



Basic Design of a Flue Gas Purification Process for Injection into an Oilfield as Enhanced Oil Recovery and Carbon Storage Method

Asadollah Houshmand¹, Mahdi Zeinali Hasanvand^{2*} and Mehdi Tabibnejad Azizi³

1 Faculty of Chemical Engineering, University of Tehran, Iran

2 Research institute of Petroleum Industry, Tehran, Iran

3 Faculty of Petroleum Engineering, Amirkabir University, Tehran, Iran

hasanvandm@ripi.ir

DOI: 10.22078/pr.2026.5767.3564

Received: October 05, 2025

Modify Date: December 21, 2025

Accepted: May 09, 2026

Introduction

Most of the world's oil is produced from mature oil fields, and maintaining or increasing recovery from these reservoirs has become a critical issue. As the discovery of new reserves has declined, enhanced oil recovery methods have gained greater importance. Among these methods, gas injection has been widely used and studied. Natural gas has traditionally been a preferred injection gas, but its availability is increasingly limited due to domestic demand and supply imbalance. Therefore, alternative gases such as nitrogen, carbon dioxide, and combustion gas have been investigated. Among these, combustion gas is particularly attractive because it is inexpensive and readily available [1].

At the same time, the selection of the combustion gas source is important. Some incomplete-combustion flue gases contain relatively high oxygen levels, which may create explosion hazards under reservoir pressure and temperature conditions. In addition, the presence of water vapor can lead to corrosion in pipelines, compression units, and reservoir equipment. For this reason, flue gas must be purified before injection [2,3]. The purpose of this study is to design a purification process for power-plant flue gas so that it can be safely and economically injected into oil reservoirs. The proposed process focuses on removing water vapor, improving gas quality, and evaluating the economic

feasibility of the entire system [4,5].

Materials and Methods

The proposed process is based on multi-stage cooling and compression combined with adsorption for moisture removal. The study was carried out using ASPEN HYSYS simulation software. Four gas flow rates were considered for analysis: 1, 4, 8, and 20 MMm³/d.

The process design included gas cooling, compression, separation, and dehydration stages (Fig.1). Moreover, a horizontal separator was used after cooling, and its design was based on standard engineering methods, including the velocity method, GPSA guidelines, API 12J, the Souders-Brown relation for droplet settling, and the Arnold and Stewart approach for gas superficial velocity. For transportation, a pipeline length of 35 km between the purification unit and the oil field was considered. Furthermore, the minimum and maximum ambient temperatures were taken as -5 °C and 50 °C, respectively. Pipeline sizing was constrained by pressure drop and allowable velocity limits [4].

The economic evaluation compared different installation and distance scenarios and included capital and operating costs for compression, purification, and transportation. Furthermore, the analysis was used to determine how scale and location affect the final cost of injectable flue gas.

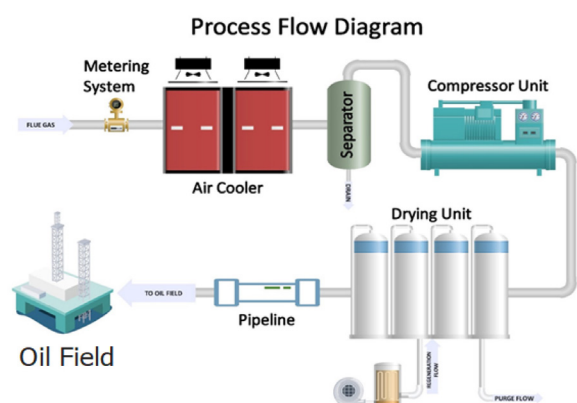


Fig. 1 Schematic of the proposed Flue gas purification process.

Results and Discussion

Simulation results showed that the gas leaving the air

cooler did not form a two-phase stream, meaning that only gas exited the cooler under the selected operating conditions. Moreover, in the three-stage compression system, the gas flow decreased from 49.3 ton/hr at the inlet to 45.1 ton/hr at the outlet because the water concentration was reduced to 2.51 mol%.

This dehydration step improved the performance of the adsorption unit and reduced the amount of adsorbent required. The total compressor power demand was calculated to be 4.97 MW.

The separator design results were summarized in the study and showed that standard separation criteria could be satisfied for the considered operating cases. Overall, the process was able to produce a much drier gas stream suitable for further treatment and transport (Tables 1 and 2).

Table 1 simulation results (part 1)

Parameter	Air cooler	Compression unit (first stage)	Compression unit (second stage)	Compression unit (third stage)
Inlet Pressure (bar)	1.3	1.2	2.32	4.48
Outlet Pressure (bar)	1.2	2.32	4.48	8.62
Inlet Temperature (bar)	80	60	60	60
Outlet Temperssure (bar)	60	135	135	135
Power consumption(MW)	-	1.14	1.03	0.98
Heat Transfer (KW)	457.8	-	-	-
Inlet Rate (kg/h)	49333	49103	46345	45111
Water (%)	17.3	16.7	8.71	4.62

Table 2 simulation results (part 2)

Parameter	Dryer unit	Booster compressor	pipe line
Inlet Pressure (bar)	8.62	8.5	49
Outlet Pressure (bar)	8.5	49	21
Inlet Temperature (°C)	60	60	
Outlet Temperssure (°C)	60	60	50
Power consumption (MW)	-	2.8	-
Heat Transfer (KW)	-	-	-
Inlet Rate (kg/h)	44514	43839	43839
Water (%)	2.51	5 ppm	

From the economic perspective, the purification cost decreased as plant capacity increased and transport distance decreased. For Scenario 1, the cost was 2.15 cents/m³ in sub-scenario a and 1.49 cents/m³ in sub-scenario b. For Scenario 4, the cost decreased to 0.66 cents/m³ in sub-scenario a and 0.56 cents/m³ in sub-scenario b.

These results indicate that scale has a strong positive effect on the economics of the process. Larger capacities and shorter transportation distances both improve cost performance significantly (Table 3).

The results demonstrate that power-plant flue gas can be transformed into a usable injection gas through a properly designed purification process. The main technical challenge is to remove water vapor while ensuring that the gas remains compatible with reservoir conditions.

The study also shows that the location of the purification unit is highly important. If the unit is located near the oil field, transportation cost decreases noticeably. In addition, the system benefits from economies of scale, meaning that higher flow rates reduce unit cost.

Table 3 investment cost of different parts of process units in different scenarios (thousands of dollars).

Equipment	Scenario 1A	Scenario 4B
Air Cooler	250	4.350
Separator	10	81
Compressor	4.080	23.300
Dryer	315	6.600
Booster Compressor	2.500	17.400
Pipeline	4.077	-
Total Equipment Price	11.232	51.731
Total Fixed Investment	25.160	115.877
Total Operating Costs	3.141	18.950
Cost of flue gas purification (Cent/m ³)	2.15	0.56

The estimated injectable gas cost, which ranges from about half a cent to a few cents per cubic meter, is competitive with other gas injection alternatives such as natural gas, nitrogen, or separate CO₂ injection streams. At the same time, the method has an environmental advantage because it supports carbon dioxide storage and reduces emissions. Therefore, the proposed approach can be considered both technically practical and economically attractive, especially for oil fields that require large volumes of injection gas and are located near power plants.

Conclusions

A multi-stage purification and separation process was designed for steam power plant flue gas to make it suitable for enhanced oil recovery injection. The process includes compression, cooling, separation, and dehydration stages.

The main objective was to select an appropriate combustion gas source and remove water vapor from the flue gas. The proposed design was able to reduce water content to below 10 ppm, which significantly lowers corrosion risk and associated costs.

Economic analysis showed that the final gas cost depends strongly on capacity and transport distance. Overall, the study confirms that treated flue gas can be a feasible, low-cost, and environmentally beneficial injection gas for oil recovery and carbon storage

applications.

References

- [1] Stosur, G.J. EOR: Past, present and what the next 25 years may bring. in SPE international improved oil recovery conference in Asia Pacific. 2003. SPE.
- [2] Zhong, L., et al. Investigation on principles of enhanced offshore heavy oil recovery by coinjection of steam with flue gas. in SPE Asia Pacific Enhanced Oil Recovery Conference. 2013. SPE.
- [3] Adu, E., Y. Zhang, and D. Liu, Current situation of carbon dioxide capture, storage, and enhanced oil recovery in the oil and gas industry. *The Canadian Journal of Chemical Engineering*, 2019. 97(5): p. 1048–1076.
- [4] Mohd Yusoff, M.H., et al., Hybrid membrane distillation and wet scrubber for simultaneous recovery of heat and water from flue gas. *Entropy*, 2020. 22(2): p. 178.
- [5] Hassan Shokrolehzadeh Behbahani, Mehdi Zeinali Hassanvand, Mehdi Tabibnejadzizi (1402) Technical and economic feasibility of increasing oil recovery by using combustion gas injection and simultaneous power generation, *Oil Research*, Issue 133, 1402, 57-73.

طراحی فرآیند خالص سازی گاز احتراقی نیروگاهی برای تزریق به میدان نفتی جهت ازدیاد برداشت نفت و ذخیره سازی کربن

اسدالله هوشمند^۱، مهدی زینلی حسنوند^{۲*} و مهدی طبیب نژاد عزیزی^۳

۱- دانشکده مهندسی شیمی دانشگاه تهران، تهران، ایران

۲- معاونت فناوری و امور بین الملل گروه فناوری و نوآوری، پژوهشگاه صنعت نفت، تهران، ایران

۳- دانشکده مهندسی نفت، دانشگاه امیرکبیر، تهران، ایران

تاریخ دریافت: ۱۴۰۴/۰۷/۱۳ تاریخ آخر تغییر: ۱۴۰۴/۰۹/۳۰ تاریخ پذیرش: ۱۴۰۵/۰۲/۱۹

چکیده

میزان نیاز میادین نفتی کشور به گاز طبیعی جهت ازدیاد برداشت روزانه بیش از $110 \text{ MMm}^3/\text{d}$ است. به دلیل ناترازی شدید کشور در گاز طبیعی، تامین این گاز توسط شرکت های ملی نفت و گاز با چالش جدی روبرو است. گزینه جایگزین پیشروی کشور، استفاده از گازهای غیرهیدروکربنی مانند نیتروژن، دی اکسید کربن و گاز احتراق است. گاز احتراق به دلیل قیمت پایین و در دسترس بودن گزینه جذاب تری است. در مطالعات گذشته اهمیت جایگزینی گاز طبیعی و جنبه های عملکردی و اقتصادی آن از نگاه مهندسی مخزن و افزایش ضریب برداشت بررسی شد. چالش اصلی استفاده از گازهای دودکش نیروگاهی برای ازدیاد برداشت و تزریق به میادین، وجود مقادیر بالای بخار آب و غلظت متوسط اکسیژن در برخی فرآیندهای احتراقی ناکامل است که سبب خوردگی و کاهش ایمنی تاسیسات می شود. در ادامه تحقیقات پیشین هدف از این مطالعه، طراحی واحد خالص سازی گاز احتراقی نیروگاهی به منظور جداسازی بخار آب و تعریف فرآیندهای احتراق کامل جهت تزریق به چاه است. در این مطالعه از روش سردسازی و تراکم چند مرحله ای به همراه استفاده از جاذب برای تبدیل به گاز خروجی از دودکش نیروگاهی به گاز استاندارد سازگار با مخزن استفاده شده است. با این رویکرد تجهیزات مختلف برای اجرای این عملیات مطالعه و عملکرد و هزینه هریک از این تجهیزات تا فشرده سازی و خالص سازی و انتقال جریان گاز ارزیابی و محاسبه شده است. همچنین به منظور آنالیز حساسیت هزینه ها و برق مصرفی، واحد عملیاتی در چهار دی مختلف بررسی و با یکدیگر مقایسه شده است. در نهایت هزینه تمام شده جمع آوری، خالص سازی و انتقال گاز احتراق به ازای چهار دی $1 \text{ MMm}^3/\text{d}$ ، $4 \text{ MMm}^3/\text{d}$ و $20 \text{ MMm}^3/\text{d}$ محاسبه شده است. نتایج نشان می دهد هزینه تمام شده خالص سازی گاز به ازای هر مترمکعب کمتر از 3 cent است که نسبت ارزش و قیمت گاز طبیعی اقتصادی تر است.

