





دانشکده مهندسی مکانیک

گروه حرارت و سیالات - تبدیل انرژی

بررسی مطالعه استفاده از روش آنالیز پینچ جهت صرفه جویی و کاهش
مصرف انرژی در کارخانه NGL400 شرکت ملی مناطق نفتخیز جنوب

غلامرضا قشونی (۸۹۰۳۶۲۴)

استاد راهنما:

دکتر محمود چهارطاقی

استاد مشاور دانشگاهی :

دکتر سالم بعنونی (دانشگاه شهید چمران اهواز)

پایان نامه جهت اخذ درجه کارشناسی ارشد

بهمن ۹۱

دانشگاه صنعتی شاهرود

دانشکده : مهندسی مکانیک

گروه : مکانیک حرارت و سیالات - تبدیل انرژی

پایان نامه کارشناسی ارشد آقای غلامرضا قشونی

بررسی مطالعه استفاده از روش آنالیز پینچ جهت صرفه جویی و کاهش مصرف انرژی در کارخانه

NGL 400 شرکت ملی مناطق نفتخیز جنوب

در تاریخ توسط کمیته تخصصی زیر جهت اخذ مدرک کارشناسی ارشد مورد ارزیابی و با درجه مورد پذیرش قرار گرفت.

امضاء	اساتید مشاور	امضاء	اساتید راهنما
	نام و نام خانوادگی : دکتر سالم بعنونی		نام و نام خانوادگی : دکتر محمود چهارطاقی

امضاء	نماینده تحصیلات تکمیلی	امضاء	اساتید داور
	نام و نام خانوادگی : دکتر علی سر رشته داری		نام و نام خانوادگی : دکتر محمود فرزانه گرد
			نام و نام خانوادگی : دکتر سید مجید هاشمیان
			نام و نام خانوادگی :
			نام و نام خانوادگی :

تقدیم بہ

تمام تلاشگران

عرصہ علم و صنعت ایران

ضمن تقدیر و تشکر از زحمات همیشگی پدر و مادرم و از حضور استاد راهنما و اساتید مشاور و مشاورین صنعتی جناب آقای مهندس سیدحمید موسوی و جناب آقای مهندس ذوالفقاری، از کلیه عزیزان زیر که در انجام این کار به اینجانب یاری رساندند، کمال تشکر را دارم.

آقای مهندس رضایی

خانم مهندس بسطامی

خانم مهندس حسینی

تعهد نامه

۱- اینجانب غلامرضا قشونی دانشجوی دوره کارشناسی ارشد رشته مهندسی سیستم های انرژی

دانشکده مکانیک دانشگاه صنعتی شاهرود نویسنده پایان نامه مطالعه استفاده از روش آنالیز پینچ

جهت کاهش مصرف انرژی در کارخانه 400 NGL شرکت ملی مناطق نفتخیز جنوب تحت

راهنمایی دکتر محمود چهارطاقی متعهد می شوم :

- تحقیقات در این پایان نامه توسط اینجانب انجام شده است و از صحت و اصالت برخوردار است .
- در استفاده از نتایج پژوهشهای محققان دیگر به مرجع مورد استفاده استناد شده است .
- مطالب مندرج در پایان نامه تاکنون توسط خود یا فرد دیگری برای دریافت هیچ نوع مدرک یا امتیازی در هیچ جا ارائه نشده است .
- کلیه حقوق معنوی این اثر متعلق به دانشگاه صنعتی شاهرود می باشد و مقالات مستخرج با نام « دانشگاه صنعتی شاهرود » و یا « Shahrood University of Technology » به چاپ خواهد رسید .
- حقوق معنوی تمام افرادی که در به دست آمدن نتایج اصلی پایان نامه تأثیرگذار بوده اند در مقالات مستخرج از پایان نامه رعایت می گردد.
- در کلیه مراحل انجام این پایان نامه ، در مواردی که از موجود زنده (یا بافتهای آنها) استفاده شده است ضوابط و اصول اخلاقی رعایت شده است .
- در کلیه مراحل انجام این پایان نامه، در مواردی که به حوزه اطلاعات شخصی افراد دسترسی یافته یا استفاده شده است اصل رازداری ، ضوابط و اصول اخلاق انسانی رعایت شده است .

تاریخ

امضای دانشجو

مالکیت نتایج و حق نشر

- کلیه حقوق معنوی این اثر و محصولات آن (مقالات مستخرج ، کتاب ، برنامه های رایانه ای ، نرم افزار ها و تجهیزات ساخته شده است) متعلق به دانشگاه صنعتی شاهرود می باشد . این مطلب باید به نحو مقتضی در تولیدات علمی مربوطه ذکر شود .
- استفاده از اطلاعات و نتایج موجود در پایان نامه بدون ذکر مرجع مجاز نمی باشد.



دانشکده مکانیک

پایان نامه کارشناسی ارشد

مطالعه استفاده از روش آنالیز پینچ جهت صرفه جویی و کاهش مصرف
انرژی در کارخانه NGL 400 شرکت ملی مناطق نفتخیز جنوب

غلامرضا قشونی (۱۹۰۳۶۲۴)

استاد راهنما:

دکتر چهارطاقی

استاد مشاور دانشگاهی :

دکتر بعنونی (دانشگاه شهید چمران اهواز)

بهمن ۹۱

چکیده :

حدود سه دهه است که کشور های صنعتی جهان ، استفاده از روش تکنولوژی پینچ را در طراحی سایت های کارخانه ها و شرکت هایی که مصرف انرژی حرارتی و سوختی بالایی دارند ، در دستور کار قرار داده اند. که البته در کشورهای جهان سوم نیز اقداماتی شده است ولی هنوز به جایگاه اصلی خود نرسیده است. با استفاده از این تکنولوژی نسبتا نوین ، میزان مصرف انرژی را که به صورت یوتیلیتی های سرد و گرم مصرف می شود می توان به میزان چشمگیری کاهش داد.

این پروژه با استفاده از تکنولوژی پینچ (Pinch Technology) و بازیافت حرارت (Heat Recovery) توانست میزان مصرف انرژی از قبیل سوختی و الکتریکی را کاهش داده و هزینه های آلاینده ها نیز که نتیجه مصرف سوخت های فسیلی است کاهش چشمگیری داشته باشد. در این مطالعه ی امکان سنجی ، با استفاده از نرم افزار Aspen Plus به شبیه سازی سایت NGL 400 پرداخته و سپس با استفاده از نرم افزار Aspen Energy Analyzer به استخراج داده ها از Aspen Plus و بررسی داده های استخراج شده جهت آنالیز پینچ پرداخته شد.

با مطالعه و بررسی انجام شده مشخص شد که در فرایند ها گرمای زیادی وجود دارد که هدر می رود و نیز گاز خروجی توربین گازی بدون استفاده به محیط زیست رها می شود. برای اینکه بتوان از گرما و سرمای موجود بهره کافی را برد، باید تا جای ممکن از انتقال حرارت فرایندی بجای انتقال حرارت یوتیلیتی بهره گرفت که با اصلاح شبکه ساختاری مبدل ها به این موضوع پرداخته شد.

در نهایت برای اینکه صرفه اقتصادی این کار مطالعاتی سنجیده شود، با توجه به صرفه جویی های انجام شده در بخش انرژی و مخارج و هزینه های طراحی مبدل های حرارتی، زمان بازگشت سرمایه انجام این پروژه محاسبه و بررسی شده است.

کلمات کلیدی :

تکنولوژی پینچ - نمودار ترکیبی - نمودار ترکیبی جامع - نمودار شبکه ای - زمان بازگشت سرمایه - مبدل حرارتی - یوتیلیتی سرد و گرم

Key Words :

pinch technology - composite curve - Grande Composit Curve - Grid Diagram - Payback Period - Heat Exchanger - Cold and Hot Utility

۱- مطالعه استفاده از روش آنالیز پینچ جهت کاهش مصرف انرژی در کارخانه
NGL 400 شرکت ملی مناطق نفتخیز جنوب

محمود چهارطاقی^۱* - غلامرضا قشونی^۲* - سالم بنوننی - سید حمید موسوی - جواد ذوالفقاری

**Study of using pinch analysis to decreasing energy consumption in
NGL400 unit of NISOC**

**Mahmood Chahartaghi* -Gholamreza Ghoshooni * -Salem Banooni- Seyed Hamid
Mousavi - Javad zolfaghari**

(Assistant prof of Energy Conversion* - MSC Engineering of Energy systems * - Assistant prof of
Energy Conversion – BSC of Chemical Process – MSC Economic of Energy)

¹ - Email : chahartaghi@iust.ac.ir
² - Email : mortymatlab65@gmail.com

فصل اول	۱
آشنایی با فرایند کارخانه گاز و گاز مایع ۴۰۰	۱
۱-۱- مقدمه :	۲
۲-۱- فرآیند :	۴
۱-۲- قسمت بازیابی NGL :	۴
۱-۲-۲- عمل سرمازایی در چیلرها :	۶
۱-۲-۳- گاز غنی مرحله دوم :	۱۳
۱-۲-۴- تقویت فشار مارون ۳ :	۱۳
۱-۲-۵- گاز مارون ۴ :	۱۳
۱-۲-۶- فرآیند گاز غنی مرحله دوم :	۱۳
۱-۲-۷- برج متان زدایی :	۱۴
۱-۳- محصول NGL :	۱۵
۱-۴- گاز خشک مرحله دوم :	۱۵
۱-۵- واحد تبرید :	۱۶
۱-۵-۱- واحد تبرید با مولد الکتریکی :	۱۶
۱-۵-۲- فرایند :	۱۷
۱-۶- واحد گلایکل :	۱۷
۱-۶-۱- کلیات :	۱۷
۱-۶-۲- فرایند تغلیظ گلایکل :	۱۸
۱-۷- سیستم سوخت :	۱۹
۱-۸- اهداف و کارهای انجام شده :	۱۹
۱-۸-۱- تاریخچه پینچ در ایران و جهان:	۱۹
۱-۸-۲- اقدامات انجام شده در این زمینه در ایران برای کارخانجات NGL :	۲۲

۲۳.....	۱-۸-۳- اقدامات انجام شده در این زمینه در جهان برای کارخانجات NGL :
۲۳.....	۱-۸-۴- اهداف و ضرورت های انجام این پروژه :
۲۴.....	۱-۸-۵- وضعیت فعلی سایت که هدف است آن را بهبود بخشید :
۲۵.....	فصل دوم.....
۲۵.....	نحوه استخراج داده ها و انجام شبیه سازی نرم افزاری.....
۲۶.....	۲-۱- مقدمه:
۲۶.....	۲-۲- علل انجام این پروژه به صورت شبیه سازی :
۲۷.....	۲-۳- اولین مرحله اجرای شبیه سازی (داده برداری) :
۲۸.....	۲-۳-۱- داده برداری ها عبارتند از :
۲۹.....	۲-۴- مقدمه ای بر ASPEN Plus :
۲۹.....	۲-۴-۱- فرایند شبیه سازی در Aspen plus چیست؟
۲۹.....	۲-۴-۲- مراحل شبیه سازی یک فرایند در Aspen Plus :
۳۲.....	۲-۴-۳- معرفی اجزای مورد استفاده در شبیه سازی Aspen Plus :
۳۴.....	۲-۵- حالت فعلی سایت NGL400 و میزان مصرف انرژی آن در حال حاضر :
۳۶.....	۲-۶- معرفی نرم افزار Aspen B-Jac :
۳۶.....	۲-۶-۱- Aspen Hetran :
۳۶.....	۲-۶-۲- Aspen Aerotran :
۳۸.....	۲-۷- نتایج شبیه سازی :
۳۹.....	فصل سوم.....
۳۹.....	نتایج حاصل از انجام شبیه سازی و انجام آنالیز پینچ.....
۴۰.....	۳-۱- مقدمه :
۴۰.....	۳-۲- معرفی نرم افزار Aspen Energy Analyzer :
۴۰.....	۳-۲-۱- معادلات حاکم بر نرم افزار :
۴۷.....	۳-۳- نحوه استخراج داده ها توسط Aspen Energy Analyzer :
۴۸.....	۳-۴- عملیات تکمیلی پس از استخراج داده ها :

۵۶	۳-۵- آنالیز پینچ :
۶۷	۳-۶- محاسبات انرژی و اقتصادی و طراحی مبدل در نقطه پینچ :
۷۵	۳-۷- محاسبات انرژی بازیافت حرارت :
۷۵	۳-۷-۱- محاسبات مشعل گلایکول :
۷۹	۳-۷-۲- کمپرسورهای گاز غنی مرحله دوم (C-4407B) و (C-4407C) :
۸۶	۳-۷-۳- محاسبات پیش گرم کردن سوخت (گاز) ورودی توربین گاز C4407 :
۹۲	فصل چهارم.....
۹۲	هزینه های آلاینده های سوختی.....
۹۳	۴-۱- مقدمه :
۹۳	۴-۲- استفاده از منابع انرژی و اثرات آن بر محیط زیست :
۹۳	۴-۳- برخی صدمات زیست محیطی استفاده از منابع انرژی تجدید ناپذیر.....
۹۳	۴-۳-۱- نفت:
۹۴	۴-۳-۲- گاز طبیعی:
۹۵	۴-۴- تأثیر متقابل اقتصاد ، انرژی و محیط زیست :
۹۵	۴-۵- گردآوری مفاهیم مرتبط با هزینه های خارجی، اجتماعی و زیست محیطی:
۹۵	۴-۵-۱- مفهوم اثرات خارجی :
۹۶	۴-۵-۲- مفهوم اثرات خارجی منفی یا هزینه های خارجی بیرونی :
۹۶	۴-۵-۳- مفهوم هزینه های آشکار زیست محیطی :
۹۶	۴-۵-۴- مفهوم هزینه های سرمایه ای :
۹۶	۴-۵-۵- مفهوم هزینه های عملیاتی :
۹۶	۴-۵-۶- مفهوم هزینه های ضمنی زیست محیطی :
۹۷	۴-۵-۷- مفهوم هزینه های اجتماعی :
۹۷	۴-۶- محاسبات هزینه های آلاینده ها :
۱۰۰	۴-۷- اقدامات پیشنهادی و بررسی شده در یک نگاه
۱۰۱	پیشنهادهات.....

پیوست ها.....	۱۰۲
مفاهیم و قوانین آنالیز پینچ	۱۰۳
فشار بخار پروپان در دماهای مختلف	۱۴۱
نمودار دانسیته هوا در دماهای مختلف	۱۴۲
آمار هوای شهر اهواز در سال ۸۹	۱۴۳
نتایج داده های شبیه سازی سایت NGL400 با اسپن پلاس (۱۰صفحه)	۱۴۴
سایت NGL400 شبیه سازی شده با اسپن پلاس.....	۱۵۴
منابع:.....	۱۶۲
چکیده انگلیسی.....	۱۶۵

فهرست جداول :

- جدول (۱-۲) : میزان مصرف انرژی در حالت اولیه سایت NGL 400 ۳۵
- جدول (۱-۳) : میزان هزینه ها در Δt_{min} های مختلف ۵۵
- جدول (۲-۳) : لیست انواع مبدل طراحی شده به عنوان Second new به همراه قیمت مبدل ۶۹
- جدول (۳-۳) : لیست انواع مبدل طراحی شده به عنوان First new به همراه قیمت مبدل ۷۱
- جدول (۴-۳) : لیست انواع مبدل طراحی شده به عنوان third new به همراه قیمت مبدل ۷۳
- جدول (۵-۳) : مشخصات گاز مصرفی مشعل های گلایکول ۷۶
- جدول (۶-۳) : مشخصات فید ورودی و محصولات خروجی جوشاننده گلایکول ۷۷
- جدول (۷-۳) : داده های جریان های ورودی به توربین گاز ۷۹
- جدول (۸-۳) : مشخصات توربین ممیزی شده ۸۰
- جدول (۹-۳) : لیست قیمت و انواع مبدل جهت بازیافت حرارت گاز خروجی توربین گاز ۸۶
- جدول (۱۰-۳) : مبدلهای پیشنهادی بازیافت حرارت گاز توربین برای پیش گرمایش گاز ورودی ۹۰
- جدول (۱-۴) : هزینه های اجتماعی انواع سوخت های فسیلی در تولید برق بر حسب (centkwh) ۹۸
- جدول (۲-۴) : جدول اقدامات پیشنهادی و بررسی شده در یک نگاه ۱۰۰

شکل (۱-۱) : نمای کلی سایت NGL.....	۹
شکل (۲-۱) نمای شماره یک.....	۱۰
شکل (۳-۱) نمای شماره دو.....	۱۱
شکل (۴-۱) نمای شماره سه.....	۱۲
شکل (۱-۲) نحوه انجام تنظیمات اولیه در شروع کار با برنامه Aspen Plus.....	31
شکل (۱-۳) : مراحل Extract کردن داده ها از Apen Plus.....	۴۷
شکل (۲-۳) : جریان های فرایندی (Process Streams) در انرژی آنالیزر.....	۵۰
شکل (۳-۳) : جریان های یوتیلیتی (Utility Streams) در انرژی آنالیزر.....	۵۱
شکل (۴-۳) : نمودار CC جریان های سرد و گرم در حالت کارکرد فعلی سایت.....	۵۲
شکل (۵-۳) : نمودار GCC جریان های سرد و گرم در حالت کارکرد فعلی سایت.....	۵۲
شکل (۶-۳) : دمای نقطه پینچ و انرژی هدف و سطح هدف در $\Delta t_{min} = 10^{\circ}\text{C}$	۵۳
شکل (۷-۳) : نمایی از دیاگرام شبکه ای (Gride Diagram) سایت در حالت فعلی.....	۵۴
شکل (۸-۳) : میزان جمع هزینه های انرژی و تجهیزات در Δt_{min} های مختلف.....	۵۵
شکل (۹-۳) : دمای نقطه پینچ و انرژی هدف و در $\Delta t_{min} = 9$	۵۶
شکل (۱۰-۳) : نمودار شبکه ای و مشاهده Cross Pinch.....	۵۸
شکل (۱۱-۳) : نمودار شبکه ای خط پینچ و میزان انرژی عبوری از پینچ.....	۵۹
شکل (۱۲-۳) : سهم هر تجهیز در انتقال حرارت از نقطه پینچ.....	۶۰
شکل (۱۳-۳) : نمودار شبکه ای در بالای نقطه پینچ.....	۶۱
شکل (۱۴-۳) : نمودار شبکه ای اصلاح شده در بالای نقطه پینچ.....	۶۲
شکل (۱۵-۳) : نمایی از مبدل E4410 و Second new روی جریان 14-3 to 16-0 و نقطه پینچ گرم...۶۴	۶۴
شکل (۱۶-۳) : نمایی از مبدل E414 روی جریان kk to kk-1 و جریان سرد 41 to 41-00.....	۶۴
شکل (۱۷-۳) : نمایی از مبدل Third New روی جریان 60 to 60-0 و جریان سرد 41 to 41-00.....	۶۶
شکل (۱۸-۳) : نمودار شبکه ای در حالتی که دیگر Cross Pinch وجود ندارد.....	۶۶

- شکل (۳-۱۹) : دیتا شیت طراحی مبدل **Second New**..... ۷۰
- شکل (۳-۲۰) : دیتا شیت طراحی مبدل **First New**..... ۷۲
- شکل (۳-۲۱) : دیتا شیت طراحی مبدل **Third New**..... ۷۴
- شکل (۳-۲۲) : جوشاننده گلايکول..... ۷۷
- شکل (۳-۲۳) : کمپرسورهای گاز غنی مرحله دوم (C-4407B) و (C-4407C) :..... ۷۹
- شکل (۳-۲۴) : دیتا شیت طراحی مبدل جایگزین بجای استفاده از مشعل گلايکول..... ۸۵
- شکل (۳-۲۵) : دیتا شیت طراحی مبدل جهت پیش گرمایش گاز ورودی..... ۹۱

فصل اول

آشنایی با فرایند کارخانه

گاز و گاز مایع ۴۰۰

۱-۱- مقدمه :

گاز طبیعی که از زیرزمین تا سرچشمه بالا آورده می شود کاملاً با گاز طبیعی مصرف کنندگان متفاوت است. اگرچه تصفیه گاز طبیعی در بسیاری از جنبه ها ساده تر از تصفیه و پالایش نفت

خام است، اما تصفیه آن قبل از استفاده توسط مصرف‌کنندگان، ضروری است. گاز طبیعی که توسط مصرف‌کنندگان استفاده می‌شود، بیشتر از متان تشکیل شده است. اگرچه گازی که در سرچشمه یافت می‌شود بیشتر ترکیبات آن متان است و نیاز به تصفیه زیادی ندارد. گاز طبیعی خام از سه نوع چاه استخراج می‌شود: چاه‌های نفت، چاه‌های گاز و چاه‌های متراکم.

گاز خروجی از چاه‌های گازی توسط خط لوله جریانی و شبکه جمع‌آوری، وارد منطقه تفکیک شده و در این تفکیک‌گرها، گاز، مایعات گازی و آب به صورت سه فاز از هم جدا می‌شود. گاز و مایعات گازی جدا شده توسط دو خط لوله معمولاً به کارخانه گاز و گاز مایع هدایت گردیده و آب جدا شده به سمت گودال سوخت (pit) جریان می‌یابد. گاز طبیعی که از چاه‌های گاز و متراکم می‌آید، که در آن هیچ نفت خامی وجود ندارد یا اگر وجود دارد بسیار اندک است و با نام «گاز همراه» شناخته می‌شود. چاه‌های گاز عموماً گاز طبیعی خام تولید می‌کنند در حالی که چاه‌های متراکم گاز طبیعی آزاد به همراه یک هیدروکربن نیمه مایع متراکم تولید می‌کنند. منبع گاز طبیعی هرچه که باشد، وقتی از نفت خام (در صورت وجود) جدا شد، معمولاً در ترکیب با دیگر هیدروکربن‌ها وجود دارد (عمدتاً اتان، پروپان، بوتان و پنتان). به علاوه، گاز طبیعی خام حاوی بخار آب، سولفید هیدروژن، دی‌اکسید کربن، هلیوم، نیتروژن و دیگر اجزا است. تصفیه گاز طبیعی شامل جداسازی تمام هیدروکربن‌ها و مایعات مختلف از گاز طبیعی خالص است. به منظور تولید آن چه که گاز طبیعی خشک به کیفیت خطوط لوله نامیده می‌شود، خطوط لوله اصلی حمل و نقل اغلب مقرراتی دارند که براساس آن گاز طبیعی هنگام حمل و نقل با خطوط لوله باید ترکیبات و کیفیت خاصی داشته باشد. این بدین معناست که قبل از حمل و نقل، گاز طبیعی باید تصفیه شود یا این که در مراحل تصفیه و پالایش، اتان، پروپان، بوتان و پنتان باید از گاز طبیعی جدا شوند، اما این بدین معنا نیست که آن‌ها ضایعات هستند. در واقع، هیدروکربن‌های همراه که تحت عنوان «مایعات گاز طبیعی» شناخته می‌شوند (Natural Gas Liquids) NGL می‌توانند با محصولات حاصل از تصفیه گاز طبیعی بسیار

ارزشمند باشند. NGL ها شامل اتان، پروپان، بوتان، ایزوبوتان و بنزین طبیعی می باشند. این NGL ها به طور جداگانه فروخته می شوند و مصارف متفاوتی دارند، مثل افزایش بازیافت نفت در چاه های نفت، فراهم آوردن مواد خام برای پالایشگاه های نفت یا نیروگاه های پتروشیمی به عنوان منابع انرژی.

در حالی که بعضی از اوقات تصفیه مورد نیاز می تواند در سرچشمه یا نزدیکی آن (تصفیه حوزه) انجام شود، تصفیه کامل گاز طبیعی در یک نیروگاه تصفیه گاز طبیعی که معمولا در منطقه تولیدی گاز طبیعی قرار دارد، انجام می شود.

عمل واقعی تصفیه گاز طبیعی به گاز طبیعی خشک، کیفیت خط لوله می تواند بسیار پیچیده باشد، اما معمولا شامل چهار تصفیه اصلی است تا ناخالصی های مختلف از آن جدا بشود :

- از میان برداشتن نفت و گاز متراکم

- از میان برداشتن آب

- جداسازی مایعات گاز طبیعی

- از میان برداشتن دی اکسید کربن و سولفور

علاوه بر چهار مرحله تصفیه بالا، هیترها و فیلترهایی معمولا در سرچشمه یا در نزدیکی آن نصب می شوند. فیلترها در درجه اول برای برداشتن شن و دیگر ناخالص های بزرگ به کار می روند. هیترها تضمین می کنند که درجه حرارت گاز زیاد پایین نیفتد. گاز طبیعی که حاوی حتی مقادیر بسیار کمی از آب باشد، هنگام افت درجه حرارت، هیدرات های گاز طبیعی در آن شکل می گیرند. این هیدرات ها دارای ترکیبات جامد یا نیمه جامدی می باشند که شبیه کریستال های یخ هستند. با شکل گیری هیدراتها در گاز طبیعی مانعی در راه، عبور گاز طبیعی از میان دریچه ها و سیستم های گردآوری ایجاد می شود. برای کاهش تشکیل هیدرات ها، واحدهای گرمایی با سوخت گاز طبیعی عموما در امتداد خط لوله جمع آوری نصب می شوند جایی که به نظر می رسد هیدرات ها ممکن است تشکیل شوند.

در این فصل به بررسی فرایند کارخانه گاز و گاز مایع و معرفی تجهیزات این کارخانه پرداخته می شود. برای اینکه بتوان به نتایج دلخواه در فصول بعد رسید باید به شناخت کافی از سایت و فرایند موجود پرداخت و با احاطه علمی بر فرایند تولید و نحوه کاربرد و ترتیب تجهیزات به این مهم دست یافت.

۱-۲- فرآیند کارخانه NGL400: [1]

فرآیند کارخانه گاز و گاز مایع ۴۰۰ همراه با کنترل عمومی آن در شکل شماره (۱-۱) در سه صفحه نشان داده شده است. کارخانه گاز و گاز مایع ۴۰۰ از دو بخش مرحله اول و دوم تشکیل شده است، که در هر مرحله گاز ورودی^۱ دارای مشخصات فیزیکی و شیمیایی متفاوتی است. در این فصل به بررسی فرایند در همین کارخانه پرداخته می شود.

۱-۲-۱ قسمت بازیابی NGL:

گاز مرحله اول:

به گاز های ورودی به کارخانه که حاوی انواع هیدروکربن های سبک و سنگین باشد و هنوز عملیات جداسازی NGL از آن صورت نگرفته باشد، گاز غنی^۲ می گویند و پس از اینکه عملیات جداسازی NGL از گاز غنی صورت گرفت به باقیمانده گاز، گاز ضعیف^۳ گفته می شود. گاز غنی مرحله اول با فشار 36 bar و درجه حرارت 66 °C ابتدا به مخزن V-4450 ظرف جداکننده ابتدایی^۴ وارد می شود. این ظرف برای جلوگیری از ورود مایعات نفتی همراه با گاز به داخل کارخانه طراحی شده است. گاز خروجی از V-4450 به جداکننده V-401^۵ فرستاده می شود.

-
- Feed - 1
 - Rich gas - 2
 - Lean gas - 3
 - inlet separator - 4
 - inlet filter separator - 5

فیلترهای این ظرف از نوع «PECO FILTER» می باشد که قادر است علاوه بر مواد جامد همراه ذرات شن و ماسه، قطرات مایع را نیز از گاز جدا سازد. (در صورت ازدیاد افت فشار، فیلترها قابل تمیز کردن و یا تعویض می باشند).

گاز خروجی از V-401 پس از عبور از کولر هوایی E-401 با درجه حرارت 53.3°C به مبدل حرارتی E-402^۱ وارد می شود. گاز غنی مرحله اول در E-402 با گاز خشک مرحله اول تبادل حرارتی کرده و تا 31.6°C سرد می شود. از آنجا که نقطه درجه حرارت هیدرات گاز مرحله اول 14.5°C می باشد خطر تشکیل هیدرات وجود ندارد و در نتیجه تزریق گلیکل ضروری نیست مگر در موارد لازم که تسهیلات آن موجود است.

درجه حرارت گاز خروجی از E-402 بوسیله کنترل کنار گذر گاز خشک صورت می گیرد. در این مرحله گاز غنی مرحله اول به جداکننده آب مرحله اول V-402^۲ وارد می شود. در این جداکننده تقریباً ۸۵٪ آب همراه با گاز غنی جدا شده با کنترل سطح مایع به گودال سوخت فرستاده می شود.

در طراحی قدیم، این ظرف بصورت یک جداکننده دو فاز عمل می کرده است. به این معنی که گاز و مایعات هیدروکربور آن با هم بقیه مسیر را طی می کرده اند. در جریان پروژه «MOD»^۳ V-402 به یک جداکننده سه فاز تبدیل شده است. در این حالت مایعات هیدروکربور V-402 با کنترل سطح به ظرف جدید V-4451^۴ وارد می شوند که خود یک جداکننده سه فاز است.

1 - Hot gas- gas exchanger

2 - WATER SEP

3 - پروژه ای است که پس از مدت چند سال از برداشت از مخازن مارون و افت فشار چاه ها جهت رفع افت فشار انجام گردید.

4 - NGL-FLASH DRUM

مایعات ورودی در نتیجه افت فشار مقدار زیادی از گازهای سبک خود (C1, C2) را از دست می دهند. این گاز به گاز مرحله دوم ملحق شده و مایعات جمع شده به جوشاننده برج متان زدائی (E-409) فرستاده می شوند. آب جدا شده نیز با کنترل سطح تخلیه می شود (بسیار ناچیز).

گاز غنی از V-402 با درجه حرارت حرارت 32.6°C به مبدل حرارتی E-403^۱ وارد شده و بوسیله گاز خشک مرحله اول^۲ تا حرارت 7°C سرد می شود.

از آنجا که درجه حرارت 7°C کمتر از نقطه هیدرات گاز مرحله اول است تزریق گلیکل به گاز غنی ورودی ضروری می باشد. گلیکل پس از عبور از فیلتر بوسیله نازل هایی از جنس استینلس استیل بصورت یکنواخت در تمام قسمت های گاز پخش می شود. نحوه تزریق گلیکل از اهمیت ویژه ای برخوردار است. برای مثال اگر گلیکل کاملاً پودر یا اتمیزه نشود بعلت جرم مخصوص بیشتر در لوله های مبدل حرارتی یکسان پخش نخواهد شد و این عمل خود باعث یخ زدگی در قسمت بالا خواهد شد که نتیجه آن افت فشار زیاد خواهد بود. گاز غنی از E-403 به چیلر^۳ E-404 وارد شده بوسیله تبخیر پروپان مایع در قسمت پوسته، به درجه حرارت -11°C می رسد. تزریق گلیکل در ابتدای ورود به چیلر نیز صورت می پذیرد. E-404 مستقیماً به مبدل حرارتی E-403 متصل شده است.

۱-۲-۲- عمل سرمازایی در چیلرها :

¹ - Cold gas exchanger

² - Shell Side

³ - First Stage – Gas Chiller

چیلرها عموماً از نوع کتری^۱ می‌باشند. پروپان مایع در قسمت پوسته بواسطه افت فشار و حرارت انتقالی از گاز غنی تبخیر شده، گرمای نهان تبخیر^۲ لازم توسط گاز غنی تأمین می‌شود. فضای اضافی قسمت پوسته این عمل را تسریع می‌کند. عمل انتقال حرارت درچیلر با توجه به رابطه

$$(Q=h*A*\Delta T) \quad (1-1)$$

است که در آن

h : ضریب انتقال حرارت همرفتی

A : سطح انتقال حرارت بین سیال سرد و گرم در چیلر

ΔT : میزان اختلاف دمای بین ورودی و خروجی سیال سرد یا گرم

می‌باشد، بدست می‌آید. میزان انتقال حرارت انجام شده به h و ΔT بستگی دارد. با ثابت نگه داشتن ΔT تنها راه اضافه کردن میزان انتقال حرارت افزایش h می‌باشد.

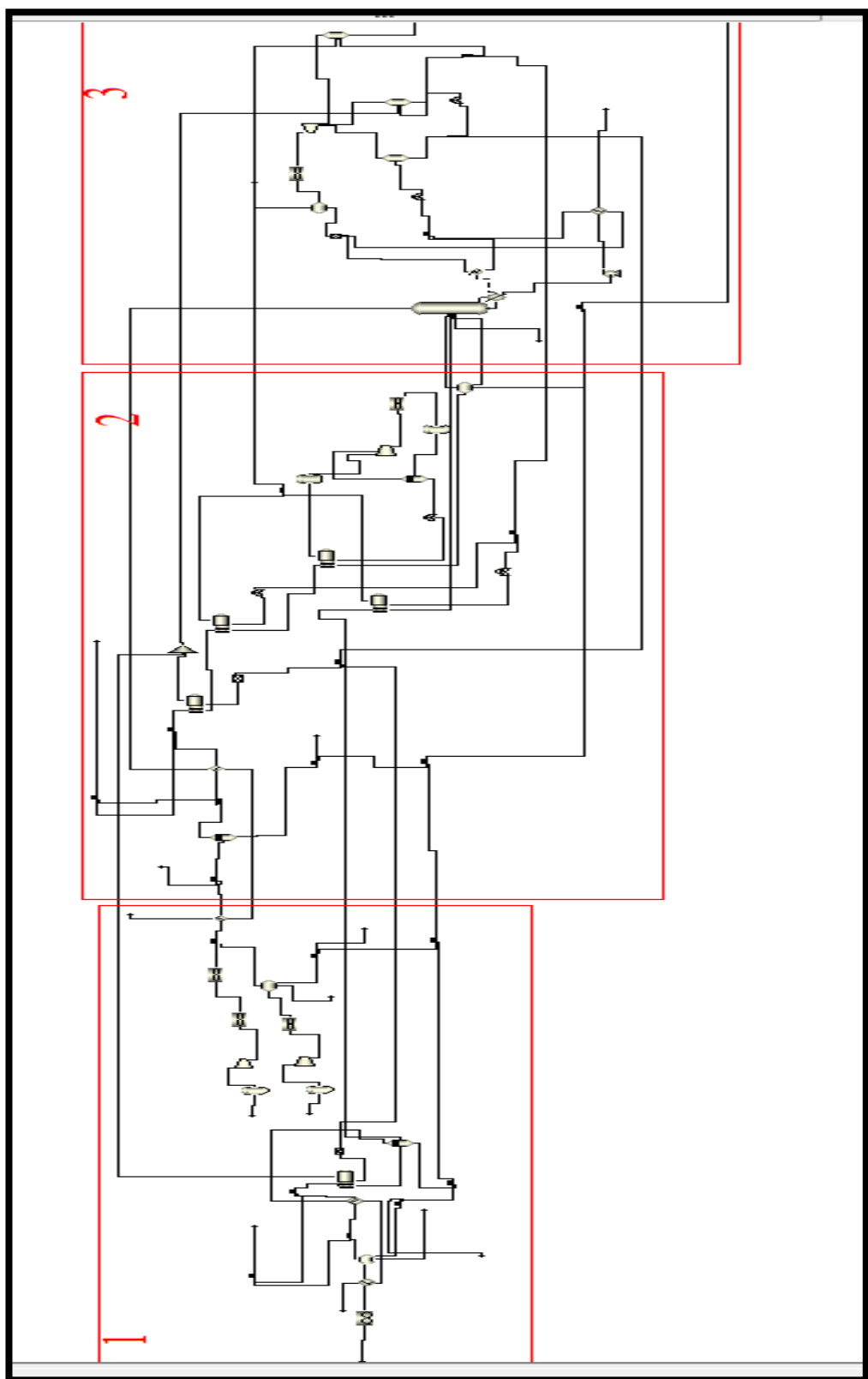
گاز غنی مرحله اول در آخرین مرحله فرآیند به دو جداکننده A/B V-403^۳ وارد می‌شود. عمل جداسازی در سه فاز صورت می‌گیرد، گاز خشک مرحله اول بعنوان عمده محصول کارخانه، (فشار 33 bar، درجه حرارت 50 °C) پس از عبور از E-403 و E-402 به شرکت گاز تحویل داده می‌شود.

NGL تولید شده در خنک کننده E-4403^۴ به درجه حرارت 17.7 °C- می‌رسد و پس از افت فشار در شیر کنترلی که از کنترل کننده سطح NGL در V-403A/B دستور می‌گیرد، در

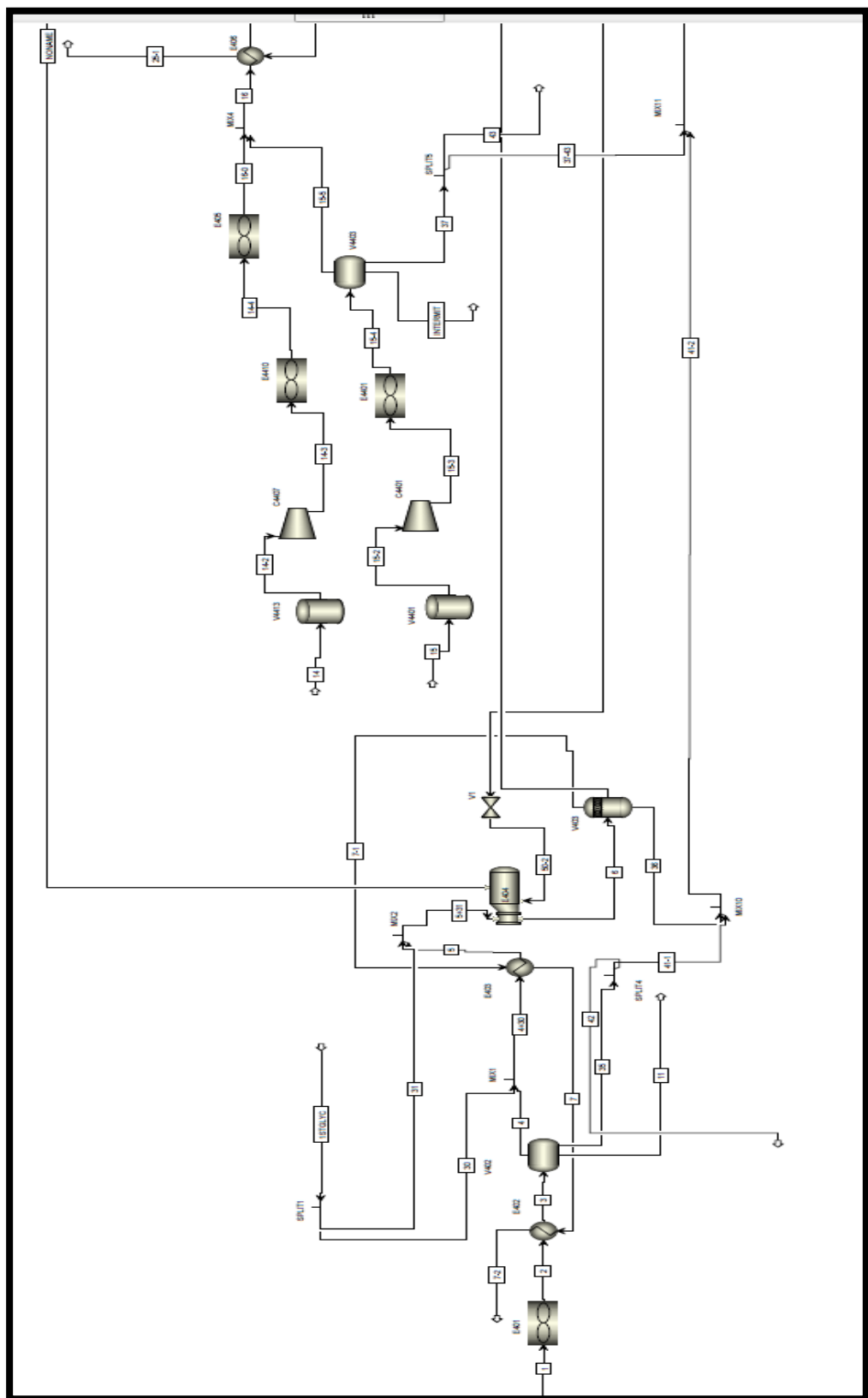
1 - kettle
2 - latent heat
3 - GLYCOL SEP
4 - NGL LIQUID COOLER

°C 27.2- به مثابه خوراک سرد بالائی برج متان زدایی به سینی شماره ۶ برج وارد می‌شود.^۱
گلایکل جمع شده در جداکننده V- 403A/B با کنترل سطح مایع برای تغلیظ به واحد
گلایکل بازگردانده می‌شود.

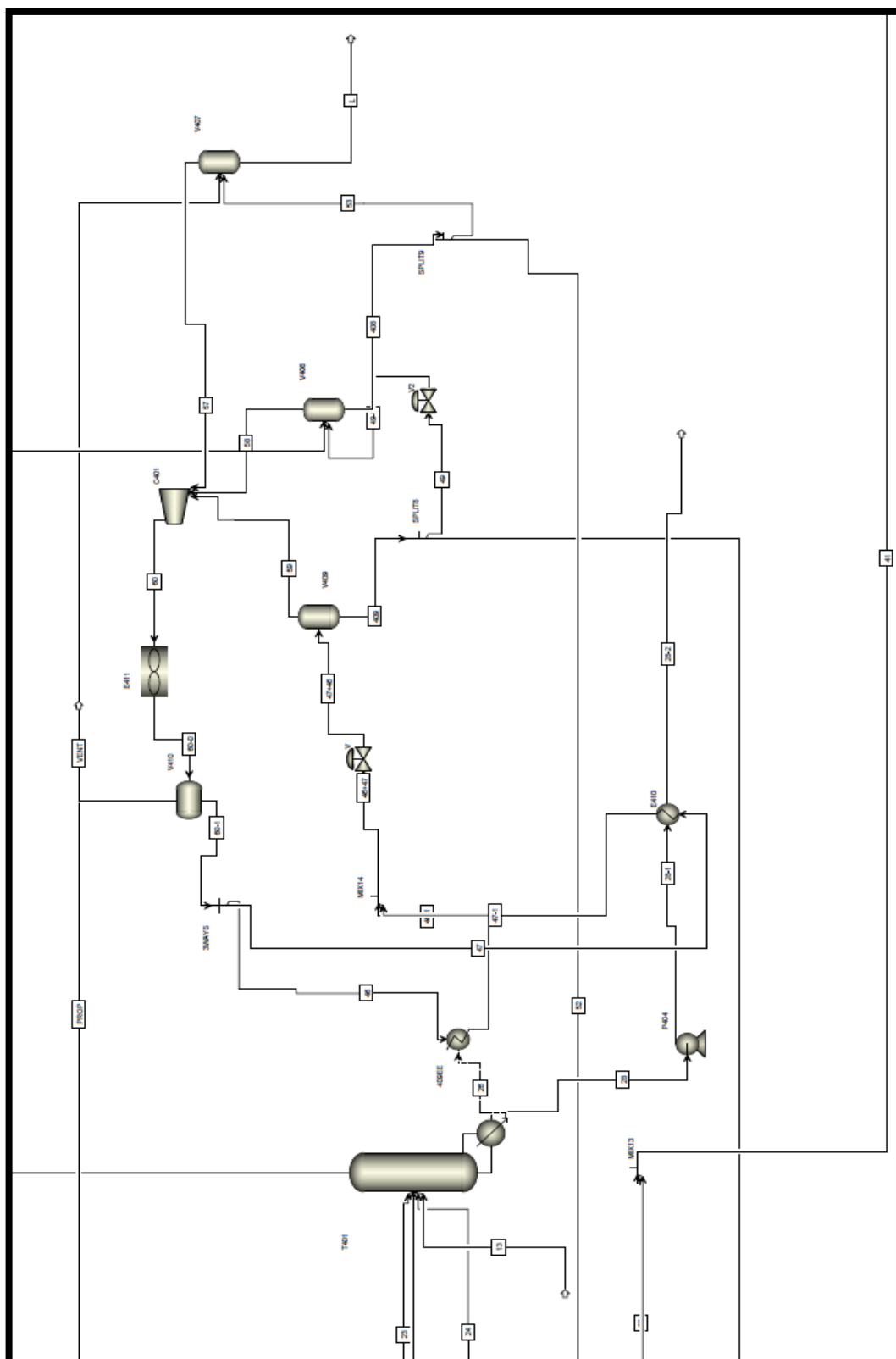
شکل (۱-۱) نمای کلی سایت NGL400 را نشان می‌دهد که بخاطر بزرگی سایت تصویر
واضحی از تجهیزات و ترتیب آن‌ها مشخص نیست. به منظور مشاهده بهتر سایت، آن را به
سه ناحیه مختلف تقسیم نموده و هرکدام بصورت جداگانه نشان داده شده است. (شکل ۱-
۲) و (شکل ۱-۳) و شکل (۱-۴)



شکل (۱-۱): نمای کلی سایت NGL400



شکل (۲-۱): سایت NGL 400 - ناحیه شماره ۱



شکل (۴-۱) : سایت NGL 400 - ناحیه شماره ۳

۱-۲-۳ - گاز غنی مرحله دوم :

منابع گاز غنی مرحله دوم عبارتند از : ۶۵ میلیون فوت مکعب گاز بهره برداری شماره ۳ و ۴۰ میلیون فوت مکعب گاز واحد بهره برداری شماره ۴.

فشار گاز مرحله دوم برابر است با فشار 5.8 bar درجه حرارت آن 62°C می باشد. لازم به ذکر است که فشار گاز در طراحی اولیه کارخانه 16.6 bar بوده است و در طراحی مجدد بجای تطبیق کارخانه با فشار جدید، گاز مرحله دوم توسط دو توربوکمپرسور به فشار لازم 16.6 bar تقویت می شود. این عمل از کم شدن ظرفیت کارخانه به علت افزایش حجم گاز در نتیجه افت فشار جلوگیری می کند.

۱-۲-۴ - تقویت فشار مارون ۳ :

تقویت فشار مارون ۳ توسط کمپرسور گازی سولار^۱ که به نوبه خود از سه توربین گازی نیرو می گیرند انجام می شود. هر سه کمپرسور دارای یک ظرف مکش مشترک می باشند. «V-4412» که از ورود مایعات همراه گاز به کمپرسور ، جلوگیری می نماید. فشار خروجی کمپرسور برابر با 16.6 bar می باشد. گاز خروجی از کمپرسورها در خنک کننده های هوایی E-4410 تا 65.5°C خنک می شود.

۱-۲-۵ - گاز مارون ۴ :

گاز مارون ۴ پس از تقویت فشار 18.7 bar از طریق خط لوله ای بطول تقریبی ۱۰ کیلومتر به کارخانه وارد شده و جهت جداسازی مایعات همراه به جداکننده V-4403 فرستاده می شود. مایعات جمع شده به واحد بهره برداری شماره ۳ مارون فرستاده می شوند و گاز حاصل با گاز مرحله سوم مارون ۳ مخلوط شده و به پایین آمدن درجه حرارت آن کمک می نماید.

۱-۲-۶ - فرآیند گاز غنی مرحله دوم :

¹ - SOLAR

گاز خروجی از E-4410 به جداکننده v-404^۱ فرستاده می‌شود که عملی شبیه به v-401 انجام می‌دهد. گاز فیلتر شده خروجی از V-404 بوسیله کولر هوایی E-405 خنک شده و پس از آن با گاز مارون ۴ مخلوط می‌شود.

مجموع گاز مرحله دوم با درجه حرارت 53 °C در مبدل حرارتی E-406^۲ بوسیله گاز خشک مرحله دوم خنک شده، به ظرف جدا کننده آب مرحله دوم فرستاده می‌شود. درجه حرارت خروجی از E-406 توسط تغییر مقدار جریان کنار گذر گاز خشک مرحله دوم تنظیم می‌شود. V-405 برخلاف V-402 یک جداکننده دوفاز است. آب جمع شده در این ظرف با کنترل سطح مایع جدا شده و مجموع گاز مایع و گاز مرحله دوم به مبدل حرارتی E-407 فرستاده شده تا بار دیگر بوسیله گاز خشک مرحله دوم خنک شود (27 °C). در این مرحله تزریق گلایکل برای جلوگیری از یخ‌زدگی باید صورت پذیرد. مبدل E-407 مستقیماً به اولین چیلر مرحله دوم E-408 متصل شده است که بوسیله تبخیر پروپان، گاز ورودی را تا 1.5 °C- خنک می‌کند.

گاز مرحله دوم سرانجام در چیلر E-4404 تا 28.8 °C- خنک شده و به جداکننده گلایکل مرحله دوم V-4404 فرستاده می‌شود.

تزریق گلایکل در ورودی هر دو چیلر ضروری است. گلایکل و آب جمع شده در V-4404 با کنترل سطح به واحد تغلیظ گلایکل برگشت داده می‌شود. NGL خام مرحله دوم و گاز جدا شده در V-4404 به برج متان‌زدایی (سینی شماره ۳) فرستاده می‌شود.

۷-۲-۱- برج متان‌زدایی^۳:

برج متان‌زدایی برجی است عمودی دارای ۶ سینی (۶ طبقه) از نوع VALVE TRAY که از دو قسمت تحتانی جداکننده (استریپر)^۱ و قسمت فوقانی (یکسوکننده)^۲ تشکیل شده است.

