

Process Design and Economic Analysis of Power Generation from Flare Gases of South Pars Gas Refinery (phase 22-24)

Seyyed Hamid Esmaeili-Faraj*, Alireza Arjomand

Department of Chemical Engineering, Faculty of Chemical and Materials Engineering, Shahrood University of Technology, Shahrood, Iran

Abstract

Research subject: Millions of dollars of non-renewable capital are burned in flares every year, in the oil and gas industries, which in addition to polluting the air has no income for the industry. In Iran and South Pars region, due to the presence of gas refineries, a considerable amount of gas is burned in the flares. In this research, as a comprehensive study, the technical and economic investigation of the recovery of flare gases has been discussed.

Research approach: For this purpose, Aspen Plus software was used to simulate the desired unit in the set of flares of South Pars refinery phases 22-24. The simulation consists of two recovery parts: the flare gases recovery by use of a liquid ring compressor and power generation by the heat from the combustion of the flare gases through the application of the reheat steam Rankine cycle. The profitability of the project includes naphtha cuts and liquefied gas recovered from gases sent to the flare on one hand and power generation in turbines on the other hand.

Main results: The effect of the amount of air entering the combustion chamber on the temperature of the exhaust gas was investigated. The amount of air entering the combustion chamber was determined to be 2685 tons per hour in order to obtain supercritical water vapor with a temperature of about 650 °C and a pressure of 26 kPa in the Rankine cycle. Using the simulation results, the temperature diagram was drawn in terms of entropy, and in addition to the steam phase diagram during the cycle, the steam Rankine cycle diagram was also drawn. The results of this research showed that the designed process will produce 5365 kg/h of naphtha, 179.45 kg/h of LPG, 25903 kW, and 101124 kW power in two separate turbines, and an annual sales income of 24,782,194 \$. In addition, it was shown that the investment return period of this process is equal to 2.5 months.

key words

Simulation

Aspen Plus

Flare Gas

Energy Recovery

South Pars Refinery

*To whom correspondence should be addressed:
h.esmaeili@shahroodut.ac.ir

طراحی فرایند و تحلیل اقتصادی تولید توان از گازهای ارسالی به مشعل پالایشگاه
گاز فازهای ۲۲-۲۴ پارس جنوبی

سید حمید اسماعیلی فرج^{*}، علیرضا ارجمندزاده

گروه مهندسی شیمی، دانشکده مهندسی شیمی و مواد، دانشگاه صنعتی شاهرود، شاهرود، ایران

فصلنامه علمی - پژوهشی بین رشته‌ای
سال هفتم، شماره ۴، نسخه ۱
زمستان ۱۴۰۲، صفحه ۹۵-۱۰۷

چکیده

موضوع تحقیق: در صنایع نفت و گاز سالیانه میلیون‌ها دلار سرمایه تجدیدنپذیر در مشعل‌ها سوزانده می‌شود که ضمن آلودگی هوا هیچ‌گونه عایدی برای مجموعه ندارد. در کشور ایران و منطقه پارس جنوبی به دلیل وجود پالایشگاه‌های گازی حجم قابل‌ملاحظه‌ای از گاز در مشعل‌ها سوزانده می‌شود. این تحقیق در قالب مطالعه‌ای جامع به بررسی فنی و اقتصادی بازیابی گازهای فلر می‌پردازد.

روش تحقیق: برای این منظور از نرم‌افزار Aspen-Plus برای شبیه‌سازی واحد مورد نظر در مجموعه فلرهای فازهای ۲۲ تا ۲۴ پارس جنوبی استفاده شد. شبیه‌سازی از دو بخش تشکیل شده است: بازیابی گازهای ارسالی به فلر به کمک کمپرسور با حلقه مایع و تولید توان توسط گرمای ناشی از احتراق گازهای ارسالی به فلر از طریق اعمال چرخه رنکین بخار حرارت مجدد. سودآوری طرح شامل برش‌های نفتا و گاز مایع بازیابی شده از گازهای ارسالی به فلر از یک سو و تولید توان در توربین‌ها از سوی دیگر است.

نتایج اصلی: اثر میزان هوای ورودی به محفظه احتراق بر دمای گاز خروجی بررسی شد. میزان هوای ورودی به محفظه احتراق برابر ۲۶۸۵ تن در ساعت تعیین شد تا در چرخه رنکین بخار آب فوق بحرانی با دمای حدود ۶۵۰ درجه سانتی‌گراد در فشار ۲۶ کیلوپاسکال حاصل شود. با استفاده از نتایج شبیه‌سازی نمودار دما بر حسب آنترنوپنی ترسیم شده و علاوه بر نمودار فازی بخار در طول چرخه، منحنی چرخه رنکین بخار نیز ترسیم شد. نتایج این تحقیق نشان دادند که فرایند طراحی شده باعث تولید ۵۳۶۵ کیلوگرم بر ساعت نفتا، ۱۷۹/۴۵ کیلوگرم بر ساعت گاز مایع، ۲۵۹۰۳ کیلووات و ۱۰۱۱۲۴ کیلووات در دو توربین مجزا و درآمد فروش سالانه ۲۴,۷۸۲,۱۹۴ دلار خواهد شد. علاوه بر آن نشان داده شد که دوره بازگشت سرمایه این فرایند برابر ۲/۵ ماه است.

کلمات کلیدی

شبیه‌سازی
Aspen-Plus
گازهای ارسالی به مشعل
بازیابی انرژی
پالایشگاه پارس جنوبی

*مسئول مکاتبات:

h.esmaeili@shahroodut.ac.ir

۱ مقدمه

کشور دارای بیشترین میزان فلرینگ در یک دهه اخیر هستند. براساس گزارش بانک جهانی، میزان فلرینگ گاز ایران در سال ۲۰۲۱ در مقایسه با سال ۲۰۲۰، بالغ بر ۳۲ درصد افزایش پیدا کرده و به ۱۷/۴ میلیارد متر مکعب رسید. براساس برآورد دانشگاه استنفورد در ۶ سال گذشته به طور متوسط حدود ۳۳ میلیون متر مکعب گاز در روز سوزانده می‌شود، که معادل ۱۲۰ درصد ظرفیت تولید یک فاز استاندارد از میدان گازی پارس جنوبی بود. ایران بعد از کشور روسیه و عراق سومین تولیدکننده بزرگ گازهای مشعل در جهان به شمار می‌رود [۲]. بانک جهانی تا سال ۲۰۳۰ کشورها را ملزم کرده است تا برای به صفر رساندن گازهای ناشی از فعالیت‌های صنعتی و آن بخش از گازهایی که از طریق سامانه فلرینگ در جو زمین منتشر می‌شود، راهکارهایی بیندیشند [۳]. به همین دلیل در بسیاری از کشورها قانون منع فلرینگ، مگر در شرایط خاص، اعمال می‌شود که عمده دلیل آن در ابتدا آلودگی شدید محیط‌زیست و در نگاهی دیگر، جلوگیری از بین رفتن سرمایه‌های هنگفت است. بنابراین ضروریست که روش‌های مناسب با توجه به شرایط و امکانات

