

بِسْمِ اللَّهِ الرَّحْمَنِ الرَّحِيمِ



دانشکده مهندسی مکانیک

رشته مهندسی مکانیک گرایش تبدیل انرژی

پایان نامه کارشناسی ارشد

تحلیل فنی و اقتصادی سیکل تولید همزمان قدرت، سرما و گرما بر پایه‌ی محرک اولیه‌ی  
توربین گاز به همراه مدار تولید هیدروژن

نگارنده: حسین عنایتی زاده

اساتید راهنما:

دکتر محمود چهارطاقی - دکتر سید مجید هاشمیان

استاد مشاور:

دکتر علیرضا ارجمند زاده

شهریور ۱۳۹۷

شماره: ۳۵/۲۹۷/۱۳۱  
تاریخ: ۹۷/۷/۱۶

باسمه تعالی



مدیریت تحصیلات تکمیلی

فرم شماره (۳) صورتجلسه نهایی دفاع از پایان نامه دوره کارشناسی ارشد

با نام و یاد خداوند متعال، ارزیابی جلسه دفاع از پایان نامه کارشناسی ارشد خانم / آقای حسین عنایتی زاده با شماره دانشجویی ۹۴۱۲۸۴۴ رشته مهندسی مکانیک گرایش تبدیل انرژی تحت عنوان تحلیل فنی و اقتصادی سیکل تولید همزمان قدرت، سرما و گرما بر پایه ی محرک اولیه ی توربین گاز به همراه مدار تولید هیدروژن که در تاریخ ۱۳۹۷/۰۶/۱۳ با حضور هیأت محترم داوران در دانشگاه صنعتی شاهرود برگزار گردید به شرح ذیل اعلام می گردد:

<input type="checkbox"/> مردود	<input checked="" type="checkbox"/> قبول (با درجه: <u>بسیار خوب</u> )
<input type="checkbox"/> عملی	<input checked="" type="checkbox"/> نظری

عضو هیأت داوران	نام و نام خانوادگی	مرتبه علمی	امضاء
۱- استاد راهنمای اول	دکتر محمود چهارطاقی	استادیار	
۲- استاد راهنمای دوم	دکتر سید مجید هاشمیان	استادیار	
۳- استاد مشاور	دکتر علیرضا ارجمندزاده	استادیار	
۴- نماینده تحصیلات تکمیلی	دکتر محمود نوروزی	دانشیار	
۵- استاد ممتحن اول	دکتر محمود فرزانه گرد	استاد	
۶- استاد ممتحن دوم	دکتر محمد ضامن	استادیار	

نام و نام خانوادگی رئیس دانشکده: دکتر محمد محسن شاه مردان

تاریخ و امضاء و مهر دانشکده:

تبصره: در صورتی که کسی مردود شود حداکثر یکبار دیگر (در مدت مجاز تحصیل) می تواند از پایان نامه خود دفاع نماید (دفاع مجدد نباید زودتر از ۴ ماه برگزار شود).



## تقدیم و سپاس

نست خدای را عزوجل که طاعتش موجب قربتست و به شکر اندرش مزید نعمت. ((سعدی))

در ابتدا پروردگار عالم را که نعمت تفکر بر ما موهبت داشت سپاس می گویم.

ما حاصل آموخته هایم را تقدیم می کنم به آنان که مهر آسمانشان آرام بخش آلام زینبی ام است:

به استوارترین نکیه کاہم، دستان پر مهر پدرم

به سبزترین نگاه زندگی ام، پشمان سبز مادرم

که هرچه آموختم در مکتب عشق شما آموختم و هرچه بگو شتم قطره ای از دریای میکران مهربانان را سپاس توانم گفت.

در ادامه از اساتید با کمالات و شایسته؛ جناب آقای دکتر محمود چهارطاتی و جناب آقای دکتر سید مجید ہاشمیان که در کمال سعه صدر، با

حسن خلق و فروتنی، از بیچ لگی در این عرصه بر من دلیغ نمودند و زحمت راهنمایی این رساله را بر عہدہ گرفتند و همچنین از استاد

بزرگوار، صبور و باتقوا، جناب آقای دکتر علیرضا ارجمندزادہ کہ زحمت مشاورہ این رسالہ را در حالی منتقل شدند کہ بدون

مساعدت ایشان، این پروژہ بہ نتیجہ مطلوب نمی رسید، کمال شکر و سپاس را دارم.

حسین عنایتی زاده

شہریور ۱۳۹۷

## تعهد نامه

اینجانب حسین عنایتی زاده دانشجوی دوره کارشناسی ارشد رشته مهندسی مکانیک دانشکده مهندسی مکانیک دانشگاه صنعتی شاهرود نویسنده پایان نامه تحلیل فنی و اقتصادی سیکل تولید همزمان قدرت، سرما و گرما بر پایه ی محرک اولیه ی توربین گاز به همراه مدار تولید هیدروژن تحت راهنمایی دکتر محمود چهارطاقی و دکتر سید مجید هاشمیان متعهد می شوم:

- تحقیقات در این پایان نامه توسط اینجانب انجام شده است و از صحت و اصالت برخوردار است.
- در استفاده از نتایج پژوهش های محققان دیگر به مرجع مورد استفاده استناد شده است.
- مطالب 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 هست 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 بافت های 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 افزارها 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

سیستم های تولید همزمان سرمایش، گرمایش و قدرت (CCHP)<sup>۱</sup> از جمله سیستم هایی هستند که با کاهش مصرف سوخت و افزایش بازدهی، کاهش تولید گازهای گلخانه ای و هزینه های تولید و انتقال انرژی را به دنبال دارند. همچنین در میان انتخاب های مختلف برای تأمین نیاز انرژی دنیا، حامل های هیدروژن راه حل زیست محیطی مناسبی می باشند. هیدروژن، پایان ناپذیر، پاک و فراوان ترین ماده در جهان است و تمیز می سوزد به طوری که تنها آب را به عنوان محصول جانبی تولید می کند و نیز بیشترین انرژی در هر واحد جرمی را در میان همه ی سوخت های موجود دارد (۱۲۰ kJ/kg). هدف اصلی این پایان نامه معرفی و تحلیل یک سیستم تولید چندگانه<sup>۲</sup> جدید، به منظور تولید همزمان سرما، گرما و قدرت، در کنار تولید گاز هیدروژن می باشد. این تحقیق منجر به ارائه ی طرحی نو از ترکیب یک سیستم CCHP در کنار مدار تولید هیدروژن شده است که سیکل عملکرد آن به کمک نرم افزار Aspen Plus شبیه سازی و بهینه سازی شده و هم چنین رابطه ای برای محاسبه ی بازدهی کل سیستم ارائه شده است. در تحقیق حاضر با در نظر گرفتن یک نیروگاه توربین گاز که وظیفه ی تولید برق را بر عهده دارد و با استفاده از انرژی موجود در گازهای خروجی از آن و توسعه ی تجهیزات، با اضافه کردن یک واحد تولید بخار فشار بالا، یک واحد تولید هیدروژن و یک سیستم سرمایش جذبی به این مهم رسیده و به بررسی عملکرد و ویژگی های آن پرداخته شده است. مراحل کار سیکل طراحی شده به این صورت است که با ترکیب هوا و سوخت، فرآیند احتراق صورت گرفته و محصولات آن پس از به حرکت درآوردن توربین و تولید برق، قسمتی از حرارت خود را در واحد تولید هیدروژن برای انجام واکنش reforming به مصرف می رسانند. سپس بخش دیگری از حرارت گازهای داغ خروجی از توربین گاز برای تولید بخار داغ مورد استفاده قرار می گیرد. در نهایت و در انتهای سیکل، گازهای داغ را که هنوز حرارت بالایی دارند برای تولید سرما به چیلر جذبی ارسال می شود. گازهای داغ پس از آنکه حداکثر

<sup>۱</sup> . combined cooling, heating and power systems

<sup>۲</sup> . poly-generation system

انرژی آنها مورد استفاده قرار گرفت، به دمای  $180^{\circ}\text{C}$  رسیده و به اتمسفر تخلیه می گردند. در این تحقیق نحوه ی برقراری تعادل برای برطرف کردن نیازهای مختلف بررسی شده و با تحلیل حساسیت پارامترهای عملیاتی مختلف از جمله درصد آمونیاک موجود در سیکل جذبی، نسبت بخار به متان مصرفی در قسمت تولید هیدروژن، و... به بهبود آن پرداخته شده است. همچنین با انجام بهینه سازی، تابع سود اقتصادی به عنوان تابع هدف، ماکزیمم گردیده است. تنظیم و انتخاب میزان تولید محصولات خروجی بر اساس نیاز، استفاده ی حداکثری از انرژی سوخت اولیه و بهبود راندمان، جلوگیری از هدر رفت انرژی و سرمایه و بالا بردن بازدهی با قرار دادن مبدل های حرارتی و قابلیت به کارگیری تجهیزات، چپش ها و روش های متنوع از ویژگی های برجسته ی این سیستم می باشد.

راندمان سیستم ارائه شده با  $75,82\%$  رشد نسبت به نیروگاه توربین گاز معمولی، از  $31,44\%$  به  $55,28\%$  افزایش پیدا می کند در حالی که به سوددهی  $79$  میلیون دلار در سال نیز خواهد رسید. همچنین با بکارگیری این طرح می توان با همان مصرف سوخت اولیه ی نیروگاه و بدون مصرف هرگونه سوخت اضافی، سالیانه حدود  $32454$  تن هیدروژن،  $1116000$  تن بخار داغ و  $363711$  GJ سرما تولید نمود. با کمک تحلیل اقتصادی به روش ارزش حال خالص و بدون در نظر گرفتن مالیات های کربن، بازگشت سرمایه نیز کمتر از یک سال محاسبه گردید.

**کلمات کلیدی: انرژی، سیستم CCHP، هیدروژن**

## فهرست

۱	فصل اول: مقدمه
۱	مقدمه
۲	۱-۱ مقدمه
۶	۲-۱ سیستم های تولید همزمان
۶	۱-۲-۱ مقدمه ای بر سیستم های تولید همزمان
۸	۲-۲-۱ مزایای سیستم های تولید همزمان
۱۰	۳-۲-۱ تجهیزات و اجزاء سیستم های CCHP
۱۱	۱-۳-۲-۱ محرک های اولیه
۱۱	۱-۱-۳-۲-۱ توربین های بخار
۱۲	۲-۱-۳-۲-۱ موتورهای احتراق داخلی رفت و برگشتی
۱۳	۳-۱-۳-۲-۱ توربین های گاز
۱۳	۴-۱-۳-۲-۱ میکروتوربین ها
۱۴	۵-۱-۳-۲-۱ موتورهای استرلینگ
۱۴	۶-۱-۳-۲-۱ پیل های سوختی
۱۶	۲-۳-۲-۱ تجهیزات الکتریکی
۱۷	۳-۳-۲-۱ دستگاه های بازیافت حرارت
۱۸	۴-۳-۲-۱ چیلر جذبی
۲۰	۴-۲-۱ سیستم های تولید چندگانه
۲۱	۳-۱ هیدروژن
۲۲	۱-۳-۱ روش های تولید هیدروژن
۲۴	۱-۱-۳-۱ Steam Methane Reforming
۲۸	۲-۱-۳-۱ واکنش Steam Methane Reforming دما پایین
۲۹	۴-۱ جمع بندی
۳۱	فصل دوم: مروری بر تحقیقات قبلی



۳۲	۱-۲ مقدمه
۳۲	۲-۲ مروری بر تعدادی از کارهای انجام شده در زمینه CCHP
۳۲	۱-۲-۲ بررسی سیستم های CCHP از جنبه های مختلف
۳۶	۲-۲-۲ بررسی سیستم CCHP متشکل از محرک توربین گاز، چیلر جذبی و واحد تولید گرما
۳۸	۳-۲ مروری بر شبیه سازی چیلر جذبی در Aspen Plus
۳۹	۴-۲ مروری بر تعدادی از کارهای انجام شده در زمینه تولید هیدروژن
۴۲	۱-۴-۲ مروری بر شبیه سازی تولید هیدروژن در Aspen Plus
۴۴	۲-۴-۲ مروری بر واکنش Steam Methane Reforming دما پایین
۴۷	۵-۲ جمع بندی

## فصل سوم: شرایط حاکم بر طراحی و شبیه سازی سیکل

۵۰	۱-۳ مقدمه
۵۰	۲-۳ شرح عملکرد سیستم
۵۳	۳-۳ معادلات حاکم
۵۳	۱-۳-۳ معادلات حاکم بر سیکل توربین گاز و واحد تولید بخار
۵۴	۲-۳-۳ معادلات حاکم بر فرآیند تولید هیدروژن
۵۵	۳-۳-۳ معادلات حاکم بر سیکل تبرید جذبی آب - آمونیاک
۵۶	۴-۳-۳ بازدهی انرژی کل سیستم ارائه شده
۵۶	۴-۳-۳ توابع اقتصادی
۵۶	۱-۴-۳ هزینه ی خرید تجهیزات
۵۸	۲-۴-۳ روش معادل هزینه های جاری سالانه (EAOC)
۵۹	۵-۳ شبیه سازی
۵۹	۱-۵-۳ نرم افزار Aspen Plus
۵۹	۲-۵-۳ روش حل در نرم افزار Aspen Plus
۶۰	۳-۵-۳ همگرایی در روش حل همزمان
۶۲	۴-۵-۳ انتخاب روش حل در Aspen plus
۶۲	۶-۳ فرضیات و اطلاعات لازم برای طراحی
۶۲	۱-۶-۳ فرضیات

۶۷ ..... ۲-۶-۳ ترکیب گاز طبیعی

۶۸ ..... ۷-۳ مدل طراحی شده در نرم افزار Aspen plus

۷۳ ..... **فصل چهارم: نتایج حاصل از شبیه سازی**

۷۴ ..... ۱-۴ مقدمه

۷۴ ..... ۲-۴ اعتبارسنجی

۷۵ ..... ۱-۲-۴ اعتبارسنجی سیکل توربین گاز

۷۶ ..... ۲-۲-۴ اعتبارسنجی فرآیند SMR دما پایین

۷۹ ..... ۳-۴ نتایج

۸۱ ..... ۴-۴ تأثیر غلظت آمونیاک بر عملکرد سیستم

۸۳ ..... ۵-۴ تأثیر نسبت بخار به متان (گاز طبیعی) بر عملکرد سیستم

۸۴ ..... ۶-۴ بهینه سازی

۸۹ ..... ۷-۴ زمان بازگشت سرمایه

۸۹ ..... ۱-۷-۴ ارزیابی اقتصادی مدل ارائه شده

۹۰ ..... ۲-۷-۴ هزینه های سرمایه گذاری و جاری

۹۱ ..... ۳-۷-۴ محاسبه قیمت محصولات

۹۲ ..... ۴-۷-۴ محاسبه قیمت تمام شده تجهیزات

۹۳ ..... ۵-۷-۴ نتایج محاسبات ارزیابی اقتصادی

۹۹ ..... **فصل پنجم: بحث و نتیجه گیری**

۱۰۰ ..... ۱-۵ بحث و نتیجه گیری

۱۰۱ ..... ۲-۵ پیشنهادات

## فهرست شکل ها

- شکل ۱-۱: نمودار مقدار مصرف گاز طبیعی خشک در ایران [۳] ..... ۳
- شکل ۲-۱: میزان انتشار گاز کربن دی اکسید در ایران [۵] ..... ۵
- شکل ۴-۱: مقایسه ی بهره وری انرژی نیروگاه قدیمی و سیستم تولید همزمان ..... ۸
- شکل ۵-۱: محصولات ممکن در سیستم های تولید چندگانه [۱] ..... ۲۱
- شکل ۶-۱: روش های تولید هیدروژن [۱۴] ..... ۲۳
- شکل ۷-۱: شکل شماتیک فرآیند Steam methane reforming ..... ۲۵
- شکل ۸-۱: شکل شماتیک یک نمونه reformer بخار [۱۵] ..... ۲۶
- شکل ۹-۱: شکل شماتیک فرآیند SMR به همراه واکنش شیفت ۲ مرحله ای [۱۷] ..... ۲۷
- شکل ۱-۲: میزان تبدیل متان با استفاده از کاتالیزگر Ni و Al اصلاح شده با Au و Ag در مقابل دمای واکنش در [۴۶] ..... ۴۶
- شکل ۲-۲: طرح کلی مدل ارائه شده ..... ۴۸
- شکل ۳-۳: سیکل توربین گاز شبیه سازی شده در محیط نرم افزار Aspen plus ..... ۶۹
- شکل ۴-۳: واحد تولید هیدروژن شبیه سازی شده در محیط نرم افزار Aspen plus ..... ۶۹
- شکل ۵-۳: واحد تولید بخار داغ شبیه سازی شده در محیط نرم افزار Aspen plus ..... ۷۰
- شکل ۶-۳: سیستم تبرید جذبی شبیه سازی شده در محیط نرم افزار Aspen plus ..... ۷۰
- شکل ۲-۴: تأثیر درصد جرمی آمونیاک بر COP سیکل جذبی و بازدهی کل سیستم ..... ۸۱
- شکل ۳-۴: تأثیر نسبت بخار به متان در فرآیند SMR بر تولید هیدروژن و بازدهی SMR ..... ۸۳
- شکل ۴-۴: بهینه سازی تابع سود ..... ۸۷
- شکل ۵-۴: مقایسه ی بازدهی نیروگاه توربین گاز و سیستم ارائه شده ..... ۸۸
- شکل ۶-۴: نمودار سود تجمعی تنزیلی بر حسب سال برای سه نرخ بهره متفاوت ..... ۹۷

## فهرست جداول

- جدول ۱-۱: میزان نشر گاز CO2 توسط کشورهای مختلف از سال ۲۰۱۰ تا ۲۰۱۵ میلادی [۴] ..... ۴
- جدول ۲-۱: مزایا، معایب و ظرفیت محرک های اولیه [۹] ..... ۱۶
- جدول ۳-۱: ارزش حرارتی بالا و پایین برای سوخت های مختلف [۱۴] ..... ۲۲
- جدول ۱-۲: درصد تبدیل متان با دما در [۴۵] ..... ۴۴
- جدول ۱-۳: مقایسه ی روش های حل EO و SM در نرم افزار Aspen plus [۵۴] ..... ۶۰
- جدول ۲-۳: اطلاعات ورودی در سیکل توربین گاز ..... ۶۳
- جدول ۳-۳: اطلاعات ورودی در واحد تولید بخار داغ پر فشار ..... ۶۴
- جدول ۳-۴: اطلاعات ورودی برای شبیه سازی فرآیند SMR ..... ۶۶
- جدول ۳-۵: اطلاعات ورودی برای شبیه سازی سیکل تبرید ..... ۶۷
- جدول ۳-۶: ترکیب گاز مورد استفاده در سیستم ارائه شده [۵۶] ..... ۶۸
- جدول ۳-۷: بررسی شرط بقای جرم در سیکل تبرید جذبی ..... ۷۱
- جدول ۱-۴: نتایج اعتبارسنجی سیکل توربین گاز ..... ۷۵
- جدول ۲-۴: نتایج اعتبارسنجی فرآیند SMR با مرجع [۴۵] ..... ۷۶
- جدول ۳-۴: نتایج اعتبارسنجی سیکل تبرید جذبی آب-آمونیاک با مرجع [۳۴] ..... ۷۸
- جدول ۴-۴: وضعیت نقاط مختلف حاصل از نرم افزار Aspen plus ..... ۷۹
- جدول ۴-۵: پارامترهای خروجی سیستم در حالت طراحی پایه ..... ۸۰
- جدول ۴-۶: تأثیر تغییر غلظت آمونیاک بر عملکرد سیستم ..... ۸۲
- جدول ۴-۷: فرضیات در نظر گرفته شده در محاسبه ی تابع سود [۵۰, ۵۹] ..... ۸۵
- جدول ۴-۸: مقایسه ی نتایج قبل و بعد از بهینه سازی ..... ۸۶
- جدول ۴-۹: فرضیات در نظر گرفته شده در تحلیل اقتصادی [۵۰, ۵۹] ..... ۹۰
- جدول ۴-۱۰: درصد هزینه های مستقیم در سرمایه گذاری در واحدهای صنعتی [۵۹] ..... ۹۰
- جدول ۴-۱۱: درصد هزینه های غیر مستقیم در سرمایه گذاری در واحدهای صنعتی [۵۹] ..... ۹۱
- جدول ۴-۱۲: محاسبه ی هزینه های جاری ..... ۹۱
- جدول ۴-۱۳: محاسبه قیمت محصولات ..... ۹۲

- جدول ۴-۱۴: قیمت تمام شده تجهیزات ..... ۹۲
- جدول ۴-۱۵: هزینه های سرمایه گذاری مدل ارائه شده ..... ۹۳
- جدول ۴-۱۶: نتایج حاصل از محاسبه ی درآمد و هزینه های سالیانه ..... ۹۵
- جدول ۴-۱۷: نتایج حاصل از محاسبه ارزش حال خالص برای سه نرخ تنزیل ۰.۱۲، ۰.۱۴ و ۰.۱۶ ..... ۹۶

## فهرست علائم

نرخ کار	$W$
دبی هوا	$\dot{m}$
نسبت رطوبت	$\omega$
آنتالپی	$h$
نرخ گرما	$\dot{Q}$
نسبت سوخت به هوا	$\lambda$
درصد تبدیل متان	$\emptyset$
بازدهی	$\eta$
درصد جرمی آمونیاک در محلول	$x$
نسبت بخار آب به متان	$X$

## زیرنویس ها

نقاط سیکل	۱ و ۲ و ۳ و ...
هوا	a
گازهای خروجی از توربین	g
کمپرسور	c
توربین	t
سینی برج تقطیر	T
ورودی	in
خروجی	out
خالص	net
اواپراتور	Evap
ژنراتور	Des
ابزوربر	Abs
کندانسور	Cond

رکتیفایر

Rect





# فصل اول

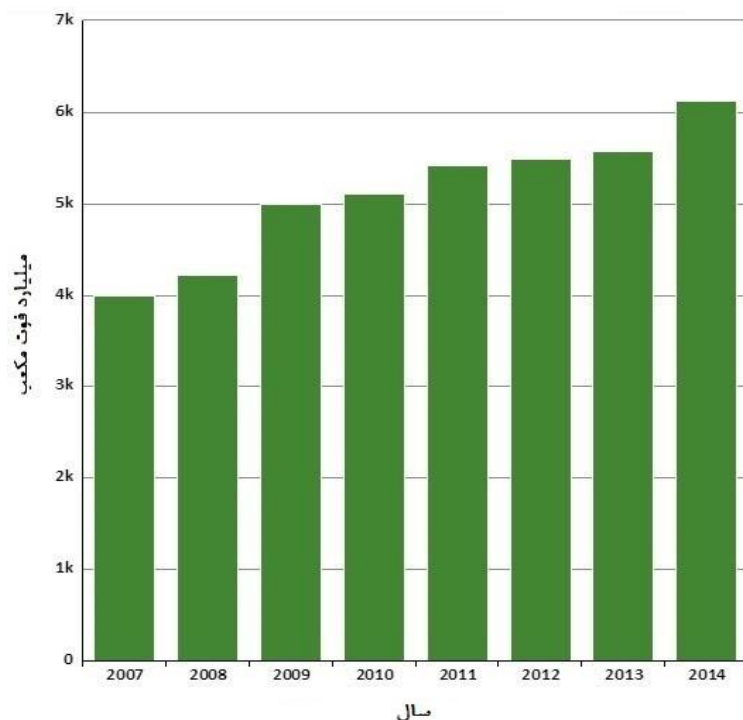
## مقدمه

## ۱-۱ مقدمه

امروزه تخریب محیط زیست یکی از تهدیدات اصلی برای جهان محسوب می شود. آلودگی ها از نیروگاه ها و تجهیزات احتراقی، گازهای ناشی از مراکز دفع فضولات و گازهای سمی برخاسته از مواد شیمیایی مختلف همانند مبردها به عنوان دلایل ایجاد گرمایش زمین و ایجاد تخریب در لایه ی اوزون به شمار می آیند. به عبارت دیگر مصرف عظیم منابع انرژی اولیه به خصوص سوخت های فسیلی یک فاکتور تعیین کننده در اقتصاد هر کشور و انتشار گاز CO<sub>2</sub> می باشد. بر اساس گزارش آژانس بین المللی انرژی (IEA)<sup>۱</sup> میزان انتشار جهانی گاز CO<sub>2</sub> در سال ۲۰۱۴ در حدود ۳۱/۷ Gt تخمین زده می شود. سیستم های تولید همزمان حرارت و قدرت مزایای خوبی برای محیط زیست و بشر دارد که شامل کاهش نشر گازهای گلخانه ای، افزایش غیر متمرکز سازی تأمین انرژی با هزینه ی کمتر، بهبود ایمنی انرژی و اجتناب از هدررفت سرمایه و انرژی در انتقال برق و شبکه های توزیع می باشد. علاوه بر تولید حرارت و قدرت، مزایای دیگری همچون تأمین سرما یا آب داغ یا منابع انرژی ثانویه از طریق این نوع سیستم های تولیدی ممکن می باشد [۱]. همچنین تقاضای زیاد انرژی در جهان، ما را با چالش های اساسی مواجه کرده است. یکی از چالش های کلیدی اینست که چگونه با این رشد تقاضا در تأمین انرژی رو به رو شویم در حالی که به حفاظت از محیط زیست نیز کمک کرده باشیم. این حقیقت ما را مجبور می کند تا به دنبال منابع دیگر انرژی به جز سوخت های فسیلی باشیم یا حداقل، وابستگی به این سوخت ها را کم کنیم. در حال حاضر، حامل های انرژی پاک و منابع تجدید پذیر کم کم بر منابع سنتی همانند زغال سنگ و نفت غلبه می کنند. بر طبق گزارش IEA، سوخت های فسیلی تا سال ۲۰۴۰ تنها ¼ تقاضای انرژی دنیا را پوشش می دهند. در میان انتخاب های مختلف برای تأمین نیاز انرژی دنیا، حامل های هیدروژن به نظر راه حل زیست محیطی مناسبی برای مسائل مختلف جهانی همانند گرمایش آب و هوا، نشر کربن و تأثیرات گازهای گلخانه ای می باشد. علاوه بر این، هیدروژن، پایان ناپذیر، پاک و

<sup>۱</sup> . International Energy Agency (IEA)

فراوان ترین ماده در جهان است و تمیز می سوزد به طوری که تنها آب را به عنوان محصول جانبی تولید می کند. همچنین بیشترین انرژی در هر واحد جرمی را دارد (  $120 \text{ kJ/kg}$  ) [۲]. نمودار شکل ۱-۱ که از گزارشات IEA استخراج شده است، میزان مصرف گاز طبیعی خشک در ایران از سال ۲۰۰۷ تا انتهای سال ۲۰۱۴ میلادی را نمایش می دهد.



شکل ۱-۱: نمودار مقدار مصرف گاز طبیعی خشک در ایران [۳]

طبق نمودار شکل ۱-۱ میزان مصرف گاز طبیعی خشک در ایران از ۴/۲۱۳ میلیارد فوت مکعب در سال ۲۰۰۸ به ۶/۱۱۹ میلیارد فوت مکعب در سال ۲۰۱۴ رسیده است که نشان دهنده ی رشد سالانه ی به طور میانگین ۶/۵۹٪ است. همچنین از لحاظ میزان نشر گاز  $\text{CO}_2$  بر اساس گزارشات همین موسسه، چین رتبه ی نخست در بین کشورهای دنیا را دارد. به طوری که در سال ۲۰۱۵، مقدار انتشار  $\text{CO}_2$  منتشر یافته توسط کشور چین ۱۰/۶ میلیون کیلو تن بوده است که ۳۰/۵۵٪ انتشار کل دنیا محسوب می گردد. در این رتبه بندی، کشور ایران با میزان تولید ۶۳۳۷۴۹/۶ کیلو تن رتبه ی هفتم در دنیا را دارد. جدول ۱-۱ بیانگر آمار دقیق ۱۳ کشور نخست در زمینه ی نشر گاز کربن دی اکسید است.

جدول ۱-۱: میزان نشر گاز CO<sub>2</sub> توسط کشورهای مختلف از سال ۲۰۱۰ تا ۲۰۱۵ میلادی [۴]

	2015	2014	2013	2012	2011	2010
1 China	10,641,789.0	10,711,036.8	10,503,137.0	10,056,756.0	9,844,525.0	8,986,614.4
2 United States	5,172,337.7	5,312,226.3	5,255,530.2	5,164,192.2	5,391,417.2	5,519,483.8
3 India	2,454,968.1	2,334,380.8	2,191,277.0	2,090,857.4	1,961,663.3	1,848,709.9
4 Russian Federation	1,760,895.3	1,822,210.4	1,824,578.6	1,833,975.8	1,820,097.6	1,735,583.4
5 Japan	1,252,889.9	1,281,568.7	1,312,749.6	1,293,510.6	1,258,288.7	1,219,094.5
6 Germany	777,905.5	773,020.2	815,811.8	801,677.1	793,891.1	811,860.6
7 Iran, Islamic Republic of	633,749.6	625,020.9	600,055.2	591,310.3	578,502.1	568,920.0
8 Korea, Republic of	617,284.9	611,741.3	611,531.2	614,771.4	617,611.9	600,870.5
9 Canada	555,400.9	572,262.1	568,364.4	556,797.2	551,260.8	545,087.9
10 Saudi Arabia	505,565.1	486,766.8	459,502.2	455,673.2	438,212.7	420,058.2
11 Indonesia	502,961.3	483,632.6	452,744.5	443,625.1	433,102.9	423,416.2
12 Brazil	486,229.1	505,394.6	485,619.9	457,077.0	442,313.3	423,797.6
13 Mexico	472,017.8	480,692.4	486,431.6	481,703.0	460,510.8	445,291.1

همچنین طبق نمودار شکل ۱-۲ میزان نشر CO<sub>2</sub> توسط ایران از ۲۸۸۲۳۳/۹ کیلو تن در سال ۱۹۹۶

تا ۶۳۳۷۴۹/۶ کیلو تن در سال ۲۰۱۵ رشد داشته است که بیانگر رشد سالانه ی به طور میانگین ۴/۲۷

% است.

۱ نشر گاز CO<sub>2</sub> از سوختن سوخت های فسیلی و تولید سیمان در نظر گرفته شده است که شامل کربن دی اکسید تولید شده طی مصرف سوخت های جامد، مایع و گاز و

همچنین شعله ی گاز می باشد.



شکل ۱-۲: میزان انتشار گاز کربن دی اکسید در ایران [۵]

با توجه به آمار و اطلاعات ذکر شده یعنی افزایش سالانه به طور میانگین ۶/۵۹٪ مصرف گاز طبیعی و افزایش سالانه به طور میانگین ۴/۲۷٪ انتشار گاز کربن دی اکسید در ایران و ادامه و حتی تشدید این روند، باید راه حل های مناسبی پیدا نمود.

برای پیشگیری از اتمام منابع انرژی اولیه، کاهش هزینه های سرمایه گذاری و عملیاتی، پیشرفت اقتصاد و اجتناب از هدررفت سرمایه های کشور، افزایش ایمنی تولید انرژی و کاهش آسیب پذیری نیروگاه ها، جلوگیری از آلودگی هوا و گرمایش زمین، ناچار به اصلاح الگوی مصرف، افزایش بهره وری انرژی، کاهش مصرف سوخت های فسیلی، استفاده و تولید انرژی های نو و تجدید پذیر، استفاده از سیستم های تولید همزمان، ایجاد نیروگاه های غیر متمرکز و ..... هستیم. استفاده از یک سیستم تولید همزمان و چندگانه راه حل بسیار خوبی در جهت پوشش موارد ذکر شده می باشد. سیستم تولید چندگانه ی جدیدی شامل ترکیبی از یک سیستم CCHP در کنار مدار تولید هیدروژن، گزینه ی پیشنهادی این تحقیق جهت نیل به این اهداف می باشد؛ از ویژگی های برجسته ی این سیستم می توان به موارد زیر اشاره نمود:

- استفاده ی حداکثری از انرژی سوخت اولیه و بهبود راندمان

- تنظیم میزان تولید هرکدام از محصولات خروجی مانند میزان بخار داغ یا بار سرمایی تولید شده با توجه به نیاز موجود
- جلوگیری از هدر رفت انرژی و سرمایه و بالا بردن بازدهی با قرار دادن مبدل های حرارتی با استفاده از اصل بازیافت انرژی
- قابلیت به کارگیری تجهیزات و سیستم های گوناگون و نوع چینش های متنوع
- افزایش چشمگیر بازدهی نسبت به بازدهی سیکل اولیه ی توربین گاز
- دوره ی بازگشت سرمایه ی بسیار کوتاه

## ۲-۱ سیستم های تولید همزمان

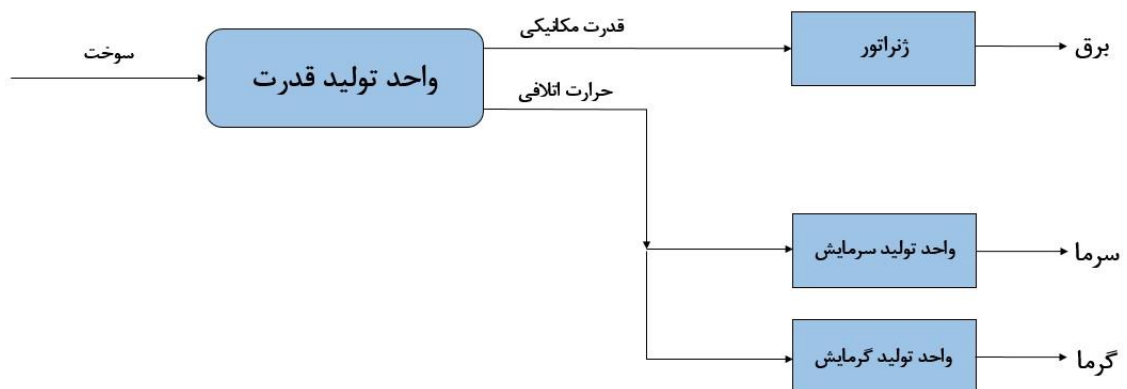
تولید همزمان برق، گرمایش و سرمایش در حقیقت تولید متوالی چند صورت مفید انرژی از یک منبع تولید انرژی (سوخت) است. در اغلب کاربردهای سیستم های تولید همزمان، انرژی شیمیایی سوخت به انرژی مکانیکی و گرمایی تبدیل می گردد. معمولاً انرژی مکانیکی برای تولید برق و انرژی گرمایی برای تولید سرمایش و گرمایش مورد استفاده قرار می گیرد.

