

شبیه‌سازی و اصلاح فرایند در ایستگاه تقویت فشار گاز، با هدف کاهش مصرف سوخت و کاهش آلودگی

سید محمد جوکار^{۱*}، نواب زمانی نژاد^۲، پیام پرواسی^۳ و جعفر جوانمردی^۴

اطلاعات مقاله	چکیده
دریافت مقاله: ۱۳۹۸/۰۸/۲۵ پذیرش مقاله: ۱۳۹۹/۰۴/۲۴	
واژگان کلیدی: بازیافت حرارت، شبیه‌سازی فرایند، نرم‌افزار ASPEN-HYSYS، دودکش توربین، گلایکول، کاهش مصرف سوخت.	<p>امروزه قوانین زیست‌محیطی سختگیرانه‌ای برای کاهش انتشار گازهای گلخانه‌ای وضع شده است. بنابراین، استفاده از منابع حرارتی اتلافی می‌تواند راه‌حل مناسبی برای کاهش این نوع گازها باشد. در این تحقیق، ابتدا فرایند تراکم فشار در یک ایستگاه تقویت فشار گاز، بررسی و با نرم‌افزار ASPEN-HYSYS شبیه‌سازی شده است. سپس با توجه به اینکه در ایستگاه موردنظر، عملیات افزایش فشار گاز به وسیله توربوکمپرسور و عمل نهم‌زدایی از گاز با حلال گلایکول انجام می‌گیرد، طراحی جدیدی به منظور کاهش مصرف سوخت در کوره گرم‌کن گلایکول و استفاده مجدد از گرمای خروجی دودکش توربین پیشنهاد شده است. در این طراحی، استفاده از انرژی هدررفت گازهای داغ خروجی از دودکش توربین برای گرم کردن گلایکول اشباع، منجر به کاهش مصرف روزانه ۲/۵ میلیون فوت مکعب گاز شیرین می‌شود. مقایسه نتایج حاصل از شبیه‌سازی فرایند پیشنهادی با داده‌های واحد عملیاتی، نشان می‌دهد که با این روش می‌توان به دمای ۱۹۸°C برای احیای گلایکول دست یافت. همچنین بازگردانی بخارات گلایکول خروجی از برج احیا به چرخه مصرف، باعث صرفه‌جویی حدود ۱۸۸/۸ کیلوگرم مول بر ساعت گلایکول می‌شود. در نهایت با انتقال گازهای خروجی از دودکش توربین (پس از تبادل حرارت با گلایکول اشباع) به منطقه ایمن در بیرون از ایستگاه تقویت فشار گاز، با کاهش انتشار آلاینده‌ها در محیط به بالا بردن شاخص‌های مواجهه شغلی کمک شایانی می‌کند. ارزیابی اقتصادی فرایند مذکور نشان می‌دهد که این روش با صرف هزینه‌ای معادل ۲۱۳۴۰ میلیون ریال می‌توان به میزان ۲۴۰۱۷ میلیون ریال در روز از هزینه‌های واحد کاست.</p>

۱- مقدمه

با پیشرفت جوامع بشری، استفاده از انرژی رو به افزایش است؛ اما مشکلات زیست‌محیطی به وجود آمده، مانع مهمی در استفاده از منابع انرژی شده است. بنابراین به جای

گسترش استفاده از منابع فسیلی برای تأمین انرژی، استفاده مجدد از انرژی‌های اتلافی نیز مورد توجه قرار گرفته است. ایران با داشتن ۲۸ تریلیون مترمکعب، تقریباً معادل ۱۸ درصد ذخایر ثابت شده گاز جهان را در اختیار

* پست الکترونیک نویسنده مسئول: jokar@sutech.ac.ir

۱. استادیار، دانشکده مهندسی شیمی، نفت و گاز، دانشگاه صنعتی شیراز

۲. دانشجوی کارشناسی ارشد مهندسی شیمی، دانشکده مهندسی شیمی، نفت و گاز، دانشگاه صنعتی شیراز

۳. استادیار، دانشکده مهندسی شیمی، نفت و گاز، دانشگاه صنعتی شیراز

۴. استاد، دانشکده مهندسی شیمی، نفت و گاز، دانشگاه صنعتی شیراز

و رستگار (۱۳۸۹) و محمدی و همکاران (۱۳۹۸) براساس متغیرهای محیطی و عملیاتی، مدل‌هایی را برای محاسبه اکسرژی توربین و شیرهای فشارشکن در جهت کاهش اتلاف حرارتی در ایستگاه‌های تقویت و تقلیل فشار در ایران مورد بررسی قرار دادند [۵ و ۶]. در ایستگاه تقویت فشار موردنظر، گازهای خروجی دودکش توربین^۵ دمای حدود 700°C را نشان می‌دهند.^۶ گازهای خروجی دودکش، مقدار قابل توجهی انرژی حرارتی دارند که می‌تواند به نحو مطلوب مورد استفاده قرار گیرد [۷]. از این انرژی می‌توان برای گرم کردن گلابکول اشباع و جداسازی آب از آن استفاده کرد، در صورتی که این کار با مصرف سوخت‌های فسیلی انجام می‌گیرد. امروزه سخت‌گیری‌های انتشار گازهای حاصل از دودکش (مونوکسید کربن، هیدروکربن، اکسید نیتروژن)^۷ از سوی نهادهای محیط‌زیستی باعث شده افراد مرتبط با صنعت نفت و گاز به فکر استفاده از سیکل بازیاب و کاهش مصرف سوخت باشند. البته محدودیت‌هایی همانند تحریم و قیمت تجهیزات نیز از جمله دلایلی است که می‌تواند موجب استفاده بهینه از تجهیزات موجود شود. بررسی‌ها نشان داده که به‌طور معمول حدود ۵۰ درصد انرژی حاصل از احتراق داخلی، همراه با گازهای خروجی از دودکش به هدر می‌رود [۸]. ابراهیمی و افشاری (۱۳۹۵) مدلی برای کمینه‌سازی هزینه‌های عملیاتی یک ایستگاه تقویت فشار ارائه کردند [۹]. آن‌ها با بهینه‌سازی دستگاه‌های عملیاتی از جمله توربوکمپرسورها موفق به کاهش ۱۴٪ در هزینه‌های عملیاتی شدند [۹]. وانگ^۸ و همکاران (۲۰۱۲)، از حرارت موجود در گازهای خروجی از دودکش جهت تبدیل آب به بخار برای مصارف صنعتی استفاده کردند. سپس آن‌ها با نصب نوعی دستگاه^۹ در سر راه گاز خروجی از مبدل حرارتی، به کاهش انتشار گاز دی‌اکسید کربن ناشی از احتراق کمک کردند. این عمل، صرفه‌جویی معادل ۲-۴ گرم بر کیلووات ساعت و ۲۵-۳۵ تن بر ساعت آب را به همراه داشت [۱۰]. اسپروس (۲۰۱۳) در تحقیقات خود به این نتیجه رسید که در گذشته برای افزایش بازده و کاهش مصرف سوخت در موتورهای احتراق داخلی، به دنبال راهکارهایی مانند تغییر در ترکیب هوای

دارد [۱]. برای انتقال این ذخایر از محل تولید به محل مصرف، به‌طور معمول از خط لوله استفاده می‌شود. این روش، مستلزم افزایش فشار گاز در فواصل معینی از مسیر است. به‌طور کلی گازهای همراه نفت خروجی از چاه‌های تولیدی، پس از جداسازی از نفت در مراحل مختلف واحدهای بهره‌برداری، وارد ایستگاه‌های تقویت فشار شده، گازهای ورودی به ایستگاه تقویت فشار وارد مخازن نهم‌زادی اولیه می‌شوند که جداسازی مایعات و مخلوط شدن گازهای مراحل مختلف (ارسالی از واحد بهره‌برداری) در آنجا انجام می‌گیرد. گاز خروجی از مخازن وارد کمپرسور می‌شود و پس از فشارافزایی توسط کمپرسور، با مکانیزم‌هایی خنک‌کاری شده، سپس وارد ظرف مایع‌گیر نهایی می‌شود. گاز خنک‌شده، بخار و مایعات زیادی به همراه دارد که برای جلوگیری از ایجاد خوردگی در پکیج‌های بعدی و ممانعت از تشکیل هیدرات در خطوط لوله، وارد سیستم نهم‌زادی می‌شود. گاز خروجی از ایستگاه، به‌عنوان خوراک واحدهای گاز و گاز مایع^۱ یا تزریق به چاه‌ها برای افزایش فشار مخزن نفتی مورد استفاده قرار می‌گیرد [۲ و ۳]. عمل نهم‌زایی به‌طور معمول در برج نهم‌زدا و توسط حلال‌هایی با ترکیبات گلابیکولی صورت می‌گیرد. گلابیکول پس از تماس با گاز، مقداری آب جذب می‌کند (گلابیکول اشباع)^۲ و به همین دلیل برای استفاده مجدد باید آب آن جدا شود (گلابیکول احیا)^۳. برای جدا شدن آب محلول در گلابیکول اشباع، باید دمای گلابیکول را به دمای حدود $198-205^{\circ}\text{C}$ رساند. این عمل در کوره‌ای با مشعل حاصل از سوخت‌های هیدروکربنی صورت می‌گیرد. در بیشتر ایستگاه‌های تقویت فشار گاز، نیرو محرکه کمپرسورهای ردیف‌های تراکم به وسیله توربین تأمین می‌شود و توربین نیز انرژی موردنیاز خود را از احتراق^۴ گاز به دست می‌آورد. علیگودرز (۱۳۹۱) با مدل‌سازی محفظه احتراق یک توربین گازی نشان داد که حداکثر دما در مرکز شعله حدود 1967°C و حداکثر دمای سپر حرارتی حدود 1117°C است. این کاهش دما به دلیل خنک‌سازی دیواره‌های محفظه احتراق توسط هوا بوده است [۴]. توربین‌ها و شیرهای فشارشکن، نقش مهمی در تعیین اکسرژی سیستم‌های تغییر فشار دارند. سعدالدین

۶. اندازه‌گیری با ترمومتر لیزری انجام شده است.

