

ارزیابی اقتصادی سیستم شیرین سازی منابع آب شور در جزیره قشم با استفاده از کلکتورهای خورشیدی صفحه تخت و سیستم ذخیره سازی مواد تغییر فاز دهنده

بهرام قربانی^{۱*}، سید محسن عبادی^۲

۱. استادیار گروه انرژی های نو، دانشکده فناوری های مهندسی، دانشگاه تخصصی فناوری های نوین، آمل

۲. کارشناسی ارشد گروه مهندسی مکانیک، دانشکده فنی و مهندسی، مؤسسه آموزش عالی علامه دهخدا، قزوین

(تاریخ دریافت ۱۳۹۹/۰۳/۲۲، تاریخ تصویب ۱۳۹۹/۰۶/۱۵)

چکیده

بهبود بازده سیستم های حرارتی و بازیافت حرارت در سال های اخیر مورد توجه بسیاری از محققان بوده است. با توجه به بحران آب و انرژی، بهبود بازده سیستم های حرارتی و بازیافت حرارت به همراه استفاده از فرایند شیرین سازی آب، در سال های اخیر توجه بسیاری از محققان را به خود جلب کرده است. طراحی هم زمان واحدها و یکپارچه سازی فرایندها سبب کاهش تعداد تجهیزات مورد نیاز و مصرف انرژی می شود. هدف اصلی مقاله حاضر، تأمین آب شیرین جزیره قشم با انرژی تجدید پذیر است. در مقاله حاضر یک ساختار یکپارچه تولید هم زمان آب شیرین و تولید توان با استفاده از سیستم آب شیرین کن حرارتی چند مرحله ای و سیکل تولید توان کالینا توسعه داده شده است. به منظور تأمین حرارت این ساختار یکپارچه، طی شبانه روز از کلکتورهای صفحه تخت و سیستم ذخیره سازی مواد تغییر فاز دهنده استفاده شده است. در این ساختار یکپارچه به ترتیب بازده نیروگاه تولید توان سیکل کالینا به میزان ۶/۷۵۱ درصد، ضریب عملکرد سیستم آب شیرین کن حرارتی به میزان ۲/۸۷۴ و بازده انرژی کل ساختار یکپارچه به میزان ۵۵/۴۵ درصد است. آنالیز انرژی ساختار یکپارچه نشان می دهد بیشترین تخریب انرژی در ساختار یکپارچه به ترتیب در کلکتورهای خورشیدی به میزان ۸۱/۶۸ درصد و در مبدل های حرارتی به مقدار ۱۴/۳۴ درصد رخ می دهد. آنالیز اقتصادی ساختار یکپارچه نشان می دهد به ترتیب مقدار بازگشت سرمایه به میزان ۳/۸۸۳ سال و قیمت محصول آب شیرین تولیدی $2/131 \text{ US\$/m}^3$ است.

کلیدواژه ها: آب شیرین کن چند مرحله ای، بحران و رد پای آب، تولید توان، ذخیره سازی مواد تغییر فاز دهنده، کلکتورهای خورشیدی صفحه تخت.

مقدمه

امروزه، اصلی‌ترین منبع تأمین انرژی مورد نیاز بشر منابع فسیلی هستند، که البته مشکلاتی اساسی مانند گرمایش جهانی، باران‌های اسیدی، تخریب لایه ازن و انتشار گازهای گلخانه‌ای دارند. استفاده از منابع انرژی‌های تجدیدپذیر، راه حل مناسبی برای غلبه بر مشکلات یادشده است. انرژی‌های تجدیدپذیر به طور کلی شامل انرژی خورشیدی، زمین‌گرمایی، بادی، زیست‌توده، هیدروژن و برق آبی هستند. انرژی‌های تجدیدپذیر مشکلاتی مانند پایان‌پذیر بودن و آلودگی‌های زیست‌محیطی را ندارند. از این‌رو، برای تأمین میزان برق مورد نیاز بشر، بهره‌گیری از سیکل‌های ترکیبی تولید توان که از منابع تجدیدپذیر استفاده می‌کنند، مورد توجه محققان حوزه انرژی قرار گرفته است. پیش‌بینی می‌شود که در آینده‌ای نزدیک ساخت نیروگاه‌های حرارتی خورشیدی در مناطقی که دریافت انرژی خورشید مناسبی دارند، راهبردی مهم برای تأمین انرژی از نظر سازگاری با محیط زیست و توسعه پایدار باشد. انرژی حرارتی خورشیدی، به‌خصوص انرژی حرارتی متمرکز شده خورشیدی، پتانسیل زیادی برای توسعه انرژی‌های پاک و بازگشت‌پذیر دارد. کلکتورهای خورشیدی نوعی مبدل حرارتی هستند که در آن انرژی تشعشعی خورشید به انرژی داخلی یک سیال انتقال‌دهنده نظیر آب منتقل می‌شود [۱]. کلکتورها جزء اصلی سیستم خورشیدی محسوب می‌شوند. در حقیقت، یک کلکتور خورشیدی وسیله‌ای است که انرژی تشعشعی ورودی خورشید را جذب کرده و آن را به حرارت تبدیل می‌کند. سپس، این حرارت جذب‌شده توسط یک سیال (معمولاً هوا، آب و یا روغن که در میان کلکتورها جریان دارد) منتقل می‌شود. امروزه، استفاده از انرژی خورشیدی در زمینه‌هایی همچون تولید توان، نیروگاه‌ها، نیروگاه تولید تبرید و شیرین‌سازی آب دریا اهمیت پیدا کرده است. یکی از روش‌های تولید توان و کاهش میزان دی‌اکسیدکربن، استفاده از کلکتورهای خورشیدی صفحه‌تخت در ساختارهای یکپارچه است. مهرپویا و همکاران نوعی ساختار یکپارچه تولید توان با استفاده از سیکل تولید توان کالینا، کلکتورهای صفحه‌تخت و ماده تغییر فازدهنده توسعه دادند [۱]. نتایج آنالیز انرژی نشان می‌دهد در ساختار یکپارچه توسعه‌داده‌شده بیشترین تخریب انرژی در مبدل‌های حرارتی صورت می‌گیرد. اطلاعات آب‌وهوایی به‌کارگرفته‌شده در کلکتورهای صفحه‌تخت مربوط به شهرستان بندرعباس در ایران است. مهرپویا و همکاران یک

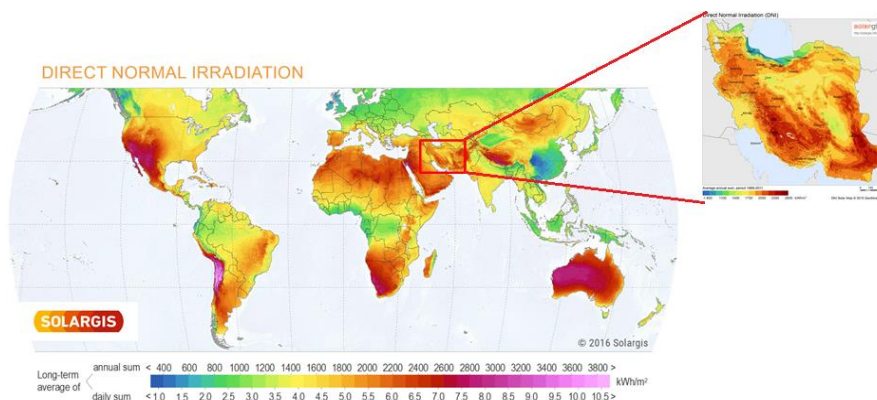
ساختار یکپارچه تولید هم‌زمان توان، مایع‌سازی گاز طبیعی و دی‌اکسیدکربن توسعه دادند [۲]. آنالیز اقتصادی در این ساختار یکپارچه نشان می‌دهد به‌ترتیب قیمت تمام‌شده محصول به میزان $0.296 \text{ US\$/kgLNG}$ و زمان بازگشت سرمایه به میزان ۲/۳۹۲ سال است. مهرپویا و همکاران نوعی ساختار یکپارچه تولید هم‌زمان توان، تبرید و آب‌شیرین با استفاده از کلکتورهای خورشیدی توسعه دادند [۳]. این ساختار یکپارچه، بازده انرژی کلی به میزان ۶۶/۰۵ درصد و بازده حرارتی کلی به میزان ۸۰/۷ درصد دارد. آنالیز اقتصادی ساختار یکپارچه به روش هزینه‌های هم‌سطح‌شده سالانه سیستم نشان می‌دهد زمان بازگشت سرمایه به میزان ۵/۷۳۸ سال است. مهرپویا و همکاران نوعی ساختار یکپارچه نوین تولید توان با استفاده از کلکتورهای خورشیدی به صورت دینامیکی در ساعت‌های مختلف روز توسعه دادند [۴]. به‌ترتیب بازده انرژی کلی و بازده الکتریکی سیکل توان به میزان ۳۸/۷ و ۴۷ درصد است. انصاری‌نسب و همکاران نوعی ساختار یکپارچه تولید توان با استفاده از پیل سوختی کربنات مذاب، موتور استرلینگ و توربین گازی توسعه دادند [۵] که در آن از آنالیز اقتصادی و انرژی پیشرفته برای بررسی قانون دوم ترمودینامیکی و ارزیابی ساختار یکپارچه توسعه‌داده‌شده استفاده شده است. پورفیا و همکاران یک ساختار یکپارچه تولید هم‌زمان توان و تبرید با استفاده از نرم‌افزار اسپن‌هایسیس توسعه دادند [۶] که در آن به‌ترتیب بازده الکتریکی و بازده حرارتی ساختار هیبریدی توسعه‌داده‌شده به میزان ۳۶ و ۷۷/۳ درصد است. مهرپویا و همکاران نوعی سیستم تولید توان به میزان MW ۳۷۱ با استفاده از سیستم هیبرید پیل‌سوختی و جداسازی دی‌اکسیدکربن توسعه دادند [۷] که بازده الکتریکی این ساختار یکپارچه ۶۰/۱ درصد است و از آنالیز انرژی پیشرفته برای ارزیابی این ساختار یکپارچه استفاده شده است. قربانی و همکاران یک ساختار یکپارچه تولید هم‌زمان توان، حرارت و آب‌شیرین با استفاده از کلکتورهای خورشیدی صفحه‌تخت، واحد آب‌شیرین‌کن چندمرحله‌ای و سیکل تولید توان کالینا توسعه دادند [۸]. این ساختار یکپارچه در محیط نرم‌افزار اسپن‌هایسیس، ترنسیس و زبان برنامه‌نویسی متلب برای شرایط آب‌وهوایی خلیج فارس توسعه داده شد که به‌ترتیب بازده حرارتی این ساختار یکپارچه به میزان ۴۴/۶۴ درصد و بازده انرژی کل آن ۹۰/۴ درصد است. آقایی و همکاران نوعی سیستم یکپارچه نوین برای تولید توان و مایع‌سازی

