

تحلیل فنی و اقتصادی عملکرد یک سیستم تولید همزمان بر پایه تکنولوژی پیل سوختی اکسید جامد با کاربری در ساختمان

مهدی مهرپویا^{۱*}، علی رحیمی خامنه^۲

۱- استادیار، مهندسی شیمی، دانشگاه تهران، تهران

۲- دانشجوی کارشناسی ارشد، مهندسی انرژی، دانشگاه آزاد واحد علوم و تحقیقات، تهران

* تهران، صندوق پستی: ۱۴۳۹۹۵۵۹۴۱

نویسنده مسئول:

ایمیل: mehrpoya@ut.ac.ir

تاریخ پذیرش: ۱۳۹۷/۵/۴

تاریخ دریافت: ۱۳۹۶/۹/۱

چکیده

بخش ساختمان، یکی از مصرف‌کننده‌های عمده انرژی در کشور به شمار می‌آید. تأمین برق در این بخش عمدتاً از نیروگاه‌های حرارتی با بازده پایین، همراه با نشر آلاینده‌گی بالا صورت می‌گیرد. امروزه توسعه و به‌کارگیری سیستم‌های نوین تولید توان با بازده بالا و مستقل از شبکه توأم با آلاینده‌گی کم حائز اهمیت است و تحقیقات گسترده‌ای به آن اختصاص یافته است. یکی از این سیستم‌ها پیل سوختی است. در این مقاله، به‌کارگیری پیل سوختی اکسید جامد به‌عنوان محرک اولیه یک سیستم تولید همزمان جهت تأمین مصارف انرژی یک ساختمان نمونه با کاربری خانگی مورد تحلیل فنی و اقتصادی قرار گرفت. فرایند پیل سوختی اکسید جامد با استفاده از نرم‌افزار اسپن پلاس ۱ شبیه‌سازی و امکان بازیافت حرارتی گاز خروجی دما بالای پیل سوختی و تولید بخار برای فعال‌سازی یک سیکل تبرید جذبی دواثره و تولید آب گرم در یک مبدل بازیافت حرارتی بررسی گردید. تغییرات توان و بازده سیستم در دو حالت تولید هم‌زمان برق و حرارت و تولید هم‌زمان برق، حرارت و برودت برحسب نرخ جریان سوخت ورودی به دست آمد. بر اساس مدل مصرف انرژی در ساختمان مورد مطالعه، شرایط تطبیق توان‌های تولیدشده و بار ساختمان با کمترین هزینه مصرف سالیانه انرژی به دست آمد. نتایج تحلیل اقتصادی نشان داده است هزینه‌های مصارف انرژی سالیانه سیستم تولید هم‌زمان در مقایسه با یک سیستم تولید توان به‌صورت مجزا به‌شدت کاهش می‌یابد. با تجاری‌شدن تکنولوژی پیل سوختی اکسید جامد و کاهش بیشتر هزینه‌های ساخت، این سیستم می‌تواند جایگزین بسیار مناسبی برای سیستم‌های متداول تولید توان باشد.

1. Aspen Plus[®]

کلمات کلیدی: تولید همزمان، پیل سوختی اکسید جامد، بازیافت حرارتی، اسپن پلاس، ساختمان

۱- مقدمه

همچنین این بخش پس از بخش حمل‌ونقل بیشترین میزان نشر گاز منواکسید کربن در کشور را داشته است [۱]. بر این اساس، به‌کارگیری تکنولوژی‌های نوین با بازده تبدیل انرژی بالا و نشر آلاینده‌گی کم در بخش ساختمان می‌تواند از اهمیت زیادی برخوردار باشد. از طرف دیگر، تولید برق در محل مصرف و به‌صورت مستقل از شبکه منجر به کاهش تلفات انتقال و افزایش قابلیت اطمینان سیستم تولید توان می‌شود. این سیستم‌ها که به سیستم‌های تولید پراکنده (DG) موسوم‌اند، در حال حاضر به‌عنوان تکنیکی نوین در سیستم‌های تولید توان مطرح هستند [۲].

بخش عمده برق کشور از طریق نیروگاه‌های حرارتی بر پایه سوخت‌های فسیلی تأمین می‌شود و از طریق شبکه سراسری به مصرف‌کنندگان انتقال می‌یابد. بازده حرارتی پایین نیروگاه‌های حرارتی (کمتر از ۴۰ درصد) و تلفات بخشی از برق تولیدشده در مسیر انتقال از جمله مسائلی است که تولید برق به‌روش سنتی با آن مواجه است. بخش ساختمان از جمله مصرف‌کنندگان مهم برق محسوب می‌شود. در حدود ۴۷ درصد از کل فروش برق در سال ۱۳۹۰ به این بخش اختصاص داشته است. از نظر زیست‌محیطی، بیشترین میزان نشر گاز دی‌اکسید کربن مربوط به بخش ساختمان بوده است،

1. Distributed Generation (DG)





یکی از سیستم‌های تولید برق با بازده بالا و نشر آلاینده‌گی بسیار پایین، پیل سوختی است. در پیل سوختی، انرژی شیمیایی سوخت طی واکنش الکتروشیمیایی به‌طور مستقیم و بدون احتراق به الکتروسیسته تبدیل می‌شود. پیل‌های سوختی از نظر نوع و ساختار الکترولیت، سوخت ورودی، دمای عملیاتی، بازده الکتریکی و توان خروجی به انواع مختلفی تقسیم می‌شوند. یکی از انواع پیل سوختی دما بالا به‌همراه پیل سوختی کربنات مذاب^۱ (MCFC)، پیل سوختی اکسید جامد^۲ (SOFC) است. امکان استفاده از سوخت‌های متنوع، بازده الکتریکی بالا، محدوده وسیع تولید توان الکتریکی، عدم نیاز به کاتالیست‌های گران‌قیمت در فرایند اصلاح سوخت^۳ و کیفیت حرارتی بالای گاز خروجی اتلافی از مزایای اصلی پیل سوختی اکسید جامد است. کیفیت حرارتی بالای گاز اتلافی، امکان بازیافت و یکپارچه‌سازی فرایند پیل سوختی اکسید جامد با سایر سیکل‌های ترمودینامیکی مانند توربین گازی، سیکل رانکین با بخار یا سیکل رانکین با مواد آلی^۴، سیکل گازی‌سازی زغال‌سنگ یا بیوماس، سیکل تبرید جذبی و سیستم‌های تولید هم‌زمان را فراهم می‌کند. عیب مهم این پیل سوختی، هزینه ساخت بالا به‌دلیل استفاده از آلیاژهای مقاوم در برابر حرارت و دماهای بالا است [۳].

با توجه به مزایای پیل سوختی اکسید جامد، کاربری آن به‌صورت محرک اولیه سیستم‌های تولید هم‌زمان به‌عنوان یک سیستم تولید پراکنده در بخش ساختمان مورد توجه قرار گرفته است و تحقیقات مختلفی در خصوص پیکربندی^۵ سیستم‌های تولید هم‌زمان بر پایه پیل سوختی اکسید جامد انجام شده است. به‌عنوان نمونه، براون و همکاران [۴]، پیکربندی یک واحد تولید هم‌زمان حرارت و برق^۶ (CHP) در مقیاس کوچک (میکرو) جهت تأمین بارهای یک ساختمان مسکونی در آمریکا را مورد مطالعه قرار دادند. در این تحقیق، مدل یک‌بعدی، حالت پایای یک پیل سوختی اکسید جامد از نوع مسطح به‌روش تحلیلی توسعه داده شده و با نمونه آزمایشگاهی مقایسه و اعتبارسنجی شده است. نتایج این تحقیق نشان داد در شرایط بهینه، بازده الکتریکی پیل سوختی، ۴۰ درصد و بازده سیستم CHP ۷۹ درصد است. مشابه این تحقیق، کاظم‌پور و همکاران [۵]، با تحلیل معادلات حاکم بر سیستم، شامل معادلات جرم، انرژی و مومنتم به‌روش حجم محدود^۷، مدل دوبعدی پیل سوختی

اکسید جامد دما متوسط با فرایند اصلاح سوخت به‌صورت داخلی و مستقیم^۸ را توسعه دادند. در این تحقیق، بازده الکتریکی و نسبت توان حرارتی به الکتریکی در شرایط مختلف فرایندی بررسی گردید. لی و استراند [۶،۷]، با مدل‌سازی پیل سوختی اکسید جامد، عملکرد سیستم تولید هم‌زمان با سوخت ورودی گاز طبیعی در دو ساختمان نمونه با مصرف انرژی بالا (تجاری) و مصرف انرژی پایین (خانگی) در دو شرایط آب و هوایی متفاوت در آمریکا را مورد تحلیل قرار دادند و طرح‌های بهینه عملکرد سیستم هیبرید را بر اساس پارامترهای بازده متوسط سیستم در هر ساعت و هزینه انرژی مصرفی ارائه دادند. بامپارد و همکاران [۸]، به‌کارگیری پیل سوختی اکسید جامد از نوع حلقوی با توان الکتریکی ۵ کیلووات و سوخت ورودی گاز طبیعی را در یک ساختمان کوچک خانگی مورد مطالعه قرار دادند و برحسب پارامترهای هزینه پیل سوختی، بازده پیل سوختی و تعرفه‌های انرژی، شرایط اقتصادی شدن طرح را مورد تحلیل قرار دادند. در سیستم‌های تولید هم‌زمان برق، حرارت و برودت^۹ (CCHP) علاوه بر برق و حرارت، توان سرمایشی از طریق فعال‌نمودن سیکل تبرید جذبی تولید می‌شود. این سیستم‌ها به سیستم‌های تولید سه‌گانه توان^{۱۰} نیز موسوم‌اند. به‌عنوان نمونه، یو و همکاران [۹]، با توسعه مدل تحلیلی پیل سوختی اکسید جامد و یکپارچه‌سازی فرایند پیل سوختی اکسید جامد با یک سیکل تبرید جذبی دومرحله‌ای، اثرات پارامترهای عملیاتی پیل سوختی را بر بازده سیستم و توان‌های سه‌گانه بررسی کردند. زینک و همکاران [۱۰]، به‌کارگیری سیستم یکپارچه (هیبرید) پیل سوختی اکسید جامد و یک پمپ حرارتی جذبی دواثره را در یک ساختمان با کاربری اداری به مساحت ۹۵۰ متر مربع مورد تحلیل فنی و اقتصادی قرار دادند و میزان نشر آلاینده‌های این سیستم را با سایر سیستم‌های تولید هم‌زمان مقایسه کردند.

