

Investigation of The Effect of Using Unit Waste Gases As a Fuel In a Methane Reformer Furnace on Syngas Production

Azadeh Mirvakili^{1*}

¹ **Corresponding author**, Chemical Engineering Department, Faculty of Petroleum, Gas and Petrochemical Engineering, Persian Gulf University, Bushehr, Iran, Email: mirvakili@pgu.ac.ir

ARTICLE INFO

Article type

Research Article

Article history

Received 2025.07.10

Received in revised form 2025.08.07

Accepted 2025.09.15

Available online 2025.09.26

Keywords

Steam reforming

Furnace

Fuel

Hydrogen

Radiative Energy

ABSTRACT

One of the effective methods for reducing fuel consumption in furnaces is the utilization of surplus gases in petrochemical complexes. In the steam methane reforming furnace of Zagros Petrochemical Plant, 1252 kmol/h of fuel is consumed for syngas production of which 115 kmol/h is methane and the remainder consists of surplus process gases. This study investigates the effect of changing the fuel composition in the reformer furnace of Zagros Petrochemical Complex on its performance and syngas production. The furnace and catalytic tubes were simulated using computational fluid dynamics (CFD) and validated against industrial data. Five scenarios for the fuel composition using surplus process gases were defined and analyzed. Results showed that while the furnace outlet gas temperature remained stable (within ± 5 K) due to similar fuel lower heating values, changing the fuel composition significantly impacted the combustion pattern, flame length, and radiative heat transfer proportion. Scenarios with a higher hydrogen fraction produced a shorter flame where convective heat transfer was dominant. In contrast, increasing the methane content resulted in a longer flame and a higher share of radiative heat transfer. Consequently, Case 5, with a 16% reduction in natural gas consumption and an approximately 2% increase in hydrogen production, was identified as the optimal fuel composition. This study concludes that using surplus process gases as furnace fuel requires careful consideration.

Introduction

Fuel economy is one of the most important challenges for the petrochemical industry sector as it faces a shortage of fossil fuels and rising prices. A significant portion of the country's energy consumption in process units such as refineries, power plants, and petrochemical complexes is used as heat in furnaces and burners, which usually have a thermal efficiency of less than 60%. Therefore, fuel economy and optimal use of energy in these sectors can play a decisive role in reducing operating costs and controlling environmental pollutants. Most studies conducted on reformer furnaces have focused on optimizing fuel consumption, reducing pollutants, and increasing thermal performance [1-12].

In recent years, several studies have been conducted in the field of optimizing fuel consumption and improving thermal efficiency in industrial furnaces. Changing the fuel composition and examining its effect on combustion characteristics and pollutants has been one of the main axes of Samai et al. [13]. In this study, the performance of a high-speed burner connected to the furnace was numerically investigated using ANSYS software and the effect of changing the fuel from methane to propane on combustion parameters was analyzed. The results showed that despite the reduction in the volumetric flow rate of the fuel, the flame structure and combustion characteristics change in such a way that the burner performance remains within the range of high-speed burners and at the same time, the production rate of nitrogen oxide (NOx) with propane fuel increases but remains in the low-NOx range. These results indicate the importance of the type of fuel and its composition in controlling the combustion quality and thermal efficiency of furnaces.

So far, the impact of fuel changing in furnaces using surplus unit fuels has rarely been studied. Mirvakili et al. [20] previously investigated the effect of fuel changing in the reformer furnace on the thermal performance of the furnace, without considering the tubes and their impact on the syngas reaction. The best thermal performance of the furnace occurs when the amount of hydrogen in the replacement fuel is lower. They found that a 64% reduction in hydrogen content in the furnace fuel led to a 10% increase in flame length and a 14% increase in the share of radiative heat transfer. However, the effect of fuel composition changes on the syngas reaction inside the tubes has not yet been studied. In this study, the main objective is to investigate the impact of fuel switching on the chemical reaction performance of methane reforming.

Cite This Paper

Mirvakili, Azadeh. (2025). Investigation of The Effect of Using Unit Waste Gases As a Fuel In a Methane Reformer Furnace on Syngas Production. Fuel and Combustion, 18 (3), 90-107. <http://doi.org/10.22034/jfnc.2026.552300.1445> (In Persian)

ارجاع دهی به این مقاله



Geometry and boundary conditions

This furnace is of the high-fire type and its dimensions are approximately 5 m wide, 15 m long and 12 m high. In the reaction section, 184 vertical tubes with a height of about 12 m and an internal diameter of 12 cm are installed, through which the input feed, consisting of a mixture of natural gas and water vapor, passes. Due to its highly endothermic nature, the steam reforming reaction requires a significant supply of heat, which is provided by the combustion of fuel in 70 burners embedded in the walls. The geometry of the reformer is shown in Table 1.

The furnace consists of a total of 5 tunnels, in which about 750 outlet openings are installed to discharge hot combustion gases. Such a design allows for better control of the flow of hot gases, reducing pressure drop and increasing the thermal efficiency of the furnace. Due to the geometric symmetry of the furnace and in order to reduce the volume of calculations, only half of the furnace, consisting of 92 tubes and half of the burners, has been simulated in this study.

In this study, six different scenarios for the fuel consumed by the reformer furnace have been investigated. The first scenario represents the actual operating conditions that, after about ten years of operation, have gradually deviated from the initial design conditions (scenario six). The other five scenarios have been introduced as proposed cases that are compared with the operating and design conditions. These scenarios have been defined based on the use of side streams and waste gases available in the petrochemical complex.

The gases used in the proposed cases include:

Purge gas: Part of the unreacted gas flow in the methanol synthesis reactor that is removed from the process cycle.

Expansion gas: The flow that is released after generating electrical power in the expansion turbine.

OFF gas: The outlet flow of the hydrogen separation unit from unreacted gases.

All six cases used in this study are presented in Table 2. Compared to the design case (sixth), in the operating case (first), the total fuel consumption including natural gas and purge gas has increased. In the second scenario, compared to the operating case, natural gas consumption is reduced and part of the energy required is provided by expansion gas. In the third scenario, natural gas consumption is reduced to the design level and the share of expansion gas in energy supply has increased. In the fourth scenario, the natural gas consumption is similar to the second case, with the difference that part of the purge gas is reduced and expansion gas is replaced by it. In the fifth scenario, the entire purge gas flow is eliminated and a combination of expansion gas and excess gas is used as an alternative fuel. It should be noted that the minimum calorific value of fuels in all scenarios is approximately within the same range, and the air required for combustion in each case was calculated with an additional 20%, and the results are presented in Table 2.

Results and Discussion

To validate the numerical model, simulation results were compared with design and operational data. As shown in Table 5, the temperature difference between the furnace and the tubes in the simulation is very small compared to the experimental values, with an absolute error of less than 1%. Additionally, the comparison of the outlet gas composition shows that the molar fractions of hydrogen, methane, carbon dioxide, and carbon monoxide are in good agreement with the reference data, with the maximum error limited to a few percent. These results indicate a high accuracy of the numerical model in reproducing real process conditions and its capability to analyze the behavior of the reformer furnace under various operational conditions.

Table 6 shows the comparison of simulation outputs 1 to 6. As can be observed, the outputs of the different cases do not show significant differences; this is because the selected fuels have almost the same lower heating value. The temperature difference in the furnace exhaust gas is about $\pm 5^{\circ}\text{C}$, and in the best case, hydrogen production has increased by up to 5%. The comparison of the fuel flow rate entering the burners (Table 6) indicates that scenarios 6, 3, 4, and 5 consume less natural gas compared to the operational case (Scenario 1). The highest reduction in gas consumption is observed in scenarios 6 and 5; such that in scenario 5, natural gas consumption is

16% less than the operational case, while hydrogen production has increased by about 2%. Although the exhaust gas temperature in scenario 5 is slightly lower than in case 1, an increase in hydrogen production and a decrease in residual methane are simultaneously observed. The reason for this behavior can be seen in the analysis of the profiles related to hydrogen production, the gas temperature inside the tubes, and the tube surface temperature, which are presented in the following.

Figure 6a shows the methane profile inside the reformer tube. In scenario 5, methane is consumed more rapidly in the first four meters due to the increased share of radiative heat transfer in this region; this behavior is also observed in the temperature profile. Overall, only scenarios 4 and 5 show better performance than the operational case, with higher methane consumption. In scenario 6 (design condition), due to higher emissivity coefficients, the highest methane consumption is observed. Figure 6b shows the molar fraction profile of hydrogen in different cases. In scenario 5, hydrogen production increases significantly in the first four meters and then remains almost constant along the rest of the tube. The reason is the supply of energy required for the endothermic steam methane reforming reaction at the beginning of the tube and the system reaching equilibrium conditions further along the path. In other scenarios, the hydrogen production slope in the first four meters is lower and the hydrogen concentration increases gradually until the end of the tube. Figures 6c and 6d show the molar fraction profiles of carbon monoxide and carbon dioxide, respectively. The variations of these two components in different scenarios remain within about 0.01 molar fraction, and no significant differences are observed between them.

Conclusions

In this study, the effect of changing the fuel composition of the methanol unit reformer furnace on the thermal performance of the furnace and the behavior of the reforming reactions inside the tubes was investigated. Six different scenarios, including the operational condition, the design condition, and four proposed cases based on the use of by-product gases of the unit (blowdown gas, expansion gas, and surplus gas), were simulated and compared.

The results showed that due to the similarity in the lower heating value of the fuels, the temperature of the furnace exhaust gas remains within a narrow range (about ± 5 K) in all scenarios. However, the fuel composition has a significant effect on the flame length, the heat distribution between radiative and convective mechanisms, and ultimately on the temperature and gas composition inside the tubes. Scenarios with higher hydrogen content (such as 2 and 3) caused an increase in the tube surface temperature in the lower region and a shortening of the flame length. This phenomenon occurs due to the high reactivity of hydrogen and the dominance of convective heat transfer, which has an adverse effect on the distribution of the reforming reaction along the tube. In contrast, the increase in methane share (Scenario 5) led to an increase in flame length and the expansion of radiative heat transfer, which increased methane consumption and hydrogen production in the initial section of the tubes.

