دانشگاه آزاد اسلامی واحد اهر
فصلنامه‌ی کاربرد شیمی در محیط زیست

**سال هشتم، شماره‌ی ۳۱**
**تابستان ۱۳۹۶، صفحات ۵۵-۴۷**

# بهینه‌سازی مصرف انرژی در واحد بازیافت نرمال بوتانل گروه صنایع شفافامد با استفاده از تکنولوژی پینچ

فیروز فاخری
گروه مهندسی شیمی، واحد علوم و تحقیقات، دانشگاه آزاد اسلامی، تهران، ایران
Eng.fakheri@gmail.com

محمدرضا جعفری نصر
گروه مهندسی شیمی، واحد علوم و تحقیقات، دانشگاه آزاد اسلامی، تهران، ایران
m-jafarinasr@srbiau.ac.ir

## چکیده

با توجه به اهمیت استفاده بهینه از انرژی به جهت کاهش اثرات مخرب زیست محیطی و هم‌چنین کاهش هزینه‌های عملیاتی، از تکنولوژی پینچ در واحد بازیابی بوتابل جهت صرفه‌جویی در مصرف انرژی استفاده شده است. سرویس‌های جانبی شامل آب ۲۰ درجه سانتی‌گراد (cooling water) و بخار اشباع (Medium Pressure) جهت تبادل حرارت با مخلوط آب و بوتانل با درصد ترکیب مختلف در مبدل‌ها استفاده شده است. با تعیین اختلاف دمای مینیموم بهینه بین جریان‌های گرم و سرد به اندازه ۵ درجه سانتی‌گراد ($\Delta T_{min}=5℃$) می‌توان مقدار بار حرارتی سرویس‌های جانبی گرم و سرد با هدف‌گذاری انجام شده در حدود ۱۶و ۶ درصد به ترتیب برای سرویس‌های جانبی گرم و سرد کاهش داد. برای شرایط موجود با هدف‌گذاری انجام شده مقدار هزینه‌های عملیاتی در سال می‌تواند تا ۱۳/۳درصد در حالت ایده‌ال کاهش یابد. اضافه و کم نمودن سطوح جدید هزینه‌های مربوط به راه‌اندازی (Capital Cost) تا ۳۱۶۶۲ دلار مازاد بر هزینه‌گذاری اولیه افزایش خواهد یافت. هزینه‌های مربوط به صرفه‌جویی انرژی تا ۱۰/۱ درصد کاهش می‌یابد که دوره بازگشت سرمایه ۵/۹ سال محاسبه شده است.

**کلیدواژه:** تکنولوژی پینچ، بوتانل، سرویس جانبی، نمودار مرکب.

## مقدمه

بهینه‌سازی انرژی در سال‌های اخیر از مهم‌ترین دغدغه‌های صنایع بوده است. امروزه مصرف بهینه انرژی یکی از شاخص‌های توسعه یافتگی جوامع به شمار می‌رود. افزایش قیمت سوخت و کاهش روزافزون منابع سوخت فسیلی و لزوم حفظ منابع و محیط زیست مسائلی هستند که اهمیت بهینه سازی مصرف انرژی در صنایع مختلف را نشان می‌دهد. در راستای تحقق این هدف تکنولوژی‌های متعددی ارائه گردیده است، از جمله این تکنولوژی‌ها روشی ترمودینامیکی برای بهینه‌سازی فرآیندها با عنوان تکنولوژی پینچ[1] می‌باشد که به عنوان ابزاری برای طراحی شبکه مبدل-های حرارتی معرفی گردیده است. فناوری پینچ نخستین بار توسط لینهووف[2] و ترنر[3] برای تحلیل و بررسی شبکه مبدل-های حرارتی به منظور کاهش مصرف انرژی به کارگرفته شد [۱-۳].

براساس نتایج حاصل از تحقیقات صورت گرفته میزان صرفه جویی انرژی در اصلاح شبکه مبدل‌های حرارتی، به دوعامل اقتصادی، میزان سرمایه‌گذاری و دوره برگشت سرمایه بستگی دارد [۱]. این روش که اساساً ترمودینامیکی بوده و سطوح مینیموم انرژی را در طراحی شبکه مبدل‌های حرارتی ایجاد می‌کند که شامل آماده‌سازی و بکارگیری الگوریتم-هایی برای بهینه‌سازی هزینه انرژی و سایر هزینه‌های فرایندی در صنایع است. این تکنولوژی در هر جایی که تعدادی جریان سیال نیاز به گرمایش و یا سرمایش دارند برای بهینه-سازی انرژی مورد نیاز جریان‌ها و استفاده از انرژی موجود در خود جریان‌ها بدون تحمیل هزینه‌های بیش‌تر بر سیستم به کار می‌رود، به طوری که استفاده از منابع خارجی انرژی را مینیموم می‌کند. یکی از نمونه‌های اجرا شده این تکنولوژی اصلاح شبکه مبدل‌ها در واحد کاهش گرانروی پالایشگاه تهران می‌باشد [۳]. تکنولوژی پینچ ، مجموعه‌ای از روش-های ترمودینامیکی است که برای اهداف مختلفی از جمله تحلیل شبکه مبدل‌های حرارتی مورد استفاده قرار می‌گیرد. تحلیل پینچ جهت تعیین هزینه شبکه مبدل‌های حرارتی و انرژی مورد نیاز و نیز تشخیص نقطه پینچ به کار می‌رود. اصول پینچ در طراحی شبکه مبدل حرارتی، نقطه پینچ منحنی ترکیبی را به دو بخش بالای پینچ و پایین پینچ تقسیم می‌کند. انتقال گرما از بالای پینچ به پایین پینچ و بالعکس امکان‌پذیر نیست [۴]. در بالای پینچ از منبع خارجی سرد (QC)[4] و در پایین پینچ از منبع خارجی گرم (QH)[5] نمی‌توان استفاده کرد. در منحنی‌های ترکیبی هرچه هم‌پوشانی بین منحنی‌های ترکیبی سرد و گرم بیش‌تر باشد بازیافت گرمایی در طول فرآیند بیش‌ترین مقدار می‌شود. اصول حاکم بر محاسبات بر پایه قانون اول و دوم ترمودینامیک استوار می-باشد. از قانون اول جهت محاسبه تغییرات آنتالپی($\Delta H$) در هر جریان عبوری استفاده می‌شود و قانون دوم ترمودینامیک جهت انتقال بین جریان‌ها را مشخص می‌کند [۵]. موضوع اصلی در تحلیل پینچ رسیدن به کاهش هزینه انرژی مصرفی از طریق بهبود بازیافت حرارتی فرآیند می‌باشد. به عبارت دیگر تکنولوژی پینچ منابع خارجیQH وQC را کاهش داده و انتقال حرارت بین فرآیندی افزایش می‌دهد. هدف از بهبود شبکه‌های موجود، کاهش مصرف انرژی با مبدل‌های موجود بوده که به وسیله روش‌های شناخته شده در تکنولوژی پینچ، چنین کاری امکان‌پذیر است. بنابراین برای کاهش مصرف انرژی، باید سطح موجود در شبکه مبدل‌ها افزایش یابد. با استفاده از روش سطح افزایشی، مقادیر افزایش سطح و میزان صرفه‌جویی انرژی براساس محدودیت‌های سقف سرمایه‌گذاری و دوره برگشت سرمایه مشخص می‌شود. با مشخص شدن نقطه کاری یعنی $\Delta T_{min}$،

