

تولید همزمان برق و گرما از محصولات سنگین پالایشگاهی با استفاده از سیکل ترکیبی گازی سازی و پیل سوختی کربنات مذاب

مجید آستانه، فرزین گلزار، رامین روشندل*

تهران، دانشگاه صنعتی شریف، دانشکده مهندسی انرژی

پیام‌نگار: Roshandel@sharif.edu

چکیده

هدف از انجام این پژوهش تولید همزمان برق و گرما از محصولات سنگین پالایشگاهی است. به منظور دستیابی به این هدف دو سناریو مدلسازی و بررسی می‌شوند. در سناریوی اول، سیستم ترکیبی گازی‌سازی و سیکل ترکیبی به عنوان حالت پایه در نظر گرفته می‌شود و گاز کربن دی‌اکسید تولید شده در محیط منتشر می‌شود. در سناریوی دوم، به منظور ارتقای عملکرد سیستم و کاهش انتشار کربن دی‌اکسید در محیط، پیل سوختی کربنات مذاب به سیستم افزوده می‌شود. در سناریوی دوم، به ازای کاهش ۱/۵ درصد از بازده الکتریکی سیستم و ۰/۹۷ درصد از بازده تولید همزمان نسبت به سناریوی اول، حدود ۷۰ درصد از میزان انتشار کربن دی‌اکسید در محیط کاسته خواهد شد. در پایان، برای تعیین تاثیر ضریب مصرف سوخت بر ویژگی‌های عملکردی سیستم، بر روی این پارامتر تحلیل حساسیت صورت خواهد گرفت.

کلیدواژه‌ها: تولید همزمان، پالایشگاه، گازی‌سازی، سیکل ترکیبی، پیل سوختی کربنات مذاب، دی‌اکسید کربن

۱- مقدمه

کاهش کیفیت نفت خام ورودی پالایشگاه‌ها و افزایش محدودیت‌های زیست‌محیطی، از جمله چالش‌های عمده‌ای‌اند که در حال حاضر اکثر پالایشگاه‌های جهان با آن مواجه‌اند [۱]. این کاهش کیفیت برای نفت خام در یک پالایشگاه نمونه، به معنای تولید محصولات سنگین با محتوای گوگرد بالا خواهد بود [۱]. کاهش تقاضا برای فرآورده‌های سنگین پالایشگاهی و افزایش تقاضا برای محصولات سبک‌تر، نقش فناوری‌های تبدیل فرآورده‌های سنگین به محصولات با کیفیت بالاتر را پررنگ می‌کند. فناوری گازی‌سازی در حکم ابزاری برای تبدیل این پسماندهای سنگین به گاز سنتز بدون آلاینده محسوب می‌شود. در صورت ترکیب گازی‌سازی با

سیکل‌های ترکیبی یا پیل‌های سوختی، امکان ایجاد ارزش افزوده از طریق تبدیل فرآورده‌های سنگین پالایشگاهی به انرژی الکتریکی و گرمایی فراهم خواهد شد [۲]. فناوری ترکیبی گازی‌سازی و سیکل ترکیبی، یکی از فناوری‌های با کمترین تاثیر بر محیط‌زیست، به منظور تولید توان محسوب می‌شود [۳]. گازی‌سازی پسماندهای سنگین نفتی یک فناوری اثبات شده برای تولید گاز سنتز است که در صورت ترکیب با سیکل‌های ترکیبی، به عنوان روشی اقتصادی‌تر نسبت به سیستم ترکیبی گازی‌سازی زغال سنگ و سیکل ترکیبی جهت تولید توان معرفی شده است [۳]. آشیواوا و همکاران [۴] بهره‌گیری از پسماندهای سنگین نفتی غیر

قابل استفاده را در سیستم ترکیبی گازی‌سازی و سیکل ترکیبی، دلیلی برای افزایش کاربرد این نوع سیستم‌ها برشمرده‌اند. آنان، با هدف افزایش بازده گرمایی و نیز ایجاد تنوع در سبد سوخت‌های مصرفی سیستم‌های تبدیل انرژی، ویژگی‌های گازی‌سازی پسماندهای سنگین را در یک رآکتور تحقیقاتی تحت فشار با ظرفیت ۲/۴ تن در روز مطالعه کردند. در این آزمایش، تاثیر پارامترهایی چون نسبت اکسیژن بر بازده تبدیل انرژی و بازده تبدیل کربن گازی‌ساز بررسی شده است.

واعظی و همکاران [۵] به منظور بررسی شرایط عملیاتی مختلف، چون میزان اکسیژن واقعی به اکسیژن استوکیومتری تزریق شده به رآکتور، میزان خلوص اکسیژن و فشار عملیاتی گازی‌سازی بر عملکرد گازی‌ساز و ترکیب گاز سنتز خروجی، مدل تعادل ترموشیمیایی گازی‌ساز پایین‌سو با خوراک نفت کوره سنگین را ارائه دادند. نتایج حاصل از مدل حاکی از آنست که در نسبت اکسیژن واقعی به اکسیژن استوکیومتری برابر با ۰/۳۷ میزان گاز هیدروژن در گاز سنتز خروجی به حد بیشینه خود رسیده است. افزایش میزان خلوص اکسیژن باعث افزایش محتوای هیدروژن و کربن مونواکسید در گاز سنتز شده و تاثیر فشار بر ارزش حرارتی گاز سنتز خروجی ناچیز بوده است.

نتایج حاصل از بررسی اقتصادی گازی‌سازهای با تزریق هوا و گازی‌سازهای با تزریق اکسیژن، از طریق هولوپاین [۳] به این نتیجه می‌رسد که هزینه سرمایه‌گذاری نیروگاه‌های با تزریق هوا به گازی‌ساز در مقایسه با نیروگاه‌های با تزریق اکسیژن، ۱۷ درصد بیشتر است. علت این امر از این قرار است که به دلیل رقیق شدن گاز سنتز با نیتروژن، در صورت تزریق هوا به گازی‌ساز، حجم گاز سنتز به دو برابر افزایش می‌یابد و از این رو هزینه سرمایه‌گذاری گازی‌ساز بزرگتر و سیستم تصفیه با دبی بالاتر گاز سنتز بر هزینه واحد تفکیک هوا غلبه داشته است.

از بررسی دو مورد یادشده در بالا این نتیجه به‌دست می‌آید که گازی‌سازهای با تزریق اکسیژن، چه از نظر فنی و چه از لحاظ اقتصادی، بر گازی‌سازهای با تزریق هوا ارجحیت دارند.

دومنیچینی و همکاران [۶]، به منظور تولید توان الکتریکی و هیدروژن از پسماند سنگین خروجی واحد کاهش گرانیوی در پالایشگاه، با هدف تولید گاز سنتز در گازی‌سازهای نوع بستر اختلاطی بهره‌گرفتند. ویژگی‌های واحد یکپارچه براساس دو

سناریوی مختلف برای واحد توربین گاز، با تمرکز بر یکپارچگی گرمایی بین واحد خنک‌سازی گاز سنتز و واحد تولید توان مورد بررسی قرار گرفته است. نتایج حاصل از پژوهش از این قرار است که بازده کلی سیستم در صورت استفاده از یکپارچگی مناسب جریان‌ها تا ۴۹/۴ درصد قابل ارتقاء است. به علاوه، در این پژوهش به منظور جداسازی گاز کربن دی‌اکسید از جذب فیزیکی با حلال سلکسول استفاده شده و به منظور کاهش دبی مصرفی حلال از سیکل سرمایه‌ش برای کاهش دمای حلال استفاده شده است. در این پژوهش این نیز گفته شده که سرمایه‌ش حلال با مصرف توان بالایی همراه بوده است.

استفاده از سیستم ترکیبی گازی‌سازی و سیکل‌های ترکیبی تولید توان با خوراک محصولات سنگین پالایشگاهی تنها به پژوهش‌های علمی در این زمینه ختم نمی‌شود. نیروگاه ۵۵۱ مگاواتی سارلوکس^۱ [۷] در ایتالیا در کنار پالایشگاه ساراس^۲ احداث شده و با مصرف پسماندهای واحد کاهش گرانیوی، علاوه بر تولید ۵۵۱ مگاوات توان الکتریکی خالص، ۱۰۰ تن بر ساعت بخار فشار متوسط، ۸۵ تن بر ساعت بخار فشار پایین و ۴۰۰۰۰ مترمکعب بر ساعت هیدروژن به پالایشگاه ارسال می‌کند. نیروگاه آی.اس.ای.بی^۳ [۸] ایتالیا نیز با مصرف آسفالت خروجی واحد آسفالت‌زدایی پالایشگاه ۵۱۲ مگاوات توان خالص، ۱۶ تن بر ساعت بخار فشار متوسط و ۶ تن بر ساعت بخار فشار پایین به پالایشگاه ارسال می‌کند. نیروگاه ۷۸۵ مگاواتی پایمساً^۴ [۹] در اسپانیا نیز نمونه عملی دیگری از سیستم ترکیبی گازی‌سازی و سیکل‌های ترکیبی با خوراک پسماندهای واحد کاهش گرانیوی است. نیروگاه‌های یاد شده و سایر نیروگاه‌هایی از این دست، جملگی شاهی بر امکان‌پذیر بودن بکارگیری پسماندهای سنگین برای تولید محصولات با ارزش مورد نیاز در پالایشگاه به شمار می‌آیند.

