

# شبیه‌سازی فرایند تبدیل گاز فلر به بنزین با رویکرد کاهش مصرف انرژی و افزایش تولید محصول

مصطفی جعفری<sup>۱</sup>، علیرضا بهروز سرند<sup>۲\*</sup>

۱. ایران، تهران، دانشگاه تهران، پردیس دانشکده‌های فنی، دانشکده مهندسی شیمی.

۲. ایران، ارومیه، دانشگاه صنعتی ارومیه، دانشکده مهندسی شیمی.

نویسنده مسئول ایمیل: a.behroozsarand@uut.ac.ir

تاریخ پذیرش: ۱۳۹۹/۱۱/۲۱

تاریخ دریافت: ۱۳۹۹/۰۸/۰۳

## چکیده

انتشار فلر به دلیل تأثیرات قابل توجه زیست‌محیطی، مسئله مهمی در صنعت نفت و گاز است. یکی از رایج‌ترین روش‌های بهره بردن از گازهای فلر، تبدیل آن به محصولات با ارزش نظیر بنزین و سایر محصولات است. فرایند تبدیل گاز فلر به بنزین (FGTG)، شامل پنج واحد است: (۱) واحد شیرین‌سازی گاز فلر، (۲) واحد بازیافت گوگرد، (۳) واحد تولید گاز سنتز، (۴) واحد سنتز متانول و (۵) واحد تبدیل متانول به بنزین. شبیه‌سازی آرایش‌های مختلف فرایند FGTG با هدف کاهش گازهای گلخانه‌ای، افزایش تولید محصولات و کاهش مصرف انرژی و آنالیز حساسیت پارامترهای عملیاتی مؤثر از اهداف مهم این پژوهش است. در آرایش‌های جدید پیشنهادی برای فرایند تبدیل گاز فلر به بنزین، به‌منظور کاهش گازهای گلخانه‌ای و همچنین افزایش تولید محصول، یک واحد ترکیبی غشایی-واکنش عکس شیفت با بخار آب (Membrane+RWGS) یا واحد واکنش عکس شیفت با بخار آب بدون جداسازی غشایی (RWGS) در کنار واحد FGTG پیشنهاد می‌شود و در نهایت، آرایش مدل پایه با این دو آرایش جدید مقایسه خواهند شد. با آنالیز حساسیت مشخص شد فرایند FGTG به همراه واحد Membrane+RWGS بیشترین تولید محصول و بیشترین مصرف انرژی را نسبت به سایر آرایش‌ها دارد.

کلمات کلیدی: گاز فلر، تبدیل متانول به بنزین، گاز مایع، فرایند غشایی.

## ۱. مقدمه

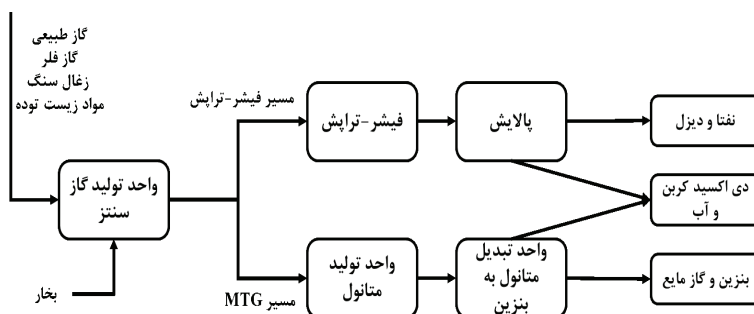
بر اساس سند چشم‌انداز ۱۴۰۴، ایران باید در بخش‌های مختلف عملکرد مطلوبی را در بین کشورهای منطقه داشته باشد. یکی از مهم‌ترین حوزه‌هایی که در این بخش به لحاظ زیست‌محیطی و اقتصادی اهمیت دارد، افزایش بهره‌وری در صنعت نفت و گاز کشور و به دنبال آن جلوگیری از سوزاندن گازهای فلر است [۱]. فلرینگ سهم قابل توجهی در انتشار دی‌اکسید کربن دارد. متان، سازنده اصلی گاز طبیعی پس از دی‌اکسید کربن، دومین فراوانی را در گازهای گلخانه‌ای دارد. شناسایی روش‌هایی که می‌توانند غلظت متان و دی‌اکسید کربن آزاد شده در جو را کاهش دهند از نظر بسیاری از محققان در اولویت است [۲]. تبدیل متان به سوخت مایع، مانند متانول یا بنزین، یک روش بالقوه برای دستیابی به این هدف است. در ایران، تنها فلرینگ پالایشگاه‌های گاز مستقر در عسلویه رقمی همچون روزانه ۳/۵ میلیون مترمکعب (استاندارد) گاز به خود اختصاص می‌دهد [۳]. لذا، علاوه بر جریمه‌های هنگفت بین‌المللی که براساس پروتکل کیوتو<sup>۱</sup> نصیب کشورمان می‌شود، با یک حساب پروتکل کیوتو پیمانی بین‌المللی به‌منظور کاهش گازهای گلخانه‌ای است.





می‌کند؛ بنابراین یک الگوی خاص جریان و خواص، مورد نیاز خواهد بود تا طراحی واحد تولید بنزین با دقت بسیار زیادی انجام پذیرد. با توجه به این موضوع، در قدم اول نیاز است که طی چندین هفته، مشخصات گاز فلر به‌طور کامل اندازه‌گیری و ثبت گردد. برای کنترل دبی و ترکیب درصد گاز فلر بعد از تصفیه، می‌توان از گاز طبیعی (بدون ناخالصی) به‌صورت مازاد یا همچنین از بخشی از گاز فلر تصفیه‌شده به‌صورت جریان برگشتی برای کنترل دبی و ترکیب درصد گاز فلر استفاده کرد. روش‌های سنتزی، توسط دو فرایند فیشرتراپش (FT) و تبدیل متانول به بنزین (MTG) انجام می‌پذیرد [۱۲]. روش‌های سنتزی تولید بنزین در شکل ۱ آمده است. تفاوت تولید بنزین سنتزی در این دو فرایند این است که میزان انتخاب‌پذیری بنزین در فرایند MTG تقریباً ۸۰ درصد است؛ درحالی‌که برای فرایندهای دمابالا و دماب پایین فیشرتراپش، میزان انتخاب‌پذیری بنزین به‌ترتیب ۳۵ و ۲۰ درصد است [۱۳].

سرانگشتی، سرمایه‌های تلف‌شده در این پالایشگاه‌ها روزانه بالغ بر یک‌میلیون دلار خواهد شد. یکی از گزینه‌ها استفاده مجدد از گازهای فلر، تبدیل آن به محصولات سوختی قابل حمل و نقل و با ارزش اقتصادی بالا است [۴]. از گازهای فلر، استفاده‌های فراوانی می‌توان کرد که شامل فشارافزایی گاز برای ارسال به خط لوله، ازدیاد برداشت نفت، تولید بنزین، تولید گاز مایع، تولید هیدروژن، بازیابی اتیلن، تولید برق، حرارت، سرما، آب شیرین و ... می‌باشد [۵-۱۰]. به‌دلیل روبه‌تمام بودن سوخت‌های فسیلی در جهان، تلاش‌های فراوانی برای جایگزینی سوخت‌های سنتزی به‌جای نفت خام صورت گرفته است. متانول به‌دست‌آمده از گاز طبیعی، گاز فلر، زغال‌سنگ و منابع تجدیدپذیر مانند زیست‌توده، گزینه بسیار خوبی برای جایگزینی نفت خام برای تولید بنزین است [۱۱]. یکی از مشکلات استفاده از گاز فلر برای تولید بنزین این است که خواص عمومی جریان گاز فلر از جمله دبی، دما، فشار و درصد مولی (یا جرمی) ترکیبات آن به‌شدت تغییر



شکل ۱. روش سنتزی تولید بنزین از دو مسیر MTG و FT [۱۳].

محیط‌زیستی می‌شود که از نوآوری‌های این پژوهش است. مهم‌ترین دلایل برای کاهش دادن میزان انتشار دی‌اکسید کربن و سایر گازها از کل فرایند، دلایل اقتصادی و محیط‌زیستی هستند.

## ۲. استراتژی شبیه‌سازی فرایند FGTG

پارس جنوبی و منطقه عسلویه، یکی از بزرگ‌ترین میادین گازی کشور و همچنین بزرگ‌ترین منبع تولید گازهای فلر در کشور است. گازهای فلر منطقه عسلویه، عمدتاً شامل متان است. سایر ترکیبات گازهای فلر این منطقه شامل هیدروکربن‌های  $C_2-C_6$ ، نیتروژن، هیدروژن سولفید و دی‌اکسید کربن است. از سایر ترکیبات که مقدار آن بسیار ناچیز است صرف‌نظر شده است [۱۴]. شبیه‌سازی تبدیل گاز فلر به بنزین و گاز مایع، در نرم‌افزار Aspen HYSYS v.10 صورت گرفته است. از آنجایی‌که در نرم‌افزار Aspen HYSYS

کارایی در سطح متوسط فرایند تبدیل متانول به بنزین و تولید محصولات جانبی کم‌ارزش‌تر نسبت به بنزین نظیر محصول گاز مایع یا هیدروژن و الکل‌ها به‌عنوان نقص عمده‌ای است که باعث افزایش هزینه‌های مربوط به ساخت و عملیات تولید محصولات می‌شود. بنابراین، نیاز به فرایندی با کارایی بالاتر برای تبدیل بیشتر گاز فلر به محصولات با ارزش نظیر بنزین وجود دارد. یکپارچه‌سازی و آنالیز حساسیت فرایند تبدیل گاز فلر به بنزین با سایر فرایندهای مرتبط در این مقاله، کمک بزرگی به پیشرفت اقتصادی این فرایند با کاهش هزینه‌های عملیاتی و ساخت واحد خواهد کرد. یکی دیگر از مشکلات واحد تبدیل گاز فلر به بنزین، انتشار مقادیر بسیار زیادی از ترکیب گازهای ارزشمند هیدروکربنی، دی‌اکسید کربن و هیدروژن به محیط‌زیست است که با برگشت دادن آن به فرایند باعث افزایش تولید محصول و کاهش آلودگی

نمی توان شبیه سازی غشا را انجام داد، نیاز به نرم افزار شبیه ساز دیگری برای مرتفع نمودن این کار است. از آنجایی که نرم افزار PRO/II قادر به شبیه سازی یک سامانه غشایی است، ابتدا این سامانه غشایی در این نرم افزار، شبیه سازی شد و سپس با استفاده از خروجی نرم افزار PRO/II، عیناً عملکرد این سامانه غشایی در نرم افزار Aspen HYSYS توسط تجهیز کامپونت اسپلیتر اجرا شده است [۱۵]. معادله ترمودینامیکی که در این شبیه سازی استفاده شده است PRSV می باشد اما بعضی از واحدها نیاز به تعریف معادله ترمودینامیکی مجزا دارند تا شبیه سازی با دقت بسیار بالایی انجام شود. معادله های ترمودینامیکی که در این واحدهای مختلف مورد استفاده قرار گرفته است عبارتند از:

- واحد شیرین سازی گاز فلر: Acid Gas- Chemical Solvents [۱۶].
- واحد تولید گاز سنتز: PRSV [۱۷].
- واحد سنتز متانول: Peng-Robinson [۱۷].
- واحد تبدیل متانول به بنزین: UNIQUAC [۱۷].
- واحد بازیافت گوگرد: Sulsim [۱۸].

