Journalof Farayandno – Vol. 20 – No. 91 (2025): 5-18

Research Article

DOI: 10.22034/farayandno.2025.2068507.2008

This journal is an open access journal licensed under an Attribution-Non Commercial 4.0 International Licenses (CC BY-NC 4.0).

Studying the Decrease in CO_2 Emission and Energy Consumption of the Process of Light Naphtha Hydrotreating

Mehdi Mohammadi Rahaghi [1], Majid Hayati-Ashtiani [2*]

[1] Ph.D. Student, Department of Chemical Engineering, Faculty of Engineering, University of Kashan, I.R. of Iran
[2] Assistant Professor, Department of Chemical Engineering, Faculty of Engineering, University of Kashan, I.R. of Iran

Received: 10 Aug 2025 **Accepted:** 12 Oct 2025

Abstract

Simultaneously reducing energy consumption and environmental pollutants in refining industries has become a major challenge and priority. Pinch Technology is a design method for optimizing energy consumption to specify the process optimum condition for achieving this purpose. This study aims to optimize the economic and environmental performance of a Light Naphtha Hydrotreating unit using the pinch analysis method. For this purpose, three modifications were made based on different minimum approach temperatures of 8, 12, and 16 °C. These modifications were evaluated from the perspectives of energy consumption, carbon dioxide emissions, and economic costs. The modification based on a minimum approach temperature of 12 °C was selected as the optimum option. This retrofitting resulted in 40% reductions in energy consumption, 41% in carbon dioxide emissions, and 41% increase in operating costs with a payback time of approximately 3.59 years.

Keyword: CO_2 Emission, Heat Exchanger Network, Total Costs, Modified Design, Energy Consumption.

* hayati@kashanu.ac.ir

Please Cite This Article Using:
Mohammadi Rahaghi, M., Hayati-Ashtiani, M., "Studying the Decrease in CO_2 Emission and Energy Consumption of the Process of Light Naphtha Hydrotreating", Journal of Farayandno – Vol. 20 – No. 91, pp. 5-18, In Persian, (2025).

مقاله پژوهشی

DOI: 10.22034/farayandno.2025.2068507.2008

This journal is an open access journal licensed under an Attribution-Non Commercial 4.0 International Licenses (CC BY-NC 4.0).

بررسی کاهش انتشار CO_2 و مصرف انرژی فرایند تصفیه هیدروژنی نفتای سبک

مهدی محمدی رهقی [1]، مجید حیاتی آشتیانی [2*]

[1] دانشجوی دکتری مهندسی شیمی، دانشکده مهندسی، دانشگاه کاشان، کاشان

[2] استادیار مهندسی شیمی، دانشکده مهندسی، دانشگاه کاشان، کاشان

دریافت: 1404/05/19 پذیرش: 1404/07/20

چکیده

کاهش همزمان مصرف انرژی و آلاینده‌های محیط‌زیستی در صنایع پالایشگاهی، به یک چالش و اولویت مهم تبدیل شده است. فناوری پینچ روش طراحی برای بررسی امکان کاهش مصرف انرژی است که حالت بهینه فرایند را برای دست‌یابی به این هدف مشخص می‌کند. این مطالعه با هدف بهینه‌سازی اقتصادی و محیط‌زیستی واحد تصفیه هیدروژنی نفتای سبک با بکارگیری روش تحلیل پینچ انجام شده است. بدین منظور، سه طرح اصلاحی مبتنی بر مقادیر مختلف اختلاف دمای کمینه برابر با 8، 12 و 16 °C پیشنهاد شد و از دیدگاه مصرف انرژی، انتشار دی‌اکسیدکربن و هزینه‌های اقتصادی ارزیابی شدند که طرح مبتنی بر اختلاف دمای کمینه برابر با 12 °Cبه عنوان گزینه بهینه انتخاب شد. این طرح اصلاحی کاهش‌های 40% در مصرف انرژی، 41% در انتشار دی‌اکسیدکربن و افزایش در هزینه‌های عملیاتی با زمان بازگشت سرمایه حدود 3/59 سال به همراه داشت.

کلمات کلیدی: انتشار دی‌اکسیدکربن، شبکه مبدل‌های حرارتی، هزینه‌های کلی، طرح اصلاحی، مصرف انرژی

* hayati@kashanu.ac.ir

استناد به مقاله:

محمدی رهقی،م.، حیاتی آشتیانی،م.، "بررسی کاهش انتشار CO_2 و مصرف انرژی فرایند تصفیه هیدروژنی نفتای سبک"، نشریه فرآیندنو، سال نوزدهم، شماره 91، صص.18-5، (پاییز 1404).

1- مقدمه

واحد تصفیه هیدروژنی نفتای سبک یکی از فرایندهای کلیدی در پالایشگاه‌هاست که با هدف گوگردزدایی و نیتروژن‌زدایی از نفتای سبک برای تولید بنزین طراحی شده‌است. در این فرایند، نفتای سبک در حضور گاز هیدروژن تصفیه می‌شود تا عناصر مضر برای محیط زیست مانند گوگرد، نیتروژن، اکسیژن و فلزات سنگین به صورت ترکیبات آب، سولفیدهیدروژن و آمونیاک از آن حذف شود. با این حال، وجود کوره و برج تقطیر در این واحد، آن را به یکی از آلاینده‌ترین و پرمصرف‌ترین بخش‌های پالایشگاهی تبدیل کرده است. اصلاح این واحد نه تنها مصرف سوخت را کاهش می‌دهد، بلکه انتشار دی‌اکسیدکربن را نیز به‌طور قابل توجهی پایین می‌آورد.