۷. (CO, HC, NOx)

۸. Chaojun Wang

۹. Low Pressure Economizer (LPE)

۱. NGL

۲. Rich Glycol

۳. Lean Glycol

۴. Internal Combustion Engine

۵. Exhaust

درصد در این فرایند امکان پذیر است [۱۵]. در پژوهش صورت گرفته توسط یوکاوا و همکاران (۲۰۱۷) از گازهای خروجی دودکش برای افزایش بازده سیکل برایتون استفاده شد. نتایج شبیه سازی با نرم افزار ASPEN-HYSYS افزایش ۱۷/۰۳ درصد در کارایی توربین گازی و استفاده ۵۳/۵۲ درصد از انرژی خروجی دودکش را نشان داد [۱۶]. در پژوهشی دیگر، مطالعه عددی استفاده از بازیاب حرارتی برای افزایش دمای ورودی به محفظه احتراق توسط قصابی و همکاران (۱۳۹۶) مورد بررسی قرار گرفت. نتایج این کار، افزایش ۴۵/۹۴ درصد در سیکل بازیاب و افزایش ۸۱۸۶ کیلو وات در کار تولیدی توربین را نشان داد [۱۷]. لی و همکاران (۲۰۱۹)، در یک مطالعه موردی برای بررسی تولید برق از انرژی گازهای خروجی دودکش توربین گازی، از سیکل های رنگین آلی^۸ و دومرحله ای رنگین آلی^۹ استفاده کردند. نتایج نشان داد که بازیابی گرمای حاصل از گاز دودکش های توربین گازی، روشی کارآمد برای افزایش عملکرد تولید برق است. ضمناً در سیکل دومرحله ای رنگین خروجی^{۱۰} ۲۶/۴ کیلووات، راندمان حرارتی و اکسرژی^{۱۱} به ترتیب ۰/۵ و ۱۶/۸۶ درصد بالاتر است [۱۸]. در سگوی های نفت دریایی، برق و گرما معمولاً توسط توربین های گازی سیکل باز و ژنراتورهای بخار^{۱۲} تأمین می شود که در مقایسه با سیستم های سیکل ترکیبی، بازده پایین تری دارند؛ ولی به دلیل کمبود فضای موجود و محدودیت های وزنی، سیکل های ترکیبی معمولاً به عنوان سیستم های تولید هم زمان روی سگوه های نفتی دریایی در نظر گرفته نمی شوند. بر این اساس، در مطالعه ای که توسط سیلوا و همکاران (۲۰۱۹) انجام شد، سیکل توربین گازی اکسی فویل^{۱۳}، با میزان انتشار گاز پایین آنالیز با یک سیستم احتراق مبتنی بر آمین، از نظر بازده اکسرژی آن، کاهش انتشار میزان دی اکسید کربن و تولید گازهای گلخانه ای بررسی و مقایسه شد. آن ها دریافتند که سیستم های اکسی فویل دارای بازده حدود ۲۷/۱ درصد و کمترین میزان انتشار دی اکسید کربن آن ها

ورودی^۱، استفاده از شیرهای تنظیمی^۲ و افزایش سوخت ورودی^۳ بوده اند، با این حال حدود ۵۰ تا ۶۰ درصد از انرژی سوخت هنوز هم از طریق دودکش خارج می شود [۱۱]. جلالی و همکاران (۲۰۲۰)، امکان تولید انرژی از گازهای داغ خروجی از پیش گرمکن در یک کارخانه سیمان را با نرم افزار EES^۴ بررسی کردند. آن ها نشان دادند که اگر دمای ورودی و فشار توربین ها به نقطه بحرانی مایعات موجود در توربین ها نزدیک شود، میزان کار خروجی حدود ۲۰٪ و برق تولیدی از ۳۴۹۷ کیلو وات به ۴۱۸۶ کیلو وات و راندمان اکسرژی از ۳۸ به ۴۵،۹۴ درصد افزایش می یابد [۱۲]. معیری نیا و همکاران (۱۳۹۴)، با استفاده از نرم افزار ترمو فلو^۵ و با در نظر گرفتن متغیرهایی نظیر ارتفاع از سطح دریا و راندمان توربین، امکان بازیافت حرارت خروجی از دودکش توربین را بررسی کردند. آن ها سیستم توربین/بویلر/توربین بخار، با توان خروجی ۲۳۳/۴۳۸ مگاوات و افزایش توان ۴۴/۱۳ درصد را دارای راندمان ۴۸/۴۱ درصد در بازیافت انرژی تشخیص دادند [۱۳]. رحیم پور و جوکار (۲۰۱۲)، برای اولین بار روش های مختلف بازیابی گازهای مشعل را مورد بررسی قرار دادند. آن ها به این نتیجه رسیدند که در پالایشگاهی با میزان تولید ۴/۱۷۶ میلیون فوت مکعب در ساعت گاز مشعل، تولید برق از این گازها مناسب ترین و پربازده ترین روش است [۱۴]. جوکار و همکاران (۲۰۱۶)، لزوم استفاده از مبدل حرارتی برای کاهش آلودگی ناشی از گازهای فلر را مورد بررسی قرار دادند. نتایج حاصل از شبیه سازی و طراحی فرایند مذکور با نرم افزار ASPEN-HYSYS و HTRI نشان داد که امکان کاهش آلودگی های سنگین هیدروکربنی به میزان ۱۶۸ کیلوگرم بر ساعت توسط این روش وجود دارد [۱].

با استفاده از بازیابی گازهای هدررفت می توان از سوختن مقدار زیادی ماده سوختنی^۶ جلوگیری کرد. مطالعه انجام شده توسط الکلیبی^۷ (۲۰۱۷) نشان داد چنانچه از گاز خروجی دودکش توربین برای بازیابی سیکل بخار با هدف تأمین انرژی آب شیرین کن استفاده شود، رسیدن به بازده حدود ۸۰ تا ۹۰

2. A.M. Alklaibi

3. Organic Rankine cycle (ORC)

4. Two-stage series organic Rankine cycle (TSORC)

5. Net power output

6. Thermal and exergy efficiencies

7. heat recovery steam generators (HRSG)

8. Oxyfuel: تکنولوژی ای است که اکسیژن را با سوخت گازی می سوزاند

10. Air Mixing

11. Valve Timing Turbocharging

12. Enhanced Fuel

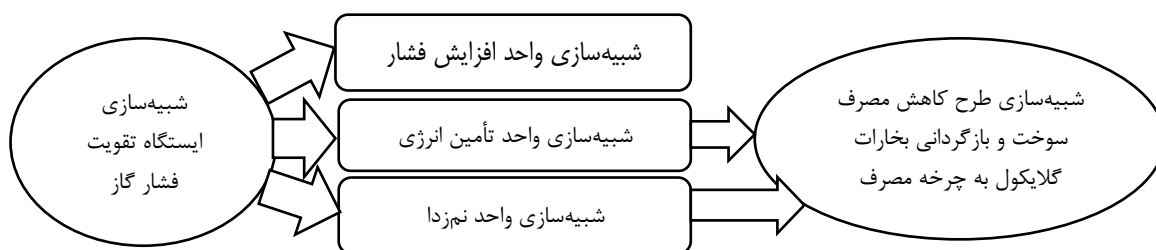
13. Engineering Equation Solver

14. Thermo Flow

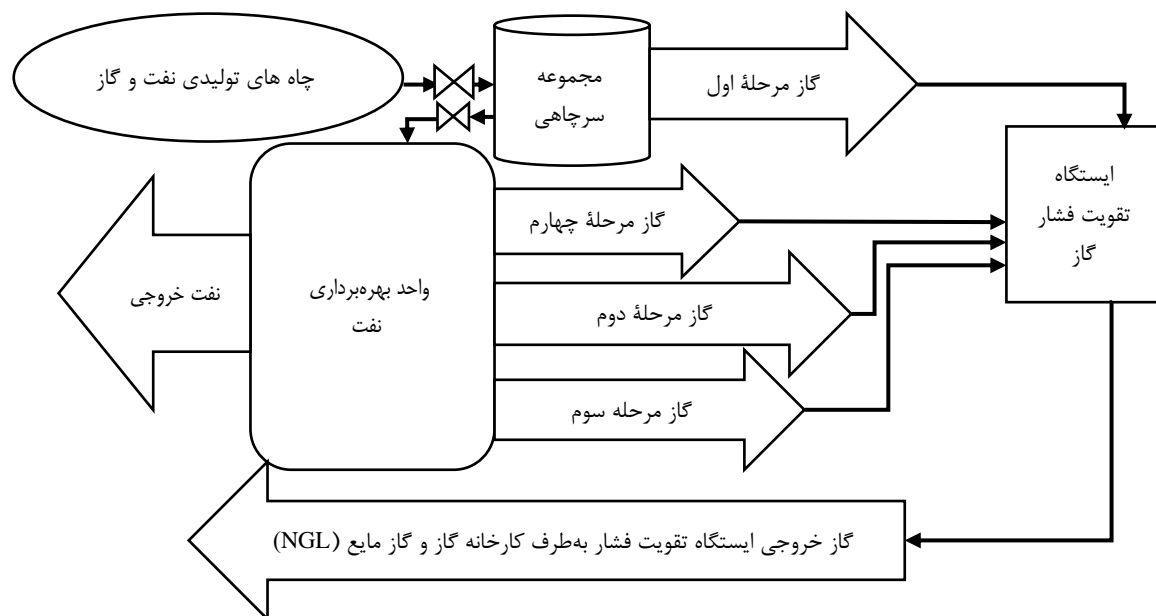
1. Fuel Gas

ASPEN-HYSYS شبیه‌سازی شد. محاسبه دبی گاز خروجی از ایستگاه، دما و مقدار گاز خروجی از دودکش توربین، مقدار گلایکول مورد نیاز سیستم نم‌زدا، مقایسه نتایج آزمایشگاهی گاز خروجی از ایستگاه با نتایج حاصل از شبیه‌سازی و دما و فشار گاز در مراحل مختلف ایستگاه تقویت فشار انجام گرفت. سپس با شبیه‌سازی فرایندی جدید، امکان استفاده از حرارت گازهای خروجی دودکش توربین برای احیای گلایکول، بازگردانی گلایکول بخار شده به چرخه مصرف و محاسبه مقدار گاز هدررفت از مخزن فلاش درام^۱ به محیط، بررسی شد. در نهایت با محاسبه هزینه‌ها و همچنین میزان کاهش آلاینده‌ها، با پیشنهاد استفاده از این فرایند بوده است. مراحل این شبیه‌سازی در شکل (۱) آورده شده است.

