

انجام برنامه ریزی خطی یک پالایشگاه نمونه ایران به منظور ارائه الگوی بهینه پالایش نفت خام

پژوهش نفت

سال هجدهم
شماره ۵۷
صفحه ۶۲-۷۱، ۱۳۸۷

علی اصغر پاسبان^{۱*}، مریم قائدیان^۱ و سعید مقصودی^۲

۱- پژوهشگاه صنعت نفت

۲- دانشگاه علم و صنعت، دانشکده مهندسی شیمی

شکست کاتالیستی بستر سیال باقی مانده‌های سنگین. در این تحقیق، الگوی پالایشی حذف آسفالتین با حلال به همراه استفاده از فرایند شکست کاتالیستی بستر سیال برای افزایش تولید بنزین، برای پالایشگاه نمونه به عنوان مدل مناسب معرفی شده است.

واژه‌های کلیدی: بهینه‌سازی، پالایشگاه نفت، مخلوط سازی، برنامه‌ریزی خطی، سوخت تمیز

چکیده

به منظور بهینه‌سازی یک پالایشگاه نمونه در ایران، اطلاعات لازم شامل مشخصات و وضعیت خوراک و محصولات، ظرفیت واحدهای فرایندی و اطلاعات سرویس‌های جانبی، جمع‌آوری و به دقت تعریف شده است. سپس وضعیت جاری پالایشگاه با استفاده از نرم افزار PIMS مدل‌سازی و بهینه‌سازی شده است. در بهینه‌سازی، مشخصات مصوب شرکت ملی پالایش و پخش ایران در سال ۱۳۷۹، به عنوان محدودیت‌های برنامه‌ریزی خطی برای اختلاط برش‌های مختلف تولیدی در نظر گرفته شده است. سود روزانه پالایشگاه به عنوان تابع هدف بهینه‌سازی تعریف شده است. برای تولید سوخت تمیز و رسیدن به مشخصات مصوب اتحادیه اروپا در سال ۲۰۰۵، واحدهای جدیدی مانند تصفیه هیدروژنی نفتای سبک، ایزومریزاسیون، گوگرد زدایی از نفت سفید و گازوئیل و همچنین واحد الکیلاسیون ضروری تشخیص داده شده است. به منظور کاهش و یا حذف تولید نفت کوره، سه الگوی پالایشی مورد بررسی و با برنامه‌ریزی خطی بهینه‌سازی شده که عبارتند از: الگوهای آسفالت‌گیری با حلال و استفاده از فرایند شکست کاتالیستی بستر سیال، کاهش باقیمانده‌ها در فرایند کک سازی تأخیری و استفاده از فرایند شکست کاتالیستی بستر سیال، و واحد تصفیه و شکست هیدروژنی برش‌های سنگین و استفاده از فرایند

مقدمه

برنامه‌ریزی خطی^۱ (LP) یکی از گسترده‌ترین روش‌های مورد استفاده بهینه‌سازی و شاید مؤثرترین آنها است. نخستین بار LP توسط جورج دانتریگ^۲ در سال ۱۹۴۷ استفاده شد. وی از این روش برای حل مسائلی که دارای تابع هدف و محدودیت‌ها^۳ بودند استفاده کرد. عبارت برنامه‌نویسی در برنامه‌ریزی خطی به معنای برنامه‌ریزی است و نباید آن را با برنامه‌نویسی کامپیوتری اشتباه گرفت. مدل‌های LP در حوزه مدیریت، اقتصاد، بهبود کیفیت محصولات و غیره کاربردهای زیادی دارند. اگر از بعد ریاضی به هر یک از این مسائل نگریسته

1. Linear Programming
2. George Dantzig
3. Constraints

جدول ۱- پیش بینی قیمت‌ها (دلار بر تن متریک)

۱۷۰	نفت خام	خوراک
۲۷۱	بنزین ریفرمینگ کاتالیستی	
۴۰۰	متیل تر شری بوتیل اتر	
۳۱۳	گاز مایع	مصرف
۲۲۲	نفتای سبک	
۲۵۱	بنزین معمولی	
۲۶۰	بنزین سوپر	
۲۶۲	حلال	
۲۰۴	نفت سفید	
۳۳۵	بنزین هواپیما	
۳۲۵	سوخت جت	
۱۹۰	گازوئیل	
۲۸۰	روغن پایه	
۱۴۰	روغن خام	
۱۴۰	مازوت سبک	
۱۳۲	مازوت سنگین	
۱۱۴	آسفالت	
۱۷/۵	گوگرد	

شود با تعداد زیادی معادله، متغیرها و نامساوی‌ها مواجه می‌شویم. یک روش حل مناسب نه تنها باید همه محدودیت‌ها را پوشش دهد، بلکه بایستی مشتق تابع هدف، مانند محاسبه حداکثر سود و یا حداقل هزینه را نیز تعیین کند.

امروزه به کمک نرم افزارهای پیشرفته، مسائلی با هزاران متغیر و محدودیت قابل حل می‌باشند [۵]. استفاده از روش LP به منظور حداکثر (حداقل) کردن تابع هدف می‌باشد، که به شکل یک معادله خطی بیان شده است:

$$Z = \sum_{j=1}^n C_j X_j$$

$$\sum_{j=1}^n a_{ij} X_j \leq b_i \quad (i = 1, 2, \dots, m)$$

$$X_j \geq 0 \quad (j = 1, 2, \dots, n)$$

Z معادله هدف، X متغیر مورد نظر و C عدد ثابت می‌باشد. در برنامه‌ریزی خطی برای پالایشگاه‌ها، یکی از مهم‌ترین مراحل، ایجاد بانک اطلاعات و شناسایی نفت‌های خامی است که به عنوان خوراک مصرف می‌شود. از دیگر اطلاعات ورودی به برنامه، قیمت‌های مواد اولیه، محصولات و سرویس‌های جانبی، ظرفیت واحدهای فرایندی و انتخاب فرمول‌های مناسب برای خطی کردن خواص غیرخطی هیدروکربن‌ها و غیره می‌باشد.

