

آنالیز انرژی و تحلیل زیست محیطی یک سیستم ترکیبی تولید همزمان توان و حرارت تغذیه شده با پوسته برنج

پریسا مجاور^۱

دانشجوی دکترای تخصصی

شهرام خلیل آریا^۲

استاد

عطا چیتساز^۳

استادیار

در تحقیق حاضر، یک سیستم تولید همزمان توان و حرارت متشکل از پیل-سوختی اکسید جامد و گازساز زیست توده معرفی شده است. در این سیستم از لوله‌های حرارتی برای انتقال حرارت از محفظه پس‌سوز به بستر گازساز استفاده شد. نتایج حاکی از آن است که زمانی که دمای پیل سوختی افزایش یابد، بازده سیستم افزایش و بازگشت ناپذیری‌ها کاهش می‌یابد. در چگالی جریان $4000 A/m^2$ و دمای خروجی پیل سوختی $150^\circ C$ ، بازده‌های گاز سرد گازسازی زیست‌توده و انرژی به ترتیب $91/74\%$ و $45/79\%$ بدست می‌آید. همچنین هیدروژن 35% از ترکیب گاز سنتز خروجی از گازساز را به خود اختصاص می‌دهد.

واژه‌های راهنما: گازسازی زیست توده، آنالیز انرژی، تحلیل زیست محیطی، تولید همزمان، پیل سوختی

۱- مقدمه

منابع انرژی نقش مهمی در آینده جهان ایفا خواهند کرد. انرژی عامل اصلی تولید ثروت و پارامتر مهمی در توسعه اقتصادی محسوب می‌شود. سوخت‌های فسیلی از منابع رایج انرژی می‌باشند اما با توجه به رشد جمعیت و صنعتی شدن کشورها، منابع آن رو به اتمام است. از طرفی دیگر سوزاندن سوخت‌های فسیلی، آلودگی هوا و نشر گازهای گلخانه‌ای را به همراه دارد [۱].

منابع انرژی تجدیدپذیر بسیاری وجود دارد که می‌تواند به جای سوخت‌های فسیلی استفاده شود. از جمله این منابع می‌توان به انرژی‌های خورشیدی، هیدروژنی، باد و زیست توده اشاره کرد [۲]. زیست توده اصطلاحی است در زمینه انرژی که برای توصیف یک رشته از محصولات که از فوتوسنتز حاصل می‌شوند، بکار می‌رود. بقایای جنگل مانند درختان مرده و تراشه‌های چوب، باقیمانده‌های کشاورزی، زباله‌های آلی شهری و زباله‌های حیوانی نمونه‌هایی از زیست توده هستند [۳]. زیست توده را می‌توان به انرژی تبدیل کرد.

^۱ دانشجوی دکترای تخصصی، مهندسی مکانیک، تبدیل انرژی، دانشکده فنی و مهندسی، دانشگاه ارومیه p.mojaver@urmia.ac.ir

^۲ استاد، مهندسی مکانیک، تبدیل انرژی، دانشکده فنی و مهندسی، دانشگاه ارومیه sh.khalilarya@urmia.ac.ir

^۳ نویسنده مسئول، استادیار، مهندسی مکانیک، تبدیل انرژی، دانشکده فنی و مهندسی، دانشگاه ارومیه a.chitsaz@urmia.ac.ir

گازسازی^۱ یکی از فنآوری‌های امیدوارکننده برای بهره‌برداری از انرژی بیولوژیکی تجدیدپذیر است که زیست توده را به گاز سنتز تبدیل می‌کند [۱]. پیل سوختی یک دستگاه تبدیل انرژی است که از طریق واکنش الکتروشیمیایی، الکتروسیته و گرما تولید می‌کند. واکنش الکتروشیمیایی با ترکیب سوخت گازی و گاز اکسیدکننده (اکسیژن هوا) اتفاق می‌افتد که بخش عمده اکسیژن و هیدروژنی که در تولید الکتروسیته بکار می‌روند، در نهایت با ترکیب شدن با یکدیگر تولید آب می‌کنند. پیل سوختی از الکترودهای متخلخل آند، کاتد و الکترولیت تشکیل شده است که سوخت گازی به الکتروود آند و گاز اکسیدکننده به الکتروود کاتد وارد می‌شود. بازدهی بالا و ایجاد حداقل آلودگی از مزایای پیل‌های سوختی است [۴ و ۵].

لوله حرارتی یک دستگاه انتقال حرارت است که در آن از گرمای نهان تبخیر سیال عامل برای انتقال گرما در یک فاصله طولانی استفاده می‌شود. سیال عامل که در درون لوله حرارتی وجود دارد، در بخش اواپراتور با جذب گرما از منبع دما بالا، تبخیر شده و به طرف انتهای لوله جریان یافته و پس از دفع گرما در بخش کندانسور، به مایع تبدیل می‌شود [۶ و ۷]. در طی سالیان گذشته، مطالعات گسترده‌ای صورت گرفته که در آن‌ها از پیل سوختی به عنوان سیستم تولید توان در سیستم‌های ترکیبی استفاده شده است. پیرکندی و همکاران [۸] به مقایسه عملکرد دو سیستم هیبریدی متشکل از پیل سوختی اکسید جامد و توربین گاز در دو حالت مستقیم و غیرمستقیم پرداختند. آن‌ها اثر پارامترهای چگالی جریان پیل سوختی، نرخ جریان هوا به سیستم و نسبت فشار کمپرسور را روی توان تولیدی، بازده و نرخ نابودی انرژی سیستم بررسی کردند. نتایج نشان داد که سیستم هیبریدی مستقیم نسبت به سیستم هیبریدی غیرمستقیم بازده بالاتری دارد و دارای توان تولیدی و بازگشت ناپذیری کمتری است. سجادی و همکاران [۹] برای سیستم ترکیبی پیل سوختی اکسید جامد و میکروتوربین گاز، سه پیکربندی مختلف را در نظر گرفتند و عملکرد الکتروشیمیایی پیل سوختی اکسید جامد را جهت تعیین ضریب مصرف سوخت بهینه مورد مطالعه قرار دادند.

در پیکربندی اولیه یک پیل سوختی به عنوان حالت پایه معرفی شد و در دو پیکربندی دیگر، دو پیل سوختی یک بار به صورت سری و بار دیگر به صورت موازی بهم متصل شدند. دمای گازهای ورودی به توربین، نسبت فشار کمپرسور و تعداد سلول‌های پیل سوختی به عنوان پارامترهای موثر بر روی سیستم مورد بررسی قرار گرفتند. نتایج حاکی از آن بود که دو پیل سوختی متصل شده به صورت سری، دارای بیشترین بازده بود. یک سیستم ترکیبی پیل سوختی اکسید جامد و میکروتوربین گازی در یک نیروگاه تولید همزمان توسط پیرکندی و قاسمی [۱۰] مدل‌سازی و از نقطه نظر ترمواقتصادی مطالعه شد. تحلیل‌ها در دمای ثابت پیل سوختی انجام شد. آن‌ها نسبت فشار کمپرسور و نسبت هوا به سوخت ورودی را به عنوان پارامتر موثر در نظر گرفته و اثر آن‌ها را بر توان تولیدی، بازده الکتریکی و قیمت برق تولیدی بررسی نمودند. بررسی‌ها نشان داد که افزایش فشار کاری سیستم سبب افت توان تولیدی و بازده الکتریکی و نیز افزایش قیمت برق تولیدی می‌گردد و همچنین افزایش نسبت هوا به سوخت ورودی به سیستم، افت توان تولیدی و بازده الکتریکی را موجب می‌شود. پورفاطمی و همکاران [۱۱] یک سیستم ترکیبی توربین گازی، پیل سوختی اکسید جامد و آب شیرین کن حرارتی چند اثره را از نظر ترمواقتصادی تحلیل نمودند.

¹ Gasification

آن‌ها از حرارت هدر رفته در سیکل ترکیبی پیل سوختی اکسید جامد و توربین گازی برای گرمایش مورد نیاز آب شیرین کن استفاده نمودند که باعث کاهش مصرف انرژی و هزینه و نیز افزایش بازده در مقایسه با سیستم‌های مستقل شد. رنجبر و همکاران [۱۲] از پیل سوختی اکسید جامد به عنوان محرک اولیه در یک سیستم سه گانه استفاده نموده و سیستم ترکیبی را از دیدگاه انرژی و انرژی ارزیابی نمودند. اثرات پارامترهای عملکردی پیل سوختی (چگالی جریان و دمای ورودی) مورد بررسی قرار گرفت. نتایج نشان داد که با افزایش چگالی جریان، بازده‌های انرژی و انرژی کاهش می‌یابد و با افزایش دمای ورودی پیل سوختی، بازده‌های انرژی و انرژی تا مقدار حداکثری افزایش یافته و سپس کاهش می‌یابد. آن‌ها توانستند برای سیستم سه گانه به بازده انرژی ۷۹٪ و بازده انرژی ۴۷٪ دست یابند. در ادامه پژوهشگران به منظور حفظ هر چه بیشتر منابع فسیلی و کاهش گازهای گلخانه‌ای، از زیست توده به عنوان سوخت ورودی به پیل سوختی در سیستم‌های ترکیبی استفاده کردند. غلامیان و همکاران [۱۳] یک سیستم تولید همزمان توان، گرما و سرما را با ادغام گازساز زیست توده با سیستم ترکیبی پیل سوختی اکسید جامد و چیلر جذبی دو اثره راه‌اندازی نمودند. آن‌ها توانستند به بازده انرژی ۳۸٪ برای سیستم سه گانه دست یابند. گادسبول و همکاران [۱۴] یک سیستم ترکیبی شامل پیل سوختی اکسید جامد و گازساز زیست توده را به منظور تخمین پتانسیل، مورد مطالعه قرار دادند. آن‌ها به طور تجربی پتانسیل و امکان‌سنجی سیستم را با اندازه‌گیری بالاترین مقدار گزارش شده در آزمایش‌ها بررسی نمودند. نتایج نشان داد که بالاترین بازده الکتریکی سیستم، ۴۰٪ می‌باشد. گازساز زیست توده با پیل سوختی اکسید جامد و موتور استرلینگ توسط رکنی [۱۵] ادغام شده است. رفتار سیستم در شرایط مختلف از جمله دمای استک، تعداد سلول و ضریب مصرف سوخت پیل سوختی متفاوت بررسی شد. نتایج نشان داد که توان سیستم ترکیبی به ۱۲۰ کیلووات و بازده حرارتی سیستم به ۴۲٪ می‌رسد. برجی و همکاران [۱۶] یک سیستم تولید همزمان توان و حرارت متشکل از پیل سوختی اکسید جامد و گازساز زیست توده را مدل‌سازی نمودند. ایشان چوب را به عنوان سوخت ورودی به سیستم در نظر گرفتند. نتایج نشان داد که با افزایش نسبت هوا به بخار، درصد مونو اکسید کربن و متان در گاز سنتز به ترتیب افزایش و کاهش می‌یابد و ولتاژ تولیدی و بازده کلی سیستم بهبود می‌یابد.