### ۱-۲-۱ مقدمه ای بر سیستم های تولید همزمان

تولید همزمان سرما، گرما و قدرت (CCHP) از تولید همزمان گرما و قدرت (CHP)<sup>۱</sup> که یک روش اثبات شده و قابل اعتماد با بیش از ۱۰۰ سال سابقه می باشد، گرفته شده است. روش متداول در تأمین برق و گرما به این صورت است که برق از شبکه ی محلی خریداری می شود و گرما نیز از طریق سوزاندن سوخت در بویلر فراهم می گردد. ولی در یک سیستم CHP، حرارت تولیدی جانبی که می تواند در

<sup>۱</sup> . Combined cooling and heating

حدود ۶۰-۸۰٪ انرژی اولیه در تولید برق (بر پایه ی احتراق) باشد، برای کاربردهای متعدد مورد بازیافت قرار می گیرد. اساساً CHP به عنوان تولید همزمان انرژی الکتریکی (یا مکانیکی) و انرژی حرارتی مفید از منبع انرژی اولیه ی یکسان تعریف می گردد. یک تفاوت کوچک بین CHP و CCHP اینست که جلوتر، از انرژی حرارتی یا الکتریکی/ مکانیکی استفاده می شود تا سرمای لازم برای یک فضا یا یک فرایند را تأمین نماید. در برخی متون، سیستم های CCHP تحت عنوان تولید سه گانه<sup>۱</sup> و سرمایه‌ش، گرمایش و برق ساختمان ها (BCHP)<sup>۲</sup> مورد اشاره قرار می گیرند. شکل ۱-۳ نمایی شماتیک از سیستم CCHP را نمایش می دهد. CCHP می تواند به عنوان یک مفهوم گسترده تر نسبت به CHP تعریف شود. در زمستان، زمانی که به بار سرمای در تهویه ی ساختمان نیازی نیست، بسیاری از سیستم های CCHP می توانند به عنوان یک سیستم CHP مورد استفاده قرار بگیرند. به عبارت دیگر، همان CCHP است منتهی بدون تجهیزاتی که با استفاده از حرارت، سرما تولید می کنند؛ این تفاوت، ساختار سیستم ها را تا حدی دچار تغییر می کند [۶].



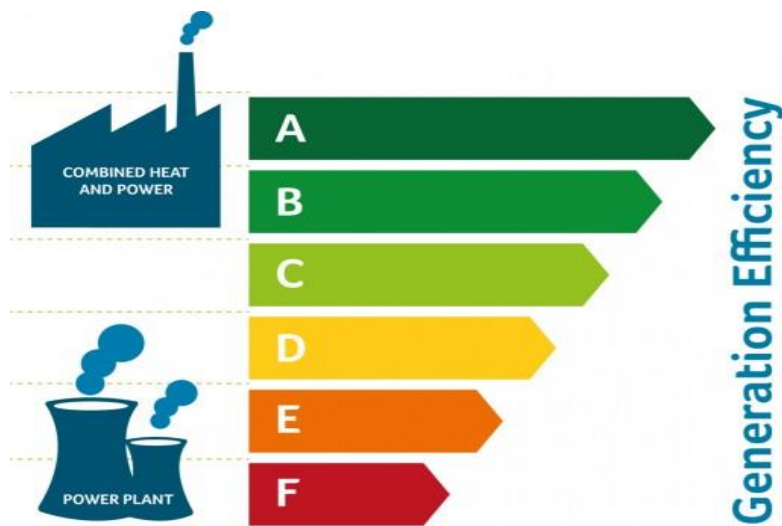
شکل ۱-۳: طرح کلی یک سیستم تولید همزمان سه گانه

در تولید چندگانه، در کنار حرارت و توان، خروجی دیگری (همانند هیدروژن، آب شیرین و ...) می تواند تولید شود. این سیستم ها از انرژی حرارت اتلافی بازیافت شده از یک محرک اولیه برای تولید گرما،

<sup>۱</sup> . Tri-generation

<sup>۲</sup> . Building cooling, heating and power

سرما و یک محصول اضافی دیگر استفاده می کنند. سیستم های CCHP و سیستم های-poly generation در مقایسه با سیستم های تولید رایج بهره وری بیشتری دارند؛ زیرا با میزان انرژی اولیه ی مشابه، امکان تولید محصولات بیشتر با استفاده از حرارت اتلافی وجود دارد. شکل ۱-۴ نمای شماتیک خوبی برای مقایسه ی این مسأله می باشد. سیستم های poly-generation می توانند تأمین انرژی را مطمئن تر و حوزه ی انرژی را ایمن تر سازند [۷].



شکل ۱-۴: مقایسه ی بهره وری انرژی نیروگاه قدیمی و سیستم تولید همزمان

### ۲-۲-۱ مزایای سیستم های تولید همزمان

سیستم های تولید همزمان دارای مزایای فراوانی (نسبت به نیروگاه های سنتی و متمرکز موجود) است که از آن جمله می توان به افزایش بهره وری انرژی، کاهش مصرف سوخت اولیه و استفاده ی بهتر از منابع انرژی، کاهش هزینه های اجرا، کاهش انتشار گازهای گلخانه ای، کوتاه تر شدن خطوط انتقال و توزیع انرژی و در نتیجه صرفه جویی در هزینه، جلوگیری از اتلاف انرژی در حین توزیع و انتقال آن، بالا رفتن اطمینان در تأمین انرژی و بهبود ایمنی آن، کاهش احتمال آسیب دیدگی در شرایط آب و



هوایی مختلف، کاهش خطرات احتمالی ناشی از جنگ و اقدامات تروریستی و بحث پدافند غیر عامل اشاره کرد.

در ادامه به طور اجمالی به برخی از آنها می پردازیم:

- افزایش راندمان نیروگاه و کاهش هزینه ها

استفاده از سیستم تولید همزمان باعث افزایش راندمان کلی نیروگاه و کاهش هزینه های اجرا می شود. بازده کلی نیروگاه های معمولی و سنتی رایج که با سوخت فسیلی و یک محرک اولیه کار می کنند کمتر از ۳۹٪ است. بدان معنی که بیش از ۶۰٪ از ارزش حرارتی سوخت ورودی نیروگاه به هدر می رود. بازده کلی نیروگاه های تولید همزمان با استفاده از حرارت اتلافی به ۸۰٪ می رسد. سیستم های تولید همزمان، نیاز به گرمایش و سرمایش را با استفاده از حرارت اتلافی و بدون مصرف سوخت اضافی برطرف می کند. در مقابل، در نیروگاه های سنتی نیاز به سوخت اضافی و منابع انرژی بیشتر وجود دارد. بنابراین در سیستم های تولید همزمان برای تولید انرژی مفید مورد نیاز، هزینه ی کمتری مصرف می شود.

- کوتاه تر شدن خطوط انتقال انرژی

از آنجایی که سیستم های تولید همزمان در نزدیکی مصرف کننده ساخته می شوند، نیاز به خطوط انتقال برق کمتری دارند که باعث کاهش هزینه ها و همچنین کاهش تلفات انرژی می شود. تولید مرسوم برق به این صورت است که نیروگاه های بزرگ و متمرکز در چند نقطه، برق همه ی مصرف کنندگان را تأمین می کنند. این بدان معنی است که فاصله ی بین مصرف کننده ی نهایی با نیروگاه برق زیاد است و باید از خطوط انتقال برق بسیار زیادی استفاده شود. احداث خطوط برق طولانی، بسیار پر هزینه است و از طرف دیگر این خطوط انتقال طولانی باعث اتلاف انرژی زیادی می شوند. تلفات ناشی از انتقال و توزیع برق توسط نیروگاه های متمرکز حدود ۹٪ است. در مقابل تلفات ناشی از انتقال و توزیع برق توسط سیستم های تولید همزمان و غیر متمرکز به مراتب کمتر از نیروگاه های متمرکز است.

## • افزایش قابلیت اطمینان

سیستم های تولید همزمان سه گانه قابلیت اطمینان بالایی دارند. به عنوان مثال خاموشی که در سال ۲۰۰۳ در قسمت شمال شرقی کشور آمریکا رخ داد باعث ضرر چند میلیارد دلاری شد. بسیاری از بیمارستان ها در نیویورک به خاطر این کمبود برق آسیب دیدند. در سال ۱۹۹۸ حادثه ی دیگری در کشورهای کانادا و آمریکا رخ داد. خطوط انتقال برق و مراکز توزیع برق به خاطر طوفان آسیب دید. در این طوفان بیش از ۳۰۰۰۰ مرکز توزیع برق و دکل انتقال برق ولتاژ بالا آسیب دیدند. بر اثر این طوفان بیش از ۵ میلیون نفر از مردم برق خود را از دست دادند [۸]. نیروگاه های غیر متمرکز و همان سیستمهای تولید همزمان دارای قابلیت اطمینان بالایی می باشند؛ چرا که به خاطر خطوط انتقال برق کم و مراکز توزیع ناچیز، احتمال خرابی شبکه بسیار پایین می آید.

از منظر موضوع پدافند غیر عامل نیز می توان گفت در صورت تأمین برق شبکه ی مصرفی توسط تعداد زیادی از سیستم های تولید همزمان و غیر متمرکز، به هنگام جنگ و بحران، احتمال آسیب پذیری و فلج شدن کشور به خاطر از بین رفتن نیروگاه های بزرگ تولید و توزیع برق از بین می رود یا تا حد بسیار زیادی کاهش می یابد.

### ۱-۲-۳ تجهیزات و اجزاء سیستم های CCHP

تکنولوژی CCHP شامل تجهیزات مرتبط با تبدیل انرژی، بازیافت و مدیریت و هماهنگی است. در میان این تکنولوژی ها، محرک های اولیه به طور واضح نقش مهمی ایفا می کنند؛ آنها نقاط عطف سیستم های CCHP هستند و به طور گسترده تر، تعیین کننده ی بقیه ی تجهیزات وابسته هستند.

### ۱-۳-۲-۱-۱ محرک های اولیه

راه های مختلفی برای دسته بندی محرک های اولیه وجود دارد مثلاً بر اساس سوخت مصرفی، میزان تکامل و پیشرفت فنی، میزان فروش در بازار و یا محدوده ی توانی آنها. با وجود برخی تکنولوژی های امیدوار کننده ی جدید، موتورهای احتراق داخلی رفت و برگشتی، توربین های بخار و توربین های گاز که می توان از آنها به عنوان محرک های اولیه ی رایج نام برد، هنوز هم بیشترین میزان نصب و استفاده را به خود اختصاص داده اند. علاوه بر آن، پیل های سوختی، موتورهای استرلینگ و میکرو توربین ها (عمدتاً گازی) نقش امیدوار کننده ای در آینده ی محرک ها ایفا می کنند. در ادامه آشنایی مختصری با این محرک ها خواهیم داشت و پارامترهای اصلی و عملکرد آنها در جدول ۱-۲ در انتهای این بخش ذکر شده است [۶].

### ۱-۳-۲-۱-۱-۱ توربین های بخار

توربین های بخار یکی از متداول ترین و قدیمی ترین فناوری های محرک اولیه بوده و در حال حاضر نیز به طور گسترده ای جهت تولید برق مورد استفاده قرار می گیرد. تولید برق توسط توربین های بخار از حدود یک صد سال پیش رایج شده و به دلیل بازدهی بیشتر و هزینه های کمتر به عنوان جایگزین مناسبی برای ماشین های بخار رفت و برگشتی مورد استفاده قرار گرفته است. ظرفیت توربین های بخار تجاری شده در محدوده ی ۵۰ کیلووات (تولید مقیاس کوچک) تا چند صد مگاوات (تولید نیروگاهی) است. سوخت های قابل استفاده در توربین بخار شامل گاز طبیعی، سوخت های مایع سبک و سنگین، سوخت های جامد مثل انواع زغال سنگ و چوب و... است. اگرچه چند مورد وجود دارد که استفاده ی بیشتر از آنها را تحت الشعاع قرار می دهد که شامل بازدهی الکتریکی کم، زمان start-up زیاد و عملکرد

ضعیف در بارهای جزئی<sup>۱</sup> می باشد. در نتیجه توربین های بخار برای نیروگاه های بزرگ یا تولید همزمان صنعتی نسبت به نیروگاه های پراکنده و غیرمترکز مناسب تر هستند [۶].

#### ۱-۲-۳-۱-۲ موتورهای احتراق داخلی رفت و برگشتی

در حال حاضر ۲ نوع رایج موتورهای احتراق داخلی مورد استفاده قرار می گیرند؛ موتورهای احتراق جرقه ای که عمدتاً با گاز طبیعی کار می کنند (البته biogas یا landfill gas هم می توان استفاده نمود) و موتورهای احتراق تراکمی که از سوخت دیزل استفاده می کنند (دیگر فراورده های نفتی همانند نفت سنگین یا biodiesel هم می توان استفاده نمود). موتورهای رفت و برگشتی یک فناوری ثابت شده با محدوده ی وسیعی از ابعاد و هزینه ی اولیه ی کم هستند. علاوه بر start-up سریع و عملکرد قابل اطمینان، بازدهی بالا در بارهای کم نیز، یک منبع انرژی انعطاف پذیر که برای کاربردهای مختلف انرژی کاربرد دارد (به خصوص تأمین فوری یا standby) را در اختیار مصرف کنندگان می گذارد. موتورهای رفت و برگشتی بیشترین وسیله ی تولید انرژی مورد استفاده کمتر از ۱ MW هستند. اگرچه آنها یک تکنولوژی تکامل یافته هستند ولی اشکالات آشکاری هم دارند. ارتعاشات نسبتاً زیاد نیازمند وسایلی برای جذب شوک های ایجاد شده و محافظت می باشد تا سروصداهای صوتی را کاهش دهد. تعداد زیاد قطعات متحرک و فواصل زمانی معین برای نگهداری و بازدید، هزینه های نگهداری را به قدری افزایش می دهد که فواید تحصیل شده در بازدهی سوخت را جبران می کند. علاوه بر آن، در سیستم های CCHP استفاده ی کامل از منابع گرمایی مختلف با دماهای متنوع دشوار می باشد. همچنین میزان نشر زیاد گازهای گلخانه ای - خصوصاً نیتروژن اکسیدها - جنبه ای دیگر از این تکنولوژی است که نیازمند پیشرفت می باشد. تولید کنندگان بزرگ دنیا در تلاش برای تولید موتورهای جدید با آلودگی کمتر، با استفاده از کاتالیزگرهای مختلف هستند.

---

<sup>۱</sup> partial load

#### ۳-۱-۳-۲-۱ توربین های گاز

توربین های گاز به خاطر قابلیت اطمینان بالا و بازه ی وسیع تولید قدرت، محرک های اولیه ی بسیار استفاده شده ای در ابعاد بزرگ تولید همزمان هستند. اندازه های زیر ۱ MW مدت زیادی است که به دلیل بازدهی الکتریکی پایین و هزینه ی زیاد برای هر کیلو وات برق خروجی، غیر اقتصادی هستند. توربین های گاز نسبت به توربین های بخار راحت تر نصب می گردند و همچنین مزیت دیگر آنها نسبت به توربین های بخار، استفاده از فضای کمتر و هزینه ی سرمایه گذاری کمتر می باشد. هزینه های نگهداری این توربین ها تا حدودی کمتر از موتورهای رفت و برگشتی است و بازدهی الکتریکی آنها نیز همینطور است. میزان نشر گازهای گلخانه ای توسط توربین های گاز نیز کمتر از موتورهای رفت و برگشتی است و تکنولوژی مقرون به صرفه ی کنترل نشر NOx ها، برای این توربین ها کاملاً در بازار موجود است.

گازهای خروجی از توربین گاز می توانند برای احتراق یک سوخت دیگر مورد استفاده قرار بگیرند. این تکنولوژی Supplementary firing نامیده می شود و می تواند دمای گازهای خروجی را تا بیش از  $1000^{\circ}\text{C}$  بالا ببرد و مقدار بخار فشار بالای تولید را افزایش دهد. از ایرادات عمده ی توربین های گاز می توان موارد زیر را نام برد. دماهای زیاد تولید شده نیاز به افزایش استاندارد مواد با هزینه های تولید بالاتر را منجر می گردد. علاوه بر این، عملکرد توربین در مکان های با ارتفاع زیاد و یا در مواقعی که دمای محیط زیاد است کاهش می یابد.

#### ۳-۱-۳-۲-۱ میکروتوربین ها

میکروتوربین ها تکنولوژی توربین گاز را به ابعاد کوچکتر گسترش داده اند. آنها معمولاً با گاز طبیعی کار می کنند ولی می توانند از دیزل، گازوئیل یا دیگر سوخت های با انرژی بالا استفاده کنند. میکروتوربین ها تنها یک قطعه ی متحرک دارند؛ آنها از air bearing استفاده می کنند و نیاز به روانکاری

روغنی ندارند؛ اگرچه که سرعت دورانی بالایی تا ۱۲۰۰۰۰ rpm دارند. همچنین دمای احتراق کمتر که منجر به تولید NOx کمتر می شود و سر و صدای کمتر نسبت به یک موتور، از دیگر مزایای آنها است. عمده ترین عیوب آنها short track record، هزینه های اولیه ی بالا در مقایسه با موتورهای رفت و برگشتی، بازدهی نسبتاً کم الکتریکی و حساسیت بازدهی به شرایط محیط می باشد.

#### ۱-۲-۳-۱-۵ موتورهای استرلینگ<sup>۱</sup>

در مقایسه با موتور احتراق داخلی معمولی، موتور استرلینگ یک موتور احتراق خارجی می باشد. موتورهای استرلینگ می توانند تقریباً با هر سوختی (گازوئیل، الکل، گاز طبیعی یا بوتان) کار کنند و احتراق آنها خارجی است که کنترل فرآیند احتراق را تسهیل می کند که نتیجه ی آن آلودگی کمتر، سرو صدای کمتر و فرایند پر بازده تری می باشد. همچنین در مقایسه با موتورهای رایج، قطعات متحرک کمتر و ارتعاشات کمتری هم دارد. قیمت زیاد آن نیز سبب عدم محبوبیت آن شده است و جنبه های امیدوار کننده ی آن برای استفاده در سیستم های CCHP به تحقیقات بیشتری نیاز دارد. برخی متون نشان دهنده ی امکان استفاده از صفحات خورشیدی برای گرم کردن موتورهای استرلینگ می باشد که نشان دهنده ی پتانسیل حذف نیاز به سوخت برای احتراق می باشد.

#### ۱-۲-۳-۱-۶ پیل های سوختی

پیل های سوختی، تولید کنندگان بی صدا و آرام قدرت هستند که قطعه ی متحرکی ندارند، از هیدروژن و اکسیژن برای تولید برق استفاده می کنند و به طور همزمان می توانند گرمای مورد نیاز برای کاربردهای متعدد را فراهم آورند. پیل های سوختی بازدهی الکتریکی بالایی را تحت بارهای متنوع از خود نشان می دهند و میزان نشر آلودگی بسیار کمی دارند. مزیت بزرگ پیل های سوختی برای بازار

---

<sup>۱</sup> . Stirling engine

رقابت، قابل حمل بودن آن است. ۵ پیل سوختی نامبرده شده در ادامه، بیشترین انواع مورد استفاده هستند [۶]. این فناوری به دلایلی مثل گرانی، پیچیدگی، ظرفیت کم و قابلیت اطمینان اثبات نشده هنوز نتوانسته سهم زیادی از بازار تجاری را به خود اختصاص دهد. ۵ نوع پیل سوختی توسعه یافته به شرح زیر می باشند:

- PEMFC: Proton Exchange Membrane Fuel Cell
- MCFC: Molten Carbonate Fuel Cell
- PAFC: Phosphoric Acid Fuel Cell
- SOFC: Solid Oxide Fuel Cell
- AFC: Alkaline Fuel Cell

در هریک از انواع پیل های سوختی ذکر شده نوع الکترولیت و دمای بهره برداری متفاوت است؛ بنابراین در شرایط متفاوتی برای کاربردهای تولید پراکنده مورد استفاده قرار می گیرند. جدول ۱-۲ خلاصه ای از ویژگی های محرک های اولیه را نشان می دهد.

جدول ۱-۲: مزایا، معایب و ظرفیت محرک های اولیه [۹]

نوع فناوری	مزایا	معایب	ظرفیت
موتورهای رفت و برگشتی	بازدهی بالا همراه با قابلیت بهره برداری در بار جزئی	هزینه تعمیرات زیاد کاربردهای CHP محدود به دمای کم	کمتر از ۵ مگاوات
نوع جرقه ای نوع تراکمی	راه اندازی سریع سرمایه گذاری نسبتاً کم امکان اجرای تعمیرات اساسی با استفاده از کارکنان محلی امکان بهره برداری از سوخت گاز با فشار کم	آلایندگی نسبتاً زیاد هوا نیاز به خنک سازی نویزهای فرکانسی پایین به میزان زیاد	با سرعت زیاد: کمتر از ۴ مگاوات با سرعت کم: ۴ الی ۷۵ مگاوات
توربین گاز	قابلیت اطمینان بالا آلایندگی کم گرمای قابل دسترس با کیفیت بالا عدم نیاز به خنک سازی	نیاز به سوخت گاز با فشار قوی بازدهی کم در بار پایین کاهش بازدهی در صورت افزایش دمای محیط	۵۰۰ کیلووات الی ۲۵۰ مگاوات
توربین بخار	قابلیت اطمینان بالا بازدهی کلی بالا استفاده از انواع سوخت طول عمر زیاد قابلیت تغییر نسبت تولید برق به گرما	راه اندازی کند کم بودن نسبت تولید برق نسبت به گرما	۵۰ کیلووات الی ۲۵۰ مگاوات
میکروتوربین	قسمت های متحرک کم ابعاد کوچک و وزن سبک آلایندگی کم عدم نیاز به خنک سازی	هزینه بالا بازدهی مکانیکی نسبتاً کم کاربردهای CHP محدود به دمای کم	۳۰ الی ۲۵۰ کیلووات
پیل سوختی	آلایندگی کم سروصدای کم بازدهی بالا در بارهای مختلف	هزینه بالا نیاز به فرآوری سوخت	۵ کیلووات الی ۲ مگاوات

### ۱-۲-۳-۲ تجهیزات الکتریکی

تجهیزات الکتریکی برای سیستم های تولید همزمان شامل ژنراتورها، ترانسفورمرها، تجهیزات سوئیچینگ، مدار شکن ها، رله ها، کنتورها، کنترلرها، خطوط انتقال و دیگر تجهیزات وابسته هستند. علاوه بر تجهیزاتی که در تولید توان الکتریکی مورد نیاز است، سیستم های تولید همزمان ممکن است



برای بهره برداری اضطراری و نیز فروش برق به شبکه نیاز به تجهیزاتی برای اتصال به شبکه برق داشته باشند.

#### ۱-۲-۳-۳ دستگاه های بازیافت حرارت

بازیافت حرارتی معمولاً توسط مبدل های خاصی صورت می گیرد. از جمله این مبدل ها، مولد بخار بازیافت حرارت<sup>۱</sup> و یا مبدل هایی همانند رادیاتور موتورهای احتراقی می باشند. در اکثر این تجهیزات، گاز خروجی از دستگاه عبور کرده و از بالای دستگاه خارج می شود. انرژی گاز خروجی برای گرم کردن و تبخیر آب و سوپرهیت کردن بخار مورد استفاده قرار می گیرد. اختلاف درجه حرارت بین گاز خروجی و آب موقعی که شروع به تبخیر می نماید، به عنوان نقطه پینچ اختلاف درجه حرارت می نامند. این نقطه دارای کمترین اختلاف درجه حرارت بوده و عملکرد کلی وسیله بازیابی حرارت را محدود می کند. از آنجاییکه میزان انتقال حرارت متناسب با اختلاف درجه حرارت است، هر قدر که میزان این اختلاف بیشتر باشد، میزان انتقال حرارت بزرگ تر است. از طرف دیگر با افزایش اختلاف درجه حرارت، بایستی از میزان جریان بخار کاسته شده و از انرژی گاز خروجی کمتری استفاده شود. برای استفاده از اختلاف درجه حرارت های کوچکتر و تثبیت میزان انتقال حرارت بالاتر، سطوح انتقال حرارت بزرگ تری مورد نیاز است. سطوح انتقال حرارت بزرگتر طبعاً به سرمایه گذاری های بیشتری نیاز دارد. نتیجه اینکه برای استفاده از یک وسیله بازیابی حرارت در طراحی سیستم های تولید همزمان باید بین دو گزینه فوق حالت تعادل را بدست آورد.

---

<sup>۱</sup> . Heat Recovery Steam Generator

یک تفاوت مهم بین سیستم های CCHP و سیستم های CHP اینست که سیستم های CCHP - شامل یک یا چند تجهیزات سرمایشی یا رطوبتی هستند که - نه تنها برق و گرما را تأمین می کنند بلکه ظرفیت سرمایی لازم برای تهویه مطبوع یا انجام یک فرآیند را فراهم می آورند. با به کارگیری این گزینه های سرمایی یا رطوبتی، بازدهی کلی سیستم های CCHP افزایش پیدا می کند. علاوه بر بازدهی سوخت اولیه ی بالا، مزایای دیگری همچون کاهش نشر گازهای گلخانه ای و کاهش هزینه ی کلی با این فناوری ها استحصال می گردد. اصلی ترین سیستم های فعال با حرارت، چیلرهای جذبی و رطوبت گیرهای خشک کن<sup>۱</sup> هستند. این سیستم های سرمایی یا رطوبتی می توانند با بخار، آب داغ یا گازهای داغ خروجی از محرک های اولیه، کار کنند [۶].

سیستم های تبرید جذبی به واسطه ی استفاده از یک منبع گرمایی به عنوان انرژی ورودی برای کار کردن، با سیستم های تراکمی تفاوت می کنند. در مقابل، سیستم های تراکمی برای کار کردن به انرژی مکانیکی نیاز دارند. بنابراین، مزیت اصلی سیستم جذبی اینست که می تواند با سوزاندن یک سوخت یا استفاده از حرارت اتلافی بازیافتی از دیگر سیستم های حرارتی کار کند. علاوه بر این، این سیستم ها مزایای دیگری از جمله قابلیت اطمینان بالا، نیاز به کنترل و مراقبت کم و عملکرد بدون سر و صدا و لرزش دارند. یک ویژگی مهم دیگر حذف میردهای CFC و HCFC<sup>۲</sup> است [۱۰].

چیلر جذبی معمولاً یک ضریب عملکرد (COP) بین ۰/۵ و ۱/۵ دارد در حالیکه سیکل های تراکمی بخار مدرن ضریب عملکردهایی بیشتر از ۳ دارند؛ اگرچه در حال حاضر هم چیلرهای جذبی به صورت بسیار زیاد مورد استفاده قرار می گیرند چراکه آنها می توانند برای تأمین سرما، از گرمای دما پایین ( $100^{\circ}\text{C}$ ) استفاده کنند. لذا بر اساس این مفهوم، ضریب عملکرد یک چیلر جذبی نباید با دیگر سیکل

<sup>1</sup> . Desiccant dehumidifiers

<sup>2</sup> . Chlorofluorocarbons

<sup>3</sup> . Hydrochlorofluorocarbons

<sup>4</sup> . Coefficient Of Performance

های سرمایه‌ی مقایسه شود چون انرژی ورودی به یک چیلر جذبی می‌تواند کاملاً رایگان باشد، در غیر اینصورت همانند بسیاری از فرآیندها بدون استفاده می‌ماند [۱۱].

چیلرهای جذبی از یک جفت مبرد-جاذب به عنوان سیال عامل استفاده می‌کنند. عملکرد سیستم‌های تبرید جذبی به شدت وابسته به خواص شیمیایی - فیزیکی سیال عامل است. یکی از نیازهای اساسی ادغام جاذب - مبرد اینست که در فاز مایع و در محدوده‌ی عملیاتی سیکل، باید تمایل به مخلوط شدن داشته باشند. این مخلوط همچنین باید غیر خورنده، غیر مضر برای محیط زیست، ارزان قیمت، از نظر شیمیایی پایدار، غیر سمی و اشتعال ناپذیر باشد. علاوه بر این نیازها، خواص انتقالی (مانند ویسکوزیته، هدایت حرارتی و ضریب انتشار) که انتقال حرارت و جرم را تحت تأثیر قرار می‌دهند، باید مورد توجه قرار گیرند. معروف ترین جفت‌های سیالات عامل، آب-لیتیوم بروماید<sup>۱</sup> و آمونیاک-آب هستند [۱۲]. سیستم‌های آب-لیتیوم بروماید در مواردی استفاده می‌شوند که دماهای معمولی (مثل دمای سیستم‌های تهویه مطبوع) لازم داشته باشیم و سیستم‌های آمونیاک-آب عمدتاً جاهایی استفاده می‌شوند که به سرما با دماهای پایین تر نیاز باشد [۱۳]. جفت آمونیاک (مبرد) - آب (جاذب) به صورت گسترده برای اهداف سرمایه‌ی و گرمایش مورد استفاده قرار گرفته است. هر دو آنها برای محدوده‌ی وسیعی از دما و فشار، بسیار پایدار هستند. همچنین آمونیاک گرمای تبخیر بسیار بالایی دارد، که یکی از نیازهای عملکرد مناسب سیستم می‌باشد. آمونیاک می‌تواند برای استفاده در دماهای پایین به کار برده شود؛ چرا که نقطه‌ی انجماد آن  $77^{\circ}\text{C}$ - است. فشار بالا، مسمومیت و خوردگی در برابر مس و آلیاژهای مس نیز از معایب آن می‌باشد؛ اگرچه آب - آمونیاک سازگار با محیط زیست است و کم هزینه می‌باشد [۱۲].

در کاربردهای تولید همزمان ویژگی مهم چیلرهای جذبی این است که آن‌ها از انرژی درجه حرارت نسبتاً پایین که به طور مستقیم و یا غیر مستقیم از محرک اولیه بدست می‌آید، می‌توانند برای تولید

---

<sup>1</sup> . Li-Br  
<sup>2</sup> . NH<sub>3</sub>

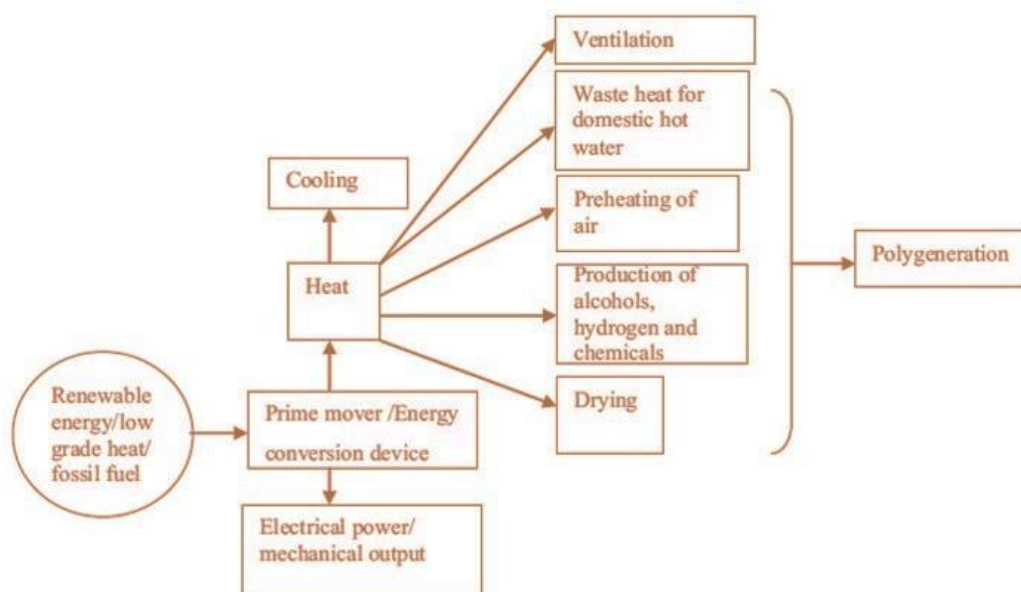
سرمایش استفاده کنند. خروجی حرارتی یک سیستم تولید همزمان را می توان برای گرمایش در خلال فصل سرد سال و با استفاده از چیلر جذبی برای سرمایش در طول فصل گرم سال استفاده کرد. در آب و هوای گرم، چیلرهای جذبی یک جزء مهم از جهت تکنیکی و اقتصادی در موفقیت سیستم های تولید همزمان هستند.

