

Research Article



DOI: 10.22034/ijche.2021.269252.1090



DOR: 20.1001.1.17355400.1400.20.117.5.2

Evaluation and Feasibility of Using Heat Exchanger in Kerosene Unit of Persian Gulf Star Oil Refinery for Sour Naphtha Service

A. R. Zare^{1,2}, S. M. S. Hosseini^{3*}, M. M. Kamyabi³

1- M. Sc. Student of Chemical Engineering, Vali-e-Asr University of Rafsanjan

2- Manager of Research & Development of Persian Gulf Star Oil Refinery Company

3- Assistant Professor of Chemical Engineering, Vali-e-Asr University of Rafsanjan

Email: m.hosseini@vru.ac.ir

Abstract

One of the strategic goals in the Persian Gulf Star Oil Refinery has been to change the use of the Kerosene Hydrotreater with the Sour Naphtha service. The purpose of this study is to simulate and evaluate the shell and tube heat exchangers at the outlet of kerosene Hydrotreater unit's reactor for Naphtha service which has been studied as part of a massive, change usage project. The simulation results with the HTRI software Version 6.32, showed that in change of useage with the new service and the without considering fouling, the amount of heat transfer of the mentioned heat exchangers will be sufficient for heat transfer of 22.2 Mega Watt. However, due to the fouling of the heat exchangers and the need of the reactor to reach a temperature of 310 degrees Celsius and the temperature conditions at the end of catalyst life due to coke, it was inevitable that worst operating conditions had to be considered. The simulation results showed that heat transfer surface area of heat exchangers must be increased by 24% to achieve the actual operating conditions. Suggestions for compensating the heat transfer surface area, including increasing the number of tube to 1370 branches for each of heat exchangers, Increase length of the tubes to 6400 mm, change the shell structure from type E to F or adding a new heat exchanger similar to the existing system, in series with those, was proposed that latter was considered as a more economical solution.

Received: 18 January 2021

Accepted: 13 March 2021

Page Number: 79-93

Keywords:

Persian Gulf Star Oil Refinery,
Change Usage,
Naphtha Service,
Fouling Formation,
Heat Exchanger Evaluation,
HTRI

Please Cite this Article Using:

Zare, A. R., Hosseini, S. M. S., Kamyabi, M. M., "Evaluation and Feasibility of Using Heat Exchanger in Kerosene Unit of Persian Gulf Star Oil Refinery for Sour Naphtha Service", Iranian Chemical Engineering Journal, Vol. 20, No. 117, pp. 79-93, In Persian, (2021).

ارزیابی و امکان‌سنجی استفاده از مبدل‌های حرارتی واحد تصفیه نفت سفید پالایشگاه نفت ستاره خلیج فارس برای سرویس نفتا

علیرضا زارع^۱، سید محمدصادق حسینی^{۳*}، محمدمهدی کامیابی^۳

۱- دانشجوی کارشناسی ارشد مهندسی شیمی، دانشگاه ولی عصر رفسنجان

۲- مدیر پژوهش و توسعه پالایشگاه نفت ستاره خلیج فارس

۳- استادیار مهندسی شیمی، دانشگاه ولی عصر رفسنجان

پیام نگار: m.hosseini@vru.ac.ir

چکیده

یکی از اهداف راهبردی در پالایشگاه نفت ستاره خلیج فارس تغییر کاربری واحد تصفیه نفت سفید با سرویس نفتای ترش بوده است. هدف از این پژوهش، شبیه‌سازی و ارزیابی مبدل‌های حرارتی پوسته و لوله خروجی راکتور واحد تصفیه نفت سفید برای سرویس نفتاست که به عنوان بخشی از پروژه عظیم تغییر کاربری مذکور بررسی شده است. نتایج شبیه‌سازی با نرم‌افزار اچ تی آر آی نسخه ۶/۳۲ نشان داد که در تغییر کاربری با سرویس جدید و در حالت بدون در نظر گرفتن رسوب، میزان سطح انتقال حرارت مبدل‌های مذکور برای انتقال حرارت به میزان ۲۲/۲ مگاوات، کافی است؛ اما از آنجا که رسوب‌گرفتگی مبدل‌های حرارتی و نیاز راکتور برای رسیدن به دمای ۳۱۰ درجه سلسیوس و شرایط دمایی پایان عمر کاتالیست به دلیل کک‌گرفتگی، امری اجتناب ناپذیر بود، می‌بایست بدترین شرایط عملیاتی نیز بررسی می‌شد. نتایج شبیه‌سازی نشان داد که سطح انتقال حرارت مبدل‌های موجود برای رسیدن به شرایط عملیاتی واقعی باید ۲۴ درصد افزایش یابد. پیشنهادهایی برای جبران سطح انتقال حرارت مطرح شد؛ از جمله افزایش تعداد لوله‌ها به ۱۳۷۰ شاخه برای هر یک از مبدل‌ها، افزایش طول لوله‌ها به ۶۴۰۰ میلی‌متر، تغییر ساختار پوسته از نوع E به F و یا افزودن یک مبدل مشابه با سامانه موجود به صورت سری، که مورد آخر به عنوان راهکار اقتصادی تر مورد توجه قرار گرفت.

تاریخ دریافت: ۱۳۹۹/۱۰/۲۹

تاریخ پذیرش: ۱۳۹۹/۱۲/۲۳

شماره صفحات: ۷۹ تا ۹۳

کلیدواژه‌ها:

پالایشگاه نفت ستاره خلیج فارس،

تغییر کاربری،

سرویس نفتا،

رسوب‌گرفتگی،

ارزیابی مبدل‌های حرارتی،

اچ تی آر آی

* رفسنجان، دانشگاه ولی عصر رفسنجان

استناد به مقاله:

زارع، ع. ر.، حسینی، س. م.، ص.، کامیابی، م. م.، "ارزیابی و امکان‌سنجی استفاده از مبدل‌های حرارتی واحد تصفیه نفت سفید پالایشگاه نفت ستاره خلیج فارس برای سرویس نفتا"، نشریه مهندسی شیمی ایران، سال بیستم، شماره ۱۱۷، صص. ۷۹-۹۳، (۱۴۰۰).

۱. مقدمه

در سال‌های گذشته با راه‌اندازی کامل فازهای پارس جنوبی و افزایش تولید میعانات گازی، شرکت پالایش و پخش فراورده‌های نفتی ایران بر آن شد تا برای استمرار استخراج گاز از میادین پارس جنوبی، طرح افزایش ظرفیت پالایشگاه نفت ستاره خلیج فارس را تعریف کند. بدین منظور پیشنهاد ساخت فاز چهارم پالایشگاه با مشخصات خوراک جدید ارائه شد، که با توجه به زمان‌بر بودن و هزینه‌های بسیار بالای اجرای آن، شرکت نفت ستاره خلیج فارس را بر آن داشت تا طرح افزایش ظرفیت پالایشگاه را با حداقل تغییرات و استفاده از ظرفیت واحدهای موجود، جایگزین ساخت فاز چهارم کند. از جمله مواردی که در طرح افزایش ظرفیت پالایشگاه نفت ستاره خلیج فارس بررسی شد، استفاده از ظرفیت واحد تصفیه هیدروژنی نفت سفید، برای تصفیه نفتای ترش مازاد تولیدی، با حداقل تغییرات بود که به دلیل مشابهت‌های ساختاری در بخش‌های اصلی فرایند تصفیه هیدروژنی مواد نفتی، امکان موفقیت‌آمیز بودن این طرح را محتمل می‌کرد.

