





دانشگاه غیرانتفاعی انرژی

مرکز ساوه

دانشکده فنی مهندسی گروه مهندسی مکانیک  
پایان نامه برای دریافت درجه کارشناسی ارشد ( (M.Sc.) )  
گرایش: تبدیل انرژی

عنوان:

مطالعه و شبیه سازی واحد تقلیل فشار گاز شهری از دیدگاه اکسرژی و ارائه  
مدل پیش بینی کننده بر مبنای شبکه های عصبی

استاد راهنما:

جناب دکتر یاسی

نگارش:

حسن صادقی نیستانک

تابستان ۱۳۹۶





معاونت پژوهش و فن آوری

به نام خدا

## مشور اخلاق پژوهش

یادری از خداوند سبحان و اعتقاد به این که عالم حاضر خداست و همواره با کبریا حال انسان و به منظور پاس داشتن تمام دین و دانش پژوهش و فکر به ایت باجهاد و انگاه و اعتقادی فرسنگ در تعلق بشری با دانشمندان و احسان هدایت علمی

و اعتقادی و انگاه آرزو اسلامی متعهدی گردیم اصول زیر را در انجام فعالیت های پژوهشی مد نظر قرار دهیم و از آن تخطی نکنیم:

- ۱- اصل حقیقت جویی: تلاش در راستای پی جویی حقیقت و وفاداری به آن و دوری از حرکت به نفع سازی حقیقت.
- ۲- اصل رعایت حقوق: التزام به رعایت کامل حقوق پژوهشگران و پژوهشگران (انسان، حیوان و نبات و سایر صاحبان حق).
- ۳- اصل مالکیت مادی و معنوی: تمهید به رعایت کامل حقوق مادی و معنوی دانشگاه و کیه به کادران پژوهش.
- ۴- اصل منافع ملی: تمهید به رعایت مصالح ملی و در نظر داشتن بهر چه در کشور و کیه مراعات پژوهش.
- ۵- اصل رعایت انصاف و وفات: تمهید به اجتناب از حرکت به جانب دلی غیر علمی و مخالفت از اموال، تمیزات و منافع و اقتدار.
- ۶- اصل رازداری: تمهید به ممانعت از اسرار و اطلاعات محرمانه افراد، سازمان ها و کشور و کیه افراد و نهادی مرتبط با تحقیق.
- ۷- اصل انصراف: تمهید به رعایت حریم ها و حرمت ها و انجام تحقیقات و رعایت جانب تعد و خود داری از حرکت به حرمت شکنی.
- ۸- اصل ترویج: تمهید به رواج دانش و ارائه نتایج تحقیقات و اشغال آن به به کادران ملی و دانشمندان به غیر از مولودی که منع قانونی دارد.
- ۹- اصل برکت: التزام به برکت جویی از حرکت به رفتار غیر حرفه ای و اعلام موضع نسبت به کسانی که حوزه علم و پژوهش را به نفع های غیر علمی می آفرینند.



تاریخ:

شماره:

تعهد نامه ی اصالت پایان نامه

اینجانب **حسن صادقی نیستانک** دانش آموخته ی مقطع کارشناسی ارشد ناپیوسته ی که تاریخاز پایان نامه خود تحت عنوان:...

با کسب نمره به عدد ( ) و به حروف ( ) و درجه ی دفاع نموده ام بدین وسیله متعهد می شوم:

(۱) این پایان نامه حاصل تحقیق و پژوهش انجام شده توسط اینجانب بوده و در مواردی که از دستاوردهای علمی و پژوهشی دیگران (اعم از پایان نامه - کتاب - مقاله و ...) استفاده نموده ام . مطابق ضوابط و رویه موجود . نام منبع مورد استفاده و سایر مشخصات آن را در فهرست مربوطه ذکر و درج کرده کرده ام .

(۲) این پایان نامه / رساله قبلا برای دریافت هیچ مدرک تحصیلی ( هم سطح . پایین تر یا بالاتر - در سایر دانشگاه ها و موسسات آموزش عالی ارایه نشده است .

(۳) چنانچه بعد از فراغت از تحصیل قصد استفاده و هرگونه بهره برداری اعم از چاپ کتاب . ثبت اختراع و ... از پایان نامه داشتم باشم . از حوزه ی معاونت پژوهشی واحد مجوز های مربوطه را اخذ نمایم .

(۴) چنانچه در هر مقطع زمانی خلاف موارد فوق ثابت شود. و در صورت ابطال مدرک تحصیلی ام هیچگونه ادعایی نخواهم داشت.

نام و نام خانوادگی: حسن صادقی‌نستانک  
تاریخ و امضاء:

تقدیر و تشکر:

محضر مبارک حضرت ولی عصر ارواحناالمقدمه فداه

من کمترین هر که باشم این را می دانم که عنایتی بوده تا در زمان حضرت حجت  
بدین جهان چشم بگشایم و "ان شاء الله حقیر مصداق المتمسک بالظل الحجه" باشم و  
ایشان مرا در شناخت حقیقت وجودی ام یاری و ایمانم را استوار گردانند.  
ای کسی که بر همه احوال ما آشنایی

تقصیر ماست غیبت طولانی شما بغض گلو گرفته‌ی پنهانی شما بر شوره زار  
معصیتم گریه می کنی جانم فدای دیده بارانی شما پرونده ام برای شما درد سر  
شده وضع بدم دلیل پریشانی شما آیا حقیقت است که اصلاً شبیه نیست رفتار  
ما به رسم مسلمانی شما یا فارس الحجاز برایم دعا کنید در مانده است نوکر  
ایرانی شما

"اللهم عجل لولیک الفرج"

شایسته است از استاد و راهنمای بزرگوارم جناب استاد دکتریاسی و استاد و مشاور  
بزرگوارم دکتر مداح که در به ثمر رساندن تحقیقات بنده دلسوزانه از هر کمکی  
دریغ نکردند، صمیمانه تشکر نمایم.  
علاوه بر توجیهات علمی، منش ایشان برترین الگوی اخلاقی من بود  
"امیدوارم در کلیه مراحل زندگی موفق و پیروز باشند".

تقدیم به

## پدرم و مادرم

آنها که هر زمان نامشان را می برم ناخواسته اشک در چشمانم حلقه و تمام وجودم از محبتشان موج می زند. آنها که در تمام لحظه ها پا به پایم آمدند و خستگی هایم را به جان خریدند و به من دلگرمی بخشیدند و بسی رنجها برده و روح امید بالندگی را در من دمیده و پیوسته سوختند و قطره قطره شمع وجودشان را به پایم ریختند تاخانه قلبم را برافروزند.

پدر و مادر مهربانم پاینده باشید.

تقدیم به:

## خانواده عزیزم

همسر عزیزم همراه و همدل که بی وجودت زندگی مرگ است شما که همواره با فداکاری از حق مسلم خود گذشته و مرا یاری دادی تا این مهم را به پایان رسانده و باعث بالا بردن سطح علمی این حقیر شدی. صمیمانه تشکر و سپاس دارم.

و شما عزیزانم (مهدی، مرتضی، محمد) عزیز که با ایثار از حقوق پدر فرزندی مرا در کسب این رتبه یاری دادید ممنونم امیدوارم تشکر صمیمانه مرا بابت کوتاهی اوقاتی را که با شما سپری می کردم را پذیرا باشید.

## چکیده:

در هنگام ورود گاز به نقاط مصرف لازم است از سیستم های کاهش فشار و اندازه گیری عبور نماید زیرا فشار گاز در شبکه اصلی حدود  $1000 \text{ PSI}$  می باشد و از طرفی به جهت اندازه گیری میزان مصرف گاز توسط هر مصرف کننده، لازم است دستگاه های اندازه گیری مخصوص به کار گرفته شود. ایستگاه ورودی و اصلی را به نام (CGS) و ایستگاه های بعد از آن را با توجه به میزان فشار و میزان گاز عبوری از آن، به نام های مختلف از جمله T.B.S می خوانند. در این تحقیق، از داده های ایستگاه تقلیل فشار مسجد سلیمان جهت شبیه سازی با نرم افزار Aspen Hsysis استفاده گردید. نتایج نشان می دهد، بازده کل اکسرژی واحد ایستگاه تقلیل فشار در حدود  $63\%$  می باشد و بازده تجهیزات از جمله هیتر حرارتی  $94\%$  و مبدل حرارتی بیش از  $98\%$  می باشد که نشان می دهد اتلاف در این تجهیزات ناچیز است و بیشترین اتلاف مربوط به شیرها می باشد فهرست

کلمات کلیدی: تقلیل فشار، اکسرژی، شبیه سازی





## فصل اول کلیات پژوهش

۱-۱- مقدمه.....	۱
۲-۱- آشنایی با گاز طبیعی.....	۳
۳-۱- ترکیب و خواص شیمیایی گاز طبیعی:.....	۳
۴-۱- استاندارد گاز طبیعی:.....	۴
۵-۱- فرضیات تحقیق:.....	۶
۶-۱- اهداف تحقیق:.....	۶
۷-۱- روابط ترمودینامیکی.....	۶
۸-۱- انواع ایستگاه های گاز.....	۹
۱-۸-۱- ایستگاه C.G.S یادروازه شهری:.....	۹
۲-۸-۱- ایستگاه های T.B.S یادرون شهری:.....	۱۰
۳-۸-۱- ایستگاه های M.S یامترینگ:.....	۱۰
۴-۸-۱- ایستگاه های با فشارهای خاص:.....	۱۱
۹-۱- اجزاء ایستگاه های تقلیل فشار گاز:.....	۱۲
۱۰-۱- مبانی طراحی:.....	۱۲
۱۱-۱- دمای طراحی ایستگاه.....	۱۳
۱۲-۱- تجهیزات ایستگاهها:.....	۱۳
۱۳-۱- روش پژوهش و مراحل انجام پایاننامه:.....	۱۴

## فصل دوم: مروری بر ادبیات تحقیق.....

۱-۲- مقدمه.....	۱۵
۲-۲- مفهوم اکسرژی.....	۱۶
۱-۲-۲- بخش اجزای تشکیل دهنده اکسرژی:.....	۱۷
۲-۲-۲- موازنه اکسرژی.....	۲۰
۳-۲-۲- تحلیل اکسرژی.....	۲۲
۴-۲-۲- موازنهی اکسرژی تجهیزات فرآیندی.....	۲۵
۳-۲- مروری بر ادبیات تحقیق.....	۳۱

## فصل سوم: شبیه سازی تقلیل فشار.....

۳۶	۳-۱- مقدمه.....
۳۶	۳-۲- شبیه سازی فرایند.....
۳۷	۳-۳- معادله حالت.....
۳۹	۳-۴- تشریح فرایند ایستگاه تقلیل فشار.....
۴۳	۳-۵- محاسبه قطر:.....
۴۴	۳-۶- محاسبه قطر فیلتر:.....
۴۴	۳-۷- روش تعیین اندازه شیرهای گاز.....
۴۵	۳-۸- ضریب جریان.....
۴۵	۳-۹- افت فشار بحرانی.....
۴۶	۳-۱۰- انواع شیر و انتخاب نوع شیر در محل های مختلف ایستگاه.....
۴۷	۳-۱۰-۱- موارد کاربرد شیرهای پلاگ : .....
۴۷	۳-۱۰-۲- موارد کاربرد شیرهای بال : .....
۴۷	۳-۱۰-۳- موارد کاربرد شیرهای پروانه ای: .....
۴۷	۳-۱۰-۴- موارد کاربرد شیرهای سوزنی: .....
۴۷	۳-۱۱- طراحی و انتخاب گرمکن :.....
۴۸	۳-۱۲- استاندارد طراحی هیترها.....
۴۸	۳-۱۲-۱- کدها و استانداردها: .....
۴۸	۳-۱۲-۲- مشخصات جنس و اجزاء: .....
۴۹	۳-۱۲-۳- مشخصات حرارتی و هیدرولیکی:.....
۴۹	۳-۱۲-۴- محاسبات طراحی گرمکن:.....
۵۰	۳-۱۲-۵- مکان استقرار و انواع هیترهای مورد استفاده.....
۵۰	۳-۱۳- شیر اطمینان قطع کننده.....
۵۱	۳-۱۳-۱- شرح دستگاه:.....
۵۱	۳-۱۳-۲- استانداردهای ساخت:.....
۵۲	۳-۱۳-۳- شیر تنظیم فشار.....
۵۳	۳-۱۴- رگولاتورهای با المان قابل انعطاف (لاستیکی) :.....
۵۴	۳-۱۴-۱- اصول کارکرد.....
۵۵	۳-۱۴-۲- محاسبات رگولاتور.....
۵۷	۳-۱۴-۳- اندازه رگولاتور.....

۵۸	۳-۱۴-۴- روابط ترمو دینامیکی حاکم در رگولاتورها
۵۹	۳-۱۵-۱- بودار کننده گاز
۵۹	۳-۱۵-۱- انواع دستگاههای بودار کننده
۶۰	۳-۱۵-۲- بودار کننده کنار گذر:
۶۱	۳-۱۵-۳- بودار کننده تزریقی:
۶۱	۳-۱۵-۴- استانداردها
۶۲	۳-۱۵-۵- مبانی انتخاب دستگاه:
۶۲	۳-۱۵-۶- مشخصات کلی دستگاه بودار کننده تزریقی:
۶۳	۳-۱۵-۷- مبانی انتخاب ماده ی بودار کننده:
۶۳	۳-۱۶-۱- مبانی انتخاب و محاسبه جریان سنج
۶۴	۳-۱۶-۱- محاسبات کنتور
۶۴	۳-۱۶-۲- محاسبه G-rate:
۶۵	۳-۱۷-۱- شبکه عصبی
۶۵	۳-۱۷-۱- ساختار شبکه‌های عصبی
۶۷	۳-۱۷-۲- شبکه‌های عصبی در مقایسه با کامپیوترهای معمولی
۶۷	۳-۱۷-۳- توانمندی های شبکه عصبی
۷۰	۴-۱- مقدمه
۷۱	۴-۲- بحث و بررسی
۷۳	۴-۳- تاثیر فشار گاز ورودی بر روی اتلاف اکسرژی
۸۴	فصل پنجم: نتیجه گیری
۸۵	۵-۱- نتیجه گیری:

## فهرست جداول

جدول ۱-۱: خواص شیمیایی و فیزیکی گاز طبیعی در خطوط انتقال.....	۴
جدول ۲-۱: مقادیر R در دستگاه واحدهای مختلف.....	۸
جدول (۱-۳) مشخصات فرایندی گاز ورودی به واحد تقلیل فشار.....	۳۹
جدول (۲-۳) مشخصات گاز ورودی.....	۴۰
جدول (۳-۳) نتایج شبیه سازی بخش فیلتراسیون.....	۴۲
جدول (۴-۳) مشخصات فرایندی ورودی و خروجی پوسته ولوله مبدل حرارتی.....	۴۲
جدول ۳-۵: محاسبه قطر.....	۴۳
جدول ۳-۶: اندازه رگولاتورها.....	۵۵
جدول ۳-۷: جیریت و سائز جریان سنج.....	۶۶۴
جدول (۱-۴) مشخصات فرایندی گاز ورودی به واحد تقلیل فشار.....	۷۲
جدول (۲-۴) مشخصات گاز ورودی.....	۷۲
جدول (۳-۴) نتایج شبیه سازی بخش فیلتراسیون.....	۷۵
جدول (۴-۴) مشخصات فرایندی ورودی و خروجی پوسته ولوله مبدل حرارتی.....	۷۶
جدول (۵-۴) پارامترهای ترمودینامیکی مورد نیاز برای محاسبه راندمان و اتلاف اکسرژی.....	۷۷
جدول (۶-۴) بار حرارتی تجهیزات.....	۷۷

## فهرست اشکال

- شکل ۱-۱ ایستگاه تقلیل فشار گاز..... ۱۴
- شکل ۲-۱ برقراری موازنه یا کسرژی پیرامونیک حجم کنترل [۱۵]..... ۲۵
- شکل ۲-۲ یک برج تقطیر..... ۳۰
- شکل (۱-۳) شماتیک ایستگاه تقلیل فشار بانرما افزار **Aspen Hysys** ..... ۴۱
- شکل ۲-۳: منطق عملکرد یک بودارکننده کنارگذر..... ۶۰
- شکل ۳-۳: دیاگرام یک سیستم بودارکننده تزریقی..... ۶۱
- شکل ۴-۳: شماتیک کلی از شبکه عصبی [۳۱]..... ۶۵
- شکل ۵-۳ : ساختاریک شبکه عصبی..... ۶۷
- شکل (۱) شماتیک ایستگاه تقلیل فشار بانرما افزار **Aspen Hysys**..... ۷۵
- شکل (۲) تاثیر دما گاز ورودی بر روی اتلاف اکسرژی..... ۷۶
- شکل (۳) مقایسه **Utility** های ایستگاه تقلیل فشار..... ۷۸
- شکل (۴) بازده اکسرژی..... ۷۹
- شکل (۵) اتلاف اکسرژی ایستگاه تقلیل فشار..... ۸۰
- شکل (۳-۴). نتایج حاصل شده از ضریب همبستگی برای داده های تست، آموزش و صحت سنجی..... ۸۱
- شکل (۴-۴). ارزیابی مجموع مربعات خطا بر حسب تعداد تکرارها..... ۸۲
- شکل (۵-۴). اختلاف مقادیر حاصل شده از پیشبینی با داده های آزمایشگاهی..... ۸۲

## فصل اول: کلیات پژوهش

## ۱-۱- مقدمه

امروزه یکی از دغدغه های موجود در صنایع مختلف مبحث بهینه سازی میزان مصرف انرژی و صرفه جوئی در آن و افزایش راندمان تجهیزات می باشد. گاز طبیعی پس از استخراج، جمع آوری و تصفیه در پالایشگاه به خطوط انتقال گاز هدایت می شود. انتقال گاز توسط خطوط انتقال به کمک ایستگاه های تقویت فشار گاز انجام می گردد. افزایش فشار توسط ایستگاه تقویت فشار سبب افزایش انرژی فشار گاز طبیعی می شود. پس از رسیدن گاز به دروازه شهرها فشار بالای خطوط انتقال می بایست تا حد فشار مطلوب جهت مصرف کاهش یابد.

این کاهش فشار سبب اتلاف انرژی و هدر رفت انرژی می گردد. با توجه به تعدد ایستگاه های تقلیل فشار گاز در سطح کشور و روند روبه رشد آنها میزان اتلاف انرژی بصورت قابل ملاحظه ای بالا می باشد. بنابراین بیان راهکار های ممکن برای کاهش این اتلاف انرژی می تواند نقش موثری در بهینه سازی مصرف انرژی داشته باشد. در حالت کلی، روشهای انتگراسیون فرایند رami توان به چهار دسته: روشهای پایه قوانین تجربی (قوانین سرانگشتی) (برپایه اطلاعات، روشهای ترمودینامیکی) همانند تحلیل پینچ و آنالیز انرژی (و روشهای بهینه سازی) مانند برنامه ریزی ریاضی (تقسیم کرد. در این تحقیق روش انتگراسیون مورد مطالعه آنالیز انرژی می باشد. تحلیل انرژی فرایندهای یکی از ابزارهای قوی و اصلی علم انتگراسیون فرایند می باشد که در مطالعه فرایندهای بکار گرفته می شود. آنالیز انرژی از قوانین اول و دوم ترمودینامیک بهره می گیرد تا بتواند جریان انرژی را در سیستم محاسبه و نیز اجزاء غیر بهینه را مشخص کند. بعبارت دیگر هدف از تحلیل انرژی فرایند، بدست آوردن مقدار کار محوری تلف شده و بازده انرژی در واحدهای فرایندی است که به کمک این ابزارها می توان مناسبترین واحد را برای اصلاح و بهینه سازی از نظر مصرف انرژی انتخاب نمود. موازنه انرژی بکار رفته در فرایند بیان می کند که چه مقدار پتانسیل



کار قابل استفاده یا اگزرژی که به شکل ورودی به سیستم مورد نظر وارد می شود بوسیله فرایند مورد استفاده قرار گرفته است. بیشتر تحقیقات ارائه شده در زمینه ایستگاه های تقلیل فشار بر پایه آنالیز انرژی بوده و کمتر بهینه سازی مصرف در این سیستم ها از دیدگاه اکسرژی صورت پذیرفته است. در این پروژه اتلاف اگزرژی ایستگاه تقلیل فشار اول شهر ساوه بصورت پایلوت محاسبه و سپس نتایج با نمونه شبیه سازی شده توسط نرم افزار Aspen مقایسه خواهد شد. همچنین تاثیر متغیرهایی نظیر دما، فشار و حجم بر روی فرایند بررسی شده و با در نظر گرفتن محدودیتهای فنی و اقتصادی راه کارهای بهینه سازی و کاهش اتلاف انرژی و اگزرژی ارائه می گردد. سپس بر مبنای نتایج شبیه سازی، مدلی مبتنی بر شبکه های عصبی ساخته خواهد شد تا بتوان بر اساس آن مدلی که قادر به پیش بینی رفتار ایستگاه در شرایط مختلف باشد ارائه کرد.

## ۱-۲- آشنایی با گاز طبیعی

از آنجا که گاز طبیعی یک ماده معدنی است و در تماس با مواد مختلف شیمیایی می باشد لذا لازم است خواص و نیز خلوص آن را به لحاظ شیمیایی و فیزیکی مورد بررسی قرار داد. چون هدف اصلی این پروژه، ارائه طراحی ایستگاه های گاز می باشد ذیلاً به اختصار به خواص شیمیایی و فیزیکی (ترمودینامیکی) گاز اشاره می شود و از پرداختن به شناخت آن به صورت مفصل خودداری می شود.

گاز طبیعی شامل هیدروکربن های اشباع  $C_1$  و  $C_2$  به مقدار زیاد،  $C_3$  تا  $C_5$  به مقدار کم و مقادیر بسیار ناچیزی از گاز نیتروژن، گاز کربنیک و ترکیبات گازی شکل گوگرد دار است که مقادیر آنها بر حسب مکان استخراج گاز طبیعی متفاوت میباشد. ولی همواره درصد  $C_1$  در مقایسه با سایر اجزاء آن بالا می باشد.

## ۱-۳- ترکیب و خواص شیمیایی گاز طبیعی:

ترکیب شیمیایی گاز طبیعی ایران و درصد و نسبت های آن مطابق جدول صفحه بعد می باشد. در دو جدول صفحات بعد کلیه خواص فیزیکی و شیمیایی گازهای موجود در گاز طبیعی دیده می شود.

## **۱-۴- استاندارد گاز طبیعی:**

در مورد گاز طبیعی استاندارد حاکم در ایران استاندارد ۲۰۰۴(۰)۳۳-CH-IGS مربوط به شرکت ملی گاز ایران می باشد و جدول صفحه بعد مأخوذ از همین استاندارد می باشد.

جدول ۱-۱: خواص شیمیایی و فیزیکی گاز طبیعی در خطوط انتقال

Chemical and Physical Properties for Pipeline Quality Natural Gas			
PROPERTY	MINIMUM VALUE	MAXIMUM VALUE	TEST METHOD
<b>A: CHEMICAL PROPERTIES</b>			
<b>MAJOR AND MINOR COMPONENTS, mol %<sup>1</sup></b>			
Methane	80.0	---	ASTM D 1945
Ethane	---	12.0	ASTM D 1945
Propane	---	4.0	ASTM D 1945
Butanes	---	1.0	ASTM D 1945
Pentanes and Heavier	---	0.5	ASTM D 1945
Carbon Dioxide	---	1.0	ASTM D 1945 or ASTM D 4984
Nitrogen	---	0.6	ASTM D 1945
Others	---	0.1	ASTM D 1945
<b>TRACE COMPONENT</b>			
Hydrogen Sulfide	---	5.0 mg/SCM	ASTM D 2725 or ASTM D 4810 or ASTM D 4084 or UOP Method 212
Mercaptan Sulfur	---	15.0 mg/SCM	ASTM D 2385 or ASTM D 1988 or UOP Method 212
Total Sulfur	---	100.0mg/SCM	ASTM D 3031 or ASTM D 1072
<b>B: PHYSICAL PROPERTIES</b>			
Water Vapor	---	110mg/SCM (7.0 pounds /MMSCF)	ASTM D 1142
Gross Heating Value,	37.24 MJ/SCM (1000 BTU/scf)	43.94 MJ/SCM (1180 BTU/scf)	ASTM D 1826 or ASTM D 3588
Hydrocarbon Dew Point Temperature , at 55 barg	---	-10°C	ASTM D 1142
Temperature	---	+55°C	---

<sup>1</sup> Maximum and minimum values may be exceeded provided the gross heating value limits are met except for carbon dioxide and nitrogen.

چنانچه ملاحظه شد قسمت اعظم ترکیب شیمیایی گاز طبیعی از هیدروکربن متان و اتان می باشد.

با توجه به جدول :

- ارزش حرارتی :  $1180 - 1000$  BTU/SCFT

- ضریب تراکم :  $Z = 0.97 - 0.77$

$$\frac{0.77 + 0.97}{2}$$

- ضریب تراکم متوسط :  $Z_{ave} = 0.870$

- وزن مولکولی :  $20.014$  تقریباً  $20$

- دانسیته نسبی : Specific Gravity (نسبت به هوا ( $1,0$  pair))

(1-1)

$$G = \frac{M}{M} = \frac{20.014}{28.96} = 0.69109 \cong 0.7$$

از مشخصات فیزیکی فوق در محاسبات طراحی و تجهیزات ایستگاه استفاده می گردد و به روش محاسبه آنها در صفحات بعد اشاره خواهد شد.

## ۱-۵- فرضیات تحقیق:

۱- کدام متغیر تاثیر بیشتری بر اتلاف انرژی در ایستگاه تقلیل فشار گاز را دارد ؟

۲- چه روشهایی برای کاهش اتلاف انرژی در ایستگاه تقلیل فشار گاز وجود دارد ؟

۳- میزان اتلاف انرژی در یک ایستگاه تقلیل فشار گاز به چه میزان می باشد ؟

شبکه عصبی قادر است با دقت بالا بازدهی انرژی را پیش بینی نماید . به نظر می رسد:

۱. افزایش فشار گاز ورودی به ایستگاه تقلیل فشار گاز باعث افزایش اتلاف انرژی ایستگاه می شود.

۲. افزایش دبی خروجی از ایستگاه تقلیل فشار گاز در شرایط عملیاتی باعث افزایش اتلاف انرژی می شود.

۳. کاهش دمای گاز خروجی از هیتر ایستگاه باعث کاهش اتلاف انرژی می شود.

## ۱-۶-اهداف تحقیق:

کاهش اتلاف انرژی ایستگاه های تقلیل فشار گاز که باعث افزایش راندمان ایستگاه می شود .

ایجاد شرایط فرآیندی مناسب و نرمال که ایستگاه بدون ایجاد شرایط نامناسب عملیات گازرسانی را انجام داده که باعث دوام گازرسانی و امنیت بهره برداری در شرایط عادی می گردد. استفاده از مفهوم اکسرژی برای بیشترین بهره وری فنی ممکن با کمترین هزینه . با توجه به تحقق اهداف قبل، صرفه جویی در مصرف انرژی و کاهش هزینه های بهره برداری در شرکت های گاز استانی.

## ۱-۷- روابط ترمودینامیکی

روابط زیادی در مورد خواص ترمودینامیکی هیدروکربن های گازی پیشنهاد شده است اما مواردی که ذیلاً به آن اشاره می شود روابطی است که کاربرد آنها بسیار ساده و به حدکافی برای استفاده در محاسبات مهندسی دارای دقت می باشد.

مهمترین رابطه در مورد فشار و حجم و درجه حرارت ( $P, V, T$ ) رابطه گازهای کامل می باشد. لازم به توضیح است که رابطه گازهای کامل را در مورد گاز طبیعی می توان با دقت خوبی تا فشارهای ۵۰-۱۰۰ PSI به کار برد و از این فشار به بالا باید رابطه گازهای حقیقی را به کار برد.

