

تحلیل ترمودینامیکی و اقتصادی سیستم تولید هیدروژن خورشیدی با نمک مذاب

بابک رضاپور دولق

دانشجوی کارشناسی ارشد، دانشکده مهندسی مکانیک، دانشگاه علم و صنعت ایران، تهران، ایران،

samane_g@hotmail.com

استادیار، دانشکده مهندسی مکانیک، دانشگاه علم و صنعت ایران، تهران، ایران،

samane_ghandehariun@iust.ac.ir

سمانه قندهاریون*

چکیده

اخیراً روش‌هایی برای تولید هیدروژن پیشنهاد شده است که برخی از این روش‌ها به جای هیدروکربن‌ها از آب به عنوان منبع هیدروژن استفاده می‌کنند. در بین این روش‌ها چرخه گرمایی-شیمیایی مس-کالر توجه محققان را به خود جلب کرده است. در این مقاله، طراحی و ادغام یک سیستم برج خورشیدی مستقل با نمک مذاب کربنات LiNaK با یک چرخه چهار مرحله‌ای مس-کالر مورد بررسی قرار گرفته است. سیستم مورد استفاده در این جا به منابع انرژی خارجی یا کمکی وابسته نیست. سیستم مذکور از نظر ترمودینامیکی و اقتصادی مورد بررسی قرار گرفته و عملکرد سیستم نیز تعیین شده است. بازده‌های گرمایی چرخه مس-کالر، چرخه رانکین بخار فوق بحرانی و کلی سیستم، به ترتیب ۴۰/۴، ۴۵/۷۴ و ۲۸/۷۷ درصد می‌باشند. ظرفیت تولید هیدروژن سیستم ۱۵۳۰/۴ کیلوگرم بر ساعت است و سرمایه‌گذاری مجموعه ۸۱۱/۰۴ میلیون دلار است. هزینه متوسط هیدروژن ۹/۴۷ دلار بر کیلوگرم هیدروژن تخمین زده شده است. **واژه‌های کلیدی:** تولید هیدروژن، انرژی خورشیدی، نمک مذاب، تجزیه گرمایی آب، تحلیل اقتصادی، چرخه رانکین.

Thermodynamic and Economic Analyses of a Solar-based Hydrogen Production System with Molten Salt

B. Rezapour Dolagh
S. Ghandehariun

School of Mechanical Engineering, Iran University of Science and Technology, Tehran, Iran
School of Mechanical Engineering, Iran University of Science and Technology, Tehran, Iran

Abstract

Recently, methods for hydrogen production have been proposed, some of which use water instead of hydrocarbons as the hydrogen source. Among these methods, the copper-chlorine thermochemical cycle has attracted researchers' attention. In this paper, the design and integration of a self-sustaining solar tower system with LiNaK molten carbonate salt and a four-step copper-chlorine cycle are investigated. The system used here is not dependent on any external or auxiliary energy sources. The system is analyzed thermodynamically and economically, and its performance is determined. The thermal efficiencies of the copper-chlorine cycle, supercritical steam Rankine cycle, and overall system are 40.4%, 45.74%, and 28.77%, respectively. The hydrogen production capacity of the system is 1530.4 kg/h, and the total capital investment is 811.04 million dollars. The average hydrogen cost is estimated at \$9.47/kg H₂.

Keywords: Hydrogen production, Solar energy, High-temperature molten salt, Thermochemical water decomposition, Economic analysis, Rankine cycle

قابلیت جدا کردن آب به اکسیژن و هیدروژن را دارند شامل الکترولیز آب با دمای پایین/بالا، چرخه‌های گرمایی-شیمیایی یا هیبریدی، سلول‌های فوتو-الکترولیز و جلبک‌ها می‌باشند [۹-۷]. تحقیقات مختلف، بررسی تولید هیدروژن خورشیدی از این روش‌ها را از نظر اقتصادی، زیست‌محیطی و فنی مورد بررسی قرار داده‌اند. در میان روش‌های تولید هیدروژن با استفاده از جدا سازی آب، به نظر می‌رسد که چرخه‌های گرمایی-شیمیایی و هیبریدی بازده خورشید به هیدروژن بالاتری نسبت به سایر روش‌ها دارند. این به دلیل استفاده مستقیم از انرژی گرمایی خورشید است، بر خلاف روش‌های الکترولیز دما پایین/بالا که رایج‌تر هستند و از انرژی خورشیدی به طور مستقیم استفاده نمی‌کنند [۱۰].

در میان بسیاری از چرخه‌های گرمایی-شیمیایی یا هیبریدی که پیشنهاد شده‌اند، چرخه مس-کالر به نظر می‌رسد که به لحاظ کارایی، اقتصادی بودن، قابلیت عملکرد و زیست محیطی موثرتر است [۱۳-۱۱]. در میان هفت نوع از چرخه مس-کالر، نوع چهار مرحله‌ای به لحاظ کارایی‌های انرژی و انرژی، موثرترین است [۱۴ و ۱۵]. این چهار مرحله شامل هیدرولیز، ترمولیز، الکترولیز و خشک کردن

۱- مقدمه

با افزایش مشکلات مربوط به تغییرات آب و هوایی، استفاده از سوخت‌های فسیلی باید محدود شود. بنابراین، برای پیشروی به سمت یک انرژی پایدارتر، لازم است که یک جایگزین مناسب برای آن‌ها پیدا کرد. هیدروژن با چگالی انرژی بالا و فاقد کربن، یک گزینه مناسب برای بخش‌های انرژی یا حمل و نقل است. در حال حاضر، هیدروژن تقریباً به طور کامل از سوخت‌های فسیلی مانند گاز طبیعی تولید می‌شود [۱]. بیش از ۹۵ درصد از تقاضای جهانی برای هیدروژن از گاز طبیعی، نفت و ذغال سنگ تولید می‌شود که با فرآیندهایی مانند اصلاح متان با بخار یا گازسازی ذغال سنگ همراه است [۲]. تولید هیدروژن از این منابع به طور قابل توجهی اقتصادی است، اما مقدار زیادی دی‌اکسید کربن و گازهای گلخانه‌ای دیگر منتشر می‌شود [۳]. محققان روش‌های جدیدی برای استفاده از آب به عنوان منبع هیدروژن پیشنهاد کرده‌اند. برخی از این روش‌ها بدون تولید گازهای گلخانه‌ای، هیدروژن تولید می‌کنند [۴ و ۵]. چالش اصلی مرتبط با تولید انبوه هیدروژن از آب، فراهم کردن انرژی مورد نیاز به صورت الکتریسیته یا گرما است [۶]. روش‌هایی که

* نویسنده‌گان مکاتبه کننده، آدرس پست الکترونیکی: samane_ghandehariun@iust.ac.ir

تاریخ دریافت: ۱۳/۰۶/۲۷

تاریخ پذیرش: ۲۵/۰۱/۲۵

می‌شود [۱۶].

در گذشته، انواع جنبه‌های چرخه مس-کلر مورد مطالعه قرار گرفته‌اند. تجزیه و تحلیل پینچ برای بازیافت انرژی گرمایی در چرخه مس-کلر توسط قندهاریون و همکارانش انجام شد [۱۷]. بازیافت گرما از مس-کلر مذاب برای بهبود کارایی کلی چرخه مس-کلر به صورت تجزیه و تحلیل آزمایشگاهی مورد بررسی قرار گرفت [۲۰-۱۸]. صادقی و همکاران یک سیستم برج انرژی خورشیدی را بر اساس گیرنده حفره تحت فشار با هوا را به عنوان سیال انتقال گرما و مواد تغییر فاز دهنده را به عنوان ماده ذخیره انرژی گرمایی آن همراه با یک چرخه ترموشیمیایی چهار مرحله‌ای مس-کلر طراحی و بهینه‌سازی کردند. مشاهده شد که نقطه بهینه طراحی دارای بازدهی انرژی ۵۰/۰۷ درصد می‌باشد [۲۱]. ادغام سیستم‌های خورشیدی مبتنی بر نمک مذاب با چرخه مس-کلر شامل استفاده از واحدهای تولید بخار است که بخار برای تأمین گرمای مورد نیاز برای راکتورهای هیدرولیز و ترمولیز چرخه مس-کلر استفاده می‌شود. این روش پیشتر توسط بسیاری از مطالعات بررسی شده است [۲۲ و ۲۳ و ۲۴-۲۷]. نمک‌های مذاب به صورت مرسوم در یک محدوده دمایی از ۲۹۰-۵۶۰ درجه سلسیوس عمل می‌کنند، و واکنش ترمولیز نیازمند دمایی در حدود ۵۳۰ درجه سلسیوس است. به دلیل این اختلاف دمایی کم، آهنگ جریان بالای نمک مذاب برای تأمین توان گرمایی مورد نیاز برای راکتور ترمولیز لازم خواهد بود. بنابراین، استفاده از مایع انتقال گرمای دیگری ضروری است تا عملکرد و بازدهی تولید هیدروژن از نیروگاه بهبود یابد. برای این منظور اگر نمک‌های مذاب مرسوم با نمک‌های دما بالا جایگزین شوند و همچنین، مستقیماً در راکتورهای مس-کلر (بدون تولید بخار) و مبادله‌کن‌های گرمایی استفاده شوند، عملکرد سیستم به طرز چشم‌گیری افزایش خواهد یافت.

