

بررسی سطح‌های گوناگون اصلاح و بهینه‌سازی بخش سرد واحد اولفین بندر امام خمینی

نسیم طاهونی*⁺، نرگس باقری

تهران، دانشگاه تهران، پردیس دانشکده‌های فنی، دانشکده مهندسی شیمی، صندوق پستی ۴۵۶۳ - ۱۱۳۶۵

جعفر توفیقی داریان

تهران، دانشگاه تربیت مدرس، دانشکده مهندسی شیمی، صندوق پستی ۱۴۳ - ۱۴۱۱۵

محمد حسن پنجه شاهی

تهران، دانشگاه تهران، پردیس دانشکده‌های فنی، دانشکده مهندسی شیمی، صندوق پستی ۴۵۶۳ - ۱۱۳۶۵

چکیده: در این پژوهش، قسمت سرد واحد اولفین ششم بندر امام خمینی مورد مطالعه قرار گرفته است. هدف، طراحی اصلاحی برج‌های تقطیر، شبکه مبدل گرمایی و سیکل‌های سرماساز موجود در این قسمت است. با توجه به اهمیت در نظر گرفتن همزمان این سه قسمت هنگام طراحی و اصلاح برج‌های تقطیر زیر دمای محیط، سه سطح اصلاح پیشنهاد شده و مورد بررسی قرار گرفته‌اند. در ابتدا هر قسمت به طور جداگانه و سرانجام هر سه قسمت به طور همزمان مورد بررسی و اصلاح قرار گرفته است. نتیجه نشان می‌دهد که در حالت اصلاح همزمان پارامترهای عملیاتی در برج‌های جداساز، سیکل‌های سرماساز و شبکه مبدل گرمایی وابسته، درصد صرفه‌جویی سالانه هزینه انرژی معادل ۲۳٫۹ درصد با زمان بازگشت سرمایه معادل ۳ ماه می‌باشد.

واژه‌های کلیدی: طراحی اصلاحی، واحد اولفین، برج تقطیر زیر دمای محیط، سیکل‌های سرماسازی، صرفه‌جویی انرژی.

KEY WORDS: Retrofit, Olefin plant, Low-temperature distillation column, Refrigeration cycles, Energy saving.

مقدمه

اصلاح یک فرایند موجود به طور معمول برای دستیابی به هدف‌هایی همچون رفع گلوگاه‌های ناشی از افزایش ظرفیت فرایند به منظور افزایش بازدهی سامانه، برآورد پتانسیل صرفه‌جویی انرژی، تغییر خوراک خام ورودی و خلوص فرآورده‌ها و همچنین دلخواه بودن فرایند از نظر شرایط زیست محیطی انجام می‌پذیرد.

فرایند تقطیر زیر دمای محیط مهم‌ترین روش جداسازی و خالص‌سازی مخلوط‌های گازی به ویژه در هنگام نیاز به بازیابی‌های با خلوص بالا می‌باشد. این فرایندها از نظر انرژی بسیار پرمصرف می‌باشند. بنابراین طراحی اصلاحی آن‌ها یک هدف اصلی در بهینه‌سازی مصرف انرژی است.

+E-mail: ntahuni@ut.ac.ir

*عهده دار مکاتبات

استفاده از اجزای درونی بهتر برای رفع کردن گلوگاه برج‌های تقطیر نمی‌تواند بازدهی انرژی را بهبود بخشد و حتی می‌تواند مانع افزایش ظرفیت شود. آن‌ها اصلاحات بسیاری همچون به کار بردن ریویولرهای داخلی، پیش گرمایش خوراک و کندانسورهای درونی را برای بهبود ظرفیت و بازدهی انرژی پیشنهاد کرده‌اند.

لیبمان [۱۱] پیشنهاد استفاده از برج‌های ترکیبی مانند Post-fractionator و یا Pre-fractionator را برای رفع گلوگاه فرایند در یک واحد تقطیر نفت خام مطرح کرده است.

تریان تافیلو [۱۲] استفاده از برج Dividing wall را برای طراحی اصلاحی مورد بررسی قرار داد. *آمینودین و اسمیت* [۱۳] نیز به بررسی نوعی از برج Dividing wall برای استفاده از برج‌های پیچیده در طراحی اصلاحی و همچنین محدودیت استفاده از آن‌ها پرداخته‌اند.

بررسی ترمودینامیکی برای طراحی اصلاحی برج‌ها

دو گروه روش برای بررسی ترمودینامیکی یک برج تقطیر وجود دارد:

۱- روش‌هایی که بر پایه منحنی‌های دما-انتالپی (T-H) هستند. ۲- بررسی اکسرتیک.

نمودار T-H یک برج تقطیر برای تشخیص عددی پتانسیل صرفه‌جویی به‌وسیله اصلاحات ممکن، مانند کاهش جریان برگشتی، تغییر شرایط خوراک، به کار بردن ریویولر و کندانسور جانبی و ... به کار می‌رود (*ناکا و همکاران* [۱۴]، *ترانووا و وستبرگ* [۱۵]؛ *دهلی و لینهوف* [۱۶]؛ *آگنیستی*، [۱۷]؛ *هال و همکاران* [۱۸]؛ *تریودی و همکاران* [۱۹]). منحنی T-H یک برج تقطیر به کمک موازنه‌های انتالپی و جرم برای فرایندهای برگشت‌پذیر رسم می‌شود (*بندیکت* [۲۰]؛ *فونیو* [۲۱]؛ *کینگ* [۲۲]؛ *فیتز موریس و ماه* [۲۳]؛ *هووکلر* [۲۴]).

به علت محدودیت‌های رسم منحنی T-H (برگشت‌پذیر بودن آن) *لینهوف و دهلی* منحنی مرکب کل را ابداع کردند. استفاده از منحنی مرکب کل برج از چند جنبه قابل توجه است. نخست آنکه این روش یک روش گرافیکی است بنابراین به راحتی برای تشخیص مشکلات تقطیر قابل استفاده است. دوم اینکه این روش از نتیجه شبیه‌سازی فرایند تقطیر استفاده می‌کند، بنابراین به جای آنکه بر پایه محاسبات میان‌بر و یا تخمینی برای رفتار برج باشد بر پایه محاسبات پیچیده و Regrignous است. سوم اینکه این روش می‌تواند

کلید موفقیت پروژه‌های اصلاحی، به کار بردن تجهیزات موجود با بیشترین بهره‌برداری از آن‌ها و همچنین استفاده کمینه از تجهیزات جدید، برای کمینه کردن هزینه سرمایه‌گذاری است. در واقع باید از پتانسیل‌های پنهان سامانه تقطیر موجود بهره‌برداری کرد.

فرایندهای زیر دمای محیط، نیازمند یک شبکه مبدل گرمایی همراه با سامانه سرماساز هستند تا شرایط زیر دمای محیط را فراهم کنند. اندرکنش‌های پیچیده‌ای میان سامانه جداسازی و فرایندهای سرماسازی و شبکه مبدل گرمایی وابسته وجود دارد. در یک طراحی اصلاحی جامع باید تمام پارامترهای موجود در هر سه قسمت به طور همزمان در نظر گرفته شوند تا از تأثیرهای متقابل آنها چشم‌پوشی نشود.

