

پیل سوختی کربنات مذاب، پل یکپارچه سازی واحد تولید متانول با نیروگاه حرارتی

احمدرضا زندی، نسیم طاهونی⁺، محمدحسن پنجه شاهی
دانشکده مهندسی شیمی، دانشکده گان فنی دانشگاه تهران، تهران، ایران

اطلاعات مقاله

چکیده



واژه های کلیدی:

جذب دی اکسید کربن،
پیل سوختی کربنات مذاب،
تحلیل پینچ، تولید متانول، تولید برق

Keywords:

CO₂ Capture,
Molten Carbonate Fuel Cell,
Pinch Analysis,
Methanol Production,
Electricity Generation

دریافت: ۱۴۰۴/۰۲/۱۹

پذیرش: ۱۴۰۴/۰۵/۲۰

نوع مقاله: علمی - پژوهشی

در این پژوهش برای جذب دی اکسید کربن موجود در گاز دودکش یک نیروگاه چرخه ترکیبی گاز طبیعی با ظرفیت ۴۵۴ مگاوات و بهره گیری از آن در تولید متانول، از پیل سوختی کربنات مذاب استفاده شده است. به کارگیری این پیل سوختی افزون بر جذب دی اکسید کربن، منجر به تولید هم زمان برق، هیدروژن و حرارت مازاد می شود. نتایج این پژوهش نشان داد برای تهیه هیدروژن و دی اکسید کربن مورد نیاز در فرایند تولید متانول، به ۴۵ پیل سوختی کربنات مذاب نیاز است. این تعداد پیل سوختی با جذب ۱۰۳/۵ تن در ساعت دی اکسید کربن از گاز دودکش نیروگاه چرخه ترکیبی، منجر به کاهش ۶۵ درصدی انتشار این گاز به جو می گردد و علاوه بر فراهم سازی مواد اولیه، برق مورد نیاز فرایند تولید متانول را نیز به طور کامل تأمین می کند. نتایج حاصل از هدف گذاری انرژی در نیروگاه چرخه ترکیبی و فرایند تولید متانول با استفاده از تحلیل پینچ، مشخص نمود که میزان سرویس جانبی گرم مورد نیاز در این دو واحد به ترتیب ۱۸۷۱ و ۱۳۷۱ کیلووات است که به طور کامل از طریق حرارت مازاد تولید شده توسط پیل های سوختی کربنات مذاب فراهم می شود.

مقدمه

گرم شدن کره زمین و تغییرات آب و هوایی به شمار می روند [۱، ۲]. در سال های اخیر، مطالعات قابل توجهی در راستای کاهش انتشار دی اکسید کربن انجام شده است. در واقع، دی اکسید کربن نه تنها یک گاز گلخانه ای است، بلکه منبعی نهفته از کربن است.

امروزه یکی از چالش برانگیزترین مسائل زیست محیطی پیش روی جهان، کاهش غلظت دی اکسید کربن در جو است. انتشار این گاز به طور عمده ناشی از سوزاندن سوخت های فسیلی در صنایع مختلف، از جمله نیروگاه های چرخه ترکیبی است که از عوامل اصلی

* عهده دار مکاتبات

+E-mail: ntahuni@ut.ac.ir

رجاع: احمدرضا زندی، نسیم طاهونی، محمدحسن پنجه شاهی، پیل سوختی کربنات مذاب، پل یکپارچه سازی واحد تولید متانول با نیروگاه حرارتی، نشریه شیمی و مهندسی شیمی ایران، (۳) ۴۴: ۴۹ تا ۶۲ (۱۴۰۴).

عملکرد به‌مراتب مطلوب‌تری نسبت به طرح دوم دارد. ماسترپایاسکو و همکاران [۱۰] به بررسی یکپارچه‌سازی کارخانه فولاد احیا مستقیم فعال در کشور ایتالیا با پیل سوختی کربنات مذاب با هدف جذب دی‌اکسیدکربن حاصل از آن پرداختند. این بررسی در دو حالت انجام شد: در حالت نخست، از یک پیل سوختی کربنات مذاب و در حالت دوم، از دو پیل سوختی به‌صورت سری استفاده گردید. پیل سوختی مورد استفاده در این پژوهش با هدف جذب دی‌اکسیدکربن طراحی شده و عملکرد آن با استفاده از یک نرم‌افزار شبیه‌ساز فرایند، پیش‌بینی شده است. روسن و همکاران [۱۱] تأثیر به‌کارگیری پیل سوختی کربنات مذاب برای جذب دی‌اکسیدکربن موجود در گاز دودکش یک نیروگاه چرخه ترکیبی را با انجام مطالعات الکتروشیمیایی و تحلیل انتقال جرم مورد بررسی قرار دادند. آن‌ها همچنین دستیابی به شرایط بهینه جذب دی‌اکسیدکربن را از دیدگاه انتقال یون‌های غیرکربنات به آند ارزیابی کرده و بر اساس مدل‌سازی انجام‌شده، نتیجه‌گیری کردند که این پدیده ناشی از محدودیت‌های انتقال جرم بوده و استفاده از جریان رقیق دی‌اکسیدکربن می‌تواند عملکرد جذب را بهبود بخشد. کوپر و همکاران [۱۲] امکان‌سنجی استفاده از یک پیل سوختی کربنات مذاب را در یک کارخانه نساجی با ظرفیت متوسط مورد بررسی قرار دادند. بخش تولید برق و حرارت این کارخانه با سوخت زغال‌سنگ کار می‌کرد. هدف این تحقیق، تولید برق و جداسازی دی‌اکسیدکربن در پایین‌دست کارخانه با بهره‌گیری از پیل سوختی بود. مدل توسعه‌یافته در این پژوهش، اثرات الکتروشیمیایی، حرارتی و موازنه جرم را برای شبیه‌سازی عملکرد الکتریکی و فرایند جداسازی دی‌اکسیدکربن توسط پیل سوختی در نظر گرفته است. در پژوهشی دیگر، فیچرا و همکاران [۱۳] به تحلیل ترمودینامیکی یک سامانه یکپارچه‌شده شامل پیل سوختی کربنات مذاب و یک نیروگاه چرخه ترکیبی پرداختند. در این پژوهش، از پیل سوختی به‌عنوان واحد پایین‌دستی نیروگاه با هدف جذب دی‌اکسیدکربن موجود در گاز دودکش استفاده شد. گاز دودکش نیروگاه نیز به‌عنوان خوراک ورودی به کاند پیل سوختی مورد استفاده قرار گرفته است. در این فرایند، دی‌اکسیدکربن ورودی به کاند از طریق لایه الکترولیت به سمت آند منتقل شده و این انتقال منجر به تولید برق می‌گردد. چن و همکاران [۱۴] اثر یکپارچه‌سازی پیل سوختی کربنات مذاب با یک فرایند جداسازی هوا مبتنی بر چرخه شیمیایی^۹ را مورد بررسی قرار دادند. در این سامانه، ریفرمینگ گاز طبیعی درون آند پیل سوختی به‌منظور تولید هیدروژن انجام می‌شود. همچنین، در فرایند جداسازی هوا از طریق چرخه شیمیایی،

بنابراین، چگونگی جذب و استفاده مؤثر از آن در اولویت بسیاری از پژوهش‌های اخیر قرار گرفته است [۳]. به‌کارگیری فناوری‌های جذب دی‌اکسیدکربن و استفاده از آن برای تولید فرآورده‌های مفید، از جمله راهکارهای اصلی کاهش انتشار این گاز به‌جو هستند. این فرایندها شامل استفاده از حلال‌های آمینی، روش‌های برودتی، استفاده از غشا، جذب سطحی و سایر روش‌ها می‌شود [۴].