حدود $0.14 \text{ kgCO}_2/\text{t}_{\text{oil}}$ را نشان می‌دهد، در حالی که طرح‌های مبتنی بر آمین، راندمان تولید $55/34$ درصد را نشان می‌دهد [۱۹]. با توجه به امکان بازیافت حرارتی از گازهای خروجی از توربین و با هدف کاهش مصرف انرژی‌های فسیلی، کاهش میزان گلایکول مصرفی و نهایتاً کاهش هزینه‌ها، طراحی جدیدی برای فرایند بازیابی انرژی از گازهای خروجی دودکش توربین ضروری به نظر می‌رسد. همان‌طور که گفته شد، در تحقیقات پیشین استفاده از بازیافت گازهای هدررفت در صنایع مختلف بررسی شده است؛ اما متأسفانه تا امروز مطالعه مناسبی درباره استفاده از انرژی‌های هدررفت در سیستم‌های تقویت فشار و اصلاح فرایند موجود صورت نگرفته است. در این کار، فرایند موجود در یک ایستگاه تقویت فشار گاز، شامل واحد تراکم فشار، واحد تأمین انرژی (توربین‌ها) و واحد نم‌زدا با نرم‌افزار



شکل ۱- مراحل شبیه‌سازی



شکل ۲- روند استخراج و تراکم فشار گاز^۲

^۲ این شکل براساس واقعیت فرایند عملیاتی در تأسیسات نفت و گاز رسم شده است.

^۱ Flash Drum

جریان گاز^۵ با گاز مرحله سوم تفکیک^۶ و ورودی به ایستگاه تقویت فشار (مرحله میانی تفکیک در واحد بهره‌بردار) ترکیب شده، وارد مخزن جداکننده S-600^۷ می‌شود (شکل ۳).

جدول ۱-ب- اجزاء خوراک ورودی به ایستگاه تقویت فشار گاز

مرحله اول	مرحله دوم	مرحله سوم	مرحله چهارم	گاز سوخت	گاز ورودی
۰/۷۹۷۱	۰/۷۴۲۲	۰/۶۵۸۰	۰/۳۳۴۶	۰/۸۸۱۵	Methane
۰/۰۱۵۲	۰/۰۱۴۴	۰/۰۱۴۳	۰/۰۱۳۸	۰/۰۱۵۷	CO ₂
۰/۰۰۲۲	۰/۰۰۳۸	۰/۰۰۳۹	۰/۰۰۳۸	۰/۰۶۵۸	Nitrogen
۰/۰۹۰۸	۰/۱۲۳۵	۰/۱۴۵۷	۰/۲۲۷۷	۰/۰۱۴۸	Ethane
۰/۰۵۰۴	۰/۰۷۱۲	۰/۰۹	۰/۲۱۷۴	۰/۰۱۴۵	Propane
۰/۰۰۶۳	۰/۰۰۸۲	۰/۰۱۲۱	۰/۰۲۷۲	۰/۰۰۱۳	i-Butane
۰/۰۱۵۱	۰/۰۱۹۱	۰/۰۲۳۴	۰/۰۶۹۷	۰/۰۰۱۹	n-Butane
۰/۰۰۲۹	۰/۰۰۵۱	۰/۰۰۶۳	۰/۰۱۶۱	۰/۰۰۰۹	i-Pentane
۰/۰۰۲۴	۰/۰۰۴۵	۰/۰۰۵۵	۰/۰۱۵۲	۰/۰۰۰۷	n-Pentane
۰/۰۰۱۷	۰/۰۰۰۲	۰/۰۰۳۸	۰/۰۰۸۸	۰/۰۰۱۱	n-Hexane
۰/۰۰۰۱	۰/۰۰۱۱	۰/۰۰۳۱	۰/۰۰۲۶	۰	Voc*
۰/۰۰۱	۰/۰۰۳۷	۰/۰۰۴۱	۰/۰۰۷۱	۰/۰۰۱۸	(C ₇₊)
۰/۰۰۰۱	۰/۰۰۰۲	۰/۰۰۰۶	۰/۰۰۰۲	۰	H ₂ S
۰/۰۱۴۸	۰/۰۰۰۱	۰/۰۲۹۲	۰/۰۵۵۹	۰	H ₂ O

جریان گاز خروجی از مخزن S-600^۸ که شامل مخلوطی از گازهای مرحله سوم و چهارم تفکیک بوده، پس از مایع‌گیری مجدد در ظروف استوانه‌ای S-201-A/S-A-203^۹ وارد کمپرسور مرحله اول تراکم^{۱۰} شده، با فشار ۳-۵ bar خارج می‌گردد. این گاز پس از خنک شدن در کولر هوایی E-201A/203 A^{۱۱} وارد مخزن جداکننده S-700 می‌شود. در این مخزن گازهای خروجی از کمپرسور مرحله اول تراکم با گازهای مرحله دوم تفکیک^{۱۲} (مرحله اول جدا شده در واحد بهره‌بردار) مخلوط می‌شود. جریان گاز خروجی از مخزن S700^{۱۳} پس از مایع‌گیری در ظروف استوانه‌ای S-201-B/S-203-B، جهت فشار افزایشی وارد کمپرسور مرحله دوم تراکم^{۱۴} شده، پس از خنک شدن توسط کولرهای هوایی E-201-B/E-203-B، با فشار ۱۳-۱۷ bar وارد مخزن مایع‌گیر S-800^{۱۵} می‌شود. جریان گاز تفکیک‌شده در جداکننده‌های سرچاهی^{۱۶} (گاز مرحله اول ورودی به ایستگاه تقویت

۲- توضیح فرایند

فرایند جداسازی گاز ورودی به ایستگاه تقویت فشار مذکور شامل چهار مرحله است. در مرحله اول گاز همراه نفت توسط تجهیزات سرچاهی تفکیک شده، با فشار ۱۲/۵ bar وارد ایستگاه تقویت فشار می‌شود، سپس نفت تفکیک‌شده از تجهیزات سرچاهی وارد واحد بهره‌بردار می‌گردد و پس از سه مرحله جداسازی، گاز باقیمانده از آن جدا و با فشارهایی در حدود ۲psig، ۱۴psig، ۵۲psig وارد ایستگاه تقویت فشار می‌شود (شکل ۲). این سه مرحله از جداسازی در ایستگاه تقویت فشار، با عناوین مراحل دوم، سوم و چهارم نام‌گذاری شده است.

۳- بحث و نتایج

در این مطالعه، ابتدا با استفاده از داده‌های مربوط به خوراک ورودی به ایستگاه و مشخصات کمپرسورها، فرایند جریان‌های مواد، تجهیزات، کوره، کمپرسورها، میکسرها، کولرها، توربین‌ها و محفظه احتراق شبیه‌سازی شده است (جدول ۱-الف و ب). مشخصات گاز سوخت مورد استفاده در توربین‌ها نیز در این جداول آورده شده است.

۳-۱- شبیه‌سازی واحد افزایش فشار

در مرحله نهایی فرایند جداسازی گاز از نفت در واحد بهره‌بردار، هیدروکربن‌های گازی سنگین‌تر به‌عنوان مرحله چهارم تفکیک^۱ وارد ایستگاه می‌شود. گاز ورودی پس از جداسازی مایعات همراه آن در ظرف S-211-A^۲، وارد دمنده C-101^۳ شده، پس از متراکم شدن، وارد خنک‌کننده هوایی E-207^۴ می‌شود.

جدول ۱-الف- مشخصات کمپرسورها

مرحله تراکم	فشار ضعیف LP	فشار متوسط MP	فشار قوی HP
ظرفیت (MMSCFD)	۱/۹ - ۲/۴	۸-۷	۱۷-۱۹
فشار ورودی (psig)	۱۶	۵۸	۲۰۰
فشار خروجی (psig)	۶۸	۲۱۰	۷۳۵
قدرت کمپرسور (hp)	۲/۴۷ - ۲/۶۵	۳/۲۳ - ۳/۴۳	۳/۵ - ۳/۲۴

^۹. Scrubber

^{۱۰}. Low Pressure(LP)

^{۱۱}. Air Cooler

^{۱۲}. 2th Stage Gas

^{۱۳}. جریان C.3

^{۱۴}. Medium pressure (MP)

^{۱۵}. Separator

^{۱۶}. 1th Stage Gas

^۱.4th Stage Gas

^۲.Scrubber

^۳.Blower

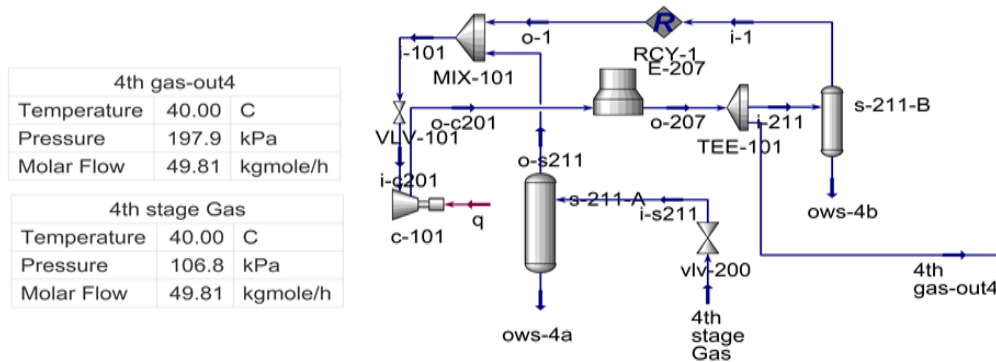
^۴.Air Cooler

^۵.4thgas-out4

^۶.3th Stage Gas

^۷.Separator

^۸. جریان b.3



4th gas-out4	
Temperature	40.00 C
Pressure	197.9 kPa
Molar Flow	49.81 kgmole/h

4th stage Gas	
Temperature	40.00 C
Pressure	106.8 kPa
Molar Flow	49.81 kgmole/h

شکل ۳- شبیه‌سازی فرایند تراکم فشار مرحله چهار

در مبدل‌های حرارتی و گرم شدن در کوره^۸ به دمای حدود °C ۱۹۵-۲۰۰ رسانده می‌شود (دایره قرمز رنگ در شکل ۹). روزانه حدود ۲/۵ میلیون فوت مکعب گاز شیرین در این کوره سوزانده می‌شود. سپس آب همراه گلایکول در برج احیا جدا شده، گلایکول برای استفاده مجدد با پمپ به ورودی بالای برج جذب انتقال داده می‌شود. شکل (۵) این شبیه‌سازی را نشان می‌دهد.

