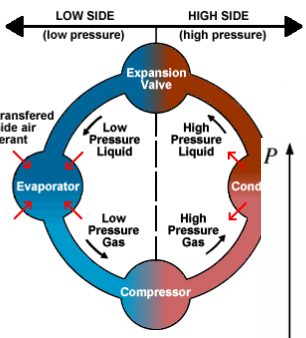
اویل ایندااستری
Oilindustry.ir
CLICK HERE

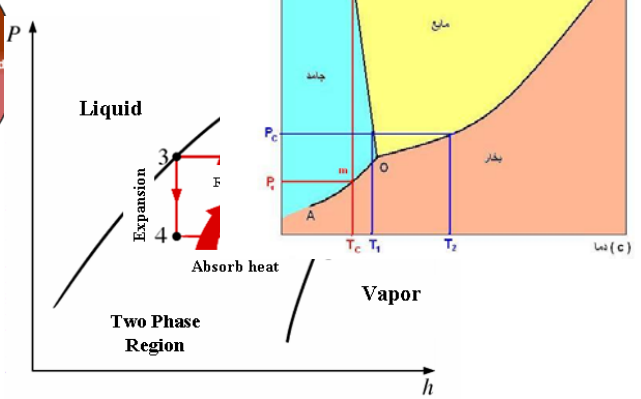
شرکت ملی گاز ایران

فرآیند سیستم سرمایش

(تنظیم نقطه شبنم گاز طبیعی)

آموزش نیروی انسانی





بسم الله الرحمن الرحيم

نام کتاب: سیستم سرمایش و تنظیم نقطه شبنم گاز طبیعی(سیکل تبرید)
مولف: نادر فرهند
تایپ و صفحه آرایی: امیر سعید موسوی حجازی
نوبت چاپ:دوم
تیتراژ: ۱۰۰ نسخه
ویرایش: جواد دانشیار - راحله اصغری
ناشر: انتشارات داخلی شرکت ملی گاز ایران
سال نشر: آذر ماه یک هزار و سیصد و هشتاد و هشت
آدرس: تهران – میدان هفت تیر – خیابان مفتح جنوبی – خیابن شیرودی – پلاک هشت – ساختمن آموزش – شرکت ملی گاز ایران – طبقه دوم – آموزش فنی و تخصصی
تلفن: ۲۴-۸۱۳۱۵۷۲۰-۰۲۱ نمابر ۸۱۳۱۵۷۴۴-۰۲۱

مقدمه آموزش فنی و تخصصی:

اهداف اصلی هر سازمان را می توان در دو عنوان بیان کرد؛ جلب رضایت ارباب رجوع یا به عبارت دیگر مشتری مداری و سود آوری سازمان. سازمانها برای رسیدن به اهداف خود اقدام به وضع قوانین و قراردادهای خاصی جهت طی این فرآیند می نمایند. قراردادهای وضع شده تحت استانداردی مشخص از منابع هر سازمان که شامل منابع انسانی و منابع اطلاعاتی و منابع مادی می باشند استفاده کرده تا به اهداف تعیین شده دست یابند. جدای از سه محور اصلی هر سازمان یعنی منابع، فرآیند و اهداف سازمان، آنچه این چرخه را از لحاظ درستی عملکرد تضمین می کند، بازبینی و نظارت مستمر و موثر واحدهای سنجش عملکرد سازمان با قراردادهای وضع شده می باشد. هر گونه عدم تطابق عملکرد یک یا چندین واحد مختلف از سازمان با استانداردهای تعیین شده برای آن سازمان یک مساله و مشکل به حساب می آید که در چرخه ذکر شده اثر نامطلوبی خواهد داشت. منابع هر سازمان اساس فعالیت و راهکارها محسوب می شود. داده هاو اطلاعات هر سازمان نسبت به دو منبع دیگر (منابع انسانی و منابع مالی) از جایگاه ویژه ای برخوردار است. از آنجا که موفقیت کارکنان ریشه در اطلاعات وآگاهی افراد سازمان از قوانین استانداردهای وضع شده و داده های مختلف مرتبط با نوع فعالیت آنها داشته و نقش جهت دهی به کارکنان را بعهده دارد. منابع انسانی با آموزشهایی که در راستای ارتقای سطح دانش فردی و گروهی می بینند به نوعی فرآیند رسیدن به اهداف مورد نظر از طریق راهکار سازمان را تضمین می کند. آموزشهای هدفمند خود نیز بر اساس منابع اطلاعاتی استوارند که در اثر تجربیات گذشته و مراحل آزموده شده قبلی بدست آمده اند. مبنی بر این دیدگاه میزان اثر بخشی فعالیت های سازمان در جهت رسیدن به اهداف والای خود رابطه مستقیم با منابع آن سازمان داشته و پرورش کارکنان و آگاهی بخشی به آنها نیز با میزان سودمند بودن منابع اطلاعاتی رابطه مستقیم دارد. منابع اطلاعاتی سازمانها را مستنداتی چون کتب و جزوات آموزشی تائید شده توسط واحدهای مرتبط با سطح سنجی منابع آموزشی تشکیل می دهد. از این رو آموزش و تجهیز نیروی انسانی شرکت ملی گاز ایران در راستای اهداف خود و استاندارد نمودن دوره های آموزشی و یکسان نمودن منابع تدریس اقدام به تهیه کتابهای آموزشی مرتبط با هر دوره آموزشی نموده است که منطبق بر سرفصل آن دوره می باشد. کتابی که در پیش رو دارید توسط مهندس نادر فرهند تهیه شده و منبع اصلی دوره آموزشی تنظیم نقطه شبنم گاز بر اساس اصول سیکل سرمایش با کد آموزشی ۱۸۱۰۵ می باشد

که ضمن تشکر از ایشان لازم است کلیه ادارات آموزش شرکتهای تابعه جهت تدریس آن دوره از این منبع استفاده نمایند امید است همکاران با ارائه نظرات و پیـــشنهادات از طریـــق آدرس الکترونیکی *Training.niqc@gmail.com* مارا در این امر مهم همچون گذشته یاری نمایند.

آموزش فنی و تخصصی شرکت ملی گاز ایران

آذر ماه هزار و سیصد و هشتاد و هشت

پیشگفتار

کتاب سیستم سرمایش و تنظیم نقطه شبنم گاز طبیعی بر محور کنترل کیفی گاز از دیدگاه جداسازی مایعات، آب و هیدروکربور و امکان انتقال مناسب گاز در شبکه انتقال گاز کشور دیده شده است. پس از انتشار اول آن در سال ۱۳۸۱ با نگاهی مجدد، اصلاح خطاهای احتمالی و افزودن مطالب جدید بازنگری آن آغاز شد. سیستم سرمایش و تنظیم نقطه شبنم پارس جنوبی و همچنین یک مطالعه موردی (*case study*) در پالایشگاه فجر که هم زمان با افزایش ظرفیت این پالایشگاه بصورت عملی نیز در پالایشگاه اجرا شد، بر مطالب گذشته افزوده شده است و اکنون در اختیار همکاران و دانش پژوهان محترم قرار می گیرد. در پایان اینجانب را با راهنمایی و اطلاعات مفید پشتیبانی فرمائید.

نادر فرهند

عنوان دوره: **تنظیم نقطه شبنم گاز بر اساس اصول سیکل سرمایش**	کد دوره:۱۸۱۰۵	مدت: **۲۵ ساعت**

شرایط شرکت کنندگان: **کارکنان پالایش گاز**

نوع پودمان: اختصاصی	سطح :فوق دیپلم فنی به بالا	پیش نیاز:اصول پالایش

امکانات اجرائی

آزمایشگاه□ کارگاه□ کلاس☑ کتاب☑ جزوه☑ فیلم/☑*CD*

اهداف آموزشی:آشنایی با سیکل سرمایش و کاربرد آن در فرایند تنظیم نقطه شبنم گاز

جزء پودمان	محتوا	زمان
مقدمه و اصول کلی سیکل سرمایش	آشنایی با شیمی آلی نفت و گاز/ مختصات یک ماده خالص/ تغییر فاز یک ماده خالص/ اصول کلی سیکل سرمایش/ انتخاب ماده برودتی	۱
واحد تنظیم نقطه شبنم شرکت پالایش فجر (پالایشگاه کنگان)	مراحل ترمودینامیکی سیکل پروپان/ بررسی ترمودینامیکی سیکل سرمایش/ محاسبات ترمودینامیکی سیکل سرمایش/ مقایسه نتایج محاسبه با نتایج ارائه شده از طریق طراحی سیکل سرمایش پالایشگاه فجر (کنگان)/ محاسبه توان مصرفی کمپرسور تبرید	۲
فرآیند سیستم سرمایش در فاز ۲و۳ پارس جنوبی	تشریح فرایند/ فرایند کنترل	۱
سیستم تبرید پالایشگاه سرخون	مشخصات کلی واحد/ مشخصات سیال واحد	۱
واحد کنترل نقطه شبنم گاز پالایشگاه مسجد سلیمان	تشریح کامل فرایند واحد / بررسی نمودارهای جریانی این واحد	۲
نقش اکونومایزر در سیکل تبرید	عملکرد اکونومایزر/بررسی نمودار مولیر	۱
اثر فشار و دمای چگالنده بر روی سیکل برودتی	اثر فشار و دما در طراحی سیکل تبرید/ نمودار مولیر و تاثیر این دو پارامتر بر این نمودار	۱
منحنی مشخصه کمپرسور گریز از مرکز	تشریح منحنی مشخصه کمپرسورگریز از مرکز/تغییر در منحنی مشخصه کمپرسورها	۱
انبساط یک گاز حقیقی و ضریب پول تامسون	انبساط گازها/ضریب ژول تامپسون /ضریب ژول تامپسون در گازهای جقیقی	۱
راه اندازی سیستم تبرید مدل	روش کار با دستگاههای سیکل تبرید برای راه اندازی	۱

پالایشگاه فجر	واحدی مشابه واحد پالایشگاه فجر	
سیستم تبرید جذبی	سیستم تبرید جذبی سرول یا سیستم جذبی آمونیاک/ بررسی ترمودینامیکی سیستم تبرید جذبی آمونیاکی/ سیستم تبرید جذبی کاربر(سیستم با آب ولیتیوم برماید)	۲
جداکننده ها *SEPAESARORS*	انواع جداکننده / قسمتهای داخلی جداکننده /قسمتهای خارجی جداکننده	۱
تبخیر کننده *VAPORIZER EVAPORATOR*	ساختمان تبخیر کننده/ انواع تبخیر کننده/کاربرد انواع تبخیر کننده	۱
سردکننده (*CHILLER*)	انواع سردکننده/ تشریح ساختمان سرد کننده	۱
مخازن ذخیره پروپان مایع	ساختمان مخازن/اجزای جانبی مخازن/شارژ مخزن	۱
تحلیل سیستم های تبرید در تنظیم نقطه شبنم گاز	نمودار فازی/ تاثیر تنظیم نقطه شبنم (با سیکل تبرید) بر نمودار فازی/تشریح سیکلهای تبرید مختلف/توضیح برخی فرایندهای تنظیم نقطه شبنم گاز	۱
سیستم گاز ورودی کارخانه گاز و گاز مایع ۶۰۰ اهواز	تشریح فرایند/ بررسی فرایند از روی نمودارهای جریانی	۱
سیستم تبرید پروپان کارخانه گاز و گاز مایع	شرح سیستم و عملکرد/ آشنایی با اشکالات سیستم	۱
مراقبت از سیستم تبرید پروپان در حین کار	تشریح مواردی که باید در حین کار با سیستم تبرید به طور مرتب تحت کنترل باشند.	۱
از کار افتادن کمپرسور پروپان	بررسی عواملی که موجب از کار افتادن کمپرسور سیستم پروپان می گردند	۱
مطالعه موردی در سیستم سرمایش و واحد تنظیم نقطه شبنم در پالایشگاه فجر	بررسی شرایط اولیه و تغییرات ایجاد شده در سیکل تبرید/پارامترهای تغییر یافته و بررسی آن بر روی نمودار مولیر/شبیه سازی فرایند/مقایسه نتایج پیش بینی شده توسط شبیه سازی و مقادیر طراحی	۱

فهرست مطالب

عنوان	صفحه
مقدمه	۱
آشنایی با شیمی آلی نفت و گاز	۳
مختصات یک ماده خالص	۶
تغییر فاز یک ماده خالص	۷
اصول کلی سیکل سرمایش	۱۳
انتخاب ماده برودتی	۱۵
واحد تنظیم نقطه شبنم شرکت پالایش فجر (پالایشگاه کنگان)	۱۷
مراحل ترمودینامیکی سیکل پروپان	۲۱
بررسی ترمودینامیکی سیکل سرمایش	۲۵
محاسبات ترمودینامیکی سیکل سرمایش	۲۷
مقایسه نتایج محاسبه با نتایج ارائه شده از طریق طراحی سیکل سرمایش پالایشگاه فجر (کنگان)	۳۰
محاسبه توان مصرفی کمپرسور تبرید	۳۱
فرآیند سیستم سرمایش در فاز ۲و۳ پارس جنوبی	۳۵
تشریح فرایند	۳۵
فرایند کنترل	۴۳
سیستم تبرید پالایشگاه سرخون	۴۶
مشخصات کلی واحد	۴۶
مشخصات سیال واحد	۵۴
واحد کنترل نقطه شبنم گاز پالایشگاه مسجد سلیمان	۵۵
نقش اکونومایزر در سیکل تبرید	۶۲
اثر فشار و دمای چگالنده بر روی سیکل برودتی	۶۵
منحنی مشخصه کمپرسور گریز از مرکز	۶۸
تغییر در منحنی مشخصه کمپرسورها	۶۸
انبساط یک گاز حقیقی و ضریب پول تامسون	۷۴
راه اندازی سیستم تبرید مدل پالایشگاه فجر	۷۶
سیستم تبرید جذبی	۷۹

سیستم تبرید جذبی سرول یا سیستم جذبی آمونیاک ۷۹
بررسی ترمودینامیکی سیستم تبرید جذبی آمونیاکی ۸۱
سیستم تبرید جذبی کاریر(سیستم با آب ولیتیوم برماید) ۸۳
جداکننده ها ***SEPAESARORS*** ۸۸
انواع جداکننده ۸۸
قسمتهای خارجی جداکننده ۸۹
قسمتهای داخلی جداکننده ۹۱
تبخیر کننده ***VAPORIZER EVAPORATOR*** ۹۲
سردکننده (***CHILLER***) ۹۳
مخازن ذخیره پروپان مایع ۹۷
تحلیل سیستم های تبرید در تنظیم نقطه شبنم گاز ۱۰۰
سیستم گاز ورودی کارخانه گاز و گاز مایع ۶۰۰ اهواز ۱۱۰
سیستم تبرید پروپان کارخانه گاز و گاز مایع ۱۱۵
شرح سیستم و عملکرد آن ۱۱۸
آشنایی با اشکالات سیستم ۱۱۸
مراقبت از سیستم تبرید پروپان در حین کار ۱۲۱
از کار افتادن کمپرسور سیستم پروپان ۱۲۲
مطالعه موردی در سیستم سرمایش و واحد تنظیم نقطه شبنم در پالایشگاه فجر ۱۲۳
مراجع ۱۳۲

مقدمه

تنظیم نقطه شبنم گاز طبیعی فرایندی در جهت کاهش میزان آب و هیدروکربورهای سنگین و در راستای انتقال مناسب گاز طبیعی بدون یخ زدگی و افت فشار نامناسب در طی خطوط لوله مورد توجه میباشد. بطور مثال در صورتیکه میزان بخار آب موجود در گاز طبیعی از حد مجاز بیشتر شود در نقاطی که فشار و دمای گاز افت میکند یخ زدگی در خطوط لوله و ایستگاههای تقلیل فشار قابل پیش بینی است. وجود هیدروکربورهای سنگین همراه با گاز طبیعی نیز خود با تقلیل فشار و دما موجب ماندگاری مایعات گازی در خطوط لوله گشته و منتهی به افزایش افت فشار خط میگردد و همچنین با حمل این مایعات با گاز در نقاط مصرف موجب مشکلاتی چون بدسوزی گاز طبیعی در کوره ها، توربین ها و وسایل گرم کننده شده و از طرفی بعنوان خوراک یک واحد شیمیایی ایجاد ترکیبات نامطلوب جانبی می نماید. وجود ترکیبات هیدروکربوری سنگینتر از متان در گاز طبیعی سهولت تشکیل هیدرات (یخ زدگی) را در دمای بالاتر و فشار پایین تری را نیز موجب خواهد شد. از طرفی جداسازی مایعات گازی از طریق فرآیند سرمایش، محصولات مهم سوختی و ترکیبات مناسب جهت خوراک واحدهای پالایشگاهی و پتروشیمی فراهم میسازد.

بدین ترتیب جهت تامین اهداف فوق فرآیند تنظیم نقطه شبنم گاز با توجه به شرایط خاص طراحی و عملیاتی با روشهای مختلف صورت میگیرد. روشهایی چون استفاده از مواد جامد جاذب الرطوبه، استفاده از مایعات جاذب آب مانند گلایکول و ایجاد برودت یا سرمایش.

جزوه حاضر کوششی در جهت شناسایی بهتر سیستم سرمایش در راستای تنظیم نقطه شبنم گاز طبیعی میباشد جهت درک بهتر این سیستم الگوی مورد نظر را از سیستم سرمایش پالایشگاههای گاز کشور (کنگان، سرخون و پالایشگاه در حال احداث مسجد سلیمان و پارس جنوبی) استفاده شده است.

در این جزوه تلاش بر شناسایی موارد تئوریک و عملی سیکل سرمایش و تجهیزات جانبی آن بوده که در ابتدا موارد پایه ای اشاره شده و ضمن کنکاش در موارد مهم این سیستم، محاسباتی در راستای درک شرایط تئوریک آن مورد توجه بوده است جهت راه اندازی یک سیستم سرمایش یک مدل از پالایشگاه شرکت پالایش فجر مود بحث قرار گرفته است و در نهایت در این جزوه ضمن آشنایی با دو مدل از سیستم تبرید جذبی که عمدتاً در

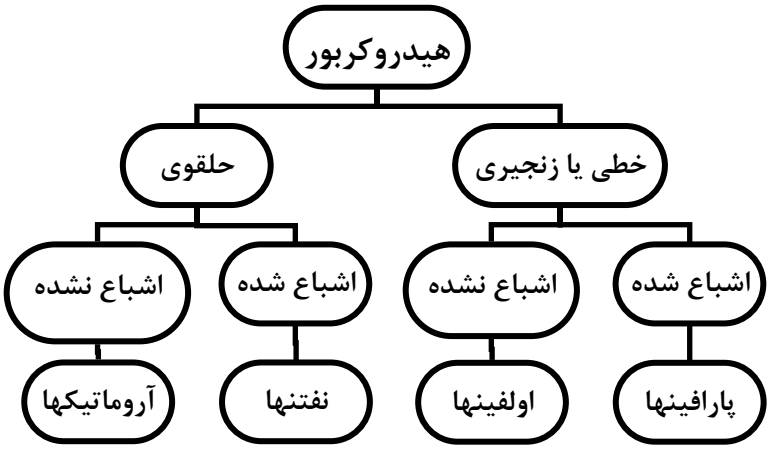
سیستم های تهویه مطبوع مورد نظر میباشد، تحلیلی بر مدلهای مختلف سیستم تبرید درجهت تنظیم نقطه شبنم گاز صورت گرفته است.

آشنایی با شیمی آلی نفت و گاز

گاز طبیعی یا نفت خام مخلوطی از هیدروکربورها و مواد دیگری مثل آب ـ هیدروژن سولفوره ـ گوگردـ نیتروژن ـ اکسیژن ـ دی اکسید کربن ـ هلیوم ـ دی سولفورکربن ـ کربونیل سولفید و مرکاپتانها میباشد.

هیدروکربورها مواد اصلی تشکیل دهنده مخلوط مایع نفت و گاز طبیعی و مواد دیگر جزء ناخالصیها محسوب میشوند.

هیدروکربورها موادی هستند که از ترکیب کربن و هیدروژن بوجـود آمده اند و معروفترین آنها در طبیعت متان، اتان، پروپان، بوتان ، پنتان، هگزان، هپتان، اکتان، نونـان و دکان هستند. سنگینتـرین مولکولی که از هیدروکربورها تا بحال شناختـــه شده ترکیب شصت کربنی $C60$ میباشد . بطور کلی هیدروکربورها به دو دسته حلقوی و زنجیر تقسیم می شوند و هر کدام از این دو دسته خود به دو دسته اشباع شده و اشباع نشده تقسیم می گردد. تقسیم بندی مزبور در نمودار شکل ۱ نشان داده شده است.



شکل ۱- نمودار تقسیم بندی هیدرو کربورها

پس بدین ترتیب مثلاً الفینها ئیدروکربور زنجیری اشباع نشده هستند و آروماتیکها هیدروکربور حلقوی اشباع نشده میباشند.

در ترکیبات زنجیری اتمهای اول و آخر هر ترکیب آزاد بوده اما در ترکیبات حلقوی اتممهای اول و آخر بهم وصل میشوند بنابراین امکان بوجود آمدن یک ترکیب حلقوی داشتن حداقل سه اتم کربن برای یک ترکیب ضروری است.

هیدروکربور اشباع شده ترکیباتی هستند که در آن اتمهای کربن با یک اتصال شیمیایی بهم وصل شده اند اما در هیدروکربورهای اشباع نشده اتصال بعضی از اتمهای کربنها با ۲ یا ۳ اتصال انجام گرفته است.

مخلوط نفت خام از هیدروکربورهای سیر شده حلقوی و زنجیری تشکیل یافته و مخلوط گاز طبیعی تنها از هیدروکربورها سیر شده زنجیری تشکیل شده است. ترکیبات حلقوی بخاطر داشتن وزن مولکولی زیاد و نقطه جوش بالا در مخلوط گاز طبیعی وجود ندارند، لازم به یاد آوریست که در مخلوط نفت خام یا گاز طبیعی هیدروکربورهای اشباع نشده حضور ندارد.

با توجه به هیدروکربورهای تشکیل دهنده مخلوط نفت خام دو نوع نفت وجود دارد.

۱- نفت خامی که پایه پارافینی دارد ودرصد اجزاء تشکیل دهنده این نوع نفت خام هیدروکربور پارافینی است.

۲- نفت خامی که پایه نفتنی و پارافینی دارد که درصد ترکیبات تشکیل دهنده آن بصورت ۵۰٪ از نوع ترکیب مزبور است .

از نظر مرغوبیت، نفت خام نوع اول بهترین و نفت خام نوع دوم دارای کیفیت پایینی میباشد. مخلوط گاز طبیعی همانطور که اشاره شد از هیدروکربورهای سیر شده زنجیری(پارافینی) تشکیل شده است . گاز طبیعی ورودی به کارخانه ۸۷ تا ۹۲ درصد متان و بقیه اتان، پروپان، بوتان، پنتان، هگزان، هپتان و مقدار ناچیزی از سایر هیدروکربورهای پارافینی میباشد.

گاز خشک حاصل در کارخانه های گاز و گاز مایع از ۹۰٪ متان و بقیه از اتان تشکیل شده است. پارافینها بغیر از اتان و متان بقیه از هوا سنگینتر بوده و بنابراین اگر پروپان و یا بوتان از مخزن نشت کنند روی سطح زمین منتشر میشوند.

در شرایط استاندارد پارافین ها از $C1$ تا $C4$ بصورت گاز از $C5$ تا $C10$ بصورت مایع و از $C16$ به بعد جامد هستند.

هیدروکربورها به هر نسبتی در هم حل میشوند و بیش از دمای C ۳۴۰ را تحمل نکرده و بالاتر از این دما مولکول آن شکسته و تجزیه میشوند . چگالی آنها از یک کمتر بنابراین همگی از آب سبکترند.

نقطه جوش بعضی از پارافین ها در جدول ۱ نوشته شده است.

جدول ۱- نقطه جوش برخی از پارافینها

ماده	متان	اتان	پروپان	ایزوبوتان	بوتان
نقطه جوش ($^{\circ}F$)	*-258*	*-128*	*-43.8*	*10.9*	*31.1*

مختصات یک ماده خالص

دیاگرام جامد، مایع و بخار یک ماده خالص

یک ماده خالص عبارت است از سیستم بسته ای که ترکیب شیمیایی در آن یکنواخت و ثابت باشد حتی اگر تغییر فاز وجود داشته باشد. مخلوط یخ و آب مثالهایی از یک ماده خالص اند. اگر ظرفی حاوی محلول آب و نمک طعام در نظر گرفته شود تا وقتی محلول به حد اشباع برسد میتوان آن را یک ماده خالص نامید چرا که هر قسمت از محلول دارای نسبت ثابتی از آب و نمک است ولی اگر محلول اشباع شد و کمی نمک ته نشین گردید در آن صورت ظرف حاوی ماده خالص نیست زیرا ترکیب شیمیایی ماده در ته ظرف با ترکیب شیمیایی در قسمت محلول متفاوت است و همچنین مخلوط هوای مایع و هوای گازی یک ماده خالص نیست زیرا که ترکیب شیمیایی فاز مایعی با ترکیب شیمیایی فاز گازی متفاوت است.

بعضی از اوقات مخلوط گازهایی مانند هوا را ماده خالص فرض میکنند بشرط اینکه تغییر فازی وجود نداشته باشد.

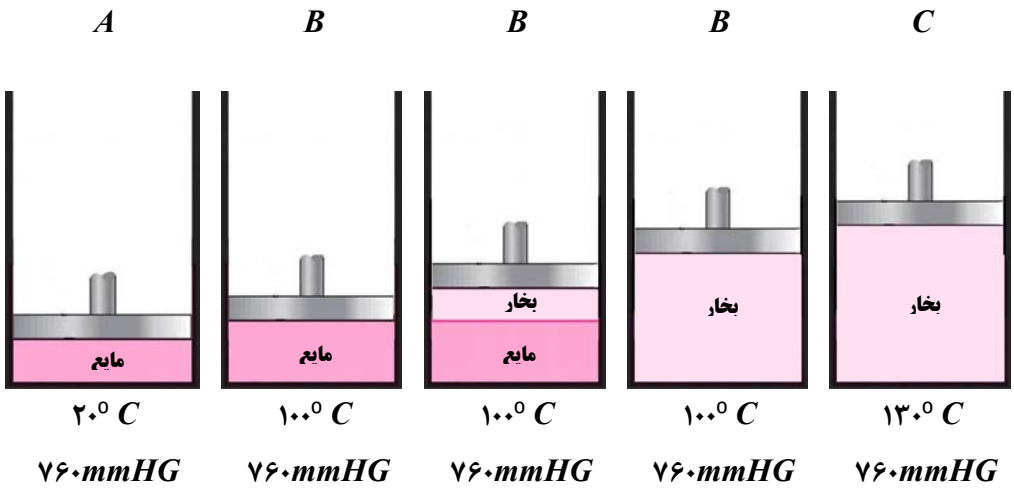
فاز

مجموعه از قسمتهای یک سیستم را که دارای مختصات غیر گستره ای[1] (وابسته به جرم) یکسان باشند فاز می گویند. مثلاً مخلوط آب و یخ دارای دو فاز جامد و مایع است زیرا که مختصات غیر گستره ای آب و یخ متفاوت است.

[1] ***Intensive***

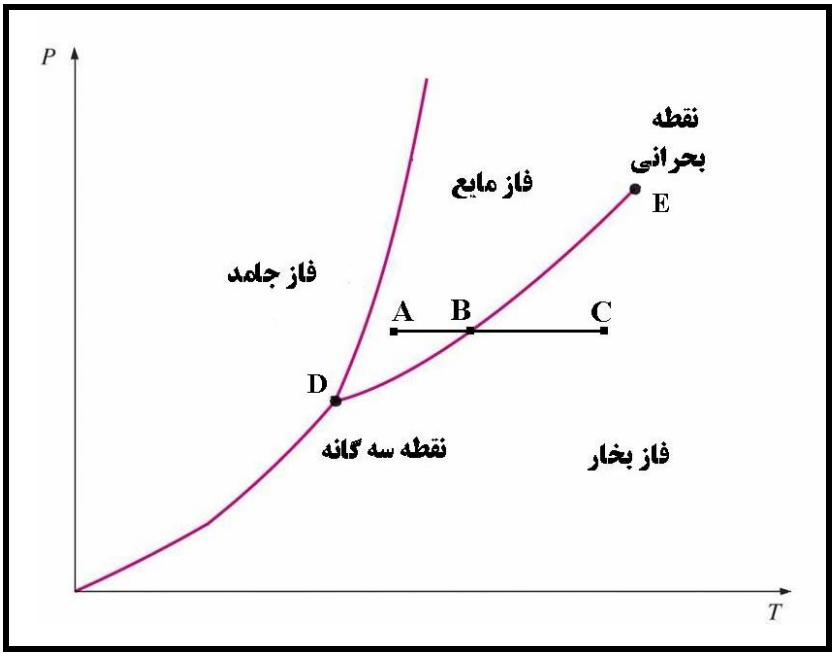
تغییر فاز یک ماده خالص

سیلندر و پیستونی مطابق با شکل ۲ حاوی مقدار آب را در نظر میگیریم بطوریکه پیستون فشار ثابتی بر آب وارد کند. اگر آب داخل سیلند گرم شود و منحنی تغییرات دمای آب بر حسب حجم آن رسم گردد، منحنی مطابق شکل ۳ بدست خواهد آمد.



شکل ۲- حالات ماده در سیلندر و پیستون با گرم کردن آب داخل سیلندر

حالت آب را در اثر گرفتن حرارت از شرایط اولیه (*A*) تغییر میکند و درجه حرارتش زیاد شده منبسط میگردد تا به حالت (*B*) برسد. از حالت (*B*) به بعد انتقال حرارت به آب سبب افزایش درجه حرارت آن نمیشود بلکه مقداری از آب به بخار تبدیل میگردد و حجم زیر پیستون زیاد می شود.



شکل ۳- منحنی تعادلی آب

با انتقال حرارت بیشتر عمل تبدیل آب به بخار ادامه پیدا می کند تا تمام آب به بخار تبدیل شود بطوریکه در حال (*C*) تمام ماده زیر سیلندر بصورت بخار است. چنانچه از حال (*C*) به بعد حرارت دادن ادامه پیدا کند، درجه حرارت بخار زیاد میشود و حجمش نیز افزایش می یابد.

درجه حرارتی که درآن آب در یک فشار معین شروع به بخار شدن میکند درجه حرارت اشباع می نامند و فشار مربوط به آن را فشار اشباع در آن درجه حرارت می نامند. مثلاً برای آب در درجه حرارت $100\ ^{\circ}C$ فشار اشباع برابر با $1\ atm$ و برای آب در فشار $1\ atm$ درجه حرارت اشباع $100\ ^{\circ}C$ است.

برای یک ماده خالص رابطه مشخصی بین فشار اشباع و درجه حرارت اشباع وجود دارد و آن را منحنی فشار بخار می نامند.

اگر ماده در فاز مایع در درجه حرارت و فشار اشباع وجود داشته باشد آن را مایع اشباع شده می نامند (نقطه *B* در شکل ۳).

اگر درجه حرارت مایع در فشاری، کمتر از درجه حرارت اشباع درآن فشار باشد آن مایع را مایع سرد[1] می نامند (یعنی درجه حرارت آن کمتر از درجه حرارت اشباع است) یا آن را

[1] ***Sub cooled***

مایع فشرده می نامند (یعنی فشار آن بیشتر از فشار اشباع در درجه حرارت مایع است). نقطه A در شکل ۳ چنین حالتی را نشان میدهد.

اگر ماده در فاز بخار در درجه حرارت اشباع باشد آن را بخار بس تافته[1] می نامند (نقطه C در شکل ۳) درجه حرارت و فشار یک بخار بس تافته مختصاتی مستقل اند و می توان یکی را در عین ثابت ماندن دیگری تغییر داد.

حال اگر آزمایش شکل ۲ را با فشارهای مختلف انجام دهیم منحنی هایی مشابه منحنی DBE بدست می آید که آن را منحنی اشباع می گویند.

نقطه ماکزیمم منحنی اشباع را نقطه بحرانی می گویند (نقطه E) و مشخصات ماده را دراین نقطه مشخصات نقطه بحرانی می خوانند.

در نقطه بحرانی حالات مایع اشباع شده و بخار اشباع یکی است در جدول زیر مشخصات نقاط بحرانی چند ماده درج گردیده است.

جدول ۲- مشخصات بحرانی چند ماده خالص

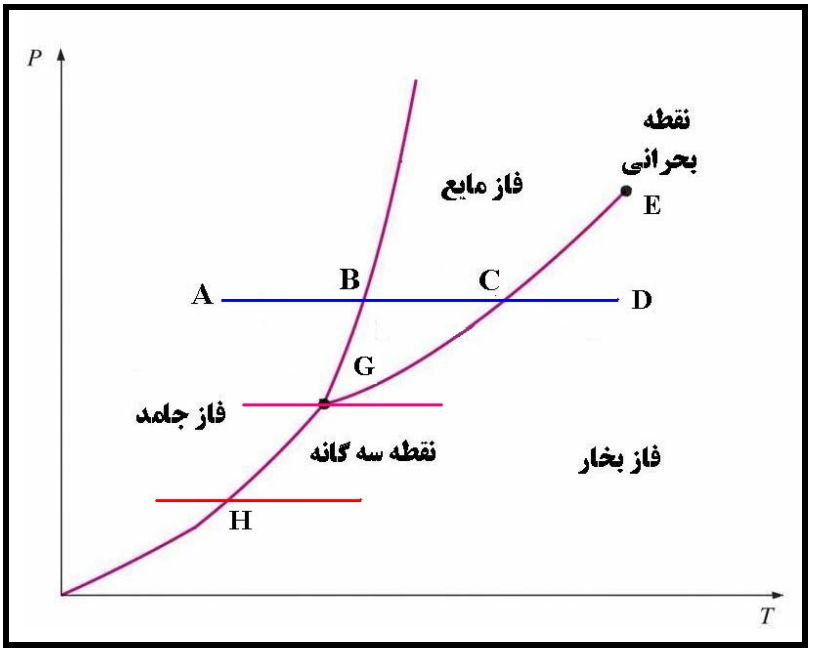
ماده	درجه حرارت بحرانی ($F°$)	فشار بحرانی (Ibf/in^2)	حجم بحرانی (Ft^3/Ibm)
آب	۷۰۵	۲/۳۲۰۶	۰/۰۵۰۳
گاز کربنیک	۸۸	۱۰۷۱	۰/۰۳۴۸
اکسیژن	-۲۰۳	۷۳۵	۰/۰۳۶۴
ازت	-۴۰۰	۱۸۸	۰/۵۳۴

فشارهای بالاتر از فشار بحرانی تغییر فاز مشخصی از مایع به بخار وجود ندارد معمولاً در این فشارها اگر درجه حرارت ماده کمتر از درجه حرارت بحرانی باشد آن را مایع و اگر درجه حرارت ماده بیشتر از درجه حرارت بحرانی باشد آن را بخار مینامند.

برای آشنایی بیشتر با تغییر فاز، مقداری یخ $0\ °F$ را داخل یک سیلند و پیستونی تحت اثر یک فشار ثابت و قابل کنترل در نظر می گیریم و آن را در فشارهای مختلف حرارت میدهیم و تغییر فازش را روی نمودار (دیاگرام) درجه حرارت – فشار رسم می کنیم.

اگر فشار وارد بر یخ PSI ۱۴/۷ باشد در اثر حرارت دادن در نقطه A در شکل ۴ درجه حرارت یخ زیاد می شود و به $°F$ ۳۲ میرسد. در این حالت یخ را یخ اشباع شده می نامند (نقطه B روی نمودار).

[1] *Superheat*



شکل ۴- نمودار فشار- درجه حرارت برای یک ماده مانند آب

در اثر حرارت دادن یخ در نقطه *B* درجه حرارت تغییر نمی کند و فقط یخ ذوب می شود . مقدار گرمایی که *lbm* ۱ (یک پوند) یخ در نقطه *B* میگیرد تا تبدیل به آب شود گرمای نهان ذوب نامیده می شود. بعد از آنکه تمام یخ ذوب شد دراثر حرارت دادن بیشتر درجه حرارت آب زیاد می شود تا به *°F* ۲۱۲ برسد (نقطه *C*) در این حالت درجه حرارت آب در اثر حرارت دادن زیاد نمی شود بلکه مقداری از آن تبدیل به بخار می شود. آب را در نقطه *C* آب اشباع شده می نامند و مقدار حرارتی را که *lbm* ۱ آب اشباع شده میگیرد تا تمام آن تبدیل به بخار شود گرمای نهان تبخیر آب می نامند.

در نقطه *C* که آب تبدیل به بخار میشود اگر چه فشار ودرجه حرارت ثابت است ولی مختصات دیگر آن مانند حجم مخصوص تغییر می کند. بخار ایجاد شده در نقطه *C* (بخار در فشار *PSI* ۱۴/۷ و درجه حرارت *°F* ۲۱۲) را بخار اشباع شده می نامند.

بعد از آنکه تمام آب بخار شد در اثر حرارت دادن درجه حرارت بخار زیاد می شود و بخار بس تافته میگردد. (حالات بخار بعد از نقطه *C* روی نیم خط *CD*) .

میتوان با تکرار آزمایش مزبور در فشارهای مختلف نقاط نظیر *C*و*B* را بدست آورد و بهم وصل کرد تا دو شاخه منحنی بدست آید. این دو منحنی حد فاصل فاز مایع و بخار و فاز جامد و مایع اند. اگر فشار وارد بر یخ *Psia* ۰/۰۸۸۵۴ باشد در اثر حرارت دادن درجه حرارت یخ از

صفر درجه فارنهایت به F° ۳۲ میرسد ودر اینحالت (نقطه G) مقداری از یخ تبدیل به آب، و مقدار دیگر آن تبدیل به بخار می شود بطوریکه در این نقطه سه فاز جامد و مایع و بخار با هم در حال تعادلند و این نقطه را نقطه سه گانه می نامند. در اثر حرارت دادن در نقطه G دو فاز جامد و مایع ایجاد شده نیز سرانجام تبدیل به بخار زیاد می شود و تبدیل به بخار بس تافته در فشار $Psia$ ۰/۰۸۸۵۴ می شود.

چانچه فشار وارد بر یخ $Psia$ ۰/۰۸۸۵۴ کمتر باشد (مثلاً ۰/۰۵۰۵) در اثر حرارت دادن درجه حرارت آن از صفر درجه به F° ۲۰ میرسد و در این حالت چنانچه باز هم حرارت داده شود یخ مستقیماً تبدیل به بخار می شود.

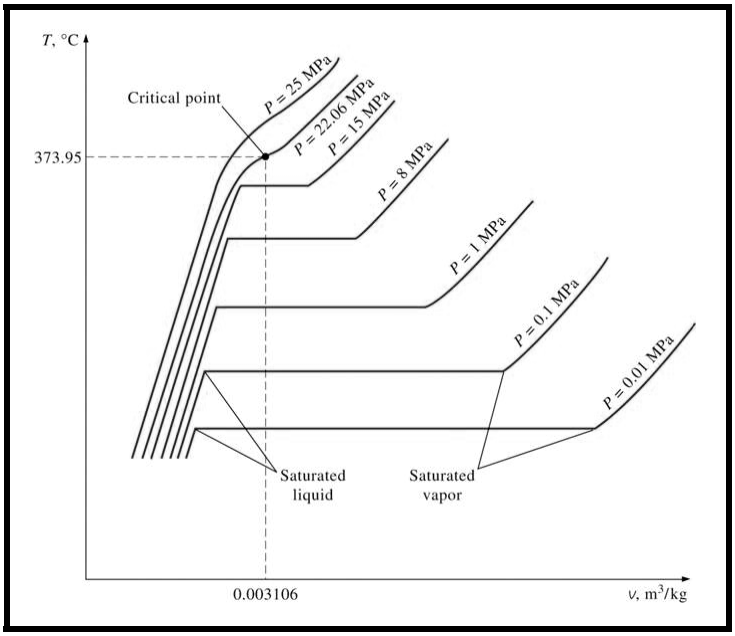
تبدیل بی واسطه جامد به بخار را تصعید می نامند.

چنانجه آزمایش را در فشارهای بین صفر و$Psia$ ۰/۰۸۸۵۴ تکرار کنیم نقاطی نظیر نقطه H بدست می آید که از وصل کردن آنها به هم منحنی تصعید بدست می آید.

در شکل ۴ منحنی های تصعید و تبخیر و ذوب و نقطه سه گانه و منحنی تبخیر تا فشار بحرانی نشان داده شده است چه بعد از فشار بحرانی همانطوریکه توضیح داده شد حد فاصلی بین فاز مایع و بخار وجود ندارد.

تعریف نقطه شبنم گاز : در فشار معین، دمایی که اولین قطره مایع (آب یا هیدروکربور) از گاز بر اثر برودت ظاهر می گردد دمای نقطه شبنم (آب یا هیدروکربور) آن گاز می نامند.

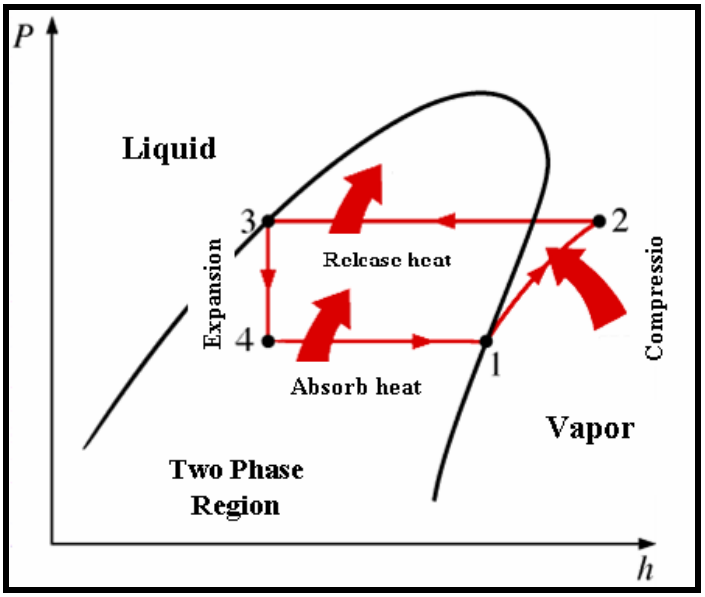
می توان هم چنین نمودار تغییرات دما – حجم برای یک ماده خالص مانند آب را در فشارهای متفاوت رسم کرد. در این صورت نموداری مشابه نمودار شکل ۵ بدست می آید.



شکل ۵- نمودار تعادلی دما – حجم برای آب

اصول کلی سیکل سرمایش

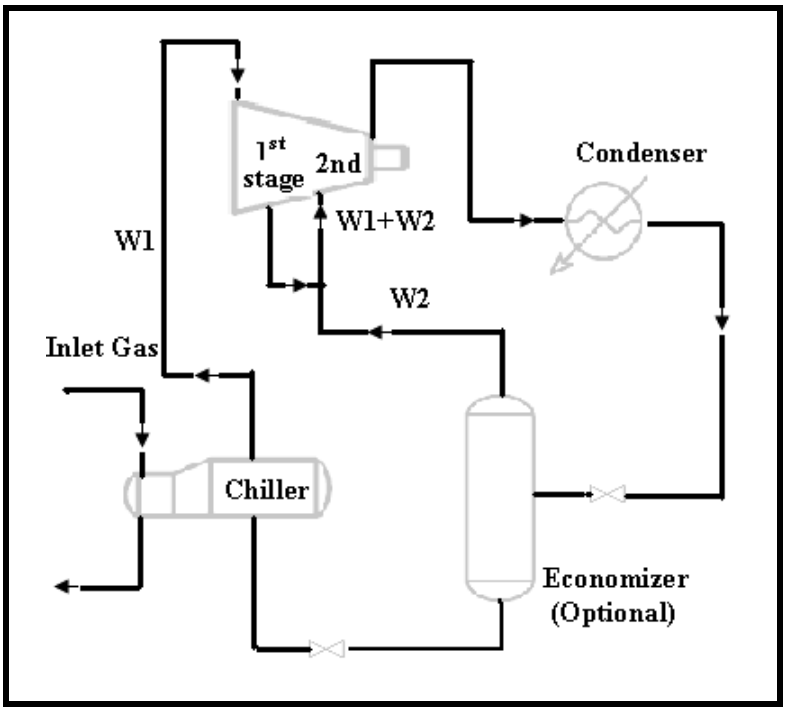
جهت کاهش دمای جریان سیالی به زیر دمای محیط، از سیستم سرمایش خاص با مبردهایی چون آمونیاک و پروپان استفاده می شود. در فرآیندهای تصفیه و تنظیم نقطه شبنم گاز جهت این روش، استفاده از سیکل پروپان متداول است و همانطور که در نمودار شکل ۶ دیده می شود سیکل سرمایش شامل یک کاهش فشار در مایع پروپان از نقطه ۳ به ۴، ایجاد تبخیر و سرماسازی مخلوط فشار پایین همراه با جذب حرارت از نقطه ۴ به ۱، کمپرس شدن بخار اشباع از ۱ به ۲ و آزاد سازی حرارت از بخار سوپرهیت در فشار تقریباً یکسان از ۲ به ۳ که در این شرایط با بازگشت گاز پروپان بصورت مایع سیکل مجدداً آغاز بکار خواهد نمود.



