

شبیه سازی و بهینه سازی انرژی در واحد تثبیت میعانات گازی واحد ۱۰۳ پارس جنوبی به کمک یکپارچه سازی سیستم های انرژی

ایمان سلحشوری^۱، محمد رضا جعفری نصر^۲، امیر مسعود راشدی پور^۳، الناز نصیری لیوارجان^۳

^۱ دانشجوی دکترای مهندسی شیمی، دانشگاه آزاد واحد علوم تحقیقات تهران، تهران، ایران

^۲ استاد، دانشکده مهندسی شیمی، دانشگاه آزاد واحد علوم تحقیقات تهران، تهران، ایران

^۳ دانشجوی کارشناسی مهندسی شیمی، دانشگاه آزاد واحد علوم تحقیقات تهران، تهران، ایران

نام نویسنده مسئول:

ایمان سلحشوری

چکیده

هدف از بررسی فرآیندهای شیمیایی طراحی بهینه کارخانه‌های شیمیایی است که انرژی و مواد اولیه را به کالاهای مفید تبدیل می‌کنند. ممکن است تعداد زیادی طراحی بالقوه برای انجام این تبدیل‌ها وجود داشته باشد که باید از نظر امکان اجرا، هزینه، ایمنی و توانایی تولید محصول باکیفیت بررسی شوند. بازیابی انرژی یکی از پارامترهای مهم در طراحیهای امروزی به حساب می‌آید که پس از بحران جهانی انرژی در سه دهه اخیر در صنعت، مخاطبین بسیاری پیدا کرده است. واحد تثبیت میعانات گازی یکی از واحدهای مهم در میدان گازی به شمار می‌رود. وظیفه این واحد پایدارسازی میعانات گازی دریافت میعانات پایدارسازی و ارسال آن به مخازن میعانات می‌باشد. پایدارسازی میعانات با جداسازی هیدروکربنهای سبک از سنگین (تبخیر هیدروکربنهای سبک در یک مخزن تبخیر و نیز یک برج) صورت می‌گیرد. در این تحقیق با استفاده از یکپارچه نمودن انرژی، واحد تثبیت میعانات گازی مورد ارزیابی قرار گرفته است. با بررسی قوانین طلایی پینچ، شناسایی مبدل‌های ناکارآمد، از بین بردن حلقه‌های موجود در فرآیند به کمک پینچ آنالایزر یک چیدمان جدید از واحد عملیاتی ارائه گردیده است که براساس نتایج بدست آمده باعث بهبود عملکرد می‌شود.

واژگان کلیدی: تکنولوژی پینچ، بهینه سازی، تثبیت میعانات گازی.

مقدمه

گاز طبیعی خام که از اعماق زمین استحصال میشود کاملاً با گاز طبیعی مصرفی در اماکن مسکونی و تجاری متفاوت است. گاز طبیعی که هنوز فرآیندهای پالایشی را طی نکرده عمدتاً از عناصر هیدروکربنهای سبک و سنگین با فرمول مولکولی C_nH_{2n+2} همچون متان، اتان، پروپان، بوتان، پنتان و... تشکیل شده است [1]. همچنین دارای ناخالصیهای هیدروکربنی شامل: دی اکسیدکربن CO_2 ، مونواکسیدکربن CO ، سولفید هیدروژن H_2S ، نیتروژن N_2 ، بخار آب H_2O و... می باشد [2]. فرآوری گاز طبیعی مجموعه عملیات پیچیده‌ای است که در جریان آن بتوان علاوه بر حذف ناخالصیهای همراه گاز و استحصال گوگرد، ترکیبات ارزشمندی همچون اتان به عنوان خوراک پتروشیمی ها، مایعات گازی شامل گاز مایع LPG و میعانات گازی که در ردیف اقلام سرداتی به شمار میرود و متان به عنوان گاز مصرفی را تولید نمود [3]. گاز طبیعی که از مخازن گازی استحصال میشود حاوی حجم قابل ملاحظه‌ای میعانات گازی است. میعانات گازی به جریان هیدروکربنی مایع گفته میشود که از پنتان و هیدروکربنهای سنگینتر از پنتان (C_5^+) تشکیل شده است، گوگرد پایینی دارد و تقریباً نیمی از آن را نفتا تشکیل میدهد. میعانات گازی برخلاف بوتان و پروپان نیازمند شرایط ویژه برای مایع ماندن نیستند و به شیوه های مختلف قادر به تبدیل به نفت سبک، بنزین، سوخت جت و ... هستند. پالایشگاه میعانات گازی در قیاس با پالایشگاه نفت خام دارای فرآیندهای تبدیلی و پالایشی کمتری است لذا هزینه سرمایه گذاری آن کمتر از هزینه سرمایه گذاری پالایشگاه نفت خام است. این محصول به دلیل داشتن ارزش حرارتی بالا از اهمیت قابل توجهی برای صادرات برخوردار است. به گونه ای که صادرات آن میتواند هزینه سرمایه گذاری اولیه یک پالایشگاه گازی را ظرف مدت زمان کوتاهی، به شرط آنکه مشخصه فنی مطلوب داشته باشد، بازگرداند [4]. میعانات گازی پس از جداسازی از گاز طبیعی حاوی عناصر فراری از هیدروکربنهای سبک همچون اتان، متان و... میباشد که چنانچه در شرایط محیطی مناسب قرار گیرند، میتوانند از فاز مایع جدا شده و باعث دوفازی شدن سیستم و پیوستن به فاز گازی گردند. این مساله اثرات نامطلوبی در کیفیت محصول، نگهداری و انتقال به همراه خواهد داشت. بنابراین به منظور رسیدن به شرایط مطلوب میبایست به صورت پایدار تک فازی در آید. به مجموعه این عملیات پایدارسازی اصطلاحاً تثبیت میعانات گازی گفته میشود. این عملیات شامل موارد زیر است [5]:

❖ حذف هیدروکربنهای سبک و قابل تبخیر (عناصر فرار) و یا به عبارتی دیگر بازیافت متان، اتان، پروپان، تا حدود زیادی بوتان یا

LPG از جریان هیدروکربنی مایع (میعانات گازی) میباشد.

❖ کاهش فشار بخار سیال و رساندن آن به یک RVP (Reid Vapor Pressure) معین به عنوان یک مشخصه فنی به گونه ای

که بتوان از دوفازی شدن سیال جلوگیری به عمل آورد.

هدف از بررسی فرآیندهای شیمیایی، طراحی بهینه کارخانه های شیمیایی است که انرژی و مواد اولیه را به کالاهای مفید تبدیل میکنند. ممکن است تعداد زیادی طراحی بالقوه برای انجام این تبدیل ها وجود داشته باشد که باید از نظر امکان اجرا، هزینه، ایمنی و توانایی تولید محصولات با کیفیت بررسی شوند. مساله پیچیده طراحی فرآیندهای شیمیایی با تقسیم کردن آن به زیرمجموعه هایی که در پی هم طراحی میشوند ساده میشود. این زیرمجموعه ها تجهیزات و دستگاههایی را چون رآکتورها، مخلوط کنها و جدا کننده ها که خوراک را به محصولات تبدیل میکنند، در بر خواهند گرفت. زیرمجموعه های جانبی شامل جوشآورها، توربینها، پمپها، چگالنده ها، نیروگاه تولید بخار و

کلیه تجهیزات کارخانه هستند. در نهایت شبکه مبدلهای حرارتی کار توزیع انرژی را در کارخانه انجام میدهد. طراحی این زیرمجموعه ها خود به چندین بخش تقسیم میشود. IEA در سال ۱۹۹۳ یکپارچه کردن فرآیند را اینگونه تعریف کرد: روشهای اصولی و کلی طراحی جامع برای سیستمهای تولید که از یک فرآیند به خصوص تا کل یک مجتمع را با تاکید بر راندمان انرژی و اثرات زیست محیطی طراحی میکند [6].

یکپارچه کردن انرژی رشته مهمی از مهندسی فرآیند است که در اواخر دهه ۷۰ بنیاد نهاده شده است. این رشته بر پایه شرایط سیستم، قواعد ترمودینامیکی، بررسی روشهای یکپارچه کردن، تحلیل و بهبود کارخانههای شیمیایی طرحریزی شده و هدف آن دو چیز است [7]:

❖ یکپارچه کردن مواد و انرژی فرآیند؛

❖ کمینه کردن تولید ضایعات؛

اهدافی که فناوری پینچ در سالهای قبل دنبال کرده و به عنوان یک ابزار تخصصی در یکپارچه کردن انرژی فرآیند به آن دست یافته، رسیدن به بیشینه انرژی بازیابی شده در سیستم حرارتی فرآیند و کمینه انرژی گرمایشی و سرمایشی مصرفی از منابع خارجی و به تبع آن کاهش هزینههای انرژی مصرفی است [8]. این فناوری همچنین یک روش پایه برای کاهش هزینه سرمایه‌گذاری واحدها و راه کاری برای کاهش انتشار آلوده کننده های مایع و گاز در محیط زیست است. یکی از تعاریف اساسی یکپارچه کردن انرژی رسیدن به اهداف نهایی قبل از طراحی است که همان بیشینه انرژی بازیابی شده از سیستم حرارتی و کمینه مصرف انرژی از منابع خارجی و کاهش هزینه کلی سیستم است. در شبکه مبدلهای حرارتی طراحی شده طبق یکپارچه کردن انرژی مقدار انرژی بازیابی شده سیستم حرارتی بیشینه و میزان انرژی مصرفی از منابع خارجی کمینه خواهد بود که حاصل آن کاهش هزینههای مصرف انرژی و همچنین هزینههای سرمایه‌گذاری و رسیدن به مقداری بهینه است که یکی از اهداف مهم در صنایع نفت، گاز و پتروشیمی است. خلاصه مزایای استفاده از یکپارچه کردن انرژی چنین است [9]:

❖ طراحی بهتر فرآیند؛

❖ کاهش هزینههای تأمین سرویسهای جانبی؛

❖ کاهش انتشار گازها؛

❖ مصرف بهتر سرمایه؛

❖ افزایش ورودی برای واحدهای موجود.

اساس تحقیق پیش رو استفاده از سه اصل طلایی پینچ میباشد که به ترتیب در ادامه آمده است [10]:

- هیچ تبدلی نباید انرژی را از بالای نقطه پینچ به پایین آن منتقل کند.
- در بالای نقطه پینچ نباید از تاسیسات جانبی سرد استفاده شود.
- در پایین نقطه پینچ نباید از تاسیسات جانبی گرم استفاده شود.

با توجه به نکات بالا چیدمان شبکه مبدل‌های واحد مجدداً بازآرایی گشت و مبدلهایی که قوانین را نقض کرده‌اند اصلاح شده، همچنین حلقه‌های موجود در شبکه از میان برداشته شدند. در نتیجه این اصلاحات صورت گرفته میزان انرژی مصرفی تاسیسات جانبی گرمایشی و سرمایشی مورد نیاز کاهش پیدا نمود.

Demirel در سال ۲۰۰۴ یک تعریف مهندسی برای بازده اکسرژی یک حجم کنترل یا تجهیزات یک فرآیند ارائه کرد که به نسبت تغییرات اکسرژی مطلوب (خروجی مفید) بر تغییرات اکسرژی مصرفی (کار مصرفی) اطلاق می‌شود [11]. Wall به بررسی دو مفهوم مشابه انرژی و اکسرژی در واحد‌های پالایشگاهی پرداخت تا بدین طریق بتواند نقاط اتلاف را مشخص نماید. در تبدیل پایانی یک فرآیند بازده انرژی را با η_{en} نشان می‌دهند و بازده اکسرژی را که میزان اکسرژی مطلوب در محصول تقسیم بر اکسرژی ورودی است η_{ex} نشان می‌دهند. در تبدیل انرژی به فرم‌های مختلف معمولاً مقداری از انرژی هدر می‌رود. اثرات محیط فیزیکی در فرآیند تبدیل انرژی مانع آن می‌شود که بازده انرژی مقداری بزرگتر از ۱ داشته باشد. اما بازده اکسرژی نمی‌تواند بیشتر از ۱ باشد [12]. Kemp عنوان کرد در مورد پینچ باید سه قانون زیر را رعایت کرد تا به حداقل انرژی مورد هدف رسید.