حال که امکان‌سنجی استفاده از پسماندهای سنگین پالایشگاهی در سیستم‌های ترکیبی گازی‌سازی و سیکل ترکیبی مورد بررسی قرار گرفت، نوبت به روش‌های افزایش بازده این سیستم‌ها و کاهش آلاینده‌ها و انتشار گاز کربن دی‌اکسید در محیط می‌رسد.

گرپی و همکاران [۲] جایگزین کردن سیکل‌های ترکیبی مرسوم تولید توان را با پیل‌های سوختی دما بالا، عاملی برای بازده بالاتر و

1. Sarlux
2. Saras
3. ISAB
4. Pimesa

روش جداسازی بر اساس جذب شیمیایی از طریق آمین‌ها را به عنوان یک روش مرسوم صنعتی برشمردند که بیش از ۹۰ درصد کربن دی اکسید را جذب می‌کند. عیب و ایراد عمده این روش انرژی‌بری بالای برج‌های دفع ذکر شده است، که به دلیل مصرف بالای بخار و کاهش توان تولیدی توربین‌های بخار از توان تولیدی سیستم بین ۱۵ تا ۳۰ درصد و از بازده سیستم بین ۸ تا ۱۳ درصد می‌کاهند. از سوی دیگر، آنان روش‌هایی مانند جداسازی غشایی و جداسازی سرمایشی را روش‌های با بازده پایین به منظور جداسازی کربن دی اکسید از گاز احتراق به حساب می‌آوردند. همچنین، پیل سوختی کربنات مذاب را روشی با بازده جداسازی بالای ۵۰ درصد (با توجه به ویژگی عملیاتی سیستم) مطرح کردند، که هرچند نسبت به برج‌های جذب آمینی بازده پایین‌تری دارد، اما افت بازده سیستم نسبت به برج‌های جذب پایین‌تر است و توان خالص تولیدی سیستم را بالا می‌برد.

پژوهش‌هایی از این دست، عرصه را برای فعالیت‌های جامع در زمینه جداسازی کربن دی اکسید با استفاده از پیل‌های سوختی کربنات مذاب فراخ کردند. پیل‌های سوختی کربنات مذاب برای سیکل‌های ترکیبی نیروگاه‌های با مصرف گاز طبیعی، و نیز سیستم ترکیبی گازی‌سازی و سیکل ترکیبی با مصرف زغال سنگ مورد بررسی قرار گرفتند [۱۳ و ۱۱]. نتایج حاصل از این تحقیقات بیان می‌کند که در صورت بهره‌گیری از پیل سوختی، از بازده کلی سیستم تنها حدود ۱ تا ۲ درصد کاسته خواهد شد که آن هم به دلیل فرایند فشرده‌سازی کربن دی اکسید در خروجی آنود است. نکته قابل توجه دیگر، از این قرار است که اسپالینا و همکاران [۱۳] در بررسی استفاده از پیل سوختی کربنات مذاب در جداسازی کربن دی اکسید از سیستم ترکیبی گازی‌سازی و سیکل ترکیبی با مصرف زغال سنگ، به این نتیجه رسیدند که میزان مصرف انرژی ویژه^۲ برای جداسازی یک کیلوگرم کربن دی اکسید در سیستم مجهز به پیل-سوختی حدود یک نهم میزان مصرف انرژی برای جداسازی همان مقدار کربن دی اکسید از طریق برج جذب آمینی است. باید گفت که در این پژوهش از آرایش استک‌های سری پیل سوختی به منظور افزایش بازده جداسازی استفاده شده است.

همان گونه که گفته شد، پیل‌های سوختی کربنات مذاب از قابلیت

انتشار کمتر آلاینده برشمردند. آنان به منظور بررسی چالش‌ها و امکان‌سنجی چنین ترکیبی، یک سیستم پیل سوختی کربنات مذاب^۱ را به سیستم گازی‌سازی و سیکل ترکیبی پسماندهای سنگین پالایشگاهی در نیروگاه آی.اس.ای.بی ایتالیا اضافه کردند و آن را سیستم هیبریدی (دورک) گازی‌سازی، سیکل ترکیبی و پیل سوختی نامیدند. سیستم هیبریدی تشکیل یافته، قابلیت افزودن پیل سوختی کربنات مذاب به سیستم گازی‌سازی و سیکل ترکیبی پسماندهای سنگین پالایشگاهی را تأیید کرده و عملکرد سیستم را ارتقا بخشیده است.

پیل‌های سوختی کربنات مذاب در کنار تولید توان الکتریکی، به دلیل مصرف کربن دی اکسید در بخش کاتود، برای تولید یون کربنات لازم با هدف انجام واکنش الکتروشیمیایی، جداکننده گاز کربن دی اکسید به حساب می‌آید [۱۰]. در بخش آنود، این پیل‌های سوختی اکسایش الکتروشیمیایی سوخت از طریق یون CO_3^{2-} رخ می‌دهد و زمانی که مسئله جداسازی گاز کربن دی اکسید مطرح باشد، دو مزیت عمده از این قرار پدید می‌آید [۱۱]:

۱. پیل سوختی، کربن دی اکسید ورودی به کاتود را برای تولید یون CO_3^{2-} به منظور انتقال از الکترولیت مصرف می‌کند.
 ۲. کربن دی اکسید، از طریق یون CO_3^{2-} از کاتود به آنود منتقل و در خروجی آنود تغلیظ می‌شود و از آنجا که خروجی آنود عمدتاً از بخار آب و کربن دی اکسید تشکیل شده و رقیق‌سازی گاز خروجی آنود به دلیل حضور محصولات احتراق مانند اکسیژن و نیتروژن رخ نمی‌دهد، جداسازی کربن دی اکسید به مراتب راحت‌تر از جداسازی مستقیم از گاز احتراق خواهد بود.
- کامپاناری [۱۲] برای اولین بار ایده استفاده از پیل سوختی کربنات مذاب به منظور جداسازی گاز کربن دی اکسید از گازهای احتراق خروجی نیروگاه‌های تولید توان مرسوم را بیان کرد. بر اساس این ایده، ۷۷ درصد از انتشار گاز کربن دی اکسید برای نیروگاه‌های بخاری کاهش یافته و ۲۰ درصد به توان تولیدی نیروگاه اضافه شده است.

دیسپولی [۱۰] و همکاران، پیل‌های سوختی کربنات مذاب را به دلیل واکنش‌های الکتروشیمیایی در مصرف کربن دی اکسید، یک سازوکار طبیعی برای جداسازی این گاز برشمردند. آنان در مقایسه روش‌های متفاوت جداسازی کربن دی اکسید از گاز احتراق،

2. Specific Primary Energy Consumption for CO₂ Avoided (SPECCA)

1. Molten Carbonate Fuel Cell (MCFC)

۱-۱-۱ سناریوی اول

در شکل (۱)، سناریوی اول را که تولید همزمان برق و گرما از محصولات سنگین پالایشگاهی با بهره‌گیری از سیستم ترکیبی گازی‌سازی و سیکل ترکیبی است، مشاهده می‌کنید. این سناریو، در حکم حالت پایه برای سناریوی دوم محسوب می‌شود. مطابق شکل، جریان ۱ خوراک سیستم با دبی ۸۶ تن بر ساعت است که پس از پیش‌گرمایش به شرایط عملکردی گازی‌ساز با فشار ۴۰ بار، تلمبه می‌شود. مطابق موارد یادشده در بخش قبلی، در این سیستم از واحد تفکیک هوا به منظور تامین اکسیژن مورد نیاز در فناوری گازی‌سازی (جریان ۲) بهره گرفته شده است. محصول گازی‌سازی، گاز سنتز است که عمدتاً از هیدروژن و کربن مونواکسید تشکیل می‌شود. به منظور کنترل دمای گازی‌ساز از بخشی از بخار خروجی توربین بخار پر فشار (جریان ۳) در فشار ۴۰ بار (شرایط عملیاتی گازی‌ساز) استفاده شده است. جریان ۴، گاز سنتز تولید شده در گازی‌ساز را نشان می‌دهد که به منظور جداسازی گاز هیدروژن سولفید و کربنیل سولفید تولید شده در شرایط گازی‌ساز، به دلیل محتوای گوگرد بالای پسماندهای سنگین پالایشگاهی به واحد تصفیه گاز در دمای پایین وارد می‌شود. به دلیل دمای بالا (۹۰۰ درجه سلسیوس)، گاز سنتز تولیدی باید تا دمای ۱۵۰ درجه سلسیوس که ورودی واحد تصفیه گاز سنتز است، خنک شود [۱۵]. چون هدف عمده این پژوهش تولید انرژی الکتریکی و گرمایی است، از گرمایی گاز سنتز تولیدی در تولید بخار فشار بالا (جریان ۸) به عنوان خوراک توربین بخار پر فشار، مطابق با بازیابی گرما در رآکتورهای گازی‌سازی تگزاکو [۱۴]، استفاده شده است. در واحد تصفیه گاز سنتز به منظور جداسازی ۹۹/۹ درصد هیدروژن سولفید در برج جذب، از حلال متیل دی اتانول آمین با درصد وزنی ۵۰ درصد در آب استفاده شده است [۱۵]. جریان گاز سنتز تصفیه شده از دو مبدل گرمایی می‌گذرد که در اولی گرمایش با جریان خروجی واحد مولد بخار صورت می‌گیرد و در دومی گرمایش با بخشی از بخار اشباع موجود در مولد بخار شکل می‌گیرد. جریان گاز سنتز تصفیه و پیش‌گرم شده پس از رقیق‌سازی با بخشی از نیتروژن خروجی واحد تفکیک هوا و بخار (جریان ۶) وارد محفظه احتراق توربین گاز می‌شود و در آنجا با هوای فشرده شده در کمپرسور واحد توربین گاز ترکیب می‌شود.

