Tarbiat Modares University

Journal of
Applied Research in Chemical-Polymer Engineering

journal homepage: www.arcpe.modares.ac.ir

Research Paper

Thermodynamic evaluation of flare gas recovery in the Zagros Petrochemical Complex for integration into the methanol production cycle

Mahdi Pourmand [1], Parviz Darvishi [2,*]

[1] *Faculty of Chemical Engineering, Department of Process, Tarbiat Modares University, Tehran, Iran*

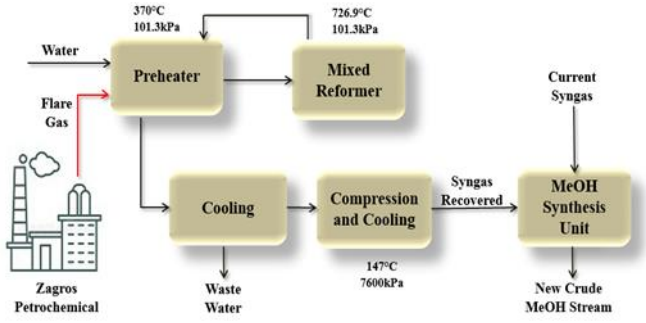
[2] *Chemical Engineering Department, Yasouj University, Yasouj, Iran*

ARTICLE INFO

Received 2025-08-19
Revised 2025-09-07
Accepted 2025-09-08
Available online 2025-11-05
ISSN: 2588-5316
Online ISSN: 2588-5324

Keywords:
Flare gas
methanol unit
energy
exergy
carbon dioxide

GRAPHICAL ABSTRACT



ABSTRACT

Research subject: The flare, as an integral part of petrochemical plants, not only ensures the safety of operations and personnel but is also a major source of pollutant emissions and volatile organic compounds. The gases directed to the flare often contain valuable components whose recovery can significantly enhance production, increase revenues, and reduce greenhouse gas emissions. Therefore, investigating the recovery of flare gases and their reuse in petrochemical processes is of considerable importance.

Research approach: In this study, aimed at recovering flare gases in the Zagros Petrochemical Complex, process simulation and energy–exergy analyses were performed. The proposed process consisted of a methane steam reformer operating at 1000 K and 101.3 kPa, a system of heat exchangers, a water–condensate separator, and a gas compression unit increasing the recovered gas pressure to 7600 kPa in accordance with the methanol synthesis reactor conditions. Furthermore, a sensitivity analysis was conducted to examine the effect of steam-to-carbon ratio and reformer feed temperature on the overall energy and exergy performance of the system.

Main results: The results indicated that the optimum steam-to-carbon ratio in the reformer was 13, at which all methane was converted into syngas. Increasing the feed temperature reduced reformer energy consumption, enhanced energy efficiency, and decreased exergy destruction. Exergy analysis showed that the reformer accounted for the highest share of exergy destruction (49.43%), while the water separator contributed none. The overall energy efficiency of the process was calculated as 56.43%, with 17 GJ of input energy utilized. The specific energy loss and exergy destruction per ton of recovered gas were 13.13 GJ and 2.62 GJ, respectively. Methanol synthesis unit simulation revealed that syngas recovery increased methanol production by 9.16%, equivalent to 462.39 tons per day. Finally, the evaluation confirmed that implementing flare gas recovery completely eliminated CO_2 emissions from flaring, thereby reducing the CO_2 footprint from this source to zero.

* Corresponding author: pdarvishi@yu.ac.ir – ORCID: 0000-0002-0784-0470

Copyright@ 2025, The Authors. This open-access article is published under the terms of the Creative Commons Attribution-NonCommercial 4.0 International License which permits Share (copy and redistribute the material in any medium or format) and Adapt (remix, transform, and build upon the material) under the Attribution-NonCommercial terms.

نشریه پژوهش‌های کاربردی مهندسی شیمی–پلیمر

آدرس صفحه: www.arcpe.modares.ac.ir

مقاله تحقیقاتی

ارزیابی ترمودینامیکی فرایند بازیابی گاز فلر پتروشیمی زاگرس با هدف بازگشت به چرخه تولید متانول

مهدی پورمند [۱]، پرویز درویشی [۲,*]

[۱] گروه طراحی فرایند، دانشکده مهندسی شیمی، دانشگاه تربیت مدرس ، تهران، ایران

[۲] دانشیار مهندسی شیمی، عضو هیات علمی دانشکده مهندسی، دانشگاه یاسوج، یاسوج، ایران

چکیده

موضوع تحقیق: فلر به‌عنوان بخشی جدایی‌ناپذیر از واحدهای پتروشیمی علاوه بر تضمین ایمنی و سلامت کارکنان، یکی از منابع اصلی انتشار آلاینده‌ها و ترکیبات آلی فرار است. گازهای ارسالی به فلر غالباً دارای ترکیبات ارزشمندی هستند که بازیابی آن‌ها می‌تواند به افزایش تولید، ارتقای درآمد و کاهش انتشار گازهای گلخانه‌ای منجر شود. بررسی امکان بازیابی این گازها و استفاده مجدد آن‌ها در فرایندهای پتروشیمی از اهمیت بالایی برخوردار است.

روش تحقیق: در این مطالعه، با هدف بازیابی گازهای فلر در مجتمع پتروشیمی زاگرس، شبیه‌سازی فرایند و تحلیل انرژی و اکسرژی انجام شده است. فرایند پیشنهادی شامل یک تبدیل‌گر بخار مخلوط متان در دمای ۱۰۰۰ کلوین و فشار ۱۰۱/۳ کیلوپاسکال، سامانه تبادلگر گرمایی، جداساز میعانات آب و فشرده‌ساز گاز بازیابی‌شده تا فشار ۷۶۰۰ کیلوپاسکال متناسب با شرایط راکتور سنتز متانول است. همچنین، آزمون حساسیت برای بررسی اثر تغییر نسبت بخار به کربن و دمای خوراک تبدیل‌گر بر عملکرد کلی انرژی و اکسرژی سامانه نیز صورت گرفته است.

نتایج اصلی: نتایج نشان داد که نسبت بهینه بخار به کربن در تبدیل‌گر ۱۳ بود که در آن تمامی متان به گاز سنتز تبدیل می‌شد. افزایش دمای خوراک موجب کاهش مصرف انرژی تبدیل‌گر، بهبود بازده انرژی و کاهش تخریب اکسرژی شد. بر اساس تحلیل اکسرژی، تبدیل‌گر با سهم ۴۹/۴۳ درصد بیشترین و جداکننده آب با سهم صفر درصد کمترین تخریب را داشتند. بازده کلی انرژی فرایند ۵۶/۴۳ درصد و بهره‌برداری از انرژی ورودی ۱۷ گیگاژول محاسبه شد. شدت تلفات انرژی و تخریب اکسرژی برای هر تن گاز بازیابی‌شده به‌ترتیب ۱۳/۱۳ و ۲/۶۲ گیگاژول بود. شبیه‌سازی واحد سنتز متانول نیز نشان داد تزریق گاز سنتز بازیابی‌شده موجب افزایش ۹/۱۶ درصدی تولید متانول، معادل ۴۶۲/۳۹ تن در روز شد. در نهایت، استفاده از سامانه بازیابی گاز فلر باعث حذف کامل انتشار دی‌اکسیدکربن ناشی از فلرینگ و کاهش ردپای دی‌اکسید کربن به صفر شد.

