

# کاهش ترکیبات سولفوردار ورودی به برج‌های جذب سطحی واحد گاز مایع جهت افزایش راندمان جاذب‌ها

آذرخش گودرزی<sup>۱</sup>، زهرا عرب ابوسعدی<sup>۲\*</sup>

۱- ایران، مرودشت، دانشگاه آزاد اسلامی، واحد مرودشت، گروه مهندسی شیمی

۲- ایران، مرودشت، دانشگاه آزاد اسلامی، واحد مرودشت، گروه مهندسی شیمی

نویسنده مسئول ایمیل: aboosadi@miau.ac.ir - zarababosadi@yahoo.com

تاریخ پذیرش: ۱۳۹۸/۰۵/۲۶

تاریخ دریافت: ۱۳۹۸/۰۴/۱۰

## چکیده

در پالایشگاه نفت لاوان برای شیرین‌سازی و حذف ترکیبات سولفوردار، از روش جذب احیاپذیر با غربال مولکولی استفاده می‌شود. اما به دلیل تغییر در منابع خوراک پالایشگاه، میزان ترکیبات سولفوردار ورودی به واحد گاز مایع تا حدود بیست برابر افزایش یافته و باعث اختلال در میزان ترکیبات محصول گاز مایع خروجی از بخش تصفیه توسط جاذب‌های مولکولی شده است. در این پژوهش، پیشنهاد شده که پیش از فرایند جذب با غربال مولکولی، برای افزایش بازده فرایند جذب توسط جاذب‌های مولکولی، فرایند پیش‌شست‌وشو با محلول کاستیک انجام شود. به منظور بررسی امکان استفاده از کاستیک جهت پیش‌شست‌وشوی خوراک ورودی به واحد گاز مایع، با استفاده از تغییر کاربری یک واحد از سرویس خارج شده مراکز نفتا بررسی گردید، سپس با استفاده از نرم‌افزار پرومکس اقدام به شبیه‌سازی و بررسی فرایند شد. با بررسی دقیق بر عوامل تأثیرگذار بر واکنش‌ها، سعی در انتخاب بهترین مدل شد و شرایط بهینه معرفی گردید. با استفاده از کاستیک مقدار مرکاپتان درون گاز مایع از 1900 ppm تا میزان زیر 130 ppm، کاهش یافت و مطابق شرایط طراحی اولیه بدون ایجاد اختلال در عملکرد جاذب‌ها وارد مرحله جذب توسط غربال مولکولی شد تا عملیات جذب نهایی انجام شود و مقادیر نهایی مرکاپتان و  $H_2S$  آن به صفر برسد.

کلمات کلیدی: گاز مایع، کاستیک، پیش‌شست‌وشو، شبیه‌سازی، نرم‌افزار.

## ۱- مقدمه

گاز مایع بخش مهمی از بازار انرژی جهان است [۱ و ۲]. LPG از گاز طبیعی، گاز همراه نفت و یا از میعانات گازی جدا می‌شود. پروپان برای استفاده در گرمایش و پخت‌وپز خانگی، و مخلوط پروپان و بوتان (LPG) در مناطق مختلف به عنوان سوخت برای حمل‌ونقل مورد استفاده قرار می‌گیرد. قیمت LPG تحت تأثیر عوامل مختلفی مانند قیمت نفت خام و گاز طبیعی، میزان تولید، تقاضا، صادرات و محدودیت‌های زیرساختی است. طی گزارش منتشر شده از آژانس بین‌المللی انرژی، پیش‌بینی می‌شود تقاضا برای LPG در دهه‌های آینده رشد روزافزونی داشته باشد [۳-۴].

امروزه استفاده از گاز مایع توجهات زیادی را به خود جلب کرده و بهبود فرایندهای موجود برای افزایش کیفیت محصولات از اهمیت زیادی برخوردار است. پروپان و بوتان به عنوان دو دسته از مهم‌ترین محصولات پالایش گاز و نفت که به مصرف پتروشیمی برای تولید محصولات پلیمری (PE, PP, PVC) و صادرات می‌رسند، باید از خلوص مطلوب برخوردار باشند تا مشکلات ناشی از عدم خلوص در صنایع پایین‌دست پتروشیمی رفع شده و علاوه بر این، دارای بازار مناسب جهت فروش باشند.



