Archive of SID

بهینه‌سازی واحد تقطیر اتمسفری پالایشگاه نفت لاوان با تغییر نسبت میعان‌های گازی در خوراک با استفاده از روش سطح پاسخ (RSM)

محمدعلی اخباری، حمیدرضا محجوب، مهربان کیانی، آذرخش گودرزی، علیرضا احمدی*+
شرکت پالایش نفت لاوان، جزیره لاوان، ایران

چکیده: در این مقاله، یک روش مدل‌سازی آماری برای بهینه‌سازی واحد تقطیر اتمسفریک پالایشگاه نفت لاوان ارایه شده است. با استفاده از روش سطح پاسخ (RSM)، تأثیر هم‌زمان مقدار نفت خام و میعان‌های گازی بر روی میزان تولید گازمایع، نفتای سبک و سنگین، نفت‌گاز و نفت‌کوره توسط نرم‌افزار Design Expert بررسی شد. به این منظور از ۶۲۳ عدد آزمایش تجربی در شرایط عملیاتی گوناگون استفاده شد. برای تعیین اهمیت اثرها و بر هم کنش هر پارامتر بر روی میزان تولید هر یک از فراورده‌های خروجی، تجزیه و تحلیل واریانس (ANOVA) به کار گرفته شد. نتیجه‌ها نشان می‌دهد که مقدار R^2 بیش از ۰/۹۲ و R^2تعدیل شده در توافق خوبی با R^2 می‌باشد. پس از تأیید مدل ریاضی ارایه شده، به منظور افزایش تولید فراورده‌های دلخواه و با ارزش افزوده بالا مانند نفتای سبک و سنگین و کاهش تولید نفت‌کوره به عنوان یک فراورده‌ی غیردلخواه، بهینه‌سازی نیز انجام شد. مطابق با نتیجه‌های بهینه‌سازی و با درنظر گرفتن محدودیت‌های عملیاتی، بیش‌ترین مقدار فراورده‌های دلخواه و کم‌ترین مقدار نفت‌کوره به عنوان هدف اصلی این پژوهش، در مقدار خوراک کل (BPD) ۵۶۵۰۰ و با مخلوطی متشکل از ۵۷ درصد میعان‌های گازی و ۴۳ درصد نفت خام دست یافتنی است. در ادامه به منظور اجرای شرایط بهینه، تغییرهای فرایندی لازم اعمال شد و شرایط بهینه با موفقیت اجرا شد.

واژه‌های کلیدی: واحد تقطیر اتمسفریک؛ نفت خام؛ میعان‌های گازی؛ بهینه‌سازی؛ روش سطح پاسخ.

KEYWORDS: *Atmospheric distillation unit; Crude oil; Gas condensate; Optimization; Response surface methodology.*

مقدمه

پالایشگاه‌ها مجموعه‌ای از تعداد زیادی واحدهای عملیاتی جهت جداسازی برش‌های نفتی و بهبود کیفیت آن‌ها می‌باشد. هدف تمام مجموعه‌های پالایشی افزایش تولید فراورده‌های با ارزش و با کیفیت می‌باشد [۱]. واحد تقطیر نفت خام(۱) اولین واحد فرایندی پالایشی می‌باشد که در آن جداسازی نفت خام به برش‌ها و فراورده‌های میان‌تقطیر گوناگون صورت می‌گیرد و در ادامه در واحدهای فرایندی دیگر جهت پاسخگویی به نیازهای بازار و استانداردهای زیست محیطی کیفیت آن‌ها بهبود یافته و برای عرضه به بازار آماده می‌شوند [۲]. با توجه به پیشرفت‌های صنعتی و افزایش جمعیت نیاز به فراورده‌های نفتی مانند گازمایع(۲)، بنزین،

*عهده دار مکاتبات
+E-mail: alireza6891@yahoo.com

(۱) Crude Oil
(۲) Liquified Petroleum Gas

www.SID.ir

Archive of SID

حلال‌ها، نفتای سبک و سنگین، نفت گاز[۱] و ... که با تقطیر نفت خام و میعان‌های گازی[۲] و در ادامه‌ی یکسری فرایندهای کاتالیستی تولید می‌شوند، بیش از پیش احساس می‌شود.

تقطیر نفت خام عبارت است از تفکـــیک هیدروکربن‌های موجود در خوراک به برش‌هایی که بر اساس نقطه جوش در آن محدوده قرار دارند [۳]. به طور معمول خوراک پالایشگاه‌ها، نفت خام سبک یا سنگین، میعان‌های گازی و یا ترکیبی از هر دوی آن‌ها می‌باشد. از آنجایی که هر ماده نفتی از جمله نفت خام و میعان‌های گازی مشخصات ویژه‌ای دارند، درنتیجه از مقدار مشخص از یک خوراک ثابت فراورده‌های مشخص به مقدار معلوم می‌توان تولید نمود. به طور معمول مطالعه‌های فرایندهای پالایشگاهی با شناخت و شناسایی خوراک‌ها و انواع فراورده‌های تولیدی آغاز می‌شود. خوراک نفت خام و میعان‌های گازی که از نقطه‌های گوناگون استحصال می‌شوند ویژگی‌های فیزیکی و شیمیایی متفاوتی دارند. نفت خام و میعان‌ها ترکیب‌های پیچیده‌ای ازهیدروکربن‌هایی متشکل از اتم‌های کربن و هیدروژن در نسبت‌های متفاوت می‌باشند. هرچه نسبت اتم‌های هیدروژن به کربن کاهش یابد، وزن مخصوص نفت خام و میعان‌ها افزایش می‌یابد و به عبارتی نقطه جوش میانگین آن افزایش می‌یابد [۴]. نمودار گستره جوش نفت خام و میعان‌های گازی به عنوان یکی از مهم‌ترین مشخصه‌های نشان دهنده وجود برش‌های نفتی متفاوت با مقدارهای مشخص در آن‌ها می‌باشد [۵]. نفت خام به شکل فراورده‌هایی مانند گازمایع، نفتای سبک و سنگین، نفتای امتزاج، نفت سفید، نفت‌گاز و باقی‌مانده برج تقطیر اتمسفریک جداسازی می‌شود [۶]. در میان فراورده‌های تولیده شده در برج تقطیر، نفتا، بنزین و نفت‌گاز باارزش‌ترین و نفت‌کوره[۳] کم‌ارزش‌ترین فراورده محسوب می‌شوند.

با توجه به افزایش روزافزون مصرف انرژی و نیاز واقعی کشورها به تامین انرژی مورد نیاز، بهینه‌سازی واحدهای تولید و مصرف انرژی، عملی اقتصادی و گاه حیاتی به حساب می‌آید [۷]. بهینه سازی بهره‌برداری از پالایشگاه‌های نفت برای تولید فراورده‌ی بیش‌تر و با کیفیت بالاتر بسیار دارای اهمیت می‌باشد. در واحدهایی با مقیاس بالا مانند واحد تقطیر نفت خام و یا سایر واحدهای پتروشیمی، مقدار ناچیزی بهبود در شرایط عملیاتی و فرایند، باعث سود بسیار بالایی خواهد شد [۸]. همچنین در حدود ۳۵ تا ۴۵ درصد انرژی مصرف شده در پالایشگاه‌ها مربوط به واحد تقطیر اتمسفریک می‌باشد. بنابراین بهره‌برداری از این واحد در شرایط بهینه از نظر فنی و هم از نقطه نظر اقتصادی بسیار مهم می‌باشد [۹].

مدل واحد تقطیر یک مدل حالت پایا می‌باشد در واقع مدل، مقدار و ویژگی‌های فراورده را بر اساس اطلاعات خوراک و ویژگی‌هایش محاسبه می‌کند. بسیاری از موارد معمول بهینه‌سازی واحد تقطیر عبارتند از: بهینه‌سازی برج تقطیر به منظور انرژی مورد نیاز، تغییرهای کمیت و کیفیت خوراک، مصرف انرژی، شرایط عملیاتی، ویژگی‌های فراورده و بسیاری از موارد دیگر. از آنجا که بهره‌برداری بهینه از واحد تقطیر دارای اهمیت می‌باشد، بسیاری از مهندسان و پژوهشگران فعالیت خود را بر بهبود عملکرد تقطیر نفت خام و افزایش راندمان اقتصادی و فرایندی آن متمرکز نموده‌اند [۹]. در سال ۲۰۰۳ میلادی، *اوکک* و *همکاران*[۴] [۱۰] واحد تقطیر یک پالایشگاه نفت در نیجریه را در زمینه مصرف انرژی طراحی و بهینه‌سازی کردند. *دامیجان* و *همکاران*[۵] [۱۱] پژوهش‌هایی که به‌وسیله *اوکک* و *همکاران* جهت بهینه سازی برون‌خطی انرژی واحد تقطیر انجام شده بود را تکمیل کردند. در این مدل بهره و ویژگی‌های فراورده‌های تولیدی براساس ویژگی‌های خوراک و ویژگی های فراورده‌های استاندارد محاسبه شد. نقطه بهینه به‌دست آمده بیانگر کاهش مصرف انرژی به میزان ۳/۲ درصد کم‌تر از عملکرد پیشین بود. *فضلعلی* و *همکاران*[۶] [۱۲] برای بهبود عملکرد برج تقطیر، مبحث کاهش انرژی مصرفی را با رویکرد بهینه سازی شرایط عملیاتی انجام دادند. در تحقیقات *فضلعلی* و *همکاران*، برج تقطیر اتمسفریک پالایشگاه شازند اراک جهت بهینه‌سازی و افزایش فراورده‌ی بالاسری مورد بررسی قرارگرفت. نتیجه‌های آن‌ها نشان دهنده‌ی افزایش تولید فراورده‌ی بالاسری همراه با تغییر متغیرهای عملیاتی بود. *بن یوسف*[۷] [۱۳] نیز با استفاده از روش برنامه‌ریزی خطی[۸] بهره‌وری یک پالایشگاه را با تغییراتی در ترکیب نفت خام ورودی بهبود بخشید.

