



Research Article



DOI: 10.22034/farayandno.2025.2068451.2009



This journal is an open access journal licensed under an Attribution-Non Commercial 4.0 International Licenses (CC BY-NC 4.0).

Design of a Hydrogen and Water Production System Based on Coffee Husk Biomass Fuel

Amirhosein Shiri¹, Mohammad Bonyadi^{2*}

¹ Process Engineering Department, Faculty of Chemical Engineering, Tarbiat Modares University, Tehran

² Chemical Engineering Department, Faculty of Engineering, Yasouj University, Yasouj

Received: 9 Jul 2025 Accepted: 20 Nov 2025

Abstract

In this work, an integrated system utilizing coffee husk biomass combustion and liquefied natural gas cooling for the simultaneous production of freshwater, hydrogen, electrical power, hot water, and cold water has been investigated and analyzed. This novel process encompasses biomass combustion, liquefied gas cooling, organic Rankine cycle, ammonia Rankine cycle, multi-effect desalination, and an ion exchange membrane electrolysis. Thermodynamic analysis using energy and exergy analysis, as well as parametric analysis, has been performed on the proposed system. The results show that the system has a thermal efficiency of 29.9%, an exergy efficiency of 14.38% and an electrical efficiency of 16.91%. The effect of changing the operating conditions of the system on the system performance has been evaluated. This system is capable of producing 5053 kW of cooling power, 850 kW of heating power, 8391 kW of electrical power, 12.1 kg/h of hydrogen, and 1569 kg/h of fresh water.

Keyword: Biomass, Integrated System, Desalination, Hydrogen Production, Exergy Analysis

* bonyadi@yu.ac.ir

Please Cite This Article Using:

Shiri, A. H., Bonyadi, M., "Design of a Hydrogen and Water Production System Based on Coffee Husk Biomass Fuel", Journal of Farayandno – Vol. 20 – No. 91, pp. 55-72, In Persian, (2025).



DOI: 10.22034/farayandno.2025.2068451.2009



This journal is an open access journal licensed under an Attribution-Non Commercial 4.0 International Licenses (CC BY-NC 4.0).

طراحی یک سامانه تولید هیدروژن و آب بر مبنای سوخت زیست توده پوسته قهوه

امیرحسین شیری¹، محمد بنیادی^{2*}

¹ بخش مهندسی فرآیند، دانشکده مهندسی شیمی، دانشگاه تربیت مدرس، تهران
² دانشیار گروه مهندسی شیمی، دانشکده فنی و مهندسی، دانشگاه یاسوج، یاسوج

دریافت: 1404/04/18 پذیرش: 1404/08/29

چکیده

در این مطالعه، یک سامانه یکپارچه با استفاده از احتراق زیست توده پوسته قهوه و سرمایه‌گذاری گاز طبیعی مایع برای تولید همزمان آب شیرین، هیدروژن، توان الکتریکی، آب گرم و آب سرد، مورد بررسی قرار گرفته است. این فرآیند نوین شامل احتراق زیست توده، بهره‌گیری از سرمایه‌گذاری گاز طبیعی مایع شده، چرخه رانکین آلی، چرخه رانکین آمونیاک، نمک‌زدایی چنداثره و الکترولیزر غشای تبادل یونی می‌باشد. تحلیل ترمودینامیکی با استفاده از آنالیز انرژی و اکسرژی، و نیز تحلیل پارامتری بر روی سامانه پیشنهادی صورت گرفته است. نتایج نشان می‌دهد که سامانه دارای بازده حرارتی 29/9 درصد، بازده اکسرژی 14/38 درصد و بازده الکتریکی 16/91 درصد است. همچنین، اثر تغییر شرایط عملیاتی سامانه بر عملکرد آن مورد ارزیابی قرار گرفته است. این سامانه قادر است 5053 کیلووات توان سرمایشی، 850 کیلووات توان گرمایشی، 8391 کیلووات توان الکتریکی، 12/1 کیلوگرم بر ساعت هیدروژن و 1569 کیلوگرم بر ساعت آب شیرین تولید کند.

کلمات کلیدی: زیست توده، سامانه یکپارچه، نمک‌زدایی، تولید هیدروژن، آنالیز اکسرژی

* bonyadi@yu.ac.ir

1- مقدمه

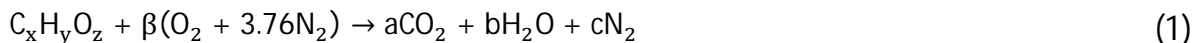
سوخت‌های فسیلی به طور گسترده به عنوان منابع اصلی انرژی مورد استفاده قرار گرفته‌اند، اما مصرف طولانی‌مدت آن‌ها موجب آلودگی شدید محیط‌زیست و کاهش منابع تجدیدناپذیر شده است [1]. انگیزه اصلی برای کنار گذاشتن سوخت‌های متعارف، اثرات نامطلوب زیست‌محیطی آنها، از جمله آلودگی هوا و سهم آن‌ها در تغییرات اقلیمی است [2]. انرژی‌های تجدیدپذیر گزینه‌ای پاک و نامحدود برای جایگزینی سوخت‌های متعارف محسوب می‌شوند و می‌توانند وابستگی به منابع فسیلی را کاهش دهند [3]. پیاده‌سازی منابع انرژی تجدیدپذیر، ظرفیت کاهش وابستگی سامانه‌های انرژی به سوخت‌های فسیلی را دارد و نقش مهمی در تسهیل رویکرد تولید پایدارتر ایفا می‌کند [4]. استفاده از مواد اولیه زیست توده در سامانه انرژی برای تولید پایدار به دلیل ماهیت تجدیدپذیر و چگالی انرژی بالای آن ضروری است [5]. استفاده از زیست توده برای تولید انرژی می‌تواند به کاهش انتشار گازهای گلخانه‌ای و کاهش وابستگی به سوخت‌های فسیلی کمک کند [6]. سوخت زیست توده مزایای بی‌شماری را در زمینه تولید انرژی ارائه می‌دهد. زیست توده به عنوان ماده‌ای بدون کربن در نظر گرفته می‌شود، ماهیت خنثی کربن آن می‌تواند انتشار دی‌اکسید کربن تولید شده در طول احتراق را از طریق جذب کربن در طول مرحله رشد مواد اولیه زیست توده متعادل کند [7]؛ زیرا دی‌اکسید کربن آزاد شده در طول استفاده از آن تقریباً معادل مقدار جذب شده توسط گیاهان در طول رشدشان است [8]. منابع زیست توده نظیر چوب، بقایای محصولات کشاورزی و فضولات حیوانی می‌توانند از طریق احتراق، تخمیر یا هضم بی‌هوازی به انرژی زیستی تبدیل شوند. [9]. سوخت زیست توده جایگاه برجسته‌ای در حوزه انرژی‌های تجدیدپذیر دارد. این فرآیند مستلزم استفاده از مواد آلی برای تولید انرژی حرارتی، برق و سوخت‌های زیستی است [10]. سوخت زیست توده در سامانه‌های انرژی متمرکز و غیرمتمرکز کاربرد دارد و نقش مؤثری در دستیابی به ترکیب انرژی پایدار و متنوع ایفا می‌کند [11]. از طریق اجرای مقررات و اتخاذ شیوه‌های پایدار، استفاده از سوخت زیست توده پتانسیل کمک قابل توجهی به دستیابی به یک ترکیب انرژی پایدارتر و متنوع‌تر را دارد [12]. اخیراً مطالعه بر روی زیست توده‌ها جهت تولید برق و انرژی گسترش یافته است. یکی از مطالعات تولید برق از طریق سوخت بیوگاز مربوط به مقاله قلیزاده و همکاران [13] است که در آن دو سامانه تولید برق مدل‌سازی و بررسی شده است. سامانه اول حرارت اتلافی توربین گازی را در چرخه رانکین آلی متداول بازیابی کرده و سامانه دوم از چرخه رانکین آلی مجهز به رکوپراتور برای ریکووری حرارت بیشتر استفاده کرده است. نتایج نشان داد کارایی حرارتی و اکسرژی برای سامانه اول 39/99 درصد و 37/2 درصد بوده و این مقادیر برای سامانه دوم 41/83 و 38/91 درصد هستند. علاوه بر این یک سامانه تولید برق، آب شیرین و گرمایش که منابع انرژی آن زمین گرمایی و سوخت گازی هستند توسط چن و همکاران [14] ارائه و از لحاظ انرژی، اکسرژی، اقتصادی و زیست محیطی بررسی شده است. سامانه شامل نیروگاه زمین گرمایی، چرخه توربین گازی، مبدل‌های بازیابی گرما، چرخه بخار، نمک‌زدایی و چرخه فوق بحرانی دی-اکسید کربن است. نتایج ارزیابی سامانه شامل راندمان انرژی 49 درصد، انتشار دی‌اکسید کربن برابر با 0/38 kg/kWh و هزینه هر واحد از اکسرژی محصولات برابر با 12/8 \$/GJ می‌باشد. تبدیل زیست توده به بیوگاز (گاز سنتز) با استفاده از گازساز و احتراق این سوخت در سامانه تولید همزمان برق، گرما و سرمایه‌ش توسط لی و همکاران [15] توسعه داده شده است. سامانه متشکل از دستگاه گازسازی زیست توده، چرخه بخار، چرخه توربین گازی، چرخه تبرید جذبی و جذب کربن با استفاده از حلال سلکزول است. مهم‌ترین نتایج این مقاله شامل 53/25 درصد راندمان انرژی

