

شبیه‌سازی و بهینه‌سازی واحد جداسازی هوای پتروشیمی لرستان با استفاده از نرم‌افزار Aspen Hysys

احسان جعفریان^۱، امین حسنونند^{۲*}، امین کولیوند^۳، سجاد حاجی‌زمان^۴، پیمان رضازاده^۵

۱- ایران، زاهدان، دانشگاه سیستان و بلوچستان، گروه مهندسی شیمی، کارشناس ارشد مهندسی شیمی.

۲- ایران، خرم‌آباد، دانشگاه لرستان، گروه مهندسی پلیمر، استادیار مهندسی پلیمر.

۳- ایران، کرمانشاه، دانشگاه رازی، گروه مهندسی شیمی، دانشجوی دکتری مهندسی شیمی.

۴- ایران، دانشگاه علمی و کاربردی خرم‌آباد، گروه مهندسی شیمی، کارشناس مهندسی شیمی.

۵- ایران، کرمانشاه، دانشگاه رازی، گروه مهندسی شیمی، کارشناس ارشد مهندسی شیمی.

نویسنده مسئول ایمیل: amin.hassanvand@gmail.com

تاریخ پذیرش: ۱۳۹۸/۰۲/۲۱

تاریخ دریافت: ۱۳۹۷/۱۱/۲۷

چکیده

در این تحقیق ابتدا شبیه‌سازی واحد جداسازی هوای پتروشیمی لرستان با استفاده از نرم‌افزار اسپن هایسیس و با انتخاب مدل ترمودینامیکی پنگ-رابینسون انجام شده است. در ادامه نتایج حاصل از شبیه‌سازی واحد در مقایسه با داده‌های واقعی بیانگر خطای اندک به میزان کمتر از ۰/۷ درصد در شبیه‌سازی است. همچنین علاوه بر شبیه‌سازی واحد مذکور، بهینه‌سازی انرژی این واحد نیز به وسیله افزودن دو مبدل حرارتی فرایندی هر یک با سطح‌های ۱۸/۰ و ۱۹/۵ مترمربع به ترتیب به جای استفاده از مبدل حرارتی ۹۰۱ و قبل از ورود هوای تولیدی به مخزن Plant air منجر به صرفه‌جویی در مصرف انرژی به سبب حذف مبدل حرارتی ۹۰۱ در طراحی نوین شد. علاوه بر این، توانستیم در طراحی جدید میزان زدایش آب از هوای ورودی به مخزن Plant air را نیز به واسطه وجود مبدل فرایندی مذکور از ۳۲/۳ کیلوگرم بر ساعت به ۳۸ کیلوگرم بر ساعت برسانیم که این خود هم به لحاظ کاهش مصرف انرژی و هم به جهت ایمنی فرایند در ایام سرد سال به خصوص در مناطق سردسیر از اهمیت زیادی برخوردار است. در این طرح علاوه بر بهینه‌سازی واحد، محاسبات اقتصاد فرایند نیز انجام گرفت که در آن نرخ بازگشت سرمایه طرح اصلاحی ۲ ماه برآورد شد که پس از این مدت حدود ۹۷۷۵۵/۱۲ \$/year سود در پی خواهد داشت.

کلمات کلیدی: شبیه‌سازی، بهینه‌سازی، جداسازی هوا، مبدل حرارتی، اقتصاد فرایند، اسپن هایسیس.

۱- مقدمه

اکسپندر جهت ایجاد دمای پایین به وسیله افت فشار است که اجزای هوا بر اساس نقاط جوش مختلف از هم جدا می‌شوند [۱ و ۲]. (جدول ۱)، روش‌های مختلف جداسازی هوا و مزایای هر روش را نشان می‌دهد [۴-۵]. بیشترین درصد عنصر تشکیل‌دهنده هوا در اتمسفر را نیتروژن و اکسیژن تشکیل می‌دهند. عناصر دیگری مانند هلیوم، کریپتون، زنون، آرگون و برخی هیدروکربن‌ها نیز با درصد‌های کمتر به عنوان سایر عناصر تشکیل‌دهنده هوا گزارش شده‌اند. با توجه به اینکه هوا

امروزه از فناوری‌های مختلفی جهت جداسازی اجزای هوا از هم استفاده می‌شود. مواردی نظیر تقطیر در دمای پایین، جداسازی غشا، فرایند PSA و VPSA^۱ برای تولید خلوص بالای جریان نیتروژن دارند. روش معمول مورد استفاده در فرایندهای مختلف صنایع نفت، گاز و پتروشیمی، روش تقطیر در دمای پایین است که در این روش، یک جعبه سرد شامل مبدل‌های حرارتی صفحه‌فین، برج تقطیر دم‌پایین و

1. Vacuum Pressure Swing Adsorption





منبع غنی از گازهای نیتروژن و اکسیژن است، لذا می‌توان از آن به‌منظور تولید خلوص بالای این ترکیبات جهت اهداف صنعتی بهره گرفت. همچنین نقطه‌جوش مربوط به گازهای نیتروژن و اکسیژن در فشار اتمسفری به ترتیب 196°C و 182°C است [۳]. بنابراین به سبب تفاوت در نقاط جوش این دو ماده می‌توان آن‌ها را به راحتی از هم جدا کرد. در جدول ۲ نقطه‌جوش اجزای تشکیل‌دهنده هوا موجود است [۳].

