

شبیه‌سازی و بهینه‌سازی فرایند بازیابی اتان در پتروشیمی بندر امام

فضل‌اله دهقانی^۱، رضا مسیبی‌بهبهانی^{۲*}

۱- ایران، اهواز، دانشگاه صنعت نفت، دانشکده نفت اهواز، کارشناسی ارشد مهندسی فراوری و انتقال گاز.

۲- ایران، اهواز، دانشگاه صنعت نفت، دانشکده نفت اهواز، گروه مهندسی گاز، صندوق پستی: ۶۳۴۳۱.

نویسنده مسئول ایمیل: r_behbahani@yahoo.com

تاریخ پذیرش: ۱۳۹۸/۱۰/۲۲

تاریخ دریافت: ۱۳۹۸/۰۸/۰۵

چکیده

گاز طبیعی از هیدروکربن‌های مختلفی تشکیل شده است که اکثر آن‌ها دارای ارزش اقتصادی خاص خود هستند. اتان یک ماده اولیه مهم پتروشیمی است. در این مطالعه، شبیه‌سازی و بهینه‌سازی فرایند بازیابی اتان در پتروشیمی بندر امام بررسی شده است. شبیه‌سازی کل فرایند با استفاده از شبیه‌ساز اسپن‌هایسیس (ورژن ۱۰) انجام شده است و برای محاسبه خواص ترمودینامیکی از معادله حالت پنگ رابینسون استفاده شده است. با استفاده از شبیه‌سازی، ابتدا تأثیر مهم‌ترین پارامترهای حساس عملیاتی بر عملکرد فرایند بررسی شد و سپس دو پیکربندی بهبودیافته برای فرایند پیشنهاد گردید. از نتایج مطالعه موردی ما نتیجه گرفتیم که عملکرد فرایند باید با جریان برگشتی سرد اضافی که می‌تواند با عبور جریان بالای برج متان‌زدا از مبدل حرارتی (پیکربندی اول) یا از طریق فشرده‌سازی بخار بالای برج متان‌زدا با کمپرسور و عبور آن از شیر ژول-تامسون (پیکربندی دوم) فراهم شود، بهبود یابد. در پیکربندی اول با افزایش ۳/۶۷ درصدی جریان برگشتی، بازیابی اتان به ۹۶/۵۵ درصد و در پیکربندی دوم با افزایش ۲۴/۵۸ درصدی جریان برگشتی به ۹۹/۷۶ درصد افزایش می‌یابد. تجزیه و تحلیل اقتصادی پیکربندی‌های جدید، مقرون به‌صرفه بودن این پیکربندی‌ها را اثبات می‌کند.

کلمات کلیدی: بازیابی اتان، شبیه‌سازی، بهینه‌سازی، بررسی اقتصادی.

۱- مقدمه

فرایند انبساط توربو در طیف گسترده‌ای از شرایط فرایند استفاده شده است و علاوه بر پروژه‌های بازیابی اتان، اغلب به‌عنوان فرایندی برای بازیابی پروپان بالا استفاده می‌شود. این فرایند می‌تواند به‌منظور جابه‌جایی از بازیابی اتان به عمل دفع اتان با حداقل کارکرد طراحی شود [۴].

با انبساط گاز در شیر ژول-تامسون، گاز سرد می‌شود. با تبادل گرمای مناسب و اختلاف فشار زیاد در شیر ژول-تامسون و در نتیجه رسیدن به دمای کرایونیک می‌تواند بازده استخراج را زیاد کند. تفاوت اصلی بین طراحی ژول-

استخراج اتان از جریان گاز طبیعی عموماً مبتنی بر برخی از اثرات زیر است: انبساط توربو، انبساط ژول-تامسون، تبرید خارجی و جذب. در بسیاری از طرح‌های پردازشی ترکیبی از این اثرات برای بهبود بازیابی اتان استفاده می‌شود [۱ و ۲].

کنترل نقطه شبنم و سیستم‌های برودتی مکانیکی برای فرایندهایی در نظر گرفته شده است که بازیابی پروپان متوسط تا زیاد مورد نظر باشد. برای دستیابی به بازیابی بیشتر اتان، درجه‌حرارت خیلی پایین مورد نیاز است [۳].