مشعل‌ها حجم بسیار زیادی از گاز را در مدت کوتاهی به‌سوی اتمسفر رها می‌سازند. این امر زمینه را برای ایجاد اغتشاشات جوی فراهم می‌سازد. از طرفی به دلیل عدم وجود زمان کافی در فرایند احتراق، گازهای نسوخته زیادی از مشعل واحد وارد محیط‌زیست ما می‌شود. نامشخص بودن بازده مشعل‌ها از جمله مهم‌ترین مشکلات است و تحقیقات انجام‌شده تا به حال نشان می‌دهد حجم ترکیبات بالقوه سمی آزادشده از احتراق ناقص بسیار بیش از حد انتظار است. مشعل همچنین در ایجاد مشکلات زیست‌محیطی مانند نابودی منابع، ایجاد گرمایش جهانی و باران‌های اسیدی نقش قابل توجهی دارد. طبق بررسی‌های انجام‌شده، سالانه بیش از ۱۰۰ میلیارد مترمکعب گاز در جهان از طریق سامانه مشعل وارد اتمسفر می‌شود که حدود ۵ درصد ذخیره گاز جهانی است. به ازای هر میلیارد متر مکعب گاز، سرمایه‌ای معادل ۱۱۰ میلیون دلار از بین می‌رود که میزان قابل توجهی است [۱]. تصاویر ماهواره‌ای در سال ۲۰۲۰ میلادی نشان می‌دهد که روسیه، عراق، ایران، ایالات متحده، الجزایر، ونزوئلا و نیجریه، هفت

جدول ۱ روش‌های بهره‌وری از گازهای مشعل
Table 1 Methods of reuse of flare gases

Applications of flare gas	Amount of Investment	Gain	Reference
Collecting and injecting into oil reservoirs	Moderate	5% increase in oil production	[4]
Collection and injection to natural gas facilities and transfer to the national gas network	High	Recovery of up to 90% of flare gas	[4,5]
Collecting and injecting into underground reservoirs	Low	No gain	[6]
Power generation	Moderate	Electricity production by combustion of flare gases	[4,7-9]
Production of hot water or steam using the heat of combustion gas	Moderate	Steam production by heat of combustion of flare gases	[7,8]
Application in GTL process	Very High	GTL production energy is obtained from the combustion of flare gases.	[4,10]
Application if fuel cell technology	Moderate	Hydrogen obtained from combustion of flare gases is used as fuel cell feed.	[11]
Application in seawater desalination	Moderate	The heat from combustion is used for desalination of sea water.	[12]
Application in LNG-mini systems	High	Flare gases are prepared for sale in liquid form after removing pollutants	[5]
liquid ring compressor system	Low	Raising pressure and removing acid gases simultaneously with a liquid ring compressor	[13]

فلر در شرایط عملیاتی معمول پالایشگاه امکان بازیابی ۵۹۳۰ مترمکعب بر ساعت گاز طبیعی شیرین شده و ۱۲ تن بر ساعت میعانات گازی فراهم شود. همچنین با استفاده از سامانه شبیه‌سازی شده از تولید ۳۰۰ تن در سال اکسیدهای نیتروژن (NOx)، ۲۱۴۲ تن در سال CO و ۴۳ تن در سال SO₂ جلوگیری می‌شود.

حلیمی فرد (۱۳۹۱) [۱۷] با بهره‌گیری از شبیه‌سازی با نرم‌افزار تخصصی رشته مهندسی شیمی (Aspen Hysys) کاهش فلرینگ را بررسی و برای هریک از واحدهای عملیاتی موجود در پالایشگاه گاز مسجد سلیمان روش‌هایی ارائه کرد و به‌منظور توجیه‌پذیر بودن روش‌های پیشنهادی برآورد اقتصادی هر یک صورت گرفته است. از نتایج روش‌های پیشنهادی می‌توان به جلوگیری از ارسال سالانه ۵۷۸ تن گاز دی‌اکسید کربن به اتمسفر، تأمین سوخت ریویلرهای احیای آمین و گلایکول از گازهای بازیابی شده و بازیابی سالانه ۳۴/۸۲ میلیون فوت مکعب گاز، جلوگیری از ارسال سالانه ۱۲/۴۸ میلیون فوت مکعب گاز به فلر (مشعل)، افزایش تولید گاز در پالایشگاه سالانه ۴۰/۱۵ میلیون فوت مکعب استاندارد گاز (MMSCFY)، افزایش تولید میعانات گازی به ارزش سالانه ۱۷۴۹۶۸۵۹۰۰ ریال و در نهایت بهینه‌سازی انرژی را نام برد.

مطالعات دیگری نیز در زمینه روش‌های مختلف بازیابی گازهای فلر انجام شده است که به‌عنوان نمونه می‌توان به مطالعات برادران و همکارانش (۱۳۸۷) [۵]، زائرکعبه و همکاران (۲۰۲۱) [۱۰]، سعیدی و همکاران (۲۰۱۴) [۱۱]، خلیلی گرکانی و همکاران (۲۰۲۱) [۱۲]، یزدانی و همکاران (۲۰۲۰) [۱۳]، اسدی و همکاران (۲۰۲۱) [۱۸]، گومز و همکاران (۲۰۲۲) [۱۹]، درفشی و همکاران (۱۳۸۹) [۲۰]، شادی‌وند و همکاران (۱۳۸۹) [۲۱] و پریواژ و همکاران (۲۰۲۲) [۲۲] اشاره کرد.