In terms of energy efficiency, the results showed that natural gas consumption in scenarios 4, 5, and 6 decreased significantly. Particularly in scenario 5, a 16% reduction in natural gas consumption was recorded along with a 2% increase in hydrogen production. This indicates that the substitution of methanol unit by-product gases can not only reduce the consumption of the main feedstock but also improve the performance of the reforming process. Finally, the comparison of the design condition (Scenario 6) with other cases showed that the role of the furnace emissivity coefficients in determining thermal conditions is much more significant than the fuel composition change; such that even with similar compositions, an increase in emissivity coefficients can lead to higher temperature and methane consumption.

In general, it can be concluded that the use of by-product gases in the fuel composition of the reformer furnace not only provides the possibility of reducing natural gas consumption but can also lead to an improvement in hydrogen production efficiency. However, the selection of the optimal composition should be made by considering the balance between flame length, heat transfer mechanisms, and reforming reaction conditions to ensure both cost reduction and process stability and efficiency.



بررسی تأثیر استفاده از گازهای دورریز واحد به عنوان سوخت در کوره ریفرمر متان بر تولید گاز سنتز

آزاده میروکیلی^{*۱}

^۱ نویسنده مخاطب، دانشیار، مهندسی شیمی، دانشگاه خلیج فارس، بوشهر، mirvakili@pgu.ac.ir

اطلاعات مقاله	چکیده
نوع مقاله مقاله پژوهشی تاریخچه مقاله تاریخ دریافت: ۱۴۰۴/۰۴/۱۹ تاریخ بازنگری: ۱۴۰۴/۰۵/۱۶ تاریخ پذیرش: ۱۴۰۴/۰۶/۲۴ تاریخ انتشار: ۱۴۰۴/۰۷/۰۴ کلیدواژه‌ها: ریفرمینگ بخار کوره سوخت هیدروژن انرژی تابشی	یکی از روش‌های صرفه‌جویی در مصرف سوخت کوره‌ها، استفاده از گازهای دورریز در مجتمع‌های پتروشیمی است. در کوره ریفرمینگ بخار آب پتروشیمی زاگرس جهت تولید گاز سنتز، ۱۲۵۲ کیلومول بر ساعت سوخت مصرف می‌شود که از این مقدار ۱۱۵ کیلومول بر ساعت گاز متان است و باقی‌مانده از گازهای دورریز واحد استفاده می‌شود. این پژوهش به بررسی تأثیر تغییر ترکیب سوخت در کوره‌ی ریفرمر مجتمع پتروشیمی زاگرس بر عملکرد آن و تولید گاز سنتز می‌پردازد. با استفاده از دینامیک سیالات محاسباتی (CFD)، کوره و لوله‌های کاتالیستی به صورت سه‌بعدی شبیه‌سازی و با داده‌های صنعتی اعتبارسنجی شدند. پنج سناریو برای ترکیب سوخت با استفاده از گازهای فرآیندی دورریز تعریف و اثر آن‌ها تحلیل شد. نتایج نشان داد که با وجود ثبات نسبی دمای گاز خروجی کوره (حدود ± 5 کلوین) به دلیل ارزش حرارتی مشابه سوخت‌ها، تغییر ترکیب سوخت تأثیر چشمگیری بر الگوی احتراق، طول شعله و سهم انتقال حرارت تابشی دارد. در سناریوهای با هیدروژن بیشتر، شعله کوتاه‌تر و انتقال حرارت جابجایی غالب شد، درحالی که افزایش سهم متان منجر به شعله بلندتر و سهم بالاتر انتقال حرارت تابشی شد. در نهایت، سناریوی پنجم که با کاهش ۱۶ درصدی مصرف گاز طبیعی و افزایش حدود ۲ درصدی تولید هیدروژن همراه بود، به عنوان ترکیب سوخت بهینه معرفی شد. این مطالعه نتیجه می‌گیرد که استفاده از گازهای فرآیندی دورریز به عنوان سوخت کوره نیازمند ملاحظات دقیقی است.

مقدمه

صرفه‌جویی در مصرف سوخت به یکی از مهم‌ترین چالش‌های بخش صنعت پتروشیمی است زیرا با کمبود سوخت‌های فسیلی و افزایش قیمت آن‌ها روبرو هستند. بخش قابل توجهی از انرژی مصرفی کشور در واحدهای فرآیندی مانند پالایشگاه‌ها، نیروگاه‌ها و مجتمع‌های پتروشیمی به صورت حرارت در کوره‌ها و مشعل‌ها مورد استفاده قرار می‌گیرد، که معمولاً راندمان حرارتی این تجهیزات کمتر از ۶۰ درصد است. بنابراین، صرفه‌جویی در مصرف سوخت و استفاده‌ی بهینه از انرژی در این بخش‌ها می‌تواند نقش تعیین‌کننده‌ای در کاهش هزینه‌های عملیاتی و کنترل آلاینده‌های زیست‌محیطی ایفا کند. بیشتر مطالعات انجام شده روی کوره‌های ریفرمر بر بهینه‌سازی مصرف سوخت و کاهش آلاینده‌ها و افزایش عملکرد حرارتی بوده است [۱-۱۲].

در سال‌های اخیر مطالعات متعددی در زمینه‌ی بهینه‌سازی مصرف سوخت و ارتقای راندمان حرارتی در کوره‌های صنعتی انجام گرفته است. تغییر ترکیب سوخت و بررسی اثر آن بر ویژگی‌های احتراق و آلاینده‌ها یکی از محورهای اصلی سمائی و همکاران [۱۳] بوده است. در این مطالعه، عملکرد یک مشعل سرعت بالا متصل به کوره به صورت عددی با استفاده از نرم‌افزار

Cite This Paper

Mirvakili, Azadeh. (2025). Investigation of The Effect of Using Unit Waste Gases As a Fuel In a Methane Reformer Furnace on Syngas Production. Fuel and Combustion, 18 (3), 90-107. <http://doi.org/10.22034/jfnc.2026.552300.1445> (In Persian)

ارجاع‌دهی به این مقاله



انسيس^۱ مورد بررسی قرار گرفت و تأثیر تغییر سوخت از متان به پروپان بر پارامترهای احتراقی تحلیل شد. نتایج نشان داد که با وجود کاهش دبی حجمی سوخت، ساختار شعله و ویژگی‌های احتراق به گونه‌ای تغییر می‌کند که همچنان عملکرد مشعل در محدوده‌ی مشعل‌های سرعت بالا باقی می‌ماند و در عین حال، میزان تولید اکسید نیتروژن (NOx) با سوخت پروپان افزایش یافته ولی در بازه‌ی کم‌ناکسی حفظ می‌شود. این نتایج اهمیت نوع سوخت و ترکیب آن را در کنترل کیفیت احتراق و بازده حرارتی کوره‌ها نشان می‌دهد.

آرمان و همکاران [۱۴]، عوامل مؤثر بر راندمان حرارتی کوره ریفرمر واحد هیدروژن در یکی از پالایشگاه‌های کشور را به صورت عددی و تجربی بررسی کردند. در این پژوهش پارامترهایی نظیر فشار مخلوط خوراک، دمای تیوب‌ها، نسبت بخار به کربن (S/C)، ترکیب سوخت، و شرایط کاتالیست به عنوان مؤلفه‌های کلیدی در کاهش مصرف سوخت و بخار شناسایی شدند. نتایج حاکی از آن بود که تنظیم بهینه‌ی شرایط عملیاتی می‌تواند بدون افت عملکرد، منجر به کاهش محسوس مصرف سوخت و انرژی حرارتی شود.

ایراکسین^۲ و همکاران [۱۵] به بررسی جایگزینی سوخت‌های فسیلی با هیدروژن در کوره‌های پیش گرمایش فولاد پرداخته‌اند. آن‌ها نشان داده‌اند که کاربرد هیدروژن به صورت خالص یا مخلوط با گاز طبیعی می‌تواند انتشار کربن دی‌اکسید فرآیند را به طور چشمگیری کاهش دهد، اما ترکیب اتمسفر گازی در کوره تغییر کرده و این امر بر تشکیل مقیاس اکسیدی روی سطح فولاد تأثیر می‌گذارد. در آزمایش‌های گرمایش دینامیک، برای سه نوع فولاد کربن پایین، شرایط احتراق با هیدروژن در هوا و هیدروژن در اکسیژن و نیز سوخت متان مورد مقایسه قرار گرفته است. آن‌ها دریافتند که تفاوت در رفتار اکسیداسیون بین شرایط متان و هیدروژن برای فولادهایی با محتوای منگنز پایین کمتر است (مثلاً حدود ۱۸٪ تفاوت)، اما برای فولادهایی با منگنز یا سیلیسیوم بالا این اختلاف به طور قابل توجهی افزایش می‌یابد (۴۱ تا ۶۵٪). این نتایج اهمیت بررسی اثرات جانبی مانند خوردگی، تشکیل مقیاس اکسیدی و تأثیر محیط گازی کوره در کاربرد هیدروژن به عنوان سوخت را برجسته می‌سازد.

رائی و همکاران [۱۶] به بررسی امکان‌سنجی استفاده از سیستم سوخت دوگانه^۳ و تغییر در سیستم سوختی کوره پالایشگاه پرداخته‌اند. آنها مقایسه عملکرد کوره در حالت استفاده از سوخت اصلی پالایشگاه و حالت دوگانه را انجام دادند و تأثیر تغییر سوخت بر هزینه‌های سوخت، بازده حرارتی، انتشار آلاینده‌ها و کارایی عملیات کوره را بررسی کردند. نتایج نشان می‌دهد که استفاده از مشعل‌های دوگانه می‌تواند منجر به کاهش هزینه سوخت و انعطاف‌پذیری بیشتر در شرایط نوسان قیمت سوخت شود، در حالی که با بهینه‌سازی‌های لازم در کنترل احتراق و طراحی مشعل، افزایش آلاینده‌ها در محدوده قابل قبول نگه داشته شده است.