1. Turbo-expander

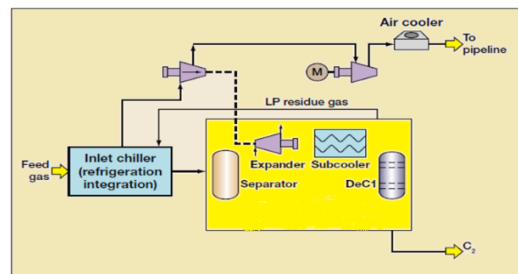


تامسون و انبساط توربو در این است که انبساط گاز در شیر ژول-تامسون بی‌دررو است. در یک انبساط توربو، انبساط از یک مسیر تقریباً آیزنتروپیک دنبال می‌شود. بنابراین، طراحی ژول-تامسون کارایی کمتری از انبساط توربو در صرفه‌جویی انرژی دارد [۵ و ۶].

در هر فرایند خاص تعداد زیادی از متغیرها، میزان بازیابی اتان را مشخص می‌کنند. برخی از متغیرهای طراحی اصلی عبارتند از: فشار ورودی، مشخصه گاز باقی‌مانده و مشخصه محصول پایین برج متان‌زدا. در فرایند انبساط توربو با تبرید خارجی گاز خوراک نیز خنک می‌شود. درجه حرارت پایین موردنیاز برای دستیابی به بازیابی بالای اتان با انبساط گاز از پیش سردشده به دست می‌آید. میزان بازیابی نیز بستگی به دما و فشار مخزن سرد دارد. این دما به نسبت انبساط مربوط می‌شود و بنابراین، دما و فشار مخزن سرد متغیرهای اساسی در بهینه‌سازی توان موردنیاز هستند [۷ و ۱].

در بعضی موارد گاز خوراک به اندازه کافی فشار ندارد یا گاز سرشار از هیدروکربن‌های قابل مایع است، سردسازی مکانیکی را می‌توان به فرایند ژول-تامسون اضافه کرد تا راندمان بازیابی تقویت شود [۷ و ۸].

شمای کلی برای بازیابی اتان در (شکل ۱) نشان داده شده است.



شکل ۱- شمای کلی فرایند بازیابی اتان [۹]

در فرایند کلی، گاز خوراک با تبادل گرما با گاز باقی‌مانده و تبرید خارجی خنک می‌شود. سپس گاز مایع‌های استخراج‌شده در برج‌های تقطیر تفکیک می‌شوند.

در این مطالعه با الهام‌گرفتن از نوآوری‌های روش‌های ذکرشده و همچنین ایجاد یک کندانسور انتگرالیونی، ریکواری اتان در برج متان‌زدا افزایش یافته است.

۲- شرح فرایند

واحد اتان ریکواری را می‌توان به سه بخش برج‌های اتان‌زدا، متان‌زدا و سیکل پروپان تقسیم کرد. وظیفه برج اتان‌زدا حذف

متان و اتان از خوراک ورودی است. در برج متان‌زدا یا اتان ریکواری، هدف اصلی حذف متان از ریویولر و تولید محصولی غنی از اتان است. همچنین سیکل مبرد پروپان که در اصل یک سیکل تبرید تراکمی است، وظیفه تأمین برودت را در کندانسور برج اتان‌زدا (مبدل گرمایی ۱۰۲۱)، مبدل گرمایی ۱۰۲۳ و ۱۰۰۱ بر عهده دارد. کندانسور برج اتان‌زدا به صورت کاملاً برگشتی بوده و تمام مایع رفلاکس به برج بازگردانده می‌شود. بخار بالای رفلاکس درام^۱، خوراک برج متان‌زدا است زیرا اتان بالایی دارد. در مبدل گرمایی ۱۰۲۳ به وسیله جریان‌های پروپان و گاز بالای برج متان‌زدا، دمای جریان پروپان که از پایین برج اتان‌زدا تولید شده است تا ۴۵/۰۳- درجه سانتی‌گراد کاهش می‌یابد.

برج متان‌زدا دارای یک سیستم کرایوجنیک^۲ پیچیده است. ریویولر برج به صورت انتگرالیونی است، به این ترتیب که محصول پایین برج با عبور از دو شیر کاهنده فشار منبسط شده و در مبدل گرمایی ۱۰۰۱ برای تأمین برودت جریان جانبی (فاز بخار) و خوراک اصلی برج متان‌زدا استفاده می‌شوند. طبق طراحی دو جریان مبرد مذکور در دو فشار عملیاتی مختلف به صورت بخار اشباع مبدل ۱۰۰۱ را ترک کرده و به وسیله کمپرسور دومرحله‌ای ۱۰۰۱ مجدداً فشرده‌سازی و به وسیله کولر ۱۰۰۳ (بدون تغییر فاز) خنک می‌شود. خروجی از کولر ۱۰۰۳ منشعب شده، بخشی از آن محصول اتان را تشکیل داده و مابقی آن به عنوان بخار بویل آپ^۳ از زیر سینی تحتانی وارد برج متان‌زدا می‌شود.

