

Energy and Exergy Analysis of a Novel Multi-Generation System Based on Biomass Gasification for the Simultaneous Production of Electricity, Fresh Water, Heat, and Hydrogen

Arash Kalantari,¹ Pouria Rezagholikhani,² Najmeh Hajialigol^{3*}

¹ Energy Systems Engineering, Faculty of Mechanical Engineering, K. N. Toosi University of Technology, Tehran, Iran, arashkalantari1998@gmail.com

² Department of Mechanical Engineering, Hamedan University of Technology, Hamadan, Iran, pooryarezagholikhani@gmail.com

³ Department of Mechanical Engineering, Hamedan University of Technology, Hamadan, Iran, n.hajialigol@hut.ac.ir

Keywords:

exergy analysis,
energy analysis,
multi-generation system,
biomass gasification,
hydrogen.

Original Research Article

Paper History:

Received: 29/07/2025

Revise: 13/08/2025

Accepted: 20/08/2025

Abstract: In this study, an energy and exergy analysis is conducted on a novel and integrated polygeneration system based on biomass gasification. The primary objective of the system is to simultaneously produce electricity, freshwater, hot water, and hydrogen with reduced environmental emissions, utilizing pine sawdust as a biofuel through a gasification process. The system architecture comprised a gasifier, water heater, proton exchange membrane (PEM) electrolyzer, an organic Rankine cycle (ORC) equipped with a recuperator, and a thermal desalination unit. A gas turbine carried out the main electricity generation. The results of the analyses indicated that the system achieved a thermal efficiency of 80% and an exergy efficiency of 42.55%, with the total exergy destruction of 4065 kW. A detailed breakdown of exergy destruction across system components revealed that the gasifier and gas turbine were the dominant contributors, accounting for 48% and 34% of the total exergy loss, respectively. A comparative assessment with similar systems reported in the literature demonstrated that the proposed system exhibits a higher thermal efficiency. Parametric studies further revealed that increasing the working fluid pressure in the ORC up to 5800 kPa reduced exergy destruction in the steam generator, resulting in an increase in the net power output to 3379 kW and an improvement in exergy efficiency to 45.0%. Additionally, raising the inlet air temperature to the combustion chamber to 1300°C enhances the net electrical power output to 3508 kW and increased the overall exergy efficiency to 46.0%.

How to cite this article: Kalantari, A., Rezagholikhani, P., Hajialigol, N., "Energy and Exergy Analysis of a Novel Multi-Generation System Based on Biomass Gasification for the Simultaneous Production of Electricity, Fresh Water, Heat, and Hydrogen", Energy Engineering and Management, Vol. 14, No. 4, PP. 36-51, 2025.
<https://doi.org/10.22052/EEM.2025.257322.1134>

© 2023 University of Kashan Press.

This is an open access article under the CC BY license (<http://creativecommons.org/licenses/by/4.0/>)



Extended Abstract

Introduction

Global energy demand is rising steadily due to economic growth and the population increase, yet access to clean and reliable energy remains insufficient for many. Renewable energy currently accounts for less than 30% of electricity generation, falling short of targets for 2030. Conventional single-output systems suffer from low thermodynamic efficiency, motivating the development of the integrated polygeneration systems that simultaneously produce multiple valuable outputs by utilizing waste heat and improving overall efficiency. Biomass gasification, especially using pine sawdust, offers a promising sustainable feedstock for generating syngas with significant energy content. This study proposes a novel integrated system combining a gas turbine, an organic Rankine cycle (ORC) with a recuperator, thermal desalination, and PEM electrolyzer for the simultaneous production of electricity, freshwater, heat, and hydrogen. Using the first and the second law analyses, the system's thermodynamic performance was evaluated, with parametric studies on key operating variables to optimize efficiency and output. The proposed configuration effectively recovered waste heat from biomass gasification, enhancing overall system performance and multi-product generation.

Materials and Methods

The proposed system was simulated and developed in the Aspen HYSYS environment. The assumptions in this modeling were as follows:

- The effects of tar and heavy hydrocarbons in the syngas were negligible.
- The modeling conditions were steady-state.
- Gasification occurred without pressure drop and at atmospheric pressure.
- Changes in kinetic and potential energy were negligible.
- There was no heat loss from the equipment to the surroundings.
- The exergy of the streams included both chemical and physical exergy.
- Pressure drop in the equipment was negligible.
- The working fluid in the organic Rankine cycle used ortho-xylene as the heat recovery medium.
- The combustion gas mixtures exiting the burner and the air were considered real and purified gases.

The biomass gasification process was simulated using a Gibbs reactor. This modeling method is known as non-

stoichiometric due to the unknown nature of all reactions occurring in the gasifier, which appears to be a suitable approach for a complex phenomenon such as gasification. The gasification reactions occur based on the chemical method of Gibbs free energy minimization. The Gibbs free energy of the system was minimized using the Lagrange multiplier method in the Aspen HYSYS process simulation.

Results

Each subsystem of the proposed multi-generation system was validated against similar studies, confirming the accuracy of the simulation. Parametric analyses showed that increasing ORC pressure improved net electrical power and freshwater production, while higher combustion chamber inlet air temperature raised electrical output but slightly reduced freshwater yield. Exergy analysis identified the gas turbine as the largest contributor to exergy destruction, and increasing power output enhanced overall system exergy efficiency. Energy and exergy assessments quantified subsystem efficiencies and highlighted the main sources of irreversibility. Under the studied conditions, the system produced 3213 kW of electricity, 3599 kW of heat, 2988 kg/h of freshwater, and 6.05 kg/h of hydrogen with overall thermal and exergy efficiencies of 80% and 42.3% respectively. Most exergy destruction occurred in the gasifier, burner, and electrolyzer, accounting for over 77% of total losses. Waste heat recovery significantly improved performance, particularly in the ORC and desalination units, while the total exergy destruction of 4065 kW highlighted critical areas for further optimization.

Conclusion

This paper proposes a novel fully integrated multi-generation system for simultaneous production of electricity, freshwater, hydrogen, and heat using biomass as a sustainable fuel. Pine sawdust is gasified into high-energy syngas, which is combusted to drive a gas turbine and an organic Rankine cycle while supplying heat and powering a thermal desalination unit. The system produces clean hydrogen with zero direct carbon emissions and reduces reliance on fossil fuels. Thermodynamic performance is evaluated through energy and exergy analyses, identifying major sources of exergy destruction in the gasifier, combustion chamber, and electrolyzer. Parametric studies on key operating parameters provided insights for optimizing efficiency and multi-product output, offering a promising pathway for sustainable energy generation.

تحلیل انرژی و انرژی یک سامانه تولید چندگانه نوین مبتنی بر گازسازی زیست توده برای تولید همزمان برق، آب شیرین، حرارت و هیدروژن

آرش کلانتری^۱، پوریا رضاقلیخانی^۲، نجمه حاجی علی گل^{۳*}

^۱ دانش آموخته کارشناسی ارشد، مهندسی سیستم های انرژی، دانشکده مهندسی مکانیک، دانشگاه صنعتی خواجه نصیرالدین

طوسی، تهران، ایران، arashkalantari1998@gmail.com

^۲ دانشجوی کارشناسی، گروه مهندسی مکانیک، دانشگاه صنعتی همدان، همدان، ایران، pooryarezagholikhani@gmail.com

^۳ استادیار، گروه مهندسی مکانیک، دانشگاه صنعتی همدان، همدان، ایران، n.hajialigol@hut.ac.ir

واژه های کلیدی:

تحلیل انرژی،

تحلیل انرژی،

سامانه چندتولیدی،

گازسازی زیست توده،

هیدروژن.

چکیده: در این پژوهش، تحلیل انرژی و انرژی بر یک سامانه تولید چندگانه نوین و یکپارچه، مبتنی بر گازسازی زیست توده انجام شده است. هدف این سامانه، تولید همزمان برق، آب شیرین، آب گرم و هیدروژن با آلاینده کمی، از طریق گازسازی خاکاره چوب کاج به عنوان سوخت زیستی است. سامانه شامل گازساز، گرم کن آب، الکترولایزر غشایی، چرخه رانکین ارگانیک با رکوپراتور، واحد نمک زدایی تبخیری و توربین گازی برای تولید برق است. نتایج نشان می دهد بازده انرژی و انرژی بر یک سامانه به ترتیب ۸۰ و ۴۲/۵۵ درصد بوده و تخریب انرژی کل برابر ۴۰۶۵ کیلووات است. بیشترین سهم اتلاف انرژی مربوط به گازساز با ۴۸ درصد و توربین گازی با ۳۴ درصد است. مقایسه با مطالعات مشابه نشان می دهد بازده انرژی سامانه پیشنهادی در سطح بالاتری قرار دارد. افزایش فشار سیال عامل چرخه رانکین ارگانیک تا ۵۸۰۰ کیلوپاسکال با کاهش تخریب در مولد بخار، توان خالص را تا ۳۳۷۹ کیلووات و بازده انرژی را تا ۴۵ درصد افزایش می دهد. همچنین، افزایش دمای هوای ورودی به محفظه احتراق تا ۱۳۰۰ درجه سلسیوس، توان خالص را به ۳۵۰۸ کیلووات و بازده انرژی را به ۴۶ درصد می رساند.

مقاله علمی پژوهشی

تاریخ دریافت: ۱۴۰۴/۰۵/۰۷

تاریخ بازنگری: ۱۴۰۴/۰۵/۲۲

تاریخ پذیرش: ۱۴۰۴/۰۵/۲۹

۱. مقدمه

تقاضای جهانی برای انرژی به دلیل رشد اقتصادی و افزایش جمعیت، همچنان روندی صعودی دارد؛ به گونه ای که تولید جهانی برق در بازه زمانی ۲۰۱۲ تا ۲۰۲۳ به طور میانگین سالانه ۲/۵ درصد افزایش یافته است [۱]. با وجود این تقاضای فزاینده، مسیر تحقق هدف توسعه پایدار تا سال ۲۰۳۰ از برنامه پیش بینی شده منحرف شده است. در زمینه دسترسی به انرژی، تا سال ۲۰۲۳ همچنان ۶۶۶ میلیون نفر در سراسر جهان فاقد برق بوده اند؛ این چالش در بخش پخت و پز پاک شدیدتر است، به طوری که حدود ۲/۱ میلیارد نفر هنوز به سوخت ها و فناوری های پاک دسترسی ندارند. در مسیر گذار به انرژی های پاک، سهم انرژی های تجدیدپذیر از مصرف نهایی انرژی در سال ۲۰۲۲، فقط به ۱۷/۹ درصد رسیده است. اگرچه این سهم در بخش تولید برق در سال ۲۰۲۳ به ۲۹/۹ درصد افزایش یافته، این رشد برای دستیابی به سه برابر شدن ظرفیت انرژی های تجدیدپذیر تا سال ۲۰۳۰، همچنان ناکافی ارزیابی می شود [۲]. این کاستی کمی در استقرار منابع تجدیدپذیر، با چالش کیفی ناشی از بازده پایین ترمودینامیکی سامانه های مرسوم تبدیل انرژی، تشدید می گردد.

