

## بهینه‌سازی انرژی واحد تبدیل کاتالیستی پالایشگاه آبادان با استفاده از تحلیل اکسرژی

سجاد خشه<sup>۱</sup>، فرهاد شهرکی<sup>۲\*</sup>، کیانوش رزاقی<sup>۳</sup>، مسعود نعمت الهی<sup>۴</sup>

<sup>۱</sup>دانشجوی کارشناسی ارشد، گروه مهندسی شیمی، دانشگاه سیستان و بلوچستان، زاهدان، ایران

<sup>۲</sup>استاد، گروه مهندسی شیمی، دانشگاه سیستان و بلوچستان، زاهدان، ایران

<sup>۳</sup>استادیار، گروه مهندسی شیمی، دانشگاه سیستان و بلوچستان، زاهدان، ایران

<sup>۴</sup>کارشناس پژوهش، شرکت پالایش نفت آبادان، آبادان، ایران

دریافت: ۹۲/۱۱/۱ پذیرش: ۹۳/۱۲/۲۳

### چکیده

در بهینه‌سازی انرژی واحدهای صنعتی مهم‌ترین گام، شناسایی محل اتلاف کیفیت انرژی است. تحلیل اکسرژی با بیان کیفیت انرژی، محل برگشت‌ناپذیری فرآیند و اتلاف اکسرژی را مشخص می‌کند. بر اساس اتلاف اکسرژی هر دستگاه، نقاط بحرانی واحد مشخص می‌شود. تحلیل اکسرژی واحد تبدیل کاتالیستی آبادان نشان می‌دهد، مبدل‌های پیش گرمایش خوراک کوره‌های بخش تصفیه و تبدیل (H-E-1 و P-E-1)، دارای بیشترین اتلاف اکسرژی شبکه مبدل‌های حرارتی است. لذا با افزودن دو جفت مبدل به این دو مبدل، شبکه مبدل‌های حرارتی اصلاح شد و اتلاف اکسرژی واحد  $40769 \text{ MMBtu/hr}$  در زمستان و  $44563 \text{ MMBtu/hr}$  در تابستان کاهش می‌یابد. این طرح اصلاحی نیازمند حدود ۲۱۵ هزار دلار سرمایه‌گذاری است و موجب کاهش بار حرارتی گرمایش و سرمایش خارجی حدود  $15 \text{ MMBtu/hr}$  و  $9 \text{ MMBtu/hr}$  می‌شود که باعث حدود ۰.۷٪ کاهش مصرف انرژی می‌شود. دوره بازگشت سرمایه طرح ۴۵ ماه و سپس سالیانه حدود ۵۷ هزار دلار صرفه‌جویی را در پی دارد.

**کلمات کلیدی:** تبدیل کاتالیستی، تحلیل اکسرژی، اتلاف اکسرژی، شبکه مبدل‌های حرارتی

### مقدمه

با افزایش قیمت حامل‌های انرژی و بحران انرژی از آغاز دهه‌ی هفتاد میلادی و مصرف بالای انرژی در بخش صنعت، صرفه‌جویی انرژی در صنایع به ویژه صنایع فرآیندی و شیمیایی امری ضروری است. همچنین با توجه به مصرف بالای بنزین و بحث خودکفایی در تولید بنزین، پیشرفت و بهینه‌سازی واحدهای بنزین‌سازی پالایشگاه‌های نفت مورد توجه قرار گرفته است. در این بین بهینه‌سازی انرژی در واحد تبدیل کاتالیستی که به عنوان یکی از مهم‌ترین و فراگیرترین واحدهای بنزین‌سازی در پالایشگاه‌های نفت می‌باشد، دارای اهمیت بالایی است [۱ و ۲].

\*fshahraki@eng.usb.ac.ir

در تحلیل سیستم‌های انرژی بر پایه قانون اول ترمودینامیک (موازنه انرژی)، تمام شکل‌های انرژی معادل فرض می‌شود و کاهش کیفیت انرژی با تبدیل شکل‌های انرژی لحاظ نمی‌شود. اکسرژی بر پایه قانون اول و دوم ترمودینامیک به صورت معیار جامعی از کیفیت اشکال مختلف انرژی در تحلیل سیستم‌های انرژی، در ارتباط با محیط معرفی می‌شود. لذا تحلیل اکسرژی با در نظر گرفتن مقدار کاهش کیفیت انرژی، در تحلیل سیستم‌های انرژی و فرآیندی روش کارآمدی است. گام اصلی در تحلیل سیستم‌های انرژی تشخیص محل و مقدار کاهش کیفیت انرژی است که با تحلیل اکسرژی انجام می‌شود. بر این اساس عملکرد تجهیزات فرآیندی و شبکه مبدل‌های حرارتی بررسی و محل‌هایی با بیش‌ترین اتلاف اکسرژی به عنوان نقاط بحرانی فرآیند شناسایی و اصلاح شبکه مبدل‌های حرارتی واحد بر طبق آن انجام می‌شود [۳-۷].

### تاریخچه تحلیل اکسرژی

اگرچه تحلیل اکسرژی به‌عنوان یک روش نسبتاً جدید برای تحلیل سیستم‌های انرژی، شناخته می‌شود ولی تلاش‌های اولیه در این زمینه مرتبط با آغاز فرمول بندی قانون دوم ترمودینامیک است. لذا اولین تلاش در این زمینه را می‌توان به Carnot در سال ۱۸۲۴ نسبت داد و سپس در سال ۱۸۶۵ با تلاش کلازیوس به‌صورت قانون دوم ترمودینامیک معرفی شد [۷ و ۳].

با وجود تلاش پیشگامان در این زمینه، مقاله Gouy درباره انرژی قابل استفاده<sup>۱</sup> سیستم‌های بسته در سال ۱۸۸۹ به‌عنوان مدرک پیدایش مفهوم انرژی در دسترس شناخته شد. وی تلفات انرژی قابل استفاده فرآیند را به صورت حاصل‌ضرب دمای محیط در تغییرات آنتروپی سیستم بیان کرد. در سال ۱۸۹۸ Stodola به‌طور جداگانه مفهوم انرژی در دسترس را برای سیستم جریان پایا توسعه داد [۵ و ۳].