¹ - 2nd stage inlet filter sep

² - 2nd stage hot gas-gas exch

³ - T-401 DEMETHANIZER

محصول قسمت فوقانی گاز خشک مرحله دوم است. خوراک اصلی برج مایع NGL مرحله دوم می باشد که روی سینی شماره ۳ می ریزد (-28.3°C). NGL مرحله اول (-27.2°C) بعنوان خوراک سرد روی سینی شماره ۶ برج ریخته و بصورت جریان مایع برگشتی^۲ عمل می کند.

متان و تا حدودی اتان موجود در مایع NGL مراحل اول و دوم در قسمت استریپر بوسیله بخارات تولید شده در جوشاننده برج E-409 جدا شده و NGL حاصل در ته برج به E-409 فرستاده می شود. گرمای لازم در جوشاننده از طریق پروپان خروجی از V-410^۴ با درجه حرارت 65.5°C تأمین می شود. بخارات حاصل در جوشاننده با درجه حرارت 15.5°C به پایین سینی شماره ۱ وارد می شوند.

۱-۳- محصول NGL :

محصول NGL از E-409 گرفته شده در دو مرحله بوسیله پمپ عمودی B&D به فشار 25 bar و سپس بوسیله P-404 A&C به فشار 92 bar تقویت می شود. سطح NGL در E-409 بوسیله شیر کنترل خروجی از پمپ کنترل می شود. در صورتیکه سطح مایع بالاتر برود مقداری از محصول به گودال سوخت فرستاده می شود. NGL با فشار بالا، در مبدل E-410^۵ که در قسمت تیوب ها جریان دارد با پروپان خروجی از V-410 تبادل حرارت کرده و بوسیله خط لوله به بندر ماهشهر منتقل می شود.

۱-۴- گاز خشک مرحله دوم :

گاز خشک مرحله دوم پس از تبادل حرارت با گاز غنی در E-407 و E-406 از طریق خط لوله به ایستگاه تقویت فشار شرکت گاز تحویل می گردد. فشار گاز مرحله دوم و در نتیجه فشار برج

STRIPPER- 1
RECTIFIER 2
REFLUX - 3
REFRIGERANT ACC - 4
TUBE SIDE REFRIGERANT - 5

متان زدایی بوسیله PRC 412 کنترل می شوند که مازاد فشار را از طریق خط لوله ۲۰ اینچ به مشعل می فرستد (LOW PRESS FLARE) همچنین سوخت گازی مورد مصرف در کارخانه از طریق یک لوله ۳ اینچی به ظرف سوخت V-411 (FUEL GAS K.O. DRUM) منتقل می شود.

۱-۵- واحد تبرید^۱:

واحد تبرید کارخانه گاز مایع ۴۰۰ از دو قسمت تشکیل یافته است :

- ۱- کمپرسورهای پروپان با مولد الکتریکی
 - ۲- کمپرسورهای پروپان با مولد توربین گازی (این کمپرسورها در حال حاضر خارج از سرویس می باشد).
- در هر دو سیستم پروپان نقش مبرد^۲ را داشته و هر یک سیستم بسته ای را تشکیل می دهند.

۱-۵-۱- واحد تبرید با مولد الکتریکی :

کمپرسورهای پروپان C-401 A,B,C از نوع گریز از مرکز دارای سه ظرف مکش و ۷ مرحله تقویت فشار می باشد. کمپرسور دارای یک مخزن روغن سه متر مکعبی مجهز به گرم کننده های برقی می باشد که در درجه حرارت کمتر از 32 °C شروع بکار می کند. گردش روغن بوسیله پمپ اصلی روغن صورت می گیرد. در شرایط از کار افتادن پمپ اصلی، پمپ کمکی و در زمان قطع برق به مدت ۲ تا ۵ دقیقه پمپ اضطراری، روغن کمپرسور را به گردش در می آورد تا سیستم کاملاً بحالت ساکن درآید. انرژی لازم از طریق باتری های اضطراری تأمین شده بوسیله STATIC INVERTOR به برق 240V, AC تبدیل می گردد.

1- REFRIGERATION SYSTEM
2- REFRIGERANT

۱-۵-۲- فرایند :

واحد تبرید با مولد الکتریکی مجموعاً ۵ مبرد را تغذیه می‌کند. گاز پروپان خروجی از کمپرسور با فشار 17.5 bar و درجه حرارت 93 °C در E-411 مایع شده و به مخزن پروپان V-410^۱ وارد می‌شود. قسمتی از مایع پروپان V-410 از طریق یک شیر کنترل سه‌راهه به E-409 و قسمت دیگر به مبدل E-410 فرستاده شده، مجموع آن به ظرف مکش مرحله سوم V-409 ریخته که در نتیجه افت فشار و تبخیر قسمتی از پروپان تا 10 °C خنک می‌شود.

سطح مایع در V-409 توسط تنظیم پروپان ورودی کنترل می‌شود. در صورت بالا رفتن سطح پروپان، برای جلوگیری از ورود مایع، کمپرسورها از کار می‌افتند. قسمتی از مایع V-409 مستقیماً به ظرف مکش مرحله دوم V-408 فرستاده می‌شوند. سطح مایعات جمع شده در V-408 توسط تنظیم مایع ورودی از V-409 کنترل می‌شود. پروپان مایع V-408 به مبردهای E-4403 و E-4404 رفته، بخارات حاصل به ظرف مکش مرحله اول V-407 فرستاده می‌شوند. گازهای حاصل در هر سه ظرف مکش به مراحل مربوطه خود در کمپرسور می‌روند.

۱-۶- واحد گلایکل:

۱-۶-۱- کلیات :

از آنجا که گاز غنی جهت آبیگری به درجه حرارتی پایین‌تر از نقطه هیدرات^۲ آن می‌رسد، لازم است برای جلوگیری از یخ زدگی در اثر هیدراته شدن مولکول‌های گاز، نقطه تشکیل هیدرات آن پایین آورده شود. تحقق این هدف بوسیله تزریق محلول مشخصی از آب و گلایکل صورت

1 - PROPANE ACC
2 - HYDRATE TEMP.

می‌گیرد. از طرف دیگر محلول آب و گلیکول دارای نقطه یخ زدگی بسیار پایینی می‌باشد که سیستم را از خطر یخ زدگی مصون می‌دارد.

بهترین درصد گلیکول تزریقی ۷۵٪ می‌باشد که بصورت تجربی بدست آمده است. بخاطر قیمت نسبتاً زیاد گلیکول تزریق آن در یک سیستم بسته انجام می‌گیرد که بوسیله واحد تغلیظ گلیکول مصرفی قابل بازیابی است.

۱-۶-۲- فرایند تغلیظ گلیکول^۱:

گلیکول غنی^۲ خروجی از جداکننده های گلیکول مراحل اول و دوم پس از عبور از دو صافی^۳ به قسمت تیوب مبدل حرارتی E-412 A,B وارد می‌شود و بوسیله گلیکول تزریقی (LEAN GLYCOL) گرم می‌شود. در این مرحله گلیکول غنی دو قسمت شده به واحدهای A و B فرستاده می‌شود. در این فرآیند واحد B بررسی می‌شود. گلیکول غنی ورودی به واحد B ابتدا به لوله داخلی پنج مبدل حرارتی از نوع دولوله ای^۴ وارد شده بار دیگر بوسیله گلیکول خروجی از جوشاننده گرم می‌شود و سپس به جداکننده V-413XB وارد می‌شود. فشار طراحی جوشاننده 0.2 bar و درجه حرارت آن 103 °C می‌باشد. گرمای لازم بوسیله سوخت گازی تامین می‌شود. سوخت ورودی از طریق مخزن سوخت V-411 پس از عبور از شیرهای تنظیم فشار REGULATOR با فشاری در حدود 0.7 bar به مشعل‌ها فرستاده می‌شود یک شاخه از این گاز به شعله راهنما هدایت می‌شود. در صورتیکه شعله راهنما خاموش شود سیستم سوخت بوسیله راهنمای شعله^۵ قطع می‌شود. کنترل درجه حرارت جوشاننده بوسیله کنترل کننده درجه حرارت، از طریق تغییرات مقدار سوخت صورت می‌پذیرد. گلیکول تغلیظ شده پس از

1 - GLYCOL RECONCENTRATION

2 - RICH GLYCOL

3 - STRAINER

4 - DOUBLE PIPE

5 - FLAME DIRECTOR

تبادل حرارتی با گلایکل غنی در E-414XB به ظرف ذخیره V-414XB وارد می‌شود. برای جلوگیری از نفوذ اکسیژن به داخل ظرف از گاز سوخت بعنوان گاز پوششی^۱ استفاده می‌شود.

۷-۱ - سیستم سوخت :

کارخانه دارای دو سیستم سوخت اصلی و کمکی می‌باشد. گاز سوخت مصرفی در واحدهای گلایکل و شعله های راهنمای گودال سوخت، از طریق سیستم اصلی سوخت^۲ و گاز سوخت مصرفی در تقویت فشار گاز مرحله دوم و سیستم تبرید با مولد توربین گازی از طریق سیستم کمکی^۳ تامین می‌شود.

فشار سیستم اصلی در 5bar کنترل می‌شود که از طریق گاز خشک مرحله دوم (در مواقع اضطراری گاز غنی مرحله دوم) تامین می‌شود.

فشار سیستم کمکی در 12.5 bar کنترل می‌شود و بوسیله گاز خشک مرحله دوم و یا گاز غنی مرحله اول تامین می‌شود.

۸-۱ - اهداف و کارهای انجام شده :

اکنون پس از آشنایی مختصر با فرایند سیکل به تاریخچه پینچ و کارهای انجام شده و اهداف مورد نظر در این مطالعه پرداخته می‌شود.

۸-۱-۱ - تاریخچه پینچ در ایران و جهان:

پس از اینکه بحث آنالیز پینچ و منافع استفاده از آن توسط لینهف مطرح شد، بکارگیری این تکنولوژی روز به روز افزایش یافت و پژوهش های علمی و عملی زیادی در این راستا صورت گرفت.

1 - BLANKET GAS

2 - FUEL GAS K.O. DRUM V-411

3 - FUEL GAS K.O. DRUM V-4414

استفاده از آنالیز پینچ جهت بهینه سازی مصرف انرژی در پالایشگاه های نفت و گاز، شرکت های پتروشیمی، نیروگاه های بخار و گاز و تمامی کارخانجاتی که مصرف کننده انرژی های سوخت فسیلی و کارخانجاتی که با تولید حرارت و مصرف آن در ارتباط هستند قابل استفاده بوده و کارهای بسیاری هم در این زمینه ها در سطح دنیا انجام شده است.

در ایران نیز اقداماتی جهت کاهش مصرف انرژی و افزایش راندمان کارخانه ها با استفاده از آنالیز پینچ توسط تعدادی از کارشناسان و متخصصان این امر صورت پذیرفته است. بهینه کردن نیروگاه شازند اراک توسط پنجه شاهی (۲٪ افزایش راندمان و ۵٪ کاهش مصرف سوخت) از جمله اقدامات در این راستاست. [2] پنجه شاهی در این تحقیق نشان داده است که چگونه با بکارگیری تکنولوژی پینچ و استفاده از مفاهیم تحلیل اکسرژی در طراحی تأسیسات نیرو و با اضافه شدن چهار هیتر مطابق با نمودار جریانی واحد اصلاح شده با کاهش مصرف سوخت هر واحد نیروگاه به میزان 5.34 % منجر گردید. کاهش 4240 مترمکعبی در مصرف سوخت، صرفه جویی قابل توجهی در هزینه های جاری نیروگاه ایجاد نموده است علاوه بر افزایش 2.11 % در راندمان سیکل، آنچه بیش از همه می تواند در سیکل اصلاح شده نیروگاه حائز اهمیت باشد، کاهش بارحرارتی کندانسور به میزان 18.7 MW است که خود بیانگر افزایش کارایی برج خنک کن اصلی و رفع محدودیت تولید این نیروگاه در فصول گرم سال می باشد.

از دیگر کارهای انجام شده به بهینه سازی مصرف سوخت و تحلیل پینچ - اکسرژی در برج های تقطیر توسط روح اله آذرنوش و فرهاد شهرکی می توان اشاره نمود. شهرکی در تحقیق انجام شده توسط خود بیان می کند که با بهینه سازی و اصلاح نسبت برگشتی در برج ها و با تغییر در شرایط خوراک (دمای ورودی فید به برج) و همچنین با استفاده از پمپ می توان به میزان مطلوبی میزان مصرف انرژی را کاهش داد. [3]

محمدرضا جعفری نصر همچنین با توسعه روش ترکیبی تکنولوژی پینچ و فن آوری افزایش انتقال حرارت در مرحله هدفگذاری اصلاح شبکه مبدل‌های حرارتی و با استفاده از نرم‌افزار تدوین شده PINCH-HTE، تاثیر استفاده از روش ترکیبی فوق بر کاهش سطح انتقال حرارت نقطه هدف، در پروژه اصلاح شبکه مبدل حرارتی پیش گرمکن برج تقطیر اتمسفریک پالایشگاه تهران را مورد بررسی قرار داده است. که البته علاوه بر اصلاح شبکه ای مبدل‌ها با بکارگیری یک وسیله افزاینده (یک نوع تیوب فین دار خاص) باعث کاهش سطح انتقال حرارت به میزان ۹٪ شده است. [4]

پرویز شیروانی به کمک سپهر صنایع با بررسی کاربرد روش بهینه سازی پینچ در نیروگاه بخار، عملکرد نیروگاه بخار شهید منتظر قائم و ویسکانسین را مورد ارزیابی قرار داده‌اند. از آنجا که کاربرد تحلیل سیکل در هر دو نیروگاه ذکر شده است نتایج یکسانی حاصل گردیده است. در این تحقیق با استفاده از این روش در نیروگاه‌های سیکل ترکیبی همزمان با طراحی، یا برای نیروگاه در حال فعالیت، روش گزینه ای برای افزایش راندمان معرفی می‌نماید. بعنوان نمونه کاربرد روش در یک نمونه نیروگاه سیکل ترکیبی افزایش راندمانی معادل ۰.۸۲٪ به همراه داشته است. [5]

رقیه لطفی و فرناز سنندجی در یک مورد مطالعاتی برروی نیروگاه حرارتی تبریز با کاربرد آنالیز ترکیبی پینچ و اکسرژی در مورد افزایش توان نیروگاه تحقیق و بررسی کردند. در این پژوهش علاوه بر ترکیب پینچ و اکسرژی، فشار زیرکش توربین‌ها به عنوان یک متغیر موثر جهت افزایش توان نیروگاه‌ها معرفی شده است. در این تحقیق مشخص شد که کاهش فشار زیرکش‌ها نسبت به حالت مبنا منجر به کاهش اتلاف اکسرژی در پیش گرمکن‌ها می‌شود که نتیجه این بهینه سازی افزایش توان تولیدی و کاهش مصرف سوخت می‌گردد. [6]

۱-۸-۲- اقدامات انجام شده در این زمینه در ایران برای کارخانجات :

NGL

تاکنون در ایران هیچ اقدامی در راستای کاهش مصرف انرژی با استفاده از تکنولوژی پینچ در کارخانجات گاز و گاز مایع صورت نگرفته است.

اما مهدی مهر پویا و همکارانش با هدف بهینه سازی مصرف انرژی در شرکت NGL1300 به موفقیت هایی دست یافته اند. واحد NGL1300 در بی بی حکیمه استان خوزستان واقع شده است. این واحد به منظور بازیافت ۱۸۰۰ تن NGL شیرین در روز از ۱۸۰ میلیون استاندارد فوت مکعب گاز ترش جمع آوری شده در روز و ۴۵۰۰ بشکه مایع ترش حاصله از چاه های نفت منطقه بی بی حکیمه طراحی شده است. پس از مطالعات و بررسی های انجام شده بر فرایندهای مختلف واحدهای بازیافت NGL، واحد NGL 1300 به وسیله نرم افزار HYSYS شبیه سازی و نتایج حاصل با داده های واقعی مقایسه شد. سپس رفتار فرایند نسبت به تغییرات عوامل موثر در عملکرد واحد بررسی شد. بدین وسیله قسمت هایی از فرایند که از نظر عملیاتی و ساختاری دچار مشکل بودند و یا به عبارت دیگر بهبود آن امکان پذیر بود شناسایی شدند. برای بهینه سازی واحد بازیافت NGL تابع هدفی از جنس سود تعریف شد. بهینه سازی در دو حالت مختلف، بدون اعمال تغییرات ساختاری و با اعمال تغییرات ساختاری در فرایند انجام شد. روش بهینه سازی استفاده از تکنیک الگوریتم ژنتیک بوده است. در نهایت با اعمال شرایط بهینه در حالتی که فرایند، بدون اعمال تغییرات ساختاری بهینه شده بود مقدار سود حاصله ۱۴ درصد افزایش پیدا کرد. با اعمال شرایط بهینه در حالتی که فرایند با اعمال تغییرات ساختاری بهینه شده بود مقدار سود حاصله ۲۸ درصد افزایش پیدا کرد [7].

۱-۸-۳- اقدامات انجام شده در این زمینه در جهان برای کارخانجات :

NGL

برای افزایش بازده سایت و کاهش مصرف انرژی و پایین آوردن هزینه های عملیاتی در کارخانه جداسازی گاز طبیعی در کشور تایلند، از روش آنالیز پینچ استفاده شد که آقای supason و همکارانش توانستند اقدامات مفیدی را انجام دهند. در این پروژه با اصلاح شبکه ساختاری مبدل ها، مشخص شد که تعداد ۵ هیتر در پایین نقطه پینچ قرار گرفته است که خلاف قوانین پینچ بوده است. با رفع این مشکل و اصلاح قرارگیری آن ها میزان موفقیت در کاهش مصرف انرژی به میزان ۲۷,۵٪ برای یوتیلیتی های گرم و ۷,۴۶٪ برای یوتیلیتی سرد بوده است. این صرفه جویی بدون نیاز به افزودن هیچ تبدیلی صورت گرفت. در پروژه های retrofit زمان برگشت سرمایه برای ابزارهای جدید اضافه شده محاسبه می گردد که در این پروژه نتایج نشان داده است که زمان برگشت سرمایه حدود ۳ سال است. [8]

۱-۸-۴- اهداف و ضرورت های انجام این پروژه :

شرکت ملی مناطق نفتخیز جنوب، بزرگترین شرکت تولید کننده نفت و گاز کشور محسوب می شود و با توجه به تعداد و تنوع کارخانجات آن، خود یکی از مصرف کننده های عمده انرژی کشور می باشد. از جمله کارخانجات پرمصرف و انرژی بر، کارخانجات گاز و گاز مایع می باشد که با توجه به نوع فرایند و تجهیزات آن، پتانسیل صرفه جویی انرژی زیادی دارد که صرفه جویی مصرف انرژی در کارخانجات مذکور را با اهمیت می نماید.

با توجه به واقعی تر شدن قیمت حامل های انرژی، کاهش هزینه های عملیاتی از جمله هزینه های مصرف انرژی کارخانجات پرمصرف و انرژی بر، دارای ارزش اقتصادی بالایی است. طبق برآورد، با استفاده از تکنولوژی پینچ در کارخانجات مذکور و با توجه به میزان اتلاف انرژی در سیکل مورد نظر، امید بدان است که بتوان تا حد قابل قبولی در مصرف سوخت آن صرفه جویی کرده

و از طرف دیگر آلودگی زیست محیطی ناشی از مصرف را انرژی را کاهش داد که خود باعث کاهش هزینه‌های آلاینده نیز می‌شود.

۱-۸-۵- وضعیت فعلی سایت که هدف است آن را بهبود بخشید :

۱- سایت دارای یک توربین گاز است که دود خروجی با دمای بالا بدون استفاده وارد محیط می‌شود.

۲- اصلاح شبکه ساختاری مبدل‌ها که با تکمیل داده برداری باید بررسی شود که آیا اکنون در حالت مناسبی قرار دارد یا باید تغییر کند.

فصل دوم

نحوه استخراج داده ها و انجام

شبیه سازی نرم افزاری

۲-۱- مقدمه:

در روند اجرای پروژه، یکی از مراحل بسیار مهم و تاثیرگذار که زمان زیادی هم به خود اختصاص داد استخراج داده‌ها از منابع مختلف و اجرای شبیه‌سازی با نرم‌افزار Aspen Plus بود که در این فصل به نحوه اجرای آن پرداخته می‌شود.

۲-۲- علل انجام این پروژه به صورت شبیه‌سازی :

شاید در ابتدا این سوال مطرح باشد که هدف اصلی از شبیه‌سازی فرایند با این نرم افزار چه بوده است؟

جهت روشن شدن پاسخ این سوال ابتدا باید به این نکته اشاره کرد که شبیه‌سازی به شما اجازه پیش‌بینی رفتار یک فرایند را به وسیله روابط پایه ای از قبیل موازنه جرم و انرژی، معادلات حالت و شیمیایی می‌دهد. می‌توان با استفاده از داده‌های ترمودینامیکی قابل اطمینان، شرایط عملیاتی واقعی و تجهیزات، رفتار واقعی را شبیه‌سازی نمود. فرایند شبیه‌سازی شده به کاربر اجازه اجرا واحد، تجزیه و تحلیل، مطالعه حساسیت و بهینه سازی را می‌دهد. با استفاده از شبیه‌سازی می‌توان در جهت سوددهی بهتر، فرایند را طراحی کرد.[9]

مواد شیمیایی هیدروکربنی که به عنوان سیال ورودی (Feed) و یا محصولات این فرایند (Product) می‌باشند، در دماها و فشارهای مختلف، خصوصیات فیزیکی آن‌ها نظیر چگالی و ظرفیت حرارتی ویژه تغییر می‌کند، که در جواب نهایی و نحوه محاسبات مربوط به بخش انرژی و نهایتاً محاسبات اقتصادی تاثیر زیادی می‌گذارد. ولی از آنجاکه این نرم افزار کتابخانه بسیار کاملی از خصوصیات مواد هیدروکربنی و آلی و معدنی دارد در تمام دماها و فشارها می‌تواند با دقیق‌ترین معادلات حالت، خصوصیات فیزیکی این مواد را در محاسبات در نظر بگیرد و با رسم دقیق نمودار آن خصوصیت برای ماده دلخواه در شرایط مختلف، نحوه تغییر رفتار آن را در اختیار کاربر قرار دهد.

اما هدف اصلی از انجام شبیه‌سازی این است علاوه بر اینکه تمام مواد با تغییر دما خصوصیاتشان تغییر پیدا می‌کند مشکل مهم‌تر این است که سیال‌های ورودی به مبدل یا فیلترها و یا مخازن (feed) و سیال‌های خروجی از آن‌ها (product) عموماً ترکیبی از ۱۵ ماده مختلف با چگالی‌ها و آنتالپی‌ها و ظرفیت‌حرارتی مختلف می‌باشند که بدست آوردن بار حرارتی این مخلوط بسیار سخت است ولی نرم افزار Aspen plus می‌تواند ترکیب‌های مختلفی را از نظر فیزیکی و شیمیایی تحلیل نماید.

از دیگر علل استفاده از شبیه‌سازی نرم‌افزار اسپن پلاس این است که برنامه شبیه‌سازی شده نهایی توسط نرم‌افزار جدید Aspen Energy Analyzer که محصول همان شرکت Aspen Tech است، قابل خواندن می‌باشد و می‌تواند از داده‌ها خروجی گرفته و نمودار شبکه‌ای (Grid Diagram) را رسم نماید که با بهترین دقت این کار را انجام می‌دهد. رسم نمودار شبکه‌ای سیال‌هایی که ترکیبی از مواد مختلفی هستند به صورت دستی کاری مشکل، طاقت فرسا و پرخطا می‌باشد.

۲-۳- اولین مرحله اجرای شبیه سازی (داده برداری) :

اولین مرحله در اجرای شبیه سازی داده برداری از سایت مورد نظر بود. مشکلاتی که کار داده برداری از سایت را سخت می‌کرد عبارتند از :

۱- تغییر شرایط کارکرد کارخانه در طول سالیان بهره‌برداری :

مخازن منطقه مارون اهواز در طی سالیان دراز بهره‌برداری باعث شده تا فشار کاری این مخازن و میزان استخراج نفت و گاز از این مخازن کاهش یابد که این سبب شده است برخی از اطلاعات در دسترس مربوط به شرایط فعلی نباشد و در واقع داده‌های نقشه‌های PFD با حالت عملیاتی سازگاری کامل ندارد.

۲- در دسترس نبودن اطلاعات کاملاً صحیح از برخی پارامترهای مهم و نبود نقشه و PFD

های درست و نبود اطلاعات از میزان دبی و فشار و دمای سیال برخی نقاط سایت

۳- فرسوده شدن اسناد قدیمی به مرور زمان و غیر قابل استفاده بودن

۴- تغییر شرایط کاری در روزهای مختلف و بر اساس نیاز کارخانه‌ها

۵- محرمانه بودن بسیاری از اطلاعات و انجام مکاتبات اداری جهت در اختیار قرار دادن

این اطلاعات به پژوهشگر

۶- به خاطر عدم احاطه کامل بر موضوع در ابتدای امر توسط اینجانب، گاهی در مسیر

شبیه سازی پی برده می‌شد که تمام اطلاعات مورد نیاز جمع آوری نشده است و

اطلاعات کافی نمی‌باشند که مجدداً برای دریافت اطلاعات به واحد مربوطه مراجعه به

عمل می‌آمد.

۲-۳-۱- داده‌برداری‌ها عبارتند از :

۲-۳-۱-۱- داده‌های جریانی :

الف) اطلاعات ترکیبات تشکیل دهنده سیال های ورودی و خروجی هر جریان

ب) دما، فشار، حالت فازی (مایع یا گاز) و درصد جرمی و مولی ترکیبات

۲-۳-۱-۲- داده های تجهیزات موجود :

الف) انواع کولر هوایی، نوع فین های لوله های آن، ظرفیت حرارتی کولر و تعداد کولرهای در

مسیر جریان

ب) مبدل‌های حرارتی پوسته و لوله ، تعداد آنها و ظرفیت حرارتی آنها

ج) انواع فیلترها و دمای کارکرد آنها

د) مشخصات کمپرسورهای توربینی و میزان مصرف گاز در آنها

ه) مشخصات کمپرسور برقی و میزان مصرف انرژی توسط آن

و) مشعل‌های گلایکول جهت جوشش و تغلیظ گلایکول

داده‌های استخراج شده در فایل اسپن پلاس شبیه‌سازی شده موجود می‌باشد و عکس‌های

برنامه شبیه‌سازی شده نیز در ابتدای فصل اول اضافه شده است.

پس از داده‌برداری‌های لازم نوبت به مرحله شبیه‌سازی می‌رسد.

۲-۴- مقدمه ای بر ASPEN Plus :

Aspen Plus یک سیستم فراگیر جهت طراحی، اجرا و شبیه‌سازی فرایندهای شیمیایی است.

در این بخش سعی بر آن است که هم به بخشی از توانایی‌ها و کاربردهای این نرم افزار پرداخته

شده و هم نحوه اجرای برنامه ی شبیه سازی انجام شده این پروژه مختصرا توضیح داده شود .

[9]

۲-۴-۱- فرایند شبیه سازی در Aspen plus چیست؟

یک فرایند شامل اجزایی است که در واحد‌های عملیاتی، مخلوط، جداسازی، گرم و سرد و

تبدیل می‌شوند. این اجزا از طریق خطوط جریان بین تجهیزات جابجا می‌شوند.

۲-۴-۲- مراحل شبیه‌سازی یک فرایند در Aspen Plus: [9]

الف) توصیف ساختار صفحه جریان : برای توصیف این مرحله باید :

- واحدهای عملیاتی را توصیف کرد .
- خطوط فرایند بین واحدهای عملیاتی را توصیف کرد .
- انتخاب مدل عملیاتی از کتابخانه Aspen

ب) توصیف خواص شیمیایی در فرایند، که می توان مواد را از بانک داده های Aspen گرفت و یا آن ها را تعریف نمود.

ج) انتخاب مدل های ترمودینامیکی قابل دسترس در Aspen که محاسبات مخلوط اجزا در فرایند را در اختیار قرار می دهد.

د) تعیین دبی جریان اجزا و شرایط ترمودینامیکی خطوط خوراک در فرایند

ه) تعیین شرایط عملیاتی برای واحدهای عملیاتی در صفحه جریان

وقتی این خواص تعریف گردید می توان مدل فرایند خود را شبیه سازی نمود. می توان با استفاده از مدل های شبیه سازی Aspen plus رفتار فرایند خود را پیش بینی کرد.

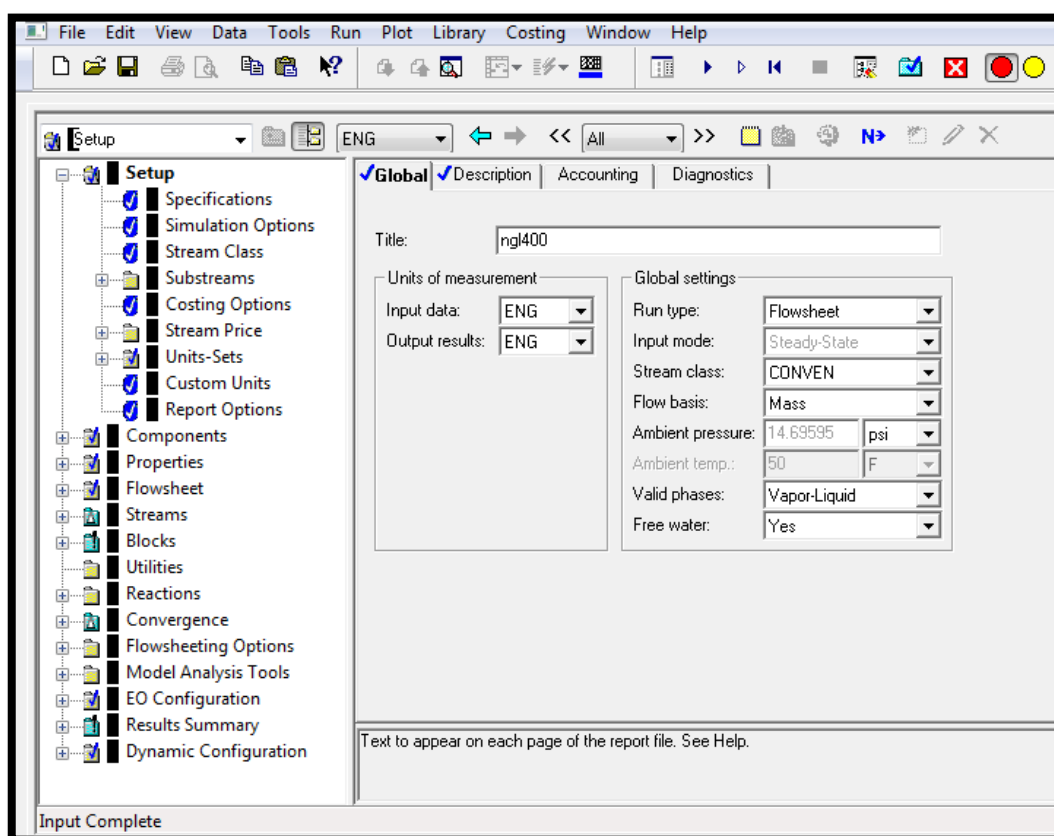
در مجموع برای فرایند شبیه سازی، Aspen در رنج وسیعی، کارهایی از قبیل تخمین و پیش بینی خواص فیزیکی، نمودارهای مختلف، جداول خروجی و داده های مناسب جهت شبیه سازی مدل، تخمین هزینه واحد، بهینه سازی فرایند و نتایج را به صورت صفحات گسترده در اختیار کاربر قرار می دهد.

تنظیمات اولیه ای که برای این پروژه در نظر گرفته شده است در شکل (۲-۱) قابل مشاهده است .

در این قسمت بیان می شود که چگونه می توان برنامه شبیه سازی شده را اجرا کرد و اینکه با تغییر یک پارامتر جواب های جدید را مشاهده نمود.

فرض می شود که برنامه Aspen plus را اجرا نموده و برنامه شبیه سازی شده اکنون باز می باشد. هر یک از خطوط جریان به صورت خطوط پیکان دار مشاهده می شوند. اگر فلوشیت به صورت PFD تنظیم شده باشد نتایج داده ها (دما و فشار) درون کادری بر روی هر خط جریان

قابل مشاهده می‌باشند. در غیر این صورت در حالتی که لازم باشد تمام جزئیات نتایج^۱ مشاهده شود میتوان موس را بر روی هر کدام از خطوط جریان قرار داد و کلیک راست نمود و گزینه **Result** را انتخاب نمود تا صفحه نتایج باز شده و تمام جزئیات این جریان از قبیل دما، فشار، دبی جرمی، دبی حجمی، درصد جرمی اجزا، جرم کل جریان و... را مشاهده نمود.



شکل (۲-۱) نحوه انجام تنظیمات اولیه در شروع کار با برنامه **Aspen Plus**

حال اگر لازم باشد داده‌هایی را به عنوان ورودی^۲ تغییر دهید، با کلیک راست بر روی هر خط جریان (جریان ورودی که نتیجه جریان دیگر نباشد!!) یا هر تجهیز^۳ و انتخاب گزینه **input** مشاهده می‌شود که صفحه ورودی داده‌ها باز شده و داده مورد نظر را می‌توان وارد نمود و یا

¹ Result -
² input -
³ Block -

تغییر داد و پس از اعمال تغییر با زدن دکمه "بعدی" ^۱ برنامه اجازه اجرا شدن می خواهد که با زدن دکمه OK دیده می شود که برنامه اجرا شده و پس از چند لحظه محاسبات به اتمام رسیده و نتایج جدید مشاهده می گردد و در صورتی که برنامه خطایی نداشته باشد جوابها ارائه می شوند.

۲-۴-۳- معرفی اجزای مورد استفاده در شبیه سازی Aspen Plus :

الف) ایرکولرها ^۲ :

کولرهای هوایی که سیال گرم با عبور از درون لوله های آن، با کاهش دما همراه خواهد بود. سیال خنک در این کولرها هوای محیط است که از طریق یک یا چند فن به لوله ها که از نوع فین اکستروود (Extrude Fin) یا فین امبدد (Embeded fin) یا فین اپلاید (Applied fin) می باشند دمیده می شود.

ب) مبدل های پوسته و لوله ^۳ :

دمای سیال با عبور از این مبدل های حرارتی تغییر می کند. مبدل های حرارتی در واقع نقش بهینه سازهای مصرف انرژی را بر عهده دارند. نحوه چیدمان شبکه مبدل ها در میزان مصرف انرژی، تعداد مورد نیاز مبدل ها و نیز میزان سطح انتقال حرارتی تاثیر بسزایی دارد. که در این پروژه قصد داریم در صورت نیاز به بررسی نحوه اصلاح شبکه ساختاری مبدل ها بپردازیم.

ج) مخازن ^۴ :

1 - NEXT

2 - Air Cooler

3 - Heat Exchanger Sell & Tube

4 - Vessel

مخازنی که سیال‌ها در آن جا ذخیره می‌گردد که تعداد آن‌ها در شبیه‌سازی بسیار محدود می‌باشد.

(د) فیلترها^۱:

برای جداسازی ذرات معلق و شن و ماسه و یا آب از سیال‌های نفتی و یا جداسازی فازهای گاز از فازهای مایع از فیلتراسیون مختلفی استفاده می‌شود.

(ه) شیرهای اختناق و فشار شکن^۲:

جهت افت فشار درمبرد که اینجا پروپان است و کاهش دمای آن در سیکل تبرید استفاده می‌شود.

(و) جداکننده‌ها و مخلوط‌کننده‌ها^۳:

برای ترکیب خطوط جریانی و یا انشعاب‌گیری از آن‌ها استفاده می‌شود.

(ز) برج تقطیر^۴:

برای تقطیر و جداسازی سیالات هیدروکربنی سبک و سنگین از یکدیگر استفاده می‌شود.

(ح) پمپ‌ها و کمپرسورها و توربو کمپرسورها:

از پمپ‌ها برای تقویت فشار سیال مایع بکار می‌رود. برای افزایش فشار گاز ورودی و یا افزایش فشار پروپان از کمپرسورها استفاده می‌شود. کمپرسورهای برقی برای واحد پروپان و توربو کمپرسورها برای تقویت فشار گاز ورودی مرحله دوم استفاده می‌شود.

Filters - 1

Pressure Changer - 2

Mixers & splits - 3

Distillate column - 4

ط): خطوط جریان فرایند^۱:

رسم خطوط جریانی به عنوان pipe line که مسیر سیال را بین تجهیزات نشان می‌دهد. در ابتدا ترکیب اجزای Stream Line را تعیین می‌کنیم و در ادامه با تعیین شرایط، درصد اجزا در مسیر مشخص می‌گردد.

۲-۵- حالت فعلی سایت NGL400 و میزان مصرف انرژی آن در حال حاضر :

شرکت‌های گاز و گازمایع که خود از مصرف‌کننده‌های کلان انرژی محسوب می‌شوند در فرایند تولید محصول نیاز به سرمایه‌گذاری و گرمایش متعدد دارند. کارخانه NGL400 که در سال ۱۳۴۸ شمسی و در واقع قبل از طرح پیشنهادی لینهف، طراحی و ساخته شده است و اصولاً قواعد و قوانین پینچ در آن در نظر گرفته نشده است. اما استفاده فراوان از مبدل‌های حرارتی، نقش بسیار مهمی در کاهش هزینه‌های انرژی و عملیاتی این شرکت در تمام این سال‌ها داشته است. حال اگر بنا باشد در این پروژه نقش استفاده از تکنولوژی پینچ در کاهش هزینه‌های انرژی در کارخانه NGL400 به عنوان یک مورد مطالعاتی بررسی شود باید ابتدا دید که میزان مصرف انرژی در حالت فعلی چگونه است؛ تا در نهایت در صورتی که امکان اصلاح و صرفه‌جویی وجود داشته باشد، با ارائه راهکار مناسب و انجام اقدامات و محاسبات لازم بتوان میزان کاهش هزینه‌های انرژی و همچنین مزیت کارهای انجام شده را در حالت مطلق و در حالت نسبی (مقایسه ای) سنجید.

مصرف انرژی در این کارخانه به دو قسمت اصلی تقسیم می‌شود :

۱- انرژی الکتریکی (شبکه برق سراسری)

۲- انرژی سوختی (گاز ضعیف Lean Gas)

از انرژی الکتریکی جهت استفاده از کمپرسورهای برقی واحد پروپان، پمپ‌ها، فن‌های ایرکولرها، روشنایی و استفاده می‌شود.

از انرژی سوختی نیز با سوزاندن گاز Lean Gas در توربو کمپرسورهای افزایش فشار گاز مرحله دوم و همچنین در واحد گلایکول جهت بویلر گلایکل استفاده می‌شود.

نکته : لازم به ذکر است که تحلیل پینچ برای کاهش مصرف انرژی حرارتی است و نقش آن برای کاهش مصرف انرژی بر روی تجهیزات برقی به طور مستقیم صفر است. به طور واضح‌تر اینکه شاید بتوان با استفاده از تکنولوژی پینچ مصرف انرژی حرارتی یک تجهیز (مثلا یک مبدل حرارتی) را کاهش داد که با این کاهش، بار یک تجهیز مرتبط دیگر که با انرژی برق کار می‌کند نیز به میزان مشخصی کم شود. بنابراین در این پروژه احتمال اینکه بتوان مصرف انرژی الکتریکی را به طور قابل ملاحظه ای کاهش داد کم است.

میزان مصرف انرژی در حالت کلی و قبل از انجام عملیات بهینه سازی به قرار زیر است:

جدول (۲-۱): میزان مصرف انرژی در حالت اولیه سایت NGL 400

ردیف	محل مصرف انرژی	نوع انرژی مصرفی	میزان انرژی مصرفی	
۱	توربو کمپرسورهای گازی	سوخت Lean Gas	$39200 \text{ m}^3/\text{day}$	$1.648\text{E}9 \text{ kJ}/\text{day}$
۲	بویلر گلایکول	سوخت Lean Gas	$11200 \text{ m}^3/\text{day}$	$471 \text{ E}6 \text{ kJ}/\text{day}$
۳	توربو کمپرسورهای واحد پروپان	برق	2*5400 HP	$193.4 \text{ Mwh}/\text{day}$
۴	مجموع فن ایرکولرها	برق	1074 HP	$19.2 \text{ Mwh}/\text{day}$

۲-۶-معرفی نرم افزار Aspen B-Jac [9]:

می توان گفت که B-JAC یک نرم افزار کامل در جهت طراحی حرارتی و مکانیکی مبدل های حرارتی می باشد. از این نرم افزار می توان طراحی، محاسبات و شبیه سازی مبدل های حرارتی در جهت کاهش هزینه های ثابت و تسریع ساخت مبدل های حرارتی استفاده نمود. این نرم افزار به کمک نرم افزار Aspen plus در جهت کاهش هزینه های عملیاتی، حداقل کردن زمان های ساخت و افت زمان تلفات در هنگام اجرای پروژه استفاده می شود. از دیگر مزیت این نرم افزارها ارتباط آنها به یکدیگر و قابلیت انتقال داده های B_Jac به Aspen Plus می باشد.

برنامه B_Jac از چند قسمت تشکیل می شود که مهمترین آن ها به قرار زیر است:

۲-۶-۱- Aspen Hetran :

این برنامه برای طراحی، محاسبات و تخمین، و شبیه سازی مبدل های پوسته و لوله استفاده می شود.

۲-۶-۲- Aspen Aerotran :

این برنامه برای طراحی، تخمین و محاسبات و شبیه سازی انواع کولرهای هوایی استفاده می شود.

استفاده از برنامه B-JAC به سه صورت امکان پذیر می باشد:

۱- طراحی^۱ : که در این حالت با وارد کردن داده های مورد نیاز از این برنامه می خواهیم

که با توجه به شرایط موجود، مبدل یا کولر هوایی خاصی را طراحی کند. بسته به

داده هایی که توسط کاربر به عنوان قید و شرط ها وارد می شود، برنامه به محاسبات

می پردازد و در محدودیت تعیین شده نمونه هایی را معرفی می کند که از نظر سایز و

اندازه و قیمت و تعداد لوله‌ها و یا قطر پوسته و... تفاوت می‌باشند ولی همگی دارای ظرفیت حرارتی یکسانی هستند.

۲- ارزیابی کردن^۱: در این حالت کاربر می‌خواهد از طریق نرم افزار محاسبه کند که دمای سیال مورد نظر پس از انتقال حرارت با سیال دیگر به دمای مورد نظر می‌رسد یا نه!

۳- شبیه سازی^۲: در این حالت با وارد کردن داده‌هایی که دمای ورودی و دبی‌های سیال‌های سرد و گرم را نشان می‌دهد می‌توان به داده‌های خروجی دست یافت. از این حالت برای شبیه‌سازی مبدل‌های موجود و یا شبیه سازی حالتی استفاده می‌شود که می‌خواهند با تغییر یک پارامتر نتیجه تغییرات را در کل دستگاه مشاهده نمایند.

در واقع تفاوت Simulation با Rating در این است که مثلاً در حالت Simulation کاربر دمای ورودی و دبی هر دو سیال را تعیین می‌کند و با تعیین مشخصات مبدل، نرم افزار، دمای خروجی هر دو سیال را تخمین می‌زند و کاربر در تعیین دمای خروجی نقشی ندارد اما در حالت Rating کاربر تعیین می‌کند که مثلاً می‌خواهد دمای سیال گرم مورد نظر با دبی مشخص تا درجه خاصی کاهش یابد در این صورت نرم افزار محاسبه می‌کند که آیا سیال سرد با دبی داده شده این ظرفیت را دارد که دمای سیال گرم را تا آن درجه کاهش دهد یا نه! اگر ظرفیت حرارتی سیال سرد بیشتر از سیال گرم باشد به محض اینکه دمای سیال گرم به مقدار تعیین شده رسید از بقیه ظرفیت آن استفاده نمیشود و در صورتی که ظرفیت حرارتی آن کمتر باشد به کاربر پیغام می‌دهد که ظرفیت حرارتی سیال سرد کافی نیست و نمی‌تواند تمام سرمایش را تامین کند.

¹ - Rating
² - Simulation

۲-۷- نتایج شبیه سازی :

نتایج خطوط جریان پس از انجام شبیه سازی سایت NGL400 توسط نرم افزار Aspen plus در راستای انجام همین پروژه در پیوست آمده است. با مقایسه داده ها با PFD موجود، صحت داده قابل درک می باشد.

فصل سوم

نتایج حاصل از انجام شبیه سازی و انجام آنالیز پینچ

۳-۱- مقدمه :

در این فصل به بررسی نتایج شبیه‌سازی انجام شده در فصل قبل و انجام محاسبات پرداخته می‌شود. تا بررسی شود که آیا در این سایت امکان بهینه‌سازی انرژی وجود دارد یا نه! که اگر امکان بهینه‌سازی انرژی وجود نداشته باشد در این صورت سایت در بهترین وضعیت مصرف انرژی قرار دارد.

۳-۲- معرفی نرم‌افزار Aspen Energy Analyzer :

نرم‌افزار Aspen Energy Analyzer که به‌تازگی جایگزین نرم‌افزار Aspen Pinch شده است نرم‌افزاری کاملاً مهندسی-اقتصادی جهت محاسبات انرژی و کاهش هزینه‌های تجهیزات و سرمایه‌گذاری^۱ و هزینه‌های عملیاتی^۲ می‌باشد.

اصول کار این نرم‌افزار این است که با وارد کردن اطلاعات مربوط به جریان‌های سرد و گرم و اطلاعات آنتالپی ویا ظرفیت‌حرارتی آن‌ها، نمودار ترکیبی سردو گرم رسم شده و نقطه پینچ بدست می‌آید. سپس با وارد کردن اطلاعات جریان‌های یوتیلیتی، نمودار دیاگرام شبکه‌ای و تمام مبدل‌های موجود بین جریان‌ها به‌دست می‌آید. تعیین درست حداقل اختلاف دما (Δt_{min}) و بدست آوردن نقطه پینچ جدید و ارائه راهکارها و اصلاح شبکه ساختار مبدل‌ها از جمله اقداماتی است که می‌توان جهت کاهش مصرف انرژی کل سایت انجام داد و با هر تغییر در داده‌ها، میزان کل انرژی مصرفی به سرعت محاسبه شده و در اختیار کاربر قرار می‌گیرد.

۳-۲-۱- معادلات حاکم بر نرم‌افزار :

برای استفاده از نرم‌افزار ابتدا باید دانست که نرم‌افزار در محاسبات خود و نتایجی که ارائه می‌کند از چه معادلاتی استفاده کرده و از چه راهی به جواب‌های نهایی داده شده می‌رسد. از جمله معادلات مورد استفاده مربوط به محاسبات آنتالپی و میزان انتقال حرارت در مبدل‌های

^۱ capital cost -
^۲ operating cost -

حرارتی پوسته و لوله و محاسبات سطح مبدل‌های حرارتی و همچنین محاسبات هزینه‌های سرمایه‌گذاری و هزینه‌های عملیاتی می‌باشد که به توضیح آن‌ها پرداخته می‌شود.

برای تشکیل شبکه مبدل‌های حرارتی^۱ تعدادی متغیر باید تعریف گردد متغیرها حاوی اطلاعاتی پیرامون جریان‌های دارای انرژی است. نظیر جریان‌های فرایندی و جریان‌های یوتیلیتی و پارامترهای اقتصادی که بر محاسبات اقتصادی حکم فرما هستند.

الف - جریان‌های فرایندی: شامل جریانی است که حاوی سیالی است که می‌خواهیم گرم یا سرد شود. حداقل اطلاعات مورد نیاز برای این جریان‌ها عبارت است از: اسم جریان - دمای ورودی و دمای خروجی جریان - و ظرفیت گرمایی جریان (M. Cp) یا آنتالپی جریان .

ظرفیت گرمایی: ظرفیت گرمایی از ظرفیت گرمایی ویژه و دبی جرمی جریان فرایندی طبق رابطه زیر بدست می‌آید :

$$M.C_p = \frac{dH}{dT} \quad (۱-۴)$$

dH= تغییرات تدریجی در آنتالپی جریان فرایندی

dT= تغییرات تدریجی در دمای جریان فرایندی

پارامترهای آنتالپی: وقتی یک جریان فرایندی وارد شبکه مبدل‌های حرارتی شده و خارج می‌شود حتما آنتالپی آن تغییر کرده است. برای جریان‌هایی که گرم (سرد) شده اند، تغییرات آنتالپی برابر است با میزان دریافت (پرداخت) حرارت مورد نیاز برای اینکه بتوان از دمای اولیه به دمای هدف رسید.

جریان  **سرد** : جریانی است که دمای ورودی آن به HEN کمتر از دمای

خروجی آن باشد. یعنی دمایش افزایش یابد.

جریان  **گرم** : جریانی است که دمای ورودی آن به HEN بیشتر از دمای خروجی

آن باشد. یعنی دمایش کاهش یابد.

دیگر پارامترهایی که در محاسبات استفاده می‌شود به قرار زیر می‌باشند:

HTC : ضریب انتقال حرارت محلی برای هر جریان منحصرا بدست می‌آید .