### ۱-۲-۴ سیستم های تولید چندگانه

یک سیستم تولید سه گانه (tri-generation) به سیستمی اشاره می کند که به طور کلی سرما، حرارت و قدرت تولید می نماید. در سیستم های تولید چندگانه (poly-generation)، علاوه بر تولید حرارت و قدرت، تعداد بیشتری انرژی یا فرآیند، همانند تولید آب داغ، سرما و تولید انرژی های تجدیدپذیر همانند هیدروژن، اتانول و... در یک سایت<sup>۱</sup> با ادغام چندین فرآیند در یک سیستم انجام می گیرد (شکل ۱-۵). پیش بینی می گردد که این نوع سیستم ها در آینده ای نزدیک در سیستم های غیرمتمرکز بسیار سودمند خواهند بود. برای رسیدن به این مهم، علاوه بر واحد CHP، اجزای دیگری همانند واحد سرمایش و یک واحد فرآیند دیگر ادغام می گردند. سیستم های تولید چندگانه می توانند در گستره ی قدرتی کوچک، متوسط و بزرگ مورد استفاده قرار گیرند. با یک سیستم تولید چندگانه، گرما با ارزش حرارتی پایین هم می تواند به خوبی مورد استفاده قرار گیرد.

---

1 . Plant



شکل ۱-۵: محصولات ممکن در سیستم های تولید چندگانه [۱]

### ۳-۱ هیدروژن

هیدروژن ویژگیهایی همچون حفظ سلامت محیط زیست، کارایی بالا، ایمنی و منبع تجدید پذیر بودن انرژی را دارد. هیدروژن بالاترین نسبت انرژی به وزن در میان همه ی سوخت های موجود را دارد؛ در نتیجه سوختی که هیدروژن بیشتری داشته باشد، انرژی بیشتری فراهم می کند. بنابراین هیدروژن خالص به عنوان سوخت پیشرو خواهد بود که می تواند تقاضایی که هر روز بیشتر می گردد در بسیاری از فرآیندها همانند متانول، برق، آمونیاک، انیلین، پالایش نفت، پیل های سوختی، وسایل نقلیه، نیروگاه ها و..... را برآورده سازد.

بر خلاف سوخت های فسیلی، هیدروژن به صورت آماده در طبیعت وجود ندارد. اگرچه می تواند از هرگونه از منابع اولیه ی انرژی تولید شود و سپس یا به عنوان سوخت برای احتراق مستقیم در یک موتور احتراق داخلی و یا در یک پیل سوختی مورد استفاده قرار گیرد در حالیکه فقط آب را به عنوان محصول جانبی تولید می کند. هیدروژن به عنوان تنها سوخت بدون کربن ، به عنوان سوختی از نوع

تجدید پذیر و مهربان با محیط زیست در مقایسه با سوخت های فسیلی مورد قبول واقع شده است [۱۴]. اگرچه بیشتر هیدروژن موجود در زمین به صورت اکسید، تشکیل دهنده ی آب ( $H_2O$ ) است که ارزش سوختی ندارد و همچنین در مجاورت کربن به صورت ترکیب های هیدروکربنی مثل متان ( $CH_4$ ) با ظرفیت انرژی بالا قرار دارد. در نتیجه هیدروژن باید از موادی که در مجاورت آنها است، جدا شود. امروزه هیدروژن از آب، زیست توده<sup>۱</sup> و سوخت های فسیلی تولید می شود [۲]. جدول ۱-۳ انرژی سوخت های مختلف را با یکدیگر مقایسه می کند.

جدول ۱-۳: ارزش حرارتی بالا و پایین برای سوخت های مختلف [۱۴]

سوخت	حالت در دما و فشار محیط	LHV MJ/Kg	HHV MJ/Kg
هیدروژن	گاز	۱۱۹,۹	۱۴۱,۹
متان	گاز	۵۰	۵۵,۵
اتان	گاز	۴۷,۸	۵۱,۹
گازوئیل	مایع	۴۴,۵	۴۷,۵
دیزل	مایع	۴۲,۵	۴۴,۸
متانول	مایع	۱۸,۱	۲۰

### ۱-۳-۱ روش های تولید هیدروژن

مسأله ی اصلی در استفاده از گاز هیدروژن به عنوان یک سوخت، کمیابی آن در طبیعت و نیاز به روش های بسیار پر هزینه برای تولید آن است. روش های متنوعی برای تولید هیدروژن وجود دارد که بر اساس ماده ی خام مورد استفاده، می تواند به دو دسته ی اصلی تکنولوژی های رایج و تجدیدپذیر تقسیم گردد. فرآیندهای دسته ی نخست، فرآیندهایی بر سوخت های فسیلی است و شامل روش های

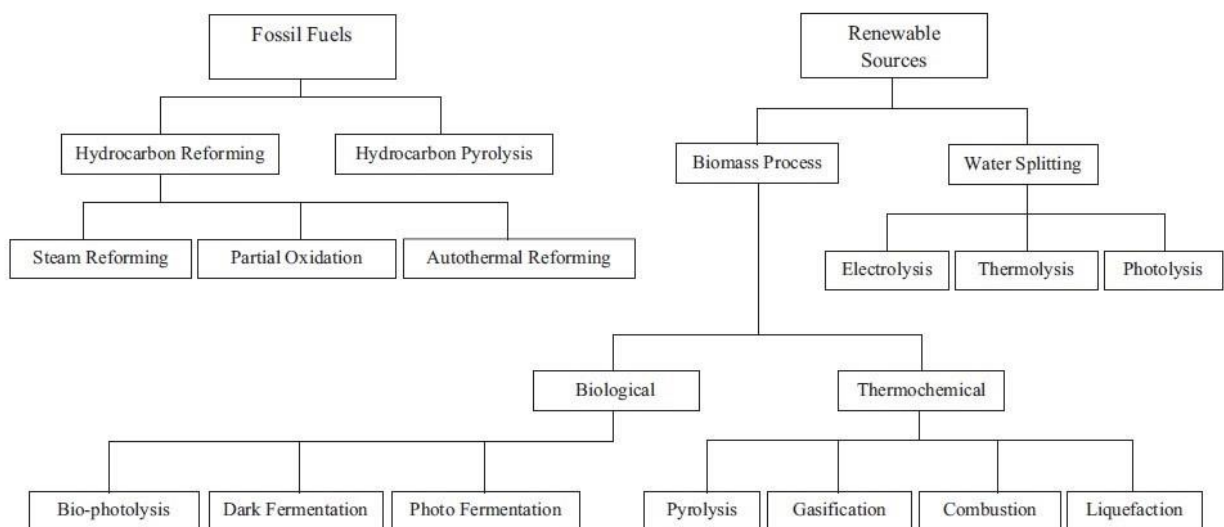
<sup>۱</sup> . Biomass

Hydrocarbon Reforming و Hydrocarbon pyrolysis می باشد. فرآیندهای Hydrocarbon Reforming شامل تکنیک های شیمیایی Steam Reforming، Partial Oxidation و Autothermal Reforming می باشد.

دسته ی دوم مشتمل بر روش هایی است که هیدروژن را از منابع تجدید پذیر، چه از زیست توده و چه از آب تولید می کنند. روشهای استفاده از زیست توده برای تولید هیدروژن، خود به دو زیر دسته ی Thermochemical و Biological تقسیم می شود. تکنولوژی حرارتی شیمیایی شامل Pyrolysis، gasification و combustion، liquifaction است و روش های اصلی بیولوژیکی direct and indirect، photo-fermentation، dark fermentation، bio-photolysis و sequential dark fermentation می باشند.

دسته ی دوم روش های تجدید پذیر، روش هایی است که می تواند هیدروژن را از طریق فرآیندهای جداسازی آب همانند electrolysis، thermolysis و photo-electrolysis تولید نماید که فقط از آب به عنوان ماده ی ورودی استفاده می شود [۱۴].

روش های مختلف تولید هیدروژن در شکل ۱-۶ آورده شده است.



شکل ۱-۶: روش های تولید هیدروژن [۱۴]

## Steam Methane Reforming ۱-۱-۳-۱

روش های تولید هیدروژن از سوخت های فسیلی عبارتند از:

Partial Oxidation ،Autothermal reforming (ATR) ،Steam Methane Reforming (SMR)  
(POX)

بیشترین میزان تولید هیدروژن به روش SMR و خصوصاً از گاز طبیعی می باشد (تقریباً ۸۰٪ هیدروژن تولیدی از سوخت های فسیلی). فرآیند SMR از دهه ی ۱۹۳۰ در صنعت استفاده شده است که امروزه پر استفاده ترین فرآیند در این زمینه است. SMR واکنش گاز طبیعی یا هیدروکربن های سبک با بخار سوپرهیت است [۲].

در میان تکنولوژیهای ذکر شده، steam reforming گاز طبیعی به صورت بسیار گسترده استفاده می شود به طوری که ۸۵-۸۰٪ کل هیدروژن تولیدی دنیا به این روش تأمین می گردد. تکنولوژی steam reforming بهترین روش اقتصادی برای تولید گاز سنتز<sup>۱</sup> (ترکیب هیدروژن و مونوکسیدکربن) است؛ هزینه ی هیدروژن تولیدی به این روش کمتر از روش تولید آن با استفاده از منابع انرژی تجدید پذیر یا gasification سوخت های فسیلی جامد است. این روش برای هیدروکربن های سبک مانند گاز طبیعی (عمدتاً  $CH_4$ )، نفتا و گاز نفتی مایع شده مناسب هست [۱۵].

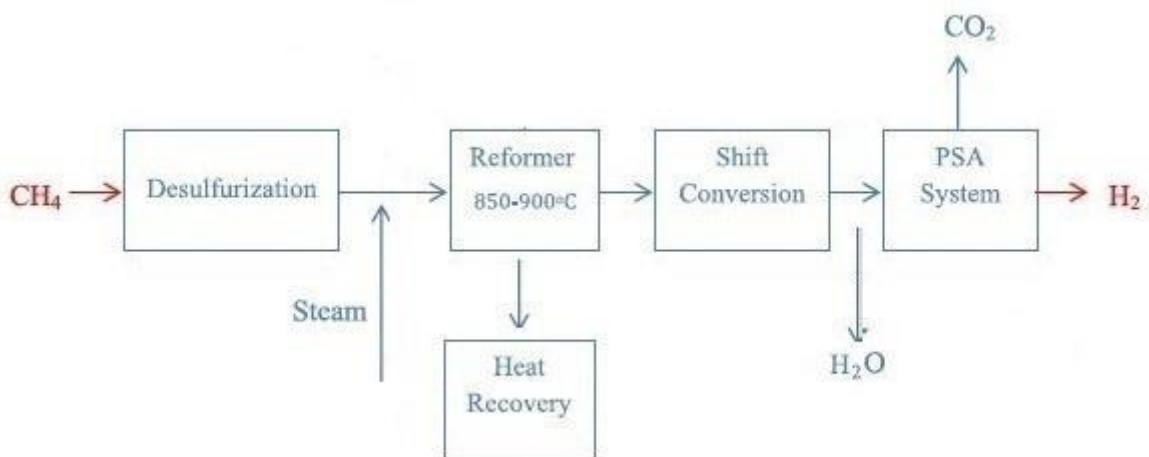
روش steam reforming اساساً شامل یک تبدیل کاتالیزی هیدروکربن و بخار آب به هیدروژن و اکسیدهای کربن است و شامل مراحل ریفرمینگ یا تولید گاز سنتز، شیفت گاز-آب<sup>۲</sup> و خالص سازی گاز می باشد. مواد خام از متان، گاز طبیعی و دیگر گازهای دربردارنده ی متان از طریق ادغام هیدروکربن های سبک شامل اتان، پروپان، بوتان، پنتان و نفتا سبک و سنگین شامل می شوند. اگر خوراک اولیه شامل ترکیبات سولفوری ارگانیک باشد، مرحله ی ریفرمینگ دارای یک قدم مقدماتی تر یعنی سولفور زدایی می شود تا از سمی شدن کاتالیزگر که معمولاً بر پایه ی نیکل می باشد، جلوگیری شود. به منظور

<sup>۱</sup> . synthesis gas

<sup>۲</sup> . water-gas shift



تولید مدنظر و خالص هیدروژن و جلوگیری از تشکیل coking بر سطح کاتالیزگر، پارامترهای عملکرد واکنش reforming در دماهای بالا (حدوداً ۷۵۰-۹۰۰ °C) و فشارهایی تا ۳,۵ Mpa و نسبت کربن به بخار ۳,۵ انتخاب می شود. SMR رایج ترین و پیشرفته ترین روش تولید هیدروژن در مقیاس های بزرگ می باشد که بازدهی تبدیل آن بین ۷۴-۸۵٪ است. شکل ۷-۱ یک شماتیک ساده از تولید هیدروژن از متان را نمایش می دهد.

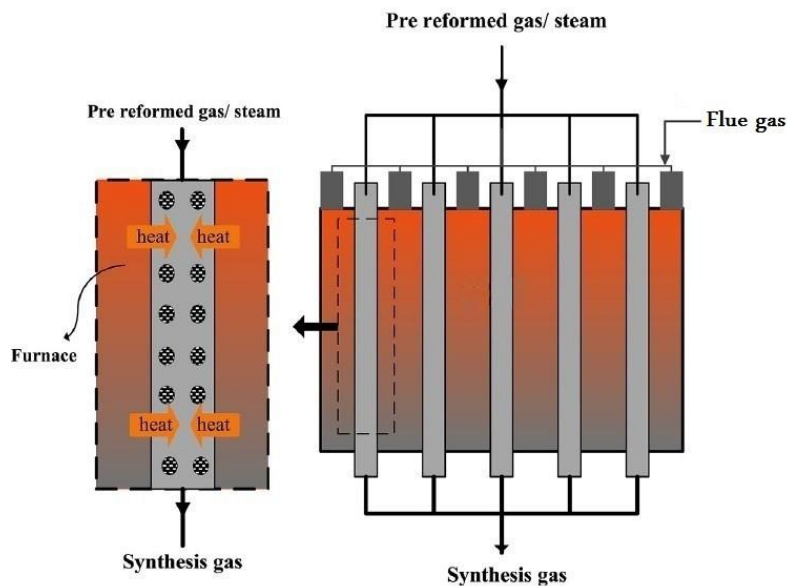


شکل ۷-۱: شکل شماتیک فرآیند Steam methane reforming

برای سهولت کار، در این پروژه راکتورهایی که در آنها واکنش SMR و واکنش شیفت گاز - آب انجام می گیرد، به ترتیب Reformer و WGS نام گذاری شده اند. مرحله ی اول، واکنش reforming (رابطه ی ۱-۱) است که یک واکنش گرماگیر بوده و برای تولید گاز سنتز انجام می گیرد. شکل ۱-۸ یک نمونه ریفرمر را نشان می دهد. این راکتور شامل لوله های عمودی می باشد که در یک محفظه ی بزرگ احتراقی قرار گرفته اند. گاز طبیعی با بخار آب مخلوط شده و به عنوان خوراک ورودی وارد لوله های ریفرمر می شود و در کنار کاتالیزگر از حرارت ناشی از احتراق در اطراف لوله ها برای انجام واکنش استفاده می نماید. محصولات خروجی از لوله ها همان گازهای سنتز هستند.



<sup>۱</sup> . Water-gas shift



شکل ۱-۸: شکل شماتیک یک نمونه reformer بخار [۱۵]

چون واکنش reforming در دمای بالا انجام می گیرد، پس محصولات خروجی از آن نیز دارای دمای بالا و حرارت محسوس کافی هستند. لذا می توان خوراک ورودی را پیش از ورود به ریفرمر، از یک مبدل حرارتی عبور داده تا توسط محصولات خروجی از ریفرمر پیش گرم شوند.

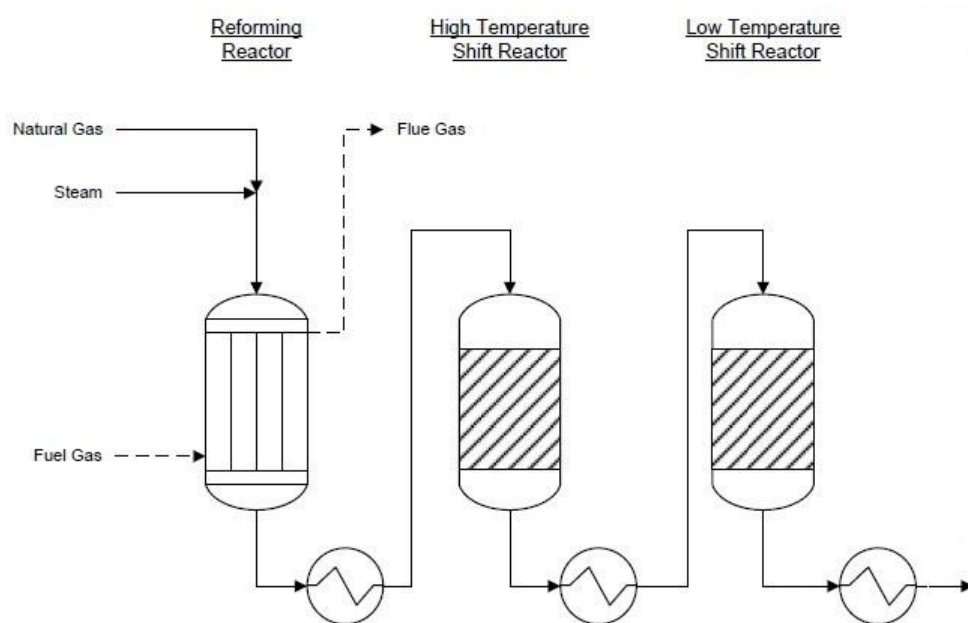
در مرحله ی دوم، گازهای سنتز از ریفرمر به یک راکتور دیگر می روند که در آن CO و بخار، واکنش نشان داده و H<sub>2</sub> و CO<sub>2</sub> تولید می شود. این واکنش که به واکنش شیفت گاز و آب معروف است، در سال ۱۷۸۰ میلادی توسط یک دانشمند ایتالیایی به نام Felice Fontana کشف شد [۱۶]. (رابطه ی

(۲-۱)



گاز سنتز خروجی از ریفرمر، گازی سرشار از H<sub>2</sub> و CO است. واکنش شیفت می تواند برای افزایش میزان H<sub>2</sub> و کاهش میزان CO مورد استفاده قرار بگیرد. دماهای پایین، برای تعادل این واکنش برای تولید محصول بیشتر، مطلوب تر است اما برای رسیدن به یک نرخ واکنش عملیاتی، دماهای بالا مورد نیاز است. این دو راهی از طریق استفاده از سیستمی با ۲ مرحله شیفت برطرف می گردد. در مرحله ی

اول، یک دمایی بالا (معمولاً  $350^{\circ}\text{C}$ ) برای ورود به راکتور لازم است. دما در راکتور نیز، به دلیل واکنش شیفت که ذاتاً گرماده است افزایش می یابد. در این دما، واکنش با استفاده از کاتالیزگرهایی بر پایه ی آهن (که ارزان قیمت نیز هستند) بهبود می یابد و غلظت CO را به درصد بسیار کمی می رساند. پس از این مرحله و خروج محصولات از راکتور اول، باید دمای آن ها را پایین آورده و برای ارسال به مرحله ی دوم خنک کنیم. در مرحله ی دوم شیفت، یک دمای پایین تر ( $190-210^{\circ}\text{C}$ ) برای افزایش غلظت تعادلی  $\text{H}_2$  استفاده می شود. یک کاتالیزگر گران قیمت تر بر پایه ی مس نیز برای رسیدن به تعادل در یک نرخ واکنش معقول لازم می باشد. شکل ۹-۱ شماتیک از واکنش SMR به همراه واکنش شیفت مرحله ۲ را نمایش می دهد.



شکل ۹-۱: شکل شماتیک فرآیند SMR به همراه واکنش شیفت ۲ مرحله ای [۱۷]

بنا به امکانات، ممکن است جایگزین هایی برای شیفت ۲ مرحله ای ترجیح داده شود. این جایگزین ها شامل شیفت یک مرحله ای دما بالا یا شیفت یک مرحله ای دما متوسط است. این گزینه ها سبب

افزایش بسیار جزئی غلظت CO در گاز خروجی می شود. اما در طراحی های جدید نیز، راکتور دوم شیفیت را حذف می کنند و با یک راکتور این واکنش را انجام می دهند.

گاز سنتز شیفیت داده شده غلظت بالایی از  $H_2$  دارد اما دارای درصد زیادی از  $CO_2$  و  $H_2O$  و همچنین  $CH_4$  های باقیمانده و درصد ناچیزی CO نیز هست. به منظور تولید هیدروژنی با کیفیت بالا (خلوص بالای نزدیک به ۱۰۰٪) مثلاً برای استفاده در پیل سوختی، گاز تولیدی را با روش هایی همچون جداسازی  $CO_2$ ، جداسازی رطوبت به وسیله ی تقطیر و خشک کردن و جداسازی دیگر گازهای موجود در یک واحد جذب سطحی تناوب فشار<sup>۱</sup> (PSA) خالص سازی می کنند. این فرآیندها، فرآیندهای هستند که نیازمند مدلسازی پیچیده ای برای نمایش کامل ویژگیهای کامل خود هستند [۲۱،۲۰،۱۹،۱۸،۱۷،۱۵،۱۴].

### ۱-۳-۲ واکنش Steam Methane Reforming دما پایین

طبق مطالب مطرح شده در قسمت قبل، دماهای زیاد، مطلوب فرآیند SMR است؛ به دلیل اینکه متان از نظر ترمودینامیکی بسیار پایدار و دارای انرژی تجزیه زیاد برای ترکیب C-H است (۱۰۴ Kcal/mol). در نتیجه مواد آلیاژی ویژه ای با پایداری حرارتی بالا به عنوان مواد سازنده ی لوله ها باید مورد استفاده قرار گیرد که البته بسیار گران قیمت نیز هستند. همچنین کاتالیزگر به دلیل سفت شدن در دماهای بالا می تواند به مرور سبب از کار افتادن واکنش شود. بنابراین لازم است تا فرآیند دما پایین را ارتقاء دهیم تا هزینه ی مواد لازم برای لوله های ریفورمر را کاهش دهیم. به علاوه اگر امکان انجام واکنش در دماهای پایین تر فراهم گردد عمر لوله های ریفورمر به اندازه ی قابل توجهی افزایش پیدا می کند و هم چنین از بسیاری از انرژی ها و حرارت های مازاد با درجه ی حرارت پایین تر را نیز می توان برای تولید هیدروژن استفاده نمود.

---

<sup>۱</sup> . pressure swing adsorption

از آنجایی که دمای گازهای اگزاست توربین گاز در محدوده ی دمایی °C ۴۵۰ تا حداکثر °C ۶۲۰ قرار دارد، می توان از این دمای زیاد برای تولید هیدروژن به روش SMR بهره برد؛ منتهی درصد تبدیل متان نسبت به حالتی که دمای واکنش °C ۸۵۰ یا °C ۹۰۰ باشد کمتر است.

سناریوی حاکم در این تحقیق بدین ترتیب است که تا بیشترین مقدار ممکن، از انرژی موجود در گازهای خروجی از توربین گاز بهره برده و از آن برای تولید هیدروژن استفاده کنیم. سپس مابقی انرژی موجود در گازهای اگزاست را صرف تولید گرمایش و سرمایش کنیم. البته با استفاده از یکسری اصلاحات می توان درصد تبدیل متان و میزان تولید هیدروژن در دماهای پایین را افزایش داد. از جمله ی این اصلاحات تغییر نوع کاتالیزگر مورد استفاده در واکنش SMR می باشد. در فصل دوم، به چند نمونه از کارهایی که در آن واکنش SMR دما پایین انجام گرفته، اشاره خواهیم کرد.

#### ۴-۱ جمع بندی

در این تحقیق به منظور تولید چهار نیاز اصلی برق، گرما، سرما و سوخت بسیار مهم هیدروژن از سیستم تولید چندگانه استفاده شده که در آن یک سیستم CCHP با مدار تولید هیدروژن ترکیب گردیده است. از ویژگی های برجسته ی این سیستم آنست که می توان میزان تولید هر کدام از محصولات خروجی را با توجه به نیاز تغییر داد؛ مثلاً میزان بخار داغ تولیدی یا میزان بار سرمایی. استفاده ی حداکثری از انرژی سوخت اولیه و بهبود راندمان، جلوگیری از هدر رفت انرژی و سرمایه و بالا بردن بازدهی با قرار دادن مبدل های حرارتی و قابلیت به کارگیری تجهیزات، چینش ها و روش های متنوع از دیگر ویژگی های این سیستم می باشد.

در این فصل، ابتدا به مسائل پیرامون افزایش تقاضا و مصرف سوخت های فسیلی و افزایش تولید گازهای گلخانه ای و نگرانی های زیست محیطی پرداخته شد. در ادامه سیستم های تولید همزمان معرفی و با سیستم های سنتی تولید انرژی مقایسه گردید. همچنین مزایای این سیستم ها شمرده و اجزای آن نیز

به طور مفصل بررسی شد. در نهایت درباره ی هیدروژن، اهمیت آن و همچنین روش های تولید آن مطالب مهمی ذکر گردید.

در فصل بعد به مرور کارهای پیشین در موضوعات یکسان با تحقیق حاضر می پردازیم و نتایج کار محققین در این حوزه بررسی می شود. در فصل سوم چگونگی عملکرد سیکل، طریقه ی مدل سازی و روابط حاکم بر آن بیان می گردد. در فصل چهارم نتایج به دست آمده از شبیه سازی در نرم افزار شرح داده می شود. این نتایج شامل بررسی فنی و اقتصادی و بهینه سازی با تابع هدف سود اقتصادی می باشد.

در فصل پنجم به بررسی نتایج پرداخته شده و مناسب بودن طرح بررسی می شود. همچنین پیشنهاد هایی جهت پژوهش های آینده مطرح می گردد.

## فصل دوم

### مروری بر تحقیقات قبلی

## ۱-۲ مقدمه

در این فصل در ابتدا تحقیقات انجام شده با موضوع سیستم های CCHP بررسی می شود. سپس نتایج مطالعات صورت گرفته در زمینه شبیه سازی چیلرهای جذبی در نرم افزار Aspen plus مرور می گردد. در انتها و به طور مفصل مقالات با موضوع تولید هیدروژن، مدلسازی آن در Aspen plus و تولید هیدروژن در دماهای پایین مورد بررسی قرار گرفته و کار حاضر معرفی شده است.

## ۲-۲ مروری بر تعدادی از کارهای انجام شده در زمینه CCHP

سیستم های تولید همزمان را می توان بر اساس نوع محرک های اولیه، نوع سیستم های خنک کننده، نوع کاربری، نوع سوخت و نوع آنالیز انجام شده مورد تحقیق و بررسی قرار داد. لذا در بخش بعد به چند نمونه تحقیق که از زوایای مختلف به بررسی این سیستم ها پرداخته اند، اشاره می کنیم.

### ۱-۲-۲ بررسی سیستم های CCHP از جنبه های مختلف

آقای ونگ و همکارش [۶] وضعیت توسعه ی سیستم های CCHP را مورد بررسی قرار دادند و چهار نمونه سیستم CCHP با فن آوری های موجود برای ظرفیت های مختلف را بررسی کردند. آنها برخی از محرک های اصلی و فن آوری های فعال حرارتی را نیز به طور خلاصه معرفی نمودند. آنها نشان دادند که راندمان سیستم CCHP می تواند به اندازه ۷۰٪ تا ۹۰٪ باشد. این مقدار به طور قابل توجهی بالاتر از راندمان سیستم های مستقل متداول تأمین انرژی است.



السليمان و همكاران [۲۲] عملکرد انرژی سیستم های تولید همزمان سه گانه زیست توده<sup>۱</sup> پیل سوختی مذاب جامد<sup>۲</sup> و خورشیدی<sup>۳</sup> را با هم مقایسه کردند. پارامترهای مورد بررسی در این تحقیق راندمان انرژی، مقدار برق تولیدی، نسبت برق تولیدی به گرمایش و سرمایش خروجی و میزان گازهای گلخانه ای تولید شده است. در همه این ها سیکل ORC<sup>۴</sup> به عنوان ژنراتور برق ترکیب شده است. این مطالعه نشان می دهد که سیستم تولید همزمان سه گانه پیل سوختی مذاب جامد دارای بهترین راندمان الکتریکی بین سه سیستم بررسی شده است. اما از نظر بازدهی تولید سه گانه، بازدهی سیستم های زیست توده (۹۰٪) و خورشیدی (۹۰٪) بالاتر از سیستم پیل سوختی (۷۶٪) است. از طرف دیگر زمانی که از تولید همزمان استفاده می شود، نسبت به حالتی که فقط برق تولید می شود، راندمان هر سه سیستم افزایش می یابد. این تحقیق نشان می دهد که ORC برای استفاده در انرژی حرارتی درجه پایین دارای مزیت می باشد و ادغام آن با سیستم های تولید همزمان دارای چشم انداز خوبی است.

آنها در تحقیق دیگری [۲۳] به بهینه سازی ترمودینامیکی-اقتصادی<sup>۵</sup> این سیستم ها پرداخته و دریافتند که سیستم پیل سوختی دارای بالاترین نرخ هزینه هم از نظر سرمایه گذاری اولیه و هم از نظر هزینه است. آنها در انتها به این نتیجه رسیدند که در میان این ۳ نوع سیستم، سیستم خورشیدی به دلایل زیر بهترین عملکرد ترمودینامیکی-اقتصادی را دارد؛ چون کمترین هزینه را در هر واحد انرژی دارد، میزان نشرکربن دی اکسید آن صفر است و از یک منبع انرژی رایگان تأمین می شود.

عباسی و همکاران [۲۴] به طراحی یک سیستم CCHP با استفاده از محرک های اولیه ی متفاوت پرداختند. موتور گازی، موتور دیزل و توربین گاز به صورت جداگانه و همچنین به صورت ترکیب دوتایی مورد بررسی قرار گرفته و با نرم افزار MATLAB شبیه سازی شدند. در این تحقیق نشان داده شد که ادغام همزمان دو محرک اولیه تحت شرایط تأمین انرژی الکتریکی بسیار مفیدتر از استفاده از یکی از

---

1 . Biomass-Trigeneration

2 . SOFC-Trigeneration

3 . Solar- Trigeneration

4 . Organic Rankine Cycle

5 . Thermoeconomic

آنهاست. بازدهی سیستم در حالت استفاده از دو محرک اولیه به میزان ۱۰٪ بیشتر از زمانی است که از یک محرک اولیه استفاده می شود. علاوه بر این، موتور گاز و موتور دیزل با ۸۷٪ و ۶۲٫۸٪ بازدهی انرژی و انرژی و همچنین با ۸۰٪ کاهش هزینه ها به عنوان بهترین سناریو می باشد.

الیونزا و همکاران [۲۵] هم مدل ترمودینامیکی نیروگاه ترکیبی توربین گاز - خورشیدی<sup>۱</sup> را مدلسازی نموده و با در نظر گرفتن اتلافات حرارتی، رابطه ای برای محاسبه ی بازدهی این سیستم در همه ی حالات، یعنی در زمان تأمین تمام انرژی توسط انرژی خورشیدی یا توربین گاز و همچنین در حالت ترکیبی ارائه کردند. همچنین یک تحلیل حساسیت به منظور در نظر گرفتن اتلافات توربین گاز شامل مبدل، توربین، کمپرسور و افت فشار انجام شده و تأثیر نسبت های فشار و دما بر بازدهی کلی و نرخ تبدیل سوخت دیده شده است.

ابراهیمی و کشاورز [۲۶] به طراحی کلکتور خورشیدی بهینه (از نظر اندازه و زاویه ی تابش خورشید) برای ایجاد یک سیستم ترکیبی و ادغام آن با یک سیستم CCHP متشکل از یک موتور احتراق داخلی، چیلر جذبی و یک بویلر، برای تأمین بخشی از انرژی گرمایی آن پرداختند. این بهینه سازی برای ۵ نوع شرایط آب و هوایی مختلف انجام گردید. آنها همچنین تأثیر عملکرد کامل و جزئی موتور را بر روی نرخ صرفه جویی انرژی سوخت بررسی نموده و به این نتیجه رسیدند که این نرخ در سیستم ترکیبی در بارهای جزئی و در سیستم CCHP اصلی در بارهای کامل بیشتر است.

کاردونا و پیاسنتینو [۲۷-۲۸] نیز سیستم های CHP را با الویت بار حرارتی و الویت بار الکتریکی مدل کردند. انتخاب بین این دو استراتژی بستگی به ظرفیت محرک اولیه و شرایط دیگر مثل امکان فروش برق به شبکه و یا ذخیره سازی آن برای مصارف بعدی دارد.

<sup>1</sup> . hybrid solar gas-turbine power plant

<sup>2</sup> . Fuel Energy Saving Ratio

برای استفاده کامل از انرژی حرارتی مازاد، دو انتخاب وجود دارد. روش اول، ذخیره آن در واحد های ذخیره سازی حرارتی و یا استفاده از آن حرارت مازاد می باشد و روش دوم، تبدیل آن به انرژی برقی با استفاده از برخی تجهیزات است. در روش اول ذخیره و یا آزاد شدن انرژی حرارتی بستگی به شرایط دارد. در این تحقیق نیز از حرارت موجود در گازهای اگزااست توربین گاز برای تولید هیدروژن و سپس گرمایش و سرمایش بهره می گیریم. در روش دوم هم نسبت برق به انرژی حرارتی خروجی از سیستم CCHP تنظیم می شود.

کامرتی و همکاران [۲۹] یک سیستم میکروتوربین گاز و انرژی خورشیدی را بررسی کردند. روش کار آنها هم بر اساس ترمودینامیک و هم بر اساس CFD بوده است. عملکرد کلی مجموعه با نرم افزار thermoflex که برای مدلسازی و کنار هم قراردادن اجزای دلخواه می باشد، بررسی شده است. در قسمت بعدی یک آنالیز CFD با استفاده از نرم افزار Fluent برای سیالی که در محفظه ی احتراق توربین گاز کار می کند بررسی شده است؛ یعنی بررسی استفاده از یک زیست سوخت<sup>۱</sup> به جای گاز طبیعی برای بررسی بهره وری احتراق. آنها نتایج کار خود را به صورت زیر برشمردند: صرفه جویی در مصرف انرژی و افزایش قابلیت کاردهی حرارت خروجی، پوشش بخش زیادی از انرژی حرارتی و الکتریکی توسط انرژی خورشیدی، کاهش مصرف سوخت و کاهش مواد آلوده کننده.

