

بررسی شرایط عملیاتی و فرآیندی در واحد شیرین سازی گاز با حلال MDEA به کمک نرم افزار اسپن پلاس

عبدالکریم شریفی^۱، الهام امید بخش امیری^۲

^۱ دانشجوی کارشناسی مهندسی شیمی، دانشکده فنی و مهندسی، دانشگاه مازندران، بابلسر، ایران

^۲ استادیار گروه مهندسی شیمی، دانشکده فنی و مهندسی، دانشگاه مازندران، بابلسر، ایران

دریافت: ۹۴/۳/۴ پذیرش: ۹۵/۱/۲۹

چکیده

جریان گاز ترش طبیعی حاوی مرکابتان ها و بطور خاصی اکسید کربن و سولفید هیدروژن می باشد که به منظور جداسازی این ترکیبات، وارد پالایشگاه می شود. از جمله فرآیندهای جداسازی گازهای اسیدی دی اکسید کربن و سولفید هیدروژن، فرآیندهای شیرین سازی گاز با استفاده از حلالهای شیمیایی می باشد که بهترین نوع آن MDEA است. امتیاز اصلی این حلال نسبت به آمین های دیگر، جذب انتخابی سولفید هیدروژن در حضور دی اکسید کربن می باشد. در این مقاله با استفاده از نرم افزار اسپن پلاس تغییرات شرایط عملیاتی و فرآیندی در واحدهای شیرین سازی گاز بررسی شده است. نتایج نشان می دهد که خطای شبیه سازی کم تر از ۵ درصد می باشد. همچنین، با افزایش مقدار توان ریبویلر برج و افزایش دمای جریان ورودی به برج، میزان جریان خروجی از بالای برج افزایش می یابد.

کلمات کلیدی: شبیه سازی، شیرین سازی گاز، اسپن پلاس، حلال آمین، دی اکسید کربن و سولفید هیدروژن.

مقدمه

امروزه جداسازی دی اکسید کربن، سولفید هیدروژن و همچنین سایر ترکیبات گوگردی از جریان گاز طبیعی، یک امر بسیار مهم است که به منظور کاهش خوردگی و همچنین مسایل زیست محیطی از قبیل بهداشت و ایمنی مورد توجه قرار گرفته است. اولین فرآیندهایی که برای جداسازی این مواد از جریان گاز طبیعی در نظر گرفته شدند، فرآیندهایی تحت عنوان فرآیندهای شیرین سازی گاز بودند. این فرآیندها با گذشت زمان به دلیل حجم بالا، فشار زیاد و غلظت های بالای سولفید هیدروژن در گاز طبیعی و همچنین فرآوری گازهای کوره، کک و سایر گازهای تولیدی توسعه یافتند تا این که امروزه، فرآیندهای شیرین سازی

گاز توسط حلال آمین به منظور انجام جداسازی در فشار بالا و حجم زیاد گاز با غلظت های بالای ترکیبات گوگردی مورد استقبال قرار گرفتند به گونه ای که به طور گسترده در صنایع گاز مورد استفاده قرار می گیرند. آمین های مورد استفاده در این فرآیندها، بازهای آلی ضعیفی هستند که براساس تعداد گروه های آلی متصل به اتم نیتروژن در مولکول هایشان، به سه دسته تقسیم می شوند که عبارتند از [۱]:

۱- آمین های نوع اول: در ساختار مولکولی این نوع آمین، یک گروه آلی به اتم نیتروژن متصل است مانند^۱ DGA و^۲ MEA.

۲- آمین های نوع دوم: در این نوع آمین دو گروه آلی به اتم نیتروژن متصل می شود مانند^۳ DEA و^۴ DIPA.

۳- آمین های نوع سوم: در این نوع آمین سه گروه آلی به اتم نیتروژن متصل است مانند^۵ TEA و^۶ MDEA.

واکنش پذیری و میزان قلیائیت انواع آمین ها با گازهای اسیدی مانند سولفید هیدروژن و دی اکسید کربن متفاوت است و به صورت ذیل تغییر می کند:

آمین نوع سوم < آمین نوع دوم < آمین نوع اول

میزان حلالیت آب در آمین با افزایش تعداد گروه های هیدروکسیل (OH-) در آمین افزایش می یابد ولی میزان حلالیت هیدروکربن ها کاهش می یابد. اما با افزایش تعداد گروه های آلیفاتیک (CH_m-) موجود در آمین، میزان حلالیت هیدروکربن ها افزایش می یابد ولی میزان حلالیت آب کاهش می یابد [۱].

