

دومین همایش بین المللی نفت، گاز و پتروشیمی، 27 آذر ماه ۱۳۹۳، تهران، ایران

طراحی واحد نمزدایی و تثبیت میعانات واحد ذخیره سازی گاز میدان سراج

حمید مرآتی^۱، فرزاد محبوبی، گلنوش سیدکریمی، محمدصادق کاظمی، محمد جواد عامری شهرابی

^۱ دانشجوی کارشناسی ارشد دانشگاه صنعتی امیرکبیر؛ hamid-merati@aut.ac.ir

دانشیار دانشگاه صنعتی امیرکبیر؛ mahboubi@aut.ac.ir

دانشجوی کارشناسی دانشگاه آزاد اسلامی واحد تهران جنوب؛ golnooshgoli101@yahoo.com

دانشجوی کارشناسی ارشد دانشگاه صنعتی امیرکبیر؛ ms.kazemi@aut.ac.ir

استادیار دانشگاه صنعتی امیرکبیر؛ ameri@aut.ac.ir

چکیده

نفت و گاز و صنایع مربوطه، از مهم ترین بخش های صنعت کشور محسوب می شوند. با افزایش میزان تولید، انتقال، توزیع و مصرف گاز طبیعی، اهمیت تولید گازی عاری از انواع ناخالصی ها افزایش می یابد. گاز طبیعی تولید شده از منابع مستقل گازی و یا از چاه های نفتی (گازهای همراه نفت) در حقیقت گاز طبیعی اشباع شده از آب و هیدروکربورهای سنگین می باشد. یکی از مسایل مهم و بنیادی در انتقال گاز، جلوگیری از تشکیل هیدرات به علت وجود آب و دو فازی شدن سیستم به علت وجود میعانات گازی در خطوط انتقال می باشد. این مسئله به عنوان یکی از نکات مهم و برجسته در طراحی واحدهای بهره برداری و سرچاهی در نظر گرفته می شود. در این مقاله در ابتدا توضیحاتی مختصر درباره هیدرات و میعانات گازی و مشکلات حاصل از آن ها ارائه می شود و سپس روش های مختلف نمزدایی و تثبیت میعانات را بررسی می کنیم و در ادامه پس از بررسی سیستم موجود در واحد ذخیره سازی سراج، به طراحی آن با استفاده از نرم افزار Matlab می پردازیم. در انتها با استفاده از نتایج به دست آمده، درصد خطا و قابلیت اطمینان طراحی را بررسی می کنیم.

کلمات کلیدی

گاز طبیعی، واحد ذخیره سازی سراج، نمزدایی، تثبیت میعانات، مونو اتیلن گلیکول، طراحی

Dehydration Unit and Condensate Stabilization of Sarajah Field Gas Storage Unit Design

H. Merati, F. Mahboubi, G. Seyed Karimi, M. Kazemi, M. Ameri

ABSTRACT

Oil, Gas, and related industries are an important part of industries for Iran. As producing increase, transferring, distributing and use of natural gasses, importance of gases without impurity increases.

Produced natural gas from independent sources of gas, or from oil wells, (associated gas from oil) in fact is a natural gas, which is saturated from water, and heavy hydrocarbon. One of the important things and the basement of transferring gas are to preventing from hydrate formation due to water and the two-phase system because of gasses in pipeline. This is an important point in designing of operational units and wellhead. In this article at first, we provide an abstract explanation about hydrate and gas condensate and the problems about them and then we check out different way of dehydration and condensate stabilization and after checking the sarajeh unit out we designed by using Matlab software.

At the end by using results, we will check error percent and reliability.

KEYWORDS

Natural Gas, Sarajah Gas Storage Unit, Dehydration, Condensate Stabilization, Mono Ethylene Glycol, Design

^۱ حمید مرآتی، تهران، خیابان حافظ، تقاطع سمیه، دانشگاه صنعتی امیرکبیر، ۰۹۳۷۷۷۸۲۷۸۰

۱- مقدمه

در مجموعه‌ای از فرآیندهای موجود در صنایع نفت، گاز و پتروشیمی پدیده تشکیل هیدرات‌های هیدروکربن ممکن است به وجود آید که می‌تواند باعث گرفتگی خطوط لوله و دستگاه‌ها شده و سبب عوارضی چون انفجار در پشت شیرهای کنترل گردد. مثلا در سیستم‌های گازی که دارای غلظت بالای سولفید هیدروژن می‌باشند در دمای ۹۰ درجه فارنهایت، هیدرات‌ها تشکیل می‌شوند که این امر اهمیت کنترل دما را نشان می‌دهد.

عوامل موثر در تشکیل هیدرات‌ها عبارتند از :

۱- دما

۲- فشار

۳- ترکیب گاز [۳].

در اثر تشکیل هیدرات، در خطوط لوله انتقال، مشکلاتی چون خوردگی در لوله‌ها به خصوص در حضور گازهای اسیدی، اشکال در سیستم‌های کنترلی و افت فشار می‌تواند اتفاق بیفتد. [۴].

صنایع مرتبط با گاز طبیعی این واقعیت مهم را پذیرفته‌اند که نزدایی گاز طبیعی برای اطمینان از تداوم و یکنواختی عملیات انتقال گاز در خطوط لوله لازم و ضروری بوده و با استفاده از روش‌های مختلف برای اهداف زیر تلاش می‌کنند:

۱- کاهش تشکیل هیدرات در خطوط لوله گاز و تجهیزات

مربوطه و کاهش پتانسیل یخ‌زدگی

۲- کاهش نقطه شبنم برای رسیدن به مشخصات مورد نیاز

برای گاز صادراتی

۳- کاهش خوردگی در خطوط لوله و تجهیزات

۴- کاهش مقدار بار مورد نیاز از کمپرسور

جلوگیری از کاهش ظرفیت انتقال گاز در خطوط لوله [۵].

۲- روش‌های نم‌زدایی گاز طبیعی

روش‌های مختلفی برای نم‌زدایی گازهای طبیعی وجود دارد که

شامل موارد زیر هستند :

۱- استفاده از گاز جاذب

۲- استفاده از فرآیند تقطیر

۳- جذب سطحی به وسیله یک جامد

۴- جذب توسط عامل جاذب مایع

۳-۱- استفاده از گاز جاذب

یک روش ساده برای نم‌زدایی هیدروکربن مایع، برخورد دادن آن با یک گاز خشک می‌باشد. این روش برای خشک کردن میعانات گازی قبل از ارسال به خط لوله می‌باشد. دبی گاز جاذب بستگی به

۱- دبی میعانات گازی

مخزن گازی سراجه قم با قابلیت ذخیره سازی یک میلیارد و ۵۰۰ میلیون مترمکعب گاز در فاز نخست و سه میلیارد و ۳۰۰ مترمکعب گاز در فاز دوم، در ۴۰ کیلومتری جنوب شرقی شهر قم و ۱۴۰ کیلومتری تهران قرار دارد.

