

صاحب امتیاز: شرکت ملی پالایش و پخش فرآورده های نفتی ایران
مدیر مسئول: محمد امیری - لیسانس مهندسی شیمی - مدیر پژوهش، توسعه و فناوری
سر دبیر: دکتر جلال الدین شایگان - دکترای مهندسی شیمی - عضو هیات علمی دانشگاه صنعتی شریف (استاد)

هیات تحریریه:

وحید تقی خانی، دکترای مهندسی شیمی، عضو هیات علمی دانشگاه صنعتی شریف (دانشیار)
سپروس قطبی، دکترای مهندسی شیمی، عضو هیات علمی دانشگاه صنعتی شریف (استاد)
نظام الدین اشرفی زاده، دکترای مهندسی شیمی، عضو هیات علمی دانشگاه علم و صنعت ایران (دانشیار)
حسین بهمنیار، دکترای مهندسی شیمی، عضو هیات علمی دانشگاه تهران (دانشیار)
مسعود نیلی، دکترای اقتصاد، عضو هیات علمی دانشگاه صنعتی شریف (استاد)
فریبرز رشیدی، دکترای مهندسی شیمی، عضو هیات علمی دانشگاه صنعتی امیرکبیر (استاد)

مشاوران علمی و فنی تحریریه:

محمدعلی وفازاده، حسین آقاییان، محسن علاقه بند، مهرداد کوشا
احمدرضا شب بویی، پونه قره بگلو، درویشعلی بدایعی

داوران مقالات این شماره:

محمد کاظمینی - علی اصغر حمیدی - علی سلماسیان - مجید عمید پور - منصور غیاث الدین - محمد حسن پنجه شاهی
محمد رضا امید خواه - عباسعلی خدادادی - سعید پاک سرشت - نوید مستوفی - فتح الله فرهادی - علی وطنی
سیمین ناصری - مهدی اشجعی - علی یار کاظمی - تورج محمدی - محمد سلطانیه - محمد باقر غفرانی

مدیر اجرایی: امین الله طاهر نژاد
دبیرخانه و امور مشترکین: لیلا احمدی
سرویس ترجمه و اینترنت: اناهیتا یغمایی
طراحی جلد، صفحه آرایی، لیتوگرافی و چاپ: موسسه کارافرینان خلاق امیرکبیر

شرکت ملی پالایش و پخش فرآورده های نفتی ایران

نشانی: تهران، خیابان استاد نجات اللهی، روبروی خیابان اراک، شماره ۱۴۰

طبقه ۴، اتاق ۴۰۶، صندوق پستی ۳۴۹۹ - ۱۵۸۱۵

تلفن: ۶۶۱۵۳۶۱۳، نمابر: ۸۸۹۱۴۵۷

نشانی الکترونیکی: Farayandno@yahoo.com



ماهنامه تخصصی سال دوم شماره ۷، فروردین - اردیبهشت ۱۳۸۶



از خوانندگان گرانقدر، تقاضا دارد

دست اندرکاران نشریه را با ارائه نظرات کارشناسانه خویش، در ارتقاء کیفیت هر چه بیشتر نشریه یاری فرمایند.

با سپاس - فرآیند نو

فهرست

- بهینه سازی مصرف انرژی از طریق بهبود شرایط عملیاتی در پالایشگاه اراک با استفاده از روش الگوبرداری مقایسه ای ۲
- استفاده از نرم افزار Hysys در شبیه سازی واحد شیرین سازی گاز پالایشگاه اراک با حلالهای مختلف ۱۱
- بررسی فراریت مخلوط های اتانول وبنزین ۲۱
- انتخاب پلی آلومینیم کلراید به عنوان مناسب ترین ماده منعقد کننده برای فرآیند زلال سازی آب رودخانه اروند به کمک روشهای تصمیم گیری چند معیاره (AHP) ۳۱
- مروری بر روشهای مختلف جداسازی الفین ها از پارافین ها با تکیه بر جداسازی غشایی ۳۶
- بررسی تاثیر جریان برگشتی بر بازده تولید نفتای سبک و سنگین توسط شبیه ساز Petro-Sim در واحد هیدروکراکینگ پالایشگاه اراک ۵۱
- مدل سازی جریان محترق در یک محفظه احتراق توربین گاز با استفاده از نرم افزار فلوئنت ۶۳
- نمایشگاه دوازدهم نفت، گاز و پتروشیمی آوردگاه آخرین دستاوردها و تجهیزات صنعتی تولیدکنندگان داخلی و خارجی ۷۱
- گفتگوی سردبیر با خبرنگاران نفتی ۷۲
- تازه های دانش ۷۳
- کنفرانس های علمی ۷۶
- Abstracts 77

بهینه سازی مصرف انرژی از طریق بهبود شرایط عملیاتی در پالایشگاه اراک با استفاده از روش الگوبرداری مقایسه ای

کاظم کاشفی* - معصومه فرخنده کواکی - فاطمه گودرزوند چگینی
مرکز تحقیقات انرژی پژوهشگاه صنعت نفت

چکیده:

راهکارهای زیادی برای جهت دهی مدیران و اپراتورها برای دستیابی به اهداف کارآمدتر وجود دارد که یکی از آنها مقایسه عملکرد واحد عملیاتی مورد نظر با دیگر واحدهای عملیاتی مشابه در محل، منطقه یا در سطح بین المللی است. از مهمترین نتایج این روش می توان به تعیین میزان مصرف انرژی و تولید محصولات، شاخص مصرف انرژی برای تعیین نوسانات موجود در میزان شدت مصرف انرژی، تهیه یک الگوی مقایسه ای مناسب و نهایتاً ارائه راهکارهای مناسب و منطقی جهت انجام فعالیتهای مربوط به بهبود راندمان مصرف انرژی اشاره کرد. در پژوهش حاضر، ابتدا شاخص مصرف انرژی در پالایشگاه سازند اراک محاسبه شد، سپس پتانسیل های صرفه جویی انرژی موجود با استفاده از روش فوق، شناسایی و مورد بررسی قرار گرفت. نتایج بدست آمده حاکی است که با اجرای برخی از راهکارهای ارائه شده، بالغ بر یک میلیون دلار صرفه جویی در سال قابل دسترسی است.

واژگان کلیدی:

الگوبرداری مقایسه ای، شاخص مصرف انرژی، بهینه سازی مصرف انرژی، پالایشگاه اراک

مقدمه:

پالایشگاهی عوامل بسیاری بر میزان انرژی مصرفی مؤثرند. در این میان مشخصات متفاوت نفت خام، انواع محصولات تولیدی و تکنولوژیهای مختلف پالایشگاهها می توانند در تعیین میزان انرژی یک واحد تاثیر بسزائی بر جای بگذارند. آنالیز بکارگرفته شده توسط مؤسسه Solomon در تعیین شاخص مصرف انرژی پالایشگاهها، قادر است

امروزه ضرورت صرفه جویی در مصرف انرژی که در سراسر دنیا از اهمیت خاصی برخوردار است، شرایطی را بوجود آورده است تا صاحبان صنایع با استفاده از تکنیک های جدید، بهینه ساختن شرایط عملیاتی در جهت صرفه جویی در مصرف انرژی گام بردارند. در واحدهای

منطقی ترین راهکارهای افزایش راندمان و استفاده بهینه از انرژی را در واحدهای خود تعیین کرده و بکار گیرند. مهمترین دستاورد های بکارگیری تکنیک فوق، عبارتند

از:

- برآورد میزان مصرف انرژی و تولید محصولات
- تغییرات و نوسانات موجود در میزان شدت مصرف و تولید انرژی
- تهیه یک الگوی مقایسه ای جهت مقایسه پارامترهای کلیدی مورد نظر واحد ها با یکدیگر
- ارائه راهکارهای مناسب و منطقی جهت انجام

فعالیت های مربوط به بهبود راندمان انرژی مهمترین شاخص مقایسه ای تکنیک فوق، معیار شدت مصرف انرژی تعریف شده توسط موسسه سولومون است. این معیار که $(EI)^2$ نامیده می شود، ابعاد واقعی تری از میزان مصرف انرژی پالایشگاهها را ارائه می نماید، [۱]. در حقیقت شاخص مصرف انرژی معرف نسبت میزان کل مصرف انرژی پالایشگاه به میزان کل محصولات تولیدی آن است. هر چه این نسبت کمتر و به رقم مربوط به پالایشگاههای شاخص نزدیکتر باشد بیانگر عملکرد کارآمدتر پالایشگاه مورد بررسی خواهد بود. شکل (۱).

از آنجا که هر پالایشگاه ویژگی های خاص خود را داشته و از واحد های متنوعی تشکیل شده است، می بایست تاثیرات برخی پارامترهای مهم از قبیل نوع نفت خام، نوع محصولات تولیدی و تکنولوژی واحدهای مختلف، در محاسبه شاخص مصرف انرژی هر پالایشگاه در نظر گرفته شود.

این ویژگی ها توسط شاخصی ضریب پیچیدگی $(CF)^3$ برای هر پالایشگاه تعریف می شوند. پارامتر مذکور با در نظر گرفتن ویژگیهای ساختاری هر پالایشگاه و بوسیله ضرائب خاصی که توسط نلسون برای هر یک از واحدهای پالایشگاه بطور جداگانه تعریف شده است بدست می آید. رابطه زیر نحوه این محاسبه را نشان می دهد. در جدول (۱) نیز تعدادی از دیگر ضرائب نلسون ارائه شده است، [۲].

کلیه تأثیرات عوامل فوق را بررسی نموده و یک نگرش منطقی و واقعی از میزان کارآئی واحدهای مختلف فراهم آورد، [۱].

بطور کلی تکنیک الگوبرداری مقایسه ای قادر است برخی پارامترهای متفاوت میان دو سیستم را به عنوان شاخصهایی مفید جهت مقایسه عملکرد واحدها مشخص نماید. تفاوت های موجود میان فرآیندهای با راندمان بالای انرژی و فرآیندهای با راندمان پایین انرژی نشان می دهند که پتانسیل هایی برای بهبود راندمان مصرف انرژی در اکثر فرآیندها وجود دارد.

با توجه به شرایط پالایشگاه اراک، انجام مطالعات بهینه سازی مصرف انرژی با دیدگاه اجرایی شدن آن در سطح پالایشگاه از طریق بهبود شرایط عملیاتی بدون سرمایه گذاری اولیه تعریف شد. هدف اصلی در اینجا کاهش مصارف انرژی و سوخت از طریق افزایش راندمان تجهیزات انرژی بر است.

اساس این روش بر الگو برداری مقایسه ای از پالایشگاههای ژاپنی استوار است که از نظر نحوه انجام کار در بهینه سازی مصرف انرژی پالایشگاههای نفت ایران در نوع خود اولین گام محسوب می شود.

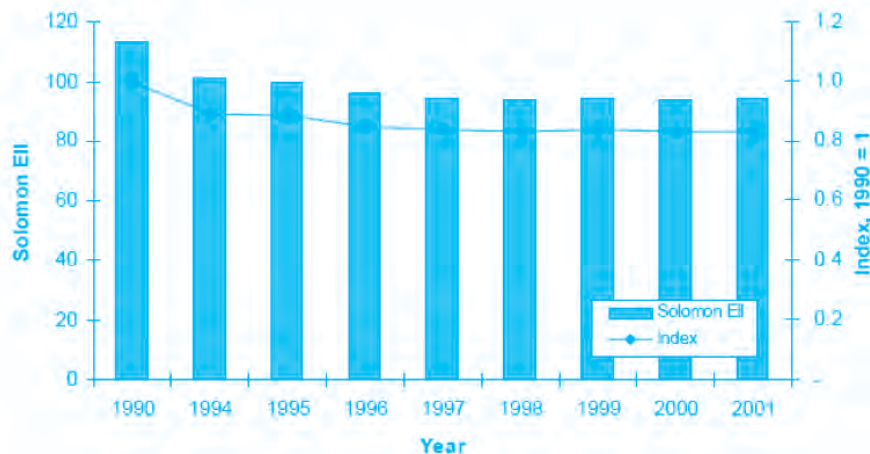
تکنیک الگو برداری مقایسه ای ارائه شده توسط

مؤسسه سولومون^۱

یکی از راهکارهای موجود برای جهت دهی مدیران و اپراتورها برای دستیابی به اهداف کارآمدتر مقایسه عملکرد واحد عملیاتی خود با دیگر واحدهای عملیاتی مشابه در محل، منطقه یا در سطح بین المللی است و غالباً شامل یک تکنیک الگوبرداری از نحوه عملکرد واحد های مشابه است.

این تکنیک مقایسه ای قادر است شاخصهای مفیدی را جهت مقایسه عملکرد واحد ها با یکدیگر مشخص نماید. هدف از تعیین این شاخصها و مستندات در بخشهای مختلف عملیاتی آن است که بر اساس آنها بتوان هر پالایشگاه را برحمتی با دیگر پالایشگاهها مقایسه نمود. زیرا با این بینش بدست آمده مسئولین می توانند بهترین و

1.Solomon 2.Energy Intensity Index 3.Complex Factor



شکل ۱: شاخص مصرف انرژی (EII) تعدادی پالایشگاه
مورد بررسی توسط موسسه سولومون [۱]

می شود.

بطور کلی محاسبه شاخص CF شامل دو مرحله اصلی
ذیل است:

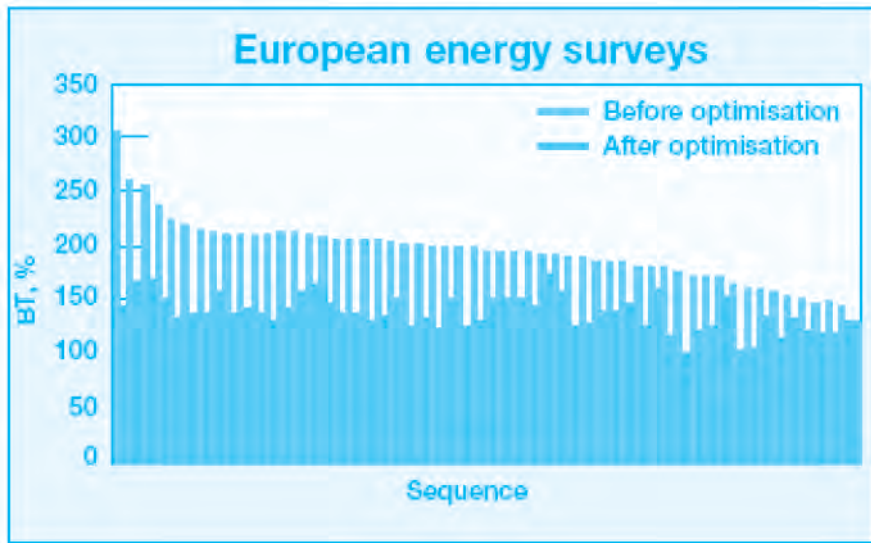
- ۱- محاسبه کل مصرف انرژی پالایشگاه شامل انواع سوخت، بخار و برق مصرفی برحسب ارزش حرارتی نفت خام ورودی به پالایشگاه
- ۲- محاسبه میزان کل محصولات تولیدی پالایشگاه بر حسب ارزش حرارتی نفت خام

$$CF \text{ of Refinery} = CF \text{ of CDU} + \{CF \text{ of VDU} * \text{Throughput of it} / \text{Throughput of CDU}\} + \{CF \text{ of Visbreaker} * \text{Throughput of it} / \text{Throughput of CDU}\} + \dots$$

فاکتور پیچیدگی به ترکیب و شکل کلی هر پالایشگاه بستگی دارد و عبارتست از عاملی جهت تبدیل ظرفیت حرارتی هر یک از فرآیندهای پالایشگاهی به معیاری قابل مقایسه با سایر پالایشگاهها که این معیار با اعمال اصلاحاتی با عنوان معیار مقایسه ای شناخته و بکار گرفته

جدول ۱: ضرائب نلسون مربوط به چند واحد فرآیندی پالایشگاهها، [۲]

ضریب پیچیدگی نلسون	واحدهای فرآیندی پالایشگاه
۱	واحد CDU
۲	واحد VDU
۲	واحد Vacuum Flasher
۲	واحد Visbreaker
۶	واحد Hydrocracking
۳	واحد هیدروژن
۱/۷	واحد Hydrotreating
۲	واحد Asphalt
۵	واحد Catalytic Naphtha Reforming



شکل ۲: دیاگرام توزیع راندمان انرژی پالایشگاهها

سیستم توان و بخار با راندمان بالا برخوردار باشد. شرکت KBC مطالعات انرژی وسیعی در بیش از ۱۰۰ پالایشگاه جهان انجام داده است. دیاگرام توزیع راندمان انرژی این پالایشگاهها در شکل (۲) نشان داده شده است. چنانچه ملاحظه می شود تنها معدودی از پالایشگاههای مورد بررسی دارای شاخص مصرف انرژی نزدیک به شرایط ایده آل هستند و بطور متوسط شاخص BT پالایشگاههای مورد بررسی حدود ۱۹۵ درصد است.

