

بررسی تاثیر متغیرهای عملیاتی بر مقدار محصول ته ماند برج تقطیر اتمسفریک پالایشگاهی به کمک شبیه ساز

مسلم شهامت پور^{۱*}، سیدمصطفی طباطبائی قمشه^۲، مسعود نعمت الهی^۳، محسن ملکی دوززاده^۴
کارشناس عملیات پالایش، عملیات فاز یک، شرکت پالایش نفت آبادان، ایران^۱
دکترای مهندسی شیمی، هیأت علمی دانشگاه آزاد اسلامی ماهشهر، ایران^۲
کارشناس پژوهش، واحد پژوهش و توسعه، شرکت پالایش نفت آبادان، ایران^۳
کارشناس پژوهش، واحد پژوهش و توسعه، شرکت پالایش نفت آبادان، ایران^۴
دریافت: ۹۳/۲/۲۶ پذیرش: ۹۴/۶/۳

چکیده

در این مطالعه پس از شبیه سازی واحد تقطیر اتمسفریک ۷۵ پالایشگاه نفت آبادان با استفاده از نرم افزار اسپن هایسیس ویرایش ۳.۲ عمل بهینه سازی به منظور کاهش محصول ته ماند با استفاده از داده های شبیه ساز و با کمک نرم افزارهای دیزاین اکسپرت و متلب انجام شده و سپس نتایج و متغیرها را آنالیز نموده و نتایج حاصل از بهینه سازی با سه مقدار متفاوت خوراک روی مدل مورد نظر به اجرا در آمده و مورد بررسی و مقایسه قرار گرفته است. تاثیر شش متغیر عملیاتی روی درصد محصول ته ماند برج به عنوان تابع هدف مورد بررسی قرار گرفته که این پارامترها با تجزیه و تحلیل سطح پاسخ با توجه به اصول طراحی مرکب مرکزی، با به حداقل رساندن تابع هدف بهینه سازی می شوند و یک مدل ریاضی برای ارتباط از درصد محصول ته ماند و پارامترهای عامل در بهینه سازی به دست آمده است.

کلمات کلیدی

بهینه سازی، برج تقطیر، تقطیر نفت خام، پارامترهای عملیاتی، طراحی آزمایش

مقدمه

نخستین عمل مهمی که در پالایشگاه روی نفت خام انجام می شود، تقطیر است. طی این عمل نفت خام به فرآورده های مختلف نفتی تفکیک می شود. مبنای این تفکیک اختلاف فاصله جوش (فاصله نقطه ابتدایی جوش تا نقطه انتهایی جوش) فرآورده است.

*Moslem.shahamat@yahoo.com

یکی از مهم‌ترین تجهیزات موجود در واحدهای پالایشگاهی و پتروشیمی برج تقطیر است. واحد تقطیر نفت خام یکی از حساس‌ترین و مهم‌ترین قسمت‌های عملیاتی در صنایع نفت به شمار می‌آید. تقطیر به طور گسترده در صنایع شیمیایی و نفت به منظور جداسازی مواد براساس تفاوت در نقطه جوش به کار می‌رود. هدف عملیاتی واحد تقطیر نفت خام دستیابی به شرایط تحت کنترل و پایدار، افزایش تولید و کیفیت محصول همراه با کاهش هزینه‌های عملیاتی به دلیل ملاحظه‌های اقتصادی است. بنابراین، طراحی مهندسی و راهبرد کنترل و بهینه‌سازی فرآیند واحد تقطیر نفت خام برای بهبود بازدهی و کیفیت تولید، به ویژه در صنایع نفت در چند سال اخیر بسیار مورد توجه قرار گرفته است. فرآیند جداسازی در واحد تقطیر نفت خام با بسیاری از پدیده‌های پیچیده بین متغیرهای ورودی و خروجی سامانه در ارتباط است. بهینه‌سازی عملیاتی پالایشگاه‌های نفت، جهت استحصال محصول بیشتر و با کیفیت بالاتر می‌تواند عاملی جهت رسیدن به اهداف مورد نظر باشد.

در تحقیقی که در سال ۲۰۰۵ انجام شده است، به تحلیل ترمودینامیکی سامانه‌های تقطیر نفت خام از نظر انرژی و اکزرژی پرداخته شده است تا بتوان با استفاده از آن سامانه را بهینه کرد. در این مطالعه پارامترهای اصلی مورد بررسی دما و فشار هستند. در این پژوهش به بررسی شرایط ترمودینامیکی برج‌های تقطیر اتمسفریک و خلأ و دو گرمکن پرداخته شده است. برای این کار، یک مدل ترمودینامیکی خاص تعریف و سپس با استفاده از شبیه‌سازی واحدهای مورد نظر در بهینه‌سازی شرایط عملیاتی اقدام کرده‌اند. در مرحله نخست، ابتدا محققان یک واحد صنعتی موجود را به همان شکل شبیه‌سازی و سپس سامانه را با استفاده از مدل ترمودینامیکی موجود بهینه نموده‌اند. آن‌ها اشاره کرده‌اند که بازدهی انرژی در واحد تقطیر اتمسفریک برابر ۰/۴۹۷ و در واحد تقطیر خلأ برابر ۰/۵۷۹ است. این امر نشان می‌دهد بازده انرژی در واحد تقطیر اتمسفریک به علت این که جداسازی اصلی در آن جا صورت می‌پذیرد کم‌تر است [۱].