سیکل تبرید تراکمی از جداکننده‌های فازی، کمپرسور، چگالنده و شیرهای کاهنده یا منبسط‌کننده پروپان تشکیل شده است. سیکل تبرید تراکمی مشتمل بر بخش‌های ترمودینامیکی تبخیر، تراکم، چگالش و انبساط است. به این ترتیب که مبرد پروپان تولیدی از کندانسورهای ۱۰۰۵ و ۱۰۰۷ (اکونومایزر) در دبی‌های مختلف به سمت مبدل‌های گرمایی ۱۰۲۳، ۱۰۲۱، (کندانسور برج اتان‌زدا) و ۱۰۰۱ ارسال می‌شوند تا در این مبدل‌های گرمایی گرما را به خود گرفته و تبخیر شوند. میردها پس از انجام وظیفه سردسازی در فاز بخار جمع‌آوری شده و وارد جداکننده دوفازی ۱۰۰۲ می‌شوند. بخارات بالای جداکننده ۱۰۰۲ مستقیماً وارد کمپرسور ۱۰۰۲ می‌شوند تا فشار آن‌ها با مبرد ارسالی از مبدل گرمایی ۱۰۰۲ یکسان شده و هر دو جریان به وسیله

2. Turbo-expander
3. Cryogenic
4. Boil up

۵/۳ درصد است. این نتیجه تأیید می‌کند که شبیه‌سازی معتبر است.

جدول ۱- ترکیب و شرایط عملیاتی برای خوراک برج‌های تقطیر

ترکیبات	برج اتان‌زدا	برج متان‌زدا
	جریان ۱۹-۱۰	جریان ۱۰۲-۱۰
جزء مولی		
CO ₂	۰/۰۰۰۷۶۶۱	۰/۰۱۴
Methane	۰/۱۷۵۳۰۱	۰/۱۹۵
Ethane	۰/۵۳۸۲۵۴	۰/۷۸۸۸
Propane	۰/۲۷۷۰۰۸	۰/۰۰۲۲
i-Butane	۰/۰۰۱۵۰۶	.
n-Butane	۰/۰۰۰۲۳۱	.
H ₂ S	۰/۰۰۰۰۳۴	.
COS	۰/۰۰۰۰۰۵	.
شرایط عملیاتی		
دما (°C)	۳۲	-۳۴/۱۴
فشار (kpa)	۱۸۳۷	۱۷۵۴
دبی (kmole/h)	۵۱۷/۳	۶۱۳/۰۵

جدول ۲- شرایط عملیاتی برای تجهیزات

مقدار	برج اتان‌زدا
۱۷۳۶ و ۱۷۰۶	فشار بالا و پایین برج متان‌زدا (kpa)
۱۸۵۳ و ۱۸۳۴	فشار بالا و پایین برج اتان‌زدا (kpa)
۲۲۷۴	فشار خروجی مرحله دوم کمپرسور ۱۰۰۱ (kpa)
۱۰۰۰	فشار جریان‌های ۱۰-۹۹ و ۱۰-۹۸ (kpa)
۱۷۳۲	فشار جریان ۱۰-۸۳ (kpa)
۲۱۰۶۰ و -۸۴/۵	دمای (°C) و دبی (kg/h) جریان جانبی برج اتان‌زدا
۴۵/۸	دمای جریان اتان خروجی مبدل ۱۰۰۳ (°C)
۴۰	دمای جریان پروپان خروجی مبدل ۱۰۲۴ (°C)
۲۱/۱ و -۵۳/۵	دمای بالا و پایین برج اتان‌زدا (°C)
۱۸۱۴	فشار عملیاتی جداکننده ۱۰۲۱ (kpa)
۱۸۳۴	فشار خروجی پمپ ۱۰۲۱ (kpa)
۱۵۹/۸ و -۲۶/۹	دما (°C) و فشار (kpa) عملیاتی جداکننده ۱۰۰۲
۵/۵ و ۵۱۹/۸	دما (°C) و فشار (kpa) عملیاتی جداکننده ۱۰۰۳
۴۶/۹	دمای جریان پروپان خروجی مبدل ۱۰۰۵ (°C)
۱۶۱۸	فشار عملیاتی جداکننده ۱۰۰۴ (kpa)
۱۶۰۶	توان مصرفی کمپرسورهای ۱۰۰۲ و ۱۰۰۳ (Kw)
۲۵ و ۴۶	تعداد سینی‌های برج اتان‌زدا و متان‌زدا