- هیچ انتقال حرارتی از نقطه پینچ نباید صورت بگیرد.
 - در بالای نقطه پینچ نباید تبادل حرارت از سیستم به محیط صورت پذیرد.
 - در پایین نقطه پینچ نباید تبادل حرارت از محیط به سیستم صورت پذیرد [13].
- ناکایوا و هوانگ یک تحلیل پارامتری از برج‌های یکپارچه حرارتی انجام داده‌اند و نتایج خود را با برج‌های معمولی مقایسه کرده‌اند. این محققین پارامترهای زیر را به عنوان پارامترهای مهم در برج‌های یکپارچه حرارتی معرفی کرده‌اند [14]:

- اختلاف فشار بین قسمت جذب و دفع
- کیفیت خوراک ورودی
- دبی خوراک ورودی
- ترکیب خوراک
- محل ورود خوراک
- تعداد سینی‌ها

نتیجه مطالعات این دو محقق نشان می‌دهد که اختلاف فشار دو قسمت برج مهمترین پارامتر موجود است که اثر زیادی بر روی انرژی الکتریکی مصرفی کمپرسور دارد و می‌تواند بر توجیه پذیری اقتصادی عملیات جداسازی تأثیر زیادی داشته باشد. علاوه بر این، شدت جریان خوراک از پارامترهای اصلی است که بر بازده مصرف انرژی تأثیر زیادی دارد.

آنها در پایان کار خود با معرفی کردن یک تابع هدف، اقدام به مقایسه دو آرایش زیر نمودند:

- برج یکپارچه حرارتی داخلی
- برج تقطیر متداول

نتیجه تحقیقات آن ها نشان می دهد که برج یکپارچه حرارتی داخلی یک انتخاب خوب برای جداسازی مخلوط هایی است که دارای نقطه جوش نزدیک به هم هستند. اگر چه این برج به دلیل استفاده از کمپرسور و سطح بالای انتقال حرارت دارای سرمایه گذاری اولیه بیشتری است اما از نظر مصرف انرژی بسیار بهینه می باشد.

ایواکابی و همکاران نیز جداسازی مخلوط بنزن، تولوئن و زایلن را در برج های تقطیر یکپارچه حرارتی داخلی بررسی کرده اند. نتایج کار این محققین نشان می دهد که مجموع مصرف انرژی چگالنده و جوش آور در این ساختار نسبت به برج متداول ۳۰ درصد کاهش می یابد. با توجه به مطالعات محققانی که در بالا نام آنها ذکر شد می توان گفت که استفاده از برج های یکپارچه حرارتی تأثیر زیادی بر کاهش مصرف انرژی خواهد داشت. که با در نظر گرفتن بحران انرژی که در حال حاضر جهان با آن رو بروست و اختصاص سهم بالای مصرف انرژی به عملیات تقطیر، کاربرد بیشتر این تکنولوژی در آینده ضروری به نظر می رسد [15].

در اواخر دهه هفتاد میلادی Vredeveld و Linnhoff روش ترمودینامیکی را برای کاهش مصرف انرژی در شبکه تبادلگرهای حرارتی مورد بررسی قرار داده اند و مفاهیمی همانند منحنی ترکیبی را به عنوان ابزاری مهم در بازیافت انرژی حرارتی معرفی نمودند [16]. با گذشت زمان فناوری پینچ توسعه چشمگیری پیدا نمود به طوری که علاوه بر شبکه تبادل گرهای حرارتی برای بهینه سازی مصرف انرژی در برج های تقطیر، کوره ها، تبخیرکننده ها، توربینها و راکتورها نیز بکار برده میشود. البته این فناوری با مشکلاتی روبه رو گردید که میتوان به محدودیت افت فشار در اصلاح سیستمهای موجود، پیچیدگی واحد، هزینه لوله کشی، مشکلات ایمنی و غیره اشاره نمود. در ابتدای دهه نود میلادی با ارائه راهکاری مناسب محدودیت افت فشار برطرف گردید و در اواسط دهه نود با کاربرد تئوری تجزیه سازی منطقیهای مسایلی که این فناوری را غیر قابل اجرا و غیر اقتصادی نشان میدادند برطرف شد [17].

در راستای گسترش تکنولوژی پینچ، مشکلاتی همچون در نظر گرفتن افت فشار در طراحی و همچنین محدودیتهای افت فشار در اصلاح سیستمهای موجود مورد مطالعه قرار گرفت. برای حل این مشکل، Polley & El-Halwagi [18] در اوایل دهه نود میلادی راهکارهای مناسبی ارائه نمودند. همچنین D.R.Morris [19] الگوریتمی را برای بهینه سازی افت فشار در شبکه مبدلهای حرارتی ارائه نمود. به منظور بهینه سازی انرژی در انتگراسیون فرآیندها با افزایش ضریب انتقال حرارت تکنیک افزودن وسایل افزایش دهنده انتقال حرارت در مبدلهای توسط J.Szargut & Polley [20,21] مورد بررسی قرار گرفت.

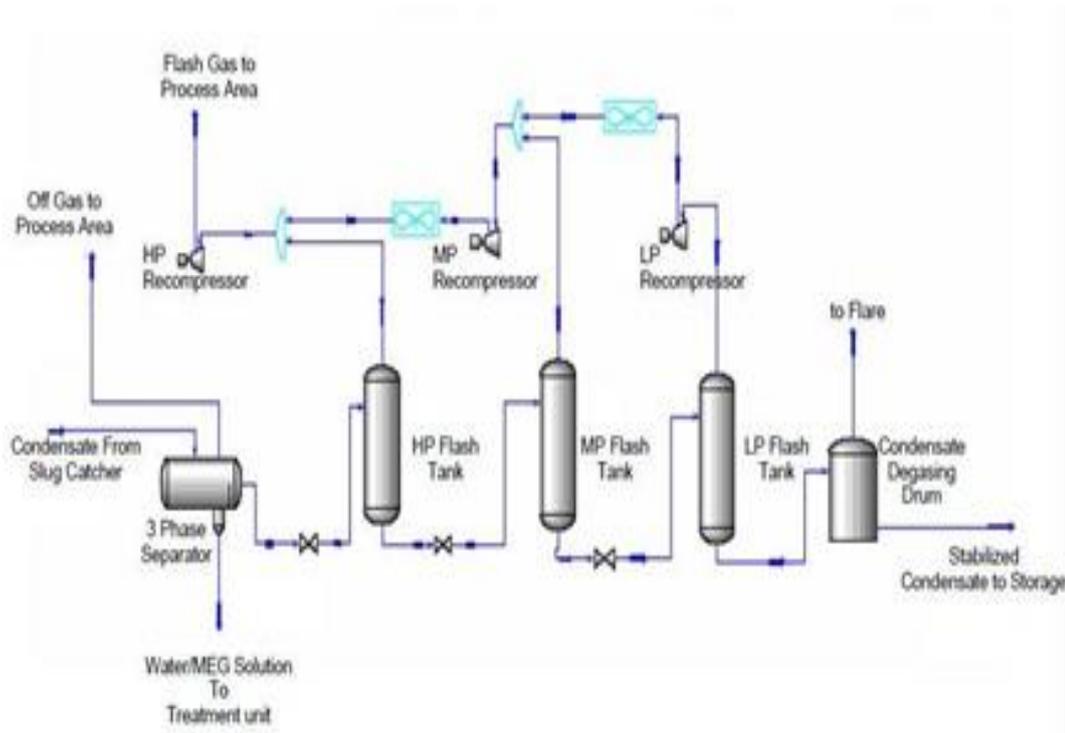
شرح فرآیند تثبیت میعانات گازی

عمده ترین روشهایی که برای تثبیت میعانات گازی استفاده میشوند عبارتند از [4]:

- ❖ جداسازی بر اساس ایجاد شرایط تعادل فازی بین بخار و مایع
- ❖ جداسازی بر پایه اختلاف نقطه جوش هیدروکربنها است.

جداسازی بر اساس ایجاد شرایط تعادل فازی بین بخار و مایع

جداسازی بر اساس ایجاد شرایط تعادل فازی بین بخار و مایع در این روش، شکل 1، تثبیت میعانات گازی بر اساس عمل تفکیک عناصر فرار از هیدروکربنهای سنگینتر بر پایه تعادل فازی بین بخار و مایع در یک سری Flash Tank تا رسیدن به یک RVP معین صورت می پذیرد. پس از جداسازی جریان مایع از جریان گازی درون Slug Catcher جریان مایع برای عمل تفکیک میعانات گازی از آب و محلول MEG (که به منظور جلوگیری از یخ زدگی جریان گاز به خط لوله تزریق میشود) و گازهای باقیمانده وارد یک جداکننده سه فازی میشود. جریان هیدروکربنی مایع (میعانات گازی) جدا شده که در اثر افت فشار ناگهانی با عبور از یک شیر فشارشکن به صورت دوفازی درآمد، وارد اولین Flash tank میشود. سپس عمل تفکیک دو فاز بر اساس تعادل فازی بین بخار و مایع در دما و فشار نهایی جریان درون Flash tank صورت می پذیرد. بدین گونه میتوان عناصر فرار را از جریان اصلی مایع حذف نمود. جریان مایع خروجی برای جدا کردن عناصر سبک بیشتر وارد Flash tank بعدی، که در فشار پایینتری عمل میکند، میشود و این عملیات تا رسیدن به یک RVP معین تکرار میگردد [22].

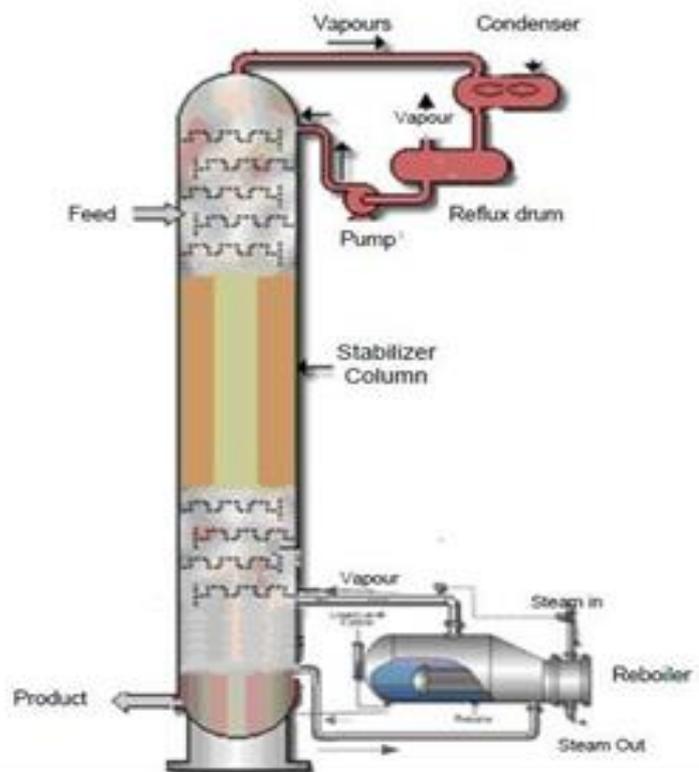


شکل ۱- تثبیت میعانات گازی Flash Vaporization [22]

جریانهای گازی جدا شده از بالای Flash Tank ها که شامل عناصر سبک هیدروکربنی میباشد، پس از تامین فشار در کمپرسورها به سیستم فرآوری گاز فرستاده میشود و جریان آب و محلول گلابکول جدا شده از جداکننده سه فازی به منظور احیای گلابکول به واحد MEG Recovery ارسال میگردد. همچنین به عنوان یک مشخصه فنی میزان آب همراه با میعانات گازی تثبیت شده نباید بیشتر از ۵۰۰ ppm باشد.

