



موسسه آموزش عالی انرژی
دانشکده فنی مهندسی
پایان نامه دوره کارشناسی ارشد
مهندسی سیستم‌های انرژی - سیستم‌های انرژی
عنوان:

بهینه سازی مصرف انرژی و بررسی توان ویژه و راندمان در یک واحد ASU به کمک ترکیب یک الگوریتم تصادفی با HYSIS

استاد راهنما:

دکتر میرزایی

استاد مشاور:

دکتر مداح

پژوهشگر:

مصلح هدایتی

آبان ۹۶

تقدیم به

پدر و مادر عزیزم که همیشه حامی و پشتیبانم بوده‌اند و زمینه لازم را برای تحصیل و پیشرفتم فراهم نمودند .

سپاسگزاری

از اساتید بزرگوارم جناب آقای دکتر میرزایی و جناب آقای دکتر مداح که در به ثمر رساندن تحقیقات بنده دلسوزانه از هر کمکی دریغ نکردند ، صمیمانه تشکر می نمایم. امیدوارم که در تمامی مراحل زندگی شان موفق و سربلند باشند.

چکیده

جداسازی هوا به روش کرایوژنیک، جداسازی هوای جو به اجزای اصلی تشکیل دهنده ی آن مانند: اکسیژن، نیتروژن، آرگون و گازهای نجیب دیگر می باشد. پروژه ذیل مربوط به بهینه سازی یک سیستم ASU می باشد همچنین پروژه مورد نظر شبیه سازی ارایه شده بر اساس اسپن هایسیس و کدنویسی (ژنتیک) متلب و همچنین بهینه سازی و تحلیل اقتصادی هزینه ها می باشد. در این پروژه از مبدل های حرارتی (LNG) و برج های کم فشار استفاده شده است که در هر قسمت به صورت نتایج جزئی و در پایان نتایج کلی پروژه توضیح داده شده است. نتایج نشان داد که مقدار جداسازی اکسیژن $80/71\%$ می باشد و کل انرژی واحد جداسازی هوا در حدود $2/895 +ve \text{ kJ/h}$ است و از لحاظ اقتصادی هزینه مربوط به cooling water در حدود $7/39824 \text{ USD/H}$ به دست آمد. تحلیل انرژی واحد Air separation با Aspen Energy Analyzer انجام شده است. نتایج شبیه سازی نشان داد $99/98\%$ درصد از نیتروژن از بالای برج تقطیر خارج می شود. نتایج تحلیل انرژی و اقتصادی نشان داد که بیشترین هزینه مربوط به تجهیزاتی از جمله کمپرسورها و برج تقطیر کم فشار می باشد.

کلمات کلیدی :

شبه سازی - انرژی - جداسازی - بهینه سازی

فهرست مطالب

فصل ۱: کلیات پژوهش	۱
۱-۱- مقدمه.....	۲
۲-۱- اهمیت و ضرورت تحقیق.....	۳
۳-۱- هدف تحقیق.....	۴
۴-۱- بیان مساله.....	۵
۵-۱- اجزای مهم تشکیل دهنده ی هوا.....	۵
۱-۵-۱- نیتروژن.....	۶
۱-۵-۱-۱- ویژگیهای درخور نگرش.....	۶
۱-۵-۱-۲- کاربردها.....	۷
۲-۵-۱- اکسیژن.....	۸
۱-۲-۵-۱- ویژگیهای در خور نگرش.....	۸
۲-۲-۵-۱- کاربردها.....	۹
۱-۶- بررسی ترمودینامیکی فرایندهای کرایوژنیک.....	۹
۱-۶-۱- سرماسازی.....	۱۰
۱-۶-۱-۲- حداقل کار ترمودینامیکی.....	۱۴
۱-۶-۱-۳- ضریب عملکرد.....	۱۵
۱-۶-۱-۴- حداقل کار برای سردسازی همفشار.....	۱۸
۱-۶-۱-۵- حداقل کار برای مایعسازی همفشار.....	۱۹
۱-۶-۱-۶- ایجاد دماهای پایین.....	۲۱
۱-۶-۱-۶-۲- انبساط ژول - تامسون.....	۲۲
۱-۶-۱-۶-۳- انبساط آدیاباتیک برگشتپذیر توربین.....	۲۶
۱-۶-۱-۶-۴- سردسازی با یک مبرد خارجی.....	۲۹
۱-۶-۱-۶-۵- انبساط آدیاباتیک ناپیوسته ناگهانی.....	۳۰
فصل ۲: مروری بر مقالات	۳۲
۱-۲- تاریخچه.....	۳۳
۲-۲- مروری بر کارهای گذشتگان.....	۳۵
فصل ۳: مبانی نظری	۳۸

۳-۱- مقدمه ۳۹

فصل ۴: مدل سازی ۶۳

۴-۱- مقدمه ۶۴

فصل ۵: نتیجه گیری ۸۴

منابع و مراجع ۸۶

فهرست اشکال

- شکل (۱-۱) آرایش الکترونی نیتروژن و جایگاه آن در جدول تناوبی ۶
- شکل (۲-۱) آرایش الکترونی اکسیژن و جایگاه آن در جدول تناوبی ۸
- شکل (۳-۱) چرخه تبرید ساده تراکم بخار ۱۱
- شکل (۳-۱) نمودار T-S این چرخه از ۴ مرحله‌ی فرآیندی تشکیل می‌شود ۱۱
- شکل (۴-۱) چرخه تبرید تراکم بخار در حالت Cascade (آبشاری) ۱۳
- شکل (۵-۱) چرخه تبرید جذب ۱۴
- شکل (۶-۱) حداقل کار ترمودینامیکی چرخه کارنو برای سردسازی در دمای ثابت ۱۶
- شکل (۷-۱) حداقل کار ترمودینامیکی در چرخه معکوس کارنو برای سردسازی هم فشار ۱۹
- شکل (۸-۱) رفتار P-T فرآیندهای آنتالپی ثابت و نمودار وارونگی برای گازهای حقیقی ۲۳
- شکل (۱-۳) شماتیک شبیه سازی واحد جداسازی هوا ۴۱
- شکل (۲-۳) شماتیک کلی مبدل های گاز طبیعی مایع ۴۴
- شکل (۳-۳) عملکرد کمپرسور اول ۴۹
- شکل (۴-۳) تغییرات دما در سینی های برج تقطیر واحد جداسازی هوا ۵۱
- شکل (۵-۳) تغییرات فشار در سینی های برج تقطیر واحد جداسازی هوا ۵۱
- شکل (۶-۳) کسر مولی گاز نیتروژن در سینی های برج تقطیر پر فشار ۵۳
- شکل (۷-۳) کسر مولی گاز اکسیژن در سینی های برج تقطیر پر فشار ۵۴
- شکل (۸-۳) کسر مولی گاز آرگون در سینی های برج تقطیر پر فشار ۵۴

شکل (۹-۳) تغییرات دما در برج کم فشار	۵۷
شکل (۱۰-۳) تغییرات فشار در برج کم فشار	۵۷
شکل (۱۱-۳) تغییرات ترکیب درصد مولی نیتروژن در برج کم فشار	۵۸
شکل (۱۲-۳) تغییرات ترکیب درصد مولی اکسیژن در برج کم فشار	۵۸
شکل (۱۳-۳) تغییرات ترکیب درصد مولی آرگون در برج کم فشار	۵۹
شکل (۱۴-۳) شماتیک کلی تحلیل انرژی واحد Air separation با Aspen Energy Analyzer	۵۹
شکل (۱۵-۳) آنالیز انرژی واحد جداسازی هوا	۶۰
شکل (۱۶-۳) شماتیک لینک واحد جداسازی هوا با Aspen Aconomics Analyzer	۶۱
شکل (۱-۴) شماتیک شبیه سازی واحد جداسازی هوا	۶۸
شکل (۲-۴) شماتیک کلی مبدل های گاز طبیعی مایع	۶۹
شکل (۳-۴) عملکرد کمپرسور اول	۷۱
شکل (۴-۴) تغییرات دما در سینی های برج تقطیر واحد جداسازی هوا	۷۳
شکل (۵-۴) تغییرات فشار در سینی های برج تقطیر واحد جداسازی هوا	۷۳
شکل (۶-۴) کسر مولی گاز نیتروژن در سینی های برج تقطیر پر فشار	۷۴
شکل (۷-۴) کسر مولی گاز اکسیژن در سینی های برج تقطیر پر فشار	۷۵
شکل (۸-۴) کسر مولی گاز آرگون در سینی های برج تقطیر پر فشار	۷۵
شکل (۹-۴) تغییرات دما در برج کم فشار	۷۷
شکل (۱۰-۴) تغییرات فشار در برج کم فشار	۷۸
شکل (۱۱-۴) تغییرات ترکیب درصد مولی نیتروژن در برج کم فشار	۷۸
شکل (۱۲-۴) تغییرات ترکیب درصد مولی اکسیژن در برج کم فشار	۷۹
شکل (۱۳-۴) تغییرات ترکیب درصد مولی آرگون در برج کم فشار	۷۹
شکل (۱۴-۴) شماتیک کلی تحلیل انرژی واحد Air separation با Aspen Energy Analyzer	۸۰
شکل (۱۵-۴) آنالیز انرژی واحد جداسازی هوا	۸۱
شکل (۱۶-۴) شماتیک لینک واحد جداسازی هوا با Aspen Aconomics Analyzer	۸۲

فهرست جداول

جدول (۱-۱) نقاط جوش نرمال و بیشترین عملکرد برای مایع سازی گازهای مختلف.....	۱۷
جدول (۲-۱) گرمای جذب شده و حداقل کار ترمودینامیکی برای مایعسازی در فشار اتمسفر.....	۲۱
جدول (۳-۱) ثوابت واندروالس و دماهای وارونگی گازهای مختلف.....	۲۵
جدول (۴-۱) افت دما برای گاز ایدهآل توسط انبساط ایزونتروپیک از ۲۹۳k.....	۲۹
جدول (۱-۳) مشخصات فرآیندی خوراک ورودی واحد جداسازی هوا.....	۳۹
جدول (۲-۳) مشخصات خوراک ورودی واحد جداسازی هوا.....	۳۹
جدول (۳-۳) جریان های ورودی و خروجی به مبذل LNG.....	۴۷
جدول (۴-۳) مشخصات فرآیندی جریان های ورودی و خروجی مبذل LNG.....	۴۸
جدول (۵-۳) مشخصات فرآیندی خوراک ورودی برج تقطیر.....	۵۰
جدول (۶-۳) ترکیب درصد اجزاء خوراک واحد تقطیر.....	۵۰
جدول (۷-۳) ترکیب درصد مواد در جریان های ورودی و خروجی برج تقطیر.....	۵۵
جدول (۸-۳) مشخصات فرآیندی جریان های ورودی و خروجی برج تقطیر.....	۵۶
جدول (۹-۳) آنالیز انرژی واحد جداسازی هوا.....	۶۰
جدول (۱۰-۳) نتایج تحلیل اقتصادی واحد جداسازی هوا.....	۶۲
جدول (۱-۴) مشخصات فرآیندی خوراک ورودی واحد جداسازی هوا.....	۶۷
جدول (۲-۴) مشخصات خوراک ورودی واحد جداسازی هوا.....	۶۷
جدول (۳-۴) جریان های ورودی و خروجی به مبذل LNG.....	۷۰

جدول (۴-۴) مشخصات فرآیندی جریان های ورودی و خروجی مبدل LNG	۷۰
جدول (۵-۴) مشخصات فرآیندی خوراک ورودی برج تقطیر	۷۲
جدول (۶-۴) ترکیب درصد اجزاء خوراک واحد تقطیر	۷۲
جدول (۷-۴) ترکیب درصد مواد در جریان های ورودی و خروجی برج تقطیر	۷۶
جدول (۸-۴) مشخصات فرآیندی جریان های ورودی و خروجی برج تقطیر	۷۶
جدول (۹-۴) آنالیز انرژی واحد جداسازی هوا	۸۱
جدول (۱۰-۴) نتایج تحلیل اقتصادی واحد جداسازی هوا	۸۳

فصل ۱:

کلیات پژوهش

۱-۱- مقدمه

کرایوژنیک علم تولید و رفتار مواد در دماهای پایین است. اهمیت استراتژیک کرایوژنیک از زمانی افزایش پیدا کرد که محدوده‌ی دمایی این علم، دمای اکسیژن مایع، نیتروژن مایع، آرگون مایع، هیدروژن مایع و هلیوم مایع و گاز طبیعی مایع را در بر می‌گرفت. فرآیندهای کرایوژنیک به تولید دماهای پایین، تولید کرایوژن‌ها و نگهداری آنها، حمل و نقل و مصرف مربوط می‌گردد، در حالی که مهندسی کرایوژنیک با تولید تجهیزات مربوطه، ابزار و کارخانه‌ها جهت اجرای فرآیندهای کرایوژنیک به صورت بهینه، پایدار و امن، سر و کار دارد. مهمترین کاربردهای کرایوژنیک در علوم پزشکی و بیولوژیکی می‌باشد و انتظار می‌رود در زمینه‌های نگهداری کرایوژنیک و جراحی کرایوژنیک نیز تحول و تحقیقات نوآورانه‌ای صورت بگیرد. اولین مایع‌سازی موفق یک گاز کرایوژنیک در سال ۱۸۷۷ توسط یک مهندس معدن فرانسوی به نام کایلت اتفاق افتاد و او یک مه، از قطرات اکسیژن مایع تولید کرد. او موفق شد تا یک مخزن حاوی اکسیژن را در فشار ۳۰۰ بار خنک کرده و با باز کردن ناگهانی شیر مخزن گاز مخزن را منبسط کند (افزایش حجم دهد). در همان زمان، فیزیکدان سوئیسی به نام پیکت موفق به مایع‌سازی اکسیژن از طریق خنک کردن آبشاری شد.

در سالیان اخیر نیاز به نیتروژن، اکسیژن و آرگون روز به روز در حال افزایش است. در صنعت نفت همچنین بطور خاص در صنعت فولاد این سه ماده بسیار مهم هستند و طی فرآیند تولید برای کربن زدایی، گوگردزدایی، حذف هیدروژن، حذف نیتروژن، آرگون و اکسیژن، برش فلزات، جوشکاری، خنک کاری و ... از آنها استفاده می‌شود. جداسازی هوا به روش کرایوژنیک بهترین تاثیر و راندمان را در جداسازی هوا دارد.

روش‌های جداسازی: به طور کلی سه روش الف) تقطیر ب) جذب ج) غشاها برای جداسازی اجزای هوا وجود دارند. در این میان روش تقطیر بیشترین بازدهی را دارد و می‌تواند

برای تولید با خلوص بالای ۹۹٪ و تولید در مقدار بالا به کار رود. تکنولوژی جذب قادر به تولید اکسیژن با خلوص ۹۵٪ است، با این حال این روش نیاز به جاذب هایی دارد که محدودیت ابعادی داشته و مشکل اشباع شدن دارند و همچنین سرمایه گذاری اولیه بالایی در این روش مورد نیاز است

مطالعه و تحلیل عملکرد یک واحد جداسازی هوا توسط برنامه های رایانه ای بهتر و کم هزینه تر از ساخت پایلوت یا نمونه ی آزمایشگاهی آن می باشد. نرم افزار اسپن هایسیس از مجموعه اسپن تکنولوژی یکی از مهمترین شبیه سازهای فرآیندی است که امروزه به صورت گسترده در صنایع کرایوژنیک، شیمیایی و ترمودینامیکی استفاده می شود.

اهمیت جداسازی هوا به روش کرایوژنیک: تکنولوژی جداسازی هوا به کمک سرمایش این توانایی را دارد تا در مقایسه با روش های غیر برودتی نظیر جذب با تناوب فشار و تکنولوژی غشایی که هزینه تولید کمتر و خلوص پایین تری دارند، بیشترین ظرفیت تولید را از خلوص متوسط تا بالا داشته باشد.

۱-۲- اهمیت و ضرورت تحقیق

کرایوژنیک علم دماهای بسیار پایین می باشد یا به عبارتی دیگر کرایوژنیک، هنر سرماسازی است. اهمیت استراتژیک کرایوژنیک از زمانی افزایش پیدا کرد که محدوده ی دمایی این علم، دمای گاز طبیعی مایع، اکسیژن مایع، نیتروژن مایع، آرگون مایع، هیدروژن مایع و هلیوم مایع را در بر می گرفت. موارد فوق تعدادی از کرایوژن ها هستند که به صورت گسترده در کاربردهای کرایوژنیک استفاده می شوند. علم کرایوژنیک در علوم و فنون متنوعی همچون علوم (پایه)، علوم پزشکی و بیولوژیکی، صنایع غذایی، متالورژی، مطالعات فضایی، تولید موشک، الکترونیک، مهندسی و تولید کاربرد دارد.

گاز بی اثر مانند نیتروژن اساسا بعنوان پوششی در محیط های مختلف به کار برده می شود تا

از هرگونه خوردگی و یا رسوب^۱ در دستگاهای فرآیند پالایش و ... جلوگیری کند. کاهش اکسیژن در محیط های بسته به کمک ازت خطرات ناشی از آتش سوزی و انفجار را کاهش می دهد و همچنین احتمال تولید دی هیدراسیون^۲، تجزیه شدن اکسیداسیون و آلودگی با اکسیژن اتمسفر را کاهش می دهد.

کاربرد مهم نیتروژن در خالی کردن^۲ کردن محیط های قابل احتراق یا جلوگیری از تماس اکسیژن با هیدروکربن در مدت زمان راه اندازی و بستن واحد می باشد. نیتروژن هنگام ورود به سیستم جایگزین اکسیژن شده و هرگونه خطر آتش سوزی و انفجار را کاهش می دهد. نیتروژن همچنین به عنوان گاز پوششی در تانک های ذخیره مواد هیدروکربنی بکار برده می شود. نیتروژن تولید شده در پالایشگاه عاری از هرگونه رطوبت یا مواد هیدروکربنی می باشد. در واحد فوق نیتروژن هم به شکل گاز جهت استفاده در واحدهای عملیاتی و هم به شکل مایع جهت ذخیره سازی در مخازن ذخیره آن تولید می گردد.

اکسیژن مایع و گازی هر دو در تولید فلزات و جوشکاری، تولید سفال، شیشه و بتن، پالایشگاه های نفت و ... به کار می روند. گاز نیتروژن به عنوان گازی بی اثر در واحدهای فولاد، شیمیایی و نفت و صنایع الکترونیک به کار می رود. نیتروژن مایع در آسیاب کردن سرمایشی پلاستیک و نگهداری مواد غذایی استفاده می شود. گاز بی اثر آرگون به عنوان یک گاز بی اثر در جوشکاری، برش فلزات، گرمکاری و ... در صنایع فولاد و الکترونیک استفاده می شود

۱-۳- هدف تحقیق

مطالعه و تحلیل عملکرد یک واحد جداسازی هوا توسط برنامه های رایانه ای بهتر و کم هزینه تر

^۱ FOULING

^۲ PURG

از ساخت پایلوت یا نمونه‌ی آزمایشگاهی آن می‌باشد. نرم‌افزار اسپن هایسیس از مجموعه اسپن تکنولوژی یکی از مهمترین شبیه‌سازهای فرآیندی است که امروزه به صورت گسترده در صنایع کرایوژنیک، شیمیایی و ترمودینامیکی استفاده می‌شود. هدف این تحقیق ارائه یک کد شبیه سازی جداسازی کرایوژنیک به کمک نرم افزار اسپن هایسیس است. اهمیت جداسازی هوا به روش کرایوژنیک: تکنولوژی جداسازی هوا به کمک سرمایش این توانایی را دارد تا در مقایسه با روش های غیر برودتی نظیر جذب با تناوب فشار و تکنولوژی غشایی که هزینه تولید کمتر و خلوص پایین تری دارند، بیشترین ظرفیت تولید را از خلوص متوسط تا بالا داشته باشد.

۴-۱- بیان مساله

در این مطالعه، شبیه‌سازی واحد جداساز هوای کرایوژنیک انجام گرفته است. شبیه‌سازی بر مبنای شرایط پایا انجام می‌گیرد. همچنین در این مطالعه ابتدا در وهله اول بازده واحد، مصرف توان ویژه، خلوص محصول و رفتار پارامتر فرآیند مورد بررسی قرار خواهند گرفت. همچنین در وهله دوم به آنالیز حساسیت پارامترهای فرآیندی موثر می‌پردازیم تا نقش هر کدام در مصرف توان، خلوص محصول بدست آیند و سرانجام با بکارگیری جعبه ابزار قدرتمند الگوریتم ژنتیک به بهینه سازی هزینه می‌پردازیم.

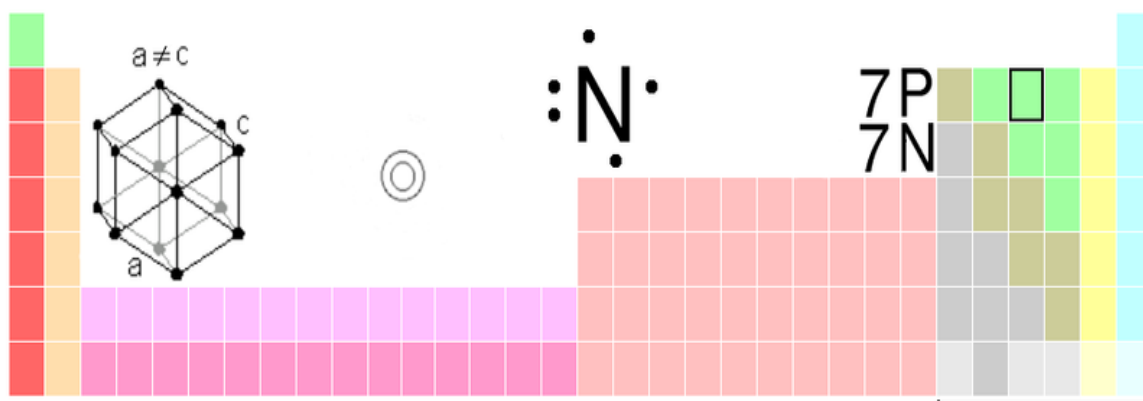
۵-۱- اجزای مهم تشکیل دهنده ی هوا

۱-۵-۱- نیتروژن

نیتروژن یا ازت یکی از عناصر شیمیایی در جدول تناوبی است که نماد آن N و عدد اتمی آن ۷ است. نیتروژن معمولاً به صورت یک گاز، غیر فلز، دو اتمی بی اثر، بی رنگ، بی مزه و بی بو است که ۷۸٪ جو زمین را در بر گرفته و عنصر اصلی در بافت های زنده است. نیتروژن ترکیبات مهمی مانند آمونیاک اسید نیتریک و سیانیدها را شکل می دهد.

۱-۵-۱-۱- ویژگیهای درخور نگرش

نیتروژن از گروه غیر فلزات بوده و پنج الکترون در لایه ظرفیت خود داشته و در نتیجه در اکثر ترکیبات، سه ظرفیتی است. نیتروژن خالص یک گاز بی اثر و بی رنگ است و ۷۸٪ جو زمین را به خود اختصاص داده است. در ۶۳ درجه کلوین منجمد شده و در ۷۷ کلوین به صورت مایع تبدیل به ماده سرمایشی معروف سرمازا^۱ می شود.



شکل (۱-۱) آرایش الکترونی نیتروژن و جایگاه آن در جدول تناوبی

^۱ Cryogen

۱-۵-۱-۲- کاربردها

مهم ترین کاربرد اقتصادی نیتروژن برای ساخت آمونیاک از طریق فرایند هابر^۱ است. آمونیاک معمولاً برای تولید کود و مواد تقویتی و اسید نیتریک استفاده می شود. نیتروژن همچنین به عنوان پرکننده بی اثر، در مخزنهای بزرگ برای نگهداری مایعات قابل انفجار، در هنگام ساخت قطعات الکترونیک مانند ترانزیستور، دیود و مدار یکپارچه و همچنین برای ساخت فلزات ضد زنگ استفاده می شود. نیتروژن همچنین به صورت ماده خنک کننده، برای هم منجمد کردن غذا و هم ترابری آن، نگهداری اجساد و یاخته های تناسلی (اسپرم و تخم مرغ)، و در زیست شناسی برای نگهداری پایدار از نمونه های زیستی کاربرد دارد.

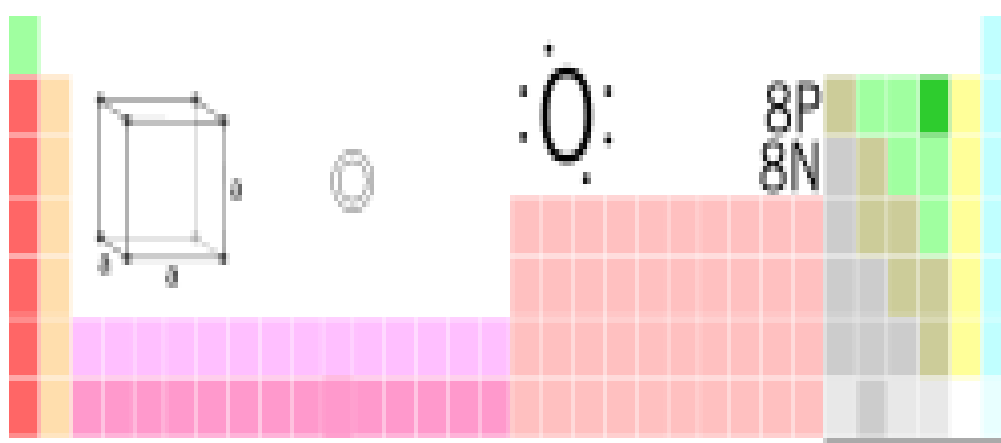
نمک اسید نیتریک شامل ترکیبات مهمی مانند نیترات پتاسیم و سدیم و نیترات آمونیوم است. که اولی برای تولید باروت و دومی برای تولید کود به کار می رود. ترکیبات نیترات شده مانند نیتروگلیسرین و تری نیترو تولوئن^۲ معمولاً منفجر شونده هستند.

اسید نیتریک به عنوان ماده اکسید کننده در مایع سوخت موشک ها استفاده می شود. هیدرازین و مشتقات آن نیز در سوخت موشک ها بکار می روند. نیتروژن اغلب در سرمازاها، به صورت مایع (معمولاً LN_2) استفاده می شود. نیتروژن مایع با عمل تقطیر هوا به دست می آید. در فشار جو، نیتروژن در دمای ۱۹۶- درجه سانتیگراد مایع می شود.

^۱ Haber
^۲ TNT

۱-۵-۲- اکسیژن

اکسیژن، یکی از عناصر شیمیایی در جدول تناوبی است که نماد آن O و عدد اتمی آن ۸ است. یک عنصر زیستی بوده و همه جا چه در زمین و چه در کل جهان هستی یافت می‌شود. مولکول اکسیژن در زمین از نظر ترمودینامیکی ناپایدار است ولی توسط عمل نورساخت (فتوسنتز) باکتری‌های بی‌هوازی و در مرحله بعدی توسط عمل نور ساخت گیاهان زمینی به وجود می‌آید.



شکل (۲-۱) آرایش الکترونی اکسیژن و جایگاه آن در جدول تناوبی

۱-۵-۲-۱- ویژگی‌های در خور نگرش

اکسیژن در دما و فشار استاندارد به صورت گاز است که حاوی دو اتم است. اکسیژن عنصر مهم هوا است و از طریق عمل نورساخت (فتوسنتز) گیاهان تولید شده و برای تنفس حیوانات لازم است. اکسیژن مایع و جامد رنگ آبی کم رنگ داشته و هر دو بسیار پارامغناطیس می‌باشند. اکسیژن مایع معمولاً با عمل تقطیر جزئی هوای مایع به دست می‌آید.