شرام^۴ و همکاران [۱۷] به بررسی راهکارهای افزایش بهره‌وری انرژی در کوره‌های حرارتی صنایع پالایش نفت پرداخته‌اند. آن‌ها اشاره می‌کنند که در مناطق سردسیر، کوره‌های لوله‌ای به دلیل شرایط محیطی، با مصرف بالای گاز طبیعی کار می‌کنند و اغلب در شرایط غیربهینه بهره‌برداری می‌شوند. در این مطالعه، روش‌های مختلف صرفه‌جویی انرژی شامل بهبود طراحی مشعل، استفاده از مواد نسوز کم‌تلفات حرارتی، بهینه‌سازی جریان هوا و گازهای دودکش، و بازیافت حرارت از گازهای خروجی از طریق مبدل حرارتی بررسی شده است. نتایج نشان داد که نصب مبدل‌های حرارتی صفحه‌ای در مسیر گازهای دودکش می‌تواند مصرف

¹ ANSYS

² Airaksinen

³ Dual-Fuel Burners

⁴ Shram

گاز سوختی را تا ۱۰-۱۵ درصد کاهش دهد، ضمن آنکه دمای احتراق و نرخ انتقال حرارت تابشی را بهبود می بخشد. این پژوهش نشان می دهد که استفاده از سیستم های بازیافت حرارت و طراحی مناسب مشعل، از مهم ترین روش های کاهش مصرف انرژی و افزایش بازده حرارتی در کوره های صنعتی است.

لی و همکاران [۱۸] نشان داده اند که با کاهش نسبت هوای اضافی و افزایش دمای پیش گرمایش هوا در کوره های حرارتی، می توان مصرف سوخت را کاهش داده و انتشار آلاینده ها را کنترل کرد. نتایج آن ها حاکی از آن است که حتی با بهبود اندک در شرایط احتراق، می توان بازده حرارتی کوره را حفظ یا کمی افزایش داد، بدون ایجاد تأثیر منفی قابل توجه بر کارکرد سیستم داشته باشد.

سمنو^۱ و همکاران [۱۹]، اثر تغییر شرایط سوخت، کیفیت مواد اولیه و شرایط فرآیند بر دمای آستر کوره بلند را بررسی کردند. آن ها نشان دادند که تغییر در پارامترهایی مانند ترکیب سوخت، نسبت ترکیبات شارژ، محل قرارگیری تیوترها و وضعیت مواد شارژ بر توزیع دمایی در آستر تأثیر قابل توجهی دارد، به طوری که دما در ارتفاع و پیرامون کوره دچار نوسانات می شود. تاکنون تأثیر تغییر سوخت کوره ها با سوخت های مازاد واحد به ندرت انجام شده است. میروکیلی و همکاران [۲۰] تأثیر تغییر سوخت کوره ریفرمر بر عملکرد حرارتی کوره بدون در نظر گرفتن لوله ها و تأثیر آن بر واکنش گاز سنتز را قبلاً بررسی کرده اند. بهترین عملکرد حرارتی کوره زمانی رخ می دهد که میزان هیدروژن سوخت جایگزین کمتر باشد. آن ها دریافتند کاهش ۶۴ درصدی میزان هیدروژن در سوخت کوره سبب افزایش ده درصدی طول شعله و افزایش ۱۴ درصدی سهم انتقال حرارت تابشی شده است. اما تاکنون بررسی تأثیر تغییر ترکیب سوخت بر واکنش گاز سنتز درون لوله ها انجام نشده است. در این مطالعه هدف اصلی بررسی تأثیر تغییر سوخت بر عملکرد واکنش شیمیایی ریفرمینگ متان است.

هندسه و شرایط مرزی

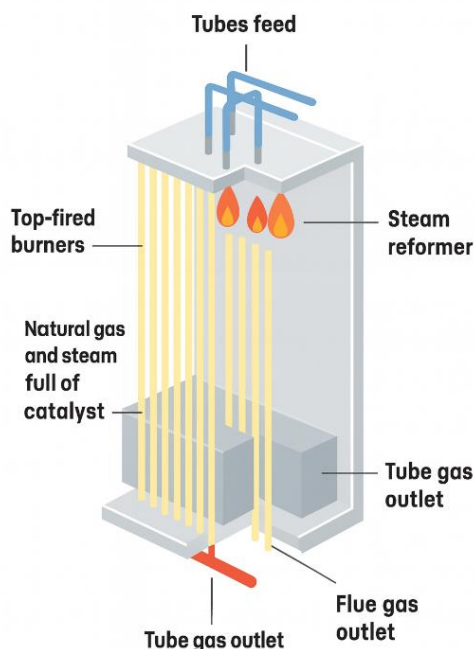
نمای شماتیک کوره ریفرمر بخار مجتمع پتروشیمی زاگرس در شکل ۱ ارائه شده است. این کوره از نوع بالاسوز بوده و ابعاد آن به طور تقریبی ۵ متر عرض، ۱۵ متر طول و ۱۲ متر ارتفاع است. در بخش واکنش گر، ۱۸۴ لوله عمودی با ارتفاع حدود ۱۲ متر و قطر داخلی ۱۲ سانتی متر نصب شده اند که خوراک ورودی شامل ترکیبی از گاز طبیعی و بخار آب از درون آن ها عبور می کند. واکنش ریفرمینگ بخار به دلیل ماهیت شدیداً گرماگیر خود، نیازمند تأمین حرارت قابل توجهی است که این انرژی از طریق احتراق سوخت در ۷۰ مشعل تعبیه شده در دیواره ها فراهم می شود. خصوصیت هندسه ریفرمر در جدول ۱ نشان داده شده است.

تمام مشعل های به کار رفته در کوره دارای ظرفیت یکنواخت نیستند؛ به طور خاص، مشعل های جانبی با حدود ۲۲ درصد کاهش در خوراک ورودی نسبت به سایر مشعل ها طراحی شده اند تا از شکل گیری "شعله بیش از حد" در لوله های کناری جلوگیری شود. این ویژگی موجب توزیع یکنواخت تر شار حرارتی در میان لوله ها و در نتیجه بهبود طول عمر و پایداری عملکرد سیستم می شود.

مکانیزم اصلی انتقال حرارت در محفظه احتراق بر پایه تابش حرارتی است، هرچند در نواحی مجاور سطح لوله ها، انتقال همرفتی نیز نقش فرعی ایفا می کند. محصولات حاصل از احتراق سوخت پس از تبادل حرارت، از طریق روزنه های متعدد تعبیه شده در تونل های خروجی به سمت دودکش هدایت می شوند. این کوره در مجموع شامل ۵ تونل است که حدود ۷۵۰ منفذ

¹ Semenov

خروجی برای تخلیه گازهای داغ احتراق در آن‌ها تعبیه شده است. چنین طراحی‌ای امکان کنترل بهتر جریان گازهای داغ، کاهش افت فشار و افزایش بازده حرارتی کوره را فراهم می‌سازد. با توجه به تقارن هندسی کوره و به‌منظور کاهش حجم محاسبات، در این پژوهش تنها نیمی از کوره که متشکل از ۹۲ لوله و نیمی از مشعل‌ها است شبیه‌سازی شده است.



شکل ۱- شماتیک ریفورمر بخار آب متان

Figure 1- the schematic of steam methane reformer

جدول ۱- خصوصیت هندسه ریفورمر

Table 1- specification of reformer geometry

Parameters	Zagros
Length (m)	15
Width (m)	5
Height (m)	12
Tubes number in a row	46
The number of rows	4
Outer diameter of tubes (cm)	14.1
Length of tubes (m)	12
The number of burners in a row	14
The number of burner rows	5
The number of outlet tunnels	5

در این پژوهش، شش سناریوی متفاوت برای سوخت مصرفی کوره ریفورمر مورد بررسی قرار گرفته است. سناریوی نخست بیانگر شرایط عملیاتی واقعی است که پس از گذشت حدود ده سال بهره‌برداری، به‌تدریج از شرایط طراحی اولیه (سناریوی ششم) فاصله گرفته است. چهار سناریوی دیگر به‌عنوان حالت‌های پیشنهادی معرفی شده‌اند که با شرایط عملیاتی و طراحی مقایسه می‌شوند. این سناریوها بر اساس استفاده از جریان‌های جانبی و گازهای دورریز موجود در مجتمع پتروشیمی تعریف شده‌اند.

گازهای مورد استفاده در حالت‌های پیشنهادی شامل:

گاز پرچ^۱: بخشی از جریان گازهای واکنش‌نداده در راکتور سنتز متانول که از سیکل فرآیندی خارج می‌شود.

گاز انبساطی^۲: جریانی که پس از تولید توان الکتریکی در توربین انبساط آزاد می‌شود.

گاز مازاد^۳: جریان خروجی واحد جداسازی هیدروژن از گازهای واکنش‌نداده.

تمامی شش حالت به کاررفته در این مطالعه در جدول ۲ ارائه شده‌اند. در مقایسه با حالت طراحی (ششم)، در حالت عملیاتی (نخست) میزان کل مصرف سوخت شامل گاز طبیعی و گاز پرچ افزایش یافته است. در سناریوی دوم نسبت به حالت عملیاتی، مصرف گاز طبیعی کاهش یافته و بخشی از انرژی مورد نیاز توسط گاز انبساطی تأمین می‌شود. در سناریوی سوم، مصرف گاز طبیعی تا سطح طراحی کاهش یافته و سهم گاز انبساطی در تأمین انرژی افزایش یافته است. در سناریوی چهارم، میزان مصرف گاز طبیعی مشابه حالت دوم است، با این تفاوت که بخشی از گاز پرچ کاهش یافته و گاز انبساطی جایگزین آن شده است. در سناریوی پنجم، کل جریان گاز پرچ حذف شده و ترکیبی از گاز انبساطی و گاز مازاد به عنوان سوخت جایگزین مورد استفاده قرار گرفته است. لازم به ذکر است که حداقل ارزش حرارتی سوخت‌ها در تمامی سناریوها تقریباً در یک محدوده قرار دارد و هوای مورد نیاز برای احتراق در هر حالت با احتساب ۲۰٪ اضافه محاسبه شده و نتایج آن در جدول ۲ ارائه شده است.

