

شبیه‌سازی و تحلیل جامع انرژی، اکسرژی و اقتصادی سامانه تولید هم زمان برق، آب شیرین و متانول از زیست‌توده

طاهره سلیمانی^۱، نادیا اسفندیاری^{۲*}

^۱ دکترای مهندسی شیمی، گروه مهندسی شیمی، واحد مرودشت، دانشگاه آزاد اسلامی، مرودشت، ایران

^{۲*} دانشیار، گروه مهندسی شیمی، واحد مرودشت، دانشگاه آزاد اسلامی، مرودشت، ایران

پیام‌نگار Nadia.esfandiari@iau.ac.ir, n.esfandiari.2013@gmail.com

Simulation and comprehensive energy, exergy, and economic analysis of a biomass-based polygeneration system for the simultaneous production of electricity, Freshwater, and methanol

Tahereh Soleimani¹, Nadia Esfandiari^{2*}

¹Ph.D. in Chemical Engineering, Department of Chemical Engineering, Marv.C., Islamic Azad University, Marvdasht, Iran

^{2*}Associate Professor, Department of Chemical Engineering, Marv.C., Islamic Azad University, Marvdasht, Iran

E-mail: Nadia.esfandiari@iau.ac.ir, n.esfandiari.2013@gmail.com

Abstract:

This study presents a biomass and solar-driven polygeneration system designed for the simultaneous production of electricity, Freshwater, and methanol. Utilizing biomass, seawater, and HITEC molten salts, the plant incorporates pyrolysis, gasification, reforming, and methanol synthesis stages. Thermal energy for the gasification unit and steam cycle is provided by solar collectors, with waste heat recovery optimizing overall efficiency. A MED-TVC unit, integrated for desalination, achieves a production capacity of 626.8 m³/h with 52.23% efficiency. The simulation yields a 43.7% cold gas efficiency and an overall exergy efficiency of 59.16%. Exergy analysis identifies the combustion chamber and gasifier as the primary sites of exergy destruction. Economic evaluation indicates a total capital cost of 1544 USD/kW and an electricity cost of 4.38 cents/kWh. Multi-objective optimization via the NSGA-II algorithm identifies an optimal operating point at 60.68% exergy efficiency and a methanol price of 278 USD/ton, effectively balancing thermodynamic performance with economic viability.

Keywords: biomass, solar energy, methanol, MED-TVC, exergy analysis, multi-objective optimization

چکیده

این پژوهش یک سامانه تولید هم‌زمان مبتنی بر زیست‌توده و خورشیدی را ارائه می‌دهد که برای تولید هم‌زمان برق، آب شیرین و متانول طراحی شده است. این نیروگاه با بهره‌گیری از زیست‌توده، آب دریا و نمک‌های مذاب شامل مراحل پیرولیز، گازی‌سازی، ریفرمینگ و سنتز متانول است. انرژی حرارتی موردنیاز برای واحد گازی‌سازی و چرخه بخار توسط کلکتورهای خورشیدی تأمین شده و بازیابی حرارت اتلافی، بازدهی کلی را بهینه می‌کند. یک واحد تقطیر چنداثره با تراکم حرارتی بخار (MED-TVC) که برای شیرین‌سازی آب ادغام شده، به ظرفیت تولید ۶۲۶/۸ مترمکعب بر ساعت با بازده ۵۲/۲۳ درصد دست می‌یابد. نتایج شبیه‌سازی حاکی از بازده گاز سرد ۴۳/۷ درصد و بازده اکسرژی کلی ۵۹/۱۶ درصد است. تحلیل اکسرژی، محفظه احتراق و رآکتور گازی ساز را به‌عنوان نقاط اصلی تخریب اکسرژی شناسایی می‌کند. ارزیابی اقتصادی نشان‌دهنده هزینه سرمایه‌ای کل ۱۵۴۴ دلار بر کیلووات و هزینه برق ۴/۲۸ سنت بر کیلووات‌ساعت است. بهینه‌سازی چندهدفه از طریق الگوریتم NSGA-II، نقطه کار بهینه را در بازده اکسرژی ۶۰/۶۸ درصد و قیمت متانول ۲۷۸ دلار بر تن شناسایی می‌کند که توازنی مناسب میان عملکرد ترمودینامیکی و توجیه‌پذیری اقتصادی برقرار می‌سازد.

کلیدواژه: زیست‌توده، انرژی خورشیدی، متانول، MED-TVC، تحلیل اکسرژی، بهینه‌سازی چندهدفه

۱- مقدمه

افزایش تقاضای جهانی برای انرژی‌های تجدیدپذیر و هم‌زمان لزوم کاهش انتشار گازهای گلخانه‌ای، توجه محققان و صنعت را به روش‌های تولید هم‌زمان حامل‌های انرژی و فرآورده‌های شیمیایی از منابع زیستی جلب کرده است. سامانه‌های مبتنی بر زیست‌توده (به‌ویژه فرایندهای تبدیل ترموشیمیایی (گازی‌سازی/پیرولیز) و یکپارچه‌سازی با واحدهای الکترولیز و سنتز) چشم‌انداز تولید «متانول تجدیدپذیر» و برق کم‌کربن را تقویت می‌کنند [۱-۶].

هم‌زمان‌سازی تولید برق، آب شیرین و متانول از زیست‌توده به‌عنوان یک رویکرد نوین در سامانه‌های چندمنظوره انرژی^۱ شناخته می‌شود که با هدف افزایش بهره‌وری کلی و کاهش تلفات انرژی طراحی شده است. در این سامانه‌ها، گازهای داغ و حرارت خروجی از فرایندهای اصلی مانند گازی‌سازی یا سنتز متانول، به‌جای دفع به محیط، برای تولید برق از طریق چرخه‌های بخار یا چرخه رانکین آلی^۲ و همچنین برای تأمین انرژی حرارتی واحدهای نمک‌زدایی مانند (تقطیر چند اثره) MED^۳ یا (تقطیر ناگهانی چند مرحله‌ای) MSF^۴ مورد استفاده قرار می‌گیرند. این بازیافت هوشمند انرژی موجب ارتقای بازده انرژی و اکسرژی، کاهش مصرف سوخت، و بهبود شاخص‌های اقتصادی سامانه می‌شود. مطالعات نشان داده‌اند که ترکیب فرایندهای گازی‌سازی زیست‌توده با تولید متانول و نمک‌زدایی آب شور می‌تواند راندمان انرژی کل را تا ۷۵٪ و راندمان اکسرژی را تا ۵۰٪ افزایش دهد، در حالی که انتشار دی اکسید کربن را به میزان قابل توجهی کاهش می‌دهد. در نتیجه،

^۱ - Polygeneration

^۳ - ORC

^۳ - Multi-Effect Desalination

^۵ - Multi-Stage Flash Distillation

یکپارچه‌سازی بازیافت حرارت با تولید هم‌زمان برق، آب شیرین و سوخت‌های ارزشمند، ضمن ارتقای بهره‌وری انرژی و کاهش اتلافات، رویکردی پایدار و اقتصادی برای بهره‌برداری از منابع زیست‌توده، به‌ویژه در مناطق دارای محدودیت منابع آب، فراهم می‌سازد. [۷-۹].

تولید متانول از زیست‌توده یکی از مسیرهای کلیدی در توسعه سوخت‌ها و مواد شیمیایی تجدیدپذیر محسوب می‌شود و تاکنون مسیرهای گوناگونی برای این هدف پیشنهاد شده است. یکی از رایج‌ترین روش‌ها، گازی‌سازی زیست‌توده است که در آن مواد آلی به گاز سنتز شامل CO ، CO_2 و H_2 تبدیل می‌شوند و سپس این گاز از طریق واکنش‌های سنتز در حضور کاتالیست مس-روی به متانول تبدیل می‌گردد. روش دیگر، ترکیب گازی‌سازی با سلول الکترولیز اکسید جامد^۱ یا غشای تبادل پروتون^۲ است که با تزریق هیدروژن سبز حاصل از الکترولیز به جریان گاز سنتز، نسبت H_2/CO را به مقدار مطلوب واکنش سنتز متانول (حدود ۲) تنظیم می‌کند. در سال‌های اخیر، مسیرهای CO_2 -محور نیز مورد توجه قرار گرفته‌اند که در آن‌ها از CO_2 زیست‌منشأ یا بازیافتی در واکنش با H_2 تجدیدپذیر برای تولید مستقیم متانول استفاده می‌شود. هر یک از این مسیرها دارای مزایا و چالش‌های خاص خود هستند: مسیر گازی‌سازی مستقیم از نظر هزینه سرمایه‌ای ساده‌تر است؛ اما بازده کربنی پایین‌تری دارد؛ درحالی‌که مسیرهای ترکیبی با الکترولیز بازده انرژی بالاتری دارند؛ ولی نیازمند سرمایه‌گذاری و مصرف برق بیشترند. در مقابل، مسیرهای CO_2 -محور بیشترین مزیت زیست‌محیطی را فراهم می‌کنند؛ اما به فناوری‌های پیشرفته جداسازی و فشرده‌سازی گاز نیاز دارند. به همین دلیل، انتخاب مسیر بهینه برای تولید متانول از زیست‌توده معمولاً بر اساس معیارهای انرژی، اکسرژی، اقتصادی و در دسترس بودن زیرساخت انجام می‌شود [۱۰، ۱۱].

اگرچه مطالعه پیشین نویسندگان [۱۱] نیز به بررسی یک سامانه تولید هم‌زمان مبتنی بر لجن زیستی، انرژی خورشیدی و تولید هم‌زمان متانول، آب شیرین و برق پرداخته است، اما پژوهش حاضر از نظر هدف، روش‌شناسی و سطح تحلیل دارای تفاوت‌های اساسی است. در مطالعه پیشین، تمرکز اصلی بر ارزیابی E^4 (انرژی، اکسرژی، اقتصادی و زیست‌محیطی) سامانه در یک شرایط عملیاتی مشخص و بررسی عملکرد کلی فرآیند بوده است؛ در حالی‌که در پژوهش حاضر، یک چارچوب توسعه‌یافته شامل تحلیل جامع تخریب اکسرژی تجهیزات، بررسی اثر پارامترهای عملیاتی کلیدی، تحلیل حساسیت شرایط فرآیندی و بهینه‌سازی چندهدفه با استفاده از الگوریتم NSGA-II ارائه شده است. در این مطالعه، اهداف متضاد بهینه‌سازی بازده اکسرژی و کمینه‌سازی هزینه تولید متانول به‌صورت هم‌زمان بررسی شده و نقطه بهینه‌ای میان عملکرد ترمودینامیکی و توجیه‌پذیری اقتصادی سامانه تعیین شده است. علاوه بر این، مدل حاضر شامل بررسی دقیق‌تر یکپارچه‌سازی واحد MED-TVC با چرخه رانکین و ارزیابی تأثیر شرایط کاری نمک مذاب خورشیدی بر عملکرد سامانه می‌باشد. بنابراین، اگرچه هر دو پژوهش در حوزه مشترک تولید چندمحصولی مبتنی بر زیست‌توده قرار دارند، مقاله حاضر یک توسعه روش‌شناختی جدید با تمرکز بر بهینه‌سازی فرآیند و تعیین شرایط عملیاتی بهینه ارائه می‌دهد و نتایج، داده‌ها، نمودارها و تحلیل‌های ارائه‌شده در آن مستقل از مطالعه پیشین هستند.

¹- Solid Oxide Electrolysis Cell (SOEC)

²- Proton Exchange Membrane (PEM)

تحلیل اکسرژی در این سامانه‌ها ابزار قوی‌ای برای شناسایی مکان‌های اتلاف کیفیت انرژی^۱ است؛ مطالعات اخیر اجرای اگزرواکونومی^۲ و اگزرومحیطی^۳ را برای بهینه‌سازی ترکیب تولید نشان داده‌اند، به‌ویژه در بخش‌هایی مانند تمیزسازی گاز، بازیابی حرارت و بخش‌های کمپرسور/توربین. این تحلیل‌ها کمک می‌کنند تا موارد بهینه‌سازی فنی با اهداف اقتصادی هم‌تراز شوند. این رویکردها با تعیین هزینه‌های اقتصادی و زیست‌محیطی مرتبط با تخریب اکسرژی در اجزای مختلف، امکان تصمیم‌گیری دقیق‌تری را در طراحی و بهره‌برداری از سامانه‌های انرژی فراهم می‌سازند. به‌ویژه در بخش‌هایی نظیر تمیزسازی گاز، بازیابی حرارت و واحدهای کمپرسور/توربین، نتایج تحلیل اکسرژی و اگزرواکونومیک می‌توانند مسیر بهینه‌سازی فرآیندها را از منظر کاهش اتلاف انرژی، هزینه‌های عملیاتی و اثرات زیست‌محیطی مشخص کنند. بدین ترتیب، این تحلیل‌ها به‌عنوان ابزاری کارآمد برای هم‌ترازسازی اهداف فنی با الزامات اقتصادی و پایداری محیطی مطرح شده‌اند و به توسعه سامانه‌های انرژی کارا تر و پایدارتر کمک شایانی می‌کنند [۱۲، ۱۳].

از منظر فرایند نمک‌زدایی، انتخاب فناوری مناسب میان سامانه‌های حرارتی نظیر MSF و MED و فناوری‌های غشایی مانند RO^۴ به طور مستقیم به در دسترس بودن و مشخصات انرژی حرارتی و الکتریکی وابسته است که معمولاً از بخش گازی‌سازی یا واحد سنتز زیست‌توده تأمین می‌شود [۱۴]. مطالعات نشان داده‌اند که بهره‌گیری هم‌زمان از گرما و برق تولیدی در سامانه‌های زیست‌توده‌محور می‌تواند به‌صورت معناداری هزینه‌ی ویژه‌ی آب تولیدی را کاهش داده و کارایی کلی انرژی را ارتقا دهد. این هم‌افزایی انرژی نه تنها موجب کاهش وابستگی به منابع فسیلی و انتشار کربن می‌شود، بلکه با بهبود نسبت پایداری اکسرژی و هزینه‌ی تراز شده‌ی آب، امکان‌پذیری اقتصادی و پایداری زیست‌محیطی واحدهای نمک‌زدایی یکپارچه با فرآیندهای تبدیل زیست‌توده را به‌طور چشمگیری افزایش می‌دهد [۱۵].