در این میان، انرژی و به ویژه آگزژی، به عنوان ابزاری کلیدی برای شناسایی منابع واقعی اتلاف و ارتقای بهره وری سامانه ها، نقش مهمی ایفا می کنند. از این رو، توسعه و تحلیل ترمودینامیکی سامانه های نوینی که بر پایه منابع پایدار همچون زیست توده طراحی می شوند، به عنوان یکی از حوزه های پیشروی تحقیقاتی مورد توجه قرار گرفته است. تحلیل انرژی براساس قانون اول ترمودینامیک، به کمی سازی و ردیابی جریان های انرژی بر مبنای اصل پایستگی می پردازد. باین حال، این تحلیل به تنهایی برای آشکارسازی ناکارآمدی های ترمودینامیکی کافی نیست؛ لذا تحلیل آگزژی، مبتنی بر قانون دوم، با شناسایی مکان، میزان و منابع دقیق تلفات، ارزیابی کامل تری از عملکرد سامانه ارائه می دهد [۳].

تحقیقات اخیر، توانمندی فرایند گازسازی زیست توده^۱ را در تبدیل خوراک هایی نظیر خاکاره چوب کاج^۲ به گاز تولیدی با ارزش حرارتی قابل قبول نشان داده اند؛ گازی که قابلیت استفاده به عنوان منبع انرژی در سامانه های پیشرفته را داراست [۴]. در همین راستا، این پژوهش، یک ساختار ترکیبی پیشنهادی مبتنی بر فرایند گازسازی خاکاره چوب کاج ارائه می دهد. این سامانه شامل یک چرخه توربین گاز، یک چرخه رانکین ارگانیک مجهز به رکوپراتور است که با بازیابی حرارت اتلافی بخار خروجی، سیال کاری را پیش گرم کرده و

بازده چرخه را ارتقا می بخشد [۵]؛ همچنین دارای یک واحد نمک زدایی تبخیری که از حرارت خروجی توربین گاز و چگالنده چرخه رانکین ارگانیک برای تولید آب شیرین بهره می برد، و یک الکترولایزر غشایی است که در آن، غشای پلیمری جامد وظیفه جداسازی الکترودها، انتقال انتخابی پروتون ها و تولید هیدروژن پاک را بر عهده دارد [۶]. این ساختار یکپارچه، با هدف افزایش بهره وری و تولید همزمان محصولات ارزشمندی همچون برق، آب شیرین، آب گرم و هیدروژن طراحی شده است.

بر این اساس، هدف اصلی این مقاله، تحلیل جامع این پیکربندی از منظر قوانین اول و دوم ترمودینامیک است. تمرکز اصلی پژوهش، ارزیابی عملکرد سامانه در تولید همزمان چهار محصول یاد شده از طریق گازسازی زیست توده، و شناسایی کمی منابع اصلی برگشت ناپذیری و تخریب آگزژی در اجزای کلیدی همچون گازساز و توربین گاز است. افزون بر این، تحلیل متغیرها دقیقی به منظور بررسی تأثیر متغیرهایی همچون فشار کاری در چرخه رانکین ارگانیک و دمای ورودی به محفظه احتراق، بر توان خالص خروجی و بازده کل آگزژی سامانه انجام می گیرد تا ظرفیت بهینه سازی آن مشخص گردد.

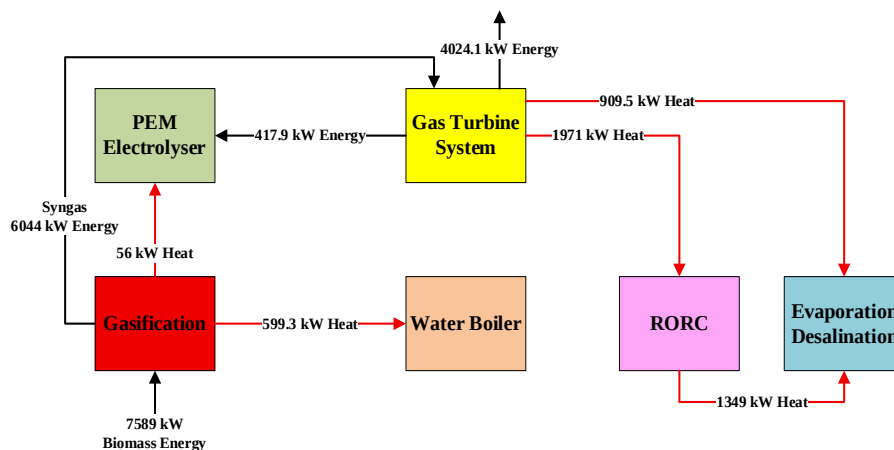
ژو و همکاران [۷] یک سیستم چندمنظوره نوآورانه مبتنی بر احتراق زیست توده برای تولید همزمان برق، گرمایش و سرمایش ارائه کردند که شبیه سازی های آن با نرم افزار اسپن هایسیس نشان داد قادر به تولید حدود ۱۰۴۰۳ کیلووات برق، ۴۹۲۷/۴ کیلووات سرمایش و ۱۷۴۳ کیلووات گرمایش با بازده انرژی و آگزژی ۶۷/۱ و ۳۷/۱۵ درصد است. وانگ و همکاران [۸] نیز یک سیستم مشابه زیست توده ای را بررسی کردند که توانست ۱۹۴۴۰ کیلووات برق، ۴۲۶۱ کیلووات گرما و ۲۴۷۸ کیلووات سرمایش تولید کند و بازده انرژی و آگزژی آن به ترتیب ۵۳/۹۳ و ۳۸/۷۸ درصد بود. علاوه بر این، شرفی و همکاران [۹] یک سیستم ترکیبی پیشرفته متشکل از کلکتور خورشیدی، الکترولایزر غشای تبادل پروتون، گازسازی زیست توده، پیل سوختی اکسید جامد و سیکل رانکین را بررسی کردند که با راندمان انرژی ۵۵/۰۳ درصد و آگزژی ۵۰/۶۴ درصد عملکرد مطلوبی ارائه داده و در بهینه سازی چندهدفه به بازده انرژی ۷۴/۸۸ درصد دست یافتند. صفدر و همکاران [۱۰] یک سامانه چندتولیدی مبتنی بر گازسازی زیست توده، جذب کربن و الکترولیز آب پیشنهاد کردند که تمرکز آن بر بهینه سازی فرایندهای شیمیایی تولید هیدروژن سبز و متانول بود. در تمایز با این رویکرد، مطالعه حاضر با بهره گیری از یکپارچه سازی ترمودینامیکی و بازیافت هدفمند

زیست توده در دو مرحله به الکترولایزر PEM و بویلر آب گرم منتقل می شود. سپس انرژی شیمیایی گاز سنتز تولید شده در بخش گازسازی، در سیکل توربین گازی به کار گرفته می شود. حرارت تلف شده در این بخش به سیکل ارگانیک رانکین مجهز به رکوپراتور^۱ (RORC) و واحد نمک زدایی بازگردانی می شود. در این سامانه، منظور از رکوپراتور یک مبدل حرارتی داخلی است که بخشی از حرارت خروجی سیال عامل داغ از توربین ORC را به جریان سیال عامل سرد ورودی به بویلر منتقل می کند و بدین ترتیب بازده سیکل افزایش می یابد. انتخاب رکوپراتور به جای اکنومایزر به دلیل ماهیت دمای پایین تر حرارت خروجی و نیاز به بهبود بهره وری انرژی کل سامانه انجام شده است، درحالی که اکنومایزر معمولاً برای پیش گرم کردن آب تغذیه در سیکل رانکین بخار به کار می رود. همچنین، به منظور افزایش تبخیر آب دریا، حرارت تلف شده چگالش سیال عامل در سیکل ORC به بخش شیرین سازی آب دریا منتقل می گردد.

گرمای اتلافی، پیکربندی متفاوتی شامل سیکل ORC، واحد نمک زدایی و PEM ارائه می دهد که تولید همزمان توان الکتریکی، آب شیرین و هیدروژن را با کارایی حرارتی ارتقا یافته ممکن می سازد. نوآوری این تحقیق در معرفی یک ساختار تولید چندگانه یکپارچه نهفته است که با بهره گیری از گرمای اتلافی حاصل از فرایند گازسازی زیست توده، به تولید همزمان برق، آب شیرین و هیدروژن می پردازد. بخش تحلیلی این پژوهش، به طور ویژه، اثرات کمی متغیرهای عملیاتی، به ویژه دمای گازساز را بر عملکرد کل سامانه ارزیابی می کند.

۱.۱. یکپارچه سازی حرارتی در چیدمان جدید

نمودار جریان انرژی سامانه پیشنهادی و انتقال حرارت یکپارچه بین زیر سامانه ها در شکل (۱) ارائه شده است. در این پژوهش، منظور از «چیدمان جدید» آرایش اصلاح شده تجهیزات حرارتی در مسیر فرایند است که شامل تغییر محل مبدل ها و بهینه سازی توالی اتصال آن ها می باشد. مطابق شکل مذکور، حرارت تولید شده از گازسازی



شکل (۱): نمودار جریان انرژی برای سامانه تولید همزمان مبتنی بر گازی سازی زیست توده

هوای مورد نیاز احتراق سوخت (جریان ۱۵) نیز با سوخت توسط K-101 هم فشار و برای افزایش دما از E-103 عبور می کند و وارد محفظه احتراق می شود؛ جایی که متان، منواکسید کربن و هیدروژن با اکسیژن اضافی وارد واکنش های گرمازا شده اند. گازهای داغ احتراق توسط T-100 منبسط می شوند و برق تولید می کنند و پس از آن ریکاوری گرما در E-103 و E-104 و E-107 رخ می دهد. E-104 گرمای گازهای داغ را برای سوپر هیت کردن ارتوزایلین استفاده می کند و در T-101 انبساط سیال عامل (جریان ۲۳) منجر به تولید برق شده است. سیکل ارگانیک رانکین دارای رکوپراتور E-105 برای ریکاوری حرارت در چرخه رانکین ارگانیک بازیاب حرارت بوده و در E-10

۲. توصیف سامانه

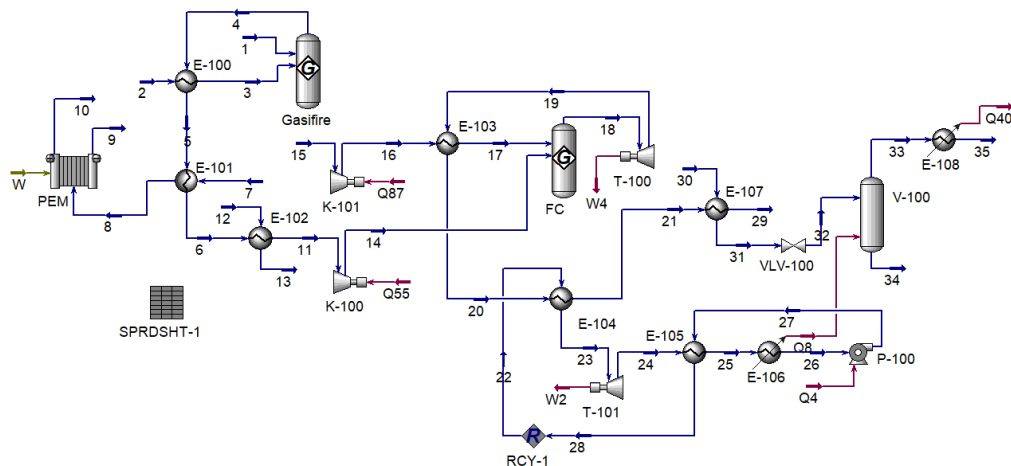
شکل (۲) نمودار جریان فرایند سامانه پیشنهادی را نشان داده است. در این سامانه، هوا (جریان ۲) با عبور از E-100 افزایش دما یافته و همراه با زیست توده (جریان ۱) وارد گازساز شده است. با انجام گازسازی زیست توده، جریان گاز سنتز در دمای بالایی (جریان ۴) با عبور از E-100 در E-101 بخشی از گرمای خود را برای افزایش دمای آب قبل از ورود به الکترولایزر PEM مصرف کرده است. در الکترولایزر PEM تجزیه الکتروشیمیایی آب منجر به تولید هیدروژن پاکتر (جریان ۹) شده است.