فناوری پینچ[1] یکی از روش‌های مؤثر برای بهینه‌سازی شبکه مبدل‌های حرارتی در واحدهای پالایشگاهی است که با کاهش اتلافات حرارتی، امکان استفاده از گرمای اضافی جریان‌های گرم برای گرمایش جریان‌های سرد را فراهم می‌کند. این فناوری برای اولین بار توسط لینهاف و فلاور معرفی شد و از آن زمان به عنوان ابزاری کلیدی برای کاهش مصرف انرژی و انتشار دی‌اکسیدکربن شناخته شده‌است [2-1]. در سال‌های اخیر، این فناوری برای بهبود تراز انرژی و کاهش هزینه‌های کل تولید نیز مورد توجه قرار گرفته است. به عنوان مثال مانی زاده و همکاران به بهینه‌سازی واحد تولید نفتا پرداختند. طراحی متناسب با حداکثر بازیابی انرژی و در پی آن آزادسازی حلقه موجود در شبکه مبدل‌ها به عنوان طرحی پیشنهاد شد. در این طرح مصرف انرژی سرویس‌های جانبی از 34/5 به 21 MW کاهش یافت. آنها برای بهینه کردن طرح اصلاحی، هزینه‌های سرمایه‌ای مبدل‌ها را به عنوان معیار اقتصادی واحد در نظر گرفتند [3]. السعیدی و همکاران در واحد پیش‌گرمایش نفت خام از تجزیه و تحلیل پینچ استفاده کردند و با انتخاب اختلاف دمای کمینه برابر با 12 °C بر اساس کمینه‌سازی هزینه‌های سالیانه، مصرف انرژی را 22% و انتشار دی‌اکسیدکربن را 15% کاهش دادند. این روش هزینه‌های عملیاتی را 10% کاهش داد اما نیاز به سرمایه‌گذاری اولیه برای مبدل‌های جدید داشت [4]. در مطالعه‌ای دیگر، ژانگ و همکاران در واحد تقطیر اتمسفری با استفاده از پینچ و نرم‌افزار Aspen HYSYS، اختلاف دمای کمینه برابر با 10 °C را انتخاب کردند که هزینه‌های سالیانه را 12% و مصرف انرژی را 18% کاهش داد. آن‌ها یک حلقه حرارتی را حذف کردند که هزینه‌های نگهداری را کم کرد اما پیچیدگی طراحی و هزینه‌های مهندسی را افزایش داد [5]. همچنین، لیو و همکاران در واحد تولید متانول با ترکیب پینچ و بهینه‌سازی مبتنی بر هوش مصنوعی، بر اساس کمینه‌سازی هزینه‌های سالیانه، اختلاف دمای کمینه برابر با 11 °C را انتخاب کردند و به ٪20 کاهش مصرف انرژی و 14% کاهش انتشار دی‌اکسیدکربن دست یافتند. این روش انعطاف‌پذیری بالایی داشت اما هزینه بالای پیاده‌سازی هوش مصنوعی، محدودیت های اقتصادی ایجاد کرد [6]. این مطالعات نشان می‌دهند که انتخاب $\Delta T_{min.}$ بر اساس ملاحظات اقتصادی، نقش کلیدی در بهبود کارایی و کاهش هزینه‌ها دارد.

نوآوری‌های اخیر در فناوری پینچ، با تمرکز بر کاهش هزینه‌های سالیانه و انتشار گازهای گلخانه‌ای، این روش را به ابزاری حیاتی برای واحدهای مدرن تبدیل کرده است. در سال 2021، کیم و همکاران در واحد تقطیر خلأ از تحلیل پینچ و اگزرژی استفاده کردند و با انتخاب اختلاف دمای کمینه برابر با 9 °C، مصرف انرژی را 19% و انتشار CO_2 را 12% کاهش دادند. این روش هزینه‌های عملیاتی را 8% کاهش داد اما نیاز به محاسبات پیچیده، هزینه‌های مشاوره را

[1] Pinch Technology

افزایش داد [7]. در مطالعه‌ای دیگر، محسن پور و همکاران با هدف کاهش مصرف انرژی، بهینه سازی شبکه مبدل‌های حرارتی واحد تولید انیدریک فتالیک[2]با استفاده از فناوری پینچ را مورد مطالعه قرار دادند. آنها چهار طرح اصلاحی با انتخاب مقدار اختلاف دمای کمینه برابر با 10 °C، به منظور بازیابی گرما از آب خنک کننده راکتور و استفاده از آن برای تولید بخار را مورد ارزیابی قرار دادند. آنها در ازای ۳۵۵،۰۰۰ یورو هزینه بهینه‌سازی شبکه، موفق به کاهش هزینه ۴۷۷،۰۰۰ یورو شدند. اما آنها برای انتخاب مقدار اختلاف دمای کمینه، ملاحظات اقتصادی را در نظر نگرفتند [8]. در سال 2023، وانگ و همکاران با در نظر گرفتن جرایم کربن و تحلیل پینچ در واحد پیش‌گرمایش نفت خام، اختلاف دمای کمینه را از 10 به 8 °C تغییر دادند که هزینه‌های سالیانه را 17%، مصرف انرژی را 20% و انتشار دی‌اکسیدکربن را 18% کاهش داد. این روش به دلیل در نظر گرفتن مالیات کربن، از نظر اقتصادی بهینه بود اما نیاز به داده‌های دقیق جرایم کربن، کاربرد آن را پیچیده کرد [9]. در مطالعاتی دیگر درباره واحد ایزومریزاسیون نشان داده شد که اصلاح فرایند و تغییر فرایند IPSORB به برج تقطیر می تواند تا $2/85 \times 10^7$ kg CO_2/year از میزان انتشار آلودگی بکاهد [10]. این مطالعات نشان می‌دهند که فناوری پینچ، با ترکیب ملاحظات اقتصادی و محیط زیستی، می‌تواند کارایی واحدهای پالایشگاهی را بهبود بخشد، اما هزینه‌های اولیه و پیچیدگی طراحی همچنان چالش‌هایی هستند که باید مدیریت شوند.

با توجه به مرور کارهای محققین مشخص می‌شود که روش متداول تحقیقاتی سایر محققین بدین صورت است که ابتدا مقدار اختلاف دمای کمینه را بهینه کرده و سپس طرح اصلاحی متناظر با آن مقدار بهینه را ارائه می دهند اما در مطالعه در پیش رو، سه طرح اصلاحی ارائه شده و سپس به بررسی بهترین طرح پرداخته شده است. بدین روش، این فرصت به طراحان و سرمایه گذاران داده می‌شود تا متناسب با شرایط ایده‌آل خودشان بهترین انتخاب را داشته باشند.

هدف از این مطالعه بهینه‌سازی واحد تصفیه هیدروژنی نفتای سبک به منظور کاهش مصرف انرژی و کاهش انتشار دی‌اکسیدکربن با استفاده از فناوری پینچ می‌باشد. بدین منظور، ابتدا حالت پایه واحد مذکور بررسی شد تا شبکه مبدل‌های حرارتی، میزان مصرف سرویس‌های جانبی و حداقل اختلاف دما بین جریان‌های سرد و گرم تعیین شود. به دنبال آن، با تعیین سه مقدار مجزا برای اختلاف دمای کمینه، سه طرح اصلاحی پیشنهادی برای شبکه مبدل‌های حرارتی واحد، ارائه می شود. از بین سه طرح ارائه شده، طرحی که از لحاظ اقتصادی مناسبتر بوده و هزینه‌های کلی کمتری به همراه دارد به عنوان طرح اصلاحی نهایی پیشنهاد می‌شود. رویکرد نوآورانه این پژوهش، تلفیق داده‌های دقیق شبیه‌سازی فرایندی با تجزیه و تحلیل پینچ برای توسعه طرح‌های اصلاحی به منظور بهینه‌سازی چند معیاره است که نه تنها مصرف انرژی و انتشار دی‌اکسیدکربن را کاهش دهد، بلکه از نظر فنی قابل اجرا و از نظر اقتصادی به صرفه باشد. خروجی نهایی این پژوهش، ارائه چند طرح اصلاحی عملیاتی-اقتصادی است که بتواند همزمان شاخص‌های مصرف انرژی، انتشار دی‌اکسیدکربن و هزینه‌ها را بهبود بخشد و به عنوان یک راهنمای عملی برای صنایع مشابه مورد استفاده قرار گیرد.

