



Research Article



DOI: 10.22034/farayandno.2025.2064143.1999



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

Designing Deisopentimizer Columns of Isomerization Units to Increase the Octane Number of Gasoline

Fatemeh Mohammadzadeh¹, Majid Hayati-Ashtiani^{2*}

¹ Ph.D. Student of Chemical Engineering, Faculty of Engineering, University of Kashan, Iran

² Assistant Professor of Chemical Engineering, Faculty of Engineering, University of Kashan, Iran

Received: 26 May 2025 Accepted: 12 Aug 2025

Abstract

In this research, the De-isopentimizer tower of the three selected units was designed and redesigned aiming to examine the octane number of the effluent from the De-isopentimizer tower, the isopentane recovery rate, and improving the processes of selected units. The octane number of the tower top products in reference unit and 3 are 91.5 and 91.28, respectively, and the recovery rate of isopentane in the reference units is 95.96%, and in unit 3 is 92.68%. Unit 2 has an octane number and recovery of 85 and 75.24%, respectively, which is the lowest among all. By carrying out the retrofit in Units 2 and 3, a new process was achieved. A cost analysis of the De-isopentimizer towers designed for units 2 and 3 and the simulated tower for the reference unit showed that the fixed, operating, utility, and total costs of the reference unit were higher than the others.

Keyword: Isopentane, Isomerization, Gasoline, Retrofit, Octane Number

* hayati@kashanu.ac.ir

Please Cite This Article Using:

Mohammadzadeh, F., Hayati-Ashtiani, M., "Designing Deisopentimizer Columns of Isomerization Units to Increase the Octane Number of Gasoline", Journal of Farayandno – Vol. 20 – No. 90, pp. 21-34, In Persian, (2025).



DOI: 10.22034/farayandno.2025.2064143.1999



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

طراحی برج‌های ایزوپنتان‌زدای واحدهای ایزومریزاسیون به منظور افزایش عدد اکتان بنزین

فاطمه محمدزاده¹، مجید حیاتی آشتیانی^{2*}

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

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

دریافت: 1404/03/05 پذیرش: 1404/05/21

چکیده

در این پژوهش، به طراحی و بازطراحی برج ایزوپنتان‌زدای سه واحد منتخب ایزومریزاسیون با هدف بررسی عدد اکتان محصولات خروجی از برج ایزوپنتان‌زدا، میزان بازیابی ایزوپنتان و بهبود فرایندهای واحدهای منتخب پرداخته شد. عدد اکتان محصول بالای برج واحد مرجع و 3 به ترتیب 91/5 و 91/28 محاسبه شد و میزان بازیابی ایزوپنتان در واحدهای مرجع 95/96% و در واحد 3 برابر 92/68% می‌باشد. واحد 2 به ترتیب دارای عدد اکتان و بازیابی 85 و 75/24 درصد است که کمترین میزان در میان 3 واحد است. با انجام طرح اصلاحی در واحد 2 و 3 فرایند جدیدی به دست آمد. با بررسی هزینه برج‌های ایزوپنتان‌زدا واحدهای 2 و 3 و همچنین برج واحد مرجع، هزینه ثابت، عملیاتی، سرویس جانبی و هزینه کل برج واحد مرجع بیشتر از برج‌های سایر واحدهای طراحی شده محاسبه شد.

کلمات کلیدی: ایزوپنتان، ایزومریزاسیون، بنزین، طراحی اصلاحی، عدد اکتان

* hayati@kashanu.ac.ir

1- مقدمه

تقاضای بنزین با عدد اکتان بالا باعث شد فرایند ایزومریزاسیون در سال 1958 میلادی با لزوم افزایش عدد اکتان نفتای سبک واحد تقطیر به وجود آید. غالباً، پالایشگاه‌های نفت دارای واحد ایزومریزاسیون نفتای سبک هستند. بنابراین بررسی طراحی پایه و اصلاحی این واحدها به منظور بهینه‌سازی و بهبود عملکرد فرایندهای ایزومریزاسیون حاضر، دستیابی به بیشترین بازیابی انرژی و همچنین تعیین بهترین نوع فرایند مورد استفاده توسط واحدهای مذکور در تولید بنزین با کیفیت امری ضروری است [1]. غالب فرایندهای مهندسی شیمی که طراحی، توسعه و بروزرسانی می‌شود دارای بخش‌های واکنش [2] و جداسازی [3] می‌باشد و غالب فرایندهای ایزومریزاسیون دارای برج تقطیر ایزوپنتان‌زدا¹ (DIP) در بخش جداسازی می‌باشند که وظیفه آن جدا کردن ایزوپنتان خوراک ورودی به واحد از دیگر ترکیبات موجود می‌باشد. بررسی برج‌های تقطیر در واحد ایزومریزاسیون از جمله برج ایزوپنتان زدا، به دلیل اهمیت آنها در عملیات فرایندی و از طرف دیگر مصرف انرژی بالایی که دارند دارای اهمیت بسیار است.

تحقیقات انجام شده در زمینه بهینه‌سازی و بهبود عملکرد فرایندهای ایزومریزاسیون به ویژه بخش‌های مرتبط با تقطیر مانند برج ایزوهگزان‌زدا² نشان‌دهنده علاقه و تمرکز شرکت‌ها و پژوهشگران مرتبط در این حوزه‌ها می‌باشد. شرکت اکسنس³ با توسعه فرایند ایزومریزاسیون که از نوع فرایندهای جدید شرکت ذکر شده می‌باشد، به بررسی افزودن برج DIP پرداخته است که با جدا کردن ایزوپنتان می‌تواند به افزایش واکنش‌های تعادلی راکتوری کمک کند و در نهایت منجر به محصول با عدد اکتان بالا شود [4]. اکسنس با استفاده از این ترکیب، فرایند جداسازی Ipsorb را با امکان دستیابی به عدد اکتان تحقیقاتی⁴ (RON) برابر با 89-90 فراهم کرده است. در فرایند Ipsorb، سیستم جذب که در پایین دست تثبیت کننده محصول ایزومریزاسیون قرار دارد، نرمال پارافین‌های تبدیل نشده را از محصول ایزومریزاسیون در فاز بخار از طریق فرایند جذب حذف و به برج DIP ارسال می‌کند. این برج از طریق جریان بالا سری، ایزوپنتان را از خوراک تازه جدا می‌کند [5].