روند بهبود شاخص مصرف انرژی در پالایشگاه اسکن راف^۲ با استفاده از تکنیک الگوبرداری ارائه شده توسط شرکت KBC

در اواخر سال ۲۰۰۱، یک تحلیل جامع صرفه جویی انرژی توسط شرکت KBC در پالایشگاه اسکن راف سوئد انجام گرفت. اساس این تحلیل بر پایه مطالعات الگوبرداری و محاسبه شاخص انرژی استوار بود.

در تحلیل فوق میزان کارایی انرژی پالایشگاه اسکن راف حدود ۱۲۹ درصد BT تعیین شده است. مصرف سالانه انرژی پالایشگاه با توجه به محصولات تولیدی، تقریباً شامل ۱۹۰۰۰ TJ انرژی تولید شده در پالایشگاه، بعلاوه ۳۷۰ GWh انرژی الکتریکی ورودی به پالایشگاه می شود، [۳].

تکنیک الگوبرداری مقایسه ای ارائه شده توسط

شرکت KBC

شرکت KBC کارایی و راندمان مصرف انرژی پالایشگاهها را بر حسب شاخص تکنولوژی برتر^۱ (BT)، واحدها ارزیابی می کند. این شاخص عبارتست از نسبت کل انرژی مصرفی پالایشگاه شامل انواع سوختههای مایع، گاز، زغال سنگ و توان ورودی به کل انرژی مصرفی هریک واحدهای فرآیندی در شرایط استاندارد یعنی (BT) [۳].

استانداردهای های تکنولوژی برتر که مورد استفاده شرکت KBC قرار می گیرند، براساس بررسی ها و مطالعات طراحی و پایه بر روی هر یک از واحدهای فرآیندی بطور جداگانه تهیه و توسعه داده شده اند. پارامترهای فرآیندی کلیدی که بر روی مصرف انرژی فرآیندها تاثیر بسزایی دارند و در تعیین شاخص فوق مورد توجه قرار می گیرند عبارتند از کیفیت واقعی خوراک، میزان تبدیل و راندمان جداسازی.

در روش فوق کارایی انرژی در یک واحد فرآیندی به میزان ۱۰۰ درصد BT، تنها در حالت طراحی پایه یک واحد در حال ساخت، قابل دستیابی است. چنین واحدی از راندمان انرژی قابل قبول و توجیه پذیری از جنبه اقتصادی برخوردار است و همچنین می تواند از یک

1. Best Technology 2. Scanraff

جدول ۲: روند تغییرات EII پالایشگاه اسکن راف طی سالهای ۱۹۹۰ تا ۲۰۰۰ [۳]

سال	۱۹۹۰	۱۹۹۲	۱۹۹۴	۱۹۹۶	۱۹۹۸	۲۰۰۰
EII	۸۱	۷۹	۷۷	۷۰	۷۲	۶۹

نتایج مطالعات شرکت KBC در قالب پیشنهادات و تعیین فرصتهای صرفه جویی انرژی بدون هزینه در سه بخش اصلی زیر بوده است:

۱- بهبودهای فرآیندی (گرم نمودن خوراک، بهینه سازی قسمتهای رفلاکس و استفاده بهینه از جریانهای گرم)

۲- بهبود سیستم بخار

۳- بهبود و اصلاح سیستم سوخت (کاهش گازهای Flare، افزایش بکارگیری سوختههای Fuel Oil که بامحدودیتهای زیست محیطی سازگار باشد)

روند بهبود شاخص مصرف انرژی در پالایشگاه اراک با استفاده از تکنیک الگوبرداری ارائه شده توسط موسسه سولومون

این پژوهش در چارچوب دو فاز مطالعاتی و اجرایی تعریف شده است:

بطور کلی از سال ۱۹۹۰ تاکنون شاخص EII توسط پالایشگاه بطور مستمر تعیین و جهت بررسی و بهبود کارایی انرژی واحدهای فرآیندی مختلف بکار گرفته شده است. جدول (۲) نحوه تغییرات EII را طی این سالها نشان می‌دهد.

از جمله عوامل مهم و موثر در راندمان بالای انرژی پالایشگاه، می‌توان به موارد ذیل اشاره کرد:

- واحدهای عملیاتی اکثرآ دارای طراحی های با راندمان بالا، موثر و کارآمد هستند.

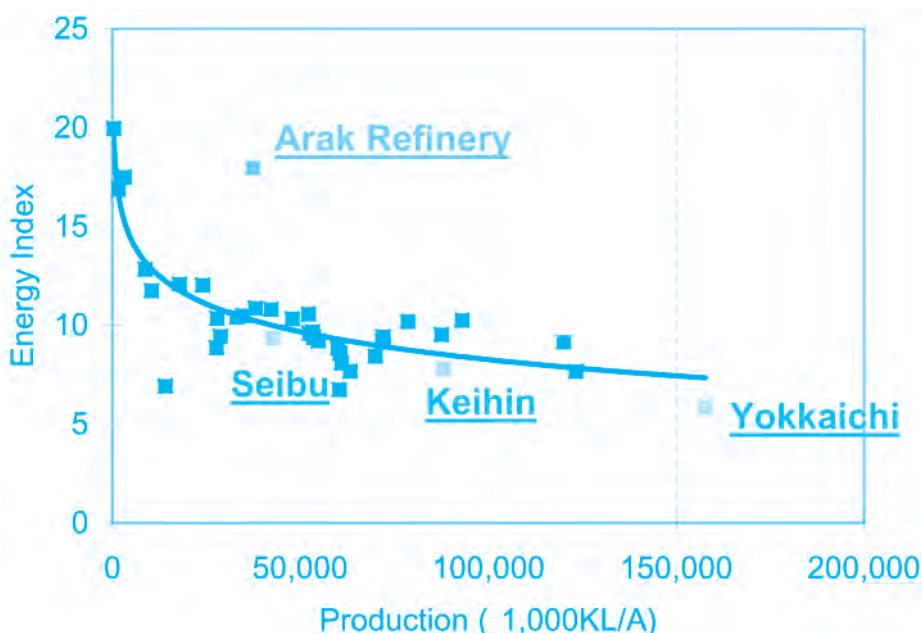
- حدود ۷۵٪ مصرف بخار پالایشگاه توسط بازیافت حرارت اتلافی تامین می‌شود.

- مصرف نسبتاً پایین انرژی در بخش off-site،

- عوامل موثر عملیاتی و نگهداری سیستم ها

- کسب آگاهی‌ها و مهارتهای لازم توسط مهندسان،

اپراتورها و مدیران از طریق آموزش



شکل ۳: وضعیت شاخص انرژی در پالایشگاه اراک

پس از مشخص شدن وضعیت پالایشگاه اراک، درمقایسه با کلیه پالایشگاههای ژاپن، مشخص شد که مصرف انرژی پالایشگاه اراک به ازای همان ظرفیت، نزدیک به دو برابر پالایشگاههای ژاپنی است. شکل ۳ نتایج حاصل از محاسبات شاخص مصرف انرژی پالایشگاه اراک را در مقایسه با پالایشگاههای ژاپنی نشان می دهد.

ب - مقایسه با وضع مطلوب

با توجه به استانداردهای جهانی و قابلیت‌های فعلی فناوری پالایش نفت و نیز فناوری های نوین، وضع فعلی پالایشگاه با وضع مطلوب مقایسه شد. این کار با در نظر گرفتن محدودیت های طراحی و عملیاتی انجام پذیرفت.

ج - ارائه راهکارهای مناسب

برای رسیدن از وضع موجود به وضع مطلوب، راهکارهای مناسبی بصورت سنجیده همراه با برآوردهای اقتصادی ارائه شد. پس از ارائه راهکارهای مناسب، مرحله الویت بندی و انتخاب آنها به منظور اجرا فرا می رسد.

در این مرحله فعالیت‌های اجرایی با توجه به دستور العمل های تهیه شده بصورت دقیق انجام و سپس نتایج حاصل از آن مورد ارزیابی و سنجش قرار گرفت. در نهایت نیز میزان دستیابی به اهداف تعریف شده بررسی تا موانع فنی، عملیاتی و مدیریتی رفع شود.

د - میزان صرفه جویی حاصل شده در گروههای

مختلف کاری

از نتایج مفید کسب شده در این پروژه معادل یک میلیون دلار صرفه جویی بدون هرگونه سرمایه گذاری اولیه است. در ادامه نتایج کاری گروههای مختلف به تفکیک ارایه شده است.

نتایج گروه A

در مطالعات فاز اول ۱۹ پیشنهاد فنی ارائه شد که از میان آنها بر اساس الویت بندی و نظریات تمام بخشهای پالایشگاه شامل عملیات و مدیریت، تعداد ۶ مورد انتخاب و اجرا گردید، جدول (۳).

در ادامه، نتایج حاصل از این مطالعه به تفصیل آمده

1.Data Sheet

فاز مطالعاتی شامل:

- گردآوری اطلاعات

- تهیه پرسشنامه

- طراحی برگه داده ها^۱ تجهیزات بر اساس پرسشنامه

- تجزیه و تحلیل اطلاعات جمع آوری شده و انجام

محاسبات فنی

- ارائه پیشنهادات

فاز اجرایی شامل:

- بررسی محدودیت های فنی، عملیاتی و مدیریتی با

دیدگاههای انرژی

- اولویت بندی طرح های پیشنهادی

- تهیه دستورالعمل های اجرایی

- اجرا و انجام طرح های پیشنهادی

- بررسی شرایط واقعی پس از اجرای طرح ها و شناسایی

مشکلات موجود به منظور رفع آنها

با توجه به اولویتهای پالایشگاه اراک و روش فوق

الذکر، سه گروه کاری به شرح و ترکیب مشخص شده در

زیر سازماندهی گردید:

A: HCU/ CCR / NHT

B: Utilities

C: CDU / VDU /LPG / AMN / SWS / SRU

الف - شناخت وضع موجود

در این پروژه ابتدا وضعیت پالایشگاه اراک از نظر مصرف انرژی نسبت به پالایشگاههای ژاپن ارزیابی شده است. یکی از مهمترین معیارهای مقایسه ای که در تکنیک الگوبرداری مقایسه ای بکار گرفته شده است، شاخص مصرف انرژی است که بر اساس معیار شدت مصرف انرژی تعریف شده توسط موسسه سولومون ، استوار بوده است. این شاخص ابعاد واقعی تری را از میزان مصارف انرژی پالایشگاهها ارائه می نماید. در این پژوهش مبنای مقایسه و استاندارد، عملکرد چند پالایشگاه شاخص در کشور ژاپن بوده که توسط گروه مشاور ژاپنی بصورت یک نمودار جهت مقایسه در اختیار این پالایشگاه قرار گرفته است.

جدول ۳: پیشنهادات اجرا شده در گروه کاری A

ردیف	پیشنهاد های اجرا شده	مورد	شرایط اولیه	شرایط اصلاحی	صرفه جویی (دلار در سال)
۱	کاهش درصد هوای اضافی در کوره CCR	H-251	۵/۷	۲/۲	۱۸۶۷۰۰
		H-252	۴/۷	۲/۸	
		H-253	۶/۹	۳/۸	
		H-254	۳/۱	۲/۸	
۲	کاهش درصد هوای اضافی در کوره HCU	H-630	۵/۶	۳/۸	۲۸۴۰۰
		H-631	۶/۴	۳/۷	
		H-632	۶/۴	۴/۴	
۳	توقف سوخت گازی در خطوط Tracing	میزان مصرف بخار در Tracer	۱۰۰ Kg/hr	Kg/hr صرف	۹۹۰۰
۴	عدم استفاده بخار در HEX Sealing	میزان مصرف بخار	۵۰ Kg/hr	Kg/hr صرف	۶۶۰۰
۵	کاهش فشار عملیاتی برج CCR	برج CCR	۱۷/۸ بار	۱۴/۸ بار	۴۵۴۰۰
۶	کاهش میزان رفلکس CCR در برج CCR	برج CCR	۱۳/۵ کیلو لیتر بر ساعت	۱۰ کیلو لیتر بر ساعت	۱۲۴۰۰
	مجموع				۲۸۹۴۰۰

است:

HCU در همه فصول ذخیره می شود، با بررسی های انجام شده مشخص گردید که امکان توقف این خط به غیر از فصل زمستان وجود دارد. لذا، با بستن شیرهای بخار مربوط به خطوط CCR, NHT, HCU در ماههای تابستان به میزان ۰/۱ تن بر ساعت به ازای هر واحد صرفه جویی حاصل شد.

۳- عدم استفاده بخار در HEX Sealing

بخار مورد استفاده در HEX Sealing واحد HCU بصورت مداوم در سرویس بوده، در حالیکه استفاده از آن فقط در شرایط اضطراری لازم است. بنابراین امکان کاهش مصرف سوخت با بستن شیرهای Steam Sealing در مبدل های HCU به میزان ۶۶۰۰ دلار در سال فراهم گردید.

۴- کاهش فشار عملیاتی برج CCR

در این پیشنهاد با هدف کاهش بار حرارتی جوش آور^۱ برج CCR، فشار برج به میزان ۳ بار تقلیل یافته و در نتیجه صرفه جویی معادل ۴۵۴۰۰ دلار در سال بدست آمده است.

۵- کاهش میزان رفلکس برج CCR

با مطالعات انجام شده بر روی میزان جریان برگشتی^۲ در برج CCR مشخص شد که مقدار این جریان بالاتر از

۱- کاهش سوخت مصرفی در کوره CCR از طریق کاهش هوای اضافی

به منظور اجرای این پیشنهاد ابتدا فعالیتهایی جهت آماده سازی مانند کالیبراسیون آنالایزرهای اکسیژن، تمیز کردن مشعل ها و تمیز کردن آنالایزر CO جهت آنالیز گازهای خروجی دودکش انجام شد، سپس اطلاعات مورد نیاز جمع آوری شد. پس از بررسی و تحلیل داده ها فعالیتهای اجرایی زیر بصورت پیوسته و مداوم در یک بازه زمانی مشخص انجام و نتایج به ثبت رسید.

۱- تنظیم مشعل به کمترین دمای ممکن
۲- بررسی رنگ شعله و داده های شماتیک از طریق DCS و تنظیم مجدد مشعل به کمترین حالت ممکن و بررسی نتایج

۳- تنظیم فشار draft کوره بوسیله دمپرها
۴- تکرار مراحل تا رسیدن به میزان اکسیژن اضافی مورد نظر

۵- محاسبات صرفه جویی انرژی
۲- توقف سوخت گازی در خطوط Tracing واحدهای CCR, NHT, HCU

از آنجا که بخار مصرفی در خطوط CCR, NHT،

جدول ۴: پیشنهادات اجرا شده در گروه کاری B

ردیف	پیشنهادات اجرا شده	مورد	شرایط اولیه	شرایط اصلاحی	صرفه جویی (دلار در سال)
۱	کاهش درصد میزان O ₂ در جوش آور	جوش آور	۴۱۲۵	۲	۴۲۲۰۰۰
۲	کاهش دمای گازهای خروجی از جوش آور	دمای دی اریاتور °C	۱۵۴	۱۴۵	۵۴۵۰۰۰
۳	کاهش تعداد پمپهای تغذیه جوش آور	تعداد پمپ ها	۳	۲	۱۷۲۰۰۰
		دبی پمپ ها m ³ /hr	۵۸۶	۳۷۰	
۴	کاهش تعداد پمپهای کندانسی	تعداد پمپ ها	۲	۱	۱۳۰۰۰
		دبی پمپ ها m ³ /hr	۲۷۰	۱۳۰	
۵	کاهش تعداد پمپهای کندانسی داغ	تعداد پمپ ها	۲	۱	۱۵۰۰۰
		دبی پمپ ها m ³ /hr	۲۹۶	۱۴۱	
	مجموع				۱۱۴۷۰۰۰

موارد مشابه است. مشخصات و شرایط محصولات LPG قابل دستیابی شده است.

۲- کاهش تعداد پمپهای تغذیه جوش آور

در این پیشنهاد تعداد پمپها از سه دستگاه به دو دستگاه کاهش یافته، بطوریکه تنها دو پمپ به صورت پیوسته در حال کار باشد. دبی واقعی (۵۸۶ m³/hr) بوده که با توجه به ظرفیت هر پمپ (۳۷۰ m³/hr)، یک پمپ از مدار خارج شده است و بدین ترتیب الکتریسته مصرفی نیز حدود ۴۴۰ kwh، معادل ۱۷۲۰۰۰ دلار کاهش یافته است.

سایر موارد

الف - پالایشگاه اراک با کاهش تعداد بویلرهای از ۵ دستگاه به ۴ دستگاه موافقت کرد. ولی در ماههای سردسال، به علت بالابردن ضریب اطمینان ۵ دستگاه در سرویس خواهند بود.

ب - کاهش تعداد FDF از ۸ دستگاه به ۵ دستگاه نیز توسط پالایشگاه انجام پذیرفته است.

نتایج گروه C

در این گروه نیز در فاز یک پروژه، ۲۱ پیشنهاد برای افزایش راندمان حرارتی ارائه گردید که پس از بحث و تبادل نظر میان اعضا تیم، برخی از پیشنهادات ارائه شده برای انجام در فاز اجرایی انتخاب شدند، جدول (۵). در ادامه یکی از این پیشنهادات تشریح شده است.