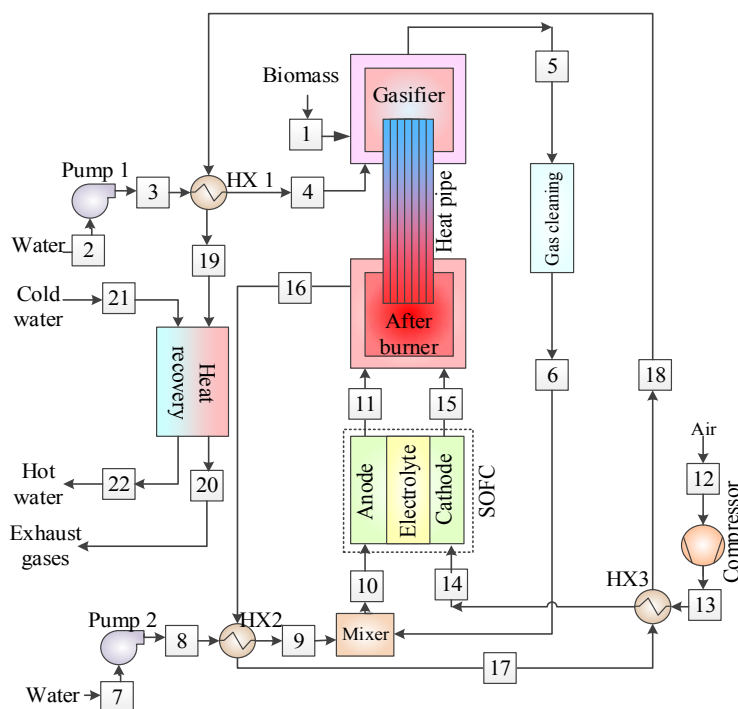
مولر و رکنی [۱۷] یک سیستم هیبریدی تولید همزمان توان و حرارت بر پایه گازسازی زیست توده در سه پیکربندی متفاوت ارائه نمودند. گاز تولیدی برای سیستم اول در میکرو توربین گاز، سیستم دوم در پیل سوختی اکسید جامد و سیستم سوم در سیستم ترکیبی در میکرو توربین گاز و پیل سوختی اکسید جامد تبدیل می‌شود. نتایج نشان داد که تبدیل گاز سنتز در پیل سوختی اکسید جامد نسبت به میکرو توربین گاز بازده بالاتری داشته است و همچنین بازده انرژی برای میکرو توربین گاز، پیل سوختی اکسید جامد و سیستم ترکیبی به ترتیب ۲۸٪، ۳۶٪ و ۵۰٪ بدست آمد. در مطالعه قبلی [۱۸] نویسندگان به مدل‌سازی سیستم تولید همزمان توان و حرارت متشکل از گازساز زیست توده، پیل سوختی اکسید جامد و لوله‌های حرارتی دما بالای سدیم پرداختند. مدل‌سازی سیستم ترکیبی شامل اجزای اصلی پیل سوختی اکسید جامد، راکتور گازساز زیست توده، لوله‌های حرارتی و بازیاب حرارتی که به طور همزمان توان و گرما تولید می‌کند، در دستور کار تحقیق حاضر قرار می‌گیرد که بر اساس پیشینه پژوهش صورت گرفته از لحاظ پیکربندی از نوآوری برخوردار است و سیستمی نوین می‌باشد.

در مطالعه حاضر، آنالیز انرژی و تحلیل زیست محیطی سیستم تولید همزمان انجام می‌شود و نرخ نابودی انرژی در اجزای مختلف سیستم به ازای پارامترهای عملکردی مختلف مورد مطالعه قرار می‌گیرد در حالیکه در مطالعه قبلی به بررسی بازدهی انرژی سیستم پرداخته شده بود. چگالی جریان و دمای خروجی در پیل سوختی و *STBR* در گازسازی زیست توده به عنوان پارامترهای عملکردی انتخاب شدند. بازدهی گاز سرد برای فرآیند گازسازی به ازای *STBR* محاسبه می‌شود. در نهایت با توجه به تحلیل‌های صورت گرفته، مناسب‌ترین شرایط عملیاتی برای سیستم انتخاب شده و خروجی‌های سیستم ترکیبی در شرایط انتخاب شده بدست می‌آید.

۲- بیان مسئله

در شکل (۱) شماتیکی از سیستم ترکیبی مورد مطالعه نشان داده شده است. در ابتدا سوخت به همراه بخار آب وارد راکتور گازساز می‌شود. در داخل راکتور، فرآیند گازسازی با دریافت گرما از لوله‌های حرارتی متصل به محفظه‌ی پس‌سوز انجام شده و گاز سنتز که شامل گازهای هیدروژن، مونو اکسید کربن، دی اکسید کربن، متان و بخار آب می‌باشد، به عنوان خروجی از گازساز خارج می‌شوند. گاز سنتز از فیلترهایی عبور کرده تا مواد مضر موجود در آن حذف شود. پس از آن از یک مبدل حرارتی عبور می‌کند تا افت دمای ایجاد شده را جبران نماید. از طرفی دیگر، آب به همراه گاز سنتز وارد محفظه‌ی اختلاط شده و پس از اختلاط، به آند استک پیل سوختی وارد می‌شوند.

هوا نیز با عبور از کمپرسور متراکم شده و سپس به کاتد پیل وارد می‌شود.



شکل ۱- شماتیک سیستم ترکیبی نوین

با انجام واکنش‌ها در داخل پیل سوختی، مقدار زیادی الکتریسته و حرارت تولید می‌گردد و در مرحله بعد گازهای خروجی به محفظه‌ی پس‌سوز وارد می‌شوند. در محفظه‌ی پس‌سوز بخشی از حرارت به لوله‌های حرارتی منتقل گردیده و باقی‌مانده آن از طریق گازهای حاصل از احتراق برای پیش‌گرمایش ورودی‌های سیستم بکار می‌رود و در نهایت با عبور گازهای حاصل از احتراق از یک بازیاب حرارتی، از گرمای موجود در گاز برای گرمایش آب خانگی استفاده می‌شود. قابل ذکر است که مدل‌سازی و تمامی تحلیل‌های صورت گرفته، در نرم افزار EES انجام شده است.

۲-۱- فرضیات

در پژوهش حاضر فرضیات زیر در نظر گرفته شده است [۱۲، ۱۸]:

- اجزا عایق در نظر گرفته می‌شود و از اتلاف حرارتی آن صرف نظر شده است.
- برای محیط دمای ثابت ۲۵ درجه سلسیوس و فشار ثابت یک اتمسفر فرض شده است.
- اجزا بدون بعد فرض شده و از طراحی آنها صرف نظر شده است.
- هوا، گازی ایده‌آل در نظر گرفته شده است که شامل ۲۱٪ اکسیژن و ۷۹٪ نیتروژن می‌باشد.
- همه گازها بصورت گاز ایده‌آل در نظر گرفته شده‌اند.
- دمای ورودی‌های پیل سوختی یکسان و دمای خروجی‌های آن نیز با هم یکسان فرض شده است.

۲-۲- انرژی

انرژی، حداکثر کار مفیدی است که می‌توان از مقدار مشخصی انرژی و یا جریانی از مواد بدست آورد. بر اساس قانون دوم ترمودینامیک، در هر فرآیند واقعی، تولید آنتروپی مترادف با نابودی انرژی در آن فرآیند است [۱۹]. هدف اصلی تحلیل انرژی، شناخت محل و مقدار بازگشت‌ناپذیری فرآیندهای مختلف در یک سیستم ترمودینامیکی است که با شناخت آن‌ها می‌توان میزان و نحوه بهبود عملکرد آن سیستم را مشخص نمود. موازنه آهنگ انرژی برای یک حجم کنترل در شرایط پایا به صورت رابطه (۱) بیان می‌شود [۲۰].

$$\dot{E}_D = \sum_j \left(1 - \frac{T_0}{T_j}\right) \cdot \dot{Q}_j - \dot{W}_{cv} + \sum_i \dot{E}x_i - \sum_e \dot{E}x_e \quad (1)$$

در این رابطه، \dot{E}_D آهنگ زمانی انرژی نابودی بر اثر بازگشت‌ناپذیری درون حجم کنترل را نشان می‌دهد. \dot{Q}_j آهنگ زمانی انتقال گرما در جایی روی مرز می‌باشد که در آن دمای لحظه‌ای برابر T_j است. انتقال کاردهی همراه با گرما به صورت $\left(1 - \frac{T_0}{T_j}\right) \cdot \dot{Q}_j$ بیان شده است که در آن T_0 دمای محیط می‌باشد و \dot{W}_{cv} آهنگ زمانی انتقال کار غیر از کار شارش را نشان می‌دهد. جمله‌های $\dot{E}x_i$ و $\dot{E}x_e$ آهنگ زمانی انتقال کاردهی همراه با شارش جرمی و کار شارش به ترتیب در ورودی i و خروجی e هستند. نرخ انرژی جریان سیال ($\dot{E}x$) مطابق رابطه (۲) برابر با مجموع نرخ‌های انرژی فیزیکی ($\dot{E}x_{ph}$) و شیمیایی ($\dot{E}x_{ch}$) می‌باشد.

$$\dot{E}x = \dot{E}x_{ph} + \dot{E}x_{ch} \quad (2)$$

که نرخ‌های انرژی فیزیکی و شیمیایی به صورت روابط (۳) محاسبه می‌شوند [۱۹]:

$$\dot{E}x_{ph} = \sum_i \dot{n}_i \left((\bar{h}_i - \bar{h}_0) - T_0(\bar{s}_i - \bar{s}_0) \right) \quad (۳-الف)$$

$$\dot{E}x_{ch} = \dot{n} \left(\sum_i x_i \bar{e}x_i^{ch,0} + \bar{R}T_0 \sum_i x_i \ln(x_i) \right) \quad (۳-ب)$$

که \bar{h}_i و \bar{s}_i به ترتیب آنالیزی و آنترپی مولی اجزا در حالت مشخص، \bar{h}_0 و \bar{s}_0 به ترتیب آنالیزی و آنترپی مولی در حالت محیط، x_i کسر مولی اجزا، و \bar{R} ثابت جهانی گاز و $\bar{e}x_i^{ch,0}$ ، انرژی شیمیایی استاندارد اجزای مخلوط می‌باشد. مقدار $\bar{e}x_i^{ch,0}$ برای اجزای شرکت کننده در واکنش‌ها در جدول (۱) ارائه شده است [۲۱].