در پالایشگاه‌هایی با ضریب پیچیدگی پایین که فاقد واحدهای پیشرفته برای تبدیل برش‌های سنگین مانند نفت‌کوره به برش‌های سبک هستند، استفاده از خوراک یا خوراک‌هایی که گستره جوش آن‌ها

(۱) Gas Oil
(۲) Gas Condensate
(۳) Fuel Oil
(۴) Okeke et al.
(۵) Domijan et al.
(۶) Fazlali et al.
(۷) Benyoucef
(۸) Linear Programing

www.SID.ir

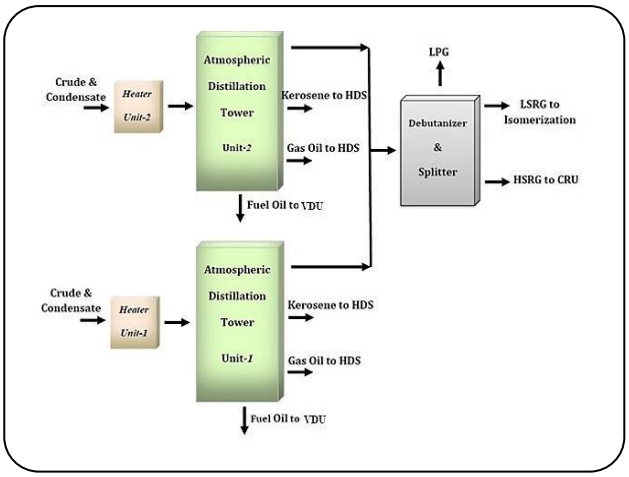
Archive of SID

کم‌ترین میزان برش‌های سنگین و کم‌ارزش را نشان دهد باعث افزایش تولید فراورده‌های کاربردی و با ارزش می‌شود. یکی از خوراک‌های مناسب برای افزودن به برج تقطیر اتمسفریک، میعان‌های گازی می‌باشد که عموما دارای برش‌های با نقطه جوش به نسبت پایین و میان تقطیر می‌باشد. بنابراین انتخاب خوراکی متشکل از نفت خام و میعان‌های گازی با ترکیب درصدهای متفاوت، تأثیر زیادی بر عملکرد فرایندهای پالایشی خواهد داشت. درنتیجه یافتن نسبت بهینه میعان‌های گازی و نفت خام به عنوان خوراک ورودی به واحد تقطیر اتمسفریک و همچنین بهینه‌سازی شرایط عملیاتی متناسب با خوراک و محدودیت‌های عملیاتی، به منظور افزایش تولید فراورده‌های با ارزش افزوده بالا، همچنین کاهش تولید فراورده‌های با ارزش کم‌تر از نفت خام ضمن عدم تغییر کیفیت، دارای اهمیت می‌باشد. شایان ذکر است که انتخاب هر نوع خوراک و یا ترکیب دو نوع خوراک با هر نسبت دلخواه به علت محدودیت‌های عملیاتی امکان‌پذیر نمی‌باشد.

در مطالعه‌ی حاضر، نخست با استفاده از یک بانک اطلاعاتی شامل ۶۲۳ عدد داده‌ی تجربی مطابق با تغییرهای مقدار خوراک نفت خام و میعان‌های گازی و با بکارگیری روش سطح پاسخ[۱] به‌وسیله نرم افزار Design Expert[۲] مقدار هر یک از فراورده‌های خروجی شامل گازمایع، نفتای سبک و سنگین، نفت‌گاز و نفت‌کوره با حفظ ویژگی‌ها به صورت تابعی از مقدار نفت خام و میعان‌های گازی ورودی پیش بینی شده و اثر هریک از پارامترهای ورودی بر روی تولید فراورده‌ها بررسی شد. پس از اطمینان از صحت مدل ریاضی ارایه شده، برای محاسبه میزان تولید بهینه هر یک از فراورده‌های با توجه به ارزش افزوده، نسبت به پارامترهای ورودی با درنظر گرفتن محدودیت‌های فرایندی و کنترل فرایند با استفاده از روش سطح پاسخ بهینه‌سازی انجام شد.

شرح فرایند

واحدهای تقطیر نفت خام به طورعمده متشکل از مجموعه مبدل‌های گرمایی پیش‌گرم‌کن و کوره، برج تقطیر اتمسفریک و خلاء، برج‌های عریان ساز جانبی[۳]، برج های تفکیک کننده نفتا[۴] می‌باشند. پنج فراورده مهم تولید شده در واحد تقطیر نفت خام، شامل گازمایع، نفتای سبک وسنگین، نفت سفید[۵]، نفت‌گاز و نفت‌کوره می‌باشد. یک نمودار بلوکی از این واحد در شکل ۱ نشان داده شده است. از آنجا که مدلسازی و بهینه‌سازی هر فرایند، مستلزم شناخت و درک صحیح از فرایند واحد و ویژگی‌های خوراک است. درنتیجه نخست شرح مختصری از واحد و همچنین ویژگی‌های خوراک ارایه می‌شود. واحد تقطیر اتمسفریک پالایشگاه لاوان متشکل از دو واحد با ظرفیت اسمی هر کدام ۲۵۰۰۰ BPD[۶] می‌باشد.



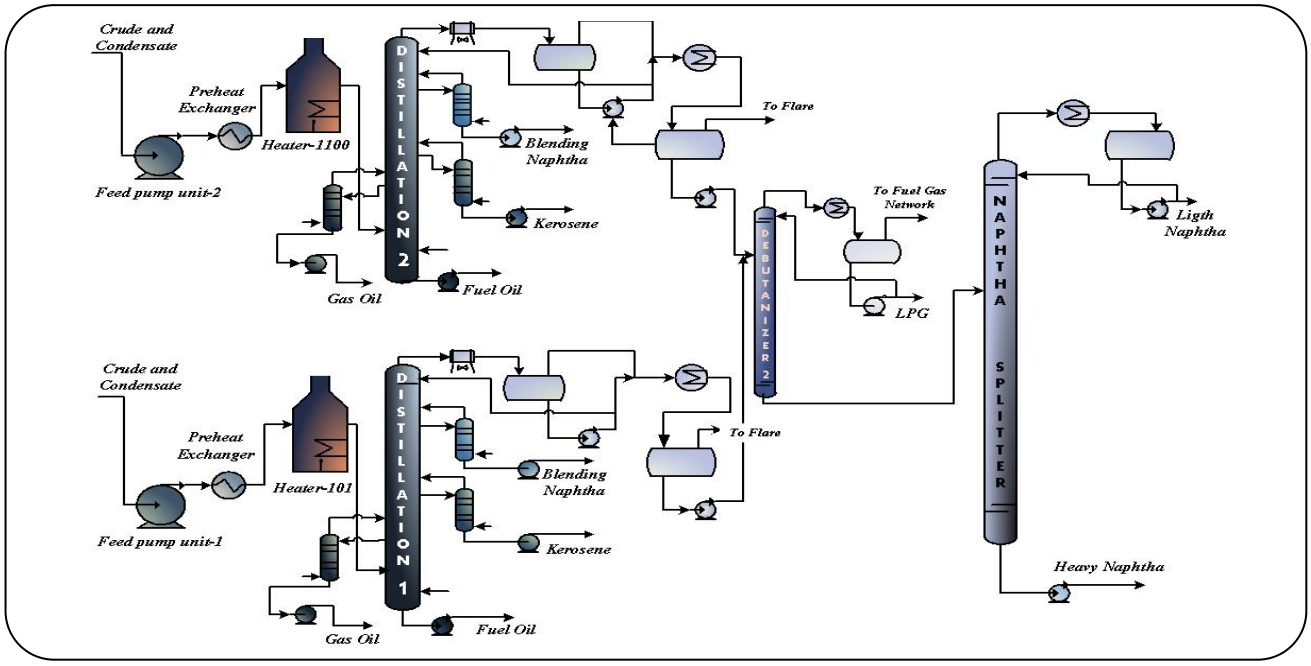
شکل ۱ـ نمودار بلوکی ساده از دو واحد تقطیراتمسفریک.

در شکل ۲ شمای ساده‌ای از واحد تقطیر پالایشگاه لاوان نشان داده شده است. خوراک واحد تقطیر نفت خام پالایشگاه لاوان، از دو منبع نفت صادراتی لاوان و میعان‌های گازی تأمین می‌شود. نفت خام و میعان‌های گازی با دو جریان موازی پس از پیش‌گرم شدن در مبدل‌های گرمایی درون کوره گرم می‌شود و سپس وارد برج تقطیر اتمسفریک می‌شود. نفتا و مواد سبک‌تر از بالای برج‌های اتمسفریک پس از سرد شدن و مایع شدن طی دو مرحله در بازروانی درام وارد شده و سرانجام گازهای آن از بالای بازروانی دارم خارج شده و وارد سامانه مشعل پالایشگاه می‌شود. فراورده‌های بالاسری برج تقطیر اتمسفریک عبارتند از گازمایع، نفتای سبک[۷] و نفتای سنگین[۸]. در مرحله پس فراورده‌ی پایین، به برج تفکیک‌کننده نفتا برای جداسازی نفتای سبک و نفتای سنگین از هم ارسال می‌شود. نفتای سبک پس از تصفیه برای بالابردن عدد اکتان و همچنین حذف ترکیب‌های سمی مانند بنزن به واحد ایزومریزاسیون

(۱) Response Surface Methodology (RSM)
(۲) Design Expert Software
(۳) Side Stripper Column
(۴) Splitter Column
(۵) Kerosene
(۶) Barrel Per Day
(۷) Light Straight Run Gasoline(LSRG)
(۸) Heavy Straight Run Gasoline(HSRG)

www.SID.ir

Archive of SID



شکل ۲ ـ شمای ساده از واحد تقطیر اتمسفریک.

ارسال می‌شود. همچنین بخشی از آن به عنوان جزئی از فراورده بنزین نهایی به طور مستقیم به استخر بنزین[۱] ارسال می‌شود و نفتای سنگین نیز برای بهبود کیفیت و تولید بنزین با عدد اکتان ۹۵، خوراک واحد تصفیه و تبدیل کاتالیستی[۲] می‌شود. اولین فراورده‌ای که به عنوان فراورده‌ی جانبی از برج تقطیر اتمسفریک به دست می آید، نفتای امتزاج[۳] است که برای تصفیه به همراه نفت‌گاز و نفت سفید به واحد تصفیه هیدروژنی ارسال می‌شود. مقداری از نفت سفید پس از سرد شدن در قسمت پیش گرمایش به درون برج اتمسفریک برگردانده می‌شود. فراورده نفت‌گاز نیز پس از مخلوط شدن با نفت‌گاز برج خلاء و فراورده‌ی نفت سفید برای انجام فرایند تصفیه و بهبود عدد ستان به واحد تصفیه هیدروژنی ارسال می‌شود. مقداری از نفت‌گاز پس از سرد شدن در قسمت پیش گرمایش به درون برج برگردانده می‌شود. ته مانده برج اتمسفریک به برج تقطیر خلاء فرستاده می‌شود. خوراک پالایشگاه لاوان متشکل از مخلوط نفت خام سبک حوزه لاوان با درجه API حدود ۳۵/۵ و میعان‌های گازی با درجه API در حدود ۶۰ می‌باشد. مفیدترین نوع آزمایش برای بررسی توانایی تولید فراورده‌های مشخص از یک نوع خوراک معلوم، آزمایش تعیین گستره نقطه جوش می‌باشد گستره نقطه جوش نفت خام و یا میعان‌های گازی نشان دهنده وجود فراورده‌های گوناگون در آن‌ها است. در شکل‌های ۳ و ۴ به ترتیب نمودارهای نقطه جوش[۴] مربوط به نفت خام و میعان‌های گازی پالایشگاه لاوان نشان داده شده است.

همان‌گونه که در پیش گفته شد، اساس جداسازی مواد در برج تقطیر بر اساس اختلاف نقطه جوش و به طور کامل فیزیکی می باشد. بر همین اساس و با توجه به انجام نشدن واکنش تنها راه ممکن برای افزایش تولید فراورده‌های با ارزش افزوده بالاتر و افزایش حاشیه سود، انتخاب خوراک مناسب از جهت قیمت و کیفیت و سرانجام بهینه‌سازی شرایط عملیاتی متناسب با آن می‌باشد.