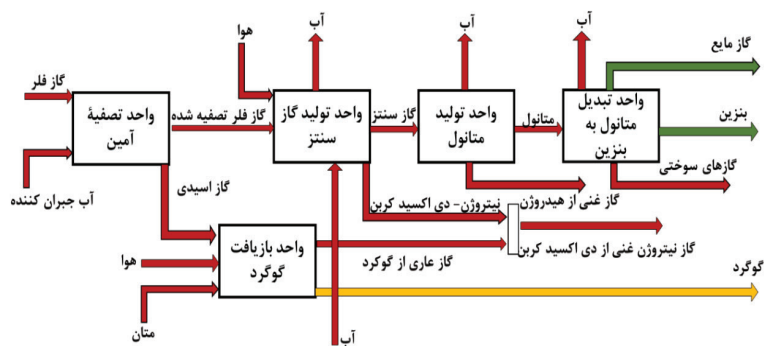
### ۳. شبیه سازی فرایند GTGF (مدل پایه)

تعداد مشعل های موجود در پالایشگاه های پارس جنوبی، در چهار نوع خلاصه می شود که شامل مشعل های فشار بالا، مشعل های فشار متوسط، مشعل های فشار پایین و مشعل های مربوط به واحد ذخیره سازی است. در مجموع، پالایشگاه های پارس جنوبی دارای ۴۴ نوع فلر است. همچنین پس از چندین هفته آزمایش و آنالیز گازهای فلر این منطقه، میزان ترکیب درصد گازهای بارزش نظیر متان و همچنین گازهای اسیدی نظیر دی اکسید کربن و هیدروژن سولفید در جدول (۱) گزارش شد [۱۹]. تکنولوژی فرایند FGTG فرایندی است که طی چندین مرحله رخ می دهد و به طور کلی از سه یا پنج بخش (در صورتی که خوراک دارای ناخالصی نظیر هیدروژن سولفید داشته باشد، یک واحد تصفیه آمین و یک واحد بازیافت گوگرد به مراحل اضافه می شود) تشکیل شده است: (۱) فرایند شیرین سازی گاز (در صورت وجود ناخالصی)، (۲) واحد تولید گاز سنتز، (۳) تبدیل گاز سنتز به متانول، (۴) تبدیل متانول به بنزین، (۵) فرایند بازیافت گوگرد (در صورت وجود واحد شیرین سازی).

جدول ۱. مشخصات و خصوصیات مکانیکی مخزن

فاز ۲ و ۳		فاز ۱		فاز
فشار متوسط	فشار بالا	فشار پایین	فشار بالا	ترکیبات (درصد مولی)
۷۸/۱۰۵	۸۵/۶۹۸	۴۹/۲۷۵	۸۴/۵۸۶	متان
۵/۱۰۳۵	۴/۸۴۷۵	۶/۸۴۹	۵/۱۸۰	اتان
۲/۰۰۸	۱/۸۶۵	۵/۵۲۵	۱/۹۰۸	پروپان
۰/۴۷۶۵	۰/۳۲۲۵	۱/۸۷۰	۰/۳۵۶	ایزو بوتان
۰/۸۶۳	۰/۵۰۵	۳/۷۹۲	۰/۵۵۳	نرمال بوتان
۱/۱۳۷	۰/۰۴۲	۲/۲۲۷	۰/۱۷۴	ایزو پنتان
۰/۸۶۳۵	۰/۰۳۲۵	۲/۴۵۸	۰/۱۵۶	نرمال پنتان
۱/۲۹۷۵	۰/۱۴۹۵	۲۳/۸۸۷	۱/۰۰۸	C <sub>6</sub> <sup>+</sup>
۴/۶	۱/۶۱	۱/۷۴۴	۲/۰۲۵	دی اکسید کربن
۲/۳۷	۰/۸۷۹	۰/۰۵	۰/۵۱۹	هیدروژن سولفید
۳/۱۷۵	۴/۸۷	۱/۵۰۲	۳/۵۳۶	نیتروژن
۲۱۸۸	۲۲۷۲	۳۹۹	۹۶۹۰	دبی جرمی فلر (کیلوگرم بر ساعت)





شکل ۲. نمای کلی فرایند تبدیل گاز فلر به بنزین

### ۳.۱. واحد شیرین سازی گاز فلر

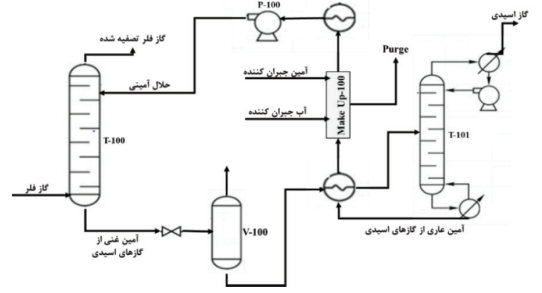
در این واحد، هدف جداسازی هیدروژن سولفید و رساندن غلظت آن به غلظت کم تر از ۴ PPM در خروجی است [۲۰]. در شکل (۳) نمایی از واحد تصفیه گاز فلر با حلال آمین نشان داده شده است. گاز فلر با دبی ۴۵۷۰۰۰ تن در سال، در دمای ۴۵ درجه سانتی گراد و فشار ۶۰ بار وارد برج جذب می شود تا گازهای اسیدی آن توسط حلال آمین (MDEA) جدا شوند. مشخصات جریان MDEA در جدول (۲) آورده شده است. در برج جذب در اثر تماس گاز فلر با حلال آمینی، گازهای اسیدی طی یک واکنش گرمازا جذب محلول آمین می شوند. این برج جذب دارای ۲۰ مرحله واقعی است. سینی های برج جذب از نوع دریچه ای انتخاب شده است. جریان گاز فلر تصفیه شده که حاوی مقدار بسیار ناچیزی هیدروژن سولفید است، از بالای برج جذب خارج می شود و به واحد تولید گاز سنتز ارسال می گردد و آمین غنی از گازهای اسیدی، از پایین برج جذب خارج می شود و در برج تقطیر از گازهای اسیدی عاری سازی می گردد. تعداد سینی های برج احیا، ۲۰ عدد و فشار بالا و پایین برج به ترتیب ۱۶۰ و ۱۸۰ کیلو پاسکال است. از آنجایی که ممکن است در برج احیا، مقداری آب و همچنین در مواقعی آمین هدر برود، آمین عاری از گازهای اسیدی، وارد یک مخلوط کننده کنترلی می شود تا میزان آب و محلول آمین آن اندازه گیری شود و در صورت نیاز، آب جبران کننده یا آمین جبران کننده به این مخلوط کننده تزریق شود.

جدول ۲. مشخصات جریان آمین ورودی (AEDM)

پارامتر	مقدار
دما (درجه سانتی گراد)	۵۵
فشار (کیلو پاسکال)	۵۹۰۰
دبی جرمی (تن در ساعت)	۶۳۹۳۰۰
کسر جرمی متیل دی اتانول آمین	۰/۴۵
کسر جرمی آب	۰/۵۵

### ۳.۲. واحد تولید گاز سنتز و متانول

همان طور که در شکل (۴) نشان داده شده است، گاز فلر تصفیه شده، که عاری از هیدروژن سولفید است به واحد تولید گاز سنتز ارسال می شود و به دو بخش اصلی تقسیم می گردد: (۱) گاز برای ورود به ریفورمر به عنوان سوخت و (۲) گاز برای ورود به ریفورمر به عنوان خوراک. برای تولید گاز سنتز از گاز فلر تصفیه شده، فرایند ریفورمینگ با بخار آب استفاده شده است. فشار عملیاتی ریفورمر اولیه که به عنوان سوخت و مشعل عمل می کند، ۱۵۰۰ کیلو پاسکال می باشد و دمای گاز خروجی از آن ۱۸۰۰ درجه سانتی گراد است [۲۲]. سینتیک فرایند ریفورمینگ متان با بخار آب به دو دسته واکنش تبدیلی و تعادلی تقسیم می شود که در جدول (۳) نشان داده شده است [۲۲]. فرایند سنتز متانول مطابق با شکل (۵) شامل مراحل فشردن گاز سنتز، سیکل بسته سنتز، واکنش های سنتز و کاتالیست ها و قسمت خالص سازی متانول است. گاز سنتز می تواند به صورت کاتالیستی به واسطه یک واکنش کلی گرمازا در دمای متوسط ۲۱۰-۲۷۰ °C و فشار بالای ۵۰-۱۰۰ بار در حضور کاتالیست آلومینای مس، به متانول تبدیل شود. راکتور سنتز متانول، از نوع لوله ای است و واکنش سنتز متانول از سینتیک کاتالیستی به حالت لانگمیر- هینشلوود پیروی می کند [۲۲]. در جدول (۴)، روابط این سینتیک ها



شکل ۳. واحد تصفیه گاز فلر [۲۱]

و مقادیر پارامترهای آن‌ها آورده شده است. مشخصات هندسی رآکتور سنتز متانول در جدول (۵) آورده شده است. گازهای واکنش نداده دوباره به مسیر تولید متانول بازگشت داده می‌شوند و محصول خروجی از رآکتور پس از عبور از یک جداکننده، به برج خالص‌سازی متانول ارسال

جدول ۳. لیست انواع واکنش‌های تبدیلی و تعادلی ریفورمر اولیه و ریفورمینگ [۲۲].