جدول ۱- روش‌های جداسازی هوا به همراه مزیت آن

Process	Advantages
PSA	Low to average capital investment cost
	Affordable Nitrogen production with relatively high purity
	Easy Installation and start up
Membrane	Low capital cost
	Flexible product output
	Easy Installation and start up
	Easy to change the purity and flow rate
Cryogenic	Low energy consumption per unit nitrogen
	Producing high purity Nitrogen
	Ability to produce liquid Nitrogen for storage on the site

جدول ۲- نقطه‌جوش هریک از اجزای هوا

اجزا	نقطه‌جوش ($^{\circ}\text{C}$) در 1atm
نیتروژن	-196
اکسیژن	-183
آرگون	-186
زنون	-108
نئون	-246
کریپتون	-153
هیدروژن	-253
هلیوم	-269
استیلن	-84

فشار ورودی و نقاط جوش عوامل اصلی و تأثیرگذار بر فرایند جداسازی نیتروژن هستند. بنابراین، می‌توان نیتروژن را از جریان هوا با کاهش دمای آن به نقطه‌جوش مطلوب جدا

کرد [۶].

۲- شرح فرایند جداسازی هوای پتروشیمی لرستان

۲-۱- فشرده‌سازی هوا

هوای فشرده مورد نیاز واحد توسط سه عدد کمپرسور سانتریفیوژ چهارمرحله‌ای (C-101A/B/C) تأمین می‌شود که در واقع قلب واحد هستند.

در حالت نرمال واحد همواره دو عدد از این کمپرسورها در سرویس بوده و یکی در حالت استند-بای Stand-By است. هر کمپرسور به وسیله یک Local Panel کنترل می‌شود و هیچ‌گونه دستوری اعم از Start, Stop یا Reset از اتاق کنترل صادر نمی‌شود. هدر خروجی این کمپرسورها به منظور تأمین مصرف واحد دارای فشار عملیاتی 9/9 barg و دبی آن در حدود 11000 نرمال مترمکعب بر ساعت است. هرگونه نوسان شدید قلب واحد تأثیر مستقیمی بر شرایط عملیاتی آن اعم از خلوص محصول و سلامتی تجهیزات آن دارد که بازده بالای این کمپرسورها تأمین شرایط مطلوب را ممکن می‌سازد. هدر خروجی این کمپرسورها به دو شاخه تقسیم می‌شود که یک شاخه جهت تأمین Plant Air با فشار نرمال 7/6 barg و دبی 1200 نرمال مترمکعب بر ساعت توسط یک لوپ کنترلی به Air Receiver ارسال شده تا قطرات آب موجود در هوا تا حد امکان حذف شده و جهت مصرف Plant ارسال شود و شاخه دیگر این هدر خود نیز به دو قسمت تقسیم شده و یک قسمت آن جهت تأمین Instrument air و مخزن Back up آن پس از خشک کردن هوا و حذف ناخالصی‌های آن با فشار نرمال 7/6 barg و دبی 2000 نرمال مترمکعب توسط یک لوپ کنترلی ارسال شده و قسمت دیگر آن در نهایت برای تولید محصول اصلی واحد یعنی نیتروژن گازی Gan با فشار نرمال 7/6 barg و دبی 2500 نرمال مترمکعب پس از حذف ترکیبات زائد هوا، خوراک برج Cold Box می‌شود [۷].

۲-۲- خنک‌سازی هوا

میزان رطوبت موجود در هوا تحت تأثیر عوامل مختلفی مانند فشار، دما و فاصله از دریا قرار دارد. عمدتاً روش‌های محاسباتی رطوبت نسبی و نقطه شبنم، دو روش متداول محاسبه میزان رطوبت در هوا هستند. فشار تأثیر زیادی بر میزان رطوبت دارد. میزان رطوبت در دمای ثابت، با افزایش فشار کاهش می‌یابد و دما نیز مانند فشار بر توانایی هوا در جذب رطوبت تأثیر دارد، با افزایش دما رطوبت هوا نیز افزایش می‌یابد. دلیل عمده

این امر را می‌توان فاصله‌گرفتن مولکول‌های هوا از هم و ایجاد فضای لازم جهت قرارگرفتن مولکول‌های آب دانست. با کاهش دما میزان رطوبت کاهش می‌یابد. بنابراین با افزایش فشار و کاهش دما می‌توان به‌میزان قابل‌توجهی رطوبت را کاهش داد. این افزایش فشار توسط کمپرسورهای واحد تأمین شد. حال باید دمای هوا را کاهش داد. برای رسیدن به این هدف در واحد Air Chiller و از گاز R134a به‌عنوان سیال مبرد سیکل چیلر استفاده می‌شود و در نهایت، این گاز خود نیز اتیلن گلیکول (Ethylene Glycol) واسطه را خنک کرده و گلیکول سرانجام در یک مبدل پوسته‌لوله که در پوسته آن هوا و در تیوب‌های آن گلیکول است هوا را به دمای حدود ۳ تا ۶ درجه سانتی‌گراد می‌رساند [۷].