(در زمستان)، راندمان اکسرژی 26/82 درصد (در زمستان)، صرفه‌جویی سوخت معادل با 10/17 درصد و دمای بهینه گازساز معادل با 825 درجه سانتی‌گراد هستند. استفاده از بیوگاز دفن زباله در یک سامانه تولید سه‌گانه برای تولید آب شیرین، برق و گرمایش توسط شائو و همکاران [16] از لحاظ ترمودینامیکی، اقتصادی و زیست محیطی مورد ارزیابی قرار گرفته است. این سامانه جدید شامل نیروگاه گازی، نیروگاه رانکین آلی همراه با چرخه رانکین آمونیاک، نمک‌زدایی آب دریا، دیگ بخار آب گرم و واحد تولید برق فوق بحرانی دی‌اکسیدکربن است. از مهمترین نتایج مقاله آنها می‌توان به راندمان انرژی 70/28 درصد، کارایی اکسرژی 57/51 درصد، هزینه تولید 0/022 \$/kWh و شدت انتشار دی‌اکسیدکربن برابر با 0/272 kg/kWh اشاره کرد. ژو و همکاران [17] در مقاله‌ای به ارزیابی انرژی، اکسرژی، اقتصادی و زیست محیطی یک فرایند تولید برق، حرارت و سرمایه‌گذاری پرداخته است. این سامانه شامل چرخه تبرید جذبی، نیروگاه با سوخت بیوگاز، دیگ بخار آب گرم، نمک‌زدایی، چرخه بهره‌برداری از سرمایه‌گذاری گاز طبیعی مایع شده (LNG) و چرخه فوق بحرانی دی‌اکسیدکربن بوده است. از مهمترین نتایج این مقاله می‌توان به راندمان انرژی 79/96 درصد، کارایی اکسرژی 32/93 درصد و شدت انتشار دی‌اکسیدکربن 0/2732 kg/kWh اشاره نمود.

در این پژوهش از زیست توده حاصل از پوسته قهوه به‌عنوان یک منبع انرژی تجدیدپذیر استفاده شده است تا تولید همزمان محصولات متنوعی مانند برق، هیدروژن، آب گرم، آب سرد و آب شیرین امکان‌پذیر شود. این سامانه نوآورانه با بهره‌گیری از فرآیند تبخیر و انبساط گاز طبیعی مایع شده، علاوه بر تأمین برق و سرمایه‌گذاری، گاز طبیعی مورد نیاز مصرف‌کننده را نیز فراهم می‌کند. اجزای کلیدی این فرآیند جدید شامل احتراق زیست‌توده پوسته قهوه، استفاده از سرمایه‌گذاری ایجاد شده توسط گاز طبیعی مایع شده، چرخه رانکین آمونیاک، چرخه رانکین آلی، الکترولایزر غشائی تبادل یونی و فرایند نمک‌زدایی می‌باشد.

2- شرح عملیات سامانه

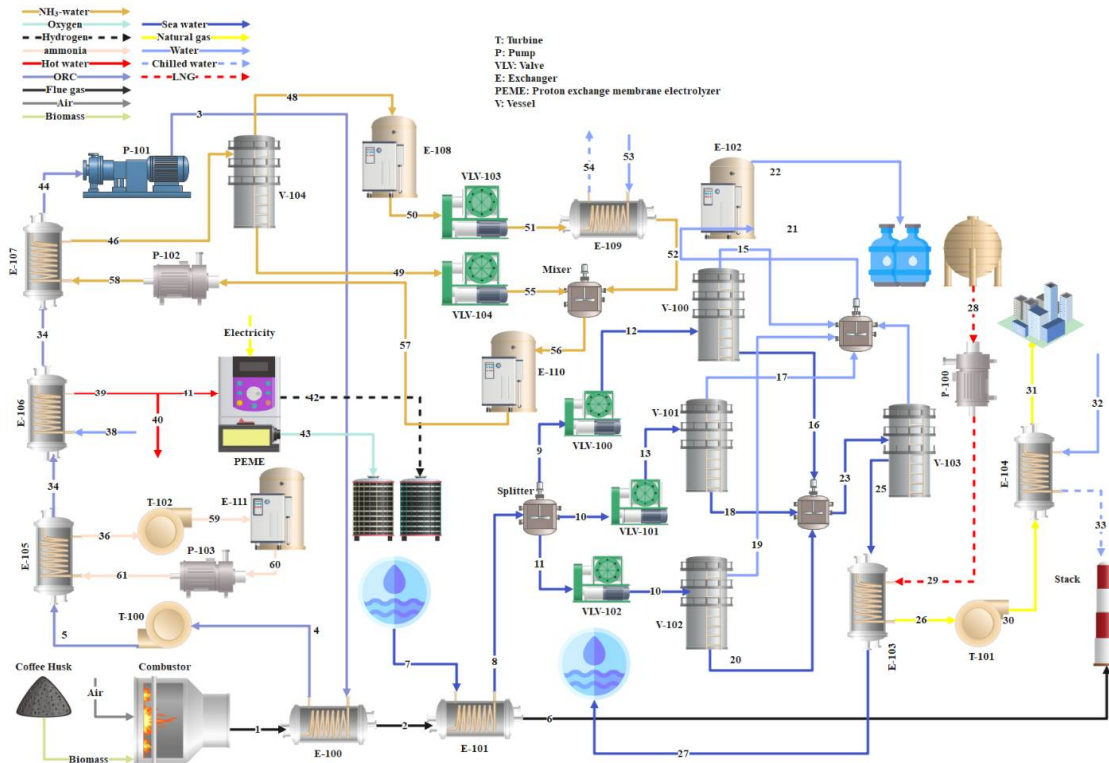
این طرح قصد دارد از زیست توده به‌عنوان یک منبع پایدار انرژی استفاده کند تا بتوان نیازهای انسانی را بدون اتکاء به زغال‌سنگ یا گاز طبیعی برآورده کند. در این سامانه، زیست توده پس از احتراق، انرژی خود را به یک چرخه آلی رانکین با سیال کاری ارتوزایلین انتقال می‌دهد. ارتوزایلین که معمولاً در چرخه‌های رانکین آلی به کار برده می‌شود، به دلیل داشتن دمای بحرانی بالا امکان بهره‌برداری از حرارت اضافی ناشی از انبساط سیال را فراهم می‌کند و حتی می‌توان از این انرژی مازاد در بخش‌های دیگر برای تولید محصولات بهره‌گرفت. گاز داغ تولید شده از احتراق زیست توده فرمول 1 [5] ابتدا وارد چرخه آلی رانکین شده و سپس به بخش نمک‌زدایی چنداثره منتقل می‌گردد و در آنجا برای تولید آب شیرین استفاده می‌شود و در نهایت، گاز رهاسازی می‌شود.