در پالایشگاه نفت لاوان برای شیرین‌سازی و حذف ترکیبات سولفوردار، از روش جذب احیاپذیر با غربال مولکولی استفاده می‌شود، بدین صورت که دو ظرف جذب وجود دارد، یکی از ظرف‌ها در حالت جذب و دیگری در حالت احیا بوده و این فرایند به‌صورت مداوم انجام گرفته و عملیات جذب و احیای جذب‌های درون ظروف بعد از یک دوره زمانی مشخص تعویض می‌شود. اما به‌دلیل تغییر در منابع خوراک پالایشگاه و دریافت میعانات گازی ترش به‌جای میعانات گازی شیرین، میزان ترکیبات سولفوردار ورودی به واحد گاز مایع افزایش یافته و باعث اختلال در میزان ترکیبات محصول گاز مایع خروجی از بخش تصفیه توسط جذب شده است. با توجه به افزایش غلظت مرکاپتان خوراک، بسترهای جذب غربال مولکولی در زمان بسیار کوتاه‌تری نسبت به طراحی اولیه اشباع می‌شد و باعث تولید محصول بدون کیفیت می‌گردید.

در این زمینه تحقیقاتی نیز انجام شده است. صمدی‌افشار و هاشمی [۵] قوانین و تأثیرات دما روی فرایند تصفیه گاز مایع را بررسی کرده‌اند، همچنین صمدی و همکاران [۶] از مجتمع گازی پارس جنوبی با هدف مطالعه پارامترهای مؤثر در احیای کاستیک در واحدهای شیرین‌سازی گاز مایع تحقیقاتی انجام داده‌اند.

قنبری [۷] در مجله مهندسی شیمی طراحی واحد شست‌وشوی کاستیک جهت هیدروکربن‌های سبک مانند گاز مایع، میعانات گازی و نفتای سبک را بررسی کرده است و همچنین حنان جلال [۸] از انستیتو ابوظبی در مورد بررسی پارامترهای مؤثر در شیرین‌سازی گاز مایع توسط نرم‌افزار اسپن هابسیس تحقیق کرده است. لذا هدف این مقاله کاهش میزان ترکیبات سولفوردار موجود در گاز مایع ورودی به جذب‌های بخش تصفیه گاز مایع شرکت پالایش نفت لاوان است.

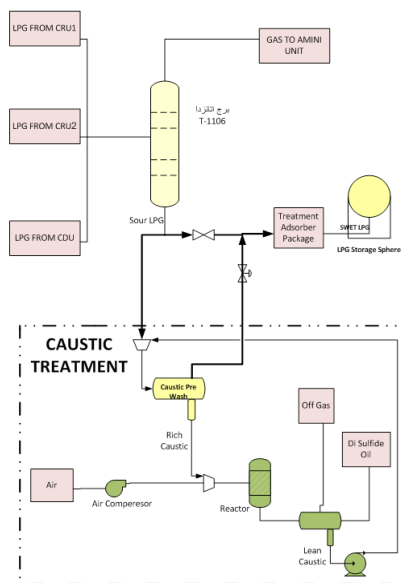
## ۲- شرح فرایند

شبه‌سازی فرایند یعنی به‌دست‌آوردن اطلاعات خروجی (به‌طور مثال، مشخصات محصول) از طریق حل مدل‌ها بر اساس اطلاعات ورودی (به‌طور مثال، مشخصات خوراک) و اطلاعات مربوط به مشخصات دستگاه‌های فرایندی که بخشی از آن‌ها توسط کاربر به نرم‌افزار داده می‌شود. نرم‌افزار شبه‌سازی نقش کلیدی در مطالعه روش‌های جایگزین فرایند، انجام مطالعات امکان‌سنجی فنی و اقتصادی و تفسیر داده‌های پایلوت کارخانه دارد. همچنین این نرم‌افزارها در تعیین شرایط عملیاتی بهینه با حداقل زمان، تلاش و هزینه نقش اساسی دارند [۹].

## ۲-۱- مراحل مختلف شبیه‌سازی در نرم‌افزار Promax

- وارد کردن تمام ترکیبات موردنظر برای شبیه‌سازی
- انتخاب حالت Caustic Treatment-SRK
- انتخاب یک دستگاه آحاد متناسب با اطلاعات موجود
- تعریف واکنش‌ها
- وارد شدن به محیط شبیه‌سازی
- نصب تجهیزات عملیاتی و منطقی
- آنالیز نتایج پس از اتمام شبیه‌ساز