اگرچه مطالعات فراوانی بر روی سیستم های CHP و CCHP که شامل چینش های مختلفی از محرک های اولیه، سیستم های گرمایشی و سرمایشی متفاوت هستند انجام شده، ولی هدف تحقیق حاضر، ترکیب سیستم CCHP با محرک اولیه ی توربین گاز و سیکل تبرید چیلر جذبی و واحدی برای ایجاد گرمایش می باشد. لذا در ادامه به بررسی مطالعاتی نزدیکتر با تحقیق خود می پردازیم.

---

<sup>1</sup> . Bio Fuel

۲-۲-۲ بررسی سیستم CCHP متشکل از محرک توربین گاز، چیلر جذبی و واحد تولید

گرما

مطالعات متفاوتی بر روی سیستم های تولید همزمان با محرک اولیه ی توربین گاز صورت گرفته است. برخی از مطالعات تنها بر اساس آنالیز انرژی بوده است، برخی بر اساس آنالیز انرژی، برخی بر اساس تحلیل های اقتصادی و برخی نیز شامل دو یا چند مورد از موارد اخیر.

غائبی و همکاران وی [۳۰] به آنالیز انرژی، انرژی و اقتصادی این نوع سیستم ها پرداختند. آنها دریافتند که از نظر ترمودینامیکی ادغام توربین گاز با چیلر جذبی و مولد بخار بازیاب حرارت بسیار مفید خواهد بود. آنها با تغییر دادن برخی پارامترهای ورودی به سیستم، چگونگی تغییر پارامترها و نتایج خروجی آن را بررسی کردند. به عنوان نمونه با افزایش نسبت فشار کمپرسور هوا، بازدهی قوانین اول و دوم ترمودینامیک افزایش می یابد و با افزایش دمای ورودی توربین نیز، بازدهی قوانین اول و دوم افزایش پیدا می کند.

موهانتی و پالوسو [۳۱] فایده ی فنی و اقتصادی خنک کردن هوای ورودی به توربین های گاز را نشان دادند. آنها شرایط طرح خود را برای آب و هوای شهر بانکوک در کشور تایلند بررسی کردند. کاهش دمای هوای ورودی به توربین گاز از شرایط محیط به  $15^{\circ}\text{C}$  توسط چیلر جذبی، می تواند قدرت خروجی لحظه ای را ۸-۱۳٪ افزایش دهد و به عنوان نتیجه، ۱۱٪ برق بیشتری نسبت به نیروگاه توربین گاز مشابه تولید خواهد شد. برای رسیدن به این میزان بازدهی نیازمند افزایش بسیار کمی در سرمایه گذاری اولیه هستیم در حالیکه استفاده از یک توربین گاز جدید برای داشتن این میزان بازدهی، نیازمند ۴ برابر سرمایه گذاری بیشتر است. همچنین این عمل به دلیل افزایش بازدهی و تولید انرژی بیشتر باعث افزایش درآمد می شود که استفاده از آن را توجیه می کند. علاوه بر این، هزینه ی تعمیر و نگهداری تجهیزات اضافه شده در مقایسه با سیستم قبلی بسیار ناچیز است. این طرح به ویژه برای مناطق آب و هوایی گرم، بسیار مناسب است.

یانگ و همکاران [۳۲] به بررسی ظرفیت و بازدهی این سیستم ها در حالت بار جزئی پرداختند و رابطه ای برای محاسبه ی بازدهی انرژی اقتصادی و بازدهی حرارتی سیکل ارائه کردند. آنها دریافتند که میزان هر دو بازدهی با افزایش توان خروجی، افزایش می یابد. همچنین افزایش دمای هوای محیط، سبب کاهش ظرفیت سرمایی، گرمایی و توان سیستم می شود و بازدهی را نیز کاهش می دهد. آنها پیشنهاد دادند که روش هایی همچون خنک سازی هوای ورودی به توربین گاز، توربین گاز با تزریق بخار و احتراق کمکی در مولد بخار بازیاب حرارتی می تواند میزان تأثیر دمای محیط بر سیستم CCHP را کاهش دهد.

محمدی و همکاران [۳۳] به تحلیل ترمودینامیکی سیستم CCHP متشکل از توربین گاز، سیکل ORC و چیلر جذبی برای مناطق مسکونی پرداختند. همچنین تحلیل پارامتری برای بررسی اثر پارامترهای مختلف بر عملکرد سیستم و قدرت، سرما و گرمای خروجی انجام دادند. نتایج نشان می دهد که نیروگاه در شرایط طراحی این سیستم می تواند ۳۰ kw برق، ۸ kw سرما و ۷,۲ ton آب گرم با بازدهی ۶۷,۷٪ تولید کند. علاوه بر این، بر اساس تحلیل پارامتریک، برای این سیستم نسبت فشار و دمای ورودی به توربین گاز مهم ترین و تأثیر گذارترین پارامترها هستند.

کاینکلی و کیلیک [۱۳] به بررسی تأثیر شرایط کارکرد سیستم تبرید جذبی بر روی عملکرد آن پرداختند. آنها دریافتند که مقدار COP با افزایش دمای اواپراتور و ژنراتور، افزایش می یابد اما با زیاد شدن دمای کندانسور و ژنراتور، کاهش پیدا می کند.

شبیه سازی چیلر جذبی در نرم افزار Aspen plus به خودی خود موضوعی وقت گیر و به اندازه ی کافی مهم است؛ تا آنجاییکه بسیاری از محققین وقت خود را صرف شبیه سازی، رفع نواقص، آنالیز و بهبود عملکرد چیلر جذبی با استفاده از این نرم افزار نموده اند. بر همین اساس ما نیز به تعدادی چند از این تحقیقات اشاره می کنیم و از نتایج آنها در شبیه سازی خود استفاده خواهیم کرد.

## ۳-۲ مروری بر شبیه سازی چیلر جذبی در Aspen Plus

سومر و همکاران [۱۱] چیلر جذبی لیتیوم برماید تک اثره و دو اثره را در Aspen Plus شبیه سازی نمودند. آنها روش شبیه سازی تحقیق خود را توضیح داده و نتایج کارشان را با مراجع معتبر مقایسه نموده اند که برای سیکل تک اثره ۳٪ و برای سیکل دو اثره ۵٪ اختلاف داشت. آنها طرح چیلر جذبی شبیه سازی شده ی خود را برای انجام تحقیقات در زمینه ی تحقیق و بررسی مزیت استفاده از چیلرهای جذبی برای استفاده از حرارت اتلافی در صنعت نفت و گاز و دیگر صنایع توصیه می کنند.

آقای سومر در تحقیق دیگری [۳۴] که در دانشگاه مریلند انجام شد اهمیت استفاده از چیلرهای جذبی در صنایع نفت و گاز را دقیق تر بررسی نمود و سیکل جذبی تک اثره و دو اثره ی آب-لیتیوم برماید و همچنین سیکل جذبی تک اثره ی آمونیاک-آب را در نرم افزار Aspen plus مدلسازی نمود. همچنین این کار را برای سیکل توربین گاز نیز انجام داد و با سیکل های جذبی شبیه سازی شده ادغام کرد تا کارایی و عملکرد کلی را مورد سنجش قرار دهد. او برای شبیه سازی سیکل جذبی آب-آمونیاک در نرم-افزار، از متد Peng-Robinson و برای شبیه سازی سیکل توربین گاز از متد PR-BM<sup>۱</sup> استفاده کرد. در فصل بعدی در مورد این نرم افزار توضیحات بیشتری ارائه می شود. او تأثیر کار کردن توربین گاز در حالت بار جزئی و نه در حالت بار کامل را بررسی کرد و به این نتیجه رسید که هرچند در حالت کمتر شدن بار نسبت به بار کامل با کاهش بازدهی توربین گاز مواجه می شویم، اما این کاهش خیلی شدید نیست؛ بدین صورت که مثلاً در حالت  $\frac{2}{3}$  بار کامل، بازدهی تنها ۵٪ نسبت به حالت بار کامل کاهش پیدا می کند. علاوه بر این، با تغییر دمای آب خنک کن ایزوربر و کندانسور در چیلر جذبی مشاهده شد که افزایش دمای آب خنک کن، تأثیر منفی بر عملکرد سیستم می گذارد. همچنین پس از در نظر گرفتن افت فشار در سیستم، مشاهده شد که در نظر گرفتن آن، COP را به میزان کمی کاهش می دهد.

<sup>۱</sup> . Peng-Robinson-Boston-Mathias

منصوری و همکاران وی [۳۵] نیز به مدل سازی و تست عملکرد چیلر جذبی آمونیاک-آب با استفاده از Aspen plus پرداختند. آنها ۹ متد مختلف از بانک نرم افزار را برگزیده و تست نمودند و به این نتیجه رسیدند که متد PR-BM بیشترین همخوانی را با محدوده ی دما و فشارهای چیلرهای موجود دارد.

## ۲-۴ مروری بر تعدادی از کارهای انجام شده در زمینه تولید هیدروژن

تا امروز تحقیقات بسیاری در موضوعات مربوط به هیدروژن از جمله میزان مصرف و تولید آن در دنیا، اهمیت و کاربردهای هیدروژن، روش های تولید و خالص سازی آن و .... صورت گرفته است. اکنون مروری اجمالی بر تعدادی تحقیق صورت گرفته در این حوزه خواهیم داشت.

نیگلایدیس و پُلِیکاس [۳۶] مروری مقایسه ای بر فرآیندهای تولید هیدروژن انجام دادند. آنها تغییرات اقلیمی و اثرات مخرب سوخت های فسیلی را مهم ترین عوامل گرایش به سوخت هیدروژن می دانند. آنها در این تحقیق، ۱۴ روش مختلف تولید هیدروژن از منابع رایج انرژی و انرژی های نو را از منظر فنی و اقتصادی مورد بحث قرار دادند. بر طبق این تحقیق، SMR به صرفه ترین فرآیند تولید هیدروژن در حال حاضر است و روش های تجزیه ی شیمیایی-حرارتی و gasification، دو روشی هستند که در آینده به لحاظ مزیت های اقتصادی می توانند با روش های رایج رقابت کنند. متدهای بیولوژیکی نیز روش های بسیار امیدوار کننده ای هستند ولی نیاز به تحقیقات بیشتری برای افزایش نرخ تولید خود دارند. بازدهی کم تبدیل و هزینه ی سرمایه گذاری بالا نیز از محدودیت های اصلی روش شکست آب هستند. جدا از خلاء های موجود در روش های تولید هیدروژن، بر روی مسائل مهمی همچون ذخیره، انتقال و استفاده از هیدروژن نیز باید تحقیقات بیشتری شود. به علاوه، انتقال و مصرف سوخت هیدروژن نیازمند دانش و استانداردهایی برای مسائل مهمی همچون میزان مسافت ایمنی مورد حمل، محدوده ی اشتعال پذیری، حساسیت به نشت، کنترل سرعت سوخت گیری و.... می باشد.

ناتر و همکاران [۳۷] به تولید هیدروژن به روش حرارتی-شیمیایی با استفاده از سیکل Cu-Cl<sup>۱</sup> پرداختند. بیشترین درجه حرارت مورد نیاز در این سیکل ۵۳۰ °C است. آنها ابراز امیدواری کردند که می توان این سیکل را برای دریافت حرارت مورد نیاز، با راکتورهای تولید انرژی هسته ای لینک کرد تا در بیشترین حد به بازیابی و صرفه جویی در انرژی حرارتی رسید. با استفاده از شبیه سازی های اسپن پلاس نیز بازدهی حرارتی این سیکل ۵۳٪ محاسبه گردید که با در نظر گرفتن تلفات عملکرد تجهیزات، بازدهی ۴۳٪ واقع بینانه تر است.

آنها در مقاله ای دیگر [۳۸] به پیشرفت های اخیر کشور کانادا در زمینه ی تولید هیدروژن هسته ای با استفاده از سیکل حرارتی-شیمیایی Cu-Cl و الکترولیز پرداختند. این تحقیق شامل توسعه ی راکتورها برای سیکل Cu-Cl، خواص حرارتی-شیمیایی، کنترلرها، ایمنی سیستم ها، قابلیت اطمینان، تحلیل اقتصادی الکترولیز در ساعات پیک بار و ادغام نیروگاه های تولید هیدروژن و نیروگاه های هسته ای کانادا می شود. بر طبق این تحقیق روش الکترولیز به لحاظ اقتصادی برای ظرفیت های پایین مثلاً کمتر از ۱۰-۲۰ تن در روز سودمند است ولی نیروگاه های حرارتی-شیمیایی در ظرفیت های بالا رقابت پذیرتر هستند.

مارگالف و همکاران [۳۹] بازدهی پیل سوختی دما بالا (که هیدروژن، برق و حرارت تولید می کند) را با SMR مقایسه کرده اند. البته فرآیند تولید هیدروژن در SMR را به صورت کامل شامل مرحله ی تولید، فرآیندهای اصلاحی (مایع سازی، متراکم کردن و ...)، توزیع، ذخیره سازی و مصرف هیدروژن در نظر گرفته اند. بر همین اساس آنها به این نتیجه رسیدند که مایع سازی هیدروژن بیشترین میزان انرژی را از میان فرآیندهای اصلاحی مصرف می کند و در نتیجه تنها برای مسافت های طولانی، مقرون به صرفه است. همچنین با توجه به شرایط در نظر گرفته شده در اینجا، پیل سوختی دما بالا روش بهتری برای تولید و توزیع هیدروژن می باشد.

---

<sup>۱</sup> . Copper-Chlorine cycle



موندال و چاندران [۴۰] روش نوین تجزیه ی حرارتی-شیمیایی متان را بررسی کرده اند که آیا می تواند از نظر زیست محیطی و اقتصادی با روش های SMR که در حال حاضر پر استفاده ترین متد تولید هیدروژن می باشد رقابت کند. در این روش در دمای حدوداً  $600^{\circ}\text{C}$  متان را با استفاده از حرارت تجزیه می کنند تا از گاز طبیعی، هیدروژن استحصال شود. این روش که هنوز تجاری سازی نشده در مقایسه با روش های کنونی، کربن کمتری تولید می کند؛ منتهی نیاز به تحقیقات بیشتری مخصوصاً بر روی کاتالیزورها دارد تا بتواند از نظر اقتصادی بهبود یابد.

جونگ و همکاران [۴۱] یک ریفورمر بخار-متان را برای تولید هیدروژن بهینه سازی کردند. در این تحقیق، فرآیند تبدیل برای یک راکتور تک لوله ای هم برای واکنش های شیمیایی و هم از نظر انتقال حرارت مدل شده است. این مدل، اطلاعاتی از دما، انتقال حرارت و میزان غلظت هیدروژن، کربن مونوکسید و گاز طبیعی در طول لوله نمایش می دهد. همچنین شش طرح اصلاحی از جمله افزایش طول لوله های راکتور، افزایش میزان هوا در قسمت احتراق، افزایش میزان بخار در مخلوط واکنش، تغییر مواد لوله های راکتور و ... بر روی آن صورت گرفت که مشخص شد بیشترین بهبودها بر اثر افزایش میزان هوا در قسمت احتراق و افزایش ضخامت پوسته ی عایق حاصل می گردد؛ به طوری که اگر میزان هوا را ۵۰٪ افزایش دهیم (که نیازمند اصلاحات اندکی است)، ۹،۵٪ هیدروژن بیشتری تولید می گردد و اگر ضخامت عایق را ۵۰٪ افزایش دهیم (که اصلاحات بیشتری می طلبد)، ۱۱،۲٪ هیدروژن بیشتری تولید می شود. بر طبق این تحقیق محصولات خروجی از  $\text{WGS}$ ،  $\text{H}_2$ ،  $\text{CO}_2$ ، مقدار ناچیزی  $\text{CH}_4$  و  $\text{CO}$  است.

شریکانت [۱۸] نیز در مقاله ای که در سال ۲۰۰۹ نوشت، ۴۸٪ تولید هیدروژن دنیا را از روش SMR و بازدهی این روش را در بهترین تولیدات تجاری ۶۵-۷۵٪ ذکر کرده است و هر گونه تلاش برای افزایش بازدهی را دارای تأثیر مهمی بر اقتصاد هیدروژن می داند.

---

<sup>۱</sup> . Thermocatalytic decomposition

## ۲-۴-۱ مروری بر شبیه سازی تولید هیدروژن در Aspen Plus

استریت و همکاران [۴۲] درباره ی ریفورمرهای تولید هیدروژن بحث کرده اند. آنها بیشتر بودن نسبت بخار به کربن را به دلایل زیر بهتر دانسته اند. ۱- افزایش تولید هیدروژن و کاهش میزان متان های واکنش نداده ۲- کاهش میزان تشکیل کربن که سبب از کار افتادن کاتالیزورها و کند شدن سرعت واکنش می شود و می تواند سبب ایجاد نقاط داغ در داخل ریفورمر و کاهش عمر آن شود ۳- تأمین بخار آب لازم برای واکنش شیفیت کربن مونوکسید. البته آنها بر طبق نتایج مدلسازی در Aspen Plus بهترین نسبت بخار به کربن را ۳ می دانند. زیرا نسبت بخار به کربن ۴، میزان حرارت بیشتری در مقایسه با نسبت ۳ می طلبد و افزایش بیشتر حرارت به معنای افزایش بیشتر هزینه می باشد. از طرفی کاهش نسبت بخار به کربن به عدد ۲،۵، میزان متان را بسیار زیاد می کند.

جکارا [۱۷] نیز مروری بر روش SMR، بازدهی آن و چینش های قدیمی و جدید WGS داشته و تولید هیدروژن را در Aspen plus نیز شبیه سازی کرده است.

گیوا و همکاران [۱۶] تأثیر شرایط عملکرد واکنش شیفیت گاز آب را با شبیه سازی این واکنش در Aspen plus بررسی نمودند. آنها متد NRTL<sup>۱</sup> را برای کار خود برگزیدند. آنها دریافتند که دبی کربن مونوکسید، دبی بخار آب و دمای واکنش بر روی ترکیب محصولات خروجی اثرگذار است در حالیکه فشار واکنش بر روی آن اثری ندارد و از میان موارد ذکر شده تنها دمای واکنش بر ثابت تعادلی اثر می گذارد. آنها همچنین نتیجه گرفتند که فشار و دمای واکنش بر روی غلظت مولی محصولات تأثیرگذار است به طوری که دما با آن رابطه ی غیرخطی و فشار، رابطه ای خطی دارد.

لیوبلی و همکاران [۴۳] به تشریح استفاده از مواد مختلف به عنوان کاتالیزگر برای واکنش های SMR و WGS پرداختند. نیکل به دلیل ارزان قیمت بودن و نسبتاً فعال بودن، فلزی است که مورد بیشترین مطالعه قرار گرفته است. برای واکنش SMR، یک کاتالیزگر که در دماهای نسبتاً کم بین ۵۰۰ °C و

---

<sup>۱</sup> . Non-Random Two-Liquid

۶۰۰ °C عملکرد خوبی دارد، Ni/Zn/Al است. استفاده از Ni/Zn/Al نه تنها تبدیل بیشتری نسبت به کاتالیزگرهای معمولی در این محدوده دمایی دارد، بلکه پایداری بهتری در برابر رسوب کربن و پخته شدن (ناشی از حضور فلزات) دارد. آلیاژهای کاتالیزگرهای نیکل با سطحی که دارای میزان بسیار کمی از طلا باشد، به دلیل کاهش تشکیل کربن، پایداری بسیار بهتری از خود نشان داده اند. کاتالیزگر پیشرو در صنعت برای واکنش WGS دما بالا iron/chromium است. کاتالیزگرهای دما بالا معمولاً در محدوده دمایی ۳۱۰ °C تا ۴۵۰ °C عمل می کنند. برای واکنش WGS دما پایین نیز کاتالیزگر copper/zinc بر روی اکسید آلومینیوم مورد استفاده قرار می گیرد. کاتالیزگرهای دما پایین بین ۲۱۰ °C تا ۲۴۰ °C عمل می کنند و قادرند تا تقریباً همه ی CO ورودی را تبدیل کنند. پیش زدایی سولفور به کمتر از 100 ppb نیز برای جلوگیری از سمی شدن کاتالیزگر الزامی است.

یه و همکاران [۴۴] به شبیه سازی واکنش SMR در نرم افزار Aspen Plus پرداختند. به دلیل اینکه واکنش SMR به تعادل ترمودینامیکی دست پیدا می کند، مدل راکتور R-Gibbs در نرم افزار Aspen Plus برای شبیه سازی تولید گاز سنتز استفاده شده است. در راکتور R-Gibbs برای تعیین ترکیب محصولات از روش مینیمم سازی انرژی آزاد استفاده می شود به صورتی که انرژی آزاد گیبس محصولات مینیمم باشد. آنها در این مدل  $CH_4$ ،  $H_2O$ ،  $H_2$  و  $CO$  را به عنوان گازهای خروجی از راکتور اول در نظر گرفتند.

کیس [۲۰] نیز در بخش هایی از کتاب خود به بررسی تولید هیدروژن پرداخته است. او نیز استفاده از مدل راکتور R-Gibbs را در نیروگاه های تولید هیدروژن توصیه می کند. به گفته ی آقای کیس، نسبت مولی بخار هیدروکربن هم متغیری است که می توان کنترل نمود و در محدوده ی ۳ تا ۶ می باشد ولی خلوص هیدروژن با افزایش بخار، افزایش می یابد. همچنین گازهای خروجی از راکتور اول مخلوط تعادلی از  $H_2O$ ،  $CO_2$ ،  $CO$ ،  $CH_4$  و  $H_2$  است. علاوه بر این گفته شده است که در طرح های جدید، در واکنش شیفت به جای ۲ راکتور از یک راکتور و همچنین برای خالص سازی هیدروژن از روش PSA

استفاده می شود. برای واکنش اول کاتالیزگرهای نیکل-کروم و برای واکنش شیفیت کاتالیزگرهای کروم و اکسید آهن توصیه می گردد.

از آنجاییکه تحقیق حاضر به تولید هیدروژن در محدوده ی دمایی  $550^{\circ}\text{C}$  -  $500^{\circ}\text{C}$  می پردازد، لذا مراجعه ای هم به تحقیقات موجود در این حوزه داریم و نتایج چند نمونه از کارهای انجام شده با نگاه دقیق تری بررسی می شود.

### ۲-۴-۲ مروری بر واکنش Steam Methane Reforming دما پایین

طبق تحقیقی که رو و جان [۴۵] انجام دادند، امکان انجام واکنش SMR را در دماهای  $400^{\circ}\text{C}$  تا  $600^{\circ}\text{C}$  بررسی کردند. شرایط واکنش SMR دما پایین آنها بدین صورت بود که واکنش در فشار اتمسفر و در یک راکتور بستر ثابت انجام گرفته است و نسبت بخار آب به متان را عدد ۳ و ثابت فرض کردند. کاتالیزگر استفاده شده، یعنی  $\text{Ni/Ce-ZrO}_2/\theta\text{-Al}_2\text{O}_3$  هم در طی واکنش ها به صورت فعال و پایدار حضور داشت. جدول زیر نتایج این تحقیق و تعادل تبدیل متان را با دما در فشار ۱ اتمسفر نمایش می دهد. تبدیل متان در  $400^{\circ}\text{C}$  بسیار کم است در حالیکه در دماهای بیشتر از  $500^{\circ}\text{C}$  قابل توجه می باشد و در دمای  $600^{\circ}\text{C}$  به ۷۷٪ می رسد.

جدول ۲-۱: درصد تبدیل متان با دما در [۴۵]

دما ( $^{\circ}\text{C}$ )	۴۰۰	۴۵۰	۵۰۰	۵۵۰	۶۰۰
تبدیل متان (%)	۱۹,۹	۳۰,۵	۴۳,۹	۶۰,۱	۷۷,۲

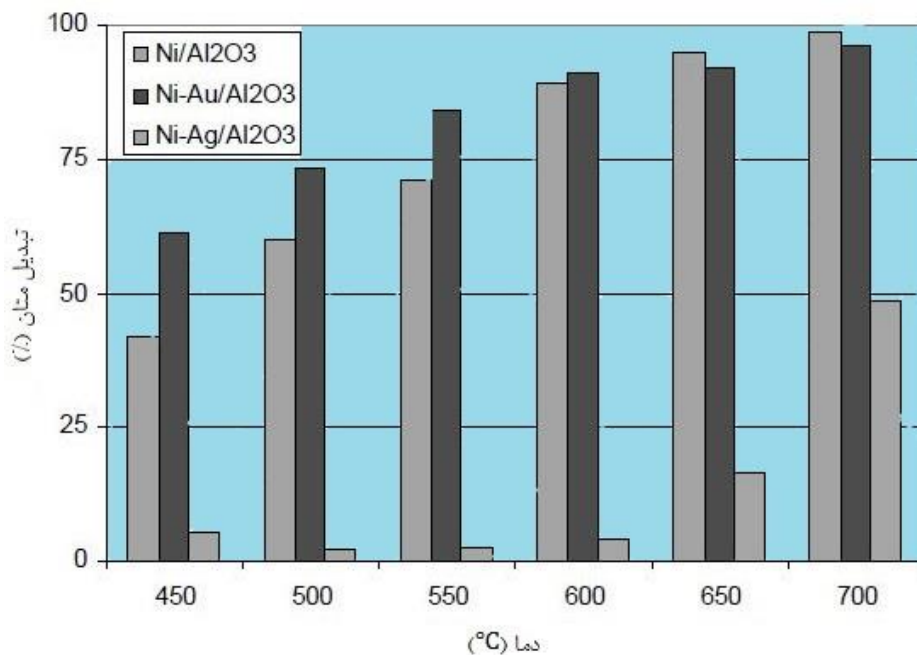
شرایط:  $\text{H}_2\text{O}/\text{CH}_4 = 3$ ,  $P = 1 \text{ atm}$

بسیار با اهمیت است که بگوییم میزان هیدروژن در ترکیبات گاز تولیدی با افزایش دما از  $400^{\circ}\text{C}$  تا  $600^{\circ}\text{C}$ ، به صورت خطی افزایش می یابد و در دمای  $600^{\circ}\text{C}$  به  $74\%$  می رسد.

بر اساس تحلیل ترمودینامیکی، SMR در دماهای بیشتر از  $500^{\circ}\text{C}$  (با مقدار هیدروژن قابل توجه در محصولات) امکان پذیر است. همچنین میزان زیادی از متان واکنش نداده نیز موجود است که می توان آنها را برای تأمین گرمای واکنش SMR دما پایین بسوزانیم. از آنجاییکه محرک اولیه ی تحقیق حاضر، توربین گاز است و هدف ما استفاده از انرژی گازهای خروجی از آن می باشد و می دانیم که محدوده ی دمای گازهای خروجی از توربین گاز بین  $620-490^{\circ}\text{C}$  است، پس می توانیم از این حرارت اتلافی برای تولید هیدروژن بهره برده و فرآیندی با بیش از  $50\%$  تبدیل متان داشته باشیم.

راه حل دیگری که برای افزایش درصد تبدیل متان و تولید هیدروژن بیشتر در دماهای پایین تر وجود دارد استفاده از دیگر کاتالیزورها می باشد.

لازار و همکاران [۴۶] تست و شناخت ویژگی های دو کاتالیزگر اصلاح شده از آلومینیم-نیکل که برای کاهش دمای واکنش و افزایش پایداری کاتالیزگر طراحی شده بود را گزارش کردند. این کاتالیزورها با اضافه کردن طلا و نقره به نیکل ایجاد شده اند. آنها برای تولید هیدروژن به وسیله ی SMR در محدوده ی دمایی  $450^{\circ}\text{C}$  تا  $700^{\circ}\text{C}$  و فشار اتمسفر آزمایش شده اند. دبی متان  $35\text{ ml/min}$  و نسبت متان به بخار ۱ به ۴ در نظر گرفته شده است. نمودار شکل ۲-۱ اطلاعات عملکرد کاتالیزگرهای اصلاح شده و اصلاح نشده ی نیکل را با ماکزیمم تبدیل متان در برابر دمای واکنش نمایش می هد.



شکل ۱-۲: میزان تبدیل متان با استفاده از کاتالیزگر Ni و Al اصلاح شده با Au و Ag در مقابل دمای واکنش در [۴۶]

برای همه ی کاتالیزگرهای مورد مطالعه در اینجا، تبدیل متان با افزایش دما، افزایش می یابد. در دماهای کمتر از ۶۰۰ °C اضافه کردن ۱٪ طلا (Au) به کاتالیزگرهای نیکل عملکرد کاتالیزگر را بهبود می بخشد. تبدیل متان برای کاتالیزگر دو فلزی Ni-Au در دمای ۴۵۰ °C حدود ۲۰٪ و در دمای ۵۵۰ °C حدود ۱۵٪ بیشتر از کاتالیزگر معمولی Ni/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> است. در دماهای بیشتر از ۶۰۰ °C، میزان تبدیل متان برای کاتالیزگر اصلاح شده ی طلا و کاتالیزگر اصلاح نشده ی نیکل، مشابه است که نشان دهنده ی یک فعالیت کاتالیزی یکسان می باشد.

در نتیجه کاتالیزگر Ni-Au/Al برای واکنش SMR یک فعالیت کاتالیزی بهتری نسبت به Ni/Al نشان می دهد. همچنین میزان پایداری کاتالیزگر در برابر غیرفعال سازی<sup>۱</sup> با اندازه گیری تبدیل متان بعد از ۴۸ ساعت، بررسی و نتایج برای دو دمای ۵۰۰ °C و ۷۰۰ °C گزارش شد. در دمای واکنش پایین - ۵۰۰ °C - کاتالیزگر اصلاح شده ی طلا، تبدیل و پایداری بسیار خوبی را بعد از ۴۸ ساعت نشان می

<sup>1</sup>. Deactivation

دهد و هیچ غیرفعالسازی در طول این زمان واکنش مشاهده نشد. اطلاعات این را نیز نشان می دهد که در این شرایط، اضافه کردن نقره پایداری کاتالیزگرهای نیکل را افزایش نمی دهد. در مجموع نتیجه گیری می شود که کاتالیزگرهای دو فلزی Ni-Au در دماهای پایین (کمتر از ۶۰۰ °C) فعالیت کاتالیزی و پایداری بهتری نسبت به کاتالیزگر Ni/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> از خود نشان می دهند.

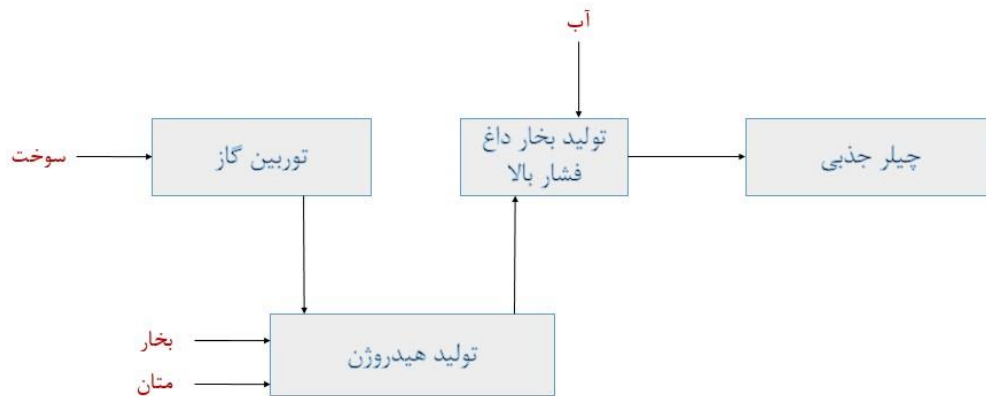
## ۲-۵ جمع بندی

بر اساس مطالب مطرح شده می توان امیدوار بود و نتیجه گرفت که واکنش SMR در دماهای پایین نیز انجام می گیرد و بسته به شرایط، درصد تبدیل متان بین ۲۰ تا ۷۵ درصد است که میزان مناسب و قابل قبولی می باشد. برای پیشگیری از اتمام منابع انرژی اولیه، کاهش هزینه های سرمایه گذاری و عملیاتی، افزایش ایمنی تولید انرژی و کاهش آسیب پذیری نیروگاه ها و جلوگیری از نشت گازهای گلخانه ای<sup>۱</sup> و گرمایش زمین، ناچار به اصلاح الگوی مصرف، افزایش بهره وری انرژی، کاهش مصرف سوخت های فسیلی، تولید و استفاده از انرژی های نو و تجدید پذیر، استفاده از سیستم های تولید همزمان، ایجاد نیروگاه های غیر متمرکز و ..... هستیم. از طرفی در حالیکه هنوز سوخت های فسیلی رایج به عنوان منبع اصلی انرژی محسوب می گردند، وابستگی شدید به این منابع دو نگرانی اصلی را به وجود می آورد؛ اتمام منابع موجود و محدود بودن منابع جدید و تغییرات آب و هوایی ناشی از نشت گازهای گلخانه ای. برای کاهش وابستگی به سوخت های فسیلی می توان دو استراتژی به کار برد؛ استراتژی اول بر اصل کاهش مصرف انرژی و افزایش بازدهی آن در قسمت های صنعتی و خانگی استوار است که سیستم های CCHP از همین جمله می باشند و استراتژی دوم افزایش سهم منابع انرژی های نو و تجدید پذیر در مصرف انرژی دنیا می باشد [۷].