گاز کامل (ایده آل)

گاز حقیقی (غیر ایده آل)

در فرمول های فوق :

-  $P$  فشار گاز بر حسب PSIA

-  $V$  حجم گاز بر حسب  $ft^3$

-  $T$  درجه حرارت بر حسب رانکین ( $T+459.67$ )

-  $n$  تعداد مول های موجود در حجم گاز بر حسب mol-Lb

- Z ضریب تراکم بدون بعد

$$\rho = \frac{n \times M}{V} \Rightarrow V = \frac{n \times M}{\rho}$$

$$P \times \left( \frac{n \times M}{\rho} \right) = nRT \quad (۲-۱)$$

$$\rho = \frac{M \times P}{RT}$$

در این فرمول M = وزن مولکولی بر حسب (Molecular Weight)Lb

$\rho$  = دانسیته گاز بر حسب Lb/ft<sup>۳</sup>

با در دست داشتن دانسیته نسبی گاز نسبت به هوا

$$G = \frac{\rho_G}{\rho_{air}} = \frac{M_G \times P / RT}{M_a \times P / RT} = \frac{M_G}{M_a} \quad (\text{pair} = ۱) \quad (۳-۱)$$

وزن مولکولی هوا ۲۸,۹۷ یا تقریباً ۲۹ می باشد. بنابراین می توان با اندازه گیری

مقدار pG را برای هر مخلوط گاز طبیعی به دست آورد.

مثال: دانسیته نسبی گاز طبیعی نسبت به هوا عبارت است از :

$$G = \frac{M_g}{M_a} = \frac{20.014}{28.97} = 0.69$$

عدد ثابت R را می توان با توجه به واحدهای انتخابی در فرمول به دست آورد.

(۴-۱)

$$R = \frac{PV}{nT} = \frac{ATm \times cc}{gr - mol \times K^{\circ}}$$

(۵-۱)

$$\frac{Lb / sqin \times ft^3}{Lb - mol \times ^{\circ} R}$$

جدول ۱-۲: مقادیر R در دستگاه واحدهای مختلف

UNITS	R
$\frac{Atm \times cc}{gr - mol \times K^{\circ}}$	۸۲,۰۶
$\frac{Lb/sqin \times ft^3}{Lb - mol \times R^{\circ}}$	۱۰,۷۳

چنانچه گفته شد عامل مهم پیدا کردن مقدار Z می باشد که کاربرد آن در فشار و دمای بیشتر از ۵۰-۱۰۰ PSI جدی است و باید مهندس محاسب در معادلات و روابط ترمودینامیکی و هیدرولیکی ملحوظ نماید.

ساده ترین روش جهت محاسبه Z از طریق فشار و درجه حرارت کاسته (Pr, Tr) می باشد زیرا Z تابعی از دو پارامتر مذکور است.

(۱-۶)

$$Z = f(P_r, T_r)$$

$$(P \text{ reduced}) \quad P_r = \frac{P}{P_{cr}}$$

$$(T \text{ reduced}) \quad T_r = \frac{T}{T_{cr}}$$

Pcr و Tcr عبارت اند از فشار و درجه حرارت نقطه بحرانی<sup>۱</sup> که در جداول مهندسی برای هر ماده خالص و یا مخلوط، مقدار آن معلوم می باشد. بنابراین محاسبه Z در هر فشار با به دست آوردن فشار و درجه حرارت کاسته و منحنی صفحه بعد میسر می باشد.

لازم به یاد آوری است Zave که در محاسبات قطر لوله و یا دبی عبوری از لوله به آن

ارجاع شد حاصل عبارت  $Z_{ave} = \frac{Z_1 + Z_2}{2}$  می باشد که با به دست آوردن Z۱ (ضریب تراکم

در فشار P۱) و Z۲ (ضریب تراکم در فشار P۲) به راحتی می توان آن را محاسبه نمود و در معادله هیدرولیکی جریان گاز در داخل لوله ها اعمال نمود.

در مورد گاز طبیعی جهت به دست آوردن فشار و درجه حرارت نقطه بحرانی (Pcr, Tcr)

(Tcr) از فرمول زیر می توان استفاده نمود :

<sup>۱</sup>Critical Point

$$P_{cr} = \sum Y_1 P_{cr i}$$

$$T_{cr} = \sum Y_1 T_{cr i}$$
(۷-۱)

در جدول صفحه بعد تحت عنوان Physical Constants فشار و درجه حرارت بحرانی گازهایی که احتمال وجود آنها در گاز طبیعی می باشد، داده شده است.

## ۸-۱- انواع ایستگاه های گاز

انواع ایستگاه های گاز با توجه به شرایط احداث آن ها به شرح ذیل می باشد:

### ۸-۱-۱- ایستگاه C.G.S یا دروازه شهری:

این ایستگاه ها معمولا در قبل از ورود گاز به شهر نصب می گردد و کلیه ی اجزاء یک ایستگاه کامل در آن ها به کار گرفته می شود و فشار گاز را از فشار شبکه حدود PSI ۱۰۰۰ به PSI ۲۵۰ کاهش می دهد.





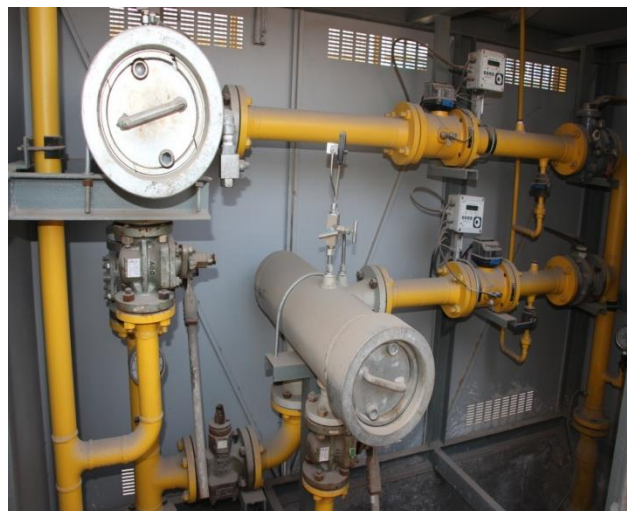
### ۱-۸-۲ ایستگاه های T.B.S یادرون شهری:

این ایستگاه ها در داخل شهر و به صورت یک رینگ در اطراف شهر قرار داده می شود و فشار گاز را از ۱۵۰-۲۵۰ PSI به فشار ۶۰ PSI که قابل مصرف در شبکه شهری است کاهش می دهد.



### ۱-۸-۳ ایستگاه های M.S یا مترینگ:

در این ایستگاه ها گاز تقلیل فشار نمی یابد بلکه تنها فیلتراسیون و سیستم اندازه گیری در آنها اعمال میگردد.



### ۱-۸-۴- ایستگاه های با فشارهای خاص:

این ایستگاه ها صرفاً جهت کاهش فشار شبکه به فشار مورد نیاز مصرف کننده به ویژه در مکان های مصرف صنعتی مورد استفاده قرار می گیرد و مثلاً گاز از فشار ۱۰۰۰ PSI به فشار حدود ۶۰ PSI کاهش می یابد.



## **۱-۹- اجزاء ایستگاه های تقلیل فشار گاز:**

- ۱- اتصال عایقی
- ۲- بودار کننده
- ۳- فیلتر حذف ذرات جامد بزرگ
- ۴- فیلتر جدا کننده جامدات و مایعات گازی
- ۵- فیلتر خشک
- ۶- شیرآلات قطع و وصل کننده
- ۷- هیتر
- ۸- شیر قطع کن اضطراری
- ۹- رگولاتور
- ۱۰- واحد اندازه گیری
- ۱۱- شیرهای اطمینان
- ۱۲- دستگاه های کاهش صدا
- ۱۳- واحدهای نشانگر نظیر ترمومتر و فشارسنج
- ۱۴- خطوط ارتباطی کنترل
- ۱۵- شیرآلات و مجاری تخلیه
- ۱۶- پایه هاواسکلت فلزی مکانیکال یا بتونی نگه دارنده
- ۱۷- محوطه و حصار (محفظه نگهداری)
- ۱۸- سیستم های روشنایی و حفاظت

## **۱-۱۰- مبانی طراحی:**

- ایستگاه های گاز شامل موارد ذیل می باشد :
- شرایط طراحی ایستگاه: در تعیین شرایط طراحی ایستگاه نکات ذیل باید مورد توجه قرار گیرد و در حقیقت شرایط طراحی ایستگاه را باید با توجه به شرایط موجود و شرایط مصرف کننده تعیین نمود.
  - شرایط گاز موجود
  - شرایط مصرف کننده
  - شرایط جوی و دمای طراحی ایستگاه

- فشار و دمای طراحی ایستگاه
- شرایط گاز موجود
- منبع تغذیه (نزدیک ترین شبکه گاز موجود)
- فشار منبع تغذیه ( فشار شبکه گاز)
- ظرفیت منبع تغذیه ( مقدار گازی که شبکه می تواند در اختیار مصرف کننده قرار دهد و از پیش در طراحی ظرفیت خط اصلی در نظر گرفته شده است).
- شرایط مصرف کننده
- میزان مورد نیاز مصرف کننده بر حسب SCMH
- فشار مورد نیاز بر حسب PSIG

## ۱-۱۱- دمای طراحی ایستگاه

- دمای طراحی ایستگاه شامل دو بخش می باشد.
- ۱- دمای گاز ورودی و خروجی ایستگاه
  - ۲- دمای محیط اطراف ایستگاه
- می باشد. نقش دمای گاز ورودی با توجه به فشار ورودی و خروجی در تعیین اجزاء ایستگاه بسیار مهم می باشد.

## ۱-۱۲- تجهیزات ایستگاهها :

- ۱- لوله ها
- ۲- شیرها
- ۳- فلنجهها
- ۴- فیلتر
- ۵- گیج فشار و دما
- ۶- شیر قطع کن
- ۷- کنتور
- ۸- رگلاتور
- ۹- شیر اطمینان
- ۱۰- بودار کننده
- ۱۱- گرمکن



شکل ۱-۱: ایستگاه تقلیل فشار گاز

## ۱-۱۳- روش پژوهش و مراحل انجام پایان نامه:

مطالعه تحقیقات قبلی در مورد بهینه‌سازی ایستگاه های تقلیل فشار گاز و کازبرد تحلیل  
 اگزرژی در صنعت  
 جمع‌آوری نمونه‌های متغیرهای دما ، فشار و دبی از طریق اندازه‌گیری از گاز ورودی  
 ایستگاه و استفاده از بانک اطلاعاتی واحد  
 اندازه گیری و توزیع گاز شرکت گاز ساوه جهت تعیین درصد اجزای تشکیل دهنده گاز  
 با توجه به داده‌های ورودی و خروجی تحلیل اگزرژی امکان پذیر است از این روش  
 تحلیلی به عنوان ابزار شناسایی استفاده می‌گردد.  
 از طریق شبیه سازی ایستگاه با نرم افزار Aspen ، نتایج محاسبات انجام شده با نمونه  
 مدلسازی شده مقایسه می گردد  
 نتایج شبیه سازی برای مدل سازی شبکه های عصبی مورد استفاده قرار خواهد گرفت.  
 شبکه عصبی با پارامترهای مختلف و بهترین شبکه از نظر کمترین میزان انتخاب خواهد  
 شد.

## **فصل دوم: مروری بر ادبیات تحقیق**

## ۲-۱- مقدمه

اکسرژی به عنوان معیاری از کیفیت انرژی و میزان از بین رفتن آن توسط برگشت ناپذیرها در یک سیستم حرارتی استفاده می شود. یکی از کاربردهای اصلی مفهوم اکسرژی، آنالیز سیستم های حرارتی با استفاده از موازنه اکسرژی است. محاسبات اتلاف اکسرژی یکفرایند بیانگر میزان بازگشت ناپذیری است. تحلیل پارامترهای تأثیرگذار این اتلاف میتواند در شناخت نقش عامل های مختلف و تبیین چگونگی تغییر آن در فرایند به گونهایکه به کاهش میزان غیربازگشتی، افزایش کارایی و در نهایت بهینه سازی فرایند منجر شود کمک قابل توجهی نماید [۱۵-۱۶].

## ۲-۲- مفهوم اکسرژی

اکسرژی در واقع بیشترین کار تئوری مفید قابل دستیابی است، زمانی که سامانه به سوی تعادل با محیط حرکت می کند و تنها با محیط تبادل گرما انجام می دهد. البته می توان به صورت کمترین کار محوری یا الکتریکی تئوری مورد نیاز برای آن که یک مقدار از ماده را از حالتی که در تعادل با محیط است به یک حالت مشخص ببریم نیز تعریف کرد. بنابراین می توان چنین برداشت کرد که اکسرژی، بیانگر میزان انحراف حالت یک سامانه نسبت به حالت محیط است. محیط، یک سامانه بسیار بزرگ در حالت تعادل است که متغیرهای حالت (T, P) و پتانسیل شیمیایی اجزای موجود در آن هنگامی که در فرآیندهای ترمودینامیکی به تبادل جرم و گرما با سامانه های دیگر می پردازد، ثابت می ماند. این نکته ی مهمی است که هیچ واکنش شیمیایی نمی تواند بین اجزای محیط صورت گیرد. محیط عاری از هرگونه بازگشت- ناپذیری است و اکسرژی محیط برابر صفر می باشد. محیط در واقع قسمتی از فضای اطراف هر سامانه می باشد [۱۵-۳۶].

## ۲-۲-۱- بخش اجزای تشکیل دهنده اکسرژی:

اکسرژی از ۴ جزء تشکیل شده است: اکسرژی فیزیکی، اکسرژی جنبشی، اکسرژی پتانسیلی و اکسرژی شیمیایی.

در غیاب اثرات هسته‌ای، مغناطیسی، الکتریکی و کشش سطحی، اکسرژی کل یک سامانه به ۴ بخش تقسیم می‌شود:

اکسرژی فیزیکی ( $E^{PH}$ )، اکسرژی جنبشی ( $E^{KN}$ )، اکسرژی پتانسیلی ( $E^{PT}$ ) و اکسرژی شیمیایی ( $E^{CH}$ ).

$$E = E^{KN} + E^{PT} + E^{CH} + E^{PH} \quad (۱-۲)$$

اکسرژی، یک خاصیت مقداری<sup>۲</sup> است، بنابراین می‌توان آن را به ازای واحد جرم نیز نوشت [۱۵].

$$\frac{E}{m} = e = e^{KN} + e^{PT} + e^{CH} + e^{PH} \quad (۲-۲)$$

## ۲-۲-۱-۱- اکسرژی جنبشی و پتانسیلی

زمانی که سامانه نسبت به محیط در حالت سکون قرار می‌گیرد انرژی‌های جنبشی و پتانسیل آن کاملاً قابل تبدیل به کار هستند که در واقع در حالت پایانی، پارامترهای محیطی به عنوان مرجع در نظر گرفته می‌شود. بنابراین اکسرژی پتانسیلی و جنبشی به ترتیب متناظر با انرژی‌های پتانسیل و جنبشی هستند. البته، از اکسرژی‌های جنبشی و پتانسیلی معمولاً صرف‌نظر می‌شود [۱۵-۱۸].

$$e^{KN} = \frac{1}{2} mv^2 \quad (۳-۲)$$

$$e^{PT} = gz \quad (۴-۲)$$

$$e = \frac{1}{2} V^2 + gz + e^{PH} + e^{CH} \quad (۵-۲)$$

که در این روابط  $V$  و  $z$  به ترتیب نشان‌دهنده‌ی سرعت و ارتفاع نسبت به یک مختصات مرجع در محیط می‌باشند. همین چنین  $m$  بیانگر جرم،  $g$  شتاب گرانشی زمین می‌باشند. این روابط می‌توانند برای سامانه‌ها و برای جریان‌های مواد نیز به کار روند [۱۵].

<sup>۲</sup> Extensive



## ۲-۱-۲-۲- اکسرژی فیزیکی

اکسرژی فیزیکی، بیشترین کار قابل دستیابی است، زمانی که سامانه از حالت اولیه با دما و فشار  $T$  و  $P$  به تعادل فیزیکی با محیط با دمای  $T$  و فشار  $P$  می‌رسد. اکسرژی فیزیکی یک سامانه‌ی بسته در یک حالت خاص توسط عبارت زیر به دست می‌آید:

$$E^{PH} = (U - U_0) + P_0(V - V_0) - T_0(S - S_0) = (H - H_0) - T_0(S - S_0) \quad (۶-۲)$$

و به ازای واحد جرم نیز خواهیم داشت:

$$e^{PH} = (u - u_0) + P_0(v - v_0) - T_0(s - s_0) = (h - h_0) - T_0(s - s_0) \quad (۷-۲)$$

که  $S$ ،  $U$  و  $V$  به ترتیب نشان‌گر آنتروپی، انرژی داخلی و حجم سامانه می‌باشند. زیروند صفر بیان‌گر حالت همان سامانه در دمای  $T$  و فشار  $P$  محیط است. البته آهنگ زمانی اکسرژی فیزیکی از تقسیم رابطه‌ی (۷-۲) بر زمان به دست می‌آید، بنابراین خواهیم داشت:

$$\dot{E}^{PH} = (\dot{H} - \dot{H}_0) - T_0(\dot{S} - \dot{S}_0) \quad (۸-۲)$$

که در این رابطه،  $\dot{H}$  و  $\dot{S}$  به ترتیب بیان‌گر آهنگ آنتالپی و آنتروپی می‌باشند [۱۶].

## ۲-۱-۲-۳- اکسرژی شیمیایی

اکسرژی شیمیایی، بیشترین کار قابل دستیابی است، زمانی که سامانه با دمای  $T$  و فشار  $P$  علاوه بر تعادل گرمایی و مکانیکی، به تعادل شیمیایی با محیط نیز می‌رسد. بنابراین علاوه بر دما و فشار، ترکیب شیمیایی سامانه نیز باید مشخص گردد. با توجه به آن که محیط طبیعی ما در حالت تعادل نمی‌باشد باید یک محیط برای مرجع اکسرژی تعیین کنیم. اکسرژی شیمیایی برای جریانی از مواد با رابطه‌ی زیر بیان می‌گردد [۱۵]:

$$e^{ch} = \sum x_i e_i + RT \sum x_i \ln x_i \quad (۹-۲)$$

در این رابطه،  $e_i$  و  $x_i$  به ترتیب بیان‌گر اکسرژی شیمیایی استاندارد در دما و فشار محیط و جزء مولی جزء  $i$ ام در جریان می‌باشد. از آنجایی که جمله‌ی دوم معادله‌ی (۹-۲) همواره منفی است، اکسرژی شیمیایی مخلوطی از چند ماده از مجموع اکسرژی‌های استاندارد اجزاء کمتر است. بنا به تعریف، اکسرژی شیمیایی یک جریان، کمترین میزان کار لازم برای تشکیل اجزاء سازنده‌ی جریان ماده از اجزاء مرجع محیط در دما و فشار محیط می‌باشد. رابطه‌ی (۹-۲) برای محاسبه‌ی اکسرژی شیمیایی مخلوط گازها و محلول‌های ایده‌آله کار می‌رود. اما برای محلول‌های غیر ایده‌آل از رابطه‌ی زیر استفاده می‌کنیم [۱۹-۲۲]:

$$e^{ch} = \sum x_i e_i + RT \sum x_i \ln x_i \gamma_i \quad (۱۰-۲)$$

که در این رابطه،  $\gamma_i$  ضریب فعالیت جزء  $i$ ام می باشد و می تواند مقداری بیشتر یا کمتر از یک اختیار کند. ناگفته نماند که مقدار  $\gamma_i$  برای محلول ایده آل برابر صفر است. محاسبه ی اکسرژی شیمیایی مخلوط غیر ایده آل ترکیبات گوناگون با رابطه ی (۲-۱۰) به دلیل وجود ضریب فعالیت چندان ساده نمی باشد [۱۸]. این مسأله زمانی خودنمایی می کند که بخواهیم اکسرژی جریان های فرآیند مایع سازی را محاسبه کنیم. با توجه به این که هر جریان دما و فشار خاص خود را داشته و در نتیجه ضریب فعالیت هر جزء در هر جریان با جریان دیگر متفاوت خواهد بود. با توجه به این مسأله تلاش شد تا مسیری ساده تر جهت محاسبه ی اکسرژی شیمیایی مخلوط غیرایده آل ترکیبات مختلف در یک جریان، با استفاده از نرم افزارهای Aspen و Matlab HYSYS ارائه شود. در ادامه نشان داده می شود که جمله ی دوم در رابطه ی (۲-۱۰) معادل عبارت ترمودینامیکی دیگری است که محاسبه ی عبارت های آن توسط شبیه ساز بسیار ساده تر است.

می توان نشان داد که جمله ی دوم معادله ی (۲-۱۰) همان تغییر انرژی آزاد گیبس ناشی از اختلاط ترکیبات مختلف و تشکیل محلول در دما و فشار محیط می باشد. در یک محلول داریم [۱۹]:

$$G^E = G - \sum x_i G_i - RT, \sum x_i \ln x_i \quad (2-11)$$

با توجه به تعریف اکسرژی شیمیایی، تمام محاسبات در دما و فشار محیط انجام می گیرد؛ در نتیجه  $G$  انرژی آزاد گیبس مخلوط در دما و فشار محیط می باشد. از طرف دیگر داریم:

$$G^E = RT, \sum x_i \ln \gamma_i \quad (2-12)$$

حال به دو طرف رابطه ی (۲-۱۲) عبارت یکسانی را اضافه می کنیم:

$$\begin{aligned} G^E + RT, \sum x_i \ln x_i &= RT, \sum x_i \ln \gamma_i + RT, \sum x_i \ln x_i \\ &= RT, \left( \sum x_i (\ln \gamma_i + \ln x_i) \right) \\ &= RT, \sum x_i \ln x_i \gamma_i \end{aligned} \quad (2-13)$$

اکنون معادله ی بدست آمده در رابطه ی (۲-۱۲) در معادله ی (۲-۱۱) جای گذاری می شود:

$$\begin{aligned} G - \sum x_i G_i - RT, \sum x_i \ln x_i + RT, \sum x_i \ln x_i &= RT, \sum x_i \ln x_i \gamma_i \\ &= RT, \sum x_i \ln x_i \gamma_i = \Delta G^{mix} \end{aligned} \quad (2-14)$$

که  $\Delta G^{mix}$  تغییر انرژی آزاد گیس مخلوط در دما و فشار محیط می باشد. در پایان، معادله ی اکسرژی شیمیایی به صورت زیر در می آید [۲۰]:

$$e^{ch} = \sum x_i e_i + G - \sum x_i G_i \quad (15-2)$$

اکنون محاسبه ی اکسرژی شیمیایی یک جریان از مخلوط غیر ایده آل چند ترکیب، با استفاده از شبیه ساز، آسانتر شد. با توجه به رابطه ی (۱۵-۲)، برای محاسبه ی اکسرژی شیمیایی، تنها نیازمند دانستن  $e_i$  و  $G$  و  $G_i$  هستیم که همگی این اطلاعات از طریق شبیه ساز و مراجع مربوطه به راحتی در دسترس است. اکسرژی بیشتر ترکیبات در ضمیمه الف آورده شده است. محاسبه ی اکسرژی جریان های فرآیند، نخستین گام در تحلیل اکسرژی به شمار می آید. محاسبه ی شاخص های تحلیل اکسرژی، یعنی اکسرژی از بین رفته و کارایی اکسرژی، بر اساس مقادیر اکسرژی جریان ها انجام می گیرد.

در نبود تغییرات انرژی های پتانسیل، جنبشی، الکتریکی، هسته ای، مغناطیسی و اثرات کشش سطحی، آهنگ اکسرژی کل یک سامانه را می توان مجموع اکسرژی شیمیایی و فیزیکی در نظر گرفت [۱۵]:

$$e = e^{PH} + e^{CH} \quad (16-2)$$

## ۲-۲-۲- موازنه اکسرژی

### ۲-۲-۲-۱- موازنه ی اکسرژی سامانه ی بسته

موازنه ی اکسرژی کلی یک سامانه ی بسته بین دو حالت ۱ و ۲ بنا بر انتقال انرژی به صورت کار یا گرما بین سامانه و محیط اطراف و مقدار تخریب اکسرژی که صورت می گیرد به صورت زیر است:

$$E_{out} - E_{in} = E_q + E_w - E_D \quad (17-2)$$

$E_q$  انتقال اکسرژی به واسطه ی انتقال گرما  $Q$  است که به صورت زیر محاسبه می شود:

$$E_q = \int_1^2 \left(1 - \frac{T_c}{T_b}\right) \delta Q \quad (18-2)$$

که  $T_b$  دمای مرزهای سامانه می باشد و انتقال گرما در این دما صورت می گیرد [۱۵].

$E_w$  انتقال اکسرژی به واسطه ی انتقال انرژی به صورت کار از مرزهای سامانه می باشد که به صورت زیر محاسبه می گردد:

$$E_w = W + P.(V_2 - V_1) \quad (19-2)$$

$E_D$  بخشی از اکسرژی فراهم شده برای یک سامانه‌ی گرمایی است که به دلیل بازگشت-ناپذیری‌های داخلی سامانه (مثلاً افت فشار ناشی از اصطحاک درون لوله‌ها) تخریب می‌گردد و مقدار آن به صورت حاصل ضرب مقدار تولید آنتروپی در سامانه، یعنی  $S_{gen}$ ، در دمای مطلق محیط،  $T$ ، به دست می‌آید [۲۰]

$$E_D = T \cdot S_{gen} \geq 0. \quad (20-2)$$

بنابراین تخریب اکسرژی<sup>۳</sup> می‌تواند با استفاده از تولید آنتروپی و با به کار بردن موازنه‌ی آنتروپی محاسبه شود و یا مستقیماً از موازنه‌ی اکسرژی به دست آید. در یک فرآیند ایده‌ال، مقدار  $E_D$  برابر صفر خواهد بود، به عبارت دیگر در فرآیندهایی بازگشت‌پذیر که تولید آنتروپی نداریم تخریب اکسرژی نیز نخواهیم داشت. بنابراین موازنه‌ی اکسرژی برای سامانه‌ی بسته چنین نتیجه خواهد داد:

$$\underbrace{\frac{E_T - E_1}{\text{exergy change}}}_{\text{exergy change}} = \underbrace{\int_1^2 \left(1 - \frac{T_i}{T_j}\right) \delta Q_j + [W - P \cdot (V_2 - V_1)]}_{\text{exergy transfers}} - \underbrace{\frac{T \cdot S_{gen}}{\text{exergy}}}_{\text{destruction}} \quad (21-2)$$

#### ۲-۲-۲-۲- موازنه‌ی اکسرژی حجم کنترل<sup>۴</sup>

انتقال اکسرژی از مرزهای یک حجم کنترل می‌تواند به واسطه‌ی جریان‌های مواد و یا انتقال انرژی به واسطه‌ی کار یا گرما صورت گیرد. از آنجایی که اکسرژی مانند جرم، انرژی و آنتروپی یک خاصیت مقداری است، بنابراین می‌تواند به یک سامانه‌ی باز وارد و یا از آن خارج شود. از سوی دیگر با نوشتن معادلات موازنه‌ی انرژی و آنتروپی برای یک سامانه‌ی بسته بین دو حالت ابتدایی و حالت پایانی می‌توان به نتیجه‌ی زیر دست یافت. بنابراین شکل کلی معادله‌ی اکسرژی برای حجم کنترلی که چندین جریان ورودی و خروجی دارد:

$$\underbrace{\frac{dE_{cv}}{dt}}_{\text{rate of exergy change}} = \underbrace{\sum_j \left(1 - \frac{T_i}{T_j}\right) \dot{Q}_j}_{\dot{E}_{q,j}} - \underbrace{\left(\dot{W}_{cv} - p \cdot \frac{dV_{cv}}{dt}\right)}_{\dot{E}_w} + \underbrace{\sum_i \dot{m}_i e_i}_{\dot{E}_i} - \underbrace{\sum_e \dot{m}_e e_e}_{\dot{E}_e} \quad (22-2)$$

rate of exergy transfer

-  $\underbrace{\dot{E}_D}_{\text{rate of exergy destruction}}$

<sup>۳</sup> Exergy Destruction

<sup>۴</sup> Control Volume

که در رابطه‌ی فوق  $e_e$  و  $e_i$  اکسرژی به ازای واحد جرم در خروجی و ورودی‌های حجم کنترل می باشد. جمله‌ی  $\dot{Q}_j$  نشان‌دهنده‌ی آهنگ انتقال گرما از مرزهای حجم کنترل و دمای  $T_j$  دمای مرزهای حجم کنترل می باشد که از آن انتقال گرما انجام می‌گیرد. البته برای سامانه‌های مورد بررسی ما که همگی در شرایط پایا هستند فرم معادله بالا به صورت زیر خواهد بود :

$$\dot{Q} = \sum_j \left(1 - \frac{T_0}{T_j}\right) \dot{Q}_j + \dot{W}_{cv} + \sum_i \dot{E}_i - \sum_e \dot{E}_e - \dot{E}_D \quad (2-23)$$

از آنجایی که در به دست آوردن معادله‌ی اکسرژی فرض کردیم که انتقال گرما تنها با محیط انجام می شود پس در شرایطی که انتقال گرما در دمای  $T$  انجام می شود جمله‌ی  $E_q$  برابر صفر خواهد بود. ناکارآمدی‌های ترمودینامیکی واقعی در یک سامانه‌ی گرمایی به تخریب و اتلاف اکسرژی<sup>۵</sup> در آن سامانه منجر می شود. همه‌ی فرایندهای واقعی به دلیل وجود اثراتی مانند واکنش شیمیایی، انتقال گرما به واسطه‌ی اختلاف دمای محدود، اختلاط مواد با ترکیبات گوناگون، انبساط آزاد و اصطکاک، فرایندهای بازگشت‌ناپذیر هستند. تحلیل اکسرژی، اجزایی از سامانه را که بیشترین ناکارایی ترمودینامیکی را دارند و همچنین فرایندهایی که این ناکارایی‌ها را پدید می‌آورند مشخص می سازد. به طور کلی، ناکارآمدی‌ها در یک جزء، در صورتی که موجب کاهش هزینه‌ی سرمایه‌گذاری کل سامانه و یا کاهش هزینه‌ی سوخت در اجزای دیگر نشود، باید از بین رفته و یا کاهش یابد. تلاش برای کاهش مصرف منابع انرژی باید بر روی اجزایی متمرکز گردد که بیشترین پتانسیل را برای بهبود و اصلاح دارند. در حال حاضر برخلاف پیشرفت‌های روزافزون، برخی از موارد تخریب اکسرژی و یا اتلاف اکسرژی در اجزای یک سامانه، اجتناب‌ناپذیرند. برای نمونه بخش عمده تخریب اکسرژی در یک فرآیند احتراق نمی‌تواند حذف شود و تنها قسمت کوچکی از آن را می‌توان با پیش گرم<sup>۶</sup> کردن مواد اولیه احتراق و یا کاهش مقدار هوای اضافی کاهش داد [۲۰-۳۶].

