

# شبیه‌سازی فرآیند بازیابی گازهای ارسالی به مشعل برای استفاده مجدد از آنها به عنوان منابع سوخت هیدروکربنی

یدالله غلامی امیر سالاری، نادیا اسفندیاری\*

گروه مهندسی شیمی، دانشکده فنی مهندسی واحد مرودشت، دانشگاه آزاد اسلامی، کد پستی ۷۳۷۱۱-۱۳۱۱۹، فارس، ایران

آدرس پست الکترونیک نویسنده مسئول مکاتبات: esfandiari\_n@miau.ac.ir

مقاله علمی - ترویجی

صفحه ۷۶ - ۸۵

تاریخ پذیرش: ۱۴۰۱/۰۶/۱۷

تاریخ دریافت: ۱۴۰۱/۰۴/۱۲

## چکیده

انرژی و محیط‌زیست دو پارامتر مهم در توسعه کشورهاست. اصلی‌ترین راه اتلاف انرژی در پالایشگاه‌ها و واحدهای بهره‌برداری، سیستم فلرینگ است که بیشترین میزان آلاینده‌های زیست‌محیطی را منتشر می‌کند. حجم زیادی از گازهای همراه از ارزش سوختی بالایی برخوردارند، بنابراین توجه به استفاده مجدد، عملکرد و اصلاح این بخش از اهمیت زیادی برخوردار است. در این پژوهش از نرم‌افزار Aspen HYSYS استفاده شد. ترکیب گاز ورودی به فلر از پالایشگاه اهواز در نظر گرفته شد. شیرین‌سازی توسط متیل دی اتانول آمین و پیرازین صورت گرفت. سپس نم‌زدایی توسط تری اتیلن گلیکول انجام شد. گاز شیرین شده به واحد LNG فرستاده می‌شود. نتایج خروجی از نرم‌افزار نشان می‌دهد که جداسازی دی‌اکسید کربن به میزان ۹۹/۹۹ درصد و سولفید هیدروژن به میزان ۹۹/۹۴ درصد صورت گرفته است. در نتیجه گاز خروجی را می‌توان گاز شیرین به حساب آورد. با ورود گاز از پایین برج جذب یعنی شماره سینی ۲۰، تغییرات دمایی شدیدی از ۳۳/۶ درجه سانتی‌گراد به ۵۴/۵ درجه سانتی‌گراد دارد که به دلیل جذب انتخابی  $H_2S$  در حضور  $CO_2$  توسط MDEA و قطبی بودن  $H_2S$  می‌تواند باشد. حرکت گاز به طرف بالای برج با افزایش دما همراه است تا سینی ۱۹ که دمای آن به ۵۷/۷ درجه سانتی‌گراد رسیده است که به دلیل بیشترین جذب و انتقال جرمی است که در این سینی اتفاق افتاده است. از سینی ۱۹ تا سینی ۱۳، جذب کمتر شده و دما هم کاهش پیدا می‌کند تا اینکه سیستم به حالت تعادل رسیده است. ظرفیت تولید LNG در واحد مایع سازی ۳۸۶۷۰۰ کیلوگرم بر ساعت به دست آمده است که از نظر اقتصادی می‌تواند سود خالصی برابر با ۳۲۱۳۶۰۰۰ دلار در سال داشته باشد.

کلیدواژه‌ها: بازیابی، فلر، حلال جاذب متیل دی اتانول آمین، شیرین‌سازی، LNG.

## ۱. مقدمه

وانسان خطر دارد که برای کاهش خطرات در تجهیزاتی به نام فلر یا مشعل سوزانده می‌شود [۱، ۳]. وقتی بخارات قابل احتراق در اتمسفر می‌سوزند، بخصوص در محیط مرطوب، باران اسیدی ایجاد می‌کند. باران اسیدی خاصیت خوردندگی دارد و باعث آسیب مخربی بر روی محیط‌زیست، پوشش گیاهی و آب‌های سطحی می‌شود. فلر (مشعل) تجهیزاتی است که گازهای اضافی

گازهای همراه نفت که در میادین نفتی و پالایشگاه‌ها به علت‌های مختلفی در فلرها سوزانده می‌شوند از ارزش سوختی بالایی برخوردار هستند، همچنین می‌توانند آلاینده‌های زیست‌محیطی نظیر اکسیدهای نیتروژن، اکسیدهای گوگرد و گازهای گلخانه‌ای مثل دی‌اکسید کربن و مونوکسید کربن تولید کنند. گازهای تولیدشده در صنایع نفت و گاز برای محیط‌زیست



را می‌سوزاند. در تأسیسات، پالایشگاه‌های نفت و گاز، صنایع شیمیایی و معدنی برای سوختن گازهای اشتعال‌پذیر و سمی، حفظ ایمنی کارکنان و دستگاه‌های فرآیندی و کنترل فشار بکار می‌رود. در کل یک سوپاپ اطمینان به حساب می‌آید و برای مواقع ضروری کاربردی و مهم است [۴، ۲]. سوزاندن گازها در فلر، اثرات منفی روی محیط‌زیست دارد و باعث تغییرات آب و هوایی و گرمایش زمین می‌شود [۵]. فرآیند مشعل سوزی در هر سال، باعث انتشار حدود ۴۰۰ میلیون تن دی‌اکسید کربن در جهان می‌شود [۶]. گازهای همراهی که در مشعل‌ها سوزانده می‌شوند، علاوه بر رهاسازی گازهای سمی در هوا و همچنین بروز مشکلات زیست‌محیطی، یک سرمایه ملی محسوب می‌شوند [۷]. بازیابی گازهای ارسالی به فلر و استفاده مجدد از آن‌ها، انتشار آلاینده‌ها به محیط‌زیست را کاهش و از هدر رفت انرژی جلوگیری می‌کند [۸]. همچنین باعث کاهش دود، گرمای تابشی و آلودگی صوتی می‌گردد [۹]. حدوداً ۷۰ درصد از گازهای مشعل در جهان در ۲۰ کشور و ۷۰ میلیارد مترمکعب گازهای سوزانده شده فقط در ۴ کشور اتفاق می‌افتد [۱۰]. در کشور ایران، در سال ۲۰۱۱ حدود ۴۰۰ میلیارد فوت مکعب گاز همراه سوزانده شده است که در بازارهای جنوب شرق آسیا ارزش زیادی دارد [۱۱]. تحقیقات نشان داده است که در سال ۲۰۱۷ تقریباً ۶۳۳/۷ میلیون تن، گاز دی‌اکسید کربن در ایران تولید و منتشر شده که ۵۵ میلیون تن آن از گاز مشعل بوده است [۱۲]. بر اساس آمار بانک جهانی در سال ۲۰۱۵، ایران با سوزاندن ۱۲/۱ میلیارد مترمکعب گاز همراه، تقریباً ۸ درصد از گاز مشعل جهان را به خود اختصاص داده است که در جایگاه سوم جهان بوده است [۱۳].