با تحقیقی که بر یک واحد ایزومریزاسیون در اسکندریه مصر انجام شد اصلاحی جدید با افزودن تجهیزات جداسازی قبل و بعد از راکتور توسعه داده شده است که می‌تواند صرفه‌جویی اقتصادی بیشتری را برای پالایشگاه به همراه داشته باشد. محققان با استفاده از نرم افزار Aspen HYSYS V.12.1 شرایط بهینه برای تولید بنزین با بالاترین کیفیت و کمترین هزینه را پیدا کردند. آنها نشان دادند اضافه کردن دو برج تقطیر (ایزوهگزان‌زدا و ایزوپنتان‌زدا) قبل و بعد راکتور با بالاترین عدد اکتان محصول تا 86/5، نسبت به اصلاحات دیگر سودآورتر است [6]. در برخی طراحی‌های فرایندهای ایزومریزاسیون جدید آمده است که افزودن برج ایزوپنتان‌زدا می‌تواند اثر مثبت بر روی عدد اکتان، خواص محصول فرایند ایزومریزاسیون و هزینه‌های عملیاتی داشته باشد. در این تحقیق نتایج با روش‌های جداسازی با غربال‌های مولکولی مقایسه شده است [7]. بررسی اثر نانوکریستال ZSM-5 از موارد دیگری است که بر کیفیت جداسازی و نهایتاً عدد اکتان مورد بررسی قرار گرفته است [8].

¹ Deisopentanizer

² Deisohexanizer

³ Axens

⁴ Research Octane Number

هدف از انجام این پژوهش افزایش کیفیت محصول با تمرکز بر بهبود عدد اکتان است که معیاری مهم در صنعت پالایش است و به همراه بهینه‌سازی اقتصادی با کاهش هزینه‌های طراحی و عملیاتی انجام می‌پذیرد. بدین منظور، باز طراحی و طراحی جدید برج DIP و برای کاهش مصرف انرژی و هزینه‌های موجود در واحدهای صنعتی و افزایش کیفیت محصول بنزین ضروری می‌باشد. پس از باز طراحی برج DIP واحد مرجع (واحد اول)، طرح اصلاحی که شامل افزودن و طراحی برج DIP به واحدهای 2 و 3 و بررسی میزان بازیابی و عدد اکتان جریان خروجی از بالای برج می‌باشد ارائه می‌شود. در نهایت هزینه‌های ثابت، عملیاتی و هزینه کل مربوط به برج‌های شبیه‌سازی و طراحی شده با استفاده نرم افزار Aspen Process Economic Analyzer بررسی می‌شود.

2- روش کار

2-1- شرح فرایند برج ایزوپنتان زدا

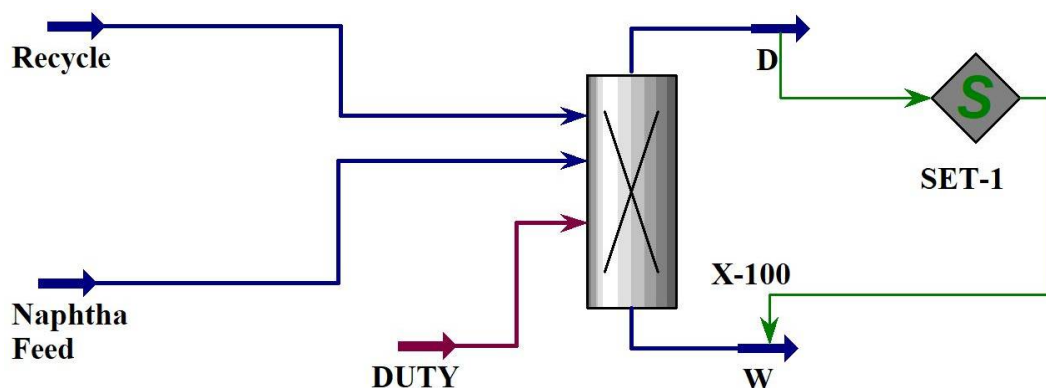
خوراک نفتای سبک پس از پیش گرمایش در مبدل حرارتی، در دما و فشار معین وارد برج DIP می‌شود. هدف برج DIP جدا کردن ایزوپنتان از بقیه ترکیب خوراک می‌باشد. در این برج تمام گاز بالاسری در کولر هوایی به مایع تبدیل می‌شود که بخشی از این مایع به عنوان جریان برگشتی به برج و بخشی دیگر به عنوان محصول ایزوپنتان و به صورت یکی از اجزای بنزین با کیفیت به مخزن ذخیره سازی ارسال می‌شود. گرمای مورد نیاز برج از طریق جوش آور برج که با بخار آب فشار پایین کار می‌کند تامین می‌شود و محصول پایین برج پس از سرد شدن در مبدل و کولر هوایی، با درجه حرارت معین وارد خشک کن واحد ایزومریزاسیون می‌شود.

2-2- بیان مساله

نیاز به کاهش مصرف انرژی و هزینه‌های موجود در واحدهای صنعتی و افزایش تقاضا به بنزین با کیفیت بالا باعث شده است تا بررسی واحدهای ایزومریزاسیون، بررسی هزینه و انرژی آنها از اهمیت بسزایی برخوردار باشد. بر این اساس، سه واحد ایزومریزاسیون با فرایندهای متفاوت انتخاب شد. سپس، ضمن انجام طراحی پایه هر سه واحد، به بازطراحی برج DIP واحد مرجع و تحلیل آن پرداخته شد. در نهایت، با ارائه طراحی اصلاحی، تلاش شد تا با بهبود فرایند به بیشترین عدد اکتان محصول فرایند ایزومریزاسیون و کاهش هزینه دست یافت. طراحی اصلاحی شامل طراحی برج DIP برای واحدهای 2 و 3 با هدف بررسی عدد اکتان جریان خروجی از برج DIP و میزان بازیابی ایزوپنتان می‌باشد.

2-3- تعیین فشار برج

تعیین فشار برج DIP هر سه واحد مورد مطالعه با انتخاب Component Splitter در نرم‌افزار Aspen HYSYS مطابق با شکل 1 انجام پذیرفت. معادله حالت Peng-Robinson برای محاسبه و پیش‌بینی خواص ترمودینامیکی ترکیبات هیدروکربنی موجود در خوراک ورودی به دلیل سازگاری با این ترکیبات انتخاب شد.