## ۲-۲-۳- تحلیل اکسرژی

تحلیل اکسرژی، مکان و مقدار ناکارآمدی‌های ترمودینامیکی را در یک سامانه مشخص می سازد. این اطلاعات که از راه دیگری (مثلا تحلیل انرژی یا قانون اول) قابل دستیابی نمی باشد برای بهبود بخشیدن به کارایی یک سامانه و یا مقایسه کارکرد سامانه‌های مختلف بسیار

<sup>۵</sup> Exergy Loss

<sup>۶</sup> Pre-heating

مفید است. هم‌چنین تحلیل اکسرژی هر کدام از جریان‌ها، مقدار واقعی اتلاف انرژی و یا به عبارتی ناکارآمدی‌های ترمودینامیکی و هم‌چنین کارایی اکسرژتیک را برای هر کدام از اجزای سامانه تعیین می‌کند. تحلیل اکسرژی معمولاً برای تعیین بیشینه‌ی عملکرد مفید یک سامانه می‌باشد. تحلیل یک سامانه‌ی پیچیده باید به صورت جداگانه روی تمام اجزای فرآیندی آن صورت گیرد [۱۵-۲۳ و ۲۸-۳۶].

تحلیل اکسرژی ابزاری مهندسی است که به منظور بررسی ترمودینامیکی فرآیند و تعیین بیشترین میزان کار مفید قابل دستیابی از میزان مشخصی انرژی ورودی مورد استفاده قرار می‌گیرد. در تحلیل اکسرژی، برگشت‌ناپذیری‌هایی که موجب افزایش کار تلف‌شده‌ی سامانه می‌شوند شناسایی شده و میزان تأثیر آنها روی کارایی فرآیند تعیین می‌گردد. نتایج حاصل از تحلیل اکسرژی می‌تواند مبنایی برای بهینه‌سازی ساختاری فرآیند قرار گیرد. تحلیل اکسرژی با ترکیب قوانین اول و دوم ترمودینامیک، تبدیل به یکی از قوی‌ترین ابزارها جهت بررسی کمی و کیفی مصرف انرژی در فرآیندها شده است.

هنگامی که یک سامانه در شرایط مشخص، فرآیندی را طی کرده و به شرایط محیط برسد، بیشترین میزان کار تولیدی از این فرآیند، اکسرژی سامانه را تعیین می‌کند. از آنجایی که در فرآیندهایی که در آنها تولید کار صورت می‌گیرد، بیشترین میزان تولید کار زمانی خواهد بود که فرآیند برگشت‌پذیر باشد، می‌توان اکسرژی را به صورت میزان کاری که از تغییر حالت یک سامانه از حالت مشخص به شرایط محیط طی یک فرآیند برگشت‌پذیر به دست می‌آید نیز تعریف کرد. این تعریف بیش از همه بیان‌گر این است که اکسرژی را می‌توان معادل کار برگشت‌پذیر در نظر گرفت.

مفهوم کار برگشت‌پذیر عمومیت بیشتری دارد. کار برگشت‌پذیر بیشترین میزان کار تولیدی (کمترین میزان کار مصرفی در دستگاه‌های مصرف‌کننده کار) است، زمانی که سامانه بین شرایط ابتدایی و پایانی، فرآیندی را طی کند. به این ترتیب وقتی شرایط پایانی را شرایط محیط در نظر بگیریم مفهوم کار برگشت‌پذیر و اکسرژی برای یک سامانه یکسان می‌شود. به تفاضل کار برگشت‌پذیر و کار مفید، کار از دست رفته یا به اصطلاح برگشت‌ناپذیری می‌گویند:

$$I = W_{\text{rev,out}} - W_{\text{u,out}} \quad \text{یا} \quad I = W_{\text{u,in}} - W_{\text{rev,in}} \quad (2-24)$$

در تحلیل اکسرژی دو شاخص مهم مطرح می‌شود:

## ۲-۲-۳-۱- آهنگ از بین رفتن اکسرژی

### ۲-۲-۳-۲- کارایی اکسرژی

بنا بر این می‌توان دریافت که دو مفهوم برگشت‌ناپذیری یا کار از دست رفته و آهنگ از بین رفتن اکسرژی را می‌توان معادل یکدیگر در نظر گرفت. در برگشت‌ناپذیری‌هایی مانند اصطکاک، اختلاط دو جریان، واکنش شیمیایی، انتقال گرما بین دو دمای مشخص، انبساط در شیرها (اثر ژول-تامسون) همواره آنتروپی تولید شده و اکسرژی از بین می‌رود. بنابراین آهنگ تخریب اکسرژی با آنتروپی تولید شده متناسب است:

$$Ex_{\text{destruction}} = T.S_{\text{gen}} \geq 0 \quad (25-2)$$

باید گفت که اکسرژی از بین رفته، برای همه‌ی سامانه‌های واقعی مقداری مثبت است و برای سامانه‌های برگشت‌پذیر مقدار آن صفر می‌باشد. در عمل، فرآیند واقعی همواره مقداری برگشت‌ناپذیری به همراه دارد و در نتیجه در همه‌ی فرآیندهای واقعی مقداری اکسرژی از بین می‌رود. این مطلب بیان‌کننده‌ی این است که تغییرات اکسرژی در هر سامانه می‌تواند مثبت، منفی و یا صفر باشد. اما اکسرژی از بین رفته هیچ‌گاه نمی‌تواند منفی باشد. نکات گفته شده را می‌توان به صورت زیر خلاصه کرد:

$$Ex_{\text{destruction}} \begin{cases} > 0 & \text{فرآیند برگشت‌ناپذیر} \\ = 0 & \text{فرآیند برگشت‌پذیر} \\ < 0 & \text{فرآیند غیرممکن} \end{cases} \quad (26-2)$$

شاخص دیگر تحلیل اکسرژی، کارایی اکسرژی است که برای هر دستگاه فرآیندی می‌تواند با استفاده از تعریف کلی آن محاسبه گردد [۱۵]:

$$\eta = \frac{\text{محصول اکسرژی}}{\text{خوراک اکسرژی}} \quad (27-2)$$

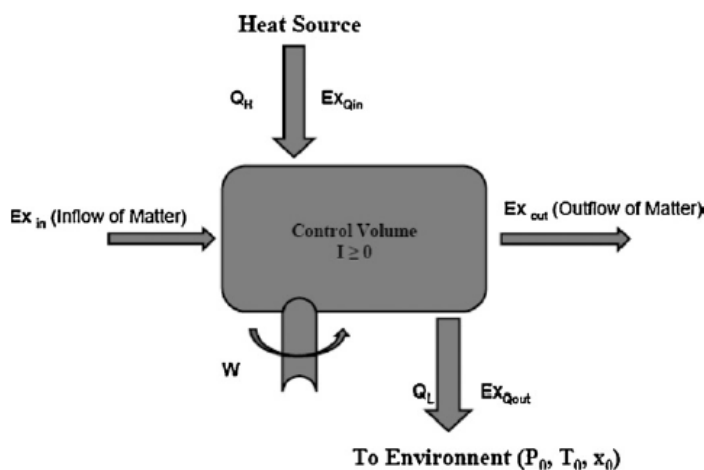
در تعریف کارایی اکسرژی باید خوراک (سوخت) و محصول را شناسایی کرد. محصول، جریان یا رابطه‌ای بین جریان‌هایی از فرآیند است که بیانگر نتیجه‌ی مطلوبی است که انتظار ما را از یک دستگاه یا سامانه برآورده می‌کند. بر همین اساس، تعریف محصول باید هماهنگ با هدف از خرید و کاربرد آن دستگاه یا سامانه باشد. از سوی دیگر، سوخت، بیانگر منابع هزینه شده برای تولید محصول می‌باشد و صرفاً به معنای سوخت واقعی مانند گاز طبیعی، نفت یا ذغال‌سنگ نیست. در برخی موارد، اکسرژی خوراک، اکسرژی ورودی به هر دستگاه و اکسرژی محصول، تفاضل اکسرژی خوراک و اکسرژی از بین رفته می‌باشد. اکسرژی از بین

رفته را می‌توان با نوشتن موازنه‌ی اکسرژی پیرامون هر دستگاه به‌دست آورد، اما کارایی اکسرژی برای هر دستگاه، رابطه و معادله‌ی جداگانه‌ای دارد.

اکسرژی مانند آنتالپی و آنتروپی، یک تابع حالت است و در نتیجه تغییر آن طی یک فرآیند، معادل اختلاف اکسرژی حالت‌های ابتدایی و پایانی می‌باشد. برای حجم کنترل نشان داده شده در شکل (۱-۲)، موازنه‌ی اکسرژی را می‌توان به صورت زیر نوشت [۱۵]:

$$E_i + E_{Qi} = E_o + E_{Qo} + W_{sh} + I \quad (2-28)$$

رابطه‌ی (۲-۲۸) برای محاسبه‌ی برگشت‌ناپذیری یا اکسرژی از بین رفته مورد استفاده قرار می‌گیرد و  $Ex_i$  و  $Ex_o$  به ترتیب اکسرژی جریان مواد ورودی و خروجی،  $Ex_{Qi}$  و  $Ex_{Qo}$  به ترتیب اکسرژی جریان انرژی ورودی و خروجی،  $W_{sh}$  کار محوری انجام شده روی سامانه یا توسط آن و  $I$ ، برگشت‌ناپذیری یا اکسرژی از بین رفته می‌باشند.



شکل ۲-۱ برقراری موازنه‌ی اکسرژی پیرامونیک حجم کنترل [۱۵]

## ۲-۲-۴- موازنه‌ی اکسرژی تجهیزات فرآیندی

### ۲-۲-۴-۱- مخلوط‌کننده‌ها<sup>۷</sup>

مخلوط‌کننده‌ها دستگاه‌های فرآیندی هستند که برگشت‌ناپذیری ذاتی (آمیختگی) در آن‌ها رخ می‌دهد. به دلیل تغییر ترکیب درصد اجزاء جریان در مخلوط‌کننده‌ها، باید از اکسرژی کل برای

<sup>۷</sup> Mixers



محاسبات مربوط به عملکرد آنها استفاده کرد. موازنه‌ی اکسرژی پیرامون یک مخلوط‌کننده به صورت زیر نوشته می شود:

$$I = E_i - E_o = \sum (\dot{m}.e)_i - \sum (\dot{m}.e)_o \quad (29-2)$$

کارایی اکسرژی مخلوط‌کننده‌ها نیز می‌تواند به صورت زیر تعریف شود:

$$\eta = \frac{\sum (\dot{m}.e)_o}{\sum (\dot{m}.e)_i} \quad (30-2)$$

### ۲-۲-۴-۲-۲-۲ مبدل‌های گرمایی

مبدل‌های گرمایی، مهم‌ترین تجهیزات فرآیند مایع‌سازی گاز طبیعی می‌باشند و به دلیل انتقال گرمای انجام شده در آنها، برگشت‌ناپذیری زیادی تولید می‌کنند. اکسرژی از بین رفته در مبدل‌ها به صورت مجموع اکسرژی جریان‌های ورودی منهای مجموع اکسرژی جریان‌های خروجی تعریف می‌شود:

$$I = E_i - E_o = \sum (\dot{m}.e)_i - \sum (\dot{m}.e)_o \quad (31-2)$$

نسبت برگشت‌ناپذیری به کل گرمای منتقل شده در مبدل گرمایی، عدد از بین رفتن اکسرژی نامیده می‌شود. این عدد بی‌بعد، برای مبدل گرمایی با یک جریان گرم و یک جریان سرد به صورت زیر تعریف می‌شود [۲۴]:

$$N = \frac{\Delta Ex}{Q} = \left[ -\left(\frac{e_o - e_i}{h_o - h_i}\right)_h + \left(\frac{e_o - e_i}{h_o - h_i}\right)_c \right] \quad (32-2)$$

اندیس‌های  $c$  و  $h$  به ترتیب بیانگر جریان سرد و گرم می‌باشند. عدد از بین رفتن اکسرژی به شرایط ابتدایی و پایانی بستگی دارد و مستقل از پروفایل دمایی و نوع مبدل می‌باشد. برای مبدل‌های گرمایی چندین جریان نیز می‌توان نوشت [۲۴]:

$$N = \left[ -\left\{ \frac{\sum_1^{sn} (\dot{m}. \Delta e)}{\sum_1^n (\dot{m}. \Delta h)} \right\}_h + \left\{ \frac{\sum_1^m (\dot{m}. \Delta e)}{\sum_1^m (\dot{m}. \Delta h)} \right\}_c \right] \quad (33-2)$$

که  $n$  تعداد جریان‌های گرم و  $m$  تعداد جریان‌های سرد را نشان می‌دهد. مقدار کل گرمای منتقل شده در مبدل گرمایی نیز از معادله‌ی (۳۴-۲) به دست می‌آید [۲۴]:

$$Q = \left[ \sum_1^n (\dot{m}. \Delta h) \right]_h = \left[ \sum_1^m (\dot{m}. \Delta h) \right]_c \quad (34-2)$$

تعریف کارایی اکسرژی در مبدل گرمایی بر اساس فرآیندی که در این دستگاه صورت می‌گیرد تعریف می‌شود؛ بدین ترتیب نسبت تغییرات اکسرژی به گرمای منتقل شده در مبدل گرمایی، نشان‌دهنده‌ی کارایی عملکرد آن می‌باشد.

#### ۲-۲-۴-۳- شیرهای انبساط

شیر انبساط، دستگاهی است که در آنتالپی ثابت، فشار جریان ورودی را تا حد مشخصی کاهش داده و بسته به ضریب ژول-تامسون سیال گذرنده از شیر، جریان سرد یا گرم می‌شود. در فرآیندهای سردسازی مورد بحث، فشار سردساز با عبور از شیر افت کرده و تولید سرمایش می‌کند. رابطه‌ی (۲-۳۵) اکسرژی از بین رفته در شیرهای انبساط را نشان می‌دهد [۲۳]:

$$I = E_i - E_o = \sum (\dot{m}.e)_i - \sum (\dot{m}.e)_o \quad (2-35)$$

در فرآیندهای سردسازی که افت فشار در شیرهای انبساط در دماهای پایین صورت می‌گیرد، هدف از کاهش فشار سردسازها، تولید سرما برای سرد نمودن منبع سرد می‌باشد. در واقع کاهش فشار، کاهش دما را به دنبال خواهد داشت. بنابراین تعریف کارایی اکسرژی در این دستگاه‌ها منطبق بر فرآیند رخ داده در آن‌ها بیان می‌شود. به این منظور، اکسرژی هر جریان به دو بخش دمایی و بخش فشاری تقسیم می‌گردد. بخش دمایی اکسرژی به صورت زیر بیان می‌شود [۲۳]:

$$e^{\Delta T} = \left[ - \int_T^{T_i} \frac{T - T_i}{T} dh \right]_p \quad (2-36)$$

بخش فشاری نیز به تفاوت بین فشار جریان و فشار محیط بستگی دارد. بدین ترتیب اکسرژی فیزیکی جریان با رابطه‌ی زیر بیان می‌گردد:

$$e^{ph} = e^{\Delta T} + e^{\Delta p} \quad (2-37)$$

کارایی شیرهای انبساط نیز به صورت تغییر اکسرژی در اثر سرمایش ایجاد شده به ازای تغییر اکسرژی به ازای فشار کاهش یافته تعریف می‌گردد:

$$\eta = \frac{e_o^{\Delta T} - e_i^{\Delta T}}{e_i^{\Delta p} - e_o^{\Delta p}} \quad (2-38)$$

#### ۲-۲-۴-۴- کولرهای هوایی

در کولرهای هوایی، یک جریان از ماده (سردساز) با انتقال گرمای اجباری با هوا تا دمای مشخصی خنک می‌شود. این دما (دمای خروجی سردساز) معمولاً کمتر از  $35^\circ\text{C}$  نیست. هم-چنین دمای هوای خروجی معمولاً کمتر از  $75^\circ\text{C}$  می‌باشد. جریان ورودی هوا نیز در شرایط

استاندارد در نظر گرفته می شود (دمای °C ۲۵ و فشار ۱ atm). یک جریان انرژی نیز در کولرهای هوایی وجود دارد که توان مصرفی لازم برای فن هاراجهت انجام انتقال گرما و خنک سازی فراهم می کند. به این ترتیب، کارازدست رفته در کولرهای هوایی به صورت زیر تعریف می شود:

$$I = E_i - E_o = \sum (\dot{m}.e)_i + e_{ai} + W - \sum (\dot{m}.e)_o - e_{ao} \quad (39-2)$$

که  $e_{ai}$  و  $e_{ao}$  به ترتیب، اکسرژی جریان هوای ورودی و خروجی و  $w$  توان واقعی مصرفی در فن های کولر هوایی می باشند. در واقع در این تعریف، مقداری از اکسرژی که در اثر انتقال گرما، از سردساز به هوا منتقل می شود به عنوان اکسرژی از بین رفته یا کار از دست رفته در نظر گرفته نمی شود. کارایی اکسرژی نیز برای کولرهای هوایی به این صورت بیان می شود:

$$\eta = \frac{\sum (\dot{m}.e)_o + e_{ao}}{\sum (\dot{m}.e)_i + W} \quad (40-2)$$

با توجه به این که ترکیب سردساز تغییر نمی کند، محاسبات اکسرژی در کولرهای هوایی فقط با اکسرژی فیزیکی انجام خواهد شد.

## ۲-۲-۴-۵- کمپرسورها

کمپرسورها، شامل یک جریان ورودی، یک جریان خروجی و یک جریان انرژی برای فراهم کردن توان مصرفی هستند. کار از دست رفته برای کمپرسورها به صورت زیر تعریف می شود [۲۳]:

$$I = E_i - E_o = \sum (\dot{m}.e)_i + W - \sum (\dot{m}.e)_o \quad (41-2)$$

که  $w$  توان واقعی مصرفی و  $e_i$  و  $e_o$  به ترتیب اکسرژی جریان های ورودی و خروجی می باشند (همگی بر حسب kW). کارایی اکسرژی کمپرسورها می تواند به صورت نسبت کمترین کار مصرفی به کار واقعی مصرفی تعریف شود. کمترین کار لازم برای یک تغییر حالت مشخص در سامانه طی یک فرآیند درون کمپرسور زمانی است که فرآیند به صورت برگشت پذیر انجام گیرد که این کار برگشت پذیر همان اختلاف اکسرژی جریان های ورودی و خروجی می باشد [۲۳]:

$$\eta = \frac{\sum (\dot{m}.e)_i - \sum (\dot{m}.e)_o}{W} \quad (42-2)$$

شایان ذکر است، با توجه به تغییر نکردن ترکیب درصد اجزاء در جریان مواد ورودی و خروجی کمپرسورها و در نتیجه ثابت ماندن اکسرژی شیمیایی، برای محاسبه‌ی برگشت-ناپذیری و کارایی اکسرژی تنها از اکسرژی فیزیکی استفاده می‌شود.

#### ۲-۲-۴-۶- چرخه‌ها

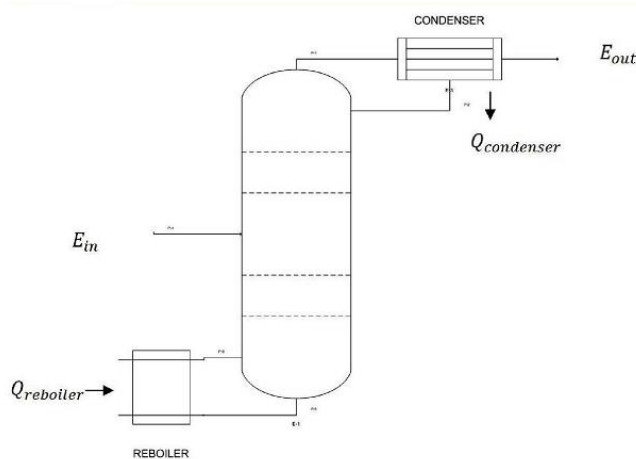
در هر کدام از فرآیندهای مایع‌سازی مورد بررسی تعدادی چرخه وجود دارد که هر کدام، کارایی اکسرژی مخصوص به‌خود را بر اساس تعریف زیر دارند [۱۶]:

$$\eta = 1 - \frac{\text{مجموع برگشت‌ناپذیری‌های تجهیزات فرآیند}}{\text{مجموع کار مصرفی در فرآیند}} \quad (2-43)$$

این تعریف می‌تواند برای محاسبه‌ی کارایی اکسرژی کل فرآیند نیز مورد استفاده قرار گیرد. برای مقایسه‌ی بهتر عملکرد تجهیزات مختلف هر فرآیند، دو شاخص کار از دست رفته و کارایی اکسرژی تجهیزات، در نمودارهایی به‌طور جداگانه برای هر فرآیند رسم شده‌اند. با مقایسه‌ی کار از دست رفته و کارایی تجهیزات مختلف یک فرآیند با هم، نقاطی از فرآیند که انرژی در آن‌ها به صورت کارا و مؤثر استفاده نشده است و هدررفت دارند مشخص می‌شود. پس از شناسایی این نقاط، می‌توان جهت کاهش برگشت‌ناپذیری‌ها و افزایش کارایی انرژی، راه‌کارهایی را از قبیل تغییر شرایط عملیاتی، جای‌گزینی تجهیزات با موارد مناسب‌تر و یا تغییر در ساختار فرآیندها پیشنهاد کرد.

#### ۲-۲-۴-۷- برج تقطیر

با توجه به شکل ۲-۲، در یک برج تقطیر یک جریان ورودی و یک جریان خروجی ( البته جریان‌های ورودی و خروجی بیشتری نیز می‌تواند باشد که تاثیری بر تعریف ندارد) خواهیم داشت. هم‌چنین به‌طور معمول یک مبرد و یک جوش آور.