تجزیه و تحلیل سطح پاسخ پیشنهاد شده توسط باکس - ویلسون در سال ۱۹۵۱ یک رویکرد جامع به خصوص برای بهینه‌سازی فرایندهای شیمیایی طراحی شده می‌باشد [۲، ۳]. این یک روش آماری برای پیدا کردن شرایط بهینه در سیستم‌های چند متغیره است، بنابراین در سال‌های اخیر برنامه‌های کاربردی بهینه‌سازی رویه پاسخ در مهندسی شیمیایی و بیولوژیکی بیش‌تر و بیش‌تر شده است [۱۰-۴].

در حال حاضر با توجه به این که تاثیر بهینه‌سازی تک پارامتری در بهبود بهره‌وری از برج‌های تقطیر مختلف ثابت شده است [۱۱-۱۳]، اما هیچ تلاشی در بهینه‌سازی به طور هم‌زمان از چندین پارامتر عملیاتی برج تقطیر پیچیده صورت نگرفته است. در این کار اثر پارامترهای عملیاتی مختلف روی عملکرد برج تقطیر نفت خام مورد بررسی قرار گرفته و سپس این پارامترها توسط طراحی مرکب مرکزی بهینه شده و در نهایت، مقدار بهینه شده از این پارامترها با شبیه‌سازی اثبات شده است.

متغیرهای ورودی، معمولاً خصوصیات نفت خام ورودی و متغیرهای قابل کنترل واحد تقطیر نفت خام مانند انرژی مصرفی واحد و مقدار جریان برگشتی و نرخ جریان تولید است؛ از طرفی متغیرهای خروجی، کیفیت محصولات تولیدی، بهره سیستم عملیاتی یا سود پالایشگاه هستند. در عملیات تقطیر نفت خام هدف، انجام بهینه‌سازی فرآیند شامل نرخ بالای تولید با در نظر گرفتن خصوصیات خواسته شده، همراه با هزینه‌های

عملیاتی پایین به وسیله جست‌وجو در وضعیت بهینه سامانه از لحاظ متغیرهای عملیاتی است. اما جست‌وجو و برقرار کردن شرایط عملیاتی بهینه بسیار سخت است؛ زیرا معادلات غیر خطی بین متغیرهای ورودی و خروجی حاکم هستند. همچنین متغیرهای قابل کنترل بهینه واحد تقطیر نفت خام باید به طور مرتب به دلیل تغییر در خصوصیات نفت خام ورودی تعیین شوند. از این گذشته، اگر خصوصیات محصولات تأمین نشود یا عملیات تقطیر نفت خام پایدار نباشد، نفت به کار برده شده می‌تواند سبب بروز مشکلات زیادی حتی تعطیلی سیستم شود. مطالب گفته شده، نیاز به کنترل و بهینه سازی عملیات پیچیده واحد تقطیر نفت خام را نشان می‌دهد. لازم به ذکر است در سال‌های اخیر تحقیقات انجام شده در مورد واحدهای تقطیر بر روی موضوع کنترل و بهینه سازی متمرکز شده است.

شرح فرآیند

واحد تقطیر اتمسفریک ۷۵ پالایشگاه نفت آبادان مورد مطالعه در این تحقیق دارای این مشخصات می‌باشد: خوراک واحد تقریباً یک‌صد هزار بشکه در روز و در شرایط تحقیق نفت دارخوین می‌باشد؛ این برج دارای ۲۵ عدد سینی که ۲۴ عدد از نوع بابل کپ و یکی از نوع غربالی می‌باشد، فشار پائین برج حدود ۵ پوند بر اینچ مربع و فشار بالای برج حدود ۰/۴ پوند بر اینچ مربع، دمای پائین برج حدود ۵۸۰ درجه فارنهایت و بالای برج در حدود ۱۷۵ درجه فارنهایت می‌باشد، محصولات این برج به ترتیب از بالا بنزین اکتان پایین، نفتا، کروسین، گازوئیل و ته ماند می‌باشند، مابقی مشخصات از محدوده متغیرهای مسئله قابل تشخیص می‌باشند.

متغیرهای مسئله

به طور کلی این مسئله می‌تواند متغیرهای دمای خوراک، مقدار ریفلاکس بالاسری، دمای ریفلاکس بالاسری، دمای بالای برج، شماره سینی محصول جانبی نفتا، دمای محصول جانبی نفتا، شماره سینی محصول جانبی کروسین، دمای محصول جانبی کروسین، شماره سینی محصول جانبی گازوئیل، دمای محصول جانبی گازوئیل و مقدار بخار آب تزریقی به پائین برج را دارا باشد.

از بین متغیرهای مذکور تعدادی مستقل از هم نیستند و به هم وابسته اند. در مرحله اول باید این متغیرها را شناسایی و حذف نمود. متغیرهای مقدار ریفلاکس بالاسری، دمای ریفلاکس، دمای بالای برج و دمای محصولات جانبی دقیقاً به هم وابسته اند و همگی تنظیم بودن شیب حرارتی درون برج را می‌رسانند؛ بنابراین یک متغیر از این شش متغیر به نمایندگی از بقیه قرار می‌گیرد و بهترین انتخاب از بین این شش متغیر دمای محصول جانبی نفتا می‌باشد. مابقی متغیرها از هم مستقل می‌باشند. بنابراین تعداد ۶ متغیر مستقل در این مطالعه وجود دارد.