۲-۳- جذب سطحی و حذف ترکیبات زائد از هوا

واضح است که هوا پیش از تقطیرشدن، در دماهای به‌شدت پایین سرد می‌شود. وجود برخی ناخالصی‌ها در جریان هوا می‌توانند در دماهای برودتی یخ بزنند، بنابراین به‌منظور جلوگیری از گرفتگی مبدل حرارتی و تجهیزات جداسازی باید این ترکیبات از هوا حذف شوند. نوعاً ناخالصی‌هایی که در هوا موجودند، شامل موارد زیر هستند [۷]:

آب، دی‌اکسیدکربن (حدود ۳۷۵ppm)، هیدروکربن‌هایی مثل استیلن (۱/۱ppm)، متان (۱۰-۲ppm) و دیگر هیدروکربن‌های سنگین‌تر در غلظت‌های متغیر (اتیلن، پروپیلن و...)، کربن‌منوکسید، نیتروژن‌اکساید و سولفور. بنابراین در گام بعدی هوای فشرده‌شده به‌منظور حذف ناخالصی‌هایی که اشاره شد به واحد خالص‌سازی و تصفیه ارسال می‌شود. این فرایندها در واحدهای جداسازی هوا به‌اختصار شامل TPSA، VPSA، VSA، TSA^۱ و PSA^۲ هستند که البته خود نیز در بعضی مواقع جزء فرایندهای غیرکرایوژنیک^۳ برای جداسازی هوا محسوب می‌شوند. در واحد پتروشیمی لرستان از PSA و TSA استفاده می‌شود [۷]. هنگامی که صحبت از فرایندهای کرایوژنیک می‌شود همواره حذف ترکیباتی مانند کربن‌دی‌اکسید و آب به‌جهت فریزشدن و مشکلات دیگر ضروری به نظر می‌رسد. در هرکدام از این دو راهکار موردنظر ابتدا بسترهای جذب به‌کارگرفته‌شده در معرض جریان گازی قرار گرفته تا دی‌اکسیدکربن، آب

و هیدروکربن‌ها جذب شوند و سپس این بسترها به‌منظور دفع در معرض جریان Purge Gas قرار می‌گیرند. باید توجه داشت که در چنین سیستم‌هایی همواره در عین حال که یک بستر در حال جذب است، دیگر بستر در حال احیا و دفع ترکیبات زائد از جاذب‌های اشباع‌شده است و نیز باید به این نکته توجه داشت که راندمان جذب با افزایش فشار و کاهش دما بالا می‌رود و برای عملیات دفع بالعکس می‌شود. مطابق شکل ۱، در TSA حرارت موردنیاز دفع ناخالصی‌ها از جاذب‌ها در فاز احیا توسط جریان گاز گرم‌شده توسط یک هیتر فراهم می‌شود [۷].

در فرایند PSA فشار جریان Purge Gas احیا کمتر از جریان گاز خوراک است و در TSA نیز چنین است و در PSA مکانیزم اصلی دفع ناخالصی‌ها از طریق فشارزایی بستر است. با توجه به چنین مکانیزم‌هایی در جذب و احیای بسترهای PSA و TSA زمان موردنیاز در TSA طولانی و در PSA کوتاه است. این زمان در بسترهای به‌کاررفته در واحد جداسازی هوای پتروشیمی لرستان ۶ ساعت برای TSA و حدود ۶ دقیقه برای PSA است [۷].

استفاده از جاذب‌های مولکولارسیو مانند زئولیت‌ها و اکتیو آلومینا در TSA و PSA رایج است. در بسترهای PSA واحد جداسازی هوای پتروشیمی لرستان فقط از اکتیو آلومینا به‌منظور حذف رطوبت موجود در هوا با شاخص دمای شب‌نم حداکثر ۴۰- درجه سانتی‌گراد در فشار اتمسفر یک که نشان‌دهنده حذف رطوبت موجود در سیستم برای استفاده به‌منظور هوای ابزاردقیق موردنیاز برای سیستم‌های کنترلی در جریان خروجی بستر جذب است، استفاده می‌شود. گرچه پیش و پس از این بسترها نیز کارتریج فیلترهایی جهت حذف گردوغبار و ناخالصی‌های فیزیکی و قطرات آب موجود در هوا نیز استفاده شده است. در بسترهای TSA واحد جداسازی هوای پتروشیمی لرستان نیز از زئولیت‌های مولکولارسیو و اکتیو آلومینا استفاده شده است. باید توجه داشت که بستر جاذب‌های آلومینا در TSA در بالادست جاذب‌های مولکولارسیو و در ابتدای جریان ورودی گاز قرار دارد. مزیت استفاده از بستر بالادست آلومینا این است که چون گرمای جذب سطحی آب در آلومینا پایین‌تر از زئولیت است، تغییرات دمایی پایین‌تری در حذف آب ورودی وجود دارد تا اینکه فقط از یک بستر زئولیت استفاده شود و ظرفیت جذب زئولیت‌ها در دماهای پایین‌تر جذب قابل‌حصول است. در (شکل ۱)، شماتیک فرایند TSA واحد هوای پتروشیمی لرستان نشان داده شده است [۷].

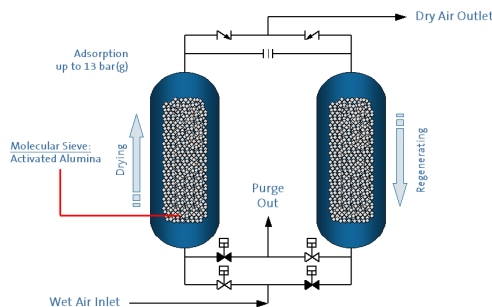
2. Temperature Swing Adsorption

3. Pressure Swing Adsorption

۴. علم کرایوژنیک، علم دماهای بسیار پایین در محدوده ۱۷۳- درجه سانتی‌گراد و صفر مطلق (۲۷۳-) است.