در سال‌های اخیر استفاده از پیل‌های سوختی^۱ با هدف تولید برق پاک توجه زیادی را به خود جلب کرده است. یکی از ویژگی‌های مهم پیل‌های سوختی، کاهش چشمگیر اثرات زیست‌محیطی و تولید برق و محصولات جانبی دوست‌دار محیط‌زیست است [۵]. در حقیقت، اصلی‌ترین مزیت این فناوری نسبت به سامانه‌های موتور حرارتی احتراقی^۲، تبدیل مستقیم سوخت به برق از راه یک واکنش الکتروشیمیایی غیراحتراقی است. این تبدیل مستقیم، کارآمدتر بوده و از تولید آلاینده‌هایی مانند اکسیدهای نیتروژن^۳ جلوگیری می‌کند [۶]. یکی از گونه‌های پیل سوختی رایج در دنیا که در دمای بالا کار می‌کند، پیل سوختی کربنات مذاب^۴ است. کار در دمای بالا شرایط لازم برای استفاده از گاز طبیعی^۵ یا گاز زیستی^۶ به‌عنوان سوخت این پیل سوختی را فراهم می‌کند. این سوخت به‌قسمت آند فرستاده شده و در آن‌جا طی یک فرایند ریفرمینگ داخلی^۷، به هیدروژن موردنیاز برای تولید برق تبدیل می‌شود. به کاند این پیل سوختی نیز هوا و گاز دودکش^۸ حاوی دی‌اکسیدکربن وارد می‌شود. بنابراین، با توجه به جریان ورودی به‌قسمت کاند، می‌توان از پیل سوختی کربنات مذاب برای جذب دی‌اکسیدکربن استفاده کرد. جذب دی‌اکسیدکربن به‌کمک این فناوری مزایای ارزشمندی نسبت به فناوری‌های رایج مانند استفاده از حلال‌های آمینی دارد که مهم‌ترین آن تولید برق، حرارت و هیدروژن مازاد در هنگام جذب دی‌اکسیدکربن است [۷، ۸]. تا به امروز، پژوهش‌هایی پیرامون استفاده از پیل سوختی کربنات مذاب برای جذب دی‌اکسیدکربن منتشرشده در صنایع مختلف صورت گرفته است. اسپینلی و همکاران [۹] دو طرح جذب دی‌اکسیدکربن، یکی به‌کارگیری پیل سوختی کربنات مذاب و دیگری استفاده از حلال‌های آمینی را از منظر فنی و اقتصادی با یکدیگر مقایسه کردند. در طرح اول، پیل سوختی در پایین‌دست نیروگاه برای جذب دی‌اکسیدکربن موجود در گاز دودکش نیروگاه قرار گرفته است و برای پیش‌گرم کردن گاز دودکش ورودی به کاند پیل سوختی، از یک مبدل حرارتی استفاده شده است. در طرح دوم نیز از حلال‌های آمینی برای جذب دی‌اکسیدکربن بهره‌گرفته شده است. نتایج این پژوهش نشان می‌دهد که طرح اول، از نظر فنی و اقتصادی،

(۱) Fuel Cells

(۳) NO_x

(۵) Natural Gas

(۷) Internal Reforming

(۹) Chemical Looping Air Separation (CLAS)

(۲) Combustion Heat Engine Systems

(۴) Molten Carbonate Fuel Cell (MCFC)

(۶) Biogas

(۸) Flue Gas

می‌توان به ریفرمینگ داخلی آن اشاره کرد که این ویژگی آن را از سایر پیل‌های سوختی کربنات مذاب فعال در صنعت متمایز می‌کند. در این نوع پیل‌ها، سوخت‌های هیدروکربنی مانند گاز طبیعی یا گاز زیستی به‌طور مستقیم به پشته‌های^۵ پیل سوختی ارسال و قبل از تولید برق، به هیدروژن تبدیل می‌شوند [۷]. انرژی حرارتی موردنیاز فرایند ریفرمینگ با بازیابی گرمای هدررفته پیل سوختی تأمین می‌گردد و در این حالت، نیازی به سوزاندن سوخت اضافی نخواهد بود. همچنین، بخار لازم برای واکنش ریفرمینگ متان تا حدی توسط محصول واکنش‌های پیل سوختی فراهم می‌شود [۱۶، ۱۷]. تنها مسئله کلیدی در این حالت، غیرفعال شدن کاتالیست واکنش ریفرمینگ از طریق الکترولیت قلیایی پیل سوختی کربنات مذاب است که برای برطرف کردن این چالش، پژوهش‌هایی صورت گرفته و شرایط بهینه از نظر نوع، میزان بارگذاری کاتالیست و سایر مؤلفه‌های اثرگذار مرتبط با این موضوع، بررسی شده است. در نهایت، این اتفاق باعث می‌شود که ریفرمینگ داخلی به روشی کم‌هزینه و بسیار کارآمد برای تولید هیدروژن تبدیل گردد [۱۸-۲۱]. از دیگر معایب این نوع پیل‌های سوختی، می‌توان به خوردگی و تخریب اجزای پیل، زمان راه‌اندازی طولانی و چگالی پایین توان تولیدی اشاره کرد [۲۲]. در سامانه استاندارد از یک پیل سوختی کربنات مذاب، سوخت هیدروکربنی (به‌عنوان نمونه گاز طبیعی) به آند ارسال شده و به هیدروژن تبدیل می‌شود. حدود ۷۰ درصد هیدروژن تولیدی از فرایند ریفرمینگ داخلی در واکنش‌های الکتروشیمیایی برای تولید برق مصرف می‌شود. هیدروژن اضافی تولیدی، از سامانه جدا شده و می‌تواند در فرایندهای دیگر مورد استفاده قرار گیرد. شکل ۱ طرح‌واره‌ای از پیل سوختی کربنات مذاب مورد مطالعه در پژوهش حاضر را نشان می‌دهد. هر یک از این پیل‌ها دارای توان ۲/۳ مگاوات است و ۱۲۷۰ کیلوگرم در روز هیدروژن و ۰/۱۵ مگاوات حرارت به‌صورت مازاد تولید می‌کند [۸]. این پیل سوختی توانایی جذب بیش از ۲۳۰۰ کیلوگرم در ساعت دی‌اکسیدکربن از یک منبع خارجی را دارد. به این ترتیب، یک جریان گاز دودکش رقیق از دی‌اکسیدکربن که جداسازی آن از سایر مواد موجود در این جریان کار دشواری است، همراه با جریانی از هوا به کاتد این پیل سوختی وارد و پس از انجام واکنش‌های شیمیایی درون پیل، غلیظ از دی‌اکسیدکربن شده و از قسمت آند خارج می‌شود. در این حالت، جداسازی دی‌اکسیدکربن با هدف بهره‌گیری از آن در فرایندهای مختلف به‌مراتب ساده‌تر می‌شود. فناوری‌های متداولی که برای جذب دی‌اکسیدکربن در نظر گرفته می‌شوند، هزینه‌بر بوده و نیاز به انرژی و حرارت بالایی دارند. در مقابل، پیل سوختی کربنات مذاب به جای مصرف انرژی،

مخلوطی از اکسیژن و دی‌اکسیدکربن تولید می‌شود که می‌تواند به‌عنوان خوراک ورودی به کاتد پیل سوختی کربنات مذاب مورد استفاده قرار گیرد. در این پژوهش، عملکرد این سامانه برای تولید برق با بهره‌وری بالا و جذب دی‌اکسیدکربن از دیدگاه ترمودینامیکی و اقتصادی تجزیه و تحلیل شده است. نوچن و همکاران [۱۵] سامانه‌ای یکپارچه برای تولید سیمان و برق با انتشار کم دی‌اکسیدکربن پیشنهاد دادند که در آن از پیل سوختی کربنات مذاب برای جذب دی‌اکسیدکربن منتشرشده از یک کارخانه تولید سیمان استفاده شده است. سامانه پیشنهادی در این پژوهش شامل چهار زیرسامانه^۱ است: ریفرمر خارجی^۲ برای تولید هیدروژن، پیل سوختی کربنات مذاب برای جذب دی‌اکسیدکربن و تولید برق، توربین‌های بخاری برای تولید برق از جریان‌های گازی دما بالا و واحد خالص‌سازی دی‌اکسیدکربن با فشرده‌سازی چندمرحله‌ای برای تولید دی‌اکسیدکربن مایع. در نهایت، میزان کاهش انتشار دی‌اکسیدکربن حاصل از تولید سیمان حدود ۹۲ درصد گزارش شده است. افزون بر این، مقداری برق به‌صورت مازاد تولید شده که قابل فروش به شبکه برق سراسری است. این نتایج گویای برتری پیل سوختی کربنات مذاب در جذب دی‌اکسیدکربن نسبت به سایر فناوری‌ها است.

تاکنون پژوهشی مبتنی بر استفاده همزمان از تمامی خروجی‌های پیل سوختی کربنات مذاب در هنگام جذب دی‌اکسیدکربن انجام نشده است. در پژوهش حاضر، علاوه بر جذب دی‌اکسیدکربن موجود در گاز دودکش یک نیروگاه چرخه ترکیبی، بهره‌گیری همزمان از خروجی‌های این پیل سوختی شامل برق و هیدروژن مازاد تولیدی برای استفاده در فرایند تولید متانول، و حرارت مازاد تولیدی برای تأمین سرویس جانبی گرم نیروگاه چرخه ترکیبی و فرایند تولید متانول، صورت گرفته است.