واکنش‌های سوختن گاز در کوره	٪ تبدیل	استوکیومتری واکنش‌ها	واکنش‌های PreReforming
$CO + 0.5O_2 \rightarrow CO_2$	۱۰۰	$C_2H_6 + 2H_2O \rightarrow 2CO + 5H_2$	ریفورمینگ اتان
$H_2 + 0.5O_2 \rightarrow H_2O$	۱۰۰	$C_3H_8 + 3H_2O \rightarrow 3CO + 7H_2$	ریفورمینگ پروپان
$CH_4 + 2O_2 \rightarrow CO_2 + 2H_2O$	۱۰۰	$i-C_4H_{10} + 4H_2O \rightarrow 4CO + 9H_2$	ریفورمینگ نرمال - بوتان
$4C_2H_6 + 7O_2 \rightarrow 4CO_2 + 6H_2O$	۱۰۰	$n-C_4H_{10} + 4H_2O \rightarrow 4CO + 9H_2$	ریفورمینگ ایزو- بوتان
$C_3H_8 + 5O_2 \rightarrow 3CO_2 + 4H_2O$	۱۰۰	$i-C_5H_{12} + 5H_2O \rightarrow 5CO + 11H_2$	ریفورمینگ نرمال - پنتان
$2i-C_4H_{10} + 13O_2 \rightarrow 8CO_2 + 10H_2O$	۱۰۰	$n-C_5H_{12} + 5H_2O \rightarrow 5CO + 11H_2$	ریفورمینگ ایزو- پنتان
$2n-C_4H_{10} + 13O_2 \rightarrow 8CO_2 + 10H_2O$	۱۰۰		<b>واکنش‌های Reforming</b>
$2i-C_5H_{12} + 13O_2 \rightarrow 8CO_2 + 10H_2O$	۱۰۰	$CH_4 + H_2O \leftrightarrow CO + 2H_2$	Steam Methane Reforming
$2n-C_5H_{12} + 13O_2 \rightarrow 8CO_2 + 10H_2O$	۱۰۰	$CO + H_2O \leftrightarrow CO_2 + H_2$	Water Gas Shift

جدول ۴. واکنش‌های کاتالیستی و روابط مربوط به سینتیک‌ها [۲۳].

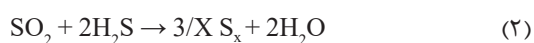
واکنش سنتز متانول	واکنش شیف‌ت گاز-آب
$CO_2 + 3H_2 \leftrightarrow CH_3OH + H_2O - heat$	$CO_2 + H_2 \leftrightarrow CO + H_2O - heat$
$r_1 = \frac{k_1 P_{CO_2} P_{H_2} - k_1' P_{CH_3OH} P_{H_2O} P_{H_2}^{-2}}{\left[1 + K_1 P_{H_2}^{0.5} + K_2 P_{H_2} + K_3 \frac{P_{H_2O}}{P_{H_2}}\right]^3}$	$r_2 = \frac{k_2 P_{CO_2} - k_2' P_{CO} P_{H_2O} P_{H_2}^{-1}}{\left[1 + K_1 P_{H_2}^{0.5} + K_2 P_{H_2} + K_3 \frac{P_{H_2O}}{P_{H_2}}\right]}$
$[r] = \frac{K_{mole}}{m^3 \cdot s}$	$[r] = \frac{K_{mole}}{m^3 \cdot s}$
$[P_i] = bar$	$[P_i] = bar$
$K_1$	$1/2$
$E_1$	$55200 \text{ kJ/kmole}$
$K_1'$	$-36450 \text{ kJ/kmole}$
$E_1'$	$0/449$
$K_2$	$4/2228 \times 10^{11}$
$E_2$	$-17197 \text{ kJ/kmole}$
$K_2'$	$6/62 \times 10^{-11}$
$E_2'$	$-1/2412 \times 10^5 \text{ kJ/kmole}$
$K_3$	$3454/4$
$E_3$	$0/000$
$K_3'$	$1/1521 \times 10^8$
$E_3'$	

جدول ۵. مشخصات هندسی رآکتور سنتز متانول [۲۳].

پارامتر	مقدار
نوع واکنش	کاتالیستی
زمان ماند واکنش (ثانیه)	۴۱/۶
طول لوله (متر)	۸
قطر لوله (متر)	۰/۰۴۰۳
ضخامت دیواره (متر)	۰/۰۰۴۲
ضریب تخلخل کاتالیست	۰/۴۵



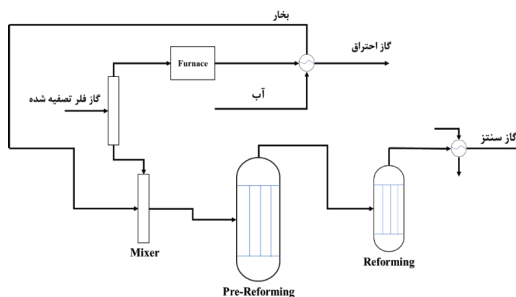
واحد، گازهای اسیدی از فرایند شیرین‌سازی، به یک کوره واکنش با هوا در دمای بالا فرستاده می‌شود. واکنش‌ها در حدود دو ثانیه در ۱۰۰۰ تا ۱۴۰۰ درجه سانتی‌گراد رخ می‌دهد. پس از بازیابی گرما، گوگرد عنصری تولیدشده در کوره با استفاده از یک کندانسور دما پایین، در دمای حدود ۱۳۰ درجه سانتی‌گراد، خارج می‌شود. واکنش شماره (۱) در دمای ۹۵۰ تا ۱۲۰۰ درجه سانتی‌گراد و واکنش شماره (۲) در حضور کاتالیست در دمای ۱۷۰ تا ۳۷۰ درجه سانتی‌گراد رخ می‌دهد [۲۴].



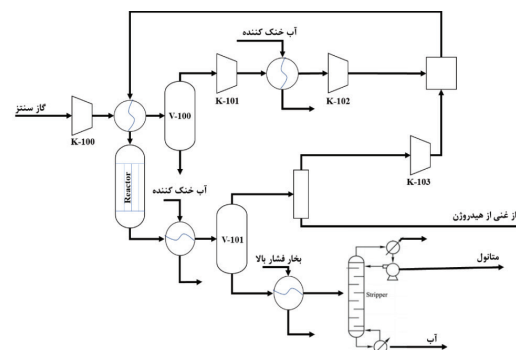
واحد بازیافت گوگرد به بخش‌های زیر تقسیم می‌شود:

(۱) بخش حرارتی واحد سولفور و (۲) بخش کاتالیستی واحد سولفور.

در بخش حرارتی جریان گاز اسیدی و یک جریان هوای کوره در دمای ۱۰۰ درجه سانتی‌گراد، فشار، یک بار وارد کوره می‌شود. دمای جریان خروجی از کوره ۱۲۹۰ درجه سانتی‌گراد است. پس از اتمام بخش حرارتی، جریان گاز، وارد یک هیتر می‌شود تا این جریان به دمای موردنیاز رآکتور کاتالیستی اول می‌رسد. دمای موردنیاز در رآکتور اول ۲۷۰ درجه سانتی‌گراد است. سرعت فضایی کاتالیست در تمامی رآکتورها ۱۰۰۰ واحد بر ساعت است و حجم بستر کاتالیستی ۱۲/۸۴ مترمکعب می‌باشد. نوع کاتالیست مورد استفاده در تمامی رآکتورها آلومینا است [۲۴].



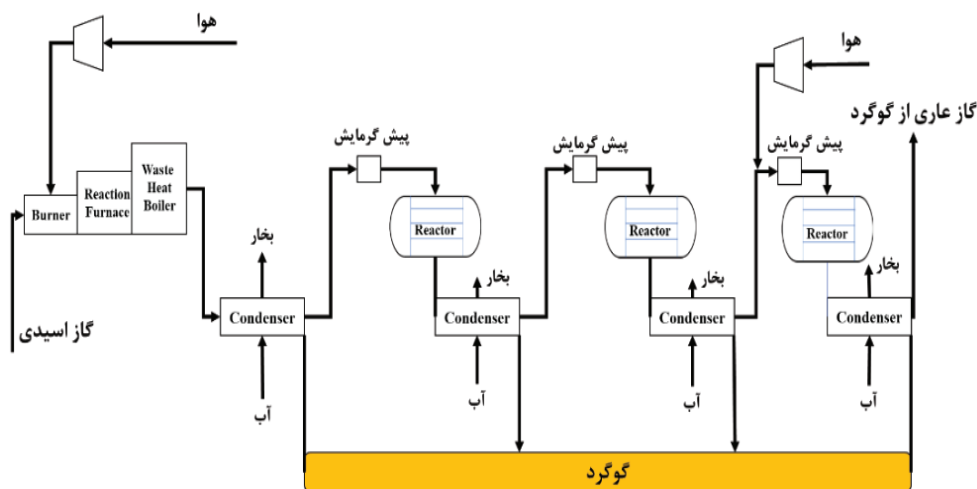
شکل ۴. واحد تولید گاز سنتز [۲۲]



شکل ۵. واحد سنتز متانول [۲۳]

### ۳.۳. واحد بازیافت گوگرد

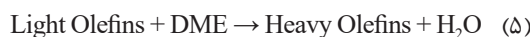
وظیفه واحد بازیافت گوگرد، تبدیل ماده سمی هیدروژن سولفید به ماده مفید گوگرد است. در این میان، واحدهای بازیافت گوگرد به روش فرایند کلاوس و فرآیندهای منشعب از آن، با توجه به قابلیت فراورش حجم عظیمی از گازهای اسیدی به‌عنوان اصلی‌ترین روش صنعتی بازیافت گوگرد شناخته می‌شود [۲۴]. شماتیک واحد بازیافت گوگرد به روش کلاوس در شکل (۶) نمایش داده شده است. در این



شکل ۶. واحد بازیافت گوگرد [۲۳].

