

بِسْمِ اللَّهِ الرَّحْمَنِ الرَّحِيمِ



دانشکده مهندسی مکانیک و مکاترونیک
گروه حرارت و سیالات

پایان نامه جهت اخذ درجه کارشناسی ارشد
رشته مهندسی سیستم‌های انرژی گرایش سیستم‌های انرژی

تولید و به کارگیری هیدروژن سبز در یک سیستم انرژی تولیدچندگانه مبتنی
بر پیل سوختی اکسید جامد و توربین گاز با رویکرد افزایش تولید توان و کاهش
نشر CO₂

پژوهشگر:

سعید خجسته عفت پناه

اساتید راهنما:

محمدحسین احمدی

اکبر ملکی

استاد مشاور:

علی فرزانه

بهمن ۱۴۰۰

دانشگاه صنعتی شاهرود

..... دانشکده:

..... گروه:

..... پایان نامه کارشناسی ارشد آقای

تحت عنوان:

در تاریخ توسط کمیته تخصصی زیر جهت اخذ مدرک کارشناسی

ارشد مورد ارزیابی و با درجه مورد

پذیرش قرار گرفت.

امضاء	اساتید مشاور	امضاء	اساتید راهنما
	نام و نام خانوادگی :		نام و نام خانوادگی :
	نام و نام خانوادگی :		نام و نام خانوادگی :

امضاء	نماینده تحصیلات تکمیلی	امضاء	اساتید داور
	نام و نام خانوادگی :		نام و نام خانوادگی :
			نام و نام خانوادگی :
			نام و نام خانوادگی :
			نام و نام خانوادگی :

تقدیم اثر

این اثر رو تقدیم می‌کنم به خودم که در سخت‌ترین روزهای زندگی‌ام، سرپا ایستادم، با تمام
ناملازمات جنگیدم و دست از تلاش کردن بر نداشتم تا این مرحله از زندگی را نیز با موفقیت پشت
سر بگذارم.

تشکر و قدردانی

از خانواده و دوستان عزیز، همراه، همدل و همیشه مشوقام،

از جناب آقای دکتر محمدحسین احمدی که دلسوزانه راهنمای بنده بودند،

از جناب آقای دکتر علی فرزانه که به عنوان مشاور، همیشه همراه و کمک من بودند،

و از تمام کسانی که در این مسیر من را همراهی کردند و به هر شکلی کمکی برای من بودند،

ایستاده قدردانی می‌کنم.



دانشکده مهندسی مکانیک و مکاترونیک

پایان نامه کارشناسی ارشد

تولید و به کارگیری هیدروژن سبز در یک سیستم انرژی تولیدچندگانه مبتنی
بر پیل سوختی اکسید جامد و توربین گاز با رویکرد افزایش تولید توان و کاهش
نشر CO_2

سعید خجسته عفت پناه

اساتید راهنما:

محمدحسین احمدی

اکبر ملکی

بهمن ۱۴۰۰

تعهد نامه

اینجانب دانشجوی دوره کارشناسی ارشد رشته دانشکده

..... دانشگاه صنعتی شاهرود نویسنده پایان نامه

..... تحت راهنمایی متعهد می شوم:

- تحقیقات در این پایان نامه توسط اینجانب انجام شده است و از صحت و اصالت برخوردار است.
- در استفاده از نتایج پژوهشهای محققان دیگر به مرجع مورد استفاده استناد شده است.
- مطلب مندرج در پایان نامه تاکنون توسط خود یا فرد دیگری برای دریافت هیچ نوع مدرک یا امتیازی در هیچ جا ارائه نشده است.
- کلیه حقوق معنوی این اثر متعلق به دانشگاه صنعتی شاهرود می باشد و مقالات مستخرج با نام «دانشگاه صنعتی شاهرود» و یا «Shahrood University of Technology» به چاپ خواهد رسید.
- حقوق معنوی تمام افرادی که در به دست آمدن نتایج اصلی پایان نامه تأثیرگذار بوده اند در مقالات مستخرج از پایان نامه رعایت می گردد.
- در کلیه مراحل انجام این پایان نامه، در مواردی که از موجود زنده (یا بافتهای آنها) استفاده شده است ضوابط و اصول اخلاقی رعایت شده است.
- در کلیه مراحل انجام این پایان نامه، در مواردی که به حوزه اطلاعات شخصی افراد دسترسی یافته یا استفاده شده است اصل رازداری، ضوابط و اصول اخلاق انسانی رعایت شده است.

تاریخ

امضای دانشجو

مالکیت نتایج و حق نشر

- کلیه حقوق معنوی این اثر و محصولات آن (مقالات مستخرج، کتاب، برنامه های رایانه ای، نرم افزار ها و تجهیزات ساخته شده است) متعلق به دانشگاه صنعتی شاهرود می باشد. این مطلب باید به نحو مقتضی در تولیدات علمی مربوطه ذکر شود.
- استفاده از اطلاعات و نتایج موجود در پایان نامه بدون ذکر مرجع مجاز نمی باشد.

چکیده

مصرف انرژی اولیه جهان همگام با افزایش جمعیت، پیشرفت تکنولوژی و توسعه اقتصادی، همواره در حال افزایش بوده است. این افزایش در مصرف انرژی‌های اولیه همراه با افزایش میزان انتشار آلاینده‌های مختلف زیست محیطی است. همین موضوع سبب شده است تا اقدامات پیشگیرانه مختلفی در راستای کنترل آلاینده‌گی و کاهش آسیب به محیط زیست در دستور اجرا قرار بگیرد. در همین راستا استفاده از منابع انرژی تجدیدپذیر برای تولید انرژی، فناوری‌های جذب و ذخیره‌سازی کربن و سیستم‌های انرژی تولیدچندگانه با راندمان بالا که همگی در راستا و منطبق بر هدف توسعه پایدار می‌باشند، به طور برجسته پیشنهاد شده است. به همین منظور در این پژوهش یک سیستم انرژی تولیدچندگانه پایدار و سبز مبتنی بر پیل سوختی اکسید جامد و توربین گاز (SOFC-GT) به همراه فرآیند جذب و ذخیره‌سازی دی‌اکسید کربن (CCS) متشکل از زیرسیستم‌های سیکل رنکین آلی با مبدل حرارتی داخلی (ORC-IHE)، سیکل گازی سازی مجدد گاز طبیعی مایع شده (LNGRC)، سیکل تبرید جذبی (ARC) آب-لیتیوم برماید، فتوولتائیک/حرارتی با متمرکزکننده (CPV/T)، مزرعه بادی (WF) و الکترولایزر قلیایی پیشرفته (AAE)، طراحی، توسعه و مدل سازی شده است. سیستم انرژی ارائه شده در این پژوهش به طور همزمان قادر به تولید توان الکتریکی، سرمایش، آب گرم، دی‌اکسید کربن (CO_2)، هیدروژن و اکسیژن می‌باشد. در شرایط عملکردی تعریف شده، سیستم انرژی پیشنهادی قادر به تولید بالغ بر ۳۵۷ کیلووات توان خالص الکتریکی، ۱۵۰ کیلووات بار سرمایشی، ۲/۲ کیلوگرم بر ثانیه آب گرم خانگی با دمای ۷۵ درجه سانتیگراد، ۰/۴۷۳ مول بر ثانیه CO_2 ، ۰/۵۵ مول بر ثانیه هیدروژن سبز و ۰/۲۷۵ مول بر ثانیه اکسیژن می‌باشد. سیستم تولیدچندگانه توسعه داده شده، انتشار-صفر (ZE) است و از طریق تولید و به کارگیری هیدروژن سبز، عملکرد آن تقویت شده است. در شرایط عملکردی تعریف شده، راندمان انرژی و راندمان انرژی این سیستم به ترتیب برابر ۵۷/۹۴٪ و ۳۲/۲۲٪ می‌باشد. شایان ذکر است که برای پوشش مسئله عدم قطعیت و غیرقابل پیشبینی بودن منابع انرژی تجدیدپذیر که تامین-

کننده انرژی الکتریکی مصرفی سیستم AAE می‌باشند، حاشیه اطمینان ۱۰ درصدی تولید توان بیشتر در نظر گرفته شده است.

کلمات کلیدی: سیستم انرژی تولیدچندگانه، توسعه پایدار، هیدروژن سبز، پیل سوختی اکسیدجامد (SOFC)، جذب و ذخیره‌سازی دی‌اکسیدکربن (CCS).

فهرست مطالب

م	فهرست جداول
ن	فهرست اشکال
ع	فهرست علائم و اختصارات
۱	فصل ۱: مقدمه
۲	۱-۱ مقدمه
۴	۱-۲ هدف و انگیزه پژوهش
۷	فصل ۲: وضعیت تکنولوژی و مرور بر ادبیات پیشین
۸	۲-۱ سیستم پیل سوختی اکسید جامد (SOFC)
۹	۲-۱-۱ اصول عملکردی سیستم پیل سوختی اکسید جامد (SOFC)
۱۲	۲-۲ سیستم خورشیدی حرارتی / فتوولتائیک با متمرکزکننده (CPV/T)
۱۲	۲-۲-۱ انواع سیستم‌های تبدیل انرژی خورشیدی
۱۳	۲-۲-۲ سیستم‌های خورشیدی ترکیبی حرارتی/فتوولتائیک (PV/T)
۱۴	۲-۲-۳ سیستم‌های خورشیدی ترکیبی حرارتی/فتوولتائیک با متمرکزکننده (CPV/T) ..
۱۶	۲-۳ ۱ توربین بادی محور افقی (HAWT)
۱۶	۲-۳-۱ توسعه فناوری توربین بادی
۱۷	۲-۳-۲ تولید توان از انرژی تجدیدپذیر باد
۱۸	۲-۳-۳ نیروگاه یا مزرعه بادی (WF)
۲۰	۲-۴ فرآیند الکترولیز آب
۲۰	۲-۴-۱ هیدروژن، حامل انرژی
۲۱	۲-۴-۲ تولید هیدروژن
۲۲	۲-۴-۳ سیستم الکترولایزر قلیایی پیشرفته (AAE)

- ۲-۵ سیستم سیکل رنگین آلی با مبدل حرارتی داخلی (ORC-IHE) ۲۶
- ۲-۵-۱ بازیابی حرارت بوسیله سیکل رنگین آلی (ORC) ۲۶
- ۲-۵-۲ اساس عملکرد سیکل رنگین آلی با مبدل حرارتی داخلی (ORC-IHE) ۲۷
- ۲-۵-۳ ویژگی‌های سیکل رنگین آلی با مبدل حرارتی داخلی (ORC-IHE) ۳۰
- ۲-۶ سیستم تبرید جذبی (ARS) یا (چیلر جذبی) ۳۰
- ۲-۶-۱ فرآیند جذب ۳۰
- ۲-۶-۲ اصول عملکردی سیستم تبرید جذبی تک-اثره ۳۲
- ۲-۶-۳ مزایا و معایب سیستم تبرید جذبی (ARS) ۳۳
- ۲-۷ سیستم سیکل گازی سازی مجدد گاز طبیعی مایع شده (LNGRC) ۳۴
- ۲-۸ سیستم جذب و ذخیره سازی دی اکسید کربن (CCS) ۳۵
- ۲-۹ مروری بر ادبیات پیشین ۳۶

فصل ۳: تشریح و مدل سازی سیستم ۴۱

- ۳-۱ توسعه سیستم انرژی تولیدچندگانه ۴۲
- ۳-۲ تشریح فرآیندی سیستم انرژی تولیدچندگانه ۴۳
- ۳-۲-۱ تشریح فرآیندی سیستم SOFC و CCS ۴۳
- ۳-۲-۲ تشریح فرآیندی سیستم ORC-IHE ۴۶
- ۳-۲-۳ تشریح فرآیندی سیستم LNGRC ۴۷
- ۳-۲-۴ تشریح فرآیندی سیستم ARC ۴۸
- ۳-۲-۵ تشریح فرآیندی سیستم یکپارچه شده تولید هیدروژن سبز ۴۹
- ۳-۳ مدل سازی سیستم انرژی تولیدچندگانه ۵۰
- ۳-۳-۱ معادلات بالانس ترمودینامیکی ۵۲
- ۳-۳-۲ مدل سازی ریاضی سیستم پیل سوختی اکسید جامد (SOFC) ۵۲

۳-۳-۳	مدل سازی ریاضی سیستم حرارتی / فتوولتائیک با متمرکز کننده خورشیدی
۵۷	(CPV/T)
۳-۳-۴	مدل سازی ریاضی توربین بادی محور افقی (HAWT)
۳-۳-۵	مدل سازی ریاضی سیستم سیکل رنکین آلی با مبدل حرارتی داخلی (ORC-IHE)
۶۱	
۳-۳-۶	مدل سازی ریاضی سیستم جذب و ذخیره سازی دی اکسید کربن (CCS)
۳-۳-۷	مدل سازی ریاضی سیستم الکترولایزر قلیایی پیشرفته (AAE)
۳-۳-۸	مدل سازی ریاضی سیستم تبرید جذبی آب-لیتیوم بروماید (Li-Br ARS)
۳-۳-۹	مدل سازی ریاضی سیستم سیکل گازی سازی مجدد گاز طبیعی مایع شده
۶۹	(LNGRC)
۳-۴	پارامترهای عملکردی سیستم تولیدچندگانه توسعه داده شده
۷۱	
۷۳	فصل ۴: صحت سنجی و ارائه نتایج
۴-۱	صحت سنجی مدل سازی سیستم تولیدچندگانه توسعه داده شده
۴-۱-۱	صحت سنجی مدل سازی سیستم پیل سوختی اکسید جامد (SOFC)
۴-۱-۲	صحت سنجی مدل سازی سیستم فتوولتائیک/حرارتی با متمرکز کننده (CPV/T) ۷۶
۴-۱-۳	صحت سنجی مدل سازی سیستم توربین بادی محور افقی (HAWT)
۴-۱-۴	صحت سنجی مدل سازی سیستم الکترولایزر قلیایی پیشرفته (AAE)
۴-۱-۵	صحت سنجی مدل سازی سیستم سیکل رنکین آلی با مبدل حرارتی داخلی
۴-۱-۶	صحت سنجی مدل سازی سیستم تبرید جذبی آب-لیتیوم بروماید
۴-۱-۷	صحت سنجی مدل سازی سیستم سیکل گازی سازی مجدد گاز طبیعی مایع شده
۸۰	(LNGRC)
۴-۲	نتایج کلی از مدل سازی سیستم تولیدچندگانه توسعه داده شده
۴-۲-۱	پارامترهای ورودی برای مدل سازی سیستم تولیدچندگانه

۴-۲-۲ نتایج بدست آمده از مدل سازی کلی سیستم تولیدچندگانه ۸۶

۴-۲-۳ تخریب اگزورژی (بازگشت ناپذیری)..... ۹۰

فصل ۵: بحث و جمع بندی ۹۳

۵-۱ مطالعه پارامتریک سیستم تولیدچندگانه توسعه داده شده ۹۴

۵-۱-۱ مطالعه پارامتریک سیستم SOFC ۹۴

۵-۱-۲ مطالعه پارامتریک سیستم ORC-IHE ۱۰۱

۵-۱-۳ مطالعه پارامتریک سیستم CPV/T ۱۰۵

۵-۱-۴ مطالعه پارامتریک سیستم HAWT ۱۰۶

۵-۱-۵ مطالعه پارامتریک سیستم AAE ۱۱۰

۵-۲ جمع بندی ۱۱۳

مراجع ۱۱۷

فهرست جداول

- جدول ۴-۱. اعتبارسنجی انجام شده برای سیستم CPV/T با مقادیر گزارش شده در مرجع [۵۴]....۷۷
- جدول ۴-۲. اعتبارسنجی انجام شده برای سیستم HAWT با مقادیر گزارش شده در مرجع [۴۲]....۷۷
- جدول ۴-۳. اعتبارسنجی انجام شده برای سیستم ORC-IHE با مقادیر گزارش شده در مرجع [۴۶].
.....۷۹
- جدول ۴-۴. اعتبارسنجی انجام شده برای ARS با مقادیر گزارش شده در مراجع [۴۸،۴۹].....۸۰
- جدول ۴-۵. مقایسه مقادیر مدل سازی شده برای سیستم LNGRC با مقادیر مرجع [۵۷].....۸۱
- جدول ۴-۶. پارامترهای ورودی برای مدل سازی سیستم SOFC.....۸۲
- جدول ۴-۷. پارامترهای ورودی برای مدل سازی سیستمهای ORC-IHE، LNGRC و CCS.....۸۳
- جدول ۴-۸. پارامترهای ورودی تعریف شده برای مدل سازی سیستمهای HAWT، CPV/T و AAE.
.....۸۴
- جدول ۴-۹. نتایج حاصل از مدل سازی محرک اولیه سیستم تولیدچندگانه (SOFC).....۸۶
- جدول ۴-۱۰. خلاصه نتایج مهم حاصل از مدل سازی زیرسیستمهای ORC-IHE، LNGRC و ARS.
.....۸۶
- جدول ۴-۱۱. خلاصه نتایج مهم حاصل از مدل سازی زیرسیستمهای HAWT، CPV/T و AAE.....۸۷

فهرست اشکال

- شکل ۲-۱. شماتیک عملیات اصلی یک پیل سوختی اکسید جامد (SOFC)..... ۱۰
- شکل ۲-۲. فرآیندهای مربوط به سیستم SOFC با ریفورمر گاز خارجی..... ۱۲
- شکل ۲-۳. شماتیک سیستم‌های فتوولتائیک/حرارتی (PV/T)..... ۱۴
- شکل ۲-۴. شماتیک سیستم فتوولتائیک/حرارتی با متمرکزکننده (CPV/T) خورشیدی..... ۱۶
- شکل ۲-۵. نمونه‌ای از نیروگاه در-خشکی (On-shore)، (نیروگاه منجیل در ایران)..... ۱۹
- شکل ۲-۶. نمونه‌ای از نیروگاه بادی خارج-ساحل (نیروگاه Hornsea project one در انگلستان)..... ۱۹
- شکل ۲-۷. نمونه‌ای از نیروگاه نزدیک-ساحل..... ۲۰
- شکل ۲-۸. اتصال سری سلول‌ها از نوع تک قطبی..... ۲۳
- شکل ۲-۹. اتصال سری سلول‌ها از نوع دو قطبی..... ۲۴
- شکل ۲-۱۰. شماتیک دیافراگم جریانی سیستم AWE..... ۲۶
- شکل ۲-۱۱. شماتیک سیستم سیکل رنگین آلی با مبدل حرارتی داخلی (ORC-IHE)..... ۲۹
- شکل ۲-۱۲. نمودار دما-انرژی سیستم سیکل رنگین آلی با مبدل حرارتی داخلی (ORC-IHE)..... ۲۹
- شکل ۲-۱۳. نمایش شماتیک فرآیند جذب..... ۳۱
- شکل ۲-۱۴. شماتیک سیستم تبرید جذبی تک اثره..... ۳۳
- شکل ۲-۱۵. تحول سیستم‌های انرژی از تولیدتک‌گانه به تولیدچندگانه طی گذر زمان..... ۳۷
- شکل ۳-۱. نمودار بلوکی از سیستم انرژی تولیدچندگانه توسعه داده شده در پژوهش حاضر..... ۴۹
- شکل ۳-۲. شماتیک سیستم انرژی تولیدچندگانه توسعه داده شده در پژوهش حاضر..... ۵۰
- شکل ۴-۱. مرحله اول اعتبارسنجی انجام شده برای سیستم SOFC با مقادیر گزارش شده در مرجع..... ۷۵
- شکل ۴-۲. مرحله دوم اعتبارسنجی انجام شده برای سیستم SOFC با مقادیر گزارش شده در مرجع..... ۷۶
- شکل ۴-۳. اعتبارسنجی انجام شده برای سیستم AAE با منحنی گزارش شده در مطالعه مرجع..... ۷۸

- شکل ۴-۴. سهم زیرسیستم‌های مختلف از نرخ تخریب انرژی کل سیستم انرژی تولیدچندگانه ۹۱
- شکل ۵-۱. تاثیر تغییرات دمای ورودی SOFC بر توان تولیدی/مصرفی اجزای مختلف سیستم ۹۶
- شکل ۵-۲. تاثیر تغییرات چگالی جریان بر توان خروجی خالص سیستم‌های SOFC، LNGRC و ORC-IHE ۹۷
- شکل ۵-۳. اثر تغییرات دمای ورودی SOFC بر افت ولتاژهای فعالسازی V_{act} ، مقاومتی V_{ohm} ، غلظتی V_{conc} ، اتلاف ولتاژ کل V_{loss} و ولتاژ سلول پیل سوختی V_{cell} ۹۸
- شکل ۵-۴. نمایش اثر تغییرات چگالی جریان بر روی ظرفیت سرمایش و نرخ جذب CO2 سیستم ۹۹
- شکل ۵-۵. اثر تغییرات دمای ورودی SOFC بر راندمان انرژی کلی سیستم ۱۰۱
- شکل ۵-۶. اثر تغییرات دمای کندانسور سیال آلی (OFC) بر توان خروجی خالص سیستم ORC-IHE و LNGRC و همچنین انرژی مبادله شده در تبخیرکننده ORC-IHE و سرمایش LNGRC ۱۰۳
- شکل ۵-۷. اثر تغییرات فشار تبخیرکننده بر راندمان انرژی و انرژی در سیستم ORC-IHE ۱۰۴
- شکل ۵-۸. تاثیر تغییرات تابش نرمال مستقیم (DNI) خورشید بر سطح مورد نیاز فتوولتائیک و راندمان انرژی سیستم CPV/T ۱۰۶
- شکل ۵-۹. نحوه تغییرات توان تولیدی و ضریب عملکرد HAWT نسبت به تغییرات سرعت هوای برخوردکننده به رتور توربین بادی ۱۰۷
- شکل ۵-۱۰. تاثیر تغییرات سرعت باد بر تعداد توربین بادی مورد نیاز در WF برای تامین انرژی الکتریکی مشخص شده و نرخ تخریب انرژی مربوط به WF ۱۰۹
- شکل ۵-۱۱. تاثیر تغییرات چگالی جریان بر روی ولتاژ سلول الکترولایزر در دماهای عملیاتی متفاوت برای سیستم AAE ۱۱۱
- شکل ۵-۱۲. اثر تغییرات چگالی جریان بر روی ولتاژ سلول الکترولایزر در فشارهای عملیاتی مختلف برای سیستم AAE ۱۱۲
- شکل ۵-۱۳. نحوه تغییرات تعداد سلول‌های مورد نیاز و مصرف توان استک الکترولایزر نسبت به تغییرات چگالی جریان برای سیستم AAE ۱۱۳

فهرست علائم و اختصارات

a	ضریب فعالیت یک ماده در واکنش شیمیایی	x	کسر جرمی لیتیوم برماید (-)
$\dot{E}n$	نرخ انرژی (kW)	y	غلظت مولی (-)
ex_{ch}^0	اگرژی شیمیایی استاندارد (kJ/mol)	Δg	تغییرات انرژی آزاد گیبس (kJ/mol)
$\dot{E}x$	نرخ اگرژی (kW)	η	راندمان (/.)
h	انتالپی (kJ/kg)	ρ	چگالی (kg/m^3)
$\bar{h}$	انتالپی مولی (kJ/kmol)	ε	کارایی مبدل حرارتی (-)
I	جریان (A)	τ	مقاومت الکتریکی اجزای سلول (-)
j	چگالی جریان (A/m^2)	زیرنویس‌ها	
j_{as}	چگالی جریان محدودکننده آند (A/m^2)	a	Anode
j_{cs}	چگالی جریان محدودکننده کاتد (A/m^2)	AC	Air compressor
j_{oa}	چگالی جریان تبدیلی آند (A/m^2)	c	Cathode
j_{oc}	چگالی جریان تبدیلی کاتد (A/m^2)	cv	Control volume
L	ضخامت لایه‌های SOFC (m)	D	Destruction
LF	ضریب بار (-)	E/e	Exit / Electrolyte
LHV	ارزش حرارتی پایین (kJ/kg یا kJ/mol)	el	Electrolyzer
$\dot{m}$	نرخ جریان جرمی (kg/s)	FC	Fuel cell or Fuel compressor
$\dot{n}$	نرخ جریان مولی (mol/s)	gen	Generator / Generation
n_e	تعداد الکترون‌ها	i	Inlet
P	فشار (kPa) / توان (kW)	isn	Isentropic
$\dot{Q}$	نرخ گرما یا سرما مبادله شده (kW)	int	Interconnection
$\bar{R}$	ثابت جهانی گاز (J/mol-K)	inv	Inverter
R_{cont}	مقاومت تماسی (Ωm^2)	o	Outlet
s	انتروپی (kJ/kg-K)	opt	Optical
$\bar{s}$	انتروپی مولی (kJ/kmol)	PV	Photovoltaic
T	دما (K یا °C)	q	Heat rate
U	ولتاژ (V)	s	Shifting
V	سرعت (m/s) / ولتاژ (V)	w	Work
$\dot{W}$	نرخ توان تولیدی یا مصرفی (kW)	WP	Water pump

فصل اول: مقدمه

انرژی به دلیل اهمیت و ضروری بودن برای زندگی مدرن، یک نگرانی قابل توجه برای بشر بوده و همچنان یک چالش محسوب می‌شود. انرژی در خدمت چرخه‌های اولیه مختلف جامعه، اقتصاد و محیط زیست است که اساس توسعه پایدار می‌باشد. بنابراین، افزایش استانداردهای زندگی، بهبود مشاغل و حفاظت از محیط زیست عمدتاً به دلیل وجود انرژی است. انرژی در ارائه طیف وسیعی از خدمات اساسی ضروری است، و این در مواردی منجر به تأثیرات منفی می‌شود که منبع انرژی و نوع فن‌آوری مورد استفاده به نفع سایر عناصر زندگی نباشد [۱].

رشد جمعیت، پیشرفت تکنولوژی و توسعه اقتصادی عواملی هستند که منجر به افزایش روزافزون تقاضا برای انرژی (شامل برق، گرمایش، سرمایش، حمل و نقل و غیره) و آب شیرین شده است که مجموعه‌ای از پیامدهای زیست محیطی مرتبط را به دنبال داشته است. این پیامدهای زیست محیطی که شامل گرمایش جهانی، آلودگی هوا و آلودگی محیط زیست می‌شود، امروزه به چالش‌های مهم جهانی تبدیل شده‌اند که نیاز به توجه جدی دارد. در میان راه‌حل‌های مختلفی که به منظور مقابله با پیامدهای زیست محیطی ناشی از تامین انرژی مورد تقاضا و خدمات مربوط به آن ارائه شده است، استفاده از سیستم‌های تولید چندگانه نوین، کارآمد و بی‌خطر برای محیط زیست به طور برجسته‌ای برای بهبود استفاده بهینه از منابع، به منظور ایجاد سیستم‌های انرژی پاک و پایدار، مورد توجه قرار گرفته است [۲،۳]. در سیستم‌های تولید چندگانه خروجی‌های مفید می‌تواند شامل توان الکتریکی، سرمایش، گرمایش، آب شیرین و هیدروژن باشد. در این نوع سیستم‌ها، محرک اولیه مهم‌ترین بخش به حساب می‌آید و انتخاب مناسب یک محرک اولیه در سیستم تولید چندگانه، از اهمیت ویژه‌ای برخوردار است [۴].

در میان فن‌آوری تبدیل انرژی جدید که به عنوان محرک اولیه مورد استفاده قرار می‌گیرد، فن‌آوری‌های پیل سوختی^۱ به واسطه مزایایی مانند راندمان نسبتاً بالا، نداشتن قطعات متحرک و دوار، عملکرد آرام و آلاینده‌گی کم، به عنوان یک فن‌آوری قابل اعتماد و آینده‌دار شناخته می‌شوند [۵]. پیل‌های سوختی و هیدروژن نقش مهمی در دستیابی به هدف اتحادیه اروپا یعنی کاهش ۸۰ تا ۹۵ درصدی انتشار گازهای گلخانه‌ای^۲ تا سال ۲۰۵۰ در مقایسه با سطح GHG در سال ۱۹۹۰ بازی می‌کنند [۶]. در سال‌های اخیر، تحقیقات بسیاری در زمینه پیل‌های سوختی و هیدروژن انجام شده و پیشرفت‌های چشمگیری نیز حاصل شده است و برخی از نمونه‌های اولیه به وضعیت تجاری رسیده‌اند [۷]. با این حال، هنوز نیاز به تحقیق و توسعه بیشتر، برای اثبات کاربرد آن‌ها در سیستم‌های انرژی وجود دارد [۸].

پیل‌های سوختی می‌توانند به صورت مستقیم انرژی شیمیایی سوخت (هیدروژن) را به انرژی الکتریکی بدون نیاز به هیچ واکنش احتراقی تبدیل کنند که همین سبب راندمان بالا عملکرد آن‌ها می‌شود. در میان انواع مختلف پیل‌های سوختی دما بالا، پیل سوختی اکسید جامد^۳ به واسطه قابلیت استفاده از محدوده وسیعی از هیدروکربن‌ها به عنوان سوخت مثل متان، متانول، گاز طبیعی، بنزین و گاز ذغال‌سنگ، و همچنین عملکرد در محدوده دمایی وسیع ۶۰۰ تا ۱۰۰۰ درجه سانتیگراد، توجه بیشتری را به خود جذب کرده‌اند [۹]. SOFC به واسطه دمای عملیاتی بالا، حرارت اتلافی دما بالایی را تولید می‌کند که پتانسیل مناسبی برای ترکیب با سیستم‌های مختلف دارد. برای بازیابی این حرارت تولید شده، می‌توان از فن‌آوری‌های مختلف مانند توربین

¹ Fuel Cell (FC)

² Greenhouse Gases (GHG)

³ Solid Oxide Fuel Cell (SOFC)

گاز^۴، سیکل رانکین^۵، سیکل کالینا^۶، سیکل رانکین آلی^۷ و یا فن‌آوری‌های مختلف تولید آب شیرین، گرمایش و سرمایش استفاده نمود [۱۰-۱۳]

در سیستم‌های ترکیبی مبتنی بر SOFC، هیدروژن (سوخت) مورد نیاز، از طریق فرآیند اصلاح متان در یک اصلاح‌کننده^۸ داخلی یا خارجی که با بخار تغذیه می‌شود، تأمین می‌گردد. این بخار می‌تواند به صورت جداگانه یا از بخار تولید شده در داخل خود پیل سوختی تأمین شود. در صورت استفاده از یک اصلاح‌کننده داخلی، علاوه بر بازیابی بخار خروجی آند برای فرآیند اصلاح، با بهره برداری از ماهیت گرمازا بودن فرآیند اصلاح، نیاز به یک سیستم خنک‌کننده برای پیل سوختی را از بین می‌برد [۱۴].

هیدروژن به تدریج در حال تبدیل شدن به بخشی از ترکیب انرژی پاک برای آینده انرژی پایدار و مقرون به صرفه است. هیدروژن به طور قابل‌توجهی به عنوان یکی از بخش‌های موثر آینده که محرک گذار انرژی (کربن‌زدایی در بخش انرژی) و همچنین جایگزینی سوخت‌های فسیلی با انرژی‌های تجدیدپذیر است، شناخته می‌شود. در حالی که گذار انرژی در مرحله نوپایی می‌باشد، توسعه بازارها و پروژه‌های مرتبط با هیدروژن به طور چشمگیری در حال افزایش است. هیدروژن در بخش‌های مختلف استفاده نهایی از جمله صنعت، حمل و نقل، نیرو و انرژی توزیع شده دارای کاربردهای بالقوه است [۱۵، ۱۶].

۲-۱- هدف و انگیزه پژوهش

مطابق با پیش‌بینی انجام شده، تقاضای جهانی انرژی تا سال ۲۰۵۰ حدود ۷۰٪ افزایش می‌یابد [۱۷]. از آنجا که بیشتر انرژی مورد تقاضا کل جهان از سوخت‌های فسیلی تجدیدنپذیر

⁴ Gas Turbine (GT)

⁵ Rankine Cycle (RC)

⁶ Kaline Cycle (KC)

⁷ Organic Rankine Cycle (ORC)

⁸ Reformer

تأمین می‌شود، کاهش انتشار CO₂ به یک چالش مهم تبدیل شده است که باید برای کاهش تأثیرات مخرب زیست‌محیطی ناشی از تولید انرژی بر تغییرات آب و هوایی، مدیریت شود [۱۹].

[۱۸]. در همین راستا توافق نامه‌های مختلفی مانند پروتکل مونترال در سال ۱۹۸۷ برای ایمن نگه داشتن لایه ازن استراتوسفر از طریق حذف تدریجی تولید مواد مضر متعدد [۲۰]، پروتکل کیوتو در سال ۱۹۹۷ برای کاهش GHG [۲۱]، و توافق نامه پاریس در سال ۲۰۱۵ برای محدودسازی افزایش دمای میانگین جهان به زیر ۲ درجه سانتیگراد برای جلوگیری از تغییرات بحرانی آب و هوا تنظیم شده است [۲۲]. برای رسیدن به این اهداف، اقدامات و استراتژی‌های مختلفی ارائه شده‌اند که عبارتند از: (۱) افزایش نفوذ منابع انرژی تجدیدپذیر در سیستم‌های تولید انرژی، (۲) جذب کربن و جلوگیری از انتشار کربن از گازهای خروجی به اتمسفر، (۳) ارتقا و توسعه سیستم‌های انرژی با راندمان بالا و (۴) گذار به سمت سوخت‌های پاک و جایگزین با انتشار کربن کم یا کربن صفر [۲۳، ۲۴].

طراحی، توسعه و بهره‌وری از سیستم‌های انرژی تولیدچندگانه با راندمان بالا به همراه فرآیند جذب و ذخیره سازی کربن^۹ و تولید همزمان سوخت‌های پاک با استفاده از منابع انرژی تجدیدپذیر به عنوان انرژی اولیه، تمام اقدامات و استراتژی‌های فوق‌الذکر را همزمان برآورده می‌کند. به همین منظور در این پژوهش یک سیستم انرژی تولیدچندگانه پایدار و سبز مبتنی بر پیل سوختی اکسید جامد و توربین گاز به همراه فرآیند جذب و ذخیره‌سازی دی‌اکسید کربن متشکل از زیرسیستم‌های سیکل رنکین آلی با مبدل حرارتی داخلی^{۱۰}، سیکل گازی سازی مجدد گاز طبیعی مایع‌شده^{۱۱}، سیکل تبرید جذبی^{۱۲} آب-لیتیوم‌برماید، فتوولتائیک/حرارتی با

^۹ Carbon Capture and Storage (CCS)

^{۱۰} Organic Rankine Cycle – Internal Heat Exchanger (ORC-IHE)

^{۱۱} Liquefied Natural Gas Cycle (LNGRC)

^{۱۲} Absorption Refrigeration Cycle (ARC)

متمرکزکننده^{۱۳}، مزرعه بادی^{۱۴} و الکترولایزر قلیایی پیشرفته^{۱۵}، طراحی، توسعه و مدل سازی شده است. در واقع هدف از انجام این پژوهش ارائه یک سیستم انرژی تولیدچندگانه بدون انتشار آلاینده و منطبق بر مفهوم توسعه پایدار می باشد که علاوه بر انتشار-صفر^{۱۶} بودن و داشتن راندمان عملکردی مناسب، محصولات مفید مختلفی به عنوان خروجی از این سیستم قابل دستیابی باشد.

¹³ Concentrated Photovoltaic/Thermal (CPV/T)

¹⁴ Wind Farm (WF)

¹⁵ Advanced Alkaline Electrolyzer (AAE)

¹⁶ Zero-Emission

فصل دوم: وضعیت تکنولوژی و مرور بر

ادبیات پیشین

۱-۲- سیستم پیل سوختی اکسید جامد (SOFC)

پیل‌های سوختی اکسید جامد همانطور که از نام آن نیز پیداست، سیستم‌های کاملاً جامد هستند (بخش محرک و/یا دوار ندارند) و از الکترولیت‌های سرامیکی استفاده می‌کنند. توسعه SOFC ها می‌تواند به دهه ۱۸۹۰ اطلاق شود، زمانی که Nernst کشف کرد که زیرکونیای تثبیت شده (ZrO_2) می‌تواند یون ها را در دماهای خاصی هدایت کند و زیرکونیا را به یک الکترولیت بالقوه مفید تبدیل کند [۲۵،۲۶]. تحقیقات بیشتری توسط Baur و Preis در سال ۱۹۴۳ انجام شد که نشان داد زیرکونیا می‌تواند به عنوان یک الکترولیت رسانای یون اکسیژن در پیل‌های سوختی عمل کند [۲۶].

امروزه این نوع پیل سوختی یک سیستم تبدیل الکتروشیمیایی حالت-جامد با دمای بالا است که مستقیماً از طریق واکنش‌های الکتروشیمیایی (اکسیداسیون) الکتریسته تولید می‌کند. سلول در دمای ۶۰۰ تا ۱۰۰۰ درجه سانتیگراد کار می‌کند که در آن هدایت یونی یون‌های اکسیژن انجام می‌شود. عدم استفاده از الکترولیت مایع در پیل‌های سوختی اکسید جامد، از خوردگی مواد و/یا مسائل مربوط به مدیریت الکترولیت جلوگیری می‌کند. با این حال، دمای بالای SOFC، الزامات سختگیرانه‌ای را برای مواد آن ایجاد می‌کند، و از این رو توسعه مواد کم‌هزینه و ساخت کم‌هزینه سازه‌های سرامیکی که هنوز الزامات فنی را برآورده می‌کنند، اکنون چالش‌های فنی کلیدی برای استفاده از SOFC ها در آینده هستند [۲۷].

SOFC ها یکی از کارآمدترین سیستم‌ها برای تبدیل انرژی شیمیایی سوخت به طور مستقیم به انرژی الکتریکی با مقادیر بازده در محدوده ۵۰ تا ۵۵ درصد هستند [۲۸]. از آنجایی که این سیستم‌ها برق را به صورت جریان مستقیم تولید می‌کنند، تجهیزات الکترونیکی قدرت (اینورترها) برای اتصال SOFC ها (مانند سایر انواع پیل‌های سوختی) به شبکه‌های الکتریکی استاندارد بر مبنای فرکانس ۵۰ یا ۶۰ هرتز جریان متناوب ضروری هستند [۲۸]. در حالی که تا

سال ۲۰۰۵، فناوری SOFC برای شرایط دمایی و راندمان بسیار بالا (۹۰۰ تا ۱۰۰۰ درجه سانتیگراد) توسعه یافته بود، اکنون توجه ویژه‌ای به SOFC های دمایی نسبتاً پایین (۶۰۰ تا ۹۰۰ درجه سانتیگراد) برای کاهش هزینه های مربوط به دمای بالا اختصاص داده شده است. در حالی که دماهای بالا امکان عملکرد بدون کاتالیزورهای مبتنی بر فلزات نجیب را فراهم می کند (که سبب از بین رفتن مشکلات ناشی از مسمومیت با CO می شود)، این شرایط عملیاتی برای تنش-های حرارتی روی مواد، از جمله مخازن خارجی و لوله های اتصال، بسیار حیاتی هستند. اما از طرفی شرایط دمایی بالا امکان کار با طیف گسترده ای از سوخت ها را نیز فراهم می کند. اگرچه مقدار قابل توجهی هیدروژن برای کارکرد SOFC ضروری است (واکنش هیدروژن عملکرد جنبشی خوبی دارد)، هیدروکربن های مختلف را نیز می توان به عنوان سوخت در SOFC استفاده کرد [۲۹]. این مورد اجازه می دهد تا واکنش های الکتروشیمیایی مستقیماً روی CO و CH₄ انجام شود که معمولاً در جریان های گاز اصلاح شده وجود دارند. این یک جنبه مثبت و بسیار مهم است؛ زیرا نیاز به دستگاه های تمیزکننده سوخت پیچیده را که در سیستم های پیل سوختی با دمای پایین مورد نیاز است، از بین می برد [۳۰، ۳۱]. سایر جنبه های مثبت مربوط به شرایط دمایی بالا شامل نکات زیر می شود: (۱) عملکرد با اصلاح کننده داخلی^{۱۷}، (۲) گازهای خروجی موجود به عنوان منبع گرما در یک سیکل-پایین دست^{۱۸} و (۳) کاربردهای مهم تولید چندگانه [۳۲] از جمله امکان تولید همزمان سرمایش، گرمایش و توان برای شهرک ها و مراکز تجاری یا صنعتی.