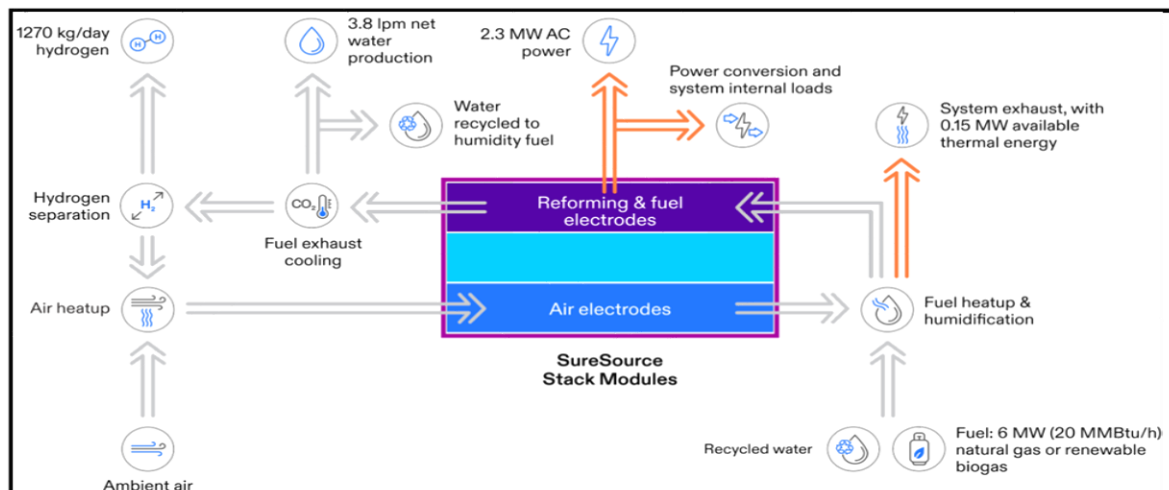
اصول نظری

مسئله مورد مطالعه

در این پژوهش، استفاده از پیل سوختی کربنات مذاب فعال برای جذب دی‌اکسیدکربن منتشرشده از یک نیروگاه چرخه ترکیبی و نیز فراهم کردن هیدروژن و دی‌اکسیدکربن موردنیاز فرایند تولید متانول، پیشنهاد شده است. در پیل‌های سوختی کربنات مذاب، واکنش‌های الکتروشیمیایی توسط یک لایه الکترولیت پشتیبانی می‌شوند که در آن یون‌های کربنات به‌عنوان پل یونی^۳ عمل کرده و مدار الکتریکی را کامل می‌کنند. لایه الکترولیت، الکترودهای مثبت و منفی را از یکدیگر جدا می‌کند. از مزایای اصلی پیل سوختی انتخاب شده برای پژوهش حاضر که ساخت یک شرکت آمریکایی^۴ است،

(۱) Subsystem
(۲) External Reformer
(۳) Ion bridge
(۴) Fuel Cell Energy Company
(۵) Stacks

(۲) External Reformer
(۴) Fuel Cell Energy Company



شکل ۱ - طرح‌واره‌ای از پیل سوختی کربنات مذاب مورد استفاده در پژوهش حاضر [۸]

خواص ترمودینامیکی، از معادله حالت پنگ-رابینسون اصلاح شده توسط بوستون ماتیاس^۳ در قسمت چرخه گازی و از معادله حالت STEAMNBS در قسمت چرخه بخار استفاده گردید. شکل ۲، نمودار جریانی حاصل از شبیه‌سازی این نیروگاه را نشان می‌دهد. در دما و فشار محیط (که به ترتیب ۹ درجه سلسیوس و ۱/۰۱ بار در نظر گرفته شده است)، هوای تازه فشرده شده و پس از اختلاط با گاز طبیعی، به محفظه احتراق^۴ فرستاده می‌شود. جریان گاز داغ خروجی از محفظه احتراق در دمای نزدیک به ۱۴۰۰ درجه سلسیوس وارد توربین گازی شده و منبسط می‌شود و مقداری برق تولید می‌کند. گاز خروجی از توربین گازی از طریق سامانه مولد بخار بازیابی حرارت، گرمایش موردنیاز برای تولید سه نوع بخار در فشارهای مختلف ۱۷۰، ۴۰ و ۵ بار فراهم می‌کند. این سه بخار به ترتیب به توربین‌های بخاری فشار بالا^۵، فشار متوسط^۶ و فشار پایین^۷ فرستاده می‌شود تا بخش دیگری از برق تولید شود. مؤلفه‌های کلیدی برای شبیه‌سازی نیروگاه چرخه ترکیبی در جدول ۱ گزارش شده است.

در نهایت، گاز خروجی از مولد بخار بازیابی حرارت پس از تأمین حرارت موردنیاز برای تولید بخار در سطوح مختلف فشاری، در دمای حدود ۸۲ درجه سلسیوس از دودکش خارج می‌شود. این گاز حدود ۴ درصد مولی معادل ۱۵۷/۵ تن در ساعت دی‌اکسیدکربن دارد که بخش قابل توجهی از آن برای تأمین دی‌اکسیدکربن موردنیاز پیل سوختی کربنات مذاب به کاتد آن ارسال می‌شود. نتایج به‌دست آمده از شبیه‌سازی نیروگاه چرخه ترکیبی در پژوهش حاضر، به‌منظور مقایسه و اعتبارسنجی با مقاله مرجع، در جدول ۲ گزارش شده است.

برق پاک تولید می‌کند که به‌عنوان ارزش افزوده، کلید کاهش هزینه فرایند جذب دی‌اکسیدکربن است. مزیت مهم دیگر جذب دی‌اکسیدکربن به‌کمک این پیل، حذف مقدار قابل توجهی از اکسیدهای نیتروژن همراه با جریان حاوی دی‌اکسیدکربن از طریق واکنش‌های شیمیایی و الکتروشیمیایی و کاهش آن به نیتروژن در کاتد است [۷].

برای تهیه دی‌اکسیدکربن موردنیاز کاتد این پیل سوختی، جریان گاز دودکش یک نمونه موردی از نیروگاه چرخه ترکیبی با ظرفیت ۴۵۴ مگاوات [۲۳] در نظر گرفته شد. این نیروگاه به‌ازای هر مگاوات ساعت برق تولیدی، ۳۴۷ کیلوگرم دی‌اکسیدکربن منتشر می‌کند [۲۴]. همچنین، مواد اولیه یک فرایند تولید متانول با ظرفیت ۱۰۰ هزار تن در سال [۲۵] توسط این پیل سوختی تأمین می‌شود. هدف تحقیق حاضر استفاده از پیل سوختی کربنات مذاب در توسعه یک سامانه یکپارچه برای جذب دی‌اکسیدکربن از این نیروگاه و تولید متانول است. مراحل کار به این ترتیب است که ابتدا شبیه‌سازی نیروگاه چرخه ترکیبی و واحد تولید متانول انجام می‌شود. سپس جریان‌های فرایندی مربوط به شبکه مبدل حرارتی در این دو واحد استخراج شده و هدف‌گذاری میزان نیاز به انرژی و سطح در یک واحد بهینه به کمک تحلیل پینچ^۱ محاسبه می‌شود. در ادامه این دو واحد فرایندی با تعداد مناسب از پیل سوختی کربنات مذاب یکپارچه‌سازی حرارتی خواهند شد.

شبیه‌سازی نیروگاه چرخه ترکیبی

یک نیروگاه ۴۵۴ مگاواتی بر اساس داده‌های گزارش شده توسط لو و همکاران [۲۳]، با توربین گازی از نوع GE 9351FB و سامانه مولد بخار بازیابی حرارت^۲ سه مرحله‌ای، شبیه‌سازی شد. برای محاسبه

(۱) Pinch Analysis
(۳) Peng-Robinson Boston Mathias (PR-BM)
(۵) High Pressure Turbine (HP Turbine)
(۷) Low Pressure Turbine (LP Turbine)

(۲) Heat Recovery Steam Generator (HRSG)
(۴) Combustion Chamber
(۶) Intermediate Pressure Turbine (IP Turbine)

جدول ۳- مؤلفه‌های کلیدی مربوط به شبیه‌سازی فرایند تولید متانول

مؤلفه	پژوهش حاضر	کیس و همکاران [۲۵]
میزان متانول تولیدی (هزار تن در سال)	۱۰۰/۰۹	۱۰۰/۰۷
درصد تبدیل هیپروژن در راکتور در هر گتر ^۱ (درصد)	۱۸/۱۸	۱۸/۱۷
درصد تبدیل دی‌اکسیدکربن در راکتور در هر گتر (درصد)	۱۷/۲۰	۱۷/۲۰
بازده کلی ^۲ فرایند (درصد)	۹۹/۸۳	۹۹/۸۳
حرارت تولیدی توسط راکتور (کیلووات)	-۴۴۵۰/۷۳	-۴۴۴۸/۷۲
توان مصرفی کمپرسور هیپروژن (کیلووات)	۵۴۸۷/۸۱	۵۹۶۲/۹۶
توان مصرفی کمپرسور دی‌اکسیدکربن (کیلووات)	۹۱۶/۴۱	۹۱۱/۹۶

جریان مایع خروجی از Stripper برای جداسازی آب و متانول، به یک برج تقطیر (D.C) هدایت می‌گردد. تعداد سینی‌های واقعی این برج تقطیر ۳۰ و نسبت مایع برگشتی^۳ و نسبت بخار برگشتی^۴ به ترتیب برابر با ۰/۹۳۴ و ۱/۵۶۵ است. در خروجی بالای برج تقطیر، متانول با درصد خلوص بسیار بالا و در خروجی پایین، آب بازیابی می‌شود. میزان نهایی متانول تولیدی در حدود ۱۰۰ هزار تن برآورد شده است که این مقدار تطابق مناسبی با داده‌های گزارش شده در پژوهش مرجع دارد. مؤلفه‌های کلیدی حاصل از شبیه‌سازی فرایند تولید متانول برای اعتبارسنجی و مقایسه با مقاله مرجع در جدول ۳ گزارش شده است.