ترکیب شدن با سیکل‌های ترکیبی و سیستم‌های ترکیبی گازی‌سازی برخوردارند. تاکنون، بهره‌گیری از پیل‌های سوختی کربنات مذاب در جداسازی گاز کربن دی اکسید از گازهای احتراق نیروگاه‌های گازی‌سازی و سیکل ترکیبی با خوراک محصولات سنگین پالایشگاهی مورد بررسی قرار نگرفته است. در این پژوهش، ضمن استفاده از پیل سوختی جهت افزایش توان خالص سیستم، از ویژگی منحصر بفرد پیل سوختی کربنات مذاب در جداسازی کربن دی اکسید بهره گرفته خواهد شد. ابتدا سیستم پایه که سیستم ترکیبی گازی‌سازی و سیکل ترکیبی است، مورد بررسی قرار خواهد گرفت و سپس سیستم بهبود یافته که از اضافه کردن پیل سوختی به سیستم بالا حاصل می‌شود، مورد نظر قرار می‌گیرد و ویژگی‌های آن مانند توان خالص تولیدی، بازده سیستم و میزان انتشار گاز کربن دی اکسید به محیط با حالت پایه مقایسه می‌شود. در پایان، به منظور تعیین تاثیر ضریب مصرف سوخت بر ویژگی‌های عملکردی سیستم بر این پارامتر تحلیل حساسیت صورت خواهد گرفت.

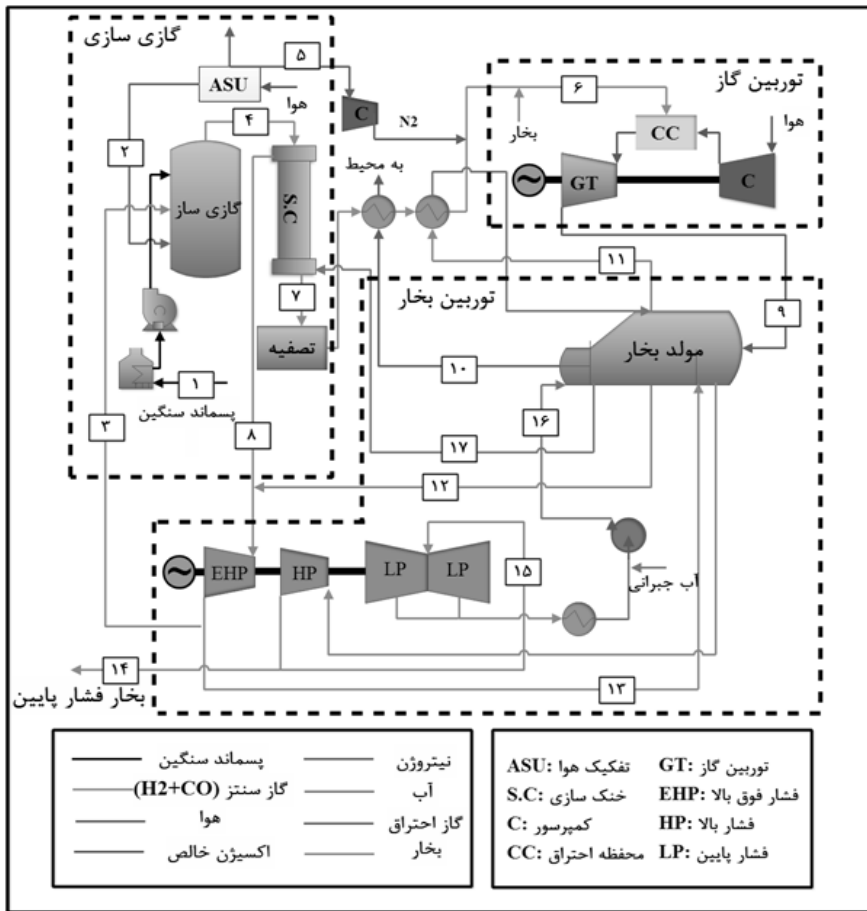
۱-۱-۲ طرح مسئله

در این پژوهش، به منظور تولید همزمان برق و گرما از محصولات سنگین پالایشگاهی، مطابق مرجع [۸] از آسفالت خروجی واحد آسفالت‌زدایی در پالایشگاه بهره گرفته می‌شود. ویژگی‌های خوراک براساس مرجع [۱۴] در (جدول (۱)) درج شده است. در ادامه به توصیف دو سناریوی مورد بررسی پرداخته می‌شود.

جدول ۱. مشخصات خوراک ورودی به سیستم

براساس مرجع [۱۴]

مشخصات سوخت	نوع/مقدار
نوع سوخت	آسفالت
چگالی (kg/m^3)	۱۱۹۰
ارزش حرارتی پایین (MJ/kg)	۳۹/۴۴
اجزای سوخت	آنالیز عنصری
کربن	٪۸۵/۹
هیدروژن	٪۹/۵
نیتروژن	٪۱/۴
گوگرد	٪۲/۴
اکسیژن	٪۰/۵



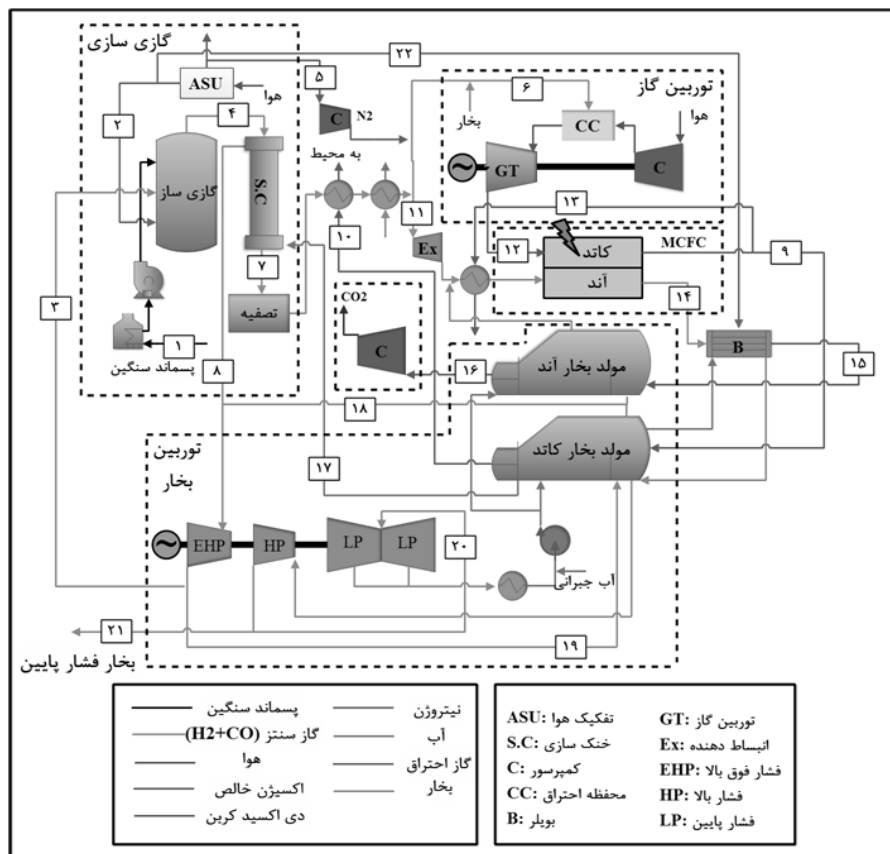
شکل ۱. طرح نموداری سیکل ترکیبی سناریوی اول

دو فازی است که پس از ورود به کندانسور به مایع تبدیل و به همراه آب جبرانی به مولد بخار تلمبه می‌شود.