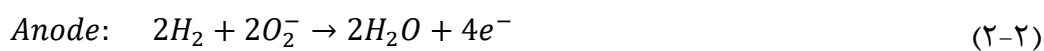
۱-۱-۲- اصول عملکردی سیستم پیل سوختی اکسید جامد (SOFC)

عملیات اصلی یک SOFC با سوخت ورودی هیدروژن خالص در شکل ۱-۲ نشان داده شده است. اکسیژن در سطح مشترک کاتد-الکترولیت گسسته می شود و یون های اکسیژن (O⁼)

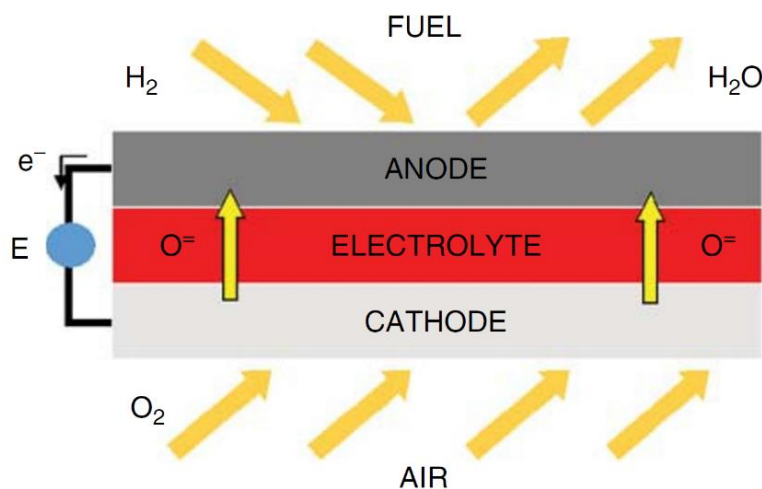
¹⁷ Internal Reformer

¹⁸ Bottoming-Cycle

را تشکیل می‌دهد که از طریق الکترولیت به الکتروود منتقل می‌شود. هنگامی که یون‌های اکسیژن در سطح مشترک بین آن‌د و الکترولیت قرار می‌گیرند، با یون‌های هیدروژن (H^+) واکنش داده و آب (H_2O) را تولید می‌کنند که از طریق جریان خروجی (اگزوز) دفع می‌شود. الکترون‌ها در آن‌د آزاد می‌شوند و از طریق بار خارجی به کاتد جریان می‌یابند و در آنجا برای گسسته‌سازی مولکول‌های اکسیژن استفاده می‌شوند. این اصل عملیاتی در شکل ۱-۲ و از طریق واکنش‌های زیر [۳۳-۳۵] خلاصه شده است:



با توجه به تأثیر مهم واکنش نشان داده شده در معادله (۲-۲) واکنش نشان داده شده توسط معادله (۲-۳) در تجزیه و تحلیل مربوط به مجموعه واکنش‌های الکتروشیمیایی SOFC، در نظر گرفته نمی‌شود. بنابراین واکنش الکتروشیمیایی کلی (معادله ۲-۴) با افزودن معادلات (۱-۲) و (۲-۲) به دست می‌آید:



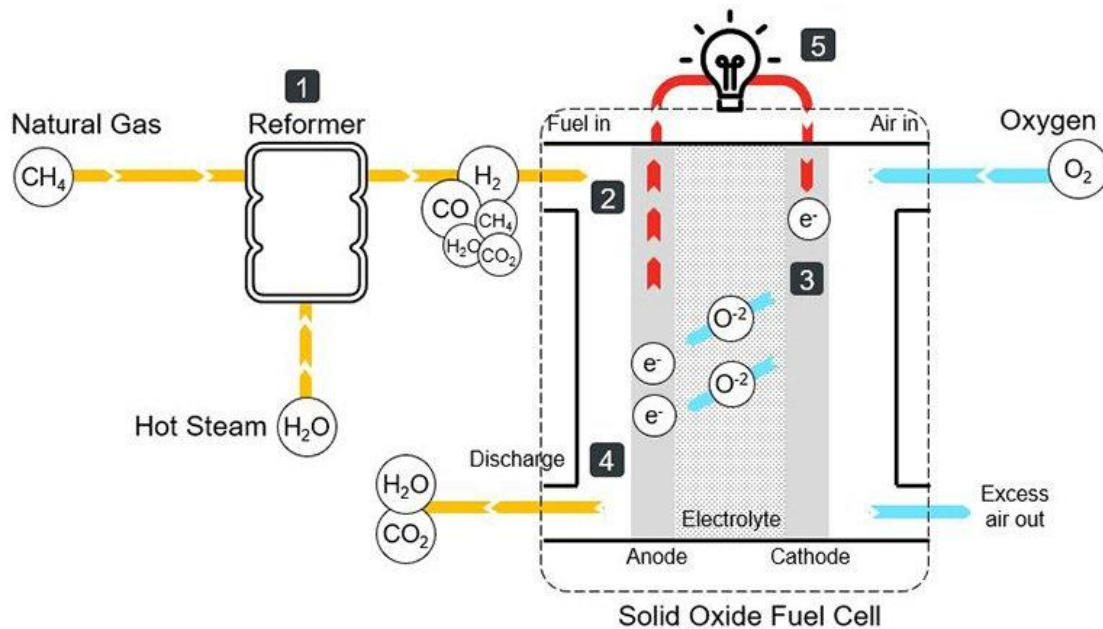
شکل ۱-۲. شماتیک عملیات اصلی یک پیل سوختی اکسید جامد (SOFC).

همانطور که قبل تر ذکر شد، هیدروکربن‌ها نیز می‌توانند به عنوان سوخت SOFC مورد استفاده قرار گیرند. در این حالت نیاز است تا یک مرحله اصلاح سوخت به عملیات تشریح شده در حالت استفاده از هیدروژن خالص به عنوان سوخت، اضافه شود. پر استفاده ترین هیدروکربن به عنوان سوخت SOFC، متان یا CH₄ است که به طور گسترده مورد استفاده قرار می‌گیرد. همانطور که می‌دانیم، SOFC از هیدروژن به عنوان سوخت استفاده می‌کند، لذا لازم است تا CH₄ ابتدا وارد یک ریفرمر شود تا با اصلاح آن، هیدروژن بدست آید و سپس هیدروژن با اکسیدکننده وارد واکنش شود و عملیات انجام گیرد. ریفرمر می‌تواند به صورت داخلی در خود SOFC تعبیه شود و یا به صورت خارجی مورد استفاده قرار گیرد. شکل زیر که یک SOFC تغذیه شده با متان را نشان می‌دهد، دارای یک ریفرمر خارجی است که برای تشریح بهتر فرآیند، مناسب می‌باشد. همانطور که در شکل دیده می‌شود، CH₄ ابتدا همراه با بخار آب وارد ریفرمر می‌شود که خروجی آن گازهای هیدروژن (H₂)، آب (H₂O)، کربن مونواکسید (CO)، کربن دی اکسید (CO₂) و متان (CH₄) (در صورت کامل انجام نشدن فرآیند ریفرمینگ) خواهد بود. گازهای خروجی از ریفرمر وارد SOFC می‌شوند و هیدروژن مطابق با توضیحات مطرح شده برای شکل قبلی، وارد واکنش شده و عملیات انجام می‌شود. علاوه بر این گاز CO با یون‌های اکسیژن می‌تواند واکنش دهد و گاز کم خطرتر CO₂ را تولید کند که از قسمت خروجی SOFC تخلیه می‌شود. شماتیک اصول عملکردی تشریح شده در شکل ۲-۲ آورده شده است. به طور کلی واکنش‌های الکتروشیمیایی انجام شده در SOFC در صورت استفاده از متان به عنوان سوخت و ریفرمر، به صورت زیر خواهد بود:



واکنش اول و دوم مربوط به فرآیند ریفرمینگ است و واکنش آخر واکنش کلی انجام

شده در SOFC را نشان می‌دهد.



شکل ۲-۲. فرآیندهای مربوط به سیستم SOFC با ریفرمر گاز خارجی.

۲-۲- سیستم خورشیدی حرارتی / فتوولتائیک با متمرکز کننده (CPV/T)

۲-۲-۱- انواع سیستم‌های تبدیل انرژی خورشیدی

عمدتاً دو نوع سیستم تبدیل انرژی خورشیدی در دهه‌های گذشته تجاری شده‌اند: (۱)

دستگاه‌های فتوولتائیک^{۱۹} که تابش خورشیدی را به طور مستقیم به الکتریسیته تبدیل می‌کنند

و (۲) سیستم‌های حرارتی خورشیدی که انرژی خورشیدی را به حرارت تبدیل می‌کنند [۳۶،۳۷].

اگرچه PV به طور گسترده‌ای مورد استفاده قرار گرفته است، تنها می‌تواند بخش کوچکی از

انرژی خورشیدی تابیده شده را تبدیل به انرژی مفید کند و باقی انرژی خورشیدی که بخش

بزرگتر آن را نیز شامل می‌شود، به صورت گرما هدر می‌رود. این گرمای تلف شده که بخش

¹⁹ Photovoltaic (PV)

بزرگتر انرژی تابش خورشیدی را نیز شامل می‌شود، باعث افزایش دمای PV و در نتیجه کاهش راندمان عملکرد سلول‌های PV می‌شود [۳۸].

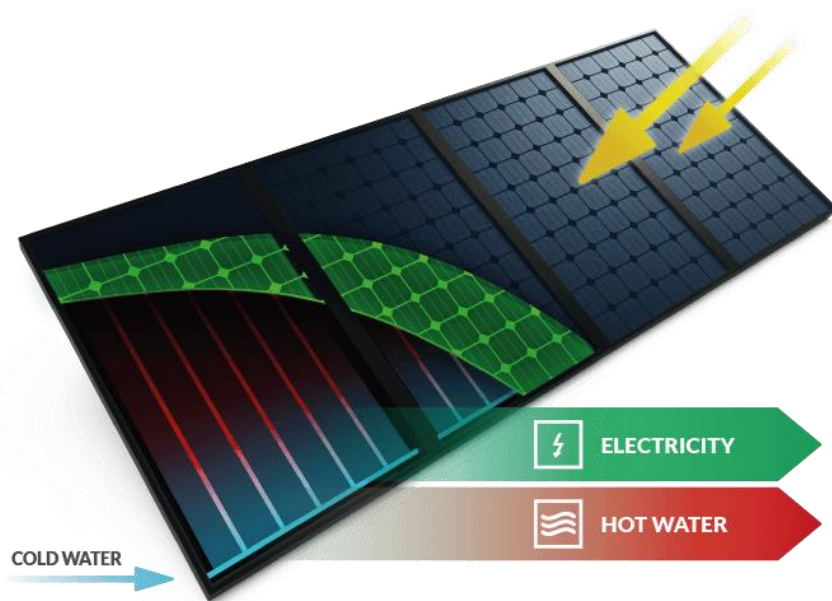
۲-۲-۲- سیستم‌های خورشیدی ترکیبی حرارتی/فتوولتائیک (PV/T)

برای غلبه بر مشکل افزایش دمای PV و در نتیجه کاهش راندمان عملکردی آن، و همچنین استفاده بهینه از انرژی خورشیدی، انواع مختلفی از فن‌آوری‌های هیبریدی فتوولتائیک/حرارتی^{۲۰} برای تولید همزمان حرارت و برق^{۲۱} از دهه ۱۹۷۰ توسعه یافتند [۳۹]. سیستم ترکیبی حرارتی/فتوولتائیک که به صورت شماتیک در شکل ۲-۳ دیده می‌شود، می‌تواند از طریق سلول‌های خورشیدی PV انرژی الکتریکی تولید کنند و همزمان انرژی حرارتی تابش خورشید را نیز جذب کنند. در این سیستم‌ها به طور معمول از آب یا هوا به عنوان سیال انتقال حرارت^{۲۲} یا سیال جاذب حرارت استفاده می‌کنند. همچنین اخیراً مطالعات و تحقیقات زیادی در رابطه با استفاده از نانوسیالات در این سیستم‌ها به منظور افزایش راندمان کلی سیستم، انجام شده است. مطابق با بررسی که Tyagi و همکارانش [۴۰] و Chow [۳۹] انجام داده‌اند، راندمان تولید همزمان این سیستم‌های هیبریدی PV/T همیشه بالاتر از راندمان این سیستم‌ها نسبت به زمانی است که به صورت مستقل مورد استفاده قرار می‌گیرند. علاوه بر این، ترکیب PV و دستگاه‌های حرارتی می‌تواند هزینه‌های تولید و نصب را کاهش دهد، که آن را برای کاربردهایی که هم به برق و هم به گرما نیاز دارند، مانند تاسیسات یکپارچه‌سازی ساختمان، ارزان‌تر و کاربردی‌تر می‌کند [۴۱].

²⁰ Photovoltaic/Thermal (PV/T)

²¹ Combined Heating and Power (CHP)

²² Heat Transfer Fluid



شکل ۳-۲. شماتیک سیستم‌های فتوولتائیک/حرارتی (PV/T).

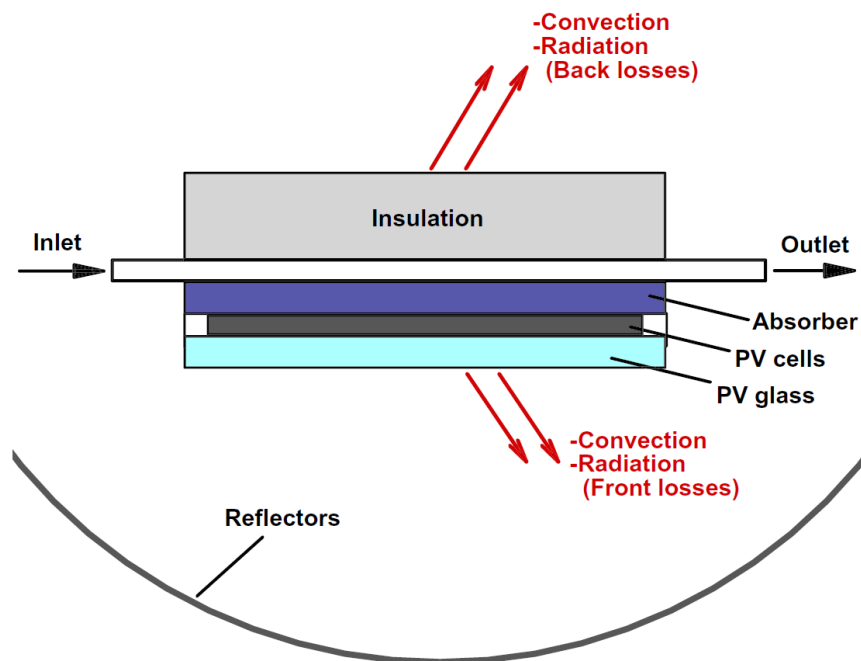
۳-۲-۲- سیستم‌های خورشیدی ترکیبی حرارتی/فتوولتائیک با متمرکزکننده (CPV/T)

عملکرد یک سیستم ترکیبی PV/T صفحه-تخت را می‌توان با استفاده از متمرکزکننده-های خورشیدی بازتابی یا انکساری نیز بهبود بخشید که نتیجه چیزی است که به عنوان سیستم خورشیدی حرارتی/فتوولتائیک با متمرکزکننده شناخته می‌شود که ترکیبی از سیستم‌های فتوولتائیک با متمرکزکننده^{۲۳} و PV/T می‌باشد. این نوع سیستم‌ها از اواخر دهه ۱۹۷۰ و اوایل دهه ۱۹۸۰، گزینه بسیار جذابی برای توسعه دهندگان و محققان بوده است [۴۲-۴۵]. CPV/T یک فناوری ترکیبی جذاب، امیدوارکننده و قابل اطمینان برای تبدیل انرژی خورشیدی به طور کارآمد، است. شماتیکی از سیستم CPV/T در شکل ۴-۲ آورده شده است. گرمای قابل توجهی بر روی سلول PV به دلیل شدت بالای تابش، تولید شده و برای یک فرآیند حرارتی استفاده می‌

²³ Concentrated Photovoltaic (CPV)

شود. انرژی حرارتی استفاده شده در سیستم CPV/T می تواند بازده کلی سیستم (الکتریکی و حرارتی) را به حدود ۶۰ تا ۸۰ درصد افزایش دهد [۴۶]. حوزه کاربرد به دلیل در دسترس بودن همزمان انرژی الکتریکی و حرارتی گسترده تر است [۴۷]. این سیستم‌ها هم از مزایای فناوری PV و هم از مزایای فناوری حرارتی خورشیدی به طور همزمان بهره می‌برند. اکثر سیستم‌های PV/T برای حذف گرمای دمای پایین از سلول‌های PV و بهره‌برداری از آن برای کاربردهای آب گرم خانگی^{۲۴}، گرمایش و سرمایش فضا برای سیستم‌های مسکونی [۴۸-۵۰] و سیستم‌های صنعتی یا تجاری [۵۱-۵۳] طراحی شده‌اند. با این حال، در چنین کاربردهایی، تقاضای انرژی حرارتی می تواند متناوب باشد. سیستم‌های CPV/T قابلیت افزایش دمای سیال انتقال حرارت که اغلب آب یا هوا است، را تا بیش از ۸۰ درجه سانتیگراد در دسترس قرار می دهد، که زمینه‌های کاربرد سیستم انرژی خورشیدی، مانند گرمایش منطقه ای، سرمایش چیلر جذبی، و نمک زدایی آب را گسترش می‌دهد. علاوه بر این در سیستم‌های CPV/T، نیاز به مساحت سلول‌های خورشیدی برای تولید توان یکسان نسبت به سیستم‌های PV/T، کاهش خواهد یافت.

²⁴ Domestic Hot Water



شکل ۴-۲. شماتیک سیستم فتوولتائیک/حرارتی با متمرکزکننده (CPV/T) خورشیدی.

۲-۳- توربین بادی محور افقی^{۲۵}

۲-۳-۱- توسعه فناوری توربین بادی

توسعه سریع فناوری توربین‌های بادی به دلیل نبوغ مهندسان ماهر و دانشمندان مواد بوده است. اولین توربین‌های بادی که برای تولید برق در دهه ۱۹۷۰ ساخته شدند، حدود ۵۰۰ کیلووات بودند. امروزه توربین‌های ۸ و ۱۰ مگاواتی، با برنامه ریزی برای طراحی توربین‌های ۲۰ مگاواتی، در حال نصب است. یک توربین بادی^{۲۶} رایج و مدرن ۳ مگاواتی می‌تواند برق کافی برای تامین انرژی ۱۰۰۰ خانوار را تولید کند. بزرگترین توربین بادی طراحی شده در حال حاضر، توربین بادی سی‌تیتان (SeaTitan) آمریکایی با توان ۱۰ مگاوات و قطر روتور ۱۹۰ متر است. یکی از دلایل بلندی سازه این است که هر چه توربین از سطح زمین یا دریا بالاتر، وزش بادهای

²⁵ Horizontal Axis Wind Turbine (HAWT)

²⁶ Wind Turbine (WT)

پایدارتر و با سرعت بیشتر می‌باشند. توربین‌های دریایی معمولاً بزرگتر از توربین‌های خشکی هستند. محدودیت اندازه توربین‌های بادی در حال ساخت و راه اندازی در حال حاضر با توجه به مشکلات حمل و نقل پره‌های بزرگ و اجزای ستون، استحکام مکانیکی تیغه‌های الیاف شیشه، و اندازه جرثقیل‌های مورد نیاز برای نصب توربین‌ها و هزینه مربوط به آن‌ها تعیین می‌شود [۵۴].

۲-۳-۲- تولید توان از انرژی تجدیدپذیر باد

یک توربین بادی انرژی باد را با استفاده از نیروی آیرودینامیکی پره‌های روتور که مانند بال هواپیما یا تیغه روتور هلیکوپتر عمل می‌کنند به الکتریسیته تبدیل می‌کند. هنگامی که باد در سراسر تیغه جریان دارد، فشار هوا در یک طرف تیغه کاهش می‌یابد. اختلاف فشار هوا در دو طرف تیغه باعث ایجاد نیروی لیفت^{۲۷} و درگ^{۲۸} می‌شود. نیروی لیفت قوی‌تر از درگ است و این باعث چرخش روتور می‌شود. روتور یا مستقیماً (اگر یک توربین محرک مستقیم باشد) یا از طریق یک شفت و یک سری چرخ دنده (گیربکس) به ژنراتور متصل می‌شود که چرخش را تسریع می‌کند و به ژنراتور فیزیکی کوچکتر نیاز خواهد بود. این تبدیل نیروی آیرودینامیکی به چرخش ژنراتور باعث ایجاد الکتریسیته می‌شود. مقدار نیرویی که می‌توان از باد برداشت کرد به اندازه توربین و طول پره‌های آن بستگی دارد. خروجی متناسب با ابعاد روتور و مکعب سرعت باد است. از نظر تئوری، زمانی که سرعت باد دو برابر می‌شود، پتانسیل نیروی باد به میزان هشت برابر افزایش می‌یابد.

²⁷ Lift

²⁸ Drag

۳-۳-۲- نیروگاه یا مزرعه بادی

نیروگاه های بادی یا مزرعه های بادی با داشتن مجموعه ای از توربین های بادی در یک مکان، برق تولید می کنند. محل قرارگیری نیروگاه بادی تحت تأثیر عواملی مانند شرایط باد، زمین اطراف، دسترسی به انتقال برق و سایر ملاحظات مکان قرار دارد. توربین های بادی در مزرعه بادی توسط یک کانال کابلی زیرزمینی به یکدیگر متصل می شوند. هر مزرعه بادی دارای یک کابین تحویل است. توان تولید شده به آنجا هدایت می شود و سپس برای رفع نیازهای انرژی پایدار خانواده ها و شرکت ها به شبکه برق هدایت می شود [۵۵].

برخلاف تصور رایج، مزارع بادی به نسبت مقدار انرژی تجدیدپذیری که می توانند تولید کنند، زمین بسیار کمی را اشغال می کنند. بر اساس یک مطالعه در سال ۲۰۲۰ در ایتالیا، کل نیروی باد مورد نیاز برای برآورده کردن اهداف برنامه انرژی ملی برای تمام سال ۲۰۳۰ تنها به مساحتی به اندازه استان پراتو (Prato)، کوچکترین استان کشور ایتالیا نیاز دارد. مزارع بادی از نظر ظرفیت و اندازه، از تعداد کمی توربین تا چند صد توربین بادی که منطقه وسیعی را پوشش می دهند متفاوت است [۵۵].

سه نوع نیروگاه بادی وجود دارد. در-ساحل^{۲۹} که حداقل ۳ کیلومتر دور از ساحل بر روی خشکی می باشد که رایج ترین نوع نیروگاه بادی است (شکل ۵-۲)، در حالی که نزدیک-ساحل^{۳۰} کمتر از ۳ کیلومتر از ساحل فاصله دارد (شکل ۶-۲). و خارج-ساحل^{۳۱} در دریای آزاد یا در دریاچه ها که مایل ها از ساحل فاصله دارند ساخته می شوند. نوع Off-shore نسبت به دو نوع دیگر کمتر دیده می شود و در مکان هایی قرار دارند که به مشاغل موجود یا مسیرهای قایقرانی مهم تجاوز نمی کنند (شکل ۷-۲).

²⁹ On-shore

³⁰ Near-shore

³¹ Off-shore



شکل ۵-۲. نمونه‌ای از نیروگاه در-خشکی (On-shore)، (نیروگاه منجیل در ایران).



شکل ۶-۲. نمونه‌ای از نیروگاه بادی خارج-ساحل (نیروگاه Hornsea project one در انگلستان).



شکل ۷-۲. نمونه‌ای از نیروگاه نزدیک-ساحل.

۲-۴- فرآیند الکترولیز آب

۲-۴-۱- هیدروژن، حامل انرژی

نفوذ گسترده منابع انرژی تجدیدپذیر در شبکه تولید انرژی در سراسر دنیا، تامین کنندگان انرژی را مجبور می‌کند تا مقدار قابل توجهی ذخیره‌ساز انرژی را جهت دستیابی به پایداری در تولید انرژی و بهبود ثبات شبکه تامین انرژی، توسعه دهند [۵۶]. زیرا منابع انرژی تجدیدپذیر، مانند خورشید و باد، ذاتاً غیرقابل پیش بینی و تصادفی هستند. بنابراین برای غلبه بر این مسئله در تامین انرژی توسط منابع انرژی تجدیدپذیر، ذخیره‌سازهای انرژی مورد نیاز

هستند. ذخیره‌سازی هیدروژن در چند سال اخیر به عنوان یکی از راه‌حل‌های مناسب جهت ذخیره‌سازی انرژی مورد توجه محققان و توسعه دهندگان قرار گرفته است.

۲-۴-۲- تولید هیدروژن

تولید هیدروژن با استفاده از منابع تجدیدپذیر نقش مهمی در تحول پایدار انرژی و سیستم‌های پویا ایفا می‌کند، زیرا هیدروژن یک حامل انرژی چند منظوره است که می‌تواند به طور مستقیم برای حمل و نقل پاک در خودروهای پیل سوختی و موتورهای احتراق داخلی، به عنوان یک ذخیره انرژی برای منابع انرژی تجدیدپذیر متغیر، و یا به عنوان نقطه شروع (ماده اولیه) برای تولید سوخت‌های ترکیبی استفاده شود [۵۷-۵۹]. الکترولیز آب با استفاده از منابع تجدیدپذیر یکی از گزینه‌های تولید هیدروژن منسوب به هیدروژن سبز^{۳۲} است که با عبور جریان الکتریکی از یک ماده رسانا (الکترولیت) برای انجام یک واکنش غیر خود به خودی تولید می‌شود. واکنش مورد علاقه تجزیه آب به هیدروژن و اکسیژن است که گرماگیر است و برای انجام آن نیاز به انرژی ورودی دارد. برای تامین این انرژی، یکپارچه‌سازی ترکیب توربین‌های بادی و سیستم فتوولتائیک با الکترولیزر یکی از کاربردی‌ترین و کارآمدترین روش‌ها برای تولید هیدروژن از منابع انرژی تجدیدپذیر است [۶۴-۶۰].

به طور دقیق، یک الکترولیزر آب متشکل از یک سری سلول‌های الکتروشیمیایی است که عبارتند از: (۱) الکترولیت (رسانای یونی)، (۲) الکتروود (آند و کاتد) که در آن واکنش‌های اکسیداسیون و کاهش رخ می‌دهد، (۳) سیستم تامین برق و سیستم‌های کمکی برای تامین و جمع‌آوری واکنشگرها و محصولات [۶۵،۶۶].

³² Green Hydrogen (GH)

۳-۴-۲- سیستم الکترولایزر قلیایی پیشرفته (AAE)

در حال حاضر، الکترولیز آب قلیایی بالغ ترین فناوری الکترولیز است و به صورت تجاری برای تولید هیدروژن در مقیاس بزرگ در دسترس می باشد. الکترولایزر آب قلیایی^{۳۳} بازه وسیعی از ظرفیت های تولید هیدروژن را از ۱ تا ۷۶۰ نرمال مترمکعب بر ساعت با هزینه ساخت قابل قبول ۱۰۰۰ تا ۵۰۰۰ دلار بر کیلووات (بسته به ظرفیت تولید) پوشش می دهد [۶۷،۶۸]. از نظر فنی، الکترولیز آب قلیایی با استفاده از محلول آبی قلیایی ۲۵ تا ۳۵ درصد وزنی KOH به عنوان الکتrolیت مشخص می شود که در دمای بین ۷۰ تا ۱۴۰ درجه سانتی گراد و فشار معمولاً نزدیک به ۱۵ تا ۳۰ بار عمل می کند، اگرچه برخی از سیستم ها می توانند تا ۲۰۰ بار نیز برسند. راندمان سیستم های رایج بر اساس ارزش حرارتی بالا^{۳۴} در محدوده ۶۰ تا ۸۰ درصد مطابق با تقاضاهای انرژی ویژه ۴/۳ تا ۵/۵ کیلووات ساعت بر نرمال مترمکعب است و طول عمر مورد انتظار این سیستم ها حدود ۳۰ سال می باشد که در مقایسه با انواع دیگر الکترولایزرهای آب (غشای تبادل پروتون و اکسید جامد) طول عمر بالایی محسوب می شود. بنابراین، برتری و مزایای این فناوری شامل دوام اثبات شده، بلوغ تکنولوژی، در دسترس بودن، عدم وجود فلزات گروه پلاتین در مواد تشکیل دهنده اجزای آن و هزینه ویژه نسبتاً پایین آن است [۶۹،۶۸]. در نتیجه این مزایا، الکترولیز آب قلیایی، پیشرفته ترین فناوری را در سطح تجاری در سراسر جهان به خود اختصاص می دهد و در اکثر نیروگاه های آزمایشی برق-به-گاز مورد استفاده قرار می گیرد [۷۰].

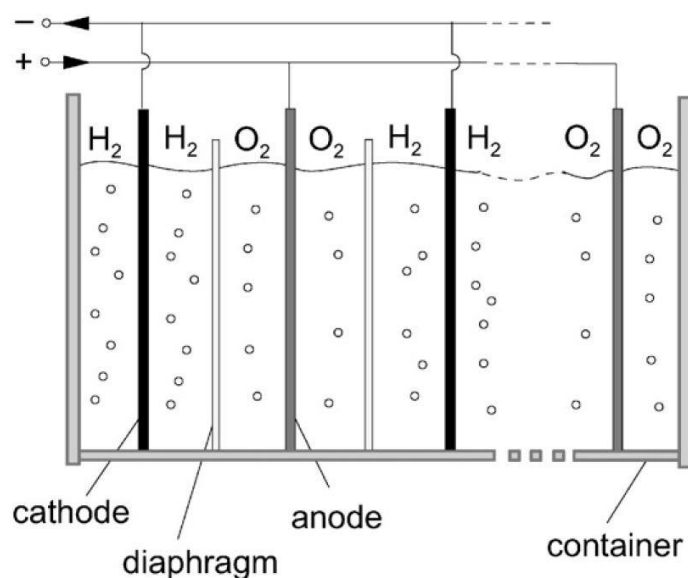
از نظر فیزیکی یک استک^{۳۵} الکترولایزر از چندین سلول تشکیل شده است که به صورت سری به هم متصل شده اند. دو طراحی سلول متمایز وجود دارد: (الف) تک قطبی و (ب) دو

³³ Alkaline Water Electrolyzer (AWE)

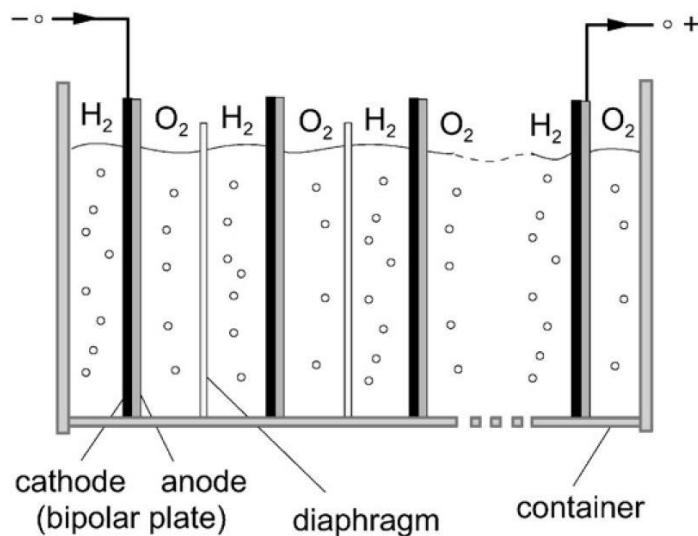
³⁴ Higher Heating Value (HHV)

³⁵ Stack

قطبی [۷۱]. در طرح تک قطبی، الکترودها با اتصال الکتریکی موازی سلول‌های منفرد، منفی یا مثبت هستند (شکل ۸-۲)، در حالی که در طراحی دوقطبی، سلول‌های منفرد به طور الکتریکی و هندسی در سری‌ها به هم متصل می‌شوند (شکل ۹-۲). یکی از مزیت‌های استک‌های الکترولیز دوقطبی این است که فشرده‌تر از سیستم‌های تک قطبی هستند. مزیت فشرده بودن طراحی سلول دوقطبی این است که مسیرهای جریان کوتاه‌تری را در سیم‌های الکتریکی و الکترودها دارا خواهد بود. این امر تلفات ناشی از مقاومت اهمی داخلی الکترولیت را کاهش می‌دهد و در نتیجه راندمان الکترولیز را افزایش می‌دهد. با این حال، برخی معایب در سلول‌های دوقطبی نیز وجود دارد. یک مثال جریان‌های پارازیتی است که می‌تواند باعث مشکلات خوردگی شود. علاوه بر این، فشرده‌گی و فشارهای بالای الکترولایزرهای دوقطبی به طراحی سیستم نسبتاً پیچیده و در سطح بالایی نیاز دارد که در نتیجه هزینه‌های ساخت را افزایش می‌دهد. سیستم‌های الکترولایزرهای تک قطبی نسبتاً ساده و محکم در مقایسه با هزینه کمتری تولید می‌شوند. با این وجود، اکثر الکترولایزرهای قلیایی تجاری که امروزه تولید می‌شوند، دوقطبی هستند [۷۲].



شکل ۸-۲. اتصال سری سلول‌ها از نوع تک قطبی [۷۲].



شکل ۹-۲. اتصال سری سلول‌ها از نوع دو قطبی [۷۲].

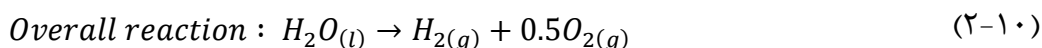
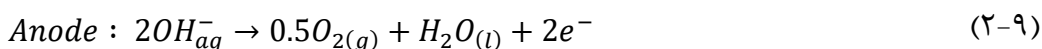
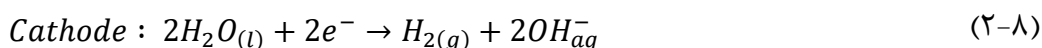
در الکترولیزهای قلیایی پیشرفته جدید، ولتاژ سلول عملیاتی نسبت به الکترولیزهای معمولی کاهش یافته و چگالی جریان افزایش یافته است. کاهش ولتاژ سلول، هزینه واحد برق و در نتیجه هزینه‌های بهره‌برداری را کاهش می‌دهد، در حالی که افزایش چگالی جریان نیز هزینه‌های سرمایه‌گذاری را کاهش می‌دهد [۷۳]. هرچندکه، در اینجا تضاد منافع وجود دارد؛ زیرا با افزایش جریان به دلیل افزایش حباب گاز، مقاومت اهمی در الکترولیت افزایش می‌یابد. افزایش چگالی جریان همچنین منجر به افزایش بیش‌پتانسیل^{۳۶} در آندها و کاتدها می‌شود.

سه بهبود اساسی را می‌توان در طراحی AAE ها اعمال کرد: (۱) پیکربندی‌های سلولی جدید برای کاهش مقاومت سلول ویژه سطح علیرغم افزایش چگالی جریان (به عنوان مثال، سلول‌های شکاف صفر و دیافراگم‌های با مقاومت کم)، (۲) دماهای فرآیندی بالاتر (تا ۱۶۰ درجه سانتیگراد) برای کاهش مقاومت الکتریکی سلول به منظور افزایش رسانایی الکتریکی الکترولیت، و (۳) الکتروکاتالیست‌های جدید برای کاهش بیش‌پتانسیل‌های اضافی آندی و کاتدی (مانند

³⁶ Overpotential

پوشش فلزی مخلوط حاوی اکسید کبالت در آند و پوشش‌های نیکل رانی^{۳۷} در کاتد). در طراحی سلول با شکاف صفر، مواد الکتروود در دو طرف دیافراگم فشرده می‌شوند تا گازهای هیدروژن و اکسیژن مجبور به ترک الکتروودها در عقب شوند. اکثر سازندگان این طرح را اتخاذ کرده اند [۷۲].

الکترولیز آب قلیایی برای تبدیل آب به گازهای هیدروژن و اکسیژن با استفاده از انرژی الکتریکی انجام می‌شود. واکنش‌های شیمیایی که در فرآیند تبدیل آب به گازهای هیدروژن و اکسیژن رخ می‌دهند در معادلات (۲-۸) تا (۲-۱۰) آورده شده است. در کاتد، مولکول‌های آب توسط الکترون‌ها به هیدروژن و یون‌های هیدروکسید با بار منفی کاهش می‌یابد. در آند، یون‌های هیدروکسید به اکسیژن و آب اکسید می‌شوند در حالی که الکترون‌ها آزاد می‌شوند. به طور کلی، یک مولکول آب به هیدروژن و اکسیژن به نسبت ۲:۱ واکنش نشان می‌دهد.

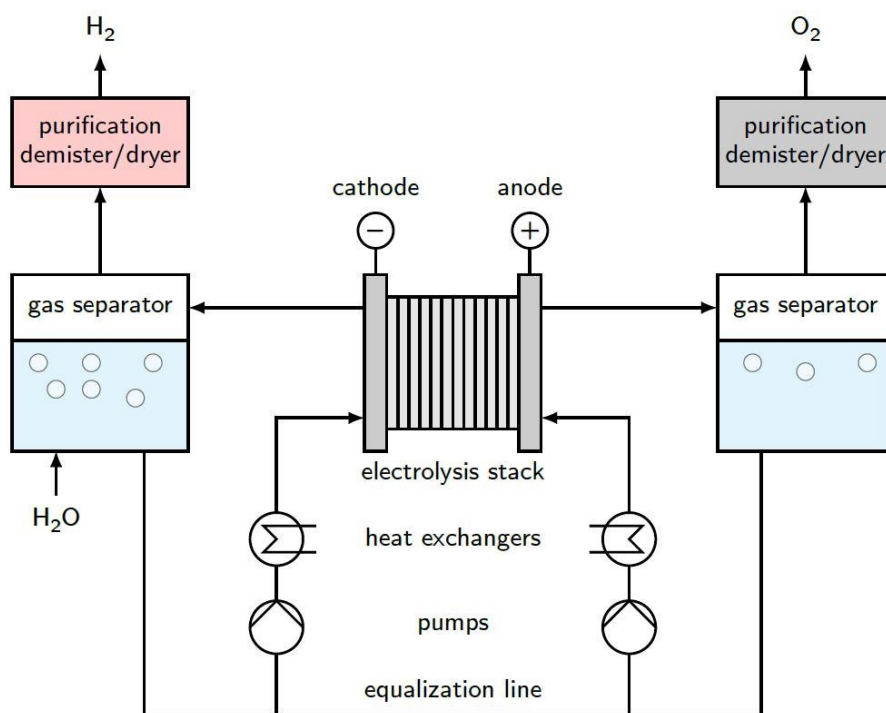


شکل ۲-۱۰ یک دیاگرام جریانی شماتیک از سیستم AWE را نشان می‌دهد. همانطور که می‌توان دید، الکترولیت از طریق استک الکترولایزر پمپ می‌شود، جایی که گازهای تولیدشده تشکیل می‌شوند. در حالی که جابجایی طبیعی می‌تواند یک جایگزین مقرون به صرفه باشد، پوشش گاز سطح الکتروود می‌تواند ولتاژ سلول مورد نیاز را افزایش دهد و در نتیجه هزینه‌های عملیاتی را افزایش دهد [۷۴]. علاوه بر این، اکثر سیستم‌های الکترولیز آب قلیایی یک کنترل دما برای الکترولیت برای حفظ محدوده دمایی بهینه ارائه می‌دهند.

مخلوط‌های دو فاز الکترولیت مایع و گاز تولیدشده، سلول الکترولایزر را ترک می‌کنند و وارد جداکننده‌های گاز بعدی می‌شوند. عمدتاً جداسازی فاز با زمان ماند زیاد در مخازن بزرگ

³⁷ Raney Nickel

محقق می‌شود. گاز تولیدشده قبل از اینکه تا میزان مورد نظر خالص شود، غبارگیری و خشک می‌شود [۷۵]. الکترولیت مایع از جداکننده گاز خارج شده و به استک الکترولایزر پمپ می‌شود. از آنجایی که گازهای تولیدشده در محلول الکترولیت محلول هستند، اختلاط هر دو چرخه الکترولیت سبب تلفات و ناخالصی‌های بیشتر گاز می‌شود. یک جایگزین می‌تواند استفاده از چرخه‌های الکترولیت نیمه جدا شده با خط یکسان‌سازی برای متعادل کردن سطح مایع هر دو مخزن باشد [۷۶،۷۷]. با چرخه‌های الکترولیت جدا شده، غلظت الکترولیت در سمت کاتدی به دلیل مصرف آب افزایش می‌یابد و در سمت آنودی به دلیل تولید آب کاهش می‌یابد. بنابراین، گاهی اوقات الکترولیت نیاز به مخلوط شدن، برای حفظ یک هدایت الکترولیتی بهینه دارد.



شکل ۱۰-۲. شماتیک دیافراگم جریانی سیستم AWE.

۵-۲- سیستم سیکل رنگین آلی با مبدل حرارتی داخلی (ORC-IHE)

۱-۵-۲- بازیابی حرارت بوسیله سیکل رنگین آلی (ORC)

حدود ۷۰ درصد از انرژی اولیه مصرفی در جهان، به صورت گرمای اتلافی هدر می‌رود. اتلاف انرژی از بخش‌های مختلفی صورت می‌گیرد که تولید برق بیشترین سهم انرژی تلف شده را به خود اختصاص داده است. به همین دلیل استفاده از سیستم‌های بازیابی حرارت اتلافی، از اهمیت ویژه‌ای برخوردار است. در همین راستا، سیکل رنکین آلی که از دهه ۱۹۷۰ تا کنون مورد توجه گسترده پژوهشگران قرار گرفته است، به عنوان یک فناوری جذاب و قابل اطمینان جهت بازیافت موثر حرارت از منابع گرمایی دما-متوسط (از ۱۰۰ تا ۴۰۰ درجه سانتیگراد) و دما-پایین (زیر ۱۰۰ درجه سانتیگراد) در سیستم‌های بهره‌برداری انرژی پایدار [۷۸،۷۹] و فرآیند-های صنعتی مرسوم [۸۰-۸۲] معرفی می‌شود.