گستره نقطه جوش فراورده‌های بالاسری و میان‌تقطیر واحد تقطیر پالایشگاه لاوان در جدول ۱ نشان داده شده است. البته این عددها در فصل‌های گوناگون و بنا به شرایط عملیاتی در مقدارهای کم قابل تغییر می‌باشند. شرایط عملیاتی واحد تقطیر اتمسفریک در حالت نرمال پیش از اعمال شرایط بهینه، در جدول ۲ ارایه شده است.

در این پژوهش با توجه به اینکه سه فراورده‌ی میان تقطیر شامل نفتای‌امتزاج، نفت سفید و نفت‌گاز، پس از تولید در واحد تقطیر و ارسال به واحد تصفیه هیدروژنی در بیش‌تر اوقات به صورت مخلوط به فروش می‌رسد، در محاسبه‌های مخلوط سه فراورده به عنوان یک فراورده‌ی نفت‌گاز در نظر گرفته شده است.

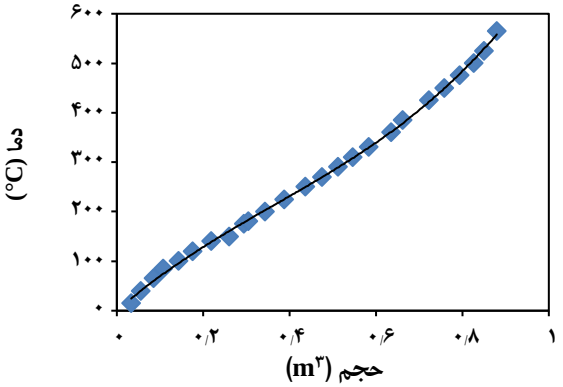
(۱) Gasoline Pool
(۲) Catalytic Reforming
(۳) Blending Naphtha
(۴) Sample Method: ASTM D-2892

www.SID.ir

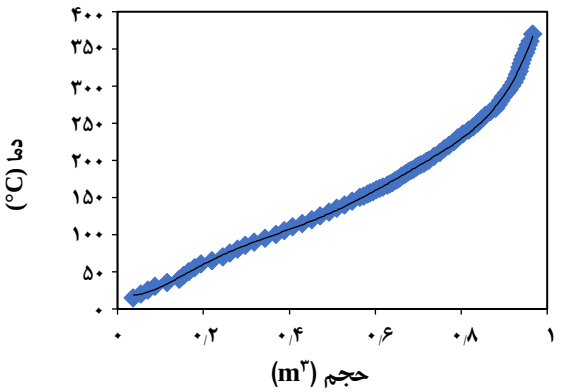
Archive of SID

جدول ۱ـ گستره نقطه جوش فراورده‌های بالاسری و میان‌تقطیر واحد تقطیر پالایشگاه لاوان.

فرآورده	نقطه جوش آغازین (°C)	نقطه جوش پایانی (°C)
نفتای سبک و سنگین	۳۵	۱۸۱
نفتای امتزاج	۱۳۸	۲۳۲
نفت سفید	۱۵۸	۲۶۸
نفت گاز	۱۶۰	۳۸۵



شکل ۳ـ نمودار نقطه جوش نفت خام لاوان.



شکل ۴ – نمودار نقطه جوش میعان های گازی

روش سطح پاسخ (RSM)

به طور کلی جهت بهبود فرایند یک سامانه‌ی پالایشی از دو روش می‌توان استفاده کرد. در روش اول می‌توان با استفاده از نرم‌افزارهای شبیه‌سازی مانند Aspen شرایط عملیاتی واحد را به شرایط بهینه نزدیک کرد. ولی در روش دوم لازم است با دقت شرایط بهینه را از طریق نتیجه‌ها و داده‌های تجربی به دست آمده، بررسی نمود. روش دوم با به کارگیری روش‌های آماری سطح پاسخ بسیار کارآمد خواهد بود [۸].

روش سطح پاسخ مرکب از روش های ریاضی و آماری برای به‌دست آوردن یک مدل تجربی می‌باشد که در سامانه‌هایی با چند متغیر، که چگونگی عملکرد فرایند و یا پاسخ‌های آن را تحت تأثیر قرار می‌دهد، کاربردی و مفید می‌باشد [۱۴]. کاربرد روش سطح پاسخ بیش‌تر در بهینه‌سازی و دریافت نقاط بهینه برای کاهش هزینه‌های زیاد می‌باشد.

به طور معمول ایجاد یک رابطه بین پاسخ و متغیرهای مستقل دشوار می‌باشد. در روش سطح پاسخ به کمک داده‌های تجربی یک رابطه مناسب بین پاسخ و متغیرهای مستقل ایجاد می‌شود که کمک بسیار زیادی به پیش‌بینی پاسخ‌ها در سطح‌های گوناگون متغیرها خواهد نمود. هدف از این روش، بهینه‌سازی سطح‌های گوناگون متغیرها به صورت همزمان برای رسیدن به بهترین پاسخ می‌باشد. این روش یک رابطه بین ورودی و خروجی‌های فرایند در بازه‌ی متغیرهای مستقل بر قرار می‌کند. کاربرد روش سطح پاسخ نیازمند انتخاب مناسب متغیرهای مستقل و وابسته با بیش‌ترین تاثیر بر روی پاسخ‌ها و همچنین انتخاب مناسب طراحی آزمایش می‌باشد.

مطالعه‌های زیادی با استفاده از روش سطح پاسخ در علوم گوناگون مانند شیمی و فیزیک کاربردی، بیوشیمی و میکروبیولوژی، مهندسی شیمی و محیط‌زیست انجام شده است.

ژانگ و *همکاران*[۱] [۱۵] روش سطح پاسخ را برای بهینه‌سازی پارامترهای فرایند احیای کربن فعال مستعمل شده کاتالیست‌های فرایند وینیل استات استفاده نمودند. *چیانگ* و *همکاران*[۲] [۱۶] در مطالعه‌های مربوط به استخراج کرومیوم از محلول آبی ضایعات داروسازی از روش سطح پاسخ برای بهینه‌سازی پارامترهای مؤثر بر نتیجه‌ها استفاده کردند. همچنین *آقبلاغی* و *کریمی*[۳] [۱۷] برای بررسی متغیرهایی مانند غلظت خوراک، سرعت، اندازه ذره‌ها و ارتفاع بستر در فرایند جذب آب از محلول اتانول از روش سطح پاسخ استفاده نمودند. اخیرا *صمیمی* و *همکاران*[۴] [۱۸] با استفاده از روش سطح پاسخ تأثیر همزمان مقدار خوراک، ترکیب درصد خوراک و مقدار جریان رقیق‌کننده را بر روی راکتور تبدیل متیل استیلن

(۱) Zhang et al.
(۲) Chyang et al.
(۳) Aghbolaghy et al.
(۴) Samimi et al.

www.SID.ir

Archive of SID

جدول ۲ـ شرایط عملیاتی واحد تقطیر اتمسفریک در حالت نرمال پیش از اعمال شرایط بهینه.

شرایط عملیاتی	مقدار
دمای ورودی برج تقطیراتمسفریک (°C)	۳۴۰/۰
دمای بالای برج تقطیراتمسفریک (°C)	۱۵۰/۰
فشار برج تقطیر اتمسفریک (kg/cm^2)	۱/۵
مقدار نفت خام (BPD)	۴۳۵۰۰
مقدار میعان های گازی (BPD)	۲۰۰۰۰
مقدار گاز مایع (m^3/day)	۹۵
مقدار کل نفتای سبک وسنگین (m^3/day)	۳۹۷۳
مجموع محصولات میان تقطیر (نفت‌گاز) (m^3/day)	۳۵۰۴
نفت کوره (m^3/day)	۲۵۱۵

و پروپادین پتروشیمی جم بررسی کردند. همچنین بهینه‌سازی فرایند نیز به منظور تولید بیش‌ترین مقدار پروپیلن توسط همین روش انجام شد.

به‌کارگیری روش سطح پاسخ در یافتن مدل ریاضی مناسب

فرایند بهینه‌سازی شامل بررسی پاسخ بر اساس ترکیب‌ها، تخمین ضریب‌های متناسب با داده‌های تجربی، پیش بینی پاسخ مناسب و سرانجام بررسی دقت مدل به‌دست آمده می‌باشد. در این مطالعه برای بررسی میزان و درصد ترکیب بهینه خوراک پالایشگاه لاوان، مقدار نفت خام مصرفی (A) و مقدار میعان‌های مصرفی (B)، به عنوان متغیرهای مستقل مورد بررسی قرار گرفتند و تاثیر آن‌ها بر تولید فراورده‌های گاز مایع، نفتای سبک و سنگین، نفت‌گاز و نفت‌کوره به عنوان پاسخ سامانه گزارش شدند. با استفاده از آزمایش‌های تجربی، مدل ریاضی به دست آمده برای پاسخ میزان تولید گازمایع، نفتای سبک و سنگین، نفت‌گاز و نفت‌کوره به صورت زیر می‌باشد.

تولید گازمایع (m^3/day) $= b_0+b_1\times A+b_2\times B$

تولید نفتای سبک و سنگین (m^3/day) $= b_0+b_1\times A+b_2\times B+ b_3\times A\times B + b_4\times B^2$

تولید نفت‌گاز (m^3/day) $= b_0+ b_1\times A+b_2\times B+ b_3\times B^2$

تولید نفت‌کوره (m^3/day) $= b_0+ b_1\times A+b_2\times B$

در معادله‌های بالا b ضریب ثابت مربوط به رگراسیون و A و B متغیرهای مستقل سامانه می‌باشند. همان‌گونه که گفته شد در این پژوهش متغیرهای مستقل عبارتند از مقدار نفت خام (A) و مقدار میعان‌های گازی (B) با واحد (PBD) که همراه با گستره تغییرها در جدول ۳ آورده شده‌اند.

برای نشان دادن دقت و معنادار بودن رابطه بین مدل و نتیجه‌های تجربی، همچنین تعیین برهم کنش آن‌ها، برای هر پارامتر جدول آنالیز واریانس[۱] ارایه شده و همچنین برای معنادار بودن مدل از جهت آماری یک مقدار p[۲] کم‌تر از ۰/۰۵ برای آن در نظر گرفته شده است.

اجرای روش سطح پاسخ (RSM) در بهینه سازی فرایند

بهینه‌سازی عبارتست از انتخاب بهترین، با روش کمّی مؤثر در میان مجموعه‌ای از متغیرها [۱۹] بهینه‌سازی در طراحی و در بهره‌برداری از یک واحد بر روی توصیف ریاضی واحد و فرموله کردن یک یا چند تابع هدف مناسب و مجموعه‌ای از محدودیت‌ها تمرکز می‌کند. همچنین بهینه‌سازی می‌تواند در شناسایی اهداف و محدودیت‌های فرایندی که منجر به بهبود کیفیت طراحی و عملکردی می‌شود نیز مفید باشد. متغیرهای طراحی و عملیاتی در بیش‌تر فرایندها به نوعی به هم وابسته‌اند. در بهینه‌سازی یک فرایند صنعتی متغیرهای تصمیم‌گیری ممکن است شرایط عملیاتی یا اندازه تجهیزات باشند [۲۰].