## ۲-۲- شبیه‌سازی واحد تصفیه گاز مایع



شکل ۱: شماتیک واحد مرکاپتان‌زدایی از گاز مایع GPL

واحد تصفیه گاز مایع که شماتیک کل آن در (شکل ۱) نشان داده شده است، محصول گاز مایع بعد از تثبیت در برج اتان‌زدا به‌وسیله حذف گازهای سبک و  $H_2S$  موجود در آن مستقیماً به قسمت جذب توسط غربال مولکولی ارسال می‌شد، لذا جهت بالابردن بازده جذب‌های مولکولی و حذف کامل مرکاپتان‌ها از گاز مایع، قسمت Caustic Treatment که توسط کادر خط‌چین مشخص شده است به این مجموعه اضافه شد. بدین صورت، گاز مایع خروجی از برج اتان‌زدا ابتدا توسط کاستیک، پیش‌تصفیه شده و پس از جذب مرکاپتان‌های موجود در آن توسط کاستیک به قسمت جذب توسط غربال مولکولی ارسال می‌شود.

مشخصات محصول خروجی از پایین برج اتان‌زدا بر اساس داده‌های آزمایشگاه در جدول زیر آورده شده است.

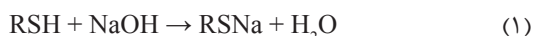
جدول ۱: مشخصات محصول خروجی از پایین برج اتانزدا

Sour LPG	
Mole Fraction %	
Nitrogen	0
Carbon Monoxide	0
Methane	0
Ethane	0.110077
Propane	35.7951
N-Butane	39.7478
Methyl Mercaptan	0.10007
H <sub>2</sub> O	0
NaOH	0
O <sub>2</sub>	0
Disulfide Oil	0
Isobutane	23.9167
Isopentane	0.210147
Pentane	0.10007
Ethyl Mercaptan	0.090014
H <sub>2</sub> S	0.0001

۳- سینتیک واکنش‌های انجام‌شده در قسمت شست‌وشوی گاز مایع با کاستیک

مرکاپتان‌های دارای وزن مولکولی پایین که در گاز مایع حضور دارند شامل متیل و اتیل مرکاپتان‌ها هستند و در محلول سود حلالیت زیادی دارند. وقتی که فاز هیدروکربن و فاز آبی سود در تماس با یکدیگر قرار گیرند، این مرکاپتان‌ها جذب فاز آبی می‌شوند.

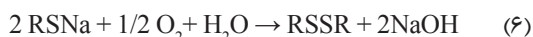
پس از جذب مرکاپتان‌ها توسط فاز آب و سود، واکنش زیر بین مرکاپتان‌ها و سود در فاز آبی انجام می‌شود.



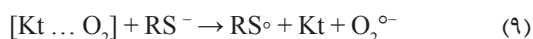
سینتیک واکنش به صورت زیر است:



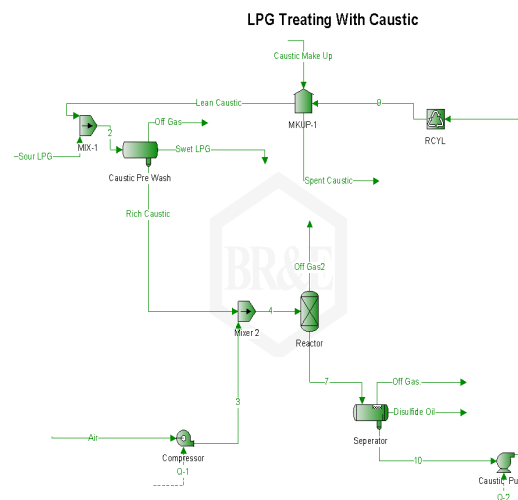
فاز آبی شامل مرکاپتاید‌های سدیم خروجی از پایین برج استخراج است که به منظور احیای سود با هوا ترکیب شده و به اکسیدایزر یا رآکتور فرستاده می‌شود. در این رآکتور محلول آب و سود در سیستم در حال چرخش است. در اکسیدایزر، مرکاپتاید‌های سدیم موجود در فاز آب، در حضور کاتالیست با اکسیژن موجود در هوا واکنش داده و در نتیجه سود احیا می‌شود. واکنش کلی به صورت زیر است:



سینتیک واکنش به صورت زیر است:



همان طور که از نتایج جدول مشخص است مقدار H<sub>2</sub>S برابر با ۰/۱۰۰۰ مول است که مقدار آن بسیار ناچیز است. اما مقدار کل مرکاپتان برابر با ۰/۹۱ درصد مولی یعنی حدود 1900 ppm است که مقدار آن بسیار بالاتر از حد استاندارد است. مقدار این ماده قبل از ارسال به مخازن کروی باید به کمتر از صفر برسد. اما با استفاده از غربال مولکولی امکان حذف این مقدار از مرکاپتان وجود ندارد. در شکل شماره ۲ محیط نرم‌افزار پرومکس و تجهیزات موردنیاز جهت شبیه‌سازی واحد نشان داده شده است.