سپس در حین ورود به برج در اثر افت فشار و بر اساس اختلاف نقطه جوش که مبنای جداسازی در برج‌های تقطیر است به ترکیبات سازنده خود تفکیک می‌شود. ترکیبات سنگین هوا که غنی از اکسیژن با ترکیب ۳۳ درصد بوده و نقطه جوش بالاتری دارند در اثر انتقال جرم بین دو فاز گاز و مایع روی سینی‌ها در پایین برج به شکل مایع جمع می‌شوند و ترکیبات سبک هوا نیز به شکل بخار به سمت بالا حرکت کرده و در اثر انتقال جرم با جریان ریفلکس بالای برج به طور تدریجی، به شکل نیتروژن گازی خالص (Gan) با درصد خلوص ۹۹/۹۵ درصد رسیده و پس از تبادل حرارت با جریان ورودی هوا در مبدل اصلی و رسیدن به دمای Ambient، بخشی از آن به عنوان محصول واحد با ظرفیت ۲۵۰۰ نرمال مترمکعب و فشار ۷/۶ barg وارد شبکه مصرف شده و بخش دیگر آن جهت تولید Lin به منظور تأمین ریفلکس برج و ذخیره‌سازی در مخازن مربوطه وارد Reboiler/Condenser بالای برج می‌شود.

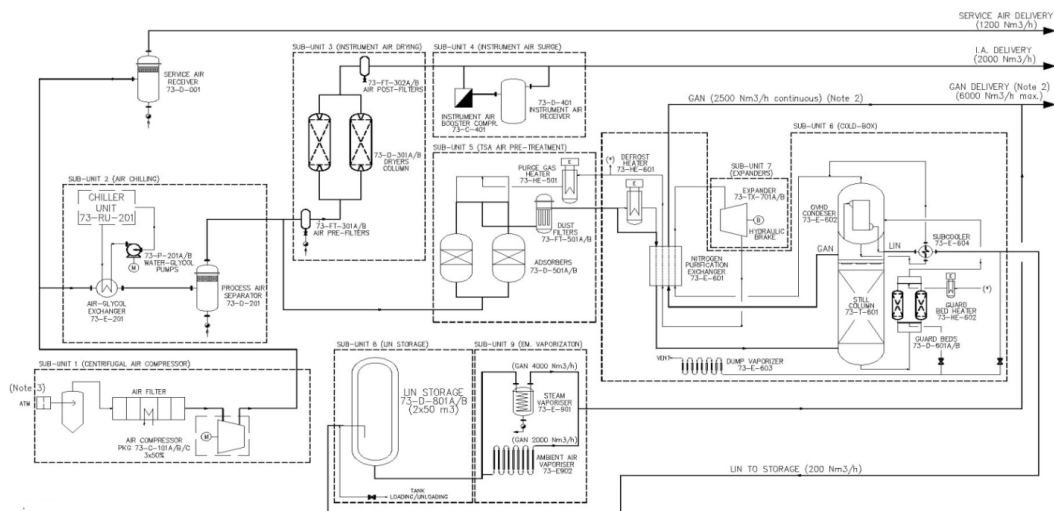
البته این شاخه Gan بدون هیچ‌گونه تبادل حرارت در مبدل اصلی و با دمای حدود ۱۷۰- درجه سانتی‌گراد جهت تولید Lin ارسال می‌شود [۷]. (شکل ۲)، نمودار جریان فرایندی مربوط به واحد جداسازی هوای پتروشیمی لرستان است.



شکل ۱- فرایند TSA در واحد هوای پتروشیمی لرستان

۴-۲- سردسازی هوا (Cold Box)

در Cold Box جریان هوای ورودی که دی‌اکسیدکربن آن تا زیر ۱ ppm رسیده است با دمای ۱۰-۱۲ درجه سانتی‌گراد وارد مبدل حرارتی اصلی که از نوع صفحه‌فین است، می‌شود. هدف رساندن دمای هوا به نقطه مایع شدن آن است که این کار توسط تبادل حرارت هوا با لاین خروجی از توربین که با انبساط آدیاباتیک بسیار سرد شده است و وارد مبدل حرارتی اصلی شده است، انجام می‌شود و دمای هوا به نقطه شبنم خود یعنی حدود ۱۶۶- درجه سانتی‌گراد در فشار ۸/۸ barg می‌رسد و با فلوی حدود ۹۰۰۰ نرمال مترمکعب در ساعت از پایین سینی‌های برج تقطیر وارد آن می‌شود که این جریان حدود ۹۶ درصد آن به صورت فاز گاز و ۴ درصد آن مایع است.



شکل ۲- نمودار جریان فرایندی واحد هوای پتروشیمی لرستان [۷]

۳- شبیه‌سازی فرایند جداسازی هوا

به خلأ تا فشارهای بالاتر از ۱۰۰ bar محاسبه کنند که معادله پنگ-رابینسون^۱ در این زمینه بیشتر موفق بوده است [۶]. معادله پنگ-رابینسون مفیدترین معادله حالت برای اهداف

معادلات حالت بسیار کمی وجود دارد که می‌توانند محاسبات مولکولی و محاسبات ترمودینامیکی را در دمای کرایونیک (حدود ۲۰۰°C-) و در محدوده فشارهای نزدیک

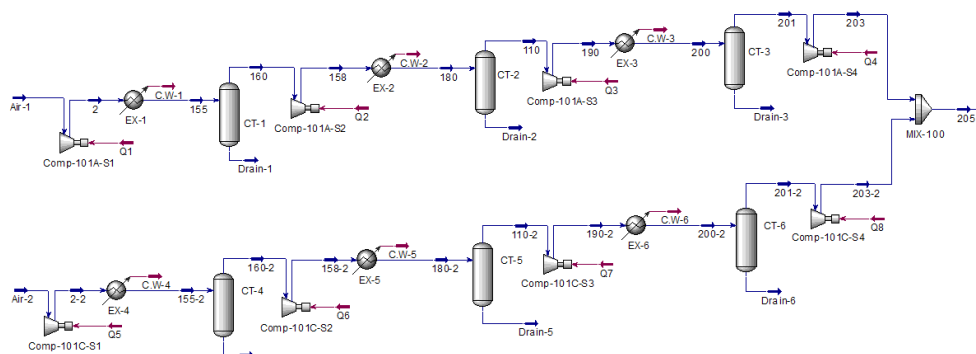
5. Peng-Robinson

جدول ۳- اجزا و ترکیب درصد خوراک واحد جداسازی هوا [۷]