### ۳.۴. فرایند تبدیل متانول به بنزین

فرایند MTG در اوایل سال ۱۹۷۰ توسط شرکت موبیل توسعه داده شد. اساس شیمی فرایند تولید بنزین از متانول، تبدیل متانول به سایر هیدروکربن‌هاست. واکنش تبدیل متانول به محصولات هیدروکربنی به شدت گرمازا است و با افزایش دمای آدیباتیک تا حدود ۶۰۰ درجه سانتی‌گراد همراه است [۲۵]. هیدروکربن‌های تولیدشده شامل ۹۵ درصد انرژی متانول هستند. مکانیسم واکنش به صورت زیر است:



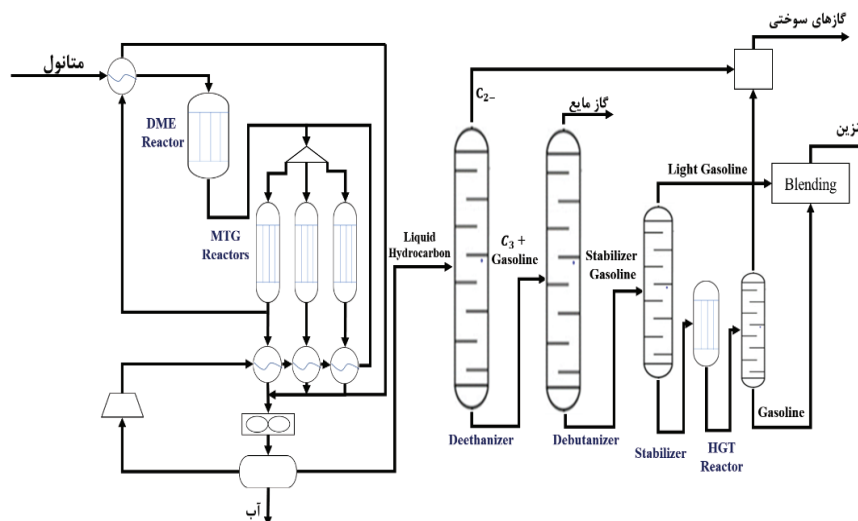
اولین مرحله، واکنش آب‌زدایی از متانول است که به مخلوط تعادلی دی‌متیل اتر، متانول و آب، منجر می‌شود. مشخصات رآکتور و واکنش انجام‌شده در جدول (۶) آورده شده است. سپس دی‌متیل اتر، به اولفین‌های سبک، تبدیل می‌شود. وقتی دی‌متیل اتر کامل مصرف شد، آب‌زدایی بیشتر متانول اتفاق می‌افتد. سپس دی‌متیل اتر، اولفین‌های سبک (بیشتر پروپیلن و بوتن) را به الفین‌های سنگین‌تر آلکیل‌دار می‌کند که بعد می‌توانند با یکدیگر برای تشکیل آروماتیک‌ها و پارافین‌ها واکنش دهند. هیدروکربن‌های به‌دست‌آمده از فرایند متانول به بنزین، در واحد هیدروکراکینگ جدا

می‌شوند و محصولات سوخت گازی، گاز مایع و بنزین سبک و بنزین سنگین تولید می‌کنند. مطابق شکل (۷) این واحد شامل چهار برج جداسازی است: برج دی‌اتانایزر، دی‌بوتانایزر، برج اسپیلایزر بنزین و برج تقطیر [۲۶].

جدول ۶. مشخصات هندسی رآکتور دی‌متیل اتر [۱۷].

پارامتر	مقدار
واکنش تولید دی‌متیل اتر	$2\text{CH}_3\text{OH} \rightarrow \text{CH}_3\text{OCH}_3 + \text{H}_2\text{O}$
انرژی اکتیواسیون kJ/kg mole	۸۰۴۸۰
دمای خروجی (درجه سانتی‌گراد)	۷۵۷
تعداد لوله	۵۵۰
قطر لوله (متر)	۰/۰۴۰۵
ضخامت لوله (متر)	۰/۰۰۵
طول لوله (متر)	۸

در برج دی‌اتانایزر تعداد مراحل تعادلی ۳۰، سینی خوراک اول، دوم و سوم به ترتیب ۱۸، ۱۰ و ۳، فشار بالا و پایین برج به ترتیب برابر با ۱۸/۱ و ۱۸/۴ بار و نسبت جریان برگشتی برابر با ۵ است. در برج دی‌بوتانایزر تعداد مراحل تعادلی ۲۰، سینی خوراک ۱۰، فشار بالا و پایین برج به ترتیب برابر با ۷/۲ و ۷/۵ بار و نسبت جریان برگشتی برابر با ۴ است. در برج اسپیلایزر تعداد مراحل تعادلی ۶۰، سینی خوراک، فشار بالا و پایین برج به ترتیب برابر با ۱/۷ و ۱/۹ بار و نسبت جریان برگشتی برابر با ۳ است. در برج تقطیر آخر نیز تعداد مراحل تعادلی ۲۰، سینی خوراک ۵، فشار بالا و پایین برج به ترتیب برابر با ۱/۱ و ۱/۲ بار و نسبت جریان برگشتی برابر با ۲ است [۲۵].



شکل ۷. واحد تبدیل متانول به بنزین [۲۵].



#### ۴. شبیه‌سازی آرایش جدید یکپارچه فرایند FGTG

یکی از بزرگ‌ترین مشکلات واحدهای تبدیل گاز فلر به بنزین، انتشار مقادیر بسیار زیادی از ترکیب دی‌اکسید کربن و سایر گازهای هیدروکربنی به محیط‌زیست است. تنها محصول کم‌ارزش‌تر گازهای اضافی تولیدی، در واحدهای MTG و متانول است که به‌منظور جداسازی جزئی‌تر و تبدیل به جریان بارز تر به واحد غشایی و رآکتور واکنش عکس شیفت با بخار آب فرستاده می‌شود. محل تولید این گازها در کل فرایند FGTG به بنزین در چهار قسمت زیر می‌باشد:

(۱) گازهای اسیدی واحد شیرین‌سازی گاز فلر و واحد بازیافت گوگرد، (۲) نیتروژن غنی از دی‌اکسید کربن خروجی از گاز سنتز، (۳) گازهای دورریز تولیدی از واحد متانول، (۴) گازهای سوختی حاصل از واحد تبدیل متانول به بنزین.

در اینجا، دو آرایش جدید برای فرایند یکپارچه بهینه تبدیل گاز فلر به بنزین (FGTG) برای تولید محصولات بیشتر از گاز فلر ارائه شده است. این آرایش‌های جدید پیشنهادی که در شکل‌های (۸) و (۹) نشان داده شده‌اند مشابه واحد مدل پایه تبدیل گاز فلر به بنزین هستند؛ به طوری که در آرایش جدید اول از واحد جداسازی دی‌اکسید کربن و واحد عکس فرایند شیفت با بخار آب (RWGS) در آرایش دوم از واحد جداسازی دی‌اکسید کربن و واحد جداسازی غشایی به‌همراه عکس فرایند شیفت با بخار آب (Membrane+RWGS) استفاده شده است. بخشی از جریان گاز برگشتی از واحد RWGS (آرایش اول) یا از واحد RWGS+Membrane به واحد گاز سنتز و بخش دیگر به واحد تولید متانول برگشت داده می‌شود. در آرایش اول، جریان‌های برگشتی به واحد متانول و گاز سنتز ترکیب درصد مشابهی را دارند و از نظر نرخ جریان با یکدیگر متفاوت هستند. این جریان، مشابه گاز سنتز با نسبت  $H_2/CO$  متغیر دارد. اما در آرایش دوم، جریان بازگشتی به واحد متانول جریان، غنی از هیدروژن بود و جریان برگشتی به واحد گاز سنتز، غنی از متان و سایر هیدروکربن‌ها مانند اتان، پروپان و بوتان است.

#### ۴.۱. واحد جداسازی دی‌اکسید کربن

تغییرات اقلیمی، یکی از بزرگ‌ترین تهدیدات زیست‌محیطی، اجتماعی و اقتصادی است که در این قرن در معرض جهان قرار دارد. این معضل آلودگی محیط‌زیست و به

طبع آن، تغییرات آب‌وهوا، یکی از مهم‌ترین مشکلاتی است که بشر تا به حال با آن مواجه شده است؛ زیرا از یک طرف نیاز به تولید انرژی و محصولات، روز به روز افزایش می‌یابد و از طرف دیگر، برآورده کردن این نیازها موجب افزایش آلودگی می‌شود [۲۷]. از این فرایندها می‌توان به روش جذب توسط حلال آمین (متداول‌ترین روش)، جذب سطحی، روش غشایی، تماس دهنده‌های غشایی و غیره اشاره کرد. روش جذب دی‌اکسید کربن و شمتاتیک فرایند، مشابه فرایند آمین در بخش تصفیه گاز فلر است. با این تفاوت که نوع آمین در این واحد از نوع مونواتانول آمین ۲۸ درصد وزنی محلول در آب است. تعداد سینی‌ها در برج جذب ۲۰ و فشار بالا و پایین به ترتیب ۲/۸ و ۳ بار است. همچنین در برج تقطیر که در آن دی‌اکسید کربن از محلول آمین جدا می‌شود دارای ۱۸ سینی و فشار بالا و پایین به ترتیب ۱/۸ و ۲ بار است [۲۸].