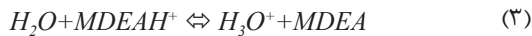
طبق داده‌های ماهواره‌ای گاز مشعل که در (جدول ۱) مشاهده می‌کنید؛ مشعل سوزی از سال ۲۰۱۸ تا ۲۰۱۹، سه درصد افزایش داشته است، یعنی از ۱۴۵ میلیارد مترمکعب به ۱۵۰ میلیارد مترمکعب رسیده که بیشتر مربوط به سه کشور، یعنی ایالات متحده با ۲۳ درصد افزایش، جایی که ۲۰ درصد افزایش تولید نفت داشته است. ونزوئلا ۱۶ درصد افزایش، در صورتی که ۴۰ درصد کاهش تولید نفت داشته و روسیه با ۹ درصد افزایش گاز مشعل ولی تولید نفت آن ثابت بوده است. چهار کشور برتر تولیدکننده گاز یعنی روسیه، عراق، ایالات متحده و ایران، تقریباً ۴۵ درصد از کل گاز مشعل شده جهان را طی سال‌های ۲۰۱۷ تا ۲۰۱۹ به خود اختصاص داده‌اند. حجم گاز فلر ایران در سال ۲۰۱۸ نسبت به سال ۲۰۱۷ با کاهش بیش از دو درصد همراه بوده است و سال ۲۰۱۹ نسبت به سال ۲۰۱۸ مقدار ۳/۵ میلیارد مترمکعب کاهش گاز فلر را

داشته که می‌تواند ناشی از افت تولید نفت در کشور باشد. این حال نسبت به سال ۲۰۱۵ افزایش گاز مشعل را داشته است. جدول ۱. داده‌های ماهواره‌ای گاز مشعل برحسب میلیارد مترمکعب [۱۳].

کشورها	۲۰۱۶	۲۰۱۷	۲۰۱۸	۲۰۱۹	تغییرات از ۲۰۱۹-۲۰۱۸
روسیه	۲۲/۳۷	۱۹/۹۲	۲۱/۲۸	۲۳/۳۱	۱/۹۳
عراق	۱۷/۷۳	۱۷/۸۴	۱۷/۸۲	۱۷/۹۱	-۰/۰۹
آمریکا	۸/۸۶	۹/۴۸	۱۴/۰۷	۱۷/۲۹	۳/۲۲
ایران	۱۶/۴۱	۱۷/۶۷	۱۷/۲۸	۱۳/۷۸	-۳/۵۰
ونزوئلا	۹/۳۵	۷	۸/۲۲	۹/۵۴	۱/۳۲
سایر کشورها	۶۲/۴	۵۸/۴۵	۵۸/۶۲	۵۹/۷۷	۲/۱۶
جهان	۱۴۸	۱۴۱	۱۴۵	۱۵۰	۵

بازیابی گازهای ارسالی به فلر به صورت کلی به چهار روش احتراقی، فیزیکی، شیمیایی و بیولوژیکی انجام می‌گیرد. سوزاندن گاز غیر خورنده در توربین گاز و تأمین برق در روش احتراقی صورت می‌گیرد. در روش فیزیکی، تجهیزاتی در مسیر گاز ارسالی به فلر قرار می‌گیرد که گاز را خالص‌سازی می‌کند. انجام واکنش در محیط کاتالیست که گاز فلر به مواد صنعتی نظیر گوگرد تبدیل می‌شود را روش شیمیایی می‌نامند. در روش بیولوژیکی، با استفاده از باکتری‌ها و انجام واکنش‌های تجزیه‌ای در برج، گاز به اجزای تشکیل‌دهنده آن تبدیل می‌شود [۸، ۱۴]. گای و همکاران مروری بر کاهش گازهای فلر جهت کاهش انتشار در صنعت داشتند [۱۵].

مطالعه یانگ و ژیانگ [۱۶] باهدف استفاده مجدد گازهای طبیعی مایع صورت گرفته است. در این فرآیند از پمپ، خنک‌کننده، کمپرسور و برج جذب و دفع استفاده شده است. هوانجیون و همکاران [۱۷] با استفاده از نرم‌افزار هایسیس، شبیه‌سازی واحد LNG را انجام داده و بیان کرده‌اند که یکی از راه‌های افزایش راندمان فرآیند LNG تعیین نرخ سرمایه‌گذاری است. آن‌ها برای خنک‌سازی، نرخ جریان بهینه را ۲۵۰۰ کیلوگرم بر ساعت نشان دادند. در تحقیقی با استفاده از نرم‌افزار اسپن هایسیس و شبیه‌سازی به سه روش بازیابی گازهای ارسالی به فلر با دبی ۹/۱۵۳ میلیون فوت مکعب در روز برای پالایشگاه تبریز پرداخته شد. نتایج نشان داد که بخش GTL می‌تواند ۱۱۷۵ بشکه با ارزش اقتصادی معادل ۶۱۵۶۳ دلار داشته باشد. شبیه‌سازی در فرآیند تولید برق، ۳۷ مگاوات برق بود که ۶۷۷۵ دلار برآورد شد [۱۸]. به‌منظور بازیابی گازهای ارسالی به فلر در یکی از پالایشگاه‌های گازی و با دبی ۷۶۸۸۰ کیلوگرم بر ساعت، شبیه‌سازی صورت گرفت. نتیجه شبیه‌سازی



جدول ۲. درصد ترکیب گازهای ارسالی به فلر

ترکیبات	درصد مولی	ترکیبات	درصد مولی
CO <sub>2</sub>	۳/۷۶	i-Pentane	۹
H <sub>2</sub> S	۳/۲۶	n-Pentane	۱۰
N <sub>2</sub>	۰/۱۳	n-Hexane	۱۱
Methane	۸۳	n-Heptane	۱۲
Ethane	۵/۵	n-Octane	۱۳
Propane	۲/۳	COS	۰/۰۰۳
n-Butane	۰/۶۲	CS <sub>2</sub>	۰/۰۱۷
i-Butane	۰/۴۴	M-Mercaptan	۰/۱۲