در این مقاله، پیل سوختی اکسید جامد از نوع حلقوی بر اساس تکنولوژی توسعه‌داده‌شده زمینس-وستینگاس^{۱۱} با ظرفیت ۱۲۰ کیلووات به‌عنوان محرک اولیه یک سیستم تولید هم‌زمان در نظر گرفته می‌شود. استک این پیل سوختی از ۱۱۵۲ سلول با سطح مؤثر کل ۹۶ متر مربع تشکیل شده است [۱۱،۱۲]. تکنولوژی این پیل سوختی در حال حاضر در مرحله پیش‌تجاری است و

8. Direct Internal Reforming
9. Combined Cooling, Heating and Power (CCHP)
10. Tri-generation power system
11. Siemens Westinghouse Power Corporation

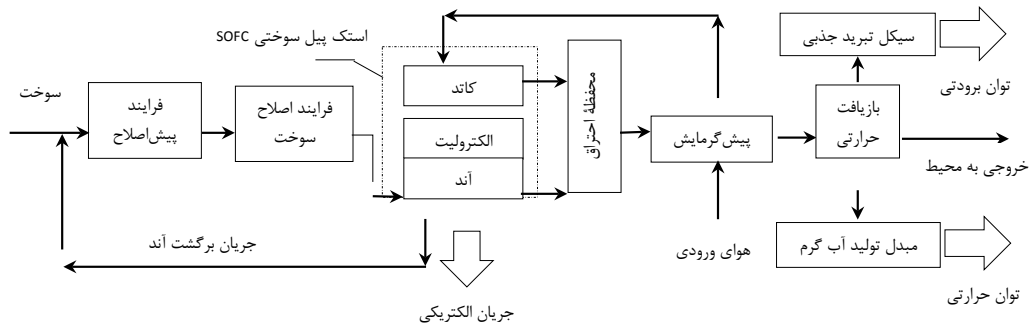
1. Molten Carbonate Fuel Cell (MCFC)
2. Solid Oxide Fuel Cell (SOFC)
3. Reforming
4. Organic Rankine Cycle
5. Configuration
6. Combined Heat and Power (CHP)
7. Finite Volume

نمونه‌هایی از آن در توان‌های مختلف ساخته و آزمایش شده است [۱۳]. با توسعه مدل فرایندی سیستم تولید هم‌زمان بر پایه پیل سوختی، مقادیر توان‌های الکتریکی، برودتی و حرارتی تولیدشده و نحوه تطابق آن با بارهای یک ساختمان نمونه بررسی می‌شود. همچنین تحلیل اقتصادی طرح با توجه به تعرفه‌های

انرژی در کشور ارائه می‌گردد.

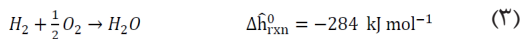
۲- پیکربندی و تشریح سیستم

شماتیک کلی یک سیستم تولید توان الکتریکی، برودتی و حرارتی بر پایه پیل سوختی اکسید جامد (SOFC-CCHP) در شکل ۱ نشان داده شده است.



شکل ۱- شماتیک کلی فرایند سیستم تولید سه‌گانه توان بر پایه پیل سوختی اکسید جامد

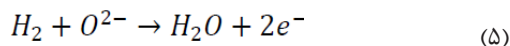
گرمای اکسیداسیون هیدروژن تأمین می‌شود:



واکنش (۳)، به صورت دو نیم‌واکنش در الکترودهای آند و کاتد انجام می‌شود. در الکترود کاتد، طی واکنش (۴)، یون‌های اکسیژن (O^{2-}) در سطح کاتد تشکیل می‌شود:



در الکترود آند، هیدروژن در گذر از سطح آند با یون‌های اکسیژن که از طریق الکترولیت انتقال می‌یابد ترکیب و الکترون آزاد می‌شود:

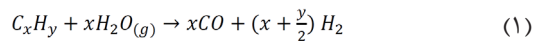


با دریافت و آزاد شدن الکترون در هر سلول پیل سوختی، جریان الکتریکی مستقیم تولید می‌شود. سلول‌های پیل سوختی توسط صفحات رابط^۳ که هادی جریان الکتریکی است به هم متصل شده و تشکیل استک^۴ می‌دهند.

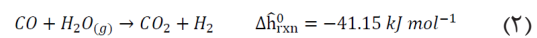
با برگشت بخشی از جریان گاز خروجی از آند، بخار و حرارت لازم برای واکنش‌های مرحله پیش‌اصلاح سوخت تأمین می‌شود. میزان این جریان برگشتی، به نسبت بخار به کربن^۵ در

این سیستم از سه بخش پیل سوختی اکسید جامد به‌عنوان محرک اولیه، سیستم باز یافت حرارتی و سیکل تبرید جذبی به‌عنوان سیستم فعال‌شونده حرارتی تشکیل شده است.

سوخت ورودی (گاز طبیعی) ابتدا وارد بخش پیش‌اصلاح سوخت^۱ شده و بخشی از متان و نیز تمام هیدروکربن‌های سنگین‌تر از آن (اتان، پروپان، بوتان و...) مطابق واکنش (۱) به هیدروژن و منواکسید کربن تبدیل می‌شود:



این واکنش، یک واکنش گرماگیر است. منواکسید کربن تولیدشده طی واکنش جابه‌جایی با آب^۲ در نهایت به هیدروژن و دی‌اکسید کربن تبدیل می‌شود:



واکنش‌های انجام‌شده در این مرحله (پیش‌اصلاح سوخت) در مجموع گرماگیر است. سوخت پس از این مرحله وارد مرحله اصلاح سوخت می‌شود و به‌طور کامل به گاز هیدروژن تبدیل می‌شود. این واکنش به‌شدت گرماگیر است. واکنش اصلاح سوخت در پیل سوختی اکسید جامد می‌تواند به‌صورت داخلی صورت گیرد. گرمای موردنیاز واکنش اصلاح سوخت از واکنش

3. Interconnection
4. Stack
5. Steam to Carbon Ratio

1. Pre-Reformer
2. Water-gas shift reaction



فرایند اصلاح سوخت بستگی دارد. گاز واکنش نیافته خروجی از آند و هوای واکنش نیافته خروجی از کاتد در محفظه احتراق محترق می‌شوند. جریان گرم خروجی از محفظه احتراق با عبور از سطوح بیرونی تیوب‌های ورودی هوا، جریان هوای ورودی به کاتد را پیش گرم می‌کند. جریان دما بالای خروجی از پیل سوختی می‌تواند برای فعال‌سازی یک سیکل تبرید جذبی و تولید توان برودتی و سپس تولید توان حرارتی استفاده شود. نمودار جریان فرایندی سیستم تولید سه‌گانه در شکل ۲ نشان داده شده است. شرح این فرایند به صورت زیر است.

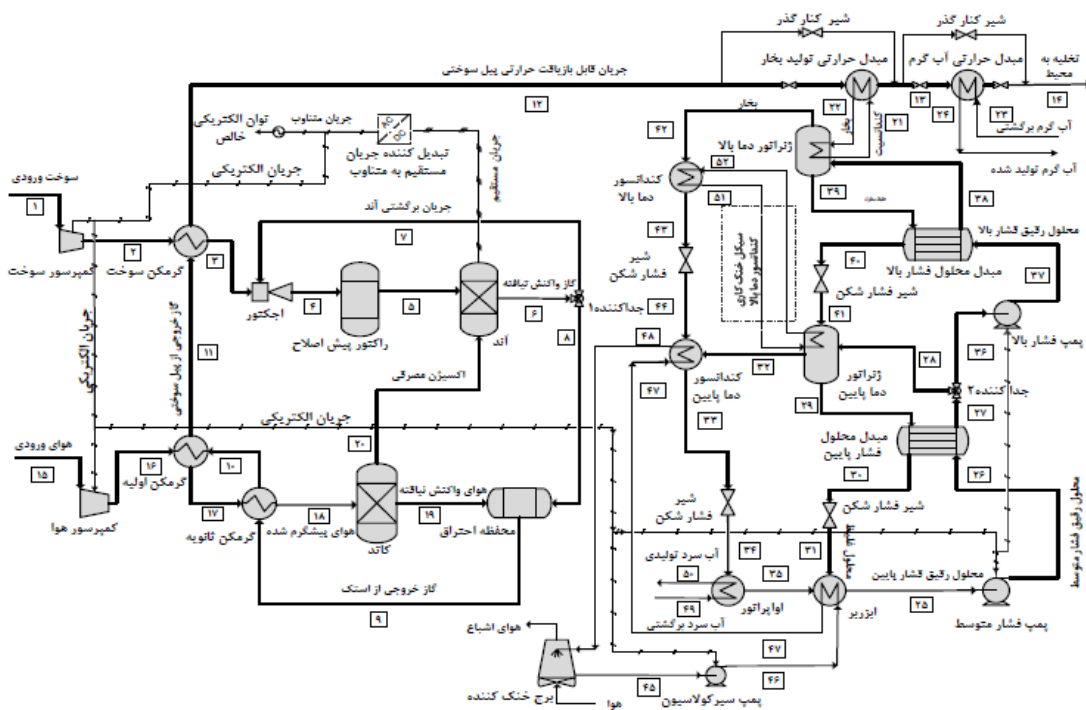
۲-۱- پیل سوختی اکسید جامد

سوخت ورودی (جریان ۱) وارد کمپرسور سوخت می‌شود و فشار آن افزایش می‌یابد. سوخت پس از تبادل حرارتی با جریان گرم خروجی از پیل سوختی در یک مبدل حرارتی پیش گرم شده و وارد اجکتور می‌شود (جریان ۳) و فشار مورد نیاز برای برگشت بخشی از جریان خروجی از آند (جریان ۷) تأمین می‌شود. شرایط این جریان از نظر دمایی و مقدار بخار آب برای انجام واکنش‌های اصلاح و جابه‌جایی در رآکتور پیش‌اصلاح سوخت می‌بایست مناسب باشد. از طرف دیگر، جریان هوای

ورودی (جریان ۱۵) پس از افزایش فشار در کمپرسور هوا و افزایش دما از طریق تبادل حرارتی با جریان گاز خروجی از پیل سوختی وارد کاتد می‌شود (جریان ۱۸) و اکسیژن مورد نیاز برای واکنش الکتروشیمیایی تأمین می‌شود (جریان ۲۰). در آند، گاز متان باقی‌مانده از فرایند پیش‌اصلاح سوخت به هیدروژن تبدیل می‌شود و واکنش الکتروشیمیایی صورت گرفته و طی آن جریان الکتریکی مستقیم تولید می‌شود. جریان گاز خروجی از آند که شامل هیدروژن و منواکسید کربن است (جریان ۸) با جریان هوای واکنش نیافته خروجی از کاتد (جریان ۱۹) وارد محفظه احتراق می‌شود و در دمای عملیاتی پیل سوختی محترق می‌شود و طی آن دمای گاز خروجی افزایش می‌یابد (جریان ۹).

۲-۲- سیستم بازیافت حرارتی

جریان خروجی از محفظه احتراق (جریان ۹) پس از پیش‌گرمایش هوا و سوخت ورودی وارد مبدل حرارتی تولید بخار می‌شود (جریان ۱۲) و بخار آب جهت حرارت‌دهی به ژنراتور دما بالا در سیکل تبرید جذبی تولید می‌شود.