در فرایند حاضر، لازم است به منظور بهبود عملکرد واحد تقطیر با هدف افزایش تولید فراورده‌های با ارزش افزوده بالا وکاهش تولید فراورده‌های نامطلوب، یک روش بهینه‌سازی به کار گرفته شود. در این پژوهش مقدار نفت خام و میعان‌های گازی ورودی به عنوان متغیرهای تصمیم‌گیری و بیش‌تر شدن فراورده‌های با ارزش بالاتر از خوراک، شامل گازمایع، نفتای سبک وسنگین، نفت‌گاز و کمینه شدن تولید فراورده‌های کم ارزش مانند نفت‌کوره به عنوان تابع هدف درنظر گرفته شدند. در جدول ۴ گستره تغییرهای متغیرهای تصمیم‌گیری، همچنین توابع هدف همراه با درجه اهمیت که بین ۵–۱ ارزش گذاری شده‌اند، نشان داده شده است. درجه اهمیت گزارش شده در جدول ۴ برای هر فراورده، بر اساس چند پارامتر، شامل قیمت نهایی، مقدار ارزش‌افزوده نسبت به خوراک و همچنین در نظر گرفتن هزینه‌های عملیاتی (تولید برق و بخار و...) برای تولید، می‌باشد. شایان ذکر است که در این فرایند با توجه به طراحی تجهیزات واحد تقطیر پارامتر نسبت میعان‌ها به کل خوراک به عنوان یک محدودیت در نظر گرفته شده است.

(۱) Analysis of Variance (ANOVA)

(۲) p-Value

www.SID.ir

Archive of SID

جدول ۳ ـ گستره تغییرهای مقدارهای نفت خام و میعان‌های گازی.

مقدار میعان های گازی ورودی (BPD)	مقدار نفت خام ورودی (BPD)
۱۰۰۰۰–۲۷۰۰۰	۲۵۰۰۰–۴۷۰۰۰

جدول ۴ ـ گستره تغییر متغیرهای تصمیم‌گیری همچنین توابع هدف همراه با درجه اهمیت.

نام متغیر	هدف	درجه اهمیت	حد پایین	حد بالا
مقدار نفت خام (BPD)	در گستره	–	۴۸۰۰۰	۲۲۰۰۰
مقدار میعان های گازی (BPD)	در گستره	–	۳۶۰۰۰	۱۰۰۰۰
نسبت میعان های به کل خوراک	در گستره	–	۰/۶۰	۰/۰۰
گازمایع (m^3/day)	حداکثر	۳	–	–
نفتای سبک وسنگین (m^3/day)	حداکثر	۵	–	–
نفت‌گاز (m^3/day)	حداکثر	۴	–	–
نفت‌کوره (m^3/day)	حداقل	۵–	–	–

جدول ۵ ـ نتیجه‌های رگراسیون و تجزیه و تحلیل واریانس برای تولید گاز مایع، نفتای سبک و سنگین، نفت‌گاز و نفت‌کوره.

عبارت	تولید گازمایع (m^3/day)		تولید نفتای سبک و سنگین (m^3/day)		تولید نفت‌گاز (m^3/day)		تولید نفت‌کوره (m^3/day)	
	F-value	p-Value	F-value	p-Value	F-value	p-Value	F-value	p-Value
مدل ارائه شده	۱۱۹۵۹/۵۱	<۰/۰۰۰۱	۱۵۲۲/۱۲	<۰/۰۰۰۱	۱۵۹۴/۳۴	<۰/۰۰۰۱	۱۴۱۶۲/۷۷	<۰/۰۰۰۱
A	۵۷/۵۸	<۰/۰۰۰۱	۱۳/۸۷	۰/۰۰۰۲	۱۰۶/۵۰	<۰/۰۰۰۱	۵۶۸۵/۹۰	<۰/۰۰۰۱
B	۱۹۴۲۵/۰۸	<۰/۰۰۰۱	۲۴۲/۲۸	<۰/۰۰۰۱	۱۳۴/۳۲	<۰/۰۰۰۱	۳۲/۰۰	< ۰/۰۴۵۰
A×B	–	–	۵/۴۲	۰/۰۲۰۲	۰/۴۵	۰/۵۰۳۰	-	-
A^2	-	-	۰/۶۱	۰/۰۴۳۳۲	۰/۰۰۲۳۸	۰/۹۶۱۱	-	-
B^2	-	-	۱۱/۵۸	۰/۷۰۰۰	۳/۹۶	۰/۰۴۷۱	–	–
	R-Sq=۹۷/۴۷		R-Sq=۹۲/۳۵		R-Sq=۹۲/۴۶		R-Sq=۹۶/۱۹	
	R-Sq(adj)=۹۷/۳۸		R-Sq(adj)=۹۲/۲۸		R-Sq(adj)=۹۲/۲۴		R-Sq(adj)=۹۶/۱۸	

نتیجه‌ها و بحث

به منظور بررسی اثر پارامترهای مستقل بر روی میزان تولید گاز مایع، (ANOVA) استفاده شد. جدول ۵ نتیجه‌های تجزیه و تحلیل بیش از ۰/۹۲ بوده و R^2 تعدیل شده، سازگار با R^2 است.

اهمیت هر ضریب توسط مقدار مطلق F[1] و مقدار p که در جدول ۵ ذکر شده، تعیین شده است.

در این پژوهش عبارت های مدل با $p<۰/۰۰۱$ ، $۰/۰۰۱ \le p<۰/۰۱$ ، $۰/۰۱ \le p<۰/۰۵$ و $p \le ۰/۰۵$ به ترتیب به عنوان عبارت های بسیار مهم، چشمگیر، ناچیز و بی‌اهمیت در نظر گرفته شده‌اند.

از روش سطح پاسخ و تجزیه و تحلیل واریانس (ANOVA) برای بررسی وابستگی میزان فراورده‌های خروجی واحد تقطیر به متغیرهای ورودی استفاده شد. جدول ۵ نتیجه‌های رگراسیون

(۱) F-Value

www.SID.ir

Archive of SID

جدول ۶ ـ نتیجه‌های برازش اصلاح شده و تجزیه و تحلیل واریانس برای تولید گاز مایع، نفتای سبک و سنگین، نفت‌گاز و نفت‌کوره.

عبارت	تولید گازمایع (m^3/day)		تولید نفتای سبک و سنگین (m^3/day)		تولید نفت‌گاز (m^3/day)		تولید نفت‌کوره (m^3/day)	
	F-value	p-Value	F-value	p-Value	F-value	p-Value	F-value	p-Value
مدل ارائه شده	۱۱۹۵۹/۵۱	۰/۰۰۰۱<	۲۶۶۲/۰۰	۰/۰۰۰۱<	۱۵۹۴/۳۴	۰/۰۰۰۱<	۱۴۱۶۲/۷۷	۰/۰۰۰۱<
A	۵۷/۵۸	۰/۰۰۰۱<	۵۲۶۷/۹۶	۰/۰۰۰۱<	۱۰۶/۵۰	۰/۰۰۰۱<	۵۶۸۵/۹۰	۰/۰۰۰۱<
B	۱۹۴۲۵/۰۸	۰/۰۰۰۱<	۱۰۱۷/۴۴	۰/۰۰۰۱<	۱۳۴/۳۲	۰/۰۰۰۱<	۳۲/۰۰	< ۰/۰۴۵۰
A×B	–	–	–	–	۰/۴۵	۰/۵۰۳۰	-	-
A^2	-	-	–	–	۰/۰۰۲۳۸	۰/۹۶۱۱	-	-
B^2	-	-	۵/۵۶	۰/۰۱۸۷	۳/۹۶	۰/۰۴۷۱	–	–
	R^2 =۹۷/۴۷		R^2=۹۲/۴۵		R^2=۹۲/۸۱		R^2=۹۶/۱۹	
	R^2(adj)=۹۷/۳۸		R^2(adj)=۹۲/۳۸		R^2(adj)=۹۲/۷۰		R^2(adj)=۹۶/۱۸	

جدول ۷ ـ مدل اصلاح شده نهایی جهت تولید گازمایع، نفتای سبک و سنگین، نفت‌گاز و نفت‌کوره.

تولید گازمایع (m^3/Day) = ۰/۷۶۶۲۰+۲/۱۶۷۱۲×10^{-4}×A+۴/۶۲۷۵×10^{-3}×B
تولید نفتای سبک وسنگین (m^3/Day) = -۹۲۷/۹۲۷۸۹ + ۰/۰۷۲۰۵۹ ×A+ ۰/۱۹۹۵۴ ×B -۱/۸۰۹۲۳×10^{-6}×A×B-۱/۳۳۴۶۱×10^{-6}× B^2
تولید نفت‌گاز (m^3/Day) = ۲۲۴/۴۲۳۸۵+ ۰/۰۵۴۱۳۳×A+ ۰/۰۳۳۳۹۹×B + ۳/۵۰۲۸۶ ×10^{-7}×B^2
تولید نفت‌کوره (m^3/Day) ۰/۵۹۴۵۷ = −۶۳/۹۶۱۹۶ +×A + ۱/۵۱۷۲۵×10^{-4}× B

جدول ۸ ـ خلاصه‌ای از عملکرد مدل.

منشاء	R^2 (%)	R^2 (adj) (%)	R^2 (pred) (%)
تولید گازمایع	۹۷/۴۷	۹۷/۳۸	۹۷/۳۰
تولید نفتای سبک و سنگین	۹۲/۴۵	۹۲/۳۸	۹۲/۳۵
تولید نفت‌گاز	۹۲/۸۱	۹۲/۷۰	۹۲/۶۶
تولید نفت‌کوره	۹۶/۱۹	۹۶/۱۸	۹۶/۱۷

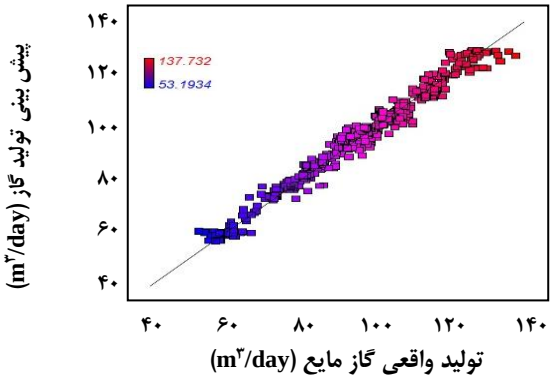
مدل اولیه را برای میزان تولید گازمایع، نفتای سبک و سنگین، نفت‌گاز و نفت‌کوره نشان می‌دهد. با توجه به نتیجه‌های تحلیل واریانس مشخص شد که تعدادی از ضریب‌های برازش چندان معنی دار نبودند. با حذف ضریب‌های بی‌اهمیت مدل اولیه، مدل اصلاح شد. جدول ۶ نتیجه‌های برازش و تجزیه و تحلیل واریانس را برای مدل اصلاح شده نشان می‌دهد. مدل نهایی اصلاح شده برای میزان تولید فراورده‌های واحد تقطیر در جدول ۷ نشان داده شده است.