طراحی اصلاحی برج‌های تقطیر

به طور کلی دو روش برای طراحی اصلاحی فرایندهای تقطیر برای افزایش بازدهی وجود دارد:

۱- جایگزین کردن اجزای درونی^(۱) موجود با اجزای درونی جدید که ظرفیت یا بازدهی بالاتری دارند.

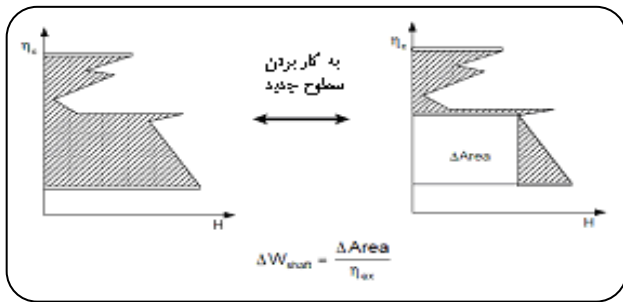
۲- تغییر فرایند با بهبود کارکرد تجهیزات موجود و ایجاد اصلاحات به نسبت کوچک مانند تنظیم شرایط عملیاتی و استفاده از تجهیزات اضافی.

در دو دهه اخیر شاهد توسعه یک نسل جدید از آکنه‌های ساخت یافته^(۲) و سینی‌هایی با بازدهی بالا بوده‌ایم (*فایر و سیبرت*، [۱]؛ *بیلینگهام و لاکت* [۲]). جایگزینی اجزای درونی برج با این اجزای جدید می‌تواند ظرفیت و بازدهی برج تقطیر را تا ۴۰٪ افزایش دهد. بعضی پژوهشگران مثل *کیستر و همکاران* [۳] و *براوو و همکاران* [۴] به بررسی چگونگی انتخاب اجزای درونی مناسب پرداخته‌اند. اما این روش همیشه از نظر اقتصادی بهینه نیست. این روش می‌تواند بسیار مؤثر باشد اما هزینه سرمایه‌گذاری و طول عمر کارخانه باید زیاد باشد [۵].

روش دیگر اصلاح، بهبود استفاده از تجهیزات موجود است. در این روش باید با ایجاد اصلاحات به نسبت کوچک، هزینه سرمایه‌گذاری را کمینه کرده و بازدهی را بالا برد. بسیاری از پژوهشگران به این روش پرداخته‌اند (*ویلیامز* [۶]؛ *اسلوی* [۷]؛ *لیتزن و براوو* [۸]؛ *مانلی* [۹]؛ *لیو* [۱۰]). آن‌ها به این موضوع پرداخته‌اند که در برخی موردها

(۱) Internal

(۲) Structured



شکل ۱- تاثیر سطوح سرماساز بر EGCC.

به طور خلاصه اگرچه پژوهش‌های اخیر گام‌های مؤثری در طراحی همزمان اجزای یک فرایند جداسازی زیر دمای محیط یک‌پارچه شده از نظر گرمایی برداشته‌اند، اما در بیشتر کارها از فرصت‌های اقتصادی که در طراحی همزمان فرایند جداسازی و سامانه سرماساز مربوطه وجود دارد، بهره‌برداری لازم به عمل نیامده است.

روش اصلاح و بهینه‌سازی

هدف در این پژوهش اصلاح سامانه جداسازی (تقطیر) زیر دمای محیط واحد اولفین و بررسی شرایط بهینه عملکرد قسمت جداساز و سرماساز آن است. سه سطح اصلاح در این مقاله پیشنهاد شده و مورد بررسی قرار گرفته‌اند. در ابتدا تنها اصلاح شرایط عملیاتی برج‌های جداساز و تأثیر آن بر هزینه کل بررسی می‌شود. سپس نشان داده می‌شود که تغییر در طراحی سامانه سرماساز چه مقدار صرفه‌جویی اقتصادی به همراه دارد. سرانجام تأثیر اصلاح شرایط عملیاتی برج‌های تقطیر و سامانه سرماساز به صورت همزمان بررسی می‌شود.

همان‌گونه که پیش‌تر توضیح داده شد، سامانه‌های جداسازی زیر دمای محیط رابطه پیچیده‌ای با شبکه مبدل گرمایی و سیکل‌های سرماسازی مربوطه دارند. تغییر در هر یک از این قسمت‌ها، باعث تغییر و تأثیر متقابل در قسمت دیگر می‌شود. مشخص است که در نظر گرفتن جامع این تأثیرها به صورت دستی غیرممکن است. در این پژوهش، عمل اصلاح و بهینه‌سازی به کمک نرم‌افزار COLOM که یک نرم‌افزار جامع برای طراحی و بهینه‌سازی برج‌های جداساز است، انجام شده است. از آن جا که این نرم‌افزار برای طراحی از پایه چنین سامانه‌هایی توسعه یافته است،

رهنمودهای کیفی و همچنین کمی به ما بدهد [۵]. پژوهشگران دیگری نیز همچون دمیرل [۲۵] و انگوین [۲۶] به هدف‌گذاری اصلاح برج‌های موجود با استفاده از منحنی C.G.C.C.^(۱) پرداخته‌اند.

طراحی اصلاحی فرایندهای تقطیر زیر دمای محیط و سیکل‌های سرماساز وابسته

در تقطیر زیر دمای محیط ممکن است کاهش زیادی در مصرف انرژی با به کار بردن کندانسورها و ریویلرهای جانبی برای یک‌پارچه‌سازی گرمایی ایجاد شود. (کلین برگ [۲۷]؛ لینه و گرتلین [۲۸]؛ آگیور و همکاران [۲۹]).

در این فرایندها که گرما به وسیله‌ی سامانه‌های سرماسازی به چاله‌های گرمایی، جریان‌های فرایند، جریان‌های سرماساز دیگر و یا سرویس‌های خارجی دفع می‌شود، رابطه پیچیده‌ای میان سیکل‌های سرماساز و بقیه فرایندها وجود دارد. اما در بیشتر پژوهش‌های انجام گرفته، سنتز سیکل‌های سرماساز، جدا از طراحی سامانه جداساز انجام گرفته است. به طور معمول طراحی به شکل مرحله‌ای و پس از طراحی شبکه مبدل گرمایی انجام می‌گیرد و تأثیرات متقابل موجود بین فرایند زمینه، شبکه مبدل گرمایی و سیکل سرماساز نادیده گرفته می‌شود. بنابراین با یک روش طراحی اصلاحی مناسب می‌توان به هدف‌گذاری در اصلاح سامانه‌های سرماساز پرداخت [۳۰].

