Applied Research in Chemical - Polymer Engineering

Vol. 5, No.1
page 17-30 ,spring 2021

Simulation and Techno-Economic Analysis of Hydrotreating Process of Mazut

Mostafa Jafari [1,2], Amirhossein Khalili Garakani [*1]

1- Chemistry and Process Engineering Department, Niroo Research Institute, Tehran, Iran
2- Ph.D. Student, School of Chemical Engineering, University of Tehran, Tehran, Iran

Abstract

Research subject: Mazut is widely used in petrochemical, power and marine industries. The use of these fuels, in addition to causing widespread air and sea pollution in the country, has also led to severe international penalties, rising costs and corrosion of equipment. Therefore, the use of mazut fuel with sulfur compounds of up to %0.5 in the world, as a refining mazut fuel at the origin (in refineries) and taking into account all aspects, is more important. There are limited industrial methods for the hydrotreating of mazut (Due to the heavy oil cut and the complexity of sulfur compounds in it), the most common of which is hydrogen desulfurization (HDS).

Research approach: The goal of this research, is the simulation and economic evaluation of the hydrotreating plant from Mazut fuel with a capacity of 13.75 million barrels per year. The simulation of this process was performed in Aspen HYSYS petroleum refinery software. In this simulation, the effect of effective operating parameters such as pressure, hydrogen to mazut ratio and finally catalyst consumption on the removal of sulfur compounds, production of by-products, net production costs, and total investment costs are investigated.

Main Results: The results showed that for the hydrotreating process of this mazut with sulfur compounds %3.5, total capital investment is 308.9 million US$ and the net production cost of treated mazut fuel is estimated to be 114.5 million US$ per year. Also, economic sensitivity analysis showed that the operating parameter of the hydrogen to mazut ratio had the greatest effect on increasing the total capital investment and net production cost, which should be minimized as much as possible.

key words

Mazut

Hhydrogen Desulfurization

Naphtha

Net Production Cost

Total Capital Investment

*To whom correspondence should be addressed:
akhalili@nri.ac.ir

[Downloaded from arcpe.modares.ac.ir on 2024-05-02]

پژوهش‌های کاربردی
مهندسی شیمی - پلیمر

فصلنامه علمی - پژوهشی بین رشته ای
سال چهارم، شماره ۴، نسخه ۱
بهار ۱۴۰۰ ، صفحه ۳۰-۱۷

شبیه‌سازی و تحلیل فنی–اقتصادی فرایند تصفیه هیدروژنی مازوت

مصطفی جعفری[۲،۱]، امیرحسین خلیلی گرگانی[۱*]

۱-گروه پژوهشی شیمی و فرایند، پژوهشگاه نیرو، تهران، ایران
۲- دانشکده مهندسی شیمی، پردیس دانشکده‌های فنی، دانشگاه تهران

چکیـــده

موضـــوع تحقیـــق: سـوخت مـازوت بـا درصـد گوگـرد بـالا به‌طـور گسـترده در صنایـع پتروشـیمی، نیروگاهـی و دریایـی مـورد اسـتفاده قـرار می‌گیـرد. اسـتفاده از ایـن نـوع سـوخت‌ها، عـلاوه بـر آنکـه باعـث آلودگی‌هـای وسـیع هوایـی و دریایـی در کشـور شـده اسـت، باعـث تحمیـل جرایـم هنگفـت بین‌المللـی، افزایـش هزینه‌هـا و خوردگـی تجهیـزات نیـز شـده اسـت. از ایـن‌رو، اسـتفاده از سـوخت مـازوت بـا ترکیبـات گوگـردی حداکثـر ۰/۵ درصـد جرمـی در دنیـا، بـه صـورت تصفیـه مـازوت در مبـدأ (در پالایشـگاه‌ها) و بـا در نظـر گرفتـن تمامـی جنبه‌هـا، بیـش از پیـش اهمیـت یافتـه اسـت. روش‌هـای صنعتـی محـدودی بـرای گوگردزدایـی هیدروژنـی سـوخت مـازوت (به‌علـت سـنگین بـودن ایـن بـرش نفتـی و پیچیـده بـودن ترکیبـات گوگـردی در آن) وجـود دارد کـه مرسـوم‌ترین آن روش سـولفورزدایی هیدروژنـی یـا (HDS) اسـت.

روش تحقیـــق: هـدف از ایـن پژوهـش، شبیه‌سـازی و ارزیابـی اقتصـادی واحـد تصفیـهٔ هیدروژنـی از مـازوت بـا ظرفیـت ۱۳/۷۵ میلیـون بشـکه در سـال اسـت. شبیه‌سـازی ایـن فراینـد در نرم‌افـزار Aspen HYSYS petroleum Refinery v.11 انجـام گرفتـه شـده اسـت. در ایـن شبیه‌سـازی تأثیـر پارامترهـای عملیاتـی موثـر نظیـر فشـار فراینـد، نسـبت هیـدروژن بـه مـازوت و در نهایـت میـزان مصـرف کاتالیـزور بـر روی حـذف ترکیبـات گوگـردی، تولیـد محصـولات جانبـی و هزینه‌هـای خالـص تولیـد بررسـی شـده اسـت.

نتایـــج اصلـــی: نتایـج نشـان داد بـرای تصفیـه هیدروژنـی ایـن ظرفیـت از مـازوت بـا ترکیبـات گوگـردی ۳/۵ درصـد، هزینـه کل سـرمایه‌گذاری ۳۰۸/۹ میلیـون دلار و هزینـه خالـص تولیـد مـازوت تصفیه‌شـده، ۱۱۴/۵ میلیـون دلار در سـال بـرآورد شـده اسـت. همچنیـن تحلیـل حساسـیت اقتصـادی فراینـد نشـان داد کـه پارامتـر عملیاتـی نسـبت هیـدروژن بـه مـازوت، بیش‌تریـن تأثیـر را در افزایـش هزینـه سـرمایه‌گذاری و هزینـه خالـص تولیـد دارد کـه تـا حـد امـکان بایـد کمینـه شـود.

کلمـات کلیـدی

مازوت

سولفورزدایی هیدروژنی

نفتا

هزینهٔ خالص تولید

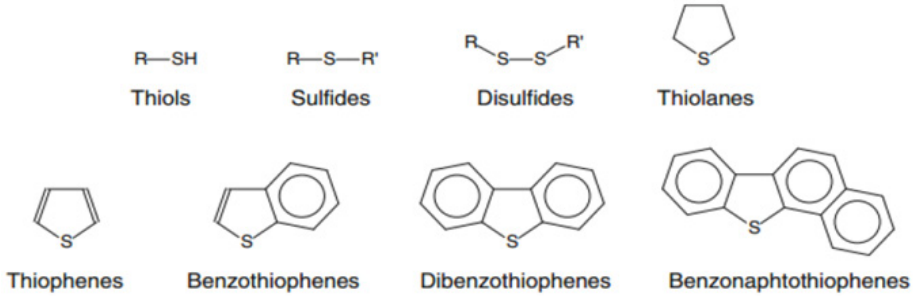
هزینه کل سرمایه‌گذاری

*مسئول مکاتبات:
akhalili@nri.ac.ir

[Downloaded from arcpe.modares.ac.ir on 2024-05-02]