۲-۳- پیل سوختی

برای سیستم مورد نظر، پیل سوختی اکسید جامد از نوع لوله‌ای انتخاب شده است. ورودی‌های پیل سوختی، دستخوش فعل و انفعالات داخلی پیل می‌شود و واکنش‌های تعادلی روی آن‌ها انجام می‌شود. با انجام واکنش‌های تعادلی، الکترون‌ها در فضای مدار حرکت کرده و تولید ولتاژ می‌نمایند اما مقاومت‌های ناشی از حرکت الکترون‌ها سبب ایجاد افت‌هایی در ولتاژ پیل سوختی می‌شود. مشخصات پیل سوختی، واکنش‌های تعادلی رخ داده، چگونگی محاسبات الکتروشیمیایی و توان پیل سوختی در تحقیق قبلی نویسندگان مقاله [۱۸] ارائه شده است. چگالی جریان و دمای کاری از پارامترهای عملکردی پیل سوختی می‌باشند که چگالی جریان از رابطه (۴) محاسبه می‌شود:

$$j = \frac{2 \cdot F \cdot c_r}{N_{FC} \cdot A_a} \quad (۴)$$

که A_a مساحت سطح موثر و برابر ۰/۰۱ مترمربع، N_{FC} تعداد سلول‌ها و برابر ۱۱۰۰، F ثابت فارادی و برابر ۹۶/۴۸۵ و c_r نرخ تبدیل مولی در واکنش الکتروشیمیایی می‌باشد [۱۸].

با توجه به رابطه (۱) می‌توان نرخ نابودی انرژی در پیل سوختی را به صورت رابطه (۵) بدست آورد.

$$\dot{E}_{D,FC} = (\dot{E}x_{10} + \dot{E}x_{14}) - (\dot{E}x_{11} + \dot{E}x_{15}) - \dot{W}_{FC} \quad (۵)$$

جدول ۱- انرژی شیمیایی استاندارد اجزای مخلوط (kJ/mol) [۲۱]

جزء مخلوط	$\bar{e}x_{CH_4}^{ch,0}$	$\bar{e}x_{CO}^{ch,0}$	$\bar{e}x_{CO_2}^{ch,0}$	$\bar{e}x_{H_2}^{ch,0}$	$\bar{e}x_{O_2}^{ch,0}$	$\bar{e}x_{N_2}^{ch,0}$	$\bar{e}x_{H_2O}^{ch,0}$
مقادیر	۸۳۱/۶	۲۷۵/۱	۱۹/۸۷	۲۳۶/۱	۳/۹۷	۰/۷۲	۹/۵

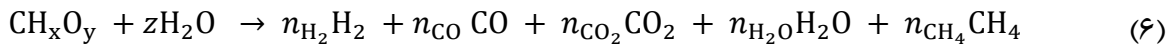
جدول ۲- آنالیز نهایی و تقریبی زیست توده [۲۲]

آنالیز تقریبی		آنالیز نهایی		
رطوبت	خاکستر	اکسیژن	هیدروژن	کربن
۹/۹۵	۱۹/۵۲	۴۶/۴۲	۳/۷۹	۴۹/۰۷

۲-۴- گازسازی زیست توده

زیست توده شامل مواد فرّار، کربن ثابت، خاکستر و آب است. به محض گرم کردن زیست توده تا دمای ۱۲۰ درجه سلسیوس، رطوبت اولیه آن تبخیر شده و با افزایش بیشتر تا ۳۵۰ درجه سلسیوس، مواد فرّار هم خارج می‌شود. با واکنش دادن زیست توده با بخار آب گازهای هیدروژن، مونو اکسید کربن، دی اکسید کربن، متان و بخار آب تولید می‌شود. در طول فرآیند گازسازی زیست توده، واکنش‌های اصلی بودووارد، آب-گاز، جابجایی آب-گاز و تشکیل متان انجام می‌گیرد. راکتور گازساز همدم، سوخت ورودی را به گاز سنتز تبدیل می‌کند. سوخت ورودی زیست توده از نوع پوسته برنج است که آنالیز نهایی و تقریبی آن در جدول (۲) ارائه شده است [۲۲].

فرآیند گازسازی زیست توده با عامل بخار آب انجام می‌شود و گرمای لازم جهت گازسازی از لوله‌های حرارتی دریافت می‌شود. راکتور گازساز در دمای ۷۷۰ درجه سلسیوس عمل می‌کند. واکنش گازسازی به صورت رابطه (۶) تعریف می‌شود [۲۲].



که در رابطه (۶)، x و y به ترتیب مربوط به نسبت مولی هیدروژن به کربن و اکسیژن به کربن موجود در زیست توده می‌باشند و مقادیر آن‌ها از جدول (۲) بدست می‌آیند. z مجموع رطوبت موجود در زیست توده و بخار آب ورودی و n_i مربوط به ازای گاز سنتز خروجی از گازساز زیست توده می‌باشد که نحوه محاسبه آن‌ها در مرجع [۱۸] ارائه شده است.

از پارامترهای عملکردی گازسازی زیست توده *STBR* می‌باشد که در رابطه (۷) اشاره شده است.

$$STBR = \frac{\text{دبی جرمی بخار ورودی} + \text{جرم رطوبت سوخت} \text{ (kg/s)}}{\text{جرم زیست توده خشک} \text{ (kg/s)}} \quad (۷)$$

بازدهی گاز سرد نیز مطابق رابطه (۸) از نسبت ارزش حرارتی پایین در گازهای خروجی از راکتور گازساز به مجموع ارزش حرارتی پایین زیست توده و حرارت ورودی به راکتور تعریف می‌شود [۲۳].

$$\eta_c = \frac{LHV \text{ در گازهای خروجی}}{LHV \text{ زیست توده} + Q_{in}} \times 100 \quad (۸)$$

نرخ نابودی انرژی در حجم کنترل گازساز زیست توده به صورت رابطه (۹) می‌باشد که در رابطه مذکور، $\dot{E}x_{\text{syngas}}$ و $\dot{E}x_{\text{steam}}$ به ترتیب شامل مجموع انرژی فیزیکی و شیمیایی در بخار آب ورودی و ترکیب گاز سنتز خروجی از گازساز می‌باشند. همچنین عبارت $\dot{E}x_g^Q$ انرژی ورودی می‌باشد که ناشی از گرمای ورودی به گازساز است.

$$\dot{E}_D = \dot{E}x_B + \dot{E}x_{\text{steam}} + \dot{E}x_g^Q - \dot{E}x_{\text{syngas}} \quad (۹)$$

انرژی فیزیکی زیست توده بسیار ناچیز است، بنابراین در محاسبه انرژی کل از آن صرف‌نظر می‌شود. انرژی زیست توده که تنها شامل انرژی شیمیایی است به صورت رابطه (۱۰) تعریف می‌شود [۲۴].

$$\dot{E}x_B = \dot{n}_B(\beta \cdot LHV_B) \quad (۱۰)$$

در رابطه‌ی (۱۰)، LHV_B ، ارزش حرارتی پایین سوخت زیست توده مورد استفاده می‌باشد و ضریب β عبارتی از نسبت هیدروژن به کربن و اکسیژن به کربن می‌باشد که مطابق رابطه‌ی (۱۱) محاسبه می‌گردد [۲۵] و [۲۶].

$$\beta = \frac{1.0414 + \left(0.0177 \times \left(\frac{H}{C}\right)\right) \left(\left(0.3328 \times \left(\frac{O}{C}\right)\right) \times \left(1 + \left(0.0537 \times \left(\frac{H}{C}\right)\right)\right) \right)}{1 - \left(0.4021 \times \left(\frac{O}{C}\right)\right) - \frac{\left(\left(0.3328 \times \left(\frac{O}{C}\right)\right) \times \left(1 + \left(0.0537 \times \left(\frac{H}{C}\right)\right)\right) \right)}{1 - \left(0.4021 \times \left(\frac{O}{C}\right)\right)}} \quad (11)$$

۲-۵- لوله حرارتی

عملکرد لوله حرارتی به این صورت است که حرارت در محفظه‌ی پس‌سوز (منطقه اوپراتور) به لوله حرارتی وارد شده و بدین وسیله سیال عامل داخل آن تبخیر می‌شود و سیال عامل که در حالت مایع اشباع قرار دارد، در اثر دریافت گرمای نهان تبخیر، به بخار اشباع تبدیل می‌شود. بخار اشباع حاصل در اثر اختلاف فشار به راکتور گازساز (ناحیه کندانسور) منتقل می‌شود. این منطقه در ناحیه خنک‌تری قرار داشته و از این رو بخار اشباع، گرمای نهان تبخیر خود را از دست داده و تقطیر می‌شود.

مایع اشباع حاصل، از طریق یک ساختار فتیله‌ای توسط نیروی موینگی به محفظه‌ی پس‌سوز بازگردانده می‌شود و سیکل مجدداً تکرار می‌شود تا گرما به طور پیوسته از ناحیه گرم به ناحیه سرد منتقل شود. لازم به ذکر است که از سدیم به عنوان سیال عامل در داخل لوله‌های حرارتی استفاده شده است. مقاومت‌های حرارتی موجود در لوله‌های حرارتی موجب می‌شوند که لوله‌های حرارتی نتوانند کل حرارت دریافتی از محفظه‌ی پس‌سوز را به راکتور گازساز منتقل کنند. محاسبات مربوط به مقاومت‌های حرارتی لوله‌های حرارتی در مرجع [۱۸] ارائه شده است.

نرخ نابودی انرژی در لوله حرارتی به صورت رابطه (۱۲) تعریف می‌شود.

$$\dot{E}_D = \dot{E}x^Q_{AB} - \dot{E}x^Q_g \quad (12)$$

که در آن $\dot{E}x^Q_{AB}$ و $\dot{E}x^Q_g$ به ترتیب انرژی حرارتی ورودی و خروجی لوله‌های حرارتی می‌باشند که به صورت روابط (۱۳) و (۱۴) بیان می‌شود.

$$\dot{E}x^Q_{AB} = \left(1 - \frac{T_0}{T_{AB}}\right) \cdot \dot{Q}_{in} \quad (13)$$

$$\dot{E}x^Q_g = \left(1 - \frac{T_0}{T_g}\right) \cdot \dot{Q}_{in} \quad (14)$$

T_{AB} دمای محفظه‌ی پس‌سوز می‌باشد.

روابط مربوط به سایر اجزای سیستم ترکیبی در جدول (۳) ارائه شده است.