[2] Phthalic Anhydride

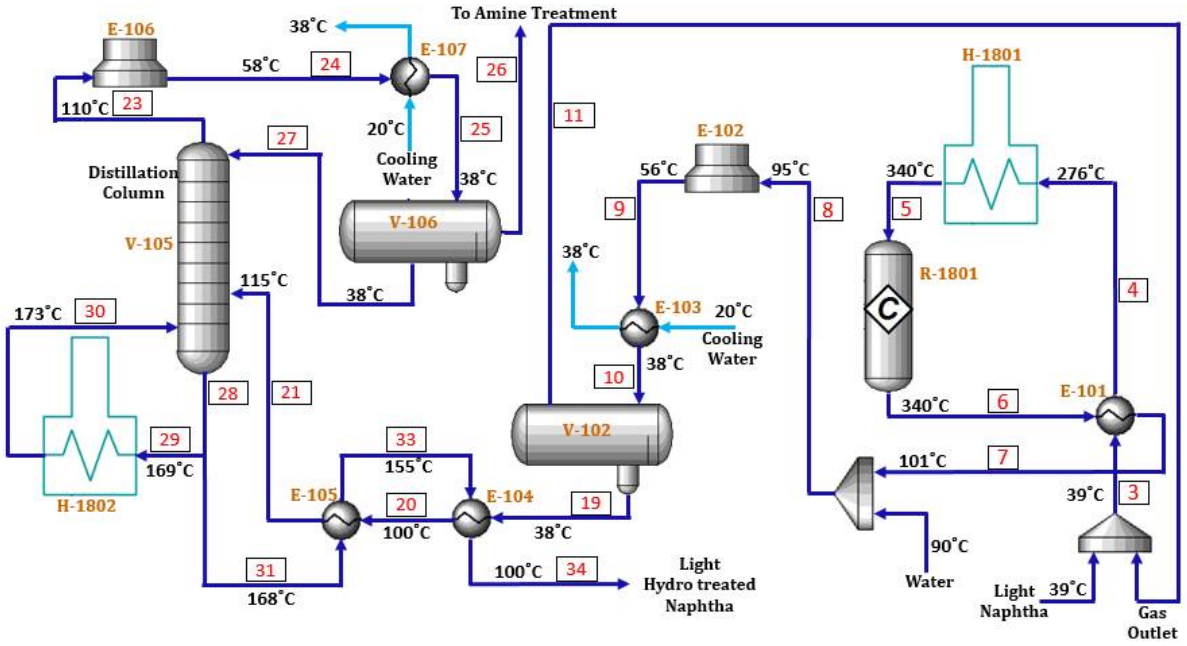
2- روش کار

2-1- شرح فرایند

خوراک ورودی به واحد تصفیه هیدروژنی نفتای سبک مورد مطالعه، نفتای سبک خارج شده از واحد تقطیر اتمسفریک است که ترکیبات مضر آن نظیر گوگرد، نیتروژن، مرکاپتان‌ها و فلزات سنگین به صورت کامل از آن جدا می‌شوند. سپس، نفتای سبک تصفیه شده به منظور تولید بنزین با کیفیت مطلوب، به واحد ایزومریزاسیون منتقل می‌شود. شکل 1 نمودار جریان فرایند این واحد را نشان می‌دهد. در این فرایند، ابتدا خوراک (نفتای تصفیه‌نشده واحد تقطیر اتمسفریک) با جریان غنی از گاز هیدروژن مخلوط می‌شود. در نمودار جریان فرایند، این جریان با اندیس 5-4-3 آمده‌است. دمای این جریان در ابتدا 39 °C بوده و به منظور پیش‌گرمایش اولیه وارد مبدل‌حرارتی E-101 می‌شود. جریان مخلوط خوراک و هیدروژن در این مبدل حرارتی با جریان گرم خروجی از راکتور R-1801 تبادل حرارت کرده و با دریافت 19/89 MW انرژی گرمایی تا دمای 276 °C گرم می‌شود. برای رسیدن به دمای نهایی، این جریان وارد کوره H-1801 شده، تا دمای 340 °C گرم می‌شود که 4/4 MW حرارت از طرف کوره به این جریان منتقل می‌شود. در این دما، مخلوط کاملا بخار می‌شود. این کوره دارای مکش طبیعی هوای خنک کننده بوده و از گاز سوختی به عنوان سوخت استفاده می‌کند. مخلوط حاصل وارد راکتور کاتالیستی شده و در مجاورت کاتالیست‌ها، عناصری همچون سولفور، نیتروژن و اکسیژن، فلزات سنگین مثل سرب و آرسنیک و ... که در نفتا موجود هستند به صورت آب، سولفید هیدروژن و آمونیاک همراه خوراک از راکتور خارج می‌شوند. فلزات سنگین نیز به صورت عنصر فلزی روی سطح کاتالیست‌ها باقی می‌مانند.

جریان محصول راکتور (جریان شماره 7-6) پس از تبادل حرارت با خوراک در مبدل E-101، با جریانی از آب مخلوط شده و به منظور خنک‌سازی به سمت کولر هوایی E-102 و سپس کولر آبی E-103 منتقل می‌شود. سرانجام، این جریان با دمای 38 °C وارد ظرف جداکننده V-102 می‌شود. در این ظرف، جریان گازی غنی از هیدروژن واکنش نداده و سولفیدهیدروژن به سمت جریان خوراک ورودی رفته و با آن مخلوط می‌شود. جریان مایع خروجی نیز که مایعات هیدروکربنی است برای جداسازی بیشتر مواد سبک مانند سولفیدهیدروژن به سمت برج تقطیر V-105 منتقل می‌شود. دمای این جریان 38 °C بوده و با اندیس 21-20-19 نشان داده شده است. این جریان که خوراک برج تقطیر است، در مسیر خود با دریافت مقدار 3/3 و 0/88 MW گرما از دو مبدل حرارتی E-104 و E-105، با دمای 115 °C وارد برج می‌شود. مواد سبک و گازهای مضر نظیر سولفیدهیدروژن، با دمای 110 °C از بالای برج خارج شده (جریان شماره 25-24-23) و پس از عبور از کولر هوایی E-106 و مبدل آبی E-107 به صورت جریان سه‌فازی و با دمای 38 °C وارد ظرف جداکننده V-106 می‌شود. جریان انتهای برج (جریان شماره 34-33-31) نیز نفتای تصفیه‌شده است که پس از خنک‌سازی در مبدل‌های E-104 و E-105 به واحد ایزومریزاسیون منتقل می‌شود. کوره H-1802 نقش ریبویلر این برج را ایفا کرده و مانند کوره H-1801 از نوع مکش طبیعی بوده و از سوخت گازی به عنوان سوخت استفاده می‌کند. این دو کوره به عنوان سرویس‌های جانبی[3] گرم واحد مورد استفاده قرار می‌گیرند. در نتیجه فرایند احتراق، مقدار زیادی گاز دی‌اکسیدکربن و گرما، به همراه مقدار اندکی از سایر گازهای گلخانه‌ای از دودکش این کوره‌ها به اتمسفر منتشر می‌شود.