۱ مقدمه

در حال حاضر در کشور ایران، ۱۰ پالایشگاه نفت با ظرفیت ۷۵۰ میلیون بشکه در سال وجود دارد [۱]. مقدار متوسط تولید مازوت یا نفت‌کوره در ایران حدوداً ۱۷۰ میلیون بشکه در سال است که از این میزان تولید، ۸ درصد آن در صنایع کشتیرانی، ۲۲ درصد آن در صنایع نیروگاهی و پتروشیمی و ۷۰ آن نیز به کشورهای دیگر صادر می‌شود [۲-۳]. مازوت‌های تولیدی در پالایشگاه به‌طور متوسط ۲/۵ تا ۳/۵ درصد ترکیبات پیچیده گوگردی در خود دارند که سوختن چنین سوختی اثرات بسیار جبران‌ناپذیری به محیط‌زیست، تجهیزات و انسان‌ها وارد کرده است [۴]. هر تن از سوخت مازوت با ترکیبات گوگردی ۳/۵ درصد، تقریباً ۸۰ کیلوگرم اکسید گوگرد (SO_2) آزاد می‌کند که اگر از سوخت ۰/۵ درصد استفاده شود، ۱۱/۵ کیلوگرم اکسید گوگرد آزاد خواهد کرد [۵]. یکی از اقدامات مهم بین‌المللی تصویب منع استفاده از سوخت‌های مازوت با سولفور بالای ۰/۵ درصد از برای شناروها و کشتی‌ها از سال ۲۰۲۰ هنگام تردد در آبهای بین‌المللی، توسط سازمان بین‌المللی دریانوردی یا (IMO) است [۶]. این قانون بسیار خوب باعث شده است که صادرات مازوت ایران که درصد بالایی را به خود اختصاص داده بود با چالش بسیار جدی روبرو شود و به‌دلیل وجود مازاد سوخت مازوت با گوگرد بالا، مسئولین و متولیان امر به‌جای اقدام برای تصفیه سوخت مازوت و احترام به قوانین بین‌المللی، آن را در نیروگاه‌ها و صنایع کشتیرانی مصرف می‌کنند. مسیرهای مختلفی برای حل این مشکل وجود دارد که یکی از آن‌ها واردات مازوت با میزان سولفور استاندارد به کشور است یا استفاده از سوخت گازوئیل که متوسط گوگرد در آن ۰/۷ درصد است. به دلیل تولید مازوت بیش‌تر از نیاز کشور در پالایشگاه‌ها و همچنین گران بودن گازوئیل نسبت به مازوت، هیچ‌کدام از این روش‌ها مناسب نیستند [۷]. بهترین روش احداث واحد تصفیه مازوت در مبدأ یعنی در پالایشگاه است. هرچه برش‌های نفتی سنگین‌تر باشد، میزان ترکیبات گوگردی در آن بیش‌تر و همچنین جداسازی آن سخت‌تر و پرهزینه‌تر می‌شود [۸]. ترکیبات گوگردی با افزایش نقطه جوش مقام‌تر می‌شوند [۹] به‌طوری‌که در سوخت‌های سبک نظیر Naphtha و Kerosene عمده ترکیبات گوگردی شامل تیول‌ها و سولفیدها هستند اما در برش‌های سنگین‌تر نظیر Vacuum gas oil، Residual oil یا مازوت ترکیبات گوگردی بیش‌تر از نوع بنزوتیوفن‌ها هستند [۱۰]. به‌طور کلی جداسازی ترکیباتی نظیر تیول‌ها و سولفیدها به مراتب ساده‌تر از ترکیبات گوگردی آروماتیکی نظیر بنزوتیوفن‌ها است. روش‌های مختلفی برای حذف ترکیبات به شکل گوگردی (شکل ۱) از سوخت‌های مایع پیشنهاد شده است. این روش‌ها شامل گوگردزدایی هیدروژنی (HDS)، گوگردزدایی استخراجی، گوگردزدایی جذبی، گوگردزدایی اکسیداسیونی (ODS)، گوگردزدایی بیولوژکی، گوگردزدایی با آب فوق بحرانی و غیره است. انتخاب هرکدام از این روش‌ها به سبک‌بودن یا سنگین بودن برش نفتی (گرانروی سوخت)، مقدار و نوع ترکیبات گوگردی بستگی دارد [۱۱].



شکل ۱ انواع مختلفی از ترکیبات آلی گوگردی در برش نفتی [۱۱]
Fig. 1 Different types of organic sulfur compounds in oil cut [11]

در سوخت‌های سنگین به‌دلیل درشت بودن مولکول‌ها، گرانروی بالا، پیچیدگی ترکیبات روش‌هایی که نیاز به استفاده از جاذب‌های جامد یا استفاده از جاذب‌های مایع برای عملیات استخراج و یا گوگردزدایی بیولوژیکی وجود دارد، مناسب نیستند [۱۲]. به‌طورکلی مناسب‌ترین روش‌ها برای گوگردزدایی از سوخت‌های مایع سنگین، فرایندهای HDS و ODS [۱۳] و در مواردی با شرایط خاص گوگردزدایی با آب فوق بحرانی است که هرکدام معایب و مزایای خود را دارند. باوجود پیشرفت‌های صورت گرفته در این حوزه همچنان مرسوم‌ترین روش صنعتی روش HDS است و مابقی روش‌ها در حال تحقیق، توسعه و نیمه‌صنعتی هستند [۱۴]. این کار رویکرد شبیه‌سازی برای طراحی و ارزیابی اقتصادی فرایندهای گوگردزدایی هیدروژنی مازوت برای کنترل انتشار SOx و NOx در یکی از نیروگاه‌های ایران را ارائه می‌دهد. باید در نظر گرفت که در ارزیابی اقتصادی فرایند تصفیه هیدروژنی مازوت، هزینه‌های تحمیل شده توسط ترکیبات گوگردی بر

[Downloaded from arcpe.modares.ac.ir on 2024-05-02]

محیط زیست، انسان و خوردگی تجهیزات، قابل توجه تر از «هزینه سرمایه‌گذاری» و «هزینه خالص تولید» است. هدف از این پژوهش، شبیه‌سازی و تحلیل فنی و اقتصادی واحد تصفیه هیدروژنی مازوت، به منظور حذف ترکیبات کوگردی از مازوت برای رسیدن به استانداردهای جهانی (حذف ۸۵ درصد از ترکیبات گوگردی موجود در مازوت ۳/۵ درصد و رسیدن به مازوت ۰/۵ درصد) است. پارامترهای عملیاتی موثر در حذف ترکیبات گوگردی از مازوت در این فرایند، میزان مصرف کاتالیزور، فشار فرایند و نسبت مصرف هیدروژن به مازوت است. علاوه بر این، از آنجا که محصولات فرعی ارزشمندی مانند نفتا و گازوئیل در طی فرایند به‌دست می‌آیند، تحلیل حساسیت درصد جرمی ترکیبات گوگردی در محصول نهایی و تولید محصولات جانبی انجام می‌شود. سرانجام، پس از شبیه‌سازی، ارزیابی اقتصادی و تحلیل حساسیت اقتصادی این فرایند انجام می‌شود که یکی از نوآوری‌های این مقاله است. ارزیابی و تحلیل اقتصادی فرایند، هزینه‌های خالص تولید (Net Production Cost)، کل هزینه سرمایه‌گذاری (Total capital investment) و دوره بازگشت سرمایه (Payback Period) برآورد می‌شود. تجزیه‌وتحلیل حساسیت اقتصادی این است که دریابید کدام یک از پارامترها کم‌ترین و بیش‌ترین تأثیر را در هزینه‌های حذف ترکیبات گوگردی از مازوت دارند، که یکی دیگر از نوآوری‌های این مقاله است.

۲ بخش نظری

۲-۱ مواد

در جدول ۱ مشخصات فیزیکی و شیمیایی مازوت تولیدشده در کشور آورده شده است. شبیه‌سازی واحد گوگردزدایی هیدروژنی از سوخت مازوت در نرم‌افزار تخصصی Aspen HYSYS Petroleum Refining نسخه ۱۱ انجام شده است [۱۵]. این نرم‌افزار قابلیت شبیه‌سازی واحدهای پرکاربرد در پالایشگاه، نظیر تصفیه هیدروژنی، هیدروکراکینگ، FCC و واحدهای کاتالیزوری را دارد [۱۶]. این نرم‌افزار دارای اطلاعات کتابخانه‌ای بسیار دقیق از انواع برش‌های نفتی و همچنین معادلات ترمودینامیکی مختص هر کدام از فرایندهای پالایشگاهی است. در این شبیه‌سازی از معادلات ترمودینامیکی HCRSRK استفاده شده است [۱۸-۱۷].مدل راکتور در

جدول ۱ مشخصات فیزیکی و شیمیایی مازوت [۲۱]
[21] Physical and chemical properties of mazut 1 Table

Characteristic	Amount
API Gravity	10.40
Specific Gravity (60/60)	0.9972
Distillation Type	TBP
%0 Point [^{0}C]	268
%5 Point [^{0}C]	327
%10 Point [^{0}C]	387
%30 Point [^{0}C]	492
%50 Point [^{0}C]	574
%70 Point [^{0}C]	638
%90 Point [^{0}C]	731
%95 Point [^{0}C]	773
%100 Point [^{0}C]	815
Nickel [ppm]	40
Vanadium [ppm]	15
Total Nitrogen [ppmwt]	600
Sulfur Content [%]	3.5
Molecular Weight	611
Flash point [^{0}C]	65
Pour point [^{0}C]	32
Ash (max) % mass	0.15

[Downloaded from arcpe.modares.ac.ir on 2024-05-02]

Aspen HYSYS petroleum Refinery از ۹۷ سینتیک واکنش استفاده می‌کند [۱۹]. ۹۷ ترکیب مدل متعلق به شش گروه گاز سبک، پارافین، نفتن، آروماتیک، ترکیبات گوگرد و نیتروژنی است [۲۰]. علاوه بر این، ترکیبات گوگردی به هشت گروه ۱۳ ماده‌ای تقسیم می‌شوند: تیوفن، سولفید، بنزوتیوفن، نفتا بنزوتیوفن، دیبنزوتیوفن، تتراهیدروبنزوتیوفن، تتراهیدرودی‌بنزوتیوفن و تتراهیدرونفتا بنزوتیوفن [۱۷].