کلیدواژه‌ها

گاز فلر

واحد متانول

انرژی

اکسرژی

دی‌اکسیدکربن

اطلاعات مقاله

دریافت: ۱۴۰۴/۰۵/۲۸

بازنگری: ۱۴۰۴/۰۶/۱۶

پذیرش: ۱۴۰۴/۰۶/۱۷

دسترس آنلاین: ۱۴۰۴/۰۸/۱۴

ISSN: 2588-5316

Online ISSN: 2588-5324

* نویسنده مسئول: pdarvishi@yu.ac.ir – ORCID: 0000-0002-0784-0470

کپی‌رایت © ۲۰۲۵، نویسندگان. این مقاله به صورت دسترسی آزاد منتشر شده و تحت مجوز بین‌المللی Creative Commons Attribution-NonCommercial 4.0 قرار دارد. بر اساس این مجوز، شما می‌توانید این مطلب را در هر قالب و رسانه‌ای کپی، بازنشر و بازآفرینی کنید و یا آن را ویرایش و بازسازی نمایید، به شرط آنکه نام نویسنده را ذکر کرده و از آن برای مقاصد غیرتجاری استفاده کنید.

۱ مقدمه

دی‌اکسیدکربن به‌عنوان گاز گلخانه‌ای شناخته شده و در گرمایش جهانی سهیم است. حدود ۷۵ درصد از انتشار آنتروپوژنیک دی‌اکسیدکربن حاصل از احتراق سوخت‌های فسیلی است [۱]. یکی از راهکارهای کاهش انتشار دی‌اکسیدکربن، جذب و ذخیره‌سازی آن است که شامل جذب در منابع انتشار و ذخیره‌سازی آن به صورتی است که مانع رسیدن آن به اتمسفر شود [۲]. از طرف دیگر، کاهش شیمیایی دی‌اکسیدکربن به‌عنوان روش مؤثر برای کاهش غلظت دی‌اکسیدکربن در اتمسفر موردتوجه ویژه محققین قرار گرفته است [۳, ۴]. در این خصوص، هیدروژن‌دارکردن کاتالیزوری دی-اکسیدکربن یکی از روش‌های شیمیایی کاهش انتشار بوده که می‌تواند هیدروکربن‌هایی با درجه پایین‌تر از لحاظ کیفیت تولید کند. متانول به‌عنوان با ارزش‌ترین محصول در نظر گرفته شده است؛ چراکه از آن به‌عنوان خوراک برای تولید سایر محصولات با ارزش استفاده می‌شود [۵]. متانول که به‌صورت تجاری از گاز سنتز تولید می‌شود، نقش کلیدی در صنایع پتروشیمی و شیمیایی ایفا می‌کند. متانول می‌تواند به‌صورت موثر به مواد شیمیایی مختلف مانند دی‌متیل‌اتر، فرمالدهید، متیل‌فرمات و استیک‌اسید تبدیل شود. علاوه بر این، دارای قابلیت استفاده به‌عنوان حامل هیدروژن و انرژی را دارد. بر این اساس، هر گونه پیشرفت در فرایندهای گاز سنتز و متانول که آن‌ها را دوستدار محیط زیست می‌کند و حتی منجر به مزایای دیگر می‌شود، در حال حاضر از توجه زیادی برخوردار است [۶, ۷].

در واحدهای تولید متانول، بخش قابل‌ملاحظه‌ای از گازهای جانبی یا در اثر شرایط اضطراری یا به‌دلیل محدودیت‌های عملیاتی به فلر هدایت می‌شوند. فلرینگ یکی از معضلات دیرپای صنایع نفت و پتروشیمی است که سالانه منجر به اتلاف قابل‌توجه انرژی، تولید گازهای گلخانه‌ای و اثرات زیست‌محیطی نامطلوب می‌شود. در صنایع شیمیایی بخش بزرگی از جریان های گاز صنعتی بدون هیچ تصفیه‌ای در فلرها سوزانده می‌شود. این مقدار حدود ۱۵۰ میلیارد متر مکعب در سال تخمین زده شده است [۸]. ترکیبات اصلی این جریان‌ها هیدروژن، اکسیدهای کربن و گاز طبیعی (متان) است. این مقدار معادل ٪۲۳ از مصرف گاز طبیعی در ایالات متحده، ٪۳۰ در اتحادیه اروپا و تقریباً ٪۵ از کل ظرفیت تولید گاز طبیعی در جهان است که باعث انتشار حدود ۴۰۰ میلیون تن دی‌اکسیدکربن به اتمسفر می‌شود. براساس گزارش‌های بانک جهانی در سال ۲۰۱۸، ایران سومین کشور در بین ۳۰ کشوری است که بیشترین فلرینگ را دارند و سالانه ۱۷/۳ میلیارد متر مکعب گاز فلر می‌سوزاند [۹, ۱۰]. عمل رایج در بین اغلب کارخانجات تولیدی کشور، سوزاندن هر گونه گاز ناخواسته آزادشده طی فرایند تولید است. فلرینگ گاز یکی از منابع اصلی انتشار دی‌اکسیدکربن در ایران است که تا ٪۱۹ در انتشار کلی دی‌اکسیدکربن در کشور نقش دارد [۱۱].

با توجه به موارد فوق، رویکرد جهانی در چند دهه اخیر به سمت توسعه فناوری‌های بازیابی و استفاده مجدد از گازهای فلر حرکت کرده است که علاوه بر کاهش آلاینده‌ها، امکان بازگرداندن مواد هیدروکربنی ارزشمند به چرخه تولید را فراهم می‌سازد [۱۱]. بر این اساس، صنایع پتروشیمی و به ویژه واحدهای تولید متانول، رویکردهای متنوعی را برای کاهش حجم فلرینگ به کار گرفته‌اند. از جمله این روش‌ها می‌توان به بازیابی گازهای غنی از هیدروکربن و استفاده مجدد آن‌ها به‌عنوان خوراک در واحدهای تبدیل، استفاده از سامانه‌های بازیافت بخار برای جداسازی و فشرده‌سازی اجزای سبک، و تزریق مجدد گازهای فلر به شبکه‌های سوخت یا خطوط خوراک اشاره کرد [۱۱]. همچنین، به‌کارگیری فناوری‌های اکسایش حرارتی کنترل‌شده برای تبدیل بخشی از جریان فلر به انرژی حرارتی قابل‌استفاده و همگرایی فرایندی از طریق اتصال واحدهای جانبی (مانند واحدهای تولید هیدروژن یا آمونیاک) از دیگر راهکارهای مهم محسوب می‌شوند [۱۱].

بازیافت گاز فلر سبب کاهش آلودگی صوتی و گرمایی، کاهش هزینه‌های عملیاتی و نگه‌داری، کاهش آلودگی هوا و انتشار گاز و همچنین کاهش سوخت گازی و مصرف بخار می‌شود [۵]. با استفاده از فناوری تبدیل گاز به برق، می‌توان سالانه حدود ۶۰GWh ساعت برق از میزان گاز فلر در ایران تولید کرد که تقریباً ٪۳۰ از مصرف برق سالانه ایران را تشکیل می‌دهد و ۵ میلیارد دلار صرفه‌جویی به دنبال دارد [۱۲].

