

# **Energy, Exergy, and Environmental (3E) Analysis of a Biomass Gasification System for Polygeneration of Electricity, Freshwater, Heat, and Green Hydrogen**

**Alireza ghasemi<sup>1</sup>, Morteza Hosseinpour<sup>2</sup>, Mohammad Fakhroleslam<sup>3\*</sup>**

1- M.Sc. Student of Chemical Engineering, Tarbiat Modares University, Tehran, Iran

2- Assistant Professor at Niroo Research Institute (NRI), Tehran, Iran

3- Associate Professor of Chemical Engineering, Tarbiat Modares University, Tehran, Iran

**Email: fakhroleslam@modares.ac.ir**

## **Abstract**

This research introduces and evaluates an innovative integrated system based on biomass gasification, which achieves the simultaneous production of green hydrogen and desalinated water, alongside electrical power and heating, by leveraging optimal waste heat recovery. In this study, comprehensive energy, exergy, and environmental analyses have been conducted on the proposed configuration. The results indicate that this process achieves a thermal efficiency of 80% and an exergy efficiency of 42.55%. Based on the second-law analysis, the gasifier and gas turbine components were identified as the primary sources of exergy destruction, accounting for 48% and 34% of the total destruction, respectively. Parametric studies suggest that by optimizing operating pressure and combustion air temperature, the system's exergy efficiency can be enhanced to 46%, and the carbon emission index can be reduced to an optimal value of 0.097 kg/kWh. The findings of this research demonstrate the high potential of integrated systems in improving efficiency indicators and provide a practical framework for the development of sustainable, multi-generation energy infrastructures.

**Keywords:** polygeneration, green hydrogen, proton exchange membrane electrolyzer, organic Rankine cycle, biomass, thermal integration.

# تحلیل انرژی، انرژی و محیط زیستی یک سامانه گازی سازی زیست توده جهت تولید همزمان برق، آب، گرما و هیدروژن سبز

علیرضا قاسمی<sup>۱</sup>، مرتضی حسین پور<sup>۲</sup>، محمد فخرالاسلام<sup>۳\*</sup>

۱- دانشجوی کارشناسی ارشد مهندسی شیمی، دانشگاه تربیت مدرس

۲- استادیار گروه پژوهشی انرژی های تجدیدپذیر، پژوهشگاه نیرو

۳- استادیار مهندسی شیمی، دانشگاه تربیت مدرس

پیام نگار: fakhroleslam@modares.ac.ir

## چکیده

این پژوهش به معرفی و ارزیابی یک سیستم یکپارچه نوآورانه مبتنی بر گازی سازی زیست توده می پردازد که با بهره گیری از بازیابی بهینه حرارت اتلافی، تولید همزمان هیدروژن سبز و آب نمک زدایی شده را در کنار توان الکتریکی و گرمایش محقق می سازد. در این پژوهش، تحلیل های جامع انرژی، انرژی و محیط زیستی بر روی پیکربندی پیشنهادی انجام شده است. نتایج نشان می دهد که این فرآیند به بازده حرارتی ۸۰ درصد و بازده انرژی ۴۲،۵۵ درصد دست یافته است. بر اساس تحلیل قانون دوم، بخش های گازی ساز و توربین گاز به ترتیب با سهم ۴۸ درصد و ۳۴ درصد، مراکز اصلی تخریب انرژی شناخته شدند. بررسی های پارامتری حاکی از آن است که با بهینه سازی فشار عملیاتی و دمای هوای احتراق، بازده انرژی سیستم می تواند تا ۴۶ درصد ارتقاء یافته و شاخص انتشار کربن به مقدار بهینه (۰،۰۹۷ kg/kWh) کاهش یابد. یافته های این پژوهش پتانسیل بالای سیستم های یکپارچه را در ارتقای شاخص های بهره وری نشان داده و چارچوبی کاربردی برای توسعه زیرساخت های انرژی پایدار و تولید چندگانه فراهم می کند.

**کلیدواژه ها:** تولید چندگانه، هیدروژن سبز، الکترو لایزر غشایی پروتون<sup>۲</sup>، چرخه رانکین آلی، زیست توده، یکپارچه سازی حرارتی

\* تهران، دانشگاه تربیت مدرس، دانشکده مهندسی شیمی، گروه فرایند

<sup>2</sup> Proton exchange membrane (PEM)

## ۱- مقدمه

برای حرکت به سمت جامعه‌ای پایدار و کاهش وابستگی به منابع انرژی غیرقابل تجدید، سیستم‌های انرژی توزیع شده، در حال افزایش اهمیت به عنوان مکملی کارآمد برای نیروگاه‌های متمرکز و سنتی هستند. این سیستم‌ها می‌توانند نقش قابل توجهی در ایجاد یک ساختار انرژی انعطاف پذیر و دوستدار محیط زیست ایفا کنند [۱]. هرچند با گسترش چشمگیر استفاده از انرژی‌های خورشیدی و بادی در سال‌های اخیر، محدودیت‌هایی مانند ماهیت متناوب این منابع، سبب شده است که همچنان نتوان آنها را به عنوان یک راه حل جامع برای تأمین انرژی در نظر گرفت [۲]. در همین زمینه، مزیدی شرف آبادی و همکاران [۳] با تحلیل انرژی و انرژی‌های اگزرژی سامانه فتوولتائیک حرارتی (PV/T) نشان دادند که بهره‌گیری همزمان از بخش‌های حرارتی و الکتریکی می‌تواند بازده کلی تبدیل تابش خورشیدی را به طور محسوسی افزایش دهد؛ با این حال، وابستگی شدید عملکرد این سامانه‌ها به شرایط محیطی نظیر سرعت باد و دمای هوا، ماهیت متناوب و ناپایدار منابع خورشیدی را کاملاً برطرف نمی‌کند. بنابراین، چالش‌هایی مانند عدم تطابق زمانی و مکانی بین عرضه و تقاضای انرژی، مانع اساسی در مسیر بهره‌برداری کامل از این منابع هستند. برای غلبه بر این چالش‌ها و نیز دستیابی به اهداف توسعه پایدار، رویکردهای مختلفی قابل اجرا هستند. یکی از این راهکارها، بهره‌گیری از فناوری‌های ذخیره‌سازی انرژی مانند باتری‌ها است که می‌تواند تا حد زیادی عدم تطابق زمانی در تولید و مصرف انرژی را کاهش دهد [۴]. در همین راستا، گذار از چالش‌های متناوب بودن منابع بادی و خورشیدی به سمت یک ساختار پایدار، ضرورت بهره‌گیری از پتانسیل‌های زیست توده را به عنوان یک منبع تجدیدپذیر با قابلیت اطمینان بالا در سیستم‌های یکپارچه برجسته می‌سازد.

علاوه بر این، اتکا به سایر منابع تجدیدپذیر، غیر از باد و خورشید، نیز راهی جهت پوشش دوره‌های کمبود انرژی محسوب می‌شود. در این راستا، زیست توده یکی از منابع انرژی امیدبخش است که مزایای قابل توجهی دارد. این منبع انرژی با بهره‌مندی از مزایایی نظیر انعطاف پذیری در ترکیب با فناوری‌های مرسوم، قابلیت ذخیره‌سازی در حالت‌های مختلف (گازی، مایع یا جامد) و دسترسی ارزان به عنوان محصولات جانبی محلی، نقشی کلیدی در کاهش شکاف عرضه و تقاضا و ارتقای بهره‌وری در سیستم‌های چندتولیدی ایفا می‌کند [۵]، [۶]، [۷]. سیستم‌هایی که از سوخت‌های حاصل از زیست توده بهره می‌برند و بیش از یک خدمت انرژی ارائه می‌دهند، که به سیستم‌های چندتولیدی معروف هستند، قابلیت عملکرد اثربخشی بالایی دارند [۸]. این سیستم‌ها، در صورتی که به شیوه‌ای مطلوب طراحی شوند، قادرند راندمان کلی فرآیند را بهبود دهند، انتشار آلاینده‌ها را به حداقل رسانده و الگوی اقتصادی پایدارتری ایجاد کنند [۹].

یکی از روش‌های کلیدی در بهره‌برداری پایدار از زیست توده، تبدیل آن به حامل‌های انرژی گازی یا مایع است که باعث می‌شود ذخیره‌سازی و حمل و نقل این منابع آسان تر شود. این فرایند تبدیل معمولاً با استفاده از فناوری‌های ترموشیمیایی و بیوشیمیایی صورت می‌گیرد که هر یک دارای مزایای خاص خود هستند [۱۰]. یکی از پرستفاده‌ترین شیوه‌ها در تبدیل زیست توده، احتراق همزمان مواد زیست توده با سوخت‌های فسیلی است. این روش پرکاربرد به دلیل قابلیت‌ها و مزایایی که ارائه می‌دهد، گزینه‌ای عملی برای بهره‌برداری کوتاه مدت محسوب

می‌شود [۱۱]. با این حال، سایر روش‌های ترموشیمیایی مانند پیرولیز و گازی‌سازی نیز از لحاظ فنی دارای امکان‌سنجی مناسب برای تولید برق هستند، اما هنوز از نظر اقتصادی یا قابلیت اطمینان برای پروژه‌های مقیاس بزرگ جهانی محدودیت‌هایی دارند. ادغام سیستم‌ها و ایجاد یکپارچگی در بهره‌برداری از منابع انرژی گام دیگری است که می‌تواند نتایج مثبت فراوانی به همراه داشته باشد [۱۱]. چنین سیستم‌هایی قادرند راندمان کلی را افزایش داده، تلفات حرارتی را کاهش داده و هزینه‌های عملیاتی را کنترل کنند [۱۲]. با این وجود، تحلیل دقیق یکپارچه‌سازی حرارتی در این سیستم‌ها برای تولید همزمان محصولات پاک، همچنان به عنوان یک خلأ تحقیقاتی و انگیزه اصلی برای توسعه پیکربندی‌های نوین مطرح است.

همین مزایا باعث شده است که سیستم‌های انرژی مبتنی بر زیست‌توده به صورت یکپارچه مورد توجه پژوهشگران قرار گیرند و کاربرد آنها در صنایع گوناگون جهت دفع زباله‌ها و بازتولید انرژی مورد بررسی قرار گیرد. بهره‌برداری منطقی‌تر و پایدارتر از این فناوری‌ها می‌تواند افق جدیدی برای حرکت به سوی جامعه‌ای متکی بر انرژی تجدیدپذیر ایجاد کند [۱۳]. یوکسل<sup>۱</sup> و همکاران [۱۴] نیروگاهی هیبریدی طراحی کردند که شامل اجزایی مانند گازی‌سازی زیست‌توده، پیل سوختی اکسید جامد، خنک‌کننده اجکتوری و الکترولیزکننده غشایی پروتون بود. براساس نتایج ارزیابی‌های ترمودینامیکی، راندمان انرژی و انرژی کل این سیستم به ترتیب ۵۶٫۱۷ درصد و ۵۲٫۸۳ درصد محاسبه شد. نتایج این پژوهش نشان داد که ترکیب چندین زیرسیستم در یک پیکربندی واحد، پتانسیل بالایی برای افزایش بهره‌وری دارد، اما چالش بازیابی گرمای اتلافی در سطوح دمایی پایین برای تولید همزمان آب نمک‌زدایی شده همچنان نیازمند بررسی است. گادسبول<sup>۲</sup> و همکاران [۱۵] در یک پژوهش تجربی به تحلیل عملکرد پیل سوختی اکسید جامد پرداخته و آن را با مفهوم گازی‌سازی مورد استفاده در نیروگاه‌ها ترکیب کردند. مارکانتونیو<sup>۳</sup> و همکاران [۱۶] نیز جهت پیش‌بینی عملکرد یک نیروگاه زیست‌توده در شرایط عملیاتی گوناگون، یک مدل حالت پایدار را توسعه دادند. این مدل‌سازی‌ها بر اهمیت پارامترهای عملیاتی در پیش‌بینی عملکرد سیستم تأکید دارند، با این حال، ضرورت بررسی همزمان شاخص‌های محیط‌زیستی در کنار بازده‌های ترمودینامیکی در سیستم‌های مبتنی بر زیست‌توده کمتر واکاوی شده است. در همین راستا، حسین‌پور و همکارانش [۱۷] عملکرد یک سیستم هیبریدی را از منظر پارامترهای انرژی، انرژی و محیط‌زیستی بررسی کردند و شاخص انتشار کربن را گزارش نمودند. هرچند استفاده از معیارهای محیط‌زیستی در این پژوهش، مسیر جدیدی برای ارزیابی پایداری سیستم‌های گازی‌سازی گشود، اما جای خالی یکپارچه‌سازی حرارتی دومرحله‌ای برای افزایش تنوع محصولات در آن مشهود است. عمادی و محمودی مهر [۱۸] نیز مدلی برای تولید چندمنظوره گاز طبیعی مایع و هیدروژن با تکیه بر منابع تجدیدپذیر توسعه دادند. اوکاتی و همکاران [۱۹] نیز با شبیه‌سازی عددی فرایند گازی‌سازی ترکیبی پلاسمایی پسماندهای شهری و زیست‌توده در نرم‌افزار اسپن‌پلاس نشان دادند که افزایش سهم پسماند شهری در خوراک می‌تواند کیفیت گاز سنتزی تولیدی را بهبود بخشد و بهینه‌ترین نسبت

