

## بهینه کردن جداسازی مایعات نفتی توسط برج تقطیر با هدف کاهش همپوشانی دمایی محصولات

جواد رجبی خراسانی<sup>۱</sup>، علی اصغر خالقی<sup>۱</sup>، فرهاد شهرکی<sup>۲\*</sup>

۱. کارشناس ارشد مهندسی شیمی، دانشگاه سیستان و بلوچستان

۲. دانشیار مهندسی شیمی، دانشگاه سیستان و بلوچستان (fshahraki@eng.usb.ac.ir)\*

مشخصات مقاله	چکیده
<p>تاریخچه مقاله : دریافت ۲۵ خرداد ۱۳۸۸ دریافت پس از اصلاحات ۹ خرداد ۱۳۸۹ پذیرش نهایی ۳۱ خرداد ۱۳۸۹</p>	<p>همپوشانی دمایی یکی از مواردی است که در جداسازی مواد نفتی همواره مورد توجه می باشد. در این پژوهش به منظور رفع مشکل همپوشانی دمایی منحنی تقطیر محصولات واحدهایی که خوراک آنها مایعات نفتی است و برای جداسازی آنها از برج تقطیر استفاده می شود مکانیسمی ارائه شده است. در این مکانیسم ابتدا واحد مورد مطالعه شبیه سازی و سپس با تعریف یک تابع هدف، بهینه سازی شده و شرایط عملیاتی بهینه بدون مشکل همپوشانی دمایی منحنی تقطیر تعیین می شود. مراحل تعیین تابع بهینه سازی در این مقاله تشریح و شمای کلی این تابع ارائه گردیده است. عملیات بهینه سازی با مکانیسم ارائه شده بر روی یک واحد پالایشگاهی که با این مشکل مواجه می باشد، اجرا شده است و نتایج نشانگر کاهش چشمگیر همپوشانی دمایی بین محصولات جداسازی شده توسط برج تقطیر این واحد و قرار گرفتن آنها در محدوده های مطلوب تعیین شده است. به علاوه با توجه به محاسبات اقتصادی صورت گرفته با اعمال شرایط عملیاتی بهینه رقم قابل توجه ۲۹۵۸۴۸۶ دلار در سال به سود دهی این واحد افزوده می شود.</p>
<p>کلمات کلیدی : شبیه سازی بهینه سازی جداسازی همپوشانی دمایی تقطیر مایعات نفتی</p>	
<p>* عهده دار مکاتبات</p>	<p>حقوق ناشر محفوظ است.</p>

## ۱- مقدمه

همپوشانی دمایی هنگامی رخ می دهد که محصولات نفتی در گستره دمایی منحنی تقطیر مناسبی که برایشان تعیین شده است قرار نداشته باشند. معمولاً این مشکل هنگامی بروز می کند که پارامترهای عملیاتی برج تقطیر واحد به درستی انتخاب نشده باشند و یا خوراک واحد با خوراکی که واحد برای جداسازی آنها طراحی شده است، تفاوت داشته باشد. این مشکل اکنون گریبان گیر مهندسان بسیاری از واحدهای پالایشگاهی می باشد و از آنجا که قیمت فروش محصولات نفتی بر اساس کیفیت و محدوده دمایی منحنی تقطیرشان (نقطه شروع و پایان) ارزیابی می شود، زیان هنگفتی را به این واحدها تحمیل می کند.

غالباً پیش بینی صحیح تغییرات شدید در عملیات، مانند شرایطی که مشخصات خوراک و محصولات متناوباً تغییر می کند، کار دشواری است و در این شرایط دائماً و به مدت زمان زیادی واحد در شرایط عملیاتی غیر بهینه کار می کند و انرژی و هزینه زیادی صرف بازگرداندن واحد به شرایط بهینه می شود [۱]. برای کنترل برجهای تقطیر نفتی مدلهایی برپایه کنترل کیفیت محصول که از موازنه حرارت برای پیش‌بینی منحنی تقطیر TBP استفاده می کنند ارائه شده است. این تکنیک در هنگام تغییر خوراک بسیار مفید است، زیرا به محض تغییر خوراک، موازنه حرارت داخل برج دستخوش تغییر می شود. این روش در سال ۱۹۸۵ توسط فریدمان و همکاران [۲] ارائه شد و در سال ۱۹۹۴ گزارش اجرای نمونه توسعه یافته این روش توسط او و همکارانش در یک واحد پالایشگاهی منتشر شد [۳]. کومار و همکاران (۲۰۰۱) [۴]، دیو و همکاران (۲۰۰۳) [۵] و چاترجی و همکاران (۲۰۰۴) [۶] و دیگر محققان [۷-۱۰] با استفاده از اصولی مشابه مدلهایی برای کاربردهای همزمان شبیه سازی در واحدهای تقطیر نفتی ارائه دادند. براساس همین مدلها، نرم افزارهای شبیه سازی برجهای تقطیر نفتی رشد و توسعه پیدا کرده است و تحقیقات بسیاری با استفاده از این نرم افزارها انجام شده است [۱۱-۱۲]. در سالهای اخیر از شبکه عصبی نیز برای

پیش بینی و بهینه سازی شرایط برجهای تقطیر استفاده شده است [۱۳-۱۵].

در این پژوهش مکانیسمی برای بهینه سازی واحدهایی که دارای برج تقطیر مایعات نفتی هستند، ارائه شده است. مکانیسم ارائه شده را می توان با مدل‌های ارائه شده برای مدلسازی برجهای تقطیر نفتی ادغام کرد و شرایط بهینه برج را به صورت همزمان برای کنترل برجهای تقطیر نفتی به دست آورد و یا این که پس از شبیه سازی واحد مورد مطالعه با یکی از نرم افزارهای موجود، مکانیسم ارائه شده را روی واحد شبیه سازی شده اجرا کرد و شرایط بهینه واحد را به دست آورد.

مکانیسم ارائه شده بر روی یک واحد پالایشگاهی که با این مشکل مواجه است اجرا و نتایج حاصل که بیانگر صحت مکانیسم پیشنهادی است، ارائه گردیده است.

روش کار بدین صورت است که ابتدا باید واحد مورد نظر شبیه سازی شود و پس از اطمینان از صحت شبیه سازی با طی مراحل که برای بهینه سازی در این مقاله آمده است، تابعی برای بهینه سازی تعریف و پس از اجرا، شرایط بهینه ای که در آن محصولات در محدوده مناسب دمایی منحنی تقطیر با کمترین همپوشانی قرار دارند، تعیین می شود. در شکل (۱) مراحل که باید برای کاهش همپوشانی دمایی منحنی تقطیر محصولات برج تقطیر، طی شود، نشان داده شده است. این مراحل به ترتیب در ادامه مقاله توضیح داده می شود.

## ۲- شبیه سازی واحد

شبیه سازی واحدهای عملیاتی، روشی برای تجزیه و تحلیل واحد مورد نظر در یک مقیاس کوچکتر است. گاهی این مقیاس در اندازه آزمایشگاهی و گاهی نیز به صورت یک مقیاس مجازی از واحد (با استفاده از رایانه و نرم افزار) است. به دلایل صرفه جویی در وقت و هزینه ترجیح داده شد که این بررسی به کمک نرم افزار انجام شود. در راستای شبیه سازی یک واحد به کمک نرم افزار، می بایستی از نرم افزاری با بانک اطلاعاتی قوی و همچنین از نرم افزاری که قدرت تجزیه و تحلیل مواد نفتی را داشته باشد، استفاده کرد.

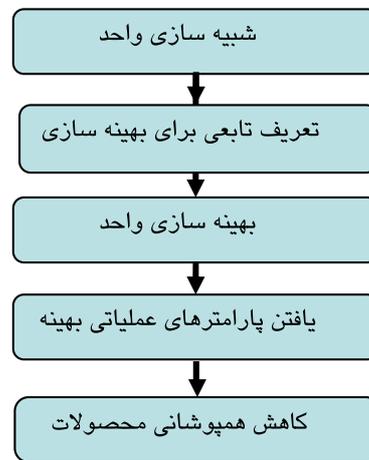
استفاده از روابط تجربی و نیمه تجربی بسیار ضروری به نظر می رسد. روابط پیشنهادی معمول در زمینه شبیه سازی واحدهای پالایشگاهی، معادلات حالت درجه سومی از جمله سوآو، پنگ- رابینسون و ردلیش-کوانگ است که تطابق خوبی در این زمینه از خود نشان داده اند [۱۷].