کلمات کلیدی: طراحی پایه، خالص سازی گاز احتراق، نیروگاه بخار، ازدیاد برداشت نفت، جذب و ذخیره سازی کربن دی اکسید، مقیاس پذیری

*مسئول مکاتبات

hasanvandm@ripi.ir

آدرس الکترونیکی

شناسه دیجیتال: (DOI: 10.22078/pr.2026.5767.3564)

مقدمه

بخش عمده‌ای از نفت جهان از میدان‌های بالغ^۱ استخراج می‌شود. افزایش بازیافت از منابع بالغ که در مراحل پایانی تولید قرار دارند، یک چالش اساسی برای شرکت‌های نفتی و دولت‌های تولیدکننده است. همچنین، کاهش مستمر نرخ جایگزینی ذخایر تولید شده با اکتشافات جدید در دهه‌های اخیر، اهمیت افزایش ضریب برداشت از این میدان‌ها را دوچندان کرده است. این موضوع برای تأمین تقاضای فزاینده انرژی در آینده است [۱]. ازدیاد برداشت به‌روش تزریق گاز به‌طور گسترده در مخازن نفتی مورد استفاده قرار می‌گیرد. در میان روش‌های ازدیاد برداشت روش تزریق گاز بیشترین استفاده را دارد. در منابع علمی، تزریق گاز احتراق به‌عنوان یک روش امیدوارکننده مطرح شده است که با بهره‌گیری از محصولات جانبی فرآیندهای احتراق، کارایی استخراج نفت و بهره‌وری انرژی را بهبود می‌بخشد. این روش با کاهش گرانشی نفت، افزایش فشار مخزن و بهبود عملکرد جابه‌جایی نفت، تأثیرات قابل‌توجهی در افزایش ضریب بازیافت داشته است. به‌ویژه، ترکیبات اصلی گاز دودکش، مانند دی‌اکسیدکربن و نیتروژن نقش مهمی در تسهیل حرکت نفت در مخازن ایفا می‌کنند. گاز کربن‌دی‌اکسید موجود در گاز دودکش با کاهش گرانشی نفت خام و ایجاد جریان فوم‌مانند در اثر امتزاج با نفت، بهره‌وری جابه‌جایی نفت را افزایش می‌دهد [۲]. علاوه‌بر جنبه‌های فنی، تزریق گاز دودکش مزایای زیست‌محیطی قابل‌توجهی نیز دارد. این روش از گازهای زائد صنعتی که به‌طور معمول به اتمسفر منتشر می‌شوند، استفاده کرده و با ادغام فن‌آوری جذب و ذخیره کربن، به کاهش انتشار گازهای گلخانه‌ای کمک می‌کند. همچنین، این فناوری باعث افزایش تولید نفت نیز می‌شود و از این نظر، اهداف اقتصادی و زیست‌محیطی را به‌طور هم‌زمان تحقق می‌بخشد [۳]. از منظر اقتصادی، تزریق گاز دودکش به‌دلیل هزینه پایین آن نسبت به جایگزین‌هایی

مانند گاز طبیعی یا دی‌اکسیدکربن خالص، گزینه‌ای مقرون‌به‌صرفه برای بازیافت پیشرفته نفت محسوب می‌شود [۴]. این ویژگی، به‌همراه امکان استفاده از زیرساخت‌های موجود صنعتی، جذابیت این روش را برای شرکت‌های نفتی دوچندان کرده است. این موضوع به‌طور مفصل در مطالعه قبلی نویسندگان بررسی شده است [۵].

در استفاده از گاز خروجی از دودکش صنایع سه موضوع حذف ذرات جامد، پایین بودن غلظت اکسیژن و حذف بخار آب، از چالش‌ها مهم برای تزریق به میادین محسوب می‌شود. به‌منظور کاهش ریسک واکنش اکسیژن و هیدروکربن در چاه و مخزن یک حداقل غلظت اکسیژن تعریف شده است که ریسک انفجار درجا را از بین می‌برد. این مقدار براساس تست استاندارد (ASTM) E2931^۲ برابر با ۱۲٪ است که تحت فشار و دمای بالا تا ۸٪ نیز قابل کاهش است. بخار آب موجود در گاز دودکش می‌تواند مشکلات عملیاتی متعددی از جمله خوردگی، کاهش کارایی فرآیندهای پایین‌دستی و پیچیدگی در سیستم‌های حذف آلاینده‌ها ایجاد کند؛ بنابراین، حذف مؤثر بخار آب به‌منظور بهینه‌سازی فرآیند تصفیه گاز دودکش و رعایت استانداردهای زیست‌محیطی ضروری است، به‌طور مثال، میعان بخار آب می‌تواند منجر به تشکیل اسیدهای خورنده، مانند اسیدکربنیک شود که این اسید به تجهیزات و زیرساخت‌ها آسیب می‌رساند. این موضوع نه‌تنها هزینه‌های خطوط انتقال و نگهداری را افزایش می‌دهد، بلکه باعث توقف‌های غیرمنتظره و پیچیدگی بیشتر در عملیات می‌شود [۴]. بنابراین، استراتژی‌های مؤثر برای حذف آب، به‌منظور کاهش این خطرات و افزایش دوام تجهیزات ضروری است. هدف اصلی در این پژوهش، طراحی فرآیندی خالص‌سازی است که گاز حاصل از احتراق نیروگاهی را به استاندارد مناسب برای تزریق به میدان برساند.

الکتریکی تبدیل می‌شود. به دلیل احتراق حداکثر غلظت اکسیژن در خروجی نیروگاه‌های بخار کمتر از ۵٪ و غلظت دی‌اکسید کربن بیش از ۸٪ است. در نیروگاه‌های سیکل ترکیبی از جریان گاز احتراقی خروجی به همراه توربین بخار هر دو برای تولید انرژی استفاده می‌شود. در نیروگاه‌های سیکل باز از مخلوط جریان اضافی هوا و احتراق برای ایجاد جریان چندبرابر گاز در توربین‌های گازی استفاده می‌شود. درصد اکسیژن در این نوع نیروگاه‌ها بین ۱۲ تا ۱۶٪ (به دلیل ۳ تا ۴ برابر حجم هوای اضافی) است درحالی‌که میزان اکسیژن در گاز احتراق خروجی از نیروگاه‌های حرارتی بخار کمتر از ۵٪ است. راندمان تبدیل انرژی حرارتی به الکتریکی در نیروگاهی بخار بین ۲۵ تا ۳۵٪ است و راندمان نیروگاه‌های گازی بین ۳۵ تا ۴۵٪. همین وضعیت در کوره‌های صنایع فولادی، سیمانی و پتروشیمی وجود دارد. گاز خروجی کوره‌های^۱ بلند فولادی دارای ۲۰ تا ۲۵٪ دی‌اکسیدکربن و ۵۰ تا ۵۵٪ نیتروژن هستند. این گاز محصول فرآیند تبدیل مخلوط سنگ معدن آهن و کک به فلز آهن است. در کارخانه‌های سیمان به دلیل تولید دی‌اکسیدکربن در بخشی از فرآیند تبدیل آهک به سیمان غلظت مولی گاز خروجی شامل ۷/۵٪ اکسیژن، ۱۸٪ بخار آب، ۱۸٪ دی‌اکسیدکربن و ۵۶٪ نیتروژن است. در واحدهای پتروشیمی نیز ترکیب گاز خروجی بنا به نوع واحد فرآیندی متفاوت است. برای طراحی فرآیند خالص سازی گاز احتراق به دلیل نیاز بالای این واحدها به برق برای استفاده در کمپرسورها و همچنین غلظت پایین اکسیژن به دلیل کاهش ریسک انفجار در فشار و دمای بالا، استفاده از گاز خروجی نیروگاه‌های بخار، کارخانه‌های فولاد و کارخانه‌های سیمان توصیه می‌شود. در این تحقیق گاز خروجی از یک نیروگاه بخار با ترکیب موجود در **جدول ۱** انتخاب شده است.

از طرفی این فرآیند جداسازی آب از جریان گاز بعد از خالص سازی و انتقال لازم است از نظر اقتصادی مقرون به صرفه باشد. موضوع دیگری که در این مطالعه بررسی شده است، انتخاب منابع از گاز احتراق است که درصد پایینتری از اکسیژن را داشته باشند. برخی فرآیندهای نیروگاهی یا صنعتی از احتراق ناقص برای تولید حرارت کنترل شده استفاده می‌کند که این امر سبب می‌شود اکسیژن خروجی در گاز دودکش دارای درصدهای بالاتر از ۱۰٪ باشد. وجود این میزان اکسیژن به دلیل فشار و دمای بالای مخزن امکان انفجار خواهد داشت لذا بهتر است در انتخاب گاز احتراق فرآیندهای نیروگاهی یا صنعتی انتخاب شود که میزان اکسیژن کمتری در گاز خروجی داشته باشند.

منابع انتشار گاز احتراق و انتخاب منبع مناسب

گاز احتراق گاز حاصل از ترکیب یک سوخت فسیلی با هوا است که در اثر واکنش اکسیژن موجود در هوا با کربن موجود در سوخت، واکنش سوختن اتفاق افتاده و تولید حرارت می‌کند. بسته به نوع سوخت استفاده شده (زغال سنگ، سوخت مایع، گاز) ترکیب و میزان گاز احتراق تولیدی متفاوت خواهد شد. وجود ترکیبات گوگردار در سوخت، احتراق ناکامل و دمای بالای احتراق سبب ایجاد ناخالصی‌ها و آلاینده‌هایی مانند SOx و NOx در گاز خروجی می‌شود. علاوه بر این به دلیل سوختن ناقص، ترکیب اکسیژن، بخار آب و دی‌اکسیدکربن موجود در خروجی دودکش می‌تواند متفاوت باشد. به عنوان مثال سه مدل نیروگاه حرارتی سیکل ساده یا بخار، نیروگاه‌های سیکل ترکیبی و نیروگاه سیکل باز یا گازی با بازایی حرارتی نسبت‌های مختلفی از هوا و سوخت را با هم ترکیب می‌کند. در نیروگاه‌های بخار، با انجام احتراق کامل حداکثر انرژی تولیدی از فرآیند احتراق صرف تبدیل آب به بخار آب می‌شود و انرژی حرارتی از طریق برخورد بخار آب گرم به پره‌های توربین ژنراتور به انرژی

1. Blast Furnace Gas

سیستم ایفا می‌کند [۶-۱۰]. برای خالص‌سازی و انتقال گاز احتراق، فرآیند ارائه شده در شکل ۱، پیشنهاد می‌گردد. در ادامه به تفصیل هر واحد شرح داده خواهد شد.