این مخزن به دلیل موقعیت جغرافیایی مناسب، نزدیکی آن به استان تهران (یعنی نقطه حداکثر مصرف)، همچنین مجاورت آن با خط لوله سراسری گاز، به عنوان گزینه ای مناسب برای تولید و ذخیره سازی گاز در صنعت نفت کشور مطرح است [۱].

آب و هیدروکربونهای مایع از ناخالصی‌های ناخواسته و مشترک در انواع گازهای طبیعی (ترش و شیرین) می‌باشند. معمولا بخار آب به تنهایی مشکلات چندانی را ایجاد نمی‌نماید، بلکه این ماده

به‌صورت مایع و یا جامد در حالت تراکم و یا خنک شدن گاز، از آن جدا شده و ایجاد مشکل می‌نماید. آب به‌صورت مایع معمولا

خوردگی را در محیط شدت می‌بخشد و آب به‌صورت هیدرات باعث گرفتگی شیرها، اتصالات و حتی لوله‌های گاز می‌شود [۲]. میعانات گازی نیز، اگر در شرایط محیطی مناسب قرار گیرند، می‌توانند از فاز

مایع جدا شده و باعث دو فازی شدن سیستم و پیوستن به فاز گازی شوند که این امر اثرات نامطلوبی در کیفیت محصول، نگهداری و انتقال به همراه خواهد داشت. برای جلوگیری از چنین مشکلاتی، تمامی

گاز مصرفی که از طریق خطوط لوله به محل‌های مصرف منتقل می‌شود، بایستی نم‌زدایی و تثبیت میعانات به منظور تک فازی شدن شود [۳].

از آنجایی که پس از عبور از این واحدها گاز تولیدی مستقیما وارد شبکه مصرف می‌شود، اهمیت عملکرد این واحدها بیش از پیش احراز می‌شود.

۲- هیدرات‌ها و مزایای حذف آن‌ها

گاز طبیعی و نفت خام به طور طبیعی در مخازن زیرزمینی با آب در تماس می‌باشند. مولکول‌های آب به‌خاطر داشتن پیوندهای هیدروژنی قوی، با به‌وجود آوردن حفره‌هایی تشکیل یک ساختمان شبکه‌ای را می‌دهند. این ساختمان شبه شبکه‌ای که به عنوان شبکه هیدرات خالی شناخته می‌شود، ناپایدار بوده، ولی در حضور اجزاء گاز طبیعی با قطرهای مولکولی کوچکتر از قطر حفره‌ها می‌تواند به یک ساختمان پایدار تبدیل شود، این ماده کریستالی شبه یخ به‌عنوان هیدرات گاز طبیعی شناخته می‌شود، فرمول عمومی هیدرات‌ها به صورت $(M_n \cdot H_2O)$ می‌باشد که M شامل مولکول تشکیل دهنده هیدرات می‌باشد.

۲- مقدار آب همراه میعانات گازی

۳- دما

۴- فشار برج

دارد.

از مزایای این روش می توان به سادگی و هزینه کم آن اشاره کرد و از معایب آن می توان به نیازمند بودن آن به جریان خشک گاز طبیعی اشاره کرد [۶].

۲-۳- استفاده از فرآیند تقطیر

میعانات گازی مرطوب می توانند از طریق تقطیر نمزدایی شوند. در این روش محصول پایین دستی برج تقطیر، مایع خشک و محصول بالادستی آن، بخار آب خواهد بود [۷].

۳-۳- جذب سطحی آب به وسیله بستر جامد

عملیات نمزدایی جذب سطحی (با بستر جامد)، فرآیندی جذب سطحی می باشد که در طی آن مولکول هایی از گاز به وسیله نیروهای کشش سطحی، بر روی سطح یک جامد گرفتار می شوند. درجه جذب سطحی تابعی از فشار و دمای عملیاتی می باشد، که با افزایش فشار عملیاتی، میزان جذب سطحی افزایش یافته و با افزایش دمای عملیاتی، میزان جذب سطحی کاهش می یابد.

این روش دارای مزیت های زیادی می باشد که در صورت استفاده از نمزدایی جذب سطحی، در یک محدوده وسیعی از شرایط عملیاتی، می توان به نقاط شبنم پایین تر که مطلوب ماست دست یافت. بنابراین این روش برای نمزدایی گازهایی که در فرآیندهای کروژنیک^۱ شرکت می کنند، مفید بوده و مورد استفاده قرار می گیرند و سیستم هایی که از این روش برای نمزدایی استفاده می کنند در مقابل مشکلاتی چون خوردگی و تشکیل کف حساسیت از خود نشان نداده و این عوامل، اثرات کمی بر روی سیستم از خود نشان می دهند [۲].

۴-۳- جذب توسط عامل جاذب مایع

این نوع نمزدایی شامل استفاده از عامل مایع برای جداسازی بخار آب از گاز می باشد. با وجود اینکه مایعات بسیاری قابلیت جذب بخار آب از گاز را دارند، اما مطلوب ترین مایع برای استفاده در

فرآیندهای نمزدایی بایستی دارای خواص زیر باشند:

۱- راندمان جذب بالایی داشته باشد.

۲- دارای روش بازیافت آسان و اقتصادی باشد.

۳- غیر سمی بوده و خواص خورنده نداشته باشد.

۴- هنگامی که در غلظت های بالا مورد استفاده قرار می گیرد

باعث ایجاد مسایل عملیاتی نشده و مشکل خاصی پیش نیاید.

۵- با اجزای موجود در گاز هیچ واکنشی نداشته و بر روی هم

اثر متقابل نداشته باشند. همچنین ماده مورد نظر باید به گونه ای

باشد که به وسیله گازهای اسیدی فاسد نشده و خاصیت خود را از

دست ندهند.

گلیکول ها مخصوصا مونو اتیلن گلیکول^۲، دی اتیلن گلیکول^۳،

تری اتیلن گلیکول^۴ و تترا اتیلن گلیکول^۵، با درجات خلوص مختلف

شرایط بالا را دارا می باشند. متانول نیز به عنوان یک ماده نمزدا

مطرح می باشد؛ اما به دلیل حلالیت زیاد در هیدروکربن های مایع، در

فرآیندهای نمزدایی مداوم کمتر مورد استفاده قرار می گیرد.

برای انتخاب بهترین گزینه از بین گلیکول های موجود، توجه به

نکات زیر ضروری می باشد.

۱- مونو اتیلن گلیکول با توجه به تعادل بخار بالا با گاز،

تمایل بالایی به اتلاف در فاز گازی برج را دارد اما از نظر قیمت

اقتصادی تر می باشد.

۲- دی اتیلن گلیکول به دلیل دارا بودن فشار بخار بالا، اتلاف

زیادی را در داخل برج جذب دارا می باشد. به دلیل دمای پایین

تجزیه، بایستی در دماهای پایین بازیابی شود. (۳۴۰-۳۱۵ درجه

فارنهایت). بنابراین قابلیت بازیابی در غلظت های بالا را ندارد.

۳- تری اتیلن گلیکول در دماهای ۳۴۰ تا ۴۰۰ درجه

فارنهایت برای رسیدن به غلظت های بالا، بازیافت می شود. در دماهای

بالای ۱۲۰ درجه فارنهایت در برج جذب تمایل زیادی به اتلاف در

گاز به صورت بخار را دارا می باشد.