جدول ۲- مقایسه نتایج گاز خروجی واحد عملیاتی واقعی و

شبیه‌سازی شده

گاز خروجی (جزء مولی)	داده‌های واحد عملیاتی	نتایج شبیه‌سازی	درصد خطا
Methane	۰/۷۵۷۵	۰/۷۵۸۱	۰/۰۷۹٪
CO ₂	۰/۰۲۰۴	۰/۰۱۳۹	٪۳۱
Nitrogen	۰/۰۰۱۵	۰/۰۰۲۹	۹۳٪
Ethane	۰/۱۰۷۴	۰/۱۱۴۸	۶/۸٪
Propane	۰/۰۶۹۱	۰/۰۶۸۸	۰/۴۳٪
I-Butane	۰/۰۰۹۹	۰/۰۰۸۸	۱۱٪
n-Butane	۰/۰۲۱۳	۰/۰۲	۶٪
I-Pentane	۰/۰۰۴۴	۰/۰۰۴۵	۲/۲٪
n-Pentane	۰/۰۰۳۹	۰/۰۰۳۹	۰٪
n-Hexane	۰/۰۰۳۸	۰/۰۰۲۴	۳۶٪
Voc*	۰/۰۰۰۸	۰/۰۰۰۹	۱۲/۵٪
C ₇₊	۰	۰/۰۰۱	۰/۱٪

فشار)، وارد مخزن سیلابه‌گیر S-400^۱ شده، سپس به مخزن جداکننده S-800 هدایت می‌شود. این گاز در آنجا با گازهای مراحل قبل (گازهای مراحل چهارم، سوم و دوم تفکیک ورودی به ایستگاه) مخلوط می‌شود. گاز خروجی از مخزن S-800 پس از مایع‌گیری در ظروف استوانه‌ای S-201-C / S-203-C برای رسیدن به فشاری در حدود ۴۴-۳۴ bar به کمپرسور مرحله سوم تراکم^۲ وارد می‌شود. گاز خروجی از این کمپرسور پس از دو مرحله خنک‌کاری توسط کولرهای هوایی E-201-C/E-203C و E-201-D برای مایع‌گیری نهایی وارد مخزن جداکننده S-900 شده، سپس به سمت برج تماس هدایت می‌شود. مایعات جدا شده از گاز در مخازن جداکننده مختلف با خط لوله به حوضچه جداکننده نفت و آب^۳ انتقال داده می‌شوند. گاز خروجی از واحد تراکم فشار برای از دست دادن بخارات آب احتمالی همراه گاز، در برج جذب در تبادل با گلایکول قرار می‌گیرد. در جدول ۲ نتایج حاصل از شبیه‌سازی واحد تراکم فشار با نتایج گاز خروجی در واحد عملیاتی مقایسه شده است و شکل (۴) نیز شبیه‌سازی واحد تراکم فشار را نشان می‌دهد.

۳-۲- شبیه‌سازی واحد نم‌زدا^۴

گاز ورودی به برج جذب^۵ با گلایکول^۶ موجود در این برج تماس داده می‌شود تا بخارات آب موجود در گاز جدا شود. گلایکول اشباع خروجی از برج جذب^۷ پس از تبادل حرارتی

۳. دی اتیل گلایکول (DEG) یا تری اتیل گلایکول (TEG)

۴. جریان (Outlet-teg-s200).

۵. Burner

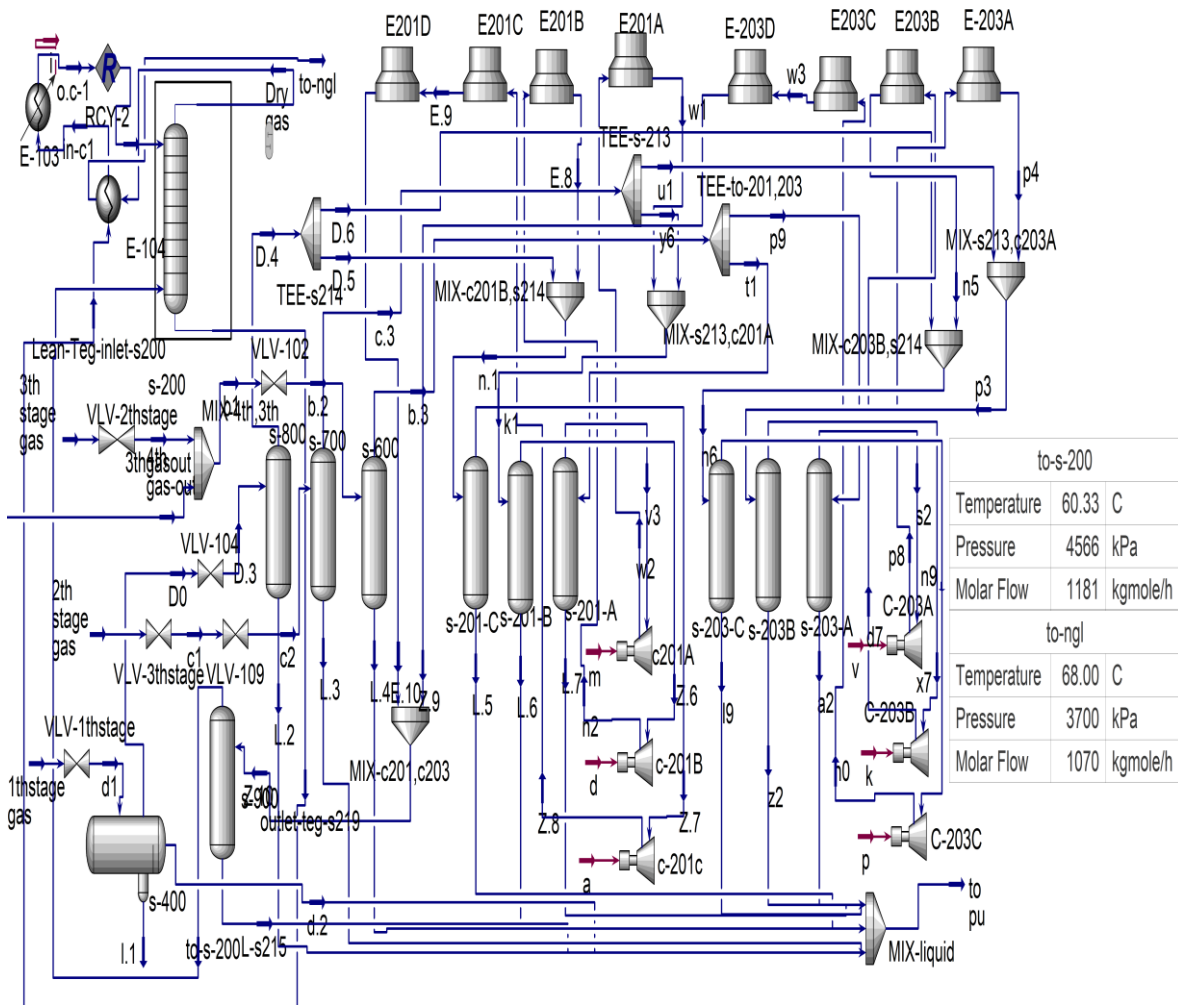
۱۰. Slug Catcher

۱۱. High Pressure (HP)

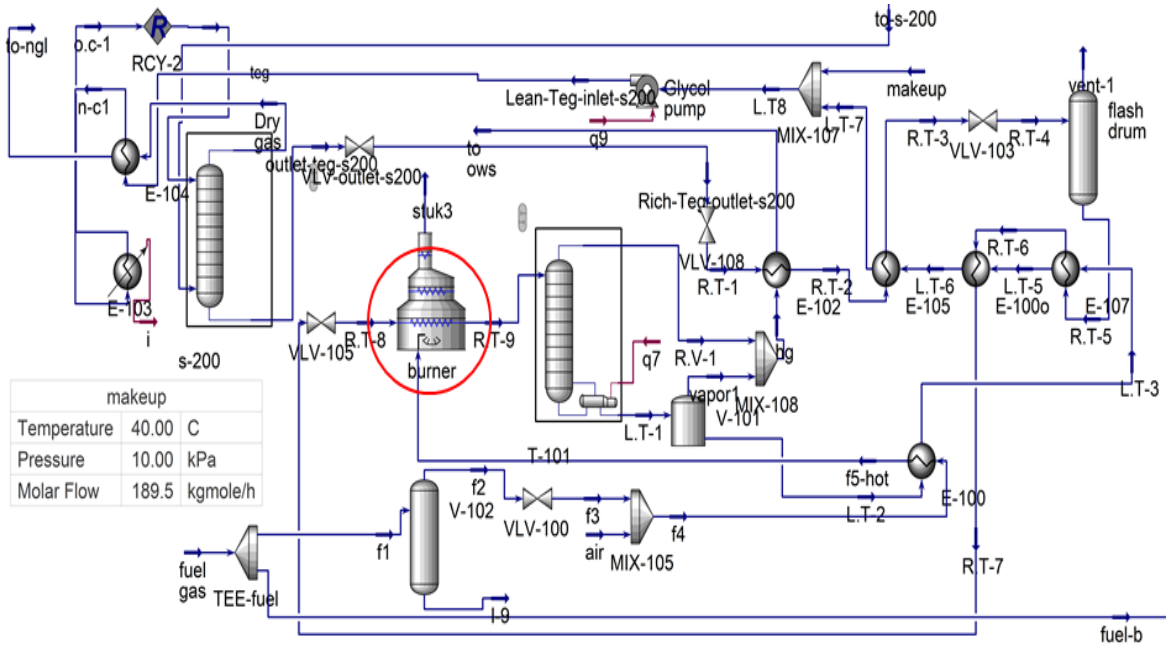
۱۲. Oily Water Separator (O.W.S)