در مجموع حلال متیل دی اتانول آمین نسبت به آمین های بررسی شده در بالا واکنش کندتری با دی اکسید کربن دارد که منجر به تشکیل نمکی متفاوت نسبت به دیگر آمین ها می شود. این تفاوت در سرعت واکنش MDEA با سولفید هیدروژن و دی اکسید کربن سبب خاصیت گرینش پذیری سولفید هیدروژن به جای دی اکسید کربن می شود. این خاصیت زمانی که نیاز به حذف کامل دی اکسید کربن از جریان گازی نمی باشد، به کار می آید. اگر قرار باشد مقداری از دی اکسید کربن گاز طبیعی در گاز باقی بماند، می توان دبی گردشی محلول را کاهش داد. با استفاده از MDEA به جای حلالی مثل DEA ظرفیت فرآوری واحد شیرین سازی افزایش می یابد. در صورت بالا بودن نسبت سولفید هیدروژن به دی اکسید کربن از حلال MDEA جهت ارتقاء کیفیت و افزایش راندمان خوراک فرایند کلاوس^۷ استفاده می شود. به همین دلیل، برخی از واحدهای گازی قدیمی از MDEA استفاده می کنند. غلظت های MDEA در حدود

¹DIGLYCOL Amine

²Mono Ethanol Amine

³DIETHANOL Amine

⁴DIISOPROPYL Amine

⁵TRIETHANOL Amine

⁶METHYL-DIETHANOL Amine

⁷ Claus Process

۳۰ تا ۵۰ درصد جرمی با بارگذاری مولی ۰/۴ تا ۰/۵۵ مول های گاز اسیدی بر مول آمین است. MDEA به عنوان یک آمین نوع سوم است که به طور طبیعی باز ضعیف تری می باشد و نسبت به آمین های نوع اول و دوم خورندگی کم تری دارد. انرژی مورد نیاز جهت احیای آن نیز کم تر از دیگر آمین ها بوده و به طور کلی بخار مورد نیاز جهت احیای آن در حدود $۱۲۰ \frac{kg}{m^3}$ می باشد [۱].

برای فرآیند شیرین سازی گاز توسط حلال ها، تاکنون شبیه سازی های مختلفی صورت گرفته است که در برخی از موارد از حلال آمینی و برخی دیگر از حلال های غیر آمینی استفاده گردیده است و در آن ها، به مقایسه حلال ها با یکدیگر، مزیت آن ها نسبت یکدیگر، مقایسه صرفه اقتصادی آن ها از نظر مصرف حلال با توجه به قیمت خرید و قدرت حلال در جداسازی سولفید هیدروژن و دی اکسید کربن، مورد بررسی قرار گرفته است [۲-۷].

هدف از این مقاله، بررسی شرایط عملیاتی و فرآیندی در واحد شیرین سازی گاز بدون ایجاد تغییراتی در میزان بازده تجهیزات، به منظور بالا بردن کیفیت جداسازی سولفید هیدروژنودی اکسید کربن از گاز ترش ورودی به پالایشگاه است. پس از شبیه سازی فرآیند با حلال MDEA، نتایج در دو بخش مورد ارزیابی قرار می گیرد. در بخش اول مقایسه جریان های اصلی فرآیند شبیه سازی شده با واحد صنعتی مربوطه انجام می شود و در بخش دوم تغییرات شرایط عملیاتی جریان ورودی به برج احیا^۱، توان حرارتی^۲ ریبولر، شرایط عملیاتی تجهیزات و اثرات آن در جریان های خروجی صورت می پذیرد.

شبیه سازی فرآیند

شکل ۱ که توسط نرم افزار visio رسم گردیده است، نمودار جریان فرآیند^۳ واحد اصلی شیرین سازی گاز که به طور کلی مربوط به جداسازی دی اکسید کربن و سولفید هیدروژن از جریان گاز طبیعی است، را نشان می دهد. گاز پس از ورود به پالایشگاه، در واحد جداسازی دی اکسید کربن و سولفید هیدروژن، وارد قسمت پایین برج جذب^۴ می شود و از قسمت بالای برج توسط یک لوله، آمین به منظور جذب گازهای اسیدی دی اکسید کربن و سولفید هیدروژن روی گاز ریخته می شود و گاز را شستشو می دهد. آمین رو به پایین، گاز های اسیدی را جذب می کند و از قسمت پایین برج، آمین غنی شده^۵ خارج می گردد و گاز شیرین از بالای برج جذب خارج می شود و بعد از عبور کردن از جداکننده، مایع احتمالی آن گرفته می شود. محلول آمین ترش^۶ از پایین برج جذب خارج شده و سپس وارد فلش درام می شود و در ادامه با عبور از مبدل حرارتی درجه حرارت آن تا $۸۲-۱۰۴^{\circ}C$ بالا می رود. سپس در واحد احیای آمین، آمین ترش به بخش بالایی برج احیا فرستاده می شود و به طرف پایین برج جریان یافته و با بخار داغ ریبولر مجاور برج احیاء

¹Regeneration Tower

²Duty

³ Process Flow Diagram (PFD)

⁴Absorber Tower

⁵Rich Amine

⁶ Sour Amine

گردیده است. جریان مایع خروجی از بالای برج جذب C-101، وارد کولر A-101 می‌گردد. دما و فشار جریان خروجی از کولر A-101، 8°C و $0/4\text{ barg}$ کاهش می‌یابد و سپس وارد درام دو فاز D-101 می‌گردد و دو فاز ورودی، در شرایط عملیاتی 52°C و فشار $51/38\text{ barg}$ از هم جدا شده و گاز شیرین نهایی واحد با جریان ۱۲۲ از بالای درام D-101 و مایعات اضافی از قسمت پایین درام D-101 خارج می‌گردد. جریان ۳۰۰ خروجی از پایین برج C-101 که حاوی آمین ترش است، به دلیل داشتن مقادیر بسیار جزیی گاز وارد درام دو فاز D-102 می‌گردد تا در شرایط عملیاتی 63°C و فشار $5/17\text{ barg}$ گازهای اضافی را از جریان اصلی خارج کند.