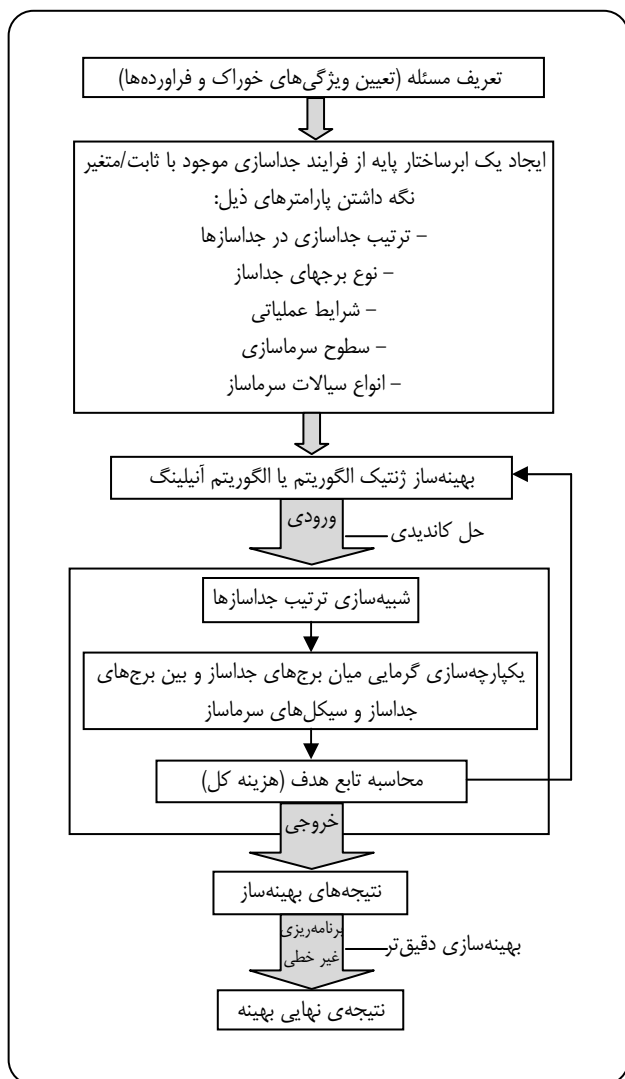
برای بررسی اثر تغییرها بر روی فرایندها، لینهوف و دهلی یک روش بر پایه مفاهیم اکسرژی، برای تخمین کار سیکل معرفی کرده‌اند. در این روش محور دما در منحنی‌های مرکب به محور ضریب کارنو^(۲) تبدیل می‌شود تا منحنی مرکب کل اکسرژی تولید شود. تغییر مساحت هاشور خورده (ΔA) میان EGCC^(۳) و سطح‌های سرماساز در اثر انجام اصلاحات را می‌توان به تغییر کار سیکل ارتباط داد (شکل ۱). این روش تشخیص سریع و بصری تغییر سیکل را ممکن می‌کند [۳۱].

بدین ترتیب می‌توان با انتخاب سطح‌های سرماساز بهینه (سطح‌های دمایی که کمترین فاصله ممکن را با فرایند مرکزی دارند) اتلافات اکسرژی را کاهش داد و در نتیجه از کار محوری کمپرسورها کاست [۳۲]. پنجه‌شاهی و همکاران [۳۲] از این مفاهیم در اصلاح سیکل‌های موجود استفاده کرده‌اند.

(۱) Column Grand Composite Curve (CGCC)

(۳) Exergy grand composite curve

(۲) Carnot factor



شکل ۲- الگوریتم جدید اصلاح فرایندهای جداسازی زیر دمای محیط.

برج اول وارد می‌شود، در جدول ۱ آمده است. در جدول ۲ ویژگی‌های فرآورده‌های خروجی از برج‌ها و در جدول ۳ ویژگی‌های عملیاتی هر یک از برج‌ها آورده شده است.

شرح سیکل‌های سرماسازی

با دقت در اطلاعات فرایندی مشخص شد که دمای عملیاتی بیشتر مبدل‌ها و برج‌های موجود بخش سرد، زیر دمای محیط است و نیاز به سرماسازی تا 130°C وجود دارد. این سرماسازی توسط دو سیکل اتیلن و پروپیلن فراهم می‌شود. در شکل‌های ۳ و ۴ شکل‌های ساده شده سیکل‌های مربوطه دیده می‌شود.

(۱) C2 splitter

به منظور استفاده از آن در طراحی اصلاحی، تغییری در برنامه اعمال شده است و در مواردی که محدودیت‌هایی در برنامه وجود دارد، با استفاده از روش‌های مفهومی اصلاحی، نتیجه‌ها تکمیل و تحلیل شده‌اند.

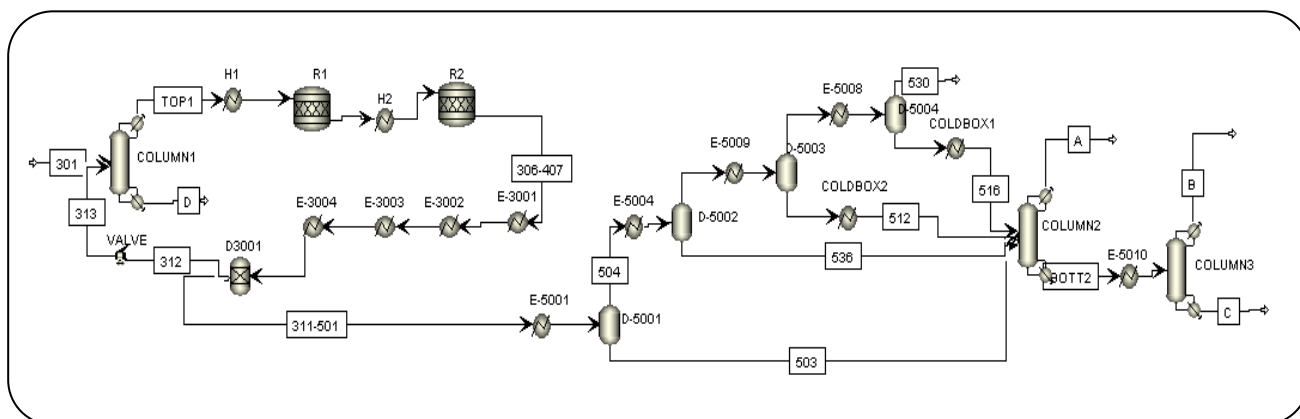
شکل ۲ الگوریتم جدید اصلاح و بهینه‌سازی فرایندهای جداسازی گاز زیر دمای محیط را نشان می‌دهد. در این الگوریتم ابتدا تصمیم گرفته می‌شود که کدام یک از پارامترهای فرایند موجود شامل نوع برج‌های جداساز، ترتیب جداسازی، پارامترهای عملیاتی برج‌های تقطیر، سطح‌های سرماسازی و نوع سیال سرماساز ثابت گرفته شوند و کدام یک در معرض بهینه‌سازی قرار گیرند. تابع هدف، هزینه کل فرایند شامل هزینه‌های سرمایه و مصرف انرژی (مصرف سرویس‌های جانبی خارجی و مصرف برق در کمپرسورهای سیکل‌های سرماساز) است که باید کمینه شود. سپس، ابرساختار تشکیل شده از پارامترهای تعیین شده، توسط الگوریتم ژنتیک و یا الگوریتم آنیلینگ بهینه می‌شود و نتیجه‌ها به دست می‌آیند. به این ترتیب استفاده از این نرم‌افزار، خطاهای موجود در بهینه‌سازی‌های دستی و مرحله‌ای را به کمترین مقدار می‌رساند.