در این تحقیق برای نخستین بار سامانه فلرینگ پالایشگاه گازی فاز ۲۲ و ۲۴ پارس جنوبی مورد مطالعه قرار گرفته است. وجه تمایز تحقیق حاضر نسبت به مطالعات قبلی این است که در این تحقیق دو روش بازیابی گازهای مشعل به‌صورت هم‌زمان به‌کار گرفته خواهد شد. این روش‌ها عبارتند از تولید توان و بازیابی گازهای مشعل توسط کمپرسور با حلقه مایع. کمپرسور سامانه‌ای است برای افزایش فشار گاز، که البته این تراکم همراه با افزایش دما نیز است؛ به‌طوری‌که در بیشتر موارد از خنک‌کننده‌ها برای کاهش دمای گاز استفاده می‌شود. کمپرسورهای با جریان مایع این قابلیت را دارند که همراه افزایش فشار گاز دمای آن نیز بر اثر جریان مایع پایین نگه داشته می‌شود و نیازی به سامانه‌های خنک‌کننده اضافی نخواهد بود. حال این جریان گاز می‌تواند گازهای ارسالی به مشعل باشد.

واحدهای فرایندی کشور و نیز توجیه اقتصادی آن‌ها، مورد بررسی و معرفی قرار گیرد. مهم‌ترین روش‌های بهره‌وری از گازهای فلر در جدول (۱) جمع‌آوری شده است.

با توجه به راهکارهای ارائه‌شده در جدول ۱ برخی از آن‌ها خاص گازهای خروجی از چاه‌های نفتی است و برخی دیگر نیازمند به سرمایه‌گذاری بالایی برای بازیابی و شیرین‌سازی گازهای مشعل است. یکی از اقتصادی‌ترین راهکارها در این زمینه استفاده از گاز فلر به‌صورت سوخت مولدهای برق مقیاس کوچک و سامانه بازیابی گازهای ارسالی به فلر در صنایع نفت و گاز است که در این روش در نهایت ارزش آفرینی ویژه‌ای به‌صورت انرژی‌های الکتریکی و نیز حرارتی برای منبع انرژی که در حال حاضر در صنایع نفت گاز در حال تلف شدن است، به همراه خواهد داشت [۱۴].

معمولاً برق موردنیاز واحدهای صنعتی، ساختمان‌های تجاری و ساختمان‌های مسکونی از نیروگاه‌های عمده کشور تأمین می‌شود. درحالی‌که نیاز حرارتی تمام آن‌ها در همان محل تولید می‌شود، روش دیگری که از دیرباز وجود داشته و امروزه توجه بیشتری را به خود معطوف کرده، تولید هم‌زمان برق و گرما (CHP) است که عبارت است از تولید هم‌زمان برق (یا توان مکانیکی) و گرمای مفید توسط سامانه [۸].

رحیم پور و همکاران (۲۰۱۲) [۴] سه روش برای بهبودی گاز فلر به جای سوزاندن در پالایشگاه گاز فراه‌سبند پیشنهاد داده‌اند که عبارتند از: (۱) تولید گاز به مایع (GTL)، (۲) تولید برق با یک توربین گاز، و (۳) فشرده‌سازی و تزریق به خطوط لوله پالایشگاهی. نتایج حاصل از شبیه‌سازی آن‌ها نشان می‌دهد که ۵۶۳ بشکه در روز از محصولات ارزشمند GTL با روش اول تولید می‌شود. روش دوم، برق ۲۵ مگاوات را تأمین می‌کند و روش سوم گاز طبیعی فشرده‌ای با فشار ۱۲۹ بار برای تزریق به خطوط لوله پالایشگاهی را فراهم می‌کند. نتایج تحلیل اقتصادی نشان می‌دهد که تولید برق روش اقتصادی برتر در بین هر سه روش مورد بررسی است. کازرونی و همکارانش [۱۵] در سال ۱۳۹۲ طی مطالعه‌ای جامع روش‌های مختلف بازیابی گازهای ارسالی به فلر در پالایشگاه گاز و گاز مایع شرکت نفت فلات قاره ایران از دیدگاه اکسرژی مورد بررسی قرار دادند. نتایج این مطالعه نشان می‌دهد که تولید هم‌زمان برق و گرما به‌وسیله گازهای ارسالی به فلر بیشترین اثر در صرفه‌جویی در مصرف گاز (۵۷۹۳ کیلوگرم بر ساعت) و کاهش تلفات اکسرژی را دارد. عنایتی و همکارانش (۱۳۹۳) [۱۶] ابتدا فرایند سامانه بازیابی گازهای ارسالی به شبکه فلر به‌منظور بازیابی گازهای سوزانده‌شده را با نرم‌افزار Aspen-Plus به‌صورت پایا شبیه‌سازی کرده‌اند. نتایج شبیه‌سازی نشان می‌دهد که در صورت استفاده از سامانه بازیابی گازهای ارسالی به

۲ بخش نظری

۲-۱ معرفی سامانه فلرینگ پالایشگاه فاز ۲۲

تا ۲۴ پارس جنوبی

واحد ۱۴۰ این پالایشگاه شامل مشعل‌های فازهای ۲۲ تا ۲۴ است. مشعل‌های این فازها به صورت مجزای از هم هستند. این مشعل‌ها شامل مشعل‌های فشار بالای صوتی، مشعل‌های فشار متوسط مادون صوتی و مشعل‌های فشار پایین هستند [۲۳]. ورودی به مشعل‌های هر فاز با توجه به فشار و خواص گاز متفاوت هستند. این مشعل‌ها همواره روشن خواهند بود و در زمان توقف کار مجتمع بیشترین میزان گاز به آن‌ها ارسال می‌شود. برج‌های HP Flare در شمال پالایشگاه قرار گرفته‌اند و جریان طراحی شده برای هر یک از آن‌ها ۱۳۰۰ MMSCFD است. گازهای اضافی و زائد پرفشار سامانه می‌توانند از سامانه کنترل پرفشار یا از شیرهای ایمنی و شیرهای تخلیه‌کننده اضطراری یا تخلیه گاز از مخازن تحت فشار آزاد شده باشند. اما گازهای فشار متوسط در ضمن تخلیه اضطراری واحدها و گاز اسیدی در صورت خروج از سرویس واحد ۱۰۸ جمع آوری می‌شوند. اگر گاز اسیدی نتواند به حالت محترق باقی بماند، با مقادیر کافی از گاز سوختنی مخلوط