<sup>1</sup> Yuksel

<sup>2</sup> Gadsbøll

<sup>3</sup> Marcantonio

بخار به پسماند برای بیشینه تولید هیدروژن برابر با ۲ به دست می‌آید. عینی و همکاران [۲۰] نیز با تحلیل اقتصادی فرایند تولید هم‌زمان هیدروژن، متانول و توان از زیست‌توده نشان دادند که چنین آرایشی می‌تواند از جذابیت اقتصادی قابل توجهی برخوردار باشد و قیمت تمام‌شده محصولات تولیدی توان رقابت با قیمت‌های رایج بازار را داشته باشد؛ با این حال، در این پژوهش به یکپارچه‌سازی حرارتی میان اجزای فرایند پرداخته نشده است. اخیراً، سزر و کوک<sup>۱</sup> [۲۱] تحلیل‌های انرژی و انرژی یک سیستم مبتنی بر منابع خورشیدی و بادی را ارائه کردند که در آن از الکترولیزر غشایی پروتون برای تولید هیدروژن استفاده شد. با این وجود، روند تحقیقات در سال‌های اخیر به سمت بهره‌گیری از منابع هیبریدی و بازیابی چندمرحله‌ای حرارت اتلافی برای تولید محصولات متنوع‌تری نظیر متانول سبز، آب نمک‌زدایی شده و هیدروژن پایدار سوق یافته است [۲۳]، [۲۴]، [۴۰]. مرور این مطالعات نشان می‌دهد که علی‌رغم پیشرفت‌های حاصل شده در سیستم‌های بدون کربن، طراحی یک چیدمان اختصاصی که بتواند یکپارچه‌سازی حرارتی دو مرحله‌ای را مستقیماً از فرایند گازی‌سازی زیست‌توده برای تولید هم‌زمان هیدروژن و آب نمک‌زدایی شده استخراج کند، همچنان به عنوان یک خلأ تحقیقاتی کلیدی مطرح است. بر این اساس، انگیزه اصلی پژوهش حاضر، طراحی پیکربندی نوینی است که با مدیریت بهینه جریان‌های حرارتی، بیشترین بهره‌وری را از منبع زیست‌توده حاصل نماید.

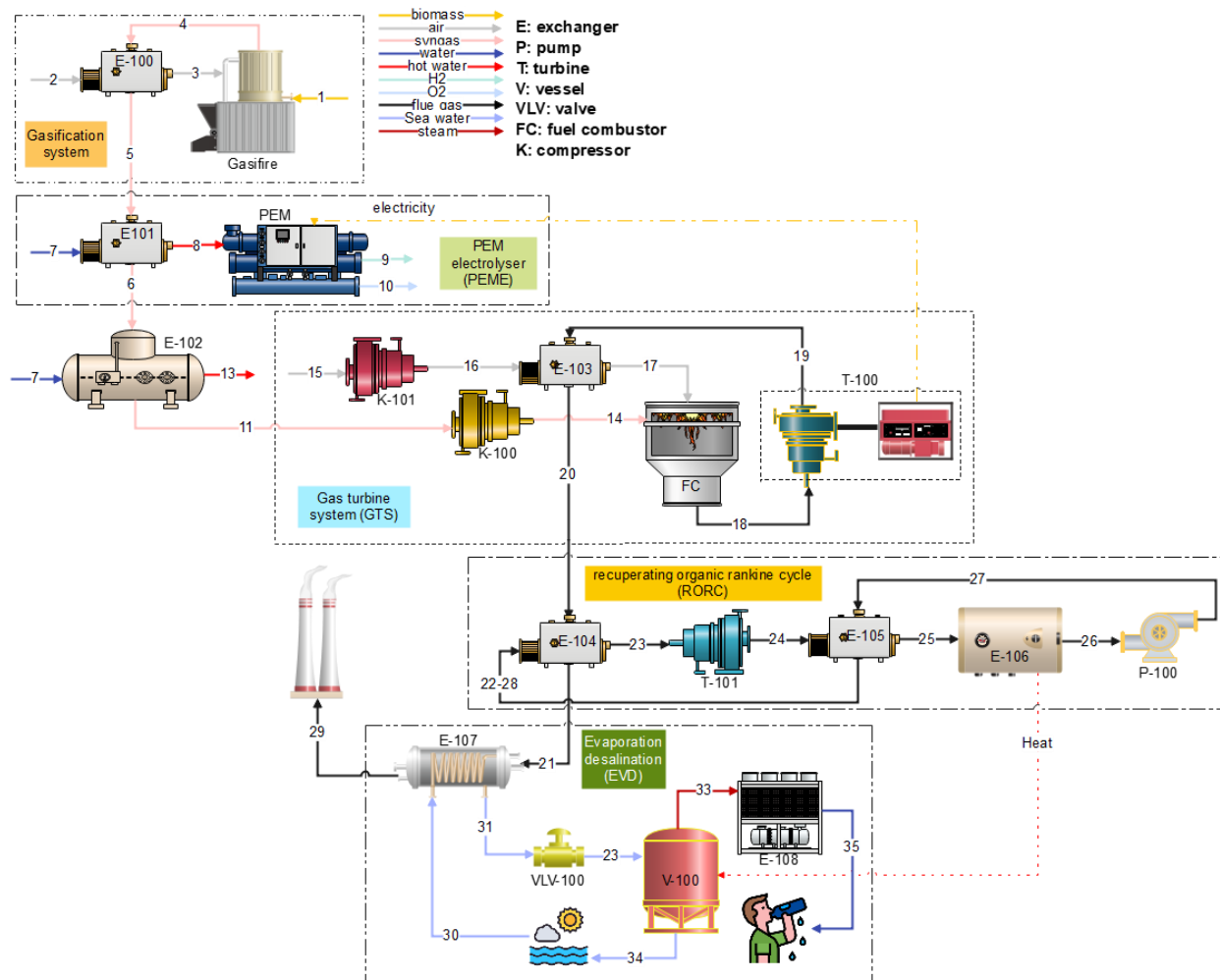
در این مقاله، فرایندی جدید برای تولید هیدروژن بر اساس بازیابی و بهره‌برداری از گرمای اتلافی گازی‌سازی زیست‌توده معرفی شده که با اتکا بر یک سیستم یکپارچه تولید انرژی و تکنیک‌های بهره‌برداری بهینه، امکان تولید آب نمک‌زدایی شده از آب دریا را نیز فراهم می‌کند. نوآوری‌های این پژوهش در سه محور اصلی قابل بیان هستند: (۱) ارائه یک پیکربندی جدید برای یکپارچه‌سازی حرارتی دو مرحله‌ای بین بخش گازی‌سازی و زیرسیستم‌های پایین‌دستی، (۲) تولید هم‌زمان هیدروژن سبز با نمک‌زدایی آب با استفاده از بازیابی گرمای اتلافی چرخه رانکین آلی و (۳) ارزیابی جامع اثرات محیط‌زیستی با تمرکز بر شاخص انتشار کربن در یک ساختار چندتولیدی. انتگراسیون و انتقال حرارت یکپارچه میان زیرسیستم‌ها به این صورت است که گرمای حاصل از گازی‌سازی زیست‌توده طی دو مرحله به الکترولیزر و دیگ آب گرم منتقل می‌شود. هدف این پژوهش، ارائه و واکاوی یک چیدمان نوین و یکپارچه‌سازی حرارتی زیرسیستم‌ها در یک واحد چندتولیدی مبتنی بر گازی‌سازی زیست‌توده است. این طرح با هدف تولید هم‌زمان و پایدار محصولات پاک شامل برق، هیدروژن سبز و آب نمک‌زدایی شده توسعه یافته است. در این راستا، پژوهش حاضر بر آن است تا نشان دهد که چگونه این طراحی یکپارچه و استراتژی‌های بازیابی بهینه گرمای اتلافی، مسیر دستیابی به بالاترین سطح بهره‌وری انرژی و کمترین میزان انتشار آلاینده‌ها را هموار می‌سازد.

## ۲- شرح فرایند پیشنهادی

شکل (۱) نمودار جریان فرایند سیستم یکپارچه را به تصویر می‌کشد. در این سیستم، هوا (جریان ۲) پس از عبور از E-100 دمای خود را افزایش داده و همراه با زیست‌توده (جریان ۱) وارد گازساز می‌شود. طی فرایند گازی‌سازی،

<sup>۱</sup> Caesar and Cook

گاز سنتز تشکیل شده با دمای بالا (جریان ۴) با عبور از E-100 و E-101 بخشی از حرارت خود را به منظور افزایش دمای آب قبل از ورود به الکترولایزر مصرف می کند. سپس، در الکترولایزر تجزیه الکتروشیمیایی آب رخ می دهد، و نتیجه آن تولید هیدروژن سبز (جریان ۹) است. گاز سنتز با دمای بالا پس از این مرحله از E-102 عبور کرده و منجر به تولید محصول آب گرم (جریان ۱۳) می شود. سپس پیش از ورود به محفظه احتراق سوخت (FC)<sup>۱</sup>، این جریان از طریق K-100 فشرده می گردد. هوای مورد نیاز برای احتراق سوخت (جریان ۱۵) نیز پس از فشرده شدن توسط K-101 و گذر از E-103 به منظور افزایش دما، وارد محفظه احتراق سوخت می شود؛ جایی که متان، کربن منوکسید و هیدروژن با اکسیژن اضافی واکنش های گرمازا انجام می دهند.



شکل ۱- نمودار جریان فرایند برای فرایند پیشنهادی مبتنی بر گازی سازی زیست توده.

Fig. 1. Process flow diagram for the proposed process based on biomass gasification.