شکل ۲- نمودار فرایندی سیستم تولید سه‌گانه بر پایه پیل سوختی اکسید جامد

جریان گاز خروجی از مبدل حرارتی تولید بخار (جریان ۱۳) در یک مبدل حرارتی بازیافت می‌شود و تولید آب گرم می‌کند.

۲-۳- سیکل تبرید جذبی

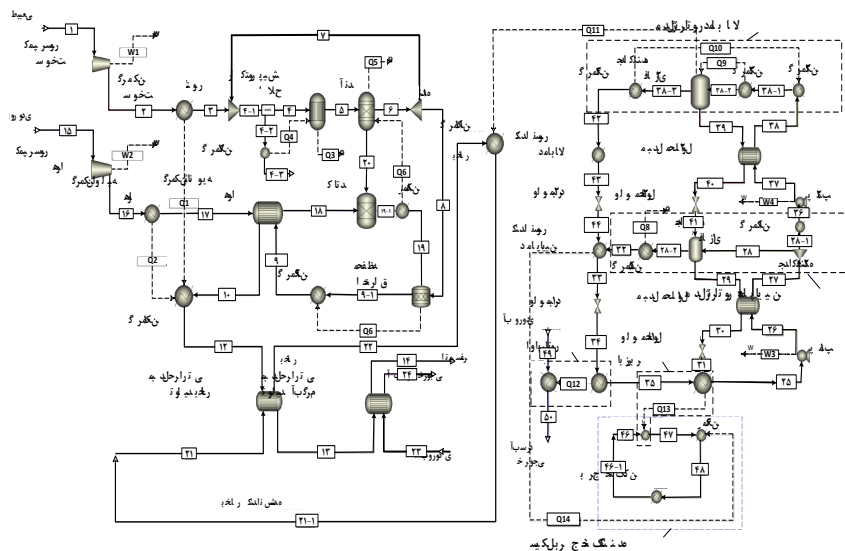
سیستم فعال‌شونده حرارتی متناسب با کیفیت حرارتی گاز خروجی از پیل سوختی اکسید جامد، سیکل جذبی سه‌اثره یا دواتره پیشنهاد شده است [۲]. در حال حاضر، تکنولوژی سیستم‌های جذبی سه‌اثره به مرحله تجاری نرسیده است. جهت تولید توان سرمایشی، از سیستم جذبی دواتره لیتیومی استفاده می‌شود. در این سیستم، آب به‌عنوان مبرد و لیتیم بروماید به‌عنوان جاذب عمل می‌کند. در این سیکل با استفاده از دو پمپ، فشار محلول از فشار پایین به فشار متوسط و از فشار متوسط به فشار بالا افزایش می‌یابد. فشار پایین معادل فشار اواپراتور، فشار متوسط معادل فشار ژنراتور دما پایین، و فشار بالا معادل فشار ژنراتور دما بالا در سیکل تبرید است. در ژنراتور دما بالا، محلول به نقطه جوش می‌رسد و بخار آب از محلول غلیظ جدا می‌شود (جریان ۴۲). بخار آب فشار بالا طی دو مرحله در کندانسور دما بالا و کندانسور دما پایین به مایع اشباع تبدیل و سپس با کاهش فشار در شیر فشارشکن در نهایت به اواپراتور فرستاده می‌شود (جریان ۳۴). در اواپراتور، آب در فشار پایین (خلأ) بخار می‌شود و دمای آب ورودی به اواپراتور (جریان ۴۹) کاهش می‌یابد. بخار خروجی از اواپراتور (جریان ۳۵) در ایزربر، جذب محلول غلیظ شده و محلول رقیق تولید می‌شود (جریان ۲۵). بخشی از محلول رقیق پس از پیش‌گرمایش در مبدل حرارتی محلول فشار پایین وارد ژنراتور دما پایین (جریان ۲۸) و بخش دیگر (جریان ۳۶) پس از

افزایش فشار و پیش‌گرمایش در مبدل حرارتی محلول فشار بالا وارد ژنراتور دما بالا می‌شود (جریان ۳۸). حرارت ورودی ژنراتور دما پایین از کندانسور دما بالا توسط یک سیکل بسته جریان آب انتقال می‌یابد. دفع حرارت از ایزربر و کندانسور دما پایین توسط سیکل برج خنک‌کننده انجام می‌شود. جریان آب سرد در برج خنک‌کننده وارد ایزربر می‌شود (جریان ۴۶) و پس از دفع حرارت، وارد کندانسور دما پایین می‌شود (جریان ۴۷). جریان آب خنک‌کننده خروجی از کندانسور دما پایین، وارد برج خنک‌کننده می‌شود (جریان ۴۸) و سیکل کامل می‌شود.

۳- شبیه‌سازی فرایند

در پیل سوختی، واکنش‌های الکتروشیمیایی، هدایت الکتریکی، هدایت یونی، انتقال حرارت و انتقال جرم به‌صورت هم‌زمان اتفاق می‌افتد که موجب پیچیدگی مدل‌سازی و پیش‌بینی مشخصات داخلی آن در شرایط عملی می‌شود [۱۴]. با توجه به اینکه در این مقاله هدف مطالعه سیستمی^۱ فرایند پیل سوختی است، مدل‌سازی فرایندی (بدون بعد) پیل سوختی می‌تواند نیازهای این پژوهش را برآورده سازد. برای شبیه‌سازی فرایند از نرم‌افزار اسپن پلاس استفاده می‌شود. این نرم‌افزار ابزاری قدرتمند در زمینه شبیه‌سازی انواع فرایندهای شیمیایی محسوب می‌شود.

در شکل ۳، مدل فرایندی سیستم هیبرید (SOFC-CCHP) با اسپن پلاس نشان داده شده است. در این مدل، فرایند پیل سوختی اکسید جامد، فرایند بازیافت حرارتی جریان گرم خروجی از پیل سوختی، فرایند سیکل تبرید جذبی دواتره لیتیم بروماید و سیکل برج خنک‌کننده شبیه‌سازی شده است.



شکل ۳- مدل اسپن پلاس سیستم تولید هم‌زمان برق، حرارت و برودت بر مبنای پیل سوختی اکسید جامد (SOFC-CCHP)

1. System Level Model





۳-۱- مدل پیل سوختی اکسید جامد

شبیه‌سازی فرایند پیل سوختی با در نظر گرفتن فرضیاتی که مدل‌سازی را ساده نموده و در عین حال نتایج به دست آمده از دقت کافی برخوردار باشد صورت می‌گیرد. شبیه‌سازی فرایند بر مبنای مدل گاز ایدئال در اسپن پلاس صورت می‌گیرد. گاز طبیعی ورودی به پیل سوختی شامل ۸۱/۳ درصد متان، ۲/۹ درصد اتان، ۰/۴ درصد پروپان، ۰/۲ درصد بوتان، ۰/۹ درصد منواکسید کربن و ۱۴/۳ درصد نیتروژن (درصد مولی) با ارزش حرارتی پایین^۱ (LHV) $38436/22 \text{ kJ/kg}$ است. هوای ورودی شامل ۷۹ درصد نیتروژن و ۲۱ درصد اکسیژن است. دمای سوخت و هوای ورودی 15°C و فشار سوخت و هوای ورودی یک اتمسفر در نظر گرفته می‌شود. مشخصات مدل تجهیزات فرایندی در اسپن پلاس به صورت زیر است:

مدل پیش‌اصلاح سوخت: برای شبیه‌سازی فرایند پیش‌اصلاح سوخت از مدل رآکتور گیبس^۲ در اسپن پلاس استفاده می‌شود. در این مدل، محاسبات تعادل فاز و شیمیایی با استفاده از روش غیراستوکیومتری و بر اساس کمینه‌سازی انرژی آزاد گیبس صورت می‌گیرد. واکنش‌های اصلاح سوخت (۱) و جابه‌جایی (۲) در این رآکتور تعریف می‌شوند. انتقال حرارت در این فرایند بی‌دررو فرض می‌شود. از آنجا که واکنش گرم‌گیر است، حرارت مورد نیاز از گاز ورودی تأمین می‌شود، در نتیجه دمای گاز کاهش می‌یابد. این کاهش دما توسط گرمکن ۷ مدل می‌شود؛ به این صورت که در اسپن پلاس، دمای خروجی گرمکن ۷ (جریان ۳-۴) به صورتی تنظیم می‌شود که بار حرارتی محاسبه شده در رآکتور (Q3) صفر شود. دمای جریان خروجی از رآکتور (جریان ۵) معادل دمای جریان خروجی از گرمکن ۷ تنظیم می‌شود.

در فرایند اصلاح سوخت، نسبت بخار به کربن به منظور عدم تشکیل و رسوب کربن می‌بایست از حد معینی کمتر نباشد. در پیل سوختی، این مقدار معمولاً از ۲ بیشتر است [۱۵]. این نسبت در ورودی رآکتور پیش‌اصلاح سوخت به صورت نسبت جریان مولی بخار آب به جریان مولی کربن موجود در سوخت ورودی تعریف می‌شود:

$$STCR = \frac{\dot{n}_{H_2O}}{\dot{n}_{CO} + \dot{n}_{CH_4} + 2 \times \dot{n}_{C_2H_6} + 3 \times \dot{n}_{C_3H_8} + 4 \times \dot{n}_{C_4H_{10}} + \dots} \quad (6)$$

با تعریف رابطه^۶ در اسپن پلاس و در نظر گرفتن نسبت بخار به کربن به مقدار ۲/۵، نسبت جریان‌های خروجی از جداکننده^۱ و نرخ جریان برگشتی از آند (جریان ۷) محاسبه و تنظیم می‌شود. مدل آند: فرایند صورت‌گرفته در الکتروآند با استفاده از

مدل رآکتور گیبس در اسپن پلاس شبیه‌سازی می‌شود. در این رآکتور، واکنش‌های اصلاح متان (۱)، جابه‌جایی (۲) و الکتروشیمیایی (۳) تعریف می‌شوند. با تعریف دمای واکنش که دمای عملیاتی پیل سوختی است، شرایط و ترکیب جریان خروجی از آند تعیین می‌شود.