یکی از مهم‌ترین نقاط ضعف مطالعات گذشته این است که بسیاری از آن‌ها برای مرحله الکترولیز به یک منبع خارجی برق وابسته بودند [۲۵ و ۲۸]. بنابراین، با ادغام مناسب سیستم توان خورشیدی متمرکز شده با چرخه مس-کلر، و همچنین بهره‌برداری از گرمای زائد موجود چرخه، امکان طراحی یک نیروگاه مستقل که به جز انرژی خورشیدی نیازی به منابع انرژی دیگری ندارد، وجود دارد.

نوآوری این مقاله در طراحی و تحلیل یک سیستم تولید هیدروژن مبتنی بر ادغام یک سیستم برج خورشیدی با نمک مذاب دما بالا و چرخه‌ی گرمایی-شیمیایی چهار مرحله‌ای مس-کلر است. برخلاف مطالعات پیشین که عمدتاً از منابع انرژی خارجی برای تأمین گرمای مورد نیاز چرخه مس-کلر استفاده کرده‌اند، این مقاله با بهره‌گیری از نمک مذاب دما بالا و بازیافت گرمای پسماند درون چرخه مس-کلر، راندمان سیستم را بهبود بخشیده و نیاز به انرژی کمکی را حذف کرده

است. نمک مذاب مورد استفاده در این مطالعه یک مخلوط سه جزئی از نمک‌های کربناتی، با دمای ذوب ۴۰۰ درجه سلسیوس و دمای تجزیه ۸۰۰ درجه سلسیوس است [۲۷]. علاوه بر این، به‌کارگیری چرخه رانکین فوق بحرانی برای تولید برق مورد نیاز الکترولیز، سیستم را به طور کامل مستقل از منابع انرژی خارجی می‌سازد. این مقاله با ارائه‌ی یک مدل جامع، گامی مهم در مسیر توسعه‌ی سامانه‌های تولید هیدروژن مبتنی بر انرژی خورشیدی برداشته است.

۲- توصیف سیستم

یک چرخه چهار مرحله‌ای مس-کلر شامل فرآیندهای هیدرولیز، ترمولیز، الکترولیز و خشک کردن می‌باشد. همه واکنش‌های متناظر در جدول ۱ فهرست شده‌اند. در مرحله اول، که به عنوان هیدرولیز شناخته می‌شود، آب گازی و کلرید مس (CuCl_2) در دماهای حدود ۳۸۰-۴۰۰ درجه سلسیوس با واکنشی گرماگیر، به منظور تولید اکسی‌کلرید مس (Cu_2OCl_2) و هیدروژن کلرید (HCl) واکنش می‌دهند. اکسی‌کلرید مس تولید شده در مرحله اول سپس به دماهای بالاتر (حدود ۵۱۰-۵۳۰ درجه سلسیوس) گرم شده و وارد راکتور دوم می‌شود که با نام ترمولیز شناخته می‌شود. در این جا، اکسی‌کلرید مس در یک واکنش گرماگیر جدا می‌شود تا کلرید مس مذاب (CuCl) و اکسیژن تولید شود. کلرید هیدروژن تولید شده در مرحله اول و کلرید مس مذاب تولید شده در مرحله دوم ابتدا به دماهای حدود ۲۵ درجه سلسیوس سرد می‌شوند تا به صورت الکتروشیمیایی، هیدروژن و کلرید مس از طریق یک واکنش به نام الکترولیز تولید شوند. کلرید مسی که در مرحله الکترولیز تولید می‌شود، سپس وارد واحد خشک کننده می‌شود و خشک می‌شود تا بتواند دوباره در مرحله هیدرولیز استفاده شود [۱۴]. شکل ۱ نمای کلی پیشنهادی نیروگاه گرمایی-شیمیایی مستقل مس-کلر را نشان می‌دهد. نمک مذاب وارد برج خورشیدی در دمای ۴۰۰ درجه سلسیوس در مسیر ۳۰ می‌شود و از برج در دمای ۶۵۰ درجه سلسیوس در مسیر ۳۱ خارج می‌شود. سپس از مخزن نمک مذاب گرم عبور می‌کند. هر وقت که تابش خورشید اضافی در دسترس باشد، مخزن نمک مذاب گرم شارژ می‌شود، و برعکس، وقتی تابش خورشید کمتری در دسترس باشد، این مخزن گرمای خود را تخلیه می‌کند. نمک مذاب گرم سپس به دو بخش جریانی تقسیم می‌شود. جریان اول در مسیر ۳۲ از پوسته راکتور دوم عبور می‌کند تا گرمای مورد نیاز برای واکنش ترمولیز فراهم کند. سپس، نمک مذاب وارد پوسته راکتور هیدرولیز در مسیر ۳۳ می‌شود. نمک مذاب در مسیر ۳۴ ابتدا وارد گرم‌کننده ۱ می‌شود تا مواد CuCl_2 را قبل از ورود به راکتور هیدرولیز گرم کند. نمک مذاب سرد سپس از واحد خشک‌کننده عبور می‌کند تا محلول آبی CuCl_2 را در مسیر ۳۵ خشک کند. همزمان،

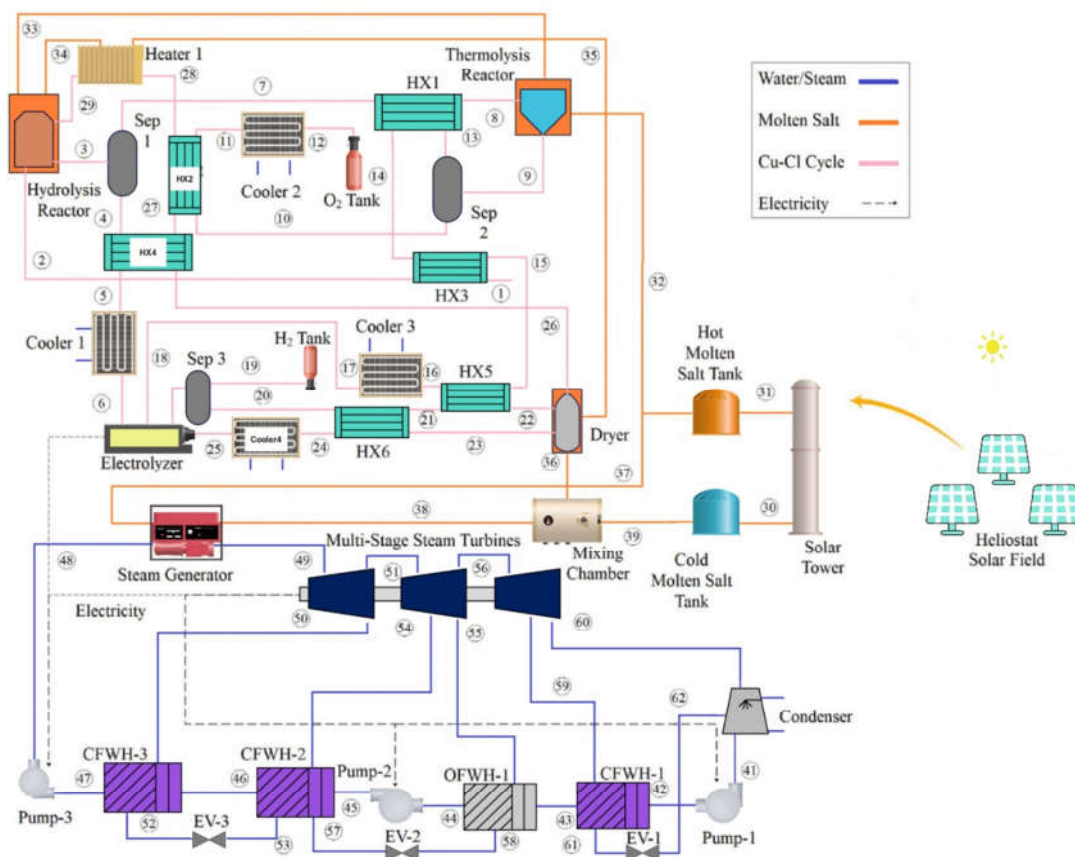
جدول ۱- واکنش‌های چهار مرحله‌ای چرخه مس-کلر [۱۵].