شکل ۶- نمودار مولیر (فشار-آنتالپی) و سیکل سرمایش

جهت کارایی بهتر سیکل سرمایش که منجر به کاهش تعداد مراحل کمپرس کردن و افزایش راندمان دوره می گردد، از روش اکونومایزر استفاده می شود. دراین روش همانطور که در شکل ۷ دیده می شود ابتدا مایع پروپان پس از عبور از شیر فشار شکن و جذب حرارت از گاز طبیعی در چیلر تبخیر شده بصورت فاز گاز وارد ورودی مرحله اول کمپرسور می شود و

پس از تراکم، در مرحله میانی به گاز خروجی از مخزنی بنام فلش درام یا اکونومایزر[1] پیوسته و مراحل تراکم را تا مرحله خروجی کمپرسور طی می کند.



شکل ۷- نمائی از سیکل سرمایش با اکونومایزر

گاز خروجی در یک کندانسور به کمک جریان هوا و یا آب خنک کننده بصورت مایع درآمده بخشی از مایع مزبور در مخزن فوق الاشاره (فلش درام) پس از عبور از یک شیر فشار شکن تبخیر شده و به قسمت میانی کمپرسور هدایت می شود و بخش عمده آن پس از عبور از همین شیر و مخزن فوق بصورت مایع جهت سرماسازی بسمت چیلر حرکت خواهد کرد.

با استفاده از روش اکونومایزر کلیه مایعات در چیلر تبخیر نشده طبعاً حجم گاز ورودی به مرحله اول کاهش یافته و قطر لوله حامل آن کوچکتر بوده در ضمن کلیه بخارات پروپان مرحله اول طی نکرده و از صرف انرژی در کمپرسور کاسته خواهد شد. بدین ترتیب با ورود گاز پروپان از قسمت میانی به کمپرسور موجب سرد شدن گاز مرحله اول شده و بعنوان یک کولر

[1] *Economizer*

داخلی[1] در کمپرسور نقش خواهد داشت و در نهایت موجب کاهش دمای گاز خروجی از کمپرسور خواهد شد و راندمان سیکل را بهبود خواهد بخشید.

انتخاب ماده برودتی

در فرآیند تبرید از سیالات مختلف میتوان استفاده نمود. انتخاب یک سیال مناسب برای این امر با در نظر گرفتن جوانب مختلف و عواملی نظیر درجه برودت لازم در چیلر و در دسترس بودن سیال مورد نظر انجام میگیرد.

اصولاً یک سیال مناسب برای فرآیند تبرید باید دارای مشخصات زیر باشد.

۱- غیر سمی باشد تا در صورت نشت و خروج از سیستم باعث آلودگی محیط نشود.

۲- قیمت آن مناسب و بطور معمول در دسترس باشد.

۳- حتی الامکان آتش گیر نباشد.

۴- در شرایط فشار و درجه حرارت چیلر دارای انرژی نهان تبخیر بالایی باشد.

۵- خاصیت انتقال حرارت خوبی داشته باشد.

۶- سیال مورد انتخاب نباید ایجاد خورندگی در سیستم بکند.

با توجه به درجه برودت چیلر انتخاب شده برای تنظیم نقطه شبنم گاز در پالایشگاهها و همچنین بدلیل سهولت دسترسی، پروپان معمولاً بعنوان سیال مبرد در نظر گرفته شده است. با این حال در صنعت تبرید در صورتی که دمای بسیار پایین تری مورد احتیاج باشد از اتان و یا حتی از متان در واحدهای LNG استفاده می شود.

<u>انتخاب ماده برودتی از نقطه نظر ترمودینامیکی</u>

از مختصات مهم سیال در گردش برای سیستم های تبرید:

۱- رابطه بین درجه حرارت اشباع و فشار اشباع آن است که فشار و دمای کارکرد یک سیکل را تعیین می کند.

۲- ضریب عملکرد یک سیکل، که از تقسیم حرارت دریافتی سیکل از منبع سرد به کار لازم جهت انجام گرفتن سیکل بدست می آید برای حدود معینی از درجه حرارت یک سیستم تبرید، بستگی زیادی به نوع سیال در گردش خواهد داشت و علت آن تفاوت

[1] *Intercooler*

تغییر انتالپی سیالها جهت تبخیر شدن و یا کندانس شدن در فشارهای معین میباشد.

۳- **یکی دیگر از عوامل مهم جهت انتخاب سیال در گردش، درجه حرارت تبخیر کننده است که منبع سرد سیستم باید در آن دما کار کند. بدین معنی که سیال انتخاب شده باید در آن دما دارای فشار اشباع بسیار کمی نباشد که بعلت زیاد بودن حجم ویژه، دستگاههای بزرگی لازم باشد.**

۴- **ازطرف دیگر فشار اشباع این سیال در درجه حرارت چگالنده نباید آنقدر زیاد باشد که نیاز به طراحی دستگاههایی با فشار زیاد در سیستم باشد.**

واحد تنظیم نقطه شبنم شرکت پالایش فجر (پالایشگاه کنگان)

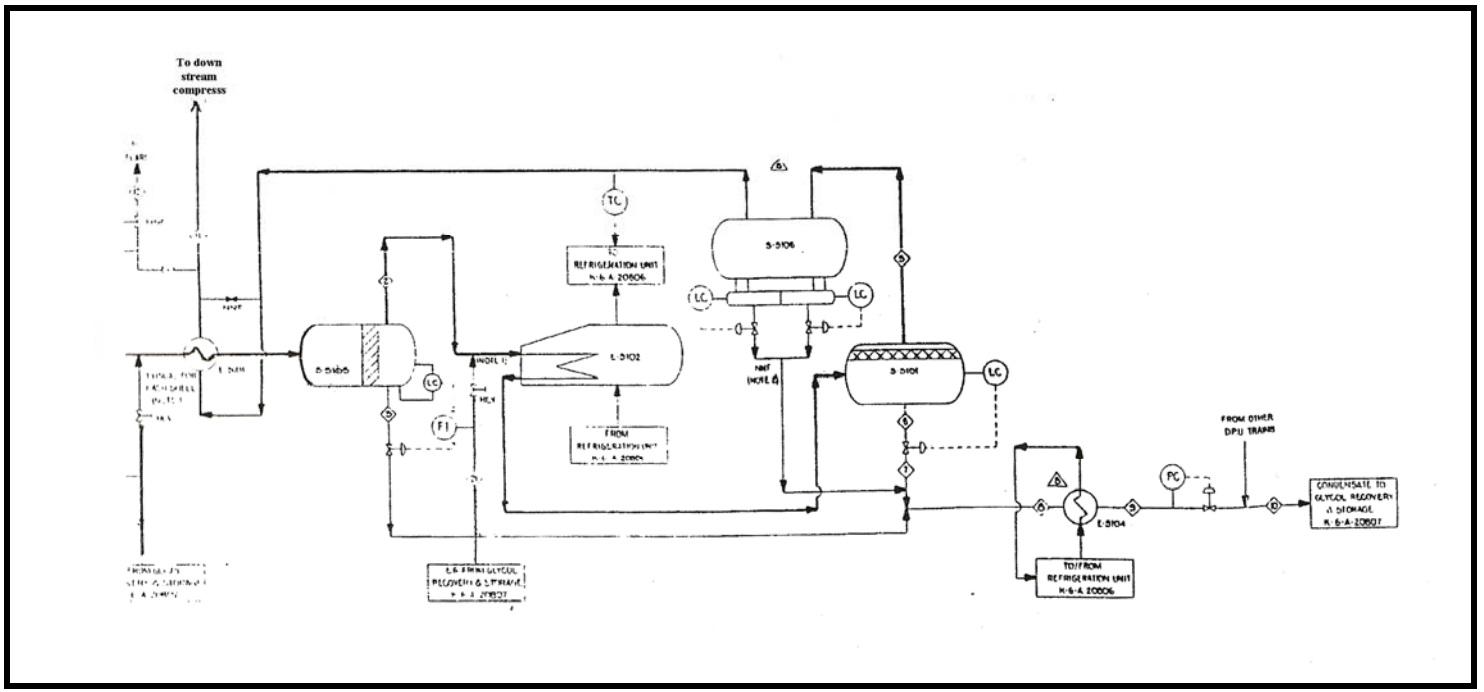
جهت توضیح شرایط ایجاد سرمایش در واحد تنظیم نقطه شبنم این پالایشگاه مختصراً بر روند حرکت گاز در این واحد اشاره می شود (شکل ۸، ۹ الف و ب).

گاز شیرین شده خروجی از برج مراکس واحد شیرین سازی با فشار bar ۷۷ در دمای $c°$۵۸ واحد چهار مبدل حرارتی سری گاز – گاز[1] " مبدلهای گاز ورودی با گاز سرد خروجی " میگردد. در ابتدای ورود گاز به مبدلها مایع گلایکول برای جذب رطوبت و جلوگیری از یخ زدگی به گاز تزریق می شود. گاز پس از خروج از مبدلها با دمای ($c°$ ۱۶-)وارد مخزن جدا کننده فشار متوسط[2] شده و مقداری از آب و گلایکول و بخشی از مایعات گازی از آن جدا می گردد.

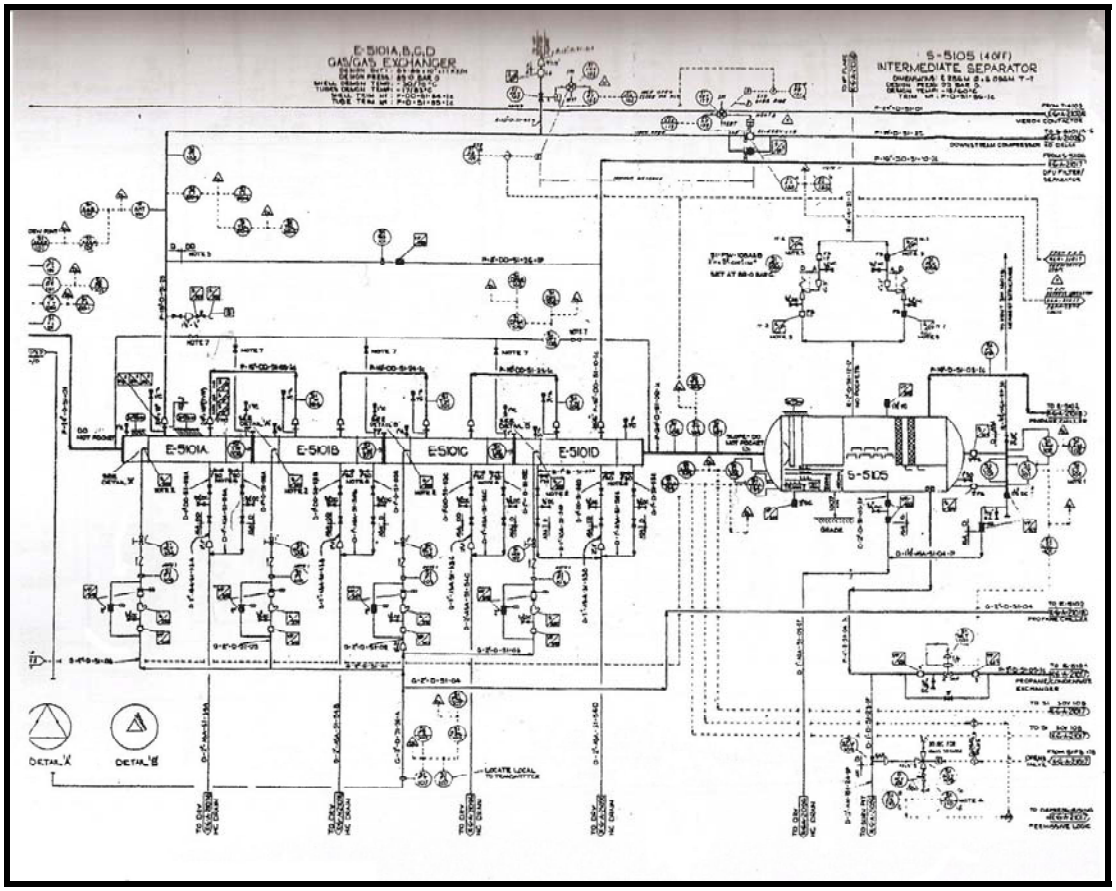
سپس گاز مزبور وارد دو عدد سردکننده[3] بطور سری شده و در آنجا با مایع در حال تبخیر پروپان تبادل حرارت کرده و سرمای لازم را کسب می کند و در نهایت در خروجی از چیلر دوم دمای آن به ($c°$۳۰-) خواهد رسید. در ابتدای ورود به سردکننده ها مجدداً مایع گلایکول تزریق می شود تا از یخ زدگی ذرات آب احتمالی در گاز جلوگیری شود. گاز سپس وارد مخزن جداکننده دما پایین[4] شده و بقیه ذرات آب و گلایکول و مایعات گازی کندانس شده آن ته نشین می گردد و پس از عبور از یک صافی نهایی[5] و جاگذاری ذرات مایعات احتمالی همراه، وارد پوسته مبدل حرارتی سری گاز – گاز شده و ضمن سرد کردن گاز ورودی خود با دمای حدود $c°$ ۵۰ ، واحد تنظیم شبنم را ترک کرده و پس از پیوستن با گازهای خروجی بقیه واحدهای تصفیه گاز از طریق واحد کنترل کیفیت گاز بر حسب نقطه شبنم و مقدار هایدروژن سولفاید[6] وارد خط ۵۶ اینچ سراسری میشود.

---

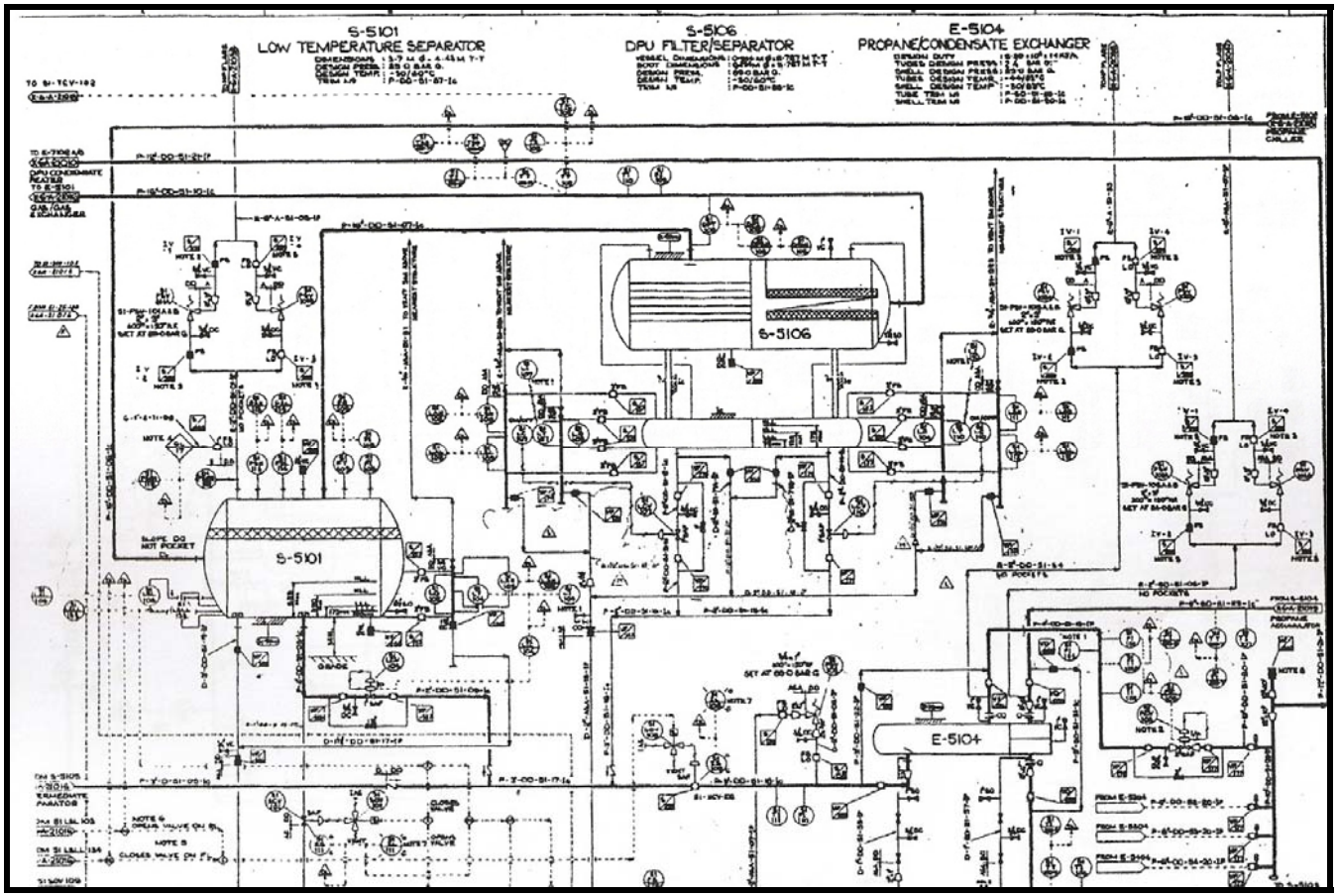
[1] *Gas/Gas Exchanger*
[2] *Intermediate Seperator*
[3] *Chiller*
[4] *Low Temp Seperator*
[5] *Final Filter Seperator*
[6] *H2S*



شکل ۸-نمای نمودار جریانی واحد تنظیم نقطه شبنم پالایشگاه فجر



شکل ۹- الف- نمودار جریانی و ابزار دقیقی واحد تنظیم نقطه شبنم پالایشگاه فجر



شکل ۹-ب- نمودار جریانی و ابزار دقیقی واحد تنظیم نقطه شبنم پالایشگاه فجر

مراحل ترمودینامیکی سیکل پروپان (سیستم سرمایش پالایشگاه گاز فجر)

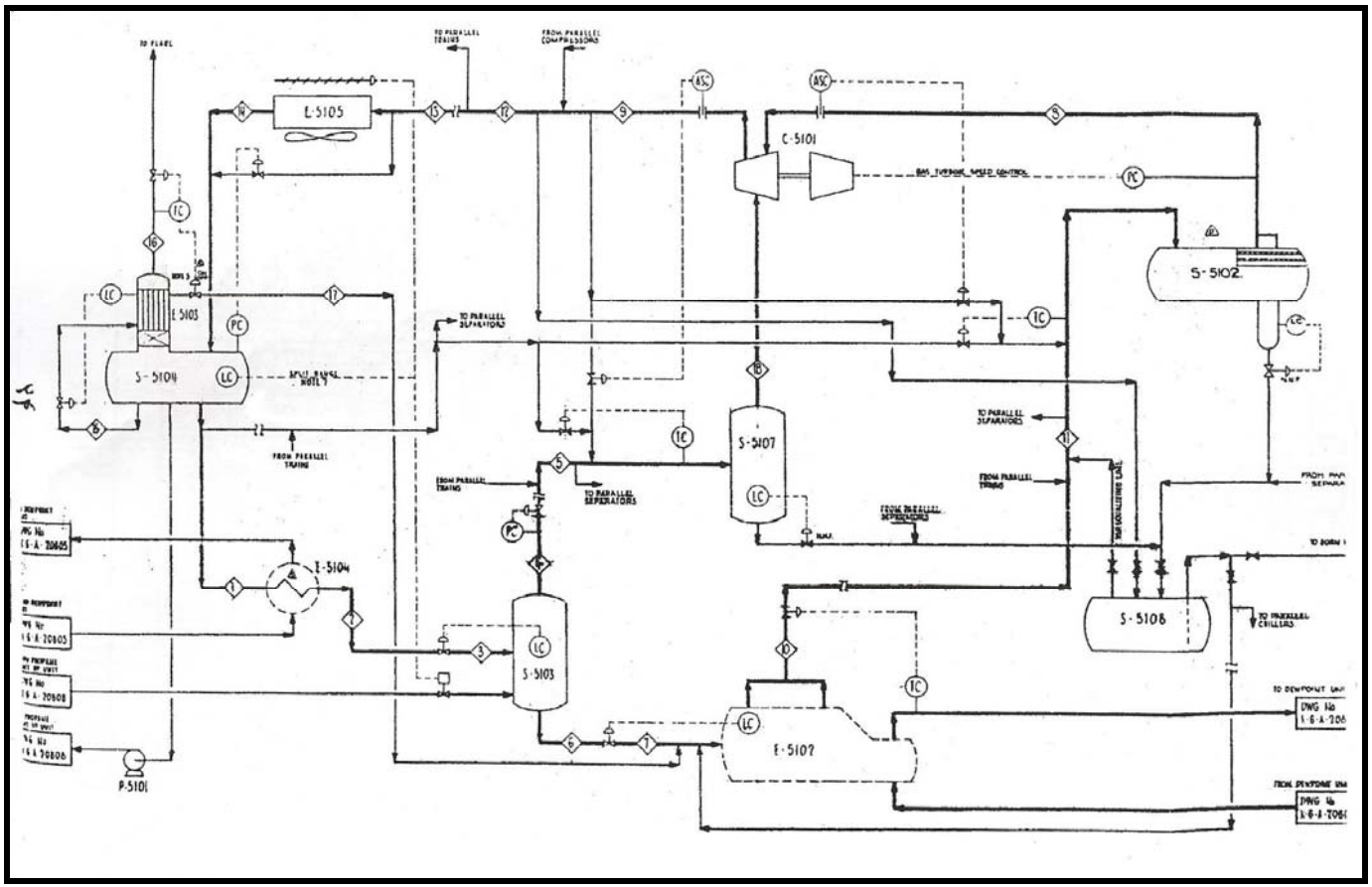
در سیکل سرمایش پالایشگاه گاز فجر از سیکل پروپان جهت سرما سازی گاز و تنظیم نقطه شبنم استفاده شده است (شکل ۱۰).

مایع پروپان در شرایط تعادل با بخار آن از نقطه ۱ (روی مولیر دیاگرام شکل ۱۱ و نمودار ساده شکل ۱۲) حرکت کرده و پس از خنک شدن در مبدل (پروپان / مایعات) در (نقطه ۲) بصورت (***Subcooled***) در می آید. از نقطه ۲ با عبور از شیر فشارشکن (***Chock1***) به فلش درام وارد شده که مایع آن خصوصیت نقطه ۴ را داشته و بخار آن ویژگی نقطه ۹، مایع پروپان از پایین فلش درام (نقطه ۴) از شیر فشار شکن (***Chock 2***) عبور کرده وارد چیلر در نقطه ۵ می شود. با کسب حرارت از گاز مایع پروپان در چیلر تبخیر شده و بصورت نقطه ۶ در حالت اشباع قرار می گیرد با انتقال پروپان بخار به ظرف مایع گیر ورودی مرحله اول (***S-5102***) بخار پروپان مختصراً (***Superheat***) شده و ویژگی نقطه ۷ را خواهد داشت.

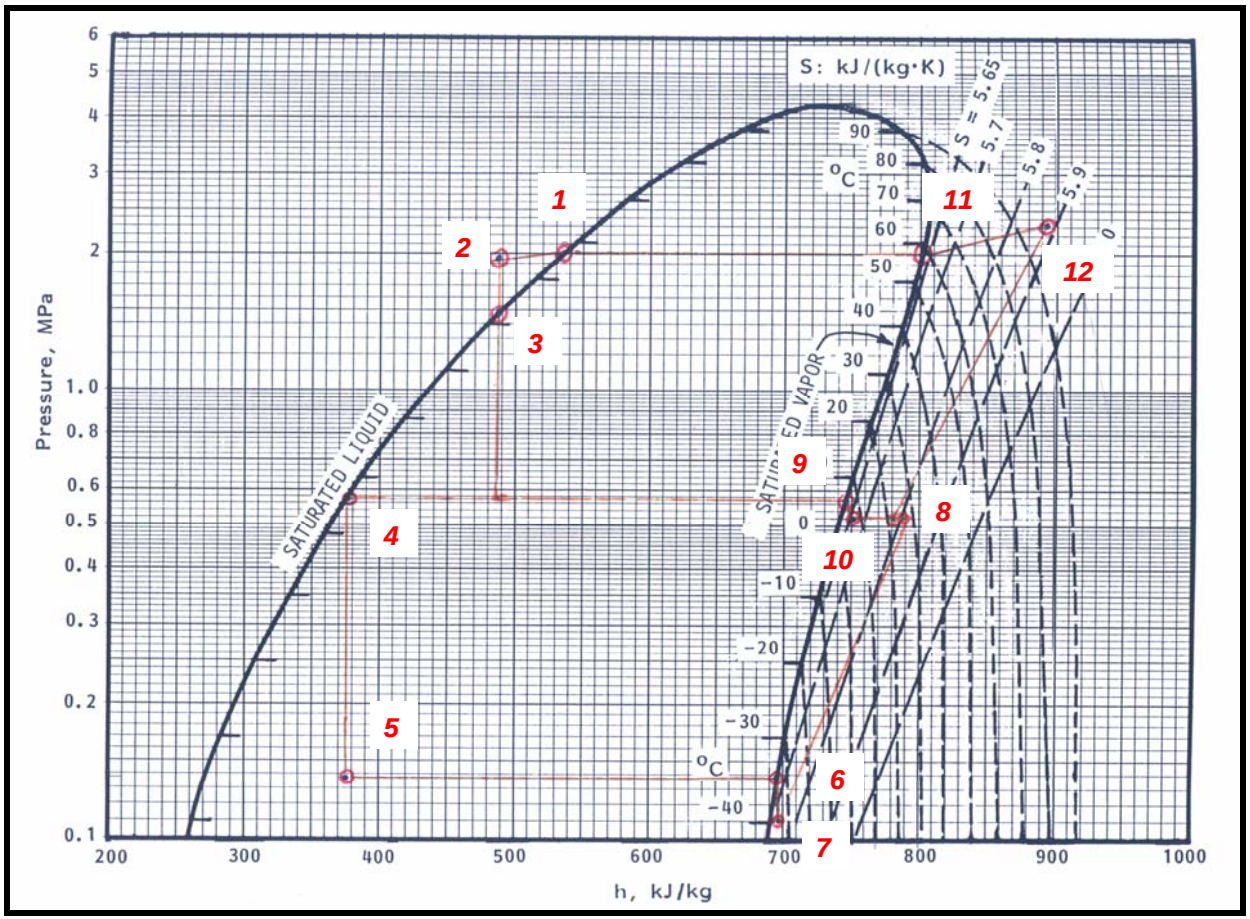
با کمپرس شدن گاز پروپان در مرحله اول به نقطه ۸ می رسیم که دراین شرایط با گاز پروپان ارسالی از ***S-5107*** (نقطه ۱۰) که از فلش درام (نقطه ۹) تغذیه شده است مخلوط می شود و نقطه ۱۱ را در مرحله میانی کمپرسور ایجاد خواهند کرد.

گاز مخلوط از نقطه ۱۱ کمپرس شده و در خروجی کمپرسور بصورت نقطه ۱۲ در می آید.

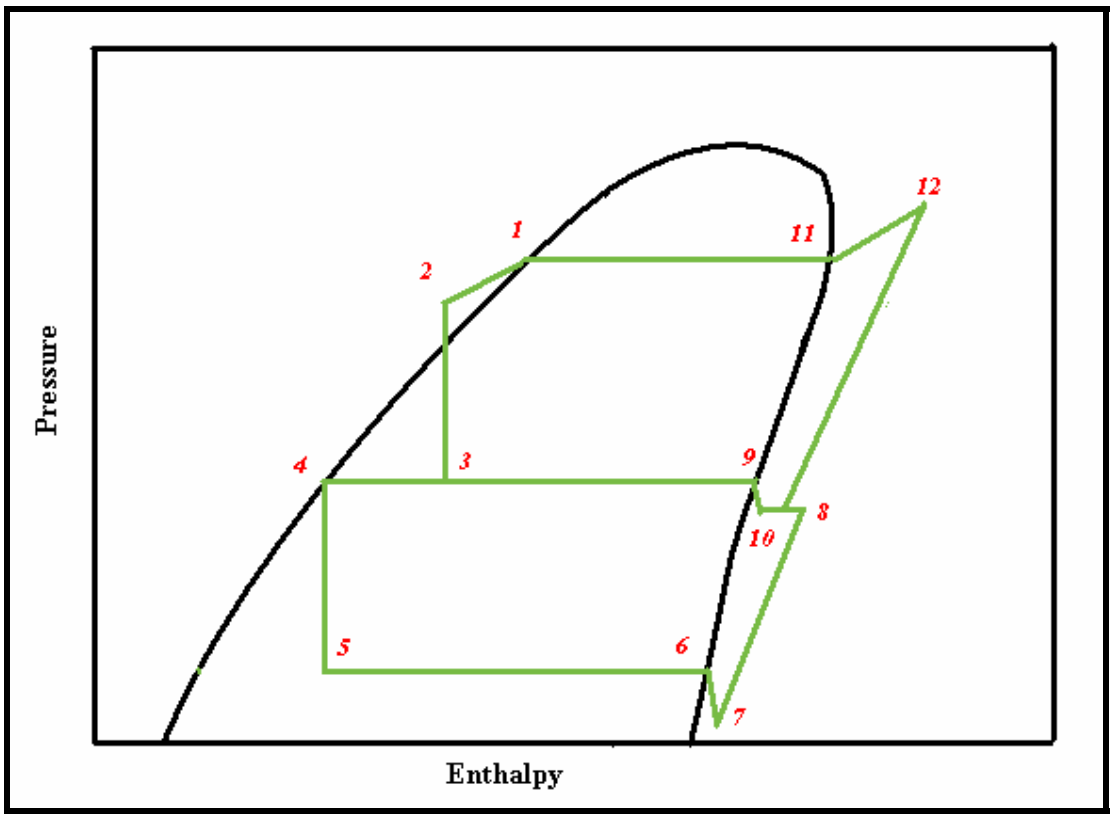
گاز خروجی کمپرسور پس از سرد شدن و مایع شدن در کولر هوایی پروپان دوباره بصورت نقطه ۱ در انباره پروپان وارد خواهد شد و سیکل پروپان مجدداً تکرار می شود.



شکل ۱۰- نمودار جریانی سیکل پروپان



شکل ۱۱- نمودار مولیر پروپان



شکل ۱۲- نمودار مولیر با شماتیک سیکل پروپان

بررسی ترمودینامیکی سیکل سرمایش

جهت بررسی این سیکل که معمولاً سیکل پروپان می باشد یک سری مفروضات اولیه با توجه به شرایط طراحی مشخص شده و بر مبنای آنها سایر پارامترهای مورد نیاز این سیکل محاسبه خواهد شد. مثلاً چون مبنای این سیکل سرد نمودن گاز طبیعی میباشد. دمای مورد نظر پروپان در شرایط اشباع در چیلر باید تعریف شده تا عمل تبخیر و سرد کردن گاز در شرایط تعادل مایع پروپان صورت گیرد. این دما نیز براساس نقطه شبنم مورد نیاز گاز در فشار عملیاتی با اندکی کاهش دما (***Approach Temp***) در چیلر با توجه به شرایط انتقال حرارت و راندمان آن انتخاب می گردد.

دمای پروپان در شرایط چیلر، فشار آن را مشخص میکند و ضمن در نظر گرفتن افت فشارخطوط انتقال و اسکرابر ورودی کمپرسور فشار مرحله اول کمپرسور تعیین خواهد شد.

دمای محیط و یا دمای آب خنک کننده درکولر و کندانسور گاز خروجی از کمپرسور عملاً فشار خروجی کمپرسور را مشخص کرده و با توجه به انتخاب شرایط بهینه نقطه مادون سرد[1]، موقعیت فلش درام بعنوان اکونومایزر[2] تعیین و از روی آن فشار مرحله میانی و طبعاً دمای سرماسازی میانی[3] کمپرسور تعیین خواهد شد.

پارامترهای مورد بررسی و محاسبات مربوط بدان با توجه به توضیح ترمودینامیکی سیکل سرمایش پالایشگاه فجر در ادامه بحث خواهد شدد.

در شکل ۱۱ نمودار (***P-H***) سیکل فوق اشاره شده، در جدول ۳ ترمودینامیک سیکل پروپان ارائه گردیده و محاسبات نیز در ادامه آمده است .

پارامترهای مورد بررسی در سیکل سرمایش پالایشگاه فجر

1-Chiller pressure , P (chiller)
2-Condenser pressure , P(condenser)
3-Interstage pressure on compressor . P1
4- Refrigerant flow rate in first – stage co9mpressor W_1.
5-Refrigerant flow rate in second – stage compressor W_1+W_2.

---

[1] ***Subcooled***
[2] ***Economizer***
[3] ***Intercooling***

6-First – stage compressor horsepower,ΔH_1.
7-Second – stage compressor horsepower, ΔH_2.
8-Condenser duty, ΔH_c

جدول ۳- جدول ترمودینامیکی سیکل پروپان واحد سرمایش پالایشگاه فجر

دستگاه		دما		فشار		آنتالپی (*Btu/lb*)		
نام	شماره	^oF	^oC	*psia*	*bara*	مخلوط	بخار	مایع
انباره پروپان	*S-5104*	*136.4*	*58*	*294*	*20.28*	–	–	*-768.3*
مبدل پروپان/مایعات	*E-5104*	*100.4*	*38*	*282.75*	*19.5*	–	–	*-794.8*
فلش درام	*S-5103*	*42. 8*	*6*	*82.65*	*5.7*	*-827.8*	*-678*	*-832.2*
چیلر	*E-5102*	*-31*	*-35*	*19.86*	*1.37*	*-832.2*	*-695.6*	*-874.8*
مایع گیر مرحله اول کمپرسور	*S-5102*	*-31*	*-35*	*17.54*	*1.21*	*-*	*-695*	*-*
مایع گیر مرحله دوم کمپرسور	*S-5107*	*39.7*	*4.3*	*75.5*	*5.21*	*-*	*-674.8*	*-*
مرحله میانی کمپرسور	*C-5101*	*71.6*	*22*	*73*	*5.05*	*-*	*-661.5*	*-*
مرحله خروجی کمپرسور	*C-5101*	*212*	*100*	*328.5*	*22.68*	*-*	*-613*	*-*

Chiller Duty	*21.981*1.256E+6*	*KJ/hr*	*Over design=1.256*
Condenser Duty	*4.52E+07*	*KJ/hr*	*Over design=1.1*

محاسبات ترمودینامیکی سیکل سرمایش

از روی چارت مولیر پروپان در دمای ^{o}C ۳۵- فشار چیلر $Psia$ ۱۹/۸۶ ($1.37\ bara$) می باشد و با توجه به افت فشار تجهیزات، فشار ورودی کمپرسور[1]، Ps، مقدار $bara$ ۱/۲۱ در نظر گرفته می شود. هم چنین در همان نمودار در دمای ^{o}C ۵۸ فشار کندانسور $bara$ ۲۰/۵ خواهد شد. با توجه به افت فشار در خطوط خروجی کمپرسور تا کندانسور فشار خروجی[2] کمپرسور، Pd، مقدار $bara$۲۲/۶۸ می گردد. فشار خروجی مرحله میانی کمپرسور[3] در صورت ثابت بودن نسبت فشار در مراحل کمپرسور، به طریق زیر قابل محاسبه است.

Inlermediate Stage Pressure on Compressor (PI) = Side stream pressure

$$PI=\sqrt{ps.pd}=\sqrt{22.68^{*}1.21}=5.23$$

فشار مرحله میانی (در صورت ثابت بودن نسبت فشار در مراحل) $5.23\ bar$ است.

محاسبه دبی مبرد در مرحله اول کمپرسور، *W1*

Retfrigrant flow rate in first stage of compressor (W1)

$$W1=\frac{Chiller\quad duty}{h(chiller\quad vapor)-h(economizer\quad liq)}$$

$$\frac{(21.981x1.265x106)x\dfrac{1000}{4.18x252}}{(-6950.6)-(-832.2)}=193245\frac{Ib}{hr}=87839.07\frac{kg}{hr}$$

- با توجه به اینکه هر ۱/۵ واحد جهت یک کمپرسور در نظر گرفته می شود جریان خروجی از هر چیلر در عدد ۱/۵ ضرب می شود.

87839.07 X1.5=131,758.6 kg/hr =289867.5 Ib/hr=(W1)

---

[1] ***Suction pressure***
[2] ***Discharg***
[3] ***Intermediate stage pressure***

محاسبه دبی مبرد در مرحله دوم کمپرسور، *W2*

Refrigrant flow rate in second stage of compressor (W2)

- **خروجی از مبدل *E-5104* را به عنوان پروپان *Subcooled* در نظر گرفته شده و مبنایی جهت میزان سرد شدن پروپان ورودی به فلش درام بر اثر *Flashing* در نظر می گیریم.**

Duty of economizer = W1[h(subcooled E-5104)-h (Economizer liq)]= 193245[(-794.8)-(-832.2)]=7227363 BTU/hr

$$\textbf{Economizer Vapor} = \frac{duty\ \ of\ \ economizer}{h(economizer\ \ vapor) - h(subcooled)}$$

$$= \frac{7227363}{(-678)-(-794.8)} = 61878.1\frac{Ib}{hr} = 28126.4\frac{kg}{hr}$$

- **با در نظر گرفتن اینکه هر ۱/۵ واحد برای یک کمپرسور در نظر گرفته شده است بخار پروپان خروجی از هر فلش درام را در عدد ۱/۵ ضرب می نماییم.**

28126.4X1.5=42189.6 kg/hr (92817.15 Ib/hr) (w2) ⟶

***مجموع جریان گاز پروپان در مرحله اول و دوم**

$W_1+W_2=131758.6 + 42189.6 = 173{,}948.22\ kg/hr$

محاسبه انتالپی مرحله *Side stream

با توجه به معلوم بودن دمای مخلوط پروپان در آغاز مرحله میانی کمپرسور *Tmix=22°c* و همچنین فشار این مرحله *5.23 bar* (*75 psia*) میباشد نقطه مزبور قابل تشخیص بر دیاگرام مولیر خواهد بود و به کمک انتالپی مشخص شده خروجی از *S-5107* میتوان انتالپی گاز خروجی از مرحله اول را تعیین و بر روی دیاگرام مشخص کرد.

لازم به یادآوری است که تعیین نقطه دقیق جریان جانبی[1] را میتوان به ارجاع به شیوه محاسبه انتالپی آن از کتاب *Estimating centrifugal compressor* پیگیری نمود ولی جهت سهولت محاسبه با اطلاعات موجود انتالپی خروجی مرحله اول را تعیین می نماییم.

$$h_s = \frac{w_1 h_1 + w_2 h_2}{w_1 w_2}$$

[1] ***Side stream***

$$\frac{(131758.6)(h1)+(42186)(-674.8)}{13175.6+42189} = \textbf{-661.5 BTU/Lbm}$$

⟶ ***(h=-661.5 BTU/LBM)***

***محاسبه توان مرحله اول کمپرسور**

$$HP=\frac{w_1 \Delta h_1}{2545}$$

$$HP=\frac{(289867.5)[(-657)-(-695]}{2545} = 4328.1hp$$

4328.1x0.75=3246 KW

***محاسبه توان مرحله دوم کمپرسور**

$$HP=\frac{(W_{1+}W_2)\Delta h_2}{2545}$$

$$=\frac{(289867.5+92817.15)[(-613)(-661.5)]}{2545} = 7292.4hp$$

=7292.4X0.75=5469 KW

***محاسبه ظرفیت حرارتی کولر هوایی پروپان (*Condenser duty*)**

$$[-(-768.3)+(-613)](193245+61878.1)X\frac{252}{1000} X\, 4.18 = 41733037$$

KJ/hr

$$=41.7X10^6\ KJ/hr$$

با توجه به افزایش ظرفیت حرارتی ۱۰٪

$$41.7X10^6X1.1\ KJ/hr=45.87\ X10^6\ KJ/hr=10.97X\frac{10^6\ kcal}{hr}$$

***محاسبه ظرفیت حرارتی کولر مایعات / پروپان (*E-5104*)**

$$(193245+61878.1)\frac{Ib}{hr} X(794.8-798.3)\frac{BTU}{Ib} X\ \frac{252cal}{BTU} X\ \frac{1kcal}{1000cal}$$

$$X\ \frac{4.18KJ}{1kcal} = 7.1X10^{6}\ \frac{KJ}{hr} 1.7X10^{6}\ \frac{kcal}{hr} = 1.54X1.1X10^{6}\ \ \frac{kcal}{hr}$$

مقایسه نتایج محاسبه با نتایج ارائه شده از طریق طراحی سیکل سرمایش پالایشگاه فجر (کنگان)

در جدول زیر پارامترهای مهم سیکل تبرید (سرمایش) مزبور که شامل پروپان در گردش مرحله اول و دوم، بار حرارتی کولر هوایی پروپان، بار حرارتی کولر (مبدل پروپان/مایعات) و مجموع جریان جرمی پروپان در گردش در کمپرسور میباشد با مقدار طراحی این سیکل مقایسه شده است که دقت خوبی را ارائه میدهد.

در این محاسبات ضریب افزایش بار حرارتی چیلر، *1.265* و کولر هوایی پروپان وکولر پروپان – مایعات، *1.1* در نظر گرفته شده است.

جدول ۴- مقایسه نتایج مقادیر محاسبه شده و طراحی پارامترهای سیکل پروپان پالایشگاه فجر

پارامتر	مقدار طراحی	مقدار محاسبه شده
پروپان در گردش مرحله اول *kg/hr*	*131744.7*	*131758.6*
پروپان در گردش مرحله دوم *kg/hr*	*40536.9*	*42189.6*
توان کمپرسور مرحله اول *kW*	*3225*	*3246*
توان کمپرسور مرحله دوم *kW*	*5437*	*5469*
بارحرارتی کولر هوایی پروپان *kcal/hr*	*1.98E+07*	*1.10E+07*
بار حرارتی کولر مبدل پروپان / مایعات *kcal/hr*	*1.278*E+06*	*1.54*1.1*E+06*
مجموع پروپان در گردش در کمپرسور *kg/hr*	*172281.6*	*173948.2*

محاسبه توان مصرفی کمپرسور سیستم تبرید

جهت توضیح این پارامتر بطور نمونه محاسبه توان مصرفی کمپرسور گریز از مرکز سیستم تبرید پالایشگاه فجر با استفاده از نرم افزاری پروسسی ***Hysys (3.2)*** در این قسمت صورت گرفته است. محاسبه توان مصرفی کمپرسور گریز از مرکز سیستم تبرید با توجه به تعریف نمودن شرایط ورودی کمپرسور (دبی پروپان در گردش، جرم مولکونی، نسبت ظرفیت حرارتی پروپان) ضریب تراکم ورودی و خروجی، دما و فشار ورودی، فشار خروجی و راندمان پیش بینی شده پولی تروپیک صورت گرفته و در نهایت هد تولیدی و توان مصرفی گزارش میگردد انجام محاسبه دردو مرحله اول (قسمت ورودی ***LP Suction*** تا قسمت میانی) و در مرحله دوم (پس از مخلوط شدن گاز ***Side Steam*** با خروجی مرحله اول تا انتهای کمپرسور) صورت گرفته که محاسبات آنها ارائه شده است.