کمپرسور ۱۰۰۳ به فشار ۱۶۱۸ کیلوپاسکال برسند. خروجی کمپرسور به وسیله کولر ۱۰۰۵ با سیال آب خنک‌سازی و وارد مخزن پروپان می‌شود که در اصل یک جداساز دوفازی است. جریان مایع خروجی از مخزن پروپان جریان اصلی مبرد است که باید در بخش‌های تعیین‌شده به‌عنوان سیال خنک‌کننده استفاده شود. در اکونومایزر ۱۰۰۷ بخشی از مبرد با جریان منبسط‌شده پروپان در تبادل گرما قرار گرفته تا دمای مبرد پروپان برای مبدل‌های گرمایی ۱۰۲۳، ۱۰۰۱ و ۱۰۲۱ مطلوب شود [۱۰].

۳- شبیه‌سازی فرایند

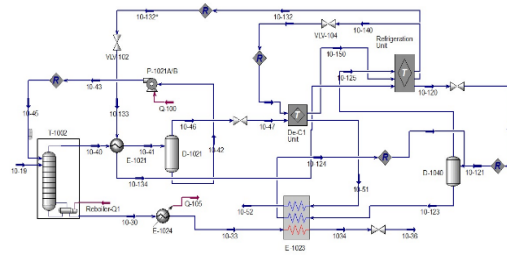
شبیه‌سازی کل فرایند با استفاده از شبیه‌ساز اسپن‌هایسیس (ورژن ۱۰) انجام شده است و برای محاسبه خواص ترمودینامیکی از معادله حالت پنگ رایبنسون استفاده شده است. در شکل‌های ۲ تا ۴ نمای کامل‌شده فلوشیت شبیه‌سازی برای بخش‌های اتان‌زدایی، متان‌زدایی و سیکل تبرید تراکمی پروپان واقع در مجتمع پتروشیمی بندر امام (ره) که بر اساس پایگاه داده‌ها (نمودار جریان فرایندی و جداول ۱ و ۲) انجام شده، نشان داده شده است. در جداول ۱ و ۲ اطلاعات لازم در مورد جریان‌های مهم و شرایط عملیاتی تجهیزات آمده است. برای شبیه‌سازی برج‌های متان‌زدا و اتان‌زدا در شبیه‌ساز اسپن‌هایسیس از روش Modified HYSIM Inside-Out که برای اکثر حالات مناسب است، استفاده شده است. این روش از شبیه‌سازی برج‌های تقطیر اصطلاحاً به روش سفارشی کردن برج تقطیر مرسوم است. این روش به کاربر اجازه می‌دهد تا به لایه‌های درونی برج تقطیر نفوذ کرده و به‌صورت دل‌خواه در آن دخل و تصرف کند [۱۱].

برای مثال در برج اتان‌زدایی (شکل ۲) به‌دلیل اینکه مبرد پروپان از سیکل تبرید برای تغذیه استفاده شده است لذا باید این بخش از برج به‌صورت سفارشی شبیه‌سازی شود تا بتوان سیکل جداسازی را همان‌طور که در واقعیت به هم متصل هستند، شبیه‌سازی کرد.

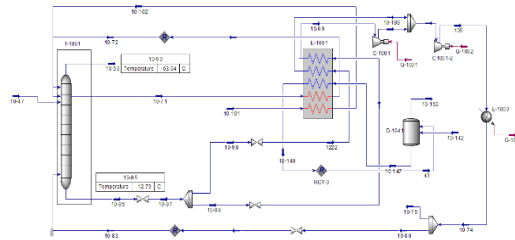
دقت شبیه‌سازی با میانگین درصد انحراف مطلق (AAD) اندازه‌گیری می‌شود. دقت بیشتر در نتایج شبیه‌سازی باعث افزایش اعتبار شبیه‌سازی برای کارهای بعدی می‌شود. اگر میانگین درصد انحراف مطلق نتایج شبیه‌سازی به‌دست‌آمده با استفاده از نرم‌افزار کمتر از ۱۰ درصد باشد، می‌توان از آن برای بهبود فرایند برای مقیاس‌های بهتر اقتصادی و محیطی استفاده کرد [۱۲].