۴- تترا اتیلن گلیکول در دماهای بالای برج جذب نسبت به

تری اتیلن گلیکول اتلاف کمتری دارد؛ اما بسیار گران تر از تری اتیلن

گلیکول می باشد. در دماهای ۴۰۰ ت ۴۳۰ درجه فارنهایت بازیابی

می شود [۸].

جدول ۱ مشخصات انواع گلیکولها

	Ethylene Glycol	Diethylene Glycol	Triethylene Glycol	Tetraethylene Glycol	Methanol
Formula	C ₂ H ₆ O ₂	C ₄ H ₁₀ O ₃	C ₆ H ₁₄ O ₄	C ₈ H ₁₈ O ₅	CH ₃ OH
Molecular Weight	62.1	106.1	150.2	194.2	32.04
Boiling Point* at 760 mm Hg, °F	387.1	472.6	545.9	597.2	148.1
Boiling Point* at 760 mm Hg, °C	197.3	244.8	285.5	314	64.5
Vapor Pressure at 77°F (25°C) mm Hg	0.12	<0.01	<0.01	<0.01	120
Density (g/cc) at 77°F (25°C)	1.110	1.113	1.119	1.120	0.790
(g/cc) at 140°F (60°C)	1.085	1.088	1.092	1.092	
Pounds Per Gallon at 77°F (25°C)	9.26	9.29	9.34	9.34	6.59
Freezing Point, °F	8	17	19	22	-144.0
Pour Point, °F	—	-65	-73	-42	
Viscosity in centipoise at 77°F (25°C)	16.5	28.2	37.3	44.6	0.52
at 140°F (60°C)	4.68	6.99	8.77	10.2	
Surface Tension at 77°F (25°C), dynes/cm	47	44	45	45	22.5
Refractive Index at 77°F (25°C)	1.430	1.446	1.454	1.457	0.328
Specific Heat at 77 °F (25°C) Btu/(lb•F)	0.58	0.55	0.53	0.52	0.60
Flash Point, °F (PMCC)	240	255	350	400	53.6
Fire Point, °F (C.O.C.)	245	290	330	375	

* Glycols decompose at temperatures below their atmospheric boiling point. Approximate decomposition temperatures are:

Ethylene Glycol	329°F	Triethylene Glycol	404°F
-----------------	-------	--------------------	-------

۲- کاهش فشار بخار سیال و رساندن آن به یک فشار بخار رید^۶ معین به عنوان یک مشخصه فنی، به گونه ای که بتوان از دو فاز ی شدن سیال جلوگیری به عمل آید .
 ۳- کاهش میزان آب همراه با میعانات به کمتر از ۵۰۰ ppm و حذف مرکپتان و عناصر اسیدی از سیال. البته قابل ذکر است که میعانات گازی به صورت طبیعی حاوی مقادیر خیلی کمی از H₂S و CO₂ نسبت به جریان هیدروکربنی گازی می باشند[۸].

۵- روشهای تثبیت میعانات گازی

عمده ترین روشهایی که برای تثبیت میعانات گازی استفاده می شوند عبارتند از:

- ۱- جداسازی براساس ایجاد شرایط تعادل فاز ی بین بخار ومایع^۸
- ۲- جداسازی برپایه اختلاف نقطه جوش هیدروکربنها^۹

۵-۱- جداسازی براساس ایجاد شرایط تعادل فاز ی بین بخار ومایع

در این روش، تثبیت میعانات گازی بر اثر عمل تفکیک عناصر فرار از هیدروکربنهای سنگین تر براساس تعادل فاز ی بین بخار و مایع در یک سری فلاش تانک^{۱۰} تا رسیدن به یک فشار بخار رید معین صورت می پذیرد.

پس از جداسازی جریان مایع از جریان گازی درون اسلاگ گیر^{۱۱}، جریان مایع برای عمل تفکیک میعانات گازی از آب و محلول مونو اتیلن گلیکول که به منظور جلوگیری از یخ زدگی جریان گاز به خطوط لوله تزریق می شود و گازهای باقی مانده وارد یک جداکننده

۴- میعانات گازی و هدف از تثبیت آنها

گاز طبیعی که از مخازن گازی استحصال می شود عمدتاً حاوی حجم قابل ملاحظه ای میعانات گازی است، مخصوصاً زمانی که حجم برداشت گاز از مخزن زیاد باشد.

میعانات گازی به جریان هیدروکربنی مایع گفته می شود که در ذخایر گاز طبیعی وجود دارد و به صورت رسوب و ته نشین در گاز استخراجی یافت می شود و عمدتاً از پنتان و هیدروکربنهای سنگینتر (C₅+) تشکیل شده و دارای گوگرد پایین می باشد و معمولاً عاری از انواع فلزات است و تقریباً نیمی از آن را نفتا تشکیل می دهد.

میعانات گازی پس از جداسازی از گاز طبیعی حاوی عناصر فراری از هیدروکربنهای سبک همچون متان، اتان و... می باشد که چنانچه در شرایط محیطی مناسب قرار گیرند ، می توانند از فاز مایع جدا شده و باعث دو فاز ی شدن سیستم و پیوستن به فاز گازی شوند که این امر اثرات نامطلوبی در کیفیت محصول، نگهداری و انتقال به همراه خواهد داشت. بنابراین به منظور رسیدن به شرایط مطلوب جهت نگهداری، انتقال و فروش بایستی به صورت پایدار تک فاز ی مایع در آید[۹].

به مجموعه این عملیات پایدارسازی، تثبیت میعانات^۶ گازی گفته می شود، این عملیات به سه دلیل انجام می شود:

- ۱- حذف هیدروکربنهای سبک و قابل تبخیر(عناصر فرار) و یا به عبارتی دیگر بازیافت متان، اتان، پروپان و تا حدود زیادی بوتان از جریان هیدروکربنی مایع (میعانات گازی) می باشد.

سه فازی می شود.

مبدل حرارتی و پمپها تشکیل شده است.

جریان مایع جدا شده از جریان اصلی گاز در قسمت اسلاگ گیر که شامل میعانات گازی، آب و گلیکول می باشد به یک جداکننده سه فازی ارسال می گردد و جریان هیدروکربنی پس از تفکیک به عنوان خوراک اصلی به قسمت بالای برج تثبیت^{۱۶} فرستاده می شود. این برج به گونه ای است که فضا و زمان لازم برای تبادل جرم و انرژی بین دو فاز مایع و بخار را فراهم می کند. چنانچه برج از نوع سینی دار باشد، سینیهای بالای سینی خوراک، نقش تقطیری و سینیهای پایین تر سینی خوراک نقش جداسازی و یا دفع هیدروکربنهای ناپایدار و سبک را از جریان هیدروکربنی دارد.