مرحله	واکنش	دما (°C)
هیدرولیز	$2\text{CuCl}_2(\text{s}) + \text{H}_2\text{O}(\text{g}) \rightarrow \text{Cu}_2\text{OCl}_2(\text{s}) + 2\text{HCl}(\text{g})$	۳۸۰-۴۰۰
ترمولیز	$\text{Cu}_2\text{OCl}_2(\text{s}) \rightarrow \frac{1}{2}\text{O}_2(\text{g}) + 2\text{CuCl}(\text{l})$	۵۱۰-۵۳۰
الکترولیز	$2\text{CuCl}(\text{aq}) + 2\text{HCl}(\text{aq}) \rightarrow \text{H}_2(\text{g}) + 2\text{CuCl}_2(\text{aq})$	۲۵
خشک کردن	$\text{CuCl}_2(\text{aq}) \rightarrow \text{CuCl}_2(\text{s})$	۸۰-۳۰

می‌شوند. اکسیژن قبل از خنک شدن در خنک کننده ۲، در مسیر ۱۰ برای گرم کردن CuCl_2 جامد به دماهای بالاتر در مسیر ۲۷ استفاده می‌شود. سپس اکسیژن سرد در مخزن O_2 در مسیر ۱۲ ذخیره می‌شود. در طرف دیگر جداساز مکانیکی دوم، CuCl مذاب در سه مبادله‌کن گرمایی متوالی اول (گرم کردن Cu_2OCl_2)، سوم (گرم کردن آب) و پنجم (گرم کردن $\text{CuCl}_2(\text{Aq})$) استفاده می‌شود تا عملکرد چرخه بهبود یابد و گرمای پسماند چرخه به طور بالقوه استفاده شود. سپس در مسیر ۱۶ در خنک کننده ۳، قبل از ورود به واحد الکترولیز در مسیر ۱۷ خنک می‌شود. HCl خنک شده و CuCl به همراه آب سرد شده از مسیر ۲۵ وارد مرحله سوم (الکترولیز) می‌شوند تا در یک واکنش الکتروشیمیایی هیدروژن تولید شود. سپس CuCl_2 آبی و هیدروژن گازی در مسیر ۱۸ در یک جداساز مکانیکی دیگر جدا می‌شوند. هیدروژن در مخزن H_2 در مسیر ۱۹ ذخیره می‌شود، در حالی که $\text{CuCl}_2(\text{Aq})$ در دو مبادله‌کن گرمایی متوالی پنجم و ششم قبل از ورود به خشک کن در مسیر ۲۲ گرم می‌شود. نمک مذاب خنک‌تر در مسیر ۳۵، گرمای مورد نیاز واحد خشک‌کن را فراهم می‌کند. آب گازی قبل از ورود به واحد الکترولیز در مسیر ۲۵ از واحد خشک‌کن در مسیر ۲۳ خارج می‌شود تا در مبادله‌کن گرمایی ششم و خنک‌کن ۴ خنک شود. از طرف دیگر، CuCl_2 که از خشک‌کن در مسیر ۲۶ خارج می‌شود، وارد سه مبادله‌کن گرمایی (دو مبادله‌کن داخلی و یک گرم‌کننده) می‌شود تا برای واکنش هیدرولیز به دمای حدود ۳۹۰ درجه سلسیوس

جریان دیگری از نمک مذاب که از مخزن نمک مذاب گرم تقسیم شده است، از واحد تولید بخار در مسیر ۳۷ عبور می‌کند تا بخار فوق داغ برای چرخه رانکین تولید کند. نمک مذاب در مسیرهای ۳۶ و ۳۸ وارد یک محفظه مخلوط کننده می‌شود و سپس به مخزن نمک مذاب سرد در دمای ۴۰۰ درجه سلسیوس تخلیه می‌شود. در یک چرخه گرمایی-شیمیایی مس-کلر، آب در فشار ۱۰۰ کیلوپاسکال و دمای ۲۵ درجه سانتیگراد با استفاده از گرمای اضافی $\text{CuCl}(\text{l})$ در مسیر ۱۴ گرم می‌شود. بخار آب در مسیر ۲ همراه با $\text{CuCl}_2(\text{s})$ گرم در مسیر ۲۹ وارد راکتور هیدرولیز می‌شود تا HCl گازی و Cu_2OCl_2 در مسیر ۳ تولید شود. نمک مذاب در مسیر ۳۳ گرمای مورد نیاز برای واکنش هیدرولیز را فراهم می‌کند. این مواد سپس در یک جداساز مکانیکی جدا می‌شوند. Cu_2OCl_2 وارد اولین مبادله‌کن گرمایی داخلی در مسیر ۷ می‌شود تا بخشی از اتلاف گرمای CuCl مذاب که از راکتور ترمولیز در مسیر ۱۳ خارج می‌شود را استفاده کند. سپس Cu_2OCl_2 گرم در مسیر ۸ وارد راکتور تجزیه (ترمولیز) می‌شود تا اکسیژن و CuCl تولید شود. در عین حال، بخش عمده‌ای از اتلاف گرمای HCl توسط CuCl_2 در مسیر ۲۶ در مبادله‌کن گرمایی داخلی چهارم استفاده می‌شود تا عملکرد چرخه بهبود یابد.

سپس HCl در گرمکن ۱ خنک شده و به دمای محیط رسیده و سپس وارد واحد الکترولیز در مسیر ۶ می‌شود. در خروجی راکتور دوم، CuCl مذاب و اکسیژن گازی در یک جداساز مکانیکی در مسیر ۹ جدا



شکل ۱- نمای کلی سیستم پیشنهادی خورشیدی مستقل مس-کلر.

جدول ۲- فرضیات ورودی برای تحلیل ترمودینامیکی در این

مطالعه		
چرخه بخار رانکین		
پارامتر	مقدار	مرجع
راندمان ایزنتروپیک پمپ بخار (%)	۸۰	[۳۳]
فشار چگالنده (kPa)	۱۰	[۳۳]
فشار اولین مرحله توربین بخار (kPa)	۵۰۰۰	[۳۳]
فشار دومین مرحله توربین بخار (kPa)	۱۴۰۰	[۳۳]
دمای ورودی توربین بخار (°C)	۶۰۰	[۳۳]
فشار سومین مرحله توربین بخار (kPa)	۳۰۰	[۳۳]
فشار چهارمین مرحله توربین بخار (kPa)	۱۸۰	[۳۳]
راندمان ایزنتروپیک توربین بخار (%)	۸۶	[۳۳]
فشار ورودی توربین بخار (kPa)	۲۴۰۰۰	[۳۳]
برج خورشیدی		
پارامتر	مقدار	مرجع
تعداد لوله‌ها در گیرنده	۲۰	[۳۲]
نسبت غلظت	۱۰۰۰	[۳۰]
بازده نوری مزرعه هلیوستات (%)	۷۵	[۳۲]
دمای ورودی نمک مذاب (°C)	۴۰۰	[۲۷]
دمای خروجی نمک مذاب (°C)	۶۵۰	[۲۷]
ضریب دید	۰/۸	[۳۲]
ضریب انعکاس	۰/۰۴	[۳۲]
قطر لوله (m)	۰/۰۱۹	[۳۲]
ضخامت لوله (m)	۰/۰۰۱۶۵	[۳۲]
تعداد آینه‌های هلیوستات	۵۰۰۰	[۲۱]
ضریب تابش	۰/۸	[۳۲]
مساحت دهانه هر آینه هلیوستات (m ²)	۱۰۰۰	[۲۱]
چرخه مس-کلر		
پارامتر	مقدار	مرجع
نقطه پینچ (°C)	۱۰	[۲۱]
دمای فاز خشک کردن (°C)	۷۰	[۱۴]
دمای واکنش ترمولیز (°C)	۵۳۰	[۱۴]
دمای واکنش الکترولیز (°C)	۲۵	[۱۴]
دمای واکنش هیدرولیز (°C)	۳۹۰	[۱۴]

گرم شود. گرمای پسماند HCl و اکسیژن برای گرم کردن این ماده استفاده می‌شود، در حالی که بقیه گرمای مورد نیاز این جریان توسط نمک مذاب داغ که از پوسته راکتور اول در مسیر ۳۴ خارج می‌شود، فراهم می‌شود.