هدف از فرایند تصفیه هیدروژنی، حذف ترکیباتی مانند گوگرد، نیتروژن، آلفین‌ها و ترکیبات آروماتیک از هیدروکربن‌هاست که بر اساس نوع خوراک و کیفیت مورد انتظار از محصول، طراحی می‌شوند [۱]. به همین دلیل در صورت تغییر خوراک این واحد، لازم است تجهیزات و فرایندهای موجود بازطراحی و بررسی مجدد شوند. به‌طور کلی تغییر اهداف فرایندی یک واحد صنعتی و یا پالایشگاهی منجر به تعریف پروژه‌های طراحی اصلاحی می‌شود [۲]. اولین و تقریباً ساده‌ترین روش برای دستیابی به اهداف فرایندی جدید مثلاً کاهش انرژی مورد نیاز و هزینه‌های فرایند، بهینه‌سازی و تغییر شرایط عملیاتی مانند دما فشار و دبی جریان در سامانه موجود است. در این مرحله در ساختار و تجهیزات فرایندی تغییری داده نمی‌شود. صدیقی و همکارانش [۳] در سال ۲۰۰۹ به بررسی روشی برای بهبود واحد تصفیه، هیدروژنی نفتا پرداختند. پس از افزایش ظرفیت یکی از پالایشگاه‌های کشور، مشکلاتی از قبیل کاهش عمر کاتالیست مورد استفاده، افزایش افت فشار در خنک‌کننده‌های هوایی و کاهش فشار خروجی از کمپرسورهای واحد ایجاد شد. آن‌ها واحد تصفیه نفتای موجود را بر اساس شرایط عملیاتی موجود شبیه‌سازی کردند و با افزودن یک جداکننده قبل از خنک‌کننده باعث کاهش افت

فشار مبدل حرارتی شدند. در سال ۲۰۱۴ طاهونی و همکارانش [۴] رفع گلوگاه‌های ناشی از افزایش میزان خوراک ورودی در شبکه مبدل‌های حرارتی یک پالایشگاه گازی را بررسی کردند. در این پژوهش افزایش میزان خوراک ورودی موجب افزایش افت فشار جریان و کاهش سطح مورد نیاز مبدل حرارتی شده بود. آن‌ها ابتدا واحد را با روش مبتنی بر افت فشار بهینه هدف‌گذاری و سپس شبکه اصلاح‌شده را - به‌منظور تحقق این اهداف - طراحی کردند.

احمد و پولی [۵] روند جدیدی را برای رفع گلوگاه در شبکه مبدل‌های حرارتی معرفی کردند. در این روش از فناوری پینچ برای پیش‌بینی حد اقل انرژی و سرمایه مورد نیاز ارتقای شبکه مبدل‌های حرارتی پس از افزایش ظرفیت ورودی استفاده شد. در مطالعه‌ای جداگانه ویسی و همکاران، بهینه‌سازی طراحی مبدل‌های حرارتی پوسته و لوله را با استفاده از الگوریتم ژنتیک انجام دادند [۶]. صالحی‌پور و همکاران شبیه‌سازی‌های دیگری برای مؤلفه‌های فرایندی و انتقال حرارت مبدل‌های حرارتی انجام دادند [۷]. در ادامه بررسی و جایگاه مبدل‌های حرارتی در صنعت، جعفری نصر و شفیقی [۸] تأثیر مؤلفه‌هایی همچون نسبت قطر مقطع بیضی‌شکل لوله و طول گام لوله با بهره‌گیری از دینامیک سیالات محاسباتی، افزایش انتقال حرارت در لوله‌های تابدار (پیچشی) را بررسی کردند. در مطالعه‌ای دیگر محمدی و جعفری نصر [۹] بر پایه طراحی مبدل حرارتی صفحه‌ای در چرخه مایع‌سازی گاز^۱ انجام دادند، پس از شبیه‌سازی در نرم‌افزار متلب، مشاهده کردند که ضریب انتقال حرارت در این فرایند به میزان دو برابر افزایش یافته و در نتیجه آن سطح حرارتی لازم نیز کمتر شده است. جعفری نصر و لطفعلی‌نژاد [۱۰] طراحی مبدل‌های پوسته و لوله مجهز به دستگاه اختلاط ایستا را بررسی کردند و نتایج نشان داد که المنت‌های کنیکس و اس ام وی^۲ دارای حد اقل سطح انتقال گرماسست و برای کاهش افت فشار به سبب استفاده از این دستگاه راه‌هایی از جمله کم کردن تعداد گذر مبدل حرارتی بررسی شد.

۲. تئوری

یکی از مهم‌ترین بخش‌های تغییر کاربری واحد تصفیه هیدروژنی نفت سفید با خوراک نفتا، ارزیابی مبدل حرارتی پوسته و لوله

1. LNG
 2. SMV

حرارت از بخش پوسته با محیط وجود نخواهد داشت، سامانه به صورت آدیاباتیک در نظر گرفته شد. هم‌چنین مطابق روابط ذیل، ابتدا میزان انتقال حرارت انجام شده در مبدل به کمک رابطه (۱) حساب می‌شود، سپس با تعیین مقدار F_t از گراف‌های مرجع و هم‌چنین با محاسبه ΔT_{LMTD} از رابطه (۶) و قراردادن آن در رابطه (۱) میزان اولیه UA به دست می‌آید. از طرفی به کمک رابطه (۳) و (۴) و (۵) میزان h محاسبه شده را در رابطه (۲) قرار داده و ضریب کلی انتقال حرارت و میزان سطح لازم، از نو حساب می‌شود. این میزان سطح تماس با میزان سطح تماس به دست آمده از رابطه (۱) مقایسه می‌شود و در صورت بیشتر بودن این مقدار می‌توان انتظار داشت که میزان سطح انتخاب شده در حدس اولیه مطابق با رابطه (۴) درست است، در غیر این صورت باید میزان سطح را تغییر داد.

میزان انتقال حرارت به صورت رابطه (۱) تعریف می‌شود [۱۵]:

$$Q_{\text{transform}} = UA \Delta T_{LMTD} F_t = [\dot{m}(H_{\text{out}} - H_{\text{in}})]_{\text{cold}} = [\dot{m}(H_{\text{in}} - H_{\text{out}})]_{\text{hot}} \quad (1)$$

که \dot{m} معرف دبی جرمی سیال گرم و یا سرد، H معادل آنتالپی سیال سرم و یا گرم در ورودی و خروجی مبدل‌های حرارتی، Q_{leak} برابر مقدار انرژی حرارتی منتقل شده از محیط به سیال سرد و Q_{loss} ، معرف مقدار انرژی حرارتی منتقل شده از سیال گرم به محیط است. هم‌چنین نماد UA (حاصل ضرب ضریب انتقال حرارت در میزان سطح) که محاسبه آن مطابق رابطه (۲) [۱۴] است یکی از اصلی‌ترین مؤلفه‌ها در طراحی مبدل‌های حرارتی است و علاوه بر خواص سیال به هندسه مبدل نیز بستگی دارد.