ژنتیک تک‌هدفه و دوهدفه به بهینه‌سازی انرژی و اقتصادی ساختار یکپارچه پرداخته‌اند [۱۵]. آریان‌فر و همکاران به تحلیل انرژی، انرژی، انرژی، اقتصادی و زیست‌محیطی یک چرخه رانکین آلی خورشیدی برای تولید هم‌زمان توان و حرارت پرداختند [۱۶]. در مطالعه یادشده، برای تأمین انرژی اولیه از انرژی خورشیدی و گاز طبیعی استفاده شده است. پنگ و همکاران دو ساختار یکپارچه نیروگاه بخار تولید توان با سوخت تأمین‌کننده حرارت ورودی خورشیدی و زغال‌سوز را توسعه دادند [۱۷]. آنالیز انرژی دو ساختار یکپارچه نشان می‌دهد به ترتیب سهم تخریب انرژی کلکتورهای خورشیدی نسبت به سایر تجهیزات در دو ساختار اشاره شده به میزان ۶۲/۸۱ و ۶۴/۸۴ درصد است. در مقاله حاضر یک ساختار یکپارچه تولید هم‌زمان آب شیرین و تولید توان با استفاده از سیستم آب‌شیرین‌کن حرارتی چندمرحله‌ای و سیکل تولید توان کالینا در شرایط آب‌وهوایی جزیره قشم به صورت ساعتی طی یک روز توسعه داده شده است. به منظور تأمین حرارت ورودی ساختار یکپارچه از کلکتورهای خورشیدی صفحه‌تخت و سیستم ذخیره‌سازی مواد تغییر فاز دهنده استفاده شده است. از آنالیز انرژی و اقتصادی به‌منظور ارزیابی ساختار یکپارچه توسعه داده شده استفاده می‌شود.

شرح فرایند

هرچند سوخت‌های فسیلی، نفت، گاز طبیعی و زغال، انرژی جهانی را در سالیان آتی فراهم می‌کنند؛ اما ذخایر این سوخت‌ها محدودند. بنابراین، در صورت ممکن منابع جدید و تجدیدپذیر باید توسعه یابند. یکی از منابع تجدیدپذیر، انرژی خورشیدی است که تقریباً پتانسیل انرژی آن پایان‌ناپذیر است. ایران با عرض جغرافیایی ۲۵ تا ۴۵ شمالی در منطقه مناسبی برای دریافت انرژی خورشیدی قرار دارد. در شکل ۱ میزان تابش خورشیدی در جهان نشان داده شده است. درخور توجه است که ایران در قسمتی با پتانسیل تابش خورشیدی بسیار زیاد و واقع در کمربند تابش خورشید پتانسیل بالایی در زمینه بهره‌برداری از این موهبت خدادادی دارد، به طوری که در ۹۰ درصد خاک کشورمان بیش از ۳۰۰ روز آفتابی وجود دارد. ایران با دریافت تابش خورشیدی بیش از $4/5 - 5/5 \text{ W/m}^2 \text{ day}$ یکی از مناطق مستعد جهان برای بهره‌گیری از انرژی خورشیدی است.

دی‌اکسیدکربن با استفاده از تجهیزات پیل سوختی اکسید جامد و سیکل بخار تولید توان توسعه دادند [۹]. این ساختار یکپارچه بازده خالص ۵۵/۸ درصد و جداسازی ۱۰۰ درصد دی‌اکسیدکربن دارد. فیورینی و سیوبا به تحلیل ترمودینامیکی سیستم‌های آب‌شیرین‌کن MED پرداختند [۱۰]. واحد آب‌شیرین‌کن که شامل دو آب‌شیرین‌کن MED می‌شود، به یک نیروگاه سیکل ترکیبی متصل است که بخار مورد نیاز خود را از توربین بخار فشار کاهشی دریافت می‌کند. در تحلیل‌های صورت گرفته تعداد مراحل آب‌شیرین‌کن بین ۷ تا ۱۴ مرحله، البته با ثابت نگه داشتن سطح انتقال حرارت، تغییر کرده است. همچنین، دمای بخار واردشونده به MED، ۳۴۸ و ۳۶۸ درجه کلوین منظور شده است. رسونت و همکاران پیکربندی‌های مختلف ترکیب آب‌شیرین‌کن و واحدهای تولید توان را مورد مطالعه ترمودینامیکی قرار دادند [۱۱]. آنها نشان دادند آب‌شیرین‌کن ترکیبی سبب کاهش ۴۰ درصد مصرف توان در فصل زمستان در کشورهای حاشیه خلیج فارس می‌شود. چاکارتیگوی و همکاران سیکل اصلاح‌شده نیروگاه ترکیبی را ارائه کردند [۱۲]. آنها پس از انجام تحلیل‌های پارامتری و بررسی سیستم‌های مختلف برای بازیافت حرارت از توربین‌های بخار چگالشی، سرانجام بهترین راه حل را استفاده از آب‌شیرین‌کن MED با سه مرحله یافتند. بلمبرگ و همکاران به آنالیز انرژی و اقتصادی دو سیکل بخار تولید توان F-Class با بازده الکتریکی ۵۸/۷ درصد و H-Class با بازده الکتریکی ۶۰ درصد پرداختند [۱۳]. آنالیز انرژی این دو ساختار یکپارچه نشان می‌دهد به ترتیب بازده انرژی سیکل بخار تولید توان F-Class به میزان ۵۶ درصد و برای سیکل بخار تولید توان H-Class به میزان ۳/۵۸ درصد است. شکیب و همکاران یک آب‌شیرین‌کن چندمرحله‌ای کوپل با واحد سیکل ترکیبی شامل بویلر بازیافت حرارت را توسعه دادند [۱۴]. در پژوهش یادشده بعد از شبیه‌سازی و آنالیز اقتصادی واحد آب‌شیرین‌کن، بویلر بازیافت حرارت و چرخه بخار، تأثیر پارامترهای عملکردی سیستم نظیر سطوح فشار عملکردی، دمای گاز ورودی به بویلر بازیافت و دماهای پینچ برای سطوح فشار روی بازده انرژی کل، میزان تولید توان و آب شیرین بررسی شده‌اند. به عنوان یکی از نتایج، توان توربین بخار با افزایش فشار عملکردی سطح فشار قوی، تا یک مقدار ماکزیمم افزایش یافته و بعد از آن کاهش می‌یابد. حسینی و همکاران با استفاده از الگوریتم



شکل ۱. میانگین انرژی تابشی سالانه خورشیدی به واحد سطح افقی برحسب کیلووات ساعت بر مترمربع [۱۴]

ساختار یکپارچه توسعه داده شده را ارائه می‌دهد. جریان ۶۰ با دمای $39/91^{\circ}\text{C}$ و فشار 990 kPa که در حالت دوفازی است برای جداسازی محلول بخار غنی از آمونیاک وارد فلش دارام $D100$ می‌شود. محلول رقیق آمونیاک-آب (جریان ۶۱) که شامل آمونیاک با کسر مولی $70/79$ درصد است، وارد مبدل حرارتی $HX13$ شده و بخار غنی آمونیاک از طریق جریان 63 وارد توربین برای تولید توان می‌شود. خروجی مبدل $HX13$ پس از عبور از شیر فشارشکن 7103 با بخار منبسط شده مخلوط می‌شود. دمای خروجی جریان 67 تا دمای $12/26^{\circ}\text{C}$ افزایش می‌یابد، سپس به کندانسور $HX11$ که یوتیلیتی خنک کننده خود را از آب دریا تأمین می‌کند، وارد می‌شود. جریان خروجی از کندانسور پس از خنک شدن در این مرحله به دمای $5/54^{\circ}\text{C}$ می‌رسد و به سمت پمپ $P103$ هدایت می‌شود، فشار جریان 45 تا 1000 kPa افزایش می‌یابد. جریان 45 خروجی از پمپ $P103$ با فشار 1000 kPa ، دمای $5/673^{\circ}\text{C}$ و جریان مولی $607/1\text{ kgmole/h}$ به چهار جریان $46-49$ به ترتیب وارد مبدل‌های $HX15$ ، $HX13$ و $HX12$ می‌شوند. همچنین، به منظور افزایش بیشتر دمای جریان ورودی به اپراتور، جریان‌های 50 ، 56 و 59 به ترتیب وارد مبدل‌های حرارتی $HX10$ ، $HX8$ و $HX14$ می‌شوند. جدول ۲ مشخصات تجهیزات ساختار یکپارچه تولید آب شیرین و توان را نمایش می‌دهد.

ب) مدل سازی مواد تغییر فاز دهنده

در این مقاله از مواد تغییر فاز دهنده به منظور ذخیره سازی انرژی حرارتی طی روز در دمای 110°C و به میزان 1 kW و $681/2$ و آزادسازی انرژی حرارتی به منظور تأمین حرارت سیکل تولید توان کالینا و سیکل آب شیرین کن طی شب استفاده شده است. جریان 39 با دمای $30/12^{\circ}\text{C}$ ، فشار

در این مطالعه به منظور محاسبه و شبیه سازی سیستم یکپارچه و محاسبه فیزیکی و تعادل انرژی شیمیایی مخلوط غیرایده آل از معادله حالت پنگ-رابینسون به عنوان مدل ترمودینامیکی استفاده شده است. یک ساختار یکپارچه تولید توان و آب شیرین برای استفاده در جزیره قشم واقع در جنوب ایران و در کنار خلیج فارس توسعه داده شده و مورد تجزیه و تحلیل قرار گرفته است. در این ساختار یکپارچه، کلکتورهای خورشیدی صفحه تخت به منظور تأمین انرژی حرارتی مورد نیاز، مخزن PCM برای افزایش کارایی سیستم، چرخه کالینا به منظور تولید توان ساختار یکپارچه و یک فرایند آب شیرین کن چندمرحله‌ای برای تولید آب شیرین مجتمع‌های مسکونی استفاده می‌شود. به منظور شبیه سازی ساختار یکپارچه از نرم افزارهای ترنسیس، هایسیس و زبان برنامه نویسی متلب استفاده شده است. شکل ۲ دیاگرام بلوکی و فرایندی ساختار یکپارچه تولید آب شیرین به میزان $227/8\text{ kgmole/h}$ و توان به میزان 1107 kW با استفاده از کلکتورهای صفحه تخت خورشیدی برای مصرف در مجتمع های مسکونی را نشان می‌دهد. با تجزیه و تحلیل شاخص های مهم برای ساختار یکپارچه توسعه یافته، که شامل تعداد کلکتورها، جریان جرمی کلکتور و ترکیب مولی چرخه تولید کالینا و PCM مورد استفاده است، راه حل هایی پیشنهاد شده است تا پارامترهای مؤثر مدل سازی بهبود یابد.