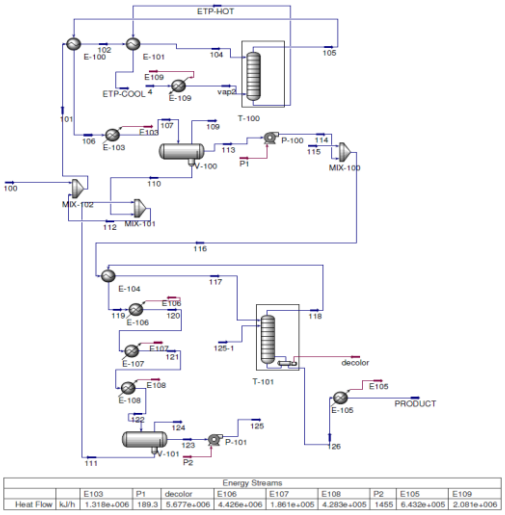
1- Pinch
2- Linnhoff
3- Turner
4- Rate of cold stream
5- Rate of hot stream

کاهش مصرف انرژی، افزایش سطح و مقدار بازده سطح در نقطه هدف، یکایک مبدل‌های موجود در شبکه ارزیابی و شبکه جدید طراحی می‌شود [۶].

بهینه‌سازی مصرف انرژی در شبکه مبدل‌های واحد دارویی کم‌تر مورد توجه قرار گرفته است. شرکت گروه صنایع شفا فارمد بزرگ‌ترین مجموعه دارویی کشور که در زمینه تولید ماده اولیه آنتی بیوتیک‌ها فعالیت دارد. مباحث مربوط به صرفه‌جویی انرژی در کاهش هزینه‌های تولید بسیار حائز اهمیت خواهد بود. در بسیاری از صنایع داروسازی استفاده از حلال‌ها جهت استخراج و خالص‌سازی محصول دارویی بسیار متداول می‌باشد. نرمال بوتانل یک محصول پتروشیمی است که از پروپیلن به‌دست می‌آید. نرمال بوتانل ماده واسط در تولید مواد بوتیل اکریلیت، بوتیل‌استات، دی‌بوتیل-فتالات، دی‌بوتیل سباسات و سایر بوتیل استرها و هم‌چنین بوتیل اترها مانند اتیلن گلیکول مونوبوتیل اتر، دی و تری اتیلن گلایکول مونوبوتیل اتر و سایر بوتیل اترهای مشابه می-باشد. از کاربردهای دیگر آن تولید پلیمرها، مواد دارویی، پیروکسیلین پلاستیک، استرهای علف کش و بوتیل زانات را می‌توان نام برد [۷].

در یک واحد تولید پنی‌سیلین جی که به عنوان ماده اولیه بسیاری از آنتی بیوتیک ها مورد استفاده قرار می‌گیرد نرمال بوتانل در مرحله کریستالیزاسیون به دوغاب پنی‌سیلین جی اضافه می‌شود. در اثر تبخیر ازئوتروپیک هسته‌های کریستال پنی‌سیلین جی تشکیل می‌شود. در یک مرحله جلوتر از نرمال بوتانل جهت بالا بردن خلوص و بهبود رنگ پودر تشکیل شده استفاده می‌شود. در یک مرحله جلوتر از نرمال بوتانل جهت بالا بردن خلوص و بهبود رنگ پودر تشکیل شده استفاده می‌شود. نرمال بوتانل مصرفی جهت بازیابی رنگ و افزایش خلوص به واحد بازیابی حلال انتقال داده می‌شود. در شکل (۱) دیاگرام پروسه جریان بازیابی بوتانل نشان داده شده است.