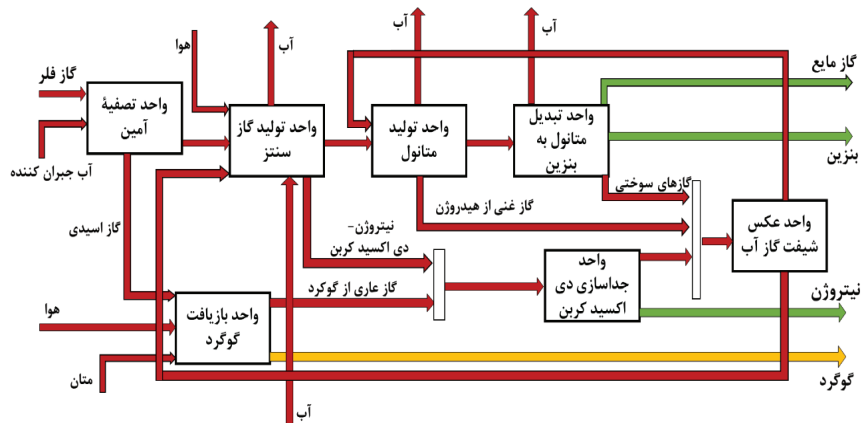
#### ۴.۲. واحد غشایی و واکنش عکس شیفت با بخار

خوراک گاز فلر که بخش اعظمی از آن متشکل از متان است با جریان گاز برگشتی از واحد RWGS در آرایش اول و RWGS+Membrane در آرایش دوم ترکیب می‌گردد و وارد واحد گاز سنتز می‌شوند. گاز سنتز تولیدی در ریفورمر موجود در واحد مذکور و آب جداسازی شده و بخار تولیدی می‌باشند که بخشی از یکپارچه‌سازی حرارتی واحد مربوطه می‌باشند. گاز سنتز تولیدی به‌منظور انجام واکنش، وارد واحد متانول می‌شود و تبدیل به محصول با ارزش متانول می‌شود. سپس متانول تولیدی به‌منظور انجام واکنش تبدیل متانول به بنزین و تبدیل به محصولات بارز بنزین و گاز مایع، وارد واحد MTG می‌شود. از غشاهای سیلیکای [۲۹] یا غشاهای پالادیومی [۳۰] برای جداسازی هیدروژن از جریان گاز استفاده می‌شود. تابع هدف در فرایند FGTG افزایش میزان تولید بنزین به‌عنوان محصول نهایی است. برای دستیابی به این هدف، جریان‌هایی که از واحدهای متانول و MTG به‌عنوان گازهای دورریز خارج می‌شوند، دارای ترکیبات بارز شیمی مانند  $CO_2$ ،  $H_2$  و  $CH_4$  می‌باشند. این جریان‌ها پس از مخلوط شدن به‌عنوان خوراک با دمای ۲۷ درجه سانتی‌گراد و فشار ۱۱ بار وارد واحد غشا می‌شود که در این واحد از چهار مرحله غشای سیلیکایی به‌صورت سری استفاده شده است. مشخصات این غشا در جدول (۷) آورده شده است [۳۱].

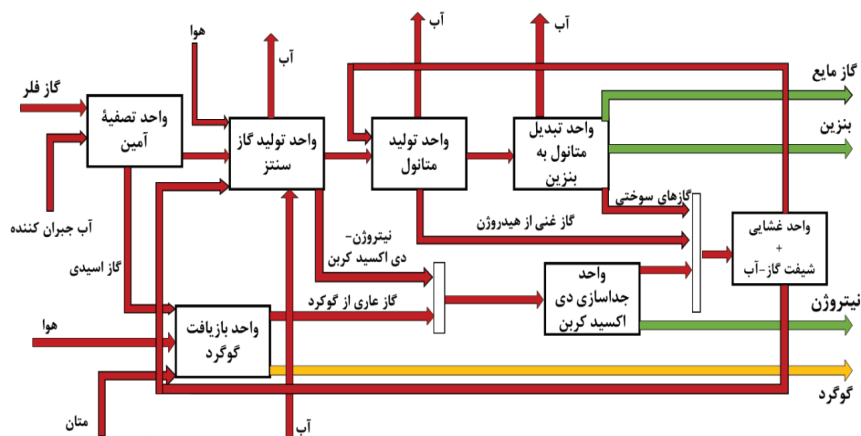


جدول ۷. مشخصات غشای سیلیکایی [۳۱].

مقدار	مشخصات
۱۱۰۰	فشار جریان عبور کرده (کیلوپاسکال)
۱۰۰۰	گرادیان فشار (کیلوپاسکال)
$۰/۰۰۰۳۲۲۵$	ثابت عبوردهی هیدروژن $\frac{m^3}{m^2 \cdot hr \cdot pa}$
$۰/۵۳۷۵ \times ۱۰^{-۵}$	ثابت عبوردهی $H_2S$ $\frac{m^3}{m^2 \cdot hr \cdot pa}$
$۶/۴۵ \times ۱۰^{-۸}$	ثابت عبوردهی متان $\frac{m^3}{m^2 \cdot hr \cdot pa}$
$۶/۴۵ \times ۱۰^{-۸}$	ثابت عبوردهی اتان $\frac{m^3}{m^2 \cdot hr \cdot pa}$
$۶/۴۵ \times ۱۰^{-۸}$	ثابت عبوردهی پروپان $\frac{m^3}{m^2 \cdot hr \cdot pa}$
$۶/۴۵ \times ۱۰^{-۸}$	ثابت عبوردهی $C_3^+$ $\frac{m^3}{m^2 \cdot hr \cdot pa}$

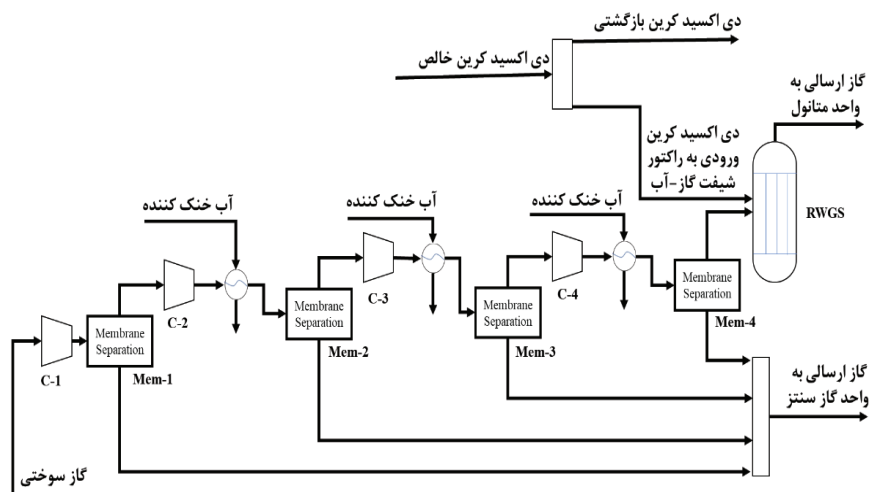


شکل ۸. ساختار بهینه یکپارچه شده FGTG با واحد عکس شیفت گاز - آب.

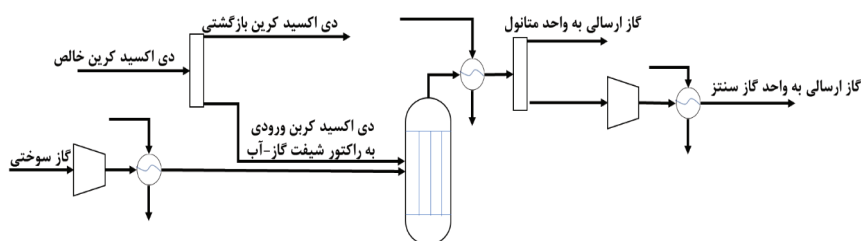


شکل ۹. ساختار بهینه یکپارچه شده فرایند FGTG با واحد غشایی به همراه واحد شیفت آب - گاز.





شکل ۱۰. نمایی از واحد Membrane+RWGS.



شکل ۱۱. نمایی از واحد RWGS.

## ۵. تحلیل نتایج و بحث

شده است. مقایسه نتایج شبیه‌سازی واحد شیرین‌سازی گاز فلر با مقایسه نتایج مقاله عامر عبد و همکاران [۳۱] نشان می‌دهد که نتایج، از اعتبار بسیار خوبی برخوردار هستند. در جدول (۹) مشخصات جریان گاز سنتز و متانول تولید شده در سه آرایش آورده شده است. برای تولید متانول در راکتور سنتز متانول، نسبت هیدروژن به مونوکسید کربن بین ۴ تا ۶ است. همچنین در جدول (۱۰) مشخصات جریان گاز مایع و بنزین تولید شده در سه آرایش آورده شده است.

در کلیه آرایش‌های شبیه‌سازی شده، ارتباط بین جریان‌ها در صفحات اصلی جریان و فرعی جریان، به خوبی انجام شده است. در این بخش، به تحلیل نتایج آرایش‌های شبیه‌سازی شده پرداخته می‌شود. در انتهای هر شبیه‌سازی نیز اعتبار شبیه‌سازی‌های انجام‌شده سنجیده شده است. در جدول (۸)، مشخصات گاز فلر تصفیه‌شده و گاز اسیدی آورده شده است. هدف از تصفیه گاز فلر، رسیدن به PPM ۴ یا کم‌تر از ترکیب هیدروژن سولفید در گاز فلر تصفیه

جدول ۸. مشخصات جریان Treated Flare Gas

مقدار	مقدار	مشخصات جریان
Acid-Gas	Treated-FlareGas	نام جریان
۳۵/۵۹	۶۲	دما (درجه سانتی‌گراد)
۱۵۸	۲۴۰۰	فشار (کیلوپاسکال)
۵۸۳۳۰	۴۰۱۲۰۰	دبی جرمی (تن در سال)
۲/۷۹	۶۴/۲۸	درصد جرمی متان
۹/۱۵	۲۷/۵۴	درصد جرمی اتان، پروپان و $C_3^+$
۵۰/۶۹	۲/۹۳	درصد جرمی دی‌اکسید کربن
۰/۰۴	۴/۶۰	درصد جرمی نیتروژن
۳۶/۶۶	۰/۰۰۰	درصد جرمی هیدروژن سولفید
۰/۶۷	۰/۶۵۰	درصد جرمی آب