جدول ۳- روابط مربوط به تعادل جرم و بالانس انرژی اجزا

روابط بالانس انرژی	روابط جرم	اجزای سیستم
$\dot{E}_D = \dot{E}x_{11} + \dot{E}x_{15} - \dot{E}x_{16}$	$\dot{n}_{16} = \dot{n}_{11} + \dot{n}_{15}$	محفظه پس سوز
$\dot{E}_D = \dot{E}x_6 + \dot{E}x_9 - \dot{E}x_{10}$	$\dot{n}_{10} = \dot{n}_6 + \dot{n}_9$	محفظه اختلاط
$\dot{E}_D = \dot{E}x_{19} + \dot{E}x_{21} - \dot{E}x_{20} - \dot{E}x_{22}$	$\dot{n}_{20} = \dot{n}_{19} \ \& \ \dot{n}_{22} = \dot{n}_{21}$	بازیاب حرارتی
$\dot{E}_D = \dot{E}x_2 - \dot{E}x_3 + \dot{W}_{wp1}$	$\dot{n}_3 = \dot{n}_2$	پمپ آب ۱
$\dot{E}_D = \dot{E}x_7 - \dot{E}x_8 + \dot{W}_{wp2}$	$\dot{n}_8 = \dot{n}_7$	پمپ آب ۲
$\dot{E}_D = \dot{E}x_{12} - \dot{E}x_{13} + \dot{W}_{comp}$	$\dot{n}_{13} = \dot{n}_{12}$	کمپرسور هوا
$\dot{E}_D = \dot{E}x_3 + \dot{E}x_{18} - \dot{E}x_4 - \dot{E}x_{19}$	$\dot{n}_4 = \dot{n}_3 \ \& \ \dot{n}_{19} = \dot{n}_{18}$	مبدل حرارتی ۱
$\dot{E}_D = \dot{E}x_8 + \dot{E}x_{16} - \dot{E}x_9 - \dot{E}x_{17}$	$\dot{n}_9 = \dot{n}_8 \ \& \ \dot{n}_{17} = \dot{n}_{16}$	مبدل حرارتی ۲
$\dot{E}_D = \dot{E}x_{13} + \dot{E}x_{17} - \dot{E}x_{14} - \dot{E}x_{18}$	$\dot{n}_{14} = \dot{n}_{13} \ \& \ \dot{n}_{18} = \dot{n}_{17}$	مبدل حرارتی ۳

۲-۶- سیستم ترکیبی

بازدهی انرژی سیستم ترکیبی تولید همزمان توان و حرارت از رابطه (۱۵) بدست می آید.

$$\eta_{II} = \left[\frac{\dot{W}_{net} + \dot{E}x_Q}{\dot{E}x_{in}} \right] \times 100 \quad (15)$$

اثرات زیست محیطی سیستم از میزان نشر گاز دی اکسید کربن به ازای شرایط عملکردی مطالعه می شود. میزان نشر گاز دی اکسید کربن با EMI نشان داده شده و واحد آن [kg/MWh] است. میزان نشر گاز دی اکسید کربن برای سیستم تولید همزمان و سیستم تولید توان الکتریکی به ترتیب مطابق روابط (۱۶) و (۱۷) ارائه می شود:

$$EMI_{CHP} = \left(\dot{m}_{CO_2, out} / (\dot{W}_{net} + \dot{Q}_{use}) \right) \times 3600 \quad (16)$$

$$EMI_{el} = \left(\dot{m}_{CO_2, out} / \dot{W}_{net} \right) \times 3600 \quad (17)$$

که در روابط (۱۶) و (۱۷)، $\dot{m}_{CO_2, out}$ نرخ جرمی دی اکسید کربن خروجی از سیستم و \dot{Q}_{use} مقدار گرمای استخراج شده سیستم جهت گرمایش آب است.

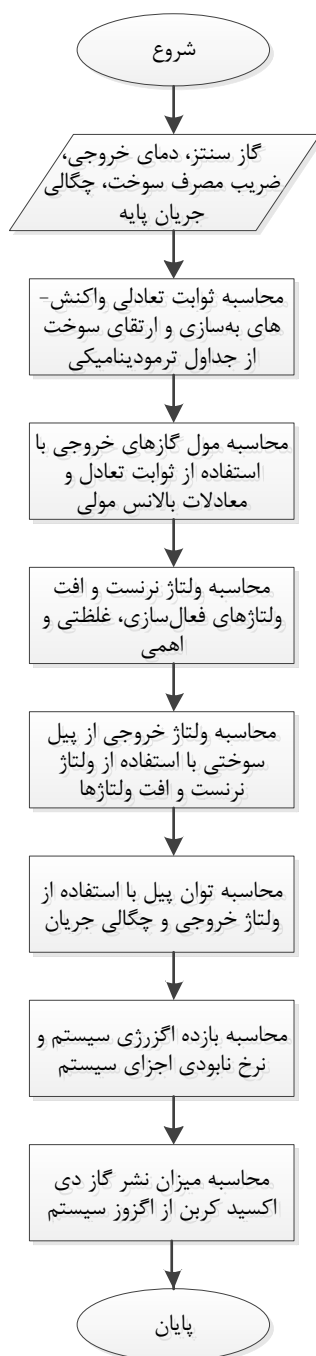
شکل (۲) فلوجارت محاسباتی تحقیق حاضر را نشان می دهد.

۳- نتایج و بحث

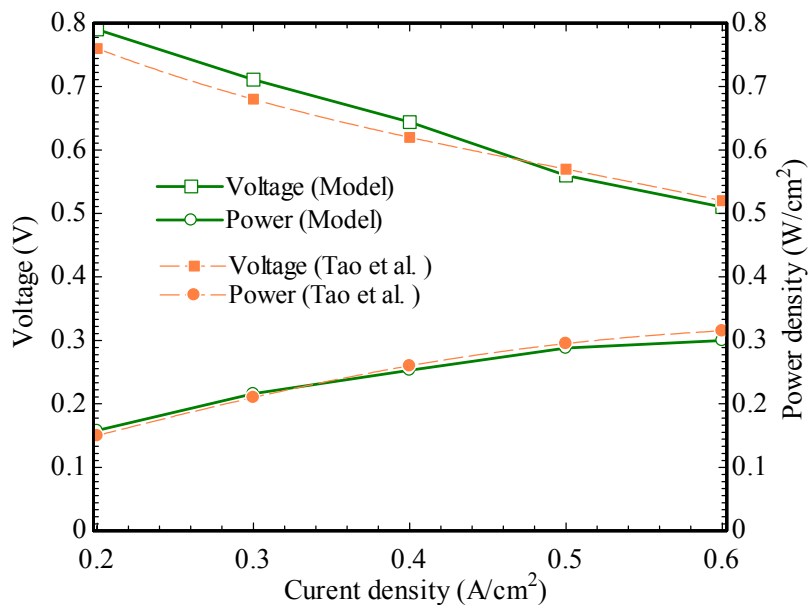
صحت سنجی گازسازی زیست توده و پیل سوختی اکسید جامد با نتایج تجربی انجام گرفته و نتایج حاصل از مدل سازی نشان داد که اختلاف بسیار ناچیزی بین مدل حاضر و نتایج پژوهش های پیشین وجود دارد که این حاکی از معتبر بودن مدل است. این نتایج در جدول (۴) و شکل (۳) ارائه شده است.

جدول ۴- نتایج فرآیند گازسازی مدل حاضر، تجربی و مدل [۲۲]

مدل حاضر	مدل [۲۲]	تجربی	
۴۶/۵۴	۵۰/۳۷	۴۹/۵۰	هیدروژن
۲۳/۷۷	۲۰/۵۹	۲۳/۷۰	مونوکسید کربن
۲۳/۸۳	۲۵/۰۱	۲۱/۲۰	دی اکسید کربن
۵/۸۷	۴/۰۲	۵/۶۰	متان



شکل ۲- فلوچارت محاسباتی تحقیق حاضر



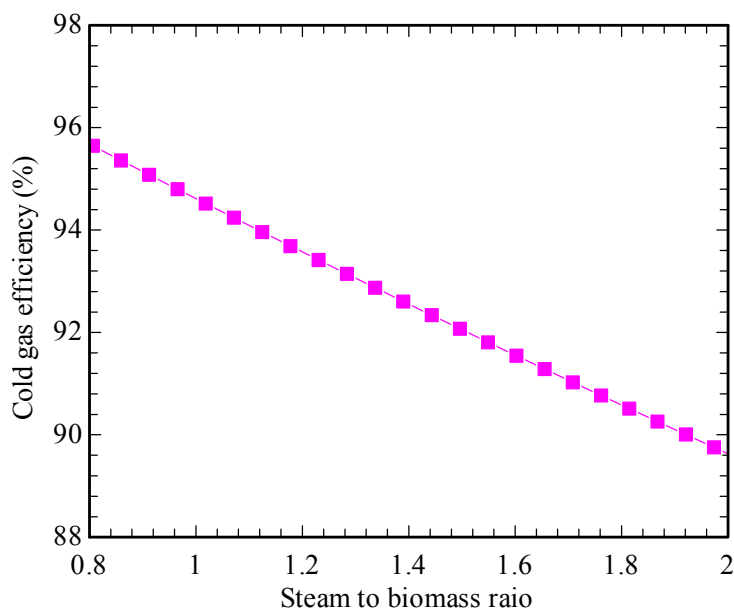
شکل ۳- نتایج ولتاژ و چگالی توان پیل سوختی مدل حاضر و مدل [۲۸]

۳-۱- گازسازی زیست توده

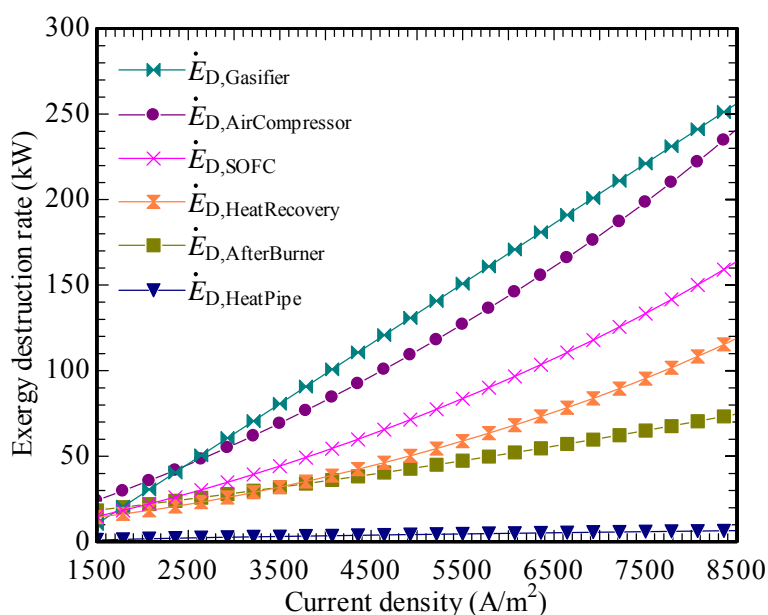
شکل (۴) اثر *STBR* بر بازدهی گاز سرد را نشان می‌دهد. افزایش *STBR* باعث کاهش بازدهی گاز سرد می‌شود که این کاهش، تقریباً بصورت خطی است. با افزایش *STBR* در محدوده مورد مطالعه (۰/۸-۰/۲) میزان بازدهی گاز سرد، تقریباً ۶/۷٪ کاهش می‌یابد. دلیل این پدیده این است که وقتی میزان *STBR* افزایش می‌یابد، مقدار بخار آب بیشتری به گازساز وارد شده و در واکنش گازسازی زیست توده شرکت می‌کند و در نتیجه آن، میزان بخار آب بیشتری در خروجی گازساز تولید می‌شود و درصد بالاتری از گاز خروجی به آن اختصاص می‌یابد. با توجه به اینکه بازدهی گاز سرد به صورت نسبت ارزش حرارتی پایین گازهای تولیدی در گازساز به ارزش حرارتی پایین سوخت تعریف می‌شود و از آنجایی که بخار آب فاقد ارزش حرارتی است، منجر به کاهش مقدار بازدهی گاز سرد می‌شود.