این فرآیند زنجیره ادغام حرارتی به صورت کاملاً یکپارچه عمل کرده و مراحل مختلف آن به شکل زیر انجام شده‌اند:

- حرارت تلف شده در چرخه رانکین آلی در بخش رانکین آمونیاک مورد استفاده قرار گرفته است.
- حرارت اتلافی بخش چرخه رانکین آلی به طور متوالی برای تغذیه دیگ بخار آب به کار برده شده است.
- گرمای هدر رفته در بخش چرخه رانکین آلی برای تغذیه چرخه چیلر جذبی مورد استفاده قرار گرفته است.
- انرژی حاصل از حرارت اضافی در بخش نمک‌زدایی برای تبخیر LNG به کار گرفته شده است.

با توجه به شکل 1 ابتدا زیست توده همراه با هوا به محفظه احتراق وارد شده و جریان انرژی آزاد شده از سوختن آن (طبق رابطه 1) توسط مبدل های حرارتی E-100 و E-101 مورد استفاده قرار می گیرد. در این مرحله، گاز دودکش (جریان 6) وارد دودکش شده و دفع می شود. همچنین، آب دریا پس از عبور از E-101 به صورت مایع اشباع در فشار 1 اتمسفر وارد منشعب کننده جریان می گردد. جریان های 9، 10 و 11 با نسبت های مساوی از طریق شیرهای VLV-100، VLV-101 و VLV-102 عبور می کنند. با عبور از این شیرها، فشار آب شور کاهش یافته و عملیات فلش انجام می شود. در نتیجه، خروجی شیرهای مذکور به حالت دوفازی تبدیل شده و فازهای مایع و بخار طبق ترتیب مشخص شده در شکل 1 از طریق جداکننده های V-100 تا V-102 تفکیک می شوند. جریان های 16، 18 و 20 که مربوط به مایعات تحتانی جداکننده ها هستند، ابتدا توسط میکسر با یکدیگر ترکیب شده و جریان 23 را تشکیل می دهند. سپس این جریان وارد V-103 شده تا فرآیند جداسازی مجدد مایع و بخار صورت گیرد. در بخش نمک زدایی آب دریا، بخارات خروجی از جداکننده ها پس از اختلاط (جریان 21) از طریق مبدل حرارتی E-102 کنده شده و در نهایت آب شیرین به عنوان محصول تولید می شود. آب شور حاصل از V-103 که دارای دمای کافی است، با سیال LNG خروجی از P-100 تبادل حرارتی انجام داده و در این فرآیند، LNG با فشار بالا به صورت بخار از مبدل حرارتی E-103 خارج می شود (جریان 26) و سپس در توربین T-101 منبسط می گردد. جریان گاز خروجی از این توربین دمای پایینی دارد که در مبدل حرارتی E-104 برای تولید آب سرد (جریان 33) مورد استفاده قرار گرفته است. گاز خروجی پس از عبور از E-104 به دمای مناسبی رسیده و جهت مصرف کننده نهایی ارسال می شود. با نگاهی به شکل 1، مشاهده می شود که مبدل E-100 نقش تبخیر کننده در چرخه ORC را ایفا می کند. در این بخش، سیال عامل ارتوزایلین که از پمپ P-101 خارج شده، طی فرآیند تبادل حرارت با گاز دودکش تحت فشار بالا تبخیر شده و سپس جریان 4 وارد توربین T-100 می شود تا در آن منبسط شود. از آنجا که خروجی توربین T-100 دارای دمای بالایی است، گرمای اضافی آن در سه مبدل حرارتی E-105، E-106 و E-107 به کار گرفته می شود. این گرما به ترتیب برای تغذیه چرخه رانکین آمونیاک، دیگ بخار آب و چرخه چیلر جذبی تک مرحله مورد استفاده قرار می گیرد. در طول این تبادل حرارت سه گانه، سیال عامل ارتوزایلین کاملاً کنده شده (جریان 44) و سپس وارد پمپ P-101 می شود. سیال آمونیاک (جریان 36) با عبور از بخارساز در فشار بالا تبخیر شده و فشار آن توسط T-102 کاهش می یابد، که منجر به تولید توان الکتریکی می گردد.



شکل 1- نمودار جریان فرایند برای سامانه چند منظوره پیشنهادی براساس احتراق مستقیم پوسته قهوه

در چرخه رانکین آمونیاک، مبدل حرارتی E-111 و پمپ P-103 به ترتیب برای چگالش سیال عامل و افزایش فشار آن بکار می‌روند. بر اساس شکل 1، جریان آب پس از عبور از مبدل E-106 به دمای 80 درجه سانتی‌گراد می‌رسد (جریان 39) و بخشی از این آب گرم به الکترولایزر غشا تبادل یونی ارسال می‌شود. توان الکتریکی مورد نیاز الکترولایزر توسط بخشی از توان توربین T-100 تأمین می‌شود. در فرآیند تجزیه الکتریکی آب، محصولات هیدروژن و اکسیژن تولید شده و سپس به مخازن مربوطه هدایت می‌شوند. در چرخه چیلر جذبی، مبدل حرارتی E-107 به‌عنوان بخارساز عمل می‌کند. در این بخش، جریان مخلوط آب و آمونیاک خروجی از پمپ P-102 تحت فشار بالا تبخیر شده و فازهای مایع و بخار توسط V-104 از یکدیگر جدا می‌شوند. فاز بخار به کندانسور E-108 منتقل شده و در آن کاملاً به حالت مایع درمی‌آید. به دلیل غلظت بالای آمونیاک در این جریان، انبساط آن در شیر VLV-103 موجب افت دمای شدید می‌شود (جریان 51). از دمای پایین این جریان در تبخیرکننده E-109 برای تولید آب سرد استفاده می‌گردد (جریان 54). علاوه بر این، مایع خروجی از V-104 پس از عبور از یک شیر کاهنده وارد میکسر می‌شود، جایی که با مبرد خروجی از E-109 مخلوط می‌شود. محصول خروجی از میکسر (جریان 56) به مبدل حرارتی E-110 ارسال می‌گردد، که به‌عنوان جاذب چرخه عمل می‌کند. در این بخش، سیال عامل کاملاً مایع شده و سپس توسط پمپ P-102 به سمت مبدل حرارتی E-107 پمپاژ می‌شود.

3- شبیه‌سازی و مفروضات

شبیه‌سازی یکی از ابزارهای مهم در توسعه نمودار جریانی فرآیندها، رفع مشکلات موجود و بهینه‌سازی عملکرد سامانه ها به شمار می‌رود. در این پژوهش با استفاده از شبیه‌سازی در نرم‌افزار اسپن هایسیس، فرایند پیشنهادی همراه با

تولید آب شیرین شبیه سازی شد. برای تحقق این هدف، از بسته سیالاتی پنگ رایبسون جهت شبیه سازی کل فرایند بهره گرفته شد. این معادله ترمودینامیکی قدرتمند که در بازه های گسترده فشار و دما کاربرد دارد، پیش تر توسط ژائو¹ و همکارانش [18] برای شبیه سازی یک سامانه چند منظوره با نرم افزار اسپن هایسیس مورد استفاده قرار گرفته است. انتخاب مواد شامل زیست توده از قسمت مواد فرضی و اطلاعات جدول 1 تعریف شده است.

جدول 1- مشخصات زیست توده (درصد وزنی) پوسته قهوه [19]

زیست توده	کربن	هیدروژن	اکسیژن	ازت	گوگرد	ارزش حرارتی ($\frac{kJ}{kg}$)
پوسته قهوه	46/8	4/9	47/1	0/6	0/6	16540

از نتایج شبیه سازی می توان به شرایط عملیاتی جریان ها و موازنه جرم جریان ها اشاره نمود که در جدول 2 به آن ها اشاره شده است. در این شبیه سازی سامانه در حالت پایا در نظر گرفته شده و محفظه احتراق براساس مدل راکتور تبدیلی طراحی و شبیه سازی شده است. ترکیب هوای احتراق شامل 79 درصد نیتروژن و 21 درصد اکسیژن است. دمای محفظه احتراق به طور ثابت برابر با 1800 درجه سانتیگراد در نظر گرفته می شود. تغییرات اکسرژی جنبشی و پتانسیلی ناچیز بوده و اکسرژی جریان به صورت مجموع اکسرژی فیزیکی و شیمیایی محاسبه شده است [20]. در چرخه چیلر جذبی، سیال عامل ترکیبی از آب و آمونیاک است [21]. سیال عامل در بخش رانکین آلی ارتوزایلین است [22]. الکترولایزر غشائی تبادل یونی دارای دمای 80 درجه سانتی گراد و فشار 1 اتمسفر است [23]. همچنین بازده آدیاباتیک توربین ها و پمپ ها ثابت بوده و معادل 85 درصد لحاظ شده است.