تاکنون مطالعات متعددی در زمینه ارزیابی فنی، زیست‌محیطی و اقتصادی بازیابی گازهای فلر در کشورهای مختلف جهان انجام شده است. موراد و همکاران بازیافت گاز فلر از طریق تثبیت نفت خام به‌وسیله جداسازی چند مرحله با خوراک‌های میانی را مورد بررسی قرار دادند[۱۳]. ژو و همکاران روش‌شناسی کلی به‌حداقل رساندن فلر برای کارخانجات شیمیایی از طریق شبیه‌سازی دینامیکی گسترده انجام دادند [۱۴]. زاداکبر و همکاران نتایج دو مورد مطالعه بر روی کاهش، بازیافت و استفاده مجدد از گازهای فلر پالایشگاه نفت تبریز و پالایشگاه گاز طبیعی شهید هاشمی‌نژاد را ارائه کردند [۱۵]. رحیم‌پور و همکاران سه روش برای بازیابی گاز فلر در پالایشگاه‌های فراشبند و عسلویه پیشنهاد دادند. این سه روش عبارت بودند از: ۱) فرایند گاز به مایع ۲) تولید برق با توربین گازی ۳) فشرده‌سازی و تزریق در خطوط لوله پالایشگاه. سعیدی و همکاران نیز کاربرد پیل سوختی اکسید جامد برای تولید برق با استفاده از گاز فلر را مورد مطالعه قرار دادند [۵]. در مطالعه طهماسب‌زاده‌بایی و صیادی، رویکرد پیوند آب- انرژی- محیط‌زیست برای بازیابی گاز فلر در یک نمونه مورد بررسی قرار گرفت. در پژوهش آن‌ها، ابتدا تقاضای آب و انرژی بخش مسکونی با استفاده از داده‌های متوسط واحدی مسکونی تخمین زده شد و سپس این نیازها از طریق بازیابی گاز فلر از میدان نفتی مجاور تأمین شد. دو سناریوی تأمین کامل برق و گاز طبیعی سالانه بخش خانگی ارزیابی شد و سامانه هیبریدی شامل پالایشگاه مایعات گازی، نیروگاه گازی، بویلر بازیاب حرارتی و نمک‌زدایی چندمرحله‌ای به‌عنوان گزینه‌های پایین‌دستی پیشنهاد شد. برای درنظر گرفتن قابلیت اطمینان فناوری‌ها، از مدل‌سازی مارکوف استفاده شد و تأثیر آن بر انتخاب پیکربندی بهینه تحلیل شد. نتایج نشان داد که سناریوی اول با هزینه سرمایه‌گذاری ۲۳۶/۹۴ میلیون دلار، درآمد فروش ۹۳/۳۱ میلیون دلار و دوره بازگشت سرمایه ۱/۳ ساله، به‌عنوان گزینه اقتصادی و قابل‌اطمینان برتر انتخاب شد [۱۰].

علاوه بر دغدغه‌های جهانی در زمینه فلرینگ در صنایع پتروشیمی و واحدهای متانول، در ایران نیز اقداماتی برای کاهش فلرینگ و بازیابی هیدروکربن‌های ارزشمند صورت گرفته است. در میان تولیدکنندگان متانول، شرکت پتروشیمی فارابی در منطقه ماهشهر پروژه‌ای را با هدف تبدیل گازهای فلر به متانول آغاز کرده است که یکی از نخستین تلاش‌های

صنعتی در کشور به شمار می‌رود. همچنین، شرکت پتروشیمی خارک در واحد تقطیر متانول خود تحقیقات متعددی در زمینه بازیابی متانول از جریان‌های ارسالی به فلر انجام داده است. از سوی دیگر، پتروشیمی سبلان نیز پروژه‌ای مستقل در زمینه فلرینگ تعریف کرده است که نشان‌دهنده افزایش تلاش‌های ملی در راستای کاهش تلفات فلر و ارتقای پایداری فرایند است. این اقدامات ملی بر اهمیت ادغام بازیابی گاز فلر در چرخه تولید متانول در ایران تأکید دارد و همسو با روندهای بین‌المللی ارزیابی می‌شود. صادق زاده اهری و همکاران [۱۶] به بررسی روش‌های مختلف برای کاهش فلرینگ مداوم در پالایشگاه گازی پرداختند. در این پژوهش اقداماتی از جمله تعمیر شیرهای معیوب شبکه فلر، حذف گاز کمکی و کاهش گاز جاروب در فلر فشار پایین، جایگزینی گاز CO_2 به‌جای گاز سوختی به‌عنوان گاز جاروب و پایلوت، و بهینه‌سازی شبکه فلر فشار بالا و پایین بررسی شد. نتایج نشان داد که این راهکارها می‌تواند در مجموع کاهش فلرینگ قابل ملاحظه‌ای را به همراه داشته باشد که معادل صرفه‌جویی چند میلیون دلاری در هزینه سوخت و مالیات CO_2 است. همچنین برخی از این راهکارها به سرمایه‌گذاری‌های بالایی (۹ تا ۲۵ میلیون دلار) نیاز دارند، در حالی‌که روش‌های کم‌هزینه‌تر مانند تعمیر شیرها یا حذف گاز کمکی، بازده اقتصادی بالاتری دارند.

موسوی و همکاران [۱۷] به بررسی سه روش اصلی بازیابی گاز فلر در یکی از میادین گازی جنوب ایران با دبی ۴/۵ MMSCFD پرداختند. در این مطالعه سه سناریو شامل (۱) فشرده‌سازی و تزریق گاز فلر به چاه‌های نفت، (۲) تولید برق و تزریق مازاد گاز فلر به چاه‌های نفت و (۳) تولید برق با استفاده از سامانه ترکیبی تولید هم‌زمان برق و حرارت و موتور احتراق داخلی مورد ارزیابی فنی و اقتصادی قرار گرفت. نتایج نشان داد که روش تزریق مستقیم گاز فلر به چاه‌های نفت با نرخ بازگشت داخلی سرمایه برابر با ٪۱۷۱ و دوره بازپرداخت ۱/۰۲ سال، بهترین گزینه برای کاهش فلرینگ است. علاوه بر این، توسعه نمودار جریان زیست‌محیطی و استفاده از نرم‌افزارهایی مانند Aspen HYSYS نشان داد که انتشار آلاینده‌هایی مانند CO_2 و CO تا ٪۱۰۰ و NOx تا حدود ٪۵۷ کاهش یافت.

در سال‌های اخیر، استفاده از مدل‌های ترمودینامیکی و شبیه‌سازی فرایند نیز برای ارزیابی دقیق‌تر کارایی این روش‌ها و انتخاب گزینه بهینه در مقیاس صنعتی مورد توجه قرار گرفته است. با وجود تلاش‌های پراکنده، هنوز در زمینه ارزیابی ترمودینامیکی فرایند بازیابی گاز فلر و ادغام آن در چرخه تولید متانول مطالعات جامعی در کشور انجام نشده است. اغلب پژوهش‌های موجود یا به مقیاس پایلوت محدود بوده‌اند یا جنبه‌های عملیاتی خاصی را بررسی کرده‌اند. بر همین اساس، هدف از پژوهش حاضر، ارائه تحلیل ترمودینامیکی دقیق از فرایند بازیابی گاز فلر در واحد متانول پتروشیمی زاگرس است تا نشان داده شود که ادغام این جریان در فرایند اصلی می‌تواند علاوه بر کاهش آلایندگی محیطی، ارزش اقتصادی قابل‌توجهی برای مجتمع ایجاد کند. مطالعه موردی پژوهش به کارخانه تولید متانول پتروشیمی زاگرس اختصاص داده شده است و بازیابی موثر و بهینه گازهای فلر این مجتمع مورد بررسی و تجزیه تحلیل با استفاده از آزمون انرژی و اکسرژی قرار گرفته است. این مجتمع بر اساس اسناد عملیاتی هم فلرینگ بالایی دارد و هم ترکیبات ارسالی به فلر دارای اهمیت زیادی هستند که می‌توان از آن‌ها در جنبه‌های مختلفی استفاده کرد. با توجه به این که ترکیبات فلر مجتمع پتروشیمی زاگرس (متان، هیدروژن، منواکسیدکربن، دی‌اکسیدکربن، نیتروژن) شبیه به گاز سنتز هستند، بنابراین قابلیت‌های زیادی برای بازیابی و کاهش فلرینگ در این مجتمع وجود دارد. متأسفانه در اغلب واحدهای تولید متانول کشور تصمیم جدی برای کاهش یا استفاده مجدد از گازهای فلر وجود نداشته است. از طرف دیگر، بهتر است برای امکان‌سنجی این سامانه‌های بازیابی‌کننده از نرم‌افزارهای تخصصی استفاده شود. بنابراین، در این تحقیق، شبیه‌سازی فرایند با استفاده از نرم‌افزار اسپن هایسیس مد نظر قرار گرفته است. نوآوری تحقیق حاضر شامل ارائه فرایند یا بسته بازیابی گاز فلر است که ارزیابی انرژی و اکسرژی نیز برای آن صورت پذیرفته است. از اهداف عمده این تحقیق می‌توان به موارد زیر اشاره کرد:

- کاهش ردپای دی‌اکسیدکربن
- کاهش فلرینگ پتروشیمی زاگرس
- افزایش تولید متانول در پتروشیمی زاگرس

۲ بخش نظری

۲-۱ نگاه کلی به فرایند

در شکل ۱ ساختار کلی بازیابی گاز فلر برای شرکت پتروشیمی زاگرس ارائه شده است. این ساختار دارای ۶ مرحله است:

۱) تولید گاز فلر: این بخش اشاره به کارخانه تولیدکننده دارد که در اینجا مجتمع متانول زاگرس است. ترکیب گاز فلر در جدول ۱ نشان داده شده است.