الف) سیکل تولید توان کالینا

به منظور شبیه سازی سیکل تولید توان کالینا از نرم افزار هایسیس و مرجع [۱۸] استفاده می‌شود. شکل ۲ دیاگرام فرایندی ساختار یکپارچه تولید آب شیرین و توان با استفاده از کلکتورهای صفحه تخت خورشیدی و PCM را نشان می‌دهد. جدول ۱ مشخصات ترکیبات برخی جریان های

منظور شبیه‌سازی مواد تغییرفازدهنده از معادلات انرژی هنگام شارژ و تخلیه استفاده می‌شود (روابط ۱ و ۲):

$$\frac{dE(t)}{dt} \approx \frac{E(t) - E(t - \Delta t)}{\Delta t} = \dot{m}_l(t) C_{HFT} \cdot (T_l(t) - T_{TES}(t - \Delta t)) - \dot{Q}_{loss} \quad (1)$$

$$\frac{dE(t)}{dt} \approx \frac{E(t) - E(t - \Delta t)}{\Delta t} = -\dot{m}_u(t) C_{HFT} \cdot (T_{TES}(t - \Delta t) - T_u(t)) - \dot{Q}_{loss} \quad (2)$$

همچنین، حرارت ازدست‌رفته مخزن مواد تغییرفازدهنده به محیط نیز براساس رابطه ۳ بیان می‌شود [۱۹]:

$$\dot{Q}_{loss} = U \cdot A \cdot (T_{TES}(t - \Delta t) - T_{ambient}) \quad (3)$$

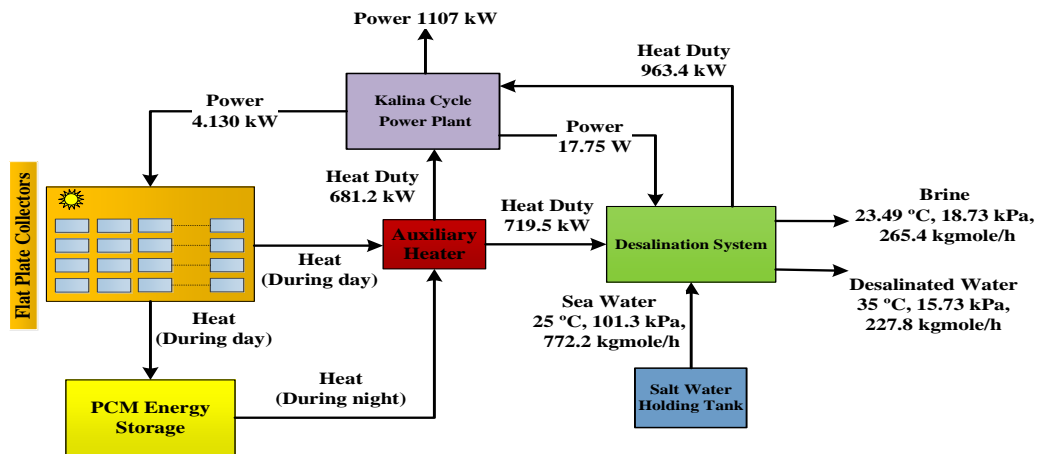
۱۹۰ kPa و جریان مولی ۸۶۹/۶ kgmole/h وارد پمپ ۱۰۳ Pa شده و فشار آن تا ۲۲۰ kPa افزایش می‌یابد. سپس، این جریان وارد لوله‌های کلکتور صفحه‌تخت برای جذب حرارت می‌شود. به منظور اعتبارسنجی مدل حاضر از مقاله [۱۹] با ماده تغییرفازدهنده $CaCl_2 \cdot 6H_2O$ استفاده شده است. شکل ۳ تغییرات دما و میزان انرژی ذخیره‌شده توسط مواد تغییرفازدهنده مقاله [۱۹] نسبت به کد توسعه‌داده‌شده در این مقاله را در ساعت‌های مختلف نشان می‌دهد. در این مقاله $Mg(NO_3)_2 \cdot 6H_2O$ به عنوان ماده تغییرفازدهنده انتخاب شده است. جدول ۳ مشخصات خواص فیزیکی طراحی PCM را به نمایش می‌گذارد. به

جدول ۱. مشخصات نسبت مولی برخی از فرایندها در ساختار یکپارچه برای تولید هم‌زمان

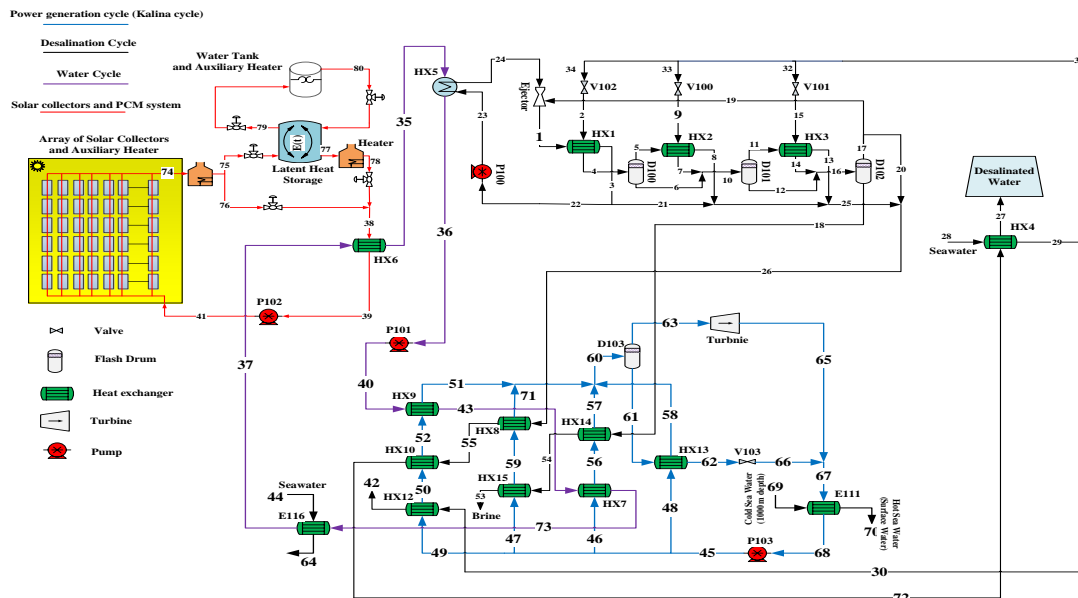
آمونیاک	آب	سدیم کلراید	جریان
.	۱	.	۱
.	۰/۹۸۷۶	۰/۰۱۲۴	۲
.	۰/۹۷۶۸	۰/۰۲۳۲	۳
.	۰/۹۷۷۰	۰/۰۲۳۰	۱۲
.	۰/۹۷۲۰	۰/۰۲۸۰	۱۸
.	۰/۹۸۷۶	۰/۰۱۲۴	۳۱
.	۱	.	۳۵
۰/۸۳۰۰	۰/۱۷۰۰	.	۴۵
۰/۷۰۷۹	۰/۲۹۲۱	.	۶۱
۰/۹۹۸۸	۰/۰۰۱۲	.	۶۳

جدول ۲. مشخصات تجهیزات ساختار یکپارچه تولید آب شیرین و توان با استفاده از کلکتورهای خورشیدی و سیستم ذخیره‌سازی انرژی

مبدل حرارتی						
مشخصات	حدافل اختلاف دما	اختلاف دمای میانگین لگاریتمی	عملکرد گرمایی	ضریب کل انتقال حرارت	دمای پینچ جریان سرد	
Unit	°C	°C	kW	kJ/h.°C	°C	
HX1	۹/۳۸۱	۱۲/۴۰	۹۷۷/۵	۲۷۳۶۹۳	۵۶/۲۶	
HX2	۳/۴۵۶	۵/۱۱۲	۹۴۲/۱	۶۶۳۳۲۱	۶۴/۵۱	
HX3	۳/۵۴۲	۳/۸۳۹	۹۲۵/۳	۸۶۷۷۵۲	۶۰/۹۶	
HX4	۳	۳/۷۵۰	۳۶۸/۱	۳۵۳۴۳۵	۳۲	
HX5	۱/۵۰۹	۵/۰۶۶	۷۱۹/۵	۵۱۱۳۱۷	۶۵/۶۵	
HX6	۵	۵/۱۶۲	۱۵۱۲/۲	۱۰۷۵۵۴۳	۱۰۵	
HX7	۱/۵۴۵	۶/۵۲۶	۲۷۳/۹	۱۵۱۱۵۴	۴۵	
HX8	۴/۸۶۵	۱۲/۵۸	۲۱۹/۸	۶۲۹۲۰	۵۶	
HX9	۸/۵۴۵	۱۱/۵۴	۴۰۷/۲	۱۲۶۹۸۷	۳۷	
HX10	۲۳/۸۶	۲۵/۳۳	۲۱۲/۸	۳۰۲۵۱	۳۷	
HX11	۱/۵۴۵	۶/۴۷۵	۱۵۳۶/۸	۲۲۳۵۳۲۴	۵	
HX12	۱/۳۶۹	۷/۵۱۸	۳۰۸/۵	۱۴۷۷۱۴	۵/۶۷۳	
HX13	۱/۴۴۵	۲/۳۳۴	۲۵۰/۳	۳۸۶۱۹۳	۵/۶۷۳	
HX14	۱/۹۵۶	۶/۴۷۴	۷۶/۳۲	۱۱۱۰۶۹	۵۹	
HX15	۱۳/۰۷۶	۱۵/۳۲	۱۴۵/۹	۳۴۲۷۹	۳۵	
HX16	۱	۱/۸۰۵	۱۱۲/۲	۲۲۳۷۹۳	۲۴	
مشخصات	بازده آدیباتیک	توان	اختلاف فشار	نسبت فشار	بازده پلی تروپیک	دمای خروجی
Unit	%	kW	kPa	-	%	°C
توربین	۸۵	۱۱۱	۵۵۰	۰/۴۳۸۸	۸۴/۴۱	۱/۷۹۱

