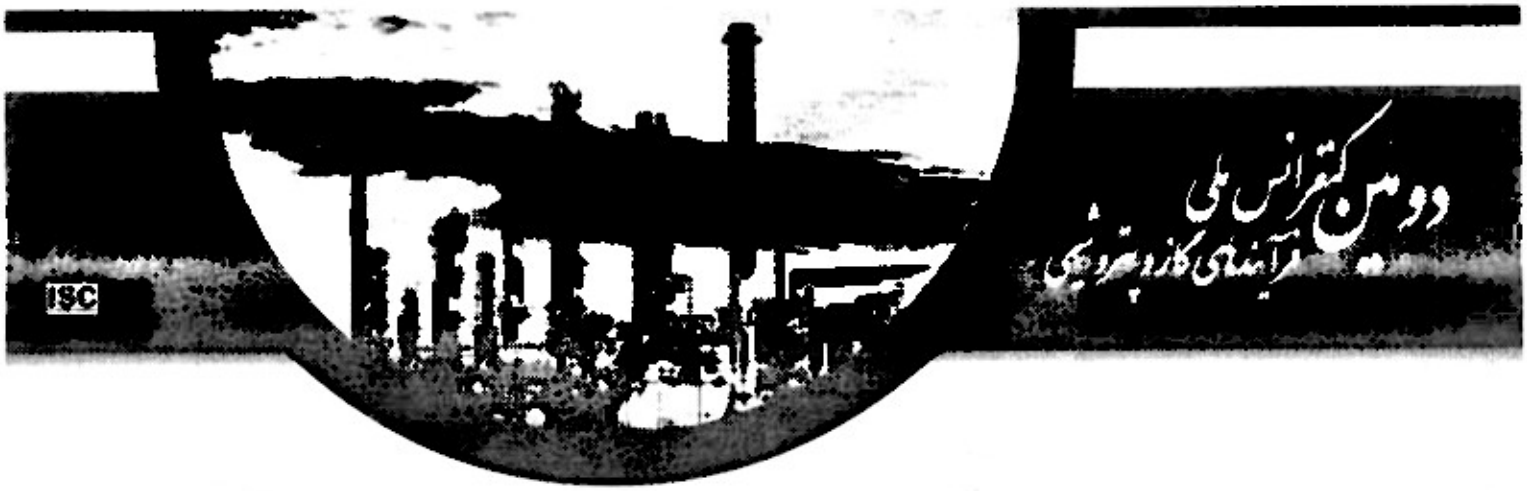


بسمه تعالی

گواهی ارائه

بدین وسیله گواهی می‌شود مقاله با عنوان

بهینه‌سازی شرایط عملیاتی واحد نم‌زدائی گاز طبیعی پالایشگاه سرخون و قشم

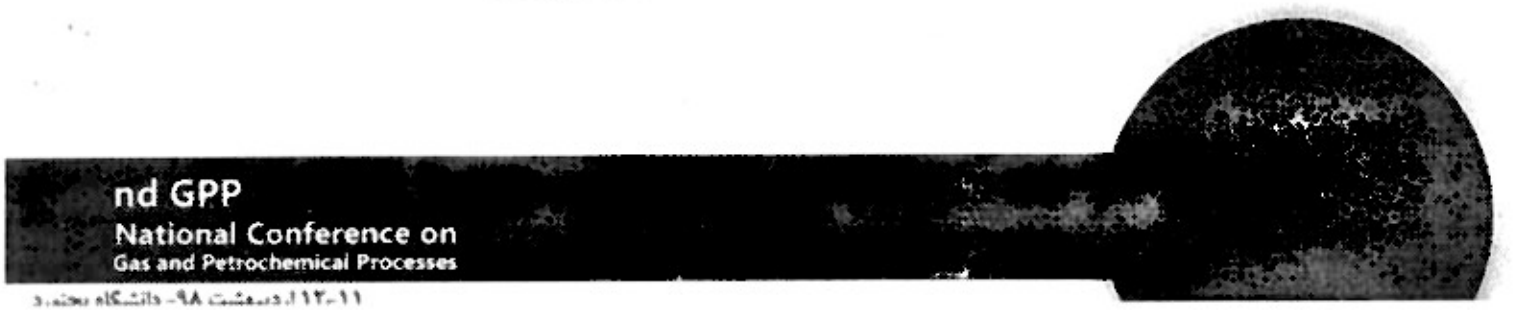
توسط نویسندگان

سیدمحمد موسوی، محمدعلی فنائی شیخ الاسلامی، میثم وحیدی

در دومین کنفرانس ملی فرآیندهای گاز و پتروشیمی (اردیبهشت ماه ۱۳۹۸) در دانشگاه بجنورد به صورت شفاهی ارائه شد.