جریان خروجی پایین برج بعد از تبادل انرژی با جریان خوراک ورودی و رسیدن به دما و فشار معین، به عنوان محصول نهایی تثبیت شده، شناخته می شود. قسمتی از جریان بخار بالای برج که پس از تبادل حرارتی در قسمت خنک کننده به صورت مایع در آمده برای تنظیم دمای جریان بالای برج و کنترل خلوص جریان به عنوان ریفلکس^{۱۷} به برج برگشت داده می شود و بخارات باقی مانده بعد از تبادل حرارتی در خنک کننده به عنوان جریان هیدروکربنی سبک که عمدتاً شامل متان، اتان، پروپان و بوتان می باشد به سیستم فراورشی گاز فرستاده می شود.

با مقایسه بین این دو روش می توان گفت که روش دوم نسبت به روش قبل برای رسیدن به یک فشار بخار رید معین، دقیق تر و از لحاظ اقتصادی به صرفه می باشد ولی در گذشته به دلیل سادگی کار عمدتاً روش اول متداول بوده است [۱۱].

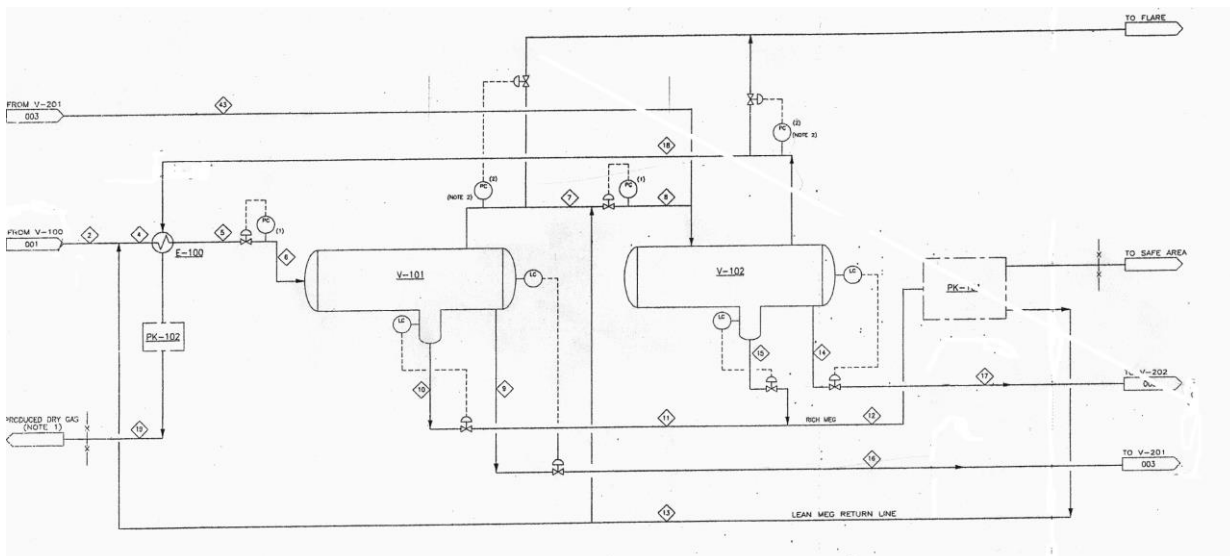
جریان هیدروکربنی مایع (میعانات گازی) جدا شده، که در اثر افت فشار ناگهانی با عبور از یک شیر فشار شکن به صورت دو فازی در آمده، وارد اولین فلاش تانک می شود سپس عمل تفکیک دو فاز بر اساس تعادل فازی بین بخار و مایع در دما و فشار نهایی جریان، درون فلاش تانک صورت می پذیرد. بدین گونه می توان عناصر فرار را از جریان اصلی مایع حذف نمود. جریان مایع خروجی برای جدا کردن عناصر سبک بیشتر، وارد فلاش تانک بعدی که در فشار پایین تری عمل می کند می شود و این عملیات تا رسیدن به یک فشار بخار رید معین تکرار می گردد.

جریانهای گازی جدا شده از بالای فلاش تانکها که شامل عناصر سبک هیدروکربنی می باشد پس از تامین فشار در کمپرسورها به سیستم فراورشی گاز فرستاده می شود و جریان آب و محلول گلیکول جدا شده از جداکننده سه فازی به منظور احیای گلیکول به واحد بازیابی مونو اتیلن گلیکول^{۱۸} ارسال می شود همچنین به عنوان یک مشخصه فنی میزان آب همراه با میعانات گازی تثبیت شده نباید بیشتر از ۵۰۰ ppm باشد [۱۰].

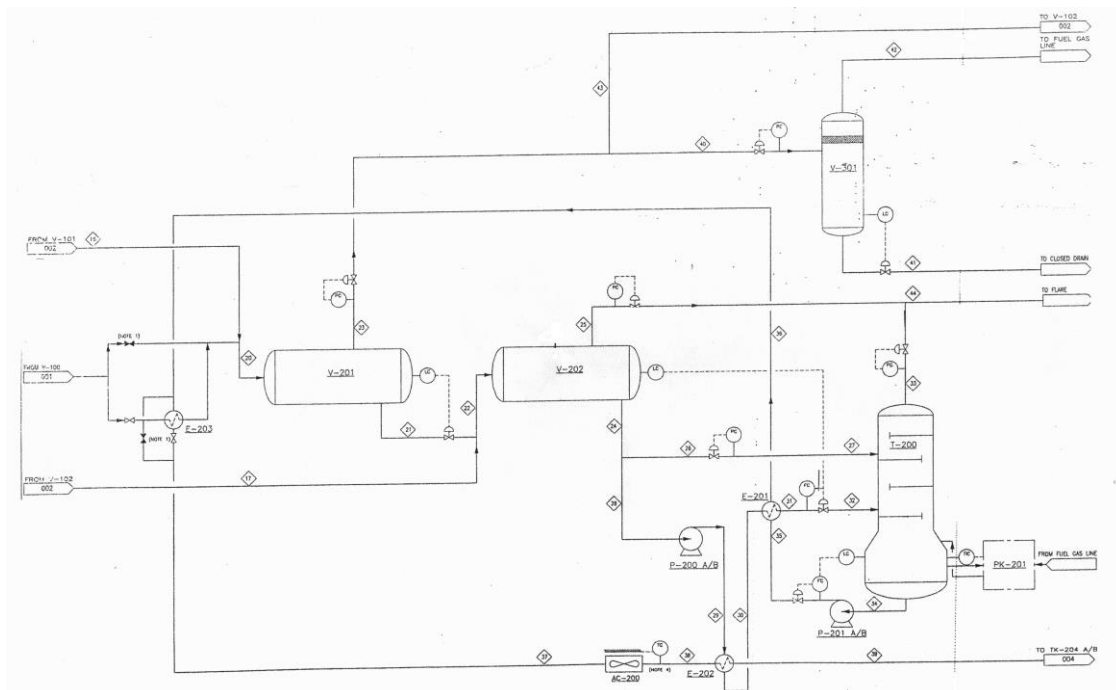
۵-۲- جداسازی بر پایه اختلاف نقطه جوش هیدروکربنها

در این روش جدایش عناصر سبک و قابل تبخیر از هیدروکربنهای سنگین بر اساس اختلاف در نقطه جوش هیدروکربنها صورت می پذیرد.