ظرفیت گرمایی ویژه موثر^۱: ظرفیت حرارتی ویژه جریان می‌باشد. Aspen Energy Analyzer

این مقدار را بر اساس متغیرهای ذکر شده در بالا و حداقل نرخ جریان جرمی که مشخص شده است محاسبه می‌کند.

(ب) جریان‌های یوتیلیتی : جریان‌هایی که حاوی سیال سرد کننده یا گرم کننده است که

توسط یوتیلیتی تامین شود. برای ارضاکردن جریان‌های فرایندی ارضا نشده استفاده می‌شود.

حداقل اطلاعات مورد نیاز برای جریان‌های یوتیلیتی شامل اسم‌های جریان، دمای ورودی و

دمای خروجی جریان است. به علاوه باید ارزش هر انرژی از یوتیلیتی‌ها که استفاده می‌شود را

جهت محاسبات هزینه‌های عملیاتی انتقال حرارت وارد نمود.

Aspen Energy Analyzer شامل لیستی از انواع یوتیلیتی‌ها با قیمت‌های تعیین شده

اولیه، ارائه داده است که در صورت نیاز از آن‌ها استفاده می‌شود.

در ادامه معادلاتی که اسپن انرژی آنالیزر برای انجام محاسبات پارامترهای مختلف نظیر HTC و

effective Cp و ... داده شده است :

¹ Effective Cp

For shell side (hot stream):

$$\frac{h \times D}{k} = 0.36 Re^{0.55} \times Pr^{\frac{1}{3}} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14} \quad (2-4)$$

For tube side (cold stream)

$$\frac{h \times D}{k} = 0.023 Re^{0.80} \times Pr^{\frac{1}{3}} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14} \quad (3-4)$$

Reynolds Number:

$$Re = \frac{D \times \rho \times v}{\mu} \quad (4-4)$$

Prandtl Number:

$$Pr = \frac{Cp \times \mu}{k} \quad (5-4)$$

Assume:

$$\left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14} = 1 \quad (6-4)$$

که در آن ها :

H= ضرایب انتقال حرارت

D= قطر سطح جریان

K= ضریب انتقال حرارت رسانشی

ρ = چگالی سیال جریان

V= سرعت جریان

μ = ویسکوزیته جریان

Cp= ظرفیت گرمایی مخصوص موثر

نکته اینکه : مقدار HTC محاسبه شده برای جریان‌های داده شده می‌تواند برای جریان‌هایی هم که از چندین مبدل حرارتی عبور می‌کنند لحاظ شود.

ج - پارامترهای اقتصادی :

پارامترهای اقتصادی برای محاسبات هزینه‌های سرمایه‌گذاری انجام شده جهت هزینه‌های شبکه مبدل‌های حرارتی استفاده می‌شود.

مبدل‌های تعریف شده در اسپن انرژی آنالیزر در دو نوع می‌باشد :

۱- مبدل‌های حرارتی از نوع پوسته و لوله که از همرفت برای انتقال حرارت بین سیال سرد و گرم استفاده می‌شود. هزینه محاسبه شده برای آن‌ها بر اساس میزان سطح انتقال حرارت می‌باشد.

۲- مبدل‌ها از نوع هیترها^۱ : این نوع مبدل، انتقال حرارتی از نوع تشعشعی دارند.

د - متریال و مواد مصرفی در ساخت:

گسترده‌گی نوع متریال مصرفی در ساخت مبدل‌های حرارتی بسیار زیاد است که این تنوع، باعث ایجاد تغییر در هزینه‌های سرمایه‌گذاری می‌شود. می‌توان جنس متریال مصرفی در ساخت مبدل‌های حرارتی را متفاوت با حالت اولیه (پیش فرض) انتخاب نمود. برای اینکار را می‌توان با تغییر پارامترهای موثر در میزان هزینه‌های مبدل‌ها، انجام داد.

اسپن انرژی آنالیزر تمام پیش فرض‌ها برای مبدل حرارتی پوسته و لوله را از

جنس کربن استیل در نظر گرفته است.

¹ - Fired Heater

از آنجا که این پروژه یک پروژه به روز کردن پس از طراحی^۱ است، وجنس بسیاری از مبدل های موجود در سرویس از متریال مرغوبتر از کربن استیل نظیر SS-316 یا SS-304 می باشد؛ بنابراین نیازی به تعویض آن ها با مبدل با جنس ضعیف تر نمی باشد؛ پس تغییری در ضرایب هزینه ها داده نمی شود .

هزینه های سرمایه گذاری :

هزینه های سرمایه گذاری شامل هزینه های خرید تجهیزات جدید و نصب مبدل های حرارتی است. همانطور که گفته شد مبدل های حرارتی در دو نوع پوسته ولوله و یا نوع هیتر . که هر کدام معادله خاصی برای تعیین میزان هزینه های سرمایه گذاری دارند :

Shell & Tube:

$$CC = a + b \left(\frac{Area}{N_{shell}} \right)^c \times N_{shell} \quad (7-3)$$

Fired Heater:

$$CC = a + b(Duty)^c \quad (8-3)$$

CC= (U\$) هزینه سرمایه گذاری مبدل حرارتی نصب شده

a= (U\$) هزینه نصب مبدل حرارتی

$$b, c = \frac{\text{بار حرارتی}}{\text{مساحت}}$$

Area= سطح تبادل حرارت مبدل حرارتی

N_{shell} = تعداد پوسته های مبدل حرارتی در مبدل حرارتی

میزان انرژی منتقل شده در مبدل حرارتی $duty =$

اگر واحد این ضرایب تغییر داده شود، تغییر بعضی پارامترها باعث ایجاد خطا در پارامتر b می شود چون این ضریب کاملاً بی بعد نمی باشد.

هزینه های عملیاتی:

هزینه های عملیاتی هزینه های وابسته به زمان است که نشان دهنده هزینه انرژی است جهت راه انداختن تجهیزات. اسپن انرژی آنالیزر روش زیر را برای بدست آوردن این هزینه استفاده می کند:

$$OC = \sum C_{hu} * Q_{hu,min} + \sum C_{cu} * Q_{cu,min} \quad (9-3)$$

$$OC = \text{هزینه های عملیاتی } (\$/yr)$$

$$Q_{hu,min} = \text{میزان انرژی هدف مورد نیاز از یوتیلیتی گرم } (\$/kw)$$

$$C_{hu} = \text{هزینه های یوتیلیتی برای یوتیلیتی گرم } (\$/kw \text{ yr})$$

$$C_{cu} = \text{هزینه های یوتیلیتی برای یوتیلیتی سرد } (\$/kw \text{ yr})$$

$$Q_{cu,min} = \text{میزان انرژی هدف مورد نیاز از یوتیلیتی سرد } (\$/kw)$$

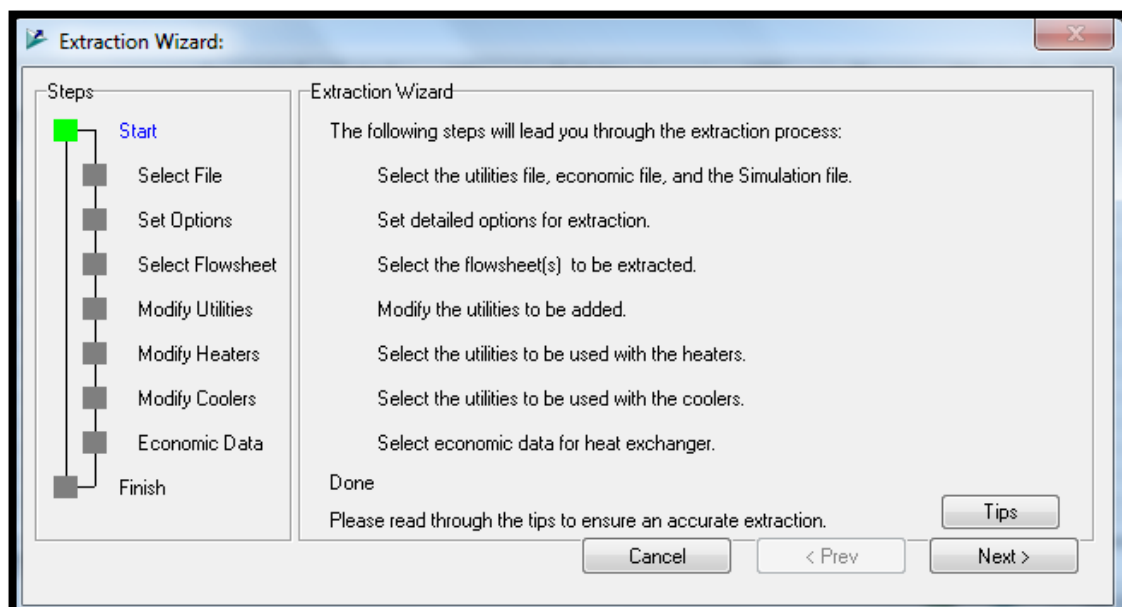
از مزیت های Energy Analyzer این است که این نرم افزار با نرم افزار های Aspen Plus و Aspen Hysys قابل اتصال بوده و می تواند برنامه های شبیه سازی شده با این نرم افزارها را استخراج اطلاعاتی کرده¹ و نمودار شبکه ای آن ها رسم نماید.

در این پروژه به این خاطر که سیال فرایندی گاز غنی می باشد که خود متشکل از انواع هیدرو-

کربن و مواد دیگر است (شامل ۱۵ ماده) و هر کدام دارای جزء مولی و جرمی متفاوتی می‌باشند، لذا وارد کردن داده‌ها به صورت دستی، کاری بسیار مشکل و طاقت فرسا است؛ از طرفی به دلیل اینکه اجزای سیال در دماهای مختلف دارای ظرفیت حرارتی متفاوتی می‌باشند، و با توجه به اینکه نمودار آنها در بانک اطلاعاتی نرم‌افزار موجود است بنابراین استخراج داده‌ها از شبیه‌سازی انجام شده با Aspen Plus، باعث افزایش دقت خواهد شد.

۳-۳- نحوه استخراج داده‌ها توسط Aspen Energy Analyzer [10]:

پس از بازکردن برنامه Aspen Energy Analyzer گزینه H.I Case را انتخاب کرده تا صفحه‌ای جهت وارد کردن خطوط جریان به صورت دستی ظاهر گردد. ولی چون مقصود این است که خود برنامه انرژی آنالیزر از برنامه اسپن پلاس داده‌ها را استخراج کند، برای این امر گزینه (Data Extraction Icon) را انتخاب کرده تا پنجره زیر ظاهر گردد.



شکل (۳-۱): مراحل Extract کردن داده‌ها از Apen Plus

در ادامه گزینه NEXT را انتخاب نموده و از گزینه‌های انتخاب نرم‌افزار مبدأ، گزینه Aspen Plus را انتخاب کرده و مسیر ذخیره اطلاعات را داده و کاربر تنظیمات بعدی را به دلخواه انتخاب می‌نماید (بسته به اهمیت دقت RUN) و هر مرحله گزینه NEXT را زده و فلوشیت و یوتیلیتی‌های مورد نیاز و هیترها و کولرها را انتخاب می‌نماید و نهایتاً Finish زده تا داده‌های داده شده در فایل ذخیره گردیده و عملیات به اتمام برسد.

حال می‌توان فایل جدید را با فرمت (hch) باز کرده و جریان‌های فرایندی و جریان‌های یوتیلیتی و نمودارهای CC (Composite Curve) و نمودارهای GCC (Grand Composite Curve) را مشاهده نمود.

با انتخاب Δt_{min} میزان حرارت مورد نیاز و سرمایش مورد نیاز که قبلاً محاسبه شده است را می‌توان تغییر داد. از قبل تر می‌دانیم که هرچه Δt_{min} کاهش یابد، نمودارهای سرد و گرم به هم نزدیکتر و میزان مصرف و هدررفت انرژی کمتر می‌شود و هرچه Δt_{min} بیشتر باشد به سرمایش و گرمایش بیشتری نیاز است.

۳-۴- عملیات تکمیلی پس از استخراج داده ها :

در این جا لازم است ترتیب مراحل انجام کار پس از استخراج داده‌ها از نرم افزار اسپن پلاس شرح داده شود:

مرحله اول: پس از اینکه در محیط نرم افزار A.E.A از نرم افزار Aspen Plus خروجی گرفته شد، طبق برنامه‌ی روند اجرای پروژه که از قبل پیش بینی شده باید به بررسی صحت داده‌های استخراج شده پرداخت. از آنجا که همیشه برنامه شبیه سازی شده با حالت عملیاتی سایت یا PFD های طراحی به میزان جزئی اختلاف هایی دارد، باید به تصحیح آن ها پرداخت که البته این قابلیت در A.E.A وجود دارد که بتوان داده های استخراج شده نظیر (دمای ورودی، دمای

خروجی و میزان دبی جرمی هر جریان توسط کاربر تغییر داده شود) که طبق داده های موجود در PFD این کار صورت پذیرفت و داده ها به داده های PFD تبدیل گشت .

مرحله دوم : در ادامه بررسی صحت نحوه قرارگیری مبدل های حرارتی بین جریان های سرد و گرم و اطمینان از صحت میزان انتقال حرارت (بار حرارتی) مبدل ها بود.

مرحله سوم : تعریف جریان های یوتیلیتی سرد (نظیر جریان های پروپان در چیلرها) و ایرکولرها و جریان های یوتیلیتی گرم (مشعل های گلایکول)

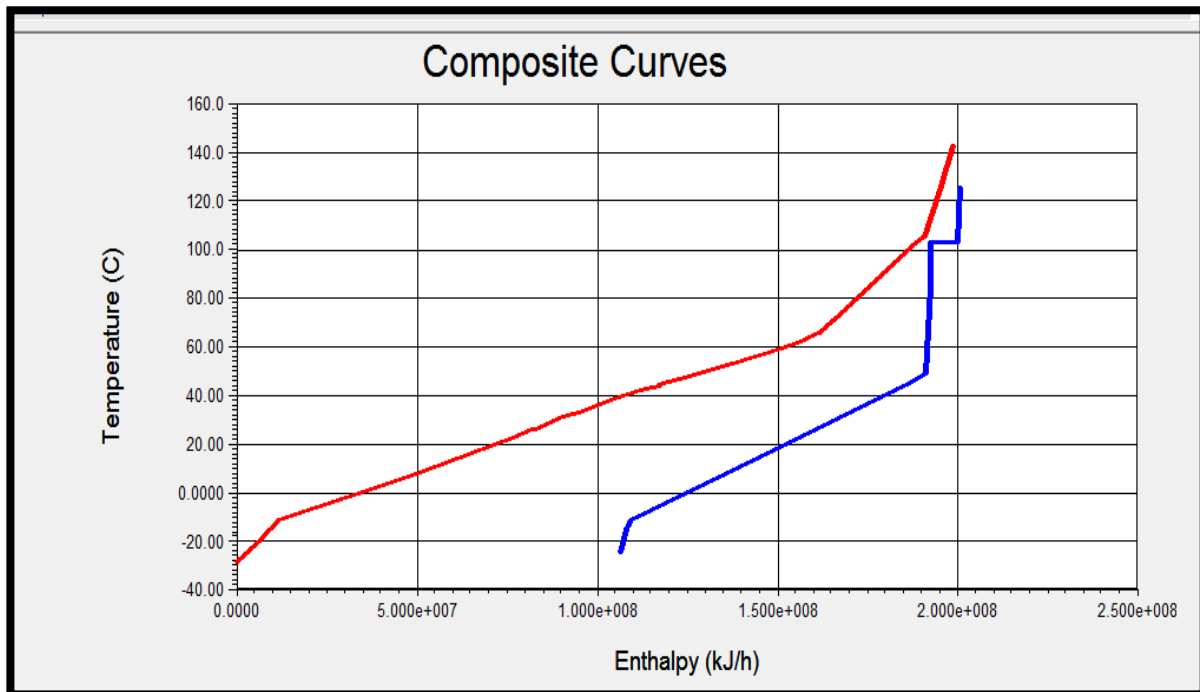
مرحله چهارم : رسم هیترها (یوتیلیتی گرم) و کولرها (یوتیلیتی سرد) بین جریان ها در نمودار دیاگرام شبکه ای

مرحله پنجم : تعدیل بارهای حرارتی بین جریان ها و تثبیت آن ها

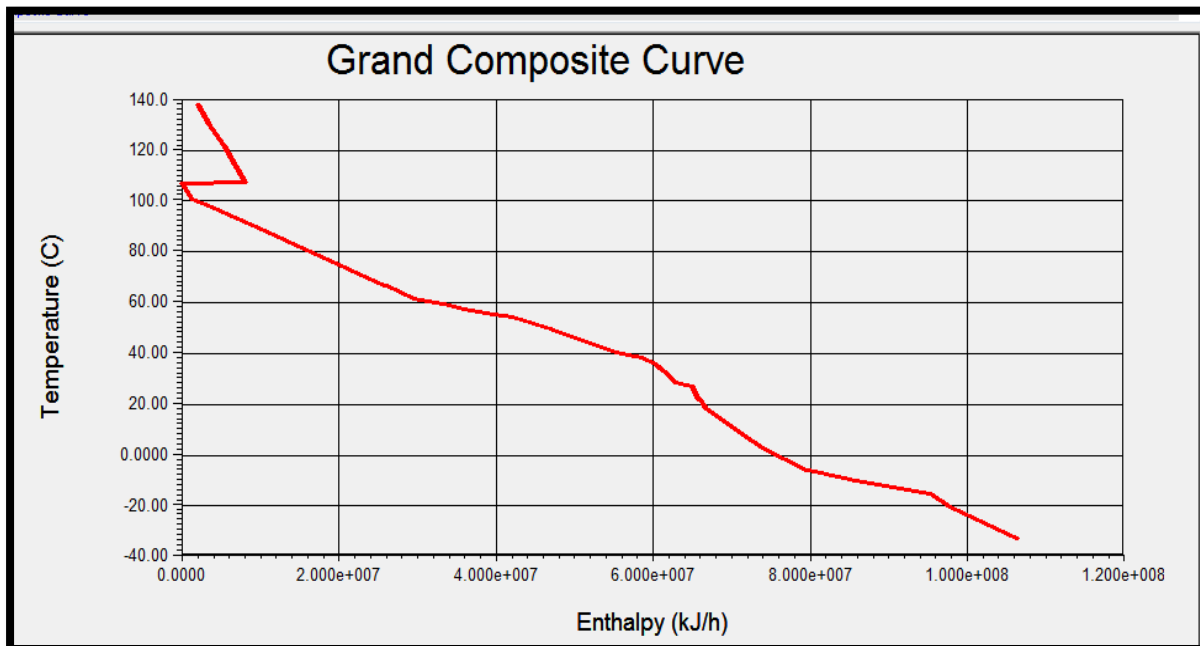
در شکل زیر جریان هایی مشاهده می شوند که توسط Aspen Energy Analyzer از برنامه Aspen Plus استخراج شده است. در این جا مشاهده می شود که تعداد جریان ها کاهش یافته است. چون خود برنامه انرژی آنالیزر قوانین پینچ را در مورد تعریف جریان رعایت کرده است؛ آنجا که می گوید خط جریان تغییر نمی کند تا زمانی که یا انشعابی از آن گرفته شود یا به انشعاب دیگری بپیوندد و یا تغییر شیمیایی پیدا کند. بنابراین جریان هایی که در Aspen Plus چند اسم داشتند در اینجا به یک خط جریان تبدیل شده اند.

و در ادامه جریان هایی وجود دارد که نقش یوتیلیتی را در فرایند دارند. این جریان ها یا هوای محیط هستند که در ایر کولرها استفاده می شود و یا جریان گازهای داغ مشعل های گلایکول و گاز توربین های گازی است. شکل (۳-۳) جریان های یوتیلیتی را نشان می دهد .

و نمودار CC و نمودار GCC برای سایت در حالت اولیه، در زیر مشاهده می شوند؛ که از آن ها مشخص است که میزان یوتیلیتی مصرفی سرد بسیار بیشتر از یوتیلیتی مصرفی گرم است.



شکل (۳-۴): نمودار CC (Composite Curve) جریان های سرد و گرم در حالت کارکرد فعلی



شکل (۳-۵): نمودار GCC (Grand Composite Curve) جریان های سرد و گرم در حالت کارکرد فعلی

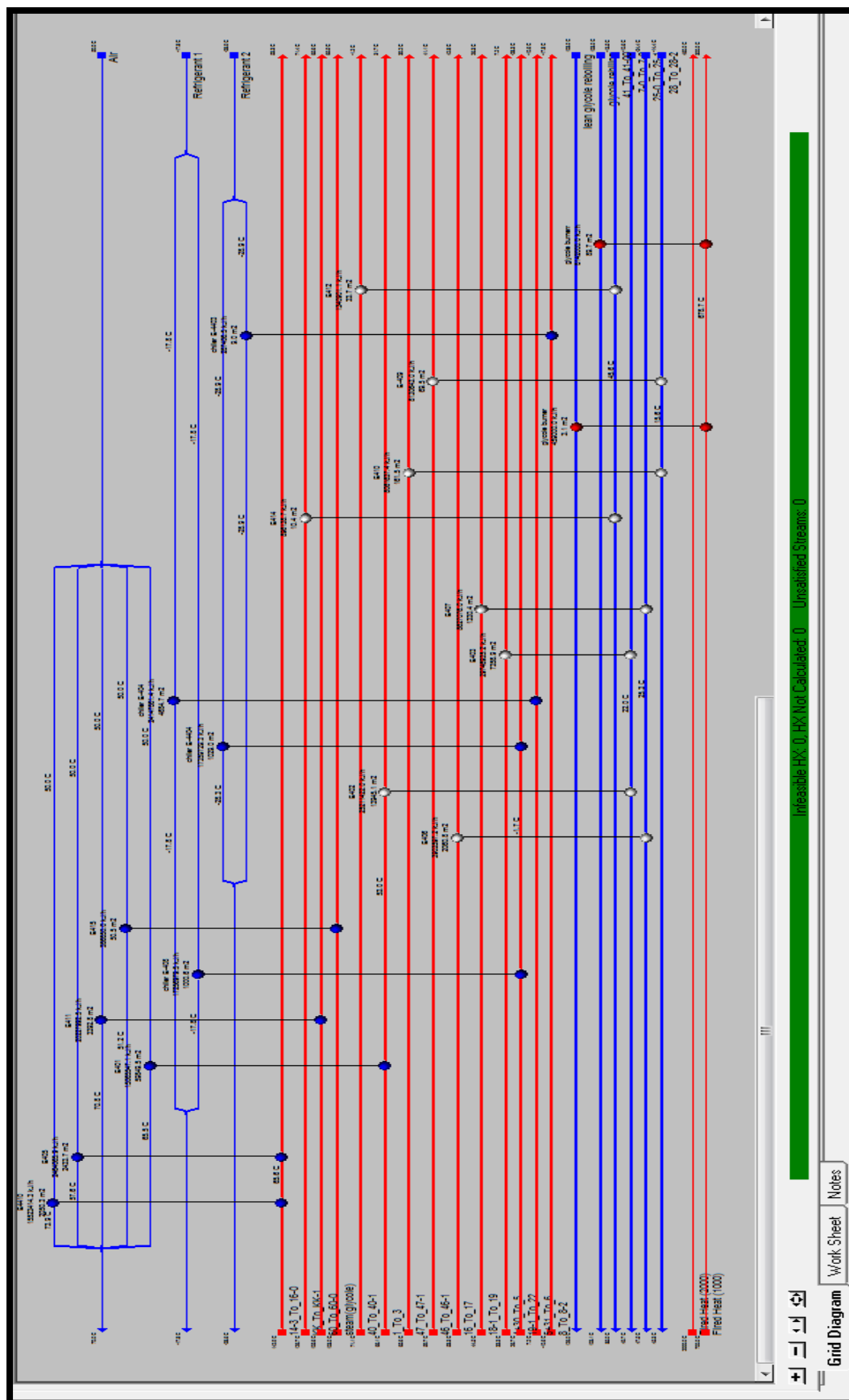
در شکل بالا هم نمودار ترکیبی جامع سرد و گرم را در حالت فعلی سایت مشاهده می کنیم. پس از انجام مراحل پنجگانه بالا همانطور که در شکل زیر دیده می شود در زیر نمودار Grid Diagram عبارت درون کادر سبز مشاهده می شود که بیان کننده ی کامل بودن جریان ها و مبدل ها و ارتباط بین آن هاست. نمودار دیاگرام شبکه ای که در شکل زیر مشاهده می شود.

شکل زیر میزان حرارت مورد نیاز هدف ^۱ و سرمایش مورد نیاز هدف ^۲ را نشان می دهد که با توجه به Δt_{min} تغییر می کند. این پارامترها میزان گرمایش و سرمایش مورد نیاز سایت را نشان می دهند که باید توسط یوتیلیتی خارجی تامین گردد و از تبادل حرارت فرایندی نمی تواند بدست آید. همچنین نقطه پینچ سایت در حالت فعلی برابر 108°C محاسبه شده است که با توجه به اینکه در حالت فعلی $\Delta t_{min} = 10^{\circ}\text{C}$ در نظر گرفته شده است پینچ در نقطه پایین 103°C و در نقطه بالا 113°C می باشد.

Energy Targets		Area Targets		Pinch Temperatures	
Heating [kJ/h]	2.374e+006	Counter Current [m2]	2.1546e+04	Hot	Cold
Cooling [kJ/h]	1.065e+008	1-2 Shell & Tube [m2]	2.6693e+04	113.0 C	103.0 C
Number of Units Targets		Cost Index Targets			
Total Minimum	24	Capital [Cost]	5.560e+006		
Minimum for MER	14	Operating [Cost/s]	6.350e-002		
Shells	33	Total Annual [Cost/s]	0.1203		

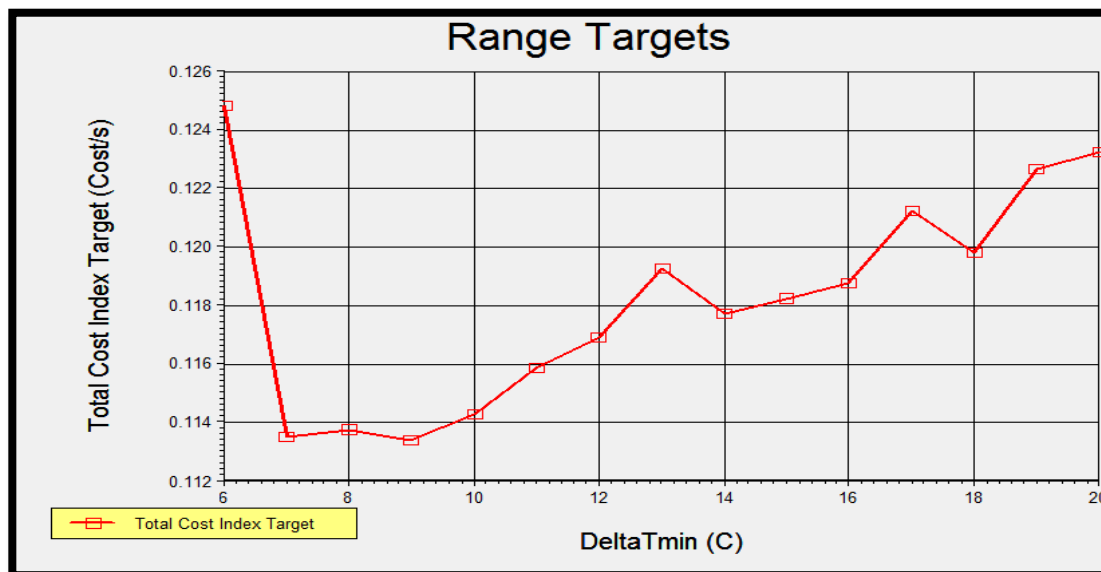
شکل (۳-۶): دمای نقطه پینچ و انرژی هدف و سطح هدف در $\Delta t_{min} = 10^{\circ}\text{C}$

^۱ Heating Target Value
^۲ Cooling target Value



شکل (۷-۳): نمایی از دیاگرام شبکه ای (Grinde Diagram) سایت در حالت فعلی

حال باید دید که سایت در چه میزان از Δt_{min} از نظر هزینه‌های عملیاتی و انرژی (Operating Cost) و هزینه‌های سرمایه‌گذاری (Capital Cost) به صرفه‌تر است. برای بدست آوردن مناسبترین عدد باید از پارامترهای دقیق هزینه‌های سرمایه‌گذاری و هزینه‌های عملیاتی استفاده کرد که در



شکل (۳-۸) : میزان جمع هزینه های انرژی و تجهیزات در Δt_{min} های مختلف

جدول (۳-۱) : میزان هزینه ها در Δt_{min} های مختلف

DTmin [C]	Heating [kJ/h]	Cooling [kJ/h]	Area 1 - 1 [m2]	Area 1 - 2 [m2]	Units	Shells	Cap. Cost Index [Cost]	Op. Cost Index [Cost/s]	Total Cost Index [Cost/s]
6.0	1.506e+006	1.056e+008	2.2357e+0	2.8005e+0	14	35	6.188e+006	6.165e-002	0.1249
7.0	1.723e+006	1.059e+008	1.5242e+0	1.8601e+0	14	28	4.326e+006	6.937e-002	0.1136
8.0	1.940e+006	1.061e+008	1.5125e+0	1.8466e+0	14	28	4.302e+006	6.984e-002	0.1138
9.0	2.157e+006	1.063e+008	1.4348e+0	1.7457e+0	14	29	4.106e+006	7.149e-002	0.1134
10.0	2.374e+006	1.065e+008	1.4755e+0	1.8065e+0	14	29	4.230e+006	7.111e-002	0.1143
11.0	2.591e+006	1.067e+008	1.3604e+0	1.6540e+0	21	31	4.145e+006	7.356e-002	0.1159
12.0	2.808e+006	1.069e+008	1.3423e+0	1.6351e+0	23	51	4.172e+006	7.432e-002	0.1169
13.0	3.025e+006	1.072e+008	1.2974e+0	1.5776e+0	30	49	4.274e+006	7.563e-002	0.1193
14.0	3.242e+006	1.074e+008	1.3041e+0	1.5913e+0	23	49	4.089e+006	7.595e-002	0.1177
15.0	3.459e+006	1.076e+008	1.3005e+0	1.5898e+0	23	31	4.089e+006	7.650e-002	0.1183
16.0	3.676e+006	1.078e+008	1.2857e+0	1.5731e+0	23	51	4.057e+006	7.732e-002	0.1188
17.0	3.893e+006	1.080e+008	1.2517e+0	1.5294e+0	30	49	4.186e+006	7.851e-002	0.1213
18.0	4.110e+006	1.082e+008	1.2676e+0	1.5539e+0	23	49	4.023e+006	7.874e-002	0.1198
19.0	4.327e+006	1.085e+008	1.2360e+0	1.5133e+0	31	32	4.188e+006	7.993e-002	0.1227
20.0	4.544e+006	1.087e+008	1.2247e+0	1.5003e+0	31	50	4.163e+006	8.076e-002	0.1233

جریان‌های یوتیلیتی باید شاخص هزینه‌های انرژی را که بر حسب (\$/kw.yr) است تنظیم و محاسبه نمود. برای هزینه‌های سرمایه‌گذاری طبق رابطه (۷-۳) عمل نموده و با فرض هزینه نصب مبدل برابر 30800\$ و ضرایب B و C به ترتیب برابر 750 و 0.81 فرض شده است [11]. که با انجام عملیات Range Target در بازه دمایی 6 °C تا 20 °C و با گام 1 °C نتایج زیر بدست می‌آید.

از نمودار و جدول بالا این نکته بدست می‌آید که بهترین $\Delta t_{min} = 9^{\circ}\text{C}$ می‌باشد که مجموع هزینه‌ها در آن مینیمم است. نتایج میزان هزینه‌ها در Δt_{min} های مختلف در جدول بالا آورده شده است.

Energy Targets		Area Targets		Pinch Temperatures	
Heating [kJ/h]	2.157e+006	Counter Current [m2]	1.7629e+04	Hot	Cold
Cooling [kJ/h]	1.063e+008	1-2 Shell & Tube [m2]	2.1847e+04	112.0 C	103.0 C
Number of Units Targets		Cost Index Targets			
Total Minimum	24	Capital [Cost]	4.678e+006		
Minimum for MER	14	Operating [Cost/s]	5.894e-002		
Shells	31	Total Annual [Cost/s]	0.1067		

شکل (۳-۹): دمای نقطه پینچ و انرژی هدف و سطح هدف در $\Delta t_{min} = 9^{\circ}\text{C}$

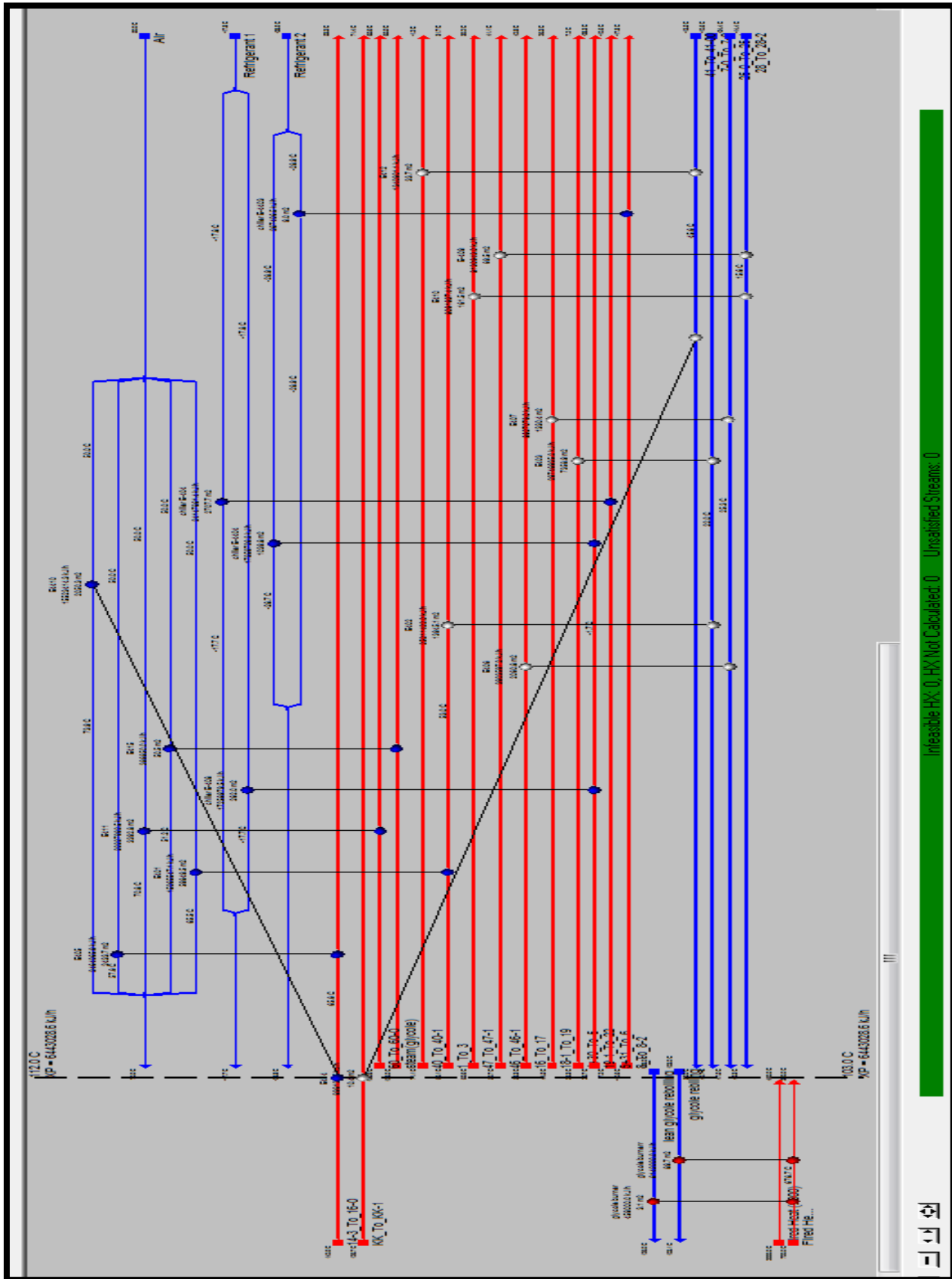
۳-۵- آنالیز پینچ :

همانطور که از قبل در مورد قوانین پینچ اطلاع دارید و در پیوست هم به آن کامل پرداخته شده است، قوانین طلایی پینچ قوانینی هستند که اگر فرایند سایت از آن‌ها پیروی کند، کمترین میزان مصرف انرژی را به دنبال خواهد داشت. این قوانین عبارت بودند از:

- ۱- هیچ حرارتی از نقطه پینچ نباید عبور کند.
- ۲- از هیچ یوتیلیتی گرمی در پایین پینچ نباید استفاده شود.
- ۳- از هیچ یوتیلیتی سردی در بالای پینچ نباید استفاده شود.

حال باید بررسی شود که آیا فرایند سایت موجود از این قوانین پیروی می کند؟

- با بررسی کامل سایت و تمام دماهای جریان ها و بررسی یوتیلیتی های گرم، اطمینان حاصل می شود که از یوتیلیتی های گرم که از دمای نقطه پینچ بسیار بالا تر است فقط برای جوشاندن گلایکول استفاده می شود که دمایش 103°C است که بالای نقطه پینچ است. پس قانون دوم رعایت شده است.



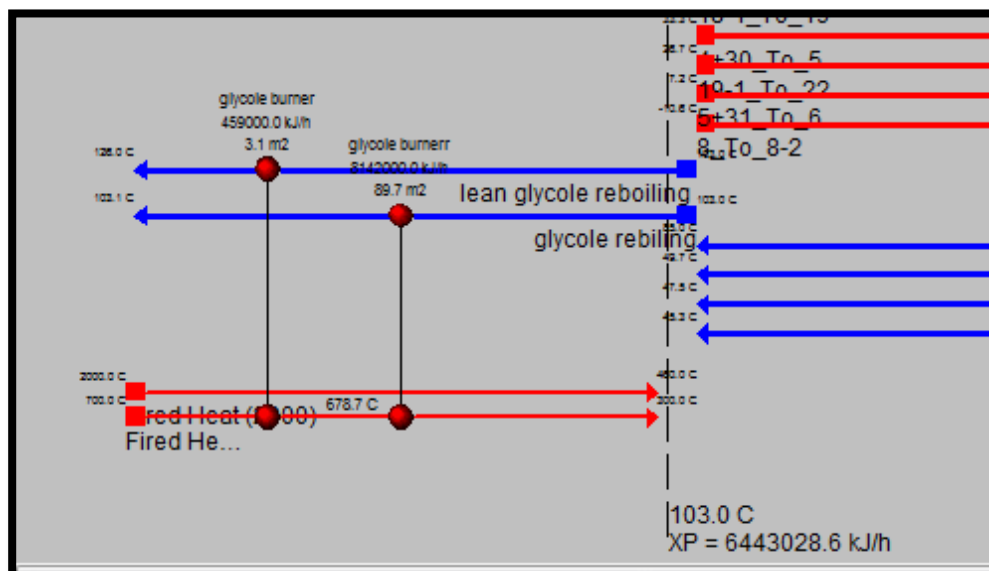
شکل (۳-۱۰): نمودار شبکه ای و مشاهده Cross Pinch

• اما در بالای پینچ ۲ یوتیلیتی سرد استفاده شده است که ناقص قانون سوم پینچ

است. (مبدل E414 و ایرکولر E4410)

در شکل (۳-۱۰) می بینیم که دو مبدل E414 و ایرکولر E4410 ایجاد کراس پینچ نموده‌اند. (نقطه پینچ را قطع کرده اند.) که این به معنی انتقال حرارت از نقطه پینچ می‌باشد.

میزان انتقال حرارت عبوری از نقطه پینچ 6443028.6 kJ/hr می‌باشد. این انرژی عبوری از نقطه پینچ در واقع باعث می‌شود که به همان میزان یوتیلیتی سرد یا گرم بیشتری مصرف شود یعنی اگر این انرژی از جنس گرما باشد به همان میزان یوتیلیتی سرد اضافه لازم است تا بتوان آن را از فرایند دفع کرد و بالعکس اگر از جنس سرما باشد به همان میزان یوتیلیتی گرم اضافه لازم است تا بتوان آن را از فرایند دفع کرد. (مراجعه به فصل اول پیوست- آشنایی با قوانین پینچ)



شکل (۳-۱۱): نمودار شبکه ای خط پینچ و میزان انرژی عبوری از پینچ

این انرژی که میزان کمی هم نیست، برابندی از انرژی های سرمایی و گرمایی است که قصد عبور از نقطه پینچ را دارند. که در اینجا می بینیم مربوط به دو مبدل E414 و E4410 می باشد.

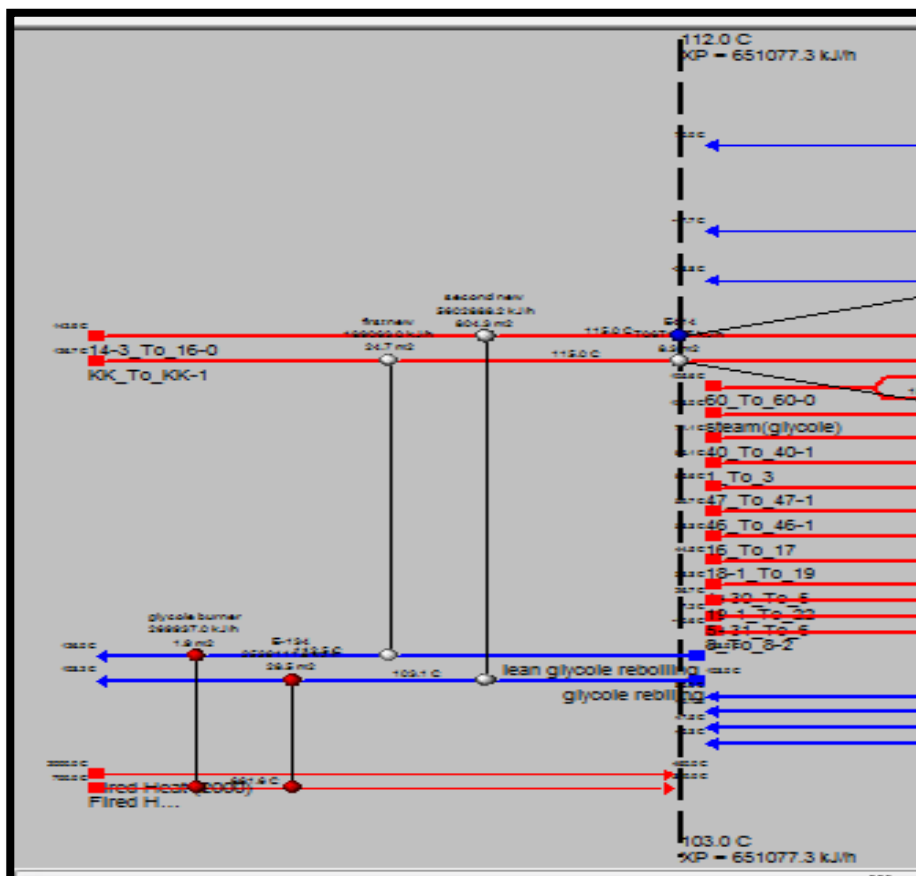
	112.00 C / 103.00 C
Total Network Cross Pinch Load [kJ/h]	6.443e+006
E4410 [kJ/h]	6.205e+006
E414 [kJ/h]	2.377e+005
E403 [kJ/h]	0.0000
chiller E-4404 [kJ/h]	0.0000
glycole burnerr [kJ/h]	0.0000
E402 [kJ/h]	0.0000
E412 [kJ/h]	0.0000
E406 [kJ/h]	0.0000
chiller E-4403 [kJ/h]	0.0000
E415 [kJ/h]	0.0000
chiller E-408 [kJ/h]	0.0000
E-409 [kJ/h]	0.0000
E411 [kJ/h]	0.0000
E401 [kJ/h]	0.0000
glycole burner [kJ/h]	0.0000
E410 [kJ/h]	0.0000
E405 [kJ/h]	0.0000
E407 [kJ/h]	0.0000
chiller E-404 [kJ/h]	0.0000

شکل (۳-۱۲): سهم هر تجهیز در انتقال حرارت از نقطه پینچ

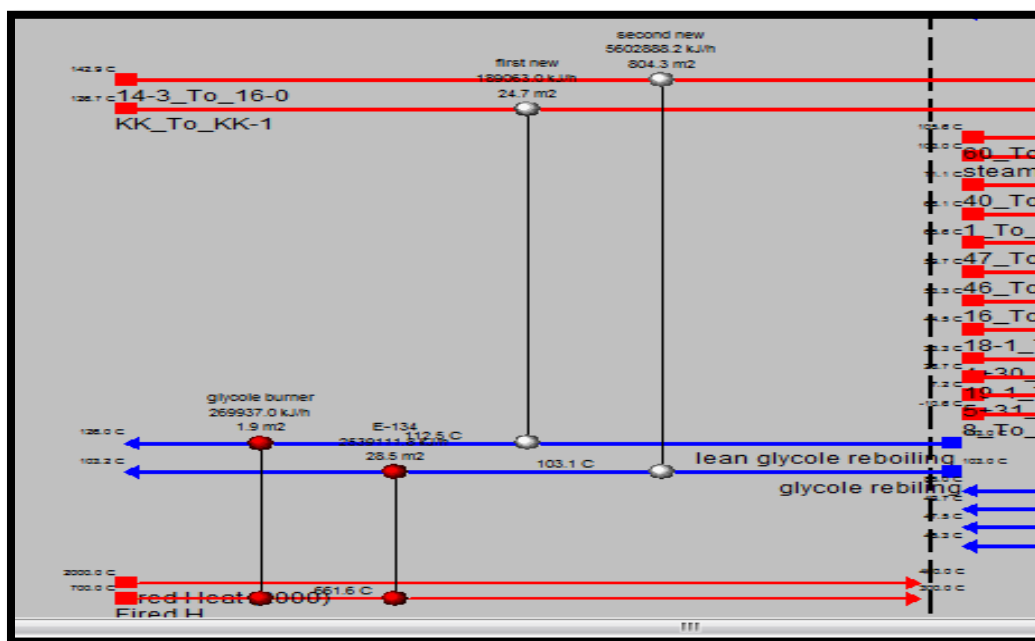
حال باید به این مطلب پرداخت که چگونه می توان قانون نقض شده را برطرف نمود و فرایند پینچ را تکمیل نمود. همانطور که مشاهده می شود طبق اشکال زیر می توان نمودار شبکه ای را به ۲ قسمت بالای پینچ و پایین پینچ تقسیم نمود.

ایرکولر E4410 دمای جریان 14-3 to 16-0 (جریان Rich Gas Second Stage) را که پس عبور از توربوکمپرسور و افزایش فشار به 143°C رسیده است را به دمای 65.6 °C می رساند که اتلاف انرژی زیادی را به همراه دارد و مبدل E414 نیز جریان خروجی از مبدل E412 را

که حاوی گلایکول است را با Lean Glycol سرد می‌کند. برای رفع این ایراد وارده و اصلاح شبکه ساختاری مبدل‌ها به روش زیر عمل شده است :



شکل (۳-۱۳): نمودار شبکه ای در بالای نقطه پینچ



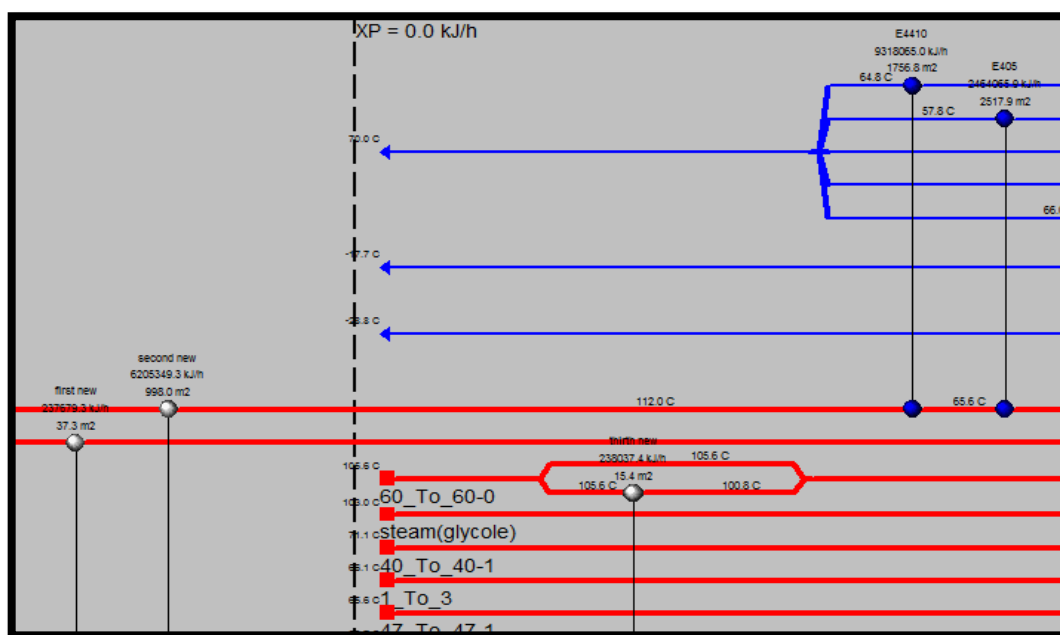
شکل (۳-۱۴): نمودار شبکه ای اصلاح شده در بالای نقطه پینچ

برای اینکه در نقطه پینچ انتقال حرارتی توسط جریان ها بوجود نیاید، باید دمای جریان ها را در این نقطه به دمای پینچ رساند؛ یعنی دمای جریان قبل از رسیدن به نقطه پینچ و پس از عبور از نقطه پینچ برابر دمای نقطه پینچ باشد. در اینجا چون دمای نقطه پینچ جریان های گرم 112°C و دمای پینچ جریان های سرد 103°C است پس برای اینکه انتقال حرارتی در پینچ نداشته باشد، جریان های گرم با دمای بیش از دمای پینچ را ابتدا تا دمای پینچ، سرد نموده (112°C) و جریان های سرد را که تا دمای بالای پینچ قرار است گرم شوند، تا دمای 103°C گرم می شوند تا جریان هنگام عبور از پینچ با پینچ همدمای بوده و حرارتی در آن نقطه منتقل نشود. پس از اینکه جریان عبوری از نقطه پینچ با همان نقطه پینچ همدمای شد دیگر حرارتی عبور نخواهد کرد و جریان ها را پس از عبور از پینچ را میتوان مجدداً سرد و یا گرم کرد.