اولین کاربرد قانون دوم در فرآیندهای شیمیایی در سال ۱۹۵۱ جهت آنالیز فرآیند تولید سودا توسط Rant انجام شد. چند سال بعد این آنالیز برای فرآیند اکسیداسیون آمونیاک توسط Denbigh انجام شد. در سال ۱۹۵۶ واژه اکسرژی متشکل از واژه‌های یونانی  $Ex=Out$  و  $Erg=Work$ ، توسط Rant پیشنهاد شد. با افزایش قیمت حامل‌های انرژی پیشرفت در این زمینه را سرعت بخشید و در سال ۱۹۸۶ مفهوم اکسرژی شیمیایی توسط Szargut عرضه شد و باعث شد تحلیل اکسرژی، روشی فراگیر برای آنالیز انرژی در تمام صنایع شود [۸ و ۷].

### مفهوم اکسرژی

در تحلیل سیستم‌های انرژی جهت محاسبه کیفیت شکل‌های مختلف انرژی نیاز به یک استاندارد جامع است. استاندارد مناسب برای کیفیت انرژی حداکثر کار قابل حصول از انرژی در ارتباط با محیط مرجع به صورت برگشت‌پذیر است، که این استاندارد اکسرژی نامیده می‌شود. لذا سیستمی که در تعادل کامل با محیط است و نیروی محرکه‌ای برای انجام فرآیند ندارد، هیچ اکسرژی ندارد. بر اساس این تعریف اکسرژی

<sup>۱</sup>Usable Energy

بر خلاف انرژی تنها یک خاصیت ترمودینامیکی سیستم نیست، بلکه خاصیت ترکیبی از سیستم و محیط مرجع آن است [۳-۵].

اکسرژی تنها در صورتی ثابت می‌ماند که همه فرآیندهای سیستم به صورت برگشت پذیر باشند، بنابراین یکی از مهم ترین کاربردهای مفهوم اکسرژی، موازنه اکسرژی در تحلیل سیستم‌های انرژی است. موازنه اکسرژی مشابه موازنه انرژی است و تنها دارای یک تفاوت اساسی است. موازنه انرژی بیانی از قانون بقای انرژی و موازنه اکسرژی بیانی از قانون اتلاف انرژی<sup>۱</sup> است. اتلاف انرژی معادل اتلاف اکسرژی<sup>۲</sup> به علت برگشتناپذیری فرآیندهای واقعی است، لذا فرآیندهای برگشت پذیر اتلاف اکسرژی ندارند [۳-۷].

### شکل‌های مختلف اکسرژی

اکسرژی مشابه انرژی از شکل‌های مختلف تشکیل شده است. اکسرژی جریانی از ماده که با  $E$  نشان داده می‌شود، صرف نظر از اثرات هسته‌ای، مغناطیسی، الکتریکی و کشش سطحی شامل اجزاء زیر است [۳]:

$$E = E_{kinetic} + E_{potential} + E_{physical} + E_{chemical} \quad (۱)$$

انرژی‌های جنبشی و پتانسیل به طور کامل قابل تبدیل به کار هستند. بنابراین اکسرژی جنبشی و پتانسیل برابر انرژی متناظر خود بر طبق روابط (۲) و (۳) است [۳ و ۸]:

$$E_{kinetic} = \frac{1}{2}mv^2 \quad (۲)$$

$$E_{potential} = mgz \quad (۳)$$

در این روابط  $m$  جرم جسم،  $g$  شتاب گرانش،  $v$  سرعت و  $z$  ارتفاع جسم است. اکسرژی فیزیکی جریان برابر حداکثر کار قابل حصول فرآیندهای فیزیکی شامل تبادل حرارتی با محیط است که جریان از حالت اولیه با آنتالپی  $h_1$  و آنتروپی  $s_1$  به حالت محیط مینا با دمای  $T_0$ ، آنتالپی  $h_0$  و آنتروپی  $s_0$  در طی فرآیند برگشت پذیر برسد و به صورت رابطه (۴) محاسبه می‌شود [۳-۶]:

$$E_{physical} = (h_1 - h_0) - T_0(s_1 - s_0) \quad (۴)$$

اکسرژی شیمیایی جریان برابر حداکثر کار مفید فرآیندهای انتقال حرارت و تبادل ماده تنها با محیط است که از حالت محیط به حالت ساکن<sup>۳</sup> برسد. اکسرژی شیمیایی در سیستم‌های همراه با واکنش شیمیایی بررسی و با رابطه (۵) محاسبه می‌شود [۳ و ۸]:

$$E_{chemical} = -\Delta G + \left( \sum_P ne_{ch} - \sum_R ne_{ch} \right) \quad (۵)$$

در رابطه (۵) جمله اول تغییرات انرژی گیبس و جمله داخل پرانتز اختلاف مقادیر اکسرژی مبنای واکنش دهنده‌ها و محصولات واکنش است که از جداول به دست می‌آید. اکسرژی شیمیایی تنها در سیستم‌های همراه با واکنش شیمیایی ارزیابی می‌شود، زیرا اگر تغییری در ترکیب شیمیایی جریان‌های

<sup>۱</sup>Degradation of Energy

<sup>۲</sup> Exergy Loss

<sup>۳</sup>Dead State

عبوری از حجم کنترل ایجاد نشود، مقدار اکسرژی شیمیایی ورودی و خروجی در موازنه اکسرژی همدیگر را خنثی می‌کند [۳ و ۲].

### تحلیل اکسرژی

تحلیل اکسرژی تلفات مربوط به قانون دوم ترمودینامیک را به صورت اتلاف اکسرژی محاسبه می‌کند. برای تحلیل اکسرژی فرآیند ابتدا با روش جعبه‌ای، فرآیند به مجموعه‌ای از جعبه‌های پشت سر هم که معرف حجم کنترل است، تقسیم می‌شود. سپس با موازنه اکسرژی حول هر جعبه که در تبادل انرژی با محیط است، مقدار اتلاف اکسرژی محاسبه می‌گردد. تبادل انرژی بین سیستم و محیط مبنا به سه صورت است [۳-۸]:

- تبادل کار
- انتقال حرارت
- تبادل انرژی با انتقال جرم

طبق تعریف اکسرژی، مقدار و جهت اکسرژی وابسته به کار با مقدار و جهت کار تبادل شده برابر است. اکسرژی وابسته به انتقال حرارت عبوری از سطح کنترل با نرخ انتقال حرارت  $Q$  که در دمای سطح کنترل  $T_r$  انجام می‌شود، برابر حداکثر کار قابل حصول از انرژی حرارتی و با رابطه (۶) به دست می‌آید [۳-۸]:

$$E_Q = W_{Max} = Q \tau \quad (۶)$$

$$\tau = 1 - \frac{T_0}{T_r} \quad (۷)$$

در رابطه (۶) و (۷) اکسرژی وابسته به انتقال حرارت  $Q$ ، دمای اکسرژیک بدون بعد<sup>۱</sup> یا بازده کارنو<sup>۲</sup>،  $T_0$  دمای محیط و  $T_r$  دمای منبع انتقال حرارت است.

