

بهینه‌سازی اثر پارامترهای مختلف بر راکتور واحد FCC با استفاده از شبیه‌سازی به‌وسیله نرم‌افزار Petro-SIM

امید آنالویی*^۱، کبری پور عبدالله قهفرخی^۲، محمد عیسی زاده^۳

^۱ کارشناس ارشد مهندسی شیمی، طراحی فرآیند، دانشگاه آزاد اسلامی، واحد شهرضا

^۲ استادیار، مهندسی شیمی، دانشگاه آزاد اسلامی، واحد شهرضا

^۳ محمد عیسی زاده، مهندس پالایش واحد کت‌کراکر، شرکت پالایش نفت آبادان

نوع مقاله: ترویجی

دریافت: ۱۳۹۸/۱۲/۲۱ پذیرش: ۱۳۹۹/۰۶/۳۰

چکیده

واحد شکست کاتالیستی بسترسیال (FCC) از مهم‌ترین فرآیندهای تبدیل در یک پالایشگاه بوده که برش‌های سنگین و کم‌ارزش را به برش‌های سبک و پرارزش تبدیل می‌کند. پارامترهای مختلفی بر راکتور واحد FCC تأثیر گذارند که از جمله آن‌ها می‌توان به دمای خوراک، دمای احیاکننده، دمای هوای ورودی به احیاکننده، زمان تماس خوراک با کاتالیست، فشار راکتور، فعالیت کاتالیست، نسبت کاتالیست به خوراک، دبی جرمی خوراک، دبی بخار عریان کننده، دبی کاتالیست تازه تزریقی، دبی هوای ورودی به احیاکننده و غیره اشاره کرد. هدف از انجام این پژوهش شناسایی پارامترهای مختلفی است که بر راکتور مؤثر بوده و با انتخاب ارزش افزوده واحد به‌عنوان تابع هدف و پارامترهای مؤثر به‌عنوان متغیر، اثر هریک از پارامترها برای رسیدن به حداکثر ارزش افزوده بررسی گردید. در این پژوهش با توجه به اطلاعات مربوط به راکتور واحد FCC فاز ۳ پالایشگاه آبادان، این راکتور در نرم‌افزار Petro-SIM شبیه‌سازی شده و پارامترهای مؤثر با روش پلاکت برمن انتخاب و برای رسیدن به حداکثر ارزش افزوده بهینه‌سازی شدند. همچنین با استفاده از روش پلاکت برمن مشخص شد که در هدف تولید بیش‌ترین بنزین پارامترهای عملیاتی فشار راکتور، دبی جرمی کاتالیست تزریقی تازه، دمای بالابرنده خوراک و درصد حجمی اکسیژن گازهای حاصل از احتراق به ترتیب بیش‌ترین تأثیر را داشته و در هدف بیش‌ترین ارزش افزوده مشخص گردید که دمای بالا برنده خوراک، دبی جرمی کاتالیست تازه تزریق و فشار راکتور به ترتیب اثرگذارترین پارامترها هستند. نتایج حاصل از بهینه‌سازی نشان داد که میزان تولید بنزین به مقدار ۴۵۹ kg/h افزایش یافته و در دومین تابع هدف میزان ارزش افزوده به میزان ۱۱۰ \$/h افزایش یافته است.

کلمات کلیدی: راکتور شکست کاتالیستی، بهینه‌سازی، نرم‌افزار Petro-SIM، پلاکت برمن، ارزش افزوده

* omidanalouie1@gmail.com

مقدمه

شکست کاتالیستی بسترسیال از مهم‌ترین فرآیندهای تبدیل در یک پالایشگاه محسوب شده که برش‌های سنگین و کم‌ارزش نفتی را به برش‌های سبک‌تر و با ارزش‌تر تبدیل می‌کند. تلاش‌های بسیاری برای بهینه‌سازی راکتور واحد کت‌کراکر جهت افزایش سوددهی و بهینه‌سازی میزان تولید انجام شده است. تغییر خصوصیات خوراک و سنگین‌تر شدن آن و همچنین تغییر در محصولات تولیدی باعث ایجاد تغییر در میزان بازدهی و شرایط عملیاتی شده است. هدف از بهینه‌سازی راکتور شکست کاتالیستی افزایش میزان تولید بنزین و همچنین بهینه‌سازی نوع و میزان محصولات تولیدی برای افزایش میزان سوددهی است [۱].

سرپرست و همکارانش از مدل آربل و همکارانش^۱ و نیز مدل آراندیز و همکارانش^۲ استفاده کردند و موتور بهینه‌سازی از ۴ متغیر تصمیم‌گیری شامل دمای احیاکننده، نسبت کاتالیست به خوراک، دبی جریان هوای ورودی به احیاکننده و دمای خوراک و نشان دادند که با انجام این بهینه‌سازی سود خالص تولید تا حدود ۳٪ افزایش می‌یابد [۲]. خاندالکار و ریگز^۳ یک مسئله بهینه‌سازی سه‌بعدی را ارائه و غلظت اکسیژن گازهای حاصل از احتراق ثابت ۱/۶ فرض کردند. دمای راکتور، دمای احیاکننده و دبی خوراک به‌عنوان متغیرهای مستقل بهینه‌سازی و دریافتند که برای حداکثر سوددهی باید دمای راکتور بیشینه و دمای احیاکننده یک دمای بهینه وجود دارد [۳].

الیس و همکارانش^۴ از روش بهینه‌سازی برنامه‌نویسی متوالی درجه‌دو (SQP) یک مدل FCC آموکو اصلاح شده را با الگوریتم نظارتی بهینه‌سازی که دمای بالابرنده، دبی خوراک و غلظت اکسیژن گازهای حاصل از احتراق به‌عنوان متغیرهای مستقل جهت بهینه‌سازی در نظر گرفته شدند. [۴].

چیتینیس و کورپیو^۵ از روش بهینه‌سازی لحظه‌ای در یک واحد FCC مدل ۴ استفاده کردند که بر مبنای مدل لیبی و گرووز و مبتنی بر درصد تبدیل صورت گرفته است. آن‌ها از الگوریتم نظارتی محدودیت چندگانه استفاده کردند. متغیرهای دبی خوراک ورودی به راکتور، فشار راکتور و دمای راکتور را به‌عنوان متغیرهای تصمیم‌گیر برای بهینه‌سازی در نظر گرفتند [۵].

پرکلین و لئوبلین^۶ با استفاده از یک مدل مبتنی بر درصد تبدیل توسط لیبی و گرووز و روش کنترلی یک مسئله بهینه‌سازی لحظه‌ای با ۲ متغیر ارائه کردند. دو متغیر نرخ گردش کاتالیست و دبی جریان هوا به احیاکننده به‌عنوان متغیرهای مستقل برای بهینه‌سازی و محدودیت‌های عملیاتی و تجهیزاتی را در نظر گرفتند [۶].

اییر و همکارانش^۷ با استفاده از روش بهینه‌سازی موسوم به لوس، جاکولا و مدل آموکو FCC و مبتنی بر درصد تبدیل، یک جست‌وجوی ۷ بعدی واحد FCC را بهینه‌سازی کردند. همچنین ۷ متغیر دبی سوخت کوره، میزان باز بودن شیر ورودی به کمپرسور گاز مرطوب، اختلاف فشار بین راکتور و احیاکننده، میزان باز بودن شیر ورودی به دمنده هوای احتراق، میزان باز بودن شیر هوای بالابرنده، میزان باز بودن شیر هوای اسپیل و دبی خوراک تازه به راکتور رایزر نیز به‌عنوان متغیرهای تصمیم‌گیرنده در نظر گرفتند. بهینه‌سازی نشان داد که دبی هوای ورودی به

¹ Arebl et al

² Arandes et al

³ Khandalekar and Riggs

⁴ Ellis et al

⁵ Chtinis and Corripio

⁶ Perkin and Leoblin

⁷ Iyer et al

احیاکننده در حداکثر مقدار خود نیست زیرا دمای احیاکننده دارای محدودیت بوده و زمانی سوددهی واحد FCC می‌تواند افزایش یابد که محدودیتی برای دمای احیاکننده ایجاد نکند [۷].

