



موسسه آموزش عالی غیر انتفاعی انرژی

دانشکده فنی و مهندسی

پایان نامه دوره کارشناسی ارشد

مهندسی سیستم های انرژی - سیستم های انرژی

ارزیابی و شبیه سازی ترمودینامیکی سیستم یکپارچه انرژی در واحد LNG به کمک شبیه ساز ASPEN HYSYS و متلب

استاد راهنما :

جناب آقای دکتر میرزایی

پژوهشگر :

شکوفه محمدی

زمستان ۹۷

رسالة محمد

تقديم :

تمام کسانی که برای علم و آموختن ارزش قائلند و آموزش را ستایش می کنند .

تشکر و قدردانی :

آنان که در راه رسیدن به موفقیت ما همراهان شدند و دست ما را برای رسیدن به مراحل بالاتر گرفته و فانوس راه ما بودند . سپاس از پدر و مادر، همسرگرامی ام که همواره پشتیبان و مشوق بنده بوده و هستند و همچنین استاد گرامی جناب آقای دکتر مداح که در این امر مرا یاری نمودند.

چکیده :

در این مطالعه یک سیستم تولید انرژی یکپارچه از سیکل کالینا در سیستم (KCS) و سیکل رنکین (ORC) با بهره برداری انرژی سرد از LNG و جذب CO₂ معرفی می گردد چرخش کامپوزیتی در این سیستم می تواند به طور کامل با استفاده از دمای پایین و دمای متوسط اتلاف گرما در جهت بهبود و کاهش انتشار گازهای گلخانه ای عمل نماید. برای ارزیابی عملکرد سیستم مدل ترمودینامیکی ایجاد شده و سیستم با استفاده از نرم افزار aspen hysys شبیه سازی شده است. تحلیل ترمودینامیکی به منظور بررسی تاثیر دمای ورودی توربین انجام شده است. کسر جرمی آمونیاک، فشار بخار و فشار جذب CO₂ در سیستم یکپارچه KCS/ORC و شرایط بهینه نیز مورد بررسی و شناسایی قرار گرفتند آنالیز انرژی در عملکرد اجزاء kcs یا ORC نشان داده شده است. نتیجه و مقدار بهینه در خروجی شبکه را نشان می دهد. بازده حرارتی و مقدار جذب CO₂ از سیستم به ترتیب برابر 394.685kw, 3.25% و 5.3 t/tco₂ (0.6 t/t LNG) می باشد. درحالی که شاخص های بازده بازیابی انرژی و بازده انرژی به ترتیب ۳۶٪ و ۴۲,۰٪ در راندمان اتلاف انرژی در هریک از مولفه ها مورد بررسی قرار گرفت و نشان داده شد که کل سیستم مزایای قابل توجهی در بهبود بازیافت ضایعات دارد

فهرست مطالب

فصل ۱: مقدمه.....	۱
1-1- مقدمه:.....	۲
۲-۱- بازیافت استحصال میعانات گازی.....	۲
۳-۱- روند گذشته و برآورد آتی تقاضای NGL.....	۵
۴-۱- قیمت NGL در بازارهای جهانی.....	۵
۵-۱- فرآیند تولید NGL.....	۶
۶-۱- مشخصات و سرمایه‌بری واحدهای مایع‌سازی و تبدیل به گاز.....	۷
۶-۱-۱- واحد مایع‌سازی.....	۷
۶-۱-۲- واحد تبدیل به گاز.....	۷
۶-۱-۳- مقادیر مورد استفاده در مطالعه.....	۸
۷-۱- مشخصات انتقال.....	۸
۸-۱- تعریف فرایند.....	۱۰
۸-۱-۱- بخش بازیافت NGL.....	۱۰
۸-۱-۲- بخش میعان.....	۱۱
۸-۱-۳- سیستم تبرید.....	۱۱
۸-۱-۴- داغ‌ترین سیکل (سیکل ۴۰۰).....	۱۱
۸-۱-۵- سیکل متوسط (میانی) (سیکل ۲۰۰).....	۱۱
۸-۱-۶- سیکل میعان (سیکل ۳۰۰).....	۱۲
۸-۱-۷- شبیه‌سازی فرایند.....	۱۲
فصل ۲: مروری بر نشریات گذشته.....	۱۳
۲-۱- تاریخچه و پیشینه تحقیق:.....	۱۴
۲-۲- پیشینه مطالعاتی تحقیق:.....	۲۰
فصل ۳: شبیه‌سازی فرایند.....	۲۶
3-1- معرفی.....	۲۷
3-2- آنالیز سیستم.....	۲۸
۳-۲-۱- معرفی سیستم.....	۳۰

۳-۳- مدل محاسباتی.....	۳۱
۳-۴- بحث و نتیجه گیری از شبیه سازی فرایند.....	۳۶
۳-۴-۱- تجزیه و تحلیل سیستم سیکل کالینا.....	۳۷
۳-۴-۲- آنالیز سیکل رنکین ارگانیک.....	۴۲
۳-۴-۳- تجزیه و تحلیل جذب CO ₂	۴۵
۳-۴-۴- تجزیه و تحلیل اتلاف انرژی.....	۴۸
فصل ۴: مدلسازی و بررسی تحقیق.....	۵۲
۴-۱- شبکه عصبی پایه شعاعی (RBF).....	۵۳
۴-۱-۱- شبکه عصبی مصنوعی المان انتشار بازگشتی (Elman backpropagation).....	۵۴
۴-۱-۸- نحوه کار و مدلسازی شبکه عصبی.....	۵۵
۴-۲- مقدمه.....	۵۹
۴-۳- تخمین بازده اکسرژی توسط شبکه عصبی مصنوعی پرسپترون چند لایه.....	۵۹
۴-۳-۱- شبکه عصبی پرسپترون.....	۵۹
۴-۴- تخمین بازده اکسرژی توسط شبکه عصبی مصنوعی المان انتشار بازگشتی.....	۶۵
۴-۵- نتیجه گیری.....	۶۹

فهرست جداول

جدول (3-1)	اطلاعات دمای تراکم سوختها در فشار میکرو مثبت	۲۸
جدول (3-2)	شرایط پایه ای شبیه سازی	۳۷
جدول (۳-۳)	پارامترهای ترمودینامیکی برای هر قسمت از KCS	۳۸
جدول (۳-۴)	پارامترهای ترمودینامیکی برای هر قسمت از ORC	۳۹
جدول (3-5)	آنالیز اگزرژی برای KCS-34 ($X_b = 0.85$)	۴۹
جدول (3-6)	آنالیز اگزرژی برای ORC	۴۹

جدول (۴-۱)	جدول داده های مورد استفاده برای مدلسازی به کمک شبکه عصبی را نشان می دهد.	۵۵
جدول (۴-۲)	علائم مورد استفاده در بیان مبانی شبکه عصبی مصنوعی را نشان می دهد.	۵۸
جدول (۴-۳)	نتایج پیش بینی بازده اکسرژی گازهای مایع شده واحد LNG	۶۶

فهرست اشکال

- شکل الف (نمودار جریان فرایند (PFD))..... ۱۲
- شکل (۳-۱) دیاگرام شماتیک از سیستم ترکیبی تولید انرژی KCS/ORC ۲۹
- شکل (۳-۲) نمودار T-S سیستم های (A: KCS-34) و (B: ORC) ۳۱
- شکل (۳-۳) تغییر راندمان حرارتی با دمای ورودی توربین در جرم های مختلف آمونیاک برای KCS-34 ۴۰
- شکل (۳-۴) تغییر قدرت خالص خروجی با دمای ورودی توربین در جرم های مختلف NH₃ برای ۳۴ KCS- ۴۰
- شکل (۳-۵) تغییر بهره وری بازیابی انرژی و بازده بازیابی انرژی سرد با کسرهای مختلف NH₃ متفاوت برای KCS- ۴۱
34
- شکل (۳-۶) تغییر انرژی خالص خروجی با فشار بخار در دمای ورودی مختلف توربین برای ORC ۴۲
- شکل (۳-۷) تغییر راندمان حرارتی با فشار بخار در دماهای مختلف ورودی توربین برای ORC ۴۳
- شکل (3-8) تغییرات بازده بازیابی سرد انرژی در دماهای مختلف ورودی توربین و فشارهای بخار برای
ORC ۴۴
- شکل (۳-۹) تغییرات بازده بازیابی انرژی در دماهای مختلف ورودی توربین و فشارهای بخار برای ORC ۴۵
- شکل (3-10) تاثیر فشار جذب CO₂ بر روی خروجی شبکه و اتلاف انرژی در مقدار میعان CO₂ ۴۶

شکل (۳-۱۱) تاثیر فشار جذب CO2 بر روی بازده اگزرژی سیستم ۴۷

شکل (3-12) تاثیر فشار جذب CO2 بر روی مقدار جذب CO2 از سیستم ۴۸

شکل (3-13) منحنی های حرارتی سیستم های (A:KCS-34) و (B:ORC) ۵۰

شکل (۴-۱) شبکه پایه شعاعی با ورودی نشان داده شده است ۵۴

شکل (۴-۲) نوعی از شبکه عصبی مصنوعی المان انتشار بازگشتی را نشان می دهد.
..... ۵۴

شکل (۳-۴) لایه ورودی (رنگ سبز) و لایه پنهان (رنگ آبی) و لایه خروجی (رنگ قرمز) ، به همراه یال ها که به هر کدام یک وزن ارتباطی به هر کدام اختصاص داده می شود (ماتریس IW و LW) نشان می دهد..... ۵۶

شکل (۴-۴) ارتباط بین داده ورودی و داده خروجی به کمک ماتریس وزن و بایاس بین لایه ها را نشان می دهد..... ۵۷

شکل (۴-۵) نمونه ای شبکه عصبی با یک لایه مخفی ، سه ورودی ، یک خروجی پیش بینی شده ۶۰

شکل (۴-۶) داده های حاصل شده از اجرای برنامه نمایش ضریب همبستگی و مجموع مربعات خطا..... ۶۱

شکل (۴-۷) داده های حاصل از نمودار های هیستوگرام ، رگرسیون..... ۶۱

شکل (۴-۸) نتایج حاصل شده ضریب همبستگی برای داده های تست ، ولیدیشن و ترینینگ..... ۶۲

شکل (4-9) .مقادیر حاصل شده مجموع مربعات خطا بر حسب تعداد تکرارها و بهترین کارایی شبکه..... ۶۴

شکل (۴-۱۰) توپولوژی شبکه عصبی المان انتشار بازگشتی را در پیش بینی بازده اکسرژی نشان می دهد..... ۶۵

شکل (۱۱-۴) نمودار مجموع مربعات خطا در تکرارهای مختلف فرآیند آموزش.. ۶۶

شکل (۴-۱۲) نمایش کل داده ها (مقایسه مقادیر پیش بینی شبکه عصبی و داده های تجربی) اعم از داده های آموزشی داده های صحنه سنجی و داد های تست به همراه خطای آنها ۶۸

فصل ۱: مقدمه

۱-۱- مقدمه :

پس از شیرین سازی و نم زدائی گاز ترش LPG ، گاز خشک به واحد جذب و تفکیک ارسال می شود که در این واحد پروپان، بوتان و کندانسیت آن فرآوری می شود. طراحی این واحد در سال ۱۳۸۱ توسط شرکت کانادایی TDE انجام شده است [1-3].

سومین واحدی که گاز در مسیر پالایش خود طی میکند واحد تفکیک و تقطیر میباشد. اکنون گاز شیرین و خشک خروجی از واحد آمین و نمزدایی آماده تفکیک به محصولات نهایی کارخانه LPG، LNG که همان پروپان، بوتان و گسولین است میباشد.

۱-۲- بازیافت استحصال میعانات گازی

این واحد برای جدایش متان واتان از خوراک گاز خشک و ایجاد شرایط مناسب برای خطوط جریان اصلی

(گاز قابل فروش و واحد تفکیک NGL) طراحی شده است. فرآیند بازیافت NGL با سرد کردن گاز خوراک به پایین تر از 165- درجه سانتی گراد به سبب کندانس شدن عمده پروپان و هیدروکربن های سنگین تر انجام می شود.

فرآیند بازیافت NGL شامل پنج مرحله که به ترتیب ، مبدل حرارتی آلومینیوم آلیاژی (Cold Box)، چیلرهای گرم و سرد پروپان، تفکیک کننده دما پایین ،سیستم منبسط کننده و توربو کمپرسور می باشد. گاز شیرین و خشک خروجی از واحد نمزدائی در دمای عملیاتی 53.7 درجه سانتی گراد و فشار 48.6 barg ابتدا در Cold Box (مبدل حرارتی آلیاژ آلومینیوم) تا 6- درجه سانتی گراد با چندین مسیر جریان تبادل حرارت می کند. این مسیرها در Cold Box عبارتند از :

مسیر "B" جریان گاز برگشتی از بالای برج متان زدا. مسیر "C" جریان گاز برگشتی از بالای برج اتان زدا. مسیر "E" جریان مایع تمیز از تفکیک کننده دما پایین و مسیر "D" جریان پایین برج متان زدا. سپس جریان خروجی از Cold Box توسط دو چیلر از نوع Kettle به نامهای Warm & Cold تا دمای 30- بوسیله گاز پروپان سرد می شود. گاز پیش سرد شده در ادامه وارد تفکیک کننده دما پایین (LTS¹) شده تا کندانسیت های موجود در آن جدا شود. مقدار

کندانسیت جدا شده به مسیر "E" در Cold Box خوراک دهی می شود که در آنجا تا 8 درجه سانتی گراد به وسیله تبادل حرارتی با گاز ورودی گرم و بخار بالای برج اتان زدا پیش گرم شده و به برج اتان زدا خوراک دهی می شود. ضمناً بخارات سرد از بالای LTS به توربو اکسپندر هدایت شده تا دمای آن در اثر انبساط به 61.2 برسد و به داخل برج متان زدا خوراک دهی شود. برج متان زدا برای جداسازی گاز باقی مانده از اتان و مایعات سنگین NGL و بهبود بازیافت پروپان استفاده می شود. عمل انبساط گاز در منبسط کننده (Turboexpander) انرژی لازم برای چرخش کمپرسور را ایجاد می کند. بخارهای بالای برج اتان زدا در 22.5C و فشار 23 barg از طریق مسیر "C" به داخل Cold Box جریان می یابد و تا 52C سرد می شود و به همراه مایعات کندانسیت به برج متان زدا خوراک دهی می شود.

گازهای باقی مانده بالای برج متان زدا در 65C و فشار 21.8 barg از طریق مسیر "B" به Cold Box جریان یافته و تا دمای 34.2 و فشار 38.6barg بوسیله سرد کردن جریانهای گرم پیش گرم می شود. گاز باقی مانده گرم شده به کمپرسور که نیرو محرکه خود را از توربو اکسپندر می گیرد خوراک دهی می شود. این گاز تا 26.6 barg کمپرس شده و به سمت تجهیزا ت گاز سوز واحد در 25.5barg جریان می یابد. این مسیر به عنوان سوخت گازی واحدها مورد استفاده قرار می گیرد. یک مسیر جریان مایع از پایین ترین سینی برج متان زدا در دمای 3C وارد Cold Box شده (مسیر "D") و در آن تا 10C به وسیله جریان گرم داخل Cold Box گرم شده و به عنوان Reboiler برج متان زدا عمل می کند و به پایین برج خوراک دهی می شود.

داخل برج، هیدروکربن های سبک، بخار شده و جریان بخار آنها، از روی سینی های برج گذشته به سمت بالا حرکت کرده و باعث جدایش تمام متان و مقداری از اتان داخل جریان مایع پایین برج می شود. در حالیکه مقداری از اتان (به صورت محلول) و هیدروکربن های سنگین تر داخل فاز مایع به صورت کندانس باقی می ماند. گاز سبکتر به بالای برج هدایت می شود. مایع (اتان و هیدروکربن های سنگین تر) از پایین برج در دمای 10C بوسیله پمپ خوراک اتان زدا تا تنظیم سطح در برج اتان زدا خوراک دهی می شود. در شکل زیر نیز مسیر مایع سازی واحد ۱۳ به صورت فرایندی مشاهده میشود [3].

کیفیت و حجم محصولات تولیدی واحد تقطیر تابعی از عملکرد برج های موجود و مشخصات فیزیکی خوراک می باشد. در طراحی برج ها از نرم افزارهای مختلفی استفاده می شود تا با استفاده

از آنها بتوان مجموعه‌ای از موازنه‌های جرم، انرژی و معادلات ریاضی مختلف را حل نمود. در این پروژه نیز در جهت بهبود عملکرد دو برج مذکور سعی می‌شود تا محاسبات مربوط به آنها با استفاده از روابط مختلف مجدداً انجام شده و در نهایت نتایج بدست آمده با حالت موجود مقایسه و شبیه سازی شود.

سازگاری با محیط زیست و کارایی بالای استفاده از سوخت گاز طبیعی از یک سو و کشف منابع عظیم آن در جهان از سوی دیگر، باعث طرح جدی استفاده از سوخت گاز طبیعی بجای سایر انواع حاملهای انرژی شده است. در سالهای اخیر تجارت جهانی گاز طبیعی بصورت مایع شده (NGL: Natural Gas Liquified) به حدود ۱۱۵ میلیارد متر مکعب رسیده است. بزرگترین واردکننده این حامل انرژی ژاپن با سهم ۵۹ درصدی و پس از آن ۱۰ کشور کره جنوبی، فرانسه، اسپانیا، تایوان، بلژیک، ترکیه، آمریکا، ایتالیا، یونان و پرتغال هستند. دو کشور آسیایی چین و هند و دو کشور آمریکای لاتین برزیل و پرتوریکو در آینده نزدیک به مصرف کنندگان گاز مایع شده اضافه خواهند شد. اندونزی و مالزی با میزان صادرات به ترتیب ۳۶/۱ و ۲۴/۹ میلیارد متر مکعب در سال عمده صادرکنندگان LNG در جهان هستند. ۱۰ کشور آلاسکا، استرالیا، بروئی، امارات، عمان، قطر، الجزایر، لیبی، نیجریه و ترینیداد از دیگر صادرکنندگان در این زمینه اند.

تجارت NGL در آسیا در ۲۵ ساله اخیر رشد ۱۱ درصدی داشته است. با پیوستن دو کشور چین و هند به مصرف کنندگان NGL رشد متوسطی بین ۴ تا ۶/۵ درصد در تجارت آسیایی آن طی ده سال آتی پیش بینی می‌شود [۱].

گاز طبیعی شامل مخلوطی از هیدروکربنهای سبک و اشباع شده است که بیشتر از ۹۰ درصد آنرا متان تشکیل می‌دهد. حدود ۷۵٪ گاز طبیعی جهان در مخازن مستقل و جدای از نفت خام و بقیه در مخازن مشترک یافت می‌شود. کاربرد اصلی این ماده در مصارف شهری، تجاری، بخشهای صنعتی، سوخت نیروگاهها برای تولید برق، خوراک صنایع پتروشیمی جهت فرآیندهای تهیه کود شیمیایی، تولید بنزین، متانول و فرآورده‌های میان تقطیر به عنوان خوراک و ماده اولیه است. انتقال گاز طبیعی به مناطق نزدیک و سهل الوصول بوسیله خط لوله انجام می‌گیرد. نقاط دور دست و جدا از شبکه گاز طبیعی در دنیا امکان دریافت آن را به صورت مایع شده (NGL) دارند.

اولین واحد تولید NGL در سال ۱۹۱۷ در ویرجینیای آمریکا بوسیله شرکت Constock International Methane Co راه اندازی شد. اولین محموله NGL

چهل سال بعد بارگیری گردید. در طول سالهای ۱۹۵۹ و ماههای اول ۱۹۶۰ هفت محموله ۲۲۰۰ تنی از Lake Charls در آمریکا به جزیره Convey در انگلیس حمل گردید. از آن زمان تجارت NGL هر ساله رشدی حدود ۲۰٪ داشته است. ذخایر تثبیت شده گاز طبیعی در ایران تا مهرماه سال ۱۳۷۷ حجمی برابر ۲۳۰۰۰ گیگامترمکعب دارند که این مقدار حدود ۱۹/۳٪ ذخایر گاز طبیعی موجود در جهان را به خود اختصاص داده است [۸-۲]. علیرغم رتبه برجسته ایران در ذخایر گاز طبیعی دنیا، سیاست‌گذاری مشخصی در زمینه وارد شدن ایران به جرگه صادرکنندگان NGL با سرمایه‌گذاری بخش خصوصی و یا دولتی به چشم نمی‌خورد. مطالعه حاضر، تلاشی برای طرح کارشناسی مسأله برای شرایط کشور است.

۳-۱- روند گذشته و برآورد آتی تقاضای NGL

مراکز عمده مصرف گاز طبیعی در کشورهای آمریکا، روسیه، اروپای غربی و شرق و شمال شرق آسیا به خصوص ژاپن، کره جنوبی و تایوان متمرکز است. هزینه انتقال از مؤلفه‌های مهم هزینه گاز طبیعی در تجارت جهانی آن است. بنابه ماهیت این ماده، انتقال آن از طریق خطوط لوله طولانی اقیانوسی ممکن نیست. در صورت مایع سازی، حجم این حامل تا ۶۰۰ برابر کوچکتر خواهد شد و در نتیجه کاهش قابل ملاحظه‌ای در هزینه انتقال آن بوجود می‌آید. چنانچه این کاهش هزینه بیش از هزینه مورد نیاز برای مایع سازی در مبدأ و تبدیل به گاز در مقصد باشد، این روش انتقال اقتصادی خواهد بود. روآوری بعضی از کشورهای مصرف کننده به سرمایه‌گذاری در بخش‌های تولید و مصرف NGL این مقوله را برای مطالعه و احتمالاً تجدید سیاست‌گذاری مطرح می‌کند.

۴-۱- قیمت NGL در بازارهای جهانی

در این قسمت قیمت‌های NGL عمدتاً در چهار بازار آسیای شمال شرق، هند، اروپا و آمریکا بررسی می‌شوند. بازار ژاپن بعنوان شاخص بازار آسیای شمال شرقی از دو عامل جایگزینی NGL با نفت خام و دیگری نبود منابع انرژی داخلی تأثیر می‌پذیرد. بر این اساس قیمت

NGL به ازاء نفت خام برنت برابر ۲۵/۹ دلار بر بشکه برابر ۴/۲۸ دلار بر میلیون بی‌تی‌یو و در قیمت نفت برابر ۱۷/۲۵ دلار بر بشکه مقدار ۳/۶ دلار بر میلیون بی‌تی‌یو در این بازار برآورد می‌گردد [۵-۷].

جانشینی با گاز داخلی و رقابت با زغال‌سنگ و نفت دو عامل تعیین‌کننده قیمت NGL در بازار آینده هند هستند. براین اساس، قیمت حدود ۳ دلار بر میلیون بی‌تی‌یو برای NGL به ازاء قیمت نفت برنت برابر ۱۷/۲۵ دلار پیش‌بینی می‌شود. قیمت NGL در اروپا به ازاء همین قیمت نفت برابر ۲/۵ دلار بر میلیون بی‌تی‌یو برآورد می‌شود. قیمت‌های گاز در آمریکا کاملاً مستقل از قیمت‌های برنت است. در عمل می‌توان قیمت NGL را در بازار آمریکا حدود ۲/۵ دلار بر میلیون بی‌تی‌یو در نظر گرفت.

براساس اطلاعات فوق، بهترین فرصت‌های صادرات NGL ایران بازارهای آسیای شمال شرقی یعنی ژاپن، کره و تایوان و بازار هند هستند. اروپا و آمریکا بازارهای چندان مهمی در مقایسه با موارد قبلی نیستند.

۵-۱- فرآیند تولید NGL

عملیات فرآوری مورد نیاز برای تولید NGL از این گاز طبیعی به شرح زیر است:

الف. جداسازی CO₂ و ترکیبات احتمالی گوگردی.

ب. جداسازی بخار آب همراه به‌منظور جلوگیری از یخ‌زدگی و انسداد مجاری در هنگام سردسازی.

ج. جداسازی هیدروکربورهای سنگین (همچون پروپان و بوتان).

د. مایع‌سازی به‌کمک تبرید در دوسیکل متوالی تا ۱۶۰ درجه سانتیگراد زیرصفر و در فشار یک اتمسفر.

هـ. ذخیره‌سازی مایعات حاصل در مخازن عایق‌بندی‌شده.

پس از تخلیه معمولاً مایع را مجدداً بحالت گازی درآورده و از آن استفاده می‌کنند. معمولاً از سرمای ناشی از تغییر فاز مایع به گاز برای منجمدسازی مواد غذایی یا جداسازی گازهای موجود در هوا استفاده می‌شود [۵-۷].

۶-۱- مشخصات و سرمایه‌بری واحدهای مایع‌سازی و تبدیل به گاز

در بخش برآورد هزینه‌های ساخت واحدهای مرتبط با صنعت NGL، واحدهای مایع‌سازی، تانکرهای حمل فرآورده و واحد تبدیل به گاز در نظر گرفته می‌شوند. گاز طبیعی بسته به مشخصات طبیعی مخزن و گاز خروجی از چاه، دارای ترکیبی با درصدهای متفاوتی از متان، اتان، پروپان و ... است. به همین دلیل ارزش حرارتی گازهای مناطق مختلف متفاوت است. در این گزارش ارزش حرارتی ۱۰۰۰ متر مکعب گاز طبیعی برابر ۰/۸ تن معادل نفت خام در نظر گرفته شده است.