---

<sup>1</sup> . greenhouse gases

بر همین اساس در این تحقیق، سیستم تولید چندگانه متشکل از یک سیستم CCHP در کنار مدار تولید هیدروژن در نظر گرفته شده است. استفاده از انرژی موجود در گازهای خروجی از نیروگاه توربین گاز که معمولاً در محدوده ی دمایی  $480-620^{\circ}\text{C}$  قرار دارد در یک واحد تولید هیدروژن به روش SMR و در ادامه، بازیابی انرژی حرارتی در یک واحد تولید گرمایش و سرمایش به عنوان یک کار و مطالعه ی جدید می باشد. شکل ۲-۲ طرح کلی سیستم ارائه شده را نمایش می دهد.



شکل ۲-۲: طرح کلی مدل ارائه شده

در این تحقیق سعی بر این است که با بهره گیری از آخرین دستاوردهای تحقیقاتی، بسط و توسعه ی سیستم های تولید چندگانه که دارای توجیه فنی و اقتصادی نیز باشد، مورد بررسی و مطالعه قرار گیرد. همچنین با تحلیل حساسیت پارامترهای مهم هر قسمت از سیستم، به بالاترین بازدهی ممکن در محدوده ی داده های ورودی برسیم.



## فصل سوم

### شرایط حاکم بر طراحی و شیپ سازی سگمل

### ۳-۱ مقدمه

در این تحقیق سیستمی متشکل از محرک اولیه ی توربین گاز برای تولید قدرت، واحد تولید هیدروژن به منظور تولید سوخت و انرژی تجدید پذیر، واحد تولید بخار فشار بالا برای ایجاد گرمایش و چیلر جذبی تک اثره ی آمونیاک-آب برای تولید سرما به عنوان یک سیستم تولید همزمان چندگانه ی جدید، معرفی و تحلیل خواهد شد. بدین منظور از حرارت موجود در گازهای خروجی از توربین گاز به عنوان منبع تأمین کننده ی انرژی اولیه ی حرارتی برای سه بخش دیگر استفاده می شود. در ادامه به شرح جزئیات عملکرد و اطلاعات لازم برای طراحی و شبیه سازی آن می پردازیم.

### ۳-۲ شرح عملکرد سیستم

طرز کار سیکل ارائه شده به این صورت است که در ابتدا از توربین گاز، برق تولید می گردد. سپس گازهای داغ حاصل از احتراق در توربین گاز را قبل از هرگونه استفاده ی دیگری و در حالیکه هنوز بالاترین حد انرژی ممکن خود را دارند به واحد تولید هیدروژن ارسال نموده و از آن برای تولید هیدروژن استفاده می شود. سپس در حالیکه گازهای داغ هنوز دارای سطح حرارتی بالایی هستند، برای تولید بخار داغ فشار بالا مورد استفاده قرار می گیرند و پس از تبادل حرارت در مبدل حرارتی و تولید بخار به دمای حدوداً  $250^{\circ}\text{C}$  می رسند. گازهای داغ، در بخش انتهایی سیکل وارد ژنراتور سیستم جذبی شده و در نهایت با دمای  $180^{\circ}\text{C}$  به اتمسفر تخلیه می گردند. در ادامه به تفصیل به طرز کار سیستم می پردازیم.

همانطور که در شکل ۳-۱ مشاهده می شود، در ابتدا هوای محیط در نقطه ی ۱ با فشار اتمسفر وارد کمپرسور هوا شده و بعد از فشرده شدن، در نقطه ی ۲ وارد محفظه ی احتراق می گردد. سوخت نیز به محفظه ی احتراق تزریق شده و در نقطه ی ۳ گازهای داغ تولید می گردد. گازهای داغ در بخش انتهایی

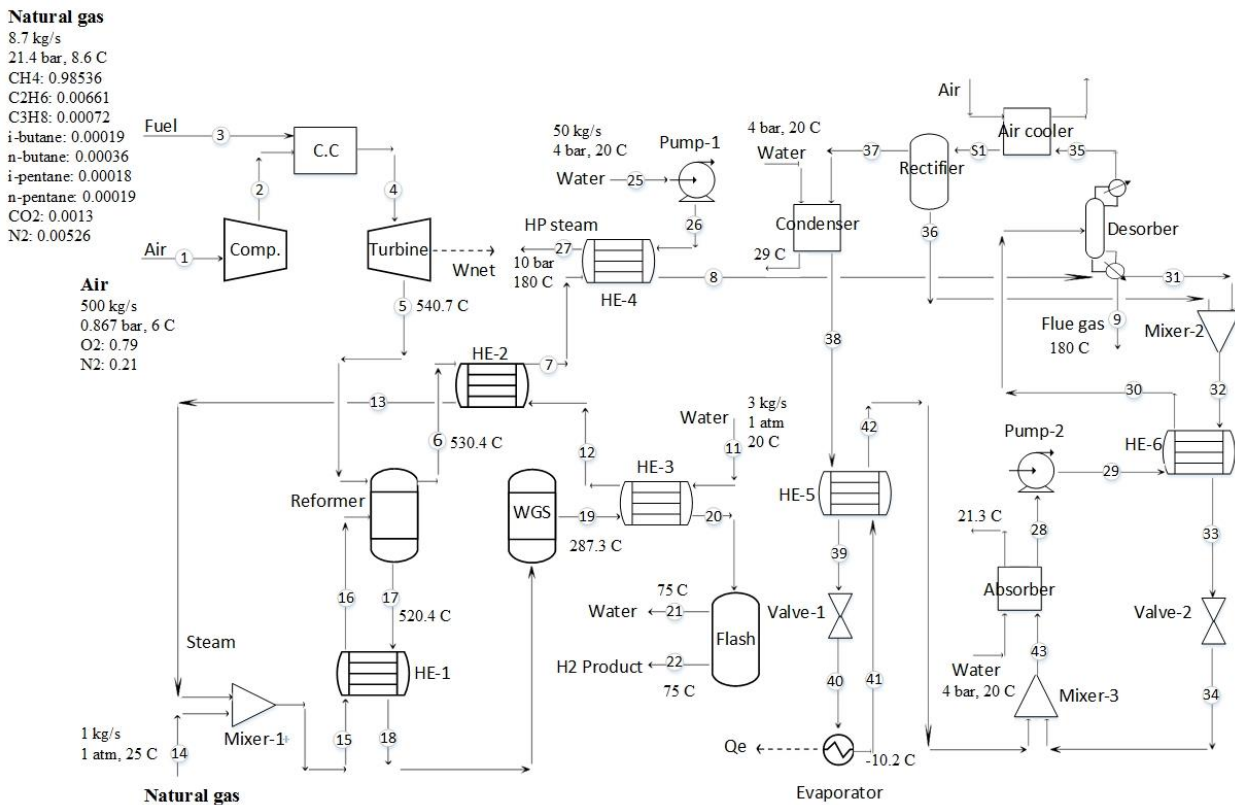
این قسمت و با عبور از توربین گاز، تولید برق را به همراه دارند. مشخصات و شرایط جریان ها در این قسمت مطابق شرایط جریان های نیروگاه شاهرود می باشد.

مواد اولیه ی واحد تولید هیدروژن توسط جریان های ۱۱ و ۱۴ به ترتیب برای آب و گاز طبیعی وارد مدار می شوند. آب با فشار ۱ اتمسفر و دمای  $20^{\circ}\text{C}$  پس از عبور از مبدل حرارتی ۳ و کسب انرژی از جریان ۱۹ وارد مبدل حرارتی ۲ شده و مابقی انرژی لازم برای تبدیل حالت از مایع به بخار آب را در این مبدل و از گازهای خروجی از توربین گاز کسب می کند و وارد میکسر می شود. از طرف دیگر، گاز طبیعی نیز با شرایط نقطه ی ۱۴ وارد میکسر می گردد. از آنجاییکه دمای راکتور ریفورمر تولید هیدروژن  $520^{\circ}\text{C}$  است و برای واکنش شیفتر در راکتور WGS به دمای  $270^{\circ}\text{C}$  نیاز است، پس باید گازهای سنتز خروجی از ریفورمر خنک شوند. لذا برای افزایش بهره وری انرژی، گازهای سنتز خروجی از ریفورمر در مبدل حرارتی ۱ تا دمای  $270^{\circ}\text{C}$  خنک می شوند و مخلوط ورودی به ریفورمر را نیز پیش گرم می کنند. مابقی گرمای مورد نیاز برای انجام واکنش SMR و تولید گاز سنتز در ریفورمر به وسیله ی گازهای داغ خروجی از توربین گاز تأمین می شود. این گازها در نقطه ی ۶ از ریفورمر خارج شده و وارد مبدل حرارتی ۲ برای کمک به تولید بخار لازم برای فرآیند SMR می شوند. گازهای سنتز جریان ۱۸ وارد راکتور WGS شده و پس از انجام یک واکنش گرماده و افزایش  $15-20$  درجه ای دمای خود و تولید مقدار بیشتری هیدروژن و همچنین تبدیل کربن مونوکسیدها به کربن دی اکسید از آن خارج می گردند. سپس برای جداسازی بخار آب موجود در گاز تولیدی، این گاز در مبدل حرارتی ۳ تا دمای  $80^{\circ}\text{C}$  خنک می شود و در فلش، آب مایع از سایر گازها جداسازی می شود.

در واحد تولید بخار، آب با جریان ۲۵ وارد پمپ ۱ می شود و پس از افزایش فشار از 4 bar به 10 bar توسط پمپ ۱ وارد مبدل حرارتی ۴ می شود. از طرف دیگر گازهای خروجی توربین گاز وارد مبدل شده و بخار داغ اشباع در جریان ۲۷ تولید می گردد. این جریان همان انرژی گرمایشی تولید شده توسط

سیستم تولید همزمان است. در این مرحله گازهای خروجی از توربین گاز، بیشترین انرژی خود را از دست می دهند و پس از تجربه ی ۲۵۰ تا ۳۰۰ درجه ای افت دما خارج می شوند.

در آخرین بخش نیز، گازهای خروجی توربین گاز وارد ژنراتور یا DES<sup>۱</sup> چیلر جذبی شده و با تأمین حرارت لازم سبب جداسازی بخار و مایع در مخلوط آب و آمونیاک می شوند و با درجه حرارت ۱۸۰°C توسط جریان ۹ به اتمسفر تخلیه می شود. به دلیل جلوگیری از کندانس شدن ترکیبات، گازهای خروجی را از دمای ۱۸۰°C سردتر نمی کنیم.



شکل ۳-۱: شکل شماتیک سیستم تولید همزمان چندگانه ی ارائه شده

در چیلر جذبی زمانی که حرارت به آمونیاک - آب داده می شود، مبرد (آمونیاک) از آب در ژنراتور جدا می شود. سپس مبرد در نقطه ی ۳۷ به کندانسور رفته، حرارت از دست می دهد و منبسط می شود و با استفاده از گرمای ورودی از فضای کم دما در اواپراتور، تبخیر می شود که نتیجه ی آن تولید سرما در

<sup>۱</sup> . Desorber

دمای  $12^{\circ}\text{C}$  می باشد. این بخار اشباع پس از عبور از مبدل حرارتی ۵ وارد ابزوربر شده و با محلول رقیق که از نقطه ی ۳۴ وارد ابزوربر می شود، مخلوط می گردد. با دفع دما در ابزوربر فرآیند جذب بخار ادامه پیدا می کند و نتیجه ی آن استحصال محلول غلیظ و خروج آن از ابزوربر در نقطه ی ۲۸ و سپس پمپاژ به فشار بالاتر در نقطه ی ۲۹ خواهد بود. این محلول غلیظ فشار بالا در مبدل حرارتی ۶، توسط محلول رقیق فشار پایین که از نقطه ی ۳۲ عبور می کند، گرم می شود. در انتها نیز محلول رقیق سرد شده در نقطه ی ۳۳ از مبدل حرارتی خارج شده و فشار آن از طریق شیر انبساط کاهش می یابد و وارد ابزوربر می گردد. نکته ای که وجود دارد اینست که از یک کندانسور کمکی به نام رکتیفایر استفاده می شود که در مسیر بخار خروجی از DES در نقطه ی ۳۵ قرار دارد. به دلیل اینکه هم آب و هم آمونیاک فرار هستند، در سیکل جذبی برای جدا کردن آبی که به همراه آمونیاک تبخیر می شود نیاز به یک کندانسور می باشد. بدون وجود چنین کندانسور کمکی، آب در اواپراتور جمع شده و در عملکرد سیستم اختلال ایجاد می کند و در نتیجه ظرفیت سرمایی دچار نقصان می شود. به همین منظور از رکتیفایر استفاده می شود تا بخش غیر مبرد، کندانس شده و مبردی با درصد خلوص بالاتر (بیشتر از ۹۹٪) به کندانسور برود. این بخش جدا شده توسط جریان ۳۶ با محلولی که از ژنراتور خارج شده، مخلوط می گردد و به ابزوربر می رود.

### ۳-۳ معادلات حاکم

در این بخش، مهم ترین معادلات هر قسمت از سیستم معرفی می شود و رابطه ای برای محاسبه ی بازدهی کل سیستم ارائه می گردد.

#### ۳-۳-۱ معادلات حاکم بر سیکل توربین گاز و واحد تولید بخار

برای محاسبه ی کار مورد نیاز کمپرسور هوا، از معادله ی (۳-۱) استفاده می شود [۳۰].

$$\dot{W}_c = \dot{m}_a(1 + \omega_1)(h_2 - h_1) \quad (1-3)$$

که  $\omega$  نسبت رطوبت و  $h$  آنتالپی می باشد. قدرت خروجی توربین برابر است با [۳۰]:

$$\dot{W}_t = \dot{m}_g(h_4 - h_5) \quad (2-3)$$

که  $\dot{m}_g$  دبی جرمی گازهای اگزاست می باشد. مطابق با معادله ی (۳-۳)، گرمای کل ورودی به سیکل می تواند محاسبه شود [۳۰]:

$$\dot{Q}_{in} = \dot{m}_a[(1 + \lambda)(h_4 - h_2)] \quad (3-3)$$

که در آن  $\lambda$  نسبت سوخت به هوا می باشد. پس از محاسبه ی این موارد، کار خالص سیکل توربین گاز از رابطه ی زیر محاسبه می شود [۴۷]:

$$\dot{W}_{net} = \dot{W}_t - \dot{W}_c \quad (4-3)$$

بازدهی توربین گاز هم به وسیله ی معادله ی (۳-۵) قابل محاسبه است [۴۷]:

$$\eta_{turbine} = \frac{\dot{W}_{net}}{\dot{m}_{Fuel} \cdot LHV_{Fuel}} \quad (5-3)$$

مقدار گرمای تولیدی ( $\dot{Q}_{heating}$ ) برابر است با انرژی بخار تولید شده و از طریق رابطه ی زیر محاسبه می شود [۳۰]:

$$\dot{Q}_{heating} = \dot{m}_{27} \times [h_{27} - h_{25}] \quad (6-3)$$

۲-۳-۳ معادلات حاکم بر فرآیند تولید هیدروژن

واکنش های شیمیایی در بخش تولید هیدروژن بر اساس واکنش های ۱-۱ و ۲-۱ انجام می گیرد. برای محاسبه ی درصد تبدیل متان از معادله ی ۷-۳ استفاده می شود [۴۸, ۴۱]. بازدهی انرژی برای قسمت

تولید هیدروژن می تواند به صورت نسبت انرژی موجود در هیدروژن بر اساس LHV<sup>1</sup> به میزان انرژی تغذیه شده به این بخش تعریف گردد [۳۸].

$$\phi_{CH_4} = \frac{[CH_4]_{in} - [CH_4]_{out}}{[CH_4]_{in}} \times 100 \quad (7-3)$$

$$\eta_{H_2 \text{ production}} = \frac{\dot{m}_{H_2} \cdot LHV_{H_2}}{\dot{m}_{CH_4} \cdot LHV_{CH_4} + \dot{Q}_{in}} \quad (8-3)$$

که  $\dot{Q}_{in}$  انرژی مورد نیاز گرفته شده از گازهای اگزاست برای انجام واکنش SMR در ریفرمر می باشد.

### ۳-۳-۳ معادلات حاکم بر سیکل تبرید جذبی آب - آمونیاک

برای انجام یک تحلیل ترمودینامیکی بر روی سیستم جذبی، اصل بقای انرژی و قوانین اول و دوم ترمودینامیک بر روی هرکدام از اجزاء این بخش اعمال می شود. هر کدام از اجزاء می تواند به عنوان یک حجم کنترل با جریانات ورودی و خروجی و فعل و انفعالات کار و حرارت در نظر گرفته شود. بقای جرم شامل تعادل جرمی جرم کل و جرم هرکدام از مواد محلول شود. معادلات حاکم برای جرم کل و جرم هرکدام از مواد محلول برای یک جریان پایا به صورت زیر است [۳۰].

$$\sum \dot{m}_{in} - \sum \dot{m}_{out} = 0 \quad (9-3)$$

$$\sum (\dot{m} \cdot x)_{in} - \sum (\dot{m} \cdot x)_{out} = 0 \quad (10-3)$$

که  $\dot{m}$  دبی جرمی و  $x$  درصد جرمی  $NH_3$  در محلول است. قانون اول ترمودینامیک، تعادل انرژی در هرکدام از اجزاء سیستم جذبی را به صورت زیر بیان می کند [۳۰]:

$$\sum (\dot{m} \cdot h)_{in} - \sum (\dot{m} \cdot h)_{out} + [\sum \dot{Q}_i - \sum \dot{Q}_o + \dot{W}] = 0 \quad (11-3)$$

<sup>1</sup> . Lower Heating Value (LHV)

مقدار سرمای تولیدی ( $\dot{Q}_{cooling}$ ) پس از انجام تعادل انرژی بر روی اواپراتور چیلر جذبی به صورت زیر

تعریف می گردد [۳۰]:

$$\dot{Q}_{cooling} = \dot{Q}_E = \dot{m}_{40}(h_{40} - h_{41}) \quad (12-3)$$

ضریب عملکرد (COP) <sup>۱</sup> به صورت معادله ی زیر تعریف می شود [۴۹]:

$$COP = \frac{\dot{Q}_{Evap}}{\dot{Q}_{Des} + \dot{W}_{Pump}} \quad (13-3)$$

که  $\dot{Q}_{Des}$  نرخ انتقال حرارت DES و  $\dot{W}_{Pump}$  توان پمپ می باشد.

۳-۳-۴ بازدهی انرژی کل سیستم ارائه شده

بازدهی قانون اول به صورت نسبت انرژی های مفید تولید شده به وسیله ی سیستم (سرمایش،

گرمایش، برق و هیدروژن) به انرژی های ورودی به سیستم تعریف می گردد. بر اساس این تعریف،

بازدهی کل سیستم ارائه شده به صورت زیر محاسبه می شود

$$\eta_{total} = \frac{\dot{W}_{net} + \dot{Q}_{heating} + \dot{Q}_{cooling} + \dot{m}_{H_2} \cdot LHV_{H_2}}{\dot{m}_{Fuel} \cdot LHV_{Fuel} + \dot{m}_{CH_4} \cdot LHV_{CH_4} + \dot{W}_{pump\ 1\ \&\ 2}} \quad (14-3)$$

۳-۴-۴ توابع اقتصادی

۳-۴-۱ هزینه ی خرید تجهیزات

مبنای برآورد هزینه تجهیزات، روابط و گرافهای موجود در مراجع و مقالات بر اساس پارامترهای تعیین

قیمت هر تجهیز می باشد. در حالت استاندارد جنس کلیه تجهیزات از کربن استیل می باشد. نکته قابل

<sup>۱</sup> . Coefficient of performance (COP)



تعمق آن است که قیمت ها از فروشنده ای به فروشنده دیگر بر اساس نوع تکنولوژی به کار گرفته شده در ساخت ممکن است تفاوت داشته باشد. هنگامی یک تخمین می تواند دقیق باشد که بر مبنای قیمت های جمع آوری شده از چندین فروشنده استوار گردد. برای محاسبه قیمت تجهیزات سیستم به غیر از برج تقطیر از رابطه ی کلی ۱۵-۳ استفاده شده است [۵۰]:

$$\log_{10} C_p^0 = K_1 + K_2 \log_{10}(A) + K_3 [\log_{10}(A)]^2 \quad (15-3)$$

در رابطه ی بالا A معرف ظرفیت یا پارامتر قابل اندازه گیری برای تجهیز می باشد. ضرایب  $K_1$ ,  $K_2$  و  $K_3$  در مرجع [۵۰] آمده است.  $C_p^0$  نیز قیمت تجهیز می باشد.

برای محاسبه ی طول برج تقطیر از رابطه ی ۱۶-۳ استفاده می شود [۵۱]:

$$L = 1.2 (0.61) (N_T - 2) \quad (16-3)$$

که در آن  $N_T$  تعداد سینی ها می باشد.

قیمت shell برج تقطیر از رابطه ی ۱۷-۳ محاسبه می گردد [۵۱]:

$$\begin{aligned} \text{Vessel capital cost} &= 17,640 \times \\ &[\text{diameter } (D) \text{ in meters}]^{1.066} [\text{length } (L) \text{ in meters}]^{0.802} \end{aligned} \quad (17-3)$$

همچنین برای محاسبه ی قیمت سینی های برج نیز از روابط ۱۸-۳ و ۱۹-۳ استفاده می شود [۵۲]:

$$\text{Shell capital cost} = \text{base cost} (F_s + F_t + F_m) \quad (18-3)$$

$$\text{base cost} = C.X \quad (19-3)$$

که در آن X ارتفاع قسمت سینی ها است و ضرایب C و  $F_s$  و  $F_t$  و  $F_m$  در مرجع [۵۲] آمده است.

قیمت کندانسور و ریویولر برج تقطیر به ترتیب از رابطه ی ۲۰-۳ محاسبه می شود [۵۱]:

$$\text{Condenser capital cost} = 7296 (\text{area in m}^2)^{0.65} \quad (20-3)$$

همچنین میزان ضریب انتقال حرارت و اختلاف دمای در نظر گرفته شده برای کندانسور و ریپویلر برج تقطیر در مرجع [۵۱] آورده شده است.

### ۲-۴-۳ روش معادل هزینه های جاری سالانه (EAOC)<sup>۱</sup>

در این روش میزان هزینه ی اولیه ی خرید تجهیزات در طول عمر کارکرد سیستم گسترده می شود تا یک هزینه ی سالیانه محاسبه شود. این میزان به هزینه های جاری اضافه می گردد تا EAOC بدست آید. رابطه ی ۲۱-۳ طریقه ی محاسبه ی EAOC را بیان می کند [۵۰]:

$$EAOC = (\text{Capital investment}) \left[ \frac{i \times (1+i)^n}{(1+i)^n - 1} \right] + YOC \quad (21-3)$$

در رابطه ی بالا  $i$  نرخ تنزیل،  $n$  طول عمر سیستم و  $YOC$  هزینه های جاری سالانه می باشد.

### ۳-۴-۳ تابع سود<sup>۳</sup>

میزان سود سالانه برابر است با اختلاف درآمد حاصل از فروش محصولات و EAOC. میزان سود از رابطه ی ۲۲-۳ محاسبه می شود [۵۳]:

$$\text{Profit} = \text{Income} - EAOC \quad (22-3)$$

<sup>۱</sup> . Equivalent Annual Operating Cost (EAOC) method

<sup>۲</sup> . Yearly Operating Cost (YOC)

<sup>۳</sup> . Profit

### ۳-۵ شبیه سازی

#### ۳-۵-۱ نرم افزار Aspen Plus

در سال ۱۹۷۰ تعدادی از دانشجویان دانشگاه MIT اقدام به نوشتن برنامه کامپیوتری برای شبیه سازی فرایندهای شیمیایی کردند. با گذشت زمان و موفقیت هایی که در این زمینه حاصل شد در سال ۱۹۸۰ اقدام به پایه گذاری شرکت Aspen Tech نمودند. در حال حاضر این شرکت بزرگترین شرکت فعال در زمینه شبیه سازی فرایندهای شیمیایی در جهان است. نرم افزار Aspen Plus جزو کامل ترین و قوی ترین مجموعه های نرم افزارهای شبیه سازی است که به صورت وسیعی مورد استفاده قرار می گیرد. Aspen Plus یک ابزار بسیار جامع و عالی شبیه سازی می باشد که کار کردن با آن برای شبیه سازی سیکل های قدرت پیچیده نسبتاً آسان است. این نرم افزار دارای یک platform برای تشریح فرایندهای مختلف فیزیکی/ شیمیایی است. استفاده از Aspen Plus منجر به مسیر ساده تری برای انجام مدلسازی، عیب یابی و آنالیزهای حساسیت شده است؛ به دلیل اینکه می توان سیستم های پیچیده را به زیر مجموعه های ساده تری تقسیم کرده و جداگانه تست کنیم قبل از اینکه آنها را با هم ادغام کنیم. این نرم افزار دارای یک پایگاه اطلاعاتی جامع از خواص فیزیکی - شیمیایی است و همچنین انعطاف پذیری زیادی برای ترکیب بسیاری از بلاک های تعریف شده توسط کاربر و مدل ها و بلاک های پیش فرض خود برنامه همانند هیتر، پمپ، مخلوط کننده ی جریان، جداکننده ی جریان، کمپرسور و ... دارد [۱۲].

#### ۳-۵-۲ روش حل در نرم افزار Aspen Plus

تا نسخه ۲,۱ حل دسته معادلات ریاضی (جبری، دیفرانسیلی، خطی یا غیرخطی) حاصل از موازنه های جرم و انرژی مربوط به مدلسازی تجهیزات مختلف فرایندی همراه با معادلات ترمودینامیکی و سایر معادلات دیگر به روش حل پی در پی<sup>۱</sup> بوده است. ولی از ورژن ۲,۱ به بعد Aspen plus قادر است به

---

<sup>۱</sup> . Sequential Modular

هر دو روش حل پی در پی و روش حل همزمان<sup>۱</sup> دسته معادلات را حل کند. لازم به ذکر است که در نسخه های جدید روش حل پیش فرض، حل پی در پی می باشد. مزایا و معایب این دو روش در جدول زیر نشان داده شده است [۵۴].

جدول ۳-۱: مقایسه ی روش های حل EO و SM در نرم افزار Aspen plus [۵۴]

<ul style="list-style-type: none"> <li>• در الگوریتم محاسباتی آن هیچ حلقه ای وجود ندارد.</li> </ul>	مزایا	روش EO
<ul style="list-style-type: none"> <li>• برای حل به تعداد زیادی حدس اولیه نیاز دارد.</li> <li>• جهت همگرایی به حدس های اولیه ی خوبی نیاز دارد.</li> <li>• به حافظه محاسباتی زیادی نیاز دارد.</li> </ul>	معایب	
<ul style="list-style-type: none"> <li>• روش حل آن ساده تر است.</li> <li>• به حافظه محاسباتی زیادی نیاز ندارد.</li> </ul>	مزایا	
<ul style="list-style-type: none"> <li>• حل مسائل بهینه سازی در آن دشوار است.</li> <li>• در جریان های برگشتی، خوب عمل نمی کند.</li> </ul>	معایب	

### ۳-۵-۳ همگرایی در روش حل همزمان

همانطور که گفته شد در روش همزمان، نرم افزار به جای حل تک تک بلاک ها به صورت جداگانه، تمامی معادلات مدل را جمع کرده و به صورت همزمان حل می کند. اگرچه ممکن است تعداد متغیرها و معادلات زیاد باشند، اما این روش بدون حلقه های تو در تو و با استفاده از تحلیل مشتقات، کل

<sup>1</sup> . Equation Oriented

فلوشیت را همزمان حل می کند. در نتیجه، مسائل بزرگتر نیز با این روش محاسباتی حل می شوند. این استراتژی برای حل مسائل زیر بسیار مؤثر عمل می کند:

- فرآیندهای با بازیافت بسیار و همراه با انتگراسیون حرارتی
- فرآیندهای با مشخصات طراحی زیاد
- بهینه سازی فرآیند
- تنظیم مدل فرآیند با اصلاح داده و حدس پارامتر

استراتژی حل همزمان، استفاده از حل گرهای زیر را فراهم می نماید:

- DMO<sup>1</sup>
- LSSQP<sup>2</sup>
- NSOLVE<sup>3</sup>
- XSLP<sup>4</sup>

حل گرهای DMO و LSSQP یک نوع الگوریتم برنامه ریزی پیوسته درجه دوم را برای حل مسائل بهینه سازی در مقیاس بزرگ، پیاده سازی می کنند. این عمل با حل یک دنباله از زیرمجموعه های برنامه نویسی درجه دوم امکان پذیر است. تفاوت بزرگ بین DMO و LSSQP این است که DMO محدوده های متغیرها را در حین حل هم زمان برای شبیه سازی و حدس پارامتر نادیده می گیرد. NSOLVE یک نوع الگوریتم مبتنی بر روش نیوتن را برای حل مسائل در مقیاس های کوچک و بزرگ که شامل مجموعه ای از معادلات غیرخطی است را به کار می گیرد. این حل گر فقط برای مواردی از جمله شبیه سازی و حدس پارامتر استفاده می شود.

---

<sup>1</sup> . Dynamic Matrix Optimizer

<sup>2</sup> . Large-scale Sparse Successive Quadratic Programming algorithm

<sup>3</sup> . Newton Solve

<sup>4</sup> . Xpress Sequential Linear Programming

حل گر XSPL یک الگوریتم برنامه ریزی خطی متوالی را برای حل مسائل در مقیاس کوچک و بزرگ برنامه ریزی غیرخطی فراهم می کند.

### ۳-۵-۴ انتخاب روش حل در Aspen plus

اولین و مهم ترین گام در مدلسازی یک فرآیند انتخاب روش حل مناسب با توجه به خواص ترکیبات می باشد. برای سیکل توربین گاز و فرآیند SMR متد حل PR-BM را انتخاب میکنیم. زیرا این متد برای گازها در دماهای بالا استفاده و توصیه شده است [۴۸,۳۴]. اما این مساله برای سیستم جذبی آب-آمونیاک که متد انتخاب شده نمایشگر خوبی از رفتار تعادلی بخار-مایع ترکیبات آب-آمونیاک باشد تا حدودی متفاوت است. در این تحقیق متد RKS-BM در شبیه ساز Aspen plus برای این قسمت برگزیده شده است. معادله ی حالت Redlich-Kowang-Soave-Boston-Mathias پایه و اساس متد RKS-BM می باشد [۵۵]. نتایج حاصل از استفاده از این متد در سیکل جذبی آمونیاک-آب با نتایج تجربی مقایسه شده و به عنوان اعتبارسنجی در فصل بعد بررسی می شود.

### ۳-۶ فرضیات و اطلاعات لازم برای طراحی

#### ۳-۶-۱ فرضیات

فرضیات و اطلاعات ورودی به نرم افزار که برای طراحی و شبیه سازی فرآیند حاضر در نظر گرفته شده است به شرح زیر می باشد:

- افت فشار ناچیز در نظر گرفته می شود.
- مبدل های حرارتی و خطوط لوله، تلفات حرارتی ندارند.
- ترکیب گاز مورد استفاده به عنوان سوخت نیروگاه در قسمت بعد آورده شده است.

• اطلاعات ورودی برای شبیه سازی سیکل توربین گاز، واحد تولید بخار داغ، واحد تولید هیدروژن

و سیستم سرمایه‌ش جذبی به ترتیب در جداول ۲-۳، ۳-۳، ۳-۴ و ۳-۵ آورده شده است.

همانطور که گفته شد اطلاعات عملکرد توربین گاز نیروگاه شاهرود استخراج گردیده و در این تحقیق به عنوان داده‌ی ورودی مورد استفاده قرار گرفته است. نیروگاه شاهرود در کیلومتر ۱۸ جاده‌ی شاهرود- دامغان قرار دارد. توربین گاز نصب شده در این نیروگاه مدل زیمنس<sup>۱</sup> V94-2 می باشد. مشخصات هوا و سوخت، نسبت فشار کمپرسور و فشار تخلیه‌ی توربین همان اعداد استخراج شده از نیروگاه هستند. بقیه‌ی مقادیر و فرضیات در جدول ۲-۳ آمده است. اطلاعات داده شده به نرم افزار برای قسمت تولید بخار نیز مطابق جدول ۳-۳ است.

جدول ۲-۳: اطلاعات ورودی در سیکل توربین گاز

پارامتر	مقدار
سوخت	دبی جرمی: 8.7 kg/s دما: 8.6 °C - فشار: 21.4 bar
هوا	درصد حجمی ترکیبات: 0.21 N <sub>2</sub> , 0.79 O <sub>2</sub> دما: 6 °C - فشار: 0.867 bar
کمپرسور	نسبت فشار: 9.4 بازدهی آیزنتروپیک: 85.5 %
محفظه احتراق	توان حرارتی: 0 - افت فشار: 0 راکتور R-Gibbs
توربین	فشار تخلیه: 1 atm بازدهی آیزنتروپیک: 88.9 %

<sup>۱</sup> . Siemens

جدول ۳-۳: اطلاعات ورودی در واحد تولید بخار داغ پر فشار

جریان	مقدار
۲۵	دبی جرمی: 50 kg/s
	دما: 20 °C - فشار: 4 bar
بلوک	مقدار
مبدل حرارتی ۴	درصد بخار جریان سرد: 1
	حداقل دمای approach: 10 °C
پمپ	فشار: 10 bar

دو نکته ی بسیار مهم در شبیه سازی این فرآیند در قسمت شبیه سازی واحد تولید هیدروژن و در قسمت سرمایه‌ش جذب وجود دارد. مسأله ی بسیار حائز اهمیت در شبیه سازی فرآیند SMR و انتقال حرارت بین گازهای خروجی از توربین گاز و خوراک ورودی به ریفورمر اینست که امکان شبیه سازی این فرآیند در یک بلوک مجزا که هم تبادل حرارت و هم وقوع واکنش شیمیایی در آن انجام پذیر باشد وجود ندارد. از این رو برای نمایش این فرآیند در Aspen plus فرض شده است که واکنش شیمیایی در راکتور ریفورمر انجام گیرد و گازهای داغ خروجی از توربین، افت دمایی لازم را در بلوک B1 تجربه کرده و حرارت لازم برای انجام واکنش در ریفورمر را تأمین نمایند. برای فرآیند SMR گاز متان به عنوان گاز ورودی در نظر گرفته شده است. دمای خروجی راکتور ریفورمر ۵۲۰°C و دمای بلوک B1، ۵۳۰°C قرار داده شده است.