می‌شود. برج‌های Acid Gas Flare در قسمت شمال پالایشگاه و در مجاورت HP Flare قرار دارند. شدت جریان طراحی شده برای این قسمت ۱۸۲ MMSCFD است [۲۳]. گازها و بخارات زائد کم‌فشار از سامانه‌های تخلیه بسته محفظه تبخیر ناگهانی، گازهای زائد دیگر تجهیزات کم‌فشار، گازهای آزاد شده از شیرهای ایمنی و جریان‌های جانبی آن‌ها، به مشعل ارسال می‌شوند. برج‌های LP Flare در شمال غربی پالایشگاه واقع شده‌اند و جریان طراحی شده برای هر یک از آن‌ها مطابق با تخلیه کامل گاز از واحدهای ۱۰۲، ۱۰۴ و ۱۰۹ معادل ۲۴۴۵ MMSCFD است [۲۳].

۲-۲ شبیه‌سازی فرایند

واکنش‌های فرایند شامل واکنش‌های احتراق است که در محفظه احتراق انجام می‌شوند. این واکنش‌ها با توجه به ترکیبات خوراک مطابق روابط زیر هستند [۲۴]:

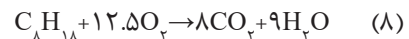


جدول ۲ مشخصات گازهای فلر پالایشگاه گازی [۲۳]

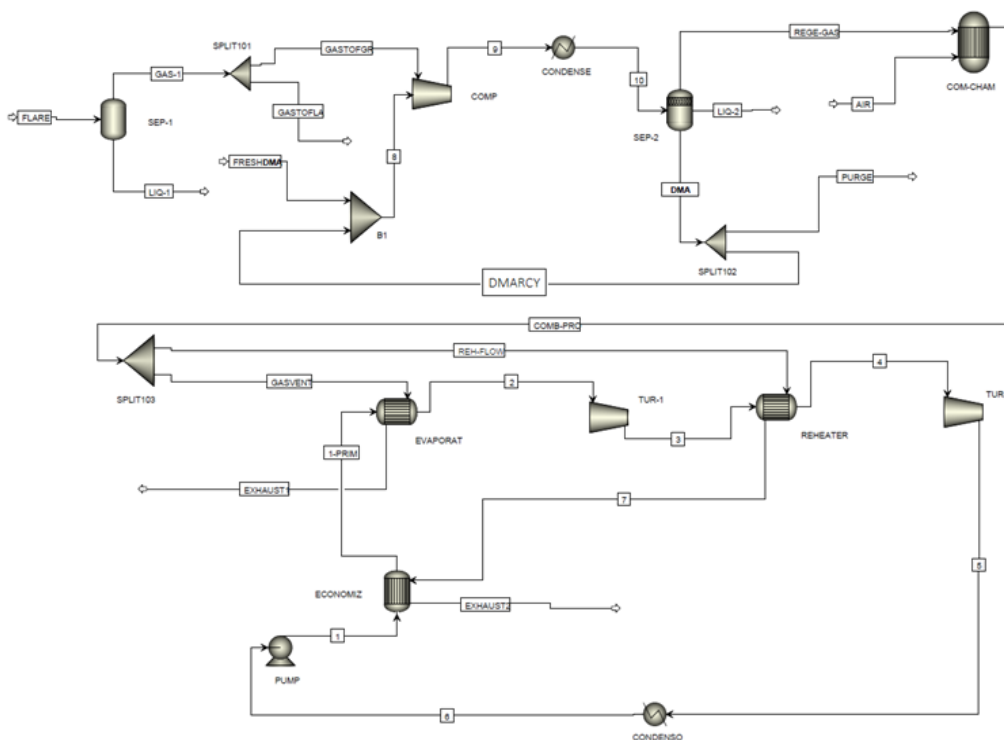
Table 2 Specifications of gas refinery flare gases [23]

parameters	Value	Unit
Temperature	50	°C
Pressure	7	bar-g
Flow rate	76880	kg/h
Molecular weight	40.08	g/mol
Heat value	44104	kJ/kg
Component	Mole percent	
H ₂ S	5.699	
H ₂ O	1.746	
N ₂	0.607	
CO ₂	10.549	
C1	41.867	
C2	8.346	
C3	5.983	
i-C4	1.812	
n-C4	3.554	
i-C5	3.500	
n-C5	3.428	
C6	3.011	
C7	3.089	
C8	3.540	
C9+	3.377	
Sum	100	

به دلیل استفاده از آمین در چرخه کمپرسور هم‌زمان با خنک‌کاری کمپرسور گازهای اسیدی نیز از گاز جدا می‌شوند. خروجی از واحد جداسازی گازهای اسیدی یک گاز با دمای حدود ۷۰ درجه سانتی‌گراد و فشار حدود ۲۶۰ کیلوپاسکال است که این گاز را می‌توان برای استحصال انرژی به محفظه احتراق ارسال کرد. محفظه احتراق به‌عنوان راکتور تعریف شده است که واکنش‌های احتراقی ۱ تا ۹ در آن اتفاق می‌افتد. از آنجا که بار حرارتی گازهای حاصل از احتراق بالا است، برای استحصال انرژی بهتر است از دو واحد ژنراتور به‌صورت سری- موازی استفاده شده است. در بدو خروج از راکتور به دوشاخه تبدیل شده و یک شاخه به مبدل حرارتی اول تحت عنوان Evaporator وارد شده و منجر به انتقال گرما و تولید بخار آب با



شبه‌سازی شامل دو بخش است: بخش اول سامانه بازیابی گاز فلر (FGR) و بخش دوم سامانه تولید توان که نمودار جریان آن‌ها مطابق شکل (۱) است. مطابق این شکل بخش بالایی مربوط به سامانه بازیابی گاز مشعل است که برای این منظور از سامانه کمپرسور با حلقه مایع استفاده شده است. بخش دوم چرخه تولید توان از گازهای احتراق است که نقش تولید برق را بر عهده دارد و از چرخه رنگین بخار حرارت مجدد (Reheat Steam Rankin Cycle) استفاده شده است به