برای ارزیابی اقتصادی این فرایند از مدارک معتبر IHS Markit استفاده شده است. این مرجع تجزیه‌وتحلیل فنی و اقتصادی بسیار دقیقی بر روی فرایند گوگردزدایی از مازوت صورت داده است و قیمت مواد اولیه، قیمت فروش، قیمت تجهیزات، مصرف مطلوبیت و .... را با جزئیات کامل گزارش کرده است. مدارک مربوط به فرایند گوگردزدایی هیدروژنی از سوخت مازوت در ژانویه ۱۹۷۵ منتشر شده است [۲۲]. برای به‌روز رسانی این قیمت‌ها از شاخص‌های قیمت در سال ۲۰۱۹ استفاده شده است.

۲-۲ شبیه‌سازی واحد تصفیه هیدروژنی از سوخت مازوت

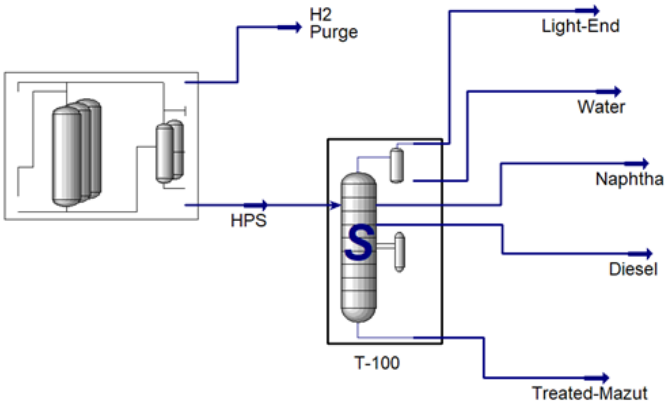
در این بخش، هدف طراحی و شبیه‌سازی واحد تصفیه هیدروژنی ۲۵۰ مترمکعب در ساعت (۱۳/۷۵ میلیون بشکه در سال) سوخت مازوت ۳/۵ درصد وزنی ترکیبات گوگردی به‌منظور تصفیه هیدروژنی آن و رسیدن به مازوت ۰/۵ درصد وزنی ترکیبات گوگردی است. مشخصات فیزیکی و شیمیایی مازوت که مشخصات آن در جدول ۱ آورده شده است، پس از افزایش فشار تا ۱۴۵۰۰ کیلوپاسکال با جریان هیدروژن مخلوط می‌شود و با عبور از یک کوره تا دمای ۲۰۰ درجه سانتی‌گراد، گرم خواهد شد [۲۳]. در شکل ۲ طرحواره شبیه‌سازی واحد تصفیه هیدروژنی سوخت مازوت را نشان داده شده است. این مدل شبیه‌سازی شده به‌صورت تک‌مرحله‌ای است. تعداد مراحل بالاتر اصولاً برای هیدروکراکینگ بیش‌تر سوخت‌های سنگین نظیر مازوت استفاده می‌شود [۲۴]. در این شبیه‌سازی از مدل تصفیه آمین چشم پوشی شده است و بخش عمده‌ای از هیدروژن سولفید تولید شده از فرآیند در جریان گازهای سبک و بخش کوچکی از سولفید هیدروژن نیز از جریان Purge Gas موجود است که این جریان‌ها به واحد بازیابی سولفور یا SRU فرستاده خواهد شد. بخش واکنش این فرایند، از یک مرحله، شامل دو راکتور، هر یک شامل دو بستر کاتالیزوری متناظر با واکنش تشکیل شده است. در عمل، فرایند گوگردزدایی هیدروژنی شامل راکتورهای تصفیه هیدروژنی برای سولفورزدایی هیدروژنی (HDS) و نیتروژن‌زدایی هیدروژنی (HDN) از خوراک ورودی به راکتورهای تصفیه هیدروژنی است [۲۵]. این واکنش‌ها در راکتورهای بستر ثابت کاتالیزوری در شرایط بی‌دررو رخ می‌دهد. شکل کلی معادلات به‌کار رفته در شبیه‌سازی به‌صورت زیر است:

$$r_{HDS} = k^{S}_{HDS} \times \frac{C^{S}_{CN}\,(P_{H_2})^{0.5}}{1 + K_{H_2S}(P_{H_2S})} \quad (۱)$$

$$r_{HDN} = k^{N}_{HDN} \times C^{N}_{CN}\,(P_{H_2})^{1.6} \quad (۲)$$

که در این رابطه P_{H_2} و P_{H_2S} به‌ترتیب فشار جزئی هیدروژن و سولفید هیدروژن، C^{S}_{CN} و k^{N}_{HDS} به‌ترتیب برابر با غلظت مولی و ثابت سرعت واکنش مولکول گوگردی، C^{N}_{CN} و k^{N}_{HDN} به‌ترتیب برابر با غلظت مولی و ثابت سرعت واکنش مولکول نیتروژنی و K_{H_2S} برابر ثابت جذب فیزیکی H_2S روی سطوح کاتالیزور است [۱۷]. راکتور اول معمولاً با کاتالیزورهای تصفیه هیدروژنی (HT) به‌منظور حذف ترکیبات گوگردی و نیتروژنی بارگذاری می‌شود[۲۶]. در جدول ۲ مشخصات مربوط به قطر داخلی، مقدار کاتالیزور مصرفی و چگالی کاتالیزور و ضریب تخلخل آورده شده است.

در واحد تصفیه هیدروژنی به ازای تصفیه هر میلیون بشکه در سال سوخت سنگین در هر دو راکتور در



شکل ۲ نمایی از فرایند تصفیه هیدروژنی سوخت مازوت در Aspen HYSYS Petroleum Refining [۱۷]

Fig. 2 A schematic of the hydrotreating of mazut process at Aspen HYSYS Petroleum Refining

[Downloaded from arcpe.modares.ac.ir on 2024-05-02]

جدول ۲ مشخصات کاتالیزور فرایند تصفیه هیدروژنی [۱۷]
Table 2 Properties of catalyst hydrotreating process [17]

	Internal Diameter	Catalyst loading	Catalyst Density	Bed Voidage
Reactor 1				
Bed-1	4 m	163.8 ton	972 kg/m^3	0.3
Bed-2	4 m	245.7 ton	972 kg/m^3	0.3
Reactor 2				
Bed-1	4 m	73.7 ton	945 kg/m^3	0.3
Bed-2	4 m	81.88 ton	945 kg/m^3	0.3

مجموع ۴۱ تن کاتالیزور مورد نیاز است. از این مقدار کاتالیزور ۷۲ درصد آن در راکتور اول و ۲۸ درصد آن در راکتور دوم مصرف می‌شود. البته نوع کاتالیزور در راکتور اول و دوم با هم متفاوت است. همان‌طور که در جدول ۲ مشخص است، چگالی کاتالیزور راکتور دوم متفاوت از کاتالیزور راکتور اول است. دو نوع کاتالیزور رایج برای فرایندهای گوگردزدایی هیدروژنی، کاتالیزورهای نیکل-مولیبدن/ آلومینا و کبالت مولیبدن/ آلومینا هستند. در حالت کلی برای فرایندهای HDS سوخت‌های سنگین یا فرایندی که مصرف هیدروژن در آن بالاتر است، به‌دلیل وجود ترکیبات گوگردی مقاوم‌تر، کاتالیزور نیکل-مولیبدن مناسب‌تر است. در بستر اول راکتور اول، واکنش‌های جداسازی وانادیوم و نیکل، در بستر دوم راکتور اول، واکنش‌های HDS و HDN از جریان مازوت صورت می‌گیرد. در دو بستر راکتور دوم، واکنش‌های عمیق‌تر جداسازی ترکیبات گوگردی، نیتروژنی و در نهایت واکنش هیدروکراکینگ به‌صورت جزئی بر روی سوخت مازوت انجام می‌گیرد [۲۷]. با توجه به این‌که واکنش‌های هیدروکراکینگ گرمازا هستند، دمای جریان هنگام عبور از بسترهای کاتالیزوری افزایش پیدا می‌کند. برای کنترل افزایش دما در بسترها از جریان هیدروژن خنک یا از جریان کوئنچ استفاده می‌شود [۲۸]. همچنین یک جداکننده فشار بالا و یک برج تفکیک در این فرایند استفاده شده است. یکی از مهم‌ترین قسمت شبیه‌سازی این فرایند وارد کردن میزان مصرف هیدروژن به فرم حجمی استاندارد Gas to Oil (Mazut) Ratio است [۲۹]. برای ۲۵۰ m^3/h مازوت تقریبا ۴۰۰۰۰ STD m^3/h هیدروژن مورد نیاز است. بنابراین نسبت حجمی مصرف هیدروژن به مازوت برابر با ۱۶۰ STD-m^3/m^{3}خواهد شد [۲۲]. بسیار مهم است که که هر دو فشار خروجی از کمپرسور و افت فشار ورودی به راکتور درست باشند، زیرا از آن‌ها برای محاسبهٔ فشار ورودی به راکتور استفاده خواهد شد. یکی دیگر از پارامترهای مهم در شبیه‌سازی این واحد وارد کردن اطلاعات مربوط به دمای بسترها و دمای جداکننده فشار بالا است. دماهای بسترها برابر با ۳۷۱ درجه سانتی‌گراد و دمای جداکننده فشار بالا نیز برابر با ۴۹ درجه سانتی‌گراد است.