۶-۱-۱- واحد مایع‌سازی

ظرفیت واحد، شرایط عملیاتی، فشار و ترکیب خوراک ورودی از جمله عوامل مؤثر بر قیمت این واحدها هستند. قیمت واحد با توجه به ظرفیت آن از رابطه (۱) قابل محاسبه است.

$$\frac{C}{C_0} = \left(\frac{V}{V_0} \right)^{0.6} \quad (1)$$

در این رابطه، C قیمت و V ظرفیت واحد است. در واحد مایع‌سازی ۱۲٪ گاز ورودی به مصرف داخلی واحد می‌رسد و هزینه عملیاتی سالانه این واحد ۴٪ میزان سرمایه‌گذاری اولیه است. برای انتخاب مقادیر V_0 و C_0 در رابطه فوق، هزینه سرمایه‌گذاری یک واحد با ظرفیت ۵ میلیارد متر مکعب در سال بین ۱۴۰۰ تا ۲۰۰۰ میلیون دلار و یک واحد ۱۰ میلیارد مترمکعبی بین ۲۰۰۰ تا ۲۸۰۰ میلیون دلار است [۵].

۶-۱-۲- واحد تبدیل به گاز

هزینه ساخت این واحد تابع عواملی چون میزان ایمنی مورد نیاز و در دسترس بودن منابع حرارتی مانند آب دریا است. در ظرفیتهای بیش از ۱۰ میلیارد متر مکعب در سال قیمت واحد تابعیت چندانی از ظرفیت ندارد. حدود ۱٪ کل میزان گاز حاصل، صرف انرژی داخلی واحد

می‌شود. هزینه سرمایه‌گذاری یک واحد با ظرفیت ۵ میلیارد متر مکعب در سال برابر ۲۰۰ تا ۲۵۰ میلیون دلار و یک واحد ۱۰ میلیارد مترمکعبی برابر ۳۵۰ تا ۴۱۰ میلیون دلار است [۶].

۳-۶-۱- مقادیر مورد استفاده در مطالعه

ظرفیت واحد مایع‌سازی و تبدیل به گاز در این مطالعه ۷/۵ میلیارد مترمکعب در سال در نظر گرفته شده‌است. هزینه‌های لازم برای سرمایه‌گذاری در جدول (۱-۱) خلاصه شده‌اند. مدت زمان ساخت این واحدها ۴ سال، عمر مفید آنها ۲۰ سال و هزینه ثابت تعمیر و نگهداری سالانه واحدها ۴٪ سرمایه‌گذاری اولیه در نظر گرفته شده‌است [۷].

جدول (۱-۱) هزینه‌های سرمایه‌گذاری واحدهای مایع‌سازی و تبدیل به گاز

واحد	سرمایه‌گذاری (میلیون دلار)
مایع‌سازی	۲۰۰۰
تبدیل به گاز	۳۰۰

۷-۱- مشخصات انتقال

جهت حمل NGL از مبدأ به مقصد از تانکرهای NGL استفاده می‌شود. مشخصات کشتی‌های حمل NGL مطابق جدول (۱-۲) در نظر گرفته شده‌اند. در طول مسیر از بخارات NGL مخزن بعنوان سوخت کشتی استفاده می‌شود.

جدول (۱-۲) مشخصات کشتی‌های حمل NGL

ظرفیت	۱۳۰۰۰۰ متر مکعب
ظرفیت عملی به اسمی	۹۸٪
سرعت	۱۶ میل دریایی = ۳۰ کیلومتر در ساعت
میزان اتلاف گاز (مصرف سوخت کشتی و سرد سازی مخازن)	۲۲٪ ظرفیت اسمی در روز
بخش ثابت هزینه تعمیر و نگهداری	۴٪ سرمایه‌گذاری اولیه
هزینه‌های عملیاتی (دلار بر میلیون بی‌تی‌یو)	۰/۰۰۰۲ برابر طول مسیر بر حسب میل دریایی
قیمت کشتی	۲۰۰ میلیون دلار

با توجه به اطلاعات جدول (۱-۲) مدت زمان لازم برای یک مسیر رفت و برگشت کشتی‌های حمل NGL برابر ۳۶/۱ روز به دست می‌آید. برای وقفه‌های احتمالی انتقال بدلیل تعمیرات کشتی، کاهش سرعت حرکت در اثر عوامل محیطی و سایر عوامل ضریب اطمینان ۱/۲ فرض شده است. با توجه به این امر مدت زمان لازم برای هر بار رفت و برگشت برابر ۴۳/۳ روز خواهد بود و در نتیجه در طول یک سال هر کشتی ۸/۴۳ دفعه امکان رفت و آمد دارد. بنابراین مجموعاً ۱۲ کشتی برای انتقال ظرفیت واحد مایع‌سازی مورد نیاز است. جدول (۱-۳) بطور خلاصه مشخصات بخش انتقال NGL را نشان می‌دهد.

جدول (۱-۳) مشخصات بخش انتقال NGL

سرمایه‌گذاری مورد نیاز کل	۲۴۰۰ میلیون دلار
مدت زمان ساخت کشتی	۴ سال
مدت زمان بهره‌برداری	۲۰ سال
هزینه تعمیر و نگهداری	۴٪ سرمایه‌گذاری اولیه
ارزش اسقاطی	۲۰٪ سرمایه‌گذاری

۸-۱- تعریف فرایند

نمودار جریان فرایند (PFD) فرایند ترکیبی آبخاری سیال در شکل الف نشان داده شده است. همانطور که مشاهده می شود بازیافت NGL و تولید LNG در یک فرایند ترکیبی انجام می شوند. تعریف خلاصه ای ارائه می شود و ممکن است به مرجع موجود برای اطلاعات بیشتر ارجاع داده شود.

۸-۱-۱- بخش بازیافت NGL

منبع گاز طبیعی تمیز و کنترل شده همراه با احتراق در جدول ۱ نشان داده شده است، که با دمای ۳۷ درجه سانتی گراد و ۶۳,۰۹ بار وارد نیروگاه می شود، و در دو مرحله خنک سازی می شود: در مبدل حرارتی E-1A تا ۳ درجه سانتی گراد، و در دومین مبدل حرارتی E-1B بیشتر از ۳۰- درجه سانتی گراد خنک می شود. ۴۰٪ از محصول گازی D-2 برای مبدل E-2 مناسب است و تا ۸۸- درجه سانتی گراد سرد می شود (جریان ۱۱۴). سپس جریان ۱۱۴ به قسمت بالای برج حذف کننده متان از طریق دریچه J-T به عنوان ریفلکس سرد هدایت می شود. بخش دیگری از بخار خروجی از D-2 از طریق یک مبدل توربو قبل از ورود به برج حذف کننده متان، درست در قسمت زیرین نوک برج منبسط می شود. همچنین، قسمت پایین مایع به دو بخش تقسیم می شود: جریان ۱۰۸ به ستون برای شکنش با عبور از درجه J-T وارد می شود، جریان ۱۰۷، از طریق E-2 تا ۳۰- درجه سانتی گراد خنک سازی می شود و از طریق دریچه J-T وارد برج می شود. برج حذف کننده کتان در فشاری در حدود ۲۵ بار فعال می شود و حاوی سینی های معمولی مورد استفاده در ستون های حذف کننده متان می باشد. این برج سه سینی حمل کننده مایع برای ایجاد حرارت مورد نیاز برای جدا کردن جزء فرار از NGL تولید شده دارد. گرمای مورد نیاز توسط دو مبدل حرارتی چند جریانه حفظ می شود، E-1A و E-1B. جریانهای جانبی ۱، ۲ و ۳ به ترتیب در دماهای ۱۷.۷، ۷.۹- و ۵۴- درجه سانتی گراد وارد مبدل های حرارتی می شوند، و به ترتیب در دماهای ۳۵، ۰ و ۱۵- درجه سانتی گراد به برج برمیگردند. در این ترکیب، هیچ دیگ بخاری نیاز نمی باشد، و بازیافت اتان تا ۹۲٪ افزایش پیدا می کند.

۲-۸-۱- بخش میعان

جریان گاز خالص که از برج حذف کننده اتان در دمای ۹۷- درجه سانتی گراد و فشار ۲۵ بار خارج می شود، به بخش LNG وارد می شود. جریان ۱۱۲ تا ۶۳ بار در کمپرسور C-100 فشرده می شود و سپس در مبدل E-2 تا حدود ۸۵,۲- درجه سانتی گراد سرد می شود. در این فرایند، خنک سازی نهایی در تولید LNG در مبدل حرارتی E-3 انجام می شود، و جریان ۱۱۹ تا حدود ۱۶۲,۵- درجه سانتی گراد سرد می شود و به فلاش درام از طریق دریچه J-T وارد می شود. محصول مایع D-1 در فشار جو LNG است.

۳-۸-۱- سیستم تبرید

به خاطر مزایای سیستم های تبرید ترکیبی از جمله راندمان گرمایی بالا و انعطاف پذیری بالای آن، در فرایند ترکیبی پیشنهادی مورد استفاده قرار گرفته است.

۴-۸-۱- داغ ترین سیکل (سیکل ۴۰۰)

نمودار جریان فرایند این سیکل به رنگ قرمز در شکل ۱ نمایش داده شده است. اولین سیکل مبرد ترکیبی، تبرید مورد نیاز را برای خنک سازی اولیه منبع فراهم می سازد؛ همچنین یک سینک داغ رای سیکل های خنک کننده ایجاد می کند، سیکل ۲۰۰ و ۳۰۰. مبرد سیکل ۴۰۰ ترکیبی از پروپان و اتان است. ترکیبهای مبرد در جدول ۱ ارائه شده اند.

۵-۸-۱- سیکل متوسط (میانی) (سیکل ۲۰۰)

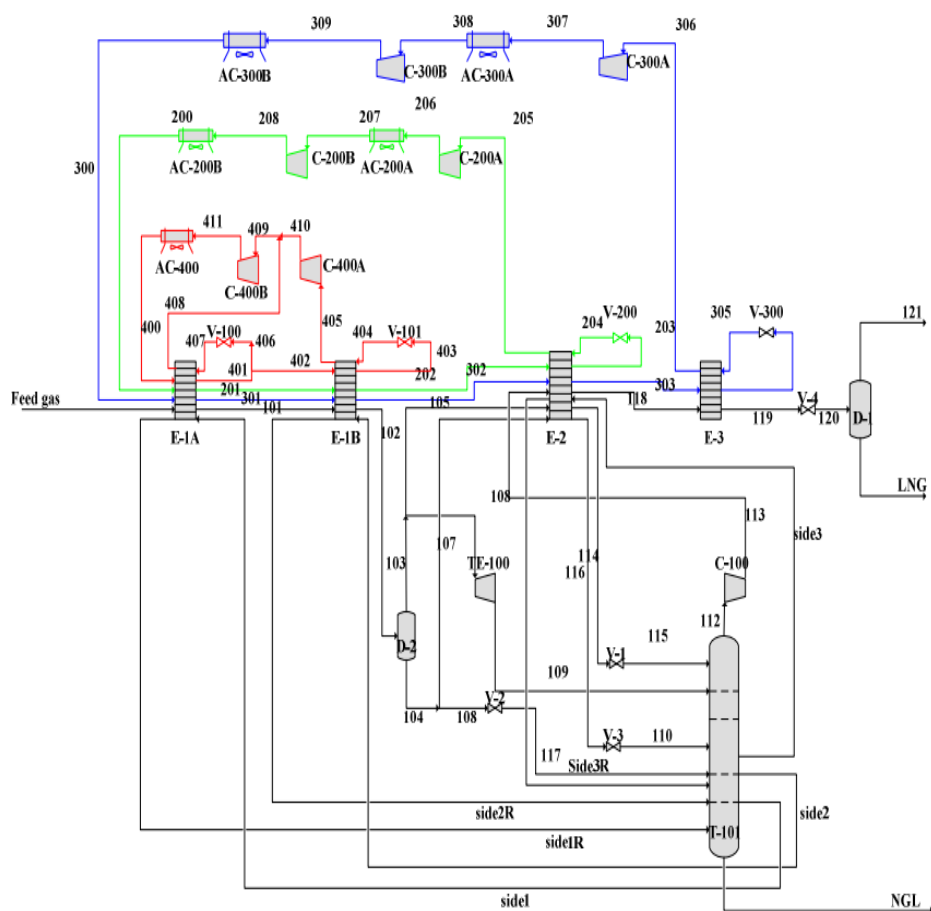
لایه سیکل، در شکل ۱ به رنگ سبز نشان داده شده است، بخشی از تبرید مورد نیاز برای بخش میعان و بخش اصلی تبرید مورد نیاز برای واحد بازیافت NGL فراهم می سازد. همچنین، سیکل میانی یک سینک داغ برای سردترین سیکل، به عنوان مثال سیکل ۳۰۰، می باشد. در این سیکل مبرد از متان، اتان، پروپان و اتیلن تشکیل شده است.

۶-۸-۱- سیکل میعان (سیکل ۳۰۰)

عملکرد اصلی این سیکل، در شکل ۱ به رنگ آبی نشان داده شده است، تامین تبرید مورد نیاز برای میعان و خنک سازی ثانویه است. در این سیکل، مبرد از متان، اتیلن، و نیتروژن تشکیل شده است. داده های ترمودینامیک جریان در جدول ۲ نشان داده شده اند.

۷-۸-۱- شبیه سازی فرایند

شبیه سازی فرایندهای ترکیبی پیشنهادی با استفاده از نرم افزار Aspen HYSYS و معادله حالت Peng-Robinson-Stryjek-Vera (PRSV) انجام می شود. تجهیزات اصلی مصرف انرژی در این فرایند عبارتند از: مصرف انرژی ویژه (SEC)، و ضریب موثر عملکرد (COP) که در جدول ۳ ارائه شده اند.



شکل الف (نمودار جریان فرایند (PFD))

فصل ۲: مروری بر نشریات گذشته

۱-۲- تاریخچه و پیشینه تحقیق:

تقطیر یک عملیات واحد قدیمی است و (استفاده از آن) برای هزاران سال به طور گسترده استمرار دارد. اولین ستون تقطیر پیوسته عمودی توسط Cellier-Blumenthal در سال ۱۸۱۳ در فرانسه ایجاد شد و اولین بار پرکن ها در سال ۱۸۲۰ توسط Clement، کسی که گلوله های شیشه ای (را به عنوان پرکن) در یک دستگاه تقطیر الکل قرار داد استفاده شد.

Perrier یک مدل اولیه از سینی کلاهکی را در سال ۱۸۲۲ در انگلستان ارائه کرد. Coffey اولین برج سینی غربالی را در ۱۸۳۰ ایجاد کرد. اولین کتاب حول اصول تقطیر به نام (La Rectification de l'alcohol) توسط Ernest Sorel در ۱۸۹۳ بود. در ربع اول قرن بیستم کاربرد تقطیر توسعه یافت [۷]. تجهیزات پایه استفاده شده جهت بدست آوردن یک جداسازی، تغییر قابل توجهی در نیمه دوم قرن بیستم (و سال های اخیر) ندارد. به طوریکه یک برج سینی دار (یا پر شده) هنوز جهت فراهم کردن سطح تماس بین فازهای بخار و مایع برای انتقال جرم استفاده می شود [۹].

در زمینه شبیه سازی فرآیند جداسازی (تقطیر) توسط محاسبات تعادلی به سال ۱۸۹۳ میلادی بر می گردد. هنگامی که Sorel معادلاتی برای تقطیر ساده پیوسته حالت پایا منتشر کرد. این معادلات شامل موازنه مواد کل و موازنه مواد اجزاء و یک معادله انرژی بود. معادلات Sorel تا ۱۹۲۱ هنگامی که در یک تکنیک گرافیکی برای سیستم دوجزئی توسط Panchon [۱۰] و Savarit [۱۱] در سال ۱۹۲۲ استفاده کردند کاربردی نبود. ایشان یک دیاگرام غلظت- آنتالپی به کار گرفتند. در ۱۹۲۵ یک روش بسیار ساده تر اما محدود، با تکنیک گرافیکی توسط McCabe-Tiele [۱۲] ایجاد شد. ساده سازی آنها با فرض جریان بالایی^۱ ثابت و حذف معادله انرژی بدست آمد.

Lewis- Matheson در سال ۱۹۳۲ [۱۳] و Tiele-Geddes [۱۴] در سال ۱۹۳۳ اولین کسانی بودند که برای حل معادلات سیستم پیشنهاد دهنده روش سینی به سینی^۲ بودند. Tiele-Geddes همچنین اولین پیشنهاد دهنده برای حل معادلات MESH بودند. پس از احداث کامپیوتر های دیجیتالی در دهه ۱۹۵۰ میلادی سرعت ایجاد الگوریتم ها و شبیه سازها افزایش یافت. محاسبات مرحله تعادلی، مهندسان را قادر ساخت جهت طراحی یک برج برای جداسازی مخلوط از ساختن کارخانه نمونه (Pilot Plant) و سپس افزایش مقیاس آن بی نیاز شوند. در

دهه ۱۹۷۰ شبیه سازهای مرحله تعادلی پایا گام های چشم گیری، به ویژه در سطح پیش بینی (و کاربرد) خصوصیات فیزیکی برداشتند.

در سال های ۱۹۸۰ King [۱۵]، ۱۹۸۱ Seader – Henley [۱۶]، Holland [۱۷] کتاب های اصلی که ایجاد و توسعه شبیه سازی مرحله تعادلی را شرح می دهند نوشته اند. حقیقتاً از دهه ۱۹۵۰ تا اوایل دهه ۱۹۹۰ به سختی یک سال بدون انتشار حداقل یک الگوریتم جدید برای حل معادلات MESH می گذشت [۱۸]. در سال ۱۹۸۵ Seader [۱۹] حول پیشرفت های روش های عددی برای کاربرد مدلسازی ریاضی بحث می کند. همچنین kister [۷] ضمن مرور بر دسته بندی Friday-Smith [۲۰] سال ۱۹۶۴ و King [۱۵] به ارائه دسته های دیگر حاصل از کار محققین می کند و ضمن پرداختن به نقاط ضعف و قوت روش ها، محدوده (تجربی) استفاده از هر روش را معین می کند. Friday-Smith روش های پیچیده (سینی به سینی) را به چهار دسته اساسی تقسیم می کنند.

۱. روش های نقطه حباب (BP)

۲. روش های جمع سرعت (SR)

۳. روش های $2N$ نیوتن

۴. روش های عمومی نیوتن^۱ یا تصحیح همزمان (SC) [۷].

از جمله روش های (SC) روش Naphtali – sandholm [۲۱] است که در این پروژه برای حل معادلات مدل مرحله تعادلی استفاده شده است. در مرجع [۱۸] با دسته بندی جدید و ارائه مثال هایی به نقاط ضعف و قوت روش های عددی جهت شبیه سازی مبتنی بر مدل مرحله تعادلی می پردازد. با توجه به توسعه نرم افزار های شبیه ساز، در حال حاضر برای شبیه سازی بر مبنای مدل مرحله تعادلی عملاً از نرم افزار های قابل دسترس برای این منظور استفاده می شود و در آنها مدل مرحله تعادلی و روش حل عددی برای شبیه سازی تعبیه شده است.

اگر چه مدل های مرحله تعادلی به طور گسترده برای تقطیر استفاده می شوند و برای مخلوط های بخار – مایع چند جزئی نقطه جوش نزدیک، ایده آل و نزدیک ایده آل کافی است [۱۸] و همچنین پایه شبیه سازی دینامیک برج های تقطیر است اما نقص آن مشهور است [۲۲] و برای

عموم مخلوط های چند جزئی مشخص شده است. با اشاره به رابطه با Overflow Tray by Tray

Murphree [۲۳] در ۱۹۲۵ که بر مبنای مدل مرحله تعادلی بدست می آید

دوتایی بازده دو جزء برابر است اما متأسفانه این در مورد سیستم با اجزاء بیش از دوتا صادق

نیست. در حقیقت آنها می توانند در یک گستره منفی بینهایت تا مثبت بی نهایت نوسان کنند. این نتیجه غافل گیرانه توسط آزمایشات [۲۴] Krishna در سال ۱۹۷۷ تأیید شد.

در سال های اخیر یک دیدگاه جدید جهت مدلسازی فرآیند برج تقطیر و جذب که با نام مدل های غیر تعادلی^۱ یا مدل های پایه نرخ^۲ به وجود آمدند. مدل های غیر تعادلی تلاش می کند جهت اجتناب از سختی پیش بینی بازده ها، مفهوم مرحله تعادلی را کنار بگذارد و در عوض یک دیدگاه پدیده انتقال برای پیش بینی (نرخ های) انتقال جرم به کار برد [۷]. سال های ۱۹۸۵ و ۱۹۸۶ آقایان Taylor – Krishnamurthy [۲۵] و [۲۶] و [۲۷] یک مدل غیر تعادلی برای شبیه سازی فرآیند جداسازی در حالت پایا ارائه کردند. در این مدل معادلات بقا جرم و انرژی برای هر فاز به صورت جداگانه، به علاوه معادلات نرخ^۳ برای محاسبه نرخ جرم و انرژی عبوری از فصل مشترک نوشته می شود. نرخ انتقال جرم از طریق ماتریس به طور مستقیم از معادلات نفوذ و انتقال جرم محاسبه می شود. در همین راستا در سال های ۱۹۸۷ Sivasubramanian [۲۸]، Powers ۱۹۸۸ [۲۹] و Lao ۱۹۹۴-۱۹۸۹ [۳۰] و [۳۱] به اتفاق همکارانشان فعالیت های خود را ارائه دادند. Taylor-Kooijman [۳۲] در سال ۱۹۹۲ کاربرد صنعتی مدل غیر تعادلی در عملیات جذب و تقطیر نشان دادند. Taylor-Krishna [۳۳] در ۱۹۹۳ شرح مفصلی از انتقال جرم چند جزئی، انتقال جرم و انرژی بین دوفاز، مدل های جریان روی سینی، روش محاسبه ضریب انتقال حرارت و مدل مرحله غیر تعادلی ارائه می دهد. AIChE [۳۴] در سال ۱۹۵۸ و همچنین در سال های ۱۹۸۲ آقای Zuiderweg [۳۵]، Chan-Fair ۱۹۸۴ [۳۶] و Chen-Chuang ۱۹۹۳ [۳۷] روابطی برای ضرایب انتقال جرم دوتایی ارائه دادند. Zuiderweg [۳۵] رابطه ای برای محاسبه سطح فصل مشترک نیز پیشنهاد کرد. در سال ۱۹۹۴ Taylor-Kooijman [۳۸] نسل دوم از مدل غیر تعادلی را مطرح کردند. در این مدل فشار نیز به عنوان متغیر گنجانده شده بود [۲۲]. استفاده از مدل غیر تعادلی ذکر شده تا امروز ادامه دارد و در برخی از نرم افزار های معروف مهندسی شیمی در دسترس است. قسمت هایی از جزئیات مدل غیر تعادلی در این پروژه مشابه با مدل ارائه شده در سال ۲۰۱۰ توسط Yiming [۳۹] همخوانی دارد.

در زمینه طراحی نیز روش ها در منابع سنتی از جمله مرجع [۷] شرح داده شده اند. روش های اصلی (برج های سینی دار) دهه ۱۹۲۰ و ۱۹۳۰ میلادی، همچون Panchon [۱۰] و Savarit [۱۱] و McCabe-Tiele [۱۲] برای سیستم های دوجزئی و روش ارائه شده

Lewis- Matheson [۱۳] در سال ۱۹۳۲ و Tiele-Geddes [۱۴] در سال ۱۹۳۳ (روش های پیچیده) برای سیستم های چند جزئی هستند.

پس از استفاده از روش های حدس و خطا، اهمیت نیاز به تکنیک های عددی مناسب برای حل مطمئن و کاهش زمان برای انجام محاسبات مطرح شد [۷]. طراحان با تکیه بر روش های طراحی میان بر جهت فراهم کردن تقریب نتایج قبل از شروع به جزئیات محاسبات پیچیده اقدام کردند.