جدول ۹. مشخصات جریان گاز سنتز و متانول در سه آرایش

نام جریان	گاز سنتز (آرایش نوع دوم)	گاز سنتز (آرایش نوع اول)	گاز سنتز (مدل پایه)	داده‌های مقاله [۲۲]
دما (درجه سانتی‌گراد)	۹۰۰	۹۰۰	۹۰۰	۹۰۰
فشار (کیلوپاسکال)	۷۴۰	۷۴۰	۷۴۰	۷۴۰
درصد جرمی متان	۱/۳۸	۱/۳۹	۱/۱۳	۱۰/۰۳
درصد جرمی آب	۲۷/۴۱	۲۹/۲۲	۲۹/۱۳	۳۰/۰۴
درصد جرمی هیدروژن	۱۱/۴۸	۱۲/۱۰	۱۰/۷۶	۹/۲۵
درصد جرمی مونوکسید کربن	۴۳/۱۴	۴۱/۲۶	۴۲/۲۸	۳۷/۴۱
درصد جرمی دی‌اکسید کربن	۱۵/۲۱	۱۳/۱۴	۱۴/۷۷	۱۳/۲۷
درصد جرمی اکسیژن	۰/۰۰۰	۰/۰۰۰	۰/۰۰۰	۰/۰۰۰
درصد جرمی نیتروژن	۱/۳۸	۱/۴۶	۱/۵۳	۰/۰۰۰
دبی جرمی (تن در سال)	۸۴۶۲۰۰	۷۹۹۴۰۰	۷۶۲۱۰۰	-
نام جریان	متانول (آرایش نوع دوم)	متانول (آرایش نوع اول)	متانول (مدل پایه)	داده‌های مقاله [۱۷]
دما (درجه سانتی‌گراد)	۳۰	۳۰	۳۰	۳۰
فشار (کیلوپاسکال)	۱۰۰	۱۰۰	۱۰۰	۱۰۰
درصد جرمی متان	۰/۰۰۰	۰/۰۰۰	۰/۰۰۰	۰/۰۰۰
درصد جرمی اتان	۰/۰۰۰	۰/۰۰۰	۰/۰۰۰	۰/۰۰۰
درصد جرمی آب	۸/۴۱	۵/۸۴	۰/۷۹	۱/۹۶
درصد جرمی هیدروژن	۰/۰۰۰	۰/۰۰۰	۰/۰۰۰	۰/۰۰۰
درصد جرمی مونوکسید کربن	۰/۰۰۰	۰/۰۰۰	۰/۰۰۰	۰/۰۰۰
درصد جرمی دی‌اکسید کربن	۰/۰۱	۰/۰۱	۰/۵۶	۰/۰۰۰
درصد جرمی متانول	۹۱/۵۸	۹۴/۱۵	۹۸/۶۵	۹۸/۰۴
دبی جرمی (تن در سال)	۵۵۹۵۰۰	۵۲۷۰۰۰	۴۲۱۳۰۰	-

جدول ۱۰. مشخصات جریان گاز مایع و بنزین در سه آرایش

نام جریان	گاز مایع (آرایش نوع دوم)	گاز مایع (آرایش نوع اول)	گاز مایع (مدل پایه)	داده‌های مقاله [۲۵]
دما (درجه سانتی‌گراد)	۴۰	۴۰	۴۰	۴۰
فشار (کیلوپاسکال)	۷۵۰	۷۵۰	۷۵۰	۷۵۰
درصد جرمی اتیلن	۰/۱۰	۰/۰۱	۰/۱۹	۰/۰۱
درصد جرمی اتان	۰/۲۲	۰/۱۰	۰/۳۲	۰/۱۰
درصد جرمی پروپان	۲۶/۳۶	۲۶/۲۶	۲۹/۲۴	۲۸/۳
درصد جرمی پروپیلن	۰/۷۹	۰/۸۷	۱/۰۳	۱/۲
درصد جرمی ایزو-بوتان	۴۳/۳۶	۴۱/۱۵	۳۷/۸۹	۳۹/۹۹
درصد جرمی نرمال بوتان	۱۲/۹۵	۱۳/۲۰	۱۲/۳۹	۱۳/۱
درصد جرمی سیس-۲-بوتن	۱۶/۲۲	۱۸/۴۱	۱۸/۹۴	۱۷/۳
دبی جرمی (تن در سال)	۳۶۱۸۰	۳۴۵۱۰	۳۰۶۱۰	-
نام جریان	بنزین (آرایش نوع دوم)	بنزین (آرایش نوع اول)	بنزین (مدل پایه)	داده‌های مقاله [۲۵]
دما (درجه سانتی‌گراد)	۴۰	۴۰	۴۰	۴۰
فشار (کیلوپاسکال)	۱۰۰	۱۰۰	۱۰۰	۱۰۰
درصد جرمی ترکیبات C <sub>۴</sub> -C <sub>۶</sub>	۴۳/۷۰	۴۵/۱۵	۴۱/۱۳	۴۲/۱۶
درصد جرمی ترکیبات C <sub>۷</sub> -C <sub>۸</sub>	۲۵/۷۱	۲۶/۵۴	۲۴/۸۹	۲۴/۷
درصد جرمی بنزن	۲/۲۹	۲/۲۹	۲/۰۴	۲/۱
درصد جرمی تولوئن	۹/۱۱	۷/۴۷	۸/۲۸	۸/۲۸
درصد جرمی پارا-متا-اورتو زایلن	۱۰/۵۷	۱۰/۵۱	۱۰/۳۰	۱۰/۲۷
درصد جرمی متیل-کیومن	۰/۸۶	۱/۲۲	۱/۲۷	۱/۳۹
درصد جرمی ۳،۲-متیل، ۲ بوتن	۳/۶۱	۰/۸۱	۳/۴۱	۳/۶۳
درصد جرمی ۱،۲،۴-متیل بنزن	۲/۷۵	۲/۵۴	۲/۶۳	۲/۹۸
درصد جرمی ۱،۲،۴،۵-متیل بنزن	۰/۰۹	۲/۵۹	۰/۱۵	۲/۶
درصد جرمی نفتالن	۰/۵۹	۰/۵۶	۰/۸۳	۰/۸۷
درصد جرمی ۲-متیل نفتالن	۰/۰۸	۰/۰۸	۰/۱۳	۰/۱۵
درصد جرمی ۱،۲،۳،۴-متیل بنزن	۰/۶۴	۰/۲۴	۰/۹۴	۰/۸۷
دبی جرمی (تن در سال)	۱۶۲۰۰۰	۱۳۶۳۰۰	۱۴۲۵۰۰	-



جدول ۱۱. مشخصات ورودی و خروجی های واحد FGTTG در سه آرایش

شدت جریان	حالت شبیه سازی پایه	حالت شبیه سازی آرایش نوع اول	حالت شبیه سازی آرایش نوع دوم
شدت جریان گاز فلر ورودی (تن بر سال)	۴۵۷۰۰۰	۴۵۷۰۰۰	۴۵۷۰۰۰
شدت جریان هوای ورودی به واحد گاز سنتز (تن بر سال)	۲۴۵۵۰۰۰	۲۸۴۳۰۰۰	۲۷۰۰۰۰۰
شدت جریان هوای ورودی به واحد SRU (تن بر سال)	۱۲۵۰۰۰	۱۱۸۱۰۰	۱۲۰۹۰
شدت جریان بنزین (تن بر سال)	۱۴۲۵۰۰	۱۳۶۳۰۰	۱۶۲۰۰۰
شدت جریان گاز مایع (تن بر سال)	۳۰۶۱۰	۳۴۵۱۰	۳۶۱۸۰
شدت جریان گاز دورریز (تن بر سال)	۶۰۲۸۰	-	-
شدت جریان دی اکسید کربن خروجی (تن بر سال)	-	۴۲۰۹۰۰	۴۶۵۸۰۰
شدت جریان نیتروژن خروجی (تن بر سال)	-	۲۳۱۵۰۰۰	۲۲۱۳۰۰۰
شدت جریان سولفور مایع (تن بر سال)	۱۵۴۹۰	۱۵۴۹۰	۱۵۴۹۰
شدت جریان بنزین و گاز مایع (تن بر سال)	۱۷۳۱۱۰	۱۷۰۷۱۰	۱۹۸۱۸۰
درصد تبدیل گاز فلر به بنزین (%)	۳۱/۱۹	۲۹/۸۳	۳۵/۴۵
درصد تبدیل گاز فلر به گاز مایع (%)	۶/۶۹۹	۷/۵۵۲	۷/۹۱۷
درصد تبدیل گاز فلر به گاز دورریز (%)	۱۳/۱۹	-	-
درصد تبدیل گاز فلر به مجموع بنزین و گاز مایع (%)	۳۷/۸۹	۳۷/۳۸	۴۳/۳۶

آنالیز حساسیت، بررسی میزان تولید محصول و مصرف انرژی است در ادامه، کمترین و بیشترین درصد تبدیل گاز فلر به محصولات و میزان مصرف انرژی در مدل پایه مطابق با جدول (۱۲) به دست آمده است.

در آرایش نوع اول، جریان غنی از هیدروژن و دی اکسید کربن، به همراه جریان دی اکسید کربن خالص ارسالی از واحد جداسازی دی اکسید کربن مخلوط شده و وارد رآکتور RWGS می شود (فرق آرایش نوع اول با نوع دوم در نداشتن سامانه غشایی در این آرایش است) محصول خروجی از این رآکتور به دو جریان با نسبت های مشخص، تقسیم می گردد و یک جریان به واحد سنتز متانول و یک جریان نیز به واحد تولید گاز سنتز ارسال می شود. پارامترهای عملیاتی بر تولید محصول یا مصرف انرژی در مدل آرایش یکپارچه اول عبارتند از: (۱) فشار برج جذب در واحد آمین، (۲) نسبت Off gas برگشتی به رآکتور سنتز متانول در واحد متانول، (۳) نسبت میزان جریان برگشتی به رآکتورهای MTG در واحد MTG و (۴) نسبت میزان جریان برگشتی به برج دی اتانایزر در واحد MTG، (۵) درصد CO<sub>2</sub> ارسالی به رآکتور RWGS، (۶) نسبت تقسیم جریان های ارسالی به واحد متانول و گاز سنتز در واحد RWGS. در جدول (۱۳) کمترین و بیشترین درصد تبدیل گاز فلر به محصولات و میزان مصرف انرژی در آرایش اول نشان داده شده است.