هدف‌گذاری انرژی و سطح شبکه مبدل حرارتی - نیروگاه حرارتی

تحلیل پینچ روشی بسیار کارآمد برای طراحی و بهینه‌سازی شبکه‌های مبدل حرارتی است. در این روش، میزان انرژی مصرفی و سطح موردنیاز واحدهای تبادل حرارت در یک فرایند شیمیایی را می‌توان قبل از طراحی تعیین نمود. این کار اصطلاحاً «هدف‌گذاری انرژی و سطح»^۵ نامیده می‌شود. بنابراین، ضرورتی ندارد طراحی یک شبکه مبدل حرارتی تکمیل شود تا طراحی آن کامل شده تلقی شود. برای هدف‌گذاری انرژی می‌توان از روش‌های گرافیکی شامل منحنی‌های مرکب^۶ (دما-انتالپی) و منحنی مرکب کل^۷ استفاده کرد. با استفاده از ابزار منحنی‌های مرکب، میزان سرمایش و گرمایش موردنیاز یک فرایند - پس از حداکثر کردن میزان بازیافت حرارت در شبکه مبدل حرارتی - تخمین زده می‌شود. در نمودار دما-انتالپی، برآیند ترمودینامیکی جریان‌های گرم به صورت یک منحنی و برآیند ترمودینامیکی جریان‌های سرد به صورت منحنی دیگر رسم می‌شود، که این دو منحنی در کنار هم منحنی‌های مرکب را تشکیل می‌دهند. حداقل اختلاف دمایی در شبکه مبدل حرارتی (ΔT_{min}) که پینچ نامیده می‌شود، موقعیت این دو منحنی را نسبت به هم تعیین می‌کند.

ناحیه هم‌پوشانی دو منحنی مرکب گرم و سرد میزان حداکثر حرارت قابل بازیافت توسط جریان‌های گرم و سرد فرایندی را مشخص می‌کند. تفاوت در انتهای دو منحنی مرکب گرم و سرد در بالای پینچ، حداقل نیاز به سرویس جانبی گرم و در پایین پینچ حداقل نیاز به سرویس جانبی سرد را نشان می‌دهد. منحنی مرکب کل نیز ابزاری برای تعیین سطوح دمایی و مقدار سرویس‌های جانبی موردنیاز است. محور عمودی نمودار، دمای صوری^۸ را نشان می‌دهد که برای جریان‌های گرم برابر با مجموع دمای واقعی و نصف حداقل اختلاف دمای بهینه، و برای جریان‌های سرد برابر با تفاضل دمای واقعی از نصف حداقل دمای بهینه است. سطح موردنیاز شبکه نیز از روابط مربوط به هدف‌گذاری سطح (رابطه bath) تخمین زده می‌شود. توضیح کامل درباره نحوه تخمین انرژی و سطح شبکه مبدل حرارتی در مراجع شناخته شده علم پینچ قابل دسترسی است [۲۶].

حداقل اختلاف دمایی مؤلفه‌های کلیدی در محاسبه انرژی و سطح است و انتخاب صحیح آن نیاز به محاسبات اقتصادی دارد. روش کار به این ترتیب است که در محدوده‌ای از ΔT_{min} مقدار انرژی و سطح موردنیاز شبکه و هزینه‌های مترتب بر آن محاسبه می‌شود. کاهش حداقل اختلاف دمایی (ΔT_{min}) موجب افزایش سطح مبدل‌های حرارتی و در نتیجه، افزایش هزینه سرمایه‌گذاری می‌شود؛ در مقابل، افزایش حداقل اختلاف دمایی (ΔT_{min}) منجر به افزایش مصرف سرویس‌های جانبی و هزینه انرژی خواهد شد. از این رو، برقراری یک نقطه تعادل^۹ میان این دو هزینه ضروری است. در گام نخست، مقدار هزینه کلی سالیانه (مجموع هزینه انرژی و سطح) بر حسب ΔT_{min} رسم می‌شود. حداقل اختلاف دمایی بهینه ($\Delta T_{min,opt}$) مربوط به نقطه‌ای است که حداقل هزینه کلی سالیانه را داشته باشد. نکته دیگر آن است که هزینه‌های مربوط به سطح برخلاف هزینه‌های مربوط به انرژی سالیانه نیست و با استفاده از ضریب سالیانه^{۱۰} می‌توان هزینه‌های سطح را هم‌واحد با هزینه‌های انرژی کرد و این دو هزینه را به سادگی با هم جمع نمود. ضریب سالیانه با داشتن طول عمر مفید کارخانه و نرخ بهره مطابق با فرمول نوشته شده در جدول ۴ قابل محاسبه است. روابط و مؤلفه‌های اقتصادی مورد استفاده در هدف‌گذاری انرژی و سطح مبدل‌های حرارتی در جدول ۴ گزارش شده است. ضرایب موجود در رابطه هزینه مبدل حرارتی، برای سال ۲۰۲۳ به‌روزرسانی شده است [۲۷]. در این رابطه A سطح مبدل حرارتی را نشان می‌دهد.

(۱) Pass
(۳) Reflux Ratio
(۵) Energy/Area Targeting
(۷) Grand Composite Curve (GCC)
(۹) Trade-Off

(۲) Overall Yield
(۴) Boilup Ratio
(۶) Composite Curves (CC)
(۸) Shifted Temperature
(۱۰) Annualization Factor

جدول ۴- روابط و مؤلفه‌های اقتصادی مورد استفاده در هدف‌گذاری انرژی و سطح شبکه مبدل‌های حرارتی

مقدار	هدف‌گذاری انرژی
$9/83 \times 10^{-6}$	سرویس جانبی گرم (بخار فشار بالا)
$3/5 \times 10^{-7}$	سرویس جانبی سرد (آب خنک‌کننده)
هدف‌گذاری سطح مبدل‌های حرارتی	
$C_E = 776.03 + 3623 A^{0.81}$	رابطه هزینه مبدل‌های حرارتی [۲۷]
$A.F = \frac{i(i+1)^N}{(i+1)^N - 1}$	ضریب سالیانه کردن هزینه مبدل حرارتی [۲۶]
۲۰ سال	طول عمر مفید واحد (N)
۱۰ درصد	نرخ بهره (i)

جدول ۵- اطلاعات جریان‌های فرایندی نیروگاه چرخه ترکیبی گاز طبیعی

جریان	شدت جریان (کیلوگرم بر ساعت)	دمای اولیه (درجه سلسیوس)	دمای نهایی (درجه سلسیوس)	تغییرات انتالپی (کیلووات)	ترکیب درصد مولی						
					نیترژن	اکسیژن	آب	دی‌اکسیدکربن	متان	اتان	پروپان/بوتان/پنتان
گرم-۱	۴۱۳،۹۰۰	۳۶/۹	۲۹/۱	۲۵۶،۳۸۸	۰	۰	۱	۰	۰	۰	۰
گرم-۲	۱۴،۷۶۰	۲۳۳/۶	۱۷/۲	۴،۲۱۸	۰	۰	۱	۰	۰	۰	۰
گرم-۳	۲،۴۲۴،۸۱۶	۶۳۸/۴	۸۲/۳	۴۲۱،۱۰۲	-۰/۷۶	-۰/۱۲	-۰/۰۸	-۰/۰۴	۰	۰	۰
سرد-۱	۳۱۳،۳۰۰	۳۵۶/۴	۳۵۸/۴	۷۱،۹۵۷	۰	۰	۱	۰	۰	۰	۰
سرد-۲	۴۰،۸۰۰	۲۵۵/۴	۳۱۶/۵	۲،۲۵۱	۰	۰	۱	۰	۰	۰	۰
سرد-۳	۳۶۸،۸۶۰	۱۴۱/۱	۲۳۵/۵	۴۲،۹۶۸	۰	۰	۱	۰	۰	۰	۰
سرد-۴	۴۵،۰۴۰	۱۵۹/۵	۲۹۵/۲	۳،۶۸۰	۰	۰	۱	۰	۰	۰	۰
سرد-۵	۴۱۳،۹۰۰	۲۹/۲	۱۵۰	۶۳،۶۹۰	۰	۰	۱	۰	۰	۰	۰
سرد-۶	۴۰،۸۰۰	۲۵۵/۴	۲۶۰/۷	۱۹،۳۴۸	۰	۰	۱	۰	۰	۰	۰
سرد-۷	۳۱۳،۳۰۰	۲۳۹/۳	۳۴۴/۵	۵۰،۱۷۵	۰	۰	۱	۰	۰	۰	۰
سرد-۸	۳۱۳،۳۰۰	۳۵۶/۴	۶۰۲/۵	۹۱،۶۴۵	۰	۰	۱	۰	۰	۰	۰
سرد-۹	۴۵،۰۴۰	۱۵۹/۵	۱۶۶	۲۶،۲۶۴	۰	۰	۱	۰	۰	۰	۰
سرد-۱۰	۳۵۴،۱۰۰	۳۸۶	۶۰۰/۵	۴۹،۱۲۳	۰	۰	۱	۰	۰	۰	۰
سرد-۱۱	۵۹،۸۳۲	۹	۱۱۷	۴،۲۳۴	-۰/۰۱	-۰/۰۲	-۰/۰۹۲	-۰/۰۴	-۰/۰۱	۰	۰