دکتر احمد محقر
رئیس کنفرانس

دکتر علی گرمرودی اصیل
دبیر اجرایی کنفرانس
Dr. A.Garmroodi Asil



بهینه‌سازی شرایط عملیاتی واحد نم‌زدائی گاز طبیعی پالایشگاه سرخون و قشم

سیدمحمد موسوی[1]، محمدعلی فنائی شیخ الاسلامی[2*]، میثم وحیدی[3]

[1]دانشجوی کارشناسی ارشد مهندسی شیمی‌گرایش مدلسازی، شبیه سازی و کنترل فرآیند، دانشکده مهندسی، دانشگاه فردوسی مشهد، ایران
[2]دانشیار گروه مهندسی شیمی دانشکده مهندسی، دانشگاه فردوسی مشهد، ایران
[3]دانشجوی دکتری مهندسی شیمی، دانشکده مهندسی، دانشگاه فردوسی مشهد، ایران

چکیده

با توجه به کاهش چشمگیر ظرفیت تولید پالایشگاه سرخون و قشم به دلیل افت فشار مخزن در سال‌های اخیر، شرایط عملیاتی مانند دبی، فشار و دمای واحد نم‌زدائی دچار تغییر شده است. واحد نم‌زدائی در شرایط طراحی دارای چهار train موازی می‌باشد، اما در حال حاضر به سه train کاهش پیدا کرده در حالی‌که هم‌چنان شرایط عملیاتی بهینه در وضعیت کنونی تعیین نگردیده است. مهم‌ترین و تاثیرگذارترین متغیر فرآیندی در این واحد، دبی جریان پروپان جهت استفاده در چیلر واحدهای نم‌زدائی می‌باشد که از طریق یک سیکل تبرید تأمین می‌گردد. در این مقاله جهت تعیین شرایط عملیاتی بهینه واحد از شبیه سازی استاتیکی توسط نرم‌افزار اسپن پلاس استفاده شده است. اعتبارسنجی مدل شبیه‌سازی شده نیز با توجه به داده‌های طراحی اولیه واحد صورت پذیرفته است. سپس بر اساس شرایط کنونی واحد، مقادیر عملیاتی بهینه محاسبه گردیده است.

کلمات کلیدی

بهینه‌سازی- نم‌زدائی گاز طبیعی- سردسازی- اسپن پلاس- پروپان در گردش

*پست الکترونیکی عهده‌دار مکاتبات: fanaei@um.ac.ir

1- مقدمه

یکی از مهم ترین فرآیندها مربوط به گاز طبیعی حذف ناخالصی‌هایی مانند آب، هیدروکربن‌های سنگین، هیدروژن سولفید[1]، N2، CO2 و ... از جریان گاز خام می‌باشد[1]. وجود آب، باعث بوجود آمدن هیدرات درون جریان گاز شده که مشکلات عملیاتی فراوانی را برای واحدها بوجود می‌آورد. در واحدهای نم‌زدائی[2]، جداسازی آب از جریان گاز و تنظیم نقطه شبنم علاوه بر جلوگیری از تشکیل هیدرات گازی و مسدود شدن خط لوله، احتمال خوردگی تجهیزات را هم کاهش می دهد[2].

برای نم‌زدائی گازهای طبیعی، روش‌هایی مانند جذب، دفع و سردسازی با عامل سردکننده مثل پروپان و روش‌های پیشرفته‌تر مثل فرآیندهای غشایی و فراصوت وجود دارد[3]. در زمینه نم‌زدائی گاز طبیعی، مطالعات و بررسی‌های مختلفی طی دهه‌های اخیر صورت گرفته است[4]. به این دلیل که در واحد بررسی شده در این مقاله از روش سردسازی مستقیم برای حذف آب استفاده شده است، به طور جزیی‌تر به شرح این روش پرداخته می‌شود.