عبور جریان ماده از مرز سیستم نیز همراه با انتقال اکسرژی است. اکسرژی جریان پایا از ماده برابر حداکثر کار قابل حصول هنگامی که جریان ماده از حالت اولیه به حالت ساکن در طی فرآیندی که تنها در تبادل با محیط است و با رابطه (۱) به دست می‌آید [۴ و ۳].

محاسبه اتلاف اکسرژی و تعیین محل و مقدار برگشت‌ناپذیری فرآیند را تحلیل اکسرژی فرآیند می‌نامند. هدف اصلی تحلیل اکسرژی تعیین محل‌های بحرانی سیستم جهت کاهش مصرف انرژی است [۷]. اکسرژی مشابه آنتالپی و آنتروپی تابع حالت است، لذا اتلاف اکسرژی طبق رابطه (۸) برابر اختلاف اکسرژی ورودی و خروجی است [۳-۶].

$$E_{loss} = E_{in} - E_{out} \quad (۸)$$

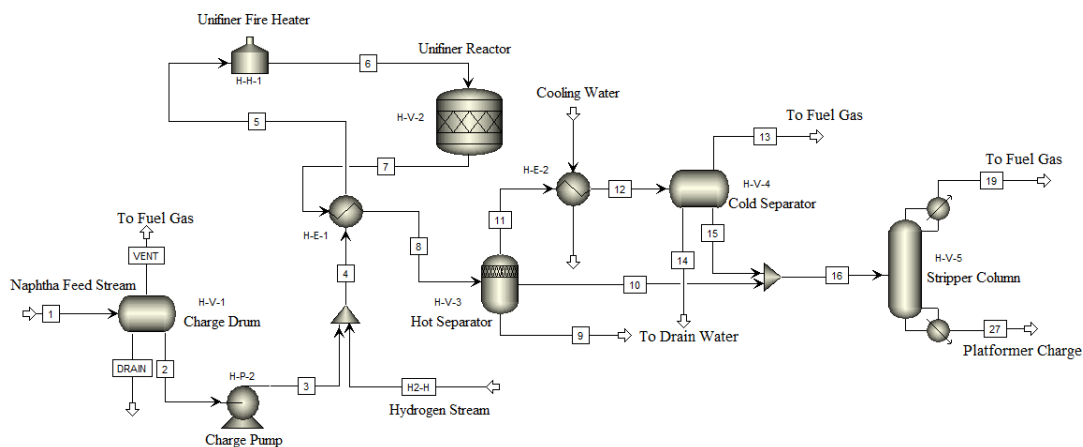
<sup>۱</sup>Dimensionless Exergetic Temperature

<sup>۲</sup>Carnot Efficiency

اکسرژی‌های ورودی و خروجی به حجم کنترل همان طور که بیان شد به صورت سه نوع تبادل انرژی شامل کار، انتقال حرارت و انتقال جرم است. محاسبه اتلاف اکسرژی در هر دستگاه میزان کاهش کیفیت انرژی در هر دستگاه و مکان حداکثر برگشت‌ناپذیری ترمودینامیکی و اتلاف انرژی واحد را مشخص می‌کند [۳ و ۲].

### معرفی واحد تبدیل کاتالیستی

واحد تبدیل کاتالیستی یکی از واحدهای مهم بنزین‌سازی در پالایشگاه‌های نفت است. این واحد نفتای<sup>۱</sup> تولیدی واحدهای تقطیر با عدد اکتان ۴۵ تا ۵۰ را به محصول پلتفرمیت<sup>۲</sup> با عدد اکتان ۹۶ و بالاتر تبدیل می‌کند. این واحد از دو بخش تصفیه<sup>۳</sup> و تبدیل<sup>۴</sup> تشکیل شده است. فرآیند تصفیه که با تصفیه هیدروژنی<sup>۵</sup> یا گوگردزدایی هیدروژنی<sup>۶</sup> نیز شناخته می‌شود، وظیفه حذف ناخالصی‌های فلزی و غیرفلزی نفتای خام، که مسموم کننده کاتالیست بخش تبدیل هستند را بر عهده دارد. ناخالصی‌های غیرفلزی نظیر ترکیبات گوگردی، نیتروژنی، اکسیژنی خوراک توسط گاز غنی از هیدروژن حاصل از بخش تبدیل به ترکیبات قابل جداسازی از خوراک تبدیل می‌شوند و ناخالصی‌های فلزی شامل آرسنیک، مس، روی، آهن و سرب روی سطح کاتالیست جذب می‌شوند. بخش تبدیل وظیفه تبدیل نفتای تصفیه شده با عدد اکتان پایین به محصول پلتفرمیت با عدد اکتان بالای ۹۶ را بر عهده دارد. افزایش عدد اکتان نفتای خام با بازآرایی ساختار مولکولی در طی واکنش‌های تبدیل کاتالیستی انجام می‌گردد. این واکنش‌ها شامل چهار گروه واکنش اصلی دی‌هیدروژناسیون نفتن‌ها، ایزومراسیون پارافین‌ها و نفتن‌ها، حلقوی شدن پارافین‌ها و هیدروکراکینگ پارافین‌ها و نفتن‌هاست. نمودار جریان بخش تصفیه و تبدیل واحد تبدیل کاتالیستی با شبیه سازی انجام شده، در محیط نرم‌افزار Aspen Plus V7.2 در شکل ۱ و ۲ نشان داده شده است [۹-۱۳].