مسئله نمونه - واحد اولفین ششم بندر امام خمینی

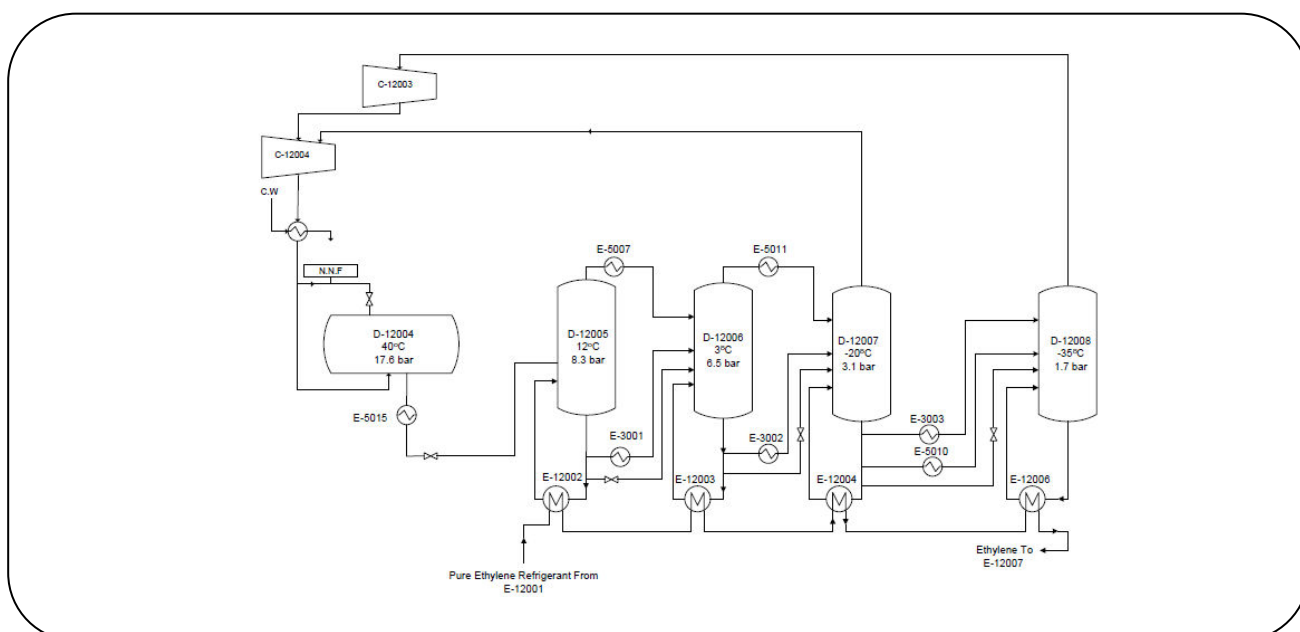
واحدی که در این پژوهش مورد بررسی قرار گرفته، واحد اولفین ششم بندر امام خمینی است. این واحد از سه قسمت اصلی واحد شکست گرمایی، قسمت تراکم و بخش سرد تشکیل شده است که در اینجا به بررسی و اصلاح بخش سرد که شامل برج اتان زدا (Column1)، بخش هیدروژناسیون (راکتورهای تبدیل کاتالیستی استیلن (R4001 و R4002))، برج متان زدا (Column2) و برج تفکیک هیدروکربن‌های $\text{C}_2^{(1)}$ (Column3) است (شکل ۳)، پرداخته می‌شود.

اطلاعات فرایندی وضعیت موجود

در ابتدا با بررسی دقیق فرایند موجود، کل بخش سرد شامل سه قسمت برج‌های جداساز، شبکه مبدل گرمایی و سیکل‌های سرماسازی به کمک نرم‌افزارهای Aspen و Hysys به طور کامل شبیه‌سازی شدند و اطلاعات فرایندی شبکه موجود به طور کامل به دست آمد. بدین ترتیب در مرحله‌های بعدی هر نوع تغییر اصلاحی پیشنهادی دوباره شبیه‌سازی شده و با این حالت مبنا مقایسه می‌شود. در ادامه اطلاعات فرایندی شبکه موجود ارائه شده است. ویژگی‌های خوراک اصلی فرایند (جریان ۳۰۱) که به سینی ۱۲۳



شکل ۳- بخش سرد واحد اولفین.



شکل ۴- سیکل سرماساز پروپیلن.

نرم‌افزار Colom اصلاح و بهینه‌سازی شده است. نتیجه‌های به دست آمده از بهینه‌سازی پارامترهای عملیاتی برج‌ها و مقایسه آن‌ها با داده‌های برج‌های موجود، در جدول ۵ آورده شده‌اند.

شکل ۶ نشان‌دهنده بخش سرد واحد اولفین پس از انجام اصلاحات پیشنهادی است. آنچنان که در این شکل نشان داده شده است، برای ایجاد شرایط پیشنهاد شده، لازم است یک کمپرسور (Comp) و دو هیتر (EVAP1, EVAP2) نصب شود. ویژگی‌های اجزای جدید در جدول ۶ نشان داده شده‌اند.

در واقع این دو سیکل، یک سیکل سرماساز آبشاری پیچیده هستند. به طوری که بخار خروجی از سیکل اتیلن در سیکل پروپیلن کندانس می‌شود. ویژگی‌های هر یک از سیکل‌های سرماسازی در جدول ۴ آورده شده است.

پیشنهادها برای اصلاح فرایند

پیشنهاد اصلاحی اول

در این حالت به برای اعمال تغییرهای کمتر در سامانه، سطح‌های سرماسازی موجود در شبکه دست نخورده باقی‌مانده و با ثابت نگاه داشتن این سطح‌ها، پارامترهای عملیاتی برج‌ها به کمک

جدول ۱- ویژگی‌های خوراک اصلی.

ترکیب	ترکیب (% مولی)
H _۲	۰٫۳۵۹۹
CH _۴	۰٫۰۳۲۷
C _۲ H _۲	۰٫۰۰۱۴
C _۲ H _۴	۰٫۳۳۴۸
C _۲ H _۶	۰٫۲۵۴۰
C _۲ H _۶	۰٫۰۰۳۹
C _۲ H _۸	۰٫۰۰۴۴
۱، ۳ C _۴ H _۶	۰٫۰۰۵۷
C _۴ H _۸	۰٫۰۰۰۴
C _۴ H _{۱۰}	۰٫۰۰۰۵
GASOLINE	۰٫۰۰۰۳
BENZENE	۰٫۰۰۱۵
TOLUENE	۰٫۰۰۰۲
CO	۰٫۰۰۰۱

فشار: ۱۸ bar دما: ۱۵ °C نرخ جریان خوراک: ۲۵۰۹٫۹۳ kmol/h

جدول ۲- ویژگی‌های فراورده‌های خروجی.

فراورده	ترکیب	مشخصه فراورده
A	H _۲ ، CH _۴	۹۹٪ بازیافت H _۲ و CH _۴
B	C _۲ H _۴	۹۹٪ بازیافت اتیلن
C	C _۲ H _۶	۹۹٪ بازیافت اتان
D	C _۲ H _۶	۹۹٪ بازیافت C3+

جدول ۳- ویژگی‌های برج‌های موجود.