روش سردسازی به این منظور به کار می‌رود تا مولکول‌های آب در طی چندین مرحله وارد فاز مایع شده و سپس از جریان گاز حذف شود[5]. با استفاده از این روش، اجزاء مایع درون جریان گاز و هیدوکربن‌های سنگین‌تر موجود در گاز طبیعی نیز، بازیابی می‌گردد. گاز طبیعی هم‌چنین می‌تواند با ا ستفاده از اثر ژول-تام سون (JT effect) سرد شود. در واقع اثر ژول-تامسون تغییر فشار گاز با تغییر دمای آن گاز را بیان می‌کند. برای گاز طبیعی، با توجه به انبساط، فاصله متوسط بین مولکول‌های گاز افزایش پیدا کرده و منجر به افزایش انرژی پتانسیل (نیروهای واندروالس) می‌گردد. در طی فرآیند انبساط، هیچ تبادل گرمایی با محیط و هیچ انجام کاری صورت نمی‌گیرد. بنابراین با توجه به قانون پایستگی انرژی، افزایش در انرژی پتانسیل منجر به کاهش انرژی سینتیکی و در نتیجه کاهش دمای گاز طبیعی می‌شود[6].هم چنین پدیده دیگری مرتبط با سرد سازی گاز طبیعی وجود دارد. بدین‌منظور باید به امکان تشکیل هیدرات درحین سرد سازی توجه شود. از آن جاییکه این هیدرات تشکیل شده توسط فرآیند، ممکن است باعث انسداد جریان شود، برای جلوگیری از این پدیده معمولا قبل از هر مرحله سردسازی ممانعت کننده‌هایی (ضدهیدرات) مانند متانول یا مونو اتیل گلایکول (MEG) به خط تزریق می‌شود.

در مواردی که اختلاف فشار بین ورودی و خروجی گاز به اندازه کافی نیست، سرد سازی توسط اثر ژول-تامسون امکان پذیر نیست. در این مواقع پیش خنک کننده‌های هوا و خنک کننده‌های بیرونی بکار می‌روند. از آنجاییکه معمولا نم‌زدائی برای حجم بالایی از گاز طبیعی انجام می‌گردد، خنک کننده‌های بیرونی نیاز به توان بالایی دارند، پس این نوع سردسازی به انرژی مصرفی بالایی احتیاج دارد. برای نم‌زدائی در فشارهای پایین گاز طبیعی، این نوع خنک کننده‌ها حدود 80 درصد از کل انرژی مصرفی واحد را در برمی‌گیرند. در واقع روش سرد سازی عمدتا زمانی که شرایط مناسب برای اثر ژول-تامسون برقرار است به کار می‌رود[7].

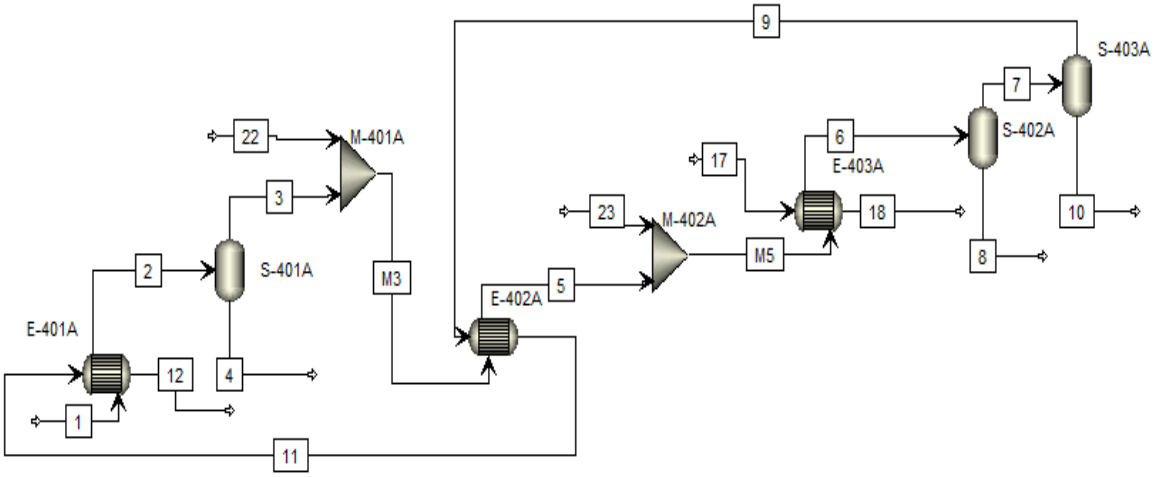
2-شرح فرآیند

بلوک دیاگرام فرآیندی[3] مربوط به فرآیند واحد نم‌زدائی برای یک train در محیط نرم افزار اسپن پلاس[4] در شکل 1 نشان داده شده است. در این واحد ابتدا خوراک به چهار قسمت مساوی تقسیم شده و وارد چهار train به طور موازی شده که عملیات صورت گرفته و شرایط عملیاتی در هر train مشابه بوده است.