۱-۵-۲-۲- کاربرد

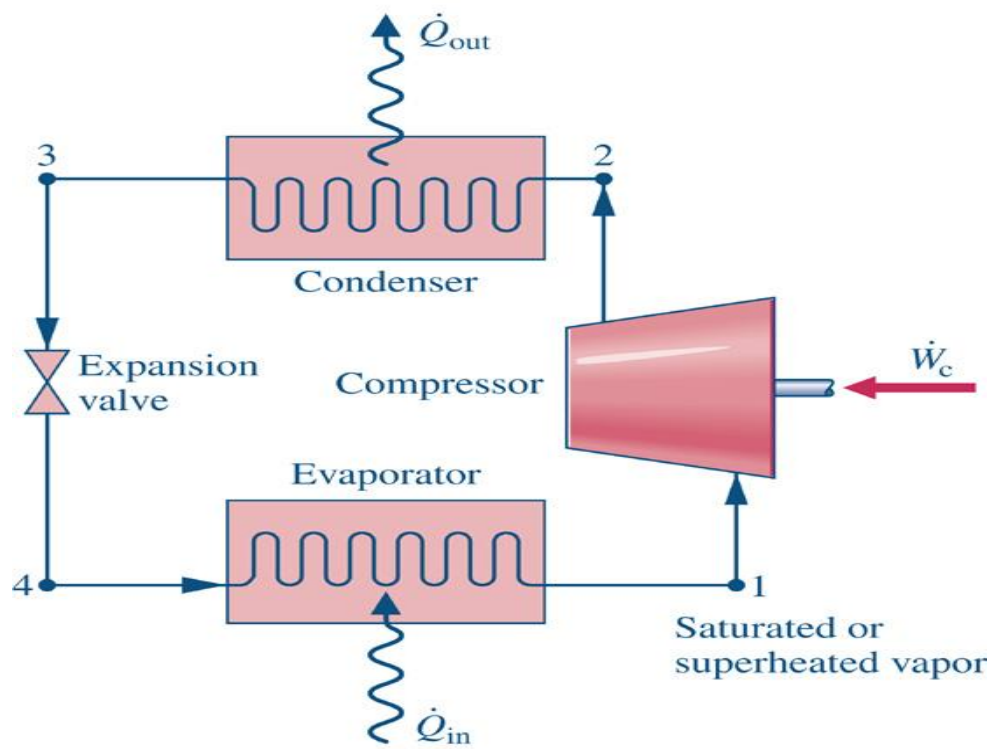
اکسیژن به عنوان اکساینده کاربرد بسیار زیادی داشته، و تنها فلوئور از آن الکترون‌گاتر است. اکسیژن مایع به عنوان اکسید کننده در نیروی حرکتی موشک‌ها استفاده می‌شود. از آنجا که اکسیژن برای تنفس ضروری است در پزشکی نیز کاربرد دارد. گاهی اوقات کسانی که کوه نوردی می‌کنند یا در هواپیما پرواز می‌کنند، مخازن اکسیژن همراه دارند (به عنوان هوا). اکسیژن در جوشکاری و ساخت فولاد و همچنین متانول نیز کاربرد دارد.

۶- بررسی ترمودینامیکی فرآیندهای کرایونیک

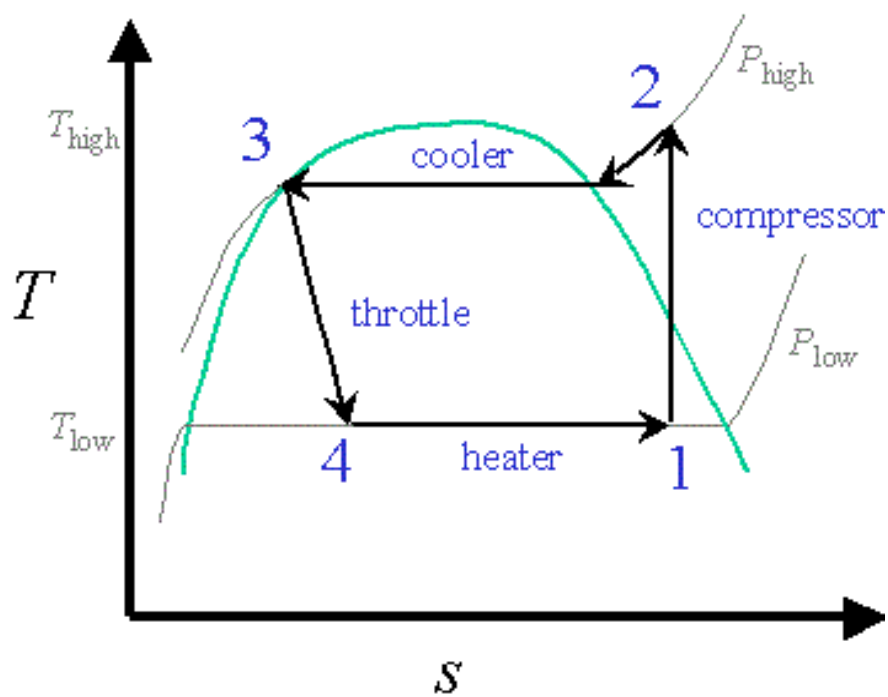
در طراحی هر فرآیند سردکننده‌ای که زیر دمای محیط کار می‌کند، آنالیز ترمودینامیکی حداقل کار مورد نیاز برای سرماسازی مورد نیاز می‌باشد. در فرآیندهای حقیقی، به علت وجود محدودیت‌ها، برگشت‌ناپذیری و عدم کارایی مکانیکی تجهیزات کار واقعی خیلی بیشتر از حداقل کار می‌باشد. همچنین فرآیند و شرایط مورد نیاز آن برای ایجاد دماهای پایین بر اساس کارایی ترمودینامیکی قابل دسترسی و همچنین عملکرد بهینه فرایند تحت عنوان راحتی عملکرد، قابلیت اطمینان، ایمنی و هزینه انتخاب می‌شود. این بخش، بر روی نقاط برجسته برای حداقل سازی انرژی مورد نیاز بحث می‌کند و فرآیندها و سیستم‌های سرماسازی موجود برای ایجاد دماهای پایین، را توضیح می‌دهد.

۱-۶-۱ سرماسازی

سرماسازی فرآیند خارج کردن گرما از یک سیستم یا یک ماده برای سردسازی یا میعان در سطح‌هایی پایین‌تر از دماهای محیط می‌باشد. گرمای خارج شده توسط یک مبدل گرمایی جذب می‌شود و برای تبخیر ماده سردکننده موجود در چرخه‌ی سرماسازی استفاده می‌شود. ویلیام کولن در دانشگاه گلاسکو اولین چرخه‌ی سردکننده را در سال ۱۷۴۸ ایجاد کرد. یاکوب پرکینز در سال ۱۸۳۴ اولین ماشین مورد استفاده در سرماسازی را اختراع کرد. مهندس آلمانی به نام کارل وان‌لینده نه تنها یک یخچال را اختراع کرد بلکه توانست فرآیند مایع‌سازی گاز را به عنوان یکی از بخش‌های اصلی تکنولوژی سرماسازی در حدود سال ۱۸۷۶ اختراع کند. علاوه‌بر سرد کردن، سردسازی (تبرید) در تهویه هوا نیز به صورت گسترده استفاده می‌شود. تهویه مطبوع فرآیندی است که در آن خنک‌سازی هوا و رطوبت زدایی از آن انجام می‌گیرد. اساساً یک دستگاه تهویه هوا عمل سرماسازی را در نزدیکی دمای محیط انجام می‌دهد. اصول فیزیکی متعددی وجود دارد که به تهویه هوا مربوط می‌شود. اساساً بیشتر سیستم‌های تهویه هوا، طبق اصل تبخیر و میعان ماده سردکننده عمل می‌کنند. در گذشته گاز $R-12$ که یک کلروفلوروکربن بود به عنوان سردکننده سیستم تهویه هوای ماشین‌ها مورد استفاده قرار می‌گرفت. به علت خسارت ناشی از CFC ها بر روی لایه‌ی اوزون زمین از سال ۱۹۶۶، $R-134A$ که یک سردکننده‌ی بی‌ضرر به محیط‌زیست است، غالباً مورد استفاده قرار می‌گیرد. چرخه‌ی تبریدی که بیشترین استفاده دارد بر روی اصل تراکم بخار پایه‌گذاری شده است. در شکل‌های زیر چرخه تبرید ساده تراکم بخار و نمودار T-S آن رسم شده است (۱).



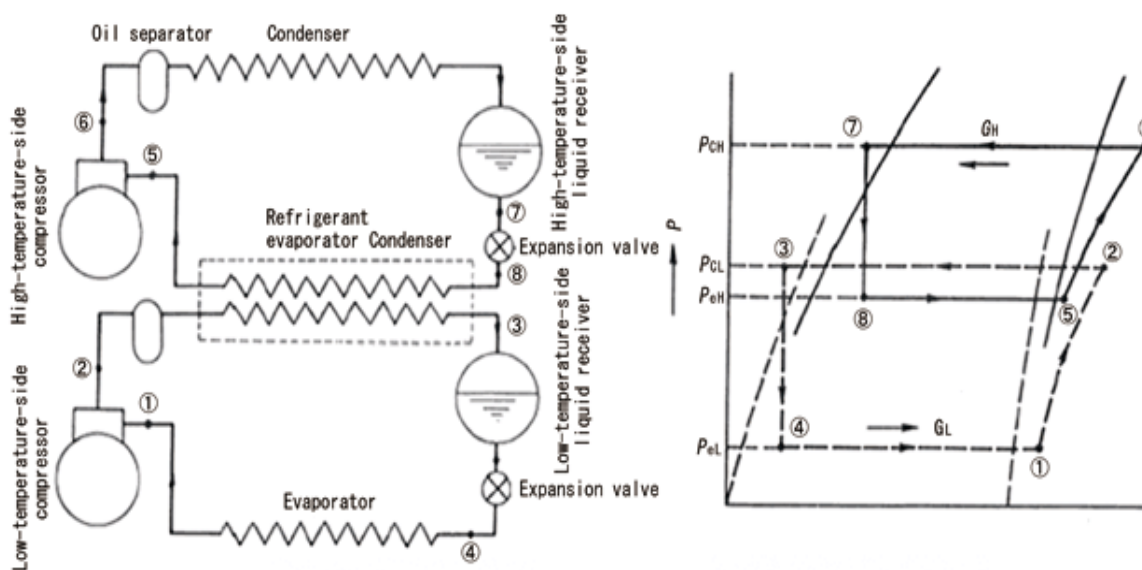
شکل (۳-۱) چرخه تبرید ساده تراکم بخار



شکل (۳-۱) نمودار T-S این چرخه از ۴ مرحله‌ی فرآیندی تشکیل می‌شود

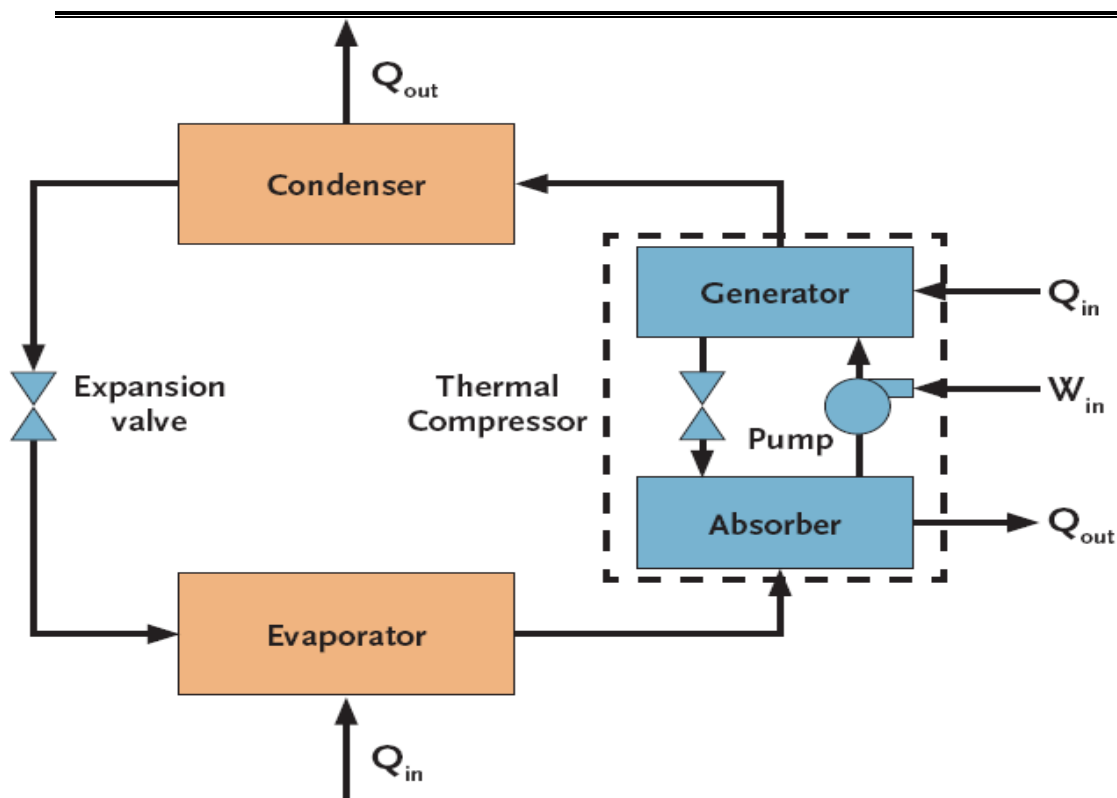
- فرآیند ۱-۲ بخار مبرد توسط کمپرسور تراکم می‌شود.
 - فرآیند ۲-۳ بخار در کندانسور با از دست دادن انرژی خود به محیط تبدیل به مایع می‌گردد.
 - فرآیند ۳-۴ در این مرحله فرآیند خفگی بر روی مبرد مایع انجام می‌شود. بخاری که سریعاً انبساط پیدا می‌کند نیاز به انرژی جنبشی دارد و انرژی را از نزدیکترین ناحیه که انرژی از دست داده و خنک و تا قسمتی مایع می‌شود، بدست می‌آورد.
 - فرآیند ۴-۱ مایع مبرد در اواپراتور که قسمتی از آن به صورت بخار است. با گرفتن گرما از سیستم خنک‌شونده، سریعاً تبدیل به بخار می‌شود.
- جذب گرما، Q_e ، و خنک‌سازی در مرحله‌ی ۱-۲ انجام می‌شود. توان مصرفی یا میزان کار انجام شده برای تراکم ($-W_c$) از حاصلضرب اختلاف آنتالپی حول کمپرسور در دبی مبرد به دست می‌آید.
- برای دستیابی به دماهای خیلی پایین از چرخه تراکم به صورت آبشاری^۱ استفاده می‌کنند. این چرخه تبرید تراکم بخار می‌تواند با یک یا چندین مبرد همانند شکل زیر صورت گیرد. در شکل زیر چرخه تبرید تراکم بخار در حالت آبشاری نشان داده شده است، (۱) در حالت آبشاری گرمای مورد نیاز برای تبخیر یکی از مبردها از جذب انرژی از دست رفته در کندانسور مبرد دیگر بدست می‌آید. این سیستم با نام کنوانسور - تبخیرکننده شناخته می‌شود و با انتخاب مناسب مبردها و شرایط فشار، امکان سرماسازی در دماهای پایین تا بسیار پایین وجود دارد.

^۱ Cascade



شکل (۱-۴) چرخه تبرید تراکم بخار در حالت Cascade (آبشاری)

تبرید ممکن است با چرخه‌ی بخار - جذب همانگونه که در شکل زیر نشان داده می‌شود انجام شود (۱). تنها تفاوتی که این چرخه با چرخه تراکم بخار دارد این است که بخار اشباع تولید شده از تبخیر کننده در یک حلال مانند آب جذب می‌شود و سپس حلال توسط یک پمپ افزایش فشار پیدا می‌کند. این تفاوت موجب می‌شود تا انرژی مورد نیاز برای افزایش فشار توسط یک کمپرسور کاهش یابد که این به علت پایین بودن میزان کار مورد نیاز برای پمپ در مقایسه با یک کمپرسور می‌باشد. در نتیجه هزینه بهره برداری پایین تر ولی هزینه سرمایه گذاری بیشتری دارد. چرخه‌ی تبرید بخار - جذب برای مبردهایی مثل NH_3 قابل استفاده است که در یک حلال مثل آب، حلالیت آن در دماهای پایین، زیاد و در دمای محیط کم است.



شکل (۱-۵) چرخه تبرید جذب

۲-۱-۶-۱ حداقل کار ترمودینامیکی

از لحاظ ترمودینامیکی، گرمای جذب شده از یک منبع می‌تواند به کار مفید تبدیل شود در حالی که مقداری از آن گرما به یک چاهک گرما در دمای محیط باز می‌گردد که نشان‌دهنده‌ی بالا بردن سطح دمایی جذب گرما نسبت به بازگشت گرما می‌باشد. همچنین اگر گرما از یک منبع با سطح دمایی پایین‌تر از دمای منبع (یا محیط) جذب شود، برای بازگرداندن گرما نیاز به انجام کار وجود دارد. یک یخچال وسیله‌ای است که سرماسازی را با جذب گرما از یک سیستم با دمای پایین و دفع آن به یک منبع گرما با سطح دمایی بالاتر انجام می‌دهد، در حالی

که یک پمپ گرمایی عمل گرماسازی را با بازگرداندن گرما به یک سیستم با سطح دمایی بالا انجام می‌دهد درحالی که گرما را از یک منبع با سطح دمایی پایین‌تر جذب می‌کند. این وسیله ها یک وجه مشترک دارند، و آن جذب گرما از یک منبع با سطح دمایی پایین‌تر از محیط است که بر همین اساس برای به کار افتادن دستگاه کار ورودی مورد نیاز می‌باشد.

برای جذب گرما Q از منبع با دمای پایین T_2 و بازگرداندن آن به منبعی با دمای محیط T_1 مقدار کار مورد نیاز توسط قانون دوم ترمودینامیک محاسبه می‌شود. حداقل کار ترمودینامیکی، با کار مورد نیاز برای چرخه‌ی معکوس کارنو، که یخچال کارنو نامیده می‌شود بیان می‌گردد.

$$W = \left(1 - \frac{T_2}{T_1}\right) \times Q \quad (1-1)$$

۳-۱-۶- ضریب عملکرد

مقدار گرمای محسوس و یا غیرمحسوسی که باید از یک ماده‌ی سرد شونده در شرایط پایا حذف شود بار برودتی^۱ نامیده می‌شود. چنانچه Q_2 بار برودتی و Q_1 گرمای بازگشتی باشد، براساس قانون اول ترمودینامیک، حداقل کار مورد نیاز سیستم که مقداری مثبت است به صورت زیر بیان می‌شود:

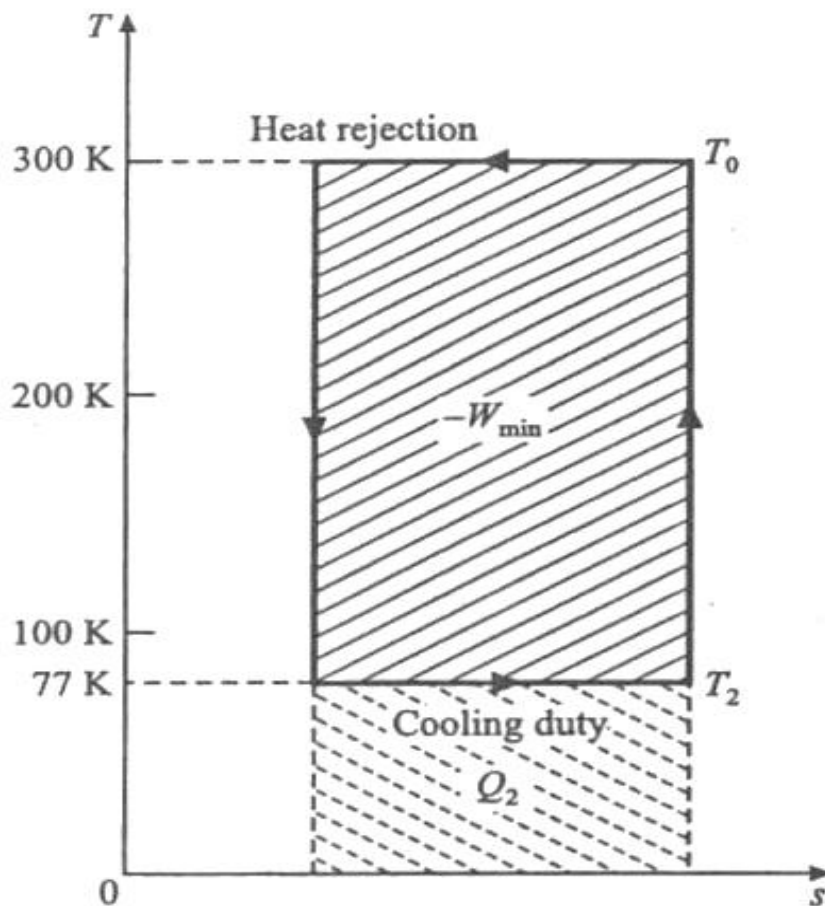
$$W = Q_2 - Q_1 \quad (2-1)$$

مقدار بار برودتی در دمای ثابت T_2 (برای مثال در میعان ماده خالص) در یک نمودار $T - S$

^۱ Cooling duty

(شکل زیر) برای چرخه کارنو نشان داده شده است سطح مستطیل محصور بین T_1 و T_2 حداقل کار ترمودینامیکی $(-W_{\min})$ را نشان می‌دهد در حالی که سطح مستطیل بین T_2 و دمای صفر مطلق بار برودتی و Q_2 را نشان می‌دهد. بنابراین کار مورد نیاز اگر T_2 کمتر و یا زیادتر باشد، بیشتر است. ضریب عملکرد چرخه‌ی تبرید ۱ که با COP نمایش داده می‌شود، نسبت بار برودتی به کار مورد نیاز می‌باشد که به صورت زیر ارائه می‌شود:

$$\text{COP} = \frac{Q_2}{w} = \frac{Q_2}{Q_1 - Q_2} \quad (3-1)$$



شکل (۱-۶) حداقل کار ترمودینامیکی چرخه کارنو برای سردسازی در دمای ثابت

بیشترین ضریب عملکرد COP_{\max} به حداقل کار ترمودینامیکی چرخه‌ی تبرید کارنو مربوط می‌شود و با دماهای فرآیندهای دما ثابت جذب گرما در T_2 و دفع گرما در T_1 بیان می‌شود:

^۱ COP

$$COP_{max} = \frac{T_2}{T_1 - T_2} \quad (4-1)$$

با توجه به این مقادیر مشخص است که با کاهش نقطه جوش نرمال کرایوژن کار مورد نیاز برای مایع سازی در فشار اتمسفریک افزایش می یابد (۱).

جدول (۱-۱) نقاط جوش نرمال و بیشترین عملکرد برای مایع سازی گازهای مختلف

گاز	نقاط جوش نرمال (k)	ضریب عملکرد
اتیلن	۱۶۹	۱/۲۹
متان	۱۱۲	۰/۵۹
اکسیژن	۹۰/۴	۰/۴۳
آرگون	۸۳/۱	۰/۳۸
نیتروژن	۷۷	۰/۳۴
هیدروژن	۲۰/۴	۰/۰۷۳
هلیوم	۴/۲	۰/۰۱۴

در بیان کمی، یک ژول خنک سازی (بار برودتی) در دمای سردسازی ۲۶۳k (۱۰°C-) به کاری برابر با ۰/۱۴ ژول نیاز دارد در حالی که برای همان مقدار گرمای حذف شده در دمای ۱۷۳k (۱۰۰°C-) در حدود ۰/۷۳ ژول کار مورد نیاز بوده و برای دماهای بسیار پایین مانند ۴/۲k، ۷۰/۴۸ ژول کار مورد نیاز می باشد. علاوه بر این، با کاهش دما و یا افزایش اختلاف دمای جذب و دفع، کارایی فرآیند حقیقی سریعاً کاهش می یابد. بنابراین نسبت کار واقعی به حداقل کار ترمودینامیکی با کاهش دمای مایع سازی به صورت صعودی افزایش می یابد.

۴-۱-۶-۱ حداقل کار برای سردسازی هم فشار

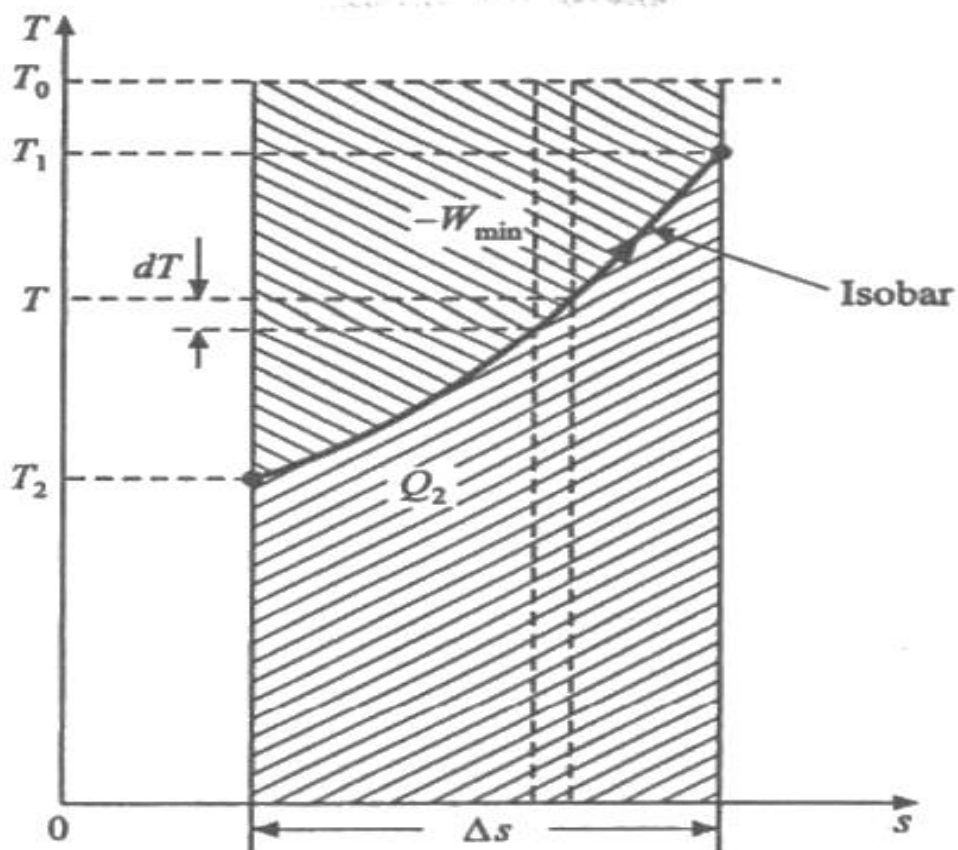
چنانچه جذب گرما برای حذف گرمای محسوس یک گاز از T_1 تا T_2 بدون تغییر فاز مد نظر باشد، یخچال کارنو در محدوده‌ی دیفرانسیلی دما در طول فرآیند خنک‌سازی در نظر گرفته می‌شود. چنانچه نمودار $T - S$ در ۰ حداقل کار ترمودینامیکی در چرخه کارنو برای سردسازی هم در فشار نشان داده شده است، (۱). گرمای جذب شده، Q_2 ، یا Δh با مساحت سطح زیر نمودار سردسازی هم فشار نشان داده می‌شود در حالی که سطح بین دمای T_1 و نمودار سردسازی هم فشار $-W_{min}$ را مشخص می‌کند که:

$$Q_2 = \int_{T_1}^{T_2} T ds = \Delta h \quad (5-1)$$

$$W_{min} = \int_{T_1}^{T_2} (T_1 - T) ds = T_1 \Delta s - \Delta h \quad (6-1)$$

$$COP_{max} = \frac{\Delta h}{T_1 \Delta s - \Delta h} \quad (7-1)$$

این تحلیل بدون توجه به طبیعت ماده مورد نظر می‌تواند در هر فرآیند هم‌فشاری مورد استفاده قرار گیرد.