جدول 2- شرایط عملیاتی و خصوصیات ترمودینامیکی برای فرایند یکپارچه پیشنهادی با سوخت پوسته قهوه

جریان	دما ($^{\circ}C$)	فشار (kPa)	دبی ($\frac{kg}{s}$)	آنتالپی ($\frac{kJ}{kg}$)	آنتروپی ($\frac{kJ}{kg \cdot ^{\circ}C}$)
زیست توده	25	101/3	3	0	23/83
هوا	25	101/3	12/7	0/2841	5/258
1	1800	101/3	15/7	0/2298	7/755
2	130	101/3	15/7	2092	5/773
3	36/05	3000	37/73	217/9	0/7267
4	337/8	3000	37/73	652/6	2/556
5	183	3	37/73	421/5	2/613
6	42/88	101/3	15/7	2184	5/516
7	25	101/3	4/56	15920	2/566
8	100/3	101/3	4/56	15600	3/513
9	100/3	101/3	1/52	15600	3/513
10	100/3	101/3	1/52	15600	3/513
11	100/3	101/3	1/52	15600	3/513
12	65/16	25	1/52	15600	3/534
13	54/11	15	1/52	15600	3/552



3/568	15600	1/52	10	45/91	14
10/52	13350	0/0963	25	65/16	15
3/062	15750	1/424	25	65/16	16
10/7	13370	0/125	15	54/11	17
2/911	15800	1/395	15	54/11	18
10/84	13380	0/146	10	45/91	19
2/796	15830	1/374	10	45/91	20
10/87	13370	0/4358	10	52/41	21
3/077	15850	0/4358	10	25	22
2/928	15790	4/192	10	45/91	23
10/84	13380	0/06847	10	45/91	24
2/796	15830	4/124	10	45/91	25
8/563	4933	0/3	4000	-57/12	26
2/65	15880	4/124	10	35	27
4/789	5576	0/3	101/3	-161/6	28
4/825	5564	0/3	4000	-159/4	29
8/72	5103	0/3	200	-152/6	30
11/01	4693	0/3	200	15	31
3/077	15850	1/517	101/3	25	32
2/796	15930	1/517	101/3	5	33
2/28	283/3	37/73	3	100	34
8/438	2572	3/907	7000	150	36
2/218	260/8	37/73	3	85	37
9/06	15870	3/698	101/3	25	38
8/353	15640	3/689	101/3	80	39
8/353	15640	3/668	101/3	80	40
8/353	15640	0/03003	101/3	80	41
2/43	789/7	0/0036	101/3	80	42
0/1556	50/49	0/02667	101/3	80	43
0/7232	222/5	37/73	3	35	44
3/965	9694	31/91	1000	25/36	45
5/678	9123	31/91	1000	80	46
0/7267	217/9	37/73	3000	36/05	47
9/258	2891	8/173	1000	80	48
4/446	11270	23/74	1000	80	49
4/779	4262	8/173	1000	26/09	50
4/804	4262	8/173	400	-0/9388	51

7/017	3659	8/173	400	0	52
3/077	15850	60/84	101/3	25	53
2/796	15930	60/84	101/3	5	54
4/466	11270	23/74	400	54/41	55
5/192	9320	31/91	400	42/05	56
3/964	9695	31/91	400	25/26	57
3/965	9694	31/91	1000	25/36	58
8/526	2808	3/907	1000	25/14	59
4/799	3920	3/907	1000	25/14	60
4/806	3906	3/907	7000	27/43	61

4-تحلیل فرآیند

در طراحی فرآیند پیشنهادی، ادغام حرارتی تجهیزات بر اساس یک رویکرد سیستماتیک انجام شده است که از حداقل اختلاف دمای مجاز (Minimum approach temperature) در محدوده 5 تا 10 درجه سانتی‌گراد استفاده می‌کند. این روش به‌طور خاص برای بازیابی حرارت در مواردی که اختلاف دما کافی برای انتقال حرارت مؤثر وجود داشته، به‌کارگرفته می‌شود.

فرضیات و جزئیات این فرآیند به شرح زیر است:

- در مبدل E-108، دمای ورودی 80°C بوده و اختلاف دما برای بازیابی حرارت مناسب نبوده است؛ بنابراین این مبدل تنها به عنوان کولر کندانس عمل کرده است.
- در مبدل E-101، جریان 2 با دمای 130°C و آب دریا با دمای 25°C اختلاف دمای کافی برای بازیابی حرارت را فراهم کرده است.
- در مبدل E-100، جریان گاز داغ با دمای 1800°C و سیال عامل ورودی با دمای 36°C اختلاف دمای بسیار زیاد برای بازیابی حرارت به‌طور مؤثر را فراهم کرده است.
- در مبدل E-105، جریان گرم با دمای 183°C و جریان سرد با دمای 27°C اختلاف دمای مناسب برای بازیابی حرارت کافی بوده و بازیابی انجام شده است.

4-1-فرمولاسیون ترمودینامیکی سامانه

برای تحلیل انرژی و اکسرژی و آنالیز ترمودینامیکی ساختار پیشنهادی (شکل 1) از روابط پایه‌ای موازنه جرم، انرژی و اکسرژی در حالت حجم کنترل بهره گرفته شده است [24-26]:

$$\sum \dot{m}_{in} = \sum \dot{m}_{out} \quad (2)$$

$$\dot{Q} - \dot{W} + \sum \dot{m}_{in} h_{in} - \sum \dot{m}_{out} h_{out} = 0 \quad (3)$$

$$\dot{E}X_{F,i} = \dot{E}X_{P,i} + \dot{E}X_{D,i} \quad (4)$$

در این رابطه، پارامترهای کلیدی شامل دبی جرمی سیال (\dot{m})، نرخ انتقال حرارت (\dot{Q})، نرخ کار محوری (\dot{W})، آنتالپی جریان (h)، اکسرژی سوخت ($\dot{E}X_{F,i}$)، اکسرژی محصول ($\dot{E}X_P$)، و اکسرژی تخریب‌شده ($\dot{E}X_D$) می‌باشند. تحلیل

اکسرژی نوعی ارزیابی ترمودینامیکی است که بازده قانون دوم ترمودینامیک را تخمین زده و کیفیت انرژی در فرآیند را تحلیل می‌کند. با توجه به اینکه در بسیاری از فرآیندهای صنعتی تغییرات اکسرژی جنبشی و پتانسیلی قابل توجه نیست، اکسرژی کلی جریان مواد، شامل مجموع اکسرژی فیزیکی و شیمیایی می‌شود [27, 28]:

$$ex = ex_{ph} + ex_{ch} \quad (5)$$

$$ex_{ph} = (h - h_0) - T_0(s - s_0) \quad (6)$$

$$ex_{ch} = \sum x_i ex_i^{0, ch} + RT_0 \sum x_i \ln x_i \quad (7)$$

در روابط بالا، h_0 آنتالپی در شرایط استاندارد، s_0 آنترופی در شرایط استاندارد، T_0 دمای مرجع محیط و $ex_i^{0, ch}$ اکسرژی شیمیایی خاص برای هر تجهیز هستند. علاوه بر این برای هر تجهیز بکار رفته در فرایند پیشنهادی، مقدار نسبت تخریب اکسرژی (X_i) و کارایی اکسرژی (Ψ_i) براساس روابط زیر به دست می‌آیند [29].

$$X_i = \frac{\dot{E}_{D,i}}{\dot{E}_{D, total}} \quad (8)$$

$$\Psi_i = \frac{\dot{E}_{P,i}}{\dot{E}_{F,i}} \quad (9)$$

در روابط بالا، $\dot{E}_{P,i}$ ، $\dot{E}_{D,i}$ و $\dot{E}_{F,i}$ به ترتیب نشان‌دهنده اکسرژی محصول، سوخت و تخریب اکسرژی برای تجهیز i می‌باشد.