۳ نتایج و بحث

در ادامه، نتایج شبیه‌سازی، ارزیابی اقتصادی و تحلیل حساسیت واحد تصفیه هیدروژنی با هدف جداسازی ترکیبات گوگردی تا ۰/۵ درصد جرمی و همچنین میزان تولید محصولات جانبی تولید شده بررسی شده است. پارامترهای عملیاتی موثر در حذف ترکیبات گوگردی از مازوت در این واحد، مقدار کاتالیزور مصرفی، نسبت حجمی مصرف هیدروژن به مازوت و در نهایت فشار واحد تصفیه هیدروژنی است که بازه تغییرات آن در جدول ۳ آورده شده است.

جدول ۳ پارامترهای عملیاتی موثر برای تحلیل حساسیت واحد تصفیه هیدروژنی
Table 3 Effective operating parameters for the sensitivity analysis of hydrotreating

Operating Parameters	Value	Down	Up	Unit
Catalyst loading	565	100	600	ton
Gas to Oil Ratio	160	50	300	STD-m^3/m^3
Pressure	145	30	150	bar

در نهایت پس از شبیه‌سازی به ارزیابی اقتصادی و تحلیل حساسیت اقتصادی این واحد پرداخته می‌شود. دلیل تحلیل حساسیت اقتصادی این است که ببینیم کدام پارامتر بیش‌ترین تأثیر را در افزایش حذف ترکیبات گوگردی از مازوت دارد.

[Downloaded from arcpe.modares.ac.ir on 2024-05-02]

۳-۱ نتایج شبیه‌سازی و اعتبار مدل

در شبیه‌سازی واحد تصفیه هیدروژنی از مازوت ارتباط بین جریان‌ها در صفحات اصلی و فرعی جریان به خوبی انجام شده است. نتایج مربوط به شبیه‌سازی فرایند تصفیه هیدروژنی در جدول ۴ آورده شده است. برای اینکه شبیه‌سازی از اعتبار خوبی برخوردار باشد لازم است هم روش شبیه‌سازی و هم نتایج خروجی شبیه‌سازی بسیار نزدیک به مراجع موجود باشد. برای اعتبارسنجی حاصل از شبیه‌سازی، از داده ها و اطلاعات کتاب مهندسی پالایشگاه (مدلسازی و بهینه‌سازی فرایند یکپاچه) نوشته آقای Chang و همکاران [۳۱] و همچنین مدارک IHS Markit استفاده شده است. نتایج به‌دست آمده از نرم‌افزارهای شبیه‌سازی، تطابق بسیار خوبی با اطلاعات موجود در مراجع دارد. همان‌طور که در جدول ۴ نشان داده شده است درصد جرمی ترکیبات گوگردی موجود در مازوت تصفیه‌شده، درصد جرمی محصولات هیدروکراکینگ شده و درصد جرمی مازوت تصفیه شده در حالت شبیه‌سازی بسیار نزدیک به اطلاعات موجود در مراجع دارد.

ارزیابی اقتصادی فرایند گوگردزدایی هیدروژنی از سوخت مازوت، با تخمین هزینه کل سرمایه‌گذاری و هزینه خالص تولید، برای رسیدن ترکیبات گوگردی موجود در سوخت به استاندارد جهانی تعیین شده است. برای به‌دست آوردن هزینه سرمایه‌گذاری کل از جدول ۵ استفاده شده است. تمامی قیمت‌های این جدول بر حسب میلیون دلار آمریکا بر ۱۳/۷۵ میلیون بشکه مازوت ورودی به فرایند ((million US$/(۱۳.۷۵ million bbl./year) گزارش شده است. از جدول ۵ مشخص است که ۸۲ درصد از هزینه کل تجهیزات مربوط به قسمت Reaction، ۱۵ درصد از هزینه کل تجهیزات مربوط به قسمت Compressors و ۳ درصد از هزینه کل تجهیزات مربوط به قسمت Product Stabilizer است. البته با توجه به ظرفیت‌های توان یا Capacity Exponent(CE) های متفاوت در هر قسمت از این واحد با افزایش یا کاهش دبی سوخت ورودی به فرایند این نسبت‌ها هم تغییر خواهند کرد. همچنین مشخص است که ۷۵ درصد از هزینه آب خنک‌کننده کل فرایند مربوط به قسمت واکنش‌ها، ۱۹ درصد مربوط به قسمت کمپرسورها و ۶ درصد از هزینه کل تجهیزات مربوط به قسمت تثبیت‌کننده محصولات یاProduct Stabilizer است.

جدول ۴ نتایج شبیه‌سازی واحد تصفیه هیدروژنی
Table 4 Results of the simulation of the hydrotreating

HPS Liquid	Simulation	Unit	Reference Data [31], Mass.%
Sulfur [%] of HPS liquid	0.50	Mass %	0.50
Light Gas	9.02	(tons/h)	-
Naphtha	15.30	(tons/h)	-
Diesel	3.04	(tons/h)	-
Hydrocracked Products	10.86	Mass %	12.3
Bottoms (Treated Mazut)	224.7	(tons/h)	-
Bottoms (Treated Mazut)	89.14	Mass %	87.7
Purge	4.98	(tons/h)	-
Total H2S	5.18	(tons/h)	-

همچنین برای به‌دست آوردن هزینه خالص تولید، از جدول ۶ استفاده شده است. تمامی قیمت‌ها در این جدول بر اساس میلیون دلار بر سال گزارش شده است. برای تخمین هزینه خالص تولید باید ابتدا کل هزینه عملیاتی مستقیم به‌دست آورده شود که این عبارت برابر با مجموع هزینه مواد اولیه، مطلوبیت و نیروی کار است. هزینه کل محصول از مجموع کل هزینه عملیاتی مستقیم، هزینه بالاسری، مالیات و بیمه، استهلاک، بهره و سرمایه در گردش به‌دست خواهد آمد. از آنجایی که قسمتی از مازوت تبدیل به محصولات جانبی با ارزش نظیر نفتا و دیزل خواهد شد و این محصولات قابل فروش است، بنابراین با کم کردن هزینه فروش محصولات جانبی از هزینه کل محصول، هزینه خالص تولید به‌دست خواهد آمد. در نهایت با به‌دست آمدن هزینه خالص تولید و قیمت فروش مازوت در بازار، سود

[Downloaded from arcpe.modares.ac.ir on 2024-05-02]

جدول ۵ هزینه کل فرایند و مطلوبیت، هزینه کل سرمایه‌گذاری برای واحد تصفیه هیدروژنی
Table 5 Total process & utility cost, total capital investment for hydrotreating process

Section	Total	Reaction	Compressors	Product Stabilizer
Equipment	MUS$	MUS$	MUS$	MUS$
Reactors	47.9	47.9	0.0	0.0
Columns	0.2	0.0	0.0	0.2
Vessels & tanks	4.0	3.9	0.0	0.0
Exchangers	8.6	7.0	0.5	1.2
Furnaces	2.6	2.6	0.0	0.0
Compressors	11.4	0.0	11.4	0.0
Pump	2.6	2.1	0.0	0.5
Total	77.5	63.6	11.9	2.0
Feed filter	1.1	1.1	0.0	0.0
Total Process Cost (TPC)	206.0	156.1	44.5	5.4
Cooling water	4.8	3.6	0.9	0.3
Total Utilities Cost (TUC)	5.8	4.3	1.1	0.4
Total Process & Utilities Cost (TPUC)	211.7	160.4	45.6	5.8
Total Fix Capital (TFC)	243.5	-	-	-
Working Capital (WC)	31.7	-	-	-
Start-up Cost (SUC)	14.6	-	-	-
Total Capital Investment,	308.9	-	-	-

جدول ۶ هزینه خالص تولید واحد تصفیه هیدروژنی (میلیون دلار در سال)
Table 6 Net production cost of hydrotreating process (MUS$/year)