خوراک دوجزئی با ترکیب درصد ۱۰ درصد بوتانل و ۹۰ درصد آب در دو مرحله پیش‌گرم در مبدل‌های E-100 و E-101 وارد برج تقطیر سینی دار می‌شود. محصول بالای برج دارای ۴۰ درصد بوتانل و ۶۰ درصد آب می‌باشد پس از سرد شدن در مبدل E-103 وارد تانک جداسازی می‌شود. فاز سبک تانک جداسازی با خلوص ۸۰ درصد بوتانل و ۲۰ درصد آب به عنوان خوراک وارد مرحله تقطیر و رنگ‌بری می‌شود. فاز سنگین تانک جداسازی به مخزن خوراک بازگشت داده می‌شود. جریان پایین برج که عاری از بوتانل می‌باشد پس از کاهش دما در مبدل E-101 به تصفیه خانه انتقال داده می‌شود.




شکل۱: نمودار جریان فرآیند واحد بازیابی بوتانل

برج تقطیر بوتانل T-100 از نوع تماس مستقیم بخار آب می-باشد. جهت تقطیر ۱۰ متر مکعب بر ساعت خوراک نیاز به یک تن بر ساعت بخار می‌باشد. محصول حاصل از برج تقطیر بوتانل T-100 پس از پیش گرم شدن در مبدل E-104 وارد برج تقطیر T-101 می‌شود. جهت تقطیر ۵ تن در ساعت بوتانل نیاز به ۲/۵ تن بخار در ساعت می‌باشد. محصول با خلوص ۹۹/۹ درصد بوتانل پس از سرد شدن در مبدل E-105 از پایین برج به‌دست می‌آید. محصول بالای برج در سه مرحله سرمایش وارد تانک جداسازی می‌شود (مدل‌های

E-104، E106، E-107، E-108). فاز سبک تانک جداسازی به عنوان مایع برگشتی وارد مرحله برج تقطیر T-101 می‌شود. فاز سنگین تانک جداسازی به مخزن خوراک برج تقطیر T-100 بازگشت داده می‌شود.

## مواد و روش‌ها

در این تحقیق جهت بهینه‌سازی مصرف انرژی از نرم افزار Energy Analyzer-Hysys نسخه ۸/۳ استفاده شده است. فرایند با استفاده از نرم‌افزار Hysys شبیه‌سازی شده و سپس نتایج حاصل به محیط Energy Analyzer وارد می‌شود. بهینه‌سازی مصرف انرژی با استفاده از تکنولوژی پینچ در واحد بازیابی حلال، مورد بررسی قرار خواهد گرفت. در جدول (۱) لیست تجهیزات و مشخصات دستگاه ها نشان داده شده است.

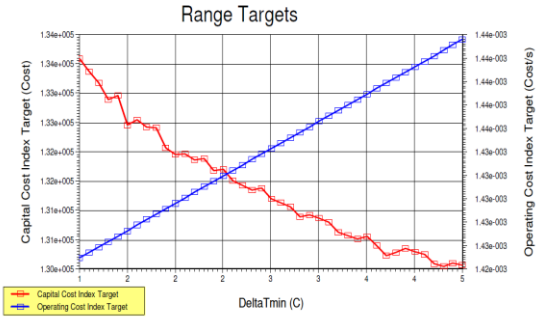
جدول ۱- مشخصات مبدل های واحد بازیابی بوتانل

| S.No. | Tag.No. | Technicl specification and accessary | (Kg)Weight | |
|---|---|---|---|---|
| | | | Net weight | Total weight |
| 1 | reboiler T101 | F=80m$^2$ | 2960 | 5520 |
| 2 | E104 | F=40m$^2$ | 1250 | 1600 |
| 3 | E106 | F=100m$^2$ | 3500 | 4700 |
| 4 | E107 | F=20m$^2$ | 600 | 750 |
| 5 | E108 | F=50m$^2$ | 1200 | 1900 |
| 6 | E105 | F=40m$^2$ | 1220 | 2000 |
| 7 | E100 | F=40m$^2$ | 1300 | 2000 |
| 8 | E103 | F=80m$^2$ | 2000 | 3300 |
| 9 | E101 | F=80m2 | 2000 | 3300 |

واحد بازیابی بوتانل از ۹ مبدل حرارتی تشکیل شده است که مبدل‌های E100، E101 و E104 از نوع مبدل‌های process to process می‌باشد. مبدل‌های E103، E105، E106 و E108 از نوع کولر و مبدل E107 از نوع کندانسور و مبدل E109 از نوع هیتر می‌باشد.

## یافته‌ها و بحث

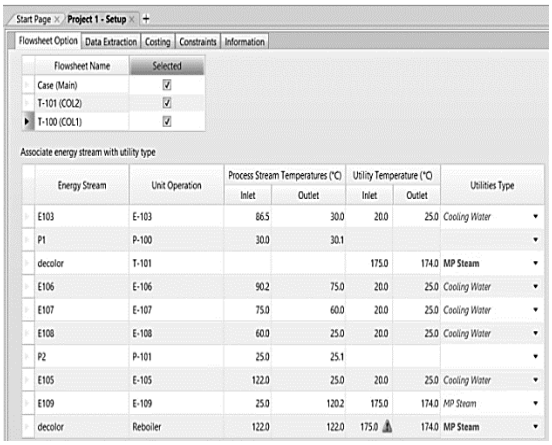
انتخاب صحیح $\Delta T_{min}$ از یک رقابت بین هزینه‌های سرمایه-گذاری و عملیاتی ناشی می‌شود. برای شبکه مبدل واحد بازیابی بوتانل تغییرات اختلاف دمای مینیموم نسبت هزینه-های اولیه و جاری در شکل (۲) نشان داده شده است. با افزایش اختلاف دما مینیموم هزینه‌های مربوط به سرویس-های جانبی از $1.693 \times 10^{+6}$ و $6.614 \times 10^{+6}$ KJ/h به ترتیب برای جریان‌های گرم و سرد تا $1.721 \times 10^{+6}$ و $6.642 \times 10^{+6}$ KJ/h به ترتیب برای جریان‌های گرم و سرد افزایش می‌یابد. از طرفی مقدار حرارت بازیافت شده به دلیل کاهش سطح انتقال حرارت (کاهش هزینه‌های سرمایه گذاری) کاهش می‌یابد.