---

[1] H_2S
[2] Dehydration
[3] Process Flow Diagram
[4] Aspen Plus

بدین صورت که در هر train ابتدا خوراک با دبی 6077 کیلوگرم مول بر ساعت[1] و دمای 60/9 درجه سانتیگراد[2] و فشار 71 بار[3] که با شماره 1 در بلوک دیاگرام مشخص شده است، وارد مبدل حرارتی[4] E-401 شده و از طریق تبادل دما با جریان محصول نهایی برگشتی به دمای موردنظر 38 درجه سانتی گراد می‌رسد. در ادامه جریان شماره 2 وارد فلاش درام S-401 شده و مقداری از آب آن گرفته می شود و جریان بخار خروجی از بالای فلاش درام (جریان شماره 3) با محلول دی اتیل گلایکول (DEG) و آب با دبی 20 کیلوگرم مول بر ساعت و دمای 50 درجه سانتی‌گراد و فشار 72/3 بار ترکیب شده تا دمای نقطه حباب گاز به اندازه کافی پایین بیاید. بعد از این مرحله وارد مبدل حرارتی E-402 می‌شود که در این مبدل با جریان بخار خروجی از بالای فلاش درام S-403 (جریان شماره 9) تبادل حرارتی انجام می‌دهد. جریان سرد شده با دمای 1 درجه سانتی گراد (شماره 5) دوباره با دبی 5 کیلوگرم مول بر ساعت از ترکیب آب و دی اتیل گلایکول در همان دما و فشار جریان دی اتیل گلایکول قبلی ترکیب می‌شود و سپس وارد چیلر سردسازی می‌گردد، انرژی این چیلر از طریق پروپان در گردش، تامین می گردد تا به دمای موردنظر 12- درجه سانتی‌گراد برای جداسازی آب و دی اتیل گلایکول در فلاش درام‌های S-402 و S-403 برسد. البته در فلاش درام S-403، فشار به مقدار 0/5 بار افت پیدا می‌کند تا اثر ژول-تامسون اتفاق افتاده و دمای گاز خشک به 12/3- سانتی‌گراد برسد. در انتها، جریان های شماره 9 و11 به عنوان سرد کننده، همانطور که قبلا توضیح داده شد، عمل کرده و محصول به عنوان جریان شماره 12 با دبی 5970/6 کیلوگرم مول بر ساعت و دمای 53/8 سانتی‌گراد و فشار 66/6 بار، از مبدل‌حرارتی ابتدای فرآیند خارج می‌شود. سرانجام جریان‌های محصول خروجی از چهار train، با یکدیگر ترکیب شده و محصول نهایی واحد بدست می‌آید.