[3] Utility Services



شکل 1- نمودار جریان فرایند واحد تصفیه هیدروژنی نفتای سبک

2-2- بیان مساله

با توجه به انتشار مقدار زیاد گاز دی‌اکسیدکربن از کوره‌ها و همچنین هدررفت انرژی زیادی در سرویس‌های جانبی این واحد، هدف اصلی این تحقیق ارائه راهکاری مناسب برای کاهش انتشار دی‌اکسیدکربن و مصرف انرژی در سرویس‌های جانبی گرم واحد است. عدم طراحی بهینه شبکه مبدل‌های حرارتی، اصلی‌ترین دلیل هدررفت انرژی و انتشار بیش از حد دی‌اکسیدکربن از این واحد است. در این تحقیق، به منظور حل مشکل موجود، راهکاری مناسب ارائه شده است. بهینه سازی طراحی شبکه مبدل‌های حرارتی واحد برای کاهش مصرف انرژی در سرویس‌های جانبی و بازیابی حرارتی بیشتر از داخل شبکه، به عنوان راه‌حل مشکل موجود در این تحقیق مورد بررسی قرار گرفته است.

3-2- محاسبه انتشار دی‌اکسید کربن و محاسبات انرژی و اقتصادی

برای محاسبه مقدار دی‌اکسیدکربن منتشر شده به محیط، از روابط 1 تا 3 که قبلاً توسط گادالا و گبر ارائه شده است، استفاده شده است [11]. زمان بازگشت سرمایه نیز از رابطه 4 محاسبه شده است [12].

$$(CO_2)_{Emission} = \left(\frac{Q_{Fuel}}{NHV}\right) \times \left(\frac{C\%}{100}\right) \times \alpha \quad (1)$$

$$Q_{Fuel} = \frac{Q_{Process}}{\varphi_{Furnace}} \quad (2)$$

$$\varphi_{Furnace} = \frac{T_{TFT} - T_{Stack}}{T_{TFT} - T_O} \quad (3)$$

$$\text{Payback Time} = \frac{\text{Capital Cost}_{\text{Modified Design}} - \text{Capital Cost}_{\text{Base Case}}}{\text{Operating Cost}_{\text{Base Case}} - \text{Operating Cost}_{\text{Modified Design}}} \quad (4)$$

که مقدار انتشار دی‌اکسیدکربن بر حسب kg/sec، Q_{Fuel} مقدار حرارت مورد نیاز تولید شده در کوره برحسب KW، NHV ارزش حرارتی سوخت مصرفی بر مبنای kJ/kg، C% درصد تعداد اتم‌های کربن موجود در سوخت مصرفی، T_{TFT} دمای تئوری شعله بوده و معادل با دمای سطح شعله در داخل مشعل کوره، T_{Stack} دمای گاز خروجی از دودکش کوره و T_o دمای محیط اطرف دودکش، $Q_{process}$ مقدار بار حرارتی مورد نیاز جریان گرم شونده به منظور رسیدن به دمای نهایی خود در فرایند، $\varphi_{Furnace}$ بازده حرارتی کوره بوده که از تساوی 3 محاسبه می‌شود و α ضریب ثابتی برابر با نسبت جرم مولی دی‌اکسیدکربن به جرم مولی کربن بوده و معادل با 3/67 می باشد. به منظور انجام احتراق کامل و جلوگیری از تولید محصولاتی مانند مونوکسیدکربن، فرایند احتراق همراه با 15 تا 20% هوای اضافه در نظر گرفته می شود.

2-4- ابزارهای محاسباتی

شرکت AspenTech یکی از معروفترین شرکت‌هایی است که به تولید نرم افزارهای مختلفی در زمینه مهندسی شیمی پرداخته است [13]. در این تحقیق، از نرم‌افزار Aspen Energy Analyzer V11 برای تحلیل و بهینه‌سازی شبکه‌ی مبدل‌های حرارتی و نرم افزار Aspen HYSYS V11 به منظور شبیه‌سازی حالت پایه واحد تصفیه هیدروژنی نفتای سبک استفاده شده است. داده‌های فرایندی شامل دما، فشار و دبی جریان‌های گرم و سرد به نرم‌افزار وارد شدند. سپس، با استفاده از روش تحلیل پینچ، نقاط بهینه‌ی تبادل حرارت شناسایی و شبکه‌ی مبدل‌های حرارتی بهینه سازی‌شد. در نهایت، بارهای حرارتی، سطح مبدل‌های مورد نیاز و هزینه‌های سرمایه‌ای و عملیاتی محاسبه شدند.

3- نتایج و بحث

در این مطالعه، سه طرح اصلاحی جایگزین و بهینه‌شده برای کاهش مصرف انرژی و کاهش انتشار دی‌اکسیدکربن در شبکه مبدل‌های حرارتی واحد تصفیه هیدروژنی نفتای سبک بررسی شد. این سه طرح متناظر با مقادیر اختلاف دمای کمینه برابر با 8، 12 و 16 °C طراحی شدند. بار حرارتی سرویس‌های جانبی، انتشار دی‌اکسیدکربن و هزینه‌های اقتصادی برای این سه طرح مقایسه و ارزیابی شدند. در نهایت، با توجه به معیارهای مورد بررسی، بهترین طرح اصلاحی به عنوان طرح جایگزین واحد انتخاب شد. لازم به ذکر است که واحد در حالت پایدار بررسی شده است. ضمنا، داده‌های مستخرج از نمودار جریان فرایند مربوط به حالت انتهای اجرا[4] می‌باشد.

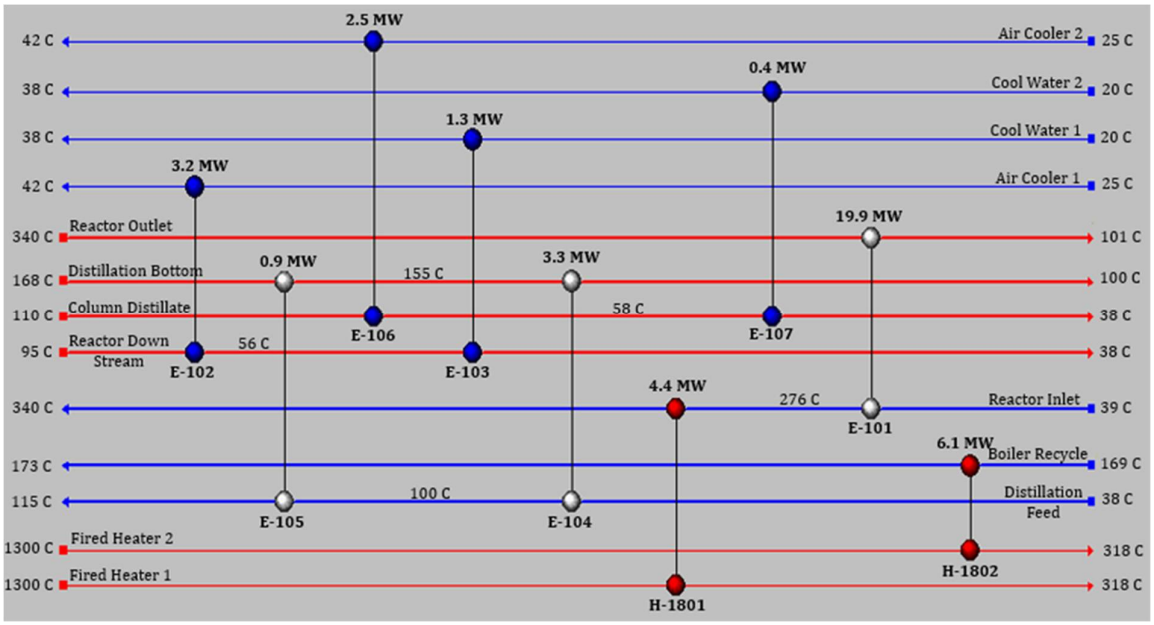
3-1- حالت پایه

در حالت پایه[5] واحد تصفیه هیدروژنی نفتای سبک، دو کوره H-1801 و H-1802 به ترتیب با دبی گاز سوختی 400 و 550 kg/h عمل می‌کنند. بار حرارتی این کوره‌ها به ترتیب 4/4 و 6/09 MW است که در مجموع 10/49 MW حرارت به جریان‌های فرایندی منتقل می‌شود. سرویس‌های جانبی سرد شامل کولرهای هوایی و کولر آبی، در مجموع 7/33 MW انرژی سرمایشی تأمین می‌کنند. مشخصات جریان‌های گرم و سرد و مبدل‌های حرارتی در جدول 1 ارائه شده است.