شکل۲: نمودار رقابت انرژی و هزینه‌های سرمایه گذاری

در ابتدا برای این‌که مقادیر بار حرارتی سرویس‌های جانبی[1] موجود به هدف‌گذاری تعیین شده نزدیک شود تغییرات انجام شده بر روی شبکه مبدل‌های موجود برای رسیدن به مقدار هدف‌گذاری شده مورد بررسی قرار خواهد گرفت. در واحد بازیابی نرمال بوتانل از سرویس جانبی سرد (cooling water) و سرویس جانبی گرم (HP Steam) استفاده شده است. در شکل (۳) مبدل‌ها و نوع سرویس‌های جانبی مشخص شده است. جریان‌های گرم در مبدل‌های-E109، E106، E103، E107 و E108 از (cooling water) یوتیلیتی سرد جهت تبادل حرارت استفاده نموده و در مبدل های E109، ریبویلر وDecolerT101 از بخار MP جهت تبادل حرارت استفاده شده است.

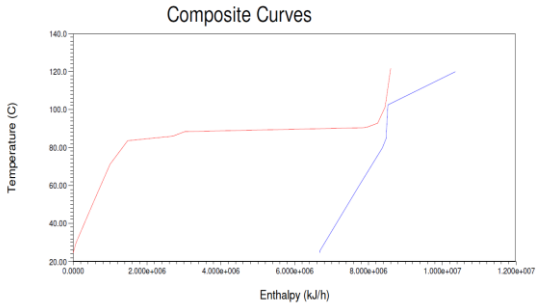
1- Utility




شکل ۳: مصارف سرویس‌های جانبی و مبدل‌های موجود

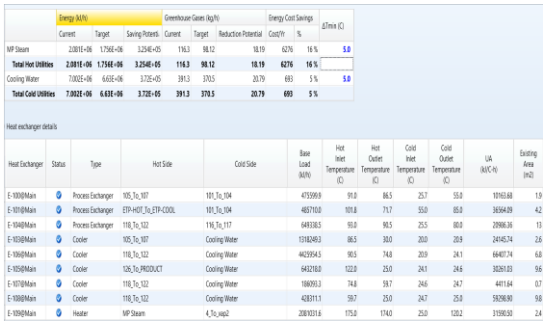
طبق محاسبات انجام شده بر اساس نمودار مرکب [1]مقدار بار حرارتی سرویس جانبی سرد و گرم برای شبکه مبدل‌های موجود به ترتیب $7.002 \times 10^{+6}$ KJ/h و $2.081 \times 10^{+6}$ می‌باشد. هدف‌گذاری انجام شده با مقدار $\Delta T_m$ برابر ۵ درجه سانتی‌گراد، جهت صرفه‌جویی در مصرف انرژی باید بار حرارتی برای سرویس‌های جانبی سرد و گرم به ترتیب $6.642 \times 10^{+6}$ KJ/h و $1.721 \times 10^{+6}$ KJ/h کاهش یابد.

در شکل (۴) نمودار مرکب جریان‌های گرم و سرد در حالت $\Delta T_{min}$ برابر ۵ درجه سانتی‌گراد نشان داده شده است. همان طور که مشخص است بار حرارتی مربوط به سرویس جانبی سرد بیش‌تر از سرویس جانبی گرم می‌باشد. جریان گرم و سرد در دمای ۱۰۵/۴ درجه سانتی‌گراد به یکدیگر بسیار نزدیک می‌باشد و یک گلوگاه را تشکیل می‌دهد که به نقطه پینچ معروف است. با استفاده از نمودار مرکب مقدار بازیافت حرارت برابر $1.96 \times 10^{+6}$ KJ/hخواهد بود.




شکل ۴: نمودار مرکب جریان‌های گرم و سرد

برای سرویس‌های جانبی گرم و سرد به ترتیب به میزان KJ/h $3.25 \times 10^{+5}$ و KJ/h $3.72 \times 10^{+5}$ باید ذخیره‌سازی انرژی وجود داشته باشد. در شکل (۵) مقادیر انرژی سرویس‌های جانبی گرم و سرد برای واحد در حال کار و هم‌چنین مقادیر انرژی هدف‌گذاری شده نشان داده شده است.



شکل۵: مقادیر سرویس‌های جانبی و دمای جریان‌های گرم و سرد

مقدار هزینه مربوط انرژی صرفه‌جویی شده برای سرویس-های جانبی سرد و گرم به ترتیب ۱۶ و ۵ درصد می‌باشد. جهت درک بهتر شبکه مبدل حرارتی در شکل(۵) تعداد مبدل‌های Process to Process، کولرها و هیترها با دماهای ورودی و خروجی نشان داده شده است.