پس از معرفی خوراک واحد به نرم افزار، تجهیزات فرآیند به ترتیب وارد محیط شبیه سازی می شوند و پس از وارد کردن اطلاعات لازم برای انجام محاسبات شبیه سازی، شبیه سازی در چندین مرحله اجرا می شود تا تمامی تجهیزات فرآیندی مرحله به مرحله وارد محیط شبیه سازی شوند. مرحله پایانی در شبیه سازی، اطمینان از صحت شبیه سازی نتایج حاصل از شبیه سازی با شرایط واقعی واحد مورد مطالعه می باشد تا در صورت وجود تناقض برای رفع آن اقدام گردد. در شکل (۲) مراحل شبیه سازی یک فرآیند در محیط نرم افزار را نشان می دهد.



شکل (۲): مراحل شبیه سازی یک فرآیند

با شبیه سازی یک فرآیند می توان تمامی نقاط بحرانی و شرایط حاکم بر فرآیند را بدست آورد و همچنین امکان اعمال شرایط جدید را بر کل سیستم فراهم نمود. از کاربردهای بسیار متداول شبیه سازی های رایانه ای، بهینه سازی و بهبود فرآیند از نظر کاهش میزان مصرف



شکل (۱): مراحل کاهش همپوشانی دمایی منحنی تقطیر محصولات برج تقطیر

از نرم افزارهای Aspen plus و Hysys که دارای کمترین محدودیت از نظر عملکرد و همچنین نسبت به نرم افزارهای دیگر دارای قابلیت های بسیار بالاتر هستند استفاده شود [۱۶]. لازم به ذکر است که تمامی نرم افزارها برای طراحی نیازمند یک سری اطلاعات ورودی شامل مشخصات جریانهای خوراک و تجهیزات واحد است. اما برای واحدهایی که خوراکشان مایعات نفتی است اگر اطلاعات دقیقی برای خوراک در دسترس نباشد، باید آزمایشات دقیقی بر روی خوراک انجام شود تا اطلاعات لازم به دست آید و یا از قسمت تجزیه و تحلیل داده های آزمایشگاهی شبیه ساز استفاده شود. در این قسمت با وارد کردن اطلاعاتی همچون نمودار نقطه جوش واقعی (TBP) و وزن مخصوص خوراک، سایر اطلاعات مورد نیاز را نرم افزار با استفاده از روش مذکور تخمین می زند.

در هنگام شبیه سازی واحد، محاسبه پارامترهایی از جمله ثابت های تعادلی هر کدام از مواد موجود در میعانات و آنتالپی جریان های گوناگون واحد به عنوان تابعی از دمای خط و ترکیب جریان ضروری است. به دلیل آن که خوراک واحد مخلوط پیچیده ای از مواد هیدروکربنی است، لذا ترمودینامیک مواد خالص در مورد آنها صادق نمی باشد. در محاسبه این چنین خواص ترمودینامیکی به کمک نرم افزار شبیه ساز،

در یک فرآیند همیشه سعی می شود تا با کمترین مصرف انرژی و هزینه، بیشترین بازدهی را داشت و می بایستی پارامترهای فرآیندی و یا همان متغیرهای آزاد بهینه سازی را به گونه ای تنظیم کرد که این هدف محقق شود. البته باید به محدودیت هایی که برای تجهیزات و محصولات واحد وجود دارد نیز توجه شود تا شرایط عملیاتی به دست آمده با توجه به این محدودیت ها امکان پذیر باشد. همچنین سعی در کاهش هزینه ها، موجب کاهش کیفیت محصول و خارج شدن از استاندارد نشود.

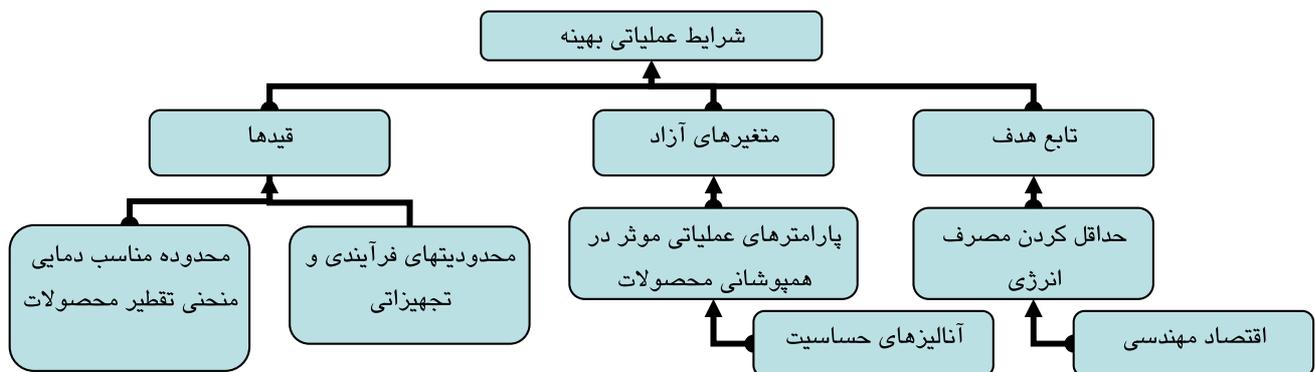
در شکل (۳) مراحل مذکور که باید برای انجام یک بهینه سازی و دستیابی به شرایط عملیاتی بهینه ای که در آن محصولات در محدوده دمایی منحنی تقطیر مناسب با کمترین همپوشانی دمایی قرار داشته باشند، طی شود آورده شده است.

انرژی، افزایش تولید، کاهش میزان انتشار آلاینده ها، و کاهش هزینه تجهیزات فرآیندی مورد استفاده در طرح می باشد [۱۸].

حال با داشتن واحد شبیه سازی شده در محیط نرم افزار می توان مرحله بعدی پژوهش را که بهینه سازی برای جداسازی خوراکی متشکل از مایعات نفتی می باشد، انجام داد.

### ۳- بهینه سازی واحد

در این بخش برای رفع مشکل همپوشانی دمایی منحنی تقطیر محصولات واحدهایی که دارای برج تقطیر مایعات نفتی می باشند، روشی ارائه شده است تا با بهره گیری از آن، شرایط عملیاتی بهینه ای تعیین شود که در آن محصولات در محدوده های تعیین شده با کمترین همپوشانی دمایی منحنی تقطیر محصولات قرار داشته باشند.



شکل (۳): مراحل دستیابی به شرایط عملیاتی بهینه

مصرف منابع حرارتی پشتیبانی<sup>۱</sup> و سوددهی واحد که مهمترین مسائل برای تصمیم گیری هنگام اعمال تغییرات است نیز توجه شود. جداسازی خوراک و بدست آوردن محصولات با صرف کمترین هزینه ممکن همیشه باید در هنگام اعمال هرگونه تغییری مدنظر قرار گیرد. در هنگام تعریف تابع هدف می توان بسته به شرایط

### ۳-۱- تابع هدف

همان گونه که بیان شد هدف از انجام این پژوهش بررسی و رفع مشکل همپوشانی دمایی منحنی تقطیر محصولات یک برج تقطیر اتمسفری با خوراک مایعات نفتی است که دستیابی به این هدف با تعریف قیدها و متغیرهای آزاد مناسب محقق می شود. اما در بهینه سازی یک واحد باید به عوامل اقتصادی همچون

<sup>1</sup> Utilities

عنوان متغیرهای آزاد در هنگام بهینه سازی برای نرم افزار تعیین شوند.

به هنگام تعریف متغیرهای آزاد بهینه سازی باید محدوده عملی برای هر یک از آنها نیز تعریف شود که این محدوده های عمل با توجه به محدودیت های موجود در فرآیند و یا محصولات تعیین می شود. به عنوان مثال محدوده میزان دبی محصولات یک برج تقطیر مایعات نفتی را می توان با تجزیه و تحلیل خوراک برج تعیین کرد و یا محدوده عملیاتی دبی هر یک از جریان های جانبی برج را می توان با بررسی توانایی پمپ های مربوطه تعیین نمود.