4-1-1- ارزیابی بازدهی فرآیند ارائه شده

در این مطالعه سامانه پیشنهادی از لحاظ بازدهی مورد بررسی و ارزیابی قرار گرفته است. این بازدهی شامل کارایی گرمایی (θ_{th})، بازده الکتریکی (θ_{el}) و اکسرژی (Ψ_{ex}) بوده است که براساس روابط زیر تعریف می‌شوند:

$$\theta_{th} = \frac{\dot{W}_{net} + \dot{Q}_h + \dot{Q}_c + \dot{Q}_{H2} + \dot{Q}_{FW}}{\dot{m}_{biomass} \times LHV_{biomass}} \quad (10)$$

$$\theta_{el} = \frac{\dot{W}_{net}}{\dot{m}_{biomass} \times LHV_{biomass}} = \frac{\sum \dot{W}_t - \sum \dot{W}_p - \dot{W}_{PEME}}{\dot{m}_{biomass} \times LHV_{biomass}} \quad (11)$$

$$\Psi_{ex} = \frac{\dot{W}_{net} + \dot{E}x_h + \dot{E}x_c + \dot{E}x_{H2} + \dot{E}x_{FW}}{\dot{E}x_{biomass}} \quad (12)$$

جایی که:

$$\dot{Q}_h = \dot{m}_{40} [h_{40} - h_{38}] \quad (13)$$

$$\dot{E}x_h = \dot{m}_{40} ex_{40} \quad (14)$$

$$\dot{Q}_c = \dot{m}_{33} [h_{32} - h_{33}] + \dot{m}_{53} [h_{53} - h_{54}] \quad (15)$$

$$\dot{Q}_{H2} = \dot{m}_{42} \times LHV_{42} \quad (16)$$

$$\dot{E}x_{H2} = \dot{E}x_{H2}^{ph} + \dot{E}x_{H2}^{ch} \quad (17)$$

$$\dot{E}x_{biomass} = \dot{m}_{biomass} \times ex_{biomass} \quad (18)$$

$$\dot{Q}_{FW} = \frac{\dot{m}_{22}}{\dot{m}_7} \times \dot{m}_2 [h_2 - h_6] \quad (19)$$

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

در رابطه 20، θ نسبت اکسرژی به انرژی است که برای محاسبه آن رابطه 21 استفاده شده است [5]:

$$\theta = 1.0401 + 0.1728 \frac{y}{x} + 0.0432 \frac{z}{x} + 0.2169 \frac{\lambda}{z} (1 - 0.2062 \frac{y}{x}) \quad (21)$$

در این معادله x ، y ، z و λ به ترتیب برابر تعداد اتم‌های کربن، هیدروژن، نیتروژن و اکسیژن در زیست‌توده (اتم/مولکول) می‌باشد. طبق نتایج جدول 3 در حالت طراحی پایه، این سامانه قادر است 5053 کیلووات توان سرمایی، 850 کیلووات توان حرارتی، 8391 کیلووات توان الکتریکی، 12/1 کیلوگرم در ساعت هیدروژن و 1569 کیلوگرم در ساعت آب شیرین تولید کند.

جدول 3- مهمترین نتایج ارزیابی انرژی و اکسرژی سامانه پیشنهادی

مقادیر	پارامترها
5053	توان سرمایی (کیلووات)
850	توان گرمایی (کیلووات)
8391	توان الکتریکی (کیلووات)
12/1	دبی هیدروژن (کیلوگرم در ساعت)
1569	نرخ تولید آب شیرین (کیلوگرم در ساعت)
63020	اکسرژی زیست تود (کیلووات)
0/27	ضریب عملکرد سامانه تبرید جذبی $(\frac{Q_{E-109}}{Q_{E-107}})$
1036	برق مصرفی الکترو لایزر (کیلووات)
29/9%	بازده حرارتی کلی
14/38%	بازده اکسرژی کلی
16/91%	بازده الکتریکی کلی
52115	کل تخریب اکسرژی (کیلووات)

همچنین کل انرژی بازیابی شده توسط مبدل‌های حرارتی بخارساز برابر با 568482 کیلووات است. ارزیابی ترمودینامیکی نشان داد که فرایند پیشنهادی دارای کارایی حرارتی 29/9 درصد، بازده اکسرژی 14/28 درصد و راندمان الکتریکی 16/91 درصد است. علاوه بر این، ضریب عملکرد برای سامانه چیلر جذبی معادل با 0/27 محاسبه شده است. بر اساس جدول 4، کل برگشت‌ناپذیری در این فرایند برابر با 52115 کیلووات بوده که سهم عمده آن مربوط به محفظه احتراق (37103 کیلووات) و مبدل حرارتی E-100 (11293 کیلووات) است. این دو تجهیزات مجموعاً 92/7 درصد از برگشت‌ناپذیری فرآیند را به خود اختصاص داده‌اند. با توجه به نقش مهم E-100 در چرخه آلی رانکین و کل فرایند، در ارزیابی حساسیت دو راهکار زیر برای کاهش تخریب اکسرژی و ارتقای بازده آنتروپی در E-100 پیشنهاد شده است:

- افزایش دمای سیال عامل ورودی به E-100
- افزایش دمای ورودی به توربین T-100

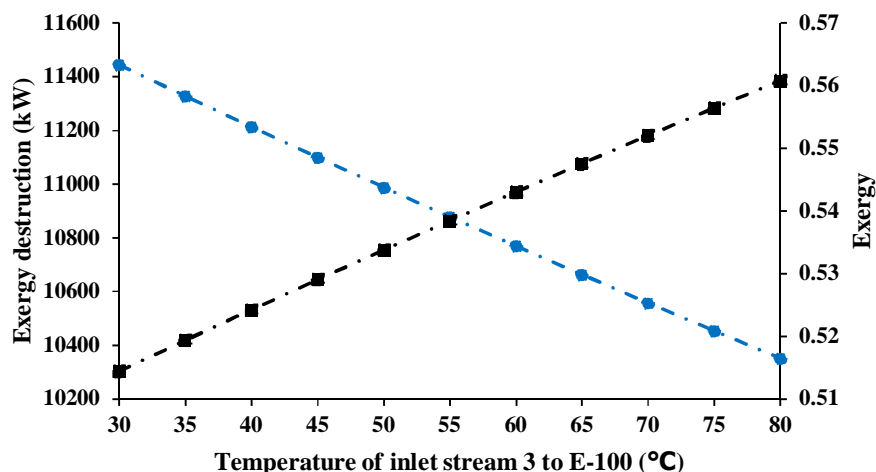
جدول 4- ارزیابی اکسرژی برای تجهیزات بکار رفته

$\dot{E}x_F$	$\dot{E}x_P$	$\dot{E}x_D$	ψ_i	x_i	تجهیزات
63020	25917	37103	0/412	0/711	Combustor
23566	12273	11293	0/521	0/216	E-100
9357	8717	640	0/932	0/012	T-100
1482	980	502	0/662	0/01	E-105
1256	1240	16	0/987	0	E-111
1023	922	101	0/91	0/002	T-102
53	43	10	0/812	0	P-103
299	158	141	0/53	0/0027	E-101
52	45	7	0/866	0	VLV-100
52	39	13	0/75	0	VLV-101
52	27	25	0/52	0	VLV-102
35	34	1	0/971	0	V-101
28	29	1	0/964	0	V-102
69	37	32	0/537	0	E-102
49	48	1	0/98	0	V-103
5	4	1	0/8	0	P-100
335	178	157	0/532	0/003	E-103
65	51	14	0/785	0	T-101
13	5	8	0/38	0	E-104
1036	398	638	0/385	0/012	PEME
151	71	80	0/47	0/0015	E-106
174	134	40	0/77	0	P-101
1931	1437	494	0/745	0/01	E-107
3430	3421	9	0/994	0	V-104
2712	2448	264	0/903	0/0051	E-108
712	570	142	0/8	0/0027	VLV-104
1769	1683	86	0/952	0/0017	E-110
34	27	7	0/79	0	P-102
462	173	289	0/375	0/0055	E-109