سیستم اندازه‌گیری

در ابتدا یک سیستم اندازه‌گیری برای واحد تعبیه شده است. این سیستم نقش کلیدی در مدیریت دقیق جریان گاز ورودی به واحد را دارد. این سیستم‌ها وظیفه دارند تا میزان جریان، ترکیب شیمیایی و کیفیت گاز ورودی را با دقت بالا اندازه‌گیری کنند. وجود این سیستم برای اطمینان از مطابقت گاز ورودی با نیازهای فرآیندی و استانداردهای فنی ضروری است. همچنین، داده‌های دقیق حاصل از این سیستم پایه‌ای برای محاسبات اقتصادی، پایش فرآیند و مدیریت بهره‌وری واحد فراهم می‌کند. از دیدگاه عملیاتی، سیستم اندازه‌گیری امکان کنترل بهینه فرآیند را فراهم می‌کند. این سیستم با ارائه اطلاعات دقیق درباره دبی گاز و ترکیب آن، امکان تنظیم دقیق پارامترهای عملیاتی و جلوگیری از هدررفت منابع را مهیا می‌سازد. همچنین، نظارت مستمر بر کیفیت گاز ورودی باعث کاهش آسیب‌های احتمالی به تجهیزات حساس واحد می‌شود.

Table 1. steam power plant flue gas exhaust data

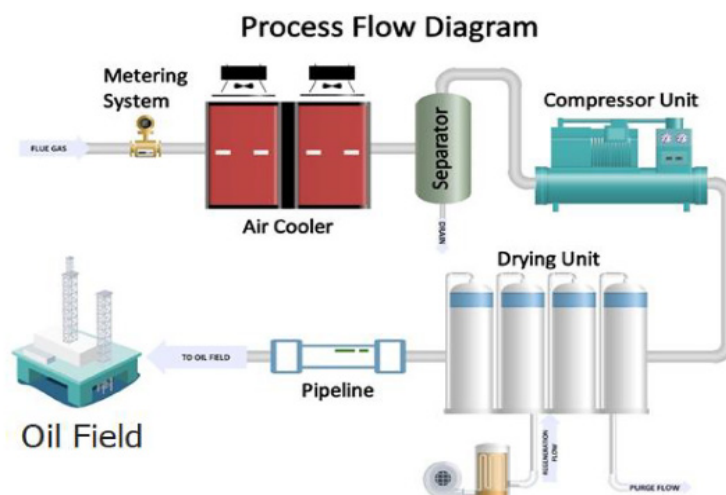
جدول ۱ اطلاعات گاز خروجی دودکش نیروگاه بخار

parameter	quantity in feed
Pressure (bar)	1.3
Temprature (°C)	80
Rate (MMm3/D)	1
Water (%)	17.3
CO ₂ (%)	9.7
N ₂	69
O ₂	4

در واقع در این پژوهش خوراک موردنظر جهت انتقال و تزریق به چاه از گاز احتراقی نیروگاه حرارتی بخار با خوراک گاز طبیعی تأمین می‌شود. این گاز معمولاً در دمای بالای ۸۰ °C و فشار حدوداً ۱/۳ bar در محل ورود به واحد خالص‌سازی تأمین می‌شود.

فرآیند خالص‌سازی و آب‌زدایی از گاز احتراق

جداسازی آب از گاز احتراق مشابه فرآیند آب‌زدایی به‌منظور جداسازی و ذخیره گاز دی‌اکسیدکربن است. در زنجیره کامل جذب و ذخیره‌سازی دی‌اکسیدکربن^۱، مرحله آب‌زدایی^۲، اگرچه از نظر حجم عملیاتی بخشی کوچک به نظر می‌رسد، اما نقشی اساسی در حفظ یکپارچگی و کارایی کل



شکل ۱ شماتیک فرآیند پیشنهادی خالص‌سازی گاز احتراقی
Fig. 1 Schematic of the proposed Flue gas purification process

1. Carbon Capture and Storage
2. Dehydration

پس از خنک شدن گاز در خنک کننده هوایی، گاز به جداکننده وارد می شود. این تجهیز نقش حیاتی در جداسازی مایعات متراکم شده از جریان گاز ایفا می کند. در اثر کاهش دمای گاز در خنک کننده هوایی، بخار آب موجود در جریان گاز به مایع تبدیل می شود و به همراه سایر مایعات احتمالی، از جمله میعانات هیدروکربنی یا ذرات معلق، وارد جداکننده می شود. در داخل جداکننده، جریان گاز با استفاده از اصول مکانیکی یا گریز از مرکز به گونه ای تنظیم می شود که مایعات سنگین تر از گاز جدا شده و در بخش پایین تجهیز جمع شوند. مایعات جدا شده به طور مداوم یا در فواصل زمانی مشخص از طریق مسیرهای تخلیه^۲ از جداکننده خارج می شوند. این فرآیند تخلیه برای جلوگیری از انباشت مایعات در داخل جداکننده و حفظ عملکرد بهینه آن بسیار اهمیت دارد. تجهیزات کنترل فشار و سطح مایعات در جداکننده نصب می شوند تا عملیات جداسازی به صورت خودکار و ایمن انجام شود.

گاز خروجی از جداکننده، پس از حذف مایعات متراکم شده، عاری از قطرات مایع و با سطح رطوبت پایین تر است. این امر نه تنها باعث کاهش خطر خوردگی و آسیب به تجهیزات پایین دستی می شود، بلکه عملکرد کمپرسور را بهینه می کند؛ بنابراین، جداکننده به عنوان یکی از تجهیزات کلیدی در فرآیند تصفیه گاز، نقش مهمی در افزایش بهره وری و ایمنی کل سیستم ایفا می کند.

واحد فشرده سازی

گاز خروجی از جداکننده که مایعات و بخار آب آزاد آن جدا شده است، وارد واحد فشرده سازی (کمپرسور) می شود. کمپرسور یکی از تجهیزات کلیدی در این فرآیند است که وظیفه افزایش فشار گاز را بر عهده دارد. افزایش فشار گاز برای آماده سازی آن جهت انتقال در خطوط لوله و جذب مؤثر در واحد خشک کن ضروری است.

به عنوان مثال، شناسایی به موقع تغییرات ترکیب گاز می تواند از وقوع مشکلات جدی در عملکرد واحد جلوگیری کند.

خنک کننده هوایی

خنک کننده هوایی^۱، یکی از تجهیزات اساسی در فرآیندهای صنعتی، به ویژه در واحدهای پتروشیمی، پالایشگاهی و صنایع گازی است. این تجهیز نقش مهمی در مدیریت حرارتی جریان گاز ورودی ایفا می کند و به کاهش دما و بهبود عملکرد تجهیزات پایین دستی کمک می کند. گاز ورودی به خنک کننده هوایی به منظور کاهش دما وارد این واحد می شود. کاهش دمای گاز علاوه بر بهینه سازی مصرف انرژی، باعث می شود بخشی از بخار آب موجود در گاز متراکم شده و به فاز مایع تبدیل شود. این فرآیند، به طور مستقیم توان مصرفی واحد فشرده سازی را کاهش داده و از ایجاد مشکلات ناشی از وجود بخار آب در سیستم های پایین دستی جلوگیری می کند.

یکی از دلایل اصلی انتخاب خنک کننده هوایی در فرآیندهای صنعتی، مزیت های زیست محیطی آن در مقایسه با سیستم های خنک کننده مبتنی بر آب است. این تجهیز به دلیل عدم نیاز به مقادیر زیاد آب برای خنک سازی، مصرف منابع آبی را به میزان چشم گیری کاهش می دهد. این ویژگی در مناطقی که منابع آبی محدود هستند یا مشکلات زیست محیطی مرتبط با مصرف و آلودگی آب وجود دارد، از اهمیت ویژه ای برخوردار است. علاوه بر این، خنک کننده هوایی هزینه های عملیاتی را نیز کاهش داده و نیاز به سیستم های تصفیه آب و مدیریت پساب را از بین می برد که در نتیجه منجر به کاهش هزینه های نگهداری و بهره برداری می شود. گاز خروجی از خنک کننده هوایی، به دلیل کاهش دما، معمولاً به صورت دوفازی (گاز و مایع) است. بخشی از آب موجود در گاز متراکم شده و به صورت مایع جدا می شود.

جداکننده دوفازی

1. Air Cooler

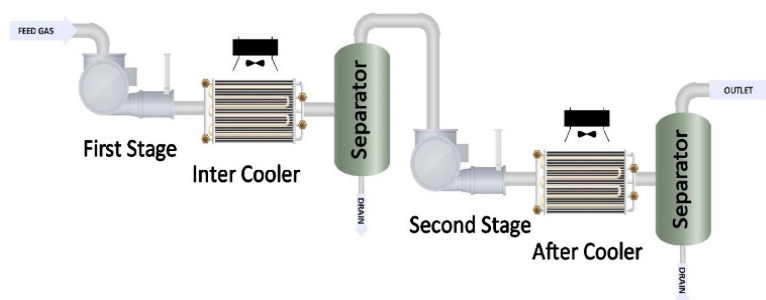
2. Drain

و فشار مناسب، به واحد خشک کن منتقل می‌شود تا فرآیند حذف نهایی رطوبت صورت گیرد. این ترکیب فشرده‌سازی و خنک‌سازی، تضمینی برای عملکرد بهینه و پایدار کل فرآیند است. جزئیات واحد فشرده‌سازی در **شکل ۲** نمایش داده شده است. هر واحد فشرده‌سازی دارای دو تا سه مرحله سری از تراکم، سردسازی و جداسازی است که طی هر مرحله فشار بین ۲ تا ۳ برابر شده و در مجموع فشار خروجی از بخش فشرده‌سازی حدود ۹ برابر فشار ورودی آن است.

واحد خشک کن

گاز فشرده‌شده وارد واحد خشک کن^۱ با روش تغییر دما می‌شود که این واحد از چندین بستر جاذب تشکیل شده است. هدف این واحد حذف مقادیر آب باقی مانده در جریان گاز است. گاز مرطوب از میان بسترهای جاذب عبور کرده و آب موجود در آن به سطح جاذب‌ها جذب می‌شود. این مرحله گاز خروجی را به شرایط کاملاً خشک مورد نیاز برای کاربردهای مختلف می‌رساند. برای به دست آوردن مقدار آب مجاز موجود در جریان باید به این موضوع توجه داشت که در انتهای خط لوله نباید در سردترین شرایط محیط در طول سال، مایعی تشکیل شود و پس از به دست آوردن نقطه شبنم در این شرایط نیز باید یک حاشیه امن دمایی برای عملکرد ایمن فرآیند در نظر گرفت [۱۲].