مدل کاتد: انتقال یون‌های اکسیژن از کاتد به آند با استفاده از مدل جداکننده^۲ در اسپن پلاس شبیه‌سازی می‌شود. با تعریف ضریب مصرف اکسیژن^۴ (U_a) در این مدل، نرخ اکسیژن مصرفی در واکنش الکتروشیمیایی از رابطه^۷ (۷) به دست می‌آید:

$$\dot{n}_{O_2,cons} = \dot{n}_{O_2,in} \times U_a \quad (7)$$

در پیل سوختی اکسید جامد، مصرف اکسیژن معادل نصف مصرف هیدروژن در واکنش الکتروشیمیایی است:

$$\dot{n}_{O_2,cons} = \frac{1}{2} \dot{n}_{H_2,cons} \quad (8)$$

در رابطه^۸ (۸)، $\dot{n}_{H_2,cons}$ ، نرخ جریان مولی هیدروژن مصرف شده در واکنش الکتروشیمیایی (۳) است. در پیل سوختی، تمام هیدروژن ورودی به آند به مصرف نمی‌رسد؛ با در نظر گرفتن ضریب مصرف سوخت^۵ (U_f)، نرخ هیدروژن مصرفی به صورت رابطه^۹ (۹) تعریف می‌شود:

$$\dot{n}_{H_2,cons} = U_f \times \dot{n}_{H_2,in} \quad (9)$$

که در آن، $\dot{n}_{H_2,in}$ ، نرخ جریان مولی هیدروژن ورودی به آند پس از واکنش اصلاح (۱) و جابه‌جایی (۲) گاز طبیعی است که با توجه به نرخ جریان اجزای گاز طبیعی ورودی (جریان ۱) از رابطه^{۱۰} (۱۰) محاسبه می‌شود:

$$\dot{n}_{H_2,in} = \dot{n}_{H_2,fuel} + \dot{n}_{CO,fuel} + 4\dot{n}_{CH_4,fuel} + 7\dot{n}_{C_2H_6,fuel} + \dots \quad (10)$$

با محاسبه^{۱۱} $\dot{n}_{H_2,cons}$ ، نرخ جریان اکسیژن ورودی و در نتیجه نرخ جریان هوای ورودی به پیل سوختی از روابط (۷) و (۸) محاسبه می‌شود.

با فرض برابری دمای جریان‌های خروجی از آند و کاتد، دمای جریان خروجی از کاتد (جریان ۱۹) با استفاده از گرمکن ۸ و دریافت جریان حرارتی از رآکتور آند (Q6)، معادل دمای جریان خروجی از آند (جریان ۶) تنظیم می‌شود.

مدل محفظه احتراق: برای شبیه‌سازی فرایند احتراق، از مدل رآکتور استوکیومتری^۶ در اسپن پلاس استفاده می‌شود. با

3. Sep
4. Air Utilization Factor
5. Fuel Utilization Factor
6. Rstoic

1. Lower Heating Value (LHV)
2. RGibbs Model

تعریف واکنش احتراق هیدروژن و منواکسید کربن و درصد تبدیل مواد واکنش‌دهنده و دمای واکنش، این فرایند مدل می‌شود. دمای واکنش احتراق، معادل دمای عملیاتی پیل سوختی اکسید جامد در نظر گرفته می‌شود. دمای گاز خروجی از محفظه احتراق (جریان ۹) با استفاده از گرمکن ۹ و دریافت جریان حرارتی از محفظه احتراق (Q7) محاسبه می‌شود. مدل گرمکن ثانویه هوا: با استفاده از مدل مبدل حرارتی^۱ در اسپن پلاس، دمای هوای ورودی به کاتد و شرایط جریان گاز خروجی (جریان ۱۰) محاسبه می‌شود. میزان افت فشار در گرمکن اولیه هوا و گرمکن ۱۰، ۰/۰۲ اتمسفر و در سایر تجهیزات صفر در نظر گرفته شده است. پارامترهای عملیاتی پیل سوختی اکسید جامد در مدل اسپن پلاس مطابق جدول ۱ است.

مقادیر	پارامتر
۸۵ درصد	ضریب مصرف سوخت
۲۲/۱۶ درصد	ضریب مصرف اکسیژن
۲۰۰ °C	دمای سوخت ورودی پیل سوختی (جریان ۳)
۵۵۰ °C	دمای هوای ورودی پیل سوختی (جریان ۱۷)
۲/۵	نسبت بخار به کربن
۹۱۰ °C	دمای عملکرد پیل سوختی
۱/۰۸ atm	فشار عملکرد پیل سوختی
۱۰ K	اختلاف دمای جریان‌های خروجی از گرمکن ثانویه هوا
۹۲ درصد	بازده تبدیل‌کننده مستقیم / متناوب
۱۰۰ درصد	درصد تبدیل مواد در محفظه احتراق

جدول ۱- پارامترهای فرایندی پیل سوختی اکسید جامد

جریان الکتریکی تولیدشده در پیل سوختی متناسب با نرخ هیدروژن مصرفی است:

$$I = 2F\dot{n}_{H_2,cons} = 2F \times U_f \times \dot{n}_{H_2,in} \quad (11)$$

ولتاژ برگشت‌پذیر نرنست^۲ (V_N) تولیدشده در پیل سوختی در دمای عملیاتی پیل سوختی (T_{SOFC}) از رابطه (۱۲) محاسبه می‌شود:

$$V_N = -\frac{\Delta G_f(T_{ref})}{2F} + \frac{\Delta S(T_{ref})}{2F} (T_{SOFC} - T_{ref}) + \quad (12)$$

$$\frac{R_g T_{SOFC}}{2F} \ln \frac{P_{H_2} P_{O_2}^{0.5}}{P_{H_2O}}$$

1. HeatX
2. Nernst Voltage

که در آن، دمای مرجع (T_{ref})، معادل ۲۸۹/۱۵ کلوین است. فشار جزئی مواد شرکت‌کننده در واکنش (P_i) از رابطه (۱۳) به دست می‌آید:

$$p_i = p \cdot x_i \quad (13)$$

ولتاژ واقعی در پیل سوختی به دلیل تلفات ولتاژ، کمتر از ولتاژ برگشت‌پذیر است. افت ولتاژ در پیل سوختی شامل تلفات اهمی^۳ در آند، کاتد، الکترولیت و صفحات رابط و تلفات غلظت^۴ و تلفات فعالیت^۵ در الکترودهای آند و کاتد می‌باشد. در این مقاله، برای محاسبه هریک از تلفات ولتاژ از روابط به‌دست‌آمده از مدل‌سازی یک‌بعدی پیل سوختی اکسید جامد که در مرجع [۱۲] موجود است، استفاده شده است. این روابط تابع پارامترهای فرایندی است و با استفاده از کد فرترن در اسپن پلاس تعریف می‌شوند.

با کسر مجموع کلیه افت‌های ولتاژ اهمی، غلظت و فعالیت از ولتاژ برگشت‌پذیر، ولتاژ خروجی واقعی به دست می‌آید:

$$V_{act} = V_N - V_{ohm,t} - V_{con,t} - V_{act,t} \quad (14)$$

توان الکتریکی مستقیم از رابطه (۱۵) محاسبه می‌شود:

$$P_{E,DC} = V_{act} \cdot I \quad (15)$$

جریان الکتریکی مستقیم با استفاده از یک تبدیل‌کننده^۶ به جریان الکتریکی متناوب تبدیل می‌شود. توان الکتریکی متناوب از رابطه (۱۶) محاسبه می‌شود:

$$P_{E,AC} = \alpha \cdot V_{act} \cdot I \quad (16)$$

با توجه به رابطه (۱۲) و داده‌های جدول ۱، ولتاژ برگشت‌پذیر پیل سوختی ۰/۹۳۸ ولت به دست می‌آید.

مدل اسپن پلاس پیل سوختی اکسید جامد ارائه‌شده در این مقاله بر اساس مرجع [۱۲] اعتبارسنجی شده است.

۲-۳- مدل سیکل تبرید جذبی

در مدل‌سازی سیکل تبرید جذبی از روش ضرایب فعالیت^۷ برای تعریف خواص فیزیکی محلول لیتیم بروماید و آب استفاده شده است [۱۶]. در این مقاله، کالیبراسیون سیکل تبرید بر اساس استاندارد مؤسسه تهویه مطبوع و تبرید^۸

3. Ohmic Loss
4. Activation Loss
5. Concentration Loss
6. Inverter
7. ELECNRTL
8. Air Conditioning and Refrigeration Institute (ARI)





(ARI ۵۶۰) که مربوط به سرمایش آب به روش جذبی است، صورت گرفته است [۱۷].

مدل تجهیزات فرایندی سیکل تبرید در اسپن پلاس به صورت زیر است:

مبدل حرارتی محلول فشار بالا و فشار پایین: این مبدل‌های حرارتی از نوع تیوب-پوسته است که با معلوم بودن دمای جریان‌های ورودی و خروجی به مبدل حرارتی شبیه‌سازی می‌شود. کارایی مبدل حرارتی با معلوم بودن دمای جریان گرم ورودی و خروجی و دمای جریان سرد ورودی به مبدل حرارتی محاسبه می‌شود:

$$\varepsilon = \frac{T_{in,h} - T_{out,h}}{T_{in,h} - T_{in,c}} \quad (17)$$

ژنراتور دما بالا: فرایند ژنراتور دما بالا با استفاده از سه گرمکن و یک جداکننده دوفازی ۱ در اسپن پلاس شبیه‌سازی می‌شود. در این مدل، جریان ۳۸ به‌عنوان ورودی محلول رقیق، جریان ۳۹ به‌عنوان خروجی محلول غلیظ، و جریان ۴۲ به‌عنوان بخار خروجی از ژنراتور دما بالا است. در ژنراتور دما بالا، شرایط عملیاتی به‌صورتی است که دمای بخار خروجی، معادل دمای جریان ورودی به ژنراتور در حالت مایع اشباع است؛ این دما در گرمکن ۳ با صفر قراردادن کیفیت بخار تعریف می‌شود. با قراردادن یک گرمکن بعد از جداکننده دوفازی ۲ (گرمکن ۴) و یک گرمکن قبل از آن (گرمکن ۲) و انتقال حرارت از گرمکن ۴ به گرمکن ۲ (Q10)، دمای جریان خروجی از گرمکن ۴ (جریان ۴۲) معادل دمای خروجی گرمکن ۳ تنظیم می‌شود. میزان جدایش بخار از محلول، تابع حرارت ورودی به جداکننده یا دمای عملیاتی جداکننده دوفازی ۲ است و به دمای جریان ورودی به آن بستگی ندارد. توان حرارتی خالص ژنراتور دما بالا، مجموع بار حرارتی جداکننده دوفازی ۲ و گرمکن ۳ (Q11) است.

ژنراتور دما پایین: فرایند ژنراتور دما پایین با استفاده از یک جداکننده دوفازی و دو گرمکن شبیه‌سازی می‌شود. جریان ۲۷ ورودی محلول رقیق، و جریان ۴۱ ورودی محلول غلیظ، جریان ۳۲ خروجی بخار و جریان ۲۹ خروجی محلول غلیظ است. غلظت جریان خروجی از دو ژنراتور دما پایین (جریان ۲۹) و ژنراتور دما بالا (جریان ۳۹) یکسان فرض می‌شود.