در قسمت سرمایه‌ش جذبی هم باید این نکته را بیان کرد که چون Aspen از حل پی در پی استفاده می کند استفاده از دستور break به منظور وارد کردن داده ها در سیکل های بسته الزامی است. در این تحقیق دستور break در جریان ۲۸ قرار داده شده است. این بدان معنی است که جریان خروجی از ابزوربر (۲۸) و جریان ورودی به پمپ ۲ (۲۸ A) به هم پیوسته نیستند. اگر این جریان های سیال نتایج مشابهی بدهند (همانگونه که مورد انتظار است؛ چون در واقع یک وضعیت را نمایش می دهند)، نشان دهنده ی یک برنامه ی شبیه سازی شده ی صحیح می باشد. صحت این مسأله در بخش های بعدی



بررسی می گردد. دستور break در جریان ۲۸ امکان وارد کردن اطلاعات زیر را فراهم می آورد: فشار قسمت فشار پایین، دبی جرمی، درصد جرمی آمونیاک و آب و کیفیت بخار صفر. پمپ، تنها به فشار خروجی نیاز دارد و میزان راندمان آن به دلیل تأثیر ناچیزش بر عملکرد کلی سیکل، همان مقدار اولیه ی نرم افزار یعنی ۱۰۰٪ فرض می گردد. مسأله ی مهم دیگر در این بخش اینست که کیفیت بخار مبرد در خروجی اواپراتور به دلیل temperature glide ناشی از حضور آب نمی تواند برابر با ۱ باشد. بنابراین یک تغییر دمای قابل قبول در اواپراتور در نظر گرفته شده و برای محاسبه ی کیفیت بخار در خروجی اواپراتور استفاده می شود. ژنراتور یا DES یک وسیله ی جداساز است که یک بلوک برج تقطیر در Aspen plus برای مدلسازی آن استفاده شده است که دربرگیرنده ی جریانات ۳۰، ۳۱ و ۳۵ می باشد. برای این عضو سیستم جذبی نیز، افت فشار صفر و نرخ پایینی برج برای قسمت محلول آن به عنوان ورودی داده شده است. در قسمت تأمین حرارت، گازهای خروجی توربین گاز تا یک دمای مفید خنک شده و DES را گرم می کنند. در این تحقیق دمایی که گازهای توربین می توانند خنک شوند  $180^{\circ}\text{C}$  در نظر گرفته شده است. این دما به خاطر آنست که خنک کردن گازها تا دمایی پایین تر از این دما می تواند سبب کندانس شدن ترکیبات خروجی شود. ذکر این نکته نیز حائز اهمیت است که هم حرارت اتلافی موجود و هم بار سرمایی می توانند دبی جرمی را تعیین کنند. رکتیفایر نیز در بخش بخار خروجی از DES قرار دارد و وظیفه ی آن کندانس کردن بخشی از جریان برای داشتن آمونیاک با خلوص بالاتر است. این مساله نیز با استفاده از یک بلوک فلش و مبدل حرارتی با اطلاعات ورودی افت فشار صفر و توان حرارتی لازم برقرار می شود. فرضیات و داده های دیگر برای فرآیند SMR و سیکل تبرید جذبی تک اثره ی آمونیاک-آب به ترتیب در جداول ۳-۴ و ۳-۵ آمده است.

جدول ۳-۴: اطلاعات ورودی برای شبیه سازی فرآیند SMR

جریان	مقدار
۱۱	دبی جرمی: 3 kg/s
(H <sub>2</sub> O)	دما: 20 °C - فشار: 1 atm
۱۴	دبی جرمی: 1 kg/s
(Natural gas)	دما: 25 °C - فشار: 1 atm
بلوک	مقدار
مبدل حرارتی ۱	دمای جریان ۱۸: 270 °C حداقل دمای approach: 10 °C
مبدل حرارتی ۲	دمای جریان ۱۳: 300 °C حداقل دمای approach: 10 °C
مبدل حرارتی ۳	دمای جریان ۲۰: 80 °C حداقل دمای approach: 10 °C
میکسرها	افت فشار: 0
ریفورمر	دما: 520 °C - افت فشار: 0 راکتور R-Gibbs
WGS	توان حرارتی: 0 - افت فشار: 0 راکتور R-Gibbs

جدول ۳-۵: اطلاعات ورودی برای شبیه سازی سیکل تبرید

جریان	مقدار
۲۸	دبی جرمی: 60 kg/s - درصد بخار: 0 دما: 20 °C - فشار: 2.6 bar درصد جرمی NH <sub>3</sub> : 0.3 - درصد جرمی H <sub>2</sub> O: 0.7
بلوک	مقدار
میکسر ۲	افت فشار: 0
میکسر ۳	افت فشار: 0
اوپراتور	تغییر دما: 2 °C - افت فشار: 0
کندانسور	جریان خروجی: مایع اشباع - افت فشار: 0
ابزوربر	جریان خروجی: مایع اشباع - افت فشار: 0
مبدل حرارتی ۵	اختلاف دمای جریان گرم خروجی با جریان سرد ورودی: 10 °C حداقل دمای approach: 10 °C
مبدل حرارتی ۶	اختلاف دمای جریان گرم خروجی با جریان سرد ورودی: 5 °C حداقل دمای approach: 5 °C
پمپ ۲	فشار: 15.28 bar
شیر ۱	فشار: 2.6 bar
شیر ۲	فشار: 2.6 bar
DES	Reflux mass ratio: 0.0001 Mass flow rate at the bottom: of 48 kg/s
هیتر	افت فشار: 0
رکتیفایر	توان حرارتی: -8732.5 kw

### ۳-۶-۲ ترکیب گاز طبیعی

ایران در بین کشورهای دارای منابع گاز طبیعی در دنیا در رده ی دوم قرار دارد. منابع طبیعی گاز در ایران در محدوده ی بسیار وسیعی قرار دارد. این منابع، بر اساس محدوده ی استخراج به ۳ دسته تقسیم بندی می شوند. کیفیت و خواص شیمیایی گاز در هر کدام از این قسمت ها متفاوت است و بسیار

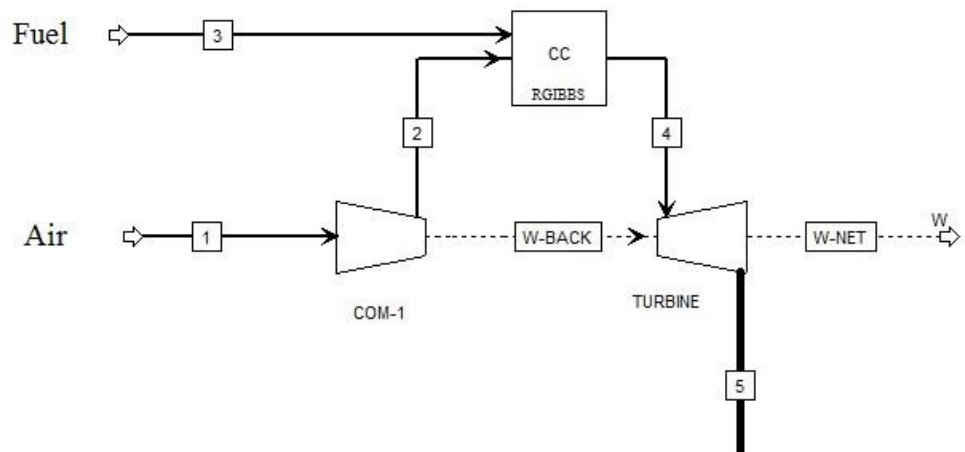
سودمند است اگر بدانیم گاز مورد استفاده ی ما، از کدام یک از این نواحی تأمین می گردد تا ویژگیهای دقیق تری از خواص آن بدانیم و واکنش ها و فرآیندهای آتی را دقیق تر تحلیل کنیم. با توجه به اینکه گاز نیروگاه شاهرود از پالایشگاه شهید هاشمی نژاد (خانگیران) که در شمال شرق کشور قرار دارد تأمین می شود، درصد ترکیبات گاز این پالایشگاه به عنوان مبنای عملکرد قرار می گیرد. درصد اجزاء تشکیل دهنده ی این گاز به صورت زیر می باشد:

جدول ۳-۶: ترکیب گاز مورد استفاده در سیستم ارائه شده [۵۶]

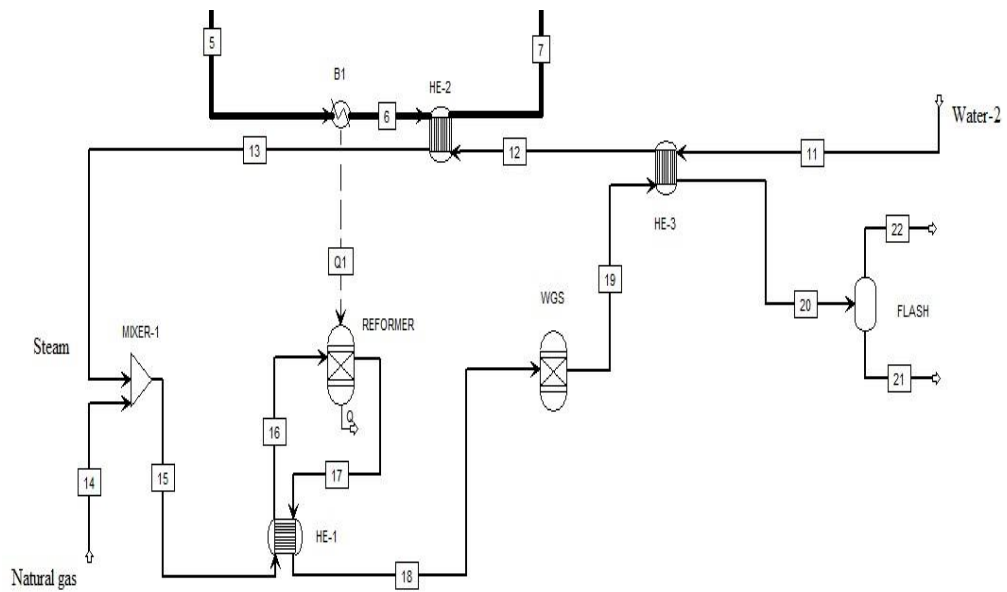
ترکیب	مول (%)
CH <sub>4</sub>	۹۸,۵۳۶
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	۰,۶۶۱
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	۰,۰۷۲
i-butane	۰,۰۱۹
n-butane	۰,۰۳۶
i-pentane	۰,۰۱۸
n-pentane	۰,۰۱۹
CO <sub>2</sub>	۰,۱۱۳
N <sub>2</sub>	۰,۵۲۶

### ۷-۳ مدل طراحی شده در نرم افزار Aspen plus

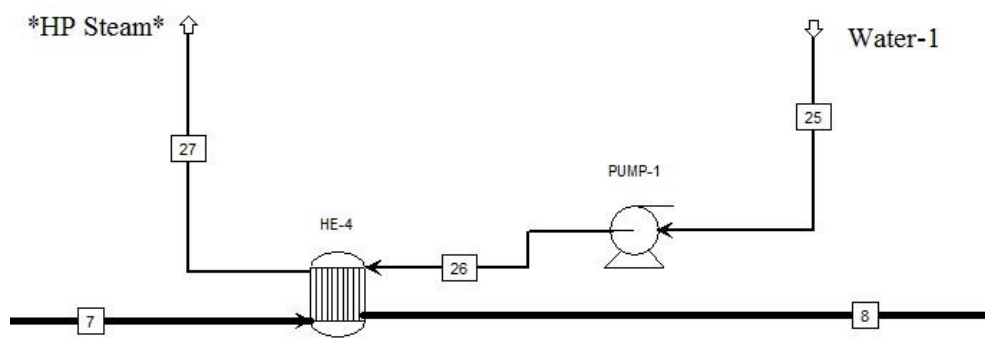
نمای هر کدام از قسمت های شبیه سازی شده ی سیستم در محیط نرم افزار Aspen plus به صورت شکل های ۳-۳، ۳-۴، ۳-۵ و ۳-۶ می باشد.



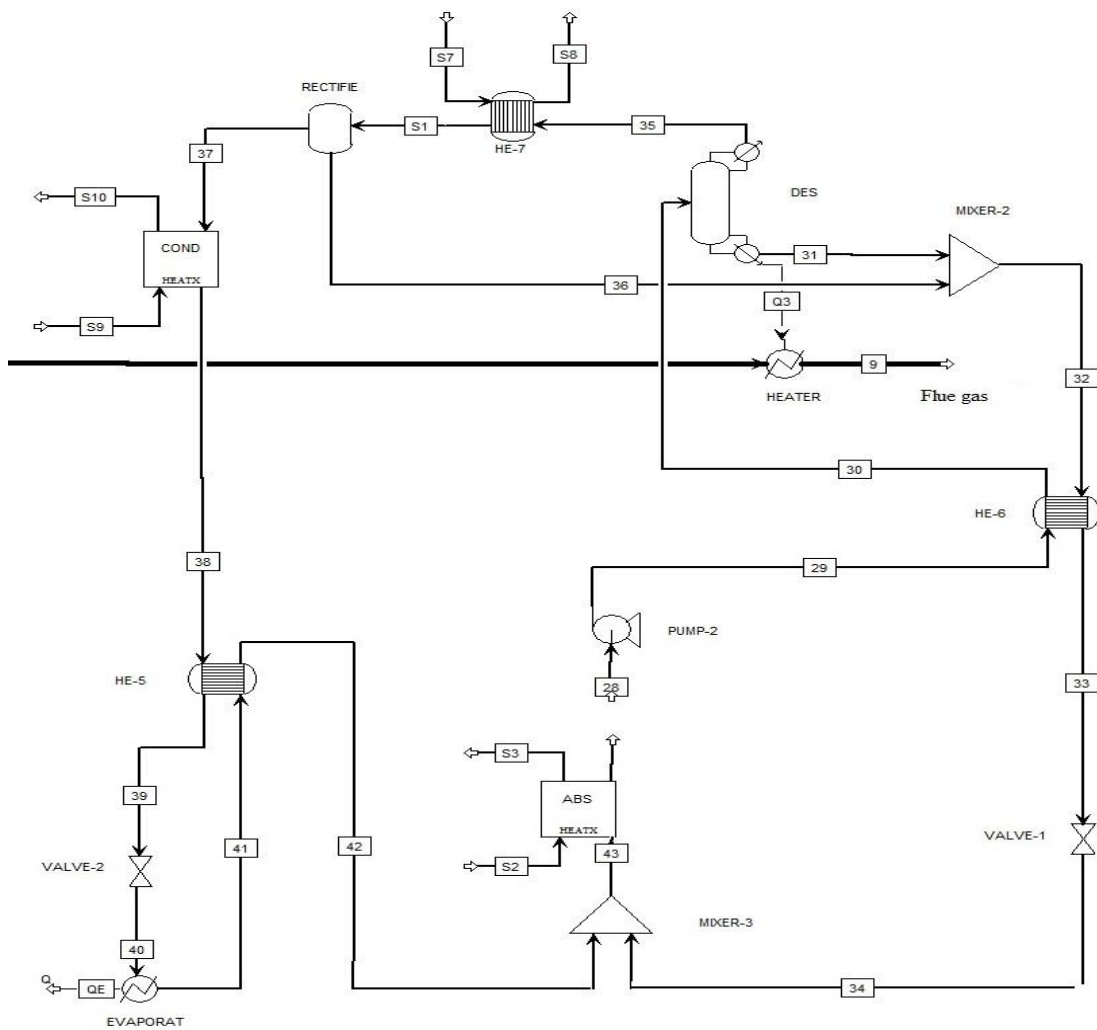
شکل ۳-۳: سیکل توربین گاز شبیه سازی شده در محیط نرم افزار Aspen plus



شکل ۳-۴: واحد تولید هیدروژن شبیه سازی شده در محیط نرم افزار Aspen plus

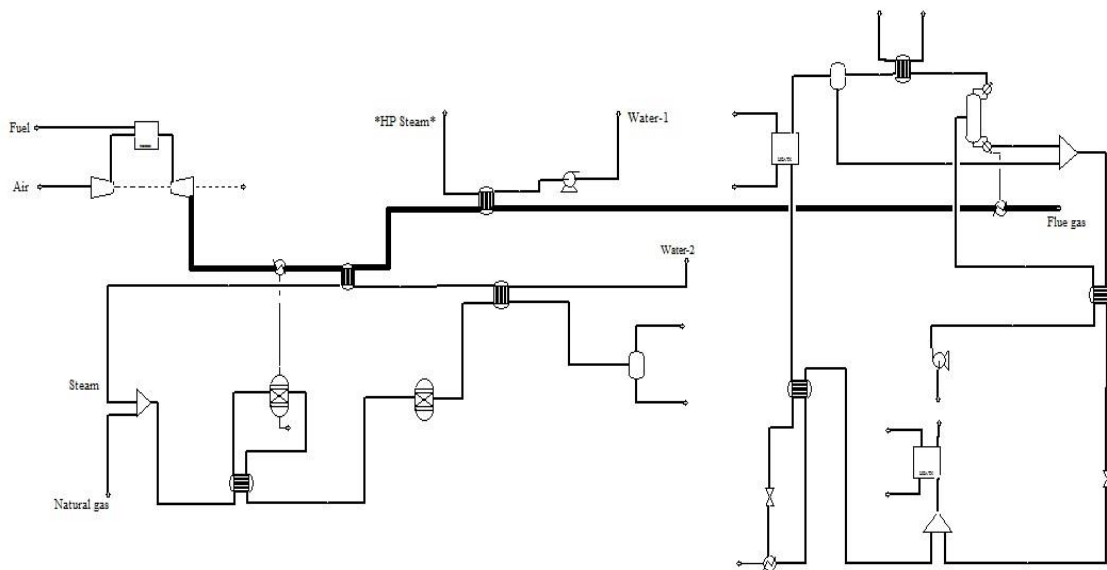


شکل ۳-۵: واحد تولید بخار داغ شبیه سازی شده در محیط نرم افزار Aspen plus



شکل ۳-۶: سیستم تبرید جذبی شبیه سازی شده در محیط نرم افزار Aspen plus

نمای کامل سیستم شبیه سازی شده در نرم افزار نیز به صورت شکل ۳-۷ می باشد.



شکل ۳-۷: نمای کامل سیستم تولید چندگانه شبیه سازی شده در محیط نرم افزار Aspen plus

همانطور که در قسمت قبل گفته شد، استفاده از دستور break در این سیکل برای وارد کردن اطلاعات الزامی است. این دستور بر روی جریان ۲۸ و بین پمپ و ایزوربر اعمال گردیده است. یک مدل صحیح برنامه ریزی شده منتج به تشابه جرم کلی و جرم هرکدام از ترکیبات در دو طرف break خواهد شد. در این سیکل جریان خروجی از ایزوربر، ۲۸A و جریان ورودی به پمپ، جریان ۲۸ نام دارد. همانطور که نتایج جدول ۳-۷ نشان می دهد، مدل حاضر، دبی جرمی را کنترل نموده و این تست با موفقیت گذارنده می شود.

جدول ۳-۷: بررسی شرط بقای جرم در سیکل تبرید جذبی

جریان ۲۸A	جریان ۲۸	دبی جرمی (kg/s)
۶۰	۶۰	کل
۱۸	۱۸	آمونیاک
۴۲	۴۲	آب

تست بقای انرژی نیز برای تأیید این مطلب که مقدار خالص انرژی ورودی و خروجی به سیکل صفر است، انجام می‌گیرد. بدین منظور از نتایج نرم افزار استفاده می‌کنیم. نتایج خروجی Aspen plus در معادله ی (۳-۲۳) [۳۴] نشان می‌دهد که معادله ی انرژی، ارضا شده و مدل به صورت صحیح شبیه سازی شده است.

$$E_{in} - E_{out} = 0 \quad (۳-۲۳)$$

$$|Q_{Rect} + Q_{Cond} + Q_{Abs}| - |Q_{Evap} + Q_{Des} + W_{pump}| = 0 \quad (۳-۲۴)$$

$$|-8.73 - 9.48 - 13.81| - |9.35 + 22.53 + 0.14| = 0$$

در این فصل راجع به طریقه ی عملکرد و طرز کار سیستم ارائه شده به طور مفصل توضیح داده شد و با ارائه ی فرضیات و داده های ورودی به سیستم، شبیه سازی انجام گردید. در فصل بعد با اعتبار سنجی از صحت نتایج خروجی اطمینان پیدا کرده و به بررسی نتایج خروجی و تحلیل تأثیر پارامترهای مختلف بر عملکرد و بازدهی سیستم ارائه شده پرداخته می‌شود.



## فصل چهارم

### نتایج حاصل از شبیه سازی

## ۴-۱ مقدمه

یک سیستم تولید همزمان چندگانه با ترکیب یک توربین گاز، یک واحد تولید بخار داغ فشار بالا، یک واحد تولید هیدروژن و یک سیستم تبرید جذبی آمونیاک-آب به منظور بازیابی حرارت گازهای خروجی از توربین گاز ارائه گردید. سیستم ارائه شده تحت شرایط دائم و بر اساس قوانین ترمودینامیکی و با استفاده از نرم افزار Aspen plus شبیه سازی شد. پارامترهای کلیدی سیستم همانند کسر جرمی آمونیاک، نسبت بخار به متان در واحد تولید هیدروژن و میزان ظرفیت سرمایای سیستم جذبی می تواند بر عملکرد انرژی، میزان هیدروژن تولیدی و بازدهی کلی سیستم تولید چندگانه اثر بگذارد. ابتدا با انجام اعتبارسنجی از صحت نتایج خروجی اطمینان حاصل می شود. سپس وضعیت نقاط مختلف حاصل از شبیه سازی سیکل و همچنین نتایج مهم خروجی از سیستم بررسی گردیده و با انجام تحلیل پارامتریک، تأثیر پارامترهای ذکر شده بر عملکرد سیستم تولید چندگانه بررسی می شود. در این تحلیل پارامتریک، یک یا دو پارامتر تغییر کرده و بقیه ی پارامترهای ورودی ثابت می مانند. سپس با انجام بهینه سازی، میزان تابع سود سیستم ارائه شده ماکزیمم شده و وضعیت نقاط مختلف سیکل و همچنین میزان تولید محصولات سیستم بر اساس آن تنظیم می گردد. در انتها نیز با انجام تحلیل اقتصادی به ارزیابی مالی سیستم پرداخته و زمان بازگشت سرمایه در آن محاسبه می شود.

## ۴-۲ اعتبارسنجی

در این بخش هرکدام از واحدهای عملیاتی سیستم به صورت جداگانه مورد اعتبار سنجی قرار می گیرد و در صورت گرفتن نتایج ایده آل می توان این بخش ها را در کنار هم قرار داده و یک سیستم واحد با نتایج صحیح در نظر بگیریم.

#### ۱-۲-۴ اعتبارسنجی سیکل توربین گاز

مقادیر ارائه شده در جدول ۲-۳ از دفتر فنی و مهندسی نیروگاه شاهرود استخراج شده است. جدول ۱-۴ نتایج خروجی از Aspen plus و مقایسه ی آن با نتایج نیروگاه را نشان می دهد.

جدول ۱-۴: نتایج اعتبارسنجی سیکل توربین گاز

پارامتر	نیروگاه	Aspen plus	درصد خطا
قدرت خروجی $\dot{W}_{net}$ (MW)	۱۳۵	۱۳۵,۰۶	۰,۰۴
دمای احتراق (°C)	۱۰۰۰-۱۱۰۰	۱۰۲۰,۴	----
دمای اگزاست (°C)	۵۴۰	۵۴۰,۷	۰,۱

مهم ترین پارامتر سیکل توربین گاز، کار خالص خروجی از آن است؛ اختلاف کار توربین و کمپرسور. کار خالص محاسبه شده توسط نرم افزار دارای درصد خطای ۰,۰۴٪ نسبت به داده های تجربی نیروگاه است که یک تفاوت بسیار ناچیز و یک نتیجه ی عالی محسوب می شود. دمای گازهای اگزاست توربین گاز - جریان ۵ - درصد خطایی برابر با ۰,۱٪ دارد که بسیار ناچیز است. دمای محفظه ی احتراق - جریان ۴ - به دلیل آنکه در محدوده ی دمایی اعلام شده توسط نیروگاه است، قابل قبول می باشد. در مجموع می توان نتایج این قسمت را صحیح دانست زیرا پارامترهای خروجی دارای درصد خطایی کمتر از ۰,۱٪ هستند که نشان دهنده ی یک مدلسازی خوب می باشد.

#### ۲-۲-۴ اعتبارسنجی فرآیند SMR دما پایین

به منظور اعتبارسنجی مدل شبیه سازی شده در قسمت تولید هیدروژن، پارامترهای عملکردی با نتایج مرجع [۴۵] با داده های ورودی یکسان مقایسه گردید. دمای اولیه  $25^{\circ}\text{C}$  و در فشار اتمسفر و در نسبت بخار به متان ۳ لحاظ گردید. طبق گزارش این مرجع، کاتالیزگر  $\text{Ni/Ce-ZrO}_2/\theta\text{-Al}_2\text{O}_3$  در SMR دما پایین، عملکرد بسیار فعالی دارد. مهم ترین پارامترها، درصد تبدیل متان و میزان هیدروژن در گاز تولید شده است. جدول ۲-۴ نتایج خروجی از نرم افزار و آزمایشگاه و اختلاف این دو را نمایش می دهد. نتایج نشان می دهد که مدل شبیه سازی شده قادر است تا تولید هیدروژن را به خوبی پیش بینی کند. این مقایسه در دمای  $500^{\circ}\text{C}$  برای ریفورمر انجام گرفته است.

جدول ۲-۴: نتایج اعتبارسنجی فرآیند SMR با مرجع [۴۵]

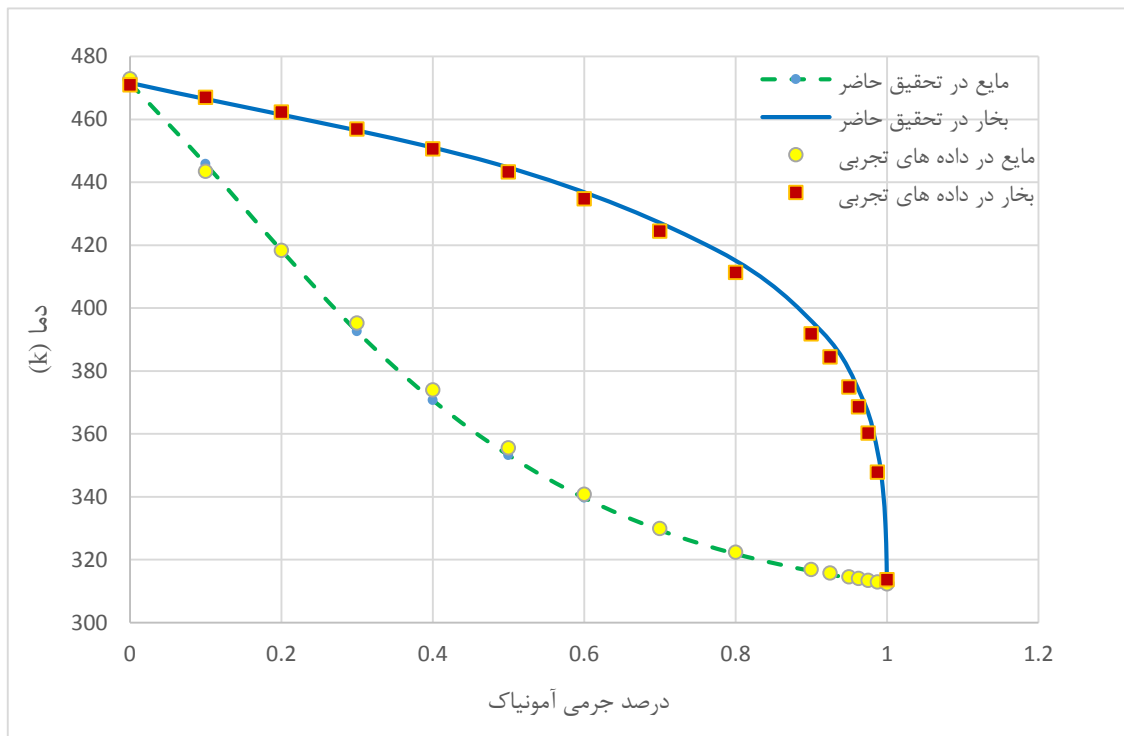
پارامتر	داده های تجربی	Aspen plus	درصد خطا
$\phi_{\text{CH}_4}$	۴۳,۹	۴۰,۳	۸,۲
$\text{H}_2$ در محصولات (خشک) (%)	۶۳	۶۲	۱,۶

میزان خطای درصد تبدیل متان حدود ۸٪ است که می تواند یک خطای قابل قبول باشد. ذکر این نکته الزامی است که درصد تبدیل ۴۳,۹٪ در داده های تجربی در آزمایشگاه و در حضور کاتالیزگر است که تأثیر بسزایی در واکنش دارد و در نظر گرفتن آن در Aspen plus امکان پذیر نیست. در نتیجه درصد تبدیل متان در نتایج خروجی از نرم افزار مقداری کمتر می باشد. همچنین در مرجع [۴۵] نتایج آزمایشگاهی با نتایج معادلات تعادلی مقایسه و ذکر شده است که درصد تبدیل متان در آزمایشگاه، به اندازه ی چند درصد بیشتر از میزان تعادلی آن است. در مورد میزان هیدروژن موجود در محصولات (خشک) هم، ۱,۶٪ اختلاف وجود دارد که یک نتیجه ی امیدوار کننده می باشد.

### ۳-۲-۴ اعتبارسنجی سیکل تبرید جذبی آب-آمونیاک

به منظور اعتبارسنجی سیکل جذبی آب-آمونیاک دو تست جداگانه انجام می شود. یک اعتبارسنجی با بررسی رفتار تعادلی فاز بخار-مایع در محلول آب-آمونیاک و دیگری با نتایج منابع موجود است. این اعتبارسنجی ها برای نمایش شبیه سازی صحیح سیستم انجام شده است.

نتایج حاصل از استفاده از متد انتخاب شده در سیکل جذبی آمونیاک-آب با نتایج تجربی مقایسه شده و در شکل ۱-۴ آورده شده است. نتایج تجربی از مرجع [۵۷] می باشد.



شکل ۱-۴: دمای بخار و مایع محلول در فشار ۱۵,۲۸ bar در برابر درصد جرمی آمونیاک

همانطور که در نمودار شکل ۱-۴ مشاهده می شود، هر دو نمودار رفتار یکسانی در این دما و فشار از خود نشان می دهند و نتایج حاصل از شبیه سازی در نرم افزار با داده های تجربی مطابقت خوبی دارد به طوری که این دو نمودار تقریباً به طور کامل بر هم منطبق هستند. همچنین نتایج حاصل از استفاده

از این متد در نرم افزار Aspen plus با نتایج مرجع [۵۷] نیز همخوانی دارد. این نمودار روشی برای اعتبارسنجی مدل می باشد و نتیجه اینست که قسمت تبرید جذبی به طور صحیح شبیه سازی شده است؛ چراکه رفتار بخار-مایع برای محلول آمونیاک-آب را به درستی پیش بینی می کند. سیکل جذبی همچنین با مدل مشابه شبیه سازی شده توسط آقای سومر [۳۴] اعتبارسنجی گردید. جدول ۳-۴ مقایسه ی بین شبیه سازی Aspen plus و نتایج مرجع ذکر شده را برای اطلاعات ورودی یکسان نمایش می دهد.

جدول ۳-۴: نتایج اعتبارسنجی سیکل تبرید جذبی آب-آمونیاک با مرجع [۳۴]

پارامتر	نتایج مرجع [۳۴]	نتایج Aspen plus	درصد خطا (%)
$Q_{\text{Absorber}}$ (kW)	۲۱۹,۱	۲۲۶,۷	۳,۵
$Q_{\text{Condenser}}$ (kW)	۱۷۶	۱۷۸,۵	۱,۴
$Q_{\text{Desorber}}$ (kW)	۲۷۴,۸	۲۸۳,۸	۳,۲
$Q_{\text{Evaporator}}$ (kW)	۱۶۸	۱۶۹,۶	۰,۹
COP	۰,۵۹۷	۰,۵۸۵	۲

مطابقت خوبی بین نتایج مدل ارائه شده و اطلاعات خروجی در مدل مرجع [۳۴] مشاهده می شود؛ بدین صورت که بیشترین درصد خطا ۳,۵٪ می باشد و برای بقیه ی پارامترها نیز اختلاف اندکی وجود دارد. بار سرمایی اواپراتور که به عنوان سرمای تولیدی محسوب می شود، ۰,۹٪ خطا دارد. درصد خطای ۲٪ برای COP که شاید مهم ترین پارامتر این بخش باشد نیز امیدوار کننده می باشد. حال که شبیه سازی انجام گرفته از دقت مناسبی برخوردار است به بررسی نتایج و تحلیل تأثیر پارامترهای مختلف بر عملکرد و بازدهی سیستم ارائه شده پرداخته می شود.

## ۳-۴ نتایج

پس از شبیه سازی سیستم، وارد کردن اطلاعات اولیه و اطمینان از صحت نتایج خروجی از نرم افزار، به مرور بخش های مختلف سیکل و همچنین پارامترهای خروجی آن پرداخته می شود. نتایج حاصل از شبیه سازی سیستم در نرم افزار Aspen plus که نشان دهنده ی وضعیت نقاط مختلف سیکل در شرایط طراحی پایه است، در جدول ۴-۴ نشان داده شده است.