محدوده امکان پذیر بودن متغیرها

محدوده دمای خوراک ورودی به برج ۶۲۰ الی ۶۵۰ درجه فارنهایت و محدوده دمای نفتا ۲۳۵ الی ۲۶۵ درجه فارنهایت می باشد، محدوده محصول جانبی نفتا سینی شماره ۵ الی ۹، محصول جانبی کروسین سینی شماره ۱۰ الی ۱۴، محدوده محصول جانبی گازوئیل سینی شماره ۱۷ الی ۲۱، محدوده مقدار بخار آب تزریقی ۵۳۹۴ الی ۱۷۹۸۰ پوند بر ساعت می باشد.

انتخاب تابع هدف

برای تابع هدف گزینه های زیادی را می توان در نظر گرفت؛ به عنوان مثال مقدار یک محصول خاص، مقدار انرژی مصرفی، سود پالایشگاه و یا بسیاری موارد دیگر. در شرایط بررسی تابع هدف حداکثر کردن مقدار محصولات جانبی و یا به عبارت دیگر حداقل کردن مقدار محصول ته ماند می باشد. بنابراین تابع هدف، درصد محصول ته ماند برج تعریف می شود تا با استفاده از برنامه های بهینه سازی این مقدار مینیمم گردد.

بهینه سازی رویه پاسخ

در این مطالعه نرم افزار دیزاین اکسپرت به روش رویه پاسخ بر پایه اصول طرح مرکب مرکزی برای طراحی داده ها، مدل ریاضی و بهینه سازی مورد استفاده قرار گرفته است. برای پیش بینی رفتار پاسخ یک معادله چندجمله ای درجه دوم تعریف می کنیم (معادله ۱).

$$Y = a_0 + \sum_{i=1}^k a_i x_i + \sum_{i=1}^k a_{ii} x_i^2 + \sum_i \sum_j a_{ij} x_i x_j + \varepsilon \quad (1)$$

که $i > j$ و در این معادله: a_0 = مقدار ثابت، a_i = آمین ضریب خطی، a_{ii} = آمین ضریب درجه دوم، a_{ij} = آمین ضریب اثر متقابل، x_i = آمین متغیر مستقل، k = تعداد متغیرها و ε = خطای همراه می باشد.

محاسبه متغیرها و سطوح

متغیرها و سطوح های این مسئله بهینه سازی بر طبق اصول طرح مرکب مرکزی و داده های آزمایشگاه به کمک شبیه ساز محاسبه شده است. دمای خوراک، دمای نفتا، سینی نفتا، سینی کروسین، سینی گازوئیل و مقدار بخار آب تزریقی به ترتیب با A و B و C و D و E و F کدگذاری می شوند. هر متغیر در ۵ سطح مورد بررسی قرار گرفته است (جدول ۱). درصد محصول ته ماند نیز به عنوان پاسخ می باشد.

جدول ۱. متغیرها و سطوح آن‌ها برای طرح مرکب مرکزی

متغیر	واحد	علامت	سطح				
			-2	-1	0	1	2
دمای خوراک	°F	A	۶۲۰	۶۲۷/۵	۶۳۵	۶۴۲/۵	۶۵۰
دمای نفتا	°F	B	۲۳۵	۲۴۲/۵	۲۵۰	۲۵۷/۵	۲۶۵
سینی نفتا	No	C	۵	۶	۷	۸	۹
سینی کروسین	No	D	۱۰	۱۱	۱۲	۱۳	۱۴
سینی گازوئیل	No	E	۱۷	۱۸	۱۹	۲۰	۲۱
بخار آب تزریقی	Lb/h	F	۵۳۹۴	۸۵۴۰/۵	۱۱۶۸۷	۱۴۸۳۳/۵	۱۷۹۸۰

که بر این اساس تعداد $2^k + 2k + 6$ آزمایش نیاز دارد که k تعداد متغیرها می باشد و با توجه به این که در این مسئله تعداد متغیرها ۶ عدد می باشد، بنابراین تعداد آزمایش ها ۸۲ خواهد بود (جدول ۲).

ارتباط بین پاسخ و متغیرها به صورت کدینگ

$$Y = +44.32 - 0.18A + 0.11B - 0.014C - 0.080D - 0.61E - 0.30F - 0.006563AB + 0.036AC + 0.036AD + 0.009687AE + 0.082AF + 0.006875BC + 0.047BD + 0.047BE - 0.021BF - 0.016CD + 0.025CE - 0.018CF - 0.018DE - 0.002188DF - 0.13EF - 0.15A^2 + 0.013B^2 + 0.088C^2 - 0.15D^2 - 0.46E^2 - 0.025F^2 \quad (2)$$

در این معادله Y همان تابع هدف (درصد محصول ته ماند) و A, B, C, D, E, F همان ۶ متغیر مذکور می باشند.

آنالیز واریانس برای پاسخ

نتایج رگرسیون RSM طبق جدول (۳) می باشد.