Fenske [۴۰] در سال ۱۹۳۲ معادله ای برای حداقل تعداد مراحل تعادلی و Underwood [۴۱] در سال ۱۹۴۸ (و در سال های ۱۹۴۵-۱۹۴۶) روابطی برای محاسبه حداقل نسبت برگشتی بدست آورد. همچنین Van Winkle [۴۲] روابطی گرافیکی برای بدست آوردن نسبت برگشتی فرآیندی بهینه در سال ۱۹۷۱ ارائه کرد و در ۱۹۸۱ Olujic [۴۳] رابطه ای برای آن بدست آورد. سال ۱۹۴۰ Gilliland [۴۴] تعداد مراحل ایده آل با استفاده از نسبت برگشتی را به صورت گرافیکی محاسبه کرد و ۱۹۷۲ Molokanov [۴۵] آن را به صورت رابطه در آورد. در همین راستا سال ۱۹۵۸ Winn [۴۶] برای محاسبه تعداد مراحل ایده آل رابطه ای ارائه کرد. در سال ۱۹۴۴ آقای Kirbride [۴۷] رابطه ای برای محاسبه نقطه بهینه خوراک بدست آورد. سال ۱۹۴۶ O'Connell [۴۸] نمودار تجربی برای محاسبه بازده کلی (سینی های کلاهی در) برج های تقطیر در عمل جداسازی هیدروکربن ها و مخلوط های مشابه را نمایش داد. اما برای موارد تقریبی برای سینی های غربالی و دریچه ای می توان از این منحنی ها استفاده کرد [۴] به طوری که برخی از منابع این نمودار را پیشنهاد می کنند [۴۹]. در ادامه به منظور سایزینگ برج، تجهیزات داخلی و سینی های برج بر مبنای بارهای هیدرولیکی وارد بر آن ها نیازمند طراحی است که در این جهت نیز کارهای فراوانی انجام شده است. از جمله اینکه برای سینی های غربالی Fair [۵۰] در ۱۹۶۱ رابطه ای برای پیش بینی ماندگی و همچنین رابطه ای برای پیش بینی طغیان ارائه کرد که مشتق شده از کار Souders-Brown [۵۱] در سال ۱۹۳۴ بود. ضریب این رابطه به صورت گرافیکی قابل محاسبه است که Lygeros-Magoulas [۵۲] آن را به صورت معادله در آورد. کارهای انجام شده در این رابطه زیاد و متنوع هستند و بر همین اساس در ادامه از جزئیات اجتناب کرده و فقط به منابع اصلی استفاده شده در این پروژه که خلاصه ای از نتایج فعالیت های مورد نظر در آنها گرد آوری و یا بحث شده اند اشاره می کنیم. از جمله اثر Treybal [۴] و Lockett [۵۳] در سال ۱۹۸۶ و همچنین اثر Rousseau [۸] در فصل پنجم توضیحات Fair در این زمینه است. kister [۵۴] در سال ۱۹۹۰ ضمن ارائه نکات برای طراحی اصولی سینی و تجهیزات داخلی، راهنمایی هایی برای طراحی ناودان ارائه می کند.

همچنین آثار kister [۷] و فصل ۸ در جلد ۲ کتاب Ludwig [۵۵] سال ۱۹۹۷ شرح مفصل و جامعی بر طراحی دارد. خلاصه عمده مطالب کارهای انجام شده در مراجع [۵۶] و [۵۷] قابل دسترسی است.

مریم عباسی منفرد و فرشته نعیم پور نیز در پژوهش خود به بررسی روشهای افزایش غلظت محصول پروپان و بوتان در پالایشگاه گازی پارس جنوبی پرداختند و دریافتند که پروپان و بوتان که به عنوان خوراک واحدهای پتروشیمی یا سوخت استفاده می شوند از محصولات مهم پالایش گاز طبیعی هستند. وجود ناخالصی در این محصولات و اثرات نامطلوب آن در واحدهای پتروشیمی موجب شده است افزایش غلظت پروپان و بوتان تولیدی مورد توجه قرار گیرد بنابراین آنها در تحقیق خود بررسی های زیر را انجام دادند [10]:

الف: عوامل موثر بر افزایش غلظت این محصولات در فازهای موجود پالایشگاه های گازی پارس جنوبی (که تغییر و اصلاح ساختار آنها امکان پذیر نیست).

ب: اثر تغییر در طراحی برای فازهای جدید با استفاده از شبیه سازی نتایج نشان دادند که با توجه به طراحی های انجام شده قبلی و محدوده مجاز متغیر های واحدهای سرویسی تغییر در شرایط فرایندی نمی تواند سبب افزایش خلوص این موارد به میزان مطلوب گردد. خلوص مطلوب برای برج پروپان زدا با افزایش یک سینی و ورود خوراک به سینی ۱۳ و برای برج بوتان زدا با تغییر سینی خوراک از ۱۱ با ۱۴ و یا با افزایش یک سینی تئوری امکان پذیر است [10].

با توجه به عزم کشور برای توسعه صنایع پتروشیمی و فراوانی منابع گاز، به ویژه در منطقه پارس جنوبی توجه زیادی به بازیافت میعانات گاز طبیعی برای استفاده در صنایع پتروشیمی شده است [8]. میدان گازی پارس جنوبی در خلیج فارس بر روی خط مرزی مشترک ایران و قطر در فاصله ۱۰۰ کیلومتری ساحل جنوبی ایران قرار دارد. این میدان با وسعت ۳۷۰۰ کیلومتری مربع در بخش مربوط به ایران و ظرفیت ۱۰ تریلیون متر مکعب معادل ۶ درصد ذخایر، گاز جهان و ۵۰ درصد ذخایر گازی شناخته شده کشور را تشکیل می دهد [9].

یکی از محصولات پالایشگاه های گاز ال. پی. جی است که شامل پروپان و بوتان می شود و به عنوان سوخت قابل انتقال و خوراک پتروشیمی مصرف می شود ال. پی. جی از لحاظ ارزش ۵۴٪ و از نظر وزن ۴۷٪ صادرات پتروشیمی را تشکیل می دهد. پس از سال ۲۰۱۰ با توجه بیشتر میدان های گازی پارس جنوبی مصرف ال. پی. جی در ایران به سرعت افزایش

خواهد یافت. از سال ۲۰۰۵ تا ۲۰۱۰ نرخ متوسط رشد مصرف این محصول در ایران ۳٪ تخمین زده میشود [۱۱].

در تحقیقات جدیدتر نیز مریم عباسی تاثیر محل ورود خوراک و با علم به اینکه برج های موجود تعداد سینی تئوری مشخصی دارند. ۲۸ سینی برای برج پروپان زدا و ۲۶ سینی برای برج بوتان زدا دریافتند که چنانچه تاثیر تغییر محل ورود خوراک برای داشتن جداسازی معین بررسی شود. [10].

برج های تفکیک کننده:

طراحی فرآیندی برج تقطیر به مفهوم تعیین: جداسازی، تنظیم فشار برج، نسبت جریان برگشتی، تعداد مراحل مورد نیاز و نقطه خوراک است [۷].

طراحی فرآیندی را می توان به مراحل زیر تقسیم کرد:

- ۱) تعیین جداسازی: اگر ترکیب محصول یا جریان محصول مورد نیاز تعریف نشده اند بوسیله موازنه بهینه مواد و انرژی تعیین شوند.
- ۲) تنظیم فشار برج
- ۳) تعیین حداقل نسبت جریان برگشتی و حداقل تعداد مراحل تعادلی
- ۴) یافتن نقطه بهینه خوراک
- ۵) انتخاب ۳ نسبت واقعی با نسبت جریان برگشتی حداقل و سپس محاسبه تعداد مراحل و ساینز برج تعیین و بررسی شود که کدام یک اقتصادی تر است یا اینکه به وسیله انتخاب یک ضریب بهینه برای حداقل نسبت جریان برگشتی به عنوان نسبت جریان برگشتی استفاده شود.
- ۶) مراحل قبل می تواند به روش میان بر^۱ و یا سینی به سینی^۲ محاسبه شوند. اگر محاسبات سینی به سینی استفاده نشده اند در این مرحله با این روش انجام می شود.
- ۷) بازگشت به گام های ۳ و ۴ و بازنگری تخمین های قبلی مورد نیاز. اگر تغییرات بزرگ باشد ممکن است گام های ۵ و ۶ نیاز به تکرار داشته باشد.
- ۸) تحلیل گرافیکی طراحی جهت اطمینان از طراحی بهینه [۷].

۲-۲- پیشینه مطالعاتی تحقیق:

گاز طبیعی مایع (LNG) به عنوان یکی از حامل های مناسب انرژی، به ویژه برای حمل در مسافتهای بسیار طولانی در نظر گرفته شده است؛ که بطور مستقیم از گاز طبیعی از طریق فرایندهای تبرید مربوطه تولید می شود. مایعات گاز طبیعی (NGL) به عنوان منبع اصلی در فرایندهای پتروشیمی استفاده می شود نیز توسط سیستم تبرید مربوطه تولید می شود. فرایندهای LNG توسط ترکیب مبرد و سیستم تبرید طبقه بندی می شوند. تولید NGL و LNG در فرایندهای برودتی صورت می گیرد که در آن سیستم تبرید بخش اصلی محسوب می شود. افزایش سطح ادغام یک راه اساسی برای بهبود بهره وری و کاهش هزینه های عملیاتی و سرمایه می باشد. در این مقاله، فرایند ترکیبی جایگزین برای تولید همزمان LNG و NGL؛ خصوصاً تحلیل انرژی برای مکان یابی، دامنه، و منابع ناکارآمد در فرایند پیشنهادی مورد بررسی قرار می گیرد.

تحلیل انرژی برای ارزیابی فرایندهای LNG و NGL توسط بسیاری از محققان به کار گرفته شده است. تحلیل انرژی در چهار فرایند مقیاس کوچک LNG انجام شد و نشان داد که فرایند SMR بهترین راندمان انرژی را در میان چهار فرایند دارد. وطنی و همکاران (۲۰۱۴ الف) تحلیل انرژی و انرژی را در پنج فرایند معمولی LNG انجام دادند، و نتیجه گرفتند که عملکرد فرایند MFC از نظر کیفیت و کمیت مصرف انرژی قابل توجه است. مهرپویا و همکاران (۲۰۰۶) تحلیل انرژی را در چرخه تبرید صنعتی با استفاده از واحدهای بازیافت NGL انجام دادند. کانوگلو (۲۰۰۲) تحلیل انرژی چرخه تبرید آبخاری را با استفاده از میعان گاز طبیعی ارائه کرد. راندمان انرژی چرخه تبرید آبخاری چند مرحله ای ۳۸٫۵٪ تعیین شد است که پتانسیل بالایی را برای تحولات نشان داد. مافی (۲۰۰۹) تحلیل انرژی را برای سیستم های تبرید کم دمای آبخاری چند مرحله ای مورد استفاده در نیروگاههای الفین انجام داد. نتایج تحلیل انرژی نشان دادند که برگشت ناپذیری های اصلی به خاطر تلفات موجود در سیستم فشرده سازی و نیرو محرکه های مبدل های حرارتی ایجاد می شوند. ماروسوک و همکاران (۲۰۰۸) تحلیل انرژی دستگاههای تبرید جذبی را به روشی جدید انجام دادند.

با این حال، در تحلیل انرژی هیچ اصطلاحی وجود ندارد که بطور مستقیم با انرژی در ارتباط باشد که تنها با تحلیل انرژی اقتصادی تعیین شود. تحلیل های مبتنی بر انرژی فرایند

میعان PRICO، به عنوان مثال، تحلیل های انرژی اقتصادی، و انرژی زیست محیطی، توسط ماروسوک و همکاران (۲۰۱۵) انجام شدند. قربانی و همکاران (۲۰۱۲) تحلیل های انرژی و انرژی اقتصادی را در فرایندهای جداسازی گاز طبیعی انجام دادند. نتایج نشان دادند که این در صد در هزینه های انرژی اقتصادی واحد فشرده سازی افزایش پیدا می کند و در بخش حذف کننده متان بیشتر است. تحلیل انرژی اقتصادی چرخه تبرید صنعتی توسط مهرپویا و همکاران (۲۰۰۹) مورد بررسی قرار گرفت که در آن تاثیر ناکارآمدی اجزاء بر مصرف سوخت نیروگاه، اختلالات داخلی و القایی بررسی شدند. صدیقی و همکاران (۲۰۱۴) تحلیل انرژی اقتصادی در چرخه تبرید را ارائه دادند که در آن اجزای چرخه بر اساس سرمایه اولیه و هزینه های برگشت ناپذیری با هم قیاس شدند. موریرا و مکاران (۲۰۰۵) تحلیل انرژی اقتصادی را برای اثر مضاعف سیستم تبرید جذبی با احتراق مستقیم گاز طبیعی انجام دادند که در آن سرمایه ثابت برای هر سیستم جانبی واحد د نظر قرار گرفته شد. گروسی فرشی و همکاران (۲۰۱۳) تحلیل انرژی اقتصادی را برای اثر مضاعف پیران ترکیبی و اثر مضاعف جریان سیستم ها در مجموعه ها برای مقایسه تاثیر پارامترهای عامل مختلف بر هزینه محصول سرمایه نرخ جریان و هزینه های سیستم ها بطور کل انجام دادند.

تهیه تبرید مورد نیاز برای سرد کردن فرایندهای گاز طبیعی عامل مهمی است که می تواند عملکرد فرایند را بطور قابل ملاحظه ای تحت تاثیر قرار دهد. فرایندهای ادغام مایعات گاز طبیعی (NGL) و گاز طبیعی میعان شده (LNG) یک پروسه موثر است که ممکن است تبرید مورد نیاز را کاهش دهد. فرایندهای گاز طبیعی میعان شده (LNG) به مقدار زیادی انرژی برای تولید LNG نیاز دارند. در این فرایندها، گاز طبیعی مورد استفاده باید تا ۱۶۰ درجه سانتی گراد خنک شود. تنظیمات فرایندهای مختلفی برای کاهش تبرید مورد نیاز پیشنهاد شده اند. مصرف انرژی ویژه (SPE) یا بازده میعان پارامتری است که برای ارزیابی مصرف انرژی فرایند LNG استفاده می شود. این پارامتر به عنوان انرژی مورد نیاز برای تولید ۱ کیلوگرم LNG (کیلووات انرژی/کیلوگرم LNG) تعریف شده است. ارزش SPE از ۰,۲ تا ۰,۶ کیلووات/کیلوگرم LNG متغیر است و برای مقیاس بزرگ فرایندهای میعان ۰,۴ تا ۰,۲۵ خواهد بود. با این حال، افزایش این مقدار باعث کاهش هزینه های عملیاتی نیروگاه می شود اما تنظیمات فرایند و تعداد سایر تجهیزات عامل مهم دیگری است که ممکن است هزینه های سرمایه این نیروگاه را بطور قابل توجهی تحت تاثیر قرار دهد. سیستم های تبرید تجاری LNG بر اساس تنظیمات و سیال عامل تقسیم بندی می شوند. گاز طبیعی اغلب حاوی ذرات

تشکیل دهنده سنگین و همچنین نیتروژن است. با توجه به تاثیر منفی نیتروژن در ارزش گرمایی سوخت، ضروری است تا نیتروژن تا بیش از ۴ درصد غلظت از جریانهای گاز طبیعی حذف شود. فرایندهای میعان مقیاس کوچک گاز طبیعی میعان شده (LNG)، SMR، مبرد نیتروژن منبسط کننده دو مرحله ای و دو فرایند منبسط کننده حلقه باز، با روش تحلیل انرژی بررسی می شوند. معین و همکاران یک مبرد ترکیبی مجزای معمولی (SMR) را با حداقل مصرف انرژی برای تعیین شرایط بهینه بررسی کردند. فرایندهای یک طرفه و بسط دوگانه نیتروژن برای بهبود بهره وری با توجه به به حداقل رسیدن فشرده سازی مصرف انرژی به عنوان هدف آزمایش بررسی و تجزیه و تحلیل شدند. بهره وری فرایند بازیابی NGL با استفاده از روش تحلیلی انرژی بهبود بهینه سازی می شود. دو فرایند تولید گاز مجدد برای بازیابی NGL از LNG مورد بررسی قرار گرفتند. نتایج نشان می دهد که روند ک فشار نسبت به فرایند پر فشار به لحاظ اقتصادی مقرون به صرفه تر است به دلیل اینکه ذخیره TAC بیشتر از ۶,۴٪ است. خان و همکاران تحولات مهم در تکامل دو مبرد مخلوط (DMR) فرایند میعان (NG) گاز طبیعی بهینه سازی آن را به دنبال دارد. نمودارهای مفهومی تکنولوژی pinch برای تجسم فرایند بهینه سازی shaftwork کمپرسور تصویر سازی شده اند. بهینه سازی روبنا برای مسئله سیستم جداکننده به کار برده می شود که شامل واحد ستون تقطیر، مبدل های حرارتی و ادغام گرمایی می شود. فرایند MFC با توجه به استفاده از سه چرخه مبرد مخلوط، هر کدام با ترکیب متفاوت، بهره وری بالایی دارد که حداقل توان شفت کمپرسور را باعث می شود. این اختراع به روشی برای میعان جریان قوی در هیدروکربن ها، توسط تبادل غیرمستقیم گرما با مبردهایی در مدار بسته آبشاری مبردهای ترکیبی مربوط می شود. با توجه به این اختراع، ۳ چرخه مبردهای ترکیبی با هر چرخه استفاده می شود که شامل مبردهای متفاوتی هستند. این سه چرخه برای خنک سازی اولیه، میعان و خنک سازی پیشرفته جریان غنی هیدروکربن به کار برده می شوند. در این مقاله، گزینه هایی برای بهبود فرایند PRICO و کاربرد روشهای مبتنی بر انرژی برای بهینه سازی نیروگاه LNG بررسی می شوند. تاثیر مضاعف سیستم تبرید جذبی مطالعه می شود و تحلیل مقایسه ای بر اساس انرژی برای منابع حرارتی مختلف انجام می شود. ترکیب فرایند مانند فرایند بازیابی NGL است. به عبارت دیگر، ادغام براساس فرایند بازیابی NGL موجود انجام می شود. کاهش انرژی مورد نیاز در سیستم های تبرید همان دلیلی است که ترکیب این دو فرایند مورد بررسی قرار می گیرد. روشهای تجزیه و تحلیل انرژی و انرژی برای ارزیابی فرایندهای گاز طبیعی برو دتی استفاده

می شوند. الگوریتم ژنتیک (GA) نیز برای به حداقل رساندن کل عملکرد مورد نیاز از طریق بهینه سازی بازده متغیر استفاده می شود. نتایج شبیه سازی فرایند نشان می دهند که کل کار به صورت خطی توسط ترکیبات اجزاء تغییر می کند. این فرایند می تواند LNG و NGL را با حداقل مصرف انرژی تولید کند. در این تحقیق، الگوریتم ژنتیک (GA) برای بهینه سازی به کار برده می شود. مایعات گاز طبیعی (NGL) که حاوی اتان و هیدروکربن های سنگین تری هستند، از گاز تغذیه کننده بخاطر ارزش بالای آن تفکیک می شوند. فرایند جذب جدید برای کنترل نقطه شبنم جریان گاز طبیعی تعریف می شود. ترکیب روند جدید برای فرایند NGL با سیستم تبرید خودکار تعریف می شود. بازدهی استفاده از برنامه نویسی متوالی درجه دوم (SQP) برای بهینه سازی فرایند PRICO برای تولید LNG بررسی می شود. خروجی های این فرایند عبارتند از: NGL و گاز باقی مانده. ستون تقطیر، ستون حذف متان، برای رسیدن به بازیابی اتان مورد نظر به کار برده می شود. گاز باقی مانده به خط لوله گاز برا انتقال و توزیع تزریق می شود. بهینه سازی تجمع ذرات و تکنیک های برنامه نویسی غیر خطی برای بهینه سازی پارامترهای چرخه های مبرد ترکیبی به کار برده می شوند. نتیجه این شد که بهینه سازی تجمع ذرات بهتر از تکنیکهای بهینه سازی NLP برای محاسبه مقادیر متغیرهای بهینه سازی عمل می کند. روش سیستماتیک مبتنی بر ترکیب روشهای ریاضی و دیدگاههای ترمودینامیکی برای کسب طراحی ترکیب بهینه از طریق تکنیک های برنامه نویسی غیرخطی به کار برده شد. بهینه سازی و تجزیه و تحلیل حساسیت مقرون به صرفه نیز برای چرخه تبرید به کار بدیده شدند. روش گروه هیبریدی اجرای داده ها (GMDH) در راستای رابطه بین نرم افزار Aspen HYSYS و MATLAB، بهینه سازی شده با الگوریتم ژنتیک (GA) برای به دست آوردن همبستگی چند جمله ای موثر به منظور ارزیابی انرژی مصرفی بهینه برای دو چرخه آبشاری استفاده شد. pinch ترکیبی و تحلیل انرژی برای چرخه تبرید در فرایند بازیابی NGL استفاده شد. بازدهی فرایند بازیابی NGL با استفاده از روش تجزیه و تحلیل انرژی بهینه سازی شد. دو فرایند تولید مجدد گاز برای بازیابی NGL از LNG بررسی شدند. ترکیب فرایند ادغامی جدیدی برای NGL/LNG با استفاده از دو چرخه تبرید ترکیبی برای تهیه تبرید مورد نیاز به منظور تولید NGL و LNG بسط داده شد. فرایند MFC از چند دیدگاه مورد بررسی قرار گرفت. بررسی درجه آزادی روند MFC و نحوه تنظیم متغیرهای کلیدی برای رسیدن به عملکرد حالت پایدار انجام گرفت. مافی و همکاران به منور دست یافتن به پارامترهای بهینه چرخه برودتی از مسئله بهینه سازی ریاضی به عنوان یک

فرمول مدل برنامه نویسی غیر خطی استفاده کردند. روش طراحی سیستماتیک برای چرخه خنک سازی مبرد چند مولفه ای بر اساس ترکیبی از دیدگاههای ریاضی و ترمودینامیکی استفاده شد. کاهش تبرید مورد نیاز در مقابل سطح بازیافت اتان در طراحی و بهینه سازی فرایندهای بازیافت هیدروکربن در نظر گرفته میشود. در حال حاضر تکنولوژیهای موجود از جمله تکنولوژیهای واحد حذف نیتروژن و تحولات آتی مورد بررسی قرار گرفتند. کاهش مقتضیات فشرده سازی محصول توسط سیستم متشکل از ستون اضافه کننده واحد حذف نیتروژن به دست می آید که در آن بخش قاب توجهی از تغذیه واحد حذف نیتروژن در فرایند افزایشی فراهم می شود. سیستم ادغامی بهینه سازی شده گاز طبیعی مایع با واحد حذف نیتروژن تعریف می شود. در این ترکیب، یک چرخه تبرید آبشاری برای واحد حذف نیتروژن به کار برده می شود و برخی از بخشهای نیتروژن تفکیک شده به عنوان مبرد برای حذف نیتروژن از جریان گازی استفاده می شوند. طبق (۳۶) یک سیستم نیتروژنی برای فشاری در حدود ۱,۵۲ مگاپاسکال فشرده می شود و سپس توسط یک مبدل حرارتی با استفاده از LNG تبخیر شده تغلیظ می شود. از آنجا که تمام نیتروژن گازی در برابر گاز طبیعی گرما داده شده قبل از فشرده سازی از قبل خنک نمی شود، مقدار انرژی ورود نیاز برای کمپرسور نیتروژنی بالا است. سیستم NGL با استفاده از یک واحد حذف نیتروژن بهینه شده می تواند نیتروژن را بطور نسبی از جریان گازی طبیعی گرم شده حذف کند.

قربانی و همکاران از راه حل دقیقی برای بهینه سازی ستون تقطیر تفکیک شده از محتوایی فرایند با استفاده از الگوریتم ژنتیک و روش شبیه سازی آنیلینگ استفاده کردند. حسن زاده و همکاران اهمیت توالی گرمایشی و خنک کننده و هزینه کل سیستم جداکننده را بررسی کردند. قربانی و همکاران اگزورژی و روش pinch-اگزورژی ترکیبی استفاده کردند که روشی مفید برای فرایند بهینه سازی همراه با گرمادهی و عملکرد شفت در پالایشگاه گاز و NGL می باشد.

واحد حذف نیتروژن برای تولید LNG با استفاده از چرخه حذف اختصاصی در نظر گرفته می شود. علاوه بر این، فرایند حذف نیتروژن ترکیبی برای تولید LNG با استفاده از جداکننده منبع گاز واسطه اجرا می شود. حذف نیتروژن ترکیبی در تولید LNG نیز با استفاده از پمپ گرمایشی تبریدی بررسی شد. سیستمی برای حذف نیتروژن و تولید متان پرفشار از گاز طبیعی استفاده شد. فرایند تولید NGL در رابطه با واحد حذف نیتروژن از گاز طبیعی تعریف شد.

نتایج نشان می دهند که تبرید مورد نیاز ممکن است آب استفاده از بازیافت NGL و فرآیندهای حذف نیتروژن کاهش یابد.

این تقاضای بالا برای صرفه جویی در انرژی به توسعه تکنیک های مختلفی بر اساس قانون دوم ترمودینامیک و به ویژه مفهوم انرژی منجر شده است. هدف از تحلیل انرژی معمولاً تعیین حداکثر عملکرد سیستم و شناسایی اجزای آن با بیشترین تخریب انرژی می باشد. اتلاف انرژی مقیاسی صریح و قابل اجرا را برای فرایند ناکارآمد فراهم می کند. تجزیه و تحلیل یک نیروگاه پیچیده، نتایج برگشت ناپذیری کل نیروگاه در بین اجزای نیروگاه توزیع می شوند. قربانی و همکاران توالی تقطیر را در نیروگاه الفین برای کاهش مصرف برق بهینه ساز کردند. قربانی و همکاران از شبکه عصبی مصنوعی و الگوریتم ژنتیک برای مدلسازی و بهینه سازی در صنعت نفت و گاز استفاده کردند. قربانی و همکاران یک NGL-LNG ادغامی را با حذف نیتروژن با استفاده از چرخه تبرید C3MR ارائه دادند. این چرخه تعریف شده نشان می دهد که ادغام با توجه به تجهیزات کاهش می یابد و بهره وری افزایش پیدا می کند.