جدول ۴-۴: وضعیت نقاط مختلف حاصل از نرم افزار Aspen plus

بخش	سیکل توربین گاز							تولید بخار داغ
جریان	۱	۲	۳	۴	۵	۷	۸	۲۵
از	اتمسفر	کمپرسور	سوخت	محفظه احتراق	توربین	مبدل ۲	مبدل ۴	آب
به	کمپرسور	محفظه احتراق	محفظه احتراق	توربین	ریفورمر	مبدل ۴	DES	پمپ
دما (°C)	۶	۳۱۸,۱	۸,۶	۱۰۲۰,۴	۵۴۰,۷	۵۱۷,۷	۲۶۹,۷	۲۰
فشار (bar)	۰,۸۶۷	۹,۴	۲۱,۴	۹,۴	۱,۰۱۳	۱,۰۱۳	۱,۰۱۳	۴
درصد بخار	۱	۱	۱	۱	۱	۱	۱	۰
بخش	تولید بخار داغ						واحد تولید هیدروژن	
جریان	۲۶	۲۷	۶	۱۱	۱۲	۱۳	۱۴	۱۵
از	پمپ	مبدل ۴	ریفورمر	آب	مبدل ۳	مبدل ۲	متان	میکسر ۱
به	مبدل ۴	مصرف کننده	مبدل ۲	مبدل ۳	مبدل ۲	میکسر ۱	میکسر ۱	مبدل ۱
دما (°C)	۲۰,۱	۱۸۰	۵۳۰	۲۰	۱۰۱,۴	۳۰۰	۲۵	۲۱۸,۲
فشار (bar)	۱۰	۱۰	۱,۰۱۳	۱,۰۱۳	۱,۰۱۳	۱,۰۱۳	۱,۰۱۳	۱,۰۱۳
درصد بخار	۰	۱	۱	۰	۰,۲۱۷	۱	۱	۱
بخش	واحد تولید هیدروژن							
جریان	۱۶	۱۷	۱۸	۱۹	۲۰	۲۱	۲۲	
از	مبدل ۱	ریفورمر	مبدل ۱	WGS	مبدل ۳	فلش	فلش	
به	ریفورمر	مبدل ۱	WGS	مبدل ۳	فلش	مصرف کننده	مصرف کننده	
دما (°C)	۴۹۹	۵۲۰	۲۷۰	۲۸۷,۷	۸۰	۸۰	۸۰	
فشار (bar)	۱,۰۱۳	۱,۰۱۳	۱,۰۱۳	۱,۰۱۳	۱,۰۱۳	۱,۰۱۳	۱,۰۱۳	
درصد بخار	۱	۱	۱	۱	۱	۰	۱	

<sup>۱</sup> . Base case

سیکل تبرید جذبی								بخش
۳۴	۳۳	۳۲	۳۱	۳۰	۲۹	۲۸	۹	جریان
شیر ۱	مبدل ۶	میکسر ۲	DES	مبدل ۶	پمپ	ابزوربر	DES	از
میکسر ۳	شیر ۱	مبدل ۶	میکسر ۲	DES	مبدل ۶	پمپ	تخلیه	به
۵۲,۴	۵۲,۱	۱۴۷,۲	۱۵۷	۱۲۲,۷	۴۷,۱	۴۶,۹	۲۲۸,۷	دما (°C)
۲,۶	۱۵,۲۸	۱۵,۲۸	۱۵,۲۸	۱۵,۲۸	۱۵,۲۸	۲,۶	۱,۰۱۳	فشار (bar)
۰	۰	۰,۰۱۶	۰	۰,۰۳۹	۰	۰	۱	درصد بخار
۰,۲۰۳	۰,۲۰۳	۰,۲۰۳	۰,۱۵۸	۰,۳۱۲	۰,۳۱۲	۰,۳۱۲	۰	$X_{NH_3}$
سیکل تبرید جذبی								بخش
۴۲	۴۱	۴۰	۳۹	۳۸	۳۷	۳۶	۳۵	جریان
مبدل ۵	اوپراتور	شیر ۲	مبدل ۵	کندانسور	رکتیفایر	رکتیفایر	DES	از
میکسر ۳	مبدل ۵	اوپراتور	اوپراتور	مبدل ۵	کندانسور	میکسر ۲	رکتیفایر	به
۲۹,۲	-۱۰,۲	-۱۲,۲	۱۷,۸	۳۹,۲	۵۵,۶	۵۵,۶	۱۲۲,۹	دما (°C)
۲,۶	۲,۶	۲,۶	۱۵,۲۸	۱۵,۲۸	۱۵,۲۸	۱۵,۲۸	۱۵,۲۸	فشار (bar)
۱	۰,۹۸	۰,۱۱۱	۰	۰	۱	۰	۱	درصد بخار
۰,۹۹۹	۰,۹۹۹	۰,۹۹۹	۰,۹۹۹	۰,۹۹۹	۰,۹۹۹	۰,۷۱	۰,۹۰۱	$X_{NH_3}$
سیکل تبرید جذبی								بخش
							۴۳	جریان
							میکسر ۳	از
							ابزوربر	به
							۶۲	دما (°C)
							۲,۶	فشار (bar)
							۰,۱۰۱	درصد بخار
							۰,۳۱۲	$X_{NH_3}$

پارامترهای عملیاتی مهم و تأثیر گذار خروجی از سیستم که در حالت طراحی پایه حاصل شده اند در جدول ۴-۵ آورده شده است.

جدول ۴-۵: پارامترهای خروجی سیستم در حالت طراحی پایه

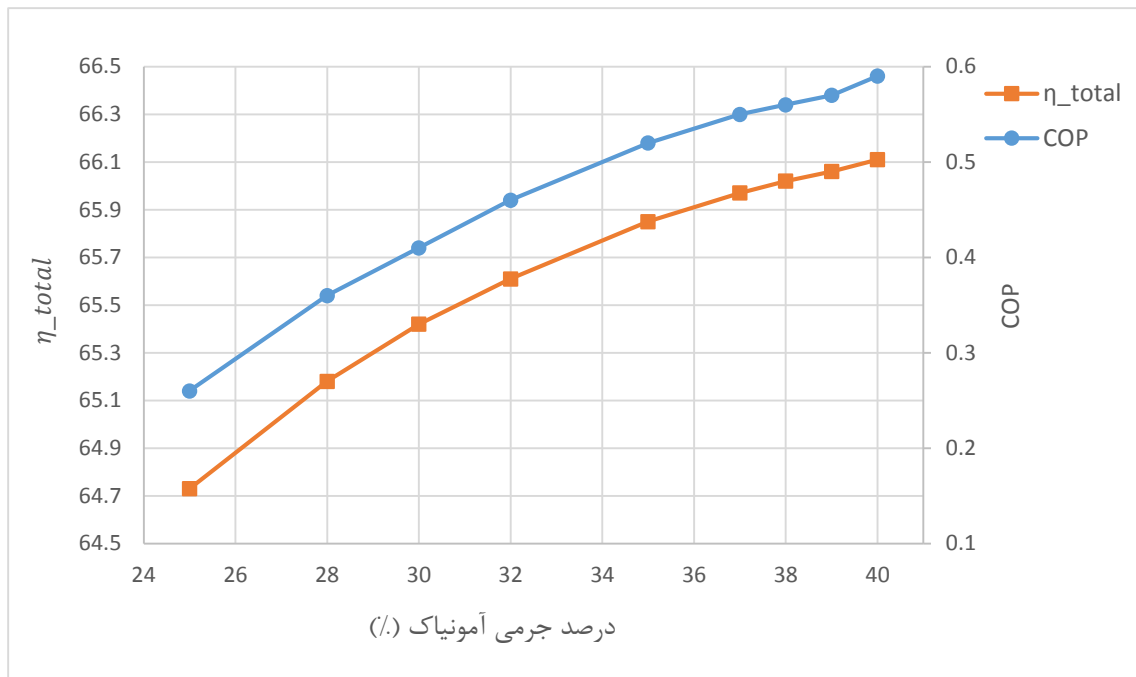
$\eta_{total}$	$COP_{chiller}$	$\eta_{H_2 production}$	$\eta_{turbine}$	$\dot{Q}_{cooling}$ (MW)	$\dot{m}_{steam}$ ( $\frac{kg}{s}$ )	$\dot{m}_{H_2}$ ( $\frac{kg}{s}$ )	$\dot{W}_{net}$ (MW)	$\dot{m}_F$ ( $\frac{kg}{s}$ )
۶۵,۴۲	۰,۴۱	۵۰	۳۱,۴۴	۹,۳۵	۵۰	۰,۲۳۲	۱۳۵,۱	۸,۷

در قسمت های بعدی تأثیر فاکتورهای کلیدی و تأثیرگذار موجود در هرکدام از بخش های سیکل بر عملکرد کل مجموعه مورد تحلیل و بررسی قرار می گیرد.



#### ۴-۴ تأثیر غلظت آمونیاک بر عملکرد سیستم

درصد آمونیاک در سیکل تبرید جذبی، تأثیر مهمی بر بخش سرمایشی سیستم دارد و نتیجتاً بر عملکرد کل مجموعه اثرگذار است. این فاکتور در تعیین دمای تجهیزات سیکل تبرید مخصوصاً ابزوربر و کندانسور و آب خنک کننده ی آنها موثر است. اما به دلیل اینکه دمای ابزوربر به دمای آب خنک کننده نزدیک تر است و در مقایسه با کندانسور و آب خنک کن، اختلاف دمایی کمتری دارند، این دما به عنوان ملاک مقایسه قرار خواهد گرفت. شکل ۴-۲ نتیجه ی تغییر غلظت آمونیاک بر عملکرد سیستم را نشان می دهد.



شکل ۴-۲: تأثیر درصد جرمی آمونیاک بر COP سیکل جذبی و بازدهی کل سیستم

شکل ۴-۲ نشان می دهد که COP سیستم جذبی و میزان بازدهی کل سیستم تولید چندگانه با افزایش کسر جرمی آمونیاک در سیستم جذبی افزایش می یابد. این اثر از آنجاست که با زیاد کردن درصد جرمی آمونیاک، در واقع میزان ماده ی مبرد و سرماساز افزایش پیدا می کند. لذا میزان بار سرمایی

تولیدی و در نتیجه میزان COP سیکل جذبی افزایش پیدا می کند. افزایش بار سرمایی هم منجر به افزایش بازدهی کل می گردد.

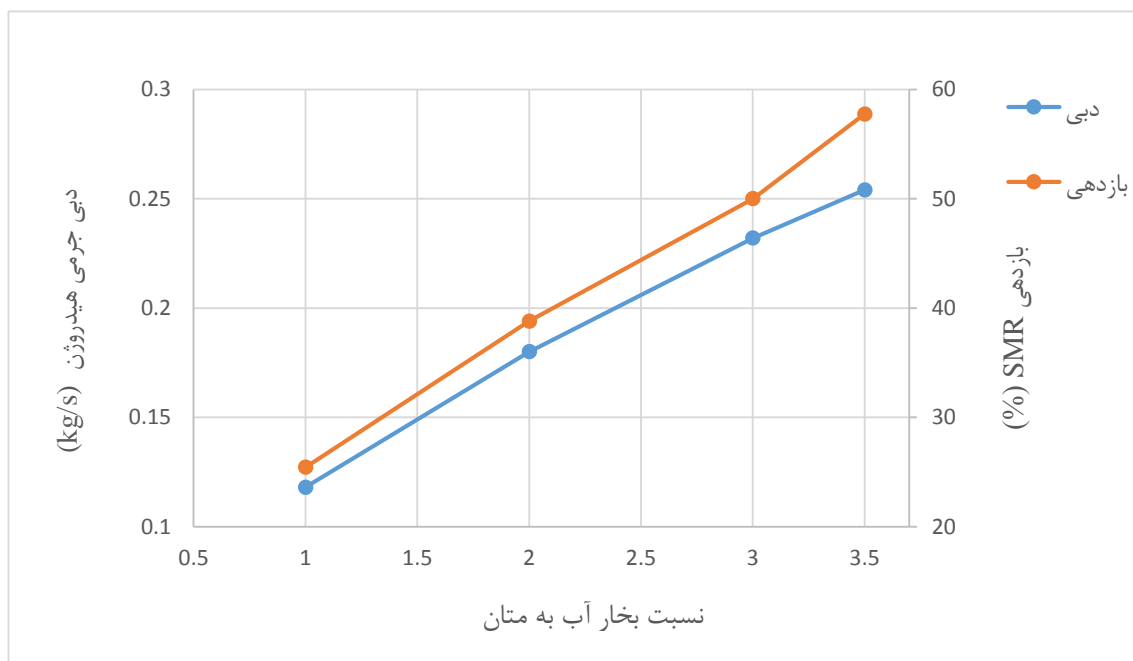
اگرچه انتخاب درصد جرمی آمونیاک بیشتر برای دستیابی به بازدهی کل بالاتر بهتر است اما همانطور که در جدول ۴-۶ مشاهده می شود با افزایش درصد جرمی آمونیاک، دمای ابزوربر کم شده و آب خنک کننده ی ابزوربر، افزایش دمای کمتری را تجربه می کند تا آنجاییکه پس از درصد جرمی ۳۹٪، آب خنک کن کاربردی ندارد و عملکرد سیستم دچار اختلال می شود. لذا  $X_{NH_3} = 39$  بالاترین حد ممکن برای درصد جرمی آمونیاک است که منتج به بیشترین بازدهی می شود و استفاده از درصدهایی بیش از این مقدار، مجاز نمی باشد. لازم به ذکر است که آب خنک کننده با دمای  $20^{\circ}C$  وارد می شود و همچنین  $10^{\circ}C$  به عنوان اختلاف دمایی برای آب خنک کن و ابزوربر در نظر گرفته شده است.

جدول ۴-۶: تأثیر تغییر غلظت آمونیاک بر عملکرد سیستم

$X_{NH_3}$ (%)	$T_{43}$ ( $^{\circ}C$ )	$T_{28}$ ( $^{\circ}C$ )	$T_{in- cooling}$ <i>water</i> ( $^{\circ}C$ )	$T_{out- cooling}$ <i>water</i> ( $^{\circ}C$ )	$\dot{Q}_{cooling}$ (MW)	COP	$\eta_{total}$
۴۰	۴۶,۴	۲۹,۸	۲۰	-	-	-	-
۳۹	۴۸	۳۱,۳	۲۰	۲۱,۳	۱۲,۴۵	۰,۵۸	۶۶,۰۶
۳۸	۴۹,۷	۳۲,۹	۲۰	۲۲,۹	۱۲,۲۳	۰,۵۶	۶۶,۰۲
۳۷	۵۱,۳	۳۴,۴	۲۰	۲۴,۴	۱۱,۹۹	۰,۵۵	۶۵,۹۷
۳۵	۵۴,۵	۳۷,۸	۲۰	۲۷,۸	۱۱,۴۲	۰,۵۲	۶۵,۸۵
۳۲	۵۹,۱	۴۳,۱	۲۰	۳۳,۱	۱۰,۳	۰,۴۶	۶۵,۶۱
۳۰	۶۲	۴۶,۹	۲۰	۳۵	۹,۳۵	۰,۴۱	۶۵,۴۲
۲۸	۶۴,۶	۵۰,۹	۲۰	۳۵	۸,۲۱	۰,۳۶	۶۵,۱۸
۲۵	۶۸,۲	۵۷,۳	۲۰	۳۵	۶,۰۷	۰,۲۶	۶۴,۷۳

#### ۴-۵ تأثیر نسبت بخار به متان (گاز طبیعی) بر عملکرد سیستم

در این بخش نسبت بخار به متان در فرآیند SMR تغییر می کند تا اثر آن بر میزان تولید هیدروژن و بازدهی این فرآیند بررسی گردد. برای این تحلیل، دبی گاز طبیعی مقداری ثابت و برابر با  $1 \text{ kg/s}$  در نظر گرفته می شود و دمای ریفورمر نیز  $520^\circ\text{C}$  می باشد. دمای گازهای خروجی از ریفورمر  $10^\circ\text{C}$  اختلاف دمایی با دمای گازهای خروجی توربین را رعایت می کند. نتایج در شکل ۴-۳ نشان داده شده است. نسبت های بخار به متان ۱، ۲، ۳ و ۳٫۵ با تغییر دبی بخار در نظر گرفته می شود. نسبت های بخار به متان بیشتر از ۳٫۵ نیازمند تغییر در مقدار فرضیات و پارامترهای دیگر نقاط سیکل نسبت به حالت پایه می باشد که مورد دلخواه نیست. همچنین بر طبق نتایج موجود در مرجع [۴۲] نسبت بخار به کربن ۴، میزان حرارت بیشتری در مقایسه با نسبت ۳ می طلبد و افزایش بیشتر حرارت به معنای افزایش بیشتر هزینه می باشد. از طرفی کاهش نسبت بخار به کربن به عدد ۲٫۵، میزان متان را بسیار زیاد می کند.



شکل ۴-۳: تأثیر نسبت بخار به متان در فرآیند SMR بر تولید هیدروژن و بازدهی SMR

همانطور که شکل ۳-۴ نشان می دهد میزان هیدروژن تولید شده با افزایش نسبت بخار به متان، زیاد می شود. چون نسبت های بالاتر، مواد واکنش دهنده ی بیشتری را به همراه دارد و بستر مناسب تری برای واکنش متان و اکسیژن ایجاد می کند که در نتیجه تولید هیدروژن بیشتر می شود و افزایش تولید هیدروژن منجر به افزایش بازدهی این فرآیند می گردد.

بر همین اساس ترجیح داده می شود تا نسبت بالاتر انتخاب شود تا محصول بیشتری تولید شود و هم چنین از انرژی گرفته شده از گازهای داغ، حداکثر بهره برداری انجام گرفته و بازدهی افزایش یابد. این شرایط در  $X = ۳,۵$  دیده می شود (منظور از  $X$  نسبت بخار آب به متان است). در این حالت بازدهی فرآیند SMR به ۵۷,۷۵٪ می رسد که ۲,۳ برابر بیشتر از زمانی است که  $X$  برابر با ۱ است. همچنین میزان هیدروژن تولید شده در  $X = ۳,۵$ ،  $۰,۲۵۴ \text{ kg/s}$  است که در مقایسه با  $X = ۱$ ، ۵۳,۴٪ بیشتر است.

#### ۴-۶ بهینه سازی

همانطور که گفته شد برای رسیدن به بیشترین راندمان در سیکل سرمایشی، درصد آمونیاک ۳۹٪ بهترین عملکرد را دارد. از طرفی در فرآیند SMR هم نسبت بخار آب به متان ۳,۵ منجر به بیشترین راندمان در واحد تولید هیدروژن می گردد. اما برای بهینه سازی کل سیستم تولید چندگانه ی ارائه شده، تابع سود اقتصادی به عنوان تابع هدف انتخاب می گردد. بدین منظور التزام به تصمیم گیری برای اینکه کدام یک از محصولات به میزان بیشتری تولید شود و به عبارت دیگر سیستم به سمت کدام محصول برود، وجود دارد. لذا بسیار مهم است که میزان انرژی موجود در گازهای داغ خروجی از توربین گاز در کدام واحد استفاده شود. از طرفی گازهای اگزاست می تواند تا  $۱۸۰ \text{ }^\circ\text{C}$  خنک شود در حالیکه از نظر کندانس شدن محصولات اطمینان خاطر وجود داشته باشد. لذا دمای گازهای اگزاست نیروگاه  $۵۴۰,۷ \text{ }^\circ\text{C}$  و دمای نقطه ی خروجی سیستم (نقطه ی ۹) در  $۱۸۰ \text{ }^\circ\text{C}$  در نظر گرفته می شود. بر همین

اساس دمای ریفرمور و نقاط ۷ و ۸ سیکل، به عنوان نقاط عطف تصمیم گیری می باشند. بدین منظور ابتدا سیکل به روش SM در نرم افزار Aspen Plus حل می شود و نتایج حاصل از این روش برای حدس اولیه در روش EO استفاده می گردد. سپس از روش EO برای بهینه سازی فرآیند استفاده می شود. لازم به ذکر است که از حل گر LSSQP برای حل مسئله ی بهینه سازی استفاده شده است. در محاسبات بهینه سازی مدل حاضر، به منظور محاسبه ی تابع سود، از فرضیات ارائه شده در جدول ۴-۷ استفاده می شود.

جدول ۴-۷: فرضیات در نظر گرفته شده در محاسبه ی تابع سود [۵۰، ۵۹]

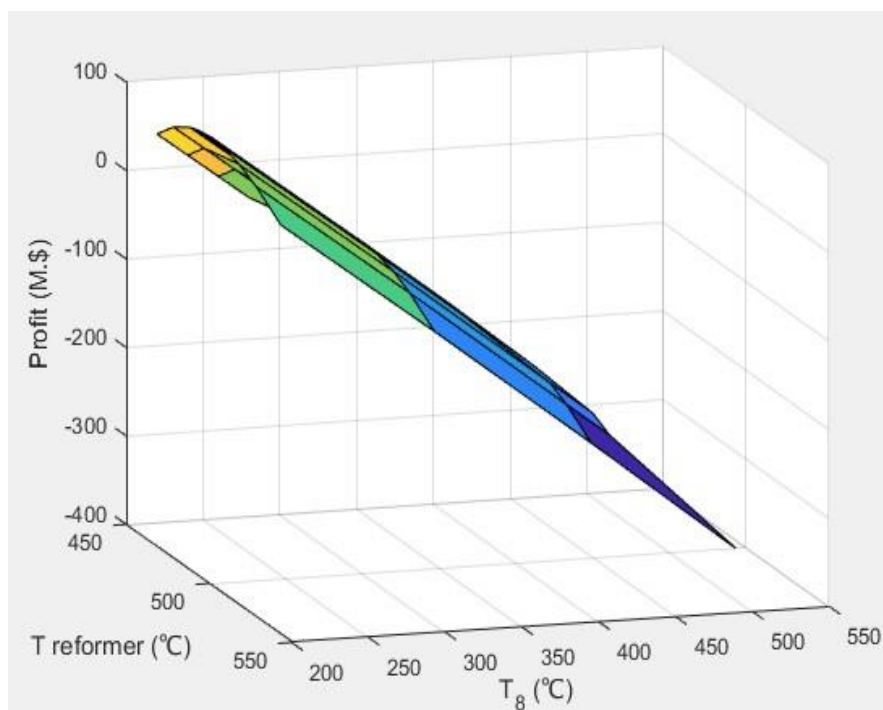
ردیف	عنوان	میزان
۱	بهای هر متر مکعب آب شهری (دلار)	۰,۲۹
۲	بهای هر متر مکعب گاز طبیعی (دلار)	۰,۴۲
۳	بهای برق (کیلو وات ساعت/دلار)	۰,۰۶
۴	بهای هر کیلوگرم هیدروژن (دلار)	۷
۵	بهای تبرید در $12^{\circ}\text{C}$ - (گیگا ژول/دلار)	۶,۸
۶	بهای هر کیلو گرم بخار (دلار)	۰,۰۲۷
۷	نرخ تنزیل (%)	۸
۸	کارکرد سالانه واحد (ساعت)	۷۹۹۲
۹	طول عمر مفید سیستم (سال)	۲۰

نتایج حاصل از بهینه سازی را در جدول ۴-۸ می توان مشاهده نمود. از جمله ی مواردی که می تواند بر میزان سود اثر نماید می توان به دمای ریفرمور و دمای نقاط ۷ و ۸ سیکل، دبی گاز طبیعی و توان سیکل تبرید اشاره نمود.

جدول ۴-۸: مقایسه ی نتایج قبل و بعد از بهینه سازی

پارامتر	قبل از بهینه سازی	بعد از بهینه سازی
$T_{Reformer}$ (°C)	۵۲۰	۴۸۳
$T_7$ (°C)	۵۱۷,۷	۴۱۵,۹
$T_8$ (°C)	۲۶۹,۷	۲۲۰
$T_9$ (°C)	۲۲۸,۷	۱۸۰
دبی گاز طبیعی (kg/s)	۱	۵,۶۸
دبی هیدروژن (kg/s)	۰,۲۳۲	۱,۱۲۸
دبی بخار (kg/s)	۵۰	۳۸,۸
توان تبرید (MW)	۹,۳۵	۱۲,۶۴
$COP_{chiller}$	۰,۴۱	۰,۵۸
(MW) $\dot{W}_{net}$	۱۳۵,۱	۱۳۵,۱

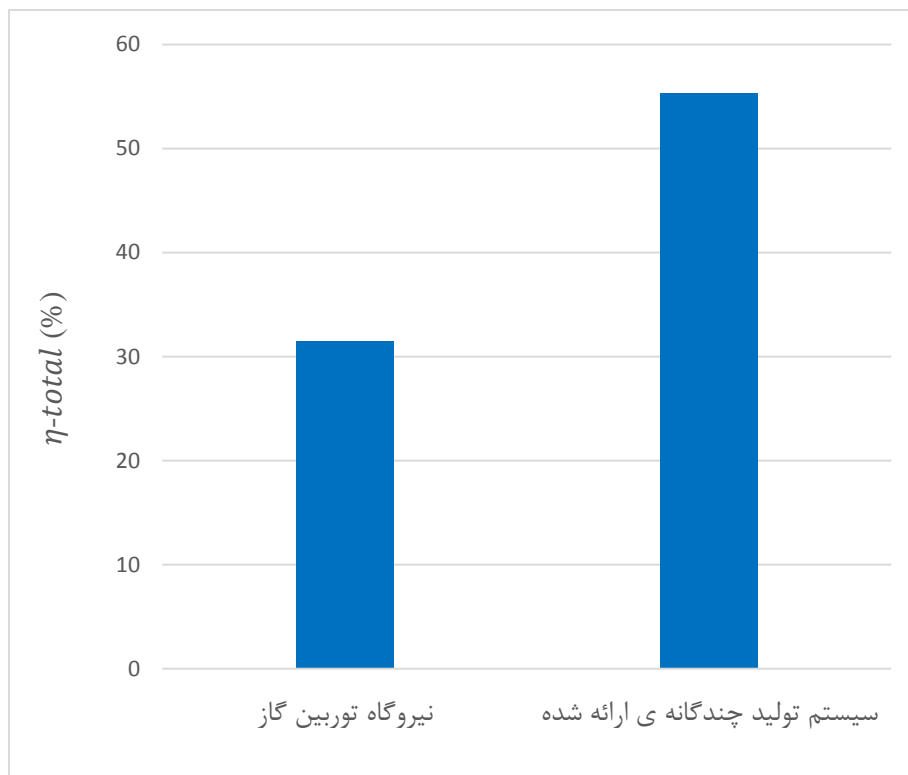
جدول ۴-۸ نشان می دهد که تغییرات داده شده بر پارامترهای خروجی سیکل توربین گاز تأثیری نداشته و میزان برق تولیدی و بازدهی سیکل توربین گاز بدون تغییر باقی می ماند. این مسأله به خاطر آنست که سیکل توربین گاز به عنوان سیکل ابتدایی و بالادستی می باشد که تغییر پارامتر در واحدهای پس از آن، بر این سیکل اثری ندارد. از طرفی میزان سوخت ورودی به سیستم هم تغییری نکرده است. در نتیجه کار خالص و بازدهی توربین گاز بدون تغییر باقی می ماند. همانطور که گفته شد تابع هدف بهینه سازی، تابع سود می باشد. نمودار شکل ۴-۴ رفتار تابع سود با تغییر دمای ریفورمر و  $T_8$  را نشان می دهد.



شکل ۴-۴: بهینه سازی تابع سود

در شکل ۴-۴ مشاهده می شود با افزایش دمای  $T_8$  میزان تابع سود کاهش می یابد. این مسأله به خاطر آنست که هرچه دمای  $T_8$  بالاتر باشد، یعنی بخش بیشتری از انرژی گازهای داغ صرف توان تبرید شود که به معنای افزایش هزینه های سرمایه گذاری و جاری در این بخش و همچنین کاهش تولید هیدروژن به عنوان محصول پر سود و با ارزش می باشد که سبب کاهش تابع سود می شود. به همین منظور دمای نقطه ی ۸،  $220^{\circ}\text{C}$  لحاظ می گردد تا حداقل به میزان  $12,64\text{ MW}$  توان سرمایشی وجود داشته باشد. اما بررسی رفتار تابع سود با دمای ریفورمر نشان می دهد که با کاهش دمای ریفورمر، ابتدا تابع سود افزایش و سپس کاهش می یابد. با کاهش دمای ریفورمر انرژی بیشتری از طرف گازهای نیروگاه به فرآیند SMR منتقل می گردد که در نتیجه با افزایش دبی گاز طبیعی و بخار آب، میزان تولید هیدروژن زیاد می شود. تابع سود نیز با کاهش دمای ریفورمر تا  $483^{\circ}\text{C}$  روند صعودی دارد و در این دما به ماکزیمم مقدار خود می رسد. ولی با کاهش بیشتر دما به دلیل افزایش هزینه ی اولیه ی تجهیزات و همچنین افزایش هزینه های جاری، میزان سود روند نزولی گرفته و کاهش می یابد.

شکل ۴-۵ بازدهی کل نیروگاه توربین گاز و سیستم تولید چندگانه ی ارائه شده را نشان می دهد.



شکل ۴-۵: مقایسه ی بازدهی نیروگاه توربین گاز و سیستم ارائه شده

سیستم تولید چندگانه ی ارائه شده، بازدهی کل ۵۵٫۲۸٪ را به همراه دارد که نشان دهنده ی افزایش ۷۵٫۸۲٪ نسبت به نیروگاه توربین گاز موجود می باشد که یک پیشرفت بزرگ و امیدوار کننده است. این قضیه ناشی از افزایش میزان تولید در محصولات خروجی سیستم می باشد که اثر خود را در صورت کسر رابطه ی ۳-۱۴ نشان می دهد. اما در طرف مقابل، میزان انرژی اولیه ی سوخت، همان میزان ورودی به نیروگاه توربین گاز است که تغییری نمی کند. در نتیجه بازدهی روند صعودی داشته و پیشرفت می کند.



## ۷-۴ زمان بازگشت سرمایه

ارزیابی مالی هر پروژه سرمایه گذاری برای توجیه جنبه های اقتصادی آن از اهمیت بسزایی برخوردار است. در این بخش، تحلیل و ارزیابی انجام گرفته به منظور آنالیز اقتصادی سرمایه گذاری در سیکل توربین گاز به منظور ایجاد یک سیستم تولید چندگانه با اضافه نمودن واحد تولید بخار داغ فشار بالا، سیستم تبرید جذبی تک اثره ی آب - آمونیاک و واحد تولید هیدروژن ارائه شده است و روابط و پارامترهای مهم موجود، جهت تصمیم گیری معین گردیده است. هزینه ی سرمایه گذاری بر روی نیروگاه و ایجاد سیستم تولید چندگانه به عنوان فاکتور کلیدی اقتصادی شناخته می شود.

### ۷-۴-۱ ارزیابی اقتصادی مدل ارائه شده

با توجه به سیستم مطلوب طراحی شده جهت استفاده از حرارت گازهای داغ خروجی از توربین گاز، مبنای محاسبات اقتصادی، مقایسه ی قیمت تمام شده ی محصولات و هزینه های لازم می باشد. در ادامه به بررسی و محاسبه ی هزینه های سرمایه گذاری پرداخته می شود. برای تخمین هزینه های سرمایه گذاری می توان از روش های مختلفی استفاده نمود. انتخاب هر روش به مقدار اطلاعات موجود و دقت مورد نیاز بستگی دارد. در این مطالعه، از روش درصد قیمت تجهیزات تحویل داده شده استفاده می شود. این روش که برای تخمین سرمایه گذاری کل یا ثابت لازم به کار می رود نیاز به تعیین قیمت تجهیزات مورد استفاده دارد و سایر موارد موجود در کل هزینه مستقیم واحد نیز به صورت درصدی از این هزینه تخمین زده می شوند.

در محاسبات ارزیابی اقتصادی مدل حاضر، به منظور برآورد زمان بازگشت سرمایه فرآیند توصیه شده، علاوه بر فرضیات ارائه شده در جدول ۷-۴، فرضیات جدول ۹-۴ نیز در نظر گرفته می شود.

جدول ۴-۹: فرضیات در نظر گرفته شده در تحلیل اقتصادی [۵۰, ۵۹]

میزان	عنوان
۸	افزایش بها در هر واحد برای مواد اولیه (ردیف ۱ تا ۳ جدول ۴-۷) (%)
۵	افزایش بها در هر واحد برای محصولات (ردیف ۴ تا ۶ جدول ۴-۷) (%)

#### ۴-۷-۲ هزینه های سرمایه گذاری و جاری

سرمایه گذاری لازم برای احداث هر واحد شامل هزینه های سرمایه گذاری مستقیم و غیرمستقیم می باشد. درصد تأثیر فاکتورهای مختلف برای سرمایه گذاری مستقیم به صورت جدول ۴-۱۰ می باشد.

جدول ۴-۱۰: درصد هزینه های مستقیم در سرمایه گذاری در واحدهای صنعتی [۵۹]

میزان (%)	عنوان
۳۰	هزینه ی خرید تجهیزات
۱۰	نصب تجهیزات خریداری شده
۶	ابزار دقیق و کنترل
۱۲	لوله کشی
۳	برق
۸	ساختمان ها
۲	محوطه سازی
۸	امکانات خدماتی

هزینه های غیرمستقیم نیز شامل هزینه های مربوط به انواع خدمات مهندسی و طراحی و توسعه می باشد که ۲ تا ۱۱ درصد کل ارزش سرمایه گذاری را شامل می شود. جدول ۴-۱۱ مقادیر مربوط به هزینه های غیر مستقیم در سرمایه گذاری در واحدهای صنعتی را نشان می دهد.