جدول ۳. شرایط عملیاتی گازهای ارسالی به فلر و حلال‌های جاذب

شرایط عملیاتی	گاز ارسالی به فلر	حلال‌های جاذب
دما (درجه سانتی‌گراد)	۳۳/۶	۵۴
فشار (بار)	۷۷/۰۱	۷۶/۸۱
دبی مولی (kgmol/hr)	۶۱۵۷	۸۴۳۸
دبی جرمی (kg/hr)	۱۰۹۷۲۹/۷	۲۶۳۲۴

۲-۲. شبیه‌سازی واحد حذف دی‌اکسید کربن و سولفید هیدروژن (شکل ۱) نمای واحد حذف دی‌اکسید کربن و سولفید هیدروژن در نرم‌افزار اسپن‌هایسیس را نشان می‌دهد. مرحله اول، شیرین‌سازی با جذب گاز ترش از گاز ارسالی به فلر توسط حلال‌های متیل دی‌اتانول آمین و پمپرازین در برج جذب انجام می‌پذیرد. برج جذب شامل ۲۰ سینی تعادلی است. گاز ارسالی به فلر حاوی گاز ترش قبل از ورود به برج جذب، وارد جداکننده دوفازی می‌شود که فاز مایع و گاز از هم جدا شده و فاز گاز از پایین‌ترین سینی برج جذب با دمای ۳۳/۶ درجه سانتی‌گراد و فشار ۷۷/۰۱ بار وارد برج جذب و حلال موردنظر (ترکیبی از متیل دی‌اتانول آمین، پمپرازین و آب)، با دمای ۵۴ درجه سانتی‌گراد و فشار ۷۶/۸۱ بار از بالاترین سینی برج جذب وارد برج می‌شود (در برج جذب فشار بالا و دما پایین مطلوب است که منجر به حلالیت ماده حل‌شونده در جاذب مایع می‌شود). گاز ورودی و حلال‌های جاذب یک حرکت عکس‌را نسبت به هم

نشان داد که امکان بازیابی ۵۹۳۰ مترمکعب بر ساعت گاز طبیعی شیرین شده و ۱۲ تن بر ساعت میعانات گازی فراهم می‌شود. در بحث زیست‌محیطی می‌تواند از تولید ۳۰۰ تن در سال اکسیدهای نیتروژن، ۲۱۴۲ تن در سال مونواکسید کربن و ۴۳ تن در سال دی‌اکسید گوگرد جلوگیری شود [۱۹]. با انجام محاسباتی بر روی داده‌های ماهواره‌ای مشعل‌های گازی کل ایران، نشان داد که بیشترین گازهای مشعل شده مربوط به مناطق نفت‌خیز جنوب با ۱۱/۷ میلیون مترمکعب در روز از حجم کل ۳۳/۹ میلیون مترمکعب در روز از گازهای مشعل شده در ایران است [۲۰]. زاد اکبر و همکاران بر روی استفاده مجدد از گازهای فلر به‌عنوان گاز سوخت کار کردند. آن‌ها نشان دادند که در پالایشگاه تبریز و خانگیران با استفاده از این روش صرفه‌جویی اقتصادی قابل توجهی حاصل می‌شود [۲۱]. رضایی و همکاران بر روی باز استفاده از گاز فلر پالایشگاه فجر جم کار کردند و نشان دادند که می‌توان از هدر رفت سالانه ۱۲ میلیون مترمکعب گاز جلوگیری کردند و ۱۱ هزار تن LNG تولید کرد [۲۲]. بهروزی و همکاران از محلول MDEA-PZ جهت جداسازی دی‌اکسید کربن استفاده کردند [۲۳].

هدف از این مقاله، شبیه‌سازی فرآیند بازیابی گازهای ارسالی به مشعل و استفاده مجدد از آن‌ها به‌عنوان منابع سوخت هیدروکربنی است. این پروژه به‌طور کلی در دو فاز تعریف شده است. واحد شیرین‌سازی گاز و واحد مایع‌سازی (LNG). تغییرات دما و تغییرات غلظت دی‌اکسید کربن و سولفید هیدروژن که در فرآیند جذب و دفع برحسب تعداد سینی‌های مصرفی مطالعه شد. در مرحله دوم، بازیابی گازهای ارسالی به فلر با استفاده از فرآیند تولید LNG و فرآورده‌های مایع حاصل از گاز، به‌عنوان منابع سوخت هیدروکربنی موردبررسی قرار گرفت.

## ۲. روش انجام پژوهش

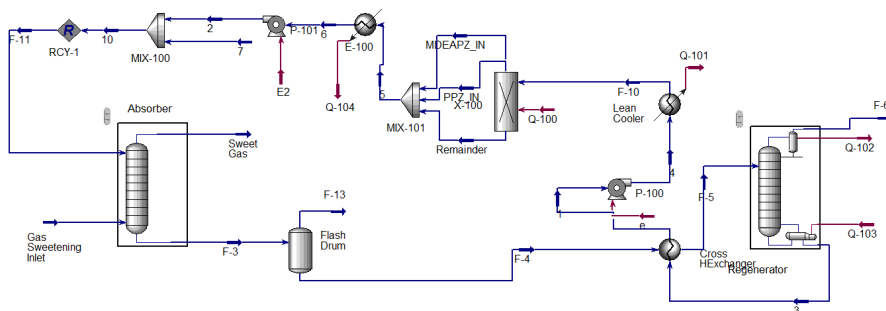
### ۲-۱. شبیه‌سازی

با استفاده از نرم‌افزار اسپن‌هایسیس و داده‌هایی که از پالایشگاه شیرین‌سازی گاز اهواز گرفته شد، شبیه‌سازی واحد شیرین‌سازی، نم‌زدایی و مایع‌سازی گاز، انجام شده و از نظر اقتصادی موردبررسی قرار گرفته است. در این شبیه‌سازی از بسته ترمودینامیکی پینگ رابینسون ۶ استفاده شده است. اجزای خوراک گازی به مرحله شیرین‌سازی در (جدول ۲) و شرایط عملیاتی گازها و حلال‌های جاذب در (جدول ۳) نشان داده شده است. در برج جذب و دفع علاوه بر جذب و دفع فیزیکی واکنش‌های تعادلی به‌صورت زیر اتفاق می‌افتد [۲۴]:



می‌شود (در برج دفع دما بالا و فشار پایین مطلوب است که منجر به دفع ماده حل شده در جاذب به صورت تقطیر می‌شود). دمای آمین خروجی از برج دفع بالاست، با آمین خروجی از برج جذب در مبدل حرارتی، تبادل حرارت می‌کند و ضمن سرد شدن، مقداری گرما به خوراک برج دفع می‌دهد و وارد مخزن ذخیره‌سازی آمین شده، مقدار آمینی که طی فرآیند از دست داده، جبران می‌کند و چون قبل از ورود به برج جذب باید شرایط ورود به برج جذب را داشته باشد، توسط کولرهایی دمای آن به ۵۴ درجه سانتی‌گراد کاهش و فشار آن توسط کمپرسور تا ۷۶ بار رسانده می‌شود و از بالا وارد برج جذب می‌شود.