۳-۲- نرخ نابودی اگزرژی

نرخ نابودی اگزرژی در اجزای مختلف سیستم ترکیبی به ازای چگالی جریان متغیر در محدوده ۱۵۰۰ تا ۸۵۰۰ آمپر بر متر مربع در شکل (۵) نشان داده شده است. همانطور که نتایج شکل (۵) نشان می‌دهد، در اجزای مورد نظر به ازای چگالی جریان بالاتر، نرخ نابودی اگزرژی بیشتری اتفاق می‌افتد. زمانی که چگالی جریان سیستم بالاتر می‌رود، سیستم به منظور انجام واکنش‌های تعادلی در داخل پیل سوختی، سوخت و هوای بیشتری را تقاضا می‌کند. با افزایش نیاز سیستم به هوا جهت پیشبرد فرآیندها، مقدار دبی هوای بیشتری باید از مبدل حرارتی هوا عبور کند. در نتیجه آن، اتلافات بیشتری در مبدل حرارتی هوا اتفاق می‌افتد. با افزایش چگالی جریان در محدوده مورد نظر، ۲۱۶ کیلووات اگزرژی نابود می‌شود. زمانی که پیل سوختی در چگالی جریان بالا عمل کند، افت‌های بیشتری در سیستم رخ می‌دهد و در نتیجه آن، کارایی پیل سوختی کاهش می‌یابد.



شکل ۴- تاثیر نسبت بخار به زیست توده (STBR) بر بازدهی گاز سرد



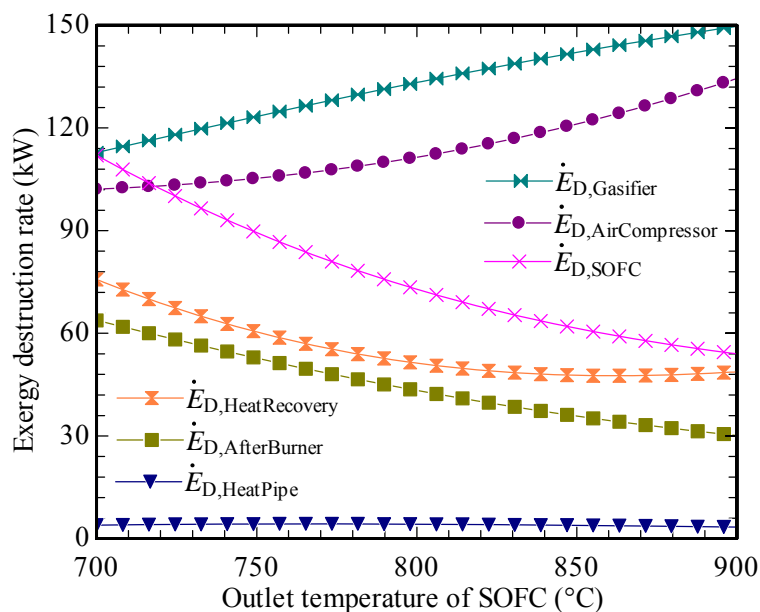
شکل ۵- تاثیر چگالی جریان پیل سوختی بر نرخ نابودی انرژی اجزای سیستم

دلیل این رخداد این است که توان تولیدی در پیل سوختی با ولتاژ خروجی آن رابطه مستقیم دارد و افت‌های صورت گرفته در اثر افزایش چگالی جریان مستقیماً بر نرخ نابودی انرژی در پیل سوختی اثر می‌گذارد. در پیل سوختی نیز با افزایش چگالی جریان، نرخ نابودی انرژی در پیل سوختی صورت گرفته به مقدار ۱۴۹ کیلووات افزایش می‌یابد. نرخ نابودی انرژی در محفظه‌ی پس‌سوز با افزایش چگالی جریان در محدوده‌ی مشخص شده به مقدار ۵۶/۳ کیلووات افزایش پیدا می‌کند زیرا خصوصیات ترمودینامیکی گازهای ورودی به محفظه‌ی پس‌سوز و خروجی از آن متأثر از چگالی جریان اعمال شده به پیل سوختی می‌باشند.

زمانی که چگالی جریان بالا می‌رود، دمای گازهای خروجی از محفظه‌ی پس‌سوز کاهش می‌یابد و از آنجایی که اگزرژی تابعی از دما است بنابراین با کاهش دمای گازهای خروجی از محفظه‌ی پس‌سوز، سطح اگزرژی آن‌ها هم پایین می‌آید و منجر به نابودی مقدار بیشتری از اگزرژی در محفظه‌ی پس‌سوز می‌شود. نرخ نابودی اگزرژی در راکتور گازساز به ازای افزایش چگالی جریان در بازه‌ی مورد نظر به مقدار $254/3$ کیلووات افزایش می‌یابد. این افزایش در نرخ نابودی اگزرژی به این دلیل به وجود می‌آید که در چگالی جریان بالا همانطور که اشاره شد، سوخت بیشتری باید به پیل سوختی تغذیه شود. با افزایش تقاضای سوخت استک پیل لازم است سوخت زیست توده و دبی بخار آب بیشتری به راکتور گازساز وارد شوند. با توجه به شرایط حاکم در درون راکتور گازساز، نرخ نابودی اگزرژی بیشتری اتفاق می‌افتد. همانطور که ذکر شد زمانی که چگالی افزایش یابد، راکتور گازساز ملزم خواهد شد که زیست توده‌ی بیشتری را به سوخت‌گازی تبدیل کند در نتیجه به مقدار گرمای بیشتری برای انجام فرآیند گازسازی نیاز دارد.

با توجه به اینکه انتقال حرارت مورد نیاز جهت گازسازی از طریق لوله‌های حرارتی صورت می‌گیرد، در نتیجه نرخ نابودی اگزرژی در لوله‌ها نیز افزایش می‌یابد. افزایش چگالی جریان موجب می‌شود که نرخ نابودی اگزرژی در لوله‌های حرارتی $5/1$ کیلووات افزایش یابد. همانطور که نتایج نشان می‌دهد بیشترین و کمترین نرخ نابودی اگزرژی به ازای تمامی مقادیر چگالی جریان به ترتیب در راکتور گازساز و لوله‌های حرارتی اتفاق می‌افتد. در شکل (۶) اثر دمای خروجی پیل سوختی بر نرخ نابودی اگزرژی اجزای سیستم در محدوده دمایی 700 تا 900 درجه سلسیوس مشاهده می‌شود. با افزایش دمای خروجی پیل سوختی، نرخ نابودی اگزرژی مبدل حرارتی هوا افزایش یافته است. دلیل آن این است که وقتی دبی هوای ورودی به سیستم افزایش می‌یابد، دمای پیل سوختی افت خواهد داشت. بنابراین در تحلیل مورد نظر انتظار می‌رود که افزایش دمای خروجی پیل سوختی، نرخ هوای ورودی به سیستم را کاهش دهد که نمودار مربوط به نرخ نابودی اگزرژی کمپرسور هوا همین مطلب را تایید می‌کند. با افزایش دمای خروجی پیل سوختی از 700 به 900 درجه سلسیوس، نرخ نابودی اگزرژی در مبدل حرارتی هوا به مقدار 58 کیلووات تغییر می‌کند.

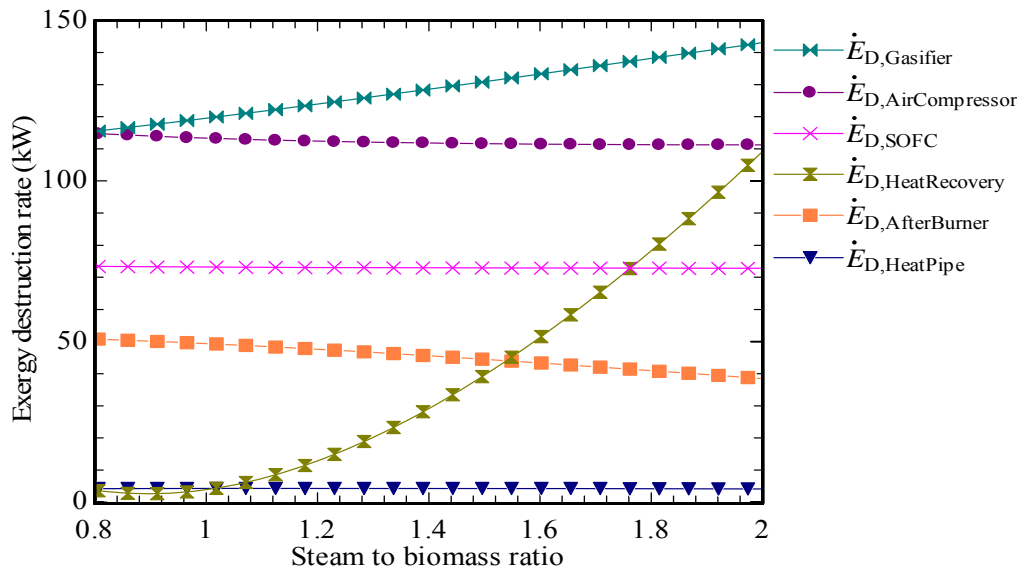
زمانی که پیل سوختی در دماهای بالاتری عمل می‌کند، واکنش‌های درون پیل با سرعت بیشتری انجام می‌شوند بنابراین افت ولتاژ فعال‌سازی به میزان چشم‌گیری کاهش می‌یابد. با کاهش میزان افت‌های صورت گرفته در درون پیل، ولتاژ خروجی از آن بیشتر شده و به دنبال آن توان بیشتری از پیل سوختی بدست می‌آید. بنابراین با بهبود شرایط کاری پیل سوختی، میزان اتلاف‌ها در داخل آن کاهش یافته و نرخ نابودی اگزرژی پیل سوختی روند نزولی خواهد داشت. در بین اجزای مورد مطالعه، نرخ نابودی اگزرژی پیل سوختی نسبت به سایر اجزا به تغییرات دمایی پیل حساس‌تر است. تغییرات نرخ نابودی اگزرژی در لوله‌های حرارتی درمقایسه با سایر اجزا ناچیز است و مقدار کاهش آن در محدوده دمایی مشخص شده $0/5$ کیلووات می‌باشد. با افزایش دمای خروجی پیل سوختی، دبی زیست توده‌ی بیشتری به راکتور گازساز وارد می‌شود و بنا به دلایل ذکر شده در توضیحات شکل (۵)، نرخ نابودی اگزرژی در راکتور افزایش می‌یابد، بطوریکه در بازه‌ی مورد نظر به مقدار 37 کیلووات تغییر می‌کند. با مشاهده شکل (۶) نیز می‌توان دریافت که حداقل و حداکثر نرخ نابودی اگزرژی به ترتیب در لوله‌های حرارتی و راکتور گازساز رخ می‌دهد.