فشرده‌سازی گاز علاوه بر بهبود شرایط فرآیندی، امکان انتقال گاز در مسافت‌های طولانی و استفاده بهینه در سیستم‌های مختلف را فراهم می‌کند. با این حال، افزایش فشار در کمپرسور به طور طبیعی با افزایش دمای گاز همراه است. این افزایش دما می‌تواند کارایی واحدهای پایین دستی، به ویژه واحد خشک کن، را تحت تأثیر قرار دهد [۱۱]. به همین دلیل، خنک کننده‌های هوایی (مبدل حرارتی) به طور هدفمند بین مراحل مختلف فشرده‌سازی و پس از مرحله نهایی نصب می‌شوند. خنک کننده‌های هوایی دمای گاز را کاهش داده و آن را به محدوده دمایی بهینه برای فرآیند بعدی یعنی جذب در واحد خشک کن می‌رسانند. این کاهش دما از تشکیل هیدرات‌ها، آسیب به تجهیزات، و کاهش کارایی فرآیند جلوگیری می‌کند. علاوه بر این بر اثر کاهش دما پس از هر مرحله فشرده‌سازی، مقدار قابل توجهی آب نیز جدا می‌شود که در بخش نتایج ذکر خواهد شد. در طراحی این سیستم، خنک کننده‌های هوایی باید به گونه‌ای انتخاب و تنظیم شوند که علاوه بر کاهش مؤثر دما، تأثیر منفی بر جریان گاز نداشته باشند. استفاده از این تجهیزات، همراه با تنظیمات دقیق فشار و دما در مراحل مختلف کمپرسور، نه تنها موجب بهبود بهره‌وری فرآیند می‌شود، بلکه ایمنی و پایداری عملکرد تجهیزات را نیز تضمین می‌کند. در نهایت، گاز خروجی از کمپرسور، با دما



شکل ۲ شماتیک واحد فشرده‌سازی
Fig. 2 Schematic of the compression unit

و رطوبت، به خطوط لوله انتقال داده می‌شود. این گاز که عاری از رطوبت و ناخالصی‌های مضر است، به‌طور مستقیم برای کاربردهای پایین‌دستی آماده شده و نقش کلیدی در فرآیندهای بهبود ازدیاد برداشت نفت ایفا می‌کند. در فرآیند EOR، گاز خشک به مخازن نفت تزریق می‌شود تا با افزایش فشار مخزن، نفت محبوس در لایه‌های سنگی به سمت چاه تولیدی حرکت کند. علاوه‌براین، گاز خالص تزریقی می‌تواند با کاهش گرانشی نفت و تغییر کشش سطحی بین نفت و سنگ، ضریب برداشت را بهبود بخشد. این روش، به‌ویژه در مخازن نفتی قدیمی یا با گرانشی بالا، تأثیر قابل‌توجهی در افزایش ضریب بازیافت دارد. تزریق گاز احتراق خشک شده به این مخازن باعث فشار تولید، کاهش نیاز به‌روش‌های پرهزینه‌تر مانند حفاری‌های جدید شده و از هدررفت منابع جلوگیری می‌کند.

شبیه‌سازی فرآیند خالص‌سازی گاز احتراق

در این بخش از پژوهش، گاز احتراقی خروجی یکی از نیروگاه‌های خوزستان به‌عنوان خوراک فرآیند پیشنهادی با استفاده از نرم‌افزار ASPEN HYSYS شبیه‌سازی شده است. در این شبیه‌سازی فرضیات ذکر شده مدنظر قرار گرفته است. اطلاعات گاز خروجی نیروگاهی، مطابق **جدول ۱** است که این اطلاعات از مطالعات قبل حاصل شده است. این ترکیب مشابه ترکیب خروجی گاز از نیروگاه‌های بخار است. دقت شود ترکیب گاز خروجی از نیروگاه‌های سیکل ترکیبی یا واحدهای غیر سیمانی دارای اکسیژن بیشتر و دی‌اکسید کربن کمتر است. که این موضوع در تکرار طراحی برای این واحدها می‌تواند اثرگذار باشد. فاصله واحد خالص‌سازی تا محل میدان ۳۵ km درنظر گرفته شده است. حداقل و حداکثر دمای سایت در طول سال 5°C و 50°C در نظر گرفته شده است.

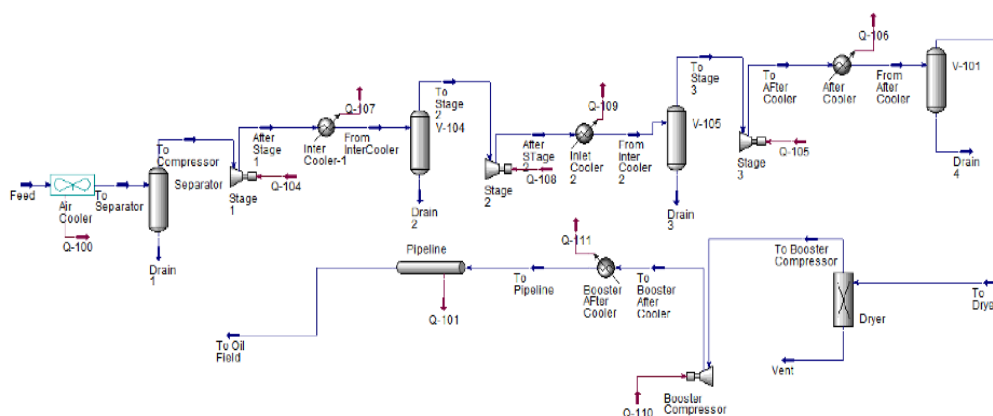
در این فرآیند، گاز مرطوب از میان بسترهای جاذب عبور می‌کند. مولکول‌های آب موجود در گاز به سطح مواد جاذب متخلخل جذب شده و به‌این‌ترتیب گاز خروجی کاملاً خشک می‌شود. این عمل باعث می‌شود گاز به شرایطی برسد که برای تزریق به میدان‌های نفتی و انتقال در خطوط لوله آماده باشد. این مرحله از اهمیت بالایی برخوردار است، زیرا وجود هرگونه رطوبت باقی‌مانده می‌تواند منجر به مشکلاتی مانند خوردگی خطوط لوله، تشکیل هیدرات‌ها، یا انسداد مسیر جریان در شرایط دمای پایین شود [۱۳]. یکی از پارامترهای کلیدی در طراحی و عملکرد واحد خشک‌کن، تعیین مقدار مجاز رطوبت باقی‌مانده در جریان گاز است. این مقدار با محاسبه نقطه شبنم گاز در سردترین شرایط محیطی سال مشخص می‌شود. نقطه شبنم نشان‌دهنده دمایی است که در آن بخار آب موجود در گاز شروع به میعان می‌کند. برای جلوگیری از تشکیل مایع در خطوط لوله، باید اطمینان حاصل شود که نقطه شبنم گاز از دمای محیط در سردترین حالت سال در انتهای خط لوله پایین‌تر باشد. علاوه‌براین، برای عملکرد ایمن و پایدار فرآیند، یک حاشیه امن دمایی نیز در نظر گرفته می‌شود تا هرگونه تغییرات ناگهانی دما یا شرایط محیطی تأثیری بر عملکرد سیستم نداشته باشد. در نهایت، گاز خروجی از واحد خشک‌کن با دمای کنترل‌شده و شرایط کاملاً خشک، آماده انتقال به خطوط لوله نهایی می‌شود. این مرحله، با کنترل دقیق رطوبت و تضمین کیفیت گاز، نقش حیاتی در افزایش ایمنی، بهره‌وری، و قابلیت اطمینان کل فرآیند دارد.

خط لوله

گاز خشک و فشرده خروجی از واحد خشک‌کن به خط لوله انتقال داده می‌شود. این گاز آماده انتقال به میادین نفتی برای کاربردهایی نظیر تزریق در فرآیندهای بهبود ازدیاد برداشت نفت^۱ است. گاز خشک و فشرده خروجی از واحد خشک‌کن پس از دستیابی به شرایط استاندارد از نظر فشار، دما

1. EOR

دمای خروجی سیال از خنک‌کننده هوایی دمای محیط 10°C + در نظر گرفته شده است. مقدار آب خروجی در انتهای خط لوله بدین‌گونه محاسبه شده است که نقطه شبنم گاز خروجی برابر با 5°C - درجه به‌عنوان حداقل دمای سایت و 10°C - حاشیه امن دمایی برای آن بوده است. خط لوله براین‌اساس ساینز شده است که کاهش فشار از $2/5$ به‌ازای هر km و سرعت از 12 m/s تجاوز نکند. جنس خط لوله استیل کربنی در نظر گرفته شده است. با اعمال فرضیات شبیه‌سازی ارایه شده در **جدول ۱** در نرم‌افزار ASPEN HYSYS نتایج شبیه‌سازی برای یک مدل اولیه به‌دست آمد. نتایج حاصل از شبیه‌سازی برای هر تجهیز مطابق



شکل ۳ فرآیند شبیه‌سازی شده در نرم‌افزار ASPEN HYSYS

جدول ۲ نتایج شبیه سازی
Table 2 simulation results

Parameter	A i r cooler	Com p r e s s i o n unit (first stage)	Com p r e s s i o n unit (second stage)	Com p r e s s i o n unit (third stage)	D r y e r unit	B o o s t e r compressor	p i p e line
(bar) Inlet Pressure	1.3	1.2	2.32	4.48	8.62	8.5	49
(bar) Outlet Pressure	1.2	2.32	4.48	8.62	8.5	49	21
(C°) Inlet Temperature	80	60	60	60	60	60	60
(C°) Outlet Tempreature	60	135	135	135	60	60	50
(MW) Power consumption	-	1.14	1.03	0.98	-	2.8	-
(Heat Transfer (KW	457.8	-	-	-	-	-	-
(kg/h) Inlet Rate	49333	49103	46345	45111	44514	43839	43839
(%) Water	17.3	16.7	8.71	4.62	2.51	ppm 5	ppm 5

وجود نداشته باشد. از سوی دیگر متریال خط لوله می‌تواند کربن استیل در نظر گرفته شود که از لحاظ اقتصادی به شدت به صرفه تر است. باتوجه به این موضوع در بخش بعدی به تفصیل طراحی هر کدام از تجهیزات مورد بررسی قرار می‌گیرد.

طراحی تجهیزات فرآیندی و آنالیز حساسیت

در این بخش، طراحی تجهیزات اصلی فرآیند خالص سازی، موجود در **شکل ۳**، شامل خنک کننده هوایی، جداسازهای دوفازی، واحد فشرده سازی، خشک کن و خط لوله، براساس چهار سناریو با دبی های ۱، ۴، ۸ و $20 \text{ m}^3/\text{day}$ میلیون **جدول ۳** ارائه شده است. همچنین، تحلیل حساسیت پارامترهای کلیدی فرآیند بر هزینه و مصرف انرژی انجام شده است. انتخاب این چهار سناریو به دلیل تفاوت در میزان نیاز به گاز احتراق در هر میدان نفتی است. برای هر سناریو، تحلیل های اقتصادی نیز باهدف ارزیابی هزینه های سرمایه گذاری و بهره برداری طرح صورت گرفته است. سناریوهای موردنظر که بیانگر شرایط مختلف عملیاتی و دبی های ورودی گاز هستند، در **جدول ۳** که در زیر ارائه شده است و مبنای طراحی و تحلیل در این تحقیق قرار گرفته اند. سایر شرایط عملیاتی مانند دما، فشار، و ترکیب گاز ورودی مشابه خوراک ورودی **جدول ۱** در نظر گرفته شده است.

طراحی خنک کننده هوایی

در یک مبدل حرارتی با خنک کاری توسط هوا، یا خنک کننده ی هوایی، انتقال حرارت از سیال فرآیندی به جریان هوای خنک کننده از طریق سطوح توسعه یافته یا لوله های پره دار صورت می گیرد.