توان کل مورد نیاز برای کمپرسور با مجموع این دو توان حاصل شده و در نهایت مبنای محاسبه تعیین توان توربین گازی گرداننده آن خواهد بود.

در ذیل اشاره به فرمول عمومی محاسبه (***Head***) و توان مصرفی در کمپرسور گریز از مرکز شده است که مبنای محاسبه جهت نرم افزار فوق خواهد بود.

$$H_p = Za \frac{1545}{MW} T1 \frac{n}{(n-1)} [rp(\frac{n-1}{n}) - 1]$$

$$PWR_g = \frac{mHp}{33000 X \eta p}$$

علائم و نشانه ها

HP = هد تولیدی کمپرسور

Za = ضریب تراکم متوسط

Mw = جرم مولکولی گاز

T_1 = دمای ورودی کمپرسور

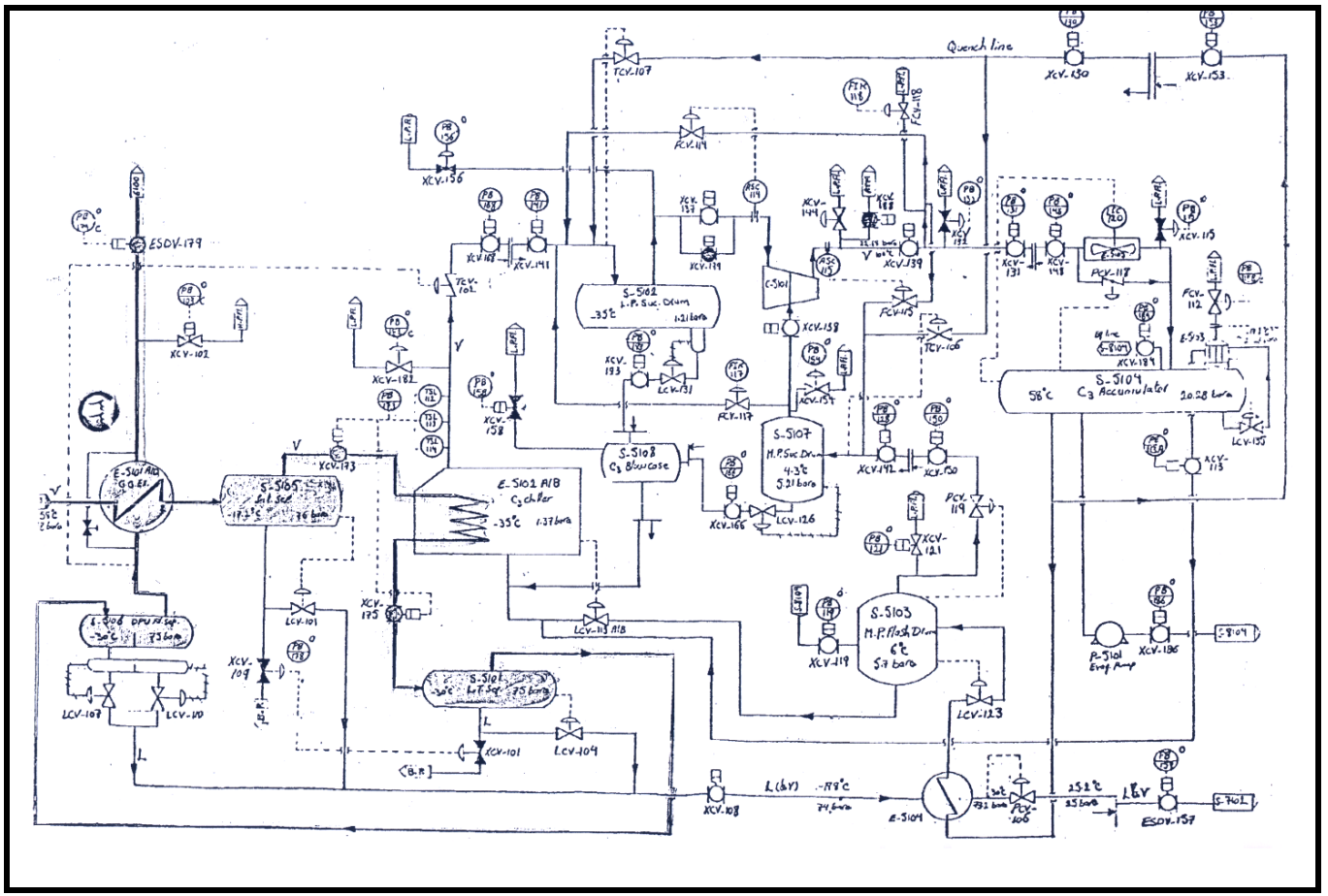
n = ضریب توانی پولی تروپیک

r_p = نسبت تراکم

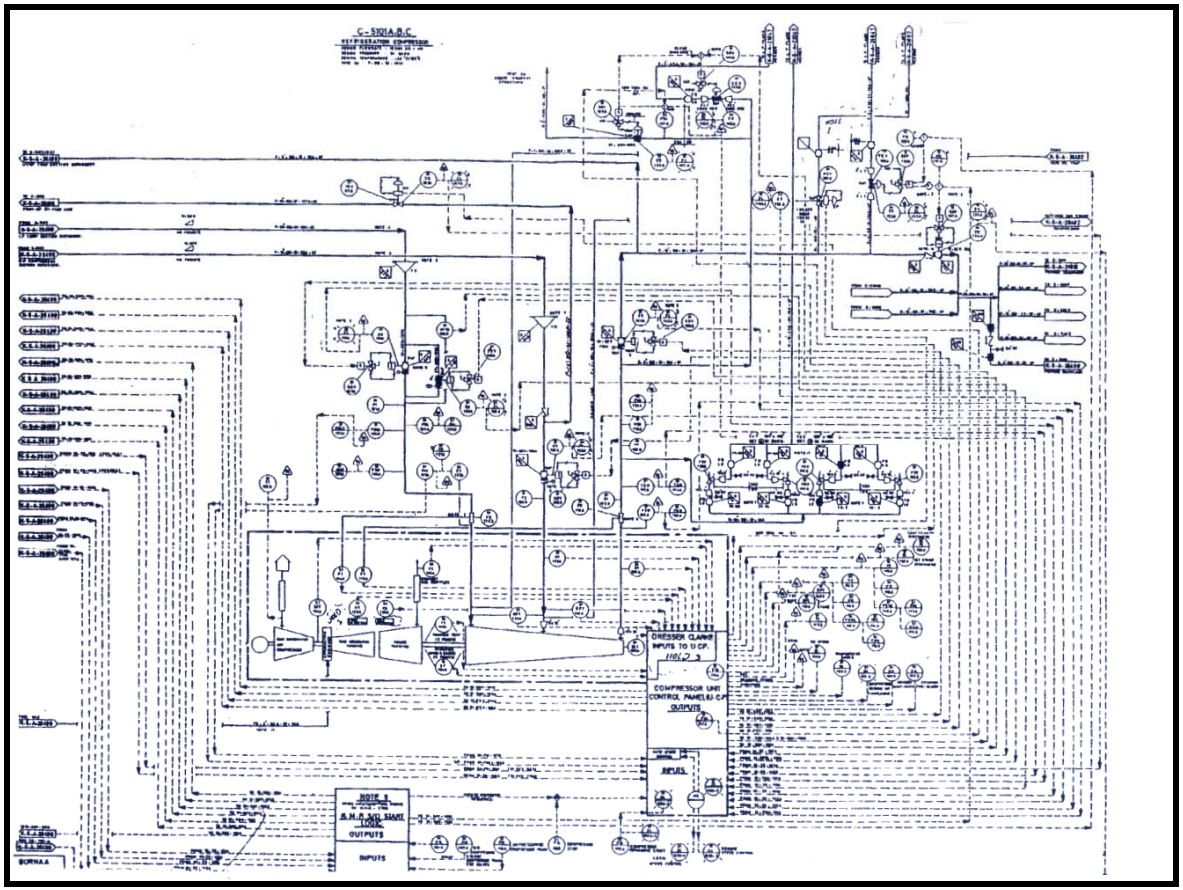
m = جریان گاز در گردش

η_P = راندمان پولی تروپیک

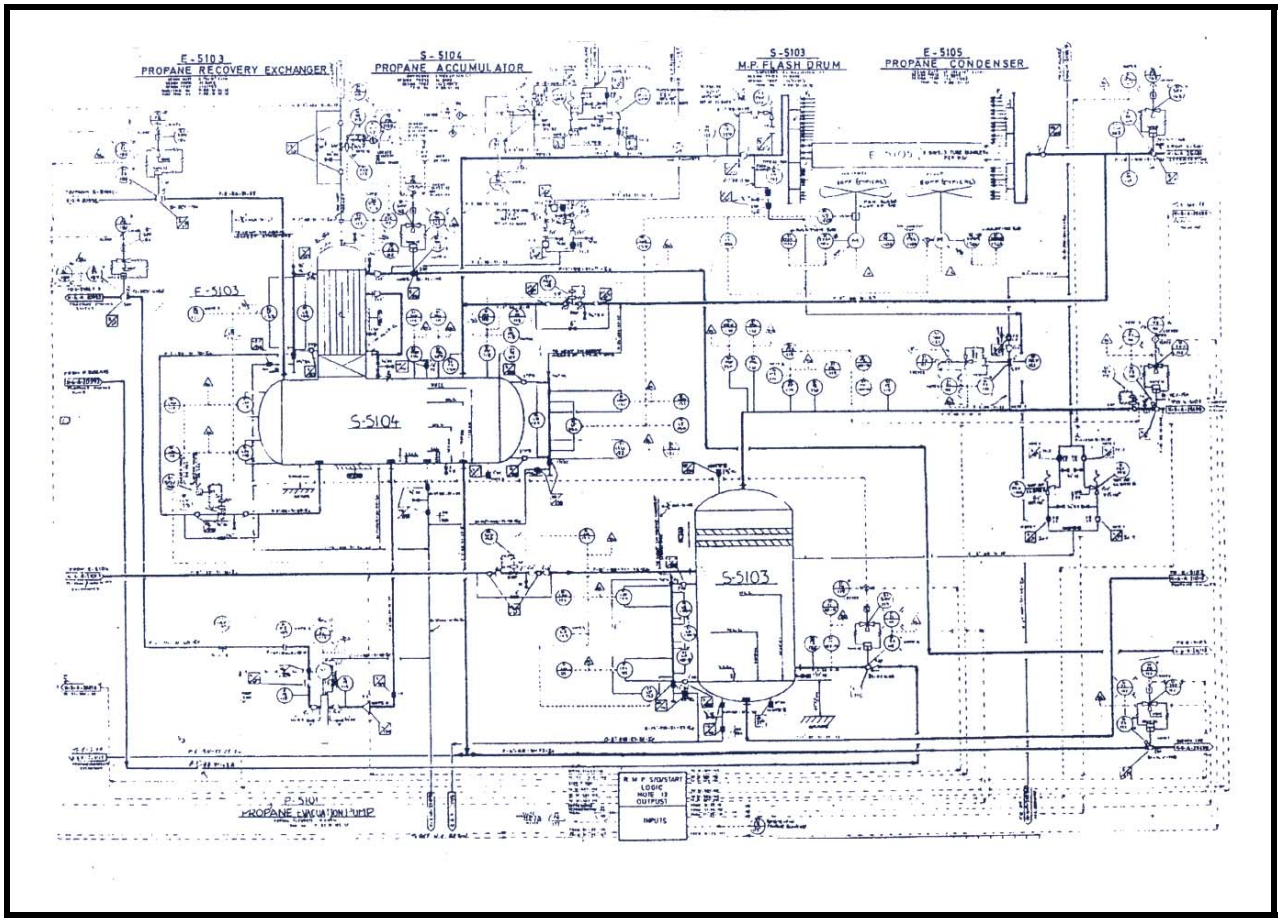
PWRg = توان مصرفی



شکل ۱۳-الف - نمایی از واحد تبرید پالایشگاه فجر



شکل ۱۳-ب – نمودار جریانی و ابزار دقیقی کمپرسور تبرید پالایشگاه فجر



شکل ۱۳-ج- نمودار جریانی و ابزار دقیقی بخشی از سیکل سرمایش واحد تنظیم نقطه شبنم گاز پالایشگاه فجر

فرآیند سیستم سرمایش در فاز ۲و۳ پارس جنوبی

مقدمه

هدف واحد سرمایش (واحد *107*) سرما سازی برای فرآیند تنظیم نقطه شبنم و جداسازی مرکاپتان در واحد (*105*) میباشد.

سرما سازی در واحد (*105*) بوسیله یک سیکل بسته سرمایش در سه سطح دمای *22 °c* (چیلر) و *5 °c* (کندانسور دی پروپانایزر و کولر بوتانایزر) و *-35 °c* (*Coldbox*) صورت میگیرد. پروپان تبخیر شده از سه مبدل فوق الاشاره بازیابی شده و در یک کمپرسور سه مرحله ای کمپرس می شود. گاز خروجی از کمپرسور کندانس شده و مایع مبرد پروپان تحت نیروی جاذبه به واحد (*105*) از طریق یک سیستم کنترل سطح کسکید[1] هدایت شده و سیکل سرما سازی تکرار می شود.

تشریح فرآیند

ظرفیت واحد و اصول طراحی

سیکل سرمایش جهت گردش *444 m3/hr* مایع پروپان دردمای (*60 °c*) و فشار (*21barg*) طراحی شده است گردش سیال مذکور سرما سازی را جهت *500 MMSCFD* گاز را در واحد تنظیم نقطه شبنم و جداسازی مرکاپتان (*105*) این پالایشگاه فراهم می سازد ۴ ردیف سرمایش پروپان در دو فاز وجود داشته که در مجموع قادر به سرما سازی *MMSCFD 2000* گاز خواهد بود. همه تجهیزات و خطوط در سیکل سرمایش در حد (*110%*) دبی در گردش برای سرما سازی در واحد (*105*) و در شرایط تابستان طراحی شده است.

واحد سرمایش در نیازهای ظرفیت پایین واحد تنظیم نقطه شبنم و جداسازی مرکاپتان تا حد ۴۰٪ ظرفیت نرمال طراحی شده و کارایی عملیاتی لازم را خواهد داشت.

---

[1] *Casecade*

مشخصات خوراک پروپان

طراحی واحد براساس ترکیبات زیر جهت پروپان در گردش دیده شده است :

اتان *1.5%*

پروپان *98%*

ایزوبوتان *0.25%*

نرمال بوتان *0.25%*

ترکیبات فوق در سیکل سرمایش در ۳ سطح دمای (*-35 °c*)، (*5 °c*) و (*22 °c*) در واحد (*105*) عمل خواهد نمود. تامین پروپان از مخازن پروپان پالایشگاه بوده که در محدوده واحد با فشار و دمای طراحی و عملیاتی وارد خواهد شد.

فشار عملیاتی *21 barg ***دمای عملیاتی (*45 °c* تا *10*)**

فشار طراحی *44 barg ***دمای طراحی (*85 °c / -46*)**

(بر مبنای فشار توقف پمپ دیده شده است)

تشریح مسیر فرآیند (شکل ۱۴)

نیاز سرما سازی در دمای پایین در واحدهای تنظیم نقطه شبنم و حذف مرکاپتان (واحد *105*) بوسیله یک سیکل بسته سرمایش تامین می گردد.

سرماسازی دارای ۳ سطح دمایی میباشد.

- **(*22 °c*) برای چیلر گاز مرطوب (*105-E-102*) (*Wet gas chiller*)**
- **(*5 °c*) برای کندانسور دی پروپانایزر (*105-E-105*) و هم چنین کولر بوتان (*105-E-108*)**
- **(*-35 °c*) برای تامین بار سرمایی مورد نیاز در *Cold box* (*105-E-103*)**

مطابق با این سطوح دمایی، سیال پروپان بعنوان یک مبرد انتخاب شده است و درنتیجه جهت گردش پروپان در سیکل سرمایش در این ۳ سطح دمایی کمپرسور ۳ مرحله ای تبرید بکار گرفته شده است.

بخش کندانسور و مبرد پروپان

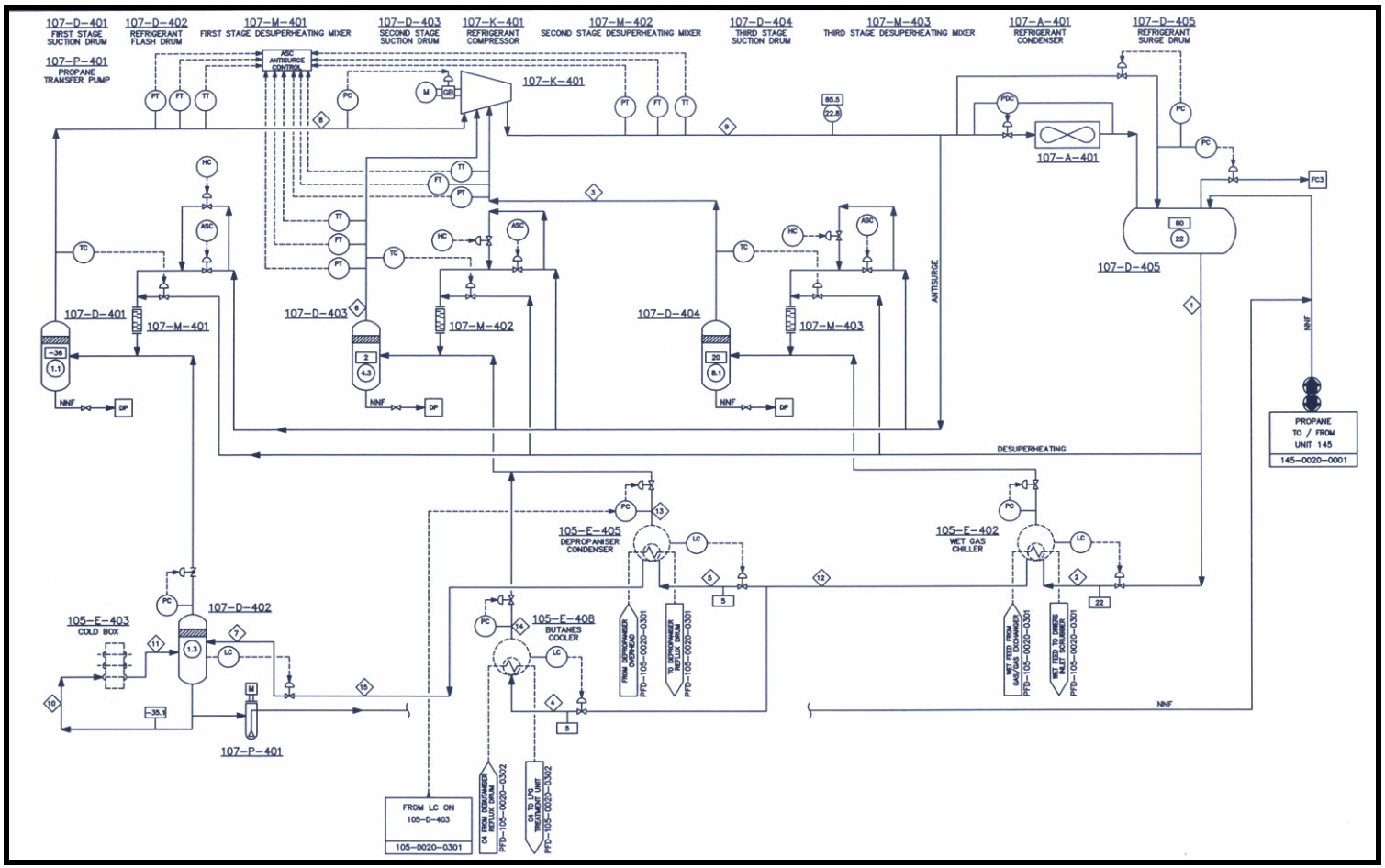
گازی که کمپرسور پروپان (*107K-101*) را ترک می کند در دمای *60 °c* در کندانسور مبرد پروپان (*107A-101*) کاملاً مایع شده و در مخزن سرج درام (*107-D-105*) جمع می شود. درام مذکور در فشار *21 barg* کار می کند. جهت کنترل فشار مورد اشاره از کنترلری[1]

[1] ***Split range***

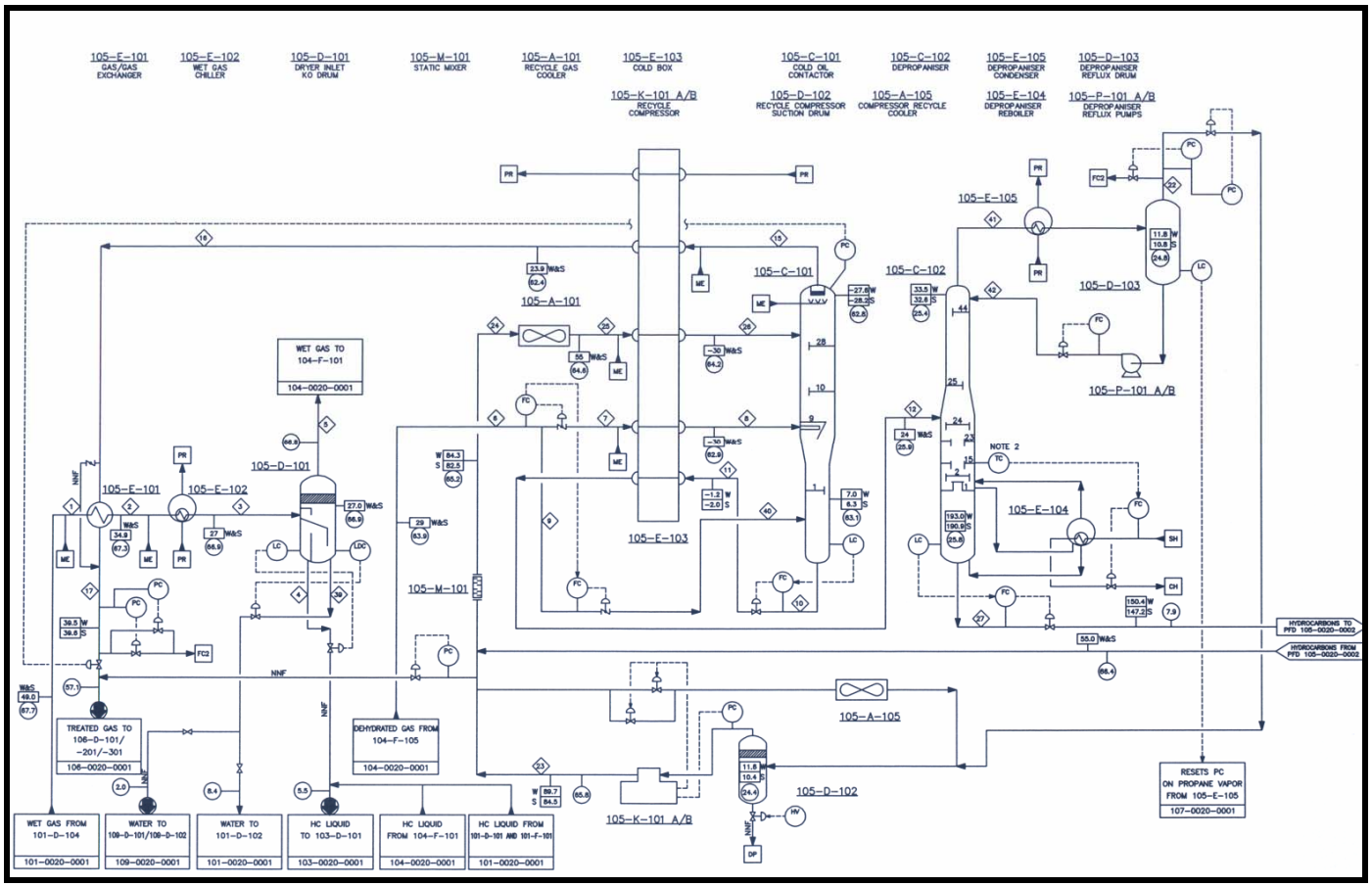
استفاده شده که در شرایط فشار پایین شیر بای پاس[1] کولر را باز نموده و موجب انتقال بخار داغ به مخزن سرج درام فراهم کرده و در سیگنال فشار بالا کنترل مذکور پروپان را به بخش مشعل[2] هدایت می نماید.

خط مایع پروپان تامینی از مخزن واقع در واحد ذخیره پروپان (*145*) به سرج درام مذکور مرتبط بوده در ضمن پروپان اضافی از این مخزن توسط همین خط قابل انتقال به واحد (*145*) خواهد بود.

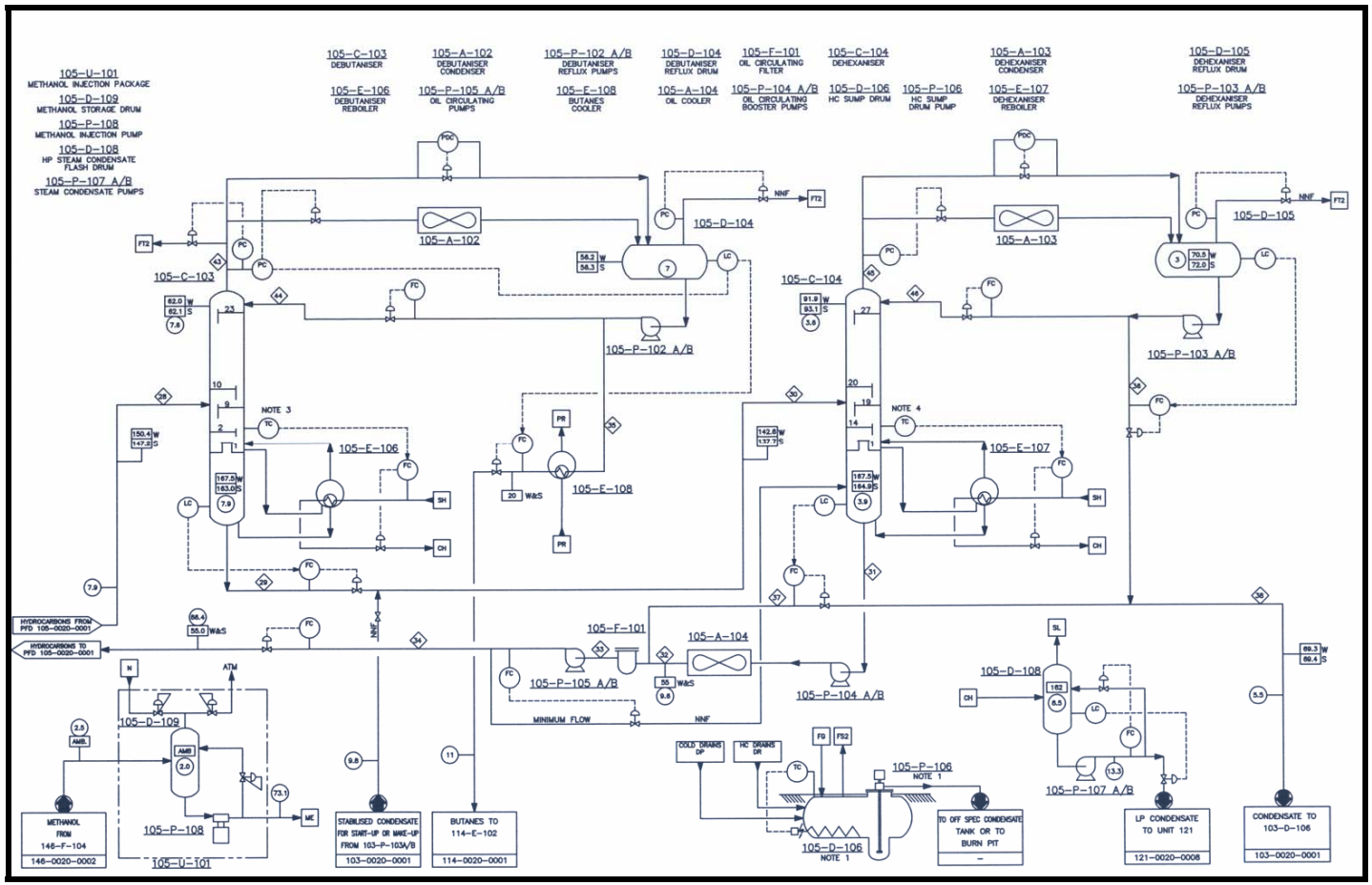
[1] ***By pass***
[2] ***Flare***



شکل ۱۴-الف- نمودار جریانی واحد تبرید پالایشگاه پارس جنوبی



شکل ۱۴- ب-نمودار جریانی واحد تنظیم نقطه شبنم پالایشگاه پارس جنوبی (۱)



شکل ۱۴- ج-نمودار جریانی واحد تنظیم نقطه شبنم پالایشگاه پارس جنوبی (۲)

مبدلهای حرارتی در سیکل سرمایش

*** مبدل چیلرگاز مرطوب (*105-E-102*)**

مبرد پروپان تحت کنترل سطح مایع در قسمت پوسته مبدل وارد چیلر (*105-E-102*) شده و موجب سردشدن گاز مرطوب ورودی می شود. بخار پروپان در این مبدل به ورودی فشار بالای کمپرسور از طریق درام مرحله سوم ورودی کمپرسور (*107-D-104*) هدایت می شود. فشار عملیاتی در چیلر (*105-E-102*) *8 barg* بوده که با دمای عملیاتی (*22 c°*) مطابقت خواهد داشت. فشار در چیلر بوسیله کنترل فشار بالا دست[1] و از طریق یک شیر کنترل فشار واقع بر روی خط بخار خروجی چیلر، نگهداری و تنظیم می شود.

*** کندانسور پروپان زدا (*105-E-105*) و کولر بوتان زدا (*105-E-108*)**

مبرد پروپان پس از خروج از لوله مبدل (*105-E-102*) وارد دو مبدل کندانسور پروپان زدا (*105-E-105*) و کولر بوتان زدا (*105-E-108*) بصورت موازی و تحت کنترل سطح مایع در پوسته دو مبدل وارد می شود و بترتیب موجب خنک و مایع شدن بخار بالای برج پروپان زدا و همچنین سرد شدن محصول رفلاکس برج بوتان زدا می گردد. بخار حاصل در پوسته مبدلهای مذکور تحت کنترل فشار بالا دست به یکدیگر می پیوندند و وارد درام ورودی میانی کمپرسور (*107-D-103*) شده و پس از آن به قسمت میانی کمپرسور وارد خواهد شد.

تبخیر پروپان در کولر بوتان (*100%*) بوده ولی در مبدل (*105-E-105*) تحت کنترل سطح فلش به درام (*107-D-102*) هدایت می گردد.

فشار عملیاتی در مبدل (*105-E-105*) و (*105-E-108*) *5.6 barg* در نظر گرفته شده که مطابق با دمای عملیاتی (*5 °c*) میباشد.

*** *Cold box* (*105-E-103*)**

مبرد مورد نیاز برای (*105-E-103 cold box*) از طریق یک سیستم کنترل سطح وارد فلش درام (*107-D-102*)می شود. انتقال مایع از این درام به *cold box* از طریق نیروی گراویتی صورت گرفته و پس از مختصری تبخیر در آن به درام مذکور برگشت داده می شود. طراحی *cold box*، تعیین درصد بخار مبرد در خروجی *cold box* و موقعیت و ارتفاع *cold box* و درام نسبت بهم اجازه گردش طبیعی سیال مبرد را بین آن دو را فراهم می کند.

گاز تبخیری از درام (*107-D-102*) به مرحله اول کمپرسور از طریق یک درام جداکننده (*107-D-101*) هدایت می شود.

---

[1] ***back pressure control***

فشار عملیاتی در (*107-D-102*) *0.3 bar* در نظر گرفته شده که مطابق با دمای عملیاتی (*-35 °c*) خواهد بود. فشار در درام (*107-D-102*) بوسیله سیستم کنترل فشار بالا از جریان بالادست بخار خروجی درام کنترل می شود.

کمپرسور پروپان

کمپرسور پروپان (*107-K-101*)یک کمپرسور ۳ مرحله ای میباشد که بوسیله یک موتور الکتریکی از طریق یک گیربکس هیدرولیکی دور متغیر گردانده می شود.

*** اولین مرحله کمپرسور**

بخار از فلش درام تبرید (*107-D-102*) به درام مرحله اول ورودی کمپرسور (*-107-D-101*) هدایت شده و در صورتیکه مایعی همراه آن باشد، در این درام جدا می گردد. سپس گاز به مرحله اول کمپرسور با فشار (*0.1 barg*) تغذیه می شود. مرحله اول کمپرسور دارای دریچه راهنمای ورودی بوده که هماهنگ با گیربکس هیدرولیکی دور متغیر ظرفیت ورودی مورد نیاز کمپرسور از طریق کنترل فشار ورودی تامین می نماید.

*** مرحله دوم کمپرسور**

بخار از کندانسور دی پروپانایزر (*105-E-105*) و کولر بوتانایزر(*105-E-108*) با یکدیگر مخلوط شده و به درام مرحله دوم کمپرسور (*107-D-103*) وارد می شوند و با جا گذاشتن ذرات مایع احتمالی گاز خشک به مرحله دوم کمپرسـور با فشار *3.3 barg* تغذیه می شود.

*** مرحله سوم کمپرسور**

بخاری پروپان از چیلر گاز مرطوب (*105-E-102*) به درام مرحله سوم کمپرسور (*-107-D-104*) هدایت شده و با جا گذاشتن هر گونه ذرات مایع بسته مرحله سوم کمپرسور پروپان با فشار *7 barg* وارد خواهد شد.

سیستم آنتی سرج کمپرسور پروپان

یک سیستم کنترل آنتی سرج برای محافظت کمپرسور پروپان (*107-K-101*) در نظر گرفته شده که برای هر مرحله کمپرسور یک خط و یک شیر کنترل آنتی سرج فراهم شده است. گاز آنتی سرج بخار گرمی می باشد که مستقیماً از خروجی کمپرسور پروپان گرفته می شود و بدین جهت دما در درامهای ورودی کمپرسور بوسیله تزریق مایع پروپان از طریق سرج درام (*107-D-105*) کنترل می شود. در مراحل آنتی سرج همراه با مخلوط کننده های (*-107-M-101/102/103*) بوده که بترتیب موجب اختلاط پروپان داغ خروجی کمپرسور و مایع

پروپان ارسالی از درام فوق شده که بصورت فاز یکپارچه بخار با دمای مناسب وارد مراحل مختلف کمپرسور خواهد شد.

فرآیند کنترل

تجهیزات ابزار دقیق جدول ۵ مطابق با مشخصات ارائه شده زیر واحد سرمایش را کنترل می نمایند.

جدول ۵- تجهیزات کنترلی واحد سرمایش

عملکرد کنترلر	نقطه عملکرد	کارکرد و موقعیت کنترلر	اسم کنترلر
بر روی شیر کنترل *PV-0006*	*0.3 barg*	کنترلر فشار فلش درام سرمایش	*PIC 0006*
بر روی شیر کنترل *LV-0007*	*800 mm*	کنترل سطح فلش درام سرمایش	*LIC 0007*
بر روی شیر کنترل *TV-0011* فقط زمانیکه شیر آنتی سرج در سرویس میباشد	*031 °c*	کنترل دمای ورودی مرحله اول کمپرسور	*TIC 0011*
بر روی شیر کنترل *TV-0016* فقط زمانیکه شیر کنترل سرج در سرویس میباشد	*7 °c*	کنترل دمای ورودی مرحله دوم کمپرسور	*TIC 0016*
بر روی شیر کنترل *TV-0021* فقط زمانیکه شیر آنتی سرج در سرویس میباشد	*25 °c*	کنترل دمای ورودی مرحله سوم	*TIC 0021*
بر روی دریچه راهنمای ورودی و سرعت در مرحله اول کمپرسور	*0.1 barg*	کنترل فشار مرحله اول کمپرسور	*PIC 5213*
بر روی شیر کنترل *PV-0051A*	*22.8 barg*	کنترل فشار سرج درام سرمایش	*PIC0051A*
بر روی شیر کنترل *PV-0051B*	*21 barg*	کنترل فشار سرج درام سرمایش	*PIC 0051B*

کنترل فشار ورودی کمپرسور

جهت اطمینان از پایداری دمای تبرید در چیلرهای واحد (*105*) فشار در چیلرهای مذکور(*105-E-102*)، (*105-E-105*)و(*105-E-108*) باید کنترل گردد.

فشار در فلش درام (*107-D-102*) تحت شیر کنترل فشار (*1071-PV-0006*) موجب نگه داشتن دمای ثابت در *cold box* (*105-E-103*)می گردد.

اپراتور همچنین دارای گزینه انتخاب سیگنال دمای از طریق کنترل (*105-TIC-0051*) (*cold oil contactor*) جهت کنترل فشار در درام (*107-D-102*) بجای کنترل مستقیم فشار صورت گیرد که این عمل با یک سویچ انتخاب کننده انجام می گیرد.

سیستم کنترل فشار اشاره شده حداکثر انعطاف عملیاتی را بوجود آورده و مستقل از فشار ورودی کمپرسور پروپان (*107-K-101*) خواهد بود. فشار در مرحله ورودی کمپرسور بوسیله ترکیبی از کنترل سرعت و کنترل دریچه راهنمای ورودی (*IGO*) کمپرسور انجام می شود. با وجودی که کمپرسور گرداننده دور متغیر و کنترل دریچه راهنمای ورودی می باشد، شرایط عملیاتی در ظرفیت پایین بوسیله جریان برگشتی کمپرسور از خروجی به ورودی انجام می گیرد. اولین، دومین و سومین مرحله کمپرسور با شیرهای دستی برگشتی (*107-HV-0028*)، (*107-HV-0035*)، (*107-HV-0045*) به ترتیب تجهیز شده که شیرهای مذکور استفاده از شیرهای آنتی سرج در مرحله عملیاتی ظرفیت پایین (*Turndown operation*) را حداقل می کند.

سیستم تبرید پالایشگاه سرخون

مشخصات کلی واحد

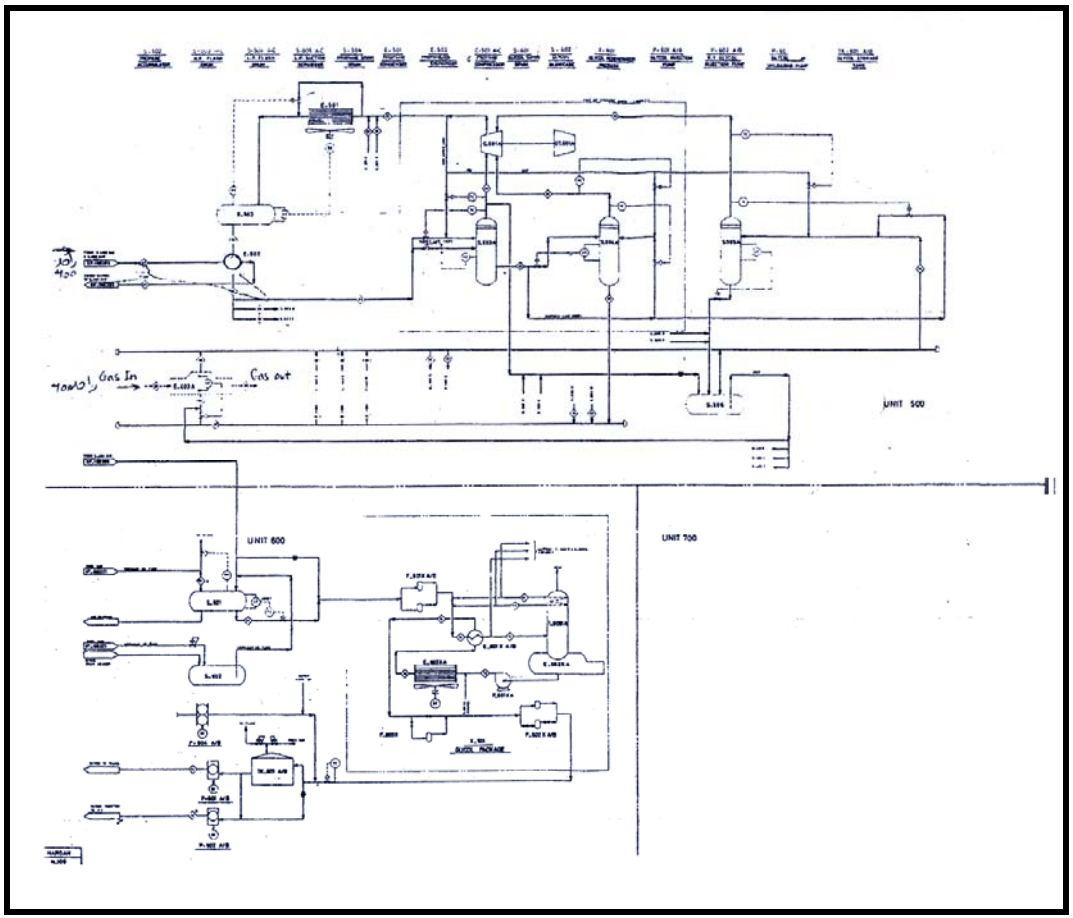
کلیات

اصول کار این واحد شبیه به کار یک سیکل تبرید معمولی است. کلاً این واحد شامل سه ردیف میباشد که اصول کار هر ردیف به این ترتیب است :

بخار پروپان ورودی از واحد تنظیم نقطه شبنم (واحد ۴۰۰) ابتدا وارد مخزن مایع گیر-*S 505 A* شده که در آنجا قطرات مایع همراه بخار جدا شده و بخار خروجی از مخزن وارد مرحله اول کمپرسور *C-501 A* می شود.

بخار خروجی از کمپرسور تحت فشار *barg* ۱۸/۹ وارد کندانسور *E-501* شده که در آنجا بخار پروپان فشار بالا در اثر جریان هوا خنک شده و مایع می شود. مایع بدست آمده سپس وارد انباره پروپان *S-502* میشود. مایع خروجی از انباره پروپان توسط مبدل *E-502 A* (واقع در واحد ۴۰۰) تبادل حرارت انجام داده و سرد می شود. پس از این مرحله مایع پروپان با عبور از یک شیر کنترل افت فشار یافته و سپس وارد مخزن تبخیر ناگهانی *S-503 A* شده و بخارات حاصله از تبخیر وارد مرحله سوم کمپرسور *C-501 A* می شود.

فشار عملیاتی این مخزن *barg* ۵/۶ و دمای عملیاتی آن^{o}C ۱۱/۵ است. مایع تفکیک شده در مخزن *S-503* سپس وارد مخزن تبخیر آنی *S-504 A* شده و بخارات حاصله از تبخیر وارد مرحله دوم کمپـرسور *C-501 A* می شود مایع بدست آمده نیز بعنوان مایع اشباع پروپان به چیلرهای *E-403 A-C* واقع در واحد ۴۰۰ انتقال مییابد.



شکل ۱۵- نمایی از واحد تنظیم نقطه شبنم گاز پالایشگاه سرخون

شرح فرآیند واحد تبرید پروپان (واحد ۵۰۰)

واحد تبرید با سیال پروپان که از یک مدار بسته تبرید تشکیل شده است برودت لازم را جهت تنظیم نقطه شبنم گاز فراهم می آورد.

اصول کار این واحد شبیه به کار یک سیکل تبرید معمولی است ولی کارکرد کمپرسور آن با داشتن دو ورودی اندکی پیچیده تر میباشد.

اگر از یک نقطه این سیکل مثلاً نقطـه خروج پروپـــان از کمپرســـــور شـــــروع کنیم، پس از تراکـــــم پروپـــــان فشـرده شـــده بطرف چگالنـــده پروپـــــان *E-501* (*Propane Condenser*)جریان می یابد.

این چگالنده یک نوع مبدل حرارتی است که پروپان ضمن عبور از لوله های متعدد آن توسط جریان هوای دمیده شده بوسیله تعدادی پروانه برقی خنک شده و چون فشار آن بالاست تبدیل به مایع می شود و مایعات فوق سپس وارد مخزنی بنام انباره پروپان (*Propane Accumulator*) بشماره *S-502* شده و در آن جمع می شود. متعاقب خروج از این انباره، پروپان مایع از مبدل حرارتی پروپان / مایعات هیدروکربن *E-502* عبور نموده و توسط مایعات هیدروکربنی که در قسمت پوسته این مبدل جریان دارند خنک می شود. سپس در پی عبـــور از یک شیر کنترل که قبل از مخزن تبخیـر آنی پروپان *S-503 A* قرار دارد فشار پروپان از ۱۷/۸ به *barg* ۵/۶ کاهش می یابد. در اثر این افت فشار مقداری از پروپان بصورت بخار درآمده و دمای آن همزمان با افت فشار به حدود ۱۱/۵ درجه سانتیگراد تنزل میکند. پروپان بخار شده در این مخزن وارد مرحله سوم کمپرسور تبرید *C-501 A* گشته و پس از تراکم دوباره سیکل را شروع می نماید.