فصل ۳: شبیه سازی فرآیند

۱-۳- معرفی

تأثیر بازیافت گرمای منابع زباله راه مهمی در بهبود تأثیر انرژی مورد استفاده می باشد. مخصوصاً ابزار دمای متوسط و پایین گرمای حاصل از منابع زباله به طور گسترده ای شناخته شده است. در هر صورت فرآیند تولید صنعتی در نزدیکی مصرف کنندگان پاسخگوی تقاضای گرما نمی باشد و باعث این واقعیت است که مقداری از منابع گرمای زباله ها نمی تواند به طور کامل مورد استفاده قرار گیرد که منجر به هدر رفتن مقدار زیادی گرما می گردد در صورتی که این گرمای اتلافی می تواند به برق تبدیل شود. البته این نمی تواند به تنهایی از نظر فنی پشتیبانی مهمی برای حفاظت از انرژی و حفاظت از محیط زیست ارائه دهد. اما مزایای اقتصادی بیشتری برای صنعت دارد. در حال حاضر روی امر بهره برداری دمای پایین یا متوسط حاصل از گرمای زباله های منزل و خارج از آن تمرکز داریم. در میان آنها سیکل رنکین (ORC) و سیستم سیکل کالینا (KCS) دو تکنولوژی قابل توجه هستند چرخه کالینایی از دو تکنولوژی مهم می باشد. که در استفاده از ارگانیزم با نقطه جوش نسبی پایین سوخت می تواند در دماهای پایین حاصل از گرمای زباله ها باشد. که این موضوع می تواند گرمای اتلافی درجه پایین را به برق درجه بالا بدون استفاده از سوختهای فسیلی دیگر تبدیل کند.

این یک راه تأثیرگذار برای بهبود بهره وری انرژی و کاهش آلودگی محیط زیست باشد. طی یک بازنگری سیکل ORC با گرمای درجه پایین گاز سوخت آگروز از ترکیب گاز-بخار سیکل انرژی واحد تولیدی و همچنین انرژی تبرید گاز طبیعی مایه شده (LNG) و تأثیر کلیدهای طراحی پارامترها از دید دو گانه ترمودینامیک و اقتصادی با هزینه تولید برق خالص (cpp) و بهینه سازی پارامترها با حداقل cpp بدست آمده را مورد بررسی قرار دهد.

به طور مثال ترکیب سیکل برق شامل سیکل رنکین قابل استفاده در منبع گرما درجه پایین با پروپان به عنوان سوخت و یک سیکل با گاز طبیعی به طور مستقیم براساس انرژی سرد LNG گسترش می یابد این فاکتور تأثیرگذار روی کارایی هایی کشف شده در بازسازی سیکل انرژی برای بهبود بهره وری استفاده شده بازیابی چرخه انرژی از منبع گرمای درجه پایین مورد استفاده قرار گرفت یک سیکل انرژی ترکیبی که در آن دمای پایین گرمای اتلافی می تواند به طور موثر و انرژی سرد از LNG می تواند به طور کامل مورد استفاده قرار گیرد و بهینه سازی پارامترهای مختلف با استفاده از الگوریتم های تکاملی دیفرانسیل تحت مجموعه ای محدود از محدودیتها

محاسبه شده سیکل ترکیبی ORC که برای موتورهای دوگانه سوز، جهت بهبود جلوگیری از انتشار گازهای گلخانه ای طراحی شده است. بهینه سازی سیستم نشان می دهد که n پتان و R125 به عنوان سوخت در پیش گرم کننده در سیراتور باعث افزایش حداکثر خروجی شبکه می گردد. پژوهش در مورد انرژی سرد LNG و اتلاف گرما از پسماند صنعتی در دمای پایین تر از 260°C انجام گرفته است.

آنها یافتند که گرمای Exchanger باید به سیکل پیشنهادی اضافه شود و از انتقال حرارت ناکافی در فشار بالا برای کنوانسور اجتناب گردد.

در سیکل ORC بالا از LNG به عنوان منبع سرد جهت بازیافت حرارت کم از گرمای اتلافی استفاده شده است.

با این حال اطلاعات دقیق در مورد بازیابی حرارت متوسط گرمای اتلافی و ترکیب با انواع دیگر سیکل ها وجود ندارد.

۲-۳- آنالیز سیستم

به منظور دستیابی به یک ماشین بهتر بین منحنی گاز سازی LNG و منحنی کارکرد تراکم سازی سوخت برای تراکم سوخت در دمای پایین کار شده است.

زمانی که فشار تراکم سازی پایین تر از فشار اتمسفر باشد باید تجهیزات خلاء به سیستم اضافه شود که عملیات را پیچیده می کند از این رو فشار تراکم سازی هنگام عملکرد سوخت باید به طور کلی میکرو مثبت گردد.

دمای کندانس نشان می دهد عملکرد مشترک سوخت در فشار میکرو مثبت است. که می توان در جدول (۱-۳) آن را دید. عملکرد سوخت R1150 نیاز سیکل ORC را برطرف می سازد.

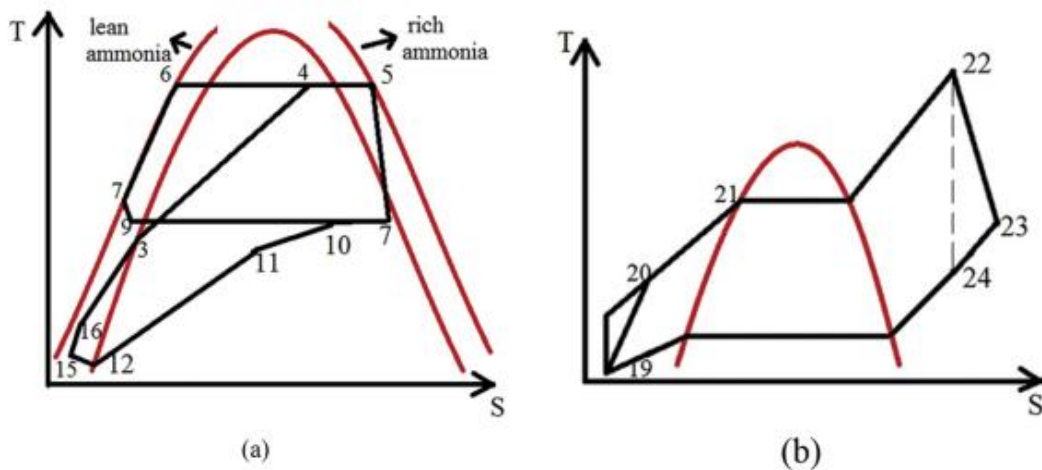
جدول (۱-۳) اطلاعات دمای تراکم سوختها در فشار میکرو مثبت

R 152a	R 134a	R 290	R 143a	R 1270	R 32	R170	R 1150	Item
-22.7	-24.3	-40.3	-45.4	-46.2	-50.1	-87.2	- 102.7	Condensation temperature / $^{\circ}\text{C}$

۱-۲-۳- معرفی سیستم

در این مقاله، ترکیب سیستم (KCS/ORC) که شامل KCS و ORC و سیکل LNG است آنالیز می شود و دیاگرام شماتیک از سیستم در تصویر (۱-۳) نشان داده شده است، در KCS-34 محلول پایه در خروجی کندانسور ۱ (ایستگاه ۱۲) بوسیله پمپ ۱ فشار بالا و تقویت شده است (ایستگاه ۱۵) سپس در ورودی رسیپراتور دما پایین، محلول گرم آمونیاک غلیظ را جذب کنید (ایستگاه ۱۶) بعد از آن در ورودی رسیپراتور دما بالا، محلول آمونیاک رقیق با گرمای اتلافی را جذب کنید. (ایستگاه ۳) در بخارساز محلول پایه به همراه گرما دو فاز شده (ایستگاه ۴) و گاز به صورت sofc از اگزوز منتشر می گردد. در ستون تقطیر محلول دو فاز به بخار اشباع آمونیاک غلیظ (ایستگاه ۵) و مایع اشباع آمونیاک رقیق جداسازی می گردد (ایستگاه ۶) بخار اشباع آمونیاک غلیظ در توربین ۱ بسط داده شده و به مخلوط فشار پایین تبدیل می شود. (ایستگاه ۷) سپس مایع اشباع آمونیاک رقیق گرم در محلول پایه منتشر می گردد. (ایستگاه ۸) در یچه گاز را فشار دهید تا فشار آن کاهش یابد. (ایستگاه ۹) محلول دو فاز (ایستگاه ۱۰) به عنوان منبع گرما در رسیپراتور دما پایین استفاده و در میکسر میکس می شود. در نهایت محلول اشباع (ایستگاه ۱۱) بوسیله LNG در CD1 سرد می شود. دیاگرام T-S برای kCS-34 در تصویر (۲-۳) نشان داده شده است.

در ORC سوخت R1150 در پمپ ۲ کمپرس شده و از مایع اشباع به مایع تبدیل می شود (ایستگاه ۲۰) سوخت پیش گرم در رسیپراتور با گرمای اتلافی تولید شده بوسیله انبساط سوخت از توربین ۲ (ایستگاه ۲۱) و سپس گرم شده و به حالت بخار در بخارساز تبدیل می شود (ایستگاه ۲۲) انرژی مکانیکی در گستره ی این فرآیند تولید می شود (ایستگاه ۲۳) سپس گرما در رسیپراتور تغییر می کند (ایستگاه ۲۶) سوخت بوسیله LNG در ایستگاه ۱۹ بعد از ورودی کندانسور ۲ به حالت مایع کندانس شده و در نهایت به پمپ ۲ باز میگردد. دیاگرام T-S از ORC در تصویر (۲-۳) نشان داده شده است.



شکل ۳-۲) نمودار T-S سیستم های (a: KCS-34) و (b: ORC)

در سیکل LNG، مایع اشباع LNG (ایستگاه ۱۷) تحت فشار در پمپ LNG با مایع کمپرس می شود (ایستگاه ۱۸) سپس گرم شده و به ترتیب در CD1 و CD2 تبخیر می شود (ایستگاه ۱۴)

انرژی مکانیکی تولید شده در توربین ۳ ناشی از فرآیند انبساط می باشد (ایستگاه ۲۸) درحالی که انرژی سرد توسط تراکم Co2 در CD3 بعد از ورودی توربین ۳ منتشر می گردد. LNG گرم شده در اتاق دما (بویلر) با خط لوله گاز ارسال می گردد (ایستگاه ۲۹) مکمل گاز اگزوز در دمای پایین بعد از دو مرحله در بخارساز به حالت گاز اشباع شده و به دو جریان در Tee تقسیم می شود (ایستگاه ۳۰) و بقیه به فشار بالا و دمای بالا بوسیله کمپرسور CO2 به مایع اشباع کندانس می شود.

۳-۳- مدل محاسباتی

در این مطالعه مقادیر ترمودینامیکی استفاده شده است. مدل های محاسباتی بر طبق قانون اول و دوم ترمودینامیک می باشد.

انتشار گرما NH3.H2O در بخار ساز ۱ به صورت زیر محاسبه می گردد:

$$Q_{in-KCS} = Q_{Evap1} = m_h C_{Ph} (t_{h1} - t_{h2}) = m (h_4 - h_3) \quad (1)$$

جاییکه m_h و m برای جریان جرمی در منابع گرما و $\text{NH}_3.\text{H}_2\text{O}$ مشخص باشد به ترتیب C_{ph} گرمای ویژه منبع حرارت t_{h1} و t_{h2} ورودی و خروجی دما در تبخیر کننده ۱ به ترتیب :

در خروجی توربین ۱

$$W_{T1} = m (h_5 - h_7) \quad (2)$$

انرژی مصرفی بوسیله پمپ ۱

$$W_{P1} = m (h_{15} - h_{12}) \quad (3)$$

معادله موازنه برای رسپراتور در KCS-34

$$m_{10} (h_{10} - h_{11}) = m_{16} (h_{16} - h_{15}) \quad (4)$$

$$m_6 (h_6 - h_8) = m_3 (h_3 - h_{16}) \quad (5)$$

تخلیه گرما از $\text{NH}_3.\text{H}_2\text{O}$ به LNG در کندانسور ۱ :

$$Q_{CD1} = m_{LNG} (h_{14} - h_{13}) = m (h_{11} - h_{12}) \quad (6)$$

جاییکه m_{LNG} جریان جرمی LNG را نشان می دهد.

انتشار گرما به R1150 در بخارساز ۲ به صورت زیر محاسبه می شود:

$$Q_{in-ORC} = Q_{Evap2} = m_h C_{ph} (t_{h2} - t_{h25}) = G (h_{22} - h_{21}) \quad (7)$$

جاییکه G جریان جرمی R1150، t_{h2} و t_{h25} برای دمای ورودی و خروجی از منبع گرما در بخارساز ۲ به ترتیب ،

انرژی ورودی در توربین ۲ :

$$W_{T2} = G (h_{22} - h_{23}) \quad (8)$$

انرژی مصرفی توسط پمپ ۲ و پمپ LNG

$$W_{P2} = G (h_{20} - h_{19}) \quad (9)$$

$$W_{P-LNG} = m_{LNG} (h_{18} - h_{17}) \quad (10)$$

معادله موازنه حرارت برای رسپراتور در ORC :

$$G_{23} (h_{23} - h_{24}) = G_{21} (h_{21} - h_{20}) \quad (11)$$

تخلیه گرما از R1150 به LNG در کندانسور ۲:

$$Q_{CD2} = m_{LNG} (h_{13} - h_{18}) = G (h_{24} - h_{19}) \quad (12)$$

خروجی انرژی توربین ۳:

$$W_{T3} = m_{LNG} (h_{14} - h_{18}) \quad (13)$$

تخلیه گرما از اگزوز LNG در کندانسور ۳:

$$Q_{CD3} = m_{LNG} (h_{29} - h_{28}) = m_h (h_{27} - h_{31}) \quad (14)$$

انرژی مصرفی کمپرسور:

$$W_{Compressor.CO2} = m_h (h_{27} - h_{26}) \quad (15)$$

منبع گرما مشخص Q_t توسط درجه حرارت t_0 به صورت زیر تعیین می شود:

$$Q_t = m_h C_{ph} (t_{h1} - t_0) \quad (16)$$

انرژی خروجی کل سیستم:

$$W_{net} = \sum W_T - \sum W_P \quad (17)$$

بازده حرارتی η_{th} و بازده بازیابی انرژی η_0 بصورت زیر داده شده:

$$\eta_{th} = W_{net} / Q_{in} \quad (18)$$

$$\eta_0 = W_{net} / Q_t \quad (19)$$

مقدار جذب CO2 در طول فرایند گاز سازی LNG، درواقع مقدار جذب CO2 داده شده

تقسیم بر مقدار مصرف انرژی در سیستم کلی می باشد. که به این صورت میتوان نوشت:

$$\alpha = m_{27} / m_{LNG} \quad (20)$$

مقدار جذب CO2 در کل سیستم:

$$q = m_{27} / m_{CO2} \quad (21)$$

اگزرژی شامل اگزرژی فیزیکی و اگزرژی شیمیایی که شاخص ارزیابی اتلاف غیرقابل برگشت

سیستم بر پایه قانون دوم ترمودینامیک است. از آنجایی که هیچ واکنش شیمیایی در این مدل

وجود ندارد تنها میتوان اگزرژی فیزیکی را تجزیه و تحلیل نمود، حالت پایدار به صورت زیر تعریف می شود :

$$E_i = m_i (h_i - h_0) - T_0 (S_i - S_0) \quad (22)$$

اگزرژی بوسیله گاز خروجی و انرژی سرد LNG بصورت زیر تعریف می شود :

$$E_{\text{exhaust gas}} = m_h (h_1 - h_0) - T_0 (S_1 - S_0) \quad (23)$$

$$E_{LNG} = m_{LNG} (h_{17} - h_0) - T_0 (S_{17} - S_0) \quad (24)$$

در جائیکه شاخص های "0" نشان داده شده است حالت در دمای محیط $T_0 = 298.15 \text{ K}$ می باشد، h_0 و S_0 به ترتیب آنالپی و انتروپی حالت مرجع را نشان می دهند .

$$I_{\text{Evap1}} = E_3 + E_1 - E_4 - E_2 \quad (25)$$

$$I_{\text{Evap2}} = E_2 + E_{21} - E_{25} - E_{22} \quad (26)$$

جهت رسپراتور :

$$I_{LT-Re} = E_{10} + E_{15} - E_{11} - E_{16} \quad (27)$$

$$I_{HT-Re} = E_6 + E_{16} - E_3 - E_8 \quad (28)$$

$$I_{Re} = E_{23} + E_{20} - E_{21} - E_{24} \quad (29)$$

جهت توربین :

$$I_{T1} = E_5 - W_{T1} - E_7 \quad (30)$$

$$I_{T2} = E_{22} - W_{T2} - E_{23} \quad (31)$$

$$I_{T3} = E_{14} - W_{T3} - E_{28} \quad (32)$$

جهت پمپ :

$$I_{P1} = E_{12} + W_{P1} - E_{15} \quad (33)$$

$$I_{P2} = E_{19} + W_{P2} - E_{20} \quad (34)$$

$$I_{P-LNG} = E_{17} + W_P - E_{18} \quad (35)$$

جهت کندانسور:

$$I_{CD1} = E_{11} + E_{13} - E_{12} - E_{14} \quad (36)$$

$$I_{CD2} = E_{18} + E_{24} - E_{13} - E_{19} \quad (37)$$

$$I_{CD3} = E_{27} + E_{28} - E_{29} - E_{31} \quad (38)$$

جهت سپراتور :

$$I_{Sep} = E_4 - E_5 - E_6 \quad (39)$$

جهت شیر فلکه :

$$I_{Valve} = E_8 - E_9 \quad (40)$$

جهت میکسر :

$$I_{Mix} = E_7 + E_9 - E_{10} \quad (41)$$

جهت مسیر بازیابی :

$$I_{Tee} = E_{25} + E_{30} - E_{26} \quad (42)$$

جهت کمپرسور CO₂ :

$$I_{Compressor.CO2} = E_{26} - W_{T3} - E_{27} \quad (43)$$

از این رو بازده اتلاف انرژی هر مولفه η_{ex-i} و بازده بازیابی انرژی سرد η_{cold} به ترتیب به صورت زیر است :

$$\eta_{ex-i} = \Delta E_i / E_{pay} \quad (44)$$

$$\eta_{cold} = W_{net} / (E_{in} - E_{out}) \quad (45)$$

جائیکه E_{in} و E_{out} به ترتیب ورودی و خروجی انرژی از LNG می باشد .

بازده انرژی در سیستم کلی :

$$\eta_{ex} = (W_{net} + E_{CO2}) / (E_{exhaust\ gas} + E_{LNG}) \quad (45)$$

فرضیات این مدل به صورت زیر است :

۱. LNG متان خالص به صورت مایع اشباع تحت فشار محیط در ورودی پمپ فرض شده است.

۲. تمامی فرآیندها پایدار هستند .

۳. افت فشار هر جزء نادیده گرفته شده است.

۴. از انتقال گرما بین محیط و سیستم چشم پوشی می شود.

۵. گاز اکزوز CO₂ خالص فرض شده است.
۶. بازده آیزنتروپیک توربین، پمپ و کمپرسور CO₂ ثابت فرض شده است.

۴-۳- بحث و نتیجه گیری از شبیه سازی فرایند

در مطالعه قبل نشان داده شد که KCS بازده حرارتی بهتری نسبت به ORC در دماهای بالا ($>400^{\circ}\text{C}$) دارد، اما برای دماهای پایین ($<200^{\circ}\text{C}$) تحقیقات نظرات متفاوتی برای بازده حرارتی در KCS و ORC وجود دارد.

در این مقاله در حرارت متوسط گرمای اتلافی منتشر شده بوسیله ورود sofc به داخل KCS و سپس در حرارت پایین گرمای اتلافی در ORC استفاده می شود.

اطلاعات ترمودینامیکی در همه ی سوخته های مصرفی بوسیله نرم افزار Aspen hysys محاسبه می گردد. شرایط پایه شبیه سازی در جدول (۲-۳) گزارش داده شده است. لیست شرایط شبیه سازی در سیستم پیشنهاد شده است. پارامترهای ترمودینامیکی در نقاطی از KCS و ORC نشان داده شده است.

جدول (۳-۲) شرایط پایه ای شبیه سازی

Item	Value
Exhaust gas inlet temperature/K	741.15
Exhaust gas inlet pressure/kPa	110
Mass flow rate of Exhaust gas/kg. h^{-1}	10.000
Ambient temperature/K	298.15
Ambient pressure/kPa	101.325
LNG inlet temperature/ $^{\circ}C$	-162
LNG pressure/kPa	110
Mass flow rate of LNG/kg. h^{-1}	5000
LNG outlet temperature/ $^{\circ}C$	20
Exhaust gas inlet temperature of ORC/K	423.15
Exhaust gas outlet pressure of ORC/kPa	110
The pressure of R1150/kPa	5000
Mass flow rate of R1150/kg. h^{-1}	2000
Isentropic efficiency of compressor	0.80
Isentropic efficiency of pump	0.75
Isentropic efficiency of turbine	0.75

۳-۴-۱- تجزیه و تحلیل سیستم سیکل کالینا

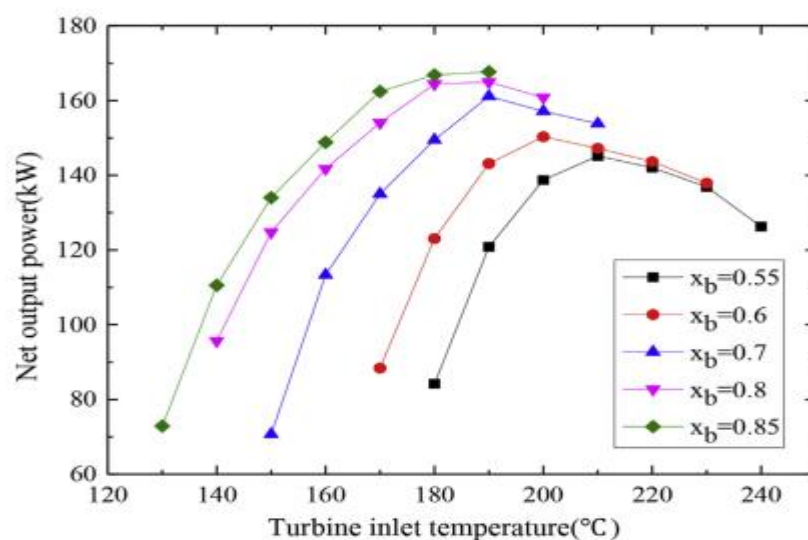
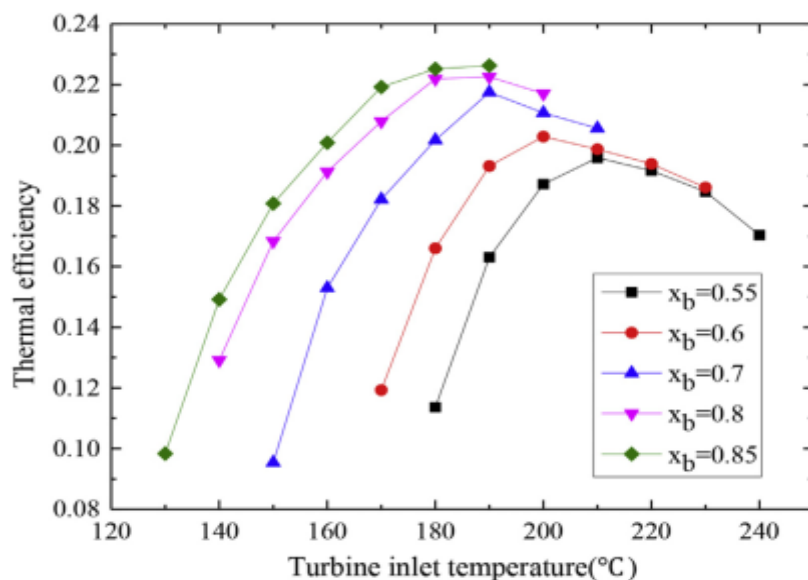
شکل (۳-۳) و شکل (۴-۳) تغییرات انرژی خروجی شبکه و بازده حرارتی با دمای ورودی توربین در کسر جرمی های مختلف NH_3 برای KCS-34 به ترتیب نشان داده شده، می توان در شکل (۳-۳) و (۴-۳) دید که دمای ورودی توربین ثابت است. انرژی خروجی شبکه و بازده حرارتی افزایش یافته و سپس با افزایش دمای ورودی توربین کاهش می یابد. چون با افزایش دمای ورودی توربین جریان جرمی محلول پایه آمونیاک بدلیل اجتناب از خروج درجه حرارت در بازسازی کننده کاهش می یابد. در دست دیگر دما بالاتر از محدوده آنتالپی در بخار غلیظ آمونیاک می باشد وقتی که دمای ورودی توربین کمتر از $190^{\circ}C$ در جریان جرمی از بخار غلیظ آمونیاک بزرگتر از آنتالپی توربین ۱ افزایش می یابد. بنابراین انرژی خروجی افزایش می یابد، وقتی که دمای ورودی توربین بیشتر از $190^{\circ}C$ باشد تاثیر کاهش جریان جرمی بیشتر از کاهش جریان بخار غلیظ آمونیاک است. بدین ترتیب انرژی خروجی شبکه کاهش می یابد طوری که گرمای کل ورودی سیستم تغییر نمی کند.