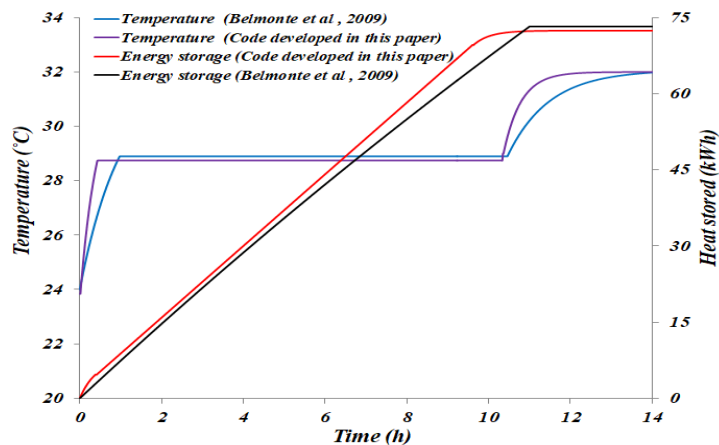


الف) دیاگرام بلوکی



ب) دیاگرام فرایندی

شکل ۲. دیاگرام فرایندی و بلوکی ساختار یکپارچه تولید آب شیرین و توان با استفاده از کلکتورهای خورشیدی



شکل ۳. اعتبارسنجی تغییرات دما و ذخیره انرژی در مدل توسعه داده شده PCM در ساعات مختلف از روز نسبت به مقاله [۱۹]

جدول ۳. تغییرات دمایی و ذخیره‌سازی انرژی مدل توسعه‌داده‌شده برای سیستم ذخیره‌سازی مواد تغییرفازدهنده از جنس $(Mg(NO_3)_2 \cdot 6H_2O)$ در ساختار یکپارچه توسعه‌داده‌شده

۱۵۵۰/۹	چگالی ماده تغییرفازدهنده در حالت جامد (kg/m^3)
۱۶۳۶/۲	چگالی ماده تغییرفازدهنده در حالت مایع (kg/m^3)
۱۶/۸۲	مساحت ناحیه ماده تغییرفازدهنده متناسب با انتقال حرارت (m^2)
۰/۹۰	نسبت حجمی مواد تغییرفازدهنده در سیستم ذخیره‌سازی
۱۱	حجم ناحیه ماده تغییرفازدهنده (m^3)
۰/۴۹۰	ضریب اتلاف سیستم ذخیره‌سازی (W/m^2K)
۱۶۲	آنتالپی ماده تغییرفازدهنده (kJ/kg)
۸۹	دمای ذوب ماده تغییرفازدهنده ($^{\circ}C$)
۲/۲۶	گرمای ویژه ماده تغییرفازدهنده ($kJ/kg.K$)
۱۰۰۰	چگالی آب (kg/m^3)
۴۱۸۰	گرمای ویژه آب ($J/kg.K$)
۳۰/۱۳	دمای ورودی ($^{\circ}C$)
۱۱۰	دمای نقطه تنظیم ($^{\circ}C$)

تبخیرکننده و یک چگالنده انتهایی به منظور چگالش بخار تولیدشده در آخرین مرحله تشکیل شده است که شماتیک آن در شکل ۲ نشان داده شده است. وظیفه چگالنده انتهایی، دفع حرارت اضافی از سیستم و به منظور پیش‌گرمایش آب شور ورودی به تبخیرکننده‌هاست.

دلایل انتخاب این نوع آب‌شیرین‌کن عبارت است از:

- فرایند موجود در این آب‌شیرین‌کن‌ها به آب شور با دمای ۷۰ تا ۱۰۰ درجه سانتی‌گراد نیاز دارد که این محدوده دمایی پایین‌تر از حد دمای اشباع آب شور است و مسائل تعمیر و نگهداری کمتری را در بر خواهد داشت.

- پیش‌تصفیه در این نوع آب‌شیرین‌کن‌ها آسان‌تر از دیگر انواع است.

- این نوع در مقابل تغییرات دمایی پیوسته آب انعطاف بیشتری دارد.

- آب تولیدی در این واحدها خلوص زیادی دارد که می‌تواند برای استفاده فرایندی مورد توجه قرار گیرد.

آب با دبی $772/3 \text{ kgmole/h}$ و دمای $35^{\circ}C$ وارد چگالنده HX_4 می‌شود و بر اثر تبادل حرارت با بخار داخل لوله‌ها، دمای آن به $56/25^{\circ}C$ افزایش می‌یابد و با تقسیم به ۳ قسمت و تنظیم فشار در شیر اختناق به عنوان آب تغذیه وارد تبخیرکننده‌ها می‌شود. در اولین مرحله آب تغذیه (جریان ۱) روی لوله‌های تبخیرکننده HX_1 پاشیده می‌شود و بر اثر تبادل حرارت با بخار داخل لوله‌ها در مبدل HX_1 بخشی از آن تبخیر می‌شود و باقی آب شور به عنوان پساب که غلظت بیشتری نیز دارد، وارد مرحله بعدی می‌شود. بخار

باید توجه داشت که U ، A ، T_{TES} و $T_{ambiant}$ به ترتیب ضریب انتقال حرارت کل، سطح انتقال گرما، دمای مخزن مواد تغییرفازدهنده و دمای محیط هستند. معادلات ۴ و ۵ انرژی ذخیره‌شده یا آزادسازی مواد تغییرفازدهنده را نشان می‌دهد که اگر $E(t)$ کمتر از $E_{PCM, min}$ شود، مواد تغییرفازدهنده در حالت جامد است و اگر $E(t)$ بیشتر از $E_{PCM, max}$ شود، فاز ماده در حالت مایع است [۱].

$$E_{PCM, min} = [(1-\phi)V \cdot \rho_w \cdot C_w \cdot T_m] + [(\phi V) \cdot \rho_{PCM} \cdot C_{PCM} \cdot T_m] \quad (4)$$

$$E_{PCM, max} = E_{PCM, min} + [(\phi V) \cdot \rho_{PCM} \cdot h_{PCM}] \quad (5)$$

ϕ نسبت ضریب حجمی PCM، v (m^3) حجم مخزن، ρ_w (kg/m^3) چگالی آب و C_w ($J/^{\circ}C.kg$) ظرفیت حرارتی آب، T_m ($^{\circ}C$) دمای ذوب مواد تغییرفازدهنده و ρ_{PCM} (kg/m^3) چگالی مواد تغییرفازدهنده، C_{PCM} ($J/^{\circ}C.kg$) ظرفیت حرارتی مواد تغییرفازدهنده و h_{PCM} (kJ/kg) آنتالپی تغییر فاز است. مقدار ضریب f که حالت مواد تغییرفازدهنده را نشان می‌دهد، براساس رابطه ۶ محاسبه می‌شود [۱۹]:

$$f = \begin{cases} 0 & \text{if } E(t) < E_{PCM, min} \\ \frac{E(t) - E_{PCM, min}}{E_{PCM, max} - E_{PCM, min}} & \text{if } E_{PCM, min} \leq E(t) \leq E_{PCM, max} \\ 1 & \text{if } E(t) > E_{PCM, max} \end{cases} \quad (6)$$

ج) آب‌شیرین‌کن حرارتی چندمرحله‌ای

آب‌شیرین‌کن به‌کارگرفته‌شده در این مقاله از نوع چندمرحله‌ای تبخیری با تغذیه موازی بوده و از تعدادی

به مدل تشعشعی به کاررفته دارد. با استفاده از مدل ایزوتروپیک به صورت ساعتی، تشعشع جذب شده با جمع حاصل ضرب هر مؤلفه تشعشع در ضرایب جذب و عبوردهی مناسب به صورت رابطه ۸ تعریف می شود [۲۰]:

$$S = I_B R_B (\tau\alpha)_B + I_D (\tau\alpha)_D \left[\frac{1 + \cos(\beta)}{2} \right] + \rho_G (\tau\alpha)_G (I_B + I_D) \left[\frac{1 - \cos(\beta)}{2} \right] \quad (۸)$$

که ترم‌های $\left[\frac{1 + \cos(\beta)}{2} \right]$ و $\left[\frac{1 - \cos(\beta)}{2} \right]$ به ترتیب ضرایب دید از کلکتور به آسمان و از کلکتور به زمین هستند. در صورتی که آسمان صاف باشد، اثر تابش دیفیوز آسمان و انعکاس زمین قابل صرف نظر کردن است. روابط تجربی ۹-۱۲ توسط کلین به دست آمده است که می توان به کمک آنها مقدار اتلاف حرارتی از بالای کلکتور U_t را محاسبه کرد [۲۱].

تشکیل شده به مرحله دوم رفته و به عنوان بخار گرمایشی مرحله دوم از داخل لوله های تبخیرکننده دوم HX۲ جریان می یابد و این فرایند در تمامی مراحل تکرار می شود. معادلات بالانس انرژی برای هر تجهیز با کمک مقدار مخصوص آنتالپی به دست می آید (رابطه ۷) [۳]:

$$\sum_{in} \dot{m}_{in} h_{in} - \sum_{out} \dot{m}_{out} h_{out} - \dot{W} + \dot{Q} = 0 \quad (۷)$$

جدول ۴ کلیه اطلاعات مربوط به آب شیرین کن حرارتی چندمرحله ای استفاده شده در مقاله حاضر را نشان می دهد.