گاز سنتز که دمای بالایی دارد، در ادامه با عبور از E-102 اقدام به تولید محصول آب گرم کرده است (جریان ۱۳) و پس از آن قبل از ورود به محفظه احتراق^۲ (FC) از طریق K-100 متراکم شده است.

1. Recuperating Organic Rankine Cycle
2. Fuel Combustor

تبدیل می شود. سپس جداکننده V-100 فاز مایع و بخار را تفکیک می کند.

شایان ذکر است که حرارت چگالنده چرخه رانکین ارگانیک دارای بازیاب حرارت نیز به این جداکننده تزریق می شود تا تبخیر آب افزایش داشته باشد. به منظور تبدیل آب از فاز بخار به فاز مایع نیز از چگالنده E-108 استفاده شده است.



شکل (۲): نمودار جریان فرایندی سامانه تولید همزمان جدید مبتنی بر گازسازی زیست توده

گازساز موسوم به غیراستوکیومتری^۴ بوده که به نظر می رسد یک روش مناسب برای یک پدیده پیچیده نظیر گازسازی است [۱۸]. واکنش های گازسازی براساس روش شیمیایی کمینه سازی انرژی آزاد گیبس^۵ رخ می دهد. انرژی آزاد گیبس یک سامانه با انجام روش ضرایب لاگرانژ^۶ در شبیه سازی فرایند اسپن هایسیس حداقل سازی شده است [۱۱]. ترکیب زیست توده نیز در جدول (۱) فهرست شده است:

جدول (۱): ترکیب زیست توده استفاده شده در گازسازی و سرتاسر

مدل سازی [۱۹،۲۰]	
نوع زیست توده	خاکاره کاج
ارزش حرارتی پایین (کیلوژول بر کیلوگرم)	۲۳۷۱۶/۵۴
کربن (درصد جرمی)	۵۲/۲۸
هیدروژن (درصد جرمی)	۵/۲
اکسیژن (درصد جرمی)	۴۰/۸۵
نیتروژن (درصد جرمی)	۰/۴۷

علاوه بر این، در جدول های (۲) و (۳) به ترتیب داده های لازم برای مدل سازی و نتایج همگرایی نمودار جریان برای شرایط عملیاتی و ویژگی های ترمودینامیکی هر نقطه سامانه فهرست شده اند:

ارتوزایلین در فشار ثابت چگالش شده است. پس از چگالنده، برای افزایش فشار سیال عامل از P-100 استفاده شده و سیال قبل از ورود به E-104 از رکوپراتور عبور کرده است. آب دریا (جریان ۳۰) پس از پیش گرم شدن در E-107، از طریق شیر انبساط VLV-100 تحت کاهش فشار قرار می گیرد و به حالت دوفازی (مخلوط مایع و بخار)

۱.۲. مدل سازی سامانه و فرضیات

سامانه پیشنهادی در محیط اسپن هایسیس^۱ شبیه سازی و توسعه یافته است. فرضیات در این مدل سازی نیز شامل موارد زیر است:

- اثرات قطران^۲ و هیدروکربن های سنگین در گاز سنتز ناچیز است [۱۱]؛
 - شرایط مدل سازی حالت پایا است [۱۱]؛
 - گازسازی بدون افت فشار، در فشار اتمسفری بوده است [۱۱]؛
 - تغییرات انرژی جنبشی و پتانسیلی ناچیز است [۱۱]؛
 - اتلاف حرارت از تجهیزات به محیط وجود ندارد [۱۲]؛
 - انرژی جریان ها شامل انرژی شیمیایی و فیزیکی است [۱۳، ۱۴]؛
 - افت فشار در تجهیزات ناچیز است [۱۵]؛
 - سیال عامل در چرخه رانکین ارگانیک دارای بازیاب حرارتی ارتوزایلین^۳ است [۱۶]؛
 - مخلوط های گاز احتراق خروجی از محفظه احتراق توربین گازی و هوا گاز واقعی و تصفیه هستند [۱۷].
- فرایند گازسازی زیست توده با راکتور گیبس شبیه سازی شد. این روش مدل سازی به دلیل ناشناخته بودن همه واکنش های رخ داده در

4. Non-Stoichiometric
5. Gibbs Free Energy Minimization
6. Lagrange Multiplier

1. Aspen HYSYS
2. Tar
3. Ortho-Xylene

جریان	T (°C)	P(kPa)	$\dot{m} \left(\frac{kg}{s} \right)$	$h \left(\frac{kJ}{kg} \right)$	$s \left(\frac{kJ}{kg-^{\circ}C} \right)$
۲۲	۲۳۲/۴	۲۱۰۰	۳/۳۹۶	۲۱۱/۸	۱/۷۹
۲۳	۳۷۹	۲۱۰۰	۳/۳۹۶	۷۹۲/۲	۲/۷۹۷
۲۴	۲۷۸	۱۹	۳/۳۹۶	۶۰۵/۷	۲/۸۳۵
۲۵	۱۰۰	۱۹	۳/۳۹۶	۲۸۲/۸	۲/۱۳۴
۲۶	۹۱/۲۵	۱۹	۳/۳۹۶	-۱۱۴/۶	۱/۰۴۴
۲۷	۹۲/۱۲	۲۱۰۰	۳/۳۹۶	-۱۱۱/۲	۱/۰۴۷
۲۸	۲۳۲/۴	۲۱۰۰	۳/۳۹۶	۲۱۱/۸	۱/۷۹
۲۹	۵۶	۱۰۹	۴/۵۸	-۱۶۰/۸	۵/۴۷۷
۳۰	۲۵	۱۰۱/۳	۲/۷۵۶	-۱۶۰/۵۰	۱/۴۲۶
۳۱	۹۸	۱۰۱/۳	۲/۷۵۶	-۱۵۷۲/۰	۲/۴۱۶
۳۲	۴۷/۰۶	۱۰	۲/۷۵۶	-۱۵۷۲/۰	۲/۴۶۸
۳۳	۴۷/۶۷	۱۰	۰/۸۳	-۱۳۳۸/۰	۱۰/۸۵
۳۴	۴۷/۶۷	۱۰	۱/۹۲۶	-۱۶۰/۳۰	۱/۰۴۴
۳۵	۳۲	۱۰	۰/۸۳	-۱۵۸۳/۰	۳/۱۷۱

۲.۲. مدل سازی الکترولایزر PEM

تجزیه و تحلیل ترمودینامیکی الکترولایزر PEM را می توان با استفاده از ارزیابی الکتروشیمیایی توصیف کرد. انرژی مورد نیاز اولیه برای این جزء را به صورت زیر محاسبه می شود [۲۱]:

$$\Delta H = \Delta G + T\Delta S \quad (۱)$$

در اینجا ΔG و $T\Delta S$ انرژی آزاد گیبس و انرژی گرمایی مورد نیاز را نشان می دهند. علاوه بر این، دبی مولی هیدروژن تولید شده به صورت رابطه (۲) تعریف شده است [۲۱]:

$$\dot{N}_{H_2, out} = \frac{J}{2F} = \dot{N}_{H_2O, out} \quad (۲)$$

در اینجا، J چگالی جریان، F ثابت فارادی، و $\dot{N}_{H_2, out}$ به ترتیب دبی جرم مولی هیدروژن و آب ورودی به زیرسامانه PEM را نشان می دهند. توان مورد نیاز برای این زیرسامانه را می توان از رابطه (۳) به دست آورد [۲۱]:

$$\dot{E}_{Elec} = J \times V \quad (۳)$$

بر اساس قانون اهم، مازاد پتانسیل اهمی را می توان به صورت زیر محاسبه کرد [۲۲]:

$$V_{ohm} = JR_{PEM} \quad (۴)$$

R_{PEM} مقاومت کلی الکترولایزر را نشان می دهد و به صورت زیر محاسبه می گردد [۲۲]:

$$R_{PEM} = \int_0^D \frac{dx}{\sigma_{PEM}[\lambda(x)]} \quad (۵)$$

مازاد پتانسیل فعال سازی آند و کاتد برای الکترولایزر طبق رابطه (۶) محاسبه می گردد [۲۳]:

جدول (۲): متغیرهای ورودی فرض شده برای سامانه پیشنهادی	
متغیر	مقدار
$T_{ambient} (^{\circ}C)$	۲۵
$T_3 (^{\circ}C)$	۱۸۰
$T_{23} (^{\circ}C)$	۳۷۹
$T_{25} (^{\circ}C)$	۱۰۰
$T_{35} (^{\circ}C)$	۳۲
$T_{17} (^{\circ}C)$	۱۰۰۰
$T_{11} (^{\circ}C)$	۴۰
$T_{13} (^{\circ}C)$	۹۰
دبی جرمی زیست توده (کیلوگرم بر ثانیه)	۰/۳۲
دبی هوای ورودی به گازی ساز (کیلوگرم بر ثانیه)	۰/۲۶
دبی هوای ورودی به محفظه احتراق (کیلوگرم بر ثانیه)	۴
$P_{24} (kPa)$	۱۹
$P_{ambient} (kPa)$	۱۰۱/۳
$P_{14} (kPa)$	۹۶۰
$P_{16} (kPa)$	۹۶۰
$P_4 (kPa)$	۱۰۱/۳
$P_{19} (kPa)$	۱۰۹
غلظت شوری آب دریا (ppm)	۴۰۰۰۰