مقدارهای R^2 (واریانس تبیین شده) برای ارایه خلاصه‌ای از عملکرد مدل در جدول ۸ گزارش شده‌است. همان‌گونه که دیده می‌شود، ضریب‌های محاسبه شده R^2 بیش از ۰/۹۲است. یعنی این‌که بیش از ۹۲ درصد از کل تغییرها در پاسخ می‌تواند توسط متغیرهای مستقل تبیین شود، درحالی که مقدارهای R^2 تعدیل‌شده[۱] نشان دهنده سازگاری بین مدل‌های تجربی و پیش‌بینی کننده است. به منظور ارایه یک مدل ریاضی جامع برای پیش‌بینی مقدار هر یک از فراورده‌های خروجی واحد تقطیر اتمسفریک پالایشگاه نفت لاوان،

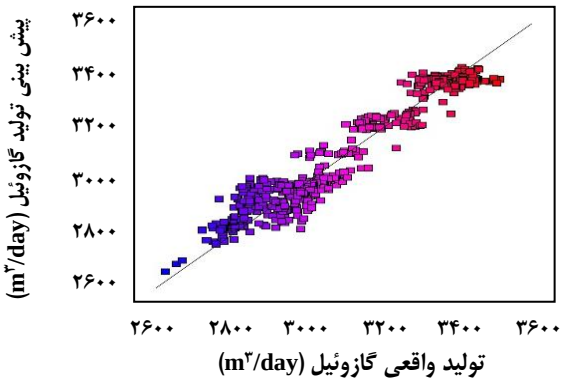
(۱) Adjusted R^2

www.SID.ir

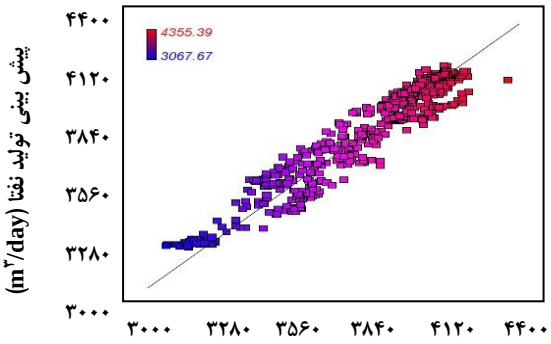
Archive of SID



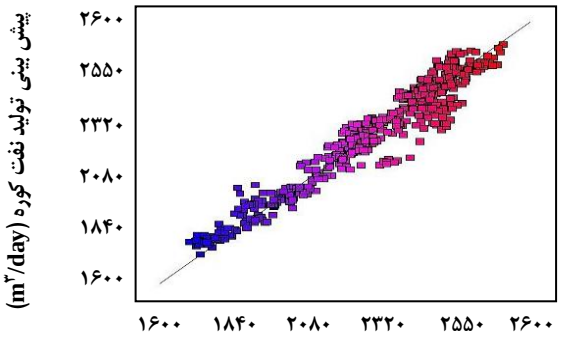
شکل ۵ ـ مقدار فراورده‌ی گازمایع پیش بینی شده برحسب مقدار تجربی.



شکل ۷ـ مقدار فراورده‌ی نفت‌گاز پیش بینی شده برحسب مقدار تجربی.



شکل ۶ ـ مقدار فراورده‌ی نفتای سبک و سنگین پیش بینی شده برحسب مقدار تجربی.



شکل ۸ ـ مقدار فراورده‌ی نفت‌کوره پیش بینی شده برحسب مقدار تجربی.

ضمن حفظ ویژگی‌ها، از یک بانک اطلاعاتی شامل ۶۲۳ آزمایش تجربی در مقدارهای متفاوت نفت خام و میعان‌های گازی استفاده شد و خوشبختانه مدل ریاضی ارایه شده در توافق بسیار خوبی با داده های تجربی می‌باشد.

شکل‌های ۵ تا ۸ به ترتیب مقدارهای گازمایع، نفتای سبک و سنگین، نفت‌گاز و نفت‌کوره را بر حسب مقدارهای متناظر تجربی نشان می‌دهد. همان‌گونه که در شکل‌های ۵ تا ۸ نشان داده شده است، مدل توانسته است مقدارهای تجربی را برای هر چهار فراورده به خوبی پیش‌بینی کند چراکه مقدارهای محاسبه شده سازگار با داده‌های تجربی می‌باشد. همچنین توانایی مدل‌های ارایه شده در پیش‌بینی متغیرهای مستقل می‌تواند با بررسی باقیمانده‌ها[۱] تعیین شود. در واقع باقیمانده‌ها تفاوت بین پاسخ دیده شده و پاسخ پیش‌بینی شده هستند که در برابر مقدار پاسخ پیش‌بینی شده رسم شده‌اند. این نمودارها باید دارای کم‌ترین الگو و ساختار باشند یعنی نباید هیچ الگوی واضح و آشکاری داشته باشند. نمودار باقی مانده‌ها بر حسب مقدار پیش‌بینی شده برای هر چهار فراورده‌ی خروجی در شکل‌های ۱۲-۹ آورده شده است.

بررسی تاثیر متغیرهای عملیاتی بر روی تولید فراورده‌ها

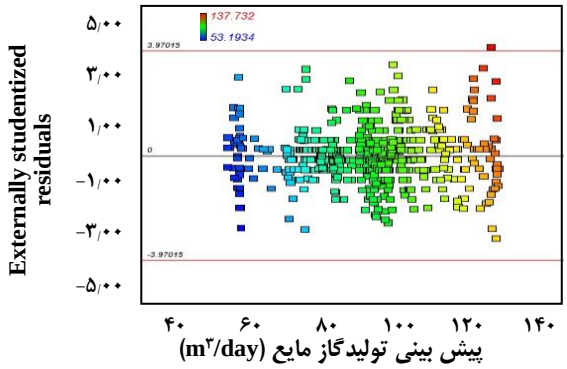
با استفاده از مدل ریاضی پیش‌بینی کننده، نمودار سطح پاسخ در ناحیه آزمایش رسم شده است. نمودارهای سه بعدی و همچنین نمودارهای شمارنده[۲] جهت نمایش نرخ تولید فراورده‌ها با استفاده از مدل ریاضی ارایه شده در شکل های ۲۰-۱۳ نشان داده شده است. همچنین مقدارهای تجربی به صورت نقطه در نمودار مشخص شده‌اند. از آنجا که این مدل دقیق است، می‌توان برای تخمین میزان تولید فراورده‌ها، در هر مخلوط دلخواهی ازخوراک

(۱) Residuals

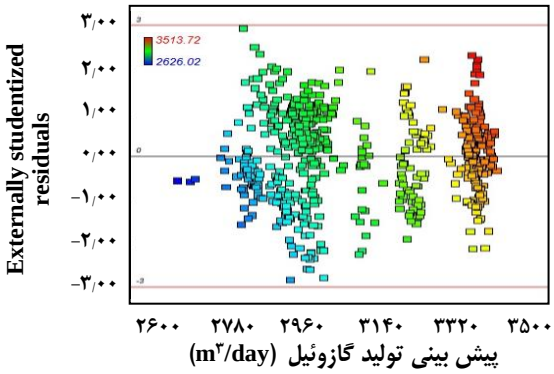
(۲) Counter

www.SID.ir

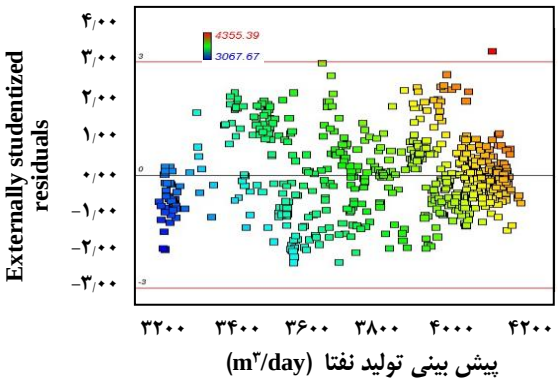
Archive of SID



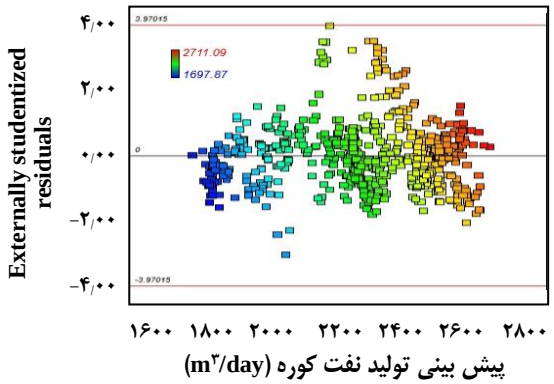
شکل ۹ ـ نمودار باقیمانده بر حسب مقدار پیش بینی شده برای گازمایع.



شکل ۱۱ـ نمودار باقیمانده بر حسب مقدار پیش بینی شده برای نفت‌گاز.



شکل ۱۰ ـ نمودار باقیمانده بر حسب مقدار پیش بینی شده برای نفتای سبک و سنگین.



شکل ۱۲ ـ نمودار باقیمانده بر حسب مقدار پیش بینی شده برای نفت‌کوره.

نفت خام و میعان‌های گازی از این نمودارها استفاده کرد. شکل ۱۳(الف و ب) به ترتیب نمودار شمارنده و سه بعدی تأثیر هم‌زمان مقدار نفت خام و میعان‌های گازی را بر روی نرخ تولید گاز مایع نشان می‌دهد. همان‌گونه که روشن است نرخ تولید گازمایع با افزایش نفت خام همچنین افزایش میعان‌های گازی افزایش می‌یابد، ولی همان‌گونه که در شکل مشخص است شیب تغییرهای تولید گازمایع با افزایش میعان‌های گازی نسبت به افزایش نفت خام بسیار بیش‌تر می‌باشد.