جدول ۲- مقایسه سوخت ریفرمر در حالت‌های مختلف

Table 2- comparison of fuels in different cases

Parameters	Case 1 Operational	Case 2	Case 3	Case 4	Case 5	Case 6 Design
Natural gas molar flow rates (Kmol/h)	170.227	148.23	115.416	148.23	148.23	115.4
Purge gas molar flow rates (Kmol/h)	1036.46	1036.46	1036.46	915	0	959.9
Expansion gas molar flow rates (Kmol/h)	0	126.878	126.878	126.878	126.878	176.9
OFF gas molar flow rates (Kmol/h)	0	0	0	0	806	0
Air molar flow rates (Kmol/h)	4910	4910	4600	4580	4050	4834.6
Molar feed flow rates (Kmol/h)	6116.68	6221.567	5878.753	5769.9	5130.9	6086.8
CO ₂ Mole fraction	0.0201	0.03	0.0323	0.0305	0.0535	0.026
CO Mole fraction	0.0094	0.009	0.0105	0.0095	0.0175	0.005
H ₂ Mole fraction	0.1138	0.117	0.1241	0.1123	0.056	0.1070
CH ₄ Mole fraction	0.04053	0.037	0.0351	0.0393	0.0512	0.0460
N ₂ Mole fraction	0.6132	0.624	0.5975	0.605	0.62	0.612
O ₂ Mole fraction	0.1607	0.15	0.1566	0.1589	0.158	0.156
H ₂ O Mole fraction	0.0073	0.034	0.0346	0.0351	0.0349	0.0490
C ₂ + Mole fraction	0.0354	0	0.0093	0.0094	0.0089	0.0083
Temperature (K)	367	535	524	537	537	540

در لوله‌های کاتالیستی کوره، واکنش ریفرمینگ بخار آب انجام می‌شود و خوراک و خروجی لوله‌ها به عنوان شرایط مرزی در جدول ۳ ارائه شده است.

¹ Purge gas

² Expansion gas

³ OFF gas

جدول ۳- ورودی و خروجی لوله‌ها

Table 3- inlet and outlet of tubes

Parameters	Tubes inlet	Tubes outlet
Molar flowrates (Kmol/h)	9129.6	-
Mass flowrates (kg/h)	155491	155491
CO ₂ mole fraction	0.0172	0.0913
CO mole fraction	0.0002	0.054
H ₂ mole fraction	0.0589	0.5022
CH ₄ Mole fraction	0.3259	0.3265
N ₂ Mole fraction	0.0152	0.0304
H ₂ O Mole fraction	0.5826	0
Temperature (K)	793	983
Pressure (bar)	40	-

مدلسازی فرایند

در مطالعه قبل [۱۱] به طور مفصل مدلسازی ریفرمربخار آب توضیح داده شد. در این پژوهش معادلات حاکم به صورت خلاصه در جدول ۴ نشان داده شده است.

فرضیات

- حالت پایدار است.
- از نیروی گرانش صرف‌نظر شده است.
- تخلخل در لوله‌ها ثابت فرض شده است.
- سیال غیر متراکم است.
- گاز ایده آل است.

جدول ۴- معادلات کلیدی حاکم بر فرایند [۲ و ۵ و ۱۱ و ۲۰]

Table 4- Governing Key Equations of the Process

No.	Category	Equation
1	Continuity	$\nabla(\rho \mathbf{v}) = 0$
2	Navier-Stokes	$\frac{\partial \sigma_{11}}{\partial x_1} + \frac{\partial \tau_{21}}{\partial x_2} + \frac{\partial \tau_{31}}{\partial x_3} = 0$ $\frac{\partial \sigma_{22}}{\partial x_2} + \frac{\partial \tau_{21}}{\partial x_1} + \frac{\partial \tau_{32}}{\partial x_3} = 0$ $\frac{\partial \sigma_{33}}{\partial x_3} + \frac{\partial \tau_{13}}{\partial x_1} + \frac{\partial \tau_{32}}{\partial x_2} = 0$
3	Turbulent model (k-ε)	$\frac{\partial}{\partial x_i} (\rho \epsilon v_i) = \frac{\partial}{\partial x_i} \left[\left(\mu + \frac{\mu_t}{\sigma_\epsilon} \right) \frac{\partial \epsilon}{\partial x_i} \right] + C_{1\epsilon} \frac{\epsilon}{k} (G_k + G_{3\epsilon} G_b) - C_{2\epsilon} \rho \frac{\epsilon^2}{k}$ $\frac{\partial (\rho k v_i)}{\partial x_i} = \frac{\partial}{\partial x_i} \left[\left(\mu + \frac{\mu_t}{\sigma_k} \right) \frac{\partial k}{\partial x_i} \right] + G_k + G_b - \rho \epsilon - Y_m$

4	Energy equation	$\nabla \cdot (\mathbf{v}(\rho \mathbf{E} + \mathbf{P})) = \nabla \cdot \left(\mathbf{k}_{\text{eff}} \nabla T - \sum_j \mathbf{h}_j \mathbf{J}_j + (\mathbf{T}_{\text{eff}} \cdot \mathbf{v}) \right)$
5	Radiation (P1)	$\nabla \cdot (\Gamma \nabla G) + 4\pi \left(\mathbf{a} n^2 \frac{\sigma T^4}{4\pi} + \mathbf{E}_p \right) - (\mathbf{a} + \mathbf{a}_p) G = 0$
6	Combustion equations (Finite-Rate/Eddy-Dissipation (EDM))	$\text{CH}_4(\text{g}) + 1.5 \text{O}_2(\text{g}) \xrightarrow{R_1} \text{CO}(\text{g}) + 2\text{H}_2\text{O}(\text{g})$ $R_1 = 10^{15.22} [\text{CH}_4]^{1.5} [\text{O}_2]^{0.5217} \exp(-20643/T_{\text{Fur}})$ $\text{CO}(\text{g}) + 0.5 \text{O}_2(\text{g}) \xrightarrow{R_2} \text{CO}_2(\text{g})$ $R_2 = 10^{14.902} [\text{CO}]^{1.6904} [\text{O}_2]^{1.57} \exp(-11613/T_{\text{Fur}})$ $\text{CO}_2(\text{g}) \xrightarrow{R_3} \text{CO}(\text{g}) + 0.5 \text{O}_2(\text{g})$ $R_3 = 10^{14.349} [\text{CO}_2] \exp(-62281/T_{\text{Fur}})$ $\text{H}_2(\text{g}) + 0.5 \text{O}_2(\text{g}) \xrightarrow{R_4} \text{H}_2\text{O}(\text{g})$ $R_4 = 4.61 \times 10^{15} [\text{H}_2] [\text{O}_2] \exp(-10080/T_{\text{Fur}})$
7	Kinetic equation of steam reforming	$\text{CH}_4(\text{g}) + \text{H}_2\text{O}(\text{g}) \xrightleftharpoons{C} \text{CO}(\text{g}) + 3\text{H}_2(\text{g})$ $R_5 = \frac{k_1}{(P_{\text{H}_2}^{\text{tube}})^{2.5}} (P_{\text{tube}}^{\text{CH}_4} P_{\text{tube}}^{\text{H}_2\text{O}}) - \frac{(P_{\text{tube}}^{\text{H}_2})^3 P_{\text{tube}}^{\text{CO}}}{k_1} / \text{DEN}^2$ $\text{CO}(\text{g}) + \text{H}_2\text{O}(\text{g}) \xrightleftharpoons{C} \text{CO}_2(\text{g}) + \text{H}_2(\text{g})$ $R_6 = \frac{k_2}{P_{\text{H}_2}^{\text{tube}}} (P_{\text{tube}}^{\text{CO}} P_{\text{tube}}^{\text{H}_2\text{O}} - \frac{(P_{\text{tube}}^{\text{H}_2})^3 P_{\text{tube}}^{\text{CO}_2}}{k_2}) / \text{DEN}^2$ $\text{CH}_4(\text{g}) + 2\text{H}_2\text{O}(\text{g}) \xrightleftharpoons{C} \text{CO}_2(\text{g}) + 3\text{H}_2(\text{g})$ $R_7 = \frac{k_1}{(P_{\text{tube}}^{\text{H}_2})^{3.5}} (P_{\text{tube}}^{\text{CH}_4} (P_{\text{tube}}^{\text{H}_2\text{O}})^2 - \frac{(P_{\text{tube}}^{\text{H}_2})^4 P_{\text{tube}}^{\text{CO}_2}}{k_3}) / \text{DEN}^2$ $+ K_{\text{co}} P_{\text{tube}}^{\text{H}_2} + K_{\text{H}_2} P_{\text{tube}}^{\text{H}_2} + K_{\text{CH}_4} P_{\text{tube}}^{\text{H}_2}$ $\text{DEN} = 1 + \frac{K_{\text{H}_2\text{O}} P_{\text{tube}}^{\text{H}_2\text{O}}}{P_{\text{tube}}^{\text{H}_2}}$
8	Pressure drop equation	$\frac{\Delta P_{\text{tube}}}{L_{\text{tube}}} = \frac{150 \mu_{\text{tube}} (1 - \gamma)^2}{D_p^2} \frac{\gamma^3}{\gamma^3} \vartheta_{\infty, \text{tube}} + \frac{1.75 \rho_{\text{tube}} (1 - \gamma)^2}{D_p} \frac{\gamma^3}{\gamma^3} \vartheta_{\infty, \text{tube}}$ $\alpha = \frac{D_p^2}{150} \frac{\gamma^3}{(1 - \gamma)^3} \approx 8782800 \text{ m}^{-2}$ $\beta = \frac{3.5 (1 - \gamma)}{D_p} \frac{\gamma^3}{\gamma^3} \approx 1782 \text{ m}^{-1}$

که در آن K_{H_2O} ، K_{CH_4} ، K_{CO} ، K_{H_2} ، K_{CH_4} و K_{CO} ثابت جذب H_2 ، CH_4 و CO هستند، K_1 جذب H_2O ، K_2 و K_3 ثابت تعادل واکنش‌های معادلات است. k_1 ، k_2 و k_3 ضرایب ثابت جنبشی واکنش‌ها هستند. DEN یک پارامتر بدون بعد است و p_{CH_4} ، p_{H_2} و p_{CO_2} به ترتیب فشارهای جزئی H_2 ، CH_4 ، H_2O ، CO و CO_2 در مخلوط سمت لوله هستند. این مدل سینتیکی به طور گسترده‌ای پذیرفته شده است و اغلب در مدل‌سازی فرآیند ریفرمینگ مورد استفاده قرار می‌گیرند [۱۴]. در معادله تابش ضرائب E_p معادل ضریب انتشار ذرات و a_p معادل ضریب جذب و n معادل شاخص انعکاس محیط است.