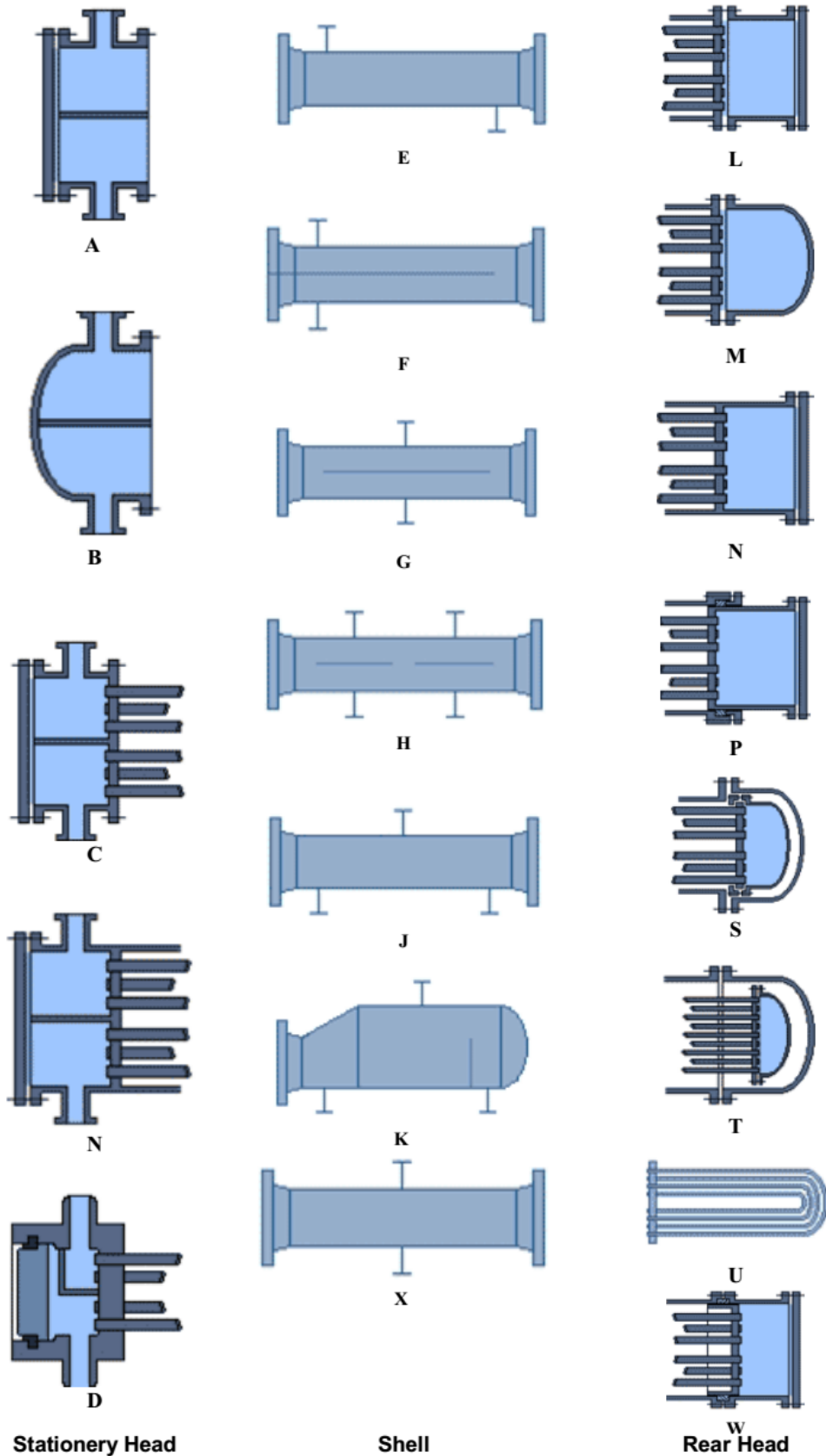
$$\frac{1}{UA} = \frac{1}{h_o} + OD \left(\frac{\ln \left(\frac{OD}{ID} \right)}{2K} \right) + R_{f, \text{shell}} + \frac{OD}{ID} \left(\frac{1}{h_i} + R_{f, \text{tube}} \right) \quad (2)$$

که h_o معرف ضریب انتقال حرارت جابه‌جایی درون پوسته است. از مؤلفه‌های تأثیرگذار بر آن سرعت سیال درون پوسته است، به طوری که هرچه سرعت سیال درون پوسته بیشتر باشد h_o افزایش می‌یابد. نحوه آرایش بفل‌ها و برش آن‌ها نیز بر سرعت سیال تأثیرگذار خواهد بود، به طوری که کاهش میزان برش بفل‌ها سبب کاهش سطح مقطع، افزایش افت فشار، افزایش سرعت سیال درون پوسته می‌شود

خروجی راکتور اصلی این واحد است که با توجه به شرایط جدید تمام مؤلفه‌های تأثیرگذار از جمله دماهای ورودی و خروجی، سرعت، افت فشار، میزان سطح انتقال حرارت لازم و ضرایب انتقال حرارت سیال در دو سمت پوسته و لوله در مقاله حاضر به‌عنوان یک کار پژوهشی و حصول کم‌هزینه بررسی شده است. برای آشنایی با اصول طراحی مبدل‌های حرارتی پوسته و لوله [۱۲، ۱۱، ۱۳] باید گفت که طراحی مکانیکی و حرارتی اصلی مبدل‌های پوسته و لوله در سه بخش کلگی جلو، پوسته و کلگی عقب مطابق شکل (۱) بر اساس استاندارد تما^۱ ممکن می‌شود. پیداست که ساختار مبدل‌های حرارتی پوسته و لوله بر اساس سه حرف، متشکل از کلگی جلو، پوسته میانی و کلگی عقب است که استفاده هر یک از این کلگی‌ها یا پوسته‌ها به میزان فشار، دمای عملیاتی، نوع و سرویس سیال مربوط می‌شود. لزوم بررسی مبدل‌های حرارتی در تغییر کاربری، از آن رو می‌تواند مهم باشد که با بهینه‌سازی و ایجاد شرایط کاری مطلوب، ضمن استفاده حد اکثری از تجهیزات موجود، حد اکثر صرفه‌جویی در به کارگیری منابع مالی و کاهش زمان ساخت تجهیزات جدید را فراهم می‌کند. از همین رو در این پژوهش با توجه به تغییر کاربری و تغییر سرویس نفت سفید به نفتا، به امکان‌سنجی استفاده از مبدل‌های حرارتی پوسته و لوله در شرایط جدید از راه شبیه‌سازی، پرداخته می‌شود. ساختار مبدل حرارتی پوسته و لوله این پژوهش از نوع بی ای یو است، به طوری که مطابق شکل (۱)، کلگی جلو مبدل حرارتی از نوع B، پوسته میانی از نوع E و کلگی عقب از نوع U ساخته شده است. از جمله ویژگی‌های این نوع مبدل در بخش کلگی جلو امکان دسترسی به دسته لوله‌ها برای تمیزکاری بهتر و در بخش پوسته میانی از نوع E، امکان استفاده برای سیالات با افت فشار مجاز متوسط، سیالات تک فازی است. هم‌چنین کلگی عقب از این روی با U نام‌گذاری شده است که در این حالت لوله‌ها به صورت دو گذر هستند تا سیال سمت لوله بعد از ورود از سمت کلگی جلو به سمت کلگی عقب حرکت کند و در پایان از همان سمت کلگی جلو خارج شود (ورودی و خروجی لوله‌ها در یک کلگی قرار می‌گیرد).

در ارزیابی انجام شده به وسیله نرم‌افزار اچ تی آر آی^۲ با این فرض که تمام انتقال حرارت از بخش گرم به بخش سرد انتقال یافته و اتلاف

1. TEMA (Tubular Exchanger Manufacturer Association)
2. HTRI (Heat Transfer Research Incorporated)



شکل ۱. انواع چیدمان مبدل‌های حرارتی پوسته و لوله بر اساس استاندارد TEMA [۱۴].

Figure 1. Types of shell & tube heat exchanger according to TEMA standard.

و افزایش ضریب انتقال حرارت را در پی خواهد شد. ضریب انتقال حرارت رسانش جداره لوله که با نماد K نشان داده شده است هرچه بالاتر باشد، مقاومت کم‌تری در انتقال حرارت بین سیال درون پوسته و لوله وجود دارد و عملاً انتقال حرارت راحت‌تر انجام می‌گیرد. OD و ID به ترتیب قطر خارجی و داخلی لوله است. نماد $R_{f,shell\&tube}$ ضریب رسوب‌دهی برای پوسته و لوله است که هر چه میزان رسوب‌دهی در پوسته و لوله افزایش یابد باعث کاهش میزان انتقال حرارت می‌شود. ضریب انتقال حرارت جابه‌جایی داخل لوله h_i از رابطه زیر به دست می‌آید [۱۵].

$$h_i = \frac{0.027k_m}{D_i} \left(\frac{D_i G_i}{\mu_i} \right)^{0.8} \left(\frac{c_{p_i} \mu_i}{k_m} \right)^{1.3} \left(\frac{\mu_i}{\mu_{i,w}} \right)^{0.14} \quad (3)$$

که K_m : ضریب رسانش سیال درون تیوب در دمای میانگین لگاریتمی، G_i : سرعت جرمی سیال درون لوله، μ_i گران‌روی سیال، $\mu_{i,w}$ گران‌روی سیال در جداره لوله، c_{p_i} ظرفیت گرمایی ویژه سیال و A (سطح انتقال حرارت) است که بر مبنای سطح خارجی لوله‌ها و از حاصل ضرب سطح خارجی یک لوله در تعداد کل لوله‌ها از رابطه زیر حساب می‌شود:

$$A = \pi D L \times N_t \quad (4)$$

که در این معادله N_t تعداد کل لوله‌ها، L طول لوله و D قطر خارجی لوله را نشان می‌دهد.