جدول (۳): ویژگی های ترمودینامیکی سامانه تولید همزمان					
جریان	T (°C)	P(kPa)	$\dot{m} \left(\frac{kg}{s} \right)$	$h \left(\frac{kJ}{kg} \right)$	$s \left(\frac{kJ}{kg-^{\circ}C} \right)$
۱	۲۵	۱۰۱/۳	۰/۳۲	-۱۶۰/۹	۵/۶۲۶
۲	۲۵	۱۰۱/۳	۰/۲۶	-۰/۲۸۴۱	۵/۲۵۸
۳	۱۸۰	۱۰۱/۳	۰/۲۶	۱۵۹/۱	۵/۶۸۸
۴	۸۰۰	۱۰۱/۳	۰/۵۸	-۱۴۲۸	۹/۰۴۹
۵	۷۵۵/۲	۱۰۱/۳	۰/۵۸	-۱۵۰۰	۸/۹۸۱
۶	۷۵۰/۷	۱۰۱/۳	۰/۵۸	-۱۵۰/۷	۸/۹۷۵
۷	۲۵	۱۰۱/۳	۰/۰۱۵۰۱	-۱۵۸۷۰	-۹/۰۶
۸	۹۰	۱۰۱/۳	۰/۰۱۵۰۱	-۱۵۵۹۰	-۸/۲۳۶
۹	۳۰	۱۰۱/۳	۰/۰۰۱۶۸	۷۱/۵۶	۰/۲۳۸۵
۱۰	۳۰	۱۰۱/۳	۰/۰۱۳۳۳	۴/۳۵۵	۰/۰۱۵۳۲
۱۱	۴۰	۱۰۱/۳	۰/۵۸	-۲۵۴۰	۷/۲۸۳
۱۲	۲۵	۱۰۱/۳	۲/۲۷۶	-۱۵۸۵۰	۳/۰۷۷
۱۳	۹۰	۱۰۱/۳	۲/۲۷۶	-۱۵۵۹۰	۳/۸۷۶
۱۴	۳۳۴/۷	۹۶۰	۰/۵۸	-۲۱۳۵	۷/۳۵۲
۱۵	۲۵	۱۰۱/۳	۴	-۰/۲۸۴۱	۵/۲۵۸
۱۶	۳۱۲/۷	۹۶۰	۴	۲۹۹/۳	۵/۳۱
۱۷	۱۰۰۰	۹۶۰	۴	۱۰۷۹	۶/۱۸۵
۱۸	۱۹۰/۹	۹۶۰	۴/۵۸	۶۷۱/۶	۷/۰۹۲
۱۹	۱۱۷۵	۱۰۹	۴/۵۸	-۲۹۸/۳	۷/۱۶۹
۲۰	۶۲۱/۳	۱۰۹	۴/۵۸	-۹۷۸/۹	۶/۵۷۸
۲۱	۲۴۲/۴	۱۰۹	۴/۵۸	-۱۴۰/۹	۵/۹۵۵

همچنین $\Delta H_{reactants}$ و $\Delta H_{products}$ به ترتیب آنتالپی واکنش دهنده ها و محصولات واکنش احتراق بوده و $\dot{Q}_{combustion}$ میزان حرارت آزاد شده در محفظه احتراق را بیان می کند.

۳. ارزیابی ترمودینامیکی

به منظور ارزیابی انرژی تجهیزات بکار رفته در فرایند تولید چندگانه از معادلات اساسی جرم و انرژی استفاده شده است [۲۴]:

$$\sum \dot{m}_{in} - \sum \dot{m}_{out} = 0 \quad (12)$$

$$\dot{Q} + \sum \dot{m}_{in} \left(h + \frac{V^2}{2} + gZ \right) = \dot{W} + \sum \dot{m}_{out} \left(h + \frac{V^2}{2} + gZ \right) \quad (13)$$

در اینجا $\dot{m}$ دبی جرمی، h آنتالپی ویژه، g شتاب گرانش زمین، $\dot{Q}$ نرخ انتقال حرارت، $\dot{W}$ نرخ کار محوری و V سرعت جریان و Z ارتفاع است. شایان ذکر است که اگرچه ترم های مربوط به انرژی جنبشی و انرژی پتانسیل در معادله کلی انرژی آورده شده اند، به دلیل ناچیز بودن تغییرات آنها در فرایندهای مورد مطالعه، در محاسبات عملی این تحقیق لحاظ نشده اند. براساس جدول (۴) معادلات بقای انرژی برای هر تجهیز فهرست شده است. انرژی یک تابع حالت است که می توان برای حجم کنترل براساس موازنه انرژی به دست آورد. با اعمال موازنه انرژی، کارایی سامانه و سایر داده های مورد نیاز (برای مثال، انرژی ورودی، خروجی و تخریب) برای تحلیل انرژی تعیین می شود. راندمان انرژی هر تجهیز با توجه به کار یا نقش آن تجهیز تعریف می شود [۲۵]. به کارگیری تحلیل انرژی به جای تجزیه و تحلیل انرژی، نتایج منطقی تری به دست می آورد که آن را به یک روش ضروری برای ارزیابی سامانه های انرژی تبدیل می کند. درحالی که تغییرات ارتفاع و سرعت کم است، انرژی پتانسیل و جنبشی را می توان نادیده گرفت [۲۶]. در بخش زیادی از فرایندهای صنعتی تغییراتی در انرژی کتیک و پتانسیلی وجود ندارد؛ در نتیجه انرژی کلی یک جریان مواد شامل مجموع انرژی فیزیکی و شیمیایی است [۲۷، ۲۸]:

$$ex = ex_{ph} + ex_{ch} \quad (14)$$

$$e_{ph} = (h - h_0) - T_0(s - s_0) \quad (15)$$

$$e_{ch} = \sum x_i ex_i^{0, ch} + RT_0 \sum x_i \ln x_i \quad (16)$$

در روابط بالا، h_0 آنتالپی در شرایط استاندارد، s_0 آنتروپی در شرایط استاندارد، T_0 دمای رفرنس محیط و $ex_i^{0, ch}$ انرژی شیمیایی ویژه استاندارد هر ماده مورد استفاده در تجهیزات است. مفاهیم اساسی ارزیابی انرژی شامل تخریب انرژی، بازده انرژی و

$$V_{act,i} = \frac{RT}{F} \sinh^{-1} \left(\frac{J}{J_{o,i}} \right), i = a, c \quad (6)$$

که در آن، $J_{o,i}$ چگالی جریان مبادله را مشخص می کند و به صورت زیر محاسبه می شود [۲۳]:

$$J_{o,i} = J_i^{ref} \exp \left(- \frac{E_{act,i}}{RT} \right), i = a, c \quad (7)$$

در اینجا J_i^{ref} ضریب پیش نمایی را نشان می دهد و $E_{act,i}$ نیز انرژی فعال سازی آند و کاتد است. مقادیر عددی J_i^{ref} برای هریک از الکترودها به صورت شفاف ارائه شده است. براساس داده های گزارش شده در منابع معتبر مرتبط با سلول های PEM، مقدار مرجع برای آند حدود 1×10^{-7} (آمپر بر سانتی متر مربع) و برای کاتد حدود 1×10^{-3} (آمپر بر سانتی متر مربع) است.

برای تکمیل تصویر سامانه و ارائه جریان های اصلی جرم و انرژی، معادلات کلیدی گازسازی ساز زیست توده و محفظه احتراق توربین گازی به صورت خلاصه در نظر گرفته شده اند. بالانس جرم و انرژی در گازسازی شامل جریان ورودی زیست توده و هوا و خروجی سین گاز، زغال و محصولات جانبی است و واکنش های شیمیایی اصلی تولید هیدروژن در آن رخ می دهد. در محفظه احتراق نیز بالانس جرم بین سوخت، هوا و گازهای خروجی برقرار است و واکنش های احتراق صورت می گیرد. این معادلات جریان های اصلی سیستم را نمایش می دهند و امکان تحلیل کل سیستم را بدون ارائه جزئیات پیچیده فراهم می کنند. معادلات مربوط به این بخش ها به ترتیب در معادلات (۸) تا (۱۱) ارائه شده اند.

$$\dot{m}_{ash} + \dot{m}_{tar} + \dot{m}_{char} + \dot{m}_{syngas} = \dot{m}_{air} + \dot{m}_{biomass} \quad (8)$$

$$\dot{m}_{exhaust\ gas} = \dot{m}_{air} + \dot{m}_{fuel} \quad (9)$$

$$\Delta H_{tar} + \Delta H_{char} + \Delta H_{syngas} = \dot{Q}_{out} - \dot{Q}_{in} \quad (10)$$

$$\Delta H_{reactants} - \Delta H_{products} = \dot{Q}_{combustion} \quad (11)$$

در روابط فوق، $\dot{m}_{ash}$ ، $\dot{m}_{tar}$ ، $\dot{m}_{char}$ ، $\dot{m}_{syngas}$ به ترتیب دبی جرمی خاکستر، تار، کربن جامد و گاز سنتز تولیدی در فرایند گازسازی هستند و $\dot{m}_{air}$ و $\dot{m}_{biomass}$ نیز به ترتیب دبی جرمی هوای ورودی و زیست توده ورودی به گازسازی را نشان می دهند. در معادله مربوط به محفظه احتراق، $\dot{m}_{exhaust\ gas}$ بیانگر دبی جرمی گازهای خروجی و $\dot{m}_{fuel}$ بیانگر دبی جرمی سوخت ورودی است. در معادلات انرژی، ΔH_{tar} ، ΔH_{char} ، ΔH_{syngas} به ترتیب آنتالپی محصولات جانبی، کربن جامد و گاز سنتز را نشان می دهند و $\dot{Q}_{in}$ و $\dot{Q}_{out}$ نیز بیانگر شار حرارتی ورودی و خروجی از گازسازی هستند.

$$\eta_{el} = \frac{\dot{W}_{net}}{\dot{m}_{biomass} LHV_{biomass} - \sum \dot{W}_t - \sum \dot{W}_k - \dot{W}_{PEM} - \dot{W}_p} = \frac{\dot{m}_{biomass} LHV_{biomass}}{\sum \dot{W}_t - \sum \dot{W}_k - \dot{W}_{PEM} - \dot{W}_p} \quad (23)$$

$$\varepsilon_{ex} = \frac{\dot{W}_{net} + \dot{E}x_h + \dot{E}x_{H_2} + \dot{E}x_{desalin}}{\dot{m}_{biomass} ex_{biomass}} \quad (24)$$

جایی که:

$$\dot{Q}_h = \dot{m}_{11}(h_6 - h_{11}) \quad (25)$$

$$\dot{E}x_h = \dot{Q}_h \times \left(1 - \frac{T_0}{T_H}\right) \quad (26)$$

$$\dot{E}x_{desalin} = \dot{m}_{34}h_{34} + \dot{m}_{35}h_{35} - \dot{m}_{30}h_{30} \quad (27)$$

کارایی انرژی زیر سامانه‌های ادغام حرارتی در این فرایند جدید از معادلات زیر پیروی کرده است:

$$\varepsilon_{\text{Gasification system}} = \frac{\dot{E}x_{syngas}}{\dot{m}_{biomass} ex_{biomass}} \quad (28)$$

$$\varepsilon_{RORC} = \frac{\dot{W}_{T101} - \dot{W}_{P100}}{\dot{m}_{21}(ex_{20} - ex_{21})} \quad (29)$$

$$\varepsilon_{EVD} = \frac{\dot{E}x_{desalin}}{\dot{m}_{21}(ex_{21} - ex_{29}) + \dot{Q}_{E106} \times \left(1 - \frac{T_0}{T_{25}}\right)} \quad (30)$$

$$\varepsilon_{GTS} = \frac{\dot{W}_{T100} - \dot{W}_{K100} - \dot{E}x_{K101}}{\dot{E}x_{syngas}} \quad (31)$$

$$\varepsilon_{PEME} = \frac{\dot{E}x_{H_2}}{\dot{W}_{PEM} + \dot{m}_5(ex_5 - ex_6)} \quad (32)$$