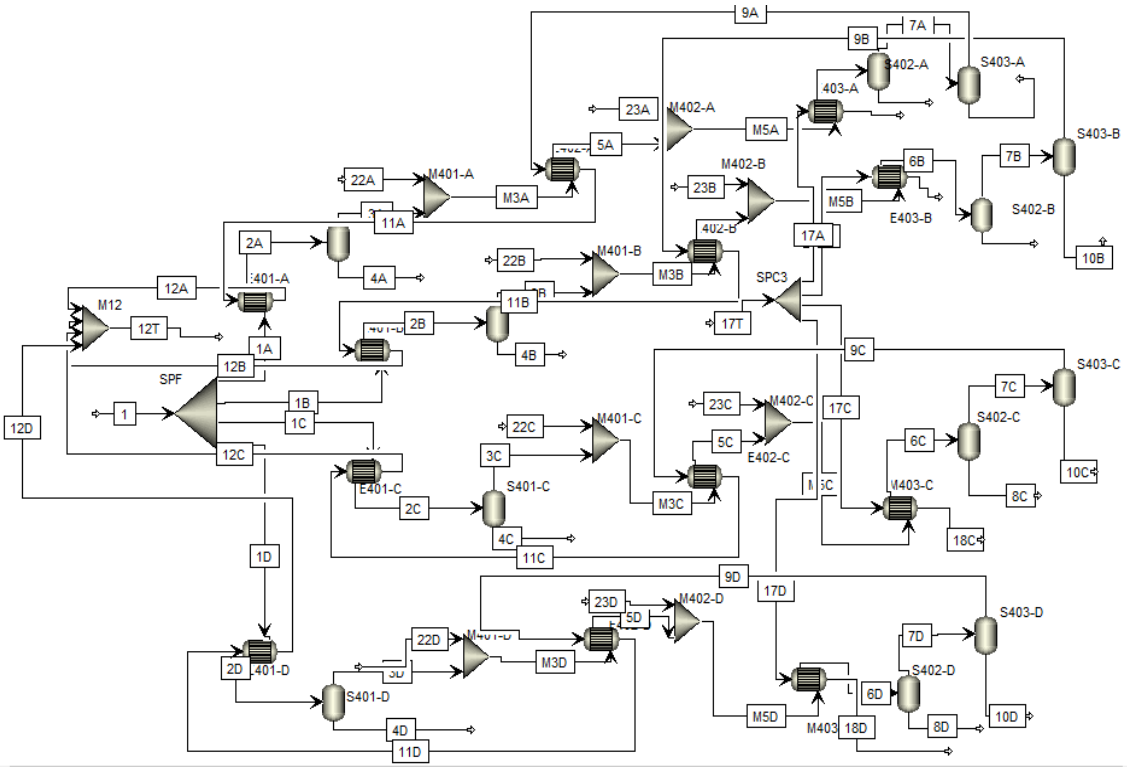


شکل 1- بلوک دیاگرام واحد نمزدائی برای یک train

[1] Kgmole/hr
[2] °C
[3] bar
[4] Heat Exchanger

3- شبیه‌سازی فرآیند

شبیه سازی صورت گرفته در محیط نرم افزار اسپن پلاس به صورت استاتیکی در شکل 2 نمایش داده شده است. به منظور طراحی و اعتبار سنجی[1] مطلوب، از مدل‌های ترمودینامیکی بسیاری استفاده گردید که نزدیک ترین و معتبرترین داده‌ها به شرایط طراحی، از طریق مدل ترمودینامیکی SRK بدست آمده است. البته لازم به ذکر است که در شبیه‌سازی فلاش درام‌های S-401 و S-403، از مدل ترمودینامیکی SRKKD و در قسمت block options این تجهیزات، برای نوع روش حلالیت آب[2]، از حالت بخار غیر اشباع[3] استفاده گردیده است. در این شبیه‌سازی به منظور اعتبارسنجی داده‌های بدست آمده از نرم افزار نسبت به داده‌های طراحی اولیه واحد، از درصد خطای نسبی اندازه گیری شده برای یک train استفاده گردیده است. خطای‌های مورد نظر در جدول شماره 2 نشان داده شده است. همان طور که از داده‌های جدول شماره 2 مشخص است اکثر داده‌ها از درصد خطای نسبی قابل قبولی برخوردار می‌باشند و تا حدودی به داده‌های طراحی نزدیک می‌باشند. در ادامه به دلیل نبود داده‌های مربوط به سایز مبدل‌ها (قطر و طول لوله‌ها، تعداد گذر[4] هر مبدل و...)، از محیط EDR نرم افزار اسپن پلاس استفاده شده است تا مبدل‌های بکار رفته طراحی گردد که نتایج مربوطه در جدول شماره 3 به ترتیب گزارش داده شده است.



شکل 2- بلوک دیاگرام شبیه‌سازی شده فرآیند

[1] Validation
[2] Water Solubility Method
[3] Unsaturated Steam
[4] Pass

جدول شماره 1: مشخصات خوراک ورودی

مشخصات فرآیندی خوراک (جریان شماره 1)	دبی مولی (kgmole/hr)
C1	5323.6
C2	222.7
C3	86.3
IC4	19.7
NC4	29.5
IC5	13
NC5	10.3
C6+	29
N2	302.1
CO2	14.4
H2S	0
DEA	0
DEG	0
H2O	26.4
TOTAL	6077
Volume Flow(m^3/hr)	2125.5
Temperature (°C)	38
Pressure (bar)	71
Density(kg/m^3)	53.162
Molecular weight	18.59