گازهای داغ حاصل از احتراق سپس توسط تجهیزات T-100 شامل توربین گازی و ژنراتور منبسط شده و برق تولید می کنند. پس از آن، فرآیند بازیافت حرارت در E-103، E-104 و E-107 اتفاق می افتد. در E-104، حرارت گازهای داغ جهت فوق داغ سازی ارتوزایلین مورد استفاده قرار گرفته و در T-101 انبساط سیال عامل (جریان ۲۳)

<sup>۱</sup> Fuel Combustor

به تولید برق منجر می‌شود. چرخه رانکین آلی دارای یک رکوپراتور<sup>۱</sup> (RORC) (E-105) برای بازیابی حرارت در رکوپراتور بوده و ارتوزایلین در کندانسور E-106 تحت فشار ثابت کندانس می‌شود. پس از این فرآیند، برای افزایش فشار سیال عامل، از پمپ P-100 استفاده شده و سیال پیش از ورود به E-104 از رکوپراتور عبور داده می‌شود. آب دریا (جریان ۳۰) پس از گذر از E-107 پیش گرم شده و با استفاده از VLV-100 تبدیل به جریان دو فازی می‌شود که در نهایت توسط V-100 تفکیک مایع و بخار صورت می‌گیرد. همچنین حرارت ناشی از کندانسور (RORC) به این جداکننده تزریق شده تا فرایند تبخیر آب تقویت گردد. به منظور تبدیل بخار به مایع نیز از چگالنده E-108 بهره گرفته می‌شود.

### ۳- فرضیات و شبیه‌سازی

سیستم پیشنهادی در محیط نرم‌افزار اسپن هایسیس شبیه‌سازی و توسعه یافته است. فرض‌های در نظر گرفته شده در مدلسازی فرایند در این پژوهش به مختصر به شرح زیر هستند.

- تحلیل سیستم در شرایط حالت پایا انجام شده [۲۳] و از تغییرات انرژی جنبشی و پتانسیلی در محاسبات صرف نظر شده است [۲۴].
- اثرات تشکیل تار<sup>۲</sup> و حضور هیدروکربن‌های سنگین در گاز سنتز به دلیل دمای بالای عملیاتی و با هدف ساده‌سازی محاسبات ترمودینامیکی، ناچیز فرض شده است [۲۲].
- فرآیند گازی‌سازی در فشار اتمسفری و بدون افت فشار در نظر گرفته شده است [۲۲]؛ همچنین با فرض عایق‌بندی مناسب، از افت فشار در تجهیزات و اتلاف حرارت از بدنه به محیط محیط چشم‌پوشی شده است [۲۵، ۲۶].
- اگررژی جریان‌های مواد، ترکیبی از اگررژی شیمیایی و فیزیکی بوده [۲۶] و مخلوط‌های گاز احتراق خروجی از برنر و هوا به عنوان گاز واقعی در نظر گرفته شده‌اند [۲۸].
- سیال عامل مورد استفاده در چرخه رانکین آلی مجهز به رکوپراتور (RORC)، ارتوزایلین انتخاب شده است [۲۷]. انتخاب این سیال به دلیل پایداری حرارتی مطلوب و تطابق دمایی مناسب آن با گازهای داغ خروجی توربین گاز است که منجر به بهبود نرخ بازیابی حرارت اتلافی می‌شود.

فرایند گازی‌سازی زیست‌توده با راکتور گیبس شبیه‌سازی شد. این روش شبیه‌سازی به دلیل ناشناخته بودن همه واکنش‌های رخ داده در گازساز موسوم به غیر استوکیومتری بوده که بنظر می‌رسد یک روش مناسب برای یک پدیده پیچیده نظیر گازی‌سازی است [۲۹]. واکنش‌های گازی‌سازی براساس روش شیمیایی کمینه‌سازی انرژی

<sup>1</sup> Recuperator

<sup>2</sup> tar

آزاد گیبس رخ می‌دهد. انرژی آزاد گیبس یک سیستم با انجام روش ضریب لاگرانژ<sup>۱</sup> در شبیه‌سازی فرایند اسپن هایسیس حداقل‌سازی شده است [۲۲]. به‌منظور تضمین دقت مدل‌سازی، نتایج حاصل از ترکیب گاز سنتز در راکتور گیبس با داده‌های معتبر در ادبیات علمی برای گازی‌سازی چوب کاج [۲۲، ۳۰] مقایسه و اعتبارسنجی شده است که انطباق مناسبی را نشان می‌دهد. با این حال، باید توجه داشت که مدل‌سازی بر پایه تعادل ترمودینامیکی (راکتور گیبس) دارای محدودیت‌های ذاتی است؛ زیرا عواملی نظیر سینتیک واکنش، انتقال جرم، زمان ماند و اندازه ذرات که در فرآیندهای واقعی بر تشکیل تار و راندمان کربن اثرگذارند، در این مدل ساده‌سازی شده‌اند [۲۹]. بدیهی است این روش، با تمرکز بر پتانسیل ترمودینامیکی، نقطه بهینه تئوریک را ارائه می‌دهد، اما در فرآیندهای صنعتی، رطوبت زیست‌توده و نسبت هوا/بخار می‌توانند ترکیب دقیق گاز سنتز و متعاقباً انرژی سیستم را تحت تأثیر قرار دهند [۱۴، ۳۱]. در این راستا، مشخصات فنی و شیمیایی سوخت زیست‌توده مطابق با مقادیر ارائه شده در جدول (۱) به عنوان داده ورودی مستقیم در راکتور گیبس تعریف شده است تا دقت شبیه‌سازی در تبدیل جرم و انرژی تضمین گردد [۳۰، ۳۱].

جدول ۱- ترکیب زیست‌توده استفاده شده در گازی‌سازی و سرتاسر شبیه‌سازی [۳۰، ۳۱].

Table 1. The composition of the biomass used in gasification and throughout the simulation [30, 31].

| Biomass Type              | Pine Sawdust | Unit  |
|---------------------------|--------------|-------|
| Lower Heating Value (LHV) | 23716.54     | kJ/kg |
| Carbon                    | 52.28        | %     |
| Hydrogen                  | 5.2          | %     |
| Oxygen                    | 40.85        | %     |
| Nitrogen                  | 0.47         | %     |

علاوه بر این در جدول‌های (۲) و (۳) به ترتیب داده‌های لازم برای شبیه‌سازی و نتایج همگرایی نمودار جریانی برای شرایط عملیاتی و خصوصیات ترمودینامیکی هر نقطه سیستم لیست شده‌اند:

جدول ۲- پارامترهای ورودی فرض شده برای سیستم پیشنهادی.

Table 2. Assumed input parameters for the proposed system.

<sup>1</sup> Lagrange multiplier

| Parameter              | Value | Unit | Parameter             | Value | Unit |
|------------------------|-------|------|-----------------------|-------|------|
| Ambient Temperature    | 25    | °C   | Air-to-Gasifier Ratio | 0.26  | kg/s |
| Stream 3 Temperature   | 180   | °C   | Air-to-Burner Ratio   | 4     | kg/s |
| Stream 23 Temperature  | 379   | °C   | Ambient Pressure      | 101.3 | kpa  |
| Stream 25 Temperature  | 100   | °C   | Stream 24 Pressure    | 19    | Kpa  |
| Stream 35 Temperature  | 32    | °C   | Stream 14 Pressure    | 960   | Kpa  |
| Stream 17 Temperature  | 1000  | °C   | Stream 16 Pressure    | 960   | Kpa  |
| Stream 11 Temperature  | 40    | °C   | Stream 4 Pressure     | 101.3 | Kpa  |
| Stream 13 Temperature  | 90    | °C   | Stream 19 Pressure    | 109   | Kpa  |
| Biomass Mass Flow Rate | 0.32  | kg/s | Seawater Salinity     | 70000 | ppm  |

جدول ۳- شرایط عملیاتی برای جریان‌های فرایندی.

Table 3. Operating conditions for process streams.

| Stream | Temperature<br>°C | Pressure<br>Kpa | Mass Flow Rate<br>kg/s | Enthalpy<br>kJ/kg | Entropy<br>kJ/kg · K |
|--------|-------------------|-----------------|------------------------|-------------------|----------------------|
| 1      | 25                | 101.3           | 0.32                   | 160.9             | 5.626                |
| 2      | 25                | 101.3           | 0.26                   | 0.2841            | 5.258                |
| 3      | 180               | 101.3           | 0.26                   | 159.1             | 5.688                |
| 4      | 800               | 101.3           | 0.26                   | 159.1             | 5.688                |
| 5      | 755.2             | 101.3           | 0.58                   | 1500              | 8.981                |
| 6      | 750.7             | 101.3           | 0.58                   | 1507              | 8.975                |
| 7      | 25                | 101.3           | 0.015                  | 15870             | 9.06                 |
| 8      | 90                | 101.3           | 0.0158                 | 15590             | 8.236                |
| 9      | 30                | 101.3           | 0.0017                 | 71.56             | 0.2385               |
| 10     | 30                | 101.3           | 0.01333                | 4.355             | 0.01532              |
| 11     | 40                | 101.3           | 0.58                   | 2540              | 7.283                |
| 12     | 25                | 101.3           | 2.276                  | 15850             | 3.077                |
| 13     | 90                | 101.3           | 2.276                  | 15590             | 3.876                |
| 14     | 334.7             | 960             | 0.58                   | 2135              | 7.352                |
| 15     | 25                | 101.3           | 4                      | 0.2841            | 5.258                |
| 16     | 312.7             | 960             | 4                      | 299.3             | 5.31                 |
| 17     | 1000              | 960             | 4                      | 1079              | 6.185                |
| 18     | 1909              | 960             | 4.58                   | 671.6             | 7.092                |
| 19     | 1175              | 109             | 4.58                   | 298.3             | 7.169                |
| 20     | 621.3             | 109             | 4.58                   | 978.9             | 6.578                |
| 21     | 242.4             | 109             | 4.58                   | 1409              | 5.955                |
| 22     | 232.4             | 2100            | 3.396                  | 211.8             | 1.79                 |
| 23     | 379               | 2100            | 3.396                  | 792.2             | 2.797                |
| 24     | 278               | 19              | 3.396                  | 605.7             | 2.835                |
| 25     | 100               | 19              | 3.396                  | 282.8             | 2.134                |
| 26     | 91.25             | 19              | 3.396                  | 114.6             | 1.044                |
| 27     | 92.12             | 2100            | 3.396                  | 111.2             | 1.047                |
| 28     | 232.4             | 2100            | 3.396                  | 211.8             | 1.79                 |
| 29     | 56                | 109             | 4.58                   | 1608              | 5.477                |
| 30     | 25                | 101.3           | 2.756                  | 16050             | 1.426                |
| 31     | 98                | 101.3           | 2.756                  | 15720             | 2.416                |
| 32     | 47.06             | 10              | 2.756                  | 15720             | 2.468                |
| 33     | 47.67             | 10              | 0.83                   | 13380             | 10.85                |
| 34     | 47.67             | 10              | 1.926                  | 16030             | 1.044                |
| 35     | 32                | 10              | 0.83                   | 15830             | 3.171                |

#### ۴- ارزیابی عملکرد سیستم پیشنهادی

##### ۴-۱- آنالیز ترمودینامیکی (قوانین اول و دوم)

برای ارزیابی انرژی تجهیزات مورد استفاده در فرآیند جدید، از معادلات بنیادی جرم و انرژی بهره گرفته شده است [۳۳، ۳۲]:

$$\sum \dot{m}_{in} - \sum \dot{m}_{out} = 0 \quad (۱)$$

$$\dot{Q} + \sum \dot{m}_{in} \left( h + \frac{V^2}{2} + gZ \right) = \dot{W} + \sum \dot{m}_{out} \left( h + \frac{V^2}{2} + gZ \right) \quad (۲)$$