شکل 1- تعیین فشار برج DIP با شبیه سازی به کمک Component Splitter

4-2- طراحی میان بر و دقیق برج

پس از تعیین فشار، به منظور بهبود همگرایی در طراحی و شبیه سازی برج تقطیر در Aspen HYSYS با استفاده از Shortcut Distillation، تخمین اولیه تعداد سینی واقعی، مقدار مایع برگشتی و موقعیت سینی خوراک با استفاده از روش میان بر⁵ انجام می شود. در این روش از تساوی فنسکی برای محاسبه تعداد سینی کمینه، از آندروود برای محاسبه میزان مایع بازگشتی کمینه و از تساوی گیلیند برای محاسبه تعداد سینی یا مایع بازگشتی واقعی استفاده می شود. پس از طراحی میان بر و با استفاده از نتایج آن، به طراحی دقیق⁶ یا سینی به سینی برج های DIP توسط Distillation Column در Aspen HYSYS پرداخته شد.

5-2- محاسبه عدد اکتان و هزینه ستون

عدد اکتان جریان های خروجی از برج DIP یکی از معیارهای اصلی در تعیین کیفیت آن جریان می باشد. با توجه به اینکه مقایسه سه برج از سه فرایند متفاوت صورت می گیرد و جریان بالای برج DIP از جمله جریان هایی است که به عنوان ایزومریت⁷ ذخیره می شود و عملیات دیگری روی آن انجام نخواهد شد؛ بنابراین، عدد اکتان جریان بالای برج محاسبه شده از تساوی 1 معیار مقایسه است [9].

$$RON = X_{NP} (RON)_{NP} + X_{IP} (RON)_{IP} + X_N (RON)_N + X_A (RON)_A \quad (1)$$

که X_{NP} ، X_{IP} ، X_N و X_A به ترتیب جز حجمی نرمال آلکان، ایزوآلکان، سیکلوآلکان و آروماتیک ها می باشد. RON ها مربوط به عدد اکتان ترکیبات خالص است [10].

بررسی هزینه های ثابت، عملیاتی و هزینه کل و همچنین میزان بازگشت سرمایه امری است مهم در مباحث اقتصاد طرح است. بنابراین، به منظور بررسی دقیق اقتصادی ستون های تقطیر هر سه واحد منتخب، از نرم افزار Aspen Process Economic Analyzer استفاده شد.