در مرحله اول این تحقیق، وضعیت جاری یک پالایشگاه نمونه ایران با ظرفیتی در حدود ۵۸۷۵۶ تن در روز شبیه‌سازی و بهینه‌سازی شد. این پالایشگاه دارای واحدهای تقطیر اتمسفریک، تقطیر در خلاء، ریفرمینگ کاتالیستی بستر ثابت، تصفیه هیدروژنی نفتا، شکست هیدروژنی (آیزوماکس)، تولید هیدروژن، کاهش گرانیوی و تولید سرویس‌های جانبی (هر کدام ۲ دستگاه) می‌باشد. پس از شبیه‌سازی فرایندها، با استفاده از قیمت‌های پیش بینی شده در جدول ۱ (مربوط به سال ۱۳۷۹) [۳]، بهینه‌سازی در حالت غیر دینامیک انجام شد. مدل‌های غیر دینامیکی بهینه‌سازی می‌تواند برای پیش عملکرد دستگاهها، برنامه‌ریزی تعمیرات و مطالعات و بررسی طراحی، مورد استفاده قرار گیرد [۱۷].

در شبیه‌سازی، هدف تولید بیشتر بنزین و میان تقطیرها و در بهینه‌سازی، بررسی وضعیت پالایشگاه با در نظر گرفتن قیمت‌های بین المللی نفت خام بوده است. در محاسبات، هزینه نیروی انسانی و سرمایه گذاری ثابت منظور نشده است. در مرحله دوم، فرایندهای مورد نیاز برای تولید سوخت تمیز و کاهش باقی‌مانده‌های سنگین مورد بررسی قرار گرفته است. برای تولید محصولات نهایی با مشخصات سال ۲۰۰۵ اتحادیه اروپا [۱۳]، تصفیه هیدروژنی محصولات میانی مانند نفتای سبک، نفت سفید، گازوئیل و همچنین راه‌های حذف و یا کاهش بنزن که یکی از آلاینده‌های مضر و سرطانزا می‌باشد، بررسی شده است. در وضعیت جاری، پالایشگاه مورد نظر در حدود ۲۷٪ نفت کوره با گوگردی بیشتر از ۲/۵ درصد وزنی تولید می‌کند، که با افزایش روند گاز سوز شدن کوره‌ها و صنایع داخلی، صادرات آن نیز در آینده، به علت بالا بودن گوگرد دچار مشکل خواهد شد. از این رو انتخاب مدل‌های بهینه کاهش باقیمانده‌های سنگین ضروری می‌باشد.

روش‌های مختلف بهینه‌سازی

برای حل معادلات یک متغیره، بدون محدودیت به فرمول کلی $\frac{dy}{dx} = 0$ و در مورد معادلات چند متغیره بدون محدودیت به شکل $\frac{dy}{dx} + \dots = 0$ می‌توان از روش‌های تحلیلی و عددی استفاده کرد. البته در مواردی که معادلات ساده بوده و تعداد متغیرها کم باشند از روش ترسیمی نیز استفاده می‌شود. برای حل معادلات غیر خطی چند متغیره همراه با محدودیت، به شکل کلی $f = \sum_i^n \sum_j^m x_i y_j$ از روش‌های گرافیکی، عددی، لاگرانژ و غیره استفاده می‌شود ولی اگر با معادلات خطی به شکل کلی $f = \sum_{i=1}^n X_i$ مواجه باشیم، برای حل آنها معمولاً از روش‌های کارمارکر^۱ و سیمپلکس^۲ استفاده می‌شود. در یک دستورالعمل جبری سروکار داشتن با معادلات به مراتب ساده‌تر از نامعادلات است و حسن روش سیمپلکس، تبدیل محدودیت‌های کارکردی از شکل نامعادله به معادله می‌باشد [۴]. امروزه در نرم‌افزارهای برنامه‌ریزی خطی، از جمله در نرم افزار PIMS^۳، برای بهینه‌سازی فرایندهای پالایش، از روش سیمپلکس استفاده شده است. در مدل‌های بهینه‌سازی با روش فوق تعداد متغیرها از معادلات بیشتر بوده و درجه آزادی مثبت می‌باشد.

مدل‌سازی و بهینه‌سازی

در برنامه‌ریزی خطی و طراحی تولید برای پالایشگاه‌های نفت باید توجه داشت که حجم سرمایه‌گذاری بالا بوده و تولید در مقیاس زیاد انجام می‌شود و از طرف دیگر با تنوع واحدهای فرایندی و تنوع محصولات مواجه هستیم. عوامل بالا باعث پیچیدگی فرایندهای پالایش می‌شود. به این ترتیب فعالیت‌هایی که صاحبان صنایع و شرکت‌های نفتی با آن درگیر هستند به طور کلی عبارتند از:

- طراحی و برنامه‌ریزی برای بلند مدت انجام می‌شود.
- فرایندهای تولید محصولات را باید مدنظر داشته باشند.
- بازار فروش محصولات، حمل و نقل، ذخیره‌سازی و... را مورد توجه قرار دهند.