در طراحی مبدل‌های حرارتی، معمولاً پس از مشخص شدن سطح مورد نیاز برای عمل‌کرد مناسب مبدل، طراح اقدام به توزیع این سطح بین تعداد لوله‌ها، طول لوله‌ها و قطر خارجی آن‌ها می‌کند. یکی از اصلی‌ترین مؤلفه‌های مورد توجه طراح، سرعت سیال در دو قسمت پوسته و لوله است که عواملی همانند کاهش تعداد لوله‌ها (افزایش طول لوله‌ها برای ثابت نگه‌داشتن سطح انتقال حرارت)، افزایش تعداد گذرهای لوله، کاهش قطر پوسته و غیره منجر به افزایش سرعت و افت فشار درون لوله و پوسته می‌شود که به تبع آن ضریب انتقال حرارت افزایش می‌یابد. هم‌چنین ذکر این نکته که انتخاب قطر پوسته و تعداد گذر بهینه برای لوله‌ها، با توجه به مؤلفه‌های زیادی نظیر افت فشار مجاز، حد اکثر سرعت مجاز، میزان ارتعاش و صدای لوله‌ها در اثر افزایش سرعت سیال، امکان و سهولت

ساخت، امری بسیار ضروری است.

سرعت سیال در هر لوله [۱۴]، مطابق رابطه (۵) حساب می‌شود.

$$V = \frac{Q}{N_t N_p \frac{\pi}{4} D_i^2} \quad (5)$$

که در این معادله، V سرعت سیال درون لوله، Q دبی حجمی سیال درون لوله، N_t تعداد لوله در هر گذر، D_i^2 قطر لوله و N_p تعداد گذرهای سمت لوله مبدل را نشان می‌دهد.

ΔT_{LMTD} در عملیات انتقال حرارت [۱۵] انتقال انرژی از جریان گرم به سرد، به‌واسطه وجود اختلاف درجه حرارت بین دو سیال در هر سطح مقطع از مبدل است. بدین معنی که گرما در هر سطح مقطعی با شدتی متناسب با اختلاف دمای موجود بین دو سیال در آن سطح مقطع، از جریان گرم به جریان سرد منتقل می‌شود. چنان‌که از شکل (۲) مشخص است در طول مبدل اختلاف درجه حرارت بین سیال سرد و گرم ثابت نیست و دائماً در طول مبدل در حال تغییر است؛ لذا برای آن که امکان مدل‌سازی مبدل‌های حرارتی وجود داشته باشد باید به نوعی از این نیرو محرکه انتقال حرارت در طول مبدل میانگین‌گیری کرد، که به ΔT_{LMTD} معروف است.

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(T_{hot\ out} - t_{cold\ in}) - (T_{hot\ in} - t_{cold\ out})}{\ln \left(\frac{T_{hot\ out} - t_{cold\ in}}{T_{hot\ in} - t_{cold\ out}} \right)} \quad (6)$$

ضریب تصحیح اختلاف حرارت لگاریتمی با F_t نشان داده می‌شود. چنان‌که در بخش میانگین‌گیری گفته شد، این ضریب برای جریان‌های کاملاً غیرهمسو به کار برده می‌شود؛ لذا برای حالتی که جریان‌ها به شکل کاملاً غیرهمسو نباشند یک ضریب تصحیح (F_t) تحت عنوان ضریب تصحیح $LMTD$ ($F_t < 1$) در نظر گرفته می‌شود تا با توجه به پیکربندی مبدل (تعداد گذرهای پوسته و لوله) دماهای ورودی و خروجی جریان‌های پوسته و لوله از روی نمودارهای موجود در کتب طراحی، به دست آید.

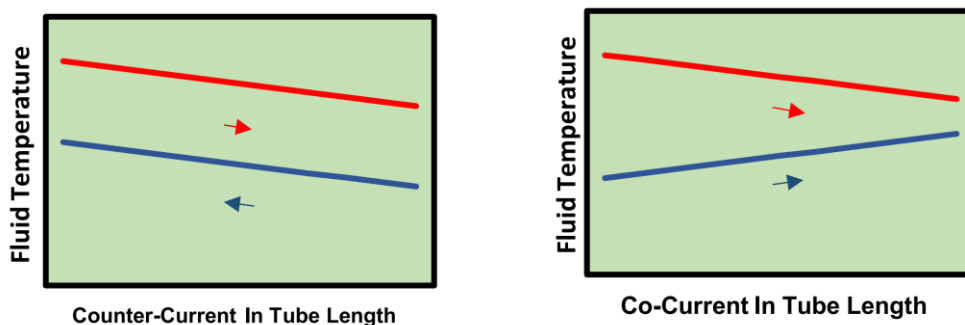
۳. نتایج

مطابق شکل (۳)، نقش اصلی فرایندی این مبدل حرارتی که قسمتی از جریان فرایندی واحد تصفیه هیدروژنی در پالایشگاه ستاره

۳-۱ ارزیابی مبدل‌های موجود بر مبنای سرویس نفت سفید و تأثیر ضریب رسوب

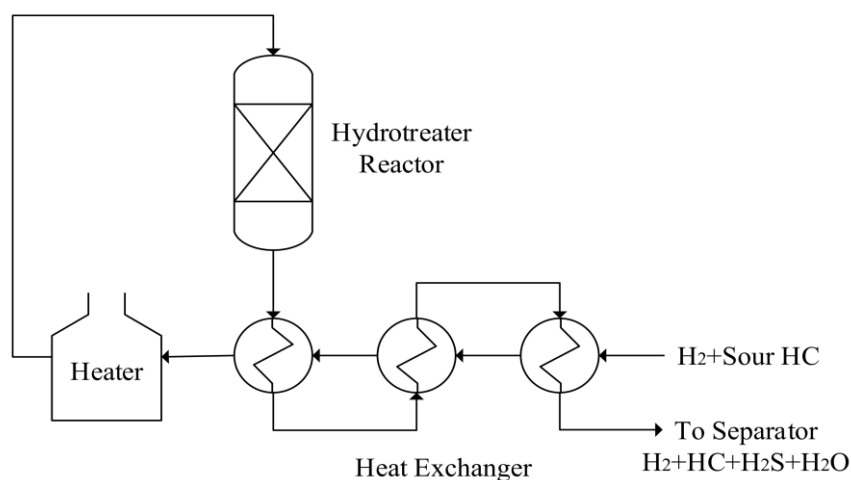
در اولین مرحله، به شبیه‌سازی و ارزیابی مجدد مبدل حرارتی موجود بر مبنای مشخصات فرایندی خوراک نفت سفید پرداخته شده که نتایج آن مطابق با جدول (۱) نشان داده شده است. برای تبادل حرارتی معادل ۱۴/۰۱ مگاوات، نیاز به سه مبدل حرارتی مطابق با مشخصات مکانیکی جدول (۱)، با آرایش سری با سطح انتقال حرارتی معادل ۲۴۴ متر مربع برای هر مبدل نیاز خواهد بود تا شرایط دما و فشار پایین دست و بالا دست راکتور تصفیه هیدروژنی نفت سفید، مطابق با طراحی آن فراهم شود.

خلیج فارس است؛ پیش‌گرمایش مخلوط هیدروژن و هیدروکربن ترش است. مخلوط مذکور با ورود به پوسته مبدل حرارتی و به‌واسطه مخلوط جریان هیدروژن، هیدروژن سولفید، آب و هیدروکربن خروجی از راکتور، پیش‌گرم و در ادامه به کوره حرارتی وارد می‌شود تا برای رسیدن به دمای مورد نیاز راکتور تصفیه هیدروژنی آماده شود.