شکل ۲: شماتیک واحد گاز مایع اصلاح‌شده شبیه‌سازی شده

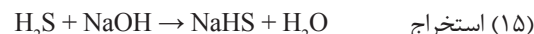


معادله سرعت اکسیداسیون مرکاپتاید های سدیم (سدیم متیل مرکاپتاید و سدیم اتیل مرکاپتاید) در حضور اکسیژن در فاز آب و سود به صورت زیر است:

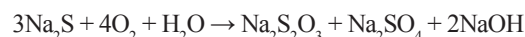
$$r_{RSNa} = \frac{K_1 K_p [RS^{\circ-}] [Kt] [O_2]}{1 + K_p [O_2] + K_r [RSSR]} \quad (14)$$

در واقع چالش اصلی در فرایند مرکاپتان زدایی با سود (یا کاستیک) بخش احیای آن است. همان طور که از واکنش های بالا مشخص است سینتیک فرایند استخراج بسیار ساده بوده و واکنش به سرعت یا فیزیکی رخ می دهد به نحوی که در برج شست و شو، انتقال جرم محدود کننده انجام واکنش است. واکنش های فرعی فرایند مرکاپتان زدایی توسط سود به قرار زیر هستند:

در صورتی که سولفید هیدروژن<sup>۱</sup>، سولفید کربنیل<sup>۲</sup> و دی سولفید کربن<sup>۳</sup> به مقدار زیاد در گاز مایع وجود داشته باشند و قبل از برج جذب جداسازی نشوند مشکلات متعددی به وجود می آید که ناشی از واکنش های فرعی و رقابتی زیر است:



(۱۷) اکسیداسیون



در اکثر واکنش های سولفید هیدروژن با سود، بسته به pH محلول ممکن است که بی سولفید سدیم<sup>۴</sup> یا سولفید سدیم<sup>۵</sup>

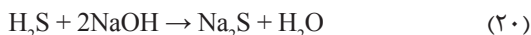
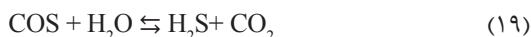
- 1- H<sub>2</sub>S
- 2- COS
- 3- CS<sub>2</sub>
- 4- Sodium besulfide (NaHS)
- 5- Sodium Sulfide (Na<sub>2</sub>S)

تولید شوند. در pH های پایین تر (۱۲-۱۰) تشکیل نمک بی سولفید سدیم غالب است؛ در حالی که در pH های بالاتر (بالاتر از ۱۲) نمک سولفید سدیم بیشتر تشکیل می شود. به دلیل اینکه سولفید هیدروژن اسید ضعیفی است، در pH های کمتر از ۸، محلول به اندازه کافی قلیایی نیست و در نتیجه سولفید هیدروژن جداسازی نمی شود.

(۱۸) استخراج



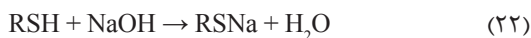
مکانیزم واکنش سولفید کربنیل با سود به صورت زیر است:



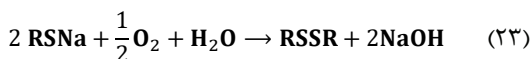
در این واحد مقدار مواد سولفید هیدروژن، سولفید کربنیل و دی سولفید کربن در گاز مایع بسیار کم بوده و در نتیجه واکنش های ذکر شده در سرعت ها و مقادیر بسیار کم رخ می دهند؛ پس در نظر گرفته نمی شوند.

### ۳-۱- معادله سرعت واکنش اصلی

پس از جذب مرکاپتان ها توسط فاز آب و سود، واکنش زیر بین مرکاپتان ها و سود در فاز آبی انجام می شود.



و واکنش زیر در رآکتور جهت احیای کاستیک غنی شده از مرکاپتان در مجاورت هوا انجام پذیرفته و سپس در یک جداکننده سه فازی گاز، کاستیک تصفیه شده و دی سولفید تشکیل شده تفکیک می شوند.



### ۴- نتایج حاصل از اصلاح واحد گاز مایع

نتایج حاصل از این فرایند در جدول زیر آمده است. قابل توجه است که نتایج به صورت درصد مولی هستند.