### ۳-۳- قیدهای بهینه سازی

هر تغییری که در متغیرهای آزاد بهینه سازی ایجاد شود باعث تغییر پروفایل دمایی برج شده و بر محدوده دمایی منحنی تقطیر محصولات و نیز همپوشانی آنها با یکدیگر اثرگذار خواهد بود. به جهت این که تغییرات صورت گرفته باعث شود تا همپوشانی دمایی منحنی تقطیر محصولات حداقل شود و به میزان مورد نظر برسد قیدهایی برای این تابع هدف باید در نظر گرفته شود تا محصولات در محدوده دمایی تعیین شده قرار گیرند [۱۸]. بدین منظور برای هر یک از محصولات، دمای ۵٪ و ۹۵٪ تقطیر ASTM مطلوب و به عنوان قیدهای بهینه سازی در نظر گرفته شد. البته نباید فراموش کرد که اگر تجهیزات و یا محصولات واحد مورد مطالعه دارای محدودیتهایی از قبیل محدودیتهای دما، فشار و دبی باشد باید به عنوان یک قید آورده شود و یا در انتهای بهینه سازی با بررسی شرایط بهینه این محدودیت ها بررسی شود.

موجود، حداقل کردن بار حرارتی جوش آور یا چگالنده و یا حداکثر نمودن دبی محصولات با ارزش تر به عنوان تابع هدف برگزیده شود. اما با توجه به این که با تجزیه و تحلیل خوراک برج تقطیر مایعات نفتی می توان محدوده دبی جریان محصولات را تعیین کرد. این محدوده ها در متغیرهای آزاد بهینه سازی آورده می شوند و همانند قید عمل می کنند، انتخاب حداقل کردن بار حرارتی جوش آور به عنوان تابع هدف منطقی تر به نظر می رسد چون همان طور که می دانیم با کاهش بار حرارتی جوش آور، بار حرارتی چگالنده و نیز بار حرارتی کولرهای موجود در این فرآیند کاهش می یابد. در نتیجه می توان گفت که به نوعی با حداقل کردن بار حرارتی جوش آور میزان مصرف انرژی در فرآیند جداسازی نیز حداقل می شود.

### ۳-۲- متغیرهای آزاد بهینه سازی

برای ایجاد تغییرات در فرآیند و دستیابی به هدف تعیین شده، پارامترهای عملیاتی اثرگذار در همپوشانی دمایی محصولات که متغیرهای آزاد بهینه سازی نامیده می شوند، باید مشخص شوند تا بتوان با اعمال تغییر در آنها به هدف تعیین شده رسید. این پارامترها با بررسی دقیق فرآیند و انجام تجزیه و تحلیل حساسیت<sup>۱</sup> و بررسی اثر هر یک از پارامترهای فرآیندی بر روی همپوشانی دمایی منحنی تقطیر محصولات و با انجام اجراهای متفاوت بدست می آید. از تجزیه و تحلیل های حساسیت انجام گرفته بر روی چند مورد مطالعه شده مشخص شد که پارامترهای زیر در همپوشانی دمایی منحنی تقطیر محصولات جدا شده یک برج تقطیر اتمسفری موثرند:

۱. دبی جریان برگشتی بالا یا پایین برج تقطیر
  ۲. دبی هر یک از جریان های جانبی و محصولات
  ۳. درصد تفکیک تقسیم کننده هایی که یکی از جریانهای خروجی شان به برج تقطیر وارد می شود.
- موارد ذکر شده به ترتیب تاثیرشان بر همپوشانی دمایی منحنی تقطیر محصولات آورده شده اند و باید به

<sup>1</sup> Sensitivity analysis

### ۳-۴- شمای کلی تابع هدف

شمای کلی تابع هدف بصورت زیر ارائه می شود:

Objective Function:

$$\min: Q_{\text{Reb}}$$

Manipulated Variables:

$$M_n: a \leq M_n \leq b$$

Constraints:

$$C_i \geq A_i$$

$$D_i \leq B_i$$

که در این تابع:

$Q_{\text{Reb}}$ : بار حرارتی جوش آور

$M_n$ : متغیرهای آزاد بهینه سازی

$b, a$ : محدوده های عملیاتی ممکن متغیرهای آزاد

بهینه سازی

$C_i$ : دمای هر یک از محصولات واحد در ۵ درصد تقطیر

ASTM

$D_i$ : دمای هر یک از محصولات واحد در ۹۵ درصد

تقطیر ASTM

$A_i$ : دمای مورد نظر برای ۵ درصد تقطیر ASTM

هریک از محصولات

$B_i$ : دمای مورد نظر برای ۹۵ درصد تقطیر ASTM

هریک از محصولات

### ۴- یک نمونه بهینه سازی انجام شده بر روی یک

#### واحد پالایشگاهی

واحد تقطیر میعانات گازی پالایشگاه گاز شهید

هاشمی نژاد سرخس شامل دو مجموعه مجزاست که

در سال ۱۳۷۲ توسط یک شرکت ایتالیایی<sup>۱</sup> و با همکاری

شرکت ملی گاز ایران بصورت یک مجموعه در

پالایشگاه نصب شد و در سال ۱۳۸۴ به بهره برداری

رسید. هر قسمت واحد برای پردازش ۷/۶۵۱ مترمکعب

استاندارد در ساعت (۵۸۳۰ kg/hr) از مایعات

هیدروکربنی منطقه خانگیران طراحی شده است. یعنی

کل خوراک ورودی دو واحد برابر ۳۶۲/۲ متر مکعب

استاندارد در روز خواهد بود. لازم به ذکر است که

واحد دوم دقیقاً همانند واحد اول می باشد. عملیات و مشخصات هر دو واحد به استثناء شماره های تجهیزات کاملاً مشابه و یکسان است [۱۹]. خوراک واحد با توجه به وجود سه حوزه گازی در منطقه سرخس، از حوزه های شیرین گندلی و شورریجه (شورریجه B, D) و حوزه گاز ترش مرزداران فراهم می شود. این خوراک وارد برج تقطیر که مهمترین بخش واحد است، می شود و از بالای این برج حلال، از سینی هشتم نفتا و از سینی بیست و دوم پس از عبور از یک عریان کننده، کروسین جدا و استحصال می شود. در سال ۱۳۸۴ برای راه اندازی واحد، این فرآیند بوسیله نرم افزار شبیه سازی شده است و متغیرهای عملیاتی آن در حالت پایا تعیین شده است [۲۰].

مهمترین مشکل واحد تقطیر میعانات گازی پالایشگاه گاز سرخس، وجود همپوشانی دمایی بالا و قرار نداشتن محصولات در محدوده دمایی منحنی تقطیر تعیین شده است. برای بررسی و رفع این مشکل که خسارات اقتصادی فراوانی را متوجه این مجموعه می کند نیاز به شبیه سازی و بهینه سازی واحد و یافتن شرایط عملیاتی که در آن، این مشکلات وجود نداشته باشند، احساس می شد. در قسمت بعد ابتدا به چگونگی انجام شبیه سازی واحد و سپس به بهینه سازی و نتایج حاصل از آن و سپس محاسبات اقتصادی پرداخته می شود.

### ۴-۱- شبیه سازی فرآیند

در راستای شبیه سازی این واحد از نرم افزار Aspen plus 11.1 که دارای کمترین محدودیت از نظر عملکرد و همچنین نسبت به نرم افزار دیگر دارای قابلیت های بسیار بالاتر بود استفاده شد. تمامی نرم افزارها برای طراحی نیازمند یک سری اطلاعات ورودی شامل مشخصات جریانهای خوراک و تجهیزات واحد است. که اطلاعات مربوط به تجهیزات و مشخصات جریانهای اصلی واحد با مراجعه به پالایشگاه و انجام آزمایشات و محاسبات مهندسی و نیز با استفاده از اطلاعات موجود در کتابچه راهنما و نقشه های طراحی واحد

<sup>1</sup> Industrie Meccaniche Scardellato

مورد نیاز شبیه ساز استفاده گردیده است.