با استفاده از معادله انتقال حرارت $Q = mcp\Delta T$ مقدار بار حرارتی هر یک از مبدل‌ها قابل محاسبه می‌باشد. بیشترین مقدار بار حرارتی مربوط به مبدل E106 و کم‌ترین مربوط به مبدل E107 می‌باشد. با استفاده از هدف‌گذاری انجام شده مقادیر مربوط به سطح انتقال حرارت، هزینه‌های

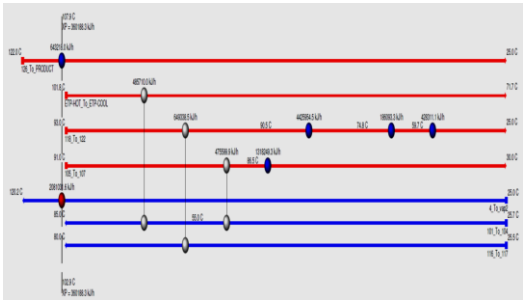
1- Composite curve

سرمایه‌گذاری، تعداد مبدل و پوسته و ... در جدول (۲) نشان داده شده است. طراحی شبکه مبدل‌های حرارتی برای واحد موجود در شکل (۶) نشان داده شده است.

جدول۲- اهداف طراحی شبکه مبدل در حالت ایده‌ال

| تعداد پوسته | تعداد مبدل | سطح انتقال حرارت | هزینه‌های سرمایه-گذاری | بار حرارتی سرویس جانبی گرم | بار حرارتی سرویس جانبی سرد |
|---|---|---|---|---|---|
| ۷۳ | ۸ | ۴/۴۳ ۵ | ۱۳۰۱ $۰۰ | $1.721 \times 10^{+6}$ KJ/h | $6.642 \times 10^{+6}$ KJ/h |

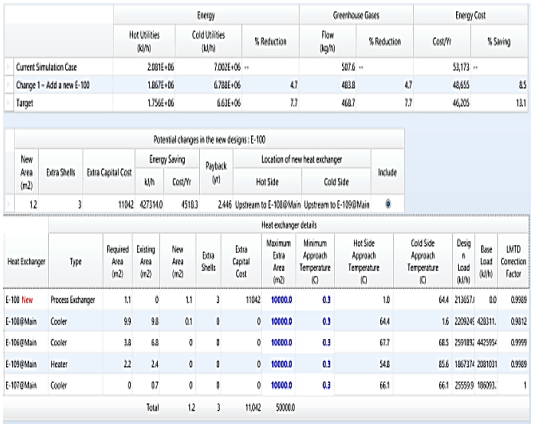
دمای نقطه پینچ گرم و پینچ سرد به ترتیب ۱۰۷/۹ و ۱۰۲/۹ درجه سانتی‌گراد می‌باشند. جریان‌های گرم از چپ به راست و جریان‌های سرد از راست به چپ مشخص شده است. مقدار بارحرارتی سرویس‌های جانبی سرد و گرم به ترتیب $7.002 \times 10^{+6}$ KJ/h و $2.081 \times 10^{+6}$ KJ/h می‌باشد. تعداد واحدهای موجود ۹ مبدل می‌باشد که ۵ مبدل از نوع کولر و سه مبدل از نوع فرآیند-فرآیند و یک هیتر در شبکه مبدل طراحی شده است.



شکل ۶ : پینچ شبکه مبدل واحد بازیابی بوتانل

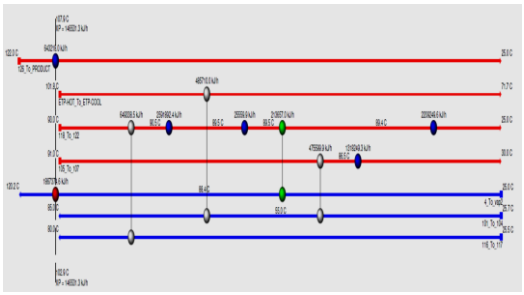
به جهت رسیدن به حالت هدف‌گذاری شده سناریوهای مختلف مورد بررسی قرار خواهد گرفت. در حالت اول با اضافه نمودن مبدل E100New با سه گذر پوسته و افزایش سطح انتقال حرارت در مبدل E108 مقدار هزینه مربوط به صرفه‌جویی در مصرف انرژی تا ۸/۵ درصد کاهش خواهد یافت. این مقدار برای حالت هدف‌گذاری شده ۱۳/۱ درصد می‌باشد. همان طور که در شکل (۷) نشان داده شده است مقادیر بار حرارتی مربوط به سرویس‌های جانبی سرد و گرم به ترتیب تا $1.86 \times 10^{+6}$ KJ/h و $6.788 \times 10^{+6}$ KJ/h کاهش می‌یابد.

لذا با افزایش مقدار هزینه‌های بهره برداری تا ۱۱۰۴۲ دلار و برگشت سرمایه ۲/۴ سال به مقدار ۴۵۱۸/۳ دلار در سال در هزینه‌های جاری صرفه‌جویی خواهد شد.



شکل ۷: اصلاح شبکه مبدل حالت اول

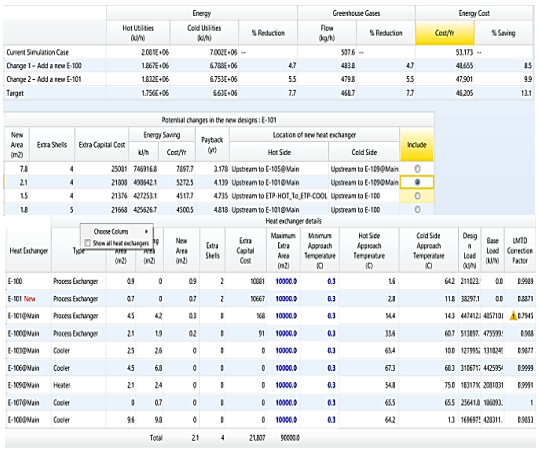
همان طور که در شکل (۸) مشخص است مبدل فرایند-فرآیند E100New برای کاهش بارحرارتی هیتر E109 و کولرE108 به شبکه مبدل اضافه شده است.