این شرط در اسپن پلاس، با تغییر دمای جداکننده دوفازی ۱ تنظیم می‌شود. دمای بخار خروجی (جریان ۳۲)، معادل دمای مایع اشباع در فشار متوسط است که این دما در گرمکن ۱ تعریف می‌شود. با افزودن گرمکن ۵، دمای جریان خروجی از آن معادل دمای خروجی از گرمکن ۱ تنظیم می‌شود. از آنجا که حرارت ورودی ژنراتور دما پایین از کندانسور دما بالا تأمین

می‌شود، در اسپن پلاس، نسبت جریان در جداکننده ۲ طوری تنظیم می‌شود که رابطه (۱۸) برقرار شود:

$$\dot{Q}_{LTDES} + \dot{Q}_{HEAT1} + \dot{Q}_{HEAT5} + \dot{Q}_{HTCOND} = 0 \quad (18)$$

که در آن، \dot{Q}_{LTDES} بار حرارتی جداکننده دوفازی ۱، \dot{Q}_{HEAT1} بار حرارتی گرمکن ۱، \dot{Q}_{HEAT5} بار حرارتی گرمکن ۵، و \dot{Q}_{HTCOND} بار حرارتی کندانسور دما بالا است. سه جمله اول معادله (۱۸) معادل بار حرارتی ژنراتور دما پایین است.

کندانسور دما پایین: با تعریف حالت مایع اشباع در فشار متوسط در یک گرمکن مدل می‌شود.

اوپراتور: با تعریف حالت بخار اشباع در فشار پایین در یک گرمکن مدل می‌شود. دمای آب سرد خروجی $7/6^\circ\text{C}$ و نرخ جریان آب سرد جاری در کویل اوپراتور معادل $4/2$ گالن بر دقیقه به‌ازای هر تن تبرید در نظر گرفته می‌شود.

ابزربر: با تعریف حالت مایع اشباع در فشار پایین در یک گرمکن مدل می‌شود.

برج خنک‌کننده: سیکل برج خنک‌کننده با استفاده از یک گرمکن برای دفع حرارت جذب در ابزربر و گرمکن ۶ برای دفع حرارت از کندانسور دما پایین و یک گرمکن برای تعریف شرایط عملیاتی برج خنک‌کننده مدل می‌شود. دمای آب خنک‌کاری ورودی به ابزربر در $4/29^\circ\text{C}$ در نظر گرفته می‌شود. نرخ جریان آب خنک‌کننده، 4 گالن بر دقیقه به‌ازای هر تن تبرید در نظر گرفته می‌شود. این مقدار بر پایه کاهش دمای آب ورودی به اوپراتور به‌میزان 7°C تعیین شده است. فشار کاری سیکل برج خنک‌کننده 3 بار است.

مصارف برق: مصرف برق سیکل جذبی دواثره شامل پمپ‌های محلول در حدود $0/05$ کیلووات به‌ازای هر تن تبرید، فن و پمپ برج خنک‌کننده در حدود $0/2$ کیلووات به‌ازای هر تن تبرید در نظر گرفته می‌شود.

مصرف بخار: فشار بخار 115psig و مصرف بخار در حدود $9/7$ الی 10 پوند بر ساعت به‌ازای هر تن تبرید در نظر گرفته می‌شود. بر این اساس، جریان جرمی بخار موردنیاز برحسب kg/s از رابطه (۱۹) محاسبه می‌شود:

$$\dot{m}_{\text{steam}} \approx 0.000358 \times \dot{Q}_{\text{evap}} \quad (19)$$

که در آن، \dot{Q}_{evap} توان برودتی برحسب کیلووات است. قانون اول ترمودینامیک در این سیکل مطابق رابطه (۲۰) است:

1. Flash 2

$$\dot{Q}_{ABS} + \dot{Q}_{LTCOND} = \dot{Q}_{EVAP} + \dot{Q}_{HTGEN} + \sum \dot{W}_{PUMP} \quad (20)$$

که در آن، \dot{Q}_{ABS} بار حرارتی ابزبر، \dot{Q}_{LTCOND} بار حرارتی کندانسور دما پایین، \dot{Q}_{EVAP} بار حرارتی اواپراتور، \dot{Q}_{HTGEN} بار حرارتی ژنراتور دما بالا است. مقادیر توان پمپها در مقایسه با بار حرارتی تجهیزات حرارتی ناچیز است.

ضریب عملکرد سیکل تبرید جذبی از رابطه (21) به دست می‌آید:

$$COP = \frac{\dot{Q}_{EVAP}}{\dot{Q}_{HTGEN}} \quad (21)$$

مدل اسپن پلاس سیکل تبرید جذبی ارائه شده در این مقاله با مدل اسپن پلاس سامرز [16] و مدل تحلیلی هرآلد [18] که با استفاده از نرم‌افزار تحلیل معادله مهندسی (EES) شبیه‌سازی شده است، اعتبارسنجی شده است.

مشخصات فرایندی سیکل تبرید جذبی مطابق جدول 2 است.

3-3- سیستم بازیافت حرارتی

با انتقال جریان حرارتی از گرمکن سوخت (Q1) و گرمکن اولیه هوا (Q2) به گرمکن 10، شرایط جریان خروجی از پیل سوختی جهت بازیافت حرارتی شبیه‌سازی می‌شود. آب اشباع (جریان 21-1) در فشار 115psig وارد مبدل حرارتی تولید بخار می‌شود و توسط گاز گرم خروجی از پیل سوختی (جریان 12)، بخار اشباع (جریان 22) تولید می‌شود. میزان بخار تولیدشده مطابق رابطه (19) متناسب با توان برودتی است که در اسپن پلاس تعریف می‌شود. با استفاده از گرمکن 11، حرارت ورودی به سیکل تبرید تعریف می‌شود. با بازیافت حرارتی جریان گاز خروجی از مبدل بازیافت حرارتی تولید بخار (جریان 13) در یک مبدل حرارتی، آب گرم (جریان 24) تولید می‌شود.

پارامتر	مقادیر
غلظت محلول در شرایط ورودی	57/2 درصد
فشار پایین سیکل	0/912 kPa
فشار متوسط سیکل	4/154 kPa
فشار بالای سیکل	64/34 kPa
ضریب کارایی مبدل‌های محلول	50 درصد

جدول 2- مشخصات فرایندی سیکل تبرید جذبی دواثره

4- نتایج شبیه‌سازی

با ثابت در نظر گرفتن پارامترهای ضریب مصرف سوخت (U_F)، نسبت بخار به کربن ($STCR$) و ضریب مصرف اکسیژن

1. Engineering Equation Solver (EES)

(U_a) مطابق جدول 1 و مشخصات فرایندی سیکل تبرید مطابق جدول 2، اثر نرخ جریان سوخت ورودی به پیل سوختی بر توان و بازده کلی سیستم در دو حالت تولید سه‌گانه توان و تولید هم‌زمان برق و حرارت بررسی شده است که نتایج به‌دست آمده در هر حالت به‌صورت زیر است:

4-1- تولید توان سه‌گانه (SOFC-CCHP)

در مبدل بازیافت حرارتی تولید آب گرم، دمای آب ورودی به مبدل حرارتی 15/5 °C و میزان افزایش دمای آب 44/5 °C است، بنابراین توان حرارتی در این حالت ثابت در نظر گرفته شده است.

بازده کلی سیستم تولید سه‌گانه از رابطه (22) محاسبه می‌شود:

$$\eta_{CCHP} = \frac{P_{E,Net} + P_H + P_C}{\dot{n}_{fuel,in} \times LHV} \quad (22)$$

که در آن، $P_{E,Net}$ توان الکتریکی خالص سیستم با در نظر گرفتن کلیه مصارف برق تجهیزات در سیکل تبرید، برج خنک‌کننده و پیل سوختی است. P_H توان حرارتی مبدل تولید آب گرم، و P_C توان برودتی است.

نمودار تغییرات توان و بازده کلی سیستم برحسب نرخ جریان سوخت ورودی در شکل 4 نشان داده شده است. نتایج شبیه‌سازی نشان داده است بازده سیستم تولید سه‌گانه توان با افزایش نرخ سوخت از 85 درصد به 54 درصد کاهش می‌یابد. در این حالت با ثابت بودن توان حرارتی، دمای گاز اتلافی خروجی به اتمسفر (جریان 14) افزایش می‌یابد. در نرخ جریان سوخت 1/5 kmol/hr تا 2/3 kmol/hr، دمای گاز خروجی از 100 °C به 132 °C افزایش می‌یابد. با افزایش آنتالپی گاز خروجی، توان برودتی و حرارت ورودی به سیکل تبرید افزایش می‌یابد و در این شرایط، ضریب عملکرد سیکل تبرید از 0/9 تا 1/14 افزایش می‌یابد.

4-2- تولید هم‌زمان برق و حرارت (SOFC-CHP)

با حذف سیکل تبرید، گاز خروجی از پیل سوختی (جریان 12) مستقیماً وارد مبدل بازیافت حرارتی تولید آب گرم می‌شود. در این حالت، دمای گاز گرم خروجی از مبدل حرارتی، 120 °C در نظر گرفته می‌شود.

بازده کلی سیستم در این حالت به‌صورت (23) تعریف می‌شود:

$$\eta_{CHP} = \frac{P_{E,Net} + P_H}{\dot{n}_{fuel,in} \times LHV} \quad (23)$$

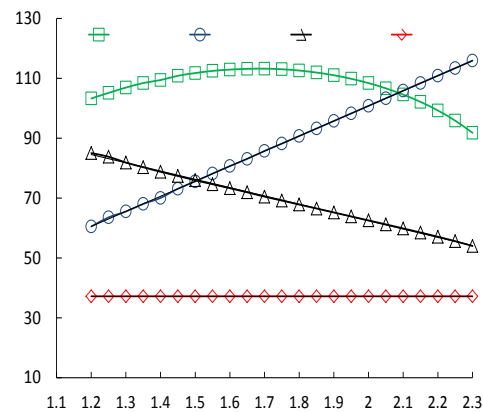




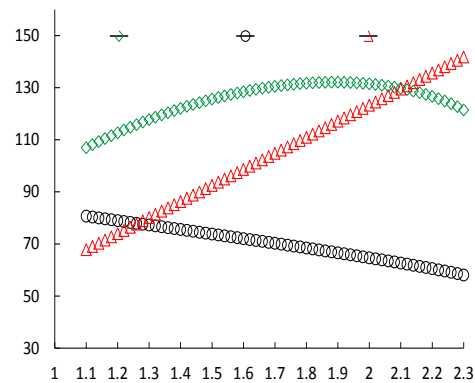
در شکل ۵، تغییرات توان الکتریکی خالص و توان حرارتی و بازده کلی سیستم با نرخ جریان سوخت ورودی نشان داده شده است. در این حالت با حذف سیکل تبرید، ظرفیت تولید توان الکتریکی بیشتر از حالت قبل (تولید سه گانه) است.