در سال‌های اخیر، مسیرهای یکپارچه‌سازی الکترولیز با گازی‌سازی زیست‌توده یا بازیابی CO₂ از جریان‌های جانبی فرآیند به‌عنوان رویکردی نوین برای افزایش بازده تبدیل کربن و کارایی انرژی موردتوجه ویژه قرار گرفته‌اند. ترکیب سامانه‌های SOEC یا PEM با گازی‌سازها امکان تولید هم‌زمان گاز سنتز با نسبت بهینه H₂/CO و استفاده مؤثر از منابع کربنی را فراهم می‌کند. این پیکربندی‌ها، هرچند موجب افزایش هزینه سرمایه‌گذاری اولیه و پیچیدگی عملیاتی می‌شوند، اما به‌واسطه‌ی بهره‌برداری از جریان‌های گرمایی و الکتریکی بازیافتی، بازده کلی فرایند و شاخص‌های پایداری را به طور محسوسی بهبود می‌بخشند. مطالعات مقایسه‌ای اخیر، ضمن تحلیل آنالیز هزینه و پارامترهای طراحی کلیدی، نشان داده‌اند که چنین سامانه‌های هیبریدی می‌توانند در مقیاس صنعتی به کاهش انتشار خالص CO₂ و بهینه‌سازی انرژی مصرفی منجر شوند [۱].

از دیدگاه اقتصادی، مطالعات انجام‌شده طی سال‌های ۲۰۲۴ تا ۲۰۲۵ نشان می‌دهند که هزینه تولید متانول مبتنی بر زیست‌توده همچنان به‌شدت تحت تأثیر عواملی چون قیمت خوراک زیست‌توده، مقیاس واحد صنعتی، و میزان یکپارچه‌سازی با سامانه‌های هم تولید برق یا آب قرار دارد. در این میان، نوسانات بازار انرژی و هزینه‌های سرمایه‌ای بالا می‌توانند تأثیر قابل‌ملاحظه‌ای بر قیمت نهایی متانول تولیدی بگذارند. از این‌رو، اجرای

¹ - exergy destruction

² - exergoeconomic

³ - exergoenvironmental

⁴ - Reverse Osmosis

تحلیل‌های فنی-اقتصادی TEA^۱ که به‌صورت هم‌زمان جنبه‌های فنی فرایند، شاخص‌های اقتصادی و شرایط بازار را لحاظ می‌کند، برای ارزیابی واقع‌گرایانه امکان‌پذیری و پایداری مالی پروژه‌های تولید متانول زیست‌پایه ضروری است. چنین تحلیل‌هایی چارچوبی کمی برای مقایسه سناریوهای مختلف و شناسایی نقاط بهینه از نظر هزینه عملیاتی و هزینه سرمایه‌گذاری، و بازده انرژی فراهم می‌آورند [۱۳، ۱۶].

از منظر پایداری، ملاحظات زیست‌محیطی و زنجیره تأمین شامل دسترسی پایدار به منابع زیست‌توده، مدیریت مؤثر پسماند، و کنترل انتشارهای فرآیندی نقشی بنیادین در موفقیت و دوام پروژه‌های هم تولیدی ایفا می‌کنند. یافته‌های حاصل از مطالعات ارزیابی چرخه عمر LCA^۲ و تحلیل‌های ترکیبی (TEA-LCA) طی سال‌های اخیر نشان می‌دهند که دستیابی به کاهش واقعی در انتشار خالص گازهای گلخانه‌ای تنها در صورتی ممکن است که یکپارچگی فنی، زنجیره تأمین، و مدیریت منابع به‌صورت بهینه و هم‌زمان تحقق یابد. در واقع، هماهنگی میان طراحی فرآیند، لجستیک تأمین زیست‌توده و راهبردهای بازیافت پسماند، عامل کلیدی در تضمین مزیت زیست‌محیطی و اقتصادی سامانه‌های تولید یکپارچه زیست‌پایه محسوب می‌شود [۱۷].

از منظر طراحی و شبیه‌سازی، بهره‌گیری از ابزارهای پیشرفته‌ای نظیر Aspen Plus برای مدل‌سازی فرآیند، همراه با تحلیل اکسرژی و شبیه‌سازی شبکه‌های انرژی در حالت‌های پویا و استاتیک، نقش کلیدی در ارزیابی عملکرد و بهینه‌سازی سامانه‌های تولید هم‌زمان متانول، برق و آب دارد. تلفیق این ابزارها با روش‌های بهینه‌سازی چندهدفه^۳ امکان دستیابی به توازن مطلوب میان بازده انرژی، هزینه سرمایه‌ای و میزان انتشار را فراهم می‌سازد. مطالعات موردی انجام‌شده نشان می‌دهند که مدل‌سازی دقیق جریان‌های ماده و انرژی برای تحلیل حساسیت پارامترهای کلیدی و تدوین طراحی اقتصادی فنی واقع‌بینانه، ضرورتی اساسی در توسعه و ارزیابی پروژه‌های زیست‌توده محور محسوب می‌شود [۱۵، ۱۸].

باتوجه به خلأهای پژوهشی موجود در حوزه سامانه‌های ترکیبی مبتنی بر زیست‌توده، ضرورت انجام یک مطالعه جامع که شبیه‌سازی فرآیند، تحلیل انرژی و اکسرژی، و ارزیابی فنی-اقتصادی را به‌صورت یکپارچه ادغام کند، کاملاً مشهود است. این پژوهش با توسعه مدل شبیه‌سازی یکپارچه برای یک واحد هم تولیدی برق-آب-متانول و انجام بهینه‌سازی چندهدفه با الگوریتم NSGA-II، تلاش می‌کند تا اکسرژی سامانه را ماکسیمم و هزینه‌های اقتصادی را مینیمم نماید. هدف نهایی مطالعه، شناسایی نقاط قوت، محدودیت‌ها و فرصت‌های بهینه‌سازی در طراحی چنین سامانه‌هایی است تا چارچوبی علمی برای توسعه پایدار و مقرون‌به‌صرفه فناوری‌های زیست‌توده محور ارائه شود.

۲- روش کار

در این پژوهش، یک سامانه یکپارچه برای تولید هم‌زمان برق، آب و متانول از زیست‌توده طراحی، شبیه‌سازی و بهینه‌سازی شد. ساختار کلی سامانه شامل پنج بخش اصلی بود: واحد پیرولیز زیست‌توده، واحد گازی‌سازی، چرخه تولید برق بر پایه رانکین، واحد نمک‌زدایی آب دریا به روش تقطیر چند مرحله‌ای، و واحد سنتز

^۱- Techno-Economic Analysis

^۲- Life Cycle Assessment

^۳ - multi-objective optimization

متانول. هدف از این طراحی، بهره‌برداری ترکیبی از انرژی زیست‌توده، منابع خورشیدی و حرارت بازیافتی برای افزایش بازده اکسرژی و کاهش هزینه‌های اقتصادی سامانه بود.

فرآیند از واحد پیرولیز زیست‌توده آغاز شد. در این بخش، خوراک زیست‌توده در رآکتور نوع گیبس و تحت دمای 620°C و در غیاب اکسیژن به مخلوطی از گازهای فرار، کربن جامد و ترکیبات مایع سبک تبدیل شد. محصولات گازی حاصل سپس وارد رآکتور گازی‌سازی شدند و در دمای 900°C با بخار آب واکنش دادند. نتیجه این واکنش‌ها تشکیل گاز سنتز شامل H_2 ، CO و CO_2 بود. نسبت مولی H_2/CO در جریان گاز سنتز خروجی حدود $1/78$ به دست آمد که برای سنتز متانول نسبت بهینه‌ای محسوب می‌شود.

گاز سنتز تولیدشده پس از مرحله خالص‌سازی، وارد رآکتور سنتز متانول از نوع بستر ثابت شد که به صورت سینتیکی مدل‌سازی گردید. در این رآکتور، واکنش‌های تولید متانول در فشار 45 bar و دمای $264/5^{\circ}\text{C}$ انجام شد. انتخاب این شرایط به منظور دستیابی به بیشترین بازده تبدیل CO و بالاترین خلوص متانول انجام گرفت.

در بخش تولید برق، از چرخه رانکین با سیال عامل بخار آب استفاده شد. بخار با فشار 16 bar و دمای $^{\circ}\text{C}$ 420 به توربین وارد و پس از انبساط با فشار 2 bar و دمای 220°C از آن خارج شد. انرژی مکانیکی حاصل در توربین به برق تبدیل شد و بخشی از حرارت خروجی توربین به فرآیند نمک‌زدایی اختصاص یافت. تأمین حرارت این چرخه از سه منبع احتراق خاکستر زیست‌توده، انرژی حرارتی گاز سنتز و حرارت ذخیره‌شده در نمک‌های مذاب خورشیدی^۱ انجام شد. این ترکیب چند منبع موجب پایداری حرارتی و کاهش تلفات انرژی در سامانه شد.

فرآیند نمک‌زدایی از نوع MED-TVC^۲ طراحی و شبیه‌سازی شد. بخار خروجی از توربین رانکین با فشار bar 2 و دمای 220°C وارد ترموکمپرسور شد، در آن فشار تا حدود $0/25\text{ bar}$ کاهش یافت و سپس به افکت اول هدایت شد. این بخار حرارت نهان خود را برای تبخیر آب‌شور دریا منتقل کرد. بخار حاصل از هر افکت به عنوان منبع حرارتی افکت بعدی به کار رفت تا در نهایت در افکت چهارم به آب شیرین و کندانسه تبدیل شود. تمامی افکت‌ها در شرایط خلأ کار کردند تا دمای تبخیر کاهش یافته و بازده حرارتی افزایش یابد.

برای مدل‌سازی کل سامانه، از نرم‌افزار Aspen Plus (V14) استفاده شد. مدل ترمودینامیکی فرایندها بر پایه معادله حالت PR-BM^۳ تعریف گردید تا دقت محاسبات در محدوده گسترده فشار و دما تضمین شود. خواص زیست‌توده از قبیل آنتالپی، چگالی، ارزش گرمایی پایین و بالاتر با استفاده از مدل‌های HCOALGEN و DCOALGEN محاسبه شدند.

در مرحله نهایی، داده‌های خروجی از Aspen Plus به نرم‌افزار متلب منتقل شدند و بهینه‌سازی چندهدفه با استفاده از الگوریتم تکاملی NSGA-II^۴ انجام شد. اهداف بهینه‌سازی شامل بیشینه‌سازی بازده اکسرژی کل سامانه و کمینه‌سازی هزینه‌های سرمایه‌گذاری و بهره‌برداری بودند. متغیرهای تصمیم شامل دمای ورودی توربین، نسبت بخار به زیست‌توده، سهم حرارت تخصیص یافته به فرآیند تقطیر چند مرحله‌ای، و فشار گاز

¹ - Solar Molten Salts

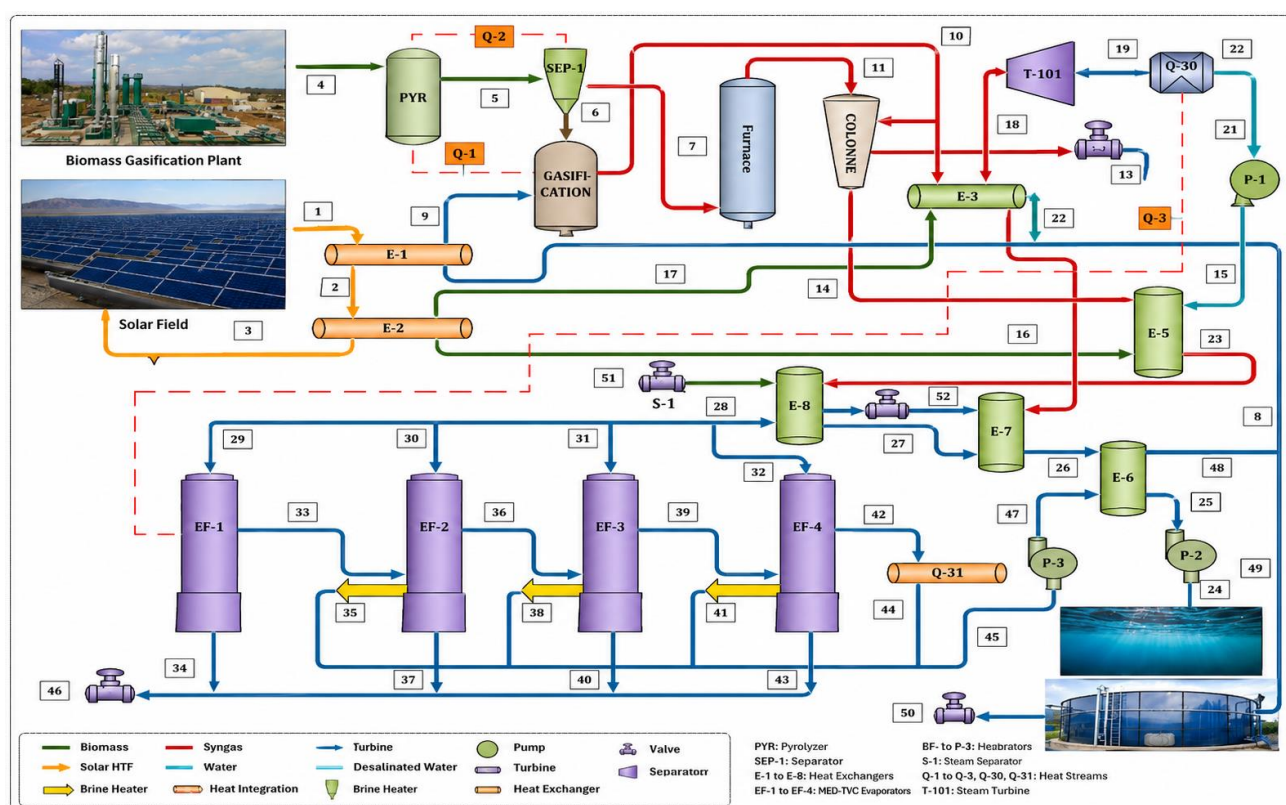
² - Multi Effect Distillation with Thermal Vapor Compression

³ - Peng-Robinson-Boston-Mathias

⁴ - Non-dominated Sorting Genetic Algorithm II

سنتز در رآکتور متانول انتخاب شدند. نتایج بهینه‌سازی، تعادل بهینه بین عملکرد انرژی و شاخص اقتصادی سامانه را مشخص کردند. در شکل (۱)، شماتیک فرآیند آورده شده است.

شرایط ترمودینامیکی نقاط مختلف فرآیند، شامل دما، فشار، نرخ جریان جرمی و اکسرژی، در جدول (۱) گردآوری شده است. این اطلاعات مبنای تحلیل ترمودینامیکی دقیق‌تر و شناخت بهتر رفتار سامانه در شرایط کاری واقعی هستند.