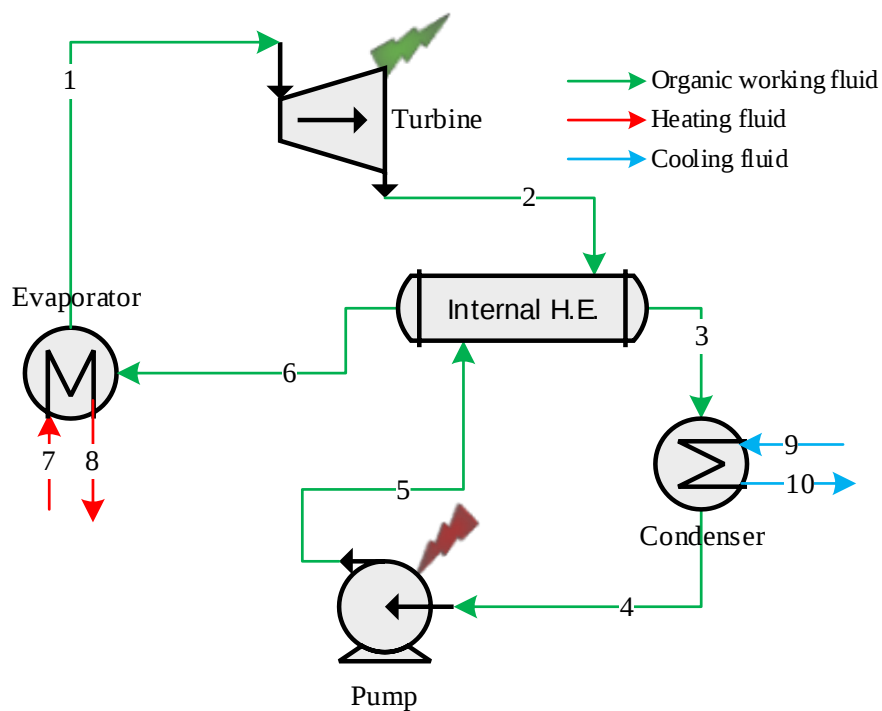
تولید کنندگان تجاری بلوک توان ORC تعداد قابل توجهی از این نیروگاه‌ها را به صورت کوپل با گرمای اتلافی صنایع، زیست توده، یا منابع انرژی زمین گرمایی نصب کرده‌اند [۸۳]. مطابق با آخرین آماری که در [۸۴] گزارش شده است، کل ظرفیت نیروگاه‌های ORC نصب شده در دنیا در بیشتر از ۷۰۵ پروژه مختلف، فراتر از ۲/۷ گیگاوات رفت که ۱۷۵۴ واحد ORC مستقر شده بود. سهم نیروگاه‌های مبتنی بر احتراق زیست توده برابر ۱۱٪ با ۳۰۱ مگاوات توان الکتریکی نصب شده در ۳۳۲ واحد ORC است. شایان ذکر است که بیشتر نیروگاه‌های ORC مبتنی بر زیست توده، به عنوان واحد تولید چندگانه نصب می‌شوند [۸۵].

۲-۵-۲- اساس عملکرد سیکل رنکین آلی با مبدل حرارتی داخلی (ORC-IHE)

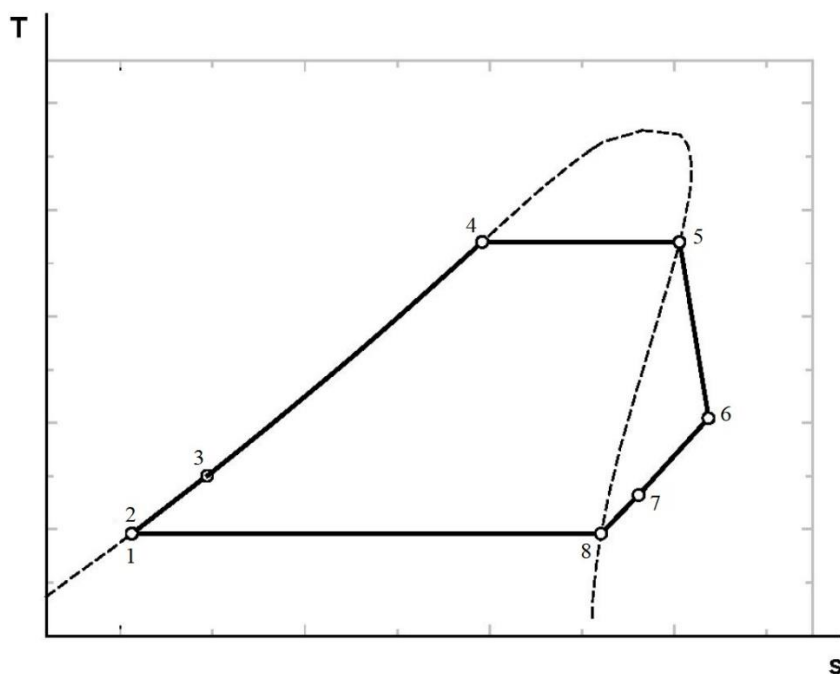
ORC ها مشابه سیکل‌های بخار سنتی رنکین هستند، با این تفاوت که در سیکل ORC از یک سیال آلی به عنوان سیال عامل به جای آب در سیکل‌های بخار سنتی، استفاده می‌کنند. بر خلاف آب، انبساط در توربین برای اکثر سیالات آلی نه در رژیم بخار مرطوب، بلکه در فاز گاز

بالا تر از دمای کندانسور به پایان می‌رسد. بنابراین، اغلب از مبدل حرارتی داخلی^{۳۸} برای بهبود کارایی سیستم استفاده می‌شود. شماتیک نمودارهای ORC و T-s سیکل در شکل های ۱۱-۲ و ۱۲-۲ نشان داده شده است. همانطور که از شکل ۱۱-۲ مشاهده می‌شود، اواپراتور سیال عامل آلی پیشگرم شده را، تبخیر و در صورت لزوم فوق گرم می‌کند. بخار خروجی از اواپراتور در نقطه (۱) در یک منبسط کننده که کار مکانیکی ایجاد می‌کند منبسط می‌شود. سپس بخار منبسط شده در نقطه (۲) در یک IHE پیش-خنک می‌شود. بخار پیش خنک شده در نقطه (۳) در یک کندانسور به آب اشباع تبدیل می‌شود. پس از این، پمپ آن را از نقطه (۴) به IHE پمپ می‌کند تا در آن جا در نقطه (۵) ابتدا پیشگرم شده و سپس بخار پیشگرم شده در نقطه (۶) به سمت اواپراتور هدایت شود. در اواپراتور مقدار گرمای مورد نیاز سیستم، با ورود جریان گرم (۷) و خروج آن پس از تبادل حرارت در نقطه (۸)، از یک منبع گرم گرفته می‌شود. همچنین برای برقراری این سیستم از دیدگاه ترمودینامیکی، نیاز است تا مقداری از گرمای سیکل به بیرون دفع شود که این عمل در کندانسور با ورود یک جریان خنک کننده در نقطه (۹) و دریافت گرما از سیال عامل و سپس خروج از کندانسور در نقطه (۱۰) انجام می‌پذیرد. در این سیستم پمپ توان مصرف می‌کند و توربین (منبسط کننده) توان تولید می‌کند.

³⁸ Internal Heat Exchanger (IHE)



شکل ۱۱-۲. شماتیک سیستم سیکل رنکین آلی با مبدل حرارتی داخلی (ORC-IHE).



شکل ۱۲-۲. نمودار دما-انترپوی سیستم سیکل رنکین آلی با مبدل حرارتی داخلی (ORC-IHE).

۳-۵-۲- ویژگی‌های سیکل رانکین آلی با مبدل حرارتی داخلی

سیکل رانکین آلی دارای ویژگی‌هایی مانند دما و فشار عملیاتی پایین، هزینه نگهداری پایین، ایمنی، عملکرد خودمختار و سادگی ساختار است که علاقه قابل توجهی را به خود جذب کرده است [۸۶، ۸۷]. بر خلاف سیکل معمولی رانکین، ORC در مقیاس‌های میکرو (کمتر از ۱۵ کیلووات) یا اسمال (کمتر از ۱۰۰ کیلووات) [۸۸، ۸۹] و نیز سیستم تولید همزمان توان و حرارت غیر متمرکز [۹۰، ۹۱] به کار برده می‌شود. ORC با سیالات آلی با نقاط جوش کم (به عنوان مثال الکل، اتر، مبرد و غیره) کار می‌کند، در حالی که یک سیکل معمولی رانکین مبتنی بر بخار با آب به عنوان سیال عامل خود کار می‌کند [۹۲]. به واسطه خواص سیالات آلی، اثبات شده است که استفاده از ORC هنگام کار با دمای منبع حرارت ۸۰ تا ۴۰۰ درجه سانتیگراد، سودمند است. استفاده از سیال عامل خشک در سیکل رانکین آلی، نیاز به فوق گرم شدن را رفع می‌کند، باعث افزایش طول عمر، کاهش استرس مکانیکی و کاهش هزینه‌های عملکردی و نگهداری می‌شود [۹۳].

۶-۲- سیستم تبرید جذبی^{۳۹} یا چیلر جذبی^{۴۰}

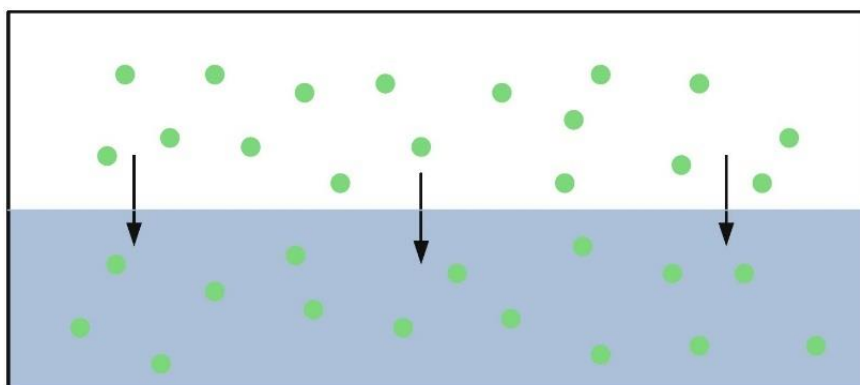
۱-۶-۲- فرآیند جذب

جذب به عنوان فرآیندی تعریف می‌شود که در آن دو سیال که در حالت‌های مختلف مانند گاز یا مایع وارد می‌شوند، با هم ترکیب می‌شوند تا در یک حالت واحد خارج شوند، همانطور که در شکل ۱۳-۲ نشان داده شده است. سیستم خنک‌کننده ای که بر اساس اصل جذب کار می‌کند به عنوان سیستم تبرید جذبی شناخته می‌شود. مهم است که بین سیستم‌های تهویه

³⁹ Absorption Refrigeration System (ARS)

⁴⁰ Absorption Chiller

مطبوع و تبرید تفاوت قائل شویم. سیستم‌های تهویه مطبوع برای تامین سرمایش بالای ۰ درجه سانتیگراد استفاده می‌شوند، در حالی که سیستم‌های تبرید برای تامین سرمایش زیر و بالای ۰ درجه سانتیگراد استفاده می‌شوند. یک نمونه رایج از سیستم تهویه مطبوع، یک واحد خنک‌کننده در یک خانه و یک نمونه از یک سیستم تبرید، یک واحد ذخیره‌سازی مواد غذایی است. سیستم تبرید جذبی برای اولین بار در سال ۱۸۴۶ با مفهوم تولید یخ با استفاده از گرما به عنوان انرژی ورودی معرفی شد. معرفی فرآیند جذب در صنعت خنک‌کننده منجر به توانایی تولید خنک‌کننده با استفاده از انرژی الکتریکی کمتر نسبت به سیستم‌های خنک‌کننده تراکمی بخار معمولی شد. فناوری تبرید جذبی با توجه به تنوع انرژی و حفاظت از محیط زیست، یکی از بهترین جایگزین‌ها برای خنک‌کننده تراکمی بخار است. از آنجایی که فناوری تبرید جذبی به طور گسترده در کاربردهای عملی استفاده می‌شود، ساختارهای مختلفی از چرخه‌های تبرید جذبی با کارایی بالا برای کاربردهای مسکونی و صنعتی معرفی شده است [۹۴].



شکل ۱۳-۲. نمایش شماتیک فرآیند جذب [۹۴].

۲-۶-۲- اصول عملکردی سیستم تبرید جذبی تک-اثره

یک سیستم تبرید جذبی تک-اثره شامل یک عدد ژنراتور^{۴۱}، یک عدد جاذب^{۴۲}، یک عدد کندانسور^{۴۳}، یک عدد اواپراتور^{۴۴}، یک عدد مبدل حرارتی محلول^{۴۵} یک عدد پمپ^{۴۶} و دو عدد شیر انبساط^{۴۷} است که در شکل ۱۴-۲ نشان داده شده است. گرما به ژنراتور عرضه می‌شود، جایی که محلول ضعیف در نقطه (۳) وارد می‌شود. این محلول ضعیف به منظور جداسازی مبرد از محلول بر اساس اختلاف دمای اشباع بین مبرد و جاذب حرارت داده می‌شود. مبرد تبخیر شده ژنراتور را در حالت (۷) و محلول قوی ژنراتور را در حالت (۴) ترک می‌کند. مبرد تبخیر شده در نقطه (۷) سپس وارد کندانسور می‌شود و در آنجا گرمایش را به با سیال خنک‌کننده تبادل می‌کند تا در نقطه (۸) به عنوان یک مایع اشباع خارج شود. سپس مایع اشباع شده از شیر انبساط عبور می‌کند که فشار آن به طور ناگهانی کاهش می‌یابد تا میزان بخار در مایع اشباع افزایش یابد و در نقطه (۹) خارج می‌شود تا وارد اواپراتور شود. در اواپراتور، مخلوط مبرد اشباع از فضای سرد گرما می‌گیرد تا به بخار اشباع تبدیل شود و در نقطه (۱۰) به سمت جاذب خارج می‌شود. محلول قوی که از ژنراتور برمی‌گردد ابتدا در یک مرحله گرمایش را در مبدل حرارتی محلول تبادل می‌کند، سپس در نقطه (۵) از شیر انبساط عبور می‌کند و فشار آن کاهش می‌یابد تا در حالت (۶) خارج شود و وارد جاذب شود. سپس محلول قوی و مبرد در جاذب با هم مخلوط می‌شوند و گرما را به سیال خنک‌کننده دفع می‌کنند تا به صورت محلول ضعیف در نقطه (۱) به شکل مایع اشباع باقی بماند. محلول ضعیف که جاذب را در نقطه (۱) ترک می‌کند، ابتدا از پمپ عبور می‌کند، و

⁴¹ Generator (GEN)

⁴² Absorber (ABS)

⁴³ Condenser (CON)

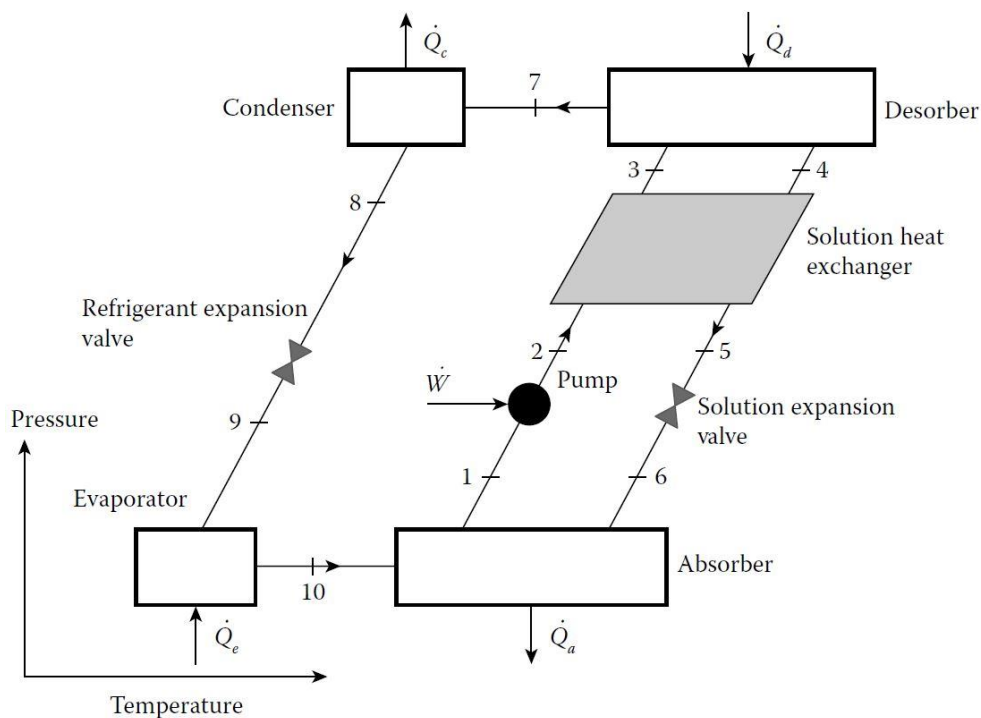
⁴⁴ Evaporator (EVA)

⁴⁵ Solution Heat Exchanger (SHX)

⁴⁶ Pump

⁴⁷ Expansion Valve (EV)

سپس با فشار بالا در حالت (۲) وارد مبدل حرارتی محلول شده تا پیشگرم شود و سپس وارد ژنراتور گردد.



شکل ۱۴-۲. شماتیک سیستم تبرید جذبی تک اثره.

۳-۶-۲- مزایا و معایب سیستم تبرید جذبی (ARS)

چندین مزایا و معایب مرتبط با سیستم‌های تبرید جذبی وجود دارد. برخی از مزایای مرتبط با سیستم‌های تبرید جذبی عبارتند از:

- ❖ کاهش هزینه‌های عملیاتی بر خلاف سیستم‌های تبرید تراکمی بخار.
- ❖ نیاز به استفاده از کلروفلوروکربن‌های مضر و سایر مبردها را از بین می‌برد.
- ❖ عملکرد آن ایمن‌تر و آرام‌تر نسبت به سیستم‌های تبرید تراکمی بخار است.
- ❖ این سیستم‌ها هزینه نگهداری پایینی دارند.

❖ در بازیابی گرما اتلافی از محدوده وسیعی از دماهای منابع حرارتی بسیار کاربردی هستند.

❖ دوره بازگشت سرمایه در این سیستم‌ها به دلیل تاثیر زیاد بر صرفه‌جویی انرژی کوتاه است.

با این حال، مانند هر سیستم دیگری، سیستم‌های تبرید جذبی نیز دارای معایبی هستند از جمله:

❖ دارای ضریب عملکرد پایین‌تری نسبت به سیستم‌های تبرید تراکمی هستند.

❖ زمان راه‌اندازی آن‌ها بیشتر از سیستم‌های معمولی است.

❖ نشت در سیستم می‌تواند منجر به بوی بد ناشی از استفاده از آمونیاک (در حالت استفاده از سیال مخلوط آب-آمونیاک) شود.

۷-۲- سیکل گازی سازی مجدد گاز طبیعی مایع‌شده^{۴۸}

برای حمل و نقل و ذخیره گاز طبیعی، آن را از طریق خنک‌کننده برودتی با تامین مقدار زیادی انرژی به مایع تبدیل می‌کند. گاز طبیعی مایع‌شده^{۴۹} از این فرآیند به دست می‌آید که در دمای حدود منفی ۱۶۰ درجه سانتیگراد و در فشار کمی بالاتر از اتمسفر ذخیره می‌شود. در چنین شرایطی، LNG دارای انرژی بالایی است که به عنوان انرژی سرد شناخته می‌شود که این انرژی باید در طی فرآیند گازی‌سازی مجدد LNG، بازیابی شود. یکپارچه‌سازی سیکل‌های تولید توان با فرآیند گازی‌سازی مجدد LNG در سال‌های اخیر به دلیل تأثیر قابل توجه آن بر افزایش توان خروجی خالص، توجه زیادی را به خود جلب کرده است.

⁴⁸ Liquefied Natural Gas Regasification Cycle (LNGRC)

⁴⁹ Liquefied Natural Gas (LNG)

LNG از خنک کردن گاز طبیعی در رشته فرآیندهای مایع‌سازی تا دمای حدود منفی ۱۶۲ درجه سانتیگراد به دست می‌آید. این فرآیند به اندکی کمتر از ۱۰ درصد از ارزش حرارتی پایین^{۵۰} گاز طبیعی نیاز دارد. تفاوت آنتالپی در طی تبدیل مجدد LNG به گاز طبیعی تقریباً ۷۴۰ کیلوژول بر کیلوگرم یا ۱.۶ درصد از LHV گاز طبیعی می‌باشد، که به این معنی است که تمام انرژی صرف شده در فرآیند مایع‌سازی از بین نمی‌رود [۹۵].

۸-۲- سیستم جذب و ذخیره‌سازی دی‌اکسید کربن (CCS)

جذب و ذخیره‌سازی کربن یک جزء اصلی، احتمالاً ضروری، از هر سیاست کاهش تغییرات آب و هوایی موفق است. کاهش تغییرات آب و هوایی مستلزم کاهش انتشار CO₂ از منابع حمل و نقل، تجاری و مسکونی، صنعتی و تاسیساتی است. انتشار CO₂ بخش حمل و نقل، متحرک، متناوب و در مقیاس کوچک است و کاهش آن‌ها احتمالاً نیازمند تغییرات فنی اساسی مانند تبدیل به برق یا هیدروژن به عنوان منبع انرژی است. انتشار CO₂ تجاری و مسکونی ثابت، متناوب و در مقیاس کوچک است و کاهش آن‌ها نیز ممکن است نیاز به تحول فنی به سمت برق داشته باشد. اما منابع صنعتی و نیروگاهی، ثابت، پیوسته و در مقیاس بزرگ هستند و برخی از کم هزینه‌ترین و موثرترین فرصت‌ها را برای انتشار CO₂ را شامل می‌شوند. منابع انرژی تجدیدپذیر می‌توانند بخشی از این انرژی را تامین کنند، اما بررسی دقیق روندهای اخیر انتشار CO₂ منطقه‌ای و محلی و گزینه‌های واقع بینانه نشان می‌دهند که انتشار CO₂ از این منابع احتمالاً برای چندین سال ادامه خواهد داشت و فناوری CCS نقش مهمی در آنها ایفا خواهد کرد [۹۶].

⁵⁰ Lower Heating Value (LHV)

۹-۲- مروری بر ادبیات پیشین

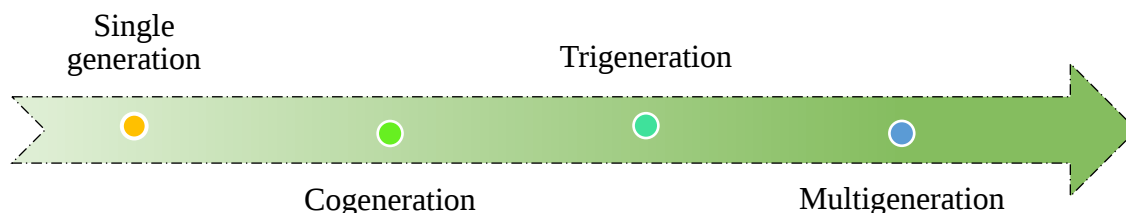
سیستم‌های انرژی رایج دارای چندین مشکل از قبیل وابستگی به سوخت‌های فسیلی، راندمان‌های پایین و گرمای هدر رفته هستند. در واقع، این نقص‌ها و ناکارایی‌ها حاکی از آن است که می‌توان آن‌ها را به میزان قابل توجهی بهبود بخشید. سیستم‌های انرژی رایج با تولید تکی که در آن فقط خروجی برق وجود دارد شروع شدند. بعدها، گرمای اتلافی در سیستم‌های انرژی رایج به عنوان یک منبع انرژی مفید برای بهبود بیشتر در نظر گرفته شد، از این رو تحول از سیستم‌های تولید تک‌گانه^{۵۱} به تولید دوگانه^{۵۲} یا تولید همزمان پس از دهه ۱۹۹۰ آغاز شد. از ابتدای دهه ۲۰۰۰، سیستم‌های انرژی تولیدسه‌گانه^{۵۳} مورد توجه و مطالعه قرار گرفته اند. این تحول از سیکل‌های ساده شروع شد و به سیستم‌های ترکیبی، آبشاری، تولید همزمان و تولیدسه‌گانه رسید. از آنجایی که هنوز پتانسیل‌های بهبود بیشتر در سیستم‌های معمولی وجود دارد، امروزه بررسی، مطالعه، طراحی، تحلیل و پیاده‌سازی سیستم‌های انرژی تولیدچندگانه^{۵۴} همچنان مهم است. هدف اصلی برای سیستم‌های انرژی آینده دستیابی به یکپارچه‌سازی چندین سیستم، به منظور طراحی سیستم‌های انرژی تولیدچندگانه می‌باشد که در شکل ۱۵-۲ نشان داده شده است [۹۷]. بنابراین مطالعه، طراحی، پیاده‌سازی و تحلیل سیستم‌های انرژی تولیدچندگانه از اهمیت ویژه‌ای برخوردار است. در این راستا مطالعات و تحقیقات زیادی به انجام رسیده و هنوز هم در حال انجام است. در ادامه به مرور برخی از مهم‌ترین مطالعات انجام شده در زمینه سیستم‌های انرژی تولیدچندگانه پرداخته می‌شود.

⁵¹ Single Generation

⁵² Cogeneration

⁵³ Trigeneneration

⁵⁴ Multigeneneration



شکل ۱۵-۲. تحول سیستم‌های انرژی از تولید تک‌گانه به تولید چندگانه طی گذر زمان.

بسیاری از محققان به مطالعه و بررسی عملکرد سیستم‌های یکپارچه شده با SOFC به منظور بهره‌برداری از گرمای اتلافی SOFC جهت بهبود عملکرد کلی سیستم‌های انرژی پرداخته‌اند که جزئیات برخی از مهم‌ترین آن‌ها در ادامه تشریح شده است.

در اکثر تحقیقات انجام شده، سیستم‌های ترکیبی SOFC/GT از متان (یا گاز طبیعی) به عنوان سوخت استفاده می‌کنند [۹۸-۱۰۱]، اما، به منظور افزایش بهره‌وری از نیروگاه‌های تجدیدپذیر با راندمان بالا، استفاده از زیست‌توده گازی شده به عنوان سوخت SOFC نیز میسر است. Caliendo و همکارانش [۱۰۲] گازی‌سازی زیست‌توده خشک یکپارچه شده با سیستم‌های SOFC/GT را برای کاربردهای مقیاس کوچک و متوسط (۱۰۰ کیلووات و ۸ مگاوات ورودی زیست‌توده خشک) مورد مطالعه قرار دادند. نتایج بدست آمده از تحلیل بیانگر پتانسیل امیدوار-کننده امکان‌پذیری اقتصادی و ترمودینامیکی بهره‌وری از چنین نیروگاه‌هایی است. آن‌ها محاسبه کردند که راندمان تبدیل زیست‌توده چوبی به الکتریسیته (راندمان CHP) برای این سیستم، بالاتر از ۷۰٪ خواهد بود. Sigurjonsson و Clausen [۱۰۳] برای حل مشکل موجود در استفاده از منابع انرژی متناوب، مانند انرژی باد و خورشیدی، یک مفهوم جدیدی از سیستم تولید چندگانه SOFC مبتنی بر زیست‌توده را ارائه دادند. نتایج بدست آمده از تحلیل و بررسی فنی-اقتصادی در این مطالعه نشان داد که محصول گرمایش منطقه‌ای برای امکان‌پذیر بودن این سیستم از لحاظ اقتصادی بسیار مهم است. Lorenzo و Fragiaco [۱۰۴] یک سیستم SOFC طراحی کردند که توسط گازسنتز شده از زیست‌گاز تغذیه می‌شود و در این بین انرژی الکتریکی و انرژی

حرارتی تولید می‌کند. آن‌ها با تحلیل این سیستم ترکیبی از منظر انرژی دریافتند که حداکثر بازده تبدیل انرژی سیستم ۸۸/۹ درصد است. Mehr و همکارانش [۱۰۵] چهار ساختار مختلف SOFC تغذیه شده با گاز طبیعی و زیست‌گاز را از دیدگاه ترمودینامیکی و انرژی-اقتصادی مورد تجزیه و تحلیل قرار دادند. مشخص شد که برای یک شرایط عملیاتی یکسان، عملکرد SOFC با چرخش سوخت خروجی از آند و کاتد بازده حرارتی ۴۶/۰۹٪ خواهد شد که در مقایسه با سه ساختار دیگر برتر است. هزینه واحد محصول برای سیستم برتر نیز ۱۹/۰۷ دلار بر گیگاژول محاسبه شده است که حدود ۳۵٪ کمتر از ساختار SOFC تغذیه شده با گاز طبیعی مستقل است.

Shayan و همکارانش [۱۰۶] یک ارزیابی انرژی-اقتصادی و بهینه سازی مقایسه‌ای سیستم SOFC با سوخت زیست‌توده را با استفاده از بخار و هوا به عنوان عوامل گازی‌سازی انجام دادند. نتایج نشان داد که استفاده از بخار در مقابل هوا به عنوان عامل گازی‌سازی، باعث افزایش توان خالص خروجی به میزان ۱۴/۸٪، بازده انرژی به میزان ۲۴/۹٪ و کاهش هزینه واحد محصول به میزان ۸/۹٪ در شرایط عملیاتی بهینه می‌شود. Becker و همکارانش [۱۰۷] عملکرد یک سیستم ترکیبی گرما، هیدروژن و توان^{۵۵} مبتنی بر یک SOFC ۱ مگاواتی با سوخت متان را مورد ارزیابی قرار دادند. در این مطالعه، نویسندگان دو روش خالص‌سازی هیدروژن و بازیابی از گاز خارج شده از SOFC، یعنی جذب نوسان فشار و جداسازی هیدروژن الکتروشیمیایی را بررسی کردند. آن‌ها مشخص کردند که بازده الکتریکی SOFC در توان نامی برابر ۴۸/۸٪ و بازده کلی CHHP برابر ۸۵/۲٪ برای حالت طراحی جداسازی هیدروژن الکتروشیمیایی است. Perdikaris و همکارانش [۱۰۸] یک سیستم تولید سه‌گانه گرما، هیدروژن و توان را با ترکیب یک ماژول SOFC و یک سلول الکترولیزر اکسید جامد^{۵۶} را مورد مطالعه و بررسی قرار دادند. در این سیستم

⁵⁵ Combined Heat, Hydrogen and Power

⁵⁶ Solid Oxide Electrolyzer

SOFC با سوخت متان، الکتریسیته و گرمای مورد نیاز برای تولید هیدروژن را برای SOEC تأمین می‌کند و SOEC اگسیژن خالص مورد نیاز برای احتراق گازهای خروجی از SOFC را فراهم می‌کند. راندمان انرژی برای این سیستم ترکیبی حدود ۴۵٪ محاسبه شده است.

مطالعات بسیاری در زمینه سیستم‌های ترکیبی با SOFC وجود دارد که برای مرور بیشتر به آن‌ها پرداخته شده است. مانند Yang و همکارانش [۱۰۹] یک سیستم ترکیبی سرمایه‌گذاری، گرمایش و توان مبتنی بر SOFC و توربین هوای مرطوب^{۵۷} را با محرک گاز طبیعی مایع (LNG) معرفی و ارائه کردند. آن‌ها گزارش دادند که راندمان حرارتی و راندمان انرژی کل برای این سیستم تولید چندگانه به ترتیب برابر ۶۴/۷٪ و ۷۹/۱٪ محاسبه شده است. علاوه بر این آن‌ها به کمک انرژی سرد LNG، بازیابی CO₂ از جریان گازهای خروجی از SOFC و همچنین ذخیره‌سازی انرژی سرد را انجام دادند. You و همکارانش [۱۱۰] یک سیستم تولید چندگانه میکرو متشکل از SOFC، توربین گاز میکرو^{۵۸}، نمک‌زدایی چند اثره^{۵۹} و خنک‌کننده اجکتور بخار آلی را معرفی کردند. در این مطالعه بهینه‌سازی چندهدفه و ارزیابی انرژی، انرژی، اقتصادی و زیست‌محیطی این سیستم تولید چندگانه انجام شده است. طبق نتایج بدست آمده، سیستم ارائه شده قابلیت تولید توان، سرمایه‌گذاری، گرمایش و آب شیرین را به ترتیب با مقادیر ۲۹۵/۴ کیلووات، ۱۴/۳۳ کیلووات، ۸/۰۹۶ کیلووات و ۰/۱۳۰۳ کیلوگرم بر ثانیه را دارد. راندمان انرژی و انرژی کل و هزینه کل محصولات نیز برای این سیستم تولید چندگانه به ترتیب برابر ۶۷/۱۳٪، ۶۴/۷۰٪ و ۱۱/۶۳ دلار بر ساعت محاسبه شده است. مهرپویا و همکارانش [۱۱۱] یک سیستم CCHP مبتنی بر SOFC را برای یک ساختمان به وسعت ۹۰۰ مترمربع طراحی و معرفی کردند. تامین تقاضای سرمایه‌گذاری و گرمایش در این سیستم به ترتیب توسط یک چیلر جذبی دو اثره و بازیابی حرارت از گازهای خروجی از SOFC با راندمان سرمایه‌گذاری الکتریکی ۵۸٪ و راندمان سرمایه‌گذاری

⁵⁷ Humid Air Turbine (HAT)

⁵⁸ Micro Gas Turbine (MGT)

⁵⁹ Multi Effect Distillation (MED)

الکتریکی ۶۰٪ انجام می‌شود. برای این سیستم زمان بازگشت سرمایه برابر ۸/۳ سال تخمین زده شده است. در مطالعه‌ای دیگر Perna و همکارانش [۱۱۲] به طراحی و ارزیابی یک سیستم مقیاس کوچک CHHP مبتنی بر SOFC با سوخت آمونیاک پرداخته‌اند. در این مقاله به بررسی رفتار یک سلول اکسید جامد به صورت آزمایشگاهی و تحلیل عددی پرداخته شده است و سپس توسعه سیستم CHHP به منظور تولید روزانه ۱۰۰ کیلوگرم هیدروژن برای سوخت رسانی به وسایل نقلیه هیدروژنی انجام شده است.

فصل سوم: تشریح و مدل سازی سیستم

۱-۳- توسعه سیستم انرژی تولیدچندگانه

سیستم انرژی طراحی شده در این پژوهش، از نوع سیستم‌های تولیدچندگانه است. این سیستم انرژی در واقع از ۸ زیر سیستم یا بخش مختلف یکپارچه شده با یکدیگر تشکیل شده است که محرک اولیه آن سیستم پیل سوختی اکسید جامد می‌باشد. بخش‌های مختلف تشکیل دهنده این سیستم تولیدچندگانه عبارتند از: ۱- پیل سوختی اکسید جامد (SOFC)، ۲- سیکل رنکین آلی با مبدل حرارتی داخلی (ORC-IHE)، ۳- سیستم جذب و ذخیره‌سازی کربن (CCS)، ۴- سیکل گازی‌سازی مجدد گاز طبیعی مایع شده (LNGRC)، ۵- سیستم تبرید جذبی آب- لیتیوم‌برماید (LiBr-ARS)، ۶- سیستم فتوولتائیک-حرارتی با متمرکزکننده (CPV/T) خورشیدی، ۷- مزرعه بادی (WF) و ۸- سیستم الکترولایزر قلیایی پیشرفته (AAE).

طراحی و توسعه این سیستم تولید انرژی چندگانه با هدف حرکت به سمت توسعه پایدار و استفاده از منابع انرژی تجدیدپذیر انجام شده است. محرک اولیه این سیستم، SOFC با ریفمر داخلی است که از CH_4 به عنوان سوخت (به همراه بخار آب) تغذیه می‌کند و هوا نیز نقش اکسیدکننده را در آن ایفا می‌کند. در سمت دیگر، از منابع انرژی تجدیدپذیر باد و خورشید برای تولید توان مورد نیاز جهت تولید هیدروژن منسوب به هیدروژن سبز استفاده گردیده است. علاوه بر این سیستم‌های متعدد بازیابی حرارت طراحی شده‌اند تا از محتوای انرژی گازهای خروجی از SOFC که مقدار قابل توجهی را دارد، به بهترین شکل استفاده شود. بازیابی انرژی از حرارت اتلافی موضوعی مهم و تاثیرگذار در بحث گرمایش زمین می‌باشد؛ بنابراین سعی شده است که توسعه این سیستم تولید انرژی چندگانه همراه با حداکثر بازیابی حرارت انجام شود تا عملکرد آن در جهت غلبه بر مسئله گرمایش جهانی نیز باشد. در همین راستا در سیستم ORC-IHE از سیال عامل n-Pentane یا R601 استفاده شده است که جز سازگارترین سیال‌های عامل با محیط

زیست با مقدار پتانسیل تخریب آزن^{۶۰} صفر و پتانسیل گرمایش جهانی^{۶۱} ۵ می باشد [۱۱۳]. از طرفی گازهای خروجی از SOFC متشکل از گازهای دی اکسید کربن (CO₂)، مونواکسید کربن (CO)، هیدروژن (H₂) و بخار آب (H₂O) است که با طراحی یک پس سوز و سیستم جذب و ذخیره سازی کربن، تنها خروجی این سیستم به محیط، آب می باشد که کاملاً منطبق بر مفهوم تولید انرژی سبز و توسعه پایدار می باشد.

۳-۲- تشریح فرآیندی سیستم انرژی تولیدچندگانه

در این بخش به توضیح جریان های مختلف سیستم انرژی تولیدچندگانه توسعه داده شده در این پژوهش پرداخته شده است. یک نمودار بلوکی و یک شماتیک کامل از جریان های فرآیندی سیستم انرژی تولیدچندگانه توسعه داده شده در این پژوهش به ترتیب در شکل ۱-۳ و ۲-۳ نشان داده شده است. در ادامه برای درک بهتر سیستم، جریان های فرآیندی مربوط به زیرسیستم های مختلف به صورت چند بخش جداگانه مطابق با شکل ۲-۳، همراه با جزئیات در زیر تشریح شده است.

۳-۲-۱- تشریح فرآیندی سیستم SOFC و CCS

محرک اولیه سیستم که SOFC نام دارد، یک جریان اکسید کننده در سمت کاتد و یک جریان سوخت در سمت آند به آن وارد می شود. در وضعیت (۱) هوا از شرایط استاندارد محیطی وارد کمپرسور هوا (AC) می شود و فشار آن تا فشار کاری SOFC افزایش می یابد. هوای خروجی از AC در وضعیت (۲) باید تا دمای ورودی SOFC گرم شود که برای همین منظور این جریان وارد مبدل حرارتی ۴ (HE4) می شود و پس از تبادل حرارت با جریان گرم، دمای آن به

⁶⁰ Ozone Depletion Potential (ODP)

⁶¹ Global Warming Potential (GWP)

دمای ورودی SOFC در وضعیت (۳) می‌رسد و شرایط ورود به سمت کاتد (CA) SOFC را به عنوان اکسیدکننده پیدا می‌کند. جریان خروجی از کاتد در وضعیت (۴) که دارای دمای خروجی SOFC می‌باشد، به سمت مبدل حرارتی ۴ هدایت می‌شود تا بخشی از انرژی مورد نیاز جریان (۳) را برای ورود به SOFC تامین و تبادل کند. جریان خروجی از مبدل حرارتی ۴ در وضعیت (۲۵) که دمای آن کاهش یافته است، به پس‌سوز ۱ (AB1) هدایت می‌شود تا در آنجا به همراه هیدروژن ورودی از نقطه (۲۶) وارد واکنش احتراقی شود تا محتوای انرژی آن افزایش یابد و توان بیشتری در توربین گاز بدست دهد. جریان خروجی از AB1 در وضعیت (۲۷) که محتوای انرژی پیدا کرده است، به سمت توربین گاز جهت تولید توان بیشتر هدایت می‌شود. خروجی جریان از توربین گاز در وضعیت (۲۸) به دلیل دارا بودن محتوای انرژی قابل استفاده، پیش از هدایت به سمت جو (اتمسفر)، تحت یک مرحله بازیابی حرارت قرار می‌گیرد. این جریان انرژی لازم برای راه‌اندازی یک سیکل رنکین آلی با مبدل حرارتی داخلی (ORC-IHE) را با ورود به تولیدکننده بخار (VG) در وضعیت (۲۸) و تبادل حرارت در آن، تامین می‌کند. در نهایت این جریان که تحت بازیابی حرارت قرار گرفته است، در وضعیت (۲۹) به سمت جو هدایت می‌شود.