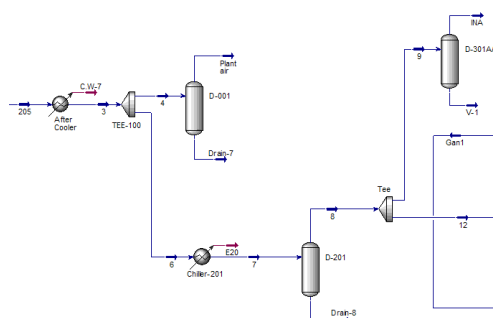
اجزا	ترکیب درصد
نیتروژن	۰/۷۲۸۲
آب	۰/۰۶۶۹
اکسیژن	۰/۱۹۵۵
آرگون	۰/۰۰۸۹
کربن دی اکسید	۰/۰۳۷۳
هیدروژن	۰/۰۰۰۹
کربن مونوکسید	< 1ppm
استیلن	< 1ppm

صنعتی است که با توجه به ویژگی‌های گسترده آن، برای محاسبه خواص ترکیبات خالص و مواد چندگانه در مایع-بخار و تعادل مایع-مایع در فشار بالا و پایین استفاده می‌شود [۸]. در این پژوهش نیز از این معادله حالت جهت انجام شبیه‌سازی واحد استفاده شده است. در شکل‌های ۳، ۴ و ۵ شبیه‌سازی واحد با استفاده از معادله حالت پنگ-رابینسون و در محیط نرم‌افزار اسپن هایسیس^۱ انجام شده است. ترکیبات موجود در (جدول ۳) نیز به‌عنوان خوراک ورودی به واحد در (جدول ۴ و ۵)، نتایج حاصل از شبیه‌سازی واحد فرایندی با داده‌های واقعی مورد قیاس قرار گرفته است.

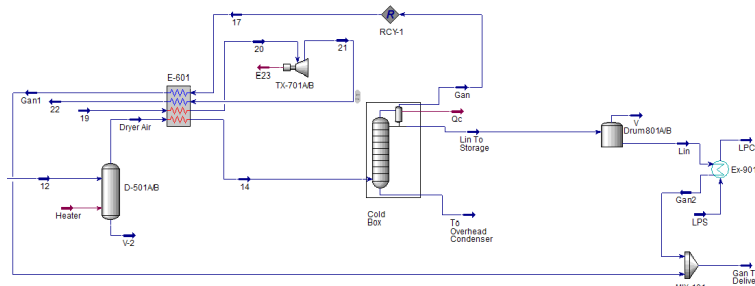
6. Aspen Hysys



شکل ۳- شبیه‌سازی واحد با استفاده از نرم‌افزار اسپن هایسیس (بخش اول)



شکل ۴- شبیه‌سازی واحد با استفاده از نرم‌افزار اسپن هایسیس (بخش دوم)



شکل ۵- شبیه‌سازی واحد با استفاده از نرم‌افزار اسپن هایسیس (بخش سوم)

جدول ۴- مقایسه نتایج شبیه‌سازی و داده‌های واقعی Cold Box

پارامترهای عملیاتی	نیترژن مایع		نیترژن گازی	
	طراحی	شبیه‌سازی	طراحی	شبیه‌سازی
دما (°C)	-۱۷۲/۳	-۱۷۰/۳	۰/۹	۰/۹
فشار (bar)	۸/۵۴	۸/۵۴	۸/۴۲	۸/۴
دبی جرمی (kg/hr)	۲۵۰	۲۵۰	۳۱۲۴/۸	۳۰۰۰

در (جدول ۵)، ترکیب درصدی اجزای موجود در هر جریان ورودی و خروجی از Cold Box در حالت شبیه‌سازی و طراحی قرار داده شده است. خطای اندک به‌وجودآمده در این جدول به‌سبب عملکرد ضعیف برخی از تجهیزات پیشین در نحوه جداسازی اجزا از هم است.

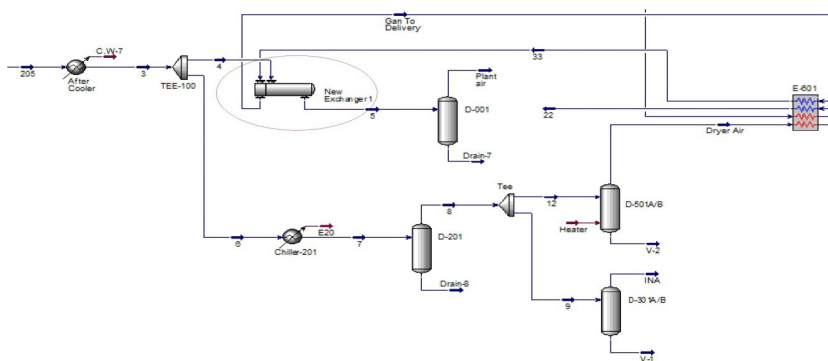
جدول ۵- مقایسه ترکیب درصدی جریان‌های اصلی ورودی و خروجی از Cold Box