گسسته‌سازی درجه دوم برای تمام پارامترها مورد استفاده قرار گرفته است و روش حل ساده^۱ در نظر گرفته شده است. جزئیات مربوط به تولید شبکه و آزمون استقلال از شبکه به‌طور کامل در پژوهش پیشین نویسنده [۱۱] ارائه شده است. در این مطالعه، همان رویکرد شبکه‌بندی و شبکه بهینه معرفی شده در آن تحقیق مورد استفاده قرار گرفت. بر اساس نتایج مطالعه مذکور، شبکه با حدود ۲۸/۸ میلیون المان به دلیل ایجاد تعادل مناسب میان دقت نتایج و هزینه محاسباتی، به‌عنوان شبکه نهایی برای انجام شبیه‌سازی‌های حاضر انتخاب شد. معیار همگرایی برای این شبیه‌سازی، خطایی حدود ۰/۰۰۱ برای داده‌های دما، سرعت گاز در خروجی لوله و کوره، ترکیب اکسیژن در خروجی کوره و ترکیب هیدروژن در خروجی لوله و معادله پیوستگی و پارامترهای $k-\varepsilon$ در نظر گرفته شد.

بحث و نتیجه‌گیری

برای اعتبارسنجی مدل عددی، نتایج شبیه‌سازی با داده‌های طراحی و عملیاتی مقایسه شد. همان‌گونه که در جدول ۵ مشاهده می‌شود، اختلاف دمای کوره و لوله‌ها در شبیه‌سازی با مقادیر تجربی بسیار ناچیز بوده و خطای مطلق کمتر از یک درصد گزارش شده است. همچنین مقایسه ترکیب گازهای خروجی نشان می‌دهد که مقادیر جزء مولی هیدروژن، متان، دی‌اکسیدکربن و منواکسیدکربن تطابق مناسبی با داده‌های مرجع دارند و بیشترین خطا در حدود چند درصد محدود شده است. این نتایج بیانگر دقت بالای مدل عددی در بازتولید شرایط واقعی فرآیند و توانایی آن در تحلیل رفتار کوره ریفرمر تحت شرایط مختلف عملیاتی است.

جدول ۵- اعتبارسنجی شبیه‌سازی سناریو ۱ و ۶

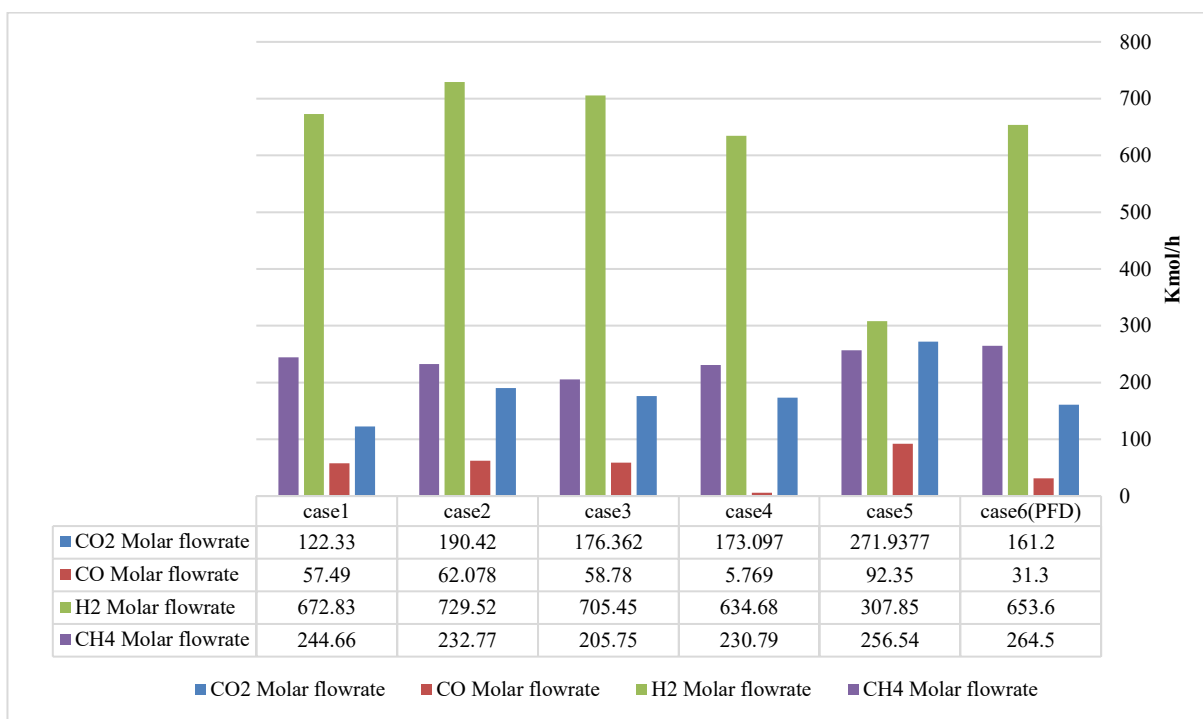
Table 5- validation of simulation cases 1 and 6

Name	Parameter	Operating Data	Case 1	Absolute Error (%)	Design Data	Case 6	Absolute Error (%)
Furnace	Temperature (K)	1247	1244.5	0.2	1208	1211.7	0.3
	O ₂	0.03	0.03021	0.3	0.015	0.011	2.6
	CO ₂	0.07	0.060	14	0.08	0.082	2.5
	H ₂ O	0.25	0.23	8	0.24	0.24	0
	Ar	0.00838	0.0083	0.9	0.0082	0.0082	0
Tubes	N ₂	0.65	0.669	2.9	0.65	0.65	0
	Temperature (K)	975	973.06	0.19	983	981	0.2
	H ₂ *	0.5182	0.5102	1.5	0.5022	0.504	0.35
	CH ₄ *	0.3202	0.339	5.8	0.326	0.325	0.3
	CO ₂ *	0.095	0.0912	0.8	0.091	0.0908	0.2
	CO*	0.0477	0.0451	5.4	0.0504	0.0498	1.9
	N ₂ *	0.0189	0.0145	3.2	0.0304	0.0304	0

Note: The mole fractions of outlet components from the tube are presented on a dry basis (without water).

¹ Simple

در شکل ۲، ترکیب شش سناریوی مختلف سوخت ورودی به مشعل‌های ریفرمر ارائه شده است که شامل گاز طبیعی، گاز پرچ، گاز انبساطی و گاز خروجی (OFF-gas) در نسبت‌های متفاوت است. در تمامی حالات تلاش شده است تا ارزش حرارتی پایین (LHV) سوخت‌ها تقریباً یکسان باشد تا امکان مقایسه شرایط فراهم شود. بر اساس نتایج، در حالت اول (شرایط عملیاتی واقعی)، سهم گاز طبیعی بالاترین مقدار است و به‌طور همزمان از جریان قابل توجهی از گاز پرچ استفاده می‌شود. در حالت دوم و سوم بخشی از گاز طبیعی با گاز انبساطی جایگزین شده است، در حالی که سهم گاز پرچ تقریباً ثابت باقی مانده است. حالت چهارم با کاهش جریان گاز پرچ و افزایش سهم گاز انبساطی طراحی شده است، در حالی که در حالت پنجم جریان گاز پرچ به‌طور کامل حذف و با ترکیبی از گاز انبساطی و OFF-gas جایگزین شده است. حالت ششم نیز شرایط طراحی (PFD) را نشان می‌دهد که در آن سهم گاز طبیعی نسبتاً پایین‌تر و گاز انبساطی بالاتر از حالت‌های دیگر است. مقایسه ترکیب مولی اجزاء نشان می‌دهد که بیشترین مقدار هیدروژن در حالت دوم وجود دارد که ناشی از افزودن گاز انبساطی است. در مقابل، حالت پنجم دارای بیشترین متان و کمترین هیدروژن است. انتظار می‌رود که این ویژگی‌ها اثر قابل توجهی بر فرآیند احتراق و انتقال حرارت در کوره داشته باشند؛ به‌طور مشخص، افزایش متان در حالت پنجم موجب افزایش طول شعله و سهم حرارت تابشی خواهد شد، در حالی که افزایش هیدروژن در حالت دوم احتراق سریع‌تر، شعله کوتاه‌تر و سهم بیشتر انتقال حرارت همرفتی را در پی دارد. در مجموع، بررسی شکل ۲ نشان می‌دهد که تغییر ترکیب سوخت علاوه بر اثرگذاری بر میزان مصرف گاز طبیعی، می‌تواند الگوی احتراق و توازن میان مکانیزم‌های انتقال حرارت را تغییر دهد. این موضوع مبنای تحلیل‌های بعدی در خصوص دمای گاز خروجی، رفتار حرارتی لوله‌ها و ترکیب گاز سنتز خواهد بود.