جداسازی بر پایه اختلاف نقطه جوش هیدروکربنها

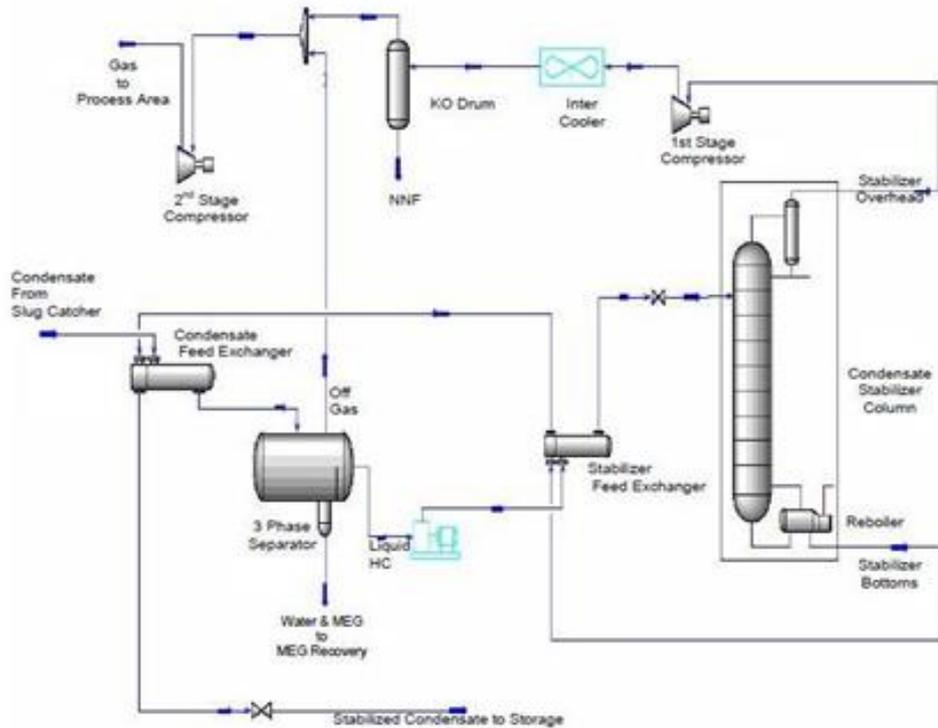
در این روش جدایش عناصر سبک و قابل تبخیر از هیدروکربنهای سنگین بر اساس اختلاف در نقطه جوش هیدروکربنها صورت میپذیرد. این سیستم از یک جداکننده سه فازی، یک برج تثبیت، یک جوش آور در پایین برج، یک خنککننده در بالای برج و یک سری مبدلهای حرارتی و پمپها تشکیل شده است. جریان مایع جدا شده از جریان اصلی گاز در قسمت جداکننده سه فازی که شامل میعانات گازی، آب و گلایکول میباشد، به یک جداکننده سه فازی ارسال میگردد. جریان هیدروکربنی که پس از تفکیک، نمک زدایی شده و در اثر تبادل انرژی با جریانهای گرم در مبدلهای حرارتی افزایش دما پیدا کرده، به عنوان خوراک اصلی به قسمت بالای برج تثبیت فرستاده میشود. این برج به گونه ای است که فضا و زمان لازم برای تبادل جرم و انرژی بین دو فاز مایع و بخار را فراهم میکند. برج تثبیت میتواند به صورت سینی دار و یا پر شده از پکینگ باشد. چنانچه برج از نوع سینیدار باشد، سینیهای بالای سینی خوراک، نقش تقطیری و سینی های زیر سینی خوراک، نقش جداسازی و یا دفع هیدروکربنهای ناپایدار و سبک را از جریان هیدروکربنی دارد. شکل (۲) یک نمونه از برج تثبیت همراه با یک خنک کننده در بالا و یک جوش آور در پایین برج را نشان میدهد [23].



شکل ۲- برج تثبیت میعانات گازی [۳]

عنوان جریان محصول پنتان و سنگینترین هیدروکربن در جریان گازی بالای برج بوتان باشد جریان خروجی پایین برج بعد از تبادل انرژی با جریان خوراک ورودی و رسیدن به دما و فشار معین به عنوان محصول نهایی تثبیت شده شناخته میشود. جریان بخار خروجی بالای برج پس از تبادل حرارت در یک خنک کننده به صورت دوفازی (مایع - بخار) درآمده و وارد مخزن برگشت میگردد. در مخزن برگشت دو فاز مایع و بخار از هم جدا میشود و فاز مایع برای تنظیم دمای جریان بالای برج و کنترل خلوص جریان به عنوان **Reflux** به برج برگشت

داده میشود و فاز بخار به عنوان جریان هیدروکربنی سبک که عمدتاً شامل متان، اتان، پروپان و بوتان میباشد به سیستم فراورشی گاز فرستاده میشود. شکل (۳) یک سیستم ساده از تثبیت میعانات گازی به روش Fraction را نشان میدهد.



شکل ۳- تثبیت میعانات گازی به روش Fraction [3]

قابل ذکر است که چنانچه پالایشگاه دارای واحد جداسازی بوتان از جریان هیدروکربنی گازی باشد، جریان خروجی از پایین برج Debutanizer که اکثراً شامل پنتان (C_5^+) میباشد، میتواند به عنوان جریان خوراک دوم وارد برج تثبیت گردد. با مقایسه بین این دو روش میتوان گفت: روش Fraction نسبت به روش قبل برای رسیدن به یک RVP معین، دقیقتر و از لحاظ اقتصادی به صرفه میباشد و امروزه به عنوان یک روش متداول به کار برده میشود. در برخی از پالایشگاهها از روش Flash Vaporization به دلیل داشتن عملکردی ساده به عنوان سیستم های پشتیبان برای روش Fraction استفاده میشود. در بعضی از پالایشگاههای گازی در کنار عملیات تثبیت برای افزایش کیفیت محصول و کاهش مرکاپتانها و اسیدیته میعانات گازی به کمتر از ۵۰۰ PPM از فرآیند DMC استفاده میشود. فرآیند DMC مرکاپتان زدایی از میعانات گازی میباشد که طی این فرآیند با استفاده از محلول سود با غلظت ۵-۱۵٪ مرکاپتانهای سبک حذف و مرکاپتانها سنگین فعال به ترکیبات آلی پایدار و غیرسمی تبدیل میشوند [24]

شبیه سازی و اطلاعات فرآیند واحد ۱۰۳ پارس جنوبی [25]

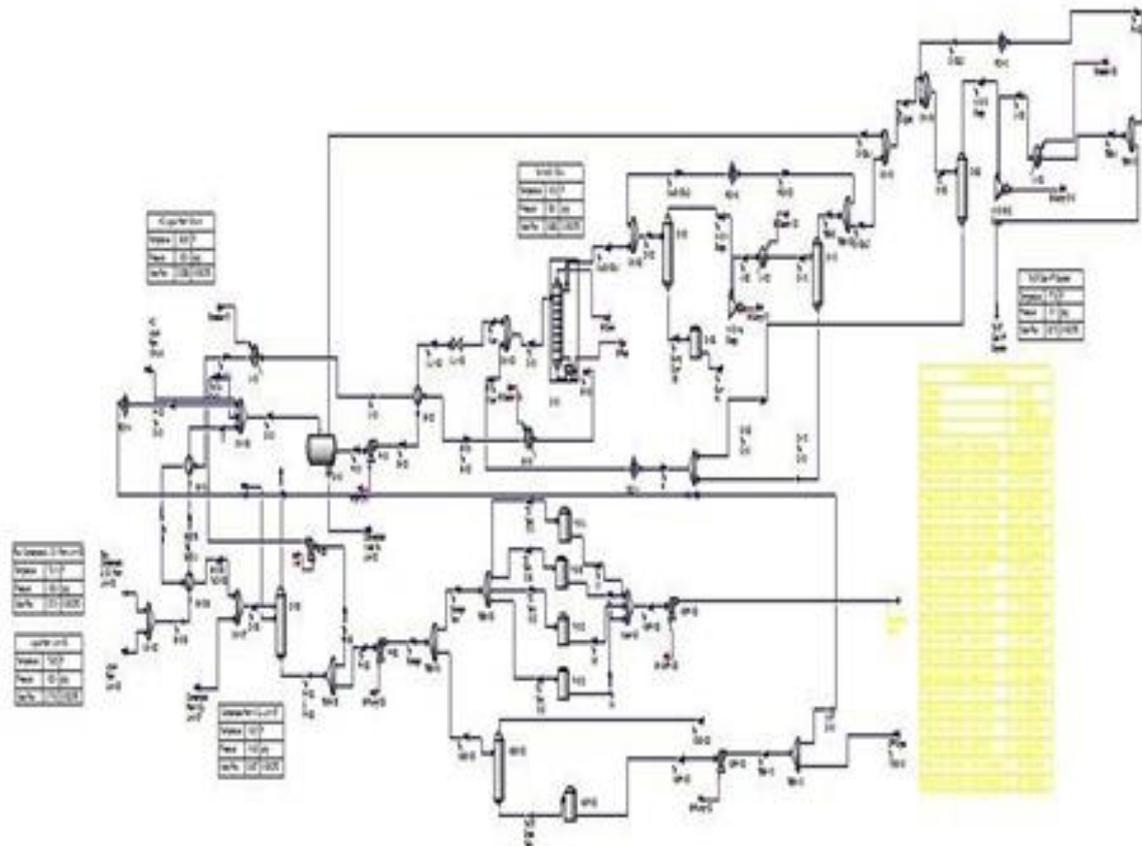
در واحدهای مختلف فرآیندی پالایشگاه میعانات گازی تولید میگردند. وظیفه پایدارسازی میعانات گازی دریافت میعانات، نمکزدایی از آن، پایدارسازی و ارسال آن به مخازن میعانات میباشد. مایعات هیدروکربنی و میعانات گازی در واحدهای زیر تولید میشود: ورودی از واحد ۱۰۰ واحد لخته گیر، که در انتهای آن از مخزن لوله های مایعات، آب گلایکولی و مواد هیدروکربنی جداگانه استخراج شده و سپس با هم مخلوط شده و به واحد پایدارسازی ارسال میشوند. ورودی از واحد ۱۰۱ مایعات هیدروکربنی در ورودی قسمت شیرین سازی (در مخزن جداسازی مایعات از گاز) بدست آمده و به واحد ۱۰۳ ارسال میگردد. ورودی از واحد ۱۰۴ در فرآیند نمگیری مایعات هیدروکربنی جدا شده جهت پایدارسازی به واحد ۱۰۳ ارسال میشود. ورودی از واحد ۱۱۰ علاوه بر آن میعانات گازی نامرغوب (Off-spec.Condensat) که در مخازن مربوطه ذخیره شده اند، برای بازپروری به واحد ۱۰۳ ارسال میشوند. لازم به یادآوری است که در واحد تفکیک میعانات گازی (NGL fractionation)، معمولاً میعانات گازی پایداری تولید میشوند که مستقیماً به مخازن میعانات پایدار ارسال میگردند [25].