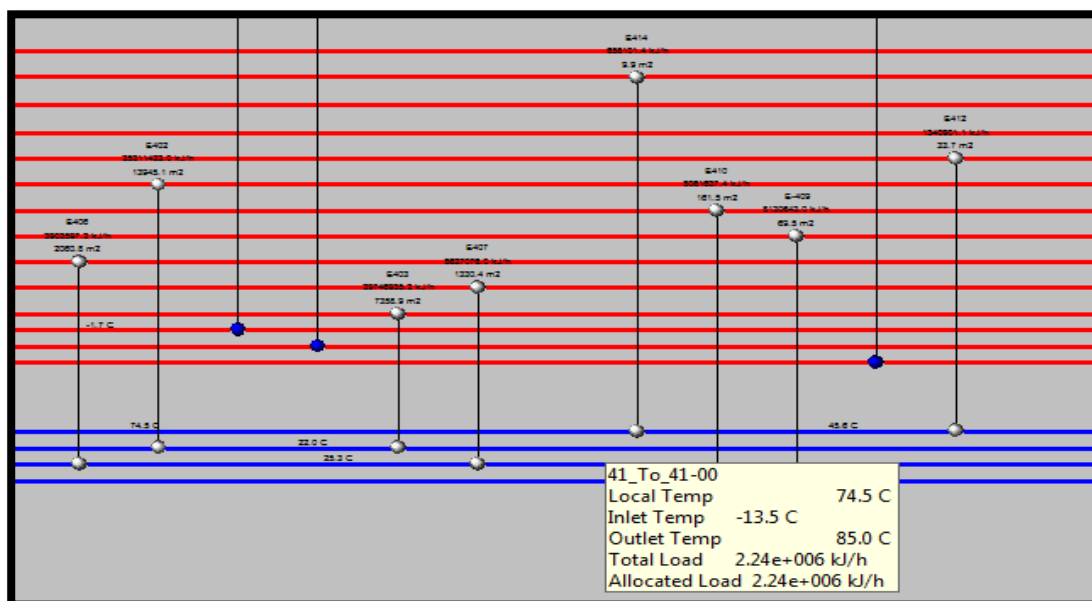
الف) اصلاح شبکه مبدل ها در بالای پینچ :

جریان گرم KK to kk-1 (جریان خروجی از مبدل E412 و ورودی به E414) که دمای 126.7°C دارد را با یک مبدل (**First New**) به جریان Lean Glycol با دمای 103°C متصل کرده تا دمای جریان گرم به 112°C رسیده و دمای جریان سرد هم به 114.9°C می‌رسد و جریان سرد بقیه حرارت مورد نیاز جهت گرمایش را از مشعل‌ها دریافت می‌کند. (بار مشعل هم در نتیجه کم شده است چون در حالت اولیه، تمام گرما از مشعل دریافت می‌شد.) (شکل ۳-۱۳)

و جریان گرم 14-3 to 16-0 که دمایش 143°C است را با یک مبدل (**Second New**) به جریان سرد Glycol reboiling که دمای 103.1°C داشته، وصل نموده تا دمای جریان گرم به 112°C رسیده و دمای جریان سرد به 103.2°C برسد (بخار آب خروجی از ری‌ویلر گلایکول است که علت تغییر دمای ناچیز گرمای نهان آب می‌باشد.) (شکل ۳-۱۳)



شکل (۳-۱۵) : نمایی از مبدل E4410 و Second new روی جریان 16-0 to 14-3 و نقطه پینچ گرم



شکل (۳-۱۶) : نمایی از مبدل E414 روی جریان kk to kk-1 و جریان سرد 41 to 41-00

ب) اصلاح شبکه مبدل ها در پایین پینچ :

در پایین پینچ هم مبدل E4410 که تا کنون می‌بایست دمای جریان گرم -14-3 to 16-0 (جریان Rich Gas Second Stage) را از 143°C به 65.6°C برساند اکنون بار کمتری دارد و باید از دمای

112°C به دمای 65.6°C برساند (چون قبل تر مبدل Second New در بالای پینچ دما را به 112°C

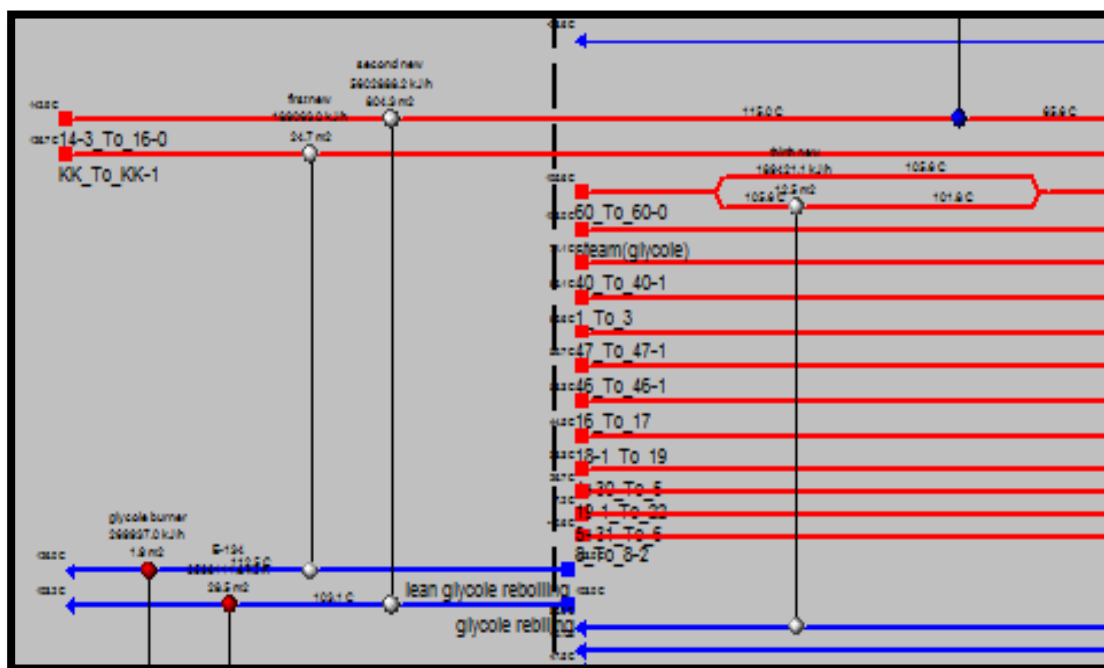
رسانده بود).

و مبدل E414 هم که در حالت اولیه دمای جریان گرم (جریان خروجی از مبدل E412 و ورودی به E414) را از 126.7°C به 71.4°C می‌رساند، اکنون بار کمتری دارد و باید از دمای 112°C به دمای

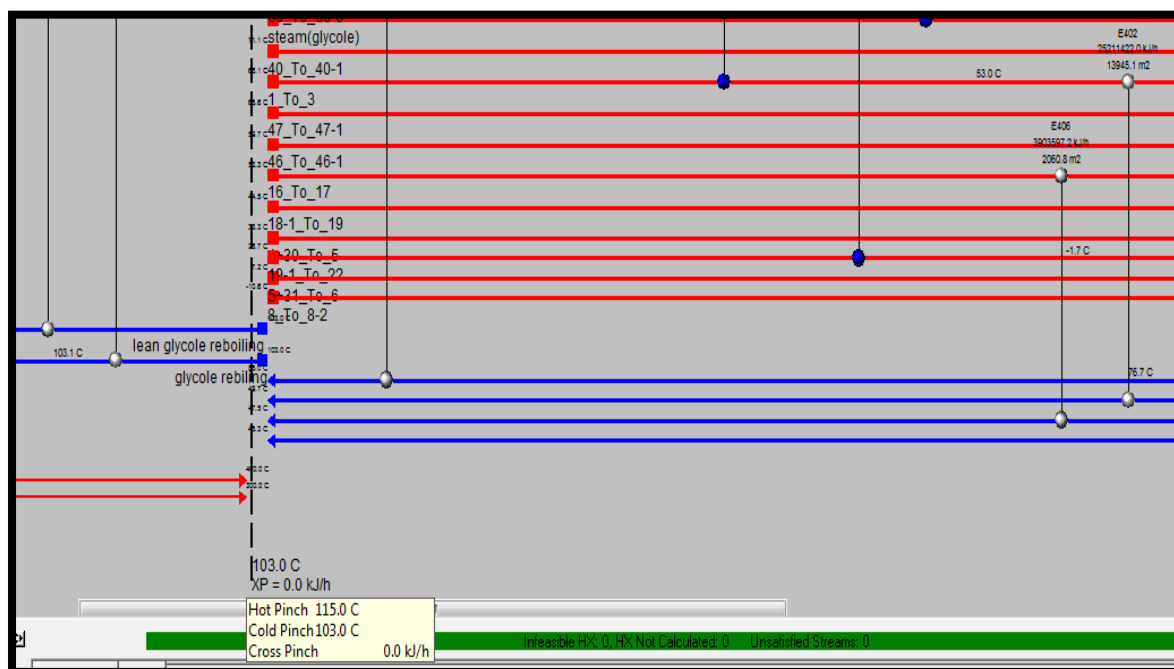
71.4°C برساند (چون قبل تر مبدل First New در بالای پینچ دما را به 112°C رسانده بود) و دمای جریان سرد 41 to 41-00 را از 45.6°C به 74.5°C می‌رساند.

در حالت قبل چون بار مبدل E414 بیشتر بود می‌توانست دمای جریان سرد 41 to 41-00 را از 45.6°C به 85°C برساند اما اکنون جریان سرد دمایش کمتر است. برای جبران این حالت باید از یک مبدل دیگر استفاده کرد. اما اگر دقت شود دریافته می‌شود که جریان گرم 60 to 60-0 که مبدل E411 در مسیر آن قرار دارد و گاز پروپان را پس از کمپرسور خنک می‌کند باید از دمای 105.6°C به 65.6°C برساند که می‌توان از گرمای این جریان بهره برد. با قرار دادن مبدل Third New می‌توان دمای جریان 41 to 41-00 را به 85°C رساند که بار ایرکولر E411 را به میزان 238037 kJ/hr کاهش می‌دهد.

با این تغییرات مشاهده می‌شود که اکنون Cross Pinch به عدد صفر می‌رسد چون دیگر هیچ حرارتی از نقطه پینچ عبور نمی‌کند. (شکل ۳-۱۸)



شکل (۳-۱۷) : نمایی از مبدل Third New روی جریان 60 to 60-0 و جریان سرد 41 to 41-00



شکل (۳-۱۸) : نمودار شبکه ای در حالتی که دیگر Cross Pinch وجود ندارد

۳-۶- محاسبات انرژی و اقتصادی و طراحی مبدل در نقطه پینچ :

با توجه به محاسبات انجام شده و میزان صرفه جویی هایی که با قرار دادن مبدل های جدید در فرایند حاصل شد اکنون باید به بررسی اقتصادی بودن این امکان سنجی بپردازیم.

استفاده از گرمای فرایندی جریان گرم 0-16 to 3-14 (جریان گاز غنی ورودی مرحله دوم) بود که از 142.9 °C به 112 °C می رسد. در بخش قبل گفته شد که سرمایش این گاز از دمای 142.9 °C تا دمای 65.6 °C تماماً بر عهده ایرکولر E4410 بوده که اکنون با کاهش دمای سیال به 115 °C، بار این ایر کولر به میزان 40 % کاهش یافته (از 15523414 kJ/hr به 9318065 kJ/hr کاهش داشته است).

مجموعه ایرکولر E4410 دارای ۴ فن به قدرت 22kw می باشد که با توجه به اینکه بار مبدل کاهش یافته می توان یک یا دو عدد از فن ها را از مدار خاموش کرد. با فرض اینکه ۱ فن تمام وقت و یک فن نیمه وقت خاموش شود و اینکه قیمت هر کیلووات ساعت انرژی الکتریکی برابر 1200 IRR باشد ، داریم :

$P1 = \text{Electric price}$

$$= 1.5 * 22 \text{ kw (fan power)} * \frac{1200(\text{IRR})}{\text{kwh}} * 24 \text{ hr} \\ * 330 \text{ days} = 313 * 10^6 \text{ Rials}$$

همچنین از این میزان حرارت دفع شده از جریان که توسط مبدل second new که در جای دیگری استفاده شده است، میزان انرژی گرمایی صرفه جویی شده برابر است با 6205349 kJ/hr که طبق محاسبات زیر معادل 148 m^3 گاز می باشد.

(ارزش حرارتی گاز بر اساس آمار آنالیز آزمایشگاه برابر است با 10055 kcal/m^3)

$$10055 \text{ kcal}/\text{m}^3 * 4.18 \text{ kJ}/\text{kcal} = 42030 \text{ kJ}/\text{m}^3$$

$$\frac{6205349 \text{ kJ}/\text{hr}}{42030 \text{ kJ}/\text{m}^3} = 148 \text{ m}^3/\text{hr}$$

با فرض ارزش هر متر مکعب گاز برابر ۲۰۰۰ ریال داریم :

$$P2 = \text{Gas price} = 148 \text{ m}^3/\text{hr} * 2000(IRR)/\text{m}^3 * 24 \text{ hr} * 330 \text{ days} \\ = 2.344 * 10^9 \text{ IRR}$$

$$\text{Total Price} = P1 + P2 = 2.657 * 10^9 \text{ IRR}$$

حال باید هزینه ساخت مبدل Second New را که توانسته این حرارت را بازیابی کند بدست آورد، تا بتوان نرخ بازگشت سرمایه را تخمین زد.

با توجه به طراحی انجام شده، گزینه های مختلف طراحی با قیمت های متفاوتی وجود دارد که گزینه انتخابی قیمتی معادل \$ 41990 می باشد . با فرض قیمت هر دلار برابر ۲۴۵۰۰ ریال، داریم :

$$41990 * 24500 = 103 * 10^7 \text{ IRR}$$

که بازگشت سرمایه مطابق زیر محاسبه می شود:

$$P.B = \frac{103*10^7}{2.657*10^9} = 0.38 \text{ year} = 141 \text{ day} \cong 5 \text{ month}$$

جدول (۴-۲) : لیست انواع مبدل طراحی شده به عنوان **Second new** به همراه قیمت مبدل

Current selected case:30Select

	Shell	Tube Length		Pressure Drop		Baffle		Tube		Units		Total
	Size	Actual	Reqd.	Shell	Tube	Spacing	No.	Pass	No.	P	S	Price
	mm	mm	mm	bar	bar	mm						Dollar(US)
1	700	6000	2371.4	1.02499*	0.90006*	640.08	8	8	484	1	1	41910
2	750	6000	2075.1	0.99186*	0.63474*	618.74	8	8	573	1	1	47860
3	750	5500	2041.9	1.10649*	0.59325*	544.58	8	8	573	1	1	46430
4	750	5000	2114.3	0.73395*	0.55155*	662.43	6	8	573	1	1	44980
5	750	4500	2075	0.83356*	0.51005*	561.85	6	8	573	1	1	43600
6	800	6000	1891.9	0.92585*	0.46761*	615.7	8	8	664	1	1	53370
7	800	5500	1861.2	1.03453*	0.43707*	540.51	8	8	664	1	1	51790
8	800	5000	1929.2	0.68584	0.40672*	657.35	6	8	664	1	1	50180
9	800	4500	1891.3	0.77704*	0.37617*	557.78	6	8	664	1	1	48810
10	800	4000	1888.2	0.87606*	0.34569*	457.2	6	8	664	1	1	47270
11	800	3500	1938	0.5261	0.31527*	596.39	4	8	664	1	1	45610
12	800	3000	1950.6	0.63132	0.2848*	429.77	4	8	664	1	1	44130
13	850	6000	1723.4	0.86002*	0.34825*	612.65	8	8	766	1	1	59300
14	850	5500	1697.4	0.95942*	0.32556*	539.5	8	8	766	1	1	57790
15	850	5000	1755	0.64028	0.30321*	655.32	6	8	766	1	1	55760
16	850	4500	1724.5	0.72728*	0.28052*	555.75	6	8	766	1	1	54250
17	850	4000	1728.1	0.81513*	0.25795*	455.17	6	8	766	1	1	52550
18	850	3500	1766.2	0.50045	0.23547*	592.33	4	8	766	1	1	50710
19	850	3000	1788.5	0.59632	0.21292*	425.7	4	8	766	1	1	49060
20	900	6000	1601.3	0.78846*	0.26445*	610.62	8	8	876	1	1	65940
21	900	5500	1578.5	0.88099*	0.24727*	536.45	8	8	876	1	1	64260
22	900	5000	1630.8	0.58456	0.23046*	651.26	6	8	876	1	1	62030
23	900	4500	1604.3	0.66605	0.21328*	550.67	6	8	876	1	1	60360
24	900	4000	1610.3	0.74547*	0.19625*	451.1	6	8	876	1	1	58680
25	900	3500	1643.1	0.45556	0.17928*	585.22	4	8	876	1	1	56450
26	900	3000	1669.2	0.54508	0.16227*	418.59	4	8	876	1	1	54770

TEMA Sheet										
Heat Exchanger Specification Sheet										
1										
2										
3										
4										
5										
6	Size	930 - 4500	mm	Type	AES	hor	Connected in	1 parallel	1 series	
7	Surf/unit (eff.)	272.2	m ²	Shells/unit	1		Surf/shell (eff.)	272.2	m ²	
8	PERFORMANCE OF ONE UNIT									
9	Fluid allocation	Shell Side				Tube Side				
10	Fluid name	gas				water				
11	Fluid quantity, Total	24.6361				0.9963				
12	Vapor (In/Out)	kg/s		24.6361	24.6361				0.7774	
13	Liquid	kg/s					0.9963		0.2189	
14	Noncondensable	kg/s								
15										
16	Temperature (In/Out)	°C		143	112.82		103		103.08	
17	Dew / Bubble point	°C							37	
18	Density	kg/m ³		13.73	14.95		956.54		0.66	
19	Viscosity	mPa s		0.0134	0.0126		0.2768		0.0124	
20	Molecular wt, Vap									
21	Molecular wt, NC									
22	Specific heat	kJ/(kg K)		2.399	2.293		4.197		2.09	
23	Thermal conductivity	W/(m K)		0.0432	0.0389		0.6792		0.0248	
24	Latent heat	kJ/kg					2243.9		2243.7	
25	Pressure	bar		17			1.15			
26	Velocity	m/s			11.24				43.71	
27	Pressure drop, allow./calc.	bar		0.68948	0.61676		0.0575		0.16622	
28	Fouling resist. (min)	m ² K/W								
29	Heat exchanged	1500000	kcal/h	MTD corrected				21.55	°C	
30	Transfer rate, Service	297.4		Dirty 943.6	Clean 943.6				W/(m ² K)	
31	CONSTRUCTION OF ONE SHELL						Sketch			
32				Shell Side		Tube Side				
33	Design/Test pressure	bar	2.92637/	/Code	5.17107/	/Code				
34	Design temperature	°C	176.67			137.78				
35	Number passes per shell		1			8				
36	Corrosion allowance	mm	1.59			1.59				
37	Connections	In	457.2/300 ANSI			50.8/150 ANSI				
38	Size/rating	Out	457.2/300 ANSI			203.2/150 ANSI				
39		mm/	Intermediate			/300 ANSI				
40	Tube No. 992	OD 20	Tks-avg 1.65	mm	Length 4500	mm	Pitch 25	n		
41	Tube type Plain	Material CS				Tube pattern 30				
42	Shell CS	ID	OD 950	mm	Shell cover	CS				
43	Channel or bonnet	CS				Channel cover	CS			
44	Tubesheet-stationary	CS				Tubesheet-floating	CS			
45	Floating head cover	CS				Impingement protection	None			
46	Baffle-crossing	CS	Type	single seg	Cut(%d)	25	hor	Spacing: c/c 546.61	n	
47	Baffle-long	Seal type				Inlet		942.22	n	
48	Supports-tube	U-bend		Type						
49	Bypass seal	Tube-tubesheet joint				groove/expand				
50	Expansion joint	Type								
51	RhoV2-Inlet nozzle	1946	Bundle entrance	2255	Bundle exit		3845	kg/(m s)		
52	Gaskets - Shell side	Tube Side								
53	Floating head									
54	Code requirements	ASME Code Sec VIII Div 1				TEMA class		B		
55	Weight/Shell	7420.5	Filled with water	11017.5	Bundle		4129.2			
56	Remarks									

شکل (۳-۱۹) : دیتا شیت طراحی مبدل Second New

در ادامه با انجام همان مراحل برای مبدل First New اقتصادی بودن یا نبودن این پروژه هم بررسی می شود. انرژی بازیافت شده در این مبدل برای اینکه جریان KK to KK-0 را از دمای

126.7 °C به دمای 112 °C برساند برابر 237679.3 kJ/hr می باشد که :

$$\frac{237679 \text{ kJ/hr}}{42030 \text{ kJ/m}^3} = 5.7 \text{ m}^3/\text{hr} = 45150 \text{ m}^3/\text{year}$$

که ارزشی معادل با 90,000,000 IRR/ year می باشد.

با توجه به طراحی انجام شده، هزینه ساخت مبدل برابر \$ 7180 می باشد که بازگشت سرمایه به قرار زیر خواهد بود.

$$P = 7180 * 24500 = 175.9 \text{ M IRR}$$

$$P.B = \frac{175.9 \text{ M IRR}}{90 \text{ M IRR}} \cong 2 \text{ year}$$

جدول (۳-۳) : لیست انواع مبدل طراحی شده به عنوان First new به همراه قیمت مبدل

Current selected case: 3

Select

	Shell	Tube Length		Pressure Drop		Baffle		Tube		Units		Total
	Size	Actual	Reqd.	Shell	Tube	Spacing	No.	Pass	No.	P	S	Price
	mm	mm	mm	bar	bar	mm						Dollar(US)
1	168.28	3500	1295.8	0.67617	0.56699*	57.91	56	4	36	1	1	7490
2	168.28	3000	1284.9	0.67093	0.49708*	53.85	51	4	36	1	1	7180
3	168.28	3000	1478.7	0.67414	0.05875	53.85	51	2	42	1	1	7280

Heat Exchanger Specification Sheet

1										
2										
3										
4										
5										
6	Size	154 - 3000	mm	Type	BFM	hor	Connected in	1 parallel	1 series	
7	Surf/unit(eff.)	6.2	m ²	Shells/unit	1		Surf/shell (eff.)	6.2	m ²	
8	PERFORMANCE OF ONE UNIT									
9	Fluid allocation	Shell Side				Tube Side				
10	Fluid name	gas				water				
11	Fluid quantity, Total	1.3783				1.97				
12	Vapor (In/Out)									
13	Liquid	1.3783				1.97				1.97
14	Noncondensable									
15										
16	Temperature (In/Out)	126.7				111.01				103
17	Dew / Bubble point									113.72
18	Density	1016.47				1028.58				1026.52
19	Viscosity	0.6563				0.7981				0.6981
20	Molecular wt, Vap									0.6131
21	Molecular wt, NC									
22	Specific heat	3.083				3.021				3.105
23	Thermal conductivity	0.2896				0.2981				0.3385
24	Latent heat									0.334
25	Pressure	2								1.15
26	Velocity	0.59								0.81
27	Pressure drop, allow./calc.	0.68948				0.67414				0.46
28	Fouling resist. (min)	m ² K/W								0.05877
29	Heat exchanged	66	kW	MTD corrected				9.86	°C	
30	Transfer rate, Service	1077.4		Dirty	1372.2	Clean	1372.2	W/(m ² K)		
31	CONSTRUCTION OF ONE SHELL									
32		Shell Side				Tube Side				Sketch
33	Design/Test pressure	bar	5.17107/	/Code	5.17107/	/Code				
34	Design temperature	°C	160				148.89			
35	Number passes per shell	2				2				
36	Corrosion allowance	mm	1.59				1.59			
37	Connections	In	50.8/150 ANSI				50.8/150 ANSI			
38	Size/rating	Out	50.8/150 ANSI				50.8/150 ANSI			
39	mm/	Intermediate	/150 ANSI				/150 ANSI			
40	Tube No. 42	OD 16	Tks-avg 2	mm	Length 3000	mm	Pitch 18	mm		
41	Tube type Plain	Material CS				Tube pattern 30				
42	Shell CS	ID	OD 168.28	mm	Shell cover					
43	Channel or bonnet CS					Channel cover				
44	Tubesheet-stationary CS					Tubesheet-floating				
45	Floating head cover					Impingement protection None				
46	Baffle-crossing CS	Type	single seg	Cut(%d)	39	vert Spacing: c/c	53.85	mm		
47	Baffle-long CS	Seal type				Inlet	152.4	mm		
48	Supports-tube	U-bend	Type							
49	Bypass seal	Tube-tubesheet joint				groove/expand				
50	Expansion joint	Type								
51	RhoV2-Inlet nozzle	455	Bundle entrance	123	Bundle exit	122	kg/(m s ²)			
52	Gaskets - Shell side	Tube Side								
53	Floating head									
54	Code requirements	ASME Code Sec VIII Div 1				TEMA class B				
55	Weight/Shell	310.9	Filled with water	354.7	Bundle	130.7	kg			
56	Remarks									

شكل (۳- ۲۰) : دیتا شیت طراحی مبدل First New

در نهایت با انجام مراحل طراحی برای مبدل Third New اقتصادی بودن یا نبودن این پروژه نیز بررسی می‌شود. انرژی بازیافت شده توسط این مبدل برای اینکه جریان 41 to 41-00 را از

دمای 76.4 °C به دمای 85 °C برساند برابر 238037 kJ/hr می‌باشد که :

$$\frac{238037 \text{ kJ/hr}}{42030 \text{ kJ/m}^3} = 5.66 \text{ m}^3/\text{hr} = 44855 \text{ m}^3/\text{yr}$$

که ارزشی معادل با 89,700,000 IRR/ year می‌باشد.

چون میزان دبی پروپان جریان 60 to 60-0 خروجی از کمپرسور C401 نسبت به جریان 41 to 41-00 زیاد است اگر تمام جریان 60 to 60-0 وارد مبدل شود، مبدل بزرگی باید طراحی شود که قیمت آن بسیار بالاست و از نظر اقتصادی به صرفه نیست. بنابراین بهترین راه این است که انشعابی از جریان 60 to 60-0 به میزان 0.1 کل دبی آن جریان گرفته شده و از گرمای آن بهره برده شود که قیمت آن به مراتب کمتر است. مبدلی که با توجه به این موضوع طراحی شد هزینه ساختی معادل 9710\$ دارد که بازگشت سرمایه آن به قرار زیر می‌باشد .

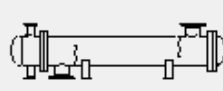
جدول (۳-۴) : لیست انواع مبدل طراحی شده به عنوان third new به همراه قیمت مبدل

Current selected case: 6

Select

	Shell	Tube Length		Pressure Drop		Baffle		Tube		Units		Total
	Size	Actual	Reqd.	Shell	Tube	Spacing	No.	Pass	No.	P	S	Price
	mm	mm	mm	bar	bar	mm						Dollar(US)
1	219.08	6000	826.7	0.64603	1.22849*	305.82	18	6	54	1	1	10730
2	219.08	5500	805	0.8048*	1.13575*	288.54	18	6	54	1	1	10510
3	219.08	5000	807.9	0.73677*	1.04315*	293.62	16	6	54	1	1	10240
4	219.08	4500	811.7	0.66305	0.95054*	299.72	14	6	54	1	1	9970
5	219.08	4000	816	0.57335	0.85793*	305.82	12	6	54	1	1	9710
6	219.08	4000	682.4	0.59176	0.16841	305.82	12	4	72	1	1	10040

Heat Exchanger Specification Sheet

1										
2										
3										
4										
5										
6	Size	205 - 4000	mm	Type	BEM	hor	Connected in	1 parallel	1 series	
7	Surf/unit(eff.)	14.3	m ²	Shells/unit	1		Surf/shell (eff.)	14.3	m ²	
8	PERFORMANCE OF ONE UNIT									
9	Fluid allocation			Shell Side			Tube Side			
10	Fluid name									
11	Fluid quantity, Total			6.0694			1.9403			
12	Vapor (In/Out)			6.0694			6.0694			
13	Liquid						1.9403			1.9403
14	Noncondensable									
15										
16	Temperature (In/Out)			105.6			100.7			76.7
17	Dew / Bubble point									85
18	Density			44.61			45.85			975.57
19	Viscosity			0.0114			0.0113			0.3727
20	Molecular wt, Vap									969.93
21	Molecular wt, NC									
22	Specific heat			2.274			2.264			4.187
23	Thermal conductivity			0.03			0.0294			0.6598
24	Latent heat									4.189
25	Pressure			25						1.5
26	Velocity			8.1						0.98
27	Pressure drop, allow./calc.			0.68948			0.59176			0.6
28	Fouling resist. (min)									0.16841
29	Heat exchanged			67.4			MTD corrected			21.95
30	Transfer rate, Service			215.3			Dirty 1357.7			Clean 1357.7
31	CONSTRUCTION OF ONE SHELL									
32				Shell Side			Tube Side			
33	Design/Test pressure			3.88955/			5.17107/			
34	Design temperature			143.33			121.11			
35	Number passes per shell			1			4			
36	Corrosion allowance			1.59			1.59			
37	Connections			In			50.8/150 ANSI			
38	Size/rating			152.4/300 ANSI			50.8/150 ANSI			
39	mm/			Intermediate			/300 ANSI			
40	Tube No. 72			OD 16			Tks-min 2			mm
41	Tube type Plain			Material CS			Length 4000			Pitch 18
42	Shell CS			ID			OD 219.08			mm
43	Channel or bonnet CS						Shell cover			Tube pattern 30
44	Tubesheet-stationary CS						Channel cover			
45	Floating head cover						Tubesheet-floating			
46	Baffle-crossing CS			Type single seg			Cut(%d) 43			hor Spacing: c/c 305.82
47	Baffle-long			Seal type			Inlet			289.44
48	Supports-tube			U-bend			Type			
49	Bypass seal			Tube-tubesheet joint			groove/expand			
50	Expansion joint			Type						
51	RhoV2-Inlet nozzle			2484			Bundle entrance 6918			Bundle exit 6731
52	Gaskets - Shell side						Tube Side			
53	Floating head									
54	Code requirements			ASME Code Sec VIII Div 1			TEMA class B			
55	Weight/Shell			544.9			Filled with water 656			Bundle 240.8

شکل (۳-۲۱) : دیتا شیت طراحی مبدل Third New

$$P = 9710 * 24500 = 237.9 \text{ M IRR}$$

$$P.B = \frac{237.9 \text{ M IRR}}{89.7 \text{ M IRR}} = 2.65 \text{ year} = 32 \text{ month}$$

حال اگر محاسبات اقتصادی به صورت کلی انجام شود که در آن قوانین پینچ رعایت شده باشد یعنی جمع کل هزینه‌ها و جمع کل بازیافت‌ها و نتیجه نهایی و بازگشت سرمایه کلی را محاسبه کند، نتایج زیر بدست می‌آیند :

$$P.B_{total} = \frac{(237.9 + 175.9 + 1030) \text{ M IRR}}{(98.7 + 90 + 2657) \text{ M IRR}} = \frac{1793.8}{2462.56} = 0.51 \text{ year}$$

$$\cong 6 \text{ month}$$

لازم به ذکر است که در این طراحی‌ها ، سطح مورد نیاز مبدل‌های E414,E4410 نیز کوچکتر می‌شود که چون تعویض آن‌ها در شرایط کنونی هزینه‌بر است بهتر است از همین مبدل‌ها استفاده نمود و در صورت فرسودگی پس از سال‌ها استفاده، می‌توان مبدل‌های جدید را با مقیاس کوچکتر تهیه نمود.

۳-۷- محاسبات انرژی بازیافت حرارت^۱:

۳-۷-۱- محاسبات مشعل گلایکول :

در اینجا به محاسبه میزان مصرف گاز در جوشاننده گلایکول که به عنوان یوتیلیتی گرم در سایت موجود است پرداخته می‌شود .

لازم به ذکر است که آمار و ارقامی که در خیل محاسبات در نظر گرفته شده است اطلاعات آماری است که توسط کارشناس فنی گزارش شده است و بسیاری از اطلاعات موجود نیز از PFD هایی که از نقشه قابل خواندن است استناد شده است.

¹ - Heat Recovery

جدول (۳-۵) : مشخصات گاز مصرفی مشعل های گلایکول

0.35-0.4 MMSCFD	میزان گاز مصرفی (طبق آمار دریافتی از مسئول مربوطه)	۱
200 PSig	فشار گاز قبل از شیر فشار شکن	۲
Lean gas first stage	نوع گاز	۴
10055 k cal/m ³	ارزش حرارتی گاز بر اساس آمار آنالیز آزمایشگاه	۵
10 PSI g=24.7psi A=168 kpa	فشار گاز ورودی به مشعل ها	۶
305 k	دمای گاز پس از افت فشار(شبیه سازی Aspen plus)	۷

ماخذ جدول : تمام موارد بجز شماره ۷ از کارشناسان فنی واحد NGL400

برای اینکه بتوان میزان گاز مصرفی را بر اساس حجم در فشار و دمای استاندارد بدست آورد باید از رابطه بویل مارویت استفاده کرد و با این فرض که گاز first stage Lean gas گاز ایده آل فرض شود.

با توجه به اینکه مقدار گاز مصرفی برابر $400,000 \text{ ft}^3/\text{day}$ می باشد، باید میزان مصرف را بر حسب متر مکعب در ساعت و در فشار اتمسفر محاسبه نمود :

$$400000 \left(\frac{\text{ft}^3}{\text{day}} \right) \times 0.028 \left(\frac{\text{m}^3}{\text{ft}^3} \right) \times \frac{1}{24} \left(\frac{\text{day}}{\text{hr}} \right) \approx 470 \frac{\text{m}^3}{\text{hr}}$$

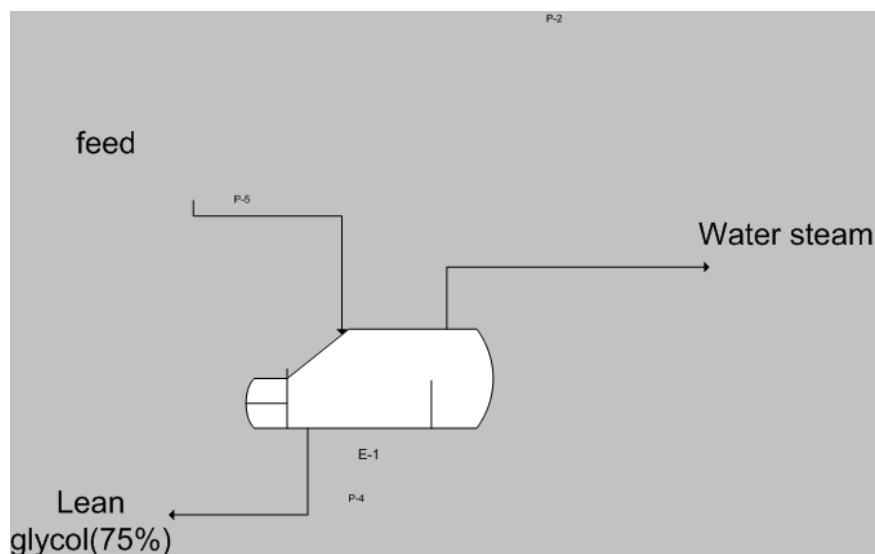
با توجه به میزان مصرف گاز، میزان انرژی مصرف شده در جوشاننده گلایکول را محاسبه کنیم :

$$\dot{Q}_{\text{total}} \left(\text{k cal/hr} \right) = \dot{m} \left(\text{m}^3/\text{hr} \right) * \bar{h} \left(\text{k cal/m}^3 \right) \quad (۳-۱۰)$$

$\bar{h}$ = ارزش حرارتی سوخت

$$Q_{\text{total}} = 470 \left(\text{m}^3/\text{hr} \right) * 10055 \left(\text{k cal/m}^3 \right) = 4.726 * 10^6 \left(\text{k cal/hr} \right)$$

$$= 19.754 * 10^6 \left(\frac{kJ}{hr} \right)$$



شکل (۳-۲۲) : جوشاننده گلیکول

جدول (۳-۶): مشخصات فید ورودی و محصولات خروجی جوشاننده گلیکول

T=218 F=103°C	سیال ورودی (Feed)
P=17 psia =1.15 bar	
$\dot{V} = 23522 \text{ lb/hr} = 10669.6 \text{ kg/hr}$	
T=218 F=103°C	سیال ۲ (water steam)
P=17 psia =1.15 bar	
$\dot{V} = 7900 \text{ lb/hr} = 3586.6 \text{ kg/hr}$	
T=260 F=127°C	سیال ۳ (Lean Glycol)
P=17 psia =1.15 bar	
$\dot{V} = 15622 \text{ lb/hr} = 7092.4 \text{ kg/hr}$	

ماخذ جدول بالا : [12]

میزان حرارت دریافتی (مورد نیاز) جریان ۲ (water steam):

در جریان ۲ دما تغییری نمی کند فقط آب از حالت مایع به بخار تبدیل می شود.

$$Q_2(kj/hr) = m_{steam}(kg/hr) * L_f(kj/kg) \quad (۱۱-۳)$$

$$Q_2 = 3586.6(kg/hr) * 2270(kj/kg) = 8.142 * 10^6 kj/hr$$

چون جریان ۳، گلايکول با غلظت ۷۵٪ می باشد، بنابراین به همان نسبت جرمی گلايکول و

۲۵٪ جرم باقیمانده آب است. این جریان از دمای ۱۰۳°C به دمای ۱۲۷°C می رسد:

حرارت دریافتی جریان ۳(آب):

$$Q_3(kj/hr) = m(kg/hr) * C_p(kj/kg \text{ } ^\circ C) * (\Delta t)(^\circ C) \quad (۱۲-۳)$$

$$Q_{3-1} = 1.78 * 10^5 (kj/hr)$$

حرارت دریافتی جریان ۳(گلايکول):

$$Q_{3-2} = 2.81 * 10^5 (kj/hr)$$

از جمع سه مقدار بالا :

$$Q_2 + Q_{3-1} + Q_{3-2} = 8.600 * 10^6 (kj/hr)$$

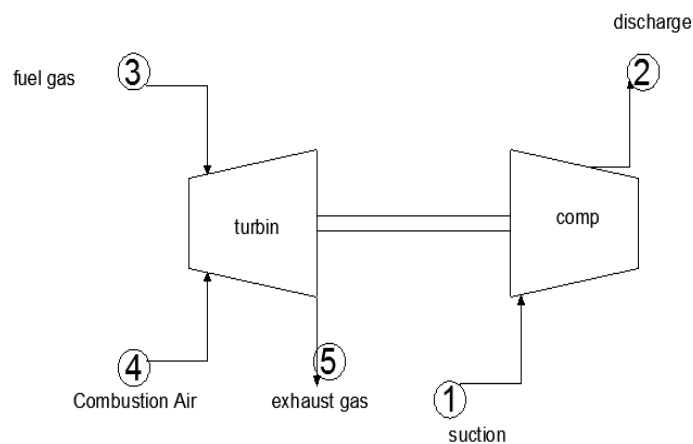
عدد بدست آمده میزان کل حرارت مورد نیاز گلايکل را که توسط مشعل ها تامین می شود را

نشان می دهد. با محاسبه میزان حرارت دود خروجی توربوکمپرسورها مشخص می شود که آیا

می توان جایگزینی برای مشعل ها یافت که حرارت مورد نیاز را بدون مصرف سوخت تامین کند

یا خیر!

۳-۷-۲- کمپرسورهای گاز غنی مرحله دوم (C-4407B) و (C-4407C) :



شکل (۳-۲۳) : کمپرسورهای گاز غنی مرحله دوم (C-4407B) و (C-4407C) :

جدول (۳-۷) : داده های جریان های ورودی به توربین گاز^۱

Design:700 MSCFD	دبی	St. No: 3 Fuel gas
Operation : 513 MSCFD		
T=100.4 F=38 °C		
P=80 psia =544 kpa		
20.27		
Design:36.43 MMSCFD	دبی	St. No: 4 Combustion Air
Operation : 29.92 MMSCFD		
T=100 F=38 °C		
P=14.7 psia =100 kpa		
28.96		
Design:37.25 MMSCFD	دبی	St. No: 5 Flue gas
Operation : 30.53 MMSCFD		
T=860 F=460 °C		

¹ - مأخذ : آمار های ممیزی انرژی انجام شده سال 1387

P=14.5psia =98 kpa	فشار	
28.9	وزن مولکولی	

ماخذ : [13]

همانطور که قبلاً نیز بیان شد، از این توربوکمپرسورها برای افزایش فشار گاز ورودی مرحله دوم استفاده می‌شود که دود خروجی آن‌ها با دمای بالا بدون استفاده وارد محیط زیست می‌گردد.

جدول (۳-۸) : مشخصات توربین ممیزی شده^۱

Turbine performance -C4407B,C		
	Design	Operation
Fuel consumption(MSCFD)	700	513
Air consumption(MMSCFD)	37.24	29.92
Turbine(HP)	2608	1785
Excess Air(%)	350 %	380 %
Turbine Speed(rpm)	15700	14915
Turbine eff(%)	20.11	18.33
comp performance -C4407B,C		
Adiabatic eff %	69.47	60.07
Polytropic eff %	71.33	62.11

ماخذ : [13]

محاسبات میزان گاز مصرفی در توربین گاز:

جریان stream 3 :

$$\begin{aligned} \text{حجم گاز مصرفی} &= 513000 \left(\frac{ft^3}{day} \right) * 0.028 \left(\frac{m^3}{ft^3} \right) \\ &= 598.5 \left(\frac{m^3}{hr} \right) * \frac{1}{24} \left(\frac{day}{hr} \right) \end{aligned}$$

¹ - مأخذ : آمار های ممیزی انرژی انجام شده سال 1387

طبق داده های جدول (۷-۳) و رابطه (۱۰-۳) انرژی آزاد شده در توربین برابر است با:

$$Q_t = 25.215 * 10^6 \left(\frac{kJ}{hr} \right) = \text{انرژی کل گاز توربین}$$

طبق ممیزی انجام شده که میزان توان توربین را 1785 HP محاسبه نموده است می توان بازده توربین را محاسبه نمود و با عدد داده شده مقایسه نمود :

$$\begin{aligned} P_{tur} \left(\frac{kJ}{hr} \right) &= 1785(HP) * 746 \left(\frac{watt}{HP} \right) = 1.332E6 \text{ watt} \\ &= 4.794E6 \left(\frac{kJ}{hr} \right) \end{aligned}$$

$$eff \% = \frac{P_{tur}}{Q_t} * 100 \quad (۱۳-۳)$$

$$eff = 19.01 \%$$

می بینیم که مقدار بدست آمده بسیار نزدیک است که علت اختلاف کم هم می تواند تفاوت جزئی در میزان ارزش حرارتی باشد که از آنالیز های متفاوت استخراج شده است.

میزان هوای ورودی به توربین گاز:

جریان 4 stream :

$$= 29.92 * 10^6 \left(\frac{ft^3}{day} \right) = 34906 \left(\frac{m^3}{hr} \right) = \text{حجم هوای ورودی}$$

میزان هوای خروجی از توربین گاز :

جریان 5 stream :

$$= 30.53 * 10^6 \left(\frac{ft^3}{day} \right) = 35618 \left(\frac{m^3}{hr} \right) = \text{حجم هوای خروجی}$$

حال می خواهیم ببینیم که آیا حرارت گاز اگزوز خروجی توربین برای جوشاننده گلایکول

کفایت می کند یا نه!

در اینجا فرضیاتی را در نظر می‌گیریم:

- چون بیش از ۹۸٪ جرم گاز خروجی هوا می‌باشد پس چگالی هوا را به عنوان چگالی گاز خروجی در نظر می‌گیریم.
- چگالی هوا با تغییر دما متغیر است و میزان آن به صورت میانگین و ثابت فرض می‌شود.

$$(0.68 \text{ kg/m}^3)$$

- CP را ثابت فرض می‌کنیم.

از رابطه (۳-۱۱) می‌توان بدست آورد که :

$$Q_{\text{exhaust}} = 8.46 * 10^6 \text{ kj/hr}$$

چون دو توربین همسان، همزمان در این مرحله کار می‌کنند و یک توربین هم آماده بکار است : بنابراین میزان حرارت را در عدد ۲ ضرب می‌شود:

$$Q = Q_{\text{exhaust}} * 2 = 16.93 * 10^6 \text{ kj/hr}$$

داشتیم که میزان حرارت دریافتی مورد نیاز در گلایکول برابر $8.6 * 10^6 \text{ kj/hr}$ بود،

بنابراین به این نتیجه می‌رسیم که دود خروجی توربین برای جوشاننده گلایکول کفایت می‌کند و دیگر نیازی به مشعل‌ها نمی‌باشد.

گاز خروجی توربین گاز، علاوه بر اینکه از نظر آنتالپی می‌تواند جوابگوی نیاز جوشاننده گلایکول باشد، چون دمای گاز خروجی 460°C می‌باشد و ماکزیمم دمای گلایکول و بخار آب 127°C می‌باشد، می‌توان عملیات جایگزینی را با اطمینان خاطر انجام داد چون طبق قانون دوم ترمودینامیک دمای جریان گرم از جریان سرد، بیشتر است.