شکل ۲. نیرو محرکه انتقال حرارت در طول مبدل حرارتی با جریان همسو و ناهمسو.

Figure 2. Driving force of heat transfer along the heat exchanger in co-current & counter-current.



شکل ۳. نمودار جریان فرایندی بخش واکنش تصفیه هیدروژنی مواد هیدروکربنی.

Figure 3. Process flow diagram of hydrocarbon hydrotreating section.

جدول ۱. مشخصات فرایندی و حرارتی مبدل‌های حرارتی با سرویس نفت سفید.

Table 1. Process & thermal specification of heat exchanger in kerosene service.

Tube		Shell		TEMA Type
BEU				
Water++Hydrogen+Kerosene Hydrogen Sulphide		Sour Kerosene+Hydrogen		Service
137169		137169		(kg/hr) Flow
334.6	239.6	183.1	298.5	Inlet/Outlet Temp (Celsius)
29.9		38.6		Inlet Pressure (bar)
Length:4877 OD:19.05 THK:1.65				Tube spec (mm)
920				Shell OD (mm)
2		1		Pass Number
0.00034		0.00034		Fouling Factor (m ² -k/w)
244×3				Area (m ²)
14.01				Heat Exchange (MW)

هیدروژنی نفت سفید متفاوت است، می‌باید در شبیه‌سازی مبدل حرارتی، دما (۲۹۵) درجه سلسیوس مطابق با دمای شروع استفاده از کاتالیست^۱، فشار و سایر مؤلفه‌های عملیاتی مطابق با شرایط طراحی راکتور واحد تصفیه هیدروژنی نفتا در نظر گرفته شود. از همین رو مطابق با جدول (۲) برای تبادل حرارتی معادل ۲۲/۲ مگاوات، به سطح انتقال حرارتی معادل با ۶۵۸/۸ مترمربع نیاز است که سه مبدل حرارتی مشابه با مبدل‌های حرارتی مذکور با آرایش سری (۲۱۹/۶ متر مربع برای هر مبدل) این نیاز را مرتفع می‌سازد تا شرایط دما و فشار پایین دست و بالا دست راکتور تصفیه هیدروژنی نفتا مطابق با طراحی آن فراهم آید.

از نتایج به‌دست‌آمده در حالت بدون تأثیر ضریب رسوب مشهود است که در این حالت، حدود ۱۰ درصد از سطح انتقال حرارت مبدل مذکور، اضافی است.

۳-۳ ارزیابی مبدل‌های موجود در سرویس نفتا و تأثیر ضریب رسوب بر انتقال حرارت

نکته حائز اهمیت در ارزیابی درست از مبدل‌های حرارتی، در نظر گرفتن شرایط واقعی گذشت زمان و تشکیل رسوب در آن‌ها (امری اجتناب‌ناپذیر خواهد بود) و نزدیک‌شدن به پایان

۲-۳ ارزیابی مبدل‌های موجود در سرویس نفتا و عدم تأثیر ضریب رسوب بر انتقال حرارت

در دومین مرحله این پژوهش، به شبیه‌سازی و ارزیابی مبدل حرارتی مذکور به کمک نرم‌افزار اچ تی آر آی بر مبنای مشخصات فرایندی خوراک نفتای ترش و نبود تأثیر ضریب رسوب بر انتقال حرارت پرداخته شده است. یکی از مؤلفه‌های مهم و تأثیرگذار در محاسبه میزان سطح انتقال حرارت لازم در مبدل‌های پوسته و لوله، ضریب میزان تشکیل رسوب است؛ به نحوی که در صورت لحاظ نشدن این فاکتور و با گذشت زمان، میزان انتقال حرارت در مبدل حرارتی به واسطه رسوب‌گذاری کاهش می‌یابد و دیگر قادر به انتقال حرارت کافی نخواهد بود.

هدف از در نظر نگرفتن ضریب رسوب در شبیه‌سازی مرحله اول، آگاهی از شرایط اولیه راه‌اندازی و تمیز بودن سطوح پوسته و لوله در ابتدای راه‌اندازی است، که با بررسی نتایج آن می‌توان میزان سطح اضافی در نظر گرفته‌شده^۲ حین ساخت مبدل مذکور را به دست آورد. در این شبیه‌سازی نرخ دبی حجمی نفتای ترش معادل با دبی نفت سفید در نظر گرفته شده است؛ اما از آنجایی که شرایط عملیاتی کاتالیست واکنش‌های تصفیه هیدروژنی نفتای ترش با تصفیه

1. BEU
2. Kerosene + H₂
3. Kerosene + H₂+H₂S

4. Start Of Run

عمرکاتالیست موجود در راکتور با تشکیل کک بر روی آن است که منجر به لزوم افزایش دمای واکنش و رسیدن به دمای ۳۱۰ درجهٔ سلسیوس (مطابق با دمای پایان استفاده از کاتالیست^۱) است؛ لذا این تجهیزات باید در چنین شرایطی جواب‌گوی میزان انتقال حرارت لازم باشد که در این بخش به این نکته مطابق با جدول (۳) پرداخته شده است.

جدول ۲. داده‌های فرایندی و ضرایب انتقال حرارت مبدل‌های حرارتی با سرویس نفتا بدون تأثیر ضریب رسوب.

Table 2. Process & heat transfer coefficient in naphtha service without fouling factor.

Tube		Shell		TEMA Type
BEU				
Water++Hydrogen+Naphtha Hydrogen Sulphide		Sour Naphtha+Hydrogen		Service
123200		123200		(kg/hr) Flow
137.7	298.1	254.3	48.16	Inlet/Outlet Temp (Celsius)
26.8		28		Inlet Pressure (bar)
5.06		1.81		Velocity (m/s)
2		1		Pass Number
0		0		Fouling Factor (m ² -k/w)
219.6×3				Area (m ²)
22.2				Heat Exchange (MW)
830.05				(k-m ² /w) Heat Flux

جدول ۳. داده‌های فرایندی و ضرایب انتقال حرارت مبدل‌های حرارتی با سرویس نفتا با تأثیر ضریب رسوب.

Table 3. Process & heat transfer coefficient in naphtha service with fouling factor

Tube		Shell		TEMA Type
BEU				
Water++Hydrogen+Naphtha Hydrogen Sulphide		Sour Naphtha+Hydrogen		Service
123200		123200		(kg/hr) Flow
137.7	313	254.3	48.16	Inlet/Outlet Temp (Celsius)
26.8		29		Inlet Pressure (bar)
5.23		1.92		Velocity (m/s)
2		1		Pass Number
0.00034		0.00034		Fouling Factor (m ² -k/w)
960				Area (m ²)
23.82				Heat Exchange (MW)
514.53				(k-m ² /w) Heat Flux

1. End Of Run

در بررسی جدول (۳) می‌توان مشاهده کرد که میزان سطح انتقال حرارت لازم برای شرایط پایان عمر کاتالیست (کک‌گرفتگی کاتالیست و تشکیل رسوب برای هر دو سمت پوسته و لوله مبدل حرارتی) ۹۶۰ متر مربع است که ۲۴ درصد بیشتر از میزان سطح مبدل موجود (۷۳۲ متر مربع) در واحد تصفیه نفت سفید است. با مقایسه و بررسی دو حالت شبیه‌سازی مطابق جدول (۲) و (۳) و توجیه اقتصادی در سرویس‌بودن مبدل حرارتی با نفتای ترش، می‌توان گفت که مادامی‌که رسوب در دو سمت مبدل حرارتی تشکیل نشده است، این زمان را در اختیار مدیریت پالایشگاه قرار می‌دهد تا راه‌کارهای دیگری از جمله افزایش طول لوله‌ها، افزایش تعداد لوله‌ها، تغییر ساختار پوسته مبدل از حالت E به F و یا افزودن یک مبدل حرارتی دیگر با آرایش سری به سه مبدل حرارتی موجود برای جبران کمبود سطح انتقال حرارت و رسیدن به سطح حرارتی مطلوب را در تغییر کاربری، ارزیابی و آن را عملیاتی کند. در ادامه به بررسی راه‌کارهای اشاره شده پرداخته و در بخش نتیجه‌گیری بهترین و منطقی‌ترین روش به‌عنوان راه کار عملی پیشنهاد شده است.