شکل ۱. شماتیک فرآیند تبدیل زیست‌توده به محصولات با ارزش افزوده

Figure 1. Schematic of the Biomass Conversion Process to Value-Added Products

جدول ۱. شرایط عملیاتی و ترمودینامیکی جریان‌ها [۶]

Table 1. Biomass Characteristics [6]

Stream	component	Flow rate ($\frac{kg}{h}$)	Temperature (°C)	Pressure (bar)	Exergy (MW)
1	HITEC	84000	500	1	16282.5
2	HITEC	84000	473	1	15206.5
3	HITEC	84000	290	1	4790.9
4	Sewage sludge	120000	25	1	-
5	Pyrolyzed products	120000	25	1	-
6	Pyrolyzed gas	95428.8	25	1	-

7	Solid waste	24571.2	25	1	-
8	Water	2000	41	5	1.336
9	Water	2000	400	5	542.2
10	Syngas	97428.8	1070	1	37590.8
11	Air	280800	450	1	13196.5
12	Carbon dioxide + ash	305371.2	900	1	45149.6
13	Ash	245.6	900	1	251.9
14	Carbon dioxide	305125.6	900	1	44897.6
15	Water	160000	67	16	629.0
16	Water	160000	201	16	21989.6
17	Water	160000	201	16	28940.0
18	Water	160000	420	16	51013.4
19	Power	0			0
20	Water	160000	100	0.25	13261.2
21	Water	160000	67	0.25	540.9
22	Syngas	97428.8	210	1	3187.2
23	Carbon dioxide	305125.6	220	1	3899.3
24	Sea water (with the salinity of 3.9%)	1200000	25	1	1.8
25	Sea water	1200000	25	4	98.0
26	Sea water	1200000	33	4	245.4
27	Sea water	1200000	42	4	749.6
28	Sea water	1200000	52	4	1641.5
29	Sea water	300000	52	4	409.6
30	Sea water	300000	52	4	409.6
31	Sea water	300000	52	4	409.6
32	Sea water	300000	52	4	409.6
33	Water vapor	158232.8	59	0.19	12052.3
34	Saline water (brine)	141767.2	59	0.19	253.4
35	Fresh water	158232.8	59	0.19	402.9
36	Water vapor	155544	54	0.15	10352.1
37	Saline water (brine)	144456	54	0.15	190.6
38	Fresh water	155544	54	0.15	294.5
39	Water vapor	155224	50	0.12	8980.4
40	Saline water (brine)	144776	50	0.12	137.8
41	Fresh water	155224	50	0.12	216.6
42	Water vapor	157842.4	43	0.08	7018.5
43	Saline water (brine)	142157.6	43	0.085	124.248
44	Fresh water	157842.4	43	0.08	70.96
45	Fresh water	626843.2	54	0.08	998.096

46	Saline water (brine)	573156.8	43	0.08	564.032
47	Fresh water	626843.2	54	5	1102.536
48	Fresh water	626843.2	41	5	419.2
49	Fresh water	624843.2	41	5	417.856
50	Fresh water	624843.2	41	5	417.856
51	Syngas	305125.6	70	1	260.56
52	Carbon dioxide	97428.8	60	1	593.064

۲-۱- مشخصات زیست توده

در این پژوهش، پساب پالایشگاهی به عنوان منبع زیست توده جهت تولید گاز سنتز مورد استفاده قرار گرفت. این پساب به دلیل دارا بودن ترکیبات آلی و غیرآلی، از جمله لجن فعال و ترکیبات نفتی تجزیه پذیر، قابلیت بالایی برای تبدیل به سوخت های سنتزی دارد. رطوبت بالای آن (حدود ۲۲,۵٪ وزنی) نیازمند خشک سازی اولیه پیش از فرآیند پیرولیز است. ترکیب عنصری این ماده نشان دهنده درصد قابل توجهی از کربن و اکسیژن بوده که برای واکنش های گازی سازی مناسب است. علاوه بر این، مقدار نسبتاً پایین گوگرد (کمتر از ۱٪) موجب کاهش تشکیل آلاینده های گوگردی در مراحل احتراق و افزایش پایداری زیست محیطی فرآیند می شود. به طور کلی، ویژگی های فیزیکی و شیمیایی این پساب، آن را به گزینه ای مناسب برای تولید گاز سنتز در مقیاس صنعتی تبدیل می کند. در جدول (۲) مشخصات زیست توده آورده شده است.

جدول ۱. مشخصات زیست توده [۹]

Table 2. Biomass specifications [9]

Water content ^a (wt%)	Proximate analysis ^b (wt%)				Ultimate analysis ^b (wt%)					LHV ($\frac{MJ}{kg}$)
	VM	FC	MC	Ash	C	H	N	S	O	
22.5	64.9	7.6	1.74	25.76	39.61	3.27	3.98	0.98	26.4	15.08
a: Water content = 100% - dry matter content										
b: On a dry basis										
c: By difference (O% = 100% - ash% - C% - H% - N% - S%)										

۲-۲- مشخصات خوراک ورودی به فرآیند

در این مطالعه، جریان های ورودی اصلی سامانه شامل زیست توده، آب دریا، نمک های مذاب خورشیدی و بخار چرخه رانکین در نظر گرفته شدند. زیست توده با دبی ۱۲۰ ton/h به عنوان خوراک فرآیندهای پیرولیز و گازی سازی وارد سامانه شد. آب شور دریا با دبی ۱۲۰۰ ton/h به واحد نمک زدایی چنداثره تزریق گردید تا آب شیرین تولید شود. برای تأمین انرژی حرارتی پایدار و مداوم در شرایط مختلف عملیاتی، از فناوری نمک های مذاب^۱ [۱۹] به عنوان سیال حرارتی با ظرفیت گرمایی بالا و دبی ۸۴ ton/h استفاده شد. این سیال با قابلیت

¹-High-Tech Molten Salts

ذخیره و انتقال حرارت در دماهای بالا (بیش از 500°C) نقش کلیدی در پایداری حرارتی سامانه ایفا نمود. علاوه بر این، بخار چرخه رانکین با دبی 160 ton/h ، فشار 16 bar و دمای 420°C به عنوان منبع انرژی مکانیکی و حرارتی وارد توربین بخار گردید. در مجموع، چهار جریان اصلی شامل زیست توده، آب دریا، نمک مذاب خورشیدی و بخار رانکین ورودی‌های کلیدی سامانه یکپارچه تولید هم‌زمان برق، آب و متانول را تشکیل دادند.

۲-۳- مفروضات مدل سازی

به منظور توسعه و تحلیل ترمودینامیکی سامانه تولید گاز سنتز و متانول از زیست توده، نرم افزار Aspen Plus انتخاب شده است. در این تحلیل، تمرکز بر روی ارزیابی عملکرد سامانه و انجام تحلیل حساسیت برای دو نوع ماده اولیه زیست توده بوده است. تحلیل‌ها با در نظر گرفتن فروض مشخصی انجام گرفته‌اند که در ادامه به صورت خلاصه آمده‌اند [۲۰-۲۲]:

- حالت مرجع برای سامانه در شرایط دمایی $T_0 = 25^{\circ}\text{C}$ و فشاری $P_0 = 1\text{ bar}$ در نظر گرفته شده است.
- فرض تعادل برای واکنش‌ها به این معناست که گونه‌های مختلف شیمیایی در ترکیب مخلوط‌ها در شرایطی هستند که تغییرات سریع شیمیایی بین آن‌ها رخ نمی‌دهد.
- سامانه در حالت پایدار در نظر گرفته شده است و تمامی فرآیندها با فرض عدم تغییر در زمان مدل سازی شده‌اند.
- تمام پمپ‌ها و توربین‌ها به صورت آدیاباتیک فرض شده‌اند [۲۳] و تبادل حرارتی با محیط ندارند.
- تولید قطران صفر در نظر گرفته شده و سوخت جامد به صورت کربن خالص مدل سازی شده است [۲۴].
- تغییرات انرژی جنبشی و پتانسیل سیالات در جریان سامانه ناچیز و قابل صرف نظر می‌باشد [۲۵].
- ترکیب هوا شامل 79% نیتروژن (N_2) و 21% اکسیژن (O_2) فرض شده است.
- گاز هوا به عنوان گاز ایده آل در تحلیل‌ها فرض شده است.
- راندمان ایزنتروپیک برای پمپ‌ها و توربین‌ها 85% در نظر گرفته شده است [۲۶].
- برای شبیه سازی فرآیند از نرم افزار Aspen Plus (نسخه ۱۴) استفاده شد. با توجه به تفاوت ماهیت ترمودینامیکی زیرسامانه‌های مختلف، از مدل‌های ترمودینامیکی متفاوت استفاده گردید. در بخش‌های گازی شامل پیرولیز، گازی سازی، احتراق و تولید گاز سنتز، مدل Peng-Robinson-Boston-Mathias (PR-BM) به کار گرفته شد که برای مخلوط‌های گازی در فشار و دمای بالا مناسب است. در مقابل، برای واحد نمک زدایی MED-TVC از مدل الکترولیتی ELECNRTL استفاده شد. در این بخش، آب دریا با شوری $3,9$ درصد وزنی به عنوان یک

محلول الکترولیتی تعریف شد و خواص ترمودینامیکی آن بر اساس ضرایب فعالیت یونی محاسبه گردید. مدل ELECNRTL امکان محاسبه تعادل بخار-مایع، آنتالپی محلول، تغییر غلظت آب نمک، افزایش نقطه جوش ناشی از شوری (Boiling Point Elevation) و سایر اثرات غیرایده آل محلول های الکترولیتی را فراهم می کند [۲۷].

در این بخش، روابط اساسی تعادل ترمودینامیکی از منظر جرم، انرژی، اکسرژی و آنتروپی برای سامانه چندمنظوره پیشنهادی ارائه شده و سپس عملکرد زیرسامانه ها با تمرکز بر تحلیل اگزرجتیک و نرخ برگشتناپذیری مورد بررسی قرار می گیرد. نرم افزار Aspen Plus برای محاسبه مقادیر جرم و انرژی تمام جریان ها استفاده شده و به عنوان ابزار محاسباتی پایه برای تجزیه و تحلیل سامانه انتخاب گردیده است.

۲-۴- واکنش های شیمیایی

واکنش های شیمیایی اصلی در سامانه شامل مراحل گازی سازی، ریفرمینگ و سنتز متانول هستند که به صورت هم زمان در واحدهای مختلف رخ می دهند که در جدول (۳) آورده شده است. در ابتدا، در راکتور گازی سازی، واکنش های هتروژن (شماره های ۱ تا ۳) بین فاز جامد (کربن زیست توده) و گازهای عامل انجام شدند. واکنش (۱) منجر به تولید متان از کربن و هیدروژن شد، در حالی که واکنش های (۲) و (۳) به ترتیب واکنش های گاز-بخار^۱ و گاز-کربن دی اکسید^۲ هستند که موجب تشکیل گاز سنتز (CO و H₂) گردیدند. سپس در مرحله ریفرمینگ، واکنش های هموزن (۴) و (۵) بین متان، بخار آب و گازهای حاصل از گازی سازی رخ دادند که نسبت H₂/CO را تا حدود ۱/۸ افزایش دادند. در نهایت، در راکتور سنتز متانول (واکنش ۶)، گاز سنتز تولیدی تحت شرایط دما و فشار بالا (۳۰ bar و ۲۶۴ °C) در حضور کاتالیست بستر ثابت (Fixed Bed) واکنش داده و متانول به عنوان محصول نهایی تشکیل شد. این مجموعه واکنش ها، هسته ای اصلی تبدیل انرژی و ماده در سامانه یکپارچه را تشکیل دادند و نقش تعیین کننده ای در بازده و بهره وری اکسرژی فرآیند داشتند. راکتور سنتز متانول در این مطالعه به صورت یک راکتور جریان شعاعی پلاگ (Radial Flow Plug Reactor, RFP) مدل سازی شد. برخلاف راکتور تعادلی گیبس که تنها شرایط تعادل شیمیایی را پیش بینی می کند، مدل RFP امکان بررسی رفتار سینتیکی واکنش و تغییرات ترکیب جریان در طول راکتور را فراهم می نماید. واکنش های اصلی شامل سنتز متانول از CO و CO₂ و واکنش جابجایی آب-گاز در حضور کاتالیست پایه Cu/ZnO/Al₂O₃ در نظر گرفته شدند. ابعاد راکتور شامل طول ۸ متر و قطر ۲ متر بوده و شرایط عملیاتی مطابق با محدوده متداول فرآیندهای صنعتی سنتز متانول تنظیم گردید. در این مدل، تغییرات دما، ترکیب گاز، میزان تبدیل واکنش دهنده ها و مقدار متانول تولیدی بر اساس مدل سینتیکی راکتور RFP محاسبه شده و اثرات محدودیت های واکنشی در تحلیل عملکرد سامانه لحاظ گردید.

جدول ۲. واکنش های شیمیایی [۲۸]

Table3. Reaction Details [28]

¹- Water-Gas

²- Boudouard

Reaction Equation		Reaction Type
Heterogeneous	1	$C + 2H_2 \rightarrow CH_4$
	2	$C + H_2O \rightarrow CO + H_2$
	3	$C + CO_2 \rightarrow 2CO$
Homogeneous	4	$CH_4 + H_2O \leftrightarrow CO + 3H_2$
	5	$CO + H_2O \leftrightarrow CO_2 + H_2$
MeOH	6	$+3H_2 \leftrightarrow CH_4O + H_2OCO_2$

۲-۵- عدد استوکیومتری گاز سنتز

به منظور ارزیابی قابلیت گاز سنتز تولیدی برای سنتز متانول، از شاخص عدد استوکیومتری^۱ استفاده شد. این شاخص یکی از مهم‌ترین معیارهای صنعتی برای بررسی مناسب بودن ترکیب گاز سنتز جهت ورود به راکتور سنتز متانول است و نسبت بین هیدروژن موجود و مقدار مورد نیاز برای هیدروژناسیون مونوکسیدکربن و دی‌اکسیدکربن را نشان می‌دهد. مقدار عدد استوکیومتری مطابق رابطه (۱) محاسبه شد.

$$SN = \frac{H_2 - CO_2}{CO + CO_2} \quad (1)$$

که در آن، CO ، H_2 و CO_2 به ترتیب بیانگر دبی مولی هیدروژن، مونوکسیدکربن و دی‌اکسیدکربن در جریان گاز سنتز هستند. به طور معمول، برای سنتز متانول، مقدار عدد استوکیومتری در محدوده ۱/۹ تا ۲/۱ به عنوان محدوده مطلوب در نظر گرفته می‌شود؛ زیرا در این بازه، نسبت واکنش‌دهنده‌ها با استوکیومتری واکنش‌های سنتز متانول سازگار بوده و بیشترین بازده تبدیل و کمترین تشکیل محصولات جانبی حاصل می‌شود. در صورتی که مقدار SN کمتر از این محدوده باشد، کمبود هیدروژن موجب کاهش تبدیل متانول خواهد شد و در مقادیر بالاتر، هیدروژن اضافی بدون مصرف از راکتور خارج شده و هزینه‌های بازیافت و گردش مجدد گاز افزایش می‌یابد.