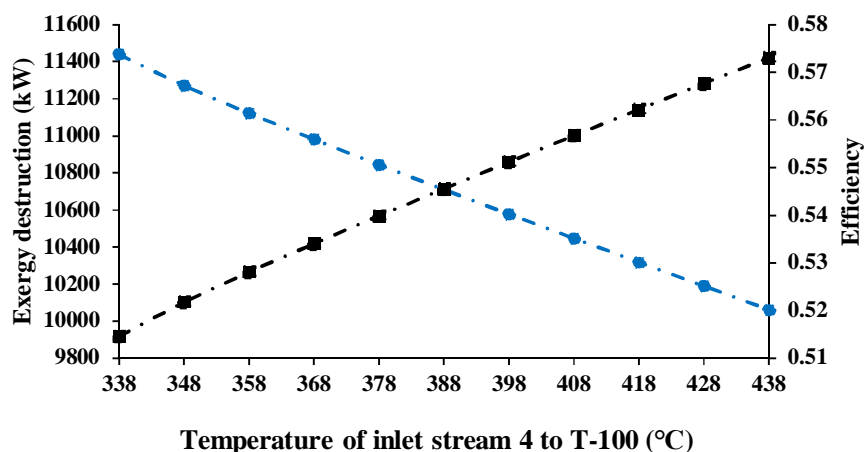
در این مطالعه، تأثیر دو راهکار پیشنهادی بر تخریب و بازده اکسرژی مبدل حرارتی E-100 مورد بررسی قرار گرفته است (شکل‌های 2 و 3). نتایج نشان می‌دهد که افزایش دمای ورودی به تبخیرکننده و نیز افزایش دمای ورودی به توربین T-100 به‌طور محسوسی موجب کاهش تخریب اکسرژی و بهبود بازده آنترتویی در مبدل E-100 می‌شود. دلیل این رفتار آن است که با افزایش دمای گاز ورودی به بخش داغ سیکل، کیفیت انرژی (اکسرژی) جریان گاز داغ خروجی از محفظه احتراق افزایش یافته و در نتیجه، اکسرژی بیشتری در مبدل حرارتی E-100 تولید و منتقل می‌شود.

در سناریوی افزایش دمای ورودی به توربین T-100 (مطابق شماتیک فرآیند)، گرمای بیشتری مستقیماً به سیال عامل قبل از توربین تزریق می‌شود. در این حالت، دمای گاز ورودی به مبدل E-100 ثابت است اما دمای سیال عامل خروجی از توربین T-100 افزایش می‌یابد. به دلیل بالا بودن اختلاف دمای بین گاز داغ ورودی به E-100 و سیال عامل خروجی از توربین، نرخ انتقال حرارت در مبدل E-100 افزایش یافته و بار حرارتی این تجهیز متغیر می‌شود. افزایش نرخ انتقال حرارت باعث می‌شود اکسرژی بیشتری از سمت جریان داغ به سیکل تحویل داده شود. این موضوع عملاً به معنای افزایش ضریب عملکرد مبدل E-100 است. با بهبود عملکرد مبدل، تخریب اکسرژی در E-100 کاهش یافته و سهم بیشتری از اکسرژی ورودی می‌تواند در توربین به کار گرفته شود. در نتیجه، توربین T-100 توان بیشتری تولید می‌کند و راندمان اکسرژی کل سیکل افزایش می‌یابد.

در مجموع، این تحلیل‌ها نشان می‌دهند که هر دو راهکار پیشنهادی نه تنها موجب کاهش تخریب اکسرژی در مبدل حرارتی E-100 می‌شوند، بلکه با افزایش کیفیت انرژی ورودی به توربین، موجب بهبود عملکرد توربین و ارتقای راندمان کلی سیکل نیز می‌گردند.



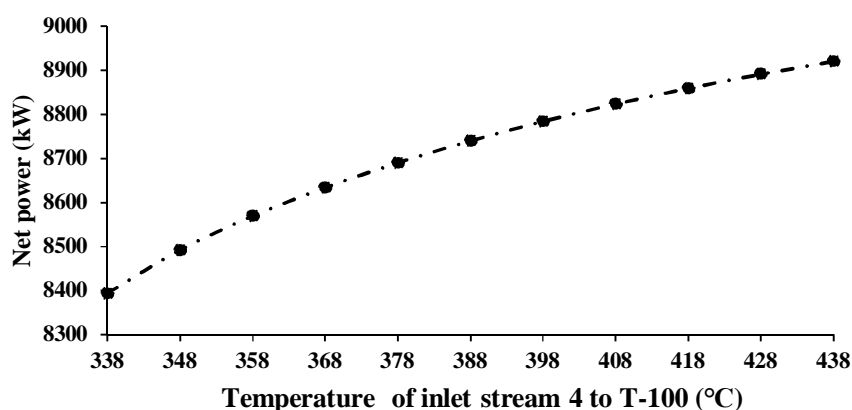
شکل 2- تأثیر دمای جریان 3 بر تخریب و بازده اکسرژی بخارساز چرخه رانکین آلی



شکل 3- تأثیر دمای جریان 4 بر تخریب و بازده اکسرژی بخارساز چرخه رانکین آلی

4-2- آنالیز حساسیت

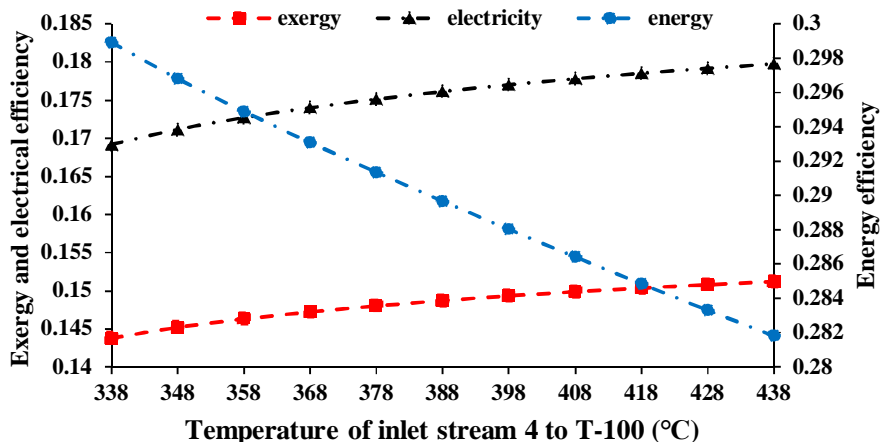
طبق تحلیل‌های ارائه شده در شکل 4، افزایش دمای جریان ورودی به T-100 جریان 4 باعث شده میزان تولید توان الکتریکی خالص سامانه از 8394 کیلووات به 8921 کیلووات افزایش یابد. علت اصلی این افزایش به فراهم شدن انرژی بیشتر از بخار برای تغذیه توربین در چرخه آلی رانکین مرتبط است. از آنجا که کارایی الکتریکی و اکسرژی سامانه مستقیماً به توان الکتریکی خالص وابسته هستند، این دو پارامتر نیز همراه با افزایش دمای جریان 4، همان‌طور که در شکل 5 مشاهده می‌شود، به ترتیب از 0/17 به 0/18 و از 0/14 به 0/15 ارتقا یافته‌اند. با این حال، در خصوص کارایی انرژی سامانه، روند تغییرات کاهش یافته و از 0/3 به 0/28 کاهش یافته است. دلیل اصلی این کاهش را می‌توان در کاهش دبی سیال عامل در بخش رانکین آلی به دلیل افزایش دمای سیال عامل یا همان جریان 4 جستجو کرد. این موضوع بر اساس شبیه‌سازی‌های متعدد مشخص شده است. از آنجا که سیال عامل بخش رانکین آلی نقش منبع حرارت را در مبدل‌های E-106 و E-107 ایفا می‌کند، افزایش دمای آن منجر به کاهش تولید انرژی گرمایش و سرمایش شده است. در نتیجه، کل انرژی فرآیندی تولید شده در شرایط دبی ثابت سوخت ورودی، کاهش یافته و این امر مستقیماً بر کاهش کارایی حرارتی سامانه تأثیر گذاشته است.