شکل ۱. نمودار جریان فرآیند بخش تصفیه واحد تبدیل کاتالیستی در محیط نرم‌افزار Aspen Plus [۲]

<sup>1</sup> Naphtha

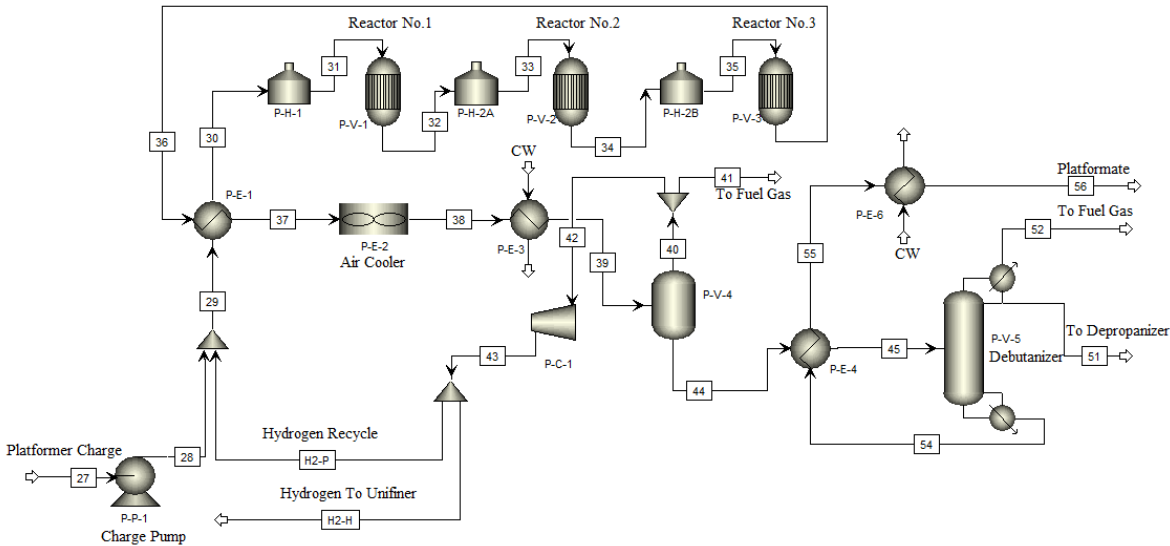
<sup>2</sup> Platformate

<sup>3</sup> Unifiner

<sup>4</sup> Platformer

<sup>5</sup> Hydrotreating

<sup>6</sup> Hydrodesulfurization (HDS)



شکل ۲. نمودار جریان فرآیند بخش تبدیل واحد تبدیل کاتالیستی در محیط نرم افزار Aspen Plus [۲]

## نتایج و بحث

جهت انجام تحلیل اکسرژی، ابتدا واحد توسط نرم افزار Aspen Plus V7.2 شبیه سازی و با استفاده از نتایج شبیه سازی و موازنه اکسرژی روی هر دستگاه واحد، اتلاف اکسرژی محاسبه شده است. در این تحلیل، محاسبه اتلاف اکسرژی رآکتور به دلیل تمرکز مطالعه بر دستگاه های حرارتی و عدم تغییر شرایط رآکتورها، صرف نظر شده است. در تحلیل اکسرژی واحدهای نفت و گاز به دلیل کوچکی تغییرات اکسرژی جنبشی و پتانسیل، از محاسبه این اکسرژی ها چشم پوشی می شود و اگر فرآیند فاقد واکنش شیمیایی باشد، نیاز به محاسبه اکسرژی شیمیایی جریان ها نخواهد بود؛ زیرا مقدار تغییرات آن صفر است [۳].

بنابراین در تحلیل اکسرژی این واحد تنها اکسرژی فیزیکی  $(h - T_0s)$  جریان ها مورد بحث قرار می گیرد. جدول ۱ مقادیر اتلاف اکسرژی محاسبه شده در دستگاه های واحد تبدیل کاتالیستی آبادان برای دو فصل تابستان و زمستان با دمای میانگین ۴۵ و ۲۰ درجه سانتی گراد با استفاده از مقادیر آنتالپی و آنتروپی حاصل از شبیه سازی و موازنه اکسرژی حول هر دستگاه را نشان می دهد و شکل ۳ نمودار توزیع اتلافات اکسرژی واحد در دستگاه ها را جهت مقایسه بهتر نشان می دهد.

نتایج تحلیل اکسرژی نشان می دهد بیشترین تلفات اکسرژی در بخش تصفیه مربوط به مبدل H-E-1 و برج سبک زدایی H-V-5 و در بخش تبدیل مربوط به مبدل P-E-1، برج بوتان زدایی P-V-5، کولر های هوایی P-E-2، مبدل H-E-4 و کمپرسور P-C-1 است. با شناخت نقاط بحرانی فرآیند با بیشترین اتلاف اکسرژی، راهکارهای اصلاحی جهت کاهش مصرف انرژی واحد، برای این دستگاه ها ارائه می شود.

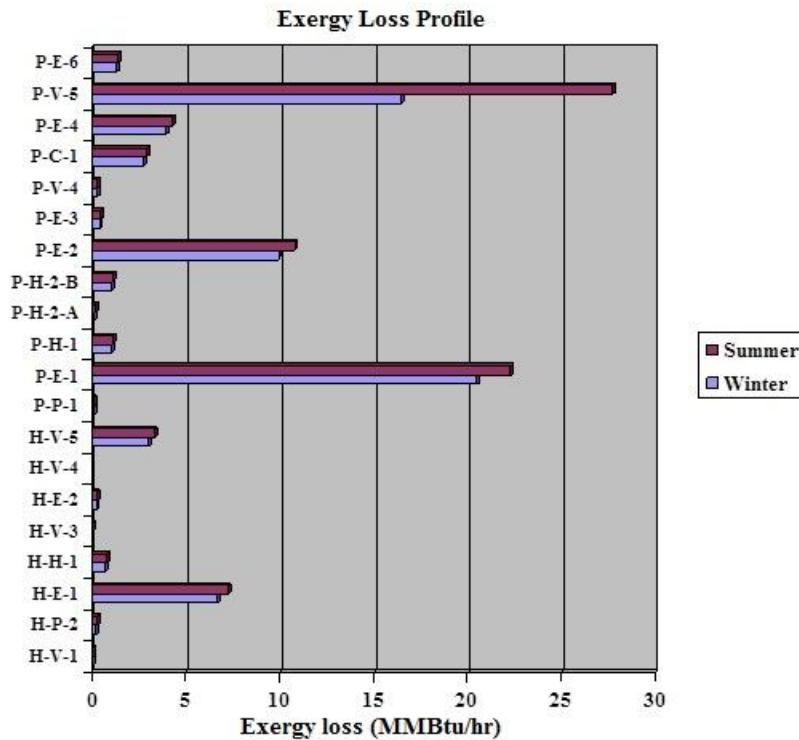
اتلاف اکسرژی بیانگر راندمان ترمودینامیکی، برگشت ناپذیری و دوری از شرایط تعادل ترمودینامیکی است؛ لذا اتلاف اکسرژی در دستگاه ها نیز وابسته به اختلاف ترمودینامیکی جریان با محیط اطراف است. لذا اتلاف اکسرژی در مبدل های حرارتی به علت اختلاف دمای زیاد سیال در پوسته و لوله، عدم تبادل حرارتی