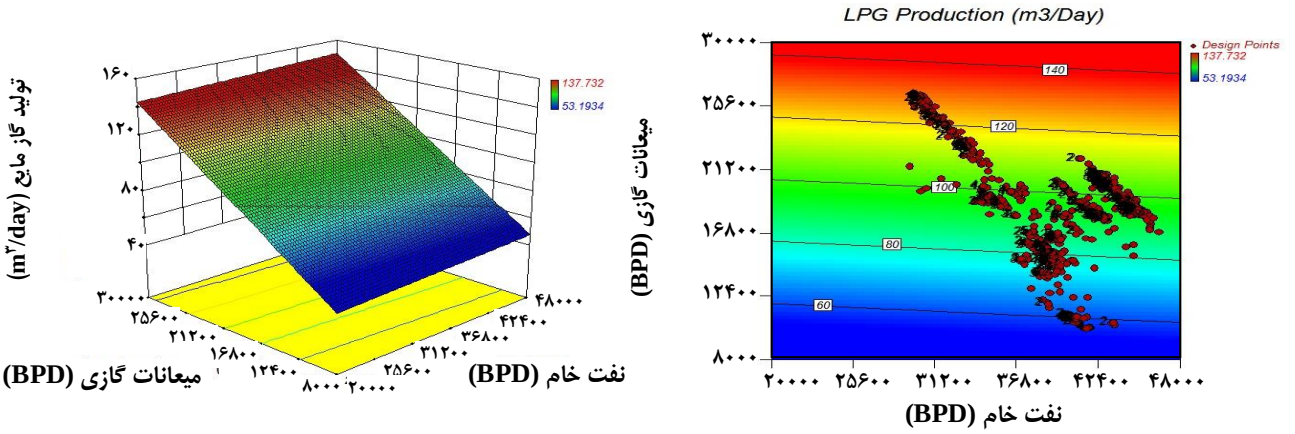
این به این علت است که میعان‌های گازی از مخازن گازی به دست آمده و نسبت به نفت خام دارای مقدارهای بیش‌تری از ترکیب‌های با نقطه جوش پایین مانند گازمایع می‌باشد که سرانجام از برج بوتان‌زدا از ترکیب‌های سنگین‌تر جداسازی می‌شود.

شکل۱۴(الف و ب) به ترتیب نمودار شمارنده و سه بعدی تأثیر هم‌زمان مقدار نفت خام و میعان‌های گازی را بر روی نرخ تولید نفتای سبک و سنگین نشان می‌دهد. میعان‌های گازی نسبت به افزایش نفت خام بیش‌تر می‌باشد. زیرا میعان‌های گازی در ماهیت دارای مقدار بیش‌تری از ترکیب‌های با نقطه جوش در گستره نفتای سبک و سنگین است، با آنالیز و بررسی شکل‌های ۳ و ۴ که به ترتیب نشان‌دهنده‌ی نمودار نقطه جوش نفت خام و میعان‌های گازی می‌باشد، مشخص است که حدود ۶۵ درصد حجمی ترکیب‌های میعان‌های گازی در گستره نقطه جوش ترکیب‌های نفتای سبک و سنگین قرار دارد. این در حالی است که این مقدار برای نفت خام لاوان حدود ۲۷ درصد حجمی است. بنابراین بیش‌تر بودن شیب نمودار با افزایش مقدار میعان‌ها نسبت به نفت خام طبیعی می‌باشد.

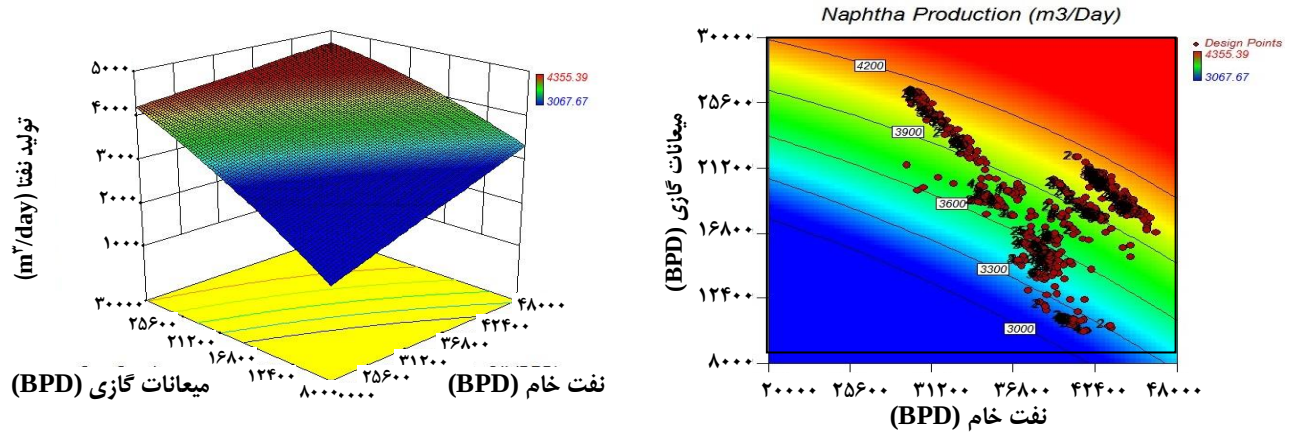
شکل ۱۵ (الف و ب) نمودار شمارنده و سه بعدی تاثیر هم‌زمان مقدار نفت خام و میعان های گازی را برروی میزان تولید نفت‌گاز نشان می‌دهد. مشخص است که نرخ تولید نفت‌گاز با افزایش نفت خام و همچنین افزایش میعان‌های گازی افزایش می‌یابد ولی روشن است

www.SID.ir

Archive of SID



شکل ۱۳ (الف و ب) ـ تأثیر همزمان مقدار نفت خام و میعان های گازی بر روی مقدار گازمایع تولیدی.



شکل ۱۴ (الف و ب) ـ نمودار تأثیر همزمان مقدار نفت خام و میعان های بر روی مقدار نفتای سبک و سنگین تولیدی.

که شیب افزایش تولید نفت‌گاز با افزایش نفت خام نسبت به افزایش میعان‌های گازی بیش‌تر می‌باشد. چراکه با آنالیز و بررسی نمودار نقطه جوش نفت خام لاوان (شکل۳) روشن است که در حدود ۴۰ درصد حجمی ترکیب‌های آن در گستره جوش ترکیب‌های میان‌تقطیر شامل نفتای امتزاج، نفت‌سفید و نفت‌گاز قرار دارد این در حالی است که میعان‌های گازی دارای حدود ۳۰ درصد حجمی از ترکیب‌هایی است که در این گستره جوش (شکل۴) می‌باشد. بنابراین بیش‌تر بودن شیب نمودار نرخ تولید نفت‌گاز با افزایش نفت خام نسبت به مقدار میعان‌های معتبر می‌باشد.

شکل ۱۶(الف و ب) نمودار شمارنده و سه بعدی تأثیر همزمان مقدار نفت خام و میعان‌های گازی را برروی میزان تولید نفت‌کوره نشان می‌دهد. با توجه به شکل، نرخ تولید نفت‌کوره همواره با افزایش مـــــقدار نفت خام و میعان‌های گازی افزایش می‌یابد. ولی افزایش مقدار نفت خام ولی همان‌گونه که روشن است، شیب افزایش تولید نفت‌کوره با افزایش مقدار نفت خام بسیار بیش‌تر می‌باشد. با آنالیز و بررسی شکل ۳ و ۴ که به ترتیب نشان‌دهنده‌ی نمودار نقطه جوش نفت خام و میعان‌های‌گازی می‌باشد، مشخص است که در حدود ۳۰ درصد حجمی از ترکیب‌های نفت خام در در گستره نقطه جوش ترکیب‌های نفت‌کوره قرار دارد. این در حالی است که برای میعان‌های گازی کم‌تر از ۲ درصد می‌باشد. بنابراین بیش‌تر بودن شیب نمودار با افزایش مقدار نفت خام نسبت به میعان‌های گازی معتبر می‌باشد.

نتیجه‌های بهینه سازی

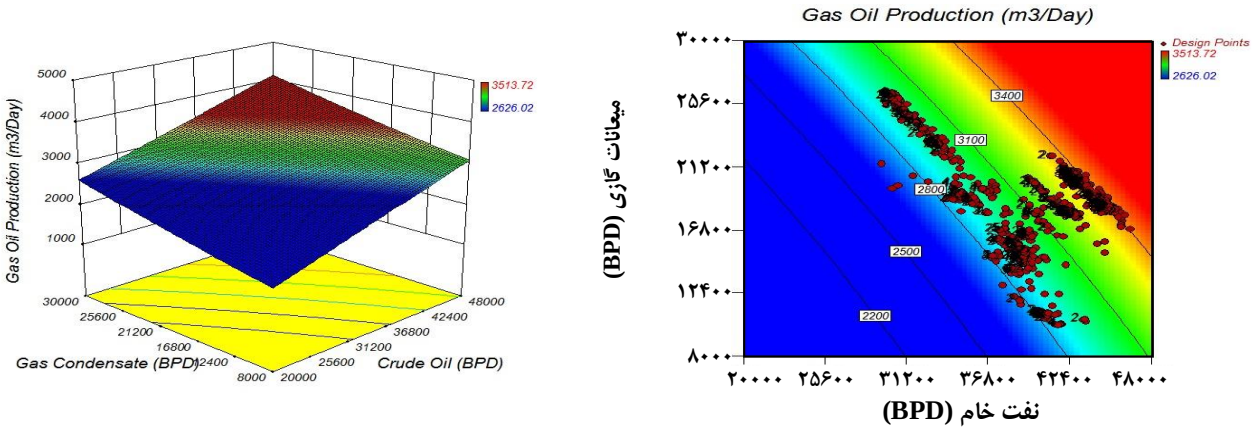
در این قسمت نتیجه‌های بهینه‌سازی با روش سطح پاسخ، با در نظرگرفتن گستره تغییرهای متغیرهای ورودی و محدودیت‌های عملیاتی، در جدول ۹ ارایه شده است.

اعمال شرایط بهینه عملیاتی

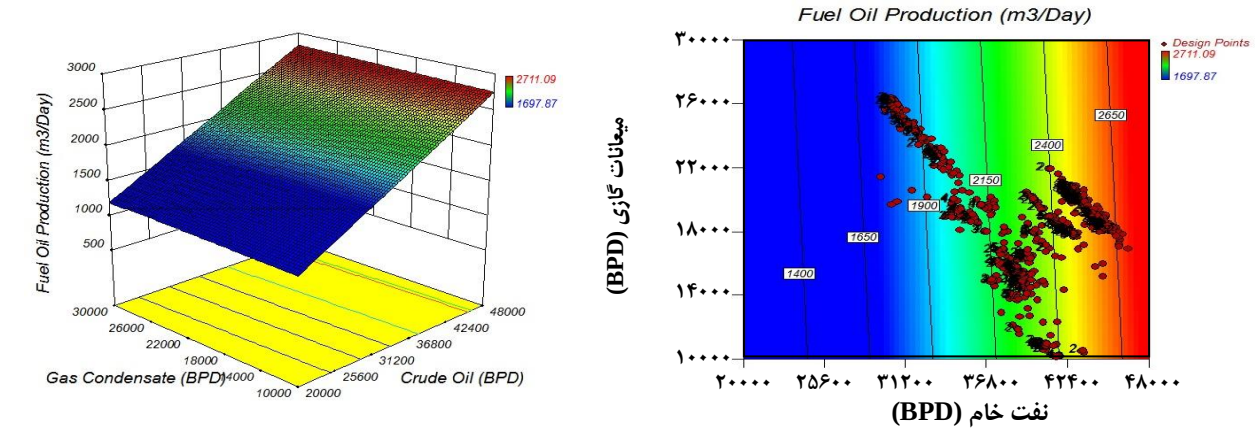
به منظور افزایش بهره‌وری شرکت و تولید بیش‌تر فراورده هایی با ارزش افزوده بالا، اعمال شرایط فرایندی بهینه ذکر شده،

www.SID.ir

Archive of SID



شکل ۱۵ (الف و ب) ـ تأثیر هم‌زمان مقدار نفت خام و میعان های گازی بر روی مقدار نفت‌گاز تولید.