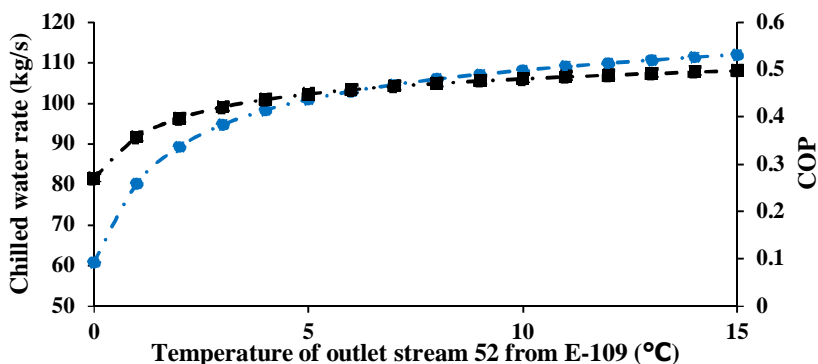
شکل 4- بررسی تأثیر دمای جریان 4 بر توان الکتریکی خالص سامانه

در شکل 6، دمای جریان مبرد خروجی از تبخیرکننده چرخه چیلر جذبی جریان 52 مورد بررسی قرار گرفته است. مطابق تحلیل‌ها، با افزایش این دما، تولید آب سرد از 60/8 کیلوگرم بر ثانیه به 112 کیلوگرم بر ثانیه افزایش یافته و ضریب عملکرد چرخه تبرید نیز از 0/27 به 0/5 ارتقا پیدا کرده است. علت اصلی این بهبود، افزایش نرخ انتقال حرارت در تبخیرکننده E-109 بوده است. افزایش تولید محصول از E-109 نشان دهنده کاهش تخریب اکسرژی سامانه است که علاوه بر بالا بردن بازده گرمایی، می‌تواند منجر به بهبود کارایی سامانه و کاهش آنتروپی شود. بر اساس شکل 7، افزایش دمای جریان ارتوزایلین خروجی از هیتر آب جریان 37 موجب کاهش تولید گرمایش سامانه از 849 کیلووات به 286 کیلووات شده است. همچنین، تولید سرمایش سامانه پیشنهادی از 5053 کیلووات به 5205 کیلووات افزایش یافته است. کاهش گرمایش به این دلیل است که افزایش دمای جریان 37 منجر به کم شدن نرخ انتقال حرارت در E-106 و کاهش تولید آب گرم می‌شود. اما در عین حال، انرژی تزریق شده به بخارساز چرخه تبرید بیشتر شده که با افزایش تولید آب سرد همراه است. شکل 8 نشان می‌دهد که افزایش دمای سیال عامل در بخارساز بخش رانکین آلی جریان 37 سبب بالا رفتن کارایی گرمایی از 0/3 به 0/33 و ارتقای بازده اکسرژی از 0/14 به 0/16

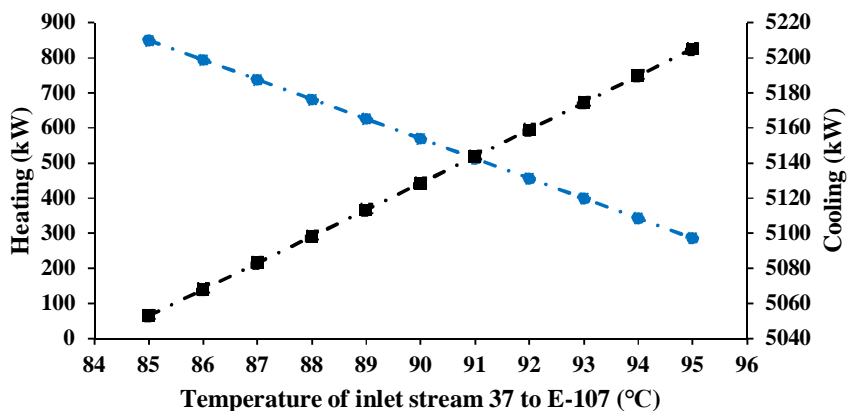
شده است. علت اصلی این بهبود کاهش تخریب اکسرژی و افزایش بازده در مبدل حرارتی E-100 بوده است. کاهش برگشت‌ناپذیری در E-100 توانسته تولید توان الکتریکی سامانه را افزایش دهد؛ عاملی که برای بهبود بازده ترمودینامیکی فرآیند کافی به نظر می‌رسد.



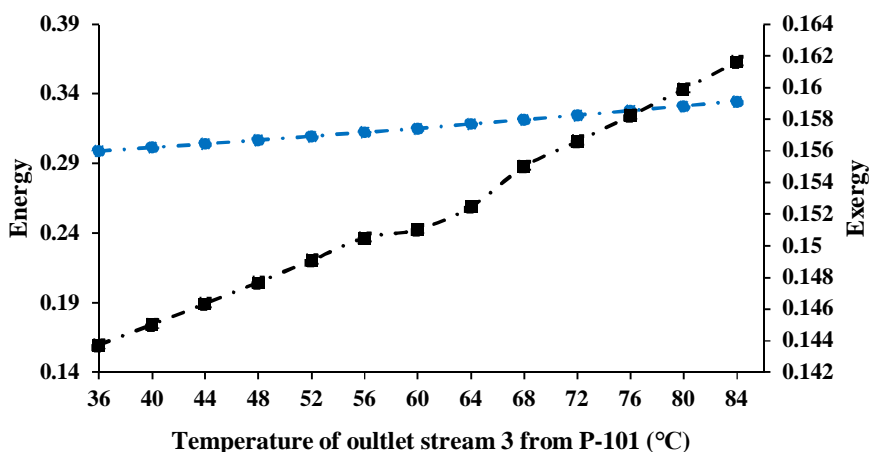
شکل 5- بررسی تأثیر دمای جریان 4 بازده‌های ترمودینامیکی سامانه پیشنهادی



شکل 6- بررسی تأثیر دمای جریان 52 بر دبی تولید آب سرد و ضریب عملکرد چرخه چیلر جذبی



شکل 7- بررسی تأثیر دمای جریان 37 بر میزان تولید توان گرمایشی و سرمایشی سامانه



شکل 8- بررسی تأثیر دمای جریان 3 بر کارایی انرژی و اکسرژی فرایند یکپارچه سازی حرارتی

5- نتیجه گیری

در این پژوهش، یک سامانه چندمنظوره و یکپارچه که از ترکیب انرژی حاصل از احتراق زیست توده پوسته قهوه و سرمایش گاز طبیعی مایع شده بهره می برد، طراحی، توسعه و ارزیابی شد. این سامانه قادر است به صورت همزمان آب شیرین، هیدروژن، آب گرم، آب سرد و برق تولید کند. مدل سازی فرآیند در محیط نرم افزار Aspen HYSYS انجام گرفت و عملکرد ترمودینامیکی آن بر اساس قوانین اول و دوم ترمودینامیک مورد تحلیل قرار گرفت. در بخش نمک زدایی از فناوری چنداثره و برای تولید هیدروژن از الکترولیزر غشای تبادل یونی استفاده شد. بازده های کلی حرارتی و اکسرژی سامانه به ترتیب 29/9% و 14/38% به دست آمدند. همچنین ضریب عملکرد چیلر جذبی در شرایط پایه برابر 0/2704 محاسبه شد و نتایج نشان دادند که با افزایش دمای مبرد خروجی از تبخیرکننده، ضریب عملکرد تا 0/5 قابل ارتقا بوده و بهبود قابل توجهی در کارایی سامانه حاصل می شود. مطالعات پارامتری بیانگر آن است که عملکرد سامانه بیش از همه تحت تأثیر دمای سیال عامل ورودی به توربین چرخه رانکین آلی، دمای سیال عامل خروجی از تبخیرکننده، دمای مبرد خروجی از تبخیرکننده در چرخه تبرید، و دمای ارتوزایلین خروجی از گرم کن آب قرار دارد. برای کاهش برگشت ناپذیری در بخارساز چرخه رانکین آلی، دو راهکار اصلاحی پیشنهاد شد و ارزیابی حساسیت نشان داد که اجرای این راهکارها موجب بهبود محسوس بازده حرارتی و کارایی اکسرژی سامانه می شود. در نهایت، پیشنهاد می شود در مطالعات آینده بهینه سازی چندهدفه و ارزیابی فنی-اقتصادی این سامانه به منظور تعیین شرایط عملیاتی بهینه و بررسی امکان سنجی صنعتی آن مورد بررسی قرار گیرد.