نکته جالب توجه این است که اگر حرارت را منتقل کنیم دیگر نیاز به یوتیلیتی گرم اضافه‌ای نیاز نداریم. حال می‌خواهیم میزان صرفه اقتصادی در یک سال را در دو حالت هر متر مکعب گاز ۱۰۰۰ ریال و هر متر مکعب گاز ۲۰۰۰ ریال برای یک سال با تعداد ۳۳۰ روز کاری بدست آوریم :

$$price\ saving(IRR) = \dot{V} \left(m^3/hr \right) * 24 \left(hr/day \right) * 330(days) * P(IRR/m^3) \quad (14-3)$$

با فرض اینکه هر متر مکعب گاز قیمتی معادل با ۱۰۰۰ ریال داشته باشد:

$$price\ saving(IRR) = 3.722 * 10^9 \text{ rials}$$

با فرض اینکه هر متر مکعب گاز قیمتی معادل با ۲۰۰۰ ریال داشته باشد:

$$price\ saving(IRR) = 7.445 * 10^9 \text{ rials}$$

و با توجه به اینکه هزینه ساخت مبدل برای این قسمت طبق برآورد انجام شده نرم افزاری برابر

122440 US\$ می‌باشد و با فرض هر دلار ۲۴۵۰۰ ریال باشد؛

$$heat\ exchanger\ price(IRR) = 122440 * 24500 = 2.999 * 10^9 \text{ rials}$$

حال بازگشت سرمایه برای فرض اول (قیمت هر متر مکعب گاز ۱۰۰۰ ریال) برابر است

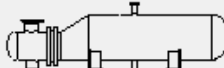
با :

$$P.B = \frac{2.999 * 10^9}{3.722 * 10^9} = 0.81 \text{ year} = 294 \text{ day} = 9.8 \text{ months}$$

و بازگشت سرمایه برای فرض دوم (قیمت هر متر مکعب گاز ۲۰۰۰ ریال) برابر است با

:

$$P.B = \frac{2.999 * 10^9}{7.445 * 10^9} = 0.40 \text{ year} = 147 \text{ days} = 4.9 \text{ month}$$

Heat Exchanger Specification Sheet									
1									
2									
3									
4									
5									
6	Size	1476 / 1930	2000	mm	Type	BKU	hor	Connected in	1 parallel 1 series
7	Surf./unit(eff.)	544	m ²		Shells/unit	1		Surf./shell (eff.)	544 m ²
8	PERFORMANCE OF ONE UNIT								
9	Fluid allocation			Shell Side			Tube Side		
10	Fluid name			glyc			air		
11	Fluid quantity, Total			10670			48440		
12	Vapor (In/Out)			kg/h			kg/h		
13	Liquid			kg/h			kg/h		
14	Noncondensable			kg/h			kg/h		
15									
16	Temperature (In/Out)			°C			°C		
17	Dew / Bubble point			°C			°C		
18	Density			kg/m ³			kg/m ³		
19	Viscosity			cp			cp		
20	Molecular wt, Vap								
21	Molecular wt, NC								
22	Specific heat			kcal/(kg °C)			kcal/(kg °C)		
23	Thermal conductivity			kcal/(h m °C)			kcal/(h m °C)		
24	Latent heat			kcal/kg			kcal/kg		
25	Pressure			kgf/cm ²			kgf/cm ²		
26	Velocity			m/s			m/s		
27	Pressure drop, allow./calc.			kgf/cm ²			kgf/cm ²		
28	Fouling resist. (min)			m ² h °C/kcal			m ² h °C/kcal		
29	Heat exchanged		2717664	kcal/h		MTD corrected		216.3	°C
30	Transfer rate, Service		23.1	Dirty 125.3		Clean 125.3		kcal/(h m ² °C)	
31	CONSTRUCTION OF ONE SHELL						Sketch		
32				Shell Side		Tube Side			
33	Design/Test pressure		kgf/cm ²	5.273/ /Code		5.273/ /Code			
34	Design temperature		°C	165.56		493.33			
35	Number passes per shell			1		2			
36	Corrosion allowance		mm	1.59		1.59			
37	Connections		In	50.8/150 ANSI		700/300 ANSI			
38	Size/rating		Out	254/150 ANSI		650/300 ANSI			
39	mm/		Intermediate	50.8/150 ANSI		/300 ANSI			
40	Tube No. 1871Us		OD 19.05	Tks-avg 2.11		mm	Length 2000		mm Pitch 22
41	Tube type Plain		Material CS				Tube pattern 30		
42	Shell CS		ID	OD 1500		mm	Shell cover CS		
43	Channel or bonnet CS						Channel cover		
44	Tubesheet-stationary CS						Tubesheet-floating		
45	Floating head cover						Impingement protection None		
46	Baffle-crossing CS		Type		single seg	Cut(%d)	44	vert Spacing: c/c 625.86	
47	Baffle-long		Seal type				Inlet 625.86		
48	Supports-tube		U-bend		Type				
49	Bypass seal		Tube-tubesheet joint				groove/expand		
50	Expansion joint		Type						
51	RhoV2-Inlet nozzle		2130	Bundle entrance			Bundle exit		
52	Gaskets - Shell side		Tube Side						
53	Floating head								
54	Code requirements		ASME Code Sec VIII Div 1				TEMA class B		
55	Weight/Shell		15695	Filled with water 27199.9			Bundle 10419.5		
56	Remarks								
57									

شکل (۳-۲۴): دیتا شیت طراحی مبذل جهت بازیافت حرارت گاز خروجی توربین گاز بجای

استفاده از مشعل گلايکول

جدول (۳-۹): لیست قیمت و انواع مبدل جهت بازیافت حرارت گاز خروجی توربین گاز بجای استفاده از مشعل

Optimization Path												
Current selected case:				21				Select				
	Shell	Tube Length		Pressure Drop		Baffle		Tube		Units		Total
	Size	Actual	Reqd.	Shell	Tube	Spacing	No.	Pass	No.	P	S	Price
	mm	mm	mm	kgf/cm ²	kgf/cm ²	mm						Dollar(US)
1	1200	3000	177		0.273*	577.09	4	2	2328	1	1	131840
2	1200	2500	176.6		0.24*	596.39	3	2	2328	1	1	127280
3	1200	2000	176		0.208*	628.9	2	2	2328	1	1	122440
4	1250	3000	147.8		0.234*	577.09	4	2	2546	1	1	143920
5	1250	2500	147.4		0.206*	596.39	3	2	2546	1	1	138690
6	1250	2000	146.8		0.178*	628.9	2	2	2546	1	1	133460
7	1300	3000	119		0.202*	577.09	4	2	2774	1	1	155810
8	1300	2500	118.6		0.178*	596.39	3	2	2774	1	1	150160
9	1300	2000	118		0.155*	627.89	2	2	2774	1	1	144510
10	1350	3000	91.2		0.177*	577.09	4	2	3002	1	1	167840
11	1350	2500	90.8		0.156*	595.38	3	2	3002	1	1	161780
12	1350	2000	90.3		0.136*	627.89	2	2	3002	1	1	155710
13	1400	3000	67.4		0.156*	576.07	4	2	3244	1	1	180200
14	1400	2500	67		0.137*	595.38	3	2	3244	1	1	173700
15	1400	2000	533.8		0.119*	626.87	2	2	3244	1	1	167210
16	1450	3000	528.1		0.138*	576.07	4	2	3480	1	1	193770
17	1450	2500	527.7		0.122*	594.36	3	2	3480	1	1	186840
18	1450	2000	527.3		0.106*	625.86	2	2	3480	1	1	179920
19	1500	3000	519.9		0.123*	575.06	4	2	3742	1	1	207240
20	1500	2500	519.6		0.109*	594.36	3	2	3742	1	1	199860
21	1500	2000	519.2		0.095	625.86	2	2	3742	1	1	192470

۳-۷-۳- محاسبات پیش گرم کردن سوخت (گاز) ورودی توربین گاز : C4407

طبق دیتاهای موجود گاز ورودی به توربین گاز دمای پایینی دارد که در ممیزی انجام شده دمای آن را 38°C تعیین نموده است. می دانید که مقداری از گرمای سوختن سوخت توربین صرف گرم کردن هوای ورودی و سوخت می گردد. از آنجا که گرم کردن هوای ورودی به توربین سبب افزایش کار کمپرسور می گردد پس این عملی نیست اما می توان روی پیشگرم کردن سوخت تأمل کرد و با انجام محاسبات میزان صرفه اقتصادی را بدست آورد که آیا اصلا این کار درست است یا نه!

با فرض اینکه بخواهیم گاز ورودی به محفظه احتراق توربین (First stage Lean gas) پیش گرم شود می توان از دود خروجی دودکش توربین که دمای حدودا 460°C دارد بهره برد. و بدین صورت با کاهش مصرف گاز توربین، افزایش راندمان توربین و افزایش بهینه سازی را به همراه خواهد داشت.

در اینجا نیز همانند محاسبات قسمت گلایکول برای ساده سازی، فرضیاتی را در نظر می گیریم:

۱- چون بیش از 98% گاز خروجی از دودکش توربین هواست بنابراین چگالی گاز را چگالی هوا در دمای متوسط فرض می کنیم.

$$\rho_{\text{stuck gas}} = \rho_{\text{air}} T_{\text{ave}} = 0.68 \text{ kg/m}^3$$

۲- در این فرمول ظرفیت حرارتی ویژه با تغییر دما تغییر محسوسی نمی کند. $C_p =$

$$1.05 \text{ kJ/kg } ^{\circ}\text{C}$$

طبق فرمول زیر می توان میزان حرارت مورد نیاز برای پیش گرم کردن گاز ورودی را که تا دمای 350°C می خواهد گرم شود محاسبه می کنیم:

$$Q_{\text{مورد نیاز گاز ورودی به توربین}} = \dot{m}_g * \dot{C}_g * \Delta t_g = (\rho * \dot{v}_g) * \dot{C}_g * \Delta t_g \quad (15-3)$$

$$\dot{v}_{\text{gas}} = 513000 \text{ ft}^3/\text{day} = 598.5 \text{ m}^3/\text{hr} \quad \text{از جدول (3-7)}$$

$$\rho_{\text{gas}} T=38^{\circ}\text{C}, p=544 \text{ kpa} = \dot{m}/\dot{v} = 4.16 \text{ kg/m}^3 \quad ***$$

$$C_{p_{\text{gas}}} = 2.34 \text{ kJ/kg } ^{\circ}\text{C}$$

*** : چون این گاز خروجی ترکیبی از چند گاز است که بیشترین آنها متان است ولی گاز هایی نظیر اتان، پروپان و بوتان نیز به میزان قابل ملاحظه ای در این ترکیب موجود هستند،

پس بدست آوردن چگالی دقیق این مخلوط گازی کار دشوار و البته پرهیزی است که البته برنامه ASPEN PLUS با دادن دقیق میزان دبی جرمی و دبی حجمی در همان دما و فشار چگالی گاز را در این شرایط بدست می دهد.

$$\text{Lean gas first stage} \left\{ \begin{array}{l} \dot{m} = 386162.74 \text{ kg/hr} \\ \dot{v} = 13469 \text{ m}^3/\text{hr} \end{array} \right\} \rightarrow \rho = 4.16 \text{ kg/m}^3$$

$$\dot{m} = 598.5 * 4.16 = 2489.76 \text{ kg/hr}$$

$$\dot{Q} = 2489.76 \left(\text{kg/hr} \right) * 2.34 \left(\text{kJ/kg } ^\circ\text{C} \right) * (350 - 38)(^\circ\text{C}) =$$

$$\dot{Q} = 1.87 * 10^6 \left(\text{kJ/hr} \right)$$

حال می خواهیم ببینیم چه مقدار گاز باید بسوزد تا بتواند این گرما را که گاز ورودی را از دمای 38°C به دمای 350 °C می رساند، تامین کند.

$$\dot{Q} \left(\text{kJ/hr} \right) = \dot{V}_{fuel} \left(\text{m}^3/\text{hr} \right) * \bar{h} \left(\text{kcal/m}^3 \right) * 4.18 \left(\text{kJ/kcal} \right) \quad (3-16)$$

$$\rightarrow \dot{V}_{fuel} = 44.6 \left(\text{m}^3/\text{hr} \right) = 353232 \left(\text{m}^3/\text{year} \right)$$

چون ۲ توربوکمپرسور همزمان در کار هستند و یکی هم رزرو می باشد پس میزان مصرف گاز در عدد دو ضرب می شود :

$$353232 * 2 = 706464 \left(\text{m}^3/\text{year} \right)$$

با فرض اینکه ارزش هر متر مکعب گاز را یک بار ۱۰۰۰ ریال و یک بار ۲۰۰۰ ریال فرض کنیم:

$$706464 * 1000 = 706.5 * 10^6 \text{ IRR}$$

$$706464 * 2000 = 1.413 * 10^9 \text{ IRR}$$

حال باید مبدلی طراحی شود که بتواند این حرارت را بازیافت کند. البته باید دقت نمود که نباید دمای دود خروجی زیاد پایین آید که هم با افت فشار موقع خروج مواجه خواهد شد و هم ممکن است تولید اسید سولفوریک نماید.

با برآورد قیمت مبدل حرارتی می توان مدت زمان بازگشت سرمایه را تخمین زد.

با توجه به مبدل طراحی شده با قیمت حدودی 27800 US\$ و با فرض قیمت هر دلار 24500 IR :

$$\text{Price} = 23400 \text{ US\$} * 24500 (IRR/US\$) = 681 \text{ M IRR}$$

برای حالت هر متر مکعب گاز ۲۰۰۰ ریال:

$$P.B = \frac{681.1 * 10^6}{1.414 * 10^9} = 176 \text{ days} = 5.9 \text{ months}$$

برای حالت هر متر مکعب گاز ۱۰۰۰ ریال:

$$P.B = \frac{681.1 * 10^6}{707 * 10^6} = 351 \text{ days} = 11.7 \text{ months}$$

جدول (۳-۱۰): انواع مبدل های پیشنهادی جهت بازیافت حرارت گاز خروجی توربین گاز برای پیش

گرمايش گاز ورودی توربین

Current selected case:

30

Select

	Shell	Tube Length		Pressure Drop		Baffle		Tube		Units		Total
	Size	Actual	Reqd.	Shell	Tube	Spacing	No.	Pass	No.	P	S	Price
	mm	mm	mm	kgf/cm ²	kgf/cm ²	mm						Dollar(US)
6	558.8	3500	1624.4	4.072*	0.055	395.22	7	2	932	1	1	31960
7	558.8	3000	1643.2	3.066*	0.048	453.14	5	2	932	1	1	31020
8	558.8	2500	1644.3	2.525*	0.042	441.96	4	2	932	1	1	30070
9	558.8	2000	1646.9	1.974*	0.036	422.66	3	2	932	1	1	29140
10	609.6	6000	1541.8	5.123*	0.064	438.91	12	2	1118	1	1	42670
11	609.6	5500	1540.9	4.72*	0.059	432.82	11	2	1118	1	1	41580
12	609.6	5000	1540	4.315*	0.055	425.7	10	2	1118	1	1	40490
13	609.6	4500	1539.1	3.908*	0.05	417.58	9	2	1118	1	1	39400
14	609.6	4000	1538.3	3.498*	0.046	407.42	8	2	1118	1	1	38310
15	609.6	3500	1537.9	3.085*	0.041	395.22	7	2	1118	1	1	37230
16	609.6	3000	1553.8	2.339*	0.037	453.14	5	2	1118	1	1	35980
17	609.6	2500	1554.8	1.933*	0.032	440.94	4	2	1118	1	1	34910
18	609.6	2000	1557.4	1.52*	0.027	421.64	3	2	1118	1	1	33850
19	355.6	6000	1831.9	8.942*	0.143	440.94	12	2	346	2	1	35740
20	355.6	5500	1887.2	8.26*	0.132	440.94	11	2	346	2	1	34760
21	355.6	5000	1887.3	7.578*	0.122	440.94	10	2	346	2	1	33780
22	355.6	4500	1887.5	6.895*	0.111	440.94	9	2	346	2	1	32780
23	355.6	4000	1887.8	5.54*	0.1	440.94	7	2	346	2	1	31660
24	355.6	3500	1888.1	4.859*	0.09	440.94	6	2	346	2	1	30680
25	355.6	3000	1888.4	4.177*	0.079	440.94	5	2	346	2	1	29700
26	355.6	2500	1888.9	3.496*	0.068	440.94	4	2	346	2	1	28700
27	355.6	2000	1889.6	2.814*	0.058	440.94	3	2	346	2	1	27800
28	406.4	6000	1692.4	5.509*	0.083	491.74	11	2	476	2	1	43720
29	406.4	5500	1692.2	5.068*	0.077	491.74	10	2	476	2	1	42540
30	406.4	5000	1692	4.626*	0.071	491.74	9	2	476	2	1	41360

Heat Exchanger Specification Sheet									
1									
2									
3									
4									
5									
6	Size	390 - 5000	mm	Type	BFM	vert	Connected in	2 parallel	1 series
7	Surf/unit (eff.)	187.6	m ²	Shells/unit	2		Surf/shell (eff.)	93.8	m ²
8	PERFORMANCE OF ONE UNIT								
9	Fluid allocation			Shell Side			Tube Side		
10	Fluid name			smoke			fuel		
11	Fluid quantity, Total			15000			4980		
12	Vapor (In/Out)			15000			4980		
13	Liquid								
14	Noncondensable								
15									
16	Temperature (In/Out)			460			185.27		
17	Dew / Bubble point								
18	Density			0.71			1.14		
19	Viscosity			0.0335			0.0242		
20	Molecular wt, Vap								
21	Molecular wt, NC								
22	Specific heat			0.2585			0.2441		
23	Thermal conductivity			0.053			0.036		
24	Latent heat								
25	Pressure			1.53			5.547		
26	Velocity			45.83			12.13		
27	Pressure drop, allow./calc.			0.306			4.626		
28	Fouling resist. (min)								
29	Heat exchanged			1034294			MTD corrected		
30	Transfer rate, Service			47.5			Clean		
31	CONSTRUCTION OF ONE SHELL								
32				Shell Side			Tube Side		
33	Design/Test pressure			5.273/			5.273/		
34	Design temperature			493.33			393.33		
35	Number passes per shell			2			2		
36	Corrosion allowance			1.59			1.59		
37	Connections			In			Out		
38	Size/rating			254/300 ANSI			101.6/150 ANSI		
39	mm/			Intermediate			/300 ANSI		
40	Tube No. 476			OD 12.7			Tks-avg 1		
41	Tube type Plain			Material CS			Length 5000		
42	Shell CS			ID			Pitch 15.88		
43	Channel or bonnet CS			OD 406.4			mm		
44	Tubesheet-stationary CS			Shell cover			Tube pattern 30		
45	Floating head cover			Channel cover			Tubesheet-floating		
46	Baffle-crossing CS			Type single seg			Impingement protection None		
47	Baffle-long CS			Cut(/d) 18			hor Spacing: c/c 491.74		
48	Supports-tube			Seal type			Inlet 457.2		
49	Bypass seal			U-bend			Type		
50	Expansion joint			Tube-tubesheet joint			groove/expand		
51	RhoV2-Inlet nozzle			Type					
52	Gaskets - Shell side			Bundle entrance 8008			Bundle exit 5004		
53	Floating head			Tube Side					
54	Code requirements			ASME Code Sec VIII Div 1			TEMA class B		
55	Weight/Shell			Filled with water 2155.8			Bundle 936.8		
56	Remarks								

شکل (۳-۲۵) : دیتا شیت طراحی مبدل جهت بازیافت حرارت گاز خروجی توربین گاز برای پیش

گرمایش گاز ورودی

فصل چهارم

هزینه های آلاینده
های سوختی

۴-۱- مقدمه :

علاوه بر محاسبات هزینه‌های انرژی و سوخت (هزینه‌های عملیاتی) هزینه‌های دیگری نیز از مصرف سوخت‌ها بر محیط‌زیست وارد می‌آید که در سطح بین‌المللی از اهمیت ویژه‌ای برخوردار است که به هزینه‌های آلاینده‌ها به توضیح و بررسی آن‌ها می‌پردازیم.

۴-۲- استفاده از منابع انرژی و اثرات آن بر محیط‌زیست: [14]

بیشترین اثرات زیست‌محیطی مربوط به استفاده از سوخت‌های فسیلی بوده و کمترین تبعات زیست‌محیطی در استفاده از انرژی‌های تجدیدپذیر بروز می‌کند. استفاده از سوخت‌های فسیلی که عمدتاً به صورت احتراق این نوع سوخت‌ها است باعث تولید انواع آلاینده‌های هوا می‌شود که متعاقباً باعث آلودگی آب و خاک نیز خواهد شد.

۴-۳- برخی صدمات زیست محیطی استفاده از منابع انرژی

تجدیدناپذیر: [14]

۴-۳-۱- نفت:

احتراق نفت در صنایع نفتی و پالایشگاهی و نیروگاه‌ها، آلاینده‌های گوناگون را در سطح وسیع ایجاد می‌نماید که از آن میان می‌توان به کل جامدات معلق و هیدروکربن‌های گازی اشاره کرد که مهمترین آن‌ها گازهای CO_2 ، SO_x ، NO_x می‌باشند. بسیاری از این مواد آلاینده به صورت معلق در جو باقی می‌مانند تا تشکیل "دود" یا "مه دود" دهند که در نهایت از طریق بارش باران اسیدی به آب و یا خاک وارد می‌شوند.

۴-۳-۲- گاز طبیعی:

گاز طبیعی به عنوان یکی از پاک‌ترین منابع سوخت فسیلی از دیدگاه زیست محیطی مطرح می‌باشد. مانند سایر سوخت‌های فسیلی، احتراق گاز طبیعی منجر به تولید گاز هایی از قبیل CH_4 احتراق نیافته و تا حدودی گاز CO و CO_2 (به واسطه حضور درصد کمی از اتم های C, H) و سایر هیدروکربن‌های گازی می‌گردد. یکی از مهمترین مسائل زیست‌محیطی در رابطه با بخش انرژی تغییرات جهانی آب‌وهوا می‌باشد که در اثر تجمع بی‌رویه گازهای گلخانه‌ای ایجاد شده است. در حال حاضر گازهایی نظیر دی‌اکسیدکربن، متان، بخار آب، اکسیدنیتروژن، ازن، فریون و هالون در رده گازهای گلخانه ای طبقه‌بندی شده‌اند.

باید گفت اگر در طراحی، فرآیند تولید و بهره برداری ملاحظات زیست‌محیطی اعمال نشود به یکی از کانون‌های صنعتی به شدت آلاینده تبدیل خواهد شد و نقش تخریبی آن بر جامعه بیش از نقش سازنده آن خواهد بود. اسیدی‌شدن اکوسیستم‌های آب، خاک و هوا به دلیل باران‌های اسیدی، کاهش محصولات کشاورزی و نابودی جنگل‌ها و از سوی دیگر مخاطرات بهداشتی نظیر آسم، حساسیت های جاری تنفسی و ریوی از پیامدهای آلودگی هوا از طریق این نوع آلاینده‌ها است. بعلاوه انتشار گاز دی‌اکسید کربن (CO_2) علیرغم اینکه مخاطرات آلاینده‌های فوق را ندارد ولی بعنوان عمده‌ترین گاز گلخانه‌ی انتشار آن در اتمسفر، موجب افزایش دما و تغییرات اقلیمی زمینی می‌گردد.

سازمان حفاظت محیط زیست آمریکا (EPA)، که خسارت‌های ناشی از اثرات تخریبی آلاینده‌های زیست‌محیطی تحمیل شده بر جوامع از سوی صنایع را تحت عنوان هزینه های اجتماعی برآورد نموده است نشان می دهد که هزینه‌های اجتماعی ناشی از انتشار یک پوند گاز SO_2 ، ۰/۴ دلار و یک پوند NO_x ، ۰/۰۵۱ دلار و یک پوند CO_2 ، ۰/۰۱۱ دلار می‌باشد. صاحبان صنایع در صورت ایجاد آلودگی، معادل خسارتی که بر جامعه تحمیل می‌کنند بر

اساس محاسبات فوق می‌بایست یا جریمه پرداخت نمایند و یا تجهیزات کنترل و کاهش آلودگی در تاسیسات خود نصب نمایند.

۴-۴- تأثیر متقابل اقتصاد ، انرژی و محیط زیست : [14]

تأثیر متقابل اقتصاد و محیط‌زیست به بهترین نحو توسط مدل تعادل مواد که نظام اقتصادی را به صورت باز در نظرمی گیرد بیان می‌شود، در این نظام بین اقتصاد و محیط زیست واکنش وجود دارد. در این مدل نظام اقتصادی به صورت سیستم بازی است که مواد و انرژی را از طبیعت استخراج می‌کند و سرانجام تقریباً تمام نهاده‌های مادی مورد استفاده در تولید و مصرف را به عنوان ضایعات و پسماند به محیط زیست طبیعی باز می‌گرداند. این ضایعات عمدتاً به شکل گازهای مونوکسیدکربن، دی‌اکسیدکربن، دی‌اکسیدسولفور و یا مواد زائد جامد و فاضلاب هستند .

۴-۵- گردآوری مفاهیم مرتبط با هزینه‌های خارجی، اجتماعی و

زیست‌محیطی:

دیدگاه اقتصاددانان در مورد هزینه با دیدگاه حسابداران متفاوت است. حسابداران اغلب تمایل دارند هزینه های آشکار تولید، یعنی پرداخت‌هایی که بابت دستمزد، اجاره، بهره، مواد خام و اولیه انجام می‌شود را جزء هزینه‌های تولید لحاظ کنند؛ اما اقتصاددانان هزینه استفاده از منابع را صرفاً نه به عنوان آنکه پرداختی بابت آن صورت گرفته‌است بلکه به لحاظ هزینه فرصت آن نیز مورد توجه قرار می‌دهند.

۴-۵-۱- مفهوم اثرات خارجی :

اثرات خارجی یک اصطلاح کلی است که در بردارنده هزینه‌ها و منافع است که در قیمت‌های معمول بازار منعکس نمی‌شود. این هزینه‌ها و منافع برای برنامه‌ریزی بخش انرژی در طولانی مدت بسیار مهم است.

۴-۵-۲- مفهوم اثرات خارجی منفی یا هزینه‌های خارجی بیرونی :

نشان دهنده آن است که شخص یا مجموعه‌ای ضرری ایجاد می‌کند بدون آنکه نتایج آن را بر دیگران مورد توجه و ملاحظه قرار دهد. تخریب و آلودگی محیط‌زیست در اثر تولید انرژی یکی از این اثرات خارجی منفی است که عدم ملاحظه آنها باعث عدم رونق استفاده از انرژی‌های تجدید پذیر شده است که به عنوان یک راه حل طولانی مدت و پایدار در بخش انرژی مطرح هستند.

۴-۵-۳- مفهوم هزینه‌های آشکار زیست‌محیطی :

هزینه‌های آشکار اجرای یک سیاست زیست‌محیطی شامل هزینه‌های مدیریتی، نظارتی و اجرای آن است که توسط بخش عمومی پرداخت می‌شود بعلاوه هزینه‌های مربوط به رعایت مقررات مورد قبول که توسط همه بخش‌ها پرداخت می‌شود.

۴-۵-۴- مفهوم هزینه‌های سرمایه‌ای :

هزینه‌های سرمایه‌ای شامل تمامی هزینه‌های ثابت برای تجهیزات، تاسیسات، ساخت و سازهای در دست انجام و تغییرات فرآیند هاست که به منظور کاهش آلودگی انجام می‌شود.

۴-۵-۵- مفهوم هزینه‌های عملیاتی :

هزینه‌های عملیاتی شامل هزینه‌هایی هستند که حاصل از عملیات و نگهداری مربوط به کاهش آلودگی می‌باشند. مانند: هزینه‌های مواد، قطعات، سوخت، تحقیق و توسعه.

۴-۵-۶- مفهوم هزینه‌های ضمنی زیست‌محیطی :

شامل هزینه‌های غیر ریالی است که بر رفاه و سلامت جامعه تأثیر منفی دارند. هزینه‌هایی مانند تقلیل تنوع محصول ناشی از ممنوعیت یا زمان صرف شده برای یافتن جانشین‌ها و کاهش امکانات می‌باشند.

۴-۵-۷ - مفهوم هزینه‌های اجتماعی :

به منظور ارزیابی بنیادی هزینه‌های زیست‌محیطی از مفهوم هزینه‌های اجتماعی استفاده می‌شود.

هزینه‌های اجتماعی از نظر تئوری، مخارج مورد نیاز برای جبران منابع مورد استفاده جامعه است به گونه‌ای که سطح مطلوبیت جامعه ثابت باقی بماند.

فکر بکارگماری اقتصاد زیست‌محیطی به تازگی مطرح گردیده است و همچنان رشد اقتصادی به عنوان اصلی‌ترین هدف توسعه تلقی می‌شود. برقرار ساختن مقیاس‌های اقتصادی با گرایش در بکارگیری سرمایه‌های زیست‌محیطی و یافتن فاکتورهای اقتصادی و بکارگیری قواعد زیست‌محیطی به هنگام تهیه پیش‌نویس‌هایی برای ارزش‌گذاری‌های اقتصادی و ادغام آنها به شکل یک نظام واحد، مشکلاتی هستند که فراروی اقتصاد محیط زیست قرار دارند. با افزایش آلودگی‌های زیست‌محیطی اقتصاد محیط زیست به عنوان شاخه‌ای از علم اقتصاد که نه تنها جنبه‌های اقتصادی محیط زیست را در بر می‌گیرد، بلکه به تأثیر متقابل اقتصاد و محیط‌زیست توجه دارد مطرح شده است. نکته اساسی در اقتصاد محیط‌زیست آن است که اقتصاد و محیط زیست جدا از یکدیگر نیستند و هیچ تصمیم اقتصادی یافت نمی‌شود که بر محیط طبیعی و مصنوعی تأثیر نگذارد و هیچ تحول زیست‌محیطی وجود ندارد که در آن تأثیر اقتصادی وجود نداشته باشد.

۴-۶ - محاسبات هزینه‌های آلاینده‌ها:

طبق جدول شماره (۴-۱) به ازای هر کیلووات‌ساعت انرژی برق تولید شده به میزان 1 $cent/kwh$ هزینه آلاینده‌های محیطی در نظر گرفته می‌شود [15]، که اگر بازده توربین گازی را ۲۰٪ فرض کنیم که این عدد به بازده توربین‌های گازی ما نیز نزدیک است، با توجه به میزان مصرف گاز می‌توان هزینه‌های آلاینده‌ها را تخمین زد همچنین با توجه با راهکارهایی که بیان شد چنانچه بتوان مصرف انرژی را کاهش داد در واقع علاوه بر هزینه انرژی در

هزینه‌های آلاینده‌ها هم که در سال‌های اخیر در جوامع بین‌المللی دغدغه اصلی محسوب

می‌شود نیز کاهش چشمگیری خواهیم

داشت.

جدول (۱-۴) : هزینه های اجتماعی انواع سوخت های فسیلی در تولید برق بر حسب

(cent/kwh)

هزینه اجتماعی (ریال به ازای کیلووات ساعت) *	هزینه اجتماعی Cent/kwh	فن آوری تولید برق
۱۸۰-۱۳۵۰	۲-۱۵	زغال سنگ
۹۰-۲۷۰	۱-۳	گاز
۱۸-۶۳	۰/۲-۰/۷	هسته ای
۹۰-۲۷۰	۱-۳	زیست توده
۴-۵-۲۲/۵	۰/۰۵-۰/۲۵	باد
۹-۹۰	۰/۱-۱	آب
۳۶-۵۴	۰/۴-۰/۶	فتوولتائیک
۲۷۰-۷۲۰	۳-۸	نفت کوره

*ماخذ : [15]- جدول مرتبط به سال ۱۳۸۴ می باشد و اعداد ریالی باید به قیمت روز اصلاح شود(نویسنده)

$$1kwh = 1000 * 3600 \text{ ws} = 3.6 * 10^3 \text{ kj} = 861 \text{ kcal}$$

چون بازده 20% فرض شده است، بنابراین برای تولید هر میزان برق باید ۵ برابر همان میزان

انرژی مصرف شود. پس :

$$Q_{consumption} = \quad (۱-۴)$$

$$\frac{\text{electrical energy}}{\text{turbine eff (\%)}}$$

$$861 \text{ kcal} * 5 = 4306 \text{ kca}$$

این میزان انرژی مصرف شده برای تولید 1kwh انرژی است . حال باید دید با بازده 20% ، هر

مترمکعب گاز چند کیلووات ساعت انرژی تولید می‌کند.

$$10055/4306 = 2.33 \rightarrow 1m^3 \text{ gas} = 2.33 \text{ kwh}$$

$$2.33 \text{ kwh}/m^3 * 3 \text{ cent}/\text{kwh} = 7 \text{ cent}/m^3$$

جمع میزان مصرف گازهای مشعل گلايکول و پیش گرمکن گاز توربین برابر $510 \text{ m}^3/\text{hr}$ می باشد که :

$$P_{\text{emissions}})_{\text{fuel}} = 282744 \text{ \$}/\text{year}$$

$$282744 \text{ \$} * 24500 (IRR/\text{\$}) = 6.92 * 10^9 \text{ IRR}$$

از فصل ۳ داشتیم که با خاموش شدن به طور متوسط 1.5 فن 22kw از ایرکولر E4410 در سال می توان مصرف برق را کاهش داد که هزینه ای برابر با عدد زیر خواهد داشت :

$$P_{\text{emissions}})_{\text{electrical}} = 1.5 * 22\text{kw} * 24 \text{ hr} * 330 \text{ days} * 0.03\text{\$} = 7840 \text{ \$}/\text{year}$$

$$7840 \text{ \$} * 24500 \text{ IRR} = 192.1 * 10^6 \text{ IRR}$$

از جمع مقادیر بالا عدد $7.1121 * 10^9$ ریال بدست می آید. یعنی این عدد برابر بود با میزان کل هزینه های اجتماعی آلاینده ها در یک سال که با انجام این پروژه دیگر بر محیط زیست و مردم وارد نمی شود.

در صفحه ی بعد به چکیده مطالب بررسی شده این پروژه و میزان صرفه جویی های انجام شده و زمان بازگشت سرمایه آن پرداخته می شود.

۴-۷- اقدامات پیشنهادی و بررسی شده در یک نگاه

جدول (۴-۲) : چکیده لیست کارهای انجام شده در پروژه

ردیف	کار انجام شده	میزان مصرف انرژی قبل از بهینه سازی در سال	میزان مصرف انرژی پس از بهینه سازی در سال	میزان صرفه جویی انجام شده (کیلووات ساعت یا متر مکعب گاز) در سال	میزان هزینه های کاهش یافته (ریال) در سال	قیمت مبدل و سرمایه گذاری انجام شده (ریال)	زمان بازگشت سرمایه (ماه)
۱	خاموش کردن ۱/۵ فن از کولر E4410 با اقدامات انجام شده	696960 kwh/year	435600 kwh/year	261360 kwh/year	313.6×10^6	--	--
۲	قرار دادن مبدل Second new	$1172160 \text{ m}^3/\text{year}$	0	$1172160 \text{ m}^3/\text{year}$	2.344×10^9	1.03×10^9	5
۳	مبدل First new	$45150 \text{ m}^3/\text{year}$	0	$45150 \text{ m}^3/\text{year}$	90×10^6	175.91×10^6	24
۴	مبدل Third new	$44855 \text{ m}^3/\text{year}$	0	$44855 \text{ m}^3/\text{year}$	89.7×10^6	237.9×10^6	32
۵	مبدل جدید گلاپکول بجای مشعل های گلاپکول	$3.722 \times 10^6 \text{ m}^3/\text{year}$	0	$3.722 \times 10^6 \text{ m}^3/\text{year}$	7.44×10^9	2.99×10^9	5
۶	پیش گرم کردن سوخت توربین	$706464 \text{ m}^3/\text{year}$	0	$706464 \text{ m}^3/\text{year}$	1.413×10^9	681×10^6	6
۷	کاهش هزینه های آلاینده ها	--	--	--	7.11×10^9	--	--

پیشنهادهات :

در پایان این پروژه، مواردی را در قالب پیشنهاد ارائه می‌شود که هر کدام خود می‌تواند یک پروژه‌ی پایانی یا تحقیقاتی باشد :

۱- گاز خروجی از توربین گاز که دمایی بالغ بر 460°C دارد و وارد محیط‌زیست می‌شود بدون اینکه از حرارت آن استفاده گردد. در این پروژه پیشنهاد استفاده از این حرارت جهت واحد گلایکل مطرح گردید که البته مقدار گاز خروجی از توربین بسیار بیشتر از حرارت مورد نیاز در بخش گلایکل بود. از طرفی طبق تعاملات صورت گرفته با کارشناسان مربوطه، بیان گردیده که دیماند برق کارخانه محدود بوده و کارخانه ممکن است به برق بیشتری نیازمند باشد که اداره برق از ارائه خدمات بیشتر معذور می‌باشد. بنابراین می‌توان پیشنهادی به صورت امکان‌سنجی تولید برق توسط نیروگاه کوچک با استفاده از سیستم CHP در کارخانه مطرح نمود که از گرمای گاز خروجی توربین جهت پیش‌گرمایش یا حتی گرمایش‌آب و تولید بخار استفاده نمود.

۲- محاسبات راندمان اکزرژی توربین‌ها و کمپرسورها و بدست آوردن تلفات اکزرژی در این مصرف‌کننده‌های انرژی می‌تواند در استفاده بهینه مصرف انرژی موثر باشد. بنابراین پیشنهاد می‌گردد به محاسبات راندمان انرژی و اکزرژی توربوکمپرسورهای گازی و کمپرسورهای برقی و پمپ‌ها پرداخته شده و تلفات انرژی در هر قسمت مشخص گردد و برای کاهش تلفات هر قسمت چاره‌ای اندیشیده شود.

۳- بحث تولید سرمایه‌گذاری و نیاز به آن در چیلرهای خنک‌کننده گاز پروپان از مهمترین قسمت‌های کارخانه گاز و گاز مایع است. حال اگر بتوان سرمایه‌گذاری مورد نیاز را از راهی ارزانتر از مصرف انرژی الکتریکی تامین نمود صرفه اقتصادی خوبی خواهد داشت. یک راه استفاده از چیلرهای جذبی و استفاده از گاز خروجی توربین گاز بجای مشعل چیلرها می‌باشد.

پیوست‌ها

مفاهیم و قوانین آنالیز پینچ^۱

^۱ - این فصل خلاصه ترجمه فصل دوم منبع ۲ می باشد.

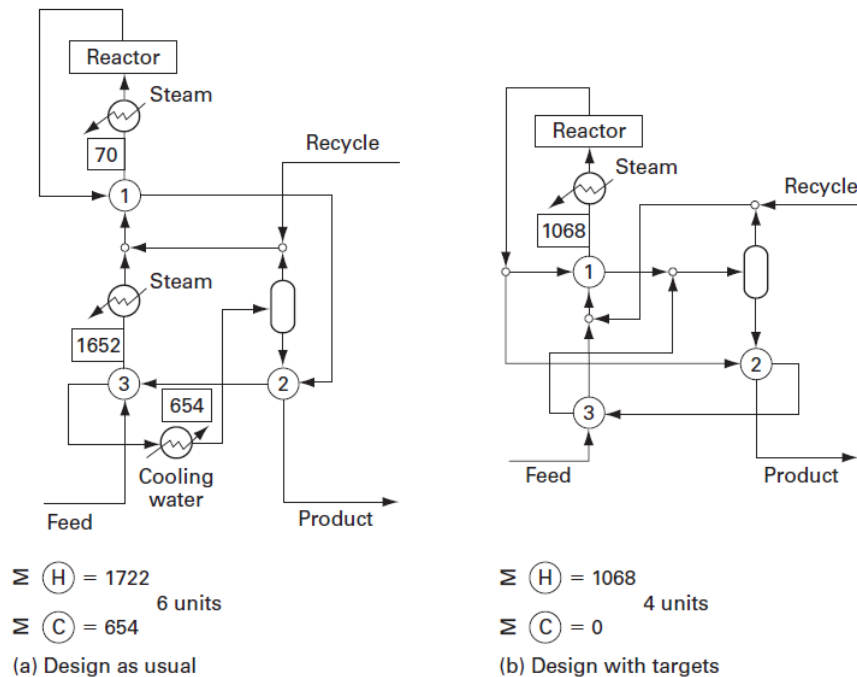
۱-۱- مقدمه:

به جهت حصول اطمینان از دستیابی به یک طراحی مناسب در شبکه مبدل حرارتی، در سال‌های اخیر، تکنولوژی پینچ با روش هدفگذاری مقادیر بهینه مصارف انرژی، سطح مورد نیاز شبکه مبدل‌های حرارتی، تعداد پوسته مورد نیاز در شبکه مبدل‌های حرارتی و... قبل از طراحی شبکه ایجاد گردید و در صنایع شیمیایی و فرایندی منجر به صرفه‌جویی مقادیر عظیمی از انرژی شد. این تکنولوژی که سابقه‌ای حدود ۳ دهه دارد بر اساس قانون دوم ترمودینامیک بنا شده و عموماً در ارتباط با طراحی شبکه مبدل‌های حرارتی می‌باشد. استفاده از این تحلیل بر خلاف تحلیل اکزرژی مستلزم در دست داشتن یک طراحی اولیه برای سیستم مورد مطالعه نیست. البته کاربردهای وسیع تکنولوژی پینچ فقط محدود به شبکه مبدل‌های حرارتی نمی‌شود، بلکه از دیگر کاربردهای تکنولوژی پینچ می‌توان به مواردی همچون، pinch, total site, Hydrogen pinch, emissions water pinch اشاره کرد.

۱-۲- معرفی آنالیز پینچ :

شکل (۱-۲) یک فلوشیت از نمای کلی یک سایت قدیمی را نشان می‌دهد، که برای فرایند شیمیایی خاصی طراحی شده است. در این شکل ۶ واحد انتقال حرارت که شامل هیترها و خنک‌کن‌ها و مبدل‌هاست مورد استفاده قرار گرفته و میزان انرژی مورد نیاز نیز برای گرمایش و سرمایش به ترتیب 1722kw و 654kw است. شکل (۱-۲-ب) یک طرح پیشنهادی است که توسط لینهف 1979 (کاشف تکنولوژی پینچ) با استفاده از روش آنالیز پینچ برای هدفگذاری انرژی و یکپارچه سازی سایت

ارائه شده است [16]. در این فلوشیت پیشنهادی، فقط ۴ واحد انتقال حرارت استفاده شده است و میزان یوتیلیتی بار گرمایشی به اندازه ۴۰٪ کاهش یافته است و به یوتیلیتی سرد هم دیگر نیازی نیست. این طراحی مطمئن و شدنی، نسبت به حالت قبل بهتر و ساده تر است.



شکل (۲-۱): مقایسه ی سایت جدید و قدیم

نتایج نظیر این، آنالیز پینچ را بلافاصله بعد از معرفی اش، به موضوعی داغ، تبدیل کرد. مزیت هایی نظیر بهبودی یکپارچه شدن فرایندها، توسعه سایت به شکلی ساده، بهتر شدن شبکه بازیافت حرارتی بدون نیاز به تکنولوژی واحدهای عملیات پیچیده و پیشرفته پدیدار گشت.

نکته کلیدی آنالیز پینچ ایجاد اهداف انرژی است. اهداف کاهش مصرف انرژی برای سال های طولانی جزء کلیدی از دیدگاه نظارتی انرژی است. به طور نمونه کاهش مصرف انرژی در یک کارخانه به میزان ۱۰٪ در هر سال تفضا شده است. با این وجود،

نظیر اهداف بهره‌وری در صنعت و مدیریت یک شکل مستبدانه بخود می‌گیرد. ۱۰٪ کاهش شاید برای بسیاری از کارخانه‌ها با طراحی‌های بد خیلی آسان باشد. چون آنجا فرصت‌های زیادی برای ذخیره و صرفه‌جویی انرژی وجود داشته باشد و بیشتر اهداف، آنجا بکار بیاید. با این وجود در کارخانه‌هایی با طراحی‌های خوب که به‌طور مداوم بهبود یافته‌اند بعد از یکسال، بیشتر از ۱۰٪ شاید غیر ممکن باشد.

اهداف بدست آمده توسط آنالیز پینچ متفاوت اند. آنها به‌طور مطلق اهداف ترمودینامیکی هستند که نشان می‌دهند اگر بازیافت حرارتی و سیستم‌های گرمایشی و سرمایشی درست طراحی شوند، کدام فرایند به‌طور ذاتی قابل دستیابی است.

در مورد فلوشیت شکل (۱-۲) اهداف فرایند نشان داد که فقط 1068kw حرارت خارجی نیاز است و هیچ سرمایش خارجی لازم نیست. این یک انگیزه برای پیدا کردن شبکه مبدل‌های حرارتی به ما می‌دهد که این اهداف را دست یافتنی می‌کند.

۱-۳- نکات کلیدی آنالیز پینچ :

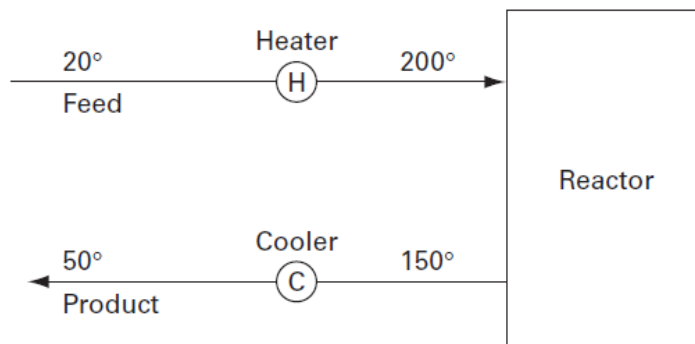
در این قسمت قصد داریم نکات کلیدی آنالیزپینچ را نشان دهیم که چگونه قادر است که هدفگذاری انرژی را انجام دهد و با استفاده از مبدلهای حرارتی به آن اهداف دست یابد. این نکات برای شرایط مختلف با گوناگونی‌های فراوان قابل تعمیم است.

۱-۳-۱) بازیافت حرارت و انتقال حرارت

۱-۳-۱-۱) نکات اصلی انتقال حرارت

شکل ساده نشان داده شده زیرا در نظر بگیرید. یک راکتور شیمیایی وجود دارد که بصورت یک جعبه نشان داده شده است. مایع به راکتور داده می شود و نیاز است که از دمایی نزدیک دمای محیط تا دمای عملیاتی راکتور گرم شود. از طرفی محصولات خروجی از سیستم جداکننده که مایع گرم است نیاز است که تا دمای پایین تر خنک شود ، همچنین مقداری آب جبرانی^۱ به راکتور اضافه می شود.

بعضی سیال ها هستند که سرد و گرم می شوند اما هیچ تغییری در ترکیب آنها اتفاق نمی افتد که به آنها یک جریان^۲ گفته می شود. جریان تغذیه که در ابتدا سرد است و برای گرم شدن حرارت لازم دارد را جریان سرد گویند و محصولات داغ که باید خنک شوند را جریان گرم می نامند و همچنین فرآیندهای راکتورها جریان نیستند چون ترکیب آنها دچار تغییر شیمیایی شده است و آب جبرانی نیز جریان محسوب نمی شود چون نه سرد می شود و نه گرم.



شکل (۲-۲): فلوشیت یک جریان ساده

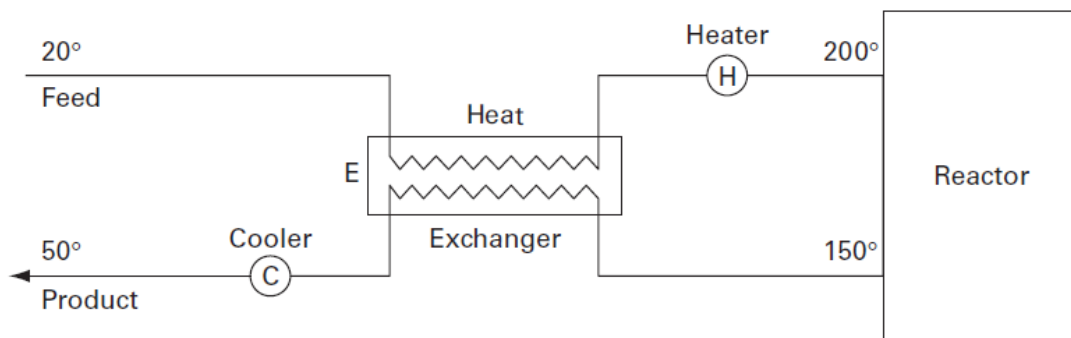
برای انجام سرمایش و گرمایش، گرم کننده بخار می تواند در مسیر جریان سرد و آب سردکن می تواند در مسیر جریان گرم قرار گیرد. جریان ها در جدول (۱-۲) نشانه داده شده است.

¹ - make up
² - stream

واضح است که برای انجام فرآیند نیازمندیم که 180 kw برای گرم کننده بخار و 180 kw سرمايش برای آب سردکن را تامین کنیم .

جدول (۲-۱): داده های مثال دو جریان

	Mass flowrate $\dot{W}$ (kg/s)	Specific heat capacity C_p (kJ/kgK)	Heat capacity flowrate CP (kW/K)	Initial (supply) temperature T_S (°C)	Final (target) temperature T_T (°C)	Heat load H (kW)
Cold stream	0.25	4	1.0	20	200	-180
Hot stream	0.4	4.5	1.8	150	50	+180



شکل (۲-۳): فلوشیت دارای مبدل حرارتی

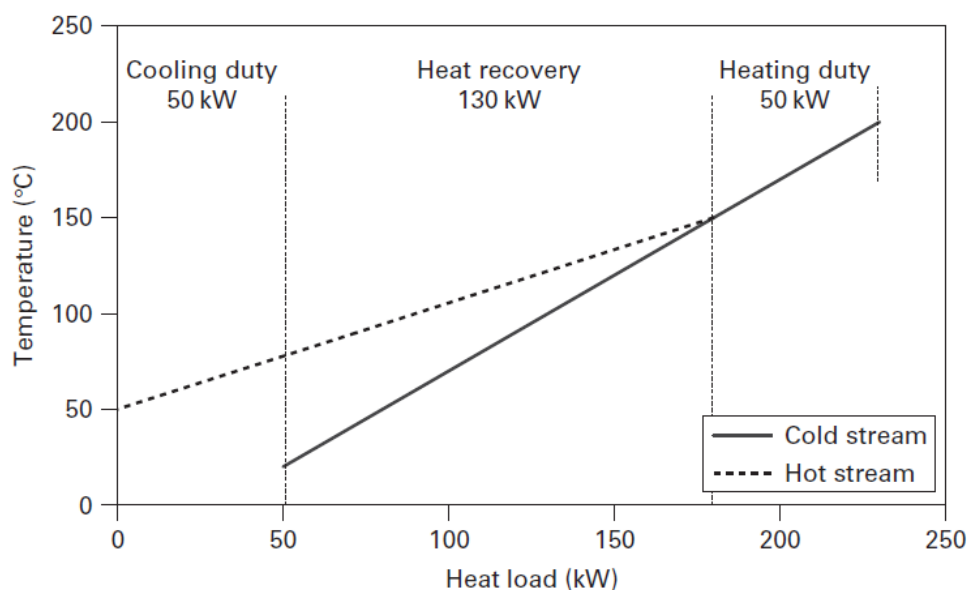
آیا ما می توانیم که میزان مصرف انرژی را کاهش دهیم؟ بله. اگر بتوانیم که مقداری حرارت را از جریان گرم بازیافت کنیم و از آن در مبدل های حرارتی برای گرم کردن جریان سرد استفاده کنیم، به بخار و آب کمتری برای تأمین انجام وظایف باقیمانده نیازمندیم. فلوشیت، شبیه به شکل (۲-۳) خواهد بود. در حالت ایده آل البته ما قادر خواهیم بود که میزان 180 kw انرژی را در جریان های گرم و سرد بازیافت کنیم. هر چند این بخاطر محدودیت های دمایی غیرممکن است. طبق قانون دوم ترمودینامیک، ما نمی توانیم از جریان گرم با دمای 150 °C برای گرم

کردن جریان سرد تا دمای 200 °C استفاده کنیم ! (این یک حالت غیرممکن از قانون دوم است که شما نمی توانید یک کتری را بر روی یخ بجوش آورید).