امروزه برای جمع‌بندی و رسیدن به بهترین نقطه عملکرد، از مدل‌های برنامه‌ریزی خطی استفاده می‌شود. زیرا به وسیله این ابزار قادریم: واحدها را به سهولت شبیه‌سازی کنیم، تولید را پیش‌بینی کنیم و حمل و نقل مواد نفتی را ساماندهی کنیم، که در نهایت سود بیشتر را تضمین خواهد کرد. از این‌رو برای ایجاد مدل و بهینه‌سازی یک الگوی پالایشی، ابتدا لازم است مشخصات و قیمت خوراک، محصولات و سرویس‌های جانبی به دقت تعریف شود [۲]. تابع هدف در حل مدل‌های پالایشی حداکثر کردن سود روزانه یا حداقل کردن هزینه‌ها تعریف می‌شود. مشخصات محصولات به عنوان محدودیت‌های برنامه‌ریزی خطی برای اختلاط برش‌های تولیدی در نظر گرفته می‌شود. محدودیت‌های دیگری نیز مطرح هستند که عبارتند از: تأمین نفت خام، تقاضای محصولات و ظرفیت واحد و موازنه مواد. در مرحله مدل‌سازی ارتباط متغیرها و فرمول‌ها تعریف می‌شود. مراحل مدل‌سازی عبارتند از: جمع‌آوری اطلاعات، ساخت مدل، ممیزی مدل، حل مدل و حل موردی. مدل ایجاد شده علاوه بر انطباق با اهداف، می‌بایست انعطاف‌پذیر و دقیق نیز باشد.

شبیه‌سازی پالایشگاه در وضعیت جاری

شبیه‌سازی فرایندهای پالایشگاه قبل از برنامه‌ریزی خطی دقت مدل پیشنهادی را افزایش می‌دهد زیرا اطلاعات شبیه‌سازی و استفاده از آن در بهینه‌سازی باعث افزایش دقت جواب‌های مدل می‌شود. با فرض صفر بودن قیمت نفت خام خوراک پالایشگاه و با استفاده از مشخصات نفت خام و ظرفیت‌های فرایندی (جدول ۲)، وضعیت فعلی پالایشگاه با استفاده از نرم افزار PIMS شبیه‌سازی شد. این نرم افزار علاوه بر انجام برنامه‌ریزی خطی توانایی شبیه‌سازی واحدهای فرایندی را دارا می‌باشد. در این پالایشگاه نمونه، واحدهای کاهش گرانی در سرویس تقطیر قرار گرفته‌اند. به همین دلیل در تعریف واحدها تحت عنوان تقطیر ۳ و تقطیر ۴ معرفی شده‌اند. بجز واحدهای تقطیر، از هر یک از واحدهای ۲ تا ۱، یک

1.Karmarker

2.Simplex

3.Process Industry Molding System

از برش فرضی به هر یک از دو برش، مقدار محصول مطلوب را حداکثر کرد، به قسمی که خواص فرآورده‌های حاصل در محدوده تعیین شده (محدودیت‌های برنامه) قرار گیرد [۱۲]. در مدل‌های بهینه‌سازی، برش فرضی می‌تواند در هر نقطه بین دو جریان انتخاب شده و تأثیر آنرا بر مقدار و خواص برش‌های برج تقطیر، و عملیات پایین دستی پالایشگاه مشاهده کرد. در برنامه‌ریزی خطی، برای اختلاط هیدروکربن‌ها، نیاز به انتخاب فرمول‌های مناسب برای خطی کردن خواص غیرخطی می‌باشد. ماهیت هیدروکربن‌ها و رفتارشان در هنگام اختلاط نشان‌دهنده غیرخطی بودن بعضی از خواص مهم می‌باشد. خواص هیدروکربن‌ها از نظر ریاضی به دو نوع جمع پذیر و غیرخطی تقسیم می‌شوند.

خواص جمع پذیر عبارتند از:

وزن مخصوص، نقاط جوش بر اساس مقادیر حاصل از تقطیر جزء به جزء، فشار بخار بر اساس درصد مولی، نقطه آیلین، مقدار گوگرد.

خواص جمع ناپذیر (غیرخطی) که در پالایشگاه بسیار مهم هستند، عبارتند از:

عدد اکتان، ویسکوزیته، دمای اشتعال، فشار بخار رد^۲، نقطه ریزش^۳ و نقطه دودکنندگی^۴.

برای خطی کردن این خواص باید از اندیس‌های مربوطه استفاده کرد [۸] و [۹].

همچنین برای محاسبه هر خاصیت لازم است از دمای نقطه جوش متوسط مناسب یعنی متوسط وزنی، حجمی، مولی یا میانی استفاده نمود که برای این منظور می‌توان روابط ماکسول^۵ را به کار برد [۱۰]. محاسبات بهینه‌سازی توسط نرم‌افزارهای ریاضی که از الگوی برنامه‌ریزی خطی پیروی می‌کنند انجام می‌گیرد. خروجی نرم افزارها پس از حل، موارد زیر را پوشش می‌دهد:

- محاسبات برنامه‌ریزی خطی

در این قسمت نحوه حل مدل، مقدار تابع هدف، مقدار متغیرها، کاهش هزینه‌ها، و مقدار سود نشان داده می‌شود.

جدول ۲- ظرفیت واحدهای فرایندی

نام واحد	حداکثر ظرفیت (بشکه در روز) $\times 10^{-3}$
تقطیر اتمسفریک ۱	۱۵۹/۴
تقطیر اتمسفریک ۲	۱۵۶
کاهش گرانی ۱ (تقطیر ۳)	۴۳
کاهش گرانی ۲ (تقطیر ۴)	۴۳/۲
تقطیر در خلاء ۱	۸۲
تقطیر در خلاء ۲	۷۰
رفرمینگ کاتالیستی ۱	۱۹
رفرمینگ کاتالیستی ۲	۲۰
شکست هیدروژنی	۳۶
تولید هیدروژن برحسب MMSCFD	۰/۰۶۲

جدول ۳- محصولات نهایی حاصل از شبیه‌سازی و مقایسه با وضعیت جاری

نام محصول	نتایج شبیه‌سازی (بر حسب بشکه در روز)	درصد انحراف از وضعیت جاری
LPG	۱۳۸۹۷	+۰/۱۹
بنزین موتور	۳۶۸۱۳	-۲/۵
نفت سفید	۱۰۰۱۶	-۹/۶۷
گازوئیل	۱۱۸۹۲۵	+ ۴/۱
سوخت جت	۲۴۸۴۹	+۶/۶۸
بنزین هواپیما	۲۸۳۲۷	+۷/۲۴
سوخت هواپیما	۶۱۹۰	-۱/۵۶

واحد در نظر گرفته شده است. نتایج حاصل از شبیه‌سازی و مقایسه با وضعیت جاری در جدول ۳ نشان داده شده است.