شکل ۲-۲ یک برج تقطیر

می توان موازنه جرمو اکسرژی را برای برج به صورت زیر در نظر گرفت:

$$\sum \dot{m}_i = \sum \dot{m}_e \quad (۴۴-۲)$$

$$I = \sum (e.\dot{m})_i - \sum (e.\dot{m})_o + \sum E_Q - \dot{W} \quad (۴۵-۲)$$

در این صورت میزان هدر رفت اکسرژی به صورت زیر است:

میزان هدر رفت اکسرژی در یک برج تقطیر را می توان به صورت زیر نیز نوشت:

$$I = E_i - E_o = \sum (\dot{m}.e)_i - \sum (\dot{m}.e)_o + E_{reb} - E_{cond} - E_{col} \quad (۴۶-۲)$$

$Ex_{reb}$  اکسرژی جوش آور است که به جریان داخل برج اضافه می گردد که به وسیله حرارت

داده شده محاسبه می گردد:

$$E_{reb} = \dot{Q}_{reb} \left( 1 - \frac{T_0}{T_{reb}} \right) \quad (۴۷-۲)$$

هم چنین  $Ex_{cond}$  و  $Ex_{col}$  اکسرژی برج و مبرد است که به دلیل از دست دادن حرارت در

این تجهیزات از ورودی ها کسر می گردد و همانند اکسرژی جوش آور محاسبه می شوند:

$$E_{cond} = \dot{Q}_{cond} \left( 1 - \frac{T_0}{T_{cond}} \right) \quad (۴۸-۲)$$

$$E_{col} = \dot{Q}_{col} \left( 1 - \frac{T_0}{T_{col}} \right) \quad (۴۹-۲)$$

برای محاسبه اکسرژی در یک برج تقطیر باید تعریف از کار کمینه داشته باشیم. کار کمینه برای عملیات جداسازی هنگامی رخ می دهد که هیچ اکسرژی ناشی از حرارت نباشد:

(۵۰-۲)

$$W_{min} = E_o - E_i$$

بنابراین بازده برج تقطیر:

$$\eta = \frac{I}{W_{min}} \quad (۵۱-۲)$$

## ۲-۳- مروری بر ادبیات تحقیق

Xuanyin و YuxiLuo برای محاسبه راندمان شکست فشار در جایی که اگزرژی برای ارزیابی یک فرایند تبدیل انرژی استفاده می شود یکرویکرد داشته و ضریب تراکم پذیری توسط معادله PR محاسبه کرده و مشاهده کرده اند که بزرگترین انحراف بین اگزرژی محاسبه شده توسط معادله گاز حقیقی و گاز ایده آل در حدود ۱٪ است. ضریب ژول تامسون بر مبنای ضریب تراکم پذیری معادله SRK و PR برای محاسبه تغییر دمای ناشی از تقلیل فشار استفاده شد و کاهش دما با فرمولهای تجربی که قبلاً محاسبه شده مقایسه شد. نتایج نشان داد که اگزرژی حرارتی به مقدار خیلی کم در تقلیل فشار شرکت می کند. معادله ساده گاز ایده آل برای محاسبه راندمان شکست فشار برای هوا در دمای اتمسفریک پیشنهاد گردید [۱]

Howard و همکاران طی بررسی در اکثر ایستگاه های تقلیل فشار در آمریکای شمالی مشاهده کرده اند که از شیر انبساط استفاده می شود و فرایند انبساط سبب افت دما شده که این افت دما می تواند مشکلاتی را ایجاد نماید. بنابراین گاز می بایست قبل از ورود به شیر انبساط پیش گرم شود. رویکرد جدیدی که مورد استفاده قرار گرفت، تلفیقی از یک سیستم سلولی سوختی و توربوآکسیاندر هیبریدی می باشد. در چنین سیستمی یک سلول سوختی کربنات مذاب برای پیش گرم نمودن گاز قبل از ورود به توربوآکسیاندر استفاده می شود. [۲]

Farzaneh Gord و همکاران با بکارگیری گرمای خورشیدی سعی در بهینه سازی مصرف انرژی در ایستگاه تقلیل فشار گاز را داشتند و امکان سنجی اولیه بکارگیری سیستم ذخیره گرمایی خورشیدی در ایستگاه تقلیل فشار گاز را که به هیتز قابل کنترل مجهز شده را

مدنظر داشتند. سیستم مورد نظر بطور کامل در ترمهای مصرف سوخت و نرخ اتلاف انرژی مورد بررسی قرار گرفته و نتایج با شرایط قبلی مقایسه شد. [۳]

Ashouri - و همکاران طی یک بررسی یک فرآیند محاسباتی برای محاسبه ضریب ژول تامسون گاز طبیعی با استفاده از ترمودینامیکی اساسی و معادله حالت ۸ AGA تدوین کردند. سپس حداقل دمای ممکن گاز ورودی به رگلاتور تنظیم فشار ایستگاه را محاسبه نمودند و یک مقایسه بین نتایج محاسبات و دیتاهای جمع آوری شده از ایستگاه طی ۱۰ ماه صورت دادند. نتایج نشان داد که با محاسبه دمای حداقل گاز ورودی به رگلاتور، اتلاف انرژی هیترا تا ۴۳ درصد کاهش داد [۴]

Ghazikhani و Ahmadzadeh طی تحقیقی اتلاف انرژی و تحلیل برگشت ناپذیری یک نیروگاه ۸ کیلووات را مورد بررسی قرار دادند. آنها در ابتدا قصد یافتن اجزاء با برگشت ناپذیری یا اتلاف کننده انرژی در سیستم و تاثیر موقعیتهای متفاوت عملکردی را داشتند. بر اساس نتایج یافت شد که بویلر و تانک آب تغذیه حداکثر و حداقل برگشت ناپذیری در سیستم را دارند. نتایج نشان داد که حداکثر برگشت ناپذیری در بویلر در اثر پدیده انتقال حرارت و میزان آن در حدود ۵۴٪ است [۵]

Eftekhari - و همکاران طی یک پروژه بر مبنای یک برنامه جامع، خصوصیات ورودی و خروجی جریان گاز طبیعی و نرخ جریان گاز روزانه از CGS را برای یک سال اندازه گیری و ثبت نمودند. بر اساس این دیتاها مقدار الکتریسیته ای که می توان توسط یک توربوآکسپاندر تولید کرد محاسبه شد و مقدار کار بدست آمده می تواند با استفاده از سیستم CHP افزایش یابد. مقدار تولید الکتریسیته برای هر دو سیستم محاسبه و مقایسه شد. [۶]

Kostowski - و همکاران طی یک مقاله یک مفهوم جدید برای ارزیابی ترمودینامیکی یک سیستم انرژی انتخاب نمودند. این روش از طریق یکپارچه سازی تحلیل ترموآکونومیکی و تئوری ترموآکولوژی توسعه یافت. سیستم انبساطی بر مبنای تاسیسات موجود با یک واحد CHP کامل شده و با یک نسبت راندمان ۸۹/۵٪ و راندمان انرژی ۴۹/۲٪ توصیف شده است. نتیجتاً هزینه ترموآکولوژی الکتریسیته تولید شده در انبساط کننده  $2/42 \text{ kJ/kJ}$  بدست آمد. الکتریسیته ترموآکولوژی از واحد CHP ۱/۷۷ می باشد و ترموآکولوژی فشار متوسط توزیع گاز طبیعی به مصرف کننده ۱/۰۲۲ می باشد [۷]

Maric - یک فرایند عددی برای محاسبه ضریب ژول تامسون گاز طبیعی بدست آورد. معادله مشخصه ویریال ۸-AGA برای محاسبه نرخ تغییر ضریب تراکم پذیری با رابطه دما در فشار

ثابت استفاده شد. معادلات ظرفیت حرارتی ایده آل DIPPR/AICHE برای بدست آوردن ظرفیت حرارتی مولی مخلوط گاز طبیعی استفاده شد. دقت اندازه گیری های نرخ جریان گاز طبیعی بر اساس دستگاههای تفاضلی با رابطهافت دما تحلیل شد و توسط تاثیر ژول تامسون توصیف شد [۸]

علی صابر مقدم و همکارانش با استفاده از شبیه سازی دینامیک سیالات محاسباتی در مرحله اول علت بازدهی پایین گرمکن ها بررسی شده است. نتایج حاصل از شبیه سازی نشان می دهد که عدم توربولنسی مناسب آب در داخل گرمکن علت اصلی بازدهی پایین این واحد می باشد. یکی از راهکارهای مناسبی که جهت رفع اینمشکل می توان پیشنهاد نمود افزایش توربولنسی آب داخل گرمکن با اضافه نمودن یک پمپ در محل مناسب می باشد. نتایج شبیه سازی این قسمت حاکی از انتقال یکنواخت انرژی به سطوح مختلف گرمکن و در نتیجه افزایش راندمان گرمکن و کاهش مصرف انرژی است. با توجه به اهمیت کاهش اتلاف انرژی و افزایش بازده تجهیزات و تاسیسات ایستگاه های تقلیل فشار گاز بدون ایجاد تغییر در ساختار فرایند، ارائه راهکارهایی برای رسیدن به این هدف از جنبه های نوآوری تحقیق می باشد. این بررسی علاوه بر ارائه راه کار برای شناسائی کلیه منابع مصرف و اتلاف انرژی در صدد ارائه راهکارهایی است با بکارگیری آنها در مرحله اول و استفاده از تغییرات مناسب مصرف انرژی و هدر رفت را به حد اقل برساند و با استفاده از آنالیز اکسرژی و مبانی پینچ به بهینه سازی انرژی درایستگاه های تقلیل فشار گاز پرداخته می گردد که مطالعات کمی در این زمینه صورت گرفته است.

اکسرژی ابزار قدرتمند در طراحی، بهینه سازی و ارزیابی عملکرد سیستم های با مصرف انرژی بالا می باشد. برای اولین بار در سال ۱۹۹۵ Kotas روش یکپارچه آنالیز اکسرژی سیستم های انرژی را ارائه کرد [۲۷]. از دید Cercid و همکارانش [۲۸] هدف اصلی آنالیز اکسرژی فرایند های تبریدیافتن روش هایی است که بتوان با آن کار لازم را مینیمم نمود. Demirel در سال ۲۰۰۴ یک تعریف مهندسی برای بازده اکسرژی یک حجم کنترل یا تجهیزات یک فرایند ارائه کرد که به نسبت تغییرات اکسرژی مطلوب (خروجی مفید) بر تغییرات اکسرژی مصرفی (کار مصرفی) اتلاق میشود [۲۹]. Wall به بررسی دو مفهوم مشابه انرژی و اکسرژی دو مفهوم مشابه بازده اکسرژی و بازده پرداخت [۳۰]. در تبدیل پایانی یک فرایند بازده انرژی را با  $\eta_n$  نشان میدهند و بازده اکسرژی را که میزان اکسرژی مطلوب در محصول تقسیم بر اکسرژی ورودی است  $\eta_{ex}$  نشان میدهند. با در تبدیل انرژی به فرم های مختلف معمولاً



مقداری از انرژی هدر می‌رود. اثرات محیط فیزیکی در فرآیند تبدیل انرژی مانع آن می‌شود که بازده انرژی مقداری از ۱ داشته باشد. اما بازده اکسرژی نمی‌تواند بیشتر از ۱ باشد.

Cauê و همکارانش [۳۱] و Mafi و همکارانش [۳۲] روابطی را برای محاسبه اکسرژی برج های تقطیر و موتورهای حرارتی ارائه دادند. مهرپویا و همکارانش [۳۳] روش جدیدی را با توجه به مفهوم اکسرژی و پینچ برای جداسازی اجزای گاز طبیعی ارائه کردند. افزایش چشمگیر بازدهی مبدل های حرارتی، کاهش توان کمپرسور مورد نیاز و نیاز افزایش خلوص محصولات از جمله ویژگی های بارز روش ارائه شده بود. تیراندازی و همکارانش [۳۴] آنالیز اکسرژی بازیابی بوتان و هیدروکربن های سنگین تر را در چرخه سردسازی انجام دادند. با توجه به نتایج آنها، چرخه سردسازی دارای بازده اکسرتیک ۴۳٫۴۵٪ می باشد که نشان دهنده پتانسیل بالا برای بهبود عملکرد چرخه می باشد. آنها همچنین به بررسی تاثیر تغییرات دما و فشار بر روی بازده اکسرژی پرداختند. قربانی و همکارانش [۳۵] با آنالیز اکسرژی و اکسرژی اقتصادی واحد های جداسازی گاز دریافتند که ستون های جداسازی با ۶۴٪ دارای بیشترین اتلاف می باشند. پس از ستون ها، مبدل های حرارتی با ۱۵٪ و کمپرسور/ منبسط کننده ها با ۱۳٪ در رده های بعدی قرار دارند. این مطالعه نشان می دهد که تجزیه و تحلیل بر مبنای exergoeconomic، که نتایج و اطلاعات مکان های بالقوه برای بهبود فرایند را مبتنی بر هزینه نشان می دهد، می تواند اطلاعات بیشتری در مقایسه با تجزیه و تحلیل اکسرژی ارائه می کند. قنادزاده و همکارانش [۳۶] با استفاده از نرم افزار ProSimPlus به دلیل کارایی بالای نرم افزار در پیشنهاد تجهیزات جایگزین برای افزایش کارایی سیستم به شبیه سازی فرایند NGL پرداختند. وطنی و همکارانش [۳۷] روش جدیدی را برای جداسازی اجزای گاز طبیعی LNG/NGL با استفاده از ۲ چرخه سرد سازی ارائه کردند که در آن بازدهی تا میزان ۹۳٪ افزایش مییابد.

## **فصل سوم: شبیه سازی تقلیل فشار**

### ۳-۱- مقدمه

در این فصل به بررسی شبیه سازی فرایند ایستگاه تقلیل فشار خواهیم پرداخت. نمودار جریان فرایند PFD مربوط به ایستگاه تقلیل فشار شهر قم می باشد.

### ۳-۲- شبیه سازی فرایند

امروزه با استفاده از نرم افزارهای موجود در زمینه شبیه سازی فرآیندها، پیش بینی وقایع و بهینه سازی فرآیند بدون صرف هزینه و زمان، ممکن شده است. در این میان نرم افزار Hysis Aspen به دلیل بهره گیری از بانک اطلاعاتی قوی، مدل های ترمودینامیکی و مدل های گوناگون برای تجهیزات، جایگاه بسیار ویژه ای در صنعت امروز یافته است. قابلیت های کلیدی نرم افزار plusAspen عبارت است از :

- قدرتمندترین نرم افزار در زمینه طراحی و شبیه سازی واحدهای فرآیندی، نیروگاهی و مخازن طبیعی نفت و گاز تأمین محدود و وسیعی از نیازمندی های متخصصان در شرکت های مشاور، صنایع و نیز دانشگاه ها، پوشش اکثر فرآیندهای نفت، گاز و پتروشیمی انتخاب روش ترمودینامیکی مناسب یکی از مهمترین پارامترها در موفقیت شبیه سازی فرآیند است. روش های ترمودینامیکی موجود در plusAspen، امکان تعیین خواص مخلوط هایی از محدوده هیدروکربن های سبک تا سیستم های مخلوط های پیچیده برش های نفتی و سیستم های شیمیایی به شدت غیر ایده آل را فراهم می کنند.

معادلات ترمودینامیکی، باید قادر باشند تا خواص ترمودینامیکی و انتقالی سیستم را محاسبه کنند. خواص ترمودینامیکی عبارتند از : ضریب فوگاسیته، آنتالپی، آنتروپی، انرژی آزاد گیبس،

حجم و خواص انتقالی عبارتند از : ویسکوزیته، ضریب هدایت حرارتی، ضریب نفوذ و کشش سطحی.

### ۳-۳- معادله حالت

معادله حالتی که برای شبیه سازی مورد استفاده قرار گرفت، معادله حالت PRSV می باشد که به صورت زیر می باشد.

$$P = \frac{RT}{v-b} - \frac{aa(T)}{v(v+b)+b(v-b)} \quad (1-3)$$

معادله حالت PRSV<sup>^</sup> با تغییر پارامترهای وابسته به دما در معادله حالت Peng-Robinson سعی در افزایش دقت معادله می باشد. در معادله حالت مزبور: در آن:

R ثابت گازها

P فشار مطلق

T دمای مطلق

V حجم مولی

و b و a و  $\alpha$  به صورت زیر می باشد:

$$b = 0.0778 \frac{RT_c}{P} \quad (2-3)$$

$$a = 0.45724 \frac{R^2 T_c^2}{P_c} \quad (3-3)$$

$$\alpha(T) = \left[ 1 + k \left( 1 - \left( \frac{T}{T_c} \right)^{0.5} \right) \right]^2 \quad (4-3)$$

$$k_i = k_{0i} + k_{1i} \left( 1 + T_{ri}^{1/2} \right) (0.7 - T_{ri}) \quad (5-3)$$

$$k_{0i} = 0.378893 + 1.4897\omega_i - 0.171384\omega_i^2 + 0.019655\omega_i^3 \quad (3-3)$$

---

<sup>^</sup> Peng Robinson Stryjek and Vera

که در آن:

$T_c$  دمای بحرانی

$P_c$  فشار بحرانی

$\omega$  ضریب استریک که برای بسیار از گازها در جداول بیان گردیده است.  $k_{ij}$  پارامتر قابل تغییر برای اجسام خالص می باشد. چنانچه  $T_r > 0.7$  در این صورت  $m_i = k_{ij}$  خواهد بود.

برای استفاده از معادله حالت ذکر شده قوانین اختلاط متفاوتی ارائه شده است که در بین آنها  $vdw$  و TCBT مشهورترین آنها می باشند. برای  $vdw$  قانون اختلاط به صورت زیر تعریف می گردد:

$$a = \sum_i \sum_j x_i x_j (a_i a_j)^{1/2} \{1 - k_{ij} + l_{ij} (x_i - x_j)\} \quad (7-3)$$

$$(8-3)$$

$b = \sum_i \sum_j x_i x_j (b_i b_j)^{1/2} \{1 - m_{ij}\}$  قانون اختلاط TCBT به مرتبط کردن انرژی آزاد گیبس به حجم واندروالس از طریق معادله زیر می پردازد:

$$V^* = \frac{V}{b}$$

$$\begin{aligned} \frac{G^E}{RT} - \frac{G_{vdw}^E}{RT} + (Z - Z_{vdw}) \\ = \ln \left\{ \left( \frac{V_{vdw}^* - 1}{V^* - 1} \right) \left( \frac{b_{vdw}}{b} \right) \right\} \\ - \frac{1}{w - u} \left\{ \frac{a^*}{b^*} \ln \left( \frac{V^* + w}{V^* + u} \right) - \frac{a_{vdw}^*}{b_{vdw}^*} \ln \left( \frac{V_{vdw}^* + w}{V_{vdw}^* + u} \right) \right\} \end{aligned} \quad (9-3)$$

در این معادله  $G_{vdw}^E$  برای معادله PRSV محاسبه می گردد. پارامترهای  $a_{vdw}^*$  و  $b_{vdw}^*$  از طریق روابط ۳-۵ و ۳-۶ محاسبه می گردند. در حالی که پارامترهای  $a^*$  و  $b^*$  با استفاده از معادلات زیر محاسبه می گردند:

$$a^* = \frac{Pa}{(RT)^2} \quad (10-3)$$

$$b^* = \frac{Pb}{RT} \quad (11-3)$$

$$V^* = \frac{V}{b} \quad (12-3)$$

پارامتر  $V^*$  حجم کاهیده مخلوط در دما و فشار  $T$  و  $P$  نامیده می شود. ضریب تراکم پذیری  $Z$  و  $Z_{vdw}$  از طریق معادله حالت قابل محاسبه است. باید توجه داشت که  $V^*$  را نمی توان به صورت صریح محاسبه کرد و باید از طریق تکرار بدست آورده شود.

### ۳-۴- تشریح فرایند ایستگاه تقلیل فشار

گاز خروجی از پالایشگاه توسط خطوط لوله جهت مصرف در شهرها، صنایع، نیروگاهها و صادرات به تمام نقاط کشور انتقال می یابد. برحسب نیاز و طراحی، قطر خطوط انتقال از ۱۲ اینچ تا ۵۶ اینچ متغیر می باشد. در فواصل معین از خطوط انتقال ایستگاههای شیر وجود دارد که عموماً از یک شیر قطع کننده خط (Line Break Valve) بر سر مسیر اصلی، شیرهای کنار گذر (By Pass) و شیر تخلیه (Blow Down) تشکیل شده است. وظیفه شیر قطع کننده خط این است که در زمان ایجاد افت فشار ناگهانی در یکی از دو سمت شیر بسته شود. به لحاظ مسائل ایمنی و امنیتی، وجود این شیرها در فواصل معین باعث می شود در زمان بروز انفجار یا شکستگی لوله، هر دو شیر موجود در دو سمت محل حادثه بسته شوند و بدین ترتیب فقط گاز بین دو ایستگاه می سوزد یا تخلیه می شود.

در این تحقیق، از داده های ایستگاه تقلیل فشار مسجد سلیمان جهت شبیه سازی با نرم افزار Aspen Hsysis استفاده گردید. که مشخصات فرآیندی و ترکیب نسبی گاز را می توان در جداول ۱ و ۲ مشاهده نمود.

جدول (۳-۱) مشخصات فرایندی گاز ورودی به واحد تقلیل فشار

Stream Name	Gas From Refinery
Vapour / Phase Fraction	1.0000
Temperature [C]	28.00
Pressure [bar]	68.95
Molar Flow [kgmole/h]	4981
Mass Flow [kg/h]	8.442e+004
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	273.6

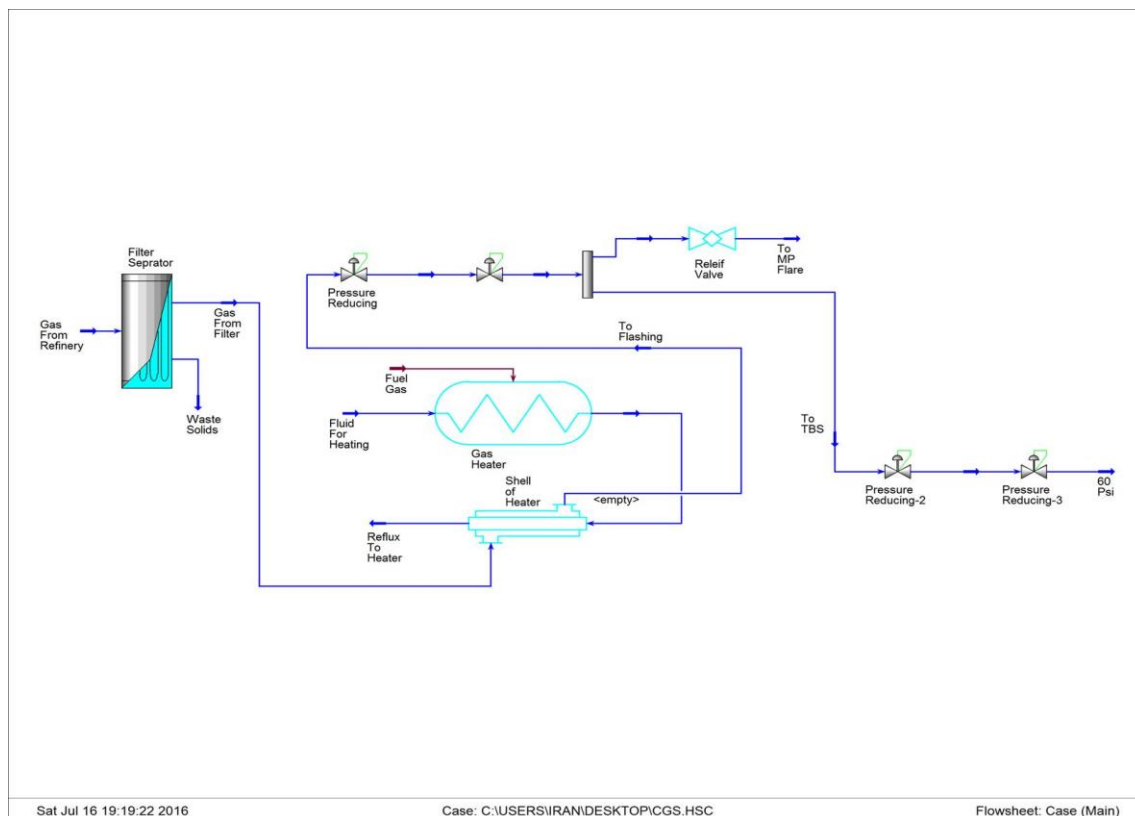
جدول (۲-۳) مشخصات گاز ورودی

	Mole Fractions	Vapour Phase	Solid Phase
H <sub>2</sub> S	0.0000	0.0000	0.0000
CO <sub>2</sub>	0.0001	0.0001	0.0000
H <sub>2</sub> O	0.0000	0.0000	0.0000
Methane	0.9624	0.9624	0.0000
Ethane	0.0205	0.0205	0.0000
Propane	0.0102	0.0102	0.0000
i-Butane	0.0020	0.0020	0.0000
n-Butane	0.0021	0.0022	0.0000
i-Pentane	0.0010	0.0010	0.0000
n-Pentane	0.0011	0.0011	0.0000
n-Hexane	0.0003	0.0003	0.0000
n-Heptane	0.0001	0.0001	0.0000
Carbon	0.0000	0.0000	1.0000

یکی از وظایف مهم ایستگاههای تقلیل فشار گاز ، کاهش فشار تا حد مطلوب و بدون نوسان می باشد . بعبارتی دیگر فشار خروجی ایستگاههای تقلیل فشار می بایست در حد فشار مورد نیاز تنظیم گردد و بدون تغییرات و نوسان در میزان فشار به محل مصرف هدایت گردد .

ار آنجائیکه ممکن است عملیات پالایش گاز در پالایشگاه بخوبی صورت نگیرد و یا گاز منتقل شده توسط خطوط انتقال در مسیر خود و همراه با خود ذرات ناخالصی و رطوبت را به دنبال داشته باشد ، عملیات فیلتراسیون مجددا و قبل از مصرف در ایستگاههای تقلیل فشار گاز صورت می پذیرد .

گازورودی با فشار ۶۸,۹۵ bar وارد بخش فیلتراسیون میگردد تا ناخالصی های احتمالی ازجمله ترکیبات جامد و مایعات از گرفته شود.(شکل ۱).



شکل (۳-۱) شماتیک ایستگاه تقلیل فشار با نرم افزار Aspen Hysys



جدول (۳-۳) نتایج شبیه سازی بخش فیلتراسیون

Name	Gas From Refinery	Gas From Filter	Waste Solids
Vapour	1.0000	1.0000	0.0000
Temperature (C)	28.0000 *	28.0000	28.0000
Pressure (bar)	68.9476 *	68.9276	68.9276
Molar Flow (kgmole/h)	4980.7082 *	4980.6584	0.0499
Mass Flow (kg/h)	84422.5179	84421.9190	0.5988
Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	273.5835	273.5831	0.0004
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-7.712e+004	-7.712e+004	29.77
Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	147.1	147.1	5.170
Heat Flow (kJ/h)	-3.8411e+08	-3.8411e+08	1.4841e+00

همانطور که در جدول (۳-۳) مشاهده میشود، جامدات و مایعات از گازورودی به ایستگاه تقلیل فشار توسط عمل فیلتراسیون حذف شده اند.

گاز خروجی از فیلتراسیون، وارد مبدل حرارتی میشود تا دمای آن از ۲۹ C به ۶۰C افزایش یابد تا مایعات احتمالی از آن در بخش فلش درام خارج شود. مشخصات فرایندی مبدل موردنظر را میتوان در جدول (۳-۴) مشاهده نمود.

جدول (۳-۴) مشخصات فرایندی ورودی و خروجی پوسته و لوله مبدل حرارتی.

Tube Side				Shell Side			
Inlet		Outlet		Inlet		Outlet	
Name	0	Name	Reflux To Heater	Name	Gas From Filter	Name	To Flashing
From Op.	Gas Heater	To Op.		From Op.	Filter Separator	To Op.	Pressure Reducing
Op. Type	Heater	Op. Type		Op. Type	Baghouse Filter	Op. Type	Valve
Temp	200.00 C *	Temp	170.51 C	Temp	28.00 C	Temp	60.00 C *

گاز خروجی از مبدل حرارتی وارد اولین شیر فشار شکن میگردد که فشار آن از ۶۸,۹۳ bar به ۳۶ bar کاهش می یابد، سپس وارد شیر فشار شکن دومی میگردد که فشار آن به ۱۷,۲۴ bar کاهش پیدا میکند و پس از تقسیم شدن به دو جریان، جریان مورد نظر با دبی ۲۷۳,۶ m<sup>۳</sup>/h وارد شیر فشار شکن سوم میگردد و فشار آن از ۱۷,۲۴ bar به ۱۰,۳۴ bar و در نهایت در شیر فشار شکن آخر به ۴,۱۳۷ bar کاهش می یابد و وارد مصارف خانگی و صنعتی میگردد.

محاسبات ابعاد فیلتر سپراتور

### ۳-۵- محاسبه قطر:

در صورتی که بخواهیم محاسبات را بر مبنای میزان وزن گاز انجام دهیم می توانیم از فرمول زیر استفاده کنیم:

(۱-۲)

$$D = \left[ \frac{1.27 \times M}{C} \right]^{0.5} / [(\rho_l - \rho_g) \rho_g]^{0.25}$$

$$C = (439)(L / 6.1)^{0.56} \quad \text{Metric}$$

$$C = (1440)(L / 20)^{0.56} \quad \text{English}$$

در فرمول های فوق L برابر است با فاصله ورودی و خروجی گاز در سپراتور که می توان آن را طول دستگاه به حساب آورد.

جدول ۳-۵: محاسبه قطر

		Metric	English
Q	Gas Flow Rate	SCMD	SCFD
A	Conversion Factor	۰,۰۶۷۸	۶۷۸۲۴
D	Internal Diameter	Cm	Ft
P	Seperation Pressure Abs.	Bar	PSI
T	Abs. Seperation Temp.	°K	°R
$\rho_l$	Liquid Density	g/cm <sup>۳</sup>	Lb/ft <sup>۳</sup>
$\rho_g$	Gas Density	g/cm <sup>۳</sup>	Lb/ft <sup>۳</sup>
Ps	Pressure Standard (abs)	Bar	PSI
Ts	Temperature Standard	°K	°R
Z	Compressibility Factor	DIM less	DIM less
Ks	For Horizontal Separator	۱۲,۲-۱۵,۲	۰,۴۰-۰,۵۰
Ks	For Vertical Separator	۱,۸-۱۰,۷	۰,۰۶-۰,۳۵

چون معمولاً طول دستگاه های سپراتور که در ایستگاه های گاز به کار برده می شود بین ۷ تا ۱۰ ft می باشد لذا مقادیر C برای فیلترسپراتورهای افقی برابر خواهد شد با:

<sup>۹</sup>Mass Flow Rate

(۲-۲)

$$C = 439 \left( \frac{3.28}{6.1} \right)^{0.56} = 310 \text{ for } 3.28m \text{ length metric}$$

$$C = 439 \left( \frac{2.2}{6.1} \right)^{0.56} = 247 \text{ for } 2.2m \text{ length metric}$$

محاسبه M (Mass Flow Rate) در شرایط استاندارد  $60^\circ \text{F}$  و  $14.7 \text{ PSIA}$ :

$$M = 0.053 (SCMD \times G)$$

$$\text{Metric } M = 0.00183 (SCMD \times MW)$$

(۳-۲)

### ۳-۶- محاسبه قطر فیلتر:

$$Q_s = 10000 \times 24 = 240000 \text{ SCMD}$$

$$\text{Gas Density} = 80 \text{ Kg} / \text{M}^3$$

$$\text{Liquid Density} = 800 \text{ Kg} / \text{M}^3$$

$$G = 0.69$$

$$C \text{ for Horizontal Filter} = 310$$

$$M = (0.053)(240000)(0.69) = 8776.8 \text{ Kg}$$

$$D = \left[ \frac{(1.27)(8776.8)}{310} \right]^{0.5} / [(800 - 80)(80)]^{0.25} = 0.38m$$

با توجه به این که محاسبات مربوطه، درباره ی فیلتر سپراتور بدون مخزن ذخیره تحتانی<sup>۱۰</sup> می باشد لذا برای فیلتر سپراتورهای با مخزن تحتانی<sup>۱۱</sup> می توان عدد فوق را در ۰,۷ ضرب نمود.