اجزا	ترکیب درصد هر جریان					
	۱۴		نیترژن گازی		نیترژن مایع	
	طراحی	شبیه‌سازی	طراحی	شبیه‌سازی	طراحی	شبیه‌سازی
آب	۰	۰	۰	۰	۰	۰
نیترژن	۰/۷۸۰۸	۰/۷۷۶۹	۰/۹۹۸۷	۰/۹۸۱	۰/۹۹۹۵	۰/۹۹۸۶
اکسیژن	۰/۲۰۹۶	۰/۱۹۹۷	۰	۰	۰	۰
آرگون	۰/۰۰۹۶	۰/۰۰۹۳	۰/۰۰۰۳	۰	۰/۰۰۰۵	۰
کربن‌دی‌اکسید	۰	۰/۰۰۳۵	۰	۰	۰	۰
منوکسیدکربن	۰	۰/۰۰۰۲	۰	۰/۰۰۰۱	۰	۰/۰۰۰۱
استیلن	۰/۰۰۰۱	۰/۰۰۰۲	۰	۰	۰	۰
هیدروژن	۰/۰۰۰۱	۰/۰۰۹۵	۰	۰/۰۰۰۸	۰	۰/۰۰۱۳

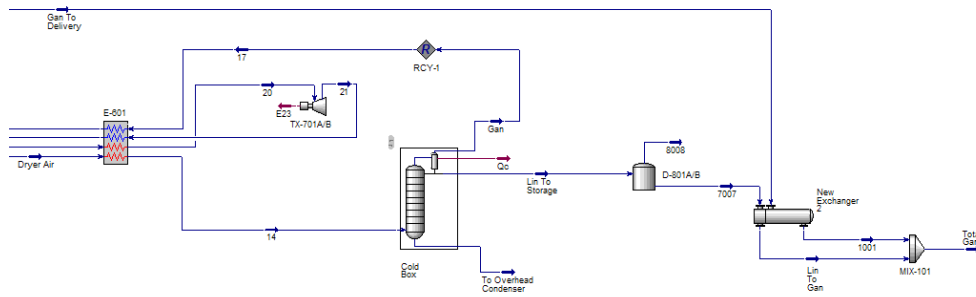
به ترتیب با سطح‌های ۱/۰۱۸ (New Exchanger 2) از گذشته در صنایع شیمیایی مورد توجه قرار گرفته است. محدودیت منابع انرژی و مصرف روزافزون آن‌ها باعث شده است که بهینه‌سازی انرژی از اهمیت بالایی برخوردار باشد در این بخش نیز با استفاده از نتایج حاصل از شبیه‌سازی واحد مذکور و افزودن دو مبدل فرایندی (New Exchanger 1) و افزایش یافت.

۴- بهینه‌سازی واحد

به ترتیب با سطح‌های ۱/۰۱۸ (New Exchanger 2) از گذشته در صنایع شیمیایی مورد توجه قرار گرفته است. محدودیت منابع انرژی و مصرف روزافزون آن‌ها باعث شده است که بهینه‌سازی انرژی از اهمیت بالایی برخوردار باشد در این بخش نیز با استفاده از نتایج حاصل از شبیه‌سازی واحد مذکور و افزودن دو مبدل فرایندی (New Exchanger 1) و افزایش یافت.



شکل ۶- مبدل حرارتی (New Exchanger 1) تعبیه‌شده به بخش ورودی مخزن Plant air



شکل ۷- تعبیه مبدل فرایندی (New Exchanger 2) به جای استفاده از مبدل ۹۰۱

۵- اقتصاد فرایند

آب تغذیه که مجموع آنتالپی‌های کندانس و آب جیرانی (Makeup Water) است، حدود ۱۰۲ Btu/lbm محاسبه شده است. همچنین هزینه سوخت در فوریه ۲۰۱۹ نیز با استفاده از نمودار موجود در (شکل ۸)، حدود \$ ۴/۲۶ است. بنابراین، هزینه تولید ۱۰۰۰ پوند (۴۵۴ kg) بر ساعت بخار حدود \$ ۶/۴ و این مقدار برای بویلری که تولید بخار آن حدود ۷/۸ تن بر ساعت است، \$ ۱۰۹/۹۶ است. همچنین اگر از دو بویلر با شرایط یکسان استفاده شود، این میزان هزینه دو برابر می‌شود و چیزی حدود \$ ۲۱۹/۹ برآورد می‌شود. البته این تمام هزینه تولید بخار نیست، در واقع هزینه مواد شیمیایی نظیر آمین، فسفات و هیدرازین، هزینه برق، نگهداری، پرسنلی، آب و فاضلاب و... که از جمله هزینه‌های مؤثر و چشمگیر به شمار می‌روند را نیز باید به آن افزود [۱۰]. لذا با در نظر گرفتن این هزینه‌ها و هزینه محاسبه شده (\$ ۲۱۹/۹) با استفاده از رابطه (۲) برای دو بویلر با شرایط یکسان در کارکرد و تولید بخار، به طور تقریبی \$ ۳۸۵ در ساعت حساب می‌شود.