مشخصات و شرایط محصولات LPG امکان کاهش جریان برگشتی را آشکار نمود. بدین منظور جریان برگشتی از ۱۳/۵ به ۱۰ هزار لیتر بر ساعت کاهش یافت.

صرفه جویی انرژی که از طریق کاهش سوخت در جوش آور برج و برق مصرفی در پمپ حاصل آمده معادل ۱۲۴۰۰ دلار در سال بوده است.

نتایج گروه B

در این گروه در فاز مطالعاتی تعداد ۲۶ پیشنهاد ارایه شد که میزان صرفه جویی ناشی از انجام این پیشنهادات بالغ بر ۳/۱۸۱/۰۰۰ دلار در سال است که بر اساس بحث و انجام آزمایشات لازم، تنها ۵ پیشنهاد برای اجرا مورد توافق قرار گرفت نتایج حاصله پس از تائید پالایشگاه به شرح جدول (۴) ارایه شد. در ادامه برخی نتایج حاصل از گروه B تشریح شده است.

۱- کاهش دمای گازهای خروجی جوش آورها

با تقلیل فشار ورودی به دی اریاتور، دمای آن از ۱۵۴°C به ۱۴۵°C کاهش یافته و در نتیجه از میزان بخار تزریقی نیز کاسته شده است.

بدین ترتیب دمای گازهای خروجی به ۱۹۰°C کاهش یافته و میزان صرفه جویی معادل ۵۴۵۰۰۰ دلار در سال

جدول ۵: پیشنهادات اجرا شده در گروه کاری C

ردیف	پیشنهادات اجرا شده	صرفه جویی (دلار در سال)
۱	کاهش حداقل هوای اضافی کوره واحد تقطیر اتمسفریک	۶۳۰۰۰
۲	کاهش بخار مصرفی در برج عریان ساز دیزل سبک	۴۵۰۰
۳	کاهش اکسیژن اضافی ریبویلر نفت سفید	۴۰۰۰
۴	کاهش اکسیژن اضافی کوره تقطیر درجانه	۳۹۰۰۰
۵	کاهش فشار برج های واحد LPG	۲۶۵۵۰۰
	مجموع	۳۷۶۰۰۰

بوده، بطوریکه از زمان اجرای راهکارهای پیشنهادی، این پروژه برای پالایشگاه سودآور بوده است.

پس از تعیین راهکارهای مناسب جهت صرفه جویی انرژی و با توجه به دستور العمل های تهیه شده، فعالیت های اجرایی بصورت دقیق انجام و سپس نتایج حاصل از آن مورد ارزیابی و سنجش قرار گرفت. در پایان پروژه و پس از بررسی کلیه نتایج بدست آمده مشخص شد در این پالایشگاه امکان دستیابی به معادل ۱/۸۳۲/۴۰۰ دلار صرفه جویی در سال وجود دارد.

منابع

1. Nyboer J., and Rivers N., of CIEEDAC, “Energy Consumption Benchmark Guide For Conventional Petroleum Refining in Canada”, December 15, 2002.
2. “Solomon Complexity Factors”, Reliance Industries Limited, Maker Chambers IV, Nariman Point, Mumbai.,
3. Eva-Lena Strömberg, Scanraff Refinery, Zoran Milosevic, KBC Process Technology Ltd., “The Pacesetter’s Approach to Energy Efficiency”, Presented at DRI. WEFA European Oil Refining Conference, Monaco, June 2002. 2

کاهش بخار مصرفی برج عریان ساز دیزل سبک واحد تقطیر اتمسفریک

نقطه شبنم دیزل سبک واحد CDU در حدود ۱۰۰ درجه سانتی گراد بوده در حالیکه این دما مطابق برگه مشخصه باید حدود ۶۷ درجه سانتی گراد باشد. لذا تفاوت زیاد بین محصول تولیدی و استاندارد که بیانگر مصرف بیش از اندازه بخار (معادل ۱۸ کیلوگرم بخار به ازای هزار لیتر دیزل سبک) بوده است. در نهایت طبق تجربیات پالایشگاه سوپا پیشنهاد شد مصرف بخار به ۱۶ کیلوگرم به ازای هزار لیتر دیزل سبک کاهش یابد.

بحث و نتیجه گیری

در این پژوهش ابتدا وضعیت پالایشگاه اراک از حیث مصرف انرژی و بویژه از نظر شاخص مصرف انرژی، نسبت به پالایشگاه های ژاپن ارزیابی و مشخص شد که مصرف انرژی پالایشگاه اراک به ازای همان ظرفیت، نزدیک به دو برابر پالایشگاه های ژاپنی است. سپس برای رسیدن از وضع موجود به وضع مطلوب، راهکارهای مناسبی با توجه به مقایسه شرایط موجود پالایشگاه اراک و پالایشگاه های ژاپنی همراه با برآوردهای اقتصادی ارائه گردید.

یکی از بارزترین شاخص های این طرح در سطح کل پالایشگاه های نفت ایران، اقدامات صورت گرفته در جهت کاهش مصرف انرژی بدون نیاز به سرمایه گذاری اولیه

استفاده از نرم افزار Hysys در شبیه سازی واحد شیرین سازی گاز پالایشگاه اراک با حلال های مختلف

ناصر ثقه الاسلامی* و مسعود خاکسار طرقی
گروه آموزشی مهندسی شیمی دانشگاه فردوسی مشهد

چکیده

یکی از فرایندهای مهم در تصفیه گاز جدا نمودن ترکیباتی نظیر H_2S و CO_2 از گاز طبیعی است. شبیه سازی واحد شیرین سازی گاز پالایشگاه اراک قبلاً به منظور امکان سنجی جایگزینی دو نوع حلال MEA و DGA توسط نرم افزار PRO II صورت پذیرفته است. لذا در این تحقیق جهت امکان سنجی جایگزینی حلال MEA به جای DGA و به منظور مقایسه ای بین توانایی های نرم افزارهای تجاری موجود، شبیه سازی فرآیند فوق با استفاده از نرم افزار Hysys انجام گرفت. نتایج حاصل از این تحقیق حاکی است که استفاده از نرم افزار Hysys با در نظر گرفتن تعداد ۱۲ سینی های تعادلی در مقایسه با نرم افزار PRO II با ۲۰ سینی، در اکثر موارد نتایج بهتری را عاید می سازد. برای مثال میزان حذف گاز اسیدی توسط نرم افزار Hysys از مقدار اولیه ۸/۴۹ درصد مولی به ۲ ppm و توسط نرم افزار PRO II به ۳/۲۶ ppm کاهش می یابد که این اختلاف، تغییرات چشمگیری در بازده برج و هزینه ها ایجاد می نماید. بنابراین بطور کلی می توان نتیجه گرفت که شبیه سازی واحد شیرین سازی گاز توسط نرم افزار Hysys نسبت به PRO II در بیشتر موارد افزایش بازده برج و کاهش هزینه ها را باعث گردیده و لذا در این نوع شبیه سازی، استفاده از نرم افزار Hysys پیشنهاد می گردد.

واژگان کلیدی:

شبیه سازی، واحد شیرین سازی گاز، پالایشگاه اراک، آمین، نرم افزار Hysys

مقدمه

از برخی چاهها دارای مقادیر زیادی دی اکسید کربن و علاوه بر جدا نمودن آب، نفت و گازهای مایع شده (NGL) یکی از مهمترین بخش های فرآوری گاز جدا کردن دی اکسید کربن و گوگرد است. گاز طبیعی حاصل گوگرد می باشد. گوگرد موجود در گاز طبیعی به صورت سولفید هیدروژن (H_2S) است و معمولاً اگر مقدار این ماده در یک متر مکعب گاز طبیعی از ۵/۷ میلی گرم بیشتر

* slami@um.ac.ir

و واکنش شیمیایی جدا می‌کنند. آمین‌ها را می‌توان بر مبنای شیمیایی دسته بندی کرد. آمین یک عاملی (MEA و DGA)، دو عاملی (DEA و DIPA) و سه عاملی (TEA و MDEA) را شامل می‌شوند. حلال‌های جدید شامل MDEA و آمین‌های بازدارنده (FLEXSORB) می‌باشند. به تناسب خواص شیمیایی، هر یک از آمین‌ها برای شرایط خاصی، مناسب تشخیص داده می‌شوند. در طراحی فرآیند، اولین نکته مهم درجه خلوص مورد نظر برای گاز شیرین شده و میزان H_2S و CO_2 موجود در آن است. نکته دوم، انتخاب آمینی است که موجب اندازه بهینه تجهیزات و کاهش هزینه‌های عملیاتی به حداقل ممکن شود. با انتخاب یک آمین مناسب می‌توان انرژی مورد نیاز برای بازیافت و میزان چرخش محصول را به طرز چشمگیری کاهش داد. انتخاب آمین یا ترکیب آمین‌ها در بهترین شرایط می‌تواند، هزینه کلی واحد شیرین سازی را به شدت کاهش دهد.

آمین یک عاملی به طور کلی به صورت محلول ۱۰ تا ۲۰ درصد وزنی در آب استفاده می‌شود. به سبب مشکلات خوردگی بار گاز اسیدی به طور معمول به ۰/۳ تا ۰/۳۵ مول گاز اسیدی به مول آمین برای تجهیزات از جنس فولاد کربنی محدود می‌شود. اگر از تجهیزات با جنس فولاد ضد زنگ استفاده شود بار به ۰/۷ تا ۰/۹ مول به مول می‌رسد و مشکلات خوردگی وجود نخواهد داشت. اگرچه MEA اثرات خوردندگی ندارد ولی محصولات نامطلوب آن بشدت باعث خوردگی می‌شود. MEA با عوامل اکسیدی مانند SO_2 ، CS_2 ، COS و SO_3 واکنش می‌دهد لذا بایستی اکسیژن حاصل را برای جلوگیری از ایجاد خوردگی از سیستم خارج کرد. تجزیه MEA اثر آمین را کم می‌کند، اما با احیاء می‌توان آمین بی اثر شده را تا حد زیادی بازیافت نمود. از آنجا که آمین تک عاملی MEA دارای pH بالایی است در صورتی که میزان H_2S گاز شیرین کمتر از ۱/۴ گرین در ۱۰۰ SCF باشد محلول MEA در فشارهای جزئی مقدار بسیار کمی H_2S تولید خواهد کرد. برای تولید گاز H_2S کمتر از یک گرین با توجه به لزوم جذب کامل

باشد گاز طبیعی، گاز ترش نامیده می‌شود. فرآیند جدا سازی سولفید هیدروژن از گاز ترش را شیرین سازی گاز می‌نامند. از دلایل جدا نمودن گازهای اسیدی می‌توان از سمی بودن، ایجاد خوردگی، مشکلات یخ زدگی و کنترل میزان ارزش حرارتی گاز طبیعی نام برد. فرآیند اولیه شیرین سازی گاز طبیعی ترش کاملاً شبیه فرآیند های آب زدایی به کمک گلیکول و جذب NGL است. با این تفاوت که در این مورد محلول‌های آمینی برای جداسازی سولفید هیدروژن استفاده می‌شود. گاز ترش به درون یک برج حاوی محلول آمین هدایت می‌شود. این محلول به گوگرد نزدیک شده و آن را مانند جذب آب توسط گلیکول، جذب می‌کند. سه محلول آمین اصلی شامل مونو اتانول آمین (MEA) و دی اتانول آمین (DEA) و متیل دی اتانول آمین (MDEA) برای این منظور استفاده می‌شود. این محلول‌ها به شکل مایع هستند و اجزای گوگردی موجود در گاز طبیعی را که از میان آن‌ها عبور می‌کند جذب می‌کنند. گاز طبیعی اجزای گوگردی خود را رها می‌کند و گاز ترش به گاز شیرین تبدیل می‌شود. طی این فرآیند همانند فرآیندهای استخراج NGL و آب زدایی به کمک گلیکول، محلول آمین استفاده شده قابل احیاء می‌باشد (جدا کردن گوگرد جذب شده) و می‌توان آن را دوباره مورد استفاده قرار داد. اگر چه شیرین سازی گاز ترش غالباً شامل فرآیند جذب آمینی است، ممکن است برای جدا کردن سولفید هیدروژن و دی اکسید کربن از خشک کننده های جامد مانند اسفنج‌های آهنی استفاده شود. علاوه بر H_2S و CO_2 ، ممکن است اسیدهای گوگردی، سولفید کربنیل (COS)، دی سولفید کربن (CS_2) و مرکاپتان‌ها (RSH) نیز در گاز وجود داشته باشند که می‌توان آنها را بوسیله آمین‌های مخصوصی جدا نمود. در فرآیند جداسازی شیمیایی، گازهای اسیدی به کمک فرآیند آمین به وسیله واکنش شیمیایی انجام می‌شود. حلال‌های فیزیکی (Selexol, Sulfinal, Propylene و carbonate) اسیدی را به کمک جذب مستقیم و یا ترکیبی از جذب

۰/۳۵ مول به مول جلوگیری می‌شود. در شیرین سازی جریان‌های گاز شامل فشارهای جزئی گاز اسیدی بالا، دمای پایین برج جذب می‌تواند تا 200°F افزایش یابد. تمایل واکنش DGA با CO_2 بیشتر از H_2S است، بنابراین به جز مواردی که مقدار زیادی CO_2 نسبت به H_2S موجود باشد، به راحتی می‌تواند غلظت H_2S را به کمتر از ۱/۴ گرین ایجاد کند. DGA دارای مزایایی نسبت به دیگر آمین‌ها است، از آن جمله غلظت بالای DGA باعث می‌شود که به میزان چرخش کمتری نیاز باشد، همچنین DGA نقطه انجماد پایینی دارد. علاوه بر این DGA به آسانی با COS از مشکلات اساسی DGA، گرمای واکنش بالای آن با SO_2 ، CS_2 ، و SO_3 واکنش برگشت ناپذیر نمی‌دهد. یکی از مشکلات اساسی DGA، گرمای واکنش بالای آن با H_2S (۶۷۴ Btu/lb) و CO_2 (۸۵۰ Btu/lb) است.

اما برای آمین سه عاملی MDEA، شرایط عملیاتی قطعی مشابه آمین‌های تک عاملی و دو عاملی وجود ندارد. این به سبب انعطاف پذیری و تنوع MDEA و در نتیجه دامنه وسیعی از کاربردهای آن است. در ادامه، دامنه موجود برای کاربردهای موفقیت آمیز آن مورد بررسی قرار خواهد گرفت. MDEA به طور متعارف با ۲۰ تا ۵۰ درصد وزنی استفاده می‌شود. درصد وزنی پایین محلول موجب گزینش پذیری بالا در فشارهای پایین می‌شود. به سبب کاهش نسبتاً زیاد مشکلات خوردگی، بار گاز اسیدی می‌تواند برای تجهیزات فولاد کربنی به میزان ۰/۸ مول به مول باشد. متیل دی اتانول آمین در معرض اکسیژن، اسیدهای خورنده ایجاد می‌کند که اگر از سیستم خارج نشوند، باعث ایجاد سولفید آهن خواهند شد. متیل دی اتانول آمین نسبت به آمین‌های یک و دو عاملی دارای مزایای ممتازی شامل فشار بخار پایین تر، گرمای واکنش پایین تر (۶۰۰ Btu/lb) برای CO_2 و ۵۲۲ Btu/lb برای H_2S)، مقاومت بالا در برابر تجزیه شدن، مشکلات خوردگی کمتر و خاصیت گزینش پذیری نسبت به H_2S در حضور CO_2 ، است. در حال حاضر مهم ترین مزیت MDEA نسبت به دیگر آمین‌ها، خاصیت گزینش پذیری آن نسبت به H_2S در حضور CO_2 است.

CO_2 ، از MEA استفاده می‌شود. از آنجا که گرمای واکنش MEA با CO_2 در حدود ۸۲۵ Btu/lb است، در صورتی که خوراک دارای غلظت‌های بالایی از CO_2 باشد، باعث خواهد شد که بار جوش آور^۲ بالا برود. گرمای واکنش MEA با H_2S ۵۵۰ Btu/lb است. بطور کلی گرمای واکنش برای همه آمین‌ها تابعی از بار و دیگر شرایط است و معمولاً با کل بار گاز اسیدی حدود ۰/۵ مول به مول، تنها بین ۵۰-۶۰ Btu/lb تغییر می‌کند. در بارهای بالاتر، گرمای واکنش بطور قابل توجهی تغییر می‌کند که باید به عنوان تابعی از بار محاسبه شود.