درصد میانگین انحراف مطلق برای این شبیه‌سازی

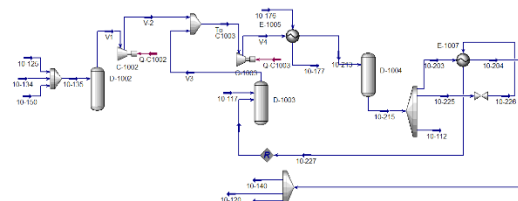
است تا بیشتر بازیابی شود. بر اساس مطالعات انجام گرفته برج تقطیر متانزدا چنانچه دارای یک کولر فوق سرد باشد می تواند رفلاکس بیشتر با دمای کمتری وارد برج کند که این امر منجر به افزایش جذب اتان و تولید بیشتر آن خواهد شد و این دقیقاً نقشه‌ای است که در دو پیکربندی ارائه شده است. در پیکربندی اول بخار بالای متانزدا مستقیماً وارد کولر فوق سرد می شود (این کولر یک بخش از مبدل گرمایی ۱۰۰۱ است که ظرفیت بالایی برای سرد کردن بخارات بالای متانزدا دارد) و به دلیل دارا بودن اتان بالا، دوفازی می شود که باید مایعات آن به وسیله یک جداکننده دوفازی (در اصل رفلاکس درام) تفکیک و با دمای پایین تری به برج تقطیر رفلاکس شود. در پیکربندی دوم شرایط برودت برای بخار بالای برج متانزدا به وسیله یک کمپرسور، مبدل فوق سرد و شیر ژول-تامسون پیشرفته تر شده است. در این روش که در شکل ۶ مشاهده می شود، بخار بالای برج ابتدا به وسیله کمپرسور متراکم می شود (این کار استعداد مایع گیری از بخار بالایی را افزایش خواهد داد)، سپس در کولر فوق سرد سریعاً سرد می شود که این امر باعث می شود تا بخش زیادی از بخارات در فاز مایع ظاهر شوند و در نهایت عملیات ترمودینامیکی با انجام یک فلش در شیر ژول-تامسون تا فشار کاری بالای برج متانزدا خاتمه می یابد. فلش سیال باعث خواهد شد تا افت دمای به مراتب بیشتری برای بخارات ایجاد گردد و همین امر سبب می شود تا دبی رفلاکس بیشتر شود و دما در بالای برج متانزدا افت بیشتری را نسبت به فرایند موجود و حتی پیکربندی اول تجربه کند.



شکل ۲- نمای فلوشیت شبیه سازی با محوریت برج اتانزدا



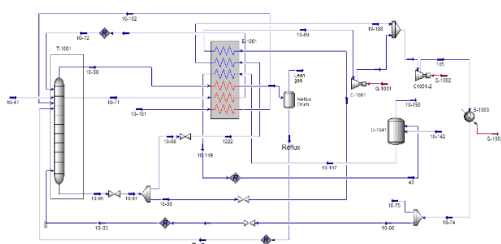
شکل ۳- نمای فلوشیت شبیه سازی برای برج متانزدا



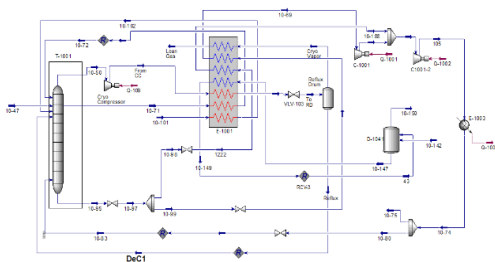
شکل ۴- نمای فلوشیت شبیه سازی برای سیکل تبرید پروپان

۴- بهینه سازی و بررسی اقتصادی فرایند

در شکل های ۵ و ۶ ساختار پیکربندی های اول و دوم که در این تحقیق برای بهینه سازی و افزایش راندمان برج تقطیر متانزدا پیشنهاد شده اند، نشان داده شده است. اساس هر دو پیکربندی تجهیز برج متانزدا به یک کندانسور فوق سرد بوده است که وظیفه اصلی آن چگالش بخار بالای برج تقطیر اتان ریکواری (جریان ۵۰-۱۰) و بازگردانی مایع سرد حاصل از این چگالش فوق سرد به بالای برج است تا به این شکل برودت در بالای برج تقطیر بیشتر شده و اتان بیشتری از بخار بالای برج جذب و از ریویولر خارج شود. برای این منظور دو حالت پیشنهاد شده است:



شکل ۵- نمای فلوشیت پیکربندی اول



شکل ۶- نمای فلوشیت پیکربندی دوم

۱- چگالش در فشار ثابت (پیکربندی اول)

۲- چگالش فوق سرد در فشار و دمای متغیر (پیکربندی

دوم)