در واحد فشرده سازی سه مرحله ای دبی جریان ورودی از $49/3 \text{ ton/hr}$ به $45/1 \text{ ton/hr}$ در جریان خروجی کاهش پیدا می کند که دلیل آن کاهش غلظت آب تا $2/51\%$ مولی است. این موضوع باعث کاهش مقدار جاذب در واحد خشک کن و بهبود عملکرد این واحد می شود. همچنین کل توان مصرفی در مجموع کمپرسورها $4/97 \text{ MW}$ است. مقدار آب در جریان خروجی از واحد خشک کن برابر $0/13 \text{ kg/h}$ است که سبب می شود تا نقطه شبنم گاز خروجی به منفی 15°C برسد که برای عملکرد خط لوله در اقلیم گرم خوزستان مناسب است. از طرفی غلظت مولی آب در گاز خروجی به $0/0005\%$ می رسد که از نظر خوردگی اثری برای ایجاد مشکل در خطوط لوله ندارد. این کاهش نقطه شبنم برابر با حذف $674/5 \text{ kg/h}$ آب از جریان ورودی توسط جاذب های بارگذاری شده در خشک کن مدنظر است. در طراحی خط لوله مقدار بیشینه و کمینه دمای محیط اطراف خط لوله به ترتیب 50°C و منفی 5°C فرض شده است. همان طور که در بخش خشک کن نیز اشاره شد، نقطه شبنم خروجی خط لوله در حداقل دمای محیط 15°C - به دست آمده و امکان تشکیل هرگونه مایع در خروج ممکن نمی باشد که این هدف اصلی طراحی واحد است که به آن دست یافته ایم. باتوجه به نمونه موردی اولیه بررسی شده، این فرآیند توانایی جداسازی آب تا مقدار دلخواه را دارا بوده و قابلیت تعمیر برای نمونه های دیگر را دارد. در این شبیه سازی این موضوع مورد اطمینان قرار گرفت که هیچ گونه آبی در انتهای خط لوله در سردترین دمای محیط تشکیل نمی شود و این موضوع باعث می شود که در کمپرسورهای پایین دستی جهت تزریق نیز مشکلی

جدول ۳ شرایط عملیاتی سناریوهای مختلف

Table 3 operating conditions for different scenarios

Parameter	Scenario 1	Scenario 2	Scenario 3	Scenario 4
Rate (MMm3/D)	1	4	8	20

می‌شود. هوا به‌طور عمومی و گاز خروجی احتراق نیروگاهی به‌طور خاص دارای ذرات معلق از جنس گردوخاک یا دوده است؛ لذا قبل از ورودی لازم است از فیلترهای مناسب برای کاهش ذرات معلق استفاده کرد. با توجه به آنکه شست‌وشوی مبدل‌های هوایی راحت است، به دلیل جلوگیری از افت فشار قبل از واحد کمپرسور، نیاز به فیلتراسیون توسط استرینر و فیلتر ورودی توسط سازنده کمپرسور در نظر گرفته می‌شود و این قید در استانداردها برای ورودی کمپرسور اجباری است؛ لذا موضوع فیلتراسیون هوای ورودی به‌طور جزئی در این بخش ذکر نشده است و جزو استانداردهای استفاده از کمپرسور است. در این پژوهش از خنک‌کننده هوایی از نوع رانش اجباری برای کاهش دمای گاز ورودی از 80°C به 60°C استفاده شده است. سپس برای طراحی حرارتی از معادلات پایه شناخته‌شده انتقال حرارت و افت فشار در دو سمت سیال لوله‌ای و جریان هوای خنک‌کننده استفاده شده است. طراحی حرارتی مکانیکی خنک‌کننده هوایی با نرم‌افزار HTRI انجام و نتایج در جدول ۴ خلاصه شده است. جزئیات طراحی مطابق روش‌های استاندارد API ۶۶۱ انجام شده است [۱۷ و ۱۸]. خلاصه‌ای از پارامترهای طراحی و نتایج حاصل برای هر یک از مبدل‌های حرارتی هوایی در جدول زیر گردآوری شده و به‌منظور مقایسه و تحلیل فنی در اختیار قرار گرفته است.

جداسازها

جداسازها یکی از اصلی‌ترین تجهیزات در صنایع شیمیایی برای جداسازی فیزیکی فازهای مختلف جریان‌ها هستند. جداسازها از منظر نوع جریان ورودی به دودسته کلی تقسیم می‌شوند: جداسازهای دوفازی و سه‌فازی. جداسازهای دوفازی برای تفکیک جریان‌های دوفازی گاز-مایع یا مایع-مایع به جریان‌های مجزای گاز و مایع (دو مایع مختلف) طراحی شده‌اند.

در حالی که عملکرد سامانه‌های خنک‌کاری مرطوب وابسته به دمای مرطوب محیط است، عملکرد مبدل‌های حرارتی هوایی به دمای خشک هوا بستگی دارد. دمای خشک هوا همواره بالاتر از دمای مرطوب بوده و تغییرات روزانه و فصلی آن محسوس‌تر و شدیدتر است [۱۴]. اگرچه هزینه سرمایه‌گذاری اولیه برای یک خنک‌کننده هوایی صنعتی معمولاً بیشتر از نوع آبی آن است، اما این امر همواره صادق نیست. هزینه تأمین آب خنک‌کننده مناسب و سایر هزینه‌های بهره‌برداری ممکن است به گونه‌ای باشد که استفاده از مبدل هوایی در طول عمر طراحی‌شده سامانه اقتصادی‌تر باشد. ملاحظات دیگری نیز بسته به نوع فرآیند یا کاربرد از اهمیت بالایی برخوردارند، به‌طور مثال در مناطق خشک که تأمین آب خنک‌کننده، ناکافی یا ناممکن است، خنک‌کاری توسط هوا تنها روش مؤثر برای دفع حرارت محسوب می‌شود [۱۵ و ۱۶]. در عمل، پیکربندی‌های گوناگونی از خنک‌کننده هوایی مشاهده می‌شود. با این حال، در برخی شرایط، انتخاب نوع طراحی برای عملکرد صحیح واحد فرآیندی از اهمیت حیاتی برخوردار است. مبدل‌های حرارتی هوایی ممکن است از نوع رانش اجباری^۱ یا رانش القایی^۲ باشند [۱۴]. طراحی خنک‌کننده‌های هوایی شامل دو بخش اصلی طراحی حرارتی و طراحی مکانیکی است. در طراحی حرارتی، ابعاد و مشخصات کلیدی مبدل از جمله تعداد بخش‌ها^۳، تعداد دسته لوله‌ها در هر بخش، تعداد ردیف‌ها، قطر خارجی و ضخامت لوله‌ها، نوع و تراکم پره‌ها، طول و گام لوله‌ها، تعداد پاس‌های عبوری سیال، و ابعاد نازل‌ها تعیین می‌شود. هدف این مرحله، دستیابی به ظرفیت انتقال حرارت موردنیاز با بیشینه بازده و کمینه افت فشار مجاز است. در مقابل، طراحی مکانیکی شامل محاسبات دقیق اجزای سازه‌ای مانند دسته لوله‌ها، کلکتورها، فلنچ‌ها و سایر قطعات مکانیکی است و به تهیه نقشه‌های مهندسی و لیست اقلام مصرفی منجر

1. Forced Draft

2. Induced Draft

3. Bay

جدول ۴ نتایج طراحی خنک کننده هوایی در سناریوهای مختلف
Table 4 Air cooler design results under different scenarios

Parameter	Scenario 1	Scenario 2	Scenario 3	Scenario 4
Heat Exchanged(MW)	1.11	4.39	8.8	21.71
Number of Openings	2	5	9	22
Exchanger Area (m ²)	2287	8822	17791	43488
Tube Diameter (inch)	1			
Tube Length(m)	8			
Tube Material	Stainless Steel			
Fin Material	Aluminum			
Fin Height(mm)	1.42			
Fin Density(fin/inch)	10			

شوند. این دو شامل ظرفیت گاز و ظرفیت مایع است. جداساز باید قادر باشد جریان مشخصی از گاز را عبور دهد، به گونه‌ای که قطرات مایع معلق در گاز، زمان کافی برای ته نشینی تحت تأثیر نیروی گرانش داشته باشند. از سوی دیگر، باید حجم مناسبی برای نگهداری مایع فراهم شود تا زمان اقامت کافی برای جدا شدن حباب‌های گاز از فاز مایع در اختیار باشد و تعادل بین دو فاز برقرار گردد. در نتیجه، طراحی ابعاد جداساز (قطر و طول) باید به گونه‌ای انجام شود که به‌طور جداگانه پاسخگوی نیازهای هر دو فاز باشد. بدین ترتیب، ابعاد نهایی جداساز براساس تحلیل هم‌زمان ظرفیت گاز و ظرفیت مایع تعیین می‌گردد تا عملکرد مطلوب در شرایط عملیاتی تضمین شود. در این تحقیق از جداسازهای افقی برای جداسازی فاز مایع از گاز پس از خنک کننده استفاده شد. ابعاد جداسازها براساس روش سرعت حدی و با رعایت دستورالعمل‌های GPSA و API 12J محاسبه گردید [۲۰ و ۲۱]. در این طراحی سرعت سقوط قطره مایع توسط رابطه تجربی سودرز و براون [۲۲] و سرعت ظاهری گاز براساس مدلی آرنولد و استوارت [۲۳] محاسبه شده است بیان شده است.

در مقابل، جداسازهای سه‌فازی علاوه بر جداسازی گاز از مایع، فاز مایع را نیز به دو بخش غیرقابل امتزاج تفکیک می‌کنند. در این پژوهش، باتوجه به جریان خروجی از خنک کننده هوایی که جریان دوفازی بوده، جداسازهای دوفازی مورد نظر است. این جداسازها از لحاظ طراحی هندسی، در سه نوع افقی، عمودی و کروی ساخته می‌شوند. صرف نظر از شکل فیزیکی، تمامی جداسازهای دوفازی دارای چهار بخش اصلی هستند: بخش جدایش اولیه، بخش جدایش ثانویه یا جدایش ثقلی، ناحیه تجمع مایع، و بخش مه گیر^۱. فرآیند طراحی جداسازها به‌طور کلی به دو رویکرد اصلی تقسیم می‌شود. منظور از طراحی جداساز، تعیین ابعاد فیزیکی نظیر قطر و طول بدنه و همچنین طراحی اجزای داخلی آن است. یکی از روش‌های رایج، طراحی به شیوه کلاسیک است که مبتنی بر تئوری سرعت حدی (حداکثر سرعت سقوط قطرات مایع در فاز گاز) انجام می‌شود. در این روش با اعمال فرضیاتی مشخص، می‌توان ابعاد کلی جداساز از جمله طول و قطر آن را با استفاده از سرعت حدی محاسبه کرد. لازم به ذکر است که طراحی اجزای داخلی جداساز در این روش مورد بررسی قرار نمی‌گیرد [۱۹]. در طراحی جداسازهای دوفازی، لازم است دو معیار اصلی به‌طور هم‌زمان در نظر گرفته

فشار خروجی متوسط تا زیاد، گزینه‌ای مناسب تلقی می‌شوند. محدوده دبی ورودی آن‌ها بین ۵۰۰ تا ۲۰۰/۰۰۰ m³/h است، با فشار مکش بین ۱ تا ۳۰۰ bar و دمای گاز بین ۱۶۰ °C تا ۶۰ °C. کمپرسورهای گریزازمرکز معمولاً در سرعت‌هایی بین ۳۰۰۰ تا ۱۵/۰۰۰ rpm کار می‌کنند و می‌توانند به فشار خروجی تا حدود ۶۰۰ bar و دمای خروجی تا ۱۷۵ °C دست یابند [۲۱]. در مقابل، کمپرسورهای رفت‌وبرگشتی در کاربردهایی که دبی گاز نسبتاً پایین‌تر (تا حدود ۵۰۰۰ m³/h در شرایط مکش) و فشار بالا مورد نیاز است، ترجیح داده می‌شوند. این کمپرسورها به‌ویژه برای فشرده‌سازی گازهای فرآیندی، تزریق گاز به مخازن، و کاربردهایی با نیاز به فشار خروجی بالا (حتی تا ۳۵۰۰ bar) مناسب هستند. نسبت فشار قابل‌دستیابی در هر مرحله بین ۳ تا ۴ (و در شرایط خاص تا ۵) متغیر است، ولی محدودیت دمای گاز خروجی که معمولاً بین ۱۶۰ °C تا ۱۹۰ °C برای گاز طبیعی در شرایط تولیدی است، می‌تواند تعیین‌کننده تعداد مراحل باشد. این کمپرسورها در محدوده سرعت ۳۰۰ تا ۱۵۰۰ rpm عمل می‌کنند و دارای بازدهی بالاتری نسبت به نوع گریزازمرکز هستند، ولی سطح لرزش و پیچیدگی‌های نگهداری آن‌ها بیشتر است [۲۱]. در این طراحی از یک کمپرسور گریزازمرکز در ابتدای فرآیند و یک کمپرسور رفت و برگشتی در انتهای فرآیند برای انتقال به فاصله ۳۵ km و بیشتر استفاده شده است. طراحی کمپرسور شامل مراحل مختلفی است که از جمله آن‌ها می‌توان به انتخاب نوع مناسب کمپرسور، تعیین تعداد مراحل فشرده‌سازی، و محاسبه توان موردنیاز اشاره کرد.