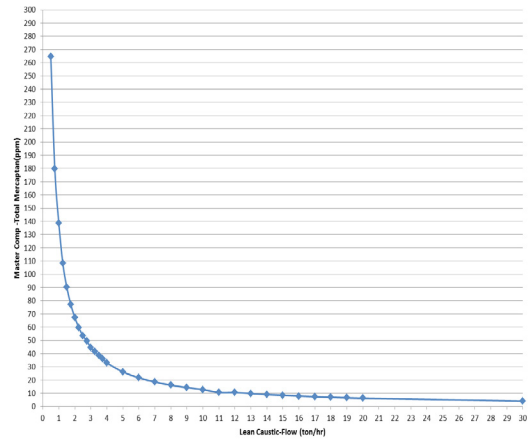
جدول ۱: مشخصات محصول خروجی از پایین برج اتانزدا

	Sour LPG	Sweet LPG	Rich Caustic	Lean Caustic
	Mole Fraction %	Mole Fraction %	Mole Fraction %	Mole Fraction %
Nitrogen	0	0.00176202	6.57E-06	0.00313657
Carbon Monoxide	0	0.000351177	1.76E-06	0.000754646
Methane	0	0	0	0
Ethane	0.11	0.110074	9.11E-05	0
Propane	35.79	35.8054	7.52E-03	0
N-Butane	39.74	39.7623	2.57E-03	0
Methyl Mercaptan	0.1	0.00303139	1.91E-01	0
H <sub>2</sub> O	0	0.0742153	9.49E+01	95.2196
NaOH	0	2.26E-07	4.76E+00	4.76109
O <sub>2</sub>	0	1.83E-05	1.97E-07	8.90E-05
Disulfide Oil	0	0.00482484	1.30E-06	0.0153562
Isobutane	23.91	23.9255	1.33E-03	0
Isopentane	0.210147	0.210229	3.17E-06	0
Pentane	0.1	0.100109	1.52E-06	0
Ethyl Mercaptan	0.09	0.0106038	1.56E-01	0
H <sub>2</sub> S	0.0001	0	0.00E+00	0

جدول ۱: مشخصات محصول خروجی از پایین برج اتانزدا

Sour LPG	PRE WASH OUT BY LAB RESULT (mol fraction%)	PRE WASH OUT BY PROMAX (mol fraction%)	AAPD
Nitrogen	0	1.76E-03	0.00
Carbon Monoxide	0	0.000351177	0.00
Methane	0	0	0.00
Ethane	0.11	1.10E-01	0.07
Propane	35.9	35.8054	0.26
N-Butane	39.8	3.98E+01	0.09
Methyl Mercaptane	0.0026	0.00303139	16.50
H <sub>2</sub> O	0	7.42E-02	0.00
O <sub>2</sub>	0	0.000000226	0.00
NaOH	0	1.83E-05	0.00
Disulfide Oil	0	4.82E-03	0.00
Isobutane	23.7	2.39E+01	0.10
Isopentane	0.23	2.10E-01	8.5
Pentane	0.1	0.100109	0.1
Ethyl Mercaptane	0.01	0.0106038	6
H <sub>2</sub> S	0	1.56E-01	0

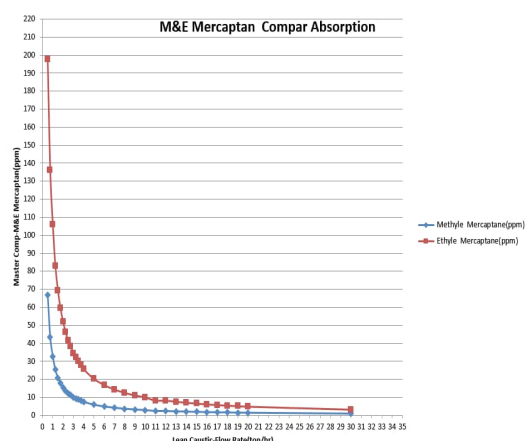




شکل ۳: نتایج حاصل از استخراج مایع-مایع با کاستیک (تأثیر دبی کاستیک روی مقدار نهایی مرکاپتان موجود در گاز مایع خروجی)

همان طور که مشاهده می‌شود با دبی جرمی ۳۰ ton/h کاستیک، مقدار مرکاپتان به صفر می‌رسد. اما با افزایش دبی کاستیک از ۵ ton/h تا ۳۰ ton/h مقدار کاهش مرکاپتان بسیار کم و جزئی شده که استفاده از این حجم از کاستیک را غیرمنطقی می‌سازد. باید توجه داشت که در این شرایط، کاستیک در حذف مقادیر جزئی و نهایی مرکاپتان کاربرد مناسب ندارد. با توجه به اینکه مقدار مناسب طراحی غلظت مرکاپتان برای ورود به برج جذب سطحی کمتر از ۱۳۰ ppm موردنیاز است، می‌توان با دبی در حدود ۱/۲۵ ton/h کاستیک به آن دست پیدا کرد.