شرح فرآیند

خوراک این واحد از محصولات جانبی برج خلأ بوده و محصولات آن شامل گاز خشک، گاز مایع، بنزین، گازوئیل سبک و سنگین و ته‌مانده عاری از کاتالیست است. در ابتدا خوراک توسط مبدل‌های حرارتی و کوره پیش‌گرم شده و به مسیرهای ورودی راکتور فرستاده می‌شود که در مسیرهای ورودی به راکتور، با کاتالیست داغ احیا شده تماس می‌یابد. برخورد هیدروکربن‌های نفتی سنگین با کاتالیست داغی که به شکل پودر است (به حالت سیال)، در شرایط خاصی از دما و فشار و در مدت‌زمان معین باعث شکست هیدروکربن‌ها شده و به بخار تبدیل می‌شود. سپس مخلوط کاتالیست و بخارهای نفتی به راکتور وارد شده و واکنش شکستن هیدروکربن‌های سنگین از لحظه تماس کاتالیست داغ با خوراک آغاز شده و در راکتور ادامه می‌یابد. در ادامه، محصولات حاصل از واکنش شکستن در راکتور از کاتالیست جدا شده و از آن خارج می‌شوند. سپس وارد برج اصلی تفکیک شده و گاز و بنزین خام حاصل از بالای برج تفکیک به واحد بازیابی گاز فرستاده می‌شود تا بنزین با کیفیت مطلوب تولید شده و گازها بازیابی شوند. سایر محصولات برج اصلی تفکیک پس از سرد شدن به مخازن فرستاده شده و کاتالیست مصرف شده که بر روی آن کربن نشسته است، در مسیر خروجی از راکتور از هیدروکربن‌های به دام افتاده در بین کاتالیست‌ها جداسازی می‌شود. سپس کاتالیست مصرف شده که بر روی آن کک نشسته توسط جریان هوا به احیاکننده رانده شده که از لحظه تماس کاتالیست با هوا، سوختن کک‌های ایجاد شده بر سطح کاتالیست آغاز می‌شود. کاتالیست احیا شده داغ، به ورودی راکتور برگردانده شده و سیکل جریان گردش کاتالیست کامل می‌گردد [۸].

روش تحقیق

برای شبیه‌سازی راکتور شکست کاتالیستی بسترسیال و بررسی اثر پارامترهای مختلف بر آن و بهینه‌سازی اثر این پارامترها از نرم‌افزار Petro-SIM که نرم‌افزار تخصصی برای شبیه‌سازی واحدهای پالایشگاهی است، استفاده شده است. پس از تنظیم پارامترهای راکتور شکست کاتالیستی بسترسیال بر اساس اطلاعات جمع‌آوری شده از پالایشگاه آبادان این راکتور در Petro-SIM شبیه‌سازی شد. با توجه به این که سیال از نوع هیدروکربن‌های سنگین بوده و بازه نقطه جوش آنها بسیار گسترده نیست از معادله حالت Peng-Robinson برای شبیه‌سازی در نرم‌افزار استفاده شده است.

نتایج شبیه‌سازی

پس از انجام شبیه‌سازی، کلیه نتایج آن برای جریان خوراک و جریان محصولات گاز خشک، پروپان-پروپیلن، بوتان-بوتیلن، بنزین، گازوئیل چرخشی سبک، ته‌ماند با نتایج آزمایشگاهی موجود در پالایشگاه آبادان مقایسه شد و نتایج آن در جدول‌های ۱ تا ۸ ارائه شده است. خطای مشاهده شده در جدول‌ها می‌تواند به دلیل خطای ابزار دقیق هنگام جمع‌آوری اطلاعات، خطای آزمایشگاهی منحنی تقطیر، خطای خواص خوراک یا محصولات، یا خطای نرم‌افزار باشد. همچنین دیاگرام واحد شبیه‌سازی شده در شکل ۱ ارائه شده است.

جدول ۱- مقایسه نتایج خصوصیات خوراک در دو حالت شبیه سازی و آزمایشگاهی

خطا	واحد	شبیه سازی	آزمایشگاهی	عنوان
-۱٪	°C	۲۹۴	۲۹۰	تقطیر ASTM D1160 ۰٪ حجمی
-۱٪	°C	۳۱۱	۳۰۷	تقطیر ASTM D1160 ۱۰٪ حجمی
-۱٪	°C	۳۳۲	۳۲۷	تقطیر ASTM D1160 ۲۰٪ حجمی
۰٪	°C	۳۵۶	۳۵۵	تقطیر ASTM D1160 ۳۰٪ حجمی
۰٪	°C	۳۹۱	۳۹۰	تقطیر ASTM D1160 ۵۰٪ حجمی
۰٪	°C	۴۴۰	۴۴۰	تقطیر ASTM D1160 ۷۰٪ حجمی
۰٪	°C	۴۶۹	۴۶۸	تقطیر ASTM D1160 ۸۰٪ حجمی
۰٪	°C	۵۱۳	۵۱۵	تقطیر ASTM D1160 ۹۰٪ حجمی
۱٪	°C	۵۶۵	۵۷۰	تقطیر ASTM D1160 ۱۰۰٪ جمی
۰٪	°C	۷۷/۲	۷۷/۲	نقطه آنیلین
۰٪	wt %	۰/۲۵	۰/۲۵	کربن باقیمانده کنرادسون
۰٪	kg/h	۲۶۰۰۰۰	۲۶۰۰۰۰	دبی جرمی
۰٪	ppm	۰/۷	۰/۷	نیکل
۰٪	wt %	۰/۷۶	۰/۷۶	نیتروژن
۰٪	-	۰/۹۲۰۶	۰/۹۲۰۶	وزن مخصوص
۰٪	wt %	۲/۵	۲/۵	سولفور
۰٪	°C	۲۳۲	۲۳۲	دما

جدول ۲- مقایسه نتایج شبیه سازی و آزمایشگاهی جریان گاز خشک

خطا	واحد	شبیه سازی	آزمایشگاهی	ترکیبات
۱٪	Vol%	۱۲/۷۶	۱۲/۹۱	هیدروژن
۱۲٪	Vol%	۸/۶۹	۹/۸۲	نیتروژن
۳٪	Vol%	۲۶/۸۴	۲۷/۶۱	متان
۳٪	Vol%	۱۴/۸۸	۱۵/۲۶	اتیلن
۲٪	Vol%	۱۳/۸۲	۱۴/۱۶	اتان
-۱۵٪	Vol%	۱۴/۹۱	۱۳/۰۰	هیدروژن دی سولفید
-۵۲٪	Vol%	۳/۷۷	۲/۴۸	کربن دی اکسید
۱٪	Vol%	۱/۴۰	۱/۴۲	پروپن
۱٪	Vol%	۰/۷۵	۰/۷۶	پروپان
۰٪	Vol%	۰/۵۲	۰/۵۲	ایزوبوتان
۶۰٪	Vol%	۰/۳۸	۰/۹۶	ایزوبوتن
۰٪	Vol%	۰/۳۳	۰/۳۳	نرمال بوتان
-۵٪	kg/h	۱۲۵۶۳	۱۲۵۰۰	دبی جرمی



جدول ۳- مقایسه نتایج شبیه‌سازی و آزمایشگاهی جریان پروپان-پروپیلن

خطا	واحد	شبیه‌سازی	آزمایشگاهی	ترکیبات
-۱٪	Vol%	۷۲/۲۶	۷۱/۵۶	پروپین
-۱٪	Vol%	۲۵/۲۷	۲۵/۰۸	پروپان
-۱٪	Vol%	۲/۴۶	۲/۴۳	ایزوبوتان
۱٪	kg/h	۱۸۶۳۳	۱۸۷۵۰	دبی جرمی
۰٪	-	۰/۵۱۹۴	۰/۵۱۰۱	وزن مخصوص