برای سیستم تولید برق، یک چرخه رانکین بخار فوق بحرانی که شامل یک سیستم انبساط سه مرحله‌ای است، در نظر گرفته شده است. سیستم تولید برق شامل سه دستگاه گرم‌کن آب تغذیه بسته و یک گرم‌کن آب تغذیه باز است که کارایی چرخه را افزایش می‌دهد. سیستم تولید برق در این مطالعه فقط برای تأمین برق مورد نیاز نیروگاه استفاده می‌شود، از جمله برق مورد نیاز برای پمپ‌ها و مراحل الکترولیز چرخه مس-کلر. بنابراین، در این سیستم برق اضافی تولید نمی‌شود و خروجی‌ها فقط هیدروژن و اکسیژن هستند، در حالی که تنها ورودی انرژی خورشیدی می‌باشد. آب بعد از چگالنده در مسیر ۴۱ به نقطه ۴۲ پمپ می‌شود. سپس آب در اولین گرم‌کن آب تغذیه بسته گرم خواهد شد. جریان سرد مسیر ۶۱، ابتدا از یک شیر انبساط عبور کرده و سپس

از واحد مبادله‌کن گرمایی چگالنده در مسیر ۶۲ عبور می‌کند. آب گرم در مسیر ۴۳ وارد گرم‌کن آب تغذیه باز می‌شود و با جریان‌های ۵۸ و ۵۵ مخلوط می‌شود. آب اشباع در مسیر ۴۴ به دومین گرم‌کن آب تغذیه بسته پمپ می‌شود. آب در مسیر ۴۶ وارد سومین گرم‌کن آب تغذیه بسته می‌شود و سپس به عنوان یک مایع اشباع از مسیر ۴۷ خارج می‌شود. بخار فوق داغ در فشار ۲۴ مگاپاسکال و دمای ۶۰۰ درجه سلسیوس وارد یک توربین بخار سه مرحله‌ای می‌شود تا برق تولید کند.

۳- بررسی ترمودینامیکی

برای بررسی ترمودینامیکی در این مطالعه، از نرم‌افزار MATLAB همراه با کتابخانه REFPROP 9 استفاده شده است. برای تخمین انرژی گرمایی تأمین شده برای چرخه مس-کلر و رانکین، لازم است انرژی گرمایی تابیده شده از طریق خورشید، بازتابیده شده توسط آینه‌های هلیوستات و جذب شده توسط مایع انتقال گرما، ارزیابی شوند. انرژی گرمایی تابیده شده از خورشید به آینه‌های هلیوستات می‌تواند به شرح زیر محاسبه شود [۲۹]:

$$\dot{Q}_{\text{sun}} = A_h \cdot n_h \cdot \text{DNI} \quad (1)$$

در این جا، A_h نشان‌دهنده مساحت دهانه یک آینه هلیوستات است، N_h تعداد آینه‌های هلیوستات و DNI بیانگر تابش مستقیم عمودی است.

انرژی گرمایی بازتابیده از آینه‌های هلیوستات و اتلاف گرمای متناظر، با استفاده از معادلات زیر ارزیابی می‌شوند [۳۰]:

$$\dot{Q}_{\text{rec}} = \dot{Q}_{\text{sun}} \cdot \eta_{\text{Opt}} \quad (2)$$

$$\dot{Q}_0 = \dot{Q}_{\text{sun}} - \dot{Q}_{\text{rec}} \quad (3)$$

که η_{Opt} بازده نوری آینه‌های هلیوستات است. تلفات گرمایی دریافت‌کننده و گرمای جذب شده توسط مایع انتقال گرما به شرح زیر محاسبه می‌شوند [۳۲]:

$$\begin{aligned} \dot{Q}_{\text{loss, rec}} &= \dot{Q}_{\text{loss, cond}} + \dot{Q}_{\text{loss, conv}} + \dot{Q}_{\text{loss, em}} + \dot{Q}_{\text{loss, ref}} \\ &= \dot{Q}_{\text{Rec}} + \dot{Q}_{\text{Abs}} \end{aligned} \quad (4)$$

$$\dot{Q}_{\text{Abs}} = \dot{m}_{\text{ms}} (h_{\text{ms, e}} - h_{\text{ms, i}}) \quad (5)$$

زیرنویس ms نشان‌دهنده نمک مذاب است. تلفات گرمایی دریافت‌کننده شامل تلفات گرمایی رسانشی ($\dot{Q}_{\text{loss, cond}}$)، همرفتی طبیعی و اجباری ($\dot{Q}_{\text{loss, conv}}$)، انتشار ($\dot{Q}_{\text{loss, em}}$) و بازتاب ($\dot{Q}_{\text{loss, ref}}$) است. در نهایت، راندمان دریافت‌کننده توسط مرجع [۳۲] ارزیابی می‌شود:

$$\eta_{\text{Rec}} = \frac{\dot{Q}_{\text{Abs}}}{\dot{Q}_{\text{Rec}}} \quad (6)$$

برای محاسبه ویژگی‌های ترمودینامیکی هر جریان برای چرخه مس-کلر، از معادلات شومات استفاده می‌شود.

ظرفیت گرمایی، آنتالپی و آنتروپی هر جریان از معادلات زیر محاسبه می‌شوند [۳۱]:

$$C_p^0 = A + B \times t + C \times t^2 + D \times t^3 + E/t^2 \quad (7)$$

$$h^0 - h_{\text{ref}}^0 = A \times t + B \times \frac{t^2}{2} + C \times \frac{t^3}{3} + D \times \frac{t^4}{4} - \frac{E}{t} + F - H \quad (8)$$

$$S^0 = A + \ln(t) + B \times t + C \times \frac{t^2}{2} + D \times \frac{t^3}{3} - \frac{E}{2 \times t^2} + G \quad (9)$$

هزینه‌های تراز شده برای سوخت و بهره برداری و نگهداری را می‌توان از معادله زیر ارزیابی کرد [۳۴]:

$$FC_L = FC_0 CELF = FC_0 \frac{k(1-k^n)}{(1-k)} CRF \quad (16)$$

$$OMC_L = OMC_0 CELF = OMC_0 \frac{k(1-k^n)}{(1-k)} CRF \quad (17)$$

که در آن k به صورت زیر ارزیابی می‌شود:

$$k = \frac{1+r}{1+i_{eff}} \quad (18)$$

در این جا r نشان دهنده نرخ تشدید است.

در نهایت، هزینه تراز شده هیدروژن را می‌توان از معادله زیر ارزیابی کرد [۳۴]:

$$LCOH = \frac{TRR_L - BPV}{MPQ} \quad (19)$$

که BPV و MPQ به ترتیب مقدار کل فرآورده جانبی کارخانه و مقدار سالانه محصول اصلی را نشان می‌دهند. فرضیات اقتصادی ورودی موردنظر در جدول ۴ ارائه شده است. با تعیین هزینه‌های خرید تجهیزات، می‌توان سرمایه‌گذاری کلی را با استفاده از داده‌های جدول ۵ ارزیابی کرد. توابع هزینه خرید مورد استفاده در این مطالعه در جدول ۶ ارائه شده است [۳۵-۴۰].

۵- نتایج

از آن جایی که تولید هیدروژن به شیوه‌ی تجزیه گرمایی-شیمیایی آب، به صورت صنعتی انجام نشده و کارهای آزمایشگاهی به صورت محدود برای برخی از اجزای چرخه انجام شده است، در نتیجه جهت اعتبار سنجی، راندمان چرخه $Cu-Cl$ و دمای عملیاتی فرآیندهای هیدرولیز و ترمولیز با مقادیر گزارش شده در پژوهش‌های مشابه، مانند مرجع [۴۴] همخوانی دارد.

راندمان گرمایی چرخه مس-کالر، چرخه بخار رانکین و کل سیستم به ترتیب به میزان ۴۰/۴۰، ۷۴/۴۵ و ۷۷/۲۸ درصد ارزیابی شده‌اند. به علاوه، ظرفیت تولید هیدروژن ۱۵۳۰/۴ کیلوگرم بر ساعت محاسبه شده است. نتایج تحلیل اقتصادی نشان داد که کل درآمد مورد نیاز تراز شده سیستم یکپارچه ۱۲۱/۸۴ میلیون دلار و کل سرمایه‌گذاری ۸۱۱/۰۴ میلیون دلار است. همچنین هزینه تراز شده هیدروژن تولیدی ۹/۴۷ دلار به ازای هر کیلوگرم هیدروژن محاسبه شده است.