به لحاظ اقتصادی یک طرح صنعتی زمانی قابلیت اجرا دارد که از این نظر کاملاً توجیه شده باشد. لذا بر این اساس، طرح را نیز از نظر اقتصادی مورد بررسی قرار دادیم. بنابراین در این طرح ابتدا هزینه مربوط به خرید مبدل حرارتی محاسبه شده و سپس میزان صرفه جویی در مصرف انرژی نیز به صورت جداگانه محاسبه گردید و نرخ بازگشت سرمایه به سبب افزودن این مبدل فرایندی به واحد نیز تخمین زده شد. محاسبات انجام گرفته در این طرح به صورت زیر است:

۱- محاسبه هزینه خرید مبدل حرارتی در بازار ایران برحسب دلار [۱۰]:

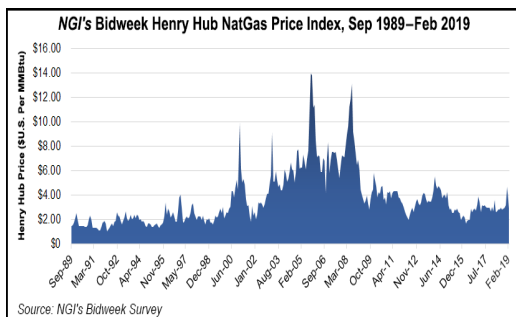
$$(1) \quad S_c = 4724 + 1338 \times (\text{سطح مبدل})^{1/4} = \text{هزینه}$$

در رابطه (۱)، A سطح مبدل حرارتی است که بر اساس این رابطه، هزینه به دست آمده برای خرید مبدلی با سطح حرارتی ۵/۸۱۹ مترمربع، معادل ۱۰۰۴/۶۶ دلار است. هزینه تولید ۱۰۰۰ پوند بر ساعت بخار [۱۰]:

$$(2) \quad S_c = \frac{(\text{آنتالپی آب تغذیه} - \text{آنتالپی بخار}) \times \text{سوخت هزینه}}{1000 \times (\text{بازده بویلر})}$$

در معادله (۲)، S_c هزینه تولید بخار برحسب \$ و هزینه سوخت برحسب \$/MMBtu یا \$/kg و آنتالپی بخار برحسب Btu/lbm یا Btu/lbm و آنتالپی آب تغذیه نیز برحسب Btu/lbm یا Btu/lbm است. همچنین هزینه سوخت برحسب \$/kg یا \$/MMBtu و آنتالپی بخار برحسب Btu/lbm یا Btu/lbm است.

در این طرح مقادیر مربوط به آنتالپی بخار و راندمان بویلر، برابر با ۱۲۲۳/۸۶ Btu/lbm و ۰/۷۵ است. همچنین آنتالپی



شکل ۸- هزینه گاز طبیعی برحسب \$/MMBtu [۱۱]

۲- محاسبه نرخ بازگشت سرمایه:

دوره بازگشت سرمایه یک روش تقریبی برای مقایسه اقتصادی پروژه‌هاست که تحلیلگر با استفاده از این روش،



از جریان Plant air را از $32/3 \text{ kg/hr}$ به حدود 38 kg/hr می‌توان افزایش داد که این خود با توجه به رطوبت موجود در هوا و عدم جداسازی کامل آن توسط تجهیزات پیشین نظیر تله‌های کندانس و... در فصول سرد سال به‌خصوص در مناطق سردسیر و کوهستانی از اهمیت زیادی برخوردار است. در واقع، زدایش هرچه بیشتر آب از جریان هوا هم به‌لحاظ کاهش مصرف انرژی و هم به‌جهت ایمنی فرایند به‌سبب ایجاد یا شکل‌گیری توده یخ درون لاین‌های هوا در سرتاسر سایت مؤثر است. همچنین در این تحقیق ضمن انجام محاسبات اقتصادی حول فرایند بهینه‌شده، نرخ بازگشت سرمایه ۲ ماه محاسبه شد که پس از این مدت همان‌طور که شرح داده شد، $97755/12 \text{ \$/year}$ سود در بر خواهد داشت.

۵- مراجع

1. Ruhul Amin, Aminul Islam, Rubaiyat Islam, Shahidul Islam, "Simulation of N₂ Gas Separation Process from Air", IOSR Journal of Applied Chemistry (IOSR-JAC), vol. 6, no. 5, pp. 09-13 (2014).
2. Ray, A., "Cryogenic separation of atmospheric air in a typical Air Separation Unit (ASU) using Hampson-Linde cycle", International Journal of Engineering and Technical Research (IJETR), vol. 3, no. 12, (2015).
3. Kerry, F. G., Industrial Gas Handbook: Gas Separation and Purification, CRC Press, (2007).
4. Hazel, N. G. D, "Air Separation: Materials, Methods, Principles and Applications - An Overview", Chemical Science Review and Letters, vol. 6, no. 22 (2017).
5. Smith, A. R., J. K., "A review of air separation technologies and their integration with energy conversion processes", Fuel Processing Technology, vol. 70, pp. 115-134 (2001).
6. Targhi, M. M., Farahsary, P. S., Malek, M., & Beigi, E. H., "Simulation, Sensitivity

در جست‌وجوی دوره یا مدت‌زمانی است که سرمایه اولیه بتواند توسط درآمدهای سالیانه جبران شود. به‌عبارت ساده‌تر، مجموع درآمدهای سالیانه در آن دوره با هزینه‌های سرمایه‌گذاری برابر شود [۱۲].

با استفاده از رابطه (۱)، هزینه خرید مبدل با سطح $5/819$ مترمربع محاسبه شد. لذا بر اساس رابطه زیر و با محاسبه میزان صرفه‌جویی‌های به‌دست‌آمده به‌وسیله افزودن این مبدل فرایندی به‌جای استفاده از مبدل 901 ، می‌توان نرخ بازگشت سرمایه را با استفاده از رابطه (۳) محاسبه کرد [۱۲].

$$n' = \frac{P}{CF} \quad (3)$$

که در رابطه (۳)، n' دوره بازگشت سرمایه و P هزینه سرمایه‌گذاری و CF سود یا درآمد است.