شکل ۶- تاثیر دمای خروجی پیل سوختی بر نرخ نابودی انرژی اجزای سیستم

شکل (۷) اثرات *STBR* بر نرخ نابودی انرژی اجزای سیستم را نشان می‌دهد. زمانی که *STBR* بالا رود، درصد بخار آب در ترکیب گاز سنتز خروجی از راکتور گازساز بیشتر می‌شود و به تبع آن در نقطه ۴ (شکل (۱)) بخار آب بیشتری وارد راکتور می‌شود. اختلاف دمای بین محصولات ورودی و خروجی راکتور گازساز زیاد است بنابراین این اختلاف دما عامل اصلی نرخ نابودی انرژی در راکتور است. با افزایش *STBR* چون نرخ بخار ورودی افزایش می‌یابد در نتیجه نرخ نابودی انرژی در راکتور گازساز نیز بالا می‌رود. از طرفی دیگر در *STBR* های بالاتر راکتور گازساز به حرارت بیشتری جهت انجام فرآیند گازسازی نیاز دارد [۲۷] و این حرارت اضافه شده نیز باعث نابودی بیشتر در انرژی می‌شود. برای محدوده دمایی مشخص شده گازسازی زیست توده در راکتور گازساز به میزان ۳۷ کیلووات نرخ نابودی انرژی را موجب می‌شود.

در میان سایر اجزا بالاترین نرخ نابودی انرژی مربوط به گازساز زیست توده است. همانطور که شکل (۷) نشان می‌دهد افزایش *STBR* نرخ نابودی انرژی در بازیاب حرارتی را افزایش می‌دهد. زیرا زمانی که *STBR* بالا برود، مقدار گرمای بیشتری در بازیاب منتقل می‌شود و چون آب با شرایط محیطی وارد بازیاب می‌شود و مستقل از تغییرات دمایی درون سیستم تولید همزمان است بنابراین با تغییر شرایط خروجی آن از بازیاب، نرخ نابودی انرژی بصورت قابل توجهی بالا می‌رود. همانطور که شکل (۷) نشان می‌دهد، نرخ نابودی انرژی در سایر اجزا با تغییرات *STBR* تغییر قابل توجهی نخواهد داشت. با افزایش *STBR* از ۰/۸ به ۲، نرخ نابودی انرژی راکتور گازساز از ۱۱۳/۶ به ۱۴۳ کیلووات و نرخ نابودی انرژی بازیاب حرارتی از ۷/۳ به ۱۰۹ کیلووات افزایش پیدا می‌کند.

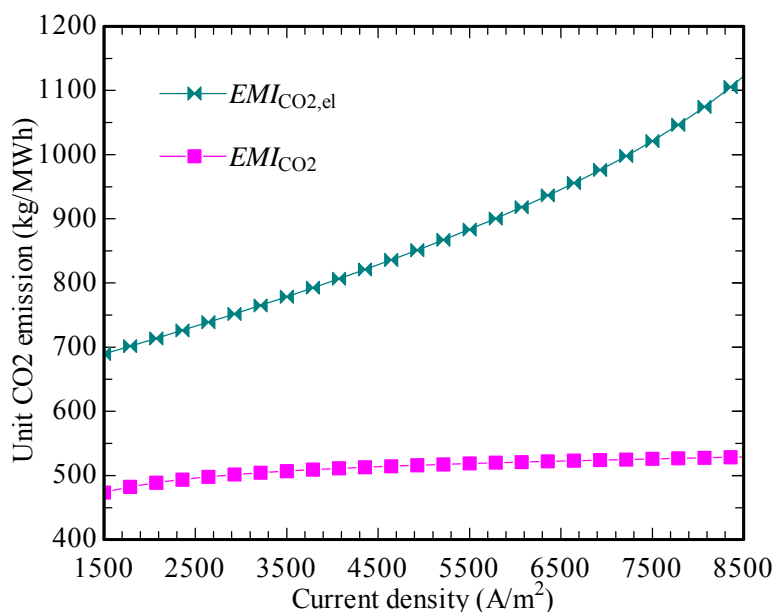


شکل ۷- تاثیر نسبت بخار به زیست توده بر نرخ نابودی انرژی اجزای سیستم

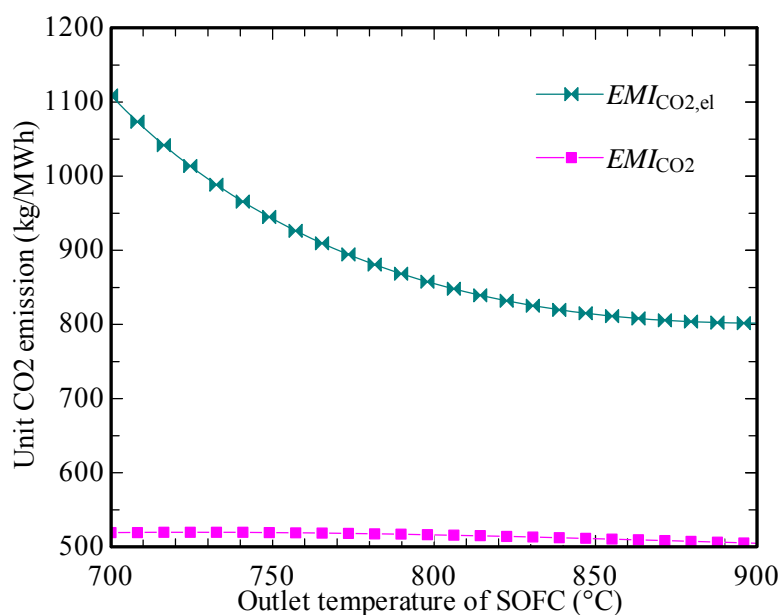
۳-۳-۳- نرخ گاز دی اکسید کربن

شکل‌های (۸)، (۹) و (۱۰) به ترتیب میزان نرخ گاز دی اکسید کربن به ازای تغییرات چگالی جریان، دمای خروجی پیل سوختی و *STBR* را نشان می‌دهند. نرخ گاز دی اکسید کربن برای دو حالت نشان داده شده است. $EMI_{CO_2,el}$ بیانگر نرخ گاز دی اکسید کربن برای سیستم در حالتی که سیستم فقط توان الکتریکی تولید می‌کند و EMI_{CO_2} مربوط به حالتی می‌باشد که سیستم به صورت همزمان توان و حرارت تولید می‌کند. با توجه به شکل‌های (۸) الی (۱۰) می‌توان دریافت که به ازای تغییر هر سه پارامتر عملکردی، همواره منحنی نشان دهنده نرخ گاز دی اکسید کربن در حالت تولید همزمان، پایین‌تر از منحنی مربوط به حالت تولید توان است. پایین‌تر بودن منحنی مربوط به سیستم تولید همزمان بیانگر قابل قبول‌تر بودن سیستم از نقطه نظر زیست محیطی است. با توجه شکل (۸) می‌توان دریافت که با افزایش چگالی جریان، نرخ گاز دی اکسید کربن را افزایش می‌یابد. دلیل این پدیده این است که با افزایش چگالی جریان، ولتاژ خروجی پیل سوختی کاهش می‌یابد و سیستم افت‌های بیشتری را متحمل می‌شود و در نهایت این عوامل باعث کاهش توان تولیدی سیستم ترکیبی می‌شوند. افزایش نرخ گاز دی اکسید کربن نیز به دلیل کاهش توان تولیدی سیستم اتفاق می‌افتد. شکل (۹) نیز نرخ گاز دی اکسید کربن در دماهای خروجی مختلف پیل سوختی را نشان می‌دهد. نتایج حاکی از آن است که افزایش دمای خروجی پیل سوختی موجب کاهش نرخ گاز دی اکسید کربن در سیستم تولید همزمان می‌شود. پیل سوختی اکسید جامد در دماهای بالاتر عملکرد بهتری دارد زیرا با افزایش دمای پیل سوختی، افت‌های موجود در آن کاهش می‌یابند و همچنین واکنش‌ها با سرعت بیشتری انجام می‌شوند. همچنین در دماهای بالاتر بنا به دلایل ذکر شده، پیل سوختی توان بالاتری تولید می‌کند بنابراین با توجه به روابط مربوطه، نرخ گاز دی اکسید کربن کاهش می‌یابد. اثر تغییرات *STBR* بر نرخ گاز دی اکسید کربن در شکل (۱۰) ارائه شده است.