اما از طرف دیگر آمین دو عاملی DEA به طور متداول با ۲۵ تا ۳۵ درصد وزنی به کار می‌رود. کل بار گاز اسیدی برای دی اتانول آمین نیز به ۰/۳ تا ۰/۳۵ مول به مول برای تجهیزات با جنس فولاد کربنی محدود می‌شود. وقتی که از تجهیزات با جنس فولاد ضدزنگ و یا بازدارنده‌ها در فرآیند SNPA استفاده شود، DEA می‌تواند با ایمنی بالایی مورد استفاده قرار گیرد. محصولات حاصل از تجزیه DEA، خوردگی کمتری نسبت به MEA ایجاد می‌کنند. DEA در معرض اکسیژن، اسیدهای خورنده تشکیل می‌دهد. COS و CS_2 می‌توانند با DEA واکنش برگشت ناپذیر انجام دهند. در بیشتر واحدها از آنجا که DEA در فشار اتمسفری به زیر نقطه جوشش تجزیه می‌شود، قابل احیاء نیست. از آنجایی که DEA یک آلکانول آمین دو عاملی است، میل ترکیبی کمی با H_2S و CO_2 دارد و نمی‌تواند شرایط مورد نیاز گاز شیرین را برای برخی از جریان‌های گاز با فشار پایین ایجاد کند. به طور کلی چنانچه فشار گاز پایین باشد، بخار مورد نیاز برای فرآیند جریان سازی باید افزایش یابد یا برای این منظور از یک جریان انشعابی استفاده شود. در برخی موارد، این پیش بینی‌ها نیز کفایت نمی‌کند که در این صورت بایستی از حلال دیگری استفاده شود. همچنین آمین یک عاملی DGA به طور کلی با ۵۰ تا ۷۰ درصد وزنی محلول در آب استفاده می‌شود. برای DGA نیز مانند MEA به دلیل مشکلات خوردگی، از بارهای محلول بالاتر از حدود

کنترل دمای برج، دمای آمین فقیر است. به دلیل آن که واکنش CO_2 با MDEA به طور سینتیکی کنترل می شود، گرمای بیشتر برج میزان واکنش را افزایش خواهد داد. به هر حال زمانی که دمای آمین فقیر به ۱۳۵ تا ۱۴۰ درجه فارنهایت می رسد، کاهش حلالیت CO_2 در محلول آمین فاکتور مهمی خواهد بود و برداشت CO_2 خالص آغاز می شود.

- میزان گردش آمین: وقتی که میزان گردش آمین برای یک برج مشخص افزایش می یابد، برداشت CO_2 نیز افزایش خواهد یافت. این کار باعث ننگ داشتن میزان مناسب MDEA در یک برج با قطر ثابت خواهد شد. اگرچه زمان ماند مایع در سینی با افزایش میزان گردش کاهش خواهد یافت.

- میزان بخار عاری سازی: با افزایش میزان بخار عاری سازی یک آمین فقیرتر ایجاد خواهد شد که باعث جذب بیشتر CO_2 و H_2S از گاز ترش خواهد شد.

شبیه سازی واحد شیرین سازی گاز پالایشگاه اراک به منظور امکان سنجی جایگزینی دو حلال MEA و DGA توسط نرم افزار PRO II قبلاً توسط دیگر محققان صورت گرفته است [۵]. محققان یاد شده پیشنهاد نموده اند که به منظور انجام مقایسه بین توانایی های نرم افزارهای تجاری موجود، شبیه سازی فرآیند فوق با نرم افزار دیگری مانند Hysys نیز صورت پذیرد. لذا در این تحقیق و در همین راستا، شبیه سازی واحد شیرین سازی گاز پالایشگاه اراک به منظور امکان سنجی جایگزینی حلال MEA به جای DGA توسط این نرم افزار انجام گرفت.

نرم افزار Hysys و روش حل

با توجه به نیاز روز افزون صنعت به انجام محاسبات سریع، دقیق و کم هزینه، استفاده از رایانه و مزایای آن اجتناب ناپذیر است. از کاربردهای موثر رایانه در صنایع نفت، گاز و پتروشیمی، شبیه سازی توسط نرم افزارهای خاص و از جمله نرم افزار Hysys است. این نرم افزار به گونه ای برنامه ریزی شده است که صحت و سرعت

جذب گزینشی H_2S می تواند به وسیله طراحی برج جذب مناسب با زمان ۱/۵ تا ۳ ثانیه برای ماند مایع در سینی و نیز به وسیله افزایش دمای برج صورت گیرد. هر دو شرایط مذکور جذب H_2S را افزایش می دهد ولی باعث افزایش جذب CO_2 نمی شوند. به طور کلی ترکیب های آمینی شامل ترکیبی از MDEA و یکی از آمین های MEA و یا DEA است. که افزودن هر یک از این دو آمین به MIDA برای افزایش جذب CO_2 صورت می گیرد. چنین ترکیبی شامل MDEA به عنوان مبنا و DEA یا MEA به عنوان یک آمین ثانویه است. به طور کلی آمین ثانویه شامل کمتر از ۲۰٪ مولی از کل آمین است. در غلظت های پایین تر MEA و DEA اگر از تجهیزات فلزی معمول استفاده شود، کل غلظت آمین می تواند تا ۵۵ درصد وزنی افزایش یابد. ترکیب های آمینی به ویژه برای سیستم های با فشار پایین مناسب است. زیرا MDEA در فشارهای پایین تر تمایل کمتری برای ترکیب شدن با CO_2 دارد. در فشارهای بالاتر استفاده از ترکیب های آمینی نسبت به MDEA به تنهایی دارای مزایای زیادی نیست. همچنین در مواردی که CO_2 موجود در گاز خوراک به مرور زمان با بالا رفتن عمر میدان، افزایش می یابد، استفاده از ترکیب آمین ها مفید خواهد بود.

برای رسیدن به طراحی بهینه برای هر سیستم مشخص، چندین پارامتر عملیاتی باید مورد بررسی قرار گیرد. البته شرایط گاز شیرین به میزان زیاد، پارامترهای عملیاتی را تحت تاثیر قرار خواهد داد. با توجه به ترکیب گاز ورودی (دما و فشار) و شرایط گاز شیرین، پارامترهای عملیاتی اصلی شامل موارد زیر خواهند بود. [۱ الی ۴]:

- زمان ماند مایع در سینی: از آن جا که میزان واکنش CO_2 با MDEA کند است قطر برج و ارتفاع سرریز باید به گونه ای طراحی شود که زمان کافی برای انجام واکنش وجود داشته باشد. برای ارتفاع سرریز دامنه معمول از ۲ تا ۴ اینچ است، که زمان ماند بین ۲ تا ۵ ثانیه را موجب می شود.

- دمای آمین فقیر: معمولاً تنها پارامتر موجود برای

محاسبات، ابتدا دمای بالا و پایین برج انتخاب می‌شود تا نرم افزار از طریق حل دستگاه های معادلات به طور همزمان و به روش حدس و خطا به مقادیر داده شده همگرا شود. در این تحقیق و برای سادگی حل، پروفایل فشار به صورت خطی در نظر گرفته شده است [۶ الی ۹].

نتایج شبیه سازی و بحث

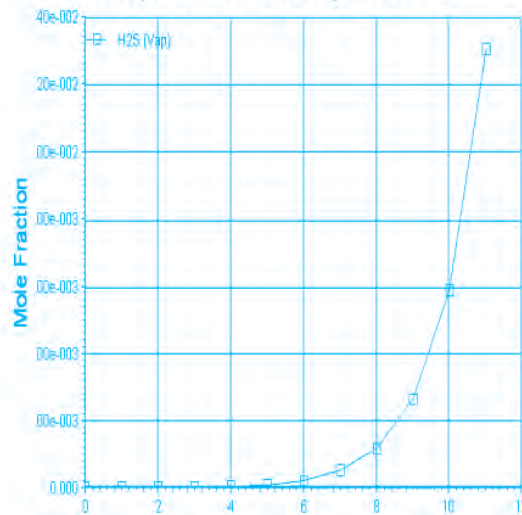
شکل (۱) پروفایل دما و شکل (۲) تغییرات غلظت سولفید هیدروژن در طول برج جذب پرفشار را با استفاده از محلول DGA نشان می‌دهد. نتایج بدست آمده از این تحقیق و مقایسه‌های حاصل از شبیه سازی توسط دو نرم افزار Hysys و PROII که به منظور جایگزینی محلول MEA به جای DGA صورت گرفته است در جدول (۱) الی (۶) نمایش داده شده است. نتایج حاصل از این شبیه سازی حاکی است استفاده از نرم افزار Hysys با تعداد ۱۲ سینی تعادلی در مقایسه با نرم افزار PROII با ۲۰ سینی، در اکثر موارد نتایج بهتری را بدست می‌دهد. برای مثال، میزان حذف گاز اسیدی توسط نرم افزار Hysys مقدار اولیه ۸/۴۹ درصد مولی به ۲ ppm و توسط نرم افزار PROII به ۳/۲۶ ppm کاهش می‌یابد که این اختلاف، تغییرات چشمگیری را در بازده برج و هزینه‌ها ایجاد می‌نماید. از طرف دیگر همراه گاز شیرین خروجی از برج جذب مقادیری MEA و آب وجود دارد که گاز باید توسط این آب شستشو داده شود. نتایج شبیه سازی توسط نرم افزار Hysys، وجود این محلول را در گاز خروجی نشان می‌دهد در حالی که نرم افزار PROII از این توانایی بی‌بهره است. اهمیت این موضوع در مسائل و پیش‌بینی میزان اتلاف محلول MEA نمایانگر است. زیرا MEA محلول گرانی است (اگر قیمت خرید محلول‌های آمین را با دادن ضرایبی با یکدیگر مقایسه شود، منو اتانول آمین ۱، دی اتانول آمین ۱/۵ و تری اتانول آمین ۲ خواهد بود. همچنین قیمت هر کیلوگرم آمین MEA با لحاظ نمودن عوارض و مالیات حدود ۵۸۰۰ ریال است) لذا تا حد امکان بایستی این محلول بازیابی و میزان اتلاف آن نیز محاسبه

شبیه‌سازی را به سادگی کار شبیه‌سازی تلفیق می‌کند. این نرم افزار برای طراحی جدید قادر است به سرعت مدلها را برای ارزیابی گزینه های متعدد بوجود آورد. پس از گزینش چند طرح برتر، می‌توان مدل‌هایی بسیار واقع بینانه بر مبنای آنها ایجاد کرد که در آنها تجهیزات اضافی و جزئیات فرآیند نیز در نظر گرفته شده باشد. شبیه سازی در نرم افزار Hysys در دو مرحله صورت می‌گیرد. در مرحله اول اصول و اطلاعات اولیه مورد استفاده در شبیه‌سازی برای نرم افزار تعریف می‌شوند. در نهایت در فضای شبیه‌سازی می‌توان به تشریح چگونگی طراحی نقشه عملیات و اجرای فرآیند مورد نظر پرداخت. این نرم افزار شامل مدل‌های ترمودینامیکی است که برای شبیه‌سازی واحدهای شیرین‌سازی با آمین طراحی شده است. در این نرم افزار، خواص آمین‌ها به گونه‌ای در آن گنجانیده شده‌است که می‌توان شبیه‌سازی واحدهای آمین را با اطمینان انجام داد. اطلاعات مربوط به حلالیت تعادلی اسید-گاز و پارامترهای سینتیکی برای محلول‌های آبی آلکانول آمینها در تماس با F و H₂S در این نرم افزار گنجانیده شده است و امکان شبیه‌سازی برج با سینی‌های واقعی را فراهم می‌سازد. توسط نرم افزار Hysys، محاسبات بازده CO₂ و H₂S به طور جداگانه و بر مبنای ابعاد سینی‌ها و شرایط داخلی برج‌های جذب و بازیافت صورت می‌پذیرد. برای شبیه‌سازی بایستی گام‌های زیر طی شوند:

- ایجاد یک دستگاه آحاد
 - انتخاب یک مدل خاصیت
 - انتخاب ترکیبات
 - ایجاد و مشخص کردن جریان‌های خوراک
 - نصب و تعریف کردن واحدهای عملیاتی قبل از برج
 - نصب و تعریف کردن برج
- در این تحقیق، در ابتدا مواد (ترکیبات) مورد نظر و نیز یک مدل ترمودینامیکی آمین انتخاب می‌شوند تا بتوان بر آن اساس شبیه سازی را انجام داد. در این روش، حل بصورت حدس و خطا انجام می‌گیرد. برای شروع

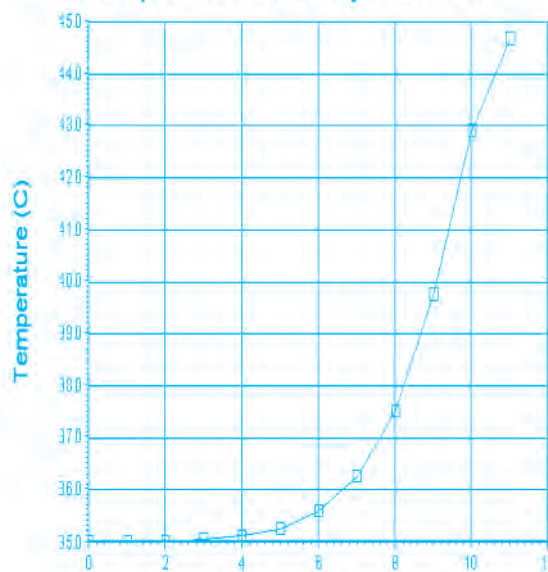
شود تا دوباره بتوان آن را به سیکل شیرین‌سازی وارد نمود. همچنین نتایج این شبیه‌سازی برای برج جذب کم فشار و حلال DIPA و دبی حجمی $Q=1060 \text{ m}^3/\text{hr}$ حاکی است که میزان حذف گاز اسیدی توسط نرم افزار Hysys از مقدار اولیه ۸/۴۹ درصد مولی به ۱۰ ppm و توسط نرم‌افزار PRO II به ۶۹/۱۴ ppm کاهش می‌یابد. که این شبیه‌سازی توسط نرم افزار PRO II معرف عدم دقت نرم‌افزار در این نوع شبیه‌سازی است.

Composition vs. Tray Number



شکل ۱: پروفایل دما در طول برج جذب پر فشار برای محلول DGA

Temperature vs. Tray Number



شکل ۲: تغییرات غلظت سولفید هیدروژن در طول برج جذب پر فشار با استفاده از محلول DGA

جدول ۱: مقایسه نتایج واقعی و نتایج شبیه سازی با حلال های مختلف با استفاده از نرم افزار Hysys برای برج جذب پر فشار Q بر حسب (m³/hr)

ترکیبات گاز ورودی	ترکیبات واقعی گاز ورودی (% مولی)	نتایج شبیه سازی (% مولی) با DGA (Q=300)	نتایج شبیه سازی (% مولی) با MEA (Q=1000)	نتایج شبیه سازی (% مولی) با DEA (Q=300)	نتایج شبیه سازی (% مولی) با DIPA (Q=220)	نتایج شبیه سازی (% مولی) با MDEA (Q=220)
H ₂	۶۱/۱۱	۶۲/۸۴	۶۲/۸۳	۶۲/۸۶	۶۲/۸۵	۶۲/۸۶
H ₂ S (ppm)	۲/۸۶	۲	۱	۲	۴	۳
C ₁	۹/۲۵	۹/۴۹	۹/۵	۹/۵	۹/۵۱	۹/۵
C ₂	۱۳/۵۷	۱۳/۹۵	۱۳/۹۵	۱۳/۹۵	۱۳/۹۵	۱۳/۹۵
C ₃	۱۱/۷۳	۱۲/۰۶	۱۲/۰۶	۱۲/۰۶	۱۲/۰۶	۱۲/۰۷
n-C ₄	۰/۵۵	۰/۵۶	۰/۵۷	۰/۵۶	۰/۵۶	۰/۵۶
i-C ₄	۰/۸۴	۰/۸۶	۰/۸۷	۰/۸۶	۰/۸۶	۰/۸۶
n-C ₅	۰/۰۲	۰/۰۴	۰/۰۳	۰/۰۲	۰/۰۲	۰/۰۲
i-C ₅	۰/۰۵	۰/۰۵	۰/۰۵	۰/۰۵	۰/۰۵	۰/۰۵
C ₆ ⁺	۰/۰۲	۰/۰۵	۰/۰۲	۰/۰۲	۰/۰۲	۰/۰۲
H ₂ O	۰	۰/۱۱	۰/۱۲	۰/۱۲	۰/۱۱۵	۰/۱۲
حلال	۰	۰	۱۲ ppm	۰	۰	۰

جدول ۲: مقایسه نتایج شبیه سازی برای H₂S با استفاده از نرم افزارهای Hysys و PROII (دیگر محققین [۵]) برای برج جذب پر فشار و حلال های MEA و DEA

نوع حلال	دبی گاز (m ³ /hr)	ترکیب گاز ورودی	ترکیب واقعی گاز ورودی (% مولی)	نتایج شبیه سازی (% مولی) با MEA (Hysys)	نتایج شبیه سازی (% مولی) با MEA (PROII)
MEA	۱۰۰۰	H ₂ S (ppm)	۲/۸۶	۱	۰/۸۷
DEA	۳۰۰	H ₂ S (ppm)	۲/۸۶	۲	۴/۸۸

جدول ۳: مقایسه نتایج شبیه سازی برای H₂S با استفاده از نرم افزارهای Hysys (تحقیقات حاضر) و PROII (دیگر محققین [۵]) برای برج جذب پر فشار و حلال های DIPA و Q=۲۲۰ m³/hr