دارند که تماس آن‌ها منجر به جذب گاز ترش می‌شود. سپس گاز شیرین از بالای برج خارج شده و متیل دی اتانول آمین غنی شده از دی‌اکسید کربن و سولفید هیدروژن از پایین برج جذب خارج شده و وارد جداکننده می‌شود که بخارات فرار از بالای جداکننده خارج شده و سپس متیل دی اتانول آمین غنی شده وارد مبدل حرارتی می‌شود، گرم شده و به عنوان خوراک از بالای برج دفع وارد برج می‌شود. جداسازی حلال حاوی متیل دی اتانول آمین و پمپ‌راژین از دی‌اکسید کربن و سولفید هیدروژن در برج دفع به روش تقطیر انجام می‌شود. برج دفع شامل ۲۰ سینی تعادلی است. خوراک در برج دفع تا ۱۲۰ درجه سانتی‌گراد گرم

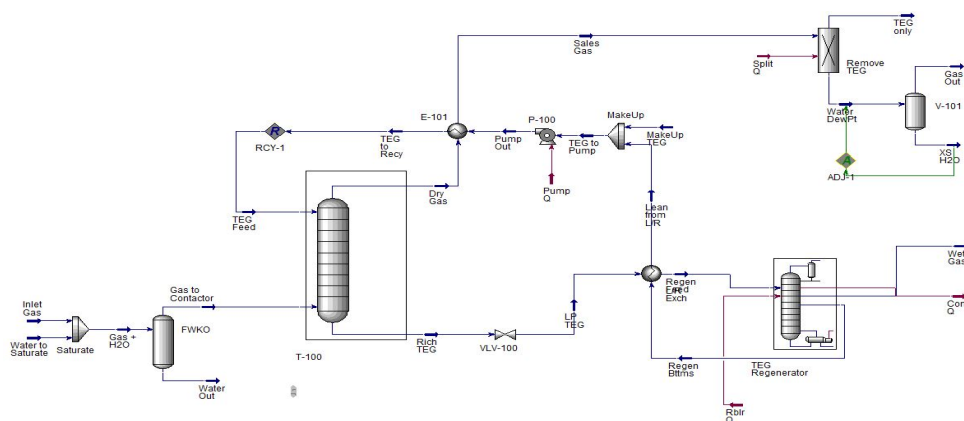


شکل ۱. نمایی از شبیه‌سازی واحد شیرین سازی

### ۳-۲. شبیه‌سازی واحد هیدروژن زدایی

لوله و افت فشار و همچنین برای جلوگیری از ایجاد خوردگی در تجهیزات انتقال، انجام می‌شود. در اینجا توضیحات واحد نم‌زدایی همانند (شکل ۱)، یعنی واحد شیرین سازی است، با این تفاوت که در واحد نم‌زدایی از آمین تری اتیلن گلیکول و برای جذب بخار آب استفاده شده است.

(شکل ۲) نمایی از واحد نم‌زدایی شبیه‌سازی شده را نشان می‌دهد. گاز شیرین شده که از بالای برج جذب خارج می‌شود به اندازه فشار بخار آب در دمای برج جذب دارای بخار آب است که باید نم‌زدایی شود. نم‌زدایی برای جلوگیری از تشکیل هیدرات گازی که باعث گرفتگی خط



شکل ۲. نمای شبیه‌سازی واحد نم‌زدایی

### ۴-۲. شبیه‌سازی واحد مایع سازی گاز طبیعی

سانتی‌گراد و در فشار اتمسفری خنک می‌شود به صورت مایع کندانس می‌شود که LNG را به وجود می‌آورد. در مایع سازی حجم گاز ۶۰۰ برابر کاهش می‌یابد.

شبیه‌سازی واحد مایع سازی گاز طبیعی (LNG)، به منظور بازیابی گاز ارسالی به فلر که در مراحل قبل شیرین سازی شده است، انجام گرفت. زمانی که گاز طبیعی تا ۱۶۰ درجه

#### ۲-۴-۱. ترکیب مواد ورودی به واحد LNG

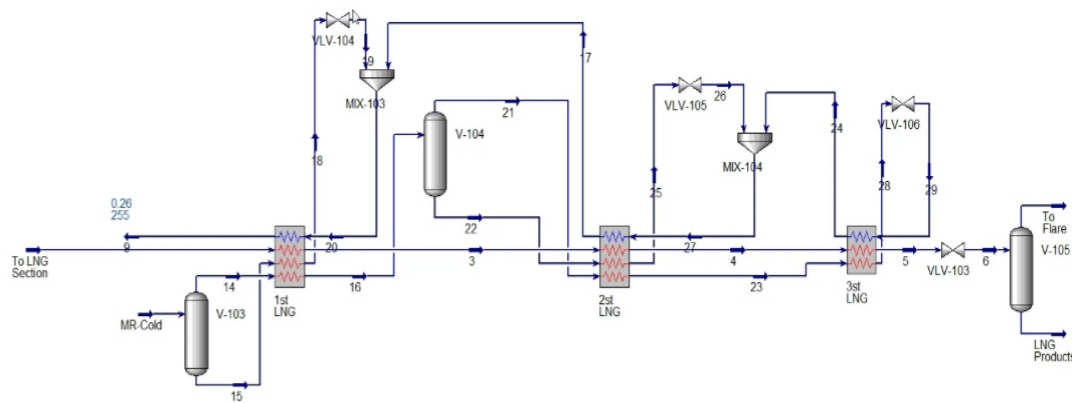
مواد ورودی به واحد LNG برابر مواد خروجی از مرحله شیرین سازی و نمزدایی که در (جدول ۴) نشان داده شده است.