نتیجه‌ها و بحث

نتیجه هدف‌گذاری انرژی و سطح شبکه مبدل حرارتی - نیروگاه حرارتی

در این پژوهش، با تغییر گام به گام مقدار حداقل اختلاف دمایی (ΔT_{min}) در یک بازه مشخص و محاسبه هزینه کلی سالیانه (مجموع سرمایه‌گذاری و هزینه انرژی) برای هر مقدار، روند تغییرات هزینه کلی سالیانه با حداقل اختلاف دمایی (ΔT_{min}) مشخص گردید. حداقل اختلاف دمای بهینه ($\Delta T_{min,opt}$) برابر با ۱۱/۴ درجه سلسیوس برای نیروگاه چرخه ترکیبی به دست آمد. این مقدار به گونه‌ای است که تعادل مناسبی بین هزینه مبدل‌های حرارتی و هزینه انرژی برقرار کرده و کمترین هزینه کلی سالیانه را به همراه دارد. در این مقدار بهینه، منحنی‌های مرکب نیروگاه چرخه ترکیبی ترسیم و در شکل ۴ ارائه شده است. در این شکل، منحنی قرمز نمایانگر برآیند همه جریان‌های گرم و منحنی آبی نمایانگر برآیند همه جریان‌های سرد فرایند است. ناحیه هم‌پوشانی این دو منحنی، میزان تبادل حرارت صورت گرفته میان جریان‌های گرم و سرد فرایندی را نشان می‌دهد.

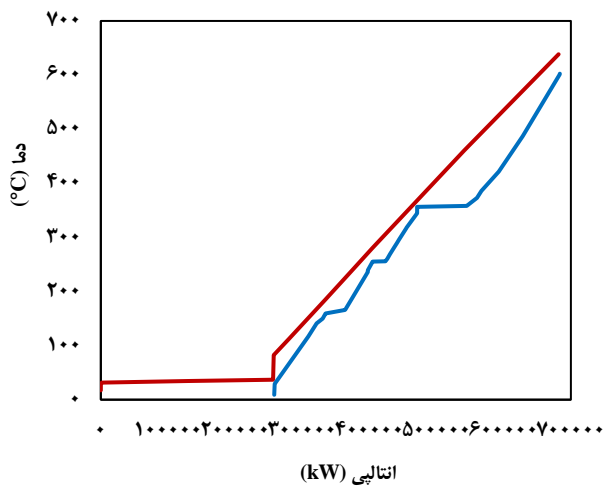
در ادامه، مطالعات پینچ با هدف مشخص شدن میزان نیاز به سرویس‌های جانبی گرم و سرد و تخمین سطوح مبدل‌های حرارتی در شبکه مبدل حرارتی نیروگاه چرخه ترکیبی انجام شد. ابتدا، استخراج جریان‌های فرایندی نیروگاه چرخه ترکیبی بر اساس نمودار جریان حاصل از شبیه‌سازی آن صورت گرفت. این واحد شامل ۳ جریان گرم و ۱۱ جریان سرد است که اطلاعات آن‌ها در جدول ۵ آورده شده است.

هدف‌گذاری انرژی و سطح شبکه مبدل حرارتی - فرایند تولید متانول

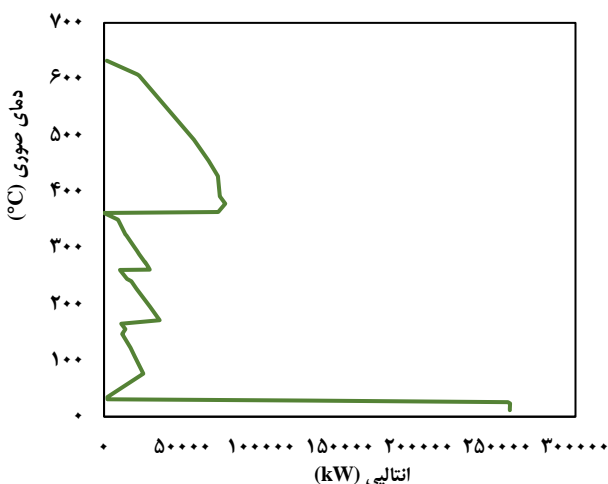
با هدف انجام مطالعات پینچ برای فرایند تولید متانول، استخراج جریان‌های فرایندی بر اساس نمودار جریان حاصل از شبیه‌سازی این فرایند صورت گرفت. جریان‌های فرایندی این واحد شامل ۸ جریان گرم و ۲ جریان سرد است که در جدول ۶ آورده شده‌اند. با توجه به جریان‌های سرد و گرم استخراج‌شده، هدف‌گذاری انرژی و سطح انجام شد. برای این فرایند نیز از اطلاعات جدول ۴ استفاده گردید.

جدول ۶- اطلاعات جریان‌های فرایندی واحد تولید متانول

جریان	شدت جریان (کیلوگرم بر ساعت)	دمای اولیه (درجه سلسیوس)	دمای نهایی (درجه سلسیوس)	تغییرات انتالپی (کیلووات)	ترکیب درصد مولی			
					آب	هیدروژن	متانول	دی‌اکسید کربن
گرم-۱	۱۲۱،۹۱۸	۲۵۰	۳۱	۲۶،۷۴۱	۰/۰۵	۰/۶۴	۰/۰۵	۰/۰۳
گرم-۲	۲۳،۸۷۴	۶۴/۶	۳۹	۷،۸۳۲	۰	۰	۱	۰
گرم-۳	۲،۹۰۵	۴۳	۳۰	۱۷۸	۰	۰/۹۹	۰/۰۱	۰
گرم-۴	۲،۶۵۹	۱۳۶	۴۸	۸۴۸	۰/۰۱	۰/۹۹	۰	۰
گرم-۵	۲،۶۵۹	۱۵۳	۶۶	۸۴۱	۰/۰۱	۰/۹۹	۰	۰
گرم-۶	۲،۶۵۹	۱۷۶/۷	۹۰/۵	۸۳۵	۰/۰۱	۰/۹۹	۰	۰
گرم-۷	۲،۶۵۹	۲۰۹	۱۲۴	۸۲۴	۰/۰۱	۰/۹۹	۰	۰
گرم-۸	۲،۶۵۹	۲۵۳/۷	۱۷۰	۸۲۴	۰/۰۱	۰/۹۹	۰	۰
سرد-۱	۱۲۱،۸۲۷	۲۸/۲	۲۲۵	۱۶،۵۳۰	۰	۰/۷۱	۰/۰۱	۰/۰۳
سرد-۲	۲۰،۰۳۳	۱۰۱/۵	۱۰۲/۲	۷،۷۴۱	۱	۰	۰	۰



شکل ۴- منحنی‌های مرکب نیروگاه چرخه ترکیبی در حداقل اختلاف دمایی ۱۱/۴ درجه سلسیوس



شکل ۵- منحنی مرکب کل نیروگاه چرخه ترکیبی در حداقل اختلاف دمایی ۱۱/۴ درجه سلسیوس

فرارفت حرارتی^۱ در بالای نقطه پینچ، بیانگر میزان نیاز به سرویس جانبی گرم و فرارفت حرارتی در پایین نقطه پینچ، نشان دهنده میزان نیاز به سرویس جانبی سرد است. مطابق با این منحنی‌ها، دمای گرم و سرد پینچ به ترتیب برابر با ۳۶۷/۸ و ۳۵۶/۴ درجه سلسیوس است. همان‌طور که در شکل ۴ مشاهده می‌شود، افزایش حداقل اختلاف دمایی میان جریان‌های گرم و سرد، باعث افزایش فاصله بین دو منحنی شده و در نتیجه، تبادل حرارت میان جریان‌های فرایندی کاهش می‌یابد. این موضوع موجب افزایش مصرف سرویس‌های جانبی سرد و گرم می‌شود. به‌عکس، با کاهش حداقل اختلاف دمایی، میزان تبادل حرارت میان جریان‌های سرد و گرم فرایندی افزایش یافته و نیاز به سرویس‌های جانبی کاهش می‌یابد.