برای پایدارسازی از یک مخزن تبخیر (103-D-101) که به عنوان جداکننده سه فازی عمل میکند، استفاده میشود. فرآیند کار بدین نحو است که مایعات گازی و میعانات تولیدی در قسمتهای مختلف با هم جمع شده و پس از عبور از دو مبدل حرارتی (103-E-101A/B) و بالا رفتن درجه حرارت، وارد مخزن تبخیر (103-D-101) میگردند. این مخزن در دمای 50°C و فشار مطلق 28bar کار میکند و بعد از جداسازی، سیالات زیر از آن خارج میشود. گاز تولیدی در این مخزن به مخزن مکش مرحله دوم کمپرسور گاز-103 (K-101) هدایت میشود بخشی از گاز که مازاد است از طریق مشعل میسوزد. مایعات هیدروکربنی به قسمت نمکزدایی مایعات ارسال میشود. آب گلایکول دار پس از فیلتر شدن به واحد بازیافت MEG ارسال میشود. برای نمک زدایی از میعانات گازی، از روش الکترواستاتیک استفاده میشود. در این روش فاز آبی آزاد که ممکن است دارای املاح باشد از فاز هیدروکربنی جدا میشود. مایعات هیدروکربنی خروجی از مخزن تبخیر (103-D-101) پس از عبور از مبدل (103-E-102) و رسیدن به دمای مطلوب حدود 70°C وارد دستگاه ضد امولسیون (103-U-105) میگردند. مواد شیمیایی ضد امولسیون توسط دستگاه (103-U-101) در قسمت مکش پمپ انتقال مایعات هیدروکربنی (103-P-101A/B) به دستگاه نمک زدایی تزریق میشود تا به جدایی آب و مواد هیدروکربنی کمک کند. برای جلوگیری از تبخیر هیدروکربنهای سبک در دستگاه نمکزدایی، فشار کار 35 bar را از فشار تبخیر کمی بالاتر نگه میدارند. محصولات زیر در دستگاه نمک زدایی تولید میشوند: میعانات گازی که حداکثر 1000 ppm آب آزاد دارند و میزان املاح آن 10 میلیگرم در لیتر است، به برج پایدارسازی ارسال میشود. آب گلایکول دار که به قسمت بازیابی MEG ارسال میشود. آب شیرین موردنیاز عملیات نمک زدایی از واحد تهیه آب شیرین (واحد ۱۲۶) تامین، تهیه و ارسال میشود. کار برج پایدارسازی میعانات (103-C-101) تفکیک و جداسازی ترکیبات سبک به صورت بخار از میعانات گازی و در نتیجه پایدارسازی آن میباشد. بخار از بالای برج و میعانات تثبیت از پایین برج خارج میشوند. برای برج پایدارسازی که با فشار مطلق 10 bar کار میکند تجهیزاتی نظیر دیگ، مبدل حرارتی، کولر هوایی، مخزن برگشت، پمپ برگشت در نظر گرفته میشود. دیگ (103-C-101) (reboiler) که گرمای لازم را از بخار فشار بالا دریافت کنند. مبدل حرارتی (103-E-104) (Side reboiler) که در آن مایع خروجی از سینی های میانی برج، در تبادل حرارت با میعانات گازی پایدار

شده داغ پایین برج گرم شده و مجدداً به برج وارد میشود. کولر هوایی (103-E-104) Partial (reflux condenser) برای خنک کردن بخارات خروجی از برج تا دمای 60°C استفاده میشود. جداکننده سه فاز (103-D-107) که reflux برج پایدارسازی را از طریق پمپهای (103-K-101/102) تامین میکند. برای جدا کردن آب اسیدی، گاز و میعانات عمل میکند. آب اسیدی به واحد ۱۰۹ ارسال شده در حالیکه گاز بعد از ورود به مخزن مکش مرحله اول کمپرسور (103-D-102) و عبور از کمپرسور (103-k-101/102) موجود در واحد ۱۰۳ و پس از افزایش فشار به جداکننده های فشار بالا در واحد ۱۰۰ ارسال میشود [25]. گازهای تولید شده در واحد پایدارسازی میعانات، شامل گاز تولیدی در مخزن تبخیر و گاز تولیدی در برج پایدارسازی به شرح زیر وارد قسمت off-gas compression section میگردند. بخارات حاصل در بالای برج پایدارسازی وارد مخزن مکش مرحله اول کمپرسور (103-D-102) میگردد. در این مخزن مایعات از گاز جدا شده و مایعات آن به مخزن تخلیه (103-d-108) ارسال میشود. گاز این مخزن به مشعلها و مایعات آن به قسمت چاله سوزاندن مایعات زاید ارسال میشود. گاز پس از مخزن مکش و نیز عبور از کمپرسور مرحله اول (103-k-101: first stage) به فشار 27.7 bar و دمای 132°C میرسد. این گاز پس از خنک شدن در کولر هوایی (103-A-102) وارد مخزن تخلیه مرحله اول (103-D-110) میگردد. این مخزن نیز به عنوان جداکننده آب، گاز و میعانات هیدروکربنی بکار میرود. گاز خروجی از این مخزن بعلاوه گاز خروجی از مخزن تبخیر واحد پایدارسازی وارد مخزن مکش مرحله دوم کمپرسور (103-D-103) میگردد. در نهایت گاز خروجی از کمپرسور مرحله دوم (103-K-101: first stage) با فشار 70.7 bar و دمای 132°C پس از خنک شدن توسط خنک کننده هوایی (103-A-103) به جداکننده فشار بالا ارسال میشود. میعانات گازی پایدار خروجی از انتهای برج پایدارسازی در مبدل های متوالی (103-E-101A/B) و (103-A-101) و (103-E-102/104) خنک شده و سپس با مایعات هیدروکربنی C₅⁺ که در قسمت تفکیک شده مایعات گازی تولید شده، ترکیب و مجموعاً به مخزن گاززدایی میعانات (103-D-106) وارد و سپس به مخازن نگهداری میعانات گازی پایدار شده (143-T-101A/B/C/D) ارسال میشوند. در صورتیکه آنالیز میعانات نشان دهد که کیفیت میعانات مطابق استاندارد نیست، این میعانات به مخزن میعانات نامرغوب (143-T-102) ارسال میشود تا از آنجا دوباره فرآیند شده و کیفیت آنها اصلاح گردد [25].

بهینه سازی واحد ۱۰۳ (تثبیت میعانات گازی) با استفاده از نرم افزار Aspen pinch

با بهبود عملکرد واحد تثبیت میعانات گازی، علاوه بر کاهش مصرف انرژی، نرخ انتشار گازهای گلخانه‌ای نیز کاهش می‌یابد. همچنین با استفاده از شبکه مبدلهای حرارت (HEN) امکان بازیابی حداکثر حرارت فراهم میگردد که این امر در نهایت منجر به کاهش سرمایه گذاری و هزینههای عملیاتی در کنار مزایای زیست محیطی میگردد در این پروژه از دیدگاه retrofit به واحد نگاه گردید. اهداف تحقیق پیدا کردن ΔT_{min} بهینه برای فرآیند، یافتن شبکههای مبدلهایی که قوانین پینچ را رعایت کرده باشند و در نهایت با توجه به این طراحی دستیابی به مقدار بهینه payback میباشد. طراحی های مختلفی صورت گرفت. در هر ΔT_{min} سه نوع طراحی صورت گرفت و در ΔT_{min} های مختلف نتایج حاصل شد که در ادامه به آنها اشاره میشود. در نهایت بهترین نوع طراحی معرفی شد. اولین قدم در آنالیز پینچ استخراج اطلاعات جریانها و تجهیزات جانبی و اطلاعات فرآیندی میباشد. اطلاعات کلی زیر استخراج شد و سپس از منظر قوانین پینچ مورد بررسی قرار گرفتند. نمودار دیاگرام و اطلاعات مربوط به واحد ۱۰۳ در شکل ۴ و جدول ۱ مشاهده می شود.



شکل ۴- نمودار دیاگرام جریان فرآیند

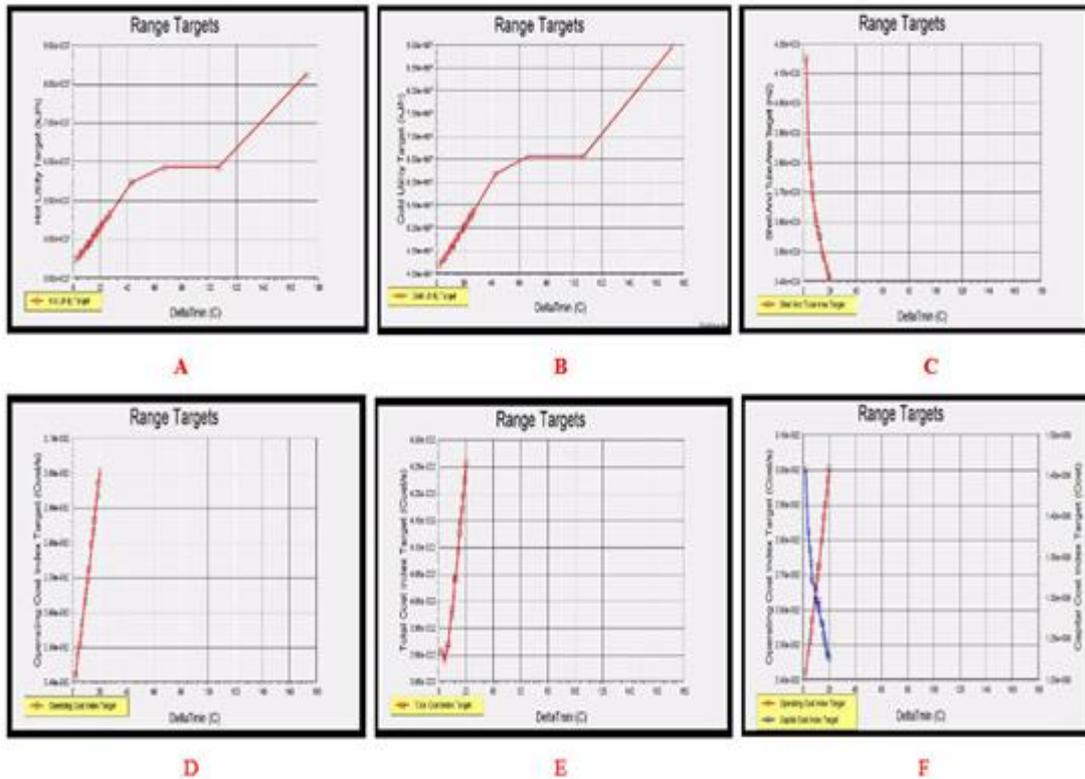
جدول ۱- اهداف و اطلاعات مبدلهای حرارتی بکار رفته شده در واحد ۱۰۳

	Energy (Btu/hr)			Greenhouse Gases (lb/hr)			Energy Cost Savings		ΔT_{min} (F)
	Current	Target	Saving Potential	Current	Target	Reduction Potential	Cost/Yr	%	
HP Steam	5.571E+07	3.631E+07	1.94E+07	7242	4720	2522	448493	35 %	18.0
Total Hot Utilities	5.571E+07	3.631E+07	1.94E+07	7242	4720	2522	448493	35 %	
Air	6.242E+07	4.302E+07	1.94E+07	8114	5592	2522	179	31 %	18.0
Total Cold Utilitie	6.242E+07	4.302E+07	1.94E+07	8114	5592	2522	179	31 %	

Heat exchanger details											
Heat Exchanger	Status	Type	Hot Side	Cold Side	Base Load (Btu/hr)	Hot Inlet Temperature (F)	Hot Outlet Temperature (F)	Cold Inlet Temperature (F)	Cold Outlet Temperature (F)	UA (Btu/F-hr)	Existing Area (ft ²)
E-101B@Main	✓	Process Exchange	E-104 To E-102_To_E-101B To D-106	To E-101B_To_12	5441748.5	136.2	109.8	72.1	91.4	139704.46	1386.4
E-101A@Main	✓	Process Exchange	E-104 To E-102_To_E-101B To D-106	To E-101B_To_12	5282502.5	161.8	136.2	91.4	109.9	113520.92	1126.5
E-102@Main	✓	Process Exchange	E-104 To E-102_To_E-101B To D-106	To E-102_To_VLV-100	11785209.2	381.0	336.2	110.5	163.4	53612.60	612.2
Condenser@COLL	✓	Cooler	To Condenser@COLL_TO_TO D-102@COLL	Air	432515.4	156.7	140.0	86.0	86.0	6979.37	626.3
A-101@Main	✓	Cooler	E-104 To E-102_To_E-101B To D-106	Air	39792752.1	336.2	161.8	86.0	91.8	272087.75	15366.5
A-102@Main	✓	Cooler	To A-102_To_To D-110	Air	3583264.1	265.5	140.0	91.8	92.3	39391.36	2927.5
A-103@Main	✓	Cooler	To A-103_To_TEE-A	Air	18607470.9	269.6	177.8	92.3	95.0	149546.32	10032.9
E-104@Main	✓	Heater	HP Steam	To E-104_To_E-104 To E-102	2547258.6	482.0	482.0	374.0	381.0	24395.41	147
Reboller@COLL	✓	Heater	HP Steam	To Reboller@COLL_TO_TO E-104@COLL	53158584.6	482.0	480.2	289.0	374.0	367493.63	2350.5

همانطور که از جدول ۱ مشاهده میکنیم واحد ۱۰۳ از سه مبدل E-101 A , E101B و E-102 که از نوع Process to process می باشد و از سه مبدل A-101 , A-102 و A-103 از نوع کولر و E-104 از نوع هیتر و یک مدل از نوع کندانسور و یک مبدل از نوع ریبولر برخوردار است .