۲-۶- مدل‌سازی زیرسامانه خورشیدی و ذخیره‌سازی انرژی حرارتی

در این مطالعه، زیرسامانه خورشیدی بر اساس شرایط اقلیمی منطقه ویژه اقتصادی انرژی پارس جنوبی در استان بوشهر طراحی و مدل‌سازی شده است. این منطقه به دلیل برخورداری از پتانسیل بالای تابش خورشیدی، به عنوان موقعیت مناسب برای بهره‌گیری از فناوری خورشیدی حرارتی در نظر گرفته شد. مقدار تابش مستقیم نرمال (DNI) طراحی برابر با ۱۰۰۰ وات بر مترمربع لحاظ گردید. زیرسامانه خورشیدی شامل کلکترهای حرارتی خورشیدی متمرکز مجهز به سیال انتقال حرارت و ذخیره‌ساز نمک مذاب HITEC می‌باشد. مساحت کلکترهای خورشیدی بر اساس زمین در دسترس برای نصب تجهیزات، برابر با ۱۵۰۰۰ مترمربع در نظر گرفته شد.

در مدل‌سازی کلکترها، بازده نوری برابر با ۵۸ درصد لحاظ گردید. همچنین با در نظر گرفتن اثرات انتقال حرارت، تلفات موجود در خطوط لوله انتقال، افت‌های حرارتی تجهیزات جانبی و محدودیت‌های انتقال انرژی، بازده حرارتی خالص زیرسامانه خورشیدی برابر با ۳۴٫۲ درصد محاسبه شد. نمک مذاب HITEC به دلیل

¹- Stoichiometric Number: SN

برخورداری از پایداری حرارتی مناسب، ظرفیت ذخیره‌سازی مطلوب و قابلیت عملکرد در دماهای بالا به‌عنوان سیال انتقال حرارت و محیط ذخیره انرژی انتخاب شد. ترکیب وزنی نمک HITEC شامل ۵۳ درصد نیترات پتاسیم (KNO_3)، ۴۰ درصد نیتريت سدیم (NaNO_2) و ۷ درصد نیترات سدیم (NaNO_3) در نظر گرفته شد که در محدوده ترکیب استاندارد و پایدار این نمک برای کاربردهای ذخیره‌سازی حرارتی قرار دارد. راهبرد بهره‌برداری روزانه زیرسامانه خورشیدی بر اساس تأمین پیوسته انرژی حرارتی فرآیند تعریف شد. در طول ساعات تابش خورشید، مدت زمان ۸ ساعت عملکرد مؤثر خورشیدی برای جذب انرژی و شارژ سامانه ذخیره‌سازی در نظر گرفته شد. انرژی حرارتی مازاد تولیدشده در این دوره در واحد ذخیره‌سازی حرارتی مبتنی بر بتن‌های ذخیره‌ساز هوشمند ذخیره شده و در ساعات عدم تابش مورد استفاده قرار می‌گیرد. بر این اساس، امکان تأمین انرژی حرارتی مورد نیاز سامانه در حدود ۱۶ ساعت باقی‌مانده شبانه‌روز از طریق انرژی ذخیره‌شده فراهم گردید.

دمای مخزن گرم و سرد سامانه ذخیره‌سازی به ترتیب برابر با ۵۰۰ و ۲۵۰ درجه سانتی‌گراد در نظر گرفته شد که با محدوده عملکرد حرارتی نمک HITEC سازگاری دارد. ظرفیت ذخیره‌سازی حرارتی بر اساس میزان انرژی مورد نیاز فرآیند در دوره عدم تابش تعیین شده و تلفات حرارتی مرتبط با ذخیره‌سازی، خطوط انتقال و تجهیزات تبادل حرارت در محاسبات لحاظ گردید. همچنین، سهم تأمین انرژی سالانه خورشیدی (Solar Fraction) حدود ۶۵ درصد برآورد شد که نشان‌دهنده نقش قابل توجه زیرسامانه خورشیدی در تأمین نیاز حرارتی کل سامانه است.

بنابراین، افزایش دمای کاری نمک HITEC از ۲۵۰ به ۵۰۰ درجه سانتی‌گراد صرفاً یک فرض تئوری ترمودینامیکی نبوده، بلکه بر اساس طراحی یکپارچه زیرسامانه خورشیدی شامل مساحت کلکتورها، بازده واقعی، شرایط تابشی، ظرفیت ذخیره‌سازی حرارتی و راهبرد بهره‌برداری شبانه انجام شده است.

۷-۲- آنالیز انرژی و اکسرژی

در این پژوهش، آنالیز انرژی و اکسرژی به‌منظور ارزیابی عملکرد ترمودینامیکی سامانه و شناسایی نحوه توزیع و تبدیل انرژی در واحدهای مختلف انجام شد. در گام نخست، موازنه انرژی بر اساس قانون اول ترمودینامیک برای تمامی اجزای اصلی از جمله رآکتورهای پیرولیز و گازی‌سازی، مبدل‌های حرارتی، توربین بخار و واحد MED تدوین گردید تا ورودی‌ها، خروجی‌ها و نرخ انتقال حرارت هر بخش تعیین شود. سپس، بر اساس قانون دوم ترمودینامیک، تحلیل اکسرژی برای ارزیابی کیفیت انرژی و تعیین منابع تخریب اکسرژی در هر بخش صورت گرفت. در این تحلیل، اکسرژی فیزیکی و شیمیایی جریان‌ها محاسبه و مرز سامانه به‌صورت بسته در نظر گرفته شد. داده‌های به‌دست‌آمده از نرم‌افزار Aspen Plus به MATLAB منتقل شد تا محاسبات اکسرژی و انرژی برای هر جریان و اجزای فرآیند به‌صورت عددی انجام گیرد. این تحلیل مبنای بهینه‌سازی چندهدفه سامانه با استفاده از الگوریتم NSGA-II قرار گرفت. در جدول (۴) و (۵) به ترتیب روابط مربوط به محاسبه اکسرژی و اقتصادی فرآیند آورده شده است [۲۹، ۳۰].

جدول ۴. روابط مربوط به محاسبه اکسرژی

Table 4. Relationships for Exergy Calculation

Equipment	Exergy Destruction	Exergy Efficiency
Heat exchanger	$\dot{E}x_{D,Cond} = \dot{E}x_{D,ho} + \dot{E}x_{D,ci} - \dot{E}x_{D,hi} - \dot{E}x_{D,co}$	$\psi_{Cond} = \frac{\dot{E}x_{D,ho} - \dot{E}x_{D,hi}}{\dot{E}x_{D,ci} - \dot{E}x_{D,co}}$
Turbine	$\dot{E}x_{D,Tur} = \dot{E}x_{D,in} - \dot{E}x_{D,out} - \dot{W}_{Tur}$	$\psi_{Tur} = \frac{\dot{W}_{Tur}}{\dot{E}x_{D,in} - \dot{E}x_{D,out}}$
Pump	$\dot{E}x_{D,Pump} = \dot{E}x_{D,Out} - \dot{E}x_{D,in} + \dot{W}_{Pump}$	$\psi_P = \frac{\dot{E}x_{D,Out} - \dot{E}x_{D,in}}{\dot{W}_{Pump}}$
Evaporator	$\dot{E}x_{D,eva} = \dot{E}x_{D,in} - \dot{E}x_{D,out} + \dot{E}x_{D,steam-in} - \dot{E}x_{D,steam-out}$	$\psi_{Eva} = \frac{\dot{E}x_{D,out} - \dot{E}x_{D,in}}{\dot{E}x_{D,steam-out} - \dot{E}x_{D,steam-in}}$
Combustion chamber	$\dot{E}x_{D,CC} = \dot{E}x_{D,in} - \dot{E}x_{D,out} + Q$	$\psi_{CC} = \frac{Q}{\dot{E}x_{D,in} - \dot{E}x_{D,out}}$
Gasifier	$\dot{E}x_{D,Gasif} = \dot{E}x_{D,biomass} - \dot{E}x_{D,out}$	$\psi_{gasif} = \frac{\dot{E}x_{D,out}}{\dot{E}x_{D,biomass}}$
Condenser	$\dot{E}x_{D,Tur}$	ψ_{Cond}

جدول ۳. روابط اکسرژی اقتصادی

Table 5. Exergoeconomic Relationships

Parameter	NO	Equation
Average fuel exergy cost\$/GJ[t31]	14	$C_{F,k} = \dot{\mathcal{E}}_{F,k} / \dot{E}_{F,k}$
Exergy destruction cost rate\$/h[31]	15	$\dot{\mathcal{E}}_{D,k} = c_{F,k} \cdot \dot{E}_{D,k}$ (if $\dot{E}_{P,k}$ is fixed) or $c_{P,k} \cdot \dot{E}_{D,k}$ (if $\dot{E}_{P,k}$ is fixed)
Exergoeconomic factor [31]	16	$f_k = \dot{\mathcal{E}}_k / (\dot{\mathcal{E}}_k + \dot{\mathcal{E}}_{D,k} + \dot{\mathcal{E}}_{L,k})$
Specific heat transfer area ($m^2/(kg/s)$) [32]	17	$SA_{MED} = \frac{\sum_{i=1}^n A_{effect,i} + A_{cond}}{D_t}$
Performance ratio [33]	18	$PR_{MED} = \frac{D_t * \Delta h_{ref}}{\dot{m}_{hw} * C_{p,hw} (T_{16} - T_{14})}$

۳- نتایج و بحث

در این بخش، نتایج حاصل از شبیه‌سازی و تحلیل فرآیند چند تولیدی برق-آب-متانول مبتنی بر زیست‌توده ارائه شده است. هدف، بررسی عملکرد فنی و ترمودینامیکی واحدهای اصلی شامل گازی‌ساز، راکتور سنتز متانول، چرخه رانکین و واحد MED-TVC و نیز ارزیابی رفتار حرارتی و تعادلی سامانه در شرایط عملیاتی مختلف است. نتایج به‌دست‌آمده، مبنایی برای تحلیل‌های انرژی، اکسرژی و بهینه‌سازی چندهدفه در مراحل بعدی فراهم می‌سازد.

۳-۱- محصولات

در مرحلهٔ پیرولیز، زیست توده ورودی تحت دمای بالا و در غیاب اکسیژن تجزیه شده و به سه فاز گاز، مایع و جامد تبدیل می شود. محصولات گازی و مایع عمدتاً شامل هیدروکربن های سبک و ترکیبات اکسیژنه هستند، درحالی که بخش جامد (کربن و خاکستر) به عنوان ماده باقی مانده جهت مراحل بعدی فرآیند جمع آوری می شود. گازهای تولیدی از این مرحله به واحد گازی سازی منتقل می شوند تا در حضور بخار آب واکنش داده و به گاز سنتز تبدیل شوند.

در مرحله گازی سازی، بخار آب با دمای 375°C و فشار ۸ bar و دبی 2250 kg/h به عنوان عامل واکنش وارد راکتور می شود. منبع حرارتی بخار، انرژی خورشیدی است که پایداری فرآیند را افزایش می دهد. واکنش های اصلی شامل تبدیل کربن، مونوکسید و هیدروژن بوده و منجر به تولید گاز سنتز (H_2 و CO) با ارزش حرارتی بالا می شود. در ادامه، مواد جامد باقیمانده از پیرولیز شامل کربن و مقدار کمی گوگرد وارد کوره احتراق می گردند تا از طریق سوختن کنترل شده، انرژی حرارتی مورد نیاز فرآیند و بخار سوپرهیت برای واحد نمک زدایی تأمین شود. گازهای حاصل از احتراق (N_2 ، CO_2 و O_2) در محدوده مجاز زیست محیطی بوده و از اتلاف انرژی جلوگیری می شود. نتایج مربوط به ترکیب جریان های خروجی از هر سه بخش پیرولیز، گازی سازی و احتراق در جدول (۶) ارائه شده است.

جدول ۶. ترکیب و مقدار اجزای خروجی از راکتور گازی سازی و کوره احتراق

Table 6. Output composition and amounts from the gasifier and combustion furnace

Component	syngas before purification		syngas after purification		Flue gas Mass fraction	
	Mass Fraction	Flow($\frac{\text{kg}}{\text{h}}$)	Mass Fraction	Flow($\frac{\text{kg}}{\text{h}}$)	Mass Fraction	Flow($\frac{\text{kg}}{\text{h}}$)
Biomass	0	0	0	998.6	0	0
Ash	0.01	1020.8	0.02	0	0	0
C	0	0	0.000	2786.6	0	258.3
CO_2	0.04	3238.7	0.06	32156.6	0.3	93704.8
CO	0.6	50464.1	0.72	5287.6	0	0
H_2	0.07	5793.8	0.12	3265.1	0	0
H_2O	0.2	18929.9	0.07	0.3	0	0
N_2	0.001	176	0.000	0	0.002	226447.4
O_2	0.1	9516.4	0.006	256.1	0.7	627.6
CH_4	0	0	0	0	0	0
Cl_2	0	0	0	0.5	0	0
S	0	15.2	0	0.6	0	0
HCl	0	45.2	0	0	0	0
NH_3	0	0	0	0	0	0
H_2S	0	0	0	0.004	0	0
SO_2	0	4.3	0	998.6	0	0

در این پژوهش، ابتدا مقدار SN برای گاز سنتز خام خروجی از واحد گازی سازی محاسبه شد که مقدار آن ۱/۳۶ به دست آمد و نشان داد که گاز سنتز خام به دلیل وجود مقادیر نسبتاً زیاد دی اکسید کربن، اکسیژن، بخار آب و سایر ناخالصی ها، شرایط مناسبی برای ورود مستقیم به راکتور سنتز متانول ندارد. بنابراین، گاز

سنتز از واحدهای تصفیه شامل حذف ذرات جامد، حذف ترکیبات گوگردی و کلردار، کاهش رطوبت، حذف اکسیژن آزاد و تنظیم غلظت دی‌اکسیدکربن عبور داده شد. پس از انجام عملیات تصفیه و تنظیم ترکیب گاز، مقدار SN به 2/01 افزایش یافت که در محدوده بهینه موردنیاز برای سنتز متانول قرار دارد. این موضوع نشان‌دهنده مناسب بودن فرآیند آماده‌سازی گاز سنتز و قابلیت استفاده از آن در راکتور سنتز متانول است.