در این معادلات،  $m$  به جریان جرمی،  $h$  به آنتالپی ویژه،  $g$  به شتاب گرانش زمین،  $Q$  به گرما،  $W$  به کار محوری،  $V$  به سرعت و  $Z$  به ارتفاع اشاره دارد. معادلات بقای انرژی برای هر یک از تجهیزات، بر اساس داده‌های جدول (۴) فهرست شده‌اند. انرژی، به‌عنوان یک تابع حالت، با استفاده از موازنه انرژی برای یک حجم کنترلی محاسبه می‌شود. با اعمال این موازنه، راندمان سیستم و سایر پارامترهای ضروری از جمله میزان انرژی ورودی، خروجی و تخریب‌شده برای تحلیل دقیق‌تر انرژی تعیین می‌گردد. همچنین، بازده انرژی هر تجهیز، متناسب با نقش و عملکرد آن تعریف می‌شود [۳۴]. بکارگیری تحلیل انرژی به جای تحلیل انرژی نتایج منطقی‌تر و دقیق‌تری را ارائه می‌دهد و این موضوع باعث شده است که استفاده از این روش به یکی از ضرورت‌های ارزیابی سیستم‌های انرژی تبدیل شود. در فرآیندهایی که تغییرات ارتفاع و سرعت ناچیز است، انرژی پتانسیل و جنبشی قابل چشم‌پوشی هستند [۳۵]. در بسیاری از فرآیندهای صنعتی نیز معمولاً تغییر معنی‌داری در انرژی جنبشی و پتانسیلی دیده نمی‌شود؛ بنابراین، انرژی کلی یک جریان مواد تنها شامل انرژی فیزیکی و شیمیایی آن جریان خواهد بود [۳۶، ۳۷]:

$$ex = ex^{ph} + ex^{ch} \quad (۳)$$

$$ex^{ph} = (h - h_0) - T_0(s - s_0) \quad (۴)$$

$$ex^{ch} = \sum x_i ex_i^{ch,0} + RT_0 \sum x_i \ln x_i \quad (۵)$$

در روابط مذکور،  $h_0$  نمایانگر آنتالپی در شرایط استاندارد،  $s_0$  مربوط به آنتروپی استاندارد،  $T_0$  دمای مرجع محیط و  $ex_i^{0,ch}$  بیانگر انرژی شیمیایی خاص برای هر ترکیب است. اصول پایه ارزیابی انرژی که شامل تخریب انرژی، بازده انرژی و نسبت تخریب انرژی می‌شود، بر اساس روابط (۶) تا (۸) تعریف شده‌اند [۳۸، ۳۹]:

$$\dot{E}_{D,i} = \dot{E}_{F,i} - \dot{E}_{P,i} \quad (۶)$$

$$\epsilon_i = \frac{\dot{E}_{P,i}}{\dot{E}_{F,i}} \quad (۷)$$

$$\theta_i = \frac{\dot{E}_{D,i}}{\sum \dot{E}_{D,i}} \quad (۸)$$

افزون بر موارد فوق، برای محاسبه انرژی سوخت زیست‌توده نیز از معادلات زیر استفاده شده است [۴۰]:

$$Ex_{biomass} = \beta \times LHV_{biomass} \quad (۹)$$

$$\beta_{biomass} = \frac{1.0414 + 0.0177 \frac{H}{C} - 0.3328 \frac{O}{C} \left(1 + 0.0537 \frac{H}{C}\right)}{1 - 0.4021 \frac{O}{C}} \quad (۱۰)$$

جدول ۴- روابط مربوط به موازنه انرژی و نرخ تخریب انرژی تجهیزات.

Table 4. Relations related to energy balance and exergy destruction rate of equipment.

| Exergy destruction                                              | Energy balance                                                                          | Equipment name |
|-----------------------------------------------------------------|-----------------------------------------------------------------------------------------|----------------|
| $\dot{E}x_2 + \dot{E}x_4 - \dot{E}x_3 - \dot{E}x_5$             | $\dot{m}_2 h_2 + \dot{m}_4 h_4 = \dot{m}_3 h_3 + \dot{m}_5 h_5$                         | E-100          |
| $\dot{E}x_5 + \dot{E}x_7 - \dot{E}x_8 - \dot{E}x_6$             | $\dot{m}_5 h_5 + \dot{m}_7 h_7 = \dot{m}_8 h_8 + \dot{m}_6 h_6$                         | E-101          |
| $\dot{E}x_8 + \dot{W} - \dot{E}x_9 - \dot{E}x_{10}$             | $\dot{m}_8 h_8 + \dot{W} = \dot{m}_9 h_9 + \dot{m}_{10} h_{10}$                         | PEM            |
| $\dot{E}x_6 + \dot{E}x_{12} - \dot{E}x_{11} - \dot{E}x_{13}$    | $\dot{m}_6 h_6 + \dot{m}_{12} h_{12} = \dot{m}_{11} h_{11} + \dot{m}_{13} h_{13}$       | E-102          |
| $\dot{E}x_{11} + \dot{W} - \dot{E}x_{14}$                       | $\dot{m}_{11} h_{11} + \dot{W} = \dot{m}_{14} h_{14}$                                   | K-100          |
| $\dot{E}x_{15} + \dot{W} - \dot{E}x_{16}$                       | $\dot{m}_{15} h_{15} + \dot{W} = \dot{m}_{16} h_{16}$                                   | K-101          |
| $\dot{E}x_1 + \dot{E}x_3 - \dot{E}x_4$                          | $\dot{m}_1 h_1 + \dot{m}_3 h_3 = \dot{m}_4 h_4$                                         | Gasifier       |
| $\dot{E}x_{16} + \dot{E}x_{19} - \dot{E}x_{17} - \dot{E}x_{20}$ | $\dot{m}_{16} h_{16} + \dot{m}_{19} h_{19} = \dot{m}_{17} h_{17} + \dot{m}_{20} h_{20}$ | E-103          |
| $\dot{E}x_{17} + \dot{E}x_{14} - \dot{E}x_{18}$                 | $\dot{m}_{17} h_{17} + \dot{m}_{14} h_{14} = \dot{m}_{18} h_{18}$                       | FC             |
| $\dot{E}x_{18} - \dot{W} - \dot{E}x_{19}$                       | $\dot{m}_{18} h_{18} = \dot{W} + \dot{m}_{19} h_{19}$                                   | T-100          |
| $\dot{E}x_{20} + \dot{E}x_{22} - \dot{E}x_{21} - \dot{E}x_{23}$ | $\dot{m}_{20} h_{20} + \dot{m}_{22} h_{22} = \dot{m}_{21} h_{21} + \dot{m}_{23} h_{23}$ | E-104          |
| $\dot{E}x_{23} - \dot{W} - \dot{E}x_{24}$                       | $\dot{m}_{23} h_{23} = \dot{W} + \dot{m}_{24} h_{24}$                                   | T-101          |
| $\dot{E}x_{24} + \dot{E}x_{27} - \dot{E}x_{25} - \dot{E}x_{28}$ | $\dot{m}_{24} h_{24} + \dot{m}_{27} h_{27} = \dot{m}_{25} h_{25} + \dot{m}_{28} h_{28}$ | E-105          |
| $\dot{E}x_{25} - \dot{E}x_{26}$                                 | $\dot{m}_{25} h_{25} = \dot{Q} + \dot{m}_{26} h_{26}$                                   | E-106          |
| $\dot{E}x_{26} + \dot{W} - \dot{E}x_{27}$                       | $\dot{m}_{26} h_{26} + \dot{W} = \dot{m}_{27} h_{27}$                                   | P-100          |
| $\dot{E}x_{31} - \dot{E}x_{32}$                                 | $\dot{m}_{31} h_{31} = \dot{m}_{32} h_{32}$                                             | VLV-100        |
| $\dot{E}x_{21} + \dot{E}x_{30} - \dot{E}x_{29} - \dot{E}x_{31}$ | $\dot{m}_{21} h_{21} + \dot{m}_{30} h_{30} = \dot{m}_{29} h_{29} + \dot{m}_{31} h_{31}$ | E-107          |
| $\dot{E}x_{32} - \dot{E}x_{33} - \dot{E}x_{34}$                 | $\dot{m}_{32} h_{32} = \dot{m}_{33} h_{33} + \dot{m}_{34} h_{34}$                       | V-100          |
| $\dot{E}x_{33} - \dot{E}x_{35}$                                 | $\dot{m}_{33} h_{33} = \dot{Q} + \dot{m}_{35} h_{35}$                                   | E-108          |

برای ارزیابی عملکرد کلی فرایند از معادلات کلی راندمان گرمایی، الکتریکی و انرژی استفاده شده است:

$$\eta_t = \frac{\dot{W}_{net} + \dot{Q}_h + (\dot{m}_{H_2} LHV_{H_2}) + \dot{Q}_{desalin}}{\dot{m}_{biomass} LHV_{biomass}} \quad (11)$$

$$\eta_{el} = \frac{\dot{W}_{net}}{\dot{m}_{biomass} LHV_{biomass}} = \frac{\sum \dot{W}_t - \sum \dot{W}_k - \dot{W}_{PEM} - \dot{W}_p}{\dot{m}_{biomass} LHV_{biomass}} \quad (12)$$

$$\epsilon_{ex} = \frac{\dot{W}_{net} + \dot{E}x_h + \dot{E}x_{H_2} + \dot{E}x_{desalin}}{\dot{m}_{biomass} ex_{biomass}} \quad (13)$$

جایی که:

$$\dot{Q}_h = \dot{m}_{11} (h_6 - h_{11}) \quad (14)$$

$$\dot{E}x_h = \dot{Q}_h \times \left(1 - \frac{T_0}{T_H}\right) \quad (15)$$

$$\dot{E}x_{desalin} = \dot{m}_{34} h_{34} + \dot{m}_{35} h_{35} - \dot{m}_{30} h_{30} \quad (16)$$

راندمان انرژی زیرسیستم‌های ادغام حرارتی در این فرایند جدید از معادلات زیر پیروی کرده است:

$$\epsilon_{\text{Gasification system}} = \frac{\dot{E}x_{\text{syngas}}}{\dot{m}_{\text{biomass}} ex_{\text{biomass}}} \quad (17)$$

$$\epsilon_{\text{RORC}} = \frac{\dot{W}_{T101} - \dot{W}_{P100}}{\dot{m}_{21}(ex_{20} - ex_{21})} \quad (18)$$

$$\epsilon_{\text{EVD}} = \frac{\dot{E}x_{\text{desalin}}}{\dot{m}_{21}(ex_{21} - ex_{29}) + \dot{Q}_{E106} \times \left(1 - \frac{T_0}{T_{25}}\right)} \quad (19)$$

$$\epsilon_{\text{GTS}} = \frac{\dot{W}_{T100} - \dot{W}_{K100} - \dot{E}x_{K101}}{\dot{E}x_{\text{syngas}}} \quad (20)$$

$$\epsilon_{\text{PEME}} = \frac{\dot{E}x_{H2}}{\dot{W}_{\text{PEM}} + \dot{m}_5(ex_5 - ex_6)} \quad (21)$$

در جدول (۵)، نتایج ترمودینامیکی فرآیند مورد بررسی ارائه شده است. بر اساس این نتایج، سیستم در شبیه‌سازی پایه توانایی تولید ۳۲۱۳ kW توان الکتریکی خالص، ۵۹۹,۳ kW توان حرارتی، ۲۹۸۸ kg/h آب نمک‌زدایی شده و ۶,۰۵ kg/h هیدروژن را دارد. راندمان حرارتی، الکتریکی و انرژی سیستم به ترتیب معادل ۸۰ درصد، ۴۲,۵۵ درصد و ۴۲,۳۳ درصد ارزیابی شده است. اختلاف قابل توجه میان بازده حرارتی ۸۰ درصد و بازده انرژی ۴۲,۵۵ درصد نشان‌دهنده این واقعیت علمی است که اگرچه سیستم در حفظ کمیت انرژی موفق عمل کرده، اما بخش بزرگی از کیفیت یا پتانسیل کاردهی انرژی در طی فرآیندهای تبدیل دما بالا از دست رفته است. این شکاف عمیق، تأییدی بر ضرورت استفاده از تحلیل قانون دوم برای شناسایی گلوگاه‌های واقعی اتلاف در سیستم‌های چندتولیدی است.