این سیستم از یک جداکننده سه فازی که محفظه خوراک تثبیت کننده^{۱۹} نیز نامیده می شود، یک برج تثبیت کننده^{۱۶} (که می تواند به صورت سینی دار و یا پر شده از پکینگ باشد)، یک ریویلر در پایین برج، یک خنک کننده^{۱۵} در بالای برج و تعدادی



شکل ۱ واحد نمزدایی واحد ذخیره سازی سراجیه قم



شکل ۲ واحد تثبیت میعانات واحد ذخیره سازی سراجیه قم

۶- شرح فرآیند

در این فرآیند پس از تولید گاز از چاه، جریان سیال وارد جداساز اولیه ای می شود که جریان گاز خروجی آن وارد بخش نم زدایی می شود. جریان میعانات گازی به سمت واحد تثبیت میعانات فرستاده می شود. جریان آب جداساز را نیز پس از تصفیه کردن در دیگر واحدها استفاده می کنند. مونو اتیلن گلیکول به عنوان سیال نم زدا نیز به جریان گاز در مرحله ورود به واحد نم زدایی تزریق می شود. جریان گاز پس از گذر از یک مبدل حرارتی وارد دو جداساز سه فازی متوالی می شود. جریان گاز خارج شده از این مجموعه جداسازها، که گاز خشک نیز می باشد پس از عبور از مبدل حرارتی متقاطع با جریان اولیه، وارد شیکه مصرف می شود. میعانات هیدروکربونی حاصل از این جداسازها، به منظور جداسازی گازهای محلول باقی مانده در آنها و تولید بیشتر به همراه میعانات اولیه وارد بخش تثبیت میعانات می شود. جریان مایع سنگین تر که شامل آب و مونو اتیلن گلیکول غنی می باشد، به واحد بازیابی فرستاده می شود که شامل برج با آکنه منظم و یک ریبولر می باشد که آب و مونو اتیلن گلیکول به دلیل اختلاف نقطه جوش جدا می شوند. آب از بالای برج خارج می شود و مونو اتیلن گلیکول خشک از پایین برج خارج می شود. گلیکول خروجی از برج دارای غلظت بالایی خواهد بود. گلیکول بازیافت شده پس از خروج از برج جذب، به جریان گاز اولیه ارسال می شود و به این صورت چرخه نم زدایی تکمیل می شود. میعانات گازی در واحد تثبیت میعانات، وارد دو عدد جداساز متوالی دو فاز می شوند. گاز تولید شده از این دو جداساز پس از عبور

از جداساز سه فاز عمودی^{۱۸} وارد خط تولید می شود.

هیدروکربن های مایع خارج شده از این مجموعه وارد یک برج تقطیر می شود و اجزای هیدروکربنی براساس اختلاف نقطه جوش بر روی سینی های برج جدا شده و تولید می شوند. گاز تولید شده از این برج نیز به عنوان سوخت ریبولر برج به کار می رود.

۷- طراحی اجزای فرآیند

اجزای فرآیند با توجه به معادلات و نمودارهای ذکر شده در منابع علمی طراحی و کدنویسی شده اند.

۷-۱- طراحی جداساز دوفاز و سه فاز

۱- برای طراحی جداساز در ابتدا باید ضریب درگ^{۱۹} را تخمین بزنیم (شروع از ۰/۳۴) و سپس سرعت حد را از فرمول زیر محاسبه نماییم.

که در معادلات زیر ρ_l و ρ_g به ترتیب چگالی مایع و گاز و d_m قطر قطره برحسب میکرون می باشد.

$$V_t = 0.0199 \left[\left(\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g} \right) \frac{d_m}{C_D} \right]^{1/2} \quad (1)$$

و سپس نتیجه حاصل از آن را در معادله رینولدز قرار می دهیم.

$$Re = 0.0049 \frac{\rho_g d_m V}{\mu} \quad (2)$$

و عدد رینولدز بدست آمده را در معادله ضریب درگ قرار

می‌دهیم.

۷-۲- طراحی برج سینی‌دار

۱- در برج‌ها محاسبه دبی جرمی گاز و مایع گذرنده از برج از طریق فرمول‌های زیر به دست می‌آید.

$$m_G = Q \cdot \rho_G = Q \cdot \frac{M_w \cdot P}{RT} \quad (10)$$

برای محاسبه دبی گاز و که P فشار برحسب psi و T دما برحسب فارنهایت، M_w جرم مولکولی خوراک و Q دبی گاز می‌باشد و

(11)

برای محاسبه دبی مایع که q دبی گاز می‌باشد.

۲- برای محاسبه قطر برج ابتدا باید رابطه زیر برای سطح مقطع خالص برای جریان گاز محاسبه شود:

$$A_n = \frac{Q}{V} \quad (12)$$

جهت محاسبه سرعت گاز، ابتدا باید سرعت طغیان (V_F) را محاسبه کرد:

$$V_F = C_F \left[\frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_G} \right] \quad (13)$$

C_F را از طریق فرمول و جدول آن محاسبه می‌کنیم. سپس سرعت گاز را ۷۵ تا ۸۰٪ سرعت طغیان در نظر می‌گیریم.

$$k = \frac{A_d}{A_t} \quad (14)$$

که A_d سطح محل ریزش مایع است و A_t سطح کل صفحه است و

$$A_t = \frac{A_n}{1-k} \quad (15)$$

قطر واقعی برج از رابطه زیر محاسبه می‌شود:

$$T = \left(\frac{4 \cdot A_t^2}{\pi} \right)^{0.5} \quad (16)$$

عرض بند اصلاح شده برابر خواهد بود با:

$$W = 0.7T \quad (17)$$

۳- محاسبه سطح مشبک یا موثر

$$A_a = A_t - 2A_d - B \quad (18)$$

$$C_D = \frac{24}{Re} + \frac{3}{Re^{1/2}} + 0.34 \quad (3)$$

این روش را آنقدر تکرار می‌کنیم تا ضریب درگ به همگرایی در

مقدار برسد.

۲- برای طراحی یک جداساز سه فازی لازم است که قطر مخزن و طول درز تا درز مشخص شود. ظرفیت گاز و زمان نگهداری فاکتورهایی هستند که در تعیین قطر و طول از آن‌ها استفاده می‌شود.

۳- طراحی بر اساس ظرفیت گاز به معادلات زیر منجر می‌شود که

$$d^2 L_{eff} = 420 \left[\frac{TZQ_g}{P} \right] \left[\left(\frac{\rho_g}{\rho_l - \rho_g} \right) \frac{C_D}{d_m} \right]^{1/2} \quad (4)$$

برای طراحی جداساز افقی و

$$d^2 = 5,040 \left[\frac{TZQ_g}{P} \right] \left[\left(\frac{\rho_g}{\rho_l - \rho_g} \right) \frac{C_D}{d_m} \right]^{1/2} \quad (5)$$

برای طراحی جداساز قائم به کار می‌روند.