د) کلکتورهای خورشیدی صفحه تخت

شار خورشیدی برخوردی شامل تشعشع مستقیم و پراکنده است که کلکتورهای صفحه تخت به خلاف کلکتورهای پارابولیک هر دو تشعشع را جمع آوری می کند. تشعشع برخوردی دارای سه جزء خاص است: تشعشع پرتوی، پراکنده و بازتاب شده توسط زمین. این محاسبات بستگی

جدول ۴. اطلاعات مربوط به شبیه سازی آب شیرین کن حرارتی

واحد	مقدار	مشخصات طرح
kgmole/h	۲۲۷/۸	کل آب شیرین شده
kgmole/h	۴۹۳/۲	میزان آب شور برای نمک زدایی
-	۳	تعداد مراحل
kW	۳۶۸/۱	اتلاف حرارت کندانسور
°C	۶۰/۹۶	اثر حرارت بخار
kg.h ⁻¹ /kg.h ⁻¹	۲/۸۷۴	نسبت خروجی به دست آمده
kg.s ⁻¹ /kg.s ⁻¹	۲/۲۳۷	آب شور ورودی به داخل آب شیرین
kW	۷۱۹/۵	کل حرارت دریافت شده
kW	۰/۰۱۷۷	برق مصرفی
kg.hr ⁻¹ /kg.hr ⁻¹	۲/۷۰۴	نسبت جذب جریان اژکتور
kgmole/h	۲۶۵/۴	کل آب شور
°C	۲۳/۴۹	دمای آب شور
%	۳/۹	کسر جرم نمک در آب شور که وارد سیستم می شود
%	۷/۰۸	کسر جرم نمک در آب شور که وارد سیستم می شود

$$f = (1 - 0.04h_w + 0.0005h_w^2)(1 + 0.091N_g) \quad (۱۰)$$

$$C = 365.9(1 - 0.00883\beta + 0.0001298\beta^2) \quad (۱۱)$$

$$h_w = \frac{8.6 V^{0.6}}{L^{0.4}} \quad (۱۲)$$

$$U_t = \frac{1}{N_g} + \frac{C \left[\frac{T_p - T_a}{N_g - f} \right]^{0.33} + \frac{1}{h_w}}{\frac{\sigma(T_p + T_a)(T_p^2 + T_a^2)}{1} + \frac{2N_g + f - 1}{\varepsilon_p} - N_g} \quad (۹)$$

$$F' = \frac{1}{U_L} \left[\frac{1}{U_L [D + (W-D)F]} + \frac{1}{C_b} + \frac{1}{h_{fi} \pi D_i} \right] \quad (14)$$

$$F' = \frac{\tanh m \left(\frac{W-D}{2} \right)}{m \left(\frac{W-D}{2} \right)} \quad (15)$$

در روابط یادشده N_g تعداد صفحات شیشه پوشش‌دهنده است، ضریب اتلاف حرارتی کل از رابطه ۱۳ به دست می‌آید:

$$U_L = U_t + U_b + U_e \quad (13)$$

به ترتیب اتلاف حرارتی از پایین کلکتور و لبه‌های آن از معادلات ۱۴ و ۱۵ به دست می‌آیند [۲۰]:

F' ضریب بازدهی کلکتور است که عبارت است از [۱]:

جدول ۵. مشخصات فنی کلکتور استفاده‌شده

مقدار	مشخصات
۲ m	طول کلکتور
۲	تعداد پوشش‌های شیشه
۳۵ درجه	شیب کلکتور
۰/۱	ضریب جذب صفحه
۰/۸۸	ضریب نشر شیشه
$5/67 \times 10^{-8} \frac{W}{m^2 \cdot K^4}$	ثابت استفان بولتزمن
مس	جنس صفحه
$385 \frac{W}{m^2 \cdot ^\circ C}$	ضریب انتقال حرارت مس
۰/۰۰۰۴ m	ضخامت صفحه
۰/۱۲۰ m	فضای لوله
۰/۰۱۵ m	قطر خارجی لوله
۰/۰۱۳۵ m	قطر داخلی لوله
$320 \frac{W}{m^2 \cdot ^\circ C}$	ضریب انتقال حرارت بین لوله‌ها
$5416 m^2$	مساحت کلکتور
۰/۰۵ m	ضخامت عایق
۰/۰۵ m	طول عایق هدایت
$0.5 \frac{W}{m^2 \cdot K}$	ضریب اتلاف انتقال حرارت هدایتی هوای محیط
$27/13^\circ C$	دمای ورودی سال
$2/5 \frac{m}{s}$	سرعت باد

انرژی مفید از معادله ۱۷ با استفاده از مفهوم تشعشع جذب‌شده به دست می‌آید [۱]:

$$Q_u = A_c F_R [S - U_r (T_{fi} - T_a)] \quad (17)$$

جدول ۵ مشخصات فنی کلکتور صفحه تخت خورشیدی را نمایش می‌دهد.

آنالیز انرژی

هدف اساسی آنالیز انرژی، تعیین محل و مقدار تولید بازگشت‌ناپذیری‌ها طی فرایندهای مختلف و عوامل مؤثر بر

با بررسی کلکتور مورد نظر می‌توان پارامتر F' را به این‌صورت تحلیل کرد که F' از نسبت انرژی مفید کسب‌شده به انرژی مفیدی که اگر دمای سطح جاذب کلکتور با دمای سیال در آن نقطه برابر باشد، حاصل می‌شود. به این ترتیب، ضریب برداشت گرمایی کلکتور به صورت رابطه ۱۷ تعریف می‌شود [۲۱].

$$F_R = \frac{\dot{m} c_p}{A_r U_L} \left[1 - \exp \left(- \frac{U_L F' A_c}{\dot{m} c_p} \right) \right] \quad (16)$$

نتایج

بررسی قانون اول ترمودینامیکی

شکل ۴ به اعتبارسنجی بازده انرژی کلکتور صفحه تخت خورشیدی توسعه داده شده در این مقاله نسبت به دو رفرنس [۲۲ و ۲۳] می پردازد. شکل ۵ اعتبارسنجی مدل تابش خورشیدی توسعه داده شده طی شبانه روز نسبت به دو رفرنس مرجع [۲۴ و ۲۵] را نشان می دهد. شکل ۶ تغییرات دمای PCM و آزادسازی حرارت را نشان می دهد. طی شب، جریان ذخیره شده درون منبع ذخیره از دمای ۱۱۰ °C به دمای ۳۰/۱۲ °C کاهش می یابد. این منبع ذخیره به همراه بویلر کمکی به میزان ۱۵۱۲ kW حرارت برای سیستم یکپارچه توسعه داده شده طی شب فراهم می سازند. شکل ۷ تغییرات دما و ذخیره انرژی برای PCM که حاوی $Mg(NO_3)_2 \cdot 6H_2O$ است را طی روز نشان می دهد. طی روز، دمای جریان آب ورودی به منبع ذخیره از ۳۰/۱۲ °C به ۱۱۰ °C افزایش می یابد.

تولید آن است. با فرض در نظر نگرفتن انرژی جنبشی، پتانسیل، هسته ای و دیگر صورت های انرژی که بدون تغییر یا ناچیز هستند، انرژی کل را می توان به دو قسمت فیزیکی و شیمیایی تقسیم کرد (رابطه ۱۸).

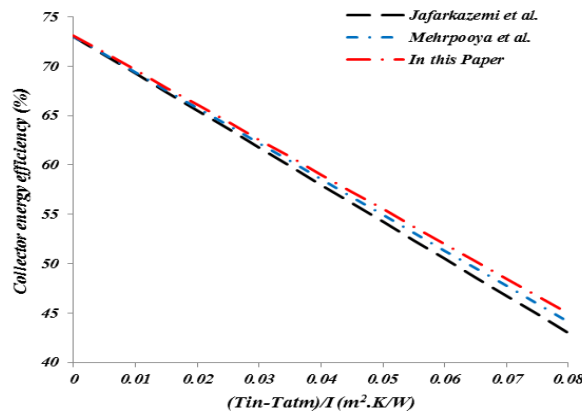
$$e = e^{ph} + e^{ch} \tag{18}$$

مقدار انرژی فیزیکی با استفاده از رابطه ۱۹ محاسبه می شود.

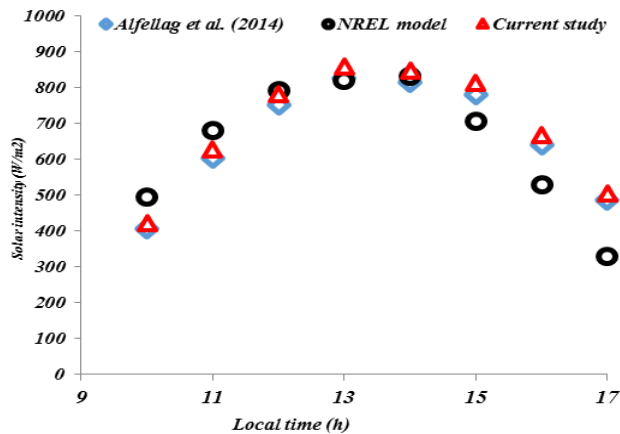
$$e^{ph} = (h - h_0) - T_0(s - s_0) \tag{19}$$

در رابطه یاد شده h_0 و s_0 به ترتیب آنتالپی و آنتروپی حالت استاندارد هستند. در رابطه ۲۰ e_0 انرژی شیمیایی اجزای تشکیل دهنده مخلوط ایده آل است. برای مخلوط حقیقی باید تفاوت نیروهای بین ملکولی را هم در نظر گرفت. برای این منظور، از رابطه ۲۰ استفاده می شود [۲۱].