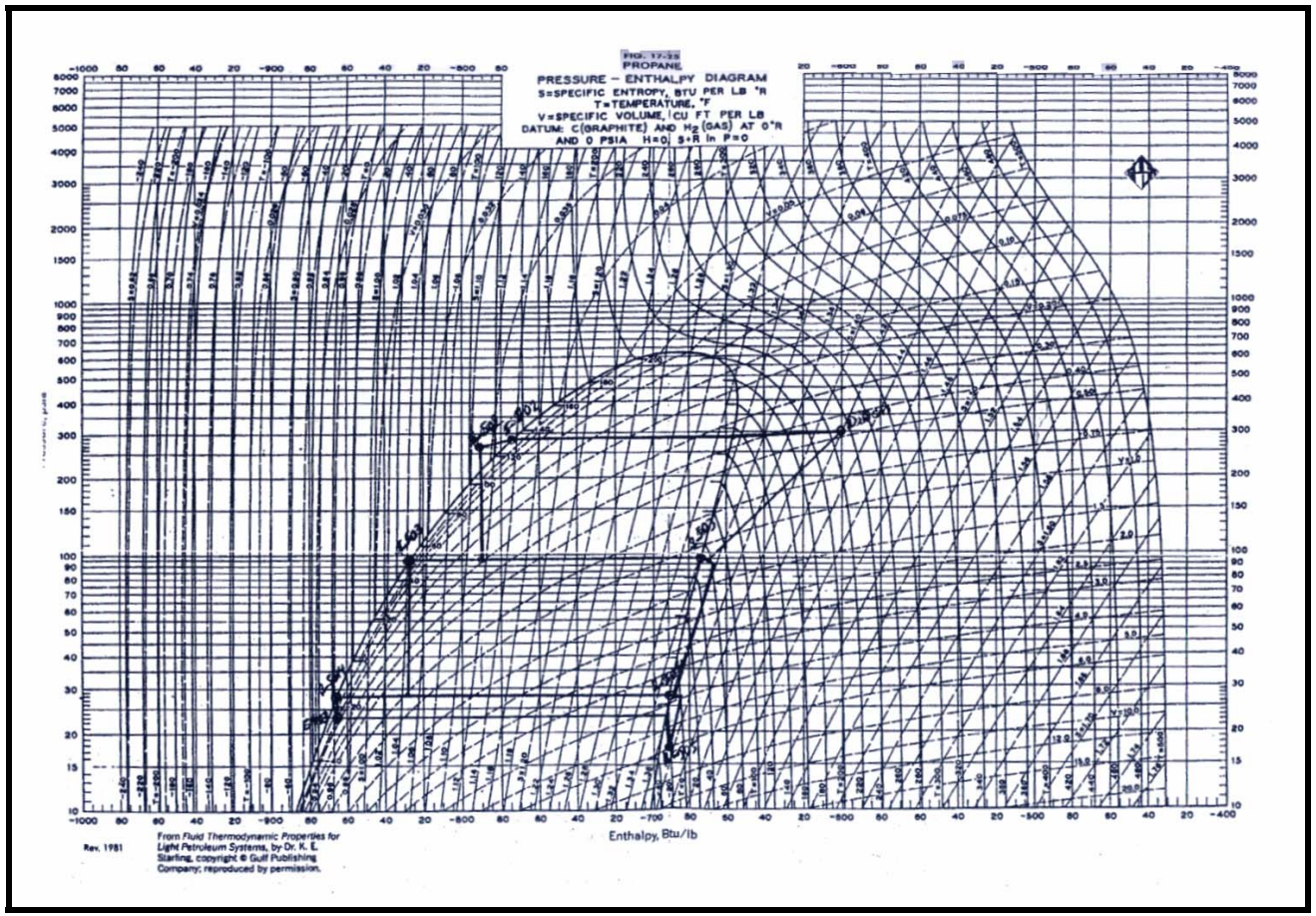
مایعات خروجی مخزن *S-503 A* از سوی دیگر پس از عبور از یک شیر کنترل سطح وارد مخزن تبخیر آنی *S-504 A* که در فشار پایین تری نسبت به مخزن *S-503 A* قرار دارد می شود. بخار پروپان حاصله از این مخزن وارد مرحله دوم کمپرسور *C-501 A* گشته و پس از تراکم دوباره سیکل را شروع می نماید.

مایعات خروجی مخزن *S-504 A* از سوی دیگر پس از عبور از یک شیر کنترل سطح وارد قسمت پوسته چیلر پروپان *E-403 A* می شود. در اثر عبور از شیر کنترل مزبور که سطح مایعات پروپان را در قسمت پوسته چیلر ثابت نگه میدارد و افت فشار، دمای پروپان از به ۲۷/۶- به ۳۰- درجه سانتیگراد تنزل می نماید. در چیلر *E-403 A* پروپان مایع گرمای نهان تبخیر خود را از گاز طبیعی که در قسمت لوله های چیلر در جریان است اخذ نموده و کاملاً بصورت بخار در می آید. بخارات متصاعد شده در چیلر سپـــس بطرف مخزن *S-505 A*

که مخزن مایع گیر گاز ورودی فشار پایین کمپرسور نام دارد میرود و از آنجا پس از جای گذاشتن ذرات ریز مایعات همراه خود راهی کمپرسور تبرید گشته و متعاقب تراکم در این کمپرسور سیکل تبرید را مجدداً آغاز می کند.

لازم به تذکر است که واحد تبرید پروپان از سه ردیف مساوی و مشابه تشکیل شده که ۲ ردیف آن همیشه در حال کار است و سومی بعنوان یدک می باشد.

در صفحه بعد نمودار (*P-H*) سیستم تبرید پالایشگاه سرخون ارائه شده است.



شکل ۱۶- نمودار مولیر به همراه سیکل پروپان پالایشگاه سرخون

کمپرسور پروپان و توربین گازی واحد تبرید سرخون

الف – کمپرسور *C-501 A*

کمپرسور *C-501 A* ساخت کارخانه الیوت از نوع گریز از مرکز بوده و از سه قسمت تشکیل شده است. قسمت اول گاز پروپان را از مخزن مایع گیر ورودی فشار پایین کمپرسور *S-505* ازطریق یک لوله ۱۶ اینچ دریافت میکند. بر روی این لوله سوئیچ های فشار بالا[1] و فشار پایین[2] قرار دارند که در مواقع لزوم آژیرهای مربوطه را جهت اطلاع متصدی روی تابلوی اصلی کنترل بکار می اندازند. همچنین سوئیچ فشار مادون پایین[3] نیز روی این خط لوله قرار دارد که در صورت عملکرد علاوه بر بکار انداختن آژیر *PSLL 104 A* باعث بکار افتادن سیستم از کاراندازی کمپرسور تبرید می شود.

قسمت دوم، گاز پروپان را توسط خط لوله ۸ اینچی از مخزن تبخیر آنی پروپان در فشار پایین میگیرد و به همراه گاز قسمت اول آن را فشرده می نماید و بطرف قسمت سوم می فرستد.

قسمت سوم، گاز پروپان را توسط خط لوله ۸ اینچی از مخزن تبخیر آنی پروپان در فشار بالا میگیرد و به همراه گاز قسمت اول و دوم آن را فشرده نموده و بطرف چگالنده پروپان می فرستد.

گاز پروپان ورودی قسمت اول با عبور از پره های راهنمای ورودی[4] با زاویه ای مطلوب وارد چشم پروانه می گردد و سپس بعلت وجود نیروی گریز از مرکز با سرعت به همراه گاز پروپان ورودی قسمت دوم بطرف پره های راهنما و پروانه قسمت دوم رفته و از آنجا نیز بعلت وجود نیروی گریز از مرکز فشرده شده و به همراه گاز پروپان ورودی قسمت سوم بطرف پره های راهنما و پروانه قسمت سوم رفته و از آنجا نیز بعلت وجود نیروی گریز از مرکز فشرده شده و بطرف چگالنده پروپان فرستاده می شود.

ب – توربین گازی

این واحد تشکیل شده است از یک ژنراتور گازی که انرژی لازم را برای توربین تامین نموده و در نتیجه توربین نیرو[5] کمپرسور را به گردش می اندازد. توربین مجهز به یک سیستم سوخت دوگانه میباشد بنابراین سوخت گازی یا مایع می تواند استفاده شود.

---

[1] ***PSH- 103 A***
[2] ***PSL-128 A***
[3] ***PSLL 104 A***
[4] ***Inlet Guide Vanes***
[5] ***Power Turbine***

تغییر از یک نوع سوخت به نوع دیگر توسط فشار دادن دکمه فشاری مربوطه از اطاق اصلی کنترل بطور اتوماتیک صورت می گیرد.

توربین دارای مخزنی است که گنجایش ۱۲۹۶ لیتر روغن روان کننده را دارد.

در پریود زمانی شروع بکار، توقف و خنک کردن، روغن توسط یک پمپ به موتور انتقال می یابد.

دیسک های توربین و دیگر قسمت هایی که درجه حرارت بالایی دارند، توسط هوا خنک می شوند.

درجه حرارت گاز خروجی توسط یک نشان دهنده، متصل به ترموکوپل نشان داده و سپس علائمی به سیستم منطقی جهت کنترل فرستاده می شود.

مجموعه کمپرسورهای تبرید *C-501 A-C*
(*PROPANE COMPRESOR PACKAGE*)

این مجموعه شامل سه ردیف مستقل میباشد که هر ردیف می تواند بطور مستقل عمل نموده و گاز پروپان را متراکم نماید. ظرفیت طراحی این کمپرسورها بصورتی است که با ۳ کمپرسور می تواند ظرفیت چهار ردیف تنظیم نقطه شبنم را تامین نماید. بدلیل اینکه هر سه مجموعه کمپرسور تبرید کاملاً مشابه یکدیگرند دراینجا به تشریح یکی از آنها اکتفا می شود.

تجهیزات اصلی مجموعه عبارتند از کمپرسور الیوت مدل ۴۰۰۰ که دارای ژنراتور گازی توربین نیرو، سیستم روغن کاری ، سیستم کنترل و سایر سیستم های کمکی دیگر میباشد.

مشخصات کمپرسور به شرح زیر است :

جدول ۶- مشخصات کمپرسور الیوت

شرایط عملیاتی	ورودی به کمپرسور	اولین جریان جانبی	دومین جریان جانبی	خروجی کمپرسور
ظرفیت (*kg/min*)	۲۴۱	۷۴/۴	۹۹/۸۸	۴۱۵/۲۸
فشار (*bara*)	۱/۱۸	۱/۸۳	۱/۶۱	۱۹/۹
درجه حرارت (^oC)	-۳۰	-۲۷/۶	۱۱/۵	۹۱/۸
توان (*kW*)	۱۶۵۵/۳			
دور موتور(*rpm*)	۹۴۲۴			

مشخصات توربین گازی بشرح زیر است :

الف – ایمنی درجه حرارت عملیاتی گاز

- اخطار

درجه حرارت عملیاتی بالا **۴۷۵ درجه سانتیگراد**

- از کار اندازی

درجه حرارت داغ خروجی از توربین نیرو **۵۶۵ درجه سانتیگراد**

- داغی موتور **۱۳۰ درجه سانتیگراد**

- اخطار نوسانات **۶۰ درجه سانتیگراد**

ب – سرعت

- توربین کمپرسور **۱۰۶۰۰ دور در دقیقه**

- توربین نیرو **۷۹۰۰ دور در دقیقه**

ج – روغن نرم کننده

- فشار **۳/۴۵ بار مطلق**

- درجه حرارت **۶۰ درجه سانتیگراد**

- ایمنی : فشار پایین (از کار اندازی) **۲/۴۱ بار مطلق**

درجه حرارت بالا (اخطار) **۶۶ درجه سانتیگراد**

درجه حرارت بالا (از کار اندازی) **۷۴ درجه سانتیگراد**

د – مشخصه ها

- روغن روانکاری **پالایشگاه آبادان *100HB***

- گاز سوخت **گاز سوخت خشک (*R.G.T*)**

مشخصات سیال واحد

مشخصات سیال دریافتی

تنها سیال دریافتی در واحد ۵۰۰ بخاراشباع پروپان میباشد که مشخصات آن برای سال اول بهره بردای شرایط تابستان و زمستان در جدول ۷ داده شده است :

جدول ۷- مشخصات سیال دریافتی برای سال اول بهره بردای شرایط تابستان و زمستان

		تابستان			زمستان		
سیال دریافتی	فازسیال	دبی *kg/h*	فشار(*bara*)	دما ^oC	دبی *kg/h*	فشار(*bara*)	دما ^oC
پروپان	بخاراشباع	۷۲۳۲/۴	۱/۶۸	-۳۰	۷۲۳۲/۴	۱/۶۸	-۳۰

مشخصات سیال خروجی از واحد

تنها سیال خروجی از واحد مایع اشباع پروپان می باشد که مشخصات آن برای سال اول بهره برداری در شرایط تابستان و زمستان در جدول زیر داده شده است :

		تابستان			زمستان		
سیال دریافتی	فازسیال	دبی *kg/h*	فشار(*bara*)	دما ^oC	دبی *kg/h*	فشار(*bara*)	دما ^oC
پروپان	مایع اشباع	۷۲۳۲/۴	۱/۸۳	-۲۷/۶	۷۲۳۲/۴	۱/۸۳	-۲۷/۶

واحد کنترل نقطه شبنم گاز پالایشگاه مسجد سلیمان

این پالایشگاه که در نزدیکی مسجد سلیمان تاسیس گردیده است در راستای شیرین سازی و تنظیم نقطه شبنم گاز ورودی به میزان (*16 MM SCF/D*)×*2* در دو ردیف عملیاتی در نظر گرفته شده است.

تنظیم نقطه شبنم در این پالایشگاه براساس سیستم تبرید و بدون اکونومایزر و با استفاده از کمپرسور نوع چرخ گوشتی[1] طراحی شده که ذیلاً شرحی براین واحد ارائه می شود.

گاز از اسکرابر خروجی واحد شیرین سازی به واحد تنظیم نقطه شبنم ارسال شده و پس از سرد شدن دردمای (*-12°c*) *10 °F* و جاگذاری آب و هیدروکربور لازم در شرایط تنظیم نقطه شبنم به خط خروجی پالایشگاه ارسال می شود. جهت این عملکرد، گاز ابتدا وارد لوله های مبدل گاز / گاز (*E-400 A/B*) و سپس لوله های چیلر *E-401* میگردد. اتیلن گلایکول در مسیر عبور گاز در قبل از دو مبدل فوق جهت جلوگیری از یخ زدگی تزریق می شود. با سرد شدن گاز، گلایکول غنی و مایعات هیدروکربوری از گاز بتدریج جدا شده و در نهایت در چیلر حداکثر جداسازی مایعات مزبور صورت میگیرد. چیلر مورد استفاده در این سیستم از نوع کتل[2] بوده با لوله ها *U* شکل و ثابت[3] که گاز در لوله و پروپان در پوسته جریان دارد. پروپان در چیلر تبخیر شده و مجدداً در سیکل مایع شده و به چیلر باز می گردد.

گاز پس از عبور از چیـــلر و سرد شدن وارد مخزن جدا کننده دما پایین[4] (*V-400*) میگردد که یک جداکننده ۳ فازی است. دما و فشار عملیاتی آن بترتیب (*10 °F*) *-12°c* و (*575 psig*) *3965 kPag* بوده و میزان گاز عبوری از آن *14.66 MMscfd*، مایع هیدروکربور جدا شده از آن (*17.73 USgpm*) و گلایکول رقیق که ناشی از جذب آب گاز توسط گلایکول غلیظ میباشد به میزان *2.278 USgpm* از این جدا کننده خارج خواهد شد.

گاز خارج شده از این جداکننده دما پایین، وارد پوسته مبدل گاز/ گاز شده و پس از سرد کردن گاز ورودی به واحد تنظیم شبنم تحـت کنتـــرل فشار (*PC-430*) راهی خط لوله

---

[1] *Screw*
[2] *Kettle*
[3] *Fixed tube*
[4] *Low Temp Seperator*

خروجی پالایشگاه میگردد. مایعات کندانس شده در جداکننده فوق با توجه به زمان اقامت طراحی ۱۳ دقیقه، بصورت دو فاز مایعات هیدروکربوری و گلایکول رقیق جدا می گردد. یک کویل حاوی گلایکول غلیظ که جهت تزریق در این واحد استفاده می شود از قسمت پایین ظرف متصل به جدا کننده (*boot*) عبور کرده و ضمن سرد شدن گلایکول غلیظ، با گرم کردن مخلوط در جدا کننده دما پایین کمک لازم در جداسازی هیدروکربور مایع و گلایکول رقیق اعمال می کند. سطح مایع دراین (*boot*) توسط (*Lc-430*) کنترل می گردد.

مایعات هیدروکربوری جمع آوری شده در مخزن جدا کننده دما پایین سپس به مبدل پروپان (*Subcooler*) *E-402* منتقل شده و با گرم شدن در آن به فلش درام هیدروکربور مایع (*V-501*) جهت تثبیت اولیه و مراحل بعدی هدایت می گردد. سطح مایع هیدروکربوری در مخزن جدا کننده دما پایین توسط (*Lc-432*) کنترل می گردد.

در سیکل تبرید پروپان این واحد، بخار پروپان اشباع از خروجی چیلر با دمای *180 °F-* و فشار *37.4 psia*(*258 kPa*) وارد اسکرابر ورودی کمپرسور (*V-801*) شده و هر گونه ذرات مایع جدا شده از سطح مایع در چیلر قبل از ورود به کمپرسور در آن جدا می شود. در کمپرسور گاز پروپان تا فشار *278 psia*(*1917 kpa*) با دمای (*163°F*) *73°c* کمپرس می گردد. در زمان عملیات تراکم، روغن خنک کننده بداخل بدنه کمپرسور در راستای خنک کردن، روغن کاری و تامین سیال نشتی گیر در عملیات تراکم، تزریق می گردد.

مجموعه مخلوط روغن و گاز در خروجی کمپرسور وارد یک جدا کننده روغن (*V-802*) شده و در آن روغن توسط مکانیزم گریز از مرکز و نیرو ثقل قبل از ورود به بخش انعقاد[1] جدا می گردد.

جداکننده روغن با توجه به زمان اقامت طولانی جداسازی گاز از روغن را در زمان عملیات سهولت بخشیده در ضمن در زمان از سرویس خارج شدن کمپرسور، کلیه روغن آن را تخلیه وجمع آوری می کند. بخار پروپان خروجی از جدا کنده روغن (*V-802*) به کندانسور (*E-830*) هدایت شده و در دمای (*130°F*) *54°c* کندانس خواهد شد.

مایع پروپان از کندانسور با نیروی ثقل به انباره پروپان (*V-850*) منتقل و پس از عبور از یک فیلتر خشک کننده مایع پروپان حاوی المنت قابل تعویض، به مبدل پروپان (*Subcooler*) هدایت شده و با خنک شدن به دمای (*121°F*) *49°c* می رسد. از این مبدل، پروپان مایع پس از عبور از شیر کنترل سطح فشار شکن (*LV- 426*) و پس از فلش شدن وارد پوسته چیلر (*E-401*) شده و با جذب حرارت از گاز عبوری از لوله تبخیر می گردد. دمای

[1] *Coalesing*

تعادل پروپان در چیلر در شرایط تبخیر ($-18^{\circ}c$) میباشد و مجدداً با هدایت این بخار به اسکرابر ورودی کمپرسور سیکل تبرید تکرار می شود. روغن از مخزن جدا کننده روغن (*V-802*) جهت خنک شدن از مبدل (*E-810*) عبور می کند و جهت کنترل دمای آن از یک شیر سه راهه (*3 Way thermo static by – pass valve*) در راستای تنظیم دمای آن در حدود ($140^{\circ}F$) $60^{\circ}c$ استفاده شده که روغن در نهایت درنقاط مختلف بدنه کمپرسورجهت تزریق و همچنین روغنکاری پس از عبور از فیلتر *F-810 A/B* و جاگذاری ذرات جامد احتمالی وارد خواهد شد.

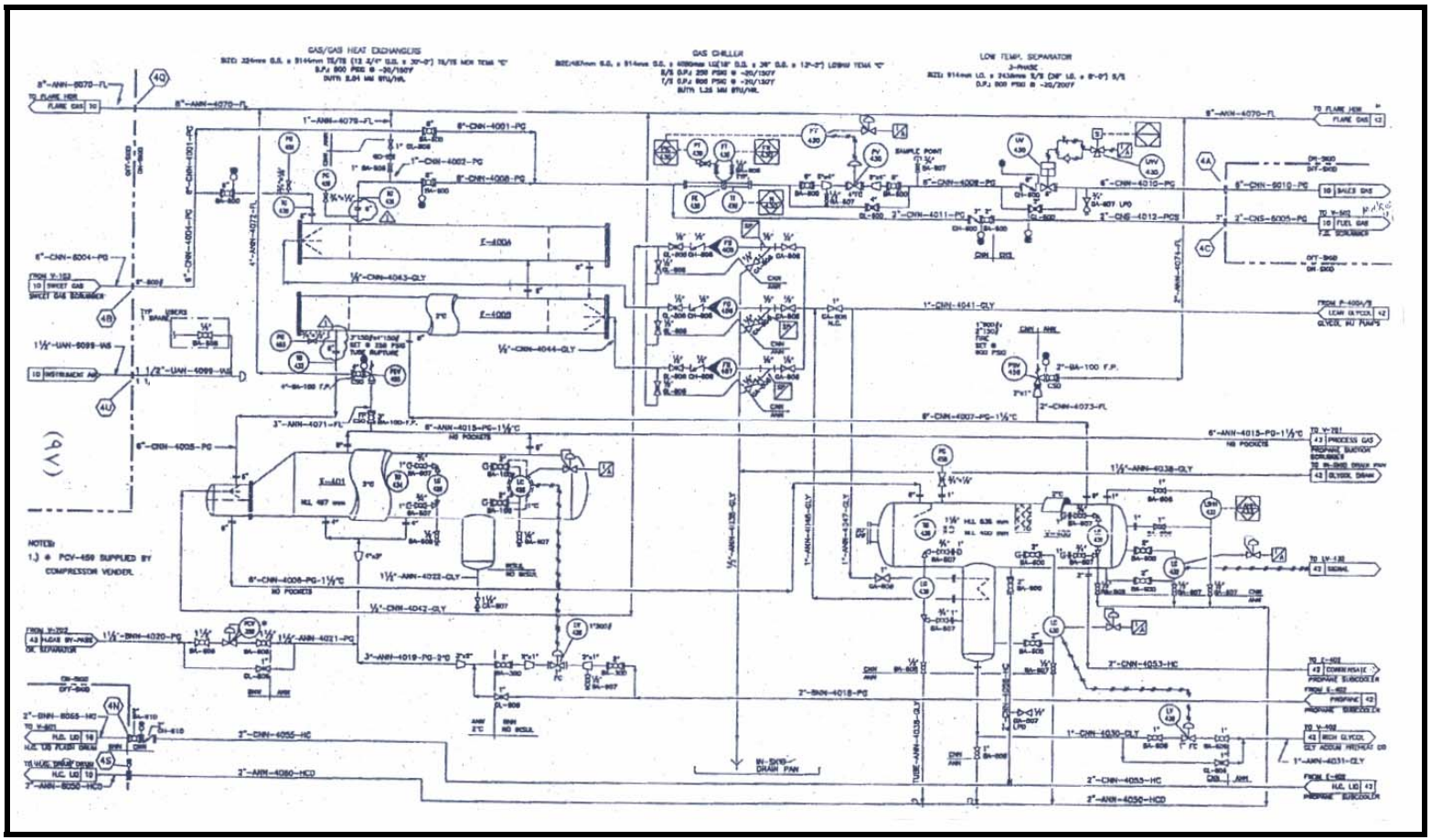
سرد کردن روغن در مبدل (*E-810*) توسط اتیلن گلیکول صورت می گیرد. گلیکول مزبور توسط پمپ *P-820* به این مبدل هدایت شده و پس از خنک کردن روغن دمای آن تا $54^{\circ}c$ بالا رفته که در کولر (*E-840*) تا دمای $49^{\circ}c$ ($120^{\circ}F$) خنک شده و مجدداً جهت سردسازی[1] در مبدل (*E-810*) استفاده می گردد. بار حرارتی سرد کردن در این فرآیند ($336,500\frac{BTU}{hr}$) بوده و با مخلوط اتیلن گلیکول *50%* با آب و دبی (*76 USgpm*) میباشد.

گردش گلیکول در یک لوپ مابین پمپ، مبدل (روغن / گلیکول) و کولرهوایی اشاره شده در فوق بوده و صرفاً جهت تعیین وضعیت میزان گلیکول موجود و افزودن احتمالی به سیستم[2] از یک مخزن هوایی سرباز مجهز به سوئیچ ارتفاع سنج مایع درون مخزن (*LSLL-805*) استفاده شده که بدین لوپ متصل است. کمپرسور استفاده شده در سیکل تبرید از نوع چرخ گوشتی[3] بوده که جهت کنترل ظرفیت آن بین (*10-100%*) از شیرهای مدل اسلاید[4] استفاده گردیده است.

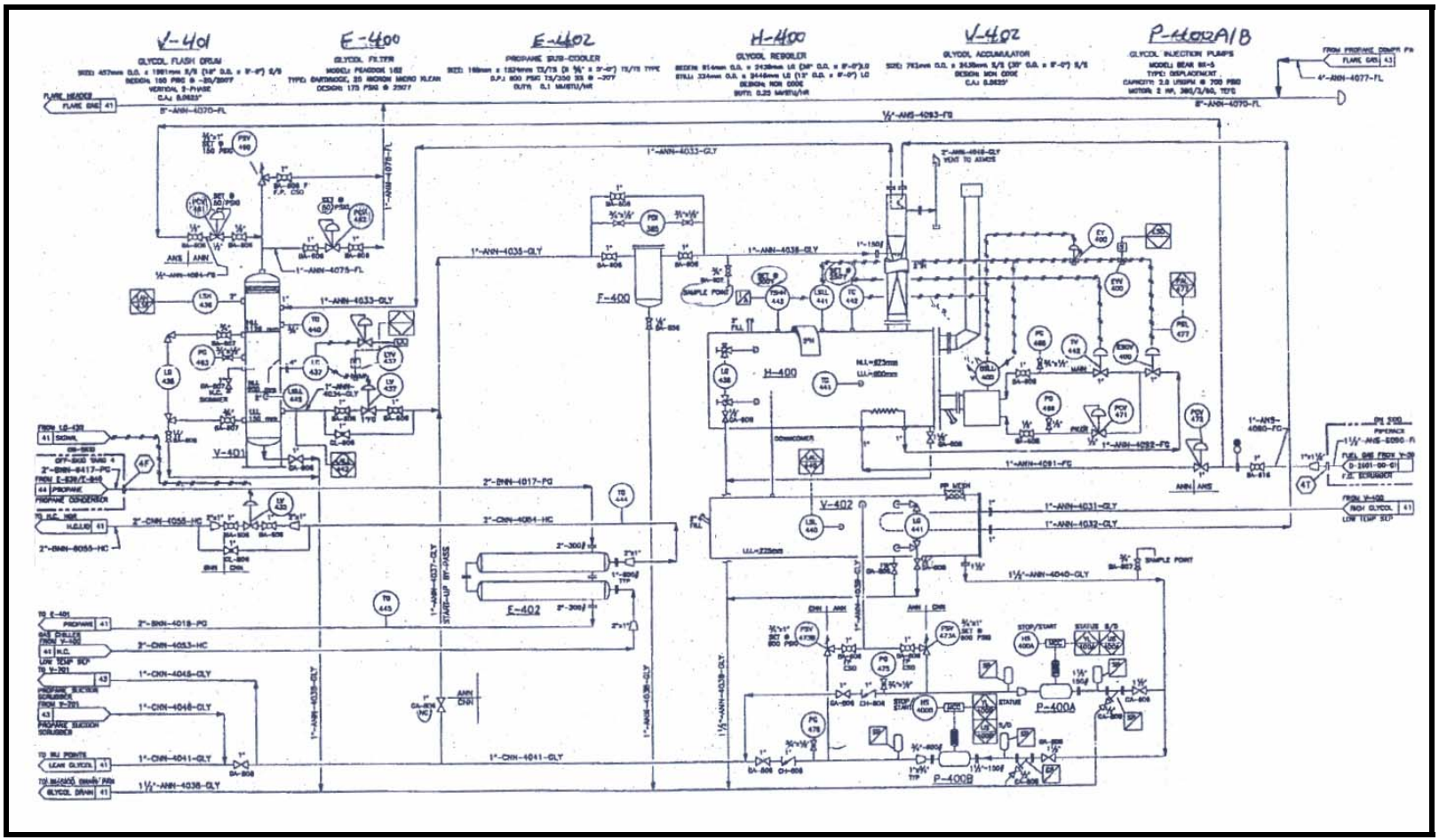
با تنظیم نمودن شیر مزبور میتوان فشار ورودی کمپرسور را کنترل و در نهایت دمای موجود در چیلر را ثابت نگه داشت.

---

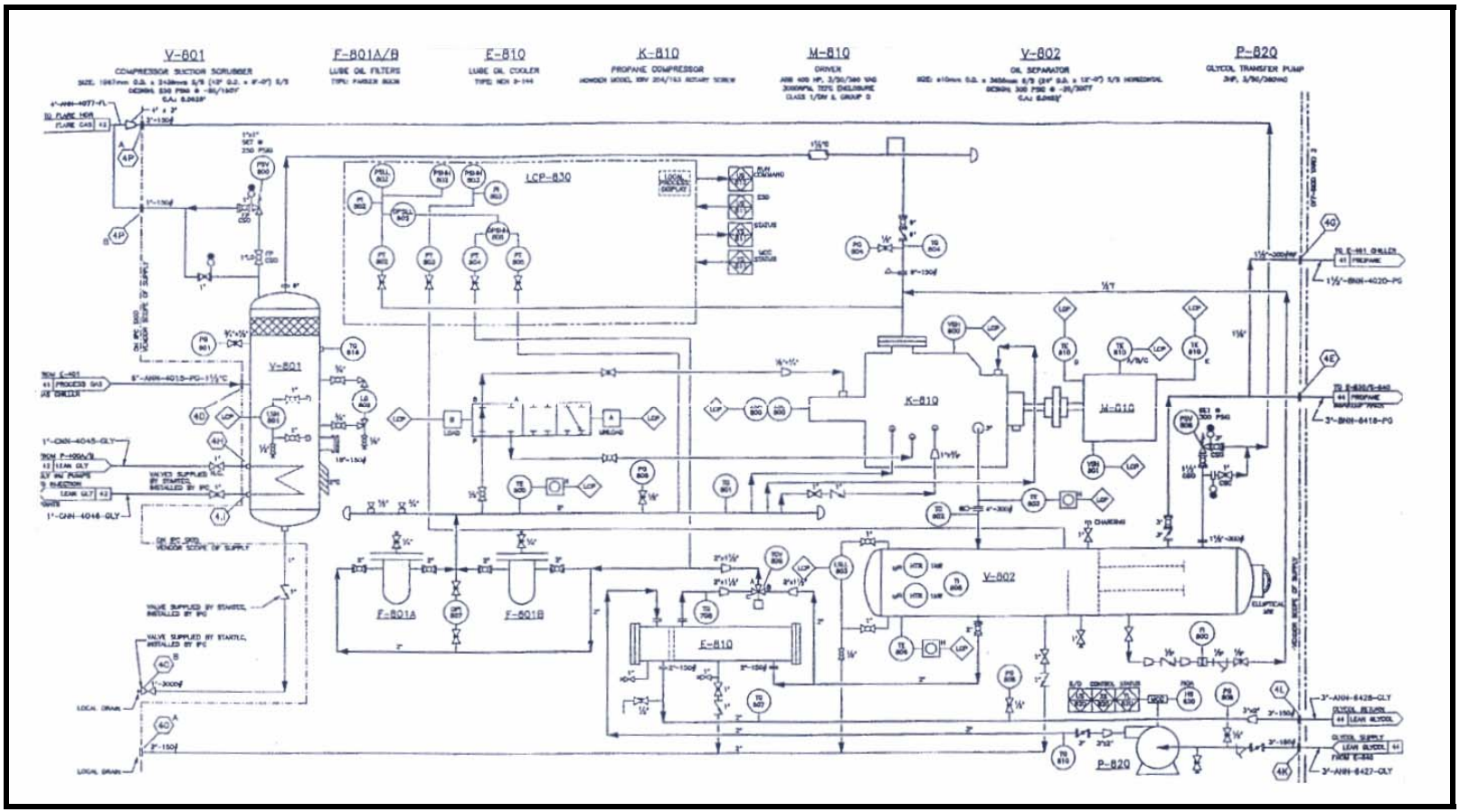
[1] *Cooling*
[2] *Make up*
[3] *Howden model xru 204/193 rotary screw*
[4] *Slide valve*



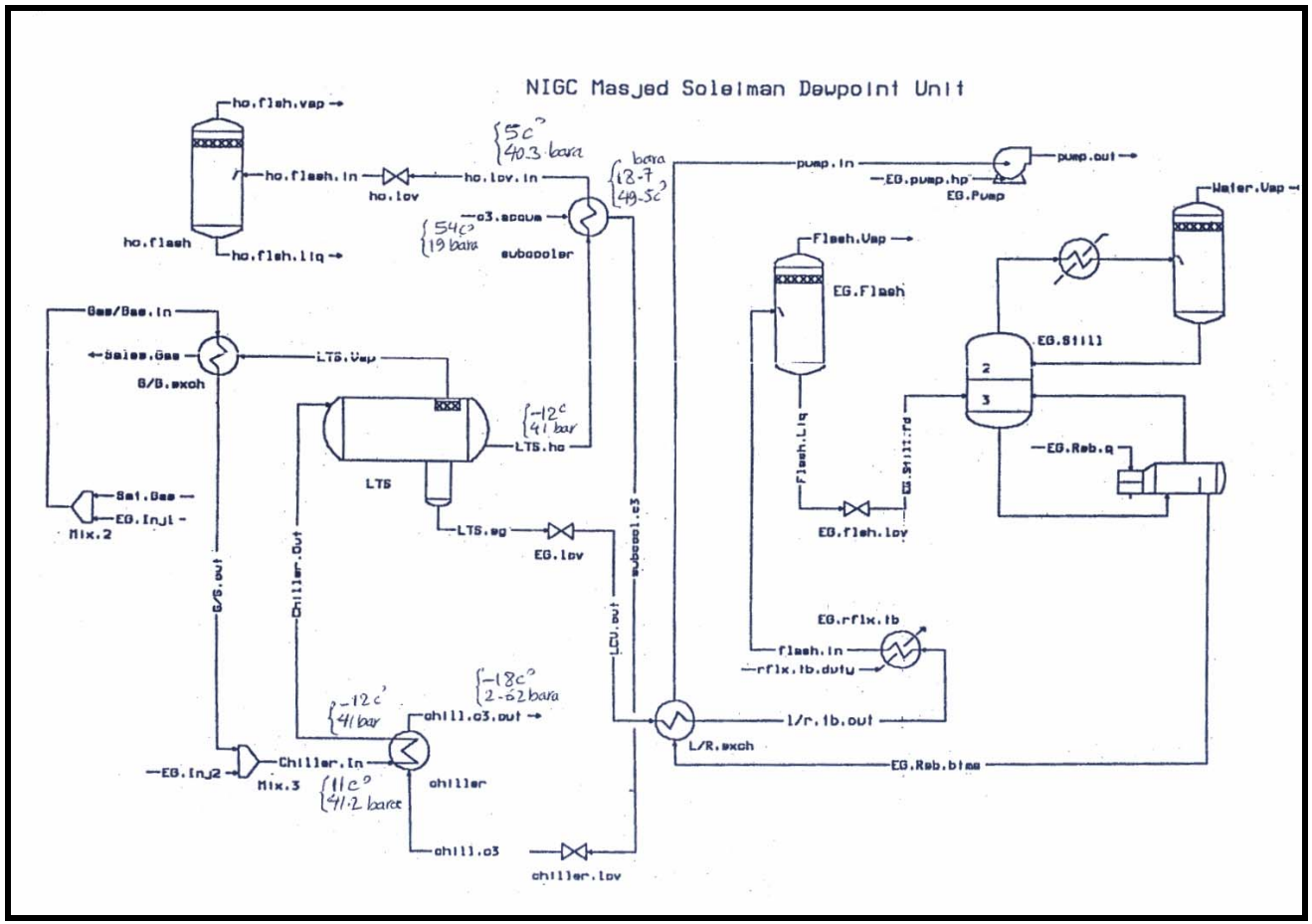
شکل ۱۷- نمودار جریانی و ابزار دقیقی واحد تنظیم نقطه شبنم گاز پالایشگاه مسجد سلیمان-۱



شکل ۱۸- نمودار جریانی و ابزار دقیقی واحدتنظیم نقطه شبنم گاز پالایشگاه مسجد سلیمان-۲



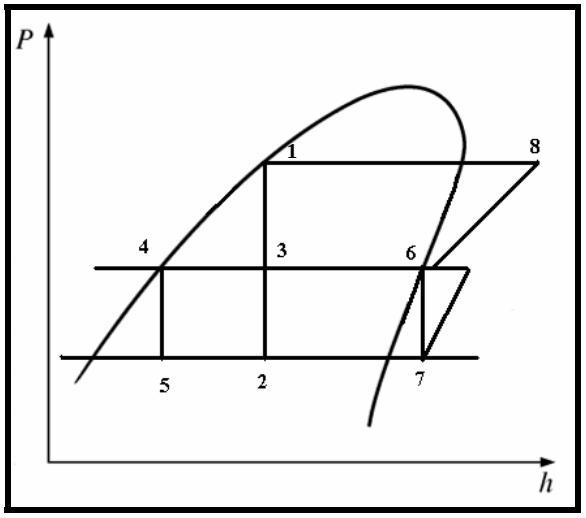
شکل ۱۹- نمودار جریانی و ابزار دقیقی واحد تنظیم نقطه شبنم گاز پالایشگاه مسجد سلیمان-۳



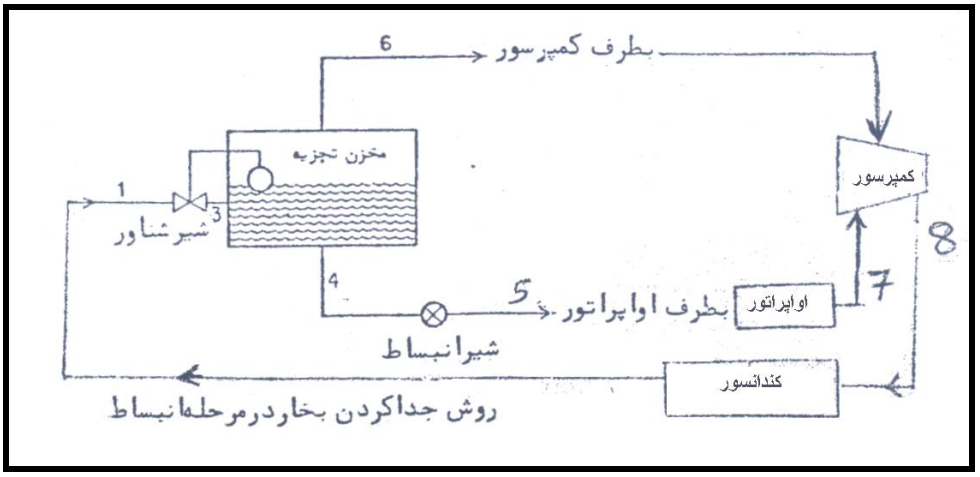
شکل ۲۰-نمودار جریانی واحد تنظیم نقطه شبنم گاز پالایشگاه مسجد سلیمان

نقش اکونومایزر در سیکل تبرید

در سیستم های تبرید یکی از روشهای کاهش توان مورد نیاز سیکل، جداکردن بخار و مایع مبرد قبل از ورود به شیر انبساط و فرستادن آن به کمپرسور میباشد. واضح است وقتیکه مایع اشباع در شیر انبساط منبسط می شود درصد بخار موجود در مایع افزایش می یابد و این عمل را می توان در شکل ۲۱ روی دیاگرام (فشار انتالپی) با نمایش خط (۲-۱) مشاهده کرد.



شکل ۲۱- مرحله انبساط (۲-۳) و (۴-۵) با بکاربردن جداکن در سیستم



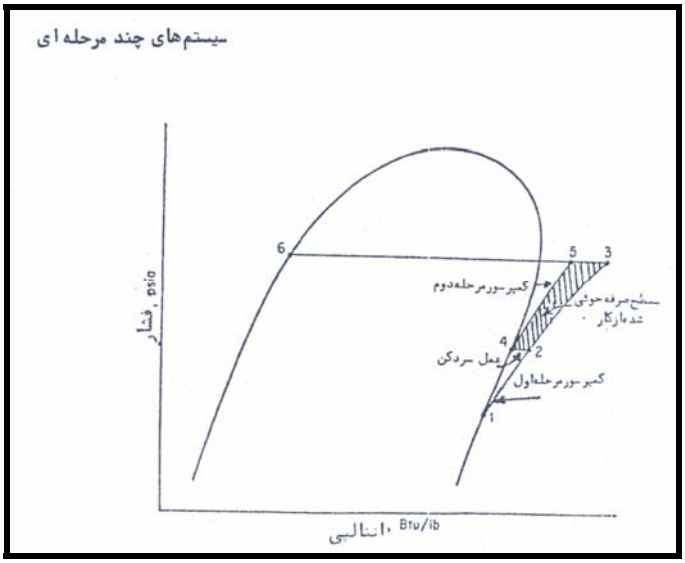
شکل ۲۲-روش جدا کردن بخار در مرحله انبساط در روش اکو نومایزر

آشکار است که در نقطه ۲ و قبل از ورود به اواپراتور[1] (تبخیر کننده) درصد بخار به حداکثر مقدار خود میرسد. حال اگر یک مخزن قبل از شیر انبساط قرار داده شود آن را مخزن تجزیه[2] نامیده (معمولاً همراه با یک شیر کنترل سطح نیز میباشد) در اینصورت مبرد پس از عبور از شیر کنترل سطح و از دست دادن مقداری فشار وارد مخزن می گردد و خط (۳-۱) نیز این مرحله را نشان خواهد داد. در داخل مخزن بخار از مایع جدا شده یعنی مبرد بدو قسمت بخار اشباع و مایع اشباع تبدیل میگردد که خط (۴-۳) نسبت بخار و خط (۶-۳) نسبت مایع را نشان میدهد و نقاط ۴و۶ بترتیب نقطه مایع و بخار اشباع را ارائه میدهند.

بدین ترتیب مبرد در حالت مایع اشباع وارد شیر انبساط دوم مربوط به تبخیر کننده شده و ضمن پیدا کردن افت فشار، شروع به بخار شدن (۵-۴) می نماید. بخار جدا شده در مخزن تجزیه نیز بطرف کمپرسور (مرحله میانی، فشار متوسط) هدایت شده و باین ترتیب عملکرد سیستم با ورود این گاز خنک در قسمت میانی و سرد کردن گاز درون کمپرسور که در طی مراحل کمپرس در قسمت اول گرم شده است ، بهبود می یابد و همانطور که در شکل ۲۳ دیده می شود مقدار کاری را که برای تراکم هر پوند مبرد لازم است کاهش می یابد. در این عمل سرد کردن مبرد(*Inter cooling*) که در خـــط (۴-۲) شکل ۲۳ نشان داده شده است باعث شده که مرحله کمپرس گاز خط (۵-۴) را جایگزین خط (۳-۲) نماید و بدین ترتیب سطح واقع بین (۳-۵-۴-۲) نمایش کاهش قدرت مصرفی و همچنین پایین آمدن دما در گاز

[1] *Evaporator*
[2] *Flash tank*

خروجی نهایی از کمپرسور خواهد شد و در مجموع در افزایش راندمان این دستگاه موثر خواهد بود.