۳-۳-۱ افزایش طول لوله‌ها

پس از طراحی حرارتی برای جبران کمبود سطح انتقال حرارت، طول لوله‌ها از ۴۸۷۷ میلی‌متر به ۶۴۰۰ میلی‌متر افزایش یافت که افت فشار سمت پوسته و لوله به ترتیب از ۱/۲ بار و ۰/۹۸۱ بار به ۱/۶ بار و ۱/۱۹ بار رسید؛ اما سرعت سیال برحسب متر بر ثانیه برای دو سمت تغییری نکرد.

باید به این نکته نیز توجه کرد که با توجه به افزایش طول لوله، محل جانمایی نازل‌ها در دو سمت تجهیز نیز تغییر پیدا خواهد کرد و برای نصب و راه‌اندازی مجدد مبدل، نیاز به طراحی مجدد بخش لوله‌کشی و سازه است. از طرفی، توجه به هزینه‌های خرید لوله‌ها و پوسته با مشخصات جدید به دلیل غیر قابل استفاده بودن لوله‌ها و پوسته قدیمی، نکته حائز اهمیت است که باید در ارزیابی‌های اقتصادی منظور شود.

۳-۳-۲ افزایش تعداد لوله‌ها

در این مورد نیز پس از طراحی حرارتی، تعداد لوله‌ها از ۸۳۶ شاخه به ۱۳۷۰ عدد شاخه لوله تغییر یافت که برای جانمایی این تعداد شاخه لوله، قطر داخلی پوسته از ۹۲۰ میلی‌متر به ۱۱۷۰ میلی‌متر

افزایش یافت و این مورد باعث شد که سرعت سیال پوسته و لوله به ترتیب از ۱/۹۳ متر بر ثانیه و ۵/۲۲ متر بر ثانیه به ۱/۲۷ متر بر ثانیه و ۳/۲ متر بر ثانیه تقلیل یابد که به کاهش ضریب انتقال حرارت و نیاز به سطح انتقال حرارت بیشتر منجر شد.

۳-۳-۳ تغییر ساختار پوسته مبدل از حالت E به F

مطابق شکل (۴) و با توجه به شرایط خاص دمایی (تقاطع دمایی) در حالتی که ضریب رسوب مخلوط نفتای ترش و هیدروژن لحاظ شود، دمای خروجی سمت پوسته مبدل سوم به‌عنوان سیال سرد، گرم‌تر از دمای خروجی سیال لوله است. در طراحی حرارتی برای از بین بردن این برخورد دمایی می‌توان از پوسته نوع F به جای E استفاده کرد.

این نوع پوسته همان‌گونه که در شکل (۱) مشخص است به وسیله یک صفحه تقسیم‌کننده به دو قسمت تقسیم می‌شود و با این روش جریان‌های درون مبدل به صورت ناهمسو با یکدیگر تبادل حرارت خواهند داشت که این موضوع به افزایش کارایی مبدل‌های حرارتی کمک می‌کند. داده‌های به‌دست آمده از شبیه‌سازی مبدل حرارتی بی اف یو^۱ در جدول شماره (۴) آمده است.

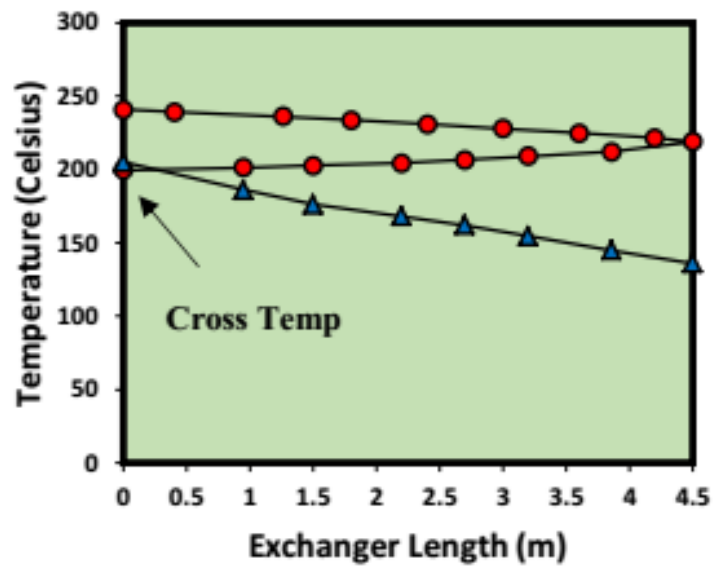
جدول (۴) و نتایج شبیه‌سازی با پوسته نوع F نشان می‌دهد که تنها با دو مبدل با مشخصات مکانیکی مشابه قبل، به صورت آرایش سری، علاوه بر تأمین ۳۲/۸۲ مگاوات انرژی لازم در شرایط پایان عمر کاتالیست، حدود ۲ درصد سطح انتقال حرارت اضافی به وجود خواهد آمد که نشانگر افزایش بازدهی استفاده از ساختار F نسبت به ساختار E در قسمت پوسته مبدل حرارتی مذکور است.

۳-۳-۴ افزودن یک مبدل حرارتی با آرایش سری به سه مبدل

حرارتی موجود

از آنجا که مطابق شکل (۳) در آرایش سه مبدل حرارتی به صورت سری، تقاطع دمایی وجود دارد، راه‌کار افزودن یک مبدل حرارتی با آرایش سری به سه مبدل حرارتی موجود، بررسی و نتایج آن مطابق جدول (۵) آورده شده است. این روش می‌تواند مدت زمان تعمیرات اساسی را کاهش و افت فشار سیال سمت پوسته و لوله را افزایش دهد؛ اما به‌دست‌آوردن افت فشارها در آرایش جدید و مقایسه آن با افت فشارهای مجاز اعلام‌شده از طرف طراح، در تصمیم‌گیری استفاده از این راه‌کار، امری ضروری است.

1. BFU



شکل ۴. تقاطع دمایی سیال داخل پوسته و لوله مبدل سوم در سرویس نفتا با تأثیر ضریب رسوب.
 Figure 4. Cross temperature of third exchanger in naphtha service with fouling factor (●-tube and ▲-shell).

جدول ۴. داده‌های فرایندی و ضرایب انتقال حرارت مبدل برای خوراک نفتا و مدل بی اف یو.

Table 4. Process & thermal specification of heat exchanger in naphtha service with BFU type.

Tube		Shell		TEMA Type
BFU				
Water++Hydrogen+Naphtha Hydrogen Sulphide		Sour Naphtha+Hydrogen		Service
123200		123200		(kg/hr) Flow
137.7	313	254.3	48.16	Inlet/Outlet Temp (Celsius)
26.8		28		Inlet Pressure (bar)
4.01		0.94		Velocity (m/s)
2		2		Pass Number
0.00034		0.00034		Fouling Factor (m ² -k/w)
489×2				Area (m ²)
23.82				Heat Exchange (MW)
464.4				(k-m ² /w) Heat Flux

جدول ۵. داده‌های فرایندی و ضرایب انتقال حرارت مبدل برای خوراک نفتا و افزودن یک مبدل حرارتی جدید.

Table 5. Process & thermal specification of heat exchanger in naphtha service with 1 new heat exchanger added.