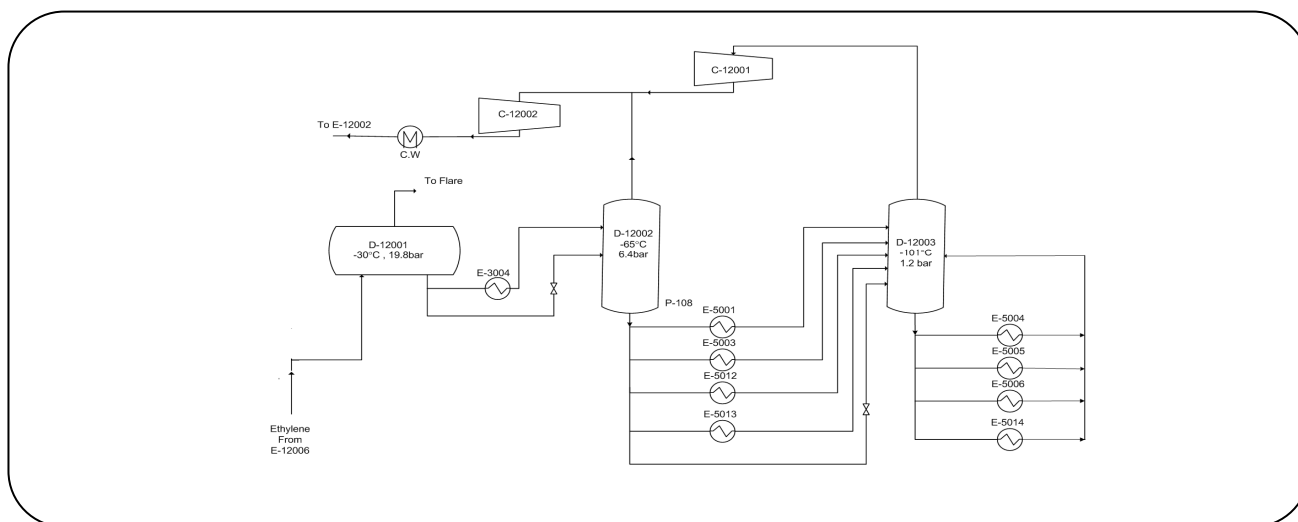
پارامتر	برج ۱	برج ۲	برج ۳
فشار (bar)	۱۷٫۶	۳۰٫۲	۲۰٫۵
شدت جریان برگشتی	۰٫۳۸۳۶	۵٫۴۴۶	۵٫۵۳۳
شرایط خوراک	گاز	مایع	مایع

جدول ۴- ویژگی‌های سیکل‌های سرماساز موجود

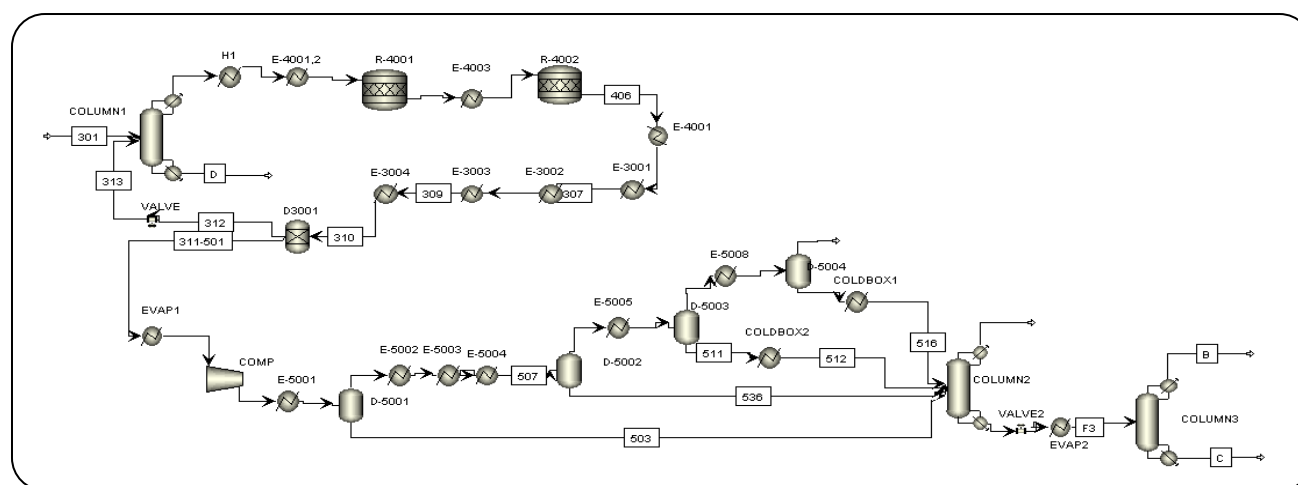
سیکل	سطوح سرماساز (°C)	کار کمپرسور (kW)
اتیلن	-۳۰ و -۶۵ و -۱۰۱	۱۶۸۷۵
پروپیلن	۳ و ۱۲ و ۲۰ و -۳۵	۱۸۰۰۲٫۷۷

جدول ۵ - داده‌های بهینه‌سازی پارامترهای عملیاتی برج‌ها.

پارامتر	وضعیت موجود	بعد از بهینه‌سازی
فشار- برج ۱ (bar)	۱۷٫۶	۱۷٫۶
فشار- برج ۲ (bar)	۳۰٫۲	۳۴٫۰
فشار- برج ۳ (bar)	۲۰٫۵	۲۳٫۵
نسبت جریان برگشتی - برج ۱	۰٫۳۸۳۶	۰٫۳۸۳۶
نسبت جریان برگشتی - برج ۲	۵٫۴۴۶	۵٫۱۰۷
نسبت جریان برگشتی - برج ۳	۵٫۵۳۳	۵٫۸۸
شرایط خوراک- برج ۱	گاز	گاز
شرایط خوراک- برج ۲	مایع	مایع
شرایط خوراک- برج ۳	مایع	گاز



شکل ۵- سیکل سرما ساز اتیلن.



شکل ۶ - بخش سرد واحد اولفین پس از بهینه‌سازی پارامترهای برج‌ها.

جدول ۶ - ویژگی‌های اجزای جدید سامانه.

تجهیزات	دما/(°C) فشار (bar)	بار گرمایی/ کار (kW)
هیتر ۱	۲۶٫۸ - ۲۶٫۱ °C	۲۸۰٫۵۵
هیتر ۲	۱۳ - ۹ °C	۲۵۷۵
کمپرسور	۳۷ - ۳۲٫۵ bar	۲۲۳٫۳۶

جدول ۷ - مقایسه کار کمپرسورهای سیکل‌های سرماسازی و میزان مصرف سرویس‌های جانبی در قبل و بعد از بهینه‌سازی.

پارامتر	کار/ مصرف سرویس جانبی - وضعیت موجود	کار/ مصرف سرویس جانبی - بعد از اصلاح
سیکل اتیلن (kW)	۱۶۸۷۵	۱۵۱۱۶٫۶۶۷
سیکل پروپیلن (kW)	۱۸۰۰۲٫۷۷	۱۵۷۰۲٫۷۷۸
آب خنک (m ³ /h)	۷۳۴۲٫۲۴	۶۳۵۲٫۱۹
کمپرسور جدید (kW)	---	۲۲۳٫۳۶

تابع قیمت مبدل نیز به صورت زیر بیان می‌شود [۳۵]:

$$(۲) \quad A^{0.83} = ۶۷۰ + ۸۶۰۰ = \text{قیمت سطح مبدل گرمایی}$$

که در آن A سطح مبدل است. نتیجه محاسبات در جدول ۱۰ آورده شده است. شایان گفتن است که مساحت هر یک از این مبدل‌ها به کمک نرم‌افزار PILOT [۳۴] به دست آمده است. بنابراین کل هزینه سرمایه‌گذاری برابر با \$ ۸۷۲۷۱۰/۷۴۶ و نرخ بازگشت سرمایه ۵ ماه است. علت مقدار کم هزینه سرمایه‌گذاری و در نتیجه نرخ بازگشت کم، استفاده از فشار بالای جریان خروجی از رآکتورها و در نتیجه کوچک شدن بار کمپرسور است. همچنین هزینه سرمایه‌گذاری دو مبدل گرمایی جدید در سامانه نیز نسبت به مقدار صرفه‌جویی شده بسیار کمتر است.