ترکیب گاز ورودی	ترکیب واقعی گاز ورودی (% مولی)	نتایج شبیه سازی با DIPA (Hysys)	نتایج شبیه سازی با DIPA (PROII)	نتایج شبیه سازی با MDEA (Hysys)	نتایج شبیه سازی با MDEA (PROII)
H ₂ S (ppm)	۲/۸۶	۴	۱۵/۸۸	۳	۱۱/۷۴

جدول ۴: مقایسه نتایج واقعی و نتایج شبیه سازی با حلال های مختلف با استفاده از نرم افزار Hysys برای برج جذب کم فشار بر حسب m³/hr

ترکیبات گاز ورودی	ترکیبات واقعی گاز ورودی (% مولی)	نتایج شبیه سازی با DGA (Q=1060)	نتایج شبیه سازی با MEA (Q=1060)	نتایج شبیه سازی با DEA (Q=1060)	نتایج شبیه سازی با DIPA (Q=1060)	نتایج شبیه سازی با MDEA (Q=850)
H ₂	۳۸/۸۹	۴۱/۹۶	۴۱/۹۸	۴۱/۹۶	۴۱/۹۶	۴۲
H ₂ S (ppm)	۸/۴۹	۸	۲	۸	۱۰	۹
C ₁	۱۴/۴۳	۱۵/۷۳	۱۵/۷۴	۱۵/۷۳	۱۵/۷۳	۱۵/۷۲
C ₂	۱۴/۳۷	۱۵/۶۷	۱۵/۶۷	۱۵/۶۶	۱۵/۶۶	۱۵/۶۶
C ₃	۱۲/۵۵	۱۳/۷۰	۱۳/۶۹	۱۳/۶۹	۱۳/۶۸	۱۳/۶۹
n-C ₄	۳/۴۹	۳/۸۱	۳/۸۱	۳/۸۱	۳/۸۱	۳/۸۰
i-C ₄	۷/۶۸	۸/۴۰	۸/۳۸	۸/۴۰	۸/۳۹	۸/۳۸
n-C ₅	۰/۱۲	۰/۲۲	۰/۲۲	۰/۲۲	۰/۲۲	۰/۲۲
i-C ₅	۰/۲۶	۰/۲۸	۰/۲۸	۰/۲۸	۰/۲۸	۰/۲۸
C ₆ ⁺	۰/۰۳	۰/۰۳	۰/۰۳	۰/۰۳	۰/۰۳	۰/۰۳۵
H ₂ O	۰	۰/۲۰	۰/۱۹	۰/۱۹	۰/۲۰	۰/۲۰
حلال	۰	۰	۴ ppm	۰	۰	۰

جدول ۵: مقایسه نتایج شبیه سازی برای H₂S با استفاده از نرم افزارهای Hysys (تحقیقات حاضر) و PROII (دیگر محققین [۵]) برای برج جذب کم فشار و حلال های MEA و DEA Q=۱۰۶۰ m³/hr

ترکیب گاز ورودی	ترکیب واقعی گاز ورودی (% مولی)	نتایج شبیه سازی با MEA (Hysys)	نتایج شبیه سازی با MEA (PROII)	نتایج شبیه سازی با DEA (Hysys)	نتایج شبیه سازی با DEA (PROII)
H ₂ S (ppm)	۸/۴۹	۲	۳/۲۶	۸	۱۱/۳۶

جدول ۶: مقایسه نتایج شبیه سازی برای H_2S با استفاده از نرم افزارهای Hysys (تحقیقات حاضر) و PROII (دیگر محققین [۵]) برای برج جذب کم فشار و حلال DIPA
 $Q=1060 \text{ m}^3/\text{hr}$

ترکیب گاز ورودی	ترکیب واقعی گاز ورودی (% مولی)	نتایج شبیه سازی (ppm) با DIPA (Hysys)	نتایج شبیه سازی (ppm) با DIPA (PRO II)
H_2S	۸/۴۹	۱۰	۶۹/۱۴

نتیجه گیری

انجام شبیه سازی با دو نرم افزار مختلف مقایسه قابلیت های این نرم افزارها را با یکدیگر فراهم می سازد. در این شبیه سازی هر دو نرم افزار محاسبات را به صورت تعادلی و بازده سینی ها را یک در نظر گرفته اند. نتایج حاصل از شبیه سازی برج جذب توسط نرم افزار Hysys با ۱۲ سینی تعادلی در مقایسه با نرم افزار PRO II را که در طراحی با آن ۲۰ سینی در نظر گرفته شده است می توان به صورت ذیل خلاصه کرد:

- مقایسه نتایج شبیه سازی برای H_2S با استفاده از نرم افزارهای Hysys و PROII برای برج جذب پر فشار و حلال DEA $Q=300 \text{ m}^3/\text{hr}$ در جدول (۲) نشان می دهد که میزان حذف گاز اسیدی توسط نرم افزار Hysys از مقدار اولیه ۲/۸۶ درصد مولی به ۲ ppm کاهش و توسط نرم افزار PRO II به ۴/۸۸ ppm کاهش می یابد. که این شبیه سازی توسط نرم افزار PRO II معرف عدم دقت نرم افزار در این نوع شبیه سازی و برای این حلال است.

- مقایسه نتایج شبیه سازی برای H_2S با استفاده از نرم افزارهای Hysys و PRO II برای برج جذب پر فشار و حلال DIPA $Q=220 \text{ m}^3/\text{hr}$ در جدول (۳) حاکی است میزان حذف گاز اسیدی توسط نرم افزار Hysys از مقدار اولیه ۲/۸۶ درصد مولی به ۴ ppm و توسط نرم افزار PRO II به ۱۵/۸۸ ppm کاهش می یابد. که معرف درصد خطای بالای نرم افزار PRO II در این شرایط است.

- میزان حذف گاز اسیدی توسط نرم افزار Hysys و

برای محلول MEA از مقدار اولیه ۸/۴۹ درصد مولی به ۲ ppm و توسط نرم افزار PROII به ۳/۲۶ ppm کاهش می یابد جدول (۵) که این اختلاف، تغییرات چشمگیری از لحاظ بازده برج و هزینه ها ایجاد می کند. در هر فرایندی هزینه های ثابت و سرمایه گذاری اولیه دارای اهمیت ویژه ای است. که تفاوت چشمگیری از لحاظ بازده برج و هزینه ها ایجاد می کند.

- باتوجه به این که در هر شبیه سازی، نزدیکی به شرایط عملیاتی یکی از اصول کار محسوب می شود. در این تحقیق نیز یکی از مواردی که به وضوح قابل مشاهده بوده این است که گاز شیرین خروجی از برج جذب، همراه مقادیری MEA و آب است که این گاز بایستی توسط آب شستشو داده شود. نتایج شبیه سازی توسط نرم افزار Hysys وجود این محلول را در گاز خروجی نشان می دهد در حالی که نرم افزار PROII این مهم را نشان نمی دهد. اهمیت این موضوع در مسائل و پیش بینی میزان محلول MEA است. اهمیت این موضوع پیش بینی میزان اتلاف محلول MEA نمایانگر است، زیرا MEA محلول گرانی است از این رو بازیابی و وارد کردن دوباره آن به سیکل شیرین سازی از اهمیت زیادی برخوردار است.

- نتایج این شبیه سازی معرف آنست که شبیه سازی واحد شیرین سازی گاز توسط نرم افزار Hysys نسبت به PROII بطور کلی در بیشتر موارد افزایش بازده برج و کاهش هزینه ها را به دنبال داشته است، و لذا در این نوع شبیه سازی، استفاده از نرم افزار Hysys پیشنهاد

می‌شود.

- مقایسه نتایج شبیه سازی برای H_2S با استفاده از نرم افزارهای Hysys و PROII برای برج جذب کم فشار و حلال DIPA $Q=1060 \text{ m}^3/\text{hr}$ در جدول ۶ معرف آنست که میزان حذف گاز اسیدی توسط نرم افزار Hysys از مقدار اولیه ۸/۴۹ درصد مولی به ۱۰ ppm توسط نرم‌افزار PROII به ۶۹/۱۴ ppm کاهش می‌یابد. که این نشان دهنده درصد خطای بالای نرم افزار PRO II در این شرایط است.

منابع

۱. علی وطنی، داود خیرخواه و افشین بختیاری کرمانشاهی، «بررسی واکنش فرآیند شیرین سازی با DEA»، پایان نامه کارشناسی ارشد، دانشگاه تهران، ۱۳۷۷.
۲. علی وطنی، حسن چاکری و افشین بختیاری، «بررسی پارامترهای مختلف عملیاتی بر عملکرد برج جذب واحد شیرین سازی گاز مسجد سلیمان»، پایان نامه کارشناسی
۳. حسین آتشی و کورش اخلاقی، «بررسی سینتیکی

علت کاهش غلظت آمین در واحدهای تصفیه گاز»، پایان نامه کارشناسی ارشد، دانشگاه سیستان و بلوچستان، ۱۳۷۶.

4. Kohl, A. and Riesenfeld, F., «Gas Purification», Gulf Publishing Company, .1979

۵. محمد مهدی منتظر رحمتی و سید علیرضا حسینی نسب، «امکان سنجی جایگزینی حلال MEA به جای DCA در واحد شیرین سازی گاز پالایشگاه اراک»، نشریه فرآیند نو، ۱۳۸۵.

6. Seider, W.D, Seader J.D. and Lewin D.R., «Product and Process Design Principles», John Wiley, U.S., 2004.

۷. حامد مولوی و حسن پورحسن، «طراحی و شبیه سازی فرآیندهای شیمیایی با نرم افزار Hysys»، نشر طراح، ۱۳۸۳.

۸. امیر پیران امیری و رضا سعادت‌مند، «شبیه سازی با نرم افزار Hysys»، جهاد دانشگاهی واحد اصفهان، ۱۳۸۲.

9. Rojas-Talavera, R.M. and Wolf-Maciel, M.R., «Simulation and Optimization of the Natural Gas Sweetening», 51st Canadian Chemical Engineering Conference, Canada, 2006.

بررسی فراریت مخلوط های اتانول وبنزین

مهرداد معینی شاد* - کاظم کاشفی
پژوهشگاه صنعت نفت، مرکز استاندارد و تحقیقات انرژی

چکیده

امروزه اتانول به عنوان یک ماده اکسیژنه بالا برنده عدد اکتان بنزین موتور و جایگزین MTBE به نحو فزاینده ای در دنیا مورد توجه قرار گرفته است. تهیه مخلوط اتانول و بنزین به عنوان سوخت مصرفی در بخش حمل و نقل از جمله روش های استفاده از این ماده است. افزودن اتانول به بنزین موجب تأثیر بر فراریت و بالارفتن فشار بخار بنزین می شود. در این مقاله مشکل فوق مورد بررسی قرار گرفته است. افزودن مقادیر ۵ و ۱۰ درصد حجمی اتانول به بنزین پایه پالایشگاه تهران، فشار بخار (RVP) آن را در حدود $1/4 - 1/2$ psi افزایش داد و آن را از محدوده استاندارد فصلی شرکت ملی نفت ایران برای بنزین موتور خارج ساخت. بدین منظور با فرموله کردن بنزین های پایه مختلف، ضمن حذف، کاهش و جایگزینی ترکیبات سبک تشکیل دهنده بنزین موتور تولیدی این پالایشگاه نظیر، C₅ LSRG و LIN و استفاده از ترکیبات سنگین تری مانند HIN و با انجام آزمایشات مورد نیاز بنزین پایه با فشار بخار تصحیح شده و مناسب برای اختلاط با اتانول پیشنهاد گردید و در این زمینه راهکارهای لازم نیز ارائه شد.

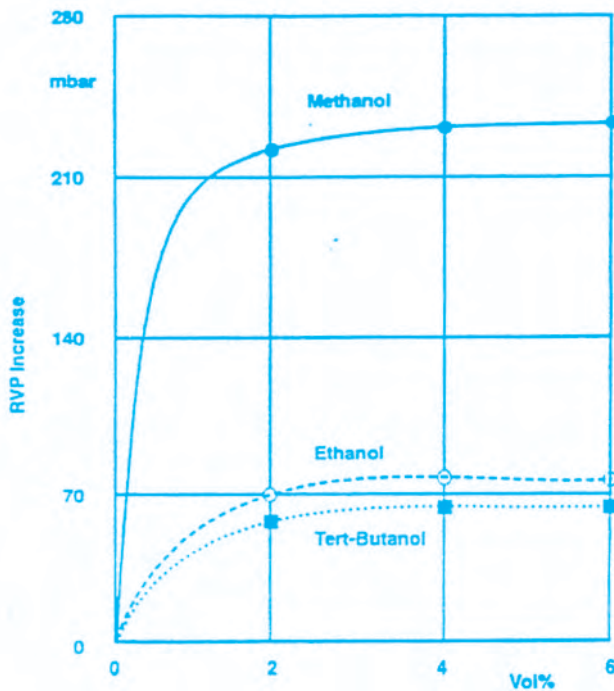
واژگان کلیدی :

سوخت های اکسیژنه، اتانول ، سوخت جایگزین ، فراریت بنزین ، مخلوط اتانول وبنزین

مقدمه :

فراریت یک سوخت را می توان توسط فشار بخار رید^۱ (RVP) و تفسیر منحنی تقطیر آن بیان نمود. این دو مشخصه خصوصاً زمانی که اتانول به بنزین اضافه می شود از نظر تأثیر برقابلیت راندن خودرو^۲ حائز اهمیت هستند. افزودن الکل به بنزین همانگونه که در شکل (۱) مشاهده می شود تأثیر قابل توجهی بر RVP آن دارد. افزایش RVP هنگامی که اتانول به یک بنزین اضافه می شود اثر نامطلوبی بر اقتصاد اختلاط اجزاء پالایشگاهی تشکیل دهنده بنزین برجای می گذارد، زیرا رعایت مشخصه استاندارد RVP، ممکن است به ناچار موجب حذف اجزاء سبک که فشار بخار بالایی دارند از فرمولاسیون بنزین شود.

* moeinishadm@ripi.ir 1.Reid vapor Pressure 2.Driveability

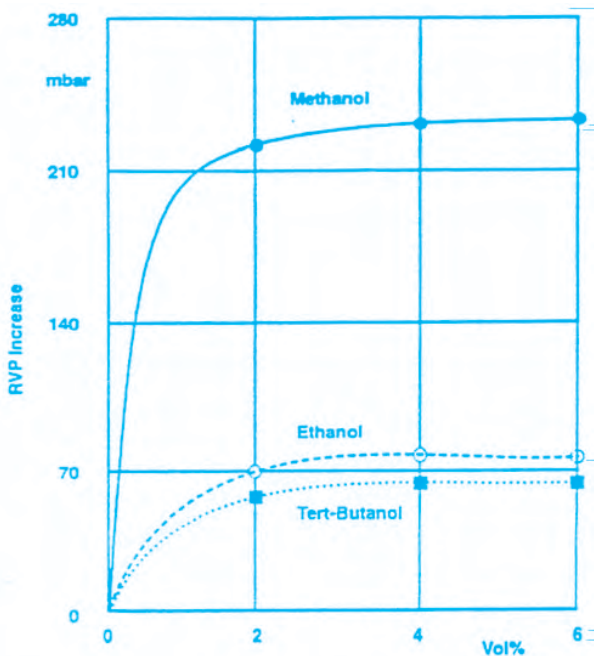


شکل ۲: میزان افزایش RVP در مخلوط های الکل - بنزین [۱]

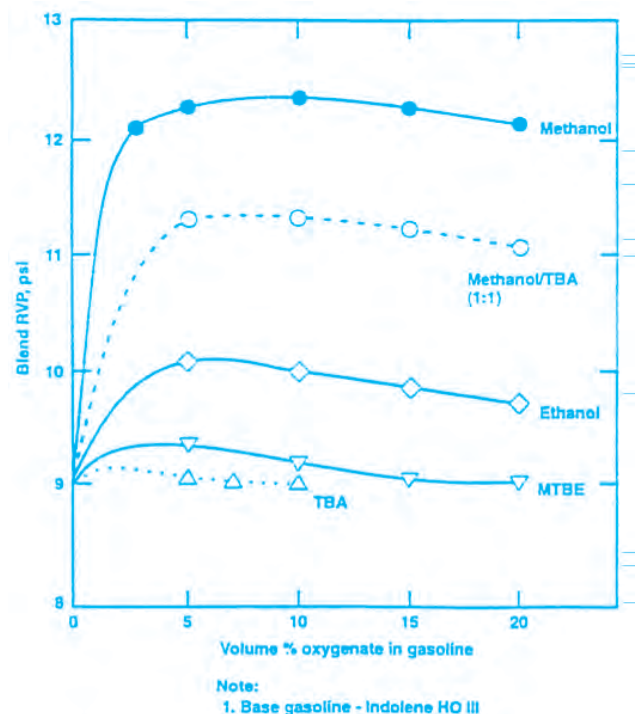
RVP اختلاطی یک ماده اکسیژنه بستگی به نوع آن ماده اکسیژنه ، درصد حجمی آن در مخلوط سوختی و RVP و طبیعت بنزین پایه دارد. در شکل (۲) میزان افزایش RVP مخلوط های مختلف الکل - بنزین ملاحظه می شود. شکل (۳) تأثیر افزودن مواد اکسیژنه مختلف از جمله اتانول را بر منحنی تقطیر ASTM ۸۶D یک بنزین نشان می دهد. چنانچه پیداست این منحنی بر اثر افزایش الکل ها به بنزین ، به نحو چشمگیری تغییر حالت می دهد. با افزایش وزن ملکولی الکل این تأثیر گذاری کمتر شده و محدوده دمای آن قسمت از منحنی تقطیر که تحت تأثیر قرار گرفته به منحنی اصلی نزدیک تر می شود.