منحنی مرکب کل مربوط به نیروگاه چرخه ترکیبی نیز در شکل ۵ نمایش داده شده است. این منحنی، مشابه منحنی‌های مرکب، در حداقل اختلاف دمایی بهینه (۱۱/۴ درجه سلسیوس) رسم شده است. محور عمودی نمودار، دمای صوری را نشان می‌دهد که برای جریان‌های گرم برابر با مجموع دمای واقعی و نصف حداقل اختلاف دمایی بهینه، و برای جریان‌های سرد برابر با تفاضل دمای واقعی از نصف حداقل دمای بهینه است. بر این اساس، نقطه پینچ در این نمودار در دمای ۳۶۲/۱ درجه سلسیوس قرار می‌گیرد که محل تلاقی منحنی با محور عمودی (دمای صوری) را نشان می‌دهد. بر مبنای این منحنی، سرویس جانبی گرم این واحد بخار فشار بالا^۲ در دمای ۳۷۰ درجه سلسیوس و سرویس جانبی سرد، آب خنک‌کننده^۳ در دمای ۹ درجه سلسیوس در نظر گرفته شده است. شایان ذکر است که نتایج حاصل از هدف‌گذاری انرژی و سطح شبکه مبدل حرارتی این واحد در جدول ۷ گزارش شده است. همان‌طور که مشاهده می‌شود، سرویس جانبی گرم و سرد موردنیاز این واحد به ترتیب برابر با ۱،۸۷۱ و ۲۵۸،۲۴۲ کیلووات است.

(۱) Overshoot
(۳) Cooling Water

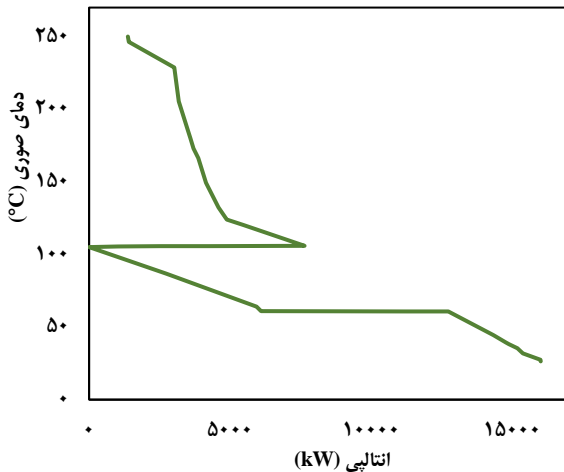
(۲) High Pressure Steam

جدول ۷ - نتایج حاصل از هدف گذاری مقادیر مورد نیاز سرویس های جانبی و سطح شبکه مبدل حرارتی نیروگاه چرخه ترکیبی

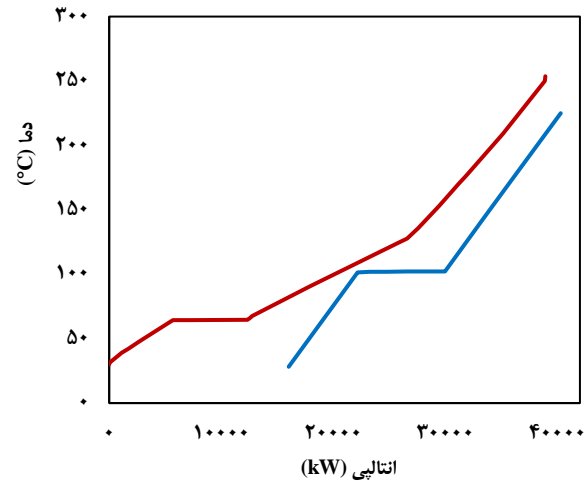
سرویس جانبی گرم (کیلووات)	سرویس جانبی سرد (کیلووات)	سطح مورد نیاز مبدل های حرارتی (مترمربع)	هزینه کلی سالیانه (دلار در سال)
۱،۸۷۱	۲۵۸،۳۴۲	۵۵۶،۳۷۴	۳۷،۲۰۹،۶۰۰

جدول ۸ - نتایج حاصل از هدف گذاری مقادیر مورد نیاز سرویس های جانبی و سطح شبکه مبدل حرارتی فرایند تولید متانول

سرویس جانبی گرم (کیلووات)	سرویس جانبی سرد (کیلووات)	سطح مورد نیاز مبدل های حرارتی (مترمربع)	هزینه کلی سالیانه (دلار در سال)
۱،۳۷۱	۱۶،۰۱۵	۱۱،۶۶۵	۲،۰۳۶،۷۳۶



شکل ۷ - منحنی مرکب کل فرایند تولید متانول در حداقل اختلاف دمایی ۷/۳ درجه سلسیوس



شکل ۶ - منحنی های مرکب فرایند تولید متانول در حداقل اختلاف دمایی ۷/۳ درجه سلسیوس

در جدول ۸ گزارش شده است. همان طور که مشاهده می شود، سرویس جانبی گرم و سرد مورد نیاز این فرایند به ترتیب برابر با ۱،۳۷۱ و ۱۶،۰۱۵ کیلووات است.

نتایج یکپارچه سازی دو واحد فرایندی و پیل سوختی کربنات مذاب

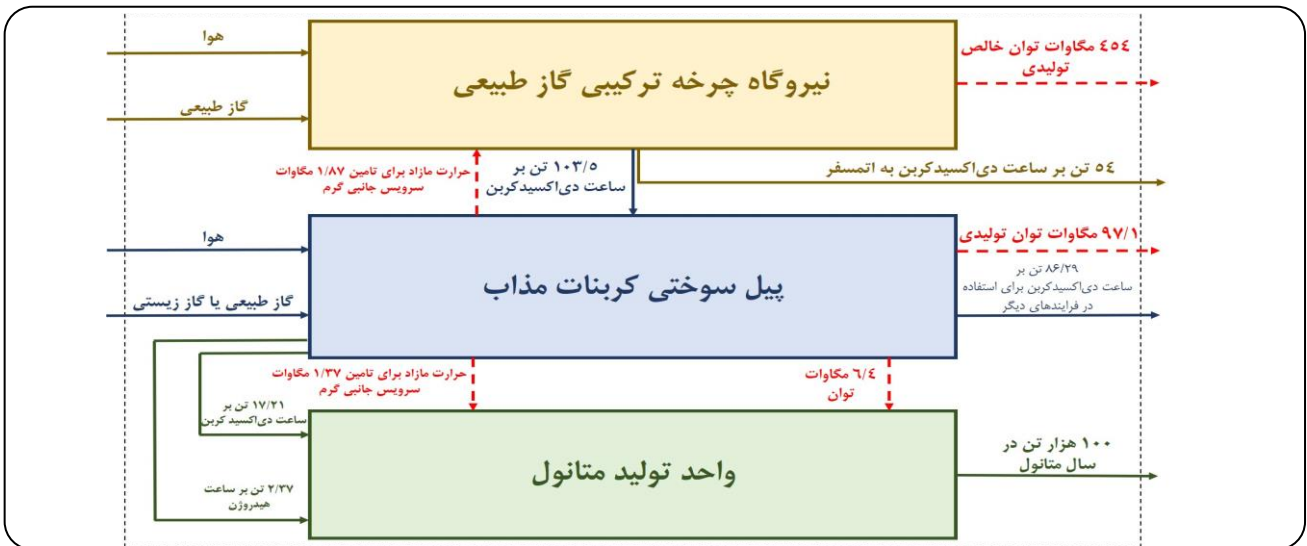
تعیین تعداد پیل های سوختی کربنات مذاب بر اساس تأمین کامل مواد اولیه مورد نیاز فرایند تولید متانول (هیدروژن و دی اکسید کربن) انجام شده است. دو حالت برای تعیین تعداد پیل های سوختی قابل بررسی است: حالت نخست بر پایه نرخ مصرف دی اکسید کربن و حالت دوم بر اساس نرخ مصرف هیدروژن در فرایند تولید متانول است. در حالت نخست، به دلیل نرخ جذب بالای دی اکسید کربن توسط پیل های سوختی کربنات مذاب، تعداد پیل ها کمتر خواهد بود، اما هیدروژن مورد نیاز فرایند تولید متانول به طور کامل تأمین نمی شود. در مقابل، در حالت دوم تعداد پیل ها افزایش می یابد، اما هر دو خوراک اصلی فرایند تولید متانول (هیدروژن و دی اکسید کربن) به طور کامل فراهم می شوند. از این رو، در محاسبات مربوط به تعیین تعداد پیل های سوختی، حالت دوم به عنوان مینا انتخاب شده است. بر همین مبنای، نتایج محاسبات مربوط به تعیین تعداد پیل های سوختی کربنات مذاب، در جدول ۹ ارائه شده است. همان طور که در این جدول مشاهده می شود، استفاده از ۴۵ پیل سوختی کربنات مذاب امکان