در این پژوهش، به‌منظور افزایش دقت در تعیین ابعاد جداسازها و ارتقاء اعتبار نتایج حاصل از روش‌های کلاسیک طراحی، از دستورالعمل‌های ارائه‌شده توسط انجمن مهندسی گاز (GPSA) و همچنین استاندارد معتبر API-12J بهره‌گیری شده است. علاوه‌براین، داده‌های تجربی منتشرشده در منابع مذکور نیز به‌عنوان مبنای تطبیق و صحت‌سنجی محاسبات مورد استفاده قرار گرفته‌اند. نتایج حاصل از طراحی جداسازها برای هر یک از سناریوهای تعریف‌شده، به‌صورت خلاصه در **جدول ۵** ارائه شده است:

واحد فشرده‌سازی

کمپرسورها یکی از تجهیزات کلیدی در صنایع مختلف به‌ویژه در صنعت نفت و گاز محسوب می‌شوند. این دستگاه‌ها با افزایش فشار گاز و کاهش حجم آن، امکان انتقال، ذخیره‌سازی یا استفاده بهینه‌تر از گازها را فراهم می‌کنند. عملکرد کمپرسورها براساس اصول ترمودینامیکی انجام می‌شود و بسته به نوع گاز، شرایط عملیاتی و نیاز فرآیندی، انواع مختلفی مانند کمپرسورهای رفت و برگشتی، گریزازمرکز و اسکرو در واحدهای صنعتی به‌کار گرفته می‌شوند. در انتخاب نوع کمپرسور برای کاربردهای صنعتی، به‌ویژه در صنایع نفت و گاز، تعیین بازه عملکردی هر نوع کمپرسور نقش تعیین‌کننده‌ای دارد. کمپرسورهای گریزازمرکز متداول‌ترین نوع کمپرسور در سیستم‌های انتقال و فرآورش گاز طبیعی هستند. این کمپرسورها به‌دلیل توان تولید بالا نسبت به وزن و حجم، و نیز هزینه سرمایه‌گذاری کمتر در ازای هر واحد توان تولیدی، به‌ویژه در کاربردهای با دبی بالا و

جدول ۵ نتایج طراحی جداساز در سناریوهای مختلف
Table 5 Separator design results under different scenarios

Parameter	Scenario 1	Scenario 2	Scenario 3	Scenario 4
Number of separators	1	1	1	2
Inner diameter (mm)	2650	5250	7400	8250
Length (mm)	3975	7875	11100	12375

محدودیت دمایی در کمپرسورهای رفت و برگشتی به دلیل کاهش عمر پکینگ‌ها و تخریب روغن روان کننده در دمای بالا در نظر گرفته می شود. این روغن مستقیماً در فرآیند فشرده سازی مشارکت دارد. در مقابل، در کمپرسورهای گریز از مرکز، چون روغن با گاز تماس ندارد، تخریب آن مطرح نیست و محدودیت دمایی به دلیل آب بندها و فشار طراحی قطعاً است [۲۴].

محاسبه توان مورد نیاز: پس از آن که نوع کمپرسور مناسب برای کاربرد مورد نظر انتخاب شد، گام بعدی تعیین توان مورد نیاز برای فشرده سازی است تا بتوان محرک اولیه (Prime Mover) مناسبی برای سیستم طراحی نمود. پس از محاسبه اسب بخار گازی (Gas Horsepower-GHP) با استفاده از یکی از روش های استاندارد، باید تلفات توان ناشی از اصطکاک در یاتاقان ها، آب بندها و مکانیزم های افزایش سرعت نیز به آن افزوده شود. این تلفات مکانیکی، بخشی از توان کل مورد نیاز هستند و می توان آن ها را با استفاده از رابطه ۱ ارائه شده توسط Scheel به نقل از GPSA، ۲۰۰۴ برآورد نمود:

$$BHP = 0.0854 \cdot Z_{ave} [Q \cdot T_1 / E \cdot Z] [k/k-1] [(p_2/p_1)^{k-1/k} - 1] \quad (1)$$

در این رابطه، BHP بیانگر توان مورد نیاز در هر مرحله از فرآیند فشرده سازی است. پارامتر Z_{ave} نشان دهنده میانگین ضریب تراکم پذیری گاز است که با توجه به شرایط فشاری و دمایی واقعی جریان تعیین می شود. Q دبی حجمی استاندارد گاز است. T_1 دمای مکش گاز است که در رابطه وارد می شود، در حالی که P_1 و P_2 به ترتیب فشارهای مکش و تخلیه هستند [۲۱]. بازده پارازیته^۱ که با نماد E نمایش داده می شود، برای در نظر گرفتن تلفات مکانیکی ناشی از اصطکاک در یاتاقان ها، آب بندها، سوپاپ ها و میراکننده های نوسانی در کمپرسورهای رفت و برگشتی وارد رابطه می شود. مقدار این بازده بسته به نوع کمپرسور متفاوت است.

این مراحل باید متناسب با ظرفیت سیستم، مشخصات فرآیند و شرایط عملکردی تعیین شوند تا کارایی و ایمنی سیستم تضمین شود [۲۴]. تعیین تعداد مراحل: در کمپرسورهای رفت و برگشتی، تعداد مراحل براساس نسبت فشاری کلی تعیین می شود. اگر این نسبت کمتر از ۴ باشد، استفاده از یک مرحله کافی است. در غیر این صورت، تعداد اولیه ای از مراحل انتخاب می شود به گونه ای که نسبت فشاری هر مرحله از ۴ تجاوز نکند. هر چند نسبت های فشاری تا ۶ نیز در شرایط خاص قابل قبول است، اما باعث افزایش تنش مکانیکی و کاهش راندمان حجمی خواهد شد. در مرحله بعد، دمای تخلیه گاز از مرحله اول محاسبه می شود. اگر این دما از 135°C بیشتر باشد، باید یا تعداد مراحل را افزایش داد یا دمای مکش را با استفاده از خنک کننده ها کاهش داد. توصیه می شود که در طراحی، دمای تخلیه هر مرحله کمتر از 135°C باشد و اختلاف دمای خنک کننده با محیط حدود 10°C در نظر گرفته شود. در صورت عدم امکان کاهش دمای مکش، افزودن یک مرحله فشرده سازی ضروری خواهد بود. در کمپرسورهای گریز از مرکز، تعیین تعداد مراحل نیز براساس هد آیزنتروپیک کل انجام می شود. به طور معمول، هر پوسته می تواند حدود 7000 ft.lb/lb هد فراهم کند. اگر مقدار هد از این مقدار فراتر رود، باید جذر نسبت فشار کلی محاسبه شده و کل تجهیز فشرده سازی به دو مرحله پی در پی تقسیم شود. در صورت نیاز به هد بیشتر، از ریشه سوم نسبت فشار استفاده شده و سه مرحله به کار گرفته می شود. استفاده از بیش از سه مرحله در یک واحد معمولاً عملی نیست و در این حالت باید واحد دوم به صورت سری در نظر گرفته شود. در طراحی چند مرحله ای، اثر خنک کننده ها و افت فشار بین مراحل باید لحاظ شود. به طور معمول، در این شرایط دمای تخلیه هر مرحله کمتر از 135°C باقی می ماند، اما در هر حال باید دمای واقعی خروجی با روابط دقیق محاسبه و بررسی شود.

کمپرسور مشابه با سناریو دو استفاده شده است. لذا داده‌های عملکردی این دو سناریو مشابه هم است (تکرار دو برابری همین کمپرسورها). در سناریو چهار نیز از کمپرسورهایی با ظرفیت ده برابر سناریو یک در دو سری کمپرسور موازی استفاده شده است.

واحد خشک‌کن

پدیده جذب سطحی وابسته به ویژگی‌های سطحی مواد جامد است. تمامی سطوح جامد تا حدی قادر به جذب مولکول‌های گاز یا مایع بر روی سطح خود هستند. جذب سطحی را می‌توان به دو دسته کلی تقسیم کرد: جذب فیزیکی و جذب شیمیایی. جذب فیزیکی ناشی از نیروهای واندروالسی میان مولکول‌های گاز یا مایع و سطح جامد بوده و منجر به تشکیل لایه‌های متعددی از ماده جذب‌شونده بر سطح می‌شود. سیستم‌های آب‌زدایی بستر جامد براساس اصل جذب فیزیکی عمل می‌کنند. ماده‌ی جاذب در این سیستم‌ها معمولاً به‌صورت جامد و دانه‌ای بوده و به‌دلیل دارا بودن تعداد زیادی حفره‌های میکروسکوپی و مجاری موئین، سطح ویژه بسیار بالایی به‌ازای هر واحد جرم دارد.

برای کمپرسورهای رفت‌وبرگشتی پرسرعت بین ۰/۷۲ تا ۰/۸۲، برای نوع کم‌سرعت بین ۰/۷۲ تا ۰/۸۵، و برای کمپرسورهای گریزازمرکز معمولاً حدود ۰/۹۹ در نظر گرفته می‌شود. همچنین، Z بازده فشرده‌سازی واقعی سیستم است. در انتها طراحی این واحد و محاسبات مرتبط با نرم‌افزار HYSYS انجام شده است. نوع کمپرسورهای و تعداد مراحل و دیگر اطلاعات در جداول ذیل برای هر سناریو ذکر شده است. لازم به ذکر است که در این قسمت علاوه‌بر یک واحد کمپرسور اصلی مطابق با فرآیند اولیه پیشنهادی، یک واحد فشارافزایی مجدد نیز پس از خشک‌کن در نظر گرفته شده است. این واحد به‌منظور استفاده در سناریوهای مقایسه اقتصادی ارسال گاز به فواصل دور به فاصله ۳۵ km است درنظر گرفته شده است. لازم به‌ذکر است این کمپرسور بوستر برای فاصله نزدیک نیز درنظر گرفته شده است که موجب کاهش بار مصرفی کمپرسورهای سرچاهی جهت تزریق می‌شوند. در **جدول ۶** نتایج طراحی کمپرسورهای برای چهار سناریو ذکر شده است. دقت شود در سناریو سه که دبی ورودی دو برابر سناریو دو است از دو سری

جدول ۶ نتایج طراحی واحد فشرده‌سازی اولیه در سناریوهای مختلف
Table 6 primary compression unit design results in different scenarios

Parameter	Scenario 1	Scenario 2	Scenario 3	Scenario 4
Primary compression unit specifications				
Number of compressors	1	1	2	2
Amount of input flow (Kg/hr)	49103	196412	196412	491030
power consumption (MW)	3.17	12.66	12.66	31.64
Compressor type	Centrifuge			
Adiabatic efficiency	85			
outlet temperature (°C)	60			
outlet pressure (bar)	8.7			
Booster Compression Unit Specifications				
Number of compressors	1	1	2	2
Amount of input flow (Kg/hr)	43840	175359	175359	438325
power consumption (MW)	2.8	11.21	11.21	28.04
Compressor type	Reciprocator			
Adiabatic efficiency	75			
outlet temperature (°C)	60			
outlet pressure (bar)	49			