همان طور که قبلاً اشاره شد، برای مدل‌سازی انرژی خورشیدی ضروری است که تغییرات تابش خورشیدی با زمان در نظر گرفته شود. نتیجه ارزیابی دینامیکی سیستم برج خورشیدی برای داده‌های تابستان در شکل ۲ نشان داده شده است. همان طور که قابل مشاهده است، برای این مطالعه، از ساعت ۷ شب تا ۵ صبح تابش خورشیدی وجود ندارد و به همین دلیل، نمک مذاب در این بازه زمانی از روز، از طریق برج دریافت‌کننده جریان نخواهد یافت. با این حال، تابش خورشید در ساعت حدود ۱۲ ظهر به بیشترین توان خود می‌رسد و در آن زمان گرمای ورودی خورشیدی به آینه‌های هلیوستات برابر با ۵۱۴/۷ مگاوات است. بخش‌هایی از این گرما به دلیل بازده نوری مزرعه خورشیدی هلیوستات از بین خواهد رفت. محاسبات نشان می‌دهد که گرمای خورشیدی بازتابی از آینه‌های هلیوستات به دریافت‌کننده نمک مذاب در ساعت ۱۲ ظهر برابر با ۳۸۶/۰۲ مگاوات است. با در نظر گرفتن اتلاف گرمای مرتبط با برج دریافت‌کننده، گرمای جذب شده توسط

$$t = \frac{T}{1000} \quad (10)$$

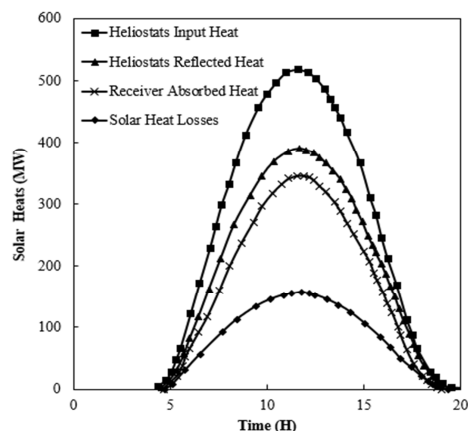
پارامترهای A تا H ثابت‌های شومات هستند. این ثوابت با استفاده از پایگاه داده NIST تعیین می‌شوند [۳۳].

راندمان گرمایی چرخه مس-کالر و کل سیستم با استفاده از معادلات زیر محاسبه می‌شود:

$$\eta_{Cu-Cl} = \frac{\dot{m}_{H_2} \times LHV_{H_2}}{(\sum \dot{Q}_{input}) + (\frac{\dot{W}_{ele}}{\eta_{SCR}})} \quad (11)$$

$$\eta_{overall} = \frac{\dot{m}_{H_2} \times LHV_{H_2}}{\dot{Q}_{sun}} \quad (12)$$

که LHV_{H_2} ، $\dot{Q}_{input}$ ، $\dot{W}_{ele}$ و η_{SCR} به ترتیب به مقدار گرمایی پایین هیدروژن، گرمای ورودی چرخه مس-کالر، برق مورد نیاز الکترولیز و راندمان چرخه رانکین بخاری اشاره دارند. فرضیات ورودی برای تحلیل ترمودینامیکی این مطالعه در جدول ۲ نشان داده شده است. خواص ترموفیزیکی در نظر گرفته شده در این جا در جدول ۳ نشان داده شده است.



شکل ۲- تغییرات گرمای خورشیدی نسبت به زمان برای برج خورشیدی.

۴- بررسی اقتصادی

در این مقاله، از روش کل درآمد مورد نیاز برای انجام تجزیه و تحلیل اقتصادی استفاده شده است. کل درآمد مورد نیاز شامل بازایی سرمایه کل، بازگشت سرمایه گذاری برای بدهی، سهام عادی، و سهام ممتاز، مالیات بر درآمد، مالیات‌ها و بیمه‌های دیگر، هزینه‌های سوخت، و هزینه‌های عملیات و نگهداری (O&M) می‌شود [۳۴]:

$$TRR_j = TCR_j + ROI_{j,d} + ROI_{j,ce} + ROI_{j,ps} + ITX_j + OTXI_j + FC_j + OMC_j \quad (13)$$

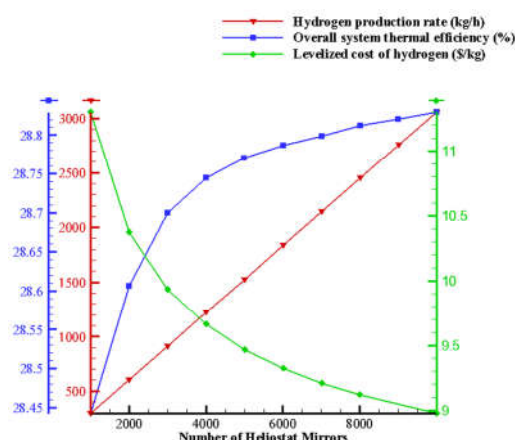
با ارزیابی کل سرمایه‌گذاری، روش TRR می‌تواند نیازهای کل درآمد مورد نیاز کارخانه را به صورت سالانه محاسبه کند. مقادیر پولی محاسبه شده می‌توانند با استفاده از معادله زیر محاسبه شوند [۳۴]:

$$TRR_L = CRF \sum_{j=1}^n \frac{TRR_j}{(1+i_{eff})^j} \quad (14)$$

در این معادله، i_{eff} نرخ تنزیل موثر سالانه است، n عمر اقتصادی کارخانه و TRR_j کل درآمد مورد نیاز سال j از عملیات کارخانه است. CRF نیز ضریب بازایی سرمایه می‌باشد [۳۴]:

$$CRF = \frac{i_{eff}(1+i_{eff})^n}{(1+i_{eff})^n - 1} \quad (15)$$

نمک مذاب برای ساعت ۱۲ ظهر به مقدار ۳۵۵/۵۲ مگاوات ارزیابی



شکل ۳- تاثیر افزایش تعداد آینه‌های هلیوستات بر خروجی‌های سیستم.

شده است. یکی از عوامل مهمی که بر مقدار اتلاف گرمای مرتبط با برج دریافت‌کننده حاکم است، دمای خروجی نمک مذاب است. برای حالت پایه، اتلاف گرمای هلیوستات به طور قابل توجهی بیشتر از اتلاف گرمای برج دریافت‌کننده است. با این حال، اگر دمای خروجی نمک مذاب افزایش یابد، اختلاف کمتر خواهد شد.

در چرخه یکپارچه خورشیدی مس-کلر، از انرژی خورشیدی ورودی که وارد سیستم خورشیدی می‌شود، ۶۷/۴۴ درصد با استفاده از گرمای جذب شده توسط نمک مذاب به چرخه بخار رانکین و چرخه چهار مرحله‌ای مس-کلر منتقل می‌شود. بقیه به دلیل بازده نوری هلیوستات‌ها و سایر مکانیسم‌های انتقال گرمای هلیوستات‌ها، دریافت‌کننده و سیستم ذخیره انرژی گرمایی، از دست رفته است. در چرخه رانکین، ۲۵/۳۶ مگاوات از انرژی وارد شده در این فرآیند تلف می‌شود، در حالی که در چرخه مس-کلر، این مقدار برابر با ۴۳/۲ مگاوات است. بعداً، گرمای خالص چرخه مس-کلر و برق تولید شده از چرخه رانکین برای تولید هیدروژن استفاده خواهد شد تا بازده کلی خورشید به هیدروژن را به میزان ۲۸/۷۷ درصد برای سیستم خورشیدی یکپارچه که در این مطالعه پیشنهاد شده است، برساند.

تأثیر تغییر تعداد آینه‌های هلیوستات بر عملکرد و خروجی کلی سیستم در شکل ۳ ارائه شده است. همان طور که قابل مشاهده است، زمانی که تعداد آینه‌های هلیوستات از ۱۰۰۰ به ۱۰۰۰۰ افزایش می‌یابد، ظرفیت تولید هیدروژن از ۳۰۲/۴۷ کیلوگرم بر ساعت به

جدول ۳- خواص ترموفیزیکی در نظر گرفته شده [۳۳] و [۴۱].

پارامتر	مقدار
گرمای ویژه (J/g.K)	$c_p = 1.61$
هزینه نمک مذاب (\$/kg)	$Z = 1.2$
رسانش گرمایی (w/m.K)	$k = 0.336 + 2.58 \times 10^{-4} T [K]$
چگالی ($\frac{g}{cm^3}$)	$\rho = 2.27 - 4.34 \times 10^{-4} T [K]$
لزجت (cP)	$\mu = 0.0650 \cdot \exp(4431.3/T [K])$

جدول ۴- فرضیات ورودی تحلیل اقتصادی [۳۴] و [۴۲] و [۴۳].