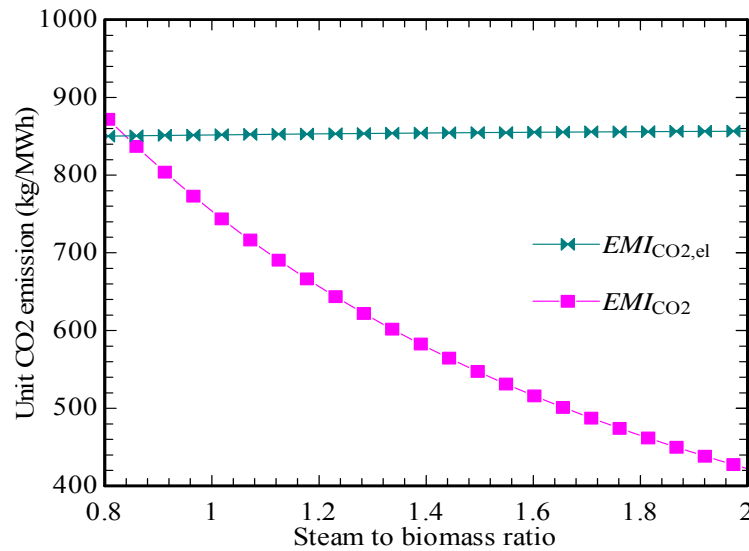
با توجه به نتایج، افزایش *STBR* به صورت چشم‌گیری نشر گاز دی اکسید کربن را کاهش می‌دهد. با افزایش *STBR* توان تولیدی سیستم به مقدار نامحسوسی کاهش می‌یابد و همچنین درصد تولید گاز دی اکسید کربن در گاز سنتز خروجی از راکتور گازساز افزایش می‌یابد. از طرفی همان‌طور که در شکل (۷) اشاره شد، با افزایش *STBR* نرخ تولید گرمای سیستم نیز افزایش می‌یابد و با توجه به اینکه اثر افزایش گرمای سیستم بیشتر از اثر افزایش تولید دی اکسید کربن و کاهش توان است، بنابراین می‌توان نتیجه گرفت که نشر گاز دی اکسید کربن در *STBR* های بالاتر، مقدار کمتری دارد.



شکل ۸- تاثیر چگالی جریان پیل سوختی بر نشر گاز دی اکسید کربن



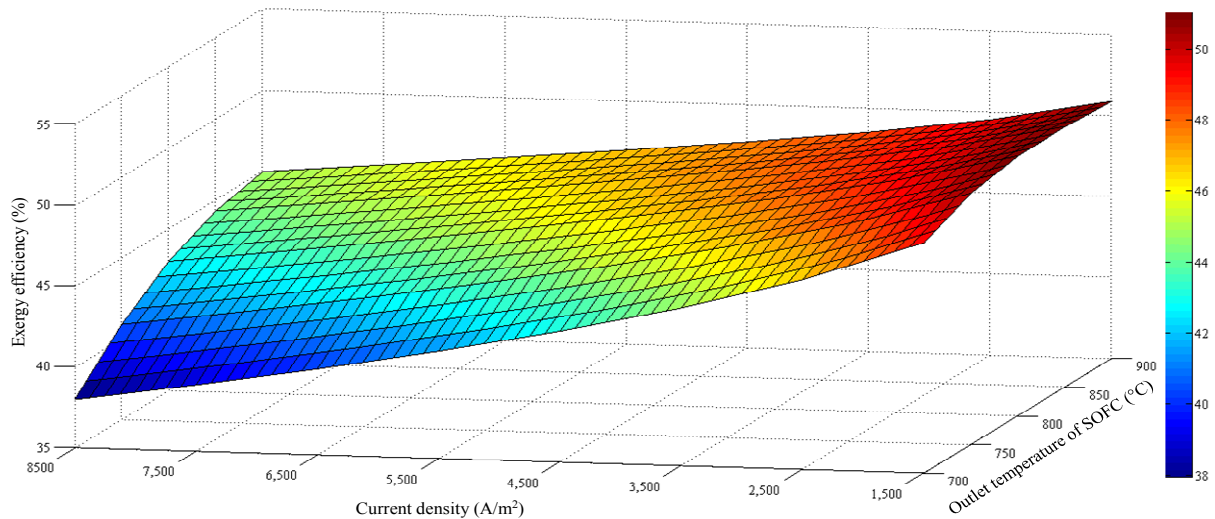
شکل ۹- تاثیر دمای خروجی پیل سوختی بر نشر گاز دی اکسید کربن



شکل ۱۰- تاثیر نسبت بخار به زیست توده (STBR) بر نشر گاز دی اکسید کربن

۳-۴- بازدهی انرژی

تغییرات بازدهی انرژی سیستم ترکیبی در اثر تغییرات همزمان چگالی جریان و دمای خروجی پیل سوختی در شکل (۱۱) نشان داده شده است. همانطور که شکل (۱۱) نشان می‌دهد، زمانیکه مقدار چگالی جریان بیشتر شود، به ازای تمامی مقادیر دما، بازدهی انرژی سیستم افت خواهد داشت. دلیل این کاهش این است که افزایش چگالی جریان منجر به افزایش افت‌های فعال‌سازی^۱، اهمی^۲ و غلظتی^۳ می‌شود و در نتیجه آن افت محسوسی در ولتاژ خروجی سیستم بوجود می‌آید.



شکل ۱۱- تاثیر همزمان چگالی جریان و دمای خروجی پیل سوختی اکسید جامد بر بازده انرژی سیستم ترکیبی

¹ Activation
² Ohmic
³ Concentration

از آنجاییکه توان تولیدی سیستم، متاثر از ولتاژ خروجی پیل سوختی می‌باشد بنابراین توان نیز کاهش می‌یابد. طبق رابطه (۱۵) بازدهی اگزرژی سیستم تابع مستقیمی از توان تولیدی سیستم است پس با کاهش توان، بازدهی اگزرژی سیستم ترکیبی نیز کاهش می‌یابد. در نتیجه افزایش چگالی جریان منجر به بازدهی اگزرژی سیستم می‌شود. در دماهای پایین‌تر، نرخ تغییرات بازدهی اگزرژی در محدوده‌ی مشخص شده برای چگالی جریان زیاد است اما در دماهای بالا این تغییرات برای محدوده‌ی مذکور کمتر است.

همانطور که شکل (۱۱) نشان می‌دهد به ازای همه مقادیر چگالی جریان با افزایش دمای خروجی پیل سوختی، بازده اگزرژی افزایش می‌یابد زیرا پیل سوختی در دماهای بالاتر در شرایط مناسب‌تری عمل می‌کند و افت‌های کمتری اتفاق می‌افتد. زمانی که سیستم در چگالی جریان پایین‌تری عمل می‌کند با تغییرات دما در محدوده ۷۰۰ تا ۹۰۰ درجه سلسیوس، گستره‌ی تغییرات بازده اگزرژی کمتر از زمانی است که چگالی جریان بالاتری به سیستم اعمال می‌شود. با توجه به شکل (۱۱)، سیستم به ازای چگالی جریان بیشتر و دمای خروجی پیل سوختی بالاتر، بیشترین بازدهی اگزرژی را دارد و کمترین بازدهی اگزرژی در چگالی جریان کمتر و دمای پیل سوختی بالاتر اتفاق می‌افتد.

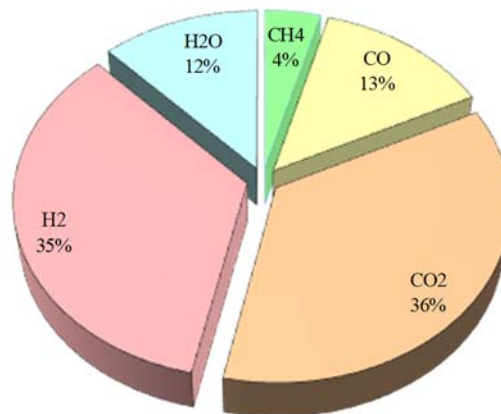
۳-۵- خروجی سیستم در حالت انتخابی

پس از بررسی‌های پارامتریک انجام شده، یک حالت که سیستم ترکیبی تحت آن شرایط مطلوب‌تری دارد، انتخاب شد. در حالت انتخابی، نسبت بخار به زیست توده $1/6$ ، چگالی جریان 4000 آمپر بر متر مربع و دمای خروجی پیل سوختی 850 درجه سلسیوس در نظر گرفته شد و خروجی‌های سیستم تحت شرایط مشخص شده، بدست آمدند. ترکیب اجزای گاز سنتز که از راکتور گازساز زیست توده خارج می‌شوند، در شکل (۱۲) ارائه شده است. با توجه به شکل (۱۲) مشاهده می‌شود که هیدروژن و دی اکسید کربن بخش عمده‌ای از گاز سنتز خروجی از راکتور گازسازی را تشکیل می‌دهند و گاز متان کمترین درصد را در ترکیب آن دارد. نرخ نابودی اگزرژی اجزا، نشر گاز دی اکسید کربن، بازدهی گاز سرد و بازدهی اگزرژی سیستم ترکیبی در جدول (۴) ارائه شده است. با وجود اینکه در شکل (۱۱) اشاره شد که بیشترین بازدهی اگزرژی به ازای کمترین چگالی جریان بدست می‌آید اما در چگالی جریان بسیار پایین عمده بازدهی اگزرژی را حرارت تولیدی سیستم تشکیل داده و سهم کمتری از آن مربوط به توان خواهد بود. با توجه به نکته ذکر شده، چگالی جریان 4000 آمپر بر متر مربع انتخاب شده است.

با توجه به جدول (۴) مشاهده می‌شود که بیشترین و کمترین نرخ نابودی اگزرژی به ترتیب در راکتور گازساز ($105/2$ کیلووات) و لوله‌های حرارتی ($3/23$ کیلووات) اتفاق می‌افتد. $STBR$ نسبت به سایر پارامترهای مطالعه شده، اثر قابل توجه‌تری روی میزان نشر گاز دی اکسید کربن در سیستم تولید همزمان دارد (به شکل (۸) توجه شود). از این رو در حالت انتخابی، با توجه به مقدار اختصاص داده شده به $STBR$ ، گاز دی اکسید کربن به میزان $505/5$ [kg/MWh] تشکیل می‌شود.

جدول ۵- خروجی سیستم ترکیبی در حالت انتخابی

مقدار	خروجی
۴۵/۱۴	نرخ نابودی انرژی پیل سوختی (kW)
۱۰۵/۲	نرخ نابودی انرژی گازساز (kW)
۲۹/۷۱	نرخ نابودی انرژی محفظه‌ی پس‌سوز (kW)
۳/۲۳	نرخ نابودی انرژی لوله حرارتی (kW)
۳۵/۸۶	نرخ نابودی انرژی بازیاب حرارتی (kW)
۹۱/۷۴	بازدهی گاز سرد (%)
۴۵/۷۹	بازدهی انرژی (%)
۵۰۵/۵	نرخ گاز دی‌اکسید کربن (kg/MWh)



شکل ۱۲- ترکیب گاز سنتز خروجی از گازساز در حالت انتخابی

۴- نتیجه‌گیری

رو به اتمام بودن سوخت‌های فسیلی و افزایش آلودگی ناشی از بکار بردن آن‌ها، پژوهشگران را به استفاده از انرژی‌های تجدیدپذیر سوق داده است. در این تحقیق نیز به منظور پیشبرد اهداف زیست محیطی از انرژی‌های پاک برای تولید توأمان توان و حرارت استفاده شده است. اثر پارامترهای عملکردی بر خروجی‌های سیستم بررسی گردیده که گزیده‌ای از نتایج آن به شرح زیر می‌باشد:

- افزایش *STBR* از ۰/۸ به ۲ منجر می‌شود که بازدهی گاز سرد از ۹۶/۳٪ به ۸۹/۶٪ کاهش یابد، نرخ نابودی انرژی در سیستم بالا رود و نرخ گاز دی‌اکسید کربن در سیستم تولید همزمان کاهش می‌یابد.
- افزایش چگالی جریان، نرخ نابودی انرژی در اجزای سیستم را افزایش می‌دهد و تغییرات نرخ نابودی انرژی به تغییرات چگالی جریان حساس‌تر است. همچنین نرخ گاز دی‌اکسید کربن در چگالی جریان بالا، بیشتر است.