جدول ۴- مقایسه نتایج شبیه‌سازی و آزمایشگاهی جریان بوتان-بوتیلن

خطا	واحد	شبیه‌سازی	آزمایشگاهی	ترکیبات
-۳٪	Vol%	۳۲/۰۳	۳۱/۱۱	ایزوبوتان
-۲٪	Vol%	۱۸/۵۴	۱۸/۲۰	ایزوبوتن
-۲٪	Vol%	۱۶/۳۹	۱۶/۰۴	بوتن-۱
-۳٪	Vol%	۶/۹۷	۶/۷۸	نرمال بوتان
-۲٪	Vol%	۱۱۶/۳۹	۱۱۶/۰۵	ترانس ۲ - بوتن
-۲٪	Vol%	۹/۶۴	۹/۴۴	سی آی اس ۲ بوتن
-۱٪	kg/h	۸۱۳۷	۸۰۴۲	دبی جرمی
۰٪	-	۰/۵۸۹۴	۰/۵۹۰۳	وزن مخصوص

جدول ۵- مقایسه نتایج شبیه‌سازی و آزمایشگاهی جریان بنزین

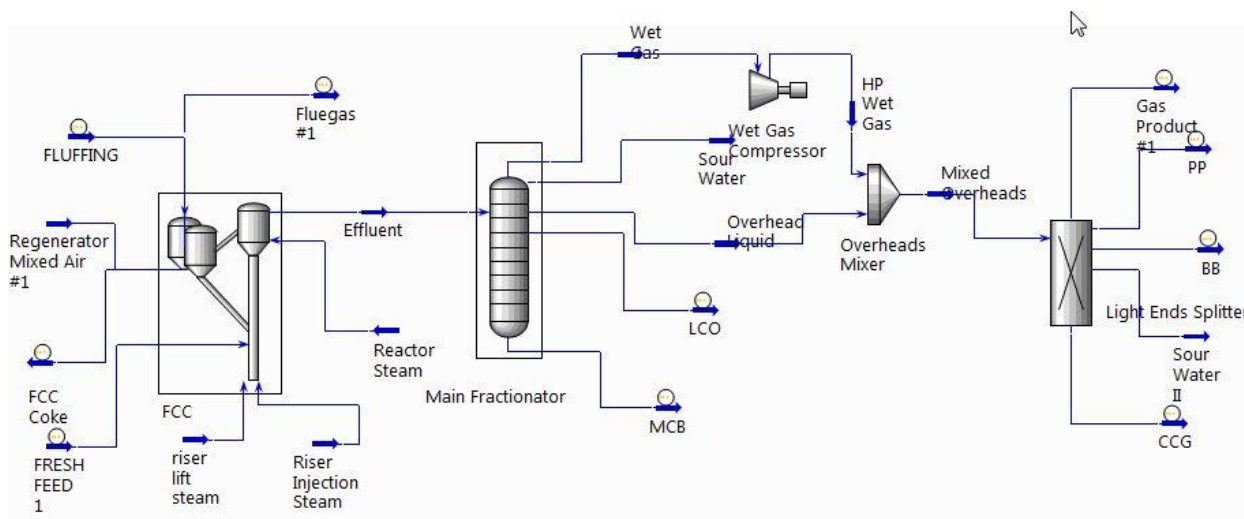
خطا	واحد	شبیه‌سازی	آزمایشگاهی	مشخصات
-۴٪	°C	۴۱	۴۳	تقطیر ASTM D86 حجمی ۰٪
۹٪	°C	۵۴	۵۹	تقطیر ASTM D86 حجمی ۱۰٪
۲۱٪	°C	۷۳	۸۳	تقطیر ASTM D86 حجمی ۳۰٪
۵٪	°C	۱۰۶	۱۱۱	تقطیر ASTM D86 حجمی ۵۰٪
-۲٪	°C	۱۴۳	۱۴۰	تقطیر ASTM D86 حجمی ۷۰٪
-۶٪	°C	۱۹۱	۱۸۱	تقطیر ASTM D86 حجمی ۹۰٪
-۴٪	°C	۲۰۱	۱۹۴	تقطیر ASTM D86 حجمی ۹۵٪
۱٪	°C	۲۱۲	۲۱۵	تقطیر ASTM D86 حجمی ۱۰۰٪
۱٪	-	۰/۷۴۱	۰/۷۴۶۱	وزن مخصوص
۱٪	kg/h	۲۷۷۹	۲۸۳۵	دبی جرمی
۰٪	-	۹۱/۹۰	۹۱/۹۴	عدد اکتان واقعی

جدول ۶- مقایسه نتایج شبیه سازی و آزمایشگاهی جریان گازوئیل چرخشی سبک

خطا	واحد	شبیه سازی	آزمایشگاهی	مشخصات
۹٪	°C	۱۹۲	۲۱۰	تقطیر ASTM D86 حجمی ۰٪
-۱٪	°C	۲۳۲	۲۳۰	تقطیر ASTM D86 حجمی ۵٪
۰٪	°C	۲۴۱	۲۴۱	تقطیر ASTM D86 حجمی ۱۰٪
۲٪	°C	۲۴۹	۲۵۴	تقطیر ASTM D86 حجمی ۲۰٪
۵٪	°C	۲۵۶	۲۷۰	تقطیر ASTM D86 حجمی ۳۰٪
۳٪	°C	۲۷۳	۲۸۲	تقطیر ASTM D86 حجمی ۵۰٪
۶٪	°C	۲۹۲	۳۱۰	تقطیر ASTM D86 حجمی ۷۰٪
۴٪	°C	۳۰۵	۳۱۶	تقطیر ASTM D86 حجمی ۸۰٪
-۲٪	°C	۳۲۷	۳۲۰	تقطیر ASTM D86 حجمی ۹۰٪
۱٪	°C	۳۳۹	۳۴۰	تقطیر ASTM D86 حجمی ۹۵٪
۰٪	°C	۳۵۰	۳۴۹	تقطیر ASTM D86 حجمی ۱۰۰٪
۰٪	-	۰/۹۳	۰/۹۴	وزن مخصوص
۱٪	wt%	۲/۸۶	۲/۸۸	گوگرد
۰٪	kg/h	۵۹۴۴۲	۵۹۲۹۲	دبی جرمی

جدول ۷- مقایسه نتایج شبیه سازی و آزمایشگاهی جریان ته مانده

خطا	واحد	شبیه سازی	آزمایشگاهی	عنوان
-۶۴٪	°C	۲۶۷	۱۶۳	حجمی ASTM D1160_00 تقطیر
-۲۵٪	°C	۳۰۷	۲۴۶	حجمی ASTM D1160_05 تقطیر
-۷٪	°C	۳۲۷	۳۰۵	حجمی ASTM D1160_10 تقطیر
-۱٪	°C	۳۵۸	۳۵۳	حجمی ASTM D1160_20 تقطیر
۲٪	°C	۳۷۵	۳۸۴	حجمی ASTM D1160_30 تقطیر
۱٪	°C	۳۹۹	۴۰۴	حجمی ASTM D1160_50 تقطیر
۱٪	°C	۴۲۸	۴۳۳	حجمی ASTM D1160_70 تقطیر
۰٪	°C	۴۴۵	۴۴۶	حجمی ASTM D1160_80 تقطیر
۰٪	°C	۴۷۴	۴۷۴	حجمی ASTM D1160_90 تقطیر
۰٪	°C	۴۹۶	۴۹۴	حجمی ASTM D1160_95 تقطیر
-۱٪	kg/h	۳۰۲۹۴	۳۰۰۴۲	دبی جرمی
۰٪		۱/۰۶	۱/۰۵	وزن مخصوص
-۳٪	wt %	۳/۲۳	۳/۱۲	گوگرد