شکل (۷-۱) حداقل کار ترمودینامیکی در چرخه معکوس کارنو برای سردسازی هم فشار

۵-۱-۶-۱ حداقل کار برای مایع سازی هم فشار

برای یک گاز مثل نیتروژن که در ابتدا در دمای 293K (20°C) و فشار اتمسفریک قرار دارد و دمای محیط 303K (30°C) است فرآیند ساده مایع سازی می تواند شامل (i) سردسازی هم فشار گاز به دمای میعان آن و (ii) میعان هم دمای گاز تا مایع سازی گاز شود. گرمای جذب شده

(بار برودتی) به دو قسمت تقسیم می‌شود که گرمای محسوس و گرمای نامحسوس نامیده می‌شوند. حداقل کار ترمودینامیکی برای مایع‌سازی در هر کدام از این قسمت‌ها توسط رابطه‌ی کلی زیر بیان می‌شود:

$$-W_{min} = \Delta h - T \Delta s \quad (۸-۱)$$

مقادیر نسبی گرمای محسوس و نامحسوس در گرمای جذب شده از دمای $T_1 = ۲۹۳k$ (یا $T_1 = ۳۰۳k$) و همچنین حداقل کار مایع‌سازی (۲) برای کرایوژن‌های مختلف در فشار اتمسفریک در جدول ۲-۲ مقایسه شده‌اند. در عین حال، روش ساده مایع‌سازی هم‌فشار در یک مرحله برای یک کرایوژن، به دلیل نیاز آن به یک مبرد (ماده سردکننده) خارجی به عنوان سردکننده و جاذب گرمای حاصل از میعان گاز مورد نظر عملی نیست. برای جذب گرما توسط مبرد در سطح دمایی پایین و دفع کردن آن در دمای بالاتر T_2 ، به علت اختلاف دمایی بین دمای میعان گاز و دمای تبخیر مبرد، عدم برگشت‌ناپذیری نمی‌تواند در نظر گرفته شود. با این حال، برای ساده‌سازی مفهوم در تحلیل‌های ترمودینامیکی موجود، دسترسی برای گرمای دفع شده از گاز مایع شده و گرمای جذب شده توسط مبرد یکسان در نظر گرفته می‌شود. بنابراین حداقل کار ترمودینامیکی و ضریب عملکرد فرآیند مایع‌سازی با چرخه معکوس کارنو بیان می‌شود، اگر فرآیند مایع‌سازی یک سیستم باز بوده و چرخه نمی‌باشد.

جدول (۱-۲) گرمای جذب شده و حداقل کار ترمودینامیکی برای مایع سازی در فشار اتمسفر

گاز	نقاط جوش	تغییرات آنتالپی (کیلوژول / کیلوگرم)	کار مینیمم (کیلوژول / کیلوگرم)		
	نرمال	گرمای	گرمای نهان	گرمای نهان	جمع کل
	(k)	آشکار	آشکار		
اتیلن	۱۶۹/۴	۱۶۳	۴۸۵	۷۵	۴۷۱
متان	۱۱۱/۸	۳۹۷	۵۱۲	۲۷۷	۱۱۴۷
اکسیژن	۹۰/۲	۱۹۷	۲۱۳	۱۳۳	۶۳۱
نیتروژن	۷۷/۳	۲۲۴	۱۹۹	۱۹۷	۷۷۷
نئون	۲۷/۳	۲۷۵	۸۶	۴۸۲	۱۳۴۱
هیدروژن	۲۰/۴	۳۴۱۳	۴۳۴	۶۱۰۰	۱۲۱۹۰
هلیوم	۴/۲	۱۵۰۹	۲۱	۶۹۰۱	۸۳۸۹

۶-۱-۶ ایجاد دماهای پایین

در کل سه روش برای ایجاد سرما یا دماهای پایین به صورت پیوسته وجود دارد که (i) فرآیند ایجاد خفگی یا انبساط ژول تامسون ($J - T$)، (ii) انبساط آدیاباتیک توربین و (iii) سردسازی هم فشار توسط یک مبرد خارجی. دو مورد اول روش های مستقیم محسوب می شوند که در آن آنها ماده ی سردشونده در فرآیند قرار می گیرد اما روش دوم روش غیرمستقیم است که در آن ماده سردشونده از طریق یک مبدل حرارتی، گرما را به یک مبرد منتقل می کند. مبرد که تغییر فاز پیدا می کند توسط روش اول سرد می شود. روش های مستقیم نسبت به روش های غیرمستقیم کارایی بالایی دارند و با این حال روش های غیرمستقیم به علت راحتی عملیاتی و یا

برای قسمتی از شبکه سردسازی، مورد استفاده قرار می‌گیرد. همچنین روش‌های دیگری نیز برای ایجاد دماهای بسیار پایین وجود دارد که در آنها از تغییرات ناپیوسته در خواص ترموفیزیکی مواد برای تهیه نیازهای خاص سردسازی استفاده می‌شود.

۲-۶-۱-۶-۱۱ انبساط ژول - تامسون

بعد از توسعه‌ی استفاده از فرآیند خفگی توسط ژول - تامسون، اسم این دو دانشمند به این فرآیند داده شد. جریان یافتن یک سیال با وجود یک مانع مانع اُریفیس یا شیری که کمی بسته شده است و یا یک مسیر متخلخل فرآیند خفگی نام دارد. ابزار خفه‌کننده برای کاهش فشار یک سیال جاری بدون افزایش سرعت آن و بدون تولید کار شفت مورد استفاده قرار می‌گیرد. اگر خط لوله ایزوله باشد و فرآیند آدیاباتیک شود تغییرات انرژی جنبشی و پتانسیل قابل صرف‌نظر کردن هست و بنابراین آنتالپی ثابت می‌ماند و هیچ کار شفتی حاصل نمی‌شود. با توجه به اینکه در گاز ایده‌آل، آنتالپی تابع دما می‌باشد، انبساط آنتالپی ثابت یک گاز ایده‌آل هیچ تغییری در دما ایجاد نمی‌کند. در انبساط آنتالپی ثابت غیرایده‌آل بودن ماده موجب تغییر دما می‌شود. فرآیند خفگی هیچ کاری تولید نمی‌کند و ذاتاً برگشت‌ناپذیر است. در نتیجه، آنتروپی در طول فرآیند خفگی افزایش می‌یابد.

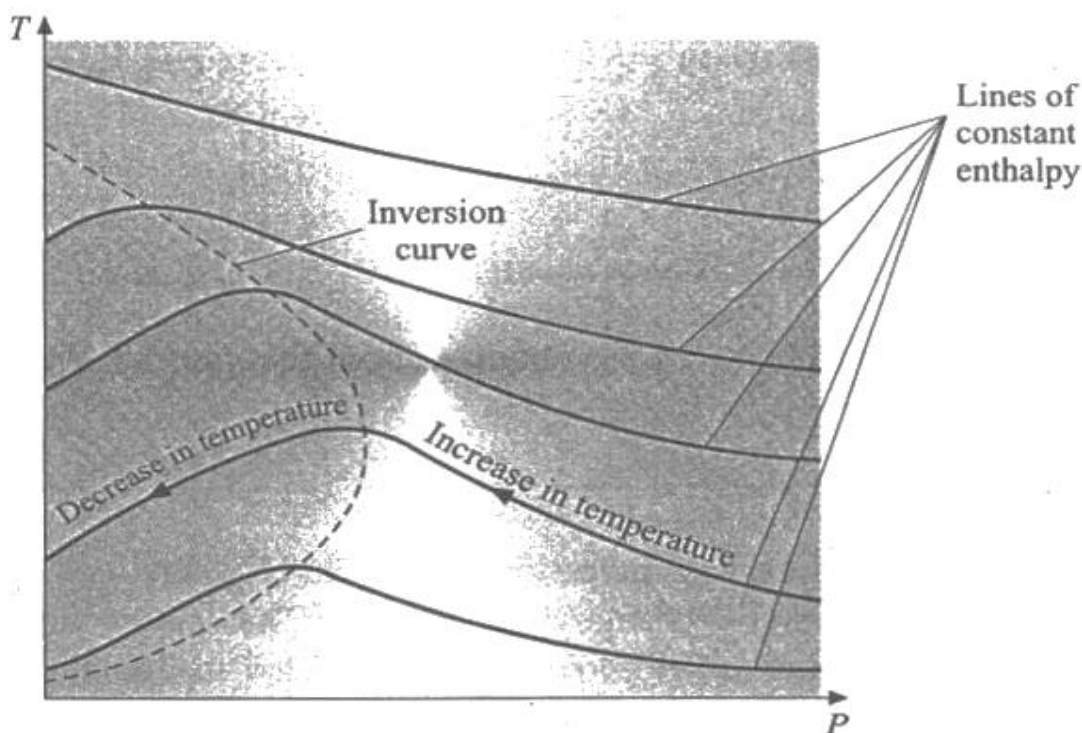
برای بیشتر گازهای حقیقی حتی گازهای غیرقابل میعان، انبساط ژول - تامسون باعث کاهش دما در برخی از محدوده‌های دما و فشار می‌گردد. اگر یک مایع اشباع به وسیله‌ی فرآیند خفگی افت فشار پیدا کند، تبخیری سریع اتفاق می‌افتد که موجب ایجاد مخلوط بخار در دمای پایین و متناسب با فشار پایین می‌گردد. فرآیند خفگی ضرورتاً موجب ایجاد سرما یا تغییر فاز نمی‌شود. این تغییرات به شرایط اولیه و اینکه آیا آنتالپی در محدوده‌ی ترمودینامیکی است یا نه

بستگی دارد.

در خارج از این محدوده، فرآیند حتی ممکن است به افزایش دما منجر شود. هر چه فشار بالاتر باشد و یا هر چه دما پایین تر باشد، غیرایده آل بودن برای ایجاد سرمای کافی از طریق فرآیند بیشتر است. فرآیند خفگی با پارامتری به نام ضریب (μ_{JT}) توصیف می شود که به صورت زیر تعریف می شود:

$$\mu_{JT} = \left(\frac{\partial T}{\partial P} \right)_h \quad (9-1)$$

هنگامی که μ_{JT} مثبت است، خفگی موجب ایجاد کاهش دما توسط خفگی می شود و زمانی که منفی است، دما در حین فرآیند افزایش می یابد. دمایی که در آن ضریب μ_{JT} صفر است دمای وارونگی نامیده می شود و مکان هندسی همه ی ترکیب های دما - فشار که μ_{JT} در آنها صفر است نمودار وارونگی نامیده می شود که در شکل زیر نشان داده شده می شود.



شکل (۸-۱) رفتار $P - T$ فرآیندهای آنتالپی ثابت و نمودار وارونگی برای گازهای حقیقی

ضریب $J - T$ ، μ_{JT} از خواص $P - V - T$ و یا یک معادله ی حالت مثل معادله ی حالت ویریال

می تواند بدست آید. با توجه به اینکه

$$h = f(T, P) \rightarrow dh = \left(\frac{\partial h}{\partial T}\right)_P dT + \left(\frac{\partial h}{\partial P}\right)_T dP \quad (10-1)$$

و همچنین

$$dh = Tds + Vdp \quad (11-1)$$

بنابراین

$$dh = \left(\frac{\partial h}{\partial T}\right)_P dT + \left[T \left(\frac{\partial s}{\partial p}\right)_T + V\right] dp \quad (12-1)$$

با استفاده از رابطه‌ی ماکسول به شکل زیر:

$$\left(\frac{\partial s}{\partial P}\right)_T = -\left(\frac{\partial V}{\partial T}\right)_P \quad (13-1)$$

ضریب $T - J, \mu_{JT}$ می تواند به شکل زیر بدست آید:

$$\mu_{JT} = \frac{T \left(\frac{\partial V}{\partial T}\right)_P - V}{C_P} \quad (14-1)$$

با توجه به معادله‌ی قبل، مشخص است که برای یک گاز ایده‌آل $(PV = RT)$ ، ضریب ژول

تامسون صفر می باشد $\mu_{JT} = 0$ می باشد و μ_{JT} با توجه به بخش $T \left(\frac{\partial V}{\partial T}\right)_P$ که می تواند بزرگتر و

یا کوچکتر از V باشد می تواند مثبت و یا منفی باشد. برای ضریب تراکم پذیری Z ، که

$$Z = \left(\frac{PV}{RT}\right) \quad (15-1)$$

$$\mu_{JT} = \frac{RT^2}{C_P P} \left(\frac{\partial Z}{\partial T}\right)_P \quad (16-1)$$

با استفاده از معادله‌ی حالت ویریال (دو جمله‌ای)

$$V = \frac{RT}{P} + B(T) \quad (17-1)$$

که B به عنوان ضریب دوم ویریال می تواند از ثوابت واندروالس a و b و c بدست آید.

$$B = b - \frac{a}{RT} \quad (18-1)$$

مشخص است که دماهای وارونه‌ی فشار پایین که تغییرات μ_{JT} در آنها نمود پیدا می‌کند دو برابر دمای بویل است که در آن B تغییر می‌کند (۳). مقدار ثوابت واندروالس و دماهای وارونگی گازهای مختلف در جدول زیر گزارش شده است. افت دما در یک فرآیند خفگی بدون ایجاد تغییر فاز با استفاده از یک فرآیند تکراری توسط معادله‌ی زیر می‌تواند حساب شود.

$$\Delta T = \int_{T_1}^{T_2} \left(\frac{\partial T}{\partial P} \right)_h dP \quad (19-1)$$

جدول (۳-۱) ثوابت واندروالس و دماهای وارونگی گازهای مختلف

Gas	T_c (K)	P_c (atm)	a (atm-m ⁶ /mol ² × 10 ⁶)	b (m ³ /mol × 10 ⁶)	Maximum inversion temperature (K)
Carbon Dioxide	304.1	72.8	3.6085	42.86	1500
Methane	190.7	45.8	2.2556	42.70	939
Oxygen	154.8	50.1	1.3587	31.68	761
Argon	150.7	48.0	1.3440	32.20	794
Carbon Monoxide	132.9	34.5	1.4543	39.51	652
Air	133.0	39.0	1.2884	34.97	603
Nitrogen	126.3	33.5	1.3526	38.67	621
Neon	44.4	26.2	0.2137	17.39	250
Hydrogen	33.2	12.8	0.2446	26.60	205
Helium 4	5.2	2.26	0.0340	23.60	45

* $a = (27 R^2 T_c^2) / (64 P_c)$; $b = RT_c / (8 P_c)$; $R = 8.20575 \times 10^{-5}$ atm-m³/mol-K.

متناوباً، با در نظر گرفتن آنتالپی به عنوان تابع حالت (که تغییر مقادیر آن به شرایط اولیه و نهایی بستگی دارد و به مسیر طی شده بستگی ندارد)، تغییرات آنتالپی در فرآیند خفگی می‌تواند از جمع کردن دو جمله بدست آید. جمله‌ی اول مربوط به انبساط همدمای از فشار اولیه تا فشار نهایی است. جمله‌ی اول مربوط به سرد کردن یا گرم کردن از دمای اولیه تا دمای نهایی است که تغییرات کل در آنتالپی صفر است. با استفاده از معادلات (۱۰-۱) و (۱۲-۱)، دمای نهایی را با حل معادله‌ی زیر می‌توان بدست آورد:

$$\int_{T_1}^{T_2} [C_p dT]_{P_2} = \int_{P_1}^{P_2} \left[T \left(\frac{\partial V}{\partial T} \right)_P - V \right] dP \quad (20-1)$$

جمله‌ی سمت راست معادله‌ی فوق را با استفاده از یک معادله‌ی حالت و مقادیر C_p که در

فشارهای پایین دسترس است، به عنوان تابعی از دما بدست آورد. اگر بعد از فرآیند خفگی یک ناحیه دو فاز وجود داشته باشد، دمای نهایی با دمای جوش متناسب با فشار نهایی برابر خواهد بود که فشار نهایی همان فشار بخار اشباع ماده می باشد. در اینصورت جزء مایع شده با برابر صفر قرار دادن آنتالپی های اولیه و نهایی می تواند بدست آید. همانطور که بعداً نیز اشاره خواهد شد، هر چه غیر ایده آلی بیشتر باشد (فشار بالاتر یا دمای کمتر) کسر مایع سازی بزرگتر است. در بیشتر فرآیندهای مایع سازی پیوسته و در مقیاس بزرگ، خفگی در مرحله پایانی قرار دارد.

۳-۶-۱-۶-۱۱ انبساط آدیاباتیکی برگشت پذیر توربین

انبساط آدیاباتیکی برگشت پذیر پیوسته توربین از یک فشار بالا تا یک فشار پایین یک فرآیند ایزونتروپیک است و انرژی اولیه را به صورت ثابت به انرژی جنبشی تبدیل می کند. در نتیجه این فرآیند بدون در نظر گرفتن ایده آل بودن گاز موجب افت دما می شود. انرژی جنبشی گاز به کار شفت تبدیل می شود که این عمل با چرخش اجزای متحرک یک منبسط کننده توربو و یا یک منبسط کننده ی رفت و برگشتی انجام می شود.

ضریب افت دما توسط انبساط آدیاباتیکی برگشت پذیر یا انبساط ایزونتروپیک ضریب انبساط ایزونتروپیک نامیده می شود. افت دما برای انبساط های ایزونتروپیک نسبت به انبساط های آنتالپی ثابت در محدوده ی فشار یکسان بیشتر است که

$$\left(\frac{\partial T}{\partial P}\right)_s > \left(\frac{\partial T}{\partial P}\right)_h \quad (۲۱-۱)$$

ضریب انبساط ایزونتروپیک، μ_s به صورت زیر تعریف می شود:

$$\mu_s = \left(\frac{\partial T}{\partial P} \right)_s \quad (22-1)$$

حتی اگر فرآیند برگشت‌ناپذیر باشد، افت دمای ایجاد شده در انبساط آدیاباتیکی توربین، بسیار بیشتر از افت دمای حاصل از فرآیند انبساط آنتالپی ثابت در محدوده‌ی فشاری یکسان می‌باشد. تنها محدودیت فرآیند انبساط آدیاباتیکی توربین نیاز به یک منسبط‌کننده و یا توربین است که هزینه اولیه را افزایش می‌دهد و هر میعانی از گاز بر روی اجزای متحرک توربین کارایی ایزونتروپیک را کاهش می‌دهد. کار شفت حاصل از فرآیند انبساط آدیاباتیکی برگشت‌پذیر به صورت ساده‌ی زیر ارائه می‌شود:

$$W_s = -\Delta h \quad (23-1)$$

و یا

$$W_{s, \text{isentropic}} = h_1 - h_2 \quad (24-1)$$

که زیرنویس ۱ و ۲ به شرایط اولیه و نهایی قبل و بعد از انبساط مربوط می‌شود و $W_{s, \text{isentropic}} = h_1 - h_2$ فرآیند ایزونتروپیک را نشان می‌دهد. برای یک انبساط برگشت-ناپذیر آدیاباتیکی کارایی ایزونتروپیک توربین به صورت رابطه‌ی زیر تعریف می‌شود

$$\eta_s = \frac{W_{s, \text{actual}}}{W_{s, \text{isentropic}}} \quad (25-1)$$

که $W_{s, \text{actual}} = h_1 - h_2$ افت دمای واقعی در فرآیند از آنتالپی نهایی h_2 ، فشار نهایی P_2 و ضریب کارایی ایزونتروپیک η_s بدست می‌آید که h_2 به صورت زیر بدست می‌آید.

$$h_2 = h_1 - \eta_s (h_1 - h_2^*) \quad (26-1)$$

ضریب ایزونتروپیک $\left(\frac{\partial T}{\partial P} \right)_s$ از خواص $P - V - T$ یا یک معادله‌ی حالت می‌تواند حساب شود با توجه به این که

$$s = f(T, P) \rightarrow ds = \left(\frac{\partial s}{\partial T} \right)_P dT + \left(\frac{\partial s}{\partial P} \right)_T dP \quad (27-1)$$

با استفاده از رابطه ماکسول (معادله‌ی (۱-۱۳)) می‌توان معادله فوق را از نو نوشت:

$$\mu_s = \frac{T \left(\frac{\partial V}{\partial T} \right)_P}{C_P} \quad (28-1)$$

با توجه به معادله‌ی بالا مشخص است که μ_s همیشه مثبت است، برخلاف μ_{JT} بنابراین همیشه افت دما در انبساط ایزونتروپیک دائماً وجود دارد. افت دما در این مورد می‌تواند از رابطه‌ای محاسبه شود.

$$\Delta T = \int_{P_1}^{P_2} \left(\frac{\partial T}{\partial P} \right)_S dP \quad (29-1)$$

به صورت متناوب، با در نظر گرفتن آنتروپی به عنوان تابع حالت، دمای نهایی T_2 با حل معادله‌ی زیر بدست می‌آید.

$$\int_{T_1}^{T_2} \frac{C_P}{T} dT = \int_{P_1}^{P_2} \left[\left(\frac{\partial V}{\partial T} \right)_P dP \right]_{T_1} \quad (30-1)$$

جمله‌ی سمت راست معادله‌ی فوق می‌تواند با استفاده از یک معادله‌ی حالت محاسبه شود و مقادیر C_P به عنوان تابعی از دما در فشارهای پایین در دسترس هستند. در صورت وجود میعان، دمای نهایی بدست آمده دمای اشباع بعد از انبساط برگشت‌پذیر آدیاباتیک می‌باشد. مقایسه افت دما که در گازهای دو اتمی ($\gamma=1/2$) در فرآیند انبساط ایزونتروپیک از فشارهای مختلف P_1 و دمای $293K$ تا $1atm$ انجام یافته در جدول زیر گزارش شده است. برای یک گاز حقیقی افت فشار گاز بعد از انبساط آدیاباتیک برگشت‌پذیر از دما و فشار آغازین یکسان بیشتر از افت فشار مربوط به گاز ایده‌آل در یک انبساط آنتالپی ثابت تا فشار یکسان است. کارایی منبسط‌کننده η_s ، همچنین با نسبت افت دماهای متناظر تعریف نمی‌شود بلکه با نسبت اختلاف آنتالپی‌های متناظر تعریف می‌شود.

$$\eta = \frac{\Delta h_{1-2}}{\Delta h_{1-2}^*} \quad (31-1)$$

جدول (۱-۴) افت دما برای گاز ایده آل توسط انبساط ایزونتروپیک از 293K

$\Delta T(\text{K})$	$T_2(\text{K})$	$P_1(\text{bar})$
۵۳	۲۴۰	۲
۱۰۹	۱۸۴	۵
۱۴۹	۱۵۲	۱۰
۱۹۷	۹۶	۵۰
۲۱۵	۷۸	۱۰۰

۴-۶-۱-۶-۱ سردسازی با یک مبرد خارجی

هنگامی که یک مبرد خارجی برای سردسازی استفاده می‌شود، فرآیند سردسازی از جذب گرما از ماده‌ی سردشونده استفاده می‌کند. اجزای بحرانی یخچال که سرما تولید می‌کند. مبدل گرمایی (یا تبخیرکننده) که در مبرد مایع نیمه‌بخار شده در فشار پایین چرخه‌ی یخچال تبخیر می‌شود. مبرد در بیرون برای بدست آوردن دمای گاز یا مخلوط به صورت هم‌فشار مورد استفاده قرار می‌گیرد. انجام این کار براساس وابستگی دمای مبرد به فشار اشباع می‌باشد و تبخیر مبرد نیاز به جذب گرما دارد که سرماسازی را ممکن می‌سازد. دمای مبرد در تبخیرکننده از دمای گاز سردشونده پایین‌تر است که نیروی محرک کافی و یا گرادیان دما در طول کل مبدل گرمایی برای انتقال گرما از گاز به مبرد باقی می‌ماند.

محدوده‌ی دمایی که برای یک مبرد خالص قابل دستیابی است با استفاده از خواص ترمودینامیکی آن مشخص می‌شود. برای یک مبرد سرماساز، دمای آن در دمای جوش آن در فشار غالب تبخیرکننده باقی می‌ماند. همچنین برای بهبود قابلیت ترمودینامیکی فرآیند انتقال حرارت، مبرد می‌تواند یک مخلوط چند جزئی باشد که در تبخیر همسوی این مخلوط، دمای

محلول از نقطه حباب^۱ به نقطه شبنم^۲ افزایش می‌یابد که گرادیان دمایی نسبتاً یکنواخت‌تری در جریان‌های همسو ایجاد می‌شود. این اصل در مایع‌سازی گاز طبیعی با به کارگیری سیستمی با چند مبرد برای افزایش کارایی نسبت به سیستم‌هایی با یک مبرد در Cascade مورد استفاده قرار می‌گیرد. در صورت نزدیکی فشار کندانسور به مقدار بحرانی هدررفت‌های ترمودینامیکی بیشتر می‌شود. همچنین برای جلوگیری از پدیده $in - Leakage$ هوا و یا کاهش اندازه تبخیرکننده، فشار تبخیرکننده معمولاً زیر فشار اتمسفریک نگه داشته می‌شود. سیستم تبرید تراکم بخار تا محدوده‌های دمایی تا 20K کاربرد دارد در حالی که سیستم تبرید جذب بخار برای سطح اول سردسازی تا دمای 220K می‌تواند کاربرد داشته باشد. به علت وجود فرآیند خفگی و تعدادی مبدل گرمایی در عملیات فرآیند به صورت ذاتی غیرکارا باقی می‌ماند.

۵-۶-۱-۶-۱۱ انبساط آدیاباتیک ناپیوسته ناگهانی

اگر یک مخزن با یک گاز در فشار بالا پر شده باشد و به صورت ناگهانی و با باز کردن شیر فشار آن کاهش یابد، گاز باقی‌مانده در مخزن سرد می‌شود. این فرایند انبساط ژول نام دارد. سرد شدن از انجام کار توسط گاز باقیمانده در مخزن برای جابجایی گاز خارج شده از مخزن در اثر کاهش فشار تأثیر می‌پذیرد. این انبساط آدیاباتیک غیرپیوسته بر سرد شدن گاز باقیمانده، متناسب با افت دما منجر می‌شود که با افت دما برای انبساط ایزوتروپیک برابر است. بنابراین $s_1 = s_2$ که s_1 و s_2 آنتروپی‌های ویژه مقادیر باقیمانده و اولیه گاز می‌باشد. چنانچه گاز ایده‌آل فرض شود (که ممکن است به عنوان اولین تقریب برای یک گاز غیرقابل میعان در نظر گرفته شود) دمای نهایی T_2 در فشار نهایی P_2 به عنوان تابعی از فشار اولیه P_1 و دمای اولیه T_1 با

^۱ bubble point
^۲ dew point

رابطه‌ی زیر بیان می‌شود

$$T_2 = T_1 \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{(\gamma-1)/\gamma} \quad (32-1)$$

جزئی از گاز اولیه که در داخل مخزن باقی می‌ماند از رابطه‌ی زیر بدست می‌آید:

$$f = \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{1/\gamma} \quad (33-1)$$

جرم گاز باقیمانده در مخزن اساساً برای یک نسبت فشاری زیاد، کمتر از مقدار اولیه است. این فرآیند سردسازی در برخی از کاربردهای محدود عملیات غیریوسته مثل عملیات برای مایع-سازی در مقیاس آزمایشگاهی همانند مایع‌سازی هلیوم سیمونز مورد استفاده قرار می‌گیرد. برای یک گاز حقیقی، دمای نهایی با برابر قرار دادن آنتروپی ویژه در قبل و بعد از فرآیند انبساط تخمین زده می‌شود.

فصل ۲:

مروری بر مقالات

۲-۱- تاریخچه

در سال ۱۸۸۳ دو فیزیکدان لهستانی به نام‌های روبلوفسکی و اوزفسکی در تولید اکسیژن و نیتروژن مایع به مقدار راضی کننده که برای مطالعات تجربی اندازه‌گیری خواص کرایوژنیک مورد نیاز بود، موفق شدند. یک سال بعد آنها تلاش کردند تا به روش افزایش حجم کایلت هیدروژن را مایع‌سازی کنند. آنها هیدروژن را در فشار ۱۰۰ بار تا دمای اکسیژن مایع سرد و سپس به صورت ناگهانی آن را با افزایش حجم به فشار ۱ بار می‌رساندند. با این حال، روبلوفسکی توانست فقط یک مه که شامل قطرات هیدروژن مایع بود به دست آورد و در مایع‌سازی کامل هیدروژن موفق نبود. محققان با مشکل مشترک کاهش سرما و جوشش دوباره مایع‌های کرایوژن مواجه بودند که در اثر آن هیدروژن مایع فقط برای مدت زمان کوتاهی می‌توانست نگهداری شود.