[4] End Of Run (EOR)
[5] Base Case

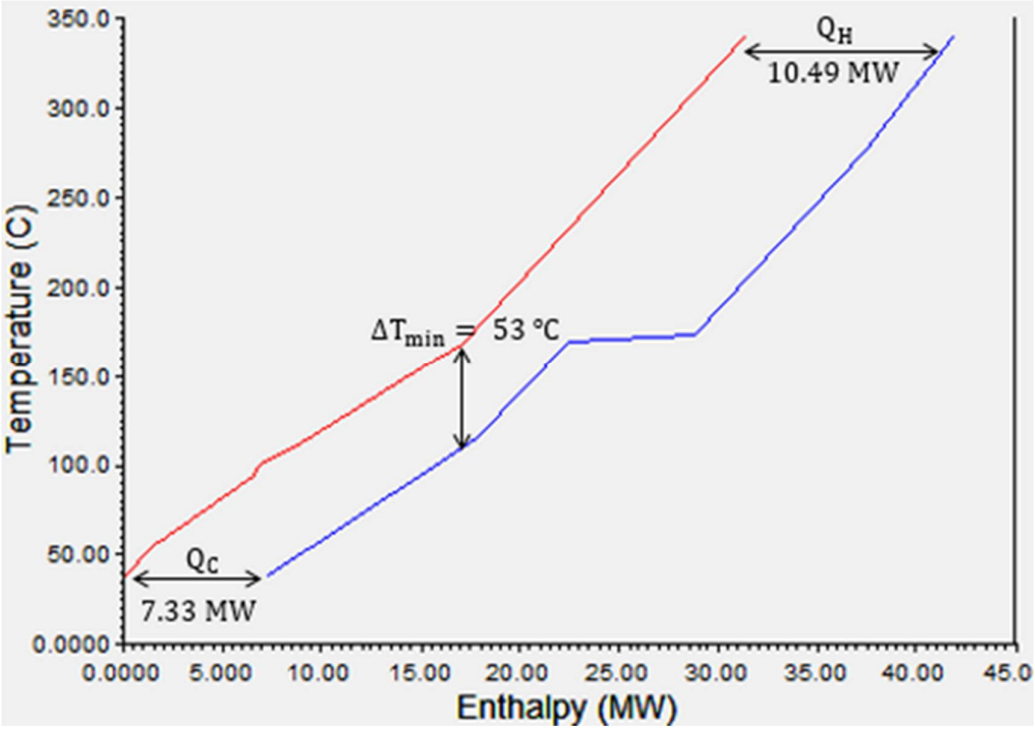
جدول 1- داده‌های استخراجی واحد تصفیه هیدروژنی نفتای سبک

ردیف	نام مبدل	شماره جریان	نام جریان	نوع جریان	دمای اولیه (°C)	دمای نهایی (°C)	بار حرارتی (MW)
1	E-101	3-4	Reactor Inlet	سرد	39	276	19/89
2	H-1801	4-5	Reactor Inlet	سرد	276	340	4/40
3	E-101	6-7	Reactor Outlet	گرم	340	101	19/89
4	E-102	8-9	Reactor down stream	گرم	95	56	3/20
5	E-103	9-10	Reactor down stream	گرم	56	38	1/25
6	E-104	19-20	Distillation Feed	سرد	38	100	3/30
7	E-105	20-21	Distillation Feed	سرد	100	115	0/88
8	E-105	31-33	Column Bottom	گرم	168	155	0/88
9	E-104	33-34	Column Bottom	گرم	155	100	3/30
10	H-1802	29-30	Boiler Recycle	سرد	169	173	6/09
11	E-106	23-24	Column Distillate	گرم	110	58	2/49
12	E-107	24-25	Column Distillate	گرم	58	38	0/39



شکل 2- شبکه مبدل‌های حرارتی حالت پایه

نمودار ترکیبی واحد در شکل 3 آمده است. به علت فاصله عمودی زیاد بین جریان‌های سرد و گرم، مقدار بازیابی حرارتی کمی از درون شبکه حاصل شده و به همین دلیل مصرف انرژی در سرویس‌های جانبی واحد و همچنین انتشار دی‌اکسیدکربن افزایش زیادی داشته است. چنانچه فاصله بین نمودارهای گرم و سرد کاهش یابد مقدار بار حرارتی سرویس‌های جانبی کمتر شده و با توجه به کاهش مصرف انرژی در کوره‌ها، انتشار دی‌اکسیدکربن کاهش خواهد یافت.



شکل 3- نمودار ترکیبی حالت پایه

2-3- انتشار دی‌اکسید کربن و محاسبات اقتصادی واحد

مقدار انتشار دی‌اکسیدکربن حالت پایه از تساوی‌های 1 تا 3 محاسبه شد. ارزش حرارتی گاز سوختی مورد استفاده در کوره‌ها برابر با 46000 kJ/kg بوده و کربن آن 82% است. دمای محیط 25 °C، دمای گاز خروجی دودکش 318 °C و دمای تئوری شعله برای گاز سوختی با توجه به درصد پروپان و ایزوبوتان موجود در آن 1975 °C است. مقدار دی‌اکسیدکربن منتشر شده از کوره‌های H-1801 و H-1802 به ترتیب برابر با 1219 و 1687 kg/h است. بنابراین، مقدار انتشار دی‌اکسیدکربن در حالت پایه برابر با 2906 kg/h می باشد.

در نتیجه شبیه‌سازی واحد، مقدار سطح مبدل‌های حرارتی و همچنین هزینه‌های سرمایه‌ای، هزینه‌های عملیاتی و هزینه‌های کلی واحد در جدول 2 آمده است.