بهینه سازی مدل

در این مرحله با در نظر گرفتن قیمت‌های بین المللی نفت خام و فرآورده‌ها (جدول ۱)، برنامه ریزی خطی انجام شد [۳]. در این مطالعه، هدف تولید حداکثر محصولات سبک با توجه به محدوده تعریف شده خواص می‌باشد. لذا برای افزایش تولید این محصولات در واحد تقطیر نفت خام، باید به درستی برنامه ریزی نمود. برای تحقق این هدف، بین دو برش متوالی برج تقطیر، برشی فرضی بنام برش نوسانی^۱ تعریف شد.

در مدل‌های برنامه‌ریزی خطی با تعریف این برش‌های فرضی بین دو فرآورده متوالی، می‌توان با افزودن بخشی

1. Swing Cut
2. Reid Vapour Pressur
3. Pour Point
4. Smok Point
5. Maxwell

جدول ۴- نتایج حاصل از برنامه‌ریزی خطی و بهینه‌سازی تولید نفتای مخلوط در واحدهای تقطیر اتمسفریک

نام برش و خاصیت	نتایج بهینه‌سازی		مقایسه با وضعیت جاری	
	برج تقطیر ۱	برج تقطیر ۲	شماره ۱	شماره ۲
مقدار نفتای مخلوط (B.N) (بشکه در روز)	۱۳۴۱۴	۱۳۰۴۶	+۱/۰۲	+۱/۰۰
وزن مخصوص در ۱۵/۶ °C	۰/۷۷۲۰	۰/۷۷۲۰	۰	۰
مقدار آروماتیک (درصد حجمی)	۱۴/۸	۱۴/۸	۱۴/۷	۱۴/۷
نقطه دود (mm)	۲۸	۲۸	۲۸	۲۸
مقدار گوگرد (درصد وزنی)	۰/۶۲۰	۰/۶۲۰	۰/۶۲۵	۰/۶۲۵

- طراحی تولید

در این قسمت نیز الگوی مصرف نفت خام، الگوی تولید محصولات، ارتباط واحدهای فرایندی در پالایشگاه به صورت بهینه نشان داده می‌شود.

در جدول ۴ مقدار تولید بهینه یکی از محصولات یعنی نفتای مخلوط که می‌تواند یکی از اجزای تشکیل دهنده بنزین موتور باشد، از حل مدل آورده شده است. همان‌طور که در جدول ۴ نشان داده شده است با تضمین کیفیت فعلی تولید محصول نفتا، تفاوت مقدار تولید آن در حالت واقعی با مدل برنامه‌ریزی خطی در حدود یک درصد می‌باشد که نشان دهنده دقت خوب جواب‌های حاصل از برنامه‌ریزی خطی در پالایشگاه می‌باشد و لذا، می‌توان در زمان کوتاهی بدون انجام عملیات آزمایشگاهی و میدانی، هر گونه تغییر و افزایش محدودیت در الگوی پالایشی را به راحتی از نظر مقدار و کیفیت محصولات با ارزش، سود و زیان تجزیه و تحلیل کرد.

از حل مدل بهینه‌سازی با در نظر گرفتن قیمت‌های بین‌المللی نفت خام و محصولات نهایی، نتایج زیر حاصل شده است:

- تغییر در ظرفیت واحدها

بهینه‌سازی وضعیت موجود کارکرد پالایشگاه نشان داد که ظرفیت واحدهای تقطیر می‌تواند از ۵۹۲۳۲ تن متریک در روز به ۴۵۰۹۹ تن متریک در روز کاهش یابد و این به معنی آنست که کاربرد واحدهای کاهش گرانروی ۱ و ۲ در سرویس تقطیر ۳ و ۴ اقتصادی نمی‌باشد. همچنین ظرفیت واحد ریفرمینگ کاتالیستی به نصف کاهش یافت. مصرف بخار نیز یازده درصد کاهش یافت. سایر واحدها نیز در ظرفیت تعریف شده بوده‌اند.

- تولید محصولات نهایی

به علت منظور کردن قیمت‌های بین‌المللی در مدل، در صورتی پالایشگاه به سود آوری خواهد رسید که بتواند تولید محصولات با ارزش بالا را حداکثر کند. البته باید در نظر داشت که محدودیت کیفیت تعریف شده برای محصولات همچنان باقی است. با توجه به این رویکرد، همچنان که در جدول ۵ آمده است به کمک برنامه‌ریزی خطی و استفاده از بهترین الگوی اختلاط، پالایشگاه مورد نظر می‌تواند تولید محصولات با ارزش‌تر مانند سوخت جت و بنزین را با تضمین کیفیت تعریف شده، افزایش دهد. این در حالیست که مصرف نفت خام در این مدل در حدود ۲۴٪ کاهش داشته است. افزایش تولید سوخت جت و بنزین هواپیما هر چند متناسب با نیاز بازار ایران نمی‌باشد، اما به دلیل قیمت بالاتر این دو فرآورده، مدل بهینه‌سازی با هدف حداکثر سود حاصل، تولید بیشتر آنها را نشان می‌دهد.