پس از معرفی خوراک واحد به نرم افزار تجهیزات فرآیند به ترتیب وارد محیط شبیه سازی شدند و پس از وارد کردن اطلاعات لازم برای انجام محاسبات شبیه سازی، شبیه سازی در چندین مرحله اجرا شد تا تمامی تجهیزات فرآیندی وارد محیط شبیه سازی شدند. در مجموع این واحد شامل یک برج تقطیر همراه با جوش آور و چگالنده، یک عریان کننده، یک ظرف تقطیر ناگهانی، یک جداکننده، یک تبادله حرارتی و چهار کولر می باشد. در شکل (۵) نمای کلی واحد شبیه سازی شده را می توان مشاهده نمود.

برج تقطیر واحد که اصلی ترین بخش این واحد می باشد، شامل ۳۱ سینی از نوع شیردار<sup>۱</sup> می باشد و فرآیند جداسازی و استحصال محصولات در این برج صورت می گیرد. به همین جهت شرایط عملیاتی برج، نقش تعیین کننده ای در استحصال محصولات واحد دارد و با یافتن بهترین شرایط عملیاتی در برج تقطیر واحد می توان بهترین محصولات قابل حصول را به دست آورد. در جدول (۱) شرایط عملیاتی فعلی برج تقطیر واحد، که از شبیه ساز استخراج شده را می توان مشاهده نمود.

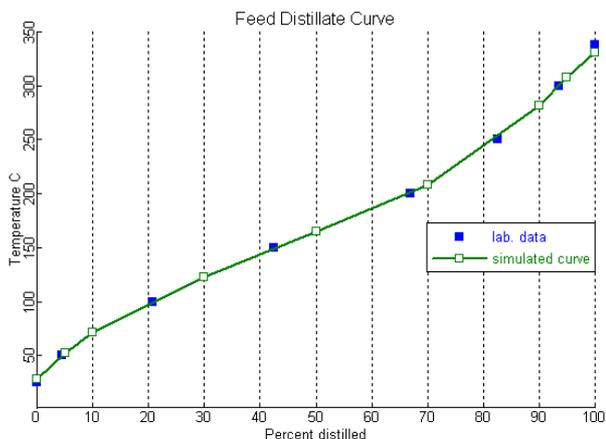
جدول (۱): شرایط عملیاتی فعلی برج تقطیر واحد

Operating variables of distillation column	Current values
Temperature of top tray (?C)	67.5
Temperature of bottom (?C)	320
Reflux flowrate (kg/hr)	6804.32
Solvent flowrate (kg/hr)	142.71
Naphtha flowrate (kg/hr)	3329.2
Kerosene flowrate (kg/hr)	1241.92
Diesel flowrate (kg/hr)	1009.5

همان گونه که پیش تر بیان شد، حلال، نفتا، کروسین و گازوئیل چهار محصول این واحد می باشند. حلال و گازوئیل مستقیماً از برج تقطیر استحصال و پس از سرد شدن به مخازن ذخیره منتقل می شوند. از سینی هشتم

استخراج شد. اما برای خوراک واحد اطلاعات دقیقی در دسترس نبود به همین دلیل برای شناساندن خوراک از قسمت تجزیه و تحلیل داده های آزمایشگاهی شبیه ساز استفاده شد. در این قسمت از نرم افزار، خوراک را می توان با یکی از پنج روش سرشت نمایی موجود در نرم افزار شناسایی کرد. در این پژوهش از روش سرشت نمایی ASPEN استفاده شده است که در شرایط خوراک این واحد، استفاده از آن توسط نرم افزار پیشنهاد شده است و برای ترکیبات نفتی مناسب ترین گزینه است. در این قسمت با وارد کردن اطلاعاتی همچون نمودار نقطه جوش واقعی و وزن مخصوص خوراک، سایر اطلاعات مورد نیاز را نرم افزار با استفاده از روش مذکور تخمین می زند [۱۶].

نتایج حاصل از شبیه سازی خوراک در شکل (۴) با اطلاعات آزمایشگاهی موجود مقایسه شده است.



شکل (۴): مقایسه نتایج حاصل از شبیه سازی خوراک با اطلاعات آزمایشگاهی وارد شده به شبیه ساز

تطابق بسیار خوب نتایج حاصل از شبیه سازی خوراک با اطلاعات آزمایشگاهی نشانی از صحت انتخاب روش سرشت نمایی و شبیه سازی خوراک است. در این تحقیق پس از انجام اجراهای متفاوت با سه معادله حالت سوآو، پنگ-رابینسون و ردلیش-کوانگ و تطبیق نتایج به دست آمده، از معادله حالت پنگ-رابینسون که تطابق بهتری با اطلاعات موجود از خود نشان می داد، در تخمین خواص ترمودینامیکی

<sup>1</sup> Valve Tray

جدول (۳): مقایسه اطلاعات مربوط به شرایط فعلی و نتایج حاصل از شبیه سازی واحد

Operating variables of distillation column	Current values	Values after simulation
Temperature of top tray (?C)	67.5	67.15
Temperature of bottom (?C)	320	321.5
Reflux flowrate (kg/hr)	6804.32	6804
Solvent flowrate (kg/hr)	142.71	143
Naphtha flowrate (kg/hr)	3329.2	3329.5
Kerosene flowrate (kg/hr)	1241.92	1242
Diesel flowrate (kg/hr)	1009.5	1008.7

#### ۲-۴- بهینه سازی فرآیند

پس از انجام شبیه سازی برای بررسی و رفع مشکل موجود در واحد با هدف دستیابی به شرایط عملیاتی بهینه ای که در آن محصولات در محدوده های تعیین شده جدول (۴) قرار گیرند بهینه سازی انجام شد.

جدول (۴): محدوده دمایی تعیین شده برای منحنی تقطیر محصولات واحد در شرایط فعلی

	Solvent	Naphtha	Kerosene	Diesel	
Initial Boiling point (IBP)	10	70	190	255	ASTM D86
Final Boiling Point (FBP)	70	190	255	350	

برای انجام محاسبات بهینه سازی می توان از دو روش Complex و یا SQP استفاده کرد [۲۱]. روش Complex دارای محدودیت هایی است و برای مسائل ساده تر کاربرد دارد. در بهینه سازی های پیچیده از روش SQP استفاده می شود. لذا در اینجا نیز از روش SQP استفاده شده است [۲۲]. در بخش بعدی تابع هدف، متغیرهای آزاد بهینه سازی و قیود تعریف شده برای بهینه سازی فرآیند ارائه شده است.