۱-۳-۲) دیاگرام دما - آنتالپی :

روش مفید برای تصور و فهم درست، روش دیاگرام حرارت - دما (T/H) است که در شکل (۲-۲) نشان داده شده است. ظرفیت حرارتی جریان H (kW) است که آنتالپی نامیده می شود. نباید آن را با ترم ترمودینامیکی اش آنتالپی مخصوص kJ/kg اشتباه گرفت.

وقتی که جریان حرارت به اندازه dQ به جریان فرآیند اضافه می شود، مقدار آنتالپی (H) آن را به میزان $(C_p * \Delta T)$ افزایش خواهد داد .



شکل (۲-۴): نمودار دما-آنتالپی با اختلاف دمای صفر

جایی که :

$$C_p = \text{ظرفیت حرارتی مخصوص} \times w \left(\frac{kg}{s} \right) = \text{جرم جریان} \left(\frac{kg}{s} \right) \times \text{ظرفیت حرارتی جریان} \left(\frac{kJ}{kg} \right)$$

دیفرانسیل تغییر دما $dt =$

بنابراین با فرض اینکه cp ثابت باشد، برای جریانی که حرارت نیاز دارد (جریان سرد) تا دمای T_s از T_t به دمای هدف نهایی (T_t) برسد، تمام حرارت اضافه شده برابر خواهد بود با تغییرات آنتالپی، بطور مثال:

$$Q = \int_{T_s}^{T_t} cpdT = CP(T_t - T_s) = \Delta H \quad (1-2)$$

و شیب خط که جریان را نشان می دهد برابر است با:

$$\frac{dT}{dQ} = \frac{1}{CP} \quad (2-2)$$

دیاگرام T/H می تواند برای نشان دادن تبادل حرارت استفاده شود چون دید خیلی مفیدی به ما می دهد. یعنی از آنجاییکه ما فقط به تغییرات آنتالپی جریان کار داریم، جریان داده شده در هر جای محور آنتالپی می تواند رسم شود که شامل شیب یکسان و بین دماهای T_s (دمای منبع) و T_t (دمای هدف) است که هر جا روی محور H رسم شود (برای ما فرقی ندارد-مترجم) و همان جریان را نشان می دهد.

شکل (2-4) جریان سرد و گرم را برای مثال ما نشان می دهد که روی دیاگرام T/H رسم شده است. نکته این است که جریان گرم با خط با شیب پیکان به سمت چپ رسم شده است و جریان سرد عکس آن است. برای انتقال حرارت ممکن بین آن دو جریان، باید تمام نقاط جریان گرم، گرم تر از جریان سرد باشد، یعنی آن باید در بالای جریان سرد رسم شود. شکل (2-4) یک مورد محدودکننده را نشان می دهد، جریان گرم نمی تواند بیشتر از این به سمت راست برود تا بازیافت حرارتی بیشتری داشته باشد، چون اختلاف دما بین جریان گرم و سرد در انتهای سرد مبدل حرارتی صفر است. این بدان معنی است که در این مثال، میزان حرارت تبدلی مورد نیاز برای جریان سرد بالای $150^\circ C$ ، (که برابر با 50 KW است) باید از گرم کننده بخار تأمین شود.

همچنین با وجودیکه 130 KW می تواند برای تبادل حرارت استفاده شود، 50 KW از حرارت در دسترس در جریان گرم باید توسط آب خنک خارج گردد. با این وجود، در حالت عملی و تجربی این شرایط قابل دست یافتن نیست چرا که اختلاف دمای صفر نیازمند به مبدل حرارتی بی نهایت بزرگ می باشد.

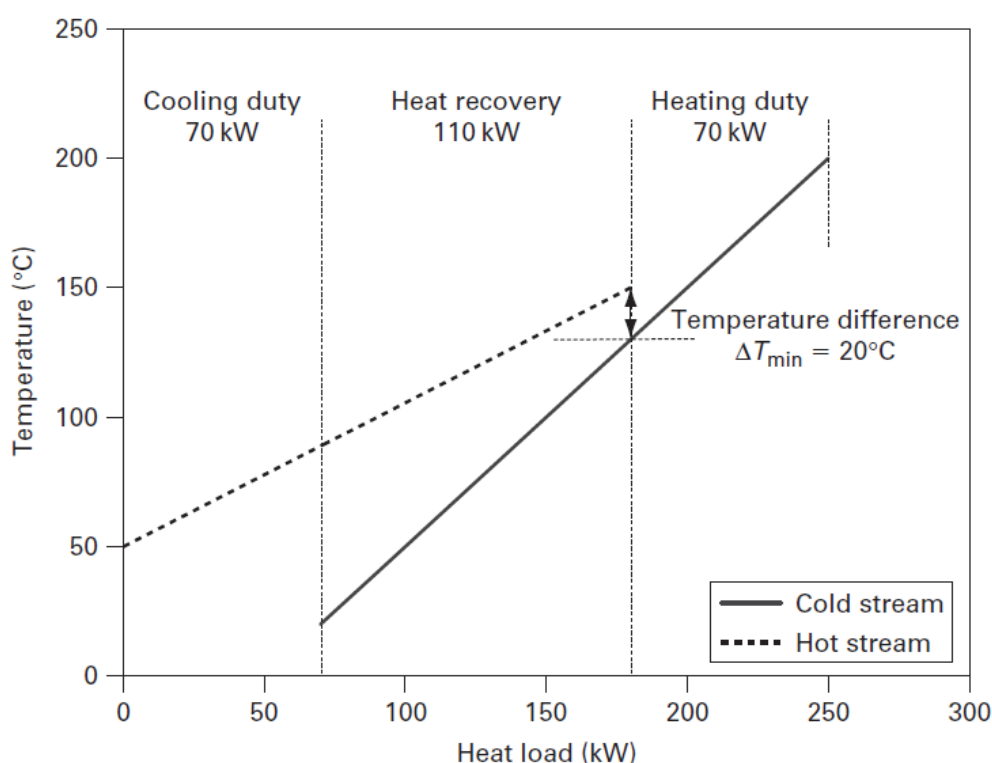
در شکل (۲-۵) جریان سرد روی محور H نسبتاً به سمت جریان داغ شیفت داده شده است . بنابراین کمترین اختلاف دما (ΔT_{min}) خیلی بیشتر از صفر نیست اما مثبت بوده و مقدار آن نیز محدود است (در این مورد 20°C). تأثیر این انتقال دما روی افزایش بار یوتیلیتی سرد و یوتیلیتی گرم به مقدار مساوی و کاهش بار روی مبدلها نیز به همان اندازه است که برابر با 20 kw است. بنابراین 70 kw گرمایش و سرمایش خارجی نیاز است. این نوع نظم و نحوه قرارگیری^۱ اکنون بصورت تجربی و عملی است زیرا ΔT_{min} هیچگاه صفر نیست. واضح است که با شیفت دادن بیشتر، شیب ΔT_{min} بیشتر شده و میزان مصرف یوتیلیتی نیز افزایش می یابد .

از این تحلیل ۲ اصل مهم و پایه ای پدیدار می شود: اولاً یک همبستگی بین اندازه ΔT_{min} در مبدل و میزان کل بار یوتیلیتی در سیستم وجود دارد؛ این بدان معنی است که اگر اندازه ΔT_{min} را خود طراح انتخاب کند ، در صورتیکه مبدل حرارتی را به درستی طراحی کرده باشد، به هدفگذاری انرژی برای اینکه به چه مقدار گرمایش و سرمایش نیازمند است، خواهد رسید .ثانیاً اگر بار یوتیلیتی گرم به میزان α افزایش یابد، میزان یوتیلیتی سرد نیز به میزان α افزایش می یابد. ورودی بیشتر، خروجی بیشتر! اگر هم بارهای حرارتی جریان ثابت باشد بدان معنی است که حرارت تبادل شده به اندازه α افت کرده است.

¹ - arrangement

۱-۳-۳) نمودار ترکیبی :

برای بدست آوردن چندین جریان، باید بارهای حرارتی یا ظرفیت حرارتی نرخ کل جریانهای موجود در آن رنج دمایی را باهم جمع نمود. بنابراین یک ترکیب مجزا از تمام جریان های گرم و یک ترکیب مجزا از تمام جریان های سرد می تواند در دیاگرام T/H تولید شود .



شکل (۲-۵): نمودار با اختلاف دمای ۲۰ درجه سانتیگراد

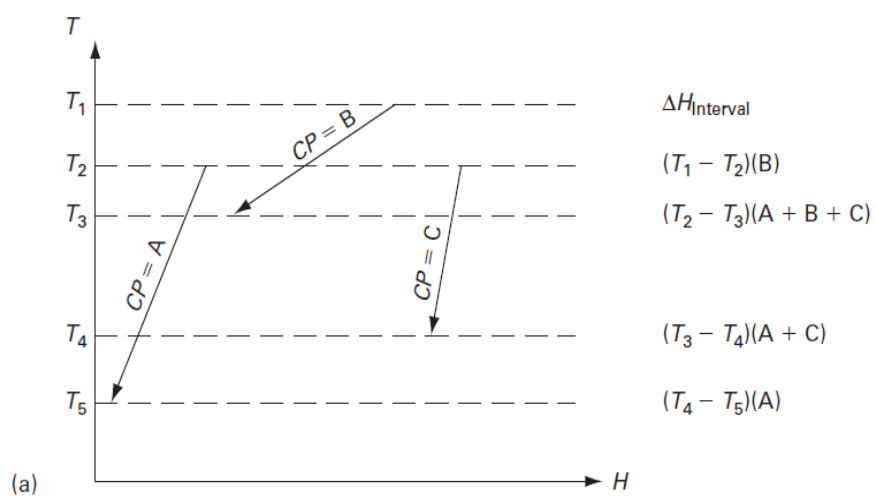
از شکل (۲-۶) - a سه جریان گرم جداگانه رسم شده اند که با دمای منبع T_s و دمای هدف T_t که دسته هایی از فاصله دمایی T_1-T_5 را معرفی می کنند. بین T_1 و T_2 فقط جریان B موجود است و بنابراین حرارت در دسترس در این فاصله $CP_B(T_1 - T_2)$ است. با این وجود بین T_2 و T_3 هر سه جریان حضور دارند و حرارت موجود در این فاصله برابر $(CP_A - CP_B)$ است. در تمام ردیف ها میزان ΔH برای هر فاصله از این راه بدست می آید و $CP_C(T_2 - T_3)$ است.

نتیجه در برابر هر فاصله دمایی، دو بار رسم می شود. نظیر آنچه که در شکل (۲-۶) دیده می شود. نتیجه نمودار T/H یک منحنی مجزا است که تمام جریانهای داغ را نشان می دهد که به منحنی ترکیبی گرم شناخته می شود و روش مشابه برای جریانهای سرد نیز منحنی ترکیبی سرد را نشان می دهد.

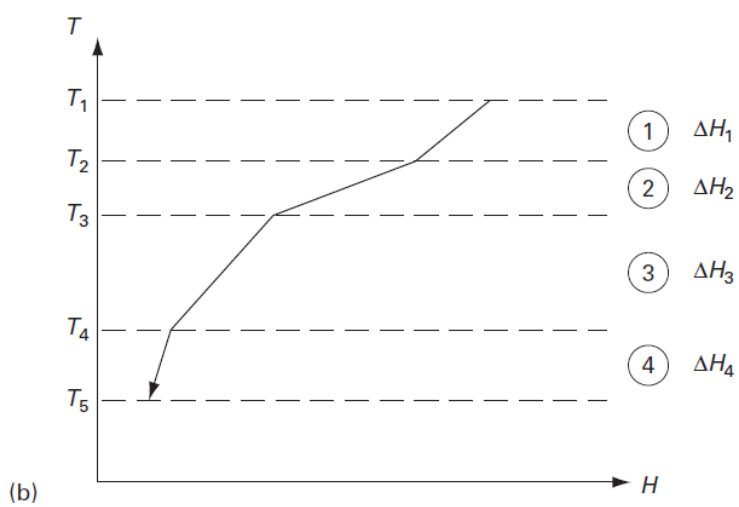
قسمتهای همپوشانی بین منحنی های ترکیبی بیشترین مقدار بازیافت حرارت ممکن بین فرآیندی را نشان می دهد. میزان از حد خارج شده در پایین جریان ترکیبی گرم نشان دهنده کمترین مقدار سرمایش مورد نیاز و میزان از حد خارج شده در بالا در جریان ترکیبی سرد، کمترین میزان گرمایش خارجی مورد نیاز را نشان میدهد.

ΔT_{min} در واقع کمترین فاصله ی بین دو منحنی ترکیبی گرم و سرد است که پس از رسم نمودار ترکیبی، می توان با لغزاندن نمودارهای سرد یا گرم در راستای افقی (راستای H) اندازه آن را تعیین نمود که البته انتخاب درست ΔT_{min} با در نظر گرفتن قیمت انرژی و تجهیزات ممکن است که به نحوه انتخاب آن جلوتر پرداخته می شود.

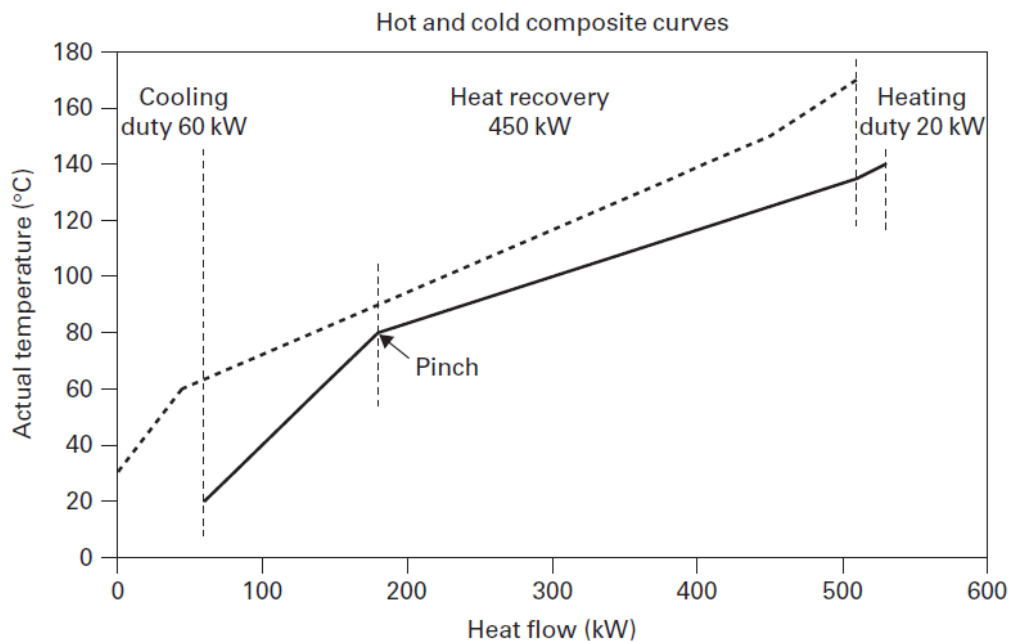
برای آن ΔT_{min} تعیین شده، میزان یوتیلیتی پیش بینی شده کمترین میزان مورد نیاز برای حل مساله بازیافت حرارتی است. نکته اینکه هر چند تعداد زیادی جریان در مساله وجود دارد، در حالت عادی، ΔT_{min} فقط در یک نقطه اتفاق می افتد که در نزدیکترین نقطه بین دو منحنی است که نقطه پینچ (pinch) خوانده می شود [16] و [17]



شکل (۶-۲) الف: شکل نمودار ترکیبی گرم



شکل (۶-۲) ب: شکل نمودار ترکیبی گرم



شکل (۷-۲): نمودار ترکیبی مساله با ۴ جریان

۴-۱) روش هدفگذاری (مساله جدول):

بطور کلی، نمودارهای ترکیبی توضیح داده شده در بخش قبل می تواند برای بدست آوردن اهداف انرژی در ΔT_{min} داده شده استفاده شود. در توصیف ساختار نمودار ترکیبی (شکل ۲-۸)، نشان داده شده است که چگونه موازنه آنتالپی فاصله ها (intervals) بر مبنای دمای جریان منبع و دمای هدف تعیین شوند. همانطور نیز می تواند برای جریان سرد و گرم باهم انجام شود تا اجازه دهد ماکزیمم مقدار ممکن تبادل حرارت در هر فاصله دمایی ایجاد شود. تنها اصلاح مورد نیاز این است که اطمینان حاصل کنیم که در هر فاصله جریان گرم و جریان سرد از هم جدا و از ΔT_{min} به هم نزدیکتر نباشند. این با حرکت دادن نمودار ها امکانپذیر است که در $\frac{1}{2} \Delta T_{min}$ (در این مثال 5°C) پایین جریان گرم و $\frac{1}{2} \Delta T_{min}$ بالای جریان سرد قرار داده می شود. تنظیم فاصله ها به این صورت تضمین می کند که انتقال حرارت کامل درون تمام اینتروال ها امکانپذیر است. بنابراین، هر اینتروال اگر حرارت بگیرد دارای مقداری مثبت یا اگر حرارت بدهد مقداری منفی است که توسط موازنه آنتالپی نوشته می شود. با

دانستن تعداد جریان در هر فاصله دمایی (از شکل ۸-۲)، موازنه آنتالپی می تواند به راحتی

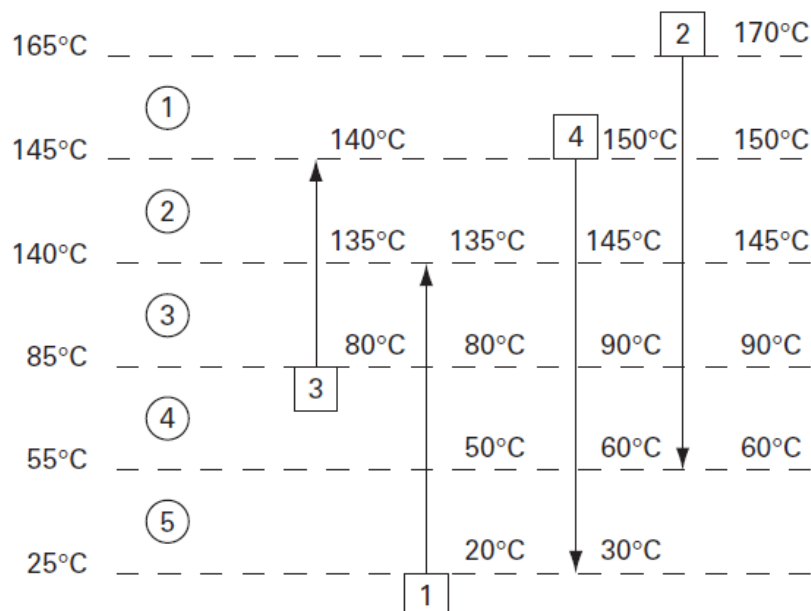
برای هر کدام مطابق زیر محاسبه شود:

$$\Delta H = (S_i - S_{i+1})(\sum cp_H - \sum cp_C)i \quad (3-2)$$

جدول (۲-۲): داده های مساله دارای ۴ جریان

Stream number and type	CP (kW/K)	Actual temperatures		Shifted temperatures	
		T _S (°C)	T _T (°C)	S _S (°C)	S _T (°C)
1. Cold	2	20°	135°	25°	140°
2. Hot	3	170°	60°	165°	55°
3. Cold	4	80°	140°	85°	145°
4. Hot	1.5	150°	30°	145°	25°

$$\Delta T_{\min} = 10^\circ\text{C}.$$



شکل (۸-۲): نمودار جریان ها با فاصله های دمایی

جدول (۳-۲): فاصله بندی دمایی و بار حرارتی مساله ۴ جریان

	Interval number i	$S_i - S_{i+1}$ (°C)	$\sum CP_{HOT} - \sum CP_{COLD}$ (kW/°C)	ΔH_i (kW)	Surplus or deficit
$S_1 = 165^\circ\text{C}$	1	20	+3.0	+60	Surplus
$S_2 = 145^\circ\text{C}$	2	5	+0.5	+2.5	Surplus
$S_3 = 140^\circ\text{C}$	3	55	-1.5	-82.5	Deficit
$S_4 = 85^\circ\text{C}$	4	30	+2.5	+75	Surplus
$S_5 = 55^\circ\text{C}$	5	30	-0.5	-15	Deficit
$S_6 = 25^\circ\text{C}$					

نتیجه در جدول (۳-۲) نشان داده شده است و ستون آخر نشان می دهد که آیا اینترول در حالت آنتالپی مثبت است یا آنتالپی منفی. بنابراین این امکان وجود دارد که یک سایت را بر پایه این فرض طراحی کنیم که تمام اینتروالهای مثبت، حرارت را به یوتیلیتی سرد منتقل می کنند و تمام اینتروال های منفی، حرارت از یوتیلیتی گرم دریافت می نمایند.

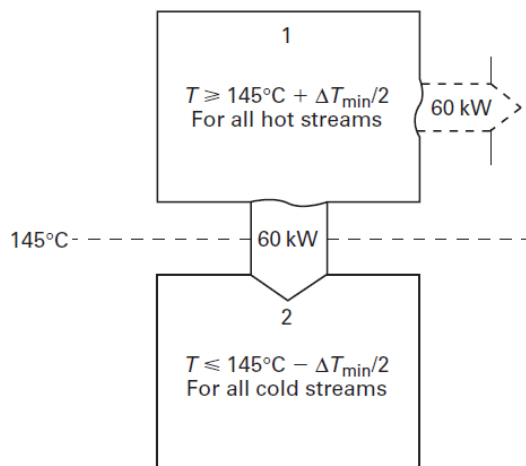
اکنون باید از نکات کلیدی فاصله های دمایی استفاده کرد. یعنی مقداری از حرارت در دسترس فاصله i ام، به اندازه کافی گرم می باشد که برای تأمین و انجام وظایف در فاصله $i+1$ ام استفاده شود. این در شکل (۲-۸) نشان داده شده است. جایی که فاصله ۱ و ۲ بعنوان مثال تشریحی استفاده شده است. در عوض فرستادن 60kw از حرارت مثبت از اینتروال ۱ به یوتیلیتی سرد، آن میتواند به اینتروال ۲ فرستاده شود. آن نیز امکانپذیر است که حرارت آبشاری را همانطوریکه در شکل (۲-۱۰) نشان داده شده است انجام دهد. با فرض اینکه هیچ حرارتی برای گرمترین اینتروال ۱ از یوتیلیتی گرم تأمین نشود، پس میزان 60kw مثبت از اینتروال ۱ بصورت آبشاری به اینتروال ۲ می رود. در آنجا 2.5 kw انرژی مثبت از اینتروال ۲ به آن می پیوندد که آن را به 62.5 kw می رساند که کل آن بصورت آبشاری به اینتروال ۳

می رود. اینتروال ۳ دارای 82.5 kw منفی است، بنابراین پس از پذیرفتن آن 62.5 kw مثبت، آن میتواند 20 kw منفی به اینتروال ۴ تحویل دهد. اینتروال ۴ دارای 75 kw مثبت است این میزان 55 kw مثبت به اینتروال ۵ تحویل می دهد و در نهایت اینتروال ۵ که 15 kw منفی است میتواند 40 kw مثبت به یوتیلیتی سرد تحویل دهد. در حقیقت این موازنه آنتالپی خالص کل مساله است (یوتیلیتی سرد).

با برگشتن به انتقال حرارت بین اینتروال ها در شکل (۲-۱۰) a واضح است که جریان 20 kw بین اینتروال ۲ و ۴ از نظر ترمودینامیکی غیرممکن است. برای ممکن ساختن آن (برای مثال به صفر رساندن آن) 20 kw حرارت باید از یوتیلیتی گرم به آن اضافه شود. همانطور که در شکل (۲-۱۰) b نشان داده شده است و مدل آبشاری سیستم درست می شود. توسط موازنه آنتالپی مشخص می شود که تمام جریان ها به اندازه 20 kw افزایش می یابند. نتیجه نهایی این عملیات این است که کمترین یوتیلیتی مورد نیاز قابل پیش بینی و محاسبه است. (20 kw گرم و 60 kw سرد). بعلاوه محل قرارگیری پینچ مشخص می شود. که در مرز فاصله های جابجا شده 85°C است. (مثلا برای جریان گرم 90°C و در جریان سرد 80°C است)، جایی که شار حرارتی برابر صفر است.

نتایج بدست آمده این را با نتایج نمودار ترکیبی شکل ۲-۲ مقایسه می کنیم. اطلاعات یکسانی بدست می آید. اما مساله جدول شامل یک بدنه و چارچوب ساده برای آنالیز عددی است. یک مساله ساده براحتی با دست قابل محاسبه است. اما برای مسائل بزرگتر راحت تر این است که از ابزاری مثل صفحه گسترده^۱ یا دیگر نرم افزارهای کامپیوتری استفاده کنیم. کل حرارت بازیافت شده توسط مبدل حرارتی با جمع کردن بار حرارتی تمامی جریان های گرم و جریان های سرد به دست می آید که به ترتیب 510 kwh و 470 kwh است. با کم کردن اندازه یوتیلیتی

های سرد و یوتیلیتی های گرم هدف از هم، (20 kwh , 60 kwh) از کل مقدارهای داده شده، توسط ۲ روش مجزا، میزان 450 kwh انرژی بازیافت شده است.



شکل (۲-۹): استفاده از حرارت مازاد در اینتروال ها

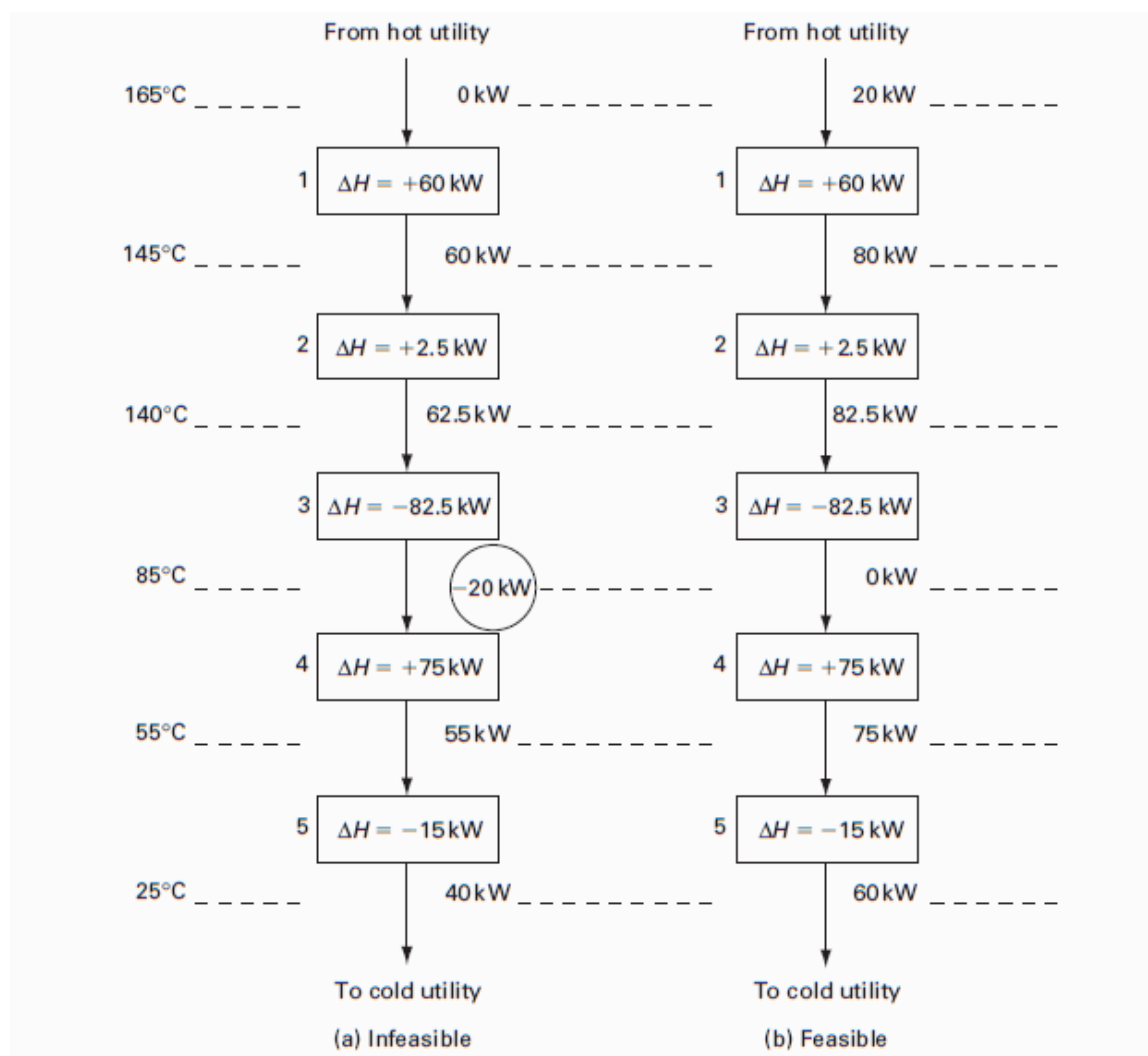
الگوریتم مساله جدول، روشی ساده و قوی برای هدفگذاری است. داده ها می توانند خیلی سریع از فلوشیت استخراج شده و آنالیز شوند که آیا فرآیند در نزدیکی نقطه بهینه قرار دارد یا که آیا یک پتانسیل کافی برای ذخیره انرژی وجود دارد یا نه .

در حقیقت ۳ راه ممکن برای جابجایی نمودار ترکیبی گرم و سرد برای نزدیکتر شدن به $\Delta T_{\min}$ وجود دارد. برای اینکه آنها در پینچ با همدیگر تماس یابند .

۱- تمام دماها را بر پایه دماهای گرم نوشته و دماهای جریان سرد را به اندازه $\Delta T_{\min}$ افزایش داد.

۲- تمام دماها را بر پایه دماهای سرد نوشته و دماهای جریان گرم را به اندازه $\Delta T_{\min}$ کاهش داد.

۳- از روش جابجایی دماها استفاده کرد بطوریکه جریانهای گرم به اندازه $1/2 \Delta T_{\min}$ کاهش و جریانهای سرد به اندازه $1/2 \Delta T_{\min}$ افزایش یابند.



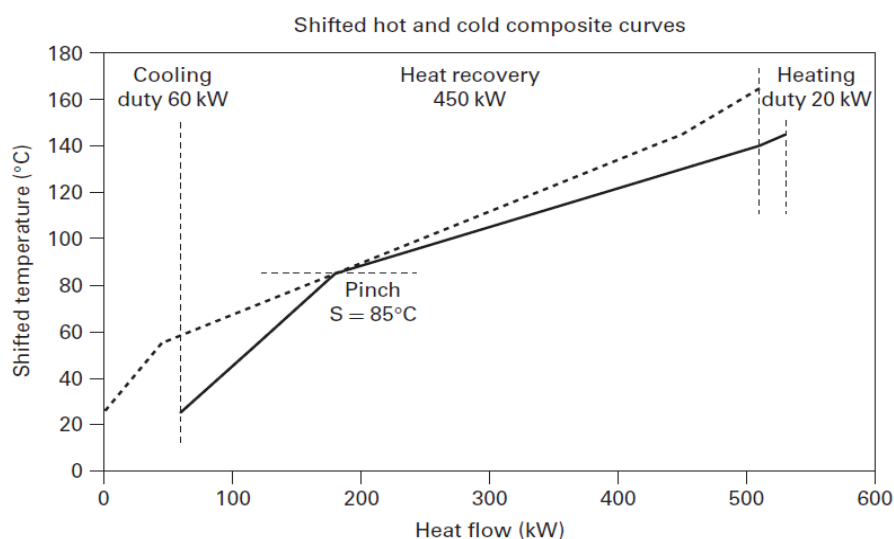
شکل (۲-۱۰): آبشار حرارتی شدنی و نشدنی

۱-۵- نمودار ترکیبی جامع و نمودار ترکیبی جابجا شده :

اگر نمودار ترکیبی روی محورهای دمای جابجا شده دوباره رسم شود، نمودار ترکیبی جابجا شده بدست می آید. (شکل ۲-۱۱) نمودار ترکیبی جابجا شده فقط در نقطه پینچ با هم در تماس اند و به این خاطر وضوح نمودار بیشتر است چون پینچ، نمودار فرآیند را به ۲ قسمت تقسیم می کند.

حال در نظر بگیرید در دمای جابجا شده S چه اتفاقی می افتد. کل حرارت موجود جریانهای داغ Q_H ، نسبت به کل حرارت جریان داغ در نقطه پینچ، Q_{HP} (ثابت)، ΔQ_H است. به همین ترتیب جریان حرارت از کل جریانهای سرد نسبت به آن در نقطه پینچ ΔQ_C است. یک نابالانسی وجود دارد که باید توسط یوتیلیتی تأمین شود. گرمایش یا سرمایش خارجی. در بالای پینچ $\Delta Q_C > \Delta Q_H$ و اختلاف آنها باید توسط یوتیلیتی گرم تأمین شود. همچنین در پایین پینچ $\Delta Q_H > \Delta Q_C$ و حرارت اضافی توسط یوتیلیتی سرد دفع می شود.

ازین رو با فهمیدن نمودار ترکیبی جابجا شده، می توان کمترین مقدار سرمایش و یا گرمایش مورد نیاز که لازم است تا در دماهای داده شده تأمین شود را یافت. نمودار جریان حرارت خالص (یوتیلیتی مورد نیاز) در برابر دمای جابجا شده به راحتی قابل رسم است که این نمودار را نمودار ترکیبی جامع گویند (GCC). این اختلاف بین حرارت در دسترس جریانهای داغ و حرارت مورد نیاز توسط جریانهای سرد را نسبت به پینچ در دماهای جابجا شده داده شده، نشان می دهد.



شکل (۱۱-۲) : نمودار منحنی ترکیبی حرکت داده شده

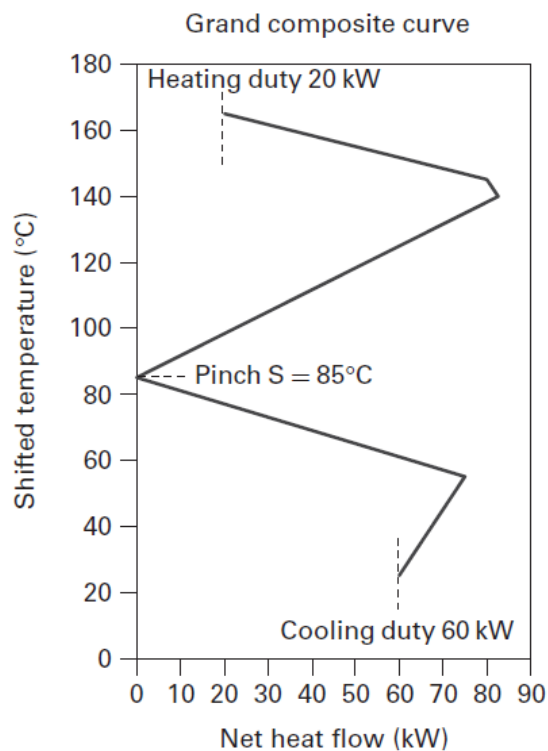
نمودار GCC برای مثال ۴ جریان، در بخش ۲ در شکل (۱۲-۲) رسم شده است. میزان جریان حرارت خالص در انتهای بالا و پایین همان حرارت تامین شده و دفع شده برای حالت آبشاری است و بنابراین میزان یوتیلیتی گرم و سرد هدف را می گوید. اما نمودار GCC نه تنها میگوید که چقدر حرارت خالص لازم است بلکه میگوید که دمای مورد نیاز آن چند است. لازم نیست که تمامی یوتیلیتی های گرم در بالاترین دمای اینتروال تأمین شود. هر قدر از آن که بشود، باید در دمای پایین تر تأمین شود. نقطه پینچ به راحتی قابل دستیابی است، پینچ جایی است که میزان شار حرارت برابر صفر شود و GCC محور را قطع کند. علاوه بر این می توان دید که آیا پینچ در وسط رنج دمایی اتفاق می افتد و یا در یک طرف آن قرار می گیرد. (مسائل آستانه) و دیگر ناحیه های جریان حرارت خالص را شناخته و اینکه آیا مساله دارای ۲ نقطه پینچ است یا نه !

همچنین هدفگذاری انرژی می تواند برای فروکش کردن مشاجرات مهندسان و طراحان که آیا سیکل یکپارچه شود یا نه نیز مفید است. یک سوال اغلب هست که : یک ذخیره سازی و صرفه جویی مهم می تواند با یکپارچه سازی^۱ صورت گیرد؟ الگوریتم مساله جدول می تواند برای سطح A و B بصورت جداگانه پذیرفته شود و سپس برای کل جریانها در A و B باهم. نتایج آنالیز به سرعت سوال را فروکش می کند. مثلاً اگر جواب

A تنها : ۱۰٪ ذخیره سازی در کل هزینه سوخت امکانپذیر است.

B تنها : ۵٪ ذخیره سازی در کل هزینه سوخت امکانپذیر است.

A و B با هم : ۳۰٪ ذخیره سازی امکانپذیر است.



شکل (۲-۱۲): نمودار GCC برای مساله

پس به اندازه ۱۵٪ انگیزه صرفه جویی انرژی برای یکپارچه سازی سطح های A و B وجود دارد که به این روش هدفگذاری منطقه ای گویند.

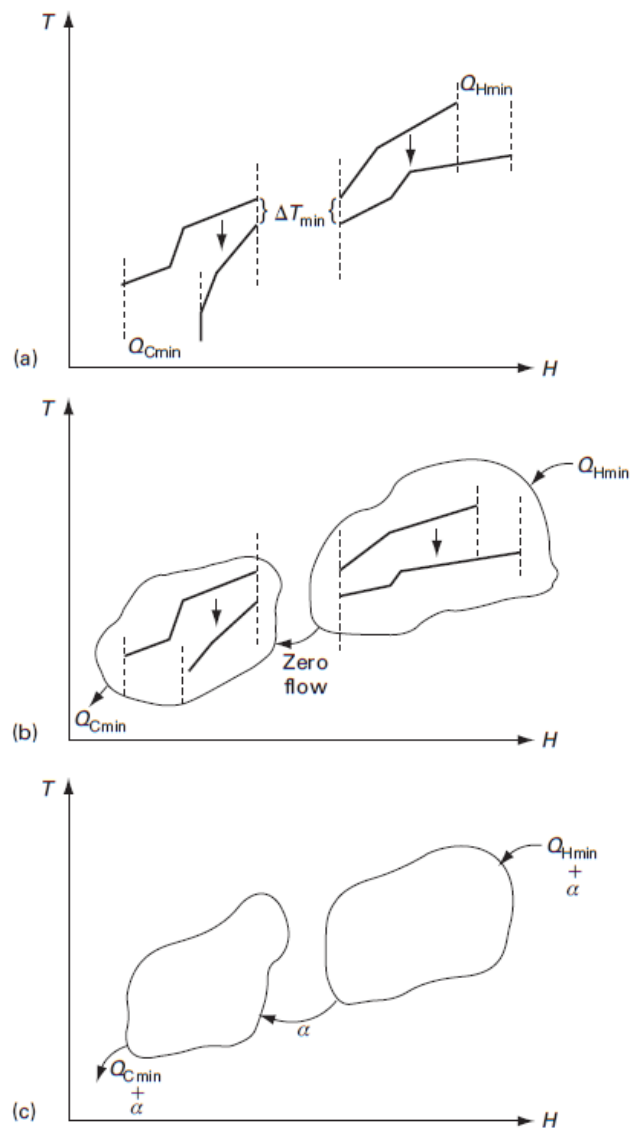
خلاصه این بخش :

- نمودار ترکیبی یک فهم اساسی از چگونگی هدفگذاری به ما می دهد.
- مساله روش جدول و نمودار GCC یک نتیجه به ما می دهد.
- هدفگذاری انرژی یک طراحی بسیار قوی است و یکپارچه سازی فرآیند، حامی آن است.

۱-۶- پینچ و اهمیت آن :

شکل (۲-۱۳) a یک منحنی ترکیبی برای یک مساله با چند جریان، که در نقطه پینچ جدا شده است را نشان می دهد. در بالای پینچ (ناحیه سمت راست) ترکیب جریان های گرم، تمام حرارت خود را به ترکیب جریان های سرد منتقل می کند، یعنی فقط یوتیلیتی گرم مورد نیاز است. ناحیه بالای پینچ یک چاه حرارتی خالص است که جریان حرارت به درون آن است و هیچ حرارتی نیز از آن چاه خارج نمی شود. این ناحیه شامل تبادل حرارت و یوتیلیتی گرم است و هیچ یوتیلیتی سردی در آن نیست. بطور عکس در پایین پینچ تنها سرمایش نیاز است. این ناحیه یک منبع حرارتی خالص است که نیازمند تبادل حرارت و یوتیلیتی سرد می باشد و به یوتیلیتی گرم نیازی ندارد. پس مساله از نظر ترمودینامیکی به دو ناحیه تقسیم می شود که با موازنه آنتالپی در شکل (۲-۱۳) b نشان داده شده است. حرارت Q_{Hmin} در بالای پینچ به درون جریان دارد و Q_{Cmin} در پایین پینچ به بیرون، اما جریان حرارت در نقطه پینچ صفر است.

نکته اینکه در طراحی برخی از سایت ها که به میزان α حرارت از نقطه پینچ عبور می کند، با استفاده از موازنه آنتالپی طبق شکل (۲-۱۳) c باید به میزان α انرژی بیشتری را از طریق یوتیلیتی گرم و سرد مصرف شود. این استنباط یعنی به میزان α استفاده بیشتر از یوتیلیتی گرم در بالای



شکل (۲-۱۳): جداسازی مساله در نقطه پینچ

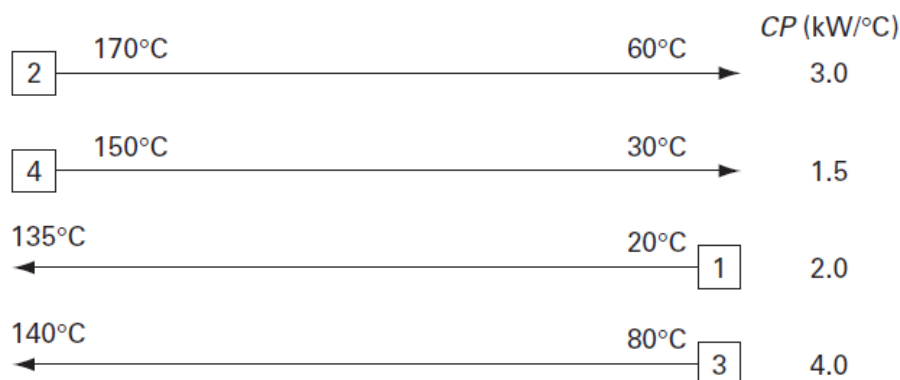
پینچ، سبب افزایش یوتیلیتی سرد به میزان α ، در پایین پینچ می شود. این ۳ قاعده طلایی (قواعد پینچ) به طراح ایده می دهد تا طراحی با کمترین یوتیلیتی مورد نیاز هدف بدست آید.

- هیچ حرارتی از نقطه پینچ عبور نمی کند.
- از یوتیلیتی سرد در بالای پینچ استفاده نشود.
- از یوتیلیتی گرم در پایین پینچ استفاده نشود.

۱-۷- طراحی سایت مبدل حرارتی :

۱-۷-۱- نمایش شبکه ای سایت :

برای طراحی یک سایت مبدل حرارتی ، بهترین حالت نمایش به صورت دیاگرام شبکه ای (Grid-diagram) است که توسط لینهف و فلوور (۱۹۷۸) معرفی شد [16]. جریان ها به صورت خطوط افقی رسم می شوند که دمای بالا سمت چپ و دمای پایین آن ها سمت راست قرار می گیرد . و جریان ها از بالا به پایین دامایشان کم می شود . مبدل های حرارتی به صورت ۲ دایره که با خط عمودی به هم وصل شده اند مشخص می شود . رسم شبکه از رسم فلوشیت بسیار آسان تر است مخصوصاً که مبدل های حرارتی می توانند در خیلی جاها قرار گیرند بدون اینکه جریان سیستم دوباره رسم شود . شبکه ، تبادل حرارت به صورت خلاف جهت یکدیگر را نشان می دهد و سرانجام نقطه پیچ در شبکه نشان داده می شود . که در فلوشیت قابل نمایش نبود .

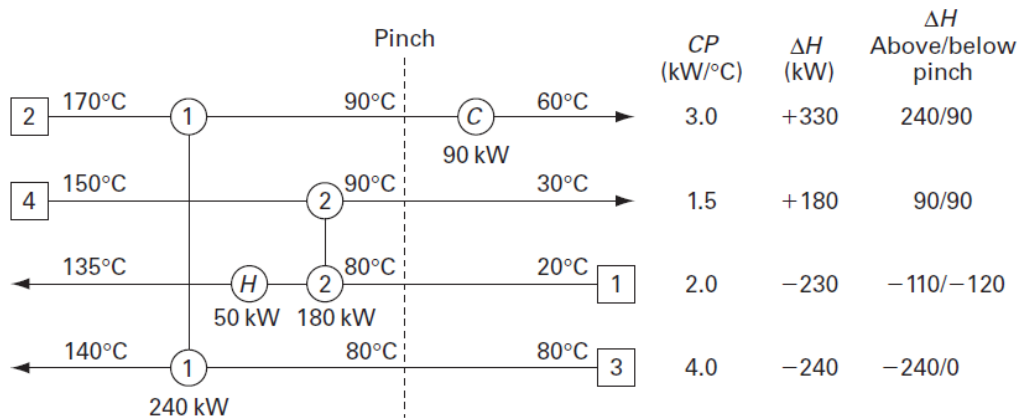


شکل (۲-۱۴) : نمودار شبکه ای برای مساله ۴ جریان

۱-۷-۲- طراحی شبکه به صورت صحیح و منطقی :

با توجه به شکل (۲-۱۴) می خواهیم که تبادل حرارت بین جریان سرد و گرم ایجاد کنیم و ما باید از

انتهای یکی از رنج های دمایی شروع کنیم . ایجاد ارتباط (match) بین گرم ترین جریان گرم ۲ در برابر گرمترین جریان سرد ۳ بهترین نیرو محرکه و اطمینان از امکان پذیری را به ما می دهد . اگر ما تمام بار حرارتی روی جریان ۲ رادر نظر بگیریم (240kw) می توانیم محاسبه کنیم که جریان ۲ تا 90°C پایین می آید. که آن برای برای $\Delta T_{\min}$ برابر 10°C قابل قبول است . سپس باید جریان ۴ را در برابر جریان ۱ قرار دهیم ، می توانیم بفهمیم که به تمام 180kw انرژی جریان ۴ در حالی که به $\Delta t_{\min} = 10^{\circ}\text{C}$ دست می یابیم که همان مقدار مشخص شده ومورد نظر است . و این باعث می شود جریان ۱ تا 10°C گرم شود . پس این جریان به مقدار 50kw دیگر نیاز دارد تا به دمای نهایی لازم که 130°C است برسد . و جریان ۲ نیز برای اینکه به دمای نهایی 60°C برسد باید به میزان 90kw انرژی از دست بدهد . شکل نهایی (۲-۱۵) نشان می دهد که به اندازه 420kw انرژی از طریق مبدل ها بازیافت شده است و فقط ما به اندازه 50kw انرژی از سوختن مجدد بدست آورده ایم. اما با توجه به نتایج که از فلوشیت بدست آوردیم فهمیدیم که ما فقط 20kw برای گرمایش نیاز داریم و فقط 60kw باید خنک شود در حالی که الان می بینیم که گرمایش 50kw و سرمایش 90kw انرژی می خواهد . خطا کجاست؟ بهتر است که از مطالب فهمیده شده از پینچ استفاده کرد تا درک شود که علت دور شدن از هدف مشخص شود. (50kw بجای 20kw مصرف کنیم) .



شکل (۲-۱۵): طراحی درست شبکه برای مساله ۴ جریان

دمای نقطه پینچ برای جریان گرم 90 °C و برای جریان سرد 80 °C است. ما می دانیم که فقط ۳ دلیل برای فرایند وجود دارد که باعث افت انرژی می شود و آن همان اصول پینچ است که حتماً یکی از آن ها رعایت نشده است.

(۳ اصل قاعده پینچ) :

۱. در بالای پینچ یوتیلیتی سرد استفاده نشود
۲. در پایین پینچ یوتیلیتی گرم استفاده نشود
۳. در پینچ انتقال حرارت نباید وجود داشته باشد.