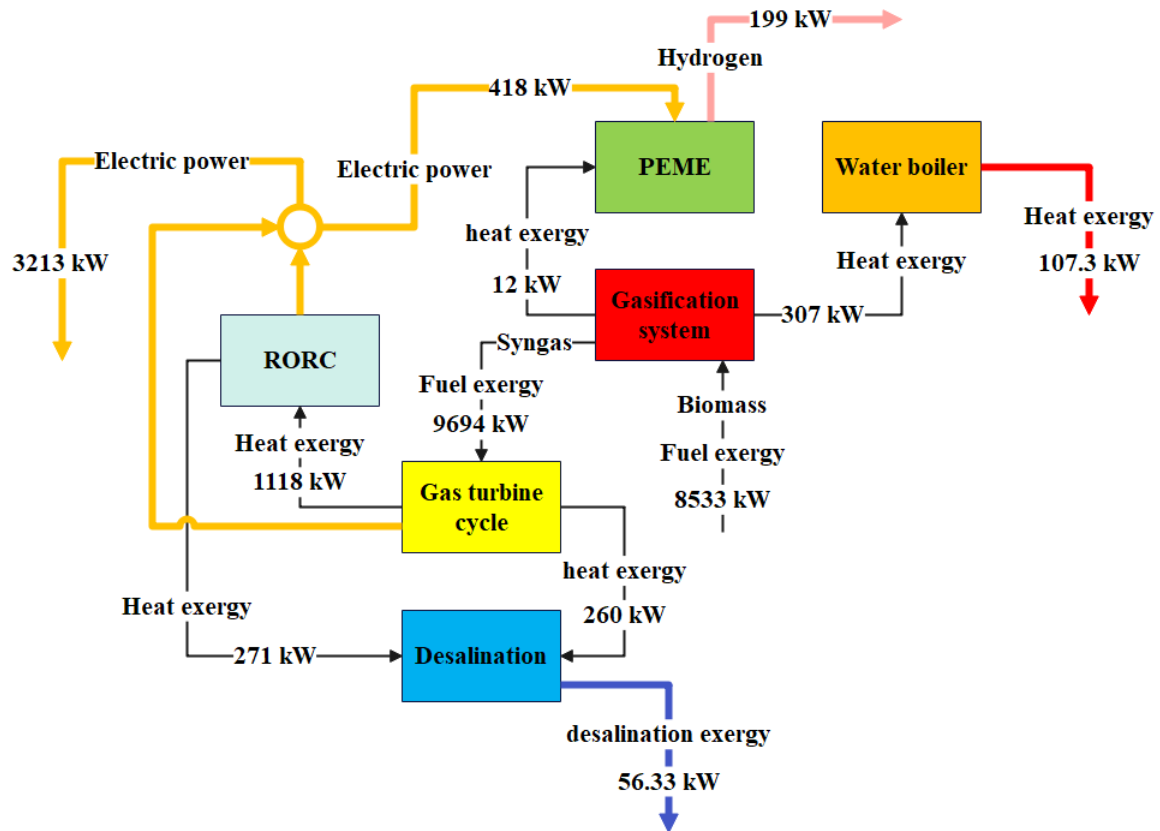
مطابق با تحلیل‌های انجام شده، راندمان انرژی اجزای مختلف سیستم شامل گازساز، الکترولیزر، توربین گازی، سیستم نمک‌زدایی تبخیری و چرخه آلی رانکین به ترتیب برابر با ۷۷,۳۴ درصد، ۴۷,۶۱ درصد، ۴۶ درصد، ۲۱,۱۶ درصد و ۵۵,۲۸ درصد است. پایین بودن نسبی راندمان انرژی در واحد نمک‌زدایی ۲۱,۱۶ درصد در مقایسه با سایر زیرسیستم‌ها، ناشی از ماهیت حرارتی این فرآیند و استفاده از گرمای اتلافی با دمای پایین است که اگرچه به بازده کلی حرارتی کمک می‌کند، اما از دیدگاه انرژی، بازیابی محدودی را ارائه می‌دهد. افزایش تولید توان الکتریکی سیستم می‌تواند یک راهبرد مؤثر برای بهبود راندمان انرژی و حرارتی سیستم باشد. چرا که انرژی حاصل از کار محوری طبق رابطه  $\dot{E}x_W = W$  با خود کار برابر است، با این حال، باید توجه داشت که در کندانسور E-108 (تولید آب نمک‌زدایی)، حدود ۲۰۲۹ kW انرژی حرارتی به هدر می‌رود که این مقدار تقریباً ۲۰ درصد اتلاف گرمای کلی سیستم را تشکیل می‌دهد.

جدول ۵- نتایج مهم تحلیل ترمودینامیکی.

Table 5. Key results of thermodynamic analysis.

| parameter            | Value | Unit | parameter                                                       | Value | Unit |
|----------------------|-------|------|-----------------------------------------------------------------|-------|------|
| Biomass Energy       | 7589  | kW   | Electrical Efficiency                                           | 42.33 | %    |
| Net Power            | 3213  | kW   | Exergy Efficiency of the Gasification System                    | 77.34 | %    |
| Freshwater Flow Rate | 2988  | kg/h | Exergy Efficiency of the Electrolyzer                           | 47.61 | %    |
| Hydrogen Flow Rate   | 6.05  | kg/h | Exergy Efficiency of the Gas Turbine                            | 46    | %    |
| Thermal Efficiency   | 80    | %    | Exergy Efficiency of the Thermal Desalination                   | 21.16 | %    |
| Exergy Efficiency    | 42.55 | %    | Exergy Efficiency of the Organic Rankine Cycle with Recuperator | 55.28 | %    |

نمودار جریان انرژی در شکل (۲) نمایش داده شده است. بر اساس این نمودار، انرژی زیست توده معادل ۸۵۳۳ kW محاسبه شده است.



شکل ۲- نمودار جریان انرژی برای فرایند جدید مبتنی بر گازی سازی زیست توده.

Fig. 2. Exergy flow diagram for the new process based on biomass gasification.

پس از انجام واکنش در بخش گازی سازی، انرژی گاز سنتز که حاصل مجموع انرژی های فیزیکی و شیمیایی است، به ۶۵۹۹ kW کاهش می یابد. این مقدار انرژی از طریق دو مبدل حرارتی (E-101 و E-102) به بخش های

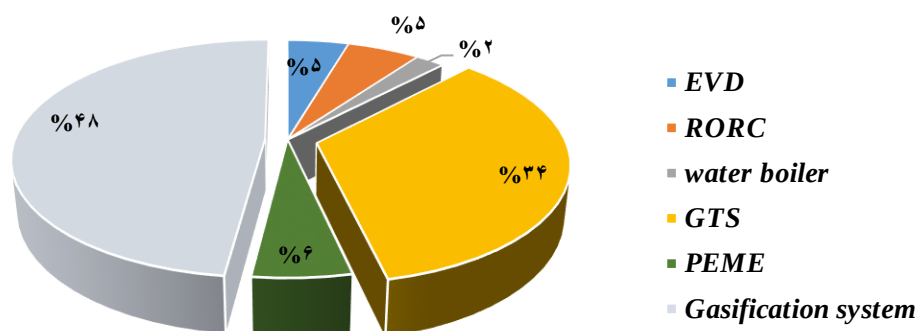
الکترولایزر و هیتر آب انتقال داده می‌شود. در این فرآیند، انتقال حرارت موجب جابه‌جایی انرژی شده است. پس از این مرحله، گاز سنتز به‌عنوان سوخت همراه هوا با میزان انرژی ۹۶۹۴ kW وارد برنر توربین گازی می‌گردد. احتراق گاز سنتز در برنر به تولید ۸۷۲۰ kW انرژی (شامل فیزیکی و شیمیایی) منجر شده و طبق جدول (۶)، مقدار قابل توجهی از این انرژی در تجهیزات T-100 و E-103 مصرف می‌شود. پس از برنر سوخت، انتقال انرژی عمدتاً ناشی از انتقال حرارت بوده و بازیافت گرمای بیهوده توسط مبدل‌های حرارتی E-104 و E-107 صورت می‌گیرد. مقدار این بازیافت برای چرخه آلی رانکین ۱۱۱۸ kW و برای نمک‌زدای ۲۶۰ kW تعیین شده است. برای افزایش تولید آب نمک‌زدایی شده نیز گرمای بازیافتی در کندانسور E-106 معادل ۲۷۱ kW انرژی را برای زیرسیستم فراهم کرده است. براساس محاسبات قانون دوم ترمودینامیک که در جدول (۶) ارائه شده، کل تخریب انرژی ناشی از برگشت‌ناپذیری‌ها در این فرآیند جدید تحت شرایط پایه حدود ۴۰۶۵ kW است. از این مقدار، حدود ۷۷٫۴ درصد تخریب انرژی در سه بخش گازساز، برنر و الکترولایزر رخ می‌دهد.

جدول ۶- نتایج محاسبات آنالیز انرژی برای تجهیزات به‌کار رفته در فرایند پیشنهادی.

Table 6. Results of exergy analysis calculations for the equipment used in the proposed process.

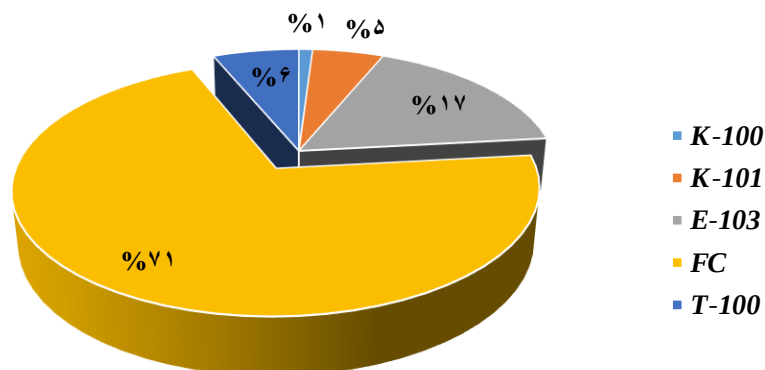
| $\theta_i$                             | $\epsilon_i$ | $\dot{E}_{x_D}$ | $\dot{E}_{x_P}$ | $\dot{E}_{x_F}$ | Equipment name |
|----------------------------------------|--------------|-----------------|-----------------|-----------------|----------------|
| Gasification System                    |              |                 |                 |                 |                |
| 0.0028                                 | 0.63         | 11              | 19              | 30              | E-100          |
| 0.48                                   | 0.77         | 1942            | 6599            | 8541            | Gasifier       |
| Total Exergy Destruction = 1953 kW     |              |                 |                 |                 |                |
| Electrolyzer Section                   |              |                 |                 |                 |                |
| 0                                      | 0.75         | 3               | 9               | 12              | E-101          |
| 0.054                                  | 0.48         | 219             | 199             | 418             | PEM            |
| Total Exergy Destruction = 222 kW      |              |                 |                 |                 |                |
| Gas Turbine System                     |              |                 |                 |                 |                |
| 0.003                                  | 0.95         | 12              | 223             | 325             | K-100          |
| 0.018                                  | 0.94         | 72              | 1136            | 1198            | K-101          |
| 0.058                                  | 0.9          | 236             | 2076            | 2312            | E-103          |
| 0.24                                   | 0.9          | 974             | 8720            | 9694            | FC             |
| 0.025                                  | 0.98         | 101             | 4442            | 4543            | T-100          |
| Total Exergy Destruction = 1395 kW     |              |                 |                 |                 |                |
| Water Boiler                           |              |                 |                 |                 |                |
| 0.022                                  | 0.71         | 89              | 218             | 307             | E-102          |
| Organic Rankine Cycle with Recuperator |              |                 |                 |                 |                |
| 0.04                                   | 0.85         | 163             | 954             | 1118            | E-104          |
| 0.01                                   | 0.94         | 40              | 633             | 673             | T-101          |
| 0.0037                                 | 0.87         | 15              | 99              | 114             | E-105          |

|                                            |      |    |     |     |         |
|--------------------------------------------|------|----|-----|-----|---------|
| 0                                          | 0.83 | 2  | 10  | 12  | P-100   |
| Total Exergy Destruction = 221 kW          |      |    |     |     |         |
| Thermal Desalination System                |      |    |     |     |         |
| 0.017                                      | 0.73 | 71 | 189 | 260 | E-107   |
| 0.019                                      | 0.58 | 79 | 110 | 189 | VLV-100 |
| 0                                          | 1    | 0  | 381 | 381 | V-100   |
| 0.003                                      | 0.91 | 12 | 118 | 130 | E-108   |
| 0.0057                                     | 0.93 | 23 | 288 | 311 | E-106   |
| Total Exergy Destruction = 185 kW          |      |    |     |     |         |
| Overall Total Exergy Destruction = 4065 kW |      |    |     |     |         |



شکل ۳- مقایسه سهم تخریب انرژی در زیرسیستم‌های ادغام حرارتی.