در نهایت مقایسه ورودی و خروجی های واحد تبدیل گاز فلر به بنزین در سه آرایش مربوطه در جدول (۱۱) ارائه شده است. برای اعتبارسنجی مناسب و دقیق نتایج خروجی جریان هایی نظیر گاز سنتز، متانول، بنزین و گاز مایع بهتر است نتایج ترکیب درصد جرمی این جریان ها با نتایج مقالات [۲۵ و ۲۲، ۱۷] مورد مقایسه قرار بگیرد. طبق جدول (۹) و (۱۰)، مقایسه نتایج نشان می دهد که پیگیری شبیه سازی پیشنهادی ما شامل انحراف معقول از داده های منتشر شده برای مطالعه موردی منتشر شده است. یکی از محصولات مهم در فرایند FGTTG، بنزین و گاز مایع هستند. برای تجزیه و تحلیل پارامترهای عملیاتی مؤثر بر تغییرات تولید این محصولات و همچنین تغییرات انرژی باید از آنالیز حساسیت یا Case Study که یکی از ابزارهای مهم در نرم افزار Aspen HYSYS است استفاده کرد. در بررسی این تغییرات، دبی خوراک ثابت نگه داشته شده است. در آرایش مدل پایه تغییرات پارامترهای عملیاتی مؤثر بر تولید محصولات، انرژی و غیره بررسی خواهد شد. پارامترهای عملیاتی بر تولید محصول یا مصرف انرژی در مدل پایه عبارتند از: (۱) فشار برج جذب در واحد آمین، (۲) نسبت Off gas برگشتی به رآکتور سنتز متانول در واحد متانول، (۳) نسبت میزان جریان برگشتی به رآکتورهای MTG در واحد MTG و (۴) نسبت میزان جریان برگشتی به برج دی اتانایزر در واحد MTG. از آنجایی که هدف از



در آرایش دوم از واحد غشایی برای جداسازی هیدروژن از Total Off Gas استفاده شده است که هیدروژن جدا شده از این جریان با دی‌اکسیدکربن خالص، مخلوط و وارد رآکتور RWGS می‌گردد و به واحد متانول برگشت داده می‌شود. جریان عاری از هیدروژن نیز به واحد گاز سنتز برگشت داده می‌شود. تغییرات پارامترهای عملیاتی مؤثر بر تولید محصولات، انرژی و غیره بررسی خواهد شد. پارامترهای عملیاتی بر تولید محصول یا مصرف انرژی در مدل آرایش یکپارچه دوم عبارتند از:

جدول ۱۲. پارامترهای عملیاتی مؤثر بر درصد تبدیل گاز فلر به محصولات و مصرف انرژی در مدل پایه

پارامترهای تصمیم‌گیری	کران پایین	کران بالا
فشار برج جذب واحد آمین (کیلوپاسکال)	۲۵۰۰	۷۰۰۰
نسبت OffGas برگشتی به رآکتور سنتز متانول در واحد متانول	۰/۰۱	۰/۹۹
نسبت میزان جریان برگشتی به رآکتورهای MTG در واحد MTG	۰/۰۱	۰/۹۹
نسبت میزان جریان برگشتی به برج دی‌اتانایزر در واحد MTG	۰/۰۱	۰/۹۹
درصد تبدیل گاز فلر به محصولات (کم‌ترین و بیشترین)	۱۷	۴۲
میزان مصرف انرژی (میلیون کیلوژول بر ساعت) (کم‌ترین و بیشترین)	۲۱۲۵	۲۸۸۴

جدول ۱۳. پارامترهای عملیاتی مؤثر بر درصد تبدیل گاز فلر به محصولات و مصرف انرژی در آرایش اول

پارامترهای تصمیم‌گیری	کران پایین	کران بالا
فشار برج جذب واحد آمین (کیلوپاسکال)	۲۵۰۰	۷۰۰۰
نسبت OffGas برگشتی به رآکتور سنتز متانول در واحد متانول	۰/۰۱	۰/۹۹
نسبت CO <sub>2</sub> ارسالی به رآکتور RWGS	۰/۰۱	۰/۹۹
نسبت تقسیم جریان‌های ارسالی به واحد متانول در واحد RWGS	۰/۰۱	۰/۹۹
نسبت میزان جریان برگشتی به رآکتورهای MTG در واحد MTG	۰/۰۱	۰/۹۹
نسبت میزان جریان برگشتی به برج دی‌اتانایزر در واحد MTG	۰/۰۱	۰/۹۹
درصد تبدیل گاز فلر به محصولات (کم‌ترین و بیشترین)	۲۵	۵۴
میزان مصرف انرژی (میلیون کیلوژول بر ساعت) (کم‌ترین و بیشترین)	۴۱۰۵	۶۸۰۲

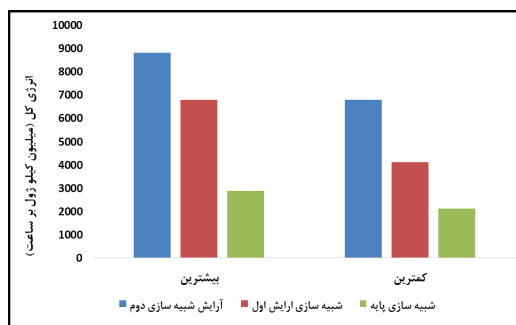
جدول ۱۴. پارامترهای عملیاتی مؤثر بر درصد تبدیل گاز فلر به محصولات و مصرف انرژی در آرایش دوم

پارامترهای تصمیم‌گیری	کران پایین	کران بالا
فشار برج جذب واحد آمین (کیلوپاسکال)	۲۵۰۰	۷۰۰۰
نسبت OffGas برگشتی به رآکتور سنتز متانول در واحد متانول	۰/۰۱	۰/۹۹
نسبت CO <sub>2</sub> ارسالی به رآکتور RWGS	۰/۰۱	۰/۹۹
نسبت میزان جریان برگشتی به رآکتورهای MTG در واحد MTG	۰/۰۱	۰/۹۹
نسبت میزان جریان برگشتی به برج دی‌اتانایزر در واحد MTG	۰/۰۱	۰/۹۹
درصد تبدیل گاز فلر به محصولات (کم‌ترین و بیشترین)	۴۰	۷۷
میزان مصرف انرژی (میلیون کیلوژول بر ساعت) (کم‌ترین و بیشترین)	۶۷۹۰	۸۸۱۳

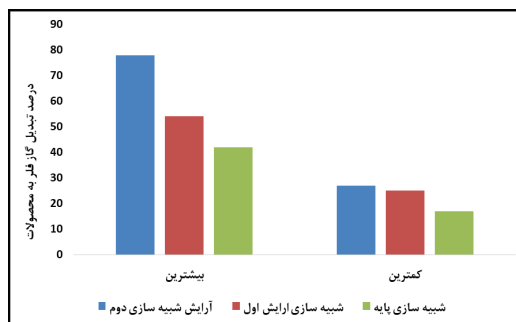
در شکل (۱۲)، مقایسه انرژی کل در سه مدل و شکل (۱۳)، مقایسه درصد تبدیل گاز فلر به محصولات نشان داده شده است. با استفاده از آنالیز حساسیت پارامترهای عملیاتی مؤثر بر درصد تبدیل گاز فلر به محصولات و مصرف انرژی



کم‌ترین و بیشترین میزان درصد تبدیل گاز فلر به محصولات (بنزین+گازمایع) و مصرف انرژی در هر سه آرایش مدل پایه، آرایش اول و آرایش دوم محاسبه شد. همان‌طور که در این شکل‌ها مشاهده می‌شود در آرایش دوم که در آن از فرایند جداسازی غشایی در کنار رآکتور عکس شیفت با بخار آب استفاده شده است بیشترین تولید محصول را تولید و بیشترین انرژی را مصرف کرده است و این پتانسیل را دارد که گاز فلر را تا ۷۸ درصد تبدیل به محصولات کند. همچنین در آرایش مدل پایه، کم‌ترین میزان تولید محصول و مصرف انرژی را دارا می‌باشد و با توجه به اینکه گازهای بارزش زیادی در این آرایش به هدر می‌رود نهایتاً می‌تواند تقریباً تا ۴۲ درصد گاز فلر را به محصولات بارزش تبدیل کند. این نتایج نشان می‌دهد که برای افزایش تولید محصول نیاز است که انرژی بیشتری مصرف شود.



شکل ۱۲. مقایسه انرژی کل سه مدل شبیه‌سازی شده



شکل ۱۳. مقایسه درصد تبدیل گاز فلر به محصولات در سه

مدل شبیه‌سازی شده

### ۶. نتیجه‌گیری

شبیه‌سازی واحد تبدیل گاز فلر به بنزین در سه مدل پایه، آرایش یکپارچه اول و آرایش یکپارچه دوم انجام گرفته و در تمامی سه مدل شبیه‌سازی شده، بهینه‌سازی تک‌هدفه توسط آنالیز حساسیت نرم‌افزار Aspen HYSYS v.10 با تغییر در پارامترهای عملیاتی مؤثر صورت پذیرفت تا میزان تغییرات

درصد تبدیل گاز فلر به محصولات بارز (بنزین+گازمایع) و مصرف انرژی، مورد بررسی قرار گیرد. در شبیه‌سازی آرایش اول و دوم از برگشت دادن گازهای سوختی به واحدها برای افزایش تولید محصول و کاهش صدور این گازها به اتمسفر استفاده شده است. در آرایش یکپارچه اول از واحد RWGS+Membrane و در آرایش یکپارچه دوم از واحد Membrane+RWGS استفاده شده است. از بین واحدهای تبدیل گاز فلر به بنزین در مدل پایه، آرایش یکپارچه اول و آرایش یکپارچه دوم، بیشترین تولید محصول از آرایش دوم به دست آمده است؛ به طوری که درصد تبدیل گاز فلر به محصولات پس از آنالیز حساسیت و بهینه‌سازی تا ۷۸ درصد افزایش پیدا کرده است. همچنین پس از آنالیز حساسیت و بهینه‌سازی درصد تبدیل گاز فلر به محصولات در آرایش اول تا ۵۴ درصد و در مدل پایه تا ۴۲ درصد افزایش پیدا کرده است. همچنین از بین واحدهای تبدیل گاز فلر به بنزین در مدل پایه، آرایش اول و آرایش دوم بیشترین مصرف انرژی کل هم از آرایش دوم به دست آمده است؛ به طوری که انرژی کل در این آرایش به میزان ۸۸۱۲ میلیون کیلووات بر ساعت رسیده است. در آرایش اول نیز انرژی کل تا ۶۷۹۰ میلیون کیلووات بر ساعت افزایش پیدا کرده است. کمترین میزان مصرف انرژی نیز در مدل پایه است که حداکثر تا ۲۸۸۴ میلیون کیلووات بر ساعت می‌تواند افزایش پیدا کند. همان‌طور که از نتایج مشخص است، افزایش تولید محصول باعث افزایش مصرف انرژی نیز می‌شود که نشان‌دهنده متضاد بودن این اهداف است؛ بنابراین پیشنهاد می‌شود از الگوریتم‌های تکاملی نظیر الگوریتم ژنتیک برای بهینه‌سازی چندهدفه این فرایند و به دست آوردن مجموعه‌ای از نقاط بهینه استفاده کرد.