با دقت در می یابد که ۲ اصل اول رعایت شده است. حال باید دید که آیا از نقطه پینچ انتقال حرارت هست یا نه ؟ اگر در شکل دقت شود دیده می شود که جریان ۲ در بالای پینچ 90 °C است و در پایین پینچ هم همان است ولی جریان ۱ در پایین پینچ 20 °C و در بالای پینچ 80 °C که حدود 120kW انتقال و حرارت داشته ولی جریان ۴ در بالای پینچ 90 °C و در پایین پینچ 30°C است که حدود 90kW انتقال حرارت داشته ولی در خلاف جهت جریان یکدیگر. بنابراین اگر آن ها را از هم کم کنید $120-90=30\text{kW}$ میزان انتقال حرارت از نقطه پینچ است که به اندازه همان اتلاف حرارتی است که ما را از هدف دور کرده بود. یعنی با این حالت ما به

اندازه 30kw بیشتر انرژی مصرف شده است (یوتیلیتی گرم) و به همان اندازه بیشتر به سرمایش نیاز است (یوتیلیتی سرد) .

تنها با شروع طراحی از نقاطی که محدودیت بیشتری دارند- خود نقطه پینچ - و سپس نقاطی دورتر می توان تضمین کرد استفاده از این قوانین موثر و امکانپذیر است.

۱-۷-۳- طراحی برای بیشترین بازیافت انرژی :

به شبکه دیاگرام قبل برگردید و ساختار یک شکل جدید را شروع کنید. نکته اینکه جریان شماره ۳ از نقطه پینچ شروع می شود. در حقیقت در مسایل، جایی که جریان ها تماما دارای ظرفیت حرارتی (CPS) ثابتی هستند ، پینچ همیشه در نزدیکی ورودی جریان های سرد و جریان گرم اتفاق می افتد.

گفته شد که در بالای پینچ هیچ یوتیلیتی سردی نباید استفاده شود، این بدان معنی است که در بالای پینچ تمام جریان های گرم باید با تبادل حرارت با جریان های سرد تا دمای پینچ آورده شوند. بنابراین باید طراحی را از نقطه پینچ شروع کرد و هماهنگی و ارتباط آن ها را باهم پیدا نمود تا به شرایط حداکثری دست یافت. در این مثال در بالای پینچ، ۲ جریان داغ در دمای پینچ وجود دارد پس به دو pinch match نیاز است. در شکل (۲-۱۶) a- یک match بین دو جریان ۱-۲ به همراه نمودار T/H آن نشان داده شده است. (نکته اینکه نمایش جریان ها در نمودار شبکه ای بصورت آینه متقارن خواهد بود). چون مقدار CP جریان ۲ از CP جریان ۱ بیشتر است ، به محض اینکه مقداری بار حرارتی بین آن ها تبادل شد، ΔT در مبدل از Δt_{min} آن در انتهای مبدل کمتر خواهد شد. تبادل حرارت در این قسمت به طور قطع غیرممکن است ، پس بنابراین باید به دنبال یک ترکیب و match دیگر بود. در شکل (۲-۱۶)-

b جریان ۳ و ۲ به هم مرتبط شده اند و اختلاف نسبی نمودار T/H اکنون بصورت واگراست. و بدان معنی است که با افزایش بار حرارتی بر روی مبدل ، Δt رو به افزایش است.

پس این ترکیب یا match، اگر در بحث طراحی در کارخانه سازنده قرار گیرد قابل قبول است. سپس جریان ۴ باید با جریان ۱ جور (match) شود تا به دمای نقطه پینچ برسد. (یعنی این تنها ایده باقیمانده برای جریان ۴ است). با نگاه کردن در اندازه های تقریبی CP ها، دریافته می شود که جورشدن جریان ۴ با جریان ۱ شدنی است. ($CP_4 < CP_1$)

در اینجا جریان های بیشتری که سرمایش نیاز داشته باشند تا به دمای نقطه پینچ برسند وجود ندارد ، پس به یک طراحی شدنی و قابل قبول در نقطه پینچ دست یافته است. این تنها طراحی درست در نقطه پینچ است زیرا فقط ۲ ترکیب یا pinch match نیاز است. خلاصه اینکه در طراحی نزدیک نقطه پینچ در بالای پینچ باید این معیار را در نظر گرفت که

$$CP_{hot} \leq CP_{cold} \quad (۴-۲)$$

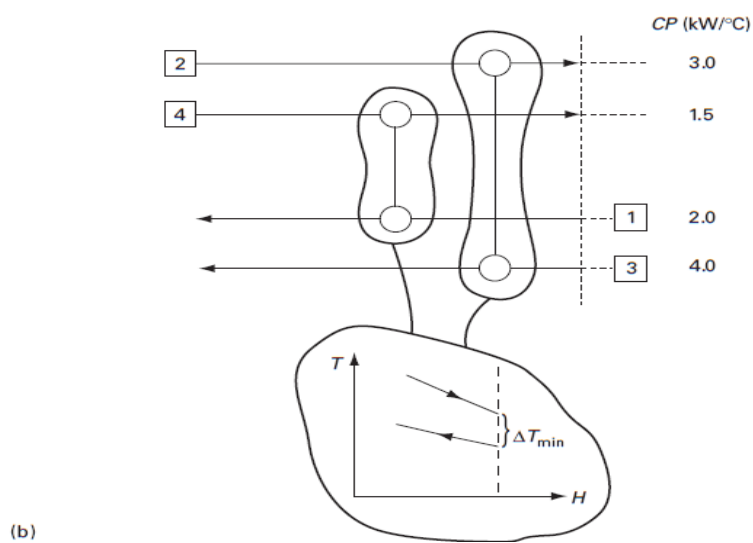
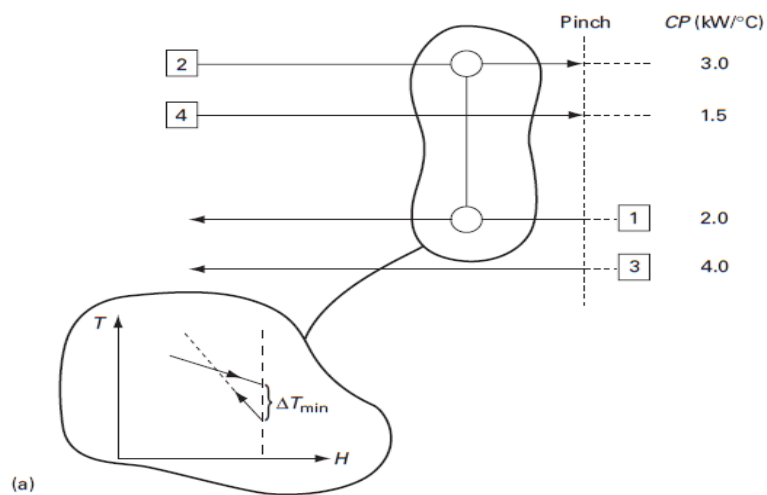
با پیدا شدن طراحی قابل قبول در پینچ لازم است که بر روی بار حرارتی ترکیب بحث و تصمیم گیری شود. پیشنهاد این است که "از بیشترین میزان بار حرارتی برای ارضای کامل یک جریان " استفاده کرد. این به ما این اطمینان را می دهد که به کمترین تعداد واحد مبدل حرارتی نیاز خواهید داشت. بنابراین جریان ۲ در بالای پینچ به 240kw سرمایش نیاز دارد و جریان ۳ در بالای پینچ به 240kw گرمایش. پس ترکیب ۲-۳ توانایی لازم برای ارضای کامل ۲ جریان را دارد. با این وجود ترکیب جریان ۱-۴ تنها می تواند جریان ۴ را ارضا کند که این دارای بار حرارتی 90kw است و جریان ۱ را فقط تا دمای ۱۲۵ درجه سانتیگراد می تواند بالا ببرد. چون هر دو جریان گرم با این مرحله طراحی، کاملاً از ناحیه پینچ دور شده اند، جریان ۱ باید از 125 °C تا دمای نهایی هدف که 135 °C است توسط یوتیلیتی گرم خارجی، گرم شود.

همانطور که در شکل (۲-۱۷) دیده می شود، این مقدار برابر 20kw است که با تحلیل مساله جدول پیش بینی و محاسبه شد. این اتفاقی نیست . طراحی این گونه است که مقید به عدم عبور حرارت از نقطه پینچ باشد (طراحی قسمت های بالای پینچ کاملاً مستقل از پایین پینچ است.) و هیچ یوتیلیتی سردی در بالای پینچ استفاده نشده است.

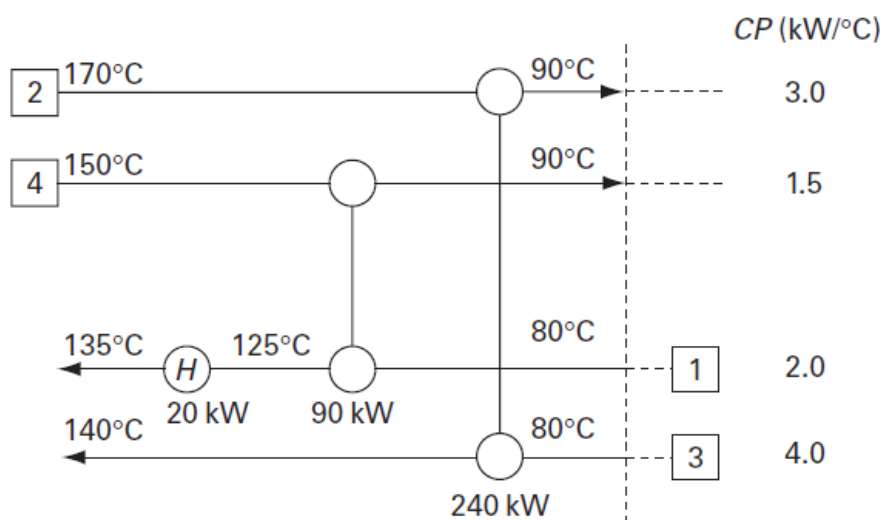
در پایین پینچ، مراحل طراحی همان روش ها را پی می گیرد. فقط با همان معیار های طراحی به صورت قرینه نسبت به بالای پینچ . حالا لازم است که جریان های سرد را با مبادله کردن حرارت با جریان های گرم به دمای نقطه پینچ رساند. با نظر به اینکه ما نباید از یوتیلیتی گرم در پایین پینچ استفاده کرد. در این مثال فقط ۱ جریان سرد در پایین پینچ وجود دارد که باید با یکی از جریان های گرم ۲ یا ۴ جور شود. جور شدن جریان ۱ با ۲ امکان پذیر است ، زیرا $CP_{cold} < CP_{hot}$ جریان گرم از CP سرد بیشتر است و اختلاف دمای بین آن ها با دور شدن از نقطه پینچ به سمت دماهای کمتر، افزایش می یابد. حالت دیگری برای جور شدن بین جریان های ۱ و ۴ امکان پذیر نیست. در ناحیه مجاور پایین پینچ شرط لازم جور شدن

$$CP_{cold} \leq CP_{hot} \quad (2-5)$$

است، که عکس شرط طراحی ناحیه بالای پینچ است.



شکل (۲-۱۶): نتیجه قراردعی جریان ها با CP مختلف



شکل (۲-۱۷) : طراحی شبکه برای مساله ۴ جریان در بالای نقطه پینچ

بیشترین بار حرارتی بر روی جریان ۲، 90kw است و حرارت لازم برای جریان ۱، 20kw است، پس 30kw حرارت باقیمانده است که برای رساندن جریان ۱ از 25 °C تا 35 °C لازم است. آن دوباره باید با جریان گرم تبادل حرارت کند (نه با یوتیلیتی گرم) تنها تک جریان ۴ در دسترس است. با وجود اینکه قانون CP برای این هماهنگی سازگار نیست اما این جور شدن، قابل قبول است. چون به اندازه کافی از نقطه پینچ دور شده ایم (خطر $\Delta T < \Delta T_{min}$ وجود ندارد). با قرارگیری بار 30kw روی این match، به اندازه 60kw انرژی باقیمانده جریان ۴ باید توسط یوتیلیتی سرد خارج شود. این هم دوباره توسط آنالیز مساله جدول محاسبه و پیش بینی شده است. طراحی پایین پینچ در شکل (۲-۱۸) نشان داده شده است.

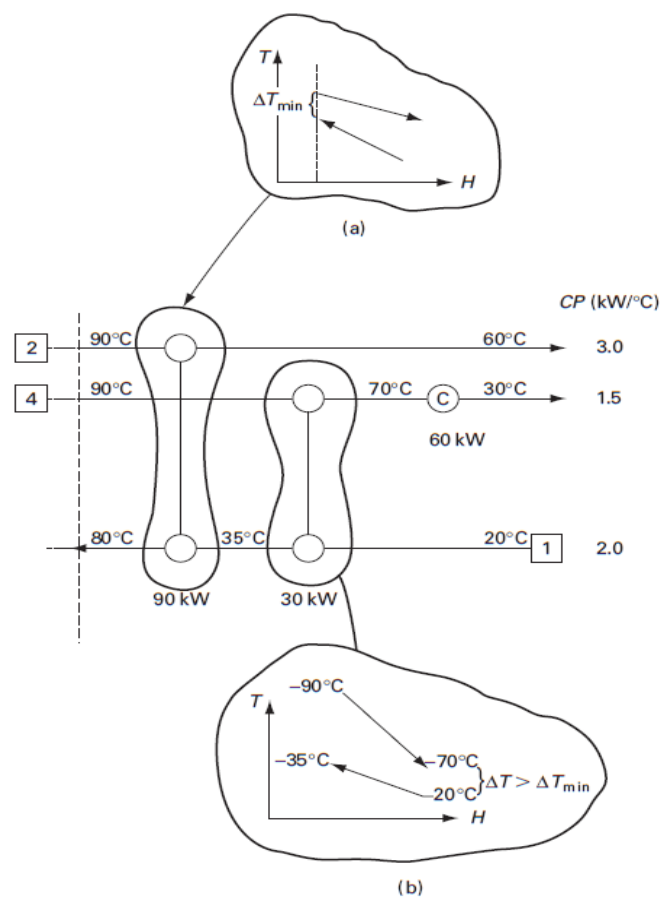
با قراردادن طرف گرم و سرد طراحی در کنار هم، حالت کامل شده طراحی مشخص می شود که در شکل (۲-۱۹) نشان داده شده است. این بهترین حالت بازده انرژی برای $\Delta T_{min} = 10^{\circ}\text{C}$ با ۴ مبدل حرارتی و یک گرمکن و یک خنک کن است. به عبارت دیگر، ۶ واحد تجهیزات تبادل انرژی در کل سایت موجود است. این به عنوان شبکه MER شناخته می شود (minimum energy requirement , maximum energy recovery) یعنی بیشترین میزان بازیافت انرژی یا کمترین میزان مصرف انرژی.

خلاصه اینکه این طراحی، توسط موارد زیر شکل می گیرد :

- طراحی مساله در نقطه پینچ و طراحی هر قسمت بصورت جداگانه
- شروع طراحی از نقطه پینچ و دور شدن از آن
- در ناحیه اطراف پینچ [18]

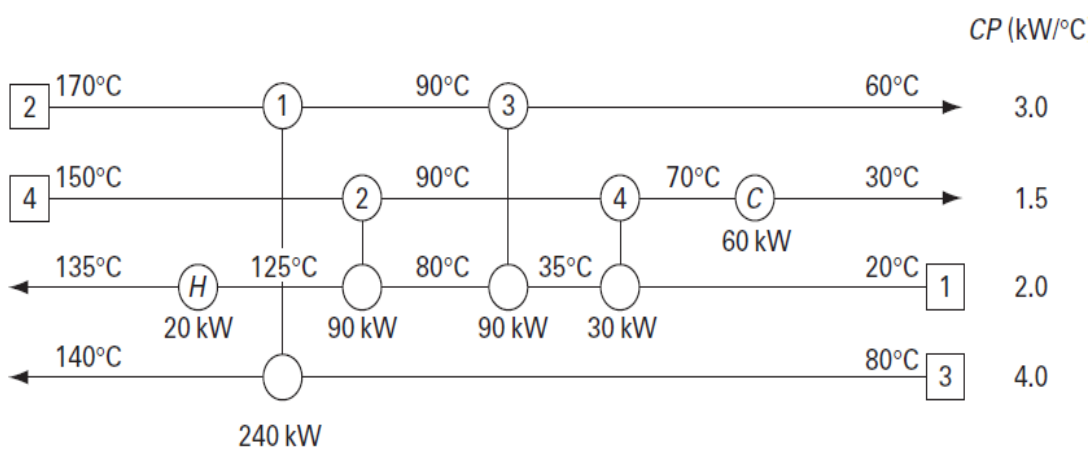
$$CP_{hot} \leq CP_{cold} \quad \text{در بالای پینچ}$$

در پایین پینچ $CP_{cold} \leq CP_{hot}$



شکل (۲-۱۸): طراحی پایین پینچ برای مساله ۴ جریان

۱-۷-۴ - نکاتی در مورد استراتژی طراحی:



شکل (۲-۱۹): طراحی کلی بدست آمده برای اهداف انرژی

۱-۸) انتخاب درست $\Delta T_{\min}$ جهت بهترین هدگذاری [16]:

۱-۸-۱) مفاهیم بیشتری از انتخاب $\Delta T_{\min}$:

تاکنون متوجه شده ایم که مقدار بیشتر $\Delta T_{\min}$ یعنی فاصله دمایی بیشتر بین جریان سرد و گرم که سبب افزایش میزان بار سرمایشی و گرمایشی مورد نیاز برای جریان ها می شود. بنابراین ما می خواهیم که $\Delta T_{\min}$ تا حد امکان کم باشد تا بیشترین بازده انرژی را داشته باشیم. اما یک مانع وجود دارد؛ اینکه با کم شدن مقدار $\Delta T_{\min}$ اندازه مبدل های حرارتی و قیمت آن ها افزایش می یابد. در مبدل های حرارتی سطح مورد نیاز برای انتقال حرارت از رابطه زیر بدست می آید.

$$A = \frac{Q}{U \cdot \Delta T_{lm}} \quad (۲-۶)$$

A بر حسب m^2 و Q میزان حرارت منتقل شده (kW) و U ضریب انتقال حرارت کلی است $(\frac{kw}{m^2k})$ و ΔT_{lm} اختلاف حرارت لگاریتمی است. (k) اگر در مبدل حرارتی جریان غیر همسو داشته باشیم که جریان گرم با دمای T_{h1} وارد شود و بادمای T_{h2} خارج شود و جریان سرد با دمای T_{c1} دارد و با دمای T_{c2} خارج شود یعنی T_{c1} و T_{h2} در انتهای سرد و T_{h1} و T_{c2} در انتهای گرم قرار گیرند آنگاه

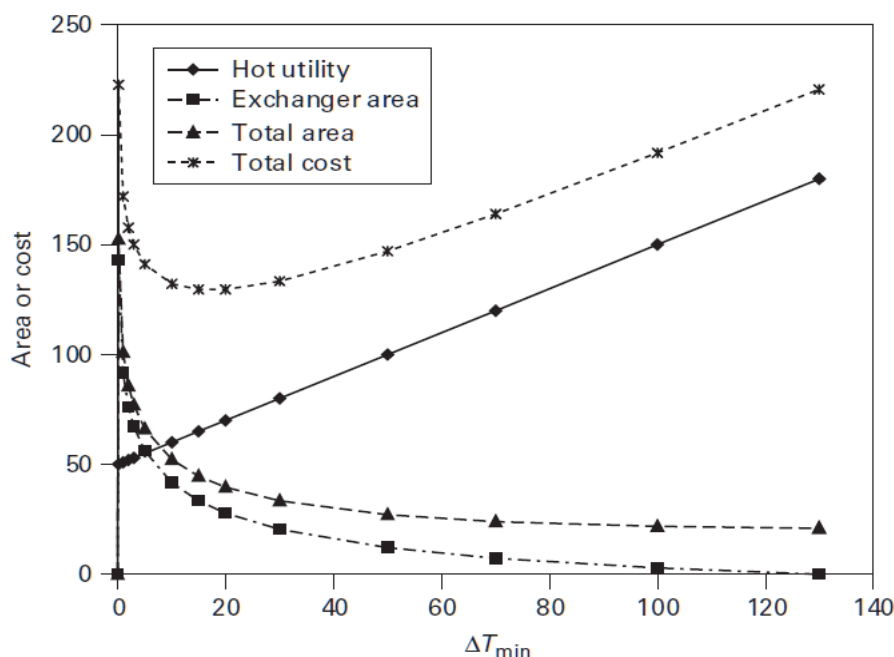
$$\Delta T_{lm} = \frac{\Delta T_H - \Delta T_C}{\ln \frac{\Delta T_H}{\Delta T_C}} = \frac{T_{h1} - T_{c2} - T_{h2} + T_{c1}}{\ln \left(\frac{T_{h1} - T_{c2}}{T_{h2} - T_{c1}} \right)} \quad (۲-۷)$$

در واقع سطح مبدل حرارتی رابطه عکس با میزان اختلاف دما دارد. یعنی اندازه کمتر $\Delta T_{\min}$ ، باعث بزرگ شدن مبدل و گران شدن قیمت مبدل های حرارتی می شود چون هزینه های

اصلی (capital cost) به اندازه سطح مبدل ها وابسته است. واضح است که اگر $\Delta T_{\min}$ بین جریان سرد و گرم کم شود اندازه ΔT_{lm} نیز کم خواهد شد.

برای هر دو جریان مثال شکل (۲-۲۰) یوتیلیتی مورد استفاده و سطح مبدل های حرارتی رسم شده است. (با فرض ضریب انتقال حرارت $(0.1 \text{ kw/m}^2 \text{ k})$ و تأثیر استفاده از هیتر و کولر را نشان داده است. در اینجا استفاده از یوتیلیتی با افزایش $\Delta T_{\min}$ به صورت خطی صعودی است. در حالی که سطح مبدل های حرارتی در $\Delta T_{\min}$ های خیلی کوچک شیب بسیار تند نزولی دارد.

حال ما فرض می کنیم که هزینه انرژی با میزان مصرف انرژی رابطه مستقیم داشته باشد و هزینه های مبدل حرارتی با سطح مبدل حرارتی متناسب باشند؛ ما می توانیم هزینه های عملیاتی را با هزینه های اصلی جمع کنیم از آنجایی که هزینه های انرژی بر حسب ساعت است و دائمی است و هزینه های اصلی فقط ۱ بار است ما می توانیم هزینه های انرژی را بر حسب سال در نظر بگیریم و هزینه های اصلی را هم در همان بازه فرض کنیم . انتخاب آن مقیاس زمانی به عنوان زمان برگشت



شکل (۲۰-۲): نمودار قیمت (سطح مبدل حرارت) بر حسب اختلاف دمای حداقل [16]

سرمایه شناخته می شود. این به ما جمع کل هزینه ها که شامل قیمت یوتیلیتی ها و قیمت مبدل ها و قیمت هیترها و کولرها را به ما می دهد که میزان بهینه کل در ΔT_{min} به اندازه 15 °C – 20 °C دیده می شود. یعنی بهترین انتخاب ΔT_{min} برای این مثال برابر 15 °C – 20 °C است.

پرواضح است که انتخاب درست اندازه ΔT_{min} برای رسیدن به اهداف سایت بسیار مهم است. هر چند ما ذکر می کنیم که منحنی هزینه های کل (total cost) دارای حالت بهینه نسبتاً یکنواخت است و این به طور نسبتاً رضایت بخشی باعث می شود منحنی نمودار به یک طرف میل کند. تا زمانی که ΔT_{min} انتخابی خیلی کوچک یا بزرگ نباشد طراحی منطقی به صورت تجربی برای ΔT_{min} حداقل برای قسمت های داخلی می تواند قابل پیش بینی باشد. اغلب اندازه 10 °C – 20 °C بهترین است اما در بعضی صنایع ΔT_{min} های خیلی کوچک یا بزرگ مناسب است.

۱-۸-۲- خلاصه بخش : نکات کلیدی سطح و هزینه های هدفگذاری :

- معمولاً یک مقدار بهینه برای $\Delta T_{\min}$ در رنج شدنی وجود دارد
- نقطه بهینه کاملاً دقیق نیست چون خطاهای مهمی شاید در پروسه وجود داشته باشد که ما در نظر نگرفته باشیم .
- $\Delta T_{\min}$ بهینه با افزایش قیمت انرژی ، کاهش هزینه های اصلی یا افزایش زمان بازگشت سرمایه کاهش می یابد .

۱-۹- زمان برگشت سرمایه :

از هزینه های سرمایه گذاری در طول دوران اجرای پروژه جهت خرید، نصب و راه اندازی تجهیزات و ماشین آلات مورد نیاز طرح استفاده می گردد تا اینکه طرح جهت بهره برداری و تولید محصول و یا عرضه خدمات پیش بینی شده برای آن، آماده گردد. پس از بهره برداری از طرح، عرضه محصول و یا خدمات به بازار مصرف آغاز می گردد که درآمدی را عاید سرمایه گذار می نماید. از درآمد حاصل از فروش محصول و خدمات در ابتدا برای پرداخت هزینه های تولید محصول نظیر مواد اولیه، انرژی، پرسنلی و سایر هزینه های مورد نیاز استفاده می شود و پس از کسر این هزینه ها و هزینه های محاسبه شده مربوط به عوارض و مالیات، رقم مانده نهایی بعنوان سود خالص که هدف نهایی طرح می باشد محاسبه می گردد. سود خالص سالیانه در طی دوران بهره برداری به سرمایه گذاری که در دوران احداث اقدام به سرمایه گذاری نموده پرداخت می گردد. مقطع زمانی که در آن سود خالص تجمعی طرح در طی سال های مختلف معادل رقم مربوط به سرمایه گذاری انجام شده در طول دوران احداث (ویا دوران بهره برداری) باشد، دوره بازگشت سرمایه نامیده می شود که واحد آن براساس سال می باشد.

جهت محاسبه شاخص مالی دوره بازگشت سرمایه نیز از جدول جریان‌ات نقدی استفاده می‌شود. بدین منظور جریان‌ات نقدی هر سال با سال گذشته جمع می‌شود که براین اساس جریان‌ات نقدی تجمعی محاسبه می‌گردد. رقم مذکور در سال‌های نخست به جهت تأثیر هزینه‌های سرمایه‌گذاری منفی می‌باشد و به تدریج و با تأثیر سود خالص سالانه جریان‌ات نقدی تجمعی به سمت رقم مثبت میل می‌نماید. مقطع زمانی که جریان‌ات نقدی تجمعی در آن از منفی به مثبت تبدیل می‌شود، دوره بازگشت سرمایه است [19].

چیزی که برای انجام یک پروژه بهینه‌سازی بسیار مهم است زمان برگشت سرمایه‌ای است که برای پروژه محاسبه می‌شود. که آیا این مطالعه صورت گرفته در صورت تایید قابلیت اجرا صرفه اقتصادی مناسبی دارد یا نه؟ هرچه این زمان کمتر باشد بهتر است؛ محاسبه زمان برگشت سرمایه از رابطه زیر بدست می‌آید:

$$P.B = (C.C / A.S) \quad (۸-۲)$$

$P.B$ = زمان برگشت سرمایه

$C.C$ = هزینه سرمایه‌گذاری انجام پروژه

$A.S$ = سود خالص حاصل انجام پروژه در یک سال

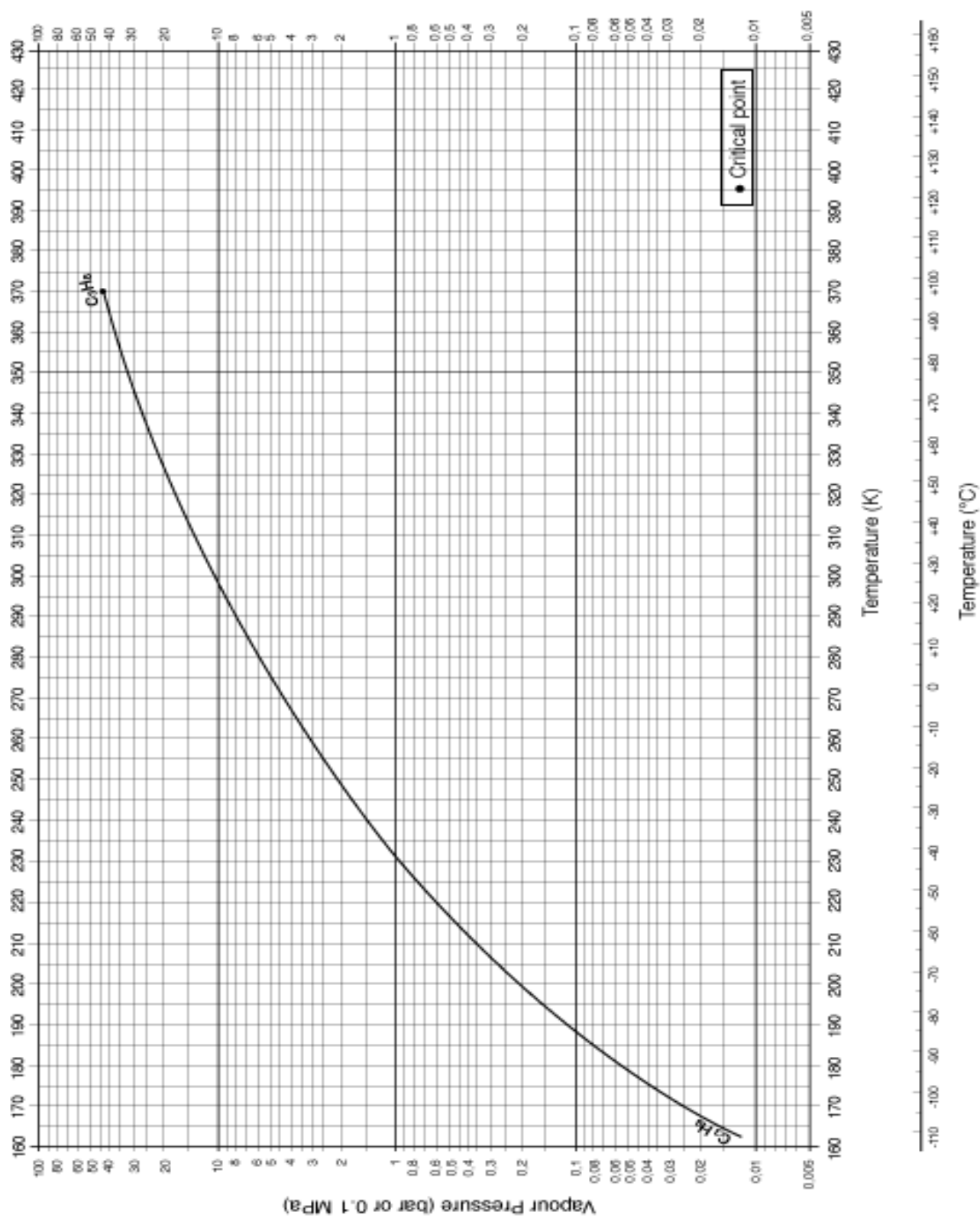
۱-۱۰) روش شناسی آنالیز پینچ:

۱-۱۰-۱) روش‌های آنالیز پینچ:

در قسمت قبل بینشی از نکات کلیدی آنالیز پینچ داده شد. اما جزئیات بیشتری برای موارد صنعتی واقعی وجود دارد که در کار با آن ها مواجه می شویم که مهمترین اصلی ترین آن ها عبارتند از :

- استخراج داده ها – چگونه می توان فلوشیت یک فرایند را بدست آورد : پایداری بالانس جرم و حرارت و استخراج داده های جریان نیازمند آنالیز پینچ است .
- قاعده قراردعی مناسب تجهیزات : چگونگی قرار دادن یوتیلتی های سرد و گرم ، سیستم های جدا کننده و دیگر آیتم های فرایند باید با استفاده از پینچ و نمودار GCC (نمودار ترکیبی جامع) صورت گیرد.
- بهینه کردن سایت – ویرایش سایت برای حذف کردن مبدل های کوچک که خیلی مقرون به صرفه نیستند یا دیگر ویژگی های نامطلوب
- به روز کردن سایت فعلی – سازگار کردن و تعدیل کردن روش ها برای رسیدگی کردن به مبدل های فعلی و سایت
- سیستم های گرمایشی و قدرت ، پمپ های حرارتی و سیستم های خنک کاری

پیوست ۲ - فشار بخار پروپان در دماهای مختلف



پیوست ۳-

نمودار دانسیته هوا در دماهای مختلف

AIR DENSITY CORRECTION FACTORS

Air Temp. °F	Elevation (Feet Above Sea Level)															
	0	1000	2000	3000	4000	5000	6000	7000	8000	9000	10000	11000	12000	13000	14000	15000
0	0.87	0.90	0.94	0.97	1.01	1.05	1.08	1.13	1.17	1.22	1.26	1.31	1.37	1.43	1.48	1.54
50	0.96	1.00	1.04	1.08	1.11	1.16	1.20	1.24	1.30	1.34	1.40	1.45	1.51	1.57	1.63	1.70
70	1.00	1.04	1.08	1.12	1.16	1.22	1.25	1.30	1.35	1.40	1.45	1.51	1.57	1.64	1.70	1.77
100	1.06	1.10	1.14	1.18	1.22	1.27	1.32	1.37	1.42	1.48	1.54	1.60	1.66	1.74	1.80	1.88
150	1.15	1.19	1.24	1.30	1.33	1.38	1.44	1.49	1.55	1.61	1.67	1.74	1.81	1.89	1.96	2.04
200	1.25	1.29	1.34	1.40	1.44	1.50	1.56	1.61	1.68	1.75	1.81	1.89	1.96	2.05	2.13	2.21
250	1.34	1.39	1.44	1.50	1.55	1.61	1.67	1.74	1.80	1.88	1.95	2.02	2.10	2.20	2.28	2.37
300	1.43	1.49	1.54	1.60	1.66	1.72	1.79	1.86	1.93	2.01	2.08	2.16	2.25	2.35	2.43	2.53
350	1.53	1.58	1.64	1.71	1.77	1.84	1.91	1.98	2.06	2.14	2.22	2.31	2.40	2.51	2.60	2.71
400	1.62	1.68	1.75	1.81	1.88	1.94	2.03	2.09	2.19	2.27	2.37	2.45	2.54	2.66	2.75	2.87
500	1.81	1.88	1.95	2.02	2.10	2.18	2.26	2.35	2.44	2.54	2.63	2.73	2.84	2.97	3.08	3.20
600	2.00	2.07	2.15	2.23	2.31	2.40	2.50	2.59	2.69	2.84	2.91	3.02	3.14	3.28	3.40	3.54
700	2.19	2.27	2.35	2.44	2.53	2.63	2.73	2.83	2.94	3.07	3.17	3.31	3.44	3.59	3.72	3.88
800	2.38	2.48	2.57	2.67	2.76	2.86	2.98	3.09	3.21	3.33	3.45	3.59	3.74	3.90	4.05	4.21
900	2.56	2.66	2.76	2.87	2.97	3.07	3.20	3.33	3.46	3.58	3.71	3.87	4.02	4.20	4.35	4.53
1000	2.76	2.87	2.99	3.09	3.20	3.31	3.45	3.59	3.73	3.86	4.00	4.17	4.33	4.53	4.69	4.89

پیوست ۴ - آمار هوای شهر اهواز در سال ۸۹

اهواز ۱۳۸۹ سال :

خلاصه آمار ماهیانه ایستگاه هواشناسی

پارامتر	درجه حرارت		رطوبت نسبی هوا بر حسب درصد								حد اکثر		جمع	حد اکثر	تخیر	جمع	تعداد	تعداد	تعداد	تعداد	باد	حد اکثر
	حد اکثر	مطلق	حد اکثر	میانگین	حد اکثر	میانگین	حد اکثر	میانگین	حد اکثر	میانگین	حد اکثر	میانگین										
بهار	حد اکثر	مطلق	حد اکثر	میانگین	حد اکثر	میانگین	حد اکثر	میانگین	حد اکثر	میانگین	حد اکثر	میانگین	جمع	حد اکثر	تخیر	جمع	تعداد	تعداد	تعداد	تعداد	سرعت	حد اکثر
													میلیمتر		میلیمتر	میلیمتر	روزهای	روزهای	روزهای	روزهای	m/s	درجه
فروردین	37.0	10.4	31.5	18.5	25.0	96	9	66	21	43	37.2	11.7	9	0	244.9	222.9	13	330				
اردیبهشت	44.4	18.0	37.3	24.0	30.7	95	8	55	16	35	8.0	4.0	4	0	231.8	317.4	9	200				
خرداد	50.8	22.0	45.3	28.8	37.1	72	6	41	10	26	0.0	0.0	0	0	321.3	450.3	9	270				
تیر	49.8	27.2	46.3	30.3	38.3	79	6	43	11	27	0.0	0.0	0	0	335.2	493.3	11	270				
مرداد	49.2	28.4	47.0	31.4	39.2	88	7	49	12	31	0.0	0.0	0	0	286.8	384.7	9	330				
شهریور	48.2	22.0	44.8	28.2	36.5	90	7	60	13	36	0.0	0.0	0	0	317.9	355.1	9	270				
مهر	44.0	18.2	40.1	23.8	32.0	88	8	54	15	35	0.0	0.0	0	0	276.0	297.2	8	280				
آبان	40.6	10.0	32.4	16.3	24.4	97	11	70	21	45	6.9	6.9	1	0	269.7	186.4	7	330				
آذر	27.8	5.0	25.1	8.8	16.9	89	10	78	23	50	8.4	5.4	3	0	235.4	98.0	9	180				
دی	23.6	4.0	19.1	8.1	13.6	100	19	85	41	63	13.4	4.7	8	0	198.9	68.0	10	150				
بهمن	23.6	4.2	18.3	8.7	13.5	100	19	88	44	66	85.8	43.4	8	0	175.7	77.8	11	160				
اسفند	29.6	6.8	24.3	12.4	18.4	96	9	71	24	48	13.7	7.7	8	0	195.7	146.7	11	120				
حد اکثر	50.8					100						43.4					13	330				
حد اقل		4.0					6															
میانگین			34.3	19.9	27.1			63	21	42												
جمع											173.4		41	0	3083.3	3087.8						

تهیه : واحد آمار هواشناسی

پیوست ۵ - نتایج داده های شبیه سازی سایت NGL 400

Results Summary Streams Material						
	1	1STGLYC	2	3	4	4+30
Temperature F	151.0	120.0	128.0	89.3	89.3	91.9
Pressure psia	535.00	245.00	535.00	535.00	505.00	505.00
Vapor Frac	1.000	0.000	0.998	0.994	1.000	0.996
Mole Flow lbmol/hr	46203.630	198.349	46203.630	46203.630	45923.126	46022.300
Mass Flow lb/hr	937456.948	6904.789	937456.948	937456.948	932403.581	935855.958
Volume Flow cuft/hr	519246.625	104.212	492381.740	445910.085	475828.880	478673.772
Enthalpy MMBtu/hr	-1603.683	-29.625	-1617.646	-1641.646	-1605.870	-1620.683
Mole Flow lbmol/hr						
METHANE	37668.540		37668.540	37668.540	37668.532	37668.532
ETHANE	4542.410		4542.410	4542.410	4542.409	4542.409
PROPANE	1998.480		1998.480	1998.480	1998.480	1998.480
C4H10-01	279.600		279.600	279.600	279.600	279.600
C4H10-02	591.290		591.290	591.290	591.290	591.290
C5H12-01	174.180		174.180	174.180	174.180	174.180
C5H12-02	174.180		174.180	174.180	174.180	174.180
C6H14-01	119.180		119.180	119.180	119.180	119.180
C7H16-01	55.000		55.000	55.000	55.000	55.000
CO2	233.770		233.770	233.770	233.769	233.769
H2S						
H2O	367.000	122.725	367.000	367.000	86.505	147.867
C2H6O-01		75.624				37.812
	5	5+31	6	7	7-0	7-2
Temperature F	45.0	38.9	14.0	72.4	14.0	122.5
Pressure psia	505.00	505.00	505.00	505.00	505.00	505.00
Vapor Frac	0.983	0.994	0.956	1.000	1.000	1.000
Mole Flow lbmol/hr	46022.300	46121.475	46121.475	44158.807	44158.807	44158.807
Mass Flow lb/hr	935855.958	939308.370	939308.370	851343.112	851343.112	851343.112
Volume Flow cuft/hr	417379.472	410453.216	373146.445	443718.921	370808.428	501912.952
Enthalpy MMBtu/hr	-1648.893	-1663.706	-1686.594	-1520.996	-1549.206	-1496.996
Mole Flow lbmol/hr						
METHANE	37668.532	37668.532	37668.532	37313.946	37313.946	37313.946
ETHANE	4542.409	4542.409	4542.409	4293.055	4293.055	4293.055
PROPANE	1998.480	1998.480	1998.480	1662.567	1662.567	1662.567
C4H10-01	279.600	279.600	279.600	182.315	182.315	182.315
C4H10-02	591.290	591.290	591.290	342.317	342.317	342.317
C5H12-01	174.180	174.180	174.180	62.634	62.634	62.634
C5H12-02	174.180	174.180	174.180	53.862	53.862	53.862
C6H14-01	119.180	119.180	119.180	12.475	12.475	12.475
C7H16-01	55.000	55.000	55.000	2.104	2.104	2.104
CO2	233.769	233.769	233.769	228.026	228.026	228.026
H2S						
H2O	147.867	209.230	209.230	5.477	5.477	5.477
C2H6O-01	37.812	75.624	75.624	0.029	0.029	0.029

Results Summary Streams Material

	8	8-1	8-2	11	12	14
Temperature F	14.0	0.0	-13.7		79.0	144.0
Pressure psia	505.00	505.00	225.00	505.00	245.00	85.00
Vapor Frac	0.000	0.000	0.145		1.000	1.000
Mole Flow lbmol/hr	1697.833	1697.833	1697.833	0.000	9.041	7202.830
Mass Flow lb/hr	80198.651	80198.651	80198.651	0.000	199.186	194996.811
Volume Flow cuft/hr	2308.437	2272.541	6761.453	0.000	198.303	534641.023
Enthalpy MMBtu/hr	-99.584	-100.205	-100.205		-0.315	-271.591
Mole Flow lbmol/hr						
METHANE	354.494	354.494	354.494		6.671	4149.920
ETHANE	249.325	249.325	249.325		1.380	1369.510
PROPANE	335.908	335.908	335.908		0.630	885.650
C4H10-01	97.285	97.285	97.285		0.080	139.880
C4H10-02	248.973	248.973	248.973		0.170	298.310
C5H12-01	111.546	111.546	111.546		0.040	87.070
C5H12-02	120.318	120.318	120.318		0.040	87.070
C6H14-01	106.705	106.705	106.705		0.030	57.810
C7H16-01	52.896	52.896	52.896			22.840
CO2	5.726	5.726	5.726			37.820
H2S						0.710
H2O	7.043	7.043	7.043			66.240
C2H6O-01	7.614	7.614	7.614			
	14-2	14-3	14-4	15	15-2	15-3
Temperature F	144.0	289.2	147.3	144.0	144.0	304.7
Pressure psia	85.00	250.00	245.00	85.00	85.00	280.00
Vapor Frac	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
Mole Flow lbmol/hr	7202.830	7202.830	7202.830	4432.510	4432.510	4432.510
Mass Flow lb/hr	194996.811	194996.811	194996.811	119997.211	119997.211	119997.211
Volume Flow cuft/hr	534640.981	223061.896	177311.405	329009.949	329009.941	124937.157
Enthalpy MMBtu/hr	-271.591	-257.620	-272.620	-167.133	-167.133	-157.560
Mole Flow lbmol/hr						
METHANE	4149.920	4149.920	4149.920	2553.800	2553.800	2553.800
ETHANE	1369.510	1369.510	1369.510	842.780	842.780	842.780
PROPANE	885.650	885.650	885.650	545.020	545.020	545.020
C4H10-01	139.880	139.880	139.880	86.080	86.080	86.080
C4H10-02	298.310	298.310	298.310	183.570	183.570	183.570
C5H12-01	87.070	87.070	87.070	53.580	53.580	53.580
C5H12-02	87.070	87.070	87.070	53.580	53.580	53.580
C6H14-01	57.810	57.810	57.810	35.570	35.570	35.570
C7H16-01	22.840	22.840	22.840	14.050	14.050	14.050
CO2	37.820	37.820	37.820	23.280	23.280	23.280
H2S	0.710	0.710	0.710	0.440	0.440	0.440
H2O	66.240	66.240	66.240	40.760	40.760	40.760
C2H6O-01						

Results Summary Streams Material

	15-4	15-5	16	16-0	17	17-1
Temperature F	150.0	116.0	126.7	133.7	110.9	110.9
Pressure psia	275.00	245.00	245.00	250.00	245.00	245.00
Vapor Frac	1.000	1.000	1.000	1.000	0.997	0.997
Mole Flow lbmol/hr	4432.510	4420.950	11623.780	7202.830	11623.780	11632.821
Mass Flow lb/hr	119997.211	119788.961	314785.772	194996.811	314785.772	314984.958
Volume Flow cuft/hr	96803.717	101686.455	273805.221	168513.242	263662.655	263861.838
Enthalpy MMBtu/hr	-167.761	-168.467	-442.487	-274.020	-445.425	-445.740
Mole Flow lbmol/hr						
METHANE	2553.800	2553.800	6703.720	4149.920	6703.720	6710.391
ETHANE	842.780	842.780	2212.290	1369.510	2212.290	2213.670
PROPANE	545.020	545.020	1430.670	885.650	1430.670	1431.300
C4H10-01	86.080	86.080	225.960	139.880	225.960	226.040
C4H10-02	183.570	183.570	481.880	298.310	481.880	482.050
C5H12-01	53.580	53.580	140.650	87.070	140.650	140.690
C5H12-02	53.580	53.580	140.650	87.070	140.650	140.690
C6H14-01	35.570	35.570	93.380	57.810	93.380	93.410
C7H16-01	14.050	14.050	36.890	22.840	36.890	36.890
CO2	23.280	23.280	61.100	37.820	61.100	61.100
H2S	0.440	0.440	1.150	0.710	1.150	1.150
H2O	40.760	29.201	95.441	66.240	95.441	95.441
C2H6O-01						
	18	18-1	19	19-1	20	21
Temperature F	111.0	112.1	79.4	78.6	27.5	-6.9
Pressure psia	287.92	245.00	245.00	240.00	240.00	240.00
Vapor Frac	1.000	0.987	0.954	0.944	0.840	0.747
Mole Flow lbmol/hr	11516.493	11611.613	11611.613	11707.113	11707.113	11707.113
Mass Flow lb/hr	308768.331	312080.943	312080.943	315406.831	315406.831	315406.831
Volume Flow cuft/hr	219454.462	262033.339	236964.949	241647.657	194344.582	161370.416
Enthalpy MMBtu/hr	-437.838	-452.254	-460.121	-474.596	-490.928	-502.870
Mole Flow lbmol/hr						
METHANE	6705.012	6705.012	6705.012	6705.012	6705.012	6705.012
ETHANE	2205.932	2205.932	2205.932	2205.932	2205.932	2205.932
PROPANE	1417.720	1417.720	1417.720	1417.720	1417.720	1417.720
C4H10-01	221.352	221.352	221.352	221.352	221.352	221.352
C4H10-02	469.169	469.169	469.169	469.169	469.169	469.169
C5H12-01	133.021	133.021	133.021	133.021	133.021	133.021
C5H12-02	131.507	131.507	131.507	131.507	131.507	131.507
C6H14-01	77.786	77.786	77.786	77.786	77.786	77.786
C7H16-01	24.729	24.729	24.729	24.729	24.729	24.729
CO2	60.997	60.997	60.997	60.997	60.997	60.997
H2S	1.145	1.145	1.145	1.145	1.145	1.145
H2O	68.122	126.945	126.945	186.002	186.002	186.002
C2H6O-01		36.297	36.297	72.740	72.740	72.740