نتیجه هدف گذاری انرژی و سطح شبکه مبدل حرارتی - فرایند تولید متانول

در این واحد فرایندی نیز برای تعیین حداقل اختلاف دمایی بهینه ($\Delta T_{min,opt}$)، ابتدا با استفاده از هدف گذاری انرژی و سطح، رابطه میان حداقل اختلاف دمایی (ΔT_{min}) و هزینه کلی سالیانه بررسی شد و حداقل اختلاف دمایی بهینه ($\Delta T_{min,opt}$) برابر با ۷/۳ درجه سلسیوس به دست آمد. این مقدار به گونه ای است که تعادل مناسبی بین هزینه مبدل های حرارتی و هزینه انرژی برقرار کرده و کمترین هزینه کلی سالیانه را به همراه دارد. متناسب با این مقدار بهینه، منحنی های مرکب فرایند تولید متانول ترسیم و در شکل ۶ ارائه شده است. مطابق با این منحنی ها، دمای گرم و سرد پینچ به ترتیب برابر با ۱۰۸/۸ و ۱۰۱/۵ درجه سلسیوس است. منحنی مرکب کل مربوط به فرایند تولید متانول نیز در شکل ۷ نمایش داده شده است. این منحنی، مشابه منحنی های مرکب، در حداقل اختلاف دمایی بهینه (۷/۳ درجه سلسیوس) رسم شده است. نقطه پینچ در این نمودار در دمای ۱۰۵/۱۵ درجه سلسیوس قرار می گیرد که محل تلاقی منحنی با محور عمودی (دمای صوری) را نشان می دهد. بر اساس این منحنی، برای فرایند تولید متانول، سرویس جانبی گرم بخار فشار بالا در دمای ۲۵۰ درجه سلسیوس و سرویس جانبی سرد، آب خنک کننده در دمای ۲۵ درجه سلسیوس در نظر گرفته شده است. نتایج حاصل از هدف گذاری انرژی و سطح فرایند تولید متانول

جدول ۹ - محاسبات مربوط به تعیین تعداد پیل‌های سوختی کربنات مذاب

مؤلفه‌ها و مشخصه‌های یک پیل سوختی کربنات مذاب	
۲/۳	میزان برق تولیدی (مگاوات ساعت)
۰/۱۵	میزان حرارت مازاد تولیدی (مگاوات)
۱،۲۷۰	میزان هیدروژن مازاد تولیدی (کیلوگرم در روز)
۵۵،۲۰۰	نرخ جذب دی‌اکسید کربن (کیلوگرم در روز)
مواد اولیه و برق مورد نیاز فرایند تولید متانول	
۵۶،۷۹۴	میزان هیدروژن مصرفی (کیلوگرم در روز)
۴۱۳،۰۲۰	میزان دی‌اکسید کربن مصرفی (کیلوگرم در روز)
۶/۴	میزان برق مصرفی (مگاوات ساعت)
تعیین تعداد پیل‌های سوختی کربنات مذاب	
$۵۶،۷۹۴ / ۱،۲۷۰ = ۴۵$	تعداد پیل‌های سوختی کربنات مذاب
مؤلفه‌ها و مشخصه‌های ۴۵ پیل سوختی کربنات مذاب	
۱۰۳/۵	میزان برق تولیدی (مگاوات ساعت)
۶/۷۵	میزان حرارت مازاد تولیدی (مگاوات)
۱۰۳/۵	نرخ جذب دی‌اکسید کربن (کیلوگرم در روز)



شکل ۸ - نمودار جعبه‌ای فرایندهای یکپارچه‌شده در پژوهش حاضر

تولید متانول مورد استفاده قرار می‌گیرد. افزون بر دی‌اکسید کربن، پیل‌های سوختی کربنات مذاب جریان‌های ورودی دیگری شامل هوا و گاز طبیعی یا گاز زیستی را نیز از محیط دریافت می‌کنند. هیدروژن تولیدشده، به‌همراه بخشی از برق و دی‌اکسید کربن خروجی از پیل‌های سوختی، در فرایند تولید متانول مورد استفاده قرار می‌گیرد. از سوی دیگر، با تأمین کامل مواد اولیه و برق مورد نیاز فرایند تولید متانول توسط پیل‌های سوختی کربنات مذاب، امکان تولید سالانه ۱۰۰ هزار تن متانول فراهم می‌شود. از ۶/۷۵ مگاوات حرارت مازاد تولیدشده توسط پیل‌های سوختی کربنات مذاب، برای تأمین سرویس‌های جانبی گرم مورد نیاز در نیروگاه چرخه ترکیبی و فرایند تولید متانول، به‌ترتیب به میزان ۱/۸۷ و ۱/۳۷ مگاوات استفاده می‌شود.

تأمین کامل هیدروژن و دی‌اکسید کربن مورد نیاز فرایند تولید متانول را فراهم می‌کند. این تعداد پیل، افزون بر تأمین کامل مواد اولیه، منجر به تولید ۱۰۳/۵ مگاوات ساعت برق و ۶/۷۵ مگاوات حرارت اضافی می‌شود و قابلیت جذب ۱۰۳/۵ تن در ساعت دی‌اکسید کربن را نیز دارد.

شکل ۸، نمودار جعبه‌ای فرایندهای یکپارچه‌شده در این پژوهش و ارتباط هر یک از آن‌ها را با یکدیگر و محیط پیرامون خود نشان می‌دهد. همان‌طور که مشاهده می‌شود، هوا و گاز طبیعی به‌عنوان دو ورودی اصلی وارد نیروگاه چرخه ترکیبی شده و ۴۵۴ مگاوات ساعت برق تولید می‌شود. در این واحد، ۱۵۷/۵ تن در ساعت دی‌اکسید کربن منتشر می‌شود که از این مقدار، ۱۰۳/۵ تن در ساعت توسط پیل‌های سوختی کربنات مذاب جذب شده و ۱۷/۲۱ تن در ساعت از آن در فرایند

نتایج نشان داد که استفاده از ۴۵ پیل سوختی کربنات مذاب با جذب ۱۰۳/۵ تن در ساعت دی‌اکسیدکربن از گاز دودکش خروجی از یک نمونه موردی نیروگاه چرخه ترکیبی با ظرفیت ۴۵۴ مگاوات، باعث کاهش ۶۵ درصدی انتشار این گاز به جو می‌شود. این تعداد پیل سوختی، ۲/۳۷ تن بر ساعت هیدروژن، ۱۷/۲۱ تن بر ساعت دی‌اکسیدکربن و ۶/۴ مگاوات برق موردنیاز فرایند تولید متانول را به‌طور کامل فراهم می‌کند. با توجه به نتایج حاصل از هدف‌گذاری انرژی نیروگاه چرخه ترکیبی و فرایند تولید متانول، در مجموع ۳/۲۴ مگاوات سرویس جانبی گرم نیاز است که این مقدار نیز از طریق ۶/۷۵ مگاوات حرارت مازاد تولیدی پیل سوختی کربنات مذاب قابل تأمین است. روش پیشنهادی در پژوهش حاضر نشان داد که بهره‌گیری از پیل سوختی کربنات مذاب، در مقایسه با فناوری استفاده از حلال‌های آمینی و پژوهش‌های پیشین که از این پیل سوختی تنها برای جذب دی‌اکسیدکربن استفاده می‌کردند، منجر به عملکرد مطلوبی برای سه واحد یکپارچه‌شده می‌گردد.

فهرست نمادها

$\Delta H_{298 K}$	گرمای استاندارد واکنش، کیلوژول بر مول
C_E	هزینه مبدل حرارتی، دلار
A	سطح مبدل، مترمربع
a	ضریب مربوط به نصب مبدل حرارتی
b	ضریب مربوط به جنس مواد مبدل حرارتی
c	عدد ثابت به‌عنوان نما (توان)
A.F	ضریب سالیانه کردن هزینه سطح مبدل حرارتی
N	طول عمر مفید واحد
i	نرخ بهره
	حداقل اختلاف دمایی میان جریان‌های گرم و سرد فرایندی،
ΔT_{min}	درجه سلسیوس
	حداقل اختلاف دمایی بهینه میان جریان‌های گرم و سرد فرایندی،
$\Delta T_{min,opt}$	درجه سلسیوس

جدول ۱۰- مقایسه نتایج به‌دست آمده از پژوهش حاضر و پژوهش مرجع

پارامتر	پژوهش حاضر	اسکوئیل و همکاران [۲۸]
توان خالص تولیدی (مگاوات)	۵۵۱/۱	۳۳۹/۵
میزان تأمین هیدروژن موردنیاز فرایند تولید متانول (درصد)	۱۰۰	.
نرخ جذب دی‌اکسیدکربن (تن در ساعت)	۱۰۳/۵	۱۵۰/۲

اسکوئیل و همکاران [۲۸] برای جذب دی‌اکسیدکربن موجود در گاز دودکش نیروگاهی مشابه با نیروگاه مورد مطالعه در این پژوهش، فرایندی مبتنی بر استفاده از حلال مونواتانول آمین پیشنهاد دادند که می‌تواند حدود ۱۵۰ تن در ساعت دی‌اکسیدکربن را جذب کرده و سپس همراه با هیدروژن تولیدی از یک واحد کلر قلیایی در فرایند تولید متانول مورد استفاده قرار گیرد. در پژوهش حاضر، پیل سوختی کربنات مذاب جایگزین فناوری استفاده از حلال‌های آمینی شده است. در این حالت، افزون بر فراهم کردن دی‌اکسیدکربن موردنیاز فرایند تولید متانول، هیدروژن موردنیاز این فرایند نیز به‌طور کامل تأمین می‌شود. جدول ۱۰ نتایج حاصل از تحقیق حاضر و پژوهش صورت گرفته توسط اسکوئیل و همکاران [۲۸] را نشان می‌دهد. همان‌طور که مشاهده می‌شود، بهره‌گیری از پیل سوختی کربنات مذاب در مقایسه با فناوری استفاده از حلال آمینی باعث افزایش توان خالص تولیدی فرایند شده و ۶/۴ مگاوات توان موردنیاز برای فشرده‌سازی دی‌اکسیدکربن و هیدروژن مصرفی فرایند تولید متانول را نیز فراهم می‌کند. همچنین، با توجه به ۶/۷۵ مگاوات حرارت مازاد تولیدی توسط پیل‌های سوختی کربنات مذاب، تأمین سرویس‌های جانبی گرم موردنیاز در فرایند تولید متانول و نیروگاه چرخه ترکیبی از این طریق امکان‌پذیر است.