با استفاده از نرم افزار Aspen Energy Analyzer وابستگی فرآیند به های مختلف مورد ارزیابی قرار گرفت. نتایج در شکل A تا F تاثیر بر روی هزینه ثابت، متغیر و اندیس هزینه کلی و دیگر پارامترهای موثر بر واحد را نشان میدهد. همانطور که از نمودار مشخص است افزایش ΔT_{min} سبب افزایش هزینه عملیاتی و کلی و در مقابل کاهش هزینه ثابت میگردد. همچنین بر میزان نیاز به تجهیزات جانبی گرم و سرد افزوده میشود. از میزان موازی و سری بودن سطوح کاسته میشود، از میزان تعداد پوسته و لوله کاسته میشود ، میزان ماکزیم انرژی ریکاوری ثابت میماند ، هزینه های کل افزایش پیدا مییابد.



شکل ۵- رابطه بین و ضریب هزینه‌های ثابت و هزینه‌های عملیاتی

با توجه به این نمودار ها می توان گفت که برای فرایند $\Delta T_{min} = 2.5 - 15 \text{ }^\circ\text{C}$ بازه بهینه می باشد. پس از بدست آوردن شرایط بهینه آنالیز پینچ در سه ۱۰-۱۲ و ۱۴ ΔT_{min} مورد بررسی قرار گرفت.

برای طراحی قبل از هر چیز نیاز به استخراج اطلاعات میباشد که در بخش قبل توضیح داده شده است. پس از مشخص کردن جریانها و مشخصات مربوط به هر جریان (شدت ظرفیت حرارتی، ضریب انتقال حرارتی جابجایی) و مشخص شدن معادله قیمت مربوط به مبدلها و قیمت‌های منابع خارجی (آب خنککن، بخار آب در سطحهای دمایی مختلف و قیمت Fluegas) میتوان $\Delta T_{min,opt}$ را به دست آورد و بعد با تعیین نقطه Pinch گرم و سرد مربوط به شبکه، جریانهای زیر Pinch و بالای Pinch را تعیین نمود. رعایت قوانین زیر در هنگام طراحی، از موارد مهم تکنولوژی Pinch میباشد [26]:

- ❖ هیچ انرژی را نمیتوان از بالا به پایین Pinch عبور داد زیرا دو بار جریمه پرداخت خواهد شد.
- ❖ بالای نقطه Pinch نمیتوان از منابع خارجی سرد استفاده نمود.
- ❖ پایین نقطه Pinch نمیتوان از منابع خارجی گرم استفاده نمود.

در زیر نقطه پینچ مجموع انرژی سرد استفاده شده نباید از $Q_{c,min}$ بیشتر باشد و در بالای نقطه Pinch، مجموع انرژی منابع گرم مورد استفاده نباید از $Q_{H,min}$ بیشتر باشد.

در قواعد طراحی باید به نکات زیر توجه کنیم :

- طراحی از نقطه Pinch شروع میشود و جلو میرود و یک جریان گرم و سرد مقابل هم قرار داده و داخل یک مبدل فرستاده میشود.
 - برای هر Pinch match ای که انجام میشود باید شدت ظرفیت حرارتی جریان خروجی از نقطه Pinch، بزرگتر یا مساوی شدت ظرفیت حرارتی جریان ورودی به نقطه Pinch باشد ($F_{cpin} \leq F_{epout}$).
 - با هر تبدیلی که بین یک جریان سرد و گرم نصب میشود، انرژی لازم برای تغییر دمای یکی از جریانها باید تأمین گردد و از جریانهای شبکه مبدلها حذف شود تا حداقل تعداد مبدلها بدست آید.
- با استفاده از این قواعد میتوان شبکه مبدلهای زیر Pinch و بالای Pinch را به طور جداگانه طراحی نمود و شبکه مبدلهای کلی را به دست آورد. در این تحقیق از ΔT_{min} های مختلفی استفاده شده است تا ΔT_{min} بهینه بدست آید. با توجه به طراحیهای مختلف نتایج زیر بدست آمد: برای هر کدام از ΔT_{min} پیشنهادی شامل ۱۰، ۱۲ و ۱۴ طراحی از پایه با نرم افزار صورت پذیرفت. در طراحی شبکه های مبدل های حرارتی، هدف رسیدن به هدف گذاری انرژی و اقتصادی است. هدف گذاری اقتصادی شامل حداقل تعداد مبدل ها، کوچکترین سطح و کمترین سرمایه گذاری اولیه است. بر طبق اصول پینچ شبکه مبدل ها توسعه داده شد. جدول ۲ نشاندهنده target های مختلف از قبیل ذخیره سازی انرژی، هزینه های فرآیند و همچنین تغییرات محیط زیستی با توجه به تغییرات گازهای گلخانه‌ای است که با استفاده از جایجایی مبدلها حاصل شده است. پس از طراحی شبکه به روش طراحی از پایه، عملکرد آنها با مقادیر هدف گذاری سنجیده شدند. ما برای هر ΔT_{min} سه سناریو با توجه به طراحی نرم افزار انرژی انالیزر در نظر گرفتیم که با بررسی این سناریو ها در هر بهترین سناریو با توجه به اهداف خواسته شده در $\Delta T_{min}=12^{\circ}\text{C}$ ارایه شد و در نهایت یک مقایسه بین سه سناریو ارایه شده برتر در هر ΔT_{min} بیان شد .

جدول ۲ - جدول اهداف با توجه به بهینه سازی و جابجایی مبدلها در واحد ۱۰۳ برای $\Delta T_{min}=12^{\circ}C$

	Energy			Greenhouse Gases		Energy Cost	
	Hot Utilities (Btu/hr)	Cold Utilities (Btu/hr)	% Reduction	Flow (Btu/hr)	% Reduction	Cost/Yr	% Saving
Current Simulation Case	5.57E+07	8.24E+07	--	1.59E+04	--	1,288,563	--
Change 1 - Add 50 Hz of area	5.57E+07	8.24E+07	0.0	1.59E+04	0.0	1,288,563	0.0
Change 2 - Relocate E-101B@Main	3.72E+07	4.39E+07	31.3	1.05E+04	31.3	860,563	33.2
Target	3.72E+07	4.39E+07	31.3	1.05E+04	31.3	860,563	33.2

Potential changes in the new design: E-101B@Main							
HE Name	Extra Capital Cost	Energy Saving (Btu/hr)	Payback (Yr)	New location of relocated heat exchanger		Include	
		Cost/Yr		Hot Side	Cold Side		
E-101B@Main	169395	3700632	428000.0	0.267	Upstream to E-101B@Main	Upstream to Reboiler@CCOL	<input type="checkbox"/>
E-101B@Main	78750	13434933	135380.4	0.307	Upstream to A-101@Main	Upstream to Reboiler@CCOL	<input checked="" type="checkbox"/>

Heat Exchanger	Type	Heat exchanger details										LMTD Correction Factor	
		Required Area (ft ²)	Existing Area (ft ²)	New Area (ft ²)	Extra Shell	Extra Capital Cost	Maximum Extra Area (ft ²)	Minimum Approach Temperature (F)	Hot Side Approach Temperature (F)	Cold Side Approach Temperature (F)	Design Load (Btu/hr)		Base Load (Btu/hr)
E-101B@Main Relocate	Process Exchanger	1377.2	1186.4	4985.9	1	112763	387639.1	23.6	61.2	21.6	1850346.0	5441748.5	0.8289
A-101@Main	Cooler	1376.7	1336.5	0	0	0	387639.1	23.6	218.4	75.8	2128236.0	3876752.1	0.9645
Reboiler@CCOL	Heater	1736.5	2350.5	0	0	0	387639.1	23.6	107.8	188.4	3405118.0	53158284.6	0.9981
Total				4985.9	1	112763	322617.3						

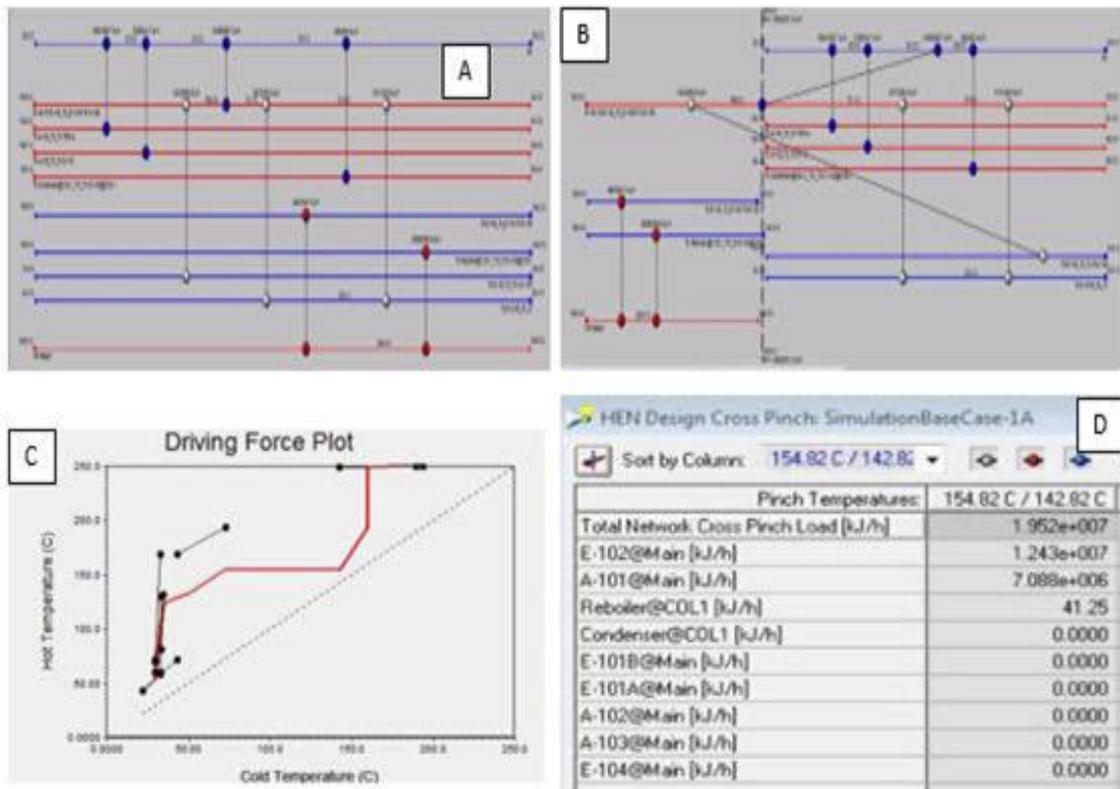
Scenario 1

	Energy			Greenhouse Gases		Energy Cost	
	Hot Utilities (Btu/hr)	Cold Utilities (Btu/hr)	% Reduction	Flow (Btu/hr)	% Reduction	Cost/Yr	% Saving
Current Simulation Case	5.57E+07	8.24E+07	--	1.59E+04	--	1,288,563	--
Change 1 - Add 50 Hz of area	5.57E+07	8.24E+07	0.0	1.59E+04	0.0	1,288,563	0.0
Change 2 - Relocate E-101B@Main	4.89E+07	5.57E+07	11.4	1.36E+04	11.4	1,133,200	12.1
Target	3.72E+07	4.39E+07	31.3	1.05E+04	31.3	860,563	33.2