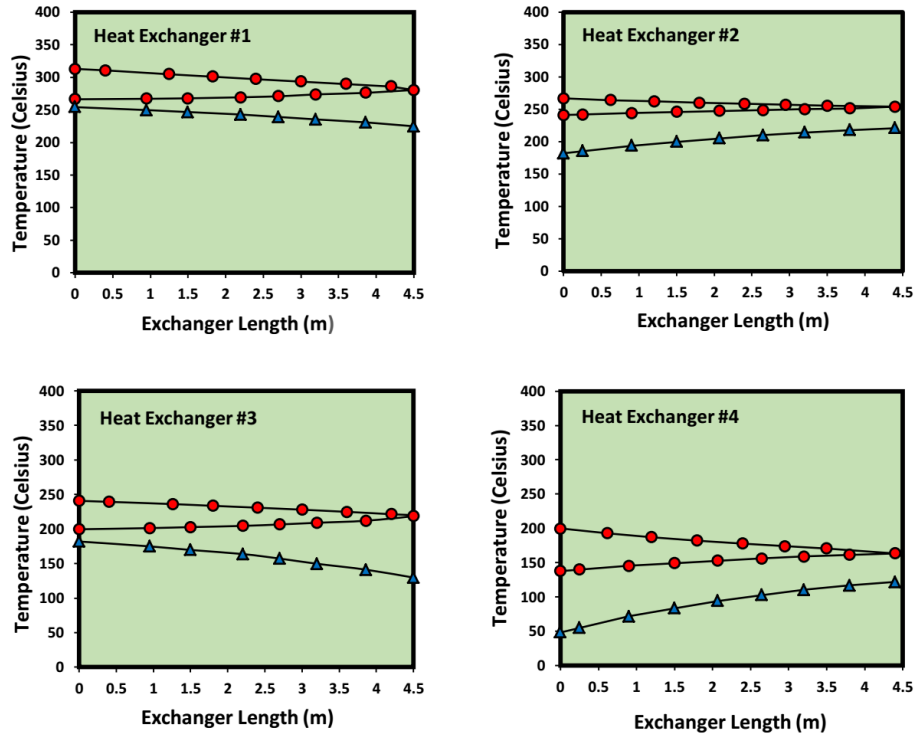
Tube		Shell		TEMA Type
BEU				
Water++Hydrogen+Naphtha Hydrogen Sulphide		Sour Naphtha+Hydrogen		Service
123200		123200		(kg/hr) Flow
137.7	313	254.3	48.16	Inlet/Outlet Temp (Celsius)
26.8		28		Inlet Pressure (bar)
0.7 Calc	0.5 Allow	0.76 Calc	0.6 Allow	Pressure Drop (bar)
5.41		1.91		Velocity (m/s)
2		1		Pass Number
0.00034		0.00034		Fouling Factor (m ² -k/w)
244×4				Area (m ²)
23.82				Heat Exchange (MW)
515.69				(k-m ² /w) Heat Flux

حرارتی اول خارج می‌شود. چنان که پیداست در هیچ یک از شکل‌ها منحنی مربوط به سیال داخل پوسته، منحنی سیال داخل لوله را قطع نکرده است و با فاصله دمایی متناسب، حرارت را منتقل می‌کند (نشان‌دهنده نبود برخورد دمایی و شرایط صحیح انتقال حرارت است).

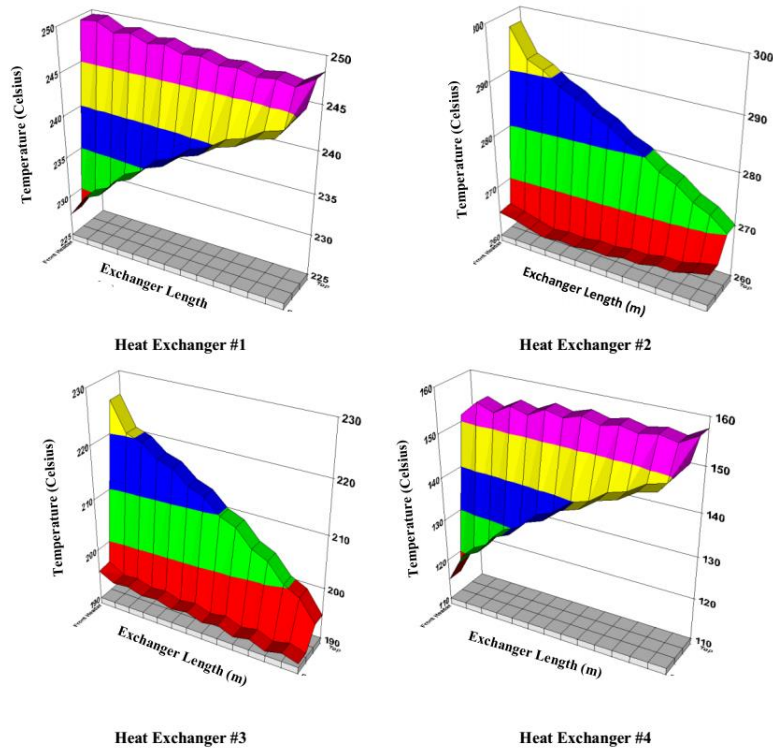
در ادامه و مطابق شکل (۶) دمای سطح لوله‌ها در طول مبدل حرارتی و با توجه به محل قرارگیری نازل‌ها (بالا و پایین مبدل)، حین انتقال حرارت با سیال سمت پوسته در سرویس نفتا برای هر چهار مبدل حرارتی آورده شده است. این شکل‌ها نشان می‌دهند که در سرویس نفتا، دمای سطح لوله در مبدل اول، پس از تبادل حرارت و از دست‌دادن دما از حدود ۲۹۵ درجه سلسیوس به حدود ۱۱۲ درجه سلسیوس در خروجی مبدل چهارم رسیده است. اطلاعات حاصل از بررسی‌های فوق از آن روی با اهمیت است که می‌توان با توجه به دمای سطح لوله و سیال داخل لوله، جنس مناسب آن را انتخاب کرد. در این مبدل جنس لوله‌ها از یک ماده مقاوم در سرویس‌های نفتا و قابلیت تحمل دماهای بالا از نوع SA-213 TP 321 انتخاب شده است.

با بررسی جدول (۵) مشاهده می‌شود که با اضافه کردن یک مبدل حرارتی جدید حدود افت فشارهای مجاز در قسمت‌های پوسته و لوله رعایت نمی‌شود؛ اما با در نظر گرفتن ضرایب تشکیل رسوب و دمای حاصل از کک‌گرفتنی راکتور ضمن تأمین میزان سطح انتقال حرارت مورد نیاز، دیگر تقاطع دمایی که باعث کاهش بازده مبدل حرارتی می‌شود، به وجود نخواهد آمد.

در شکل (۵) دمای سیال درون پوسته و لوله هر یک از چهار مبدل حرارتی پیشنهادشده در راستای طول مبدل رسم شده است. سیال سمت لوله که مخلوطی از هیدروژن، هیدروژن سولفید، آب و نفتاست، پس از ورود به درون لوله و کنگی جلوی مبدل اول، با طی کردن مسیر تا انتهای مبدل حرارتی و رسیدن به کنگی عقب مجدداً به سمت کنگی جلو تغییر مسیر می‌دهد و از این کنگی خارج می‌شود و در ادامه به قسمت لوله مبدل‌های بعدی انتقال می‌یابد. دما در طول لوله‌ها همواره کاهشی و انتقال حرارت از سمت لوله به سمت پوسته است. از طرف دیگر سیال سمت پوسته که مخلوطی از هیدروژن و نفتای ترش است از قسمت پایین پوسته مبدل حرارتی چهارم وارد و در هر مبدل گرمای سیال بخش تیوب را جذب و دمایش افزایش می‌یابد و در آخر از قسمت بالایی پوسته مبدل



شکل ۵. دمای سیال داخل پوسته (▲) و لوله (●) در طول چهار مبدل حرارتی سرویس نفتا.
 Figure 5. Fluid temperature in shell & tube along 4 heat exchangers in naphtha service (●-tube and ▲-shell).



شکل ۶. دمای سطح لوله در طول، عمق و ارتفاع در ۴ مبدل حرارتی در سرویس نفتای ترش.
 Figure 6. Tube skin temperature in length, depth, height in 4 heat exchangers for naphtha service.