نتیجه‌گیری

در این پژوهش، یکپارچه‌سازی پیل سوختی کربنات مذاب با فرایند تولید متانول و نیروگاه چرخه ترکیبی مورد بررسی قرار گرفت.

مراجع

- [1] Dziejarski B., Serafin J., Andersson K., Krzyżyńska R., [CO₂ Capture Materials: A Review of Current Trends and Future Challenges](#), *Materials Today Sustainability*, **24**: 100483 (2023).
- [2] Goren A.Y., Dincer I., Gogoi S.B., Boral P., Patel D., [Recent Developments on Carbon Neutrality Through Carbon Dioxide Capture and Utilization with Clean Hydrogen for Production of Alternative Fuels for Smart Cities](#), *International Journal of Hydrogen Energy*, **79**: 551–578 (2024).
- [3] Fu L., Ren Z., Si W., Ma Q., Huang W., Liao K., Huang Z., Wang Y., Li J., Xu P., [Research Progress on CO₂ Capture and Utilization Technology](#), *Journal of CO₂ Utilization*, **66**: 102260 (2022).

- [4] Madejski P., Chmiel K., Subramanian N., Kuś T., [Methods and Techniques for CO₂ Capture: Review of Potential Solutions and Applications in Modern Energy Technologies](#), *Energies*, **15(3)**: 887 (2022).
- [5] Qasem N.A.A., Abdulrahman G.A.Q., [A Recent Comprehensive Review of Fuel Cells: History, Types, and Applications](#), *International Journal of Energy Research*, **2024(1)**: 887 (2024).
- [6] Pramuanjaroenkij A., Kakaç S., [The Fuel Cell Electric Vehicles: The Highlight Review](#), *International Journal of Hydrogen Energy*, **48(25)**: 9401-9425 (2023).
- [7] FuelCell Energy, [Carbon Capture with Fuel Cell Power Plants](#), Available: [https://go.fuelcellenergy.com/hubfs/Carbon Capture with FuelCell Energy Systems.pdf](https://go.fuelcellenergy.com/hubfs/Carbon%20Capture%20with%20FuelCell%20Energy%20Systems.pdf).
- [8] Leo T., [Distributed Hydrogen Production](#), 2022, Available: <https://www.fuelcellenergy.com/platform/trigeneration>.
- [9] Spinelli M., Di Bona D., Gatti M., Martelli E., Viganò F., Consonni S., [Assessing the Potential of Molten Carbonate Fuel Cell-Based Schemes for Carbon Capture in Natural Gas-Fired Combined Cycle Power Plants](#), *Journal of Power Sources*, **448**: 227223 (2020).
- [10] Mastropasqua L., Pierangelo L., Spinelli M., Romano M.C., Campanari S., Consonni S., [Molten Carbonate Fuel Cells Retrofits for CO₂ Capture and Enhanced Energy Production in the Steel Industry](#), *International Journal of Greenhouse Gas Control*, **88**: 195-208 (2019).
- [11] Rosen J., et al., [Molten Carbonate Fuel Cell Performance for CO₂ Capture from Natural Gas Combined Cycle Flue Gas](#), *Journal of the Electrochemical Society*, **167(6)**: 064505 (2020).
- [12] Cooper R., Bove D., Audasso E., Ferrari M.C., Bosio B., [A Feasibility Assessment of a Retrofit Molten Carbonate Fuel Cell Coal-Fired Plant for Flue Gas CO₂ Segregation](#), *International Journal of Hydrogen Energy*, **46(28)**: 15024-15031 (2021).
- [13] Fichera A., Samanta S., Volpe R., [Exergetic Analysis of a Natural Gas Combined-Cycle Power Plant with a Molten Carbonate Fuel Cell for Carbon Capture](#), *Sustainability Articles*, **14(1)**: 533 (2022).
- [14] Chen S., Zhou N., Wu M., Chen S., Xiang W., [Integration of Molten Carbonate Fuel Cell and Chemical Looping Air Separation for High-Efficient Power Generation and CO₂ Capture](#), *Energy*, **254**: 124184 (2022).
- [15] Nhuchhen D.R., Sit S.P., Layzell D.B., [Towards Net-Zero Emission Cement and Power Production Using Molten Carbonate Fuel Cells](#), *Applied Energy*, **306**: 118001 (2022).
- [16] Jang W.J., Jung Y.S., Shim J.O., Roh H.S., Yoon W.L., [Preparation of a Ni-MgO-Al₂O₃ Catalyst with High Activity and Resistance to Potassium Poisoning During Direct Internal Reforming of Methane in Molten Carbonate Fuel Cells](#), *Journal of Power Sources*, **378**: 597-602 (2018).
- [17] Wang P., et al., [Direct Internal Reforming Molten Carbonate Fuel Cell with Core-Shell Catalyst](#), *International Journal of Hydrogen Energy*, **37(3)**: 2588-2595 (2012).
- [18] Roh H.S., Jung Y., Koo K.Y., Jung U.H., Seo Y.S., Yoon W.L., [Steam Reforming of Methane Over Highly Active and KOH-Resistant Ni/γ-Al₂O₃ Catalysts for Direct Internal Reforming \(DIR\) in a Molten Carbonate Fuel Cell \(MCFC\)](#), *Applied Catalysis A: General*, **383(1-2)**: 156-160 (2010).
- [19] Antolini E., [The Stability of Molten Carbonate Fuel Cell Electrodes: A Review of Recent Improvements](#), *Applied Energy*, **88(12)**: 4274-4293 (2011).

- [20] Cassir M., McPhail S.J., Moreno A., [Strategies and New Developments in the Field of Molten Carbonates and High-Temperature Fuel Cells in the Carbon Cycle](#), *International Journal of Hydrogen Energy*, **37(24)**: 19345-19350 (2012).
- [21] Kim Y.S., Yi C.W., Choi H.S., Kim K., [Modification of Ni-Based Cathode Material for Molten Carbonate Fuel Cells Using \$\text{Co}_3\text{O}_4\$](#) , *Journal of Power Sources*, **196(4)**: 1886-1893 (2011).
- [22] Kazula S., de Graaf S., Enghardt L., [Review of Fuel Cell Technologies and Evaluation of Their Potential and Challenges for Electrified Propulsion Systems in Commercial Aviation](#), *Journal of the Global Power and Propulsion Society*, **7**: 43-57 (2023).
- [23] Luo X., Wang M., Chen J., [Heat Integration of Natural Gas Combined Cycle Power Plant Integrated with Post-Combustion \$\text{CO}_2\$ Capture and Compression](#), *Fuel*, **151**: 110-117 (2015).
- [24] Gaitán-Vélez V., Esquivel-Patiño G.G., Jiménez-Gutiérrez A., [Environmental and Economic Analysis of a Natural Gas Combined Cycle Power Plant Using \$\text{CO}_2\$ Utilization Technologies and Ecosystem Services](#), *ACS Sustainable Chemistry & Engineering*, **11(18)**: 7218-7230 (2023).
- [25] Kiss A.A., Pragt J.J., Vos H.J., Bargeman G., de Groot M.T., [Novel Efficient Process for Methanol Synthesis by \$\text{CO}_2\$ Hydrogenation](#), *Chemical Engineering Journal*, **284**: 260-269 (2016).
- [26] Smith R., "Chemical Process Design and Integration", Second Edition, Wiley, UK (2016).
- [27] Panjeshahi M.H., Amidpour M., Ahmadi Danesh H., [Generalization of Decomposed Integration Methods for Cost-Effective Heat Exchanger Networks with Multiple Cost Laws](#), *Iranian Journal of Chemistry and Chemical Engineering (IJCCE)*, **24(1)**: 7-19 (2005).
- [28] Esquivel-Patiño G.G., Nápoles-Rivera F., Jiménez-Gutiérrez A., [Thermal Integration of a Natural Gas Combined Cycle Power Plant with Carbon Capture and Utilization Technologies](#), *Energy Conversion and Management*, **295**: 117619 (2023).