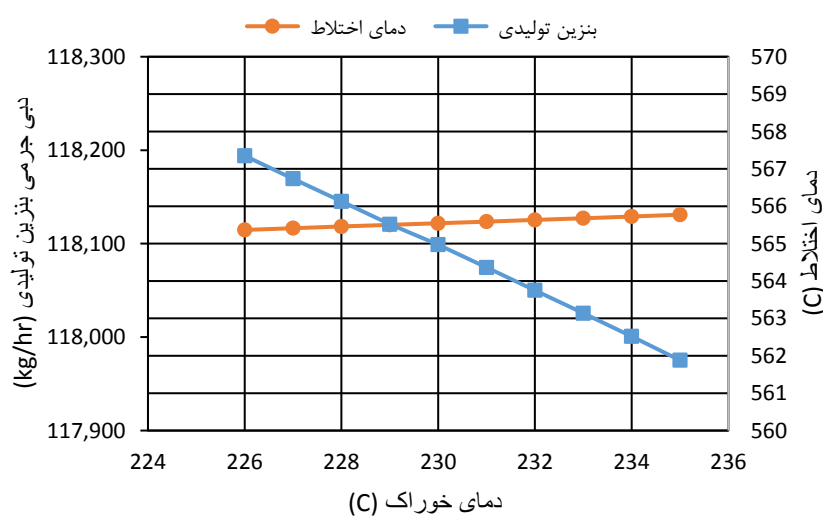
شکل ۱- دیاگرام جریان فرآیندی (PFD) مربوط به شبیه‌سازی راکتور شکست کاتالیستی بسترسیمال در نرم‌افزار Petro-SIM

نتایج و بحث

اثر پارامترهای مختلف بر میزان بنزین تولیدی

• دمای خوراک بر محصولات

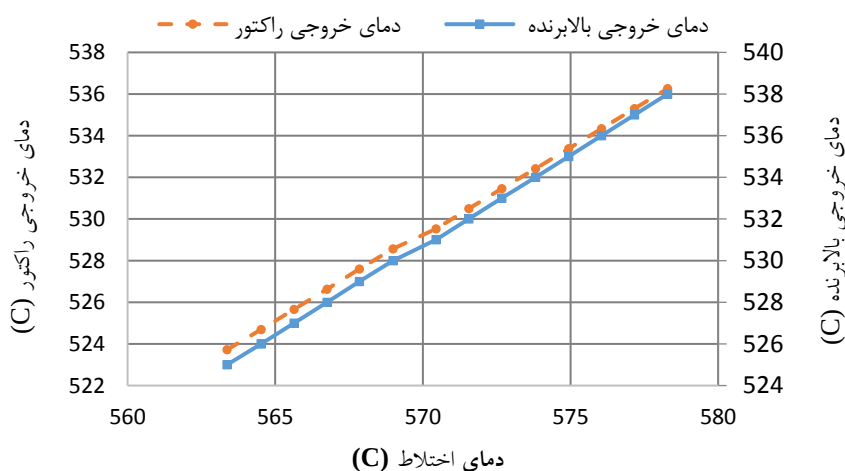
با ثابت نگه داشتن دبی خوراک ورودی و درصد حجمی گازهای حاصل از احتراق، تغییر دمای خوراک ورودی بر بازده محصولات مورد بررسی قرار گرفت. نتایج نشان داد که افزایش دمای خوراک ورودی باعث کاهش بسیار کم درصد تبدیل و میزان بنزین تولیدی شده زیرا افزایش دمای خوراک، باعث بالا رفتن دمای اختلاط خوراک و کاتالیست در بالابرنده خوراک شده و لذا برای جلوگیری از افزایش بیش از حد دما، نسبت کاتالیست به خوراک کاهش و در نتیجه تبدیل کاهش می‌یابد که در شکل ۲ تغییرات دبی جرمی بنزین تولیدی و دمای اختلاط با دمای خوراک نشان داده شده است.



شکل ۲- تغییرات دبی جرمی بنزین تولیدی و دمای اختلاط با دمای خوراک

• دمای اختلاط خوراک و کاتالیست

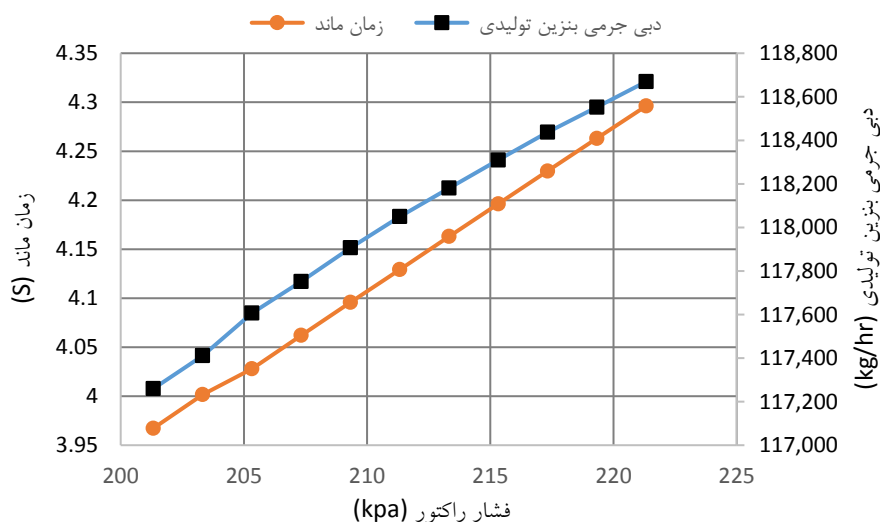
به طور کلی، افزایش دمای اختلاط باعث افزایش دمای فاز متراکم احیاکننده، افزایش دمای خروجی راکتور، افزایش دبی هوای ورودی به احیاکننده، کاهش فعالیت کاتالیست در گردش، افزایش درصد تبدیل و کاهش زمان ماند می شود [۹] که در شکل ۳ تغییرات دمای خروجی بالابرنده و دمای خروجی راکتور با تغییرات دمای اختلاط نشان داده شده است. همچنین با افزایش دمای اختلاط، سرعت گردش کاتالیست تغییر چندانی نکرده اما دبی جرمی بنزین کاهش می یابد و این نشان می دهد که افزایش بیش از حد دما باعث شکست محصولات بنزین شده اما میزان تبدیل افزایش خواهد یافت که این امر نشان دهنده تبدیل محصولات بنزین به محصولات سبک تر بوده که با افزایش تبدیل مقدار کک تولید شده این مقدار افزایش می یابد.



شکل ۳- تغییرات دمای خروجی بالابرنده و دمای خروجی راکتور با تغییرات دمای اختلاط

• فشار راکتور

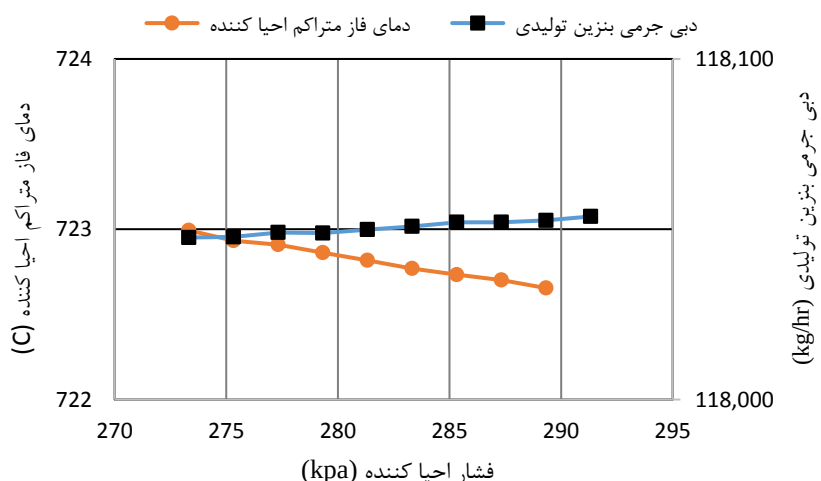
با افزایش فشار راکتور بنزین تولیدی افزایش می یابد زیرا همان طور که در شکل ۴ دیده می شود، افزایش فشار باعث افزایش زمان ماند هیدروکربن ها درون بالابرنده خوراک شده و همین امر باعث افزایش میزان تبدیل و به دنبال آن افزایش دبی جرمی بنزین تولیدی می گردد.