مطلوب در مبدل به دلیل ایجاد رسوب و یا اتلاف اکسرژی به دلیل عدم عایق بندی مبدل است. در برج‌های تقطیر یا سبک‌زدایی اتلاف اکسرژی به دلیل اختلاف شرایط تعادل ترمودینامیکی جریان‌های مایع و بخار در هر سینی یا ریزش جریان متغایر با شرایط ترمودینامیکی سینی روی آن (علت عمده اتلاف اکسرژی در سینی خوراک، سینی بالا و پایین) است [۷]. همچنین اتلاف اکسرژی چگالنده و جوش‌آور نیز در اتلاف اکسرژی کلی برج نقش دارد. در دستگاه‌هایی که همراه با کار محوری هستند، مانند پمپ و کمپرسور و توربین بازدهی عملکرد آن‌ها نقش اصلی در اتلاف اکسرژی را ایفا می‌کند [۶ و ۲].

با وجود این‌که برج بوتان‌زدایی P-V-5 سهم زیادی در اتلاف اکسرژی واحد دارد ولی چون تغییر شرایط عملیاتی این برج تنها براساس کیفیت محصولات واحد می‌باشد، کاهش اتلاف اکسرژی واحد براساس طرح تحقیقاتی پالایشگاه با تمرکز بر شبکه مبدل‌های واحد انجام گرفته است؛ بنابراین دو مبدل H-E-1 و P-E-1 در بین شبکه مبدل‌های حرارتی بیش‌ترین اتلاف اکسرژی را دارند و سهم زیادی در اتلاف اکسرژی واحد دارند، لذا در این مطالعه برای کاهش اتلاف اکسرژی واحد، این دو مبدل اصلاح شده‌اند.

جدول ۱. اتلاف اکسرژی در دستگاه‌های واحد تبدیل کاتالیستی آبادان

اتلاف اکسرژی (MMBtu/hr)		دستگاه‌ها
زمستان	تابستان	
۰/۰۲۰۸	۰/۰۲۱۳	H-V-1
۰/۲۵۲۸	۰/۲۷۴۴	H-P-2
۶/۶۸۶۳	۷/۲۵۱۸	H-E-1
۰/۷۱۹۹	۰/۷۸۱۲	H-H-1
۰/۰۰۲۷	۰/۰۱۳۶	H-V-3
۰/۲۶۱۳	۰/۲۸۳۰	H-E-2
۰/۰۰۰۰	۰/۰۰۰۰	H-V-4
۳/۰۳۹۵	۳/۳۳۰۶	H-V-5
۰/۱۵۳۹	۰/۱۶۷۰	P-P-1
۲۰/۵۳۴۱	۲۲/۲۸۴۱	P-E-1
۱/۰۴۵۶	۱/۱۳۴۷	P-H-1
۰/۱۶۹۷	۰/۱۸۴۲	P-H-2-A
۱/۰۶۵۶	۱/۱۵۶۴	P-H-2-B
۹/۹۴۷۶	۱۰/۷۹۵۴	P-E-2
۰/۴۲۶۶	۰/۴۶۲۹	P-E-3
۰/۲۸۸۶	۰/۳۱۹۶	P-V-4
۲/۷۳۸۶	۲/۹۷۲۰	P-C-1
۳/۹۴۹۹	۴/۲۸۶۵	P-E-4
۱۶/۵۶۴۲	۲۷/۷۲۴۲	P-V-5
۱/۳۱۲۱	۱/۴۳۷۵	P-E-6
۶۹/۱۷۹۸	۸۴/۸۸۰۴	اتلاف اکسرژی کل



شکل ۳. نمودار توزیع اتلاف اکسرژی در دستگاه‌های واحد تبدیل کاتالیستی آبادان

مبدل H-E-1 شامل سه جفت مبدل مشابه سری است. اصلاح این مبدل با افزودن یک جفت مبدل مشابه و با سطح ۲۹۲۰ فوت مربع انجام می‌شود. مبدل P-E-1 نیز شامل پنج جفت مبدل مشابه سری است. اصلاح این مبدل با افزودن یک جفت مبدل مشابه و با سطح ۴۱۲۴ فوت مربع انجام می‌شود. با استفاده از دستگاه معادلات (۹)، تغییر دمای خروجی و بار حرارتی مبدل‌ها محاسبه می‌شود [۱۴].

با شبیه‌سازی و تحلیل اکسرژی مجدد واحد پس از اصلاح شبکه مبدل‌های حرارتی، اتلاف اکسرژی محاسبه شده در هر دستگاه در جدول ۲ مشخص شده است و همچنین برای مقایسه بهتر توزیع اتلاف اکسرژی دستگاه‌های واحد پس از طرح اصلاحی در شکل ۴ نشان داده شده است.

$$\begin{cases} Q = \dot{m}_h C_{p_h} (T_{h1} - T_{h2}) = \dot{m}_c C_{p_c} (T_{c2} - T_{c1}) \\ Q = F_T U A \left( \frac{(T_{h1} - T_{c2}) - (T_{h2} - T_{c1})}{\ln \left( \frac{T_{h1} - T_{c2}}{T_{h2} - T_{c1}} \right)} \right) \end{cases} \quad (9)$$

با مقایسه توزیع اتلاف اکسرژی در شکل ۳ و ۴، اتلاف اکسرژی کلی واحد با این اصلاح در زمستان ۴/۰۷۶۹ MMBtu/hr و در تابستان ۴/۴۵۶۳ MMBtu/hr کاهش می‌یابد که معادل ۵/۸۹٪ و ۵/۲۵٪ کاهش اتلاف اکسرژی واحد در فصل زمستان و تابستان است. شرایط واحد به همین میزان به حالت برگشت‌پذیری نزدیک می‌شود که نتیجه این کاهش اتلاف اکسرژی، کاهش مصرف انرژی واحد است.