شکل ۲- ترکیب اجزای سوخت در سناریوهای مختلف

Figure 2- Fuels composition in different cases

جدول ۶ مقایسه نتایج خروجی شبیه‌سازی‌های ۱ تا ۶ را نشان می‌دهد. همان‌طور که مشاهده می‌شود، خروجی حالت‌های مختلف اختلاف چشمگیری با یکدیگر ندارند؛ زیرا سوخت‌های انتخاب‌شده تقریباً دارای ارزش حرارتی پایین^۱ یکسانی هستند. اختلاف دما در گاز خروجی کوره در حدود $5 \pm$ درجه بوده و در بهترین حالت، تولید هیدروژن تا ۵ درصد افزایش یافته است. مقایسه شدت جریان سوخت ورودی به مشعل‌ها (جدول ۶) بیانگر آن است که سناریوهای ۶، ۳، ۴ و ۵ نسبت به حالت عملیاتی (سناریو ۱) مصرف گاز طبیعی کمتری دارند. بیشترین کاهش مصرف در سناریوهای ۶ و ۵ مشاهده می‌شود؛ به‌گونه‌ای که در سناریو ۵، میزان مصرف گاز طبیعی ۱۶ درصد کمتر از حالت عملیاتی بوده و تولید هیدروژن حدود ۲ درصد افزایش یافته است.

هرچند در سناریو ۵ دمای گاز خروجی اندکی نسبت به حالت ۱ کاهش یافته است، اما هم‌زمان افزایش تولید هیدروژن و کاهش متان باقی‌مانده مشاهده می‌شود. دلیل این رفتار در تحلیل پروفیل‌های مربوط به تولید هیدروژن، دمای گاز داخل لوله و دمای سطح لوله‌ها که در ادامه ارائه شده‌اند، قابل مشاهده است.

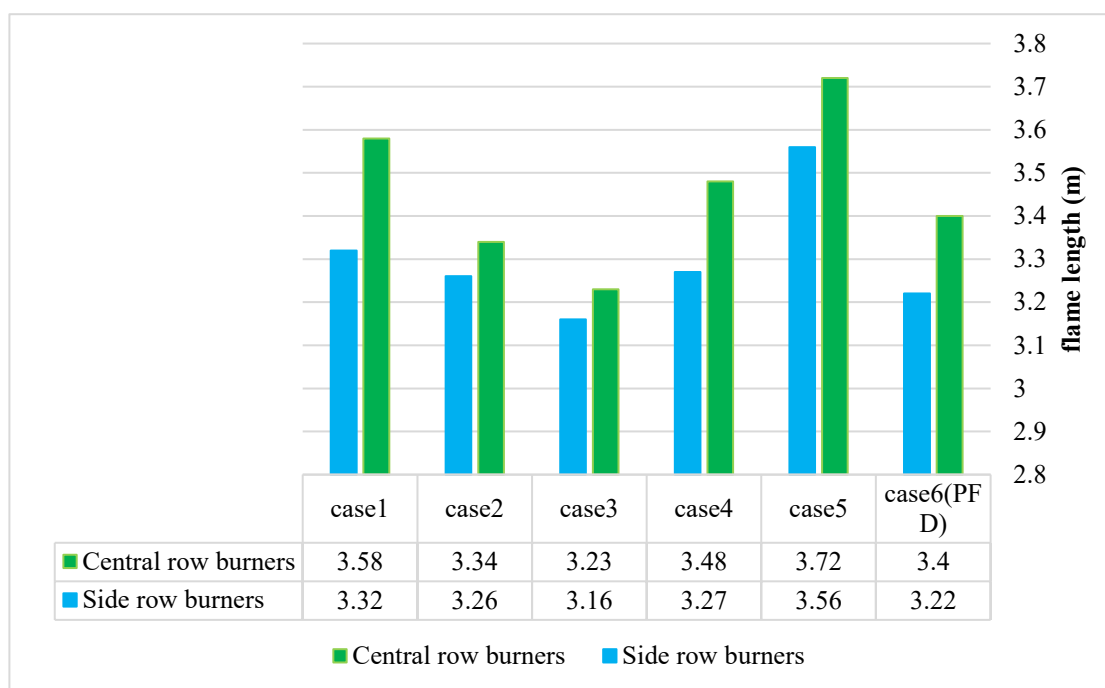
جدول ۶- مقایسه خروجی لوله و کوره در نمونه‌های ۱ تا ۵

Table 6- comparison of tubes and furnace outlet in cases 1 to 5

Parameters	Case 1 95/10/25	Case 2	Case 3	Case 4	Case 5	Case 6 pfd
Outlet of furnace						
Temperature (K)	1237	1240	1235	1234	1233	1211.7
Enthalpy (GJ)	335	338	332	330	328	
O ₂ Mole fraction	0.0217	0.0193	0.0204	0.0206	0.0196	0.011
CO ₂ Mole fraction	0.0676	0.084	0.0835	0.0844	0.1269	0.082
H ₂ O Mole fraction	0.238	0.244	0.245	0.241	0.201	0.24
Ar Mole fraction	0.0084	0.0077	0.0076	0.0077	0.0075	0.0082
N ₂ Mole fraction	0.66	0.65	0.64	0.65	0.65	0.65
Outlet of tubes						
Temperature (K)	972	976	975.7	971	970	981
CO ₂ Mole fraction	0.058	0.053	0.06	0.058	0.05	0.05329
CO Mole percent	0.032	0.038	0.033	0.032	0.04	0.035
H ₂ Mole fraction	0.294	0.31	0.3	0.293	0.3	0.315
CH ₄ Mole fraction	0.224	0.232	0.23	0.221	0.217	0.212

بررسی شکل ۳ نشان می‌دهد که طول شعله در سناریو ۴ تقریباً مشابه حالت عملیاتی است. با این حال، در سناریو ۵ علی‌رغم کاهش ۱۶ درصدی شدت جریان سوخت نسبت به حالت عملیاتی، طول شعله افزایش یافته و حتی از حالت طراحی نیز بلندتر است. دلیل این افزایش به ترکیب سوخت بازمی‌گردد؛ به‌گونه‌ای که در سناریو ۵ سهم متان افزایش یافته و سهم هیدروژن کاهش یافته است. احتراق متان به دلیل ماهیت پیچیده‌تر، فرآیندی کندتر نسبت به احتراق هیدروژن محسوب می‌شود و شامل بیش از ۳۵۰ واکنش ابتدایی^۲ است. به همین دلیل، طول شعله در شرایطی که سوخت حاوی متان بیشتری باشد، افزایش می‌یابد و انتقال حرارت تابشی در طول کوره گسترده‌تر توزیع می‌شود.