یکی دیگر از اهداف اصلی این پژوهش، دستیابی به تولید هم‌زمان برق و آب شیرین با بهره‌گیری از منابع انرژی تجدیدپذیر بود. بر اساس نتایج به‌دست‌آمده از طراحی و شبیه‌سازی انجام‌شده، توان تولیدی کل سامانه برابر با ۲۱,۵۶ مگاوات محاسبه شد. این توان عمدتاً از طریق بازیافت حرارت گازهای داغ خروجی از کوره احتراق و گاز سنتز در مبدل‌های حرارتی E-3 و E-5 حاصل گردید که نقش مهمی در افزایش بازده کلی سامانه ایفا کردند. تأمین انرژی حرارتی مورد نیاز فرآیند گازی‌سازی نیز عمدتاً از طریق انرژی خورشیدی صورت گرفت؛ به‌گونه‌ای که کلکتورهای خورشیدی از نوع سهموی خطی یا فرنل خطی، حدود ۱۸ مگاوات انرژی حرارتی را به مبدل‌های E-1 و E-2 منتقل کردند. با توجه به محدودیت دمایی عملکرد این کلکتورها در بازه ۳۰۰ تا ۶۰۰ درجه سانتی‌گراد، برای دستیابی به توان بیشتر، افزایش دبی بخار به‌جای افزایش دما مدنظر قرار گرفت که موجب بهبود پایداری حرارتی سامانه شد.

در بخش تولید آب شیرین، بخار فشار پایین خروجی از توربین به‌عنوان منبع انرژی حرارتی فرآیند نمک‌زدایی چندمرحله‌ای مورد استفاده قرار گرفت. در این فرآیند، دبی آب‌شور ورودی به واحد نمک‌زدایی برابر با ۱۲۰۰ مترمکعب بر ساعت بوده که در نهایت ۶۲۶/۸ مترمکعب بر ساعت آب شیرین با راندمان کلی ۵۲,۲۳ درصد تولید شد. سامانه تقطیر چند مرحله‌ای مورد استفاده در این تحقیق دارای چهار افکت بوده و به‌صورت MED-TVC عمل کرده است. در مجموع، نتایج نشان داد که طراحی انجام‌شده با بهره‌گیری از انرژی هیبریدی زیست‌توده و خورشیدی توانسته است عملکردی پایدار و با بازده بالا در تولید هم‌زمان برق و آب شیرین ارائه دهد.

در مرحله نهایی فرآیند طراحی‌شده، گاز سنتز با فشار حدود ۴۵ بار وارد راکتور سنتز متانول می‌شود. نتایج شبیه‌سازی نشان می‌دهد از دبی خوراک ۶۲۰۸۴ کیلوگرم در ساعت گاز سنتز، حدود ۳۴۴۹۲ کیلوگرم در ساعت متانول تولید می‌شود که بیانگر بازده جرمی تقریباً ۵۵,۵۶ درصد است. با فرض ۸۰۰۰ ساعت کارکرد سالانه، ظرفیت تولید متانول این واحد حدود ۲۷۶ هزار تن در سال برآورد می‌شود که در محدوده ظرفیت‌های متوسط تا بزرگ قرار دارد. توان حرارتی واکنش‌ها گرمازا بوده و میزان گرمای دفعی ۱۶,۴۵ مگاوات (معادل ۵۹۲۲۰ مگاژول در ساعت) محاسبه شده است؛ یعنی حدود ۱,۷۲ مگاژول به ازای هر کیلوگرم متانول تولیدی. به همین دلیل، استفاده از سامانه خنک‌کاری کارآمد برای حفظ دمای بستر کاتالیست در محدوده بهینه (۲۲۰ تا ۲۷۰ °C، در این پژوهش ۲۶۴ °C) ضروری است. همچنین، بازیافت حرارت آزادشده برای تولید بخار کم‌فشار و بهبود بهره‌وری انرژی پیشنهاد می‌شود. خلاصه نتایج شبیه‌سازی راکتور سنتز متانول در جدول (۷) ارائه شده است.

جدول ۷. نتایج راکتور سنتز متانول

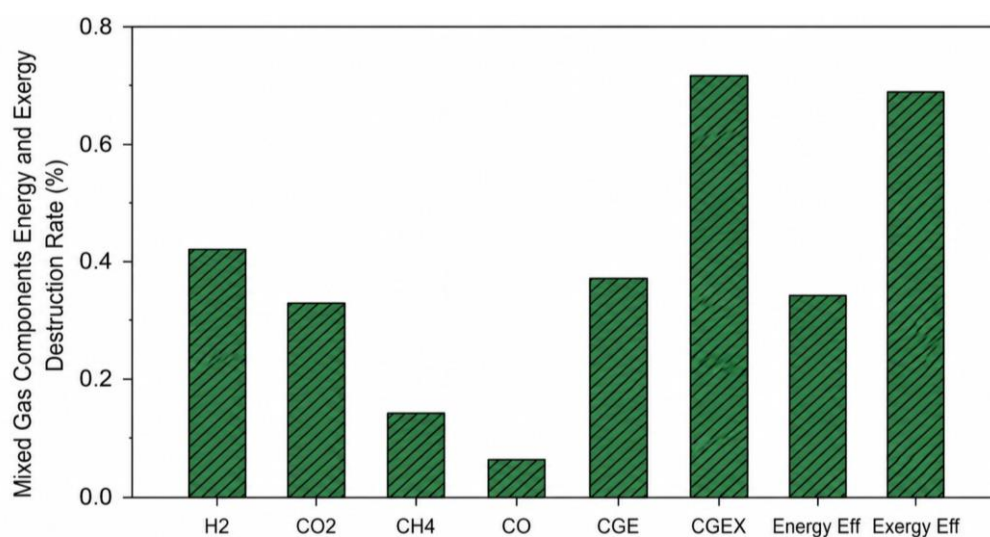
Table 7. Methanol Synthesis Reactor Results

Parameter	Unit	Value
Conversion rate	(%)	55.56
Syngas feed to reactor	$(\frac{kg}{h})$	62084.4
Methanol produced	$(\frac{kg}{h})$	34492.2
Reactor pressure	(bar)	45
Reactor energy	(MW)	-16.45

۳-۲- نتایج آنالیز انرژی و اکسرژی

در تحلیل اکسرژی سامانه، با توجه به ماهیت واکنشی فرآیندهای مورد مطالعه شامل گازی سازی زیست توده، احتراق، سنتز متانول و فرآیندهای تصفیه گاز، اکسرژی جریان ها به دو مؤلفه فیزیکی و شیمیایی تفکیک گردید. اکسرژی فیزیکی بر اساس اختلاف خواص ترمودینامیکی جریان نسبت به حالت مرجع محیط محاسبه شد، در حالی که اکسرژی شیمیایی با در نظر گرفتن ترکیب شیمیایی جریان ها، کسر مولی اجزا و مقادیر اکسرژی استاندارد شیمیایی گونه های موجود تعیین گردید. شرایط مرجع محیط برای تمامی محاسبات برابر با دمای ۲۹۸/۱۵ کلوین و فشار ۱ اتمسفر در نظر گرفته شد. همچنین، تغییرات ترکیب جریان ها در اثر واکنش های شیمیایی در واحدهای مختلف در محاسبه اکسرژی شیمیایی لحاظ گردید تا ارزیابی دقیق تری از تخریب اکسرژی و عملکرد ترمودینامیکی سامانه ارائه شود.

این بخش به تحلیل جامع عملکرد یک سامانه گازی سازی زیست توده، با تمرکز ویژه بر پساب زیستی، اختصاص یافته است. شبیه سازی ها با استفاده از نرم افزار Aspen Plus انجام شد و تحلیل حساسیت برای ارزیابی پاسخ سامانه تحت شرایط عملیاتی مختلف صورت گرفت. در تحلیل اکسرژی، شرایط مرجع فشار $P_0 = 1$ bar و دمای $T_0 = 25^\circ C$ در نظر گرفته شدند تا مقایسه ای منصفانه بین سناریوهای مختلف امکان پذیر باشد. پارامترهای کلیدی مانند پیکربندی سامانه، فشار و دمای رآکتورها در همه نمونه ها ثابت نگه داشته شدند تا تغییرات عملکردی صرفاً ناشی از شرایط متغیر مورد مطالعه باشد. مدل سازی دینامیک و ترمودینامیک اجزای سامانه با استفاده از حل گر عددی Aspen انجام شد تا دقت پیش بینی ها تضمین گردد. نتایج شبیه سازی در قالب بازده گاز سنتز بر اساس ترکیب حجمی اجزا، بازده انرژی گاز سرد، بازده اکسرژی گاز سرد و بازده کلی انرژی و اکسرژی ماده اولیه ارائه شده و در شکل (۲) نمایش داده شده اند.

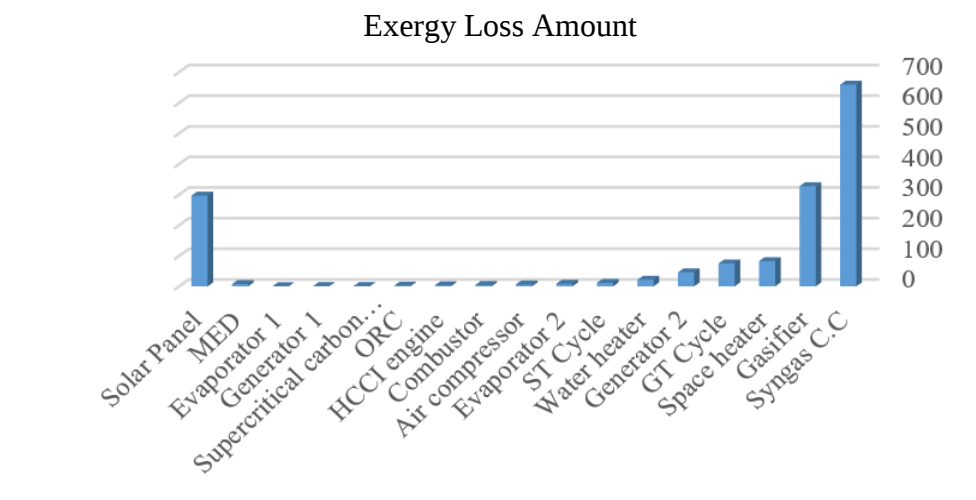


شکل ۲. کارایی عنصری گاز سنتز و بهره‌وری انرژی و اکسرژی

Figure 2. Elemental efficiency of synthesis gas and energy and exergy efficiency

نتایج شبیه‌سازی نشان داد که بازده اکسرژی گاز سرد برابر با ۷۱٪ و بازده کلی اکسرژی زیست‌توده ۶۹٪ است که بیانگر کارایی قابل قبول سامانه در تبدیل انرژی شیمیایی زیست‌توده به گاز سنتز می‌باشد. برخلاف بازده انرژی، بازده اکسرژی روند افزایشی دارد که ناشی از مقدار بالای ارزش حرارتی بالای زیست‌توده است. استفاده از پساب زیستی نسبت به سایر زیست‌توده‌ها مانند ضایعات زیتون، منجر به تولید گاز سنتز با ترکیب بهینه‌تر شد؛ هیدروژن و مونوکسید کربن بیشتری تولید شده و متان و دی‌اکسیدکربن کمتری مشاهده شد. بازده انرژی گاز سرد ۴۳/۷٪ و بازده کلی انرژی سامانه ۴۸/۱٪ برآورد شد که نسبت به سامانه‌های مشابه مبتنی بر زیست‌توده طبیعی بالاتر است و نشان‌دهنده بهبود عملکرد انرژی با استفاده از پساب زیستی است. این بهبود عمدتاً ناشی از بالاتر بودن پساب و همچنین بهره‌برداری مؤثر از انرژی پسماند جریان‌های خروجی مانند آب و دودکش برای تولید بخار و پیش‌گرمایش هوا است که موجب افزایش بازده کلی سامانه گردیده است.

تحلیل اکسرژی سامانه نشان داد که بیشترین میزان تخریب اکسرژی معادل ۸/۶۶۵ مگاوات در محفظه احتراق گاز سنتز رخ داده است که نقش عمده‌ای در اتلاف انرژی کل سامانه دارد. پس از آن، رآکتور گازی ساز (رآکتور گییس) با ۱/۳۲۷ مگاوات در رتبه دوم قرار گرفت و مبدل حرارتی و توربین گاز به ترتیب با ۱/۹۸ و ۳/۹۰ مگاوات تخریب، بیشترین سهم را در کاهش کارایی سامانه دارند. در مقابل، کمترین تخریب اکسرژی معادل ۵/۱۶۳ کیلووات در اواپراتور شماره ۱ چیلر جذبی مشاهده شد که ناشی از اختلاف دمای کمتر بین ورودی و خروجی ژنراتور این چیلر است. این نتایج نشان می‌دهند که عملکرد تجهیزاتی با تخریب کمتر بهینه‌تر و مؤثرتر است و با بهینه‌سازی طراحی و عملکرد تجهیزات کلیدی، می‌توان میزان تخریب اکسرژی را کاهش و بهره‌وری کلی سامانه را ارتقا داد. این نتایج در شکل (۳) نشان داده شده است.