۴. اعتبارسنجی

به دلیل اینکه فرایند ارائه شده از لحاظ پیکربندی کاملاً جدید است، هر بخش جداگانه مورد اعتبارسنجی قرار گرفته است. نتایج در جدول‌های (۵) تا (۸) نشان داده شده است. مطالعات قبلی که مشابه بودند [۳۰-۳۳]، برای اعتبارسنجی انتخاب شدند. در این مطالعات داده‌های ورودی به صورت مشابه تا حد امکان در محیط اسپن هایسیس تعریف شدند و خروجی‌های اساسی نیز مقایسه و میزان انحراف در هر نقطه حاصل شده است. در بخش گازسازی زیست توده انحرافات به دلیل تفاوت در نرم افزار مدل سازی، مفروضات و ساده سازی هایی بوده که در تعریف راکتور صورت گرفته است. در بخش چرخه رانکین ارگانیک خوشبختانه سامانه دارای انحراف کمی شده است. الکترو لایزر PEM نیز براساس جدول (۷) دارای انحراف کمی شده است که این امر نشان می دهد اسپن هایسیس دارای

نسبت تخریب انرژی براساس روابط (۱۷) تا (۱۹) تعریف شده اند [۷]:

$$\dot{E}x_{D,i} = \dot{E}x_{F,i} - \dot{E}x_{P,i} \quad (17)$$

$$\varepsilon_i = \frac{\dot{E}x_{P,i}}{\dot{E}x_{F,i}} \quad (18)$$

$$\vartheta_i = \frac{\dot{E}x_{D,i}}{\sum \dot{E}x_{D,i}} \quad (19)$$

علاوه بر این، برای تعیین انرژی سوخت زیست توده نیز از معادلات زیر استفاده شده است [۱۱، ۲۹]:

$$ex_{biomass} = \beta \times LHV_{biomass} \quad (20)$$

$$\beta_{biomass} = \frac{0414.1 + 0177.0 \frac{H}{C} - 3328.0 \frac{O}{C} \left(1 + 0537.0 \frac{H}{C}\right)}{1 - 4021.0 \frac{O}{C}} \quad (21)$$

جدول (۴): معادلات موازنه انرژی و تخریب انرژی در چرخه های

رانکین

تجهیز	موازنه انرژی	موازنه انرژی
E-100	$\dot{m}_2 h_2 + \dot{m}_4 h_4 = \dot{m}_3 h_3 + \dot{m}_5 h_5$	$\dot{E}_2 + \dot{E}_4 - \dot{E}_3 - \dot{E}_5$
E-101	$\dot{m}_5 h_5 + \dot{m}_7 h_7 = \dot{m}_8 h_8 + \dot{m}_6 h_6$	$\dot{E}_5 + \dot{E}_7 - \dot{E}_8 - \dot{E}_6$
PEM	$\dot{m}_8 h_8 + \dot{W} = \dot{m}_9 h_9 + \dot{m}_{10} h_{10}$	$\dot{E}_8 + \dot{W} - \dot{E}_9 - \dot{E}_{10}$
E-102	$\dot{m}_6 h_6 + \dot{m}_{12} h_{12} = \dot{m}_{11} h_{11} + \dot{m}_{13} h_{13}$	$\dot{E}_6 + \dot{E}_{12} - \dot{E}_{11} - \dot{E}_{13}$
K-100	$\dot{m}_{11} h_{11} + \dot{W} = \dot{m}_{14} h_{14}$	$\dot{E}_{11} + \dot{W} - \dot{E}_{14}$
K-101	$\dot{m}_{15} h_{15} + \dot{W} = \dot{m}_{16} h_{16}$	$\dot{E}_{15} + \dot{W} - \dot{E}_{16}$
Gasifier	$\dot{m}_1 h_1 + \dot{m}_3 h_3 = \dot{m}_4 h_4$	$\dot{E}_1 + \dot{E}_3 - \dot{E}_4$
E-103	$\dot{m}_{16} h_{16} + \dot{m}_{19} h_{19} = \dot{m}_{17} h_{17} + \dot{m}_{20} h_{20}$	$\dot{E}_{16} + \dot{E}_{19} - \dot{E}_{17} - \dot{E}_{20}$
FC	$\dot{m}_{17} h_{17} + \dot{m}_{14} h_{14} = \dot{m}_{18} h_{18}$	$\dot{E}_{17} + \dot{E}_{14} - \dot{E}_{18}$
T-100	$\dot{m}_{18} h_{18} = \dot{W} + \dot{m}_{19} h_{19}$	$\dot{E}_{18} - \dot{W} - \dot{E}_{19}$
E-104	$\dot{m}_{20} h_{20} + \dot{m}_{22} h_{22} = \dot{m}_{21} h_{21} + \dot{m}_{23} h_{23}$	$\dot{E}_{20} + \dot{E}_{22} - \dot{E}_{21} - \dot{E}_{23}$
T-101	$\dot{m}_{23} h_{23} = \dot{W} + \dot{m}_{24} h_{24}$	$\dot{E}_{23} - \dot{W} - \dot{E}_{24}$
E-105	$\dot{m}_{24} h_{24} + \dot{m}_{27} h_{27} = \dot{m}_{25} h_{25} + \dot{m}_{28} h_{28}$	$\dot{E}_{24} + \dot{E}_{27} - \dot{E}_{25} - \dot{E}_{28}$
E-106	$\dot{m}_{25} h_{25} = \dot{Q} + \dot{m}_{26} h_{26}$	$\dot{E}_{25} - \dot{E}_{26}$
P-100	$\dot{m}_{26} h_{26} + \dot{W} = \dot{m}_{27} h_{27}$	$\dot{E}_{26} + \dot{W} - \dot{E}_{27}$
VLV-100	$\dot{m}_{31} h_{31} = \dot{m}_{32} h_{32}$	$\dot{E}_{31} - \dot{E}_{32}$
E-107	$\dot{m}_{21} h_{21} + \dot{m}_{30} h_{30} = \dot{m}_{29} h_{29} + \dot{m}_{31} h_{31}$	$\dot{E}_{21} + \dot{E}_{30} - \dot{E}_{29} - \dot{E}_{31}$
V-100	$\dot{m}_{32} h_{32} = \dot{m}_{33} h_{33} + \dot{m}_{34} h_{34}$	$\dot{E}_{32} - \dot{E}_{33} - \dot{E}_{34}$
E-108	$\dot{m}_{33} h_{33} = \dot{Q} + \dot{m}_{35} h_{35}$	$\dot{E}_{33} - \dot{E}_{35}$

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

$$\eta_t = \frac{\dot{W}_{net} + \dot{Q}_h + (\dot{m}_{H_2} LHV_{H_2}) + \dot{Q}_{desalin}}{\dot{m}_{biomass} LHV_{biomass}} \quad (22)$$

انرژی گازساز، الکتروایزر، سامانه توربین گازی، نمکزدایی تبخیری و ارگانیک رانکین به ترتیب ۷۷/۳۴، ۴۷/۶۱، ۴۶، ۲۱/۱۶ و ۵۵/۲۸ درصد است. با توجه به اینکه انرژی ناشی از کار محوری به صورت رابطه $\dot{E}x_W = W$ تعریف می شود، افزایش تولید توان الکتریکی سامانه، راهکار مؤثر برای افزایش کارایی انرژی و حرارتی کلی سامانه خواهد بود. باید توجه نمود که اتلاف حرارتی ۲۰۲۹ کیلووات در چگالنده آب شیرین (E-108) رخ می دهد که این امر در حیطه ۲۰ درصد اتلاف گرمای کلی سامانه است.

جدول (۹): عملکرد چرخه چندنسلی یکپارچه شده	
مقدار	متغیر
۷۵۸۹	انرژی زیست توده (کیلووات)
۳۲۱۳	توان خالص (کیلووات)
۵۹۹/۳	توان گرمایی (کیلووات)
۲۹۸۸	نرخ آب شیرین (کیلوگرم بر ساعت)
۶/۰۵	نرخ تولید هیدروژن (کیلوگرم بر ساعت)
۸۰	بازده انرژی (درصد)
۴۲/۵۵	بازده انرژی (درصد)
۴۲/۳۳	بازده الکتریکی (درصد)
۷۷/۳۴	$\varepsilon_{\text{Gasification system}}$
۴۷/۶۱	$\varepsilon_{\text{PEME}}$
۴۶	ε_{GTS}
۲۱/۱۶	ε_{EVD}
۵۵/۲۸	$\varepsilon_{\text{RORC}}$

شکل (۳) نمودار انرژی است. براساس این شکل، انرژی زیست توده ۸۵۳۳ کیلووات است که پس از واکنش گازساز در بخش گازسازی زیست توده انرژی گاز سنتز که مجموع انرژی فیزیکی و شیمیایی است، برابر با ۶۵۹۹ کیلووات است. این انرژی از طریق E-101 و E-102 به بخش های الکتروایزر PEM و گرم کننده آب تزریق می شود و در این دو مبدل حرارتی از انتقال حرارت انرژی منتقل شده است ولی پس از آن، گاز سنتز به عنوان سوخت هوا با انرژی ۹۶۹۴ کیلووات وارد محفظه احتراق توربین گازی شده است. احتراق گاز سنتز در محفظه احتراق منجر به تولید ۸۷۲۰ کیلووات انرژی (فیزیکی + شیمیایی) طبق جدول (۱۰) از محفظه احتراق خارج شده و بخش زیادی از این انرژی در T-100 و E-103 به مصرف رسیده است. پس از محفظه احتراق انتقال انرژی ناشی از انتقال حرارت می باشد و ریکاوری گرمای بیهوده در مبدل های حرارتی E-104 و E-107 رخ داده است که مقدار آن برای بخش ارگانیک رانکین ۱۱۱۸ کیلووات و برای بخش نمکزدایی ۲۶۰ کیلووات شده است. البته برای افزایش تولید آب شیرین، ریکاوری

معادلات دقیق و مناسبی برای مدل سازی این نوع از الکتروایزر آب است. بخش نمکزدایی در مرجع [۳۳] نیز با خطای قابل قبولی مورد شبیه سازی قرار گرفته است. شایان ذکر است که در مدل سازی کنونی از دستورها و کدهای داخلی نرم افزار استفاده و دستور جدیدی برای آن تعریف نشده است.