پارامتر	مقدار
سال اقتصادی مرجع	۲۰۲۰
ضریب سایر مالیات‌ها و بیمه (%)	۲
عمر مالیاتی کارخانه (سال)	۱۵
نرخ تشدید (%)	۲
ضریب بار (%)	۸۵
عمر نیروگاه (سال)	۳۰
نرخ بازگشت برای سهام عادی (%)	۱۱/۷
کسری از سرمایه گذاری برای بدهی (%)	۳۵
نرخ بازگشت برای سهام ممتاز (%)	۱۰
کسری از سرمایه گذاری برای سهام ممتاز (%)	۵۰
ضریب عملیات و نگهداری (%)	۲
نرخ بازگشت بدهی (%)	۱۵
نرخ کل مالیات بر درآمد (%)	۳۰
نرخ بهره (%)	۶
کسری از سرمایه گذاری برای سهام عادی (%)	۱۵

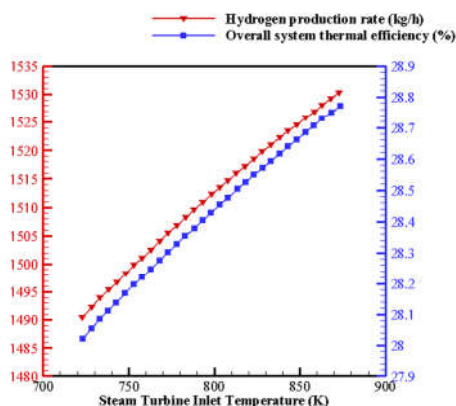
جدول ۵- تفکیک کل هزینه‌های سرمایه گذاری به عنوان تابعی از سرمایه گذاری ثابت [۳۴] و [۴۲].

بخش	هزینه‌های سرمایه‌گذاری (درصد سرمایه گذاری ثابت)
گرددش سرمایه گذاری	۱۷/۵
هزینه‌های امکانات خدماتی	۱۳
هزینه سیستم‌های سنجش و کنترل	۳
هزینه‌های مهندسی و نظارت	۹
هزینه‌های تجهیزات خریداری شده	۲۳
هزینه‌های زمین	۱
هزینه‌های ساختمان	۸
هزینه‌های بهبود محیط کار	۲
هزینه‌های پیمانکار	۲
هزینه‌های ساخت و ساز	۱۰
هزینه لوله کشی	۷
هزینه‌های پیش‌بینی‌نشده	۹
نصب تجهیزات خریداری شده	۹

۳۰۶۸/۰۷ کیلوگرم در ساعت افزایش می‌یابد. برای همان افزایش تعداد آینه‌های هلیوستات، به طور کلی بازده گرمایی سیستم از ۲۸/۴۴ درصد به ۲۸/۸۳ درصد افزایش می‌یابد. با افزایش میزان انرژی ورودی سیستم، نسبت اتلاف گرما به ورودی گرمای دریافت‌کننده کاهش می‌یابد و بنابراین، سیستم خورشیدی به طرز موثرتری عمل می‌کند.

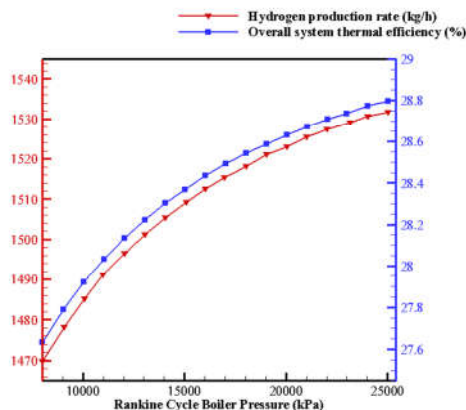
تأثیر فشار جوش‌آور در چرخه رانکین بخار بر آهنگ تولید هیدروژن و بازده سیستم در شکل ۴ نشان داده شده است. همان طور که مشاهده می‌شود، افزایش فشار جوش‌آور در چرخه رانکین بخار از ۸۰۰۰ تا ۲۵۰۰۰ کیلوپاسکال، ظرفیت تولید هیدروژن و بازده گرمایی سیستم را به ترتیب از ۱۴۶۹/۸۶ کیلوگرم در ساعت و ۲۷/۶۳ درصد به ۱۵۳۱/۸۲ کیلوگرم در ساعت و ۲۸/۷۹ درصد بهبود می‌بخشد.

درصد و ۱۵۳۰/۳۵ کیلوگرم در ساعت افزایش می‌یابد.



شکل ۵- تاثیر دمای ورودی توربین بخار بر آهنگ تولید هیدروژن و بازده سیستم.

شکل ۶ هزینه‌ی تولید هیدروژن را بر حسب دمای ورودی توربین و فشار جوش‌آور نشان می‌دهد. همان‌طور که مشاهده می‌شود با افزایش فشار جوش‌آور، هزینه تولید هیدروژن افزایش می‌یابد. با افزایش دمای ورودی توربین تا ۸۲۵ کلوین، هزینه تولید کاهش می‌یابد و سپس با افزایش دمای ورودی توربین، افزایش می‌یابد.



شکل ۴- تاثیر فشار جوش‌آور چرخه رانکین بخار بر آهنگ تولید هیدروژن و بازده سیستم.

زمانی که فشار ژنراتور بخار افزایش می‌یابد، بازده گرمایی چرخه رانکین بهبود می‌یابد. بنابراین، برای یک گرمای ورودی ثابت، میزان توان خروجی بهبود می‌یابد. بنابراین، آهنگ جریان گرمی نقطه ۳۷ کاهش و آهنگ جریان گرمی نمک مذاب در چرخه مس-کلر افزایش می‌یابد. این کار باعث افزایش ظرفیت تولید هیدروژن می‌شود.

تأثیر دمای ورودی توربین بخار با فشار بالا بر آهنگ تولید هیدروژن و بازده سیستم در شکل ۵ ارائه شده است. با افزایش دمای ورودی توربین بخار، میانگین دمای افزودن گرما افزایش می‌یابد و در نتیجه بازده گرمایی چرخه رانکین افزایش می‌یابد. همچنین با افزایش دما، جریان گرمی کمتری از نمک مذاب مورد نیاز است.

بنابراین، اگر کل انرژی ورودی چرخه تغییر نکند، آهنگ جریان گرمی بخار نقطه ۳۲ افزایش می‌یابد که منجر به افزایش آهنگ تولید هیدروژن می‌شود. با افزایش دمای ورودی توربین بخار از ۷۲۳ تا ۸۷۳ کلوکلوین، بازده گرمایی کلی سیستم و ظرفیت تولید هیدروژن به ترتیب از ۲۸/۰۲ درصد و ۱۴۹۰/۵۱ کیلوگرم در ساعت به ۲۸/۷۷

جدول ۶- هزینه تجهیزات خریداری شده برای اجزای مختلف نیروگاه خورشیدی مس-کلر [۳۵-۴۰].

بخش	تابع هزینه
توربین بخار	$Z = 3880.5(\dot{W})^{0.7} \left(1 + \left(\frac{0.05}{1-\eta} \right)^3 \right) \left(1 + 5 \cdot \exp \left(\frac{T-866}{10.42} \right) \right)$
پمپ	$Z = 705.48(\dot{W})^{0.7} \left(1 + \frac{0.2}{1-\eta} \right)$
مخزن ذخیره سازی	$Z = 2.9232 \cdot \exp(11.662 - 0.6104(\ln(V) + 0.04536(\ln(V))^2))$
OFWH	$Z = 145.3(\dot{m})^{0.7}$
راکتورهای هیدرولیز و ترمولیز	$\log_{10}(Z) = 3.4974 + (0.4485 \log_{10}(V)) + (0.1074(\log_{10}(V))^2)$
دریافت کننده خورشیدی	$Z = 1.03 \times 10^8 (A_{\text{rec}}/1571)^{0.7}$
الکترولیز	$Z = 1230 A_{\text{cell}}$
برج خورشیدی	$Z = 300 \cdot \exp(0.0113(H_{\text{lower}} - (H_{\text{rec}} - H_{\text{helio}})/2))$
مبادله‌کن گرمایی پوسته لوله	$\log_{10}(Z) = 4.3247 - (0.3030 \log_{10}(A)) + (0.1634(\log_{10}(A))^2)$
واحد خشک کننده	$\log_{10}(Z) = 4.5097 - (0.8269 \log_{10}(V)) + (0.1344(\log_{10}(V))^2)$
مبادله‌کن گرمایی بایونت	$\log_{10}(Z) = 4.2768 - (0.0495 \log_{10}(A)) + (0.1431(\log_{10}(A))^2)$
شیر انبساط	$Z = 114.5(m)$
چگالنده و CFWH	$Z = 1397(A^{0.89})$
آینه‌ها	$Z = 145 N_{\text{helio}} A_{\text{helio}}$
نمک مذاب	$Z = 1.2m$

جدول ۷- بازده انرژی، هزینه و تولید هیدروژن برای چرخه‌های گرمایی-شیمیایی.