جدول ۱. مشخصات جریان خوراک ۱۲۰ ورودی به واحد جداسازی دی اکسید کربن و سولفید هیدروژن.

دبی مولی کل kgmole/h	۷۱۵۴/۸
کسر مولی متان	۰/۷۱۲۴
کسر مولی اتان	۰/۱۱۵۵
کسر مولی پروپان	۰/۰۷۲۴
کسر مولی ایزو بوتان	۰/۰۱۲۲
کسر مولی نرمال بوتان	۰/۰۲۱۱
کسر مولی ایزو پنتان	۰/۰۰۵۷
کسر مولی نرمال پنتان	۰/۰۰۵۵
کسر مولی نرمال هگزان	۰/۰۰۵۶
کسر مولی آب ^۱	۰/۰۰۲۳
کسر مولی نیتروژن	۰/۰۰۵۸
کسر مولی دی اکسید کربن ^۲	۰/۰۴۱۲
کسر مولی سولفید هیدروژن ^۳	$2/4 * 10^{-4}$
کسر مولی متیل مرکاپتان	$4/0.9 * 10^{-6}$
کسر مولی COS^4	$9/53 * 10^{-7}$

شبیه سازی واحد جداسازی دی اکسید کربن و سولفید هیدروژن

جریان خوراک ۱۲۰ ابتدا وارد فیلتر F-101 می‌شود و در ادامه گاز ترش خروجی از بالای این جدا کننده خارج می‌شود. سپس گاز ترش با شرایط دما 52°C و فشار $53/32\text{ barg}$ از قسمت پایین وارد برج جذب C-101 با تعداد ۱۳ سینی می‌شود که این برج بدون ریبولر و کندانسور عملیات جداسازی را انجام می‌دهد. از طرف دیگر جریان ۳۰۸ که حاوی آمین تازه و خالص است با دما 55°C و فشار $53/31\text{ barg}$ از

^۱H₂O

^۲CO₂

^۳H₂S

^۴ Carbonyl Sulfide



قسمت بالای برج جذب C-101 وارد سینی ۴ شده و جریان دیگری حاوی آب خالص با دبی $\frac{kg}{hr}$ ۴۴۸ و دما $25^{\circ}C$ و فشار ۵۱/۹barg از قسمت بالای برج جذب C-101 وارد سینی اول می‌گردد. فشار سینی اول ۵۱/۸۴barg و فشار سینی آخر ۵۲/۳۲barg می‌باشد که تغییر فشار بین هر دو سینی متوالی ۰/۰۴barg محاسبه گردیده است. جریان مایع خروجی از بالای برج جذب C-101، وارد کولر A-101 می‌گردد. دما و فشار جریان خروجی از کولر A-101، $8^{\circ}C$ و ۰/۴barg کاهش می‌یابد و سپس وارد درام دو فازی D-101 می‌گردد و دو فاز ورودی، در شرایط عملیاتی $52^{\circ}C$ و فشار ۵۱/۳۸barg از هم جدا شده و گاز شیرین نهایی واحد با جریان ۱۲۲ از بالای درام D-101 و مایعات اضافی از قسمت پایین درام D-101 خارج می‌گردد. جریان ۳۰۰ خروجی از پایین برج C-101 که حاوی آمین ترش است، به دلیل داشتن مقادیر بسیار جزیبی گاز وارد درام دو فازی D-102 می‌گردد تا در شرایط عملیاتی $63^{\circ}C$ و فشار ۵/۱۷barg گازهای اضافی را از جریان اصلی خارج کند.