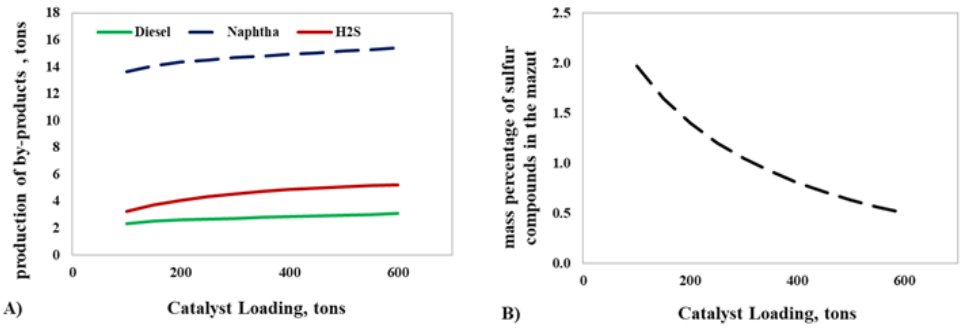
	MUS$/year
Total Labor Cost (TLC)	5.98
Total Materials Cost (TMC)	63.95
Total Utilities (UC)	11.59
Plant Cost (PC)	90.57
Cash expenditures	94.83
Total Production Cost	118.19
Unstabilized naphtha	2.18
Fuel Gas & Diesel & Naphtha	3.67
Net Production Cost	114.52

خالص به‌دست خواهد آمد. از آنجایی که مالیات و استهلاک سالیانه در هزینه خالص تولید، دیده شده است، بنابراین سود خالص برابر است با قیمت فروش محصولات منهای هزینه خالص تولید. قیمت فروش مازوت گوگرددار و تصفیه شده بین ۲۰۰ تا ۲۵۰ دلار به ازای هر تن است [۳۰]. بنابراین دوره زمانی بازگشت سرمایه عبارت است از هزینه کل سرمایه‌گذاری تقسیم بر سودخالص.

در ادامه با تغییر پارامترهای عملیاتی موثر به تحلیل حساسیت واحد تصفیه هیدروژنی از سوخت مازوت

[Downloaded from arcpe.modares.ac.ir on 2024-05-02]

پرداخته می‌شود. اولین پارامتر برای بررسی این تغییرات میزان مصرف جرمی کاتالیزور است. با افزایش مصرف کاتالیزور (کاهش سرعت فضایی حجمی) میزان حذف ترکیبات گوگردی و همچنین هیدروکراکینگ سوخت مازوت افزایش پیدا کرده است. در شکل ۳ الف) طرحواره تغییرات دبی جرمی نفتا و دیزل و سولفید هیدروژن تولید شده در مقابل کاتالیزور مصرفی نشان داده شده است. این نمودار نشان می‌دهد که با افزایش مصرف کاتالیزور از ۱۰۰ تا ۶۰۰ تن، میزان تولید دیزل، نفتا و سولفید هیدروژن به‌ترتیب از ۲/۳۴، ۱۳/۶۱ و ۳/۲۵ تن در ساعت به ۳/۱۰، ۱۵/۳۹ و ۵/۲۳ تن در ساعت افزایش پیدا کرده است. یعنی با افزایش ۶ برابری مصرف کاتالیزور، تقریباً ۳۲ درصد به تولید دیزل، ۱۳ درصد به تولید نفتا و ۶۱ درصد به تولید سولفید هیدروژن اضافه شده است. همچنین در بیش‌ترین مصرف هیدروژن مربوط به خود واکنش تصفیه مازوت یعنی حذف ترکیبات گوگردی و نیتروژنی است که می‌توان مقدار آن را با توجه به نسبت جرم‌های مولکولی متوسط خوراک و فراورده‌ها محاسبه کرد. هرچه خوراک سنگین‌تر باشد، میزان ترکیبات گوگردی موجود در سوخت بیش‌تر و جداسازی آن سخت‌تر می‌شود، بنابراین میزان مصرف هیدروژن نیز بیش‌تر می‌شود. در شکل ۴ الف) طرحواره تغییرات دبی جرمی دیزل و نفتای و هیدروژن‌سولفید تولید شده در مقابل تغییرات میزان نسبت هیدروژن به مازوت نشان داده شده است. این نمودار نشان می‌دهد با افزایش این نسبت از ۵۰ تا ۳۰۰، میزان تولید نفتا و دیزل به‌ترتیب از ۲/۶۶، ۱۴/۳۸ تن در ساعت به ۳/۴۶ و ۱۶/۰۴ تن در ساعت افزایش پیدا کرده است. یعنی با افزایش ۶ برابری دبی حجمی هیدروژن نسبت به



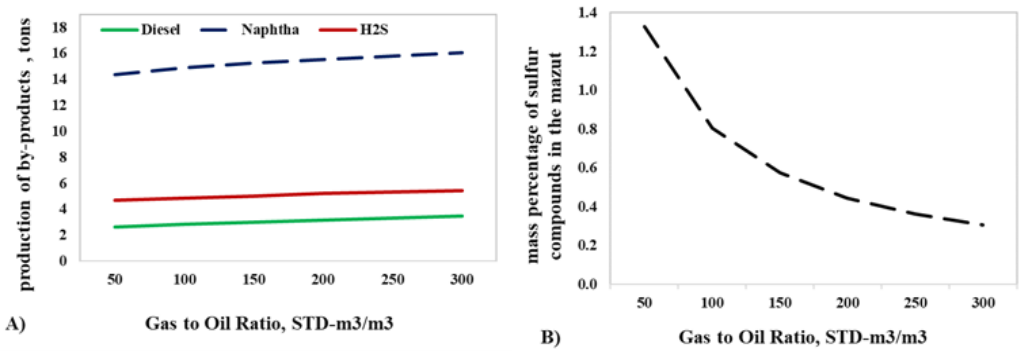
شکل ۳ طرحواره تغییرات کاتالیزور مصرفی در برابر الف) تولید محصولات جانبی و ب) درصد جرمی ترکیبات گوگردی موجود در مازوت

Fig. 3 Diagram of changes of catalyst consumption vs (a) production of by-products and (b) mass percentage of sulfur compounds in the mazut

شکل ۳ ب) طرحواره تغییرات درصد جرمی ترکیبات گوگردی موجود در سوخت مازوت در مقابل کاتالیزور مصرفی (سرعت فضایی حجمی) نشان داده شده است. این نمودار نشان می‌دهد با افزایش مقدار کاتالیزور مصرفی از ۱۰۰ تا ۶۰۰ تن، میزان ترکیبات گوگردی در سوخت مازوت از ۲ درصد جرمی به ۰/۵ درصد جرمی کاهش پیدا کرده است. یعنی با افزایش ۶ برابری مصرف کاتالیزور، ترکیبات گوگردی از سوخت مازوت ۷۵ درصد حذف شده و به استاندارد جهانی رسیده است. سرعت فضای حجمی در زمان طراحی فرایند تصفیه هیدروژنی گوگرد با توجه به درصد جرم ترکیبات گوگرد موجود در خوراک و سبک بودن یا سنگینی آن انتخاب می‌شود. عمق تصفیه مازوت و تولید محصولات جانبی عمدتاً به سرعت فضایی حجمی خوراک بستگی دارد. کاهش این سرعت باعث افزایش تصفیه مازوت و تولید بیش‌تر محصولات جانبی می‌شود. در اثر افزایش حجم (جرم کاتالیزور)، سرعت فضایی حجمی کاهش و زمان تماس و در نتیجه درجه تبدیل افزایش پیدا خواهد کرد.