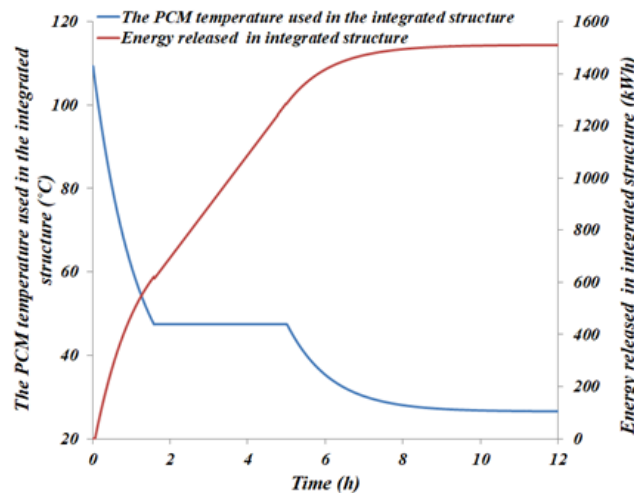
$$e^{ch} = \sum x_i e_i^0 + RT_0 \sum x_i \ln x_i \gamma_i \tag{20}$$



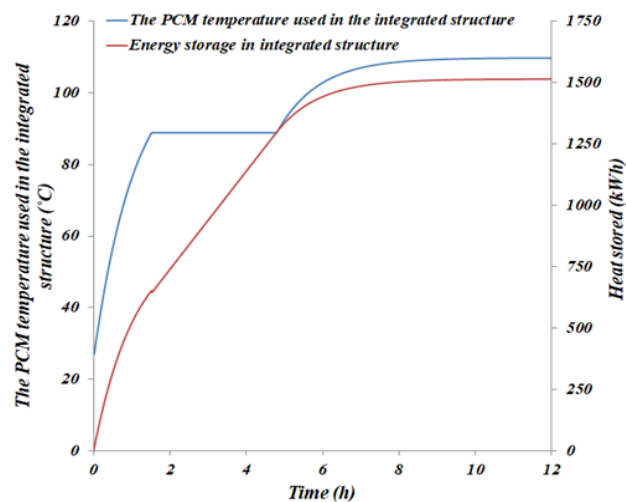
شکل ۴. مقایسه تغییرات بازده انرژی در مدل کلکتور توسعه داده شده نسبت به دو مقاله مرجع [۲۵ و ۲۶]



شکل ۵. مقایسه تابش خورشیدی توسعه داده شده در این مقاله نسبت به دو مقاله مرجع [۲۷ و ۲۸]



شکل ۶. تغییر دما و انرژی آزاد شده در سیستم ذخیره‌سازی انرژی $(Mg(NO_3)_2 \cdot H_2O)$ طی شب



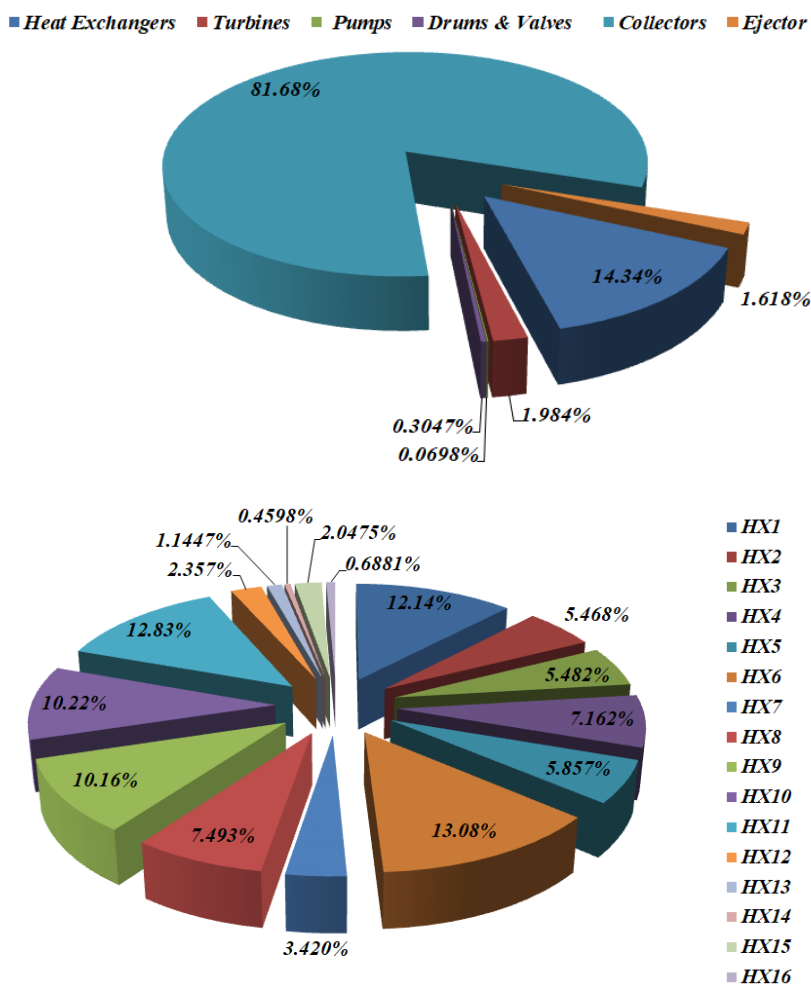
شکل ۷. تغییر دما و ذخیره انرژی در سیستم ذخیره‌سازی انرژی $(Mg(NO_3)_2 \cdot H_2O)$ طی روز

HX1۰ به میزان ۹۲/۶۲ درصد کمترین میزان بازده انرژی را دارند. در میان پمپ‌ها، پمپ P1۰۳ به میزان ۰/۶۶۱ kW بیشترین میزان تخریب انرژی و پمپ P1۰۰ به میزان ۰/۰۰۴ kW کمترین میزان تخریب انرژی را به خود اختصاص می‌دهند. همچنین، در میان پمپ‌ها، پمپ P1۰۱ به میزان ۹۰/۱۳ درصد بیشترین میزان بازده انرژی و پمپ P1۰۰ به میزان ۷۷/۹۸ درصد کمترین میزان بازده انرژی را دارند.

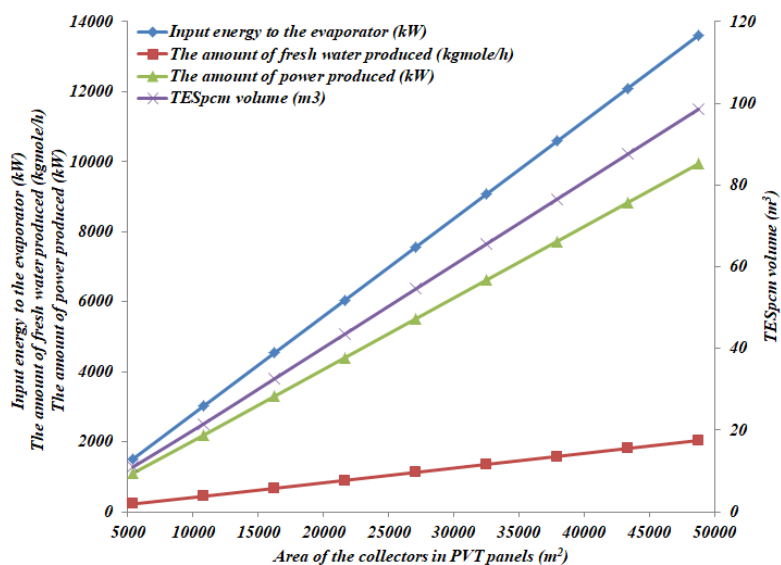
شکل ۹ به ترتیب میزان تغییرات انرژی ورودی به ساختار یکپارچه توسعه داده شده، دبی آب شیرین تولید شده، توان تولیدی ساختار یکپارچه و حجم سیستم ذخیره ساز مواد تغییر فزاینده نسبت به تغییرات مساحت کلکتور خورشیدی به کار گرفته شده را نشان می‌دهد.

بررسی قانون دوم ترمودینامیکی

شکل ۸ اتلاف انرژی تجهیزات ساختار یکپارچه توسعه داده شده را که شامل آب شیرین کن، سیکل تولید توان کالینا، مواد تغییر فزاینده و کلکتورهای صفحه تخت خورشیدی می‌شود را در یک دیاگرام نشان می‌دهد. به ترتیب بیشترین سهم اتلاف انرژی در ساختار یکپارچه متعلق به کلکتورهای خورشیدی به میزان ۸۱/۶۸ درصد و مبدل‌های حرارتی به میزان ۱۴/۳۴ درصد است. در میان مبدل‌های حرارتی، به ترتیب مبدل HX6 به میزان kW ۲۰/۱۰ بیشترین میزان تخریب انرژی و مبدل HX1۴ به میزان ۰/۷۰۷ kW کمترین میزان تخریب انرژی را دارند. همچنین، در میان مبدل‌های حرارتی، مبدل HX۷ به میزان ۹۹/۴۸ درصد بیشترین میزان بازده انرژی و مبدل



شکل ۸. سهم اتلاف انرژی تجهیزات در ساختار یکپارچه تولید آب شیرین و توان توسعه داده شده



شکل ۹. تغییرات مشخصات اساسی ساختار یکپارچه توسعه داده شده با افزایش مساحت کلکتور

می‌شود. برای آنالیز اقتصادی تجهیزات ساختارهای یکپارچه از روابط موجود در جدول ۷ استفاده شده است. بسیاری از روابط مربوط به سال‌های گذشته با استفاده از ضرایب مارشال و سوئیفت به‌روزرسانی می‌شود [۲۶ و ۲۷].

$$Cost_{reference\ year} = Cost_{original\ year} \frac{Cost\ index_{reference\ cost\ year}}{Cost\ index_{original\ cost\ year}} \quad (21)$$

برای ساختارهای یکپارچه فرایندی مقدار ACS از رابطه ۲۲ به دست می‌آید [۲۶ و ۲۷].

$$ACS = C_{acap}(\text{Components}) + C_{arep}(\text{Components}) + C_{amain}(\text{Components}) + C_{aope}(\text{Labor Cost} + \text{Fuel Cost} + \text{Insurance Cost}) \quad (22)$$

در محاسبه آنالیز اقتصادی ساختارهای یکپارچه ارائه شده، نرخ تورم سالیانه ۱۷ درصد، نرخ سود اسمی بانک ۲۰ درصد و عمر مفید پروژه ۲۰ سال فرض شده است.