۴- طراحی بر اساس ظرفیت مایع به معادلات زیر می‌رسد که

$$d^2 L_{eff} = 1.42 [(Q_w)(t_r)_w + (Q_o)(t_r)_o] \quad (6)$$

برای طراحی جداساز افقی و

(7)

$$h_o + h_w = \frac{(t_r)_o Q_o + (t_r)_w Q_w}{0.12 d^2}$$

برای طراحی جداساز قائم به کار می‌روند.

که $(t_r)_w$ و $(t_r)_o$ زمان‌های آب و نفت می‌باشد و Q_w و Q_o ترتیب دبی‌های نفت و آب می‌باشند.

۵- در نهایت طول مخزن را از طریق روابط زیر تعیین می‌کنیم.

که برای ظرفیت گاز

$$L_{ss} = L_{eff} + \frac{d}{12} \quad (8)$$

و برای ظرفیت مایع

$$L_{ss} = \frac{4}{3} L_{eff} \quad (9)$$

قطر و طول مناسب را براساس ضریب لاغری ($12L_{ss}/d$) بین ۳ و ۵ انتخاب می‌کنیم. [۳]

۷-۳- طراحی برج آکنه

۱- در این برجها محاسبه دبی جرمی گاز و مایع گذرنده از برج، مانند حالت سینی دار انجام می شود.

برای محاسبه قطر برج، ابتدا پارامتر مشخصه جریان در برج آکنه را از رابطه زیر حساب می کنیم:

$$\frac{L'}{G'} \left[\frac{\rho_G}{\rho_L - \rho_G} \right]^{0.5} \quad (23)$$

و سپس با استفاده از نمودار افت فشار گاز در هر متر از برج را

حساب کرده و سپس پارامتر $\frac{G'^2 C_f \mu_L^{0.1} L}{\rho_G (\rho_L - \rho_G) g_c}$ از نمودار بدست می آید و در نهایت به G' می رسیم. در نهایت قطر برج از رابطه زیر بدست می آید.

$$D = \frac{m_G}{G'} \quad (24)$$

۲- برای محاسبه افت فشار فاز گاز از رابطه زیر استفاده می کنیم

$$\Delta P_t = \Delta P_1 + \Delta P_2 \quad (25)$$

که ΔP_1 افت فشار بستر مرطوب به ازای هر متر از عمق پرکنها می باشد، که معمولا ستونهای جذب و دفع برای افت فشار گاز بین ۲۰۰ تا ۴۰۰ n/m^2 به ازای هر متر از عمق پرکنها طراحی می شوند و ΔP_2 افت فشار مربوط به جریان عبور فاز گاز از داخل ستون آکنه در حالتی که جریان بالای برج نداشته باشیم و از روابط زیر بدست می آید.

برای محاسبه آن دو رابطه وجود دارد. یکی رابطه ارگام می باشد و دیگری رابطه تجربی می باشد که به ترتیب به شرح زیر می باشد:

$$\frac{\Delta P_2}{Z} \cdot \frac{g_c \cdot \varepsilon^3 \cdot d_p \cdot \rho_G}{(1-\varepsilon)G'^2} = \frac{150(1-\varepsilon)}{Re} + 1.75 \quad (26)$$

$$\frac{\Delta P}{Z} = C_D \frac{G'^2}{\rho_G} \quad (27)$$

[۱۳]

که B سطح اشغال شده توسط محافظ صفحه+سطوح تلف شده کناری می باشد.

۴- محاسبه افت فشار فاز گاز

$$h_G = h_D + h_L + h_R \quad (19)$$

که در آن h_D افت فشار در سینی خشک که شامل اصطحاک حاصله در اثر ورود گاز به سینی و عبور گاز از منافذ سینی که به شکل لوله کوتاهی هستند و نیز خروج از منافذ می باشد

$$\frac{2h_D g \rho_L}{V_0^2 \rho_G} = C_0 \left[0.4(1.25 - \frac{A_0}{A_n}) + \frac{4fL}{d_0} + (1 - \frac{A_0}{A_n})^2 \right] \quad (20)$$

h_L در منطقه مشبک صفحه مایع به صورت کف آلود است. عمق مایع صاف در صورتی روی صفحه وجود خواهد داشت که کف شکسته شود. این ارتفاع با افزایش شدت گاز کاهش می یابد.

$$h_L = 6.1 \times 10^{-3} + 0.725h_w - 0.238h_w V_a \rho_G^{0.5} + 1.225 \frac{q}{z} \quad (21)$$

h_R افت فشار مربوط به عوامل دیگر از جمله کشش سطحی

$$h_R = \frac{\Delta P_R g_c}{\rho_L g} \quad (22)$$

[۱۲]

۴-۷- طراحی ریبویلر

برای محاسبه قطر ریبویلر چند روش وجود دارد که یکی از آنها می‌گوید برای محاسبه قطر پوسته، احتساب فاصله بالاترین لوله‌ی دسته لوله تا بالای پوسته برابر با ۰.۴ قطر پوسته است.

روش دقیق برای محاسبه قطر پوسته براساس معادله تجربی زیر برای محاسبه بار بخار استوار است

$$VL = 2290 \rho_V \left(\frac{\sigma}{\rho_L - \rho_V} \right)^{0.5} \quad (28)$$

که σ کشش سطحی مایع برحسب dyne/cm و VL بار بخار برحسب lb/hr.ft³ می‌باشد.

مقدار محاسبه شده برای بخار در این رابطه، سرعت مناسب بخار در داخل ریبویلر را فراهم می‌کند، به نحوی که قطرات مایع بتوانند با نیروی گراویته از فاز گاز جدا شده و ته‌نشین شوند. مساحت قسمتی که تنها شامل فاز گاز می‌باشد از رابطه زیر محاسبه می‌شود

$$SA = \frac{m_V}{L \times VL} \quad (29)$$

m_V شدت جریان جرمی بخار lb/hr و L طول لوله‌های کتل می‌باشد.

برای یک قطر معین دسته لوله‌ها و سطح SA، قطر پوسته به کمک نمودار مربوط به آن از روش سعی و خطا بدست می‌آید. برای محاسبه تعداد نازل برای خروج بخار از رابطه زیر استفاده می‌کنیم

$$N_n = \frac{L}{5 \cdot D_b} \quad (30)$$

که L طول لوله‌های کتل و D قطر دسته لوله‌ها می‌باشد.

روش دیگر استفاده از جدول

جدول ۲ محاسبه قطر ریبویلر از طریق بار حرارتی

Heat Flux (Btu/ft ² .hr)	Ratio shell diameter over bundle diameter
20000	1.9 - 2.5
15000	1.8 - 2.1
12000	1.5 - 1.7
8000	1.3 - 1.5

۵-۷- طراحی مبدل حرارتی

مراحل طراحی؛

۱- محاسبه بار حرارتی

(۳۱)

۲- محاسبه متوسط لگاریتمی اختلاف دما^{۲۰}

$$\Delta T_{cm} = \frac{(Th_1 - Tc_2) - (Th_2 - Tc_1)}{\ln \frac{(Th_1 - Tc_2)}{(Th_2 - Tc_1)}} \quad (32)$$

که T_1 دمای ورودی سیال داغ (درجه فارنهایت)

T_2 دمای خروجی سیال داغ (درجه فارنهایت)

T_3 دمای ورودی سیال سرد (درجه فارنهایت)

T_4 دمای خروجی سیال سرد (درجه فارنهایت)

ΔT_1 اختلاف دماهای بالاتر (درجه فارنهایت)

ΔT_2 اختلاف دماهای پایین تر (درجه فارنهایت) می‌باشند.