۱. Dehydration unit

۲. جریان (to-s-200)



شکل ۴- فرایند افزایش فشار گاز در ایستگاه

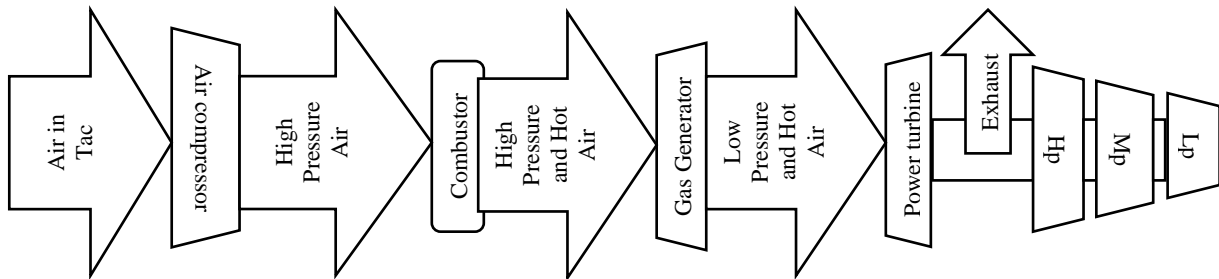


شکل ۵ - شبیه سازی واحد نمزدا

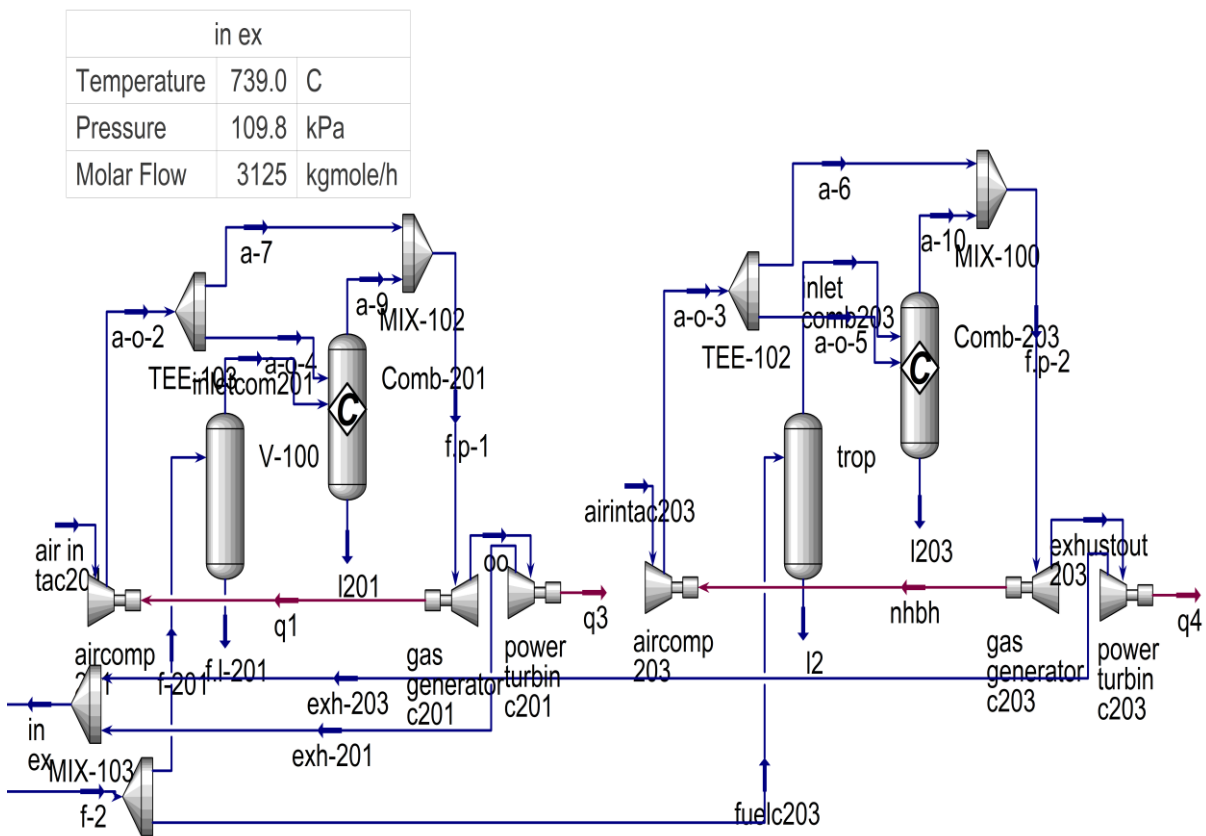
۳-۳- شبیه‌سازی واحد تأمین انرژی

توربین‌های گازی که در صنعت گاز برای تقویت فشار استفاده می‌شوند، شامل قسمت‌های مختلفی همانند سیستم هوای ورودی^۱، کمپرسور تأمین هوای موردنیاز^۲،

محفظه احتراق^۳، توربین اصلی^۴، توربین نیرو^۵، محور انتقال نیرو^۶ و کمپرسورهای تراکم^۷ به صورت تک‌مرحله^۸ یا چندمرحله^۹ هستند. ترتیب این مراحل در شکل ۶ قابل مشاهده است.



شکل ۶- شماتیک واحد تأمین انرژی (توربوکمپرسور)



شکل ۷- شبیه‌سازی سیستم توربین و کمپرسور تأمین انرژی

6. Shaft
7. Gas Compressor
8. Single Stage
9. Multi Stage

1. Air In Tac
2. Air Compressor
3. Combustion Chamber
4. Gas Generator
5. Power Turbine

جدول ۳- مقایسه فشار و دمای دودکش در نرم افزار و داده‌های جمع‌آوری شده از واحد عملیاتی

عنوان	نتایج شبیه‌سازی شده	داده‌های واحد عملیاتی
فشار خروجی دودکش توربین (atm)	۱/۰۸	۳-۲
دما خروجی دودکش توربین (°C)	۷۳۹	۶۵۰-۶۰۰
مقدار انرژی هدررفت از هر دودکش توربین (kJ/h)	۸۸۵۷	**

۳-۴- شبیه‌سازی طرح کاهش مصرف سوخت، کاهش آلاینده‌ها و کاهش گلایکول موردنیاز

با توجه به ماهیت آلاینده‌گی فعالیت صنایع نفت و گاز و تأثیر مخربی که این فعالیت‌ها بر اکوسیستم دارند، توسعه روش‌هایی برای کاهش این آلاینده‌گی‌ها توأم با افزایش بهره‌وری، اقدامی شایسته تلقی می‌شود.

در جدول‌های ۴ و ۵ نتایج آنالیز انجام‌شده بر روی گازهای خروجی از دودکش توربین c201/c203 و دودکش مشعل گرم‌کن کوره گلایکول^۴ و مقادیر انتشار یافته بعضی از این آلاینده‌ها در محیط ایستگاه و مقایسه این مقادیر با حدود مجاز مواجهه شغلی آورده شده است.

دستگاه‌های مورد استفاده در این آنالیز در شکل (۸) نشان داده شده است. این مقایسه نشان می‌دهد که میزان آلاینده‌ها بیش از حد مجاز است [۲۱]. بنابراین با توجه به مضر بودن این آلاینده‌ها برای سلامت انسان و محیط زیست و همچنین با توجه به سختگیری‌های اعمال شده از سوی نهادهای محیط‌زیستی، کاهش این آلودگی‌ها ضروری به نظر می‌رسد.

جدول ۴ - نتایج آنالیز آلاینده‌های موجود در محوطه ایستگاه تقویت فشار گاز (واحد ppm)

محل نمونه برداری	CO	NO ₂	SO ₂	O ₃	ذرات معلق (mg/m ³)
محوطه ایستگاه تقویت گاز	۵/۱۴	۰/۷	۰/۶	۰/۰۹	۴۵

هوای موردنیاز برای ترکیب با سوخت و خنک‌کاری سیستم توربین، توسط کمپرسور هوای ورودی^۱ تأمین می‌شود. نیروی موردنیاز کمپرسور هوای ورودی ابتدا توسط یک نیروی خارجی^۲ و سپس توسط توربین اصلی تأمین می‌گردد. هوا توسط این کمپرسور با سرعت و فشار تنظیمی به محفظه احتراق وارد می‌شود.

در محفظه احتراق انبساط و افزایش سرعت هوای متراکم شده ورودی، به همراه انرژی حاصل از سوختن گاز، نیروی قابل توجهی را تولید می‌کند. مراحل شبیه‌سازی سیستم توربین و کمپرسور تأمین انرژی در شکل (۷) نشان داده شده است. مطابق شکل (۷) در این تحقیق برای شبیه‌سازی محفظه احتراق از یک راکتور^۳ استفاده شده است، محصول خروجی از این راکتور با هدف خنک‌کاری سیستم توربین با مقداری از هوای خروجی از کمپرسور تأمین هوا مخلوط می‌شود و سپس این جریان وارد توربین اصلی شده، کار تولیدشده، نیروی ثانویه موردنیاز کمپرسور هوا را تأمین می‌کند [۲۰]. گاز خروجی از توربین اصلی، وارد توربین نیرو می‌شود و کار تولیدشده توسط این توربین، نیروی موردنیاز برای چرخش هر سه کمپرسور تقویت فشار گاز را تأمین می‌کند.