۱-۲ سناریوی دوم

در شکل (۲)، طرح نموداری سیکل بهبود یافته مطابق سناریوی دوم را مشاهده می‌کنید. بخش گازی‌سازی و تصفیه گاز سنتز در این سناریو کاملاً مشابه سناریوی اول است. در این بخش، توان تولیدی واحد توربین گاز با توان توربین گاز در سناریوی اول برابر است. هدف سناریوی دوم بهره‌گیری از پیل سوختی کربنات مذاب به منظور جداسازی بخشی از گاز کربن دی‌اکسید موجود در گازهای احتراق خروجی توربین گاز، مطابق مراجع [۱۷، ۱۶ و ۱۰] است. نکته درخور توجه از این قرار است که در این سناریو به منظور تامین خوراک مورد نیاز پیل سوختی از بخشی از گاز سنتز تولید شده در گازی‌سازی استفاده می‌شود

و در نهایت گازهای حاصل از احتراق به انبساط دهنده واحد توربین گاز وارد می‌شوند. به منظور بازیابی گرمایی گازهای خروجی واحد توربین گاز، جریان ۹ وارد مولد بخار می‌شود و بخار فشار بالای مورد نیاز در توربین بخار فشار بالا را تامین می‌کند. واحد توربین بخار در سه سطح فشاری، مطابق سیکل بخار مرجع [۱۱] موجود است. در ابتدا بخار فشار بالای تولیدی در مولد بخار (جریان ۱۲) و واحد خنک‌سازی گاز سنتز (جریان ۸) با فشار ۱۳۰ بار وارد توربین بخار با فشار فوق بالا می‌شود و فشار خروجی این توربین به حدود ۴۰ بار تقلیل می‌یابد. بخشی از بخار خروجی به منظور کنترل دما وارد گازی‌سازی شده (جریان ۳) و مابقی آن پس از بازگرمایش در مولد بخار وارد توربین بخار فشار بالا می‌شود. فشار خروجی این توربین به ۳/۵ بار کاهش می‌یابد و بخشی از بخار فشار پایین مورد نیاز پالایشگاه را تامین می‌کند و مازاد آن به توربین بخار فشار پایین وارد می‌شود. خروجی توربین بخار فشار پایین جریان



شکل ۲. طرح نموداری سیکل بهبود یافته سناریوی دوم

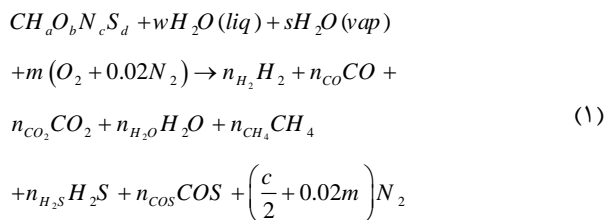
است (بین ۶۰۰ تا ۷۰۰ درجه سلسیوس)، پس از تبادل گرمایی با جریان سوخت ورودی به آنود، در نهایت به محیط وارد می‌شود. مابقی جریان خروجی کاتود به مولد بخار کاتود وارد می‌شود و بخار پر فشار برای توربین بخار تولید خواهد کرد و در نهایت پس از پیش گرمایش گاز سنتز تصفیه شده به محیط وارد خواهد شد. جریان خروجی آنود پیل سوختی (جریان ۱۴) عمدتاً از کربن دی اکسید و بخار آب تشکیل می‌شود و حاوی مقدار ناچیزی از گاز سنتز فاقد واکنش در پیل سوختی است. به منظور غنی کردن گاز خروجی آنود از کربن دی اکسید و بخار آب به منظور جداسازی کامل گاز کربن دی اکسید، از روش احتراق با اکسیژن، مطابق مرجع [۱۱]، استفاده شده است. احتراق در دیگ بخاری که در خروجی آنود پیل سوختی قرار داده شده، با اکسیژنی با خلوص ۹۸ درصد از واحد تفکیک هوا انجام می‌گیرد و بخار اشباع تولید و برای فوق گرم شدن به مولد بخار کاتود ارسال می‌شود. در این پژوهش با هدف جداسازی کربن دی اکسید و به دلیل جلوگیری از اختلاط

(جریان ۱۱) و با توجه به اینکه فرض شده توان واحد توربین گاز مشابه سناریوی اول باشد (برای تعیین اندازه مناسب پیل سوختی قابل ترکیب با توربین گاز سناریوی اول)، میزان سوخت ورودی به گازی ساز به ۱۳۲ تن بر ساعت افزایش یافته است. ۶۵ درصد گاز سنتز تولید شده در گازی ساز، پس از تصفیه و پیش گرمایش وارد توربین گاز می‌شود و مابقی آن پس از عبور از انبساط دهنده به منظور کاهش فشار به فشار عملیاتی پیل سوختی (۱/۱ بار) و گرمایش مجدد توسط گازهای خروجی کاتود پیل سوختی وارد بخش آنود پیل سوختی می‌شود. توزیع گاز سنتز بین توربین گاز و پیل سوختی در این پژوهش، چنان انتخاب شده است که اولاً میزان جداسازی مشخص قابل دستیابی باشد و ثانیاً به دلیل این که گازهای خروجی توربین گاز وارد کاتود پیل سوختی می‌شوند (جریان ۱۲)، دبی این گازها میزان قابل قبولی برای عملکرد پیل سوختی داشته باشد. بخشی از جریان کاتود خروجی پیل سوختی که محتوای کربن دی اکسید آن کاهش یافته و در دمای عملکردی پیل سوختی

۱. زمان ماند واکنشگرها به اندازه کافی طولانی در نظر گرفته شده تا تعادل شیمیایی برقرار شود.
۲. تمامی کربن موجود در خوراک به گاز تبدیل و از تولید پسماند جامد چشم‌پوشی می‌شود.
۳. گاز سنتز از هیدروژن، کربن مونواکسید، کربن دی‌اکسید، بخار آب، متان، هیدروژن سولفید، کربنیل سولفید و نیتروژن تشکیل می‌شود.
۴. گازی‌ساز آدیباتیک در نظر گرفته می‌شود.

۲-۱-۳ معادلات

معادله کلی حاکم بر گازی‌سازی از این قرار است:



در عبارتهای بالا، ضرایب a, b, c, d ، به ترتیب، مقدار هیدروژن، اکسیژن، نیتروژن و گوگرد موجود در خوراک، به ازای یک مول کربن، w رطوبت موجود در خوراک، m اکسیژن مورد نیاز عملیات اکسایش جزئی در گازی‌ساز و n مول موجود از هر جزء در گاز حاصل‌اند.

به منظور محاسبه درصد مولی اجزای مختلف در گاز سنتز خروجی گازی‌ساز، از روابط موازنه جرم و روابط ثابت تعادل به شرح زیر بهره گرفته می‌شود:

$$n_{CO} + n_{CO_2} + n_{CH_4} + n_{COS} = 1 \quad (2) \text{ موازنه کربن:}$$

$$2n_{H_2} + 2n_{H_2O} + 4n_{CH_4} + 2n_{H_2S} = a + 2w + 2s \quad (3) \text{ موازنه هیدروژن:}$$

$$n_{CO} + 2n_{CO_2} + n_{H_2O} + n_{COS} = b + w + s + 2m \quad (4) \text{ موازنه اکسیژن:}$$

$$n_{H_2S} + n_{COS} = d \quad (5) \text{ موازنه گوگرد:}$$

گازهای خروجی آنود و کاتود از دو مولد بخار جداگانه استفاده شده است. گازهای خروجی مولد بخار آنود به منظور جداسازی و بالا بردن خلوص کربن دی‌اکسید وارد واحد فشرده‌سازی و مایع‌سازی کربن دی‌اکسید می‌شوند (جریان ۱۶). در این واحد، جریان ۱۶ با استفاده از روش فشرده‌سازی و سرمایش ۵ مرحله‌ای به فشار ۸۰ بار می‌رسد و پس از جدا شدن محتوای بخار آب، این جریان به فشار نهایی ۱۱۰ بار تلمبه می‌شود. میزان سایر اجزای موجود در جریان کربن دی‌اکسید خالص، کمتر از ۴ درصد است و مطابق مرجع [۱۱] این جریان می‌تواند به سیستم‌های ذخیره بلند مدت، بدون نیاز به خالص‌سازی مجدد ارسال شود. مشابه سناریوی اول، در این سناریو نیز بخار پر فشار تولید شده در مولدهای بخار و واحد خنک‌سازی گاز سنتز در فشار ۱۳۰ بار به توربین بخار فوق پر فشار ارسال و بخشی از بخار ۴۰ بار تولید شده در این توربین به گازی‌ساز ارسال و مابقی آن پس از باز گرمایش به توربین بخار در فشار ۴۰ بار فرستاده می‌شود. بخشی از بخار کم فشار تولید شده به منظور گرمایش به پالایشگاه ارسال و مابقی آن به توربین بخار کم فشار فرستاده خواهد شد.

۲- مدلسازی ریاضی

۲-۱-۱ مدلسازی گازی‌ساز

۲-۱-۱-۱ اصول

گازی‌سازی، فناوری تولید گاز سنتز از مواد آلی یا سوخت‌های فسیلی محسوب می‌شود. به منظور دستیابی به این هدف، واکنش‌های گازی‌سازی در دمای بالا با حضور میزان کنترل شده‌ای از اکسیژن و بخار آب صورت می‌گیرند. به منظور جلوگیری از تولید محصولات احتراق کامل، واکنش‌های گازی‌سازی باید در محیطی با حضور اکسیژن کمتر از میزان استوکیومتری مورد نیاز برای احتراق انجام شوند [۱۸].