Fig. 3. Comparison of the share of exergy destruction in thermally integrated subsystems.

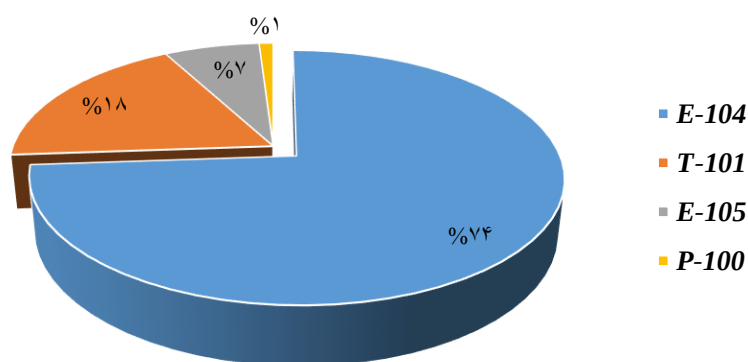


شکل ۴- مقایسه سهم تخریب انرژی تجهیزات در بخش توربین گازی.

Fig. 4. Comparison of the share of exergy destruction of equipment in the gas turbine section.

نمودار شکل (۳) نشان می‌دهد که بخش گازساز با سهم ۴۸ درصد و توربین گازی با سهم ۳۴ درصد بیشترین نقش را در تخریب انرژی دارند. تمرکز ۴۸ درصدی تخریب انرژی در واحد گازی‌سازی (شکل ۳) را می‌توان به

ماهیت به شدت برگشت‌ناپذیر واکنش‌های شیمیایی و گرادیان دمایی بسیار بالا میان خوراک زیست‌توده ورودی و محیط گازی‌سازی نسبت داد. در واقع، تبدیل انرژی شیمیایی سوخت جامد به گاز سنتز، ذاتاً با تولید آنتروپی بالایی همراه است که به عنوان اصلی‌ترین منبع اتلاف کیفیت انرژی در کل پیکربندی شناسایی می‌شود. در نهایت، طبق شکل (۴) مشاهده می‌شود که یکی از دلایل اصلی تخریب بالای انرژی در سیستم توربین گازی، سهم بالای تخریب انرژی (۷۱ درصد) مربوط به برنر سوخت است. این سطح از تخریب در محفظه احتراق، ناشی از فرآیند احتراق غیرمشابه و انتقال حرارت با اختلاف دمایی زیاد است. تحلیل نتایج نشان می‌دهد که برای تعدیل این اتلاف‌ها، افزایش دمای هوای ورودی به برنر می‌تواند به عنوان یک راهکار کلیدی، اختلاف دمای شعله و جریان‌های ورودی را کاهش داده و راندمان انرژی این بخش را ارتقا بخشد. به علاوه، در شکل (۵) آمده که در چرخه آلی رانکین، مبدل حرارتی E-104 که بخارساز این سیکل است، با سهم ۷۴ درصدی بیشترین تخریب انرژی را داشته است. این امر نشان‌دهنده عدم انطباق کامل منحنی‌های دمایی بین گازهای داغ خروجی از توربین گاز و سیال عامل ارتوزایلن است. بهینه‌سازی نقاط پینچ<sup>۱</sup> در این مبدل می‌تواند مسیری مستقیم برای بهبود عملکرد زیرسیستم رانکین و افزایش توان تولیدی کل باشد. این شکل‌ها از منظر زیرسیستمی و تجهیزاتی مکان‌های اصلی تخریب انرژی را شناسایی می‌کنند. بنابراین، برای کاهش این تخریب‌ها باید راهکارهایی در بخش ارزیابی حساسیت پیاده‌سازی شوند تا ضمن افزایش راندمان کلی، تولید برق سیستم نیز ارتقاء یابد.



شکل ۵- مقایسه سهم تخریب انرژی تجهیزات در چرخه آلی رانکین با رکوپراتور.

Fig. 5. Comparison of the share of exergy destruction of equipment in the Organic Rankine Cycle with recuperator.

## ۴-۲- آنالیز محیط‌زیستی

جهت محاسبه شدت انتشار دی‌اکسید کربن در فرایند پیشنهادی با توجه به مقاله [۴۱] از رابطه زیر استفاده شده است:

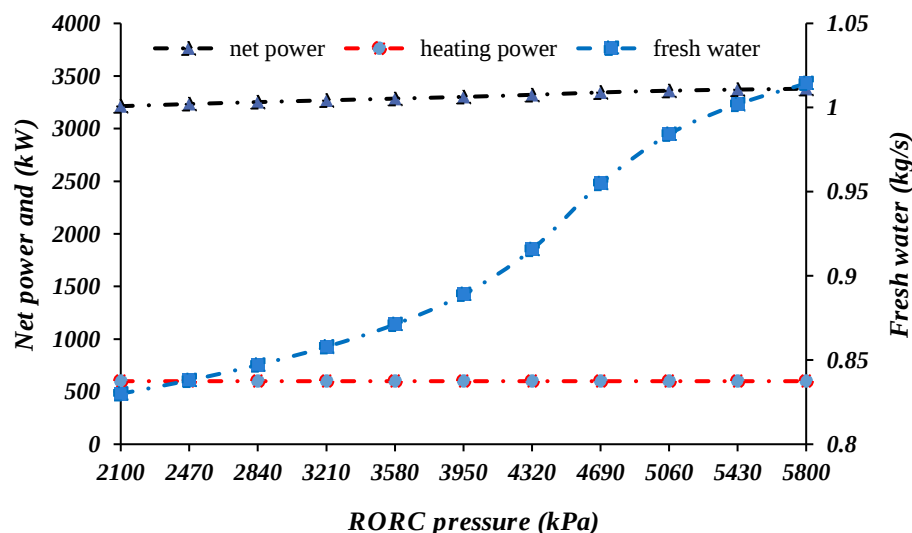
<sup>1</sup> Pinch Points

$$S_{\text{Carbon}} = \frac{\dot{m}_{\text{Carbon}}}{\dot{W}_{\text{net}} + \dot{E}x_h + \dot{E}x_{H_2} + \dot{Q}_{\text{desalin}} + \dot{Q}_h} \quad (22)$$

موازنه کربن دی اکسید برای سیستم فعلی، براساس شبیه سازی اسپن هایسیس، نشان می دهد که مقدار کل کربن دی اکسید و کل کربن خروجی از فرایند از طریق گاز دودکش به ترتیب برابر با ۲۱۹۵ kg/h و ۵۹۹ kg/h است. بر این اساس و مطابق رابطه (۲۲)، شدت انتشار کربن از سیستم<sup>۱</sup>، به مقدار ۰,۱ kg/kWh تعیین شده است. این پارامتر در صورت تغییر دبی سوخت زیست توده همراه با کل انتشار کربن ( $\dot{m}_{\text{Carbon}}$ ) و تولید سایر محصولات دستخوش تغییر خواهد شد. برای کاهش این پارامتر، توصیه می شود که تولید محصولات از طریق یکپارچه سازی حرارتی افزایش یابد.

### ۳-۴- ارزیابی پارامتری

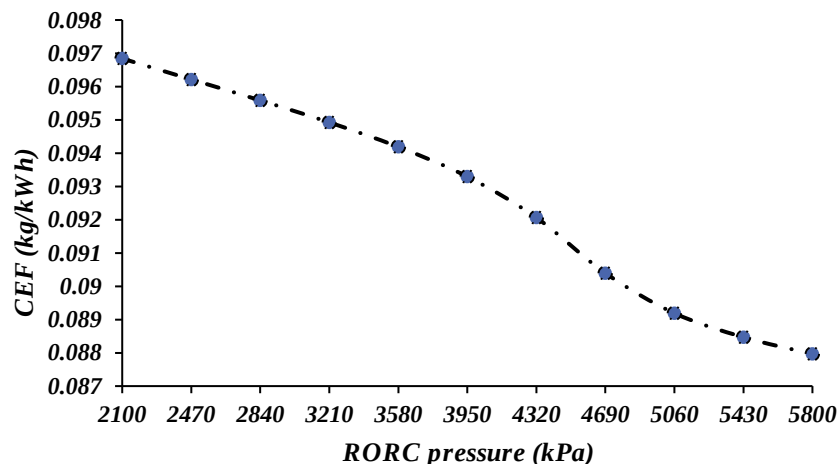
تحلیل انرژی نشان می دهد که بخش رکوپراتور حدود ۵ درصد از تخریب انرژی کل سیستم را شامل می شود. بررسی ها تغییرات فشار در این بخش را در بازه ۲۱۰۰ kPa تا ۵۸۰۰ kPa به عنوان حداکثر فشار مجاز برای ارتوزایلن، در حالی که دمای جریان ورودی به T-101 ثابت و برابر با ۳۷۹°C است، تشخیص داده است. مطابق شکل (۶)، افزایش فشار در رکوپراتور باعث رشد تدریجی تولید توان الکتریکی خالص سیستم و همچنین افزایش تولید آب نمک زدایی شده شده، درحالی که مقدار تولید گرما ثابت باقی مانده است. افزایش توان الکتریکی را می توان به کاهش تخریب انرژی در E-104 و رشد تولید توان از T-101 نسبت داد. بازدهی بیشتر مبدل حرارتی E-104 از کاهش تخریب انرژی نشأت گرفته و این امر انتقال حرارت در E-106 را افزایش داده که نتیجه آن، تبخیر بیشتر آب دریا در بخش نمک زدایی و افزایش تولید آب نمک زدایی شده به میزان ۰,۰۱ kg/s بوده است.



شکل ۶- تأثیر تغییرات فشار رکوپراتور بر تولید محصولات سیستم.

Fig. 6. The effect of recuperator pressure changes on system product production.