۵- مطالعه موردی

عملکرد سیستم هیبرید تولید هم‌زمان بر پایه پیل سوختی اکسید جامد جهت تأمین مصارف انرژی یک ساختمان با کاربری مسکونی واقع در تهران مورد تحلیل فنی و اقتصادی قرار می‌گیرد. با توجه به نتایج شبیه‌سازی، عملکرد سیستم در حالت تولید سه گانه (SOFC-CCHP) جهت تأمین مصارف الکتریکی، برودتی و آب گرم مصرفی ساختمان در فصل تابستان و عملکرد سیستم در حالت تولید هم‌زمان برق و حرارت (SOFC-CHP) جهت تأمین مصارف الکتریکی و توان حرارتی شامل گرمایش فضا و آب گرم مصرفی ساختمان در فصل زمستان مورد بررسی قرار می‌گیرد.



شکل ۴- تغییرات توان الکتریکی خالص، توان حرارتی، توان سرمایشی و بازده کلی سیستم SOFC-CCHP با نرخ جریان سوخت ورودی



شکل ۵- تغییرات توان الکتریکی خالص، توان حرارتی و بازده کلی سیستم هیبرید SOFC-CHP با نرخ جریان سوخت ورودی

۵-۱- مدل بارهای ساختمان

برای برآورد مصارف انرژی در ساختمان مورد مطالعه از نرم‌افزار رت‌اسکرین ۱ استفاده می‌شود. در این نرم‌افزار بر اساس درجه روزهای ۲ حرارتی و برودتی و دمای طرح تابستان $37/3^{\circ}\text{C}$ و دمای طرح زمستان $1/3^{\circ}\text{C}$ - برای شهر تهران، با تعیین شدت مصارف انرژی حرارتی و برودتی ساختمان بر واحد سطح (W/m^2)، پروفیل بارهای حرارتی و برودتی به صورت ماهیانه به دست می‌آید. شدت بار حرارتی و برودتی برای یک ساختمان با عایق کاری متوسط و کاربری مسکونی به ترتیب، $50 \text{ W}/\text{m}^2$ و $45 \text{ W}/\text{m}^2$ در نظر گرفته می‌شود [۱۹]. توان تولید آب گرم مصرفی، ۲۵ درصد توان حرارتی کل در نظر گرفته می‌شود. با توجه به مقادیر شدت بار حرارتی و برودتی در نظر گرفته شده و ماکسیمم توان حرارتی و برودتی تولید شده، مساحت ساختمان مورد مطالعه 3500 متر مربع در نظر گرفته می‌شود. برق مصرفی سیستم تولید توان از پیل سوختی تأمین می‌شود، بنابراین توان الکتریکی خالص صرف سایر تجهیزات الکتریکی ساختمان (به جز موتورخانه) و روشنایی می‌شود. فرض می‌شود 70 درصد بار الکتریکی کل مربوط به روشنایی و 30 درصد مربوط به سایر مصارف وسایل الکتریکی (با ضریب هم‌زمانی $0/8$) باشد. شدت بار روشنایی یک ساختمان با کاربری خانگی در بار کم $10/8$ وات بر متر مربع، در بار متوسط $21/5$ وات بر متر مربع، و در بار زیاد $43/1$ وات بر متر مربع برآورد شده است [۲۰]. با در نظر گرفتن بار متوسط روشنایی، توان مصرفی برای ساختمان مورد مطالعه $107/5$ کیلووات به دست می‌آید. مصارف الکتریکی ساختمان در تمام ماه‌های سال یکسان نیست. هرگاه این توان (با کمی افزایش با لحاظ سایر مصارف برقی ساختمان) توان مصرفی گرم‌ترین ماه سال (مرداد) در نظر گرفته شود، بار الکتریکی مصرفی در ماه‌های تیر و شهریور 5 درصد کمتر، در ماه‌های آذر، دی، بهمن، اسفند و خرداد 12 درصد و در ماه‌های فروردین و اردیبهشت 16 درصد کمتر از ماه مرداد در نظر گرفته می‌شود.

در شکل ۶، پروفیل بارهای حرارتی، برودتی و الکتریکی ساختمان در هر ماه با استفاده از نرم‌افزار رت‌اسکرین نشان داده شده است.

۵-۲- تطبیق بار

سیستم‌های تولید هم‌زمان با هدف سازگاری دقیق با بار الکتریکی و حرارتی طراحی می‌شوند ولی در عمل این

1. RETScreen®
2. Degree Days

سازگاری حاصل نمی‌شود و معمولاً این سیستم‌ها، جهت برآورد نیازمندی‌های بار خاص، همانند تقاضای بار حرارتی پایه، تقاضای بار الکتریکی پایه و تقاضای حرارتی یا الکتریکی پیک طراحی می‌شوند [۲۱].

با توجه به نمودار بارهای ساختمان مورد مطالعه در شکل ۶ و نیز نمودارهای تولید توان در شکل‌های ۴ و ۵، روش‌های تطبیق بار و توان تولیدشده در حالت‌های زیر مورد بررسی قرار می‌گیرد.

حالت الف:

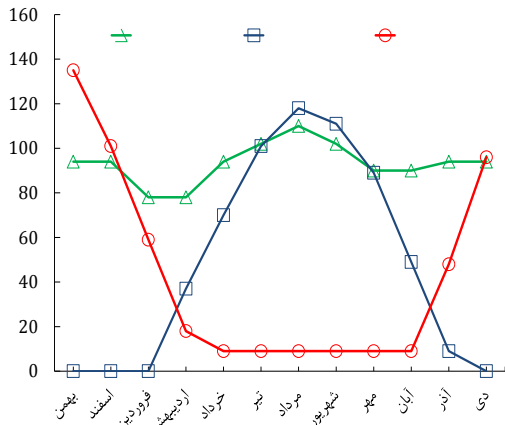
حالت پیگردی بار حرارتی با هدف تأمین حداکثر بار حرارتی در طول سال در نظر گرفته می‌شود. حداکثر بار حرارتی ساختمان مربوط به ماه بهمن (در حدود ۱۳۵ کیلووات) است. با توجه به نمودار شکل ۵، هرگاه نرخ سوخت ورودی $2/2 \text{ kmol/h}$ باشد، سیستم تولید توان در حالت SOFC-CCHP، حداکثر بار حرارتی ساختمان را تأمین می‌کند. در این نرخ سوخت، نحوه تطبیق توان‌های برودتی و الکتریکی با بارهای ساختمان بررسی می‌شود. توان الکتریکی تولیدشده در حالت SOFC-CCHP، $126/6$ کیلووات و در حالت SOFC-CCHP، 102 کیلووات است. توان سرمایشی در حالت SOFC-CCHP، 108 کیلووات است. در شکل ۷، نحوه تطبیق توان‌های الکتریکی، برودتی و حرارتی با بارهای ساختمان نشان داده شده است.

حالت ب:

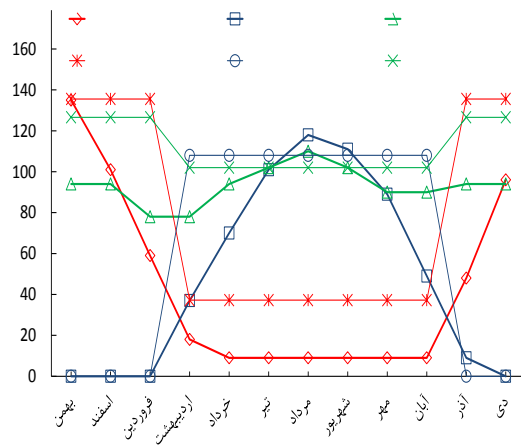
در حالت پیگردی بار الکتریکی، حداکثر بار الکتریکی ساختمان مربوط به ماه مرداد (۱۱۰ کیلووات) است. با در نظر گرفتن حالت SOFC-CCHP مطابق شکل ۴، هرگاه نرخ سوخت ورودی $1/45 \text{ kmol/hr}$ باشد، حداکثر بار الکتریکی تأمین می‌شود. در حالت SOFC-CHP، با نرخ سوخت ورودی کمتری ($1/16 \text{ kmol/hr}$) بار الکتریکی حداکثر تأمین می‌گردد ولی به دلیل تولید توان برودتی کمتر نسبت به حالت SOFC-CCHP، نرخ سوخت بالاتر انتخاب شده است. در شکل ۸، نحوه تطبیق توان‌های الکتریکی، برودتی و حرارتی با بارهای ساختمان نشان داده شده است.

حالت ج:

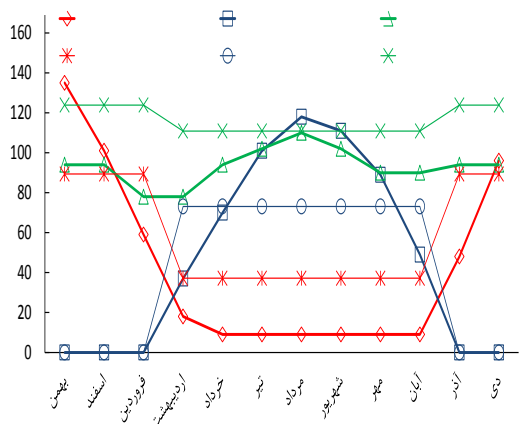
نرخ سوخت ورودی، متوسط دو حالت قبل در نظر گرفته می‌شود، نحوه تطبیق توان‌های تولیدشده و بارهای ساختمان در این حالت بررسی می‌شود. با در نظر گرفتن نرخ سوخت ورودی $1/8 \text{ kmol/hr}$ ، نحوه تطبیق توان‌های الکتریکی، برودتی و حرارتی با بارهای ساختمان در شکل ۹ نشان داده شده است.



شکل ۶- پروفیل بارهای حرارتی، برودتی و الکتریکی ساختمان نمونه

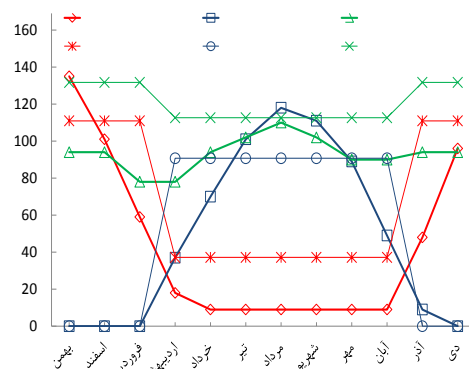


شکل ۷- نحوه تطبیق توان‌های تولیدشده و بارهای ساختمان در حالت پیگردی بار حرارتی (نرخ سوخت $2/2 \text{ kmol/h}$) - حالت الف)



شکل ۸- نحوه تطبیق توان‌های تولیدشده و بارهای ساختمان در حالت پیگردی بار الکتریکی (نرخ سوخت $1/45 \text{ kmol/h}$) - حالت ب)





شکل ۹- نحوه تطبیق توان‌های تولیدشده و بارهای ساختمان در حالت نرخ جریان سوخت متوسط (نرخ سوخت $1/8 \text{ kmol/h}$) - حالت (ج)

در جدول ۳، مقادیر کمبود توان در سه حالت بررسی شده نشان داده شده است. در سایر موارد، مطابق شکل‌های ۷ تا ۱۰، توان‌های تولیدشده از بار موردنیاز ساختمان بیشتر است.