جدول شماره 2: درصد خطای نسبی نتایج شبیه‌سازی با طراحی اولیه

مشخصات جریان‌ها	1.000	2.000	3.000	5.000	7.000	9.000	11.000	12.000
C1	0.000	0.000	-0.031	-0.031	-0.300	-0.278	-0.278	-0.278
C2	0.000	0.000	-0.113	-0.113	-0.502	-0.402	-0.402	-0.402
C3	0.000	0.000	-0.261	-0.261	-1.854	-1.470	-1.470	-1.470
IC4	0.000	0.000	-0.334	-0.334	-3.504	-2.612	-2.612	-2.612
NC4	0.000	0.000	-0.283	-0.283	-3.260	-2.089	-2.089	-2.090
IC5	0.000	0.000	-0.624	-0.624	-2.649	0.105	0.105	0.105
NC5	0.000	0.000	-0.627	-0.627	-5.590	-3.903	-3.903	-3.903
C6+	0.000	0.000	0.963	0.963	4.729	17.974	17.974	17.974
N2	0.000	0.000	-0.033	-0.033	-0.134	-0.124	-0.124	-0.124
CO2	0.000	0.000	0.004	0.004	0.287	0.398	0.398	0.398
H2O	0.000	0.000	29.589	12.728	-277.21	-249.93	-249.98	-249.95
Total flow (Kgmole/hr)	0.000	0.000	0.000	0.000	-0.348	-0.293	-0.293	-0.293
Temperature(°C)	0.000	0.000	-6.573	0.000	-0.486	0.670	-4.598	0.908
Pressure (Bara)	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
Density(kg/m^3)	2.819	3.219	4.306	3.861	3.813	4.051	3.857	2.657
Molecular Weight	-0.054	-0.054	-0.045	-0.047	-0.068	0.045	0.045	0.045

جدول شماره 3- مشخصات مبدل‌های طراحی شده

نام مبدل	اندازه قطر داخلی/خارجی مبدل (متر)	اندازه طول لوله‌ها(متر)	تعداد لوله‌ها	تعداد PASS	تعداد بافل
E-401	1.9/2.04	6	5414	1	8
E-402	1.525/1.637	6	3487	1	9
E-403	0.7/0.72	2.4	569	2	2

4- بهینه‌سازی شرایط طراحی و عملیاتی کنونی

به منظور بهینه سازی فرآیند، از قسمت بهینه سازی نرم افزار اسپن پلاس استفاده گردیده است. ابتدا باید متغیرهای بهینه‌سازی و تابع هدف و قیود تعیین گردد. با توجه به اینکه شرایط خوراک ورودی قابل تغییر از طریق کاربر نمی‌باشد و همچنین خروجی مبدل‌های E-401 و E-402، از طریق انتگراسیون فرآیندی بین خوراک و محصول برگشتی بوجود می‌آید، این مقادیر قابل تغییر نمی‌باشند. در نتیجه دبی‌های ورودی دی اتیل گلایکول تزریقی، پروپان مورد استفاده در چیلر E-403 و تعداد train های در حال سرویس به عنوان متغیر در بهینه‌سازی فرآیند، در نظر گرفته می‌شود. هم چنین تابع هدف به عنوان حداقل مصرف انرژی (در این واحد فقط مقدار پروپان ورودی، مصرف کننده انرژی می باشد) در نظر گرفته شده با این قید که ترکیب درصد آب خروجی از محصول به مقدار مطلوب برسد. در ابتدا حساسیت هرکدام از متغیرهای در نظر گرفته شده نسبت به قید و تابع هدف بررسی گردیده است و در نتیجه مشاهده می‌گردد که تغییر مقدار دی اتیل گلایکول ورودی، بدلیل دبی بسیار پایین آن، حساسیت چندانی در میزان پروپان به عنوان تابع هدف و ترکیب در صد خروجی آب ندارد. در نتیجه در این فرآیند، متغیرهای فرآیندی (دبی پروپان در گردش و تعداد trainهای در حال سرویس)، قید (ترکیب درصد خروجی آب محصول) و تابع هدف (حداقل مقدار پروپان در گردش) می‌باشد.

با توجه به این شرایط، جهت بهینه سازی واحد، از قسمت sensivity نرم افزار اسپن پلاس، تاثیر تغییر دبی پروپان بر ترکیب در صد خروجی آب را در شرایط طراحی بدست می‌آوریم. که مقدار مناسب دبی پروپان برابر با 1014/4 کیلوگرم بر ساعت، تعیین می‌گردد. به عبارتی مقدار بهینه پروپان برای هر train، 253/6 کیلوگرم بر ساعت بدست می‌آید.

برای بهینه‌سازی شرایط عملیاتی واحد، با توجه به مقادیر دبی، فشار و دمای خوراک گزارش شده پالایشگاه در سال 1397 که در جدول شماره 4 و 5 نشان داده شده است، مشخص می گردد که پالایشگاه در حال حاضر بدلیل کاهش میزان خوراک ورودی، با سه train در حال عملیات می‌باشد. این میزان خوراک، تقریبا حدود 0/48 میزان خوراک در شرایط طراحی و هم چنین دبی حالت استاندارد کنونی (دمای 15 درجه سانتی‌گراد و فشار 1 اتمسفر)، حدود 0/42 حالت استاندارد شرایط اولیه طراحی می باشد.