۲) پیش‌گرمایش: در این مرحله گاز فلر با آب مخلوط شده و به‌وسیله گازهای داغ خروجی از تبدیل‌گر در مبدل گرمایی تا ۳۷۰ درجه سانتی‌گراد پیش‌گرم می‌شوند و فاز مخلوط آب و گاز فلر کاملاً بخار می‌شود.

۳) تبدیل مخلوط: مخلوط گاز فلر و بخار آب وارد راکتور می‌شوند جایی که در دمای ۷۲۶/۹ سانتیگراد و فشار ۱۰۱/۳ کیلوپاسکال واکنش‌های تبدیل بخار ۱ (Steam Reforming of Methane 1)، تبدیل بخار ۲ (Steam Reforming of Methane 2)، انتقال گاز-آب (Water-Gas Shift) و تبدیل خشک (Dry Reforming of Methane) رخ می‌دهند. البته هدف از تبدیل‌گر در این ساختار، حذف حداکثری متان از گاز فلر و تبدیل آن به گاز سنتز است که در این بین سایر واکنش‌ها نیز رخ می‌دهند. معادلات مربوط به واکنش‌های تبدیل‌گر در روابط (۱) الی (۴) آورده شده است [۱۸].

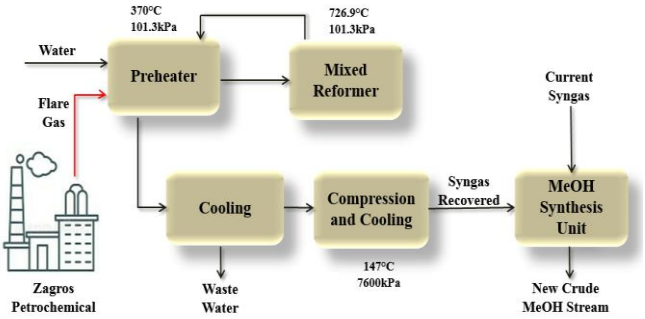
$CH_4 + CO_2 \leftrightarrow 2CO + 2H_2$	DRM	(۱)
$CH_4 + H_2O \leftrightarrow CO + 3H_2$	SRM1	(۲)
$CH_4 + 2H_2O \leftrightarrow CO_2 + 4H_2$	SRM2	(۳)
$CO + H_2O \leftrightarrow CO_2 + H_2$	WGS	(۴)

۴) خنک‌سازی گازهای تبدیل‌شده: در این مرحله دمای گازهای تبدیل‌شده به وسیله جریان آب خنک تا ۴۰ درجه سانتی‌گراد کاهش می‌یابد تا شرایط برای حذف میعانات بخار فراهم شود. این عملیات در مبدل گرمایی رخ می‌دهد. جریان خروجی از مبدل گرمایی مذکور وارد جداکننده فازی می‌شود و آب از گاز حذف خواهد شد.

۵) تراکم و خنک‌کاری میانی گاز: گاز بازیابی‌شده باید مشخصات لازم برای

مخلوط‌شدن با گاز سنتز اصلی را داشته باشد. در این مرحله با استفاده از کمپرسور همراه با خنک‌سازی میانی، فشار گاز بازیابی‌شده به ۷۶۰۰ کیلوپاسکال و دمای ۱۴۷ درجه سانتی‌گراد می‌رسد که مطابق با شرایط عملیاتی خط گاز سنتز اصلی در پتروشیمی زاگرس است.

۶) سنتز متانول: این واحد در حال حاضر در پتروشیمی زاگرس موجود و فعال است؛ ولی در این مطالعه گاز سنتز بازیابی‌شده به آن نیز تزریق می‌شود تا شدت تولید متانول افزایش یابد.



شکل ۱ ساختار کلی فرایند بازیابی گاز فلر در پتروشیمی زاگرس

Figure 1 Schematic of the flare gas recovery process in Zagros Petrochemical Complex

جدول ۱ ترکیب گاز فلر شرکت پتروشیمی زاگرس [۱۹]

Table 1 Composition of flare gas in Zagros Petrochemical Complex

Component	Mole Percent (Dry Basis)
H_2	67.35
CH_4	8.31
CO_2	11.81
N_2	6.51
CO	6.02

۲-۲ شبیه‌سازی سامانه

در تحقیق حاضر از شبیه‌ساز تخصصی اسپن هایسیس برای ارائه فرایند بازیابی گاز فلر در پتروشیمی زاگرس استفاده شده است. شکل (۲) طرحواره فرایند را نشان می‌دهد که در محیط نرم‌افزار اسپن هایسیس توسعه یافته است. همچنین، شرایط ترمودینامیکی برای نقاط مختلف شبیه‌سازی (دما، فشار، دبی، اکسرژی شیمیایی و فیزیکی) در جدول ۲ ارائه شده است. برای محاسبه خواص فیزیکی و ترمودینامیکی از معادله حالت پنگ رابینسون استفاده شد. این معادله حالت در کارهای مطالعاتی زیادی توسط محققین [۱۸] و همچنین نرم‌افزار اسپن هایسیس برای شبیه‌سازی واحدهای گاز سنتز توصیه شده است.

برای محاسبه اکسرژی فیزیکی (e^{PH})، از خواص ارائه‌شده توسط اسپن هایسیس استفاده شده است. در مقابل، برای اندازه‌گیری اکسرژی شیمیایی با توجه به این که مقدار محاسبه‌شده توسط اسپن هایسیس استاندارد نبود، از مراجع دیگر استفاده شد. جدول ۳ شرح عملکرد تجهیزات استفاده‌شده در شبیه‌سازی را ارائه می‌دهد. جدول ۴ ترکیب مواد تشکیل‌دهنده هر جریان را برای نقاط مهم شبیه‌سازی نشان می‌دهد (موازنه جرم فرایند).

فرضیات اعمال‌شده برای انجام شبیه‌سازی عبارتند از:

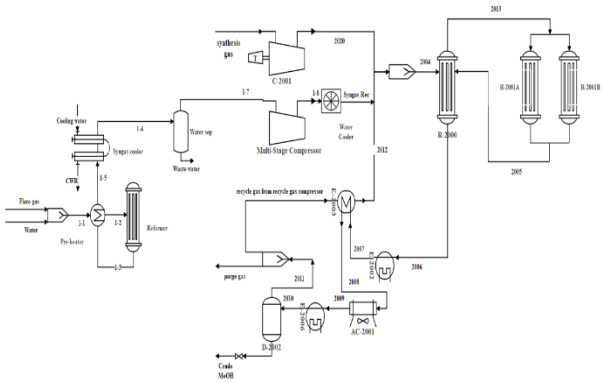
۱- دمای تبدیل‌گر ۱۰۰۰ کلوین و تبدیل در فشار ۱۰۱/۳ کیلوپاسکال انجام می‌شود.