همین مشکل نگهداری مایع‌های کرایوژن امروزه نیز وجود دارد. این مشکل با احاطه کردن مخزن آزمایش حاوی سیال کرایوژنیک با دو یا چندین مخزن هم محور که در یک طرف بسته می‌شوند و با ایجاد بخار محافظ حول مخزن مرکزی رفع می‌گردد. این راه کار عمدتاً در تکنیک‌های مدرن نگهداری سرمایی و نگهداری طولانی سیالات کرایوژنیک در مقیاس بزرگ مورد استفاده قرار می‌گیرد. از مزایای این روش قابلیت آن در ایزوله کردن مواد با کارایی بالا است.

در سال ۱۸۹۲ جیمز دوئر به کشف بزرگی رسید و مخزنی با دیواره‌های دو لایه که دیواره‌های داخلی آن پوشش نقره داشت و پوسته ی خلاء آن را در بر می‌گرفت اختراع کرد. این نوع اختراع سبب شد تا در سال ۱۹۹۸ مایع‌سازی هیدروژن و هلیوم با موفقیت انجام گیرد. همچنین جیمز دوئر اولین شخصی بود که از ایزوله کردن خلاء بهره برد. در همان سالها، لینده در مایع‌سازی هوا اختراعی به ثبت رساند و در تولید مایعات کرایوژنیک در مقیاس صنعتی

پیش‌تاز شد. این اتفاق در سال ۱۸۸۵ و در آلمان اتفاق افتاد. در همان سال کامرلینگ اونز، یک آزمایشگاه تحقیقاتی فیزیک برای دماهای پایین و با تجهیزات عالی در هلند تأسیس کرد که در اولین گام موفق شد تا ۶۰۰ cc هلیوم را مایع‌سازی کند. گزارش شده است که او ۳۶۰ لیتر گاز هلیوم را از طریق گرما دادن خاک مونازیت هندی به دست آورد که از همان برای آزمایش‌های ابتدائی روی هلیوم استفاده کرد. اونز اولین محققى بود که به دمای $1/4 K$ در سال ۱۹۱۰ رسید، در حالی که می‌خواست هلیوم جامد را با کاهش فشار روی مخزن ایجاد کند. یک سال بعد اونز خاصیت ابررسانایی را با مشاهده‌ی کاهش مقاومت الکتریکی مس در دمای هلیوم مایع کشف کرد.

در سال ۱۹۰۲ مهندس فرانسوی به نام کلاود روشی برای مایع‌سازی ابداع کرد که در آن قسمت عمده‌ای از سردکننده با استفاده از موتور انبساط به دست می‌آمد. پنج سال بعد در ۱۹۰۷ لینده اولین کارخانه مایع‌سازی در آمریکا را راه‌اندازی کرد در حالی که در همان سال کلاود نئون مایع را در مقداری راضی‌کننده به عنوان یک محصول جانبی در یک کارخانه جداسازی هوا در فرانسه به دست آورد.

در سال ۱۹۱۶ اولین تولید تجاری آرگون توسط شرکت لینده در آمریکا آغاز شد و یک سال بعد اولین کارخانه تولید گاز طبیعی مایع (LNG) به طور مشترک برای تولید هلیوم استفاده شد که در جنگ جهانی اول برای هواپیماها مورد نیاز بود. همچنین تولید صنعتی نئون در سال ۱۹۲۲ در ایالات متحده آغاز شد. در دوره‌ی بین دو جنگ جهانی توسعه‌های زیادی در زمینه‌ی کرایوژنیک اتفاق افتاد و جهان از اهمیت کرایوژنیک در تولید سلاح و پرتاب موشک آگاه شد. در سال ۱۹۳۳ خنک کردن مغناطیسی برای به دست آوردن دماهای زیر $1 K$ با موفقیت انجام شد. در ۱۹۳۴ کاپیتزا اولین موتور انبساط دما برای مایع‌سازی هلیوم با مقیاس بزرگ ساخت که موجب افزایش تحقیقات در زمینه‌ی ابر رساناها شد. بعد از جنگ جهانی دوم و در سال ۱۹۴۷ کولینز که یک مهندس مکانیک بود یک سرما سنج (کرایواستات) بهینه برای مایع‌سازی هلیوم در MIT آمریکا ساخت که بعدها با نام A.D به فروش می‌رسید. این ابزار برای حفظ پایدار و ایمن دما بین دمای محیط و دمای $2 K$ در مطالعات تجربی به کار می‌رفت. یک موتور موشک با سوخت هیدروژن مایع در سال ۱۹۵۶ ساخته شد و در سال ۱۹۶۱ اولین موشک فضایی با

سوخت ترکیبی اکسیژن هیدروژن به نام Saturn V آزمایش شد. از آن زمان به بعد، چندین مأموریت فضائی، کارخانه‌های مایع‌سازی با حجم بالای زمینه‌های جدیدی از کاربرد کرایوژنیک و تجهیزات جدید کرایوژنیک ایجاد و انجام شده است. اختراعات جدید در این زمینه همچنان ادامه دارد.

۲-۲- مروری بر کارهای گذشتگان

وینسون و همکارانش پیشنهاد داده‌اند که برای دستیابی به کنترل فرآیند با کارایی بالا^۱ سیستم‌های کنترلی پیشرفته‌ای مورد نیاز هستند. وی همچنین چالش‌های عملی جداسازی هوا را که ناشی از مصرف انرژی و نیاز به محصول می‌باشد ارائه کرده است. آنها همچنین به توضیح و تبیین کنترل‌کننده‌ای پیشرفته و کنترل‌کننده‌ای با قابلیت پیش‌بینی مدل پرداختند (۴).

ماهاپاترا و همکارانش یک واحد جداسازی برودتی هوا که محرک آن فشار است و در نیروگاه‌های IGCC استفاده می‌شود را طراحی و مورد مطالعه قرار دادند. در این مطالعه وی برای پی بردن به عملکرد کنترل‌کننده پیش‌بین واحد جداسازی هوا را بر مبنای کنترل‌کننده پیش‌بین و به کمک نرم افزارهای اسپن پلاس و اسپن دینامیک طراحی کرد. وی همچنین با متلب و سیمولینک نیز رابط ایجاد می‌کند. آنها همچنین برای بهینه‌سازی واحد دینامیک یک کنترل‌کننده تناسبی-مشتقی-انتگرالی پیشنهاد کرده‌اند (۵).

استفان و همکارانش با استفاده از یک کنترل‌کننده پیش‌بین به توضیح افزایش دینامیکی بازده تولید اکسیژن در یک واحد جداسازی هوا با سطح فشار بالا پرداخته‌اند. آنها دریافتند که دبی جریان نیتروژن مایع که از برج پرفشار به کم فشار متصل می‌شود نقش عمده‌ای بر بازده کلی تولید اکسیژن می‌گذارد. آنها همچنین یک کنترل‌کننده پیش‌بین برای واحد دینامیکی تحت بار متغیر و اغتشاشات موجود در فرآیند پیشنهاد کرده‌اند (۶).

^۱ HPPC

سپالی و همکارانش در نرم افزار اسپن پلاس یک واحد جداساز برودتی هوا با گازساز بیومس را مدل کردند. خلوص اکسیژن به دست آمده $96/2\%$ و مصرف برق ویژه $0/2435$ کیلووات بر مترمکعب بر ساعت اکسیژن بود. آنها همچنین مشاهده کردند که بیشترین افت انرژی در جعبه سرد (مبدل حرارتی اصلی)، برج تقطیر و کمپرسور اتفاق می افتد (۷).

توماس و همکارانش اشاره کردند که فرآیند احتراق با اکسیژن خالص نیاز به جداسازی اکسیژن از هوا در مقیاس بالایی دارد. این جداسازی توسط فرآیند تقطیر برودتی انجام می گیرد. آنها همچنین استفاده همزمان از غشاهای هیبریدی و جداسازی برودتی را مناسب تر دیدند. آنها همچنین دریافتند که استفاده از یک پمپ خلا برای کشیدن هوا به داخل غشا تاثیر زیادی بر مصرف انرژی واحد دارد. آنها همچنین دریافتند که این سیستم هیبریدی مناسب تر است و تولید بیشتری در مقیاس های پایین تا متوسط دارد (۸).

روهول و همکارانش با استفاده از نرم افزار اسپن هایسیس فرآیند جداسازی N_2 از هوا توسط سیکل لیند-هامپسون را مدل کردند و مقدار خلوص نیتروژن را برابر با $91/75\%$ به دست آوردند (۹).

شوجان و همکارانش به کمک استفاده از نرم افزار اسپن تکنولوژی و کنترل کننده پیش بین غیرخطی برای برج بالایی، برج جداساز هوای دینامیک با خلوص بالا را مدل سازی کردند (۱۰).

ماننتی و همکارانش امکان داشتن تقویت بیشتر واحدهای جداسازی را پیشنهاد کردند. اصلاحات آنها برای طرح معمول فرآیند پیشنهاد داده شده اند و توسط بسته های شبیه سازی مدل سازی شده اند. آنها اصلاحات خود را بر مبنای ارتقای بازیابی جریان آرگون غلیظ، خلوص اکسیژن و امکان تولید انرژی پیشنهاد دادند. آنها همچنین روش جدید را با روش متداول مقایسه می کنند (۱۱).

هوآنگ و همکارانش پیشنهاد کردند که کنترل پیش بین غیرخطی برای کارایی بالای واحد جداسازی هوای دینامیک ضروری است. این امر به دلیل نوسانات شرایط کاری در پاسخ به تغییرات تقاضا برای فرآورده است. هوآنگ و همکارانش برای فائق آمدن بر این محدودیت ها در این کار از یک کنترل کننده NMPC پلکانی پیشرفته استفاده می کنند. آنها همچنین اظهار

می‌کنند که کنترل‌کننده می‌تواند دینامیک غیرخطی را در بازه گسترده‌ای از شرایط کاری تحت کنترل درآورد (۱۲).

هوآنگ و همکارانش به بررسی اجمالی تنظیم و ویژگی‌های روش‌های مختلف در نرم‌افزارها و ماژول‌های سخت‌افزاری تجاری می‌پردازند. آنها مشاهده کرده‌اند که گونه‌های مختلفی از کنترل‌کننده تناسبی-مشتقی-انتگرالی برای بهبود عملکرد گذرا توسعه یافته‌اند ولی پیمانه‌بندی و استانداردسازی این کنترل‌کننده‌ها چالش‌برانگیز است. اضافه کردن شناسایی سیستم و روش‌های هوشمند به این کنترل‌کننده‌ها به خودکار شدن تمام مراحل طراحی و تنظیم تا حد مطلوب کمک می‌کند. این کارها همچنین به توسعه بیشتر کنترل‌کننده‌های تناسبی-مشتقی-انتگرالی که قابلیت تنظیم بدون کاربر دارند و به طور گسترده‌ای استفاده می‌شوند به آسانی پیاده‌سازی می‌شوند و همچنین به صورت بهینه عمل می‌کنند، کمک می‌کند (۱۳).

فصل ۳:

مبانی نظری

۳-۱- مقدمه

این فصل شماتیک شبیه سازی شده از واحد مورد نیاز جداسازی هوا و تولید محصولات مفید را با نرم افزار Aspen Hysys V۸.۸ رانشان می دهد. همچنین مشخصات فرآیندی و مشخصات خوراک ورودی واحد Air separation در جدول های ۳-۱ و ۳-۲ ارائه شده است. همانطور که در شکل (۳-۱) مشاهده میشود، ابتدا خوراک واحد که شامل هوا و آرگون می باشد، وارد کولر شده و دما از 33°C به 25°C کاهش می یابد.

جدول (۳-۱) مشخصات فرآیندی خوراک ورودی واحد جداسازی هوا

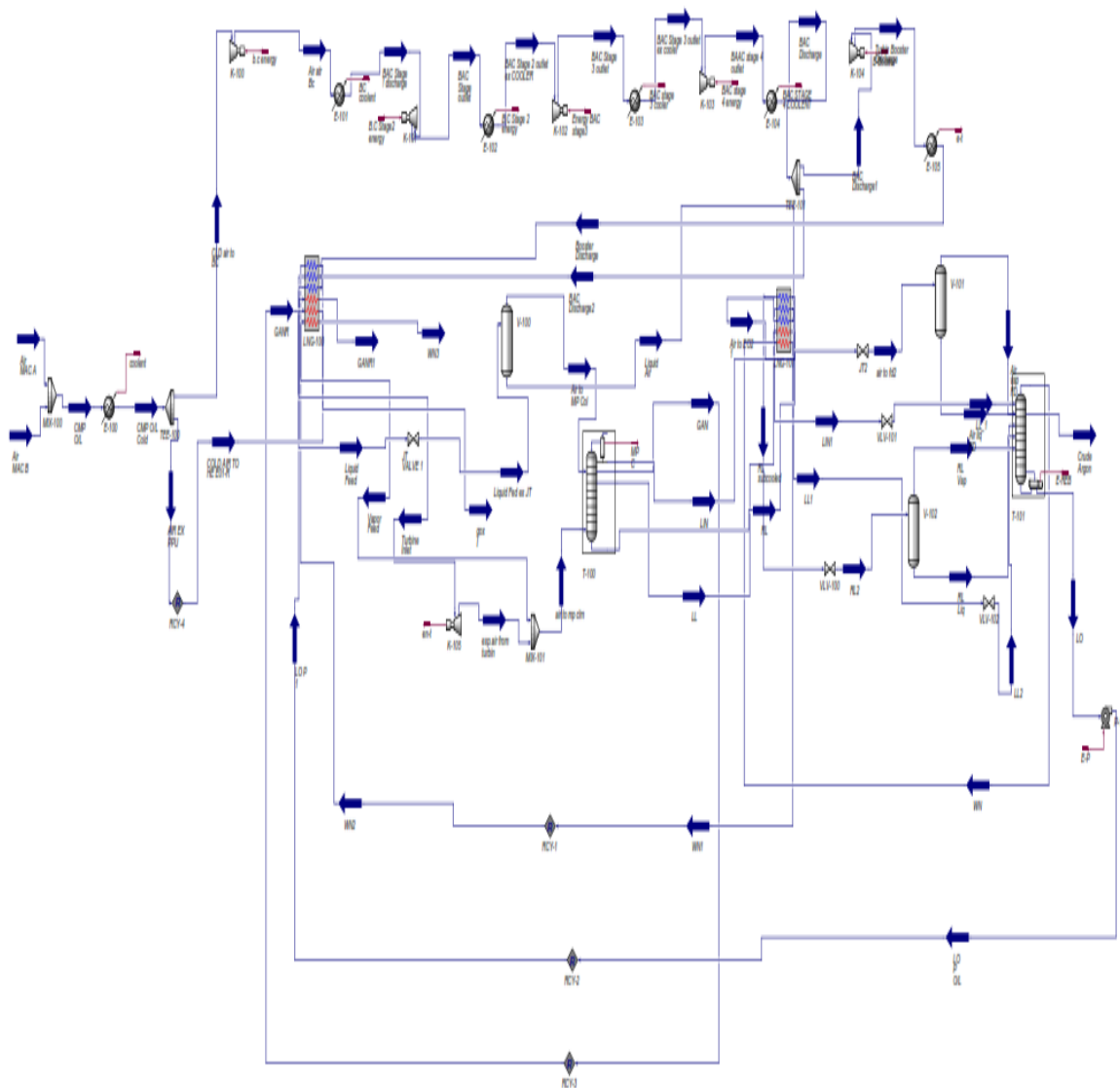
Vapour / Phase Fraction	1.0000
Temperature: (C)	33.00
Pressure: (kPa)	621.3
Molar Flow (kgmole/h)	2676
Mass Flow (kg/h)	7.750e+004
Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	89.12
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	185.4
Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	137.4
Heat Flow (kJ/h)	4.962e+005

جدول (۳-۲) مشخصات خوراک ورودی واحد جداسازی هوا

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION
Oxygen	560.0868	0.2093	17922.7776	0.2313
Nitrogen	2090.2236	0.7811	58553.4348	0.7555
Argon	25.6896	0.0096	1026.2482	0.0132
Total	2676.0000	1.0000	77502.4606	1.0000

درشما تیک شکل ۳-۱ ابتدا خوراک ورودی که شامل هوا و آرگون می باشد وارد کولر می شوند. تا دمای آنها کاهش یابد سپس خوراک ورودی پس از عبور از کولر به دو بخش تقسیم می گردد، که 1338 kmol/h وارد مبدل LNG می شود و دمای آن از 25°C به $-173,3^\circ\text{C}$ کاهش می یابد، تا اکسیژن، نیتروژن و آرگون به فرم مقطر در آیند و به عنوان خوراک برج تقطیر استفاده گردد. تنظیمات متعددی از مبدل حرارتی LNG می تواند هوا را به محصولات مورد نیاز مجزا نماید. نوع فرآیند بر اساس مقدار خلوص و جریان محصول می تواند متفاوت باشد. خواص انواع فرایندهای برودتی برای جداسازی هوا می تواند بستگی مستقیم به میزان فشار در ورودی یا خروجی محصولات داشته باشد.

۳-۲ شیه سازی



شکل (۳-۱) شماتیک شبیه سازی واحد جداسازی هوا

۲-۳-۱ برج تقطیر:

در این روش جدا کردن اجزاء یک مخلوط از روی اختلاف نقطه جوش آنها انجام می گیرد. از حرارت برای ایجاد فاز بخار استفاده می شود. انتقال اجزای سبکتر از فاز مایع به فاز گاز صورت می گیرد. انتقال اجزای سنگین تر از فاز گاز به فاز مایع صورت می گیرد. اختلاف نقطه جوش اساس و پایه جداسازی در عملیات تقطیر است. از مزایای این روش درصد خلوص بالای محصولات وعدم نیاز به تفکیک مجدد می باشد.

۲-۳-۲ کمپرسور:

دستگاهی است که با افزایش فشار گاز حجم سیستم را کاهش داده و گاز را با فشار تخلیه میکند معمولا برای متراکم کردن هوا که یک گاز تراکم پذیر است از کمپرسورها استفاده می کنند. همچنین از کمپرسور ها در متراکم سازی گازهای طبیعی ، اکسیژن ، نیتروژن و دیگر گازهای صنعتی نیز استفاده می شود.

۲-۳-۳ کندانسور:

وسیله یا واحدی است که وظیفه خنک سازی سیال عامل و عمدتا تبخیر بخار به مایع را بر عهده دارد.

۲-۳-۴ پمپ:

دستگاهی است که سیالات غیر قابل تراکم را از یک نقطه به نقطه ای دیگر جابجا می کند.

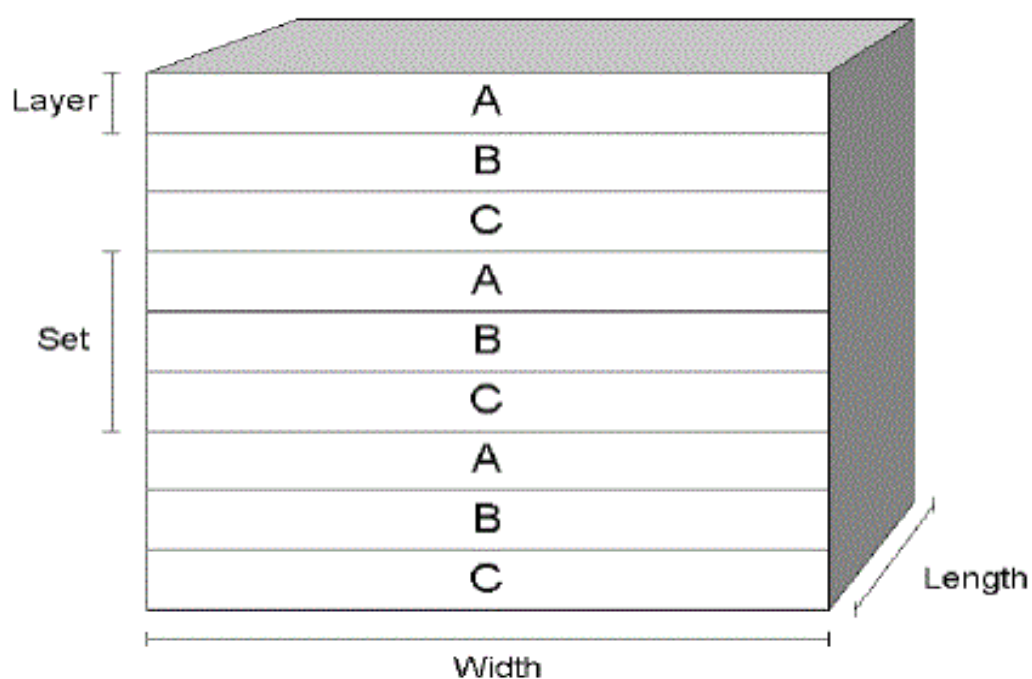
۲-۳-۵ ریویلر:

نوعی مبدل حرارتی است که معمولا از آن در پایین برج های تقطیر صنعتی برای گرمایش مجدد محصولات خروجی پایین برج استفاده می شود ، ریویلر مایعات خروجی پایین برج را مجددا جوشانده و بصورت بخار به برج اصلی جداسازی تزریق می کند. شیوه عملکرد ریویلر متفاوت است ، در برخی از آنها بخار داغ مانند مبدل های پوسته و لوله برای جوشاندن مایع استفاده می شود ، در برخی انواع دیگر با حرارت مستقیم ، مایع به داخل لوله ها بخار می شود.

۲-۳-۶ چیلر:

دستگاهی است که حرارت را از مایع بر اساس سیکل تبرید تراکم بخار یا جذبی می زداید این مایع می تواند برای خنک کاری هوا یا دستگاه ها استفاده شود که معمولا بصورت سیکل و درون یک مبدل حرارتی جریان دارد.

مدل LNG (گاز طبیعی مایع) از مبدل های حرارتی برای شبیه سازی مبدل های حرارتی با چند جریان گرم و چند جریان سرد ورودی و شبکه مبدل های حرارتی بکار می رود. نرم افزار Aspen Hysys V۸.۸ در حالت دینامیکی این نوع مبدل را Plat-Fin در نظر می گیرد و می توان آنها را با HTS-MUSE نیز مدل کرد. شماتیک کلی از این مبدل های در شکل (۲-۳) ارائه شده است.



شکل (۲-۳) شماتیک کلی مبدل های گاز طبیعی مایع

۳-۳-LNG:

این گاز شفاف ، بی رنگ ، بی بو ، غیر خورنده و غیر سمی می باشد. این گاز زمانی تولید می شود که گاز طبیعی در فرایندی بنام مایع کردن تا 260°F - سرد شود. وزن گاز طبیعی مایع نصف وزن آب است. بنابراین اگر در آب ریخته شود در آن شناور خواهد شد.

کشور هایی که بزرگترین ذخایر گاز طبیعی را در اختیار دارند عبارتند از الجزایر ، استرالیا ، برونئی ، اندونزی ، لیبی ، مالزی ، نیجریه ، عمان ، ترینیداد و توباگو.

۳-۳-۱ مزیت LNG:

۱- گاز طبیعی مایع چه در سطح بین المللی و چه در سطح منطقه ای با هزینه نسبتاً کمتری تولید می شود و نسبت به گازوئیل تمیز تر می سوزد. چون گاز طبیعی مایع قابلیت فشرده سازی بیشتری دارد.

۲- گاز طبیعی مایع در موتور ها نسبت به گازوئیل آلودگی کمتری ایجاد می کند.

۳- دانسیته انرژی بالاتری نسبت به سوخت های گازی دارد زیرا به شکل مایع ذخیره می شود.

۴- سرعت سوخت گیری بالایی دارند.

۳-۳-۲ معایب LNG:

- ۱- بسیاری از مردم به استفاده از مواد در دماهای پایین عادت نداشته لذا نیاز به آموزش خاصی در زمینه استفاده از سوخت در دمای خیلی پایین هست.
 - ۲- در ایستگاه های سوخت گیری خطوط انتقال گاز از مخزن به خودرو جهت انتقال LNG در حالت مایع باید پیش از شروع ، سوخت تا دمای 260°F - سرد شوند در غیر اینصورت منجر به تبخیر بخشی از سوخت می شود.
 - ۳- حداکثر پرشدن مخزن دوجداره کرایونیک تا حد ماکزیمم ظرفیت ، امکان پذیر نیست زیرا به اندازه لازم فضای خالی در بالای سطح مایع جهت تبخیر یا جوشیدن مایع باید در مخزن در نظر گرفته شود.
- در بسیاری از فرایندها باید جریان یا جریان هایی را انتهای واحد به ابتدای آن منتقل کرد تا با خوراک اولیه مخلوط شود یا به تنهایی استفاده شود. در این نرم افزار به کمک عملگر منطقی Recycle می توان جریان برگشتی را ایجاد و محاسبات آنها را انجام داد. در شبیه سازی جریان های برگشتی مقدار محاسبه شده در دو حلقه متوالی محاسباتی باید اختلاف ناچیزی با یکدیگر داشته باشند تا محاسبات تمام شود. به عبارت دیگر برای تمام متغیرها، مقدار حدس زده شده و محاسبه شده وجود دارد که ناچیز شدن اختلاف آنها باعث همگرا شدن مساله می باشد. جدول (۳-۳) جریان های ورودی و خروجی به مبدل LNG (گاز طبیعی مایع) را نشان می دهد.

جدول (۳-۳) جریان های ورودی و خروجی به مبدل LNG

Inlet Stream		
STREAM NAME	FROM UNIT OPERATION	
Booster Discharge	Cooler	E-105
BAC Discharge2	Tee	TEE-101
COLD AIR TO HE E01-R	Recycle	RCY-4
WN2	Recycle	RCY-1
LO P 1	Recycle	RCY-2
GANR	Recycle	RCY-3
Outlet Stream		
STREAM NAME	TO UNIT OPERATION	
Liquid Feed	Valve	JT VALVE 1
Turbine Inlet	Expander	K-105
Vapor Feed	Mixer	MIX-101
WN3		
gox I		
GANR1		

همانطور که در جدول (۳-۴) مشاهده می شود، دما تا $173,3^{\circ}\text{C}$ - کاهش و به عنوان خوراک برج تقطیر استفاده می شود.

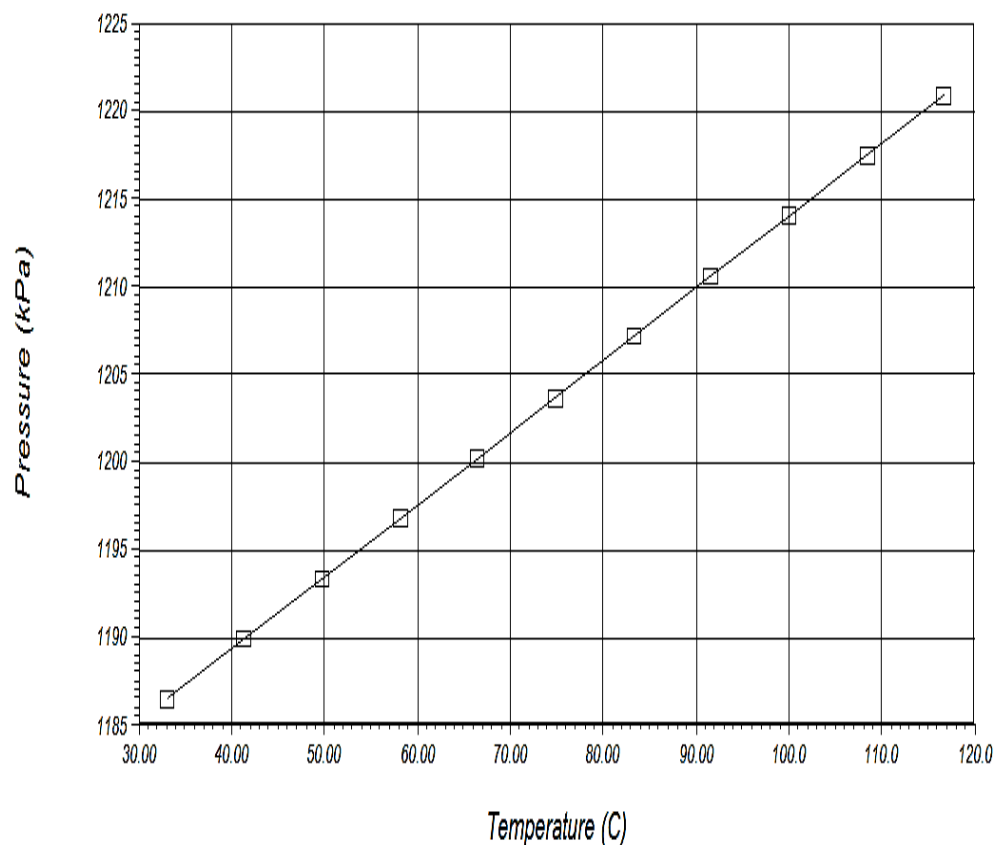
جدول (۳-۴) مشخصات فرآیندی جریان های ورودی خروجی مبدل LNG که با استفاده از نرم افزار اسپن هایسیس به دست آمده را نشان می دهد.