جدول (۳-۳) پارامترهای ترمودینامیکی برای هر قسمت از KCS

$m/kg \cdot h^{-1}$	s/kJ $(kg \cdot K)^{-1}$	$h/ kJ \cdot kg^{-1}$	p/kPa	$t/^{\circ}C$	Working fluid	State
10.0000	4.804	-8501	110	468	Exhaust gas	1
10.0000	4.221	-8834	110	150	Exhaust gas	2
2400	5.262	-5548	8000	76.5	NH3.H20	3
2400	8.625	-4161	8000	190	NH3.H21	4
2337	8.699	-4003	8000	190	NH3.H22	5
62.72	5.887	-10050	8000	190	NH3.H23	6
2337	8.951	-4276	800	91.98	NH3.H24	7
62.72	4.503	-10620	8000	80	NH3.H25	8
62.72	4.539	-10620	800	66.34	NH3.H26	9
2400	8.837	-4442	800	91.18	NH3.H27	10
2400	8.118	-4695	800	65.9	NH3.H28	11
2400	4.421	-5830	800	20	NH3.H29	12
5000	6.217	-5372	3000	-109.3	LNG	13
5000	9.143	-4828	3000	-25.95	LNG	14
2400	4.43	-5815	8000	21.85	NH3.H30	15
2400	5.22	-5562	8000	73.69	NH3.H31	16

جدول (۳-۴) پارامترهای ترمودینامیکی برای هر قسمت از ORC

$m/kg. h^{-1}$	$\frac{s}{kj} (kg.k)^{-1}$	$h/ kj.kg^{-1}$	p/kPa	$t/^{\circ}C$	Working fluid	State
5000	4.749	-5580	110	-162	LNG	17
5000	4.777	-5571	3000	-160.4	LNG	18
2000	-0.8398	314.5	110	-103	R1150	19
2000	-0.819	326	5000	-99.61	R1151	20
2000	-0.4056	405	5000	-63.97	R1152	21
2000	2.073	1128	5000	145	R1153	22
2000	2.432	891.3	110	-21.76	R1154	23
2000	2.073	812.2	110	-83.27	R1155	24
10.0000	3.794	-8979	110	-9.783	Exhaust gas	25
3000	3.794	-8979	110	-9.783	Exhaust gas	26
3000	3.898	-8793	1000	196	Exhaust gas	27
5000	9.685	-5021	110	-139.9	LNG	28
5000	11.36	-4681	110	20	LNG	29
7000	3.794	-8979	110	-9.783	Exhaust gas	30
3000	1.771	-9360	1000	-46.87	Exhaust gas	31



شکل ۳-۳) تغییر راندمان حرارتی با دمای ورودی توربین در جرم های مختلف آمونیاک برای KCS-34

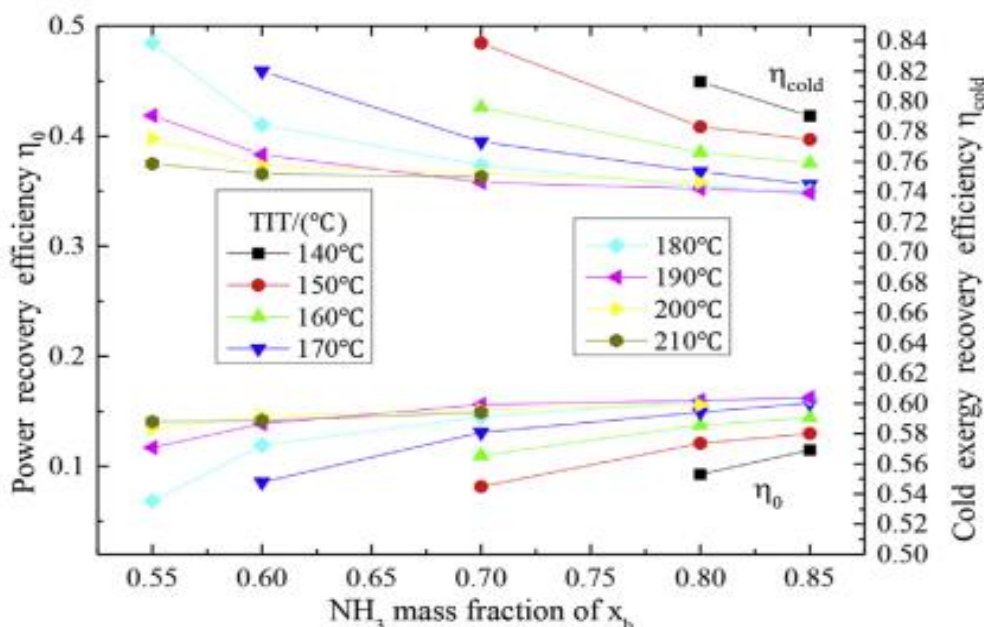
شکل ۳-۴) تغییر قدرت خالص خروجی با دمای ورودی توربین در جرم های مختلف NH3 برای KCS-34

جذب گرما در بخارساز ۱ افزایش یافته دمای ورودی توربین افزایش یافته. اما افزایش کار توربین بزرگتر از افزایش در جذب گرما است که منجر به افزایش بازده حرارتی می شود. وقتی که دمای ورودی توربین بیشتر از 190°C باشد. جذب گرما رو به افزایش اما برق ژنراتور بوسیله توربین ۱ کاهش می یابد بنابراین بازده حرارتی کاهش می یابد. این نشان می دهد در خروجی یک مقدار ماکسیمم $w_{net-kcs} = 167.694 \text{ kw}$ و $x_b =$

$\eta_{th} - 22.6\%$ با 0.85^- می باشد. در همین حال دمای ورودی بهینه توربین

$TIT_{opt-kcs} = 190^\circ\text{C}$ بازده ماکسیمم $W_{Net-kcs}$ و η_{th-kcs} تعریف شده است.

تصویره تغییرات بازده انرژی و بازده بازیابی سرد انرژی با جریانهای جرمی متغیر برای KCS-34 توضیح می دهد. این نشان می دهد که کوچکترین جریان جرمی آمونیاک کمتر از بازده انرژی و بالاتر از بازده انرژی بازیابی سرد است. با کاهش جریان جرمی آمونیاک دمای گازرسانی LNG کاهش می یابد. اما کاهش انرژی سرد LNG بزرگتر از انرژی خروجی شبکه می باشد. نقطه بالاتر در سمت چپ با حداقل مقدار پایه متمرکز و $TIT = 180^\circ\text{C}$ برای مقدار بهینه بازده بازیابی انرژی سرد $\eta_{cold-kcs} = 84\%$ *ie.* می ماند.

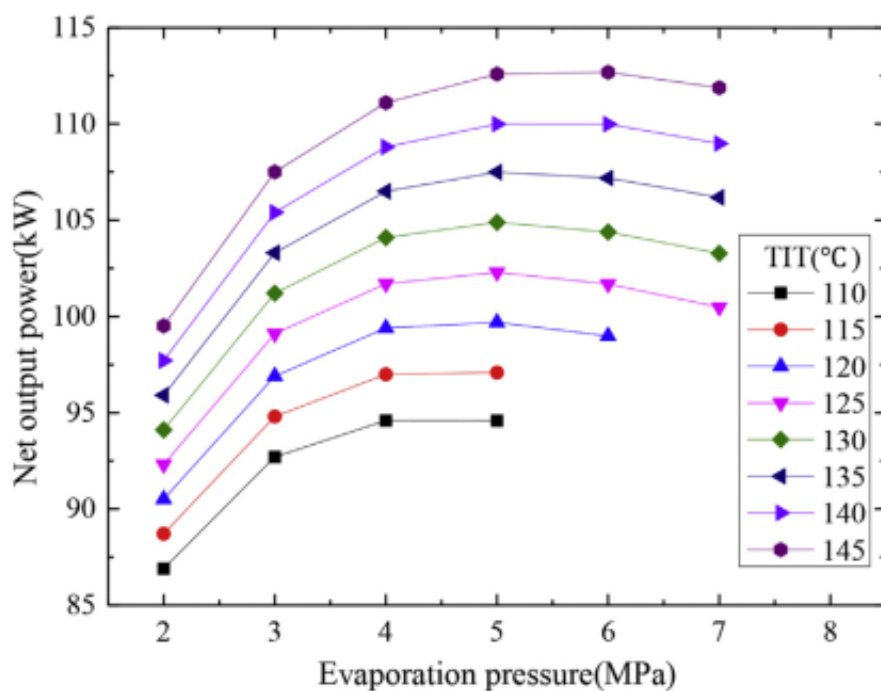


۳-۵ تغییر بهره وری بازیابی انرژی و بازده بازیابی انرژی سرد با کسرهای مختلف NH3 متفاوت برای KCS-34

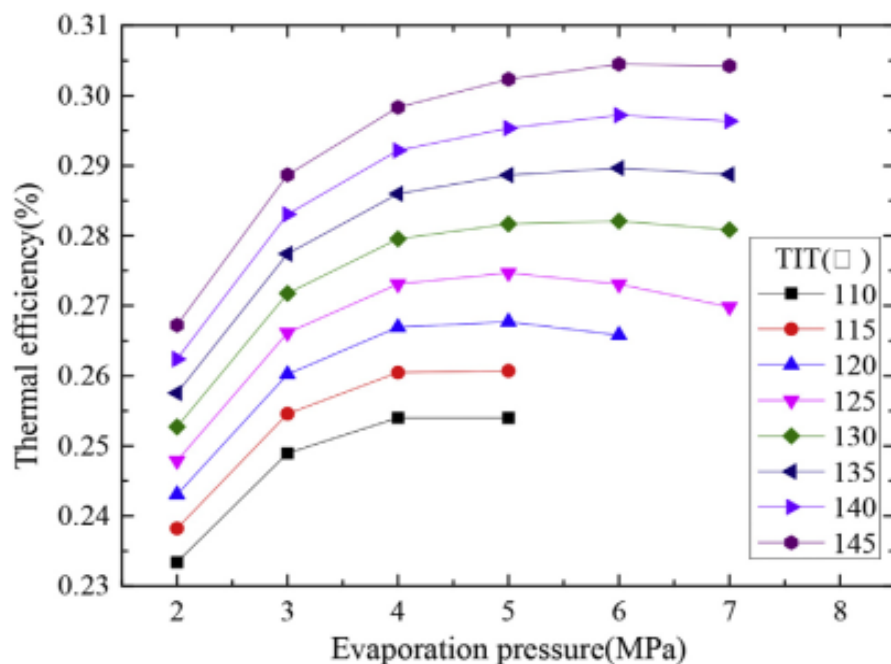
بازده بازیابی انرژی نماینده بازیابی انرژی از توانایی گرمایی منبع می باشد. توانایی گرمایی سیکل ثابت است. بنابراین بازده تنها مربوط به خروجی برق شبکه است پایین ترین نقطه سمت چپ با حداقل مقدار تمرکز اصلی و $TIT = 180^\circ\text{C}$ برای مقدار بهینه بازده بازیابی برق $\eta_0 = 7\%$ می ماند.

۲-۴-۳- آنالیز سیکل رنکین ارگانیک

شکل (۳-۶) و شکل (۷-۳) تغییرات خروجی انرژی شبکه و بازده حرارتی با فشار بخار سازی در دمای ورودی متغیر توربین برای ORC را به ترتیب نشان می دهد. انرژی خروجی شبکه و بازده حرارتی نشاندهنده تغییرات یا بالا آمدن فشار بخار می باشد. بازده حرارتی که مربوط به انرژی خروجی شبکه و جذب گرما از سیکل است. وقتی که فشار بخار کمتر از 2.8 MPa مقدار نسبی انرژی بیشتر از افزایش جذب گرما در ORC افزایش می یابد بنابراین بازده حرارتی سیکل می شکند.



شکل (۳-۶) تغییر انرژی خالص خروجی با فشار بخار در دمای ورودی مختلف توربین برای ORC



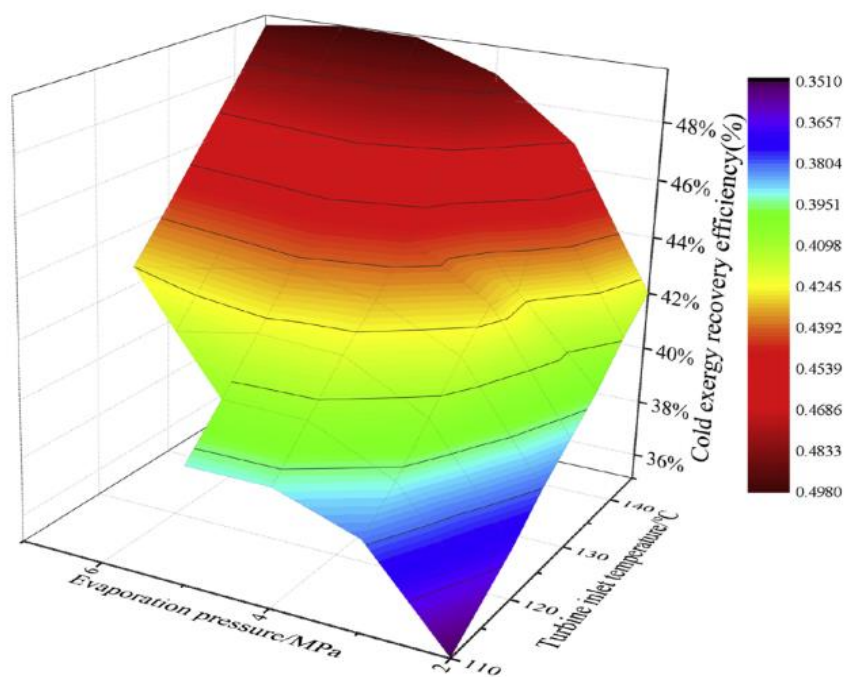
شکل ۳-۷) تغییر راندمان حرارتی با فشار بخار در دماهای مختلف ورودی توربین برای ORC

در خلاف افزایش جذب گرما بزرگتر از افزایش انرژی است پس بنابراین بازده حرارتی کاهش می یابد. وقتی فشار بخار ثابت است دمای ورودی توربین بزرگتر از افزایش انرژی خروجی شبکه و بازده حرارتی است.

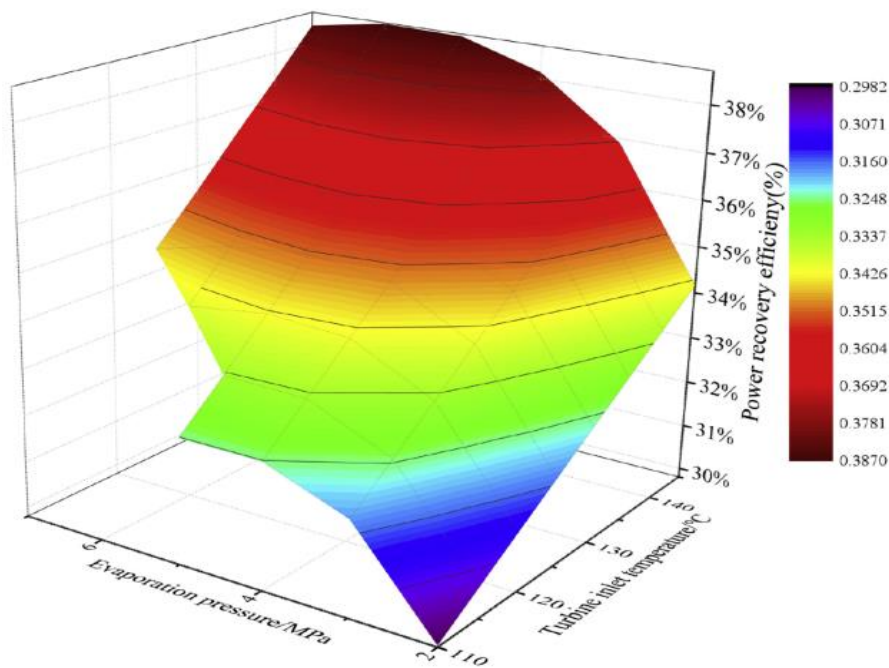
چون با افزایش دمای ورودی توربین دمای متغیر گرمای انتقالی به طور قابل ملاحظه ای افزایش می یابد، که اتلاف انرژی افزایش می یابد. بنابراین انرژی خروجی و بازده حرارتی می تواند تا حد زیادی بهبود یابد. ماکسیمم انرژی خروجی ($W_{net-ORC}$) و بازده حرارتی (η_{th-ORC}) به ترتیب 112.591 kw و 30.23% می تواند باشد وقتی که $P_{opt-ORC} = 5 \text{ MPa}$ و $TIT_{opt-ORC} = 145^\circ\text{C}$ باشد.

تصویر (۳-۸) نشاندهنده بازده بازیابی انرژی سرد در دماهای ورودی توربین های متغیر و فشار بخار برای ORC می باشد. فشار بخار مقدار ثابتی است بازده انرژی سرد در سیکل با دمای ورودی توربین افزایش می یابد در سمت دیگر وقتی دمای ورودی توربین ثابت است فشار بخار بهینه با صورت $P_{opt-ORC} = 5 \text{ MPa}$ به بازده ماکسیمم $\eta_{cold-ORC} = 49.74\%$ تعریف شده است. این می تواند تغییرات بازده انرژی سرد را به طور عمده وابسته به انرژی خروجی شبکه باشد. انرژی سرد LNG یکبار تعیین می کند. با افزایش دمای ورودی توربین می توان به طور مؤثر تغییرات دمایی گرمای انتقالی را کاهش دهد. بنابراین انرژی خروجی

شبکه و بازده انرژی سرد به طور قابل توجهی بهبود بخشد شکل (۳-۹). تغییرات بهره‌وری بازیابی انرژی در دماهای ورودی توربین و فشار بخار برای ORC متفاوت است. چون بالا رفتن فشار بخار و دمای ورودی توربین آنتالپی را در سیستم افزایش می‌دهد بنابراین ظرفیت کار آن واحد افزایش خواهد یافت. در هر حال خروجی شبکه در چرخه نمایش وقتی فشار بخار افزایش یابد تغییر می‌کند. تحت تاثیر مشترک دمای ورودی توربین و فشار بخار بهره‌وری بازیابی انرژی یک روند تغییرات مشابه با بهره‌وری بازیابی انرژی سرد دارد.



شکل (۳-۸) تغییرات بازده بازیابی سرد انرژی در دماهای مختلف ورودی توربین و فشارهای بخار برای ORC

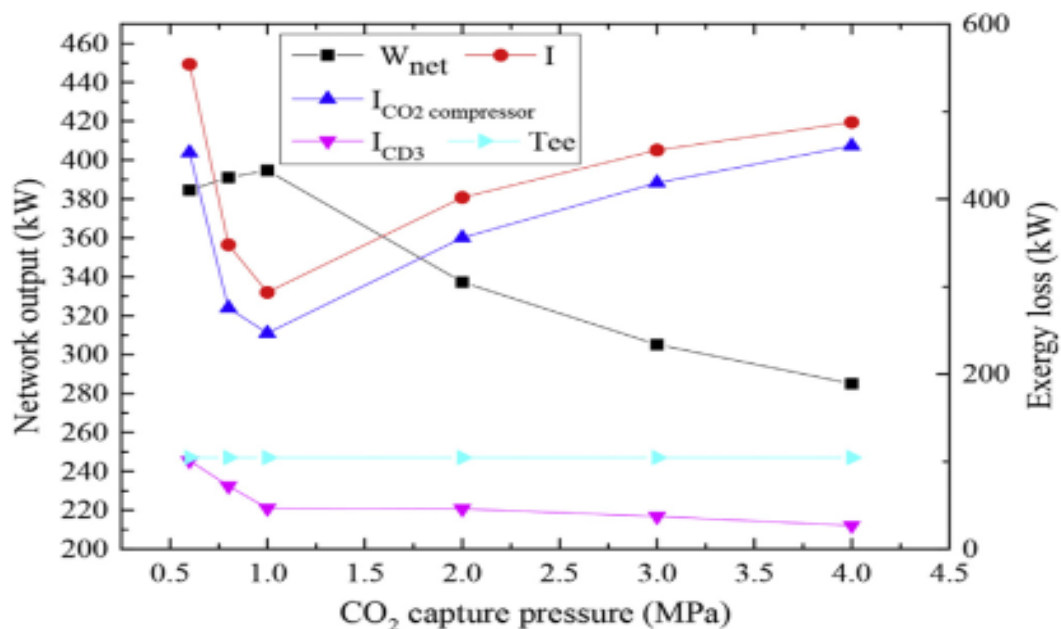


شکل ۳-۹) تغییرات بازده بازیابی انرژی در دماهای مختلف ورودی توربین و فشارهای بخار برای ORC

۳-۴-۳- تجزیه و تحلیل جذب CO₂

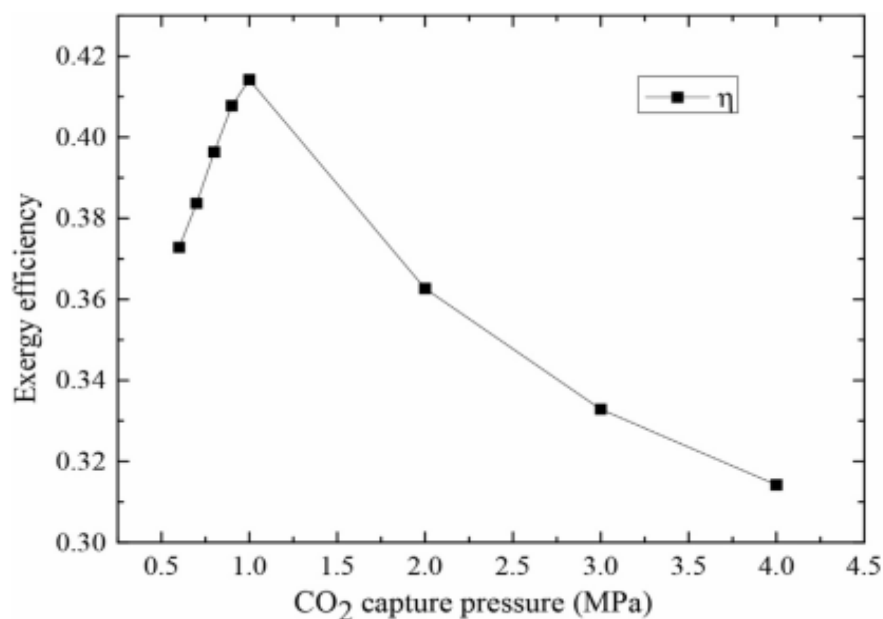
تأثیر فشار جذب CO₂ روی خروجی شبکه و کاهش انرژی مایع سازی CO₂ در شکل (۳-۱۰) نشان داده شده است. وقتی که فشار جذب CO₂ کمتر از 1 MPa باشد دمای متقابل در CD₃ سرعت جریان جرمی CO₂ مورد نیاز افزایش می یابد که کاهش انرژی مصرفی را هدایت می کند. در هر حال فشار جذب در دیگر قسمت ها مشخص نیست. بنابراین انرژی خروجی شبکه در سیستم افزایش خواهد یافت وقتی که فشار جذب CO₂ بالاتر از 1 MPa باشد انرژی مصرفی کمپرسور افزایش می یابد. بنابراین انرژی خروجی شبکه در ورودی سیستم کاهش خواهد یافت. کاهش انرژی در سیستم کلی روند معکوس دارد. روند کاهش انرژی در اجزاء سیستم مایع سازی CO₂ در شکل (۳-۱۰) نشان داده شده، کاهش انرژی نشان می دهد مقدار مینیمم وقتی که فشار جذب CO₂ - 1 MPa است. برای سرد سازی CO₂ به اندازه کافی، افزایش فشار CO₂ باعث افزایش انتشار گرما از گاز خروجی به واحد مایع سازی CO₂ می شود اما مقدار انرژی LNG بدون تغییر می ماند. بدین ترتیب وقتی که فشار جذب CO₂ بالاتر از 1 MPa می شود علل ورودی مقدار انرژی گاز افزوده موجب افزایش اتلاف انرژی در CD₃ و کمپرسور CO₂ می شود. در حالی که فشار جذب CO₂ کمتر از 1 MPa در

افزایش انتشار گرما کمتر از افزایش انرژی موثر است. کاهش انرژی مصرفی کمپرسور CO_2 و افزایش انرژی خروجی، کاهش انرژی در CD_3 و کمپرسور CO_2 کاهش می یابد. بنابراین بازده انرژی واحد مایع سازی CO_2 بوسیله فشار جذب CO_2 جلوگیری می کند.