Potential changes in the new design: E-101B@Main							
HE Name	Extra Capital Cost	Energy Saving (Btu/hr)	Payback (Yr)	New location of relocated heat exchanger		Include	
		Cost/Yr		Hot Side	Cold Side		
E-101B@Main	169395	3700632	428000.0	0.267	Upstream to E-101B@Main	Upstream to Reboiler@CCOL	<input type="checkbox"/>
E-101B@Main	78750	13434933	135380.4	0.307	Upstream to A-101@Main	Upstream to Reboiler@CCOL	<input checked="" type="checkbox"/>

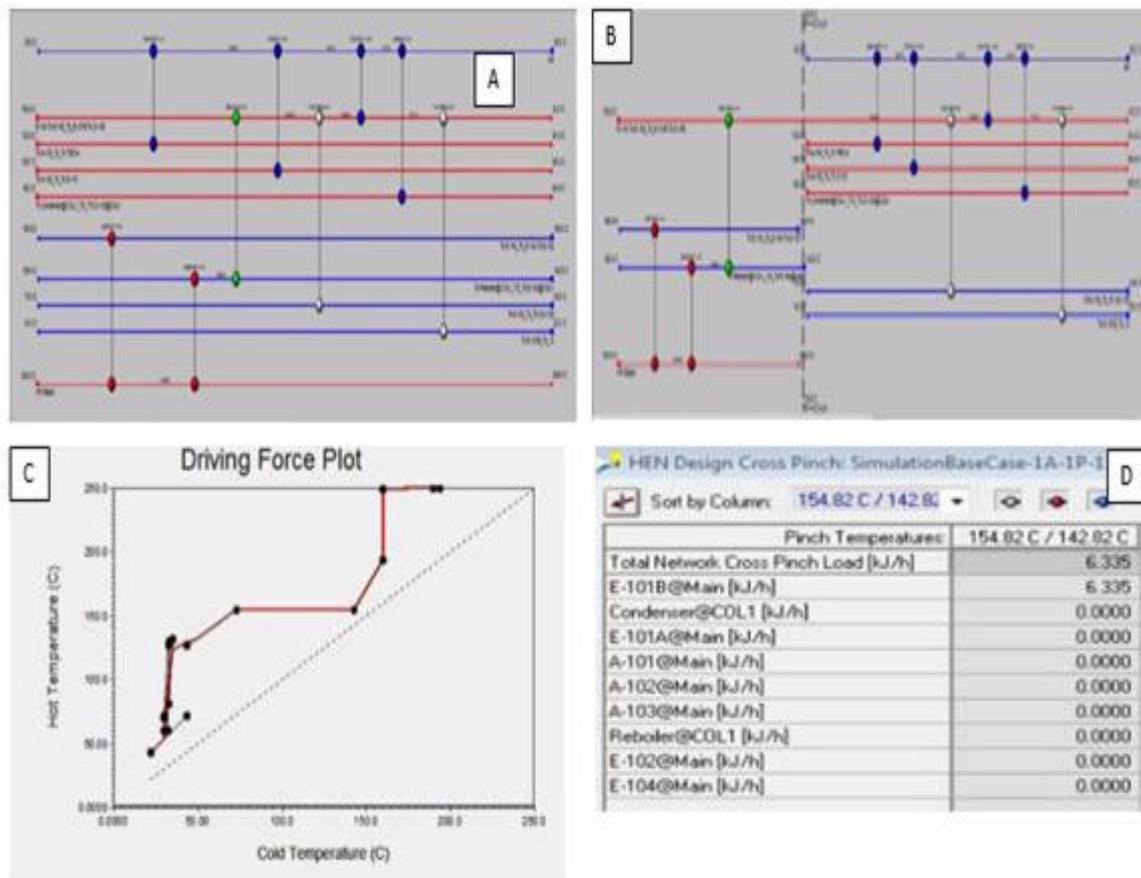
Heat Exchanger	Type	Heat exchanger details										LMTD Correction Factor	
		Required Area (ft ²)	Existing Area (ft ²)	New Area (ft ²)	Extra Shell	Extra Capital Cost	Maximum Extra Area (ft ²)	Minimum Approach Temperature (F)	Hot Side Approach Temperature (F)	Cold Side Approach Temperature (F)	Design Load (Btu/hr)		Base Load (Btu/hr)
E-101B@Main Relocate	Process Exchanger	2783.5	1186.4	1377.2	0	28759	387639.1	23.6	36.0	21.6	671766.6	5441748.5	0.936
A-101@Main	Cooler	1376.7	1336.5	0	0	0	387639.1	23.6	218.2	75.8	2107526.0	3876752.1	0.9623
Reboiler@CCOL	Heater	2138.7	2350.5	0	0	0	387639.1	23.6	106.0	188.0	4644118.0	53158284.6	0.9989
Total				1377.2	0	28759	322617.3						

Scenario 2



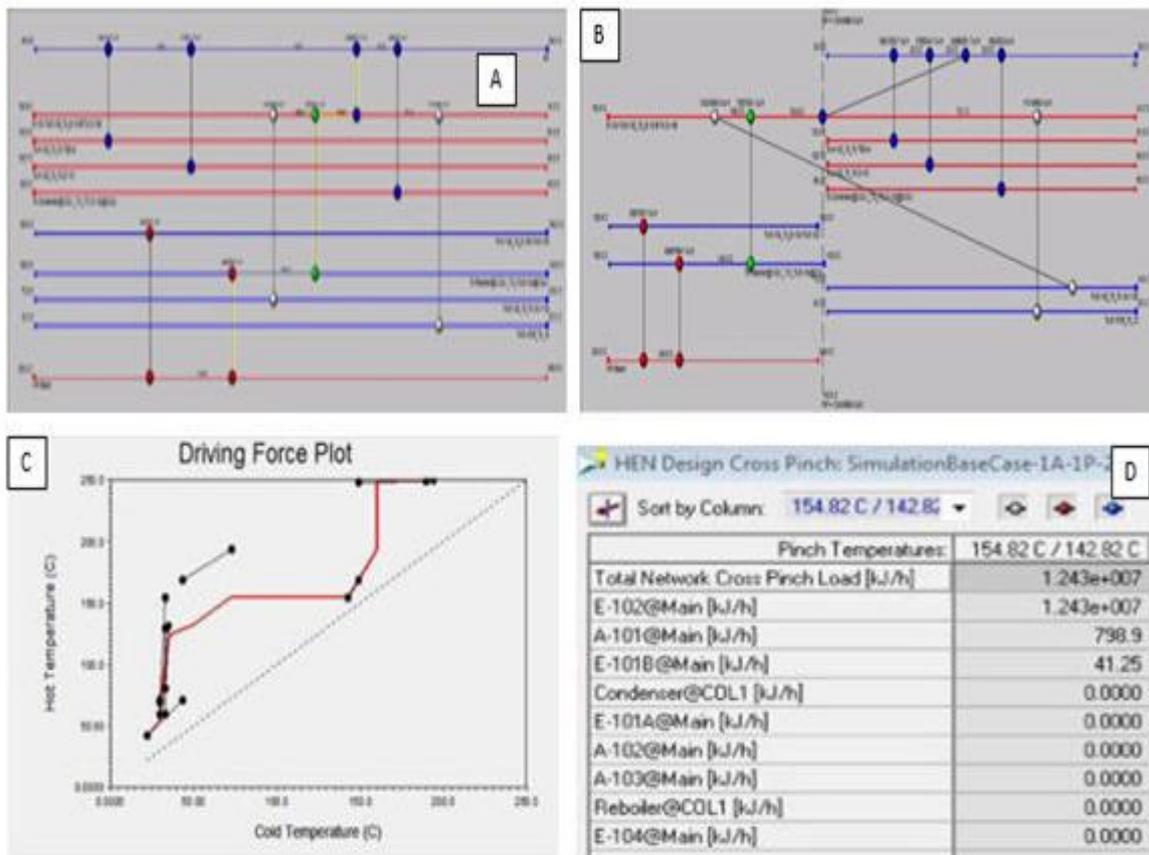
شکل ۶ - اطلاعات کامل مربوط به طراحی اولیه شبکه مبدل های حرارتی واحد ۱۰۳ بر مبنای $\Delta T_{min}=12^{\circ}C$

شکل ۶ نشان دهنده نمودار گرید را در طراحی اولیه را بر مبنای $\Delta T_{min}=12^{\circ}C$ می باشد. با توجه به اطلاعات بدست آمده از شکل 6-A در نحوه چیدمان مبدل های استفاده شده در واحد ۱۰۳ تثبیت میعانات گازی را در می یابیم هنوز ما هیچ بهینه سازی صورت ندادیم با توجه به اطلاعات دریافتی از شکل 6-A در واحد ۱۰۳ تثبیت میعانات گازی از سه مبدل process to process و چهار مبدل حاوی جریان سرد و دو مبدل حاوی جریان گرم استفاده شده است. در حاضر همه چیز درست وصل شده است و قوانین پینچ رعایت شده است اما با دیدن شکل 6-B در می یابیم که یک مبدل process to process و یک مبدل دارای جریان سرد از قوانین پینچ تخطی کرده اند که باعث شده میزان بار حرارتی زیادی به سیستم وارد شوند. همانطور که میدانیم در قوانین طلایی پینچ هیچ جریانی از بالای نقطه پینچ به پایین نقطه پینچ نباید وصل شود که با مشاهده این شکل در میابیم که دو مبدل این قانون را نقض کرده اند. نمودار driving force plot نشان میدهد که چه تعداد مبدل قوانین پینچ را رعایت نکرده اند و کدام مچها از قوانین پینچ تخطی کرده اند. شکل 6-D نشانده میزان مقدار تخطی مبدل ها از نقطه ایده ال می باشد این نکته را باید بدانیم که ایده ال ترین طراحی در شبکه مبدل های حرارتی طراحی می باشد که میزان تخطی آنها از قوانین پینچ صفر باشد و هر طراحی که به میزان تخطی به صفر نزدیک تر باشد ایده ال تر است. مبدل فرایندی E-102 به میزان $1.952e+007$ kJ/h بار اضافی بر سیستم وارد کرده است همچنین مبدل فرایندی A-101 به میزان $7.061e+006$ kJ/h بار اضافی به سیستم وارد کرده Reboiler به میزان 41 kJ/h بار اضافی بر سیستم وارد کرده است که با این طراحی اولیه میزان تخطی بارهای کل مبدل ها از نقطه پینچ به میزان $1.952e+007$ kJ/h می باشد.



شکل ۷- اطلاعات کامل مربوط به طراحی سناریوی پیشنهادی اول شبکه مبدل های حرارتی واحد ۱۰۳ بر مبنای $\Delta T_{min}=12^{\circ}C$

که با انجام سناریو جدید و انجام طراحی جدید که در شکل ۷ مشاهده میکنیم که با جابه جایی مبدل فرایندی E-101B باعث می شود که چینش مبدل ها به گونه ای شود که قوانین پینچ به طور کامل رعایت شود که در شکل 7-B به وضوح به این نکته پی می بریم . همچنین با مشاهده نمودار driving force plot صحت نتایج شکل 7-B را به ما نشان میدهد که همه مبدل ها بصورت صحیح و کامل مچ شده اند و میزان تختی کل مبدل ها به مقدار 6.336 می رسد که به میزان زیادی از تختی انجام شده در طراحی ابتدایی از مقدار آن کاسته شده است و این نکته را باید بدانیم که ایده ال ترین طراحی شبکه مبدل های حرارتی طراحی می باشد که میزان تختی آنها از قوانین پینچ صفر باشد و هر طراحی که به میزان تختی به صفر نزدیک تر باشد ایده ال تر است . با توجه به جدول ۳ دو سناریو برای بهبود شبکه های مبدل حرارتی با توجه به $\Delta T_{min}=12^{\circ}C$ به ما نشان میدهند . در سناریو اول که منطقی تر به نظر می رسد و با شکل های 7 ان را توصیف کردیم به ما پیشنهاد می کند در صورت تغییر مکان مبدل فرایندی E-101B به جریان سوم در قسمت پایین پینچ به میزان 33.2 درصد کاهش انرژی و به میزان ۳۳.۲ درصد کاهش هزینه در بر دارد . به میزان ۳۱.۲ درصد کاهش میزان گازهای گلخانه را در پی دارد و میزان Payback یا هزینه برگشتی به میزان 0.3965 years می باشد. که با این طراحی هم قوانین طلایی پینچ جهت بهینه سازی شبکه مبدل های حرارتی رعایت شده است و هم در صرفه جویی انرژی و هزینه و میزان سرمایه برگشتی و کاهش الودگی صرفه جویی بسیاری گردیده است.