جدول ۴. ترکیب مواد ورودی به واحد LNG

ترکیبات	درصد مولی	ترکیبات	درصد مولی
O <sub>2</sub>	۰	i-Butane	۰/۰۰۳
Nitrogen	۱/۶۷۱	n-Butane	۰/۰۰۳
CO <sub>2</sub>	۰	i-Pentane	۰/۰۰۱
Methane	۹۴/۹	n-Pentane	۰/۰۰۱
Ethane	۳/۲۲	n-Hexane	۰/۰۰۱
Propane	۰/۲		

#### ۲-۴-۲. شرح فرآیند واحد LNG

(شکل ۳) واحد اصلی شبیه سازی شده را نشان می دهد که گاز بازیابی شده پس از شیرین سازی، نمزدایی و خنک سازی به این واحد برای مایع سازی انتقال داده می شود. در این واحد، گاز از چیلر اول، دوم و سوم عبور نموده تا دمای آن توسط چیلرها کاهش داده شود و در نهایت از شیر فشارشکن عبور نموده و خارج می شود. MR-Cold یک سیال مبرد است که از شیرهای فشارشکن عبور داده می شود که دما و فشار آن به شدت افت پیدا می کند و سپس از چیلرها عبور داده می شود که جریان اصلی را سرد می کند. سپس برای جبران فشار به واحد کمپرسور فرستاده می شود.

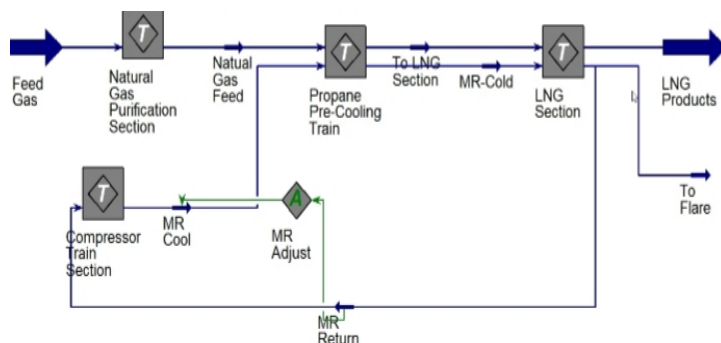


شکل ۳. واحد اصلی شبیه سازی شده LNG

#### ۲-۴-۳. شرح فرآیند کلی مایع سازی LNG

(شکل ۴) واحد کلی مایع سازی شبیه سازی شده در اسپن هایسیس را نشان می دهد. به طور کلی، شبیه سازی واحد LNG دارای واحدهای مختلفی است که شامل واحد حذف گاز اسیدی و هیدروژن زدایی، واحد سردسازی پروپان، واحد اصلی LNG، واحد کمپرسور و کنترل گره های MR که به منظور کنترل جریان مواد و بازگرداندن دما تا ۲۲۵ کلوین به فرآیند LNG افزوده شده است. در (شکل ۴)، خوراک گازی وارد واحد خالص سازی و نمزدایی می شود. در این واحدها حذف گاز اسیدی توسط MDEA و پیپرازین و سپس هیدروژن زدایی توسط TEG صورت می گیرد. پس از خالص سازی، گاز وارد واحد خنک کننده پروپان می شود، در این واحد چرخه هایی وجود دارد که در هر کدام از این چرخه ها فقط پروپان وجود دارد و هدف سرد کردن پروپان است. سرمای به وجود آمده در هر کدام از این چرخه ها، به وسیله مبدل

حرارتی، به خط لوله اصلی گاز برای سرد کردن جریان اصلی فرستاده می شود. جریان گاز که دمای آن به شدت پایین و فشار آن به شدت بالا است، به واحد اصلی LNG فرستاده می شود. خروجی از این واحد به سه صورت گاز مایع (LNG) که محصول اصلی است، موادی که به صورت سوخت و خنک کننده به فلر ارسال می شود که بیشترین مقدار آن را نیتروژن و مقداری هم متان تشکیل داده است و جریان برگشتی شامل موادی که به منظور رساندن به فشار و دمای مایع سازی، چرخه ای را با گذراندن از کمپرسورها، خنک کننده ها و کنترل گره های MR طی می کند تا به واحد اصلی LNG برسد. دما و فشار جریان برگشتی به شدت پایین است، قبل از اینکه به واحد اصلی LNG برسد، به واحد کمپرسور فرستاده می شود تا فشار آن افزایش پیدا کند. بعد از این کمپرسورها کولرهایی نصب شده است که دما را کاهش می دهد.



شکل ۴. نمودار جریان فرآیند واحد کلی مایع سازی گازهای ارسالی به فلر شبیه سازی شده در اسپن هایسیس

### ۳. تجزیه و تحلیل

با توجه به هدف این پژوهش یعنی بازیابی گازهای ارسالی به فلر و استفاده مجدد از آن‌ها به عنوان منابع سوخت، لازم است تا میزان موفقیت آمیز بودن شبیه سازی و نزدیکی آن به شرایط واقعی مورد بررسی قرار گیرد. همچنین تأثیر دما و غلظت در برج جذب و دفع بررسی شود.

#### ۳-۱- بررسی صحت داده های شبیه سازی شده واحد جذب دی اکسید کربن و سولفید هیدروژن

در (جدول ۵) بررسی صحت داده های شبیه سازی واحد جذب دی اکسید کربن و سولفید هیدروژن را مشاهده می کنید که برای صحت نتایج به دست آمده، خروجی بالای برج جذب پالایشگاه و نرم افزار باهم مقایسه شده است. نزدیکی شرایط شبیه سازی شده با شرایط عملیاتی نشان دهنده صحت عملکرد تعریف شده است. همان طور که در (جدول ۵) مشاهده می کنید، مدل طراحی شده توانسته میزان گاز ترش را به حداقل برساند، طوری که می توانیم گاز خروجی را کاملاً گاز شیرین به حساب بیاوریم که اکثر آن را متان و اتان تشکیل می دهد. در شبیه سازی راندمان سینی ها ۱۰۰ درصد در نظر گرفته شده است به همین خاطر قابلیت بالاتری نشان داده است. چون در واقعیت به دلیل وجود ناخالصی و شرایط عملیاتی، راندمان جذب پایین می آید.