### ۳-۷- روش تعیین اندازه شیرهای گاز

به منظور محاسبه اندازه شیر، لازم است ابتدا ضریب جریان<sup>۱۲</sup> تعریف شود که امروزه تمام سازندگان شیر در جهان به منظور تعیین افت فشار شیرها در مسیر جریان سیال از این ضریب استفاده می نمایند.

<sup>۱۰</sup> Horizontals Single Barrel Separator

<sup>۱۱</sup> Horizontal Double Barrel Separator

<sup>۱۲</sup> Cv=Flow-Coefficient

### ۳-۸- ضریب جریان

Cv ضریب جریان عبارت است از گذر آب بر حسب GPM در ۶۰ درجه فارنهایت از شیر می باشد که موجب افت فشاری معادل PSI۱ می گردد. که در این فرمول D قطر شیر بر حسب اینچ و مقادیر K را به صورت یک جدول ارائه می دهند.

### ۳-۹- افت فشار بحرانی

نکته ای که در محاسبات اندازه شیر بسیار اهمیت دارد تعیین افت فشار بحرانی می باشد چون باید مقدار افت فشار در شیر از میزان افت فشار بحرانی کمتر باشد. طبق تعریف افت فشار بحرانی در مورد گازها هنگام عبور از یک شیر عبارت است از افت فشاری که در آن، سرعت عبور سیال از داخل شیر برابر سرعت صوت در آن سیال شود و از رابطه زیر محاسبه می گردد.

(۲-۴)

$$\Delta P = 0.5 P_1 R_F^2$$

در این فرمول:

$\Delta P$  = افت فشار بحرانی

P۱ = فشار ورودی به شیر بر حسب PSIA

R = عددی است بدون بعد و از طرف سازندگان شیر داده می شود و معمولاً برابر ۰٫۸ می باشد.

به عنوان مثال افت فشار بحرانی در یک شیر Ball با فشار ورودی ۱۰۰۰ PSIG برابر :

$$\Delta P = 0.5 \times 1014.7 \times (0.8)^2 = 453$$

بنابراین هر شیری که در آن با فشار ورودی ۱۰۰۰ PSIG افت فشاری کمتر از مقدار فوق ایجاد نماید در پایین تر از افت فشار بحرانی کار می کند.

ضریب جریان برای عبور گازها از شیرآلات از طریق دو فرمول ذیل محاسبه می گردد:

$$C_v = \frac{Q_A \times \sqrt{G(T + 460)}}{1360 \times \sqrt{\Delta P \times P_2}} \quad P_2 > 0.5 P_1 \quad (۲-۵)$$

در این فرمول ها:

$$C_v = \text{ضریب جریان}$$

$$Q_a = \text{مقدار جریان گاز در شرایط استاندارد بر حسب SCFH}$$

$$G = \text{دانشیته نسبی}$$

$$T = \text{درجه حرارت بر حسب فارنهایت}$$

$$\Delta P = \text{بر حسب PSI}$$

$$P_2 = \text{بر حسب PSIA}$$

می باشد.

بنابراین با در دست داشتن میزان افت فشار ، فشار اولیه  $P_1$ ، مقدار جریان  $Q_a$  و دانشیته نسبی گاز مقدار  $C_v$  را محاسبه نموده و از روی جداول سازندگان شیر اندازه شیر به دست می آید.

$$Q_a = 10000 \text{ SCMH}$$

$$\Delta P = 2 \text{ PSI}$$

$$P_1 = 1000 \text{ PSIG}$$

$$P_2 = 998 \text{ PSIG}$$

$$T = 60^\circ F$$

$$G = 0.7$$

$$C_v = \frac{10000 \times 35.28 \times \sqrt{0.7 \times 520}}{1360 \times \sqrt{2 \times (998 + 14.7)}} = 2507.7$$

میزان افت فشار در مورد شیر های Isolating Valves معمولاً در محدوده ۰,۵-۲ PSI در نظر گرفته می شود ولی نهایتاً جهت تعیین اندازه شیر باید سرعت جریان گاز در آن (در حدود ۲۰ m/s) چک شود.

با در دست داشتن مقدار  $C_v = 2507.7$  با استفاده از جدول مشخصات سازنده اندازه شیر به دست می آید.

### ۳-۱۰- انتخاب نوع شیر در محل های مختلف ایستگاه

در مورد انواع شیرهای مصرفی در ایستگاه های گاز در مبحث فوق بطور مفصل بحث گردید.

در مورد انتخاب شیر در قسمتهای مختلف ایستگاه گاز باید موارد ذیل رعایت گردد:

### **۳-۱۰-۱- موارد کاربرد شیرهای پلاگ :**

شیرهای پلاگ در ابتدا و انتهای اجزای ایستگاه قرار داده می شود به عنوان مثال در ورودی و خروجی فیلتر سپراتور، فیلتر خشک، هیتر و اسکرابر و نیز در سر راه ورود و خروج ایستگاه از آن استفاده می گردد. مقاومت بالای این شیر در مقابل خوردگی موجب انتخاب این شیر در ابتدای ایستگاه ها می باشد.

### **۳-۱۰-۲- موارد کاربرد شیرهای بال :**

چنانچه در شرح شیرهای بال گفته شد، افت فشار کم، سهولت سرویس و نیز آب بندی خیلی خوب از مزایای این نوع شیرها می باشد تنها نقطه ضعف آنها در مقابل پدیده خوردگی می باشد. بنابراین می توان بخوبی در بخش هایی از ایستگاه که ذرات ناخالصی گاز حذف شده است مورد استفاده قرار گیرد.

به دلیل هم قطر بودن قطر محفظه عبوری شیر با قطر لوله ، از این شیر در نقاط انشعاب از خط لوله اصلی استفاده می شود (در عملیات هات تب)

### **۳-۱۰-۳- موارد کاربرد شیرهای پروانه ای:**

کاربرد این شیر ها نیز مانند شیرهای یال در قسمتهای انتهایی ایستگاه و به عنوان شیرهای آب بندی می باشد.

### **۳-۱۰-۴- موارد کاربرد شیرهای سوزنی:**

این شیرها به منظور استفاده در خطوط سنسینگ لاینو نیز در زیر فشار سنج ها و ایزوله کردن اجزاء دستگاههای کنترل استفاده می گردد. نوع عملکرد آن به طوری است که می توان از آنها به عنوان محدود کننده جریان نیز استفاده نمود.

### **۳-۱۱- طراحی و انتخاب گرمکن :**

چنانچه در فصل روابط ترمودینامیکی گاز طبیعی به آن اشاره شد، افت فشار گاز طبیعی همراه با ایجاد برودت در اطراف دستگاه کاهش فشار (رگولاتور) می باشد و به منظور جلوگیری از این موضوع نیاز به گرم کردن گاز قبل از ورود به (رگولاتور) می باشد. نوع گرمکن های مورد استفاده در ایستگاه های گاز از نوع گرمکن هایی است که گاز در داخل یک سری Tube و آب داغ در اطراف این لوله ها به صورت یک بستر یکنواخت با درجه حرارت متعادل قرار می

گیرد. درحقیقت حرارت به صورت غیر مستقیم ابتدا به آب داده می شود و آب این حرارت را به گاز در حال جریان انتقال می دهد. از این رو این هیترها را گرمکن های غیرمستقیم نیز می گویند.

### **۳-۱۲- استاندارد طراحی هیترها**

#### **۳-۱۲-۱- کدها و استانداردها:**

بر اساس ۱۹۹۰-۱۰۴(۱)-IGS-ES-PM از استانداردهای زیر جهت هیترها استفاده شده است.

عملیات ساخت و بدنه بر اساس ASME VIII DIV. ۱

فلنج ها و اتصالات فلنج دار ANSI B ۱۶,۵

اتصالات جوشی و دنده ای ANSI B ۱۶,۱۱

تجهیزات کنترل ISA

تجهیزات الکتریکی IEC

#### **۳-۱۲-۲- مشخصات جنس و اجزاء:**

کوئل و هدرها ASTM A-۵۳ Grade B Sch ۸۰

ASTM A ۱۰۶ Grade B

API ۵L Grade B

اتصالات ASTM A ۲۳۴ Grade WP B Stainless

فلنج ها ASTM A ۱۰۵ or ASTM A-۱۸۱

بدنه تانک انبساط دودکش، پایه ها، شاسی و سائز اجزاء ساخت ASTM ۳A-۳۶

لوله های آتش خوار (ASTM A-۵۳ Fire Tubes)

ضخامت لوله ها برای تا ۲۴ اینچ ۰,۲۵۰ inch و از ۲۶ اینچ به بالا ۰,۳۱۲

فلنج های ورودی و خروجی گاز از نوع Welding Neck R.F. و کلاس ANSI-۶۰۰ میباشد.

کلیه قطعات و اجزاء و نیز مبانی ساخت هیتر باید بر اساس استانداردها و کدها (IGS) شرکت ملی گاز ایران و مطابق استانداردهای یاد شده در جزوه استاندارد شماره IGS-MS-PM-۱۹۹۰:۱۰۴(۱) باشد.

### ۳-۱۲-۳- مشخصات حرارتی و هیدرولیکی:

متوسط فلوی حرارتی (Average Heat Flux) باید حدود ۳۳۰۰۰ Kcal/hr.m<sup>۲</sup> یا ۱۲۱۷۲ BTU/hr.ft<sup>۲</sup> باشد.

حداکثر سرعت خطی گاز در لوله های کویل هیتر ۲۰ ft/sec (۷۰ m/s)

### ۳-۱۲-۴- محاسبات طراحی گرمکن:

چنانچه دیده شد درجه حرارت قبل و بعد از رگولاتور را می توان از فرمول زیر محاسبه نمود:

$$\frac{T_1}{T_2} = \left( \frac{P_1}{P_2} \right)^{\frac{k-1}{k}} \quad (۶-۲)$$

در این فرمول:

p<sub>۱</sub> و T<sub>۱</sub> فشار و درجه حرارت قبل از رگولاتور بر حسب PSIA و درجه رانکین

P<sub>۲</sub> و T<sub>۲</sub> فشار و درجه حرارت بعد از رگولاتور بر حسب PSIA و درجه رانکین

$$K = C_p / C_v$$

و دیدیم چنانچه بخواهیم درجه حرارت گاز خروجی از ایستگاه را در حدود ۴۰ تا ۶۰ درجه فارنهایت نگاه داریم درجه حرارت ورودی به رگولاتور باید بین ۱۳۶ تا ۱۶۰ درجه فارنهایت باشد.

مثال:

ذیلاً محاسبات مربوط به دستگاه گرمکن برای یک ایستگاه به ظرفیت ۱۰۰۰۰ SCMH آورده شده است.

فرض می کنیم درجه حرارت گاز ورودی به گرمکن حدود ۴۰ درجه فارنهایت باشد.

ابتدا از طریق فرمول ذیل مقدار وزن گاز عبوری را در ساعت به دست می آوریم:

$$\dot{m} = 76.4 \times G \times Q_{std} \quad (۷-۲)$$

در این فرمول:

m وزن گاز در واحد زمان بر حسب Lb/hr

G = دانسیته نسبی گاز حدود ۰٫۶۹

Q<sub>std</sub> = فلوی گاز بر حسب SCFH ۱۰۰۰ می باشد.

میزان حرارت لازم که باید گاز از هیتر دریافت نماید چنین محاسبه می شود. با توجه به

گرمای ویژه گاز در فشار ثابت (C=۰٫۵۷۲) طبق رابطه ی زیر محاسبه می گردد:



مقدار  $C_p$  (گرمای ویژه گاز در فشار ثابت) برای گاز طبیعی با  $\text{Specific Gravity} = 0.69$  و فشار ۱۰۰۰ PSIG از روی منحنی صفحه بعد برابر ۰.۶۵ به دست می آوریم.

$$Q = \dot{m} \times C_p \times \Delta T$$

$$10000 \times 35.28 = 352800 \text{ SCFH} = 352.8 \text{ MSCFH}$$

$$\dot{m} = 76.4 \times 0.69 \times 352.8 = 18598 \text{ Lb/hr}$$

$$\Delta H = Q = 18598 \times 0.65 \times (136 - 40) = 1160515.2 \text{ BTU/hr}$$

بنابراین با توجه به Heat Flux هیترها (حدود  $12172 \text{ BTU/hr.ft}^2$ ) می توان سطح حرارتی لازم را حساب نمود.

بنابراین سطح تبادل هیتر باید در حدود  $133 \text{ m}^2$  باشد.

حال با توجه به مشخصات و جداول سازندگان هیتر می توان ظرفیت و مدل هیتر را با در دست داشتن سطح حرارتی حدود  $2133 \text{ m}^2$  و یا ظرفیت حرارت دهی مفید حدود  $17408000 \text{ BTU/hr}$  انتخاب نمود.

### ۳-۱۲-۵- مکان استقرار و انواع هیترهای مورد استفاده

هیترهای مورد استفاده در ایستگاههای گاز بر حسب ظرفیت و نوع ایستگاه، دو نوع می باشد: الکتریکی و نوع حرارتی انواع الکتریکی در ایستگاههای کوچک و نوع حرارتی در ایستگاههای بزرگ استفاده می گردد.

در هنگام طراحی جا نمایی اجزاء ایستگاه هایی که از هیتر حرارتی استفاده می گردد مسئله رعایت نکات ایمنی بسیار اهمیت دارد لذا فاصله از ایستگاه و نیز جهت باد غالب در منطقه استقرار ایستگاه باید در نظر گرفته شود و مهندس طراح باید هیترها را در جایی استقرار دهد جهت باد از ایستگاه به طرف هیتر نباشد و نیز حداقل فاصله ایمن رعایت گردد.

هیترهای الکتریکی در ایستگاه های کابینتی مورد استفاده قرار می گیرد.

بنا به اعلام شرکت ملی گاز ایران، هیترهای الکتریکی جزء مشخصات فنی ایستگاه های گاز نمی باشد.

### ۳-۱۳- شیر اطمینان قطع کننده

حساسیت ایستگاه های تقلیل فشار و نیز خطوط لوله به تغییرات فشار، ایجاب می کند از سیستم های ایمنی خاصی استفاده گردد.

در ایستگاه های گاز افزایش فشار به هر دلیلی (عدم عملکرد شیرتقلیل فشار، یا شیر اطمینان و سایر دلایل) می تواند برای تجهیزات مصرف کننده و یا شبکه گاز خطر آفرین باشد و یا حداقل موجب صدمات خاص به دستگاه ها گردد به ویژه در نیروگاه های گاز هر یک از دستگاه ها از رگولاتورهای خاصی استفاده می نمایند که بسیار نسبت به افزایش فشار ورودی حساس می باشند.

بنابراین به هر نحو باید به ویژه، خطوط بعد از ایستگاه گاز را در مقابل افزایش فشار در دامنه خاصی از فشار تنظیم شده، محافظت نمود. عملکرد S.S.O.V. در ایستگاه های تقلیل فشار به نحوی است که اگر فشار بعد از شیرهای تقلیل فشار به هر دلیلی از میزان تعیین شده افزایش یابد جریان گاز را قطع خواهد نمود.

مکان نصب S.S.O.V. قبل از دستگاه اندازه گیری جریان و شیر تقلیل فشار می باشد و در هنگامی که شیر رگولاتور عمل ننماید و فشار گاز در بعد از رگولاتور از حد معینی افزایش یابد مسیر جریان گاز را سریعاً قطع می نماید.<sup>۱۳</sup>

### **۳-۱۳-۱- شرح دستگاه:**

اجزاء دستگاه عبارتند از:

بدنه شیر که معمولاً تشکیل شده است از یک شیر توپی و غیره. سیستم کنترل

عمل کننده که معمولاً به صورت نیوماتیک که با فشار گاز ورودی تغذیه می گردد. سازندگان شیرهای فوق امروزه سیستم های کنترل مختلفی را به منظور عملکرد دستگاه به کار می برند و هر یک از انواع سیستم های کنترل (نیوماتیک، الکترومگنتیک و الکترونیک) را در ساخت محصولات تولیدی خود به کار می برند.

### **۳-۱۳-۲- استانداردهای ساخت:**

استانداردهای ساخت بدنه شیر و کلاس انتخاب آنها مطابق موارد یاد شده در استاندارد-IGS ۱۹۹۶:۳۰۱(۱)-MS-IN شرکت ملی گاز ایران آورده شده است. در هنگام سفارش شیر های S.S.O.V. باید موارد ذیل ذکر گردد:

---

<sup>۱۳</sup> Slam –Shut off

اندازه شیر: Inch

Working Pressure و کلاس ANSI.... شیر

فشار قطع بالایی و پایینی

فشار پایینی تنظیم شده بر روی دستگاه

دمای گاز

نوع نصب

ماکزیمم درجه حرارت زیر آفتاب مستقیم

حد اکثر رطوبت نسبی

نوع اتصال شیر به خط

کلاس شیر ANSI....

نوع تماس فلنج شیر

### ۳-۱۳-۳ شیر تنظیم فشار

مهمترین بخش ایستگاه های تقلیل فشار بخش رگولاتور یا تنظیم کننده فشار جریان گاز می باشد. چنانچه در بخش های قبل ملاحظه شد گاز بعد از عمل فیلتراسیون وارد بخش کاهش فشار و یا تنظیم فشار می گردد که در آن هدف، کاهش فشار گاز از فشار موجود در شبکه به فشار مورد نیاز مصرف کننده می باشد. لازم است در اینجا در مورد اصول تئوریک تنظیم و یا تقلیل فشار اشاره مختصری انجام پذیرد. (مشخصات شرکت ملی گاز ایران Spec-SR100 می باشد)

هدف از تنظیم اتوماتیک فشار (تنظیم و کاهش فشار به مقدار معین) ثابت نگاه داشتن فشار گاز مورد نیاز مصرف کننده می باشد و در حقیقت در سیستم تنظیم فشار دستگاه کنترل هر لحظه فشار پایین دست را اندازه گیری نموده و با فشار مورد دلخواه (تنظیم شده) مقایسه می نماید و نهایتاً با اعمال مکانیزم های خاص خود، فشار خروجی را در حد مقدار مورد دلخواه ثابت نگاه می دارد بنابراین مهمترین وظیفه آن، ثابت نگاه داشتن فشار در پایین دست خود در حالتی که جریان و فشار در بالا دست تغییر نماید.

به منظور انجام این هدف سیستم کنترل باید قادر باشد چهار موضوع را انجام دهد.

اندازه گیری فشار خروجی و یا خروجی سیستم

مقایسه این خروجی با مقدار مورد دلخواه و فشار ورودی

تحلیل و مقایسه فشار خروجی و فشار تنظیم شده  
نهایتاً صدور فرمان مورد نیاز جهت تنظیم ساختار کنترل  
بنابراین یکی از اجزاء اصلی سیستم کنترل خط اتصال نتیجه سیستم کنترل می باشد که  
اصطلاحاً خط برگشت می باشد. که در مورد رگولاتورهای گاز این انتقال توسط لوله انجام  
می پذیرد.

رگولاتورهای مورد استفاده در واحدهای تقلیل فشار گاز بر حسب نوع المان های به کار برده  
شده به دو دسته تقسیم می گردند.  
رگولاتورهای با المان های لاستیکی  
رگولاتورهای با المان های فلزی

### ۳-۱۴- رگولاتورهای با المان قابل انعطاف (لاستیکی) :

معمول ترین رگولاتورهایی که امروزه در صنعت گاز و به ویژه در ایستگاه های تقلیل فشار به  
کار گرفته می شود از نوع دیافراگمی می باشد که اولین بار در سال ۱۹۵۰ طراحی و به بازار  
عرضه گردید. به این نوع رگولاتورها ی تیوبی گفته می شود و علت این نامگذاری نیز ساختار  
آن می باشد که در آن یک پوشش لاستیکی به روی یک محفظه فلزی شیاردار قرار می گیرد.  
در حقیقت این پوشش لاستیکی موجب جدا شدن فضای ورودی و خروجی شیر می گردد. و  
این غشاء یا پوشش لاستیکی در اثر عبور جریان منبسط می گردد.  
این نوع رگولاتور دارای مزایای زیادی می باشد که موجب کار برد وسیع آن در ایستگاه های  
تقلیل فشار گردیده است.

ساختار ساده آن که در آن فقط یک المان متحرک وجود دارد.  
عملکرد آرام و بطنی آن در مقایسه با انواع شیرهای کف فلزی  
سیستم کنترل آن به صورت پیلوت بوده که موجب افزایش دقت عمل آن می گردد.  
بالا بودن رنجیبلیتی

وسیع بودن دامنه ساخت آن از ۱ اینچ تا ۱۲ اینچ (ANSI cl. ۶۰۰-۱۵۰)  
ارزان بودن قابلیت کاربری آن در شیرهای تقلیل فشار و شیرهای اطمینان در سال ۱۹۷۰ یک  
کمپانی آمریکایی نوع سبک تر و کوچکتر آن به بازار عرضه نمود، که امروزه بسیار رایج است  
و ما نیز در اغلب ایستگاه های گاز کشور آن را مورد استفاده قرار می دهیم.

این نوع شیرها علیرغم مزایای زیاد آن معایبی هم دارد که از آن جمله می توان: حداقل اختلاف فشار لازم جهت عملکرد صحیح شیر با تغییر ضخامت و خاصیت الاستیسیته لاستیک درون شیر تغییر می کند.

اندازه و ظرفیت شیر با وضعیت لاستیک درون شیر تغییر می کند. کش آمدن لاستیک درون شیر گاهی موجب بسته شدن (شات آپ) شیر می گردد. تعمیرات شیر مشکل بوده و برای تعمیرات، لازم است شیر از جای خود باز شود و خط جریان گاز بسته شود.

بعضی از مدل های آن استاندارد ANSI را پوشش نمی دهد بنابراین لازم است اصلاحاتی در لوله کشی مربوطه انجام پذیرد.

بعدها شیرهایی طراحی گردید که اولاً امان تنظیم کننده فشار به صورت دیافراگم لاستیکی مسلح ۱۴ طراحی می گردد و از همه مهمتر مدل طراحی به نحوی بود که به امان های داخل شیر از بالا دسترسی وجود داشت. بنابراین در هنگام تعمیرات رگولاتور نیاز به جدا شدن از مسیر جریان گاز نمی بود. و از مزایای زیر نیز برخوردار بود:

تعمیرات ساده تر به خاطر اینکه عنصر قابل تعویض در بالای شیر اصلی قرار دارد و نیاز به باز کردن شیر از خط اصلی نمی باشد.

حداقل افت فشار جهت باز کردن کامل مجرای شیر ثابت می باشد به دلیل اینکه عنصر قابل انعطاف آن در اثر باز شدن شیر افزایش طول نمی دهد. (کش نمی آید)

عکس العمل سریع شیر در مقابل تغییرات فشار به دلیل به کار بردن شبکه بافته شده در عنصر ارتجاعی (دیافراگم)

یک دیافراگم برای کلیه افت فشارها کافی می باشد.

این نوع رگولاتور مورد توجه کلیه سازندگان قرار گرفت.

### ۳-۱۴-۱- اصول کارکرد

اصول کاری کلیه شیرهای تنظیم فشار بر مبنای عملکرد واحد ۱۵ آن می باشد. در این شیرها یک پیلوت جهت کاهش فشار دیافراگم و نیز یک آمپلی فایر جهت افزایش و یا کاهش فشار در واحد کنترل به کار گرفته شده است.

<sup>۱۴</sup> Non Stretching Fabric Rainforced Rubber

<sup>۱۵</sup>Flexible

بنابراین واحد کنترل دارای دو تغذیه کننده است:

محدود کننده جریان ثابت

پایلوت کنترل

که به صورت سری در مدار کنترل قرار می گیرد.

چنانچه دیده می شود یک محدود کننده جریان که دارای سطح مقطع کوچکتري می باشد در ابتدای مسیر قرار داشته و سپس مجرای اورفیس پایلوت کنترل قرار دارد.

در حالتی که شیر به صورت PRV عمل می کند پایلوت از طریق یک سنسینگ لاین فشار پایین دست را احساس می نماید. در حالتی که فشار پایین دست افت نماید پایلوت مجرای خود را باز نموده و فشار در محفظه کنترل کننده کاهش یافته و فشار و نتیجتاً مجرای خود را باز نموده و فشار در محفظه ی کنترل کننده کاهش یافته و فشار و نتیجتاً فشار پشت دیافراگم مجرای اصلی شیر کم شده و نهایتاً گاز از فشار بالا دست به فشار پایین دست جریان پیدا می کند تا زمانی که فشار پایین دست به فشار مطلوب برسد.

در حالتی که از شیر به عنوان BPV استفاده می شود سنسینگ لاین به بالا دست شیر متصل می شود و عملکرد پایلوت دقیقاً عکس حالت شیر فشارشکن می گردد. در این حالت افزایش فشار در بالا دست به پایلوت انتقال یافته و موجب می گردد که مجرای پایلوت بیشتر باز شده و فشار پشت دیافراگم مجرای اصلی شیر کم شود و نتیجتاً مقداری گاز از شیر خارج شود.

نکته ای که در کنترل در این رگولاتورها اهمیت دارد دبی گاز در محدود کننده جریان می باشد. یعنی با تنظیم جریان در آن می توان میزان عکس العمل شیر را در مقابل تغییرات فشار در هر دو حالت (BPV, PRV) را تنظیم نمود. هر قدر جریان گاز در محدود کننده جریان کم تر باشد حساسیت دستگاه بالاتر رفته و نتیجه ی عمل، کم و زیاد کردن جریان اصلی به آهستگی انجام می پذیرد و هر قدر مقدار جریان در بیشتر باشد موجب افزایش عکس العمل شیر در مقابل تغییرات فشار می گردد (پایداری بیشتر جریان).

### ۳-۱۴-۲- محاسبات رگولاتور

مهم ترین بخش طراحی ایستگاه گاز تعیین اندازه و محاسبات شیر رگولاتور فشار گاز می باشد. تعیین اندازه ی صحیح رگولاتور موجب:

کاهش هزینه تعمیرات

کاهش مشکلات تیم بهره برداری

کاهش مشکلات مصرف کننده

(۸-۲)

$$C_g = \frac{Q}{P_1 \sqrt{\frac{520}{G.T}}}$$

در این فرمول:

Q = جریان گاز در شرایط استاندارد (SCFH)

G = دانسیته نسبی گاز ۰,۶۹

P<sub>1</sub> = فشار ورودی به رگولاتور بر حسب PSIA

C<sub>g</sub> = ضریب تعیین اندازه شیر.

T = درجه حرارت گاز بر حسب رانکین (°F + ۴۶۰)

بنابراین جهت محاسبه اندازه شیر لازم است معادله را برای C<sub>g</sub> به دست آوریم.

سازندگان شیر طی جدولی اندازه رگولاتورها را بر حسب اینچ در مقابل مقدار C<sub>g</sub> بیان

می نمایند بنابراین با به دست آوردن مقدار C<sub>g</sub> می توان اندازه شیر را به دست آورد.