پیشنهاد اصلاحی دوم

در این حالت، شرایط عملیاتی برج‌های موجود ثابت نگه داشته شده و سیکل سرماسازی و سطوح سرماسازی موجود به طور مستقل مورد بررسی و اصلاح قرار گرفتند. هر سطح دمایی به نوبه خود در یک یا چند مبدل گرمایی، عمل سرمایش جریان‌های گرم فرایندی را به عهده دارند. در هر سطح حداقل، یک مبدل وجود دارد که دارای $\Delta T_{\min} = 3^{\circ}\text{C}$ با آن سطح است، بنابراین نمی‌توان دمای سطوح سرماساز را افزایش داد اما می‌توان با استفاده از EGCC به بررسی و اصلاح سطح سرماسازی به کار برده شده برای هر مبدل گرمایی پرداخت. در ادامه با استفاده کیفی از این منحنی

روشن است که پس از تغییر پارامترهای برج‌ها، شبکه مبدل گرمایی وابسته و سیکل سرماساز موجود نیز دچار تغییر می‌شوند. مهمترین تأثیر به کار بردن شرایط پیشنهاد شده، کاهش بار و افزایش دمای بیشتر مبدل‌هاست. این تغییر باعث کاهش کار کمپرسورهای سیکل‌های سرماساز و کاهش مصرف سرویس جانبی سرد می‌شوند (جدول ۷). در این میان هزینه نصب کمپرسور و مبدل‌های جدید و همچنین مصرف انرژی آنها در مقابل هزینه‌ای که با این تغییر ذخیره می‌شود ناچیز است. هزینه مصرف انرژی در قبل و بعد از بهینه‌سازی سامانه محاسبه شده در جدول ۸ گردآوری شده است. بنابراین مقدار صرفه‌جویی سالانه هزینه انرژی ۲/۱۵۵ MS/yr است که معادل ۱۱/۳ درصد صرفه‌جویی سالانه در هزینه انرژی می‌باشد.

محاسبه هزینه‌های سرمایه‌گذاری تجهیزات جدید

برای در نظر گرفتن همه جانبه تأثیر بهینه‌سازی انجام شده، باید هزینه‌های سرمایه‌گذاری اجزای جدید نیز محاسبه و با درآمد صرفه‌جویی انرژی مقایسه شود. تابع هزینه کمپرسور به صورت زیر بیان می‌شود [۳۵]:

$$(۱) \quad W_C^{0.62} = ۸۶۰۰ + ۸۳۶۶ = \text{قیمت کمپرسور}$$

که W_C در آن کار محوری کمپرسور است. شایان گفتن است که کار محوری این کمپرسور به کمک نرم‌افزار Aspen محاسبه شده است. نتیجه محاسبات در جدول ۹ آورده شده است.

جدول ۸ - هزینه مصرف انرژی در قبل و بعد از بهینه‌سازی.

پارامتر	هزینه کار/سرویس جانبی - وضعیت موجود (M\$/yr)	هزینه کار/سرویس جانبی - بعد از اصلاح (M\$/yr)
سیکل اتیلن	۸,۱	۷,۲۵۶
سیکل پروپیلن	۸,۶۴۱	۷,۵۳۷
آب خنک	۲,۳۲۶	۲,۰۱۲
کمپرسور جدید	---	۰,۱۰۷
هزینه کل	۱۹,۰۶۷	۱۶,۹۱۲

جدول ۹ - نتیجه محاسبه هزینه سرمایه‌گذاری کمپرسور جدید.

نام	کار محوری (kW)	هزینه سرمایه‌گذاری (\$)
کمپرسور	۲۲۳,۳۶	۱۰,۹۹۲,۷۷۱

جدول ۱۰ - نتیجه محاسبه هزینه سرمایه‌گذاری دو مبدل گرمایی جدید.

نام مبدل	مساحت (m ²)	هزینه سرمایه‌گذاری (\$)
هیتر ۱	۹۸۳,۷۷۸	۲۱۲,۸۵۸,۱۵۳
هیتر ۲	۳۸۹۶,۷۳۲	۶۴۸,۸۵۹,۸۲۲
هزینه سرمایه‌گذاری دو مبدل		۸۶۱,۷۱۷,۹۷۵

دیگر در این سطح وجود دارد که دچار تغییرات چندانی نمی‌شود. برای درک بهتر مطلب به شکل‌های ۷ و ۸ توجه کنید. در این شکل‌ها مفهوم توضیح داده شده کاملاً مشخص است. در شکل ۷ برای وضوح بهتر، تنها سطوح مربوطه نمایش داده شده‌اند.

همان‌گونه که در شکل ۸ مشخص است، با تغییر سطح 30°C به 32°C ، می‌توان سطح ایجاد شده بین سطوح سرماساز و منحنی و در نتیجه اتلاف اکسرژی سیکل را به شدت کاهش داد. تأثیر ناشی از این تغییر سطح در جدول ۱۱ آمده است.

سپس هزینه مصرف انرژی در قبل و بعد از تغییر سطح سرماسازی مبدل گرمایی E-5012(cond3) محاسبه می‌شوند. نتیجه محاسبه‌ها در جدول ۱۲ گردآوری شده است. بنابراین مقدار صرفه‌جویی سالانه هزینه انرژی، $2,989 \text{ M}\$/\text{yr}$ و درصد صرفه‌جویی سالانه هزینه انرژی برابر $15/7$ درصد است. در این حالت چون نیاز به سرمایه‌گذاری جدید وجود ندارد درصد صرفه‌جویی خالص است.

به بهینه‌سازی سطح سرماسازی یکی از مبدل‌ها که نقش مهمی در سیکل اتیلن دارد می‌پردازیم.

تغییر سطح سرماسازی مبدل E-5012 در سیکل اتیلن

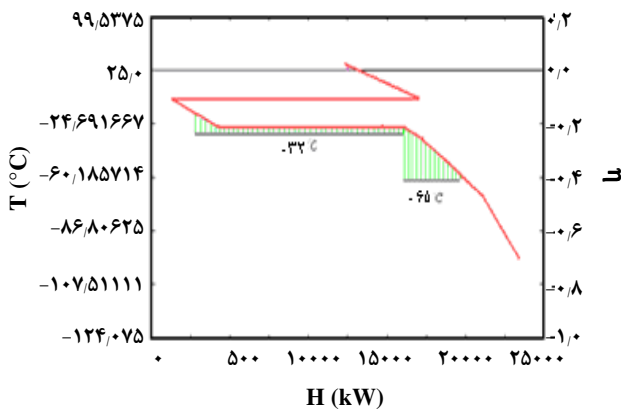
مبدل E-5012(cond3) در سیکل اتیلن دارای بار 41 GJ است که از کل بارهای ۸ مبدل دیگر سیکل اتیلن بیشتر می‌باشد. به همین دلیل هرگونه جابه‌جایی و تغییر در این مبدل باعث تغییر زیادی در سیکل می‌شود. دمای این مبدل 29°C است و باعث شده آن را بر سطح سرماسازی 30°C منطبق نکنند و آن را بر سطح 65°C منطبق کرده‌اند. این امر باعث افزایش سطح میان سطوح سرماساز و منحنی EGCC و در نتیجه اتلاف اکسرژی زیادی می‌شود (شکل ۷). به علت اهمیت این مبدل می‌توان سطح 30°C را با یک تغییر کوچک در سامانه به سطح 32°C تغییر داد تا $\Delta T_{\min} = 3^{\circ}\text{C}$ که در باقیمانده سیکل رعایت شده، در اینجا هم برقرار باشد. شایان گفتن است که تنها یک مبدل

جدول ۱۱- مقایسه نتیجه تغییر سطح سرماسازی با اطلاعات سیکل اصلی.