مقدار عددی P Value میزان معنادار بودن هر متغیر را مشخص می کند به عبارت دیگر این مقدار میزان وابستگی متغیر وابسته (متغیر پاسخ) به هر متغیر مستقل را نشان می دهد:

$$P \geq 0.1 \quad \text{غیر معنادار}$$

$$0.05 < P < 0.1 \quad \text{احتمالا معنادار}$$

$$P \leq 0.05 \quad \text{معنادار}$$

و همچنین مقدار R^2 و A معادله رگرسیون به ترتیب برابر ۹۶/۲۷٪ و ۳۳/۲۷٪ می باشند. چون نسبت A خیلی بیش تر از ۴ می باشد بنابراین معادله رگرسیون به خوبی داده های آزمایشگاهی را پوشش می دهد که این موضوع در شکل ۱ به وضوح مشخص می باشد.



جدول ۲. ماتریس متغیرها و مقدار پاسخ ها با استفاده از آزمایش به کمک شبیه ساز با مقادیر کدگذاری شده متغیرها

Run	A	B	C	D	E	F	Y	Run	A	B	C	D	E	F	Y
1	1	-1	-1	1	1	1	42.10	42	2	0	0	0	0	0	43.60
2	1	1	-1	1	1	1	42.50	43	0	0	2	0	0	0	44.80
3	0	-2	0	0	0	0	44.30	44	-1	-1	-1	1	1	1	42.60
4	-1	-1	-1	1	-1	1	44.08	45	-1	1	1	-1	-1	1	44.20
5	1	-1	1	1	1	-1	43.01	46	1	1	1	1	1	1	42.40
6	1	1	1	-1	1	-1	43.49	47	0	0	0	0	0	2	43.80
7	-1	-1	1	-1	-1	-1	44.90	48	1	1	-1	1	-1	1	44.19
8	-1	1	1	1	-1	-1	44.70	49	-1	1	1	-1	-1	-1	44.70
9	-1	1	-1	1	1	1	42.66	50	-1	1	1	1	1	1	42.63
10	1	-1	1	-1	1	-1	43.20	51	-1	1	-1	-1	-1	1	44.20
11	-1	1	1	-1	1	-1	43.90	52	1	-1	-1	-1	-1	-1	44.00
12	-1	-1	1	1	-1	1	44.05	53	1	1	-1	-1	-1	-1	44.00
13	1	-1	-1	1	1	-1	43.00	54	0	0	0	0	0	-2	45.00
14	1	1	1	-1	-1	-1	44.10	55	1	1	-1	-1	-1	1	44.10
15	0	0	0	0	0	0	44.21	56	-1	-1	1	-1	1	1	42.70
16	-1	-1	-1	1	-1	-1	44.50	57	-1	-1	-1	-1	1	1	42.80
17	1	1	-1	-1	1	-1	43.01	58	-1	-1	1	1	1	-1	43.17
18	1	1	-1	1	1	-1	43.40	59	0	2	0	0	0	0	44.80
19	-1	1	1	1	-1	1	44.10	60	1	-1	-1	-1	1	1	42.60
20	1	-1	1	-1	1	1	42.50	61	1	-1	-1	1	-1	-1	44.10
21	-1	1	-1	-1	1	-1	44.10	62	0	0	0	-2	0	0	44.10
22	-1	1	-1	1	-1	-1	44.90	63	-1	-1	-1	-1	1	-1	43.70
23	0	0	0	0	-2	0	43.80	64	1	-1	1	1	-1	1	43.80
24	1	-1	-1	1	-1	1	43.90	65	-1	1	1	1	1	-1	43.90
25	1	1	1	1	1	-1	43.70	66	0	0	0	2	0	0	43.70
26	0	0	-2	0	0	0	44.90	67	-1	1	-1	1	-1	1	44.25
27	1	1	-1	-1	1	1	42.70	68	-1	-1	1	1	1	1	42.57
28	1	1	1	-1	1	1	42.65	69	-1	1	1	-1	1	1	42.85
29	1	1	1	-1	-1	1	44.10	70	1	1	1	1	-1	-1	44.00
30	-1	-1	-1	-1	-1	-1	45.00	71	-1	-1	1	1	-1	-1	44.10
31	1	-1	1	-1	-1	1	43.98	72	-1	-1	1	-1	-1	1	44.08
32	-2	0	0	0	0	0	44.20	73	0	0	0	0	0	0	44.11
33	-1	-1	-1	1	1	-1	43.20	74	1	-1	1	1	-1	-1	44.02
34	0	0	0	0	0	0	44.12	75	-1	1	-1	-1	1	1	42.90
35	0	0	0	0	0	0	44.09	76	0	0	0	0	2	0	41.50
36	1	-1	-1	-1	-1	1	43.92	77	-1	-1	-1	-1	-1	1	44.10
37	1	-1	1	1	1	1	42.00	78	1	-1	1	-1	-1	-1	44.30
38	0	0	0	0	0	0	44.40	79	-1	1	-1	-1	-1	-1	45.00
39	1	1	1	1	-1	1	44.01	80	1	-1	-1	-1	1	-1	42.90
40	0	0	0	0	0	0	44.31	81	-1	-1	1	-1	1	-1	43.50
41	-1	1	-1	1	1	-1	43.60	82	1	1	-1	1	-1	-1	44.10