در توربین‌های گازی، مقداری از انرژی حاصل از احتراق، صرف نیروی موردنیاز توربین اصلی و مقدار دیگری از انرژی تولیدی، صرف تولید کار در توربین نیرو می‌شود. هر سه کمپرسور مربوط به ردیف‌های تراکم بر روی یک محور قرار دارند و این محور به وسیله نیروی حاصل از توربین نیرو به گردش درمی‌آید. گازهای حاصل از احتراق در نهایت با فشار ۲-۴ اتمسفر و دمای ۶۵۰-۷۵۰°C از طریق دودکش به محیط اطراف انتشار پیدا می‌کنند. نتایج حاصل از شبیه‌سازی این واحد و داده‌های جمع‌آوری شده از واحد عملیاتی، در جدول ۳ نشان داده شده است.

همان گونه که در جدول ۱-ب آورده شده، گاز سوخت ورودی به محفظه احتراق بیشتر شامل گاز متان است که محاسبه میزان انرژی حرارتی ناشی از احتراق این سوخت در نرم‌افزار به صورت واکنش (۱) در نظر گرفته شده است [۱].



^۱. جریان stack3 و جریان Exh-201/Exh-203

^{۱۰}. Air Compressor

^{۱۱}. Auxiliary Pump

^۱. Conversion Reactor

جدول ۵- نتایج آنالیز پارامترهای هوای پاک^۱ در ایستگاه تقویت

فشار گاز (برحسب ppm)

فاکتور مورد بررسی	دودکش مشعل گلایکول	دودکش توربین	مبنای تعیین محاسبه	حدود مواجهه شغلی
CO	۲	۵۹	کربوکسیلی هموگلوبین	۲۵
CO ₂	۳۷	۴۸	رسوب کلسیم در بافت	۹
NO	۴۵	۵۷	هیپوکسی، سیانور، نیتروز/ هموگلوبین، تحریک تنفسی	۲۵
NO _x	۳۰	۵۵	اسم، پرونشیت	۰/۵

استفاده از سیستم بازیاب دودکش^۲ به روش‌های مختلف امکان‌پذیر بوده، جهت مصارف گوناگون نیز قابل استفاده است. شکل (۹) شماتیک طرح پیشنهادی در ایستگاه مذکور را که با هدف کاهش آلاینده‌ها، شبیه‌سازی شده است، نشان می‌دهد. در این طرح با نگاهی اقتصادی، انرژی گرمایی گاز خروجی از دودکش توربین‌ها در یک مبدل حرارتی^۳ با گلایکول اشباع خروجی از برج جذب^۴ در تبادل حرارتی قرار می‌گیرد (دایره سبزرنگ در شکل ۹). با این عمل، گلایکول اشباع گرم شده، پس از ورود به برج احیا^۵ براساس اختلاف نقطه جوش، آب از گلایکول جدا می‌گردد و گلایکول نسبتاً خالص (گلایکول احیا) برای استفاده مجدد به برج جذب پمپ می‌شود.

در این فرایند همچنین پیشنهاد شده است بخارات خروجی از بالای برج احیا را که حاوی مقداری گلایکول است، پس از خنک‌کاری در مبدل^۶ و جداسازی گلایکول آن در ظرف جداکننده V-103، به چرخه مصرف باز گردد. با این کار مصرف روزانه گلایکول^۷ کمتر می‌شود.

با انجام این طرح، مشعل کوره موجود در واحد نم‌زدا از سرویس خارج می‌شود که این کار علاوه بر جلوگیری از سوختن گاز شیرین، آلودگی‌های محیطی ناشی از سوختن گازهای فسیلی را کاهش می‌دهد. همچنین در نهایت مقدار ۲/۲ میلیون فوت مکعب در روز گاز خروجی از دودکش توربین‌های گازی که پس از تبادل حرارت در مبدل، دما و فشار آن کاهش یافته است، می‌تواند با خط لوله ارسالی بخارات گلایکول موجود در ایستگاه تقویت فشار به منطقه ای دور از تردد^۸ پرسنل انتقال داده شود. خط لوله مذکور در واحد نم‌زدا به منظور جلوگیری از انتشار بخارات گلایکول در محیط، قبلاً تعبیه گردیده است. حذف کوره واحد نم‌زدا و انتقال گاز خروجی از دودکش توربین‌ها به واحد نم‌زدا و انتقال گازهای خروجی از مخزن فلاش‌درام به مخزن ورودی گاز مرحله چهارم (شکل ۱۰) باعث می‌شود مواجهه شغلی گزارش شده در جدول ۵ در محیط ایستگاه به حداقل برسد.



ب: KIMO

الف: Testo350New



ت: Aeroqual200

پ: Main Westech

شکل ۸- (الف) آنالیزور گازهای حاصل از احتراق (CO, CO₂) (ب) آنالیزور ترکیبات گازی، (پ) تعیین میزان آلودگی، (ت) مانیتور گازی قابل حمل (Gas Sensing)

⁴. T-101

⁵. (E-102)

⁶. Makeup

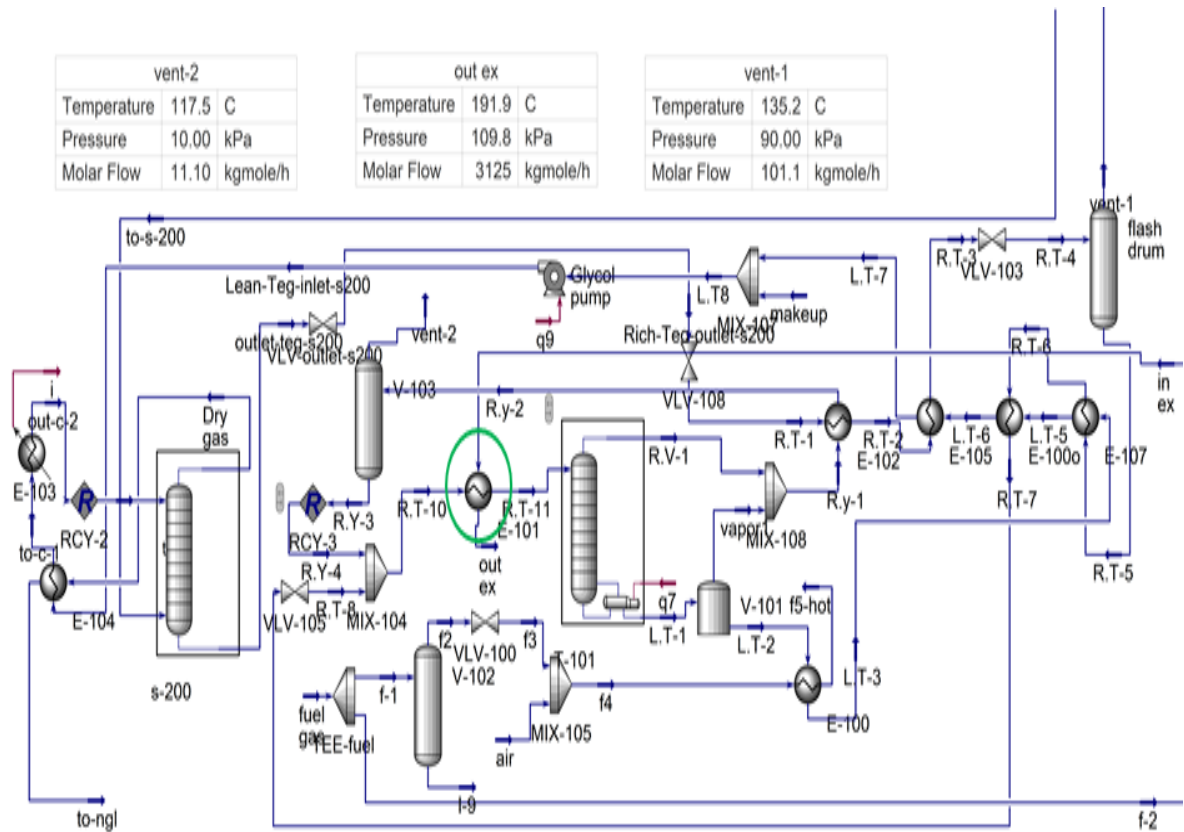
⁷. Safe Area

². Ambient Air

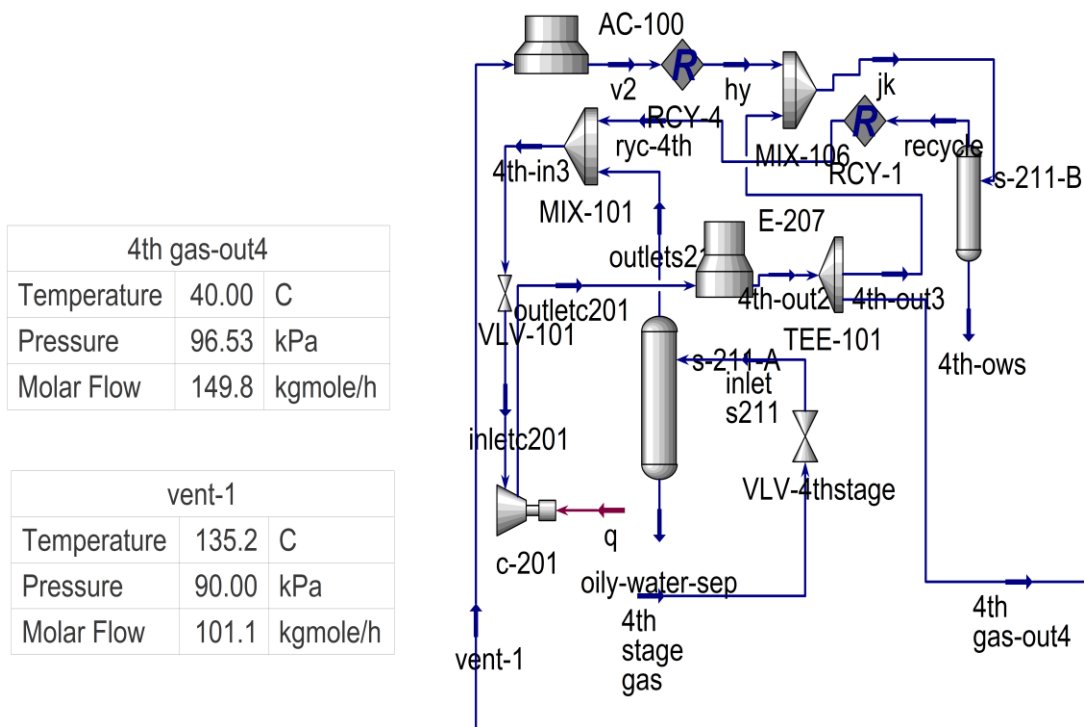
¹. Exhaust Gas Recirculation (EGR)