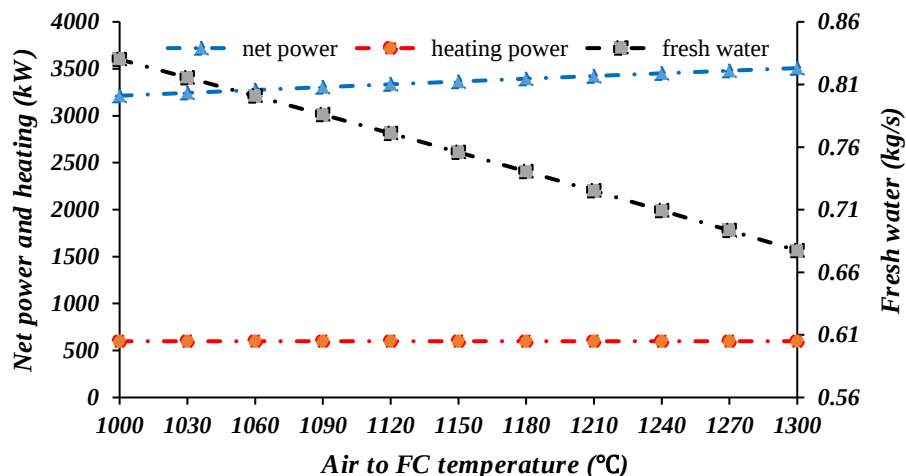
<sup>1</sup> Carbon Emission Factor



شکل ۷- تأثیر تغییرات فشار رکوپراتور بر فاکتور انتشار کربن.

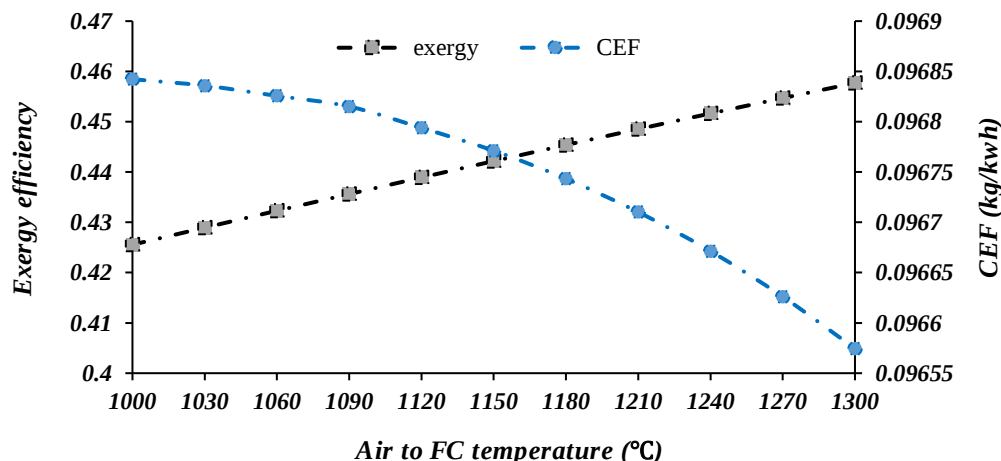
Fig. 7. The effect of recuperator pressure changes on carbon emission factor.

علاوه بر این، براساس شکل (۷)، مشخص شده که افزایش فشار نیز به تدریج فاکتور انتشار کربن سیستم را کاهش می‌دهد. پیش‌تر اشاره شد که افزایش تولید کمی و کیفی محصولات بدون نیاز به افزایش دبی سوخت زیست‌توده می‌تواند به کاهش شدت انتشار کربن منجر شود. در این بررسی مقدار این پارامتر زیست‌محیطی به  $0.089 \text{ kg/kWh}$  کاهش یافته که نسبت به مقدار پایه شبیه‌سازی کاهش قابل ملاحظه‌ای است. همچنین، طبق شکل (۳)، بخش توربین گازی حدود ۳۴ درصد از کل تخریب انرژی سیستم را شامل می‌شود. بر این اساس، پارامتر دمای هوای ورودی به برنر سوخت مورد تحلیل قرار گرفته و رفتار سیستم ارزیابی شده است. طبق شکل (۸)، افزایش دمای هوای ورودی به برنر سوخت در بازه  $1000^\circ\text{C}$  تا  $1300^\circ\text{C}$ ، با در نظر گرفتن موازنه حرارتی در E-103 و E-104، گزینه مناسبی برای افزایش تولید برق سیستم محسوب می‌شود. هرچند تولید توان گرمایی ثابت باقی مانده و مقدار تولید آب نمک‌زدایی شده به میزان  $0.68 \text{ kg/s}$  کاهش می‌یابد. دلیل افزایش تولید برق ناشی از کاهش تخریب انرژی E-103، رشد دمای خروجی برنر سوخت و افزایش تولید کار مفید از T-100 است؛ اما دلیل کاهش تولید آب نمک‌زدایی شده را می‌توان کاهش نرخ انتقال حرارت در E-107 دانست، زیرا افزایش دمای هوا به برنر سوخت موجب کاهش دمای گازهای دودکش خروجی از E-103 شده و این امر نرخ تبخیر آب دریا در E-107 را کاهش می‌دهد.



شکل ۸- تأثیر تغییرات دمای هوا به برنر سوخت بر تولید محصولات سیستم.

Fig. 8. The effect of air temperature changes to the fuel burner on the production of system products.



شکل ۹- تأثیر تغییرات دمای هوا به برنر سوخت بر فاکتور انتشار کربن و بازده انرژی کلی.

Fig. 9. The effect of air temperature changes to the fuel burner on the carbon emission factor and overall exergy efficiency.

براساس شکل (۹)، کاهش تخریب انرژی در بخش توربین گازی تأثیر قابل توجهی بر بهبود بازده انرژی فرآیند داشته است. این تغییرات باعث افزایش بازده انرژی به مقدار ۴۶ درصد شده که نشان دهنده رشد ۳,۴۵ درصدی است. علت این روند صعودی به افزایش تولید توان الکتریکی خالص طبق شکل (۸) و رسیدن آن به ۳۵۰۸ kW نسبت داده می شود. پیش تر اشاره شد که میان کار محوری و انرژی تولید شده رابطه ای مستقیم وجود دارد؛ بنابراین، افزایش تولید کار محوری گامی اساسی در بهبود عملکرد فرآیند محسوب می شود. همچنین، شکل (۹) نشان می دهد که فاکتور انتشار کربن به مقدار ۰,۰۹۷ kg/kWh کاهش یافته است که ناشی از افزایش تولید برق است. با وجود کاهش تولید آب نمک زدایی شده، مجموع تولید محصولات کلی افزایش داشته است؛ چرا که تجهیزات T-100 سهم عمده ای در تولید برق داشته و افزایش توان الکتریکی آن بر کل سیستم اثرگذار بوده است.

## ۴-۴- مقایسه با مطالعات پیشین

برای تبیین جایگاه سیستم پیشنهادی در بازار انرژی‌های پاک، نتایج این پژوهش با سیستم‌های چندتولیدی مشابه (مبتنی بر زیست‌توده و سایر منابع تجدیدپذیر) در جدول (۷) مقایسه شده است. برخلاف سیستم‌های صرفاً خورشیدی یا بادی که دارای ماهیت متناوب هستند، سیستم پیشنهادی مبتنی بر زیست‌توده پایداری بالاتری در تولید مداوم هیدروژن و توان الکتریکی نشان می‌دهد. مقایسه کمی نشان می‌دهد که یکپارچه‌سازی حرارتی در این پژوهش منجر به شاخص انتشار کربن رقابتی ( $0.1 \text{ kg/kWh}$ ) شده است که نسبت به برخی سیستم‌های هیبریدی مشابه عملکرد محیط‌زیستی بهتری ارائه می‌دهد.

جدول ۷- مقایسه عملکرد سیستم حاضر با مطالعات پیشین

Table 7 - Comparison of the performance of the current system with previous studies

| Reference            | Energy Source         | Products                               | Energy Efficiency (%) | Exergy Efficiency (%) | Key Innovation                                |
|----------------------|-----------------------|----------------------------------------|-----------------------|-----------------------|-----------------------------------------------|
| Sazer and Koc [21]   | Solar and Wind        | Hydrogen and Electricity               | 73.3                  | 30.6                  | Combination of intermittent renewable sources |
| Hosseinpour [17]     | Municipal Solid Waste | Electricity and Heat                   | 75.3                  | 41.6                  | Oxygen-fed gasification                       |
| Emadi [18]           | Geothermal            | LNG and Hydrogen                       | 71.8                  | 23.44                 | Thermoeconomic optimization                   |
| <b>Present Study</b> | Biomass               | Power, Fresh Water, Heat, and Hydrogen | 80                    | 42.55                 | Two-stage thermal integration                 |

طبق منابع، سیستم حاضر با دستیابی به بازده حرارتی ۸۰ درصد و بازده انرژی ۴۲،۵۵ درصد، عملکرد رقابتی مناسبی را نسبت به سیستم‌های هیبریدی دیگر نشان می‌دهد.

## ۵- نتیجه‌گیری

در این پژوهش پتانسیل بالای سیستم‌های یکپارچه مبتنی بر گازی‌سازی زیست‌توده را در تولید همزمان محصولات پاک به تصویر کشید. یافته‌ها نشان می‌دهد که بهره‌گیری از بازیابی حرارت اتلافی در زیرسیستم‌های پایین‌دستی، مسیری کارآمد برای ارتقای بهره‌وری انرژی و کاهش شدت انتشار آلاینده‌ها است. با وجود کارایی بالای حرارتی، بخش‌های احتراق و گازی‌سازی همچنان کانون‌های اصلی اتلاف کیفیت انرژی (انرژی) محسوب می‌شوند که نیازمند توجه در طراحی‌های آتی هستند. این پژوهش با فرضیات ساده‌ساز در مدل‌سازی گازی‌سازی انجام شده است که می‌تواند یک محدودیت برای پیش‌بینی دقیق در مقیاس صنعتی باشد. لذا، انجام ارزیابی‌های اقتصادی جامع، بررسی سینتیک دقیق واکنش‌ها در گازساز و تحلیل امکان‌سنجی مقیاس‌پذیری سیستم در شرایط واقعی بازار به عنوان افق‌های پژوهشی آینده پیشنهاد می‌گردد.

فهرست علائم و نشانه ها.