جدول ۳-۶: اندازه رگولاتورها

Nominal C <sub>g</sub>	Approximate Valve Size (Inch)
۵۰۰	۱
۲۰۰۰	۲
۳۰۰۰	۳
۶۰۰۰	۴
۱۲۰۰۰	۶
۲۰۰۰۰	۸
۳۰۰۰۰	۱۰
۴۰۰۰۰	۱۲

برای به دست آوردن اندازه صحیح شیر رگولاتور باید در معادله به جای P<sub>1</sub> فشار حداقل

ممکن را قرار داد و برای به دست آوردن ماکزیمم دبی خروجی از رگولاتور باید به جای P<sub>1</sub>

ماکزیمم فشار ممکن را قبل از رگولاتور در نظر گرفت.

### ۳-۱۴-۳- اندازه رگولاتور

برای مشخصات ذیل :

$$Q = 10000 \text{ SCMH} = 352800 \text{ SCFH} / 2 = 176400$$

$$P_1 = 1000 \text{ PSIG}$$

$$G = 0.69$$

$$T = 136^\circ F$$

برای انتخاب رگلاتور چون ایستگاه در سه RUN طراحی شده و دو ران همزمان فعال بوده و یک ران در حاحت رزرو میباشد Q کل را تقسیم بر ۲ میکنیم و در فرمول قرار میدهیم مراحل لازم جهت تعیین اندازه صحیح یک رگولاتور نشان داده می شود. باید گفته شود که همین طور که فشار گاز در رگولاتور کاهش می یابد سرعت گاز زیاد می شود و در یک نقطه معین سرعت گاز به سرعت صوت در آن سیال می رسد. (در مورد گاز طبیعی سرعت صوت برابر ۱۴۰۰ ft/sec) و این سرعتی است که در رگولاتور موجب خفگی یا شوک می شود و در این حالت هیچ مقدار اضافه گاز از رگولاتور عبور نمی نماید مگر فشار گاز افزایش یابد. بنابراین می توان در حداکثر مقدار، تابع سینوسی را برابر یک فرض نمود و معادله را حل کرد.

$$C_g = \frac{176400}{(1000 + 14.7) \times \sqrt{\frac{460 + 136}{0.69 \times (640 + 136)}} = 147.87$$

$$147.87 \times 1.25 = 184.83$$

بنابراین سایز رگولاتور مطابق جدول ۱ in می باشد.

می توان مراحل تعیین اندازه رگولاتور را به شرح ذیل بیان نمود:

۱. مقدار Cg را مطابق فرمول بر اساس مفروضات مساله حساب می کنیم.
  ۲. Cg به دست آمده را ۲۰- تا ۲۵ درصد افزایش می دهیم.
  ۳. کلاس بدنه رگولاتور را بر اساس حداکثر فشار ورودی ممکن انتخاب می کنیم.
  ۴. اندازه شیر را بر اساس جدول سازنده با در دست داشتن مقدار Cg به دست می آوریم.
  ۵. دامنه فشار پایلوت را با توجه به فشار خروجی تعیین می نماییم.
- در حالتی که از Standby Monitor جهت طراحی رگولاتور استفاده می شود باید به مقدار Cg ، ۳۰٪ افزایش اعمال نمود. در حالتی که از Working Monitor استفاده شود و فشار بین دو رگولاتور کنترل شود باید هر یک از رگولاتورها را بر اساس فشار ورودی خود تعیین اندازه نمود.



### ۳-۱۴-۴- روابط ترمودینامیکی حاکم در رگولاتورها

با کاهش فشار در رگولاتور سرعت گاز افزایش می یابد. چنانچه قبلاً اشاره شد فرمول ترمودینامیک در مورد عبور گاز از یک شیر فشار شکن به شکل زیر است:

$$h_1 + \frac{V_1^2}{2g} = h_2 + \frac{V_2^2}{2g} \quad (9-2)$$

در حالتی که ضریب ژول-تامپسون مثبت است، می باشد. بنابراین داریم:

$$\frac{V_2^2}{2g} - \frac{V_1^2}{2g} = h_1 - h_2$$

$$V_2^2 - V_1^2 = 2g(h_1 - h_2) \quad (10-2)$$

چون  $h_1 - h_2$  مثبت است لذا می گردد. بنابراین با توجه به این که باید سرعت خطی گاز در داخل لوله از حد معینی ( $20 \text{ m/s}$ ) بیشتر نباشد، لذا بعد از رگولاتور سرعت گاز افزایش می یابد. بنابراین باید در طراحی ایستگاه سائز لوله بعد از رگولاتور را نسبت به سائز لوله ی قبل از رگولاتور گاهی تا دو اندازه بالاتر در نظر گرفته شود (رعایت حد اکثر مجاز سرعت گاز در لوله ( $20 \text{ m/s}$ ))

در بعضی نقاط ممکن است سرعت گاز به سرعت بحرانی برسد (سرعت بحرانی سرعت صوت در گاز در فشار معین می باشد).

در مورد گاز این سرعت حدود  $1400 \text{ (ft/sec) (} 427 \text{ m/s)}$  است و در این حالت در شیر حالت خفگی ایجاد می شود و این حالت رفع نمی شود مگر این که فشار بالا دست شیر را افزایش داد. در فرمول فوق تابع سینوسی، در حقیقت درصد سرعت بحرانی را تعیین می نماید. اگر سرعت گاز در داخل شیر به سرعت بحرانی برسد، مقدار تابع سینوسی برابر یک می شود و اگر میزان سرعت کمتر از سرعت بحرانی باشد مقدار تابع سینوسی باید حساب شود و نتیجه آن در معادله اعمال گردد.

کلیه سازندگان شیرهای رگولاتور به منظور جلوگیری از پدیده ناشی سرعت بحرانی پیشنهاد می کنند ضریب  $C_g$  در ضرایب  $1.2 - 1.25$  ضرب گردد و حاصل در تعیین اندازه شیر ملاک قرار داده شود. بنابراین مراحل سائزینگ شیر رگولاتور به طور خلاصه چنین است:

میزان  $C_g$  را حساب نموده و در ضریب  $1.2 - 1.25$  ضرب شود.

کلاس بدنه شیر با توجه به فشار ورودی و استانداردهای ساخت بدنه شیر تعیین گردد.

مقدار افت فشار عملی بزرگتر از افت فشار مینیمم باشد.

اندازه شیر با توجه به میزان Cg از روی جدول سازنده شیر انتخاب شود. دامنه فشار پیلوت بر مبنای فشار خروجی انتخاب شود. در حالتی که از Stand by Monitor استفاده می شود مقدار ۳۰ درصد به میزان Cg به منظور جبران افت ظرفیت دو رگولاتور نسبت به هم باید اضافه نمود. و در حالتی که از Working Monitor استفاده می شود باید اندازه هر یک از رگولاتورها جداگانه محاسبه گردد.

### ۳-۱۵- بودار کننده گاز

تاریخ جدید بشری در رابطه با ایمنی عمومی و حفاظت از محیط زیست به گونه ای مختلف با قرون گذشته عمل می کند. مسائل زیست محیطی و ایمنی عمومی جایگاه خود را از اعماق بایگانی ها به اهداف و آرمانهای بشری داده اند دلیل این امر علاوه بر ارتقاء دانش بشری در مورد محصولات و خدمات لازم در موارد ایمنی، اثرات ناشی از افزایش جمعیت بر محیط زیست و رعایت موارد ایمنی عمومی نیز می باشد.

برای صنعت گاز طبیعی یکی از راه های اساسی برای رعایت ایمنی عمومی تشخیص سریع و مطمئن آن می بود که راحت ترین راه آن بودار کردن آن (تشخیص توسط حس شامه) می باشد.

بودار کردن گاز طبیعی ابتدا در آلمان به سال ۱۸۸۰ توسط Von-Quaglios با به کارگیری گاز Ethyl-Mercaptan انجام شد.

قابل توجه اینکه در زمان های گذشته ناخالصی های موجود در گاز طبیعی بوی لازم را تولید می نمود ولی با خالص شدن گاز طبیعی و پیشرفت در تصفیه آن دیگر در گاز چیزی برای آشکار کردن نشت<sup>۱۶</sup> و وجود آن در محیط زیست پیدا نمی شد.

### ۳-۱۵-۱- انواع دستگاههای بودار کننده

بودارکننده های مورد مصرف در ایستگاههای گاز بر حسب موقعیت استقرار آنها در ایستگاه گاز به دو دسته تقسیم می گردند:

بودار کننده کنار گذر

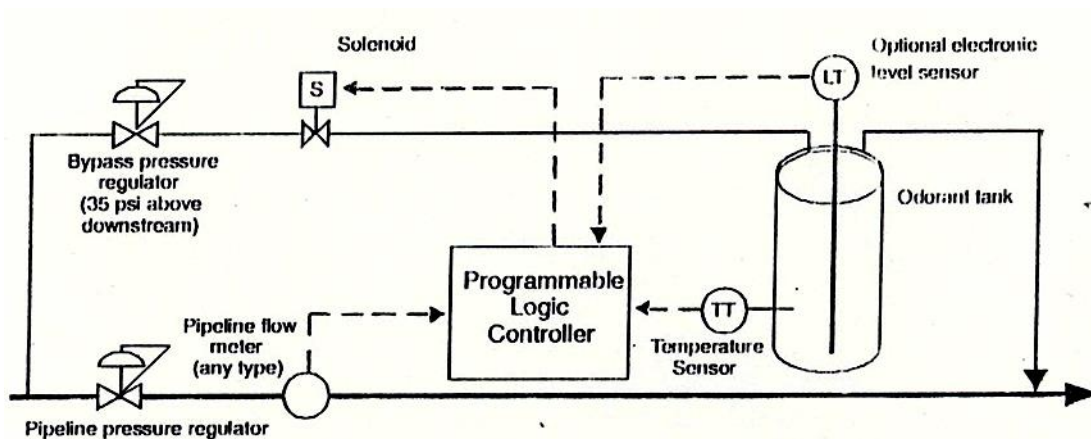
بودار کننده تزریقی

---

<sup>۱۶</sup>Leakage

### ۳-۱۵-۲- بودار کننده کنار گذر:

بودار کننده کنار گذر یکی از متداولترین نوع دستگاههای بودار کننده در جهان می باشد. در این سیستم اطلاعات لازم از کنتور ایستگاه و نیز درجه حرارت گاز و سطح مایع داخل مخزن بودارکننده به یک مرکز کنترل ارسال می گردد و سپس سیستم بر اساس اطلاعات دریافتی مقدار گاز مورد نیاز را که از پیش مقدار غلظت آن در گاز تنظیم شده است را وارد جریان گاز می نماید. شمای ذیل منطق عملکرد یک بودار کننده کنار گذر را نشان می دهد.



شکل ۳-۲: منطق عملکرد یک بودار کننده کنار گذر

مزایای سیستم بودار کننده کنار گذر:

هیچ قطعه متحرک در آن بکار برده نشده است

احتمال نشت بسیار پایین

دامنه وسیع ظرفیت

سهولت بهره برداری و تعمیرات

دقت بسیار مطلوب

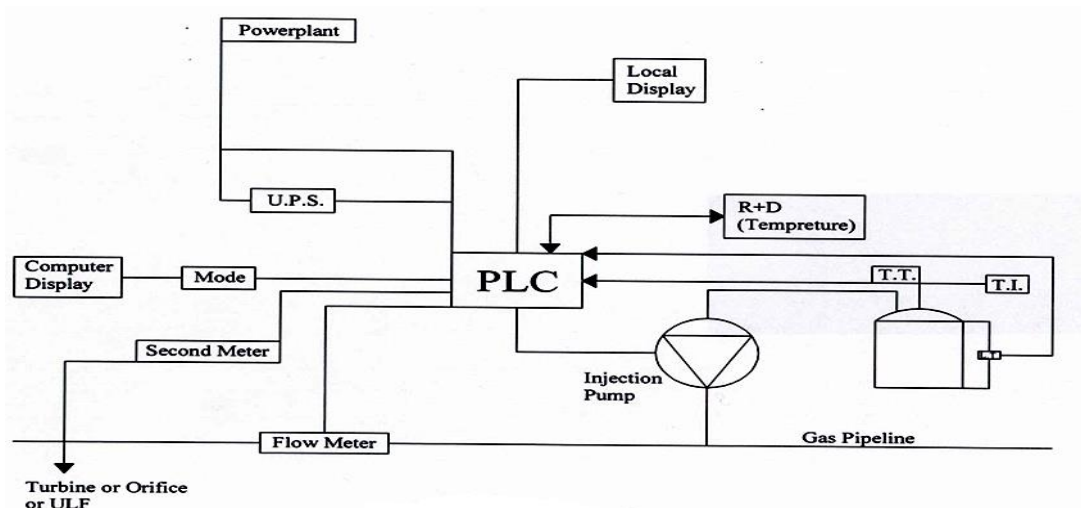
قابلیت بکار گیری از تانکهای رزرو

قابلیت کنترل از راه دور

### ۳-۱۵-۳- بودار کننده تزریقی:

در سیستم بودار کننده تزریقی عمل تزریق مایع بودار کننده توسط یک پمپ دیافراگمی با فشار بالا انجام می شود در تزریق کننده های امروزی مدار فرمان و کنترل سیستم توسط یک PLC انجام می شود.

عملکرد سیستم به نحوی است که میزان گذر گاز توسط یک ترانسمیتر که به کنتور ایستگاه متصل هست بر حسب ولت و یا میلی آمپر به سیستم کنترل مرکزی تزریق کننده ارسال می گردد. این سیستم که میزان شدت<sup>۱۷</sup> تزریق در آن تنظیم شده است (قابل تنظیم) براساس میلی آمپر ارسالی از ترانسمیتر که خود تابعی از عبور جریان گاز می باشد فرمان میزان تزریق را به صورت تعداد پالس صادر می نماید. امروزه به دلیل به کارگیری انواع سیستم های الکترونیک قابلیت های دقت در تزریق را در حد میلی گرم در استاندارد متر مکعب در ساعت افزایش داده اند. نحوه عملکرد بودارکننده تزریقی در صفحه بعد نمایش داده شده است.



شکل ۳-۳: دیاگرام یک سیستم بودار کننده تزریقی

### ۳-۱۵-۴- استانداردها

استاندارد شرکت ملی گاز ایران به شماره ۱۹۹۶ : IGS-MS PM ۱۰۱(۰) برای بودار کننده تزریقی، و به شماره IGS-PM-۱۰۰ برای بودار کننده کنار گذرمیباشد. که از استانداردهای بین المللی ذیل در استانداردهای شرکت ملی گاز ایران به عنوان مأخذ استفاده شده است.

<sup>۱۷</sup>rate

بدنه ظرف و کلیه اتصالات و شیرها ۱ DIV ۸ ASME Sec از جنس ۷۰ Gr ۵۱۶ A

ابزار و ادوات الکتریکی ۶ Part ۵۵۰۱ BS

لوله های تحت فشار ۳۱,۳ ANSI B

سیستم لوله کشی و توزیع گاز ۳۱,۸ ASME/ANSI B

سوکت ها ۲,۲ & ۱۸,۲ ANSI B

واشرها ۱۶,۲۰ ANSI B

اتصالات فورج شده و سوکت ولدینگ ۱۶,۱۱ ANSI B

اتصالات فورج شده و رزوه ای ۱۶,۱۱ ANSI B

فلنج های لوله و فلنج اتصالات ۱۶,۵ ANSI B

### ۳-۱۵-۵- مبانی انتخاب دستگاه:

سیستم تزریق دستگاه باید به نحوی باشد که بتواند حداکثر مقدار بودار کننده یعنی ۲۵ mg به ازای هر متر مکعب گاز را به خط انتقال تزریق کند. بنابراین مبنای تعیین ظرفیت دستگاه بر اساس ماکزیمم ظرفیت ایستگاه و بر اساس حد اکثر شدت (rate) تزریق یعنی ۲۵ mg/SCMH می باشد که در آن صورت با یک محاسبه ساده میزان ظرفیت دستگاه و به تبع آن حجم مفید تانک ذخیره بدست خواهد آمد.

$$R = 15 - 25Mg / SCMH$$

$$Q = 25(Mg / SCM) \times 10000SCMH = 250000Mg / Hr = 0.25Kg / Hr$$

$$StorageTankCapacity : for one month = 0.25 \times 24 \times 30 = 180litres$$

### ۳-۱۵-۶- مشخصات کلی دستگاه بودار کننده تزریقی:

مخزن دستگاه حداقل گنجایش یک ماه مصرف ماده بودار کننده را داشته باشد. دستگاه مجهز به بورت برای کالیبراسیون پمپ یا سیستم تزریق باشد. همچنین سیستم تزریق مجهز به فلومتر باشد.

جنس مخزن (مخزن استیل ۷۰ G ۵۱۶ A) با پوشش داخلی رنگ اپوکسی به ضخامت حداقل ۳۰۰ میکرون یک لایه پرایمر یک لایه زیر رنگ و دو لایه رنگ اصلی و جنس لوله کشی ها از فولاد ضد زنگ AISI ۳۱۶ باشد.

سایر مشخصات بر اساس استاندارد ۰-(۱۰۱) IGS-MS-PM باشد.

### ۳-۱۵-۷- مبانی انتخاب ماده ی بودار کننده:

انتخاب ماده بودار کننده باید با توجه به شرایط خطوط لوله و کیفیت گاز انتخاب شود. ولی به طور کلی در کشور ما از دو بودار کننده ذیل استفاده می گردد که با توجه به مشخصات گاز طبیعی

تتراهیدرو تیوفن با فرمول شیمیایی  $C_4H_{8S}$

مرکاپتان MERCAPTAN که مخلوطی از مواد شیمیایی زیر می باشد.

TERTIARY BUTYLE MERCAPTAN ۱۰%APPROX-

### ۳-۱۶- مبانی انتخاب و محاسبه جریان سنج

در انتخاب جریان سنج لازم است به موارد اشاره شده در فوق دقت کافی به عمل آید تا بتوان مناسب ترین نوع جریان سنج را با توجه به کاربری، میزان دقت، هزینه سرمایه گذاری اولیه، راهبری سیستم و قابلیت رنجیابی انتخاب نمود.

بنابراین انتخاب کنتور بر اساس مبانی ذیل خواهد بود

نوع کنتور

اندازه لوله هدایت گاز

اندازه ۱۸ G

فشار کار ماکزیمم و مینیمم

درجه حرارت سیال ماکزیمم و مینیمم

درجه حرارت محیط ماکزیمم و مینیمم

مشخصات فیزیکی شیمیایی گاز عبوری (به منظور تعیین جنس کنتور از نظر خوردگی و غیره)

کلاس استاندارد DIN یا ANSI به منظور تعیین کلاس فلنج کنتور

موقعیت نصب: افقی یا عمودی

تجهیزات جانبی نظیر تصحیح کننده حجم و درجه حرارت

---

<sup>۱۸</sup>G-rate

### ۳-۱۶-۱- محاسبات کنتور

### ۳-۱۶-۲- محاسبه G-rate:

جدول ۷-۳: جی ریت و سائز جریان سنج

#### Characteristics

##### A) Technical data sheet

##### Rangeability and pulse values

					With the correction gears 32/40 (correction 0%)						
G size	DN	Max Flow	Rangeability	1 Imp LF	1 Imp MF	Freq MF at Qmax	1 Imp HF2	Freq HF2 at Qmax	1 Imp HF3	Freq HF3 at Qmax	RPM at Qmax
	(mm)	(m³/h)	(1)	(m³/Imp)	(dm³/Imp)	(Hz)	(dm³/Imp)	(Hz)	(dm³/Imp)	(Hz)	(min⁻¹)
G65	50	100	10	01	5.29655	5.24	-	-	0.00871	3188	15939
G100	80	160	20	1	22.85714	1.94	0.07521	591	0.03760	1182	5910
G160		250	20 or 30		22.85714	3.04	0.07521	923	0.03760	1847	9334
G250		400	20 or 30		39.72414	2.80	0.13071	850	0.06535	1700	8501
G160	100	250	20	1	22.85714	3.04	0.06211	1118	0.06211	1118	4193
G250		400	20 or 30		22.85714	4.86	0.06211	1789	0.06211	1789	6708
G400		650	20 or 30		39.72414	4.55	0.10795	1673	0.10795	1673	6272
G400	150	650	20	1	22.85714	7.90	0.15238	1185	0.15238	1185	3555
G650		1000	20 or 30		22.85714	1215	0.15238	1823	0.15238	1823	5469
G1000		1600	20 or 30		39.72414	1119	0.26483	1678	0.26483	1678	5035
G650	200	1000	20	10	218.9474	1.27	0.35732	777	0.35732	777	2332
G1000		1600	20 or 30		218.9474	2.03	0.35732	1244	0.35732	1244	3732
G1600		2500	20 or 30		397.2414	1.75	0.64829	1071	0.64829	1071	3214
G1000	250	1600	20	10	228.5714	1.94	0.57319	775	0.57319	775	1939
G1600		2500	20 or 30		228.5714	3.04	0.57319	1212	0.57319	1212	3029
G2500		4000	20 or 30		397.2414	2.80	0.99617	1115	0.99617	1115	2789
G1600	300	2500	20	10	218.9474	3.17	0.86064	807	0.86064	807	1729
G2500		4000	20 or 30		218.9474	5.07	0.86064	1291	0.86064	1291	2767
G4000		6500	20 or 30		397.2414	4.55	1.56148	1156	1.56148	1156	2478
G2500	400	4000	20	10	218.9474	5.07	2.05391	541	2.05391	541	1159
G4000		6500	20 or 30		218.9474	8.25	2.05391	879	2.05391	879	1884
G6500		10000	20 or 30		397.2414	6.99	3.72647	745	3.72647	745	1597
G4000	500	6500	20 or 30	10	218.9474	8.25	2.05391	879	2.05391	879	1884
G6500		10000	20 or 30		397.2414	6.99	3.72647	745	3.72647	745	1597

(1) For greater than 1.20, refer also to your National Approval

$$G - rate \cong \frac{Q_{max}}{c} \quad (11-2)$$

C= ضریب تصحیح

$$G - rate \cong \frac{10000}{18.65} = 536.04$$

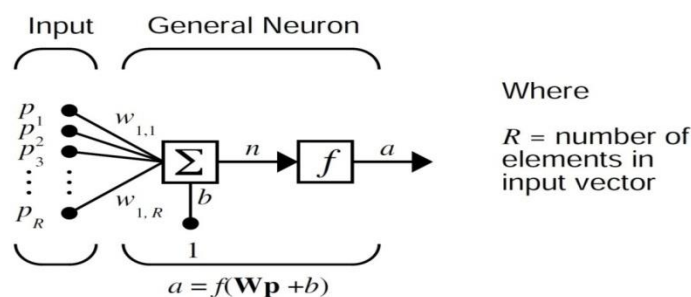
با مراجعه به جدول میتوان جی ریت و سائز جریان سنج را انتخاب نمود.

$$G-RATE= ۴۰۰$$

$$SIZE= ۶ IN$$

### ۳-۱۷- شبکه عصبی

در حالت کلی، یک شبکه عصبی از مجموعه یا مجموعه‌ای از نورون‌های به صورت فیزیکی به هم متصل یا از لحاظ عملکردی به هم وابسته تشکیل شده است. هر نورون می‌تواند به تعداد بسیار زیادی از نورون‌ها وصل باشد و تعداد کل نورون‌ها و اتصالات بین آن‌ها می‌تواند بسیار زیاد باشد. اتصالات، که به آن‌ها سیناپس گفته می‌شود، معمولاً از آکسون‌ها و دندریت‌ها تشکیل شده‌اند. هوش مصنوعی و مدلسازی شناختی سعی بر این دارند که بعضی از خصوصیات شبکه‌های عصبی را شبیه سازی کنند. این دو اگرچه در روش‌هایشان به هم شبیه هستند اما هدف هوش مصنوعی حل مسائل مشخصی است در حالی که هدف مدل سازی شناختی ساخت مدل‌های ریاضی سامانه‌های نورونی زیستی است. روشی برای محاسبه‌است که برپایه اتصال به همپیوسته چندین واحد پردازشی ساخته می‌شود. شبکه از تعداد دلخواهی نرون تشکیل می‌شود که مجموعه ورودی رابه خروجی ربط می‌دهند. هر نورون می‌تواند به تعداد بسیار زیادی از نرون‌ها وصل باشد و تعداد کل نورون‌ها و اتصالات بین آن‌ها می‌تواند بسیار زیاد باشد. شکل (۴-۹) شماتیک کلی از یک شبکه عصبی را نشان می‌دهد [۳۲] ، [۳۱].



شکل ۳-۴: شماتیک کلی از شبکه عصبی [۳۱]

### ۳-۱۷-۱- ساختار شبکه‌های عصبی

یک شبکه عصبی شامل اجزای سازنده لایه‌ها و وزن‌ها می‌باشد. رفتار شبکه نیز وابسته به ارتباط بین اعضا است. در حالت کلی در شبکه‌های عصبی سه نوع لایه نورونی وجود دارد:



۱. لایه ورودی<sup>۱۹</sup>: دریافت اطلاعات خامی که به شبکه تغذیه شده است.

۲. لایه‌های پنهان<sup>۲۰</sup>: عملکرد این لایه‌ها به وسیله ورودی‌ها و وزن ارتباط بین آنها و لایه‌های پنهان تعیین می‌شود. وزن‌های بین واحدهای ورودی و پنهان تعیین می‌کند که چه وقت یک واحد پنهان باید فعال شود.

۳. لایه خروجی<sup>۲۱</sup>: عملکرد واحد خروجی بسته به فعالیت واحد پنهان و وزن ارتباط بین واحد پنهان و خروجی می‌باشد. شکل (۴-۱۰) بخش‌های مختلف شبکه عصبی را نشان می‌دهد. شبکه‌های تک لایه و چند لایه‌ای نیز وجود دارند که سازماندهی تک لایه که در آن تمام واحدها به یک لایه اتصال دارند بیشترین مورد استفاده را دارد و پتانسیل محاسباتی بیشتری نسبت به سازماندهی‌های چند لایه دارد. در شبکه‌های چند لایه واحدها به وسیله لایه‌ها شماره گذاری می‌شوند (به جای دنبال کردن شماره گذاری سراسری). هر دو لایه از یک شبکه به وسیله وزن‌ها و در واقع اتصالات با هم ارتباط می‌یابند. در شبکه‌های عصبی چند نوع اتصال و یا پیوند وزنی وجود دارد:

پیشرو: بیشترین پیوندها از این نوع است که در آن سیگنال‌ها تنها در یک جهت حرکت می‌کنند. از ورودی به خروجی هیچ بازخوردی (حلقه) وجود ندارد. خروجی هر لایه بر همان لایه تأثیری ندارد.

پسرو: داده‌ها از گره‌های لایه بالا به گره‌های لایه پایین بازخورانده می‌شوند.

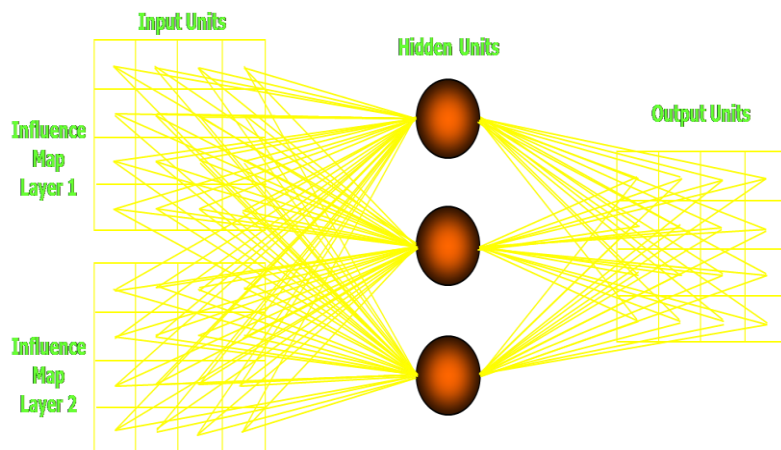
جانبی: خروجی گره‌های هر لایه به عنوان ورودی گره‌های همان لایه استفاده می‌شوند.

---

<sup>۱۹</sup> Input Unit

<sup>۲۰</sup> Hidden Unit

<sup>۲۱</sup> Output Unit



شکل ۳-۵: ساختار یک شبکه عصبی

### ۳-۱۷-۲- شبکه‌های عصبی در مقایسه با کامپیوترهای معمولی

یک شبکه عصبی به طور کلی با یک کامپیوتر در موارد زیر تفاوت دارد:

۱. شبکه‌های عصبی دستورات را به صورت سری اجرا نکرده، شامل حافظه‌ای برای نگهداری داده و دستورالعمل نیستند.