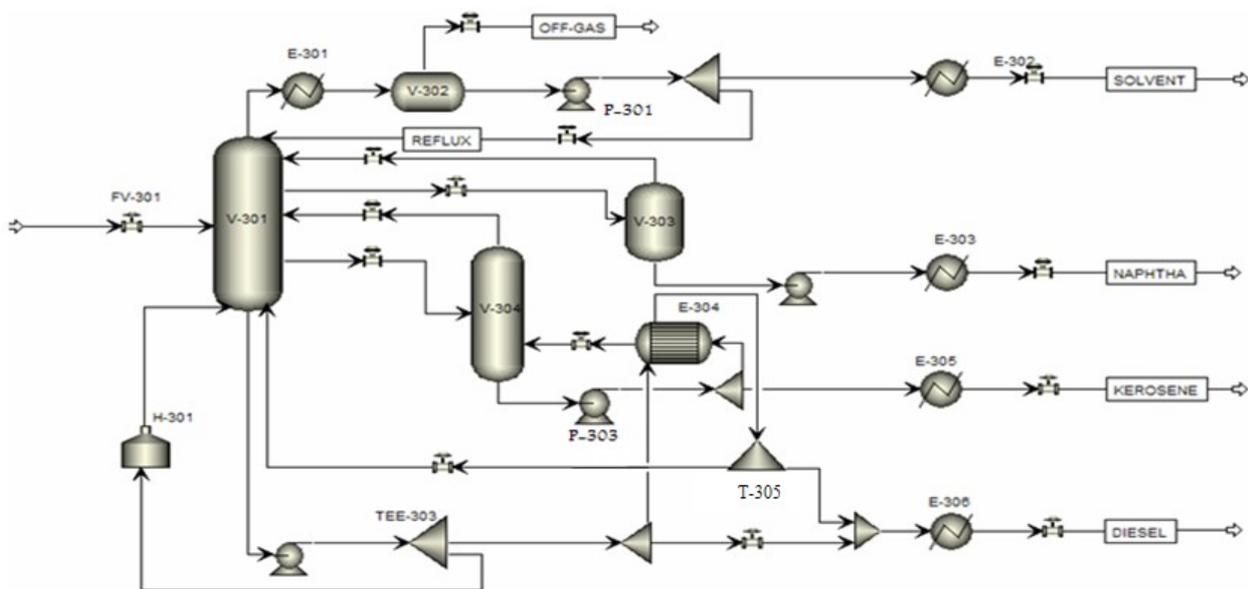
برج تقطیر جریان مایعی وارد ظرف تقطیر ناگهانی V-303 شده و محصول پایین ظرف تقطیر ناگهانی که نفتا می باشد پس از سرد شدن به مخازن ذخیره منتقل می شود. از سینی بیست و دوم جریان مایعی وارد جریان کننده V-304 می شود که محصول پایین جریان کننده، کروسین می باشد. لازم به ذکر است که حرارت لازم برای تولید فاز گاز این جریان کننده به وسیله تبادل حرارت بین قسمتی از جریان پایین جریان کننده و جریان گازوئیل تأمین می گردد. شرایط محصولات به هنگام خروج از واحد از شبیه ساز استخراج شده و در جدول (۲) آورده شده است.

برای اطمینان از صحت شبیه سازی نتایج حاصل با شرایط فعلی واحد مقایسه گردید. جدول (۳) نمایانگر مقایسه نتایج حاصل از شبیه سازی و شرایط فعلی واحد می باشد. مقایسه نتایج حاصل از شبیه سازی و اطلاعات مربوط به شرایط فعلی، صحت انجام شبیه سازی را نشان می دهد.

جدول (۲): نتایج مربوط به جریانهای اصلی واحد شبیه سازی شده

	Off-gas	Solvent	Naphtha	Kerosene	Diesel
Temperature (?C)	59.5	32.3	32.35	35.08	48.97
Pressure (kg/cm <sup>2</sup> )	4.03	1.266	4.03	4.03	4.03
Average MW	76.4	76.31	119.53	179.74	244.92
Flowrate (kg/hr)	143.0	107.0	3329.59	1242.44	1008.29
Density (kg/m <sup>3</sup> )	3.56	665.8	726.57	776.96	807.85

با مقایسه نتایج حاصل از شبیه سازی و اطلاعات موجود از شرایط فعلی واحد، از صحت انجام شبیه سازی و نیز کالیبره بودن نرم افزار که گام نخست برای انجام بهینه سازی واحد می باشد، اطمینان حاصل شد. در قسمت بعدی این پژوهش به نحوه بهینه سازی فرآیند و نتایج حاصله از آن پرداخته می شود.



شکل (۵): نمای کلی واحد شبیه سازی شده

تعریف شده است را مشاهده می نمایید.

محدوده پایینی تغییرات جریان برگشتی بالای برج و محدوده بالا و پایین دبی جریان ورودی به برج V-304 با توجه به تجزیه و تحلیل های صورت گرفته روی این پارامترها انتخاب شده است، بدین صورت که در قسمت تجزیه و تحلیل حساسیت یکبار تغییرات جریان برگشتی و بار دیگر دبی جریان ورودی به برج V-304 به عنوان متغیر و منحنی دمایی تقطیر محصولات به عنوان پارامتر مورد مطالعه انتخاب شد.

جدول (۵): متغیرهای آزاد بهینه سازی واحد

n	Manipulated variables	Limits	
		Up	Down
1	Reflux ( $M_1 : 5000 \leq M_1 \leq 8900$ )	8900	5000
2	Naphtha flowrate ( $M_2 : 2800 \leq M_2 \leq 3600$ )	3600	2800
3	Inlet flowrate to V-304 ( $M_3 : 1200 \leq M_3 \leq 3000$ )	3000	1200
4	Distillate rate ( $M_4 : 100 \leq M_4 \leq 300$ )	300	100
5	Split fraction of TEE-302 ( $M_5 : 0.1 \leq M_5 \leq 0.9$ )	0.9	0.1
6	Split fraction of Tee-305 ( $M_6 : 0.1 \leq M_6 \leq 0.9$ )	0.9	0.1

#### ۴-۲-۱- تابع هدف، متغیرهای دستی و قیود بهینه

##### سازی فرآیند

با هدف دستیابی به کمترین میزان مصرف انرژی، حداقل کردن بار حرارتی جوش آور به عنوان تابع هدف انتخاب گردید. برای ایجاد تغییرات در فرآیند و یافتن حداقل بار حرارتی جوش آور برای نرم افزار، تعدادی از پارامترهای اثرگذار در بار حرارتی جوش آور به عنوان متغیرهای آزاد بهینه سازی تعریف شد. این پارامترها با بررسی دقیق فرآیند و انجام تجزیه و تحلیل های حساسیت و بررسی اثر هر یک از پارامترهای فرآیندی روی منحنی دمایی تقطیر محصولات و با انجام اجراهای متفاوت بدست آمده است، این متغیرهای آزاد بهینه سازی عبارتند از:

۱. جریان برگشتی بالای برج
  ۲. دبی جریان نفتا
  ۳. دبی جریان ورودی به برج V-304
  ۴. دبی جریان (مایع و گاز) تقطیر شده بالای برج
  ۵. میزان درصد تفکیک تقسیم کننده TEE-302
  ۶. میزان درصد تفکیک تقسیم کننده TEE-305
- در جدول (۵) متغیرهای آزاد بهینه سازی به همراه محدوده عمل متغیرها که برای بهینه سازی واحد

قید هفتم نیز با توجه به محدودیت پمپ P-303 که محصول پایین برج V-304 را پمپ می کند، اعمال گردید.

پس از تعریف متغیرهای آزاد بهینه سازی و محدوده عملیاتی هر یک و نیز قیدهای مناسب برای بهینه سازی، عملیات بهینه سازی روی واحد انجام گرفت که نتایج حاصل از این بهینه سازی در قسمت بعد ارائه شده است.

#### ۴-۲-۲- نتایج حاصل از بهینه سازی

برای یافتن متغیرهای آزاد بهینه سازی صحیح و قیدهای مناسب و تجزیه و تحلیل های حساسیت، از بررسی نتایج حاصل و تجزیه و تحلیل صورت گرفته، متغیرهای مناسب و بهترین قیدها با هدف رفع مشکل همپوشانی محصولات انتخاب شدند. بررسی نتایج حاصل از بهینه سازی با متغیرها و قیود مذکور نشانگر دستیابی به شرایط عملیاتی می باشد که در آن محصولات در محدوده دمایی مطلوب با همپوشانی دمایی بسیار کمتر از شرایط فعلی قرار می گیرند و این مهم بیانگر موفقیت در حل مشکل و دستیابی به هدف تعیین شده پژوهش می باشد.

نتایج به دست آمده بهینه سازی واحد به همراه نتایج مربوط به شیبه سازی با شرایط فعلی واحد در جدول (۶) آمده است.