شکل ۲۳ – نمودار مولیر سیستمهای چند مرحله ای

اثر فشار ودمای چگالنده بر روی سیکل برودتی

چگالنده همانطور که در سیکل سرمایش ملاحظه گردید در خروجی کمپرسور قرار دارد و هدف آن خنک کردن گاز خروجی از کمپرسور و در نهایت چگالش آن میباشد بعبارتی این عضو از سیکل نقش خنک کننده[1] و چگالش[2] را در سیکل تواماً ایفا می کند عمل خنک کردن وچگالش گاز مبرد در چگالنده معمولاً توسط آب خنک کننده[3] و یا هوای محیط (***Air cooler***) صورت میگیرد . دمای هوای محیط در هر دو محیط نقش تعیین کننده فشار اشباع آن نیز خواهد بود.

با توجه به توضیحات فوق شرایط طراحی فشار خروجی کمپرسور تا کندانسور عملاً اجباری میباشد.

T		T		PV
دمای محیط	اختلاف دمای محیط و شرایط اشباع گاز	دمای بخار اشباع پروپان		فشار بخار اشباع گاز

$$PV+\Delta P= Pd$$

ΔP= افت فشار کندانسور و خط خروجی کمپرسور

Pd = فشار خروجی کمپر سور

وضعیت تشریع شده در فوق در منحنی (***P-H***) مولیر پروپان شکل ۲۴ در بین نقاط ($12 \rightarrow 1$) قابل مشاهده است پروپان از خروجی کمپرسور شماره ۱۲ با اندکی افت فشار در طی مسیر لوله های خروجی کمپرسور و همچنین طی مسیری در داخل کندانسور و رسیدن به حالت اشباع $12'$ در نهایت مسیر چگالش ($1 \rightarrow 12'$) در درون کندانسور را طی خواهد کرد.

همانطور که میدانیم، با کاهش دمای محیط طبعاً عامل خنک کننده پروپان در چگالنده (آب یا هوا) نیز خنک شده و موجب کاهش دمای بخار اشباع و نهایتاً کاهش فشار اشباع پروپان میگردد این کاهش بطوریکه در مولیر چارت پروپان شکل ۲۴ دیده می شود موجب حرکت نقطه $12'$ به سمت پایین و چپ منحنی شده که نهایتاً انتالپی گازخروجی کمپرسور را می کاهد. این کاهش موجب کاستن کار مصرفی کمپرسور خواهد شد. در عین حال با توجه به

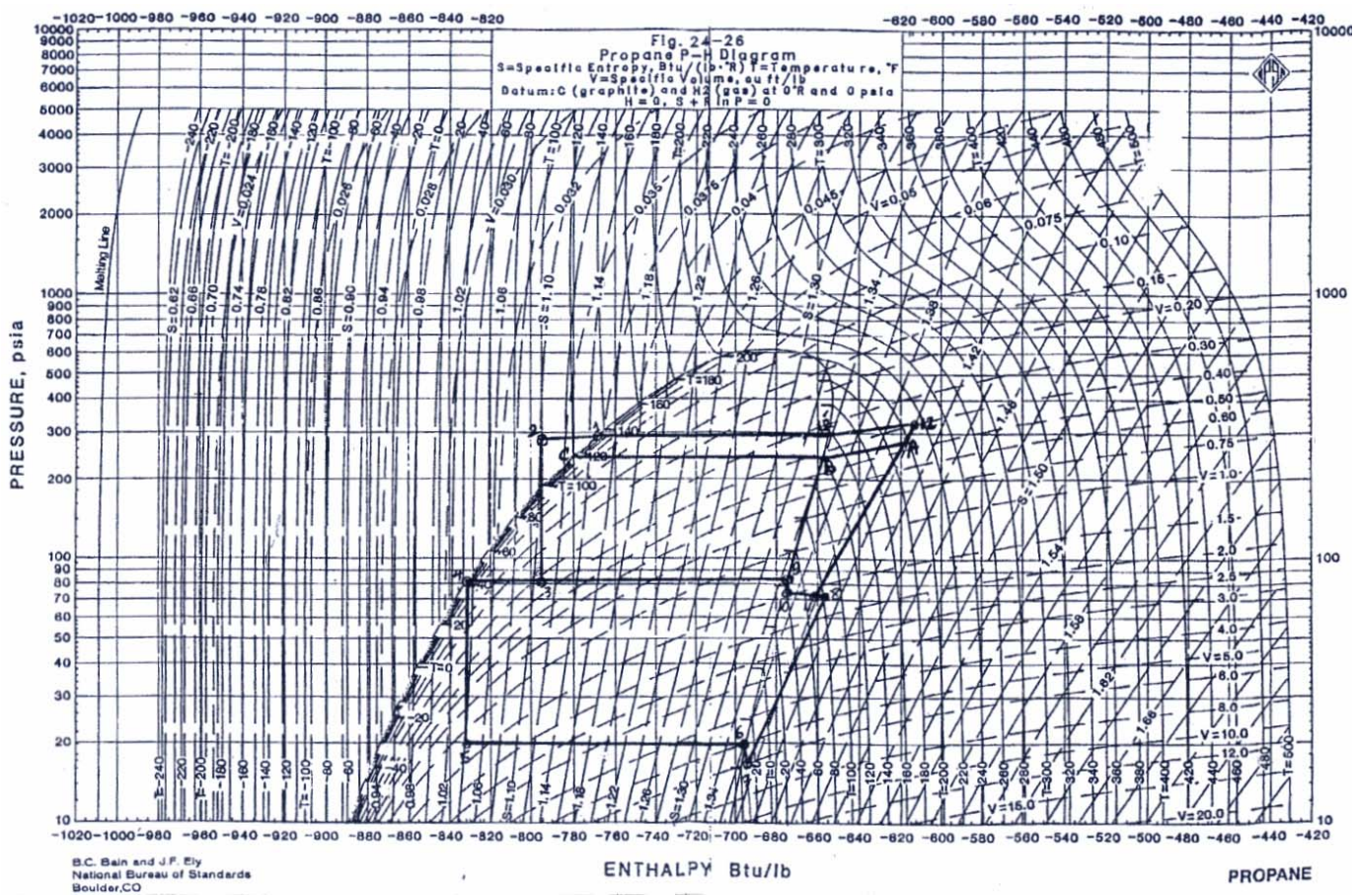
[1] ***cooler***
[2] ***Conderser***
[3] ***Cooling water***

پایین بودن دمای محیط سرد شدن و کندانس شدن گاز مبرد بسهولت انجام شده و میزان انرژی حرارتی دریافتی از این گاز بیشتر خواهد شد

مثلاً اگر دمای گاز خروجی کمپرسور بجای ^{o}c ۱۰۰ حدود ^{o}c ۹۰ و دمای نقطه چگالش بجای ^{o}c ۵۸ حدود ^{o}F ۱۲۰ (^{o}c ۴۹) باشد اختلاف انتالپی نقاط جدید که بصورت $A\text{-}B\text{-}C$ در شکل ۱۱ نشان داده شده است بدین شکل خواهد بود.

$\Delta H = Q = HA - HC = -616 - (-779) = 163 \frac{BTU}{Lb}$ یعنی مقدار حرارت دریافتی از سیستم توسط محیط در مقایسه با شرایط طراحی که برابر $\Delta H = Q = 613 - (-768.3) = 155.3 BTU / Lbm$ بوده بیشتر میباشد. همانطور که میدانیم چون مقدار حرارت دریافتی از سیستم توسط محیط (Q_H)برابر است با مجموع حرارت دریافتی از خارج سیستم در چیلر (Q_L)(منظور دریافت حرارت از جریان گاز طبیعی) باضافه مقدار کار کمپرسور جهت کمپرس این گاز (W_c)میباشد. $Q_H = Q_L + W_c$ با افزایش Q_H و کاهش W_c عملاً Q_L نیز اضافه شده و حرارت دریافتی در چیلرها نیز اضافه خواهد شدوموجب سردتر شدن گاز طبیعی نیز میگردد.

کاهش فشار در خروجی کمپرسور همانطور که در منحنی مشخصه یک نمونه از کمپرسور گریز از مرکز شکل ۲۵ و ۲۶ نشان داده شده است به فرض ثابت بودن فشار ورودی کمپرسور موجب کاهش توان مصرفی کمپرسور خواهد شد و اگر کمپرسور در دور ثابت باشد جریان در گردش اضافه می شود و در صورت متغیر بودن این دور در این شرایط دور کمپرسور کاهش می یابد.



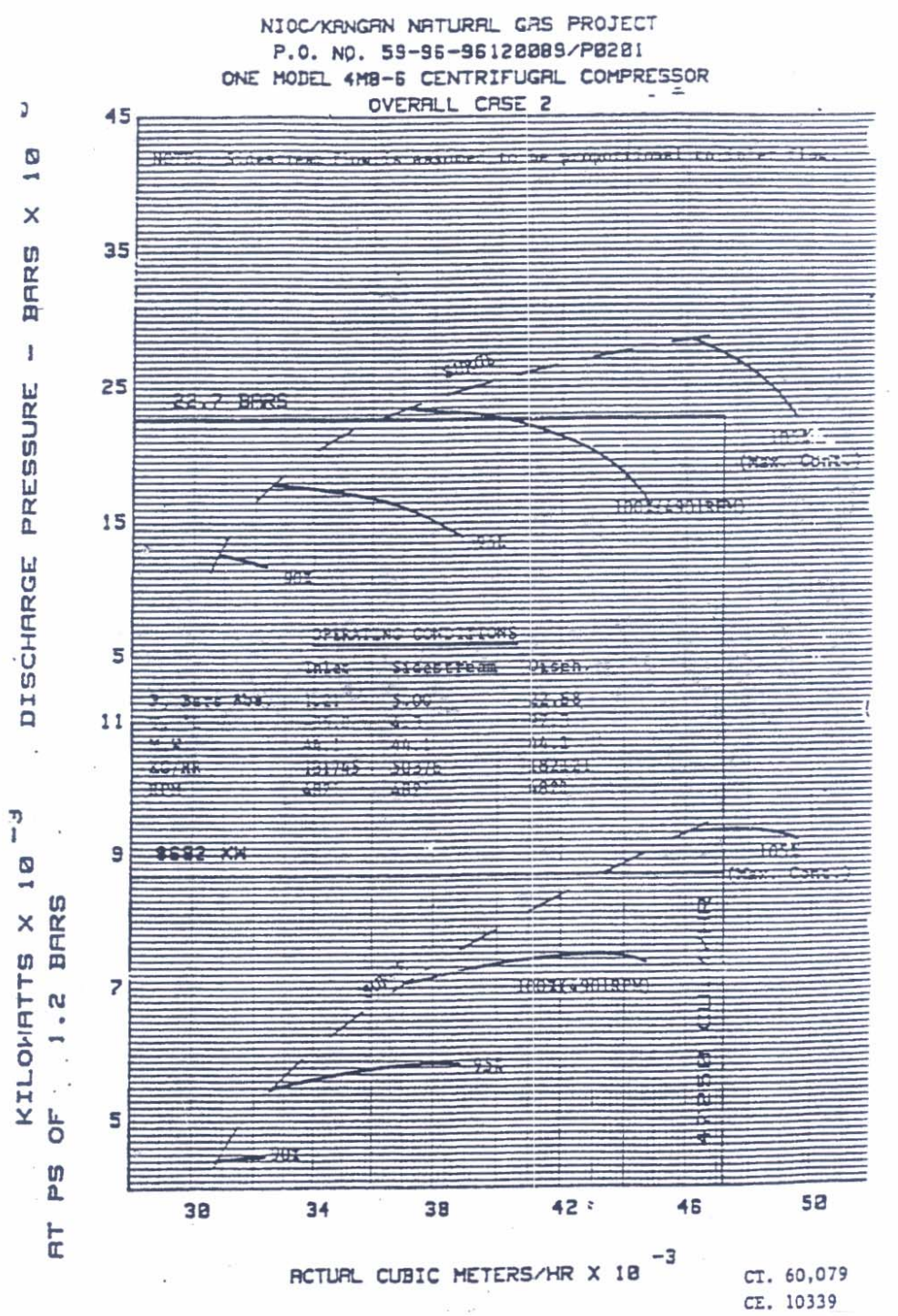
شکل ۲۴ – نمودار مولیر به همراه سیکل پروپان

منحنی مشخصه کمپرسور گریز از مرکز

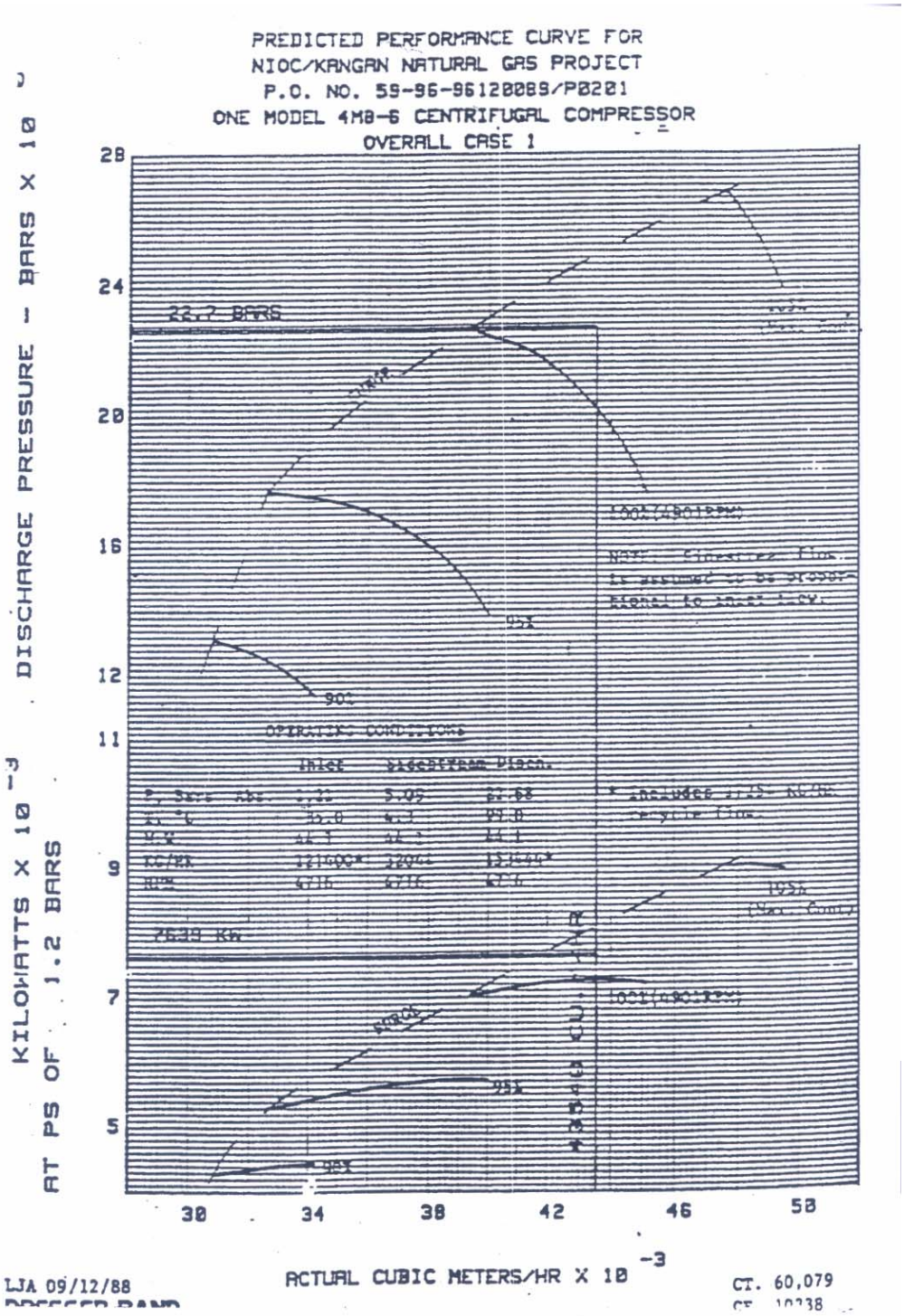
همانطوریکه در شکلهای ۲۵ و ۲۶ نشان داده شده است این منحنی مشخص کننده رابطه بین جریان واقعی ورودی به کمپرسور و فشار خروجی آن و یا توان مورد نیاز جهت کمپرس نمودن گاز میباشد. منحنی مزبور جهت دور های مختلف کمپرسور (بر حسب درصد دور طراحی) رسم می شود و در هر دور، نقطه ای از منحنی بعنوان محدوده حداقل جریان پایداری کمپرسور بعنوان (***Surge Point***) تعیین میگردد. از تقاطع این نقاط (***Surge Line***) بدست می آید. از طرفی در هر دور نیز حداکثر جریـــــان نیز بعنــوان محدوده (***Chock Flow***)تعیین میگردد. این منحنی با توجه به شرایط طراحی کمپرسور از نظر نوع و اندازه ایمپلر همچنین شرایط طراحی عملیاتی آن (فشار ورودی کمپرسور ، دمای ورودی کمپرسور، جرم مولکولی گاز راندمان عملی کمپرسور در زمان تست، ضریب تراکم ،نسبت گرمای ویژه) بدست می آید.

تغییر در منحنی مشخصه کمپرسورها

در هر کمپرسور گریز ازمرکز می توان تغییرات در شرایط عملیاتی و منحنی های مشخصه کارکرد را در اثر تغییرات در شرایط ورودی یا خروجی کمپرسور برآورد و پیش بینی نمود.



شکل ۲۵-منحنی سرژ کمپرسور حالت ۱



شکل ۲۶-منحنی سرژ کمپرسور حالت ۲

- با کاهش وزن مولکولی گازهای ورودی مقدار چگالی گاز ورودی به کمپرسور کم شده و اختلاف فشار بین ورودی و خروجی آن را کاهش میدهد.

- کاهش مقدار K ($K = \frac{Cp}{Cv}$) باعث افزایش چگالی در ورودی کمپرسور شده و نهایتاً باعث افزایش نسبت تراکم می گردد.

بدلیل اینکه پارامتر K در محاسبات مربوط به کمپرسور همزمان در صورت و مخرج فرمول ها ظاهر میگردد تاثیر آن در مقدار نسبت تراکم در کمپرسور جزئی است.

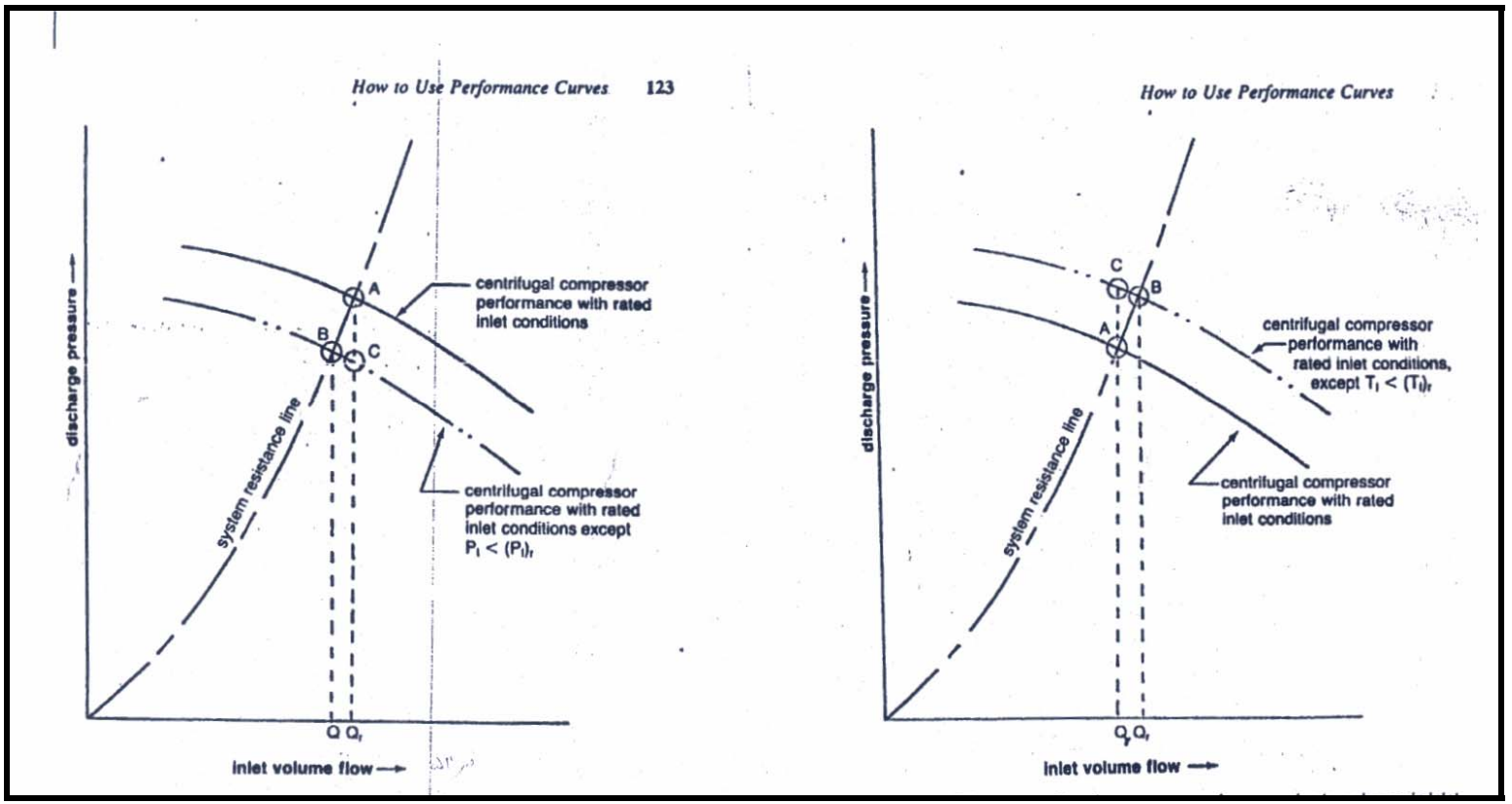
- کاهش فشار گاز ورودی به کمپرسور باعث کاهش چگالی آنها و نهایتاً موجب پایین رفتن نسبت تراکم درکمپرسور میگردد.

- باکاهش درجه حرارت ورودی به کمپرسور ، چگالی گازهای ورودی افزایش یافته و نسبت تراکم بیشتر میگردد.

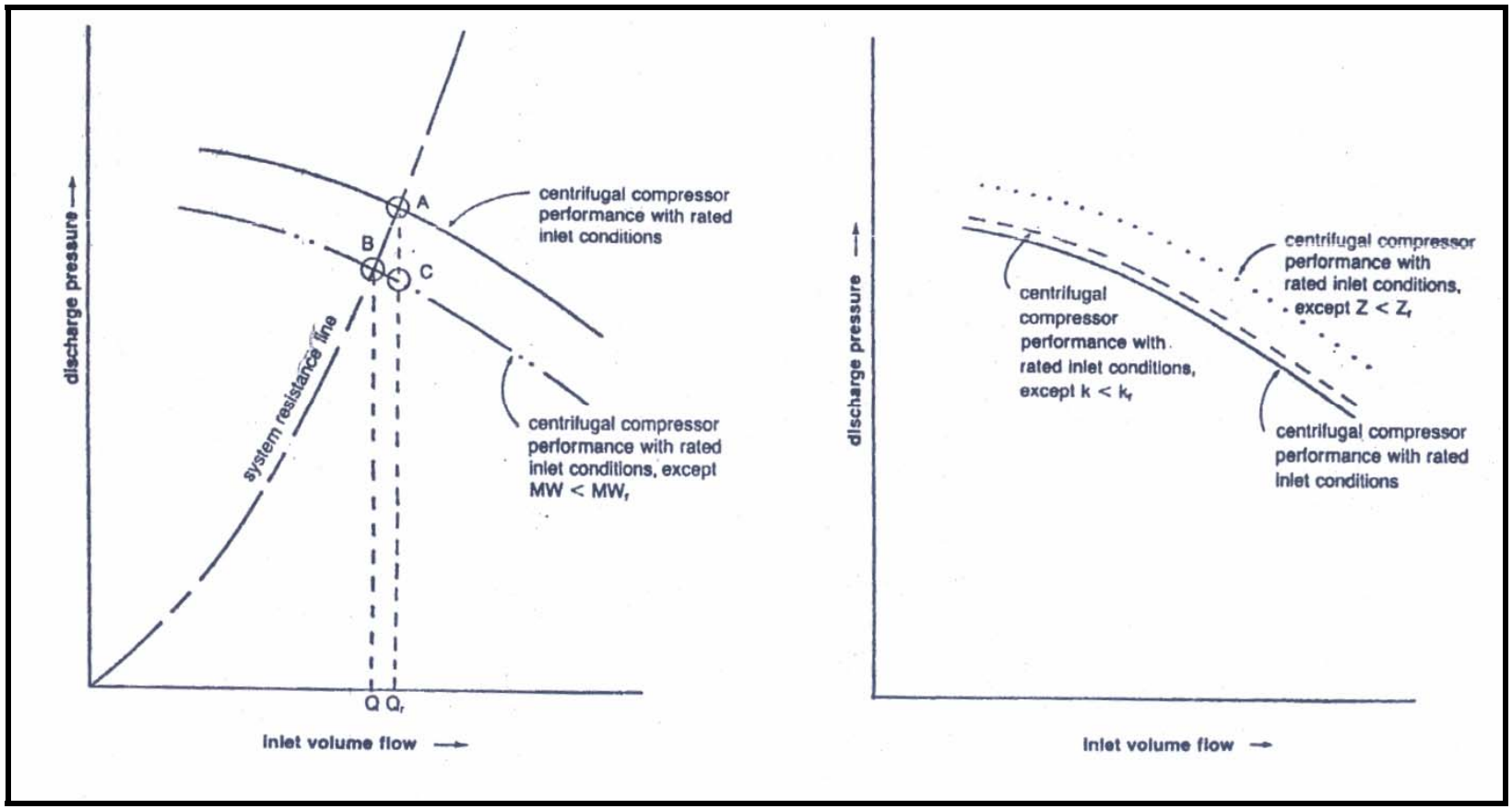
- کاهش در مقدار Z یا فاکتور تراکم، باعث افزایش چگالی گازهای ورودی به کمپرسور و نهایتاً موجب افزایش نسبت تراکم می گردد.

- در شکلهای ۲۷ و ۲۸ تاثیر پارامترهای فوق در تغییر وضعیت منحنی مشخصه دیده می شود.

بدین ترتیب با توجه به شرایط ترمودینامیکی تقریباً ثابت گاز ورودی کمپرسور ارتباط جریان ورودی به کمپرسور و نسبت تراکم در دوره های مختلف قابل پیش بینی بوده و تغییر شرایط عمده این ورودی موجب تغییر منحنی مشخصه شده که با رسم آن وضعیت جدید کارکرد کمپرسور تعریف خواهد شد.



شکل ۲۷- نمودار سمت راست اثر دمای ورودی و نمودار سمت چپ اثر فشار ورودی بر عملکرد کمپرسور سانتریفوژ



شکل ۲۸- نمودار سمت راست اثر ضریب تراکم پذیری (Z) و نسبت گرمای ویژه (k) و نمودار سمت چپ اثر وزن مولکولی بر روی عملکرد کمپرسور سانتریفوژ

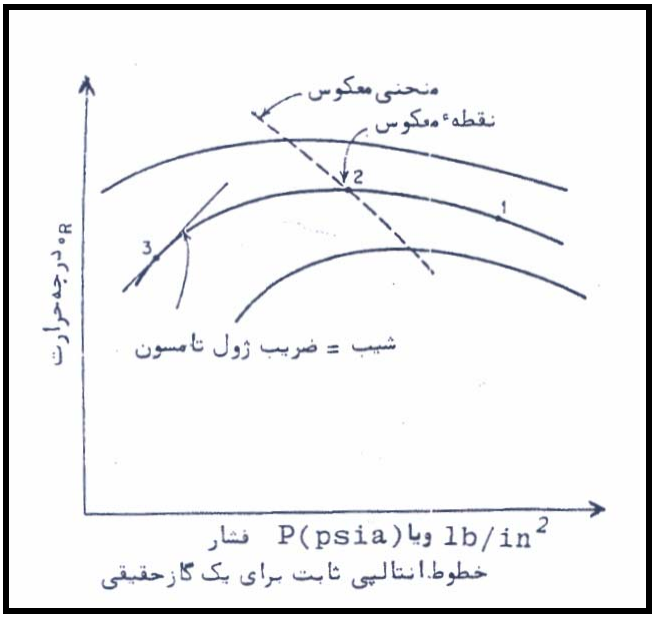
انبساط یک گاز حقیقی و ضریب ژول تامسون

وقتی که یک گاز حقیقی منبسط شود حتی اگر انتالپی ثابت بماند، تغییری در درجه حرارت گاز بوجود می آید. درصورتی که در گازهای کامل در تحول انتالپی ثابت درجه حرارت نیز ثابت می ماند. با یک گاز حقیقی درجه حرارت ممکن است در این شرایط ، یا کم و یا ثابت بماند . مرحله ای که شامل تغییرات زیاد و موثر درجهت حرارت است با ضریب ژول تامسون و بصورت زیر بیان می شود.

$$(\frac{dT}{dP})_H = Joule - T\,hom\,son \quad Coefficient$$

که عبارتست از تغییرات دما نسبت به فشار در انتالپی ثابت.

با توجه به شکل ۲۹ که منحنی انتالپی ثابت در دیاگرام فشار- درجه حرارت برای یک گاز حقیقی رسم شده است شیب خط مماس به منحنی (انتالپی ثابت) نمایشگر ضریب ژول تامسون میباشد.



شکل ۲۹- منحنی انتالپی ثابت در دیاگرام فشار- درجه حرارت برای یک گاز حقیقی

مناسبترین راه برای حفظ انتالپی ثابت در عملیات انبساط ایجاد خفگی[1] است و تا زمانی که افت فشار در این حالت روی منحنی انتالپی ثابت از راست به چپ بوده و حالت خفگی از نقطه *1* به*2* باشد درجه حرارت افزایش می یابد. در نقطه *2* درجه حرارت ماکزیمم بوده و ضریب ژول تامسون صفر است این نقطه را نقطه معکوس می نامند زیرا بعد از آن از نقطه *2* به*3* و حتی از *1* به*3* درجه حرارت کاهش خواهد یافت.

از این روش با مقدار مثبت ضریب ژول تامسون بر ای تولید بعضی ازگازها مثل ازت اکسیژن که در درجه حرارت خیلی پایین تهیه می شوند استفاده می گردد.

بطور کلی میتوان گفت چون گازها در فاز مایع خود و در فشار معمولی دارای درجه حرارت بسیار پایین اند مورد استفاده صنعتی زیادی، همچون عملیات سرمایش و یا جداسازی مایعات سبکتر از آنها در شرایط فشار پایین را دارند.

به عبارتی شرایط مایع کردن گازها این است که ضریب ژول تامسون آن $(\frac{dT}{dP})_h \rangle 0$ یعنی دمای آن با کاهش فشار کم شود از طرفی دیگر پس از این فرآیند گازدر حالت دو فاز و مخلوط قرار گیرد.

[1] ***Throttling***

راه اندازی سیستم تبرید(سرمایش) مدل پالایشگاه فجر

با توجه به در سرویس بودن واحدهای شیرین سازی و مراکس (بطور کلی واحدهای بالادستی سیستم تبرید)، جریان گاز در واحد سرمایش نیز (درون ظروف و مبدلهای واحد تنظیم شبنم) برقرار است. بدین ترتیب با تزریق گلایکول در مبدلهای ***Warm/cold*** و چیلرها شرایط لازم برای گردش پروپان در سیکل تبرید و سرد کردن گاز فراهم می شود. در این مرحله در سرویس قراردادن کمپرسور پروپان بعنوان عضو اصلی سیکل تبرید مطرح میباشد که روش آماده سازی و راه اندازی آن ذیلاً اشاره میگردد. (شکل ۱۳)

*سیستم روغن کاری کمپرسور و توربین قدرت شامل پمپ، فیلتر، کولر، گرم کن و تنظیم کننده دما و فشار در سرویس باشد و سیستم آب بندی[1] کمپرسور توسط تانک روغن آب بندی[2] بر روی حد نرمال سطح آن تنظیم شود و ***Coldring blower*** مربوط به توربین قدرت نیز باید روشن باشد.

*سیستم روغن کاری توربین گازی از نظر آماده بودن مسیر فیلتر، کولر، تنظیم کننده های دما و فشار آماده بوده ولی پمپ آن با استارت توربین گازی در سرویس قرار خواهد گرفت.

*در ابتدای راه اندازی شیرهای اصلی مربوط به مراحل ورودی فشار پایین، میانی، خروجی و شیرهای تخلیه فشار کمپرسور بسته و شیرهای آنتی سرج آن باز میباشد .

*پس از دریافت مجوز شروع[3] با فشردن دکمه استارت کمپرسور شیرهای اصلی ورودی کمپرسور یا بطور اتوماتیک و یا بوسیله (***PB***) باز میشوند (***LP.SUC***) ***XCV -137*** و ***XCV – 138(MP.SUC)*** و ***XCV – 139(disch)***.

چنانچه کمتر از ده دقیقه عمل باز شدن شیرهای اصلی صورت نگیرد ***Valve Sequence Failure S/D*** پیش آمده و کمپرسور از سرویس خارج می شود.

*پس از باز شدن شیرهای مذکور، استارتر توربین گازی روشن می شود و باید در مدت کمتر از ۱۵ ثانیه دور توربین گازی را به (***1000 rpm***) برساند در غیراینصورت سیستم متوقف و راه اندازی مجدد صورت گیرد.

---

[1] ***Sealing***
[2] ***Seal oil tank***
[3] ***Permissivet to start***

***در صورت رسیدن دور توربین گازی[1] به (*1000 rpm*) عمل *Purge* بمدت ۵ ثانیه انجام گرفته سپس شیر سوخت باز میشود.**

***چنانچه پس از باز شدن شیر سوخت تا ۱۰ ثانیه عمل احتراق (*Light off*) صورت نگیرد، سیستم متوقف شده باید مجدداً راه اندازی صورت گیرد.**

***در صورت بروز احتراق و رسیدن دمای خروجی توربین گازی به *232°c* چراغ *Light off* روشن شده و دور توربین گازی تا (*2150 rpm*) افزایش می یابد.**

***در این مرحله جرقه زن خاموش شده و استارتر نیز از سرویس خارج شده و از توربین گازی جدا خواهد شد.**

در صورت متوقف نشدن استارتر سویچ *S/D* آن عمل کرده و سیستم متوقف می شود و راه اندازی مجدداً باید صورت گیرد.

- پس از کنار رفتن استارتر، شیر مغناطیسی مربوط به مسیر روغن کاری توربین گازی عمل کرده و روغن را جهت هدایت به یاطاقانهای این توربین برقرار میکند.(شیر *CV-219*)

***در دور (*500 rpm*) مربوط به توربین قدرت[2] سوئیچ (*PSI*) روغنکاری توربین گازی در سرویس قرار میگیرد و درصورتی که روغن هدایت شده به یاطاقانهای توربین گازی فشار لازم را نداشته باشد این سوئیچ عمل کرده و کمپرسور از سرویس خارج می شود.**

***درصورت تامین روغن، دور توربین گازی و متعاقباً توربین قدرت افزایش یافته و دور توربین قدرت در حد (*1800 rpm*) ثابت می ماند و مرحله گرم شدن[3] آغاز می شود در این شرایط دور توربین گازی (*3700 rpm*) بوده و شیر کنترل سوخت این دور را بمدت ده دقیقه ثابت نگه میدارد تا مجموعه توربین گرم شود.**

- پس از مرحله گرم شدن ژنراتور گازی، بطور اتوماتیک دور آن افزایش یافته و مراحل سرعت بحرانی[4] ژنراتور گازی و کمپرسور را طی میکند و در دورتوربین قدرت یا کمپرسور *3200 rpm* و دور ژنراتور گازی حدود *5500 rpm* مجموعه توربوکمپرسور در مرحله بدون بار[5] ثابت می ماند. در این مرحله کمپرسور باید به مجموعه سیکل سرمایش متصل گردد و جریان گاز پروپان در سیکل برقرار شود از این رو شیرهای جدا کننده واحد در سه قسمت ورودی فشار پائین[6]، ورودی فشار متوسط[7] و خروجی کمپرسور[8] و همچنین مسیر خنک کن

---

[1] GG
[2] PT
[3] Warm up
[4] Critical Speed
[5] IdIe
[6] LP SUC
[7] MP SUC
[8] disch

کمپرسور[1] که مجموعه این شیرها بترتیب (*XCV-168*)، (*XCV-150*)، (*XCV-148*) و (*XCV-153*) درون هر واحد باز میگردد و بدنبال آن شیرهای اصلی هدرهای کمپرسور شامل فشار پایین (*XCV-141 (LP)*، فشار متوسط (*XCV-142(MP)* و خروجی (*XCV- (disch) 131* باید باز شوند.

- با افزایش دور کمپرسور از (*3200 rmp*) فشار خروجی کمپرسور افزایش یافته شیر یکطرفه خروجی را باز میکند و جریان گاز در واحد برقرار می شود ضمن اینکه از مرحله ورودی و میانی کمپرسور نیز گاز از واحد دریافت می شود با افزایش جریان گاز در کمپرسور بترتیب شیرهای آنتی سرج کمپرسور (مربوط به مرحله ورودی و میانی) رو به بسته شدن گذاشته (*FCV-114,115*) و در نهایت با بسته شدن آنها کمپرسور در شرایط نرمال قرار می گیرد و بدون اینکه گازی از خروجی کمپرسور ریسایکل شود گاز پروپان بسمت واحد بطور کامل برقرار میگردد[2].

با خنک و مایع شدن در کندانسور مرحله تقسیم و شکستن فشار پروپان در ظرف فلش درام و چیلر دنبال می شود و معمولاً دور کمپرسور تا تثبیت فشار (*LP SUC*) در مرز (*0.21 Barg*) افزایش یافته تا بدین ترتیب خنک کردن گاز در چیلر در فشار تعادلی تعریف شده، صورت بگیرد.

---

[1] *Quench*
[2] *Recycle*

سیستم تبرید جذبی

اختلاف کلی این سیستم با سیستم تراکمی این است که در این سیستم حرارت بجای تراکم، عمل تغییر حالت ماده مبرد را بعهده دارد و واسطه ای بنام ماده جاذب در این تغییر حالت وظیفه جذب کردن مایع مبرد در اثر سرما و از دست آن در اثر گرما بعهده می گیرد و به این علت این سیستم را جذبی می نامند .

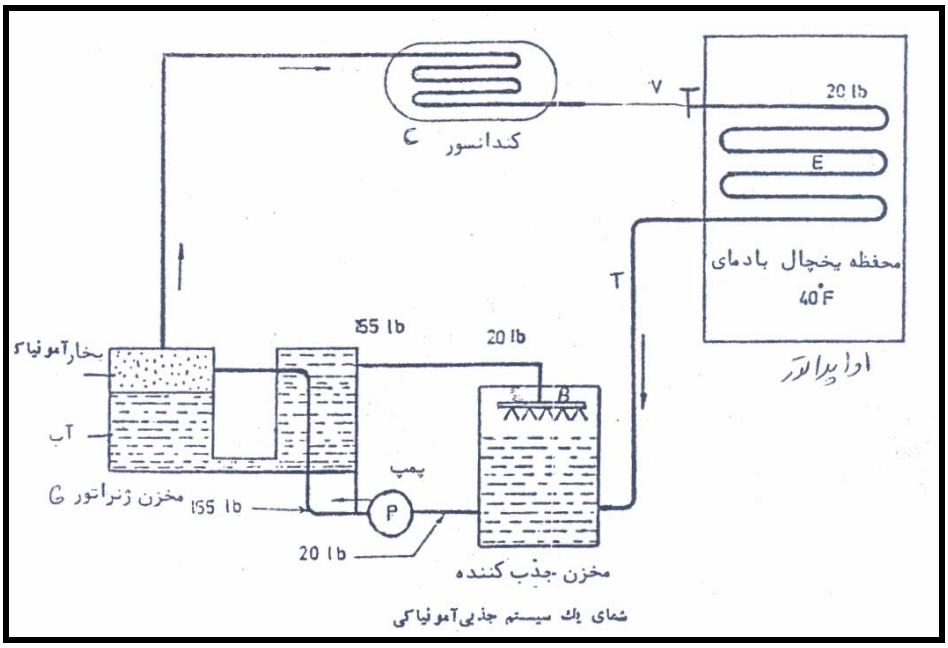
سیستم جذبی متداول دو سیستم است .

۱-سیستم جذبی آمونیاکی ۲- سیستم با آب ولیتیوم بروماید

سیستم تبرید جذبی سرول[1] یا سیستم جذبی آمونیاکی

در این سیستم ماده مبرد آمونیاک و ماده جذب کننده آب است و مولد گرما برای آن نفت و یا گاز میباشد. شکل ۳۰ یک سیستم جذبی آمونیاکی را نمایش می دهد که آمونیاک در آن بعهده ماده مبرد و آب بعلت اینکه به آسانی آمونیاک را در خود حل میکند بعنوان یک ماده جاذب بکار میرود.

[1] ***Servel***



شکل ۳۰- شمای یک سیستم جذبی آمونیاک

چنانچه ملاحظه می شود گرمای سیستم در مولد (ژنراتور)، آمونیاک را که در آب حل شده است تبخیر نموده و فشار آن را بالا برده (یعنی عملی که در سیستم تبرید تراکمی توسط کمپرسور انجام می گیرد) و آمونیاک وارد کندانسور(*C*) که (معمولاً از نوع کندانسور هوایی طبیعی است) شده و چون فشار آن زیاد است با جذب گرمای آن توسط کندانسور مایع می گردد و سپس آمونیاک مایع شده توسط شیر انبساط (*V*) و یا لوله موئی(*V*) وارد کویل اواپراتور (*E*) در یخچال (یا محیطی که می خواهد سرد نگه داشته شود) میگردد و در اینجا مایع آمونیاک تبخیر شده و در نتیجه اواپراتور(*E*) و محفظه یخچال یا فریزر را سرد می کند و بخار آمونیاک از اواپراتور توسط لوله برگشت (*T*) وارد محفظه جذب کننده (*A*) میگردد که محتوی آب و بخار آمونیاک میباشد. آمونیاک در این محفظه با آبی که بصورت باران از لوله سوراخ دار (*B*) در روی بخار آمونیاک پاشیده می شود مخلوط میگردد، سپس مایع محلول آمونیاک و آب توسط پمپ *P* به ژنراتور*G* بر می گردد و آمونیاک مجدداً مدار فوق الذکر را بترتیبی که ذکر شد، طی می کند و در واقع گرمای تولید شده توسط منبع حرارتی *G* (نفت سوز یا گازسوز) *HG* و گرمای اواپراتور *HE* در مجموع بصورت *HC* بوده که در کندانسور به هوا پس داده می شود.

$$HC=HE+HG$$

***HC*= گرمای کلی که توسط کندانسور به خارج داده می شود.**

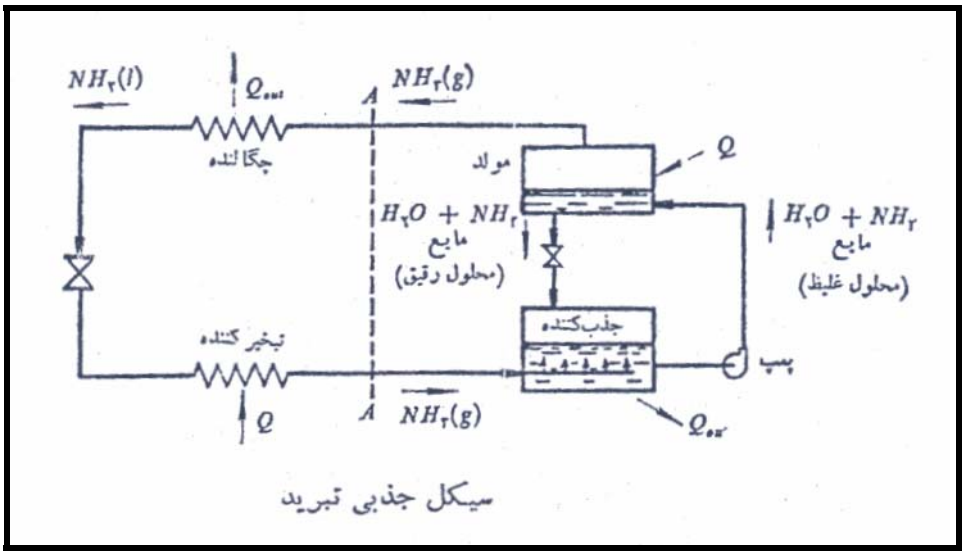
HE= گرمای اواپراتور

HG = گرمای ژنراتور

در بعضی از سیستم ها ئیدروژن H_2 نیز بعلت سبکی و عدم خاصیت زنگ زدگی و قابلیت حل آن در آب در قسمت فشارکم سیستم نیز بکار برده می شود.