شکل ۱۶ (الف و ب) ـ تأثیر هم‌زمان مقدار نفت خام و میعان‌های گازی بر روی مقدار نفت‌کوره تولیدی.

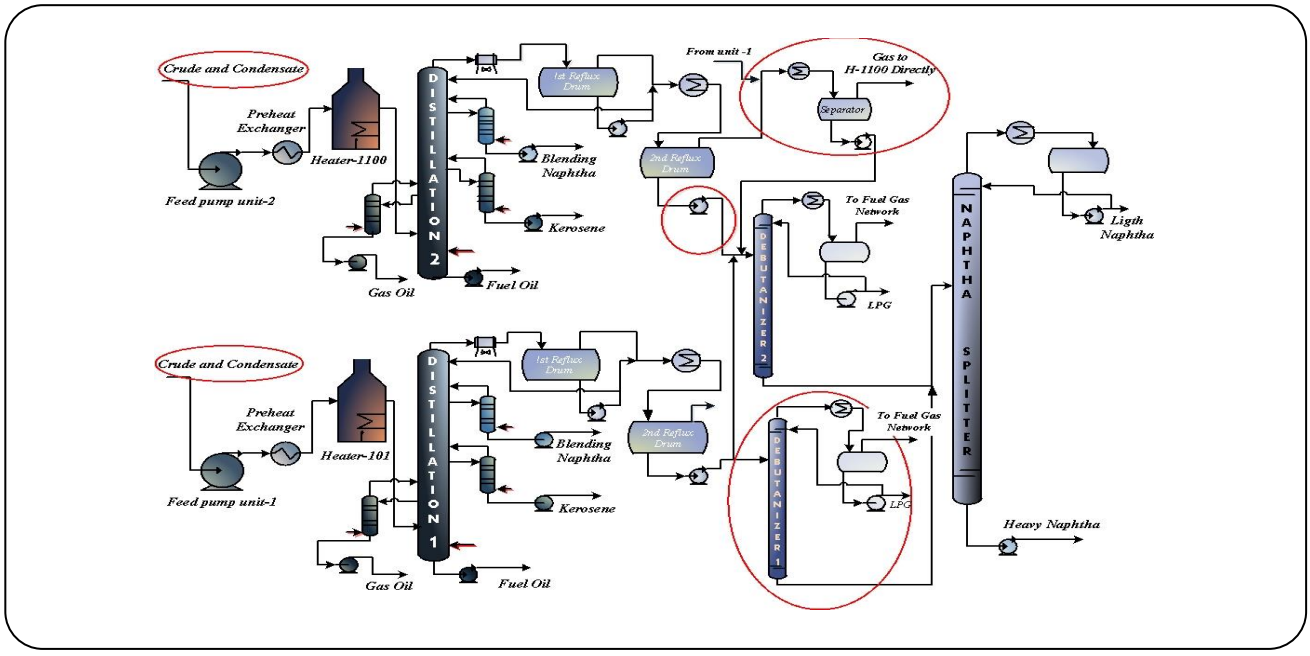
یعنی کاهش خوراک مجموع واحدهای ۱ و ۲ از (BPD)۶۳۵۰۰ به (BPD)۵۶۵۰۰ و افزایش نسبت خوراک میعان‌های گازی به کل خوراک از ٪۳۰-۲۸ به ٪۵۷-۵۳ ضمن حفظ کیفیت فراورده‌ها، در دستور کار قرار گرفت. برای اجرایی نمودن این ایده راهگشا و سودآور، با توجه به افزایش تولید گازمایع و نفتای سبک و سنگین و درنتیجه کاهش بازدهی برج بوتان‌زدای واحد تقطیر ۲ ، نخست لازم بود که برج بوتان‌زدای واحد تقطیر ۱ که به علت اجرای طرح بهبود فرایند و بهینه سازی ظرفیت و در سرویس قرارگرفتن برج بوتان‌زدای واحد تقطیر ۲ از سرویس خارج شده بود، همان‌گونه که در شکل ۱۷ نشان داده شده، دوباره در سرویس قرار گیرد. برای افزایش میزان میعان‌های گازی در مرحله اول کاهش دمای کوره های واحد تقطیر ۱ و۲ به منظور حفظ ویژگی‌های فراورده‌ها، در دستور کار قرار گرفت، به روشی که دمای کوره ها از ۳۴۰ درجه سلسیوس به ۳۱۰ درجه سلسیوس کاهش یافت که این موضوع افزون بر پژوهش اهداف یاد شده، از نظر کاهش مصرف انرژی نیز بسیار دارای اهمیت بود. در مرحله بعد افزایش نسبت میعان‌های گازی، با چالش‌هایی روبه رو شد، ازجمله مشکل‌های به‌وجود آمده در سامانه بالاسری برج‌های تقطیر واحدهای ۱ و ۲ که شامل انباشتگی نفتای سبک و سنگین و همچنین افزایش فشار برج ناشی از افزایش ترکیب‌های C_1-C_4 موجود در میعان‌ها که منجر به افزایش ضایعات می‌شد. برای رفع مشکل به‌وجود آمده در قسمت بالاسری برج‌های تقطیر واحدهای ۱ و ۲ به ویژه انباشتگی نفتا، پیشنهاد شد با تغییر سامانه‌ی پمپاژ قسمت بالاسری و افزایش توان پمپ ارسال نفتا از دومین ظرف نگهدارنده بازروانی برج تقطیر به برج بوتان‌زدای ۲ و همچنین با افزایش اندازه خط لوله خروجی نفتا برای کاهش افت فشار خط لوله مشکل موجود مرتفع شود. ولی در زمینه مورد دوم افزایش فشار برج تقطیر اقداماتی صورت گرفت که در جلوتر شرح داده می‌شود. با توجه به آنالیز انجام شده بر روی گاز خروجی از دومین ظرف نگهدارنده رفلاکس برج تقطیر اتمسفریک واحدهای ۱ و ۲، مشخص شد که دارای مقدارهای زیادی

www.SID.ir

Archive of SID

جدول ۹ـ نتیجه‌های بهینه‌سازی با روش سطح پاسخ، شامل مقدار نفت خام و میعان‌های بهینه به‌عنوان خوراک و پیش‌بینی تولید فراورده‌ها در این شرایط.

شماره	مقدار نفت خام (BPD)	مقدارمیعان های گازی (BPD)	نسبت میعان های (٪)	تولید گاز مایع (m^3/day)	تولید نفتای سبک وسنگین (m^3/day)	تولید نفت‌گاز (m^3/day)	تولید نفت‌کوره (m^3/day)
۱	۲۴۳۸۶/۱۴	۳۲۶۱/۸۶	۵۷/۲۰	۱۵۶/۵۹	۴۶۳۸/۷۹	۲۸۲۴/۰۷	۱۳۹۵/۱۰
۲	۲۴۲۶۷/۵۱	۳۲۷۳۲/۴۹	۵۷/۴۰	۱۵۷/۱۱	۴۶۴۸/۷۳	۲۸۲۰/۸۹	۱۳۸۸/۱۱
۳	۲۴۵۴۳/۶۷	۳۲۴۵۶/۳۳	۵۶/۹۰	۱۵۵/۹۰	۴۶۲۵/۶۵	۲۸۲۸/۲۶	۱۴۰۴/۳۸
۴	۲۴۲۳۱/۶۴	۳۲۷۶۸/۳۶	۵۷/۵۰	۱۵۷/۲۷	۴۶۵۱/۷۵	۲۸۱۹/۹۲	۱۳۸۶/۰۰
۵	۲۵۲۷۰/۵۰	۳۰۷۲۹/۵۰	۵۴/۹۰	۱۴۸/۱۲	۴۴۶۵/۳۷	۲۸۰۳/۲۶	۱۴۴۷/۹۵
۶	۲۴۸۵۱/۸۹	۳۱۱۴۸/۰۹	۵۵/۶۰	۱۴۹/۹۶	۴۴۹۸/۸۲	۲۷۹۲/۵۴	۱۴۲۳/۲۹
۷	۲۶۰۵۱/۱۴	۲۹۹۴۸/۸۵	۵۳/۵۰	۱۴۴/۷۰	۴۴۰۴/۴۷	۲۸۲۲/۵۷	۱۴۹۳/۹۲
۸	۲۶۹۴۶/۵۶	۲۹۰۵۳/۴۴	۵۱/۹۰	۱۴۰/۷۷	۴۳۳۷/۰۰	۲۸۴۳/۶۱	۱۵۴۶/۶۵
۹	۲۵۰۴۲/۹۳	۳۰۹۵۶/۹۸	۵۵/۳۰	۱۴۹/۱۱	۴۴۸۳/۴۸	۲۷۹۷/۴۶	۱۴۳۴/۵۴
۱۰	۲۶۱۷۵/۴۸	۲۹۸۲۴/۵۱	۵۳/۳۰	۱۴۴/۱۵	۴۳۹۴/۹۵	۲۸۲۵/۵۶	۱۵۰۱/۲۴



شکل ۱۷ـ شمای از واحد تقطیر پالایشگاه لاوان پس از اعمال تغییرهای فرایندی برای دستیابی به شرایط بهینه.

از ترکیب‌ها گاز مایع و سنگین تر (C_3^+) می‌باشد. بنابراین پیشنهاد شد که مطابق با شکل ۱۷ گاز خروجی از دومین ظرف نگهدارنده بازروانی برج های تقطیر پس از عبور از یک عدد مبدل گرمایی و تبادل گرما با آب خنک کننده و پایین آمدن دما، به‌منظور جداسازی ترکیب‌های C_4^+ وارد یک ظرف جداکننده شود.