جدول ۵- محصولات نهایی حاصل از بهینه‌سازی با احتساب قیمت‌های بین‌المللی و مقایسه با وضعیت جاری

نام محصول	نتایج شبیه‌سازی (بر حسب بشکه در روز)	درصد انحراف از وضعیت جاری
گاز مایع	۱۲۵۹۵	+۰/۸۶٪
بنزین موتور	۲۶۱۷۵	-۳/۱۰٪
نفت سفید	۹۹۵۳	-۸/۸۳٪
گازوئیل	۱۰۰۲۸۱	-۸/۵۰٪
سوخت جت	۳۶۰۵۰	+۱۲/۶۹٪
بنزین هواپیما	۳۶۸۱۰	+۱۲/۵۹٪
سوخت هواپیما	۴۱۰۰	-۱/۷۷٪
نفت کوره	۲۱۴۴۳	-۱۹/۲۶٪

سخت گیرانه، تقاضا برای نفت کوره سنگین با گوگرد بالا به شدت کاهش خواهد یافت.

بررسی وضعیت بازار مازوت در ۵ سال منتهی به سال ۲۰۰۰ در دو بندر مهم نفتی نیویورک در ایالات متحده آمریکا و روتردام در کشور هلند، نشان دهنده تفاوت چشمگیر در قیمت نفت کوره و میان تقطیرها می باشد. متوسط اختلاف در بندر روتردام ۶ دلار به ازای هر بشکه و در بندر نیویورک در حدود ۷ دلار در هر بشکه بوده است.

همچنین حتی در صورت تولید نفت کوره با گوگرد کمتر در وضعیت جاری، درآمدها افزایش می یابد. در جدول ۶ اختلاف قیمت این فرآورده با درصدهای مختلف گوگرد در بندر نیویورک آمده است [۱].

جدول ۶- تفاوت قیمت مازوت با درصدهای مختلف گوگرد در بندر نیویورک

درصد وزنی گوگرد مازوت	تفاوت قیمت (\$/bbl)
۰/۳	+۳/۱۶
۰/۷	+۰/۳۴
۱	مینا
۳	-۱/۷۹

تولید سوخت تمیز و کاهش باقی مانده های سنگین

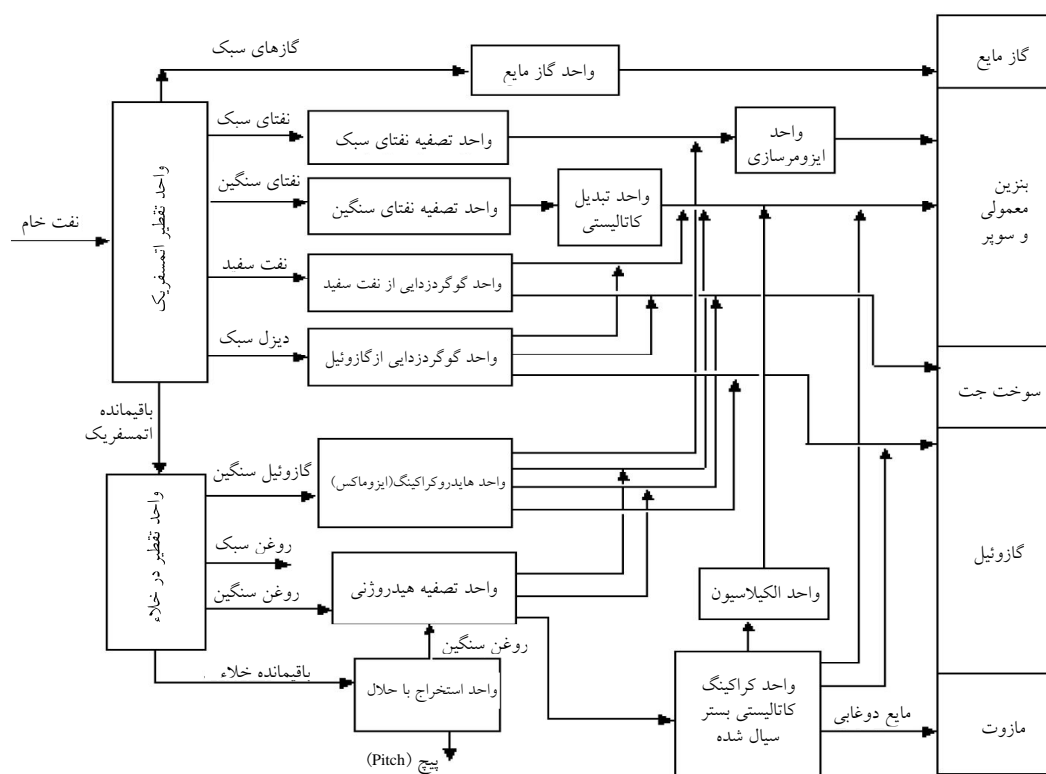
معیار سوخت تمیز در این تحقیق، استاندارد اروپا در سال ۲۰۰۵ می باشد. دستیابی به این استانداردها در پالایشگاه نیازمند استفاده از واحدهای تکمیلی می باشد. بعضی از این واحدها مانند ایزومریزاسیون و الکیلاسیون مختص برش هایی است که برای تولید بنزین به کار می روند. در مدل سازی برای تولید نفت سفید و گازوئیل تمیز در پالایشگاه نمونه، واحدهای تصفیه هیدروژنی در نظر گرفته شده است.

از طرفی، پالایشگاه مورد نظر، در آینده برای استفاده فرایندهای کاهش باقی مانده های سنگین از جهاتی تحت فشار قرار خواهد گرفت که به اختصار عبارتند از:

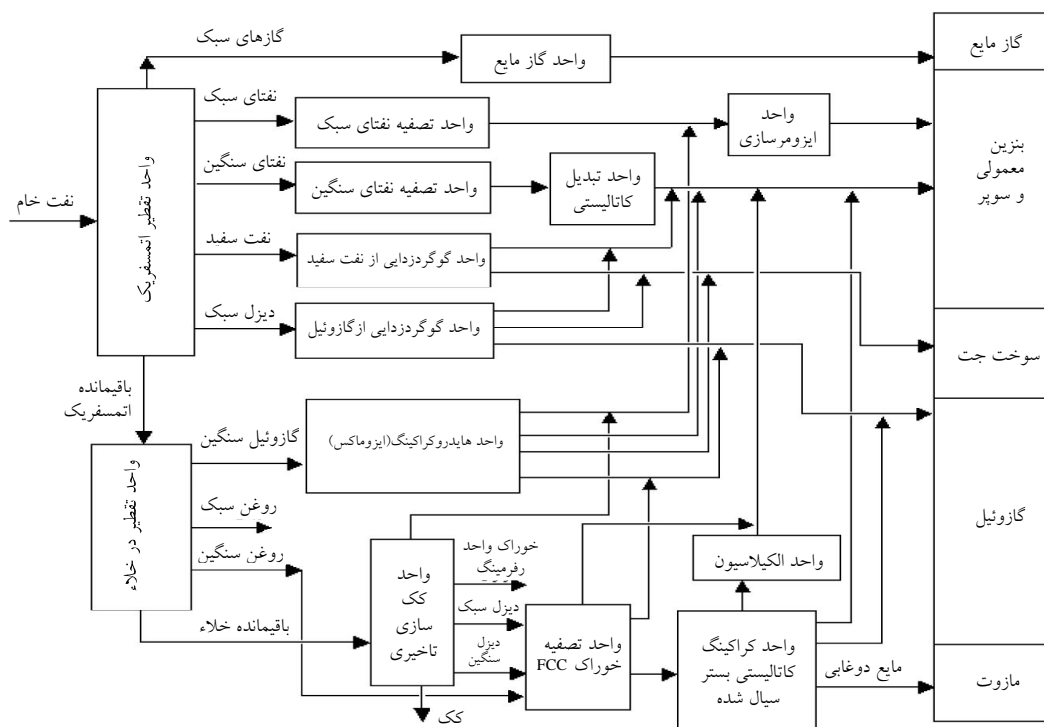
- افزایش تقاضا برای برش های سبک که در نتیجه، برای تأمین نیاز بازار باید ظرفیت واحدهای پالایشی خود را افزایش دهد.

- با گاز سوز شدن صنایع، تقاضا برای نفت کوره کاهش می یابد.

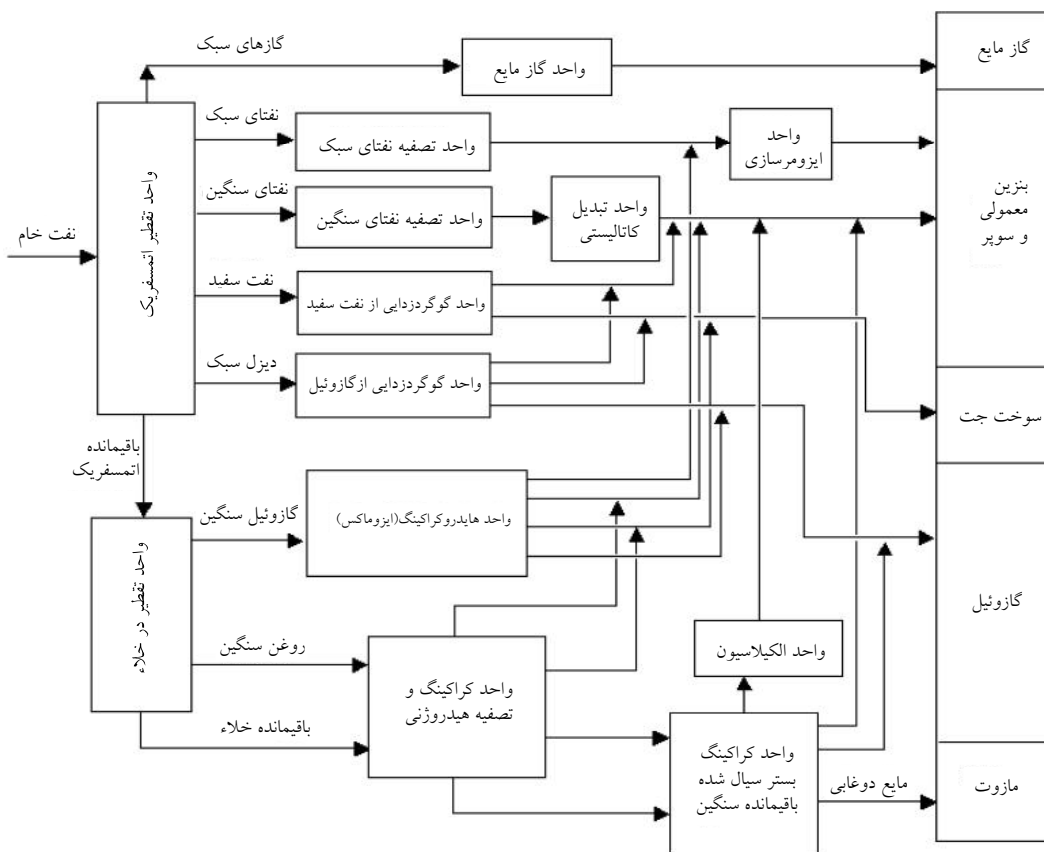
- با سنگین تر شدن خوراک پالایشگاه، مقدار گوگرد برش باقی مانده سنگین تولیدی آن نیز بالاتر از حد کنونی خواهد شد. با توجه به ملاحظات زیست محیطی و وضع قوانین



شکل ۱- شمای الگوی ۱ (کاهش باقی مانده های سنگین بر اساس فرایند استخراج با حلال و کراکینگ کاتالیستی)



شکل ۲- شمای الگوی ۲ (کاهش باقیمانده‌های سنگین بر اساس فرایند کک سازی تاخیری و فرایند FCC)



شکل ۳- شمای الگوی ۳ (کاهش باقی مانده‌های سنگین بر اساس فرایند کراکینگ کاتالیستی باقی مانده‌های سنگین RFCC)

داده شده است. ۳- استفاده از فرایند RFCC^۳ مطابق شکل ۳. نتایج حاصل از برنامه ریزی خطی برای کاهش باقیمانده‌های سنگین و تولید سوخت تمیز با رعایت استاندارد اروپا و محاسبه قیمت واحدهای جدید در جدول ۷ آمده است [۱۸].