شکل ۴- تغییرات دبی جرمی بنزین تولیدی و زمان ماند با فشار راکتور

• فشار احیا کننده

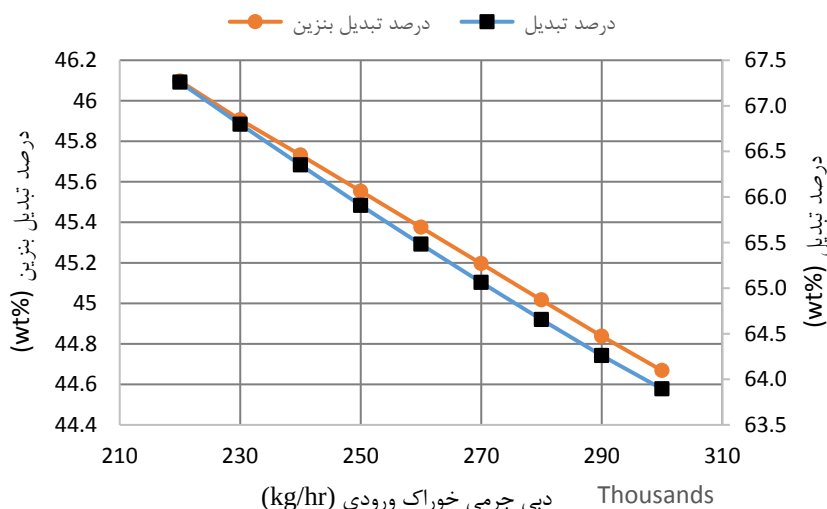
فشار احیا کننده دارای محدودیت عملیاتی بوده به طوری که اختلاف فشار احیا کننده و راکتور نباید از ۰/۶ bar تا ۰/۸ bar بیشتر شود به همین دلیل اثر تغییرات فشار در این محدوده بررسی شده است. با افزایش فشار احیا کننده سرعت گردش کاتالیست افزایش و به دنبال آن نسبت کاتالیست به خوراک افزایش می یابد که این باعث افزایش درصد تبدیل و دبی جرمی بنزین تولیدی می شود. چون این تغییرات در بازه کمی بررسی شده لذا اثر کمی بر دیگر پارامترها دارد.



شکل ۵- تغییرات دبی جرمی بنزین تولیدی و دمای فاز متراکم احیا کننده با فشار احیا کننده

• دبی جرمی

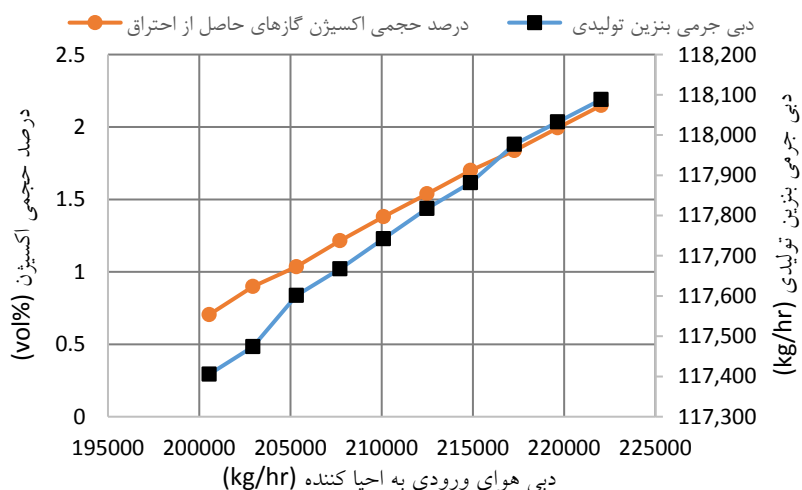
افزایش دبی خوراک تاثیر مستقیم بنزین تولیدی دارد. از طرف دیگر افزایش خوراک به شدت باعث افزایش دبی هوای ورودی به احیا کننده شده که دارای محدودیت عملیاتی است و نمی توان از مقدار مشخصی افزایش داد. با افزایش دبی جرمی خوراک، نسبت کاتالیست به خوراک کاهش می یابد و باعث کاهش تبدیل و در نتیجه کاهش درصد تبدیل بنزین می گردد که در شکل ۶ نشان داده شده است.



شکل ۶- تغییرات درصد تبدیل و درصد تبدیل بنزین با دبی خوراک ورودی

• دبی هوای ورودی به احیا کننده

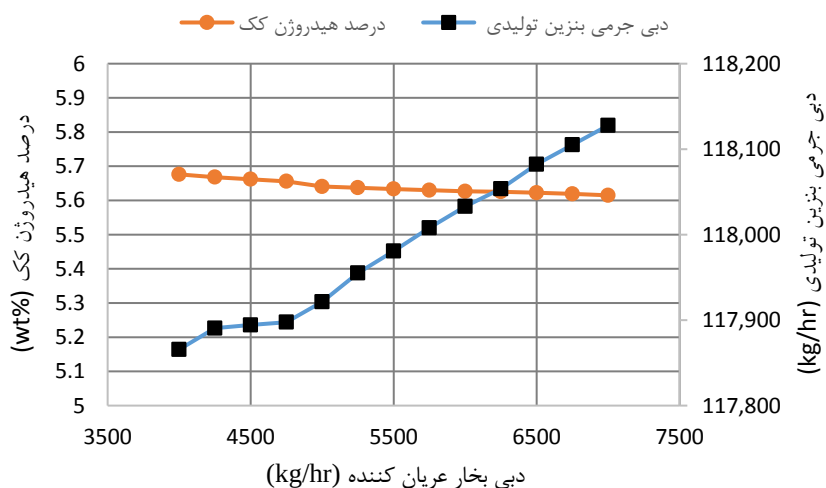
با افزایش دبی هوای ورودی به احیا کننده، درصد حجمی اکسیژن و دبی جرمی بنزین افزایش می‌یابد (شکل ۷) زیرا افزایش دبی جرمی هوای ورودی به احیا کننده باعث افزایش احتراق کک و به دنبال آن افزایش دمای اختلاط خوراک و کاتالیست می‌شود. این افزایش باعث بیشتر شدن درصد تبدیل و در نهایت افزایش کک بر سطح کاتالیست می‌شود. افزایش دبی هوای ورودی به احیا کننده بیشتر از افزایش درصد کک تولیدی و نیاز به اکسیژن برای احتراق کک است و به همین دلیل درصد حجمی اکسیژن بیشتر می‌شود.



شکل ۷- تغییرات دبی جرمی بنزین تولیدی و درصد حجمی اکسیژن گازهای حاصل از احتراق با دبی جرمی هوای ورودی به احیا کننده

• دبی بخار عریان کننده

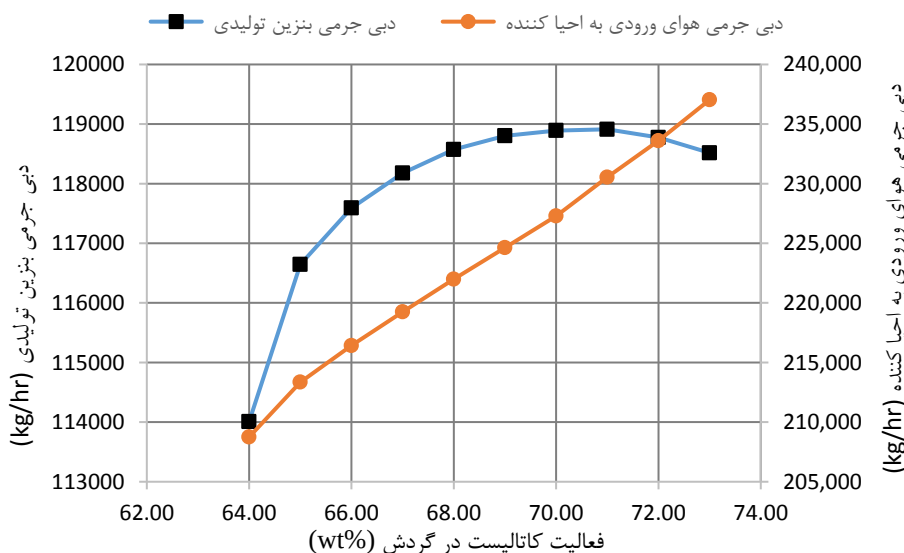
نتایج حاصل از شبیه‌سازی نشان داد که با افزایش دبی بخار عریان کننده، میزان بنزین تولیدی افزایش یافته (شکل ۸) که دلیل آن کاهش دمای فاز متراکم احیا کننده و در نتیجه افزایش فعالیت کاتالیست در گردش و همچنین کاهش درصد هیدروژن کک است. کاهش هیدروژن کک باعث کاهش آنتالپی احتراق در احیا کننده شده و در ادامه، باعث افزایش محصولات مایع و کاهش آنتالپی احتراق کک می‌گردد. [۱۰]



