. Sakaue, N. Li, Y. Zhao, An efficient integration strategy for a SOFC-GT-SORC combined system with performance simulation and parametric optimization, *Applied Thermal Engineering*, 121 (2017) 314-324.
- [16] M. Ebrahimi, I. Moradpoor, Combined solid oxide fuel cell, micro-gas turbine and organic Rankine cycle for power generation (SOFC-MGT-ORC), *Energy Conversion and Management*, 116 (2016) 120-133.
- [17] F.A. Al-Sulaiman, I. Dincer, F. Hamdullahpur, Energy analysis of a trigeneration plant based on solid oxide fuel cell and organic Rankine cycle, *International Journal of Hydrogen Energy*, 35(10) (2010) 5104-5113.
- [18] F.A. Al-Sulaiman, I. Dincer, F. Hamdullahpur, Exergy analysis of an integrated solid oxide fuel cell and organic Rankine cycle for cooling, heating and power production, *Journal of power sources*, 195(8) (2010) 2346-2354.
- [19] L.K.C. Tse, S. Wilkins, N. McGlashan, B. Urban, R. Martinez-Botas, Solid oxide fuel cell/gas turbine trigeneration system for marine applications, *Journal of Power Sources*, 196(6) (2011) 3149-3162.
- [20] C. Acar, I. Dincer, Comparative assessment of hydrogen production methods from renewable and non-renewable sources, *International journal of hydrogen energy*, 39(1) (2014) 1-12.
- [21] S.G. Gargari, M. Rahimi, H. Ghaebi, Thermodynamic analysis of a novel power-hydrogen cogeneration system, *Energy Conversion and Management*, 171 (2018) 1093-1105.
- [22] M. Rabbani, I. Dincer, Energetic and exergetic assessments of glycerol steam reforming in a combined power plant for hydrogen production, *International Journal of Hydrogen Energy*, 40(34) (2015) 11125-11132.

جدول ۶. معادلات مرتبط با مدل سازی پیل سوختی.

Table 6. Equations related to SOFC modeling.

پارامتر	معادلات	مرجع
[۲۹]	$V_n = \left(-\frac{\Delta G^0}{n_e \cdot F}\right) + \left(\frac{\bar{R} \cdot T_{SOFC}}{2F}\right) \ln\left(\frac{\left(\frac{P_{H_2,12}}{P_o}\right) \cdot \left(\frac{P_{O_2,11}}{P_o}\right)^{0.5}}{\left(\frac{P_{H_2O,12}}{P_o}\right)}\right)$	ولتاژ نرنست
	$\Delta \bar{G}^0 = \bar{g}_{H_2O}^0 - \bar{g}_{H_2}^0 - \frac{1}{2} \bar{g}_{O_2}^0$ $\bar{g}^0 = \bar{h} - T_{SOFC} \cdot \bar{s}^0$	تغییرات انرژی آزاد گیبس
[۱۶]	$P_i = \left(\frac{\dot{n}_i}{\dot{n}_{tot}}\right) \cdot P_{tot}$	فشار جزئی
[۲۹]	$V_{loss} = V_{act} + V_{ohm} + V_{conc}$	افت ولتاژ
[۳۱]	$V_{act} = V_{act,c} + V_{act,a}$	
[۳۱]	$V_{act,c} = \frac{\bar{R} \cdot T_{SOFC}}{n_e \cdot F \cdot \alpha} \left(\ln\left(\frac{i}{i_{o,c}}\right)\right)$	افت ولتاژ فعال سازی
[۳۱]	$V_{act,a} = \frac{\bar{R} \cdot T_{SOFC}}{n_e \cdot F \cdot \alpha} \left(\ln\left(\frac{i}{i_{o,a}}\right)\right)$	
[۲۸]	$V_{ohm} = i \sum \delta_i \rho_i$	
[۲۹]	$\rho_e = ((3.34 \times 10^4) \exp(-10300 / T_{SOFC}))^{-1}$	
[۲۹]	$\rho_a = ((95 \times 10^6 / T_{SOFC}) \exp(-1150 / T_{SOFC}))^{-1}$	افت ولتاژ اهمیک
[۲۹]	$\rho_c = ((42 \times 10^6 / T_{SOFC}) \exp(-1200 / T_{SOFC}))^{-1}$	
[۲۹]	$\rho_{int} = ((9.3 \times 10^6 / T_{SOFC}) \exp(-1100 / T_{SOFC}))^{-1}$	
[۳۳]	$V_{conc} = V_{conc,c} + V_{conc,a}$	
[۳۳]	$V_{conc,c} = \left(\frac{\bar{R} \cdot T_{SOFC}}{4F}\right) \log\left(\frac{P_{O_2,11}}{P_{O_2,TPB}}\right)$	
[۳۳]	$V_{conc,a} = \left(\frac{\bar{R} \cdot T_{SOFC}}{2F}\right) \ln\left(\frac{P_{H_2,12} \cdot P_{H_2O,TPB}}{P_{H_2O,12} \cdot P_{H_2,TPB}}\right)$	افت ولتاژ غلظت
[۳۳]	$P_{H_2O,TPB} = P_{H_2O,12} + i \frac{R \cdot T_{SOFC} \cdot L_a}{2 \cdot F \cdot D_{an,H_2}^{eff}}$	
[۳۳]	$P_{H_2,TPB} = P_{H_2,12} - i \frac{R \cdot T_{SOFC} \cdot L_a}{2 \cdot F \cdot D_{an,H_2O}^{eff}}$	
[۳۳]	$P_{O_2,TPB} = P_{cat} - (P_{cat} - P_{O_2,11}) \exp\left(i \frac{R \cdot T_{SOFC} \cdot L_c}{4 \cdot F \cdot D_{O_2}^{eff} \cdot P_{cat}}\right)$	