فشار بخار (RVP) مخلوط های اتانول و بنزین

همانگونه که قبلاً ذکر شد، افزودن اتانول به بنزین سبب افزایش فشار بخار آن می شود. بر اساس اظهارات گی بت ، افزودن فقط ۳ درصد اتانول به بنزینی با فراریت معمولی،



شکل ۳: تأثیر مواد اکسیژنه مختلف بر منحنی تقطیر بنزین [۱]



شکل ۱: تأثیر غلظت مواد اکسیژنه مختلف در بنزین روی فشار بخار مخلوط [۱]

حالی که دمای تقطیر T_{90} تا میزان افزودن ۴۰ درصد حجمی اتانول کماکان به افت خود ادامه می دهد. برای مثال T_{50} برای بنزین $103^{\circ}C$ ، برای مخلوط ۱۰ درصد اتانول در بنزین $89/4^{\circ}C$ و برای مخلوط ۲۰ درصد اتانول در بنزین $72/8^{\circ}C$ بود [۲].

مقدار بوتان موجود در سوخت دارای فشار بخاری در حدود ۳۵۰ KPa است. لذا RVP به نحو قابل توجهی تحت تأثیر این ماده قرار دارد. برای مثال بنزین حاوی ۵ درصد اتانول برای دارا بودن فراریت یکسان، و در مقایسه با بنزین خالص بایستی حدود یک درصد کمتر از برش های C_4 برخوردار باشد. این اجبار به تغییر فرمولاسیون از مزیت مهم افزایش عدد اکتان هنگام افزودن اتانول به بنزین می کاهد زیرا بوتان در برابر ضربه مقاومت خوبی دارد.

همچنین افزایش فشار بخار مخلوط های اتانول و بنزین سبب افزایش انتشارات تبخیری^۵ می شود. به طور معمول نقطه پیک RVP مخلوط های اتانول و بنزین در حدود غلظت های ۱۰-۵ درصد اتانول و تقریباً $6/5$ درصد بیشتر از RVP بنزین خالص رخ می دهد. RVP در غلظت اتانول ۲۰ درصد، تقریباً ۵ درصد بالاتر از RVP بنزین خالص است. برای جلوگیری از افزایش RVP بنزین بر اثر افزودن اتانول به آن، بایستی از اختلاط ترکیبات پالایشگاهی با RVP کاهش یافته، استفاده نمود (BOB) [۳].

نکته قابل توجه این که افزایش فشار بخار مخلوط با افزودن MTBE به بنزین بسیار جزئی است و در مورد ETBE (اتیل ترشیری بوتیل اتر) و TAME (ترشیری آمیل متیل اتر) صفر است.

موارد مورد اشاره از نظر لجستیکی پیچیدگی های قابل توجهی را در بردارند. قوانین اروپا مطابقت کامل بنزین های خارج شده از پالایشگاه ها با استاندارد ها و مشخصات تعیین شده بویژه در مورد حداکثر فشار بخار و حداقل عدد اکتان را الزامی می دارند. بنابراین دو دیدگاه در مورد توزیع بنزین های حاوی اتانول قابل پیش بینی است.

دیدگاه اول: تولید " فقط یک بنزین " در پالایشگاه و

موجب افزایش فشار بخار آن به میزان ۸-۶ KPa می شود. افزایش فشار بخار بنزین بر اثر افزودن اتانول توسط آن و کلی^۶ نیز تأیید شده است. RVP معیاری برای بیان فشار بخار یک مایع بوده و توسط روش ASTM D۳۲۳ اندازه گرفته می شود. این معیار معمولاً در مورد تعریف فراریت سوخت خودروها نیز به کار می رود.

جدول زیر تأثیر افزودن ۱۰ و ۲۰ درصد حجمی اتانول بر افزایش RVP یک بنزین پایه را بر اساس اطلاعات آن و کلی نشان می دهد.

در شکل (۳) تأثیر افزودن ۱۰ درصد حجمی اتانول به بنزین پایه مشاهده می شود. به طور آشکار دیده می شود که از ناحیه برش ابتدایی تا برش میانی، منحنی بدلیل افزایش قابل توجه فراریت سوخت، به نحو چشمگیری

جدول ۱: چگونگی افزایش RVP بر اثر افزودن اتانول به یک بنزین پایه

RVP (KPa)	درصد حجمی اتانول افزوده شده
۶۲	۰
۶۷/۴	۱۰
۶۹	۲۰

تغییر شکل داده است. واگنر^۶ و همکاران نیز منحنی مشابهی را برای یک مخلوط ۱۰ درصد اتانول در بنزین به نمایش گذارده و بیان می دارند که افزودن اتانول به بنزین تأثیرات قابل توجهی بر فراریت مخلوط دارد.

اطلاعات دیگر از سوی گویری^۶ و همکاران حاکی است که افزایش ۲۰ درصد اتانول به بنزین همچنان سبب بالا رفتن فراریت مخلوط و کاهش بیشتری در دماهای T_{50} و T_{90} منحنی تقطیر می شود. میزان این کاهش در T_{50} و T_{90} بین مخلوط های ۱۰ درصد و ۲۰ درصد اتانول در بنزین بیشتر از میزان کاهش بین بنزین خالص و مخلوط ۱۰ درصد اتانول بوده و روندی غیر خطی دارد. ضمن افزایش مقادیر بالاتر از ۲۰ درصد اتانول به بنزین، دمای تقطیر T_{50} نسبتاً ثابت باقی می ماند در

1.Guibet 2.owen &Coley 3.wagneretal
4.Guerrieri et al 5.Evaporative emission 6.Biend stock for oxygenated Blends

افزایش فشار بخار (RVP) مخلوط های اتانول

وبنزین

آزمایشات استاندارد تعیین مشخصات بر روی نمونه های بنزین پایه پالایشگاه تهران (بدون C_5) و مخلوط های ۵ و ۱۰ درصد حجمی اتانول در این بنزین پایه، انجام شد که نتایج بدست آمده در جدول (۲) و شکل (۵) مشاهده می شود. به دلیل حساسیت موضوع و به منظور حصول اطمینان از صحت و دقت کار، تمام آزمایشاتی که در جداول (۲) الی (۵) به نتایج آنها استناد شده به میزان کافی تکرار شده اند.

مقایسه نتایج آزمایشات تعیین مشخصات مخلوط های ۵ و ۱۰ درصد حجمی اتانول در بنزین پایه با مشخصات استاندارد بنزین موتور تولیدی داخل کشور نشان می دهد که فشار بخار رید (RVP) نمونه های مذکور قدری از

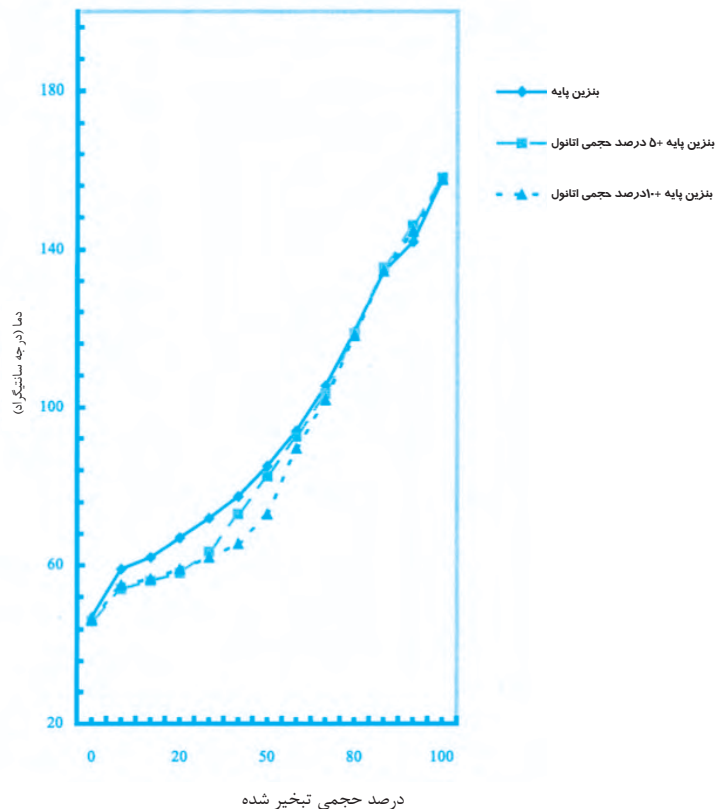
در صورت نیاز افزودن اتانول به آن در زمان ذخیره سازی. دیدگاه دوم: تهیه دو نوع بنزین مجزا، یک نوع با قابلیت

افزوده شدن اتانول و دیگری بدون این قابلیت. در مورد اول بالا رفتن عدد اکتان مرتبط با حضور اتانول در بنزین سودمند نیست چرا که فرآورده بنزین از قبل مشخصات تعیین شده را دارا بوده است. در مورد دوم نیز هزینه های توزیع به نحو قابل توجهی افزایش می یابد. در آمریکا برای حل این مشکلات اجازه داده شده است فشار بخار بنزین های حاوی اتانول یک Psi (معادل ۶۸ mbar) بالاتر از بنزین های عادی باشد. بنابراین در این کشور امکان افزودن مستقیم اتانول به بنزین هایی که از قبل در بازار موجود هستند فراهم آمده است. [۴].

آزمایشات انجام شده در مورد بررسی مشکل

جدول ۲: نتیجه آزمایشات استاندارد تعیین مشخصات نمونه ها

بنزین پایه ۱۰+ درصد	بنزین پایه ۵+ درصد	بنزین پایه (بدون C_5)	نمونه
۰/۷۴۴۲	۰/۷۴۴۲	۰/۷۴۲۰	دانشگاه در $15^{\circ}C$ (kg/m ³)
۱۰/۱۲	۱۰/۳۲	۸/۹۱	فشار بخار رید، RVP (Psi)
۱۵	۱۵	۱۵	خورده گی نورمی (۳ ساعت در $50-0^{\circ}C$)
۳	۳	۳	صمغ موجود (mg/۱۰۰ml)
>۴۸۰	>۴۸۰	>۴۸۰	ثبات اکسیداسیونی (Induction Period) در $100^{\circ}C$ (mins)
			تقطیر ASTM
۴۶/۵	۴۶	۴۷	نقطه جوش ابتدایی (IBP) ($^{\circ}C$)
۵۵	۵۴	۵۹	۵٪ درصد تقطیر شده ($^{\circ}C$)
۵۶/۵	۵۶	۶۲	۱۰٪ تقطیر شده
۵۹	۵۸	۶۷	۲۰٪ تقطیر شده
۶۲	۶۳/۵	۷۲	۳۰٪ تقطیر شده
۶۵/۵	۷۲	۷۷/۵	۴۰٪ تقطیر شده
۷۳	۸۲/۵	۸۵	۵۰٪ تقطیر شده
۸۹/۵	۹۲/۵	۹۴	۶۰٪ تقطیر شده
۱۰۲	۱۰۳/۵	۱۰۵/۵	۷۰٪ تقطیر شده
۱۱۸	۱۱۸/۵	۱۱۹	۸۰٪ تقطیر شده
۱۳۴/۵	۱۳۵/۵	۱۳۴/۵	۹۰٪ تقطیر شده
۱۴۴/۵	۱۴۶	۱۴۲	۹۵٪ تقطیر شده
۱۵۷/۵	۱۵۸	۱۵۷/۵	نقطه جوش نهایی (FBP) ($^{\circ}C$)
۹۰	۸۷/۳	۸۴	عدد اکتان (RON)



شکل ۴: تأثیر افزودن اتانول بر منحنی تقطیر بنزین پایه

بررسی است. به عنوان مثال می توان فرآورده پنتان را حذف نموده، میزان استفاده از فرآورده LSRG در بنزین راکاهش داد و یا از فرآورده نفتای سنگین آیزوماکس (HIN) به جای فرآورده نفتای سبک آیزوماکس (LIN) و جایگزین مقداری از فرآورده LSRG استفاده نموده و موضوع را تحت بررسی قرارداد.

برای استفاده از اتانول در بنزین موتور ضمن رعایت استاندارد فشار بخار (RVP) فصلی بنزین (8-10 Psi)، در تابستان باید از بنزین پایه ای با RVP حداکثر 6/5 Psi استفاده شود تا افزودن اتانول به آن با در نظر گرفتن حداکثر افزایش فشار بخار در حدود (1-1/5 Psi) با استاندارد (حداکثر 8 Psi) مطابقت داشته باشد. در حالی که در برخی پالایشگاه های کشور ما حتی در شرایط مطلوب از نظر عملیات کاهش فشار بخار فرآورده بنزین موتور به منظور رعایت استاندارد فصلی در ماههای گرم سال (برای مثال پایین آوردن RVP فرآورده پلاتفورمیت) ضمن اختلاط فرآورده های متداول برای تهیه بنزین

محدوده های استاندارد فصلی (8-10 Psi) فراتر رفته است. افزودن اتانول به بنزین پایه افزایشی در حدود 1/2-1/4 Psi در فشار بخار این بنزین را موجب شده است. دلیل این موضوع را می توان همانند آنچه که در ادبیات فن در مورد افزایش متانول به بنزین ذکر گردیده، بدین صورت بیان نمود که نفوذ مولکول های غیر قطبی بنزین مابین مولکول های قطبی الکل سبب تضعیف پیوند مولکول های آن شده و باعث می شود تا الکل به صورت یک گاز عمل نموده و فشار بخار بنزین را افزایش دهد. در کشورهایی که از اتانول در بنزین موتور استفاده می کنند به دو صورت عمل می شود. در برخی کشورها (مانند آمریکا) مخلوط های اتانول و بنزین مجازند تا فشار بخار بیشتری نسبت به بنزین معمولی داشته باشند و در بعضی دیگر (مانند کانادا) فشار بخار این مخلوط سوختی باید در همان حد بنزین معمولی تنظیم گردد. تنظیم فشار بخار مخلوط های اتانول و بنزین با حذف، کاهش دادن و جایگزینی ترکیبات سبک بنزین موتور قابل

شرکت ملی نفت ایران (حداکثر 65°C) قرار دارد ضمن این که اعداد اکتان دو نمونه نیز قابل قبول است (نمونه ۵ درصد باقدری اغماض). بدین ترتیب برای تنظیم فشار بخار تابستانی بنزین پایه به منظور افزودن اتانول به آن ، با کاهش و حذف ترکیبات سبک (مانند C_5 ، LSRG و LIN) و جایگزینی آن ها با ترکیبات سنگین تر (مانند HIN) و اعمال تغییراتی در عملیات پالایش (تنظیم نقطه 10 درصد تقطیر) می توان فرمولاسیون این بنزین را برای مهیا نمودن شرایط اختلاط اتانول با آن در تابستان تغییر داد.

همچنین به بنزین پایه B_1 جدول (۳) که در مقایسه با فرمولاسیون بنزین پایه پالایشگاه تهران دارای کمترین تغییرات بود (فقط جایگزینی LIN با HIN) مقادیر ۵ و 10 درصد حجمی اتانول افزوده شد. نتایج آزمایشات صورت گرفته بر روی این بنزین پایه در جدول (۵) ملاحظه می شود.

نتایج حاصله نشان می دهد که جایگزینی LIN با HIN در فرمولاسیون بنزین پایه به دلیل پایین آمدن عدد اکتان آن سبب می شود تا افزودن ۵ درصد حجمی اتانول نتواند عدد اکتان را به حد استاندارد ۸۷ برساند و این کار فقط با افزودن 10 درصد حجمی اتانول مسیر گردد.

فشار بخار بنزین پایه ($7/92 \text{ Psi}$) به ترتیب با افزایش حدود $1/4 \text{ Psi}$ و $1/5 \text{ Psi}$ بر اثر افزودن مقادیر ۵ و 10 درصد حجمی اتانول در محدوده استاندارد زمستانی واقع شده است، در عین حال در مشخصه تقطیر ایرادی مشاهده نمی شود.

بنابراین با انجام تغییر فوق در فرمولاسیون بنزین پایه پالایشگاه تهران، با افزودن 10 درصد حجمی اتانول به آن در ماه های سرد سال قابلیت استفاده دارد.