شکل ۱۰-۳) تاثیر فشار جذب CO_2 بر روی خروجی شبکه و اتلاف انرژی در مقدار ميعان CO_2

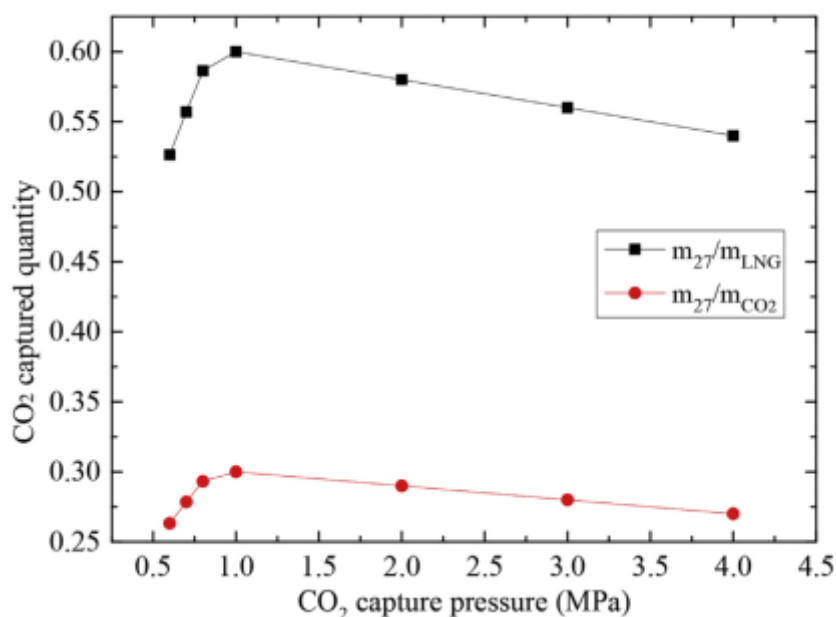
تاثیر فشار جذب CO_2 بر روی بازده انرژی واحد مایع سازی در تصویر (۱۱-۳) نشان داده شده است.



شکل ۱۱-۳) تاثیر فشار جذب CO₂ بر روی بازده انرژی سیستم

شکل (۱۲-۳) نشان دهنده تاثیر فشار جذب CO₂ بر روی مقدار جذب CO₂ از سیستم است. وقتی که فشار جذب CO₂ کمتر از 1 MPa است مقدار جذب CO₂ با افزایش فشار جذب CO₂ کمی تقویت می شود. وقتی که فشار جذب CO₂ بیشتر از 1 MPa شود. مقدار جذب CO₂ با افزایش فشار جذب CO₂ کاهش می یابد مقادیر فشار جذب CO₂ مقدار M₂₇ و M_{LNG} ثابت فرض شده است.

بنابراین افزایش فشار جذب CO₂ می تواند ابتدا افزایش و سپس در مقدار P که مقدار جذب CO₂ در کل سیستم است کاهش یابد.



شکل ۳-۱۲) تاثیر فشار جذب CO₂ بر روی مقدار جذب CO₂ از سیستم

۳-۴-۴- تجزیه و تحلیل اتلاف اگزورژی

جدول (۳-۵) و (۳-۶) نشان دهنده درصد اتلاف اگزورژی و بازده اتلاف اگزورژی در هر قسمت از KCS-34 و ORC می باشد. بهره وری اتلاف اگزورژی در دو سیکل به ترتیب 23.21% و 20.39% است. در KCS 34 مقادیر اتلاف اگزورژی در بخار ساز بزرگتر است.

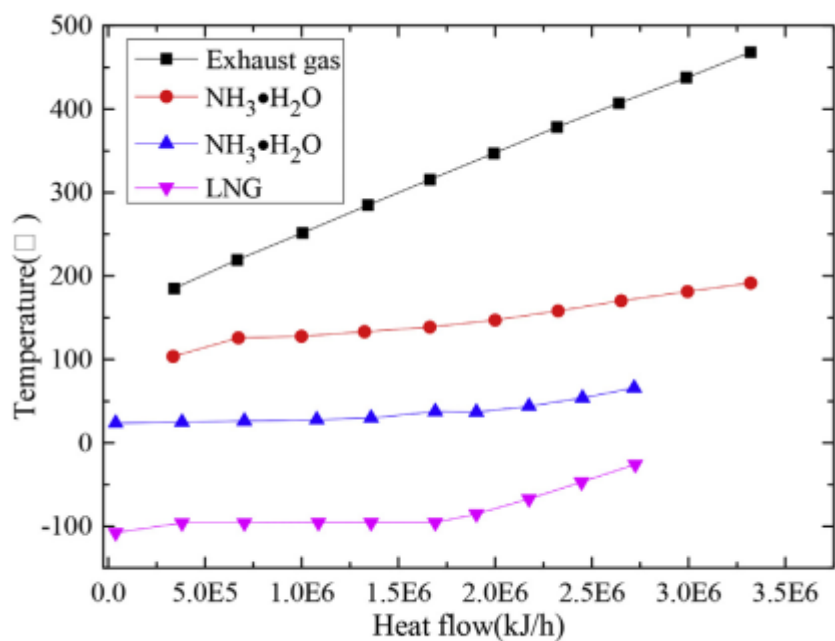
کاستن اتلاف اگزورژی در بخار ساز از طریق بهینه سازی ساختار و کاهش متغیر های دمای پینچ لازم است. در قسمت دوم اتلاف اگزورژی در رسپراتور ناشی از هماهنگ نبودن دمای مایین منبع سرد و گرم می باشد. منحنی های جریان گرم در KCS در شکل (۳-۱۳) نشان داده شده است.

جدول (۳-۵) آنالیز انرژی برای KCS-34 ($X_b = 0.85$)

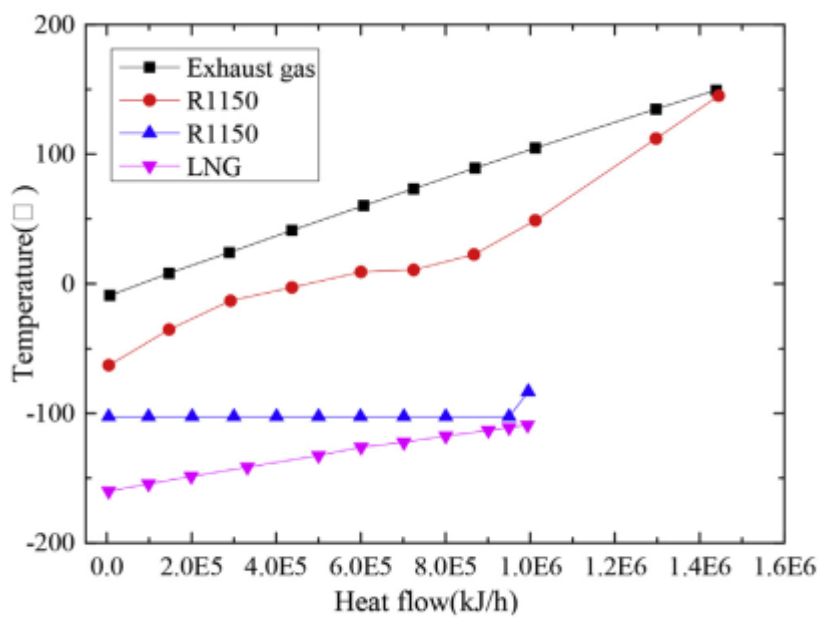
Item	Exergy loss percent (%)	Exergy loss efficiency (%)
Evaporator 1	57.04	60.26
Separator	10.32	49.59
Condenser 1	2.31	5.04
Turbine 1	0.21	0.83
Pump 1	1.11	2.88
Mix	11.39	53.06
Low-T-Recuperator	17.57	37.08
High-T- Recuperator	0.04	0.12
Throttle Valve	0.0009	0.016
System	100	23.21

جدول (۳-۶) آنالیز انرژی برای ORC

Item	Exergy loss percent (%)	Exergy loss efficiency (%)
Evaporator 1	57.04	60.26
Condenser 1	2.31	5.04
Turbine 2	0.21	0.83
Pump 2	1.11	2.88
LNG Pump	11.39	53.06
Recuperator	0.0009	0.016
System	100	23.21



(a)



(b)

شکل ۱۳-۳) منحنی های حرارتی سیستم های (a:KCS-34) و (b:ORC)

در ORC افت دمای بالای منبع سرد و منبع گرم دلیل اصلی برای بزرگ بودن اتلاف انرژی در بخار ساز و کندانسور است. دومین افزایش آنتروپی در تبخیر سوخت بعدی و یا تراکم، همچنین بروی اتلاف توانایی انرژی موثر است. منحنی جریان گرم در ORC در شکل 13b نشان داده شده است.

فصل ۴: مدل سازی و بررسی تحقیق

۴-۱- شبکه عصبی پایه شعاعی (RBF)

شبکه عصبی پایه شعاعی (RBF) از نوع شبکه‌های پیشخور یا پیش انتشار بوده و دارای سه لایه می‌باشد شکل (۱-۴) لایه ورودی، لایه پنهان و لایه خروجی، شبکه‌های پایه شعاعی نسبت به سایر شبکه‌ها نرون‌های بیشتری احتیاج دارد، با این حال در کسری از زمان لازم برای آموزش سایر شبکه‌ها، طراحی می‌شود. مزیت اصلی این نوع شبکه به صفر رساندن خطا، روی داده‌های ورودی می‌باشد. از سوی دیگر در این نوع شبکه نیازی به تعیین تعداد نرون‌های لایه مخفی، که قانونمندی خاصی نیز ندارند، نمی‌باشد. (۹)

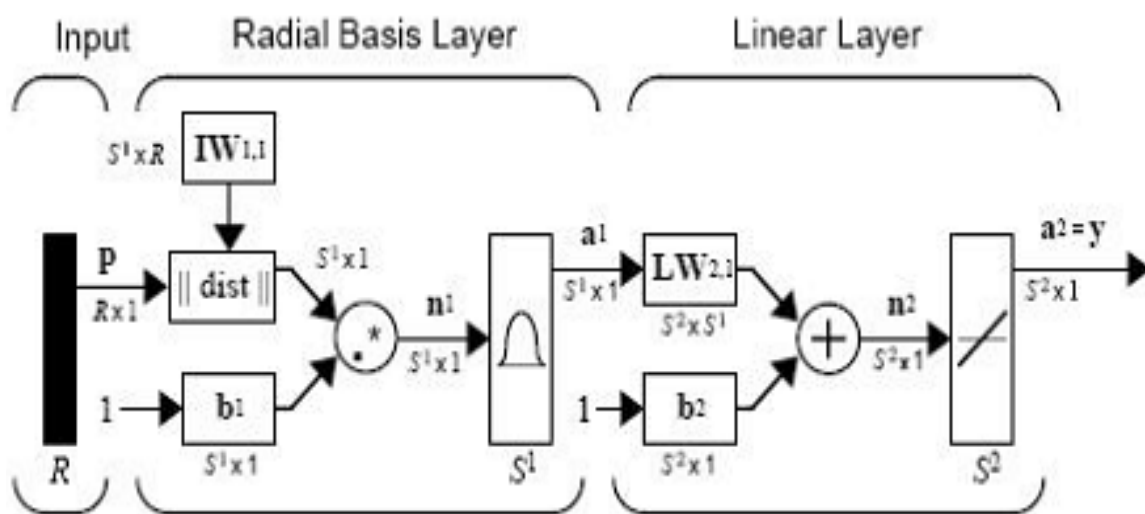
در شبکه عصبی پایه شعاعی تابع تحریک یک تابع غیر خطی گوسی است که بصورت زیر تعریف می‌گردد:

(۱-۴)

$$f(x) = e^{\left(\frac{x_i - c_{ij}}{d_{ij}}\right)}$$

که در آن x_i ، i امین درایه بردار ورودی است، و c_{ij} مرکز تقارن و d_{ij} عرض i امین تابع گوسی از j امین نرون مخفی است.

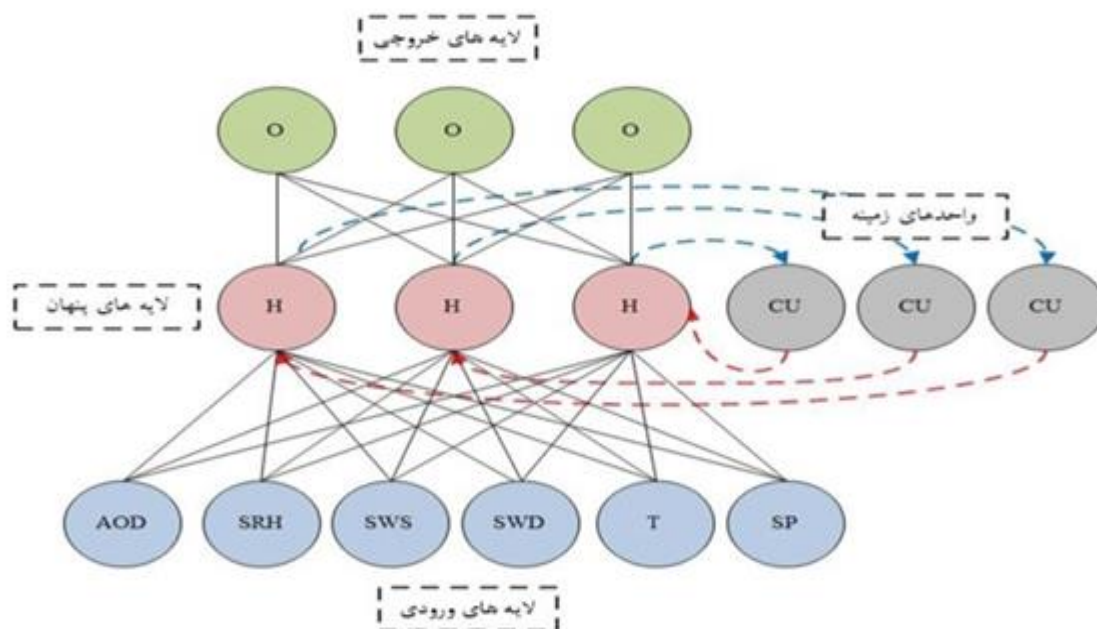
به علت شکل خاص تابع تحریک گوسی، هر نرون لایه مخفی هنگامی که دارای خروجی بزرگتر است که بردار ورودی شبکه، به مرکز تابع گوسی آن نرون نزدیکتر باشد و با افزایش فاصله بردار ورودی از مرکز این تابع غیر خطی، خروجی نرون نیز کاهش می‌یابد. (۱۰)



شکل (۴-۱) شبکه پایه شعاعی با ورودی نشان داده شده است

۴-۱-۱- شبکه عصبی مصنوعی المان انتشار بازگشتی (Elman backpropagation)

این شبکه مصنوعی نیز دارای لایه های ورودی و پنهان و خروجی می باشد. شکل (۴-۲) ساختمان این نوع شبکه عصبی را نشان می دهد. (۱۰)



شکل (۴-۲) نوعی از شبکه عصبی مصنوعی المان انتشار بازگشتی را نشان می دهد.

۴-۸-۱- نحوه کار و مدلسازی شبکه عصبی

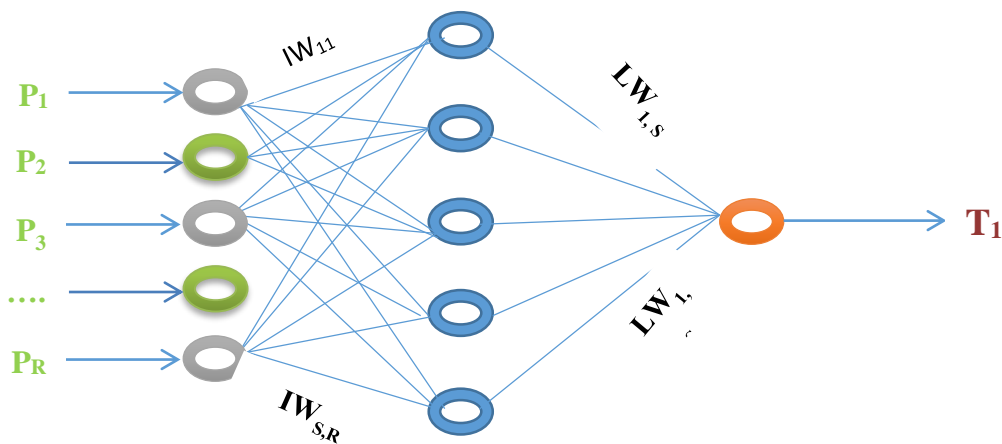
بطور نمونه برای یادگیری نحوه کار و روش مدل سازی در یک شبکه عصبی مصنوعی، در این بخش به مدل سازی ریاضی شبکه عصبی پرسپترون چندلایه پس انتشار یا پستخورمی پردازیم. (۷)

عموماً شبکه عصبی از یک لایه ورودی، یک لایه خروجی و یک لایه پنهان تشکیل شده است. برای پیاده سازی شبکه عصبی نیاز به یک سری داده های عملیاتی، یا داده های معتبر از یک بانک اطلاعاتی (بطور مثال در این پایان نامه از داده های خروجی تایید شده از نرم افزار شبیه ساز هایسیس استفاده شده است). است. عموماً این داده ها به شکل جدول (۴-۱) دسته بندی می شوند. (۷)

جدول (۴-۱) جدول داده های مورد استفاده برای مدلسازی به کمک شبکه عصبی را نشان می دهد.

شماره داده	داده ورودی			داده خروجی
۱	p1	p2	p_R
۲	q1	q2	q_R
.....
Ne	U1	U2	U_R
				T_{Ne}

مطابق جدول (۴-۱)، R تعداد نوع داده ورودی و Ne تعداد کل نمونه های عملیاتی است در ایجاد شبکه عصبی همیشه تعداد نرون ها در لایه ورودی برابر با R در نظر گرفته می شود. بنابراین در لایه ورودی R نرون مطابق شکل (۴-۳) خواهیم داشت. تعداد نرون ها در لایه پنهان بطور دلخواه توسط کاربر انتخاب میشود (به تعداد S). (۷)



شکل (۳-۴) لایه ورودی (رنگ سبز) و لایه پنهان (رنگ آبی) و لایه خروجی (رنگ قرمز)، به همراه یال‌ها که به هر کدام یک وزن ارتباطی به هر کدام اختصاص داده می‌شود (ماتریس IW و LW) نشان می‌دهد.

اتصال بین گره‌های لایه ورودی و لایه پنهان توسط یال‌های مطابق شکل (۳-۴) نشان داده شده است. هر کدام از این یال‌ها وزن مشخصی دارند. همانطور که در شکل واضح است تعداد یال‌های بین لایه ورودی و لایه پنهان برابر است با $(S \times R)$ ، بنابراین به تعداد $(S \times R)$ وزن خواهیم داشت که آنها را به ترتیب در ماتریس وزن IW قرار می‌دهیم (مطابق ماتریس (۴-۱) که در ادامه آمده است).

$$IW_{S \times R} = \begin{bmatrix} IW_{11} & IW_{12} & \dots & IW_{1R} \\ IW_{21} & IW_{22} & \dots & IW_{2R} \\ \dots & \dots & \dots & \dots \\ IW_{S1} & IW_{S2} & \dots & IW_{SR} \end{bmatrix}_{S \times R} \quad (۴-۱)$$

ماتریس $(۴-۱)$ به ماتریس وزن لایه ورودی معروف است. ماتریس $(۲-۴)$ ماتریس وزن لایه پنهان است. درایه‌های هر دو ماتریس همگی مجهول هستند و در طی فرآیند آموزش شبکه، بدست می‌آیند.

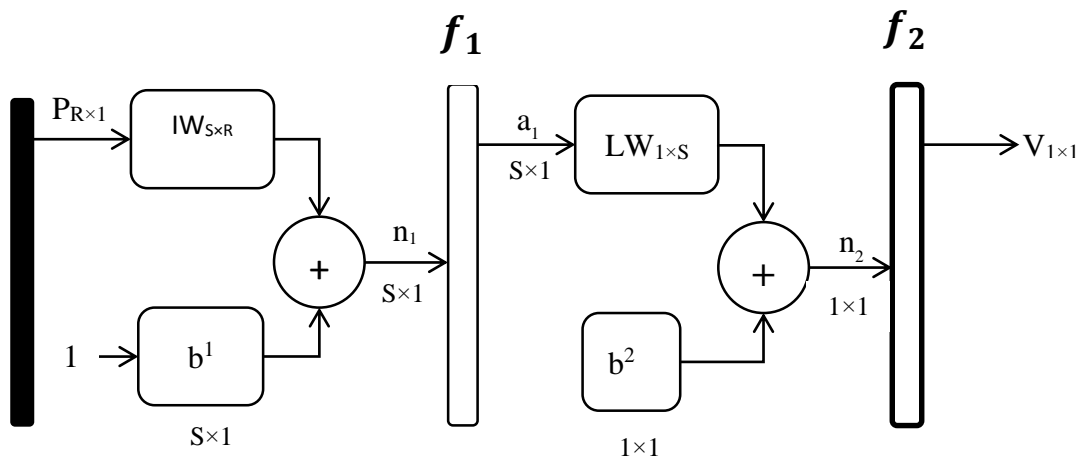
$$LW_{1 \times S} = [IW_{11} \quad IW_{12} \quad \dots \quad IW_{1,S}]_{1 \times S} \quad (۴-۲)$$

در ادامه ماتریس بایاس لایه ورودی (b_1) و ماتریس بایاس لایه پنهان (b_2) آورده شده است.

$$b^1 = \begin{bmatrix} b_1^1 \\ b_2^1 \\ \vdots \\ b_s^1 \end{bmatrix}_{s \times 1} \quad (3-4)$$

$$b^2 = [b_1^2]_{1 \times 1} \quad (4-4)$$

در شکل (4-4) ارتباط بین لایه های ورودی و خروجی به کمک ماتریس وزن IW و LW و همچنین ماتریس بایاس b^1 و b^2 نشان داده شده است.



شکل (4-4) ارتباط بین داده ورودی و داده خروجی به کمک ماتریس وزن و بایاس بین لایه ها را نشان می دهد.

همچنین توابع انتقال بین لایه ها (f_1 و f_2) در شکل (4-4) نشان داده شده اند. V متغیر خروجی شبکه عصبی می باشد. (7) در این شکل نحوه کار شبکه عصبی با معادلات زیر به سادگی نشان داده شده است.

ماتریس P_R یک ماتریس ستونی ($R \times 1$) می باشد. که R تعداد نوع داده های ورودی به شبکه عصبی است.

P_1 و P_2 تا P_R داده های ورودی به شبکه عصبی هستند..

$$P_R = \begin{bmatrix} P_1 \\ P_2 \\ \dots \\ P_R \end{bmatrix}_{R \times 1} \quad (5-4)$$

بعد از تعاریفِ ماتریس‌های مختلف به بیان ارتباط ریاضی بین آنها می‌پردازیم و در واقع نحوه‌ی محاسبه خروجی شبکه را به کمک ورودی‌ها نشان می‌دهیم. در جدول (۲-۴) خلاصه‌ای از ماتریس‌ها و علائم مورد استفاده آورده شده است.

$$n_1 = IW \times P_R + b^1 \quad (6-4)$$

$$a_1 = f_1(n_1) \quad (7-4)$$

$$n_2 = LW \times a_1 + b^2 \quad (8-4)$$

$$V_{1 \times 1} = f_2(n_2) \quad (9-4)$$

جدول (۲-۴) علائم مورد استفاده در بیان مبانی شبکه عصبی مصنوعی را نشان می‌دهد.

نمایش	توضیح	نمایش	توضیح
$LW_{1 \times S}$	ماتریس وزن لایه پنهان	$IW_{S \times R}$	ماتریس وزن لایه ورودی
b^2	ماتریس بایاس لایه پنهان	b^1	ماتریس بایاس لایه ورودی
S	تعداد نرون در لایه خروجی	R	تعداد نوع داده ورودی (معلوم)
T_1 T_2 T_{Ne}	داده‌ی خروجی آزمایشگاهی (معلوم)	p_1, p_2, \dots, p_R q_1, q_2, \dots, q_R U_1, U_2, \dots, U_R	داده‌های ورودی عملیاتی (معلوم)
V	داده خروجی شبکه عصبی	Ne	تعداد نمونه‌های عملیاتی (معلوم)
f_2	تابع انتقال لایه دوم (معلوم)	f_1	تابع انتقال لایه اول (معلوم)

۲-۴- مقدمه

در محاسبه بازده های اکسرژی فرایند سیکل ترمودینامیکی مورد مطالعه واحد LNG در شرایط مختلف عملیاتی، ما نیازمند داشتن حجم زیادی از اطلاعات ترمودینامیکی فرایند مانند دماها، فشارها، دبی ها و آنتروپی ها و آنتالپی ها، و غیره... در تجهیزات فرایند و حجم زیادی از روابط ترمودینامیکی هستیم، که این امر کار محاسبات را پیچیده و وقتگیر و دقت کار محاسبات را پایین می آورد.