جدول (۳-۴) مشخصات فرآیندی جریان های ورودی و خروجی مبدل LNG

Name	Booster Discharge	BAC Discharge2	COLD AIR TO HE E01-R	WN2
Vapour	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000
Temperature (C)	35.0000 *	35.6000	25.0000 *	-174.8068 *
Pressure (kPa)	5627.0000 *	4681.2148	586.8300 *	129.2900 *
Molar Flow (kgmole/h)	669.0	669.0	1338 *	1459 *
Mass Flow (kg/h)	1.938e+004	1.938e+004	3.875e+004	4.090e+004
Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	22.28	22.28	44.56	50.67
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-99.53	-20.23	-47.16	-5772
Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	118.3	120.1	137.1	114.2
Heat Flow (kJ/h)	-6.658e+004	-1.353e+004	-6.309e+004	-8.421e+006
Name	LOP 1	GANR	Liquid Feed	Turbine Inlet
Vapour	0.0000	1.0000	1.0000	1.0000
Temperature (C)	-182.1278 *	-177.4000 *	-128.7372	-113.2000 *
Pressure (kPa)	3101.0000 *	570.0000 *	5617.1900	4671.4048
Molar Flow (kgmole/h)	513.2 *	285.5 *	669.0	669.0
Mass Flow (kg/h)	1.622e+004	7998	1.938e+004	1.938e+004
Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	15.00	9.918	22.28	22.28
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-1.225e+004	-6090	-6882	-5243
Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	42.18	99.36	84.75	96.54
Heat Flow (kJ/h)	-6.289e+006	-1.739e+006	-4.604e+006	-3.507e+006
Name	Vapor Feed	WN3	gox I	GANR1
Vapour	0.9639	1.0000	1.0000	1.0000
Temperature (C)	-173.1000 *	23.0000 *	23.0000 *	23.0000 *
Pressure (kPa)	577.0200	124.3900	3091.1900	560.1900
Molar Flow (kgmole/h)	1338	1459	513.2	285.5
Mass Flow (kg/h)	3.875e+004	4.090e+004	1.622e+004	7998
Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	44.56	50.67	15.00	9.918
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-6113	-67.91	-337.6	-101.5
Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	102.8	146.2	120.2	133.6
Heat Flow (kJ/h)	-8.179e+006	-9.908e+004	-1.732e+005	-2.899e+004

همچنین مقدار 1338 kmol/h از خوراک وارد واحد کمپرسورها می شود، تا فشار آن از $586/8$ Kpa به 4681 Kpa افزایش یابد. برای این منظور درواحد فشار، تعداد ۴ کمپرسور استفاده می شود که با افزایش فشار دما نیز تا حدودی در این واحد افزایش می یابد لذا از ۴ عدد کولر برای خنک سازی جریان خروجی از هر کمپرسور تعبیه شده است (شکل ۳-۳).

با استفاده از وارد کردن پارامترهای جداول بالا در نرم افزار اسپن هایسیس نمودار زیر به دست آمد.



شکل (۳-۳) عملکرد کمپرسور اول

در شکل (۳-۳) همانطور که مشاهده می کنیم بدلیل اینکه کمپرسور هایی تعبیه شده اند با افزایش فشار دما نیز افزایش می یابد چون وجود کمپرسورها باعث متراکم کردن خوراک می شود.

پس از اینکه جریان خوراک ورودی به واحد پس از عبور از مبدل LNG و واحد کمپرسور به فرم تقطیر درآورده شد به عنوان خوراک برج تقطیر استفاده می شود. مشخصات فرآیندی و ترکیب درصد خوراک برج تقطیر در جدول های ۳-۵ و ۳-۶ ارائه شده است.

جدول (۳-۵) مشخصات فرآیندی خوراک ورودی برج تقطیر

Vapour / Phase Fraction	0.9373
Temperature: (C)	-173.3
Pressure: (kPa)	573.0
Molar Flow (kgmole/h)	2007
Mass Flow (kg/h)	5.813e+004
Std Ideal Liq Vol Flow (m ³ /h)	66.84
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-6256
Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	101.4
Heat Flow (kJ/h)	-1.256e+007
Liq Vol Flow @ Std Cond (m ³ /h)	4.742e+004 *

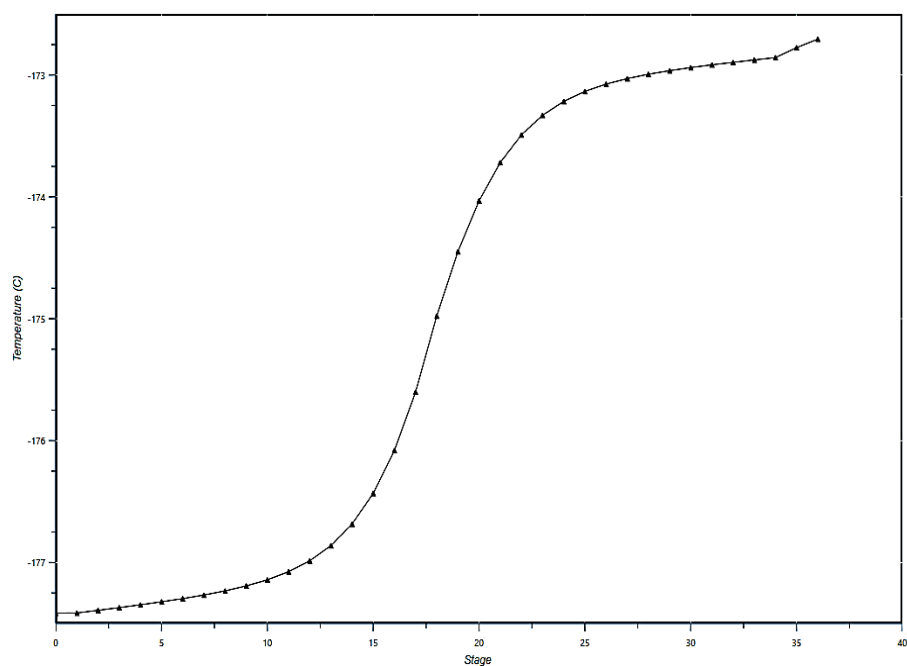
مشخصات فرآیندی خوراک ورودی به صورت جداگانه در نرم افزار اسپن هایسیس وارد شده و جدول ترکیب درصد اجرا خوراک واحد تقطیر هرکدام از مواد به دست آمد.

جدول (۳-۶) ترکیب درصد اجزاء خوراک واحد تقطیر

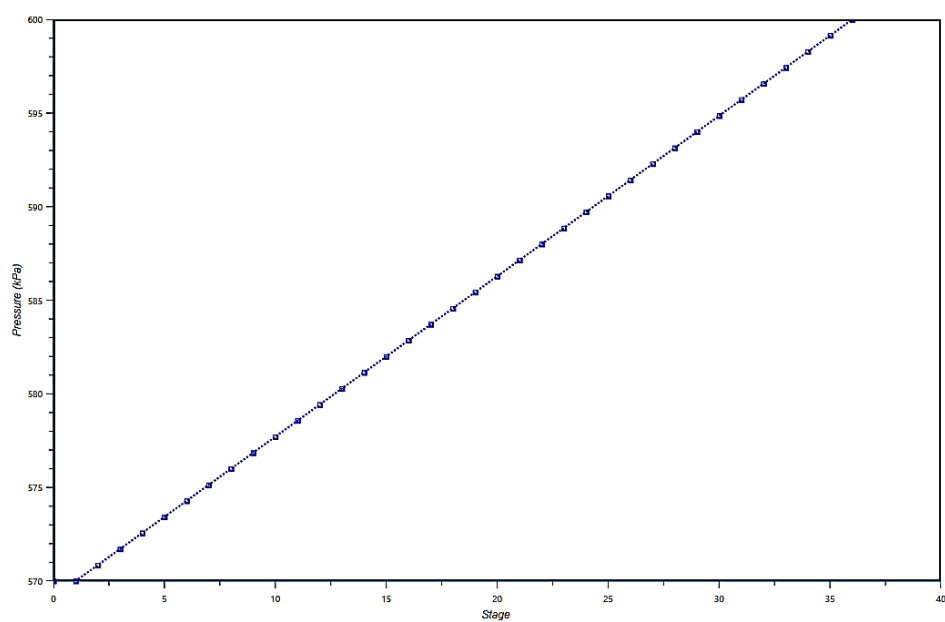
COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m ³ /h)	LIQUID VOLUME FRACTION
Oxygen	420.0651	0.2093	13442.0832	0.2313	11.8153	0.1768
Nitrogen	1567.6677	0.7811	43915.0761	0.7555	54.4599	0.8148
Argon	19.2672	0.0096	769.6861	0.0132	0.5617	0.0084
Total	2007.0000	1.0000	58126.8454	1.0000	66.8370	1.0000

شکل (۳-۴) و شکل (۳-۵) بتدریب تغییرات دما و فشار در برج تقطیر را نشان می دهند.

پس از به دست آوردن پارامترهای جریان ها با نرم افزار اسپن هایسیس نمودارهای تغییرات دما و فشار را به شکل های زیر برای ما نمایش داد.



شکل (۳-۴) تغییرات دما در سینی های برج تقطیر واحد جدا سازی هوا



شکل (۳-۵) تغییرات فشار در سینی های برج تقطیر واحد جدا سازی هوا

۳-۴ برج سینی دار:

بطور کلی فرایندی که در یک برج سینی دار اتفاق می افتد ، عمل جداسازی مواد است . در فاز بخار موادی که از نقطه جوش کمتری برخوردار هستند ، تحت عمل میعان قرار گرفته و بصورت فاز مایع به سمت پایین برج حرکت می کند. مهمترین عملکرد یک برج ایجاد سطح تماس مناسب بین فازهای بخار و مایع است. هرچه سطح تماس افزایش یابد عمل تفکیک با راندمان بالاتری صورت می گیرد.

۱-۴-۳ اجزای برج های سینی دار:

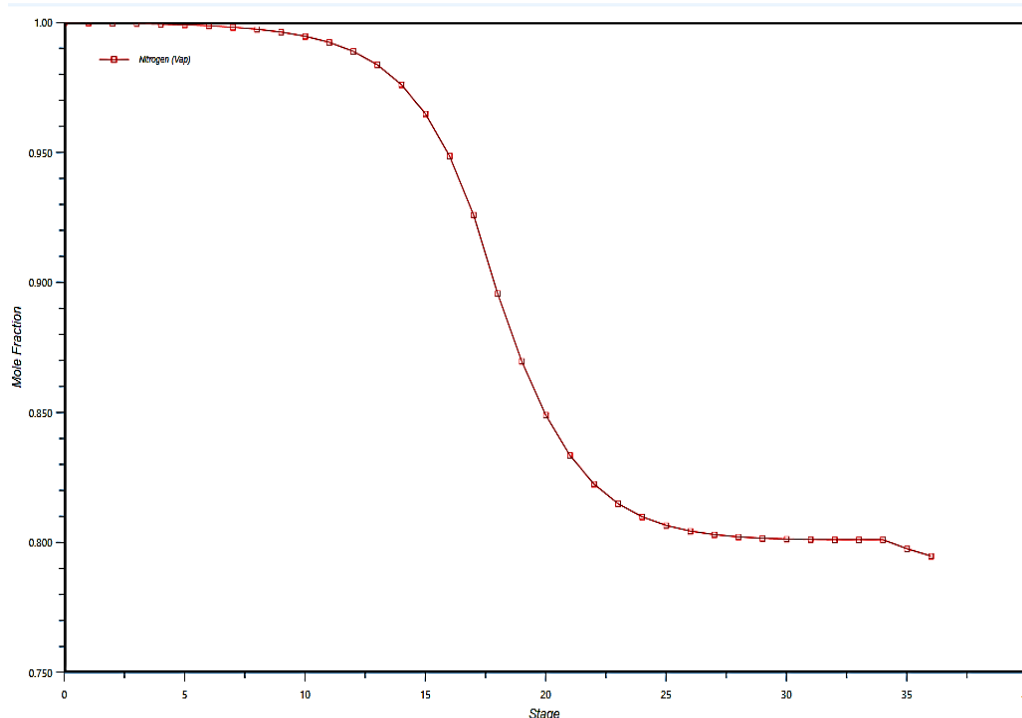
* استفاده از شیشه ، فلزات همراه با آستر شیشه ای ، کربن نفوذ ناپذیر و مواد پلاستیکی و چوب امکان پذیر است و در بیشتر موارد از فلزات استفاده می شود.

* در بعضی موارد از آجر های ضد خوردگی در داخل جداره فلزی بعنوان پوشش محافظ استفاده می شود.

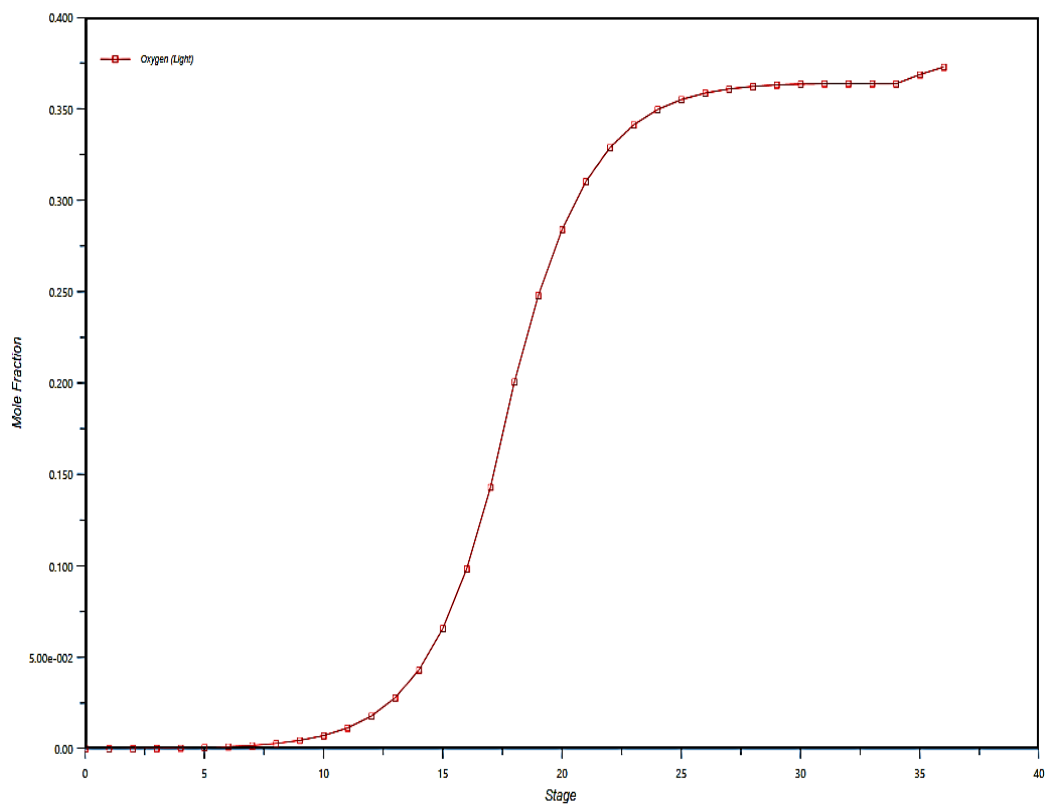
* در بعضی موارد جداره از قطعات استوانه ای مجزایی ساخته می شود که بوسیله لوله به یکدیگر متصل هستند.

در برج تقطیر، هوا در یک فرآیند کاملاً فیزیکی به اجزای سازنده اش تبدیل می شود. مایع روی سینی های برج تقطیر جمع می گردد. ابتدا اکسیژن با دمای جوش بالاتر متراکم می شود، پس از آن نیتروژن با دمای جوش پایین تر میل به کندانس شدن دارد. گازهای نیتروژن در

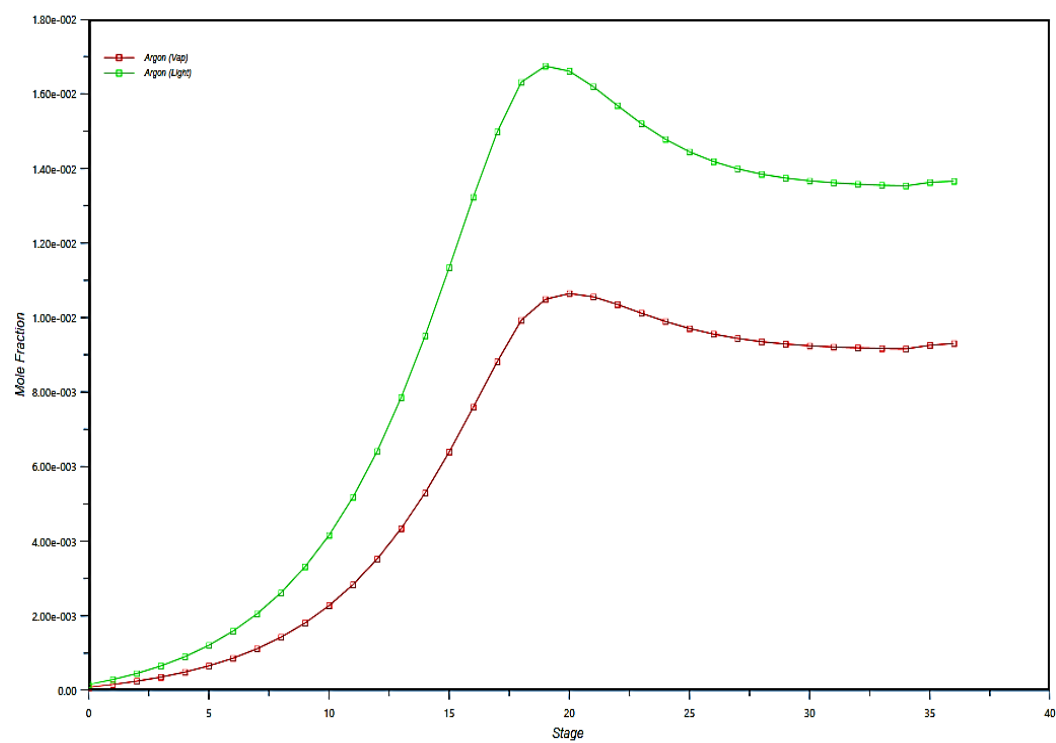
بالای برج تقطیر (شکل ۶-۳) و اکسیژن مایع در پایین برج تقطیر می باشد (شکل ۷-۳). اکسیژن در پایین تبخیر می شود در حالیکه در بالا نیتروژن در حال کندانس شدن است، این فرایند تا جایی ادامه پیدا می کند که محصول به سطح خلوص مورد نظر برسد.



شکل (۶-۳) کسر مولی گاز نیتروژن در سینی های برج تقطیر پرفشار



شکل (۷-۳) کسرمولی گاز اکسیژن در سینی های برج تقطیر پرفشار



شکل (۸-۳) کسرمولی گاز آرگون در سینی های برج تقطیر پرفشار

نتایج شبیه سازی نشان در جدول های ۷-۳ و ۸-۳ نشان می دهد ۹۹/۹۸ درصد از نیتروژن از بالای برج تقطیر خارج می شود.

جدول (۷-۳) ترکیب درصد مواد در جریان های ورودی و خروجی برج تقطیر

	Air to MP Col	air to mp clm	LIN	GAN	LL	RL
Oxygen	0.1783	0.2093	0.0000	0.0000	0.1431	0.3729
Nitrogen	0.8129	0.7811	0.9998	0.9998	0.8419	0.6135
Argon	0.0088	0.0096	0.0002	0.0002	0.0150	0.0137

۲-۴-۳-۲ دلیل استفاده کردن از اکسیژن و نیتروژن و آرگون :

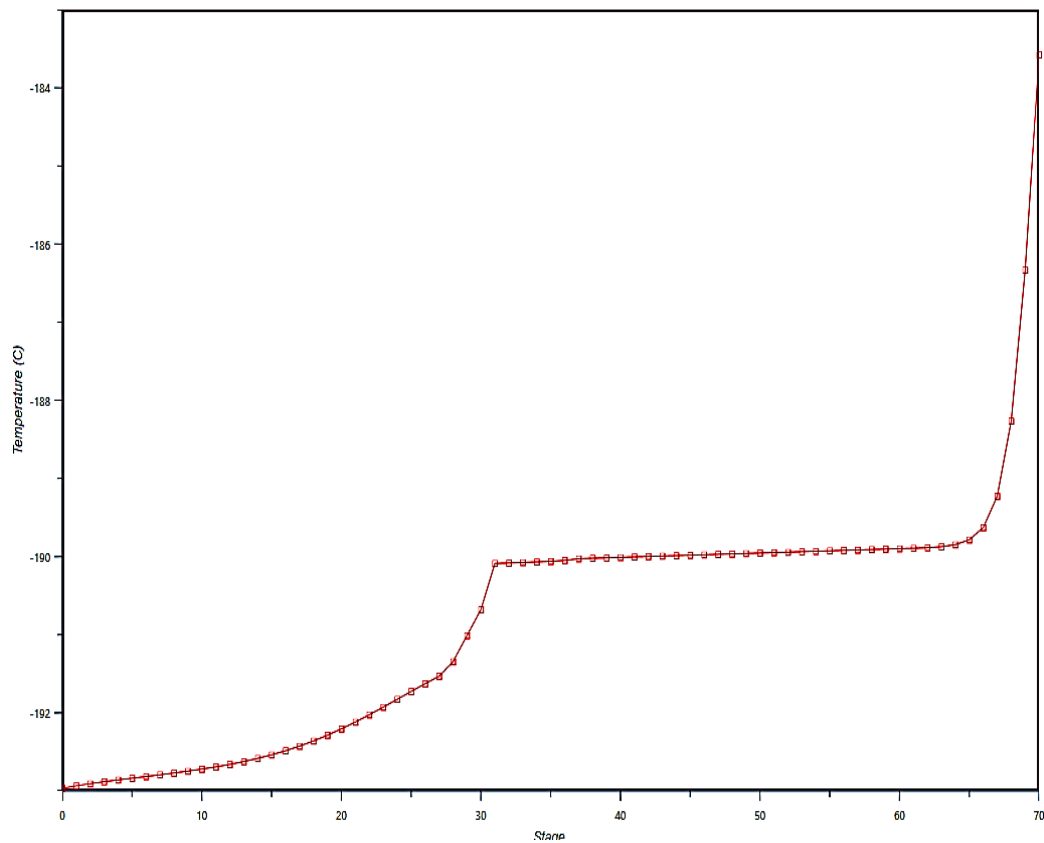
چون فرآیند جداسازی هوای جو به اجزای اصلی تشکیل دهنده را شامل می شوند که یکی از مرسوم ترین روش ASU (واحد جداسازی هوا)، روش تقطیر یا تبریدی کرایوژنیک است.

جدول (۸-۳) مشخصات فرآیندی جریان های ورودی و خروجی برج تقطیر

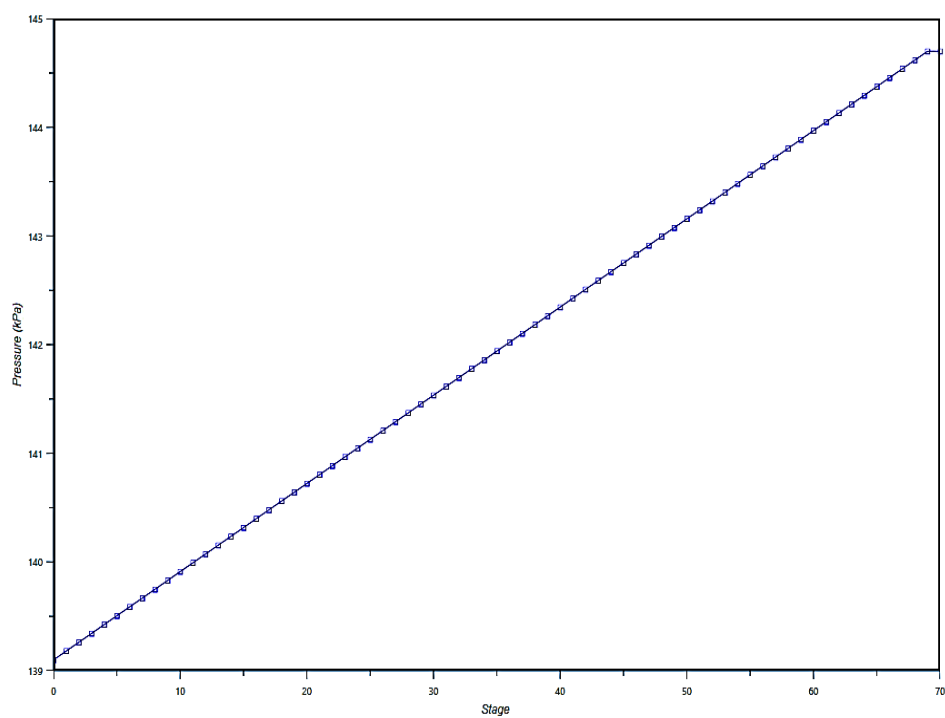
Flow Basis:	Molar	The composition option is selected	
Feed Composition			
	Air to MP Col	air to mp clm	
Flow Rate (kgmole/h)	550.3066	2.007000e+03	
	---	---	
Oxygen	0.1783	0.2093	
Nitrogen	0.8129	0.7811	
Argon	0.0088	0.0096	
Flow Basis:	Molar	The composition option is selected	
Feed Flows			
	Air to MP Col	air to mp clm	
Flow Rate (kgmole/h)	550.3066	2.007000e+03	
	---	---	
Oxygen (kgmole/h)	98.1353	420.0651	
Nitrogen (kgmole/h)	447.3265	1.567668e+03	
Argon (kgmole/h)	4.8448	19.2672	
Products			
Flow Basis:	Molar	The composition option is selected	
Product Compositions			
	LIN	GAN	LL
Flow Rate (kgmole/h)	565.9574	285.4729	513.0979
	---	---	---
Oxygen	0.0000	0.0000	0.1431
Nitrogen	0.9998	0.9998	0.8419
Argon	0.0002	0.0002	0.0150
	RL		
Flow Rate (kgmole/h)	1.192778e+03		

Oxygen	0.3729		
Nitrogen	0.6135		
Argon	0.0137		

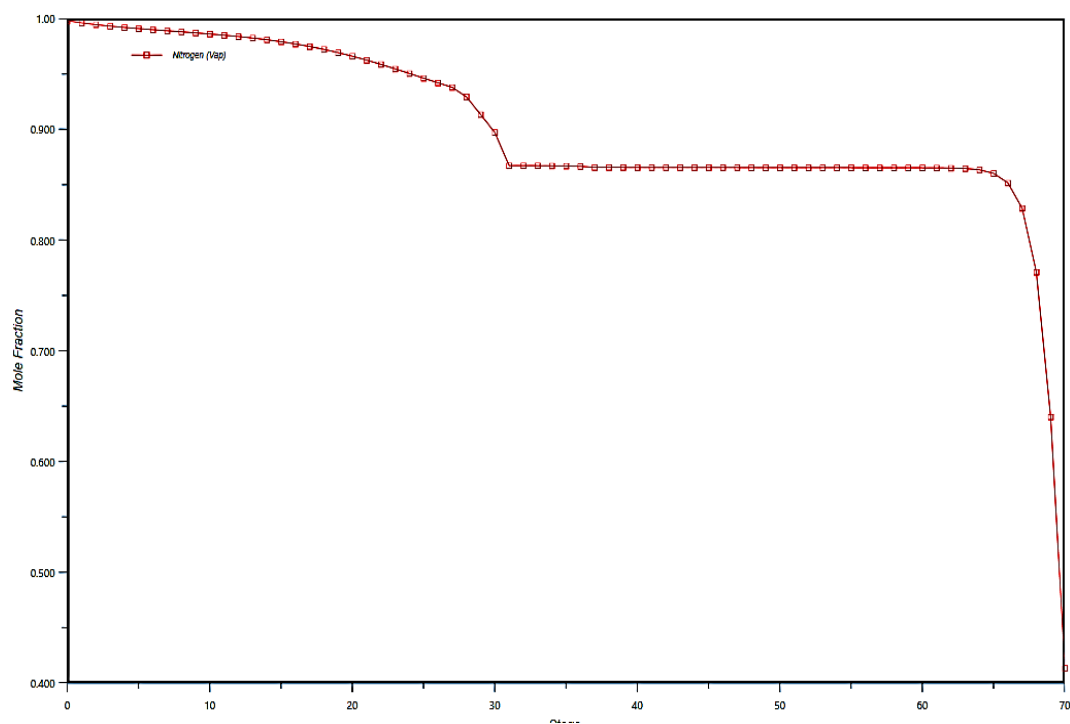
همچنین نتایج شبیه سازی با اسپن هایسیس نشان داد که جریان خروجی پائین برج پرفشار پس از عبور مبدل LNG دوم با دمای C ۱۹۲٫۷- وارد برج تقطیر کم فشار می شود. تغییرات دما، فشار و ترکیب درصد مواد در شکل های ۳-۹ تا ۳-۱۶ در برج کم فشار نشان داده شده است.