همچنین نتایج حاصل از مقایسه خواص دو محصول عمده و پر مصرف بنزین و گازوئیل با استاندارد اروپا در جداول ۸ و ۹ آورده شده است.

در این تحقیق برای تولید حداکثر بنزین و کاهش و یا حذف مازوت، سه مدل مورد بررسی قرار گرفته است. فرض اصلی در این مدل‌ها افزایش تولید بنزین در پالایشگاه نمونه بدون افزایش میزان نفت خام ورودی به آن بوده است (که در اکثر پالایشگاه‌های ایران مطرح است). الگوهای پالایشی عبارتند از: ۱- استفاده از فرایندهای SDA^۱ و FCC^۲ که در شکل ۱ آمده است. ۲- استفاده از فرایندهای کک سازی تأخیری و FCC که در شکل ۲ نشان

جدول ۷- نتایج حاصل از برنامه‌ریزی خطی برای کاهش باقی مانده‌های سنگین و تولید سوخت تمیز

الگوی ۱	الگوی ۲	الگوی ۳	ظرفیت (بشکه در روز) $\times 10^{-3}$	سرمایه گذاری ثابت (میلیون دلار)
×	×	×	۲۵۰	---
×	×	×	۱۱۸/۴	---
×	×	×	۴۲/۰	---
×	×	×	۴۱/۷	---
×	×	×	۳۶/۰	---
×	×	×	۶/۵	۱۱
×	×	×	۲۴/۰	۳۲/۳
×	×	×	۵۵/۰	۶۲/۵
×	×	×	۱۵/۰	۴۰
×	×	×	۹/۵	---
×	×	×	۷۲۵ (تن در روز)	---
×	×	×	۱۲/۰	۱۸/۳
×	---	---	۵۶/۰	۷۲
×	---	---	۵۵/۰	۱۵۰
×	---	---	۶۱/۰	۱۲۲
---	×	---	۵۶/۰	۴۰۰
---	×	---	۴۶/۰	۱۰۰
---	×	---	۲۸/۵	۱۴۲
---	---	×	۷۲/۰	۳۲۴
---	---	×	۴۴/۰	۲۰۰
۵۲۰۹۰	۳۱۶۵۸	۷۱۰۲۵		بنزین معمولی (بشکه در روز)
۵۲۲۳۰	۵۷۶۲۶	۳۱۴۱۰		بنزین سوپر (بشکه در روز)
۶۰۶۷۷	۶۰۶۷۷	۶۰۶۷۷		سوخت جت (بشکه در روز)
۵۶۵۳۵	۶۹۰۰۰	۶۸۲۸۹		گازوئیل (بشکه در روز)
۱۴۰۵۴	۶۶۶۴	۱۰۶۹۲		نفت کوره (بشکه در روز)
۷۳۵۷	۷۳۵۷	۷۳۵۷		برش روغن (بشکه در روز)
۱۰۰۳۳	۰	۰		آسفالت (بشکه در روز)
۵۰۸/۱	۸۰۶/۱	۶۳۸/۱		هزینه سرمایه گذاری جدید (میلیون دلار)

1. Solvent Deasphalting

2. Fluidized Catalytic Cracking

3. Residue fluid Catalytic Cracking

جدول ۸- نتایج مقایسه محصول بنزین تولیدی در الگوهای مختلف تولید سوخت تمیز با استاندارد اروپا ۲۰۰۵

الگوی ۳	الگوی ۲	الگوی ۱	استاندارد اروپا	واحد	خاصیت
۱۵	۸	۱۵	۱۰	درصد حجمی	تقطیر براساس استاندارد ASTM D86: تا ۶۰ درجه سانتیگراد
۵۰	۴۵	۵۰	۵۰	درصد حجمی	تا ۱۰۰ درجه سانتیگراد
۸۷	۸۵	۸۱	۹۰	درصد حجمی	تا ۱۵۰ درجه سانتیگراد
۳۷	۲۱	۲۸	۴۰	جزء وزنی در میلیون	مقدار کل گوگرد (حداکثر)
۹۰ و ۹۵	۹۰ و ۹۵	۹۰ و ۹۵	۹۰ و ۹۵		عدد اکتان ^۱ (حداقل)
۸	۸	۸	۷-۸	پوند بر اینچ مربع	فشار بخار رد (RVP)
-۱۱/۸	۳/۴-۷/۵	۱۰/۹-۱۱/۳	۱۸	درصد حجمی	مقدار الفین (حداکثر)
--	--	--	۲/۷	درصد وزنی	مقدار اکسیژن (حداکثر)
۲۶/۱-۳۴/۲۷	۲۰/۶-۳۷/۹	۲۲-۳۴	۴۰	درصد حجمی	مقدار آروماتیک (حداکثر)
۳/۴-۵	۳/۶-۵	۱/۶-۲/۶	۱	درصد حجمی	مقدار بنزن (حداکثر)

۱- عدد اکتان بنزین موتور معمولی و سوپر به ترتیب ۹۰ و ۹۵

جدول ۹- مقایسه محصول گازوئیل تولیدی در الگوهای مختلف تولید سوخت تمیز با استاندارد اروپا ۲۰۰۵