شکل ۸: شبکه مبدل اصلاح شده در حالت اول

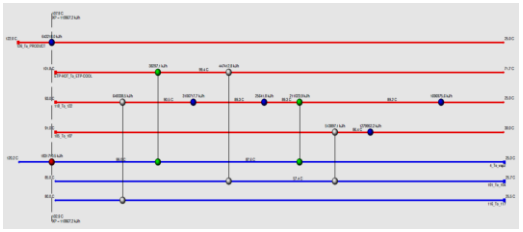
در حالت دوم با اضافه نمودن مبدل E101New وE100 با تعداد گذرهای پوسته برابر ۴ مقدار هزینه‌های بهره برداری تا ۲۱۸۰۰ دلار افزایش خواهد یافت که باعث کاهش ۹/۹ درصدی هزینه مربوط به مصرف انرژی می‌شود. در این حالت از بهینه‌سازی شبکه مبدل هزینه‌های مربوط به مصرف انرژی ۴۷۹۰۱ دلار در سال می‌باشد که نسبت به حالت

طراحی پایه (یعنی ۵۳۱۷۳ دلار در سال) کاهش ۵۲۷۲ دلار در سال وجود خواهد داشت. همان طور که در شکل (۹) نشان داده شده است با افزایش سطح انتقال حرارت و تعداد گذرهای پوسته کاهش ۵/۵ درصد در مصرف انرژی وجود دارد که نرخ برگشت سرمایه ۴/۱ سال خواهد بود.



شکل ۹: اصلاح شبکه مبدل حالت دوم

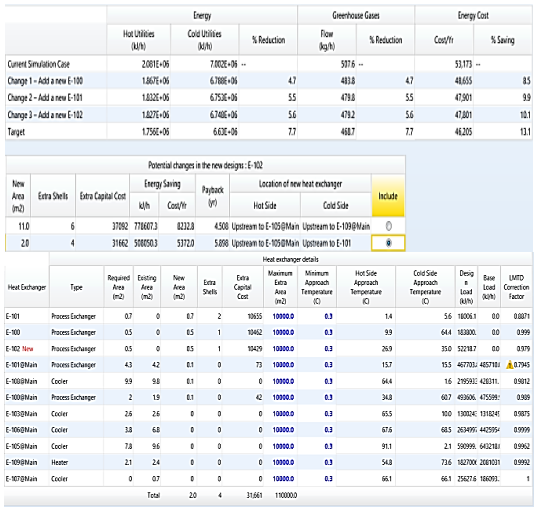
همان طور که در نمودار دیاگرام گرید شکل (۱۰) مشخص است مبدل‌های E101New و E100 برای کاهش بارحرارتی هیتر E109 و کولر E108 به شبکه مبدل اضافه شده است. در این نوع از شبکه‌بندی اضافه نمودن مبدل E101New بیش‌تر در کاهش بارحرارتی کولر E108 موثر خواهد بود. مقدار حرارت منتقل شده در نقطه پینچ از بالا به پایین 110867 KJ/h می‌باشد که باعث افزایش بار حرارتی سرویس‌های جانبی گرم و سرد به همین میزان می‌شود.



شکل ۱۰: شبکه مبدل اصلاح شده در حالت دوم

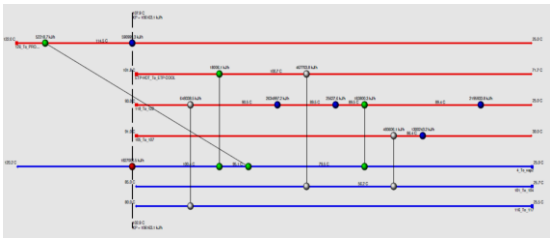
در حالت سوم با اضافه شدن مبدل E102 New هزینه بهره-برداری تا ۳۱۶۶۲ دلار افزایش خواهد یافت. ولی با توجه کاهش ۱۰/۱ درصد هزینه‌های مربوط به صرفه‌جویی انرژی از هزینه‌های جاری در طول سال به مقدار ۵۳۷۲ دلار کاسته خواهد شد. در این حالت از شبکه مبدل، علاوه بر اضافه نمودن مبدل E102New مبدل‌های جدید E101 و E100 نیز به شبکه طراحی اضافه خواهند شد. سطح جدید ایجاد شده نزدیک به حالت هدف‌گذاری شده می‌باشد.

زمان برگشت سرمایه ۵/۹ سال خواهد بود و تعداد گذرهای پوسته تا ۴ واحد افزایش خواهد یافت. در شکل (۱۱) مقدار بار حرارتی سرویس‌های جانبی گرم و سرد به ترتیب KJ/h $1.827 \times 10^{+6}$ و KJ/h $6.748 \times 10^{+6}$ نشان داده شده است.



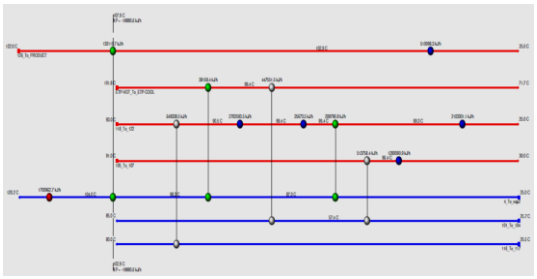
شکل ۱۱: اصلاح شبکه مبدل حالت سوم

در نمودار دیاگرام گرید شکل (۱۲) مبدل E102New برای کاهش بارحرارتی هیتر E109 و کولر E105 به شبکه مبدل اضافه شده است. هم‌چنین مبدل E100 برای کاهش بارحرارتی کولر E108 به شبکه مبدل اضافه شده است. در این نوع از شبکه بندی، بار حرارتی هیتر E109 با اضافه نمودن مبدل‌های E102New، E101 و E100 کاهش خواهد یافت.