۲- دمای آب خنک‌سازی در ورودی ۳۵ و در خروجی ۴۵ درجه سانتی‌گراد است (این فرض برای محاسبات اکسرژی بسیار مهم است).

۳- بازده آدیاباتیک کمپرسور برابر با ۷۵ درصد است.

۴- معادله حالت پنگ رابینسون برای شبیه‌سازی مطلوب است.

۵- واکنش‌های تبدیل در راکتور گیبس تعریف شده‌اند.



شکل۲ شبیه‌سازی فرایند بازیابی گاز فلر

Figure 2 Process simulation of flare gas recovery

جدول ۲ مشخصات ترمودینامیکی نقاط شبیه‌سازی فرایند

Table 2 Thermodynamic properties of the process simulation points

Stream ID	Process				
	T_f (°C)	P_f (kPa)	$\dot{m}$ (kg/h)	$\dot{E}^{Ph}$ (kW)	$\dot{E}^{Ch}$ (kW)
Flare Gas	35.00	101.3	5000	0.607	30352.000
Water	25.00	101.3	9008	0.000	433.333
1-1	19.23	101.3	14008	1.220	31978.390
1-2	370.00	101.3	14008	1789.522	31978.390
1-3	726.90	101.3	14010	3934.480	32884.340
1-5	67.07	101.3	14010	235.056	32709.260
1-6	40.00	101.3	14010	13.764	323113.700
1-7	901.30	7600	6760	4457.844	32360.600
Syngas Rec	147.10	7600	6760	1913.455	32360.600

جدول ۳ شرح تجهیزات فرایندی استفاده شده در شبیه‌سازی

Table 3 Specifications of the process equipment employed in the simulation

Process Equipment	Description
Pre-Heater	Heat exchange between feed and reformer products
Mixed Reformer	Reaction vessel for converting methane into synthesis gas and performing reforming reactions
Syngas Cooler	Cooling of reformed gases using cooling water
Water Sep	Separation of condensate water from cooled gases
Multi-Stage Compressors	Compressing the recovered syngas from the flare gas and equalizing the pressure for the methanol reactor feed line
Intermediate Coolers	Intermediate cooling of exhaust gases from the flare gas compression stages

جدول ۴ موازنه جرم فرایند بازیابی گاز فلر (نتایج شبیه‌سازی با اسپن هایسیس)
Table 4 Mass balance of the flare gas recovery process (simulation results using Aspen HYSYS)

Stream ID	Mole fraction					
	H_2	CH_4	CO_2	N_2	CO	H_2O
Flare Gas	0.6735	0.0831	0.1181	0.0651	0.0602	0.0000
Water	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	1.0000
1-1	0.3147	0.0388	0.0552	0.0304	0.0281	0.05327
1-2	0.3147	0.0388	0.0552	0.0304	0.0281	0.05327
1-3	0.4167	0.0003	0.0685	0.0282	0.0446	0.4416
1-5	0.4167	0.0003	0.0685	0.0282	0.0446	0.4416
1-6	0.4167	0.0003	0.0685	0.0282	0.0446	0.4416
1-8	0.6922	0.0005	0.1138	0.0469	0.0741	0.0725
Syngas Rec	0.6922	0.0005	0.1138	0.0469	0.0741	0.0725

۲-۲-۱ آزمون اکسرژی

برخی از متغیرهایی که در ارزیابی اکسرژی فرایند اهمیت دارند عبارتند از [۲۰-۲۲]:

الف. راندمان اکسرژی اجزا بر اساس رابطه (۵)، شناسایی محصول و سوخت هر دو برای تحلیل اجزا ضروری است.

ب. بازده کلی اکسرژی نصب که از رابطه (۶) به‌دست می‌آید.

ج. درصد تخریب اکسرژی هر جزء سامانه؛ که امکان شناسایی بیشترین برگشت‌ناپذیری در سامانه را می‌دهد، در رابطه (۷) جای می‌گیرد.

$$\varepsilon_k = \frac{\dot{E}_{P,k}}{\dot{E}_{F,k}} \quad (۵)$$

$$\varepsilon_{tot} = \frac{\dot{E}_{P,tot}}{\dot{E}_{F,tot}} \quad (۶)$$

$$\delta_k = \frac{\dot{E}_{D,k}}{\sum \dot{E}_{D,k}} \quad (۷)$$

تخریب اکسرژی ($\dot{E}_{D,k}$) از تفاوت بین سوخت (F) و محصولات (P) به‌دست می‌آید. اکسرژی شیمیایی که متغیر استانداردی در اسپن هایسیس نیست، توسط کوتاس [۲۳] به‌طور جداگانه محاسبه شده است. علاوه بر این، موازنه اکسرژی سوخت و محصولات (فیزیکی و شیمیایی) در جدول ۵ ارائه شده است.

۲-۲-۲ تحلیل انرژی

به‌منظور تحلیل انرژی مفاهیم زیر مد نظر هستند:

۱. انرژی ورودی (مصرفی): انرژی‌هایی هستند که جهت تولید محصول (محصولات) باید مصرف شوند. برای مثال در این مطالعه انرژی ورودی به تبدیل‌گر یا کمپرسور و یا انرژی همراه گاز فلر از این دسته هستند.

۲. انرژی تولیدی (خروجی): در راستای تولید محصول (محصولات) در فرایندی شیمیایی، انرژی محصول را می‌توان به‌عنوان انرژی تولیدی در نظر گرفت.

۳. بازده انرژی: به‌صورت کل انرژی تولیدی تقسیم بر کل انرژی مصرفی (ورودی) تعریف می‌شود.

در جدول ۶ خلاصه انرژی‌های ورودی و تولیدی در فرایند مورد نظر برای بازیابی گاز فلر ارائه شده است. برای محاسبه انرژی همراه گاز فلر و محصول گاز سنتز تولیدی از روابط (۸) و (۹) استفاده شده است. همچنین بازده کلی انرژی فرایند از طریق رابطه (۱۰) قابل محاسبه است [۲۰, ۲۴, ۲۵].

$$Q_{flare\ gas} = LHV_{flare\ gas} \times \dot{m}_{flare\ gas} \quad (۸)$$

$$Q_{prod\ gas} = LHV_{prod\ gas} \times \dot{m}_{prod\ gas} \quad (۹)$$

$$\eta_{total} = \sum E_o / \sum E_i = \frac{LHV_{prod\ gas} \times \dot{m}_{prod\ gas}}{LHV_{flare\ gas} \times \dot{m}_{flare\ gas} + Q_{ref} + Q_e} \times 100 \quad (۱۰)$$

در روابط (۸) تا (۱۰)، متغیرها به‌صورت زیر تعریف می‌شوند:

$Q_{flare\ gas}$	انرژی گاز فلر (kW)	LHV	ارزش حرارتی بر حسب $(\frac{kJ}{kg})$
$Q_{prod\ gas}$	انرژی گاز تولیدی (بازیابی شده) (kW)	Q_e	انرژی الکتریکی (kW)
η_{total}	بازده (راندمان) کلی انرژی	Q_{ref}	انرژی مورد نیاز تبدیل‌گر $(\frac{kJ}{kg})$
E_o	انرژی تولیدی (kW)	$\dot{m}$	دبی جرمی بر حسب $(\frac{kg}{h})$
E_i	انرژی ورودی (kW)	LHV	ارزش حرارتی بر حسب $(\frac{kJ}{kg})$

جدول ۵ موازنه اکسرژی برای تجهیزات فرایندی
Table 5 Exergy balance for the process equipment

[14] Reformer

Equipment	$\dot{E}_F$	$\dot{E}_P$
Reformer	Q-Ref Duty	$\dot{E}_{1-3} - [\dot{E}_{1-2}]$

[18] Other equipment

Exergy Destruction

Heat Exchanger	$\dot{X}_{des} = \sum(\dot{m}x)_{in} - \sum(\dot{m}x)_{out}$
Pump	$\dot{X}_{des} = \dot{W} + \sum(\dot{m}x)_{in} - \sum(\dot{m}x)_{out}$
Compressor	$\dot{X}_{des} = \dot{W} + \sum(\dot{m}x)_{in} - \sum(\dot{m}x)_{out}$

۲-۲-۳ بهره‌برداری انرژی

این پارامتر به‌صورت بازده کلی انرژی در شدت مصرف انرژی به ازای تولید هر تن از محصول گاز فلر بازیابی‌شده بر مبنای خشک محاسبه می‌شود:

$$\Phi_e = \eta_{total} \times G_e \quad (۱۱)$$

که در رابطه فوق، Φ_e بهره‌برداری از انرژی، G_e شدت مصرف انرژی بر حسب

$\frac{GJ}{t_{prod}}$ و η_{total} بازده کلی انرژی در سامانه را نشان می‌دهند.