¹ LHV² Elementary reactions

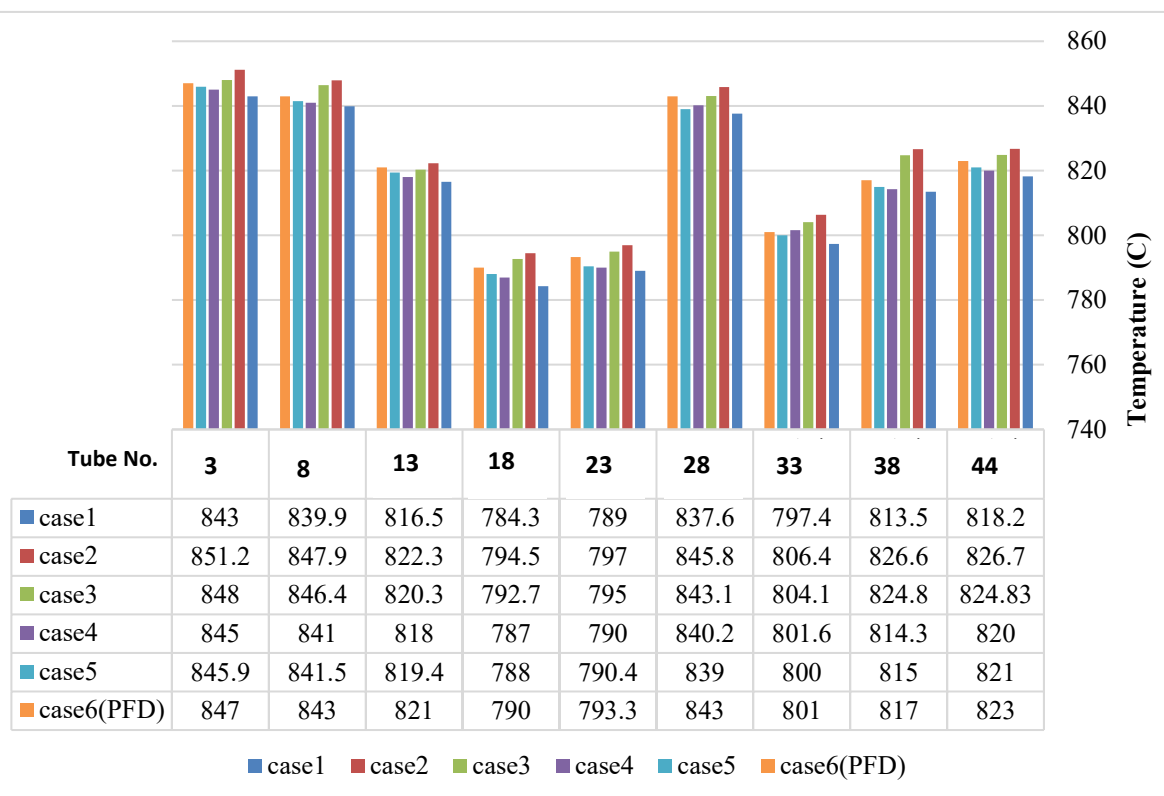


شکل ۳- مقایسه طول شعله برای سوخت‌های مختلف

Figure 3- comparison of flame length for different fuels

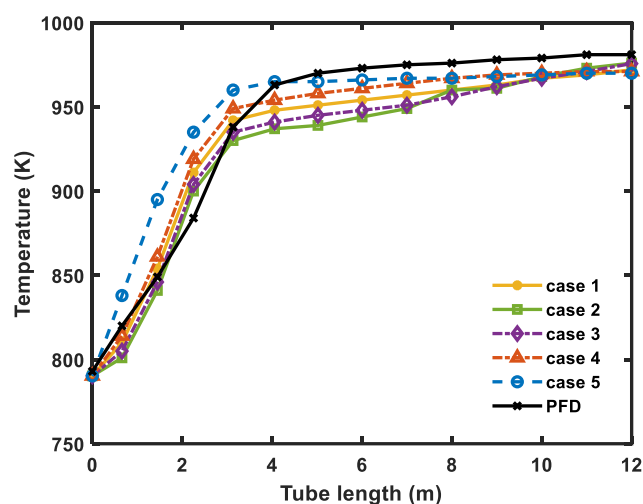
دمای سطح لوله‌های ردیف اول در فاصله ۱/۵ متری از بالای لوله‌ها برای سناریوهای ۱ تا ۶ در شکل ۴ ارائه شده است. داده‌های مربوط به سناریوی ۶ نتایج حاصل از شبیه‌سازی با شرایط طراحی را نشان می‌دهد. بیشترین دما در این نقطه به سناریوی ۲ اختصاص دارد که دارای بیشترین سهم هیدروژن در ترکیب سوخت است. هیدروژن به دلیل ساختار مولکولی ساده و واکنش‌پذیری بالا، به سرعت در فرآیند احتراق شرکت کرده و به بخار آب تبدیل می‌شود. این امر منجر به افزایش بیشینه دمای شعله و در عین حال کاهش طول آن می‌شود. بنابراین در ارتفاع ۱/۵ متری، دمای ثبت‌شده در سناریوی ۲ بیشترین مقدار را دارد.

شکل ۵ پروفیل دمای گاز درون لوله را برای سناریوهای مختلف نشان می‌دهد. در سناریوی ۵ به دلیل کاهش سهم هیدروژن در ترکیب سوخت، دمای گاز در ابتدای لوله افزایش قابل توجهی نسبت به سایر حالات دارد و پس از حدود ۴ متر تقریباً ثابت باقی می‌ماند. در مقابل، در سناریوهای ۲ و ۳ به علت کاهش سهم انتقال حرارت تابشی، دما در ۴ متر ابتدایی لوله کمتر از سایر حالات و حالت عملیاتی (سناریو ۱) است؛ با این حال، پس از این ناحیه دما به صورت تدریجی و خطی افزایش یافته که بیانگر غالب شدن انتقال حرارت همرفتی بر انتقال حرارت تابشی در این سناریوها است. انتظار می‌رود افزایش دما در ابتدای لوله برای سناریوی ۵ موجب افزایش نرخ واکنش ریفرمینگ و تولید بیشتر گاز سنتز در بخش ابتدایی لوله‌ها نسبت به سایر سناریوها شود. مقایسه سناریوی ۶ (شرایط طراحی با ضرایب نشر طراحی) با دیگر سناریوها نشان می‌دهد که اثر افزایش ضریب نشر کوره بر دما بسیار بیشتر از اثر تغییر ترکیب سوخت است. به طوری که اگرچه ترکیب سوخت در حالت ۶ از نظر نسبت هیدروژن و متان به سناریوی ۲ نزدیک است، دمای گاز در این حالت حتی بیش از سناریوی ۵ افزایش یافته است. این موضوع اهمیت نقش ضرایب تابشی در تعیین شرایط حرارتی داخل لوله را آشکار می‌سازد.



شکل ۴- مقایسه دمای سطح لوله ردیف اول برای سوخت‌های مختلف

Figure 4- comparison of skin tubes for different fuels



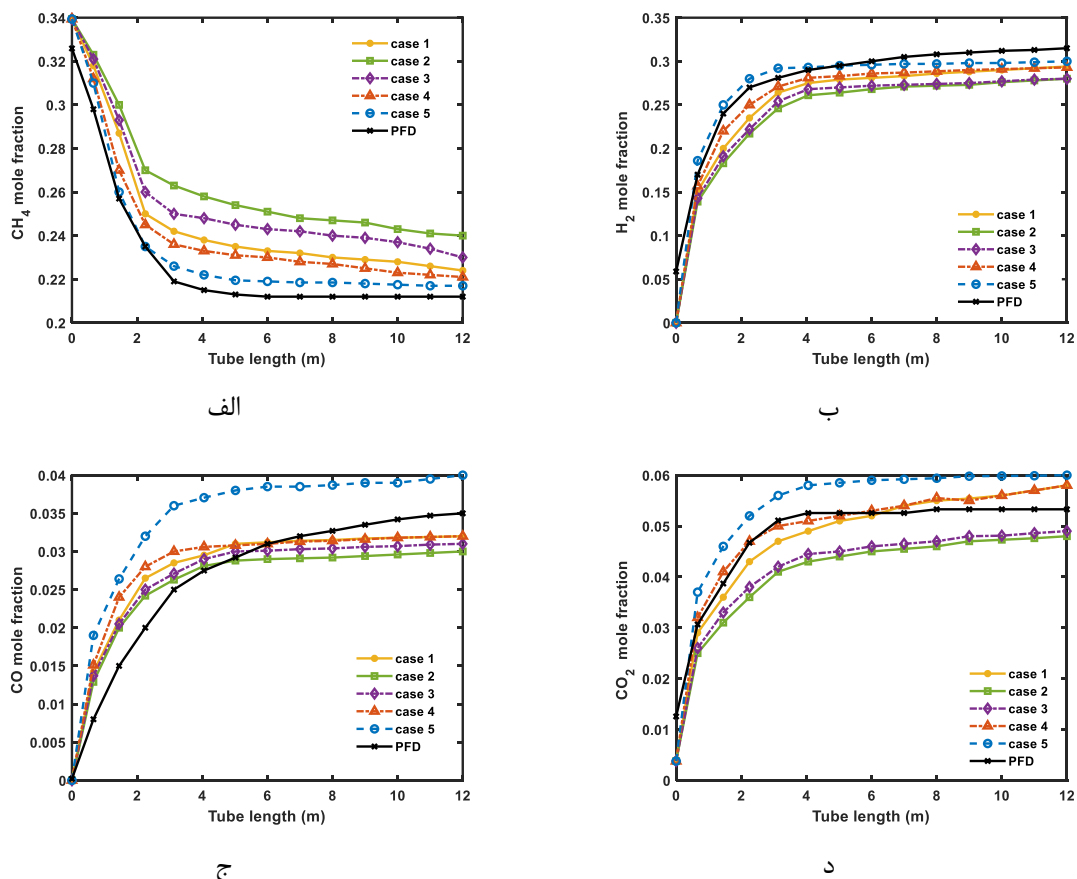
شکل ۵- مقایسه پروفایل دمای گاز داخل لوله برای سوخت‌های مختلف

Figure 5- comparison of gas temperature profile in tubes for different fuels

در ادامه، شکل‌های ۶ الف تا د به مقایسه پروفیل ترکیبات گاز داخل لوله برای سناریوهای مختلف اختصاص یافته‌اند. شکل ۶ الف پروفایل متان در داخل لوله ریفرمر را نشان می‌دهد. در سناریوی ۵، متان در چهار متر ابتدایی با سرعت بیشتری

مصرف شده است که علت آن افزایش سهم انتقال حرارت تابشی در این ناحیه است؛ این رفتار در پروفیل دما نیز مشاهده شد. در نتیجه، کمترین مقدار متان باقی مانده در این سناریو ثبت شده است. در مقابل، در سناریوهای ۲ و ۳ به دلیل وجود مقدار بالای هیدروژن و غالب بودن انتقال حرارت همرفتی، واکنش ریفرمینگ در طول لوله توزیع شده و مصرف متان نسبت به حالت عملیاتی (سناریو ۱) کمتر است. در میان آن‌ها، سناریوی ۲ که حاوی گاز انبساطی است، بیشترین مقدار متان باقی مانده را دارد و کمترین نرخ مصرف متان در ابتدای لوله مربوط به این حالت است که کمترین سهم تابشی را داراست. به طور کلی تنها سناریوهای ۴ و ۵ نسبت به حالت عملیاتی عملکرد بهتری نشان داده و مصرف متان در آن‌ها بیشتر بوده است. در سناریوی ۶ (شرایط طراحی) به دلیل ضرایب نشر بالاتر، بیشترین میزان مصرف متان مشاهده می‌شود.

شکل ۶ ب پروفیل جزء مولی هیدروژن در حالات مختلف را نمایش می‌دهد. در سناریوی ۵، تولید هیدروژن در چهار متر ابتدایی به طور قابل ملاحظه‌ای افزایش یافته و سپس در طول باقیمانده لوله تقریباً ثابت مانده است. علت این رفتار، تأمین انرژی لازم برای واکنش گرماگیر ریفرمینگ بخار متان در ابتدای لوله و رسیدن سامانه به شرایط تعادلی در ادامه مسیر است. در سایر سناریوها، شیب تولید هیدروژن در چهار متر ابتدایی کمتر بوده و افزایش غلظت هیدروژن به صورت تدریجی تا انتهای لوله ادامه یافته است. همان گونه که انتظار می‌رفت، بیشترین میزان تولید هیدروژن به سناریوی ۶ اختصاص دارد که حالت طراحی واحد است. اما در شرایط مقایسه تغییر سوخت در حالت عملیاتی یعنی سناریو ۱ تا ۵، مشاهده می‌شود بیشترین میزان تولید هیدروژن



شکل ۶- مقایسه جزء مولی (متان ب) هیدروژن ج) مونوکسید کربن د) کربن دی اکسید در طول لوله برای سوخت‌های مختلف

Figure 6- comparison of composition a) CH_4 b) H_2 c) CO d) CO_2

مربوط به سناریو ۵ است که نسبت به سناریو ۱، ۲۰٪ افزایش تولید هیدروژن دیده می‌شود.