بررسی ترمودینامیکی سیستم تبرید جذبی آمونیاکی

همانطوریکه در شکل ۳۱ نشان داده شده است در سیکل جذبی بخار آمونیاک در فشار پایین پس از عبور از تبخیر کننده در آب جذب می شود و سپس توسط تلمبه ای به فشار بالاتر برده می شود بخار آمونیاک وارد چگالنده می شود و پس از تبادل حرارت با محیط خود تبدیل به مایع گردیده وارد شیر انبساط می شود تا فشارش کم گردد. سپس آمونیاک وارد تبخیر کننده می شود که از طریق تبادل حرارت با محیط خارج تبدیل به بخار می گردد. بنابراین قسمت سمت چپ A-A در این شکل برابر با سیکل تبرید بخاری است. اگر به سمت راست خط A-A توجه کنیم خواهیم دید که بجای کمپرسور تبرید بخاری، جذب کننده و تلمبه و مولد (ژنراتور) پیش بینی شده است . بخار آمونیاک پس از عبور از تبخیر کننده وارد جذب کننده می شود که در آنجا جذب آب می گردد و این تحول یک تحول گرمازاست و باید مقداری حرارت با خارج مبادله کند تا درجه حرارت آن ثابت بماند. زیرا که در یک فشار معین اگر درجه حرارت کم شود مقدار آمونیاکی که بتواند جذب شود زیاد میگردد لذا درجه حرارت جذب کننده باید در حداقل دما نگاهداشته شود.



شکل ۳۱- نمایی از سیکل جذبی تبرید

محلول آمونیاک پس از جذب کننده وارد تلمبه می گردد که فشار محلول را برای رساندن به فشارمولد بالا ببرد. محلول پس از تلمبه وارد مولد می گردد که در آنجا فشار و درجه حرارت محلول توسط حرارت دادن به ژنراتور بالا نگاه داشته می شود. در ژنراتور چون درجه حرارت بالاست آمونیاک از محلول جدا می شود. بصورت بخار واحد چگالنده می شود و بقیه محلول آمونیاک که دارای آمونیاک کمتری است و به همین منظور آن را محلول رقیق آمونیاک می نامند وارد جذب کننده می شود.

این محلول رقیق آمونیاک با بخار آمونیاک خارج شده از تبخیر کننده مخلوط می شود و تشکیل محلول غلیظ آمونیاک را میدهد که وارد تلمبه می گردد و بهمین ترتیب سیکل ادامه پیدا می کند.

یکی از مزایای این سیکل این است که به مقدار بسیار کمی کار احتیاج دارد زیرا که تلمبه فقط با مایع سرو کار دارد و چون حجم ویژه مایع کم است لذا مقدار کار داده شده به سیکل بسیار کم است ولی ازطرف دیگر مقداری حرارت در درجه حرارتهای بالا (*-400 °F 200°F*) جهت بالا بردن درجه حرارت ژنراتور لازم است. بنابراین سیکل جذبی مواقعی بکار برده می شود که مقدار حرارت از منابع ارزان قیمت در دسترس باشد در غیر اینصورت بسبب اینکه سیکل جذبی دارای دستگاهها و اجزای پیچیده تری نسبت به سیکل تبرید بخاری است ترجیح داده می شود که سیکل بخار تبرید مصرف گردد.

معمولاً چون درجه حرارت محلول رقیق آمونیاک که از ژنراتور واحد جذب کننده میگردد، زیاد است و ازطرف دیگر باید مقدرای حرارت از جذب کننده بطور دائم خارج گردد

لذا، زیر ژنراتور و جذب کننده یک مبدل حرارتی می گذارند که محلول غلیظ آمونیاک را بعد از تلمبه توسط محلول رقیق آمونیاک گرم کند و بدین ترتیب هم محلول رقیق آمونیاک سرد می شود و هم محلول غلیظ آمونیاک گرم و در نتیجه مقدار کمتری حرارت از جذب کننده گرفته می شود.

سیستم تبرید جذبی کاریر (سیستم با آب ولیتیوم برماید)

این سیستم اولین بار توسط شخصی بنام کاریر[1] آمریکایی تهیه شد و بدین علت بنام سیستم جذبی کاریر معروف است.

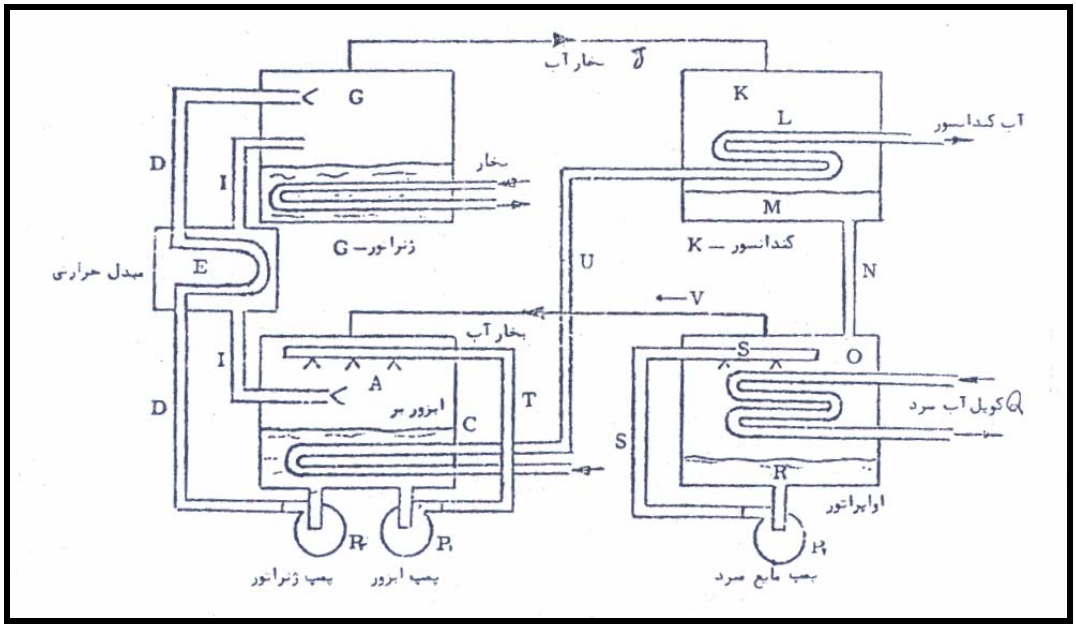
در این سیستم آب ماده مبرد[2] ولیتیوم بروماید که ملحی است نظیر نمک، جذب کننده[3] است که در این سیستم، آن را نمک می نامیم. بنابراین در این سیستم برخلاف سیستم آمونیاکی سرول که آب ماده جاذب میباشد، خود مایع مبرد و ملح لیتیوم بروماید ماده جاذب است وضعیت این نمک این است که در دمای پایین در موقع سرد شدن، آب را بخوبی بخود جذب نموده و در دمای بالا در موقع گرم شدن آب را بصورت بخار از خود دفع می کند، لذا بر این اصول سیستم جذبی با نمک لیتیوم بروماید بوجود آمده است. این سیستم دارای ۴ قسمت جذب کننده، مولد، تقطیر و تبخیر میباشد.

۱-قسمت جذب کننده[4] (مخزن جذب کننده)

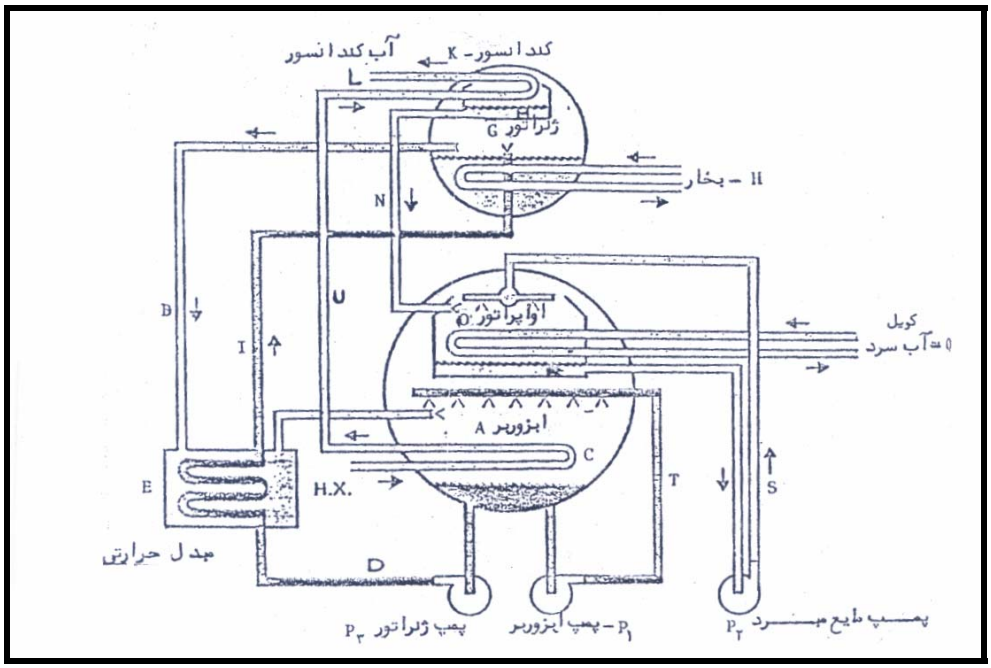
در شکل ۳۲ و ۳۳ قسمت A در عمل یک مخزن جذب کننده حاوی مخلوط آب با نمک جاذب B (لیتیوم بروماید) میباشد که داخل آن یک کویل C قرار دارد که از درون آن آب خنک کننده عبور می نماید لذا محلول را خنک کرده و چنانچه گفته شد نمک در اثر خنک شدن بخارات آب موجود در فضای مخزن A را به خود جذب می نماید و در این صورت محلول رقیق میگردد و بدین علت محلول در این مخزن را محلول رقیق می نامند. محلول توسط پمپ P_3(پمپ ژنراتور) و لوله D به ژنراتور جریان داده می شود. لازم بذکر است این محلول در مسیر خود به ژنراتور D از مبدل E جهت گرم شدن عبور خواهد کرد.

---

[1] ***Carrier***
[2] ***Refrigerant***
[3] ***Absorber***
[4] ***Absorber***



شکل ۳۲- مخزن جذب کننده حاوی مخلوط آب با نمک جاذب *B* (لیتیوم بروماید)



شکل ۳۳- مخزن جذب کننده حاوی مخلوط آب با نمک جاذب *B* (لیتیوم بروماید)

۲-قسمت مولد ۱

محلول پس از ورود به ژنراتور G در قسمت پایین مخزن جمع می گردد در اینجا ژنراتور بوسیله هر نوع گرما که متداولترین و عملی ترین آن کویل بخار میباشد محلول نمک را گرم نموده که نتیجتاً بخار آب خود را از دست داده و بخار آب آزاد شده که در فضای مخزن G جمع شده در اثر گرما، فشار آن بالا میرود و بنابراین آماده برای ادامه جریان خود در مدار می گردد.

از طرفی محلول موجود در مخزن G نیز که مقدار زیادی بخار آب خود را از دست داده است غلیظ می گردد و بدین علت محلول را در این قسمت غلیظ می نامند. این محلول نیز به نوبه خود از پایین ژنراتور با نیروی ثقل از لوله I به مخزن جذب کننده برگشت داده می شود تا آماده برای جذب مجدد بخار آب گردد.

محلول گرم و غلیظ در موقع عبور از مبدل گرمایی E، حرارت خود را به محلول رقیق انتقال داده و خود خنک میگردد.

۳-قسمت تقطیر۲ (مخزن کندانسور)، شکل ۳۲

بخار حاصله با فشار از لوله J وارد کندانسور K میگردد در محفظه کندانسور K بخار با دمای بالا و فشار زیاد در اثر تماس با کویل L خنک می شود. در کویل L آب خنک کننده در جریان است و موجب میعان بخار در محفظه کندانسور خواهد شد که بدلیل فشار و ارتفاع بالاتر نسبت به اواپراتور بدین مخزن توسط لوله N منتقل خواهد شد. آب تقطیر شده بعلت فشار زیادتر از یک لوله مارپیچی که اختلاف فشار کندانسور اواپراتور را کنترل می کند عبور می نماید.

قسمت تبخیر – اواپرتور

در این قسمت آب تقطیر شده بعلت فشار زیاد وارد محوطه اواپراتور O که دارای فشار کمی است میشود و در پایین مخزن در قسمت R جمع می گردد (فضای اواپراتور توسط پمپ خلاء مرتباً خالی می شود تا فشاری در حدود ۱۰ برابر کمتر از فشار کندانسور ایجاد نماید) نتیجتاً آب تمایل به انبساط با بعبارت دیگر تبخیر دارد و طبق حالت فیزیکی دراین فشار تبدیل به بخار میگردد. برای تبدیل از حالت مایع به بخار مقدای گرما احتیاج است که آن را از آب درون کویل Q دریافت کرده و آن را سرد می نماید.

---

[1] ***Generator***
[2] ***Condenser***

مایع مبرد (آب) تبخیر شده توسط لوله U به مخزن مولد (ژنراتور) بعلت جذب و کشش مخزن جذب کننده انتقال می یابد. از طرف دیگر آب سرد شده چیلر توسط کویل برای مصرف سرد کردن دستگاه هوا ساز و یا کویلهای تهویه مطبوع به قسمت های مختلف اطاقها توسط پمپ آب سرد (پمپ چیلر) جریان پیدا می کند. عمل پمپ P_2 (پمپ مایع مبرد) این است که آب سرد را از قسمت R پایین مخزن گرفته و توسط لوله و پاشش دهنده[1] در فضای اواپراتور روی کویل سرد Q می ریزد که از سرد بودن مایع مبرد (آب) حداکثر استفاده شده و سرمای آن به کویل Q کاملاً تبادل شود.

پمپ ماده جاذب و پمپ ژنراتور

معمولاً بجای پمپ محلول دو پمپ در نظر می گیرند. پمپ جذب کننده P_1 و پمپ ژنراتور P_3 که عمل P_1 این است که محلول رقیق را از پایین مخزن جذب کننده گرفته و از طریق لوله T در روی بخاراتی که از اواپراتور وارد مخزن جاذب شده است پاشیده و در نتیجه بطور موثرتر بخارات مزبور را بخود جذب کند و در واقع عمل جذب را تشدید و موثرتر نماید.

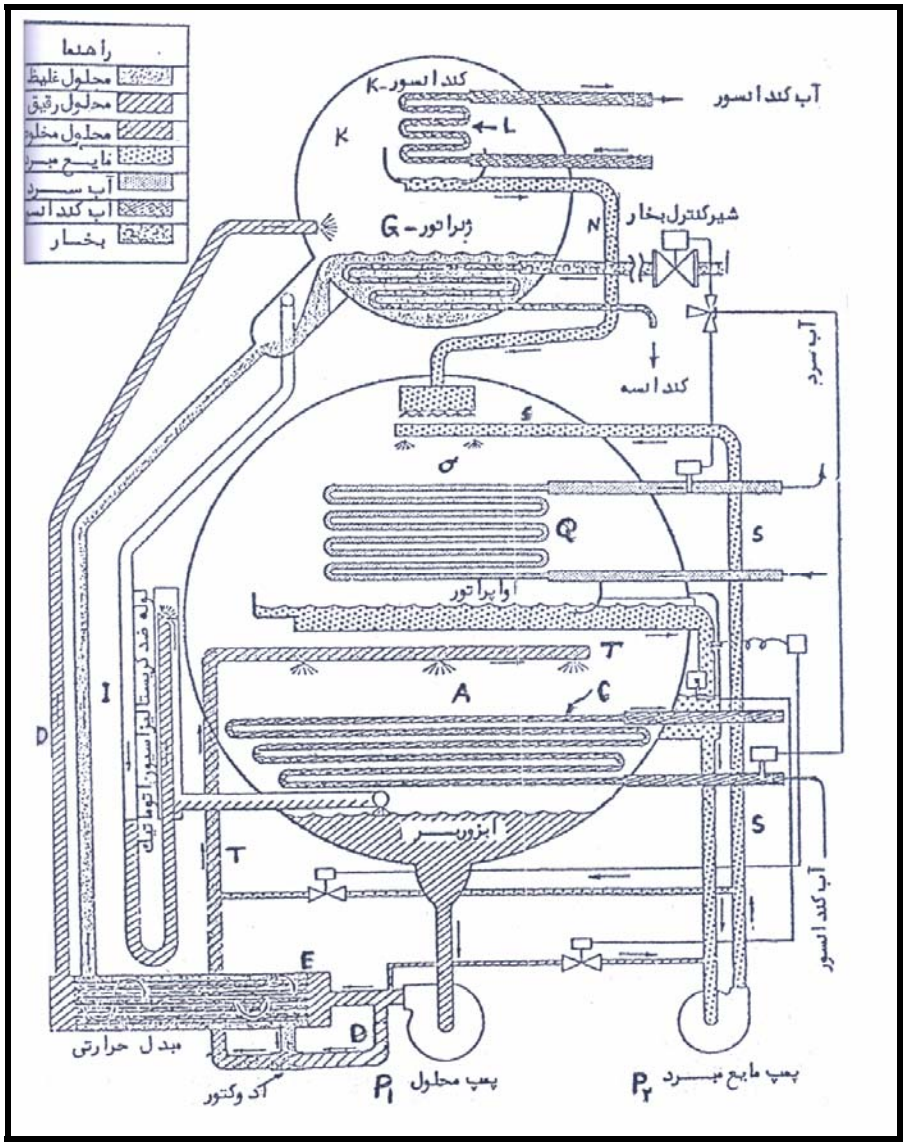
پمپ P_3 که مایع پایین مخزن جذب کننده را پس از عبور از مبدل E به ژنراتور G وارد می نماید.

مبدل گرمایی

عمل مبدل گرمایی E در این سیستم بدین صورت است که محلول رقیق که از لوله D عبور می نماید مقداری از سرمای خود را به محلول غلیظی که از ژنراتور G بر می گردد، میدهد و در نتیجه محلول غلیظی که توسط لوله I از ژنراتور به جذب کننده جریان دارد، قدری سردتر نموده و از گرمای آن نیز خود استفاده نموده و قبل از ورود به ژنراتور گرفته می شود و در نتیجه این تبادل گرما از انرژی که می بایستی تحمیل برکویل آب خنک کننده C و کویل بخار ژنراتور گردد صرفه جویی شده و بدین ترتیب بازده سیستم افزایش پیدا می کند.

شکل ۳۴ مدار ابتدایی چیلرهای ابزوربشن (با بخار) را مشروحاً بیان نموده است.

[1] ***Spray***



شکل ۳۴- چیلرهای ابزوربشن (با بخار)

جدا کننده ها[1]

گاز طبیعی خام ورودی به کارخانه های بازیابی گاز و گاز مایع مخلوطی است از گازهای مختلف هیدروکربوری، مایعات گازی و آب و مقدار ترکیبات جامد نفتی و غیر نفتی.

قبل از اینکه گاز تحت عملیات قرار بگیرد ابتدا باید مواد ناخالص آن را یعنی نفت، آب و مواد جامد را جدا و از مسیر گاز خارج کرد. بمنظور انجام عمل تفکیک مواد ناخالص فوق، گاز ابتدا از جدا کننده ورودی[2] عبور می کند.

انواع جداکننده ها[3]

در عملیات تصفیه گاز در کارخانه های گاز و گاز مایع معمولاً از دو نوع جداکننده استفاده می شود که عبارتند از :

۱-جدا کننده عمودی[4]

گاز مرطوب از نیمه فوقانی جداکننده بطور مایل (با زاویه) وارد و تحت این زاویه گاز حرکت گریز از مرکز[5] پیدا کرده عمل تفکیک صورت می پذیرد. براساس حرکت گریز از مرکز، ذرات مایع در قسمت پایین جداکننده ته نشین و گاز تقریباً خشک یا بدون ذرات (آب و نفت و مواد جامد) از قسمت بالای آن خارج می شود.

۲-جداکننده افقی[6]

در کارخانه های تصفیه گاز معمولاً از این نوع جداکننده بیشتر استفاده میشود. گاز از یکی از دو انتهای جداکننده وارد و پس از جا گذاشتن ناخالصی ها یعنی نفت و آب و مواد جامد و ....) از انتهای دیگر جدا کننده خارج می شود.

---

1 *Separators*
2 *Inlet Separator*
3 *Types of Separators*
4 *Vertical Separators*
5 *Centrifuge*
6 *Horizontal Separators*

گاز ورودی به این نوع جداکننده بر اثر فضای وسیع موجود و طول مسیر حرکت در جداکننده سرعتش کاهش یافته و بر اثر نیروی ثقل جدا شده و در ته جداکننده انباشته می شوند.

قسمتهای خارجی جداکننده[1]

با توجه به شکل ۳۵ قسمت های خارجی زیر دیده می شوند :

۱- لوله ورودی[2] (لوله خوراک) گاز به جدا کننده

۲- لوله خروجی گاز از جدا کننده برای خروجی گاز[3]

۳- لوله های تخلیه مایع (نفت و آب)

۴- شیر تخلیه[4] مواد شنی ولجن[5]

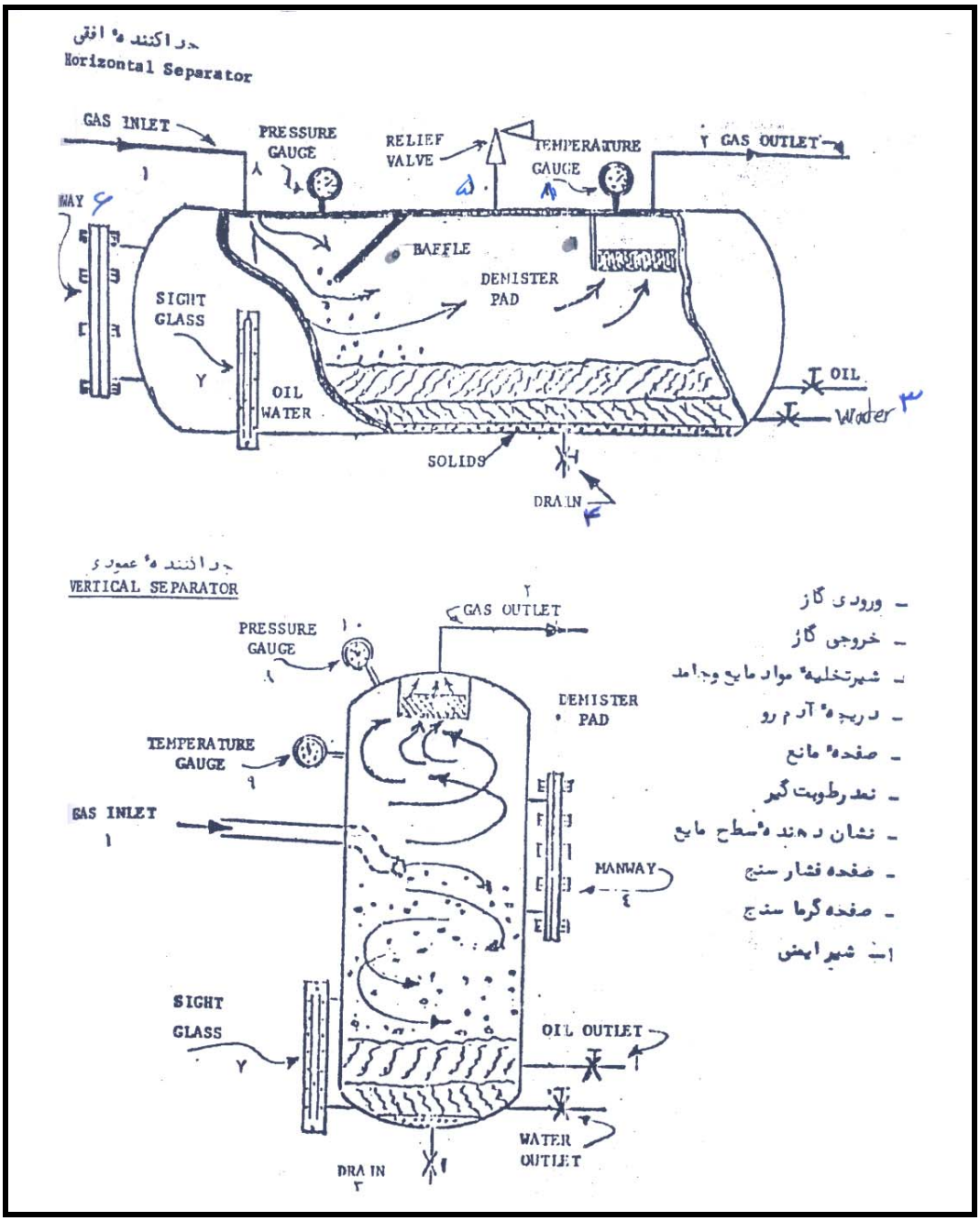
۵- شیر ایمنی [6]برای جلوگیری از فشار گرفتن بیش از اندازه جداکننده

۶- دریچه آدم رو[7] ورودی بداخل جداکننده جهت بازرسی و تعمیر قسمتهای داخلی آن

۷- وسایل ابزار دقیق[8] برای نشان دادن و کنترل فشار و سطح مایع و همچنین بمنظور اعلام وضعیت غیر عادی جداکننده و احیاناً بستن کارخانه.

---

1 External Fitting
2 Inlet Line
3 Gas Outlet
4 Drain Line
5 Sand And Sludge
6 Safety Valve
7 Man Way
8 Instrument Devices

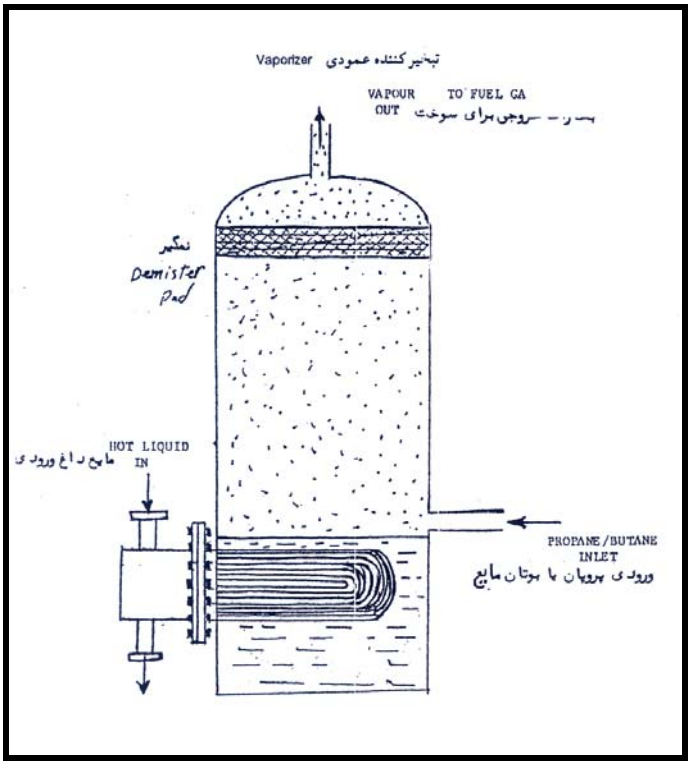


شکل ۳۵- انواع جداکننده ها

قسمت های داخلی جداکننده [1]

۱- صفحه مانع،[2] صفحه ای است فلزی که در مقابل گاز ورودی به جداکننده نصب و باعث افت سرعت گاز شده و باین طریق مواد مایع و جامد گاز با سهولت بیشتری ته نشین و جدا می شوند.

۲- نمد رطوبت گیر،[3] نمدی است که از بروی هم قرار گرفتن تعداد زیادی تورهای سیمی ساخته شده و عمل رطوبت گیری از گاز را تا اندازه ای بعهده میگیرد و در حقیقت شبیه صافی عمل می کند.



شکل ۳۶- بخشهای داخلی جداکننده

---

[1] ***Internal Fitting***
[2] ***Baffle Plate***
[3] ***Demister pad***

تبخیر کننده[1]

ساختمان تبخیر کننده از نوع پوسته و لوله[2] بوده و همانگونه که از نامش پیداست، کارش تبدیل مایع به بخار میباشد. یعنی کل مایع ورودی به مبدل را به بخار تبدیل می کند. استفاده از آن به دو گونه صورت می گیرد عمودی و افقی، نوع عمودی آن برای تامین گاز سوخت مصرفی کارخانه ها مورد استفاده قرار میگیرد. یعنی مایع پروپان یا بوتان وارد شده و ازطرف دیگر بصورت گاز خارج می شود و به مصرف سوخت میرسد. نوع افقی آن معمولاً در کارخانه ها به عنوان مبرد[3] کاربرد داشته که در آن تبخیر پروپان به منظور ایجاد برودت استفاده می شود.

---

1 Vaporizer – Evaporator
[2] Shell And Tube
[3] Chiller

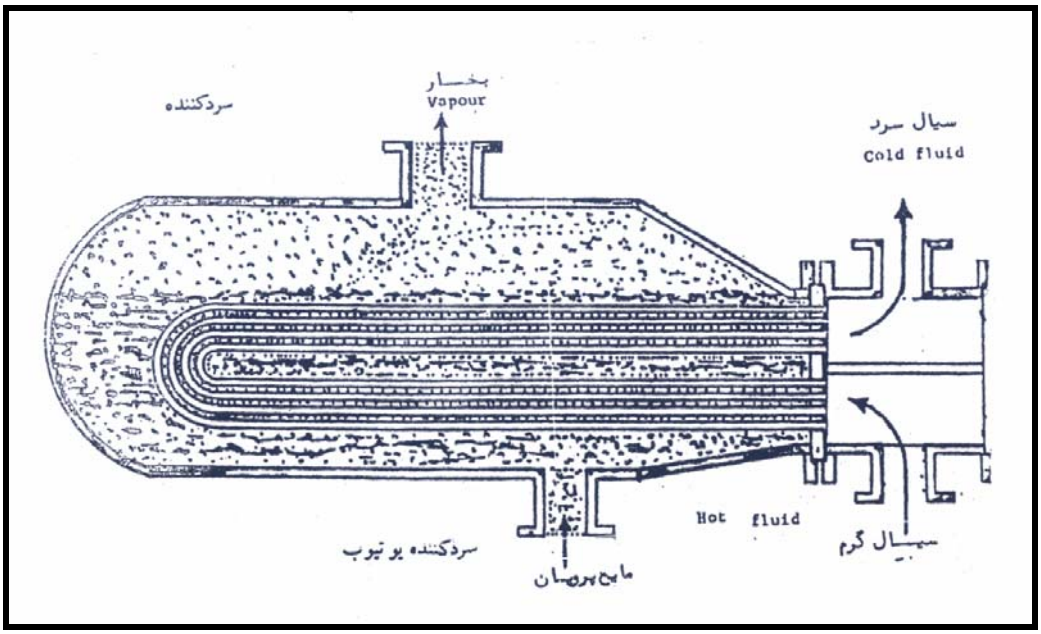
سرد کننده[1] (چیلر)

می دانیم هر مایعی که بخواهد تبخیر شود احتیاج به انرژی حرارتی دارد و اگر این انرژی حرارتی را از محیط بگیرد بناچار محیط سرد خواهد شد. در صنایع نفت و گاز و عموماً در وسایل سرد کننده معمولاً از مایعاتی برای تولید سرما استفاده می شود که در شرایط استاندارد یا متعارفی به حالت بخار در آیند مانند مایعات هیدروکربوری پروپان ، بوتان و یا مایع فرئون در یخچال...

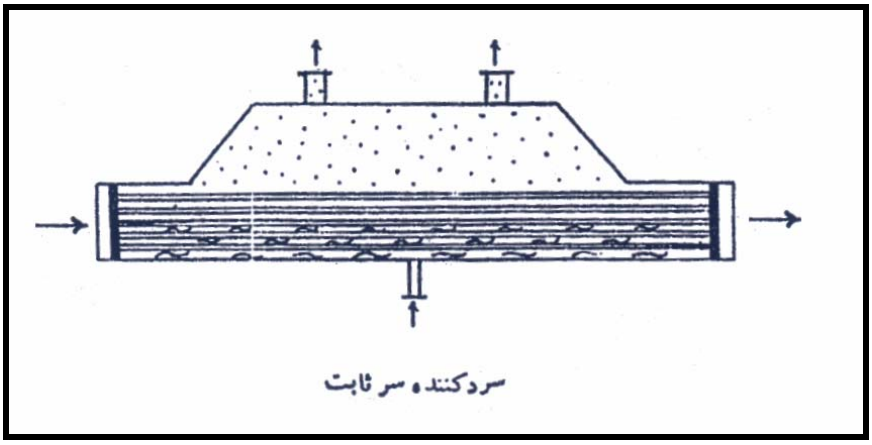
در صنایع نفت و گاز معمولاً از گاز پروپان[2] برای تولید سرما استفاده می شود که از نظر اقتصادی به صرفه است و تهیه آن نیز به مقدار زیادی از گازهای هیدروکربوری امکان پذیر است. وسیله ای که پروپان را برای تولید سرما در صنایع نفت و گاز بکار میگیرد را چیلر گویند. لوله های چیلر ممکن است به شکل U یا مستقیم و ثابت[3] باشند. بکار گرفتن این وسیله تولید سرما وقتی لازم است که بخواهیم سرمایی با درجه حرارتی کمتر از درجه حرارت محیط تولید کنیم. وسیله سرد کننده یا چیلر دارای ساختمان لوله و پوسته[4] بوده و در قسمت فوقانی پوسته دارای فضایی جهت تبخیر پروپان[5] میباشد.

---

[1] Chiller
2 C3H8
3 Fixed Sheet Tube
4 Shell And Tube
5 Vapour Space



شکل ۳۷- نمایی از سرد کننده نوع یو تیوب[1]



شکل ۳۸- نمایی از سرد کننده نوع سر ثابت[2]

استفاده از پروپان جهت تولید سرما در چیلر معمولاً بدو صورت انجام می گیرد:

۱-مایع پروپان سرد از ته مبدل حرارتی وارد و در اطراف لوله ها تبخیر و تولید سرما میکند.

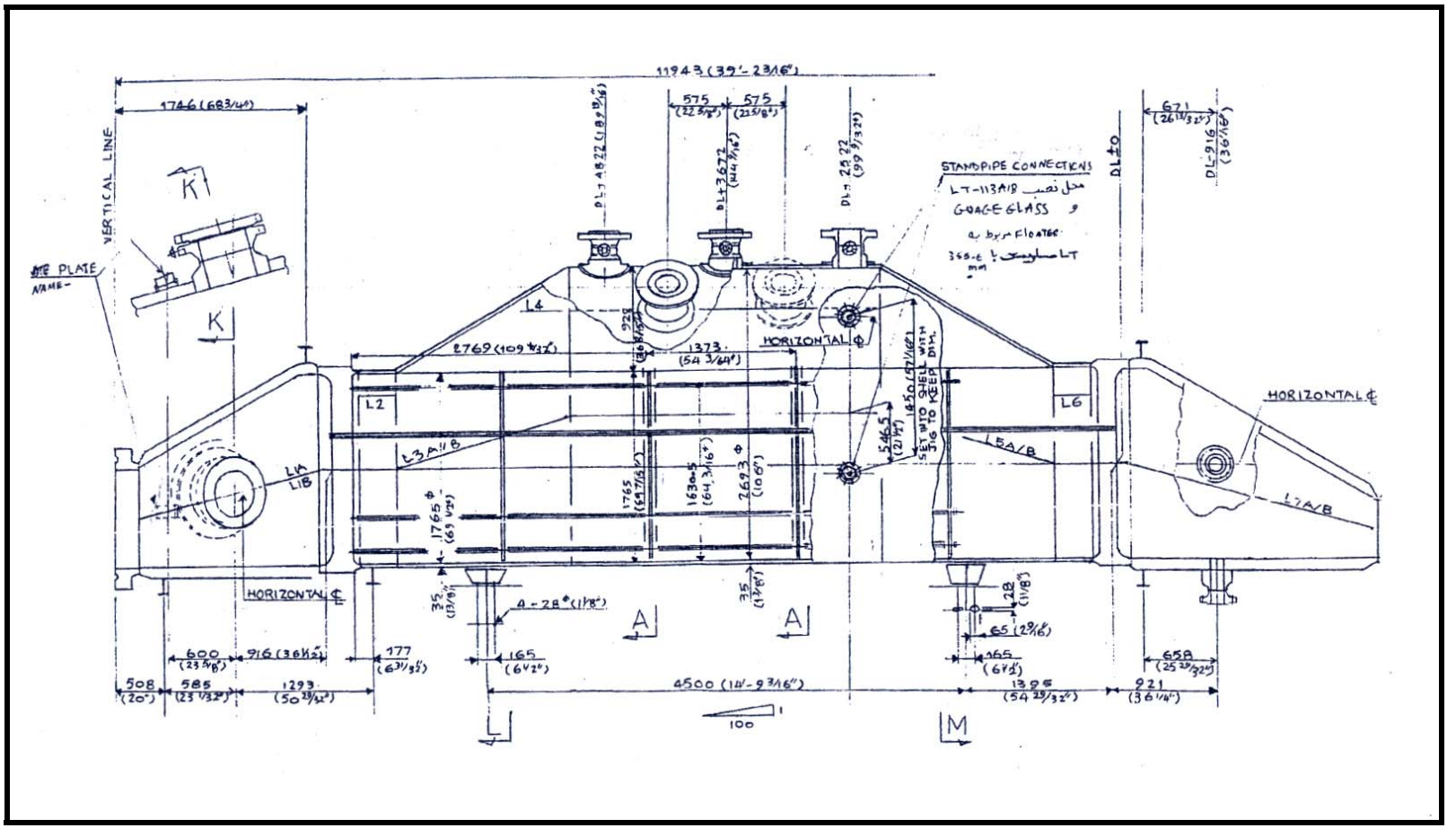
---

1 U-tube
2 Fixed head

۲-مایع پروپان سرد از قسمت های میانی مبدل حرارتی وارد و بر روی لوله ها پاشیده و تبخیر می شود.

در حالت اول مبدل حرارتی ارتفاع مایع در مبدل وجود دارد یا به عبارتی مایع سطح[1] میگیرد ولی در حالت دوم معمولاً مایع سطح نمی گیرد. در شکل ۳۹ ساختمان چیلر نشان داده شده است .

[1] ***Level***



شکل ۳۹- ساختمان چیلر

مخازن ذخیره پروپان مایع

این مخازن جهت ذخیره سازی پروپان تولیدی در راستای انتقال آن برای پروپان تامینی برای سرریز واحدهای تبرید[1] و یا انتقال به تانکرها جهت فروش استفاده می شود. مخازن مزبور بصورت کروی یا استوانه ای بوده و با نصب در ارتفاع معینی به لوله کشی و پمپ هایی مجهز است که عمل انتقال و دریافت در آن بسهولت انجام می گیرد. مخازن مزبور بدون عایق بوده و طراحی آن براساس دمای فلز در شرایط محیط و آفتاب محل و فشار بخار مرتبط با آن صورت میگیرد و فشار طراحی براساس حداکثر فشار عملیاتی منظور میگردد. مخازن مزبور مجهز به سطح سنج شیشه ای[2]، سطح سنج الکترونیکی جهت انتقال اطلاعات به اتاق کنترل و سوئیچهای مربوط به سطح پایین – فوق پایین و سطح بالای پروپان میباشد. جهت کنترل فشار این مخازن از شیرهای اطمینان با توجه به فشار طراحی مخزن استفاده می گردد و در ضمن قبل از عملکرد شیر اطمینان، سوئیچ فشار بالای[3] بر روی مخزن موجود است که عمل خواهد کرد و آلارم را به اتاق کنترل اعلام می نماید.

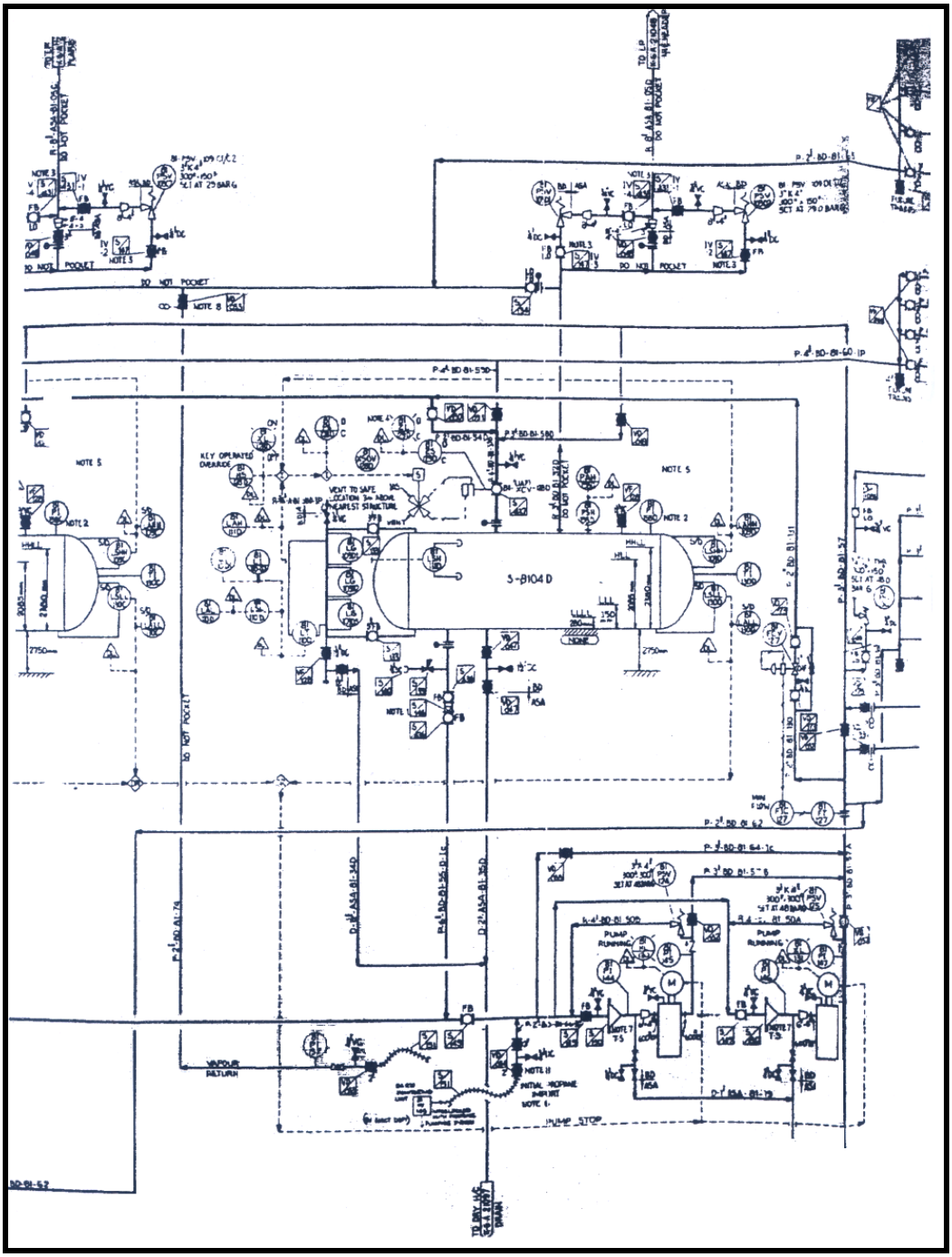
تلمبه های مخزن ذخیره پروپان معمولاً از نوع گریز از مرکز مخزندار قائم[4] استفاده شده که با موتور برقی کار می کند. کارکرد این پمپها در جهت انتقال پروپان از تانکرهای پروپان به مخازن و برعکس، انتقال پروپان از مخازن به واحدهای تبرید، انتقال پروپان از مخزنی به مخزن دیگر میباشد. در مسیر خروجی این پمپ با توجه به شرایط بسته بودن خروجی پمپ[5]، فشاری را تعیین و شیر اطمینان با نقطه تنظیمی برابر با این فشار جهت آن تعبیه می کنند که پس از عملکرد شیر اطمینان پروپان به ورودی پمپ برگشت داده می شود و یا در بعضی موارد به شبکه جمع آوری هیدروکربنهای خشک هدایت می نماید. در ضمن جهت کنترل جریان خروجی این پمپ در مسیر خروجی آن یک شیر کنترل جریان برگشتی به مخزن[6] تعبیه شده است. این پمپ ها در صورت عملکرد سطح بسیار پایین مخزن[7] از سرویس خارج خواهد شد.