شبیه سازی واحد احیای آمین ترش

گازهای اضافی توسط درام D-102 از جریان ۳۰۰ خارج می‌شود و پس از تأمین فشار لازم، به‌عنوان سیال سرد وارد مبدل حرارتی E-101 شده و توسط جریان داغ آمین احیا شده گرم می‌گردد. افت فشار مبدل E-101 برای سیال گرم و سرد ۰/۱۴barg است. جریان سیال سرد خروجی از مبدل E-101 با فشار ۳/۴۲barg وارد برج احیا C-102 می‌شود. برج C-102 دارای ۲۰ عدد سینی است که فشار سینی اول ۰/۷۶barg و فشار سینی آخر ۰/۷۹barg می‌باشد. جریان ۳۰۳ از پایین برج C-102 وارد سینی چهارم می‌شود. ریویولر E-102 برج احیا، دارای فشار ۰/۸۳barg می‌باشد. از قسمت بالای برج احیا جریان ۳۰۴ که حاوی گاز ترش به همراه مقادیر جزیبی مایع است، خارج می‌شود و به منظور پایین آوردن دما، جریان وارد کولر A-102 می‌شود. کولر A-102 دمای جریان ۳۰۴ را تا $55^{\circ}C$ کاهش می‌دهد. جریان خروجی از کولر A-102 به منظور جداسازی دو فاز گاز و مایع وارد درام دو فازی D-103 می‌شود و دو فاز در شرایط عملیاتی $55^{\circ}C$ و ۰/۶۸۹barg از یکدیگر جدا می‌گردند. از قسمت بالای درام دو فازی D-103، جریان ۳۱۰ به‌عنوان گاز ترش از واحد خارج می‌گردد. از قسمت پایین درام D-103، جریان مایع خارج شده و وارد پمپ P-103 می‌شود و فشار خروجی به ۰/۷۶barg می‌رسد و به‌عنوان جریان برگشتی برج احیا C-102، وارد سینی اول برج می‌گردد. از طرف دیگر جریان ۳۰۶ که آمین احیا شده داغ است با خروج از قسمت پایین برج احیا C-102، وارد مبدل E-101 شده و دمای آن تا $86/18^{\circ}C$ کاهش می‌یابد.

شبیه سازی واحد Make Up

جریان گرم خروجی از مبدل E-101 وارد تانک T-101 می‌شود و از طرف دیگر جریان Make up به مقدار $\frac{kmol}{hr}$ ۰/۲۹۶۰۳ آمین تازه با شرایط عملیاتی $86/2^{\circ}C$ و ۰/۲barg وارد تانک T-101 می‌شود و با خارج شدن جریان ۳۰۷، آمین تازه به‌عنوان حلال به سمت برج جذب C-101 هدایت می‌شود اما باید از لحاظ

شرایط عملیاتی آماده سازی شود. از همین رو، برای تأمین فشار جریان، آمین وارد پمپ P-101 شده و فشار آن تا فشار ۳/۴۵barg افزایش می یابد و سپس با وارد شدن به پمپ P-102، در مرحله دوم فشار آن تا فشار ۵۴barg افزایش می یابد.

نتایج و بحث

مقایسه جریان های اصلی فرآیند با واحد صنعتی مربوطه

در این بخش، مقایسه جریان های اصلی مربوط به فرآیند شبیه سازی شده با مقادیر واقعی واحد صنعت مربوطه، که شامل جریان های آمین ترش خروجی از پایین برج جذب C-101 (جریان ۳۰۰) و گاز شیرین خروجی از بالای درام دو فازی D-101 (جریان ۱۲۲) از واحد جداسازی دی اکسید کربن و سولفید هیدروژن، جریان های آمین احیا شده خروجی از پایین برج احیا C-102 (جریان ۳۰۶) و گاز اسیدی خروجی از بالای درام دو فازی D-103 (جریان ۳۱۰) از واحد احیای آمین می باشد، در جداول ۲ و ۳ آورده شده است. در این جداول، منظور از پسوند^۱simu، نتایج جریان در شبیه سازی و منظور از پسوند PFD، نتایج جریان در صنعت است. درصد خطا به صورت $100 \times \left| \frac{\text{مقدار ترکیب در } PFD - \text{مقدار ترکیب در } simu}{\text{مقدار ترکیب در } PFD} \right| = \text{درصد خطا}$ ، تعریف شده است. همانطور که مشاهده می شود میزان خطا برای ترکیبات CO₂، H₂S و H₂O که حساس ترین ترکیب ها در فرآیند شیرین سازی هستند، کمتر از ۵ درصد می باشد که نشان دهنده شبیه سازی مطلوب است.

جدول ۱. نتایج مقایسه و میزان خطا واحد جداسازی CO₂ و H₂S

	۳۰۰-simu	۳۰۰-PFD	خطا %	۱۲۲-simu	۱۲۲-PFD	خطا %
H ₂ O kmol/hr	۳۹۴۹.۸	۳۹۴۹/۹۴	۰/۰۰۳۵۴۴	۲۱/۴۲۲۹۴	۲۱/۷۹۸۵۸	۱/۷۲۳۲
CO ₂ kmol/hr	۱۲۷/۰۱	۱۲۷/۰۲۶	۰/۰۱۲۵۹۶	۱۶۷/۷۳۷۸	۱۷۰/۸۷۲۷	۱/۸۳۴۶۸۸
H ₂ Skmol/hr	۱/۵۸۷۱	۱/۵۸۷۸۲	۰/۰۴۵۳۴۵	۰/۰۰۸۴۳۴	۰/۰۰۸۲۹۸	۱/۶۳۸۹