جدول 2- سطح مبدل‌های حرارتی، هزینه‌های اقتصادی و مقدار انتشار CO_2 حالت پایه

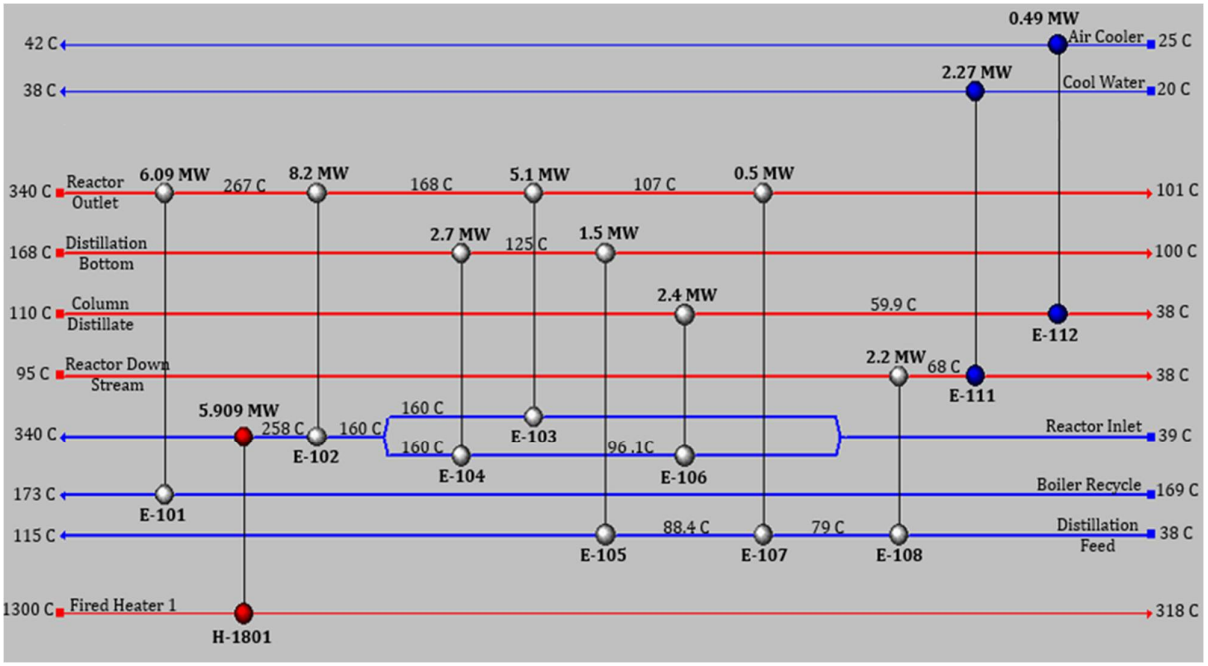
میزان سرویس جانبی گرم Q_H (MW)	میزان سرویس جانبی سرد Q_C (MW)	مساحت سطح کل مبدل ها (m^2)	هزینه سرمایه ای (USD)	هزینه عملیاتی (USD/yr)	هزینه کل (USD/yr)	میزان انتشار دی اکسید کربن (kg/h)
10/49	7/33	8032	10.302.000	2.145709	2.489.136	2906

هزینه‌های سرمایه‌ای واحد شامل هزینه مبدل‌های حرارتی، خطوط لوله، کوره‌ها، پمپ‌ها، تانک‌ها و غیره است. هزینه‌های عملیاتی شامل هزینه‌های تأمین انرژی و سوخت، هزینه تعمیر و نگهداری تجهیزات، حقوق و بیمه پرسنل و غیره می‌باشد. هزینه‌های کلی واحد معادل با مجموع هزینه‌های سرمایه‌ای و هزینه‌های عملیاتی به ازای عمر مفید واحد می‌باشد.

3-3- طرح‌های اصلاحی

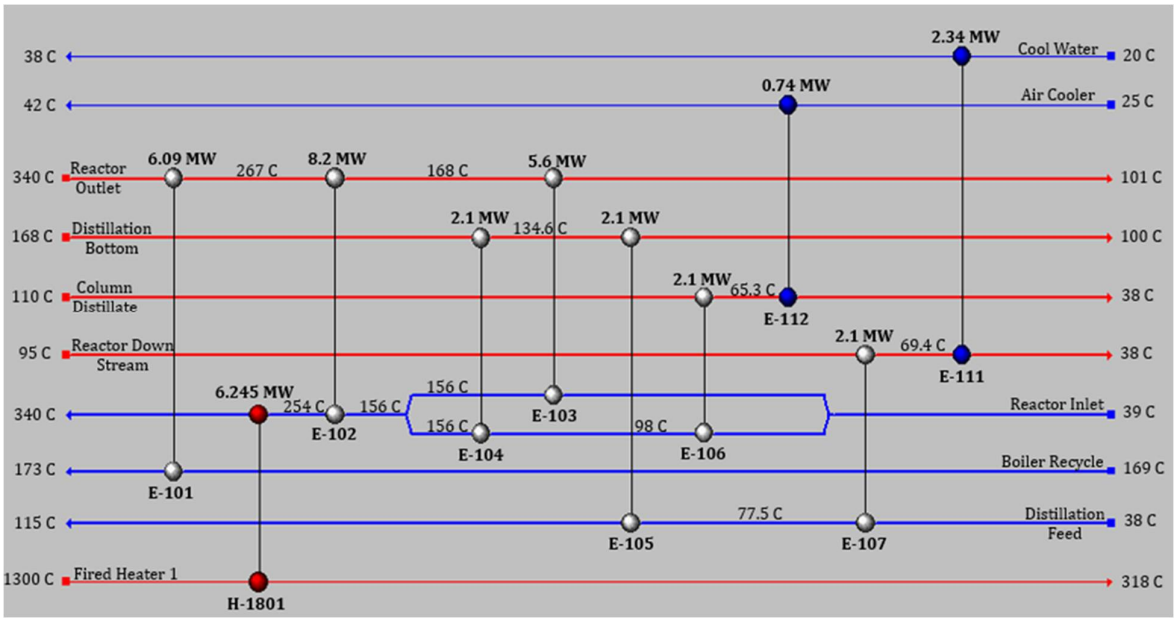
با توجه به بهینه‌نبودن شبکه مبدل‌های حرارتی واحد تصفیه هیدروژنی نفتا، میزان انرژی زیادی در سرویس‌های جانبی هدر می‌رود. در این بخش، با استفاده از فناوری پینچ، بازیابی انرژی از داخل شبکه مبدل‌های حرارتی و کاهش مصرف انرژی در سرویس‌های جانبی بررسی شده و سه طرح اصلاحی متناظر با مقادیر اختلاف دمای کمینه برابر با 8، 12 و 16 °C ارائه شد.

شکل 4 شبکه جدید مبدل‌های حرارتی طرح اصلاحی شماره 1 را به ازای اختلاف دمای کمینه برابر با 8 °C نشان می‌دهد. طرح اصلاحی شماره 1 شامل 8 مبدل فرایندی، یک مبدل سرویسی آب سرد، یک کولر هوایی سرویسی است. برای سرویس جانبی گرم این طراحی، فقط یک کوره موجود است. در این طرح، دو سرویس جانبی سرد و یک سرویس جانبی گرم نسبت به حالت پایه حذف شده‌است. دمای سرد و گرم نقطه پینچ به ترتیب برابر با 160 و °C 168 و مقادیر بار حرارتی سرویس‌های جانبی سرد و گرم نیز به ترتیب برابر با 2/76و MW 5/909 و میزان انتشار دی‌اکسیدکربن برابر با kg/h 1613 می‌باشد.