مطابق شکل (۶) دمای سطح لوله در مبدل اول از ۲۹۵ درجه سلسیوس در ورودی لوله‌ها شروع می‌شود و پس از طی مسیر طول مبدل (لوله) و رسیدن به کلگی عقب به دمای تقریبی ۲۷۳ درجه سلسیوس می‌رسد، در ادامه و با بازگشت به سمت کلگی جلو در خروجی لوله‌های مبدل اول به دمای ۲۶۳ درجه سلسیوس رسیده است. همچنین مطابق مسیر طی شده برای مبدل اول در مبدل‌های دوم (شکل (۱۰))، سوم (شکل (۱۱)) و چهارم (شکل (۱۲)) نیز به ترتیب دما از ۲۴۸ به ۲۲۵، از ۲۲۳ به ۱۹۲ و از ۱۵۰ به ۱۱۲ درجه سلسیوس تغییر کرده است.

۴. نتیجه‌گیری

نتایج شبیه‌سازی و ارزیابی در تغییر کاربری مبدل حرارتی از بابت رسوب‌گرفتگی و شرایط دمایی راکتور هنگام پایان عمر کاتالیست به دلیل کک‌گرفتگی، نشان داد که دمای مورد نیاز واکنش در راکتور ایجاد نخواهد شد و مبدل از نظر سطح انتقال حرارت با کمبود جدی روبه‌رو می‌شود. بررسی راهکارها و پیشنهادهای عملی در طول پژوهش نشان می‌دهد که در روش افزایش تعداد لوله‌ها از ۸۳۶ به ۱۳۷۰ شاخه، وزن مبدل حرارتی ۳۹ درصد افزایش یافته است. همچنین در روش افزایش طول لوله‌ها از ۴۸۷۷ میلی‌متر به ۶۴۰۰ میلی‌متر، افزایش وزن ۱۸ درصدی را به دنبال داشته که به نظر می‌رسد به دلیل افزایش سطح، طول یا قطر پوسته و زیادتر شدن تعداد صفحات نگه‌دارنده منطقی به نظر می‌رسد. همچنین در روش تغییر ساختار پوسته از نوع E به F به دلیل دو گذر شدن پوسته و افزایش سطح انتقال حرارت در عمل منجر به کاهش تعداد مبدل‌های حرارتی سری، از سه به دو می‌شود؛ اما از آنجایی که در تغییر کاربری با سرویس نفتای ترش، هدف اصلی استفاده از مبدل موجود با کم‌ترین تغییرات بوده است و تغییر در ساختار پوسته و لوله، نیاز به صرف وقت بسیار زیادی در بخش مهندسی و تعمیرات است؛ لذا روش‌های ارائه شده منطقی و کاربردی نخواهند بود. افزون بر روش‌های بیان شده، نتایج شبیه‌سازی در روش افزودن یک مبدل جدید به صورت آرایش سری (با همان ابعاد و اندازه سه مبدل حرارتی) نشان داد که زمانی که تعداد مبدل‌های حرارتی موجود به

چهار عدد برسد، سطح انتقال حرارت به ۹۷۶ متر مربع (۴×۲۴۴) خواهد رسید و در هیچ یک از بخش‌های پوسته و لوله، برخورد دمایی وجود نخواهد داشت؛ ضمن آن‌که با بررسی دمای سطح لوله‌ها در این حالت نیز مشاهده شد که جنس لوله SS-321 برای این سرویس به لحاظ دمایی قابل تحمل و برای این سرویس نیز قابل استفاده است.

بنابراین با توجه به مطالب بیان شده به نظر می‌رسد که بهترین و منطقی‌ترین راهکار، استفاده هم‌زمان از سه مبدل مذکور در ابتدای راه‌اندازی و سفارش‌گذاری یک مبدل مشابه با مبدل‌های موجود با هدف سری کردن با مبدل‌های قبل است که به دلیل وجود فضای کافی برای نصب، بی‌نیازی از تغییر در ساختار سایر مبدل‌های حرارتی موجود و از طرفی ارزش افزوده بسیار بالای در سرویس بودن مبدل‌های حرارتی موجود تا قبل از رسوب‌گیری و ساخت یک مبدل جدید، به مراتب اقتصادی است.

۵. علائم و نشانه‌ها

میزان تبادل انتقال حرارت (Kj/Hr)	Q
ضریب کلی انتقال حرارت (W/m ² -K)	U
میزان سطح انتقال حرارت (m ²)	A
اختلاف دمای لگاریتمی دو سمت مبدل (°C)	ΔT_{LMTD}
ضریب تصحیح	F_t
دبی جرمی سیال (Kg / Hr)	\dot{m}
آنتالپی سیال (Kj/Kg)	H
قطر خارجی لوله (mm)	OD
قطر داخلی لوله (mm)	ID
ضریب رسانش گرمایی (W/m-K)	K
ضریب تشکیل رسوب (m ² -K/W)	R
گران‌روی سیال (mN-s/m ²)	μ_i
گران‌روی سیال در دیواره‌های لوله (mN-s/m ²)	$\mu_{i,w}$
ظرفیت گرمایی ویژه (Kj/Kg.C)	Cp
تعداد لوله در هر گذر	N_t
سرعت سیال (m/s)	V

- [1] Kokayeff, P., Zink, S., Roxas, P., "Hydrotreating in Petroleum Processing. In": Treese S., Jones, D., Pujado, P., eds. Handbook of Petroleum Processing: Springer. Cham, (2014).
- [2] Grossmann, I. E., Westerberg, A. W., Biegler, L. T., "Retrofit design of processes", Carnegie Mellon University, (1987).
- [3] Sadighi, S., Mohaddecy, S. R. S., Ghabouli, O., Bahmani, M., "Revamp of naphtha hydrotreating process in an iranian refinery", Petroleum & Coal 51, pp. 45-50, (2009).
- [4] Tahouni, N., Khoshchereh, R., Panjeshahi, M., "Debottlenecking of condensate stabilization unit in a gas refinery", Energy 77, pp.742-751, (2014).
- [5] Ahmad, S., Polley, G. T., "Debottlenecking of heat exchanger networks" Heat Recovery Systems and, CHP 10, pp. 369-385, (1990).
- [6] Veisi, V., "Optimization of shell & tube heat exchangers design using genetic algorithm", International conference on heat exchanger in oil & energy industries", In Persian, (2010).
- [7] Salehipour Bavarsad, S., "Optimization of pipe shell heat exchanger from the perspective of heat transfer, pressure drops and cost", International Conference on Heat Exchangers in Oil and Energy Industries, In Persian, (2010).
- [8] Jafari Nasr, M. R., Shafiqi, M., "Dynamic analysis of computational fluids in heat exchangers with twisted tubes", Journal of Chemical Engineering, 17 (100), In Persian, (2018).
- [9] Mohammadi, A., Jafari Nasr, M. R., "New design of plate heat exchanger in the liquefaction cycle", LNG Journal of Chemical Engineering, 15 (88), In Persian, (2016).
- [10] Jafari Nasr, M. R., Lotfali Nejad, H., "Design of shell-tube heat exchangers equipped with static mixing devices", Journal of Chemical Engineering, 12 (70), In Persian, (2013).
- [11] Ramesh, K., "Shah, Dusan P. Sekulic. "Fundamental of Heat Exchanger Design", John Wiley & Sons, Inc, Hoboken, New Jersi, ISBN: 0-471-32171-0, (2003)
- [12] Kuppan, T., "Heat Exchanger Hand Book Design", Marcel Dekker, Inc, 270 Madison Avenue, New York, ISBN: 0-8247-9787-6, (2000)
- [13] Mukherjee, R., "Practical Thermal Design of Shell-and-Tube Heat Exchanger", Begell House, Inc, 145 Madison Avenue, New York, ISBN: 1-56700-205-6, (2004).
- [14] <https://www.sacome.com/en/tema-type-heat-exchangers>
- [15] "HTRI Design Manual", Heat Transfer Research Inc, Texas, USA.