جدول ۲. نتایج مقایسه و میزان خطا واحد احیای آمین

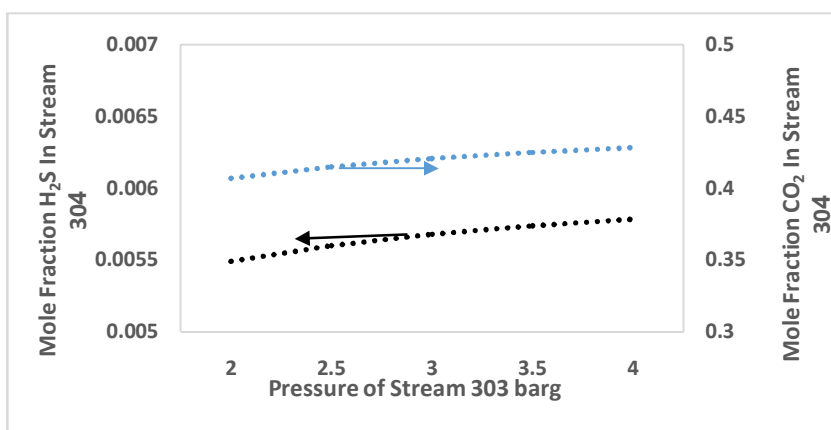
	۳۰۶-simu	۳۰۶-PFD	خطا %	۳۱۰-simu	۳۱۰-PFD	خطا %
H ₂ O kmol/hr	۳۹۳۶/۴۲۱۷	۳۹۳۶/۷۳۰۱	۰/۰۰۷۸۳۵	۱۳/۴۱۲۶۳	۱۲/۹۸۶۸۲	۳/۲۷۸۷۵
CO ₂ kmol/hr	۱*۱۰ ^{-۹۹}	۶/۹۸*۱۰ ^{-۲۵}	۰	۱۲۶/۹۳۳۵	۱۲۳/۴۶۴۹	۲/۸۰۹۴۲
H ₂ Skmol/hr	۱/۱۸*۱۰ ^{-۶۹}	۶/۴۸*۱۰ ^{-۲۲}	۰	۱/۷۱۳۸۶۸	۱/۷۰۴۷۸	۰/۵۳۳۰۶

اثر تغییر شرایط عملیاتی جریان ۳۰۳ بر جریان خروجی از واحد احیای آمین ترش

دما و فشار به عنوان دو پارامتر برای بررسی اثر تغییر شرایط عملیاتی در نظر گرفته شده است. جریان ۳۰۳ که شامل آمین ترش بوده، با فشار ۳/۴۲barg به منظور احیا شدن، وارد برج C-102 می شود و جریان های

^۱simulation

۳۰۶ و ۳۰۴ که به ترتیب آمین احیا شده و گازهای اسیدی هستند از برج خارج می شوند و در نهایت جریان ۳۱۰ به عنوان گاز ترش غنی از دی اکسید کربن و سولفید هیدروژن از واحد احیای آمین خارج می گردد. شکل ۲ و ۳ اثر تغییرات فشار جریان ۳۰۳ روی میزان درصد مولی گازهای دی اکسید کربن و سولفید هیدروژن در جریان ۳۰۴ را نشان می دهد. در شکل ۲، محور افقی فشار جریان ۳۰۳ و محور عمودی میزان درصد مولی گازهای دی اکسید کربن و سولفید هیدروژن جریان ۳۰۴ می باشد. همان طور که در شکل ۲ مشاهده می کنید با افزایش فشار جریان ۳۰۳، مقدار مول گازهای دی اکسید کربن و سولفید هیدروژن جریان ۳۰۴، کاهش می یابد و از طرف دیگر چون مقدار دبی کل جریان ثابت می ماند، لذا مقدار درصد مولی گازهای دی اکسید کربن و سولفید هیدروژن جریان ۳۰۴ افزایش می یابد.

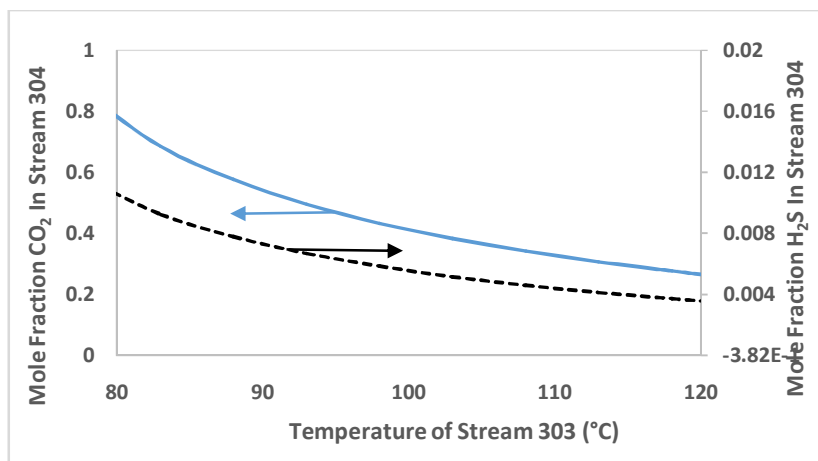


شکل ۲. اثر تغییر فشار جریان ۳۰۳ بر درصد مولی دی اکسید کربن و سولفید هیدروژن در جریان ۳۰۴