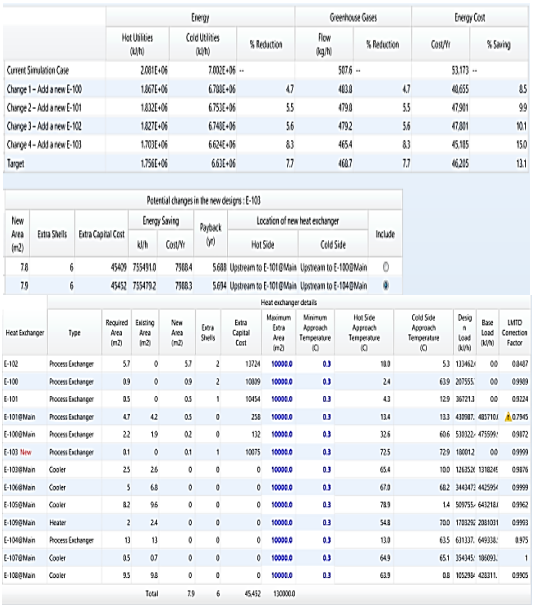
شکل ۱۲: شبکه مبدل اصلاح شده در حالت سوم

همان طور که در نمودار دیاگرام گرید شکل (۱۲) نشان داده شده است مبدل E102New حرارت را در نقطه پینچ از بالا به پایین منتقل نموده و حالت Across the pinch اتفاق افتاده است. مقدار بار حرارتی منتقل شده در نقطه پینچ ۵۲۲۲۰KJ/h می‌باشد. مقدار حرارت کل منتقل شده در نقطه پینچ از بالا به پایین 106163 KJ/h می‌باشد که مربوط به بارهای حرارتی مبدل‌های E109، E105 و E102 می‌باشد که باعث افزایش بار حرارتی سرویس‌های جانبی گرم و سرد به همین میزان می‌شود. با جابجایی مبدل‌ها انتقال حرارت در نقطه پینچ از بالا به پایین از بین خواهد رفت و باعث می‌شود بار حرارتی سرویس‌های جانبی گرم و سرد به ترتیب تا KJ/h $1.701 \times 10^{+6}$ و KJ/h $6.622 \times 10^{+6}$ کاهش یابد، شکل (۱۳).



شکل ۱۳: شبکه مبدل بازآرایی شده

در طراحی حالت چهار با اضافه نمودن چهار مبدل به شبکه طراحی میزان هزینه‌های مربوط به صرفه‌جویی انرژی تا ۱۵ درصد (۷۹۸۸ دلار در سال) افزایش خواهد یافت. باتوجه به محدودیت سرمایه‌گذاری و تحمیل ۴۵۴۵۲ دلار هزینه سرمایه‌گذاری مازاد اولیه این نوع طراحی شبکه مورد قبول نخواهد بود. در شکل (۱۴) بار حرارتی سرویس‌های جانبی گرم و سرد و هم‌چنین تعداد مبدل‌های اضافه شده به شبکه طراحی نشان داده شده است.



| | Energy | | | Greenhouse Gases | | Energy Cost | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | Hot Utilities (kJ/h) | Cold Utilities (kJ/h) | % Reduction | Flow (kg/h) | % Reduction | Cost/Yr | % Saving |
| Current Simulation Case | 2.001E+06 | 7.002E+06 | -- | 507.6 | -- | 53,173 | -- |
| Change 1 - Add a new E-100 | 1.867E+06 | 6.780E+06 | 4.7 | 483.8 | 4.7 | 48,655 | 8.5 |
| Change 2 - Add a new E-101 | 1.832E+06 | 6.753E+06 | 5.5 | 479.0 | 5.5 | 47,901 | 9.9 |
| Change 3 - Add a new E-102 | 1.827E+06 | 6.740E+06 | 5.6 | 479.2 | 5.6 | 47,801 | 10.1 |
| Change 4 - Add a new E-103 | 1.703E+06 | 6.624E+06 | 8.3 | 465.4 | 8.3 | 45,185 | 15.0 |
| Target | 1.756E+06 | 6.63E+06 | 7.7 | 468.7 | 7.7 | 46,205 | 13.1 |

Potential changes in the new designs : E-103

| New Area (m2) | Extra Shells | Extra Capital Cost | Energy Saving | | Payback (yr) | Location of new heat exchanger | | Include |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | | | kJ/h | Cost/Yr | | Hot Side | Cold Side | |
| 7.8 | 6 | 45409 | 735491.0 | 7988.4 | 5.688 | Upstream to E-101@Main | Upstream to E-100@Main | |
| 7.9 | 6 | 45452 | 735479.2 | 7988.3 | 5.694 | Upstream to E-101@Main | Upstream to E-104@Main | |