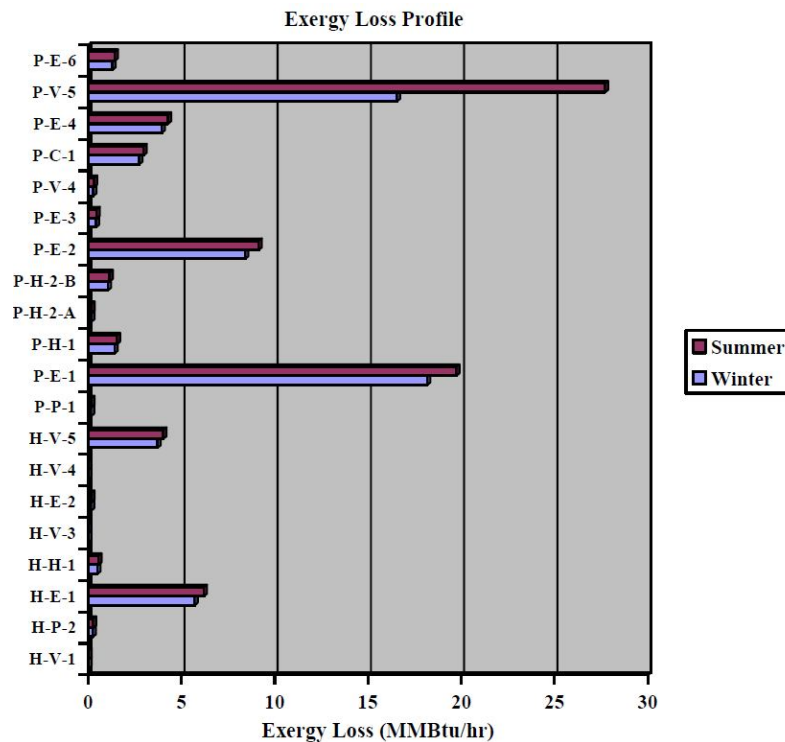


جهت محاسبه اتلاف اکسرژی در مبدل‌های حرارتی در این مطالعه، شرایط تبادل حرارتی بدون رسوب‌گیری در نظر گرفته شده است و با رسوب‌گیری مبدل مقدار اتلاف اکسرژی در مبدل‌های حرارتی افزایش می‌یابد ولی چون هدف مقایسه بزرگی اتلاف اکسرژی مبدل‌هاست، در تصمیم‌گیری کلی برای اصلاح شبکه تغییری حاصل نمی‌شود.

همچنین نتیجه مهم دیگری که قابل بیان برای دیگر مطالعات اکسرژی است، تأثیر کاهش اتلاف اکسرژی دستگاه‌های بالادستی فرآیند بر اتلاف اکسرژی دستگاه‌های پایین دستی است؛ به گونه‌ای که کاهش اتلاف اکسرژی در دستگاه‌هایی که در بالادست فرآیند قرار دارند باعث کاهش اتلاف اکسرژی دستگاه‌های واقع در پایین دست می‌شود. سایر نتایج اصلاح شبکه مبدل‌های حرارتی و مقدار بهبود شرایط حرارتی واحد، در جدول ۳ بر حسب  $\text{MMBtu/hr}$  بیان شده است. با توجه به جدول ۳ در مجموع این طرح باعث کاهش مصرف انرژی خارجی واحد به میزان  $23/903 \text{ MMBtu/hr}$  می‌شود، که معادل حدود ۷٪ کاهش مصرف انرژی واحد است.

#### جدول ۲. اتلاف اکسرژی در دستگاه‌های واحد تبدیل کاتالیستی آبادان پس از اصلاح شبکه

اتلاف اکسرژی ( $\text{MMBtu/hr}$ )		دستگاه‌ها
زمرستان	تابستان	
۰/۰۲۰۸	۰/۰۲۱۳	H-V-1
۰/۲۵۲۸	۰/۲۷۴۴	H-P-2
۵/۷۱۴۴	۶/۲۰۷۳	H-E-1
۰/۵۰۸۶	۰/۵۵۲۰	H-H-1
۰/۰۰۰۷	۰/۰۰۰۴	H-V-3
۰/۱۶۵۱	۰/۱۷۸۶	H-E-2
۰/۰۰۰۰	۰/۰۰۰۰	H-V-4
۳/۷۱۵۷	۴/۰۳۲۴	H-V-5
۰/۱۵۳۹	۰/۱۶۷۰	P-P-1
۱۸/۱۹۶۸	۱۹/۷۴۷۷	P-E-1
۱/۴۲۹۰	۱/۵۵۰۸	P-H-1
۰/۱۶۹۷	۰/۱۸۴۲	P-H-2-A
۱/۰۶۵۶	۱/۱۵۶۴	P-H-2-B
۸/۴۲۹۹	۹/۱۴۸۸	P-E-2
۰/۴۲۶۶	۰/۴۶۲۹	P-E-3
۰/۲۸۸۶	۰/۳۱۹۶	P-V-4
۲/۷۳۸۶	۲/۹۷۲۰	P-C-1
۳/۹۴۹۹	۴/۲۸۶۵	P-E-4
۱۶/۵۶۴۲	۲۷/۷۲۴۲	P-V-5
۱/۳۱۲۱	۱/۴۳۷۵	P-E-6
۶۵/۱۰۲۹	۸۰/۴۲۴۱	اتلاف اکسرژی کل



شکل ۴. نمودار توزیع اتلاف اکسرژی در دستگاه‌های واحد تبدیل کاتالیستی آبادان پس از اصلاح شبکه

جدول ۳. تغییرات برخی پارامترهای حرارتی واحد با اصلاح شبکه مبدل‌های حرارتی واحد بر حسب MMBtu/hr