در وضعیت (۵) متان (CH₄) از شرایط محیطی استاندارد وارد کمپرسور سوخت (FC) می‌شود و پس از افزایش فشار آن تا فشار کار SOFC در وضعیت (۶) از آن خارج می‌شود. این جریان ابتدا تحت یک مرحله پیش‌گرمایش قرار می‌گیرد و پس از تبادل حرارت در مبدل حرارتی ۲ (HE2)، در وضعیت (۷) از آن خارج می‌شود و به یک مخلوط‌کننده (MIX) هدایت می‌شود. از سوی دیگر آب (Water) از شرایط استاندارد محیطی در وضعیت (۸) وارد پمپ آب (WP) شده و با افزایش فشار آن تا فشار کاری SOFC، در وضعیت (۹) از آن خارج می‌شود. سپس وارد مبدل حرارتی ۱ (HE1) شده و طی یک مرحله پیش‌گرمایش، دمای آن مشابه با جریان متان افزایش می‌یابد و تبدیل به بخار می‌شود. جریان بخار در وضعیت (۱۰) وارد مخلوط‌کننده می‌شود و با جریان (۷) کاملاً مخلوط شده و در وضعیت (۱۱) قرار می‌گیرد. جریان (۱۱) برای ورود به

SOFC نیاز باید دمای برابر با دمای ورودی SOFC داشته باشد، به همین منظور این جریان وارد مبدل حرارتی ۳ (HE3) شده و در آن‌ها پس از دریافت انرژی لازم و دارا بودن شرایط عملکردی SOFC، در وضعیت (۱۲) به سمت آند (AN) وارد می‌شود. SOFC مورد مطالعه در این پژوهش از نوع ریفرمر داخلی است و اصلاح سوخت متان در داخل خود SOFC انجام می‌شود. پس از انجام واکنش سوخت با اکسیدکننده، جریان خروجی از آند در وضعیت (۱۳)، به ترتیب به سمت مبدل حرارتی ۱ و ۲ هدایت می‌شود تا حرارت لازم برای پیشگرمایش جریان‌ها را در آنجا تامین و مبادله کند. خروجی مبدل حرارتی ۱ در وضعیت (۱۴) وارد مبدل حرارتی ۲ شده و در وضعیت (۱۵) از آن خارج می‌شود. این جریان که حاوی گازهای CO و H₂ است، به سمت پس‌سوز ۲ (AB2) هدایت می‌شود و از سوی دیگر اکسیژن به مقدار مورد نیاز برای واکنش کامل گاز CO و H₂ به AB2 وارد می‌شود. واکنش انجام شده در پس‌سوز ۲ منجر به تبدیل گاز پرخطر CO به گاز CO₂ می‌شود و همچنین احتراق هیدروژن با اکسیژن و افزایش قابل توجه محتوای انرژی آن جریان می‌شود. بنابراین جریان خروجی از AB2 در وضعیت (۱۷) وارد یک توربین گاز میکرو (MGT) می‌شود و پس از تولید توان در وضعیت (۱۸) از آن خارج می‌گردد. این جریان وارد HE3 می‌شود و مقدار حرارت لازم برای رسیدن جریان (۱۱) به دمای ورودی SOFC را تامین و مبادله می‌کند. سپس جریان خروجی از HE3 در وضعیت (۱۹)، وارد یک مبدل حرارتی دفع‌کننده (DES) می‌شود تا ضمن تامین انرژی حرارتی لازم برای راه‌اندازی یک سیستم تبرید جذبی (ARS)، بازیابی حداکثری حرارت از این جریان، منجر به افت دمایی آن تا تبدیل شدن بخار آب موجود در آن به مایع شود. جریان خروجی از DES در وضعیت (۲۰) پس از طی چند مرحله بازیابی حرارت، به دمای زیر ۱۰۰ درجه سانتیگراد می‌رسد که بخار آب تشکیل دهنده این جریان به مایع تبدیل می‌شود و با ورود به یک جداکننده (SEP)، آب از CO₂ جدا می‌شود و در وضعیت (۲۱) از SEP خارج می‌گردد. خروجی SEP در وضعیت (۲۲) تنها CO₂ خواهد بود که برای فراهم کردن شرایط ذخیره‌سازی CO₂، این جریان ابتدا وارد یک کمپرسور شده و فشار آن تا

۱۵۰۰ کیلوپاسکل افزایش یافته و در وضعیت (۲۳) از کمپرسور CO₂ (CO₂C) خارج می‌شود. برای ذخیره‌سازی CO₂ نیاز است تا دمای آن تا محدوده‌ی منفی ۳۰ درجه سانتیگراد خنک‌سازی شود، به همین منظور وارد یک مبدل حرارتی شده تا گرمای خودش را به جریان گاز طبیعی مایع (LNG)، به عنوان چاه حرارتی بدهد و در وضعیت (۲۴) به دمای مورد نظر برسد. در نهایت CO₂ وارد تانک ذخیره ساز CO₂ (CO₂S) می‌شود که برای مصارف مختلف می‌تواند مورد استفاده قرار گیرد.

۲-۲-۳- تشریح فرآیندی سیستم ORC-IHE

ORC-IHE که برای بازیابی حرارت اتلافی تعبیه شده است، گرمای لازم برای تبخیر سیال عامل آلی R601 را در VG دریافت می‌کند تا در وضعیت (۳۰) به صورت بخار اشباع وارد توربین سیال آلی (OFT) شود. سیال آلی پس از تولید توان در OFT، در وضعیت (۳۱) از آن خارج می‌شود و چون هنوز دارای محتوای انرژی قابل قبولی است، وارد یک مبدل حرارتی داخلی (IHE) می‌شود تا بخشی از انرژی آن توسط سیال خنک خروجی از پمپ در وضعیت (۳۴) بازیابی شود. جریان خروجی از IHE به داخل کندانسور سیال آلی (OFC) هدایت می‌شود تا در آنجا عملیات مایع‌سازی سیال انجام شود تا در وضعیت (۳۳) به صورت مایع اشباع از OFC خارج شود. این جریان سپس به سمت پمپ هدایت می‌شود تا فشار آن تا فشار VG افزایش یابد. سیال خروجی از پمپ قبل از ورود به VG، وارد IHE می‌شود تا تحت پیشگرمایش قرار بگیرد و سپس در وضعیت (۳۵) به سمت VG منتقل می‌شود که این امر سبب افزایش راندمان سیستم می‌شود.

۳-۲-۳- تشریح فرآیندی سیستم LNGRC

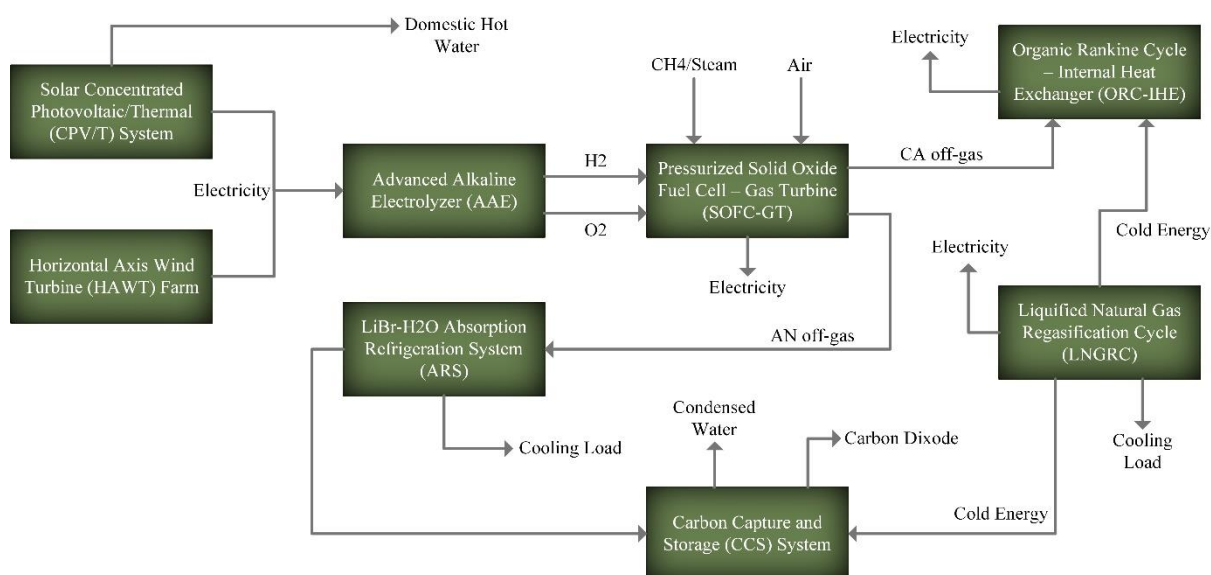
سیکل گازی سازی مجدد گاز طبیعی مایع شده (LNGRC) در این سیستم به عنوان یک منبع انرژی سرد مورد استفاده قرار گرفته است که علاوه بر تامین انرژی سرد مورد نیاز برای فراهم آوردن شرایط ذخیره CO₂ و همچنین مایع کردن سیال آلی در OFC، به تامین بار سرمایشی نیز کمک می کند. LNG در مخزن ذخیره دارای دمای منفی ۱۶۱/۵ درجه سانتیگراد می باشد که در حالت مایع اشباع قرار دارد. خروجی مخزن در وضعیت (۳۶) به سمت پمپ گاز طبیعی مایع شده (LNGP) ارسال می شود که فشار آن تا ۲۵۰۰ کیلوپاسکال افزایش می یابد. جریان خروجی از پمپ در وضعیت (۳۷) ابتدا وارد OFC می شود تا نقش سیال خنک کننده در آن را ایفا کند. سیال در وضعیت (۳۸) به سمت مبدل حرارتی سردسازی CO₂ (CO₂-Cooling) هدایت می شود تا مقدار انرژی سرد لازم برای سردسازی CO₂ را تامین و مبادله کند. سپس در وضعیت (۳۹) وارد یک مبدل حرارتی بازیابی سرمایش ۱ (CR1) می شود تا ضمن یک مرحله تامین بار سرمایشی، دمای آن تا ۵ درجه سانتیگراد افزایش یابد. حال جریان در وضعیت (۴۰) که دارای شرایط مناسب جهت ورود به توربین گاز طبیعی (NGT) است، به سمت NGT هدایت می شود و با تولید توان در وضعیت (۴۱) از آن خارج می گردد. جریان خروجی از NGT تحت کاهش دمایی قرار گرفته و مجدداً مناسب بازیابی انرژی سرد است که طی یک مرحله دیگر از محتوای انرژی سرمایشی آن برای تولید بار سرمایشی کمک گرفته می شود تا در وضعیت (۴۲) دمای این جریان مجدداً به ۵ درجه سانتیگراد برسد که دمای مناسب گاز طبیعی جهت ورود به خطوط توزیع گاز می باشد. جریان های ۴۳-۴۴ و ۴۵-۴۶ به ترتیب ورودی های آب در شرایط استاندارد محیطی برای بازیابی انرژی سرد جهت تامین بار سرمایشی مراحل اول و دوم هستند.

۴-۲-۳- تشریح فرآیندی سیستم ARC

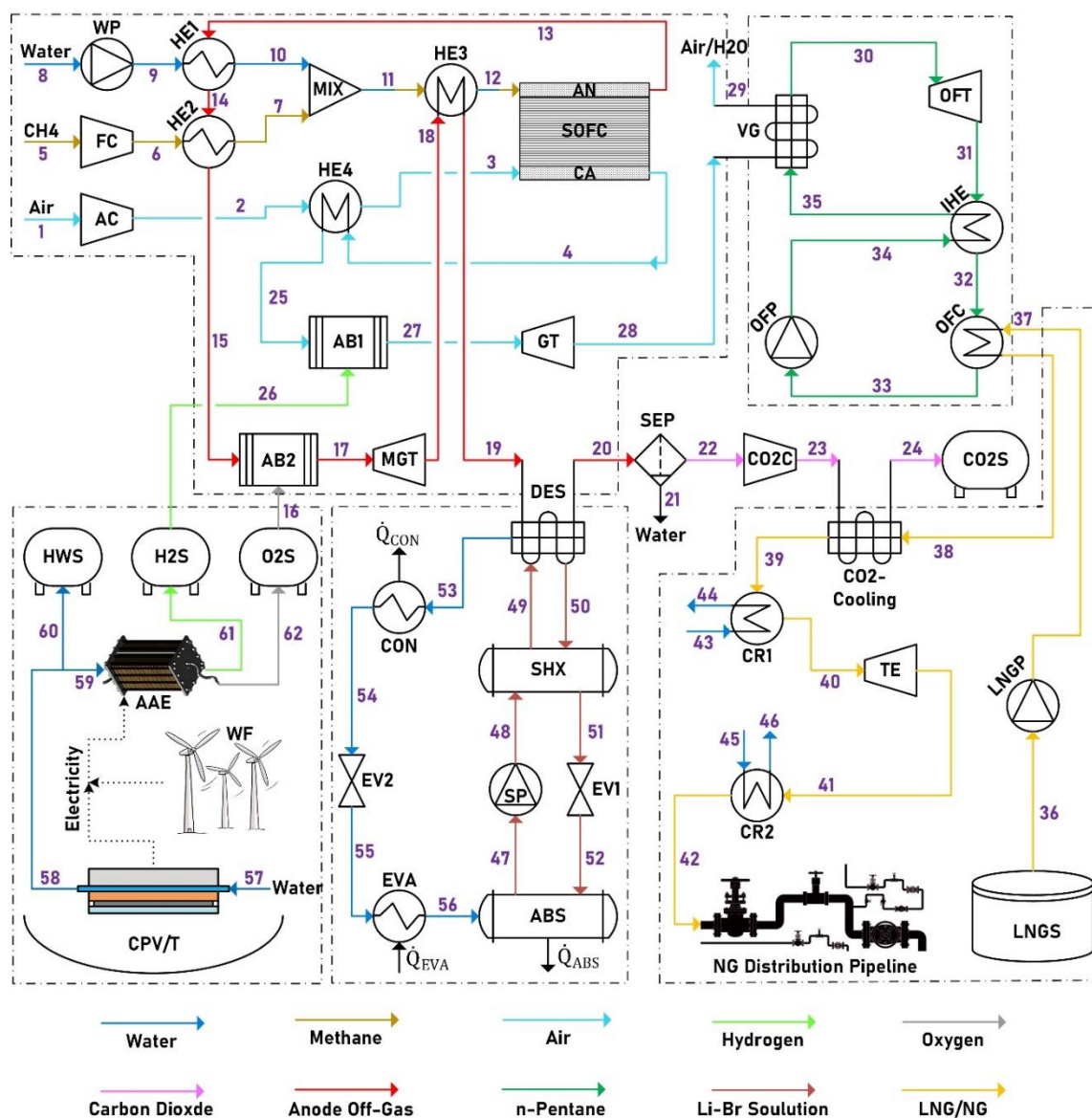
سیستم سیکل تبرید جذبی (ARC) آب-لیتیوم برماید (Li-Br) به منظور بازیابی حرارت از جریان گازهای خروجی از آند و همچنین تولید بار سرمایشی به کار گرفته شده است. در وضعیت (۴۷) محلول ضعیف (WS) جذب کننده (ABS) را ترک می کند و وارد پمپ محلول (SP) می شود تا در وضعیت (۴۸) فشار آن افزایش یابد. این جریان قبل از ورود به دفع کننده (DES)، وارد یک مبدل حرارتی محلول (SHX) می شود تا مقداری گرما از جریان خروجی از DES بازیابی کند و پیشگرم شود. در وضعیت (۴۹) جریان پیشگرم شده وارد DES می شود و در آنجا با دریافت انرژی بازیابی شده از جریان گازهای خروجی از سمت آند SOFC، جداسازی مبرد از جاذب (آب از لیتیوم برماید) انجام می شود. جریان برگشتی از DES در وضعیت (۵۰) محلول قوی (SS) است که ابتدا وارد SHX می شود تا بخشی از حرارت آن بازیابی شود و سپس در وضعیت (۵۱) وارد شیر انبساط ۱ (EV1) می شود و فشار آن افت پیدا می کند و در وضعیت (۵۲) محلول قوی با فشار پایین وارد ABS می شود. جریان (۵۳) که مبرد در حالت بخار اشباع می باشد، ابتدا وارد کندانسور شده تا در وضعیت (۵۴) به حالت مایع اشباع برسد. سپس وارد شیر انبساط ۲ (EV2) شده و فشار آن تا فشار تبخیر کننده (EVA) کاهش می یابد. مبرد در وضعیت (۵۵) به صورت دوفازی، وارد EVA شده و در آنجا با گرفتن گرما از جریان آب ورودی به آن تبخیر شده و به صورت بخار اشباع EVA را در وضعیت (۵۶) ترک می کند. در EVA در یک جریان آب وارد شده و گرمای خودش را از دست می دهد و خنک می شود، سپس EVA را ترک می کند و این جریان سرد، برای تولید بار سرمایشی مورد استفاده قرار می گیرد. در نهایت بخار خروجی از EVA در وضعیت (۵۶) توسط محلول قوی در ABS جذب می شود و سیکل تکرار می گردد.

۵-۲-۳- تشریح فرآیندی سیستم یکپارچه شده تولید هیدروژن سبز

آخرین بخش سیستم تولیدچندگانه مربوط به تولید هیدروژن سبز (GH) توسط الکترولایزر قلیایی پیشرفته (AAE) است. توان مصرفی AAE توسط یک مزرعه بادی کوچک و سیستم فتوولتائیک/حرارتی با متمرکزکننده (CPV/T) خورشیدی تامین می‌شود. در CPV/T جریان آب در شرایط استاندارد از نقطه (۵۷) وارد سیستم شده و پس از دریافت حرارت از تابش متمرکز شده خورشیدی، در وضعیت (۵۸) سیستم را ترک می‌کند که بخش کوچکی از این جریان در وضعیت (۵۹) برای فرآیند الکترولیز به AAE هدایت می‌شود و بخش باقیمانده آن در وضعیت (۶۰) به عنوان آب گرم خانگی (DHW) وارد مخزن آب گرم (HWS) شده و در آنجا ذخیره می‌شود. خروجی AAE هیدروژن (H_2) و اکسیژن (O_2) خواهد بود که به ترتیب در وضعیت‌های (۶۱) و (۶۲) به مخازن ذخیره هیدروژن (H_2S) و اکسیژن (O_2S) وارد می‌شوند.



شکل ۱-۳. نمودار بلوکی از سیستم انرژی تولیدچندگانه توسعه داده شده در پژوهش حاضر.



شکل ۲-۳. شماتیک سیستم انرژی تولیدچندگانه توسعه داده شده در پژوهش حاضر.

۳-۳- مدل سازی سیستم انرژی تولیدچندگانه

در این پژوهش برای مدل سازی سیستم انرژی تولیدچندگانه توسعه داده شده، از نرم افزار حلگر معادلات مهندسی^{۶۲} یا ایز استفاده شده است. در فرآیند مدل سازی اغلب برخی فرضیات ساده شونده که تاثیر قابل توجهی بر نتایج خروجی نمی گذارند، به منظور کوتاه کردن زمان محاسبات و ساده کردن فرآیند مدل سازی، در نظر گرفته می شوند. در این پژوهش نیز برخی از

⁶² Engineering Equation Solver (EES)

فرضیات ساده‌شونده برای مدل‌سازی زیرسیستم‌های مختلف یکپارچه شده با یکدیگر، به قرار زیر در نظر گرفته شده است [۱۱۴، ۱۱۵]:

- (۱) سیستم انرژی تولیدچندگانه در شرایط پایا مدل‌سازی شده است.
 - (۲) انرژی شیمیایی و فیزیکی در محاسبات مربوط به انرژی در نظر گرفته شده‌اند.
 - (۳) دما و فشار حالت مرده به ترتیب برابر ۲۵ درجه سانتیگراد و $101/3$ کیلوپاسکال در نظر گرفته شده است.
 - (۴) دمای میانگین مرز برای محاسبه انرژی گرمای مبادله شده در نظر گرفته شده است.
 - (۵) دما و فشار SOFC به صورت یکنواخت فرض شده است.
 - (۶) دمای جریان‌های خروجی از کانال‌های SOFC برابر با دمای عملکردی پیل سوختی می‌باشد.
 - (۷) واکنش‌های احتراقی در پس‌سوزها به صورت کامل انجام می‌شود.
 - (۸) گاز طبیعی مایع شده (LNG) در این پژوهش به صورت متان در نظر گرفته شده است.
 - (۹) افت فشارها در مبدل‌های حرارتی، پس‌سوزها و استک پیل سوختی در سیستم SOFC در نظر گرفته شده است.
 - (۱۰) گازهای ورودی به SOFC و خروجی از آن به عنوان گاز کامل در نظر گرفته شده‌اند.
 - (۱۱) درصد جرمی ترکیبات تشکیل دهنده هوا ۷۹٪ نیتروژن و ۲۱٪ اکسیژن فرض شده است.
- در ادامه روابط و معادلات استفاده شده برای مدل‌سازی زیرسیستم‌های مختلف تشکیل دهنده سیستم انرژی تولیدچندگانه توسعه داده شده در این پژوهش، آورده شده است.
- (۱۲) دمای سلول خورشیدی در نسبت تمرکز ثابت، برابر ۱۰۰ درجه سانتی گراد در نظر گرفته شده است.

۳-۳-۱- معادلات بالانس ترمودینامیکی

به طور کلی برای مدل سازی هر جزء در سیستم انرژی نیاز است تا معادلات بالانس ترمودینامیکی، وابسته به نوع آنالیز سیستم، پیاده سازی و حل شود. در این پژوهش که به تحلیل انرژی و انرژی سیستم انرژی پرداخته شده است، برای مدل سازی تمام زیر سیستم ها و اجزای آنها، معادلات بالانس جرم، انرژی، انرژی و انتروپی استفاده شده است. شکل معادلات بالانس نرخ جرم، انرژی، انرژی و انتروپی برای ارزیابی یک سیستم انرژی به صورت پایا (تغییرات با زمان صفر)، به ترتیب به صورت زیر است [۱۱۶] (از بخش های مربوط به انرژی جنبشی و پتانسیل صرف نظر شده است):

$$\sum_{i \in input} \dot{m}_i - \sum_{o \in output} \dot{m}_o = 0 \quad (3-1)$$

$$\dot{Q}_{cv} - \dot{W}_{cv} + \sum_{i \in input} \dot{m}_i h_i - \sum_{o \in output} \dot{m}_o h_o = 0 \quad (3-2)$$

$$\sum_{i \in input} \dot{m}_i s_i - \sum_{o \in output} \dot{m}_o s_o + \sum_j \frac{\dot{Q}_j}{T_j} + \dot{S}_{gen,cv} = 0 \quad (3-3)$$

$$\sum_j \dot{E}x_{q,j} - \dot{W}_{cv} + \sum_{i \in input} \dot{E}x_i - \sum_{o \in output} \dot{E}x_o - \dot{E}x_D = 0 \quad (3-4)$$

در ادامه به ارائه معادلات اصلی استفاده شده برای مدل سازی هر زیرسیستم به صورت

مجزا پرداخته شده است که مبنای تمام معادلات ارائه شده، معادلات بالانس فوق می باشد.

۳-۳-۲- مدل سازی ریاضی سیستم پیل سوختی اکسید جامد (SOFC)

در این پژوهش از CH₄ به عنوان سوخت SOFC استفاده شده است. SOFC مدل سازی شده از نوع اصلاح کننده یا ریفرمر داخلی می باشد. واکنش هایی که در ریفرمر داخلی رخ می دهد عمدتاً گرماگیر هستند و گرمای مورد نیاز را از پیل سوختی به دست می آورند. استفاده از

یک اصلاح کننده داخلی نیاز پیل سوختی به سیستم خنک کننده را از بین می برد. واکنش های شیمیایی که در استک SOFC با ریفورمر داخلی انجام می شوند، به صورت زیر هستند [۱۱۷]:



در معادله (۳-۸) واکنش اصلاح بخار^{۶۳} رخ می دهد که در آن متان به هیدروژن تبدیل می شود. معادله (۳-۹) واکنش جابجایی آب-گاز^{۶۴} را نشان می دهد. هیدروژن به دست آمده از واکنش های WGS و SR در واکنش کلی الکتروشیمیایی پیل سوختی شرکت می کنند (معادله (۳-۱۰)). معادلات تعادلی زیر چگونگی انجام واکنش های شیمیایی و الکتروشیمیایی را نشان می دهند که در پیل سوختی رخ می دهند [۱۱۷]:



در اینجا x_r ، y_r و z_r به ترتیب نرخ تبدیل مولی برای معادلات (۳-۸) تا (۳-۱۰) هستند و با استفاده از روابط ثابت تعادل و جریان تعیین می شوند. ثابت تعادل برای واکنش جابجایی به صورت زیر بیان می شود:

$$K_s = \exp\left(-\frac{\Delta \bar{g}_s^0}{\bar{R} \times T_{FC,E}}\right) = \left(\frac{\dot{n}_{CO_2,13} \times \dot{n}_{H_2,13}}{\dot{n}_{CO,13} \times \dot{n}_{H_2O,13}}\right) \quad (3-11)$$

⁶³ Steam Reforming

⁶⁴ Water-Gas Shift

که $\bar{R}$ ، $\Delta \bar{g}_s^0$ و $T_{FC,E}$ به ترتیب ثابت گاز جهانی ($8/314 \text{ J/mol-K}$)، انرژی آزاد گیبس و دما در خروجی SOFC را نشان می‌دهند. تغییرات انرژی آزاد گیبس برای واکنش جابجایی از معادله زیر محاسبه می‌شود:

$$\Delta \bar{g}_s^0 = \bar{g}_{s,CO_2}^0 + \bar{g}_{s,H_2}^0 - \bar{g}_{s,H_2O}^0 - \bar{g}_{s,CO}^0 \quad (3-12)$$

که

$$\bar{g}_s^0 = \bar{h} - (T_{FC,E} \times \bar{s}^0) \quad (3-13)$$

در معادله فوق $\bar{h}$ و $\bar{s}^0$ به ترتیب بیانگر آنتالپی به ازای نرخ جریان مولی و آنتروپی استاندارد به ازای نرخ جریان مولی هستند.

ضریب بهره‌وری سوخت (UF_f) و نسبت بهره‌وری هوا (UF_a) در پیل سوختی را می-

توان به ترتیب به صورت زیر بیان کرد:

$$UF_f = \frac{(Fuel)_{consumed}}{(Fuel)_{supplied}} = \frac{(H_2)_{consumed}}{(H_2)_{supplied}} = \frac{z_r}{3x_r + y_r} \quad (3-14)$$

$$UF_a = \frac{(Air)_{consumed}}{(Air)_{supplied}} = \frac{(O_2)_{consumed}}{(O_2)_{supplied}} = \frac{z_r}{2\dot{n}_{O_2,3}} \quad (3-15)$$

جریان حاصل شده (I_{FC}) و چگالی جریان حاصل شده (j) در SOFC را می‌توان از

معادلات زیر محاسبه نمود:

$$I_{FC} = j_{FC} \times A_{active,FC} \quad (3-16)$$

$$j = \frac{2 \times F \times z_r}{N_{FC} \times A_{active,FC}} \quad (3-17)$$

که $A_{active,FC}$ ، F و N_{FC} به ترتیب مساحت سطح فعال سلول سوختی، ثابت فارادی

(96485 C/gr-mol) و تعداد سلول‌های سوخت در استک را نشان می‌دهند.

با اعمال معادلات بالانس جرمی در معادلات (3-8) تا (3-10) می‌توان نرخ جریان مولی

گازهای مختلف سمت آند و کاتد را به ترتیب از روابط زیر محاسبه نمود:

$$Anode\ side \left\{ \begin{array}{l} \dot{n}_{CH_4,12} = x_r \\ \dot{n}_{H_2O,12} = r_{SC} \times \dot{n}_{CH_4,12} \\ \dot{n}_{H_2O,13} = \dot{n}_{H_2O,12} - x_r - y_r + z_r \\ \dot{n}_{H_2,13} = 3x_r + y_r - z_r \\ \dot{n}_{CO,13} = x_r - y_r \\ \dot{n}_{CO_2,13} = y_r \\ \dot{n}_{12} = \dot{n}_{CH_4,12} + \dot{n}_{H_2O,12} \\ \dot{n}_{13} = \dot{n}_{H_2,13} + \dot{n}_{H_2O,13} + \dot{n}_{CO,13} + \dot{n}_{CO_2,13} \end{array} \right. \quad \begin{array}{l} (3-) \\ (18) \end{array}$$

$$Anode\ side \left\{ \begin{array}{l} \dot{n}_{CH_4,12} = x_r \\ \dot{n}_{H_2O,12} = r_{SC} \times \dot{n}_{CH_4,12} \\ \dot{n}_{H_2O,13} = \dot{n}_{H_2O,12} - x_r - y_r + z_r \\ \dot{n}_{H_2,13} = 3x_r + y_r - z_r \\ \dot{n}_{CO,13} = x_r - y_r \\ \dot{n}_{CO_2,13} = y_r \\ \dot{n}_{12} = \dot{n}_{CH_4,12} + \dot{n}_{H_2O,12} \\ \dot{n}_{13} = \dot{n}_{H_2,13} + \dot{n}_{H_2O,13} + \dot{n}_{CO,13} + \dot{n}_{CO_2,13} \end{array} \right. \quad \begin{array}{l} (3-) \\ (19) \end{array}$$

نرخ انرژی الکتریکی تولیدی توسط استک SOFC از رابطه زیر بدست می‌آید:

$$\dot{W}_{FC,stack} = N_{FC} \times V_{cell} \times I_{FC} \quad (3-20)$$

که ولتاژ سلول (V_{cell}) به صورت زیر تعریف می‌شود:

$$V_{cell} = V_{nernst} - V_{loss} \quad (3-21)$$

که V_{nernst} بیانگر ولتاژ نرنست و V_{loss} بیانگر اتلاف ولتاژ در سلول سوختی است. برای

محاسبه اتلافات ولتاژ در سلول سوختی، از معادله زیر استفاده می‌شود:

$$V_{loss} = V_{conc} + V_{act} + V_{ohm} \quad (3-22)$$

که V_{conc} ، V_{act} و V_{ohm} به ترتیب بیانگر اتلاف ولتاژهای غلظتی، فعالسازی مقاومتی

هستند. برای محاسبه اتلاف ولتاژهای مختلف از معادلات خلاصه شده در زیر (معادلات (3-23))

تا (3-41)) استفاده می‌گردد [118-120].

$$V_{nernst} = -\frac{\Delta \bar{g}_{rxn}^0}{n_e \times F} + \frac{\bar{R} \times T_{FC,E}}{n_e \times F} \times \ln \left(\frac{a_{H_2,13} \times \sqrt{a_{O_2,4}}}{a_{H_2O,13}} \right) \quad (3-23)$$

$$\Delta \bar{g}_{rxn}^0 = \bar{g}_{H_2O}^0 - \bar{g}_{H_2}^0 - 0.5 \bar{g}_{O_2}^0 \quad (3-24)$$

$$\bar{g}^o = \bar{h} - (T_{FC,E} \times \bar{s}^o) \quad (3-25)$$

$$a_{H_2,13} = \frac{P_{H_2,13}}{P_{ref}} = \frac{y_{H_2,13} \times P_{13}}{P_{ref}} \quad (3-26)$$

$$a_{O_2,13} = \frac{P_{O_2,13}}{P_{ref}} = \frac{y_{O_2,13} \times P_{13}}{P_{ref}} \quad (3-27)$$

$$a_{H_2O,13} = \frac{P_{H_2O,13}}{P_{ref}} = \frac{y_{H_2O,13} \times P_{13}}{P_{ref}} \quad (3-28)$$

$$V_{ohm} = \left(R_{cont} + \sum_i \tau_i L_i \right) \times j_{FC} \quad (3-29)$$

$$\tau_a = \left(\frac{95 \times 10^6}{T_{FC,E}} \times \exp \left(\frac{1150}{T_{FC,E}} \right) \right)^{-1} \quad (3-30)$$

$$\tau_c = \left(\frac{42 \times 10^6}{T_{FC,E}} \times \exp \left(\frac{1200}{T_{FC,E}} \right) \right)^{-1} \quad (3-31)$$

$$\tau_e = \left(\frac{3.34 \times 10^4}{T_{FC,E}} \times \exp \left(\frac{-10300}{T_{FC,E}} \right) \right)^{-1} \quad (3-32)$$

$$\tau_{int} = \left(\frac{9.3 \times 10^6}{T_{FC,E}} \times \exp \left(\frac{-1100}{T_{FC,E}} \right) \right)^{-1} \quad (3-33)$$

$$V_{act} = V_{act,a} + V_{act,c} \quad (3-34)$$

$$V_{act,a} = \frac{\bar{R} \times T_{FC,E}}{F} \times \left(\sinh^{-1} \left(\frac{j_{FC}}{2j_{oa}} \right) \right) \quad (3-35)$$

$$V_{act,c} = \frac{\bar{R} \times T_{FC,E}}{F} \times \left(\sinh^{-1} \left(\frac{j_{FC}}{2j_{oc}} \right) \right) \quad (3-36)$$

$$V_{conc} = V_{conc,a} + V_{conc,c} \quad (3-37)$$

$$V_{conc,a} = \frac{\bar{R} \times T_{FC,E}}{2 \times F} \times \left(\ln \left(1 + \frac{P_{H_2,13} \times j_{FC}}{P_{H_2O,13} \times j_{as}} \right) - \ln \left(1 - \frac{j_{FC}}{j_{as}} \right) \right) \quad (3-38)$$

$$V_{conc,c} = - \left(\frac{\bar{R} \times T_{FC,E}}{4 \times F} \times \ln \left(1 - \frac{j_{FC}}{j_{cs}} \right) \right) \quad (3-39)$$

$$j_{as} = \frac{2 \times F \times P_{H_2,13} \times D_{eff,a}}{\bar{R} \times T_{FC,E} \times L_a} \quad (3-40)$$

$$j_{cs} = \frac{4 \times F \times P_{O_2,4} \times D_{eff,c}}{\left(\left(1 - \frac{P_{O_2,4}}{P_4} \right) \times \bar{R} \times T_{FC,E} \times L_c \right)} \quad (3-41)$$

پارامترهای عملکردی پیل سوختی به کمک معادلات زیر محاسبه می‌شوند:

$$\dot{Q}_{in,FC} = \dot{n}_{CH_4,11} \times LHV_{CH_4} \quad (3-42)$$

$$\dot{W}_{FC,stack,ac} = \eta_{inv} \times \dot{W}_{FC,stack} \quad (3-43)$$

$$\dot{W}_{net,FC} = \dot{W}_{FC,stack,ac} - (\dot{W}_{WP1} + \dot{W}_{FC,comp} + \dot{W}_{A,comp}) \quad (3-44)$$

$$\eta_{en,FC} = \frac{\dot{W}_{net,FC}}{\dot{Q}_{in,FC}} \times 100 \quad (3-45)$$

$$\eta_{ex,FC} = \frac{\dot{W}_{net,FC}}{\dot{n}_{CH_4,11} \times ex_{ch,CH_4}^0} \times 100 \quad (3-46)$$

۳-۳-۳- مدل سازی ریاضی سیستم حرارتی / فتوولتائیک با متمرکز کننده خورشیدی

(CPV/T)

برای مدل سازی سیستم CPV/T ابتدا توان مورد نیازی که باید توسط این سیستم برای

فرآیند الکترولیز در AAE تامین شود، مشخص شده و سپس میزان مساحت مورد نیاز PV برای

تولید آن مقدار توان الکتریکی به عنوان پارامتر خروجی بدست آمده است. مدل سازی سیستم بر

اساس مطالعه [۱۲۱] انجام شده است.

برای مدل سازی CPV/T ابتدا راندمان الکتریکی ماژول (η_{PV}) باید مطابق با معادله زیر

تعیین شود:

$$\eta_{PV} = \eta_{PV,ref} \times \left(1 - \beta_{ref} \times (T_C - T_{ref}) \right) \quad (3-47)$$

که T_{ref} و T_C ، β_{ref} ، $\eta_{PV,ref}$ به ترتیب راندمان اسمی پنل PV، ضریب دما ($1/K$)، دمای سلول PV و دمای مرجع (25° درجه سانتیگراد) را نشان می‌دهند. مقدار $\eta_{PV,ref}$ در این پژوهش برابر 18% در نظر گرفته شده است.

برای محاسبه تابش خورشیدی خالص با متمرکز کننده (Q_{PV}) بر روی سطح پنل (A_{PV}) از رابطه زیر استفاده می‌شود:

$$Q_{PV} = DNI \times C \times \eta_{opt} \times A_{PV} \quad (3-48)$$

که DNI ، C و η_{opt} به ترتیب تابش نرمال مستقیم (W/m^2)، نسبت تمرکز و راندمان نوری متمرکز کننده را نشان می‌دهند. η_{opt} در محاسبات برابر با 85% در نظر گرفته شده است. برای محاسبه توان الکتریکی تولیدی سیستم CPV/T از معادله زیر استفاده می‌شود:

$$P_{PV} = Q_{PV} \times \eta_{PV} \times \eta_{inv} \quad (3-49)$$

که η_{inv} مربوط به راندمان اینورتر می‌باشد و برابر 90% در نظر گرفته شده است. زمانی که تابش متمرکز خورشید به سطح پنل خورشیدی می‌رسد، بخشی از انرژی صرف تولید توان الکتریکی می‌شود و بقیه آن به عنوان انرژی حرارتی باقیمانده (Q_{remain}) تعریف می‌شود از رابطه زیر بدست می‌آید:

$$Q_{remain} = Q_{PV} - P_{PV} \quad (3-50)$$

که Q_{remain} به دو بخش تقسیم می‌شود: الف) مقدار انرژی اتلافی در اینورتر ($Q_{loss,inv}$) و ب) مقدار انرژی حرارتی (Q_{th}).

$$Q_{remain} = Q_{loss,inv} + Q_{th} \quad (3-51)$$

$$Q_{loss,inv} = (1 - \eta_{inv}) \times Q_{PV} \times \eta_{PV} \quad (3-52)$$

پارامتر Q_{th} خود از مجموع انرژی حرارتی اتلافی به صورت تابشی (Q_{rad}) و جابجایی (Q_{conv}) و انرژی حرارتی بازجایی شده برای گرمایش آب ورودی به سیستم CPV/T (Q_{DHW}) از معادلات زیر بدست می‌آید:

$$Q_{th} = Q_{DHW} + (Q_{conv} + Q_{rad}) \quad (3-53)$$

$$Q_{conv} = h_{conv} \times A_{PV} \times (T_{gl} - T_{amb}) + h_{conv} \times A_{PV} \times (T_{ins} - T_{amb}) \quad (3-54)$$

$$Q_{rad} = \varepsilon_{gl} \times \sigma \times A_{PV} \times (T_{gl}^4 - T_{amb}^4) + \varepsilon_{ins} \times \sigma \times A_{PV} \times (T_{ins}^4 - T_{sky}^4) \quad (3-55)$$

h_{conv} , ε_{gl} , ε_{ins} , T_{ins} , T_{amb} , σ و T_{sky} در معادلات فوق به ترتیب بیانگر ضریب انتقال

حرارت جابجایی ($W/m^2 \cdot ^\circ C$)، ضریب نشر شیشه، ضریب نشر عایق، دمای عایق ($^\circ C$)، دمای محیط (۲۵ درجه سانتیگراد)، ثابت استفان بولتزمن ($5.67 \times 10^{-8} W/m^2 K^4$) و دمای آسمان ($^\circ C$) می‌باشند.

$$h_{conv} = 2.8 + 3V_{wind} \quad (3-56)$$

$$T_{sky} = 0.0552 \times T_{amb}^{1.5} \quad (3-57)$$

۴-۳-۳- مدل سازی ریاضی توربین بادی محور افقی (HAWT)

مدل توربین بادی محور افقی پیشنهادی با استفاده از معادلات (۳-۵۸) تا (۳-۷۱) ارزیابی می‌شود که از مطالعه [۱۲۲] استخراج شده است. پارامترهای اصلی که بر توان تولیدی HAWT تأثیر می‌گذارند عبارتند از: چگالی هوا، ضریب توان و مساحت جاروب‌شده توربین هستند. بنابراین، ارتفاع هاب توربین (H_{hub}) از معادله زیر محاسبه می‌شود:

$$H_{hub} = 1.25 \times D_r \quad (3-58)$$

نرخ جریان جرمی هوا ($\dot{m}_{air}$) برحسب kg/s از معادله زیر بدست می‌آید:

$$\dot{m}_{air} = \rho_{air} \times A_r \times V_{air} \quad (3-59)$$

که چگالی هوا (ρ_{air}) برحسب kg/m^3 از معادله زیر تعیین می‌شود:

$$\rho_{air} = \frac{P_{air}}{0.287 \times (T_{air} + 273.15)} \quad (3-60)$$

مساحت جاروب‌شده رتور (A_r) برحسب m^2 نیز از رابطه زیر محاسبه می‌شود:

$$A_r = \frac{\pi \times D_r^2}{4} \quad (3-61)$$

نیروی محوری (F_{axial}) وارد بر A_r برحسب kN به کمک معادله زیر بدست می‌آید:

$$F_{axial} = \frac{4}{9000} \times \rho_{air} \times A_r \times V_{air}^2 \quad (3-62)$$

گشتاور رتور (RT) نیز برحسب N.m به کمک معادله زیر تعیین می‌شود:

$$RT = \frac{1000 \times P_m}{\omega} \quad (3-63)$$

که سرعت رتور (ω) برحسب rad/s مطابق با رابطه زیر محاسبه می‌شود:

$$\omega = \frac{2 \times \pi \times RPM_r}{60} \quad (3-64)$$

که RPM_r سرعت دورانی روتور برحسب دوربردقیقه را نشان می‌دهد.

توان بادی مورد نیاز (P_w) بر حسب kW نیز از معادله زیر محاسبه می‌شود:

$$P_w = \frac{\left(\frac{1}{2} \times \rho_{air} \times A_r \times V_{air}^3 \times LF \times \eta_{gen}\right)}{1000} \quad (3-65)$$

و پارامتر ضریب عملکرد (C_{perf}) برای توربین بادی محور افقی از معادله زیر تعیین می‌-

شود:

$$C_{perf} = \frac{P_{WT,actual}}{P_w} \quad (3-66)$$

تعداد توربین‌های مورد نیاز (N_{WT}) برای تولید توان محاسبه شده نیز از رابطه زیر تعیین

می‌شود:

$$N_{WT} = \frac{P_{Farm}}{P_{WT,actual}} \quad (3-67)$$

برای محاسبه فاصله بهینه بین توربین‌ها در یک ردیف (X_s)، از معادله زیر استفاده

میشود:

$$X_s = 12D_r \quad (3-68)$$

و همچنین برای محاسبه فاصله بهینه در جهت متقاطع باد (Y_s) از معادله زیر استفاده

میشود:

$$Y_s = 3D_r \quad (3-69)$$

و محاسبه مساحت زمین کل (A_{Farm}) برای تعداد توربین تعیین شده، مطابق با معادله

زیر انجام می‌شود:

$$A_{Farm} = 2 \times X_s \times Y_s \times N_{WT} \quad (3-70)$$

روابط مربوط به محاسبه توان تولیدی HAWT تعریف شده در فوق، برای حالت ظرفیت

اسمی توربین‌های بادی می‌باشد. بنابراین برای محاسبه میزان توان خروجی واقعی توربین بادی

محور افقی ($P_{WT,actual}$) می‌توان از معادله زیر استفاده کرد [۱۲۳]:

$$P_{WT,actual} \begin{cases} \text{if } V_{air} \leq V_{cut-in} \text{ then } P_{WT,actual} = 0 & (3-) \\ \text{if } V_{cut-in} < V_{air} \leq V_{rt} \text{ then } P_{WT,actual} = P_{rt} \left(\frac{V_{air}^2 - V_{cut-in}^2}{V_{rt}^2 - V_{cut-in}^2} \right) & (71) \\ \text{if } V_{rt} < V_{air} < V_{cut-out} \text{ then } P_{WT,actual} = P_{rt} & (\\ \text{if } V_{air} \geq V_{cut-out} \text{ then } P_{WT,actual} = 0 & (\end{cases}$$

که V_{air} ، V_{cut-in} ، V_{rt} ، $V_{cut-out}$ ، P_{rt} و $P_{WT,actual}$ به ترتیب سرعت هوا، سرعت شروع

به کار، سرعت اسمی، سرعت خروج از کار، توان اسمی و توان واقعی را نشان می‌دهند.