طبق اطلاعات پایگاه داده ها جریان ۵۰-۱۰ که در فرایند موجود مستقیماً به بخش اتانزدا ارسال می شود (مبدل حرارتی ۱۰۲۳) دارای غلظت بالایی از اتان است، در حالی که این اتان محصول اصلی واحد جداسازی بوده و لازم

۵- بحث

در این قسمت از تحقیق به مقایسه نتایج کلیدی و مهم که تعیین کننده نقش برج متان زدا هستند پرداخته شده است. این نتایج در قالب شکل های ۷ الی ۹ نشان داده شده اند. طبق شکل ۷ در روند فعلی به دلیل اینکه اتان ریکواری به خوبی صورت نمی گیرد لذا در بالای برج متان زدا غلظت اتان قابل توجه است. دو پیکربندی ارائه شده به خوبی توانسته اند تا این مشکل را برطرف کنند. پیکربندی اول به دلیل عدم استفاده از کمپرسور و تبرید و انبساط ژول-تامسون تا حد زیادی نسبت به پیکربندی دوم کارایی کمتری دارد ولی با همین اوصاف به مراتب از روند فعلی بهتر است. در پیکربندی دوم غلظت اتان در بالای برج طبق شبیه سازی ۰/۸ درصد مولی است که نسبت به روند فعلی بسیار کمتر شده است.



شکل ۷- مقایسه غلظت متان و اتان در گاز سوخت

طبق شکل ۸ دو پیکربندی ارائه شده که اساس آن ها بر پایه تبرید بیشتر و رفلکس سردتر برای برج تقطیر متان زدایی است، قدرت بیشتری برای بازیابی اتان دارند. این در حالی است که روند فعلی در انجام این وظیفه بسیار ضعیف بوده و حجم بالایی از اتان به وسیله جریان سوخت به هدر می رود. البته بر اساس نتایج شبیه سازی، پیکربندی دوم با بازیابی بالای ۹۹ درصدی بسیار کارآمدتر از پیکربندی اول است زیرا دمای رفلکس تأمین شده در این حالت ۱۰۲/۳- درجه سانتی گراد است که نقش بسزایی در افزایش جذب اتان در بالای برج متان زدایی دارد. تأثیر افزایش بازیابی اتان را می توان در قیاس نتایج در شکل ۹ شرح داد. به عبارت دیگر، افزایش بازیابی اتان خود را در دبی محصول تولیدی از پایین متان زدایی نمود پیدا خواهد کرد. بر اساس این شکل، در پیکربندی های اول و دوم دبی تولید محصول پایین از روند فعلی بیشتر و دبی محصول سوخت گازی که از بالای برج خارج شده است نسبت به روند فعلی کمتر شده است. علت این است که با افزایش درصد

با توجه به اینکه با اضافه کردن تجهیزات جدید در پیکربندی های پیشنهاد شده ظرفیت تولید افزایش یافته است لذا بررسی اقتصادی باید مطرح شود که بهینه بودن پیکربندی های جدید مشخص شود [۱۳].

در پیکربندی های جدید رفلکس درام و کمپرسور اضافه شده است که تورتون [۱۴] هزینه خریداری و هزینه پایانی نصب این تجهیزات را به صورت زیر ارائه می کند:

$$\log(\text{cost}) = 3.5 + 0.45\log V + 0.11(\log V)^2 \quad (1)$$

$$\log(\text{cost}) = 2.3 + 1.4\log W - 0.1(\log W)^2 \quad (2)$$

$$\text{Total Installed Cost} = \text{Cost} (4 + \text{MF} + \text{PF}) \quad (3)$$

معادله (۱) برای محاسبه هزینه خریداری رفلکس درام ارائه شده است که در آن V حجم رفلکس درام (مترمکعب) است.

معادله (۲) برای محاسبه هزینه خریداری کمپرسور ارائه شده است که در آن W توان کمپرسور (کیلووات) است.

معادله (۳) برای محاسبه هزینه پایانی نصب ارائه شده است که در آن MF و PF به ترتیب ضریب مواد و ضریب فشار هستند.