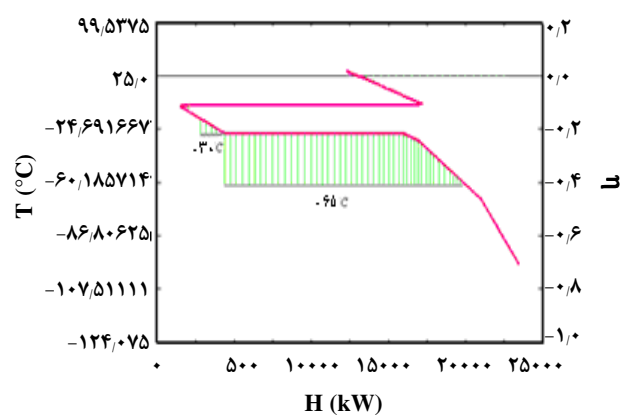
پارامتر	کار/ مصرف سرویس جانبی - وضعیت موجود	کار/ مصرف سرویس جانبی - بعد از اصلاح
سیکل اتیلن (kW)	۱۶۸۷۵	۱۰۹۷,۷۷۸
سیکل پروپیلن (kW)	۱۸۰۰۲,۷۷	۱۸۱۵۲,۷۷۸
آب خنک (m ³ /h)	۷۳۴۲,۲۴	۶۶۵۸,۱

جدول ۱۲- هزینه مصرف انرژی در قبل و بعد از تغییر سطح سرماسازی مبدل گرمایی E-5012.

پارامتر	هزینه کار/ سرویس جانبی - وضعیت موجود (M\$/yr)	هزینه کار/ سرویس جانبی - بعد از اصلاح (M\$/yr)
سیکل اتیلن	۸,۱	۵,۲۶۹
سیکل پروپیلن	۸,۶۴۱	۸,۷
آب خنک	۲,۳۲۶	۲,۱۰۹
هزینه کل	۱۹,۰۶۷	۱۶,۰۷۸



شکل ۸- منحنی مرکب کل اکسرژی همراه با سطوح سرماساز (بعد از اصلاح).



شکل ۷- منحنی مرکب کل اکسرژی همراه با سطوح سرماساز.

گردآوری شده است و تأثیر این سطح از اصلاح بر کار کمپرسورها و مصرف سرویس‌های انرژی، در جدول ۱۴ آمده است. سپس هزینه مصرف انرژی در قبل و بعد از تغییر سطح سرماسازی مبدل E-5012 (cond3) محاسبه می‌شوند. نتیجه محاسبات در جدول ۱۵ گردآوری شده است. بنابراین مقدار صرفه‌جویی سالانه هزینه انرژی، $4,573 \text{ M}\$/\text{yr}$ و درصد صرفه‌جویی سالانه هزینه انرژی معادل $23/9$ درصد است.

در این حالت نیز نرخ بازگشت سرمایه بسیار کم (حدود ۳ ماه) است و این نشان دهنده ناچیز بودن مقدار سرمایه‌گذاری در مقابل صرفه‌جویی هزینه سالانه است.

پیشنهاد اصلاحی سوم

در این حالت به بهینه‌سازی هر سه قسمت (برج‌های جداساز، شبکه مبدل گرمایی و سیکل‌های سرماساز) به طور همزمان پرداخته شد. در اینجا پارامترهای عملیاتی برج‌ها و شبکه مبدل گرمایی و همچنین سیکل‌های سرماسازی تغییر می‌کنند. تغییر برج‌ها مطابق جدول ۵ می‌باشد. پس از اصلاح پارامترهای برج‌های تقطیر، دمای مبدل E-5012 (Cond3) از -29 به -23 درجه سلیسیوس افزایش پیدا می‌کند و این مبدل گرمایی به راحتی می‌تواند از سطح سرماسازی بالاتر (سطح -30) استفاده کند. تغییر پارامترهای مبدل E-5012 با این تغییر، در جدول ۱۳

جدول ۱۳- مقایسه پارامترهای مبدل E-5012 قبل و بعد از اصلاح.

پارامتر	وضعیت موجود	بعد از اصلاح
دما	-۲۹	-۲۳
سطح سرماسازی	-۶۵	-۳۰

جدول ۱۴- مقایسه کار کمپرسورهای سیکل‌های سرماساز و میزان مصرف سرویس‌های جانبی در قبل و بعد از اصلاحات برج‌ها و سامانه سرماسازی.

پارامتر	کار/ مصرف سرویس جانبی - وضعیت موجود	کار/ مصرف سرویس جانبی - بعد از اصلاح
سیکل اتیلن (kW)	۱۶۸۷۵	۹۷۰۹,۷۲
سیکل پروپیلن (kW)	۱۸۰۰۲,۷۷	۱۶۱۳۳,۳۳
آب خنک (m ³ /h)	۷۳۴۲,۲۴	۶۲۵۷,۱۶
کمپرسور جدید (kW)	---	۲۲۳,۳۶

جدول ۱۵- هزینه مصرف انرژی در قبل و بعد از اعمال همزمان اصلاحات.

پارامتر	هزینه کار/ سرویس جانبی - وضعیت موجود (M\$/yr)	هزینه کار/ سرویس جانبی - بعد از اصلاح (M\$/yr)
سیکل اتیلن	۸,۱	۴,۶۶۱
سیکل پروپیلن	۸,۶۴۱	۷,۷۴۴
آب خنک	۲,۳۲۶	۱,۹۸۲
کمپرسور جدید	---	۰,۱۰۷
هزینه کل	۱۹,۰۶۷	۱۴,۴۹۴

تقطیر، در سطح دوم به اصلاح سطوح سرماسازی و در سطح سوم به اصلاح پارامترهای برج‌ها و سطوح سرماسازی به طور همزمان پرداخته شد. در جدول ۱۶ نتیجه به دست آمده از این سه سطح اصلاحات مقایسه شده‌اند. همان‌گونه که در این جدول مشخص می‌باشد، در حالت سوم که به بهینه‌سازی هر سه قسمت (برج‌های جداساز، شبکه مبدل گرمایی و سیکل‌های سرماساز) به طور همزمان پرداخته شده، بیشترین مقدار صرفه‌جویی ایجاد شده است.

جدول ۱۶- مقایسه نتیجه‌های به دست آمده از اصلاحات.