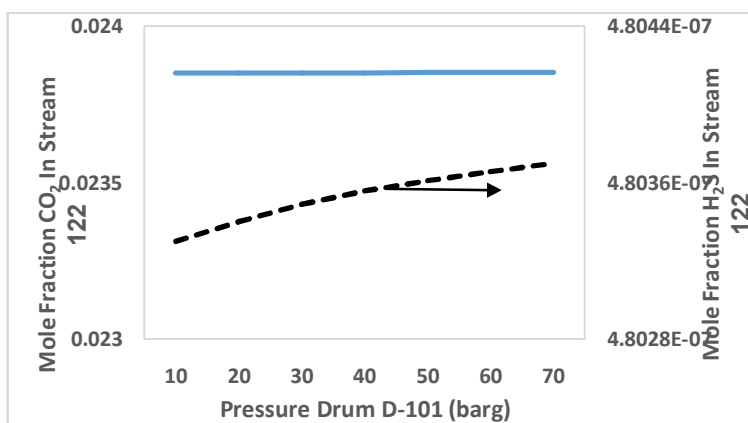
در شکل ۳، محور افقی دمای جریان ۳۰۳ و محور عمودی میزان درصد مولی گازهای دی اکسید کربن و سولفید هیدروژن جریان ۳۰۴ می باشد. از شکل ۳، می توان دریافت که به ترتیب کسر مولی دی اکسید کربن و سولفید هیدروژن در جریان ۳۰۴ به طور کاملاً نزولی کاهش می یابد. با توجه به افزایش دمای ۳۰۳ می توان دریافت که در برج C-102 جداسازی بیشتری صورت می گیرد و در عین حال گاز خروجی از بالای برج C-102 دارای درصد کمتری از دی اکسید کربن و سولفید هیدروژن خواهد بود. همچنین، پس از بررسی شکل های ۲ و ۳ می توان دریافت که تغییرات دما و فشار اثر خود را روی جریان گاز ۳۰۴ اعمال می کند و بر جریان مایع اثر محسوسی ایجاد نمی کند، زیرا میزان دی اکسید کربن و سولفید هیدروژن موجود در جریان احیا شده ۳۰۶ بسیار ناچیز است و با تغییرات دما و فشار جریان ۳۰۳، تغییری در مقدار مول آن ها حاصل نمی شود. با ادامه جریان ۳۰۴ و رسیدن به جریان نهایی گاز اسیدی خروجی از واحد شیرین سازی یعنی جریان ۳۱۰، همین اثرات مشاهده شده در بالا، در جریان ۳۱۰ نیز به وجود می آید.

اثر تغییر شرایط عملیاتی درام D-101 بر جریان ۱۲۲ خروجی از واحد جداسازی دی اکسید کربن و سولفید هیدروژن

از جمله اثراتی که می توان مورد بررسی قرار داد، اثرات تغییر شرایط عملیاتی در تجهیزات مهم فرآیندی مثل جدا کننده های موجود در فرآیند و همچنین بررسی توان ریبولر برج احیا می باشد. دما و فشار به عنوان دو پارامتر برای بررسی اثر تغییر شرایط عملیاتی در نظر گرفته شده است. درام D-101، بالای برج جذب C-101 قرار گرفته است و جریان گاز خروجی از بالای برج جذب به منظور جداسازی فاز مایع از فاز بخار، وارد آن می شود. این درام در شرایط $59/8^{\circ}\text{C}$ و $51/84 \text{ barg}$ عمل می کند و در نهایت جریان گاز شیرین شده ۱۲۲ از بالای این درام خارج می گردد. شکل ۴ اثر تغییرات فشار درام D-101 را روی جریان ۱۲۲ نشان می دهد که محور افقی فشار درام D-101 و محور عمودی دبی جریان ۱۲۲ می باشد. با افزایش فشار درام D-101 مقدار دبی جریان ۱۲۲ کاهش یافته و مقدار مولی دی اکسید کربن و سولفید هیدروژن تقریباً ثابت می ماند، لذا میزان درصد مولی دی اکسید کربن و سولفید هیدروژن در جریان ۱۲۲ به طور ناچیز افزایش می یابد.