ضریب تصحیح F نیز از شکل‌های در انتهای مقاله به دست می‌آید.

۳- حدس U_0 و محاسبه سطح انتقال حرارت

ضریب کلی انتقال گرما U_0 را از جداول انتخاب می‌کنیم و سپس سطح انتقال حرارت را از رابطه زیر محاسبه می‌نماییم.

$$A_0 = \frac{Q}{U_0 \cdot F \cdot \Delta T_{cm}} \quad (33)$$

۴- حدس قطر و طول لوله

۵- محاسبه تعداد لوله‌ها

(۳۴)

۶- محاسبه تعداد گذرها

با فرض سرعت سیال داخل لوله‌ها، تعداد لوله‌ها در هر گذر محاسبه می‌شود. تعداد گذرها را با توجه به تعداد کل لوله‌ها و تعداد لوله‌ها در هر گذر تخمین زده می‌شود.

ماکزیمم سرعت سیال داخل لوله‌ها، پوسته و نازل‌های مبدل‌های حرارتی براساس جدول (۲۲-۱۰) و شکل (۶۳-۱۰) کتاب لودویگ انتخاب می‌شود.

(۳۵)

۷- محاسبه قطر پوسته و دسته لوله

قطر دسته لوله نیز از رابطه زیر بدست می‌آید:

$$D_b = d_0 \left(N_t / K_1 \right)^{\frac{1}{n_1}} \quad (36)$$

که در آن D_b قطر دسته لوله، d_0 قطر خارجی لوله برحسب میلی‌متر K_1 و n_1 از جدول بدست می‌آید.

قطر پوسته نیز از روابط زیر به دست می‌آید

گام مثلثی^{۲۱}

$$N_t = \frac{[(D_s - K_t)^2 \pi / 4 + K_2] - p(D_s - K_t)[K_3 n + K_4]}{1.223 \times p^2} \quad (37)$$

(۴۲)

گام مربعی^{۲۲}

$$N_t = \frac{[(D_s - K_t)^2 \pi / 4 + K_2] - p(D_s - K_t)[K_3 n + K_4]}{p^2} \quad (38)$$

۸- محاسبه ضریب انتقال حرارت سمت لوله‌ها^{۲۳} و ضریب

انتقال حرارت سمت پوسته^{۲۴} و U_0 و A_{cal}

در این مرحله ضرایب انتقال حرارت سمت لوله‌ها و سمت پوسته را با استفاده از نمودارهای کتاب لودویگ محاسبه کرده و در نتیجه ضریب کلی انتقال حرارت را از رابطه زیر محاسبه می‌کنیم.

(۳۹)

و در نهایت سطح کلی انتقال حرارت را محاسبه می‌نماییم.

(۴۰)

۹- محاسبه افت فشار مبدل

افت فشار در پوسته و لوله‌ها به ترتیب از فرمول‌های زیر بدست

می‌آیند.

(۴۱)

۸- طراحی واحد و مقایسه آن با ابعاد واقعی

جدول ۳ طراحی جداسازها و مقایسه آن‌ها با اندازه واقعی

نام واحد	قطر محاسبه شده (mm)	قطر واقعی (mm)	درصد خطا	طول محاسبه شده (mm)	طول واقعی (mm)	درصد خطا
V-100	1705	1800	5	7110	7200	1.25
V-101	1123	1250	10.16	4735	5000	5.3
V-102	1285	1400	8.21	5286	5600	6.5
V-201	1680	1800	6.66	7017	7200	2.54
V-202	1677	1800	6.83	7001	7200	2.76
V-301	534	600	11	1983	2200	9.86

جدول ۴ طراحی مبدل های حرارتی و مقایسه آنها با اندازه واقعی

نام واحد	قطر محاسبه شده (mm)	قطر واقعی (mm)	درصد خطا	طول محاسبه شده (mm)	طول واقعی (mm)	درصد خطا	تعداد لوله ها در هر گذر	تعداد گذرها	افت فشار محاسبه شده در تیوب (bar)	افت فشار واقعی در تیوب (bar)	درصد خطا	افت فشار محاسبه شده در پوسته (bar)	افت فشار واقعی در پوسته (bar)	درصد خطا
E-100	1062	1160	8.44	5245	5500	4.63	245	3	0.341	0.355	3.94	0.576	0.587	1.87
E-201	299	336	11.01	3319	3500	5.17	19	1	0.403	0.411	1.94	0.553	0.564	1.95
E-202	392	381	1.02	3708	3500	5.94	26	2	0.552	0.545	1.28	0.521	0.505	3.16
E-203	290	307	5.53	2925	3000	2.5	15	1	0.445	0.451	1.33	0.564	0.580	2.75

جدول ۵ طراحی برج ها و مقایسه آنها با اندازه واقعی

نام واحد	تعداد سینی	قطر محاسبه شده (mm)	قطر واقعی (mm)	درصد خطا	ارتفاع محاسبه شده (mm)	ارتفاع واقعی (mm)	درصد خطا	افت فشار محاسبه شده (bar)	افت فشار واقعی (bar)	درصد خطا
T-200	10	1093	1200	8.91	10311	11500	10.33	0.072	0.078	7.69
PK-101	ندارد	1714	1800	4.77	11052	12000	7.9	0.064	0.069	7.24

جدول ۶ طراحی ریبویلرها و مقایسه آنها با اندازه واقعی

نام واحد	قطر پوسته محاسبه شده (mm)	قطر پوسته واقعی (mm)	درصد خطا	بار حرارتی محاسبه شده (Btu/hr)	بار حرارتی واقعی (Btu/hr)	درصد خطا	تعداد نازل برای خروج بخار
Reb-200	1243	1400	11.21	822457	870000	5.46	11
PK-101	1453	1600	9.18	955145	990000	3.5	14