². Heat Exchanger (E-101)

³. Absorber tower (S-200)



شکل ۹ - شبیه سازی طرح پیشنهادی کاهش مصرف سوخت و کاهش آلودگی محیط زیست



شکل ۱۰ - استفاده از گاز خروجی از مخزن فلاش درام برای خوراک مرحله چهارم

۳-۵- مقایسه طرح پیشنهادی با فرایند موجود

با شبیه‌سازی طرح پیشنهادی می‌توان به مزایای این روش به شرح زیر پی برد:

الف. مقدار گاز سوخت مصرفی برای توربین‌های هر دو ردیف تراکم حدود ۲/۲ میلیون فوت مکعب در روز^۱ می‌باشد. با هدایت گازهای خروجی از دودکش دو توربین فعال در ایستگاه تقویت فشار گاز مورد مطالعه به یک مبدل حرارتی، گرمای مورد نیاز برای بالا بردن دمای گلایکول اشباع تا ۱۹۸°C تأمین می‌شود.

ب. گازهای خروجی از دودکش توربین بعد از تبادل حرارتی با گلایکول به دمای حدود ۱۹۱°C کاهش می‌یابند که امکان انتقال این گازها از طریق خط لوله‌ای که هم‌اکنون عمل انتقال بخارات گلایکول به بیرون از محوطه ایستگاه تقویت فشار گاز را انجام می‌دهد، وجود دارد. در ضمن، بالا بودن دمای این گاز پس از خروج از مبدل حرارتی به گونه ای است که احتمال دوفازی شدن جریان و ایجاد خوردگی برای سیستم را بسیار غیرمحمتمل می‌کند (جدول ۶- الف و ب).

جدول ۶- الف- مقایسه نتایج شبیه‌سازی و واحد عملیاتی

فاکتور مورد بررسی	مقدار مصرفی واحد عملیاتی (kgmole/h)	نتیجه به دست آمده از شبیه‌سازی (kgmole/h)	درصد خطا
سوخت مصرفی مشعل گلایکول	۱۱۵	۱۲۵	۸٪/۶
سوخت مصرفی هر دو توربین	۱۱۰	۱۲۵	٪۱۳

جدول ۶- ب- نتایج شبیه‌سازی

فاکتور بررسی شده	دما قبل از تبادل حرارت با گلایکول (°C)	دما بعد از تبادل حرارت با گلایکول (°C)
گاز خروجی از دودکش توربین‌ها	۷۳۹	۱۹۱

ج: با استفاده مجدد از گرمای خروجی دودکش توربین‌ها برای گرم کردن گلایکول اشباع، از سوختن روزانه حدود ۲/۵ میلیون فوت مکعب سوخت گازی در کوره گرم‌کن گلایکول جلوگیری می‌شود و با عدم نیاز به استفاده از کوره در واحد

نم‌زدا، هزینه تعمیر و نگهداری نیز کاهش می‌یابد.

د: آزمایش‌های انجام گرفته^۲ نشان می‌دهد که بخارات خارج شده از بالای برج احیا حاوی ۳-۶ درصد گلایکول است و این بخارات در فرایند کنونی به حوضچه تبخیر منتقل می‌شوند. بنابراین با این طرح پیشنهادی، می‌توان پس از کاهش دمای این بخارات در مبدل حرارتی E-102، و سپس انتقال به ظرف جداکننده V-103، مقدار زیادی از این گلایکول را به چرخه مصرف بازگرداند (جدول ۷).

ه. با شبیه‌سازی فرایند این ایستگاه، مقدار گاز خروجی از ظرف فلاش درام به مشعل سرد^۳ حدود ۳ میلیون فوت مکعب در روز (۱۰۱/۱ کیلو گرم مول بر ساعت) برآورد می‌شود. این گاز را می‌توان بعد از خنک‌کاری به مخزن ورودی گاز مرحله چهارم انتقال داد تا به‌عنوان خوراک مورد استفاده قرار گیرد (جدول ۷).

و. نتایج مقادیر صرفه‌جویی شده در میزان گاز مصرفی و انتشار یافته در محیط ایستگاه تقویت فشار، گلایکول مصرفی، قبل و بعد از بازگردانی به سیستم در جدول ۷ آورده شده است. همان‌طور که در این جدول مشخص است، با طراحی جدید، امکان صرفه‌جویی ۱۸۸/۸ کیلوگرم مول بر ساعت در مصرف گلایکول وجود دارد.

ز. مشخصات مبدل حرارتی در جدول ۸ آورده شده است. مقایسه هزینه مبدل طراحی شده با میزان صرفه‌جویی اقتصادی در فرایند مذکور، نشان می‌دهد که با اعمال طرح پیشنهادی می‌توان معادل ۳۸۸۷۰ میلیون ریال در روز از هزینه‌های موجود کاست (جدول ۷ و ۸).

جدول ۷- مقایسه نتایج قبل و بعد از طرح اصلاحی

(kg.mole/h)

نام جریان	قبل از طرح اصلاحی	بعد از طرح اصلاحی	میزان صرفه جویی اقتصادی در روز (میلیون ریال)
گلایکول مصرفی (جریان Make up)	۱۸۹/۵	۰/۱۶۶۸	۸۱۳۲
بخارات ارسالی به حوضچه تبخیر (جریان R-Y-2)	۳۰۰	۱۱/۱	۱۲۳۸۵
گاز هدررفت از فلاش درام (جریان vent-1)	۱۰۱/۱	۰	۳۵۰۰

^۲. Cold Vent

1. Million Standard Cubic Feet Per Day (MMSCFD)

^۱. Water Counter Meter

کنترل و ابزاردقیق و لوله‌کشی به آن اضافه خواهد شد [۲۳]. نتایج تخمین هزینه برای شبیه‌سازی انجام‌گرفته در این تحقیق، در جدول ۹ ارائه شده است:

جدول ۹- نتایج تخمین هزینه مبدل حرارتی

پارامتر C_B	۱۵۴۷/۵ میلیون ریال
ضریب F_P	۱/۰۱۱
ضریب F_M	۳/۷۵
ضریب F_L	۱
ضریب C.I.	۱/۵
هزینه خرید	۸۸۰۰ میلیون ریال
هزینه نصب	۳۰۸۰ میلیون ریال
هزینه عملیاتی	۵۵۰۰ میلیون ریال
هزینه کنترل و ابزاردقیق	۱۷۶۰ میلیون ریال
هزینه لوله‌کشی	۲۲۰۰ میلیون ریال
هزینه کل	۲۱۳۴۰ میلیون ریال

برآورد میزان صرفه‌جویی اقتصادی طرح اصلاحی ارائه‌شده در جدول ۱۰ آورده شده است.

جدول ۱۰- میزان صرفه‌جویی اقتصادی طرح اصلاحی ارائه‌شده

نام جریان	گلابیکول مصرفی (جریان Make up)	ارسالی به حوضچه تبخیر (جریان R-Y-2)	گاز هدررفت از فلاش‌درام (جریان-vent 1)
میزان صرفه‌جویی اقتصادی در روز (میلیون ریال)	۸۱۳۲	۱۲۳۸۵	۳۵۰۰
مجموع			۲۴۰۱۷

با مقایسه نتایج جدول‌های ۹ و ۱۰ به این نتیجه می‌رسیم که با اعمال روش اصلاحی می‌توان با هزینه‌ای معادل ۲۱۳۴۰ میلیون ریال، از اتلاف سرمایه‌ای معادل ۲۴۰۱۷ میلیون ریال در روز جلوگیری کرد.

۴- بحث و نتیجه‌گیری

این مطالعه با هدف ارائه راهکار برای معضل موجود در ایستگاه تقویت گاز، یعنی مصرف سوخت و میزان آلاینده‌ی مورد توجه قرار گرفت. شایان ذکر است هوا ۷۹ درصد نیتروژن و گاز سوخت مصرفی در ایستگاه تقویت فشار مذکور نیز حدود ۶ درصد نیتروژن دارد که این نیتروژن به

۳-۶- محاسبات اقتصادی مبدل حرارتی

مشخصات مبدل حرارتی شبیه‌سازی‌شده در این تحقیق در جدول ۸ آورده شده است. به علت اختلاف دمای زیاد بین سیال پوسته و لوله از مبدل پوسته و لوله نوع U استفاده شده است.

جدول ۸- مشخصات مبدل حرارتی شبیه‌سازی‌شده

نوع مبدل	نوع آلیاژ	سطح انتقال حرارت (ft^2)	فشار قابل تحمل (psia)	طول لوله مبدل (ft)
Shell & tube-U-type, AEU	Stainless steel (316)	۲۰۰	۱۵۰	۲۰

قیمت خرید یک مبدل حرارتی پوسته و لوله در سال ۲۰۰۰ طبق رابطه (۲) تخمین زده می‌شود [۱۷]:

$$C_P = C_B F_P F_M F_L \quad (2)$$

در رابطه فوق، F_P ضریب تصحیح فشار، F_M ضریب تصحیح ماده سازنده و F_L ضریب تصحیح طول مبدل حرارتی است.