Heat exchanger details

| Heat Exchanger | Type | Required Area (m2) | Existing Area (m2) | New Area (m2) | Extra Shells | Extra Capital Cost | Maximum Extra Area (m2) | Minimum Approach Temperature (C) | Hot Side Approach Temperature (C) | Cold Side Approach Temperature (C) | Design Load (kJ/h) | Base Load (kJ/h) | LMTD Correction Factor |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| E-102 | Process Exchanger | 5.7 | 0 | 5.7 | 2 | 13724 | 10000.0 | 0.3 | 18.0 | 5.3 | 133462( | 0.0 | 0.8407 |
| E-100 | Process Exchanger | 0.9 | 0 | 0.9 | 2 | 10809 | 10000.0 | 0.3 | 2.4 | 63.9 | 207555. | 0.0 | 0.9909 |
| E-101 | Process Exchanger | 0.5 | 0 | 0.5 | 1 | 10454 | 10000.0 | 0.3 | 4.3 | 12.9 | 367213. | 0.0 | 0.8224 |
| E-101@Main | Process Exchanger | 4.7 | 4.2 | 0.5 | 0 | 258 | 10000.0 | 0.3 | 13.4 | 13.3 | 430987. | 4837161 | 0.7945 |
| E-100@Main | Process Exchanger | 2.2 | 1.9 | 0.2 | 0 | 132 | 10000.0 | 0.3 | 32.6 | 60.6 | 530322. | 4735596 | 0.9172 |
| E-103 New | Process Exchanger | 0.1 | 0 | 0.1 | 1 | 10075 | 10000.0 | 0.3 | 72.5 | 72.9 | 180012 | 0.0 | 0.9999 |
| E-103@Main | Cooler | 2.5 | 2.6 | 0 | 0 | 0 | 10000.0 | 0.3 | 65.4 | 10.0 | 126252( | 1318245 | 0.9876 |
| E-106@Main | Cooler | 5 | 6.8 | 0 | 0 | 0 | 10000.0 | 0.3 | 67.0 | 68.2 | 344347( | 4425954 | 0.9999 |
| E-105@Main | Cooler | 8.2 | 9.6 | 0 | 0 | 0 | 10000.0 | 0.3 | 78.9 | 1.4 | 509755- | 6432184 | 0.9962 |
| E-109@Main | Heater | 2 | 2.4 | 0 | 0 | 0 | 10000.0 | 0.3 | 54.8 | 70.0 | 1703292 | 2081021 | 0.9993 |
| E-104@Main | Process Exchanger | 13 | 13 | 0 | 0 | 0 | 10000.0 | 0.3 | 13.0 | 63.5 | 631337. | 649338. | 0.975 |
| E-107@Main | Cooler | 0.5 | 0.7 | 0 | 0 | 0 | 10000.0 | 0.3 | 64.9 | 65.1 | 354345- | 106093. | 1 |
| E-108@Main | Cooler | 9.5 | 9.8 | 0 | 0 | 0 | 10000.0 | 0.3 | 63.9 | 0.8 | 105289- | 428311. | 0.9905 |
| | | | Total | 7.9 | 6 | 45,452 | 130000.0 | | | | | | |

شکل ۱۴: اصلاح شبکه مبدل در حالت چهار

## نتیجه‌گیری

طراحی انجام شده برای شبکه مبدل‌های حرارتی واحد بازیابی بوتانل نشان می‌دهد که با افزایش $\Delta T_{min}$ در محدوده ۱ تا ۵ هزینه‌های مربوط به انرژی تا ۴۶۲۰۵ دلار در سال افزایش خواهد یافت. از طرفی هزینه اولیه سرمایه‌گذاری تا ۱۳۰۱۰۰ دلار کاهش خواهد یافت که اختلاف دمای بهینه ($\Delta T_{min}$) در محدوده ۲ تا ۳ درجه سانتی‌گراد قرار دارد. با اضافه شدن مبدل E102 New هزینه بهره‌برداری تا ۳۱۶۶۲ دلار افزایش خواهد یافت. ولی با توجه کاهش ۱۰/۱ درصدی هزینه‌های مربوط به صرفه‌جویی انرژی از هزینه-های جاری در طول سال به مقدار ۵۳۷۲ دلار کاسته خواهد شد. در این حالت از شبکه مبدل علاوه بر اضافه نمودن مبدل E102New مبدل‌های جدید E101 و E100 نیز به شبکه طراحی اضافه خواهند شد. سطح جدید ایجاد شده نزدیک به حالت هدف‌گذاری شده می‌باشد. با توجه به محدودیت سرمایه‌گذاری تا ۱۳۰۱۰۰ دلار، اضافه نمودن مبدل چهارم

از لحاظ هزینه‌های کلی (total cost) مقرون به صرفه نخواهد بود.

سپاس گذاری

با تشکر از مدیریت عامل گروه صنایع شفا فارمد و عوامل موثری که در انجام این پروژه یاری نموده‌اند.

## منابع

[۱] جعفری نصر، م.، کاظم زاده فریزهندی، ا.ع.، ۱۳۸۸، یکپارچه کردن انرژی در فرآیندهای شیمایی، پژوهشگاه صنعت نفت، تهران.

[۲] طاهونی، ن.، قاسمی کوزهکنان، م.، صادقی اهری، ج.، ۱۳۹۵، بررسی شبکه هیدروژن در پتروشیمی نوری(برزویه) با استفاده از فناوری پینچ، نشریه مهندسی شیمی ایران،سال پانزدهم ـ شماره هشتاد و پنجم.

[۳] عمیدپور، م.، گوگل، م.، ۱۳۸۰، تکنولوزی پینچ، موسسه نشرجهاد، تهران.

[4] Limsukhon,M., 2002, Applications of Pinch Technology (Heat Exchanger Networks and 2002.

[5] Nordman, R., 2005, New Process Integration Methods for Heat_Saving Retrofit Projects in Industrial Systems.Thesis for the Degree of Doctor. Chalmers University of Technology, Goteberg, Sweden.

[6] http://www.cheresources.com/pinchtech.shtml. Pinch Technology: Basics for Beginners.

[7] Butanols: four isomers, Environmental Health Criteria monograph No. 65, Geneva: World Health Organization, 1987, ISBN 92-4-154265-9.