| متغیر                   | توضیحات                                     | متغیر                | توضیحات                         |
|-------------------------|---------------------------------------------|----------------------|---------------------------------|
| m                       | جریان جرمی                                  | $\eta_t$             | بازده گرمایی کلی فرایند         |
| h                       | آنتالپی ویژه                                | $\eta_{el}$          | بازده الکتریکی کلی فرایند       |
| g                       | شتاب گرانش زمین                             | $\epsilon_{ex}$      | بازده انرژی کلی فرایند          |
| Q                       | گرما                                        | $\dot{W}_{net}$      | توان خالص تولیدی سیستم          |
| W                       | کار محوری                                   | $\dot{Q}_h$          | نرخ حرارت مفید تولیدی           |
| V                       | سرعت                                        | $\dot{m}_{H_2}$      | دبی جرمی هیدروژن تولیدی         |
| Z                       | ارتفاع                                      | $LHV_{H_2}$          | ارزش حرارتی خالص هیدروژن        |
| $ex^{ph}$               | انرژی فیزیکی                                | $\dot{Q}_{desalin}$  | نرخ حرارت مصرفی در نمکزدایی     |
| $ex^{ch}$               | انرژی شیمیایی                               | $\dot{m}_{biomass}$  | دبی جرمی سوخت زیست توده         |
| $h_0$                   | آنتالپی در شرایط استاندارد                  | $\sum \dot{W}_t$     | مجموع توان توربین ها            |
| $s_0$                   | آنترپپی استاندارد                           | $\sum \dot{W}_k$     | مجموع توان کمپرسورها            |
| $T_0$                   | دمای مرجع محیط                              | $\dot{W}_{PEM}$      | توان مصرفی الکترولایزر غشایی    |
| $ex_i^{0,ch}$           | انرژی شیمیایی خاص برای هر ترکیب             | $\dot{W}_p$          | توان مصرفی پمپ                  |
| i                       | اندیس جزء سیستم                             | $\dot{E}_{xh}$       | نرخ انرژی هدررفت حرارت مفید     |
| $(\dot{E}x)_{D,i}$      | نرخ تخریب انرژی در جزء iام                  | $\dot{E}_{xH_2}$     | نرخ انرژی هدررفت هیدروژن تولیدی |
| $(\dot{E}x)_{F,i}$      | نرخ انرژی سوخت (ورودی) جزء iام              | $\dot{E}x_{desalin}$ | نرخ انرژی هدررفت نمکزدایی       |
| $(\dot{E}x)_{P,i}$      | نرخ انرژی محصول (خروجی مفید) جزء iام        | $\$Carbon$           | شدت انتشار دی اکسید کربن        |
| $\epsilon_i$            | بازده انرژی جزء iام                         |                      |                                 |
| $\theta_i$              | نسبت تخریب انرژی جزء iام                    |                      |                                 |
| $\sum (\dot{E}x)_{D,i}$ | مجموع نرخ تخریب انرژی کل سیستم              |                      |                                 |
| $Ex_{biomass}$          | انرژی ویژه زیست توده                        |                      |                                 |
| $\beta$                 | ضریب کیفیت انرژی زیست توده                  |                      |                                 |
| $LHV_{biomass}$         | ارزش حرارتی خالص (پایین تر) زیست توده       |                      |                                 |
| $\beta_{biomass}$       | ضریب کیفیت انرژی بر اساس آنالیز نهایی       |                      |                                 |
| $\frac{H}{C}$           | نسبت اتمی هیدروژن به کربن در سوخت زیست توده |                      |                                 |
| $\frac{O}{C}$           | نسبت اتمی اکسیژن به کربن در سوخت زیست توده  |                      |                                 |

- [1] Omu, A., Rysanek, A., Stettler, M., & Choudhary, R. (2015). Economic, climate change, and air quality analysis of distributed energy resource systems. *Procedia Computer Science*, 51, 2147-2156.
- [2] Calise, F., di Vastogirardi, G. D. N., d'Accadia, M. D., & Vicidomini, M. (2018). Simulation of polygeneration systems. *Energy*, 163, 290-337.
- [3] Mazidi Sharfabadi, M., Rasaee, M., & Davoudi, N. (2024). Energy and Exergy Analysis of Photovoltaic Thermal System (PV/T) With Water Flow. *Iranian Chemical Engineering Journal*, 22(131), 20-37. In Persian.
- [4] Huggins, R. A., & Huggins, R. A. (2016). *Energy storage: fundamentals, materials and applications*. Springer.
- [5] International Renewable Energy Agency. (2012). *Renewable energy technologies: Cost analysis series. Volume 1: Biomass for power generation*.
- [6] Demirbas, A. (2008). Biofuels sources, biofuel policy, biofuel economy and global biofuel projections. *Energy conversion and management*, 49(8), 2106-2116.
- [7] Ghosh, S. K. (2016). Biomass & bio-waste supply chain sustainability for bio-energy and bio-fuel production. *Procedia Environmental Sciences*, 31, 31-39.
- [8] Rong, A., & Lahdelma, R. (2016). Role of polygeneration in sustainable energy system development challenges and opportunities from optimization viewpoints. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 53, 363-372.
- [9] Serra, L. M., Lozano, M. A., Ramos, J., Ensinas, A. V., & Nebra, S. A. (2009). Polygeneration and efficient use of natural resources. *Energy*, 34(5), 575-586.
- [10] Zheng, Y., Shadloo, M. S., Nasiri, H., Maleki, A., Karimipour, A., & Tlili, I. (2020). Prediction of viscosity of biodiesel blends using various artificial model and comparison with empirical correlations. *Renewable Energy*, 153, 1296-1306.
- [11] Abdelmalek, Z., Alamian, R., Safdari Shadloo, M., Maleki, A., & Karimipour, A. (2021). Numerical study on the performance of a homogeneous charge compression ignition engine fueled with different blends of biodiesel. *Journal of Thermal Analysis and Calorimetry*, 143(3), 2695-2705.
- [12] Mao, G., Zou, H., Chen, G., Du, H., & Zuo, J. (2015). Past, current and future of biomass energy research: A bibliometric analysis. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 52, 1823-1833.
- [13] Ghaebi, H., Namin, A. S., & Rostamzadeh, H. (2018). Exergoeconomic optimization of a novel cascade Kalina/Kalina cycle using geothermal heat source and LNG cold energy recovery. *Journal of Cleaner Production*, 189, 279-296.
- [14] Yuksel, Y. E., Ozturk, M., & Dincer, I. (2020). Performance investigation of a combined biomass gasifier-SOFC plant for compressed hydrogen production. *International Journal of Hydrogen Energy*, 45(60), 34679-34694.
- [15] Gadsbøll, R. Ø., Thomsen, J., Bang-Møller, C., Ahrenfeldt, J., & Henriksen, U. B. (2017). Solid oxide fuel cells powered by biomass gasification for high efficiency power generation. *Energy*, 131, 198-206.
- [16] Marcantonio, V., Monforti Ferrario, A., Di Carlo, A., Del Zotto, L., Monarca, D., & Bocci, E. (2020). Biomass steam gasification: A comparison of syngas composition between a 1-d matlab kinetic model and a 0-d aspen plus quasi-equilibrium model. *Computation*, 8(4), 86.
- [17] Hosseinpour, J., Chitsaz, A., Liu, L., & Gao, Y. (2020). Simulation of eco-friendly and affordable energy production via solid oxide fuel cell integrated with biomass gasification plant using various gasification agents. *Renewable Energy*, 145, 757-771.
- [18] Emadi, M. A., & Mahmoudimehr, J. (2019). Modeling and thermo-economic optimization of a new multi-generation system with geothermal heat source and LNG heat sink. *Energy Conversion and Management*, 189, 153-166.
- [19] Okati, A., Khani, M. R., & Shokri, B. (2023). Numerical Simulation of Municipal Solid Waste and Biomass Plasma Co-Gasification Process. *Iranian Chemical Engineering Journal*, 22(128), 110-120. In Persian.

- [20] Eyni, Saeid, Roshandel, Ramin, and Rashtchian, Davoud. (2016). Economic analysis and evaluation of the simultaneous production process of hydrogen, methanol, and power from biomass. *Iranian Chemical Engineering Journal*, 15(88), 73-82. In Persian.
- [21] Sezer, N., & Koç, M. (2019). Development and performance assessment of a new integrated solar, wind, and osmotic power system for multigeneration, based on thermodynamic principles. *Energy Conversion and Management*, 188, 94-111.
- [22] Kartal, F., & Özveren, U. (2021). A comparative study for biomass gasification in bubbling bed gasifier using Aspen HYSYS. *Bioresource Technology Reports*, 13, 100615.
- [23] Shamsi, M., Sheidaei, M., Karami, B., Cheraghdar, A., Bakhsheshi, S., & Afshardoost, A. (2025). Development of an off-grid polygeneration system utilizing multi-waste heat recovery from low-grade heat sources for sustainable production of e-methanol, potable water, liquefied CO<sub>2</sub>, and utilities. *Renewable Energy Focus*, 55, 100728.
- [24] Shamsi, M., Mousavian, S., Rooeentan, S., Karami, B., Moghaddas, S., & Afshardoost, A. (2025). Performance assessment of a geothermal-and LNG-driven zero-carbon multi-generation system for production of potable water, green hydrogen, and utilities. *Thermal Science and Engineering Progress*, 60, 103396.
- [25] El-Dessouky, H., Alatiqi, I., & Ettouney, H. (1998). Process synthesis: the multi-stage flash desalination system. *Desalination*, 115(2), 155-179.
- [26] Sahoo, U., Kumar, R., Singh, S. K., & Tripathi, A. K. (2018). Energy, exergy, economic analysis and optimization of polygeneration hybrid solar-biomass system. *Applied Thermal Engineering*, 145, 685-692.
- [27] Kerme, E. D., Orfi, J., Fung, A. S., Salilih, E. M., Khan, S. U. D., Alshehri, H., ... & Alrasheed, M. (2020). Energetic and exergetic performance analysis of a solar driven power, desalination and cooling poly-generation system. *Energy*, 196, 117150.
- [28] Hosseini, S. E., Barzegaravval, H., Wahid, M. A., Ganjehkaviri, A., & Sies, M. M. (2016). Thermodynamic assessment of integrated biogas-based micro-power generation system. *Energy conversion and management*, 128, 104-119.
- [29] Ramos, A., Monteiro, E., & Rouboa, A. (2019). Numerical approaches and comprehensive models for gasification process: A review. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 110, 188-206.
- [30] Altafini, C. R., Wander, P. R., & Barreto, R. M. (2003). Prediction of the working parameters of a wood waste gasifier through an equilibrium model. *Energy conversion and management*, 44(17), 2763-2777.
- [31] Amiri, H., Sotoodeh, A. F., & Amidpour, M. (2021). A new combined heating and power system driven by biomass for total-site utility applications. *Renewable Energy*, 163, 1138-1152.
- [32] Wang, S., Liu, C., Li, J., Sun, Z., Chen, X., & Wang, X. (2020). Exergoeconomic analysis of a novel trigeneration system containing supercritical CO<sub>2</sub> Brayton cycle, organic Rankine cycle and absorption refrigeration cycle for gas turbine waste heat recovery. *Energy Conversion and Management*, 221, 113064.
- [33] Cao, Y., Dhahad, H. A., Hussien, H. M., Anqi, A. E., Farouk, N., & Parikhani, T. (2021). Multi-objective optimization of a dual energy-driven solid oxide fuel cell-based power plant. *Applied Thermal Engineering*, 198, 117434.
- [34] Ahmadi, A., Assad, M. E. H., Jamali, D. H., Kumar, R., Li, Z. X., Salameh, T., ... & Ehyaei, M. A. (2020). Applications of geothermal organic Rankine Cycle for electricity production. *Journal of Cleaner Production*, 274, 122950.
- [35] Sadat, S. M. S., Ghaebi, H., & Lavasani, A. M. (2020). 4E analyses of an innovative polygeneration system based on SOFC. *Renewable Energy*, 156, 986-1007.
- [36] Bellos, E., Pavlovic, S., Stefanovic, V., Tzivanidis, C., & Nakomcic-Smaradgakis, B. B. (2019). Parametric analysis and yearly performance of a trigeneration system driven by solar-dish collectors. *International Journal of Energy Research*, 43(4), 1534-1546.
- [37] Rahimi, M. J., Ghorbani, B., Amidpour, M., & Hamed, M. H. (2021). Configuration optimization of a multi-generation plant based on biomass gasification. *Energy*, 227, 120457.
- [38] Shamsi, M., Rooeentan, S., Gomari, K. E., Naseri, M., & Bonyadi, M. (2023). Design and thermodynamic analysis of a novel structure utilizing coke oven gas for LNG and power cogeneration. *Energy*, 277, 127656.

- [39] Shamsi, M., Farokhi, S., Pourghafari, M., & Bayat, A. (2022). Tuning the natural gas dew point by Joule-Thomson and Mechanical Refrigeration processes: A comparative energy and exergy analysis. *Journal of Petroleum Science and Engineering*, 212, 110270.
- [40] Afshardoost, A., & Shamsi, M. (2025). Sustainable development and optimization of a geothermal–biomass hybrid energy system for green hydrogen production. *Energy Conversion and Management: X*, 27, 101106.
- [41] Ahmadi, P., Dincer, I., & Rosen, M. A. (2013). Development and assessment of an integrated biomass-based multi-generation energy system. *Energy*, 56, 155-166.