۲-۱-۲ فرضیه‌های مدل

در این پژوهش، دیدگاه تعادل ترموشیمیایی، براساس مرجع [۵] به منظور تدوین یک مدل عددی با هدف بررسی عملکرد گازی‌ساز پایین‌سو با خوراک پسماندهای سنگین پالایشگاهی در نظر گرفته شده است. فرضیه‌های اساسی این مدل از این قرارند:

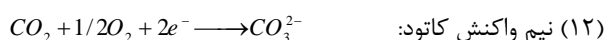
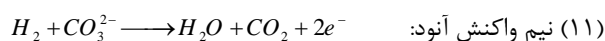
جدول ۲. ویژگی‌های عملیاتی گازی‌ساز [۵]

مقدار	مشخصه گازی‌ساز
۴۰	فشار گازی‌ساز (بار)
۰/۳۷	نسبت اکسیژن واقعی به نظری
۰/۹	نسبت تزریق بخار (kmol _{steam} /kmol _{fuel})
۰/۲۹۵	توان مصرفی واحد تفکیک هوا (اکسیژن خالص) (kWh _{EL} /kg)

۲-۲ مدل‌سازی پیل سوختی کربنات مذاب

۲-۲-۱ اصول

همان‌طور که در واکنش‌های (۱۰) تا (۱۲) مشاهده می‌کنیم، به ازای مصرف هر مول هیدروژن ورودی به آنود پیل سوختی، کربنات مذاب و هیدروژن تولیدی واکنش شیفیت در آنود پیل سوختی، یک مول کربن دی‌اکسید از کاتود به آنود انتقال یافته و در خروجی آنود تغلیظ می‌شود [۲۰]. از سوی دیگر، با انتقال الکترون‌ها از آنود به کاتود توسط مدار خارجی، جریان الکتریکی برقرار خواهد شد.



۲-۲-۲ فرضیه‌های مدل

مدلسازی پیل سوختی در این پژوهش براساس مرجع [۱۱] صورت گرفته و فرضیه‌های بکار گرفته شده در مدل به شرح زیرند:

۱. واکنش دهنده‌ها و محصولات واکنش‌ها گاز کامل محسوب می‌شوند.
۲. صفحات، رسانای کامل در نظر گرفته می‌شوند، به گونه‌ای که افت ولتاژ در آن‌ها ناچیز است.
۳. واکنش شیفیت که در سطح آنود انجام می‌شود، با سرعت صورت گرفته و در حالت تعادل قرار دارد.
۴. افت فشار در پیل سوختی در نظر گرفته نمی‌شود.
۵. پیل سوختی در شرایط پایا کار می‌کند.

واکنش‌هایی که با اکسیژن آزاد انجام می‌شوند، تحت شرایط گازی‌سازی به طور کامل پیش می‌روند. به طور کلی، شرایط گازی‌سازی چنان است که تبدیل کربن کامل است و از این رو معادلات گازی‌سازی به معادلات همگون فاز گاز (۶)، (۷) و (۸) کاهش خواهند یافت [۱۸]. در فرایندهای احتراق جزئی با دمای بالا، تمامی گوگرد موجود در خوراک به هیدروژن سولفید و کربنیل سولفید تبدیل می‌شود [۱۸] از این رو واکنش هیدروژناسیون کربنیل سولفید (واکنش (۱۲)) با هدف تخمین میزان هیدروژن سولفید و کربنیل سولفید در گاز سنتز در نظر گرفته می‌شود.



x در عبارتهای بالا، درصد مولی اجزا در گاز سنتز، و K_p ثابت تعادل واکنش است. برای در نظر گرفتن اثر دما بر ثابت تعادل از رابطه زیر استفاده می‌شود [۱۹].

$$\ln(K_p) = -\frac{\Delta G_T^\circ}{RT} \quad (۹)$$

در رابطه بالا، R ثابت جهانی گازها و ΔG_T° تابع گیبس استاندارد واکنش در دمای T است که با استفاده از مرجع [۱۹] محاسبه می‌شود.

همان‌گونه که در فرضیه‌های مدل بیان شد، گازی‌ساز آدیباتیک در نظر گرفته شده است، از این رو، دمای گازی‌ساز مجهول خواهد بود و با اعمال موازنه انرژی حول گازی‌ساز دمای تعادلی سیستم محاسبه خواهد شد.

در جدول (۲)، ویژگی‌های عملیاتی گازی‌ساز مورد بررسی در این پژوهش را مطابق مرجع [۵] درج کرده‌ایم.

۲-۲-۳ معادلات

$$P_{Stack} = V_{cell} \times i_c \times A_{Stack} \quad (۱۷)$$

بازده جداسازی کربن دی اکسید از گازهای احتراق واحد توربین گاز در بخش کاتود پیل سوختی از رابطه (۱۸) و بازده الکتریکی پیل سوختی از رابطه (۱۹) به دست می آید.

$$U_{CO_2} = \frac{CO_2^{in,ca} - CO_2^{out,ca}}{CO_2^{in,ca}} \times 100 \quad (۱۸)$$

$$\eta_{MCFC} = \frac{P_{Stack}}{\dot{m}_{hydrogen} \times LHV_{hydrogen}} \times 100 \quad (۱۹)$$

نسبت جداسازی کربن دی اکسید^۱ در سیستم‌های تبدیل انرژی به صورت نسبت دبی مولی کربن دی اکسید جداسازی شده به دبی مولی کربن موجود در خوراک سیستم بیان می شود [۱۱]. با توجه به این که کل کربن موجود در خوراک پیل سوختی و به اندازه U_{CO_2} از میزان کربن موجود در خوراک توربین گاز از طریق چرخه سناریوی دوم جدا خواهد شد، این نسبت مطابق مرجع [۱۱] و براساس رابطه (۲۰) تعریف می شود:

$$CCR = \frac{U_{CO_2} \times \dot{m}_{c,GT} + \dot{m}_{c,FC}}{\dot{m}_{c,GT} + \dot{m}_{c,FC}} \times 100 \quad (۲۰)$$

منظور از c در رابطه بالا محتوای کربن است. مشخصات پیل سوختی به کار رفته در این پژوهش، با توجه به مراجع [۱۳، ۱۱ و ۱۰] در جدول (۳) بیان شده است.

۲-۳-۲-۳ مدلسازی توربین گاز

۲-۳-۱-۳ فرضهای مدل

مدلسازی واحد توربین گاز در این پژوهش براساس مراجع [۱۳ و ۱۱] انجام شده و فرضهای مدل از این قرار زیرند:

- هوای ورودی به کمپرسور و گاز احتراق ورودی به انبساط دهنده واحد توربین گاز، گاز کامل فرض می شوند.

به منظور محاسبه میزان توان تولیدی پیل سوختی، باید رابطه میان ولتاژ و جریان پیل سوختی مشخص شود. ولتاژ تولیدی هر تک سلول پیل سوختی با توجه به اتلافهای پیل و مقدار چگالی جریان از این رابطه محاسبه می شود [۱۱].

$$V_{cell} = E_{Nemst} - (R_{an} + R_{ca} + R_{ohm}) \times i_c \quad (۱۳)$$

در این رابطه، V_{cell} ولتاژ سلول بر حسب ولت و i_c چگالی جریان بر حسب آمپر بر مترمربع است. E_{Nemst} بیشینه ولتاژ قابل دستیابی بازگشت پذیر در پیل سوختی کربنات مذاب، براساس مرجع [۲۰] است. همان گونه که در رابطه بالا مشاهده می شود، مقاومت‌های پیل سوختی به سه دسته مقاومت آنود، مقاومت کاتود، و مقاومت اهمیک تقسیم می شوند که برای محاسبه آن‌ها از روابط زیر استفاده می شود [۲۱].

$$R_{an} (\Omega.m^2) = 2.27 \times 10^{-9} \exp\left(\frac{E_{act,an}}{RT}\right) \times P_{H_2}^{-0.42} P_{CO_2}^{-0.17} P_{H_2O}^{-1} \quad (۱۴)$$

$$R_{ca} (\Omega.m^2) = 7.505 \times 10^{-10} \exp\left(\frac{E_{act,ca}}{RT}\right) \times P_{O_2}^{-0.43} P_{CO_2}^{-0.09} \quad (۱۵)$$

$$R_{ohm} (\Omega.m^2) = 0.5 \times 10^{-4} \exp\left[3016 \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{923}\right)\right] \quad (۱۶)$$

- در روابط بالا، p_k فشار جزئی اجزا در شرایط کاتود و آنود است.
 - $E_{act,an}$ انرژی فعالسازی آنود و برابر با ۵۳۵۰۰ کیلوژول بر کیلومول و $E_{act,ca}$ انرژی فعالسازی کاتود و برابر با ۷۷۲۲۹ کیلوژول بر کیلومول است [۲۲].
 - T دمای سلول و بصورت متوسط دمای ورودی و خروجی کاتود محسوب می شود [۱۱].
- با مشخص شدن ولتاژ، چگالی جریان و سطح کل استک پیل سوختی، توان تولیدی پیل سوختی از رابطه زیر محاسبه می شود:

$$W_{GT} = \dot{m}_f c p_f (TIT - T_{GT.out}) \quad (24)$$

TIT در روابط بالا بیانگر دمای خروجی محفظه احتراق که از موازنه انرژی به دست می‌آید و f به معنای مشخصات گاز احتراق ورودی به توربین است. توان خالص تولیدی واحد توربین گاز از رابطه (۲۵) محاسبه می‌شود.

$$W_{net} = W_{GT} - W_{AC} \quad (25)$$

۳- بحث و جمع‌بندی

۳-۱-۳ اعتبارسنجی

۳-۱-۱-۳ اعتبارسنجی مدل گازی‌ساز

همان‌گونه که گفتیم، مدلسازی گازی‌ساز براساس مرجع [۵] صورت گرفته و نتایج اعتباربخشی مدل براساس درصد مولی ترکیبات گاز سنتز خروجی گازی‌ساز در جدول (۴) ارائه شده است.