- گرم کننده دمای بالا برای تأمین گاز داغ جهت احیای جاذب
- مبدل خنک کننده گاز احیا برای چگالش بخار آب
- جداکننده گاز احیا برای حذف آب چگالیده
- دمنده یا کمپرسور گاز احیا در صورت بازیافت این گاز
- لوله کشی، مانیفولدها، شیرهای کنترلی و کنترلرهای فرآیندی جهت هدایت و تنظیم جریان گازها
- هیچ جاذبی به طور کامل بی نقص یا بهترین گزینه برای تمامی کاربردها نیست. در برخی موارد، انتخاب جاذب عمدتاً براساس ملاحظات اقتصادی انجام می شود. گاهی شرایط فرآیند تعیین کننده نوع جاذب مورد استفاده است. در بسیاری از موارد، جاذبها قابلیت جایگزینی با یکدیگر را دارند و تجهیزاتی که برای یک نوع جاذب طراحی شده اند، اغلب می توانند با محصولی دیگر نیز به طور مؤثر کار کنند. **جدول ۷**، رایج ترین جاذب های مورد استفاده در آب زدایی از گاز و برخی متغیرهای مهندسی برای طراحی اولیه را نشان می دهد **[۲۶]**. در این تحقیق خشک کن از نوع بستر جاذب جامد با استفاده از آلومینای فعال و مولکولارسیو انتخاب شد. ظرفیت جاذب و زمان چرخه براساس میزان رطوبت ورودی و نقطه شبنم مورد نیاز محاسبه گردید **[۲۶]**. نتایج طراحی واحدهای خشک کن برای سناریوهای ۱ و ۲ در **جدول ۸** گزارش می شود.

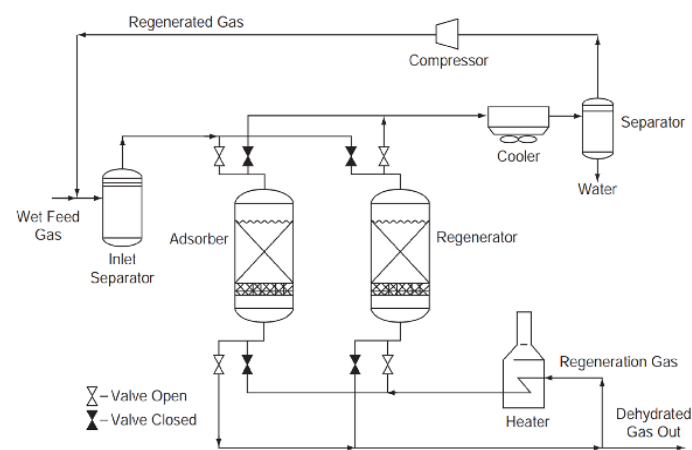
به عنوان نمونه، سطح ویژه برخی مواد جاذب ممکن است به $800 \text{ m}^2/\text{g}$ برسد. اگرچه هزینه اولیه واحدهای آب زدایی بستر جامد معمولاً از واحدهای مبتنی بر گلیکول بیشتر است، اما این سیستمها قادر به دستیابی به نقطه شبنمهای بسیار پایین که برای واحدهای حساس به تشکیل مایع ضروری است، بوده و امکان سازگاری با تغییرات گسترده در دبی جریان را دارند **[۲۵]**. در فرآیند آب زدایی با جاذب جامد، چندین بستر جاذب به صورت چرخه ای عمل می کنند تا امکان خشک کردن پیوسته گاز فراهم شود. تعداد و چیدمان این بسترها بسته به طراحی سیستم متغیر است و می تواند از دو برج که به طور متناوب عمل جذب را انجام می دهند تا چندین برج را شامل شود. **شکل ۴** یک شماتیک کلی از این واحد را نمایش می دهد **[۲۰]**.

هر برج باید به صورت متناوب سه مرحله عملیاتی را طی کند:

۱. مرحله جذب یا خشک کردن گاز
۲. مرحله احیا یا بازسازی با گرمایش
۳. مرحله سرمایش.

اجزای اصلی یک سیستم آب زدایی با جاذب جامد عبارتند از:

- جداکننده ورودی گاز
- دو یا چند برج جاذب حاوی جاذب جامد
- فیلترهای گاز خشک



شکل ۴ شماتیک یک واحد خشک کن با جاذب جامد
Fig. 4 Schematic of a solid adsorbent drying unit

جدول ۷ ویژگی‌های چند نوع جاذب آب

Table 7 characteristics of several types of water absorbents

Property	Molecular sieves	Activated Alumina	Silica Gel
Active surface area (m ² /g)	650-800	210	750-830
Density (kg/m ³)	690-720	800-880	720
Specific heat capacity (kJ/kg.°C)	0.96	1	0.82
Water absorption capacity per kg	8-10	6-7	6-7
Reduction temperature (°C)	230-290	180-260	180

جدول ۸ نتایج طراحی واحد خشک‌کن در سناریوهای مختلف

Table 8 dryer unit design results in different scenarios

Parameter	Scenario 1	Scenario 2
Inlet flow rate (kg/hr)	49103	196412
Inlet water molar percentage	2.51	
Inlet temperature (°C)	60	
Inlet pressure (bar)	8.7	
Adsorbent amount per tower (ton)	49	
Outlet water amount (ppm)	5	
Regeneration temperature (°C)	230	

بعد، جرم کل جاذب و ارتفاع بستر براساس ظرفیت مشخص جاذب برآورد شده و افت فشار بستر محاسبه می‌شود تا انطباق آن با محدودیت‌های طراحی بررسی گردد و در صورت لزوم، سرعت سطحی اصلاح شود. سپس تحلیل انرژی فرآیند بازیابی انجام می‌گیرد که شامل محاسبه گرمای مورد نیاز برای جداسازی آب جذب‌شده، گرمایش جاذب و گرمایش بدنه فلزی برج است و از مجموع این مؤلفه‌ها، انرژی کل مورد نیاز تعیین می‌شود. بر مبنای این نتایج، بار حرارتی مبدل حرارتی در مرحله بازیابی با فرض زمان گرمایش ۴ h محاسبه شده و در نهایت دبی گاز بازیابی برج تعیین می‌گردد تا طراحی حرارتی و عملیاتی سیستم آب‌زدایی به‌صورت منسجم تکمیل شود.

ارزیابی اقتصادی

اجرای پروژه‌های صنعتی نیازمند ارزیابی و تحلیل اقتصادی می‌باشد و با برآورد هزینه‌های سرمایه‌گذاری (هزینه‌های ثابت و عملیاتی)، سوددهی طرح صنعتی بررسی می‌شود. با استعلام قسمت انجام شده برای چهار سناریو تعریف شده

برای سناریوهای ۳ و ۴ می‌توان با توجه به ظرفیت، تعداد مناسبی از این موارد را انتخاب و استفاده کرد. به‌طور مثال برای سناریو ۳ می‌توان دو واحد خشک‌کن مطابق سناریو ۲ انتخاب کرد. به‌طور خلاصه، روند طراحی سیستم آب‌زدایی با جاذب جامد با تعیین مشخصات ترمودینامیکی و ترکیبی گاز ورودی به برج جذب آغاز می‌شود که شامل دبی جریان، وزن مولکولی، دما، فشار عملیاتی و میزان بخار آب موجود در گاز است. این اطلاعات مبنای تحلیل هیدروپنماتیک بستر جذب قرار می‌گیرند. در ادامه، سرعت سطحی مجاز گاز با استفاده از رابطه اصلاح‌شده ارگان و با در نظر گرفتن افت فشار متعارف طراحی و مشخصات ذرات جاذب تعیین می‌شود و براساس آن قطر بستر جذب محاسبه می‌گردد. سپس زمان چرخه عملیاتی انتخاب می‌شود که معمولاً در بازه ۸ تا ۱۲ h قرار دارد، اما برای شرایط گاز اشباع، چرخه کوتاه‌تر مناسب‌تر است؛ ازاین‌رو در این پژوهش زمان چرخه ۸ h در نظر گرفته شده است. با تعیین زمان چرخه، مقدار کل آب جذب‌شده در هر چرخه برای هر برج محاسبه می‌شود که نقش تعیین‌کننده‌ای در ظرفیت نهایی سیستم دارد. در گام

۱. هزینه برق: هزینه تولید هر کیلووات ساعت برق برابر با ۰/۰۱۶ دلار در نظر گرفته شده است، که مطابق با مصوبه وزارت نیرو می باشد.

۲. نیروی انسانی: تعداد اپراتورها ۱۳ نفر تعیین شده است و فعالیت واحد در قالب سه شیفت کاری سازماندهی شده است.

۳. هزینه حقوق و مزایا: برای هر اپراتور، مبلغ ۵/۰۰۰ دلار در سال به عنوان حقوق و مزایا منظور شده است.

۴. نرخ تنزیل و طول عمر واحد: نرخ تنزیل برابر با ۱۵٪ و عمر مفید واحد صنعتی ۲۰ سال در نظر گرفته شده است.

۵. ساعات کاری سالانه: فرض بر این است که واحد صنعتی سالانه به مدت ۸/۰۰۰ h فعالیت می کند.

بررسی نتایج محاسبات نشان می دهد که هزینه کل سرمایه گذاری (CapEx) در سناریوهای مختلف به طور مستقیم تحت تأثیر ظرفیت واحد و فاصله آن از محل تزریق قرار دارد. در سناریو نخست، میزان سرمایه گذاری ثابت در زیر سناریوی الف برابر با ۲۵ میلیون دلار و در زیر سناریوی ب معادل ۱۶ میلیون دلار است.

هزینه سرمایه گذاری اولیه مطابق **جدول ۹** به دست آمد. در این جدول هزینه نهایی فرآیند جمع آوری، خالص سازی و انتقال گاز احتراق به ازای ۴ دبی مختلف محاسبه شده است. در این محاسبات می توان فاصله بین محل تولید گاز غیر هیدروکربنی تا نقطه تزریق را ۳۵ km یا ۱ km در نظر گرفت؛ لذا در هر سناریو با فرض ایجاد نیروگاه در محل میدان (بدون نیاز به خط لوله انتقال) یا در فاصله ۳۵ km موضع انتقال گاز احتراق بررسی شده است. با این فرض که کل گاز تزریقی از یک نیروگاه بخار گازی تولید می شود و این نیروگاه وظیفه تولید برق مورد نیاز تاسیسات را نیز برعهده دارد. براین اساس هزینه هر مترمکعب گاز احتراق قابل تزریق بین نیم سنت تا سه سنت خواهد بود که نسبت به موارد مشابه مانند تزریق گاز طبیعی، جداسازی دی اکسید کربن و جداسازی نیتروژن کم هزینه تر خواهد بود. این روش نسبت به روش تزریق نیتروژن به دلیل کاهش شدید انتشار دی اکسید کربن و همچنین وجود غلظت بالای دی اکسید کربن در گاز تزریقی با محیط زیست سازگاری بیشتری دارد و بازده ازدیاد برداشت بیشتری خواهد داشت. برای برآورد شاخص های موجود در جدول فوق، فرضیات زیر در نظر گرفته شده اند:

جدول ۹ هزینه سرمایه گذاری بخش های مختلف واحدهای فرآیندی در سناریوهای مختلف (هزار دلار)

Table 9 investment cost of different parts of process units in different scenarios (thousands of dollars)

Equipment	Scenario 1A	Scenario 1B	Scenario 2A	Scenario 2B	Scenario 3A	Scenario 3B	Scenario 4A	Scenario 4B
Air cooler	250	250	1,100	1,100	1,600	1,600	4,350	4,350
Separator	10	10	33	33	65	65	81	81
Compressor	4,080	4,080	5,200	5,200	10,400	10,400	23,300	23,300
Dryer	315	315	1,320	1,320	2,650	2,650	6,600	6,600
Booster compressor	2,500	2,500	4,500	4,500	9,000	9,000	17,400	17,400
Pipeline	4,077	-	6,174	-	9,275,000	-	11,917	-
Total equipment price	11,232	7,155	18,327	12,153	32,990	23,715	63,648	51,731
Total fixed investment	25,160	16,027	41,052	27,222	73,897	53,121	142,572	115,877
Total operating costs	3,141	2,407	7,242	6,131	13,648	11,979	21,096	18,950
Cost of flue gas purification (Cent/m ³)	2.15	1.49	1.04	0.79	0.96	0.77	0.66	0.56

بخشد.