---

[1] *Make up*
[2] *Guage Glass*
[3] *PSH (pressure switch high)*
[4] *Vertical Can*
[5] *Shut off*
[6] *Spill back*
[7] *LSLL(level switch low low)*

در هنگام شارژ مخازن پروپان توسط تانکر، ابتدا باید تانکر کامیون را با تسمه مخصوص به دستگاه تخلیه الکتریسته ساکن متصل و سپس شلنگ پروپان مایع جهت تخلیه مایع و شلنگ بخار پروپان جهت ارتباط خط بالانس فشار مخزن و تانکر وصل نمود و پس از خاتمه عملیات باید محتویات شلنگ از طریق لوله تخلیه تلمبه به شبکه جمع آوری هیدروکربن های خشک ارسال تا پروپان در محیط تخلیه نشود. در نقطه اتصال شلنگ بخار پروپان یک شیر وجود دارد که باید پس از استفاده بسته و صفحه کور کننده مجاور آن نیز دوباره در جای خود مستقر گردد تا از انتشار بخار پروپان جلوگیری گردد. در مسیر خروجی پایین و زیر مخزن بین دو شیر مسدود کننده[1] یک سری شیر بنام شیر جریان اضافی[2] وجود دارد که دارای مکانیزمی است که در زمان تخلیه ناگهانی مخزن و اختلاف فشار زیاد در دو طرف آن بسرعت بسته شده و مانع از تخلیه مخزن و حوادث بعدی می گردد. در شکل ۴۰ بطور نمونه یکی از مخازن پروپان شرکت پالایش فجر با تجهیزات جانبی نشان داده شده است.

[1] ***Block Valve***
[2] ***Excess Flow Valve***



شکل ۴۰- مخزن ذخیره پروپان

تحلیل سیستم های تبرید در تنظیم نقطه شبنم گاز

یکی از ویژگیهای انتقال مناسب گاز در خط لوله جلوگیری از تشکیل مایع در زمان انتقال است. برای مثال اگر حداقل دمای گاز در شرایط انتقال در فشار ($70\ bar$) $0\ ^{\circ}c$ باشد نقطه شبنم گاز در این فشار نباید متجاوز از این دما تنظیم شده باشد. با این وجود گاز در طی مسیر انتقال بر اثر افت فشار، دچار کاهش فشار شده و شرایط عدم تشکیل مایع در فشارهای مختلف باید موجود باشد. بطور نمونه مطابق شکل ۴۱ جهت اطمینان از عدم تشکیل مایع، باید سعی شود که حداکثر دمای منحنی نقطه شبنم گاز ارسالی در خط لوله که به (*Cricondenterm*) معروف است کمتر از حداقل دمای گاز انتقالی باشد. در این مثال این دما کمتر یا مساوی $0\ ^{\circ}c$ انتخاب شده است .

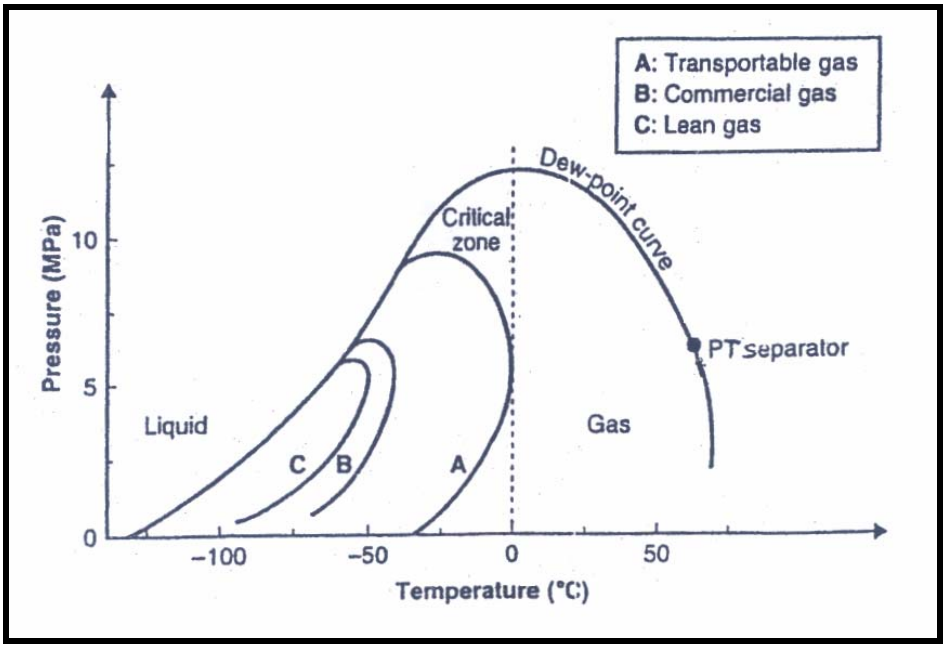
در شکل ۴۱ منحنی فازی گاز[1] در جدا کننده سرچاه بصورت منحنی سمت راست (***PT separator***) بوده که پس از فرآیند تنظیم نقطه شبنم بصورت منحنی A در می آید که حداکثر دمای این منحنی در فشارهای مختلف $0^{\circ}c$ می باشد و بدین ترتیب شرایط تشکیل مایع هیدروکربوری در محدوده عملیاتی انتقال نخواهد بود.

دومین نقطه نظر جهت انتقال گاز کیفیت آن از دیدگاه تجاری بعنوان گاز تجاری[2] است. بطور مثال ارزش حرارتی ناخالص[3] باید بین (39100 تا $39500\ KJ/NM^3$) باشد که برای رسیدن به این هدف فرآیند جداسازی مایعات سنگین گاز مد نظر بوده و تنظیم نقطه شبنم گاز جهت انتقال در خطوط لوله در مرحله دوم قرار می گیرد. در شکل ۴۱ منحنی B بیانگر منحنی فازی چنین گازی است .

نهایتاً اگر تولید حداکثر مایعات گازی مد نظر باشد با تولید گاز رقیق[4] حداکثر هیدروکربورهای سنگین بغیر از متان از آن جدا شده و بدین ترتیب گاز مزبور جهت تزریق به چاهها و یا ایجاد گاز پوشش در مشعل[5] بکار می رود. در شکل ۴۱ منحنی C بیانگر کیفیت این گاز است .

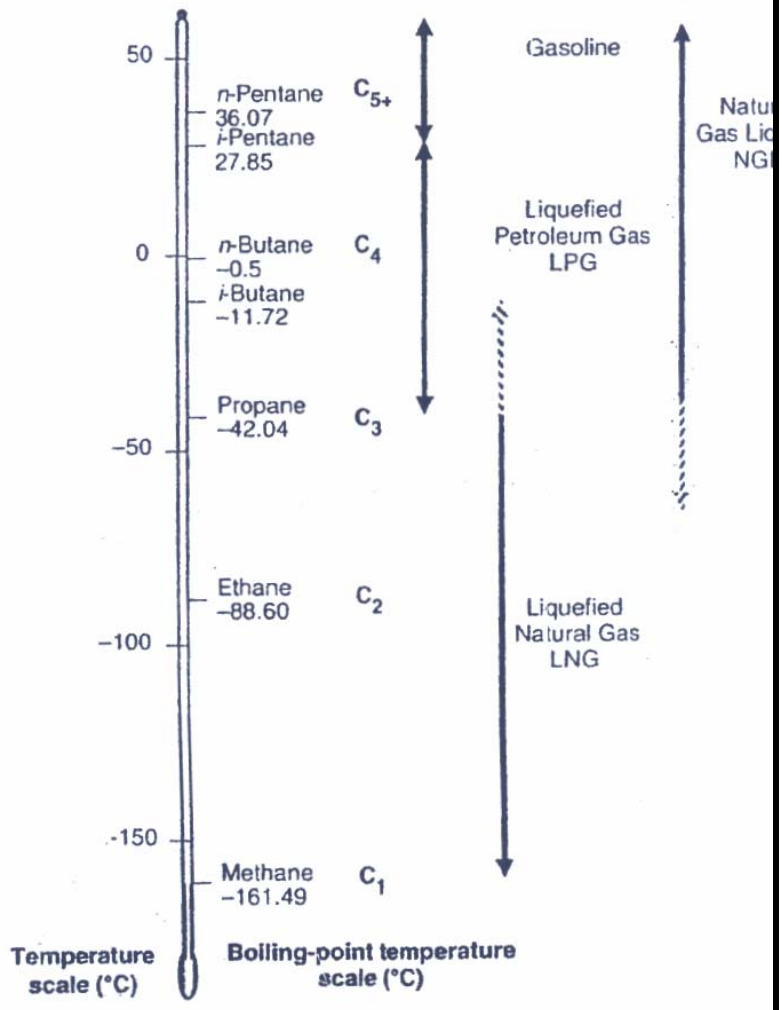
---

[1] *Phase envelope*
[2] *Commercial gas*
[3] *GHV*
[4] *Lean gas*
[5] *Flare*



شکل ۴۱- نمودار فازی گازهای متفاوت

شکل ۴۲ استاندارد ترکیبات و مشخصات کاربردی گاز انتقال، تجاری و رقیق را نشان می دهد.



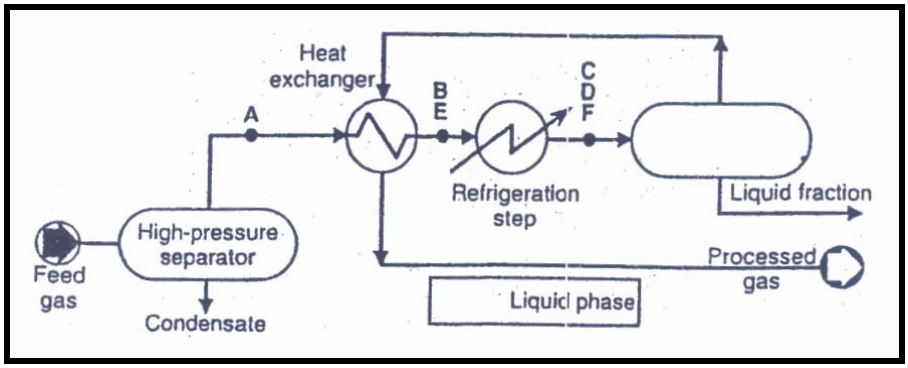
Standard terminology and abbreviations.

SPECIFICATIONS ASSOCIATED WITH DIFFERENT OBJECTIVES

Objective	Main specification
Gas for transport	Hydrocarbon dew point
Commercial gas	Gross heating value
Lean gas	NGL recovery factor

شکل ۴۲- استاندارد ترکیبات و مشخصات کاربردی گاز انتقال، تجاری و رقیق

شکل ۴۳ نمودار یک فرآیند جداسازی مایعات گازی بوسیله عملیات تبرید نشان میدهد. در این فرآیند قبلاً آب گاز جهت جلوگیری از تشکیل هیدرات جدا شده است. گاز ورودی پس از عبور از یک جداکننده توسط گاز پروسس شده در یک مبدل سرد گردیده، سپس بوسیله مرحله تبرید با استفاده از یک سیکل خارجی تبرید یا بوسیله فرآیند فلش (تبخیر ناگهانی) به دمای نهایی سرد کردن میرسد.

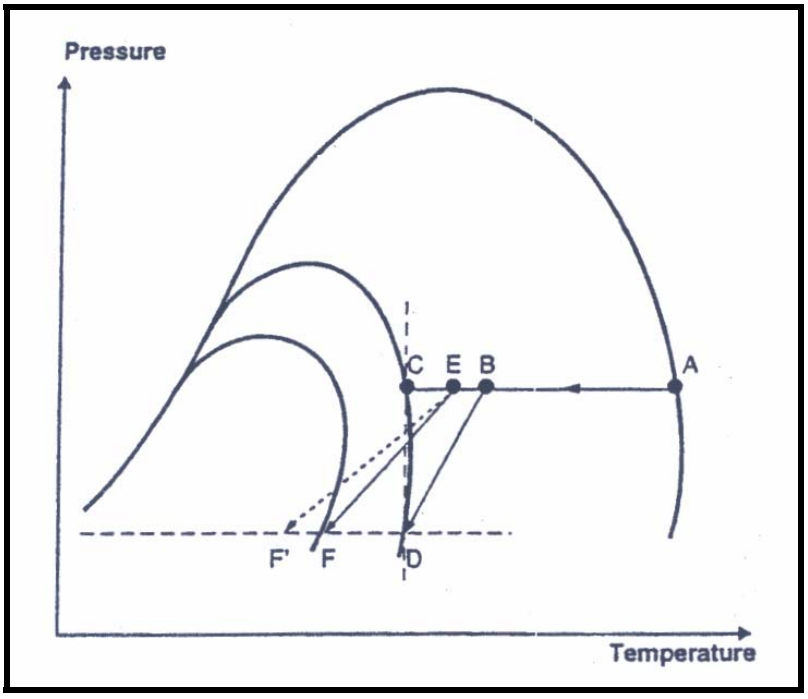


شکل ۴۳- نمودار یک فرآیند بازیافت مایعات گازی بوسیله عملیات تبرید

مسیر ترمودینامیک ارائه شده در شکل ۴۴ شرایط اولیه در جداکننده ورودی در نقطه A (شرایط اشباع گاز) مشخص کرده است. گاز ابتدا در فشار تقریباً ثابت تا دمای خروجی از مبدل سرد می شود (نقطه B) که این دما وابسته به دمای گاز در فرآیند تبرید در مرحله بعد خواهد بود سپس گاز در مرحله تبرید[1] در فشار ثابت تحت تاثیر سیکل خارجی تبرید به دمای مورد نظر (نقطه C) کاهش داده می شود.

گاز بوسیله تبخیر یا انبساط ناگهانی[2] نیز می تواند سرد شود. این عمل بوسیله انبساط در یک توربین در شرایط ایده آل (انتروپی ثابت) بطورموثرتری انجام می گیرد مسیر EF در منحنی شکل ۴۴ این فرآیند را نشان می دهد. در عمل این فرآیند واقعی نبوده و مسیر EF' بجای EF طی خواهد شد و دمای گاز خروجی از توربین انبساطی بدلیل غیر ایده آل بودن فرآیند افزایش می یابد.

[1] *Refrigration step*
[2] *Flash expansion*

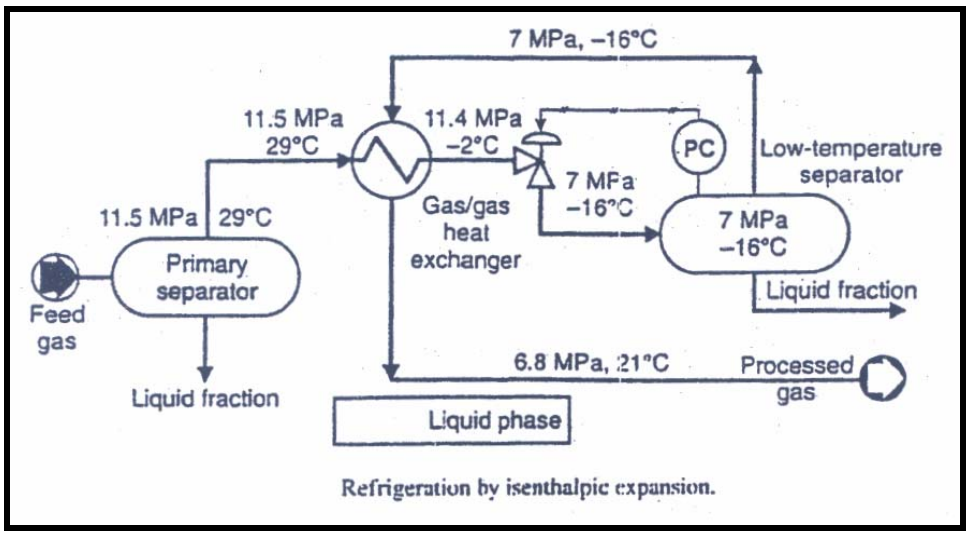


شکل ۴۴- نمودار ترمودینامیکی گاز در فرایند تنظیم نقطه شبنم

عملکرد انبساط بصورت انتالپی ثابت و از میان یک شیر کنترل با همان فشار خروجی از توربین انبساطی نیز امکان پذیر است ولی در این شرایط دمای خروجی از شیر کنترل نقطه D شکل ۴۴ بالاتر از دمای خروجی گاز از توربین انبساطی خواهد بود. جهت سهولت دمای مزبور نقطه D را مساوی دمای خروجی از فرآیند تبرید با سیکل خارجی نقطه C در نظر میگیریم. عملیات تبرید از طریق فرایند انبساطی انتالپی ثابت و از میان یک شیر کنترل ساده ترین روش است ولی در این روش کار انبساطی مصرف نشده و صرفاً کاهش فشار موجب کاهش دما گردیده است.

کاهش دما از طریق انبساط انتالپی ثابت ناشی از اثر ژول تامسون می باشد. برای گاز ایده آل انتالپی وابسته به دمای مطلق است و فرآیند انتالپی ثابت، در شرایط دمای ثابت (ایزوترمال) خواهد بود. بطور کلی خصوصیات یک گاز با توجه به انبساط ژول تامسون بوسیله ضریب $(\Delta T/\Delta P)_H$ مشخص می شود که تغییرات دمای گاز با توجه به تغییرات فشار در انتالپی ثابت نشان میدهد. این ضریب وابسته به دما و فشار اولیه گاز است. در دمای حدود محیط انبساط انتالپی ثابت موجب افزایش دمای گازهایی چون هیدروژن و هلیم می گردد در حالیکه برای گازهایی مانند متان در این شرایط دمای گاز کاهش میابد. در دماهای پایین هیدروژن و هلیم نیز مانند سایر گازها عمل کرده و تاثیر کاهش دما و فشار بموازات هم صورت می گیرد.

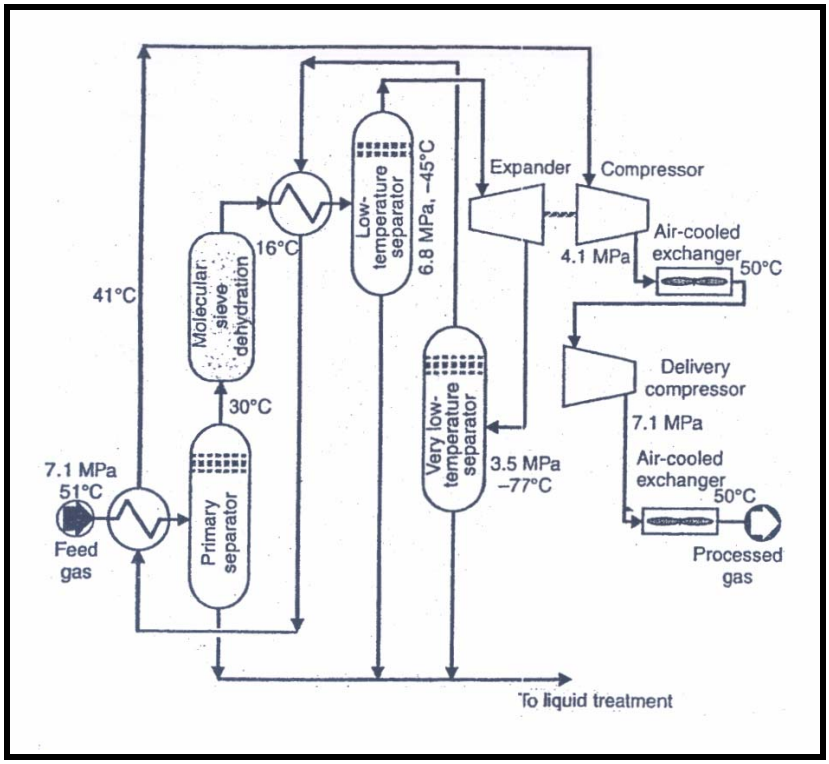
شکل ۴۵ فرآیند انبساط انتالپی ثابت یک واحد عملیاتی را با دما و فشارهای نمونه ارائه داده است. در این روش با سرد کردن ابتدایی گاز در مبدل ورودی با گاز پروسس شده یک بازیابی موثری از انرژی سرمایی صورت گرفته و از طرفی بدلیل اینکه در ابتدای عمر چاه، فشار گاز بالا میباشد از فرآیند سرد کردن از طریق انبساط از میان یک شیر کنترل (بروش انتالپی ثابت) براساس فشار گاز در شرایط انتقال استفاده شده است.



شکل ۴۵- فرآیند انبساط انتالپی ثابت یک واحد عملیاتی

در شکل ۴۶ نمونه ای از سیستم تبرید بطریق استفاده از توربین انبساطی ارائه شده که این فرآیند در شرایط تقریباً انتروپی ثابت، بطور موثری جداسازی هیدروکربورهای سنگین گاز بغیر از متان امکان پذیر می سازد. در این فرایند چون عملیات در دمای پایین صورت می گیرد، آب موجود در گاز قبلاً توسط یک واحد جذب رطوبت غربال مولکولی[1] گرفته شده تا عمل کریستالیزاسیون و تشکیل هیدرات در واحد پایین دست صورت نگیرد. انرژی آزاد شده در توربین انبساطی معمولاً صرف گرداندن کمپرسوری می شود که گاز انبساط شده را پس از بجای گذاشتن مایعات مجدداً به فشار مناسب در ورودی کمپرسور انتقال برساند. گاز پس از تراکم مجدد در کمپرسور انتقال و کاهش دما توسط کولر هوایی، از نقطه نظر فشار و دما شرایط مناسب جهت انتقال درخط لوله را خواهد داشت .

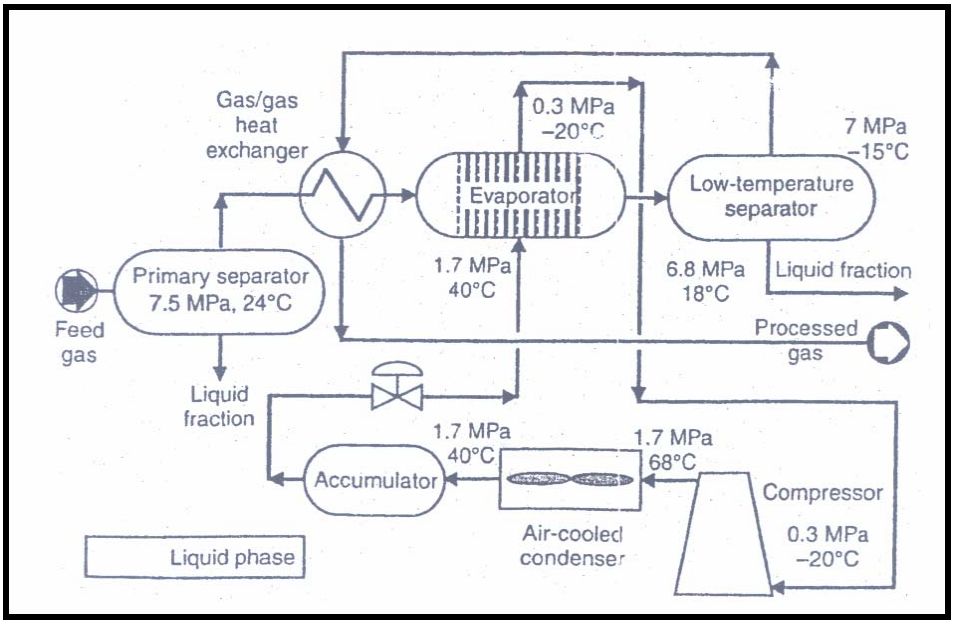
[1] *Molecular sieve dehydration*



شکل ۴۶- نمونه ای از سیستم تبرید بطریق استفاده از توربین انبساطی

در روش تنظیم نقطه شبنم گاز بروش استفاده از سیکل خارجی تبرید (سیکل تراکمی) دمای گاز در مسیر واحد بدون کاهش فشار (باستثنای افت فشار مسیر) بتدریج کاسته خواهد شد. شکل ۴۷ دیاگرام روش سیکل تراکمی تبرید را نشان داده است. عمل تبرید توسط مبرد در فشار پایین با تبخیر آن در تبخیرکننده[1] صورت میگیرد. مبرد مزبور پروپان و بعضی مواقع هالوژنی از گروه فرئون انتخاب می گردد. با توجه به حضور آب در گاز در زمان ورود آن بدین سیستم جهت جلوگیری از تشکیل هیدرات، به گاز مواد ضد یخ[2] تزریق می شود. اگر فرآیند سرد کردن در دمای بسیار پایین صورت گیرد، قبل ازاین واحد مرحله آب زدایی[3] انجام می پذیرد.

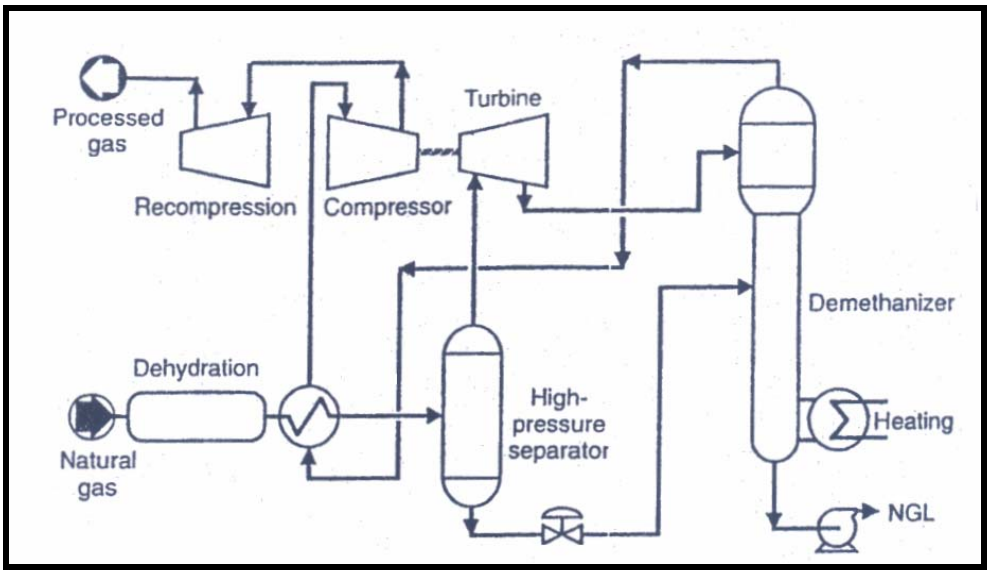
[1] ***Evaporator***
[2] ***Hydrate inhibitor***
[3] ***Dehydration***



شکل ۴۷- دیاگرام سیکل تراکمی تبرید

استفاده از گلایکول بعنوان ضد یخ بدلیل سهولت احیاء و بازیابی آن بروش تقطیر، مناسب میباشد. عمل احیاء در صورتیکه مقدار آب بخصوص بصورت آب آزاد زیاد باشد با هزینه بالایی صورت می گیرد که دراین شرایط در بعضی از واحدها از متانول جهت تزریق به گاز استفاده می شود که البته محلول متانول حاصل غیر قابل بازیابی است.

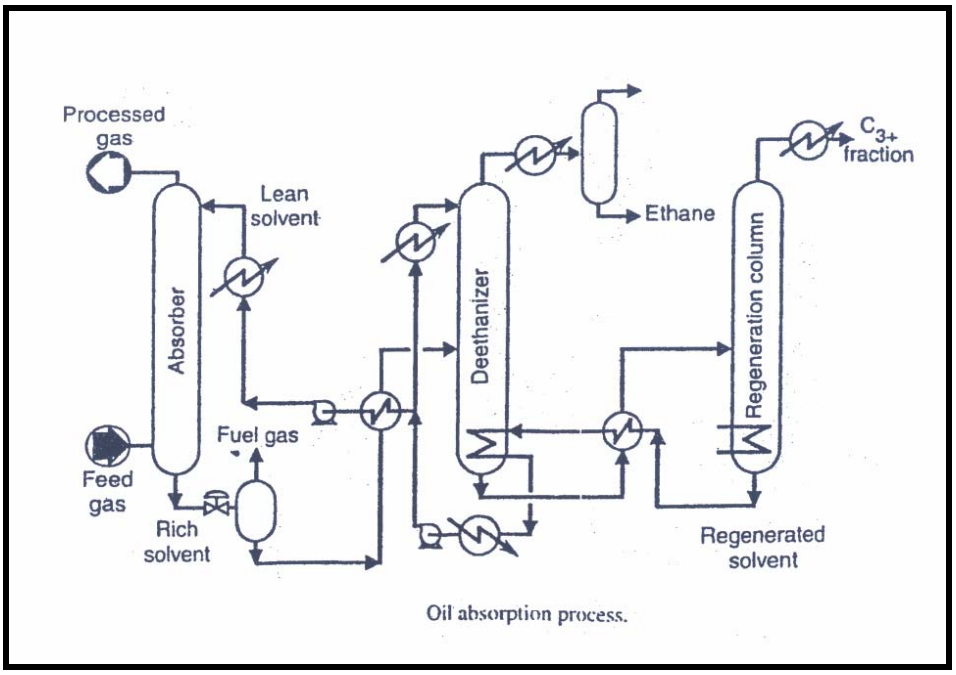
در صورتیکه جداسازی C_3^+ و C_2^+ با راندمان بالا مورد نظر باشد، عملیات تقطیر در دمای پایین مطابق شکل ۴۸ مورد توجه خواهد بود. دراین فرآیند مایعی که جداکننده فشار بالا را ترک می کند، پس از عبور از یک فشار شکن وارد قسمت پایین برج متان زدا شده و از طرفی گاز جداکننده فوق پس از انبساط در یک توربین انبساطی به بالای برج متان زدا وارد می گردد. از برج تقطیر متان زدا که در فشار و دمای پایین کار می کند، NGL بعنوان محصول تحتانی دریافت شده و گاز سبک از بالای برج پس از سرد کردن گاز ورودی، جهت تراکم و در نهایت انتقال به خط لوله به سمت کمپرسورهای اولیه و نهایی هدایت می گردد.



شکل ۴۸- نمودار فرایند تفکیک مایعات گازی[1]

فرآیند دیگری که جهت تنظیم نقطه شبنم گاز و تهیه گاز تجاری مطرح میباشد، فرآیند جذب مواد هیدروکربوری[2] است. در این فرآیند گاز ورودی توسط یک حلال رقیق[3] که معمولاً برشهای هیدروکربوری میانی مانند نفتا میباشد، در یک برج جذب عاری از مواد سنگین هیدروکربوری شده که این حلال پس از طی مسیر در برج اتان زدا (شکل ۴۹) و بدنبال آن برج احیاء ترکیباتی چون اتان و C_3^+ خود را از دست داده و پس از بازیابی و تبادل حرارت در درون سیستم بعنوان جاذب در برج اولیه جذب در مصاف باگاز ورودی قرار می گیرد.

[1] ***NGL fractionation by distillation***
[2] ***Oil absorption process***
[3] ***Lean solvent***



شکل ۴۹- نمودار فرآیند جذب پروپان و اتان از گاز طبیعی

سیستم گاز ورودی کارخانه گاز و گاز مایع ۶۰۰ اهواز

گاز ورودی به کارخانه ۶۰۰ اهواز از گازهای تفکیک شده از استخراج نفت خام در واحدهای بهره برداری و با کنترل فشار معینی جمع آوری شده و با دمای ۱۳۷ درجه فارنهایت و با فشار ۴۱۵ پوند در اینچ مربع وارد کارخانه می شود.

در پایین ترین نقطه لوله گاز ارسالی از واحد شماره یک بهره برداری مخزنی قرار داده شده که مایعات همراه در لوله خوراک در این ظرف جمع شده و به طور معمول به واحد بهره برداری عودت داده می شود ضمناً قابلیت هدایت مایعات درون این مخزن به گودال سوخت نیز وجود دارد.

گازهای تفکیک شده از نفت خام در واحدهای شماره ۲و۳ بهره برداری همانند واحد شماره یک به طرف کارخانه ۶۰۰ فرستاده شده و با مخلوط شدن گاز این سه واحد حجم آنها به ۵۰۳ میلیون فوت مکعب استاندارد در روز که ظرفیت واحد ۶۰۰ میباشد، میرسد.

گاز ورودی به کارخانه ۶۰۰ ابتدا وارد جداکننده ورودی شده جایی که قسمت اعظم قطرات مایع و جامد همراه گاز از آن گرفته شده و جدا می گردند. گاز پس از خروج از جداکننده ورودی وارد فیلتر گاز غنی می گردد که درآن باقیمانده احتمالی ذرات مایع و جامد همراه گاز از آن جدا می گردند.

مایعات جمع شده درهر دو جداکننده یعنی جدا کننده ورودی و فیلتر به طور اتوماتیک می توانند به گودال سوخت یا مرحله دوم تفکیک واحد شماره یک اهواز تخلیه شوند و این به شرطی است که سطح مایعات جمع آوری شده از حد معمول بالاتر برود.

گاز غنی پس از خروج از فیلتر به دو جریان موازی و مساوی تقسیم می شود که با توجه به اینکه هر دو واحد موازی هم به طور دقیق مشابه یکدیگر می باشند فقط به شرح یکی از آنها می پردازیم.

گاز غنی به مبدل گاز – گاز گرم وارد شده، جایی که گاز ورودی توسط گاز خشک محصول کارخانه خنک شده و دمای آن به ۷۰ درجه فارنهایت کاهش پیدا کرده و بر اثر کاهش درجه حرارت حدود ۸۵ درصد آب همراه گاز به اضافه یک درصد از هیدروکربنهای موجود در گاز تبدیل به مایع می شوند.

با توجه به اینکه نقطه تشکیل هیدرات با در نظر گرفتن شرایط کارخانه ۵۵ درجه فارنهایت بوده، در این مبدل تشکیل هیدرات مورد انتظار نمی باشد. با این همه چنانچه

هیدرات بوجود آید لوله های تزریق متانول در این مبدل پیش بینی و تعبیه شده اند و به همین ترتیب لوله های تزریق گلیکول نیز پیش بینی و تعبیه شده اند اما در سرویس نمی باشند.

تزریق متانول به طور پیوسته بسیار پرهزینه است زیرا که الکل تزریقی برای استفاده مجدد بازیافت نمی شود، لذا چنانچه در عملیات هوا به قدری سرد شود که موجب تشکیل هیدرات مداوم گردد به ناچار تزریق گلیکول به این مبدل انجام می پذیرد تا از تزریق مرتب متانول جلوگیری شود.

بهرصورت مخلوط آب، گازمایع و گاز از این مبدل خارج شده وارد جداکننده آب می شود. در این ظرف آب از طریق بوت این ظرف توسط یک شیر کنترل سطح مایع به گودال سوخت فرستاده می شود.

چنانچه عملیات تزریق گلایکول در مبدل حرارتی گاز و گاز گرم انجام پذیرفته باشد مخلوط آب و گلیکول موجود در جداکننده آب به سیستم احیاء گلیکول هدایت می شود. گاز و گاز مایع موجود در جداکننده آب به طرف مبدل حرارتی گاز و گازسرد جریان می یابند و قبل از ورود به آن گلیکول به گاز تزریق می گردد.

در این مبدل همچنین نازلهای تزریق متانول نیز تعبیه شده اند مبدل حرارتی گاز وگاز سرد مستقیماً به مبرد یا چیلر متصل شده است واین عمل به خاطر این انجام می پذیرد که از گرفتگی کامل مسیر توسط مایعات ایجاد شده که موجب بوجود آمدن نوسانات در فشار سیستم می گردد، جلوگیری شود در این مبدل دمای گاز از ۷۰ درجه فارنهایت به ۵۴ درجه فارنهایت کاهش داده می شود.

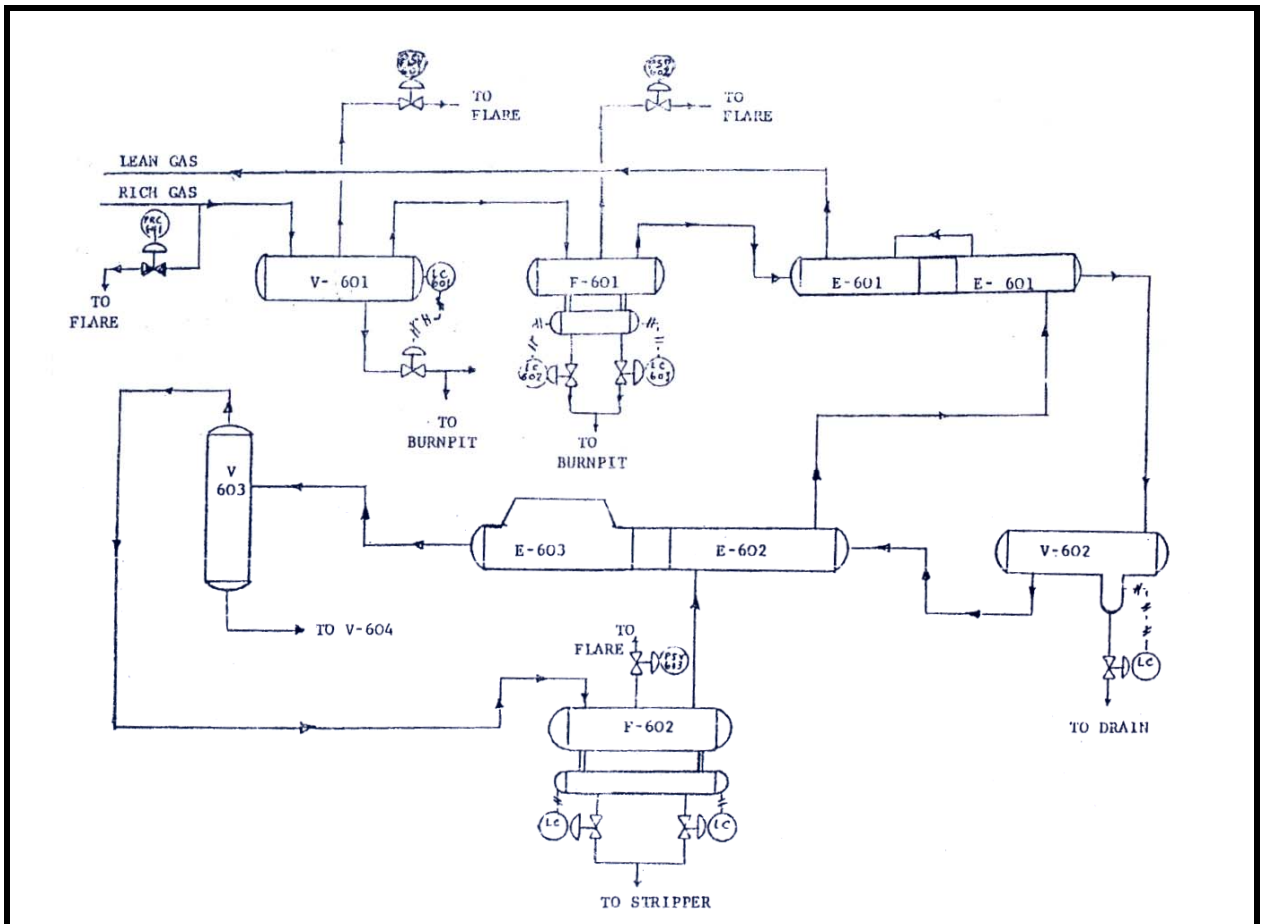
گاز و گاز مایع و گلیکول و بعضی مواقع متانول همگی مستقیم از مبدل حرارتی گاز سرد وارد مبرد یا چیلر می شوند که در آن دمای مواد فوق به ۱۱ درجه فارنهایت کاهش داده می شود. این سرما توسط تبادل حرارتی با پروپان موجود در پوسته چیلر حاصل می شود که در پوسته آن می جوشد و انرژی نهان تبخیر خود را از مواد موجود در تیوبهای چیلر تامین می کند. لوله های تزریق گلیکول اضافی نیز در ورودی چیلر یا مبرد قرار داده شده که می تواند در صورت بروز مشکل هیدرات در چیلر مورد استفاده قرار گیرند. همین طور لوله های تزریق متانول نیز در چیلر تعبیه شده اند.

درجه حرارت گاز خروجی از چیلر به میزان ۱۱ درجه فارنهایت کنترل می گردد و این امر با قرار دادن شیر کنترل در سر راه مایع پروپان ورودی به چیلر انجام می گیرد. بنابراین کنترل دما با میزان تبخیر پروپان صورت می پذیرد.

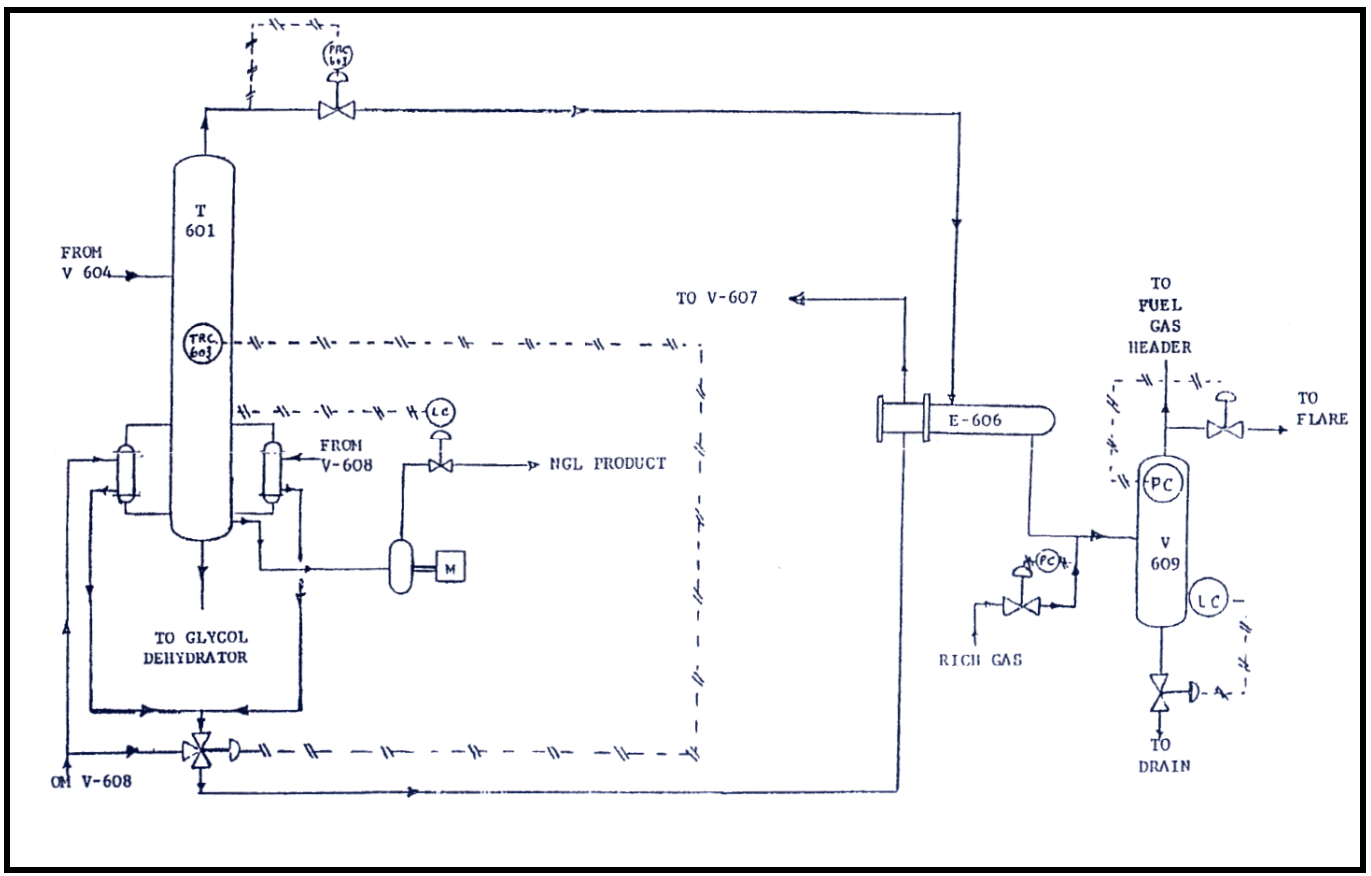
مخلوط گاز، گاز مایع ، گلیکول غنی و بعضی مواقع متانول پس از خروج از چیلر، وارد جداکننده گاز مایع می شوند جایی که جداسازی بین مایعات و گازها انجام می پذیرد. گاز خشک با دمای ۱۱ درجه فارنهایت از بالای جداکننده از گاز جدا می شود. مایعات جمع شده دراین فیلتر به صورت اتوماتیک به برج متان زدا فرستاده می شوند.