جدول ۳. نتایج رگرسیون RSM

Variable	Coefficient	Standard Error	p-value
A-Feed Temperature	-0.181388889	0.021886786	< 0.0001
B-Naphtha Temperature	0.106388889	0.021886786	< 0.0001
C-Naphtha Position	-0.013888889	0.021886786	0.5284
D-Kerosin Position	-0.079722222	0.021886786	0.0006
E-Gasoil Position	-0.613055556	0.021886786	< 0.0001
F-Steam to Base	-0.296944444	0.021886786	< 0.0001
AB	-0.006562500	0.023214442	0.7785
AC	0.035625000	0.023214442	0.1307
AD	0.035937500	0.023214442	0.1274
AE	0.009687500	0.023214442	0.6781
AF	0.081562500	0.023214442	0.0009
BC	0.006875000	0.023214442	0.7683
BD	0.047187500	0.023214442	0.0470
BE	0.047187500	0.023214442	0.0470
BF	-0.020937500	0.023214442	0.3711
CD	-0.016250000	0.023214442	0.4869
CE	0.025000000	0.023214442	0.2863
CF	-0.018125000	0.023214442	0.4384
DE	-0.018437500	0.023214442	0.4305
DF	-0.002187500	0.023214442	0.9253
EF	-0.129062500	0.023214442	< 0.0001
A ²	-0.149694149	0.032479043	< 0.0001
B ²	0.012805851	0.032479043	0.6949
C ²	0.087805851	0.032479043	0.0092
D ²	-0.149694149	0.032479043	< 0.0001
E ²	-0.462194149	0.032479043	< 0.0001
F ²	-0.024694149	0.032479043	0.4504

همین طور که در شکل ۲ با توجه به شیب هر متغیر مشخص می باشد شیب متغیر B مثبت و شیب متغیرهای A, C, D, E, F منفی می باشد و ترتیب این تاثیرها به صورت زیر می باشد:

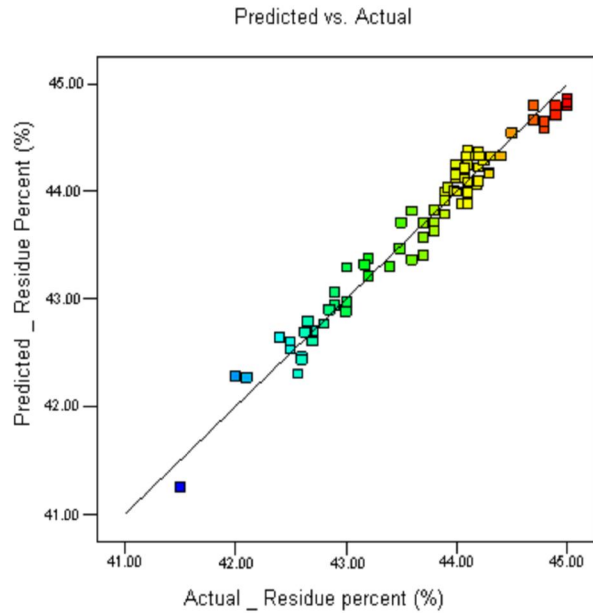
$$C < D < B < A < F < E$$

که این نتیجه دقیقا در معادله (۲) نیز مشخص می باشد.

اثر متقابل دو پارامتر بر روی پاسخ

گراف های رویه پاسخ سه بعدی اثر تغییرات همزمان دو پارامتر عملیاتی روی پاسخ، حاصل از پردازش نرم افزار RSM^۱ را نشان می دهند که در این جا پنج نمودار برای نمونه آورده شده است (شکل های ۷-۳).

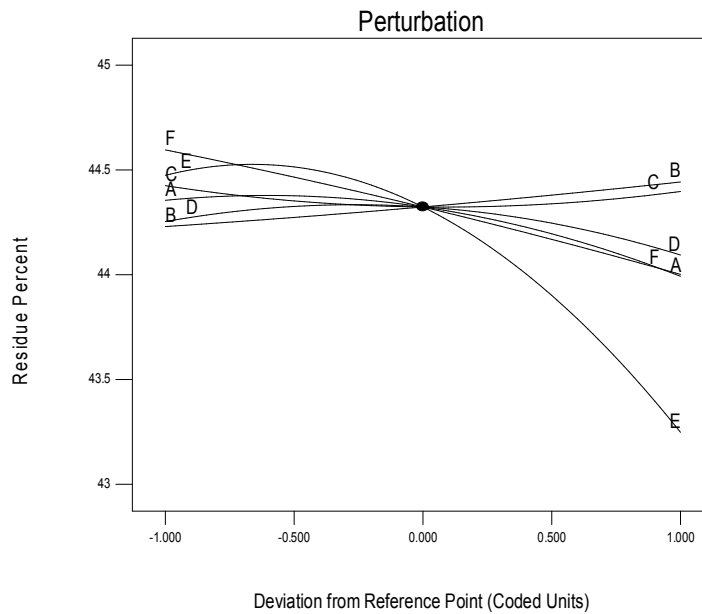
^۱Response Surface Methodology



شکل ۱. مقادیر واقعی و پیش بینی شده درصد محصول ته ماند

Design-Expert® Software
Factor Coding: Actual
Residue Percent

Actual Factors
A: Feed Temperature = 635.00
B: Naphta Temperature = 250.00
C: Naphta Position = 7.00
D: Kerosin Position = 12.00
E: Gasoil Position = 19.00
F: Steam to Base = 11687.00