۲. به مجموعه‌ای از ورودی‌ها به صورت موازی پاسخ می‌دهند.

۳. بیشتر با تبدیلات و نگاشت‌ها سروکار دارند تا الگوریتم‌ها و روش‌ها.

۴. شامل ابزار محاسباتی پیچیده نبوده، از تعداد زیادی ابزار ساده که اغلب کمی بیشتر از یک جمع وزن دار را انجام می‌دهند تشکیل شده‌اند.

### ۳-۱۷-۳- توانمندی‌های شبکه عصبی

شبکه‌های عصبی با توانایی قابل توجه خود در استنتاج نتایج از داده‌های پیچیده می‌توانند در استخراج الگوها و شناسایی گرایش‌های مختلفی که برای انسان‌ها و کامپیوتر شناسایی آنها بسیار دشوار است استفاده شوند. از مزایای شبکه‌های عصبی می‌توان موارد زیر را نام برد:

۱. یادگیری تطبیقی : توانایی یادگیری اینکه چگونه وظایف خود را بر اساس اطلاعات داده شده به آن و یا تجارب اولیه انجام دهد در واقع اصلاح شبکه را گویند.

۲. خود سازماندهی : یک شبکه عصبی مصنوعی به صورت خودکار سازماندهی و ارائه داده‌هایی که در طول آموزش دریافت کرده را انجام دهد. نوروها با قاعده یادگیری سازگار شده و پاسخ به ورودی تغییر می‌یابد.

۳. عملگرهای بی‌درنگ : محاسبات در شبکه عصبی مصنوعی می‌تواند به صورت موازی و به وسیله سخت‌افزارهای مخصوصی که طراحی و ساخت آن برای دریافت نتایج بهینه قابلیت‌های شبکه عصبی مصنوعی است انجام شود.

۴. تحمل خطا : با ایجاد خرابی در شبکه مقداری از کارایی کاهش می‌یابد ولی برخی امکانات آن با وجود مشکلات بزرگ همچنان حفظ می‌شود.

۵. دسته بندی : شبکه‌های عصبی قادر به دسته بندی ورودی‌ها بر ای دریافت خروجی مناسب می‌باشند.

۶. تعمیم دهی : این خاصیت شبکه را قادر می‌سازد تا تنها با برخورد با تعداد محدودی نمونه، یک قانون کلی از آن را به دست آورده، نتایج این آموخته‌ها را به موارد مشاهده از قبل نیز تعمیم دهد. توانایی که در صورت نبود آن سامانه باید بی نهایت واقعیت‌ها و روابط را به خاطر بسپارد.

## فصل چهارم: بحث و بررسی نتایج

## ۴-۱ مقدمه

تحلیل اکسرژی از یک سری مفاهیم و روابط اساسی به دست آمده از قوانین اول و دوم ترمودینامیک برای تجزیه و تحلیل سیستم ها استفاده می کند. از دیدگاه تحلیل اکسرژی، محیط جسم بزرگی است که در تعادل ترمودینامیکی قرار دارد و هیچ گرادیانی اعم از فشار، دما و پتانسیل شیمیایی وجود ندارد. لذا در این تحقیق، واحد ایستگاه تقلیل فشار گاز به عنوان سیستم و خارج از آن به عنوان محیط در نظر گرفته میشود. در این بخش ابتدا محاسبات اکسرژی ایستگاه تقلیل فشار گاز، با شرایط عملیاتی کنونی مورد بررسی قرار می گیرد و سپس بررسی راندمان اکسرژی با تاثیر برخی از پارامترهای فرآیندی بهینه شده، مورد ارزیابی قرار می گیرد. برای تحلیل اکسرژی فیزیکی گاز و مایع از معادله ۱ تا ۳ استفاده می گردد.

$$ex_{ph} = C_p(T - T_0) - C_p T_0 \ln\left(\frac{T}{T_0}\right) + v(P - P_0) \quad (1)$$

$$ex_{ph} = C_p(T - T_0) - C_p T_0 \ln\left(\frac{T}{T_0}\right) + RT_0 \ln\left(\frac{P}{P_0}\right) \quad (2)$$

$$EX_i^{PH} = (H_i - H_i^0) - T_0(S_i - S_i^0) \quad (3)$$

در روابط فوق،  $C_p$  ظرفیت گرمایی بر حسب (Kj/Kg.K) و  $v$  حجم مولی بر حسب ( $m^3/mol$ )،  $R$  ثابت گاز،  $S$  به ترتیب آنتالپی و آنتروپی جریان مورد نظر می باشند. برای محاسبه اتلاف و راندمان اکسرژی از روابط ۴ و ۵ استفاده میگردد.

$$EX_{loss} = \sum EX_{in} - \sum EX_{out}$$

$$\eta_{ex} = \frac{\sum EX_{out}}{\sum EX_{in}}$$

جهت محاسبه اکسرژی جریان‌ها، اطلاعاتی از جمله: دبی مولی، آنتالپی، آنتروپی جریان‌ها مورد نیاز می‌باشد که این اطلاعات، از فایل شبیه‌سازی واحد ایستگاه تقلیل فشار گاز با نرم‌افزار Aspen Hysys استخراج می‌شود.

## ۴-۲- بحث و بررسی

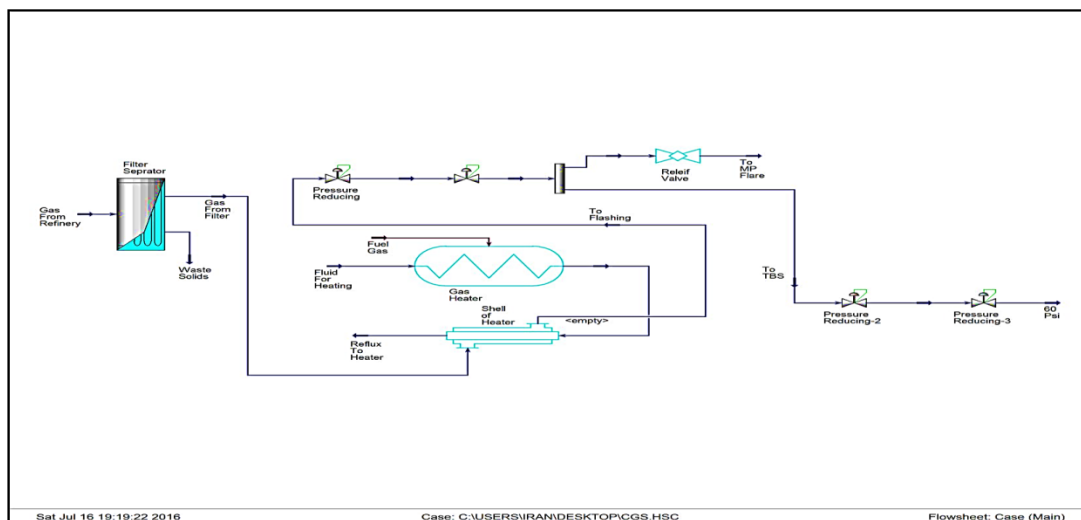
گاز خروجی از پالایشگاه توسط خطوط لوله جهت مصرف در شهرها، صنایع، نیروگاه‌ها و صادرات به نقاط مختلف انتقال می‌یابد. برحسب نیاز و طراحی، قطر خطوط انتقال از ۱۲ اینچ تا ۵۶ اینچ متغیر می‌باشد. در فواصل معین از خطوط انتقال ایستگاههای شیر وجود دارد که عموماً از یک شیر قطع‌کننده خط (Line Break Valve) بر سر مسیر اصلی، شیرهای کنار گذر (By Pass) و شیر تخلیه (Blow Down) تشکیل شده است. وظیفه شیر قطع‌کننده خط این است که در زمان ایجاد افت فشار ناگهانی در یکی از دو سمت شیر بسته شود. به لحاظ مسائل ایمنی و امنیتی، وجود این شیرها در فواصل معین باعث می‌شود در زمان بروز انفجار یا شکستگی لوله، هر دو شیر موجود در دو سمت محل حادثه بسته شوند و بدین ترتیب فقط گاز بین دو ایستگاه می‌سوزد یا تخلیه می‌شود. در این تحقیق، از داده‌های ایستگاه تقلیل فشار مسجد سلیمان جهت شبیه‌سازی با نرم‌افزار Aspen Hysys استفاده گردید. که مشخصات فرآیندی و ترکیب نسبی گاز را می‌توان در جداول ۱ و ۲ مشاهده نمود.

جدول (۴-۱) مشخصات فرایندی گاز ورودی به واحد تقلیل فشار

	Overall	Vapour Phase	Solid Phase
Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000	0.0000
Temperature: (C)	28.00	28.00	28.00
Pressure: (bar_g)	67.93	67.93	67.93
Molar Flow (kgmole/h)	4981	4981	4.986e-002
Mass Flow (kg/h)	8.442e+004	8.442e+004	0.5988
Std Ideal Liq Vol Flow (mL/min)	4.560e+006	4.560e+006	6.078
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-7.712e+004	-7.712e+004	29.77
Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	147.1	147.1	5.170
Heat Flow (kJ/h)	-3.841e+008	-3.841e+008	1.484
Liq Vol Flow @Std Cond (mL/min)	---	1.957e+009	6.078

جدول (۴-۲) مشخصات گاز ورودی

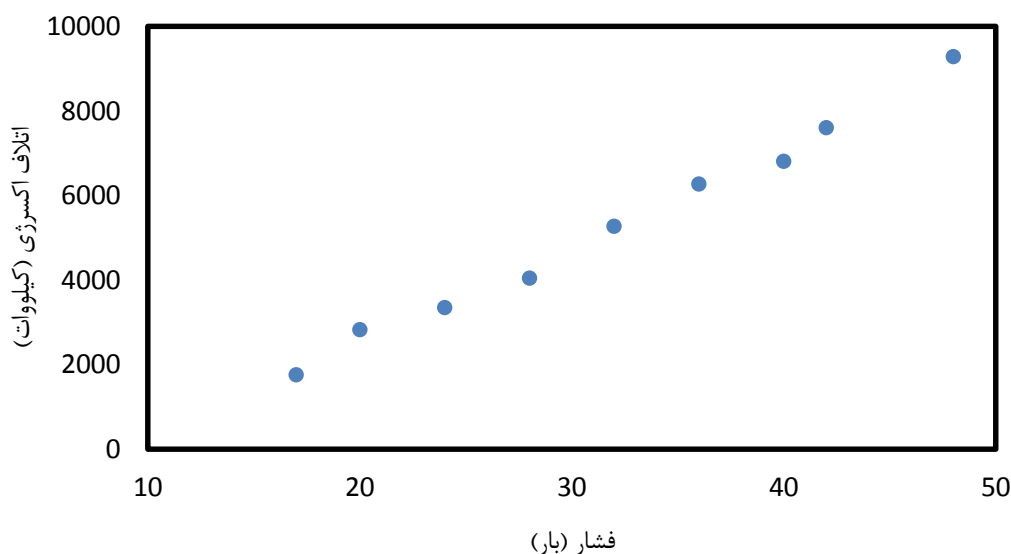
COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (mL/min)	LIQUID VOLUME FRACTION
H2S	0.0051	0.0000	0.1738	0.0000	3.6733	0.0000
CO2	0.6119	0.0001	26.9300	0.0003	543.8204	0.0001
H2O	0.0001	0.0000	0.0020	0.0000	0.0341	0.0000
Methane	4793.3063	0.9624	76898.5335	0.9109	4.280787766e+06	0.9388
Ethane	101.9852	0.0205	3066.6860	0.0363	143699.3940	0.0315
Propane	50.9926	0.0102	2248.6216	0.0266	73966.1588	0.0162
i-Butane	10.1985	0.0020	592.7790	0.0070	17580.5123	0.0039
n-Butane	10.7085	0.0021	622.4180	0.0074	17786.7339	0.0039
i-Pentane	5.0993	0.0010	367.9169	0.0044	9835.6342	0.0022
n-Pentane	5.6092	0.0011	404.7085	0.0048	10711.1826	0.0023
n-Hexane	1.5298	0.0003	131.8331	0.0016	3315.7354	0.0007
n-Heptane	0.6119	0.0001	61.3166	0.0007	1487.9452	0.0003
Carbon	0.0499	0.0000	0.5988	0.0000	6.0779	0.0000
Total	4980.7082	1.0000	84422.5179	1.0000	4.559724668e+06	1.0000



شکل (۱) شماتیک ایستگاه تقلیل فشار با نرم افزار Aspen Hysys .

### ۳-۴ - تاثیر فشار گاز ورودی بر روی اتلاف اکسرژی

برای بررسی تاثیر فشار از داده های جمع آوری شده از شرکت گاز استان قم استفاده شد. فشار گاز در شهرها بسته به نوع فصل متفاوت بوده و در بازه ۱۷-۴۸ بار می باشد. برای مطالعه پایه در این تحقیق فشار ۴۸ بار در نظر گرفته شده بود. بنابراین در ادامه از فشار های پایین برای بررسی تاثیر فشار استفاده خواهد شد. نتایج تاثیر فشار در جدول شکل ۴-۱ نشان داده شده است. همانطور که از نمودار مشخص است کاهش فشار به کاهش اتلاف منجر می گردد. کاهش فشار سبب می گردد که اختلاف فشار مورد نیاز در شیر ها کاهش پیدا کند که همین کاهش اختلاف فشار سبب کاهش اتلاف اکسرژتیک می گردد. از طرفی با کاهش فشار، مولکولهای گاز از هم دور می شوند و گاز برای ایجاد فاصله بین مولکولها و نهایتا افزایش انرژی جنبشی نیاز دارد که گرمای محیط را بگیرد و به محیط سرما پس دهد. این تبادل گرما در سیستم پایلوت سبب افزایش اتلاف می گردد.

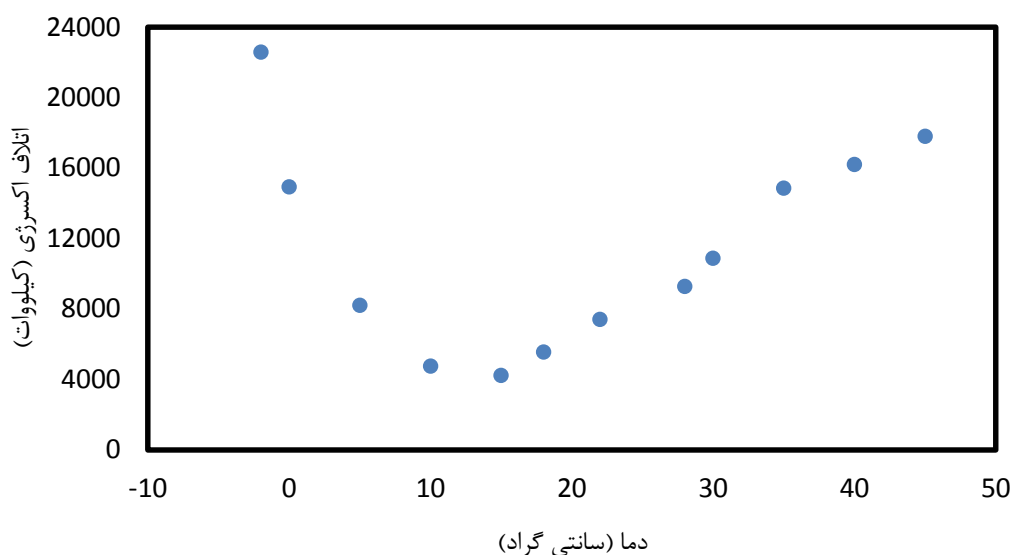


### - تاثیر دما گاز ورودی بر روی اتلاف اکسرژی

دمای استاندارد در شرایط استاندارد گاز طبیعی برابر ۱۵/۵۶ درجه سانتیگراد معادل ۶۰ درجه فارنهایت می باشد. در حالی که در تابستان دما تا ۴۲ درجه افزایش و در زمستان به ۵ درجه سانتی گراد میرسد. در فصول سرد سال محیط به دلیل برودت هوا نمی تواند دمای مورد نیاز برای کاهش فشار آن را تامین کند. لذا پتانسیل تشکیل هیدرات و در نتیجه انسداد و ناکارآمد شدن تجهیزات موجود در ایستگاه تقلیل فشار فراهم میگردد. لذا برای جلوگیری از



این حالت درجه حرارت گاز را قبل از کاهش فشار بوسیله پیش گرمکنهای گاز، بالا میبرند. برای جلوگیری از تشکیل هیدرات و همچنین داشتن راندمان احتراق بهینه دمای گاز در ایستگاه تقلیل فشار باید دمای استاندارد قرار داشته باشد. همانطور که از شکل ۴-۲ مشخص است کاهش دما سبب کاهش اتلاف اکسرژی می گردد که دلیل اصلی آن کاهش فشار می باشد. اما در دمای پایین تر از میزان استاندارد به دلیل افزودن پیش گرمکن به سیستم اتلاف اکسرژی افزایش می یابد.

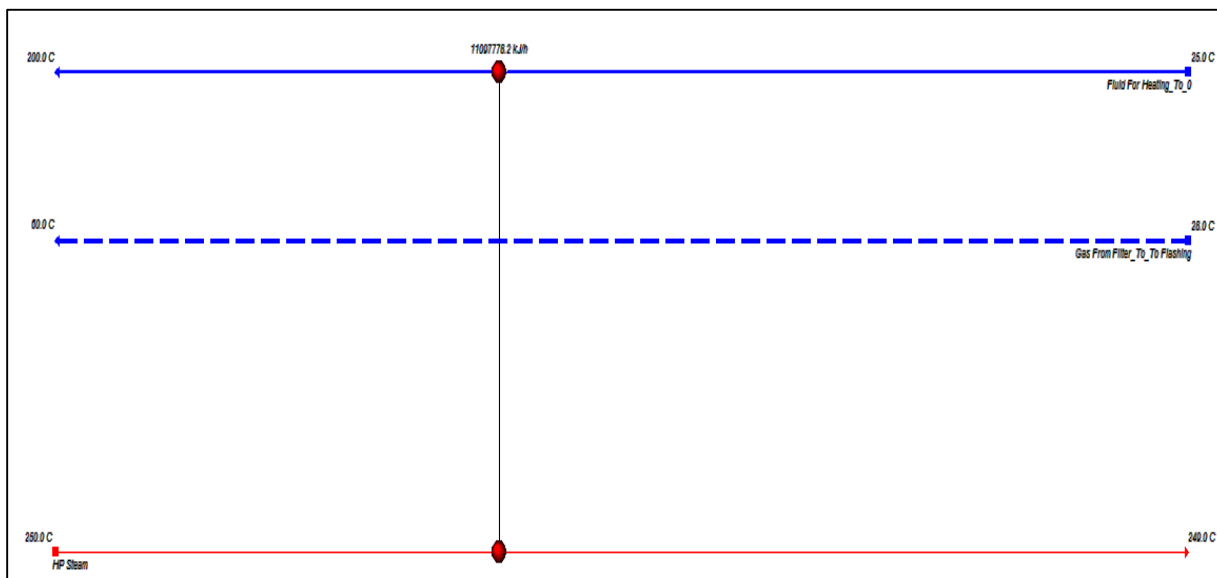


یکی از وظایف مهم ایستگاههای تقلیل فشار گاز، کاهش فشار تا حد مطلوب و بدون نوسان می باشد. بعبارتی دیگر، فشار خروجی ایستگاههای تقلیل فشار می بایست در حد فشار مورد نیاز تنظیم گردد و بدون تغییرات و نوسان در میزان فشار به محل مصرف هدایت گردد. از آنجائیکه ممکن است عملیات پالایش گاز در پالایشگاه بخوبی صورت نگیرد و یا گاز منتقل شده توسط خطوط انتقال در مسیر خود و همراه با خود ذرات ناخالصی و رطوبت را به دنبال داشته باشد، عملیات فیلتراسیون مجدداً و قبل از مصرف در ایستگاههای تقلیل فشار گاز صورت می پذیرد. گازورودی با فشار  $67,93 \text{ bar}$  وارد بخش فیلتراسیون میگردد تا ناخالصی های احتمالی از جمله ترکیبات جامد و مایعات از گرفته شود. (شکل ۱). نتایج حاصل از شبیه سازی را میتوان در جدول (۳) برای فیلتراسیون گاز مشاهده کرد

جدول (۴-۳) نتایج شبیه سازی بخش فیلتراسیون

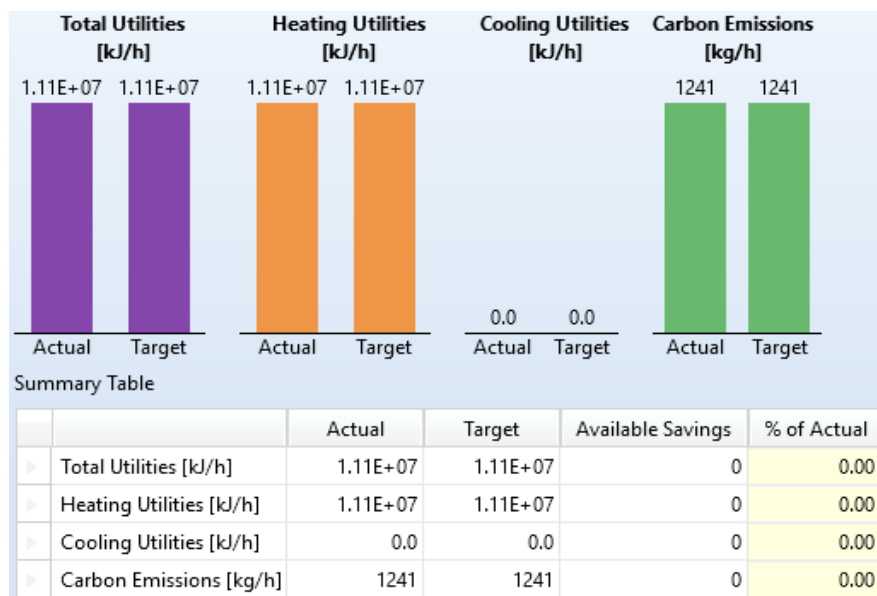
Name	Gas From Refinery	Gas From Filter	Waste Solids
Vapour	1.0000	1.0000	0.0000
Temperature (C)	28.0000	28.0000	28.0000
Pressure (bar_g)	67.9343	67.9143	67.9143
Molar Flow (kgmole/h)	4980.7082	4980.6584	0.0499
Mass Flow (kg/h)	84422.5179	84421.9190	0.5988
Std Ideal Liq Vol Flow (mL/min)	4559724.6682	4559718.5903	6.0779
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-7.712e+004	-7.712e+004	29.77
Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	147.1	147.1	5.170
Heat Flow (kJ/h)	-3.8411e+08	-3.8411e+08	1.4841e+00

نتایج شبیه سازی در جدول (۳) نشان می دهد،  $0,5988 \text{ kg/h}$  مواد جامد از گازورودی به ایستگاه تقلیل فشار توسط عمل فیلتراسیون حذف شده اند. گاز خروجی از فیلتراسیون، وارد مبدل حرارتی میشود تا دمای آن از  $28^{\circ}\text{C}$  به  $60^{\circ}\text{C}$  افزایش یابد (شکل ۲)، تا مایعات احتمالی از آن در بخش فلش درام خارج شود. مشخصات فرایندی مبدل موردنظر را میتوان در جدول (۴) مشاهده نمود.



شکل (۲) شماتیک کلی از تبادل حرارت جریان ها

نتایج شبیه سازی با Aspen Energy Analysis در شکل (۳) ارائه شده است. نتایج نشان می دهد برای افزایش دما از  $28^{\circ}\text{C}$  به  $60^{\circ}\text{C}$  مقدار  $1,11 \text{ ev kJ/h}$  انرژی مورد نیاز است.



شکل (۳) مقایسه Utility های ایستگاه تقلیل فشار

جدول (۴-۴) مشخصات فرآیندی ورودی و خروجی پوسته و لوله مبدل حرارتی.