جدول (۵): اعتبارسنجی نتایج شبیه سازی سیکل ORC			
متغیر	[۳۱]	مطالعه حاضر	درصد خطا
توان خالص خروجی (کیلووات)	۷۳/۳۳	۷۲/۸۹	۰/۶
بازده انرژی (درصد)	۸	۷/۸	۲/۵
بازده انرژی (درصد)	۳۷	۳۶/۳۶	۱/۷۲

جدول (۶): اعتبارسنجی سامانه گازی سازی			
متغیر	[۳۳]	مطالعه حاضر	درصد خطا
هیدروژن	۲۱	۲۱/۱۹	۰/۹
متوکسید کربن	۱۹/۶۱	۱۹/۴۴	۰/۸۷
متان	۰/۶۴	۰/۶۲	۳/۱۳
دی اکسید کربن	۱۲	۱۱/۴۸	۴/۳۳
نیتروژن	۴۶	۴۷/۱	۲/۳۹
اکسیژن	۰	۰	۰

جدول (۷): اعتبارسنجی نتایج شبیه سازی الکتروایزر PEM			
متغیر	[۳۰]	مطالعه حاضر	درصد خطا
بازده انرژی (درصد)	۵۴/۶۸	۵۵/۱۹	۰/۹۳
بازده انرژی (درصد)	۵۱/۲۴	۵۱/۴۹	۰/۶۸
نرخ تخریب انرژی (کیلووات)	۶۷۴۱	۶۷۱۰	۰/۴۶

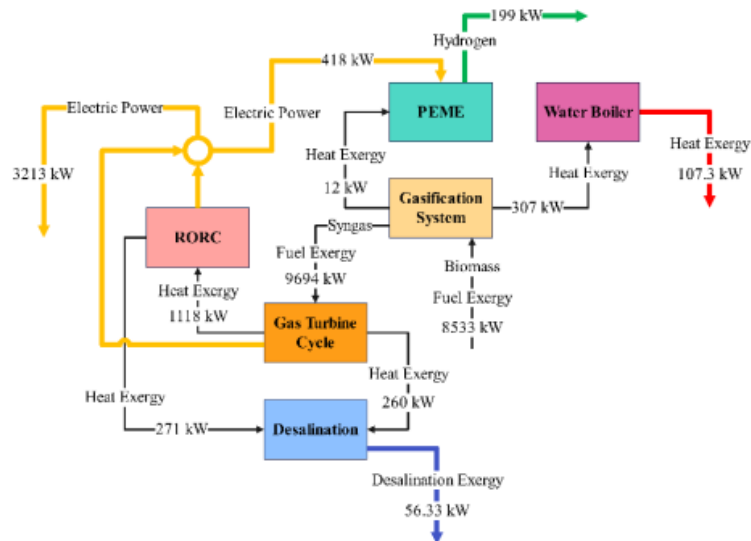
جدول (۸): اعتبارسنجی نتایج شبیه سازی نمکزدایی آب دریا به روش MED			
متغیر	[۳۲]	مطالعه حاضر	درصد خطا
شوری آب دریا (ppm)	۳۶۰۰۰	۳۶۰۰۰	۰
دمای بالای محلول شور (درجه سلسیوس)	۶۹	۶۸/۴۰	۰/۸۸
دمای نهایی محلول شور (درجه سلسیوس)	۴۵/۲	۴۵/۶۹	۱/۰۳
نرخ تولید آب شیرین (متر مکعب در روز)	۱۱۴۲	۱۱۲۹	۱/۱۴
تعداد اثر	۶	۶	۰

۵. نتایج و بحث

در جدول (۹) نتایج ترمودینامیکی برای فرایند ارائه شده و طبق آن در مدل سازی پایه سامانه قادر به تولید ۳۲۱۳ کیلووات توان الکتریکی خالص، ۵۹۹/۳ کیلووات توان حرارتی، ۲۹۸۸ کیلوگرم بر ساعت آب شیرین و ۶/۰۵ کیلوگرم بر ساعت هیدروژن است که برای این منظور کارایی حرارتی، الکتریکی و انرژی سامانه به ترتیب معادل با ۸۰، ۴۲/۵۵ و ۴۲/۳۳ درصد است. علاوه بر این، مشخص شد که کارایی

کل تخریب انرژی ناشی از کار برگشت‌ناپذیر برای این فرایند جدید برابر با ۴۰۶۵ کیلووات است که در گازساز، محفظه احتراق و الکترولایزر در مجموع ۷۷/۴ درصد از تخریب انرژی رخ داده است.

حرارت در چگالنده E-106 نیز منجر به در دسترس قرار گرفتن ۲۷۱ کیلووات انرژی برای این زیرسامانه شده است. در جدول (۱۰) طبق محاسبات قانون دوم مشخص شده که تحت شرایط پایه شبیه‌سازی



شکل (۳): نمودار جریان انرژی برای سامانه تولید هم‌زمان جدید مبتنی بر گازی‌سازی زیست‌توده

سامانه نمک‌زدایی با استفاده از تبخیر					
۰/۰۱۷	۰/۷۳	۷۱	۱۸۹	۲۶۰	E-107
۰/۰۱۹	۰/۵۸	۷۹	۱۱۰	۱۸۹	VLV-100
۰	۱	۰	۳۸۱	۳۸۱	V-100
۰/۰۰۳	۰/۹۱	۱۲	۱۱۸	۱۳۰	E-108
۰/۰۰۵۷	۰/۹۳	۲۳	۲۸۸	۳۱۱	E-106
تخریب انرژی = ۱۸۵ کیلووات					
تخریب کل انرژی = ۴۰۶۵ کیلووات					

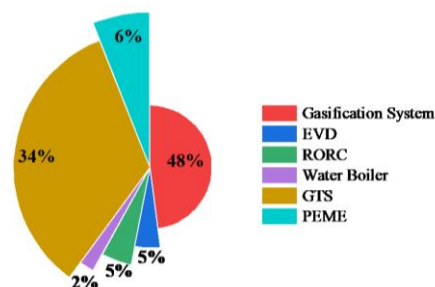
مطابق با شکل (۴) بخش گازسازی و توربین گازی به‌ترتیب با سهم ۴۸ و ۳۴ درصدی، دارای بیشترین سهم از تخریب انرژی هستند. البته براساس شکل (۵) یکی از علل بالا بودن تخریب انرژی در سامانه توربین گازی، سهم ۷۱ درصدی تخریب انرژی محفظه احتراق در این بخش بوده است. انجام واکنش‌های احتراق در محفظه احتراق دلیل اصلی بالا بودن تخریب انرژی در محفظه احتراق است که البته افزایش دبی هوای احتراق را می‌توان راهکاری برای کاهش تخریب انرژی در محفظه احتراق بیان نمود. طبق شکل (۶) در سیکل ارگانیک رانکین مبدل حرارتی E-104 که مولد بخار سیکل است با سهم ۷۴ درصدی بیشترین تخریب انرژی است. این شکل‌ها به‌ترتیب از لحاظ زیرسامانه و تجهیزاتی نشان‌دهنده مکان بیشترین تخریب‌های انرژی هستند که باید در بخش ارزیابی حساسیت این نقاط با هدف کاهش تخریب انرژی، تقویت شوند و تولید برق سامانه افزایش یابد.

جدول (۱۰): نتایج محاسبات تحلیل انرژی برای تجهیزات به‌کاررفته در فرایند پیشنهادی					
تجهیز	$\dot{E}_F$	$\dot{E}_P$	$\dot{E}_D$	ϵ_i	θ_i
سامانه گازی‌سازی					
E-100	۳۰	۱۹	۱۱	۰/۶۳	۰/۰۰۲۸
Gasifire	۸۵۴۱	۶۵۹۹	۱۹۴۲		۰/۴۸
تخریب انرژی = ۱۹۵۳ کیلووات					
الکترولایزر PEM					
E-101	۱۲	۹	۳	۰/۷۵	۰
PEM	۴۱۸	۱۹۹	۲۱۹	۰/۴۸	۰/۰۵۴
تخریب انرژی = ۲۲۲ کیلووات					
سامانه توربین گازی					
K-100	۲۳۵	۲۲۳	۱۲	۰/۹۵	۰/۰۰۳
K-101	۱۱۹۸	۱۱۳۶	۷۲	۰/۹۴	۰/۰۱۸
E-103	۲۳۱۲	۲۰۷۶	۲۳۶	۰/۹	۰/۰۵۸
FC	۹۶۹۴	۸۷۲۰	۹۷۴	۰/۹	۰/۲۴
T-100	۴۵۴۳	۴۴۴۲	۱۰۱	۰/۹۸	۰/۰۲۵
تخریب انرژی = ۱۳۹۵ کیلووات					
دیگ آب‌گرم					
E-102	۳۰۷	۲۱۸	۸۹	۰/۷۱	۰/۰۲۲
چرخه رانکین ارگانیک با بازیافت حرارت					
E-104	۱۱۱۸	۹۵۴	۱۶۴	۰/۸۵	۰/۰۴
T-101	۶۷۳	۶۳۳	۴۰	۰/۹۴	۰/۰۱
E-105	۱۱۴	۹۹	۱۵	۰/۸۷	۰/۰۰۳۷
P-100	۱۲	۱۰	۲	۰/۸۳	۰
تخریب انرژی = ۲۲۱ کیلووات					

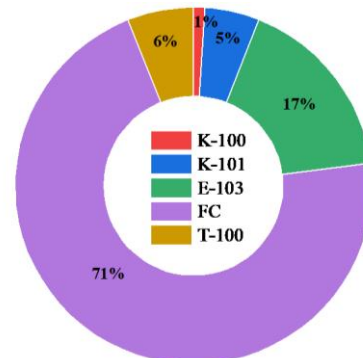
جدول (۱۱): مقایسه بازده انرژی با دیگر مطالعات				
مطالعات	اجزای سامانه	خروجی سامانه	منبع انرژی	η [%]
[۳۵]	الکترولایزر غشای تبادل پروتون (PEM)، سلول سوختی اکسید جامد، چرخه کالینا با سرمایش اجکتوری	توان، هیدروژن، سرمایش	متان	۶۹/۵۴
[۳۶]	سلول سوختی اکسید جامد، فرایند تقطیر، چرخه رانکین، چرخه آلی رانکین با فرایند سرمایش اجکتوری، تولید هیدروژن و فشرده سازی	برق، هیدروژن، آب شیرین و گرم، گرمایش سرمایش	زیست توده	۵۶/۱۷
[۳۴]	سلول سوختی اکسید جامد، چرخه توربین گازی، آب گرم کن، الکترولایزر غشای تبادل پروتون (PEM)، فرایند سرمایش، سرمایش اجکتوری	توان، هیدروژن، سرمایش، گرمایش	متان	۷۹/۵۷
	گازی سازی زیست توده، نمک زدایی تبخیری، چرخه رانکین ارگانیک بازیابی شونده، سامانه توربین گازی، الکترولایزر غشای تبادل پروتون (PEM)	هیدروژن، توان، گرمایش، آب شیرین	زیست توده	۸۰

۶. تحلیل حساسیت

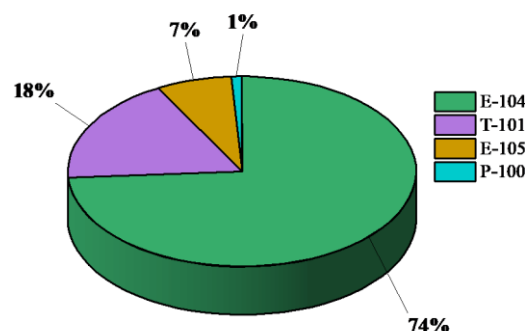
طبق تحلیل اگزرژی بخش چرخه رانکین ارگانیک دارای ۵ درصد از تخریب اگزرژی کل سامانه است. تغییرات فشار در این بخش در بازه ۲۱۰۰ کیلوپاسکال تا ۵۸۰۰ کیلوپاسکال به عنوان حداکثر فشار ممکن برای ارتوزایلن درحالی که دمای جریان ورودی به T-101 ثابت و برابر با ۳۷۹ درجه سلسیوس است، تخمین زده شده است. طبق شکل (۷) با افزایش فشار چرخه رانکین ارگانیک با بازیابی حرارت به تدریج به تولید توان الکتریکی خالص سامانه افزوده شده است، تولید آب شیرین نیز افزایش یافته و تولید گرما در سامانه نیز ثابت بوده است. دلیل افزایش تولید توان الکتریکی از لحاظ فیزیکی کاهش تخریب اگزرژی E-104 و افزایش تولید توان از T-101 می باشد. همچنین از آنجاکه با کاهش تخریب اگزرژی در E-104 کارآمدی این مبدل حرارتی بیشتر شده، با افزایش نرخ انتقال حرارت در E-106 همراه است که این امر منجر به افزایش تبخیر آب دریا در بخش نمک زدایی و بالا رفتن تولید آب شیرین به مقدار ۱/۰۱ کیلوگرم بر ثانیه شده است.