برای رفع این مشکل، تعدادی از بازده اکسرژی محاسبه شده فرایند و دسته داده های ورودی مربوط به آن را انتخاب کرده و سپس با استفاده از دانش هوش مصنوعی شبکه های عصبی، این دسته داده ها را وارد شبکه های عصبی مصنوعی کرده، تا شبکه رفتار سیستم (واحد LNG) را بین داده های ورودی (دما، فشار، دبی جرمی) و خروجی (بازده اکسرژی)، آموزش و یاد بگیرد. حال شبکه های عصبی مصنوعی، بدون انجام گرفتن حجم زیادی از محاسبات پیچیده ریاضی و صرف زمان، قادر به پیش بینی نامحدود مقدار بازده اکسرژی فرایند (با توجه به ورودی دلخواهی که مورد نظر ما می باشد)، خواهد بود. به این روش مدل سازی ریاضی و پیش بینی کننده در شبکه های عصبی گفته می شود. (۱۳)

در ادامه به بررسی توپولوژی و روش کار با چند شبکه های عصبی پرکاربرد در تخمین بازده اکسرژی فرایند می پردازیم و سپس نتایج حاصل از آنها را باهم مقایسه می کنیم و در نهایت بهترین شبکه را جهت پیش بینی راندمان اکسرژی انتخاب می کنیم.

۳-۴- تخمین بازده اکسرژی توسط شبکه عصبی مصنوعی پرسپترون چند لایه

۱-۳-۴- شبکه عصبی پرسپترون

پرسپترون نوعی از شبکه عصبی است که بر مبنای یک واحد محاسباتی به نام پرسپترون ساخته می شود. یک پرسپترون برداری از ورودی های با مقادیر حقیقی را گرفته و یک ترکیب خطی از

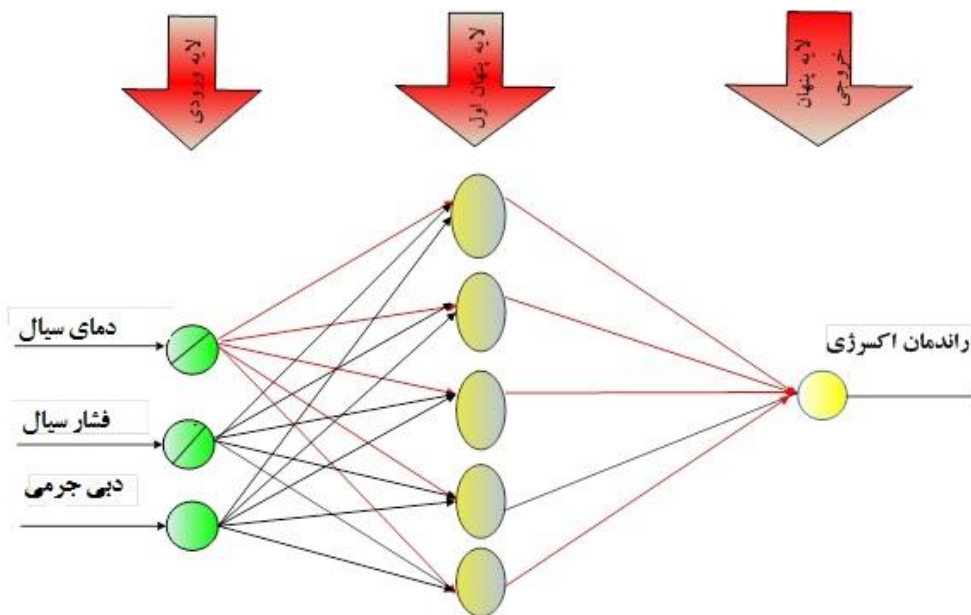
این ورودی‌ها را محاسبه می‌کند. اگر حاصل از یک مقدار آستانه بیشتر بود خروجی پرسپترون برابر با ۱ و در غیر این صورت معادل ۰ خواهد بود. فرانک روزن بلات، با اتصال نرون‌ها به طریقی ساده پرسپترون را ایجاد و ابداع کرد، و برای نخستین بار این مدل را در کامپیوترهای دیجیتال شبیه‌سازی و آن‌ها را به‌طور رسمی تحلیل نمود.

پرسپترون برداری از ورودی‌ها را دریافت می‌کند.

ترکیب خطی این ورودی‌ها را محاسبه می‌کند.

اگر حاصل از یک مقدار آستانه بیشتر بود آتش می‌کند. (خروجی پرسپترون برابر ۱ می‌شود).

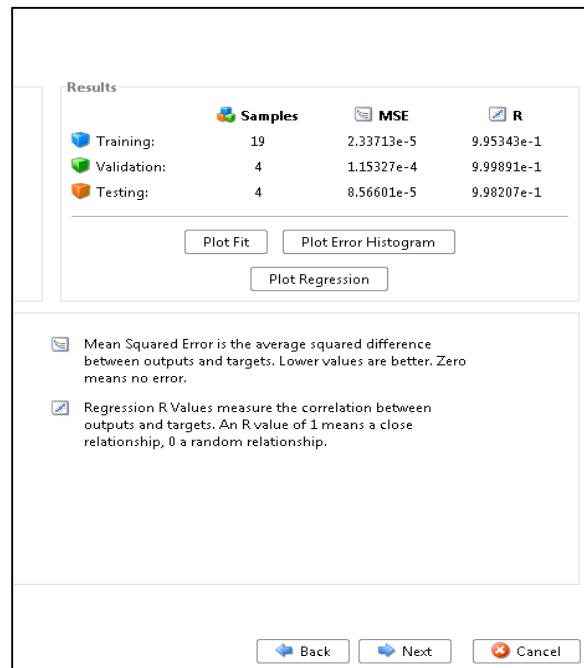
در شکل (۵-۴) تعداد ورودی‌ها و خروجی‌های سیستم نمایش داده می‌شود همانطور که دیده می‌شود داده‌های ورودی (دما، فشار، دبی جرمی) و خروجی (بازده اکسرژی) در نظر گرفته شده و شبکه با تعداد ۱۰ نرون پیش‌بینی داده‌ها را انجام داده است.



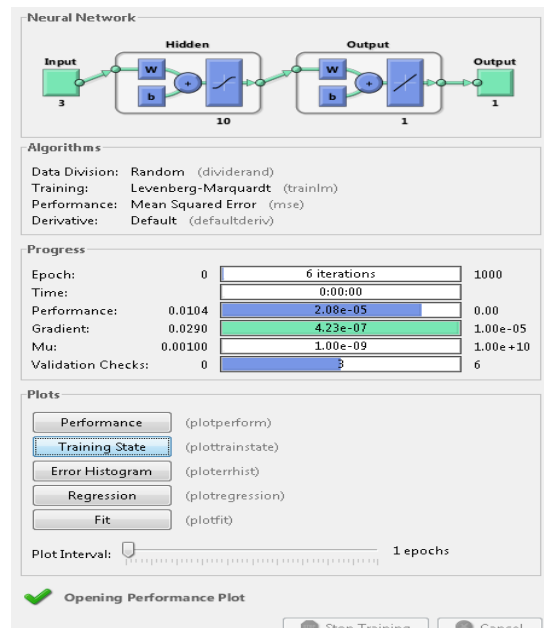
شکل (۵-۴) نمونه‌ای شبکه عصبی با یک لایه مخفی، سه ورودی، یک خروجی پیش‌بینی شده

نتایج حاصل از ران و اجرای برنامه با تعداد ۱۰ نرون در شکل (۴-۶) و (۴-۷) نشان داده شده است. همان‌طور که دیده می‌شود مجموع مربعات خطا و ضریب همبستگی برای داده‌های

تست، ولیدیشن و ترینینگ بسیار نرمال بوده و مقدار ضریب همبستگی برابر ۰/۹۹ می باشد که نشان از پیش بینی موفق شبکه با تعداد ۱۰ نرون می باشد.

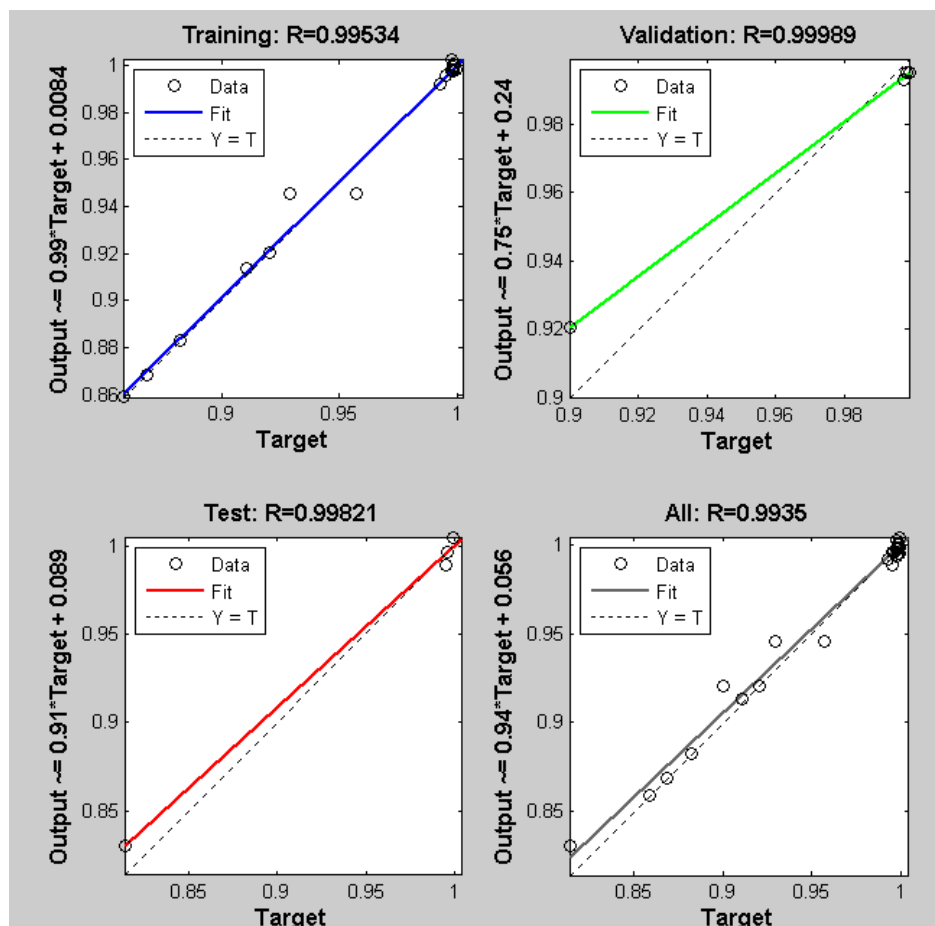


شکل (۶-۴) داده های حاصل شده از اجرای برنامه نمایش ضریب همبستگی و مجموع مربعات خطا



شکل (۷-۴) دادهای حاصل از نمودار های هیستوگرام، رگراسیون

همانطور که مشخص است داده های نمودار ها از خط $Y=X$ پیروی می نمایند که نشان شبکه توانسته است با دقت بالایی مقادیر راندمان آگزرژی را پیش بینی نماید. به عبارت دیگر، زمانی که مقادیر پیش بینی شده با مقادیر عملیاتی متناظرشان یکسان باشند باید تابع خط ۴۵ درجه باشند اگر ضریب همبستگی به عدد یک نزدیک باشد به این مفهوم می باشد که مقادیر پیش بینی شده دادهای راندمان آگزرژی برای مدل و اندازه گیری شده در آزمایشگاه یکسان می باشند. همانطور که از نمودار پیداست ضریب همبستگی برای داده های تست ۰/۹۹۸۲۱ و برای داده های صحت سنجی ۰/۹۹۹۸۹ می باشد نتایج کلیه حاصل از پیش بینی در نمودار داده های کل نشان داده شده است. (شکل ۴-۸، پایین سمت راست). ضریب همبستگی حاصل شده بسیار مطلوب بوده و دارای مقدار ۰/۹۹۳۵ می باشد.

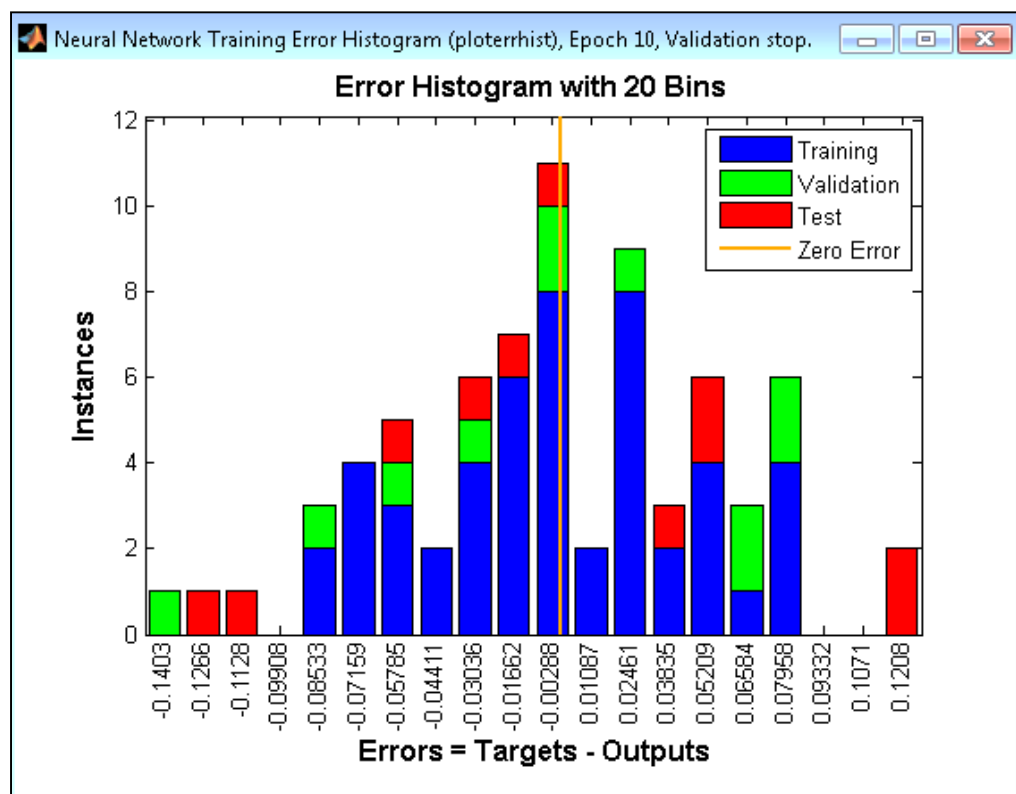
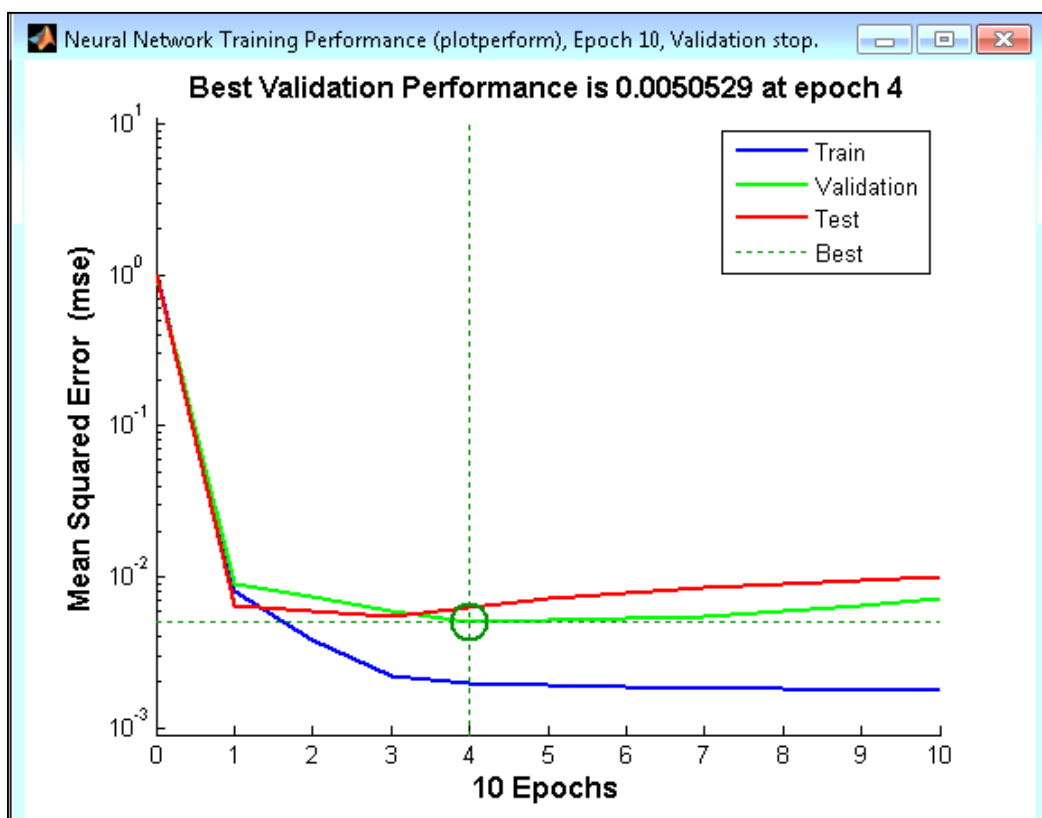


شکل (۴-۸) نتایج حاصل شده ضریب همبستگی برای داده های تست، ولیدیشن و ترینینگ

همواره در آموزش شبکه عصبی نمودار performance بسیار مهم می باشد. همانطور که در شکل ۴-۹ (نمودار performance) دیده می شود مجموع مربعات خطا برای اجرای برنامه و پیش بینی با افزایش تعداد تکرار ها روند نزولی داشته که این قضیه بسیار ایده ال است

از بین ۱۰ تکرار بهترین کارایی در تکرار ۴ حاصل شده که کارایی شبکه برابر با ۰/۰۰۵ می باشد اما با افزایش تعداد تکرارها از ۴ به بعد داده های تست و صحت سنجی از حالت نرمال دور می شود که مطلوب نیست.

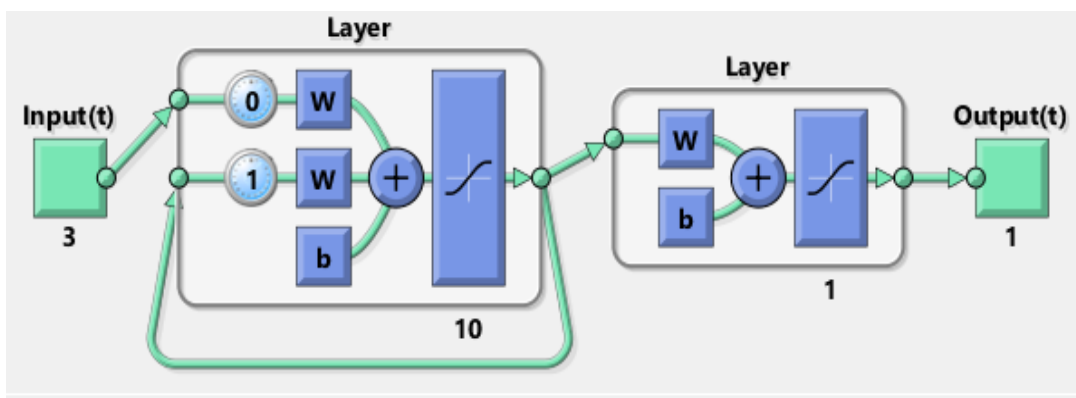
همچنین مقادیر اختلاف خطا بین داده های عملیاتی و پیش بینی شده برای تعداد نمونه های اختصاص داده شده به هر بخش نیز در شکل نشان داده شده شبکه ای مناسب است که میزان خطای کمتری را در داده های پیش بینی شده داشته باشد. در واقع خطای کمتر یعنی ضریب انحراف از معیار (R) همبستگی که در نظر گرفته شده است (همبستگی آموزش و پیشبینی) نزدیک به صفر باشد و هر چه این عدد به عدد صفر (zero error) میل کند نشاندهنده ی این است که این شبکه خطای کمتری نسبت به داده های واقعی دارد و نشان از پیشبینی موفق است.



شکل (۹-۴). مقادیر حاصل شده مجموع مربعات خطا بر حسب تعداد تکرارها و بهترین کارایی شبکه

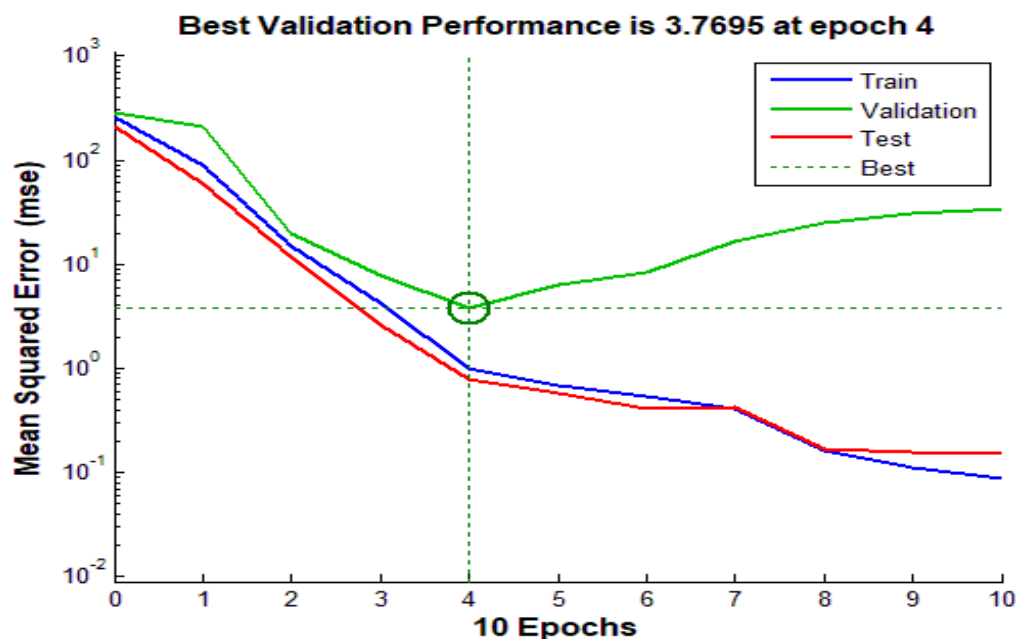
۴-۴- تخمین بازده اکسرژی توسط شبکه عصبی مصنوعی المان انتشار بازگشتی^۳

بطور مشابه (بمانند شبکه عصبی مصنوعی پرسپترون چند لایه)، با توجه به کد نوشته شده در تولباکس nntool نرم افزار متلب، داده های دما، فشار، دبی جرمی و بازده اکسرژی را وارد نرم افزار متلب می کنیم. (شکل (۷-۴) توپولوژی و همچنین شکل (۴-۱۱) نمودار مجموع مربعات خطا در تکرارهای مختلف فرآیند آموزش را در این نوع شبکه عصبی نشان می دهد. همچنین در این شبکه عصبی از تابع انتقال TANSIG و تابع تمرین TRAINLM و تابع یادگیری LEARNGDM استفاده شده است.



شکل (۴-۱۰) توپولوژی شبکه عصبی المان انتشار بازگشتی را در پیش بینی بازده اکسرژی نشان می دهد.

³ (Elman backpropagation)



شکل (۱۱-۴) نمودار مجموع مربعات خطا در تکرارهای مختلف فرآیند آموزش

را در شبکه مصنوعی المان انتشار بازگشتی نشان می دهد.

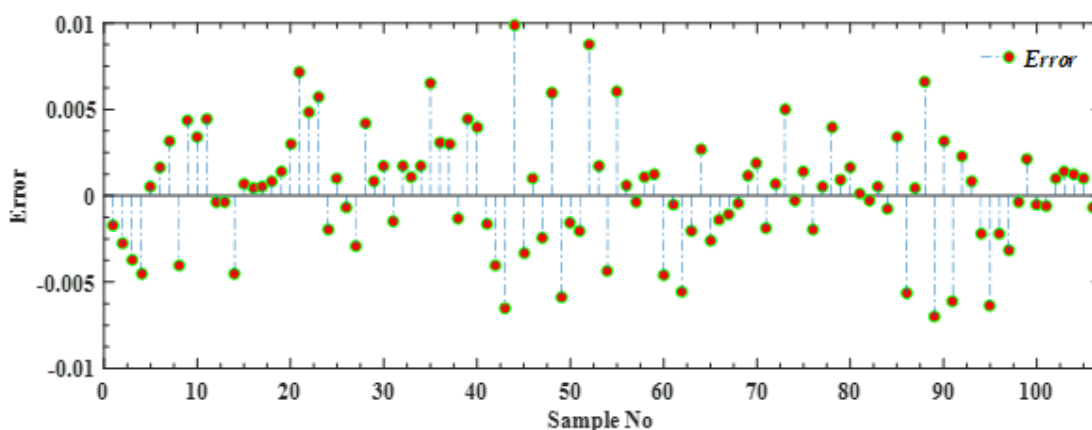
جدول (۳-۴) نتایج پیش بینی بازده اکسرژی گازهای مایع شده واحد LNG را در سه توپولوژی متفاوت گفته شده نشان می دهد. مشخص است که شبکه عصبی مصنوعی پرسپترون چند لایه بهترین پیش بینی را نسبت به مقدار بازده اکسرژی واحد گازهای مایع که در شرایط طراحی مقدار آن ۴۰٪ محاسبه شده است، دارد.