شکل ۸- تغییرات دبی جرمی بنزین تولیدی و درصد هیدروژن روی کک با دبی بخار عریان کننده

• میزان فعالیت کاتالیست

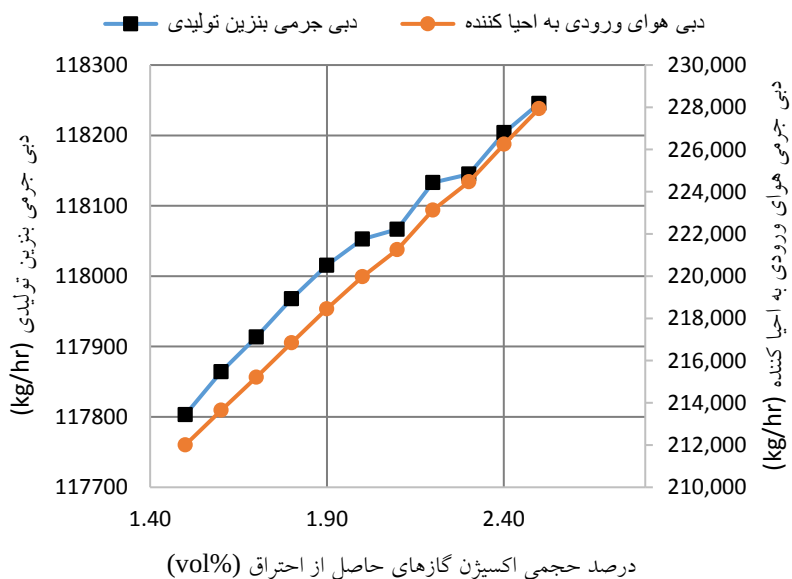
نتایج نشان داد که افزایش فعالیت کاتالیست در ابتدا باعث افزایش دبی جرمی بنزین تولیدی شده و سپس کاهش که بهترین فعالیت ۷۱ درصد وزنی خواهد بود اما با توجه به اینکه دبی هوای ورودی به احیاکننده یا دمنده هوا و دمای فاز متراکم احیاکننده محدودیت دارد لذا رسیدن به این فعالیت امکان پذیر نیست.



شکل ۹- تغییرات دبی جرمی هوای ورودی به احیاکننده و جرمی بنزین تولیدی با فعالیت کاتالیست در گردش

• بررسی اثر درصد حجمی اکسیژن گازهای حاصل از احتراق

افزایش درصد حجمی اکسیژن که به عنوان یک ویژگی ثابت برای راکتور انتخاب شده است، باعث افزایش دبی هوای ورودی به احیاکننده می گردد، زیرا با افزایش درصد حجمی اکسیژن در گازهای حاصل از احتراق باید دبی هوای ورودی به احیاکننده افزایش یابد (شکل ۱۰).

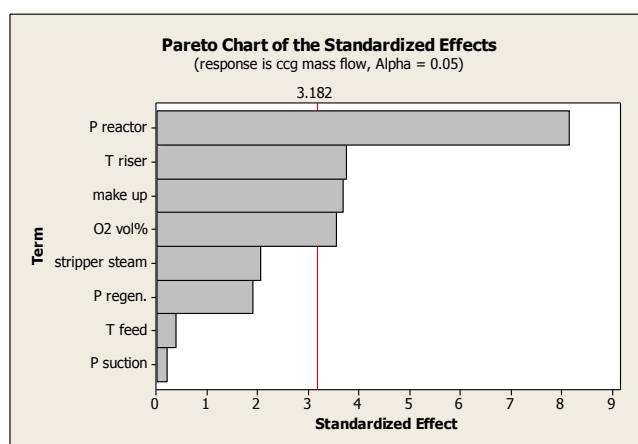


شکل ۱۰- تغییرات دبی جرمی هوای ورودی به احیاکننده و دبی جرمی بنزین تولیدی با درصد حجمی اکسیژن گازهای حاصل از احتراق

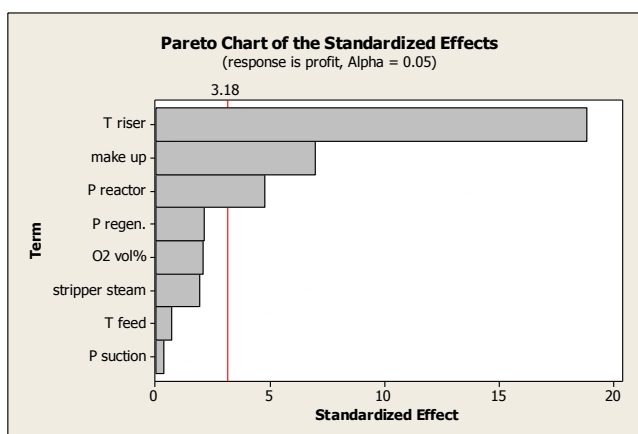
با توجه به مطالبی که به آن اشاره شد می‌توان گفت بسیاری از این پارامترها به صورت مستقل نبوده و تغییر در یکی باعث تغییر در چند پارامتر دیگر خواهد شد لذا برای انجام صحیح بهینه‌سازی لازم است متغیرهای مستقل شناسایی شوند که در ادامه چگونگی انجام این کار ارائه شده است. [۲۱-۱۱]

انتخاب پارامترهای مستقل با استفاده از روش پلاکت برمن^۸

برای بهینه‌سازی راکتور از بخش بهینه‌سازی نرم‌افزار Petro-SIM استفاده شده است. این بهینه‌سازی با دو تابع هدف، تولید بیش‌ترین بنزین و بیش‌ترین ارزش افزوده انجام شده و با یکدیگر مقایسه گردید. برای تعیین متغیرهای مستقل جهت بهینه‌سازی در هر هدف، از روش پلاکت برمن و نرم‌افزار Minitab 16.0 استفاده شده است. نتایج شکل‌های ۱۱ و ۱۲ نشان می‌دهند که در هدف تولید بیش‌ترین بنزین به ترتیب متغیرهای فشار راکتور، دمای بالابرنده، دبی جرمی کاتالیست تزریقی تازه و درصد حجمی اکسیژن بیش‌ترین تأثیر را دارند و در هدف بیش‌ترین ارزش افزوده، دمای بالابرنده خوراک، دبی جرمی کاتالیست تزریقی تازه و فشار راکتور بیش‌تر تأثیر را خواهند داشت.



شکل ۱۱- نمودار پارتو پارامترهای مؤثر بر راکتور شکست کاتالیستی بسترسیال برای تولید بیش‌ترین بنزین به روش پلاکت برمن



شکل ۱۲- نمودار پارتو پارامترهای مؤثر بر راکتور شکست کاتالیستی بسترسیال برای بیش‌ترین سوددهی به روش پلاکت برمن

^۸ Plackett-Burman

بهینه‌سازی تولید بیش‌ترین دبی جرمی بنزین

پس از انجام بهینه‌سازی در هدف بیش‌ترین تولید بنزین، نتایج آن در جدول ۸ و ۹ ارائه شده است.