۳-۳-۵- مدل‌سازی ریاضی سیستم سیکل رنکین آلی با مبدل حرارتی داخلی

(ORC-IHE)

برای مدل سازی اجزای مختلف سیستم ORC-IHE لازم است تا معادلات بالانس انرژی

برای اجزای مختلف نوشته شود. توان خروجی توربین به صورت زیر تعریف شده است:

$$\eta_{s,T,ORC} = (h_{30} - h_{31}) / (h_{30} - h_{31s}) \quad (3-72)$$

$$\dot{W}_{T,ORC} = \dot{m}_{of} \times (h_{30} - h_{31}) \quad (3-73)$$

که $\eta_{s,T,ORC}$ و $\dot{W}_{T,ORC}$ به ترتیب راندمان آیزنتروپیک توربین ORC و توان تولیدی توربین ORC را نشان می دهند و $\dot{m}_{of}$ نرخ جریان جرمی سیال ارگانیک^{۶۵} است.

نرخ گرمای مبادله شده در مبدل حرارتی داخلی ORC نیز از رابطه زیر محاسبه می گردد:

$$\dot{Q}_{IHE,ORC} = \dot{m}_{of} \times (h_{35} - h_{34}) \quad (3-74)$$

$$(h_{35} - h_{34}) = (h_{31} - h_{32}) \quad (3-75)$$

برای محاسبه دمای خروجی OF از IHE مطابق رابطه زیر، پارامتر کارایی برای مبدل

حرارتی تعریف می شود:

$$\varepsilon_{IHE,ORC} = (T_{31} - T_{32}) / (T_{31} - T_{34}) \quad (3-76)$$

در ادامه نرخ گرمای دفع شده در کندانسور ORC را می توان به کمک روابط زیر محاسبه

نمود:

$$\dot{Q}_{C,ORC} = \dot{m}_{of} \times (h_{32} - h_{33}) \quad (3-77)$$

$$\dot{m}_{of} \times (h_{32} - h_{33}) = \dot{m}_{w,c} \times (h_{37} - h_{36}) \quad (3-78)$$

و توان مصرفی پمپ برای افزایش فشار OF تا فشار کاری تبخیرکننده (EVA) از روابط

زیر بدست می آید:

$$\eta_{s,P,ORC} = (h_{34s} - h_{33}) / (h_{34} - h_{33}) \quad (3-79)$$

⁶⁵ Organic Fluid (OF)

$$\dot{W}_{P,ORC} = \dot{m}_{of} \times (h_{34} - h_{33}) \quad (3-80)$$

نرخ گرمای مبادله شده (بازیابی شده) در EVA نیز مطابق با روابط زیر تعریف می‌شود:

$$\dot{Q}_{E,ORC} = \dot{m}_{of} \times (h_{30} - h_{35}) \quad (3-81)$$

$$\dot{m}_{of} \times (h_{30} - h_{35}) = \dot{m}_{26} \times (h_{26} - h_{27}) \quad (3-82)$$

در نهایت می‌توان راندمان حرارتی سیستم ORC-IHE را مطابق با فرمول زیر تعیین

کرد:

$$\eta_{en,ORC} = \frac{\dot{W}_{T,ORC} - \dot{W}_{P,ORC}}{\dot{Q}_{E,ORC}} \times 100 \quad (3-83)$$

$$\eta_{ex,ORC} = \frac{\dot{W}_{T,ORC} - \dot{W}_{P,ORC}}{\dot{Q}_{E,ORC} \times \left(1 - \frac{T_0}{T_{HS}}\right)} \times 100 \quad (3-84)$$

۳-۳-۶- مدل‌سازی ریاضی سیستم جذب و ذخیره‌سازی دی‌اکسید کربن (CCS)

پس از بازیابی کامل انرژی از جریان خروجی از سمت آند SOFC، این جریان در وضعیت

(۲۰) تنها حاوی گاز دی‌اکسید کربن و آب مایع می‌باشد. لذا با طراحی یک جداکننده^{۶۶} و ورود

این جریان به آن، جداسازی آب مایع از CO₂ انجام می‌شود. سپس جریان CO₂ به یک

کمپرسور هدایت می‌شود و فشار آن افزایش می‌یابد و سپس با طی یک مرحله خنک‌سازی، آماده

ورود به مخزن ذخیره می‌شود [۱۱۵]. معادلات استفاده شده برای مدل‌سازی این فرآیند به

صورت زیر خلاصه شده است.

$$\dot{m}_{20} = \dot{m}_{21} + \dot{m}_{22} \quad (3-85)$$

$$\dot{W}_{CO2,C} = \dot{m}_{22} \times (h_{23} - h_{22}) \quad (3-86)$$

$$\dot{Q}_{CO2,cooling} = \dot{m}_{23} \times (h_{23} - h_{24}) = \dot{m}_{38} \times (h_{39} - h_{38}) \quad (3-87)$$

⁶⁶ Separator (SEP)

۷-۳-۳- مدل سازی ریاضی سیستم الکترولایزر قلیایی پیشرفته (AAE)

برای مشخص کردن رفتار یک سیستم الکترولایزر قلیایی پیشرفته (AAE) نیاز است تا منحنی جریان-ولتاژ آن سیستم استخراج و رسم شود. برای این منظور در این پژوهش از معادله نیمه-تجربی پیشنهاد شده توسط مونیکا سانچز [۱۲۴] که مدل توسعه داده شده معادله جریان-ولتاژ Ulleberg [۷۲] است، استفاده شده است. در این معادله تاثیر هردوی دما و فشار بر روی ولتاژ خروجی سلول الکترولایزر دیده شده است. معادله نیمه-تجربی جریان ولتاژ به صورت زیر تعریف می شود:

$$U_{cell} = U_{rev} + (r' + d') \times i_{el} + s' \times \log(t' \times i_{el} + 1) \quad (3-88)$$

که r' ، d' و t' به ترتیب از روابط زیر بدست می آیند:

$$r' = r_1 + r_2 \times T_{el} \quad (3-85)$$

$$d' = d_1 + d_2 \times P_{el} \quad (3-86)$$

$$t' = t_1 + \frac{t_2}{T_{el}} + \frac{t_3}{T_{el}^2} \quad (3-87)$$

و ولتاژ سلول برگشت پذیر (U_{rev}) از معادله زیر محاسبه می شود:

$$U_{rev} = \frac{\Delta G_{rxn}^o}{n_e \times F} \quad (3-88)$$

همچنین می توان ولتاژ سلول گرماخنشی^{۶۷} (U_{tn}) را از معادله زیر محاسبه نمود:

$$U_{tn} = \frac{\Delta H_{rxn}^o}{n_e \times F} \quad (3-89)$$

و برای محاسبه چگالی جریان در سلول الکترولایزر (i_{el})، از رابطه زیر استفاده می شود:

$$i_{el} = \frac{I_{el}}{A_{el}} \quad (3-90)$$

⁶⁷ Thermo-neutral

معادله زیر یک رابطه تجربی است که بر اساس آن می‌توان راندمان فارادی را برای AAE

محاسبه نمود:

$$\eta_F = \left(\frac{i_{el}^2}{f_1' + i_{el}^2} \right) \times f_2' \quad (3-91)$$

که f_1' و f_2' مطابق با روابط زیر محاسبه می‌شوند:

$$f_1' = f_{11} + f_{12} \times T_{el} \quad (3-92)$$

$$f_2' = f_{21} + f_{22} \times T_{el} \quad (3-93)$$

برای محاسبه دقیق میزان هیدروژن تولیدی در AAE، نیاز است تا پارامتری به نام ناخالصی هیدروژن در اکسیژن^{۶۸} نیز در نظر گرفته شود. برای این منظور از معادله توسعه داده شده توسط مونیکاسانچز [۱۲۴] در این پژوهش استفاده شده است که تاثیر هر دوی دما و فشار در این معادله دیده شده است. مطابق با رابطه زیر می‌توان درصد HTO را محاسبه نمود:

$$\begin{aligned} HTO = & \left[C_1' + C_2'T_{el} + C_3'T_{el}^2 + (C_4' + C_5'T_{el} + C_6'T_{el}^2) \times \exp\left(\frac{C_7' + C_8'T_{el} + C_9'T_{el}^2}{i_{el}}\right) \right] \\ & + \left[E_1' + E_2'P_{el} + E_3'P_{el}^2 \right. \\ & \left. + (E_4' + E_5'P_{el} + E_6'P_{el}^2) \times \exp\left(\frac{E_7' + E_8'P_{el} + E_9'P_{el}^2}{i_{el}}\right) \right] \end{aligned} \quad (3-94)$$

نرخ تولید هیدروژن کل در یک الکترولایزر که از چندین سلول به صورت سری به هم

متصل هستند را می‌توان به صورت زیر بیان کرد:

$$\dot{n}_{H_2,Prod} = \dot{n}_{H_2,ca} + \dot{n}_{H_2,an} \quad (3-95)$$

که

$$\dot{n}_{H_2,ca} = \eta_F \times \frac{P_{el,stack}}{U_{cell} \times n_e \times F} \quad (3-96)$$

⁶⁸ Hydrogen-To-Oxygen (HTO)

$$\dot{n}_{H_2,an} = \dot{n}_{HTO} \quad (3-97)$$

$$\dot{n}_{HTO} = \frac{HTO}{100} \times \dot{n}_{O_2,Prod} \quad (3-98)$$

نرخ تولید اکسیژن کل در الکترولایزر را نیز می توان از طریق معادله زیر محاسبه نمود:

$$\dot{n}_{O_2,Prod} = 0.5 \times \dot{n}_{H_2,Prod} \quad (3-99)$$

همچنین نرخ مصرف آب کل در الکترولایزر از طریق معادله زیر بدست می آید:

$$\dot{n}_{H_2O,cons} = \dot{n}_{H_2,Prod} \quad (3-100)$$

در نهایت مقدار توان مورد نیاز سیستم AAE برای تولید میزان مشخص هیدروژن مطابق

با معادله زیر محاسبه می شود:

$$P_{el,stack} = U_{el,stack} \times I_{el} \quad (3-101)$$

که

$$U_{el,stack} = U_{cell} \times N_{el,cell} \quad (3-102)$$

و برای تعیین راندمان فرآیند الکترولیز انجام شده در سیستم، از معادله زیر استفاده

می شود:

$$\eta_{electrolysis} = \frac{\dot{n}_{H_2,Prod} \times \overline{LHV}_{H_2}}{P_{el,stack}} \quad (3-103)$$

$$\eta_{ex,AAE} = \frac{\dot{n}_{H_2,Prod} \times \overline{ex}_{ch,H_2}^0}{P_{el,stack}} \quad (3-104)$$

۸-۳-۳- مدل سازی ریاضی سیستم تبرید جذبی آب-لیتیوم بروماید (Li-Br ARS)

سیستم تبرید جذبی برای بازیابی انرژی از گرمای اتلافی بسیار مناسب است. در این

پژوهش از مخلوط آب-لیتیوم بروماید به عنوان سیال عامل استفاده شده است. به منظور ارزیابی

عملکرد سیستم، نیاز است تا معادلات تعادل جرم و انرژی برای اجزای مختلف سیستم نوشته شود. برای محاسبه توان مصرفی پمپ محلول^{۶۹} از روابط زیر استفاده می‌شود [۱۲۵]:

$$\dot{m}_{47} = \dot{m}_{48} ; x_{47} = x_{48} \quad (3-105)$$

$$\dot{W}_{SP} = \dot{m}_{47} \times (h_{48} - h_{47}) \quad (3-106)$$

نرخ گرمای مبادله شده در مبدل حرارتی محلول به کمک روابط زیر تعیین می‌شود:

$$\dot{m}_{48} = \dot{m}_{49} ; x_{48} = x_{49} \quad (3-107)$$

$$\dot{m}_{50} = \dot{m}_{51} ; x_{50} = x_{51} \quad (3-108)$$

$$\dot{Q}_{SHX} = \dot{m}_{48} \times (h_{49} - h_{48}) = \dot{m}_{50} \times (h_{50} - h_{51}) \quad (3-109)$$

و دمای خروجی سیال از SHX نیز با تعریف پارامتر کارایی برای آن، به صورت زیر

محاسبه می‌شود:

$$\varepsilon_{shx} = \frac{T_{50} - T_{51}}{T_{50} - T_{48}} \quad (3-102)$$

مدل‌سازی شیر انبساط ۱ از طریق رابطه زیر انجام می‌شود:

$$\dot{m}_{51} = \dot{m}_{52} ; x_{51} = x_{52} \quad (3-105)$$

$$h_{51} = h_{52} \quad (3-106)$$

برای تعیین نرخ گرمای مبادله شده در دفع‌کننده^{۷۰} از معادلات زیر استفاده می‌شود:

$$\dot{m}_{49} = \dot{m}_{50} + \dot{m}_{53} \quad (3-107)$$

$$\dot{m}_{49}x_{49} = \dot{m}_{50}x_{50} + \dot{m}_{53}x_{53} \quad (3-108)$$

$$\dot{Q}_{DES} = \dot{m}_{50}h_{50} + \dot{m}_{53}h_{53} - \dot{m}_{49}h_{49} \quad (3-109)$$

⁶⁹ Solution Pump (SP)

⁷⁰ Desorber (DES)

همچنین نرخ گرمای مبادله شده در جذب کننده از طریق معادلات زیر محاسبه می گردد:

$$\dot{m}_{47} = \dot{m}_{52} + \dot{m}_{56} \quad (3-107)$$

$$\dot{m}_{47}x_{47} = \dot{m}_{52}x_{52} + \dot{m}_{56}x_{56} \quad (3-108)$$

$$\dot{Q}_{ABS} = \dot{m}_{52}h_{52} + \dot{m}_{56}h_{56} - \dot{m}_{47}h_{47} \quad (3-109)$$

و نرخ گرمای دفع شده در کندانسور به کمک روابط زیر بدست می آید:

$$\dot{m}_{53} = \dot{m}_{54} ; x_{53} = x_{54} \quad (3-110)$$

$$\dot{Q}_{CON} = \dot{m}_{53} \times (h_{53} - h_{54}) \quad (3-111)$$

شیر انبساط ۲ نیز با اعمال معادلات تعادل جرم و انرژی به صورت زیر مدل سازی می شود:

$$\dot{m}_{54} = \dot{m}_{55} ; x_{54} = x_{55} \quad (3-112)$$

$$h_{54} = h_{55} \quad (3-113)$$

نرخ بار سرمایشی تولیدی توسط سیستم تبرید جذبی که در EVA انجام می شود، مطابق

با رابطه زیر محاسبه می گردد:

$$\dot{m}_{55} = \dot{m}_{56} ; x_{55} = x_{56} \quad (3-114)$$

$$\dot{Q}_{EVA} = \dot{m}_9 \times (h_{56} - h_{55}) \quad (3-115)$$

فشار بالا و فشار پایین سیستم تبرید جذبی، به شکل زیر تعیین می گردد [۱۲۵]:

$$\text{System's high pressure} = f(T_8, Q_8) \quad (3-116)$$

$$\text{System's low pressure} = f(T_{10}, Q_{10}) \quad (3-117)$$

و همچنین جز جرمی Li-Br در محلول های ضعیف و قوی به ترتیب به صورت زیر

محاسبه می شوند [۱۲۵]:

$$\text{Weak solution LiBr mass fraction } (x_1) = f(T_1, P_1) \quad (3-118)$$

$$\text{Strong solution LiBr mass fraction } (x_4) = f(T_4, P_4) \quad (3-119)$$

در نهایت برای ارزیابی نحوه عملکرد ARS پارامتر ضریب عملکرد^{۷۱} به صورت زیر تعریف می‌شود:

$$COP_{ARS} = \frac{\dot{Q}_{EVA}}{\dot{Q}_{DES} + \dot{W}_{SP}} \quad (3-120)$$

۳-۳-۹- مدل سازی ریاضی سیکل گازی سازی مجدد گاز طبیعی مایع شده

(LNGRC)

در پژوهش حاضر سیکل گازی سازی مجدد گاز طبیعی مایع شده متشکل از یک پمپ گاز طبیعی مایع شده^{۷۲}، یک توربو-اکسپندر^{۷۳} و دو واحد بازیابی سرمایش^{۷۴} (CR1 و CR2) می‌باشد. علاوه بر این، این جریان انرژی سرد مورد نیاز برای کندانسور سیال آلی^{۷۵} در سیستم ORC-IHE و همچنین انرژی سرد مورد نیاز برای ایجاد شرایط مناسب ذخیره سازی دی-اکسید کربن در فرآیند CCS را فراهم می‌کند. در ادامه به ارائه روابط استفاده شده برای مدل سازی اجزا مختلف LNGRC که از معادلات بالانس ترمودینامیکی حاصل می‌شود، پرداخته شده است [۱۱۴].

برای محاسبه توان مصرفی LNGP از معادلات زیر استفاده شده است:

$$\eta_{s,LNGP} = (h_{37s} - h_{36}) / (h_{37} - h_{36}) \quad (3-121)$$

⁷¹ Coefficient of Performance (COP)

⁷² Liquified Natural Gas Pump (LNGP)

⁷³ Turbo-Expander (TE)

⁷⁴ Cooling Recovery (CR)

⁷⁵ Organic Fluid Condenser (OFC)

$$\dot{W}_{LNGP} = \dot{m}_{LNG} \times (h_{37} - h_{36}) \quad (3-122)$$

همچنین توان خروجی TE به کمک معادلات زیر قابل محاسبه است:

$$\eta_{s,TE} = (h_{40} - h_{41}) / (h_{40} - h_{41s}) \quad (3-123)$$

$$\dot{W}_{TE} = \dot{m}_{LNG} \times (h_{40} - h_{41}) \quad (3-124)$$

که $\eta_{s,TE}$ و $\dot{W}_{LNGT}$ به ترتیب راندمان آیزنتروپیک و توان تولیدی TE را نشان می‌دهند و $\dot{m}_{LNG}$ نرخ جریان جرمی LNG است.

نرخ انرژی سرد مبادله شده در مبدل OFC نیز از رابطه زیر محاسبه می‌گردد:

$$\dot{Q}_{OFC} = \dot{m}_{LNG} \times (h_{38} - h_{37}) \quad (3-125)$$

$$\dot{m}_{LNG} \times (h_{38} - h_{37}) = \dot{m}_{OF} \times (h_{32} - h_{33}) \quad (3-126)$$

نرخ انرژی سرد مبادله شده برای کاهش دمای CO₂ تا منفی ۳۰ درجه سانتیگراد در مبدل حرارتی خنک‌کننده دی‌اکسیدکربن^{۷۶} از رابطه زیر محاسبه می‌گردد:

$$\dot{Q}_{CO2-Cooling} = \dot{m}_{LNG} \times (h_{39} - h_{38}) \quad (3-127)$$

$$\dot{m}_{LNG} \times (h_{39} - h_{38}) = \dot{m}_{23} \times (h_{23} - h_{24}) \quad (3-128)$$

و میزان انرژی سرد بازیابی شده از این جریان که در دو مرحله (CR1 و CR2) انجام می‌شود، به کمک معادلات زیر محاسبه می‌گردد:

$$\dot{Q}_{CR1} = \dot{m}_{LNG} \times (h_{40} - h_{39}) \quad (3-129)$$

$$\dot{m}_{LNG} \times (h_{40} - h_{39}) = \dot{m}_{43} \times (h_{43} - h_{44}) \quad (3-130)$$

$$\dot{Q}_{CR2} = \dot{m}_{LNG} \times (h_{42} - h_{41}) \quad (3-131)$$

$$\dot{m}_{LNG} \times (h_{42} - h_{41}) = \dot{m}_{45} \times (h_{45} - h_{46}) \quad (3-132)$$

⁷⁶ CO₂ Cooling

۳-۴- پارامترهای عملکردی سیستم تولیدچندگانه توسعه داده شده

پس از مدل سازی و ارزیابی واحد زیرسیستم های مختلف سیستم تولیدچندگانه ارائه شده در این پژوهش، نیاز است تا برهم کنش بین بخش های مختلف یکپارچه شده سیستم تولیدچندگانه، مورد ارزیابی و تحلیل کلی قرار گیرد. به همین منظور برخی پارامترهای عملکردی کلی برای سیستم تولیدچندگانه توسعه داده شده، تعریف شده که نشان دهنده ی عملکرد کلی سیستم می باشد. در ادامه این پارامترهای عملکردی نوشته شده اند:

راندمان انرژی کلی سیستم تولیدچندگانه توسعه داده شده:

$$\eta_{en,Overall} = \frac{\dot{W}_{net_SOFC} + \dot{W}_{net_ORC} + \dot{W}_{net_LNGRC} + \dot{Q}_{Cooling_total} + \dot{Q}_{DHW} + \dot{Q}_{Storage}}{En_{input,CH_4} + En_{input,Solar} + En_{input,Wind} + En_{input,LNGC}} \quad (133)$$

که هر ترم از روابط زیر محاسبه می گردد:

$$\dot{W}_{net_SOFC} = \dot{W}_{FC,stack.ac} + \dot{W}_{GT} + \dot{W}_{MGT} - (\dot{W}_{AC} + \dot{W}_{FC} + \dot{W}_{WP}) \quad (3-134)$$

$$\dot{W}_{net,ORC} = \dot{W}_{OFT} - \dot{W}_{OFP} \quad (3-135)$$

$$\dot{W}_{net,LNGC} = \dot{W}_{NGT} - \dot{W}_{LNGP} \quad (3-136)$$

$$\dot{Q}_{Cooling,total} = \dot{Q}_{EVA,ARS} + \dot{Q}_{CR1} + \dot{Q}_{CR2} \quad (3-137)$$

$$\dot{Q}_{DHW,total} = \dot{m}_{66} \times (h_{66} - h_{63}) \quad (3-138)$$

$$\dot{Q}_{Storage} = \dot{Q}_{H_2,Storage} + \dot{Q}_{O_2,Storage} + \dot{Q}_{CO_2,Storage} \quad (3-139)$$

$$\dot{Q}_{H_2,Storage} = \dot{n}_{61} \times LHV_{H_2} \quad (3-140)$$

$$\dot{Q}_{O_2,Storage} = \dot{n}_{62} \times LHV_{O_2} \quad (3-141)$$

$$\dot{Q}_{CO_2,Storage} = \dot{n}_{24} \times LHV_{CO_2} \quad (3-142)$$

$$\dot{E}n_{input,CH_4} = \dot{n}_5 \times LHV_{CH_4} \quad (3-143)$$

$$\dot{E}n_{input,Solar} = C \times A_{PV} \times DNI \quad (3-144)$$

$$\dot{E}n_{input,Wind} = N_{wt} \times \left(\frac{1}{2} \times \dot{m}_{air} \times v_{air}^2 \times LF \times \eta_{gen} \right) \quad (3-145)$$

$$\dot{E}n_{input,LNG} = \dot{m}_{LNG} \times (h_{42} - h_{36}) \quad (3-146)$$

برای محاسبه راندمان انرژی کل سیستم، ابتدا مطابق با روابط تعادل انرژی و انرژی برای هر جزء سیستم (۳۵ جزء وجود دارد)، نرخ تخریب انرژی مربوط به اجزای مختلف محاسبه شده است و سپس با تعیین مجموع نرخ تخریب انرژی سیستم، مطابق با رابطه زیر راندمان انرژی کل محاسبه شده است:

$$\eta_{ex,Overall} = 1 - \frac{\dot{E}x_{D,Total}}{\dot{E}x_{input,Total}} \quad (3-147)$$

که کل انرژی ورودی به سیستم به صورت زیر محاسبه می‌گردد:

$$\begin{aligned} \dot{E}x_{input,Total} &= \dot{E}x_{input,CH_4} + \dot{E}x_{input,solar} + \dot{E}x_{input,wind} \\ &+ \dot{E}x_{input,LNG} \end{aligned} \quad (3-148)$$

$$\dot{E}x_{input,CH_4} = \dot{n}_5 \times ex_{ch,CH_4}^0 \quad (3-149)$$

$$\dot{E}x_{input,solar} = \dot{E}n_{input,Solar} \times \left(1 + \frac{1}{3} \times \left(\frac{T_0}{T_{sun}} \right)^4 - \frac{4}{3} \times \left(\frac{T_0}{T_{sun}} \right) \right) \quad (3-150)$$

$$\dot{E}x_{input,wind} = N_{wt} \times \left(\frac{1}{2} \times \dot{m}_{air} \times v_{air}^2 \times LF \times \eta_{gen} \right) \quad (3-151)$$

$$\dot{E}x_{input,LNG} = \dot{m}_{LNG} \times (h_{36} - h_{42}) \quad (3-152)$$

فصل چہارم: صحت سنجی و ارائه نتایج

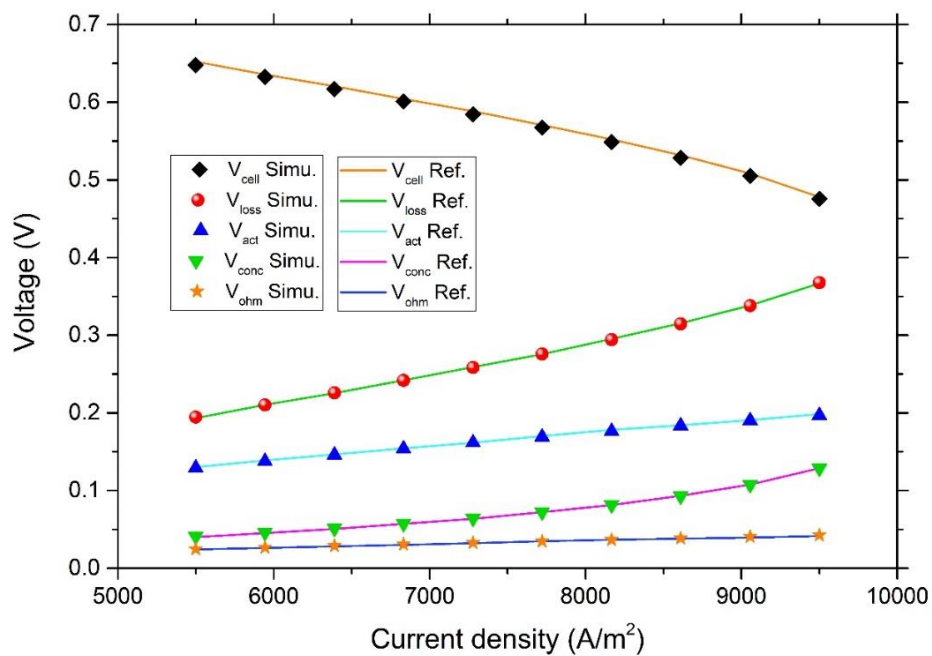
۴-۱- صحت‌سنجی مدل‌سازی سیستم تولیدچندگانه توسعه داده شده

در هر پژوهش و مطالعه‌ای که انجام می‌شود، نیاز است که در ابتدا قبل از ارائه نتایج مربوط به آن پژوهش، اعتبارسنجی به کارگیری معادلات مختلف جهت مدل‌سازی یک سیستم مورد ارزیابی قرار بگیرد. یعنی برای اینکه نتایج ارائه شده مربوط به پژوهش انجام گرفته، قابل اعتماد باشد و بتوان صحت نتایج را تصدیق کرد، نیاز است تا اعتبارسنجی مدل‌سازی سیستم یا سیستم‌های مشابه با کاری که در پژوهش جدید صورت گرفته، انجام شود. برای این منظور در این پژوهش نیز مطابق با روال رایج، تمام زیرسیستم‌های استفاده شده در مدل توسعه داده شده که در شکل ۱-۳ شماتیک مربوط به آن دیده می‌شود، به طور جداگانه با مراجع مرتبط و معتبر هرکدام از آن‌ها، اعتبارسنجی شده است. در ادامه به ارائه نتایج حاصل از این اعتبارسنجی‌ها پرداخته شده است.

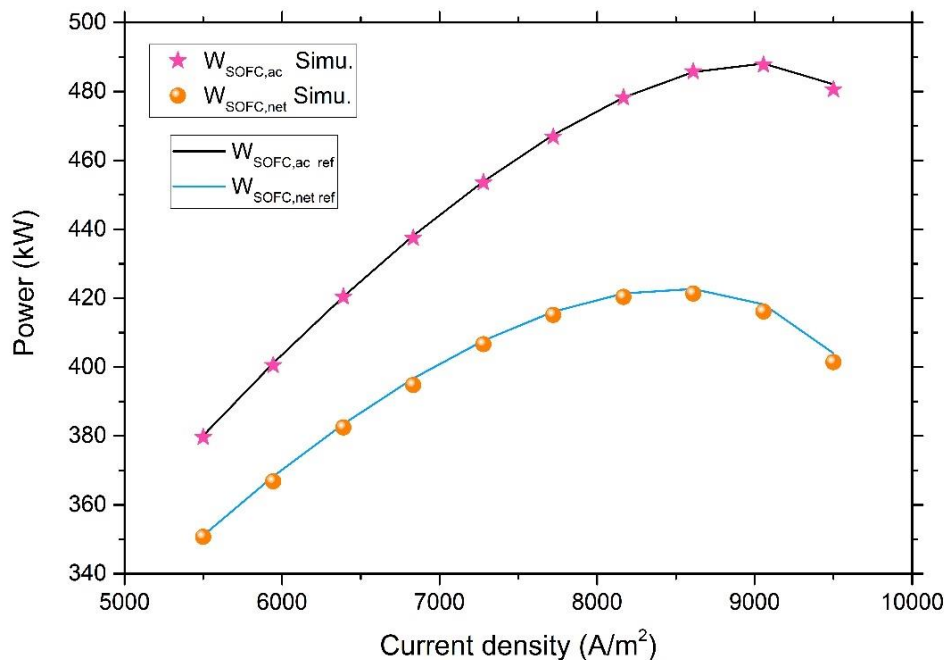
۴-۱-۱- صحت‌سنجی مدل‌سازی سیستم پیل سوختی اکسیدجامد (SOFC)

SOFC نقش محرک اولیه سیستم تولیدچندگانه توسعه داده شده در این پژوهش را دارد. مدل‌سازی دقیق این سیستم از اهمیت زیادی برخوردار است؛ زیرا بر روی پارامترهای عملکردی تمام زیرسیستم‌های دیگر تاثیر گذار خواهد بود. بنابراین سعی شده است تا به دقیق‌ترین شکل مدل‌سازی این سیستم انجام شود. برای صحت‌سنجی، مطالعه رنجبر [۴] که یک مرجع قابل اعتماد برای اعتبارسنجی است، انتخاب شده است. طی دو مرحله این اعتبارسنجی صورت گرفته. در مرحله اول که در شکل ۱-۴ قابل مشاهده است، مقادیر ولتاژ سلول (V_{cell})، اتلاف ولتاژ کل (V_{loss})، اتلاف ولتاژ فعالسازی (V_{act})، اتلاف ولتاژ غلظت (V_{conc}) و اتلاف ولتاژ مقاومتی (V_{ohm}) در این پژوهش محاسبه و با مقادیر مرجع مقایسه شده است. و در مرحله دوم، توان الکتریکی تولیدی جریان متناوب (AC) و توان تولیدی خالص سیستم SOFC محاسبه و با

مقادیر مرجع در شکل ۲-۴ مقایسه شده‌اند. همانطور که قابل مشاهده است، مدل‌سازی انجام شده از دقت مطلوبی برخوردار می‌باشد.



شکل ۴-۱. مرحله اول اعتبارسنجی انجام شده برای سیستم SOFC با مقادیر گزارش شده در مرجع [۴].



شکل ۲-۴. مرحله دوم اعتبارسنجی انجام شده برای سیستم SOFC با مقادیر گزارش شده در مرجع [۴].

۲-۱-۴- صحت‌سنجی مدل‌سازی سیستم فتوولتائیک/حرارتی با متمرکزکننده (CPV/T)

برای صحت‌سنجی مدل‌سازی انجام شده برای سیستم CPV/T مطالعه Kosmadakis [۱۲۱] به عنوان یک مرجع قابل اطمینان انتخاب شده است. برای این منظور میزان توان الکتریکی تولیدی سیستم بر حسب kW و همچنین میزان انرژی گرمایی قابل جذب از سیستم بر حسب kW به عنوان دو پارامتر خروجی اصلی سیستم برای اعتبارسنجی انتخاب شده است. در جدول ۴-۱ نتایج مدل‌سازی در پژوهش حاضر با مقادیر مرجع قابل مشاهده است. قابل ذکر است که در مقاله مرجع یک اشتباه محاسباتی کوچک اتفاق افتاده که در مدل‌سازی سیستم در این پژوهش اصلاح شده است؛ بنابراین بخشی از انحراف نتایج، مربوط به این موضوع می‌باشد.

جدول ۴-۱. اعتبارسنجی انجام شده برای سیستم CPV/T با مقادیر گزارش شده در مرجع [۱۲۱].

Concentration ratio	CPVT power (kW)		Deviation (%)	CPVT thermal (kW)		Deviation (%)
	Present study	Ref. [121]		Present study	Ref. [121]	
2	0.1285	0.127	1.18	0.5057	0.513	-1.42
5	0.3213	0.318	1.04	2.841	2.867	-0.91
10	0.6426	0.635	1.20	6.734	6.791	-0.84
15	0.9639	0.953	1.14	10.627	10.72	-0.87
20	1.285	1.272	1.02	14.520	14.64	-0.82
40	2.570	2.598	-1.07	30.092	30.33	-0.78
60	3.856	3.898	-1.08	45.664	45.99	-0.71
100	6.426	6.498	-1.11	76.808	77.32	-0.66

۳-۱-۴- صحت‌سنجی مدل‌سازی سیستم توربین بادی محور افقی (HAWT)

برای اعتبارسنجی مدل‌سازی انجام شده برای HAWT، توربین بادی مدل Vestas V27 با ظرفیت ۱۱۲۵ کیلووات انتخاب شده است. بر مبنای معادلات ارائه شده برای مدل‌سازی HAWT در فصل سوم، پارامترهای اساسی عملکردی توربین بادی محاسبه و با مقادیر مرجع [۱۲۲] مقایسه شده است. ارتفاع هاب، مساحت جاروب‌شده رتور، ضریب عملکرد و توان اسمی توربین بادی پارامترهای مقایسه شده هستند. مشاهده می‌شود که نتایج مدل‌سازی پژوهش حاضر از دقت مطلوبی برخوردار است.

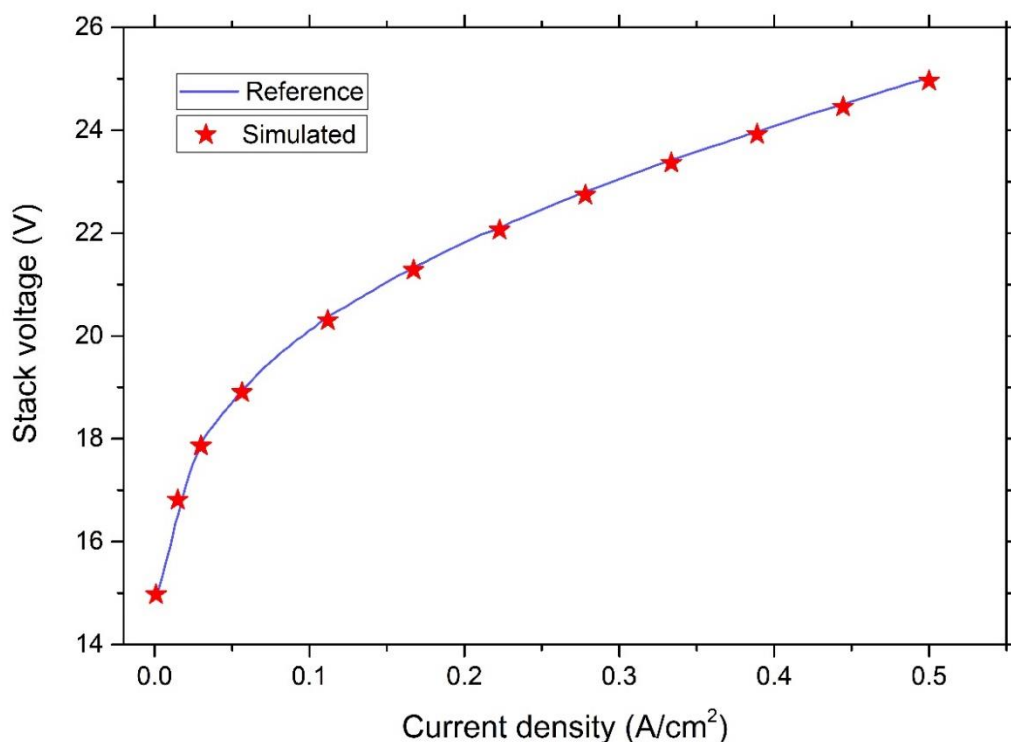
جدول ۴-۲. اعتبارسنجی انجام شده برای سیستم HAWT با مقادیر گزارش شده در مرجع [۱۲۲].

Parameter	Present study	Hofa (Vestas V27)	Deviation (%)
Hub height (m)	33.75	33.5	0.75
Rotor swept area (m ²)	572.6	573	-0.07
Power coefficient (-)	0.2589	0.260	-0.42
Total rated power (kW)	1125	1125	0

۴-۱-۴- صحت‌سنجی مدل‌سازی سیستم الکترولایزر قلیایی پیشرفته (AAE)

برای مدل‌سازی سیستم AAE از مدل توسعه داده شده توسط مونیکاسانچز [۱۲۴] استفاده شده است. در این مدل علاوه بر تاثیر دما بر ولتاژ سلول الکترولایزر، تاثیر فشار کاری

سیستم نیز در نظر گرفته شده است که افزون بر مدل اولیه توسعه داده شده برای AAE توسط Ulleberg [۷۲] می‌باشد. منحنی جریان-ولتاژ اصلی‌ترین مشخصه برای ارزیابی عملکرد سلول-های الکترولایزر می‌باشد. بنابراین در این پژوهش منحنی چگالی جریان-ولتاژ استک برای سیستم AAE با نتایج گزارش شده در مطالعه مرجع [۱۲۴] مقایسه شده است. شکل ۳-۴ مقایسه نتایج حاصل مدل‌سازی AAE در پژوهش حاضر با مطالعه مرجع را نشان می‌دهد. همانطور که به وضوح دیده می‌شود، نتایج مدل‌سازی مطالعه حاضر به خوبی منطبق بر نتایج ارائه شده در مطالعه مرجع می‌باشد که نشان از دقت در مدل توسعه داده شده برای AAE در پژوهش حاضر دارد.



شکل ۳-۴. اعتبارسنجی انجام شده برای سیستم AAE با منحنی گزارش شده در مطالعه مرجع [۱۲۴].

۵-۱-۴- صحت‌سنجی مدل‌سازی سیستم سیکل رنکین آلی با مبدل حرارتی داخلی (ORC-IHE)

برای مدل سازی سیستم ORC-IHE از نتایج جامع گزارش شده در مطالعه Saleh [۱۲۶] استفاده شده است. در مطالعه مرجع، طیف وسیعی از سیالات عامل آلی برای ساختارهای مختلف ORC مورد بررسی قرار گرفته اند. در پژوهش حاضر ۶ تا از سیالات عالی ارزیابی شده برای سیستم ORC-IHE در مطالعه مرجع انتخاب شده اند و مقادیر بدست آمده برای راندمان حرارتی و نرخ جریان جرمی سیستم، با مقادیر گزارش شده در مطالعه [۱۲۶] مقایسه شده است. خلاصه نتایج در جدول ۳-۴ آورده شده است و همانطور که دیده می شود، دقت نتایج بدست آمده در پژوهش حاضر بسیار مطلوب و قابل اطمینان می باشد.

جدول ۳-۴ اعتبارسنجی انجام شده برای سیستم ORC-IHE با مقادیر گزارش شده در مطالعه مرجع [۱۲۶].

Working fluid	Thermal efficiency (%)		Deviation (%)	Mass flowrate (kg/s)		Deviation (%)
	Ref. [126]	Present study		Ref. [126]	Present study	
neo-pentane	13.37	13.36	-0.08	20.426	20.44	0.07
iso-butane	12.43	12.44	0.08	20.423	20.58	0.77
n-pentane	13.84	13.78	-0.43	16.331	16.46	0.79
iso-pentane	13.76	13.74	-0.15	17.439	17.51	0.41
n-butane	13.04	13.03	-0.08	17.746	17.84	0.53
R245fa	13.07	13.04	-0.23	33.424	33.85	1.27

۶-۱-۴- صحت سنجی مدل سازی سیستم تبرید جذبی آب-لیتیوم برماید (LiBr-H₂O) (ARS)

صحت سنجی مدل سازی انجام شده برای ARS در پژوهش حاضر، با نتایج گزارش شده در دو مطالعه Anand و Kumar [۱۲۷] و ARORA و Kaushik [۱۲۸] و مقایسه شده است. جدول ۴-۴ مقایسه نتایج پژوهش حاضر با دو مرجع مذکور را نشان می دهد. همانطور که مشخص است، بیشترین انحراف بین نتایج گزارش شده زیر ۲٪ می باشد که نشان دهنده دقت مطلوب در مدل سازی انجام شده می باشد.

جدول ۴-۴. اعتبارسنجی انجام شده برای LiBr-H₂O ARS با مقادیر گزارش شده در مطالعه مراجع

[۱۲۷،۱۲۸].