جدول ۷. معادلات بالانس انرژی و انگرژی برای اجزای مختلف سیستم ترکیبی ییل سوختی اکسید جامد- توربین گاز- ریفرمینگ بخار آب بیوگاز.

Table 7. Energy and exergy balance equations for various components of the combined SOFC-GT-BSR system.

مرجع	معادلات	پارامتر
[۲۹]	$V_n = \left(-\frac{\Delta G^0}{n_e \cdot F}\right) + \left(\frac{\bar{R} \cdot T_{SOFC}}{2F}\right) \ln\left(\frac{\left(\frac{P_{H_2,12}}{P_o}\right) \cdot \left(\frac{P_{O_2,11}}{P_o}\right)^{0.5}}{\left(\frac{P_{H_2O,12}}{P_o}\right)}\right)$	ولتاژ نرنست
	$\Delta \bar{G}^0 = \bar{g}_{H_2O}^0 - \bar{g}_{H_2}^0 - \frac{1}{2} \bar{g}_{O_2}^0$ $\bar{g}^0 = \bar{h} - T_{SOFC} \cdot \bar{s}^0$	تغییرات انرژی آزاد گیبس
[۱۶]	$P_i = \left(\frac{\dot{n}_i}{\dot{n}_{tot}}\right) \cdot P_{tot}$	فشار جزئی
[۲۹]	$V_{loss} = V_{act} + V_{ohm} + V_{conc}$	افت ولتاژ
[۳۱]	$V_{act} = V_{act,c} + V_{act,a}$	
[۳۱]	$V_{act,c} = \frac{\bar{R} \cdot T_{SOFC}}{n_e \cdot F \cdot \alpha} \left(\ln\left(\frac{i}{i_{o,c}}\right)\right)$	افت ولتاژ فعال سازی
[۳۱]	$V_{act,a} = \frac{\bar{R} \cdot T_{SOFC}}{n_e \cdot F \cdot \alpha} \left(\ln\left(\frac{i}{i_{o,a}}\right)\right)$	
[۲۸]	$V_{ohm} = i \sum \delta_i \rho_i$	
[۲۹]	$\rho_e = ((3.34 \times 10^4) \exp(-10300 / T_{SOFC}))^{-1}$	
[۲۹]	$\rho_a = ((95 \times 10^6 / T_{SOFC}) \exp(-1150 / T_{SOFC}))^{-1}$	افت ولتاژ اهمیک
[۲۹]	$\rho_c = ((42 \times 10^6 / T_{SOFC}) \exp(-1200 / T_{SOFC}))^{-1}$	
[۲۹]	$\rho_{int} = ((9.3 \times 10^6 / T_{SOFC}) \exp(-1100 / T_{SOFC}))^{-1}$	
[۳۳]	$V_{conc} = V_{conc,c} + V_{conc,a}$	
[۳۳]	$V_{conc,c} = \left(\frac{\bar{R} \cdot T_{SOFC}}{4F}\right) \log\left(\frac{P_{O_2,11}}{P_{O_2,TPB}}\right)$	
[۳۳]	$V_{conc,a} = \left(\frac{\bar{R} \cdot T_{SOFC}}{2F}\right) \ln\left(\frac{P_{H_2,12} \cdot P_{H_2O,TPB}}{P_{H_2O,12} \cdot P_{H_2,TPB}}\right)$	افت ولتاژ غلظت
[۳۳]	$P_{H_2O,TPB} = P_{H_2O,12} + i \frac{R \cdot T_{SOFC} \cdot L_a}{2 \cdot F \cdot D_{an,H_2}^{eff}}$	
[۳۳]	$P_{H_2,TPB} = P_{H_2,12} - i \frac{R \cdot T_{SOFC} \cdot L_a}{2 \cdot F \cdot D_{an,H_2O}^{eff}}$	
[۳۳]	$P_{O_2,TPB} = P_{cat} - (P_{cat} - P_{O_2,11}) \exp\left(i \frac{R \cdot T_{SOFC} \cdot L_c}{4 \cdot F \cdot D_{O_2}^{eff} \cdot P_{cat}}\right)$	

جدول ۸. معادلات موازنه‌ی هزینه، معادلات کمکی هزینه و معادلات هزینه تجهیزات برای هر جزء سیستم پیشنهادی.

Table 8. Cost balance, auxiliary, and investment equipment cost equations for each component of the proposed system.