همان‌طور که از قبل نیز مشخص شد، تولید 454 kg/hr بخار حدود $9/6 \text{ \$}$ هزینه در بر خواهد داشت که با توجه به اینکه میزان فلوی بخار (LPS) ورودی به مبدل 901 جهت تبدیل 250 kg/hr نیتروژن مایع به نیتروژن گازی برابر با $527/74 \text{ kg/hr}$ است، بنابراین برای تولید این میزان بخار در سال، $97755/12 \text{ \$}$ هزینه در بر خواهد داشت و در صورتی که این مبدل با مبدل جدید جایگزین شود، $97755/12 \text{ \$}$ صرفه‌جویی به دنبال خواهد داشت. لذا بر اساس رابطه (۳)، نرخ بازگشت سرمایه ۱ ماه و ۲۰ روز محاسبه شد که پس از این مدت (۱ ماه و ۲۰ روز)، $97755/12 \text{ year/\$}$ سود در پی خواهد داشت. در صورتی که بخواهیم هزینه خرید مبدل (New Exchanger 1) را نیز در محاسبات مربوط به نرخ بازگشت سرمایه در نظر بگیریم، در این حالت نرخ بازگشت سرمایه به ۲ ماه افزایش خواهد یافت.

۶- نتیجه‌گیری

در این پژوهش، مشخص شد که با ایجاد برخی تغییرات یا اصلاح در فرایند می‌توان به اهدافی در جهت کاهش مصرف انرژی دست یافت. بر این اساس همان‌طور که از پیش نیز توضیح داده شد، به‌سبب افزودن دو مبدل فرایندی و استفاده از جریان نیتروژن گازی به‌عنوان جریان دوم جهت تبادل انرژی در این دو مبدل، می‌توان ضمن حذف مبدل 901 در طراحی جدید، میزان کاملاً چشمگیری از صرفه‌جویی در مصرف انرژی را شاهد بود به‌طوری که دیگر نیازی به مصرف LPS در طراحی مذکور نخواهد بود. همچنین، میزان زدایش آب

Analysis and Introducing New Valid Process Cases in Air Separation Units”, IOSR Journal of Applied Chemistry, 10(9), 45-60 (2017).

۷. اسناد و مدارک و گزارش‌های روزانه واحد یوتیلیتی، شرکت پتروشیمی لرستان، واحد مهندسی فرایند.
8. Goodwin, J. V. S. C. J. P. A. R. H., Applied Thermodynamics of Fluids, International Union of Pure and Applied Chemistry, (2010).
۹. باغمیشه، علیرضا، محمدرضا درستی، معصومه مرادزاده، مرجع کامل شبیه‌سازی فرایندهای پایا با Aspen Hysys، اندیشه‌سرا، چ ۱، ص ۳۷۳، ۱۳۹۳.
۱۰. فاضل، علی، پیمان ابراهیمی‌ناغانی، مرجع کاربردی بویلرهای آب گرم و بخار صنعتی، نوآور، چ ۳، ص ۲۱۹-۲۴۳، ۱۳۹۷.
۱۱. مقالات موجود در وبسایت www.naturalgasintel.com.
۱۲. اسکونژاد، محمدمهدی، اقتصاد مهندسی یا ارزیابی اقتصادی پروژه‌های صنعتی، دانشگاه صنعتی امیرکبیر، چ ۷، ص ۱۷۹، ۱۳۷۵.
۱۳. اسناد و مدارک و گزارش‌های روزانه واحد یوتیلیتی، شرکت پتروشیمی لرستان، واحد مهندسی فرایند.



Simulation and Optimization of Air Separation Unit of Lorestan Petrochemicals Using Aspen Hysys Software

Ehsan Jafarian¹, Amin Hassanvand^{2*}, Amin Kolivand³, Sajjad Hajizaman⁴, Peyman Rezazadeh⁵

1- Iran, Zahedan, Sistan and Baluchestan University, Chemical Engineering Department, MSc in Chemical Engineering

2- Iran, Khorramabad, Lorestan University, Polymer Engineering Department, Assistant Professor of Polymer Engineering

3- Iran, Kermanshah, Razi University, Chemical Engineering Department, Ph.D. Student of Chemical Engineering

4- Iran, Khorramabad University of Science and Technology, Chemical Engineering Department, BSc in Chemical Engineering

5- Iran, Kermanshah, Razi University, Chemical Engineering Department, MSc in Chemical Engineering.

Corresponding Author, Email: amin.hassanvand@gmail.com

Abstract

In this research, the simulation of air separation unit of lorestan petrochemicals was carried out using Aspen Hysys software and by selecting the Peng-Robinson thermodynamic model. In the following, comparing the simulation results of the unit with the actual data, a slight error of less than 0.7% in simulation was revealed. In addition, the energy optimization of the unit was accomplished by adding two process heat exchangers with a surface of 1.098 and 5.819 m², respectively, instead of using the heat exchanger 901 and before the entry of air into the Plant Air reservoir, which resulted in energy savings due to the elimination of the heat exchanger 901 in the new design. Moreover, in the new design, due to using the process converter, we were able to reduce the amount of water drained from the air into the Plant Air reservoir from 32.8 kg/hr to 38 kg/hr, both in terms of energy consumption and safety. The process is very important in cold weathers, especially in cold regions. In addition to the unit's optimization, the economic calculations were carried out, in which the return on investment for the correction plan was estimated to be two months, which would result in a profit of \$97975.12 per year.

Keywords: Simulation, Optimization, Air separation, Heat exchanger, Process economy, Aspen Hysys.