ضریب تصحیح فشار از رابطه (۳) به دست می‌آید:

$$F_P = 0.9803 + 0.018 \left(\frac{P}{100} \right) + 0.0017 \left(\frac{P}{100} \right)^2 \quad (3)$$

در رابطه فوق، P فشار عملیاتی و برحسب psia است. ضریب تصحیح ماده سازنده برای فولاد ضدزنگ طبق رابطه (۴) به دست می‌آید:

$$F_M = 2.70 + 0.0017 \left(\frac{A}{100} \right)^{0.07} \quad (4)$$

در رابطه فوق، A سطح موردنیاز برای انتقال حرارت برحسب ft^2 است. در این شبیه‌سازی طول لوله مبدل ft ۲۰ به دست آمده است که بر این اساس، ضریب تصحیح طول ۱ به دست می‌آید [۲۲]. در ادامه، C_B قیمت یک مبدل حرارتی پوسته و لوله از جنس فولاد کربن استیل با طول ft ۲۰ در فشار عملیاتی ۱۰۰ psia است و از رابطه (۵) تخمین زده می‌شود:

$$C_B = \exp \left\{ 11.147 - 0.9186 \times \ln(A) + 0.09790 \times (\ln(A))^2 \right\} \quad (5)$$

با توجه به اینکه قیمت خرید تخمین‌زده‌شده مربوط به سال ۲۰۰۰ است، باید ضریب هزینه در آن اعمال شود. پس از محاسبه هزینه خرید، هزینه‌های نصب، عملیاتی،

نم‌زدا، با نرم‌افزار ASPEN-HYSYS سیستم تولید انرژی (توربین و کمپرسور) و واحد تقویت فشار گاز شبیه‌سازی شد. در ادامه، طرح انتقال گازهای دودکش توربین‌ها به مشعل گلایکول و اصلاح فرایند مذکور مورد بررسی قرار گرفت. نتایج شبیه‌سازی نشان داد که با اجرای طرح پیشنهادی می‌توان میزان ۲/۵ میلیون فوت مکعب در روز، گازسوزی را کاهش داد و با استفاده از گاز خروجی فلاش درام، مقدار ۳ میلیون فوت مکعب در روز از هدررفت گاز جلوگیری کرد. در نهایت با بازگردانی بخارات گلایکول به چرخه سوخت می‌توان به میزان ۱۸۸/۸ کیلوگرم بر ساعت در مصرف گلایکول صرفه‌جویی کرد. این میزان، معادل ۲۴۰۱۷ میلیون ریال صرفه‌جویی مستقیم است که هزینه‌های غیرمستقیم نیز با کاهش و انتقال گازهای آلاینده به منطقه ایمن کاهش می‌یابد.

احتراق، کمکی نمی‌کند و فقط در یک واکنش احتراق داخلی، نیتروژن با اکسیژن اضافی واکنش نشان می‌دهد و ترکیباتی شامل اکسیدهای نیتروژن را ایجاد می‌کند که به نوعی ایجاد آلاینده‌های ناخواسته است. دیگر آلاینده‌های گازی همانند منوکسید کربن، دی‌اکسید کربن، اکسید سولفور و ترکیبات آلی فرار می‌توانند در اثر سوختن گازهای هیدروکربنی به وجود بیایند که پتانسیل آسیب‌رسانی به سلامت انسان‌ها و محیط را دارند. با توجه به اینکه حرارت موردنیاز برای تبخیر آب محلول در گلایکول در فرایند مورد مطالعه با سوزاندن سوخت‌های گازی تأمین می‌شود، واحد نم‌زدایی نیز تأثیر بسزایی در مصرف سوخت و ایجاد آلاینده‌ها دارد. در صورتی که بتوان از گرمای تلف‌شده در واحد افزایش فشار استفاده کرد، می‌توان بخش زیادی از آلاینده‌های محیطی را کاهش داد. بنابراین به‌منظور محاسبه گاز هدررفت و میزان حرارت موردنیاز در واحد

مراجع

- [1] S. Jokar, M. Rahimpour and A. Shariati, "Heat exchanger application for environmental problem-reducing in flare systems of an oil refinery and a petrochemical plant: Two case studies", *Applied Thermal Engineering*, Vol. 106, 2016, pp. 796-810.
- [۲] جابر شمس و بهمن کرمی، گاز طبیعی و پالایشگاه‌های گاز ایران، چاپ اول، انتشارات شرکت ملی گاز ایران، تهران، ۱۳۹۴.
- [۳] حسین کاردری، آشنایی با ایستگاه‌های تقویت فشار گاز، چاپ اول، انتشارات شرکت ملی گاز ایران، ۱۳۸۷.
- [۴] محمدرضا علیگودرز، «مدل‌سازی عددی محفظه احتراق توربین SGT۶۰۰ و تحلیل میدان جریان در شرایط کارکرد واقعی»، مجله مدل‌سازی در مهندسی، دوره ۱۰، شماره ۳۱، زمستان ۱۳۹۱، صفحه ۹۳-۱۰۸.
- [۵] مهدی محمدی، سید مرتضی بیاره و محمد کوثری، «مدل‌سازی عملکرد توربین‌های گازی سه‌محوره محرک کمپرسور ایستگاه‌های تقویت فشار گاز از دیدگاه اکسرژی»، مجله مدل‌سازی در مهندسی، دوره ۱۷، شماره ۵۶، بهار ۱۳۹۸، صفحه ۳۳-۵۰.
- [۶] سیفالله سعدالدین و سعید رستگار، «تحلیل آگزرژی در ایستگاه تقلیل فشار گاز طبیعی دروازه شهری»، مجله مدل‌سازی در مهندسی، دوره ۸، شماره ۲۲، پاییز ۱۳۸۹، صفحه ۱۳-۱۹.
- [7] L.O. Nord, R. Anantharaman and O. Bolland, "Design and off-design analyses of a pre-combustion CO₂ capture process in a natural gas combined cycle power plant", *International Journal of Greenhouse Gas Control*, 3 (4), 2009, pp. 385-392.
- [8] V. Chintala, S. Kumar and J.K. Pandey, "A technical review on waste heat recovery from compression ignition engines using organic Rankine cycle", *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, Vol. 81, 2018 p. 493-509.
- [۹] مهدی محمدی، سید مرتضی بیاره و محمد کوثری، «ارائه یک مدل ریاضی جهت بهینه‌سازی عملیات شبکه انتقال گاز»، مجله مدل‌سازی در مهندسی، دوره ۱۴، شماره ۴۴، بهار ۱۳۹۵، صفحه ۹۳-۱۰۴.
- [10] C. Wang, B. He, S. Sun, Y. Wu, N. Yan, L. Yan and X. Pei, "Application of a low-pressure economizer for waste heat recovery from the exhaust flue gas in a 600 MW power plant", *Energy*, Vol. 48, 2012, pp. 196-202.
- [11] C. Sprouse and C. Depcik, "Review of organic Rankine cycles for internal combustion engine exhaust waste heat recovery", *Applied thermal engineering*, Vol. 51, 2013, pp. 711-722.

- [12] M. Jalili, R. Cheraghi, M.M. Reisi and R. Ghasempour, "Energy and Exergy Assessment of a New Heat Recovery Method in a Cement Factory", *Renewable Energy Research and Application*, Vol.1, 2020, pp.123-134.
- [۱۳] مجید معیری نیا، محمد رضا حبیبی و کاظم اسماعیل پور، «شبیه سازی روش های بازیافت حرارت خروجی از اگزاست توربین گاز جنرال الکتریک توسط نرم افزار ترموفلو»، کنفرانس بین المللی علوم و مهندسی، امارات، ۱۳۹۴، https://www.civilica.com/Paper-1394-NSOECE02-NSOECE02_222.html
- [14] M.R. Rahimpour and S.M. Jokar, "Feasibility of flare gas reformation to practical energy in Farashband gas refinery: no gas flaring", *Journal of hazardous materials*, Vol. 209, 2012, pp. 204-217.
- [15] A. Alklaibi, "Utilization of exhaust gases heat from gas turbine with air bottoming combined cycle", *Energy*, Vol. 133, 2017, pp. 1108-1120.
- [16] Y. Cao, J. Ren, Y. Sang and Y. Dai, "Thermodynamic analysis and optimization of a gas turbine and cascade CO2 combined cycle", *Energy Conversion and Management*, Vol. 144, 2017, pp. 193-204.
- [۱۷] قدرت قصابی، سید محمد رضا هاشمی و علی اکبر خالیدی، «مقایسه عددی سیکل های توربین گاز همراه با بازیافت حرارتی و تزریق بخار آب»، هفدهمین کنفرانس دینامیک شاره ها، شاهرود، دانشگاه صنعتی شاهرود- انجمن فیزیک ایران، ۱۳۹۶، https://www.civilica.com/Paper-CFD17-CFD17_106.html
- [18] T. Li, J. Liu, J. Wang, N. Meng and J. Zhu, "Combination of two-stage series evaporation with non-isothermal phase change of organic Rankine cycle to enhance flue gas heat recovery from gas turbine", *Energy Conversion and Management*, 185, 2019, pp.330-338.
- [19] F.C.N. Silva, D. Flórez-Orrego and S. de Oliveira Junior, "Exergy assessment and energy integration of advanced gas turbine cycles on an offshore petroleum production platform", *Energy Conversion and Management*, 197, 2019, pp.111846.
- [20] K.K. Srinivasan, P.J. Mago and S.R. Krishnan, "Analysis of exhaust waste heat recovery from a dual fuel low temperature combustion engine using an Organic Rankine Cycle", *Energy*, 35(6):, 2010, pp. 2387-2399.
- [21] Z. Liu and I.A. Karimi, "Simulating combined cycle gas turbine power plants in Aspen HYSYS", *Energy conversion and management*, Vol. 171, 2018, pp. 1213-1225.
- [22] W.D. Seider, *Product and process design principles: synthesis, analysis, and evaluation*, 2th edition, John Wiley & Sons, 2002.
- [23] M. Peters, *Plant design and economics for chemical engineers*, 5th edition, McGraw-Hill Education, 2002