3- نتایج و بحث

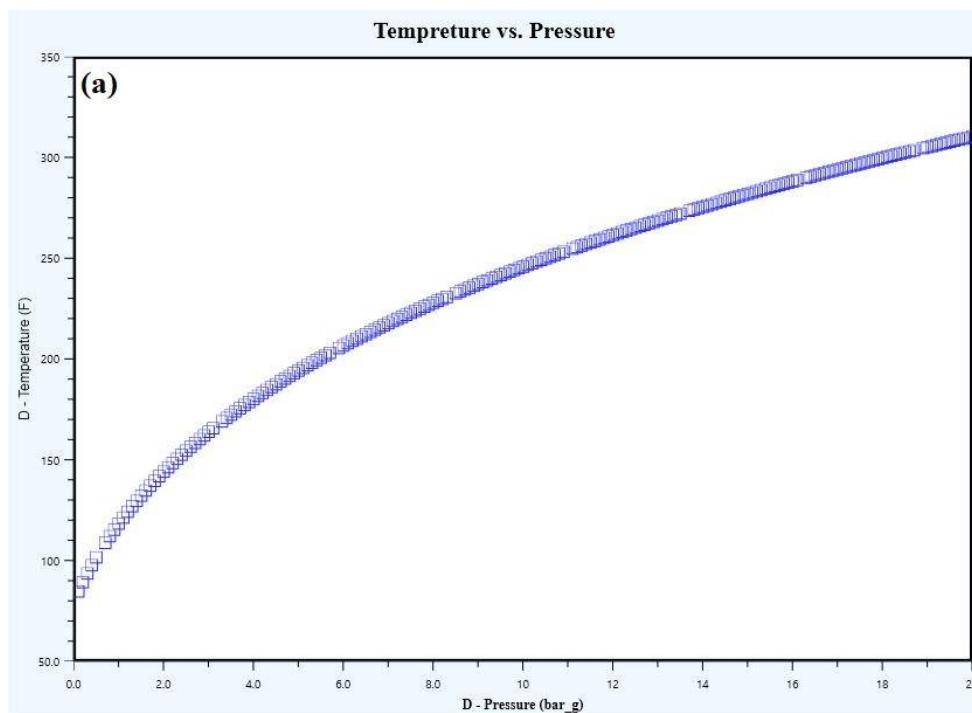
3-1- تعیین فشار برج

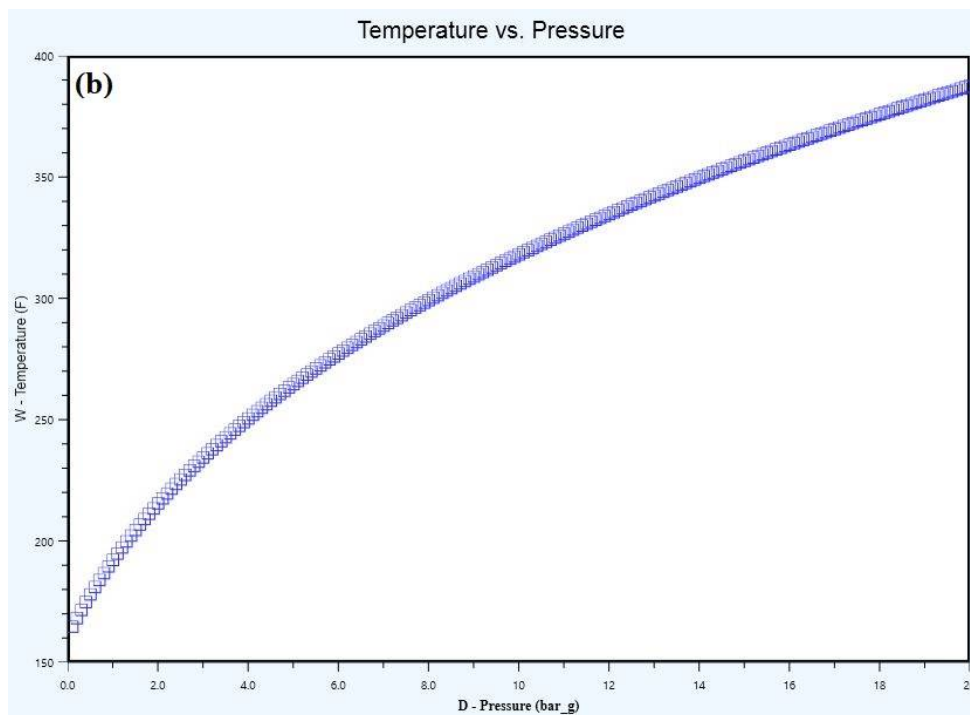
⁵ Shortcut

⁶ Rigorous

⁷ Isomerate

به منظور تعیین فشار بالا و پایین برج از نمودار اثر فشار بالا و پایین برج بر دما کمک گرفته شد. در واحد مرجع، دمای بخار فشار پایین LP مصرفی در جوش آور $150\text{ }^{\circ}\text{C}$ ($302\text{ }^{\circ}\text{F}$) است که محدوده مجاز فشار تعیین شده در پایین برج بر اساس شکل 2 (b) تا 8 bar-g می‌باشد. با توجه به اطلاعات موجود از واحد مرجع، دمای آب خنک مصرفی در بالای برج به ترتیب $38\text{ }^{\circ}\text{C}$ ($100/4\text{ }^{\circ}\text{F}$) و $29/5\text{ }^{\circ}\text{C}$ ($85/1\text{ }^{\circ}\text{F}$) است که مطابق شکل 2 (a) فشار بالای برج DIP در محدوده فشار $0/1$ تا $0/5\text{ bar-g}$ می‌تواند باشد. به دلیل اینکه با افزایش فشار، دمای بالای برج افزایش می‌یابد و به منظور کاهش هزینه‌ها با کاهش سطح چگالنده، در نظر گرفتن اختلاف دمای خروجی چگالنده در شبیه‌سازی با استفاده از Component Splitter و دمای آب خنک‌کن در محدوده فشار مجاز ذکر شده، می‌بایست فشار را $0/1\text{ bar-g}$ در نظر گرفت تا به بیشترین دما و کمترین سطح ممکن برای مبدل حرارتی رسید. با در نظر گرفتن افت فشار $0/7\text{ bar-g}$ در سر تا سر برج، فشار پایین برج را می‌توان $0/8\text{ bar-g}$ در نظر گرفت. اما به منظور قابل مقایسه بودن نتایج حاصله با نتایج گزارش شده توسط واحد مذکور، فشار بالا و پایین برج گزارش شده توسط واحد پالایشگاهی مرجع که $2/5$ و $3/2\text{ bar-g}$ بود، مد نظر قرار گرفت.

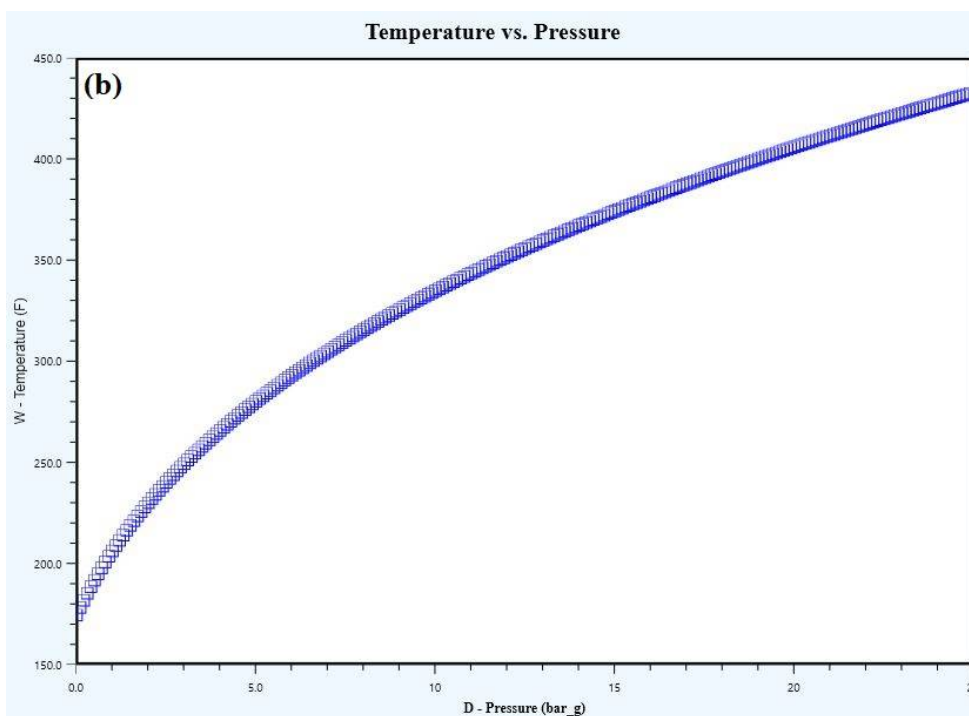
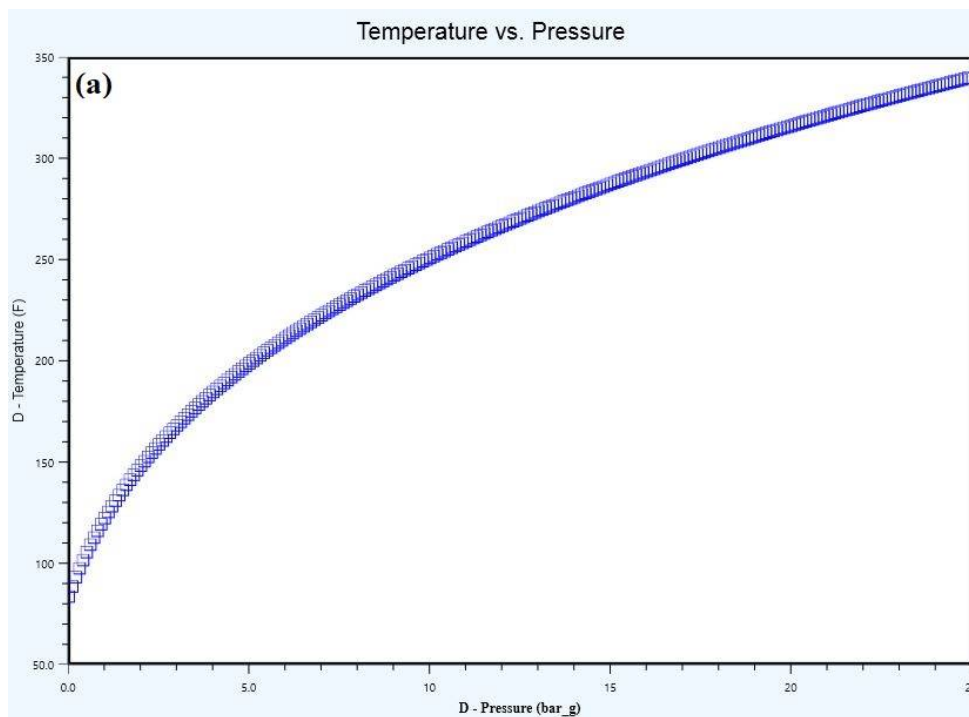