شکل (۴): مقایسه سهم تخریب اگزرژی زیر سامانه های ادغام حرارتی



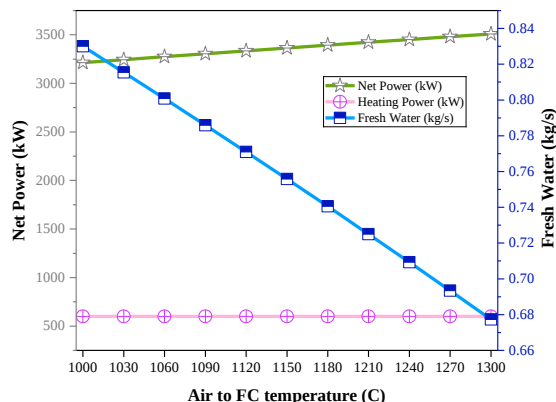
شکل (۵): مقایسه سهم تخریب اگزرژی تجهیزات در بخش توربین گازی



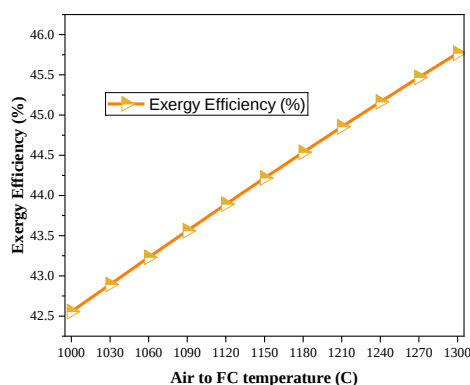
شکل (۶): مقایسه سهم تخریب اگزرژی تجهیزات در چرخه رانکین ارگانیک بازیابی حرارت

علاوه بر این، براساس جدول (۱۱) فرایند کنونی دارای کارایی حرارتی بیشتری نسبت به مطالعات پیشین شده است. البته در مرجع [۳۴] کارایی گرمایی تقریباً با کار حاضر برابر شده ولی باید در نظر داشت که ابعاد سامانه در مرجع [۳۵] به مراتب بزرگ تر از فرایند کنونی شده است. اما در سامانه پیشنهادی برای تولید محصولات مختلف سعی شده به جای استفاده از تجهیزات بیشتر و سامانه بزرگ تر، از انتگراسیون حرارتی قدرتمندتری برای تولیدات متنوع تر استفاده شود که این نیز یک برتری عمده کار با دیگر مقالات است. در مقایسه با مراجع [۳۶ و ۳۵] نیز اختلاف کارایی انرژی بسیار فاحش و بزرگ است. به نظر می رسد تلفیق گازساز با توربین گازی نسبت به SOFC توانسته ترکیب بهتری را ارائه نماید.

کاهش نرخ انتقال حرارت در E-107 است؛ زیرا با افزایش دمای هوا به محفظه احتراق، دمای گازهای دودکش خروجی از E-103 کمتر می‌شود و این امر موجب کاهش نرخ تبخیر آب در E-107 می‌گردد.

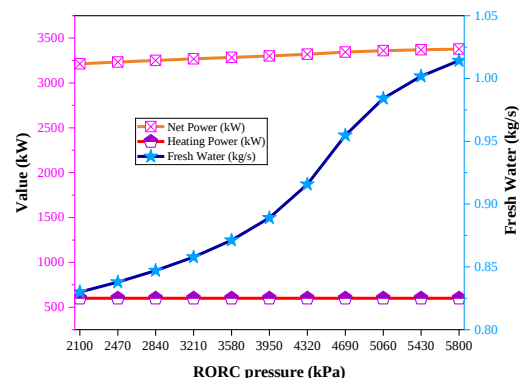


شکل (۹): تأثیر تغییرات دمای هوا به محفظه احتراق بر تولید محصولات سامانه



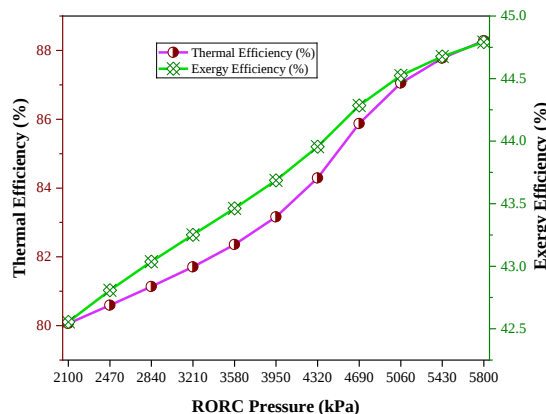
شکل (۱۰): تأثیر تغییرات دمای هوا به محفظه احتراق بر بازده انرژی کلی

طبق شکل (۱۰) نیز کاهش تخریب انرژی بخشی توربین گازی به خوبی بر بازده انرژی تأثیر مثبت دارد و طبق بررسی صورت گرفته این متغیر را به ۴۶ درصد رسانده که از افزایش ۳/۴۵ درصدی برخوردار شده است. دلیل این روند صعودی افزایش تولید توان الکتریکی خالص طبق شکل (۹) تا مقدار ۳۵۰۸ کیلووات است. پیش‌تر اشاره شد که بین کار محوری و انرژی ناشی از آن رابطه $\dot{E}x_w = W$ برقرار است؛ لذا افزایش تولید کار محوری گام مهمی است که فرایند کنونی را بهبود بخشد. به‌رغم کاهش تولید آب شیرین، برآیند تولید محصولات افزایشی بوده است، زیرا توربین T-100 بیشترین توان الکتریکی را در فرایند دارد؛ لذا افزایش برق آن در کل سامانه تأثیر دارد.



شکل (۷): تأثیر تغییرات فشار چرخه رانکین ارگانیک بر تولید محصولات سامانه

افزایش تولید توان الکتریکی خالص سامانه تا مقدار ۳۳۷۸ کیلووات همراه با افزایش تولید آب شیرین باعث شده تا تخریب انرژی در کل سامانه نیز کمتر شود و از طریق افزایش کار مفید و همچنین کمیت محصولات، بازده انرژی و انرژی به ترتیب به مقادیر ۰/۸۸ و ۰/۴۵ برسد.



شکل (۸): تأثیر تغییرات فشار چرخه رانکین ارگانیک بر راندمان حرارتی و انرژی سامانه

براساس شکل (۴)، بخش توربین گازی نیز دارای ۳۴ درصد از کل تخریب انرژی بوده است؛ به همین منظور متغیر دمای هوای ورودی به محفظه احتراق در اینجا بررسی گردید و رفتار سامانه ارزیابی شد. با توجه به شکل (۹) افزایش دمای هوا به محفظه احتراق در بازه ۱۰۰۰ تا ۱۳۰۰ درجه سلسیوس با در نظر گرفتن تعادل حرارتی در E-104 و E-103 یک مؤلفه مناسب برای افزایش تولید برق سامانه است. البته تولید توان گرمایی ثابت بوده، درحالی که میزان تولید آب شیرین به حدود ۰/۶۸ کیلوگرم بر ثانیه کاهش یافته است. دلیل افزایش تولید برق را می‌توان کاهش تخریب انرژی E-103، افزایش دمای خروجی محفظه احتراق و افزایش تولید کار مفید از T-100 بیان نمود ولی برای کاهش تولید آب شیرین، تنها دلیل فیزیکی

۷. نتیجه گیری

در این مقاله، یک فرایند یکپارچه جدید برای تولید همزمان برق، آب شیرین، هیدروژن، گرما و آب شیرین با سوخت زیست توده توسعه یافته است. این سامانه هیدروژن پاک تولید می کند و از حرارت بیهوده سامانه ها نیز به آب شیرین دست یافته است. زیست توده طی فرایند گازسازی به گاز سنتز تبدیل شده و گرمای ناشی از احتراق سوخت برای تولید برق و توان گرمایی به کار رفته است. همچنین به دلیل استفاده از سوخت تجدیدپذیر می تواند در مصرف سوخت های فسیلی هم صرفه جویی نماید. مطالعه بر روی این فرایند جدید از طریق انرژی و انرژی بوده است. براساس تحلیل قانون دوم مکان بیشترین تخریب های انرژی مشخص و برای رفع این چالش ها ارزیابی حساسیت صورت گرفته است. مهم ترین این یافته ها در شرایط پایه و تحلیلی به شرح زیر هستند:

- تحت شرایط پایه شبیه سازی کل تخریب انرژی ناشی از کار برگشت ناپذیر برای این فرایند جدید برابر با ۴۰۶۵ کیلووات است که در گازساز، محفظه احتراق و الکترولایزر در مجموع ۷۷/۴ درصد از تخریب انرژی رخ داده است.
- در مدل سازی پایه سامانه قادر به تولید ۳۲۱۳ کیلووات توان الکتریکی خالص، ۵۹۹/۳ کیلووات توان حرارتی،

۲۹۸۸ کیلوگرم بر ساعت آب شیرین و ۶/۰۵ کیلوگرم بر ساعت هیدروژن است که برای این منظور کارایی حرارتی، الکتریکی و انرژی سامانه به ترتیب معادل با ۸۰، ۴۲/۵۵ و ۴۲/۳۳ درصد است.

- علاوه بر این، مشخص شد که کارایی انرژی گازساز، الکترولایزر، سامانه توربین گازی، نمک زدایی تبخیری و ارگانیک رانکین به ترتیب ۷۷/۳۴، ۴۷/۶۱، ۴۶، ۲۱/۱۶ و ۵۵/۲۸ درصد است.
- تحلیل انرژی نشان داد که گازساز و بخش توربین گازی به ترتیب با سهم ۴۸ و ۳۴ درصدی، دارای بالاترین نرخ تخریب انرژی هستند.
- مطالعات متغیرها شرح داد که افزایش فشار سیال عامل در سیکل ارگانیک رانکین تا ۵۸۰۰ کیلوپاسکال از طریق کاهش تخریب انرژی E-104 می تواند تولید توان الکتریکی خالص را به ۳۳۷۹ کیلووات و بازده انرژی را به مقدار ۴۵ درصد برساند.
- از طرفی، افزایش دمای هوا به محفظه احتراق تا ۱۳۰۰ درجه سلسیوس باعث افزایش تولید توان الکتریکی خالص تا ۳۵۰۸ کیلووات شده و بازده انرژی را به مقادیر ۴۶ درصد رسانده است.