Tube Side				Shell Side			
Inlet		Outlet		Inlet		Outlet	
Name	0	Name	Reflux To Heater	Name	Gas From Filter	Name	To Flashing
From Op.	Gas Heater	To Op.		From Op.	Filter Separator	To Op.	Pressure Reducing
Op. Type	Heater	Op. Type		Op. Type	Baghouse Filter	Op. Type	Valve
Temp	200.00 C	Temp	170.51 C	Temp	28.00 C	Temp	60.00 C

گاز خروجی از مبدل حرارتی وارد اولین شیر فشار شکن می‌گردد که فشار آن از ۶۷,۹۱ bar به ۳۴,۹۹ bar کاهش می‌یابد، سپس وارد شیر فشار شکن دومی می‌گردد که فشار آن به ۱۶,۲۲ bar افت پیدا میکند و پس از تقسیم شدن به دوجریان، جریان مورد نظر با دبی ۲۷۳,۶ m<sup>۳</sup>/h وارد شیر فشار شکن سوم می‌گردد و فشار آن از ۱۷,۲۴ bar به ۱۰,۳۴ bar و در نهایت در شیر فشار شکن آخر به ۳,۱۲۴ bar کاهش می‌یابد و وارد مصارف خانگی و صنعتی می‌گردد. همچنین اطلاعات مورد نیاز جهت محاسبه بازده و اتلاف اکسرژی از نتایج حاصل از شبیه‌سازی واحد ایستگاه تقلیل فشار با نرم‌افزار Aspen Hysys استخراج شد، که در جداول (۶ و ۵) ارائه شده است:

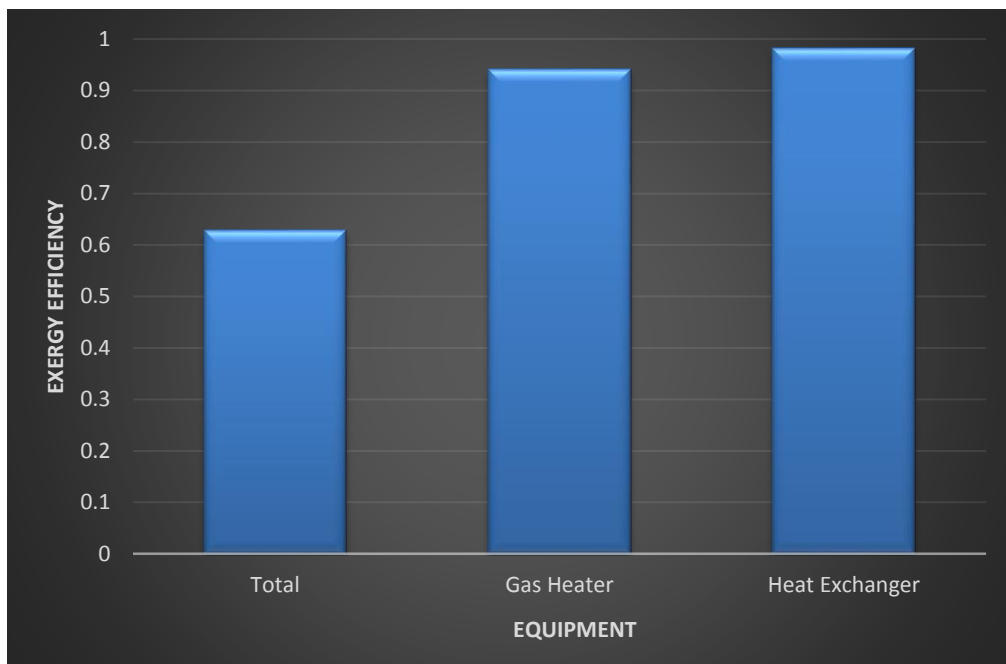
جدول (۴-۵) پارامترهای ترمودینامیکی موردنیاز برای محاسبه راندمان و اتلاف اکسرژی

Stream Name	Molar Flow (Kmol/h)	H (KJ/Kmol)	S (KJ/Kmol-C)
Gas From Refinery	۴۹۸۰,۷۰۸۳	-۷۷۱۲۰,۳۷۵۷۶	۱۴۷,۰۷۲۰۷۹۲
Fluid For Heating	۲۲۲,۰۳۵۹۵۲۸	-۲۸۶۲۰۸,۷۸۰۷	۵۳,۶۹۳۹۶۷۲۸
Waste Solids	۴,۹۹E-۰۲	۲۹,۷۶۷۷۱۲۲	۵,۱۷۰۳۳۳۱۷۷
To MP Flare	۰	-۷۵۶۵۷,۱۵۶۳۶	۱۶۲,۴۸۴۷۶۲۲
Reflux To Heater	۲۲۲,۰۳۵۹۵۲۸	-۲۶۹۰۵۸,۱۱۲۲	۹۷,۸۰۹۲۳۱۵
Out Of Heater	۲۲۲,۰۳۵۹۵۲۸	-۲۳۶۲۲۶,۸۸۳۲	۱۷۱,۷۳۳۲۳۲
Gas From Filter	۴۹۸۰,۶۵۸۳۶۶	-۷۷۱۲۰,۷۶۰۷	۱۴۷,۰۷۶۸۵۳۶
To Flashing	۴۹۸۰,۶۵۸۳۶۶	-۷۵۶۵۷,۱۵۶۳۶	۱۵۱,۶۹۶۶۳۵

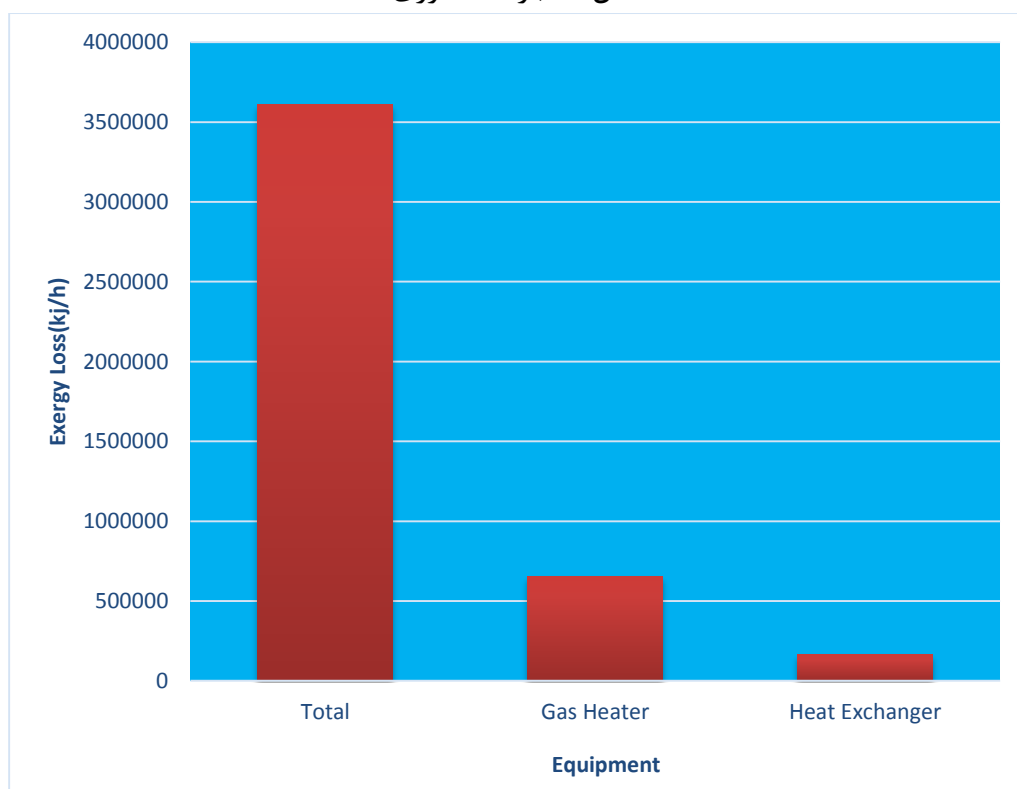
جدول (۴-۶) بارحرارتی تجهیزات

	Duty (KJ/h)
Gas Heater	۱۱۰۹۷۷۷۸/۲۳۳۷۵۷۳

با استفاده از پارامترهای ترمودینامیکی و حرارتی در جداول (۵) و (۶) و استفاده از روابط ۱ تا ۵ میتوان بازده اکسرژی کل واحد ایستگاه تقلیل فشار گاز را محاسبه کرد. نتایج انجام محاسبات بازده و اتلاف اکسرژی در شکل های (۴) و (۵) نشان داده شده است.

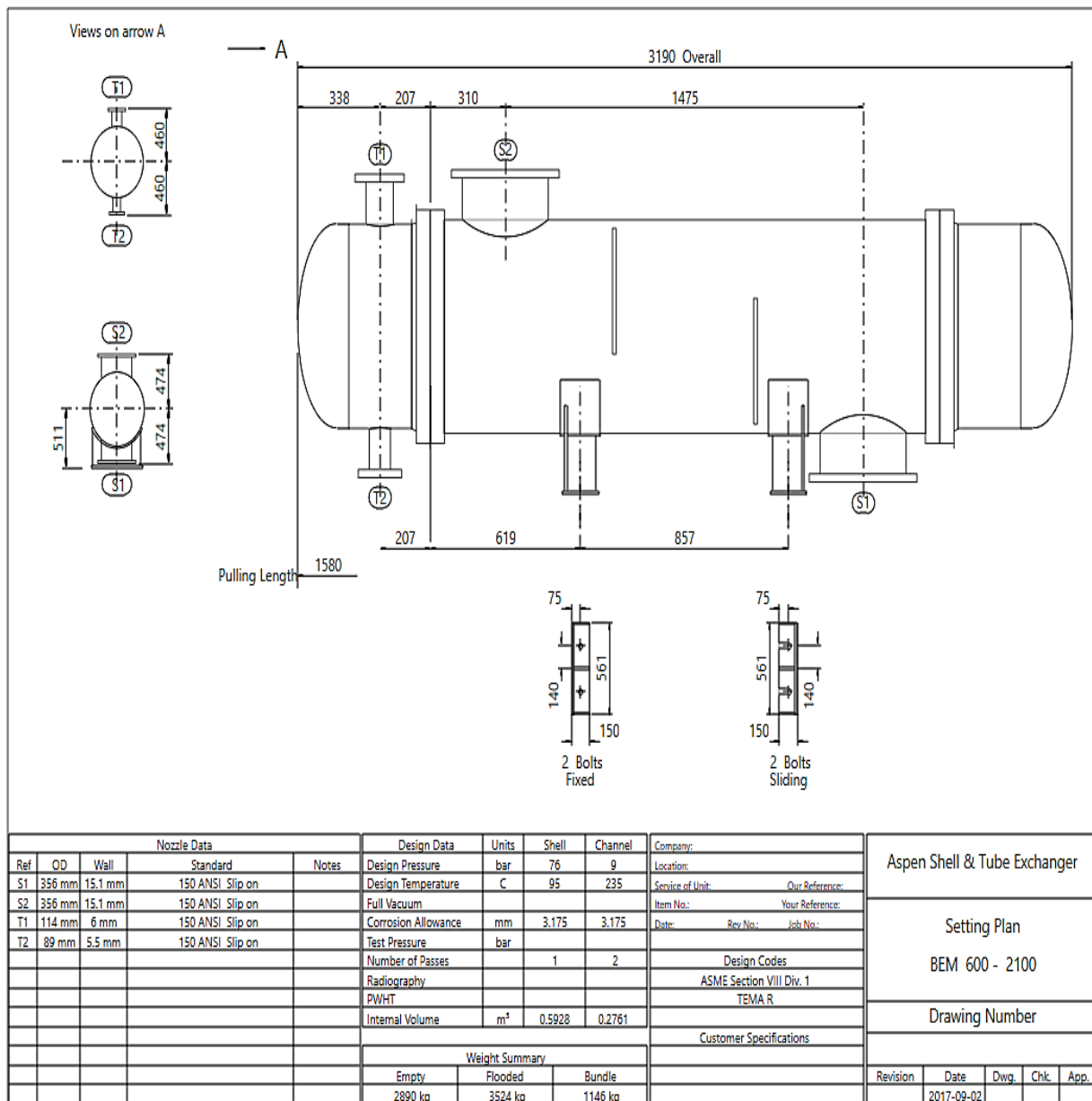


شکل (۴) بازده اکسرژی



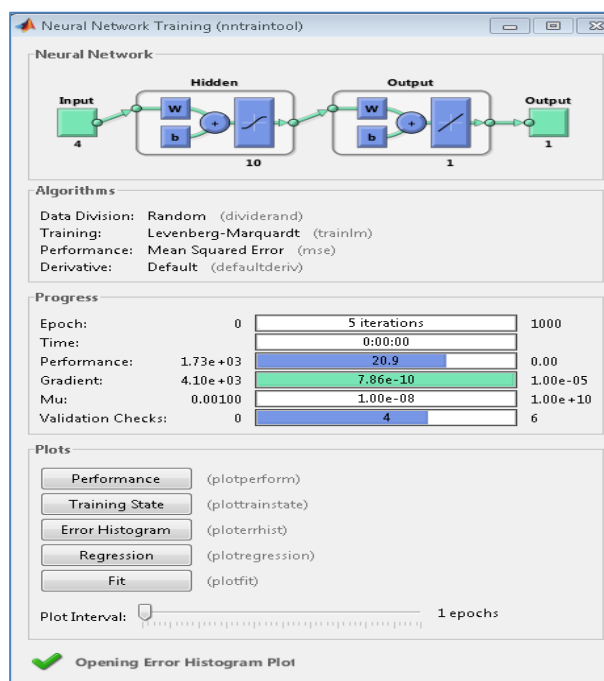
شکل (۵) اتلاف اکسرژی ایستگاه تقلیل فشار

نتایج نشان می دهد، بازده کل اکسرژی واحد ایستگاه تقلیل فشار در حدود ۶۳٪ می باشد و بازده تجهیزات از جمله هیتر حرارتی ۹۴٪ و مبدل حرارتی بیش از ۹۸٪ می باشد که نشان می دهد اتلاف در این تجهیزات ناچیز است و بیشترین اتلاف مربوط به شیرها می باشد. همچنین با توجه به بازده ۹۸ درصدی مبدل حرارتی، بهترین طراحی برای این بازده طبق استانداردهای بین المللی TEMA در شکل (۶) ارائه گردید.

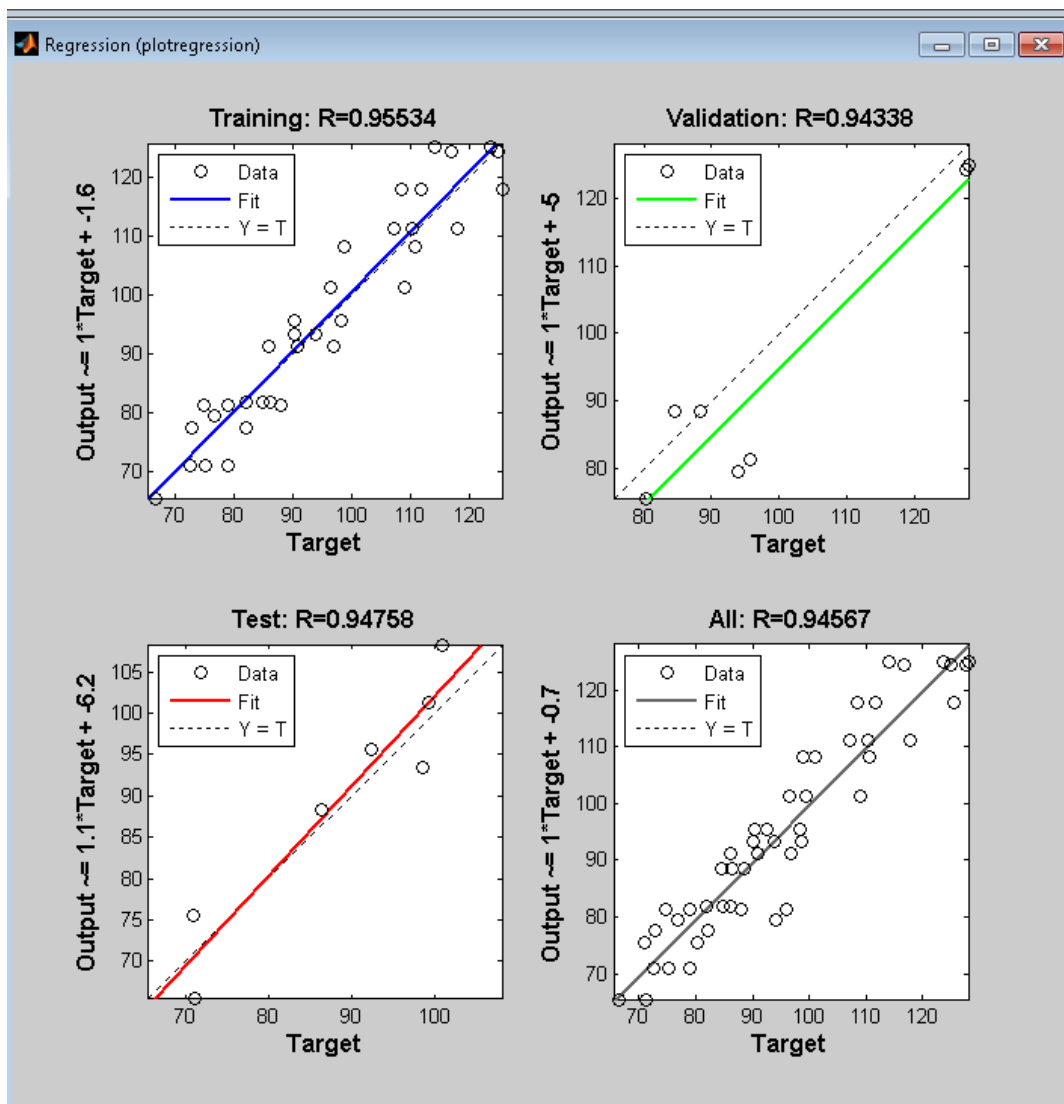


شکل (۶) شماتیک نتایج طراحی مکانیکی مبدل حرارتی مطابق با استانداردهای TEMA

همان طور که در شکل ۴-۲ دیده می شود تعداد داده ای ورودی اعمال شده (دما، میزان جریان، آنتالپی و فشار) همراه با تعداد نرون ها نشان داده شده است تعداد نرون های انتخابی ۱۰ نرون انتخاب گردیده است چون با این تعداد نرون پیش بینی موفق داشته ایم. همان طور که دیده می شود تعداد اپوچ های تکرار در حدود ۱۰۰۰ می باشد که در تکرار ۵ شبکه متوقف شده چون به بهترین نتیجه ممکن رسیده است. با انتخاب هر کدام از آیتم های ذکر شده شبکه کارایی شبکه، ضریب همبستگی، نمودار هیستوگرام شبکه قابل رویت است.



شکل (۴-۲). کارایی و برنامه اجرا شده شبکه عصبی همراه با ورودی ها و خروجی های مشخص شده



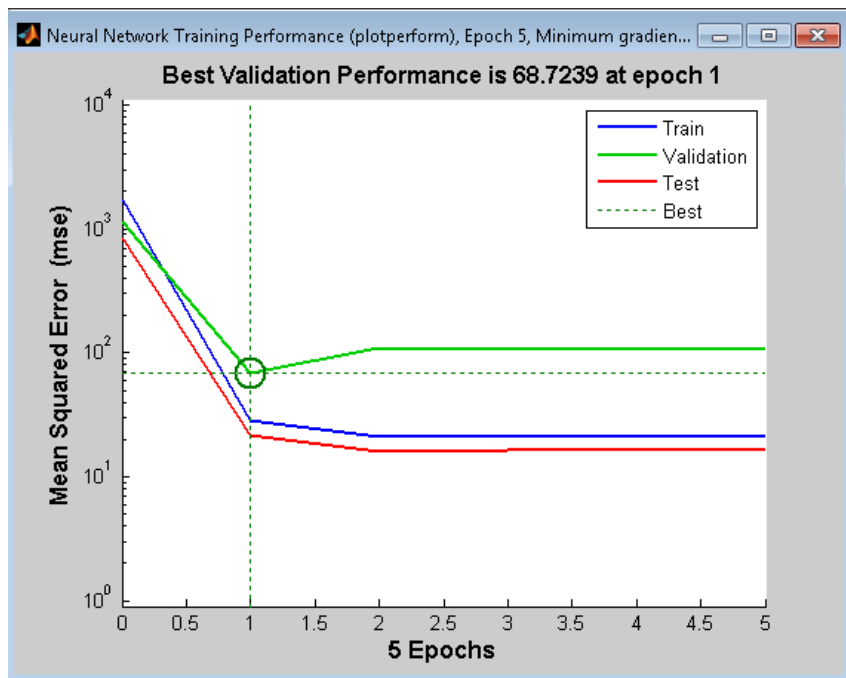
شکل (۳-۴). نتایج حاصل شده از ضریب همبستگی برای داده های تست، آموزش و صحت

#### سنجی

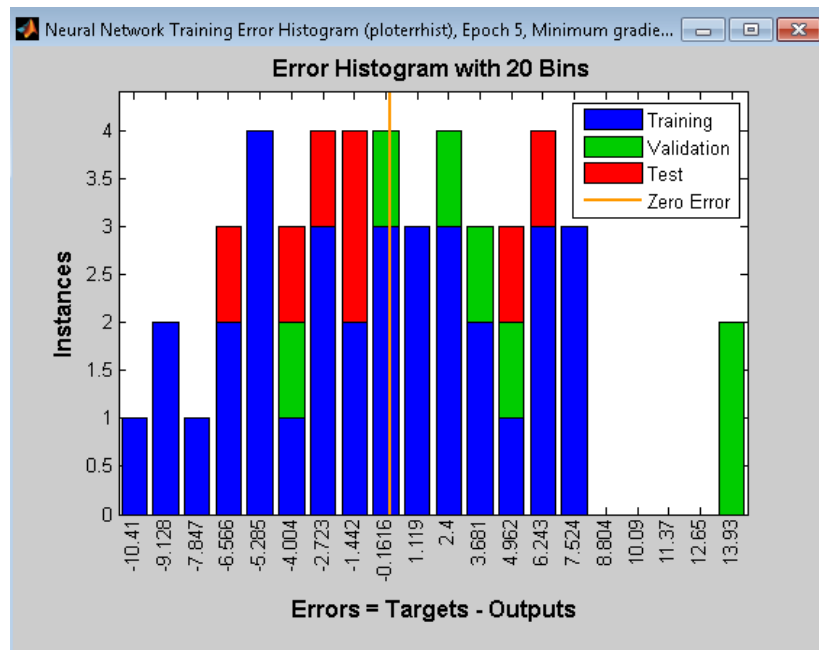
همان طور که در شکل ۳-۴ دیده می شود محور X تابع هدف (راندمان اگزورژی) و محور Y ها نتایج حاصل از پیش بینی راندمان اگزورژی را نشان می دهد. مقادیر حاصل شده از ضریب همبستگی برای داده های ترین و ولیدیشن و تست به ترتیب برابر با ۰/۹۵۵ ، ۰/۹۴۳۳ و ۰/۹۴۷۵ می باشد که نشان می دهد شبکه با دقت بالایی پیش بینی را انجام داده است. البته ضریب همبستگی کلی که برای داده های کلی حاصل شده است دارای مقدار ۰/۹۴۵۶ می باشد. البته می توان با زیاد کردن تعداد داده ها یا با افزایش تعداد لایه های مخفی به پیش بینی موفق تری دست یافت. که در این بررسی تعداد نرون های



لایه مخفی و داده های رندم به قسمت های آموزش،ترین و تست شبکه داده شد و نتایج شکل ۳-۴ حاصل گردید.



شکل (۴-۴).ارزیابی مجموع مربعات خطا بر حسب تعداد تکرار ها



شکل (۴-۵).اختلاف مقادیر حاصل شده از پیش بینی با داده های آزمایشگاهی

در شکل های ۴-۴ و ۵-۴ همان طور که دیده می شود داده های آموزش، آزمون و تست باید نزدیک به خط **best** باشند اما در این شکل در ابتدا هر سه مورد روند نزولی داشته و با افزایش تعداد تکرارها تقریباً تغییرات آن ها صفر شده و با شیب صفر حرکت می کنند از بین ۵ تکرار در تکرار اول بهترین نتیجه حاصل شده است به طوری که داده های آموزش به خط بست خیلی نزدیک بوده اند که این نشان می دهد داده های انتخابی برای قسمت آموزش داده های نرمال تری بوده اند با افزایش تعداد تکرارها هر سه خط از حالت نرمال دور شده و مماس بر **best line** حرکت می کنند. بنابراین از حالت نرمال دور تر می شوند و پیش بینی موفقتری حاصل نمی شود.

در شکل ۴-خطای شبکه در مرحله آموزش و مرحله آزمون براساس میانگین مربعات خطا با تغییر در تعداد نرونها در لایه میانی رسم شده و مشاهده میشود کمترین مقدار خطا هم در مرحله آموزش و هم در مرحله آزمون با انتخاب تعداد ۱ سلول در لایه میانی برای شبکه سنتز شده در این پژوهش قابل حصول است.

در شکل ۵-۴ تعداد داده هایی که برای هر قسمت اختصاص داده شده را نشان می دهد این شکل همچنین نشان می دهد که اختلاف بین مقادیر پیش بینی شده و واقعی در کمترین مقدار خود یعنی ۱۰ و بیشترین مقدار خود یعنی ۱۳ می باشد. این اختلاف ما بین نتایج پیش بینی شده و واقعی تقریباً ایده ال می باشد.

## فصل پنجم: نتیجه گیری

## ۵-۱- نتیجه گیری:

این پژوهش به منظور بررسی اکسژری در ایستگاه های تقلیل فشار گاز شهری (CGS) انجام شد.

با استفاده از یافته های فصل چهارم مشخص شد که بازده اکسژری در یک ایستگاه تقلیل فشار ۶۳٪ می باشد.

بازدهی اکسژری در فیلتراسیون ۹۶٪ می باشد.

بازدهی اکسژری در هیترها ۹۸٪ می باشد.

می توان نتیجه گرفت که اتلاف در فیلتراسیون و گرمکن های ایستگاه ناچیز می باشد.

در کل می توان گفت که بیشترین اتلاف اکسژری در شیرها و اتصالات منصوبه می باشد.

با کاهش اتلاف اکسژری در این دستگاه ها می توان موجب کاهش هزینه های خرید و یا تعمیرات و نگهداری آنها گردید و یا به چرخه تولیدات داخلی و بهینه سازی کمک شایانی نمود.

نتایج نشان می دهد، بازده کل اکسژری واحد ایستگاه تقلیل فشار در حدود ۶۳٪ می باشد و بازده تجهیزات از جمله هیتز حرارتی ۹۴٪ و مبدل حرارتی بیش از ۹۸٪ می باشد که نشان

می دهد اتلاف در این تجهیزات ناچیز است و بیشترین اتلاف مربوط به شیرها می باشد.

نتایج آزمایشگاهی حاصل شده از راندمان اگزرژی با شبکه های عصبی پرسپترون مورد ارزیابی قرار گرفت داده های فشار، دبی جرمی، دما و آنتالپی سیال به عنوان پارامترهای ورودی و عدد ناسلت به عنوان پارامتر خروجی انتخاب گردید. نتایج پیش بینی نشان از یک پیش بینی موفق می باشد به طوری که ضریب همبستگی و مجموع مربعات خطای حاصل شده بسیار مطلوب می باشد.

## **۵-۲- پیشنهادات:**

محاسبات اقتصادی و زیست محیطی این فرایند بررسی گردد.  
این فرایند با پینچ و انتگراسیون نیز مورد بررسی قرار گیرد.

## منابع:

- ۱- سایت شرکت آذر پژوهان [www.naftkala.com/company/as](http://www.naftkala.com/company/as)
- ۲- سایت شرکت گداختار [www.godakhtar.co.ir/modules.php](http://www.godakhtar.co.ir/modules.php)
- ۳- سایت شرکت گازسوزان [www.gas-souzan.com/portal/articles/index.html](http://www.gas-souzan.com/portal/articles/index.html)
- ۴- سایت شرکت ملی گاز ایران [www.nigc.ir/igs/index.asp](http://www.nigc.ir/igs/index.asp)
- ۵- YuxiLuo, XuanyinWang, Exergy analysis on throttle reduction efficiency based on real gas equations, Energy, ۲۰۱۰, ۳۵, ۱۸۱-۱۸۷
- ۶- Clifford Howard, Patrick Oosthuizen, Brant Peppley, An investigation of the performance of a hybrid turboexpander-fuel cell system for power recovery at natural gas pressure reduction stations Applied Thermal Engineering, ۲۰۱۱, ۳۱, ۲۱۶۵-۲۱۷۰
- ۷- M. Farzaneh-Gord, A. Arabkoohsar, M. Deymi Dasht-bayaz, L. Machado, Energy and exergy analysis of natural gas pressure reduction points equipped with solar heat and controllable heaters, Renewable Energy, ۲۰۱۴, ۷۲, ۲۵۸-۲۷۰
- ۸- Ashouri, Esmail, Veysi, Farzad, Shojaeizadeh, Ehsan, Asadi, Maryam, The minimum gas temperature at the inlet of regulators in natural gas pressure reduction stations (CGS) for energy saving in water bath heaters, Journal of Natural Gas Science and Engineering, ۲۰۱۴, ۲۱, ۲۳۰-۲۴۰
- ۹- M. Ghazikhani, M. Ahmadzadehtalatapeh, Experimental investigation of exergy destruction in a ۸-kW, Energy and Environment, ۲۰۱۰, ۱, ۸۱۵-۸۲۲
- ۱۰- Hasan Eftekhari, Kourosh Akhlaghi, Mahmood Farzaneh-Gord, Mohsen Khatib, A Feasibility Study of Employing an Internal Combustion Engine and a Turbo-expander in a CGS, Chemical and Environmental Engineering, ۲۰۱۱, ۲, ۳۴۳-۳۴۹
- ۱۱- Wojciech J. Kostowski, Sergio Usón, Wojciech Stanek, Paweł Bargiel, Thermoecological cost of electricity production in the natural gas pressure reduction process, Energy, ۲۰۱۴, ۷۶, ۱۰-۱۸
- ۱۲- Ivan Maric, The Joule-Thomson effect in natural gas flow-rate measurements, Flow Measurement and Instrumentation, ۲۰۰۵, ۱۶, ۳۸۷-۳۹۵

۹- صابرمقدم، علی؛ نفیسه فرهادیان و حمیده شیخانی، ۱۳۹۳، امکان سنجی بهینه سازی انرژی در گرمکن ایستگاه تقلیل فشار گاز با استفاده از دینامیک سیالات محاسباتی، پنجمین کنفرانس ملی کاربرد CFD در صنایع شیمیایی و نفت، تهران، دانشگاه علم و صنعت ایران.



## **Simulation of the Urban Gas Pressure Reducing Unit from the Exergy Perspective**

### **Abstract**

When entering the gas, it is necessary to pass through the pressure and measurement system because the gas pressure in the main network is about 10 bar, and on the other hand, to measure the consumption of gas by each consumer, special measuring devices are used. To be The main and main station is called CGS and subsequent stations according to the amount of pressure and gas passing through it to different names through it to various names, including TBC. In this research, the data from Masjed Soleiman Pressure Reduction Station were used for simulation using Aspen Hisses software.

The results show that the total exergy output of the station is a pressure reduction of about 9%, and the efficiency of the equipment, including the heat heater 9%, and the heat exchanger is more than 9%, indicating that the losses in this equipment are negligible and the most losses are related to the valves.

**Key words:** Exergy, Pressure Reduction, Simulation



**Institute of Energy Higher Education  
Center of Saveh  
Faculty of Engineering  
Department of Mechanical Engineering  
((M.Sc.)) Thesis**

**Title**

**Study and simulation of the urban pressure gauge unit  
from the perspective of exergy and provide a predictive  
model based on neural networks**

**Supervisor  
Yasi.PhD**

**Writer  
Hossein Sadeghi nistanak**

**Summer ۲۰۱۷**