جدول (۶): مقایسه نتایج مربوط به شرایط فعلی با نتایج حاصل از بهینه سازی واحد

Parameters	Optimized	Current
Reflux rate (kg/hr)	8158	6804
Utilities (kW)	1298	1298
Reboiler duty (kW)	1418	1418
Condenser duty (kW)	759	759
Solvent flowrate (kg/hr)	143	143
Naphtha flowrate (kg/hr)	3365	3365
Kerosene flowrate (kg/hr)	1129	1129
Diesel flowrate (kg/hr)	1086	1086

پس از بررسی نتایج حاصل از این تجزیه و تحلیل و بررسی خطاها محدوده های ذکر شده در جدول (۵) انتخاب شد. محدوده بالایی تغییرات جریان برگشتی بالای برج با توجه به توانایی پمپ P-301 واحد که مسئول پمپاژ جریان برگشتی بالای برج است، اختیار گردید. محدوده تغییرات دبی جریان نفتا و دبی جریان (مایع و گاز) تقطیر شده بالای برج نیز با توجه به تجزیه و تحلیل برش های دمایی خوراک و تخمین مقدار هر یک از محصولات در خوراک تعیین شده است. برای متغیرهای آزاد میزان درصد تفکیک تقسیم کننده TEE-302 و TEE-305 نیز محدوده های وسیعی پیش بینی شده است تا با آزادی عمل بتواند شرایط بهینه را بیابد. در حالت بهینه مقدار هیچکدام از متغیرها روی مرز قرار نداشت. قید هایی برای این تابع هدف در نظر گرفته شد تا محصولات در محدوده دمایی تعیین شده در جدول (۴) قرار گیرند و همپوشانی دمایی محصولات به حداقل برسد از شش قید زیر استفاده شد:

۱. ASTM D86 حلال در درصد تقطیر ۹۵٪ باید کمتر یا برابر ۶۵ درجه سانتی گراد باشد.

$$(D_1: D_1 \leq 65)$$

۲. ASTM D86 نفتا در درصد تقطیر ۵٪ باید بیشتر یا برابر ۹۰ درجه سانتی گراد باشد. ( $C_2: 90 \leq C_2$ )

۳. ASTM D86 نفتا در درصد تقطیر ۹۵٪ باید کمتر یا برابر ۱۸۲ درجه سانتی گراد باشد.

$$(D_2: D_2 \leq 182)$$

۴. ASTM D86 کروسین در درصد تقطیر ۵٪ باید بیشتر یا برابر ۱۹۳ درجه سانتی گراد باشد.

$$(C_3: 195 \leq C_3)$$

۵. ASTM D86 کروسین در درصد تقطیر ۹۵٪ باید کمتر یا برابر ۲۵۰ درجه سانتی گراد باشد.

$$(D_3: D_3 \leq 250)$$

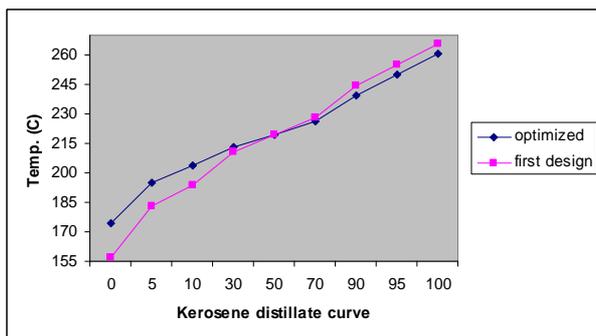
۶. ASTM D86 گازوئیل در درصد تقطیر ۵٪ باید بیشتر یا برابر ۲۶۰ درجه سانتی گراد باشد.

$$(C_4: 260 \leq C_4)$$

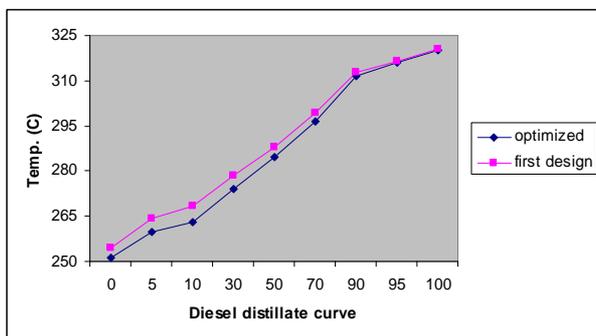
۷. دبی جریانی که از پمپ P-303 عبور می کند نباید از  $6 \text{ m}^3/\text{hr}$  بیشتر باشد. ( $\text{vol. flow P-303} < 6$ )

( $\text{m}^3/\text{hr}$ )

نشانگر صحت قیود انتخابی برای تابع هدف بهینه سازی و رسیدن به شرایط مطلوب تر عملیاتی برای استحصال محصولات جدا شده در برج تقطیر می باشد.



شکل (۷): مقایسه محدوده دمایی منحنی تقطیر کروسین در شرایط فعلی و بهینه



شکل (۸): مقایسه محدوده دمایی منحنی تقطیر گازوئیل در شرایط فعلی و بهینه

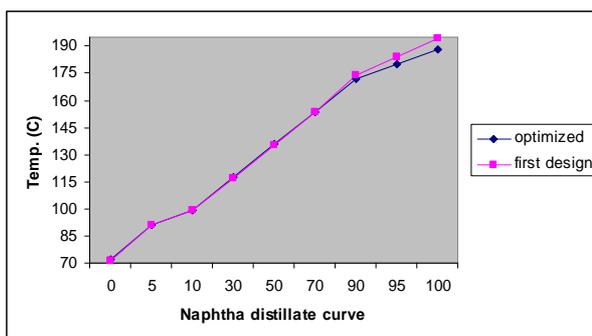
اما مهمترین مشکلی که در این پژوهش در صدد رفع آن بودیم مشکل همپوشانی دمایی محصولات این واحد بود که در ادامه به بررسی این مشکل در شرایط فعلی و شرایط بهینه می پردازیم. در شکل های (۹) و (۱۰) محدوده دمایی تقطیر محصولات دو به دو در یک نمودار آورده شده است تا در حالت فعلی واحد محصولات از نظر همپوشانی دمایی بررسی شوند.

شکل (۹) نمایانگر آن است که در شرایط فعلی واحد، تقریباً ۲۸٪ حجمی نفتا با کروسین همپوشانی دمایی دارد و این مقدار برای کروسین حدوداً ۱۲٪ است و این میزان همپوشانی دمایی به هیچ وجه قابل قبول نیست و بیانگر این است در برج تقطیر واحد شرایط به گونه ایست که عمل تفکیک و جداسازی محصولات به طور کامل صورت نمی گیرد.

مقادیر متغیرهای آزاد بهینه که با قرار گرفتن آنها مقادیر موجود در جدول (۶) محقق می شود به شرح زیر می باشد:

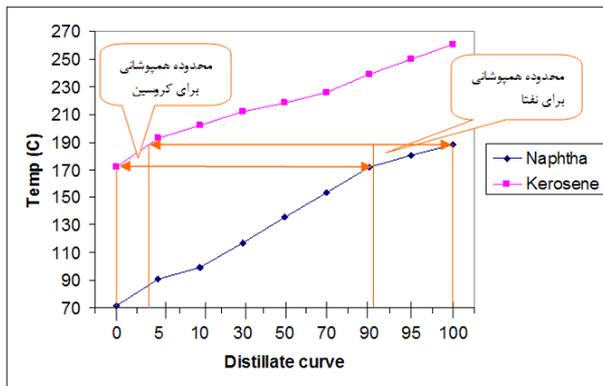
۱. دبی جریان ورودی به برج V-304 برابر با ۲۰۱۶ کیلوگرم بر ساعت
۲. دبی جریان (مایع و گاز) تقطیر شده بالای برج برابر با ۲۵۰ کیلوگرم بر ساعت
۳. میزان درصد تفکیک تقسیم کننده TEE-302 برابر با ۰/۳۱۷ برای جریان کروسین خروجی از واحد
۴. میزان درصد تفکیک تقسیم کننده TEE-305 برابر با ۰/۷۶۲ برای جریانی که به برج تقطیر باز می گردد.

یکی از مشکلاتی که در هنگام بهینه سازی و تعیین قیود تابع هدف به دنبال رفع آن بودیم مشکل قرار نداشتن محصولات در محدوده تعیین شده در جدول (۴) بود که این مشکل تا حد بسیار زیادی پس از بهینه سازی از بین رفت و محصول نفتا کاملاً در محدوده تعیین شده قرار گرفت و محصولات کروسین و دیزل هم به مقدار قابل توجهی به محدوده مطلوب نزدیک شدند. در شکل های (۶)، (۷) و (۸) محدوده دمایی منحنی تقطیر نفتا و کروسین و گازوئیل در شرایط فعلی و در حالت بهینه با هم مقایسه شده است.