هزینه‌ی تجهیزات	معادلات کمکی	معادلات موازنه‌ی هزینه	اجزای سیستم
$A_{act} N_{cell} \times (2 / 96 \times T_{SOFC} - 1907)$	$c_{12} = c_{11} =$ $c_{W,SOFC}$	$\dot{C}_{11} + \dot{C}_{12} + \dot{C}_{SOFC} =$ $\dot{C}_{10} + \dot{C}_7 + \dot{Z}_{SOFC}$	پیل سوختی
$(46 / 08 \times \frac{\dot{m}_{11}}{0 / 955 - (P_{13} / P_{11})} \times$ $(1 + \exp[0 / 018T_{13} - 26 / 4]))$	—	$\dot{C}_{13} = \dot{C}_{11} + \dot{C}_{12} + \dot{Z}_{AB}$	پس‌سوز
$3 \times 422 \times \dot{W}_{pum}^{0/71} \times 1 / 41 \{1 + (0 / 2 / (1 - \eta_{is,pum}))\}$	$c_3 = 0,$ $c_{W,pum} = c_{W,SOFC}$	$\dot{C}_6 = \dot{C}_3 + \dot{C}_{W,pum} + \dot{Z}_{pum}$	پمپ
$91562 \times (\dot{W}_{FC} / 455)^{0/67}$	$c_{W,FC} = c_{W,SOFC}$	$\dot{C}_5 = \dot{C}_2 + \dot{C}_{W,FC} + \dot{Z}_{FC}$	کمپرسور سوخت
$91562 \times (\dot{W}_{AC} / 455)^{0/67}$	$c_{W,AC} = c_{W,SOFC}$	$\dot{C}_4 = \dot{C}_1 + \dot{C}_{W,AC} + \dot{Z}_{AC}$	کمپرسور هوا
$130(A_{PH1} / 0 / 093)^{0/78}$	$c_{15} = c_{14}$	$\dot{C}_{15} + \dot{C}_7 = \dot{C}_4 + \dot{C}_{14} + \dot{Z}_{PH1}$	پیش‌گرمکن ۱
$130(A_{PH2} / 0 / 093)^{0/78}$	$c_{16} = c_{15}$	$\dot{C}_{16} + \dot{C}_8 = \dot{C}_5 + \dot{C}_{15} + \dot{Z}_{PH2}$	پیش‌گرمکن ۲
$130(A_{PH3} / 0 / 093)^{0/78}$	$c_{17} = c_{16}$	$\dot{C}_{17} + \dot{C}_9 = \dot{C}_6 + \dot{C}_{16} + \dot{Z}_{PH3}$	پیش‌گرمکن ۳
$100000 \times (\dot{W}_{SOFC,DC} / 500)^{0/7}$	—	—	اینورتر
0	—	$\dot{C}_{10} = \dot{C}_8 + \dot{C}_9 + \dot{Z}_{Mix1}$	مخلوط‌کننده ۱
$4405 \times \dot{W}_{Tur}^{0/71}$	$c_{14} = c_{13}$	$\dot{C}_{14} + \dot{C}_{W,Tur} = \dot{C}_{13} + \dot{Z}_{Tur}$	توربین گاز
$2143 \times (A_{BPH})^{0/514}$	$c_{26} = c_{27}$	$\dot{C}_{19} + \dot{C}_{26} + \dot{Z}_{BPH} = \dot{C}_{20} + \dot{C}_{27}$	پیش‌گرمکن بیوگاز
$2143 \times (A_{WPH})^{0/514}$	$c_{27} = c_{28}$	$\dot{C}_{21} + \dot{C}_{27} + \dot{Z}_{WPH} = \dot{C}_{22} + \dot{C}_{28}$	پیش‌گرمکن آب
0	—	$\dot{C}_{22} + \dot{C}_{20} + \dot{Z}_{Mix2} = \dot{C}_{23}$	مخلوط‌کننده ۲
$2681 \times (A_{Rec})^{0/59}$	$c_{25} = c_{26}$	$\dot{C}_{23} + \dot{C}_{25} + \dot{Z}_{Rec} = \dot{C}_{24} + \dot{C}_{26}$	رکیراتور
15000	$c_{17} = c_{18}$	$\dot{C}_{17} + \dot{C}_{24} + \dot{Z}_{Ref} = \dot{C}_{18} + \dot{C}_{25}$	ریفرمر
$0 / 3 \times \dot{m}_{28}$	$c_{28} = c_{29}$	$\dot{C}_{28} + \dot{C}_{32} + \dot{Z}_{Rad} = \dot{C}_{29} + \dot{C}_{33}$	رادیاتور

چگونه به این مقاله ارجاع دهیم

E. Soleymani Afsooran, S. Ghavami Gargari, H. Ghaebi, S. Basiri Anzabi, Energy, Exergy and Thermoeconomic Analysis of the Novel Combined Cycle of Solid Oxide Fuel Cell and Biogas Steam Reforming for Cogeneration Power and Hydrogen, Amirkabir J. Mech Eng., 54(1) (2022) 211-234.

DOI: 10.22060/mej.2021.19189.6987