سطح اصلاح	صرفه‌جویی انرژی (M\$/yr)
سطح اول	۲,۱۵۵
سطح دوم	۲,۹۸۹
سطح سوم	۴,۵۷۳

نتیجه‌گیری

در این پژوهش به بررسی اهمیت اصلاح برج‌های تقطیر زیر دمای محیط و رابطه پیچیده این برج‌ها با شبکه مبدل گرمایی و سیکل‌های سرماساز وابسته پرداخته شد. سه برج تقطیر قسمت سرد واحد اولفین ششم بندر امام خمینی بررسی شد و سه سطح از اصلاحات ارائه شد. در سطح اول به اصلاح پارامترهای برج‌های

تاریخ دریافت: ۱۳۹۰/۳/۲۶ ؛ تاریخ پذیرش: ۱۳۹۱/۱۱/۲

مراجع

- [1] Fair J.R., Seibert A.F., A New Ultracapacity Tray for Distillation Columns, *Trans IChemE, Part A, Chem. Eng. Res. Des.*, **77**, p. 619 (1999).
- [2] Billingham J.F., Lockett M.J., Development of a New Generation of Structured Packings for Distillation, *Trans IChemE, Part A, Chem. Eng. Res. Des.*, **77**, p. 583 (1999).
- [3] Kister H.Z., Larson K.F., Yanagi T., How Do Trays and Packings Stack up? , *Chem. Eng. Prog.*, **90**(2), p. 23 (1994).
- [4] Bravo J.L., Select Structured Packings or Trays?, *Chem. Eng. Prog.*, **93**(6), p. 36 (1997).
- [5] Liu Z.-Y., Jobson M., Retrofit Design for Increasing the Processing Capacity of Distillation Columns 1. A Hydraulic Performance Indicator, Institution of Chemical Engineers Trans IChemE, Part A, *Chem. Eng. Res. Des.*, **82**(A1), p. 3, (2004).
- [6] Williams J.A., Optimise Distillation System Revamps, *Chem. Eng. Prog.*, **94**(3), p. 23 (1998).
- [7] Sloley A. W., Should You Switch to High Capacity Trays?, *Chem. Eng. Prog.*, **95**(1), p. 23 (1999).
- [8] Litzen D.B., Bravo J.L., Uncover Low-Cost Debottlenecking Opportunities, *Chem. Eng. Prog.*, **95**(3), p. 25 (1999).
- [9] Manley D.B., Capacity Expansion Options for NGL Fractionation, "Proc 77th GPA Annual Convention", Gas Processors Association, p. 114 (1998).
- [10] Liu Z.-Y., Jobson M., Hydraulic Analysis of Distillation Columns for Retrofit Design, AIChE Spring Meeting, (1999).
- [11] Liebmann K., "Integrated Crude Oil Distillation Design", Ph.D. Thesis, UMIST, Manchester, UK, (1997).
- [12] Triantafyllou C., "The Design Optimization and Integration of Dividing Wall Distillation Columns", Ph.D. Thesis, UMIST, Manchester, UK, (1991).
- [13] Amminudin K.A., Smith R., Design and Optimization of Fully Thermally Coupled Distillation Columns, Part 2 : Application of Dividing Wall Columns in Retrofit, *Institution of Chemical Engineers Trans IChemE*, **79**(A), p. 716 (2001).
- [14] Naka Y., Terashita M., Hayashiguchi S., Takamatsu T., An Intermediate Heating and Cooling Method for a Distillation Column, *J. Chem. Eng. Japan*, **13**(2), p. 123 (1980).
- [15] Terranova B.E., Westerberg A.W., Temperature-Heat Diagrams for Complex Columns. 1. Intercooled/Interheated Distillation Columns, *Ind. Eng. Chem. Res.*, **28**(9), p. 1374 (1989).
- [16] Dhole V. R., Linnhoff B., Distillation Column Targets, *Comput. Chem. Eng.*, **17**(5/6), p. 549 (1993).
- [17] Ognisty T.P., Analyze Distillation Columns with Thermodynamics, *Chem. Eng. Prog.*, **91**(2), p. 40 (1995).
- [18] Hall S.G., Ognisty T.P., Northup A.H., Use Process Integration to Improve FCC/VRU Design Part 1, *Hydro Process*, **43**(3) p. 63 (1995).

- [19] Trivedi K.K., Pang K.H., Young D.L. O', H.W. Klavers, B. Linnhoff, Optimize A Licensor's Design Using Pinch Technology, *Hydro Process*, **75**(5), p. 113 (1996).
- [20] Benedict M., Multistage Separation Processes, *Trans AIChE*, **43**(2), p. 41 (1947).
- [21] Fonyo' Z., Thermodynamic Analysis of Rectification. I. Reversible Model of Rectification, *Int. Chem. Eng.*, **14**(1), p.18 (1974).
- [22] King C.J., "Separation Processes", McGraw-Hill, New York, (1980).
- [23] Fitzmorris R.E., R.S.H. Mah, Improving Distillation Column Design Using Thermodynamic Availability Analysis, *AIChE J.*, **26**(2), p. 265 (1980).
- [24] Ho F.G., Keller G.E., "Process integration, in Recent Developments in Chemical Process and Plant Design", John Wiley, New York (1987).
- [25] Demirel Y., Retrofit of Distillation Columns Using Thermodynamic Analysis, *Journal of Separation Science and Technology*, **41**, p.791 (2006).
- [26] Nguyen N., Demirel Y., Retrofit of Distillation Columns in Biodiesel Production Plants, *Energy J.*, **35**, p.1625 (2010).
- [27] Lynd L.R., Grethlein L.R., Distillation with Intermediate Heat Pumps and Optimal Sidestream Return, *AIChE J.*, **32**(8), p. 1347 (1986).
- [28] Aguirre P., Espinosa J., Tarifa E., Scenna N., Optimal Thermodynamic Approximation to Reversible Distillation by Means of Interheaters and Intercoolers, *Ind. Eng. Chem. Res.*, **36**(11), p. 4882 (1997).
- [29] Shelton R.M., Grossman I. E., Optimal Synthesis of Integrated Refrigeration Systems-I: Mixed-Integer Programming Model, *Comput. Chem. Eng.*, **10** (5), p. 445 (1986).
- [30] Tahouni N., Panjeshahi M. H., and Ataei A., Comparison of Sequential and Simultaneous Design and Optimization in Low-Temperature Liquefaction and Gas Separation Processes, *Journal of the Franklin Institute*, **348**, p. 1456 (2011).
- [31] Lee G.-C., "Optimal Design and Analysis of Refrigeration Systems for Low Temperature Processes", Ph.D. Thesis, Department of Process Integration, University of Manchester, U.K., (2001)
- [32] Panjeshahi M.H., Ghasemian Langeroudi E., Tahouni N., Retrofit of Ammonia Plant for Improving Energy Efficiency, *Energy J.*, **33**, p. 46 (2008).
- [33] Wang J., Smith R., Synthesis and Optimization of Low-Temperature Gas Separation Processes, *Ind. Eng. Chem. Res.*, **44**(8), p. 2856 (2005).
- [34] PILOT, Software for Targeting and Design of HEN, University of Tehran, (2010).
- [۳۵] پنجه شاهی، محمد حسن؛ مبنای محاسبه انرژی و سرمایه در پروژه‌های آنالیز پینچ، دانشگاه تهران، سازمان بهینه‌سازی مصرف سوخت، خرداد (۱۳۸۳).