Component	Present study	Anand and Kumar [127]	Deviation	Arora and Kaushik [128]	Deviation
	$\dot{Q}(\text{kW})$	$\dot{Q}(\text{kW})$	(%)	$\dot{Q}(\text{kW})$	(%)
Evaporator	2355.76	2357.17	-0.06	2355.46	0.01
Absorber	2919.28	2922.39	-0.11	2945.27	-0.88
Generator/Desorber	3040.99	3073.11	-1.04	3095.70	-1.77
Condenser	2477.50	2507.89	-1.21	2505.91	-1.13
Solution Heat Exchanger	526.77	523.25	0.67	518.72	1.55
Solution Pump	0.0308	-	-	0.0314	-1.91
Coefficient of Performance	0.7747	0.76703	1.0	0.7609	1.81

۷-۱-۴- صحت‌سنجی مدل‌سازی سیکل گازی سازی مجدد گاز طبیعی مایع‌شده (LNGRC)

در این پژوهش از LNGRC برای تامین انرژی سرد مورد نیاز سیستم تولیدچندگانه توسعه داده شده بهره گرفته شده است. در واقع LNG به عنوان یک چاه حرارتی^{۷۷} در این سیستم عمل می‌کند. صحت‌سنجی مدل‌سازی انجام شده برای LNGRC در این پژوهش با مقادیر گزارش شده در مطالعه مرجع [۵۷] انجام شده است. جدول ۴-۵ نتایج حاصل از این مقایسه را به طور خلاصه نشان می‌دهد. همانطور که مشخص است، نتایج کاملاً منطبق بر مقادیر گزارش شده در مطالعه مرجع می‌باشد که بیانگر دقت مطلوب مدل‌سازی انجام شده است.

⁷⁷ Heat Sink

جدول ۵-۴. مقایسه مقادیر مدل سازی شده برای سیستم LNGRC با مقادیر مرجع [۱۱۴].

Stream	Mass flow rate (kg/s)	Pressure (kPa)	Temperature (°C)	Specific enthalpy (kJ/kg)	Specific entropy (kJ/kg-K)
1 (Ref. [114])	27.91	101.3	-161.5	-910.9	-6.68
1 (Present study)	27.9	101.325	-161.5	-910.9	-6.677
2 (Ref. [114])	27.91	3000	-160.5	-903.3	-6.67
2 (Present study)	27.9	3000	-160.5	-903.3	-6.67
3 (Ref. [114])	27.91	3000	-95.9	-371	-3.34
3 (Present study)	27.9	3000	-95.88	-371	-3.339
4 (Ref. [114])	27.91	3000	65.3	68.36	-1.52
4 (Present study)	27.9	3000	65.24	68.24	-1.521
5 (Ref. [114])	27.91	300	-59.8	-187.6	-1.29
5 (Present study)	27.9	300	-59.84	-187.7	-1.298
6 (Ref. [114])	27.91	300	25.0	-2.94	-0.57
6 (Present study)	27.9	300	25.08	-2.747	-0.5691

۲-۴- نتایج کلی از مدل سازی سیستم تولیدچندگانه توسعه داده شده

پس از انجام اعتبارسنجی زیرسیستم های مختلف یکپارچه شده در سیستم تولیدچندگانه توسعه داده شده در این پژوهش، می توان وارد بخش ارزیابی کلی سیستم شد. برای این منظور یک سری پارامترهای ورودی اولیه تعریف شده است که برخی از آنها نیز متفاوت از حالت اعتبارسنجی شده می باشند. در ادامه به ارائه پارامترهای ورودی برای مدل سازی هر زیرسیستم، پرداخته شده است.

۴-۲-۱- پارامترهای ورودی برای مدل‌سازی سیستم تولیدچندگانه

به دلیل زیاد بودن تعداد زیرسیستم‌ها و به دنبال آن زیاد بودن تعداد پارامترهای ورودی، برای سادگی دسترسی، پارامترهای ورودی مربوط به هر زیرسیستم در جدول جداگانه ذکر شده است. برای مدل‌سازی اولیه سیستم SOFC، پارامترهای ورودی استفاده شده در جدول ۴-۶ خلاصه شده است.

جدول ۴-۶ پارامترهای ورودی برای مدل‌سازی سیستم SOFC [۴،۱۱۵،۱۲۹].

واحد	مقدار	پارامتر ورودی
°C	25	دمای محیط
kPa	101.325	فشار محیط
°C	727	دمای ورودی به SOFC
°C	100	اختلاف دمای بین ورودی و خروجی SOFC
—	5000	تعداد سلول‌ها
A/m ²	6000	چگالی جریان
—	0.85	فاکتور بهره‌وری سوخت
m ²	0.01	مساحت سطح فعال
—	2.5	نسبت بخار به کربن
—	8.88	نسبت فشار پمپ و کمپرسور
A/m ²	6500	تبادل چگالی جریان آند
A/m ²	2500	تبادل چگالی جریان کاتد
m ² /s	0.2E-4	پخش گاز موثر از طریق آند
m ² /s	0.05E-4	پخش گاز موثر از طریق کاتد
m	0.05E-2	ضخامت آند
m	0.005E-2	ضخامت کاتد
m	0.001E-2	ضخامت الکترولیت
m	0.3E-2	ضخامت اتصال به هم
—	0.97	راندمان اینورتر
—	0.85	راندمان آیزنتروپیک توربین گاز

راندمان آیزنتروپیک توربین گاز میکرو	0.85	—
راندمان آیزنتروپیک کمپرسور هوا	0.85	—
راندمان آیزنتروپیک کمپرسور سوخت	0.85	—
راندمان آیزنتروپیک پمپ	0.85	—
افت فشار در SOFC	2	%
افت فشار در مبدل حرارتی	2	%
افت فشار در پس‌سوز	3	%
اختلاف دمای نقطه پینچ	10	°C
ارزش حرارتی پایین هیدروژن	236.09E3	J/mol
ارزش حرارتی پایین اکسیژن	3.97E3	J/mol
ارزش حرارتی پایین نیتروژن	0.72E3	J/mol
ارزش حرارتی پایین متان	831.2E3	J/mol
ارزش حرارتی پایین مونواکسید کربن	274.71E3	J/mol
ارزش حرارتی پایین بخار آب	9.5E3	J/mol
ارزش حرارتی پایین آب مایع	0.9E3	J/mol

برای مدل‌سازی سیستم‌های ORC-IHE، LNGRC و CCS از پارامترهای ورودی لیست شده در جدول ۴-۷ استفاده شده است.

جدول ۴-۷. پارامترهای ورودی برای مدل‌سازی سیستم‌های ORC-IHE، LNGRC و CCS [۱۱۴، ۱۲۶، ۱۳۰].

پارامتر ورودی	مقدار	واحد
سیستم ORC-IHE		
فشار ورودی به توربین	2000	kPa
دمای کندانسور	10	°C
اختلاف دمای نقطه پینچ	10	°C
کارایی مبدل حرارتی داخلی	0.90	—
راندمان آیزنتروپیک توربین سیال آلی	0.85	—
راندمان آیزنتروپیک پمپ سیال آلی	0.80	—

سیستم LNGRC		
دمای مخزن گاز طبیعی مایع شده	-161.5	°C
فشار خروجی پمپ گاز طبیعی مایع شده	3000	kPa
فشار خروجی توربین گاز طبیعی مایع شده	300	kPa
اختلاف دمای نقطه پینچ در بازیاب سرمایش	5	°C
راندمان آیزنتروپیک توربین سیال آلی	0.85	—
راندمان آیزنتروپیک پمپ سیال آلی	0.85	—
سیستم CCS		
فشار ذخیره سازی دی اکسید کربن	1500	kPa
دمای ذخیره سازی دی اکسید کربن	-30	°C
راندمان آیزنتروپیک کمپرسور دی اکسید کربن	0.85	—
سیستم ARC		
دمای جذب کننده (ABS)	35	°C
دمای دفع کننده (DES)	87.8	°C
دمای کندانسور (CON)	35	°C
دمای تبخیر کننده (EVA)	5	°C
کارایی مبدل حرارتی محلول	0.75	—
اگرزژی شیمیایی لیتیوم-برماید	101.6E3	J/mol

و برای مدل سازی سیستم های HAWT، CPV/T و AAE از پارامترهای ورودی لیست شده در جدول ۸-۴ استفاده شده است.

جدول ۸-۴. پارامترهای ورودی تعریف شده برای مدل سازی سیستم های HAWT، CPV/T و AAE [۱۲۱، ۱۲۲، ۱۲۴].

واحد	مقدار	پارامتر ورودی
سیستم HAWT		
kW	225	ظرفیت اسمی توربین بادی
m	27	قطر رتور توربین بادی
m/s	3.5	سرعت شروع به کار
m/s	14	سرعت اسمی

سرعت خارج از کار	25	m/s
فاکتور بار	0.95	—
راندمان ژنراتور	0.97	—
سرعت دورانی رتور	28.5	rpm
دمای هوا	25	°C
فشار هوا	1.013	bar
میانگین سرعت هوا	5.5	m/s
سیستم CPV/T		
تابش نرمال مستقیم	800	W/m ²
راندمان ماژول در شرایط استاندارد	0.18	—
ضریب دما	0.004	1/K
نسبت تمرکز	10	—
راندمان نوری شیشه	0.85	—
راندمان اینورتر خورشیدی	0.95	—
دمای سطح فتوولتائیک	100	°C
سرعت باد روی پنل	2	m/s
ضریب نشر شیشه	0.90	—
ضریب نشر فتوولتائیک	0.35	—
ضریب نشر جذب کننده	0.26	—
ضریب نشر عایق	0.30	—
سیستم AAE		
دمای عملیاتی	75	°C
فشار عملیاتی	9	bar
مساحت سطح الکترودها	0.1	m ²
جریان الکتریکی	400	A
نرخ تولید هیدروژن	0.55	mol/s
مقاومت حرارتی به ازای هر استک	0.167	K/W
ثابت زمان حرارتی به ازای هر استک	29	hr
انتقال حرارت جابجایی	0.035	W/°C · A
انتقال حرارت هدایتی	3.0	W/°C

۴-۲-۲- نتایج بدست آمده از مدل سازی کلی سیستم تولیدچندگانه

با استفاده از پارامترهای ورودی لیست شده در جداول ۴-۶ تا ۴-۸ مدل سازی کلی سیستم تولیدچندگانه انجام شده است. نتایج اصلی حاصل از آن در جداول ۴-۹ تا ۴-۱۱ خلاصه شده است.

جدول ۴-۹. نتایج حاصل از مدل سازی محرک اولیه سیستم تولیدچندگانه (SOFC).

واحد	مقدار	پارامتر خروجی
kW	209.178	توان الکتریکی تولیدی جریان متناوب استک
kW	196.486	توان الکتریکی تولیدی توربین گاز
kW	40.958	توان الکتریکی تولیدی میکرو توربین گاز
kW	183.547	توان الکتریکی مصرفی کمپرسور هوا
kW	3.844	توان الکتریکی مصرفی کمپرسور سوخت
kW	0.020	توان الکتریکی مصرفی پمپ آب
kW	259.211	توان الکتریکی تولیدی خالص SOFC
V	0.7188	ولتاژ سلول پیل سوختی
—	0.1781	فاکتور بهره‌وری هوا
kW	5.721	انرژی گرمایی اتلافی در پس سوز ۱
kW	2.368	انرژی گرمایی اتلافی در پس سوز ۲
mol/s	0.4727	نرخ جریان مولی سوخت
mol/s	20.78	نرخ جریان مولی هوا
mol/s	1.182	نرخ جریان مولی آب

جدول ۴-۱۰. خلاصه نتایج مهم حاصل از مدل سازی زیرسیستم‌های ORC-IHE، LNGRC و ARS.

واحد	مقدار	پارامتر خروجی
سیستم ORC-IHE		
kW	37.637	توان تولیدی توربین سیال آلی
kW	1.013	توان مصرفی پمپ سیال آلی
kW	142.873	انرژی گرمایی مبادله شده در تبخیرکننده
kW	106.249	انرژی گرمایی مبادله شده در کندانسور

راندمان انرژی	25.63	%
راندمان انرژی	53.65	%
سیستم LNGRC		
توان تولیدی توربین گاز طبیعی	40.204	kW
توان مصرفی پمپ LNG	1.610	kW
نرخ جریان جرمی گاز طبیعی مایع شده	0.1998	kg/s
بار سرمایشی تولیدشده در CR1	51.008	kW
بار سرمایشی تولیدشده در CR2	46.366	kW
راندمان انرژی	78.82	%
سیستم CCS		
نرخ جریان جرمی دی اکسید کربن	0.0208	kg/s
توان مصرفی کمپرسور دی اکسید کربن	5.525	kW
انرژی سرد دریافتی دی اکسید کربن	7.473	kW
سیستم ARC		
انرژی حرارتی مبادله شده در دفع کننده	67.69	kW
انرژی حرارتی مبادله شده در جذب کننده	64.99	kW
انرژی حرارتی مبادله شده در تبخیر کننده	53.46	kW
انرژی حرارتی مبادله شده در مایع کننده	56.15	kW
انرژی حرارتی مبادله شده در مبدل حرارتی محلول	10.79	kW
ضریب عملکرد	0.7898	—

جدول ۱۱-۴. خلاصه نتایج مهم حاصل از مدل سازی زیرسیستم های HAWT، CPV/T و AAE.

پارامتر خروجی	مقدار	واحد
سیستم HAWT		
توان تولیدی واقعی هر توربین بادی	22.041	kW
تعداد توربین بادی در مزرعه بادی	7.86 → 8	-
توان تولیدی واقعی مزرعه بادی	176.328	kW
ضریب عملکرد توربین بادی	0.4297	-
راندمان انرژی توربین بادی	42.97	%
راندمان انرژی توربین بادی	42.97	%

سیستم CPV/T		
توان الکتریکی تولیدی فتوولتائیک	74.234	kW
انرژی گرمایی بازیابی شده توسط آب	462.236	kW
نرخ جریان گرمی آب گرم شده خانگی	2.2	kg/s
مساحت سطح مورد نیاز فتوولتائیک	91.2	m ²
راندمان انرژی کلی	71.53	%
راندمان انرژی کلی	20.64	%
سیستم AAE		
توان مورد نیاز برای تولید هیدروژن معین شده	224.952	kW
ولتاژ هر سلول	2.006	V
تعداد سلول های مورد نیاز در استک	280.4 → 281	m ²
ناخالصی هیدروژن در اکسیژن	1.793	%
راندمان فارادی	94.64	%
راندمان انرژی	73.89	%
راندمان الکترولیز	57.72	%
راندمان انرژی	58.17	%

همانطور که در جدول ۹-۴ قابل مشاهده است، بیشترین توان مصرفی سیستم SOFC مربوط به کمپرسور هوا با مقدار ۱۷۹/۵۹۵ کیلووات می باشد. سیستم SOFC مدل سازی شده در این پژوهش از نوع تحت فشاری می باشد که کمپرسورها و پمپ با نسبت فشار ۸/۸۸ کار می کنند. از آنجایی که نرخ جریان مولی هوا نسبت به جریان سوخت و آب بیشتر می باشد، توان مصرفی کمپرسور هوا نیز مقدار بیشتری را به خود اختصاص داده است. در پس سوز ۱ هیدروژن از جریان ۲۶ با نرخ جریان مولی ۰/۵ مول بر ثانیه تزریق می شود تا محتوای انرژی جریان افزایش یابد و مناسب ورود به توربین گاز شود. در پس سوز ۲ اکسیژن از جریان ۱۶ با نرخ جریان مولی ۰/۱۶۸۱ مول بر ثانیه (مقدار مورد نیاز برای احتراق استوکیومتری هیدروژن و مونواکسید کربن موجود در

جریان) تزریق می‌شود تا گازهای قابل احتراق در جریان، سوزانده شوند و محتوای انرژی جریان نیز افزایش پیدا کند که برای ورود به میکرو توربین گاز مناسب گردد.

در جدول ۱۰-۴ نتایج اصلی حاصل از مدل‌سازی زیرسیستم‌های ORC-IHE، LNGRC، CCS و ARC نشان داده شده است. در سیستم ORC-IHE توربین سیال آلی، نزدیک به ۳۵ کیلووات توان تولید می‌کند که محرک این سیستم گرمای بازیابی شده از جریان هوای خروجی از سمت کاتد SOFC در اواپراتور می‌باشد. سیال عامل آلی این سیکل، پنتان یا n-pentane می‌باشد که دلیل انتخاب آن، پتانسیل بسیار کم این سیال در گرمایش جهانی و همچنین تخریب ازن می‌باشد. در واقع این انتخاب در راستای حفظ مفهوم سبز و پایداری سیستم تولیدچندگانه توسعه داده شده در این پژوهش است.

استفاده از LNGRC به عنوان یک چاه حرارتی به عملکرد سیستم تولیدچندگانه کمک زیادی می‌کند. از محتوای انرژی سرد این سیستم طی دو مرحله به ترتیب ۵۱ و ۴۶/۳۶۶ کیلووات بار سرمایشی تولید شده است. علاوه بر این انرژی مورد نیاز در OFC و ذخیره‌سازی دی-اکسیدکربن نیز از این جریان فراهم شده است. با طراحی یک توربین گاز طبیعی، مقدار ۴۰/۲۰۴ کیلووات توان الکتریکی نیز، از LNGRC بدست آمده است که بخش کوچکی از آن صرف تامین انرژی مصرفی پمپ LNG می‌گردد.

در فرآیند CCS به عنوان یک محصول مفید، با صرف ۵/۵۲۵ کیلووات توان الکتریکی و ۷/۴۷۳ کیلووات انرژی سرد، می‌توان ۰/۰۲۰۸ کیلوگرم بر ثانیه دی‌اکسیدکربن را ذخیره‌سازی نمود تا جهت استفاده به عنوان ماده خام در صنایع شیمیایی قرار گیرد.

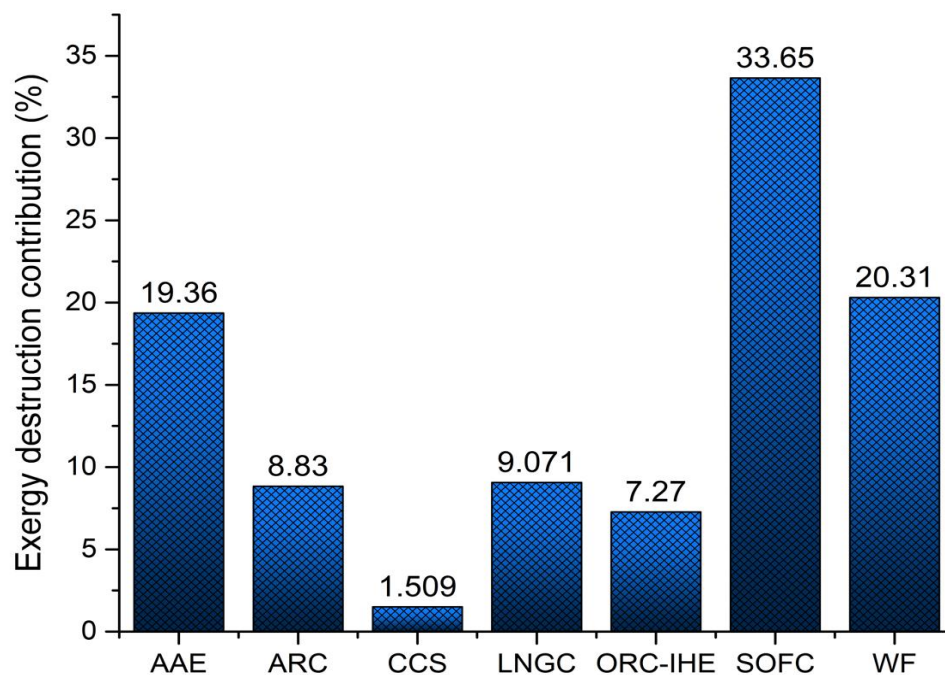
در زیرسیستم ARC که برای بازیابی انرژی از جریان گاز خروجی از سمت آند SOFC طراحی شده است، مقدار ۵۳/۴۶ کیلووات بار سرمایشی تولید شده است. میزان انرژی بازیابی شده در DES برابر با ۶۷/۶۹ کیلووات است که یک ضریب عملکرد با مقدار ۰/۷۸۹۸ را نتیجه می‌دهد.

در جدول ۱۱-۴ نیز نتایج اصلی حاصل از مدل سازی زیرسیستم های CPV/T, HAWT و AAE نشان داده شده است. برای تامین انرژی الکتریکی مصرفی AAE، از منابع انرژی تجدیدپذیر خورشیدی و باد به طور یکپارچه استفاده شده است. مزرعه بادی مقیاس کوچک ۷۰ درصد و سیستم CPV/T ۳۰ درصد باقیمانده انرژی مصرفی جهت تولید هیدروژن را تامین می کنند. به منظور افزایش قابلیت اطمینان تامین انرژی AAE توسط منابع تجدیدپذیر که ذاتا تصادفی و غیرقابل پیش بینی هستند، سیستم یکپارچه شده خورشیدی و باد، برای ۱۰٪ بیشتر از توان مورد نیاز AAE طراحی شده اند. مزرعه بادی مقیاس کوچک متشکل از ۸ واحد توربین بادی محور افقی است که قادر به تولید ۱۷۶/۳۲۸ کیلووات توان الکتریکی با ضریب عملکرد ۰/۴۲۹۷ می باشد. سیستم CPV/T نیز علاوه بر تولید ۷۴/۲۳۴ کیلووات توان الکتریکی که مجموع آن با توان الکتریکی تولیدی مزرعه بادی ۱۰٪ بیشتر از توان مصرفی سیستم AAE است، ۴۶۲/۲۳۶ کیلووات انرژی گرمایی نیز جهت تولید آب با دمای ۷۵ درجه سانتیگراد فراهم می آورد. بخش کوچکی از این جریان آب گرم برای فرآیند الکترولیز وارد سیستم AAE می شود و مابقی آن به مخزن ذخیره آب گرم خانگی وارد می شود. برای مدل سازی سیستم AAE، نرخ تولید هیدروژن مقدار ثابت ۰/۵۵ مول بر ثانیه (۱۰ درصد بیشتر از مقدار مورد نیاز جهت تزریق به پس سوز ۱) تعریف شده است که توان الکتریکی مصرفی آن برابر ۲۲۴/۹۵۲ کیلووات با تعداد سلول ۲۸۱ عدد، محاسبه شده است. راندمان کلی سیستم AAE نیز برابر ۷۳/۸۹ درصد بدست آمده است.

۳-۲-۴- تخریب انرژی (بازگشت ناپذیری)

با پیاده سازی معادلات بالانس انرژی و انتروپی بر روی اجزای مختلف سیستم انرژی توسعه داده شده در این پژوهش، نرخ تخریب انرژی محاسبه شده است. بیش از نیمی از نرخ تخریب انرژی در کل سیستم انرژی مورد بررسی، مربوط به سیستم خورشیدی CPV/T با مقدار ۵۴۰ کیلووات می باشد که سهم ۵۲/۶۹٪ از کل نرخ تخریب انرژی سیستم انرژی را شامل

می‌شود. برای بهتر دیده شدن میزان تخریب انرژی در سایر زیرسیستم‌ها و اجزای مختلف تشکیل دهنده آن‌ها، نرخ تخریب انرژی سیستم CPV/T از نرخ تخریب انرژی کل کسر شده و سپس میزان مشارکت هر یک از زیرسیستم‌های در تخریب انرژی کل سیستم انرژی تولیدچندگانه (بدون نرخ تخریب انرژی مربوط به سیستم CPV/T) در شکل زیر ارائه شده است. همانطور که دیده می‌شود، بدون احتساب سیستم خورشیدی، بیشترین سهم از تخریب انرژی کل با مقدار ۳۳/۶۵٪ مربوط به سیستم SOFC با نرخ تخریب انرژی ۱۶۳ کیلووات می‌باشد. پس از آن مزرعه بادی (WF) و سیستم AAE به ترتیب با مقادیر تخریب انرژی ۹۸/۸ و ۹۴/۲ کیلووات بیشترین سهم تخریب انرژی را دارند.



شکل ۴-۴. سهم زیرسیستم‌های مختلف از نرخ تخریب انرژی کل سیستم انرژی تولیدچندگانه.

فصل پنجم: بحث و جمع‌بندی

۵-۱- مطالعه پارامتریک سیستم تولیدچندگانه توسعه داده شده

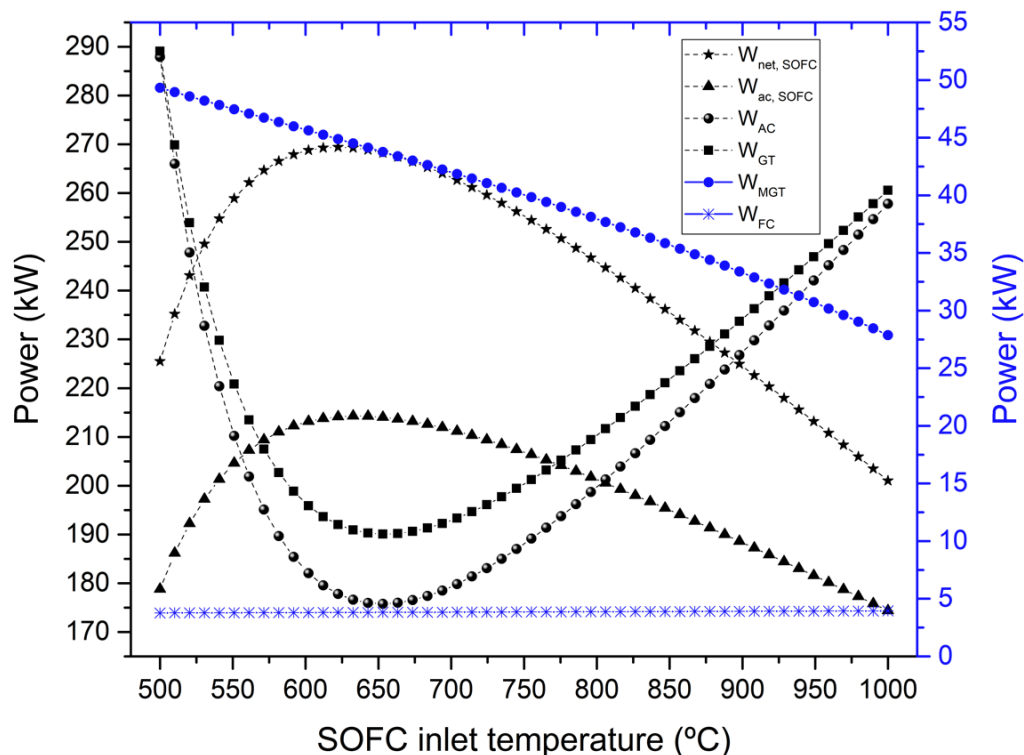
در طراحی هر سیستمی نیاز است تا اثر تغییرات پارامترهای ورودی سیستم بر عملکرد کلی سیستم مورد بررسی قرار گیرد. در هر سیستم انرژی که طراحی می شود، برخی پارامترها وجود دارند که می توانند مطابق نظر اپراتور یا بهره بردار تغییر یابند. بنابراین نیاز است تا اثر تغییرات پارامترهای ورودی هر زیرسیستم در محدوده تغییرات عملکردی مجاز آن، مورد تحلیل و ارزیابی قرار گیرد. با انجام مطالعه پارامتریک امکان انتخاب محدوده مناسب برای ورودی های قابل تغییر برای هر زیرسیستم فراهم می آید. به همین جهت در این فصل به مبحث مطالعه پارامتریک زیرسیستم های مختلف سیستم تولیدچندگانه ارائه شده در این پژوهش پرداخته می شود. لازم به ذکر است که در بررسی اثر تغییرات یک پارامتر بر روی عملکرد سیستم، سایر پارامترهای دیگر ثابت باقی می ماند و مقادیر آنها برابر با مقادیر ارائه شده در فصل گذشته خواهد بود.

۵-۱-۱- مطالعه پارامتریک سیستم SOFC

سیستم SOFC به دلیل ایفای نقش به عنوان محرک اولیه سیستم تولیدچندگانه توسعه داده شده، از اهمیت زیادی برخوردار است؛ زیرا تغییرات در پارامترهای ورودی این سیستم، به طور مستقیم بر روی عملکرد سایر زیرسیستم ها تاثیر می گذارد. بنابراین نیاز است تا مطالعه ای کاملی بر روی تغییرات پارامترهای ورودی اصلی در محدوده مجاز عملکردی سیستم، انجام گردد. برای این منظور دو پارامتر ورودی مهم شامل: دمای واکنش دهنده های ورودی به SOFC و چگالی جریان در استک SOFC، مورد تحلیل و ارزیابی قرار گرفته اند.

شکل ۵-۱ اثر تغییرات دمای ورودی SOFC بر توان تولیدی خالص SOFC ($\dot{W}_{net,SOFC}$)، توان تولیدی جریان متناوب SOFC ($\dot{W}_{FC,ac}$)، توان تولیدی توربین گاز ($\dot{W}_{GT}$)،

توان تولیدی میکرو توربین گاز ($\dot{W}_{MGT}$)، توان مصرفی کمپرسور هوا ($\dot{W}_{AC}$) و توان مصرفی کمپرسور سوخت ($\dot{W}_{FC}$) را نشان می‌دهد. بازه تغییرات دمایی از ۵۰۰ تا ۱۰۰۰ درجه سانتیگراد انتخاب شده است. همانطور که دیده می‌شود $\dot{W}_{net,SOFC}$ در ابتدای بازه دمایی ورودی، در مقدار ۲۲۵/۵ کیلووات قرار دارد که در آن دما $\dot{W}_{AC}$ و $\dot{W}_{GT}$ به ترتیب با مقادیر ۲۸۷/۹ و ۲۸۹ کیلووات در بیشترین مقادیر خود قرار گرفته‌اند. با افزایش دمایی ورودی تا مقدار ۶۲۵ درجه سانتیگراد، $\dot{W}_{net,SOFC}$ به بالاترین مقدار خود که برابر ۲۶۹/۵ کیلووات است، می‌رسد و $\dot{W}_{GT}$ و $\dot{W}_{AC}$ به پایین ترین مقدار خودشان می‌رسند که این کاهش در مقدار توان، در کمپرسور هوا نسبت به توربین گاز بیشتر است. به همین دلیل در این محدوده دمایی، میزان توان تولیدی توربین گاز از توان مصرفی کمپرسور هوا فاصله می‌گیرد و بیشتر می‌شود. در همین محدوده دمایی ۶۲۵ درجه سانتیگراد، توان تولیدی جریان متناوب توسط استک SOFC نیز به بالاترین مقدار خود می‌رسد. زیرا در این دما ولتاژ سلول به محدوده مقادیر بالای خود می‌رسد و در نتیجه توان بیشتری تولید می‌گردد. از طرف دیگر کمپرسور سوخت به دلیل پایین بودن جریان جرمی سوخت (متان) توان مصرفی بسیار کمی دارد و تغییرات دمایی ورودی SOFC تاثیر ناچیزی بر توان مصرفی کمپرسور سوخت خواهد داشت.



شکل ۵-۱. تاثیر تغییرات دمای ورودی SOFC بر توان تولیدی/مصرفی اجزای مختلف سیستم.

شکل ۵-۲ اثر تغییرات چگالی جریان بر توان خروجی خالص SOFC ($\dot{W}_{net,SOFC}$)، توان

خروجی خالص سیستم ORC-IHE ($\dot{W}_{net,ORC}$) و توان خروجی خالص سیستم LNGRC

($\dot{W}_{net,LNGRC}$) را نشان می‌دهد. همانطور که دیده می‌شود افزایش چگالی جریان موجب افزایش

پیوسته توان خروجی خالص هر سه سیستم می‌شود. دلیل این موضوع افزایش نرخ جریان مولی

سایر سیالات (اعم از آب، متان و هوا) می‌باشد. با زیاد شدن چگالی جریان، نرخ جریان‌های مولی

ورودی به سیستم افزایش، و در نتیجه $\dot{W}_{net,SOFC}$ ، $\dot{W}_{net,ORC}$ و $\dot{W}_{net,LNGRC}$ افزایش می‌یابد.

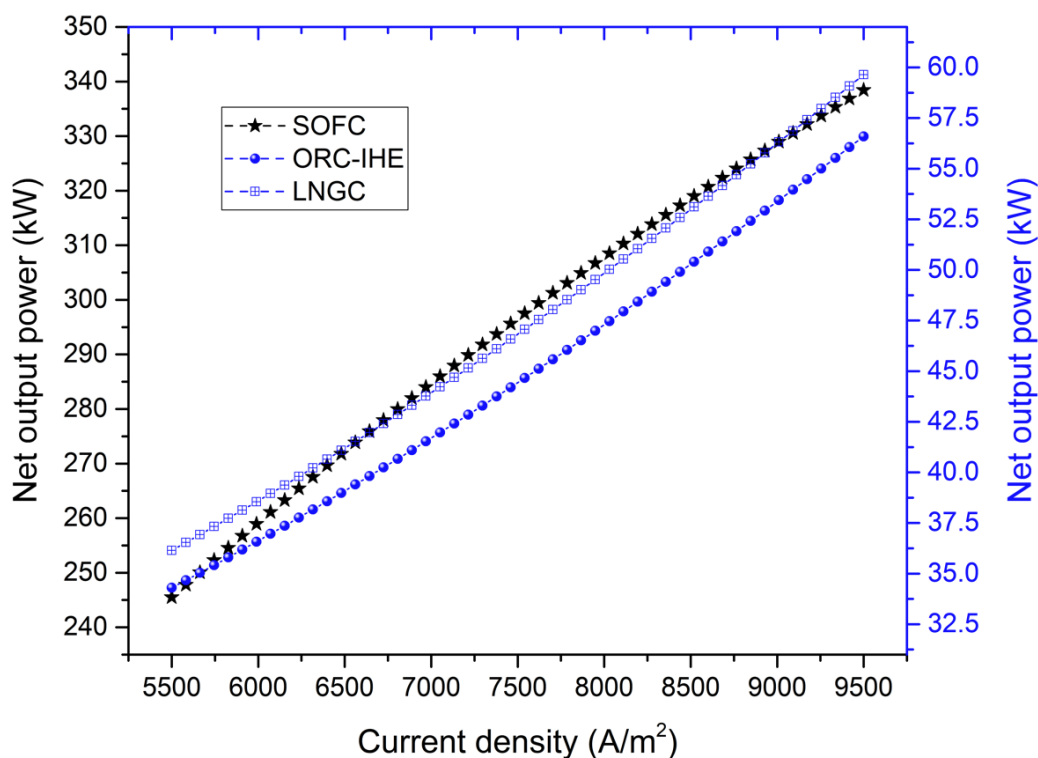
این در حالیست که توان مصرفی در کمپرسور هوا و سوخت نیز افزایش می‌یابد، اما چون نرخ

افزایش توان در اجزای تولیدکننده‌ی توان بیشتر از نرخ افزایش توان در اجزای مصرف کننده‌ی

توان می‌باشد، بنابراین توان تولیدی خالص سیستم SOFC، با افزایش چگالی جریان، افزایش

خواهد یافت. از طرفی افزایش نرخ جریان جرمی به معنای افزایش گرمای بازیابی شده توسط

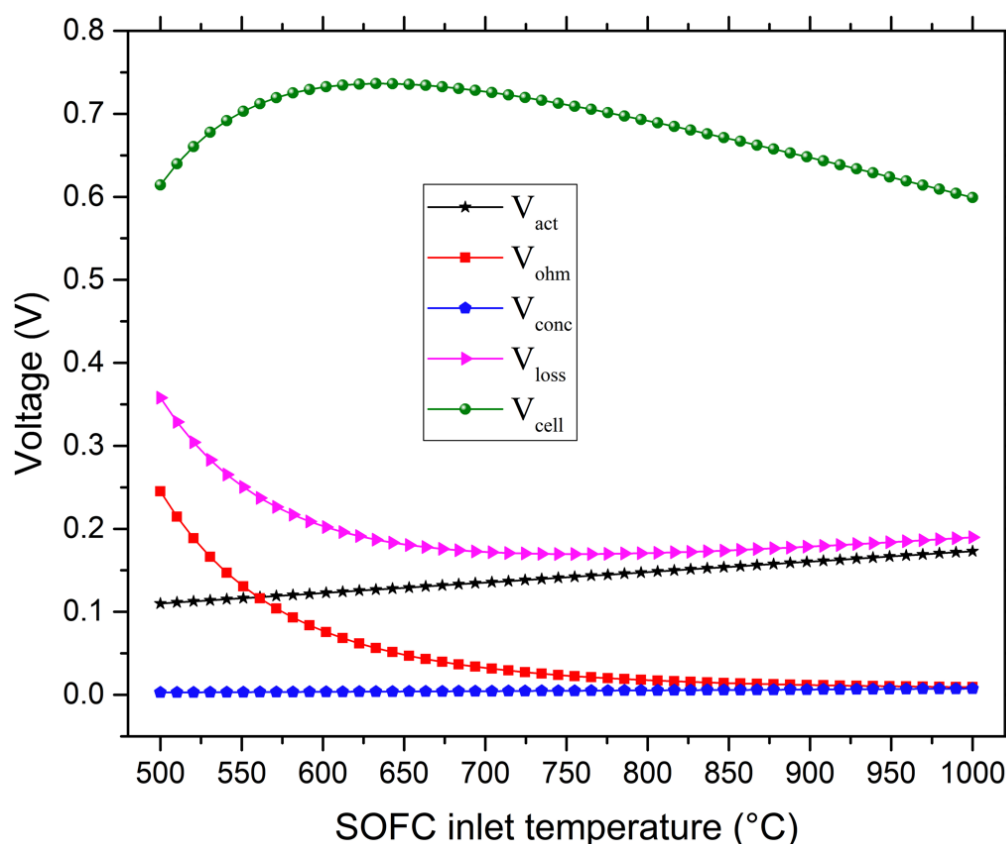
سیستم ORC-IHE و به دنبال آن افزایش نرخ جریان جرمی LNG برای تامین سرمایش مورد نیاز در OFC خواهد بود.



شکل ۲-۵. تاثیر تغییرات چگالی جریان بر توان خروجی خالص سیستم‌های SOFC، LNGC و ORC-IHE.

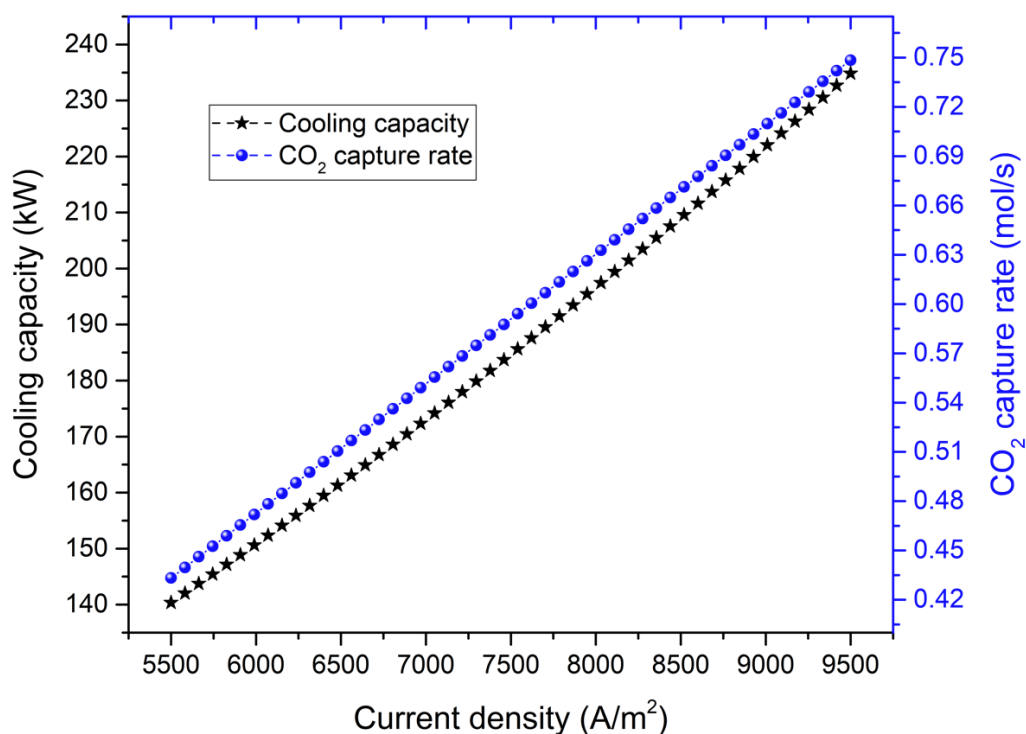
شکل ۳-۵ اثر تغییرات دمای ورودی SOFC بر اتلاف ولتاژ فعالسازی V_{act} ، مقاومتی V_{ohm} ، غلظتی V_{conc} ، اتلاف ولتاژ کل V_{loss} و ولتاژ سلول پیل سوختی V_{cell} را نشان می‌دهد. همانطور قابل مشاهده است، اتلاف ولتاژ غلظتی دارای مقدار بسیار کوچک است که تغییرات دمای ورودی SOFC نیز تفاوت چندانی در مقدار آن ایجاد نمی‌کند. این بدان دلیل است که سیستم SOFC مدل‌سازی شده در این مطالعه از نوع تحت فشار می‌باشد و فشار واکنش‌دهنده‌های ورودی به SOFC در حدود ۸۵۰ کیلوپاسکال است که همین عامل سبب کاهش چشمگیر

مقدار افت ولتاژ غلظتی در سلول پیل سوختی شده است. در دماهای پایین بیشترین اتلاف ولتاژ مربوط به افت ولتاژ مقاومتی است اما با افزایش دمای ورودی SOFC، میزان افت ولتاژ مقاومتی کاهش و افت ولتاژ فعالسازی افزایش می‌یابد. به طور کلی نیز در دمای محدوده ۵۰۰ درجه سانتیگراد بیشترین مقدار اتلاف ولتاژ را خواهیم داشت که در نتیجه ولتاژ سلول پیل سوختی در کمترین مقدار خود قرار می‌گیرد. اما با افزایش دمای ورودی SOFC تا مقدار ۶۳۳ درجه سانتیگراد، ولتاژ سلول پیل سوختی بیشترین مقدار خود را در عدد ۰/۷۳۶ ولت، کسب خواهد کرد. با افزایش بیشتر دمای ورودی SOFC، همراه با افزایش مقدار افت ولتاژ فعالسازی، اتلاف ولتاژ کل نیز افزایش می‌یابد. بنابراین هرچه دما از ۶۳۳ درجه سانتیگراد بیشتر می‌شود، ولتاژ سلول پیل سوختی نیز کاهش می‌یابد.