شکل ۱ نمودار جریان فرایند پیشنهادی در نرم‌افزار Aspen plus
Figure 1 Flow diagram of the proposed process in Aspen plus software

دما و فشار بالا می‌شود. این بخار که حاوی انرژی قابل‌ملاحظه‌ای است در گام نخست به توربین متصل به ژنراتور منتقل شده و منجر به تولید توان الکتریکی می‌شود. در ژنراتور و توربین حداکثر بازدهی ۴۰ درصد است به همین دلیل بازدهی فرایند در توربین ۳۵ درصد لحاظ شده است. بخار خروجی از توربین که دچار افت دما و فشار شده است، وارد مبدل حرارت می‌شود و با شاخه دوم گازهای حاصل از احتراق مجدداً دما و فشار آن بالا رفته و برای استفاده در توربین دوم مهیا می‌شود. بخار سرد شده در توربین دوم برای بازگرداندن به چرخه در کندانسور سرد می‌شود. به‌منظور استفاده بهینه از انرژی، اکونومایزر در جریان خروجی از پمپ قرار

همین دلیل این بخش RSRC نامگذاری شده است. مطابق شکل ۱ گازهای ارسالی به مشعل با مشخصات جدول ۲ ابتدا وارد جداکننده دوفازی شده و مایعات همراه گاز از آن جدا می‌شود. سپس ۵ تا ۱۰ درصد گازهای استحصال شده برای روشن ماندن فلر به سمت فلر ارسال شده و ۹۰ تا ۹۵ درصد آن به واحد تراکم با کمپرسور با چرخه مایع ارسال می‌شود. در اینجا سیال موجود در چرخه کمپرسور محلول دی‌اتانول آمین انتخاب شده است. بازده فرآیند تراکم ۷۵ درصد منظور شده است و نسبت تراکم ۱/۵ انتخاب شده است [۲۵]. خروجی از کمپرسور به جداکننده سه فازی منتقل شده و فاز گاز و مایع آن از همدیگر جدا می‌شود.

از جداکننده‌ها با نام LIQ-1 و LIQ-2 وجود دارد. جریان LIQ-1 حاوی ترکیبات هیدروکربنی C5+ است. همچنین جریان LIQ-2 مقدار بسیار اندکی ترکیبات هیدروکربنی به همراه مقداری محلول آمین وجود دارد که ترکیبات اسیدی را با خود به همراه دارد. بنابراین این جریان از اهمیت چندانی برخوردار نیست. اما جریان LIQ-1 دارای شدت جریان ۳۰۸۸۱ کیلوگرم بر ساعت معادل ۱۱۵۳ مترمکعب بر روز است. ترکیب درصد این جریان در جدول (۳) ارائه شده است. ملاحظه می‌شود که

داده شده است و با استفاده از گازهای گرم خروجی از مبدل دوم پیش گرم می‌شود. گازهای حاصل از احتراق پس از مبادله گرما در یک یا دو مرحله به دمای حدود ۱۵۰ درجه سانتی‌گراد می‌رسد و برای ورود به اتمسفر مناسب می‌شود.

۳ نتایج و بحث

۳-۱ بررسی واحد FGR

در بخش بازیابی گازهای فلر دو جریان مایع خروجی

جدول ۳ مشخصات جریان‌های مایع بازیابی شده از گازهای فلر در شبیه‌سازی واحد FGR
Table 3 Characteristics of liquid flows recovered from flare gases in FGR unit simulation

Operating parameters	LIQ-2	LIQ-1	Unit
Temperature, K	313.15	323.15	K
Pressure, barg	1.88	0.7	bar-g
Mass flow,	5617.4	16542.04	kg/hr
Heat value,	2288.9	2169.7	kJ/kg
Components	Mole Percent LIQ-2		Mole Percent LIQ-1
METHANE	0.6315		0.3433
ETHANE	0.6779		0.3458
PROPANE	1.5658		0.7743
I-BUTANE	1.1081		0.5286
N-BUTANE	2.9197		1.3883
I-PENTAN	6.223		2.9575
N-PENTAN	7.5792		3.6533
N-HEXANE	15.2227		8.002
N-HEPTAN	23.0961		16.2783
N-OCTANE	23.8222		29.2667
N-NONANE	13.4166		34.8933
NITROGEN	0.0042		0.0026
CO-2	0.5028		0.2907
H2S	0.7298		0.3691
WATER	2.5003		0.906
Sum	100		100

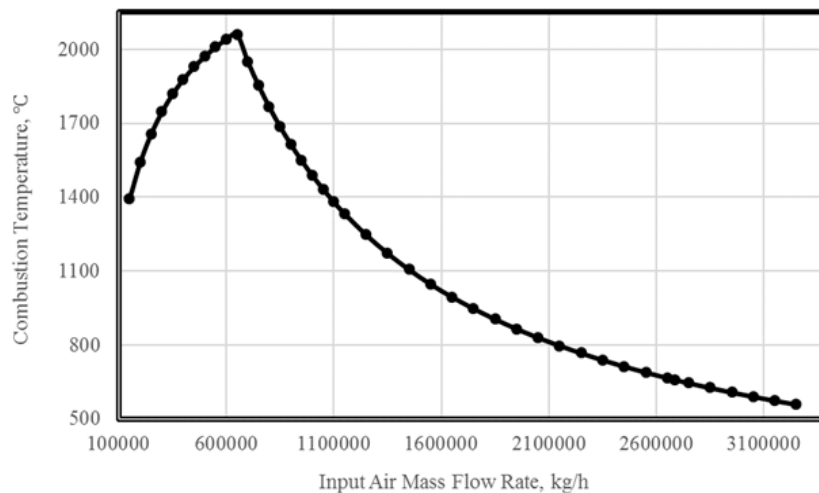
بنابراین مبدل‌های حرارتی و تجهیزاتی که در بخش تولید توان به کار خواهند رفت، تحمل این دمای بالا را ندارند و اگر قرار باشد در این دماهای بالا کار کنند، تجهیزات مقاومی نیاز است که منجر به افزایش بسیار زیاد هزینه سرمایه گذاری می‌شود. بنابراین با توجه به اینکه برای تولید برق نیاز به چرخه رنکین است و در این چرخه بایستی از بخار آب فوق‌بحرانی با دمای حدود ۶۵۰ درجه سانتی‌گراد در فشار ۲۶ کیلوپاسکال استفاده کرد [۲۶] بنابراین دمای احتراق حدود ۱۰°C بالاتر یعنی ۶۶۰ °C لحاظ شده است. میزان هوای ورودی به محفظه احتراق متناظر با این دما برابر ۲۶۸۵ تن در ساعت خواهد بود. بنابراین در ادامه چرخه بخار و تولید توان با این شرایط عملیاتی شبیه‌سازی شده است.