جدول ۴. نتایج حاصل از اعتبار سنجی مدل گازی‌ساز

براساس مرجع [۵]

مواد	نتایج مرجع [۵] بر حسب درصد	نتایج پژوهش حاضر بر حسب درصد	درصد خطای نسبی
H ₂	۳۹/۹۶۸	۳۸/۳	۴/۱۷
CO	۵۳/۸۵۲	۵۴/۶۵	۱/۴۸
CO ₂	۲/۷۸۳	۲/۷۳	۱/۹
H ₂ O	۳/۲۷۵	۳/۴۳	۴/۵۲
CH ₄	۰/۰۰۶	۰/۰۰۵۸	۳/۳۳
N ₂	۰/۱۱۶	۰/۱۱۳	۲/۵۹
ارزش حرارتی بالا (MJ/m ³)	۱۱/۹	۱۱/۷۶	۱/۱۸

۳-۱-۲ اعتبار سنجی مدل پیل سوختی کربنات مذاب

نمودار قطبش پیل سوختی در این پژوهش با مرجع [۱۱] مطابق

۲. دمای هوای ورودی به کمپرسور ۲۵ درجه سلسیوس است.

۳. نسبت فشار در کمپرسور هوا ۱۷ و در انبساط دهنده با ۱۵/۲ فرض شده‌اند.

۴. بازده آیزنتروپیک (تک آنتروپیک) کمپرسور ۹۲ درصد و بازده آیزنتروپیک انبساط دهنده، ۹۳ درصد است.

جدول ۳. ویژگی‌های عملکردی پیل سوختی [۱۰، ۱۱ و ۱۳]

مقدار	مشخصه پیل سوختی
۷۵	ضریب مصرف سوخت (درصد)
۵۶	ضریب مصرف کربن دی اکسید (درصد)
۱۱	ضریب مصرف اکسیژن (درصد)
۱۰۰۰	چگالی جریان (آمپر بر مترمربع)
۱۷۸۱۳۰	سطح پیل سوختی (مترمربع)
۹۴	بازده میدل جریان مستقیم به متناوب (درصد)

۲-۳-۲ مدل کمپرسور

رابطه (۲۱) دمای خروجی کمپرسور، و رابطه (۲۲) میزان توان مورد نیاز کمپرسور به منظور فشرده‌سازی هوا به میزان ذکر شده را نشان می‌دهند.

$$T_{AC.out} = T_{AC.in} \left\{ 1 + \frac{1}{\eta_{AC}} \left[\beta^{\frac{\gamma-1}{\gamma}} - 1 \right] \right\} \quad (21)$$

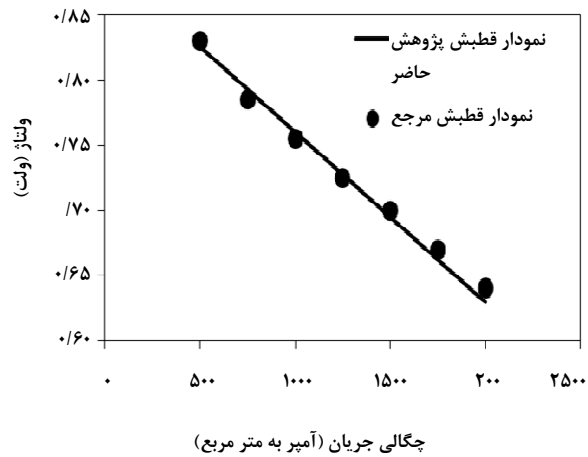
$$W_{AC} = \dot{m}_{air} c p_{air} (T_{AC.out} - T_{AC.in}) \quad (22)$$

در روابط بالا، β نسبت فشار و γ نسبت ظرفیت گرمایی ویژه در فشار ثابت به ظرفیت گرمایی ویژه در حجم ثابت‌اند.

۲-۳-۲ مدل انبساط دهنده توربین گاز

رابطه (۲۳) دمای خروجی توربین و رابطه (۲۴) میزان توان تولید شده توسط توربین را نشان می‌دهند.

$$T_{GT.out} = TIT \left\{ 1 - \eta_{GT} \left[1 - \beta^{\frac{1-\gamma}{\gamma}} \right] \right\} \quad (23)$$



شکل ۳. نتایج حاصل از اعتبارسنجی نمودار قطبش پژوهش حاضر با مرجع [۱۱]

(شکل ۳) مقایسه می‌شود. خطای نسبی متوسط در مقایسه با نتایج مرجع [۱۱]، ۰/۹۲ درصد است.

۳-۲ مقایسه سناریوی اول و سناریوی دوم

در جدول (۵)، نتایج مقایسه دو سناریو را مشاهده می‌کنید. همان گونه که در این جدول نشان داده شده است، در سناریوی اول که پیل سوختی در سیکل وجود ندارد، توان الکتریکی پیل سوختی و انبساط‌دهنده گاز سنتز صفر است و هیچ‌گونه توانی از توان خالص تولیدی سیکل ترکیبی برای فشرده‌سازی و مایع‌سازی کربن دی‌اکسید مصرف نمی‌شود. به علاوه، کل کربن دی‌اکسید تولید شده، ناشی از احتراق گاز سنتز در محفظه احتراق توربین گاز به محیط ارسال می‌شود. در سناریوی دوم، به ازای مصرف بیشتری از پسماندهای سنگین با هدف تولید گاز سنتز مورد نیاز پیل سوختی، به دلیل ویژگی منحصربه‌فرد پیل سوختی کربنات مذاب ۵۶ درصد از کربن دی‌اکسید موجود در گاز احتراق خروجی واحد توربین گاز از کاتود پیل سوختی به آنود منتقل می‌شود. باید گفت که اگرچه دستیابی به بازده بالاتر جداسازی کربن دی‌اکسید توسط پیل‌های سوختی کربنات مذاب میسر است، اما بازده جداسازی خیلی بالا باعث کاهش محتوای کربن دی‌اکسید گاز خروجی کاتود پیل سوختی خواهد شد و به دلیل نیاز پیل سوختی به کربن دی‌اکسید به منظور تولید یون CO_3^{2-} در انجام واکنش‌های

الکتروشیمیایی، افت ولتاژ و در نتیجه افت بازده شدیدی در پیل سوختی رخ خواهد داد [۱۰]. بر اساس پژوهش‌های صورت گرفته، میزان جداسازی کربن دی‌اکسید با بازده بین ۵۰ تا ۶۰ درصد در پیل‌های سوختی کربنات مذاب یک مقدار رایج است [۱۷، ۱۶ و ۱۰]. بنابراین، جداسازی ۵۶ درصدی کربن دی‌اکسید در این پژوهش بر مبنای مراجع ذکر شده و به منظور عدم برقراری افت ولتاژ در پیل سوختی برگزیده شده است. این مقدار کربن دی‌اکسید جداسازی شده به همراه کربن دی‌اکسید خروجی آنود پیل سوختی با مصرف ۳۰ مگاوات از توان خالص سیستم، به طور کامل جداسازی و ذخیره می‌شود. در سناریوی اول، مصرف توان واحد تفکیک هوا صرفاً با هدف تامین اکسیژن مورد نیاز گازی‌ساز بوده است، در صورتی که در سناریوی دوم، علاوه بر تامین این مقدار، باید اکسیژن مورد نیاز دیگ بخار خروجی آنود پیل سوختی نیز توسط این واحد تامین شود. به دلیل مصرف بیشتر سوخت، تولید بیشتر بخار پر فشار در واحد خنک‌سازی گاز سنتز و عملکرد بهتر سیستم هیبریدی بهبود یافته در سناریوی دوم [۱۱]، میزان توان تولیدی واحد توربین بخار، بیشتر از سناریوی اول بوده است. به دلیل فرایند جداسازی کربن دی‌اکسید، فشرده‌سازی و مایع‌سازی آن، بازده الکتریکی خالص سناریوی دوم نسبت به سناریوی اول حدود ۱/۵ درصد کاهش یافته است. این کاهش بازده نسبت به کاهش بازده سیستم در صورتی که از برج‌های جذب آمینی برای جداسازی کربن دی‌اکسید استفاده شود (مطابق مرجع [۱۰] (بین ۸ تا ۱۳ درصد) بسیار کمتر است. سیکل بهبود یافته سناریوی دوم، حدود ۷۰ درصد از انتشار گاز کربن دی‌اکسید در سناریوی اول را کاهش می‌دهد. با توجه به مرجع [۱۳]، چون پیل سوختی از اجزای گران قیمت سیکل بهبود یافته است، صرفاً حدود ۱۹ درصد از توان کل تولیدی سیستم بر عهده پیل سوختی است و بخش بیشتری از توان تولیدی سیستم بر عهده سیکل ترکیبی توربین گاز و توربین بخار مرسوم خواهد بود. با توجه به این که دبی بخار فشار پایین تولیدی سیستم که به پالایشگاه ارسال می‌شود، صرفاً حدود ۱۰ درصد از بخار با فشار ۳/۵ بار در توربین بخار فشار بالاست [۸ و ۷] و مابقی آن به توربین بخار فشار پایین ارسال می‌شود، از این رو بازده سیستم تولید همزمان تنها حدود ۴ درصد از بازده الکتریکی سیستم بیشتر است.