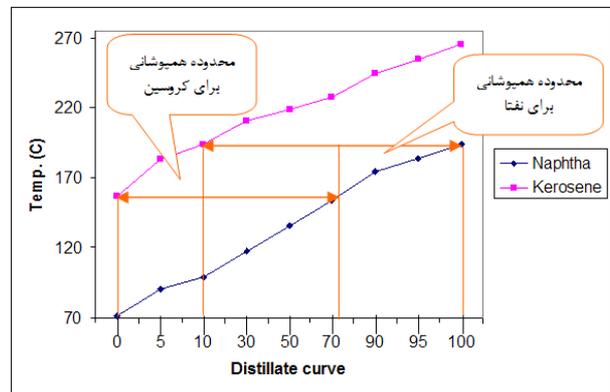


شکل (۶): مقایسه محدوده دمایی منحنی تقطیر نفتا در شرایط فعلی و بهینه

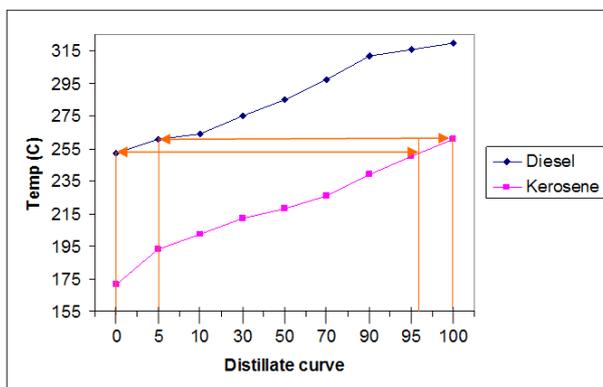
آن چه که از این منحنی ها بر می آید این است که با استفاده از پارامترهای بهینه به دست آمده محصولات نفتا، کروسین و گازوئیل در محدوده دمایی بهتری قرار گرفته اند و این امر با توجه به قید هایی که در بهینه سازی فرآیند استفاده شده، محقق گردیده است و این



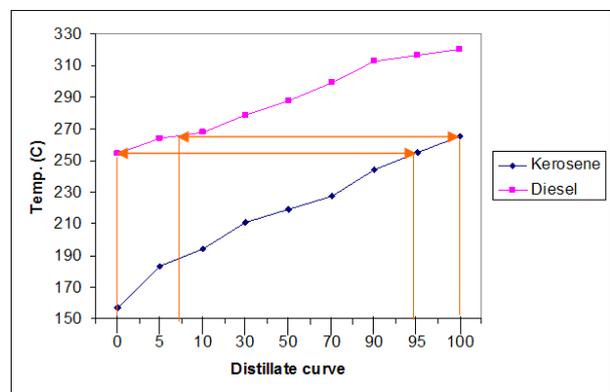
شکل (۱۱): محدوده همپوشانی دمایی منحنی تقطیر نفتا و کروسین در شرایط بهینه



شکل (۹): محدوده همپوشانی دمایی منحنی تقطیر نفتا و کروسین در شرایط فعلی واحد



شکل (۱۲): محدوده همپوشانی دمایی منحنی تقطیر کروسین و گازوئیل در شرایط بهینه



شکل (۱۰): محدوده همپوشانی دمایی منحنی تقطیر کروسین و گازوئیل در شرایط فعلی واحد

همانگونه که در شکل (۱۱) مشهود است، محدوده همپوشانی دمایی نفتا با کروسین به حدود ۹٪ حجمی کاهش یافته که این مقدار در مقابل ۲۸٪ در شرایط فعلی موفقیت بزرگی است. پس از انجام چندین بار بهینه سازی با قیدهای مختلف مشخص شد که با وجود محدودیتهای این واحد رسیدن به همپوشانی کمتر از این مقدار ممکن نمی باشد. همپوشانی دمایی برای کروسین نیز به حدود ۳٪ حجمی کاهش یافته است که این مقدار در شرایط فعلی حدود ۱۲٪ درصد است. در شکل (۱۲) به بررسی همپوشانی دمایی میان کروسین و گازوئیل پس از بهینه سازی واحد پرداخته شده است. پس از انجام بهینه سازی همپوشانی دمایی کروسین با دیزل با توجه به شکل (۱۲) به حدود ۴٪ حجمی رسیده است و این مقدار برای گازوئیل ۵٪ است. با مقایسه این نتایج با شرایط فعلی می بینیم که همپوشانی

در شکل (۱۰) محدوده همپوشانی دمایی منحنی تقطیر کروسین و گازوئیل در شرایط فعلی واحد بررسی شده است. همانطور که شکل (۱۰) نشان می دهد، در حدود ۵٪ حجمی کروسین همپوشانی دمایی با گازوئیل دارد و در حدود ۷٪ حجمی گازوئیل با کروسین همپوشانی دمایی دارد. اگر چه این مقادیر در مقایسه با همپوشانی دمایی نفتا با کروسین بسیار بهتر است اما باز هم نشانگر ناقص بودن عمل تقطیر و صحیح نبودن شرایط عملیاتی می باشد. پس از انجام بهینه سازی واحد منحنی های تقطیر محصولات برای بررسی عملکرد شرایط بهینه تعیین شده و وضعیت همپوشانی دمایی محصولات رسم شد که در شکل های (۱۱) و (۱۲) آورده شده است.

با استفاده از رابطه زیر مقدار تفاوت درآمد حاصل از استفاده از شرایط فعلی و شرایط بهینه به دست می آید:

$$P = S_2 - S_1 + (E_1 - E_2)$$

که در این معادله:

P: سود حاصل از استفاده از شرایط عملیاتی بهینه به جای شرایط فعلی

S<sub>1</sub>: درآمد حاصل از فروش در شرایط فعلی

S<sub>2</sub>: درآمد حاصل از فروش در شرایط بهینه

E<sub>1</sub>: هزینه ناشی از مصرف منابع حرارتی سرد خارجی در شرایط فعلی

E<sub>2</sub>: هزینه ناشی از مصرف منابع حرارتی سرد خارجی در شرایط بهینه

در مقایسه با حالت شرایط فعلی به میزان ۱۳۵ kW به بار حرارتی جوش آور و ۱۳۷ kW به مصرف منابع حرارتی سرد خارجی و در کل ۲۷۲ kW مصرف انرژی افزایش خواهد یافت که این مقدار ۷۷۵۶ GJ در سال خواهد شد. این افزایش در مصرف انرژی باعث افزایشی در هزینه ها به مقدار ۳۱۷۹۸ دلار (با احتساب ۴/۱\$/GJ) در سال خواهد شد.

با قرار دادن این مقدار و مقادیر محاسبه شده در جدول (۷) میزان سود یا زیان ناشی از اعمال نتایج بهینه سازی در فرآیند به دست می آید.

این بدان معنی است که با اعمال شرایط حاصله از بهینه سازی واحد سالانه به میزان ۲۹۶۷۴۶۵ دلار که رقم قابل توجهی است به درآمد این واحد پالایشگاهی افزوده می شود. افزایش درآمد واحد بر اثر اعمال شرایط بهینه بیانگر این است که از نظر اقتصادی نیز این تغییر شرایط حاکم بر واحد توصیه می شود.

#### ۵- ارائه نتایج و تحلیل یافته‌ها

نتایج این پژوهش نمایانگر آن است که تابعی که برای بهینه سازی واحد براساس بررسی دقیق و انجام تجزیه و تحلیل های حساسیت بر روی فرآیند و نیز در قسمت‌هایی سعی و خطا به دست آمده است، با مکانیسم ارائه شده مطابقت دارد. این تابع بهینه تعیین شده منجر به یافتن شرایط عملیاتی بهینه ای شده که اگر این

دمایی در اینجا نیز کاهش پیدا کرده است.

نتایج بیانگر آن است که در شرایط به دست آمده پس از بهینه سازی از میزان همپوشانی دمایی شدیدی که بین نفتا و کروسین وجود داشت به شدت کاسته شده و محصولات در محدوده های مطلوب دمایی قرار گرفته اند و به هدف انجام این پژوهش دست یافته ایم.