### ۷. مراجع

[۱]. جعفری، مصطفی و همکاران، "شبیه‌سازی و آنالیز حساسیت تولید هم‌زمان برق و حرارت از گازهای فلر در نیروگاه سیکل ترکیبی"، بیست‌وهفتمین کنفرانس سالانه بین‌المللی انجمن مهندسان مکانیک ایران، تهران، انجمن مهندسان مکانیک ایران (۱۳۹۸).

[2]. Hajilary, Nasibeh., et al. "CO<sub>2</sub> emission reduction by zero flaring startup in gas refinery." *Materials Science for Energy Technologies* 3 (2020).

[3]. Khalili-Garakani, Amirhossein., et al. "A review on the potentials of flare gas recovery applications in Iran." *Journal of Cleaner Production* (2020).

- Advances 6.63 (2016).
- [14]. Zare, Ali., et al. "Hydrogen and carbon dioxide recovery from the petrochemical flare gas to methanol production using adsorption and absorption combined high-efficient method." *Applied Petrochemical Research* 9, no. 2 (2019).
- [15]. Jafari, Mostafa., et al. "Comparative Study of Membrane and Absorption Processes Performance and their Economic Evaluation for CO<sub>2</sub> Capturing from Flue Gas." *Gas Processing Journal* 7, no. 2 (2019).
- [16]. Radzuan, MR Aliff., et al. "Sustainable Optimization of Natural Gas Sweetening Using A Process Simulation Approach and Sustainability Evaluator." *Materials Today: Proceedings* 19 (2019).
- [17]. Jafari, Mostafa., et al. "Plant-wide Simulation of an Integrated Zero-Emission Process to Convert Flare Gas to Gasoline." *Gas Processing Journal* 6, no. 1 (2018).
- [18]. Rahman, Ramees K., et al. "Multi-objective optimization of sulfur recovery units using a detailed reaction mechanism to reduce energy consumption and destruct feed contaminants." *Computers & Chemical Engineering* 128 (2019).
- [19]. Rahimpour, M. R., et al. "A comparative study of three different methods for flare gas recovery of Asalouye Gas Refinery." *Journal of Natural Gas Science and Engineering* 4 (2012).
- [۲۰]. جعفری، مصطفی و همکاران، «مطالعه و ارزیابی اقتصادی فرایند غشایی واحد شیرین‌سازی گاز طبیعی»، شانزدهمین کنگره ملی مهندسی شیمی ایران، تهران- دانشگاه صنعتی امیرکبیر، دانشگاه صنعتی امیرکبیر (۱۳۹۷).
- [21]. Ghasemzadeh, Kamran, et al. "Performance Investigation of Membrane Process in Natural Gas sweetening by Membrane Process": *Modeling Study. Chemical Product and Process Modeling* 11.1, (2016).
- [22]. Behroozsarand, Alireza, and Akbar Zamaniyan. "Multiobjective optimization scheme for industrial synthesis gas sweetening plant in GTL process." *Journal of Natural Gas Chemistry* 20, no. 1 (2011).
- [23]. Nian, C. W., and F. You. "Design of
- [4]. Nezhadfar, Mahya, and Amirhossein Khalili-Garakani. "Power generation as a useful option for flare gas recovery: Environmental evaluation of different scenarios." *Energy* (2020).
- [5]. Mostafa Jafari et al. "Simulation and Economic Analysis of Combined Desalinated Water and Power Generation from Associated Gases of Cheshmeh Khosh." *Iranian Journal of Oil and Gas Science and Technology* (2020).
- [6]. Hajizadeh, Abdollah, et al. "Technical and economic evaluation of flare gas recovery in a giant gas refinery." *Chemical Engineering Research and Design* 131, (2018).
- [7]. Hamidzadeh, Zeinab., et al. "Development of a multi-objective decision-making model to recover flare gases in a multi flare gases zone." *Energy* (2020).
- [8]. Hajizadeh, Abdollah, Mohamad Mohamadi-Baghmolaei, Reza Azin, Shahriar Osfouri, and Isa Heydari. "Technical and economic evaluation of flare gas recovery in a giant gas refinery." *Chemical Engineering Research and Design* 131 (2018).
- [9]. Fallah, Tawba., et al. "Analysis and simulation of flare gas recovery in oil and gas producing company." *Energy Sources, Part A: Recovery, Utilization, and Environmental Effects* (2019).
- [10]. Khanipour, Mina., et al. "Enhancement of synthesis gas and methanol production by flare gas recovery utilizing a membrane based separation process." *Fuel Processing Technology* 166 (2017).
- [11]. Zhuo, Yexin, Lingjun Zhu, Jiacheng Liang, and Shurong Wang. "Selective Fischer-Tropsch synthesis for gasoline production over Y, Ce, or La-modified Co/H-β." *Fuel* 262 (2020).
- [12]. Kianfar, Ehsan, Saeed Hajimirzaee, Seyed Saman Musavian, and Amin Soleimani Mehr. "Zeolite-based Catalysts for Methanol to Gasoline process: A review." *Microchemical Journal* (2020).
- [13]. Meng, Fanjun, et al. "Methanol to gasoline over zeolite ZSM-5: improved catalyst performance by treatment with HF." *RSC*

real plant.” Environmental Technology & Innovation 17 (2020): 100562.

Methanol Plant EURECHA Student Contest Problem Competition ESCAPE-23 Symp”. (2013).

[24]. Sadighi, Sepehr, and Seyed Reza Seif Mohaddecy. “PROCESS SIMULATION AND OPTIMIZATION OF CATALYTIC REACTORS OF SULFUR RECOVERY UNIT (SRU) VIA ASPEN PLUS”. Petroleum & Coal 60.1 (2018).

[25]. Jones, S. B., and Y. Zhu. “Techno-economic analysis for the conversion of lignocellulosic biomass to gasoline via the methanol-to-gasoline (MTG) process.” (2009).

[26]. Liu, Siyao, Jie He, Dexiang Lu, and Jinsheng Sun. “Optimal integration of methanol-to-gasoline process with organic Rankine cycle.” Chemical Engineering Research and Design 154 (2020).

[27]. Moiola, Stefania, Tibor Nagy, Stefano Langé, Laura A. Pellegrini, and Peter Mizsey. “Simulation model evaluation of CO<sub>2</sub> capture by aqueous MEA scrubbing for heat requirement analyses.” Energy Procedia 114 (2017).

[28]. Garcia, Monica., et al. “ASPEN PLUS simulation model for CO<sub>2</sub> removal with MEA: Validation of desorption model with experimental data.” Journal of environmental chemical engineering 5, no. 5 (2017).

[29]. Ghasemzadeh, K., M. Jafari, and A. Basile. “Theoretical Study of Various Configurations of Membrane Processes for Olefins Separation.” International Journal of Membrane Science and Technology, (2017).

[۳۰]. جعفری، مصطفی و همکاران، “شبیه‌سازی و ارزیابی عملکرد غشای پالادیومی برای رسیدن به بازیابی بالای هیدروژن خالص از جریان گاز سنتز در نرم افزار PRO/II v.10، پنجمین کنفرانس بین المللی مهندسی شیمی و نفت، تهران (۱۳۹۸).

[31]. Jafari, Mostafa., et al, “Evaluation of silica membrane performance in various designs for hydrogen separation”، شانزدهمین کنگره، (ملی مهندسی شیمی ایران، تهران (2018).

[32]. Abd, Ammar Ali, and Samah Zaki Naji. “Comparison study of activators performance for MDEA solution of acid gases capturing from natural gas: Simulation-based on a





# Simulation of Converting Flare Gas to Gasoline (FGTG) Process with the Approach Reducing Energy Consumption and Increasing Productivity

Mostafa Jafari<sup>1</sup>, Alireza behroozsarand<sup>2\*</sup>

1- Faculty of Chemical Engineering, College of Engineering, University of Tehran, Iran.

2- Department of Chemical Engineering, Urmia University of Technology, Urmia, Iran.

Corresponding Author, Email: a.behroozsarand@uut.ac.ir

## Abstract

Flare gas emission is a critical issue in the oil and gas industry due to its significant environmental impacts. One of the most common methods to use flare gases is to convert them into valuable products such as methanol, gasoline, power, and etc. The process of converting flare gas to gasoline (FGTG), consists of 5 units: 1) Flare Gas Sweetening unit, 2) Sulfur Recovery unit, 3) Synthesis Gas Production unit, 4) Methanol Synthesis unit, 5) Methanol to Gasoline Converting unit. Suggested New schemes for the conversion of flare gas to gasoline, in order to reduce greenhouse gases and increases productivity, can include the combined membrane–reverse water gas shift reaction (Membrane + RWGS) unit or reverse water gas shift reaction unit without separation membrane (RWGS) recommended besides of (FGTG) unit. Finally, the Initial model will be compared with the two new models. The results show that by sensitivity analysis the FGTG process with the Combined membrane–reverse water gas shift reaction unit has the highest productivity and the highest energy consumption compared to other models.

**Keywords:** Flare Gas, Methanol to Gasoline, LPG, Membrane Process.