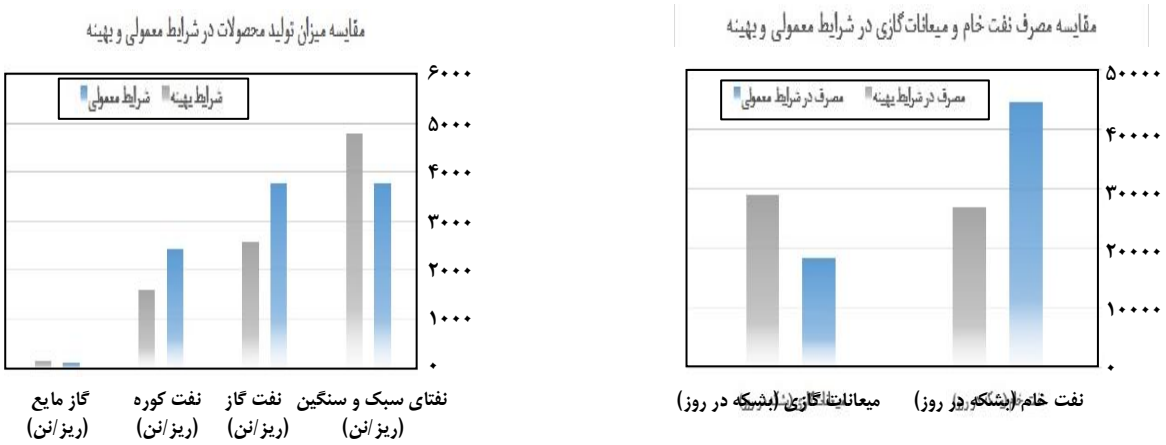
ترکیب‌های مایع‌شده که به طور عمده شامل ترکیب‌های C_4^+ است در ظرف جداکننده از گاز جدا شده و مطابق شکل ۱۷ به ورودی برج بوتان‌زدا پمپ می‌شود. برای استفاده از گاز خروجی این ظرف جداکننده با توجه به ارزش گرمایی بالا و پایین بودن فشار، خط لوله ای احداث شد و به طور مستقیم گاز یادشده در دو مشعل کوره واحد تقطیر ۲، به عنوان سوخت مصرف شد و مانع از هدررفت و سوختن در مشعل به‌عنوان ضایعات پالایشگاه و در نتیجه موجب جلوگیری از افزایش آلودگی زیست محیطی شد.

www.SID.ir

Archive of SID

جدول ۱۰ـ مقایسه شرایط عملیاتی و میزان تولید فراورده‌ها قبل از بهینه‌سازی و پس اعمال شرایط بهینه.

خوراک و فراورده‌ها	شرایط پس از بهینه سازی	شرایط قبل از بهینه سازی
مجموع مقدار کل خوراک واحد ۱ و ۲	۵۶۵۰۰/۰۰	۶۳۵۰۰/۰۰
مقدار نفت خام (BPD)	۲۴۲۰۰/۰۰	۴۴۸۰۰/۰۰
مقدار میعان های گازی (BPD)	۳۲۳۰۰/۰۰	۱۸/۷۰
نسبت میعان های گازی به کل خوراک(٪)	۵۷/۱۷	۲۹/۴۵
دمای ورودی به برج اتمسفریک (°C)	۳۱۰/۰۰	۳۴۰/۰۰
تولید گاز مایع (m^3/day)	۱۵۲/۳۸	۹۶/۱۱
تولید نفتای سبک وسنگین (m^3/day)	۴۸۹۲/۰۰	۳۷۶۵/۰۰
تولید مجموعه نفت گاز (m^3/day)	۲۵۶۵/۰۰	۳۷۶۴/۰۰
تولید نفت کوره (m^3/day)	۱۳۳۰/۰۰	۲۶۱۴/۰۰



شکل ۱۸ (الف و ب) ـ مقایسه میزان مصرف نفت خام و میعان‌های گازی و تولید هر یک از محصول‌ها در دو شرایط معمولی و بهینه.

در جدول ۱۰ شرایط عملیاتی و میزان تولید فراورده‌های پس از اعمال شرایط بهینه گزارش شده است و با شرایط غیربهینه نیز مقایسه شده است. همان‌گونه که می‌بینید در شرایط بهینه میزان خوراک از (BPD)۶۳۵۰۰۰ به (BPD)۵۶۵۰۰۰ کاهش یافته ولی نسبت میعان‌ها به کل خوراک از گستره‌ی ۳۰–۲۸ درصد باتوجه به شرایط جوی و تغییرهای دمای آب و هوا در فصل‌های گوناگون به گستره ۵۷–۵۳ درصد افزایش یافته است.

در ادامه برای روشن‌تر شدن موضوع، میزان مصرف نفت خام و میعان‌های گازی و همچنین میزان تولید هر یک از فراورده‌ها در نمودار میله‌ای شکل ۱۸(الف و ب) در دو شرایط معمولی و بهینه آورده شده و با هم مقایسه شده‌اند. همان‌گونه که دیده می‌شود، با وجود این‌که مقـدار خوراک کل، بیش از ۱۰ درصد کاهش یافته ولی مقدار تولید فراورده‌ها با ارزش افزوده بالاتر مانند گازمایع بیش از ۵۰ درصد، نفتای سبک و سنگین در حدود ۳۰ درصد افزایش و نفت‌گاز بیش از ۳۰ درصد کاهش یافته است. با توجه به این‌که ارزش افزوده بنزین تولیدی از نفتای سبک و سنگین در واحدهای پایین دست بیش از نفت‌گاز بوده و همچنین تولید نفت‌کوره نیز به عنوان یک فراورده‌ی ناخواسته حدود ۵۰ درصـد کاهش یافته و با توجه به اینکه ارزش آن از نفت خام بسـیار کم‌تر می‌باشد، درنتیجه اعمال شرایط بهینه سودآوری بالایی را به صورت مستمر به همراه داشته است.

www.SID.ir

Archive of SID

نتیجه گیری

در این پژوهش تلاش شد تا پارامترهایی که به طور مستقیم بر عملکرد واحد تقطیر پالایشگاه لاوان تاثیر می‌گذارند اصلاح شوند. همان‌گونه که ذکر شد مقدار نفت خام و میعان‌های گازی دو پارامتر مهم هستند که به طور مستقیم بر عملکرد واحد تقطیر و پیرو آن کل پالایشگاه اثر مستقیم می‌گذارند. اثر این دو پارامتر با استفاده از روش سطح پاسخ و توسط نرم افزار Design Expert بر تولید همه فراورده‌ها بررسی شد. همچنین برای افزایش تولید فراورده‌های با ارزش افزوده بالاتر و کاهش فراورده‌های کم‌ارزش به عنوان یک هدف مهم، بهینه‌سازی واحد نیز انجام شد و در ادامه به منظور اعمال شرایط بهینه، تغییرهای فرایندی با کم‌ترین هزینه انجام شد.

مطابق با شرایط پیشنهادی نرم افزار در ترکیب خوراک ۵۳ درصد میعان‌های گازی و ۴۷ درصد نفت خام ضمن کاهش ضایعات و فراورده‌ی ناخواسته نفت‌کوره و همچنین افزایش تولید فراورده‌های با ارزش افزوده بالا مانند نفتای سبک و سنگین، بدون صرف هزینه‌های بالا و زمان زیاد، سودآوری کلانی را به صورت مستمر برای شرکت به همراه داشته است.

تاریخ دریافت: ۱۳۹۷/۷/۴ ؛ تاریخ پذیرش: ۱۳۹۷/۱۱/۸

مراجع

[1] Motlaghi S., Jalali F., Nili Ahmadabadi M., 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**: 1540–1542(2008).

[2] Shi B., Yang X., Yan, Optimization of a Crude Distillation Unit Using a Combination of Wavelet Neural Network and Line-Up Competition Algorithm, *Chinese Journal of Chemical Engineering*, **25(8)**: 1014-1015 (2017).

[3] Chatterjee T., Saraf D.K., On-Line Estimation of Product Properties for Crude Distillation Units, *Journal of Process Control*, **14**: 62-63 (2004).

[4] Mohamed A. Fahim, Taher A. Alsahhaf, Amal Elkilani; "Fundamentals of Petroleum Refining", Chapter 2-Refinery Feedstocks and Products;11–12 (2010)

[5] Yang C., Brown C.E., Hollebone B., Yang Z., Lambert P., Fieldhouse B., Landriault M., Wang Z., Chemical Fingerprints of Crude Oils and Petroleum Product; *Oil Spill Science and Technology*, **4**: 210–211 (2017).

[۶] G.ArgirovS.IvanovG.Cholakov; Estimation of Crude Oil TBP from Crude Viscosity; *Fuel*, **97**: 358-360 (2012).

[۷] هاشم نامور ، غلامحسین رمضانپور ، عبدالوهاب آرامش ، امیر محمد نصرآبادی، محسن پیرزاده ، افزایش خوراک و فرآورده‌های پالایشگاه نفت بندرعباس با اجرای تزریق مستقیم میعان های گازی به برج اتمسفریک، فصلنامه تخصصی، علمی ـ ترویجی فرایند نو، **۳۹**: ۱۵تا۲۲ (۱۳۹۱).

[8] Haihua Yao, Jizheng Chu; Operational Optimization of a Simulated Atmospheric Distillation Column Using Support Vector Regression Models and Information Analysis, *Chemical Engineering Research and Design*, **90**: 2247-2250 (2012).

[9] Waheed M.A., Oni A.O., Performance Improvement of a Crude Oil Distillation Unit; *Applied Thermal Engineering*, **75**:316-317 (2015).

www.SID.ir

Archive of SID

[10] Okeke E.O., Osakwe-Akofe A.A., "Optimization of a Refinery Crude Distillation Unit in the Context of Total Energy Requirement," NNPC R&D Division, Port Har-Court, (2003).

[11] Domijan P., Kalpić D., "Off-Line Energy Optimization Model for Crude Distillation Unit," Ph.D. Thesis, University of Zagreb, Croatia, (2005).

[12] Fazlali A., Hosseini S., Yasini B., Moghadassi A., Optimization of Operating Conditions of Distillation Columns: An Energy-Saving Option in Refinery Industry, *Songklanakarin Journal of Science and Technology*, **31(6)**: 661-664 (2009).

[13] Benyoucef A., "Oil Refining Planning under Price and Demand Uncertainties: Case of Algeria", 29*th USAEE/ IAEE North America Conference*, Calgary, **14-16**:1-19 (2010).

[14] Ghoreishi S.M., Heidari E., Extraction of Epigallocatechin-3-Gallate from Green Tea *via* Supercritical Fluid Technology: Neural Network Modeling and Response Surface Optimization, *J. Supercrit Fluid*, **74**: 128–136 (2013).

[15] Zhang Z., Peng J., Qu W., Zhang L., Zhang Z., Li W., Rundong Wan R., Regeneration of high-Performance Activated Carbon from Spent Catalyst: Optimization Using Response Surface Methodology, *J. Taiwan Inst. Chem. Eng.*, **40 (5)**: 541–448 (2009).

[16] Chyang C.S., Han Y.L., Chien C.H., Gas Dispersion in a Rectangular Bubbling Fluidized Bed, *J. Taiwan Inst. Chem. Eng.*, **41**: 195–202 (2010).

[17] Aghbolaghy M., Karimi A., Simulation and Optimization of Enzymatic Hydrogen Peroxide Production in a Continuous Stirred Tank Reactor Using CFD–RSM Combined Method, *J. Taiwan Inst. Chem. Eng.*, **45**: 101–107 (2014).

[18] Samimi F., Khadem Modarresi Z., Dehghani O., Bolhasani M.R., Application of Response Surface Methodology for Optimization of an Industrial Methylacetylene and Propadiene Hydrogenation Reactor, *J. Taiwan. Inst. Chem. Eng.*, **46**: 51-64 (2015).

[19] Edgar T.F., Himmelblau D.M., Lasdon L.S., "Optimization of Chemical Processes. The Nature and Organization of Optimization of Problem", 2nd ed.; 4-5 (2001)

[20] Pandu G., Rangaiah G., "Multiobjective Optimization: Techniques and Applications in Chemical Engineering (Advances in Process Systems Engineering)", World Scientific Publishing Co. The National University of Singapore, (2008).

www.SID.ir