دومین پارامتر عملیاتی برای تحلیل حساسیت، نسبت حجمی هیدروژن مصرفی به سوخت مازوت است. مازوت، ۳۰ درصد به تولید دیزل و ۱۲ درصد به تولید نفتا اضافه خواهد شد. از طرفی تولید سولفید هیدروژن نیز از ۴/۷۰ به ۵/۴۲ تن در ساعت افزایش پیدا کرده است. همچنین در شکل ۴ ب) تغییرات درصد جرمی ترکیبات گوگردی در مازوت در مقابل تغییرات میزان نسبت هیدروژن به مازوت نشان داده شده است. این نمودار نشان می‌دهد با افزایش این نسبت از ۵۰ تا ۳۰۰، میزان درصد جرمی ترکیبات گوگردی در سوخت مازوت از ۱/۳۲ درصد به ۰/۳۱ درصد کاهش پیدا کرده است. یعنی با افزایش ۶ برابری دبی حجمی هیدروژن ۷۶/۵ درصد از ترکیبات گوگردی موجود در سوخت حذف شده و به استاندارد جهانی رسیده است. افزایش نسبت حجمی هیدروژن مصرفی به سوخت مازوت باعث افزایش جداسازی ترکیبات گوگردی از مازوت و همچنین تولید محصولات جانبی شده است که این امر نیز به فشار فرایند بستگی دارد، مصرف هیدروژن نسبت به مازوت و غلظت آن، متغیر عملیاتی مهمی برای فرایند تصفیه هیدروژنی مازوت است. این پارامتر اثر مخالف بر توزیع محصول و سودآوری فرایند دارد. با افزایش این نسبت هیدروژن‌دار شدن آروماتیک‌ها افزایش می‌یابد، همچنین نسبت هیدروژن به کربن در

[Downloaded from arcpe.modares.ac.ir on 2024-05-02]



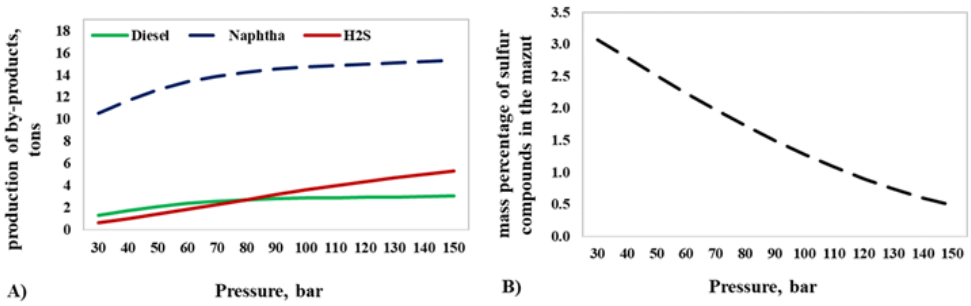
شکل ۴ طرح‌واره تغییرات نسبت هیدروژن به مازوت در برابر الف) تولید محصولات جانبی و ب) درصد جرمی ترکیبات گوگردی موجود در مازوت
Fig. 4 Diagram of changes of hydrogen to mazut ratio vs. (a) production of by-products and (b) mass percentage of sulfur compounds in the mazut

محصولات افزایش پیدا خواهد کرد و عمر کاتالیزور را افزایش می‌دهد.

سومین پارامتر عملیاتی برای تحلیل حساسیت فشار، واحد گوگردزدایی هیدروژنی از سوخت مازوت است. در شکل ۵ الف) طرح-واره تغییرات دبی جرمی نفتا، دیزل و سولفید هیدروژن تولیدی در مقابل تغییرات فشار واحد تصفیه هیدروژنی از سوخت مازوت نشان داده شده است. این نمودار نشان می‌دهد که با افزایش فشار از ۳۰۰۰ تا ۱۵۰۰۰ کیلوپاسکال، میزان تولید دیزل، نفتا و سولفید هیدروژن به‌ترتیب از ۱/۳۱، ۱۰/۵۵ و ۰/۶۵ تن در ساعت به ۳/۰۶، ۱۵/۳۶ و ۵/۳۳ تن در ساعت افزایش پیدا کرده است. یعنی با افزایش ۵ برابری فشار، ۱۳۳ درصد به تولید دیزل، ۴۵ درصد به تولید نفتا و ۸/۲ برابر به تولید سولفید هیدروژن اضافه خواهد شد. همچنین در شکل ۵ ب) طرح‌واره تغییرات درصد جرمی ترکیبات گوگردی در مازوت در مقابل فشار واحد تصفیه هیدروژنی از سوخت مازوت نشان داده شده است. این نمودار نشان می‌دهد با افزایش فشار از ۳۰۰۰ تا ۱۵۰۰۰ کیلوپاسکال، میزان درصد گوگرد در مازوت از ۳ درصد به ۰/۵ درصد کاهش پیدا کرده است. یعنی با افزایش ۵ برابری فشار، ۸۳ درصد از ترکیبات گوگردی از سوخت حذف شده و به استاندارد جهانی رسیده است. همان‌گونه که مشاهده می‌شود با افزایش فشار، تولید محصولات و همچنین جداسازی ترکیبات گوگردی افزایش پیدا کرده است. در مورد علت این پدیده می‌توان گفت با افزایش فشار، گاز هیدروژن متراکم شده و با پر شدن تمام بسترهای کاتالیزوری با واکنش‌گرها، زمان تماس بین کاتالیزور و واکنش‌دهنده بیشتر می‌شود. در نتیجه میزان تبدیل افزایش پیدا کرده است.

در شکل ۶ و ۷ نمودار تغییرات هزینه سرمایه‌گذاری کل، هزینه خالص تولید و دوره زمانی بازگشت سرمایه در برابر تغییرات الف) نسبت حجمی هیدروژن به مازوت، ب) کاتالیزور مصرفی و ج) فشار فرایند تصفیه هیدروژنی نشان داده شده است. این نمودارها نشان می‌دهد که :

* با افزایش نسبت حجمی هیدروژن به مازوت، از ۵۰ تا 300 STD-m^3/m^3، میزان هزینه سرمایه‌گذاری کل و هزینه خالص تولید به‌ترتیب از ۲۴۰ میلیون دلار و ۶۹/۵ میلیون دلار در سال، به ۳۱۹ میلیون دلار و ۱۸۱ میلیون دلار در سال افزایش پیدا کرده است یعنی با افزایش ۶ برابری مصرف هیدروژن، ۳۳ درصد به هزینه سرمایه‌گذاری کل و ۱۶۰ درصد به هزینه خالص تولید خواهد شد. دلیل افزایش قیمت زیاد این است که ۶۲ درصد از کل هزینه‌های عملیاتی مستقیم مربوط به مصرف هیدروژن است. همچنین دوره زمانی بازگشت سرمایه از ۷ ماه به ۱۱/۵ ماه افزایش پیدا کرده است.

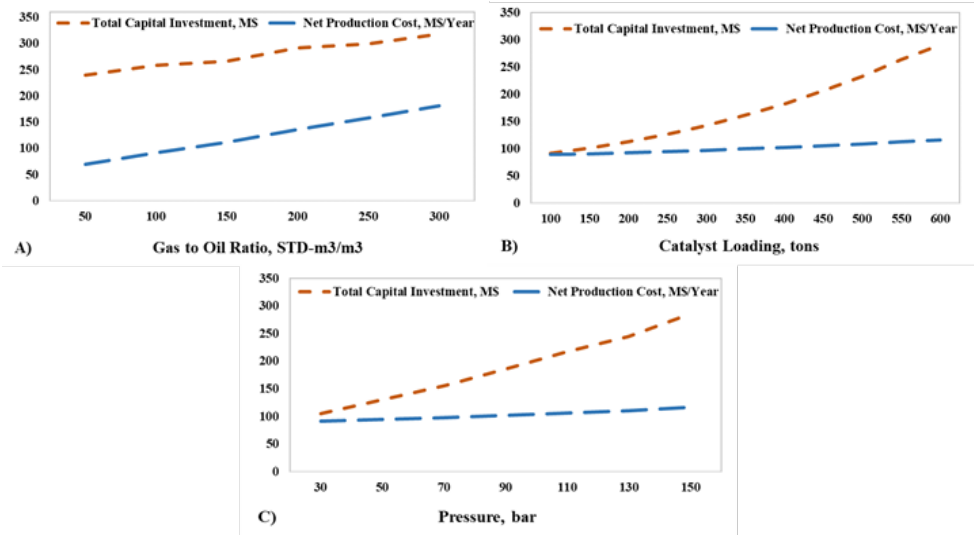


شکل ۵ طرح‌واره تغییرات فشار فرایند تصفیه هیدروژنی در برابر الف) تولید محصولات جانبی و ب) درصد جرمی ترکیبات گوگردی موجود در مازوت
Fig. 5 Diagram of changes of pressure of hydrotreating process vs. (a) production of by-products and (b) mass percentage of sulfur compounds in the mazut

[Downloaded from arcpe.modares.ac.ir on 2024-05-02]