شکل 2- اثر فشار بر دمای برج DIP واحد مرجع (a) اثر فشار بر دمای بالای برج (b) اثر فشار بر دمای پایین برج

در واحد 2، دمای پایین برج که همان دمای بخار دی سوپر هیت⁸ 20 bar-g در جوش آور است برابر $212/4^{\circ}\text{C}$ ($414/32^{\circ}\text{F}$) می باشد. مطابق شکل 3 (b) فشار مجاز آن فشار 21/48 bar-g است. دمای آب خنک مصرفی در بالای برج در محدوده $29/5^{\circ}\text{C}$ ($85/1^{\circ}\text{F}$) و 38°C ($100/4^{\circ}\text{F}$) است که مطابق شکل 3 (a) محدوده فشار مجاز آن 0/05 تا 0/4 bar-g می تواند باشد. همانند مطالب ارائه شده در تعیین فشار واحد مرجع، به منظور کاهش سطح چگالنده، هزینه های سرمایه ای و کاهش هزینه عملیاتی از جمله کاهش هزینه بخار مصرفی و با در نظر گرفتن افت فشار به میزان 0/7 می توان فشارهای 0/05 bar-g مربوط به حداقل دمای آب خنک کن و فشار 0/75 bar-g را به عنوان فشار بهینه بالا و پایین برج در نظر گرفت. به منظور ایجاد شرایط یکسان برج DIP واحد 2 به منظور مقایسه در شرایط یکسان با برج واحد مرجع، فشار 2/5 برای بالای برج و 3/2 bar-g برای پایین برج در نظر گرفته شد.

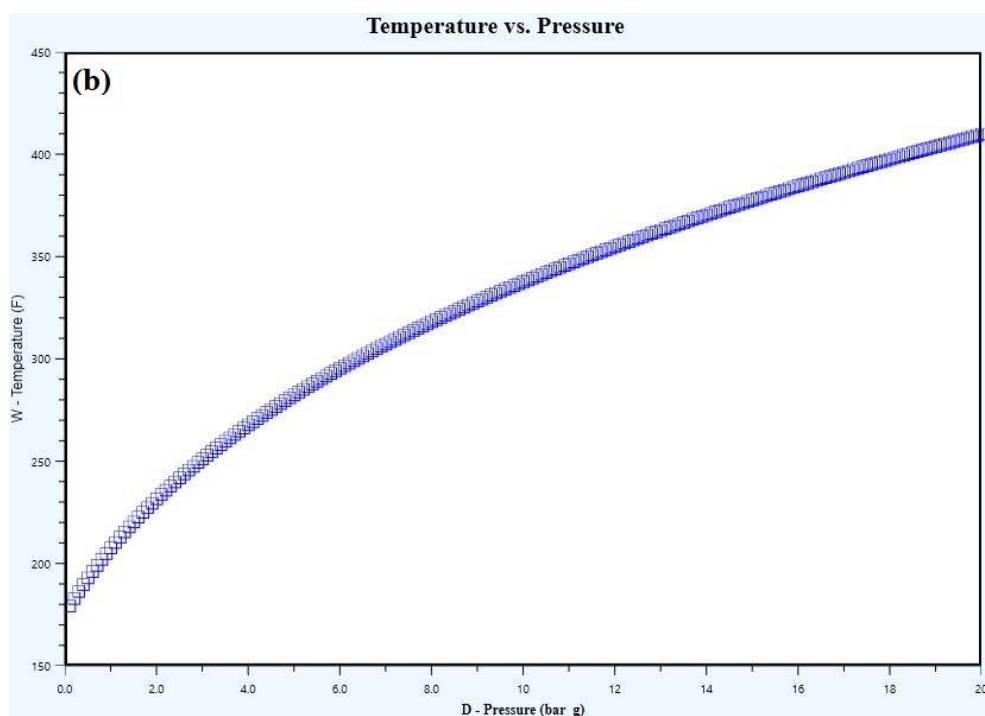
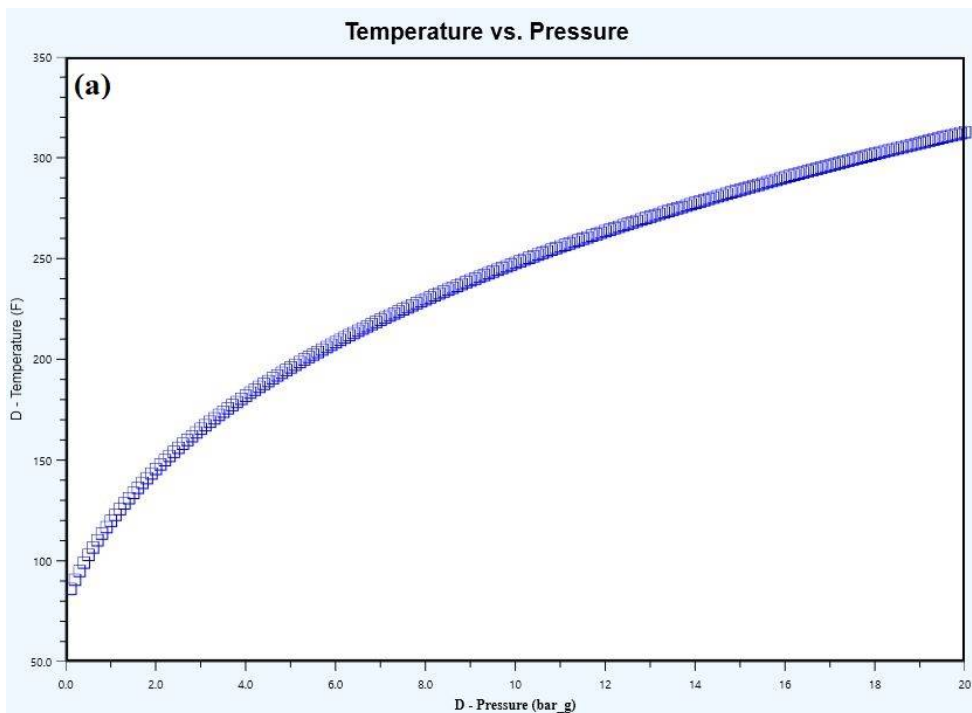
⁸ Desuperheat



شکل 3- اثر فشار بر دمای برج DIP واحد 2 (a) اثر فشار بر دمای بالای برج (b) اثر فشار بر دمای پایین برج

طراحی Component Splitter و مراحل تعیین فشار واحد 3 مانند دو واحد دیگر می باشد. در واحد 3، دمای پایین برج که همان دمای بخار فشار پایین LP مصرفی در جوش آور است، 143°C ($289/4^{\circ}\text{F}$) می باشد. مطابق شکل 4 (b)، فشار مجاز پیشنهادی 5/5 bar-g می باشد. همچنین حداقل و حداکثر دمای آب خنک کن مصرفی در واحد 3 در محدوده 33 ($91/4^{\circ}\text{F}$) تا 43°C تا ($109/4^{\circ}\text{F}$) است که بر اساس شکل 4 (a) فشار معادل آن 0/2 تا 0/7 bar-g است.