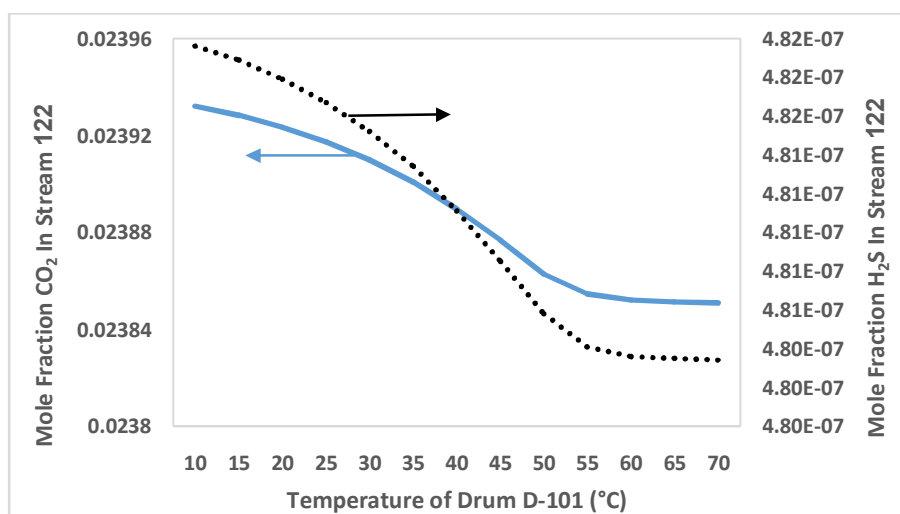


شکل ۳. اثر تغییر دمای جریان ۳۰۳ بر درصد مولی دی اکسید کربن و سولفید هیدروژن در جریان ۳۰۴



شکل ۴. اثر تغییر فشار درام D-101 بر درصد مولی دی اکسید کربن و سولفید هیدروژن در جریان ۱۲۲

شکل ۵ اثر تغییرات دمای درام D-101 را بر روی جریان ۱۲۲ نشان می دهد که محور افقی دمای درام D-101 و محور عمودی دبی جریان ۱۲۲ می باشد. همان طور که مشاهده می شود میزان جریان ۱۲۲ خروجی از D-101 افزایش می یابد، زیرا با افزایش دمای درام D-101، انرژی بیشتری برای جدا شدن دوفاز در جریان ۱۲۱ به وجود می آید و لذا میزان گاز بیش تری را به عنوان گاز شیرین شده خارج می کند اما چون در دمای 52°C ، کسر مولی فاز گاز به تدریج به $0/98$ نزدیک می شود. بنابراین افزایش دمای درام D-101 بعد از 52°C تفاوتی محسوسی در مقدار فاز گاز ایجاد نمی گردد. اما هر چه به سمت دماهای کم تر از 52°C پیش می رویم، در واقع کسر مولی فاز گاز کاهش می یابد و لذا مقدار گاز خروجی از درام کاهش می یابد. به طور کلی، مطابق شکل ۵ هر چه میزان دمای درام D-101 به 52°C نزدیک تر باشد از لحاظ ترمودینامیکی به فاز گاز نزدیک تر خواهد بود.

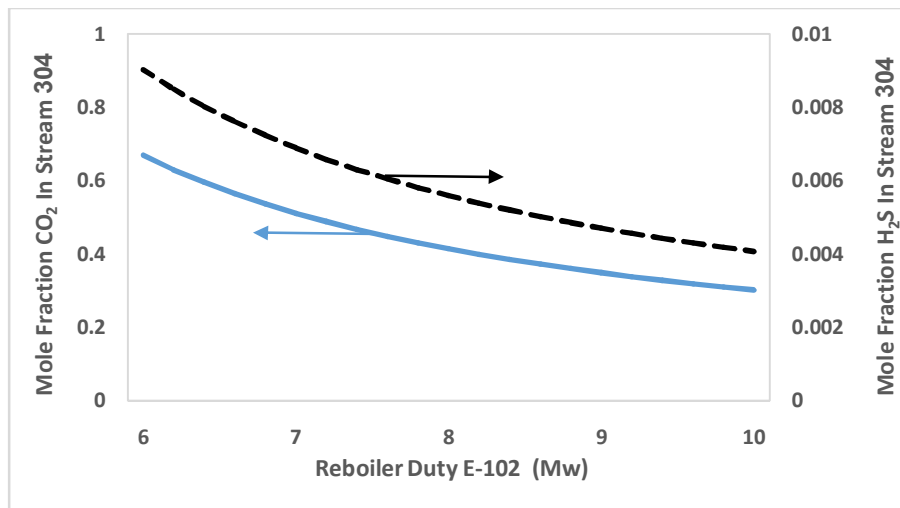


شکل ۵. اثر تغییر دمای درام D-101 بر درصد مولی دی اکسید کربن و سولفید هیدروژن در جریان ۱۲۲

اثر تغییر توان حرارتی ریبویلر E-102 بر جریان های خروجی از واحد احیای آمین ترش

از جمله مواردی که در این واحد می توان مورد بررسی داد، تغییر میزان توان حرارتی ریبویلر برج C-102 و اثر آن بر جریان های خروجی از برج C-102 می باشد که اثر پذیرترین جریان خروجی این واحد توسط تغییر میزان توان حرارتی، جریان 304 می باشد. توان حرارتی ریبویلر، گرمای لازم برای احیا شدن آمین ترش را در برج فراهم می کند. این میزان گرما از پایین برج C-102 که معادل 7871 KW می باشد که از پایین وارد سینی آخر برج C-102 می گردد. شکل ۶ اثر تغییرات میزان توان حرارتی ریبویلر E-102 را روی جریان 304 نشان می دهد که محور افقی میزان توان حرارتی ریبویلر و محور عمودی میزان کسر مولی دی اکسید کربن و سولفید هیدروژن می باشد. با توجه به افزایش مقدار توان ریبویلر مربوط به برج احیای آمین، میزان جریان 304 خروجی از بالای برج C-102 افزایش می یابد. زیرا واکنش احیای آمین گرماگیر بوده و هر چه میزان حرارت بیشتر به برج C-102 اعمال شود، گاز اسیدی بیشتری از آمین ترش جدا می گردد و در نهایت دبی جریان 304 افزایش می یابد. از طرف دیگر، مقدار مول گاز های غیر اسیدی در