شکل‌های ۶ ج و د پروفیل جزء مولی مونوکسیدکربن و دی‌اکسیدکربن را نشان می‌دهند. تغییرات این دو ترکیب در سناریوهای مختلف در حدود ۰/۰۱ جزء مولی باقی مانده است و تفاوت چشمگیری بین آن‌ها مشاهده نمی‌شود. با این حال، همان‌طور که پیش‌بینی می‌شد، در سناریوی ۵ به دلیل شدت بالاتر واکنش ریفرمینگ در چهار متر ابتدایی لوله، تولید CO و CO₂ نسبت به سایر حالات اندکی بیشتر است.

نتیجه‌گیری

در این پژوهش اثر تغییر ترکیب سوخت کوره ریفرمر واحد متانول بر عملکرد حرارتی کوره و رفتار واکنش‌های ریفرمینگ داخل لوله‌ها مورد بررسی قرار گرفت. شش سناریوی مختلف شامل شرایط عملیاتی، شرایط طراحی و چهار حالت پیشنهادی بر اساس استفاده از گازهای جانبی واحد (گاز پرچ، گاز انبساطی و گاز مازاد) شبیه‌سازی و مقایسه شدند.

نتایج نشان داد که به دلیل نزدیکی ارزش حرارتی پایین سوخت‌ها، دمای گاز خروجی کوره در تمامی سناریوها در محدوده‌ای محدود (حدود $5 \pm$ کلوین) باقی می‌ماند. با این حال، ترکیب سوخت اثر قابل توجهی بر طول شعله، توزیع حرارت بین مکانیسم‌های تابشی و همرفتی، و در نهایت بر دما و ترکیب گاز درون لوله‌ها دارد. سناریوهای حاوی هیدروژن بیشتر (مانند ۲ و ۳) موجب افزایش دمای سطح لوله‌ها در ناحیه پایین‌تر و کوتاه شدن طول شعله شدند. این پدیده به واسطه واکنش‌پذیری بالای هیدروژن و غالب شدن انتقال حرارت همرفتی رخ داده و اثر نامطلوبی بر توزیع واکنش ریفرمینگ در طول لوله دارد. در مقابل، افزایش سهم متان (سناریو ۵) موجب افزایش طول شعله و گسترش انتقال حرارت تابشی شد که مصرف متان و تولید هیدروژن را در بخش ابتدایی لوله‌ها افزایش داد.

از نظر بهره‌وری انرژی، نتایج نشان داد که مصرف گاز طبیعی در سناریوهای ۴، ۵ و ۶ به میزان قابل توجهی کاهش می‌یابد. به‌ویژه در سناریوی ۵، کاهش ۱۶ درصدی مصرف گاز طبیعی همراه با افزایش ۲ درصدی تولید هیدروژن ثبت شد. این امر نشان می‌دهد که جایگزینی گازهای جانبی واحد متانول می‌تواند علاوه بر کاهش مصرف خوراک اصلی، به بهبود عملکرد فرآیند ریفرمینگ نیز کمک کند. در نهایت، مقایسه شرایط طراحی (سناریو ۶) با سایر حالات نشان داد که نقش ضرایب تابشی کوره در تعیین شرایط حرارتی بسیار پررنگ‌تر از تغییر ترکیب سوخت است؛ به‌طوری‌که حتی در ترکیب‌های مشابه، افزایش ضرایب نشر می‌تواند منجر به افزایش بیشتر دما و مصرف متان شود.

به‌طور کلی، می‌توان نتیجه گرفت که بهره‌گیری از گازهای جانبی در ترکیب سوخت کوره ریفرمر نه تنها امکان کاهش مصرف گاز طبیعی را فراهم می‌آورد، بلکه می‌تواند به بهبود بازدهی تولید هیدروژن منجر شود. با این حال، انتخاب ترکیب بهینه باید با در نظر گرفتن توازن میان طول شعله، مکانیزم‌های انتقال حرارت و شرایط واکنش ریفرمینگ انجام گیرد تا ضمن کاهش هزینه‌های عملیاتی، پایداری و کارایی فرآیند تضمین شود.

تشکر و قدردانی

نویسنده از حمایت مالی و معنوی مجتمع پتروشیمی زاگرس برای حمایت از این پژوهش تقدیر می‌کند.

منابع

- [1] Yu, Z., Cao, E., Wang, Y., Zhou, Z., & Dai, Z. "Simulation of natural gas steam reforming furnace". *Fuel Processing Technology*, 87(8), 695-704, 2006.
- [2] Aguirre, A. "Computational fluid dynamics modeling and simulation of steam methane reforming reactors and furnaces" (Doctoral dissertation, UCLA), 2017.
- [3] Quirino, P. P., Amaral, A., Pontes, K. V., Rossi, F., & Manenti, F. "Modeling and simulation of an industrial top-fired methane steam reforming unit". *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 59(24), 11250-11264, 2020.
- Papkov, V., & Pashchenko, D. "CFD-modeling of steam methane reforming via particle-resolved and pseudo-homogeneous models: comparative analysis with experimental verification". *Fuel*, 393, 134906, 2025.
- [4] Amini, A., Bagheri, A. A. H., Sedaghat, M. H., & Rahimpour, M. R. "CFD simulation of an industrial steam methane reformer: Effect of burner fuel distribution on hydrogen production". *Fuel*, 352, 129008, 2023.
- [5] Tran, A., Aguirre, A., Durand, H., Crose, M., & Christofides, P. D. "CFD modeling of a industrial-scale steam methane reforming furnace". *Chemical Engineering Science*, 171, 576-598, 2017.
- [6] Mehrotra, V., Rosendall, B., Heath, A., & Berkoe, J. "CFD Modeling of Steam Methane Reformer". In *ASME Pressure Vessels and Piping Conference* (Vol. 46598, pp. 119-124), 2002.
- [7] Tutar, M., Üstün, C. E., Campillo-Robles, J. M., Fuente, R., Cibrián, S., Arzua, I., ... & López, G. A. "Optimized CFD modelling and validation of radiation section of an industrial top-fired steam methane reforming furnace". *Computers & Chemical Engineering*, 155, 107504, 2021.
- [8] Kumar, A., Baldea, M., & Edgar, T. F. "A physics-based model for industrial steam-methane reformer optimization with non-uniform temperature field". *Computers & Chemical Engineering*, 105, 224-236, 2017.
- [9] Zamaniyan, A., & Taghi Zoghi, A. "Software development for simulation of reformer furnace". *Iranian Journal of Chemistry and Chemical Engineering*, 25(4), 55-71, 2006.
- [10] Mirvakili, A. "Investigation the effect of emissivity coefficient changing and ceramic coating utilization on the synthesis gas production of steam methane reformer". *Fuel and Combustion*, 17(4), 93-112, 2025.
- [11] Khajeh Amiri, A., Khajeh Amiri, M. "Two-dimensional heterogeneous simulation of a catalytic reactor for methane steam reforming". *Iranian Journal of Chemical Engineering*, 18(103), 32-40, 2019. (in Persian)
- [12] Ahmadi, M., Rostami, S. "Investigation of the effect of fuel type change on combustion quality of a high-velocity burner connected to a furnace". *Fuel and Combustion*, 17(3), 45-56, 2021. (in Persian)
- [13] Karimi, H., Rezaei, M. "Investigation of operational parameter variations to improve hydrogen unit furnace performance for reducing fuel, steam, and energy consumption". *Fuel and Combustion*, 17(2), 61-72, 2022. (in Persian)
- [14] Samaei, L., Valipour, S., Adeli Koodehi, A. "Investigation of the effect of fuel type change on combustion quality of a high-velocity burner connected to a furnace". *19th Conference on Computational Fluid Dynamics*, 2021. (in Persian)
- [15] Airaksinen, S., Karjalainen, M., Tang, J., & Porter, D. "Utilization of hydrogen fuel in reheating furnace and its effect on oxide scale formation of low-carbon steels". *International Journal of Hydrogen Energy*, 49(60), 46652-46666, 2024.
- [16] Raei, B., Abbaspour, D., Shahraki, F., "Feasibility Study on the Change of Fuel System and Dual-Fuel Burners in Oil Refinery Furnace", *World Applied Programming*, Vol (3), Issue (6), 212-218, June 2013.
- [17] Shram, V. G., Shushenacheva, M. A., Kovaleva, M. A., Lysyannikova, N. N., Lysyannikov, A. V., & Kravtsova, E. G. , "A method of reducing the amount of fuel gas during operation of the oil-fire furnaces". *Journal of Physics: Conference Series*, 1399(5), 055007, 2019.
- [18] Lee, C. L., & Jou, C. J. G. "Saving fuel consumption and reducing pollution emissions for industrial furnace". *Fuel processing technology*, 92(12), 2335-2340, 2019.
- [19] Semenov, Y. S., Mozharensko, N. M., Gorupakha, V. V., Shumel'chik, E. I., Nasledov, A. V., & Kuznetsov, A. M. "Effect of the fuel, raw materials, and process conditions on the behavior of temperature change in a blast-furnace lining". *Metallurgist*, 59(3-4), 290-299, 2015.
- [20] Mirvakili, A., Hamoudi, S., Jamekhorshid, A., Gholipour, M., & Karami, R. "CFD simulation and optimization of turning different waste gases into energy in an industrial steam methane reformer". *Journal of the Taiwan Institute of Chemical Engineers*, 147, 104939, 2023.