گاز خشک اکنون شرایط لازم از نظر تنزل نقطه شبنم را پیدا کرده و از پوسته مبدل حرارتی گاز و گاز سرد و مبدل حرارتی گاز وگاز گرم عبور کرده و گاز ورودی را خنک میکند سپس با گاز خشک واحد دوم یکی شده و به سیستم انتقال گاز خشک جریان میابد. گاز مایع و گلیکول غنی از جداکننده گاز مایع براساس خاصیت ظروف مرتبطه وارد جدا کننده گلیکول شده که در آن گلیکول از فاز گاز مایع جدا میشود.

گلیکول غنی تحت کنترل سطح مایع از جداکننده گلیکول به واحد احیاء گلیکول فرستاده می شود و گاز مایع از طریق شیر کنترل موجود در بالای جداکننده گلیکول که توسط کنترل کننده سطح مایع جداکنده گاز مایع کار میکند به برج متان زدا فرستاده می شود. گاز مایع ورودی به برج متان زدا از دو واحد کارخانه ۶۰۰، از اتان و متان موجود عاری می شوند. جوشاننده های کنار برج متان زدا توسط پروپان گرم خروجی از انباره پروپان گاز مایع را گرم میکند. گازهای حاصل در برج که اکثراً متان و اتان میباشند از بالای آن خارج شده و وارد گرم کننده گاز سوخت شده که در آنجا توسط مایع پروپان خروجی از انباره گرم می شود و سپس وارد مخزن گاز سوخت می شود. اکثر مایعات همراه گاز سوخت در گرم کننده گاز سوخت بخار شده و باقیمانده مایعات درمخزن گاز سوخت از آن جدا شده و توسط شیر کنترل سطح مایع مخزن گاز سوخت به گودال سوخت هدایت می گردد. گاز مایع موجود در برج توسط پمپ، تقویت فشار شده و به خط انتقال گاز مایع به بندر ماهشهر هدایت می شود. چنانچه این لوله نتواند گاز مایع را بگیرد و به صورت اتوماتیک تحت کنترل فشار به گودال سوخت فرستاده می شود (شکل ۵۰ و ۵۱).



شکل ۵۰- نمودار جریانی واحد *NGL 600* –سیستم جداسازی ورودی



شکل ۵۱- نمودار جریانی واحد *NGL 600* –سیستم تفکیک (*Fractionation*)

سیستم تبرید پروپان کارخانه گاز و گاز مایع

این سیستم ها که در واحدهای گاز و گاز مایع در سطح وسیعی کاربرد دارند از ماده پروپان بعنوان ماده سرد کننده استفاده می کنند و همانگونه که در مبحث تبرید شرح داده شد اساس کار این سیستم استفاده از مایعاتی که نقطه جوش پایین داشته و در تبرید موثر هستند میباشد، برای آشنایی با این گونه سیستم ها بعنوان نمونه سیستم تبرید پروپان کارخانه گاز و گاز مایع ۶۰۰ اهواز شرح داده می شود.

در ابتدا لازم است که با اصطلاحات و نام ظروف مختلف تشکیل دهنده این سیستم آشنا شویم و جهت تطابق از ظروف شکل ۵۲ استفاده شود.

۱-انباره پروپان : (*V-608*)

به ظرف یا مخزنی گفته می شود که در آن مایع پروپان برای استفاده سیستم ذخیره می گردد.

۲-جوشاننده : (*E-604*)

مبدل حرارتی است که برای خنک کردن مایع پروپان استفاده می شود در ضمن این مبدل مقداری از گاز مایع را تبدیل به بخار می کند که به این علت به آن جوشاننده می گویند.

۳-گرم کننده : (*E-606*)

مبدل حرارتی است که این هم برای خنک کردن مایع پروپان استفاده می شود در ضمن این مبدل گاز سوخت را گرم میکند و به این علت به آن گرم کننده می گویند.

۴-ظروف مکش یا ساکشن درامها: (*V-605,606,607*)

در این ظرفها پروپان مایع ریخته و به خاطر کاهش فشار مقداری پروپان تبخیر شده و موجب خنک شدن مایع باقیمانده می گردد تعداد این ظروف مکش به اندازه تعداد ورودی های کمپرسور میباشد.

۵-کمپرسور :(*C-601*)

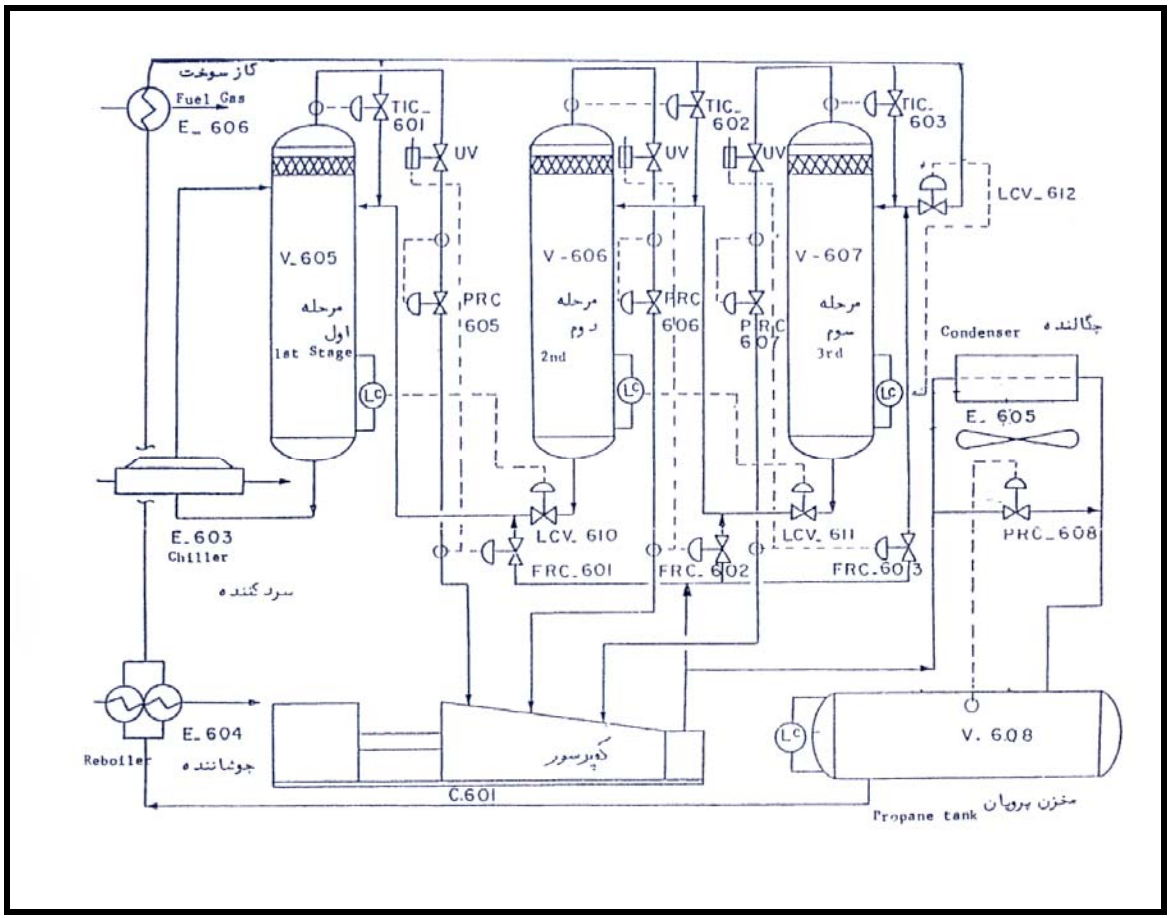
دستگاهی است که بخارات پروپان ایجاد شده در سیستم را جمع آوری و فشرده می کند.

۶-چگالنده کندانسر یا مایع کننده : (*E-605*)

مبدل حرارتی است که بخارات پروپان خروجی از کمپرسور را تبدیل به مایع می کند.

۷-شیرهای کنترل کننده فشار ورودی به کمپرسور (*PRC-605,606,607*)

۸-شیرهای کنترل کننده جریان ورودی به کمپرسور (*FRC-601,602,603*)
۹-شیرهای کنترل کننده دمای پروپان ورودی به کمپرسور(*TIC-610,611,612*)
۱۰-شیرهای کنترل کننده سطح مایع پروپان در ساکشن درامها(*LCV-610,611,612*)



شکل ۵۲- بخشهای مختلف سیسم تبرید پروپان

شرح سیستم و عملکرد آن

با توجه به شکل۵۲، مایع پروپان گرم از انباره پروپان خارج و وارد جوشاننده و گرم کننده شده و از آنها خارج گردیده پس از عبور از یک شیر کنترل کننده سطح مایع وارد ظرف مکش مرحله سوم شده و افت فشار پیدا کرده و بر اثر آن مقداری پروپان تبخیر شده و به واسطه این عمل مایع باقیمانده در ظرف کاهش دما پیدا میکند.

مجدداً مایع پروپان از ظرف مکش مرحله سوم به ظرف مکش مرحله دوم هدایت می شود که پروپان مایع بعد از عبور از یک شیر کنترل کننده سطح مایع وارد ظرف مکشی مرحله اول شده و افت فشار مجددی پیدا می کند که در اینجا نیز به واسطه این عمل مقداری دمای پروپان کاهش می یابد.

در هر سه مرحله گازهای ظروف مکش از طریق یک شیر کنترل فشار به مراحل اول، دوم و سوم کمپرسور وارد شده و پس از تراکم گاز پروپان از خروجی کمپرسور بسمت چگالنده هدایت می شود.

آشنایی با اشکالات سیستم پروپان کارخانه گاز و گاز مایع

۱-افت فشار در سیستم:

در مواقع عادی تغییرات فشار سیستم به طور عمده مربوط به چگالنده ها می باشد که با توجه به شرایط موجود سیستم خنک کننده بیش از حد نیاز و یا کمتر از حد نیاز در سرویس گذاشته می شوند. زمانی که بیش از حد نیاز در سرویس باشند به واسطه تبادل حرارتی زیاد موجب کاهش دمای بیش از حد پروپان شده و فشار سیستم کاهش می یابد که در این حالت با خارج کردن یک یا چند فن چگالنده از سرویس این مشکل رفع می گردد.

زمانی که فن چگالنده ها کمتر از میزان مورد لزوم در سرویس باشند به واسطه تبادل حرارتی کمتر درجه حرارت پروپان تنزل نکرده در نتیجه فشار سیستم نیز بالا میرود که برای رفع این مشکل با سرویس گذاشتن یک یا چند فن چگالنده دمای پروپان و در نتیجه فشار سیستم را کاهش میدهند.

۲-کم شدن بخارات ورودی به مرحله های مختلف کمپرسور:

به علت های گوناگون ممکن است هر یک از ورودی های سه گانه کمپرسور با کمبود بخار پروپان مواجه گردند با در نظر گرفتن این مطلب که میزان بخارات پروپان ورودی به کمپرسور اگر از حداقل میزان تعیین شده کمتر گردد موجب بوجود آمدن پدیده سرج در آن می شود مقداری پروپان از بخارات خروجی کمپرسور توسط یک شیر کنترل کننده حداقل جریان وارد ظرف مکش که بخارات پروپان کافی ندارد می شود و کمبود بخارات پروپان را جبران می کند.

هر کدام از ظرفهای مکش دارای یک عدد شیر کنترل کننده حداقل جریان میباشند.

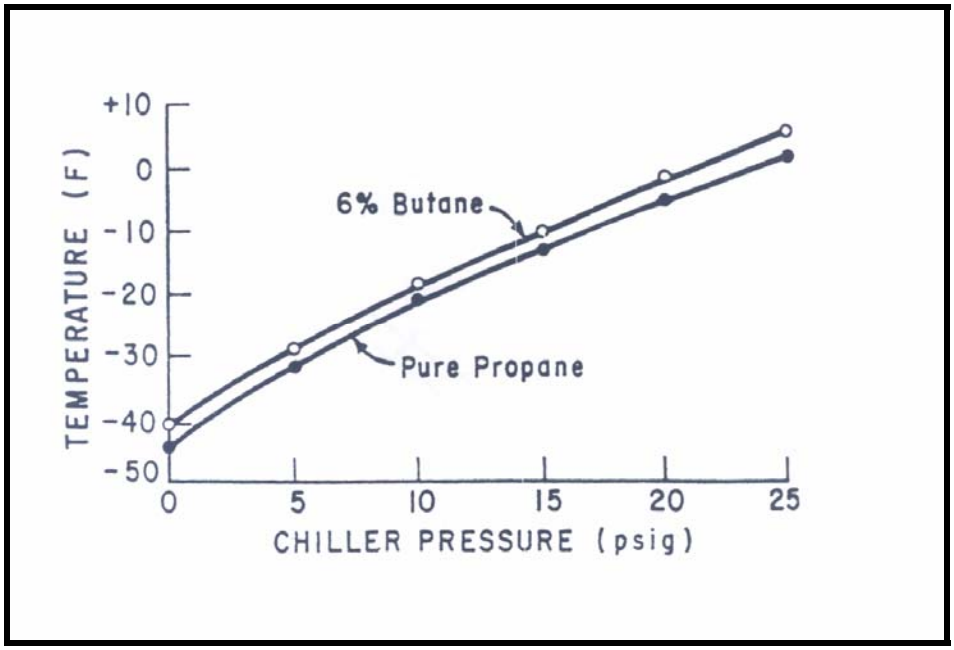
۳-گرم بودن بیش از حد بخارات پروپان به کمپرسور:

بالا بودن درجه حرارت بخارات ورودی به کمپرسور راندمان کمپرسور را به شدت کاهش داده و در نهایت موجب از کار افتادن آن می شود ، لذا برای کنترل دمای پروپان ورودی به کمپرسور و رفع این مشکل در روی هر ظرف مکش شیر کنترل درجه حرارتی وجود دارد که این شیر تا زمانی که دمای بخارات موجود در ظروف مکش به حد تعیین شده نرسیده باشند باز کرده و مقداری پروپان مایع به درون بخارات وارد کرده که این مایع با تبخیر شدن به بخار و گرفتن انرژی حرارتی گاز باعث کاهش دمای آن می گردد.

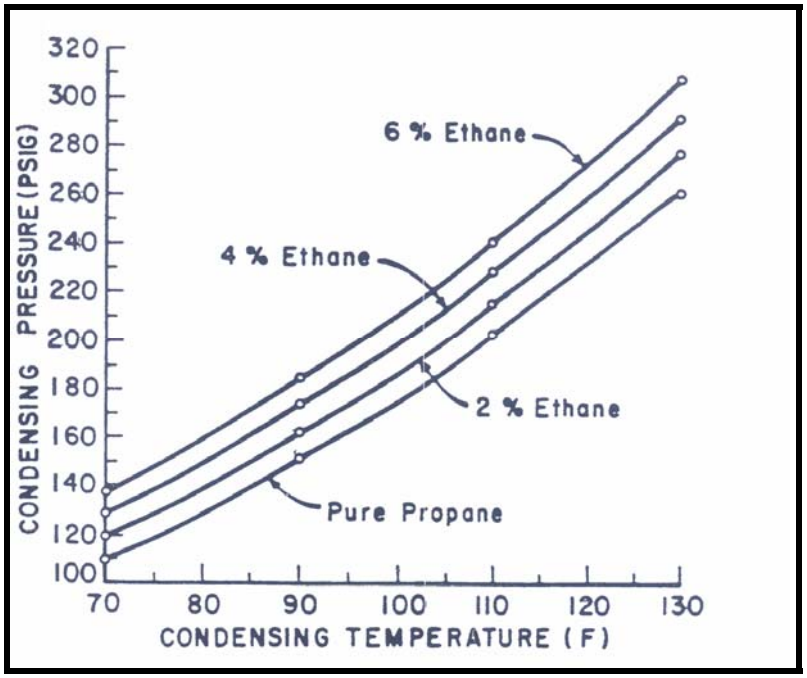
۴-وجود ناخالصی در پروپان مورد استفاده در سیستم:

امکان وجود مقداری ناخالصی در پروپان مصرفی محتمل است این ناخالصیها به طور عمده اتان و ایزوبوتان میباشند.

وجود اتان بیش از حد در پروپان موجب افزایش فشار سیستم شده چرا که اتان به واسطه سبک بودن و داشتن دمای میعان پایین تر در عبور از چگالنده ها مایع نشده و به علت تراکم بخارات در انباره فشار سیستم بالا میرود. در عملیات در چنین مواقعی معمولاً مقداری از بخارات انباره را از طریق شیر کنار گذر ایمنی از سیستم خارج می کنند که با این عمل مقدار قابل توجهی از اتان سیستم از آن خارج می گردد . وجود ایزوبوتان بیش از حد در سیستم موجب بالا رفتن دمای مبرد می شود چون این ماده به واسطه داشتن نقطه جوش بالا در مقایسه با پروپان به علت مخلوط شدن با پروپان نقطه جوش مایع ورودی به مبرد را بالا برده و در نهایت موجب افزایش دمای مبرد می گردد که دراین مواقع در عملیات مقداری از پوپان موجود در مبرد را به صورت مایع از سیستم خارج می کنند تا میزان ناخالصی در سیستم کمتر گردد در شکلهای ۵۳ و۵۴ تاثیرات همراه بودن ناخالصی های یاد شده با توجه به میزان آنها در پروپان سیستم نمایش داده شده است.



شکل۵۳- تاثیر ناخالصی بوتان در سیستم پروپان



شکل۵۴- تاثیر درصد متفاوت ناخالصی اتان در سیستم پروپان

مراقبت از سیستم تبرید پروپان در حین کار

زمانی که سیستم تبرید پروپان در حال فعالیت است کنترل موارد ذیل ضروری است:

۱- درجه حرارت قسمت های مختلف که عبارتند از : دمای مبرد، چگالنده، دمای روغن روان کننده قسمتهای مختلف بدنه کمپرسور

۲- فشار قسمتهای مختلف که عبارتنداز : فشار روغن مورد استفاده در سیستم، فشار خروجی کمپرسور، فشار مبرد و ظروف مکش.

۳- سطح مایع پروپان موجود در انبار

۴- سطح روغن موجود در مخزن ذخیره روغن سیستم

۵- دور کمپرسور

۶- لرزش محور کمپرسور

۷- نقطه اشتعال روغن مورد استفاده در سیستم

۸- وجود نشتی در سیستم

از کار افتادن کمپرسور سیستم پروپان

کمپرسور پروپان موجود در سیستم به علت های مختلف ممکن است که از کار بیفتد که این علل به طور عمده عبارتند از :

۱- قطع برق در کمپرسورهای برقی

۲-تغییرات فشار گاز سوخت در کمپرسورهای توربینی

۳-بالا رفتن بیش از حد بار کمپرسور

۴-بالا رفتن بیش از حد سطح مایع در هر یک از ظروف مکش

۵-لرزش بیش از حد محور کمپرسور

۶-کم شدن فشار روغن روان کننده و نشت بند

۷-کم شدن بیش از حد بخارات ورودی به کمپرسور

۸-داغ شدن بیش از حد یاطاقانها

۹-بالا بودن درجه حرارت روغن روان کننده

۱۰- بالابودن بیش از حد درجه حرارت بخارات پروپان ورودی به کمپرسور

۱۱- پایین آمدن بیش از حد سطح روغن در مخزن ذخیره روغن

مطالعه موردی در سیستم سرمایش و واحد تنظیم نقطه شبنم در پالایشگاه فجر

پالایشگاه فجر در جنوب ایران بر مبنای تصفیه گاز به میزان ***79 MMSCM/D*** از جهت شیرین سازی گاز، جداسازی مرکاپتان و تنظیم نقطه شبنم با ۷ ردیف عملیاتی و ۱ ردیف یدک طراحی گردیده بود.

پالایشگاه فجر با ضریب بالاسری (۱۰٪) طراحی شده است ولی براساس نیاز مصرف گاز در کشور، شرکت ملی گاز تصمیم به افزایش ظرفیت پالایشگاه به میزان (۲۰٪) با توجه به تغییراتی در پالایشگاه اتخاذ نمود.

اصلاحات مذکور بصورت افزایش مصرف بخار، سرعت گردش آمین در واحد شیرین سازی، سرعت گردش محلول سود در واحد مراکس و عملیات مشابه آن صورت گرفت که در نهایت منتهی به افزایش ظرفیت تصفیه گاز با حفظ کیفیت گاز از نقطه نظر گازهای اسیدی در آن گردید ولی واحد تنظیم نقطه شبنم همچنان مانند شرایط قبلی خود و بدون تغییر ادامه کار داد.

شرایط در واحد تنظیم نقطه شبنم با افزایش ظرفیت گاز از ***11.3 MMSCM/D*** میزان طراحی به حدود ***13.5 MMSCM/D*** منجر به افزایش دمای گاز خروجی واحد و همچنین افزایش دمای نقطه شبنم گاز خروجی پالایشگاه گردید. شرایط طراحی پروپان در گردش واحد تنظیم نقطه شبنم در پایین ترین دما و فشار سیکل پروپان بصورت جدول ۸ میباشد.

جدول ۸- شرایط طراحی پروپان در گردش واحد تنظیم نقطه شبنم در پایین ترین دما و فشار سیکل

	Pressure (bara)	***Temp (c^o)***
chiller	***1.37***	***-35***
Lp suction comp.	***1.21***	***-35***

با افزایش جریان گاز در هر واحد به میزان حدود ۲۰٪ موجب شد که شرایط تعادل پروپان در چیلر واحد سرمایش بهم خورده و عملاً میزان مایعات در حال تعادل و تبادل حرارت با گاز عبوری از درون لوله های چیلر کاسته شده و بعبارتی بیش از تبادل حرارتی بصورت

گرمای نهان تبخیر[1]، بصورت تبادل حرارتی اختلاف دما (محسوس)[2] صورت می گرفت که در نهایت موجب افزایش دما از $-30\ ^oc$ به حدود $-13\ ^oc$ و همچنین دمای پروپان درچیلر نیز عملاً رو به افزایش نهاد.

جهت جلوگیری از مشکل مذکور تصمیم به افزایش گردش پروپان در کمپرسور گرفته شد ولی عملاً بدلیل توضیحات فوق و تبادل حرارت نامطلوب سرعت گردش پروپان در سیکل نیز قادر به پاسخگویی جهت کاهش دمای گاز بشکل مطلوب نبود.

برای بهبود وضعیت انتقال حرارت و افزایش میزان انرژی حرارتی نهان تبخیر به افزایش فشار ورودی کمپرسور از طریق کاهش دور آن اقدام گردید و این امر بتدریج از $1.2\ bara$ به $1.4\ bara$ صورت گرفت جهت اقدام مذکور دو ایراد مرتبط باید رفع میگردید. یکی بالا رفتن دمای تعادل در چیلر بدلیل افزایش فشارگاز که به حدود $1.55\ bara$ رسیده بود و دیگری کاهش پروپان در گردش بدلیل افزایش فشار ورودی کمپرسور. جهت رفع مشکلات مذکور کاهش فشار خروجی کمپرسور با خنک کردن بیشتر گاز خروجی پروپان از کمپرسور در کندانسورها تا حد امکان صورت گرفت و عملاً فشار خروجی از $21.7\ bara$ طراحی به حدود $19.0\ bara$ رسانیده شد و از طرفی نیز فشار فلش درام نیز جهت تغذیه بهتر قسمت میانی کمپرسور از $5.7\ bara$ به $5.5\ bara$ کاسته شد.

بدین ترتیب بدلیل افزایش گردش پروپان در سیستم و افزایش گرمای نهان تبخیر پروپان در چیلر موجب گشت که خنک سازی گاز بشکل مطلوبتری صورت گرفته و در نهایت دمای گاز تا حدود $-27\ ^oc$ کاسته شد.

نتایج تغییرات و پارامترهای عملیاتی اعمال شده در جدول ۹ نسبت به شرایط طراحی در قسمتهای مختلف سیکل سرمایش پروپان نشان داده شده است و براساس عملیات با پارامترهای جدید محاسبات سیکل از طریق نرم افزار اسپن[3] انجام گرفت که در جدول ۱۰ نتایج محاسبات ارائه گردیده است .

---

[1] *Latent heat*
[2] *Sensible heat*
[3] *Aspen*

جدول ۹- نتایج تغییرات و پارامترهای عملیاتی اعمال شده

device		*Pressure(bara)*		*Temperature(^oC)*	
Name	*Tag No.*	*1**	*2***	*1*	*2*
Propane accumulator	*S-5104*	*20.28*	*16.6*	*58*	*48.4*
Propane/Liquids Heat exchangers	*E-5104*	*19.5*	*15.8*	*38*	*36*
Flash drum	*S-5103*	*5.7*	*5.5*	*6.2*	*5.0*
Chiller	*E-5102*	*1.37*	*1.57*	*-35*	*-31.7*
First compressor stage K.O. drum	*S-5102*	*1.21*	*1. 4*	*-35*	*-31.7*
Second compressor stage K.O. drum	*S-5107*	*5.3*	*5.1*	*6.2*	*2.5*
Intermediate compressor stage	*C-5101*	*5.05*	*4.9*	*26*	*21.7*
Outlet compressor stage	*C-5101*	*22.68*	*19*	*96.2*	*88.5*

	unit	*1*	*2*
Chiller Duty	*MW*	*8.0*	*9.0*
Condenser Duty	*MW*	*11.0*	*13.2*
Total mass flow Propane	*kg/hr*	*131744.7*	*144919.2*
Propane mass flow in medium stage	*kg/hr*	*27270.5*	*29354.1*
Intermediate compressor stage power	*MW*	*3.2*	*3.5*
Outlet compressor stage power	*MW*	*4.8*	*4.9*

- **مشخصات طراحی اولیه**
- **مشخصات پارامترهای تغییر یافته برای افزایش ظرفیت واحد**

جدول ۱۰- مقایسه نتایج محاسبات

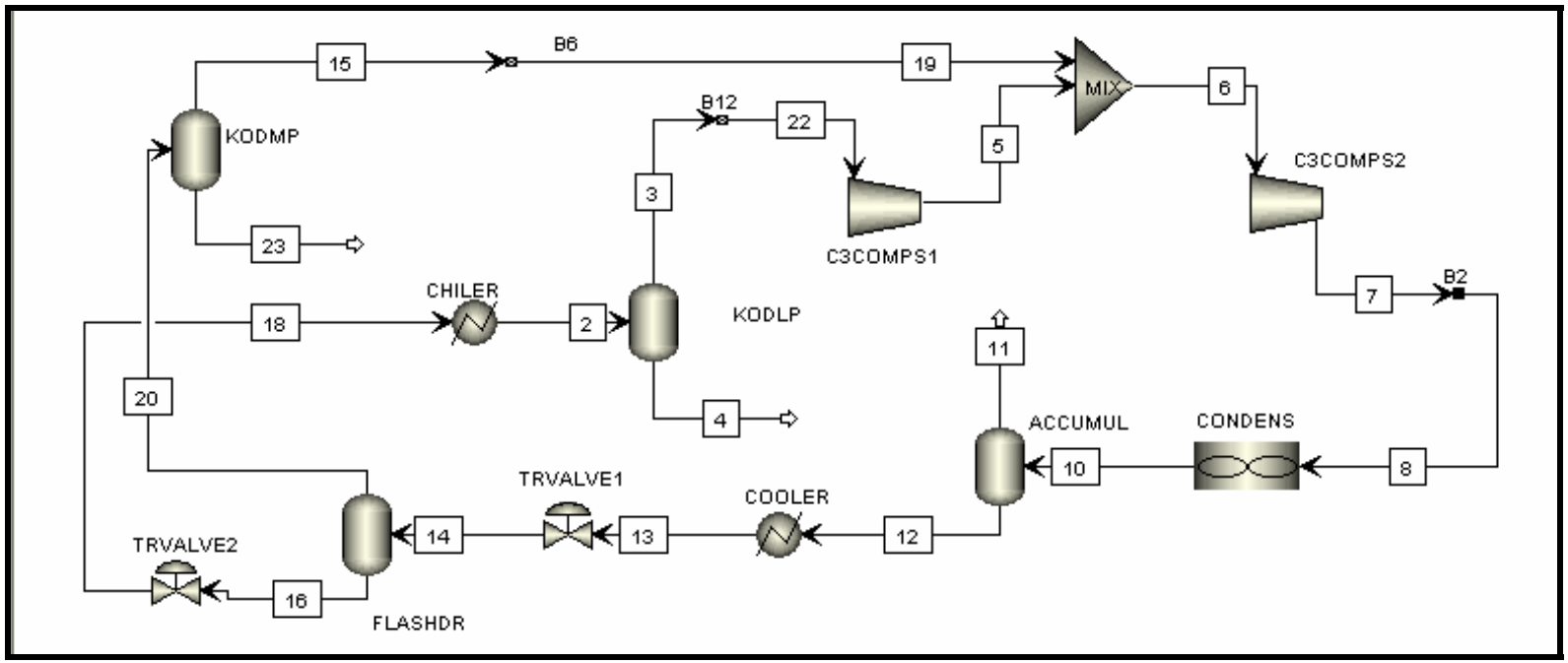
پارامتر	مقدار طراحی	میزان محاسبه شده توسط *Aspen*
پروپان در گردش مرحله اول (*kg/hr*)	*131744.7*	*131744.7*
پروپان در گردش مرحله دوم (*kg/hr*)	*40536.9*	*40898.8*
توان کمپرسور مرحله اول (*kW*)	*3225*	*3189*
توان کمپرسور مرحله دوم (*kW*)	*5437*	*4857*
بار حرارتی کولر هوائی پروپان (*kcal/hr*)	*1.08E+07*	*0.95E+07*
بار حرارتی کولر مبدل پروپان/مایعات (*kcal/hr*)	*1.278E+06*	*1.76E+06*
مجموع پروپان در گردش در کمپرسور (*kg/hr*)	*172281.8*	*172644*

همانطوریکه ملاحظه می نماید با افزایش حدود ۲۰٪ جریان گاز در هر ردیف عملیاتی با انجام تغییرات اشاره شده، ظرفیت حرارتی چیلر (*1.125 =9/8*) حدود (*12.5%*) افزایش یافته و عملاً توانسته بخشی از مشکل خنک سازی گاز عبور را حل نموده و دمای گاز خروجی هر واحد بجای *30- °c* تا حدود *27- °c* کنترل نماید. از طرفی جدول نشان میدهد برای عملیات خنک سازی گاز عبوری که حدود ۲۰٪ افزایش یافته بار حرارتی در کندانسور نیز($\frac{13.2}{11}=1.2$)حدود ۲۰٪ اضافه شده همچنین حدود ۱۰٪ به پروپان در گردش اضافه شد.

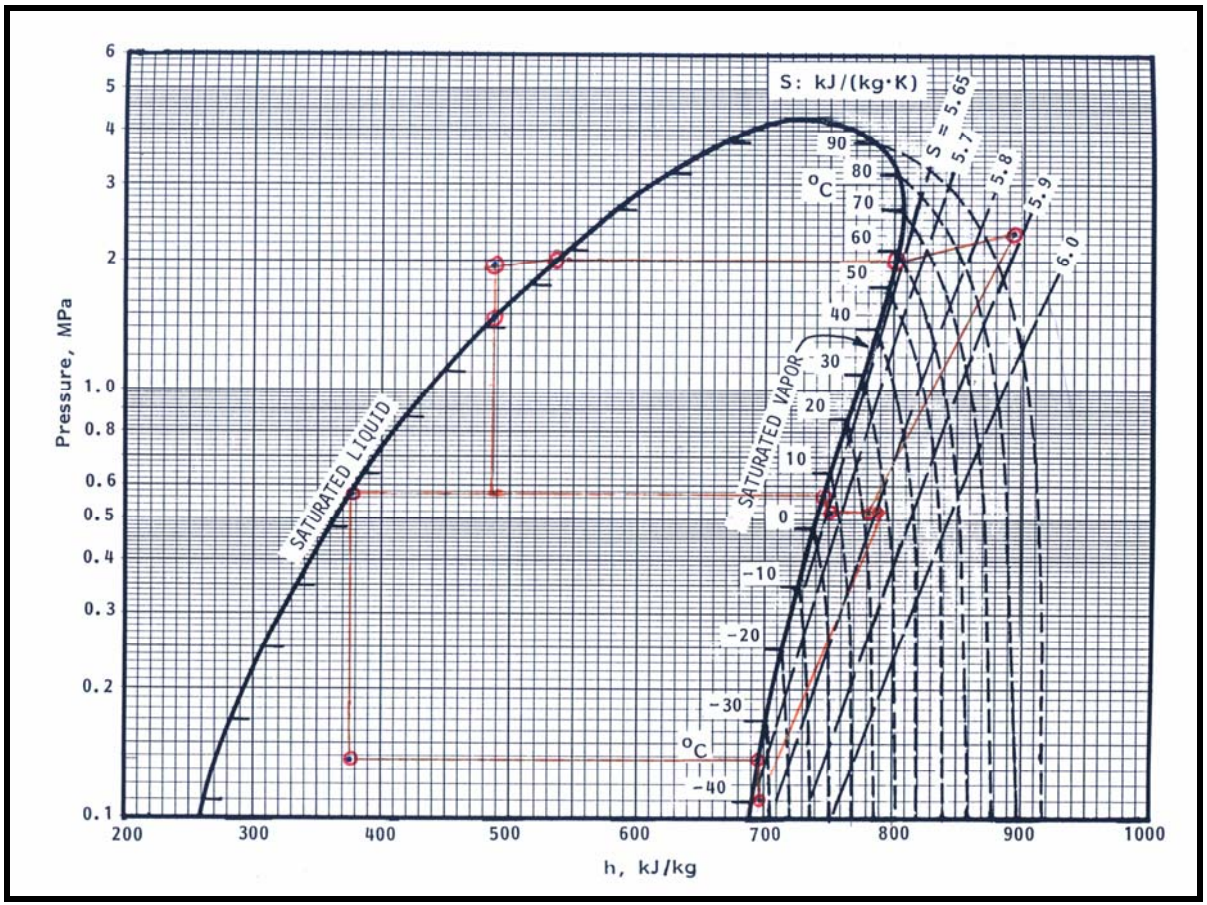
انرژی مصرفی در کمپرسور نیز در مجموع ($\frac{4.9+3.2}{4.8+302}=1.05$) حدود ۵٪ افزوده شد.

بدین ترتیب می توان نتیجه گرفت که تغییرات اعمال شده جهت خنک سازی ۲۰٪ گاز اضافه شده به واحد تنظیم نقطه شبنم با افزایش بعضاً انرژی مصرفی در بخش کندانسور ۲۰٪ و کمپرسورها ۵٪ در مجموع شرایط تنظیم نقطه شبنم گاز با واحد و امکانات موجود در حدود شرایط طراحی امکان پذیر سازد.

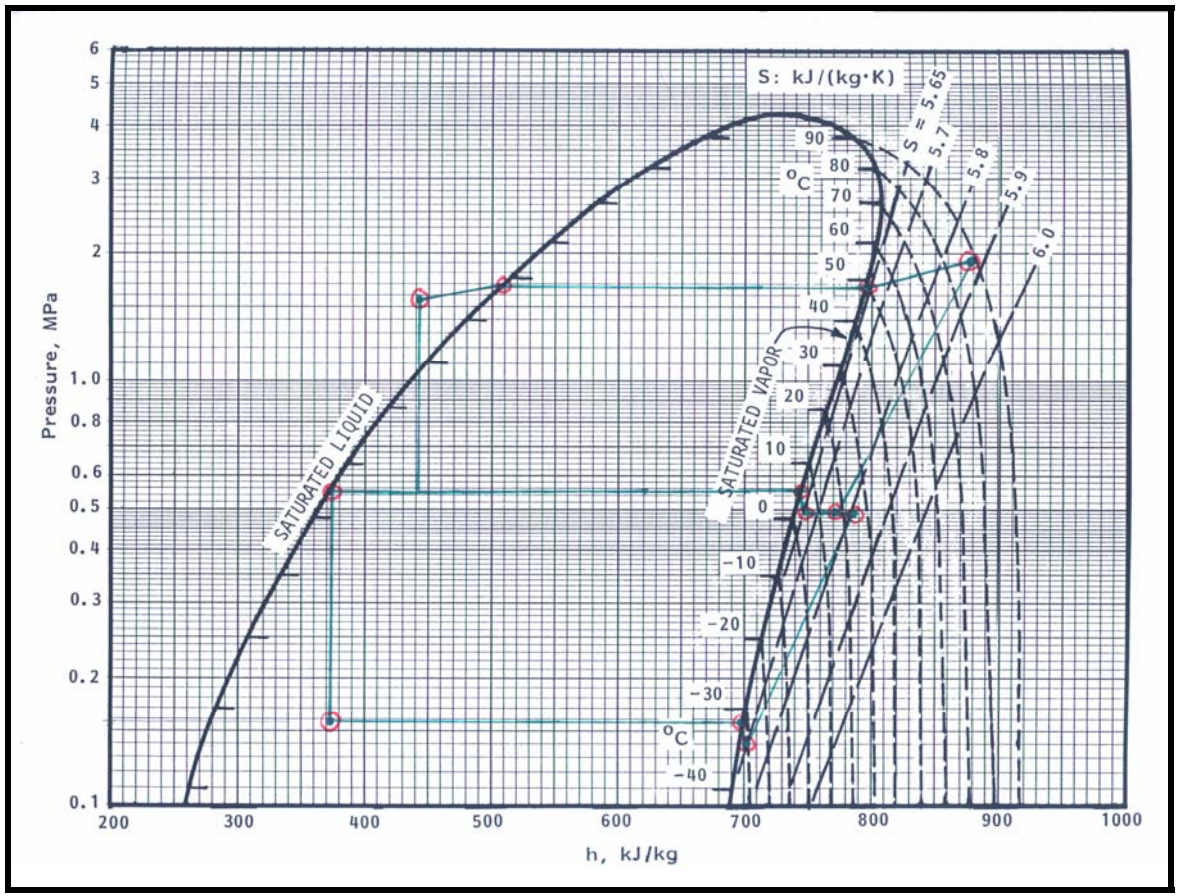
به پیوست مدلسازی سیکل سرمایش پالایشگاه فجر از طریق نرم افزار *Aspen* و همچنین نمودار طراحی و نمودار تغییر پارامترها ارائه گردیده است.



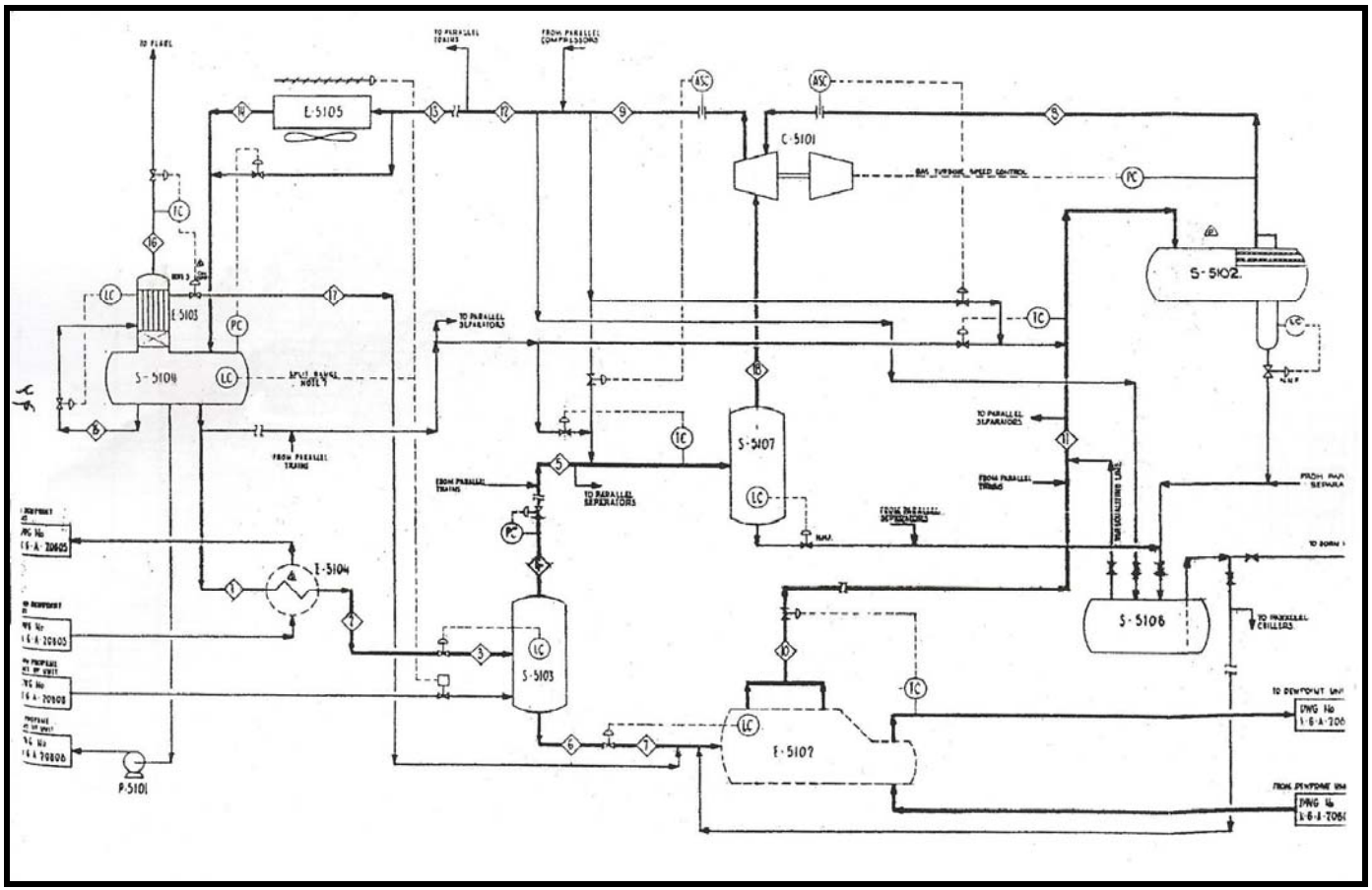
شکل ۵۵- نمایی از سیکل پروپان پالایشگاه فجرشبیه سازی شده در نرم افزار اسپن



شکل ۵۶- سیکل پروپان پالایشگاه فجر در نمودار مولیر (حالت طراحی)



شکل ۵۷- سیکل پروپان پالایشگاه فجر در نمودار مولیر (حالت تغییر یافته)



شکل ۵۸- نمودار جریانی سیکل پروپان واحد تبرید

مراجع

۱- کتابچه عملیاتی پالایشگاه فجر

۲- کتابچه عملیاتی پالایشگاه سرخون

۳- کتابچه عملیاتی پالایشگاه مسجد سلیمان

۴- کتابچه عملیاتی پالایشگاه پارس جنوبی

۵- کتاب تبرید نوشته مهندس اصغر حاج سقطی

۶- کتاب ترمودینامیک نوشته مهندس دبیری

۷- *Estimaing centrifugal compressor performance (volume 1), Lapina*

۸- هندبوک *GPSA*