همانند دو واحد قبل با در نظر گرفتن افت فشار 0/7 bar-g می توان در بالای برج DIP فشار 0/2 bar-g و همچنین در پایین برج فشار 1/4 bar-g را به عنوان فشار بهینه فرض کرد. در این طراحی به منظور ایجاد شرایط یکسان برای برج های DIP در سه واحد منتخب، فشار بالا و پایین برج 2/5 و 3/2 bar-g در نظر گرفته شد.



شکل 4- اثر فشار بر دمای برج DIP واحد 3 (a) اثر فشار بر دمای بالای برج (b) اثر فشار بر دمای پایین برج

3-2- طراحی میان بر و دقیق برج

بر اساس جدول 1 نتایج حاصل از شبیه‌سازی واحد مرجع (واحد 1) با استفاده روش میان‌بر، تعداد سینی واقعی 90 بدست آمده که دقیقاً با تعداد سینی موجود در داده‌های طراحی برابر می‌باشد. دمای چگالنده و جوش آور حاصل از شبیه‌سازی به ترتیب 66/04 و 105/9 °C است که در مقایسه با داده‌های طراحی که 66 و 106 °C می‌باشند دارای به ترتیب 0/06 و 0/09 درصد خطای محاسباتی هستند. همچنین، بار حرارتی چگالنده و جوش آور حاصل از شبیه‌سازی به ترتیب 30/26 و 26/48 MW بدست آمده که در مقایسه با داده‌های طراحی که 29/29 و 23/84 MW است دارای 3/31 و 9/97 درصد خطا می‌باشد. با توجه به مقایسه نتایج شبیه‌سازی با داده‌های طراحی واحد مذکور مشاهده می‌شود که درصد خطای محاسباتی مربوط به دماهای چگالنده و جوش آور بسیار ناچیز می‌باشد.

جدول 1- نتایج بدست آمده از طراحی برج DIP با استفاده از مدل Short cut برای واحدهای مرجع، 2 و 3

تعداد سینی واقعی	دمای جوش آور (°C)	دمای چگالنده (°C)	
90	105/9	66/04	واحد مرجع
90	115/5	70/27	واحد 2
90	119/8	67/55	واحد 3

با توجه به جدول 1، برای هر دو واحد 2 و 3 تعداد 90 سینی واقعی از شبیه‌سازی مانند واحد مرجع (که تعداد سینی‌ها واقعی و بدون شبیه‌سازی است) حاصل شده است. دمای چگالنده برای واحد 2 و 3 به ترتیب 70/27 و 67/55 °C می‌باشد که نسبت به واحد مرجع به ترتیب 4/23 و 1/51 °C بیشتر می‌باشد. همچنین، دمای جوش آورها به ترتیب 115/5 و 119/8 °C است که به ترتیب 9/6 و 13/9 °C از دمای جوش آور واحد مرجع بیشتر است. بارهای حرارتی چگالنده و جوش آور برای واحد 2 به ترتیب 10/959 و 13/51 MW و برای واحد 3 به ترتیب 9/259 و 12/054 MW بدست آمده که نسبت به واحد مرجع کمتر می‌باشند. نتایج طراحی دقیق یا سینی به سینی⁹ پس از انجام شبیه‌سازی برج DIP واحد مرجع، با مقادیر طراحی موجود تطبیق داده شد که صحت نتایج احصاء شده در جدول 2 آمده است.

جدول 2- مقایسه نتایج شبیه‌سازی با داده‌های طراحی واحد مرجع

درصد بازیابی ایزوپنتان	دبی مولی جریان پایین برج (kgmol/h)	دبی مولی جریان بالای برج (kgmol/h)	بار حرارتی جوش آور (MW)	بار حرارتی چگالنده (MW)	دمای جوش آور (°C)	دمای چگالنده (°C)	
0/8859	1114	485/25	23/84	29/29	106	66	نتایج طراحی واحد مرجع
0/8859	1113/5	457/9	21/51	25/28	105/9	66/4	نتایج شبیه‌سازی واحد مرجع

⁹ Tray-to-tray Design

نتایج بدست آمده از حل دقیق برج DIP واحد 2 و 3 در جدول 3 آمده است. مطابق نتایج هر سه واحد، واحد مرجع دارای بار حرارتی چگالنده و جوش آور بالاتری نسبت به دو واحد دیگر است. به دلیل اینکه یکی از اهداف طراحی برج DIP جداسازی ایزوپنتان ها از ترکیب ورودی می باشد، بنابراین میزان بازیابی این جزء در طراحی های انجام شده بسیار حائز اهمیت است.

جدول 3- مقایسه نتایج شبیه سازی واحدهای 2 و 3 با واحد مرجع

نام واحد	درصد بازیابی ایزو پنتان	جریان خروجی پایین برج (kgmol/h)	جریان خروجی بالای برج (kgmol/h)	بار حرارتی جوش آور (MW)	بار حرارتی چگالنده (MW)	دمای جوش آور (°C)	دمای چگالنده (°C)
واحد مرجع	95/96	1114	485/25	21/51	25/28	105/9	66/4
واحد 2	75/24	1317	154/4	13/61	11/07	115/2	71/65
واحد 3	92/68	610	102/9	11/92	9/252	116/7	67/43

درصد جداسازی ایزوپنتان هر سه واحد در جدول 3 نشان می دهد واحد مرجع با 95/96 درصد و واحد 3 با مقدار 92/68 درصد بیشترین مقدار جداسازی ایزوپنتان را دارا می باشند که درصد جداسازی خوبی است. در واحد 2 این مقدار 75/24 درصد است که می تواند به دلیل کم بودن درصد ایزوپنتان در خوراک ورودی به برج DIP واحد 2 باشد زیرا میزان درصد مولی ایزوپنتان ورودی به واحدهای مرجع، 2 و 3 به ترتیب 0/5996، 0/1031 و 0/2489 می باشد که شامل درصد ایزوپنتان موجود در جریان برگشتی نیز هست.