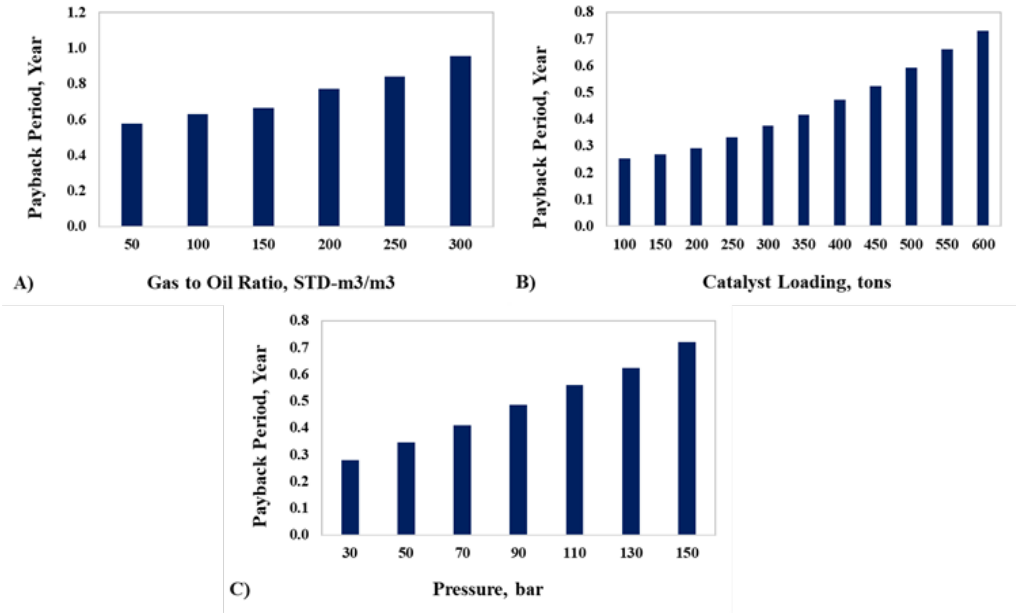
* با افزایش کاتالیزور مصرفی، ۱۰۰ تا ۶۰۰ تن، میزان هزینه سرمایه‌گذاری کل و هزینه خالص تولید به‌ترتیب از ۹۱ میلیون دلار و ۸۹ میلیون دلار در سال، به ۲۹۱ میلیون دلار و ۱۱۶ میلیون دلار در سال افزایش پیدا کرده است. یعنی با افزایش ۶ برابری مصرف کاتالیزور، ۲۱۹ درصد به هزینه سرمایه‌گذاری و ۳۰ درصد به هزینه خالص تولید اضافه خواهد شد. دلیل افزایش زیاد هزینه سرمایه‌گذاری کل این است که ۷۵ درصد از هزینه کل فرایند مربوط به قیمت قسمت واکنش (شامل راکتورها، جداکننده‌ها و مبدل‌ها) است. از آنجایی که با افزایش کاتالیزور حجم راکتورها افزایش پیدا خواهد کرد بنابراین تأثیر بسیار زیادی بر روی افزایش هزینه سرمایه‌گذاری کل خواهد داشت. همچنین دوره زمانی بازگشت سرمایه، از ۳/۳ ماه به ۸/۶ ماه افزایش پیدا کرده است.

* با افزایش فشار فرایند تصفیه هیدروژنی، ۳۰۰۰ تا



شکل ۶ طرح‌واره تغییرات هزینه کل سرمایه‌گذاری و هزینه خالص تولید در برابر تغییرات الف) نسبت حجمی هیدروژن به مازوت، ب) کاتالیزور مصرفی و ج) فشار فرایند تصفیه هیدروژنی

Fig. 6 Diagram of changes of total capital investment & net production cost vs. changes of (a) Hydrogen to mazut ratio, (b) catalyst consumption (c). Pressure of hydrotreating process



شکل ۷ طرح‌واره تغییرات دوره زمانی بازگشت سرمایه در مقابل تغییرات الف) نسبت حجمی هیدروژن به مازوت، ب) کاتالیزور مصرفی و ج) فشار فرایند تصفیه هیدروژنی

Fig. 7 Diagram of changes of Payback Period vs. changes of (a) Hydrogen to mazut ratio, (b) catalyst consumption (c). Pressure of hydrotreating process

[Downloaded from arcpe.modares.ac.ir on 2024-05-02]

۱۵۰۰۰ کیلوپاسکال، میزان هزینه سرمایه‌گذاری کل و هزینه خالص تولید به‌ترتیب از ۱۰۵ میلیون دلار و ۹۱ میلیون دلار در سال، به ۲۸۶ میلیون دلار و ۱۱۶ میلیون دلار در سال افزایش پیدا کرده است. یعنی با افزایش ۵ برابری فشار، ۱۷۲ درصد به هزینه سرمایه‌گذاری کل و ۲۷ درصد هم هزینه خالص تولید اضافه خواهد شد. با افزایش فشار، ضریب فاکتوری به راکتورها و جداکننده‌ها ضرب می‌شود و از آنجایی که بالای ۸۰ درصد قیمت تجهیزات مربوط به قیمت راکتورها و ... است، افزایش فشار، تأثیر زیادی بر روی افزایش هزینه سرمایه‌گذاری کل خواهد داشت. همچنین دوره زمانی بازگشت سرمایه، از ۳/۳ ماه به ۸/۷ ماه افزایش پیدا کرده است.

۴ نتیجه‌گیری

در این پژوهش، شبیه‌سازی و تحلیل فنی فرایند تصفیه هیدروژنی ۲۵۰ مترمکعب در ساعت (۱۳/۷۵ میلیون بشکه در سال) سوخت مازوت مورد استفاده در نیروگاه ایران، در نرم افزار Aspen HYSYS Petroleum Refining صورت پذیرفت. تابع هدف رسیدن به ترکیبات گوگردی مجاز در مازوت یعنی رسیدن ترکیبات گوگردی سوخت مازوت از ۳/۵ درصد به ۰/۵ درصد است. همان‌طور که از نتایج مشخص کردن واحد گوگردزدایی هیدروژنی، از لحاظ اقتصادی نیز می‌تواند سودآور باشد. البته هرچه گوگردزدایی از مازوت بیشتر شود مشخص است است که سود خالص کاهش و دوره بازگشت سرمایه افزایش می‌یابد اما باید به جنبه‌های دیگر قضیه نیز توجه کرد. در کنار سود فروش مازوت تصفیه شده، راحتی فروش و صادرات آن به کشورهای دیگر را خواهیم داشت. از طرفی محیط‌زیست سالم‌تر خواهد بود و دیگر نیازی به پرداخت جرایم بین‌المللی نخواهد بود. همچنین کشتی‌های تجاری نیز راحت‌تر در آب‌های بین‌المللی تردد خواهند کرد.

ارزیابی اقتصادی فرایند تصفیه هیدروژنی مازوت و به‌دست آوردن هزینه سرمایه‌گذاری کل و هزینه خالص تولید نیز به‌صورت دقیق با استفاده از IHS Markit برآورد شد. در شبیه‌سازی و ارزیابی اقتصادی این فرایند نتایج زیر به‌دست آمد:

۱) با افزایش ۱۰۰ درصدی کاتالیزور مصرفی، ۶/۴ درصد به تولید دیزل، ۲/۶ درصد به تولید نفتا، ۱۲/۲ درصد به تولید سولفید هیدروژن اضافه خواهد شد. همچنین ۱۵ درصد از ترکیبات گوگردی موجود در مازوت حذف خواهد شد. ۶/۴ درصد به هزینه سرمایه‌گذاری، ۳۲ درصد به هزینه خالص تولید و ۳۸ درصد به دوره زمانی بازگشت سرمایه اضافه خواهد شد.

۲) با افزایش ۱۰۰ درصدی هیدروژن مصرفی، ۶ درصد به تولید دیزل، ۲/۴ درصد به تولید نفتا اضافه خواهد شد. همچنین تولید سولفید هیدروژن ۲/۶ درصد افزایش پیدا کرده است. همچنین ۱۵/۳ درصد از ترکیبات گوگردی موجود در مازوت حذف خواهد شد. ۴۳/۸ درصد به هزینه سرمایه‌گذاری، ۶ درصد به هزینه خالص تولید و ۱۲/۸ درصد به دوره زمانی بازگشت سرمایه اضافه خواهد شد.

۳) با افزایش ۱۰۰ درصدی فشار واحد تصفیه هیدروژنی، ۳۳/۲۵ درصد به تولید دیزل، ۱۱/۲۵ درصد به تولید نفتا، ۱۸۰ درصد به تولید سولفید هیدروژن اضافه خواهد شد. همچنین ۲۰/۷۵ درصد از ترکیبات گوگردی موجود در مازوت حذف خواهد شد. ۴۳ درصد به هزینه سرمایه‌گذاری، ۶/۷۵ درصد به هزینه خالص تولید و ۴۰/۷۵ درصد به دوره زمانی بازگشت سرمایه اضافه خواهد شد.

۴) دلیل افزایش بیش‌تر هزینه خالص تولید مازوت تصفیه‌شده در هنگام افزایش مصرف هیدروژن نسبت به افزایش فشار و مصرف کاتالیزور این است به ازای تصفیه هر بشکه مازوت، ۶/۳۳ برابر بیش‌تر از مصرف کاتالیزور و ۴۷ برابر بیش‌تر از مصرف برق بر روی هزینه‌های مستقیم عملیاتی کل تأثیر می‌گذارد.