جدول ۶ خلاصه انرژی‌های مصرفی و تولیدی در فرایند

Table 6 Summary of consumed and generated energies in the process

Item	Consumption (kW)
Reformer	8487
Compressors	4781
Flare Gas	30055.555
Cooling Water Exchangers	6594.722
	Production (kW)
Synthesis Gas (Syngas)	28168.056

۳ بحث و نتایج

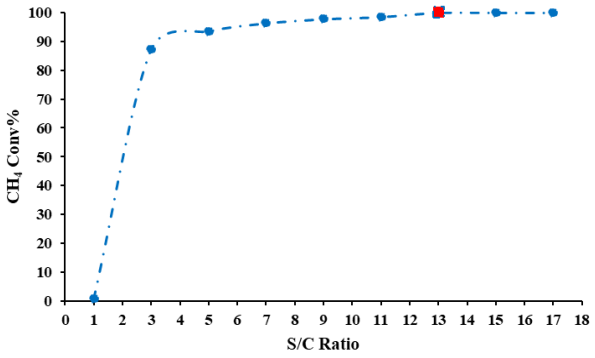
۳-۱ بررسی تاثیر متغیرهای عملیاتی

۳-۱-۱ نسبت بخار به کربن در تبدیل‌گر

یکی از پارامترهای تأثیرگذار در تبدیل متان طی واکنش‌های تبدیل، نسبت بخار به متان (کربن) ورودی است که قابلیت تبدیل‌شدن را دارد. در این بخش از تحقیق به بررسی اثر نسبت کلیدی بخار به کربن یا S/C بر تبدیل متان و انرژی مصرف شده در تبدیل‌گر پرداخته شده است. میزان تبدیل متان در راکتور تبدیل‌گر ($CH_{4_{Conv\%}}$) از طریق رابطه (۱۲) محاسبه می‌شود. که در آن پارامتر G دبی مولی متان بر حسب $\frac{kmole}{h}$ است.

$$CH_{4_{Conv\%}} = 100 \times \frac{G_{CH_{4,in}} - G_{CH_{4,out}}}{G_{CH_{4,in}}} \quad (۱۲)$$

مطابق شکل ۳، افزایش نسبت بخار به کربن در خوراک ورودی به تبدیل‌گر باعث می‌شود تا میزان تبدیل متان به‌صورت قابل‌توجهی افزایش یابد. همان‌طور که شکل نشان می‌دهد، این روند افزایشی تا مقدار S/C=۱۳ دارای تغییرات بوده ولی بالاتر از این مقدار، تأثیری در افزایش تبدیل متان در تبدیل‌گر ندارد، زیرا تمامی متان تبدیل شده است. بنابراین، مقدار S/C=۱۳ به‌عنوان مقدار بهینه درنظر گرفته می‌شود که در آن تبدیل متان تقریباً ۱۰۰ درصد است.

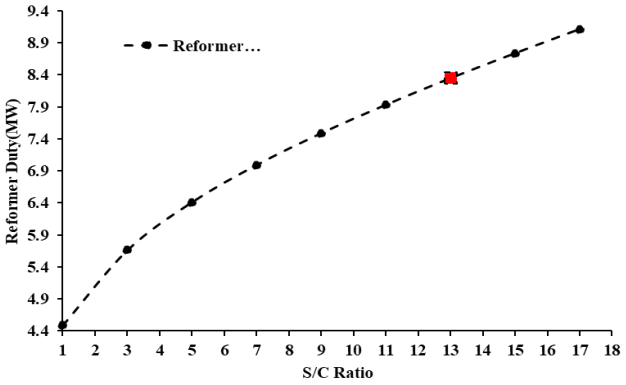


شکل ۳ تأثیر نسبت بخار به کربن بر میزان تبدیل متان در راکتور تبدیل‌گر مخلوط

Figure 3 Effect of steam-to-carbon ratio on methane conversion in the mixed reformer reactor

همچنین، براساس شکل ۴، با افزایش نسبت بخار به کربن، روند تقاضای انرژی در تبدیل‌گر نیز صعودی خواهد بود، زیرا واکنش‌های تبدیل‌گر به‌شدت گرماگیر هستند و زمانی که بخار بیشتری وارد تبدیل‌گر می‌شود، برای تبدیل بیشتر متان در دمای ثابت ۱۰۰۰ درجه کلوین و فشار ۱۰۱/۳ کیلوپاسکال، لازم است که انرژی بیشتری به تبدیل‌گر داده شود تا دما حفظ و درصد تبدیل به مقدار مطلوب خود برسد.

مقدار S/C=۱۳ بر روی منحنی شکل ۴ نشان‌دهنده مصرف بهینه انرژی تبدیل‌گر در این مقدار است. در S/C=۱۳، میزان مصرف انرژی تبدیل‌گر در دمای ثابت ۱۰۰۰ درجه کلوین و فشار ۱۰۱/۳ کیلوپاسکال معادل ۸/۳۴۵ مگاوات است. آنچه مشخص است، افزایش نسبت بخار به کربن علاوه بر افزایش تبدیل متان منجر به بالا رفتن مصرف انرژی نیز شده است که چنانچه از مقدار بهینه فراتر رود، تنها باعث بیشترشدن مصرف انرژی شده و هیچ کمکی به تبدیل بیشتر متان نمی‌کند.



شکل ۴ تأثیر نسبت بخار به کربن بر مصرف انرژی راکتور تبدیل‌گر مخلوط

Figure 4 Effect of steam-to-carbon ratio on the energy consumption of the mixed reformer reactor

۳-۱-۲ دمای خوراک تبدیل‌گر

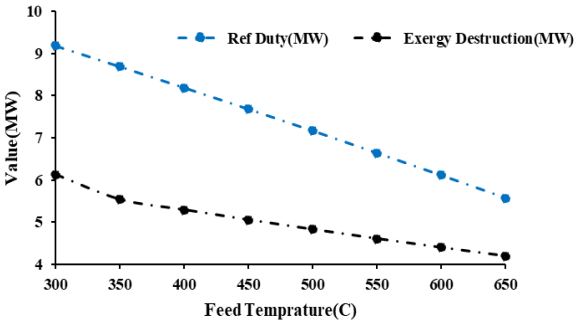
در این قسمت از مطالعه به بررسی دمای خوراک تبدیل‌گر بر انرژی تبدیل‌گر و تخریب اکسرژی این تجهیز پرداخته شده است. دو منحنی تغییرات مصرف انرژی راکتور تبدیل‌گر و تخریب اکسرژی آن در شکل ۵ نشان داده شده است. تغییرات دما از ۳۰۰ الی ۶۵۰ درجه سانتی‌گراد در نظر گرفته شده و برای انجام مطالعه موردی دما و فشار راکتور در همه نقاط مقدار ثابتی داشتند. براساس شکل ۵ وقتی دمای خوراک ورودی به راکتور تبدیل‌گر افزایش می‌یابد باعث شده است تا مصرف انرژی و تخریب اکسرژی در این تجهیز روندی نزولی داشته باشد که کاملاً به نفع فرایند بوده و در نهایت منجر به افزایش بازده اکسرژی و انرژی خواهد شد.