جدول ۴-۱۱: درصد هزینه های غیر مستقیم در سرمایه گذاری در واحدهای صنعتی [۵۹]

عنوان	میزان (%)
مهندسی و نظارت	۱۰
هزینه های ساختمانی	۹
هزینه های قانونی	۳
هزینه های احتمالی	۸

همچنین هزینه های جاری که شامل مصرف برق، متان لازم برای فرآیند SMR و آب لازم برای فرآیندها و برای خنک کردن می باشد، در جدول ۴-۱۲ محاسبه شده است. هزینه ی نگهداری و تعمیرات ۳٪ از کل هزینه ی سرمایه گذاری فرض شده است.

جدول ۴-۱۲: محاسبه ی هزینه های جاری

پارامتر	برق	متان	آب
میزان مصرف سالانه	۱۴۷۶۱۲۲,۴ (kwh)	۲۴۶۸۸۵۶۶۷,۲ ( $m^3$ )	۱۱۸۰۷۷۰۰۴,۸ ( $m^3$ )
هزینه ی عملکرد سالانه (\$)	۱۲۳۹۹۴,۲۸۱۶	۱۴۵۱۶۸۷۷۲,۳	۴۷۹۳۹۲۶۳,۹۵

۴-۷-۳ محاسبه قیمت محصولات

میزان درآمد حاصل از تولید محصولات که شامل هیدروژن، سرمایش و گرمایش می باشد با توجه به فرضیات ذکر شده، در جدول ۴-۱۳ محاسبه شده است. قیمت ها بر اساس نرخ های بین المللی که ارائه می شوند، به دست می آید.

جدول ۴-۱۳: محاسبه قیمت محصولات

پارامتر	هیدروژن	بخار	سرمايش
میزان تولید سالانه	۳۲۴۵۳۹۱۳,۶ (Kg)	۱۱۱۶۳۲۲۵۶۰ (Kg)	۳۶۳۷۱۱,۲۴۸ (GJ)
درآمد سالانه (\$)	۲۲۷۱۷۷۳۹۵,۲	۴۲۱۹۶۹۹۲,۷۷	۳۴۶۲۵۲۹,۹۰۸

#### ۴-۷-۴ محاسبه قیمت تمام شده تجهیزات

با استفاده از توابع اقتصادی ذکر شده در فصل قبل، قیمت تجهیزات محاسبه گردید. نتیجه ی این محاسبات در جدول ۴-۱۴ نشان داده شده است.

جدول ۴-۱۴: قیمت تمام شده تجهیزات

تجهیز	قیمت (\$)
پمپ	۳۳۶۷۳,۵۸
ریفورمر	۳۸۰۰۹۴,۶۷
فلش	۱۷۹۳۰
رکتیفایر	۱۷۹۳۰
ابزوربر	۲۱۶۸۵۲,۸۵
کندانسور	۱۳۰۴۲۰,۳۳
اواپراتور	۲۵۷۴۸۶۷,۶۹
مبدل حرارتی	۸۳۳۴۴۸,۰۹
فن	۷۰۲۹,۲۷
WGS	۱۹۶۰۰
DES	۷۸۱۵۵۱,۲۹۵۲
قیمت کل	۵۰۹۱۵۵۲,۹۱

#### ۴-۷-۵ نتایج محاسبات ارزیابی اقتصادی

با توجه به قیمت خرید تجهیزات، نصب تأسیسات و ایجاد تغییرات مورد نیاز جهت عملکرد سیستم ارائه شده، هزینه های سرمایه گذاری، هزینه های تولید و درآمد حاصل از محصولات محاسبه گردید. میزان هزینه ی سرمایه گذاری کل، بر اساس کل هزینه ی خرید تجهیزات و درصد هزینه های مستقیم و غیر مستقیم در جدول ۴-۱۵ محاسبه شده است.

جدول ۴-۱۵: هزینه های سرمایه گذاری مدل ارائه شده

عنوان	پیش بینی درصد از هزینه ی کل	هزینه (\$)	درصد واقعی از هزینه ی کل
هزینه ی خرید	۳۰	۵۰۹۱۵۵۳	۲۷,۶۱
نصب تجهیزات	۱۰	۱۶۹۵۴۸۷,۱۱۹	۹,۱۹
ابزار دقیق و کنترل	۶	۱۰۱۸۳۱۰,۵۸۲	۵,۵۲
لوله کشی	۱۲	۲۰۳۶۶۲۱,۱۶۴	۱۱,۰۴
برق	۳	۵۰۴۰۶۳,۷۳۸۱	۲,۷۳
ساختمان ها	۸	۱۳۵۴۳۵۳,۰۷۴	۷,۳۴
محوطه سازی	۲	۳۱۰۵۸۴,۷۲۷۵	۱,۶۸
امکانات خدماتی	۸	۱۳۵۴۳۵۳,۰۷۴	۷,۳۴
مهندسی و نظارت	۱۰	۱۶۹۵۴۸۷,۱۱۹	۹,۱۹
هزینه های ساختمانی	۹	۱۵۲۲۳۷۴,۳۲	۸,۲۶
هزینه های قانونی	۳	۵۰۴۰۶۳,۷۳۸۱	۲,۷۳
هزینه های احتمالی	۸	۱۳۵۴۳۵۳,۰۷۴	۷,۳۴
کل	-	۱۸۴۴۱۶۰۵	۱۰۰

حال با داشتن هزینه های ثابت و جاری می توان به تجزیه و تحلیل اطلاعات پرداخت. برای محاسبه زمان برگشت سرمایه گذاری از روش ارزش حال خالص<sup>۱</sup> استفاده می گردد. این عمل با معادلسازی هر جریان نقدینگی آتی با ارزش حال امروز انجام می پذیرد که از رابطه ی (۴-۱) محاسبه می شود [۶۰].

<sup>۱</sup> . Net Present Value

معمولاً برای محاسبه ارزش حال، یک فاکتور تنزیل<sup>۱</sup> به کار گرفته می شود. این فاکتور از معادله ی ۴-۲ به دست می آید [۶۰]:

$$\text{Present value} = S \times DF \quad (۱-۴)$$

که S میزان سرمایه و DF فاکتور تنزیل است.

$$DF = \left(1 + \frac{IR}{100}\right)^{-n} \quad (۲-۴)$$

که IR نرخ بهره و n سال زمانی است.

در ادامه با در نظر گرفتن فرضیات گفته شده در ابتدای بخش، به محاسبه ی بازگشت سرمایه پرداخته می شود. این محاسبات با سه نرخ تنزیل ۱۲٪، ۱۴٪ و ۱۶٪ محاسبه شده و با هم مقایسه می گردد. ابتدا نتایج محاسبه درآمد و هزینه های سالانه در جدول ۴-۱۶ نشان داده شده و سپس با استفاده از آنها، به محاسبه ارزش حال خالص برای سه نرخ تنزیل ۱۲٪، ۱۴٪ و ۱۶٪ پرداخته می شود. جدول ۴-۱۷ نتایج حاصل از محاسبه ارزش حال خالص را نشان می دهد.

---

<sup>۱</sup> . Discount Factor

جدول ۴-۱۶: نتایج حاصل از محاسبه ی درآمد و هزینه های سالیانه

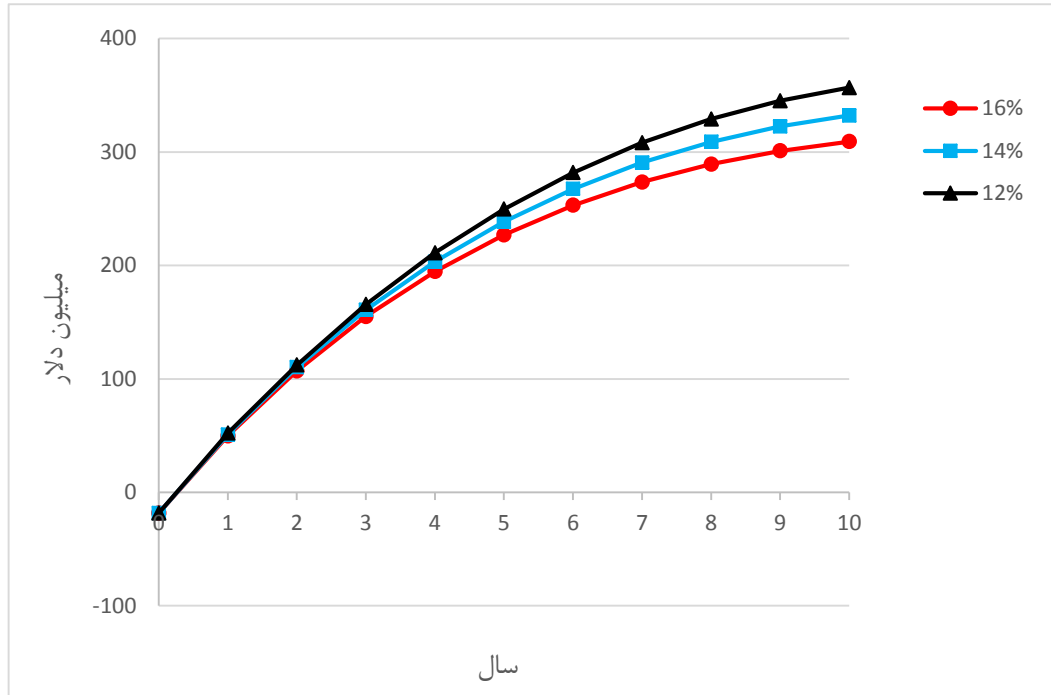
سال	درآمد با فرض افزایش ۵ درصدی قیمت محصولات	هزینه های جاری و تعمیرات با فرض افزایش ۸ درصدی قیمت	صرفه جویی خالص در هر سال
سال صفر	۰	۰	- ۱۸۴۴۱۶۰۴,۶۴
سال اول	۲۷۲۸۳۶۹۱۸	۱۹۳۷۸۵۲۷۹	۷۹۰۵۱۶۳۹,۱۹
سال دوم	۲۸۶۴۷۸۷۶۴	۲۰۹۲۸۸۱۰۱	۷۷۱۹۰۶۶۰,۷۹
سال سوم	۳۰۰۸۰۲۷۰۲	۲۲۶۰۳۱۱۴۹	۷۴۷۷۱۵۵۲,۹
سال چهارم	۳۱۵۸۴۲۸۳۷	۲۴۴۱۱۳۶۴۱	۷۱۷۲۹۱۹۶,۰۸
سال پنجم	۳۳۱۶۳۴۹۷۹	۲۶۳۶۴۲۷۳۲	۶۷۹۹۲۲۴۶,۶۵
سال ششم	۳۴۸۲۱۶۷۲۸	۲۸۴۷۳۴۱۵۱	۶۳۴۸۲۵۷۷,۰۱
سال هفتم	۳۶۵۶۲۷۵۶۴	۳۰۷۵۱۲۸۸۳	۵۵۱۱۴۶۸۱,۳۴
سال هشتم	۳۸۳۹۰۸۹۴۲	۳۳۲۱۱۳۹۱۴	۵۱۷۹۵۰۲۸,۹۲
سال نهم	۴۰۳۱۰۴۳۹۰	۳۵۸۶۸۳۰۲۷	۴۴۴۲۱۳۶۲,۹۶
سال دهم	۴۲۳۲۵۹۶۰۹	۳۸۷۳۷۷۶۶۹	۳۵۸۸۱۹۴۰,۳۱

جدول ۴-۱۷: نتایج حاصل از محاسبه ارزش حال خالص برای سه نرخ تنزیل ۱۲٪، ۱۴٪ و ۱۶٪.

سال	نرخ تنزیل ۱۲٪	نرخ تنزیل ۱۴٪	نرخ تنزیل ۱۶٪	ارزش حال خالص برای نرخ ۱۲٪ (\$)	ارزش حال خالص برای نرخ ۱۴٪ (\$)	ارزش حال خالص برای نرخ ۱۶٪ (\$)
سال صفر	۱	۱	۱	-۱۸۴۴۱۶۰۵	-۱۸۴۴۱۶۰۵	-۱۸۴۴۱۶۰۵
سال اول	۰,۸۹۳	۰,۸۷۷	۰,۸۶۲	۶۸۱۴۲۵۱۳	۶۹۳۲۸۲۸۸	۷۰۵۹۳۱۱۴
سال دوم	۰,۷۷۹	۰,۷۶۹	۰,۷۴۳	۵۷۳۵۲۶۶۲	۵۹۳۵۹۶۲۰	۶۰۱۳۱۵۲۶
سال سوم	۰,۷۱۲	۰,۶۷۵	۰,۶۴۱	۴۷۹۲۸۲۶۵	۵۰۴۷۰۷۹۸	۵۳۲۳۷۳۴۶
سال چهارم	۰,۶۳۶	۰,۵۹۲	۰,۵۵۲	۳۹۵۹۴۵۱۶	۴۲۴۶۳۶۸۴	۴۵۶۱۹۷۶۹
سال پنجم	۰,۵۶۷	۰,۵۱۹	۰,۴۷۶	۳۲۳۶۴۳۰۹	۳۵۲۸۷۹۷۶	۳۸۵۵۱۶۰۴
سال ششم	۰,۵۰۷	۰,۴۵۶	۰,۴۱	۲۶۰۲۷۸۵۷	۲۸۹۴۸۰۵۵	۳۲۱۸۵۶۶۷
سال هفتم	۰,۴۵۲	۰,۴	۰,۳۵۴	۲۰۵۷۲۵۹۷	۲۳۲۴۵۸۷۳	۲۶۲۶۷۸۳۶
سال هشتم	۰,۴۰۴	۰,۳۵۱	۰,۳۰۵	۱۵۷۹۷۴۸۴	۱۸۱۸۰۰۵۵	۲۰۹۲۵۱۹۲
سال نهم	۰,۳۶۱	۰,۳۰۸	۰,۲۶۳	۱۱۶۸۲۸۱۸	۱۳۶۸۱۷۸۰	۱۶۰۳۶۱۱۲
سال دهم	۰,۳۲۲	۰,۲۷	۰,۲۲۷	۸۱۴۵۲۰۰	۹۶۸۸۱۲۴	۱۱۵۵۳۹۸۵

با توجه به جدول ۴-۱۷ مشاهده می شود که برای هر سه نرخ تنزیل، بین سال های اول و دوم، سود تجمعی تغییر علامت داده و نشان می دهد که پروژه وارد مرحله سودآوری شده است. از نمودار شکل ۴-۶ می توان بازگشت سرمایه را محاسبه نمود. با توجه به این نمودار، هر جا که منحنی محور افقی (صفر) را قطع کرد، بازگشت سرمایه در آن سال اتفاق می افتد. هر سه نرخ تنزیل در اواخر همان سال اول پس از سرمایه گذاری اولیه، به سودآوری می رسند.





شکل ۴-۶: نمودار سود تجمعی تنزیلی بر حسب سال برای سه نرخ بهره متفاوت



# فصل پنجم

## بحث و نتیجه گیری

## ۵-۱ بحث و نتیجه گیری

افزایش تقاضا برای مصرف انرژی، افزایش هزینه های تولید انرژی، محدود بودن منابع سوخت های فسیلی و نیاز به استفاده از سوخت های جدید و انرژی های تجدید پذیر، جلوگیری از هدر رفت سرمایه و انرژی در مرحله ی انتقال و توزیع آن و افزایش نگرانی های زیست محیطی ناشی از نشر گازهای گلخانه ای، دولت ها را مضمم به توسعه و ارتقاء فناوری در زمینه ی تولید، انتقال و مصرف انرژی نموده است. تا کنون روش های گوناگونی هم در فاز طرحی اولیه و هم در مرحله ی اصلاح واحدهای موجود، مورد تحلیل و بررسی قرار گرفته اند. امروزه عدم استفاده از منابع دارای حرارت و انرژی بالا و تخلیه ی آنها به محیط زیست، به خصوص در زمینه ی گازهای داغ حاصل از فرآیندهای مختلف همانند نیروگاه ها، یکی از چالش برانگیزترین مسائل انرژی و زیست محیطی پیش روی جهان می باشد. در کشور عزیزمان ایران نیز، همه سال مقادیر قابل توجهی از گازهای استحصالی از تولید قدرت در نیروگاه ها و پالایشگاه ها بدون هیچ استفاده و بازیابی انرژی به اتمسفر تخلیه می شود که علاوه بر آلودگی محیط زیست، باعث از بین رفتن سرمایه های ملی می شود. طبق آمار ارائه شده توسط آژانس بین المللی انرژی، در ایران سالانه به طور میانگین شاهد افزایش ۶,۵۹٪ مصرف گاز طبیعی و ۴,۲۷٪ انتشار گاز کربن دی اکسید هستیم.

توجه به محیط زیست و ارزش حفظ منابع اولیه دو عاملی هستند که ضرورت بازیابی انرژی موجود در محصولات فرآیندهای بالادستی را عملی می سازد. از طرفی سیستم های تولید همزمان چندگانه، دقیقاً بر پایه ی چنین هدفی ایجاد و گسترش داده شده اند. لذا بر این اساس، استفاده از حرارت موجود در گازهای داغ خروجی از نیروگاه توربین گاز که دمایی در حدود  $550^{\circ}\text{C}$  دارند مورد بررسی قرار گرفت. بدین منظور با اضافه کردن واحدهای تولید بخار داغ فشار بالا، تولید هیدروژن و سیستم تبرید جذبی تک اثره به یک نیروگاه توربین گاز موجود و استفاده از انرژی انباشته در گازهای داغ خروجی حاصل از

احتراق در توربین گاز، یک سیستم تولید همزمان چندگانه طراحی و ارائه گردید. نتایج حاصل از بهینه سازی و تحلیل اقتصادی شامل موارد ذیل می باشد:

- رشد ۷۵٫۸۲٪ بازدهی نیروگاه توربین گاز موجود توسط سیستم تولید همزمان چندگانه ی ارائه شده
- سود دهی سالیانه بیش از ۷۹ میلیون دلار
- تولید سالیانه بیش از ۳۲۴۵۴ تن هیدروژن
- تولید سالیانه بیش از ۱۱۱۶۰۰۰ تن بخار داغ
- تولید سالیانه بیش از ۳۶۳۷۱۱ GJ سرما
- بازگشت سرمایه کمتر از یکسال با استفاده از روش ارزش حال خالص

## ۲-۵-۲ پیشنهادات

با توجه به مطالعات انجام شده در راستای بازیابی انرژی موجود در محصولات خروجی از فرآیندهای مختلف و توسعه تحقیق، پیشنهادهای زیر ارائه می گردد:

- بررسی و تحلیل سیستم ارائه شده در بیشترین توان ممکن نیروگاه توربین گاز به منظور داشتن انرژی بیشتر در فرآیندهای پایین دستی برای رسیدن به بازدهی بالاتر
- امکان سنجی انجام طرح ارائه شده با محرک های اولیه ی متفاوت به منظور ارزیابی و مقایسه ی عملکرد
- بررسی و تحلیل سیستم ارائه شده با دیگر تجهیزات گرمایشی و سرمایشی و بر اساس نیاز از پیش تعیین شده

- بررسی و تحلیل سیستم ارائه شده با دیگر روش های تولید هیدروژن به منظور ارزیابی راندمان در حالات مختلف
- بررسی و تحلیل سیستم ارائه شده با استفاده از فرآیندهای اصلاحی و تکمیل کننده همچون خنک کردن هوای ورودی به توربین گاز توسط واحد سرمایی در خود سیستم و تولید برق با استفاده از بخارهای داغ در یک توربین بخار به منظور ارزیابی و بهبود راندمان

## منابع و مراجع

- [1] Murugan, S. and Horák, B., 2016. Tri and polygeneration systems-A review. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 60, pp.1032-1051.
- [2] Settar, A., Nebbali, R., Madani, B. and Abboudi, S., 2017. Numerical study on the effects of the macropatterned active surfaces on the wall-coated steam methane reformer performances. *International Journal of Hydrogen Energy*, 42(2), pp.1490-1498.
- [3] <https://knoema.com/EIAIES2017AUG/international-energy-statistics-monthly-update?Location=1001190-iran>
- [4] <https://knoema.com/search?query=co2+emission&pageIndex=&scope=&term=&correct=&source=Header>
- [5] <https://knoema.com/search?query=co2%20emission%20in%20iran>
- [6] Wu, D. and Wang, R., 2006. Combined cooling, heating and power: a review. *progress in energy and combustion science*, 32(5-6), pp.459-495
- [7] Ünal, A.N., Ercan, S. and Kayakutlu, G., 2015. Optimisation studies on tri-generation: a review. *International Journal of Energy Research*, 39(10), pp.1311-1334.
- [8] ملکیان ع, چهارطاقی م, هاشمیان م. (۱۳۹۳), پایان نامه کارشناسی ارشد: "بررسی و بهبود عملکرد سیستم CCHP", دانشکده مکانیک, دانشگاه صنعتی شاهرود
- [9] Chamra, L.M. and Mago, P.J., 2007. Micro-CHP power generation for residential and small commercial buildings. *Electric power research trends*, pp.47-101.
- [10] Bereche, R.P., Palomino, R.G. and Nebra, S.A., 2009. Thermoeconomic analysis of a single and double-effect LiBr/H<sub>2</sub>O absorption refrigeration system. *International Journal of Thermodynamics*, 12(2), pp.89-96.
- [11] Somers, C., Mortazavi, A., Hwang, Y., Radermacher, R., Rodgers, P. and Al-Hashimi, S., 2011. Modeling water/lithium bromide absorption chillers in ASPEN Plus. *Applied Energy*, 88(11), pp.4197-4205.
- [12] Darwish, N.A., Al-Hashimi, S.H. and Al-Mansoori, A.S., 2008. Performance analysis and evaluation of a commercial absorption-refrigeration water-ammonia (ARWA) system. *International Journal of refrigeration*, 31(7), pp.1214-1223.
- [13] Kaynakli, O. and Kilic, M., 2007. Theoretical study on the effect of operating conditions on performance of absorption refrigeration system. *Energy Conversion and Management*, 48(2), pp.599-607.
- [14] Nikolaidis, P. and Poullikkas, A., 2017. A comparative overview of hydrogen production processes. *Renewable and sustainable energy reviews*, 67, pp.597-611.
- [15] Karimipourfard, D., Kabiri, S. and Rahimpour, M.R., 2014. A novel integrated thermally double coupled configuration for methane steam reforming, methane oxidation and dehydrogenation of propane. *Journal of Natural Gas Science and Engineering*, 21, pp.134-146.
- [16] Giwa, A., Raji, Y.O. and Giwa, S.O., 2014. Water-gas shift process for hydrogen production-effects of operating parameters. *International Journal of Scientific & Engineering Research*, 5(5), pp.1474-1483.

- [17] Jechura, J., 2015. Hydrogen from natural gas via Steam Methane Reforming (SMR). Colorado School of Mines Presentation January, 4, p.2015.
- [18] Bhat, S.A. and Sadhukhan, J., 2009. Process intensification aspects for steam methane reforming: an overview. *AIChE Journal*, 55(2), pp.408-422. [20] 54
- [19] Peng, X.D., 2012. Analysis of the thermal efficiency limit of the steam methane reforming process. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 51(50), pp.16385-16392.
- [20] Kaes, G.L., 2000. Refinery process modeling. Athens Printing Co., Athens, GA, pp.102-103.
- [21] Molburg, J.C. and Doctor, R.D., 2003, September. Hydrogen from steam-methane reforming with CO<sub>2</sub> capture. In 20th annual international Pittsburgh coal conference (p. 20).
- [22] Al-Sulaiman, F.A., Hamdullahpur, F. and Dincer, I., 2011. Performance comparison of three trigeneration systems using organic rankine cycles. *Energy*, 36(9), pp.5741-5754.
- [23] Al-Sulaiman, F.A., Dincer, I. and Hamdullahpur, F., 2013. Thermo-economic optimization of three trigeneration systems using organic Rankine cycles: Part I–Formulations. *Energy Conversion and Management*, 69, pp.199-208.
- [24] Abbasi, M., Chahartaghi, M. and Hashemian, S.M., 2018. Energy, exergy, and economic evaluations of a CCHP system by using the internal combustion engines and gas turbine as prime movers. *Energy Conversion and Management*, 173, pp.359-374.
- [25] Olivenza-León, D., Medina, A. and Hernández, A.C., 2015. Thermodynamic modeling of a hybrid solar gas-turbine power plant. *Energy Conversion and Management*, 93, pp.435-447.
- [26] Ebrahimi, M. and Keshavarz, A., 2015. Designing an optimal solar collector (orientation, type and size) for a hybrid-CCHP system in different climates. *Energy and Buildings*, 108, pp.10-22.
- [27] Cardona, E. and Piacentino, A., 2003. A methodology for sizing a trigeneration plant in Mediterranean areas. *Applied thermal engineering*, 23(13), pp.1665-1680.
- [28] Cardona, E., Piacentino, A. and Cardona, F., 2006. Matching economical, energetic and environmental benefits: an analysis for hybrid CHCP-heat pump systems. *Energy Conversion and Management*, 47(20), pp.3530-3542.
- [29] Cameretti, M.C., Langella, G., Sabino, S. and Tuccillo, R., 2015. Modeling of a hybrid solar micro gas-turbine power plant. *Energy Procedia*, 82, pp.833-840.
- [30] Ghaebi, H., Amidpour, M., Karimkashi, S. and Rezayan, O., 2011. Energy, exergy and thermo-economic analysis of a combined cooling, heating and power (CCHP) system with gas turbine prime mover. *International Journal of Energy Research*, 35(8), pp.697-709.
- [31] Mohanty, B. and Paloso Jr, G., 1995. Enhancing gas turbine performance by intake air cooling using an absorption chiller. *Heat Recovery Systems and CHP*, 15(1), pp.41-50.
- [32] Yang, C., Huang, Z., Yang, Z. and Ma, X., 2015. Analytical off-design characteristics of gas turbine-based CCHP system. *Energy Procedia*, 75, pp.1126-1131.
- [33] Mohammadi, A., Kasaeian, A., Pourfayaz, F. and Ahmadi, M.H., 2017. Thermodynamic analysis of a combined gas turbine, ORC cycle and absorption refrigeration for a CCHP system. *Applied Thermal Engineering*, 111, pp.397-406.
- [34] Somers, C.M., 2009. Simulation of absorption cycles for integration into refining processes (Doctoral dissertation).



- [35] Mansouri, R., Boukholda, I., Bourouis, M. and Bellagi, A., 2015. Modelling and testing the performance of a commercial ammonia/water absorption chiller using Aspen-Plus platform. *Energy*, 93, pp.2374-2383.
- [36] Nikolaidis, P. and Poullikkas, A., 2017. A comparative overview of hydrogen production processes. *Renewable and sustainable energy reviews*, 67, pp.597-611.
- [37] Naterer, G.F., Gabriel, K., Wang, Z.L., Daggupati, V.N. and Gravelins, R., 2008. Thermochemical hydrogen production with a copper–chlorine cycle. I: oxygen release from copper oxychloride decomposition. *International Journal of Hydrogen Energy*, 33(20), pp.5439-5450.
- [38] Naterer, G., Suppiah, S., Lewis, M., Gabriel, K., Dincer, I., Rosen, M.A., Fowler, M., Rizvi, G., Easton, E.B., Ikeda, B.M. and Kaye, M.H., 2009. Recent Canadian advances in nuclear-based hydrogen production and the thermochemical Cu–Cl cycle. *International Journal of Hydrogen Energy*, 34(7), pp.2901-2917.
- [39] Margalef, P., Brown, T.M., Brouwer, J. and Samuelsen, S., 2012. Efficiency comparison of tri-generating HTFC to conventional hydrogen production technologies. *International Journal of hydrogen energy*, 37(12), pp.9853-9862.
- [40] Mondal, K.C. and Chandran, S.R., 2014. Evaluation of the economic impact of hydrogen production by methane decomposition with steam reforming of methane process. *International journal of hydrogen energy*, 39(18), pp.9670-9674.
- [41] De Jong, M., Reinders, A.H., Kok, J.B. and Westendorp, G., 2009. Optimizing a steam-methane reformer for hydrogen production. *International journal of hydrogen energy*, 34(1), pp.285-292.
- [42] Strait, M., Allum, G. and Gidwani, N., 1997. *Synthesis Gas Reformers*.
- [43] LeValley, T.L., Richard, A.R. and Fan, M., 2014. The progress in water gas shift and steam reforming hydrogen production technologies—a review. *international journal of hydrogen energy*, 39(30), pp.16983-17000.
- [44] Ye, G., Xie, D., Qiao, W., Grace, J.R. and Lim, C.J., 2009. Modeling of fluidized bed membrane reactors for hydrogen production from steam methane reforming with Aspen Plus. *International journal of hydrogen energy*, 34(11), pp.4755-4762.
- [45] Roh, H.S. and Jun, K.W., 2009. Low temperature methane steam reforming for hydrogen production for fuel cells. *Bulletin of the Korean Chemical Society*, 30(1), pp.153-156.
- [46] Lazar, M.D., Dan, M., Mihet, M., Almasan, V., Rednic, V. and Borodi, G., 2011. Hydrogen production by low temperature methane steam reforming using Ag and Au modified alumina supported nickel catalysts. *Rev. Roum. Chim*, 56(6), pp.637-642.
- [47] Sonntag, R.E., Borgnakke, C. and Van Wylen, G.J., *Fundamentals of Thermodynamics*, 2005. ISBN 0-471-15232-3.
- [48] Zhu, L., Li, L. and Fan, J., 2015. A modified process for overcoming the drawbacks of conventional steam methane reforming for hydrogen production: Thermodynamic investigation. *chemical engineering research and design*, 104, pp.792-806.
- [49] Zadeh, F.P. and Bozorgan, N., 2011. The energy and exergy analysis of single effect absorption chiller. *Int. J. Adv. Des. Manuf. Technol*, 4(4), pp.19-26.
- [50] Turton, R., Bailie, R.C., Whiting, W.B. and Shaeiwitz, J.A., 2008. *Analysis, synthesis and design of chemical processes*. Pearson Education.

[51] Luyben, W.L., 2013. Distillation design and control using Aspen simulation. John Wiley & Sons.

[52] Backhurst, J.R. and Harker, J.H., 2013. Process Plant Design: Heinemann Chemical Engineering Series. Butterworth-Heinemann.

[53] Panahi, M., Yasari, E. and Rafiee, A., 2018. Multi-objective optimization of a gas-to-liquids (GTL) process with staged Fischer-Tropsch reactor. Energy Conversion and Management, 163, pp.239-249.

[54] برکت رضائی ا، فرزانه گرد م. (۱۳۹۶)، پایان نامه کارشناسی ارشد: "بررسی فنی و اقتصادی تولید میعانات گازی از گازهای ارسالی به فلر با فرایند سردسازی"، دانشکده مکانیک، دانشگاه صنعتی شاهرود

[55] ASPEN, P., Reference Manual-Part Number. Aspen Physical Property models, 11.

[56] مرکز اسناد فنی نیروگاه توس.

[57] Patek, J. and Klomfar, J., 1995. Simple functions for fast calculations of selected thermodynamic properties of the ammonia-water system. International Journal of refrigeration, 18(4), pp.228-234.

[58] Renon, H., Guillevic, J.L., Richon, D., Boston, J. and Britt, H., 1986. A cubic equation of state representation of ammonia—water vapour—liquid equilibrium data. International journal of refrigeration, 9(2), pp.70-73.

[59] Peters, M.S., Timmerhaus, K.D., West, R.E., Timmerhaus, K. and West, R., 1968. Plant design and economics for chemical engineers (Vol. 4). New York: McGraw-Hill.

[60] Beggs, C., 2010. Energy: management, supply and conservation. Routledge.

## Abstract

Environmental degradation is a major threat to the world today. Pollutants from power plants and combustion devices and toxic gases arising from various chemicals, including refrigerants, are believed to be the causes of the global warming potential and ozone depletion potential. Two strategies can be implemented to reduce the dependence on fossil fuels. The first strategy is based on reducing energy consumption and increasing energy efficiency in industrial and domestic fields which combined cooling heating and power (CCHP) systems provide that, and the second one is to increase the contribution of renewable energy resources to global energy consumption.

A novel arrangement of a polygeneration system, integrating a CCHP system and a hydrogen production unit is introduced and analyzed in this paper. The polygeneration system consists of a gas turbine as the prime mover, a high pressure steam production unit, a hydrogen production unit, and an absorption refrigeration chiller. The simulation and performance analysis of the proposed system is done with Aspen Plus software. Moreover, energy and economic analysis are investigated for the system. Also an optimization is done by maximizing the economical profit function. Selecting and Setting up the productions due to the needs, using the energy of initial fuel as maximum as possible, avoiding energy and funding profusion and developing the efficiency by using heat exchangers and the ability of deployment of various equipment, ordering and methods are some of the highlights of the system.

The results illustrate that the energy efficiency of the polygeneration system is 55.28% which shows an increment of 75.82% than the single gas turbine power plant where the profit of the system is 79 million dollars per year. Also, the economic evaluation shows a payback period of less than one year. Additionally, the effects of the operating parameters like ammonia mass fraction of the absorption chiller and the steam to methane ratio of the hydrogen production cycle on performance of the polygeneration system is studied. The results show that increasing the ammonia mass fraction leads to the increment of cooling capacity and consequently the total efficiency of the system. It is also concluded that produced hydrogen mass flow rate has a direct relationship with steam to methane ratio.

**Keywords:** energy, CCHP, efficiency



Faculty of Mechanical and Mechatronics Engineering

M.S.c Thesis in Energy Conversion Engineering

**Technical and economical analysis of a combined cooling,  
heating and power (CCHP) system by gas turbine prime  
mover with hydrogen production cycle**

**By: Hossein Enayatizade**

**Supervisor:**

**Dr. Mahmood Chartaghi – Dr. Majid Hashemian**

**Advisor:**

**Dr. Alireza Arjomandzade**

**September 2018**