حجم رفلکس درام از بخش Rating شبیه سازی با نرم افزار معادل با ۲/۳۵۶ مترمکعب است که با جای گذاری آن در معادله (۱) و فرض اینکه جنس رفلکس درام کربن استیل باشد، به دست آمده است؛ لذا ضریب مواد (MF) برابر با صفر بوده و با توجه به فشار عملیاتی رفلکس درام که برابر با ۱۷۰۶ کیلوپاسکال است، فاکتور فشار برابر با ۰/۶ ارزیابی می شود که طبق معادله (۳) می توان هزینه کلی رفلکس درام را تعیین کرد. این مقدار برابر با ۴۸۱۶ دلار است. جهت محاسبه هزینه کمپرسور از معادله (۲) استفاده می شود که مقدار W از شبیه سازی با اسپن هایسیس برابر با ۱۵۲/۷ کیلووات است. قیمت نهایی کمپرسور برابر با ۱۰۱۴۸۰ دلار ایالات متحده است. با استفاده از معادله (۳) هزینه پایانی نصب برای پیکربندی اول و دوم به ترتیب ۲۲۱۵۵ و ۴۸۸۹۶۲ دلار است. با فرض اینکه ۸۴۰۰ ساعت کاری در سال داشته باشیم افزایش سالانه تولید اتان برای پیکربندی اول و دوم به ترتیب ۷۴۱۰/۲ و ۱۵۳۱۵/۷ تن است که با در نظر گرفتن قیمت ۳۶۰ دلار به ازای هر تن اتان، درآمد حاصل از فروش افزایش تولید اتان برای پیکربندی اول و دوم به ترتیب ۲۶۶۷۶۵۷ و ۵۵۱۳۶۴۲ دلار در سال می شود.

۶- نتیجه‌گیری

بهینه‌سازی کارخانه بازیابی اتان در پتروشیمی بندر امام از طریق تغییرات عملیاتی، مورد بحث و بررسی قرار گرفت. با توجه به تأثیر دما و مقدار رفلاکس و افزایش دبی مبرد بر بهبودی بازیابی اتان، پیکربندی‌های جدیدی که باعث بهبودی بازیابی اتان می‌شود پیشنهاد شده است. اولین پیکربندی، بازیابی اتان را تا ۹۶/۵۵ درصد افزایش می‌دهد که باعث افزایش سالانه ۷۴۱۰/۲ تن (۴/۱ درصد افزایش) محصول اتان می‌شود. با توجه به اصلاح تنظیمات اول، محصول اتان تقویت می‌شود. پیکربندی دوم، بازیابی اتان را تا ۹۹/۷۶ درصد افزایش می‌دهد که باعث افزایش سالانه ۱۵۳۱۵/۷ تن (۸/۵ درصد افزایش) محصول اتان می‌شود. با توجه به نرخ بازگشت سرمایه برای پیکربندی اول و دوم به ترتیب ۰/۰۸۸۷ و ۰/۰۸۳ سال (است) هر دو پیکربندی مناسب هستند ولی اگر بخواهیم از کمپرسور که هزینه‌ور است استفاده نکنیم، پیکربندی اول پیشنهاد می‌شود.

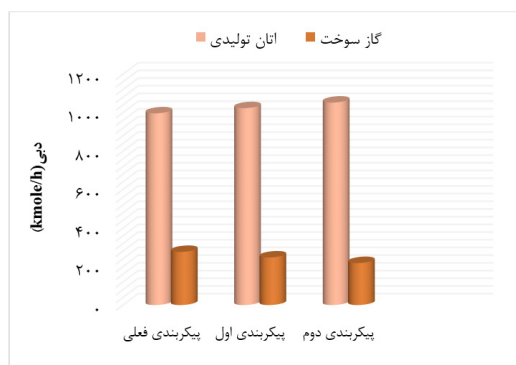
۷- مراجع

1. Kherbeck, L. and R. Chebbi, "Optimizing ethane recovery in turboexpander processes", Journal of Industrial and Engineering Chemistry, vol. 21, pp. 292-297, 2015.
2. Bandoni, J., A. Eliceche, G. Mabe, and E. Brignole, "Synthesis and optimization of ethane recovery process", Computers & Chemical Engineering, vol. 13, no. 4-5, pp. 587-594, 1989.
3. Mak J., "Low Pressure NGL Plant Configurations", Patent US, vol. 255012, p. A1, 2005.
4. Jiang, H., S. Zhang, J. Jing, and C. Zhu, "Thermodynamic and economic analysis of ethane recovery processes based on rich gas", Applied Thermal Engineering, vol. 148, pp. 105-119, 2019.
5. Vazquez-Esparragoza, J. J., G. A. Iglesias-Silva, M. W. Hlavinka, and J. A. Bullin, "How to estimate Reid vapor pressure (RVP) of blends", Bryan Research & Engineering, Inc., website, Encyclopedia of Chemical

بازیابی اتان به وسیله پیکربندی‌های اول و دوم، دبی اتان در بالای برج کم و در کل، دبی جریان سوخت کلاً کاهش خواهد یافت و این کاهش در بالای برج تقطیر به محصول پایینی برج افزوده شده است.