جدول ۶. اگزرژی ورودی، اگزرژی خروجی، اتلاف اگزرژی و بازده اگزرژی در تجهیزات ساختار یکپارچه تولید آب شیرین و توان با استفاده از

کلکتورهای خورشیدی

تجهیزات	اگزرژی ورودی (kW)	اگزرژی خروجی (kW)	تخریب اگزرژی (kW)	بازده اگزرژی
HX1	۳۸۰/۷	۳۶۲/۱	۱۸/۶۶۸	۰/۹۸۰۹
HX2	۳۵۵/۴	۳۴۷	۸/۴۰۸	۰/۹۹۱۱
HX3	۳۴۲/۹	۳۳۴/۵	۸/۴۲۸	۰/۹۹۰۹
HX4	۹۹۰/۹	۹۷۹/۹	۱۱/۰۱۱	۰/۹۷۰۱
HX5	۹۸۹/۸	۹۸۰/۸	۹/۰۰۵	۰/۹۸۷۵
HX6	۳۳۷۱۴/۴	۳۳۶۹۴/۳	۲۰/۱۰۸	۰/۹۸۶۷
HX7	۶۵۷۰/۲	۶۵۶۴/۹	۵/۲۵۹	۰/۹۹۴۸
HX8	۶۵۶۷/۵	۶۵۵۵/۹	۱۱/۵۲۰	۰/۹۴۷۶
HX9	۱۷۷۴۰/۴	۱۷۷۲۴/۷	۱۵/۶۱۷	۰/۹۶۱۶
HX10	۱۷۱۸۲/۹	۱۷۱۶۷/۲	۱۵/۷۰۹	۰/۹۲۶۲
HX11	۱۹۰۰۷۴/۵	۱۹۰۰۵۴/۸	۱۹/۷۲۳	۰/۹۸۷۲
HX12	۱۷۲۰۷/۴	۱۷۲۰۳/۸	۳/۶۲۴	۰/۹۸۸۳
HX13	۴۳۲۳۴/۶	۴۳۲۳۲/۸	۱/۷۶۰	۰/۹۹۳۰
HX14	۶۱۰۸/۴	۶۱۰۷/۷	۰/۷۰۷	۰/۹۹۰۷
HX15	۶۵۷۷/۲	۶۵۷۴	۳/۱۴۸	۰/۹۷۸۴
HX16	۶۶۰۴۲/۴	۶۶۰۴۱/۴	۱/۰۵۸	۰/۹۹۰۶
توربین	۲۴۵۰۸	۲۴۴۸۶/۷	۲۱/۲۷۳	۰/۸۳۹۲
اژکتور	۲۳۱/۸	۲۱۴/۴	۱۷/۳۴۸	۰/۹۲۵۱
P100	۵۳/۶	۵۳/۶	۰/۰۰۴	۰/۷۷۹۸
P101	۸۰۶/۱	۸۰۶	۰/۰۶۵	۰/۹۰۱۳
P102	۳۲۷۶۷/۲	۳۲۷۶۷/۲	۰/۰۱۹	۰/۸۹۱۴
P103	۴۵۳۵۷/۳	۴۸۳۵۶/۶	۰/۶۶۱	۰/۷۹۹۷
D100	۲۸۸/۹	۲۸۸/۹	.	۱
D101	۳۷۶/۱	۳۷۶/۱	.	۱
D102	۴۶۵/۳	۴۶۵/۳	.	۱
D103	۴۸۳۹۹/۸	۴۸۳۹۸/۱	۱/۶۷۰	۱
کلکتورها	۳۳۸۳۶	۳۲۹۶۰/۲	۸۷۵/۸۱۲	۰/۹۷۴۱
V100	۱۶۶/۴	۱۶۶/۳	۰/۰۶۴	۰/۴۶
V101	۱۶۶/۴	۱۶۶/۴	۰/۰۶۷	۰/۵۷
V102	۱۶۶/۴	۱۶۶/۳	۰/۰۶۰	۰/۶۳
V103	۲۳۸۹۲/۱	۲۳۸۹۰/۷	۱/۴۰۷	۰/۶۶
چرخه‌افزاینده	۱۰۷۳	۵۹۴/۹	۴۷۸/۰۶۹	۰/۵۵۴۵

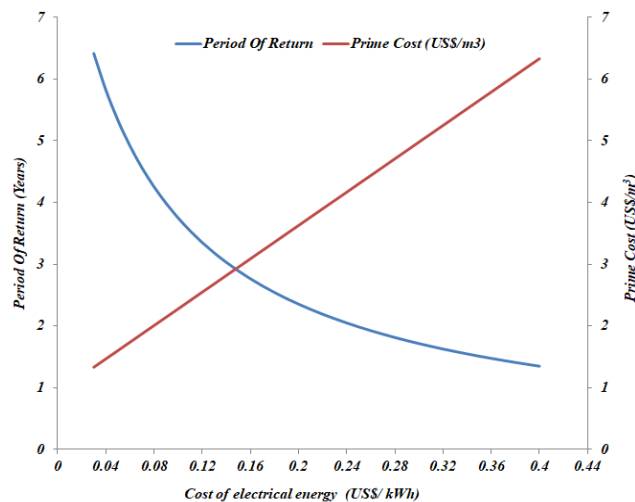
جدول ۶ مشخصات اگزرژی ورودی، اگزرژی خروجی، تخریب اگزرژی و بازده اگزرژی هر یک از تجهیزات را ارائه می‌دهد.

آنالیز اقتصادی ساختار یکپارچه

روش انتخاب شده برای این ارزیابی، روش هزینه‌های هم‌سطح شده سالیانه سیستم (ACS) است. در این روش، کلیه هزینه‌های یک سیستم طی مدت عمر فنی پیش‌بینی شده آن محاسبه می‌شود. این هزینه‌ها شامل هزینه هم‌سطح شده سالیانه اولیه (C_{acap})، هزینه‌های هم‌سطح شده سالیانه برای جایگزینی قطعات (C_{arep})، هزینه‌های هم‌سطح شده سالیانه تعمیرات (C_{amain}) و هزینه هم‌سطح شده سالیانه نگهداری و جاری سیستم (C_{aope}) تشکیل شده است. از آنجا که عمر مفید پروژه بیست سال فرض شده است، از هزینه جایگزینی قطعات صرف نظر

جدول ۷. روابط استفاده شده برای محاسبه قیمت تجهیزات ساختارهای یکپارچه فرایندی [۲۶ و ۲۷]

تجهیزات	معادلات حاکم برای محاسبه قیمت تجهیزات
توربین	$C_{ST} = 3644.3(W)^{0.7} - 61.3(W)^{0.95}$, Original year: 2003 $C_{Ex} = \text{Cost of Expander (k\$)}$
مبدل های معمولی	$C_{R\text{iboler}} = 8500 + 409 \times A_{R\text{eboler}}^{0.85}$, Original year: 2003
کندانسور	$C_{\text{condenser}} = 201.67 Q \Delta T_{LMTD}^{-1} dP_t^{0.15} dP_s^{-0.15}$, Original year: 2003
اواپراتور	$C_{MED \text{ effects}} = 430 \times 0.582 Q \Delta T_{LMTD}^{-1} dP_t^{-0.01} dP_s^{-0.1}$
ازکتور بخار	$C_{Ejector} = 16.14 \times 989 m_{\text{vapor}} (T_i/P_i)^{0.05} (P_e)^{-0.75}$ $C_E = \text{Cost of Steam Ejector (\$)}$, Original year: 2004
پمپ	$C_p = f_M f_T C_b$ $C_b = 1.39 \exp[8.833 - 0.6019(\ln Q(H)^{0.5}) + 0.0519(\ln Q(H)^{0.5})^2]$, Q in gpm, H in ft head $f_M = \text{Material Factor}$ $f_T = \exp[b_1 + b_2(\ln Q(H)^{0.5}) + b_3(\ln Q(H)^{0.5})^2]$ $b_1 = 5.1029, b_2 = -1.2217, b_3 = 0.0771$, Original year: 2003
جداکننده دوفازی	$C_D = f_m C_b + C_a$ $C_b = 1.218 \exp[9.1 - 0.2889(\ln W) + 0.04576(\ln W)^2]$, 5000 < W < 226000 lb shell weight $C_a = 300D^{0.7396} L^{0.7066}$, 6 < D < 10, 12 < L < 20 ft $f_m = \text{Material Factor}$, Original year: 2003
بویلر	$C_{Boiler} = A (M_{\text{steam}}) + B$ $A = 0.249 P_{\text{boiler}} + 47.19$ $B = 3.29 P_{\text{boiler}} + 624.6$ Original year: 2003
سیستم ذخیره سازی مواد تغییر فاز دهنده	$C_{PCM} = 1.43 - 1.56 (\text{US\$} \cdot \text{kg}^{-1})$
کلکتور صفحه تخت	$C_{Boiler} = 250 A$, A=area (m ²) Original year: 2013



شکل ۱۰. تغییرات مشخصات زمان بازگشت سرمایه و قیمت تمام شده محصول نسبت به تغییرات قیمت الکتریسیته

زیرزمینی دو مشکل اساسی بحران آب و انرژی را حل می کردند. ولی امروزه با کاهش منابع زیرزمینی و افزایش میزان دی اکسید کربن انسان ها مجبور به استفاده از انرژی های تجدید پذیر هستند. یکی از روش های کاهش دی اکسید کربن در نیروگاه، استفاده از کلکتورهای خورشیدی به جای سوخت های فسیلی در بویلر است. در این مقاله یک ساختار یکپارچه تولید هم زمان آب و شیرین با استفاده از سیکل های تولید توان کالینا و سیستم آب شیرین کن حرارتی چند مرحله ای توسعه داده شده است.

شکل ۱۰ تغییرات قیمت تمام شده محصول و زمان بازگشت سرمایه نسبت به تغییرات قیمت الکتریسیته را نمایش می دهد. نتایج نشان می دهد به ازای قیمت برق ۸/۸ سنت به ازای هر کیلووات ساعت و بیشتر از آن، مقدار دوره بازگشت سرمایه کمتر از ۴ سال است. بازگشت سرمایه کمتر از ۴ سال برای طراحی سیستم یکپارچه با طول عمر ۲۰ سال مناسب بوده و از لحاظ اقتصادی توجیه پذیر است.

نتیجه گیری و بحث

در گذشته با استفاده از سوخت های فسیلی و منابع آب های

است، بنابراین تا جایی که امکان دارد میزان تخریب انرژی در توربین باید کمینه‌سازی شود. به‌ترتیب سهم میزان تخریب انرژی توربین‌ها به میزان ۱/۹۸۴ درصد و سهم میزان تخریب انرژی پمپ‌ها به میزان ۰/۰۶۹۸ درصد نسبت به سایر تجهیزات در ساختار یکپارچه توسعه‌داده شده است. با توجه به موارد مطرح‌شده و بررسی آنالیز انرژی در ساختار یکپارچه توسعه‌داده‌شده، طراحی تجهیزات به صورت مناسب انجام شده است و نیاز به اصلاح ندارند. نتایج ارزیابی اقتصادی نشان می‌دهد ساختار مورد نظر با مقدار بازگشت سرمایه به میزان ۳/۸۸۳ سال و قیمت محصول آب شیرین در بازار ۲/۱۳۱ US\$/m³ توجیه اقتصادی برای اجرا دارند.