جدول ۵. نتایج حاصل از مقایسه سناریوی اول و دوم

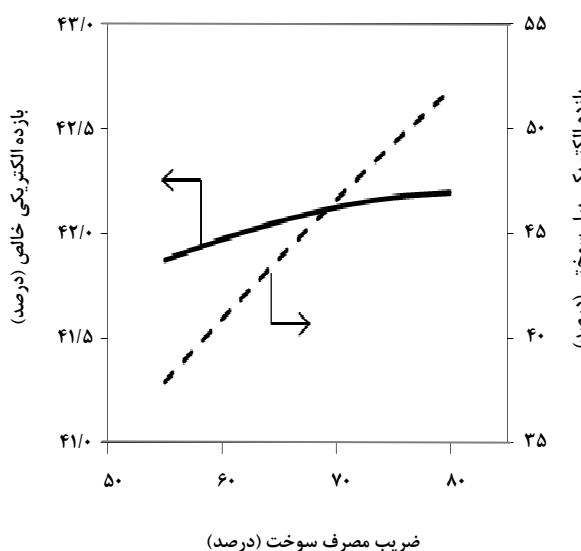
مشخصات	واحد	سناریوی اول	سناریوی دوم
توان الکتریکی واحد توربین گاز	MW	۳۰۷/۸۸	۳۰۷/۸۸
توان الکتریکی واحد توربین بخار	MW	۱۵۶/۶۳	۲۶۶/۸۴
توان الکتریکی پیل سوختی	MW	-	۱۴۲/۳۳
توان الکتریکی انبساط دهنده گاز سنتز	MW	-	۱۲/۴۸
توان کمپرسور اکسیژن	MW	-۱۵/۲۴	-۲۳/۴۵
توان کمپرسور نیتروژن	MW	-۸/۲	-۸/۲
توان فشرده سازی و مایع سازی CO ₂	MW	-	-۳۰
توان واحد تفکیک هوا	MW	-۲۷/۲۷	-۵۲/۷۵
توان پمپ ها (پمپ سوخت، پمپ واحد بخار و پمپ آمین)	MW	-۳/۲۳	-۵/۲۷
میزان آمین مورد نیاز برای جداسازی H ₂ S	kg _{MDEA} /kg _{H₂S}	۷۵/۵	۷۵/۵
کل توان تولیدی سیستم	MW	۴۶۴/۵۱	۷۲۹/۶
توان خالص تولیدی سیستم	MW	۴۱۰/۵۸	۶۰۹/۹۴
ارزش گرمایی سوخت ورودی	MW	۹۳۹/۸۶	۱۴۴۶/۲۶
بازده الکتریکی خالص	%	۴۳/۶۹	۴۲/۱۷
بازده تولید همزمان	%	۴۷/۸۲	۴۶/۸۵
نسبت جداسازی CO ₂	%	۰	۷۱/۲
میزان بخار کم فشار تولیدی	ton/h	۴۸/۶۷	۸۴/۲۴
انتشار CO ₂ به محیط	g _{CO₂} /kWh _{EL}	۶۳۹/۳	۱۹۰/۷

۳-۳ تحلیل حساسیت

۳-۳-۱ تأثیر ضریب مصرف سوخت

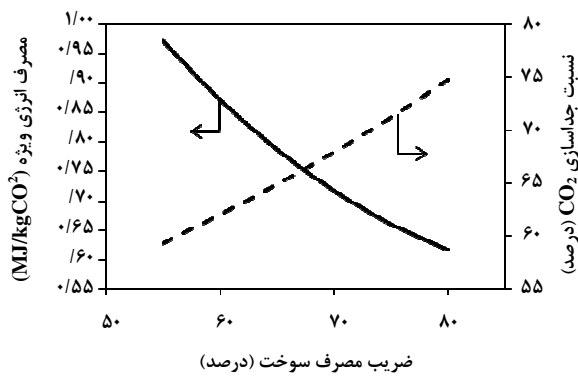
در این بخش دبی سوخت ورودی به پیل سوختی، سطح پیل سوختی و توان واحد توربین گاز ثابت و برابر با مقادیر پایه خود هستند. با افزایش ضریب مصرف سوخت در دبی ثابت سوخت ورودی به پیل سوختی، میزان بیشتری هیدروژن ورودی به پیل سوختی و هیدروژن تولید شده از طریق واکنش شیفیت در آنود پیل سوختی مصرف خواهد شد و میزان جریان بیشتری از طریق پیل سوختی قابل دستیابی است.

همان گونه که در (شکل ۴) نشان داده شده است، بدلیل افزایش جریان و توان خروجی پیل سوختی با افزایش ضریب مصرف سوخت، بازده الکتریکی پیل سوختی و بازده الکتریکی خالص سیستم افزایش می یابد. تغییرات اندک بازده کل سیستم ناشی از سهم پایین (حدود ۱۹ درصد) پیل سوختی در تولید توان کل سیکل است.



شکل ۴. تأثیر ضریب مصرف سوخت بر راندمان الکتریکی سیستم و پیل سوختی

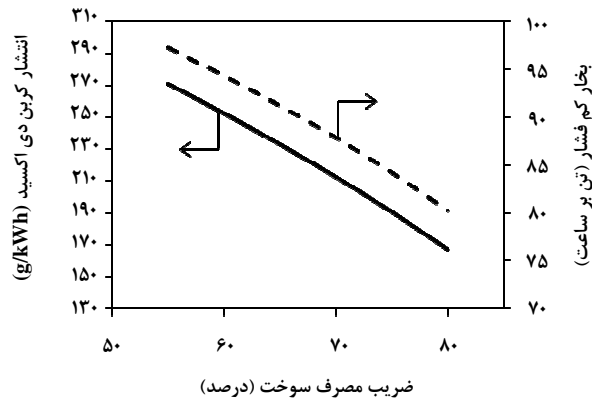
گرفت. در سناریوی اول، از سیستم ترکیبی گازی سازی و سیکل ترکیبی استفاده شد و در سناریوی دوم با اضافه کردن پیل سوختی کربنات مذاب به سیستم سناریوی اول، با هدف افزایش توان تولیدی و جداسازی کربن دی اکسید، سیکل بهبود یافته تشکیل شد. دو سناریو با هم مقایسه شدند و برای تعیین تاثیر ضریب مصرف سوخت بر ویژگی‌های عملکردی سیستم تحلیل حساسیت بر روی این پارامتر صورت گرفت. نتایج عمده حاصل از این پژوهش در زیر آورده شده‌اند.



شکل ۶. تاثیر ضریب مصرف سوخت بر مصرف انرژی ویژه و نسبت جداسازی CO₂

- با افزودن پیل سوختی کربنات مذاب به سیستم سناریوی اول به ازای کاهش ۱/۵ درصد از بازده الکتریکی سیستم و ۰/۹۷ درصد از بازده تولید همزمان، حدود ۷۰ درصد از میزان انتشار گاز کربن دی اکسید به محیط کاسته شد.
- میزان مصرف انرژی ویژه جهت جداسازی یک کیلوگرم کربن دی اکسید با استفاده از سیکل پیشنهاد شده در سناریوی دوم حدود یک چهارم مصرف انرژی ویژه با استفاده از برج‌های جذب آمینی است.
- افزایش ضریب مصرف سوخت، افزایش بازده الکتریکی پیل سوختی و بازده الکتریکی خالص سیستم را در پی دارد. به دلیل سهم اندک پیل سوختی (۱۹ درصد) در تولید توان سیستم، تاثیر افزایش ضریب مصرف سوخت بر افزایش بازده کل سیستم اندک است.
- با افزایش ۲۵ درصدی ضریب مصرف سوخت، میزان جداسازی کربن دی اکسید توسط سیستم افزایش یافته و از انتشار گاز کربن دی اکسید به محیط حدود ۳۸ درصد کاسته می‌شود.