یکی از پارامترهای تأثیرگذار برای کم کردن هزینه خالص تولید و افزایش سود، فرایند کمینه‌سازی هیدروژن مصرفی است. زیرا هیدروژن بیش‌ترین تأثیر را بین پارامترهای عملیاتی موثر در افزایش هزینه خالص تولید دارد. همچنین می‌توان به بررسی و ارزیابی اقتصادی احداث واحد تولید هیدروژن در مجاورت واحد تصفیه هیدروژنی پرداخت. به‌طور کلی افزایش تولید محصول، آسیب‌های اقتصادی به محیط‌زیست، افزایش هزینه سرمایه‌گذاری و هزینه خالص تولید چند تابع هدف متضاد هستند. یعنی در حالی که صنایع تمایل به افزایش تولید محصول دارند، تمایل به کاهش هزینه تولید نیز خواهند داشت. بنابراین پیشنهاد می‌شود با استفاده از الگوریتم‌های تکاملی بهینه‌سازی چندهدفه این فرایند نیز انجام شود. همچنین از لحاظ اقتصادی، فرایند تصفیه هیدروژنی مازوت با سایر فرایندهای مناسب برای تصفیه برش‌های هیدروکربنی سنگین نظیر فرایند گوگردزدایی اکسیداسیونی مازوت مقایسه و تحلیل شود.

[Downloaded from arcpe.modares.ac.ir on 2024-05-02]

مراجع

[1] https://www.Energy Information.ir/-2016 3-10-12-23-12-2016-886/30-26-05-20-04, Available in 22 February 2020.

[2] Nasiri, S., Corrosion and Mechanical Damage Due to Fuel Oil Combustion in the Power Plant. Corrosion Science, International Conference on Engineering and Applied Sciences., 2015.

[3] Khaleghi, M. S. B., Markadeh, R. S., Ghassemi, H., Thermodynamic Evaluation of Mazut Gasification for Using in Power Generation. Petroleum Science and Technology, -531 ,(6)34 2016 ,538.

[4] Henderson, J, and Bassam F., The Impact of Russia's Refinery Upgrade Plans on Global Fuel Oil Markets, 2012.

[5] Kouravand, S., Kermani, A. M., Clean Power Production by Simultaneous Reduction of Nox and Sox Contaminants Using Mazut Nano-Emulsion and Wet Flue Gas Desulfurization. Journal of Cleaner Production, ,235-229 ,201 2018.

[6] Gulyaeva, L. A., Lobashova, M. M., Mitusova, T. N., Shmel'kova, O. I., Khavkin, V. A., Nikul'shin, P. A., Production of Low-Sulfur Marine Fuel. Chemistry and Technology of Fuels and Oils, ,55 2020 ,711-704.

[7] Hosseini, K., Stefaniec, A., Efficiency Assessment of Iran›s Petroleum Refining Industry in The Presence of Unprofitable Output: A Dynamic Two-Stage Slacks-Based Measure. Energy, 2019 ,116112 ,189.

[8] Demirbas, A., Alidrisi, H., Balubaid, M. A., API Gravity, Sulfur Content, and Desulfurization of Crude Oil. Petroleum Science and Technology, 2015 ,101-93 ,(1)33.

[9] Houda, S, Lancelot, C., Blanchard, P., Poinel, L., Lamonier, C. Oxidative Desulfurization of Heavy Oils with High Sulfur Content: A Review. Catalysts 2018 ,350-344 ,(9)8.

[10] Gaile, A., Vereshchagin, A. V., Klement'ev, V. N., Refining of Diesel and Ship Fuels by Extraction and Combined Methods. Part 2. Use of Organic Solvents as Extractants. Russian Journal of Applied Chemistry ,595-583 ,(5)92 2019.

[11] Ghorbani, Y., Sulfur Compounds Removal Methods from Crude Oil. Farayandno, ,(43)8 2013 ,39-19.

[12] Li, G. R., Chen, Y., An, Y., Chen, Y. L., Catalytic Aquathermolysis of Super-Heavy Oil: Cleavage of CS Bonds and Separation of Light Organosulfurs. Fuel Processing Technology, 2016 ,100-94 ,153.

[13] Ma, R., Guo, J., Wang, D., He, M., Xun, S., Gu, J., Li, H., Preparation of Highly Dispersed WO3/Few Layer G-C3N4 And Its Enhancement of Catalytic Oxidative Desulfurization Activity. Colloids and Surfaces A: Physicochemical and Engineering Aspects, 2019 ,258-250 ,572.

[14] Liu, H., Bao, S., Cai, Z., Xu, T., Li, N., Wang, L., Chen, W., A Novel Method for Ultra-Deep Desulfurization of Liquid Fuels at Room Temperature. Chemical Engineering Journal, 2017 ,1098-1092 ,317.

[15] Okasha, F. M., El-Emam, S. H., Mostafa, H. K., The Fluidized Bed Combustion of a Heavy Liquid Fuel. Experimental Thermal and Fluid Science, 2003 ,480-473 ,(4)27.

[16]Shankar, N., Sivasubramanian, V., & Arunachalam, K. Steady State Optimization and Characterization of Crude Oil Using Aspen HYSYS. Petroleum Science and Technology 2016 ,1194-1187 ,(13)34.

[17]Liu, Y. A., Chang, A. F., & Pashikanti, K. Petroleum Refinery Process Modeling: Integrated Optimization Tools and Applications. John Wiley & Sons, 2018.

[18] Leibovici, Claude F. A Consistent Procedure for The Estimation of Properties Associated to Lumped Systems. Fluid Phase Equilibria ,(2)87 1993.

[19] Poling, B. E., Prausnitz, J. M., O›connell, J. P., The Properties of Gases and Liquids, 5th Edition, New York: McGraw-Hill, 2001.

[20] Wang, Y., Shang, D., Yuan, X., Xue, Y., & Sun, J. Modeling and Simulation of Reaction and Fractionation Systems for the Industrial Residue Hydrotreating Process. Processes ,(1)8 2020.

[21] Pourmoghaddam, P., Delavarmoghaddam, Z., & Davari, S. Economic and Analysis Evaluation of Comparing the Two Systems of Desulfurization of Fuel Oil and Desulfurization of flue Gases. Niroo Research Institute Publications, 2014.

[22] George T. Stevenin. Petroleum Desulfurization.: IHS Markit. Accessed July, ,15 1975.

[23] Paiko, I. I., Azeez, O., Makwashi, N., Pinch Analysis in Optimizing Energy Consumption on a Naphtha Hydrotreating Unit in a Refinery. Petroleum & Petrochemical Engineering

[Downloaded from arcpe.modares.ac.ir on 2024-05-02]

Journal, 2017 ,11-1 ,(5)1.
[24] Calderón, C. J., Ancheyta, J., Modeling, Simulation, and Parametric Sensitivity Analysis of a Commercial Slurry-Phase Reactor for Heavy Oil Hydrocracking. Fuel, 2019 ,268-258 ,244.
[25] Bandyopadhyay, R., Upadhyayula, S., Thermodynamic Analysis of Diesel Hydrotreating Reactions. Fuel, ,321-314 ,214 2018.
[26] Zhou, H., Lu, J., Cao, Z., Shi, J., Pan, M., Li, W., Jiang, Q., Modeling and Optimization of an Industrial Hydrocracking Unit to Improve the Yield of Diesel or Kerosene. Fuel, -3521 ,(12)90 2011 ,3530.
[27] Rana, M. S., Sámano, V., Ancheyta, J., Diaz, J. A. I., A Review of Recent Advances on Process Technologies for Upgrading of Heavy Oils and Residua. Fuel, 2007 ,1231-1216 ,(9)86.
[28] Sildir, H., Arkun, Y., Cakal, B., Gokce, D., Kuzu, E., Plant-Wide Hierarchical Optimization and Control of an Industrial Hydrocracking Process. Journal of process control, ,(9)23 2013 ,1240-1229.
[29] Mapiour, M., Sundaramurthy, V., Dalai, A. K., Adjaye, J., Effects of the Operating Variables on Hydrotreating of Heavy Gas Oil: Experimental, Modeling, and Kinetic Studies. Fuel, ,(9)89 2010 ,2543-2536.
[30] https://www.Alibaba.com/Showroom/Refinary+Mazut+Price, Available in 29 February 2020.
[31] Chang, A. F., Pashikanti, K., Liu, Y. A., Refinery Engineering: Integrated Process Modeling and Optimization. John Wiley & Sons, 2013.

[Downloaded from arcpe.modares.ac.ir on 2024-05-02]