چرخه	تولید هیدروژن	بازده انرژی (%)	هزینه هیدروژن ($\frac{\$}{kg}$)	مرجع
چرخه Cu-Cl مورد استفاده در این مطالعه	$1530 \frac{kg}{h}$	۲۸/۷۷	۹/۴۷	-
چرخه‌ی Cu-Cl تغذیه شده با برج خورشیدی	$428 \frac{kg}{h}$	۲۹/۹	-	[۴۴]
چرخه‌ی Cu-Cl تغذیه شده با برج خورشیدی و انرژی زمین گرمایی	$231 \frac{kg}{h}$	۱۹/۶	-	[۴۵]
الکترولیز اکسید جامد تغذیه شده با برج خورشیدی	-	۶/۳	۸/۴	[۴۶]
الکترولیز اکسید جامد تغذیه شده با برج خورشیدی	-	-	۱۲/۸	[۴۷]
چرخه دی‌اکسید سربم تغذیه شده با برج خورشیدی	-	۱۳/۴	۱۴/۷	[۴۸]

مقایسه چندین نوع چرخه گرمایی-شیمیایی می‌تواند به شناخت بهتر دستگاه‌ها و انتخاب بهتر برای نیازهای خاص کمک کند. بسته به تکنولوژی مورد استفاده، انواع چرخه گرمایی-شیمیایی متفاوتی وجود دارند. در جدول ۷ چندین مورد از این چرخه‌ها از نظر تولید هیدروژن، هزینه و بازده انرژی در شرایطی که از برج خورشیدی به عنوان منبع تغذیه استفاده کرده‌اند، آورده شده‌اند. همان طور که قابل مشاهده است، چرخه ارائه شده در این مقاله دارای بازده انرژی بالا و هزینه تولید هیدروژن کمتری نسبت به اکثر مقالات منتشر شده دارد.

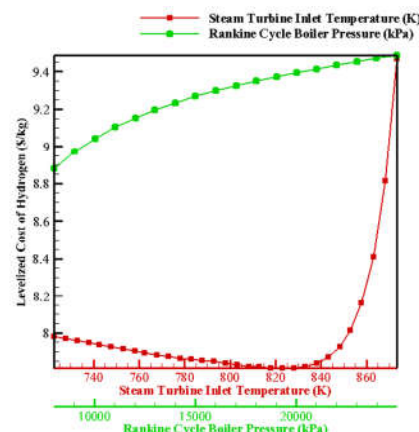
۶- نتیجه‌گیری

در این مطالعه، یک سیستم تولید هیدروژن گرمایی-شیمیایی یکپارچه بر پایه نمک مذاب کربنات در دماهای بالا ارائه و مورد بررسی قرار گرفته است. سیستم یکپارچه شامل برج خورشیدی همراه با نمک مذاب در دماهای بالا، یک چرخه رانکین فوق بحرانی، و یک چرخه گرمایی-شیمیایی چهار مرحله‌ای مس-کالر می‌باشد. تجزیه و تحلیل دینامیکی سیستم برج خورشیدی و مخزن نمک مذاب انجام شده است. نمک $(LiNaK)_2CO_3$ با محدوده دمای عملیاتی بین ۴۰۰ تا ۸۰۰ درجه سلسیوس به عنوان سیال انتقال گرما و برای ذخیره‌سازی انرژی گرمایی انتخاب شده است. سیستم پیشنهادی از نظر تحلیل ترمودینامیکی و ارزیابی اقتصادی با استفاده از روش کل درآمد مورد نیاز بررسی شده است. یافته‌های اصلی این مقاله به شرح زیر است:

- در این مطالعه، ارزیابی شد که بازده‌های گرمایی چرخه مس-کالر، چرخه رانکین فوق بحرانی، و بازده کلی سیستم به ترتیب ۴۰/۴، ۴۵/۷۴ و ۲۸/۷۷ درصد می‌باشند.
- سیستم پیشنهادی قادر است هیدروژن را با آهنگ $1530/4$ کیلوگرم در ساعت تولید کند.
- کل سرمایه‌گذاری $811/04$ میلیون دلار ارزیابی شده است.
- هزینه تراز شده تولید هیدروژن $9/47$ دلار به ازای هر کیلوگرم هیدروژن ارزیابی شده است.

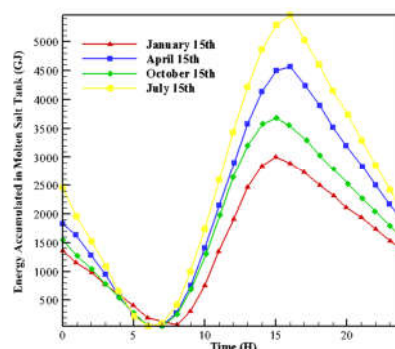
۷- نمادها

A	مساحت (m^2)
C	جریان سرد
h	آنتالپی ویژه (kJ/kg)



شکل ۶- تاثیر دمای ورودی توربین و فشار جوش آور بر هزینه تولید هیدروژن.

شکل ۷ انرژی انباشته شده در مخزن نمک مذاب برای روزهای مختلف سال را نشان می‌دهد.



شکل ۷- انرژی انباشته شده در مخزن نمک مذاب برای روزهای مختلف سال.

در فصل‌های زمستان، بهار و پاییز، محتوای انرژی مخزن در ساعت ۷ صبح به صفر می‌رسد، در حالی که در تابستان، مخزن در ساعت ۶ صبح خالی خواهد شد. سپس، با طلوع خورشید، مخزن شارژ می‌شود تا زمانی که پر شود. بیشترین انرژی ذخیره‌شده در مخزن برای ماه‌های ژانویه، آوریل، ژوئیه و اکتبر به ترتیب $3001/3$ ، $4572/1$ ، 4456 و $3687/4$ گیگاژول است.

- piezoelectric and pyroelectric catalysis. *Int J Hydrogen Energy* 2024;78:218e235.
- [8] Nikolaidis P, Poullikkas A. A comparative overview of hydrogen production processes. *Renew Sustain Energy Rev* 2017;67:597e611.
- [9] Guo L, Chen Y, Su J, Liu M, Liu Y. Obstacles of solar-powered photocatalytic water splitting for hydrogen production: a perspective from energy flow and mass flow. *Energy* 2019;172:1079e86.
- [10] Xiao L, Wu SY, Li YR. Advances in solar hydrogen production via two-step water-splitting thermochemical cycles based on metal redox reactions. *Renew Energy* 2012;41:1e12.
- [11] Safari F, Dincer I. A review and comparative evaluation of thermochemical water splitting cycles for hydrogen production. *Energy Convers Manag* 2020;205:112182.
- [12] Mehrpooya, M., Habibi, R. A review on hydrogen production thermochemical water-splitting cycles. *J Clean Prod*, 123836, 2020.
- [13] Ozbilin A, Dincer I, Rosen MA. Environmental impact assessment of nuclear assisted hydrogen production via CuCl thermochemical cycles. *Sustain. Cities Soc.* 2013;7:16e24.
- [14] Naterer GF, Dincer I, Zamfirescu C. Hydrogen production from nuclear energy. London: Springer; 2013.
- [15] Ishaq H, Dincer I. A comparative evaluation of three CuCl cycles for hydrogen production. *Int J Hydrogen Energy* 2019;44(16):7958e68.
- [16] Sadeghi S, Ghandehariun S. Thermodynamic analysis and optimization of an integrated solar thermochemical hydrogen production system. *Int J Hydrogen Energy* 2020;45(53):28426e36.
- [17] Ghandehariun S, Rosen MA, Naterer GF. Pinch analysis for recycling thermal energy in the Cu-Cl cycle. *Int J Hydrogen Energy* 2012;37:16535e41.
- [18] Ghandehariun S, Naterer GF, Rosen MA, Wang Z. Indirect contact heat recovery with solidification in thermochemical hydrogen production. *Energy Convers Manag* 2014;82:212e8.
- [19] Ghandehariun S, Rosen MA, Naterer GF. Direct contact heat transfer from molten salt droplets in a thermochemical water splitting process of hydrogen production. *Int J Heat Mass Tran* 2016;96:125e31.
- [20] Ghandehariun S, Wang Z, Naterer GF, Rosen MA. Experimental investigation of molten salt droplet quenching and solidification processes of heat recovery in thermochemical hydrogen production. *Appl Energy* 2015;157:267e75.
- [21] Sadeghi S, Ghandehariun S, Naterer GF. Exergoeconomic and multi-objective optimization of a solar thermochemical hydrogen production plant with heat recovery. *Energy Convers Manag* 2020;225:113441.
- [22] Ozcan H, Dincer I. Energy and exergy analyses of a solar driven MgCl hybrid thermochemical cycle for co-production of power and hydrogen. *Int J Hydrogen Energy* 2014;39(28):15330e41.
- [23] Sayyaadi H, Boroujeni MS. Conceptual design, process integration, and optimization of a solar CuCl thermochemical hydrogen production plant. *Int J Hydrogen Energy* 2017;42(5):2771e89.
- [24] Ishaq H, Dincer I. Design and performance evaluation of a new biomass and solar based combined system with thermochemical hydrogen production. *Energy Convers Manag* 2019;196:395e409.
- [25] Ishaq H, Dincer I. A comparative evaluation of OTEC, solar and wind energy based systems for clean hydrogen production. *J Clean Prod* 2020;246:118736.
- [26] Temiz M, Dincer I. Enhancement of solar energy use by an integrated system for five useful outputs: system assessment. *ustain. Energy Technol. Assess.* 2021;43:100952.
- [27] Vignarooban K, Xu X, Arvay A, Hsu K, Kannan AM. Heat transfer fluids for concentrating solar power system: a review. *Appl Energy* 2015;146:383e96.
- [28] Ghandehariun S, Naterer GF, Dincer I, Rosen MA. Solar thermochemical plant analysis for hydrogen production with