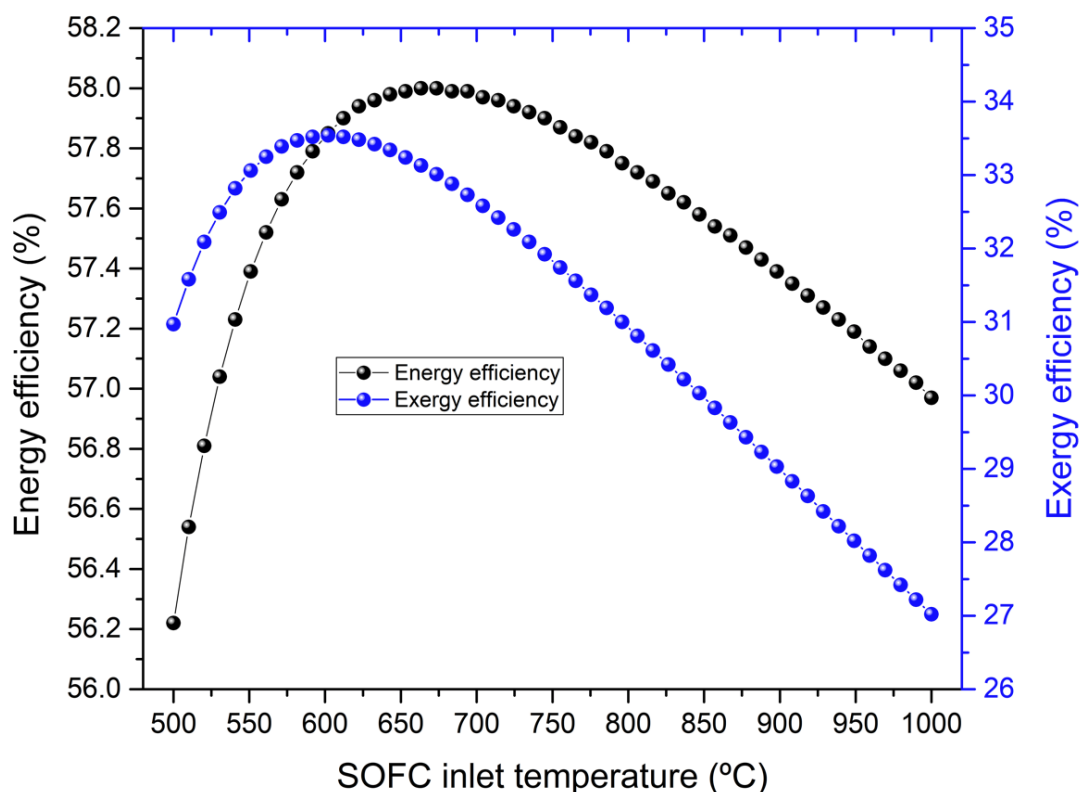
شکل ۳-۵. اثر تغییرات دمای ورودی SOFC بر افت ولتاژهای فعالسازی V_{act} ، مقاومتی V_{ohm} ، غلظتی V_{conc} ، اتلاف ولتاژ کل V_{loss} و ولتاژ سلول پیل سوختی V_{cell} .

شکل ۴-۵ اثر تغییرات چگالی جریان بر روی ظرفیت سرمایش تولیدی و نرخ جذب CO₂ در سیستم انرژی تولیدچندگانه مورد بررسی نشان می‌دهد. همانطور که پیش‌تر نیز به آن اشاره شد، افزایش چگالی جریان منجر به افزایش نرخ جریان‌های جرمی ورودی به سیستم اعم از متان، هوا و آب می‌شود. این افزایش نرخ جریان سبب بیشتر شدن نرخ جریان CO₂ خروجی از آند SOFC می‌شود و بالتبع نرخ جذب و ذخیره‌سازی دی‌اکسیدکربن (CCS) نیز افزایش می‌یابد. در سمت دیگر ظرفیت سرمایش تولیدی سیستم در مقابل تغییرات چگالی جریان دیده می‌شود. مشابه آنچه که برای CCS گفته شد، افزایش نرخ جریان‌های ورودی به سیستم نیز، پیوسته موجب افزایش ظرفیت سرمایشی تولیدی کل سیستم می‌شود.



شکل ۴-۵. نمایش اثر تغییرات چگالی جریان بر روی ظرفیت سرمایش و نرخ جذب CO₂ سیستم.

شکل ۵-۵ اثر دمای ورودی SOFC بر راندمان کلی انرژی و انرژی سیستم تولیدچندگانه توسعه داده شده در این پژوهش را نمایش می‌دهد. همانطور که از شکل‌های قبلی ارائه شده در این بخش برای مطالعه‌ی پارامتریک سیستم SOFC نیز دریافت می‌شود، محدوده‌ی دمایی ۶۰۰ تا ۶۵۰ درجه سانتیگراد، بهترین مشخصات عملکردی سیستم را از نظر راندمان انرژی و انرژی به همراه دارد. در این محدوده دمایی، مقدار توان مصرفی کمپرسور هوا که یکی از اصلی‌ترین اجزای مصرف‌کننده انرژی در کل سیستم می‌باشد، به کمترین مقدار خود می‌رسد و توان خالص تولیدی سیستم SOFC نیز بیشترین مقدار خود را خواهد داشت. از طرفی در همین بازه دمایی ۶۰۰ تا ۶۵۰ درجه سانتیگراد، اتلاف ولتاژ کل در کمترین و ولتاژ سلول پیل سوختی در بیشترین مقادیر خود قرار دارند. در نتیجه راندمان انرژی و انرژی کل سیستم در این بازه دمایی در بیشینه مقدار خود حدود قرار می‌گیرند. در دمای ۶۰۳ درجه سانتیگراد، راندمان انرژی با مقدار ۳۳/۵۴٪ به بیشترین مقدار خود می‌رسد و راندمان انرژی سیستم نیز در دمای ۶۶۰ درجه سانتیگراد به مقدار ۵۸٪ می‌رسد که بیشترین مقدار در این محدوده دمایی است.



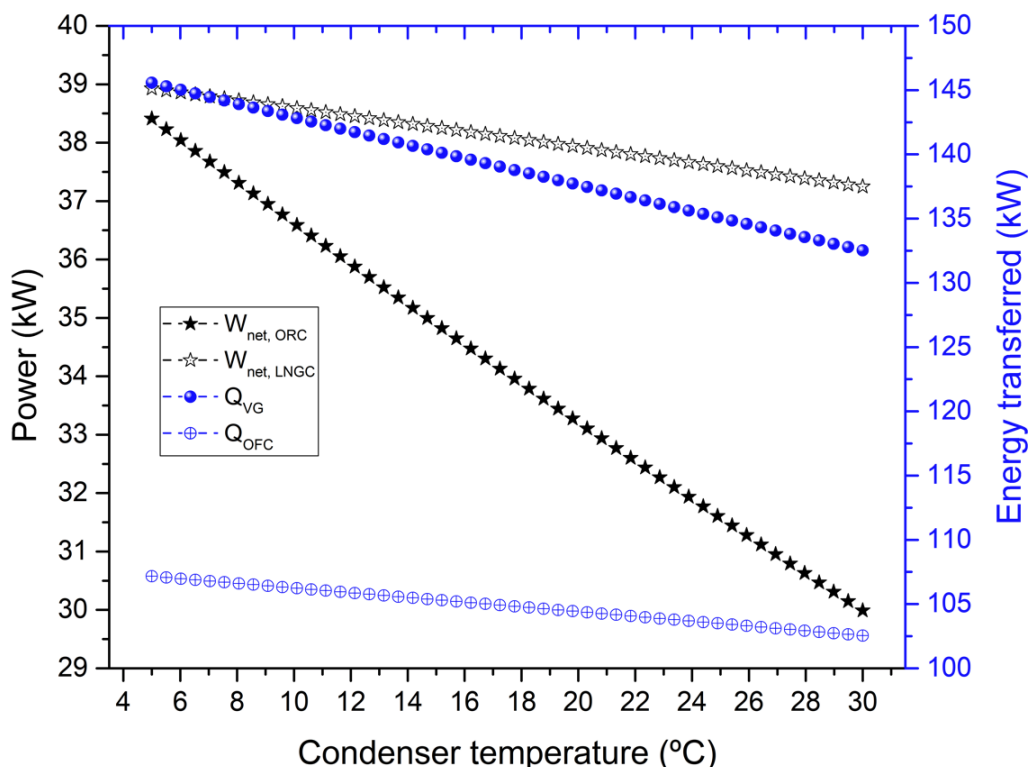
شکل ۵-۵. اثر تغییرات دمای ورودی SOFC بر راندمان انرژی و اگزرژی کل سیستم انرژی.

۲-۱-۵- مطالعه پارامتریک سیستم ORC-IHE

شکل ۵-۶ اثر تغییرات دمای کندانسور بر توان خروجی خالص سیستم ORC-IHE و LNGRC و همچنین انرژی مبادله شده در تبخیرکننده ($\dot{Q}_{VG}$) و کندانسور ($\dot{Q}_{OFC}$) سیستم ORC-IHE را ارائه می‌کند. استفاده از LNG این امکان را فراهم می‌کند که کندانسور برای دماهای پایین طراحی شود. همانطور که در این شکل دیده می‌شود، هرچه دمای کندانسور کمتر باشد، توان تولیدی خالص در هر دو سیستم ORC-IHE و LNGRC بیشتر خواهد بود. دلیل این اتفاق آن است که کمتر شدن دمای کندانسور منجر به افزایش نیاز به بار سرمایشی برای خنک‌سازی سیال آلی ورودی به کندانسور از سمت LNGRC خواهد شد. بنابراین نرخ جریان جرمی LNG که به عنوان یک پارامتر خروجی در سیستم LNGRC تعیین می‌شود، افزایش می‌یابد و به دنبال این افزایش نرخ جریان جرمی LNG، توان بیشتری از LNGT حاصل می‌گردد. دلیل

افزایش پیوسته توان خروجی خالص سیستم ORC-IHE با کاهش دمای کندانسور نیز این است که سیال آلی ورودی به OFT در فشار اشباع دمای کندانسور از OFT خارج می‌گردد، بنابراین هرچه دمای کندانسور پایین تر باشد، سیال آلی با فشار کمتر از OFT خارج می‌گردد و توان بیشتری را بدست خواهد داد.

از سوی دیگر، پایین بودن دمای کندانسور باعث می‌شود تا مقدار انرژی گرمایی دفع شده در آن افزایش یابد و به دنبال آن، سیال آلی به انرژی بیشتری در VG نیاز خواهد داشت تا به بخار اشباع در فشار ثابت تبدیل شود. بنابراین افزایش دمای کندانسور، مانند یک شمشیر دو لبه‌ست که از لحاظ توان تولیدی در سیستم ORC-IHE، هرچه دمای کندانسور پایین تر باشد، فشار خروجی سیال آلی از توربین می‌تواند کمتر شود و در نتیجه کار قابل دستیابی از توربین سیال آلی بیشتر خواهد شد. و در سیستم LNGRC از آنجا که نرخ جریان جرمی LNG بر مبنای انرژی سرد مورد نیاز در OFC تا تبدیل به بخار اشباع شدن جریان LNG می‌باشد، هرچه دمای کندانسور افزایش یابد، نیاز به انرژی سرد کاهش، و در نتیجه جریان جرمی LNG کمتر می‌شود که به دنبال آن، کار تولیدی توسط NGT کمتر خواهد شد. انتخاب یک نقطه بهینه که بهترین برهم‌کنش بین این پارامترها ایجاد شود، از اهمیت و ارزش بالایی برخوردار است.

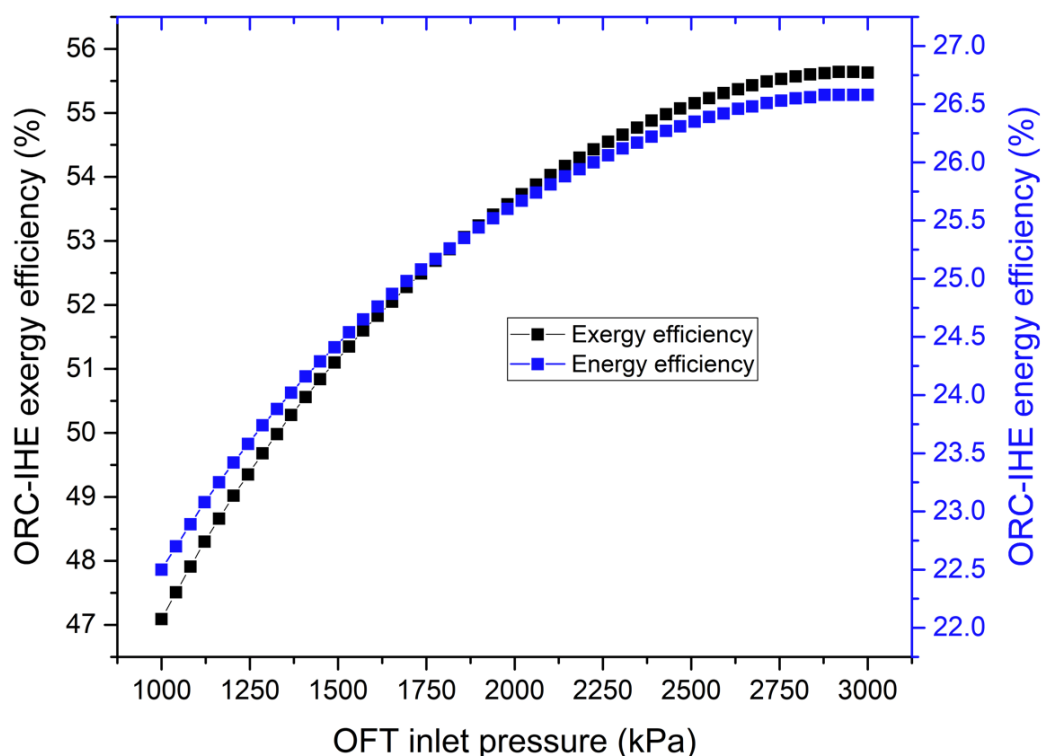


شکل ۵-۶. اثر تغییرات دمای کندانسور سیال آلی (OFC) بر توان خروجی خالص سیستم ORC-IHE و LNGRC و همچنین انرژی مبادله شده در تبخیرکننده ORC-IHE و سرمایش LNGRC.

شکل ۵-۷ اثر تغییرات فشار تبخیرکننده بر راندمان انرژی و اگزرژی در سیستم ORC-IHE را نشان می‌دهد. محدوده مجاز عملکردی فشار تبخیرکننده با سیال عامل n-pentane از ۱۰۰۰ تا ۳۰۰۰ کیلوپاسکال برای سیستم تولیدچندگانه توسعه داده شده در این پژوهش در نظر گرفته شده است. همانگونه که دیده می‌شود، راندمان انرژی و اگزرژی سیستم ORC-IHE رفتاری مشابه با یکدیگر در مقابل تغییرات فشار VG دارند. در مقادیر پایین فشار VG، به دلیل بازیابی انرژی گرمایی کمتر برای تولید بخار اشباع، محتوای انرژی جریان ورودی به OFT کاهش می‌یابد که منجر به کاهش توان تولیدی توربین می‌شود. این کاهش توان تولیدی، به صورت مستقیم سبب افت راندمان انرژی و اگزرژی سیستم ORC-IHE می‌شود. از طرف دیگر به دلیل ثابت بودن فشار خروجی سیال آلی از OFT، هرچه فشار ورودی جریان کمتر باشد، کار خروجی کمتری را نیز بدست خواهد داد. اما هرچه فشار VG زیاد می‌شود، هر دوی راندمان‌های انرژی و

اگر رژی سیستم تا محدوده فشاری ۲۸۰۰ کیلوپاسکال، افزایش می‌یابد. دلیل این افزایش، بیشتر شدن انرژی بازیابی شده در تبخیرکننده، افزایش محتوای انرژی جریان ورودی به توربین سیال آلی و همچنین فشار بالای سیال ورودی به توربین سیال آلی که توان خروجی بیشتری را بدست می‌دهد، می‌باشد.

همانطور که مشاهده می‌شود راندمان‌های انرژی و اگر رژی سیستم، تا محدوده فشاری ۲۸۰۰ کیلوپاسکال افزایشی است اما پس از آن این روند معکوس شده و افزایش بیشتر فشار VG منجر به کاهش راندمان سیستم می‌شود. دلیل این امر آن است که سیال آلی n-pentane که در سیستم ORC-IHE استفاده شده است، دارای فشار و دمای بحرانی ۳۳۶۴ کیلوپاسکال و ۱۹۶/۵ درجه سانتیگراد می‌باشد که با نزدیک شدن دما و فشار VG به مقادیر بحرانی سیال آلی، انتقال حرارت موثر سیال تضعیف می‌شود. بنابراین استفاده از هر سیال عامل، باید در محدوده دور از مشخصات نقاط بحرانی مربوط به آن سیال صورت گیرد.

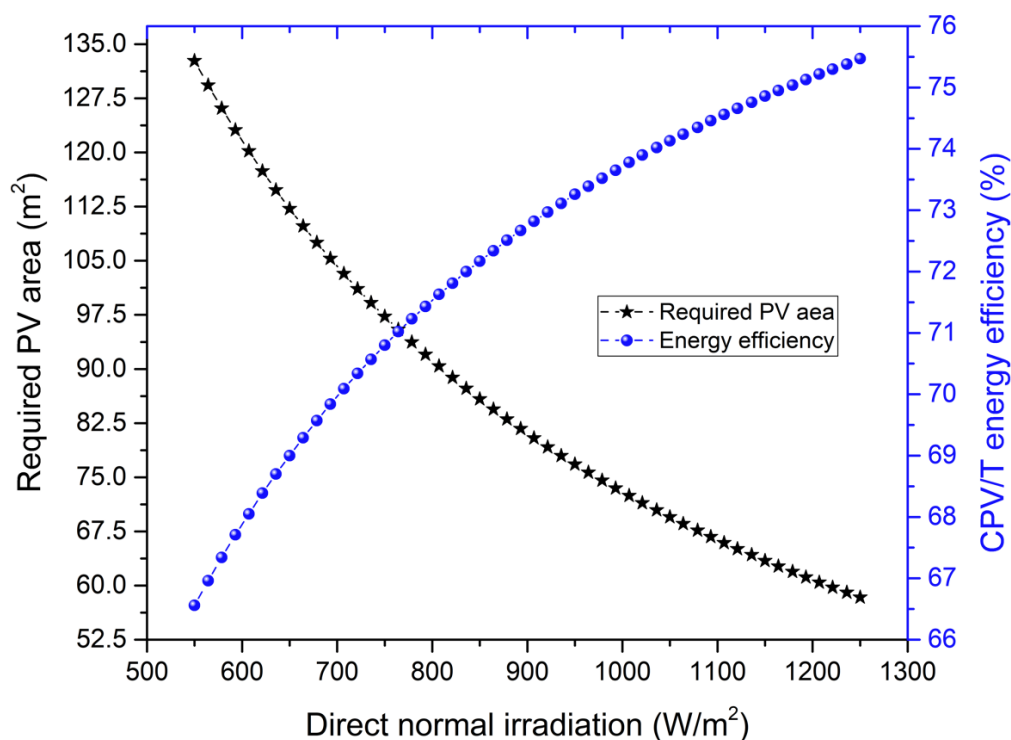


شکل ۵-۷. اثر تغییرات فشار تبخیرکننده بر راندمان انرژی و اگزرژی در سیستم ORC-IHE.

۳-۱-۵- مطالعه پارامتریک سیستم CPV/T

تأثیر تغییرات تابش نرمال مستقیم^{۷۸} خورشید بر سطح مورد نیاز فتوولتائیک و راندمان انرژی سیستم CPV/T در شکل ۵-۸ نمایش داده شده است. همانطور که دیده می‌شود هرچه میزان DNI بیشتر شود، نیاز به سطح فتوولتائیک برای تولید انرژی الکتریکی یکسان، کاهش خواهد یافت. بنابراین با کاهش سطح فتوولتائیک مورد نیاز میزان انرژی ورودی توسط تابش خورشیدی نیز کاهش می‌یابد. مطابق با تعریف راندمان انرژی سیستم CPV/T، هر چه میزان انرژی خورشیدی ورودی به سیستم کمتر شود، راندمان انرژی بیشتر خواهد شد. این موضوع به وضوح در شکل زیر نیز قابل مشاهده است که افزایش DNI همزمان منجر به کاهش سطح مورد نیاز PV برای تولید انرژی الکتریکی یکسان و افزایش راندمان انرژی سیستم می‌شود. بنابراین عملکرد کلی سیستم CPV/T در شدت تابش‌های بیشتر، بهتر خواهد بود.

⁷⁸ Direct Normal Irradiation (DNI)

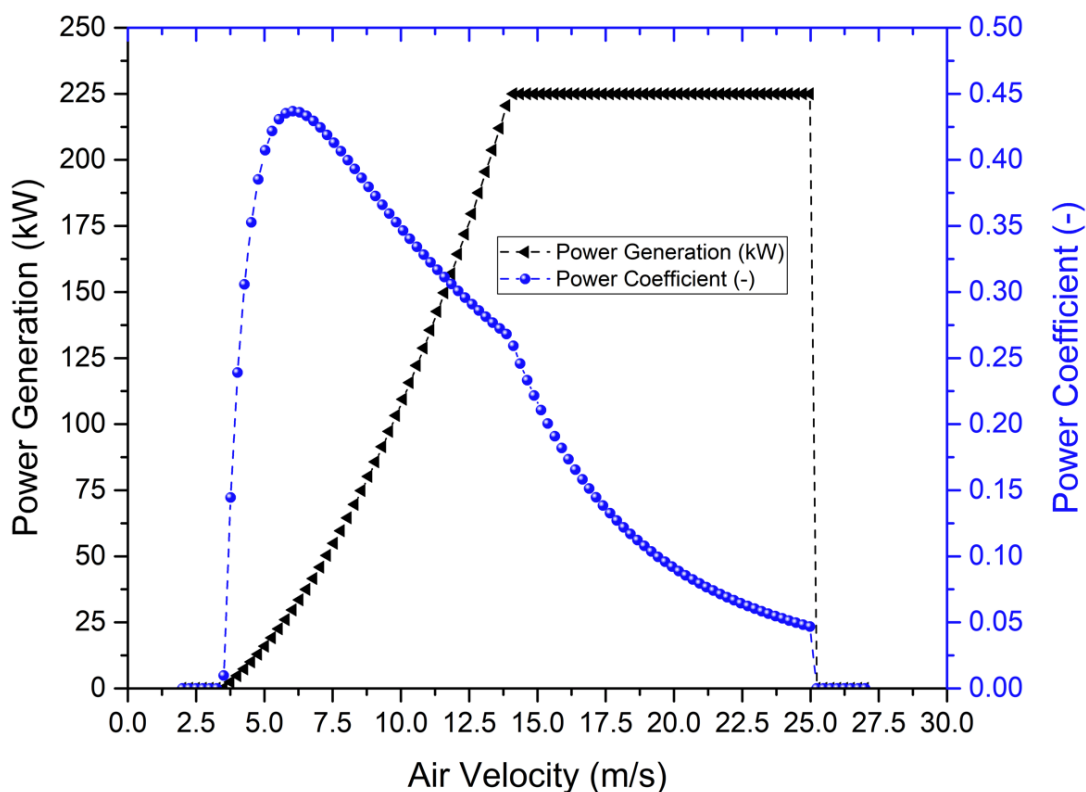


شکل ۸-۵. تاثیر تغییرات تابش نرمال مستقیم خورشید بر سطح مورد نیاز فتوولتائیک و راندمان انرژی سیستم CPV/T.

۴-۱-۵- مطالعه پارامتریک سیستم HAWT

نحوه تغییرات توان تولیدی HAWT و ضریب عملکرد آن نسبت به تغییرات سرعت هوای برخوردکننده به رتور توربین بادی در شکل ۹-۵ نمایش داده شده است. برای توربین بادی استفاده شده در توسعه سیستم انرژی تولیدچندگانه در این پژوهش، سرعت شروع به کار، سرعت اسمی و سرعت خروج از کار به ترتیب برابر $\frac{3}{5}$ ، ۱۴ و ۲۵ متربرثانیه تعریف شده است. همانطور که در شکل زیر نیز دیده می‌شود، توربین بادی با رسیدن سرعت باد به $\frac{3}{5}$ متربرثانیه، شروع به تولید توان می‌کند و ضریب عملکرد برای آن تعریف می‌شود. با افزایش سرعت باد تا سرعت اسمی (۱۴ متربرثانیه)، توان تولیدی توربین بادی پیوسته افزایش می‌یابد. در محدوده سرعت اسمی که بین ۱۴ تا ۲۵ متربرثانیه برای این مدل توربین تعریف شده است، خروجی توان توربین بادی ثابت خواهد بود و در سرعت‌های بالاتر از ۲۵ متربرثانیه، توربین بادی از محدوده عملکردی خارج

می‌شود. رفتار ضریب عملکرد اما، اندکی متفاوت از رفتار توان تولیدی توسط توربین بادی نسبت به تغییرات سرعت باد است. در ابتدا که توربین بادی وارد محدوده عملکردی می‌شود، ضریب توان جهش بزرگی می‌کند زیرا باتوجه به تعریف ضریب عملکرد HAWT، مخرج کسر با توان سوم سرعت باد رابطه مستقیم دارد درحالی که صورت کسر با توان دوم سرعت باد رابطه مستقیم دارد. بنابراین در اعداد کوچک در محدوده عملکردی سرعت باد، صورت کسر رابطه ضریب عملکرد بزرگتر خواهد بود اما با بیشتر شدن اعداد مربوط به سرعت باد، به مراتب افزایش و رشد مخرج کسر از صورت آن پیشی می‌گیرد و فاصله بیشتر می‌شود. بنابراین ضریب عملکرد ابتدا تا سرعت باد ۵/۵ متربرثانیه افزایش، و سپس کاهش می‌یابد.

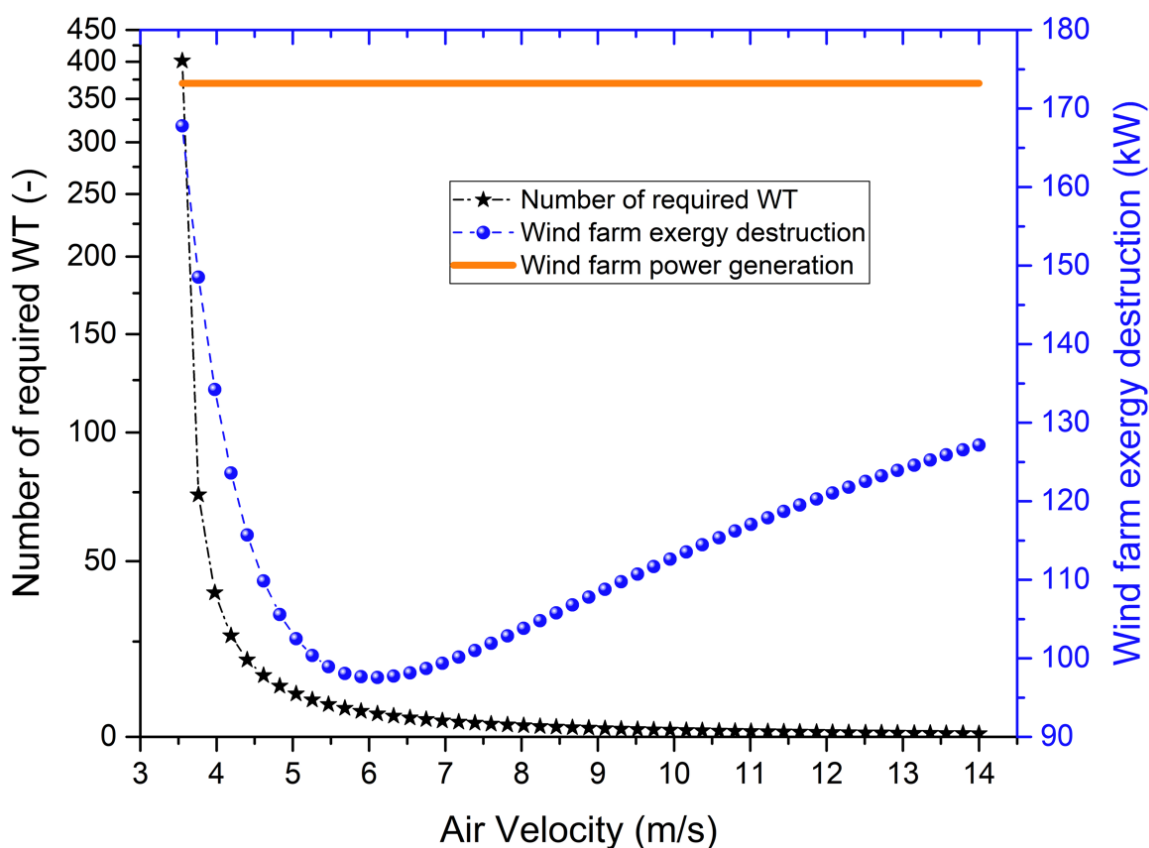


شکل ۹-۵. نحوه تغییرات توان تولیدی و ضریب عملکرد HAWT نسبت به تغییرات سرعت هوای برخوردکننده به رتور توربین بادی.

در شکل ۱۰-۵ اثر تغییر سرعت باد بر روی تعداد توربین بادی مورد نیاز و نرخ تخریب انرژی مزرعه بادی بررسی شده است. بازه تغییرات سرعت باد بین ۳/۵۵ تا ۱۴ متر بر ثانیه در نظر گرفته شده است. خط نارنجی رنگ در نمودار نشان دهنده‌ی میزان توان الکتریکی است که باید توسط WF تولید شود تا مقدار انرژی مورد نیاز برای عملکرد سیستم AAE مربوط به بخش انرژی بادی، تامین گردد. همانطور که در نمودار قابل مشاهده است، در سرعت‌های پایین به دلیل توان الکتریکی قابل دستیابی بسیار کم از توربین بادی‌ها، به تعداد توربین خیلی زیادی جهت تامین توان ۱۷۳/۲ کیلوواتی (خط نارنجی رنگ) مورد نیاز سیستم AAE نیاز است. این تعداد که در سرعت ۳/۵۵ متر بر ثانیه برابر ۴۰۲ عدد توربین بادی می‌باشد، با افزایش سرعت باد برخورد کننده به رتور توربین‌های بادی، به طور چشمگیری کاهش می‌یابد تا جایی که در سرعت ۱۲/۵ متر بر ثانیه، تنها یک عدد توربین بادی برای تامین انرژی الکتریکی ۱۷۳/۲ کیلوواتی کافی خواهد بود.

از طرف دیگر نرخ تخریب انرژی WF در مقابل سرعت‌های مختلف باد نشان داده شده است. به وضوح دیده می‌شود که در سرعت‌های پایین به دلیل توان خروجی کم توربین بادی و زیاد بودن تعداد توربین بادی مورد نیاز، بخش غالب انرژی باد ورودی به توربین اتلاف یا تخریب می‌شود. بنابراین در سرعت‌های پایین باد، نرخ تخریب انرژی بسیار بالاست؛ اما با افزایش سرعت باد همزمان با افزایش توان قابل حصول از توربین بادی و کاهش تعداد توربین بادی مورد نیاز برای تامین انرژی الکتریکی مشخص شده، میزان نرخ تخریب انرژی نیز کاهش می‌یابد. این کاهش تا سرعت ۶/۱ متر بر ثانیه که کمترین نرخ تخریب انرژی با مقدار ۹۷/۵ کیلووات در آن اتفاق می‌افتد، ادامه می‌یابد اما پس از آن افزایش سرعت باد، با افزایش نرخ تخریب انرژی WF همراه خواهد بود. دلیل این امر آن است که هرچه سرعت باد افزایش یابد، میزان انرژی و انرژی ورودی به سیستم افزایش خواهد یافت که این افزایش با توان سوم سرعت باد رابطه خطی

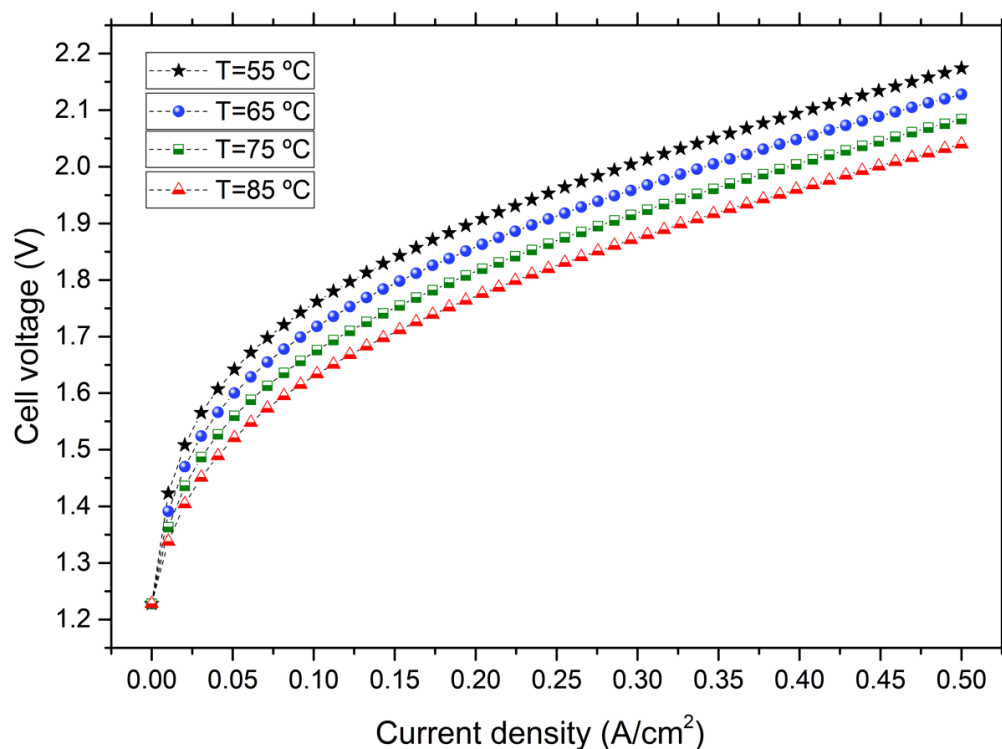
مستقیم دارد. لذا از سرعت ۶/۱ متر بر ثانیه که در آن حداقل نرخ تخریب انرژی را داریم، به بعد، شدت افزایش انرژی و انرژی ورودی جریان باد به WF، بیشتر از شدت افزایش میزان انرژی و انرژی قابل دستیابی از WF می شود. زیرا میزان کاهش در تعداد توربین بادی مورد نیاز برای تامین انرژی الکتریکی مشخص، در ابتدا دارای شدت زیادی است اما رفته رفته از شدت کاهش آن کاسته می شود. بنابراین یک نقطه بهینه در این نمودار می تواند وجود داشته باشد که در آن یک تعادل بین تعداد توربین مورد نیاز در WF برای تامین انرژی الکتریکی و نرخ تخریب انرژی WF حاصل شده باشد.



شکل ۱۰-۵. تاثیر تغییرات سرعت باد بر تعداد WT مورد نیاز در WF برای تامین انرژی الکتریکی مشخص شده و نرخ تخریب انرژی مربوط به WF.

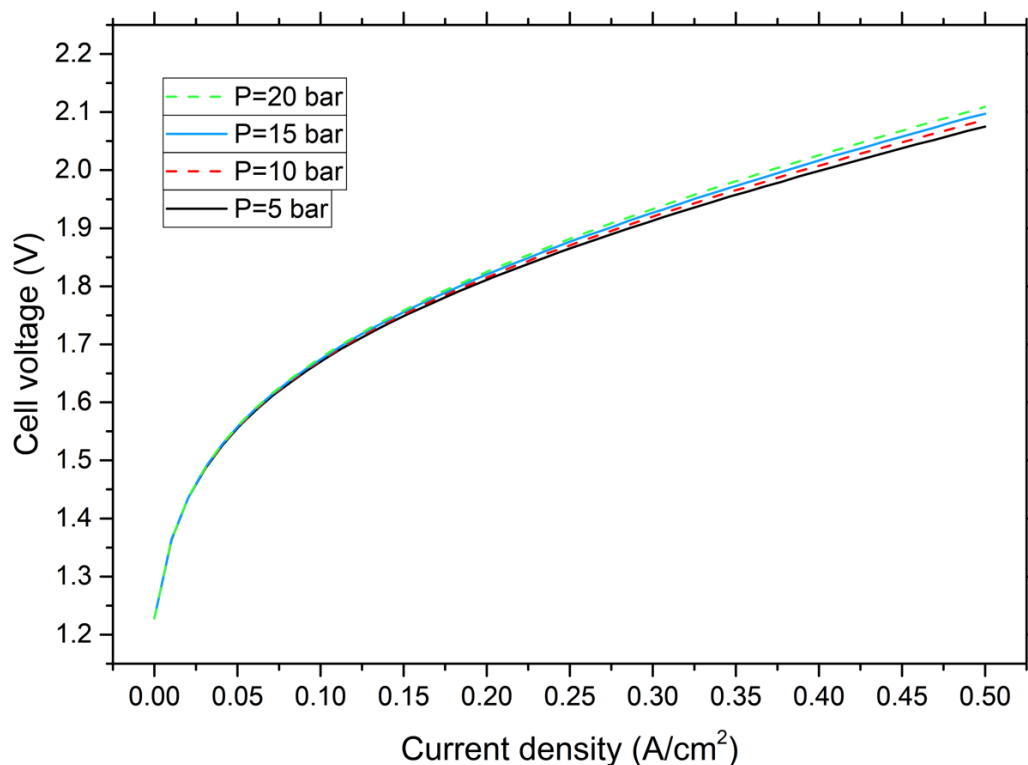
۵-۱-۵- مطالعه پارامتریک سیستم AAE

در شکل ۵-۱۱ تاثیر تغییرات چگالی جریان بر روی سلول ولتاژ در دماهای مختلف برای سیستم AAE نشان داده شده است. در چهار دمای عملکردی مختلف از قبیل ۵۵، ۶۵، ۷۵ و ۸۵ درجه سانتیگراد نحوه تاثیرپذیری ولتاژ سلول الکترولایزر نسبت به تغییرات چگالی جریان بررسی شده است. همانطور که در نمودار دیده می‌شود، افزایش چگالی جریان، پیوسته باعث افزایش ولتاژ سلول الکترولایزر می‌شود. زیرا طبق رابطه ارائه شده در بخش مدل سازی سیستم AAE، ولتاژ سلول با چگالی جریان رابطه مستقیم دارد اما این رابطه مستقیم همانطور که مشخص است، به صورت خطی نمی‌باشد. لذا با افزایش چگالی جریان، ولتاژ سلول الکترولایزر نیز افزایش می‌یابد. مطابق نمودار ارائه شده در شکل ۵-۱۱، مشخص است که دمای عملکردی سیستم AAE با ولتاژ سلول الکترولایزر رابطه معکوس دارد. یعنی دمای عملکردی پایین تر، ولتاژ سلول در یک چگالی جریان یکسان، بیشتر خواهد بود. در نتیجه بالاترین منحنی در نمودار گزارش شده، مربوط به پایین ترین دمای عملکردی بررسی شده، یعنی ۵۵ درجه سانتیگراد می‌باشد و پس از آن به ترتیب منحنی دماهای عملکردی ۶۵، ۷۵ و ۸۵ درجه سانتیگراد قرار گرفته‌اند.



شکل ۵-۱۱. تاثیر تغییرات چگالی جریان بر روی ولتاژ سلول الکترولایزر در دماهای عملیاتی متفاوت برای سیستم AAE.