نتیجه گیری

از آزمایشات انجام شده می توان چنین نتیجه گیری نمود:

- افزودن مقادیر ۵ و 10 درصد حجمی اتانول به بنزین پایه پالایشگاه تهران (فاقد فرآورده پنتان ، C_5) و انجام آزمایشات استاندارد تعیین مشخصات نشان می دهد

موتور نهایی به سختی می توان RVP بنزین را از حدود 7 و حتی 8 psi پایین تر آورد. بنابراین در ماههای گرم سال (خرداد، تیر، مرداد و شهریور) اضافه نمودن اتانول به بنزین علاوه بر بالاتر بردن RVP بنزین از حد استاندارد حداکثر 8 psi مشکلاتی را در برداشته و در برخی پالایشگاه ها امکان پذیر نخواهد بود، مگر این که از ترکیبات سنگین تر مانند نفتای سنگین آیزوماکس (HIN) به جای نفتای سبک آیزوماکس (LIN) و جایگزین مقداری از فرآورده LSRG در ترکیب بنزین پایه استفاده نمود که در این صورت نیز باید احتمال بروز تغییرات در سایر مشخصه ها نظیر عدد اکتان و مشخصه تقطیر بنزین (بخصوص نقطه 10 درصد) نسبت به محدوده استاندارد را مدنظر قرار داد.

در ماههای معتدل (فروردین، اردیبهشت، مهر و آبان) و به خصوص ماههای سرد سال (آذر، دی ، بهمن و اسفند) نسبت به ماههای گرم شرایط آسان تری حکم فرماست بدین ترتیب که با اعمال تغییراتی در عملیات پالایش (کاهش فشار بخار) می توان فشار بخار بنزین پایه را به نحوی تنظیم کرد تا ضمن افزودن اتانول به آن استاندارد RVP به ترتیب حداکثر 9 Psi (در ماه های معتدل) و 10 Psi (در ماه های سرد) نیز رعایت شود.

جدول (۳) نتایج آزمایشاتی را نشان می دهد که در این مورد بر روی بنزین های پایه مختلف (با در نظر گرفتن سطح آزمایشگاهی کار و عدم امکان ایجاد تغییرات در پروسه عملیات پالایش به منظور پایین آوردن فشار بخار فرآورده های مورد استفاده)، ضمن حذف مواد سبک و جایگزینی آن ها با مواد سنگین تر به انجام رسیده است. به بنزین پایه D_4 جدول (۳) فشار بخار تابستانی نسبتاً مناسب مقادیر ۵ و 10 درصد حجمی اتانول افزوده شد. نتایج آزمایشات انجام شده در جدول (۴) و شکل (۵) مشاهده می شود.

جدول (۴) نشان می دهد که علیرغم مناسب بودن فشار بخار (RVP) دو نمونه 5 درصد و 10 درصد اتانول برای

بنزین های تابستانی (حداکثر فشار بخار 8 psi) ، نقطه 10 درصد تقطیر آن ها تقریباً در اطراف حد مرزی استاندارد

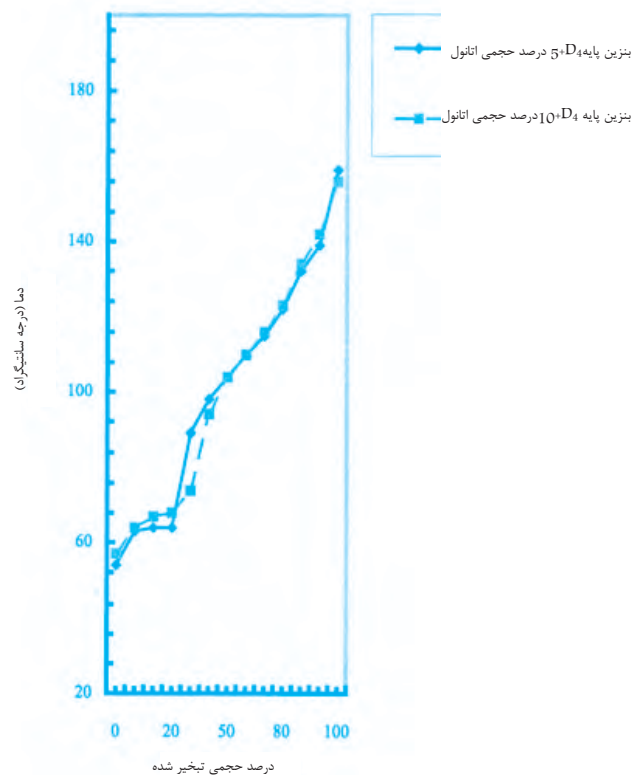
جدول ۳: نتایج آزمایشات در رابطه با تصحیح فشار بخار انجام شده بر روی بنزین های پایه مختلف

توضیحات	RON	RVP (Psi)	HIN ³ (Vol%)	LIN ² (Vol%)	LSRG ¹ (Vol%)	Platformate (Vol%)	بنزین پایه
فرمول تقریبی بنزین پایه پالایشگاه تهران (بدون فرآورده C ₅)	۸۴	۸/۹۱	—	۵	۳۷/۵	۵۷/۵	A
فرمول تقریبی بنزین پایه پالایشگاه تهران (جایگزینی LIN با HIN)	۸۳	۷/۹۲	۵	—	۳۷/۵	۵۷/۵	B ₁
" (کاهش LSRG / افزایش Plat)	۸۳/۳	۸/۴۱	۵	—	۳۵	۶۰	B ₂
" (کاهش LSRG / افزایش HIN)	۸۳	۸/۱۴	۱۵	—	۲۵	۶۰	B ₃
" (کاهش LSRG / افزایش بیشتر HIN)	۸۲	۷/۶۶	۱۰	—	۳۲/۵	۵۷/۵	C ₁
" (افزایش Plat / کاهش LSRG)	۸۳	۸/۱	۱۰	—	۳۰	۶۰	C ₂
" (کاهش LSRG / افزایش HIN)	۸۲/۶	۷/۶۱	۲۰	—	۲۰	۶۰	C ₃
" (کاهش LSRG / جایگزینی HIN با LIN و LSRG)	۸۲	۷/۳۷	۱۵	—	۳۷/۵	۵۷/۵	D ₁
" (افزایش Plat / کاهش LSRG)	۸۳/۳	۷/۶۹	۱۵	—	۲۵	۶۰	D ₂
" (کاهش LSRG / افزایش بیشتر HIN)	۸۳/۲	۷/۴	۲۵	—	۱۵	۶۰	D ₃
" (کاهش بیشتر LSRG / افزایش بیشتر HIN)	۸۳/۳	۶/۵۱	۳۰	—	۱۰	۶۰	D ₄
"	۸۳/۵	۵/۹۴	۳۵	—	۵	۶۰	D ₅
" (حذف LSRG / افزایش بیشتر HIN)	۸۳/۶	۵/۲۹	۴۰	—	۰	۶۰	D ₆

جدول ۴: نتایج آزمایشات انجام شده بر روی بنزین پایه D_4 *

بنزین پایه D_4 + ۱۰ درصد حجمی اتانول	بنزین پایه D_4 + ۵ درصد حجمی اتانول	نمونه / مشخصه
۸۹	۸۶٫۸	عدد اکتان (RON)
۷۷۳	۷۸۲	فشار بخار ریند (RVP) (Psi)
تقطیر ASTM		
۵۷	۵۴	نقطه جوش ابتدایی (IBP) °C
۶۴	۶۳	۵٪ تقطیر شده °C
۶۷	۶۴	۱۰٪ تقطیر شده °C
۶۸	۶۴	۲۰٪ تقطیر شده °C
۷۴	۸۹	۳۰٪ تقطیر شده °C
۸۴	۹۸	۴۰٪ تقطیر شده °C
۱۰۴	۱۰۱	۵۰٪ تقطیر شده °C
۱۱۰	۱۱۰	۶۰٪ تقطیر شده °C
۱۱۶	۱۱۵	۷۰٪ تقطیر شده °C
۱۲۳	۱۲۲	۸۰٪ تقطیر شده °C
۱۳۲	۱۳۲	۹۰٪ تقطیر شده °C
۱۴۲	۱۳۹	۹۵٪ تقطیر شده °C
۱۵۶	۱۵۹	نقطه جوش نهایی (FBP) °C

* حاوی (60%) Platformate / (10%) LSRG / (30%) HIN



شکل ۵: تاثیر افزودن اتانول بر منحنی تقطیر بنزین پایه D_4

جدول ۵: نتایج آزمایشات انجام شده بر روی بنزین پایه B_۱

بازین پایه B _۱ + ۱۰ درصد حجمی اتانول	بازین پایه B _۱ + ۵ درصد حجمی اتانول	نمونه مشخصه
۸۸/۶	۸۶	عدد اکتان (RON)
۹/۱۷	۹/۳۷	فشار بخار رید، RVP (Psi)
نظیر ASTM		
۱۹	۱۹	نقطه جوش ابتدایی (IBP) °C
۵۷	۵۷	۵٪ تقطیر شده °C
۵۹	۶۰	۱۰٪ تقطیر شده °C
۶۱	۶۱	۲۰٪ تقطیر شده °C
۶۴	۶۳	۳۰٪ تقطیر شده °C
۶۸	۶۳	۴۰٪ تقطیر شده °C
۷۹	۶۷	۵۰٪ تقطیر شده °C
۹۶	۸۱	۶۰٪ تقطیر شده °C
۱۱۰	۹۵	۷۰٪ تقطیر شده °C
۱۱۳	۱۱۲	۸۰٪ تقطیر شده °C
۱۳۸	۱۳۶	۹۰٪ تقطیر شده °C
۱۴۸	۱۴۰	۹۵٪ تقطیر شده °C
۱۶۱	۱۶۰	نقطه جوش نهایی (FBP) °C

نقطه ۱۰ درصد تقطیر) فرمولاسیون این بنزین را برای مهیا نمودن شرایط اختلاط اتانول با آن در تابستان متحول نمود. در این باره مخلوط های ۱۰ درصد اتانول در بنزین پایه اعداد اکتان خوب و قابل قبولی را دارا است در حالی که اعداد اکتان نمونه های ۵ درصد به دلیل پایین بودن عدد اکتان بنزین پایه زیر حد استاندارد شرکت ملی نفت ایران (۸۷) قرار می گیرد.

استفاده از اتانول در بنزین می تواند RVP بنزین پایه را تا حدود ۱/۵ Psi افزایش دهد. بنابراین استفاده از اتانول در ماه های گرم (فصل تابستان) مستلزم تهیه بنزین پایه ای با فشار بخار (RVP) حداکثر ۶/۵ Psi است، در حالی که در برخی پالایشگاه های کشور ما حتی در شرایط مطلوب از نظر عملیات کاهش فشار بخار بنزین موتور به منظور رعایت استاندارد فصلی در ماه های گرم سال (برای مثال کاهش RVP فرآورده پلاتفورمیت) و ضمن اختلاط فرآورده های متداول برای تهیه فرآورده

که تنها فشار بخار (RVP) از حد مجاز استاندارد فصلی (۱۰-۸ Psi) فراتر می رود و تغییر متمایز دیگری نسبت به مشخصات استاندارد شرکت ملی نفت ایران به وجود نمی آید.

اعمال کمترین تغییر در فرمولاسیون بنزین پایه فوق الذکر (جایگزینی فرآورده LIN با HIN) حاکی است که فقط مخلوط ۱۰ درصد اتانول با این بنزین پایه، آن هم در ماه های سرد سال (فصل زمستان) قابل استفاده می باشد.

بنزین های پایه مختلفی ضمن حذف یا کاهش فرآورده های سبک و جایگزینی آن ها با فرآورده سنگین تر HIN فرموله، آزمایش و مشخص شد که در برخی از بنزین های پایه مورد نظر برای تنظیم فشار بخار تابستانی که دشوارترین وضعیت به منظور آماده سازی جهت افزودن اتانول به آن می باشد می توان با تغییرات فوق الذکر و اعمال تغییراتی در عملیات پالایش (تنظیم

منابع

1. Owen, K. and T. Coley, Automotive Fuels Reference Book, - 1995, SAE.
2. Environment Australia, A literature Review Based Assessment on the impacts of a 20% Ethanol Gasoline Fuel Blend on the Australian vehicle fleet, November 2002.
3. Environment Australia, "Setting the Ethanol limit in Petrol" , Internet 2002.
4. Guibet, J.C., Fuels and Engines, volume 2, -1997, IFP.

نهایی بنزین موتور، جز با تغییراتی در فرمولاسیون بنزین پایه به سختی می توان RVP بنزین را از حدود ۷ و حتی ۸ Psi پایین تر آورد. مجاز نمودن میزان بالاتری برای RVP مخلوط های بنزین با اتانول مانند تجربه برخی کشورها، می تواند به عنوان یک راهکار مورد توجه قرار گیرد.

- در ماه های معتدل و به خصوص سرد سال (فصول پاییز و زمستان) مشکل بالا رفتن فشار بخار بر اثر افزودن اتانول به بنزین پایه نسبتاً راحت تر قابل حل است. بدین ترتیب که با ایجاد تغییر در شرایط عملیات پالایش ضمن استفاده از فرآورده های متداول تهیه محصول نهایی بنزین موتور (تهیه بنزین های پایه ای با حدود ۱-۱/۵ Psi کمتر از حدود مجاز حداکثر ۹ و ۱۰ Psi) می توان فشار بخار بنزین پایه را به گونه ای تنظیم کرد تا با افزودن اتانول به آن، استاندارد فصلی RVP شرکت ملی نفت ایران به ترتیب حداکثر ۹ Psi (در ماه های معتدل) و ۱۰ Psi (در ماه های سرد) نیز رعایت شود.

انتخاب پلی آلومینیم کلراید به عنوان مناسب ترین ماده منعقد کننده برای فرآیند زلال سازی آب رودخانه اروند به کمک روشهای تصمیم گیری چند معیاره (AHP)

علیرضا صدرانیا* - شرکت پالایش نفت آبادان

چکیده :

آب به عنوان یکی از نیازمندیهای اساسی واحدهای صنعتی از جمله صنایع پالایشی دارای جایگاه ویژه ای است. تولید فرآورده های آبی، از جمله آب خنک کننده، آبهای صنعتی، بخار آب و آب آشامیدنی، مستلزم انجام پیش تصفیه مناسب بر روی آب خام ورودی است. فرآیند زلال سازی آب خام با هدف حذف ذرات نامحلول و معلق در آب اولین مرحله از مراحل تصفیه آب به حساب می آید. استفاده از مواد شیمیایی به عنوان مواد منعقدکننده در فرآیند زلال سازی نقش عمده ای در دستیابی به آب با کیفیت مطلوب و کاهش عوامل تهدید کننده کیفیت آب زلال ایفا می نماید، به نحوی که بهبود کیفیت آب تولیدی در این مرحله نقش کلیدی در راهبری واحدهای پایین دست از جمله واحدهای تولید کننده آب بدون املاح، آب شیرین کن ها، آب جبرانی برج های خنک کننده و در نهایت خوراک دیگهای بخار خواهند داشت. انتخاب مناسب ماده منعقد کننده تابع عوامل مختلفی از جمله مشخصات فیزیکی و شیمیایی آب خام، راندمان بالای زلال سازی، کاهش مناسب ذرات نامحلول، هزینه های تولید آب زلال، سهولت مصرف و . . . است. استفاده از روشهای آزمایشگاهی به منظور حصول به نتایج فرآیندی و تلفیق آن با روشهای آنالیز عددی در شکل روش مقایسه سلسله مراتب تصمیم گیری برای یافتن شیوه ای منطقی جهت انتخاب ماده منعقد کننده مناسب جهت فرآیند زلال سازی آب خام در قالب ایده ارائه شده، از نتایج این طرح است. به منظور بهینه سازی فرآیند زلال سازی آب خام رودخانه اروند به عنوان منبع تأمین آب مورد نیاز صنعتی و آشامیدنی پالایشگاه آبادان ضمن انجام آزمایش های پیوسته و هدفدار، با بکارگیری روشهای مورد اشاره و تلفیق آنها، ماده منعقد کننده پلی آلومینوم کلراید به عنوان مناسب ترین ماده برای فرآیند زلال سازی انتخاب گردید.

واژگان کلیدی :

زالل سازی، پیش تصفیه، مواد منعقد کننده، سلسله مراتب تصمیم گیری (AHP)، آب خام رودخانه اروند

مقدمه :

قرار داده است. با توجه به تنوع روزافزون مواد منعقد کننده، انتخاب مناسب ترین آنها جهت سازگاری و کارایی بهتر برای این منظور اهمیت خاصی دارد. بطور معمول جهت انتخاب یک ماده منعقد کننده تنها به در نظر گرفتن یک یا دو شاخص اکتفا می شود. در این پژوهش به منظور انتخاب جامع و علمی، شاخصه هائی انتخاب شده اند که بطور مستقیم تحت تأثیر نوع ماده منعقد کننده قرار دارند. سپس با انجام آزمایشهای مورد نظر با استفاده از منعقد کننده های متعارف بر روی آب خام رودخانه اروند، نتایج بدست آمده اندازه گیری و ثبت شده اند. در مرحله نهایی با استفاده از روش مقایسه مراتب (AHP) سه منعقد کننده نهایی که بیشترین اولویت مصرف را داشتند مورد ارزیابی عملی قرار گرفت و ماده منعقد کننده پلی آلومینیوم کلراید در قالب اولویت اول به عنوان مناسب ترین ماده منعقد کننده جهت فرآیند زلال سازی آب رودخانه انتخاب گردیده است.