- افزایش دمای خروجی پیل سوختی، افت‌های موجود در پیل سوختی اکسید جامد را کاهش داده و موجب کاهش نرخ نابودی اگزرژی اجزای سیستم می‌شود. همچنین گاز دی اکسید کربن در سیستم ترکیبی نیز به میزان کمتری نشر می‌یابد.
- بیشترین و کمترین نرخ نابودی اگزرژی به ترتیب در راکتور گازساز (۱۰۵/۲ کیلووات) و لوله‌های حرارتی (۳/۲۳ کیلووات) اتفاق می‌افتد.
- بخش عمده‌ای از گاز سنتز خروجی از گازساز را هیدروژن و دی اکسید کربن تشکیل می‌دهند.
- سیستم تولید همزمان مورد نظر در چگالی‌های کم و دمای خروجی پیل سوختی بیشتر، بازدهی اگزرژی بالاتری را بدست می‌دهد.
- در حالت انتخاب شده، بازده‌های گاز سرد و اگزرژی سیستم تولید همزمان به ترتیب ۹۱/۷۴٪ و ۴۵/۷۹٪ می‌باشد.

مراجع

- [1] Hoel, M., and Kverndokk, S., "Depletion of Fossil Fuels and the Impacts of Global Warming", *Resource and Energy Economics*, Vol. 18, pp. 115-136, (1996).
- [2] Demirbaş, A., "Global Renewable Energy Resources", *Energy Sources*, Vol. 28, pp. 779-792, (2006).
- [3] Bridgwater, T., "Biomass for Energy", *Journal of the Science of Food and Agriculture*, Vol. 86, pp. 1755-1768, (2006).
- [4] Dicks, A., and Rand, D.A.J., "*Fuel Cell Systems Explained*", Wiley, Brisbane, Australia (2018).
- [5] Stambouli, A.B., and Traversa, E., "Solid Oxide Fuel Cells (SOFCs): A Review of an Environmentally Clean and Efficient Source of Energy", *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, Vol. 6, pp. 433-455, (2002).
- [6] Yau, Y.H., and Ahmadzadehtalatapeh, M., "A Review on the Application of Horizontal Heat Pipe Heat Exchangers in Air Conditioning Systems in the Tropics", *Applied Thermal Engineering*, Vol. 30, pp. 77-84, (2010).
- [7] Zohuri, B., "*Heat Pipe Design and Technology: Modern Applications for Practical Thermal Management*", New York, Springer, (2016).
- [8] Pirkandi, J., Ghassemi, M., and Hamed, M.H., "Performance Comparison of Direct and Indirect Hybrid Systems of Gas Turbine and Solid Oxid Fuel Cell from Thermodynamic and Exergy Viewpoints", *Modares Mechanical Engineering*, Vol. 12, pp. 117-133, (2012).

- [9] Sajadi, S. Z., Pirkandi, J., and Jahromi, M., "Electrochemical Performance Investigation of Solid Oxide Fuel Cell in Micro-gas Turbine Hybrid Systems to Determine Optimum Fuel Utilization Factor", *Modares Mechanical Engineering*, Vol. 16, pp. 300-310, (2016).
- [10] Pirkandi, J., and Ghassemi, M., "Thermo-economic Modeling and Analysis of a Combined Fuel Cell and Micro Gas Turbine Power Plant Cycle", *Modares Mechanical Engineering*, Vol. 13, pp. 207-222, (2014).
- [11] Pourfatemi, S. M., and Ahmadi, R., "Thermo-economic Analysis with Reliability Consideration of a Hybrid System of Gas Turbine, SOFC and Multiple Effect Desalination", *Modares Mechanical Engineering*, Vol. 17, pp. 321-332, (2017).
- [12] Ranjbar, F., Chitsaz, A., Mahmoudi, S.M.S., Khalilarya, S., and Rosen, M.A., "Energy and Exergy Assessments of a Novel Trigeneration System Based on a Solid Oxide Fuel Cell", *Energy Conversion and Management*, Vol. 87, pp. 318-327, (2014).
- [13] Gholamian, E., Zare, V., and Mousavi, S.M., "Integration of Biomass Gasification with a Solid Oxide Fuel Cell in a Combined Cooling, Heating and Power System: A Thermodynamic and Environmental Analysis", *International Journal of Hydrogen Energy*, Vol. 41, No. 44, pp. 20396-20406, (2016).
- [14] Gadsbøll, R.Ø., Thomsen, J., Bang-Møller, C., Ahrenfeldt, J., and Henriksen, U.B., "Solid Oxide Fuel Cells Powered by Biomass Gasification for High Efficiency Power Generation", *Energy*, Vol. 131, pp. 198-206, (2017).
- [15] Rokni, M., "Biomass Gasification Integrated with a Solid Oxide Fuel Cell and Stirling Engine", *Energy*, Vol. 77, pp. 6-18, (2014).
- [16] Borji, M., Atashkari, K., Ghorbani, S., and Nariman-Zadeh, N., "Model-based Evaluation of an Integrated Autothermal Biomass Gasification and Solid Oxide Fuel Cell Combined Heat and Power System", *Proceedings of the Institution of Mechanical Engineers, Part C: Journal of Mechanical Engineering Science*, Vol. 231, pp. 672-694, (2017).
- [17] Bang-Møller, C., and Rokni, M., "Thermodynamic Performance Study of Biomass Gasification, Solid Oxide Fuel Cell and Micro Gas Turbine Hybrid Systems", *Energy Conversion and Management*, Vol. 51, pp. 2330-2339, (2010).
- [18] Mojaver, P., Khalilarya, S., and Chitsaz, A., "The Thermodynamic Analysis and Pptimization of a Novel Integrated Solid Oxide Fuel Cell System with Biomass Gasification and Heat Pipes", *Modares Mechanical Engineering*, Vol. 18, pp. 339-350, (2018).
- [19] Kotas, T.J., "*The Exergy Method of Thermal Plant Aanalysis*", University of London, Elsevier, (2013).
- [20] Dincer, I., and Rosen, M.A., "*Exergy: Energy, Environment and Sustainable Development*", Oxford OX5 IGB, UK, Newnes, (2012).

- [21] Szargut, J., Morris, D.R., and Steward, F.R., “*Exergy Analysis of Thermal, Chemical, and Metallurgical Processes*”, U.S. Department of Energy Office of Scientific and Technical Information, (1987).
- [22] Loha, C., Chatterjee, P.K., and Chattopadhyay, H., “Performance of Fluidized Bed Steam Gasification of Biomass—modeling and Experiment”, *Energy Conversion and Management*, Vol. 52, pp. 1583-1588, (2011).
- [23] Ptasiński, K.J., Prins, M.J., and Pierik, A., “Exergetic Evaluation of Biomass Gasification”, *Energy*, Vol. 32, pp. 568-574, (2007).
- [24] Pellegrini, L.F., and de Oliveira Jr, S., “Exergy Analysis of Sugarcane Bagasse Gasification”, *Energy*, Vol. 32, pp. 314-327, (2007).
- [25] Styrylska, T., and Szargut, J., “Approximate Determination of Fuel Exergy (Approximate Determination of Chemical Exergy of Fuels with Known Absolute Entropy)”, *Brennstoff-Wärme-Kraft*, Vol. 16, pp. 589-596, (1964).
- [26] Datta, A., Ganguly, R., and Sarkar, L., “Energy and Exergy Analyses of an Externally Fired Gas Turbine (EFGT) Cycle Integrated with Biomass Gasifier for Distributed Power Generation”, *Energy*, Vol. 35, pp. 341-350, (2010).
- [27] Mojaver, P., Khalilarya, S., and Chitsaz, A., “Performance Assessment of a Combined Heat and Power System: A Novel Integrated Biomass Gasification, Solid Oxide Fuel Cell and High-temperature Sodium Heat Pipe System Part I: Thermodynamic Analysis”, *Energy Conversion and Management*, Vol. 171, pp. 287-297, (2018).
- [28] Tao, G., Armstrong, T., and Virkar, A., "Intermediate Temperature Solid Oxide Fuel Cell (IT-SOFC) Research and Development Activities at MSRI, In Nineteenth annual ACERC&ICES Conference, Utah, February, (2005).

فهرست نمادهای انگلیسی

A	مساحت سطح موثر (m^2)
c_r	نرخ تبدیل مولی (mol/s)
$\overline{ex}_i^{ch,0}$	اگرژی شیمیایی استاندارد (kJ/mol)
\dot{E}_i	نرخ اگرژی (W)
\dot{E}_D	نرخ اگرژی نابودی (W)
EMI	میزان نشر دی اکسیدکربن
F	ثابت فارادی (C/mol)
j	چگالی جریان (A/m^2)
h	آنتالپی (kJ/kmol)
LHV	ارزش حرارتی پایین (kJ/mol)

m	جرم (kg)
n	مول (mol)
N_{FC}	تعداد سلول
P	فشار (kPa)
Q	گرما (W)
\bar{R}	ثابت جهانی گازها (kJ/kmol.K)
s	آنترپی (kJ/kmol.K)
STBR	نسبت بخار به زیست توده
T	دما (K)
W	کار (W)

Abstract

In the present study, a power and heat cogeneration system consisting of solid oxide fuel cell and biomass gas is introduced. In this system, heat pipes were used to transfer heat from the after burner to the gasifier. The results show that as the fuel cell temperature increases, the efficiency of the system increases and the irreversibility decreases. Cold gas efficiency of biomass gasification and exergy efficiency are achieved 91.74% and 45.79%, respectively, at the current density of 4000 A/m² and outlet solid oxide fuel cell temperature of 850 °C. Hydrogen percent is 35% in the gas composition of the gas outlet.