Results Summary Streams Material

	22	23	24	25	25-0	25-1
Temperature F	-21.0	-19.0	-19.0	74.4	-12.0	105.9
Pressure psia	240.00	230.00	230.00	225.00	225.00	225.00
Vapor Frac	0.707	1.000	0.000	1.000	1.000	1.000
Mole Flow lbmol/hr	11707.113	8441.459	3023.708	8939.820	8939.820	8939.820
Mass Flow lb/hr	315406.831	173608.281	134668.450	181237.918	181237.918	181237.918
Volume Flow cuft/hr	148327.645	154844.035	3810.681	214996.658	172279.979	229990.075
Enthalpy MMBtu/hr	-507.675	-301.153	-170.833	-308.789	-316.656	-305.851
Mole Flow lbmol/hr						
METHANE	6705.012	6371.032	333.993	6918.040	6918.040	6918.040
ETHANE	2205.932	1500.925	704.983	1476.400	1476.400	1476.400
PROPANE	1417.720	440.740	976.963	384.750	384.750	384.750
C4H10-01	221.352	26.584	194.764	33.520	33.520	33.520
C4H10-02	469.169	41.147	428.015	58.500	58.500	58.500
C5H12-01	133.021	4.179	128.840	9.480	9.480	9.480
C5H12-02	131.507	3.240	128.265	7.170	7.170	7.170
C6H14-01	77.786	0.352	77.433	1.640	1.640	1.640
C7H16-01	24.729	0.030	24.698	0.010	0.010	0.010
CO2	60.997	52.169	8.816	49.570	49.570	49.570
H2S	1.145	0.712	0.429	0.340	0.340	0.340
H2O	186.002	0.346	6.636	0.400	0.400	0.400
C2H6O-01	72.740	0.001	9.873			
	28	28-2	30	31	33	34
Temperature F	60.0	120.0	120.0	120.0	31.0	31.0
Pressure psia	1350.00	1350.00	245.00	245.00	350.00	350.00
Vapor Frac	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
Mole Flow lbmol/hr	4320.430	4320.430	99.174	99.175	95.119	95.501
Mass Flow lb/hr	212729.896	212729.896	3452.377	3452.412	3312.611	3325.888
Volume Flow cuft/hr	6324.186	6914.687	52.106	52.106	48.567	48.762
Enthalpy MMBtu/hr	-248.801	-241.160	-14.813	-14.813	-14.417	-14.475
Mole Flow lbmol/hr						
METHANE	169.050	169.050				
ETHANE	991.870	991.870				
PROPANE	1390.620	1390.620				
C4H10-01	285.840	285.840				
C4H10-02	674.250	674.250				
C5H12-01	241.090	241.090				
C5H12-02	257.060	257.060				
C6H14-01	197.080	197.080				
C7H16-01	91.680	91.680				
CO2	21.080	21.080				
H2S	0.810	0.810				
H2O			61.362	61.363	58.822	59.058
C2H6O-01			37.812	37.812	36.297	36.443

Results Summary Streams Material

	35	36	37	37-43	38	38-44
Temperature F	89.3	14.0	116.0		111.0	
Pressure psia	505.00	505.00	245.00		287.92	
Vapor Frac	0.000	0.000	0.000		0.000	
Mole Flow lbmol/hr	280.504	264.835	11.560	0.000	116.328	0.000
Mass Flow lb/hr	5053.367	7766.609	208.250	0.000	6216.631	0.000
Volume Flow cuft/hr	81.988	113.284	3.429	0.000	168.333	0.000
Enthalpy MMBtu/hr	-34.625	-37.755	-1.421		-9.331	
Mole Flow lbmol/hr						
METHANE	0.008	0.092	< 0.001		5.379	
ETHANE	0.001	0.029	< 0.001		7.738	
PROPANE	< 0.001	0.004	trace		13.580	
C4H10-01	trace	< 0.001	trace		4.688	
C4H10-02	trace	< 0.001	trace		12.881	
C5H12-01	trace	trace	trace		7.669	
C5H12-02	trace	trace	trace		9.183	
C6H14-01	trace	trace	trace		15.624	
C7H16-01	trace	trace	trace		12.161	
CO2	0.001	0.018	< 0.001		0.103	
H2S			trace		0.005	
H2O	280.494	196.711	11.559		27.318	
C2H6O-01		67.981				
	39	40	40-1	41	41-00	41-0
Temperature F	-19.0	160.0	36.9	7.8	185.0	114.0
Pressure psia	230.00	30.00	30.00	200.00	200.00	200.00
Vapor Frac	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
Mole Flow lbmol/hr	241.946	388.912	388.912	506.781	506.781	506.781
Mass Flow lb/hr	7128.732	13539.442	13539.442	14895.342	14895.342	14895.342
Volume Flow cuft/hr	102.291	207.720	198.827	221.480	234.214	227.698
Enthalpy MMBtu/hr	-34.739	-57.689	-58.890	-72.493	-70.443	-71.292
Mole Flow lbmol/hr						
METHANE	0.026			0.118	0.118	0.118
ETHANE	0.021			0.051	0.051	0.051
PROPANE	0.002			0.006	0.006	0.006
C4H10-01	< 0.001			< 0.001	< 0.001	< 0.001
C4H10-02	< 0.001			< 0.001	< 0.001	< 0.001
C5H12-01	trace			trace	trace	trace
C5H12-02	trace			trace	trace	trace
C6H14-01	trace			trace	trace	trace
C7H16-01	trace			trace	trace	trace
CO2	0.011			0.029	0.029	0.029
H2S	0.003			0.003	0.003	0.003
H2O	179.017	240.612	240.612	375.728	375.728	375.728
C2H6O-01	62.865	148.300	148.300	130.846	130.846	130.846

Results Summary Streams Material

	41-1	41-2	41-3	41-4	42	43
Temperature F		23.9	24.4	24.8	44.5	73.4
Pressure psia		505.00	245.00	24.00	505.00	245.00
Vapor Frac		0.000	0.000	< 0.001	< 0.001	< 0.001
Mole Flow lbmol/hr	0.000	264.835	264.835	264.835	280.504	11.560
Mass Flow lb/hr	0.000	7766.609	7766.609	7766.609	5053.367	208.250
Volume Flow cuft/hr	0.000	115.893	115.904	132.905	80.905	3.348
Enthalpy MMBtu/hr		-37.755	-37.755	-37.755	-34.625	-1.421
Mole Flow lbmol/hr						
METHANE		0.092	0.092	0.092	0.008	< 0.001
ETHANE		0.029	0.029	0.029	0.001	< 0.001
PROPANE		0.004	0.004	0.004	< 0.001	trace
C4H10-01		< 0.001	< 0.001	< 0.001	trace	trace
C4H10-02		< 0.001	< 0.001	< 0.001	trace	trace
C5H12-01		trace	trace	trace	trace	trace
C5H12-02		trace	trace	trace	trace	trace
C6H14-01		trace	trace	trace	trace	trace
C7H16-01		trace	trace	trace	trace	trace
CO2		0.018	0.018	0.018	0.001	< 0.001
H2S						trace
H2O		196.711	196.711	196.711	280.494	11.559
C2H6O-01		67.981	67.981	67.981		
	44	46	46+47	46-1	47	47+46
Temperature F	111.0	150.0	107.0	110.1	150.0	51.2
Pressure psia	287.92	360.00	345.00	340.00	360.00	94.00
Vapor Frac	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.238
Mole Flow lbmol/hr	116.328	6389.980	10924.110	6389.980	4534.130	10924.110
Mass Flow lb/hr	6216.631	281775.881	481715.235	281775.881	199939.354	481715.235
Volume Flow cuft/hr	168.333	10873.158	16619.262	9787.692	7715.253	142865.520
Enthalpy MMBtu/hr	-9.331	-316.300	-557.577	-325.500	-224.436	-557.577
Mole Flow lbmol/hr						
METHANE	5.379					
ETHANE	7.738					
PROPANE	13.580	6389.980	10924.110	6389.980	4534.130	10924.110
C4H10-01	4.688					
C4H10-02	12.881					
C5H12-01	7.669					
C5H12-02	9.183					
C6H14-01	15.624					
C7H16-01	12.161					
CO2	0.103					
H2S	0.005					
H2O	27.318					
C2H6O-01						

Results Summary Streams Material

	47-1	48	49	49-1	50	50-2
Temperature F	102.6	51.2	51.2	-0.5	51.2	8.0
Pressure psia	360.00	94.04	94.04	38.00	94.04	44.76
Vapor Frac	0.000	< 0.001	< 0.001	0.177	< 0.001	0.152
Mole Flow lbmol/hr	4534.130	6305.711	2084.006	2084.006	3686.319	3686.319
Mass Flow lb/hr	199939.354	278059.907	91897.394	91897.394	162553.822	162553.822
Volume Flow cuft/hr	6833.278	8667.424	2864.540	46812.193	5066.976	61811.152
Enthalpy MMBtu/hr	-232.077	-332.147	-109.773	-109.773	-194.173	-194.173
Mole Flow lbmol/hr						
METHANE						
ETHANE						
PROPANE	4534.130	6305.711	2084.006	2084.006	3686.319	3686.319
C4H10-01						
C4H10-02						
C5H12-01						
C5H12-02						
C6H14-01						
C7H16-01						
CO2						
H2S						
H2O						
C2H6O-01						
	51	51-1	51-2	52	52-55	52-55-1
Temperature F	51.2	0.2	0.2	-0.5	-0.5	-19.8
Pressure psia	94.04	38.50	38.50	38.01	38.01	25.60
Vapor Frac	< 0.001	0.175	1.000	0.000	0.000	0.986
Mole Flow lbmol/hr	2619.392	2619.392	2619.392	1719.824	85.991	85.991
Mass Flow lb/hr	115506.085	115506.085	115506.085	75838.255	3791.913	3791.913
Volume Flow cuft/hr	3600.448	57540.031	312465.801	2197.954	109.898	14843.499
Enthalpy MMBtu/hr	-137.974	-137.974	-121.642	-92.897	-4.645	-4.024
Mole Flow lbmol/hr						
METHANE						
ETHANE						
PROPANE	2619.392	2619.392	2619.392	1719.824	85.991	85.991
C4H10-01						
C4H10-02						
C5H12-01						
C5H12-02						
C6H14-01						
C7H16-01						
CO2						
H2S						
H2O						
C2H6O-01						

53	55	55-0	55-1	57	58
	-0.5	-20.9	-20.9	-20.9	-0.5
	38.01	25.00	25.00	24.98	38.01
	0.000	0.063	1.000	1.000	1.000
0.000	1633.833	1633.833	1633.833	1719.570	6669.562
0.000	72046.342	72046.342	72046.342	75827.053	294104.453
0.000	2088.057	20270.751	292345.072	307968.497	805314.397
	-88.252	-88.252	-76.310	-80.316	-309.782
	1633.833	1633.833	1633.833	1719.570	6669.562

151

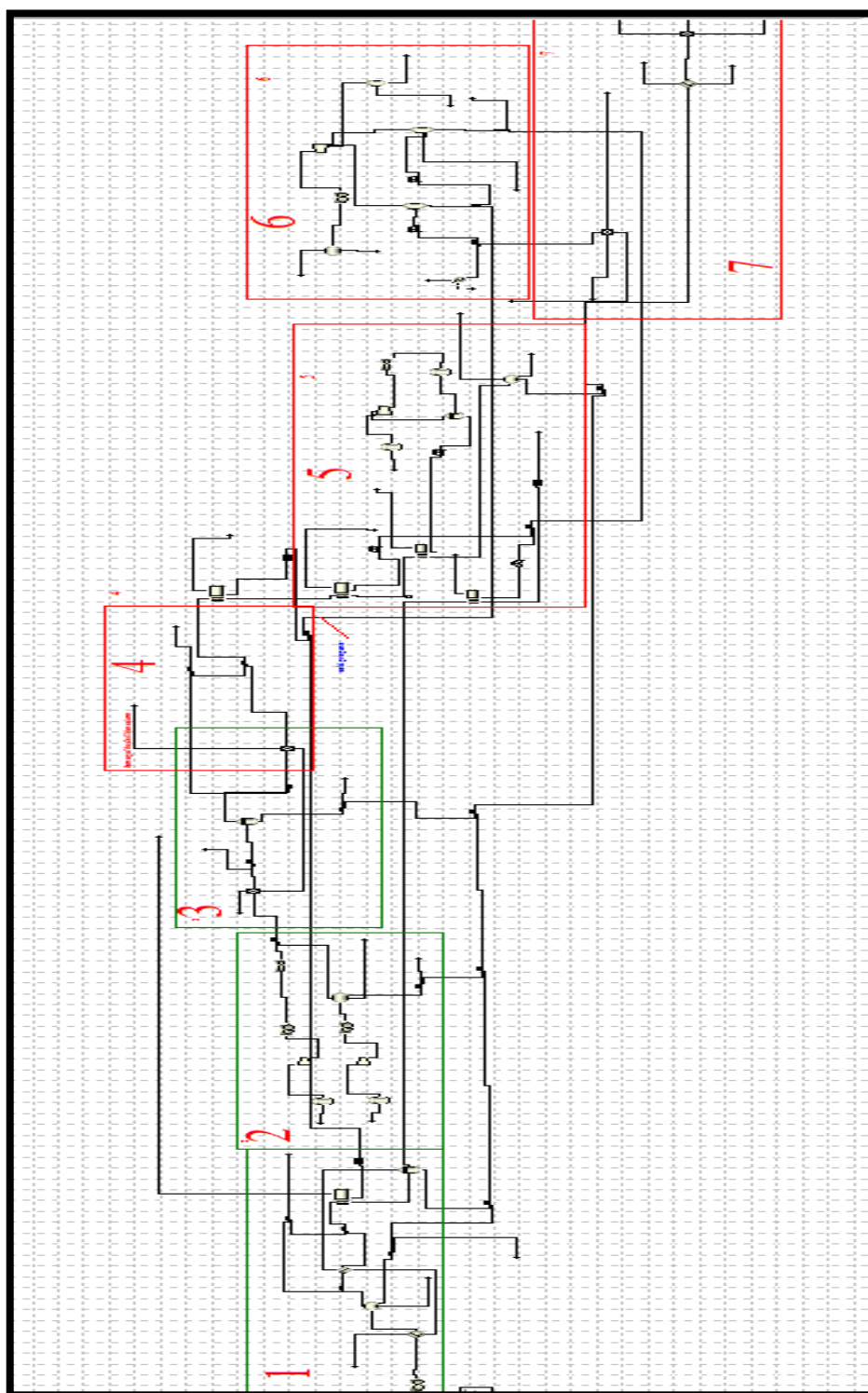
Results Summary Streams Material

	62-2	63	64	65	65-00	65-1
Temperature F	154.9	41.9	41.9	-29.8	-29.8	-29.8
Pressure psia	365.00	81.00	81.00	20.50	20.50	20.50
Vapor Frac	0.001	1.000	0.000	1.000	1.000	1.000
Mole Flow lbmol/hr	1567.180	780.299	786.881	786.881	786.881	786.881
Mass Flow lb/hr	69107.181	34408.465	34698.715	34698.715	34698.714	34698.714
Volume Flow cuft/hr	2728.640	45604.356	1066.124	169430.933	169446.151	169431.447
Enthalpy MMBtu/hr	-77.242	-35.838	-41.648	-36.843	-36.843	-36.843
Mole Flow lbmol/hr						
METHANE						
ETHANE						
PROPANE	1567.180	780.299	786.881	786.881	786.881	786.881
C4H10-01						
C4H10-02						
C5H12-01						
C5H12-02						
C6H14-01						
C7H16-01						
CO2						
H2S						
H2O						
C2H6O-01						
	408	409	641	5255	FROMP403	INTERMIT
Temperature F	-0.5	51.2	-29.8	-19.8	31.0	
Pressure psia	38.01	94.04	20.50	25.60	350.00	245.00
Vapor Frac	0.000	0.000	0.226	0.060	0.000	
Mole Flow lbmol/hr	1719.824	8389.716	786.881	85.991	190.620	0.000
Mass Flow lb/hr	75838.255	369957.301	34698.715	3791.913	6638.500	0.000
Volume Flow cuft/hr	2197.954	11530.686	39118.070	997.359	97.329	0.000
Enthalpy MMBtu/hr	-92.897	-441.920	-41.648	-4.645	-28.892	
Mole Flow lbmol/hr						
METHANE						
ETHANE						
PROPANE	1719.824	8389.716	786.881	85.991		
C4H10-01						
C4H10-02						
C5H12-01						
C5H12-02						
C6H14-01						
C7H16-01						
CO2						
H2S						
H2O					117.880	
C2H6O-01					72.740	

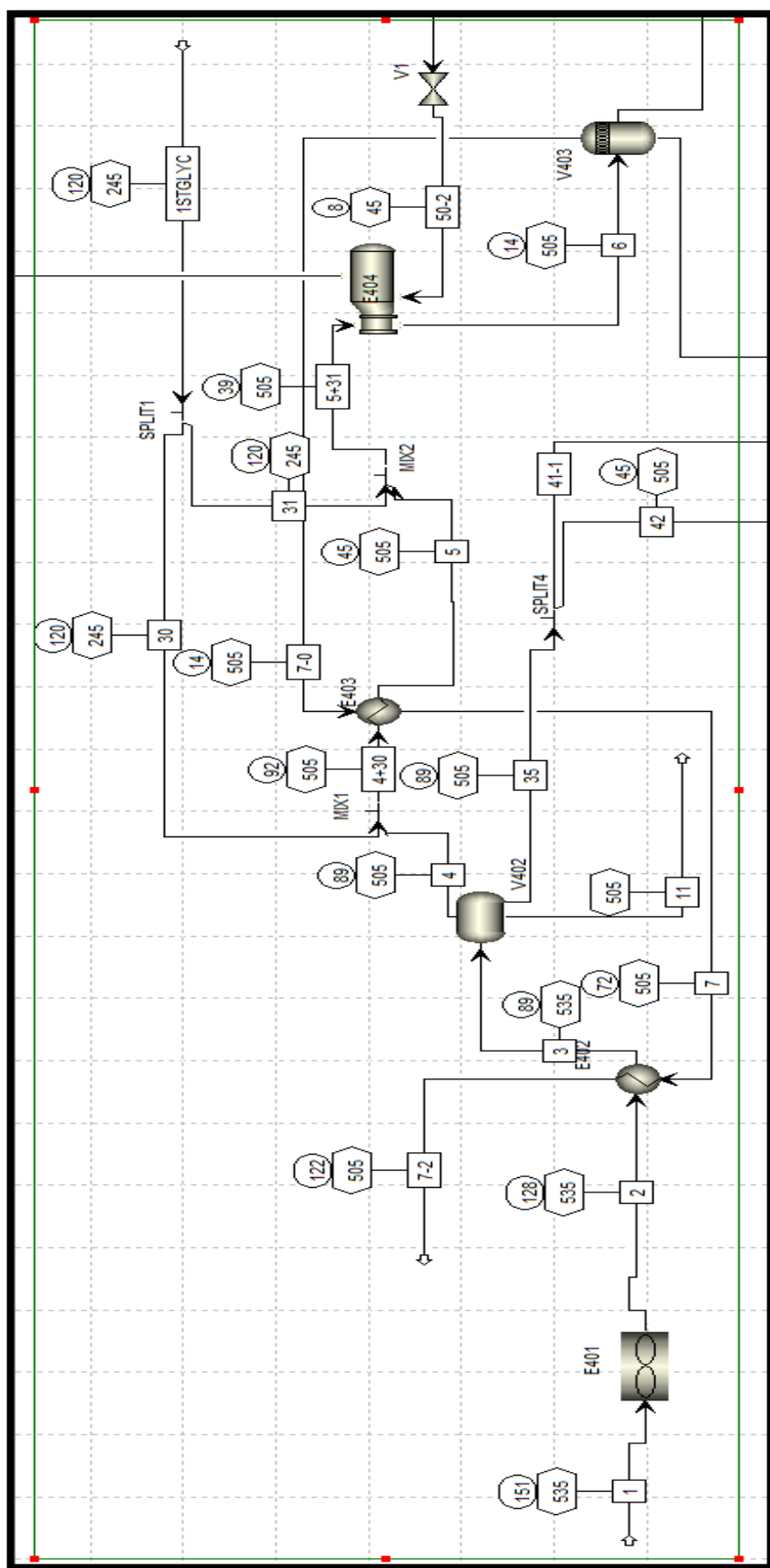
Results Summary Streams Material

	KK	KK-1	L	NONAME	PROP	PROPANE
Temperature F	260.0	255.4		8.0	-20.9	-0.5
Pressure psia	17.00	17.00	24.98	44.76	24.98	38.01
Vapor Frac	0.226	0.045		0.983	1.000	1.000
Mole Flow lbmol/hr	262.537	262.537	0.000	3686.319	1719.570	6305.380
Mass Flow lb/hr	10940.000	10940.000	0.000	162553.822	75827.053	278045.315
Volume Flow cuft/hr	26824.942	5493.847	0.000	374986.991	307968.497	761341.397
Enthalpy MMBtu/hr	-40.018	-40.868		-171.286	-80.316	-292.867
Mole Flow lbmol/hr						
METHANE						
ETHANE						
PROPANE				3686.319	1719.570	6305.380
C4H10-01						
C4H10-02						
C5H12-01						
C5H12-02						
C6H14-01						
C7H16-01						
CO2						
H2S						
H2O	121.563	121.563				
C2H6O-01	140.973	140.973				

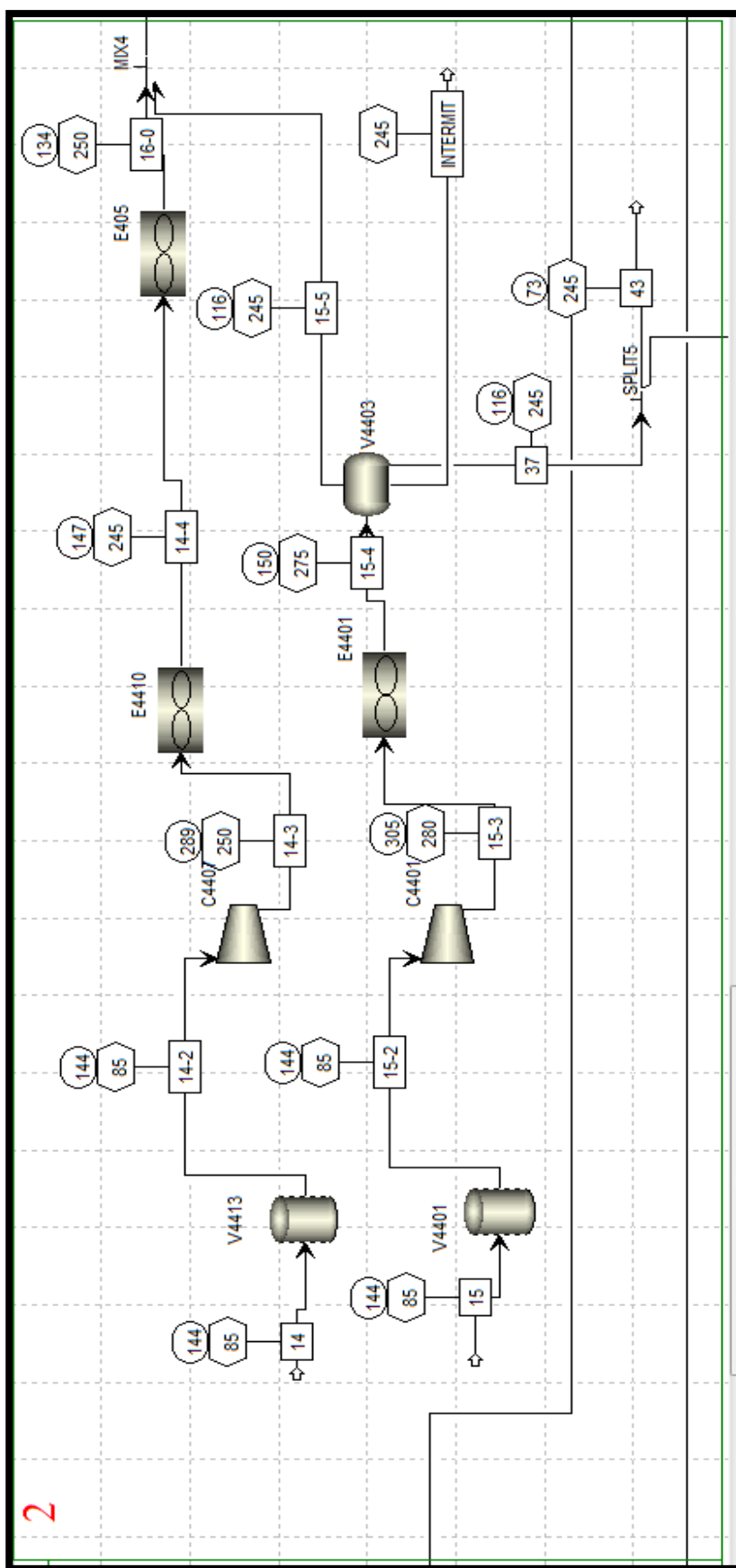
پیوست ۶- سایت NGL400 شبیه سازی شده با اسپن پلاس



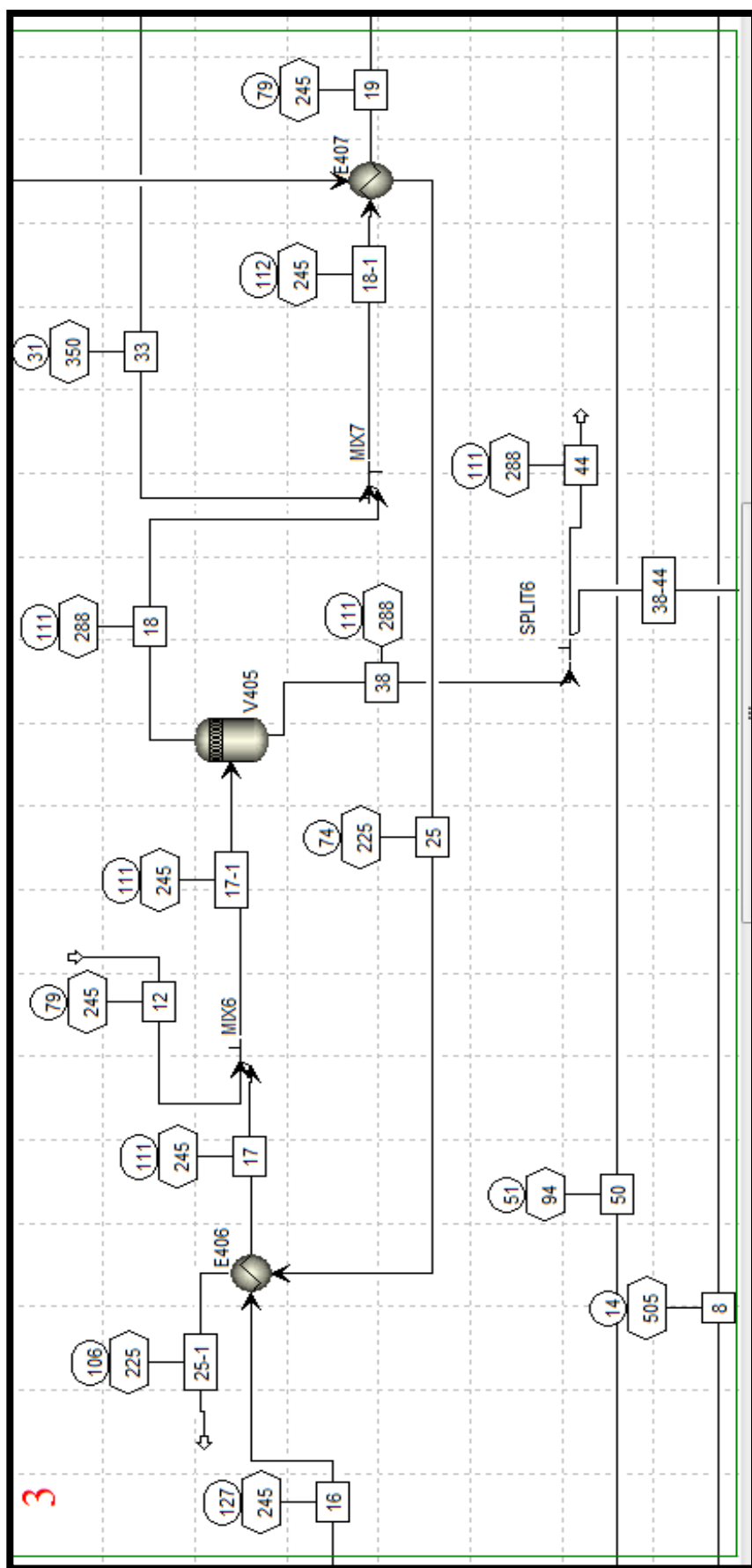
شکل (۱-۱): نمای کلی سایت NGL شبیه سازی شده با برنامه اسپن پلاس



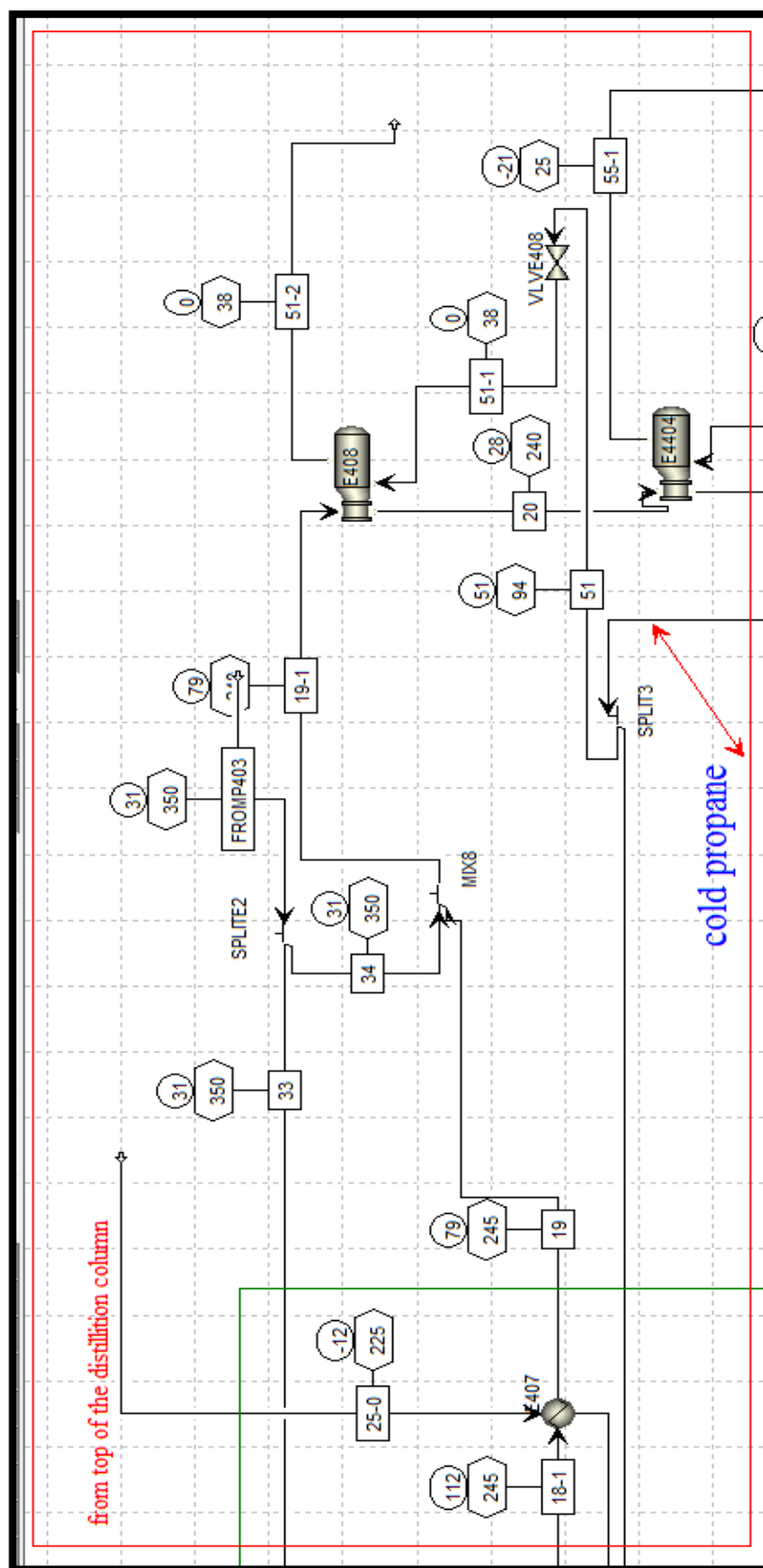
شکل (۲-۱) فلوشیت شبیه سازی شده با Aspen Plus : (۱)



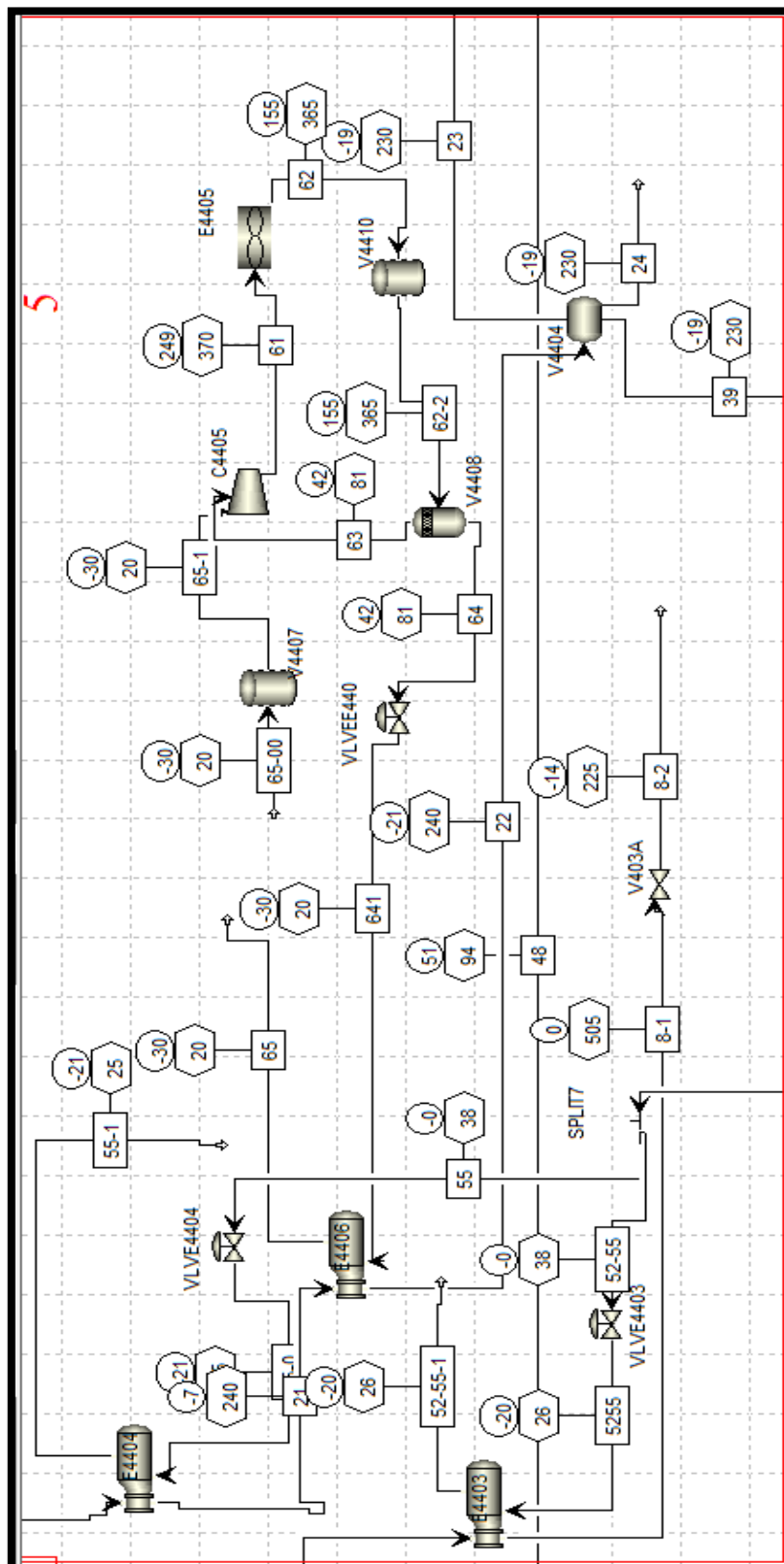
شکل (۱-۳) فلوشیت شبیه سازی شده با Aspen Plus (۲)



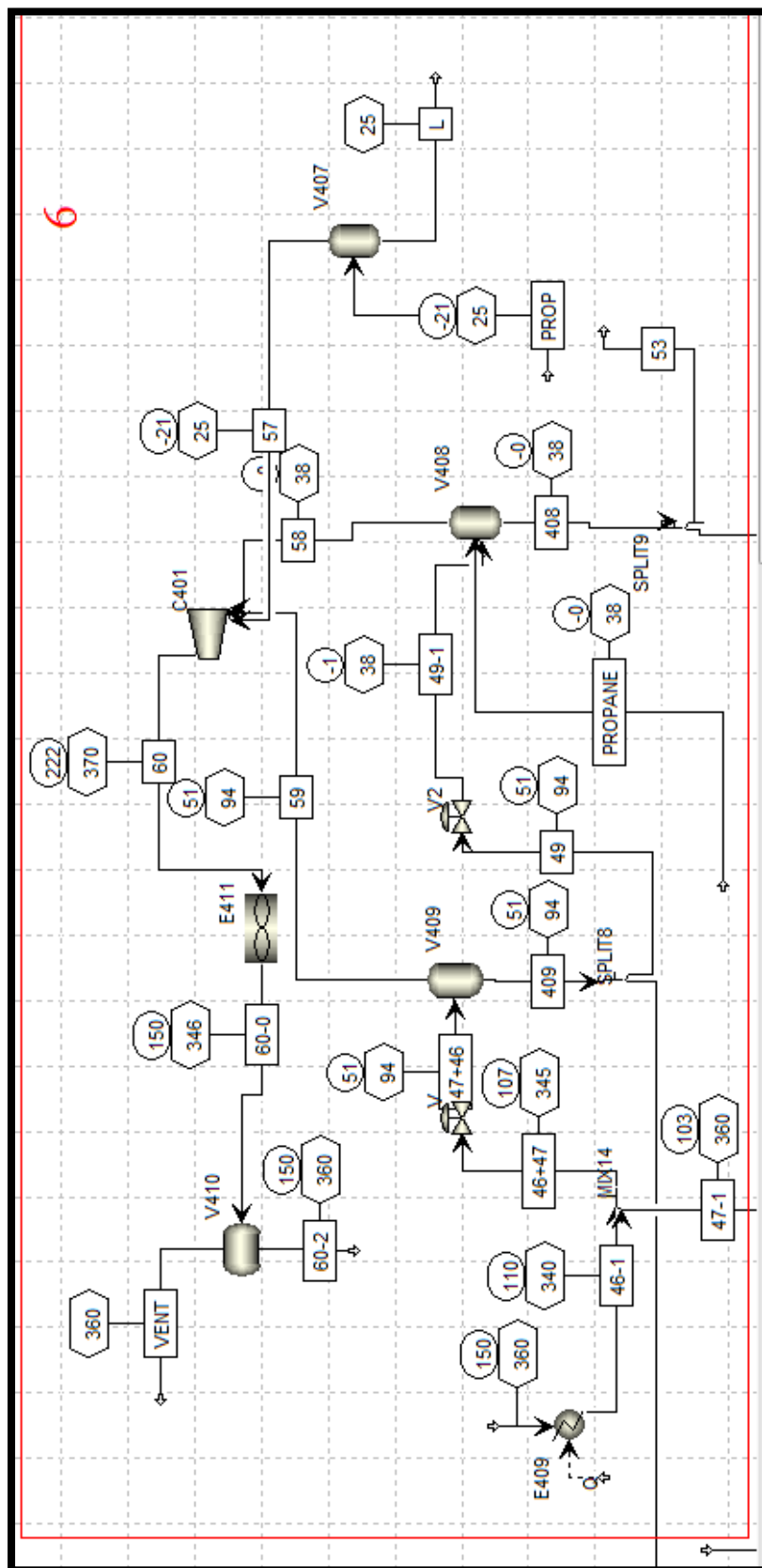
شکل (۴-۱) فلوشیت شبیه سازی شده با Aspen Plus (۳)



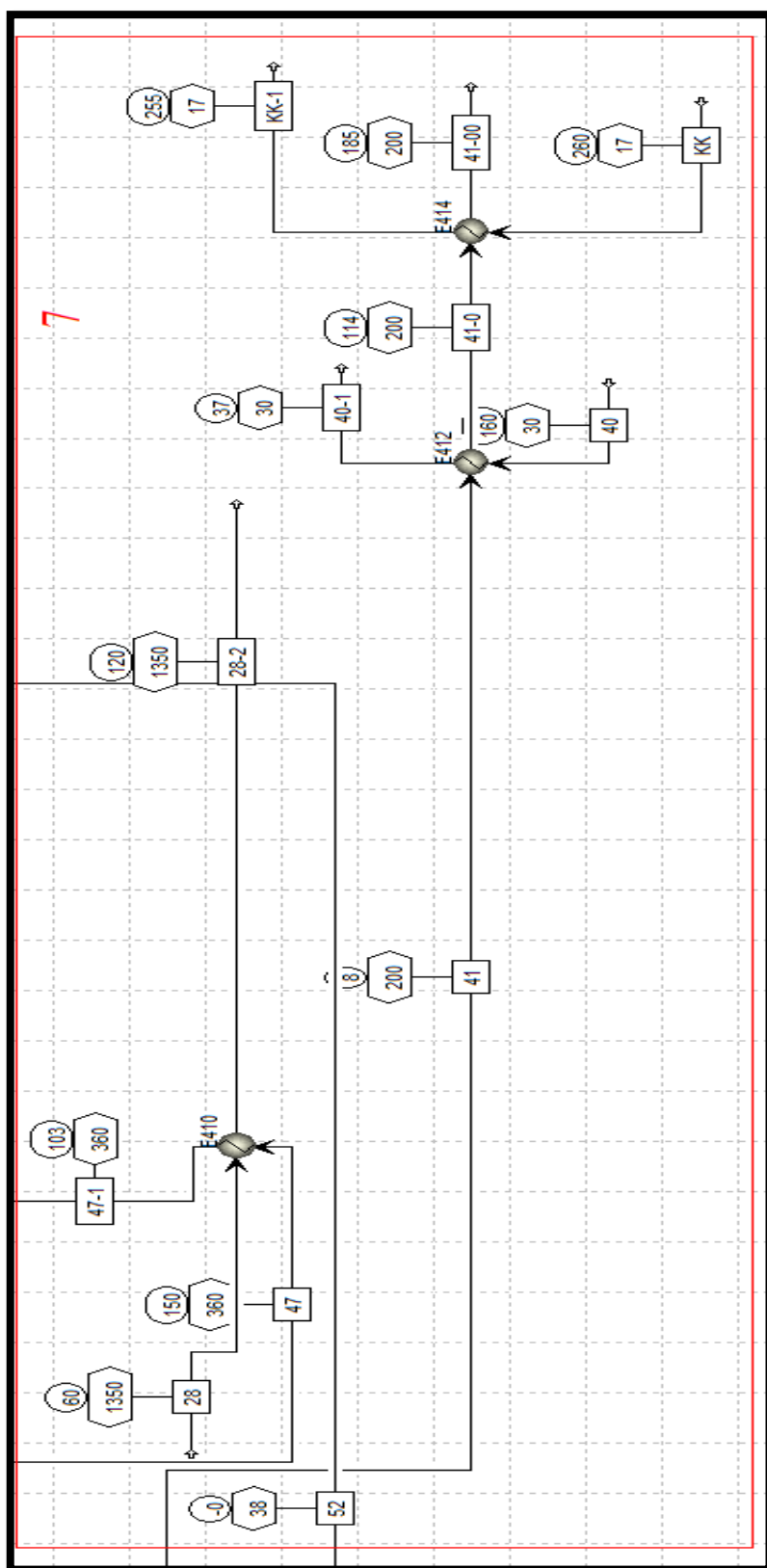
شکل (۵-۱) فلوشیت شبیه سازی شده با Aspen Plus (۴)



شکل (۶-۱) فلوشیت شبیه سازی شده با Aspen Plus (۶)



شکل (۷-۱) فلوشیت شبیه سازی شده با Aspen Plus (۶)



شکل (۸-۱) فلوشیت شبیه سازی شده با Aspen Plus (7)

منابع:

۱- دبیری ع-۱۳۶۳- آشنایی با کارخانه گاز و گاز مایع ۴۰۰- شرکت ملی مناطق

نفتخیز جنوب-

۲- پنجه شاهی م ح-عتابی ف-عطایی آ-گلزاری ی - ۲۰۰۷- بهبود عملکرد سیکل

حرارتی نیروگاه بخار شازند اراک با استفاده از تحلیل مرکب پینچ و اکسرژی -

بیست و دومین کنفرانس بین المللی برق

۳- آذرنوش ر- شهرکی ف - ۱۳۸۶- تحلیل پینچ اکسرژی برج تقطیر جهت کاهش

مصرف انرژی - هفتمین همایش ملی، دانشجویی مهندسی شیمی ایران- دانشگاه

شیراز

۴- جعفری نصر م ر- شاهرودی م -۱۳۸۴- بکارگیری فن آوری بهبود انتقال حرارت

در اصلاح شبکه مبدل های حرارتی به منظور افزایش کارایی انرژی- هشتمین

کنگره ملی مهندسی شیمی ایران-مشهد- دانشگاه فردوسی

۵- شیروانی پ- صنایع س- ۱۳۸۱- بررسی کاربرد روش بهینه سازی پینچ در نیروگاه

بخار - سومین همایش کیفیت و بهره وری در صنعت برق- تهران - پژوهشگاه نیرو

۶- لطفی ر- سنندجی ف- ۱۳۸۴- کاربرد آنالیز ترکیبی پینچ و اکسرژی در افزایش

توان نیروگاه های حرارتی تولید برق- دهمین کنگره ملی مهندسی شیمی- دانشگاه

سیستان و بلوچستان

۷- مهرپویا م - وطنی ع - ۱۳۸۴- پایان نامه کارشناسی ارشد - شبیه سازی و

بهینه سازی واحد NGL 1300 - تهران- دانشگاه تهران

8- Parisutkul S -Seimanond K- Chuvaree R -Laorrattanasak S-
2009- Improving Energy Efficiency of the Natural Gas
Separation Plant by Pinch Analysis- CHEMICAL
ENGINEERING TRANSACTIONS - VOL18- page 213-

- ۹- سنندجی ف - مولوی ح -۱۳۸۳- طراحی و بهینه سازی فرایند ها با , Aspen Plus
B-Jac , Pinch - ناشر کاروان حله- نشر طراح- تهران - چاپ اول
- 10- Aspen Energy Analyzer user guide-2009 - Aspen technology ,
inc- USA
- ۱۱- عمیدپور م -۱۳۸۳- احمدی دانش ح- پنجه شاهی م ح - استفاده از روش های
تجزیه کلی و جزئی در یکپارچه سازی شبکه مبدل های حرارتی مختلط و با در نظر
گرفتن عوامل اقتصادی- نشریه دانشکده فنی - دانشگاه تهران-
- 12- Mechanical Flow Diagram Of A Glycol Reconcetrator
& Overhead Condensate Units
- ۱۳- پژوهشگاه صنعت نفت ، بخش انرژی- ممیزی انرژی تجهیزات واحد NGL 400 -
سال ۱۳۸۷
- ۱۴- کریم زادگان ح - انرژی و محیط زیست - علوم تحقیقات - تهران-
- ۱۵- سعیدی م -۱۳۸۴- مدیریت زیست محیطی نیروگاه ها- سازمان بهره وری انرژی
ایران - ناشر وزارت نیرو- چاپ اول
- 16- Kemp I C -2007-“Pinch Analysis and Process Integration” -
second edition- -Elsevier-New York-
- 17-Linnhoff M -1998- “ Introduction to PinchTechnology” -
Copyright - London -England
- ۱۸- عمید پور م- گوگل م-۱۳۸۱- تکنولوژی پینچ (بهینه سازی انرژی)-جلد ۱ -
موسسه نشر جهاد- تهران- ویرایش اول-
- 19- www.bamdadgharn.ir/articles/41-financial-and-economic/93-pay-back-period.html
- 20- Process Flow Diagram N.G.L Marun plant PU:3- Unit
400- 520 MMSCFD Rich Gas Feed
- 21- http://www.engineeringtoolbox.com/fluids-evaporation-latent-heat-d_147.html
- 22- http://www.engineeringtoolbox.com/ethylene-glycol-d_146.html

23- Aspen Energy Analyzer – 2009- Reference guide- Aspen
technology , inc- USA-

ABSTRACT :

Since 30 years ago, industrialized Countries using from pinch analyze to designation and retrofitting their site plans of companies and factories that had high levels of Energy consumption, like fuel and heat.

Of course that pinch analyze was used in many of third world, but it wasn't a great position that it must be. With using this modern technology we can decrease the energy consumption and hot and cold utilities in high level.

In this case study, we could decrease the heating and electrical energy with using the pinch technology and heat recovery. And as decrease a mounts of emission costs.

In this feasibility study, at first, NGL400 site plan was simulated with Aspen Plus 7.1 and then extract the data with Aspen Energy Analyzer 7.1 from Aspen Plus. With study the result from these datas , estimated that there is a large a mounts of heatlosses in process and hot smoke that exit from the exhaust of gas turbin, without using its heat.

For heat recovery from this gas, we must use much as possible processing heat transferring instead of fuel consumption and hot and cold utilities. We study this topic with editing the heat exchanger network.

Finally, for assay the economical of this project , with calculating amounts of energy and cost saving and the prices of heat exchangers, estimate the pay back period and determined that are these offers effective or not!



Shahrood University of Technology

Faculty of Mechanical Engineering

**Study of using pinch analysis to decreasing energy
consumption in NGL400 unit of NISOC**

Gholamreza Ghoshouni

Supervisor:

Prof As. Mahmood Chahartaghi

Advisor :

Prof As. Salem Banooni

Feb - 2013