شکل ۳. مقدار اتلاف اکسرژی در زیرسامانه‌های اصلی پیشنهادی

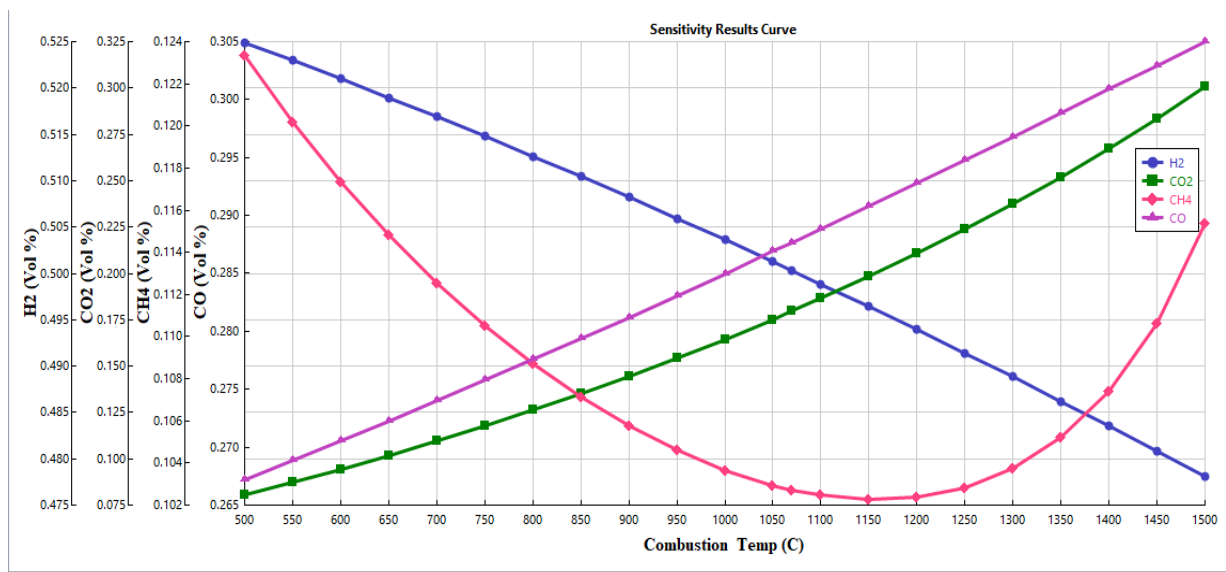
Figure 3. Exergy destruction values in the proposed main sub-systems

۳-۳- آنالیز حساسیت

در ادامه، اثر تغییرات دمای رآکتور احتراق بر ویژگی‌های انرژی و اکسرژی گاز سنتز مورد بررسی قرار گرفت. با افزایش دمای احتراق از ۵۰۰ تا ۱۵۰۰ درجه سانتی‌گراد، مشاهده شد که مقادیر ارزش حرارتی بالا و پایین و گاز سنتز افزایش یافته و بدین ترتیب ارزش حرارتی آن بهبود می‌یابد. این افزایش به دلیل تسریع واکنش‌های ناهمگن و تجزیه حرارتی مؤثر زیست‌توده است که تولید ترکیبات CO و CO₂ را تقویت می‌کند. همچنین، بازده انرژی گاز سرد^۱ با افزایش دما روند افزایشی نشان داد، اما بازده اکسرژی گاز سرد^۲ تغییرات کمتری داشت و نسبت به CGE پایداری بیشتری را حفظ کرد. این نتایج حاکی از آن است که تنظیم دقیق دمای احتراق نه تنها ترکیب گاز سنتز را تحت کنترل قرار می‌دهد، بلکه نقش مهمی در بهینه‌سازی عملکرد انرژی و اکسرژی سامانه ایفا می‌کند و می‌تواند به افزایش بهره‌وری کلی فرآیند منجر شود. این مهم در شکل (۴) نشان داده شده است.

^۱- CGE

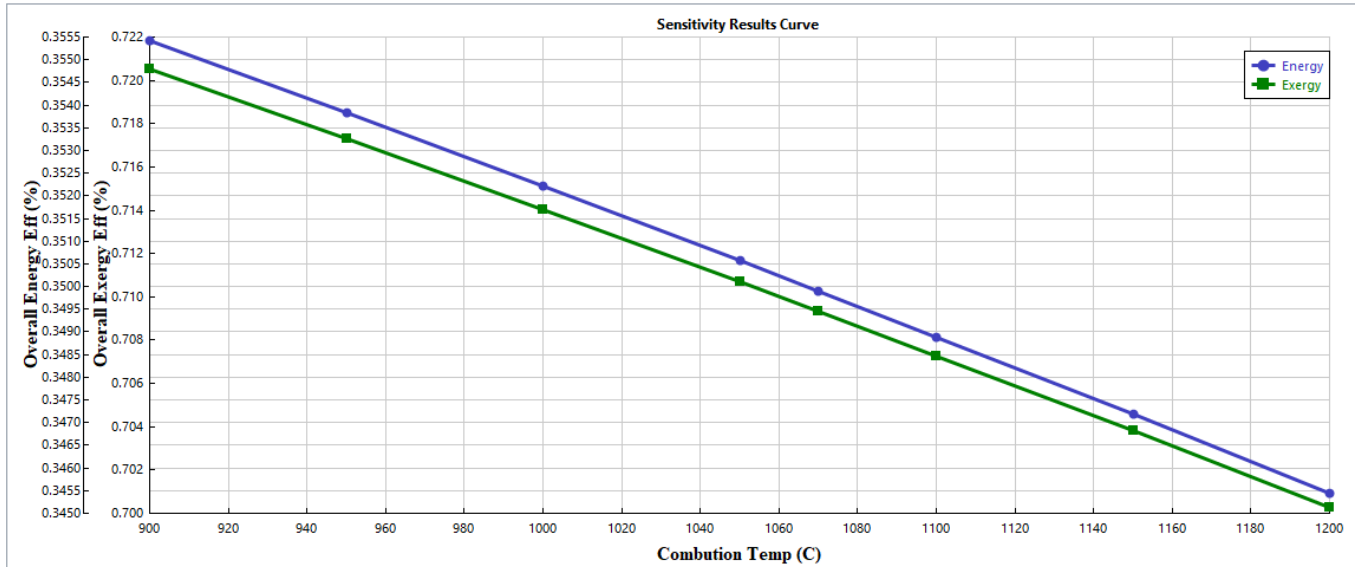
^۲- CGEX



شکل ۴. تأثیر نوسانات دمای احتراق بر درصد حجمی اجزا

Figure 4. Effect of combustion temperature fluctuations on the volume fraction of component

تحلیل حساسیت سامانه‌های مبتنی بر زیست‌توده پساب نسبت به دمای احتراق در محدوده ۹۰۰ تا ۱۲۰۰ درجه سانتی‌گراد نشان داد که این پارامتر تأثیر مستقیم و قابل‌توجهی بر بازده انرژی و اکسرژی کلی سامانه دارد، به‌طوری که همان‌طور که در شکل (۵) نشان داده شده است، با افزایش دمای احتراق از ۹۰۰ به ۱۲۰۰ درجه سانتی‌گراد، بازده کلی انرژی سامانه از ۳۵/۵٪ به ۳۴/۵٪ و بازده کلی اکسرژی از ۷۲/۱٪ به ۷۰٪ کاهش یافته است. این کاهش نسبی اما معنادار، ناشی از افزایش تلفات حرارتی و تخریب اکسرژی در اجزای مختلف مانند گازیفایر و محفظه احتراق است و نشان می‌دهد که افزایش بیش از حد دمای احتراق، علی‌رغم بهبود واکنش‌پذیری و کیفیت گاز سنتز، موجب کاهش بهره‌وری کلی سامانه می‌شود. بنابراین، انتخاب دمای بهینه احتراق باید با در نظر گرفتن تعادل بین ترکیب گاز سنتز، واکنش‌پذیری گازیفایر و تلفات حرارتی انجام شود تا عملکرد کلی سامانه به حداکثر برسد.



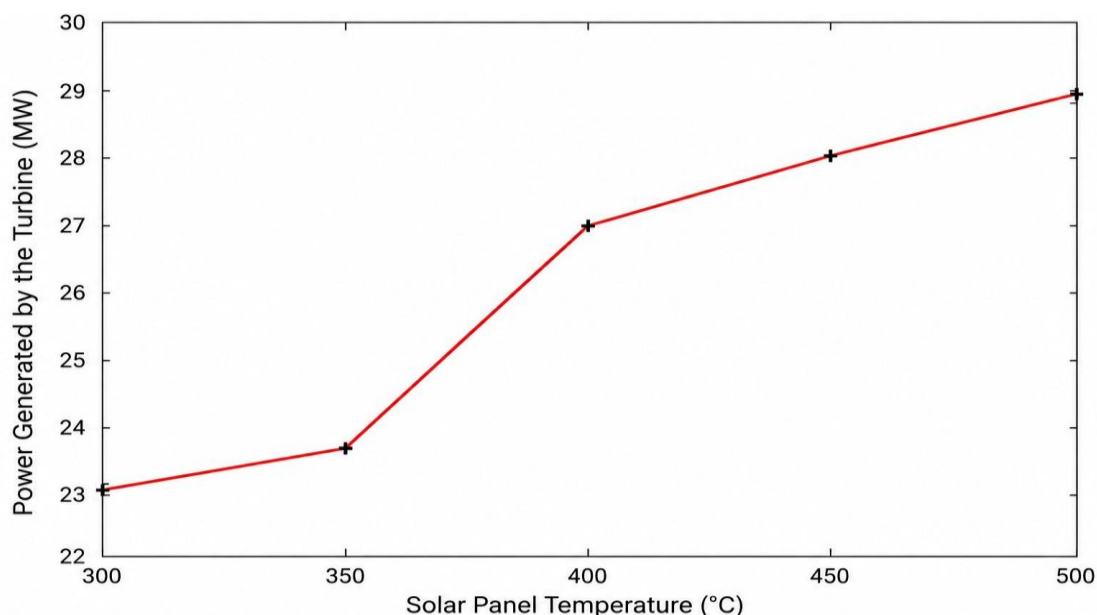
شکل ۵. تاثیر تغییرات دمای احتراق بر کارایی کلی سامانه

Figure 5. Effect of combustion temperature changes on the overall system efficiency

۳-۴- تأثیر بهره‌گیری از انرژی خورشیدی (نمک مذاب HITEC) بر کارایی فرآیند

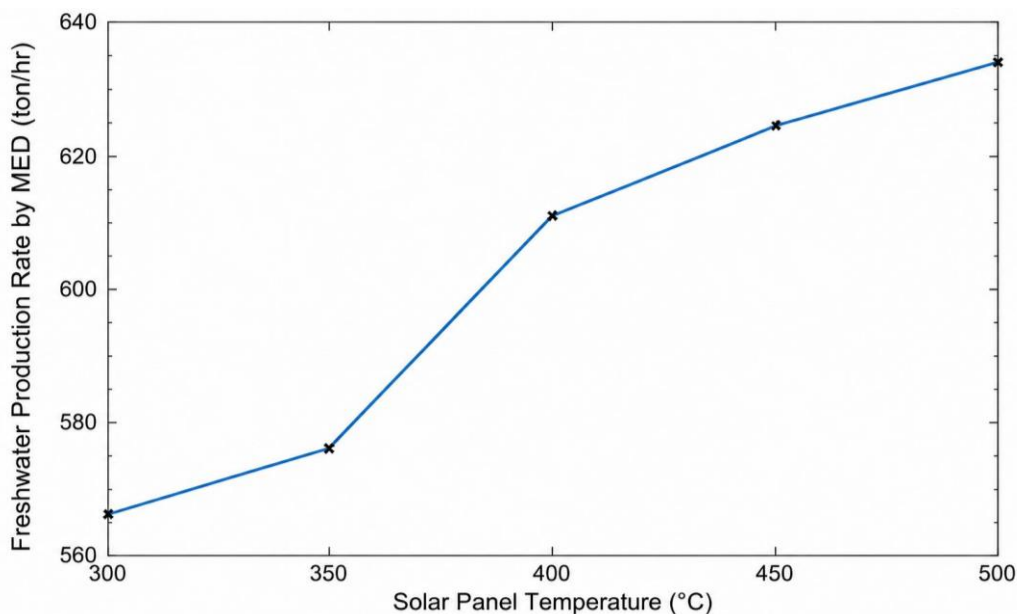
عملکرد کلی سامانه، شامل توان تولیدی و میزان آب شیرین تولید شده، به طور مستقیم با میزان گرمای منتقل شده توسط نمک مذاب مرتبط است. بر اساس شکل های (۶) و (۷)، افزایش دمای نمک مذاب از ۲۵۰ به ۵۰۰ درجه سانتیگراد موجب افزایش تولید برق از ۲۲/۶۴ به ۲۸/۹۵ MW و همچنین افزایش حجم آب شیرین از ۵۵۵/۳۷ به ۶۳۵/۱ m³/h می‌گردد. در کنار این موارد، راندمان نمک‌زدایی نیز به‌طور تقریبی حدود ۸/۷ درصد بهبود می‌یابد. این روند بهبود عملکرد سامانه با افزایش سطح کلکتور خورشیدی و در نتیجه بالا رفتن دما و جریان نمک مذاب حاصل می‌شود.

همچنین داده‌ها نشان می‌دهد که افزایش هم‌زمان دمای نمک مذاب و میزان جریان آن باعث می‌شود تا فرآیند تبدیل گاز به بخار در دماهای بالاتر انجام شود و میزان بخار تولید شده از آب مایع در حین تولید برق افزایش یابد. علاوه بر این، دمای گاز سنتز به طور قابل‌توجهی افزایش یافته که در نهایت موجب افزایش تولید توان و آب شیرین می‌گردد.



شکل ۶. اثر تغییر دمای پنل خورشیدی بر توان خروجی توربین

Figure 6. Effect of solar panel temperature changes on turbine power output



شکل ۷. اثر تغییر دمای راکتور احتراق بر مقدار آب شیرین تولیدی در فرآیند MED

Figure 7. Impact of combustion reactor temperature variations on Freshwater production in the MED process

۳-۵- آنالیز اقتصادی

در این بخش، تحلیل اقتصادی سامانه پیشنهادی ارائه شده است. بر اساس محاسبات انجام شده با استفاده از نرم افزار Aspen Plus نسخه ۱۴ و ابزار Cap Cost، هزینه کل سرمایه سامانه معادل ۱۵۴۴ دلار به ازای هر کیلووات برآورد شد که در محدوده هزینه های گزارش شده برای سامانه های IGCC (۱۱۰۰ تا بیش از ۱۷۰۰ دلار بر کیلووات) قرار دارد. این سامانه علاوه بر زیرسامانه های اصلی، شامل مبدل های حرارتی مورد نیاز برای تولید همزمان چندگانه انرژی است. همچنین، هزینه تولید برق در این سامانه برابر با ۴,۳۸ سنت به ازای هر کیلووات ساعت (مطابق جدول ۹) محاسبه گردید که شامل اجزای هزینه ای سرمایه گذاری، سوخت و نگهداری و تعمیرات می باشد. نتایج کامل هزینه سرمایه و تولید برق در جدول (۸) و (۹) ارائه شده است.