جدول ۵. بررسی صحت داده های شبیه سازی واحد جذب دی اکسید کربن و سولفید هیدروژن در برج جذب

ترکیبات	خروجی بالای برج جذب بر حسب درصد مولی	خروجی نرم افزار	خروجی پالایشگاه
CO <sub>2</sub>	۰/۰۰۰۳	۰/۰۰۰۱۳۲	۰/۰۰۰۳
H <sub>2</sub> S	۰	۰/۰۰۰۷۳۹	۰
Methane	۸۹/۰۸	۹۴/۶۴	۸۹/۰۸
Ethane	۳/۹۶	۳/۳۹	۳/۹۶

### ۳-۲. بررسی پارامترهای مؤثر در واحد جذب دی اکسید کربن

#### و سولفید هیدروژن

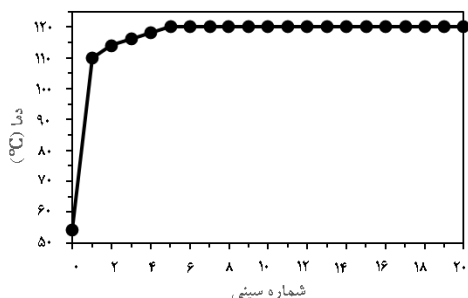
حین فرآیند جذب دی اکسید کربن و سولفید هیدروژن در برج جذب، به دلیل تماس گازهای ارسالی به فلر و جذب توسط حلال ها، تغییرات دمایی صورت می گیرد. (شکل ۵) تغییرات دما در واحد جذب دی اکسید کربن و سولفید هیدروژن بر حسب شماره سینی را نشان می دهد. با ورود گاز از پایین برج جذب یعنی شماره سینی ۲۰، تغییرات دمایی شدیدی از ۳۳/۶ درجه سانتی گراد به ۵۴/۵ درجه سانتی گراد دارد که به دلیل جذب انتخابی H<sub>2</sub>S در حضور CO<sub>2</sub> توسط MDEA، قطبی بودن H<sub>2</sub>S و همچنین در پایین برج دو گاز با غلظت بالایی در حال جذب شدن است، می تواند باشد. با حرکت گاز به طرف بالای برج با افزایش دما همراه است تا سینی ۱۹ که دمای آن به ۵۷/۷ درجه سانتی گراد رسیده است که به دلیل بیشترین جذب و انتقال جرمی می باشد که در این سینی اتفاق افتاده است. از سینی ۱۹ تا سینی ۱۳، جذب کمتر شده و دما هم کاهش پیدا می کند تا اینکه سیستم به حالت تعادل رسیده است؛ یعنی پتانسیل جزء حل شده در دو فاز باهم برابر شده و گاز شیرین شده از بالای برج یعنی سینی ۱ خارج می شود. حلال MDEA و پیپرازین از بالای برج یعنی سینی ۱ وارد می شود و یک افت دمایی یک و نیم درجه سانتی گراد داشته که به دلیل برخورد با سیالات داخل برج و همچنین سینی می تواند باشد.

تغییرات کسر مولی که نشان دهنده میزان جذب دی اکسید کربن و سولفید هیدروژن در برج جذب است که در (شکل ۶) نشان داده شده، از سینی ۱۳ شروع شده و تا سینی ۲۰ به حداکثر خود رسیده است؛ یعنی گازی که از پایین برج جذب (سینی ۲۰) وارد برج شده، غلظت دی اکسید کربن و سولفید هیدروژن آن بالاست، با حرکت به سمت بالای برج (سینی ۱)، از غلظت آن کاسته شده تا اینکه گاز شیرین شده و از بالای برج خارج می شود که این روند با نتایج حاصل از تغییرات دمایی ناشی از فرآیند جذب هم خوانی دارد.

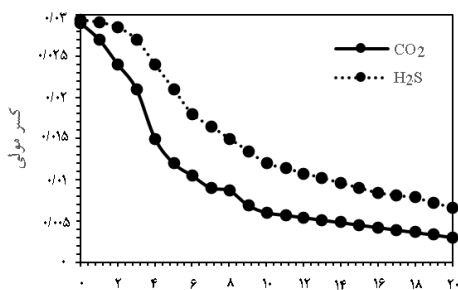


### ۳-۴. بررسی پارامترهای مؤثر در واحد دفع حلال‌های جاذب MDEA و پپیرازین

برج دفع و راندمان جداسازی حلال‌های جاذب از نظر مسائل زیست‌محیطی و همچنین صرفه اقتصادی بسیار حائز اهمیت است. قبلاً بیان شد که دمای واحد دفع باهدف افزایش راندمان جداسازی جاذب MDEA، پپیرازین و دیگر ترکیبات تا ۱۲۰ درجه سانتی‌گراد افزایش می‌یابد. تغییرات دمایی در برج دفع در (شکل ۷) نشان داده شده است. همان‌طور که مشاهده می‌شود، خوراک ورودی به برج دفع تا سینی ۵ افزایش دمای شدیدی تا ۱۲۰ درجه سانتی‌گراد دارد که نشان‌دهنده این است که دفع در سینی‌های اولیه انجام شده ولی به‌منظور خالص‌سازی حلال‌ها در برج دفع تا ۲۰ سینی تقطیر انجام می‌شود. تغییرات کسر مولی دی‌اکسید کربن و سولفید هیدروژن در سینی‌های مختلف برج دفع در (شکل ۸) نشان داده شده است. کاهش کسر مولی در برج دفع که نشان‌دهنده میزان جداسازی حلال‌های MDEA و پپیرازین از دی‌اکسید کربن و سولفید هیدروژن است، بیشتر در محدوده سینی سوم تا هشتم انجام شده که با نتایج حاصل از فرآیند دفع هم‌خوانی دارد.