شکل ۲. تاثیر متغیرها به صورت انفرادی بر روی درصد محصول ته ماند

Design-Expert® Software

Factor Coding: Actual

Residue Percent

● Design points above predicted value

○ Design points below predicted value



X1 = C: Naphta Position

X2 = E: Gasoil Position

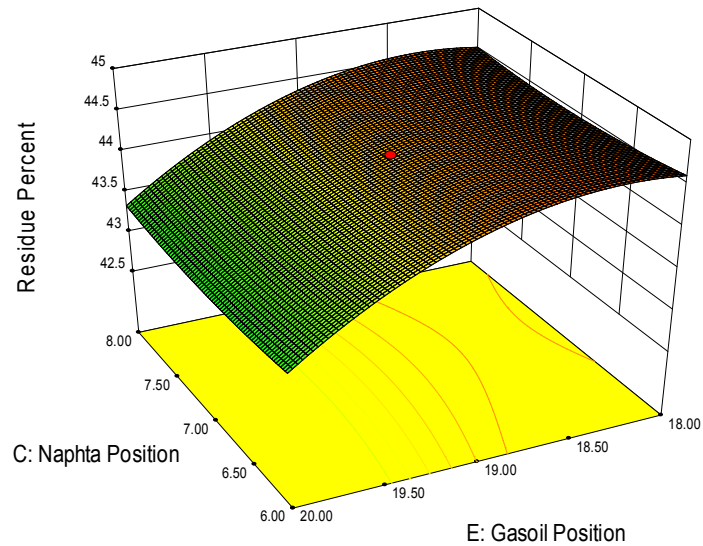
Actual Factors

A: Feed Temperature = 635.00

B: Naphta Temperature = 250.00

D: Kerosin Position = 12.00

F: Steam to Base = 11687.00



شکل ۳. اثر متقابل پارامترهای موقعیت محصول نفتا و موقعیت محصول گازوئیل بر روی درصد محصول ته ماند

Design-Expert® Software

Factor Coding: Actual

Residue Percent

● Design points above predicted value

○ Design points below predicted value



X1 = D: Kerosin Position

X2 = E: Gasoil Position

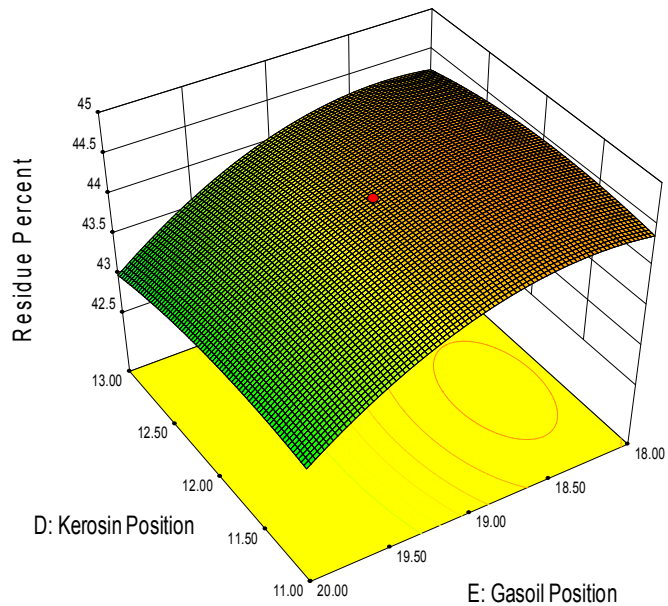
Actual Factors

A: Feed Temperature = 635.00

B: Naphta Temperature = 250.00

C: Naphta Position = 7.00

F: Steam to Base = 11687.00



شکل ۴. اثر متقابل پارامترهای موقعیت محصول کروسین و موقعیت محصول گازوئیل بر روی درصد محصول ته ماند

Design-Expert® Software
Factor Coding: Actual
Residue Percent

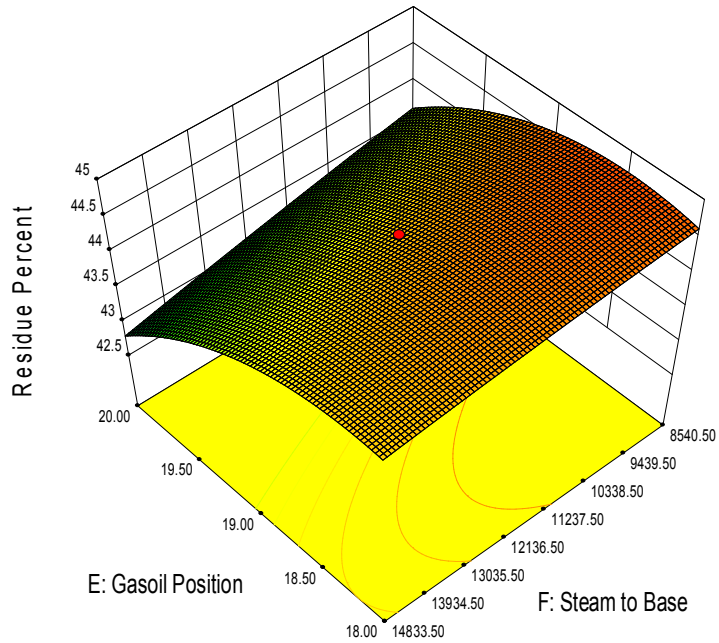
● Design points above predicted value
○ Design points below predicted value