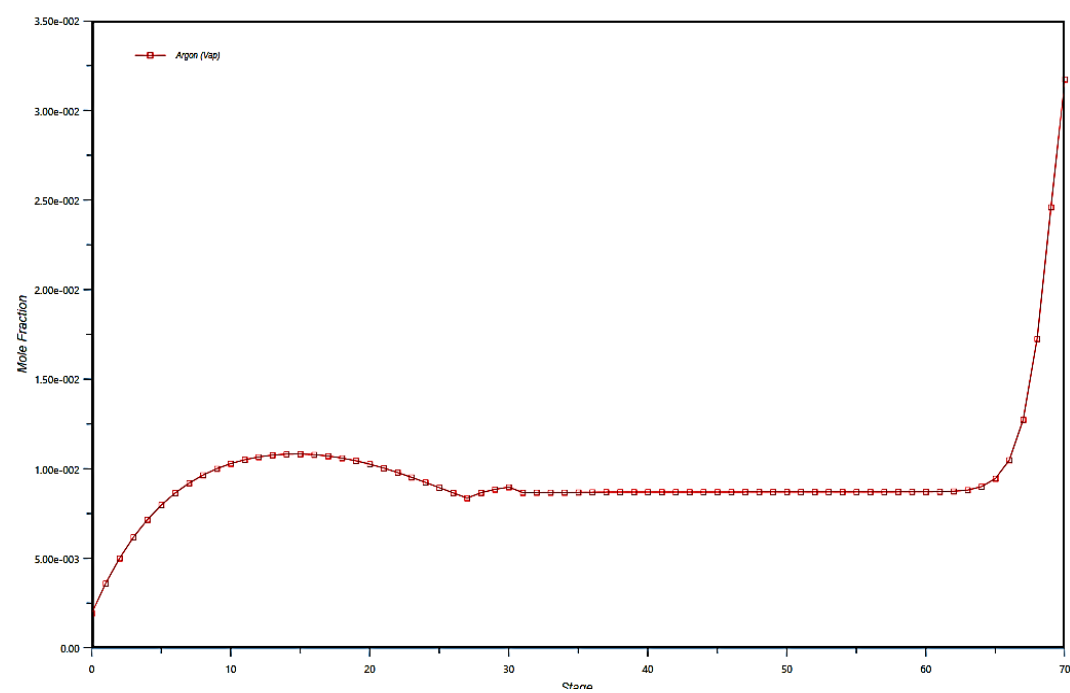
شکل (۹-۳) تغییرات دما در برج کم فشار



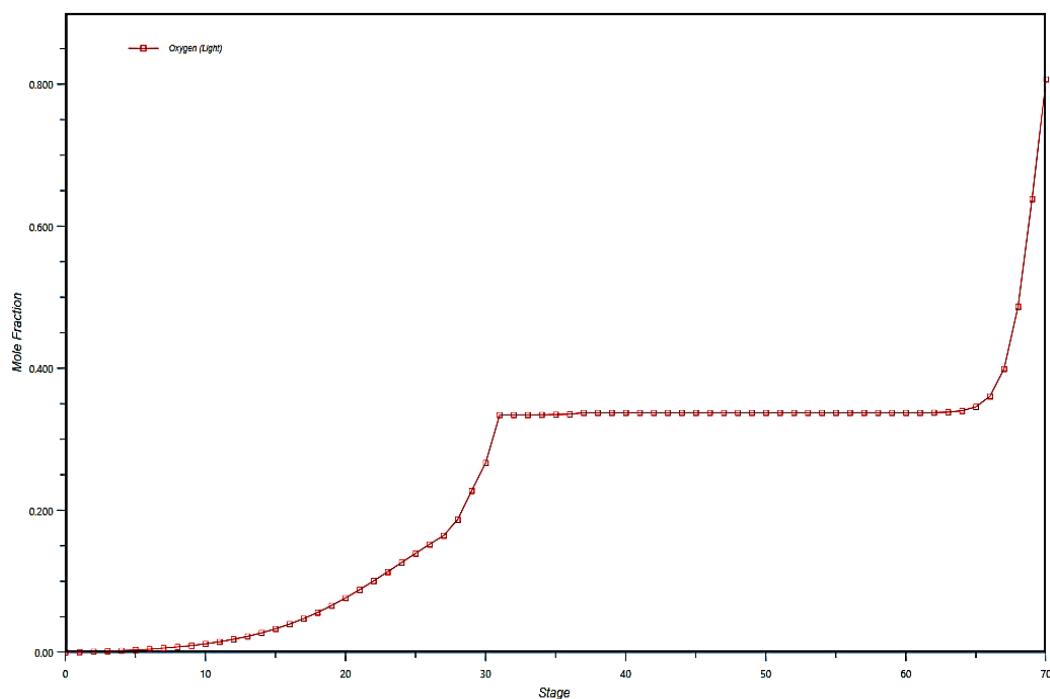
شکل (۱۰-۳) تغییرات فشار در برج کم فشار



شکل (۱۱-۳) تغییرات ترکیب درصد مولی نیتروژن در برج کم فشار



شکل (۱۲-۳) تغییرات ترکیب درصد مولی اکسیژن در برج کم فشار

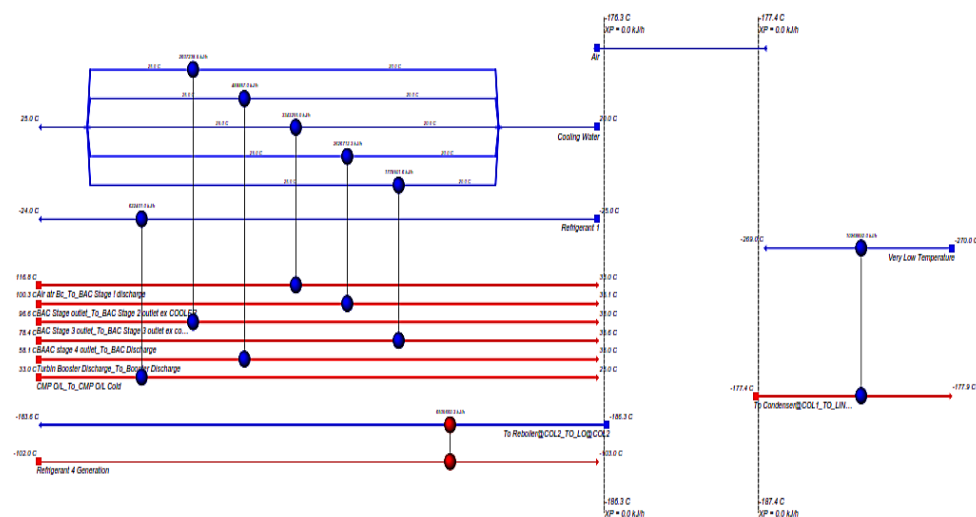


شکل (۳-۱۳) تغییرات ترکیب درصد مولی آرگون در برج کم فشار

نتایج شبیه سازی با استفاده از اسپن هایسیس نشان می دهد که مقدار جداسازی اکسیژن بیش

از ۸۰/۷۱٪ می باشد. تحلیل انرژی واحد Air separation با Aspen Energy

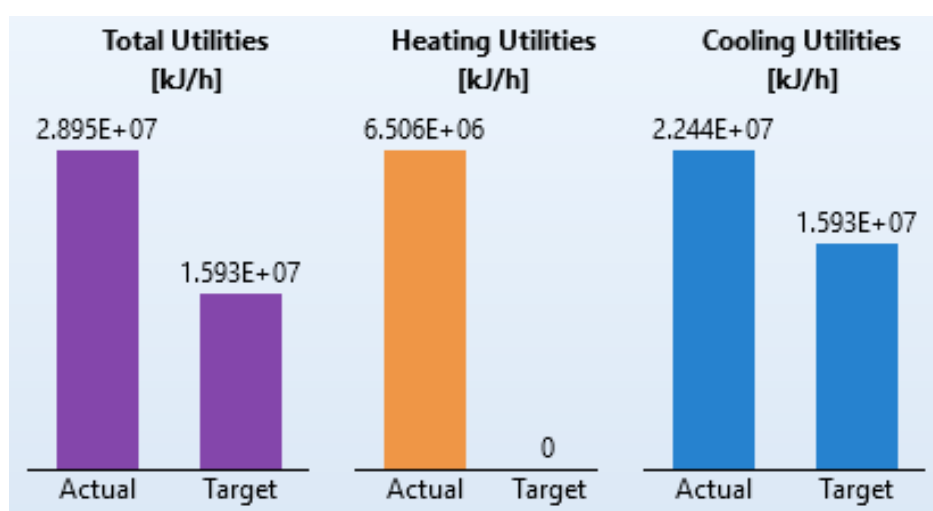
Analyzer انجام شد شکل (۳-۱۴).



شکل (۳-۱۴) شماتیک کلی تحلیل انرژی واحد Air separation با Aspen Energy Analyzer

نتایج شبیه سازی با Aspen Energy Analyzer نشان می دهد (شکل ۳-۱۴)، کل انرژی واحد جداسازی هوا حدود $2/195e+7$ kJ/h است (شکل ۳-۱۵)، که انرژی منابع گرم فرآیندی در حدود $6/506e+6$ kJ/h و منابع سرد فرآیندی در حدود $2/244e+7$ می باشد (جدول ۳-۹).

Aspen Energy Analyzer یک تحلیل گر رایگان و بدون نیاز به تحلیل پروفیل بار خود را ارائه می دهد.

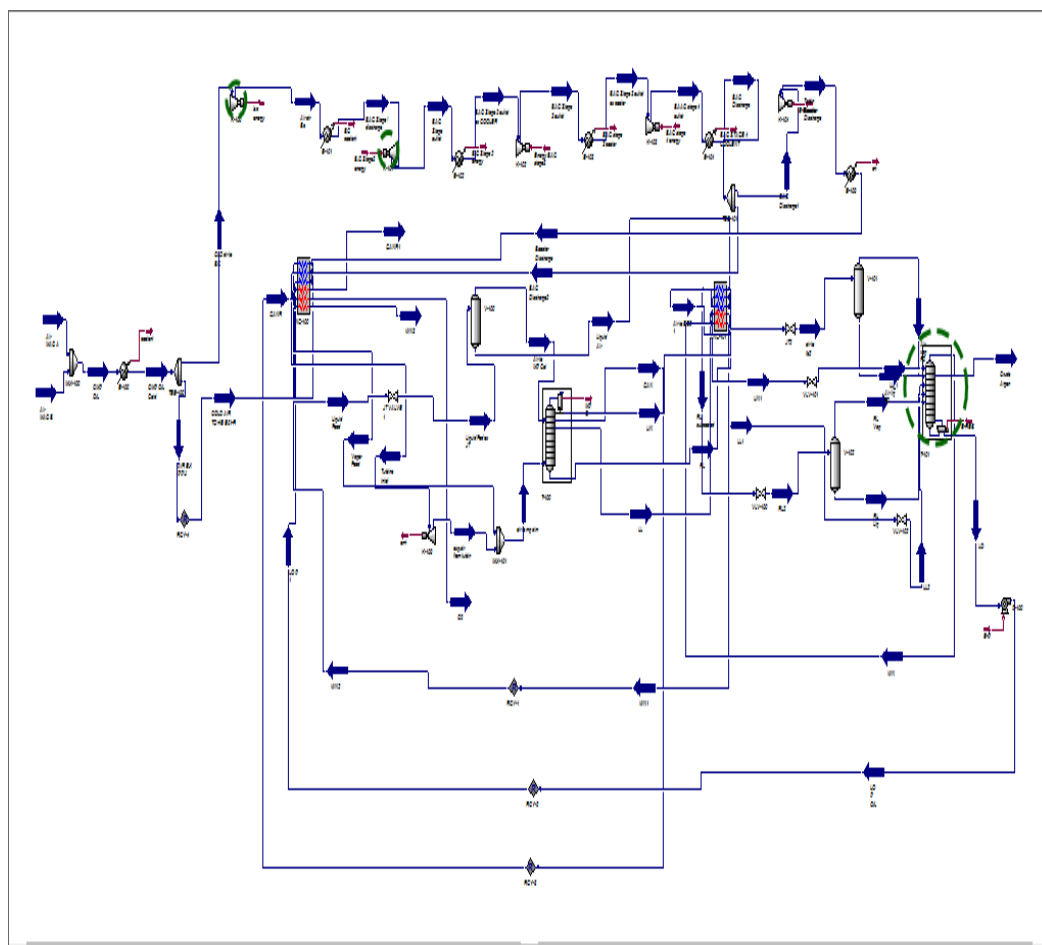


شکل (۳-۱۵) آنالیز انرژی واحد جداسازی هوا

جدول (۳-۹) آنالیز انرژی واحد جداسازی هوا

	Current [kJ/h]	Saving Potential [kJ/h]	Energy Cost Savings [Cost/Yr]	Energy Cost Savings [%]	ΔT_{min} [C]
Refrigerant 4 Generation	6.506E+06	6.506E+06	-481,749	-100.00	2.0
Total Hot Utilities	6.506E+06	6.506E+06	-481,749	-100.00	
Very Low Temperature	1.097E+07	1.637E-09	0	0.00	2.0
Refrigerant 1	6.224E+05	6.224E+05	14,943	100.00	3.0
Cooling Water	1.084E+07	1.084E+07	20,197	100.00	5.0
Air	0	-4.961E+06	0	N/A	10.0
Total Cold Utilities	2.244E+07	6.506E+06	35,139	3.94	

نتایج بررسی با Economics Analyzer در جدول ۳-۸ نشان می دهد (شکل ۳-۱۴)، هزینه مربوط به cooling water در حدود ۷,۳۹۸۲۴ USD/h و Steam در حدود ۵۶,۴۹۲۱ USD/h است. همچنین هزینه های مربوط به برخی از تجهیزات در جدول ۳-۸ ارائه شده است.



شکل ۳-۱۶ شماتیک لینک واحد جداسازی هوا با Aspen Economics Analyzer

جدول ۳-۱۰ نتایج تحلیل اقتصادی واحد جداسازی هوا

Name	Fluid	Rate	Rate Units	Cost per Hour	Cost Units
Electricity		3165.7	KW	245.341	USD/H
Cooling Water	Water	0.061652	MMGAL/H	7.39824	USD/H
Refrigerant - Freon 12	Refrigerant	8.32556	KLB/H	0.707672	USD/H
Steam @100PSI	Steam	6.94006	KLB/H	56.4921	USD/H

نتایج تحلیل اقتصادی نشان می دهد بیشتر هزینه مربوط به تجهیزاتی از جمله کمپرسور ها و برج تقطیر کم فشار می باشد.

فصل ۴:

مدلسازی

۴-۱- مقدمه

شبیه سازی یا مدل سازی ریاضی در واقع تبدیل کیفیت های فیزیکی و رابطه متقابل این کیفیت ها به کمیت های عدد و روابط ریاضی است. بدین ترتیب یک مدل ریاضی شامل متغیرها و مجموعه معادلات وابسته به آنهاست که می تواند تاثیر متقابل این متغیرها را، همانطور که در دنیای واقعی اتفاق می افتد نشان دهد. از این رو یک مدل ریاضی وسیله بسیار مناسبی در دست تحلیل گر است که با توسل به آن می تواند رفتار یک سیستم را پیش از اعمال واقعی تغییرات پیش بینی کند. این خاصیت بخصوص در مورد سیستم هایی که امکان اعمال واقعی تغییرات در آنها محدود است، بسیار مفید و کار آمد است.

یکی از مثال های مشخص این نوع سیستم ها فرآیند های شیمیایی است. در این مورد به دلیل تعداد زیادی متغیرهای عملیاتی و مخارج و مخاطرات زیاد تجربه کردن تغییر در هر یک از این متغیرها، وجود یک مدل ریاضی که بتواند امکان انجام تجربیات مختلف را به سادگی در اختیار تحلیل گر قرار دهد، بسیار ارزشمند و قابل توجه است. بدین جهت شبیه سازی فرآیند ها همیشه مورد توجه بوده و فعالیت های گسترده ای در این مورد صورت گرفته است. از یک نظر شبیه سازی فرآیند ها در واقع اعمال معادلات موازنه جرم و انرژی به همراه شرایط تعادل فازها در یک سیستم است که معمولاً جهت سهولت کار به حالت پایای سیستم بسنده می شود. در این حالت با اعمال شرایط ترمودینامیکی مجموعه معادلات بوجود خواهد آمد که در کنار معادلات متداول موازنه جرم و انرژی مجموعه معادلات همزمانی را تشکیل می دهند که در واقع به مدل ریاضی فرآیند تعبیر می شود.

مدل ها غالباً به سه دسته تئوری، نیمه تئوری و تجربی تقسیم می شوند. مدل تئوری به طور کامل بر اساس قوانین تئوری استوارند مانند راکتور همزن دار که در صنعت کاربرد کمتری را دارد. مدل های نیمه تئوری بر پایه روابط تئوری و با استفاده از نتایج اصلاحات تجربی بوجود می آیند. معادلات حالت از این دسته اند.

مدلهای تجربی صرفاً بر اساس روابط تجربی شکل گرفته اند. با اینکه محدود کردن شرایط تعادل به تعادل فازها و حذف واکنش های شیمیایی به میزان زیادی از پیچیدگی این مجموعه معادلات کلی می کاهد، با این همه حل این معادلات تنها با توسل به روش های پیچیده محاسبات عددی و بهره جویی از امکانات محاسبات کامپیوتری امکان پذیر است. برنامه های شبیه سازی فرآیند در واقع بسته نرم افزاری هستند که تشکیل و حل این معادلات را مقدور می سازند به عبارت دیگر شبیه سازی عبارت است از بکار گیری مدل ها و ایجاد ارتباط بین آنها برای توصیف عملی و علمی شرایط و حالات یک سیستم و تعیین خروجی های آن با توجه به داده های ورودی، لذا تکرار شبیه سازی در حالت و شرایط مختلف ورودی می تواند ما را در طراحی فرآیند یاری کند. آنچه مسلم است این دقت و میزان انحراف نتایج تجربی است که ضامن اعتبار و اهمیت یک مدل یا یک شبیه ساز است.

مهمترین موارد کاربرد شبیه سازها در بررسی عملکرد، رفع تنگناها و مشکلات فرآیندی، ایجاد تغییرات در شرایط عملیاتی و پیش بینی نتایج حاصل از آن می باشد در بعضی موارد می توان از شبیه سازها برای انجام و بررسی آزمایشات پیچیده که تکرار آنها در عمل مستلزم وقت و هزینه بسیار زیاد است سود برد. از دیگر موارد کاربرد شبیه سازی، افزایش مقیاس واحدهای آزمایشگاهی می باشد که موجب حذف مرحله ساختن واحد نیمه صنعتی می گردد. از این روست که در سال های اخیر شبیه سازهای بسیاری در غالب بسته های نرم افزاری تهیه و به بازار عرضه شده اند. به کمک این نرم افزارها می توان حتی در واحدهای پیچیده ای چون پالایشگاه ها را به منظور طراحی، توسعه، بهبود عملیات و رفع تنگناها به راحتی در مدت زمان بسیار کوتاهی شبیه سازی و بهینه سازی نمود.

در این میان از نرم افزارهایی چون ASPEN Hysys, PRO/II, CHEMSHARE و دیگر موارد نام برد، که در دنیا کاربرد وسیعی دارند. مقایسه قابلیت های هر یک از نرم افزارهای موجود و انتخاب نرم افزار مناسب، به میزان وسعت و اطلاعات کتابخانه ای و میزان دقت و فراوانی داده های ترمودینامیکی موجود در آن وابسته می باشد. به طور کلی در شبیه سازی یک فرآیند شیمیایی مهمترین قسمت انتخاب مدل های خواص فیزیکی برای پیش بینی خواص فیزیکی و ترمودینامیکی سیستم است. زیرا خواص فیزیکی در

محاسبات مربوط به تمامی مدل های توصیف کننده سیستم دخالت دارند و هر نوع خطای احتمالی در انتخاب یک مدل مناسب برای هر خاصیت فیزیکی موجب بروز خطا در نتایج شبیه سازی کل سیستم خواهد شد. در این میان مهمترین خواص مورد نیاز برای انجام محاسبات اصلی بر اساس یک معادله حالت بدست می آید. این خواص شامل حجم مولی، آنتالپی، انرژی گیس و ضرایب فوگاسیته برای کلیه مواد موجود در فرآیند می گردند. به همین خاطر انتخاب یک معادله حالت مناسب برای توصیف رفتارهای ترمودینامیکی مواد موجود در فرآیند قسمت عمده ای از یک شبیه سازی را تشکیل می دهد.

۲. شبیه سازی

جداسازی هوا به روش کرایوژنیک، فرآیند جداسازی هوای جو به اجزای اصلی تشکیل دهنده ی آن مانند: اکسیژن، نیتروژن، آرگون و گازهای نجیب دیگر می باشد. مرسوم ترین روش جداسازی هوا (ASU)، روش تقطیر یا تبریدی کرایوژنیک است. روش های غیر تبریدی دیگری مانند جداسازی غشایی و جذب سطحی نیز در واحدهای تجاری برای جداسازی یک جز از هوا استفاده می شود. تولید اکسیژن با خلوص بالا، نیتروژن و آرگون با استفاده از روش کرایوژنیک امکان پذیر می باشد.

در فرآیند کرایوژنیک مایعات، هوا را تا مایع شدن سرد می کنند سپس این مایعات با دمای جوش متفاوت وارد ستون تقطیر می شود. این فرآیند تولید گاز با خلوص بالا تولید می کند که فرآیندی با مصرف انرژی زیاد می باشد. فرآیند جداسازی برودتی نیاز به مبدل های حرارتی خاص و ستون های جداسازی دوفازی و تقطیر با راندمان بالا دارند. تمام انرژی مورد نیاز تبرید از طریق کمپرسورهای هوا تامین می گردد.

این روش جداسازی یکی از پرهزینه ترین و کارآمد ترین روش های تولید اکسیژن با خلوص بالا، نیتروژن و گاز نجیب مایع در صنعت می باشد. واحد های جداساز با استفاده از برج تقطیر فرایند تولید گازهای مایع با خلوص بالا از هوای فشرده را انجام می دهند. در این تکنولوژی

نیترژن خالص به عنوان یک محصول فرعی تولید می شود.

در این تحقیق از بسته نرم افزاری Aspen Tech V^{۸.۸} شامل نرم افزارهای Aspen Hysys, Aspen Energy Analysis با مدل ترمودینامیکی Peng-Robinson استفاده شد. شکل (۴-۱) شماتیک شبیه سازی شده از واحد مورد نیاز جداسازی هوا و تولید محصولات مفید را با نرم افزار Aspen Hysys V^{۸.۸} نشان می دهد. همچنین مشخصات فرآیندی و مشخصات خوراک ورودی واحد Air separation در جدول های ۴-۱ و ۴-۲ ارائه شده است. همانطور که در شکل (۴-۱) مشاهده میشود، ابتدا خوراک واحد که شامل هوا و آرگون می باشد، وارد کولر شده و دما از ۳۳ C به ۲۵ C کاهش می یابد.

جدول (۴-۱) مشخصات فرآیندی خوراک ورودی واحد جداسازی هوا

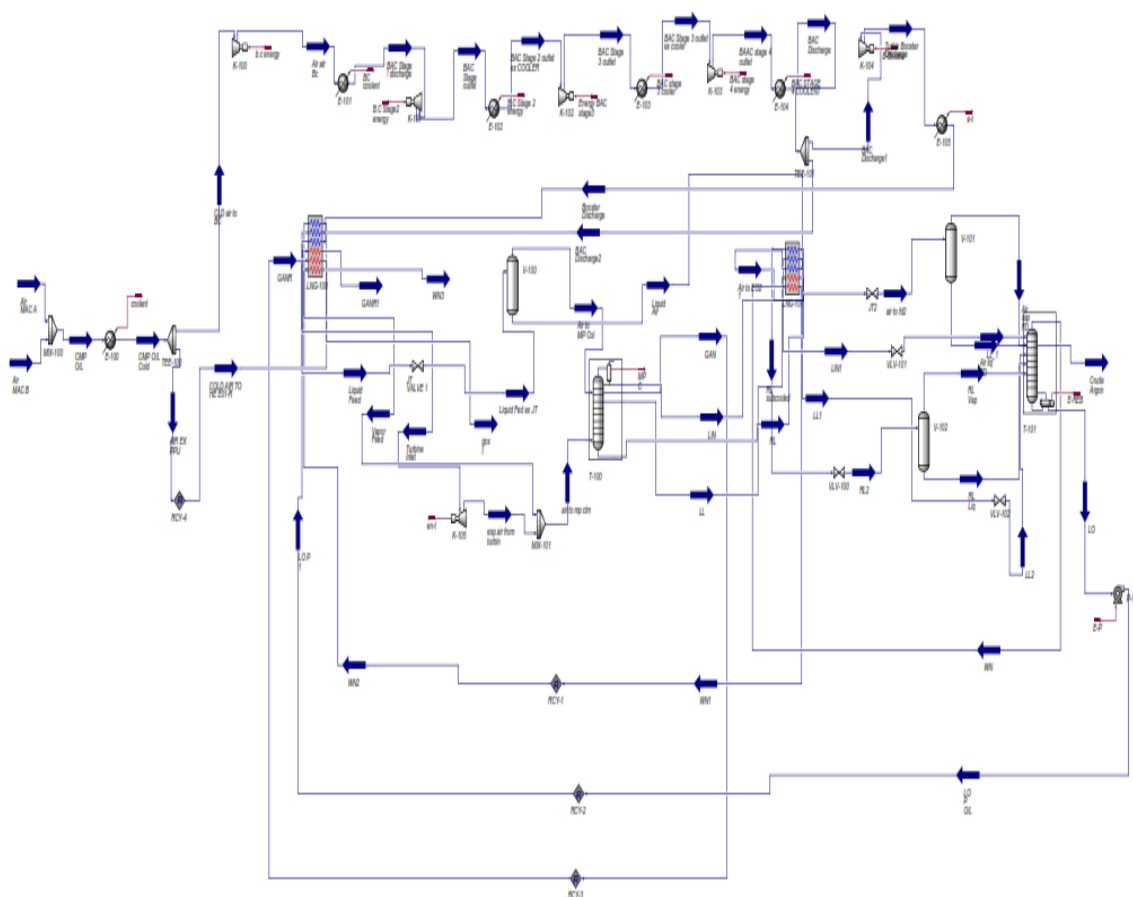
Vapour / Phase Fraction	1.0000
Temperature: (C)	33.00
Pressure: (kPa)	621.3
Molar Flow (kgmole/h)	2676
Mass Flow (kg/h)	7.750e+004
Std Ideal Liq Vol Flow (m ³ /h)	89.12
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	185.4
Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	137.4
Heat Flow (kJ/h)	4.962e+005

جدول (۴-۲) مشخصات خوراک ورودی واحد جداسازی هوا

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION
Oxygen	560.0868	0.2093	17922.7776	0.2313
Nitrogen	2090.2236	0.7811	58553.4348	0.7555
Argon	25.6896	0.0096	1026.2482	0.0132
Total	2676.0000	1.0000	77502.4606	1.0000

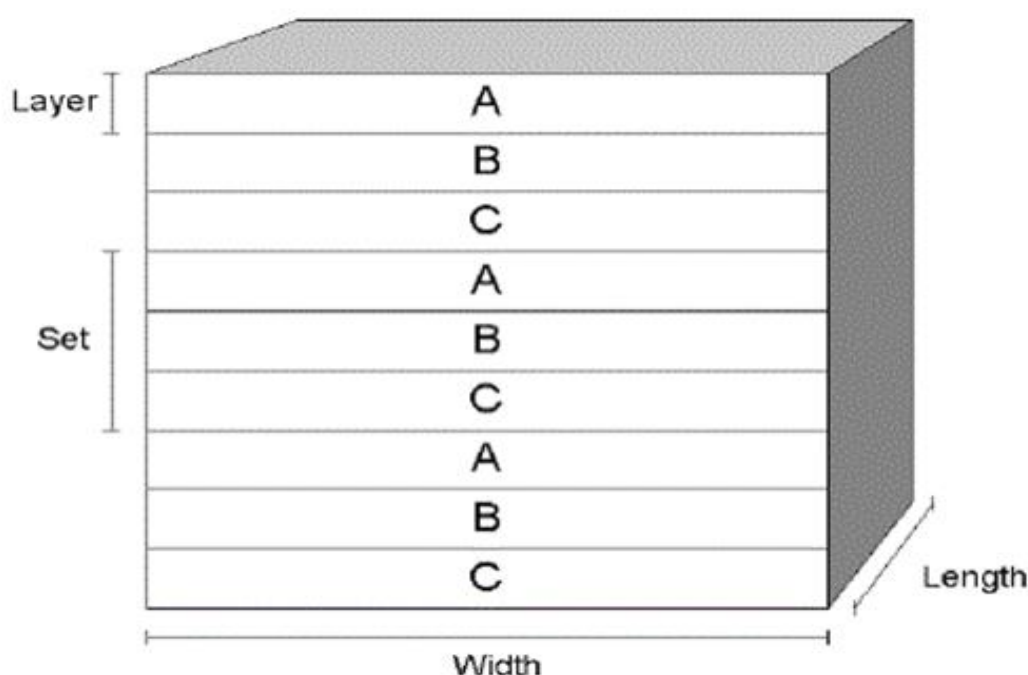
خوراک ورودی پس از عبور از کولر به دو بخش تقسیم می گردد، که ۱۳۳۸ kmol/h وارد مبدل LNG می شود و دمای آن از ۲۵ C به -۱۷۳.۳ C کاهش می یابد، تا اکسیژن، نیترژن

و آرگون به فرم مقطر در آیند و به عنوان خوراک برج تقطیر استفاده گردد. تنظیمات متعددی از مبدل حرارتی LNG می تواند هوا را به محصولات مورد نیاز مجزا نماید. نوع فرآیند بر اساس مقدار خلوص و جریان محصول می تواند متفاوت باشد. خواص انواع فرایندهای برودتی برای جداسازی هوا می تواند بستگی مستقیم به میزان فشار در ورودی یا خروجی محصولات داشته باشد.