افزایش دبی کاستیک باعث افزایش سطح تماس و در نتیجه استخراج بیشتر مرکاپتان می‌شود.



شکل ۴: مقایسه نتایج حاصل از استخراج مایع-مایع با کاستیک (تأثیر دبی کاستیک روی مقدار نهایی متیل و اتیل مرکاپتان موجود در گاز مایع خروجی)

بر اساس مقایسه صورت‌گرفته در شکل فوق، جذب

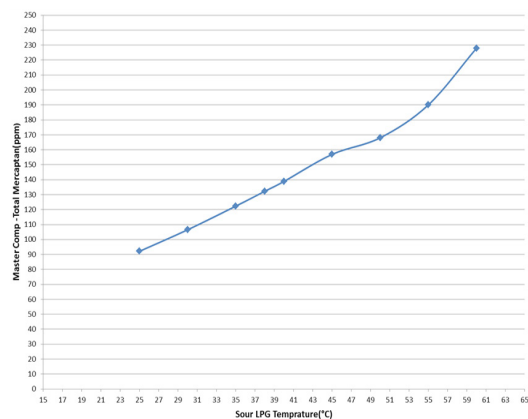
متیل مرکاپتان که جرم مولکولی پایین‌تری نسبت به اتیل مرکاپتان دارد، در دبی ثابت کاستیک بیشتر است.

#### ۲-۴- تأثیر دما بر فرایند استخراج با کاستیک

در این بخش، تأثیر دما روی فرایند استخراج و حذف مرکاپتان‌ها مورد بررسی قرار گرفته و نتایج آن در شکل‌های زیر نشان داده شده است. کاهش دمای گاز مایع ورودی به بخش تصفیه کاستیک به زیر ۳۵ درجه سانتی‌گراد، نیازمند تجهیزات سرمایشی خاص است؛ پس امکان کاهش این دما با شرایط موجود وجود ندارد.

محدوده مجاز دمای گاز مایع خروجی از ظرف پیش شستشوی کاستیک که به جاذب‌های غربال ملکولی وارد می‌شود، حداکثر ۴۵ درجه سانتی‌گراد می‌باشد. اما افزایش دبی کاستیک به دلیل دمای بالای آن که در نتیجه واکنش‌های گرمزای انجام‌شده در رآکتور بوده، به دلیل فقدان میدل حرارتی جهت پایین‌آوردن دمای کاستیک گردش، در هنگام تماس با گاز مایع منجر به افزایش دما در محصول گاز مایع خروجی از قسمت تصفیه کاستیک می‌شود.

بررسی تأثیر دما بر فرایند استخراج در دو دبی مختلف کاستیک که مناسب با شرایط عملیاتی بخش جذب توسط غربال ملکولی بوده، بررسی شده است.



شکل ۵: مقایسه نتایج حاصل از استخراج مایع-مایع با کاستیک (تأثیر دما روی فرایند استخراج متیل و اتیل مرکاپتان در دبی 1 ton/h)

در (شکل ۵)، با ثابت نگاه‌داشتن دبی کاستیک برابر با مقدار اولیه یعنی 1 ton/h، همان طور که مشاهده می‌شود با افزایش دمای گاز مایع، مقدار جذب مرکاپتان کاهش یافته و غلظت مرکاپتان موجود در گاز مایع خروجی بیشتر می‌شود، تا جایی که مقدار آن در دمای ۳۸ درجه سانتی‌گراد به حدود ۱۳۲ ppm که حداکثر غلظت مجاز بوده می‌رسد.



کاستیک مورد استفاده در فرایند پیش تصفیه که غنی از مرکاپتان است، بعد از ارسال به قسمت احیای کاستیک، با هوا مخلوط و به رآکتور وارد شده و پس از انجام واکنش‌های احیا و تولید ترکیبات دی‌سولفید از کاستیک جدا می‌شود و مجدداً کاستیک احیاء شده جهت جذب مرکاپتان به صورت گردشی توسط پمپ به ظرف پیش تصفیه جهت تماس با گاز مایع ترش ارسال می‌شود.

در پی بررسی‌های فوق نتایج کلی زیر در مورد سیستم‌های استخراج مرکاپتان‌ها از فاز هیدروکربنی توسط محلول‌های قلیایی به دست آمد:

۱- افزایش دبی کاستیک استخراج مرکاپتان‌ها را بهبود می‌بخشد.