جدول شماره 4- مقادیر دبی کنونی خوراک train های مختلف واحد

خوراک trainهای مختلف	400-A	400-B	400-C	400-D
دبی مولی (kgmole/hr)	4039.59	3583.38	0.00	3876.43

جدول شماره 5- مشخصات کنونی خوراک واحد نم‌زدائی 400-A

شرایط کنونی خوراک	دبی مولی (kgmole/hr)
C1	3522.518907
C2	137.7498793
C3	58.97795418
IC4	14.94646784
NC4	19.79397092
IC5	9.695006166
NC5	7.271254625
C6+	24.23751542
N2	225.4088934
CO2	18.98605374
Total	4039.585903
Temperature(°C)	42
pressure(bar)	60

5- بحث و نتایج

به منظور بهینه سازی واحد چون میزان دبی خوراک به کمتر از نصف مقدار اولیه رسیده است از لحاظ ظرفیت برای هر train، امکان استفاده از دو train وجود دارد اما با توجه به تغییر فشار و دما متناسب با آن باید بررسی شود که با چه میزان دبی پروپان، می‌توان به در صد خلوص موردنظر آب محصول رسید. اگر مقدار پروپان بهینه هم به نصف یا کمتر از مقدار اولیه طراحی اش برسد استفاده از دو train چه از لحاظ مصرف انرژی و چه از لحاظ اقتصادی به صرفه تر است.

بدین منظور ابتدا واحد با چهار train شبیه سازی می‌گردد و مشخص می شود که واحد در شرایط کنونی باتوجه به ظرفیت طراحی شده واحد، به خلوص مورد نظر آب نخواهد رسید. در ادامه، واحد با سه train شبیه‌سازی شده و با استفاده از قسمت sensivity نرم افزار، بررسی می‌شود که میزان ترکیب درصد خروجی آب در جریان شماره 12 (مجموع جریان‌های محصول خروجی از سه train) با تغییر دبی پروپان چه مقدار است و نقطه ای را که به ترکیب در صد مورد نظر آب می‌رسیم به عنوان مقدار بهینه پروپان در نظر می‌گیریم که این میزان برابر با 369 کیلوگرم بر ساعت با دمای 23- درجه سانتی‌گراد و فشار 2/19 بار می‌باشد.

در ادامه، دوباره فرآیند با دو train شبیه سازی می‌گردد و با به کار بردن sensivity، تغییر میزان پروپان در گردش و ترکیب در صد خروجی آب محصول نهایی گزارش می شود که مقدار بهینه پروپان 399 کیلوگرم مول بر ساعت بد ست می‌آید. چون مقدار پروپان مورد نیاز کمتر از نصف مقدار اولیه می‌باشد، این حالت به وضوح نشان می‌دهد که در حال انجام فرآیند با دو train نیز، می‌توان به درصدخلوص موردنظر آب رسید. نتایج مربوط به این بخش، در جدول شماره 6 نشان داده شده است.

جدول شماره 6- نتایج بهینه‌سازی شرایط کنونی واحد

تعداد train	مقدار پروپان بهینه کل	مقدار بهینه پروپان به ازای هر train	ترکیب درصد آب محصول
4	امکان ناپذیر	---	---
3	369	123	1.64*10^-5
2	399	200	1.64*10^-5

نتایج نهایی مقادیر فرآیندی بدست آمده برای شرایط کنونی واحد در جدول شماره 7 به نمایش در آمده است.

جدول شماره 7- داده های فرآیندی بدست آمده شرایط کنونی واحد با استفاده از نرم افزار اسپن پلاس

خصوصیات جریان	1.00	2.00	4.00	5.00	7.00	9.00	12.00
C1(kgmole/hr)	5110.66	5110.66	0.20	5110.45	5089.75	5089.73	5089.73
C2	213.79	213.79	0.07	213.72	207.74	207.72	207.72
C3	82.85	82.85	0.17	82.68	74.95	74.89	74.89
IC4	18.91	18.91	0.08	18.83	15.40	15.37	15.37
NC4	28.32	28.32	0.32	28.00	20.89	20.72	20.72
IC5	12.48	12.48	0.35	12.13	6.64	6.46	6.46
NC5	9.89	9.89	0.44	9.45	4.63	4.39	4.39
C6+	27.84	27.84	3.58	24.26	1.79	1.63	1.63
N2	290.02	290.02	0.00	290.02	289.66	289.66	289.66
CO2	13.82	13.82	0.00	13.82	13.40	13.40	13.40
DEG	0.00	0.00	0.00	9.80	0.00	0.00	0.00
H2O	25.34	25.34	21.16	14.38	4.53	0.09	0.09
Total(kgmole/hr)	5833.92	5833.92	26.37	5827.55	5729.38	5724.07	5724.07
Temperature(°C)	42.00	29.13	31.40	-2.20	-13.71	-13.32	38.74
Pressure(bar)	61.01	60.88	60.88	60.85	60.46	59.96	59.90
Mass Density(kg/m3)	47.73	50.68	829.75	60.90	62.43	61.51	45.44
Average MW	18.59	18.59	31.80	18.68	17.99	17.99	17.99