در بخش تولید توان از چرخه رنکین بخار فوق‌بحرانی استفاده شده است. نمودار دما-آنترופی این چرخه در

بخش عمده این ترکیبات C۶ تا C۹ هستند که به‌عنوان برش نفتا قابل فروش است.

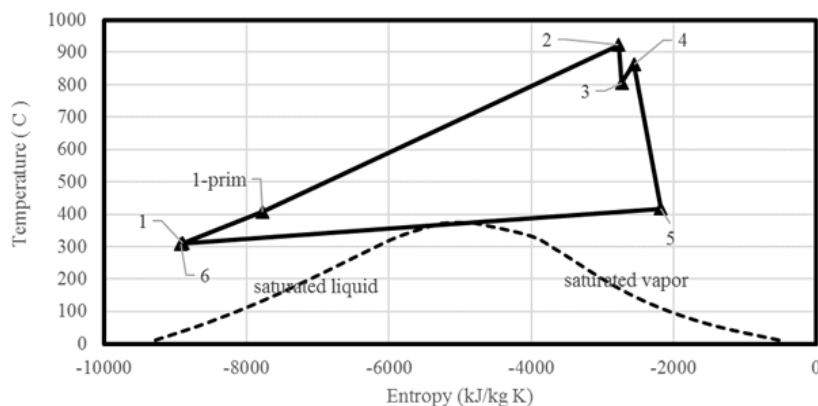
۲-۳ بررسی واحد RSRC

یکی از فاکتورهای مهم برای احتراق در راکتور میزان هوای ورودی است. مقادیر کم هوا منجر به احتراق ناقص شده و مقادیر زیادتر هوای ورودی باعث کاهش دمای شعله و در نتیجه کاهش دمای خروجی از راکتور خواهد شد. براین اساس مقادیر مختلف هوای ورودی از ۱۰۰ تن در ساعت تا ۳۰۰۰ تن بر ساعت لحاظ شد و دمای گازهای حاصل از احتراق برحسب شدت جریان هوای ورودی بررسی شد. نتایج این بررسی در شکل (۲) ارائه شده است. همان‌طور که در این شکل دیده می‌شود، با افزایش هوای ورودی ابتدا دمای احتراق تا حدود ۲۰۶۰ درجه سانتی‌گراد افزایش می‌یابد و سپس به‌صورت یکنواخت کاهش می‌یابد. با توجه به اینکه دمای حدود ۲۰۰۰ درجه سانتی‌گراد بسیار بالاست؛



شکل ۲ نمودار تغییرات دمای احتراق بر اثر تغییر میزان هوای ورودی به محفظه احتراق

Figure 2 Diagram of combustion temperature due to changes in the amount of air entering the combustion chamber

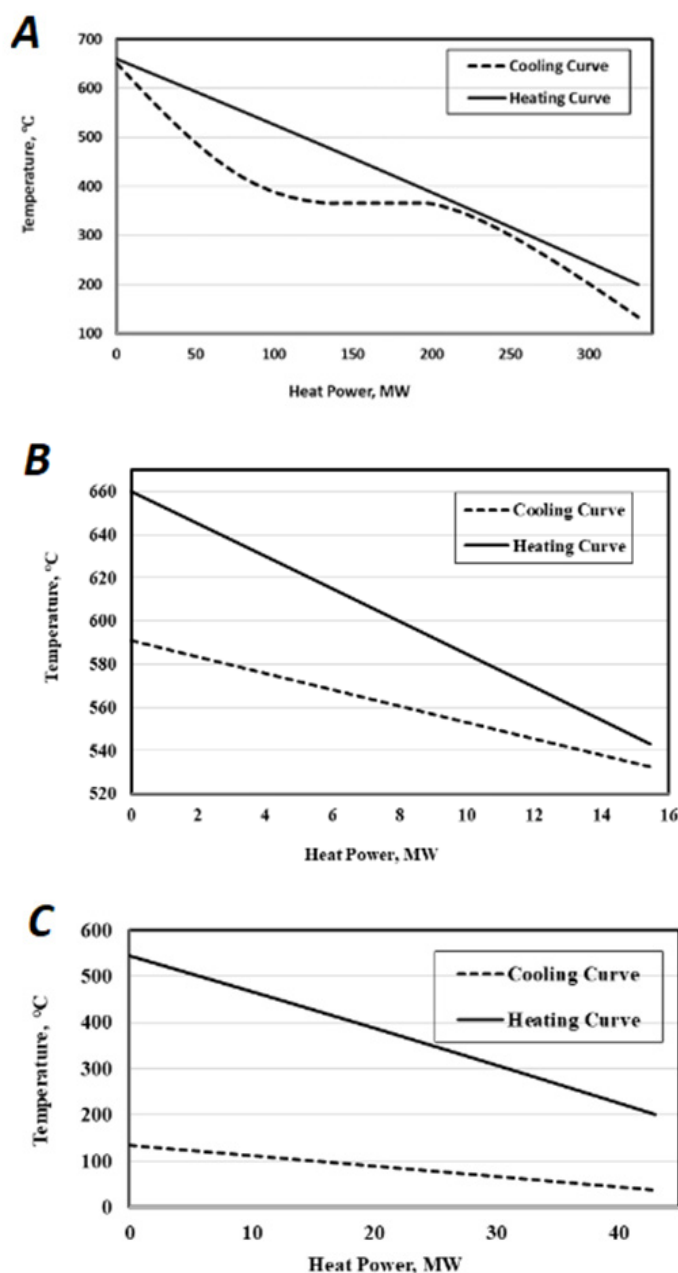


شکل ۳ چرخه رنکین بخار فوق‌بحرانی در بخش تولید توان

Figure 3 Rankine cycle of supercritical steam in the power generation section

RSRC امکان پذیر بودن فرایند در مبدل‌های حرارتی است. برای این منظور کفایت منحنی‌های سرمایش و گرمایش برای دما برحسب توان حرارتی ترسیم شود. مادامی که این نمودارها یکدیگر را قطع نکنند، قانون دوم ترمودینامیک صادق است. در شکل ۴ منحنی‌های سرمایش و گرمایش برای دما برحسب توان حرارتی در سه مبدل حرارتی به کار رفته در واحد RSRC نشان داده شده است. مطابق این نمودارها در هیچ یک از مبدل‌ها منحنی‌ها یکدیگر را قطع نکرده است و لذا قانون دوم ترمودینامیک نقض نشده است و نتیجه اینکه فرایند قابل انجام است.