جدول ۴. برآورد هزینه سرمایه کل سامانه

Table 8. Capital Cost Estimation for the System

Equipment	Unit	Amount
Gasifier	USD (M)	82.1
Heat Exchangers	USD (M)	1.27
Heat Recovery Steam Generator	USD (M)	6.44
Steam Turbine	USD (M)	7.67
Gas Turbine	USD (M)	14.38

Steam Condenser	USD (M)	0.77
Drums	USD (M)	020
Combustion Reactor	USD (M)	0.10
Pumps	USD (M)	097
Chillers	USD (M)	8.34
Solar Panels	USD (M)	4.49
Total Fixed Capital Cost	USD (M)	126.80
Operation & Maintenance	USD (M)	25.26
Total Cost	USD (M)	152.16

جدول ۵. هزینه تولید انرژی برق

Table 9. Electricity Generation Costs

Item	Value (cents/kWh)
Fuel Cost	0.7
Capital Cost	2.78
Total Electricity Cost	4.38
Operation and Maintenance (O&M) Cost	0.9

۳-۶- اعتبارسنجی مدل شبیه‌سازی

به‌منظور اطمینان از صحت نتایج حاصل از شبیه‌سازی در محیط Aspen Plus، عملکرد زیرمدل‌های اصلی سامانه پیشنهادی شامل واحد گازی‌سازی، راکتور سنتز متانول، چرخه رانکین، واحد MED-TVC و مدل اقتصادی با داده‌های معتبر گزارش‌شده در مطالعات پیشین مقایسه شد. در این فرآیند، پارامترهای کلیدی عملکردی هر زیرسامانه انتخاب و اختلاف نسبی نتایج مدل حاضر با مقادیر مرجع محاسبه گردید.

برای واحد گازی‌سازی، ترکیب گاز سنتز به‌عنوان یکی از مهم‌ترین شاخص‌های عملکردی، مورد ارزیابی قرار گرفت. نتایج نشان داد که مقادیر پیش‌بینی‌شده برای درصد وزنی CO و H₂ در گاز سنتز به‌ترتیب دارای اختلاف نسبی ۳/۰۱ و ۴/۳۹ درصد نسبت به داده‌های مرجع هستند که نشان‌دهنده توانایی مدل تعادلی گازی‌سازی در پیش‌بینی مناسب محصولات گازی می‌باشد.

در بخش سنتز متانول، نرخ تبدیل خوراک گازی در راکتور متانول با داده‌های مرجع مقایسه شد. مقدار تبدیل به‌دست‌آمده از مدل حاضر برابر با ۵۵/۵۶ درصد بوده که اختلاف نسبی ۴/۹۷ درصد با مقدار گزارش‌شده در منابع دارد. این تطابق نشان‌دهنده عملکرد مناسب مدل سینتیکی راکتور سنتز متانول در شرایط عملیاتی مورد مطالعه است. همچنین، عملکرد چرخه رانکین از طریق مقایسه توان خالص تولیدی ارزیابی گردید. توان خالص محاسبه‌شده توسط مدل برابر با ۳۳/۴۷ مگاوات بوده و اختلاف آن با مقدار مرجع تنها ۴/۷۲ درصد به دست آمد. علاوه بر این، واحد MED-TVC با استفاده از دبی تولید آب شیرین و نسبت تولید بخار به آب شیرین (GOR)

اعتبارسنجی شد. نتایج نشان داد که اختلاف تولید آب شیرین و GOR نسبت به داده‌های مرجع به ترتیب برابر با ۲/۴۶ و ۴/۸۸ درصد می‌باشد.

در نهایت، مدل اقتصادی توسعه‌یافته با مقایسه هزینه سرمایه‌گذاری ویژه (CAPEX) با مقادیر گزارش شده برای سامانه‌های مشابه ارزیابی شد. مقدار CAPEX محاسبه شده در این مطالعه برابر با ۱۵۴۴ دلار بر کیلووات بوده که اختلاف نسبی ۳/۵ درصد نسبت به مقدار مرجع دارد. به طور کلی، تمامی پارامترهای اعتبارسنجی دارای خطای نسبی کمتر از ۵ درصد هستند که نشان‌دهنده دقت قابل قبول مدل توسعه‌یافته و قابلیت استفاده از آن برای تحلیل انرژی، اکسرژی، اقتصادی و بهینه‌سازی سامانه چندانولیدی پیشنهادی می‌باشد. در جدول (۱۰) این مهم آورده شده است.

جدول ۱۰. اعتبارسنجی مدل [۳]

Table 10. Model validation [3]

Subsystem	Validation Parameter	Reference Value	Present Model	Relative Error (%)
Gasifier	CO in syngas (wt%)	54.8	56.5	3.01
	H ₂ in syngas (wt%)	6.89	6.60	4.39
Methanol Reactor	Conversion rate (%)	58.32	55.56	4.97
Rankine Cycle	Net power output (MW)	25.05	23.47	4.72
MED-TVC	Freshwater production (t/h)	611.4	626.8	2.46
	Gained Output Ratio (GOR)	4.30	4.10	4.88
Economic Model	Specific capital investment cost (USD/kW)	1598.1	1544	3.50

۳-۷- بهینه سازی

بهینه‌سازی چندهدفه سامانه با استفاده از الگوریتم NSGA-II در محیط MATLAB و از طریق ارتباط مستقیم با نرم‌افزار Aspen Plus انجام شد. متغیرهای تصمیم شامل دمای ورودی توربین بخار (۴۰۰-۴۴۰ سانتیگراد)، نسبت بخار به زیست‌توده (۱/۲-۰/۴)، سهم حرارت اختصاص‌یافته به واحد MED-TVC (۲۰-۵۰٪) و فشار راکتور سنتز متانول (۴۰-۶۰ بار) بودند. دو تابع هدف شامل بیشینه‌سازی بازده اکسرژی کل سامانه و کمینه‌سازی قیمت تمام‌شده متانول تعریف شدند. برای اجرای الگوریتم، اندازه جمعیت ۱۰۰، تعداد نسل‌ها ۲۰۰، احتمال تقاطع (Crossover Probability) برابر ۰/۹ و احتمال جهش (Mutation Probability) برابر ۰/۱ در نظر گرفته شد. معیار توقف، رسیدن به حداکثر تعداد نسل‌ها همراه با عدم تغییر محسوس جبهه پارتو در نسل‌های پایانی بود. جهت اطمینان از تکرارپذیری نتایج، الگوریتم ۱۰ بار با مقادیر اولیه تصادفی مستقل اجرا شد و اختلاف نتایج کمتر از ۱٪ مشاهده گردید. در هر تکرار، جواب‌های نامعتبر که موجب عدم همگرایی مدل Aspen Plus یا نقض محدودیت‌های عملیاتی می‌شدند، با اعمال جریمه (Penalty Function) از فرآیند انتخاب حذف شدند. در نهایت،

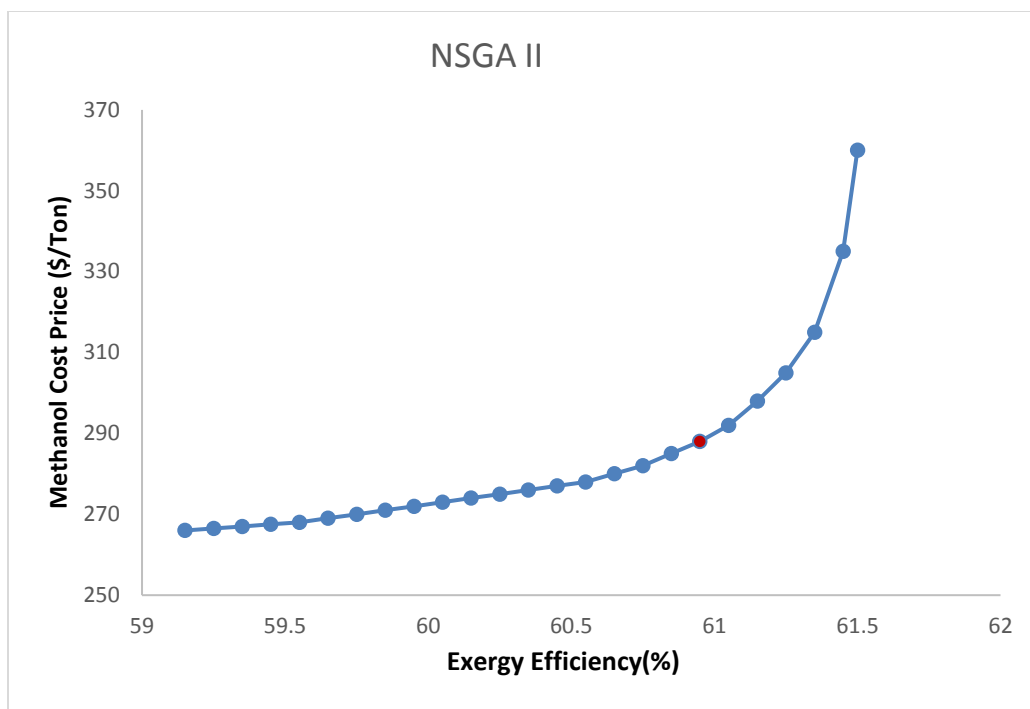
نقطه نهایی از میان جواب‌های غیرمغلوب بر اساس روش Knee-Point انتخاب گردید، زیرا این نقطه بهترین مصالحه میان افزایش بازده اکسرژی و حداقل‌سازی هزینه تولید متانول را فراهم می‌کرد.

در این بخش به بررسی نتایج حاصل از بهینه‌سازی چندهدفه با استفاده از الگوریتم NSGA-II پرداخته می‌شود. هدف از این بهینه‌سازی، دستیابی به توازن بین بازده اکسرژی سامانه و قیمت تمام‌شده متانول است تا ضمن افزایش بهره‌وری ترمودینامیکی، هزینه نهایی تولید نیز در محدوده‌ای اقتصادی حفظ شود. استفاده از روش‌های بهینه‌سازی چندهدفه در این‌گونه سامانه‌ها، به‌ویژه در فرآیندهای تبدیل زیست‌توده به سوخت‌های شیمیایی، از اهمیت زیادی برخوردار است، زیرا همزمان به ابعاد فنی (بازده و راندمان) و ابعاد اقتصادی (هزینه و صرفه‌جویی) توجه دارد و کمک می‌کند طراحی نهایی سامانه در نقطه‌ای پایدار، کارا و اقتصادی انجام شود.

نمودار حاصل از الگوریتم NSGA-II (شکل (۸)) نشان‌دهنده‌ی رابطه‌ی معکوس میان بازده اکسرژی و قیمت تمام‌شده متانول است. با افزایش بازده اکسرژی از حدود ۵۹٪ تا ۶۱/۴٪، قیمت تمام‌شده به‌صورت پیوسته از حدود ۲۶۷ دلار بر تن تا بیش از ۳۶۰ دلار بر تن افزایش می‌یابد. این رفتار بیانگر آن است که ارتقای بازده ترمودینامیکی سامانه بهبود انرژی را در پی دارد، اما به‌صورت هم‌زمان موجب افزایش هزینه سرمایه‌گذاری و بهره‌برداری می‌شود. به عبارت دیگر، دستیابی به بازده بالاتر نیازمند تجهیزات پیشرفته‌تر، مبدل‌های حرارتی بزرگ‌تر و مصرف بیشتر انرژی کمکی است که در نهایت هزینه تولید را بالا می‌برد.

در بازه پایین بازده اکسرژی (حدود ۵۹٪ تا ۶۰٫۵٪)، افزایش بازده منجر به افزایش نسبتاً ملایم هزینه می‌شود که نشان می‌دهد در این محدوده، بهبود عملکرد انرژی هنوز از نظر اقتصادی قابل‌توجیه است. اما از نقطه بازده حدود ۶۰٫۵٪ به بالا، شیب منحنی به‌طور محسوس افزایش‌یافته و قیمت تمام‌شده متانول به‌سرعت رشد می‌کند. این ناحیه نشان‌دهنده محدوده‌ای است که هزینه‌های سرمایه و عملیاتی برای هر واحد افزایش بازده، به‌صورت غیرخطی افزایش می‌یابد و در نتیجه بهینه‌سازی انرژی دیگر از دیدگاه اقتصادی مقرون‌به‌صرفه نیست.

همان‌گونه که در شکل (۸) مشاهده می‌شود، الگوریتم NSGA-II مجموعه‌ای از جواب‌های غیرمغلوب را در قالب جبهه پارتو تولید کرد و هیچ پاسخ یکتایی ارائه نمی‌دهد. به‌منظور انتخاب نقطه طراحی نهایی، از معیار Knee Point استفاده شد. این نقطه (نقطه قرمز در شکل (۸)) در ناحیه‌ای قرار دارد که پیش از افزایش شدید هزینه تولید متانول، بیشترین نرخ بهبود بازده اکسرژی حاصل می‌شود. در این نقطه، بازده اکسرژی برابر ۶۰/۸ درصد و قیمت متانول حدود ۲۷۸ دلار بر تن است. بنابراین این نقطه بهترین مصالحه میان عملکرد ترمودینامیکی و هزینه اقتصادی سامانه را نشان می‌دهد و به‌عنوان نقطه طراحی نهایی انتخاب شد.



شکل ۸. بهینه سازی با استفاده از الگوریتم NSGA-II

Figure 8. Optimization using the NSGA-II algorithm

۴- نتیجه گیری

در این پژوهش، یک سامانه چندتولیدی یکپارچه مبتنی بر زیست توده و انرژی خورشیدی برای تولید همزمان برق، آب شیرین و متانول طراحی و تحلیل شد. مدل سازی فرآیند در محیط Aspen Plus شامل واحدهای پیرولیز، گازی سازی، سنتز متانول، چرخه رانکین و واحد MED-TVC انجام گرفت و تأمین انرژی سامانه از طریق ترکیب انرژی خورشیدی، ذخیره سازی حرارتی و بازیافت حرارت جریان های خروجی مورد بررسی قرار گرفت. نتایج نشان داد که ادغام فناوری های تبدیل زیست توده و انرژی خورشیدی می تواند یک راهکار مناسب برای افزایش بهره وری انرژی و کاهش اتلافات حرارتی در سامانه های چند محصولی فراهم کند.

تحلیل انرژی و اکسرژی نشان داد که بازده گاز سرد واحد گازی سازی برابر با ۴۳/۷ درصد و بازده کل اکسرژی سامانه برابر با ۵۹/۱۶ درصد می باشد. بررسی توزیع تخریب اکسرژی نشان داد که بیشترین میزان نابودی اکسرژی مربوط به محفظه احتراق و راکتور گازی ساز است که ناشی از برگشت ناپذیری های مرتبط با واکنش های شیمیایی و انتقال حرارت در دماهای بالا می باشد. در مقابل، واحدهای تبخیر کننده چیلر جذبی کمترین سهم را در تخریب اکسرژی کل سامانه داشتند. این نتایج بر اهمیت بهینه سازی تجهیزات با بیشترین میزان برگشت ناپذیری و افزایش بازیافت حرارت در راستای بهبود عملکرد ترمودینامیکی سامانه تأکید دارد.