H	جریان گرم/ارتفاع (m)
HX	مبادله‌کن گرمایی
i	نرخ تنزیل (/s)
m	آهنگ جریان (kg/s)
n	عمر کارخانه (سال)/تعداد آینه‌ها
P	فشار (kPa)
Q	آهنگ انتقال گرما (W)
T	دما (K)
V	حجم (m ³)
W	توان (W)
Z	هزینه تجهیزات خریداری شده (\$)
ce	Common Equity
CI	سرمایه گذاری
Cond	چگالنده
d	Debt
L	Levelized/Loss
ps	سهم ممتاز
TCR	بازایی کل سرمایه
ROI	بازگشت سرمایه
ITX	مالیات بر درآمد
OTXI	سایر مالیات ها و بیمه
FC	هزینه سوخت
OMC	هزینه‌های عملیاتی و نگهداری
OFWH	گرم‌کن آب تغذیه باز
CRF	ضریب بازایی سرمایه
CFWH	گرم‌کن آب تغذیه بسته
BPV	Byproduct value
MPQ	مقدار محصول اصلی

۸- مراجع

- [1] IRENA. Hydrogen from renewable power: technology outlook for the energy transition. Abu Dhabi: International Renewable Energy Agency; 2018.
- [2] IRENA. Hydrogen: a renewable energy perspective. Abu Dhabi: International Renewable Energy Agency; 2019.
- [3] Salkuyeh YK, Saville BA, MacLean HL. Techno-economic analysis and life cycle assessment of hydrogen production from natural gas using current and emerging technologies. *Int J Hydrogen Energy* 2017;42(30):18894e909.
- [۴] عبدالعلی پورعدل م، رستمی م، خلیل آریا ش، یاری م، تحلیل انرژی و انرژی یک سیستم بر مبنای انرژی زمین گرمایی برای تولید همزمان توان، آب شیرین، گرمایش و هیدروژن. *مجله مهندسی مکانیک دانشگاه تبریز*. ۱۴۰۰، د. ۵۱، ش. ۳، ص. ۱۳۵-۱۴۴.
- [۵] نامی ح، استفاده از اتلاف حرارتی توربین گازهای نصب شده در تاسیسات دریایی برای تولید هیدروژن و گرما توسط الکترولیزر آلکالین. *مجله مهندسی مکانیک دانشگاه تبریز*. ۱۴۰۱، د. ۵۲، ش. ۱، ص. ۳۱۹-۳۱۳.
- [6] El-Emam RS, Ozcan H. Comprehensive review on the techno-economics of sustainable large-scale clean hydrogen production. *J Clean Prod* 2019;220: 593e609.
- [7] Touili S, Amjoud M, Mezzane D, Kutnjak Z, Luk'Yanchuk IA, Jouiad M, El Marssi M. An overview of low-carbon hydrogen production via water splitting driven by

- the copperechlorine cycle. *Int J Hydrogen Energy* 2010;35(16):8511e20.
- [29] Pourrahmani H, Moghimi M. Exergoeconomic analysis and multi-objective optimization of a novel continuous solar driven hydrogen production system assisted by phase change material thermal storage system. *Energy* 2019;189:116170.
- [30] Xu C, Wang Z, Li X, Sun F. Energy and exergy analysis of solar power tower plants. *Appl Therm Eng* 2011;31(17e18):3904e13.
- [31] Balta MT, Dincer I, Hepbasli A. Comparative assessment of various chlorine family thermochemical cycles for hydrogen production. *Int J Hydrogen Energy* 2016;41(19):7802e13.
- [32] Li X, Kong W, Wang Z, Chang C, Bai F. Thermal model and thermodynamic performance of molten salt cavity receiver. *Renew Energy* 2010;35(5):981e8.
- [33] National Institute of Standards and Technology (NIST). <http://webbook.nist.gov/chemistry/form-ser.html>. [Accessed 12 January 2021].
- [34] Bejan A, Tsatsaronis G, Moran MJ. Thermal design and optimization. John Wiley & Sons; 1995.
- [35] Couper JR, Penney WR, Fair JR. Chemical process equipment-Selection and design. Revised second ed. Gulf Professional Publishing; 2009.
- [36] Mosaffa AH, Farshi LG, Ferreira CI, Rosen MA. Exergoeconomic and environmental analyses of CO₂/NH₃ cascade refrigeration systems equipped with different types of flash tank intercoolers. *Energy Convers Manag* 2016;117:442e53..
- [37] Mosaffa AH, Mokarram NH, Farshi LG. Thermo-economic analysis of a new combination of ammonia/water power generation cycle with GT-MHR cycle and LNG cryogenic exergy. *Appl Therm Eng* 2017;124:1343e53.
- [38] Ameri M, Ahmadi P, Hamidi A. Energy, exergy and exergoeconomic analysis of a steam power plant: a case study. *Int J Energy Res* 2009;33(5):499e512.
- [39] Ozbilin AZ. Development, analysis and life cycle assessment of integrated systems for hydrogen production based on the copper-chlorine (Cu-Cl) cycle. Doctoral dissertation. 2013.
- [40] Ma Y, Morozuk T, Liu M, Yan J, Liu J. Optimal integration of recompression supercritical CO₂ Brayton cycle with main compression intercooling in solar power tower system based on exergoeconomic approach. *Applied Energy* 2019;242:1134e54.
- [41] An XH, Cheng JH, Su T, Zhang P. Determination of thermal physical properties of alkali fluoride/carbonate eutectic molten salt. *AIP Conference Proceedings* 2017;1850(1):070001.
- [42] Orhan MF, Dincer I, Naterer GF. Cost analysis of a thermochemical CuCl pilot plant for nuclear-based hydrogen production. *Int J Hydrogen Energy* 2008;33(21):6006e20.
- [43] Zhuang X, Xu X, Liu W, Xu W. LCOE analysis of tower concentrating solar power plants using different molten-salts for thermal energy storage in China. *Energies* 2019;12(7):1394.
- [44] Ishaq H and Dincer I. Design and performance evaluation of a new biomass and solar based combined system with thermochemical hydrogen production. *Energy Convers Manag* 2019;196:395–409.
- [45] Siddiqui O, Ishaq H, and Dincer I. A novel solar and geothermal-based trigeneration system for electricity generation, hydrogen production and cooling. *Energy Convers Manag* 2019;198:111812.
- [46] Lin M and Haussener S. Techno-economic modeling and optimization of solar-driven high-temperature electrolysis systems. *Sol. Energy* 2017;155:1389e1402.
- [47] Yadav D and Banerjee R. Economic assessment of hydrogen production from solar driven high-temperature steam electrolysis process. *J. Clean. Prod.* 2018;183:1131e1155.
- [48] Moser M, Pecchi M, and Fend T. Techno-Economic Assessment of Solar Hydrogen Production by Means of Thermo-Chemical Cycles. *Energies* 2019;12:3.