شکل ۳ ارائه شده است. نقاط مشخص شده در این چرخه متناظر با خروجی از تجهیزات چرخه است. نقطه ۱-prim تا ۲ مربوط به افزایش دما در Evaporator است. نقطه ۲ تا ۳ کاهش دما در توربین اول است. از ۳ تا ۴ دما در Reheater مجدد بالا می‌رود و از ۴ تا ۵ در توربین دوم دما کاهش می‌یابد. در نقطه ۵ تا ۶ کاهش دما در Condenser رخ می‌دهد و ۶ تا ۱ مربوط به پمپ است که تغییری در دما ایجاد نمی‌کند و از ۱ تا ۱-prim افزایش دما در Economizer را نشان می‌دهد. ملاحظه می‌شود که در غالب بخش‌های این چرخه، بخار فوق‌بحرانی وجود خواهد داشت. یکی دیگر از فاکتورهای مهم در شبیه‌سازی واحد



شکل ۴ نمودار مقادیر دما برحسب توان حرارتی برای (A) Evaporator، (B) Reheater، (C) Economizer
Figure 4 Chart of temperature values in terms of thermal power for (A) Evaporator, (B) Reheater, (C) Economizer exchangers

۳-۳ ارزیابی اقتصادی

در این واحد هر یک از توربین‌های ۱-TUR و ۲-TUR به ترتیب ۲۵,۹۰۳ و ۱۰۱,۱۲۴ کیلووات برق تولید می‌کنند. با احتساب نرخ خرید برق حاصل از بازیافت تلفات حرارتی در فرایندهای صنعتی معادل ۵۲۷۸ ریال بر کیلووات ساعت میزان عایدی سالیانه واحد از محل فروش برق معادل ۱۶,۹۳۷,۰۰۰ دلار (با نرخ تسعیر ارز نیمایی ۲۸۵,۰۰۰ ریال) خواهد بود. بر این اساس، کل عایدی سالیانه طرح مطابق جدول زیر بیش از ۲۴/۷۸ میلیون دلار در سال خواهد شد.

جدول ۴ میزان تولید و مصرف انرژی در فرایند

Table 4 Amount of energy production and consumption in the process

Product	Value	Unit	Annual income, (\$/yr)
Naphtha	5365	Kg/h	6,953,040
LPG	179.45	Kg/h	891,507
Electricity from heat recovery in TUR-1	25903	kW	3,453,879
Electricity from heat recovery in TUR-2	101124	kW	13,483,768
Total annual income (\$/yr)			24,782,194

جدول ۵ جمع‌بندی شاخص‌های اقتصادی طرح

Table 5 Summary of economic indexes of the plan

Case	Value	Unit
Fixed Capital Investment (FCI)	4,330,295	\$
Total Capital Investment (TCI)	5,094,465	\$
Annual Operating Costs	872,486	\$
Annual income	24,782,194	\$
Gross profit	23,909,708	\$
Rate of Return	469	%
Period of Return	2.5	Months

از سوی دیگر، میزان سرمایه‌گذاری لازم برای حصول عایدی بیان‌شده مطابق محاسباتی که در پیوست ذکر شده است، برابر ۴,۳۳۰,۲۹۵ دلار خواهد شد. جمع‌بندی شاخص‌های سرمایه‌گذاری در جدول ۵ ارائه شده است.

۴ نتیجه‌گیری

یکی از معضلات زیست‌محیطی در تأسیسات نفت و گاز وجود گازهای مشعل است. این گازها که بعضاً وجود آنها اجتناب‌ناپذیر است سالیانه میلیون‌ها تن آلاینده و گازهای گلخانه‌ای را در اتمسفر تخلیه می‌کنند. کاهش گازهای ارسالی به فلر و بهره‌برداری از گرمای حاصل از احتراق گازها دو هدف اصلی این تحقیق است که برای پالایشگاه‌های گاز فازهای ۲۲ تا ۲۴ پارس جنوبی

کمپرسور و به دنبال آن کولر و جداکننده سه‌فازی به میزان بالغ بر ۵/۳ تن بر ساعت نفتا و قریب به ۱۸۰ کیلوگرم بر ساعت گاز مایع و مقدار کمی نیز گازهای متان و اتان در قالب جریان LIQ-۲ بازیابی می‌شود. با فرض اینکه فاکتور عملیاتی سالیانه ۳۰۰ روز در نظر گرفته شود، مقدار نفتای تولیدی در طول سال حدود ۳۸۶۳۰ تن خواهد شد. با احتساب نفتای سنگین با نرخ فوق خلیج فارس با قیمت متوسط ۱۸۰ دلار به ازای هر تن [۲۷]، کل عایدی سالیانه شرکت از طریق فروش نفتا بیش از ۶/۹۵ میلیون دلار بر سال خواهد شد.

بخش دیگر عواید حاصل از این طراحی شامل میزان تولید برق توسط ژنراتورهای بخش چرخه رانکین است.

فرایند مذکور با نرم‌افزار Aspen-Plus صورت گرفته است. سودآوری طرح شامل برش‌های نفتا و گاز مایع بازیابی شده از گازهای ارسالی به فلر از یک سو و تولید توان در توربین‌ها از سوی دیگر است. در مجموع این طرح دارای عایدی سالانه ۲۴,۷۸۲,۱۹۴ دلار است.