3-3- محاسبه عدد اکتان و هزینه ستون ها

مطابق نتایج موجود در جدول 4، عدد اکتان واحد مرجع و 3 از واحد 2 بیشتر می باشد که بیانگر تاثیر مثبت طراحی برج DIP در واحد 3 نسبت به واحد 2 از نظر جداسازی ایزوپنتان ها و در نتیجه، عدد اکتان حاصل می باشد.

جدول 4- مقایسه عدد اکتان هر سه واحد توسط تساوی 1 و نتایج نرم افزار

واحدهای مورد نظر	عدد اکتان نرم افزار Aspen HYSYS	عدد اکتان از تساوی 1
واحد مرجع	84/88	91/50
واحد 2	80/10	85
واحد 3	84/75	91/28

میزان جزء مولی ایزوپنتان در محصول بالاسری برج DIP واحد مرجع، 2 و 3 به ترتیب 0/8859، 0/7524 و 0/9268 و جزء مولی پنتان در محصول بالای برج واحد مرجع، 2 و 3 به ترتیب 0/0295، 0/2455 و 0/0246 می باشد. همانطور که مشاهده می شود میزان ترکیب شاخه دار ایزوپنتان در واحد 2 کمتر بوده و همچنین جزء مولی نرمال پنتان در این واحد بیشتر می باشد که باعث پایین تر بودن عدد اکتان محصول بالاسری این واحد نسبت به دو واحد دیگر می باشد. طراحی برج DIP در واحد 3 نسبت به واحد مرجع نتیجه مشابهی از نظر عدد اکتان داشته است که بیانگر تاثیر مثبت در طراحی این برج برای واحد 3 می باشد.

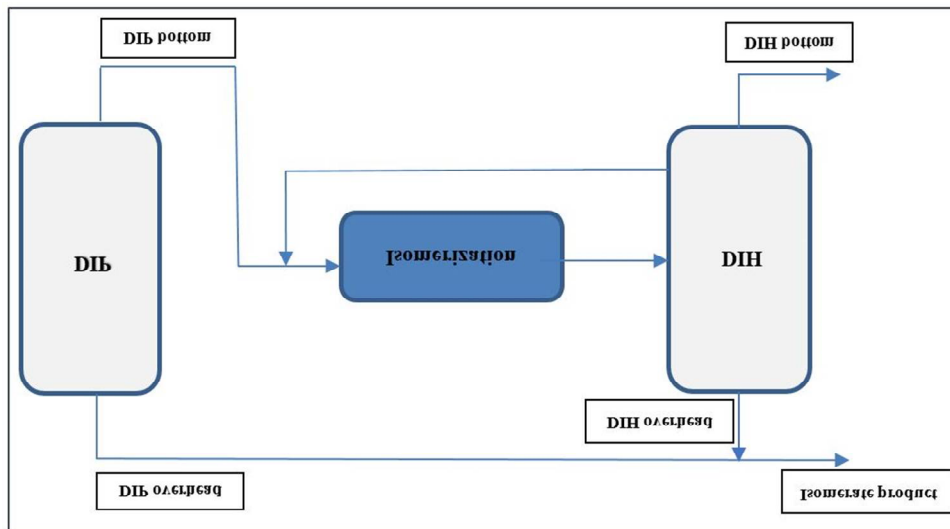
هزینه‌های ثابت، عملیاتی و سرویس‌های جانبی توسط نرم افزار Aspen Process Economic Analyzer محاسبه و در جدول 5 گزارش شده است. با توجه به عمر مفید واحدهای پالایشگاهی و همچنین به دلیل متفاوت بودن ابعاد هزینه ثابت با بقیه هزینه‌ها و لازمه جمع‌پذیر کردن آن، هزینه ثابت را بر حداقل عمر مفید واحد که 20 سال فرض می‌شود تقسیم کرده و در نهایت با جمع تمامی هزینه‌ها، هزینه نهایی محاسبه خواهد شد. با وجود یکسان بودن نوع و تعداد سینی برج‌های هر سه واحد منتخب، بار حرارتی جوش‌آور و چگالنده واحد مرجع به ترتیب از واحد 2 و 3 بیشتر می‌باشد. در نتیجه، ابعاد چگالنده و ریویولر واحد مرجع بزرگتر از دو واحد دیگر خواهد بود. بنابراین، هزینه ثابت این واحد بیشتر از دو واحد دیگر است. همچنین به دلیل مصرف بیشتر سرویس جانبی توسط برج DIP واحد مرجع هزینه سرویس‌های جانبی و در نتیجه، هزینه کل واحد مرجع نسبت به دو واحد دیگر بیشتر می‌باشد. عامل مهم دیگر در مقایسه سه واحد منتخب، نرخ بازگشت سرمایه می‌باشد که بیانگر میزان سود حاصله از یک سرمایه‌گذاری است که برای هر سه واحد 20 Percent/year در شبیه‌سازی نرم افزاری در نظر گرفته شده است. مقایسه نتایج هزینه ثابت، هزینه عملیاتی، هزینه سرویس‌های جانبی و هزینه کل برای واحدهای 2 و 3 با واحد مرجع (واحد 1) در جدول 5 نشان می‌دهد که این هزینه‌های مربوط به برج DIP طراحی شده برای واحدهای 2 و 3، به طور قابل توجهی کمتر از برج شبیه‌سازی برای واحد مرجع است.