شکل ۸- اطلاعات کامل مربوط به طراحی سناریوی پیشنهادی دوم شبکه مبدل های حرارتی واحد ۱۰۳ بر مبنای $\Delta T_{min}=12^{\circ}C$

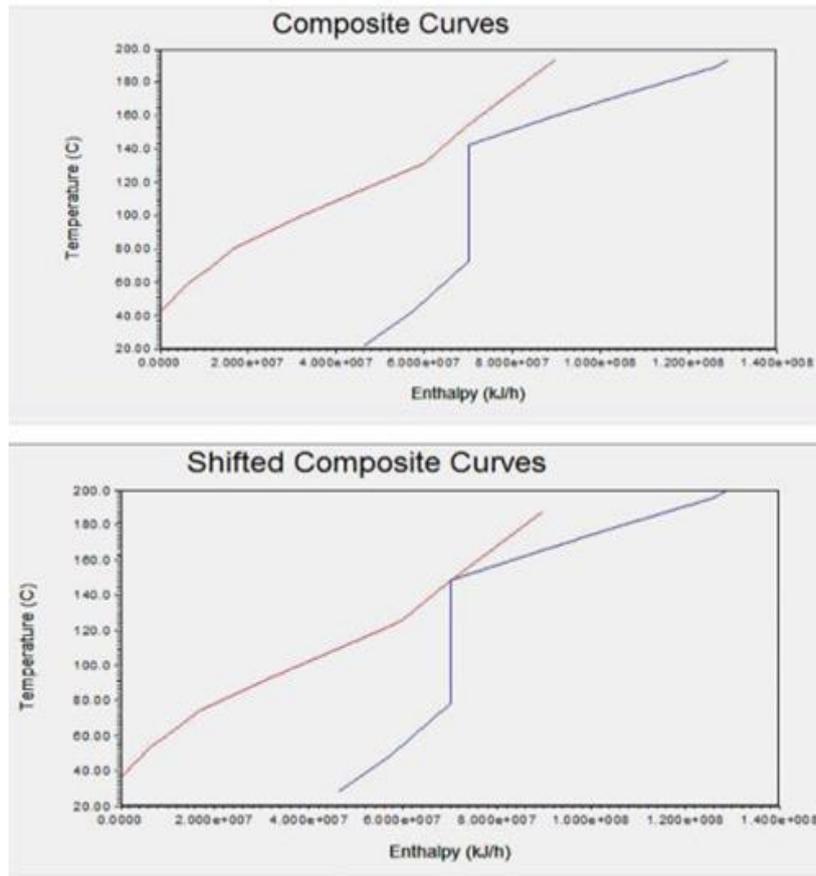
شکل ۸ اطلاعات مربوط به سناریو دوم در طراحی شبکه مبدل های حرارتی واحد ۱۰۳ می باشد. در شکل 8-A یک path مشاهده میکنیم که تبادل حرارت از یک utility به utility دیگر را path گویند. در این طراحی با جابه جایی مبدل حرارتی E-101B باعث تغییراتی در چیدمان مبدل ها ایجاد شد. هر چند به میزان قابل توجهی از میزان هزینه و انرژی و کاهش الودگی کاسته شد اما همانطور که در شکل 8-B مشاهده میکنیم قوانین طلایی تکنولوژی پینچ که مد نظر ما بود رعایت نشده است و با توجه به شکل 8-C مبدل های که از این قوانین تخطی کرده اند نشان داده شده است و با توجه به جدول D در شکل ۸ در می بایم که به میزان $1.243 \times 10^7 \text{ KJ/h}$ بار اضافی بر سیستم وارد میکند که نسبت به طراحی شبکه مبدل های حرارتی در سناریوی اول به میزان قابل توجه افزایش بار داشته است که با حالت ایده ال تفاوت بسیاری دارد. در نتیجه با مقایسه این سه طراحی بر مبنای $\Delta T_{min}=12^{\circ}C$ و همچنین با اطلاعات دریافتی از قبیل صرفه جویی در انرژی و هزینه و همچنین رعایت کردن قوانین طلایی تکنولوژی پینچ بهترین طراحی سناریوی اول (شکل ۷) انتخاب شد.

جدول ۳- مقایسه بین طراحیهای مختلف برای $\Delta T_{min}=12^{\circ}C$

Design	Payback [years]	Area [m ²]	New Area [m ²]	Cap. Inv. [Cost]	Heating [kJ/h]	Cooling [kJ/h]	Op. Saving [Cost/s]
SimulationBaseCase-1A	0.0000	3212	0.0000	0.0000	5.877e+007	6.585e+007	0.0000
SimulationBaseCase	0.0000	3212	0.0000	0.0000	5.877e+007	6.585e+007	0.0000
SimulationBaseCase-1A-1P-2	0.5072	3338	302.0	7.875e+004	5.169e+007	5.877e+007	4.924e-003
SimulationBaseCase-1A-1P-1	0.3965	3334	662.0	1.696e+005	3.925e+007	4.633e+007	1.356e-002

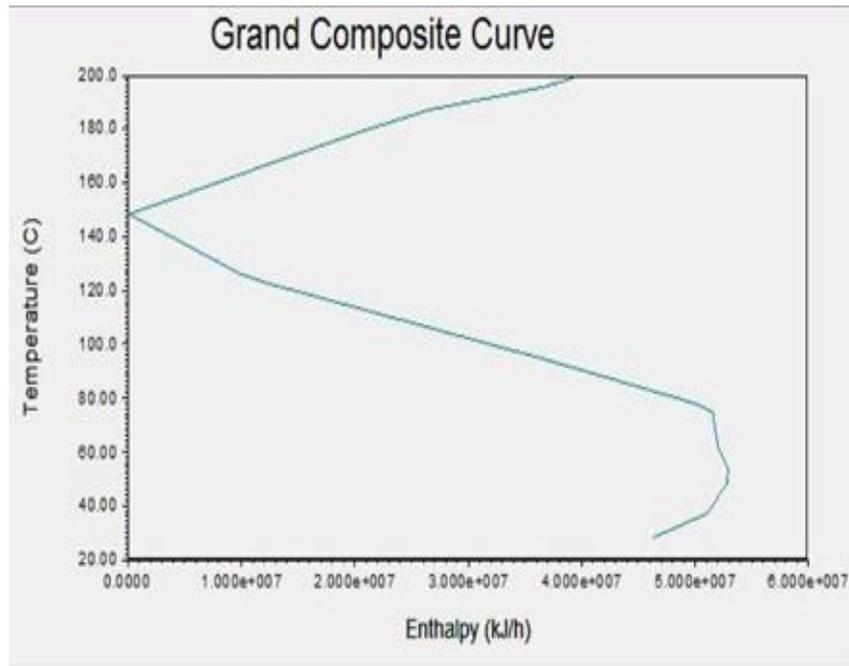
در جدول ۳ مقایسه کلی بین طراحی های مختلف بر مبنای $\Delta T_{min}=12^{\circ}C$ انجام شده است که با توجه به این اطلاعات میزان سرمایه برگشتی در طراحی دوم به میزان ۰.۳۹۶۵ می باشد و با توجه به رعایت همه اصول های گفته شده در طراحی شبکه میدل های حرارتی گزینه پیشنهادی برای انتخاب بهترین طراحی می باشد .

برای پیش بینی هزینه سرمایه گذاری یک شبکه مبدلهای حرارتی باید تعداد مبدلهای حرارتی و سطح آنها را مشخص نمود. مساحت کلی شبکه مبدلهای حرارتی را میتوان با تقسیم منحنی ترکیبی (Composite Curve) به بازه های آنتالپی بدست آورد. تکنولوژی پینچ یک متدولوژی سیستماتیک برای ذخیره کردن انرژی در فرآیندها را معرفی کرده است. آنالیز پینچ نشانه هایی برای حداقل سازی انرژی لازم مصرفی بدست میدهد. این نشانه های انرژی بوسیله ابزاری به نام "نمودار مرکب" مشخص میشوند. نمودار مرکب شامل پروفایل دما-آنتالپی (T-H) است که هم انرژی در دسترس فرآیند (نمودار مرکب گرم) و هم انرژی موردنیاز فرآیند (نمودار مرکب سرد) را با هم نمایش میدهد [26]. نمودار مرکب یک تصویر از انتقال حرارت متقابل از جریانهای سرد و گرم میباشد که به وسیله آن حداقل انرژی مورد هدف فرآیند مشخص میشود. این مهم از رویهم افتادن نمودارهای مرکب سرد و گرم حاصل میگردد. در شکل 9 نزدیکترین نقطه جدایی دو نمودار دیده میشود که به ΔT_{min} معروف است. با توجه به این نمودار میتوان بیشترین تبادل حرارتی ممکن فرآیند را مشاهده نمود و همچنین حداقل حرارت موردنیاز فرآیند در جریان سرد Q_{Cmin} و حداقل حرارت موردنیاز فرآیند در جریان گرم Q_{Hmin} قابل محاسبه است .



شکل ۹- نمودار Composite curve و Shifted composite curve برای طراحی با $\Delta T_{min}=12^{\circ}C$

همانطور که در شکل ۹ مشخص است بار حرارتی مربوط سرویس جانبی سرد بیش تر از سرویس جانبی گرم می باشد. که بازیافت حرارت در این نقطه $1.9e+007$ می باشد. از شکل ۹ می توان دریافت که مقدار انتالپی جریان های گرم که باید دفع و به یک سرویس جانبی سرد داده شود برابر با $Q_{Cmin} = 4.8e+007$ (kj/h) و مقدار گرمایی که باید از یک سرویس جانبی گرم تامین شود $Q_{Hmin} = 3.98e+007$ (kj/h) است. علاوه بر این در $T_H=154$ C و $T_C=142$ C کمینه دمای تماس وجود دارد یعنی در این نقطه منحنی گرمایش و سرمایش به هم نزدیکترند. نمودار composite curve Shifted نشان میدهد که اگر $Q_{Cmin} = 3.98e+007$ (kj/h) بشود و به میزان $0.8e+007$ (kj/h) کم شود از سرویس جانبی سرد نمودار Composite curve را به سمت چپ جابجا می کند و در اصلاح نمودار شیفت پیدا میکند. که با توجه به این مسئله نقطه پینچ در دمای 142 C بسیار به هم نزدیک می شود و به این ترتیب افزایش گرمای بار حرارتی گرمایشی تقریباً برابر با افزایش بار حرارتی سرمایشی است. تحلیل این مسئله بدین صورت است که بر اساس قانون دوم ترمودینامیک در نقطه پینچ بر مبنای $\Delta T_{min}=12^{\circ}C$ باید $3.98e+007$ (kj/h) حرارت را تامین و $4.8e+007$ (kj/h) حرارت را خارج کرد. در نتیجه هر مقدار که حرارت اضافه از سرویس های جانبی گرم وارد می شود باید از سرویس های جانبی سرد خارج شود. علاوه بر این اگر انرژی بیش از کمینه مقدار لازم در سیستم صرف شود باید هزینه ای بیش از مقدار لازم هم برای سرویس های جانبی گرم و سرد پرداخت کنیم تا بتوان مقدار حرارت اضافی از سیستم را خارج کنیم.