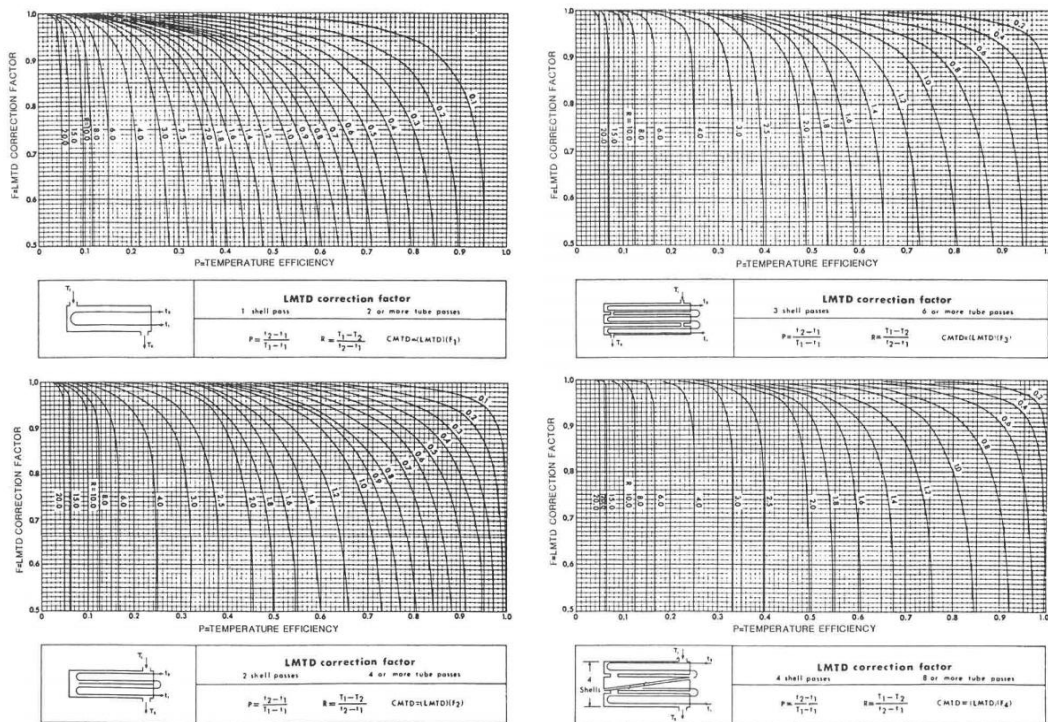
۹- جمع بندی و نتیجه گیری

گذرها، تعداد لوله ها در هر گذر و افت فشار در تیوب و پوسته محاسبه ذکر گردید. در طراحی برج ها از معادلات انتقال جرم استفاده شد که در نهایت قطر و ارتفاع برج و افت فشار آنها محاسبه گردید. طراحی ریبویلرها نیز براساس روش ذکر شده در منابع علمی منجر به محاسبه قطر و بار حرارتی آن و تعداد نازل برای خروج بخار شد. از آنجایی که نتایج بدست آمده از محاسبات اختلاف و درصد خطای کمی با مقادیر واقعی دارند، بنابراین روش های محاسبه به کار گرفته شده را می توان برای طراحی تجهیزات صنعتی در آینده به کار گرفت.

در این مقاله ادامه پس از بررسی واحدهای نهمزدایی و تثبیت میعانات موجود در واحد ذخیره سازی سراج، اقدام به طراحی اجزای فرآیند شد.

در طراحی جداسازها پس از محاسبه ضریب درگ، طول و قطر جداساز از طریق روابط برای ظرفیت گاز و مایع محاسبه و مقایسه گردید و به منظور حصول اطمینان نسبت لاغری بررسی شد که بین ۳ تا ۵ بود.

برای طراحی مبدل از روش تجربی کرن^{۲۵} ذکر شده در کتاب لودویک بیان شده است استفاده شد که در نهایت طول و قطر مبدل، تعداد



شکل ۳ محاسبه ضریب تصحیح F معادله ۳۳

جدول ۷ محاسبه پارامترهای معادله ۳۶

P = 1.25. d ₀ مرکز تا مرکز لوله					
تعداد گذرها	1	2	4	6	8
K _f	0.319	0.249	0.175	0.0743	0.0365
n _f		2.142	2.207	2.285	2.675
P = 1.25. d ₀ مربعی با فاصله مرکز تا مرکز لوله					
تعداد گذرها	1	2	4	6	8
K _f	0.215	0.153	0.158	0.042	0.0331
n _f	2.207	2.291	2.263	2.617	2.643

۱۰- مراجع

- [۱۸] نویدی، نیما؛ وطنی، علی؛ شبیه‌سازی و بهینه‌سازی واحد نم‌زدایی پالایشگاه گاز شهید هاشمی‌نژاد خانگیران؛ دهمین کنگره مهندسی شیمی ایران؛ دانشگاه سیستان و بلوچستان؛ ۱۳۸۴.
- [۱۹] مسگریان، رضا؛ اصول نم‌زدایی از نفت و گاز طبیعی؛ انتشارات شرکت ملی گاز ایران؛ تهران؛ ۱۳۹۰.
- [۲۰] K. Arnold; M. Stewart.; Surface Production Operations; 3rd edition; 1st volume; Elsevier; 2007.
- [۱۴] <http://www.tsenews.com>; visited on July 2014.
- [۱۵] اکبرزاده دستجردی، محمد؛ موسویان، محمدعلی؛ شبیه‌سازی واحد نم‌زدایی گاز سکوی دریایی فاز یک پارس جنوبی؛ مجله مهندسی شیمی ایران؛ سال چهارم؛ شماره شانزدهم؛ ۱۳۹۱.
- [۱۶] K. Arnold; M. Stewart.; Surface Production Operations; 3rd edition; 2nd volume; Elsevier; 1999.
- [۱۷] S. Mokhtab; W. Poe; J. Speight; Handbook of Natural Gas Transmission and Processing; Gulf Professional Publishing; Oxford; United Kingdom; 2006.

دومین همایش بین المللی نفت، گاز و پتروشیمی، 27 آذر ماه ۱۳۹۳، تهران، ایران

[۲۱] حلیمی فرد، غلامحسین؛ کامروا، حمیدرضا؛ ارایه روشی با هدف کاهش مصرف انرژی واحد تثبیت میعانات گازی گجساران؛ چهارمین همایش بین المللی مبدل های گرمایی در صنعت نفت و انرژی؛ تهران؛ ۱۳۹۱.

[۲۲] رازی فر، مهدی؛ طراحی تجهیزات فرآیندی؛ انتشارات اندیشه سرا؛ تهران؛ ۱۳۹۳.

[۲۳] Ernest E.Ludwig; Applied Process Design For Chemical And Petrochemical Plants; Gulf Professional Publishing; 1999

زیر نویس ها

Cryogenic	- ۱
Mono Ethylene Glycol	- ۲
Di Ethylene Glycol	- ۳
Tri Ethylene Glycol	- ۴
Tetra Ethylene Glycol	- ۵
Condensate Stabilization	- ۶
Reid Vapor Pressure	- ۷
Flash Vaporization	- ۸
Stabilization by Fraction	- ۹
Flash Tank	- ۱۰
Slug catcher	- ۱۱
MEG Recovery	- ۱۲
Stabilizer Feed Drum	- ۱۳
Stabilizing Tower	- ۱۴
Condenser	- ۱۵
Stabilizer Column	- ۱۶
Reflux	- ۱۷
Knock out Drum	- ۱۸
Drag Coefficient	- ۱۹
LMTD	- ۲۰
Triangular Pitch	- ۲۱
Square Pitch	- ۲۲
h_{i0}	- ۲۳
h_0	- ۲۴
kern	- ۲۵