مراجع

- [1] Kalantari A., Soltani M., "Performance Evaluation of Renewable Energy Systems for Green Hydrogen Production in Southern Iran: A Case Study of Qeshm Island", Journal of Sustainable Energy Systems 2025, <https://doi.org/10.22059/ses.2025.397990.1165>.
- [2] (IEA) IEA, (IRENA) IREA, (UNSD) UNSD, Bank W, (WHO) WHO. Tracking SDG 7: The Energy Progress Report. Washington, DC: World Bank; 2025.
- [3] Shakouri, A., Gorjian, S., Ghobadian, B., "Energy, exergy, and exergoeconomic (3E) evaluation of a hybrid multigeneration system based on a solar tower", Appl Therm Eng, No. 252, p. 123660, 2024, <https://doi.org/https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2024.123660>.
- [4] Bilbao, D.C., Machin, E.B., Pedroso, D.T., Hernández, D., Aburto-Hole, J., Muñoz, L., "Experimental assessment of the energy potential of pellets produced from beekeeping wastes by updraft gasification", Energy Convers Manag, No. 343, p. 120206, 2025, <https://doi.org/https://doi.org/10.1016/j.enconman.2025.120206>.
- [5] Bishal, S.S., Faysal, D.F., Ehsan, M.M., "Salehin S. Performance evaluation of an integrated cooling and power system combining supercritical CO₂, gas turbine, absorption refrigeration, and organic rankine cycles for waste energy recuperating system", Results in Engineering, No. 17, p. 100943, 2023, <https://doi.org/https://doi.org/10.1016/j.rineng.2023.100943>.
- [6] Hammi, Z., Labjar, N., Lotfi, E.M., El Hajjaji, S., "Production of green hydrogen employing proton exchange membrane water electrolyzer: Characterization of electrolyte membrane. A critical review", Journal of Membrane Science and Research, No. 9, 2023, <https://doi.org/10.22079/jmsr.2023.1978109.1579>.
- [7] Xu, Z., Huang, J., Muhammad, T., Agrawal, M.K., Ayadi, M., Ahmed, M.A., et al., "Design

- and comprehensive thermo-enviro-economic assessment of an innovative polygeneration system using biomass fuel and LNG regasification: A CCHP-thermally desalination application*", Process Safety and Environmental Protection, No. 183, pp. 925–944, 2024, <https://doi.org/https://doi.org/10.1016/j.psep.2024.01.040>.
- [8] Wang, L., Bo, G., Gao, R., Ayadi, M., Chammam, W., Ooi, J.B., et al., "Thermoeconomic assessment of an innovative combined cooling, heating, and power system based on biomass combustion, TCO₂ cycle, absorption chiller, and desalination", Process Safety and Environmental Protection, No. 184, pp. 151–169, 2024, <https://doi.org/https://doi.org/10.1016/j.psep.2024.01.073>.
- [9] Laleh, S.S., Mousavi, H.S.R., Rabet, S., Nojavan, F., Yari, M., "Soltani S. Solar thermal assisted proton exchange membrane electrolyzer and solid oxide fuel cell system based on biomass gasification for green power and hydrogen production: Multi-objective optimization and exergoeconomic analysis", Energy Convers Manag, No. 337, p. 119900, 2025, <https://doi.org/https://doi.org/10.1016/j.enconman.2025.119900>.
- [10] Safder U., Loy-Benitez J., Yoo C. "Techno-economic assessment of a novel integrated multigeneration system to synthesize e-methanol and green hydrogen in a carbon-neutral context", Energy, No. 290, p. 130104, 2024, <https://doi.org/https://doi.org/10.1016/j.energy.2023.130104>.
- [11] Kartal, F., Özveren, U., "A comparative study for biomass gasification in bubbling bed gasifier using Aspen HYSYS", Bioresour Technol Rep, No. 13, p. 100615, 2021, <https://doi.org/https://doi.org/10.1016/j.biteb.2020.100615>.
- [12] Yu, W., Wang, W., Qi, Y., "Multi-aspect evaluation of a novel geothermal-driven trigeneration system for cooling, heat, and power generation", Appl Therm Eng, No. 236, p. 121593, 2024, <https://doi.org/https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2023.121593>.
- [13] Shao, W., Ghfar, A.A., Albani, A., Agrawal, M.K., Riaz, F., Shi, K., "Simulation and multi-objective assessment of an environmentally friendly trigeneration system powered by biogas from landfilling using a novel cascade heat integration model", J Clean Prod, No. 425, p. 138664, 2023, <https://doi.org/https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2023.138664>.
- [14] Yan, M., Zhang, Y., Chauhan, B.S., Siddiqui, M.R., Albani, A., Tian, R., "A comprehensive thermo-economic-environmental study of an eco-friendly process incorporated with a natural gas-fed combined power plant for a novel multigeneration application", J Clean Prod, No. 434, p. 139959, 2024, <https://doi.org/https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2023.139959>.
- [15] Nazari, N., Mousavi, S., Mirjalili, S., Exergoeconomic analysis and multi-objective multi-verse optimization of a solar/biomass-based trigeneration system using externally-fired gas turbine, organic Rankine cycle and absorption refrigeration cycle. Appl Therm Eng, No. 191, p. 116889, 2021, <https://doi.org/https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2021.116889>.
- [16] Kerme, E.D., Orfi, J., Fung, A.S., Salilih, E.M., Khan, SU-D, Alshehri, H., et al. Energetic and exergetic performance analysis of a solar driven power, desalination and cooling poly-generation system. Energy, No. 196, p. 117150, 2020, <https://doi.org/https://doi.org/10.1016/j.energy.2020.117150>.
- [17] Hosseini, S.E., Barzegaravval, H., Wahid, M.A., Ganjehkaviri, A., Sies, M.M., "Thermodynamic assessment of integrated biogas-based micro-power generation system", Energy Convers Manag, No. 128, 104–119, 2016, <https://doi.org/https://doi.org/10.1016/j.enconman.2016.09.064>.
- [18] Ramos, A., Monteiro, E., Rouboa, A., "Numerical approaches and comprehensive models for gasification process: A review". Renewable and Sustainable Energy Reviews, No. 110, pp. 188–206, 2019, <https://doi.org/https://doi.org/10.1016/j.rser.2019.04.048>.
- [19] Amiri, H., Sotoodeh, A.F., "Amidpour M. A new combined heating and power system driven by biomass for total-site utility applications", Renew Energy, No. 163, 1138–1152, 2021, <https://doi.org/https://doi.org/10.1016/j.renene.2020.09.039>.
- [20] Altafini, C.R., Wander, P.R., Barreto, R.M., "Prediction of the working parameters of a wood waste gasifier through an equilibrium model", Energy Convers Manag, No. 44, 2763–2777, 2003, [https://doi.org/https://doi.org/10.1016/S0196-8904\(03\)00025-6](https://doi.org/https://doi.org/10.1016/S0196-8904(03)00025-6).
- [21] Tukenmez, N., Koc, M., Ozturk, M., "Development and performance analysis of a concentrating collector combined plant for multigeneration purposes", Energy Convers Manag, No. 205, p. 112415, 2020,

- <https://doi.org/https://doi.org/10.1016/j.enconman.2019.112415>.
- [22] Cao, Y., Dhahad, H.A., Togun, H., Hussen, H.M., Anqi, A.E., Farouk, N., et al., "Thermodynamic and economic assessments and multi-criteria optimization of a novel poly-generation plant using geothermal energy and multi heat recovery technique", *Int J Hydrogen Energy*, No. 46, pp. 27851–27873, 2021, <https://doi.org/https://doi.org/10.1016/j.ijhyde ne.2021.06.063>.
- [23] Ni, M., Leung, M.K.H., Leung, D.Y.C., "Energy and exergy analysis of hydrogen production by a proton exchange membrane (PEM) electrolyzer plant", *Energy Convers Manag*, No. 49, pp. 2748–2756, 2008, <https://doi.org/https://doi.org/10.1016/j.enconman.2008.03.018>.
- [24] Bejan A., *Advanced engineering thermodynamics*, John Wiley & Sons; 2016.
- [25] Ghorbani, B., Miansari, M., Zendeheboudi, S., Hamed, M.-H., "Exergetic and economic evaluation of carbon dioxide liquefaction process in a hybridized system of water desalination, power generation, and liquefied natural gas regasification", *Energy Convers Manag*, No. 205, p. 112374, 2020, <https://doi.org/https://doi.org/10.1016/j.enconman.2019.112374>.
- [26] Al-Rashed, AAAA., Afrand, M., "Multi-criteria exergoeconomic optimization for a combined gas turbine-supercritical CO₂ plant with compressor intake cooling fueled by biogas from anaerobic digestion", *Energy*, No. 223, p. 119997, 2021, <https://doi.org/https://doi.org/10.1016/j.energy.2021.119997>.
- [27] Zhang, L., Asadollahzadeh, M., Seikh, A.H., Agrawal, M.K., Minzha, W., "Proposal and comprehensive study of an integrated polygeneration process relying on landfill gas, renewable hydrogen, and binary geothermal cycle", *Sep Purif Technol*, No. 327, p. 124897, 2023, <https://doi.org/https://doi.org/10.1016/j.seppur.2023.124897>.
- [28] Qiu, F., Sun, Z., Li, H., Tian, R., "Simulation and 4E analysis of a novel coke oven gas-fed combined power, methanol, and oxygen production system: Application of solid oxide fuel cell and methanol synthesis unit", *Sep Purif Technol*, No. 324, p. 124483, 2023, <https://doi.org/https://doi.org/10.1016/j.seppur.2023.124483>.
- [29] Szargut, J., Styrylska, T., "Approximate evaluation of the exergy of fuels", *Brennst Wärme Kraft*, No. 16, pp. 589–596, 1964.
- [30] Yilmaz, F., Ozturk, M., Selbas, R., "Development and techno-economic assessment of a new biomass-assisted integrated plant for multigeneration", *Energy Convers Manag*, No. 202, p. 112154, 2019, <https://doi.org/https://doi.org/10.1016/j.enconman.2019.112154>.
- [31] Zhang, C., Liu, C., Xu, X., Li, Q., "Wang S, Chen X. Effects of superheat and internal heat exchanger on thermo-economic performance of organic Rankine cycle based on fluid type and heat sources". *Energy*, No. 159, pp. 482–495, 2018, <https://doi.org/https://doi.org/10.1016/j.energy.2018.06.177>.
- [32] Khanmohammadi, S., Atashkari, K., "Modeling and multi-objective optimization of a novel biomass feed polygeneration system integrated with multi effect desalination unit", *Thermal Science and Engineering Progress*, No. 8, pp. 269–283, 2018, <https://doi.org/https://doi.org/10.1016/j.tsep.2018.08.003>.
- [33] Sánchez, D., Chacartegui, R., Torres, M., Sanchez, T., "Stirling based fuel cell hybrid systems: An alternative for molten carbonate fuel cells", *J Power Sources*, No. 192, pp. 84–93, 2009, <https://doi.org/https://doi.org/10.1016/j.jpowsour.2008.12.061>.
- [34] Sadat, M.S., Ghaebi, H., Lavasani, A.M. "4E analyses of an innovative polygeneration system based on SOFC", *Renew Energy*, No. 156, pp. 986–1007, 2020, <https://doi.org/https://doi.org/10.1016/j.renene.2020.04.139>.
- [35] Lavasani, A.M., Ghaebi, H., "Economic and thermodynamic evaluation of a new solid oxide fuel cell based polygeneration system", *Energy*, No. 175, pp. 515–533, 2019, <https://doi.org/https://doi.org/10.1016/j.energy.2019.03.093>.
- [36] Yuksel, Y.E., Ozturk, M., Dincer, I., "Performance investigation of a combined biomass gasifier-SOFC plant for compressed hydrogen production", *Int J Hydrogen Energy*, No. 45, pp. 34679–34694, 2020, <https://doi.org/https://doi.org/10.1016/j.ijhyde ne.2020.05.076>.