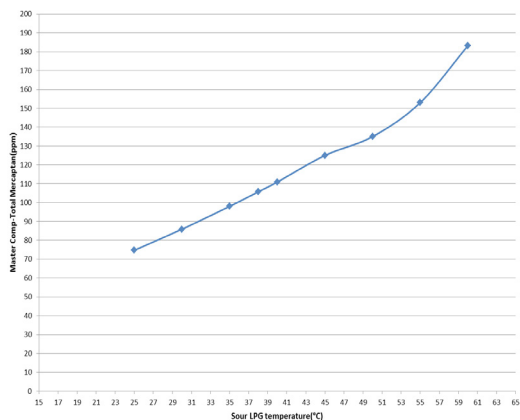
۲- دما یکی از پارامترهای مهم تأثیرگذار در فرایند استخراج مرکاپتان توسط کاستیک است، به این معنی که این فرایند در دمای پایین بیشترین بازدهی را دارد. نکته مهم در این زمینه این است که با کاهش دما ثابت یونیزاسیون مرکاپتان کاهش یافته و ضریب استخراج افزایش می‌یابد که با توجه به نمودارهای ارائه شده، دمای بهینه معرفی شده برابر با ۸۳ درجه سانتی‌گراد جهت گاز مایع ورودی به قسمت تصفیه کاستیک است.

۳- با استفاده از کاستیک مقدار مرکاپتان موجود در گاز مایع از ۱۹۰۰ ppm به ۱۰۵ ppm کاهش می‌یابد و می‌تواند مطابق با شرایط اولیه طراحی جاذب‌های غربال مولکولی که زیر ۱۳۰ ppm تعریف شده است، به راحتی و بدون مشکل وارد برج جذب شده و مقادیر نهایی مرکاپتان موجود در گاز مایع خروجی از جاذب غربال مولکولی و سپس ارسالی به مخازن کروی با حفظ حداکثر تولید، به صفر برسد.

۴- اجرای اقدامات فوق، به دلیل شستشوی اولیه گاز مایع با غلظت بالای مرکاپتان توسط محلول کاستیک، غلظت مرکاپتان درون گاز مایع جهت تصفیه و شیرین سازی نهایی به سمت جاذب‌های غربال مولکولی ارسال می‌گردد.

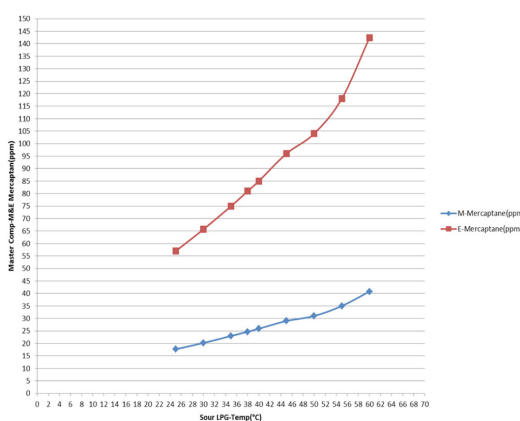
در این شرایط غلظت مرکاپتان درون گاز مایع ورودی به جاذب‌های غربال مولکولی همانند شرایط تعیین شده در طراحی اولیه جاذب‌ها می‌باشد.

۵- استفاده از فرایند احیای کاستیک جهت استفاده مجدد از کاستیک مصرف شده در مرحله پیش شستشو باعث کاهش هزینه بسیاری می‌شود که با توجه به کاهش بسیار زیاد در شارژ کاستیک تازه، نمایان می‌شود.



شکل ۶: نتایج حاصل از استخراج مایع-مایع با کاستیک (تأثیر دما روی فرایند استخراج در دبی ۱/۵۲ ton/h)

در شرایط (شکل ۶)، که مقدار دبی کاستیک معادل ۱/۲۵ ton/h تعیین شده است، در زمانی که دمای گاز مایع ورودی به بخش تصفیه حدود ۳۸ درجه سانتی‌گراد باشد، غلظت مرکاپتان در محصول خروجی این قسمت ۱۰۵ ppm و دمای آن ۴۲ درجه سانتی‌گراد است. این شرایط حالت مناسبی برای ارسال گاز مایع به واحد جذب سطحی با غربال مولکولی است.



شکل ۷: مقایسه نتایج حاصل از استخراج مایع-مایع با کاستیک (تأثیر دما روی فرایند استخراج متیل و اتیل مرکاپتان در ۱/۵۲ ton/h)

بر اساس مقایسه صورت گرفته در (شکل ۷)، با افزایش دمای گاز مایع ورودی میزان جذب اتیل مرکاپتان که جرم مولکولی بالاتری نسبت به متیل مرکاپتان دارد، کمتر می‌شود.