بررسی شده است. در این تحقیق، ابتدا با روش استفاده از کمپرسور با چرخه مایع به بازیابی نفتا و گاز مایع از مجموعه گازهای ارسالی به فلر پرداخته شد. سپس در ادامه ترکیبات گازی باقیمانده در محفظه احتراق سوزانده شده و گازهای حاصل از احتراق به‌منظور تولید توان به دو مرحله توربین هدایت شده‌اند. شبیه‌سازی

مراجع

- [1] Global Gas Flaring Reduction (GGFR), Flared Gas Utilization Strategy: Opportunities for Small-Scale Uses of Gas, World Bank GGFR Report, 1-129, 2004.
- [2] Rezaei, Fatemeh, Annual loss of 5 billion dollars from gas flaring in the country, important oil and energy events agency "Nefte Ma", Tuesday, July 19, 2022, <https://www.naftema.com/report/147152/>
- [3] International Petroleum Industry Environmental Conservation Association (IPIECA) and American Petroleum Institute (API). Oil and Natural Gas Industry Guidelines for Greenhouse Gas Reduction Projects, Part III: Flare Reduction Project Family, October 2009.
- [4] Rahimpour, M.R., Jamshidnejad, Z., Jokar, S.M., Karimi, G., Ghorbani, S. and Mohammadi, A.H., A Comparative Study of Three Different Methods for Flare Gas Recovery of Asalooye Gas Refinery, *Journal of Natural Gas Science and Engineering*, 4, 17-28, 2012.
- [5] Baradaran, S., Shoja Moradi, A., Poursagharian, F., and Bastami, A., Technologies used to reduce and recover flare gases with case studies, Oil, Gas and Environment Specialized Seminar, Shiraz University, Faculty of Engineering, November 2008.
- [6] Taghavifar, M., & Zandi, M. A review of new flare gases recovery methods to increase energy efficiency and reduce pollutants. In 2022 9th Iranian Conference on Renewable Energy & Distributed Generation (ICREDG) (pp. 1-6). IEEE, February, 2022.
- [7] K. P. Wong and C. Algie, "Evolutionary programming approach for combined heat and power dispatch," *Electric Power Systems Research*, vol. 61, pp. 227-232, 2002.
- [8] P. Mago and L. Chamra, "Analysis and optimization of CCHP systems based on energy, economical, and environmental considerations," *Energy and Buildings*, vol. 41, pp. 1099-1106, 2009.
- [9] A. Vasebi, M. Fesanghary, and S. Bathaee, "Combined heat and power economic dispatch by harmony search algorithm," *International Journal of Electrical Power & Energy Systems*, vol. 29, pp. 713-719, 2007.
- [10] Zayer Kabeh, K., & Haghghi Khoshkhou, R. Economic feasibility of small-scale gas to liquid technology in reducing flaring in Iran and case study of implementing the technology at the third South Pars refinery. *Energy Equipment and Systems*, 9(4), 317-330, 2021.
- [11] Saidi, M., Siavashi, F., & Rahimpour, M. R. Application of solid oxide fuel cell for flare gas recovery as a new approach; a case study for Asalouyeh gas processing plant, Iran. *Journal of Natural Gas Science and Engineering*, 17, 13-25, 2014.
- [12] Khalili-Garakani, A., Iravaninia, M., & Nezhadfar, M. A review on the potentials of flare gas recovery applications in Iran. *Journal of Cleaner Production*, 279, 123345, 2021.
- [13] Yazdani, E., Asadi, J., Dehaghani, Y. H., & Kazempoor, P. Flare gas recovery by liquid ring compressors-system design and simulation. *Journal of Natural Gas Science and Engineering*, 84, 103627, 2020.
- [14] BC Oil & Gas Commission, Flaring and Venting Reduction Guideline, Version 4.5, 2016.
- [15] Kazerooni, V., Farhadipour, A. and Omidvar, P., investigation of how to recover gases sent to flare in a gas and liquefied gas refinery based on the concept of exergy, The first national oil and gas conference, Kerman, Shahid Bahonar University, Kerman, 2014.
- [16] Enayati, S.M., Watani, A., Rashtchian, D., Simulation and environmental assessment of the gas recovery system sent to the flare network, *Journal of Energy Engineering and Management*, 4(1), 30-39, 2014.
- [17] Halimifard, G.H., Simulation of the gas purification unit of Suleiman mosque refinery with the aim of recovering the gases sent to the flare, the first international oil, gas, petrochemical and power plant conference, Tehran, 2011.
- [18] Asadi, J., Yazdani, E., Dehaghani, Y. H., & Kazempoor, P. Technical evaluation and optimization of a flare gas recovery system for improving energy efficiency and reducing emissions. *Energy conversion and management*, 236, 114076, 2021.
- [19] Ibañez-Gómez, L. F., Albarracín-Quintero, S., Céspedes-Zuluaga, S., Montes-Páez, E., Ando Junior, O. H., Carmo, J. P., ... & Guerrero-Martin, C.A. Process optimization of the flaring gas for field applications. *Energies*, 15(20), 7655, 2022.
- [20] Darfashi, S., Chavoshbashi, M.M., and Rad-

man, S., Feasibility study of gas recovery system sent to Tabriz Petrochemical Flare and reduction of flaring under CDM mechanism, National Petrochemical Company, Tabriz Petrochemical Joint Stock Company, Technical report, 2011.

[21] Shadivand, Q., Iran, the gases that are burned and the need to cooperate with the World Bank, Energy Economy journal, No. 133, 7-9, 2011.

[22] Parivazh, M. M., Mousavi, M., Naderi, M., Rostami, A., Dibaj, M., & Akrami, M. The feasibility study, exergy, and exergoeconomic analyses of a novel flare gas recovery system. Sustainability, 14(15), 9612, 2022.

[23] The process description of South Pars Gas Refinery phase 22-24, 2015.

[24] Petrescu S., Harman C., Costea M., "Irreversible finite speed thermodynamics (IFST) in simple closed systems", Termotehnica, 2009.

[25] "Flare Minimization to ward zero discharge for Chemical Plant Turnaround Operation Via Dynamic Simulation", AIChE Annual Meeting, Salt Lake City, Utah, November 4-9 in 2007.

[26] Chen, C., Aryafar, H., Lovegrove, K. M., & Lavine, A. S. (2017). Modeling of ammonia synthesis to produce supercritical steam for solar thermochemical energy storage. Solar Energy, 155, 363-371, 2017.

[27] <https://bourse.nioc.ir/portal/home>, available in 26 August 2023.