پارامتر مطالعاتی	قبل از اصلاح	پس از اصلاح	نوع تغییر	مقدار تغییر	درصد تغییر
میانگین اتلاف اکسرژی کلی	۷۷/۰۳	۷۲/۷۶۴	کاهش	۴/۲۶۶	۵/۵۴٪
بار حرارتی مبدل H-E-1	۷۶/۷	۸۳/۴۰۹	افزایش	۶/۷۰۹	۸/۷۵٪
بار حرارتی کوره H-H-1	۲۳/۳	۱۶/۵۹۱	کاهش	۶/۷۰۹	۲۸/۷۹٪
بار حرارتی کولر آبی H-E-2	۳/۱	۲/۱۲	کاهش	۰/۹۸	۳۱/۶۱٪
بار حرارتی مبدل P-E-1	۲۶۲/۳	۲۷۰/۴۰۷	افزایش	۸/۱۰۷	۳/۰۹٪
بار حرارتی کوره P-H-1	۶۷/۲	۵۹/۰۹۳	کاهش	۸/۱۰۷	۱۲/۰۶٪
بار حرارتی کولر آبی P-E-2	۹۳/۸	۸۵/۶۹۳	کاهش	۸/۱۰۷	۸/۶۴٪

هزینه سرمایه‌گذاری اجرای این طرح اصلاحی و افزودن دو جفت مبدل حرارتی در بازار داخلی بر اساس تابعی که نیکنام و همکارانش در سال ۱۳۹۰ ارائه داد، قابل محاسبه است. او تابع هزینه مبدل‌های کربن استیل با فشار عملیاتی ۳۰ تا ۴۰ بار را با رابطه (۱۰) ارائه داد [۱۵].

$$Cost = 43 + 12.18A^{0.78}$$

(۱۰)

در رابطه (۱۰) سطح مبدل بر حسب مترمربع و قیمت مبدل بر حسب تعداد بشکه نفت خام محاسبه می‌شود. لذا بر اساس قیمت هر بشکه نفت خام اوپک ۱۰۹/۸۷ دلار در تاریخ ۹۲/۶/۲۲ [۱۶]، تابع هزینه این مبدل در بازار ایران بر اساس دلار به صورت رابطه (۱۱) خواهد شد.

$$Cost = 4724 + 1338A^{0.78} \quad (11)$$

بر طبق رابطه (۱۱) برای افزودن دو جفت مبدل حرارتی با سطوح ۲۷۰ و ۳۸۳ مترمربع نیاز به ۲۱۴۶۶۰ دلار سرمایه‌گذاری است.

قیمت حامل‌های انرژی در پالایشگاه در جدول ۴ به صورت قیمت پایه و قیمت انرژی گزارش شده است [۱۰]. همچنین در این جدول برای یکپارچه‌سازی قیمت‌ها و بر اساس قیمت هر دلار مرجع ۲۴۷۸۶ ریال در تاریخ ۹۲/۶/۲۶ [۱۶]، در ستون آخر قیمت انرژی بر حسب دلار بیان شده است.

جدول ۴. قیمت حامل‌های انرژی در پالایشگاه [۱۰]

حامل‌های انرژی	قیمت پایه Rials/m <sup>3</sup>	Btu/m <sup>3</sup>	Rials/MMBtu	\$/MMBtu
آب خنک‌کننده	۶۶۲	۵۴۶۵۰	۱۲۱۱۳/۵	۰/۴۸۸۷۲
سوخت گازی	۷۴۷	۱۸۱۹۳۴	۴۱۰۵/۹	۰/۱۶۵۶۵

بر اساس میزان کاهش مصرف انرژی گرم و سرد خارجی ذکر شده در جدول ۳ و کارکرد سالیانه واحد و نیز قیمت انرژی در جدول ۴، اجرای این طرح اصلاحی باعث کاهش هزینه عملیاتی واحد به میزان ۵۷۰۹۳ دلار در سال می‌شود. بنابراین دوره بازگشت سرمایه این طرح حدود ۴۵ ماه است. دوره بازگشت سرمایه این طرح در بدترین حالت و با فرض بهینه‌سازی انرژی در مبدل آبی P-E-3 و نه مبدل هوایی P-E-2 در نظر گرفته شده است. همچنین به دلیل ارزان قیمت بودن حامل‌های انرژی در مقایسه با قیمت خرید مبدل جدید دوره بازگشت سرمایه ۴۵ ماه به‌دست آمده است.

### نتیجه‌گیری

با انجام تحلیل اکسرژی واحد و بررسی توزیع اتلاف اکسرژی تجهیزات واحد مشخص شد که دو مبدل H-E-1 و P-E-1 در شبکه مبدل‌های حرارتی واحد دارای بیش‌ترین اتلاف اکسرژی هستند و بنابراین نقاط بحرانی واحد برای اتلاف انرژی محسوب می‌شوند. لذا برای بهبود شرایط حرارتی واحد و در عین حال عدم تغییر شرایط عملیاتی رآکتورها، حفظ طراحی شرکت لیسانس دهنده و عدم پیچیدگی و کنترل پذیری واحد، شبکه مبدل‌های حرارتی با افزودن یک جفت مبدل به هر کدام از مبدل‌های H-E-1 و P-E-1، اصلاح شده است. همچنین با بررسی نقشه جانمایی<sup>۱</sup> تجهیزات و بازدید از واحد، فضای کافی برای افزودن دو جفت مبدل به مبدل‌های مورد نظر وجود دارد. این طرح اصلاحی باعث کاهش اتلاف اکسرژی به میزان ۵/۵۴٪ و کاهش مصرف مجموع انرژی خارجی سرد و گرم واحد به میزان تقریبی ۷٪ می‌شود، که نتایج دقیق در

<sup>1</sup>Plot Plan

جدول ۳ ارائه شده است. کاهش مصرف انرژی واحد معادل کاهش هزینه عملیاتی سالیانه واحد به میزان ۵۷۰۹۳ دلار است که با توجه به هزینه سرمایه‌گذاری تقریبی ۲۱۴۶۶۰ دلار برای اجرای این طرح، دوره بازگشت سرمایه ۴۵ ماه خواهد بود.