شکل ۱۰- نمودار مرکب گراند برای هدفگذاری سطوح انرژی

نمودار مرکب گراند برای هدفگذاری سطوح انرژی استفاده میشود و در شکل 10 نحوه تولید این نمودار مشاهده میگردد. در ابتدا نمودار مرکب سرد در محور عمودی به میزان $\Delta T_{min} / 2$ بالا برده میشود و نمودار مرکب گرم به همین میزان پایین آورده میشود. با این جابجایی دما، در جریانهای فرآیند و سطوح انرژی اطمینان حاصل میگردد که در نمودار مرکب جمع حداقل اختلاف دما ΔT_{min} بین جریانهای فرآیند و سطوح انرژی باقی خواهد ماند. با این جابجایی دما نمودارهای مرکب به هم خواهند رسید و نمودار مرکب جمع از اختلاف آنتالپی نمودارهای مرکب جدید بدست خواهد آمد. این منحنی ترکیبی کلی به روشنی نشان میدهد که کمینه گرمای لازم Q_{Hmin} $= 3.98e+007$ (kJ/h) و کمینه سرمای لازم $Q_{Cmin} = 4.8e+007$ (kJ/h) است. منحنی ترکیبی کلی به ویژه برای مطابقت نمودارها در بررسی یکپارچه کردن حرارت و توان سودمند است.

نتیجه گیری

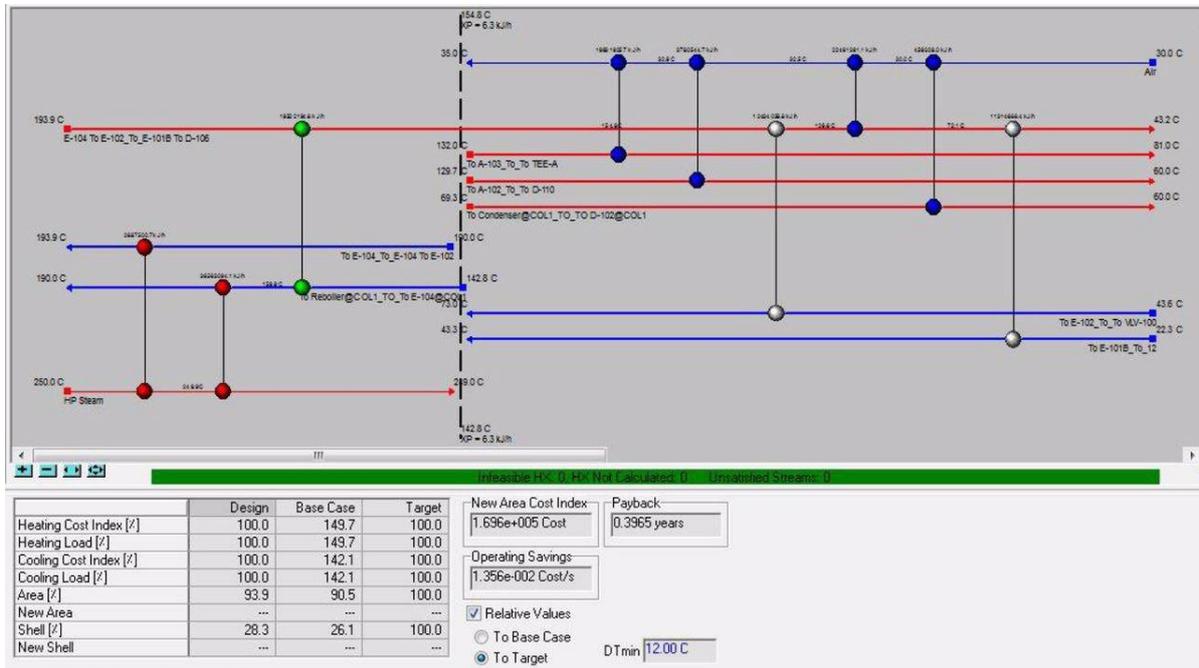
طراحی از دیدگاه اصلاح بهبود یافته (retrofit) نگاه شده است. در retrofit دو بخش بسیار مهم وجود دارد که یکی مبلغ سرمایه (investment) و دیگری بازگشت سرمایه (payback) میباشد. طراحی انتخاب شد که کمترین میزان تغییرات صورت گرفته با توجه به ΔT_{min} مجاز را داشته باشد. همچنین طراحی مورد قبول واقع شد که با کمترین تغییرات بیشترین میزان بازگشت سرمایه را داشته باشد (با توجه به کمترین میزان انحراف xp از حالت واقعی به ایده آل). در طراحی شبکه های مبدل های حرارتی، هدف رسیدن به هدفگذاری انرژی و اقتصادی است. هدف گذاری اقتصادی شامل حداقل تعداد مبدلها، کوچکترین سطح و کمترین سرمایه گذاری اولیه است. بر طبق اصول پینچ شبکه مبدلها توسعه داده شد. پس از طراحی شبکه به روش طراحی از پایه، عملکرد آنها با مقادیر هدفگذاری

سنجیده شدند. محاسبه دوره بازگشت سرمایه در شبکه میدل های حرارتی به روش طراحی از پایه مورد محاسبه قرار گرفت. بدین منظور سرمایه گذاری اولیه مورد نیاز با مقدار شبکه های فعلی مقایسه گردید. هم چنین کاهش هزینه های جاری نیز مورد ارزیابی قرار گرفت. در نهایت با صرف نظر از بهره سرمایه گذاری اولیه و ثابت بودن نرخ انرژمی می توان دوره بازگشت سرمایه را تخمین زد. البته هزینه ها ممکن است به دلیل تغییرات گسترده در شبکه بیشتر از این مقادیر باشد.

جدول ۴- مقایسه کلی طراحی ها بر مبنای ΔT_{min} های مختلف

ΔT_{min}	New Area Cost Index	Operating Service	Payback
10°C	1.869e+005 Cost	1.422e-002 Cost/s	0/4167 years
°C۲1	1.669e+005 Cost	1.356e-002 Cost/s	0/3965 years
°C۴1	1.539e+005 Cost	1.287e-002 Cost/s	0/3792 years

جدول ۴ مقایسه بین طراحیهای مختلف برای را برای مواردی از قبیل بازگشت سرمایه، میزان سطح موردنیاز، میزان هزینه های تارگت انرژمی و سرمایه، را نشان میدهد که با توجه به این طراحیها، بهترین طراحی موجود برای واحد ۱۰۳ در شکل ۱۱ ارائه شده است. این طراحی کمترین میزان انحراف از $x_p=6.3$ کج/هال، حالت ایدهآل، که $x_p=0$ میباشد، را دارا هست. همچنین این طراحی تمام قوانین طلایی پینچ را رعایت کرده است و میزان بازگشت سرمایه قابل توجه میباشد.



شکل ۱۱- بهترین طراحی موجود برای واحد

منابع و مراجع

- [1] R. E. H. Sims, H.-H. Rogner, and K. Gregory, "Carbon emission and mitigation cost comparisons between fossil fuel, nuclear and renewable energy resources for electricity generation," *Energy Policy*, vol. 31, no. 13, pp. 1315-1326, 2003/10/01/ 2003.
- [2] N. Apergis and J. E. Payne, "Renewable energy, output, CO2 emissions, and fossil fuel prices in Central America: Evidence from a nonlinear panel smooth transition vector error correction model," *Energy Economics*, vol. 42, pp. 226-232, 2014/03/01/ 2014.
- [3] Kidnay, A., Kidnay, A., Parrish, W., McCartney, D. (2011). *Fundamentals of Natural Gas Processing*. BocaRaton: CRC Press.
- [4] J. Benoy and R. N. Kale, "Condensate Stabilization," *Offshore World, India; Chemtech Foundation*, 2010.
- [5] J. M. Campbell, "Gas conditioning and processing. Vol. 2," 1979.
- [6] Wu, G.D., 2014. Design and retrofit of integrated refrigeration systems, PhD Thesis. UMIST, UK.
- [7] Tjoe T.N. Using Pinch Technology for Process Retrofit, *Oil & Gas Journal*, .2012
- [8] Smith, R., and B. Linnhoff, "The Design of Separators in the Context of Overall Processes", *Chem. Eng. Res. & Des.*, 66, pp. 195-228 (May 1988).
- [9] Kotjabasakis, E., and b. Linnhoff, "Better System Design Reduces Heat Exchanger Fouling Costs", *Oil & Gas J.*, pp. 49-56 (Sept. 1987). ۱۳۸۸ .
- [10] Smith, R., and E. A. Petela, "Waste Minimisation in the Process Industries", "1: The Problem", *The Chem. Eng.*, pp. 24-25 (Oct. 1991); "2: Reactors", *The Chem. Eng.*, pp.17-23 (Dec. 1991); "3: Separation and Recycle Systems", *The Chem. Eng.*, pp. 24-28 (Feb. 1992); "4: Process Operations", *The Chem. Eng.*, pp. 21-23 (Apr. 1992); "5: Utility Waste", *The Chem. Eng.*, pp. 32-35 (July 1992).
- [11] Demirel, Y. and Sandler, S. I. 2004. Nonequilibrium thermodynamics in engineering and science, *J. Phys. Chem.* 108, 1, 31-43.
- [12] Wall, G., 2004 Exergy- a useful concept within refinery resource, Chalmers University of Technology and University of Göteborg, Sweden.
- [13] Kemp S., Malik, R. K. and Shenoy, U. V. 2014. New Temperature-enthalpy curve for energy targeting of distillation columns, *Comput. Chem. Engng.*, 62, no. 12, pp. 1733-1744.
- [14] Nakaiwa, M. Huang, K. Naito, K. A. Endo, (2001). "Parameter analysis and optimization of ideal heat integrated distillation columns, *Computers and Chemical Engineering*", 25 pp 737-744
- [15] Iwakabe, K. Nakaiwa, M. Huang, K. Nakanishi, T. R_ösjorde, A. Ohmori, T. Endo, A. Yamamoto, T.(2006). "Energy saving in multicomponent separation using an internally heat-integrated distillation column (HIDiC)", *Applied Thermal Engineering*, 26 pp 1362-1368

- [16] Lababidi, M.S.L., Alatiqi, I.M., Nayfeh, L.J.; Energy retrofits study of an ammonia plant; Applied Thermal Engineering; Vol. 20; 1495-503; 2013.
- [17] Pinch Technology: Basics for the Beginners, www.cheresources.com
- [18] Halwagi, M.M., Polley; Synthesis of Mass Exchanger Network; AIChE J.; Vol. 8; 1233-1244; 2011.
- [19] Morris, D.R.; Exergy analysis and cumulative exergy consumption of complex chemical process; Chemical Engineering Science; Vol.40; No.2; 459-45; 2009.
- [20] Szargut, J., Morris, D.R., Steward, F.R.; Exergy Analysis of Thermal; Chemical and Metallurgical process; Hemisphere publishing; New York; 2011.
- [21] Neto, A.C., Pilidis, P.; An Exergy Analysis of Novel Power Generation Systems; ASME; 290-294; 2008.
- [22] C. J. Geankoplis, *Transport processes and separation process principles:(includes unit operations)*. Prentice Hall Professional Technical Reference, 2003.
- [23] N. Rahmanian, I. B. Ilias, and K. Nasrifar, "Process simulation and assessment of a back-up condensate stabilization unit," *Journal of Natural Gas Science and Engineering*, vol. 26, pp. 730-736, 2015/09/01/ 2015.
- [24] S. M. A. Sujan, M. Jamal, M. Hossain, M. Khanam, and M. Ismail, *Analysis of gas condensate and its different fractions of Bibiyana gas field to produce valuable products*. 2015, pp. 59-64.
- [25] مداح ساداتیه، رضا، حامدانی، ناصر؛ پالایشگاههای گاز در طرح توسعه میدان گازی پارس جنوبی؛ آرشا قلم به سفارش جهاد دانشگاهی دانشکده فنی؛ شابک: ۹۷۸-۶۰۰-۷۱۵۵-۲۸-۸؛ ۱۳۹۳.
- [26] جعفری نصر، محمدرضا، کاظمزاده فریز هندی؛ یکپارچه کردن انرژی در فرآیندهای شیمیایی؛ پژوهشگاه صنعت نفت؛ ۱۳۸۸.