۳-۲ تجزیه‌وتحلیل انرژی و اکسرژی فرایند

در جدول ۷ نتایج موازنه اکسرژی برای تجهیزات فرایند بازیابی گاز فلر نشان داده شده و همچنین در شکل ۶ درصد تخریب اکسرژی برای تجهیزات به‌کاررفته در طرح بازیابی ارائه شده است.

براساس شکل ۶ کم‌ترین تخریب اکسرژی برای جداکننده دو فازی پس از مبدل گرمایی خنک‌کننده گاز سنتز بوده و بیشترین تخریب اکسرژی معطوف به تبدیل‌گر است که دارای سهم ۴۹/۴۳ درصدی در تخریب

اکسرژی است که به‌دلیل واکنش‌های شیمیایی است. پس از تبدیل‌گر، مبدل‌های گرمایی با سهم ۴۴/۸۶ درصدی دارای بالاترین تخریب اکسرژی در این فرایند هستند. نتایج بررسی پارامترهای عملیاتی مبین این مطلب هستند که افزایش دمای خوراک، تأثیری زیادی در کاهش تخریب اکسرژی تبدیل‌گر دارد که برای این منظور لازم است تا از مبدل گرمایی در ابعاد بزرگ استفاده شود. همچنین، تحلیل اکسرژی مشخص کرد که بازده کلی اکسرژی فرایند ارائه شده بالغ بر ۹۸ درصد است که بسیار مطلوب ارزیابی می‌شود.



شکل ۵ تأثیر دمای خوراک ورودی به تبدیل‌گر بر مصرف انرژی و تخریب اکسرژی تبدیل‌گر

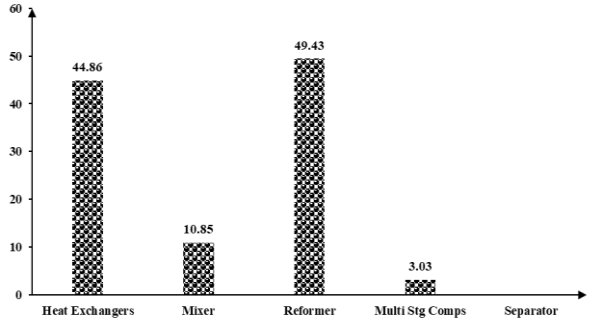
Figure 5 Effect of reformer feed temperature on energy consumption and exergy destruction of the reformer

جدول ۷ اکسرژی ورودی، خروجی، تخریب اکسرژی و بازده اکسرژی کلی

Table 7 Input and output exergy, exergy destruction, and overall exergy efficiency

Component	$\dot{E}_{Feed}$ **(kW)**	$\dot{E}_{Prod}$ **(kW)**	$\dot{E}_{des}$ **(kW)**
MIXER	30857.940	31979.610	1193.670
Pre-Heater	68798.430	66712.228	2086.202
Mixed Reformer	8487.000	3050.908	5436.092
Syngas Cooler	42535.952	42030.148	505.804
Water Sep	32327.640	32723.025	0.000
Multi-Stage Compressors	32371.190	36818.444	333.746
Intermediate Coolers	54257.765	51916.448	2341.317
Process	269563.917	265230.811	4333.106
ε_{tot}	0.9839		

براساس جدول ۸ بازده انرژی کلی فرایند ارائه‌شده برابر با ۵۶/۴۳ درصد است که در این شرایط میزان تلفات انرژی ۲۱۷۵۰/۲۲۱ کیلووات است. همانطور که شکل ۵ نشان داده شده است، با افزایش دمای خوراک تبدیل‌گر می‌توان مصرف انرژی را در تبدیل‌گر کاهش و در نهایت باعث کاهش تلفات انرژی کل سامانه بازیابی گاز فلر و بالا رفتن راندمان انرژی برای آن شد. عدد استوکیومتری گاز سنتز بازیابی‌شده از گاز فلر برابر با ۳/۰۸ است که نشان‌دهنده غنی‌بودن محصول تولیدی از هیدروژن است. به این ترتیب، با ارسال این جریان گاز بازیابی‌شده به واحد سنتز متانول می‌توان در حضور هیدروژن اضافی به بازده کربن بالاتر و در نهایت تولید بیشتری از متانول رسید. طبق محاسبات انجام‌شده (جدول ۸ ملاحظه شود)، برای تولید هر تن از گاز بازیابی‌شده (بر مبنای خشک)، میزان ۳۰/۱۳ گیگاژول انرژی لازم است که طبق مقدار بازده انرژی، ۱۷ گیگاژول از انرژی مصرفی به‌صورت بهینه (بهره‌برداری) در اختیار تولید قرار گرفته است و ۱۳/۱۳ گیگاژول دیگر تلف شده است.



شکل ۶ مقایسه تخریب اکسرژی تجهیزات به‌کار رفته در فرایند

Figure 6 Comparison of exergy destruction in the equipment used in the process

جدول ۸ نتایج کلی فرایند

Table 8 Overall results of the process

Item	Unit	Value
Total Exergy Destruction	kW	**4333.106**
Overall Exergy Efficiency	٪	**98.390**
Energy Losses	kW	**21750.221**
Overall Energy Efficiency	٪	**56.430**
Methane Conversion	٪	**~100**
Specific Energy Consumption	$\frac{GJ}{t_{prod}}$	**30.130**
Stoichiometric number of produced synthesis gas	-	**3.080**
Calorific value of the produced synthesis gas	$\frac{kJ}{kg}$	**17000**
The intensity of energy losses	$\frac{GJ}{t_{prod}}$	**13.130**
Specific Exergy Destruction	$\frac{GJ}{t_{prod}}$	**2.620**
Energy Utilization Efficiency (Φ_e)	$\frac{GJ}{t_{prod}}$	**17**
S/C Ratio	-	**13**
Methanol flow rate before flare gas recovery [19]	$\frac{kg}{h}$	**210261**
Methanol flow rate after flare gas recovery	$\frac{kg}{h}$	**229527.320**
Carbon dioxide footprint before flare gas recovery	$\frac{kg_{CO2}}{kg_{MeOH}}$	**0.0137**
Carbon dioxide footprint after flare gas recovery	$\frac{kg_{CO2}}{kg_{MeOH}}$	**0.000**

۴ نتیجه‌گیری

در مطالعه حاضر، فرایندی با بازیابی گاز فلر در پتروشیمی زاگرس ارائه شده است که هدف اصلی آن برگرداندن این گاز به چرخه تولید متانول در این مجتمع و درنتیجه افزایش تولید متانول است. گاز فلر پتروشیمی زاگرس ترکیبی مشابه با گاز سنتز دارد با این تفاوت که متان آن بالا بوده و به نوعی استفاده از آن را اجتناب‌پذیر کرده است. فرایندی شبیه‌سازی شده است که

با استفاده از تبدیل ترکیبی در راکتور، متان موجود در گاز فلر را حذف کرده و به این ترتیب با افزایش غلظت هیدروژن و منواکسید کربن، این گاز را مهیای ارسال به راکتور متانول کرده است. پیشنهاد می‌شود در مطالعات آینده، این فرایند در نسبت‌های مختلف S/C مورد بررسی قرار گرفته و تحلیل‌های فنی ـ اقتصادی نیز به‌منظور ارزیابی جامع‌تر کارایی و قابلیت اجرای آن انجام گیرد.به‌صورت خلاصه، می‌توان نتایج زیر را برای فرایند ارائه‌شده بیان کرد:

۱ بازده اکسرژی این فرایند ۹۸/۳۹ درصد است.