جدول 5- مقایسه هزینه‌های برج DIP هر سه واحد با استفاده از نرم‌افزار Aspen Process Economic Analyzer

هزینه کل (USD/year)	هزینه سرویس‌های جانبی (USD/year)	هزینه عملیاتی (USD/year)	هزینه ثابت (USD)	
$13/75 \times 10^6$	$5/89 \times 10^6$	$7/48 \times 10^6$	$7/6 \times 10^6$	واحد مرجع
$8/88 \times 10^6$	$3/64 \times 10^6$	$4/94 \times 10^6$	$5/98 \times 10^6$	واحد 2
$8/51 \times 10^6$	$3/47 \times 10^6$	$4/75 \times 10^6$	$5/97 \times 10^6$	واحد 3

3-4- دیدگاه طراحی فرایندی

یکی از عوامل موثر در انتخاب نوع فرایند از دیدگاه طراحی فرایندی، انتخاب چگونگی جداسازی ایزوپارافین‌ها از نرمال پارافین‌ها می‌باشد. بر این اساس، مطابق شکل 5 به منظور بررسی عدد اکتان و بهبود فرایند به واحد 2 که Penex و تحت لیسانس UOP می‌باشد برج DIP اضافه شد. با اضافه کردن ستون تقطیر DIP، فرایند به فرایند پیشرفته جدیدی به نام DIP-Penex-DIH تبدیل شد. مطابق مطالعات انجام شده، محصول تولیدی این نوع از فرایند شرکت UOP دارای عدد اکتان بالاتر به میزان 7 واحد بیشتر از Penex می‌باشد. علاوه بر بهبود عدد اکتان، فرایند جدید به دلیل جداسازی بهینه ایزوپنتان از خوراک ورودی، بازده کلی سیستم را نیز افزایش می‌دهد [11]. برای واحد 3 نیز برج DIP شبیه‌سازی شد که مشابه شکل 5 می‌باشد. با وجود اینکه شرکت اکسنس در بین فرایندهای خود اغلب از هر دو برج به صورت همزمان استفاده نمی‌کند و این نوع از فرایند در بین روش‌های معرفی شده توسط شرکت ذکر شده جدید می‌باشد، اما اضافه کردن برج DIP و جدا کردن ایزوپنتان می‌تواند به افزایش واکنش تعادلی کمک کند و در نهایت منجر به محصول با عدد اکتان بالا شود [4].



شکل 5- طراحی برج DIP برای واحد 2 و تبدیل فرایند Penex به DIP-Penex process-DIH [4]

4- نتیجه گیری

در این پژوهش مشاهده شد عدد اکتان جریان بالای برج DIP در واحدهای مرجع و 3 بیشتر از عدد 91 است. میزان بازیابی ایزوپنتان خروجی محصول بالای برج در واحدهای مرجع 95/96 درصد و در واحد سه 91/5 درصد می باشد. واحد 2 دارای کمترین میزان عدد اکتان و بازیابی است. با انجام طرح اصلاحی در واحد 2 و 3 فرایند جدیدی به دست آمد که نیازمند بررسی بیشتر می باشد. با بررسی هزینه برج های DIP طراحی شده و همچنین برج شبیه سازی شده برای واحد مرجع با استفاده از نرم افزار Aspen Process Economic Analyzer، هزینه ثابت، عملیاتی، سرویس جانبی و هزینه کل برج های طراحی شده واحدهای 2 و 3 کمتر از برج واحد مرجع محاسبه شد. نظر به اینکه برخی از عوامل موثر مانند تغییر میزان جریان برگشتی در عملکرد برج های DIP تاثیر گذار خواهد بود، بنابراین می توان در آینده به بررسی تاثیر کاهش مقدار جریان برگشتی به برج های DIP طراحی شده واحدهای 2 و 3 در تغییر میزان مصرف انرژی و هزینه های ذکر شده پرداخت. با توجه به نکات قبل، راهکار عملی برای افزایش عدد اکتان واحدهای 2 و 3 افزودن برج DIP به منظور افزایش عدد اکتان واحد است. تحقیقات نشان داده است که با اضافه کردن برج DIP، فرایند واحد 2 از نوع Penex به فرایند جدید DIP-Penex-DIH تبدیل می شود که این نوع فرایند می تواند عدد اکتان محصول را تا 7 واحد (در این واحد 8%) نسبت به فرایند Penex پایه افزایش دهد. هدف اصلی این پژوهش بر افزودن، طراحی و ارزیابی عملکرد برج ایزوپنتان زدا متمرکز بود اما به منظور تعیین دقیق عدد اکتان نهایی بنزین کل واحد در تحقیقات آتی، پیشنهاد می شود که ابتدا شبیه سازی کل فرایند ایزومریزاسیون برای هر سه واحد مورد مطالعه انجام پذیرد تا به دنبال آن، پس از رفع تنگناها به این هدف دست یافت.

5- منابع

[1] Z. Ghazizahedi, M. Hayati-Ashtiani, "Retrofitting Isomerization Process to Increase Gasoline Quality and Decrease CO₂ Emission along with Energy Analysis Using Pinch Technology", *Energy Sources Part A: Recovery, Utilization, and Environmental Effects*, vol. 47, pp. 3778-3789, 2025.

- [2] Sh. Mojoodi, M. Hayati-Ashtiani, "Investigating the Reactor Section of the Production Process of Tissue Plasminogen Activator Using Simulation", *Iranian Chemical Engineering Journal*, vol. 24, pp. 79-108, In Persian, 2025.
- [3] 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, In Persian, 2024.
- [4] A. Vukovic, "Reactor Temperature Optimization of the Light Naphtha Isomerization Unit", *Goriva i Maziva (Fuels and Lubricants)*, vol. 53, pp. 195-206, 2013.
- [5] D.K. Sullivan, *Handbook of Petroleum Refining Processes*, 3rd Edition, McGraw-Hill, 2004.
- [6] W.S. Osman, A.E. Fadel, S.M. Salem, A.M. Shoaib, A.G. Gadallah, A.A. Bhran, "Optimum Design of Naphtha Recycle Isomerization Unit with Modification by Adding De-Isopentanizer", *Processes*, vol. 11, 3406, 2023.
- [7] A.T. Jarullah, F.M. Abed, A.M. Ahmed, I.M. Mujtaba, "Optimization of Several Industrial and Recently Developed AJAM Naphtha Isomerization Processes Using Model Based Techniques", *Computers*, vol. 126, pp. 403–420, 2019.
- [8] N. Viswanadham, S.K. Saxena, M. Garg, Octane number enhancement studies of naphtha over noble metal loaded zeolite catalysts. *Journal of Industrial and Engineering Chemistry*, vol. 19, pp. 950–955, 2013.
- [9] M.V. Maylin, M.V. Kirgina, E.V. Sviridova, B.V. Sakhnevitch, E.D. Ivanchina, "Calculation of Gasoline Octane Numbers Taking into Account the Reaction Interaction of Blend Components", *Procedia Chemistry*, vol. 10, pp. 477-484, 2014.
- [10] W. L. Nelson, *Petroleum Refinery Engineering*, 4th Edition: McGraw-Hill, 1958.
- [11] S. Parkash, *Refining Processes Handbooks*. Gulf Publishing Company, Houston, 2004.