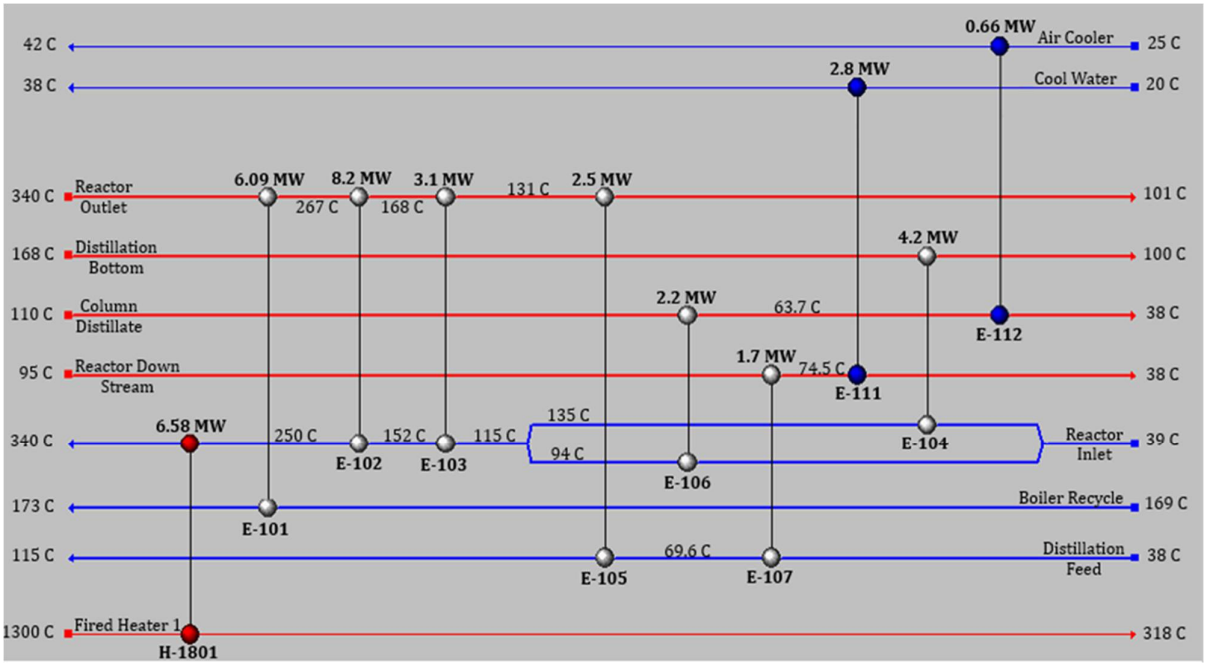
شکل 4- طراحی شبکه مبدل‌های حرارتی واحد به ازای ΔT_{min} = 8 °C (طرح شماره 1)

شکل 5 شبکه جدید مبدل‌های حرارتی طرح اصلاحی شماره 2 را به ازای اختلاف دمای کمینه برابر با 12 °C نشان می‌دهد. در طرح اصلاحی شماره 2، تعداد مبدل‌های فرایندی به 7 عدد کاهش یافته و یک مبدل سرویسی آب سرد، یک کولر هوایی سرویسی و یک کوره حرارتی سرویس های جانبی را تشکیل می‌دهند. دمای سرد و گرم نقطه پینچ در این طراحی به ترتیب برابر با 156 و °C 168 بوده و مقادیر بار حرارتی سرویس‌های جانبی سرد و گرم به ترتیب برابر با 3/088 و MW 6/245 می‌باشد. در این طرح مقدار انتشار دی‌اکسیدکربن برابر با kg/h 1704 خواهد بود.



شکل 5- طراحی شبکه مبدل‌های حرارتی واحد به ازای ΔT_{min} = 12 °C (طرح شماره 2)

شکل 6 شبکه جدید مبدل‌های حرارتی طرح اصلاحی شماره 3 را به ازای اختلاف دمای کمینه برابر با 16 °C نشان می‌دهد. طرح اصلاحی 3 مشابه با طرح شماره 2 دارای 7 فرایندی، یک کولر هوایی سرویسی، یک مبدل سرویسی آب سرد و یک کوره حرارتی می‌باشد. دمای سرد و گرم نقطه پینچ در این طراحی به ترتیب برابر با 152 و 168 °C بوده و مقادیر بار حرارتی سرویس‌های جانبی سرد و گرم به ترتیب برابر با 3/46 و 6/581 MW می باشد. مقدار انتشار دی‌اکسیدکربن در این طرح معادل با 1796 kg/h خواهد شد.



شکل 6- طراحی شبکه مبدل‌های حرارتی واحد به ازای ΔT_{min} = 16 °C (طرح شماره 3)

مقدار بار حرارتی مصرفی در سرویس‌های جانبی، سطح مبدل‌های حرارتی، هزینه‌های سرمایه‌ای، هزینه‌های عملیاتی، هزینه‌های کلی سالیانه و مقدار انتشار دی‌اکسیدکربن و همچنین زمان بازگشت سرمایه برای طرح‌های اصلاحی ارائه‌شده و حالت پایه واحد در جدول 3 آمده است.

جدول 3- اطلاعات حرارتی، اقتصادی و مقدار انتشار دی‌اکسیدکربن طراحی‌های حالت پایه و اصلاحی

نام طراحی	میزان سرویس جانبی گرم Q_H (MW)	مساحت سطح کل مبدل‌ها (m^2)	هزینه سرمایه‌ای (USD)	هزینه عملیاتی (USD/yr)	هزینه کلی (USD/yr)	میزان انتشار دی‌اکسیدکربن (kg/h)	زمان برگشت سرمایه (yr)
حالت پایه	10/49	8،032	1،302،000	2،145،709	2،489،136	2906	---
ΔT_{min} = 8 °C (شماره 1)	5/909	23،420	5،951،000	1،197،107	2،766،969	1613	4/90
ΔT_{min} = 12 °C (شماره 2)	6/245	17،620	4،468،000	1،264،594	2،443،409	1704	3/59
ΔT_{min} = 16 °C (شماره 3)	6/581	15،340	3،895،000	1،592،883	2،620،326	1796	4/69

3-4- مقایسه طرح‌های اصلاحی و انتخاب طرح بهینه

در هر سه طرح اصلاحی کوره H-1802 حذف شده و برای گرمایش جریان برگشتی انتهای برج، از گرمای جریان خروجی از راکتور استفاده شده است. همچنین در هر سه طرح، جریان ورودی به راکتور که یک جریان سرد با گستره دمایی بالایی می‌باشد در دماهای پایین به دو شاخه تقسیم شده تا بتواند انرژی سرمایشی جریان های سرد شونده را تأمین کند. طرح‌های اصلاحی با کاهش اختلاف دمای کمینه و بهینه‌سازی شبکه مبدل‌ها، مصرف انرژی و انتشار دی‌اکسیدکربن را کاهش داده‌اند. طرح شماره 1 دارای اختلاف دمای کمینه برابر با °C 8 با حذف کوره H-1802 و افزایش مبدل‌های درون‌فرایندی به 8 عدد، کمترین بار حرارتی گرم به میزان MW 5/909 و انتشار دی‌اکسیدکربن به مقدرا kg/h 1613 را دارد اما هزینه سرمایه‌ای بالا برابر با USD 5،951،000 و زمان بازگشت سرمایه طولانی معادل 4/9 سال آن را محدود می‌کند. طرح شماره 3 دارای اختلاف دمای کمینه برابر با °C 16 با بار حرارتی بیشتر MW 6/581 و انتشار دی‌اکسیدکربن بالاتر برابر با kg/h 1796، هزینه سرمایه‌ای کمتری مساوی با USD 3،895،000 دارد ولی کاهش هزینه عملیاتی آن (1،592،883 USD/yr) نسبت به طرح شماره 2 کمتر است. طرح شماره 2 با اختلاف دمای کمینه برابر با °C 12 و بار حرارتی MW 6/245، انتشار دی‌اکسیدکربن برابر با kg/h 1704، هزینه کل سالیانه USD/yr 2،443،409 و زمان بازگشت سرمایه 3/59 سال، تعادل بهتری بین صرفه‌جویی انرژی و کاهش انتشاردی‌اکسیدکربن نسبت به حالت پایه ارائه می‌دهد.