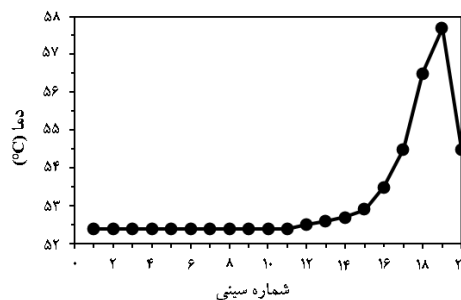


شکل ۷. تغییرات دمایی واحد دفع حلال‌های جاذب برحسب شماره سینی در برج دفع

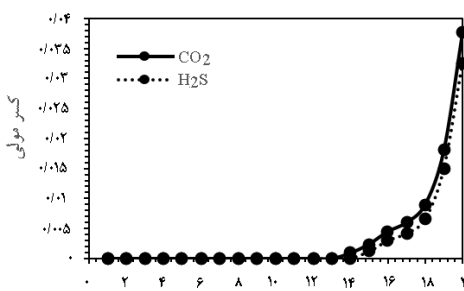


شکل ۸. تغییرات کسر مولی دی‌اکسید کربن و سولفید هیدروژن برحسب شماره سینی در برج دفع

۳-۵. بررسی نتایج حاصل از شبیه‌سازی فرآیند LNG نتایج خروجی از واحد شبیه‌سازی شده فرآیند LNG در (جدول ۷) نشان داده شده است. همان‌طور که ملاحظه می‌شود



شکل ۵. تغییرات دما در واحد جذب کربن دی‌اکسید و سولفید هیدروژن برحسب شماره سینی



شکل ۶. تغییرات کسر مولی دی‌اکسید کربن و سولفید هیدروژن برحسب شماره سینی در برج جذب

### ۳-۳. بررسی صحت داده‌های شبیه‌سازی شده واحد دفع حلال‌های جاذب MDEA و پپیرازین

در (جدول ۶) داده‌های خروجی واحد دفع حلال‌های جاذب MDEA، پپیرازین و آب شبیه‌سازی شده که توسط نرم‌افزار اسپن هابسیس طراحی شده با داده‌های خروجی واحد دفع پالایشگاه مقایسه شده است. همان‌طور که می‌بینید، بیش از ۹۷ درصد خروجی برج دفع حاوی MDEA، پپیرازین و آب است که این نتایج موفقیت‌آمیز بودن واحد دفع را نشان می‌دهد. بازیابی بالاتر خروجی از نرم‌افزار به دلیل این است که راندمان سینی‌ها ۱۰۰ درصد در نظر گرفته شده است.

جدول ۶. بررسی صحت داده‌های شبیه‌سازی واحد دفع حلال‌های جاذب MDEA و پپیرازین

ترکیبات	خروجی پایین برج دفع برحسب درصد مولی	خروجی نرم‌افزار	خروجی پالایشگاه
۱ Methyl diethanolamine	۱۰/۲۶۸	۱۰/۰۲	
۲ Piperazine	۲/۳۱	۲/۲۵	
۳ H <sub>2</sub> O	۸۴/۵۳۹	۸۷/۴۶	
۴ CO <sub>2</sub>	۰/۳۰	۱/۳۲۰	
۵ H <sub>2</sub> S	۰/۶۶	۰/۰۰۵	

بازیافت گاز فلر در پالایشگاه پارسین»، نشریه مهندسی گاز ایران، سال ششم، شماره نهم، ص ۶۴ - ۷۱، شهریور ۱۳۹۸.

[4]. Soltanieh, M. A. Zohrabian, M. J. Gholipour, E. Kalnay, "A review of global gas flaring and venting and impact on the environment: Case study of Iran", International Journal of Greenhouse Gas Control, Vol. 49, pp. 488-509, 2016.

[5]. Tahouni, N., M. Gholami, M. H. Panjeshahi, "Integration of flare gas with fuel gas network in refineries", Energy, Vol. 111, pp. 82-91, 2016.

[6]. Abdulrahman, A. O., D. Huisinigh, W. Hafkamp, "Sustainability improvements in Egypt's oil & gas industry by implementation of flare gas recovery", Journal of Cleaner Production, Vol. 98, pp. 116-122, 2015.

[7]. Fawole, O.G., X.-M. Cai, A.R. MacKenzie, "Gas flaring and resultant air pollution: A review focusing on black Carbon", Environmental Pollution, Vol. 216, pp. 182-197, 2016.

[8]. Semmari, H., A. Filali, R. Feidt, M. Feidt, "Flare Gas Waste Heat Recovery: Assessment of Organic Rankine Cycle for Electricity Production and Possible Coupling with Absorption Chiller", Energies, Vol. 13, pp. 2265, 2020.

[9]. Evbuomwan, B.O., Aimikhe, V., Datong, J.Y., "Simulation and Evaluation of the Flare Gas Recovery Unit for Refineries", European Journal of Advances in Engineering and Technology, Vol. 5, pp. 775-781, 2018.

[10]. Bakhteyar, H., A. Maleki, A. M. Mashat, S. Sattari, "TECHNOLOGY SELECTION FOR IRAN'S GAS FLARE RECOVERY

نرخ جریان خنک کننده بالا به افزایش راندمان تولید LNG کمک نموده و منجر به ایجاد ظرفیت تولید ۳۸۶۷۰۰ کیلوگرم بر ساعت شده است.

جدول ۷. داده‌های حاصل از شبیه‌سازی فرآیند LNG گاز ارسالی به فلر

ظرفیت کیلوگرم/ساعت	
ظرفیت تولید LNG	۳۸۶۷۰۰
خوراک ورودی	۳۴۳۹۸۲
نرخ جریان خنک کننده ترکیب	۱۳۷۵۰۷۳

#### ۴. نتیجه‌گیری

شبیه‌سازی حذف گاز ترش با کمک نرم‌افزار اسپن‌هایسیس با موفقیت انجام شد. نتایج نهایی نشان‌دهنده جداسازی دی‌اکسید کربن به میزان ۹۹/۹۹ درصد و سولفید هیدروژن به میزان ۹۹/۹۴ درصد با استفاده از حلال MDEA و پیپرازین است و در نتیجه گاز خروجی را می‌توان گاز شیرین به حساب آورد. میزان جذب با تعداد سینی‌ها رابطه مستقیم دارد و اکثر فرآیند جذب و افزایش دما در سینی ۱۸ تا ۲۰ انجام شده، این در حالی است که افزایش دما و دفع آمین در سینی ۵ به صورت محسوس مشاهده می‌شود.

نتایج شبیه‌سازی حاصل از فرآیند LNG نشان‌دهنده موفقیت آموز بودن واحد LNG دارد که ظرفیت تولید آن ۳۸۶۷۰۰ کیلوگرم بر ساعت به دست آمده است که می‌توان از آن به عنوان محصول قابل فروش LNG در صنایع مختلف و به عنوان سوخت هیدروکربنی به کاربرد.

#### مراجع:

[۱]. اسداله فردی، غلامرضا، محمد دلنواز، امیر خواجویی. «شبیه‌سازی ریاضی پراکنش آلاینده SO<sub>2</sub> ناشی از احتراق مشعل، مطالعه موردی: سکوی نفت و گاز ابودر در جزیره خارک»، مجله علمی پژوهشی عمران مدرس، دوره شانزدهم، شماره ۲، ص ۹ - ۲۰، تیر ۱۳۹۵.