X1 = E: Gasoil Position
X2 = F: Steam to Base

Actual Factors

A: Feed Temperature = 635.00
B: Naphta Temperature = 250.00
C: Naphta Position = 7.00
D: Kerosin Position = 12.00



شکل ۵. اثر متقابل پارامترهای موقعیت محصول گازوئیل و مقدار بخار آب مصرفی بر روی درصد محصول ته ماند

Design-Expert® Software
Factor Coding: Actual
Residue Percent

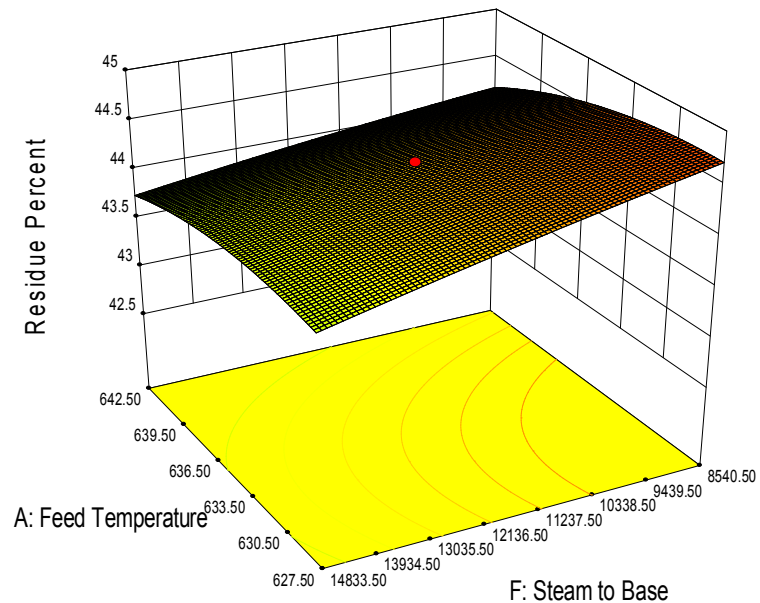
● Design points above predicted value
○ Design points below predicted value



X1 = A: Feed Temperature
X2 = F: Steam to Base

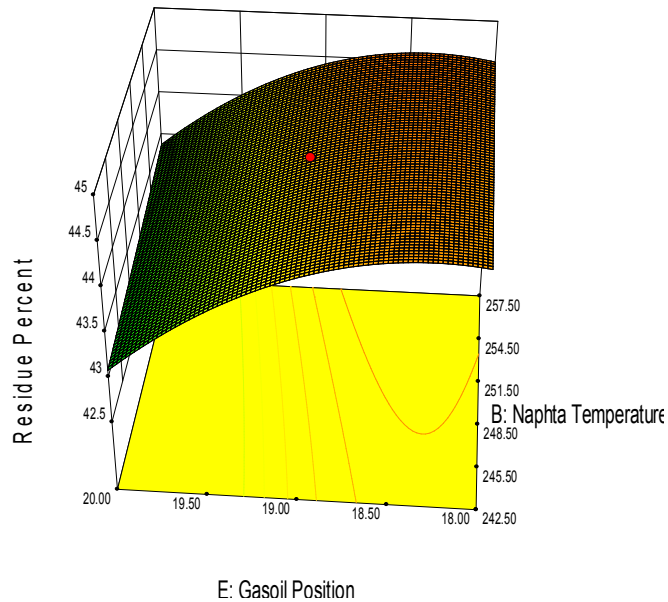
Actual Factors

B: Naphta Temperature = 250.00
C: Naphta Position = 7.00
D: Kerosin Position = 12.00
E: Gasoil Position = 19.00



شکل ۶. اثر متقابل پارامترهای دمای خوراک و مقدار بخار آب مصرفی بر روی درصد محصول ته ماند

Design-Expert® Software
 Factor Coding: Actual
 Residue Percent
 ● Design points above predicted value
 ○ Design points below predicted value
 45
 41.5
 X1 = B: Naphta Temperature
 X2 = E: Gasoil Position
 Actual Factors
 A: Feed Temperature = 635.00
 C: Naphta Position = 7.00
 D: Kerosin Position = 12.00
 F: Steam to Base = 11687.00



شکل ۷. اثر متقابل پارامترهای موقعیت محصول گازوئیل و دمای نفتا بر روی درصد محصول ته ماند

به دست آوردن مقدار مینیمم برای پاسخ مدل

با حل معادله ۲ با استفاده از نرم افزار متلب در محدوده کدینگ هر ۶ متغیر بین ۲- الی ۲+ مقادیر جدول ۴ برای متغیرها به دست می آیند.

جدول ۴. مقدار بهینه متغیرها

	A	B	C	D	E	F
کدینگ	۱/۹۳۳	۱/۰۳۶	-۰/۴۸	-۰/۹۲	۱/۹۹	۱/۳۱۵
واقعی	۶۴۹/۰۵	۲۵۷/۷۷	۶/۵۲	۱۱/۰۸	۲۰/۹۹	۱۵۸۲۶

حال مدل را در شرایط فوق قرار داده و با سه مقدار متفاوت خوراک مقدار پاسخ در این سه مرحله مطابق جدول ۵ می باشد.