جدول ۸- مقایسه و تعیین تغییرات دو حالت شبیه‌سازی و بهینه‌سازی

تغییرات	واحد	بهینه‌سازی	شبیه‌سازی	متغیرهای مستقل
افزایش ۰/۰۴	barg	۱/۱۴	۱/۱	فشار راکتور
کاهش ۲	°C	۵۲۵	۵۲۷	دمای خروجی بالابرنده خوراک
افزایش ۰/۱۸	ton/d	۳/۱۸	۳	دبی جرمی تزریق کاتالیست تازه
افزایش ۱/۰۷	Vol%	۲/۰۷	۱/۹	درصد حجمی اکسیژن گازهای حاصل از احتراق

جدول ۹- مقایسه دبی جرمی محصولات و میزان درصد تبدیل نتایج شبیه‌سازی و بهینه‌سازی

پارامترها	شبیه‌سازی		بهینه‌سازی		خطا	تغییرات دبی جرمی
	دبی جرمی (Kg/hr)	میزان تبدیل (%)	دبی جرمی (Kg/hr)	میزان تبدیل (%)		
خوراک	۲۶۰۰۰		۲۶۰۰۰		۰٪	۰ (kg/h)
محصولات						
گاز سوخت	۱۳۰۷۶	۵/۰۳	۱۳۱۱۷	۵/۰۵	۰٪	۴۱
پروپان - پروپیلن	۱۹۰۰۱	۷/۳۱	۱۹۰۷۴	۷/۳۴	۰٪	۷۳
بوتان - بوتیلن	۸۱۳۱	۳/۱۳	۸۱۷۴	۳/۱۴	۰٪	۴۳
بنزین	۱۱۸۰۴۸	۴۵/۴۰	۱۱۸۵۰۷	۴۵/۵۸	۰٪	۴۵۹
گازوئیل چرخشی سبک	۵۹۳۸۰	۲۲/۸۴	۵۸۹۰۲	۲۲/۶۵	-۱٪	-۴۷۸
ته‌مانده	۳۰۲۹۴	۱۱/۶۵	۲۹۹۸۰	۱۱/۵۳	-۱٪	-۳۱۴
کک	۱۵۱۸۰	۵/۸۴	۱۵۲۱۳	۵/۸۵	۰٪	۳۳

بهینه‌سازی در جهت بیش‌ترین ارزش‌افزوده

پس از انجام بهینه‌سازی در هدف بیش‌ترین ارزش‌افزوده، نتایج آن در جدول ۱۰ و ۱۱ ارائه شده است.

جدول ۱۰- مقایسه و تعیین تغییرات دو حالت شبیه‌سازی و بهینه‌سازی

تغییرات	واحد	بهینه‌سازی	شبیه‌سازی	پارامتر
کاهش ۲	°C	۵۲۵	۵۲۷	دمای خروجی بالابرنده خوراک
کاهش ۰/۰۱	tonne/d	۲/۹۹	۳	دبی جرمی تزریق کاتالیست تازه تزریقی
افزایش ۰/۰۲	barg	۱/۱۲	۱/۱	فشار راکتور

جدول ۱۱- دبی جرمی محصولات و میزان تبدیل آن‌ها در دو حالت شبیه‌سازی و بهینه‌سازی

پارامترها	بهینه‌سازی		شبیه‌سازی		خطا
	میزان تبدیل (%)	دبی جرمی (Kg/h)	میزان تبدیل (%)	دبی جرمی (Kg/h)	
خوراک		۲۶۰۰۰۰		۲۶۰۰۰۰	۰٪
محصولات					
گاز سوخت	۴/۹۸	۱۲۹۴۴	۵/۰۳	۱۳۰۷۶	-۱٪
پروپان - پروپیلن	۷/۲۲	۱۸۷۸۲	۷/۳۱	۱۹۰۰۱	-۱٪
بوتان - بوتیلن	۳/۱۰	۸۰۶۲	۳/۱۳	۸۱۳۱	-۱٪
بنزین	۴۵/۴۶	۱۱۸۲۰۰	۴۵/۴۰	۱۱۸۰۴۸	۰٪
گازوئیل چرخشی سبک	۲۲/۹۲	۵۹۶۰۲	۲۲/۸۴	۵۹۳۸۰	۰٪
ته‌مانده	۱۱/۷۰	۳۰۴۲۰	۱۱/۶۵	۳۰۲۹۴	۰٪
کک	۵/۸۰	۱۵۰۷۹	۵/۸۴	۱۵۱۸۰	-۱٪

مقایسه نتایج نشان می‌دهد که بهینه‌سازی تابع هدف دوم دارای بنزین تولیدی کم‌تری نسبت به هدف اول بوده و محصولات سنگین هدف دوم نسبت به هدف اول بیش‌تر و محصولات سبک کم‌تر است. این نتایج به این مفهوم است که در بهینه‌سازی تابع هدف دوم، تنها به افزایش تولید بنزین نپرداخته بلکه با توجه به این که قیمت محصول گازوئیل چرخشی سنگین از قیمت محصولات گازی و گاز مایع بیش‌تر است، تولید این محصول را نیز افزایش داده است (جدول ۱۲). علاوه بر این، میزان ارزش‌افزوده راکتور در تابع هدف دوم به میزان ۱۱۰ دلار در ساعت بیش‌تر از تابع هدف اول است و این به این معنی است که افزایش تولید بنزین به‌تنهایی باعث افزایش ارزش‌افزوده، نشده و با توجه به قیمت بالای گازوئیل چرخشی سبک، باید برای افزایش ارزش‌افزوده و بهینه‌سازی راکتور شکست کاتالیستی باید ارزش‌افزوده کلی واحد مورد بررسی قرار گیرد (جدول ۱۳)

جدول ۱۲- مقایسه دبی جرمی و میزان تبدیل محصولات در دو بهینه‌سازی بیش‌ترین ارزش‌افزوده و تولید بنزین

تغییرات نسبی (%)	بهینه‌سازی بیش‌ترین بنزین	میزان تبدیل (%)	دبی جرمی (Kg/hr)	میزان تبدیل (%)	دبی جرمی (Kg/hr)
۰/۰۰	۲۶۰۰۰	۲۶۰۰۰	۲۶۰۰۰	۲۶۰۰۰	۲۶۰۰۰
محصولات					
-۱/۳۲	۱۳۱۱۷	۵/۰۵	۱۲۹۴۴	۴/۹۸	غاز سوخت
-۱/۵۳	۱۹۰۷۴	۷/۳۴	۱۸۷۸۲	۷/۲۲	پروپان - پروپیلن
-۱/۳۸	۸۱۷۴	۳/۱۴	۸۰۶۲	۳/۱۰	بوتان - بوتیلن
-۰/۲۶	۱۱۸۵۰۷	۴۵/۵۸	۱۱۸۲۰۰	۴۵/۴۶	بنزین
۱/۱۹	۵۸۹۰۲	۲۲/۶۵	۵۹۶۰۲	۲۲/۹۲	گازوئیل چرخشی سبک
۱/۴۷	۲۹۹۸۰	۱۱/۵۳	۳۰۴۲۰	۱۱/۷۰	ته‌مانده
۰/۸۸	۱۵۲۱۳	۵/۸۵	۱۵۰۷۹	۵/۸۰	کک

جدول ۱۳- مقایسه نتایج ارزش‌افزوده در دو حالت بهینه‌سازی در دو تابع هدف

واحد	تغییرات (%)	بهینه‌سازی بیش‌ترین بنزین	بهینه‌سازی بیش‌ترین ارزش‌افزوده
\$/ h	۰/۰۰	هزینه خرید خوراک	هزینه خرید خوراک
		۷۸۲۶۰	۷۸۲۶۰
		درآمد حاصل از فروش	درآمد حاصل از فروش
		محصولات	محصولات
\$/ h	-۱/۳۲	۴۶۷	۴۶۱
\$/ h	-۱/۵۳	۸۶۴۱	۸۵۰۸
\$/ h	-۱/۳۸	۳۷۰۳	۳۶۵۲
\$/ h	-۰/۲۶	۷۲۸۸۲	۷۲۶۹۳
\$/ h	۱/۱۹	۲۹۲۱۵	۲۹۵۶۳
\$/ h	۱/۴۷	۹۸۹۳	۱۰۰۳۹
\$/ h	۰/۲۵	۴۶۵۴۱	۴۶۶۵۵
		سود خالص	سود خالص