شکل ۸- مقایسه درصد بازیابی اتان در برج متانزدا



شکل ۹- مقایسه دبی تولید محصول گاز سوخت و اتان

با توجه به اینکه در پیکربندی‌های پیشنهاد شده با اضافه کردن تجهیزات جدید اتان تولیدی افزایش یافته لذا بررسی اقتصادی آن لازم می‌شود. در (جدول ۳) بررسی اقتصادی پیکربندی‌های جدید آمده است.

جدول ۳- بررسی اقتصادی پیکربندی‌های جدید

پیکربندی	افزایش سالانه اتان تولیدی (تن)	درآمد افزایش سالانه اتان تولیدی (دلار)	هزینه تغییر پیکربندی (دلار)	نرخ برگشت سرمایه (سال)
پیکربندی ۱	۷۴۱۰/۲	۲۶۶۷۶۵۷	۲۲۱۵۵	۰/۰۸۳
پیکربندی ۲	۱۵۳۱۵/۷	۵۵۱۳۶۴۲	۴۸۸۹۶۲	۰/۰۸۸۷

and J. A. Shaeiwitz, Analysis, synthesis and design of chemical processes, Pearson Education, 2008.

- Processing and Design, vol. 47, pp. 415-424, 1992.
6. Chebbi, R., N. Al-Amoodi, N. A. Jabbar, G. Hussein, and K. Al Mazroui, "Optimum ethane recovery in conventional turboexpander process", Chemical engineering research and design, vol. 88, no. 5-6, pp. 779-787, 2010.
 7. Younger, A. and P. Eng, "Natural gas processing principles and technology-part I", Gas Processors Association, Tulsa Oklahoma, 2004.
 8. Jalali, A., M. Lotfi, S. Zilabi, and A. H. Mohammadi, "Recovery enhancement of liquid hydrocarbons in dew point control unit of natural gas processing plant", Separation Science and Technology, pp. 1-8, 2019.
 9. Remesat, D. and P. Wenger, "Tray revamp for demethaniser ethane recovery", Petroleum technology quarterly, 2011.
 10. Manual book of C₂/C₃ recovery plant of Bandar Imam Petrochemical company.
 11. A. T. Inc., "Hyprotech HYSYS v10 User Guide", [Online]. Available: www.aspentech.com.
 12. Kazerooni, N. M., H. Adib, A. Sabet, M. A. Adhami, and M. Adib, "Toward an intelligent approach for H₂S content and vapor pressure of sour condensate of south pars natural gas processing plant", Journal of Natural Gas Science and Engineering, vol. 28, pp. 365-371, 2016.
 13. Mehrpooya, M., F. Gharagheizi, and A. Vatani, "An optimization of capital and operating alternatives in a NGL recovery unit", Chemical Engineering & Technology: Industrial Chemistry-Plant Equipment-Process Engineering-Biotechnology, vol. 29, no. 12, pp. 1469-1480, 2006.
 14. Turton, R., R. C. Bailie, W. B. Whiting,



Simulation and Optimization of Ethane Recovery Process in Bandar Imam Petrochemical Company

Fazlollah Dehghani¹, Reza Mosayyebi Behbahani^{2*}

1-Ahwaz Faculty of Petroleum, Petroleum University of Technology, Ahwaz, Iran.

2- Department of Gas Engineering, Petroleum University of Technology, Ahwaz, Iran.

Corresponding Author, Email: r_behbahani@yahoo.com

Abstract

Natural gas consists of various hydrocarbons, all of which have their own economic values. Ethane recovery provides ethane, which is one of the most important petrochemical feedstocks. In this study, simulation and optimization of the ethane recovery process in Bandar Imam Petrochemical in Iran was investigated. Simulation of the entire plant was carried out using the HYSYS (V.10) simulator, and the Peng-Robinson equation of state was used to calculate the thermodynamic properties. Using process flow diagram data, the accuracy of simulation was examined. At first, performance of the plant was investigated, then two improved configurations for the plant were examined. Results show that the plant performance must be improved by feeding back the additional cold reflux bypassing the top stream of demethanizer tower through heat exchanger (first configuration) or by compressing the top products of demethanizer tower and passing it through Joule- Thomson valve (second configuration). The first configuration increased ethane recovery to 96.55%, which was due to 3.67% increase of reflux flowrate; the second one enhanced ethane recovery to 99.76%, which was due to 24.58% increase of reflux flowrate. Economic analysis proved that new configurations are cost-efficient.

Keywords: Ethane recovery, Simulation, Optimization, Economic analysis.