شکل (۴-۱) شماتیک شبیه سازی جداسازی هوا

مدل LNG (گاز طبیعی مایع) از مبدل های حرارتی برای شبیه سازی مبدل های حرارتی با چند جریان گرم و چند جریان سرد ورودی و شبکه مبدل های حرارتی بکار می رود. نرم افزار Aspen Hysys V۸.۸ در حالت دینامیکی این نوع مبدل را Plat-Fin در نظر میگیرد و می توان آنها را با HTS-MUSE نیز مدل کرد. شماتیک کلی از این مبدل ها در شکل (۲-۴) ارائه شده است.



شکل (۲-۴) شماتیک کلی مبدل های گاز طبیعی مایع

در بسیاری از فرایندها باید جریان یا جریانی را از انتهای واحد به ابتدای آن منتقل کرد تا با خوراک اولیه مخلوط شود یا به تنهایی استفاده شود. در این نرم افزار به کمک عملگر منطقی Recycle می توان جریان برگشتی را ایجاد و محاسبات آنها را انجام داد. در شبیه سازی جریان های برگشتی مقدار محاسبه شده در دو حلقه متوالی محاسباتی باید اختلاف ناچیزی با یکدیگر داشته باشند تا محاسبات تمام شود. به عبارت دیگر برای تمام متغیرها، مقدار حدس

زده شده و محاسبه شده وجود دارد که ناچیز شدن اختلاف آنها باعث همگرا شدن مساله می باشد. جدول (۳-۴) جریان های ورودی و خروجی به مبدل LNG را نشان می دهد.

جدول (۳-۴) جریان های ورودی و خروجی مبدل LNG

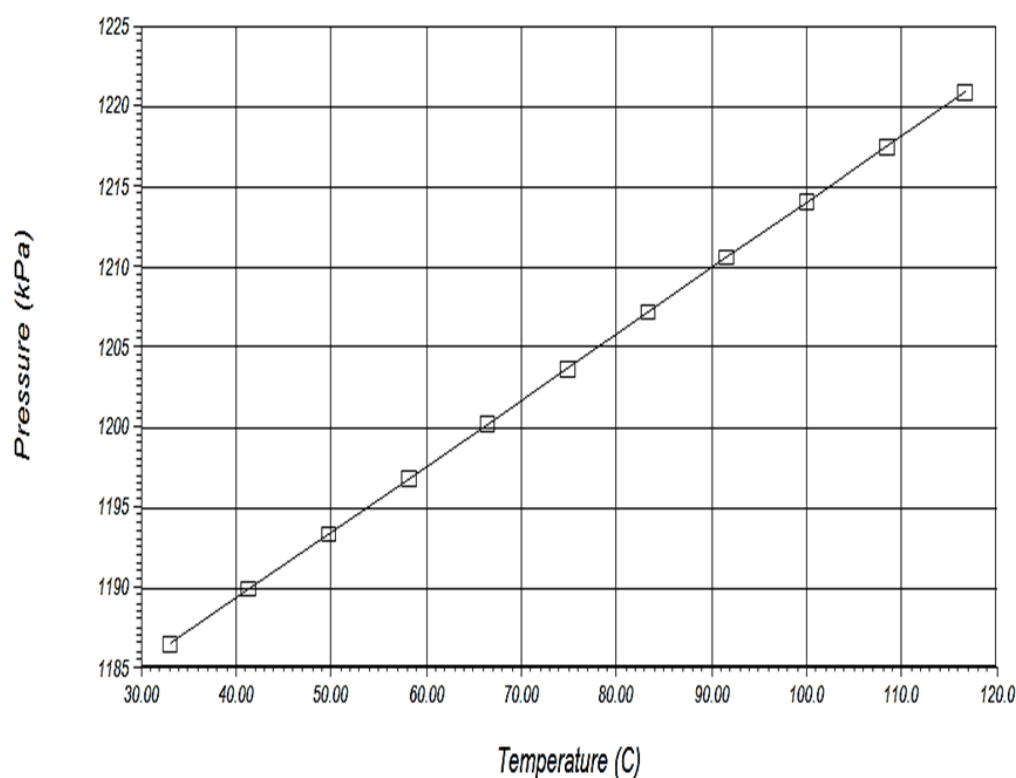
Inlet Stream		
STREAM NAME	FROM UNIT OPERATION	
Booster Discharge	Cooler	E-105
BAC Discharge2	Tee	TEE-101
COLD AIR TO HE E01-R	Recycle	RCY-4
WN2	Recycle	RCY-1
LO P 1	Recycle	RCY-2
GANR	Recycle	RCY-3
Outlet Stream		
STREAM NAME	TO UNIT OPERATION	
Liquid Feed	Valve	JT VALVE 1
Turbine Inlet	Expander	K-105
Vapor Feed	Mixer	MIX-101
WN3		
gox I		
GANR1		

همانطور که در جدول (۴-۴) مشاهده می شود، دما تا 173.3°C - کاهش و به عنوان خوراک برج تقطیر استفاده می شود.

جدول (۴-۴) مشخصات فرآیندی جریان های ورودی و خروجی مبدل LNG

Name	Booster Discharge	BAC Discharge2	COLD AIR TO HE E01-R	WN2
Vapour	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000
Temperature (C)	35.0000 *	35.6000	25.0000 *	-174.8068 *
Pressure (kPa)	5627.0000 *	4681.2148	586.8300 *	129.2900 *
Molar Flow (kgmole/h)	669.0	669.0	1338 *	1459 *
Mass Flow (kg/h)	1.938e+004	1.938e+004	3.875e+004	4.090e+004
Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	22.28	22.28	44.56	50.67
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-99.53	-20.23	-47.16	-5772
Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	118.3	120.1	137.1	114.2
Heat Flow (kJ/h)	-6.658e+004	-1.353e+004	-6.309e+004	-8.421e+006
Name	LO P 1	GANR	Liquid Feed	Turbine Inlet
Vapour	0.0000	1.0000	1.0000	1.0000
Temperature (C)	-182.1278 *	-177.4000 *	-128.7372	-113.2000 *
Pressure (kPa)	3101.0000 *	570.0000 *	5617.1900	4671.4048
Molar Flow (kgmole/h)	513.2 *	285.5 *	669.0	669.0
Mass Flow (kg/h)	1.622e+004	7998	1.938e+004	1.938e+004
Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	15.00	9.918	22.28	22.28
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-1.225e+004	-6090	-6882	-5243
Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	42.18	99.36	84.75	96.54
Heat Flow (kJ/h)	-6.289e+006	-1.739e+006	-4.604e+006	-3.507e+006
Name	Vapor Feed	WN3	gox I	GANR1
Vapour	0.9639	1.0000	1.0000	1.0000
Temperature (C)	-173.1000 *	23.0000 *	23.0000 *	23.0000 *
Pressure (kPa)	577.0200	124.3900	3091.1900	560.1900
Molar Flow (kgmole/h)	1338	1459	513.2	285.5
Mass Flow (kg/h)	3.875e+004	4.090e+004	1.622e+004	7998
Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	44.56	50.67	15.00	9.918
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-6113	-67.91	-337.6	-101.5
Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	102.8	146.2	120.2	133.6
Heat Flow (kJ/h)	-8.179e+006	-9.908e+004	-1.732e+005	-2.899e+004

همچنین مقدار 1338 kmol/h از خوراک وارد واحد کمپرسورها می شود، تا فشار آن از $586/8$ Kpa به 4681 Kpa افزایش یابد. برای این منظور در واحد فشار، تعداد ۴ کمپرسور استفاده می شود که با افزایش فشار دما نیز تا حدودی در این واحد افزایش می یابد لذا از ۴ عدد کولر برای خنک سازی جریان خروجی از هر کمپرسور تعبیه شده است (شکل ۴-۳).



شکل (۴-۳) عملکرد کمپرسور اول

پس از اینکه جریان خوراک ورودی به واحد پس از عبور از مبدل LNG و واحد کمپرسور به فرم تقطیر درآورده شد به عنوان خوراک برج تقطیر استفاده می شود. مشخصات فرآیندی و ترکیب درصد خوراک برج تقطیر در جدولهای ۴-۵ و ۴-۶ ارائه شده است.

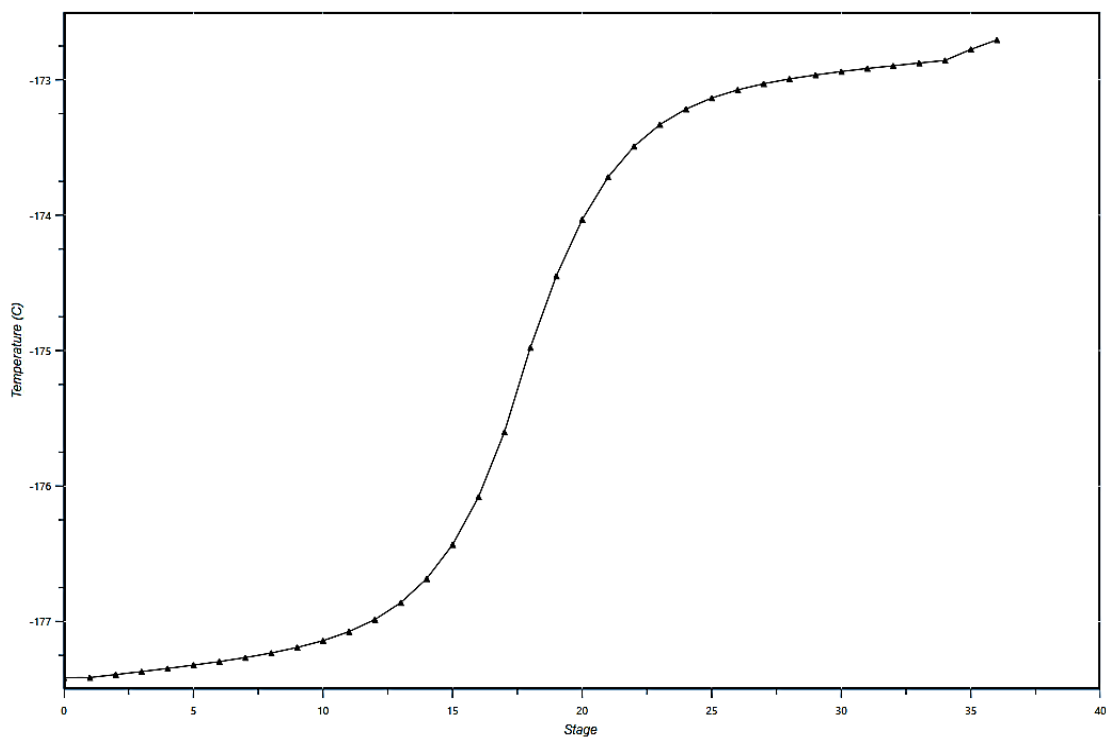
جدول (۴-۵) مشخصات فرآیندی خوراک ورودی برج تقطیر

<i>Vapour / Phase Fraction</i>		0.9373
<i>Temperature:</i>	(C)	-173.3
<i>Pressure:</i>	(kPa)	573.0
<i>Molar Flow</i>	(kgmole/h)	2007
<i>Mass Flow</i>	(kg/h)	5.813e+004
<i>Std Ideal Liq Vol Flow</i>	(m3/h)	66.84
<i>Molar Enthalpy</i>	(kJ/kgmole)	-6256
<i>Molar Entropy</i>	(kJ/kgmole-C)	101.4
<i>Heat Flow</i>	(kJ/h)	-1.256e+007
<i>Liq Vol Flow @Std Cond</i>	(m3/h)	4.742e+004 *

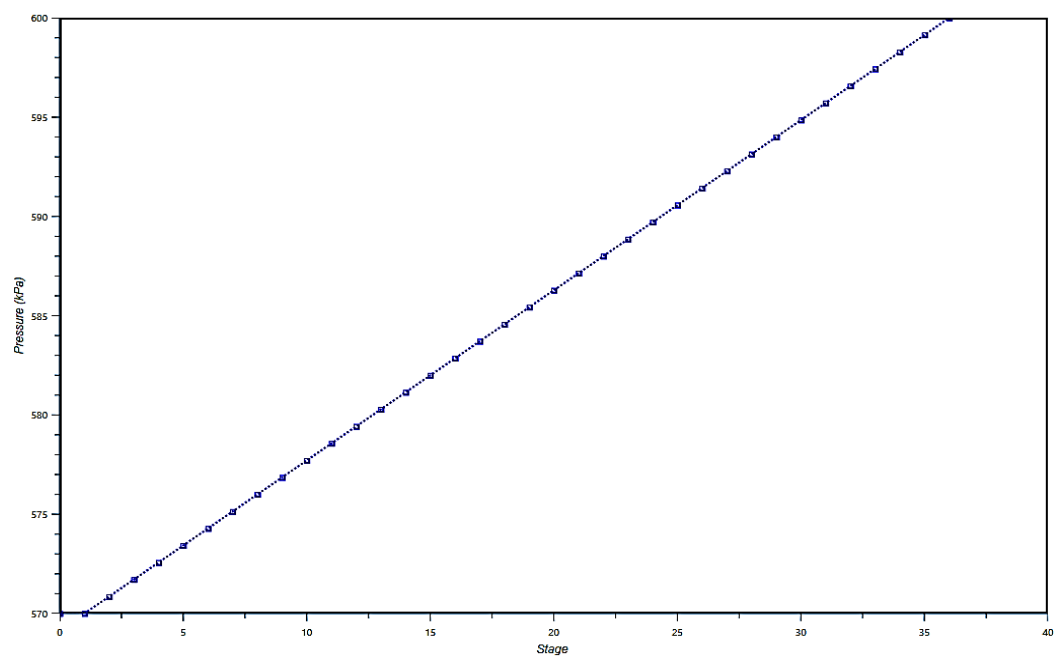
جدول (۴-۶) ترکیب درصد اجزاء خوراک واحد تقطیر

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
Oxygen	420.0651	0.2093	13442.0832	0.2313	11.8153	0.1768
Nitrogen	1567.6677	0.7811	43915.0761	0.7555	54.4599	0.8148
Argon	19.2672	0.0096	769.6861	0.0132	0.5617	0.0084
Total	2007.0000	1.0000	58126.8454	1.0000	66.8370	1.0000

شکل (۴-۴) و شکل (۴-۵) به ترتیب تغییرات دما و فشار در برج تقطیر را نشان می دهند.

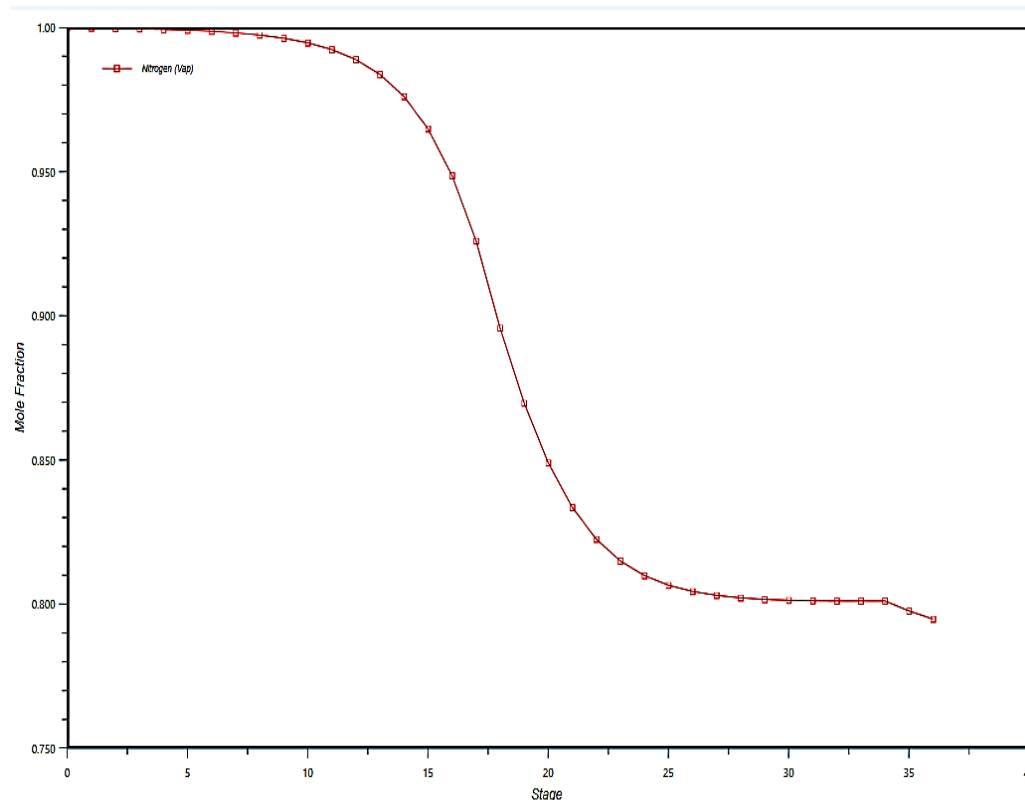


شکل (۴-۴) تغییرات دما در سینی های برج تقطیر واحد جداسازی هوا

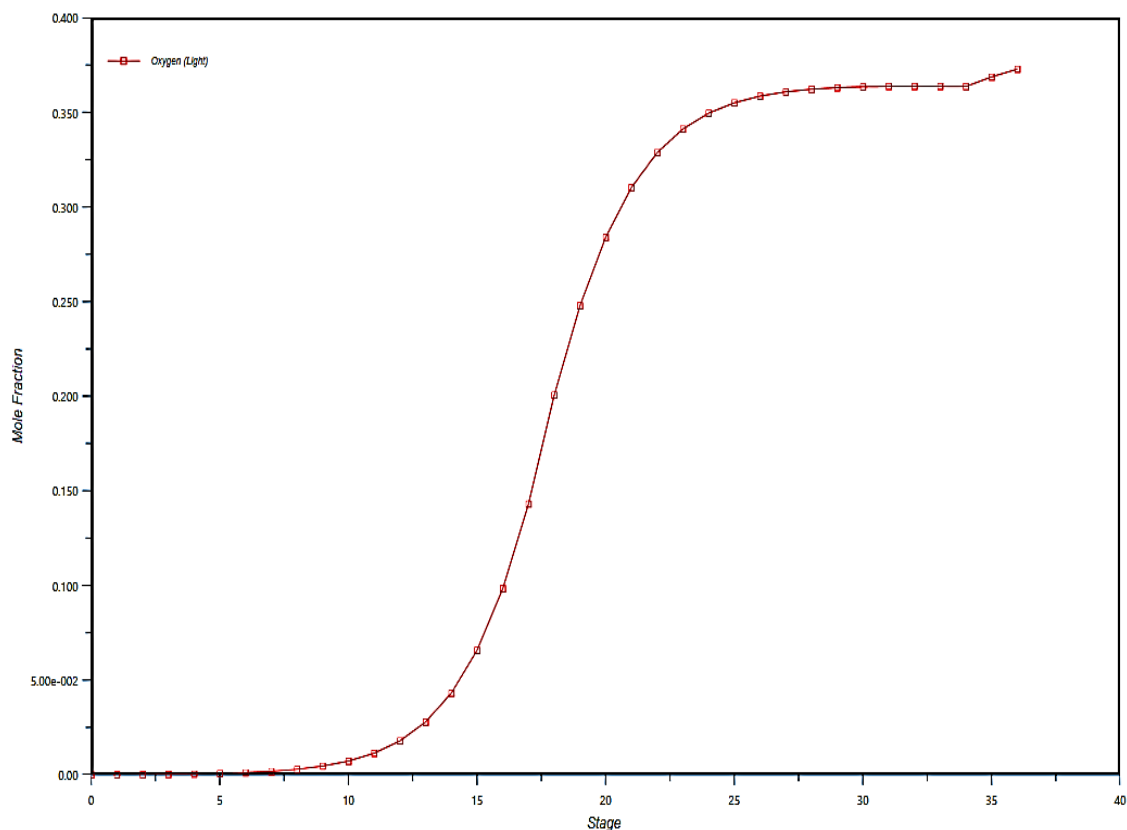


شکل (۵-۴) تغییرات فشار در سینی های برج تقطیر واحد جداسازی هوا

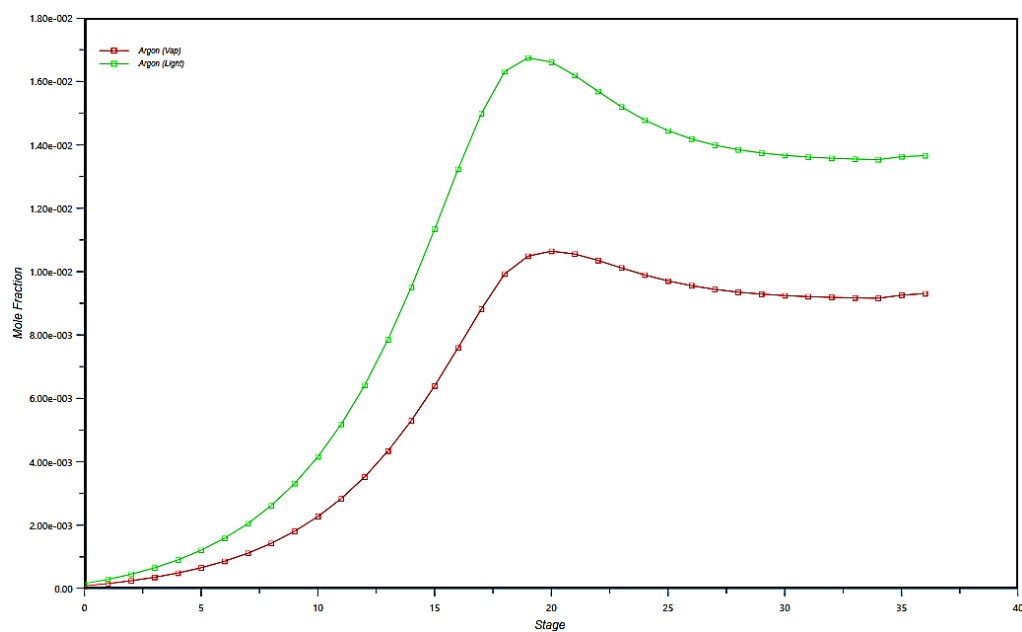
در برج تقطیر، هوا در یک فرآیند کاملاً فیزیکی به اجزای سازنده اش تبدیل می شود. مایع روی سینی های برج تقطیر جمع می گردد. ابتدا اکسیژن با دمای جوش بالاتر متراکم می شود، پس از آن نیتروژن با دمای جوش پایین تر میل به کندانس شدن دارد. گازهای نیتروژن در بالای برج تقطیر (شکل ۶-۴) و اکسیژن مایع در پایین برج تقطیر می باشد (شکل ۷-۴). اکسیژن در پایین تبخیر می شود در حالیکه در بالا نیتروژن در حال کندانس شدن است، این فرایند تا جایی ادامه پیدا می کند که محصول به سطح خلوص مورد نظر برسد.



شکل (۶-۴) کسر مولی گاز نیتروژن در سینی های برج تقطیر پرفشار



شکل (۷-۴) کسر مولی گاز اکسیژن در سینی های برج تقطیر پرفشار



شکل (۸-۴) کسر مولی گاز آرگون در سینی های برج تقطیر پرفشار

نتایج شبیه سازی نشان در جدول های ۷-۴ و ۸-۴ نشان می دهد، ۹۹/۹۸ درصد از نیتروژن از بالای برج تقطیر خارج می شود.