۲ بازده انرژی کلی فرایند پیشنهادی معادل با ۵۶/۴۳ درصد است.

۳ گاز تولیدی دارای عدد استوکیومتری ۳/۰۸ است.

۴ براساس ارزیابی اکسرژی، در طرح ارائه‌شده بیشترین سهم تخریب اکسرژی مربوط به تبدیل‌گر با ۴۹/۴۳ درصد است.

۵ در فرایند ارائه‌شده، به ازای تولید هر تن از محصول برابر با ۲/۶۲ گیگاژول اکسرژی تخریب می‌شود.

۶ طبق بررسی انجام گرفته، در شرایط عملیاتی ثابت برای تبدیل‌گر (دما ۱۰۰۰ کلوین و فشار ۱۰۱/۳ کیلوپاسکال) نسبت بهینه بخار به کربن برای رسیدن به تبدیل ۱۰۰ درصدی از متان برابر ۱۳ به‌دست آمد.

۷ تولید متانول در جریان خام متانول، که از واحد سنتز به سمت برج‌های تقطیر ارسال شده، از ۲۱۰۲۶۱/۰۰ به ۲۲۹۵۲۷/۳۲ کیلوگرم بر ساعت (۹/۱۶ درصد) افزایش می‌یابد.

۸ ردپای دی‌اکسیدکربن از طریق فلرینگ در پتروشیمی زاگرس کاهش یافته و انتشار دی‌اکسیدکربن از طریق فلر به صفر می‌رسد.

مراجع

1. C. Change, The Scientific Basis, Cambridge University Press, *Cambridge*, UK, 2001.
2. M. Shamsi, E. Naeiji, M. Vaziri, S. Moghaddas, K. Elyasi Gomari, M. Naseri, M. Bonyadi, Optimization of energy requirements and 4E analysis for an integrated post-combustion CO_2 capture utilizing MEA solvent from a cement plant flue gas, Environment, *Development and Sustainability*, 27(1), 150-170, 2023.
3. B. Hileman, An urgent plea on global warming, *Chemical & Engineering News*, 82(44), 12-15, 2004.
4. M. Afkhamipour, M. Shamsi, E. Seifi, A. Hekmatiyan, M. Ansarpour, T.N. Borhani, Performance investigation of MEA-1DMA2P solution for CO_2 capture: A rate-based modelling, optimization, and cost analysis, *Journal of Industrial and Engineering Chemistry*, 147, 179-195, 2025.
5. M. Rahimpour, Z. Jamshidnejad, S. Jokar, G. Karimi, A. Ghorbani, A. Mohammadi, A comparative study of three different methods for flare gas recovery of Asalooye Gas Refinery, *Journal of Natural Gas Science and Engineering*, 17(4), 28-40, 2012.
6. M. Shamsi, E. Naeiji, S. Rooeentan, B.F. Shahandashty, P. Namegoshayfard, M. Bonyadi, Proposal and investigation of CO_2 capture from fired heater flue gases to increase methanol production: A case study, *Energy*, 274, 127375, 2023.
7. M. Shamsi, M. Sheidaei, B. Karami, A. Cheraghdar, S. Bakhsheshi, A. Afshardoost, Development of an off-grid polygeneration system utilizing multi-waste heat recovery from low-grade heat sources for sustainable production of e-methanol, potable water, liquefied CO_2, and utilities, *Renewable Energy Focus*, 100728, 2025.
8. E.A. Emam, Gas flaring in industry: An overview, *Petroleum & Coal*, 57, 1-15, 2015.
9. A. Barati, V. Pirozfar, Flare gas review in oil and gas industry, *Journal of Biochemical Technology*, 71(89), 45-60, 2019.
10. M. Tahmasebzadehbaie, H. Sayyaadi, Regional management of flare gas recovery based on water-energy-environment nexus considering the reliability of the downstream installations, *Energy Conversion and Management*, 239, 114189, 2021.
11. S.M. Shojaei, A. Vahabpour, A.A. Saifoddin, R. Ghasempour, Estimation of greenhouse gas emissions from Iran's gas flaring by using satellite data and combustion equations, *Integrated Environmental Assessment and Management*, 19, 735-748, 2023.
12. N. Bjorndalen, S. Mustafiz, M. Rahman, M. Islam, No-flare design: Converting waste to value addition, *Energy Sources*, 27, 371-380, 2005.
13. D. Mourad, O. Ghazi, B. Noureddine, Recovery of flared gas through crude oil stabilization by a multi-staged separation with intermediate feeds: A case study, *Korean Journal of Chemical Engineering*, 26, 1706-1716, 2009.
14. Q. Xu, X. Yang, C. Liu, K. Li, H.H. Lou, J.L. Gossage, Chemical plant flare minimization via plantwide dynamic simulation, *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 48, 3505-3512, 2009.
15. O. Zadakbar, A. Vatani, K. Karimpour, Flare gas recovery in oil and gas refineries, *Oil & Gas Science and Technology – Revue de l'IFP*, 63, 705-711, 2008.
16. J.S. Ahari, L. Shirazi, A.R. Saleh, F. Bahadoran, M.K. Salooki, M. Sadi, M. Esfandyari, Strategies for reducing gas flaring in refineries: Cost-effective solutions for pollution mitigation, *Process Safety and Environmental Protection*, 198, 107155, 2025.
17. S.M. Mousavi, K. Lari, G. Salehi, M. Torabi Azad, Technical, economic, and environmental assessment of flare gas recovery system: A case study, *Energy Sources, Part A: Recovery, Utilization, and Environmental Effects*, 46, 5660-5672, 2024.
18. N. Park, M.-J. Park, S.-C. Baek, K.-S. Ha, Y.-J. Lee, G. Kwak, H.-G. Park, K.-W. Jun, Modeling and optimization of the mixed reforming of methane: Maximizing CO_2 utilization for non-equilibrated reaction, *Fuel*, 115, 357-365, 2014.
19. Flare Composition Data from Zagros Petrochemical Company, *Technical Report, Asalooye, Iran*, 2019.
20. M. Shamsi, S. Rooeentan, K.E. Gomari, M. Naseri, M. Bonyadi, Design and thermodynamic analysis of a novel structure utilizing coke oven gas for LNG and power cogeneration, *Energy*, 277, 127656, 2023.
21. M. Shamsi, M. Rahimi, M. Sheidaei, S.H. Majidi Dorcheh, M. Bonyadi, A new integrated process for LNG production based on the single mixed refrigerant: Energy, exergy, environmental and economic analysis, *Arabian Journal for Science and Engineering*, 48, 15805-15821, 2023.
22. M. Shamsi, S. Moghaddas, O. Torabi, S. Bakhshehshi, M. Bonyadi, Design and analysis of a novel structure for green syngas and power cogeneration based on PEM electrolyzer and Allam cycle, *International Journal of Hydrogen Energy*, 48, 29034-29047, 2023.
23. T.J. Kotas, The Exergy Method of Thermal Plant Analysis, *Paragon Publishing*, 2012.
24. A. Afshardoost, M. Shamsi, Sustainable development and optimization of a geothermal–biomass hybrid energy system for green hydrogen production, *Energy Conversion and Management: X*, 101106, 2025.
25. M. Shamsi, S. Mousavian, S. Rooeentan, B. Karami, S. Moghaddas, A. Afshardoost, Performance assessment of a geothermal-and LNG-driven zero-carbon multi-generation system for production of potable water, green hydrogen, and utilities, *Thermal Science and Engineering Progress*, 60, 103396, 2025.