ردیف	نوع بار	۱	۲	۳	۴	۵	۶	۷	۸	۹	۱۰
الف)	الکتریکی	-	-	-	-	-	-	-	۸	-	-
	سرمایش گرمایش	-	-	-	-	-	-	-	۱۰	-	-
ب)	الکتریکی	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
	سرمایش گرمایش	-	-	۱۶	۳۸	۴۵	۲۸	-	-	-	-
ج)	الکتریکی	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
	سرمایش گرمایش	۱۲	۴۶	۷	-	-	-	-	-	-	-
د)	الکتریکی	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
	سرمایش گرمایش	-	-	-	۲۰	۲۷	۲۶	-	-	-	-
		-	۲۴	-	-	-	-	-	-	-	-

جدول ۳- کمبود توان‌های سه‌گانه در سه حالت پیگردی بار حرارتی (حالت الف)، پیگردی بار الکتریکی (حالت ب) و نرخ متوسط سوخت (حالت ج) برحسب کیلووات

۵-۳- تحلیل اقتصادی

هزینه مصارف انرژی در سه حالت (الف)، (ب) و (ج) محاسبه و مقایسه می‌شود. برای این منظور، فرض می‌شود حرارت مازاد قابل‌ذخیره بوده و برق مازاد قابل‌فروش به شبکه باشد؛ همچنین توان برودتی مازاد به‌صورت اتلاف در نظر گرفته می‌شود. کمبود بار برودتی، توسط یک چیلر تراکمی با ضریب عملکرد ۲ و خرید برق مصرفی چیلر از شبکه جبران می‌شود. کمبود بار حرارتی به‌صورت هزینه مصرف سوخت جبرانی محاسبه می‌شود. هزینه خرید هر کیلووات برق، $731/7$ ریال بر کیلووات‌ساعت و هزینه فروش، 340 ریال بر کیلووات‌ساعت در نظر گرفته می‌شود. هزینه گاز مصرفی در ۵ ماه سرد سال، 700 ریال بر متر مکعب و در ماه‌های دیگر، 1200 ریال بر متر مکعب در نظر گرفته می‌شود. از آنجا که این تحلیل فقط برای مقایسه هزینه‌های انرژی سه حالت مذکور است، در محاسبات، زمان مصارف انرژی یکسان در نظر گرفته شده است.

نتایج محاسبات هزینه سالیانه مصرف گاز و برق در این سه حالت مطابق جدول ۴ است. با توجه به جدول ۴، هزینه مصارف انرژی در حالت نرخ متوسط سوخت، کمتر از دو حالت دیگر است و بهترین حالت عملکرد سیستم هیبرید در تأمین بار ساختمان نسبت به دو حالت دیگر است.

به‌منظور تحلیل اقتصادی به‌کارگیری سیستم تولید هم‌زمان بر پایه پیل سوختی اکسید جامد در ساختمان مورد مطالعه، هزینه‌های عملیاتی و ثابت آن در حالت نرخ متوسط سوخت به‌عنوان سیستم نوین با یک سیستم متداول با تولید توان مجزا مقایسه می‌شود. مشخصات هر سیستم به شرح زیر است: سیستم نوین: این سیستم شامل پیل سوختی اکسید جامد (مدل ۱۲۰ کیلوواتی زیمنس-وستینگاس)، چیلر جذبی دواتره با بخار با ضریب عملکرد ۱ با ظرفیت 120 کیلووات توان برودتی در بار کامل، مبدل بازیافت حرارتی تولید بخار، مبدل بازیافت حرارتی تولید آب گرم، مخزن ذخیره آب گرم، برج خنک‌کن و پمپ است.

سیستم تولید مجزا: در این حالت، برق موردنیاز از طریق شبکه تأمین می‌شود. بار حرارتی و آب گرم مصرفی توسط یک بویلر گازسوز و بار برودتی توسط یک چیلر جذبی از نوع شعله مستقیم^۱ با گاز طبیعی با ظرفیت مشابه سیستم نوین تأمین می‌شود.

در محاسبات مصارف انرژی دو سیستم، هزینه گاز مصرفی طبق روش قبل بوده ولی هزینه برق مصرفی مطابق آخرین تعرفه وزارت نیرو و به‌روش پلکانی محاسبه می‌شود [۲۲]. نتایج محاسبه هزینه سالیانه انرژی مصرفی دو سیستم نوین و تولید مجزا برای تأمین بار ساختمان در جدول ۵ نشان داده شده است.

هزینه‌های ثابت و تعمیر و نگهداری تجهیزات به‌کاررفته در دو سیستم نوین و تولید مجزا در جدول ۶ نشان داده شده است.

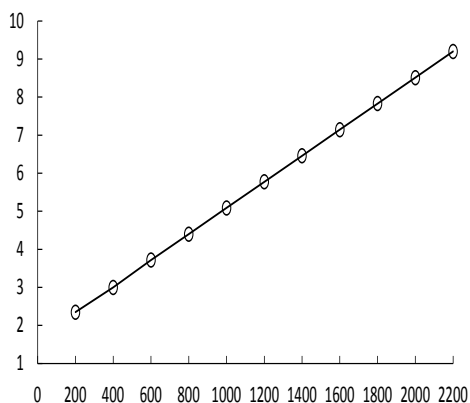
وضعیت عملکرد	هزینه سالیانه (میلیون ریال)
پیگردی بار حرارتی	۳۴۴/۱۸
پیگردی بار الکتریکی	۳۳۶/۹۷
نرخ متوسط سوخت	۳۱۸/۷۶

جدول ۴- هزینه انرژی سالیانه سیستم هیبرید در سه حالت عملیاتی

انرژی مصرفی	سیستم نوین (ریال)	سیستم تولید مجزا (ریال)
برق	۵,۱۸۸,۷۰۴	۸۵۸,۹۰۰,۰۰۰
گاز	۳۶۵,۴۰۸,۷۴۱	۶۵۷,۲۹۶,۵۹۶
هزینه کل	۳۶۰,۲۲۰,۰۳۷	۱,۵۱۶,۱۹۶,۵۹۶

جدول ۵- هزینه انرژی مصرفی سالیانه دو سیستم نوین و تولید مجزا

1. Direct Fire



شکل ۱۰- اثر هزینه پیل سوختی اکسید جامد بر دوره بازگشت سرمایه

۶- نتیجه‌گیری

در این مقاله، عملکرد یک سیستم تولید هم‌زمان بر مبنای تکنولوژی پیل سوختی اکسید جامد توسعه داده شده توسط زمینس-وستینگاس جهت تأمین مصارف انرژی یک ساختمان با کاربری مسکونی از نظر فنی و اقتصادی مورد تحلیل قرار گرفت. فرایند پیل سوختی اکسید جامد با سوخت ورودی گاز طبیعی با تعریف واکنش‌ها و شرایط مختلف عملیاتی با استفاده از اسپن پلاس شبیه‌سازی و میزان توان الکتریکی خروجی با استفاده از معادلات حاکم بر پیل سوختی محاسبه گردید. با توسعه سیستم تولید هم‌زمان بر پایه پیل سوختی اکسید جامد و مدل‌سازی بارهای یک ساختمان به مساحت ۳۵۰۰ متر مربع با مصارف انرژی متوسط، نحوه تطابق عرضه و تقاضای انرژی در شرایط مختلف بررسی گردید که نتایج نشان داده است با افزایش نرخ جریان سوخت ورودی و ثابت بودن ضرایب تبدیل هیدروژن و اکسیژن در پیل سوختی و نسبت بخار به سوخت ۲/۵، توان الکتریکی ابتدا افزایش یافته ولی به دلیل افزایش تلفات و تناژ کاهش می‌یابد.

در حالت تولید سه‌گانه، توان برودتی ۶۰ کیلووات تا ۱۱۶ کیلووات با ضریب عملکردی ۰/۹ تا ۱/۱۴ تولید می‌شود. حداکثر توان الکتریکی خالص در این حالت ۱۱۳/۲ کیلووات و توان حرارتی ۳۷ کیلووات است. در حالت تولید هم‌زمان برق و حرارت، با حذف مصارف برق سیکل تبرید، توان الکتریکی خالص افزایش می‌یابد.

نرخ سوخت ورودی در حالت‌های تأمین حداکثر بار حرارتی و تأمین حداکثر بار الکتریکی تعیین شد و نحوه تطبیق توان‌های تولید شده و بار ساختمان در این حالت‌ها و نیز در نرخ سوخت متوسط به دست آمد. محاسبه مصارف انرژی در این سه حالت نشان داده است عملکرد سیستم هیبرید با نرخ جریان سوخت

تجهیزات	ظرفیت	هزینه ثابت (ریال) ^(۶)	هزینه تعمیر و نگهداری (ریال)
پیل سوختی اکسید جامد	۱۲۰ کیلووات	۲,۳۷۶,۰۰۰,۰۰۰	۱۴۳,۷۵۸,۰۲۲
مبدل حرارتی تولید بخار	۱۰۰ کیلووات	۱,۳۲۲,۸۰۸,۶۵۵	۱۴,۶۹۷,۸۷۴
چیلر تراکمی	۱۲۰ کیلووات	۱۴۹,۰۰۹,۹۵۷	۲۱,۱۵۰,۰۰۰
چیلر جذبی شعله مستقیم	۱۲۰ کیلووات	۹۱۰,۰۸۲,۴۵۷	۲۲,۱۷۸,۶۶۱
چیلر جذبی بخار	۱۲۰ کیلووات	۱,۰۷۰,۶۵۸,۲۴۳	۵۴۰,۱۷۰,۲۱

جدول ۶- هزینه تجهیزات و تعمیر و نگهداری در دو سیستم نوین و تولید مجزا

(*) یک دلار معادل ۳۰.۰۰۰ ریال در نظر گرفته شده است. در جدول ۶، هزینه پیل سوختی به همراه سیستم اصلاح سوخت و پیش‌گرمایش هوا و سوخت، معادل ۶۰۰ دلار بر کیلووات ظرفیت الکتریکی در نظر گرفته شده است [۱۰]. هزینه تعمیر و نگهداری پیل سوختی معادل ۰/۰۰۵ دلار بر هر کیلووات ساعت توان الکتریکی در نظر گرفته شده است [۱۳]. قیمت مبدل حرارتی بازیافت بخار با فشار ۷۹۳kPa، در حدود ۱۷,۰۰۰ دلار در سال ۲۰۰۲ داده شده که به قیمت فعلی تبدیل شده است [۲۳]. هزینه اولیه چیلر تراکمی با ضریب عملکرد ۲، معادل ۱۵۰ دلار بر هر تن تبرید و هزینه تعمیر و نگهداری آن، ۲۳/۵ دلار در هر تن تبرید در هر سال و هزینه اولیه چیلر جذبی بخار با ضریب عملکرد ۱، معادل ۱/۰۴۶ دلار بر هر تن تبرید و هزینه تعمیر و نگهداری آن، ۲۱ دلار در هر تن تبرید در هر سال در نظر گرفته شده است [۲۴]. هزینه اولیه چیلر جذبی دومرحله‌ای با بخار ۱۵ درصد بیشتر از نوع شعله مستقیم در نظر گرفته شده است.