بر اساس (شکل ۵)) با افزایش ضریب مصرف سوخت، مقدار بیشتری گاز کربن دی اکسید از کاتود پیل سوختی به آنود منتقل می‌شود و بنابراین از میزان انتشار گاز کربن دی اکسید به محیط در بازه مشخص شده برای ضریب مصرف سوخت حدود ۳۸ درصد کاسته می‌شود. از سوی دیگر، با افزایش ضریب مصرف سوخت، به دلیل کاهش محتوای سوخت، واکنش انجام نمی‌شود و در خروجی آنود پیل سوختی، دمای احتراق در دیگ بخار خروجی آنود کاهش می‌یابد و میزان بخار تولیدی در مولد بخار آنود پیل سوختی کاهش می‌یابد. بنابراین، با افزایش ضریب مصرف سوخت میزان بخار کم فشار تولید شده سیستم تولید همزمان حدود ۱۷ درصد کاهش می‌یابد.



شکل ۵. تاثیر ضریب مصرف سوخت بر حسب انتشار کربن دی اکسید و بخار کم فشار

پارامتر دیگری که بیانگر ویژگی‌های سیستم‌های جداسازی کربن دی اکسید است، میزان انرژی ویژه مورد نیاز به منظور جداسازی یک کیلوگرم کربن دی اکسید است که از رابطه زیر محاسبه می‌شود [۱۱].

$$SPECCA = \frac{HR - HR_{REF}}{e_{REF} - e} = \frac{3600 \left(\frac{1}{\eta} - \frac{1}{\eta_{REF}} \right)}{e_{REF} - e} \quad (26)$$

۴- نتیجه‌گیری

در این پژوهش، به منظور تولید همزمان برق و گرما از محصولات سنگین پالایشگاهی دو سناریو تدوین شده و مورد تحلیل قرار

• با افزایش ۲۵ درصدی ضریب مصرف سوخت، از میزان بخار کم فشار تولیدی توسط سیستم حدود ۱۷ درصد کاسته می‌شود.

• انتخاب ضریب مصرف سوخت بهینه وابسته به اهداف تولید انرژی الکتریکی و جداسازی کربن دی‌اکسید توسط سیستم و یا تولید بخار کم فشار است.

با توجه به موارد ذکر شده، سیستم ترکیبی گازی‌سازی و پیل سوختی کربنات مذاب می‌تواند به عنوان روشی کارآمد در تولید انرژی پاک از محصولات سنگین پالایشگاهی به حساب آید.

نشانه‌های یونانی

w	رطوبت موجود در خوراک (مول)
x_i	درصد مولی اجزای گاز سنتز
β	نسبت فشار
γ	نسبت ظرفیت گرمایی ویژه در فشار ثابت به حجم ثابت
η	بازده

زیرنویس‌ها

AC	کمپرسور هوا
an	آنود
c	کربن
ca	کاتود
$cell$	سلول
f	سوخت
FC	پیل سوختی
GT	توربین گاز
in	ورودی
ohm	اهمیک
out	خروجی
REF	مرجع

بالانویس‌ها

\circ	استاندارد
---------	-----------

نشانه‌های اختصاری

CCR	نسبت جداسازی کربن دی‌اکسید
HR	آهنگ گرمایی (کیلوژول بر کیلووات‌ساعت)
LHV	ارزش گرمایی پایین (کیلوژول بر کیلوگرم)
$MCFC$	پیل سوختی کربنات مذاب
$SPECCA$	مصرف انرژی ویژه به منظور جداسازی کربن
	دی‌اکسید (مگاژول بر کیلوگرم)
TIT	دمای ورودی توربین (کلوین)

فهرست نشانه‌ها و اختصارات

A_{stack}	سطح کل پیل سوختی (متر مربع)
C_p	ظرفیت گرمایی ویژه (کیلوژول بر مول در کلوین)
e	آهنگ انتشار کربن دی‌اکسید (کیلوگرم بر کیلووات‌ساعت)
E_{act}	انرژی فعالسازی (کیلوژول بر کیلومول)
E_{Nemst}	ولتاژ بازگشت‌پذیر پیل سوختی (ولت)
ΔG	انرژی آزاد گیبس (کیلوژول بر مول)
i	چگالی جریان پیل سوختی (آمپر بر متر مربع)
K_p	ثابت تعادل در فشار ثابت
m	میزان اکسیژن مورد نیاز در گازی‌سازی (مول)
\dot{m}	دبی جرمی (کیلوگرم بر ثانیه)
n_i	میزان ترکیبات موجود در گاز سنتز (مول)
p	فشار (بار)
P_{stack}	توان الکتریکی پیل سوختی (وات)
R	ثابت عمومی گازها (کیلوژول بر مول در کلوین)
R_i	مقاومت پیل سوختی (اهم در متر مربع)
s	میزان بخار تزریقی به گازی‌ساز (مول)
T	دما (کلوین)
U_{CO_2}	ضریب مصرف کربن دی‌اکسید
U_f	ضریب مصرف سوخت
V_{cell}	ولتاژ سلول پیل سوختی (ولت)
W	توان الکتریکی (وات)

- [1] Farina, L., Bressan, L., "Solving the heavy fuel oil problem". *Heat Eng.*; 62:24-28, (1998).
- [2] Greppi, P., Bosio, B., Arato, E., "Feasibility of the integration of a molten carbonate fuel-cell system and an integrated gasification combined cycle". *International Journal of Hydrogen Energy*; 34:8664-8669, (2009).
- [3] Holopainen, O., "IGCC plant employing heavy-petroleum residues". *Bioresource Technology*; 46:125-128, (1993).
- [4] Ashizawa, M., Hara, S., Kidoguchi, K., Inumaru, J., "Gasification characteristics of extra-heavy oil in a research-scale gasifier". *Energy*; 30:2194-2205, (2005).
- [5] Vaezi, M., Passandideh-Fard, M., Moghiman, M., Charmchi, M. "Gasification of heavy fuel oils: A thermochemical equilibrium approach". *Fuel*; 90:878-885, (2011).
- [6] Domenichini, R., Gallio, M., Lazzaretto, A., "Combined production of hydrogen and power from heavy oil gasification: Pinch analysis, thermodynamic and economic evaluations". *Energy*; 35:2184-2193, (2010).
- [7] Collodi, G., Jones, R. M., "The Sarlux IGCC project, an outline of the construction and commissioning activities". *Gasification Technologies Conference*, San Francisco, California, 17-20, (1999).
- [8] Collodi, G., Farina, G. L., "First Italian oil-based IGCC project in operation". Paper Presented at *Gasification Technologies Conference*, San Francisco, California, 17-20, (1999).
- [9] Bressan, L., O'Keefe, L., "Piemsa IGCC project, environmental and economical benefits". *Gasification Technologies Conference*, San Francisco, California, 8-11, (2001).
- [10] Discepoli, G., Cinti, G., Desideri, U., Penchini, D., Proietti, S., "Carbon capture with molten carbonate fuel cells: Experimental tests and fuel cell performance assessment". *International Journal of Greenhouse Gas Control*; 9:372-384, (2012).
- [11] Campanari, S., Chiesa, P., Manzolini, G., "CO₂ capture from combined cycles integrated with molten carbonate fuel cells". *International Journal of Greenhouse Gas Control*; 4:441-451, (2010).
- [12] Campanari, S., "Carbon dioxide separation from high temperature fuel cell power plants". *Journal of Power Sources*; 112: 273–289, (2002).
- [13] Spallina, V., Romano, M. C., Campanari, S., Lozza, G., "Application of MCFC in coal gasification plants for high efficiency CO₂ capture". *Journal of Engineering for Gas Turbines and Power*; 134: 011701-1-8, (2012).
- [14] Furimsky, E., "Gasification in petroleum refinery of 21st century". *Oil & Gas Science and Technology*; 54:597-618, (1999).
- [15] Fiaschi, D., Lombardi, L., "Integrated gasifier combined cycle plant with integrated CO₂-H₂S removal: Performance analysis, life cycle assessment and exergetic life cycle assessment". *Int.J. Applied Thermodynamics*; 5:13-24, (2002).
- [16] Desideri, U., Proietti, S., Sdringola, P., Cinti, G., Curbis, F., "MCFC-based CO₂ capture system for small scale CHP plants". *International Journal of Hydrogen Energy*; 37:19295-19303, (2012).
- [17] Caprile, L., Passalacqua, B., Torazza, A., "Carbon capture: Energy wasting technologies or the MCFCs challenge? ". *International Journal of Hydrogen Energy*; 36:10269-10277, (2011).
- [18] Higman, C., van der Burgt, M., "Gasification". Second edition, USA: Gulf Professional Pub, (2003).
- [19] Jarunthammachote, S., Dutta, A., "Thermodynamic equilibrium model and second law analysis of a downdraft waste gasifier". *Energy*; 32:1660-1669, (2007).
- [20] Baranak, M., Atakul, H., "A basic model for analysis of molten carbonate fuel cell behavior". *Journal of Power Sources*; 172:831-839, (2007).
- [21] Hao, H., Zhang, H., Weng, S., Su, M., "Dynamic numerical simulation of a molten carbonate fuel cell". *Journal of Power Sources*; 161:849-855, (2006).
- [22] Larminie, J., Dicks, A., "Fuel Cell Systems Explained". Second edition, Wiley, (2003).