#### ۴-۲-۳- محاسبات اقتصادی

در صنعت تمام تلاشهایی که صورت می گیرد در راستای افزایش بهره وری و کسب سود بیشتر است و باید قبل از اتخاذ هر گونه تصمیمی مسأله از دیدگاه اقتصادی بررسی شود. در ادامه این پژوهش به بررسی اثر اعمال شرایط بهینه به دست آمده از نگاه اقتصادی پرداخته شده است. قیمت فروش محصولات نفتی بر اساس کیفیت و محدوده دمایی منحنی تقطیرشان (نقطه شروع و پایان) ارزیابی می شود و به دلیل قرار نداشتن محصولات واحد در محدوده دمایی تقطیر استاندارد جهانی، قیمت فروش این محصول از قیمت جهانی آن کمتر است. مطمئناً ارزش محصولات واحد با شرایط عملیاتی بهینه ارائه شده بیشتر از شرایط فعلی و نزدیک به قیمت جهانی خواهد بود. در این قسمت با فرض این که قیمت فروش محصولات واحد پس از اعمال شرایط بهینه ۱۰٪ افزایش یابد و به قیمت های جهانی برسد، محاسبات اقتصادی انجام گرفته است. در جدول (۷) درآمد های حاصل از فروش محصولات در شرایط بهینه آورده شده است.

جدول (۷): درآمدهای حاصل از فروش محصولات در

شرایط بهینه

Optimized condition	Annual production (bbl/year)	price[23] (\$/bbl)	Annual income (\$/year)
Solvent	10700	86.67	927,369
Naphtha	230773	76.18	17,580,287
Kerosene	72313	82.18	5,942,682
Diesel	67083	81.28	5,452,506
		Total	29,902,844

- [7] K. Basak, (1998), "Optimization of a Crude Distillation Unit", *MTech Dissertation*, I.I.T, Kanpur.
- [8] I.R. Choudhury, (1998), "Steady State Modeling and Simulation of a Crude, Distillation Unit", *MTech Dissertation*, I.I.T. Kanpur.
- [9] S. Mullick, (1993), "Rigorous On-line Model (ROM) for Crude Unit Planning, Scheduling, Engineering and Optimization", *Preprint 402 AIChE Spring National Meeting*.
- [10] K. Basak, K.S. Abhilash, S. Ganguly and D.N. Saraf, (2002), "Online Optimization of a Crude Distillation Unit with Constraints on Product Properties", *Ind. Eng. Chem. Res.*, 41, 1557–1568.
- [11] Ge, Y.-L. a b and Shen, S.-Q. a, (2007), "Flow Optimization of Atmosphere-vacuum Distillation for Crude Oil", *Journal of Petrochemical Universities*, 20, 38-41.
- [12] D B. Robertson and A. Zak Meziou, (1998), "Crude-unit Control System Pays off at Louisiana Refinery", *Oil & Gas Journal*, 96.
- [13] S. Motlaghi, F. Jalali and M. Nili Ahmadabadi, (2007), "An Expert System Design for a Crude Oil Distillation Column with the Neural Networks Model and the Process Optimization using Genetic Algorithm Framework", *Expert Systems with Applications*, 35, Issue 4, 1540-1545.
- [14] Leo Chau-Kuang Liao, T. Chung-Kuang Yang and Ming-Te Tsai, (2004), "Expert System of a Crude Oil Distillation Unit for Process Optimization using Neural Networks, Expert Systems with Applications", 26, 247–255.
- [15] Khairiyah Mohd. Yusof, Fakhri Karray and Peter L. Douglas, (2002), "Connectionist Models Of A Crude Oil Distillation Column For Real Time Optimization", *Regional Symposium on Chemical Engineering*, Songkla, Thailand.
- شرایط عملیاتی به دست آمده به عنوان شرایط عملیاتی واحد مورد مطالعه انتخاب شود محصولات کاملاً در محدوده دمایی مطلوب قرار گرفته و جدایی محصولات بسیار بهتر صورت گرفته و از همپوشانی دمایی شدیدی که بین نفتا و کروسین وجود داشت به میزان چشمگیری کاسته می شود. (از ۳۰٪ حجمی به کمتر از ۱۰٪ حجمی) همپوشانی دمایی بین کروسین و گازوئیل نیز کمتر شده است. علاوه بر آن انتخاب شرایط بهینه به عنوان شرایط عملیاتی با توجه به محاسبات اقتصادی انجام گرفته هزینه ای را باعث نمی شود، بلکه افزایش درآمدی در حدود ۲۹۵۸۴۸۶ دلار در سال را باعث می شود.

## مراجع

- [1] P. Brice, M. Hill and J. Platt, (1997), "Crude Unit Optimization Using Rigorous On-Line Models, A Case Study", *Simulation Sciences*.
- [2] Y.Z. Friedman, (1985), "Control of Crude Fractionators Product Qualities during Feedstock Changes by use of a Simplified Heat Balance", *American Control Conference*, 1084–1089.
- [3] Y.Z. Friedman, (1994), "Model Based Control Of Crude Product Qualities", *Hydrocarbon Processing Journal*.
- [4] V. Kumar, A. Sharma, I.R. Choudhury, S. Ganguly and D N. Saraf, (2001), "A Crude Distillation Unit Model Suitable for Online Applications", *Fuel Process Technology*, 73, 1–21.
- [5] D.J. Dave, M.Z. Dabhiya, S.V.K. Satyadev, S. Ganguly and D.N. Saraf, (2003), "Online Tuning of a Steady State Crude Distillation Unit Model for Real Time Applications", *Journal of Process Control*, 13, 267–282.
- [6] T. Chatterjee and D.N. Saraf, (2004), "On-line Estimation of Product Properties for Crude Distillation Units", *Journal of Process Control*, 14, 61–77.

[۲۰] یونس دادمحمدی، (۱۳۸۴)، "شبییه سازی و بهینه سازی واحد تقطیر میعانات گازی پالایشگاه سرخس"، پایان نامه کارشناسی ارشد.

[21] Aspen11.1 Physical Property Methods and Models, (2001), Aspen Technology, Inc., Cambridge, MA.

[22] Edgar, Himmelblau and Lasdon, (2001), "Optimization of Chemical Processes", second edition, p 304.

[23] International Energy Agency, (2007), "Oil Market Report", p 35.

[16] Aspen Physical Property System 11.1, (2001), *Aspen Technology*, Inc., Cambridge, MA.

[17] Aspen Physical Property Data 11.1, (2001), *Aspen Technology*, Inc., Cambridge, MA.

[18] Aspen Plus 11.1 Getting Started Modeling Petroleum Processes, (2001), *Aspen Technology*, Inc., Cambridge, MA.

[۱۹] جواد نایینی، (۱۳۷۹)، "کتابچه عملیاتی واحد تقطیر خانگیران"، شرکت ملی گاز ایران.

## Optimization of Petroleum Rectification for Reducing Temperature Overlapping of the Products

Javad Rajabi Khorasani<sup>1</sup>, Ali Asghar Khaleghi<sup>1</sup>, Farhad Shahraki<sup>2</sup>

1. MSC in Chemical Engineering, University of Sistan and Baluchestan.

2. Associate Professor of Chemical Engineering, University of Sistan and Baluchestan.

---

### ARTICLE INFO

---

#### Article history :

Received 15 June 2009

Received in revised form 30 May 2010

Accepted 21 June 2010

---

#### Keywords:

Simulation

Optimization

Separation

Temperature overlapping

Petroleum rectification

---

### ABSTRACT

Temperature overlapping is always considered in petroleum rectification. In this study, a mechanism is suggested to remove the temperature overlapping in distillation curve for rectification units which their feeds are liquefied petroleum. In this mechanism, firstly the unit is simulated and then is optimized by defining an objective function. Finally, operating conditions were determined without temperature overlapping in the distillation curve. Steps for defining the objective function are also presented. Optimization of a petroleum refinery by the presented mechanism shows considerable reduction in temperature overlapping of the distilled products and pushing them into appropriate operating range. Furthermore, applying the optimized conditions to the unit will be beneficial by 2958486 \$/yr.

---

All rights reserved.



This document was created with Win2PDF available at <http://www.daneprairie.com>.  
The unregistered version of Win2PDF is for evaluation or non-commercial use only.