نتایج تحلیل حساسیت نشان داد که افزایش دمای عملیاتی گازی‌سازی می‌تواند موجب بهبود کیفیت گاز سنتز و افزایش ارزش حرارتی آن شود، اما افزایش بیش از حد دما به دلیل افزایش تلفات حرارتی و هزینه‌های سرمایه‌گذاری، الزاماً منجر به بهبود عملکرد کلی سامانه نمی‌شود. بنابراین، تعیین شرایط عملیاتی بهینه نیازمند ایجاد تعادل میان بهبود واکنش‌های تبدیل، کاهش تخریب اکسرژی و حفظ توجیه‌پذیری اقتصادی است. ارزیابی اقتصادی نشان داد که هزینه سرمایه‌گذاری ویژه سامانه برابر با ۱۵۴۴ دلار بر کیلووات بوده و هزینه تولید برق برابر با ۴/۳۸ سنت بر کیلووات‌ساعت محاسبه گردید. این مقادیر در محدوده گزارش‌شده برای سامانه‌های مشابه مبتنی بر گازی‌سازی زیست‌توده و چرخه‌های تولید توان قرار دارد. همچنین، نتایج بهینه‌سازی چندهدفه با استفاده از الگوریتم NSGA-II نشان داد که نقطه بهینه سامانه در بازده اکسرژی حدود ۶۰/۸ درصد و قیمت تولید متانول برابر با ۲۷۸ دلار بر تن حاصل می‌شود. این نقطه بیانگر یک مصالحه مناسب بین افزایش بهره‌وری ترمودینامیکی و کاهش هزینه تولید بوده و نشان می‌دهد که افزایش بیشتر بازده اکسرژی می‌تواند با افزایش غیرخطی هزینه‌های اقتصادی همراه باشد.

بررسی عملکرد کلی سامانه نشان داد که یکپارچه‌سازی تولید متانول، برق و آب شیرین با استفاده از منابع تجدیدپذیر و بازیافت حرارت داخلی، می‌تواند مسیر مناسبی برای توسعه سامانه‌های چندتولیدی پایدار فراهم نماید. با این حال، به دلیل پیچیدگی فرآیندهای تبدیل زیست‌توده و وابستگی عملکرد سامانه به ویژگی‌های خوراک و شرایط عملیاتی، توسعه مدل‌های دقیق‌تر شامل بررسی تشکیل قطران، تحلیل عدم قطعیت پارامترهای اقتصادی، ارزیابی زیست‌محیطی جامع و اعتبارسنجی تجربی در مقیاس آزمایشگاهی یا پیلوتی، به‌عنوان مسیرهای پیشنهادی برای مطالعات آینده ارائه می‌شود.

علائم اختصاری

نماد	تعریف	واحد
Ex	نرخ اکسرژی	MW
ExD	نرخ تخریب اکسرژی	MW
ExD,Cond	نرخ تخریب اکسرژی در کندانسور	MW
ExD,Tur	نرخ تخریب اکسرژی در توربین	MW
ExD,Pump	نرخ تخریب اکسرژی در پمپ	MW
ExD,Eva	نرخ تخریب اکسرژی در اواپراتور	MW
ExD,CC	نرخ تخریب اکسرژی در محفظه احتراق	MW
ExD,Gasif	نرخ تخریب اکسرژی در گازی‌ساز	MW
ψ	بازده (راندمان) اکسرژی	-
ψ_{Cond}	بازده اکسرژی کندانسور	-
ψ_{Tur}	بازده اکسرژی توربین	-
ψ_{Pump}	بازده اکسرژی پمپ	-
ψ_{Eva}	بازده اکسرژی اواپراتور	-
ψ_{CC}	بازده اکسرژی محفظه احتراق	-
ψ_{Gasif}	بازده اکسرژی گازی‌ساز	-
W	توان	MW
Q	نرخ انتقال حرارت	MW

kg/h	دبی جرمی	m
K یا °C	دما	T
bar	فشار	P
K	دمای مرجع محیط	T0
bar	فشار مرجع محیط	P0
kJ/kg	انتالپی ویژه	h
kJ/kg.K	انتروپی ویژه	s
MJ/kg	ارزش حرارتی پایین	LHV
MJ/kg	ارزش حرارتی بالا	HHV
%	بازده گاز سرد	CGE
-	نسبت تولید بخار به آب شیرین	GOR
\$	هزینه سرمایه‌گذاری اولیه	CAPEX
\$/year	هزینه بهره‌برداری و نگهداری	OPEX
\$/GJ	هزینه متوسط سوخت بر واحد اکسرژی	cf
\$/h	نرخ هزینه ناشی از تخریب اکسرژی	CD
-	ضریب اغزر واقتصادی	f
m ² /(kg/s)	سطح ویژه انتقال حرارت	A
-	نسبت عملکرد واحد آب شیرین‌کن	PR
wt%	مواد فرار	VM
wt%	کربن ثابت	FC
wt%	رطوبت	MC
wt%	خاکستر	Ash
wt%	کربن	C
wt%	هیدروژن	H
wt%	نیتروژن	N
wt%	گوگرد	S
wt%	اکسیژن	O
-	مونوکسید کربن	CO
-	دی‌اکسید کربن	CO2
-	هیدروژن	H2
-	آب یا بخار آب	H2O
-	متان	CH4
-	نیتروژن	N2
-	اکسیژن	O2
-	نمک مذاب انتقال حرارت HITEC	HITEC

مراجع

[1] Detchusananard, T., Wiranarongkorn, K., Im-orb, K. (2024). Techno-economic performance analysis of biomass-to-methanol with solid oxide electrolyzer for sustainable bio-methanol production. *Energy*, 313, 133764.

-
- [2] Morid, M., & Manesh, M. H. K. (2025). An innovative optimal integrated solar-lignocellulosic biomass polygeneration system with biorefinery and solid oxide electrolyzer cell. *Energy Conversion and Management*, 327, 119557.
- [3] Alghorayshi, S. T. K., Imandoust, M., Hemmatzadeh, A., Abbasi, S., Javidfar, M., Seifollahi, M., Gitifar, S., & Zahedi, R. (2024). Design, simulation and investigation of the tri-generation process of Fresh water, power and biogas using solar thermal energy and sewage sludge. *Chemical Engineering Research and Design*, 208, 257-242.
- [4] Okati, A., Khani, M.R., & Shokri, B. (2023). Numerical Simulation of Municipal Solid Waste and Biomass Plasma Co-Gasification Proces . *Iranian Chemical Engineering Journal*, 22(128), 110-120, In Persian.
- [5] Akhlaghi, N., & Najafpour, G. (2022). A Review on Effective Processes in Biodiesel Production Using Microalgae. *Iranian Chemical Engineering Journal*, 21(122),63-76, In Persian.
- [6] Okati, A., Khani, M. R., & Shori, B. (2019). Thermodynamic Modeling Of Municipal Solid Waste Thermal Plasma Gasification Process. *Iranian chemical engineering journal*, 18, 61-70, In Persian.
- [7] Di Fraia, S., Shah, M., & Vanoli, L. (2024). Biomass polygeneration systems integrated with buildings: a review. *Sustainability*, 16(4), 1654.
- [8] Girishkumar, G., Kamesh, M., Shreekala, N., Yogaraj, D., Nadeem, M .M., Hemanth, B., & Nagaprasad, K. (2026). Solar Based Poly-Generation Systems for a Carbon Neutral Future with Focus on Hydrogen Production: A Comprehensive Review. *Nature Environment and Pollution Technology*, 25(2),1-25.
- [9] Imandoust, M., Alghorayshi, S. T. K., Abbasi, S., Seifollahi, M., & Zahedi, R. (2025). Simultaneous energy, Fresh water, and biogas production process utilizing solar thermal and sewage sludge. *Energy Science & Engineering*, 13(2), 530–550.
- [10] Kermani, A., Hosseinifard, F., Salimi, M., & Amidpour, M. (2025). Sustainable fuel and power from biomass: 4E analysis of a solar-assisted DME production system with CO₂ capture. *Biotechnology Reports*, 48, e00928,.
-

-
- [11] Soleimani, T., Esfandiari, N., Azizi, M., Aboosadi, Z. A., & Azdarpour, A. (2025). From Sludge to Fuel: 4E Evaluation of a Solar-Powered Tri-Generation Process Producing Methanol, Freshwater, and Electricity. *Results in Engineering*, (27), 107028.
- [12] Zulkefal, M., Ayub, A., & Sethi, H. (2024). Exergy Analysis of Methanol Production Plant from Hydrogenation of Carbon Dioxide. *Materials Proceedings*, 17(1), 15.
- [13] Alghorayshi, S. T. K., Imandoust, M., Montazeri, A., Ayoubi, S., Zahedi, R. (2025). Enhancing power, water and biofuel multigeneration system through developed biomass-driven hybrid process with energy, exergy ,economic and environmental (4E) analysis. *Renewable Energy*, 256, 124131.
- [14] Abbasi, S., Derakhshan, G., Imandoust, M., Alghorayshi, S. T. K., Abbasi, S., & Salehani, H. K. (2025). Techno-economic process design of multi-stage flash-reverse osmosis for water and power production using solar-wind resources. *Separation and Purification Technology*, 357, 130091.
- [15] Imandoust, M., Alghorayshi, S. T. K., Zahedi, R., Aslani, A., & Khanqah, M. Q. (2025). Multi-objective optimization of hybrid solar-wind MSF-RO cogeneration desalination systems using NSGA-II to enhancing energy efficiency, cost reduction and sustainability. *Separation and Purification Technology*, 378(3), 134740.
- [16] Alghorayshi, S. T. K., Imandoust, M., Montazeri, A., & Zahedi, R. (2025). Technical, economic and environmental evaluation and optimization of the hybrid solar-wind power generation with desalination. *Case Studies in Thermal Engineering*, 73, 106735.
- [17] Agyekum, E. B., Okonkwo, P. C., & Rashid, F. L. (2025). Research on biomass energy and CO₂ conversion to methanol: a combination of conventional and bibliometric review analysis. *Carbon Research*, 4 (1), 2025.
- [18] Liu, T., Zheng, Z., Qin, Y., Sui, J., & Liu, Q. (2023). New operation strategy and multi-objective optimization of hybrid solar-fuel CCHP system with fuel thermochemical conversion and source-loads matching. *Science China Technological Sciences*, 66 (2), 547-528.
- [19] Imandoust, M., Alghorayshi, S. T. K., Javidfar, M., Asadi, B., Jafarinasab, M., Qezelbigloo, S., & Zahedi, R. (2014). Technical-economic analysis and optimization of multiple effect distillation system by solar energy conversion as the heat source. *Solar Energy*, 280, 112859.
-

-
- [20] Aryanfar, Y., Assad, M. E. H., Khosravi, A., Atique, R. S., Sharma, S., Alcaraz, J. L. G., & Alayi, R. (2022). Energy, exergy and economic analysis of combined solar ORC-VCC power plant. *International Journal of Low-Carbon Technologies*, 17, 250-196.
- [21] Patel, B., Desai, N. B., & Kachhwaha, S. S. (2017). Thermo-economic analysis of solar-biomass organic Rankine cycle powered cascaded vapor compression-absorption system, *Solar energy*, 157, 933-920.
- [22] Liu, J., Li, Y., Meng, X., Wu, J. (2023). Thermodynamic analysis of a novel hybrid fuel cell-combined cooling, heating-and power (CCHP) system-integrated solar-driven biomass gasification for achieving sustainable and efficient poly-generation. *International Journal of Green Energy*, 20 (13), 1544-1524.
- [23] Bufi, E. A., Camporeale, S., Fornarelli, F., Fortunato, B., Pantaleo, A. M., Sorrentino, A., & Torresi, M. (2017). Parametric multi-objective optimization of an Organic Rankine Cycle with thermal energy storage for distributed generation. *Energy Procedia*, 126, 436-429.
- [24] Pantaleo, A. M., Camporeale, S. M., Sorrentino, A., Miliozzi, A., Shah, N., & Markides, C. N. (2020). Hybrid solar-biomass combined Brayton/organic Rankine-cycle plants integrated with thermal storage: Techno-economic feasibility in selected Mediterranean areas. *Renewable Energy*, 147, 2931-2913.
- [25] Ansari, M. S., Jalil, M. F., & Bansal, R. (2023). A review of optimization techniques for hybrid renewable energy systems. *International Journal of Modelling and Simulation*, 43 (5), 735-722.
- [26] Das, B., & Kumar, A. (2018). A NLP approach to optimally size an energy storage system for proper utilization of renewable energy sources. *Procedia Computer Science*, 125, 491-483.
- [27] Zidane, T. E. K., Aziz, A. S., Zahraoui, Y., Kotb, H., AboRas, K. M., & Jember, Y. B. (2023). Grid-connected Solar PV power plants optimization: A review. *IEEE Access*, 11, 79608-79588.
- [28] Ibrahim, A., & Akilli, H. (2019). Supercritical water gasification of wastewater sludge for hydrogen production. *International journal of hydrogen energy*, 44 (21), 10349-10328.
- [29] Orhan, M. F., Dincer, I., & Rosen, M. A. (2008). Energy and exergy assessments of the hydrogen production step of a copper–chlorine thermochemical water splitting cycle driven by nuclear-based heat. *International Journal of Hydrogen Energy*, 33 (22), 6466-6456.
-

-
- [30] Catrini, P., Cipollina, A., Giacalone, F., Micale, G., Piacentino, A., & Tamburini, A. (2018). Thermodynamic, exergy, and thermoeconomic analysis of multiple effect distillation processes. *Renewable Energy Powered Desalination Handbook*, 489-445.
- [31] Bejan, A., Tsatsaronis, G., & Moran, M. J., (1995). “*Thermal design and optimization*”, (1st ed.), New York, John Wiley & Sons.
- [32] El-Dessouky, H. T., & Ettouney, H. M. (200). “*Fundamentals of salt water desalination*”, (1st ed.), Amsterdam, Elsevier Science.
- [33] Christ, A., Regenauer-Lieb, K., & Chua, H. T. , (2014). Thermodynamic optimisation of multi effect distillation driven by sensible heat sources. *Desalination*, 336, 167-160.
-