جریان ۳۰۴ بیش تر و مقدار مول دی اکسید کربن و سولفید هیدروژن در جریان ۳۰۴ تقریباً ثابت می ماند. لذا میزان کسر مولی دی اکسید کربنو سولفید هیدروژن کاهش می یابد که این امر نشان دهنده احیا آمین ترش، با کیفیت بالاتر و تولید گاز اسیدی با غلظت کم تر می باشد.



شکل ۶. اثر تغییر توان حرارتی ریبویلر E-102 بر درصد مولی دی اکسید کربن و سولفید هیدروژن در جریان ۳۰۴

نتیجه گیری

در واحد شیرین سازی گاز امتیاز اصلی حلال MDEA نسبت به آمین های دیگر جذب انتخابی سولفید هیدروژن در حضور دی اکسید کربن می باشد و در صورت بالا بودن نسبت دی اکسید کربن/سولفید هیدروژن از حلال MDEA استفاده می گردد. پس انجام شبیه سازی واحد شیرین سازی گاز توسط حلال MDEA که با استفاده از نرم افزار اسپن پلاس صورت گرفت، تغییرات شرایط عملیاتی و فرآیندی و اثرات آن بر خروجی های اصلی فرآیند بررسی شد. نتیجه این بررسی حاکی از آن است که بدون ایجاد تغییرات در میزان بازده تجهیزات، می توان سبب بالابردن کیفیت جداسازی سولفید هیدروژن و دی اکسید کربن از گاز ترش ورودی به پالایشگاه و همچنین کیفیت احیای آمین و کاهش میزان سولفید هیدروژن و دی اکسید کربن در بخش گاز اسیدی خروجی از پالایشگاه شد. همچنین نتایج نشان می دهد که در قسمت احیای آمین، افزایش میزان فشار جریان ورودی به برج احیا سبب افزایش (البته با شیب ملایم) کسر مولی دی اکسید کربن و سولفید هیدروژن در جریان گاز خروجی از بالای برج احیا می گردد. از طرف دیگر، با افزایش میزان دمای جریان ورودی به برج احیا و همچنین افزایش توان حرارتی ریبویلر، کسر مولی دی اکسید کربن و سولفید هیدروژن در جریان گاز خروجی از بالای برج احیا کاهش می یابد که این امر نشان دهنده مؤثرتر بودن تأمین حرارت بالا در واحد احیای آمین است. همچنین نتایج نشان می دهد که در دمای بالاتر و فشار کم تر جدا کننده D-101، کیفیت گاز شیرین شده بالاتر است و میزان آلاینده آن را کم تر می کند.

منابع

1. Maddox R. N., Gas Conditioning and Processing, Vol. 4, Gas and liquid Sweetening, Campbell petroleum series, 1982.
۲. محمود ترابی انگجی، حسن قنبر آبادی، فاطمه کریمی زاد گوهری، "مطالعه اقتصادی و بررسی ارزش حرارتی گاز تصفیه شده ی واحد شیرین سازی گاز پالایشگاه سرخس با حلال پیشنهادی Sulfinol-M و حلال آبی MDEA با نرم افزار اسپن پلاس"، فرآیند نو، شماره ۴۵، ۱۳۹۳، صص ۱۴-۶.
۳. رهبر رحیمی، گلناز ویس کرمی، "شبيه سازی جایگزینی دو برج تقطیر پروپان زدا و بوتان زدا واحد الفین پتروشیمی ها با یک برج تقطیر دیوار میانی با نرم افزار اسپن پلاس"، فرآیند نو، شماره ۴۵، ۱۳۹۳، صص ۸۱-۶۶.
4. Abdulrahman R.K. and Sebastine I.M., Natural gas sweetening process simulation and optimization: A case study of Khurmalafield in Iraqi Kurdistan region, Journal of Natural Gas Science and Engineering, Vol.14, 2013, pp 116-120.
5. Yadollah T. and Alireza T., Performance of conventional gas sweetening process to remove CO₂ in presence of azeotrope, Journal of CO₂ Utilization, Vol.5, 2014, pp 24-32.
6. Abolghasem K and Mojtaba M and Abolfazl G.kh and Ahmad Sh., Feasibility study, simulation and economical evaluation of natural gas sweetening processes – part 1: A case study on a low capacity plant in iran, Journal of Natural Gas Science and Engineering, Vol.20, 2014, pp 16-22.
7. Ayyax M and Yassex G., Correlating the additional amine sweetening cost to acid gases load in natural gas using Aspen hysys, Journal of Natural Gas Science and Engineering, Vol.17, 2014, pp 119-130.