جدول (۳-۴) نتایج پیش بینی بازده اکسرژی گازهای مایع شده واحد LNG

نوع شبکه عصبی	Performance Function	Training Function	Learning Function	Transfer Function	تخمین بازده اکسرژی
MLP	MSE	TRAINLM	LEARNGMD	TANSIG	۴۰٪
Elman	MSE	TRAINLM	LEARNGMD	TANSIG	۳۹٪
RBF	-----	-----	-----	-----	۳۵٪

استفاده از شبکه عصبی مصنوعی در پیش بینی و تخمین، علاوه بر کاهش قابل توجه در محاسبات ریاضی و بدست آمدن دیتاهای مختلف خروجی در بازه های نامحدود که ممکن است در عمل و شرایط فیزیکی امکان پذیر نباشد، باعث صرفه جویی در زمان نیز می شود. با توجه به توضیحات گفته شده امکان پیش بینی بازده اکسرژی توسط یک شبکه عصبی در یک واحد گازهای مایع با دقت مناسب وجود دارد و از این پیش بینی و تخمین می توان برای بهتر کار کردن و بهینه سازی و بهبود یک فرایند و تجهیزات آن، و در نتیجه جهت کاهش اکسرژی تخریب شده و افزایش بازده کمک گرفت. که در نهایت می تواند باعث صرفه جویی در منابع انرژی و هزینه تعمیرات و نگهداری واحد گازهای مایع شود.

در این بخش مقایسه ای بین نتایج تجربی و نتایج مدلسازی آورده شده است. داده ها به صورت تصادفی به سه دسته ی آموزش، صحنه سنجی و تست تقسیم شدند. تعداد کل داده های مورد استفاده در مدلسازی ۱۰۶ عدد می باشد که از این تعداد ۷۰٪ آن ها برای آموزش، ۱۰٪ برای نظارت و مابقی برای تست شبکه در نظر گرفته شد. نتایج برای هر کدام از این سه دسته و همچنین برای تمام آنها بصورت یکجا آورده شده است. شکل (۱۲-۴) نتایج مقایسه برای کل داده ها بصورت یکجا به همراه خطای مربوطه آورده شده است. (راندمان انرژی بر حسب عددی بین ۰ تا ۱ نشان داده شده است)



شکل (۱۲-۴) نمایش کل داده ها (مقایسه مقادیر پیش بینی شبکه عصبی و داده های تجربی) اعم از داده های آموزشی داده های صحنه سنجی و داد های تست به همراه خطای آنها

همانطور که مشخص است تقریباً خطای پیش بینی به کمک شبکه عصبی در محدوده -0.01 تا $+0.01$ است. در اشکال بعدی نمودار مقایسه داده های تجربی و مدل سازی به تفکیک برای هر سه دسته آورده شده است. بدیهی است نتایج مربوط به مقایسه های داده های تست، بیانگر دقت و عملکرد واقعی مدل سازی به کمک شبکه عصبی است. شبکه عصبی به کمک داده های آموزش، فرآیند یادگیری رو تکمیل می کند به کمک صحنه سنجی کیفیت یادگیری شبکه را مورد بررسی قرار می دهد. و در انتها به کمک داده های تست می توان شبکه را مورد ارزیابی واقعی قرار داد تا میزان دقت آن در پیش بینی موارد مختلف ارزیابی شود. همانطور که مشاهده می کنید شبکه عصبی در مرحله آزمون بسیار موفق عمل کرده و به خوبی توانسته مقادیر تجربی را با دقت بالا دنبال کند. و میزان خطای پیش بینی ناچیز می باشد.

۵-۴- نتیجه گیری

پایه سیستم سیکل کالینا و سیکل رنکین روش جدیدی برای ترکیب SOFC/GT گرمای اتلافی اگزوز و انرژی سرد LNG سازماندهی می کنند در این روش به تنهایی نمی توان بوسیله مصرف گرما و انرژی فشار انرژی تولید کرد. همچنین با استفاده از انرژی سرد، CO₂ را از گاز خروجی جذب کنید. نتیجه گیری های زیر از بحث بالا بدست آمده است.

تجزیه و تحلیل ترمودینامیکی از سیستم پیشنهادی استخراج شده است. این سیستم می تواند به بازده حرارتی قابل قبول 0.53 و انرژی الکتریکی 252.64 kw در نظر گرفته شده است. بر طبق بازده 90% تولید برق، قدرت تولید برق بالاتر از $1.964 \frac{Mkw.h}{a}$ که می توان برای اصلاح قدرت در نیروگاهها از زغال سنگ استفاده کرد. آنالیز انرژی با مقدار شاخص های بازده بازیابی انرژی و بازده اگزرژی در آنالیز بهینه سازی در پارامترهای مشخص شده سیکل پوشش داد و نتیجه مشابهی را بدست آورد. اتلاف اگزرژی سیستم عمدتاً بر روی بخار سازی و متراکم سازی متمرکز شده است. کاهش اتلاف اگزرژی باید از جنبه های زیر مورد توجه قرار گیرد. تطابق دما بین منبع سرد و گرم، تنظیم دما در مبدل حرارتی و بهینه سازی ساختار افزایش فشار جذب CO₂ بروی مقدار جذب CO₂ مورد بررسی قرار گرفت در فشار مطلوب $LNG, 500 \frac{okg}{h}$ برای بدست آوردن مقدار 60% CO₂ مایع صرف می شود و $CO_2, 10000 \frac{ks}{h}$ برای بازیابی 30% گاز CO₂ جذب می شود. بازیافت سالانه مایع CO₂ به 25920 تن می رسد.

مراجع:

- ۱- گوهررخی، م.، ترابی، م.، گلعداری، ف.، شهریاری، م.، (1387)، شبیه سازی فرآیندهای شیمیایی پایا با نرم افزار اسپن هایسیس 2008 شرکت دانشگران صنعت پژوه.
- ۲- گوهررخی، م.، ترابی، م.، گلعداری، ف.، اکبری، ف.، (1388)، مقدمه ای بر شبیه سازی فرآیندهای شیمیایی پایا با نرم افزار اسپن پلاس شرکت دانشگران صنعت پژوه.
- ۳- اسناد و PDFهای مربوط به پروژه NGL سیری که توسط شرکت های TDE کانادا و شرکت طراحی و مهندسی صنایع انرژی (EIED).
۴. "عملیات انتقال جرم جلد اول"، نویسنده: رابرت تریبال، ترجمه: دکتر کامبیز جاودانی، ۱۳۷۵

۵ " اصول صنایع شیمیایی"، مولفان: دکتر عباس جان زاده، دکتر مرتضی خسروی و ماندانا صابر
تهرانی، ۱۳۸۰

۶. "آشنایی با توربو کمپرسور E4-2902" تهیه و تدوین: علی اصغر زرافشان، اداره آموزش شرکت
پتروشیمی خارگ

۷- حمید رضا موسوی نژاد، گزارش LNG (گزارش مکمل)، کمیته ملی انرژی، کمیته فنی منابع
انرژی، دی ماه ۱۳۷۴.

۸- محمدی.ن. بررسی خوراک برتر صنایع پتروشیمی در خاورمیانه ، مجله مشعل، نشریه
وزارت نفت، شماره ۱۳۸۴، ۲۹۲.

۹- گزارش طرح توسعه میدان گازی پارس جنوبی ، شرکت نفت و گاز پارس جنوبی ، ۱۳۸۴.

۱۰-مریم عاسی منفرد، بررسی روشهای افزایش غلظت محصول پروپان و بوتان در پالایشگاه گازی
پارس جنوبی، ماهنامه تخصصی فرایند نو، آذر-دی ۱۳۸۷/شماره ۱۷

11. Chemical Economics Handbook, SRI Consulting, Butane, Feed stocks ۳۸۰,
CEH Marketing Research Report, ۲۰۰۶

12. Process Design Basis, Ethane Recovery Unit, South Pars Gas Field
Development (Phase ۹&۱۰), Doc. No: DB-۶۳۴۰S-۱۰۵-P۲۰۱-۳۱۲, Rev. ۵, ۲۰۰۴

13. Randall Gas Technologies, ABB Lummus Global Inc., NGL-MAX Process
for NGL Recovery, Gas Processing , ۲۰۰۴

14. Process Specification, Mass Balance Summer Case, Doc. No: PFD ۹۹۹ ۲۰۱۷
۰۰۲۰. Rev. ۵, ۲۰۰۳.

15. Process Data Sheet, Depropanizer Column Phase ۴&۵, Doc. No: Spp۱۰۷ ۲۰۱۷-
C-۱۰۱, Rev. ۳, ۲۰۰۳

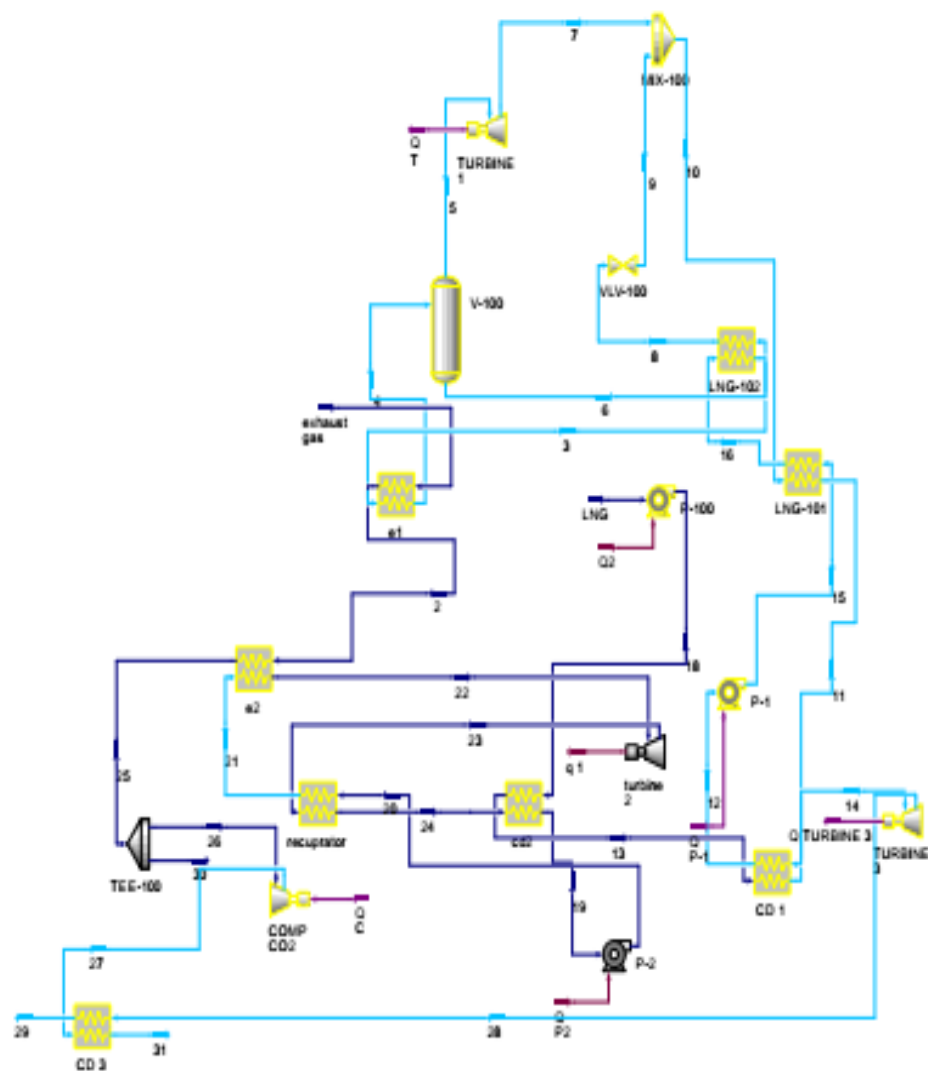
16. Process Data Sheet, Debutanizer Column Phase ۴&۵, Doc. No: Spp۱۰۷ ۲۰۱۷-
C-۱۰۲, Rev. ۲, ۲۰۰۳.

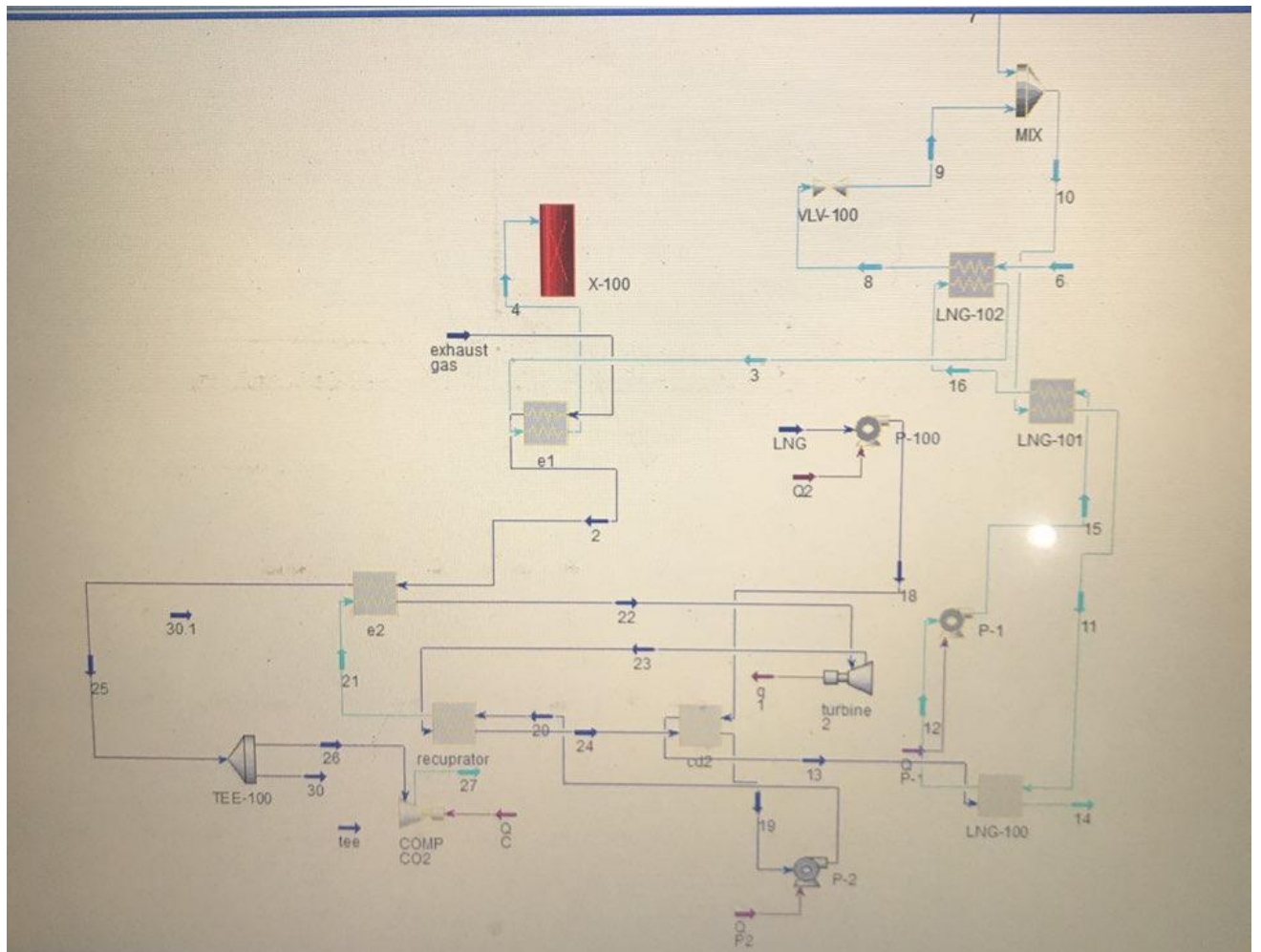
17. SP ۱۸/۱۷ Process Design Development Report, Doc. No: RT-۹۹۹-۱۷۱۸-P-۳۱۲
۰۱۰۲, Rev. ۱, ۲۰۰۷.

18. Investigation on Means of Increasing Propane and Butane Purities in South Pars Gas Refineries
19. M. Abasi Monfared^۱, F. Naeimpoor^{۲,*}, M. Noshad Hejazi^۳
20. ^{۱,۲}School of Chemical Engineering, Iran University of Science and Technology
21. ^۳Energy Industries Engineering & Design Company
22. fnaeim@ius.ac.ir
23. Treybal, R. E., (1980), **Mass Transfer Operations**, 3rd Edition, McGraw-Hill.
24. Perry, R. H., Green, D.W., and Maloney, J. O., (1997), **Perry's Chemical Engineers Handbook**, 7th Edition, Section 13, McGraw Hill.
25. Sinnott, R. K., (1999), **Coulson & Richardson's Chemical Engineering**, Vol. 6, 3rd Edition, Butterworth-Heinemann.
26. Kister, H. Z., (1992), **Distillation Design**, McGraw-Hill, New York.
27. Rousseau, R. W., (1987), **Handbook of separation process technology**, John Wiley & Sons.
28. Wilson, I. D., Adlard, E. R., Cooke, M., Poole, C. F., (2000), **Distillation, Encyclopedia of Separation Science**, Academic Press.
29. Ponchon, M., (1921), **Tech. Moderne**, Vol. 13, No. 20, pp. 55.
30. Savarit, R., (1922), **Arts et Metiers**, pp. 65, 142, 178, 241, 266, 307.
31. McCabe, W. L., Thiele, E. W., (1925), **Ind. Eng. Chem**, Vol. 17, pp. 605–611.
32. Lewis, W. K., Matheson, G. L., (1932), **Studies in Distillation: Design of Rectifying Columns for Natural and Refinery Gasoline**, Ind. Eng. Chem., Vol. 24, No. 5, pp. 496–498.
33. Thiele, E. W., Geddes, R. L., (1933), **Computation of Distillation Apparatus for Hydrocarbon mixtures**, Ind. Eng. Chem., Vol. 25, pp. 289.
34. King, C. J., (1980), **Separation Processes**, McGraw-Hill, New York.
35. Henley, E. J., Seader, J. D., (1981), **Equilibrium-Stage Separation operations in Chemical Engineering**, Wiley.
36. Holland, C. D., (1981). **Fundamentals of multicomponent distillation**, McGraw-Hill, New York.

37. Perry, R. H., Green, D. W., (2008), **Perry's Chemical Engineers Handbook**, 8th Edition, Section 13, McGraw Hill.
38. Seader, J.D., (1985), **The BC (Before Computers) and AD of Equilibrium Stage Operations**, Chem.Eng. Ed, Vol. 19, No. 2, pp. 88–103.
39. Friday, J. R., Smith, B. D., (1964), **An Analysis of the Equilibrium Stage Separations Problem -Formulation and Convergence**, AIChE J, Vol. 10, pp. 698.
40. Naphtali, L. M., Sandholm, D. P., (1971), **Multicomponent Separation Calculations by Linearization**, AIChE J, Vol. 17 (1), pp. 148.
41. Kooijman, H. A., (1995), **Dynamic Nonequilibrium Column Simulation**, PhD. Thesis, Clarkson University, New York .۲۴۸
42. Murphree, E. V., (1925), **Ind. Eng. Chem**, Vol. 17 ,747–750, pp. 960–964
43. Krishna, R., Martinez, H. F., Sreedhar, R., Standart, G. L., (1977), **Murphree Efficiencies in Multicomponent Systems**, Trans. I. Chem. E., Vol. 55, pp. 178.
44. Krishnamurthy, R., Taylor, R., (1985a), **A Nonequilibrium Stage Model of Multicomponent Separation Processes. Part I: Model Description and Method of Solution**, AIChE J., Vol. 31, No. 3 , pp. 449–455.
45. Krishnamurthy, R., Taylor, R., (1985b), **Simulation of Packed Distillation and Absorption Columns**, Ind.Eng.Chem. Process Des. Dev., Vol. 24 , pp. 513.
46. Krishnamurthy, R., Taylor, R., (1986), **Absorber Simulation and Design Using a Nonequilibrium Stage Model**, Can. J. Chem. Eng., Vol. 64, pp. 1976.
47. Sivasubramanian, M. S., Taylor, R., Krishnamurthy, R., (1987), **A Nonequilibrium Stage Model of Multicomponent Separation Processes. Part IV: A Novel Approach to Packed Column Design**, AIChE J., Vol. 33, No. 2 , pp. 325–327.
48. Powers, M. F., Vickery, D. J., Arehole , A., Taylor, R., (1988), **A Nonequilibrium Stage Model of Multicomponent Separation Processes. Part V: Computational Methods for Solving the Model Equations**, Comp. Chem.Eng., Vol. 12, No. 12, pp. 1229–1241.
49. Lao, M., Kingsley, J. P., Krishnamurthy, R., Taylor, R., (1989), **A Nonequilibrium Stage Model of Multicomponent Separation Processes. Part VI: Simulation of Liquid-Liquid Extraction**, Chem. Eng. Commun., Vol. 86, pp. 73.
50. Lao, M., Taylor, R., (1994), **Modeling Mass Transfer in Three Phase Distillation**, Ind. Eng. Chem. Res., Vol. 33, pp. 2637–2650.

51. Taylor, R., Kooijman, H. A., Woodman, M. R., (1992), **Industrial Applications of a Nonequilibrium Model of Distillation and Absorption Operations**, I. Chem. E. Symp. Ser., No. 128, Birmingham UK , pp.A415–427.
52. Taylor, R., Krishna, R., (1993), **Multicomponent Mass Transfer**, Wiley, New York.
53. AIChE, (1958), **Bubble Tray Design Manual: Prediction of Fractionation Efficiency**, AIChE, New York.
54. Zuiderweg, F. J., (1982), **Sieve Trays – A View of the State of the Art**, Chem. Eng. Sci., Vol. 37, pp.1441–1464.
55. Chan, H., Fair, J. R., (1984), **Prediction of Point Efficiencies on Sieve Trays**, Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev., Vol. 23, pp. 814–819.
56. Chen, G. X., Chuang, K. T., (1994), **Determining the Number of Gas-Phase and Liquid-Phase Transfer Units from Point Efficiencies in Distillation**, Ind. Eng. Chem. Res., Vol. 33, pp. 907–913.
57. Taylor, R., Kooijman, H. A., Hung, J-S., (1994), **A Second Generation Nonequilibrium Model for Computer Simulation of Multicomponent Separation Processes**, Comp. Chem. Eng., Vol. 18, No. 3, pp.205–217.
58. Yiming, S., Jinrong, S., Ming, G., Bin, C., Yanhong, Y., Xiaoxun, M., (2010), **Modeling of Mass Transfer in Nonideal Multicomponent Mixture with Maxwell-Stefan Approach**, Separation Science and Engineering, Chinese Journal of Chemical Engineering, Vol. 18, No. 3, pp. 362—371
59. Fenske, M. R., (1932), **Fractionation of Straight-run Pennsylvania Gasoline**, Ind Eng Chem, Vol. 24, No. 5, pp.482.
60. Underwood, A. J. V., (1948), **Fractional distillation of multicomponent mixtures**, Chem. Eng. Prog. Vol.44, pp. 603.
61. Van Winkle, M. C., Todd, W., (1971), **Optimum Fractionation Design by Simple Graphics Methods**, Chem. Eng, Vol. 78, No. 21, pp. 136.





ABSTRACT

In this study, an integrated energy production system from the Kalina Cycle System (KCS) and the Rankine Cycle (ORC) with the use of cold energy from LNG and CO₂ absorption is introduced. Composite rotation in this system can be fully utilized using low temperature And the average temperature of heat dissipation in order to improve and reduce greenhouse gas emissions. To evaluate the performance of the system, a thermodynamic model was created and the system was simulated using the aspen hysys software. Thermodynamic analysis was performed to determine the effect of turbine entrance temperature. Ammonia mass fraction, vapor pressure and CO₂ absorption pressure in the integrated system / ORC KCS and optimal conditions were also investigated. Energy efficiency analysis of the kcs or ORC performance was shown. The result shows the optimal amount in the network output. The thermal efficiency and CO₂ absorption of the system are 394.685 kW, 3.25% and (0.6 t / t LNG) 5.3 t / tco₂, respectively. While energy recovery efficiency and exergy efficiency indexes were 36% and 4.042%, respectively, in the energy efficiency of each of the components, and it was shown that the whole system has significant advantages in improving waste recycling.



Energy Institute For Higher Education

Faculty Of Engineering

Department Of Energy Sysetem Engineering – Energy Systems

Thesis Fir

Degree Of Master Of Science (M.Sc)

Title:

Thermodynamic Analysis of the integrated energy system in the LNG unit using the Aspen Hysys simulator and Matlab

Supervisor:

Mr. Dr. Mirzaei

By:

Shokoofeh mohammadi

Winter 97