طرح شماره 2 به دلیل کمترین هزینه کل سالیانه و زمان بازگشت سرمایه مناسب (3/59 سال)، به عنوان بهترین گزینه انتخاب شد. این طرح هزینه عملیاتی را USD/yr 881،115 کاهش داده و با وجود افزایش هزینه سرمایه‌ای به USD 4،468،000 از نظر اقتصادی و محیط زیستی بهینه است.

4- نتیجه‌گیری

این مطالعه نشان داد که بهینه‌سازی شبکه مبدل‌های حرارتی واحد تصفیه هیدروژنی نفتای سبک با استفاده از فناوری پینچ می‌تواند مصرف انرژی و انتشار دی‌اکسید کربن را به‌طور قابل‌توجهی کاهش دهد. در حالت پایه، مصرف انرژی

10/49 MW و انتشار دی‌اکسیدکربن برابر با 2906 kg/h بود. طرح اصلاحی با اختلاف دمای کمینه برابر با 12 °C، با کاهش 40/4% مصرف انرژی و کاهش 41/3% انتشار دی‌اکسید کربن، به‌عنوان بهترین گزینه انتخاب شد. این طرح با هزینه کل سالیانه 2،443،409 USD/yr و زمان بازگشت سرمایه 3/59 سال، تعادل بهینه‌ای بین صرفه‌جویی اقتصادی و مزایای محیط زیستی ارائه می‌دهد. نتایج حاکی از اهمیت طراحی بهینه شبکه‌های حرارتی در کاهش اثرات محیط‌زیستی و هزینه‌های عملیاتی است. به منظور بازیابی بیشتر انرژی در این واحد و همچنین کاهش بیشتر مقدار انتشار دی‌اکسید کربن، پیش گرمایش خوراک ورودی به برج و تغییر نوع سوخت مصرفی در کوره‌ها به عنوان طرح‌های مطالعاتی آینده پیشنهاد می‌شود.

5- فهرست علائم، اختصارات و نمادها

علائم اختصاری

C	کربن، Carbon
E	مبدل حرارتی، Exchanger
H	گرم کن، Heater
HE	مبدل حرارتی، Heat exchanger
HX	مبدل حرارتی، Heat exchanger
HEN	شبکه مبدل های حرارتی، Heat Exchanger Network
MW	مگا وات، Mega Watt
NHV	ارزش حرارتی خالص، Net Heat Value
R	راکتور، Reactor
Q	حرارت، Heat
T	دما، Temperature
TFT	دمای شعله تئوری، Theoretical Flame Temperature
USD	دلار ایالات متحده، United States Dollar
V	ظرف، Vessel
Yr	سال، year

نمادها

Δ	تفاضل، increment
ϕ	بازده حرارتی، thermal efficiency
α	ضریب ثابت، constant coefficient

زیرنویس

C	سرد، Cold
H	گرم، Hot
min.	کمینه، Minimum

6- منابع

[1] Z. Ghazizahedi, M. Hayati-Ashtiani, "Investigating the Application of Heat Pump in Isomerization Unit to Decrease the Energy Consumption by Means of Pinch Technology", *Iranian Chemical Engineering Journal*, vol. 20, pp. 53-63, In Persian, 2022.
[2] B. Linnhoff, J.R. Flower, "A Simple and Effective Approach to the Design of Heat Exchanger Networks", *Chemical Engineering Science*, vol. 33, pp. 1627-1636, 1978.
[3] A. Manizadeh, A. Entezari, R. Ahmadi, "The Energy and Economic Target Optimization of a Naphtha Production Unit by Implementing Energy Pinch Technology", *Case Studies in Thermal Engineering*, vol. 12, pp. 396-404, 2018.
[4] M. Alsaidi, S. M. Zahraee, Q. Wang, "Pinch Technology for Crude Oil Preheating Optimization", *Energy Reports*, vol. 6, pp. 3210-3219, 2020.
[5] Q. Zhang, Z. Wang, H. Chen, "Pinch Analysis for Atmospheric Distillation Unit Optimization", *Energy*, vol. 233, 121098, 2021.
[6] X. Liu, H. Chen, S. Tan, "AI-based Pinch Technology for Methanol Production Optimization", Applied *Energy*, vol. 268, 114956, 2022.
[7] J. Kim, H. Lee, I. Moon, "Exergy-based Pinch Analysis for Process Integration in Refinery Plants", *Journal of Cleaner Production*, vol .289, pp. 125678, 2021.
[8] M Mohsenpour., M.M. Pazuki., M. Salimi., M. Amidpour, "Optimized Heat Exchanger Network Design for a Phthalic Anhydride Plant Using Pinch Technology: A Maximum Energy Recovery approach with Economic Analysis", *Results in Engineering*, vol. 24, pp. 103438, 2024.
[9] Y. Wang, X. Feng, K.H. Chu, "Carbon Penalty-based Pinch Analysis for Refinery Heat Exchanger Networks", *Process Safety and Environmental Protection*, vol. 158, pp. 279-289, 2023.
[10] M.A. Gadalla, Z. Olujic, P.J. Jansens, M. Jobson, R. Smith, "Reducing CO_2 Emissions and Energy Consumption of Heat-integrated Distillation Systems", *Environmental Science and Technology*, vol. 39, pp. 6860-6870, 2005.
[11] Z. Ghazizahedi, M. Hayati-Ashtiani, "Retrofitting Isomerization Process to Increase Gasoline Quality and Decrease CO_2 Emission along with Energy Analysis Using Pinch Technology", *Energy Resources: Part A: Recovery, Utilization and Environmental Effects*, vol. 47, pp. 3778-3789, 2025.
[12] E.M. Gabr, S.M. Mohamed, S.A. El-Temtamy, T.S. Gendy, "Application of Energy Management Coupled with Fuel Switching on a Hydrotreater Unit", *Egyptian Journal of Petroleum*, vol. 25, pp. 65–74, 2016.
[13] S. Barzegar, M. Hayati-Ashtiani, "Studying and Simulating the Separation Process of the Production Unit of Tissue Plasminogen Activator", *Iranian Chemical Engineering Journal*, vol. 23: pp. 20-29, 2024.