الگوی ۳	الگوی ۲	الگوی ۱	استاندارد اروپا	واحد	خاصیت
۸۱	۸۱	۷۹	۹۵	درصد حجمی	تقطیر براساس استاندارد ASTM D86: تا دمای °C ۳۴۰
۰/۸۴۸۹	۰/۸۴۱۷	۰/۸۴۲۲	۰/۸۴۰	درجه سانتیگراد	وزن مخصوص در دمای °C ۱۵
۱۰۹	۱۰۷	۱۰۹	۵۴	درجه سانتیگراد	نقطه اشتعال (حداقل)
۲۵۰	۱۳۹	۱۳۲	۵۰	جزء وزنی در میلیون	مقدار کل گوگرد (حداکثر)
--	--	--	۲	درجه سانتیگراد	نقطه ابری شدن (حداکثر)
-۱۵/۶	-۱۵/۶	-۱۶/۷	-۴	درجه سانتیگراد	نقطه ریزش (حداکثر)
۵۹/۳	۶۲/۵	۶۰/۷	۵۲	درجه سانتیگراد	اندیس سیتان (حداقل)

نتیجه گیری

بنزین موتور سود آور خواهند شد. از این رو، با توجه به جداول ۷، ۸ و ۹ الگوی ۱ که بر مبنای فرایندهای SDA و FCC می باشد، به دلایل زیر برای پالایشگاه نمونه در حال کار در ایران مناسب و پیشنهاد می شود:

- هزینه های سرمایه گذاری و در گردش آن کمتر می باشد.
- زیرا در فرایند SDA نیاز به کاتالیست وارداتی نیست و حلال مصرفی بازیابی می شود.
- به علت آلودگی کمتر کاتالیزور مستعمل، انتخاب آن در راستای توسعه پایدار می باشد.

با مقایسه نتایج حاصل از شبیه سازی و بهینه سازی از جنبه های تولید محصولات و تغییرات ظرفیت واحدهای فرایندی و سود ناخالص (هزینه خرید مواد اولیه - فروش محصولات)، پیشنهاد می شود که پالایشگاه های ایران به جای افزایش مصرف نفت خام برای افزایش تولید فرآورده های سبک، از واحدهای تولید سوخت تمیز و کاهش باقی مانده های سنگین استفاده کنند. بدین ترتیب علاوه بر تولید محصولاتی تمیز، به دلیل افزایش تولید

– یکی از معایب این الگو تولید پیچ^۱ است که در صورت فرسودگی سیستم یوتیلیتی پالایشگاه نمونه، پیشنهاد می‌شود که این محصول در یک واحد بویلر بستر سیال سوزانده شود و از این طریق برق و بخار مورد نیاز پالایشگاه تأمین شود. بدین ترتیب تولید آسفالت نیز به

صفر می‌رسد [۳].

– LCO^۲ تولیدی در واحد FCC این الگو را می‌توان پس از تصفیه در واحد تصفیه هیدروژنی با گازوئیل مخلوط کرد و تولید نفت کوره را تا ۱/۸ درصد کاهش داد.

منابع

- [۱] پاسبان ع.ا.، انجام برنامه‌ریزی خطی یک پالایشگاه نمونه با استفاده از نرم‌افزار به منظور ارائه شرایط بهینه کارکرد، پایان‌نامه کارشناسی ارشد، دانشگاه علوم و فنون مازندران، ایران، ۱۳۸۲.
- [۲] مقصودی س. و همکاران، استفاده از برنامه‌ریزی خطی برای ارائه الگوی پالایشی مناسب پالایشگاه جدید ایران، هفتمین کنگره ملی مهندسی شیمی، دانشگاه تهران، ایران، ۱۳۸۱.
- [۳] مقصودی س.، برآورد قیمت تمام شده فرآورده‌های نفتی در پالایشگاهی جدید و مدرن در ایران، هشتمین کنگره ملی مهندسی شیمی، دانشگاه فردوسی مشهد، ایران، ۱۳۸۲.
- [۴] هیلیر ف.س. و لیبرمن ج.، ترجمه مدرس م. و آصف وزیری ا.، برنامه‌ریزی خطی، چاپ نهم، نشر تندر، ۱۳۷۹.
- [5] Edgar, Himmelblau and Ladson, Optimization of chemical process, 2nd Ed., McGraw-Hill Inc., 2001.
- [6] Siewert H.R., Koenig A.H. and Ring T.A., Optimize design for heavy crude, Hydrocarbon Processing, pp. 61-66, 1985.
- [7] Maiti S.N. et.al, How to efficiently plan a grassroots refinery, Hydrocarbon Processing, June 2001.
- [8] Maples E.R., Petroleum refinery process economics, 2nd Ed., Pennwell Corporation, 2000.
- [9] Gary M.J. and Handwerk Glenn E., Petroleum refining technology and economics, 2nd Ed., Marcel Dekker Inc., 1984.
- [10] Maxwell J.B., Data Book on Hydrocarbons, D.Van Nostrand Company, Inc., pp. 10-12, 1950.
- [11] Mudt Dale R., Pedersen Clifford C., Robinson P.R., Jett M.D., Karur S., Thiessen J.M., Hanratty P.J. and McIntyre B., Use of rigorous models in refinery-wide optimization, PTQ, pp. 85-91, Winter 2000/01.
- [12] Hans H., Cut point modellisation in business models, PTQ, Autumn 2002.
- [13] Watkins R.N., Petroleum refinery distillation, 2nd Ed., Gulf Publishing company, 1979.
- [14] Wauquier J.P., Crude oil, Petroleum Products, Process Flowsheets, Technip, 1995.
- [15] Rassi W.J., Deighton B.S. and MacDonald A.J., Get more light fuel from resid, Hydrocarbon Processing, pp. 105-110, May 1977.
- [16] Penning R.T., Petroleum refining: A look at the future, Hydrocarbon Processing, pp. 45-46, Feb. 2001.
- [17] Telang K.S., Chem X., Pike R.W., Knopf F.C., Hopper J.R., Saleh J., Yaws C.L., Waghchoure S., Hedge S.C. and Hertwing T.A., An advanced process analysis system for improving chemical and refinery process, Computers and Chemical Engineering, Vol. 23, pp. 727-730, 1999.
- [18] Hydrocarbon Processing, pp. 85-148, Nov. 2002.

1. Pitch
2. Light Cycle Oil