نتیجه گیری

در این مطالعه طراحی فرآیند خالص سازی و جداسازی گاز خروجی از دودکش یک نیروگاه بخار به منظور تبدیل آن به گاز سازگار با مخزن جهت انجام عملیات تزریق گاز ارایه شد. انتخاب ترکیب مناسب گاز از میان صنایع مختلف دارای گاز احتراق و جداسازی آب از گاز احتراق مهم ترین اهداف این طراحی هستند. به این منظور فرآیندی چند مرحله ای شامل زنجیره های تراکم، سردسازی و جداسازی طراحی شد تا غلظت بخار آب در خروجی واحد فرآیندی به کمتر از ۱۰ ppm برسد. ترکیبی که خوردگی جریان گاز و هزینه های مرتبط به آن را به شدت کاهش می دهد.

همچنین سعی شد با انجام ارزیابی های اقتصادی هزینه تمام شده گاز قابل تزریق در این روش ارزیابی شود. نتایج تحقیق نشان داد که هزینه تمام شده فرآیند وابستگی جدی به مقیاس عملیاتی فرآیند دارد. در دبی فرآیندی ۲۰ میلیون مترمکعب در روز هزینه تمام شده هر مترمکعب گاز احتراق قابل تزریق یک چهارم هزینه تمام شده واحد عملیاتی با دبی ۱ MMm³/d است. به طور کلی، نتایج به دست آمده بر اهمیت دو عامل کلیدی، یعنی مکان یابی بهینه واحد صنعتی و بهره گیری از مزیت های ناشی از افزایش ظرفیت تولید، تأکید دارد. ترکیب این دو عامل می تواند به کاهش چشمگیر هزینه های سرمایه ای و عملیاتی منجر شده و هزینه خالص سازی گاز احتراق را به حداقل برساند؛ بنابراین، اتخاذ استراتژی های مناسب در طراحی و اجرا می تواند نقش تعیین کننده ای در ارتقای پایداری و سودآوری اقتصادی پروژه داشته باشد

اختلاف قابل توجه میان این دو حالت عمدتاً ناشی از هزینه های لوله کشی طولانی تر در زیرسناریوی الف است. با حرکت به سمت سناریوهای با ظرفیت بالاتر، روند افزایش هزینه سرمایه ای به وضوح مشاهده می شود؛ به گونه ای که در سناریو چهارم، سرمایه گذاری ثابت به ۱۴۲ میلیون دلار در زیرسناریوی الف و ۱۱۵ میلیون دلار در زیرسناریوی ب می رسد. این ارقام نشان می دهد که فاصله واحد از میدان نفتی، یکی از عوامل تعیین کننده در میزان سرمایه گذاری اولیه است.

از منظر هزینه های عملیاتی (OpEx)، نتایج حاکی از آن است که با افزایش ظرفیت واحد، مخارج سالانه بهره برداری نیز افزایش می یابد. به عنوان نمونه، در سناریو دوم، هزینه های عملیاتی در زیر سناریوی الف برابر با ۷ میلیون دلار و در زیرسناریوی ب برابر با ۶ میلیون دلار محاسبه شده است. تفاوت میان این دو حالت نشان دهنده اثر مثبت مکان یابی مناسب واحد صنعتی بر کاهش هزینه های جاری است. به طور کلی، کاهش فاصله انتقال مواد سبب کاهش مصرف انرژی و هزینه های مرتبط با بهره برداری شده و در نتیجه صرفه جویی اقتصادی قابل توجهی به همراه دارد.

بررسی هزینه خالص سازی گاز احتراق بیانگر نقش اقتصاد مقیاس در بهبود شاخص های اقتصادی واحد است. در سناریوی نخست، هزینه خالص سازی در زیر سناریوی الف ۲/۱۵ سنت به ازای هر مترمکعب و در زیرسناریوی ب ۱/۴۹ سنت گزارش شده است. با افزایش ظرفیت، این هزینه به طور پیوسته کاهش می یابد؛ به طوری که در سناریوی چهارم، مقدار آن به ۰/۶۶ سنت در زیرسناریوی الف و ۰/۵۶ سنت در زیرسناریوی ب می رسد. این روند نشان می دهد که افزایش ظرفیت تولید، همراه با کاهش فاصله انتقال، می تواند به طور همزمان هزینه نهایی فرآیند را کاهش داده و بازده اقتصادی پروژه را بهبود

مراجع

- [1]. Stosur, G. J. (2003, October). EOR: Past, present and what the next 25 years may bring. In SPE international improved oil recovery conference in Asia Pacific (pp. SPE-84864). SPE. doi.org/10.2118/84864-MS.
- [2]. Zhong, L., Dong, Z., Hou, J., Li, Y., Sun, Y., Zhao, L., Lu, W. and Qin, F., (2013). Investigation on principles of enhanced offshore heavy oil recovery by coinjection of steam with flue gas. In SPE Asia Pacific Enhanced Oil Recovery Conference (pp. SPE-165231). SPE. doi.org/10.2118/165231-MS.
- [3]. Adu, E., Zhang, Y., & Liu, D. (2019). Current situation of carbon dioxide capture, storage, and enhanced oil recovery in the oil and gas industry. The Canadian Journal of Chemical Engineering, 97(5), 1048-1076. doi.org/10.1002/cjce.23393.
- [4]. Mohd Yusoff, M.H., Nyunt, E.K., Bilad, M.R., Arahman, N., Mulyati, S., Rizal, S., Nordin, N.A.H., Leam, J.J., Khan, A.L. and Jaafar, J., (2020). Hybrid membrane distillation and wet scrubber for simultaneous recovery of heat and water from flue gas. Entropy, 22(2), 78. doi.org/10.3390/e22020178.
- [5]. Shokrollahzadeh, B. H., Zeinali, H. M., & Tabibnejad, A. M. (2024). Feasibility Study of Enhanced Oil Recovery by Injecting Flue Gases and Producing Electricity Parallely. DOI:10.22078/pr.2023.5212.3309.
- [6]. Wilberforce, T., Baroutaji, A., Soudan, B., Al-Alami, A. H., & Olabi, A. G. (2019). Outlook of carbon capture technology and challenges. Science of the total environment, 657, 56-72. doi.org/10.1016/j.scitotenv.2018.11.424.
- [7]. Li, G., Xiao, P., Zhang, J., Webley, P. A., & Xu, D. (2014). The role of water on postcombustion CO₂ capture by vacuum swing adsorption: Bed layering and purge to feed ratio. AIChE Journal, 60(2), 673-689. doi.org/10.1002/aic.14281.
- [8]. Kemper, J., Sutherland, L., Watt, J., & Santos, S. (2014). Evaluation and analysis of the performance of dehydration units for CO₂ capture. Energy Procedia, 63, 7568-7584. doi.org/10.1016/j.egypro.2014.11.792.
- [9]. Øi, L. E., Nitsche, P., & Aromada, S. (2022). Comparison of absorption and adsorption processes for CO₂ dehydration. Scandinavian Simulation Society, 287-292. doi.org/10.3384/ecp21185287.
- [10]. Sobolewski, A., & Czaplicki, A. (2013). Emisja CO₂ – postęp cywilizacyjny czy czynnik hamujący rozwój inwestycyjny. Chemik, 67(5), 387-398.
- [11]. Kinigoma, B. S., & Ani, G. O. (2016). Comparison of gas dehydration methods based on energy consumption. Journal of Applied Science & Environmental Management, 20(2), 253.
- [12]. Tanupabrungsun, T., Brown, B., & Nesic, S. (2013, March). Effect of pH on CO₂ corrosion of mild steel at elevated temperatures. In CORROSION 2013 (pp. 1-11). Association for Materials Protection and Performance.
- [13]. Netušil, M., & Ditl, P. (2012). Natural gas dehydration. Natural gas-extraction to end use, 3-22.
- [14]. Yang, Y., Chen, Y., Xu, Z., Wang, L., & Zhang, P. (2020). A three-bed six-step TSA cycle with heat carrier gas recycling and its model-based performance assessment for gas drying. Separation and Purification Technology, 237, 116335. doi.org/10.1016/j.seppur.2019.116335.
- [15]. Kröger, D. G. (2004). Air-cooled heat exchangers and cooling towers (Vol. 1). Oklahoma: Penwell Corporation.
- [16]. Bartz, J. A., & Maulbetsch, J. S. (1981). ARE DRY-COOLED POWER-PLANTS A FEASIBLE ALTERNATIVE. Mechanical Engineering, 103(10), 34-41.
- [17]. Fay, H. P., & Litton, T. R. (1995). Save water-stop plume with parallel condensing (No. EPRI-TR--104867; CONF-9408224--). Electric Power Research Inst., Palo Alto, CA (United States); Yankee Scientific, Inc., Medfield, MA (United States).
- [18]. API, Air-cooled Heat Exchangers for General Refinery Services, API Standard 661, 3rd and A. Ed., American Petroleum Institute, Washington, DC.
- [19]. Mukherjee, R. (2007). Practical thermal design of air-cooled heat exchangers. Begell House. doi:10.1615/978-1-56700-245-4.0.
- [20]. Nasro, O. M. (2024). CFD Modelling of Commercial Gas/Liquid/Liquid Separators. Khalifa University.
- [21]. Gas Processors Suppliers Association (GPSA). Engineering Data Book. 14th ed., T., OK: GPSA, 2017.
- [22]. American Petroleum Institute, P.D.o.O.a.G.S.a.S., API RP 12J, 9th ed. (Washington, DC: API, September 2024).
- [23]. Souders, M., & Brown, G. G. (1934). Design of fractionating columns I. Entrainment and capacity. Industrial & Engineering Chemistry, 26(1), 98-103. doi.org/10.1021/ie50289a025.
- [24]. Stewart, M. (2018). Surface Production Operations: Volume IV-Pump and Compressor Systems: Mechanical Design and Specification. Gulf Professional Publishing.
- [25]. Mokhtab, S., Poe, W. A., Speight, J. G., Zatzman, G., Islam, M. R., & Van Wassenhove, W. (2006). Handbook of natural gas transmission and processing.
- [26]. Kidnay, A. J., Parrish, W. R., & McCartney, D. G. (2006). Fundamentals of natural gas processing (Vol. 200, p. 1). Boca Raton: CRC press. ISBN 978-1-420-08519-8 (англ.).
- [27]. DAIMINGER, U., & LIND, W. (2004). Adsorption-based processes for purifying natural gas. World refining, 14(7), 32-37.