[۲]. ابدی، محمدتقی، محمد ایرانی، احمد توسلی. «مدیریت گازهای فلر با استفاده از روش‌های بازیابی»، نشریه مهندسی گاز ایران، سال چهارم، شماره پنجم، ص ۱۷ - ۲۸، شهریور ۱۳۹۶.

[۳]. صباغیان، محمد مهدی، مستانه حاجی پور، ابراهیم اصلتی. «امکان‌سنجی و انتخاب فرایند مناسب جهت







- [۱۹]. عنایتی سنگسری، مهدی، علی وطنی، داود رشتچیان. «شیه‌سازی و ارزیابی زیست‌محیطی سامانه بازیابی گازهای ارسالی به شبکه فلر»، نشریه علمی پژوهشی مهندسی و مدیریت انرژی، سال چهارم، شماره اول. ص ۳۰-۳۹. بهار ۱۳۹۳.
- [۲۰]. وهاب پور، امیر، سید محمد شجاعی، محمد طهماسب زاده، فاطمه رسولی. «بررسی آثار محیط‌زیستی گاز مشعل در ایران و اهمیت آن در راستای تعهدات کشور در توافق پاریس»، فصلنامه مطالعات راهبردی سیاست‌گذاری عمومی، شماره ۲۷، ص ۱۳۳-۱۵۴، تابستان ۱۳۹۷.
- [21]. Zadakbar, O., Vatani, A., Karimpour, K., "Flare Gas Recovery in Oil and Gas Refineries", Oil and Gas Science Technology, Vol. 63, pp. 705 – 711, 2008
- [22]. Barekat-Rezaei, E., Farzaneh-Gord, M., Arjomand, A., Jannatabadi, M., Ahmadi, M.H., Yan, W.M., "Thermo-Economical Evaluation of Producing Liquefied Natural Gas and Natural Gas Liquids from Flare Gases", Energies, Vol. 11, pp. 1868, 2018.
- [23]. Behroozi, A.H., Saeidi, M., Ghaemi, A., Hemmati, A., Akbarzad, N., "Electrolyte solution of MDEA-PZ-TMS for CO<sub>2</sub> absorption; response surface methodology and equilibrium modeling", Environmental Technology & Innovation, Volume 23, pp. 101619, 2021.
- [24]. Li, Y., Mather, A. E., "Correlation and Prediction of the Solubility of CO<sub>2</sub> and H<sub>2</sub>S in Aqueous Solutions of Methyl-diethanolamine", Industrial Engineering Chemical Research, Vol. 36, pp. 2760-2765, 1997.
- SYSTEM. Bulgarian Chemical Communications", Vol. 48, pp. 333 – 339, 2016.
- [11]. Bakhteyar, H., A. Maroufmashat, A. Maleki, S. Sattari Khavas, "Iran's Gas Flare Recovery Options Using MCDM", International Journal of Energy and Power Engineering, Vol.18, No. 9, 2014.
- [12]. "BP Statistical Review of World Energy", 2018.
- [13]. "Global Gas Flaring Tracker Report", GCFR, the World Bank, 2020
- [14]. Danmarks Naturfredningsforening, South Durban Community Environmental Alliance, "Flaring at oil refineries in south Durban and Denmark: SDCEA-DN Local Action Project 2004-2005" South Africa: South Durban Community Environmental Alliance, 2005.
- [15]. Gai, H., Wang, A., Fang, J., Lou, H. H., Chen, D., Li, X., Martin, C., "Clean combustion and flare minimization to reduce emissions from process industry", Current Opinion in Green and Sustainable Chemistry, Vol. 23, pp. 38-45, 2020.
- [16]. Hu, H., H. Jiang, J. Jing, H. Pu, J. Tan, N. Leng, "Optimization and Exergy Analysis of Natural Gas Liquid Recovery Processes for the Maximization of Plant profits", Chemical Engineering & Technology, Vol. 42(1), pp.182-195, 2019.
- [17]. Anh, H.N.T., "Optimization of Operating Parameters in lng ap-x process", Teronoh: UTP University Teknologi PETRONAS, 2012.
- [۱۸]. جعفری، مریم، رامین زاد غفاری. «فلرینگ و روش های کاهش آن»، ششمین کنفرانس سوخت و احتراق ایران- دانشگاه فردوسی مشهد. بهمن ۱۳۹۴.

# Simulation of the Recovery of Gases Sent to the Flare for their Reuse as Hydrocarbon Fuel Sources

Yadallah Gholami Amirsalari, Nadia Esfandiari\*

Department of Chemical Engineering, Faculty of Engineering, Marvdasht Branch, Islamic Azad University, 73711-13119, Fars, Iran

\*Corresponding Author, Email Address: esfandiari\_n@miau.ac.ir

## Abstract

Energy and the environment are two important parameters in the development of countries. The flaring system is the main way to waste energy in refineries and operation units, which emits the highest amount of environmental pollutants. Large volumes of associated gases are of high fuel value. Therefore, paying attention to this section's reuse, performance, and modification is of great importance. In this study, Aspen HYSYS software was used. The combination of incoming gas to flare from the Ahvaz refinery was considered. Sweetening was done with methyl diethanolamine and piperazine. Then, the dehydrate was performed with triethylene glycol. Sweetened gas sent to LNG unit. The results of the output of the software show that the separation of carbon dioxide by 99.99% and hydrogen sulfide by 99.94% has been done. When the gas enters from the bottom of the absorption tower, i.e. tray number 20, it has severe temperature changes from 33.6 °C to 54.5 °C, which can be due to the selective absorption of H<sub>2</sub>S in the presence of CO<sub>2</sub> by MDEA and the polarity of H<sub>2</sub>S. The movement of gas to the top of the tower is accompanied by an increase in temperature up to tray 19, whose temperature has reached 57.7 °C, which is due to the greatest absorption and mass transfer that has occurred in this tray. From tray 19 to tray 13, absorption and temperature decrease until the system reaches equilibrium. As a result, exhaust gas can be considered sweet gas. LNG production capacity in the liquefy unit is 386,700 kg/h, which economically can have a net profit of 32136,000 \$ per year.

**Keywords:** Recovery, Flare, Methyl diethanolamine adsorbent solvent, Sweetening, LNG