قیمت مبدل بازیافت حرارتی تولید آب گرم در سیستم نوین معادل قیمت بویلر آب گرم در سیستم تولید مجزا فرض شده است. هزینه نصب و راه‌اندازی کلیه تجهیزات معادل ۱۰ درصد هزینه اولیه تجهیزات لحاظ شده است.

با مقایسه هزینه مصارف انرژی سالیانه و هزینه‌های ثابت دو سیستم نوین و مجزا، دوره بازگشت سرمایه به‌کارگیری سیستم نوین جهت تأمین انرژی ساختمان مورد مطالعه، طبق رابطه (۲۴)، کمتر از ۴ سال به دست می‌آید:

$$PB = \frac{C_I}{C_A} \quad (24)$$

هزینه پیل سوختی از پارامترهای مهم در توجیه اقتصادی این طرح محسوب می‌شود. در شکل ۱۰، اثر هزینه پیل سوختی اکسید جامد بر دوره بازگشت سرمایه نشان داده شده است.





($۱/۸ \text{ kmol/h}$ ($۴۲/۴۷ \text{ m}^3/\text{hr}$) کمترین هزینه سالیانه مصرف انرژی را داشته است. در این حالت، بازده سیستم در سیستم تولید سه گانه، $۶۷/۸۵$ درصد و بازده سیستم در سیستم تولید هم‌زمان برق و حرارت، $۶۸/۴۴$ درصد به دست آمده است. در تحلیل اقتصادی، مقایسه هزینه‌های ثابت و سالیانه مصارف انرژی دو سیستم تولید هم‌زمان بر پایه پیل سوختی اکسید جامد و یک سیستم متداول تولید توان به صورت مجزا نشان داده است که دوره بازگشت سرمایه به هزینه اولیه پیل سوختی اکسید جامد وابسته است.

۷- علائم

C_A	سود (ریال بر سال)
C_I	هزینه اولیه سرمایه‌گذاری (ریال)
F	عدد فارادی ($۹۶۴۸۷ \text{ C/mole electron}$)
ΔG_f	تغییر انرژی گیبس واکنش (Kj.mol^{-1})
Δh_{rxn}^0	تغییر آنتالپی واکنش در شرایط استاندارد (Kj.mol^{-1})
I	شدت جریان (A)
\dot{n}	نرخ جریان مولی (Kmol.h^{-1})
p	فشار عملیاتی پیل سوختی (atm)
P	توان (kW)
PB	نرخ بازگشت سرمایه (سال)
\dot{Q}	بار حرارتی (kW)
R_g	ثابت گاز ($۸/۳۱۴ \text{ J.mol}^{-1}.\text{K}^{-1}$)
$STCR$	نسبت بخار به کربن
T	دما (K)
U_a	ضریب مصرف اکسیژن
U_f	ضریب مصرف سوخت
V	ولتاژ سلول (V)
\dot{W}	توان مکانیکی (kW)
x	کسر مولی
علائم یونانی	
α	بازده مبدل جریان مستقیم به متناوب
ϵ	کارایی مبدل حرارتی (درصد)
η	بازده (درصد)
زیرنویس‌ها	
$cons$	مصرف‌شونده
ohm	اهمی
con	غلظتی
act	فعالیت
c	جریان سرد
h	جریان گرم
t	مجموع

مزایای سیستم تولید هم‌زمان بر پایه پیل سوختی اکسید جامد در مقایسه با سیستم‌های متداول و سنتی مانند کاهش عمده مصارف انرژی که منجر به کاهش قابل ملاحظه هزینه‌های انرژی و نیز کاهش نشر آلاینده‌ها می‌شود و نیز عملکرد مستقل از شبکه با بازده بالا از یک سو، توسعه و تجاری‌شدن تکنولوژی پیل سوختی اکسید جامد از سوی دیگر، سیستم تولید هم‌زمان را به‌عنوان یک سیستم نوین، جایگزین مناسبی برای سیستم‌های متداول فعلی در بخش ساختمان مطرح می‌نماید.

۸- مراجع

- [1] Iran Ministry of Energy, Energy Budget Report in 2011, 2013; <http://www.tavanir.org.ir/budget/pages/nashriyat/energy.php> (In Persian).
- [2] Wu, D.W., R.Z. Wang, "Combined Cooling, Heating and Power: A Review", Progress in Energy and Combustion Science, Vol. 32, No. 5, pp. 459-495, 2006.
- [3] Zhang, X., S.H., Chan, G., Li, H.K., Ho, J., Li, Z., Feng, "A Review of Integration Strategies for Solid Oxide Fuel Cells", Power Sources, Vol. 195, No.3, pp. 685-702, 2010.
- [4] Braun, R.J., S.A., Klein, D.T., Reindl, "Evaluation of System Configurations for Solid Oxide Fuel Cell-based Micro-combined Heat and Power Generators in Residential Applications", Power Sources, Vol. 158, No. 2, pp. 1290-1305, 2006.
- [5] Kazempoor, P., V., Dorer, F., Ommi, "Evaluation of Hydrogen and Methane-fuelled Solid Oxide Fuel Cell Systems for Residential Applications: System Design Alternative and Parameter Study", Hydrogen Energy, Vol. 34, No.20, pp. 8630-8644, 2009.
- [6] Lee, K.H., R.K., Strand, "SOFC Cogeneration System for Building Applications, Part 1: Development of SOFC System-level Model and the Parametric Study", Renewable Energy, Vol. 34, No. 12, pp. 2831-2838, 2009.
- [7] Lee, K.H., R.K., Strand, "SOFC Cogeneration System for Building Applications, Part 2: System Configuration and Operating Condition Design", Renewable Energy, Vol. 34, No. 12, pp. 2839-2846, 2009.
- [8] Bompard, E., R., Napoli, B., Wan, G., Orsello, "Economics Evaluation of a 5kW SOFC Power System for Residential Use", Hydrogen Energy, Vol. 33, No.12, pp. 3243-3247, 2008.
- [9] Yu, Z., J., Han, X., Cao, "Investigation on

- [23] Peters, M.S., K.D., Timmerhaus, R.E., West, Plant Design and Economics for Chemical Engineers, Fifth Edition, p.892, McGraw Hill, 2003.
- [24] Herold, K., E.L., Reyes, L., Harriman, D.V., Punwani, W.A., Ryan, Natural Gas-Fired Cooling Technologies and Economics, Report developed for Gas Technology Institute (GTI), p. 186, 2004.
- Performance of an Integrated Solid Oxide Fuel Cell and Absorption Chiller Tri-generation System”, Hydrogen Energy, Vol. 36, No. 19, pp. 12561-12573, 2011.
- [10] Zink, F., Y., Lu, L., Schaefer, “A Solid Oxide Fuel Cell System for Buildings”, Energy Conversion and Management, Vol. 48, No. 3, pp. 809-818, 2007.
- [11] Zhang, W., E., Croiset, P.L., Douglas, M.W., Fowler, E., Entchevb, “Simulation of a Tubular Solid Oxide Fuel Cell Stack Using Aspen Plus Unit Operation Models”, Energy Conversion and Management, Vol. 46, No. 1, pp. 181-196, 2005.
- [12] Doherty, W., A., Reynolds, D., Kennedy, “Computer Simulation of a Biomass Gasification-solid Oxide Fuel Cell Power System Using Aspen Plus”, Energy, Vol. 35, No. 12, pp. 4545-4555, 2010.
- [13] EG&G Technical Services, Fuel Cell Handbook, Seventh Edition, Inc., USDOE, 2004.
- [14] Zabihian, F., A., Fung, “A Review on Modeling of Hybrid Solid Oxide Fuel Cell Systems”, International Journal of Engineering, Vol. 3, No. 2, pp. 85-119, 2009.
- [15] Braun, R.J., Optimal Design and Operation of Solid Oxide Fuel Cell Systems for Small-scale Stationary Applications, PhD Thesis, Department of Mechanical Engineering, University of Wisconsin- Madison, USA, 2002.
- [16] Somers, C., A., Mortazavi, Y., Hwang, R., Radermacher, P., Rodgers, S., Al-Hashimi, “Modeling Water/lithium Bromide Absorption Chillers in ASPEN Plus”, Applied Energy, Vol. 88, No. 11, pp. 4197-4205, 2011.
- [17] Soltandoost, M., Engine House Design, Second Edition, pp. 347-349 Tehran: Yazda, 2011, (In Persian).
- [18] Herold, K., R., Radermacher, S.A., Klein, Absorption Chillers and Heat Pumps, CRC press, 1996.
- [19] RETScreen® Engineering & Cases Textbook, RETScreen® International Clean Energy Decision Support Centre, Third Edition, 2005; <http://www.retscreen.net>.
- [20] Soltandoost, M., Rule of Thumb Guide, Second Edition, p. 44, Tehran: Yazda, 2007, (In Persian).
- [21] Sattari, S., Energy Audit of Building Systems: An Engineering Approach, pp. 408-424, Tehran: Hamayesh Sanat, 2009, (In Persian).
- [22] Iran Ministry of Energy; <http://www.tariff.moe.gov.ir>.



Technical and Economic Analysis of a Cogeneration System Based on Solid Oxide Fuel Cell (SOFC) Technology for Building Application

Ali Rahimi Khameneh¹, Mahdi Mehrpooya^{2*}

1- Department of Energy and Environment, Science and Research Branch of Islamic Azad University, Tehran, Iran

2- Department of New Sciences and Technologies, University of Tehran, Tehran, Iran

Email: mehrpoya@ut.ac.ir

Abstract

Buildings are one of the major energy consumers in Iran. Electricity in this section is supplied by thermal power plants with low efficiency and high pollution emissions. Today, the development and deployment of novel power generation systems with high efficiency and independent of the network with low emissions are important, and extensive researches have been devoted to them. Fuel cell is one of these systems. In this paper, the application of Solid Oxide Fuel Cell (SOFC) as a prime mover of a cogeneration system to supply energy demands of a typical residential building has been analyzed from technical and economic points of view. The process of SOFC was simulated using Aspen Plus software and the possibility of heat recovery from SOFC high temperature exhaust gas to activate a double effect absorption refrigeration cycle by steam generation and hot water production in a heat recovery heat exchanger was examined. The power and efficiency of 'heating and power cogeneration' and 'heating, power and cooling cogeneration' systems versus inlet fuel rates was obtained. Based on building energy consumption model, the produced powers and building loads matching conditions were obtained for minimum annual energy cost. Economic analysis has shown that annual energy consumption cost in cogeneration system, compared to a separately produced power system, will be drastically lower. With the commercialization of SOFC technology and further reducing manufacturing costs, this system can be a suitable alternative to conventional power generation systems.

Keywords:

Cogeneration, SOFC, Heat recovery, Aspen Plus, Building