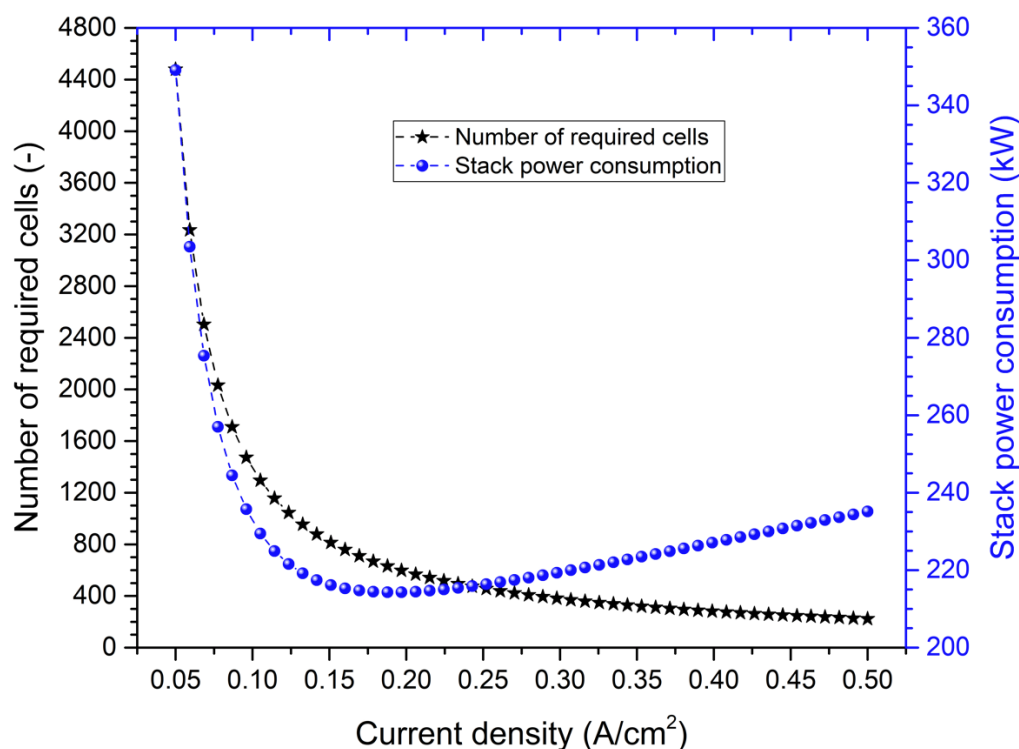
در شکل ۵-۱۲ به بررسی اثر تغییرات چگالی جریان بر روی ولتاژ سلول الکترولایزر در فشارهای عملیاتی مختلف پرداخته شده است. همانطور که از نمودار نیز دریافت می‌شود، تاثیر فشار عملکردی بر ولتاژ سلول الکترولایزر بسیار کمتر از تاثیر دمای عملکردی سیستم AAE می‌باشد. در این شکل چهار فشار عملکردی ۵، ۱۰، ۱۵ و ۲۰ بار برای سیستم AAE در نظر گرفته شده است و منحنی‌های مربوط به اثرپذیری ولتاژ سلول از تغییرات چگالی جریان برای آن‌ها رسم شده است. همانطور که دیده می‌شود در یک چگالی جریان ثابت، بالاترین منحنی مربوط به بالاترین فشار عملکردی یعنی ۲۰ بار می‌باشد که این بیانگر آن است که فشار عملکردی سیستم AAE نیز همانند دما رابطه مستقیمی با ولتاژ سلول الکترولایزر دارد. اگر چه تاثیر دمای عملکردی بر ولتاژ سلول، قابل توجه‌تر نسبت به فشار عملکردی سیستم AAE می‌باشد.



شکل ۱۲-۵. اثر تغییرات چگالی جریان بر روی ولتاژ سلول الکترولایزر در فشارهای عملیاتی مختلف برای سیستم AAE.

شکل ۱۳-۵ نیز برای بررسی تاثیر چگالی جریان بر تعداد سلول الکترولایزر مورد نیاز و مصرف توان استک الکترولایزر آورده شده است. همانطور که پیش تر ذکر شد، سیستم AAE برای تولید هیدروژن با نرخ جریان ثابت ۰/۵۵ مول بر ثانیه طراحی شده است. لذا مطابق با آنچه در نمودار دیده می شود، تعداد سلول الکترولایزر برای تولید ۰/۵۵ مول بر ثانیه هیدروژن محاسبه شده است. که در سوی دیگر توان مصرفی سیستم AAE برای تولید مقدار ثابت هیدروژن نیز دیده می شود. با توجه به شکل مشخص است که در چگالی های جریان پایین، نیاز به تعداد سلول الکترولایزر بسیار زیاد برای تولید مقدار تعیین شده هیدروژن می باشد که به همان نسبت توان مصرفی مورد نیاز سیستم نیز افزایش خواهد داشت. با بیشتر شدن چگالی جریان، تعداد سلول الکترولایزر برای تولید هیدروژن معین شده، به طور پیوسته کاهش خواهد داشت. در سوی دیگر میزان توان مصرفی سیستم AAE دیده می شود که پارامتر تعیین کننده برای مقدار چگالی

جریان بهینه در این سیستم می‌باشد. زیرا تا چگالی جریان حدود ۰/۱۹، میزان توان مصرفی استک الکترولایزر کاهش می‌یابد اما پس از آن، افزایش چگالی جریان با افزایش توان مصرفی استک همراه خواهد بود. دلیل این موضوع آن است که از چگالی جریان ۰/۱۹ به بعد، شدت کاهش تعداد سلول الکترولایزر مورد نیاز، کاهش می‌یابد و همزمان با افزایش چگالی جریان، افزایش ولتاژ سلول و در نتیجه افزایش توان مصرفی سیستم AAE را خواهیم داشت. بنابراین نیاز است تا یک برهم‌کنش متعادل از این پارامترها برای طراحی سیستم AAE در نظر گرفته شود که بهترین عملکرد سیستم را به همراه داشته باشد.



شکل ۱۳-۵. نحوه تغییرات تعداد سلول‌های مورد نیاز و مصرف توان استک الکترولایزر نسبت به تغییرات چگالی جریان برای سیستم AAE.

۵-۲- جمع‌بندی و نتیجه‌گیری

استفاده از منابع انرژی تجدیدپذیر برای تولید انرژی، فناوری‌های جذب و ذخیره‌سازی کربن و سیستم‌های انرژی تولیدچندگانه کارآمد که در راستای اهداف توسعه پایدار سیستم‌های

انرژی می‌باشند، به طور برجسته توسط محققان پیشنهاد شده است. به همین منظور در این پژوهش یک سیستم انرژی تولیدچندگانه پایدار و سبز مبتنی بر پیل سوختی اکسید جامد و توربین گاز (SOFC-GT) به همراه فرآیند جذب و ذخیره‌سازی دی‌اکسیدکربن (CCS) متشکل از زیرسیستم‌های سیکل رنکین آلی با مبدل حرارتی داخلی (ORC-IHE)، سیکل گازی سازی مجدد گاز طبیعی مایع‌شده (LNGRC)، سیکل تبرید جذبی (ARC) آب-لیتیوم‌برماید، فتوولتائیک/حرارتی با متمرکزکننده (CPV/T)، مزرعه بادی (WF) و الکترولایزر قلیایی پیشرفته (AAE)، طراحی، توسعه و مدل‌سازی شده است. سیستم انرژی ارائه شده در این پژوهش به طور همزمان قادر به تولید توان الکتریکی، سرمایش، آب گرم، دی‌اکسیدکربن، هیدروژن و اکسیژن می‌باشد. در شرایط عملکردی تعریف شده، سیستم پیشنهادی قادر به تولید بالغ بر ۳۵۲ کیلووات توان الکتریکی، ۱۴۱ کیلووات بار سرمایشی، ۲/۲ کیلوگرم برثانیه آب گرم خانگی با دمای ۷۵ درجه سانتیگراد، ۰/۴۷۳ مول برثانیه CO₂، ۰/۵۵ مول برثانیه هیدروژن سبز و ۰/۲۷۵ مول برثانیه اکسیژن می‌باشد. در این سیستم انرژی، یک بخش تولید انرژی از منابع تجدیدپذیر باد و خورشید جهت تغذیه سیستم AAE طراحی شده است تا هیدروژن تولیدی موسوم به هیدروژن سبز (GE) جهت افزایش توان تولیدی سیستم، با تزریق به پس‌سوز ۱ (AB1)، مورد استفاده قرار گیرد. علاوه بر این اکسیژن تولید شده در فرآیند الکترولیز آب نیز، به پس‌سوز ۲ (AB2) تزریق می‌شود تا در آنجا گازهای CO و H₂ موجود در جریان خروجی آند SOFC، طی واکنش احتراق کامل، به گازهای CO₂ و H₂O تبدیل شوند.

با شرایط عملکردی تعریف شده برای این سیستم انرژی تولیدچندگانه، راندمان کل انرژی و انرژی به ترتیب برابر با ۵۷/۹۴٪ و ۳۲/۲۲٪ خواهد بود. از آنجا که منابع تجدیدپذیر باد و خورشید ذاتاً تصادفی و غیرقابل پیش‌بینی هستند، توان تولیدی توسط سیستم‌های یکپارچه شده CPV/T و WF، ۱۰ درصد بیشتر از توان مورد نیاز برای عملکرد سیستم AAE در نظر گرفته شده است تا بخشی از این مسئله عدم قطعیت پوشش داده شود. نرخ جریان مولی هیدروژن

تزریق شده به پس‌سوز ۱، برابر ۰/۵ مول بر ثانیه است در حالی که سیستم AAE برای تولید هیدروژن با جریان ۰/۵۵ مول بر ثانیه (۱۰٪ بیشتر از مقدار تعیین شده برای استفاده در پس‌سوز ۱) طراحی شده است تا مسئله عدم تامین هیدروژن به دلیل تغذیه بار الکتریکی سیستم AAE از منابع تجدیدپذیر، تا حدودی پوشش داده شود. توان تولیدی توسط سیستم CPV/T و WF مجموعاً برابر ۲۴۷/۵ کیلووات است که ۷۰٪ آن توسط WF و مابقی توسط سیستم CPV/T تامین می‌شود. اختصاص دادن سهم بیشتر تامین توان مصرفی سیستم AAE به WF، به دلیل نرخ تخریب انرژی بالای سیستم CPV/T در مقادیر بالای تولید توان الکتریکی می‌باشد.

برای تعیین کیفیت عملکرد زیرسیستم‌ها و اجزای مختلف تشکیل دهنده‌ی آن‌ها یک آنالیز انرژی بر روی سیستم انجام شده است. مطابق با نتایج بدست آمده، بیشترین نرخ تخریب انرژی در سیستم CPV/T با مقدار ۵۴۰ کیلووات رخ داده است که ۵۲/۶۹٪ از کل نرخ تخریب انرژی را به خود اختصاص داده است. بنابراین جایگزینی یک سیستم تولید انرژی سبز دیگر با سیستم CPV/T می‌تواند به بهبود عملکرد کلی سیستم از دیدگاه انرژی کمک کند. در رتبه‌های بعدی بیشترین نرخ تخریب انرژی به ترتیب سیستم‌های SOFC، WF و AAE قرار دارند. باقی سیستم‌های انرژی در مقایسه با این سیستم‌ها، نرخ تخریب انرژی پایینی دارند؛ بنابراین برای بهبود کلی سیستم انرژی توسعه داده شده از دیدگاه انرژی، باید توجه بیشتری برای بهبود عملکرد سیستم‌های فوق‌الذکر صورت گیرد.

از مطالعه‌ی پارامتریک سیستم انرژی تولیدچندگانه توسعه داده شده نیز نتایج ارزشمندی حاصل شده است که برخی از آن‌ها در زیر خلاصه شده است:

- ۱- سیستم SOFC در محدوده دمای عملکردی ۶۲۵ درجه سانتیگراد، بیشترین توان خروجی خالص را بدست می‌دهد.

۲- افزایش چگالی جریان سیستم SOFC در محدوده مجاز آن، موجب افزایش توان خروجی خالص کل سیستم، ظرفیت سرمایش و نرخ جذب CO₂، به واسطه افزایش نرخ جریان- های جرمی می شود.

۳- افزایش دمای کندانسور در سیستم ORC-IHE به طور پیوسته سبب کاهش توان خروجی خالص سیستم ORC-IHE و LNGRC می شود.

۴- افزایش تابش نرمال مستقیم در سیستم CPV/T به طور همزمان منجر به افزایش راندمان سیستم و کاهش سطح PV مورد نیاز برای تامین توان معین شده، می شود.

۵- اگر چه بیشترین توان الکتریکی تولیدی WT در سرعت اسمی آن اتفاق می افتد، اما بیشترین ضریب عملکرد WT که به معنای بهترین عملکرد از دیدگاه انرژی و انرژی می باشد، در سرعت های پایین تر از سرعت اسمی اتفاق می افتد که نیاز است بررسی شود.

۶- افزایش چگالی جریان در سیستم AAE در محدوده مجاز آن، باعث افزایش ولتاژ سلول الکترولایزر و کاهش نیاز به تعداد سلول الکترولایزر می شود. اما از طرفی افزایش چگالی جریان به معنای افزایش توان مصرفی سیستم AAE می باشد. بنابراین باید با فراهم کردن یک تعادل بین پارامترهای چگالی جریان و تعداد سلول الکترولایزر مورد نیاز، به کمترین میزان توان مصرفی سیستم AAE دست یافت.

۷- دما عملیاتی در سیستم AAE، با ولتاژ سلول الکترولایزر رابطه معکوس دارد در حالی که فشار عملیاتی در این سیستم، با ولتاژ سلول الکترولایزر رابطه مثبت مستقیم دارد. یعنی در محدوده مجاز، هرچه دمای عملکردی این سیستم پایین تر و فشار عملیاتی آن بیشتر باشد، ولتاژ سلول الکترولایزر بیشتر خواهد بود. البته شدت اثرگذاری پارامتر دما بسیار بیشتر از شدت اثرگذاری پارامتر فشار می باشد.

- [1] Al-Khori K, Bicer Y, Boulfrad S, Koc M, Techno-economic and environmental assessment of integrating SOFC with a conventional steam and power system in a natural gas processing plant, *International Journal of Hydrogen Energy*, 44 (2019) 604-617.
- [2] Moghimi M, Emadi M, Akbarpoor AM, Mollaei M. Energy and exergy investigation of a combined cooling, heating, power generation, and seawater desalination system. *Appl Therm Eng* 140 (2018) 814-827.
- [3] Chitgar N, Moghimi M, Design and evaluation of a novel multi-generation system based on SOFC-GT for electricity, fresh water and hydrogen production, *Energy* 197 (2020) 117162.
- [4] Ranjbar F, Chitsaz A, Mahmoudi S.M.S, Khalilarya S, Rosen M, Energy and exergy assessments of a novel trigeneration system based on a solid oxide fuel cell, *Energy Convers and Manag* 87 (2014) 318–327.
- [5] Pade L-L, Schröder ST. Fuel cell based micro-combined heat and power under different policy frameworks–An economic analysis. *Energy Convers Manag* 66 (2013) 295-303.
- [6] Commission European. A roadmap for moving to a competitive low carbon economy in 2050. COM 2011;112:2011.
- [7] EU JRC JRC-IET SETIS. Update of the technology map for the SET-Plan. European Strategic Energy Technology Plan; 2011.
- [8] Cottrell CA, Grasman SE, Thomas M, Martin KB, Sheffield JW. Strategies for stationary and portable fuel cell markets. *Int J Hydrog Energy* 2011;36:7699–975.
- [9] Chan SH, Ho HK, Tian Y. Multi-level modeling of SOFC-gas turbine hybrid system. *Int J Hydrogen Energy* 2003;28:889-900.
- [10] Calise F, Dentice d'Accadia M, Palombo A, Vanoli L. Simulation and exergy analysis of a hybrid solid oxide fuel cell (SOFC)-Gas turbine system. *Energy* 2006;31:3278-99.
- [11] Rokni M. Thermodynamic analysis of an integrated solid oxide fuel cell cycle with a rankine cycle. *Energy Convers Manag* 2010;51:2724-32.
- [12] Wang J, Yan Z, Ma S, Dai Y. Thermodynamic analysis of an integrated power generation system driven by solid oxide fuel cell. *Int J Hydrogen Energy* 2012;37:2535-45.
- [13] Ebrahimi M, Moradpoor I. Combined solid oxide fuel cell, micro-gas turbine and organic Rankine cycle for power generation (SOFC-MGT-ORC). *Energy Convers Manag* 2016;116:120-33.
- [14] Menon V, Banerjee A, Dailly J, Deutschmann O. Numerical analysis of mass and heat transport in proton-conducting SOFCs with direct internal reforming. *Appl Energy* 2015;149:161–75.
- [15] Godula-Jopek A, Stolten D, *Hydrogen Production: by Electrolysis*, John Wiley & Sons; (2015).
- [16] *Renewable Hydrogen Technologies - Production, Purification, Storage, Applications and Safety*, Elsevier Science (2013).
- [17] J. Yan, O.A. Broesicke, D. Wang, D. Li, J.C. Crittenden, Parametric life cycle assessment for distributed combined cooling, heating and power integrated with solar energy and energy storage, *J. Clean. Prod.* 250 (2020) 119483.
- [18] S.M. Alirahmi, S.R. Dabbagh, P. Ahmadi, S. Wongwises, Multi-objective design optimization of a multi-generation energy system based on geothermal and solar energy, *Energy Convers. Manag.* 205 (2020) 112426.
- [19] S.M. Alirahmi, M. Rostami, A.H. Farajollahi, Multi-criteria design optimization and thermodynamic analysis of a novel multi-generation energy system for hydrogen, cooling, heating, power, and freshwater, *Int. J. Hydrogen Energy* 45 (2020) 15047–15062.
- [20] A. Razmi, M. Soltani, F.M. Kashkooli, L. Garousi Farshi, Energy and exergy analysis of an environmentally-friendly hybrid absorption/recompression refrigeration system, *Energy Convers. Manag.* 164 (2018) 59–69.
- [21] S. Saeidi, S.M.S. Mahmoudi, H. Nami, M. Yari, Energy and exergy analyses of a novel near zero emission plant : combination of MATIANT cycle with gasification unit, *Appl. Therm. Eng.* 108 (2016).
- [22] S.M. Babaei, A.R. Razmi, M. Soltani, J. Nathwani, Quantifying the effect of nanoparticles addition to a hybrid absorption/recompression refrigeration cycle, *J. Clean. Prod.* 260 (2020) 121084.
- [23] Wang H, Ang BW. Assessing the role of international trade in global CO2 emissions: an index decomposition analysis approach. *Appl Energy* 2018;218:146–58.
- [24] Ou Y, Shi W, Smith S, Ledna C, West J, Nolte C, et al. Estimating environmental cobenefits of U.S. low-carbon pathways using an integrated assessment model with state-level resolution. *Appl Energy* 2018;216:482–93.

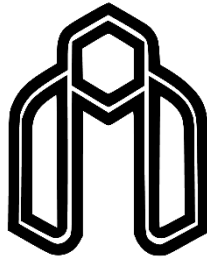
- [25] Larminie, J., Dicks, A. and McDonald, M.S. (2003) *Fuel Cell Systems Explained*. John Wiley, New York.
- [26] Williams, M.C. (2007) Solid oxide fuel cells: fundamentals to systems. *Fuel Cells*, 7 (1), 78–85.
- [27] US Department of Energy (2004) *Fuel Cell Handbook* (7th edition). DOE/NETL, Morgantown.
- [28] Singhal, S.C. and Dokiya, M. (2003) Solid Oxide Fuel Cells VIII. The Electrochemical Society Proceedings, Pennington, NJ, PV2003-07.
- [29] Birgersson, K.E., Balaya, P., Chou, S.K. and Yan, J. (2012) Energy solutions for a sustainable world. *Applied Energy*, 90, 1–2.
- [30] Richards, G.A., McMillian, M.M., Gemmen, R.S., Rogers, W.A. and Cully, S.R. (2001) Issues for low-emission, fuel-flexible power systems. *Progress in Energy and Combustion Science*, 27, 141–169.
- [31] Veyo, S., Shockling, L.A., Dederer, J.T., Gillett, J.E. and Lundberg, W.L. (2002) Tubular solid oxide fuel cell/gas turbine hybrid cycle power systems: Status. *Journal of Engineering for Gas Turbines and Power*, 124, 845–849.
- [32] Lilley, P.D., Erdle, E. and Gross F. (1989) Market Potential of SOFC. Report No. EUR 12249 EN. CEC, Luxembourg.
- [33] Rokni, M. (1993) Introduction of a fuel cell into a combined cycle: a competitive choice for future cogeneration. In the 7th Congress & Exposition on Gas Turbines in Cogeneration and Utility Industrial and Independent Power Generation, Bournemouth, England. 09/21-23/93 1993, pp. 255–261.
- [34] Park, S.K., Oh, K.S. and Kim, T.S. (2007) Analysis of the design of a pressurized SOFC hybrid system using a fixed gas turbine design. *Journal of Power Sources*, 170 (1), 130–139.
- [35] Lundberg, W.L., Israelson, G.A., Moritz, R.R., Veyo, S.E., Holmes, R.A., Zafred, P.R., King, J.E. and Kothmann, R.E. (2000) Pressurized Solid Oxide Fuel Cell/Gas Turbine Power System. Federal Energy Technology Center, Morgantown, WV; Federal Energy Technology Center, Pittsburgh, PA.
- [36] Otanicar TP, Theisen S, Norman T, Tyagi H, Taylor RA. Envisioning advanced solar electricity generation: parametric studies of CPV/T systems with spectral filtering and high temperature PV. *Appl Energy* 2015;140(C):224-33.
- [37] Kazem HA. Energy and exergy analyses on water based photovoltaic thermal (PVT) collector with spiral flow absorber. In: International conference on energy systems, environment; 2013. p. 70-4. 978-960-474-338-4.
- [38] Dubey S, Tiwari GN. Thermal modeling of a combined system of photovoltaic thermal (PV/T) solar water heater. *Sol Energy* 2008;82(7):602-12.
- [39] Chow TT. A review on photovoltaic/thermal hybrid solar technology. *Appl Energy* 2010;87:365–79.
- [40] Tyagi VV, Kaushik SC, Tyagi SK. Advancement in solar photovoltaic/thermal (PV/T) hybrid collector technology. *Renew Sustain Energy Rev* 2012;16:1383–98.
- [41] Chemisana D. Building integrated concentrating photovoltaics: a review. *Renew Sustain Energy Rev* 2011;15:603–11.
- [42] Evans DL, Facinelli WA, Otterbein RT. Combined photovoltaic/thermal system studies. Tempe, AZ: Arizona State University; 1978.
- [43] Gibart C. Study of and tests on a hybrid photovoltaic–thermal collector using concentrated sunlight. *Sol Cells* 1981;4(1):71–89.
- [44] Nakata Y, Kobe T, Shibuya N., Machida T, Takemoto T, Tsuji T. A 30 kWp concentrating photovoltaic/thermal hybrid system application. In: Proceedings of the IEEE 16th photovoltaic specialists conference; September 1982. p. 993–8.
- [45] P. Buffet, Hybrid thermal and photovoltaic concentration collector, In: Proceedings of EC contractors' meeting: Volume 3—Photovoltaic power generation; November 1982. pp. 251–256.
- [46] Yang F, Wang H, Zhang X, Tian W, Hua Y, Dong T. Design and experimental study of a cost-effective low concentrating photovoltaic/thermal system. *Sol Energy* 2018;160:289–96.
- [47] Renno C, Petito F. Experimental and theoretical model of a concentrating photovoltaic and thermal system. *Energy Convers Manage* 2016;126:516–25.
- [48] M. Herrando, C.N. Markides, K. Hellgardt, A UK-based assessment of hybrid PV and solar-thermal systems for domestic heating and power: system performance, *Appl. Energy* 122 (2014) 288–309.
- [49] R. Santbergen, C.C.M. Rindt, H.A. Zondag, R.J.C. van Zolingen, Detailed analysis of the energy yield of systems with covered sheet-and-tube PVT collectors, *Sol. Energy* 84 (2010) 867–878.
- [50] S.A. Kalogirou, Y. Tripanagnostopoulos, Hybrid PV/T solar systems for domestic hot water and electricity production, *Energy Convers. Manag.* 47 (2006) 3368–3382.

- [51] M. Bakker, H.A. Zondag, M.J. Elswijk, K.J. Strootman, M.J.M. Jong, Performance and costs of a roof-sized PV/thermal array combined with a ground coupled heat pump, in: *Sol. Energy*, Pergamon, 2005, pp. 331-339.
- [52] E. Bertram, J. Glembin, G. Rockendorf, Unglazed PVT collectors as additional heat source in heat pump systems with borehole heat exchanger, in: *Energy Procedia*, Elsevier Ltd, 2012, pp. 414-423.
- [53] J. Ruschenburg, S. Herkel, H.M. Henning, A statistical analysis on marketavailable solar thermal heat pump systems, *Sol. Energy* 95 (2013) 79-89.
- [54] Trevor M. Letcher, *Wind Energy Engineering, A Handbook for Onshore and Offshore Wind Turbines*, 2017, Elsevier.
- [55] Enel Green Power, the platform dedicated to renewables, Renewable energies, Wind farm. <https://www.enelgreenpower.com/learning-hub/renewable-energies/wind-energy/wind-farm>.
- [56] Kotowicz, J., Jurczyk, M., Wecel, D., Ogulewicz, W.: Analysis of hydrogen production in alkaline electrolyzers. *J. Power Technol.* (2016) 96(3), 149-156.
- [57] Brey J, Carazo A, Brey R. Exploring the marketability of fuel cell electric vehicles in terms of infrastructure and hydrogen costs in spain. *Renew Sustain Energy Rev* 2018;82:2893-9.
- [58] Tsujimura T, Suzuki Y. The utilization of hydrogen in hydrogen/diesel dual fuel engine. *Int J Hydrogen Energy* 2017;42(19):14019-29.
- [59] Yilanci A, Dincer I, Ozturk HK. A review on solar-hydrogen/fuel cell hybrid energy systems for stationary applications. *Prog Energy Combust Sci* 2009;35(3):231-44.
- [60] Dincer I, Ratlamwala TAH. Development of novel renewable energy based hydrogen production systems: a comparative study. *Energy Convers Manage* 2013;72:77-87.
- [61] Dali M, Belhadj J, Roboam X. Hybrid solar wind system with battery storage operating in grid connected and standalone mode: control and energy management experimental investigation. *Energy* 2010;35:2587-95.
- [62] Kaabeche A, Belhamel M, Ibtouen R. Sizing optimization of grid-independent hybrid photovoltaic/wind power generation system. *Energy* 2011;36:1214-22.
- [63] Dufo-Lopez R, Bernal-Agustin JL, Contreras J. Optimization of control strategies for stand alone renewable energy systems with hydrogen storage. *Renew Energy* 2007;32(7):1102-26.
- [64] Garcia P, Torreglosa JP, Fernandez LM, Jurado F. Optimal energy management system for stand-alone wind turbine/photovoltaic/hydrogen/battery hybrid system with supervisory control based on fuzzy logic. *Int J Hydrogen Energy* 2013;38(33):14146-58.
- [65] David M, Ocampo-Martínez C, Sánchez-Peña R. Advances in alkaline water electrolyzers: a review. *J Energy Storage* 2019;23:392-403.
- [66] FuelCellToday. Water electrolysis & renewable energy systems; 2013.
- [67] Ursua A, Gandi 'a LM, Sanchis P. Hydrogen production from water electrolysis: current status and future trends. *Proc IEEE* 2012;100(2):410-26.
- [68] Bertuccioli L, Chan A, Hart D, Lehner F, Madden B, Standen E. Development of water electrolysis in the European Union. FCH JU funded studies. Cambridge (UK): element energy, Lausanne (CH). E4tech Sarl; 2014.
- [69] Lehner M, Tichler R, Steinmu" ller H, Koppe M. Power-to-gas: technology and business model. Cham (Switzerland): Springer; 2014.
- [70] Gahleitner G. Hydrogen from renewable electricity: an international review of power-to-gas pilot plants for stationary applications. *Int J Hydrogen Energy* 2013;38(5):2039-61.
- [71] Divisek J. Water electrolysis in low- and medium-temperature regime. In: Wendt H, editor. *Electrochemical hydrogen technologies-electrochemical production and combustion of hydrogen*. Oxford: Elsevier, 1990.
- [72] Ulleberg O., Modeling of advanced alkaline electrolyzers: a system simulation approach, *International Journal of Hydrogen Energy* 28 (2003) 21-33.
- [73] Wendt H, Plzak H. Hydrogen production by water electrolysis. *Kerntechnik* 1991;56(1):22-8.
- [74] Đukić, A.; Firak, M. Hydrogen Production Using Alkaline Electrolyzer and Photovoltaic (PV) Module. *Int. J. Hydrog. Energy* 2011, 36, 7799-7806.
- [75] LeRoy, R.L. The Thermodynamics of Aqueous Water Electrolysis. *J. Electrochem. Soc.* 1980, 127, 1954.
- [76] Haug, P.; Koj, M.; Turek, T. Influence of Process Conditions on Gas Purity in Alkaline Water Electrolysis. *Int. J. Hydrog. Energy* 2017, 42, 9406-9418.
- [77] Haug, P.; Kreitz, B.; Koj, M.; Turek, T. Process Modelling of an Alkaline Water Electrolyzer. *Int. J. Hydrog. Energy* 2017, 42, 15689-15707.

- [78] Dong L, Liu H, Riffat S. Development of small-scale and micro-scale biomass-fueled CHP systems – a literature review. *Appl Therm Eng* 2009;29:2119–26.
- [79] Franco A, Villani M. Optimal design of binary cycle power plants for water-dominated, medium-temperature geothermal fields. *Geothermics* 2009;38:379–91.
- [80] Delgado-Torres AM, García-Rodríguez L. Preliminary design of seawater and brackish water reverse osmosis desalination systems driven by low-temperature solar organic Rankine cycles (ORC). *Energy Convers Manag* 2010;51:2913–20.
- [81] Nguyen TQ, Slawnowwhite JD, Boulama KG. Power generation from residual industrial heat. *Energy Convers Manag* 2010;51:2220–9.
- [82] Tian H, Shu G, Wei H, Liang X, Liu L. Fluids and parameters optimization for the organic Rankine cycles (ORCs) used in exhaust heat recovery of Internal Combustion Engine (ICE). *Energy* 2012;47:125–36.
- [83] Quoilin, S., Van Den Broek, M., Declaye, S., Dewallef, P., Lemort, V., Technoeconomic survey of organic rankine cycle (ORC) systems. *Renew. Sustain. Energy Rev.* (2013) 22 168-186.
- [84] Park B, Usman M, Imran M, Pesyridis A. Review of organic Rankine cycle experimental data trends. *Energy Convers Manage* (2018) 173 679–91.
- [85] Algieri, A., Morrone, P., Comparative energetic analysis of high-temperature subcritical and transcritical Organic Rankine Cycle (ORC). A biomass application in the Sibari district. *Appl. Therm. Eng.* (2012) 36 236-244.
- [86] Chenghu Zhang, Jiyou Lin, Yufei Tan. A theoretical study on a novel combined organic Rankine cycle and ejector heat pump. *J. Energy.* 176 (2019) 81-90.
- [87] T.C. Hung, T.Y. Shai, S.K. Wang, A review of organic Rankine cycle (ORCs) for the recovery of low-grade waste heat, *Energy* 22 (1997) 661-667.
- [88] L. Dong, H. Liu, S. Riffat, Development of small-scale and micro-scale biomass-fueled CHP systems-A literature review, *Appl. Therm. Eng.* 29 (2009) 2119–2126.
- [89] M. Preißinger, F. Heberle, D. Brüggemann. Thermodynamic analysis of double-stage biomass fired Organic Rankine Cycle for micro-cogeneration. *Int. J. energy Res.*, 31 (2012) 944-952.
- [90] B.F. Tchanche, G. Papadakis, G. Lambrinos, A. Frangoudakis, Fluid selection for a low-temperature solar organic Rankine cycle, *Appl. Therm. Eng.* 29 (2009) 2468–2476.
- [91] A. Franco, Power production from a moderate temperature geothermal resource with regenerative Organic Rankine Cycles, *Energy Sustain. Rev.* 15 (2011) 411–419.
- [92] Tchanche BF, Pétrissans M, Papadakis G. Heat resources and organic Rankine cycle machines. *Renew. Sustain. Energy Rev.* (2014) 39 1185-1199.
- [93] Quoilin, S., Van Den Broek, M., Declaye, S., Dewallef, P., Lemort, V., Technoeconomic survey of organic rankine cycle (ORC) systems. *Renew. Sustain. Energy Rev.* (2013) 22 168-186.
- [94] Dincer I., Ratlamwala A.H., Integrated absorption refrigeration systems, Comparative energy and exergy analyses, Springer (2016).
- [95] Domingues A, Matos HA, Pereira PM, Novel integrated system of LNG regasification / electricity generation based on a cascaded two-stage Rankine cycle, with ternary mixtures as working fluids and seawater as hot utility, *Energy* (2022), 121972.
- [96] Baxter L., Hoeger C., Stitt K., Burt S., Baxter A., Cryogenic Carbon Capture™ (CCC) Status Report, 15th International Conference on Greenhouse Gas Control Technologies, GHGT-15 (2021).
- [97] Dincer I., Bicer Y., Integrated energy systems for multigeneration, Chapter 4 - Integration of conventional energy systems for multigeneration, Elsevier (2020).
- [98] Park SK, Kim TS, Sohn JL, Lee YD. An integrated power generation system combining solid oxide fuel cell and oxy-fuel combustion for high performance and CO₂ capture. *Appl Energy* 2011;88:1187–96.
- [99] Mclarty D, Brouwer J, Samuelsen S. Hybrid fuel cell gas turbine system design and optimization. *J. Fuel Cell Sci. Technol.* 2013;10:1–11.
- [100] Song TW, Sohn JL, Kim TS, Ro ST. Performance characteristics of a MW-class SOFC/GT hybrid system based on a commercially available gas turbine. *J. Power Sources* 2006;158:361–7.
- [101] Bakalis DP, Stamatis AG. Incorporating available micro gas turbines and fuel cell: matching considerations and performance evaluation. *Appl Energy* 2013;103:607–17.
- [102] Caliandro P, Tock L, Ensinas AV, Marechal F. Thermo-economic optimization of a solid oxide fuel cell-gas turbine system fuelled with gasified lignocellulosic biomass. *Energy Convers Manage* 2014;85:764–73.
- [103] Sigurjonsson HÆ, Clausen LR. Solution for the future smart energy system: A polygeneration plant based on reversible solid oxide cells and biomass gasification producing either electrofuel or power. *Appl Energy* 2018;216:323–37.

- [104] De Lorenzo G, Fragiocomo P. Energy analysis of an SOFC system fed by syngas. *Energy Convers Manage* 2015;93:175–86.
- [105] Mehr AS, Mahmoudi SMS, Yari M, Chitsaz A. Thermodynamic and exergoeconomic analysis of biogas fed solid oxide fuel cell power plants emphasizing on anode and cathode recycling: A comparative study. *Energy Convers Manage* 2015;105:596–606.
- [106] Shayan E, Zare V, Mirzaee I. On the use of different gasification agents in a biomass fueled SOFC by integrated gasifier: a comparative exergo-economic evaluation and optimization. *Energy* 2019;171:1126–38.
- [107] Becker WL, Braun RJ, Penev M, Melaina M. Design and technoeconomic performance analysis of a 1 MW solid oxide fuel cell polygeneration system for combined production of heat, hydrogen, and power. *J Power Sources* 2012;200:34–44.
- [108] Perdikaris N, Panopoulos KD, Hofmann P, Spyarakis S, Kakaras E. Design and exergetic analysis of a novel carbon free tri-generation system for hydrogen, power and heat production from natural gas, based on combined solid oxide fuel and electrolyser cells. *Int J Hydrogen Energy* 2010;35(6):2446–56.
- [109] Yang X, Zhao H, Hou Q. Proposal and thermodynamic performance study of a novel LNG-fueled SOFC-HAT-CCHP system with near-zero CO₂ emissions, 45 (2020) 691-706.
- [110] You H, Han J, Liu Y, Chen C, Ge Y. 4E analysis and multi-objective optimization of a micro polygeneration system based on SOFC/MGT/MED and organic steam ejector refrigerator, *Energy* 206 (2020) 118122.
- [111] Mehrpooya M, Sadeghzadeh M, Rahimi A, Pouriman M. Technical performance analysis of a combined cooling heating and power (CCHP) system based on solid oxide fuel cell (SOFC) technology – A building application, *Energy Conversion and Management* 198 (2019) 111767.
- [112] A. Perna, M. Minutillo, E. Jannelli, V. Cigolotti, S.W. Nam, J. Han, Design and performance assessment of a combined heat, hydrogen and power (CHHP) system based on ammonia-fueled SOFC, *Applied Energy* 231 (2018) 1216–1229.
- [113] Umwelt Bundesamt, Global Warming Potential (GWP) of certain substances and mixtures that contain such substances, based on the Fourth Assessment Report of the Intergovernmental Panel on Climate Change and a hundred years time period, 2017.
- [114] Mosaffaa A.H., Mokarram N.H., Farshi L.G., Thermo-economic analysis of combined different ORCs geothermal power plants and LNG cold energy, *Geothermics* 2017, Pages 113-125.
- [115] Tian M., Yu Z., Zhao H., Yin J., Thermodynamic analysis of an integrated solid oxide fuel cell, Organic Rankine Cycle and absorption chiller trigeneration system with CO₂ capture, *Energy Convers Manage* (2018), Pages 350-360.
- [116] Moran M.J., Shapiro H.N., Boettner D.D., Bailey M.B, *Fundamentals of Engineering Thermodynamics*, John Wiley & Sons 2014.
- [117] Chan SH, Ho HK, Tian Y. Modelling of simple hybrid solid oxide fuel cell and gas turbine power plant. *J Power Sources* 2002;109(1):111–20.
- [118] Bossel UG. Final report on SOFC data facts and figures. Swiss Federal Office of Energy, Berne, CH; 1992.
- [119] Kim JW, Virkar AV, Fung KZ, Mehta K, Singhal SC. Polarization effects in intermediate temperature, anode-supported solid oxide fuel cells. *J Electrochem Soc* 1999;146(1):69–78.
- [120] Chan SH, Low CF, Ding OL. Energy and exergy analysis of simple solid-oxide fuelcell power systems. *J Power Sources* 2002;103(2):188–200.
- [121] Kosmadakis G., Manolakos D., Papadakis G., Simulation and economic analysis of a CPV/thermal system coupled with an organic Rankine cycle for increased power generation, *Solar Energy* 85 (2011) 308–324.
- [122] Shboul B., Al-Arifi I., Michailos S., Ingham D., Al-Zoubi O.H., Ma L., Hughes K., Pourkashanian M., Design and Techno-economic assessment of a new hybrid system of a solar dish Stirling engine integrated with a horizontal axis wind turbine for microgrid power generation, *Energy Convers Manage* 245 (2021) 114587.
- [123] Yang Hongxing, Zhou Wei, Chengzhi Lou. Optimal design and technoeconomic analysis of a hybrid solar–wind power generation system. *Appl Energy* 2009:163–9.
- [124] Sanchez M., Amores E., Rodriguez L., Clemente-Jul C., Semi-empirical model and experimental validation for the performance evaluation of a 15kW alkaline water electrolyzer, *Int J Hydrogen Energy* 2018, Pages 20332-20345.
- [125] Herold K.E., Radermacher R., Klein S.A., *Absorption chillers and heat pumps* (Second edition) , Taylor & Francis Group, LLC (2016).

- [126] Saleh B., Koglbauer G., Wendland M., Fischer J., Working fluids for low-temperature organic Rankine cycles, *Energy* 32 (2007) 1210–1221.
- [127] Anand DK, Kumar B. Absorption machine irreversibility using new entropy calculations. *Solar Energy* 1987;39(3):243–256
- [128] Arora A., Kaushik S.C., Theoretical analysis of LiBr/H₂O absorption refrigeration systems, *Int. J. Energy Res.* 2009; 33:1321–1340.
- [129] Eisavi B., Chitsaz A., Hosseinpour J., Ranjbar F., Thermo-environmental and economic comparison of three different arrangements of solid oxide fuel cell-gas turbine (SOFC-GT) hybrid systems, *Energy Convers Manage* 168 (2018) 343–356.
- [130] Yari M., Performance analysis of the different Organic Rankine Cycles (ORCs) using dry fluids, *Int. J. Exergy*, Vol. 6, No. 3, 2009.



Shahrood University of Technology

Faculty of Mechanical and Mechatronics Engineering

**Green hydrogen production and utilization in a
SOFC/GT-based multigeneration energy system with the
approach of power generation enhancement and CO₂
emission reduction**

Saeed Khojaste Effatpanah

Supervisors:

Mohammad Hossein Ahmadi

Akbar Maleki

February 2022

Abstract

The world's primary energy consumption has been steadily increasing along with population growth, technology advancement economic development. This increase in primary energy consumption is accompanied by an increase in the emission of various environmental pollutants. This has led to the implementation of various preventive measures to control pollution and reduce damage to the environment. In this regard, the use of renewable energy resources for energy production, carbon capture and storage (CCS) technologies and high-efficiency multi-generation energy systems, all of which are in line with the goal of sustainable development, has been prominently suggested. For this purpose, in this study, a sustainable and green multi-generation energy system based on solid oxide fuel gas and gas turbine (SOFC-GT) with carbon dioxide (CO₂) capture and storage process comprised of internal heat exchanger organic Rankine cycle (ORC-IHE), liquified natural gas cycle (LNGRC), Li-Br absorption refrigeration cycle (ARC), concentrated photovoltaic/thermal (CPV/T), wind farm (WF) and advanced alkaline electrolyzer (AAE) subsystems, designed, developed and modeled. The energy system presented in this research is capable of simultaneously generating electricity, cooling, hot water, carbon dioxide, hydrogen and oxygen. Under defined operating conditions, the proposed system is capable of generating up to 357 kW of net electrical power, 150 kW of cooling load, 2.2 kg /s of domestic hot water at 75 °C, 0.473 mol /s CO₂, 0.55 mol/s green hydrogen and 0.275 mol/s of oxygen. The developed multi-generation energy system is zero-emission (ZE) and its performance is enhanced through the production and utilization of green hydrogen. Under defined operating conditions, the energy and exergy efficiency of the system are 57.94% and 32.22%, respectively. It is worth noting that to cover the issue of uncertainty and unpredictability of renewable energy resources that supply electricity consumed by the AAE system, a 10% confidence margin of more power generation has been considered.

Keyword: Multigeneration Energy System, Sustainable Development, Green Hydrogen, Solid oxide fuel cell (SOFC), Carbon Capture and Storage (CCS).