اگرچه این مطالعه با هدف بررسی امکان‌سنجی بهینه‌سازی واحد تبدیل کاتالیستی آبادان معرفی شده بود اما با بررسی نتایج تحلیل اکسرژی واحد مشخص گردید، کاهش اتلاف اکسرژی در بالا دست فرآیند، بهبود اتلاف اکسرژی در پایین دست فرآیند را نیز به دنبال خواهد داشت. بنابراین بطور کلی در مطالعات بهینه‌سازی انرژی واحدهای صنعتی با تحلیل اکسرژی، تا جای امکان بهتر است، طرح اصلاحی در تجهیزات بالادست با بیشترین اتلاف اکسرژی انجام گیرد؛ زیرا با این کار علاوه بر کاهش اتلاف اکسرژی در دستگاه مورد نظر، باعث کاهش اتلاف اکسرژی در دستگاه‌های پایین دست و به دنبال آن بهینه‌سازی یکپارچه انرژی واحد نیز خواهد شد.

### تشکر و قدردانی

با سپاس فراوان از مهندس شمسائی رئیس واحد پژوهش و توسعه و مهندس ذاکر عباسی و مهندس صرافی در مهندسی پالایش شرکت پالایش نفت آبادان که با حمایت‌های بی‌دریغ در انجام این مطالعه کمک شایانی نمودند.

### فهرست علائم

$A$ ( $m^2$ )	سطح انتقال حرارت
$C_p$ (MMBtu/lb. °R)	ظرفیت حرارتی
$E$ (MMBtu/hr)	اکسرژی جریان
$e_{ch}$ (MMBtu/lbmol)	اکسرژی شیمیایی مولی
$E_{loss}$ (MMBtu/hr)	اتلاف اکسرژی
$E_Q$ (MMBtu/hr)	اکسرژی انتقال حرارت
$F_T$	ضریب تصحیح مبدل
$g$ ( $m/s^2$ )	شتاب گرانش زمین
$\Delta G$ (MMBtu/hr)	تغییرات انرژی گیبس
$h$ (MMBtu/hr)	آنتالپی جریان
$m$ (lb/hr)	دبی جرمی جریان
$n$ (lbmol/hr)	دبی مولی جریان
$Q$ (MMBtu/hr)	نرخ انتقال حرارت
$s$ (MMBtu/hr. °R)	آنتروپی جریان

$T$ ( $^{\circ}\text{R}$ )	دمای جریان
$T_0$ ( $^{\circ}\text{R}$ )	دمای محیط مبنا
$T_h, T_c$ ( $^{\circ}\text{R}$ )	دمای جریان گرم و سرد
$T_r$ ( $^{\circ}\text{R}$ )	دمای منبع حرارتی
$\tau$	بازده کارنو
$U$ (MMBtu/hr.ft <sup>2</sup> . $^{\circ}\text{R}$ )	ضریب کلی انتقال حرارت
$v$ (m/s)	سرعت جسم
$W_{max}$ (MMBtu/hr)	حداکثر کار انجام شده
(m)z	ارتفاع جسم از زمین

## منابع

۱. امیر حسین طریق الاسلامی، محمدرضا امیدخواه، بررسی راه‌های کاهش مصرف انرژی در برج تقطیر در جو پالایشگاه تبریز با استفاده از تحلیل اکسرژی، ماهنامه تخصصی فرآیند نو، سال دوم، شماره ۹، ۱۳۸۶، صص ۶۴-۵۷.
۲. سجاد خشه، بهینه‌سازی انرژی واحد تبدیل کاتالیستی پالایشگاه آبادان به روش ترکیبی پینچ-اکسرژی، پایان‌نامه کارشناسی ارشد مهندسی شیمی، دانشگاه سیستان و بلوچستان، ۱۳۹۲.
3. Kotas T.J., The Exergy Method of Thermal Plant Analysis, Exergon Publishing Company, 2012.
4. Dincer I. and Rosen M.A., Exergy, Energy, Environment and Sustainable Development, Elsevier Publication, 2013.
5. Szargut J., Morris D.R. and Steward F.R., Exergy Analysis of Thermal, Chemical and Metallurgical Processes, Hemisphere Publishing Corporation, 1988.
6. Ataei A. and Yoo C.K., Combined Pinch and Exergy Analysis for Energy Efficiency Optimization in a Steam Power Plant, International Journal of the Physical Sciences, Vol. 5, No. 7, 2010, pp. 1110-1123.
۷. روح اله آذرنوش، تحلیل ترکیبی پینچ-اکسرژی جهت بهینه‌سازی مصرف انرژی در برج تقطیر پالایشگاه نفت اصفهان، پایان‌نامه کارشناسی ارشد مهندسی شیمی، دانشگاه سیستان و بلوچستان، ۱۳۸۷.
۸. بهاره بیدار، بررسی اتلاف انرژی در سیکل یکپارچه برق و بخار، پایان‌نامه کارشناسی ارشد مهندسی شیمی، دانشگاه سیستان و بلوچستان، ۱۳۹۰.
۹. اسناد و مدارک واحد تبدیل کاتالیستی، مهندسی پالایش، شرکت پالایش نفت آبادان.
۱۰. گزارش‌ها و آزمایش‌های روزانه و هفتگی واحد تبدیل کاتالیستی، مهندسی پالایش، شرکت پالایش نفت آبادان.
11. Ancheyta J., Modeling and Simulation of Catalytic Reactors for Petroleum Refining, John Wiley & Sons, 2011.
12. Antos G.A. and Aitani A.M., Catalytic Naphtha Reforming: Science and Technology, Marcel Dekker, 2004.



13. Franck H.G. and Stadelhofer J.W., Industrial Aromatic Chemistry, Springer-Verlag, 1988.  
14. Smith, R., Chemical Process Design and Integration, John Wiley & Sons, 2005.

۱۵. مسعود نیکنام، امین حججی نجف‌آبادی، امید نعمت‌الهی، حسین احمدی دانش آشتیانی، تعیین روابط برآورد قیمت مبدل‌های گرمایی در ایران، مجله مهندسی مکانیک مدرس، دوره دوازدهم، شماره ۱، ۱۳۹۱، صص ۳۳-۴۰.

۱۶. وبسایت بانک مرکزی جمهوری اسلامی ایران، آمار و داده‌ها، [www.cbi.ir](http://www.cbi.ir).