### ۵- نتیجه گیری

گاز مایع ترش قبل از ورود به جاذب‌های غربال مولکولی توسط کاستیک پیش تصفیه شده و غلظت مرکاپتان آن تا حد مطلوبی پایین می‌آید، سپس گاز مایع وارد بسترهای جذب سطحی شده و تصفیه کامل صورت گرفته و محصول گاز مایع با کیفیت استاندارد به مخازن ارسال می‌شود.

[7] Ghanbari, K., K. Razmkhah and M. Tajerian, "Design Of Caustic Wash System For Light Hydrocarbons Such As Lpg, Ngl And Naphtha", Petroleum and Coal, Vol. 45, 3-4, pp. 131-134, 2003.

[8] Qeshta, Hanan Jalal, Salaheddin Abuyahya, Priyabrata Pal, Fawzi Bana, "Sweetening liquefied petroleum gas (LPG): Parametric sensitivity analysis using Aspen HYSYS", Journal of Natural Gas Science and Engineering, 26 (2015) 1011e1017.

[9] Sehgal, V., "Technical and Economic Comparison of Natural Gas Sweetening Process", ProQuest, 2009.

۶- استفاده از فرایند احیای کاستیک موجب می‌شود تا علاوه بر استفاده مجدد از کاستیک مصرف‌شده نیاز به حذف آن با روش‌های مختلف در طبیعت وجود نداشته باشد که این موضوع علاوه بر اهمیت بالای اقتصادی، از لحاظ زیست‌محیطی نیز مزایای فراوانی دارد.

۷- محدودکننده واکنش در قسمت شست‌وشوی گاز مایع با کاستیک، انتقال جرم است.

#### ۶- منابع

[1] Kidnay, A.J., W.R. Parrish, D.G. McCartney, Fundamentals of natural gas processing, CRC Press, 2011.

[2] E. Mobil, "The Outlook for Energy: A view to 2040", Irving, TX: Exxon Mobil, 2012.

[3] Cronshaw, I., "World Energy Outlook 2014 projections to 2040: natural gas and coal trade, and the role of China", Australian Journal of Agricultural and Resource Economics, pp. 571-585, 59 (2015).

[4] Jackson, P., "The future of global oil supply: understanding the building blocks", in: International Seminar On Nuclear War And Planetary Emergencies—42nd Session, World Scientific, 2010, pp. 271-282.

[5] Samadi Afshar, Ali, Sayed Reza Hashemi, "Role and Effect of Temperature on LPG Sweetening Process", International Journal of Chemical, Molecular, Nuclear, Materials and Metallurgical Engineering, Vol: 5, No: 7.

[6] Afshar, A.S., H.M. Hosseini, A. Mir, A. Valipour and Hadi Chabook, "Study on Effective Parameters in Caustic Regeneration on LPG Sweetening", Petroleum Science and Technology, 2014.





# Decreasing the Inlet Mercaptan to LPG Treatment to Increase the Efficiency of Adsorber section

Azarakhsh Goudarzi<sup>1</sup>, Zahra Arab Abosadi<sup>2\*</sup>

1-Chemistry Engineering Department, Islamic Azad University, Marvdasht, Iran

2- Chemistry Engineering Department, Islamic Azad University, Marvdasht, Iran

Corresponding Author, Email: zarababosadi@yahoo.com - abosadi@miau.ac.ir

## Abstract

*To purify and eliminate sulfur compounds from LPG molecular in an oil refinery, a molecular sieve is used; however, due to a change in the feed of the refinery, the amount of sulfur compounds which enters the LPG Unit has increased by 20 times. This change has disrupted the output compounds of the molecular sieve.*

*In this study, it is suggested that a pre-wash process using Soda should be carried out prior to the molecular sieve adsorption process, to increase the efficiency of adsorption process by molecular adsorbents.*

*In order to investigate the possibility of using Caustic to pre-wash the LPG Unit input, the piping of Naphtha Merox Unit was investigated; then, using the Promax software, the process was simulated and reviewed. By carefully examining the factors affecting the reactions, it was tried to select the best model and the optimal conditions.*

*Using caustic, the amount of Mercaptan in the LPG was reduced from 1900 ppm to below 130 ppm and, in line with the original design, it entered the adsorption stage without disrupting the adsorbents performance, and the final values of Mercaptan and H<sub>2</sub>S reached zero.*

**Keywords:** LPG, Caustic, Pre-wash, Simulation, Promax.