نتیجه‌گیری

نتایج نشان داد افزایش دمای خوراک، دمای اختلاط و دمای هوای ورودی به احیاکننده باعث کاهش دبی جرمی بنزین تولیدی می‌شود زیرا افزایش هر یک از این دماها باعث افزایش دمای اختلاط و دمای خروجی راکتور شده و برای جلوگیری از افزایش بیش‌ازحد دمای خروجی راکتور سرعت گردش کاتالیست کاهش می‌یابد. افزایش دمای فاز متراکم احیاکننده، افزایش فشار، افزایش دبی خوراک، افزایش دبی هوای ورودی به احیاکننده، افزایش دبی بخار عریان کننده، افزایش فعالیت کاتالیست تازه تزریقی و افزایش درصد حجمی اکسیژن گازهای حاصل از احتراق باعث افزایش دبی جرمی بنزین تولیدی می‌شود. افزایش فعالیت کاتالیست در گردش و دبی جرمی کاتالیست تازه تزریقی

دارای یک نقطه بیشینه در تولید بنزین بوده که با افزایش بیش‌تر از آن، دبی جرمی بنزین تولیدی کاهش می‌یابد چون باعث شکست مجدد محصولات مطلوب مثل بنزین می‌شود. بررسی تأثیر دبی جرمی خوراک نشان داد که با افزایش دبی جرمی خوراک، میزان تبدیل کاهش یافته و مقدار محصولات سنگین افزایش می‌یابد زیرا نسبت کاتالیست به خوراک کاهش می‌یابد که البته به دلیل محدودیت‌ها نمی‌توان دبی جرمی خوراک تا حد ممکن افزایش داد. بررسی تغییرات فشار احیاکننده نشان داد که این متغیر تأثیر بسیار کمی بر روی متغیرهای عملیاتی و محصولات داد. روش طراحی پلاکت برمن نشان داد که در هدف تولید بنزین، فشار اکتور، دمای خروج بالابرنده خوراک، دبی جرمی کاتالیست تازه تزریقی و درصد حجمی اکسیژن گازهای حاصل از احتراق، به ترتیب تأثیر گذارترین پارامترها هستند. همچنین این روش نشان داد که در هدف بیشترین سوددهی پارامترهای دما بالابرنده خوراک، دبی جرم کاتالیست تازه تزریقی و فشار راکتور به ترتیب بیشترین تأثیر را دارند. با انجام بهینه‌سازی در تولید بنزین، مقدار آن به میزان 459 kg/h یعنی برابر 0.39% درصد نسبت به قبل افزایش یافت اما میزان ارزش‌افزوده راکتور کاهش یافت. در بهینه‌سازی باهدف بیش‌ترین ارزش‌افزوده، نتایج نشان داد که سوددهی به میزان ۱۱۰ دلار در ساعت افزایش یافته و دبی جرمی گاز سوخت و گاز مایع کاهش و دبی جرمی بنزین و محصولات سنگین افزایش خواهد یافت.

منابع

- [۱] صادق بیگی رضا، «راهنمای جامع کت کراکر»، ویرایش دوم، ترجمه امید بهفر، چاپ اول، انتشارات امید، ۲۰۱۱.
- [۲] سرپرست، مسعود، بزرگمهری بوذرجمهری، رامین، مستوفی، نوید، جلالی فرهانی، فرهنگ، «مدلسازی و بهینه‌سازی یک واحد شکست کاتالیستی بستر سیال شده (FCCU)»، دهمین کنگره مهندسی شیمی ایران، صفحه ۱۵۰۴، ۱۳۸۴.
- [3] Khandalekar P.D. and Riggs J. B., "Nonlinear process Model Based Control and Optimization of a Model IV FCC Unit", Computer Chem. Eng., 1995, 19, 11, pp. 1153-1168.
- [4] Ellis R. C., Li X. and Riggs J. B., "Modeling and Optimization of a Model IV Fluidized Catalytic Cracking Unit", AIChE J., 1998, 44, pp. 2068-2079.
- [5] Chitnis U. K. and Corripio A. B., "On-line optimization of a model IV fluid catalytic cracking unit", ISA Transaction, 1998, 37, pp. 215-226.
- [6] Perkins J. D. and Loebelin C., "Structural Design for On-Line Process Optimization: II. Application to a Simulated FCC", AIChE J., 1999, 45, pp. 1030-1040.
- [7] Iyer R. S., Luns R. and Woo S. S., "Optimization of a Model IV Fluidized Catalytic Cracking Unit", the Canadian J. of Chem. Eng. 2001, Vol. 79, pp. 542-574.
- [۸] شرکت ملی پالایش و پخش فرآورده‌های نفتی ایران، پالایشگاه نفت آبادان، اداره مهندسی پالایش، مسعود نعمت‌اللهی.
- [۹] رادوند، محسن، ترسا، ذبیح‌الله، «اثر متغیرهای عملیاتی بر کراکینگ کاتالیزوری بستر سیال»، دومین همایش ملی نفت و گاز و پتروشیمی، ۱۳۹۱.
- [۱۰] فرج‌الله چعب، نجمه، «بررسی پارامترهای مؤثر بر فرآیند کراکینگ کاتالیستی»، سومین همایش ملی کاربردهای شیمی در فناوری نوین، ۱۳۹۲.



[۱۱] مودب، افشین و جعفرنیا، سید هادی، «بررسی و تحلیل گزینه‌های حداکثر سازی تولید بنزین، پروپیلن و دیزل از ته‌مانده اتمسفری با شبیه‌سازی راکتور واحد شکست کاتالیستی در بستر سیال»، دومین همایش علمی مهندسی فرآیند، ۱۳۹۳.

[12] Khandeparker A. S., "Study of Different Operating Parameters of FCC Unit with ASPEN-HYSYS", thesis for the degree of bachelor in chemical engineering, national institute technology, Rourkela, 2012.

[13] Dave D. and Zhang N., "Multiobjective Optimization Of Fluid Catalytic Cracker Unit Using Genetic Algorithms", European Symposium on Computer Aided Process Engineering, 2003, 13, pp. 623-629.

[14] Fernandes J. L., Domingues L. H., Ponheiro C. I.C., Oliveria N. M.C., Riberio F. R., "Influence of different catalyst deactivation models in a validated simulator of an industrial UOP FCC unit with high-efficiency regenerator", Fuel, 2012, 97, pp. 97-108.

[15] Y. M. John, R. Patel and I.M. Mujtaba, "Modeling and simulation of an industrial riser fluid catalytic cracking process", Computer aided process engineering, 2016, 26, pp. 890-897.

[16] Dasila P. K., Chodhury I. R., Singh S., Rajagopal S., Chopra S. J. and Saraf D. N., Simulation of an industrial FCC riser reactor using a novel 10-lump kinetic model and some parametric sensitivity studies:, Ind. Eng. Chem. Res., 2014.

[17] Wang G., Li Z. , Li Y. , Gao J., Xu C. , Liang Y., Wang X., "Laboratory-Scale experiments and industrial practice low-temperature contact and high ratio of catalyst to oil in the FCC process, energy and fuels, 2013, 27, 1555-1563.

[18] Dupain x., Makkee M., Moulijn J. A., "Optimal conditions in fluid catalytic cracking: a mechanistic approach", applied catalyst a, 2003, general 297, pp. 198-219.

[19] Ellis R. C., "Supervisory optimization of a fluidized catalytic cracking unit", a thesis for the degree of Master of Science, Texas Tech University, 1996.

[20] Kasat R. B., Gupta S. K. , "Multi-Objective optimization of an industrial fluidized-bed catalytic cracking unit (FCCU) using genetic algorithm (GA) with the jumping gens operator", computers and chemical engineering, 2003, no. 27, pp. 1785-1800.

[21] Mc Farlane R.C., Reinman R.C., Bratee J. F., Georgakis C., "Dynamic simulator for a model IV fluid catalytic cracking unit", Computer Chem. Eng. ,1993, vol17, no3, pp. 275-300.