سپاسگزاری

این طرح تحقیقاتی با استفاده از اعتبارات ویژه پژوهشی (گرت) دانشگاه تخصصی فناوری‌های نوین آمل انجام شده است.

منابع

- [1]. Mehrpooya M, Ghorbani B, Mousavi SA. Integrated power generation cycle (Kalina cycle) with auxiliary heater and PCM energy storage. *Energy Conversion and Management*. 2018 Dec 1;177:453-67.
- [2]. Mehrpooya M, Ghorbani B. Introducing a hybrid oxy-fuel power generation and natural gas/carbon dioxide liquefaction process with thermodynamic and economic analysis. *Journal of Cleaner Production*. 2018 Dec 10;204:1016-33.
- [3]. Mehrpooya M, Ghorbani B, Hosseini SS. Thermodynamic and economic evaluation of a novel concentrated solar power system integrated with absorption refrigeration and desalination cycles. *Energy Conversion and Management*. 2018 Nov 1;175:337-56.
- [4]. Mehrpooya M, Dadak A. Investigation of a combined cycle power plant coupled with a parabolic trough solar field and high temperature energy storage system. *Energy conversion and management*. 2018 Sep 1;171:1662-74.
- [5]. Ansarinassab H, Mehrpooya M. Investigation of a combined molten carbonate fuel cell, gas turbine and Stirling engine combined cooling heating and power (CCHP) process by exergy cost sensitivity analysis. *Energy conversion and management*. 2018 Jun 1;165:291-303.

به منظور تأمین حرارت این ساختار یکپارچه طی شبانه‌روز از کلکتورهای صفحه‌تخت و سیستم ذخیره‌سازی مواد تغییرفازدهنده استفاده شده است. به‌ترتیب ضریب عملکرد آب‌شیرین‌کن سه‌مرحله‌ای به میزان ۲/۸۷۴ kg.h⁻¹/kg.h⁻¹، بازده الکتریکی سیکل تولید توان کالینا به میزان ۶/۷۵۱ درصد و بازده انرژی کل ساختار یکپارچه به میزان ۵۵/۴۵ درصد است. برای شبیه‌سازی دینامیک ساختار یکپارچه با توجه به اطلاعات ورودی آب‌وهوایی موقعیت مطالعه‌شده جزیره قشم در ایران، از محیط‌های شبیه‌ساز هایسیس، ترنسیس و نرم‌افزار متلب استفاده شده است. در این مقاله میزان تشعشع دریافتی و محاسبات مربوط به کلکتورهای صفحه‌تخت خورشیدی در محیط برنامه‌نویسی متلب و همچنین، شبیه‌سازی سامانه تولید توان کالینا و سیستم آب‌شیرین‌کن حرارتی چندمرحله‌ای به صورت لینک محیط نرم‌افزار هایسیس و زبان برنامه‌نویسی متلب شبیه‌سازی شده است. به منظور بررسی دینامیکی ساختار یکپارچه توسعه‌داده‌شده طی سال اطلاعات هواشناسی جزیره قشم از محیط نرم‌افزار ترنسیس استخراج شده است. برای مقایسه بهتر عملکرد تجهیزات مختلف ساختار یکپارچه توسعه‌داده‌شده، دو شاخص تخریب انرژی و بازده انرژی تجهیزات باید بررسی شود تا امکان شناسایی نقاطی از فرایند که انرژی در آنها به شکل کارا و مؤثر استفاده نشده و هدر می‌رود، فراهم شود. آنالیز انرژی ساختار یکپارچه در محیط متلب نشان می‌دهد مبدل‌های حرارتی با سهم تخریب ۸۱/۶۸ درصد بیشترین مقدار تخریب را به خود اختصاص داده‌اند. بیشترین میزان تخریب انرژی در میان مبدل‌های حرارتی مربوط به مبدل HX۶ به میزان ۱۰/۲۰ kW است. این مبدل به دلیل اختلاف فاصله بین جریان سرد و گرم در منحنی ترکیبی (دما - آنتالپی) بیشترین میزان تخریب انرژی را دارد. بازده انرژی مبدل‌های حرارتی در ساختار یکپارچه توسعه‌داده‌شده نسبت به سایر تجهیزات بیشتر است، حال آنکه برگشت‌ناپذیری (تخریب انرژی) زیادی دارند. ممکن است برگشت‌ناپذیری تجهیزاتی مانند شیر اختناق بسیار کم باشد، اما در عوض بازده پایینی داشته باشند. این نشان می‌دهد عملکرد تجهیزات را در مصرف انرژی باید هم‌زمان از جهت برگشت‌ناپذیری و بازده انرژی آنالیز کرد. از سوی دیگر، هر چه میزان تخریب انرژی توربین‌ها کمتر باشد، توان تولیدی آن‌ها بیشتر

- [6]. Pourfayaz F, Imani M, Mehrpooya M, Shirmohammadi R. Process development and exergy analysis of a novel hybrid fuel cell-absorption refrigeration system utilizing nanofluid as the absorbent liquid. *International Journal of Refrigeration*. 2019 Jan 1;97:31-41.
- [7]. Mehrpooya M, Ansarinassab H, Sharifzadeh MM, Rosen MA. Process development and exergy cost sensitivity analysis of a hybrid molten carbonate fuel cell power plant and carbon dioxide capturing process. *Journal of Power Sources*. 2017 Oct 1;364:299-315.
- [8]. Ghorbani B, Mehrpooya M, Sadeghzadeh M. Developing a tri-generation system of power, heating, and freshwater (for an industrial town) by using solar flat plate collectors, multi-stage desalination unit, and Kalina power generation cycle. *Energy Conversion and Management*. 2018 Jun 1;165:113-26.
- [9]. Aghaie M, Mehrpooya M, Pourfayaz F. Introducing an integrated chemical looping hydrogen production, inherent carbon capture and solid oxide fuel cell biomass fueled power plant process configuration. *Energy conversion and management*. 2016 Sep 15;124:141-54.
- [10]. Fiorini P, Sciubba E. Modular simulation and thermoeconomic analysis of a multi-effect distillation desalination plant. *Energy*. 2007 Apr 1;32(4):459-66.
- [11]. Rensonnet T, Uche J, Serra L. Simulation and thermoeconomic analysis of different configurations of gas turbine (GT)-based dual-purpose power and desalination plants (DPPDP) and hybrid plants (HP). *Energy*. 2007 Jun 1;32(6):1012-23.
- [12]. Chacartegui R, Sanchez D, Di Gregorio N, Jiménez-Espadafor FJ, Munoz A, Sanchez T. Feasibility analysis of a MED desalination plant in a combined cycle based cogeneration facility. *Applied thermal engineering*. 2009 Feb 1;29(2-3):412-7.
- [13]. Blumberg T, Assar M, Morosuk T, Tsatsaronis G. Comparative exergoeconomic evaluation of the latest generation of combined-cycle power plants. *Energy Conversion and Management*. 2017 Dec 1;153:616-26.
- [14]. Shakib SE, Amidpour M, Aghanajafi C. Simulation and optimization of multi effect desalination coupled to a gas turbine plant with HRSG consideration. *Desalination*. 2012 Jan 31;285:366-76.
- [15]. Hosseini SR, Amidpour M, Shakib SE. Cost optimization of a combined power and water desalination plant with exergetic, environment and reliability consideration. *Desalination*. 2012 Jan 31;285:123-30.
- [16]. Ariyanfar L, Yari M, Abdi Aghdam E. Energy, exergy, economic, environmental (4E) analyses of a solar organic Rankine cycle to produce combined heat and power. *Modares Mechanical Engineering*. 2016 Dec 15;16(10):229-40.
- [17]. Peng S, Wang Z, Hong H, Xu D, Jin H. Exergy evaluation of a typical 330 MW solar-hybrid coal-fired power plant in China. *Energy conversion and management*. 2014 Sep 1;85:848-55.
- [18]. Einemann M, Petersen T. Design and Optimization of a Kalina Cycle. M.Sc. program in Chemistry, 2015.
- [19]. Belmonte JF, Eguía P, Molina AE, Almendros-Ibáñez JA, Salgado R. A simplified method for modeling the thermal performance of storage tanks containing PCMs. *Applied Thermal Engineering*. 2016 Feb 25;95:394-410.
- [20]. Kalogirou SA. *Solar energy engineering: processes and systems*. Academic Press; 2013 Oct 25.
- [21]. Ahmadi MH, Mehrpooya M, Abbasi S, Pourfayaz F, Bruno JC. Thermo-economic analysis and multi-objective optimization of a transcritical CO₂ power cycle driven by solar energy and LNG cold recovery. *Thermal Science and Engineering Progress*. 2017 Dec 1;4:185-96.
- [22]. Jafarkazemi F, Ahmadifard E. Energetic and exergetic evaluation of flat plate solar collectors. *Renewable Energy*. 2013 Aug 1;56:55-63.
- [23]. Mehrpooya M, Hemmatabady H, Ahmadi MH. Optimization of performance of combined solar collector-geothermal heat pump systems to supply thermal load needed for heating greenhouses. *Energy Conversion and Management*. 2015 Jun 1;97:382-92.
- [24]. Alfellag MA. *Modeling and Experimental Investigation of Parabolic Trough Solar Collector*, 2014.
- [25]. National Renewable Energy Laboratory (NREL), Feb 19, 2014.
- [26]. Ghorbani B, Shirmohammadi R, Mehrpooya M, Hamedi MH. Structural, operational and economic optimization of cryogenic natural gas plant using NSGAI two-objective genetic algorithm. *Energy*. 2018 Sep 15;159:410-28.
- [27]. Ebrahimi A, Meratizaman M, Reyhani HA, Pourali O, Amidpour M. Energetic, exergetic and economic assessment of oxygen production from two columns cryogenic air separation unit. *Energy*. 2015 Oct 1;90:1298-316.