6- نتیجه گیری

همان طور که از نتایج بهینه سازی مشخص است کمترین مقدار پروپان مصرفی در واحد، در حالت سه train بدست می‌آید. اما با توجه به اینکه هر train، ظرفیت سردسازی با پروپان در گردش با دبی 253.6Kgmole/hr را دارد و نیز در حالت سرویس واحد با دو train، به 200Kgmole/hr پروپان نیاز است، می‌توان یک train دیگر را هم از سرویس خارج کرد تا از استهلاک و فرسودگی بیش تر تجهیزات جلوگیری کرد.

سپاسگزاری

این پژوهش با حمایت کامل پرسنل محترم و مدیر بخش پژوهش پالایشگاه سرخون و قشم انجام گرفت که همکاری و راهنمایی های ایشان، کمک شایانی به پیشبرد این پژوهش داشته است، بدین صورت نهایت تشکر و قدردانی را از ایشان داریم.

مراجع

[1] A.L. Kohl, R.B. Nielsen, Gas purification 5th ed, Houst. Gulf Publ. Co. (1997).

[2] T.E. Rufford, S. Smart, G.C.Y. Watson, B.F. Graham, J. Boxall, J.C. Diniz da Costa, E.F. May, The removal of CO 2 and N 2 from natural gas: A review of conventional and emerging process technologies, J. Pet. Sci. Eng. 94–95 (2012) 123–154.

[3] X. Cao, J. Bian, Supersonic separation technology for natural gas processing: A review, Chem. Eng. Process. - Process Intensif. 136 (2019) 138–151.

[4] P. Gandhidasan, A.A. Al-Farayedhi, A.A. Al-Mubarak, Dehydration of natural gas using solid desiccants, Energy. (2001).

[5] M.R. Rahimpour, S.M. Jokar, P. Feyzi, R. Asghari, Investigating the performance of dehydration unit with Coldfinger technology in gas processing plant, J. Nat. Gas Sci. Eng. 12 (2013) 1–12.

[6] W.H. Tay, K.K. Lau, A.M. Shariff, Numerical Simulation for Dehydration of Natural Gas using Joule Thompson Cooling Effect, Procedia Eng. 148 (2016) 1096–1103.

[7] S. Mokhatab, W.A. Poe, J.Y. Mak, Natural Gas Dehydration, Handb. Nat. Gas Transm. Process. (2015) 223–263.

Optimization of Sarkhun & Qeshm Refinery dehydration unit in operating condition

Seyyed Mohammad Mousavi, Mohammad Ali Fanaei Shykholeslami, Maissam Vahidi
Department of Chemical Engineering, Faculty of engineering, University of Ferdowsi , Mashhad, Iran, E-mail: mousavi.se@um.ac.ir
Department of Chemical Engineering, Faculty of engineering, University of Ferdowsi, Mashhad, Iran, E-mail: fanaei@um.ac.ir
Department of Chemical Engineering, Faculty of engineering, University of Ferdowsi , Mashhad, Iran, E-mail: vahidi@ksbco.ir

Abstract.
Due to the significant reduction in production capacity of Sarkhon and Qeshm Refineriy because of the drop in reservoir pressure in recent years, operational conditions such as flow, pressure and temperature of the dehydration unit have changed. The dehydration unit contains four parallel trains in design conditions, but has now decreased to three trains, while optimal operational conditions are still not set in the current situation. The most important and effective process variable in this unit is the propane flow rate which it uses in the chiller of the dehydration unit provided through a refrigeration cycle. In this paper, the static simulation used to determine the optimal operating conditions of the unit using the Aspen Plus software. Validation of the simulated model is also done according to the initial design data of the unit. Then, based on the current situation of the unit, optimal operational values have calculated.

Keywords:
Optimization, Natural gas dehydration, Refrigeration, Aspen plus software, Propane