6- منابع

- [1] M. Shamsi, J.T. Darian, M. Afkhamipour, "Process modeling and sensitivity analysis of intensified post-combustion CO₂ capture process by polyamine solution in a rotating packed bed", *Fuel*, Vol. 397, pp. 135294, 2025.
- [2] Y. Wang, X. Zhou, L. Liu, "Feasibility study of hydrogen jet flame ignition of ammonia fuel in marine low speed engine", *International Journal of Hydrogen Energy*, Vol. 48, No. 1, pp. 327-336, 2023.
- [3] M. Shamsi, J.T. Darian, M. Afkhamipour, "Assessment of mass transfer performance using the two-film theory and surrogate models for intensified CO₂ capture process by amine solutions in

- rotating packed beds", *Chemical Engineering and Processing-Process Intensification*, Vol. 208, pp. 110080, 2025.
- [4] F. Khalid, I. Dincer, M.A. Rosen, "Energy and exergy analyses of a solar-biomass integrated cycle for multigeneration", *Solar Energy*, Vol. 112, pp. 290-299, 2015.
- [5] C. Liu, C.-Y. Hsu, M.K. Agrawal, J. Zhang, S.F. Ahmad, A.H. Seikh, V. Mohanavel, S.T. Chauhdary, F. Chi, "Design and thermo-enviro-economic analyses of an innovative environmentally friendly trigeneration process fueled by biomass feedstock integrated with a post-combustion CO₂ capture unit", *Journal of Cleaner Production*, Vol. 443, pp. 141137, 2024. [6] S.O. Jekayinfa, J.I. Orisaleye, R. Pecenka, "An assessment of potential resources for biomass energy in Nigeria", *Resources*, Vol. 9, No. 8, pp. 92, 2020.
- [7] S. Gao, Q. Zhang, X. Su, X. Wu, X.G. Zhang, Y. Guo, et al., "Ingenious artificial leaf based on covalent organic framework membranes for boosting CO₂ photoreduction", *Journal of the American Chemical Society*, Vol. 145, No. 17, pp. 9520-9529, 2023.
- [8] M.M. Tun, D. Juchelkova, M.M. Win, A.M. Thu, T. Puchor, "Biomass energy: an overview of biomass sources, energy potential, and management in Southeast Asian countries", *Resources*, Vol. 8, No. 2, pp. 81, 2019.
- [9] N.E. Benti, et al., "The current status, challenges and prospects of using biomass energy in Ethiopia", *Biotechnology for Biofuels*, Vol. 14, No. 1, pp. 1-24, 2021.
- [10] Z. Wang, Q. Wang, C. Jia, J. Bai, "Thermal evolution of chemical structure and mechanism of oil sands bitumen", *Energy*, Vol. 244, pp. 123190, 2022.
- [11] S. Karellas, K. Braimakis, "Energy-exergy analysis and economic investigation of a cogeneration and trigeneration ORC-VCC hybrid system utilizing biomass fuel and solar power", *Energy Conversion and Management*, Vol. 107, pp. 103-113, 2016.
- [12] H. Rashidi, J. Khorshidi, "Exergy analysis and multiobjective optimization of a biomass gasification based multigeneration system", *International Journal of Hydrogen Energy*, Vol. 43, No. 5, pp. 2631-2644, 2018.
- [13] T. Gholizadeh, M. Vajdi, F. Mohammadkhani, "Thermodynamic and thermoeconomic analysis of basic and modified power generation systems fueled by biogas", *Energy Conversion and Management*, Vol. 181, pp. 463-475, 2019.
- [14] F. Chen, W. Zhang, Y. Liu, J. Cai, J. Zhang, X. Wang, Q. Su, "Simulation and 4E analysis of a novel trigeneration process using a gas turbine cycle combined with a geothermal-driven multi-waste heat recovery method", *Process Safety and Environmental Protection*, Vol. 176, pp. 1026-1047, 2023.
- [15] S. Li, L. Zhu, Y. He, J. Fan, L. Lv, "Thermodynamic evaluation of CCHP system based on biomass gasification by exploring the feasibility of using CO₂ as gasification agent", *Sustainable Energy Technologies and Assessments*, Vol. 42, pp. 100867, 2020.
- [16] W. Shao, A.A. Ghfar, A. Albani, M.K. Agrawal, F. Riaz, K. Sh, "Simulation and multi-objective assessment of an environmentally friendly trigeneration system powered by biogas from landfilling using a novel cascade heat integration model", *Journal of Cleaner Production*, Vol. 425, pp. 138664, 2023.
- [17] Z. Xu, Y.-J. Hu, Y.-T. He, T.U.K. Nutakki, A.H. Seikh, V. Mohanavel, N.A. Shah, M. Qin, "Thermo-enviro-economic analysis of a novel landfill gas-fueled CCHP-desalination process combined with a liquefied natural gas cold energy recovery unit", *Journal of Cleaner Production*, 2024.
- [18] J. Zhao, Q. Zhang, W. Hao, Q. Su, "Chemical absorption-based biogas upgrading process integrated with a novel poly-generation system: Application of Aspen HYSYS simulation and 4E study", *Process Safety and Environmental Protection*, Vol. 174, pp. 1023-1043, 2023.

- [19] M. Mehrpooya, M. Khalili, M.M.M. Sharifzadeh, "Model development and energy and exergy analysis of the biomass gasification process (Based on the various biomass sources)", *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, Vol. 91, pp. 869-887, 2018.
- [20] M. Shamsi, S. Mousavian, S. Rooeentan, B. Karami, S. Moghaddas, A. Afshardoost, "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*, Vol. 60, pp. 103396, 2025.
- [21] M. Shamsi, M. Sheidaei, B. Karami, A. Cheraghdar, S. Bakhsheshi, A. Afshardoost, "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 CO₂, and utilities", *Renewable Energy Focus*, pp. 100728, 2025.
- [22] E.D. Kerme, J. Orfi, A.S. Fung, E.M. Salilih, S.U. Khan, H. Al Shehri, E. Ali, M. Alrasheed, "Energetic and exergetic performance analysis of a solar driven power, desalination and cooling poly-generation system", *Energy*, 2020.
- [23] M. Zhang, A. Timoshin, E.A. Al-Ammar, M. Sillanpää, G. Zhang, "Power, cooling, freshwater, and hydrogen production system from a new integrated system working with the zeotropic mixture, using a flash-binary geothermal system", *Energy*, Vol. 263, pp. 125959, 2023.
- [24] A. Afshardoost, M. Shamsi, "Sustainable development and optimization of a geothermal-biomass hybrid energy system for green hydrogen production", *Energy Conversion and Management: X*, pp. 101106, 2025.
- [25] M. Shamsi, E. Naeiji, M. Vaziri, S. Moghaddas, K.E. Gomari, M. Naseri, M. Bonyadi, "Optimization of energy requirements and 4E analysis for an integrated post-combustion CO₂ capture utilizing MEA solvent from a cement plant flue gas", *Environment, Development and Sustainability*, pp. 1-27, 2023.
- [26] M. Shamsi, S. Moghaddas, O. Torabi, S. Bakhsheshi, M. Bonyadi, "Design and analysis of a novel structure for green syngas and power cogeneration based on PEM electrolyzer and Allam cycle", *International Journal of Hydrogen Energy*, Vol. 48, pp. 29034-29047, 2023.
- [27] M. Shamsi, B. Karami, A. Cheraghdar, S. Mousavian, M. Makki, S. Rooeentan, "Evaluation of an environmentally-friendly poly-generation system driven by geothermal energy for green ammonia production", *Fuel*, Vol. 365, pp. 131037, 2024.
- [28] M. Shamsi, M. Rahimi, M. Sheidaei, S.H. Majidi Dorcheh, M. Bonyadi, "A new integrated process for LNG production based on the single mixed refrigerant: energy, exergy, environmental and economic analysis", *Arabian Journal for Science and Engineering*, Vol. 48, pp. 15805-15821, 2023.
- [29] M. Shamsi, S. Rooeentan, K.E. Gomari, M. Naseri, M. Bonyadi, "Design and thermodynamic analysis of a novel structure utilizing coke oven gas for LNG and power cogeneration", *Energy*, Vol. 277, pp. 127656, 2023.