جدول ۵. نتایج آزمایشات نهایی

مرحله	مقدار خوراک (بشکه در روز)	درصد محصول ته ماند
۱	۹۰۰۰۰	۳۹/۹۰
۲	۹۵۰۰۰	۳۹/۸۸
۳	۱۰۰۰۰۰	۳۹/۸۸

نتیجه گیری

مدل ریاضی به دست آمده برای متغیرهای عملیاتی در این مطالعه به خوبی تئوری های عملیات تقطیر را پیش بینی می نمایند. در این جا متغیرهای دمای خوراک، شماره سینی استحصال محصولات نفتا، کروسین، گازوئیل و مقدار بخار آب تزریقی به پایین برج، رابطه عکس و متغیر دمای سینی استحصال نفتا رابطه مستقیم با درصد محصول ته ماند دارد که در این میان تابع هدف بیشترین وابستگی را به شماره سینی استحصال گازوئیل و کمترین وابستگی را به شماره سینی استحصال نفتا دارد که البته مشخصات محصولات، محدودیت هایی را برای ما ایجاد می کنند که این محدودیت ها نیز باید رعایت شود. معادلات به دست آمده در این تحقیق با دقت قابل قبولی داده های آزمایشگاهی را برآورد می نمایند؛ به نحوی که این معادلات کلیه آزمایش ها را پیش بینی می کنند. بنابراین ترکیب برنامه های شبیه ساز و طراحی آزمایش و داده های آزمایشگاهی روش مناسبی برای بهینه سازی متغیرهای عملیاتی برج های تقطیر می باشد و با ترکیب نرم افزارهای استفاده شده در این مطالعه و داده های آزمایشگاهی اغلب فرایندهای مهندسی شیمی قابل بهینه سازی می باشند.

منابع

1. Al-Muslim H., Dincer I., Thermodynamic Analysis of Crude Oil Distillation Systems, Saudi Aram Co., Dhahran, University of Ontario Institute of Technology, 2000, Vol.29.
2. Box G. E.P. and W.K.B. "On the experimental attainment of optimum condition", Journal of the Royal Statistical Society: Series B(13): 1~20,1951.
3. Liptakova, D., L. Valik, A. Laukova, V. Stropfova. Characterisation of Lactobacillus rhamnosus VT1 and its effect on the growth of Candida maltosa YP1, Czech Journal of Food Sciences, 2007; 25(5):272-282.
4. Tang, Xing-Jun, Guo-Qing He, Qi-He Chen, Xiu-Yan Zhang, Mokhtar A. M. Ali. "Medium optimization for the production of thermal stable [beta]-glucanase by Bacillus subtilis ZJF-1A5 using response surface methodology", Bioresource Technology, 2004;93(2): 175-181.
5. Sampaio, Fio Coelho, Danilo De Faveri, HilarioCuquettoMantovani, Flia M. Lopes Passos, PatriziaPerego, AttilioConverti. "Use of response surface methodology for optimization of xylitol production by the new yeast strain Debaryomyceshansenii UFV-170 [J]", Journal of Food Engineering, 2006;76(3):376-386.
6. Chang, Jui-Sheng, Yaw-Bin Huang, Sen-SenHou, Ren-Jiunn Wang, Pao-Chu Wu, Yi-Hung Tsai. Formulation optimization of meloxicam sodium gel using response surface methodology, International Journal of Pharmaceutics, 2007; 338(1-2): 48-54.
7. Liu, C. B., B. Hu, S. L. Chen, R. W. Glass. "Utilization of condensed distillers solubles as nutrient supplement for pro n of nisin and lactic acid from whey[J]", Applied Biochemistry and Biotechnology, 2007; 137: 875-884.
8. Iyer, P.andR.S. Singhal . "Production of glutaminase (E.C.3.2.1.5) from Zygosaccharomycesrouxii: Statistical optimization using response surface methodology", Bioresource Technology, 2008; 99(10): 4300-4307.



9. Mune, Martin Alain, Samuel RenMinka, IsraLapeMbome. "Response surface methodology for optimisation of protein concentrate preparation from cowpea [Vigna unguiculata (L.) Walp]", Food Chemistry, 2008; 110(3): 735-741.
10. Khattar, J.I.S. and Shailza . "Optimization of Cd²⁺ removal by the cyanobacterium Synechocystis pevalekii using the response surface methodology", Process Biochemistry, 2009; 44(1): 118-121.
11. Al-Muslim, Husain, Ibrahim Dincer, Syed M. Zubair. "Exergy analysis of single- and two-stage crude oil distillation units", Journal of Energy Resources Technology, Transactions of the ASME, 2003; 125(3): 199-207.
12. Liu, Zhixiang, Zongqiang Mao, Jingming Xu, Natascha Hess-Mohr, Volkmar M. Schmidt. "Operation conditions optimization of hydrogen production by propane autothermal reforming for PEMFC application", Chinese Journal of Chemical Engineering, 2006; 14(2): 259-265.
13. Wang, C.-H., Q.-L. Chen, B. Hua, Z.-J. Chen. Process simulation and enlarged capacity analysis of main fractionation column in delayed coking unit, Huanan Ligong Daxue Xuebao/ Journal of South China University of Technology (Natural Science), 2006; 34(12): 110-114.