جدول (۷-۴) ترکیب درصد مواد در جریان های ورودی و خروجی برج تقطیر

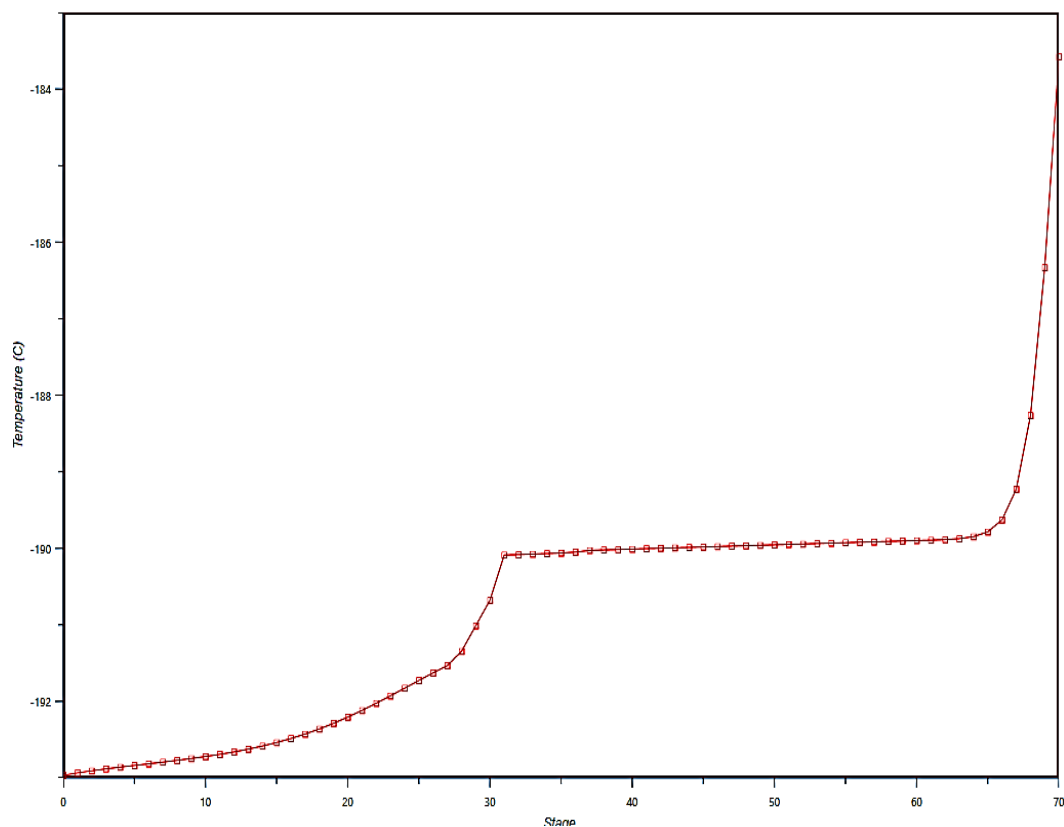
	Air to MP Col	air to mp clm	LIN	GAN	LL	RL
Oxygen	0.1783	0.2093	0.0000	0.0000	0.1431	0.3729
Nitrogen	0.8129	0.7811	0.9998	0.9998	0.8419	0.6135
Argon	0.0088	0.0096	0.0002	0.0002	0.0150	0.0137

جدول (۸-۴) مشخصات فرآیندی جریان های ورودی و خروجی برج تقطیر

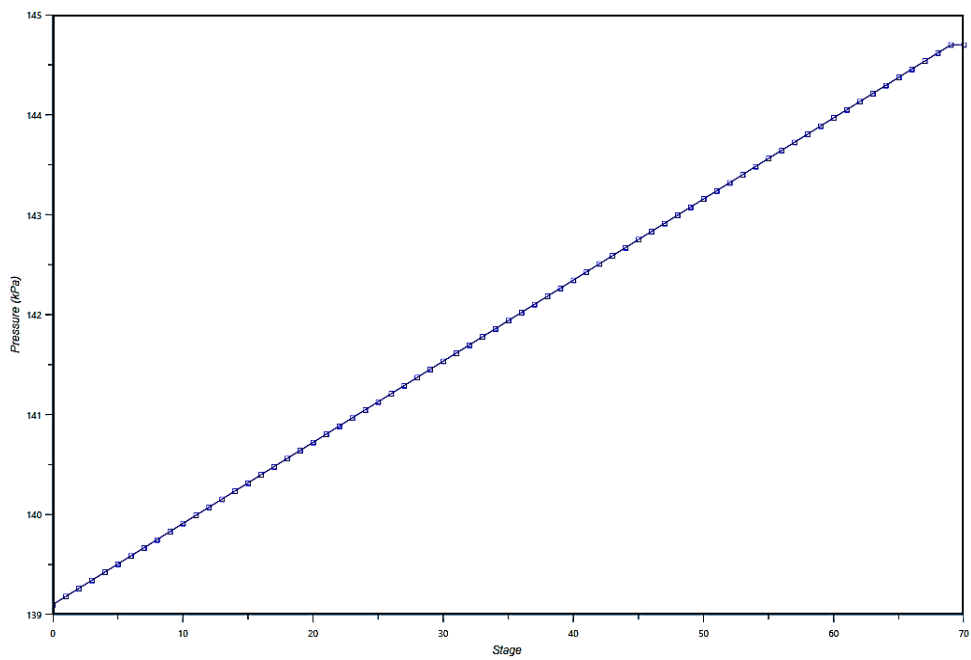
Flow Basis:		Molar	The composition option is selected	
Feed Composition				
	Air to MP Col	air to mp clm		
Flow Rate (kgmole/h)	550.3066	2.007000e+03		
	---	---		
Oxygen	0.1783	0.2093		
Nitrogen	0.8129	0.7811		
Argon	0.0088	0.0096		
Flow Basis:		Molar	The composition option is selected	
Feed Flows				
	Air to MP Col	air to mp clm		
Flow Rate (kgmole/h)	550.3066	2.007000e+03		
	---	---		
Oxygen (kgmole/h)	98.1353	420.0651		
Nitrogen (kgmole/h)	447.3265	1.567668e+03		
Argon (kgmole/h)	4.8448	19.2672		
Products				
Flow Basis:		Molar	The composition option is selected	
Product Compositions				
	LIN	GAN	LL	
Flow Rate (kgmole/h)	565.9574	285.4729	513.0979	
	---	---	---	
Oxygen	0.0000	0.0000	0.1431	
Nitrogen	0.9998	0.9998	0.8419	
Argon	0.0002	0.0002	0.0150	
	RL			
Flow Rate (kgmole/h)	1.192778e+03			

Oxygen	0.3729			
Nitrogen	0.6135			
Argon	0.0137			

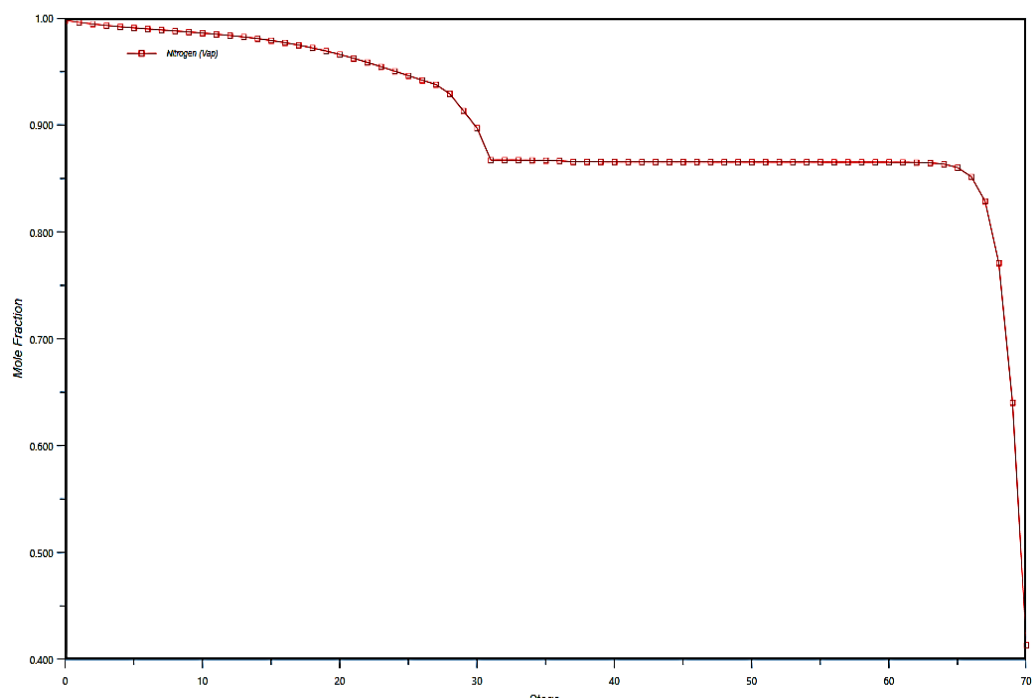
همچنین نتایج شبیه سازی نشان داد که جریان خروجی پائین برج پرفشار پس از عبور مبدل LNG دوم با دمای $-192/7^{\circ}\text{C}$ وارد برج تقطیر کم فشار می شود. تغییرات دما، فشار و ترکیب درصد مواد در شکل های ۹-۴ تا ۹-۱۶ در برج کم فشار نشان داده شده است.



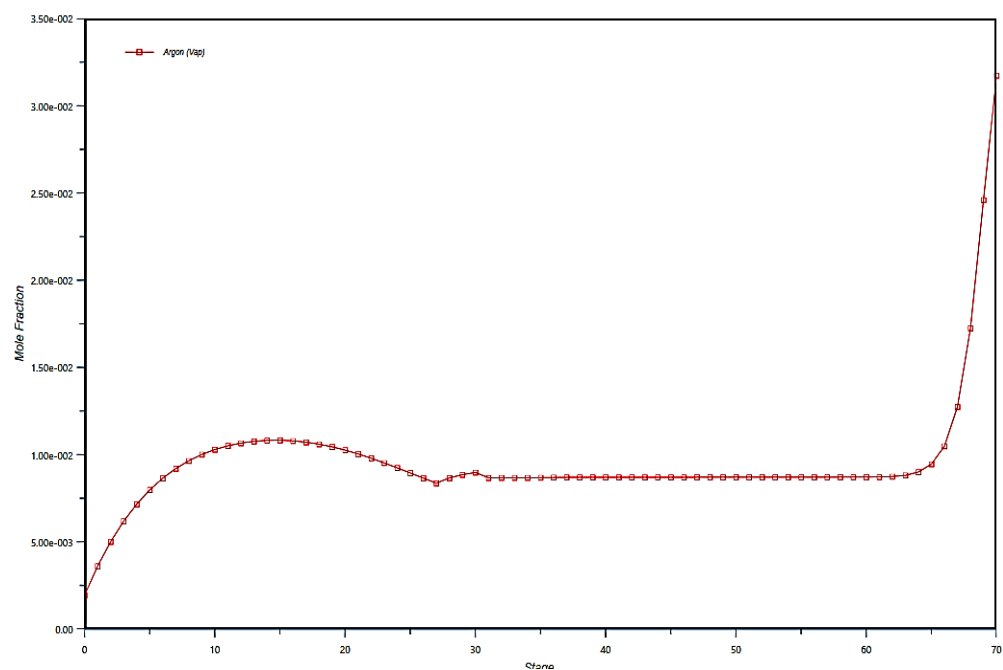
شکل (۹-۴) تغییرات دما در برج کم فشار



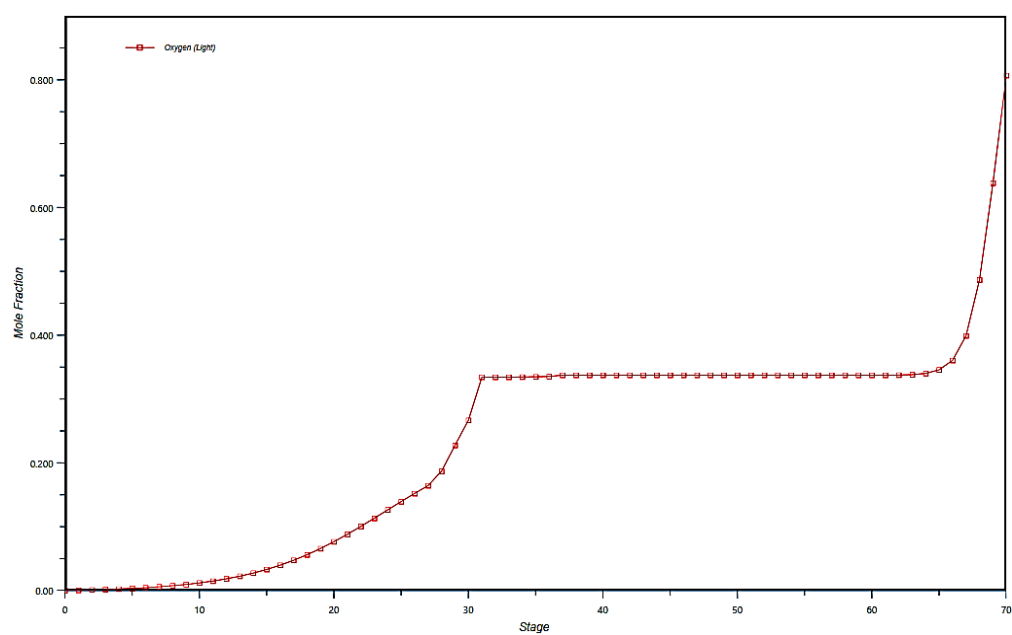
شکل (۴-۱۰) تغییرات فشار در برج کم فشار



شکل (۴-۱۱) تغییرات ترکیب درصد مولی نیتروژن در برج کم فشار

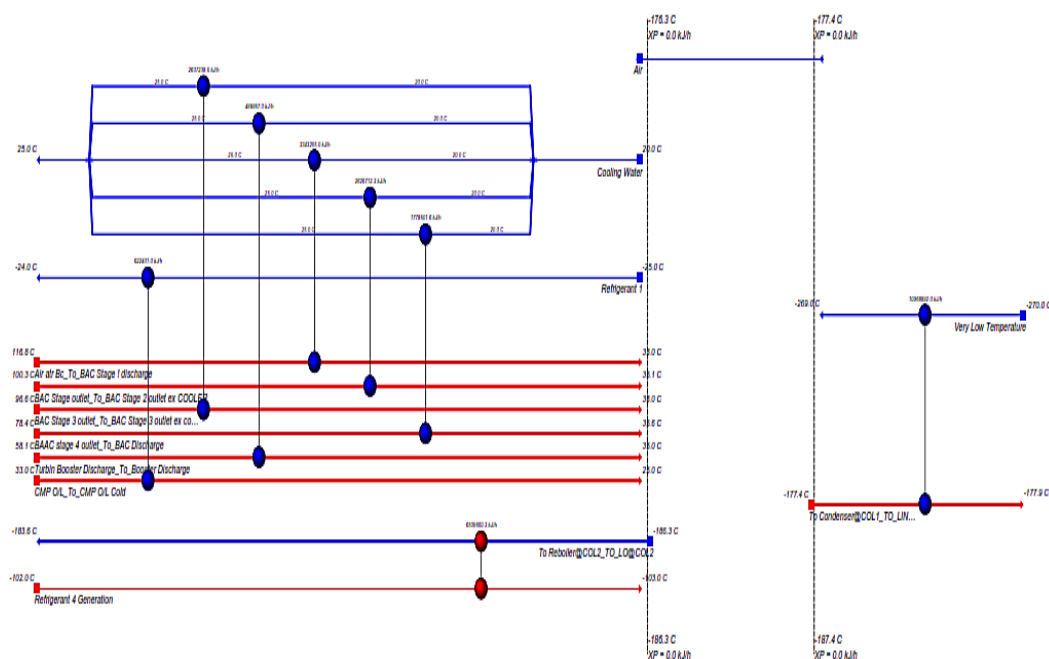


شکل (۴-۱۲) تغییرات ترکیب درصد مولی اکسیژن در برج کم فشار



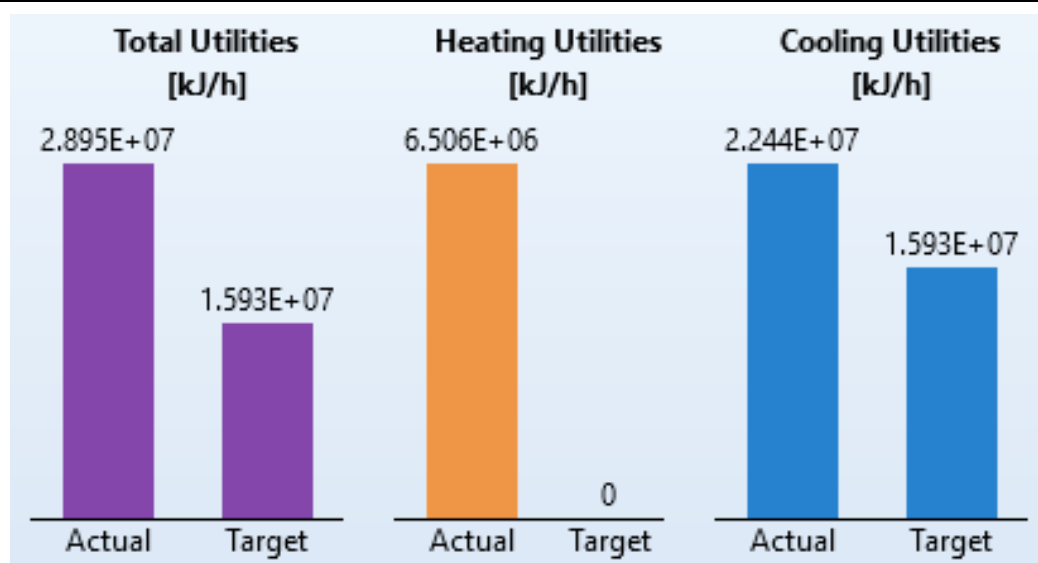
شکل (۴-۱۳) تغییرات ترکیب درصد مولی آرگون در برج کم فشار

نتایج شبیه سازی نشان می دهد که مقدار جداسازی اکسیژن بیش از $80/71\%$ می باشد.
تحلیل انرژی واحد Air separation با Aspen Energy Analyzer انجام شد (شکل ۴-۱۴).



شکل (۴-۱۴) شماتیک کلی تحلیل انرژی واحد Air separation با Aspen Energy Analyzer

نتایج شبیه سازی با Aspen Energy Analyzer نشان می دهد (شکل ۴-۱۴)، کل انرژی واحد جداسازی هوا حدود $2/895e+7$ kJ/h است (شکل ۴-۱۵)، که انرژی منابع گرم فرآیندی در حدود $6/506e+4$ kJ/h و منابع سرد فرآیندی در حدود $2/244e+7$ می باشد (جدول ۴-۹).

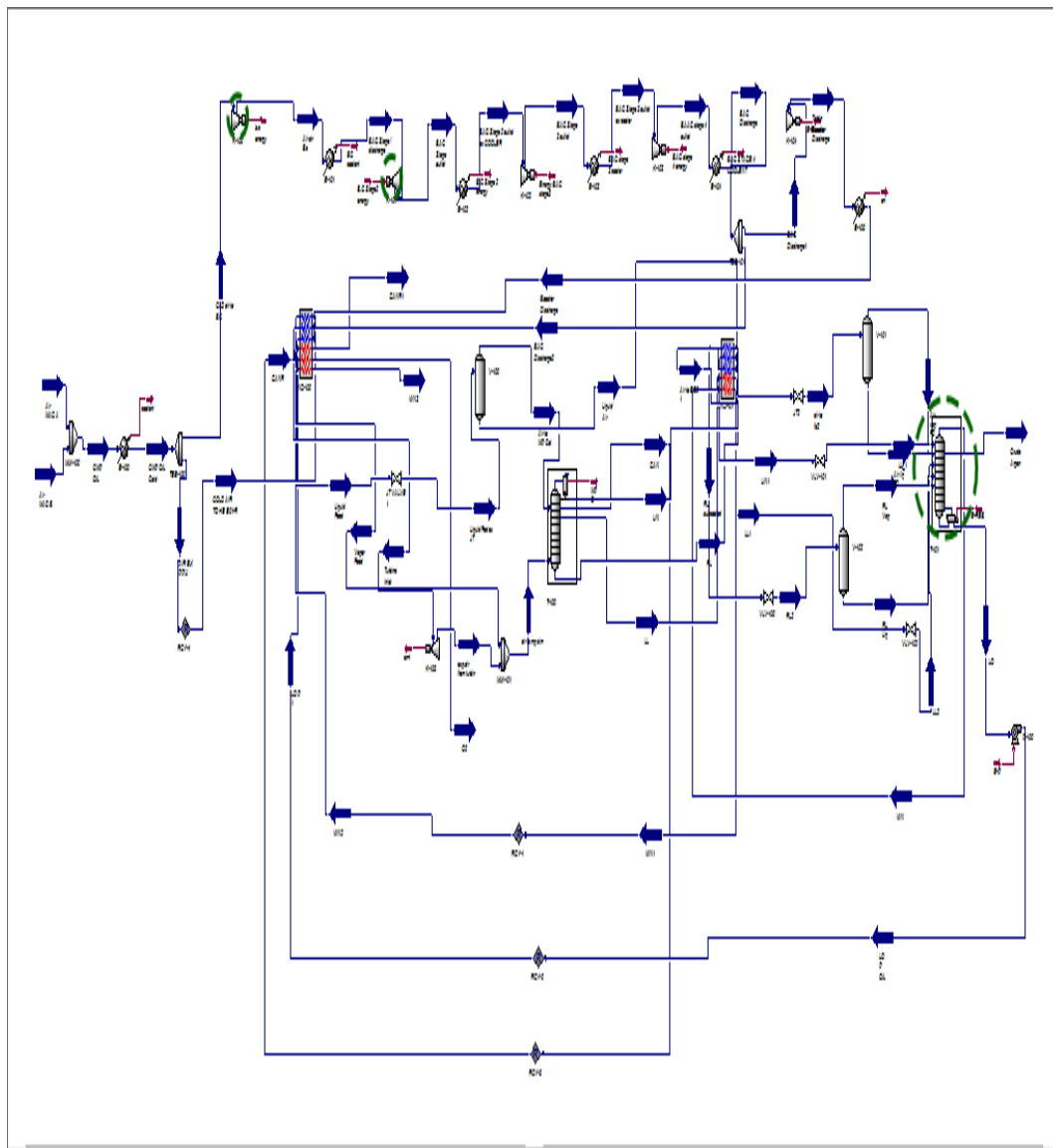


شکل (۴-۱۵) آنالیز انرژی واحد جداسازی هوا

جدول (۴-۹) آنالیز انرژی واحد جداسازی هوا

		Current [kJ/h]	Saving Potential [kJ/h]	Energy Cost Savings [Cost/Yr]	Energy Cost Savings [%]	ΔT_{min} [C]
▶	Refrigerant 4 Generation	6.506E+06	6.506E+06	-481,749	-100.00	2.0
▶	Total Hot Utilities	6.506E+06	6.506E+06	-481,749	-100.00	
▶	Very Low Temperature	1.097E+07	1.637E-09	0	0.00	2.0
▶	Refrigerant 1	6.224E+05	6.224E+05	14,943	100.00	3.0
▶	Cooling Water	1.084E+07	1.084E+07	20,197	100.00	5.0
▶	Air	0	-4.961E+06	0	N/A	10.0
▶	Total Cold Utilities	2.244E+07	6.506E+06	35,139	3.94	

نتایج بررسی با Economics Analyzer در جدول ۴-۹ نشان می دهد (شکل ۴-۱۶)، هزینه مربوط به cooling water در حدود ۷/۳۹۸۲۴ USD/h و Steam در حدود ۵۶/۴۹۲۱ USD/h است. همچنین هزینه های مربوط به برخی از تجهیزات در جدول ۴-۱۰ ارائه شده است.



شکل ۴-۱۶ شماتیک لینک واحد جداسازی هوا با Aspen Economics Analyzer

جدول ۴-۱۰ نتایج تحلیل اقتصادی واحد جداسازی هوا

Name	Fluid	Rate	Rate Units	Cost per Hour	Cost Units
Electricity		3165.7	KW	245.341	USD/H
Cooling Water	Water	0.061652	MMGAL/H	7.39824	USD/H
Refrigerant - Freon 12	Refrigerant	8.32556	KLB/H	0.707672	USD/H
Steam @100PSI	Steam	6.94006	KLB/H	56.4921	USD/H

نتایج تحلیل اقتصادی نشان می دهد بیشترین هزینه مربوط به تجهیزاتی از جمله کمپرسورها و برج تقطیر کم فشار می باشد.

فصل ۵:

نتیجه گیری

۵-نتایج:

فرآیند جداسازی هوا به اجزای اصلی تشکیل دهنده ی آن مانند: اکسیژن، نیتروژن، آرگون و گازهای نجیب دیگر، جداسازی هوا به روش کرایوژنیک می باشد، این روش، مرسوم ترین روش جداسازی هوا (ASU) است که هوا را تا مایع شدن، سرد می کنند سپس این مایعات با دمای جوش متفاوت وارد ستون تقطیر می شود. دراین تحقیق از بسته نرم افزاری ۷۸٫۸ Aspen Tech شامل نرم افزارهای Aspen Hysys با مدل ترمودینامیکی Peng-Robinson استفاده شد. نتایج شبیه سازی نشان

می دهد، ۹۹/۹۸ درصد نیتروژن از بالای برج تقطیر پرفشار و مقدار بیش از % ۸۰/۷۱ اکسیژن از پایین برج تقطیر کم فشار تولید می گردد. جهت بررسی و تحلیل انرژی تجهیزات و بررسی اقتصادی واحد از Aspen Energy Analysis استفاده گردید.

نتایج شبیه سازی با Aspen Energy Analyzer نیز نشان داد، کل انرژی واحد جداسازی هوا حدود $2/895e+7$ kJ/h است، که مقدار انرژی منابع گرم فرآیندی در حدود $6/506e+4$ kJ/h و منابع سرد فرآیندی در حدود $2/244e+7$ می باشد. همچنین نتایج بررسی اقتصادی با Economics Ananlyzer نشان داد، هزینه مربوط به cooling water در حدود $7/39824$ USD/h و Steam در حدود $56/4921$ USD/h می باشد. نتایج تحلیل انرژی و اقتصادی نشان می دهد بیشتر هزینه مربوط به تجهیزاتی از جمله کمپرسور ها و برج تقطیر کم فشار می باشد.

منابع و مراجع

(1) Fundamentals of cryogenic engineering , 2012

(2) Haseldon, G. G., Cryogenic Fundamentals , New York, Academic Press Inc., 1971.

(3) Prausnitz, M., R. N. Lichtenhaler & E. Gomez de AZevedol. Molecular Thermodynamics of Fluid Phase Equilibria, Englewood Cliffs, NJ, Prentice Hall, 1999.

(4) Vinson, David R. Air separation control technology. Computers & chemical Engineering 30, 1. (2006): 1436-1446.

(5) Mahapatra P., and Wayne B. Process design and control studies of an elevated – pressure air separations unit for IGCC power plants. American Control Conference (ACC), 2012. IEEE, 2012.

(6) Mahapatra P., Stephen E , Wayne B. Dynamic Maximization of Oxygen Yield in an Elevated- Pressure Air Separation Unit using Multiple Model Predictive Control. Proc. Of 11th IFAC International Symposium on Dynamics and Control of Process Systems (DYCOPS 2013), Mumbai, India. 2013.

(7) Sapali S. N., Raibhole V. N.. Exergy Analysis of Cryogenic Air Separation Unit Integrated with Biomass Gasifier. Proceedings of the World Congress on Engineering and Computer Science. Vol. 2..2013.

(8) Burdyny, Thomas, Henning S. Hybrid memberane/cryogenic separation of oxygen from air for use in the oxy-fule process. Energy 35,5 (2014): 1884-1897.

(9) Amin, Ruhul, Aminul I., and Shahidul I. Simulation of N₂ Gas Separation Process from Air.

(10) Bian, S., Henson, M. A., Belanger, P., Megan, L. (2005). Compartmental modeling of high purity air separation columns. Computers & chemical engineering. 29(10), 2096-2109.

(11) Manenti, Flavio, et al. Intensifying Air Separation Units. Chemical

engineering 30 (2.13).

(12) Hung, Rui, Victor M. Zavala, Lorenz T. Biegler. Advanced step nonlinear model predictive control for air separation units. Journal of Process Control 19, 4 (2009): 678-680.

(13) Ang, Kiam Heong . Gregory Chong, Yun Li. PID control analysis, design, and technology. Control System Technology , IEEE Transactions on 13, 4 (2005): 559-576.

Abstract:

Cryogenic separation is the separation of atmospheric air into its major components, such as oxygen, nitrogen, argon and other noble gases. The following project is related to the optimization of an ASU system, as well as the proposed simulation project based on aspen-ascetic and meta-code coding (genetics) as well as cost-optimization and economic analysis. In this project, the heat exchangers (LNG) And low pressure tanks, which are described in each part as partial results and at the end of the overall project results. The results showed that the amount of oxygen dissipation was 80.71% and the total energy of the air separation unit was about 898,2 kJ / hr and the economical cost of cooling water was about 39,824 USD / H . The energy analysis of the air separation unit was carried out with the Aspen Energy Analyzer. The simulation results showed 99,98 percent of nitrogen was removed from the top of the distillation tower. The results of energy and economic analysis showed that the highest cost is related to equipment such as compressors and low pressure distillation.

Keywords: G...

Project – economic - results

Title

Energy consumption, specific power and efficiency optimization in an air separation unit using stochastic algorithm and HYSIS.