روش کار :

باتوجه به موضوع طرح شده (انتخاب مناسب ترین ماده منعقد کننده جهت فرآیند زلال سازی آب رودخانه اروند)، ابتدا پنج نوع ماده منعقد کننده که بیشترین میزان مصرف را در تصفیه خانه های آب کشور داشته اند انتخاب شدند. عبارتند از:

سولفات آلومینیوم [۹]، سولفات آهن III، آلومینات سدیم، پلی آلومینیوم کلراید [۱۰]، کلرید فریک، سپس با استفاده از آزمایش جار (Jar Test) هر یک مواد منعقد کننده مذکور بر روی آب خام رودخانه اروند مورد بررسی قرار گرفت. [۳] این آزمایش بطور پیوسته هر هفته دوبار بمدت یک سال بر روی نمونه های آب خام گرفته شده از شبکه آب خام پالایشگاه و در محل ورود به زلال کننده ها انجام شد. در مرحله اول باتوجه به نتایج حاصل در مورد کدورت باقی مانده، آب زلال بدست آمده و همچنین مقایسه میزان حذف ذرات معلق موجود در آب خام، مواد منعقد کننده آلومینات سدیم و سولفات آهن III، نتایج قابل قبولی در این مرحله ارائه ندادند. بطوری که در

استفاده از منابع مختلف آبی، بویژه آبهای سطحی، تابع شرایط خاصی است که محدوده آن را مشخصات فیزیکی و شیمیایی آب خام و نوع مصرف پیش بینی شده، تعیین می کند. با وجود تمامی فرآیندهایی که در قالب تصفیه آب خام برای دستیابی به آب مورد نیاز در بخشهای شهری و صنعتی صورت می پذیرد، فرآیند پایه ای زلال سازی آب خام به عنوان اولین فرآیند برای حذف ذرات معلق و نامحلول در نظر گرفته شده است.

فرآیند زلال سازی که عموماً برای آبهای سطحی دارای ذرات معلق و کدورت بالا انجام می شود دارای مراحل (زیر فرآیندهایی) است که در سه بخش انعقاد، لخته سازی، و ته نشینی قابل تفکیک است. [۱]

استفاده از مواد شیمیایی در فرآیند زلال سازی آبهای سطحی از گذشته های بسیار دور متداول بوده و در گذر زمان دچار تحول چشمگیری شده است. امروزه کاربرد این مواد تحت عنوان منعقد کننده ها در فرآیند زلال سازی آبهای سطحی بطور فراگیر مورد استفاده قرار می گیرد. [۲]

باتوجه به هزینه تأمین مواد شیمیایی که چهارمین رتبه را در سبد هزینه های تولید و دومین رتبه را در هزینه های تصفیه آب در کشور به خود اختصاص داده است. اهمیت و لزوم انتخاب مناسب ماده مصرفی را از جنبه های صرفه جویی اقتصادی و ملاحظات بهداشتی، محیط زیست و ... یادآور می شود. [۶]

از آنجا که هر یک از منابع آبی به ویژه آبهای سطحی، دارای ویژگیهای خاصی از نظر فیزیکی و شیمیایی می باشند، اهمیت انتخاب ماده منعقد کننده مورد استفاده در فرآیند زلال سازی را بگونه ای برجسته نمایان می سازد.

رودخانه اروند که از تلاقی رودخانه های کارون، دجله و فرات بوجود می آید به عنوان منبع برداشت آب منطقه جنوب استان خوزستان دارای ویژگیهای منحصر به فردی از لحاظ فیزیکی و شیمیایی است. که نوع ماده منعقد کننده جهت زلال سازی آب خام آن را تحت شعاع خود

۸- ترجیح خیلی قوی تا بینهایت

۹- ترجیح بینهایت

تعداد مقایسه ها از نظر معیار در صورتیکه n گزینه وجود داشته باشد:

$$(n) = \frac{n!}{(n-2)! 2!}$$

۳ = n است موید این است که برای هر یک از شاخصه ها باید ۳ مقایسه صورت بگیرد. محاسبات مربوط به تعیین ضریب اولویت در مورد هر شاخص در جدول (۳) آمده است. سه شاخصه دیگر که از لحاظ هزینه اهمیت می یابند عبارتند از:

- کمتر بودن هزینه خرید آن نسبت به میزان مصرف شده برای تصفیه یک حجم معین جدول (۲)
- دارا بودن هزینه حمل و نگهداری
- سهولت دسترسی و قابلیت تهیه آسان
باتوجه به شاخص های مطرح شده از هر یک از موارد فوق یک نمونه به تفصیل آورده شده است.

جدول ۱: میزان مصرف منعقد کننده ها برای دستیابی به کدورت باقی مانده موردنظر

NTU 1-5	NTU 1-2	NTU <1	کدورت باقی مانده NTU ماده منعقد کننده
۱۰ ppm	۱۵ ppm	۲۰ ppm	سولفات آلومینیم
< ۵ ppm	۵ ppm	۱۰ ppm	پلی آلومینیم کلراید
۵ ppm	۱۰ ppm	۲۰-۲۵ ppm	کلراید فریک

جدول ۲: قیمت هر کیلو منعقد کننده به شکل جامد (۶ و ۷)

نوع منعقد کننده	قیمت هر کیلو به شکل جامد (ریال)
سولفات آلومینیم	۱۶۰۰
پلی آلومینیم کلراید	۳۵۰۰
کلراید فریک	۸۰۰۰

بعضی از نتایج تزریق این مواد باعث پایداری مجدد ذرات کلوئیدی گردید. در مرحله دوم باتوجه به نتایج نسبتاً مناسب سه منعقد کننده دیگر (سولفات آلومینیم، پلی آلومینیم کلراید، کلراید فریک) در مورد حذف ذرات معلق و کاهش قابل ملاحظه کدورت باقی مانده، آزمایشهای بیشتری با در نظر گرفتن شاخصه های دیگر به شرح جدول (۱) انجام گرفت. در این مرحله شاخصه های زیر مورد آزمایش قرار گرفت.

- میزان مصرف مواد منعقد کننده به منظور دستیابی به آب زلال با کدورت باقی مانده قابل قبول.
- دارا بودن کمترین تأثیر بروی pH آب
- سرعت ته نشینی بالا برای آب خام نمونه [۱۰]
- مناسب بودن اندازه توده های تشکیل شده از لحاظ بزرگی، استحکام و فراگیری
- انتقال کمترین میزان پایه فلزی (آلومینیم و آهن اضافه شده) به آب زلال حاصله [۵]
- دارا بودن کمترین اثر بر حذف فلئوئور آب خام نمونه [۴]

- دارا بودن کمترین میزان لجن تولیدی [۴]
پس از انجام آزمایشهای موردنظر برای بررسی شاخصه های نیازمند آزمایش و جمع آوری اطلاعات آماری هزینه ها، در مورد دیگر شاخصه ها، به منظور مقایسه سه منعقد کننده موردنظر، از روش فرآیند تحلیل سلسله مراتب (AHP) استفاده شده است. این روش ریاضی که ایده آن کمی کیفی است یک تکنیک تصمیم گیری چند معیاری بر اساس (Analytical Hierarchy Process) مقایسه زوجی است بدین معنی که هر زوج گزینه از نظر یک شاخص مورد مقایسه قرار می گیرند. [۷] و [۸] مبنای مقایسه بصورت زیر است:

- ۱- ترجیح مساوی
- ۲- ترجیح مساوی تا متوسط
- ۳- ترجیح متوسط
- ۴- ترجیح متوسط تا قوی
- ۵- ترجیح قوی
- ۶- ترجیح قوی تا خیلی قوی
- ۷- ترجیح خیلی قوی

جدول ۵: اولویت های ۳ گانه برای ۱۰ معیار (شاخصه اصلی)

اولویت شاخصه‌ها	۱	۲	۳	۴	۵	۶	۷	۸	۹	۱۰
پلی آلومینیوم کلراید	۰/۷۲۳	۰/۷۵	۰/۲۳۱	۰/۶۱۹	۰/۲۱۳	۰/۵۴۳	۰/۷۱	۰/۱۵۴	۰/۷۰۶	۰/۰۸۷
کلرید فریک	۰/۱۸۳	۰/۰۶۵	۰/۱۰۴	۰/۲۸۴	۰/۷۰۱	۰/۳۷۰	۰/۰۷۶	۰/۰۹۲	۰/۲۱۴	۰/۲۷۴
سولفات آلومینیوم	۰/۰۸۴	۰/۱۸۵	۰/۶۶۵	۰/۰۹۷	۰/۰۸۶	۰/۰۸۷	۰/۲۱۴	۰/۷۵۴	۰/۰۸۰	۰/۶۹۳

بین شاخصه ها و اولویت بین آنها نیز همین محاسبات صورت می گیرد. جدول (۴)

جدول ۴: محاسبه اولویت ها برای معیارهای ۱۰ گانه

اولویت شاخصه‌ها	۱	۲	۳	۴	۵	۶	۷	۸	۹	۱۰
میزان اولویت	۰/۲۵۴	۰/۰۶۶	۰/۰۳۸	۰/۰۲۶	۰/۰۹۶	۰/۱۶۵	۰/۱۰۴	۰/۰۹۷	۰/۰۷۷	۰/۰۷۷

نتیجه گیری:

بهره‌گیری از نتایج بدست آمده در مراحل مختلف آزمایش و استفاده از روشهای تحلیل و بررسی داده ها در مراحل تصمیم گیری، مناسب ترین ماده منعقد کننده از بین منعقد کننده های مورد مطالعه انتخاب گردید. منعقد کننده پلی آلومینیوم کلراید مناسب ترین انتخاب برای استفاده در فرآیند زلال سازی آب رودخانه اروند در شرایط فعلی رودخانه است. استفاده از این ماده، ضمن تسهیل در فرآیند زلال سازی و تولید آب زلال مناسب برای واحدهای پائین دست، از لحاظ هزینه های خرید، حمل و نقل، نگهداری و ... صرفه جویی اقتصادی نیز به همراه دارد. همچنین رعایت جوانب بهداشتی مصرف ماده منعقد کننده نیز از مزایای این انتخاب است.

پیشنهادات:

چنانچه در اکثر مراکز صنعتی و اقتصادی رایج است، به منظور انتخاب یک ماده شیمیایی تنها به یک یا حداکثر چند معیار محدود اتکا کرده و بدون در نظر گرفتن جوانب

برای انجام محاسبه نهایی جدول (۳) و جدول (۴) بصورت دو ماتریس در نظر گرفته شده و در هم ضرب می شوند.

3×1 ماتریس [نتیجه نهایی] = 10×1 ماتریس جدول (۴) $3 \times 10 \times 3$ ماتریس جدول (۳)

همانگونه که جدول (۵) نشان می دهد نتیجه نهایی بین سه منعقد کننده و به طور درصدی بیان شده است. درصدهای حاصله نشان می دهد پلی آلومینیوم کلراید به عنوان اولویت اول و کلرید فریک و سولفات آلومینیوم در مرتبه های بعدی قرار دارد.

جدول (۵) نتیجه گیری نهایی اولویت گزینه ها انتخاب مناسب ترین منعقد کننده

نوع منعقد کننده	درصد اولویت
پلی آلومینیوم کلراید	۵۳/۳%
کلرید فریک	۲۵/۱%
سولفات آلومینیوم	۲۱/۶%

3. U.S.E.P.A, "Enhanced coagulation and Enhanced precipitation softening guidance manual", EPA, 1999

4. Website: [http://www.wuzhouchem.com/cataloged/wwp/Poly Aluminum chloride, solid](http://www.wuzhouchem.com/cataloged/wwp/Poly%20Aluminum%20chloride,%20solid)

5. Ferric chloride cataloge, BASF company, 1998

۶. واعظی، فروغ. شریعت، محمود. و قنادی، مجید «تحلیلی بر میزان و روند تغییرات مصرف مواد شیمیایی در تصفیه خانه های آب کشور»؛ نشریه آب و محیط زیست، شماره ۴۰، ۱۳۷۹

۷. اصغرپور، محمدجواد، «تصمیم گیری های چند معیاره»، انتشارات دانشگاه تهران، ۱۳۷۷

۸. قدسی پور، سید حسن، «فرآیند تحلیل سلسله مراتبی»، انتشارات دانشگاه صنعتی امیر کبیر، ۱۳۷۹

۹. کاتالوگ ماده منعقد کننده سولفات آلومینیوم، شرکت سراتکنیک، ۱۳۸۱

۱۰. کاتالوگ پلی آلومینیم کلراید، شرکت کیمیاگران تهران، ۱۳۸۱

مختلف، گزینه مناسب انتخاب می شود.

این نحوه تصمیم گیری ضمن اینکه ممکن است پیامدهای اقتصادی و فرآیندی منفی به همراه داشته باشد، مدیریت تصمیم گیری مجموعه ای را نیز دچار بی ثباتی و ناکارآمدی می کند. به همین دلیل، پیشنهاد می شود در انتخاب یک گزینه مانند ماده شیمیایی مصرفی واحدهای صنعتی، با انتخاب شاخصهای مهم و اساسی و استفاده از مدل‌های تصمیم گیری مناسب (مانند مدل AHP) ماده شیمیایی مطلوب انتخاب شود تا گزینه انتخاب شده جامع شرایط در حصول به نتیجه مطلوب باشد.

منابع :

1. Najam, I.N., C.H. Tate, and D. Selby, «Optimizing Enhanced Coagulation With PAC Addition: Case Study» Journal AWWA 90:10, 1998

2. Philip C.Singer, "Evaluating criteria for enhanced coagulation complain ce", AWWA, 1997

مروری بر روشهای مختلف جداسازی الفین ها از پارافین ها با تکیه بر جداسازی غشایی

مهري اصفهانيان، علي اصغر قریشي*

دانشکده مهندسی شیمی، مجتمع آموزش عالی فنی و مهندسی بابل

چکیده

در حال حاضر جداسازی الفینها از پارافینها بوسیله فرآیندهایی چون تقطیر در دمای پایین، تقطیر استخراجی و ...، با صرف انرژی و هزینه زیاد انجام می شود. در مقابل، فرایندهای جداسازی غشایی با مصرف انرژی پایین دارای پتانسیل قابل توجهی برای جایگزین شدن با گزینه های مرسوم و تجاری در صنعت جداسازی می باشند، به طوریکه با استفاده از این تکنولوژی جدید، صرفه جویی قابل توجهی در میزان انرژی و هزینه به عمل می آید. در این راستا با توجه به کاربرد وسیع مواد الفینی در صنعت به خصوص صنایع پتروشیمی (به عنوان سنگ بنای صنعت پلاستیک) جداسازی الفینها از پارافینها به وسیله غشاء مورد توجه قرار گرفته است. لذا بررسی عملکرد دقیق غشاءها نیازمند مدل سازی فرآیندهای پیچیده رخ دهنده در درون غشاء به عنوان یک محمل جداساز و پیش بینی نتایج حاصل از آن است تا امکان استفاده دقیق از این تکنولوژی در طراحی سیستم فراهم شود. در مقاله حاضر ابتدا انواع تکنولوژیهای جداسازی الفینها از پارافینها بررسی شده سپس با تکیه بر تکنولوژی نوین جداسازی غشایی، خواص جداسازی غشاءها با استفاده از مدل های فیزیکی مختلف جهت پیش بینی عملکرد جداسازی مخلوط گازهای الفینی/پارافینی مورد بررسی قرار گرفته است. در نهایت به عنوان یک مطالعه موردی، عملکرد جداسازی مخلوط پروپان/پروپیلن توسط یک نوع خاص از غشاء پلی ایمید با استفاده از تئوری جذب - نفوذ مورد امتحان قرار گرفته است.

واژگان کلیدی

غشاء، جداسازی، الفین، پارافین، جذب

اساساً جداسازی الفین/ پارافین، مهمترین هدف جداسازی غشایی است که در چند سال آینده بصورت تجاری توسعه خواهد یافت. زیرا جداسازی غشایی با توجه به مصرف انرژی پایین و عملکرد ساده، پتانسیل رشد زیادی را دارا است. [۷]

تکنولوژی های جداسازی

تقطیر سنتی در دمای پایین

شکل (۱) طرحی از جداسازی اتیلن و پروپیلن از مخلوط گازی سبک جهت بازیافت الفینها از جریانهای خروجی راکتورهای اتیلن و جریان خروجی پالایش کراکینگ کاتالیستی را نشان می دهد. تقطیر در دمای پایین و فشار بالا در تفکیک کننده های سینی دار انجام می شود. سیستم سردساز متشکل از چند واحد سری از سیستم تبرید اتیلن/پروپیلن در این طرح به عنوان منبع سرمایش در دمای پایین استفاده می شود. این طرح در بازیافت الفین در مقیاس وسیعی جایگزین فرآیند جذب با روغن مبرد شده است. یک توربین منبسط کننده برای ایجاد دمای پایین در جداسازی مورد نیاز است. این سیستمها از نظر ساخت و کارکرد گران هستند و در حال حاضر فقط در سیستمهای شامل مقادیر زیاد الفین- به عنوان مثال در واحدهای کراکینگ کاتالیستی پالایش و کراکینگ های اتیلن با ظرفیت بالا- استفاده می شوند. به دلیل سطوح بالای انرژی مصرفی در این فرآیند سنتی لازم است که تکنولوژیهای دیگر جایگزین مورد بررسی قرار گیرند.

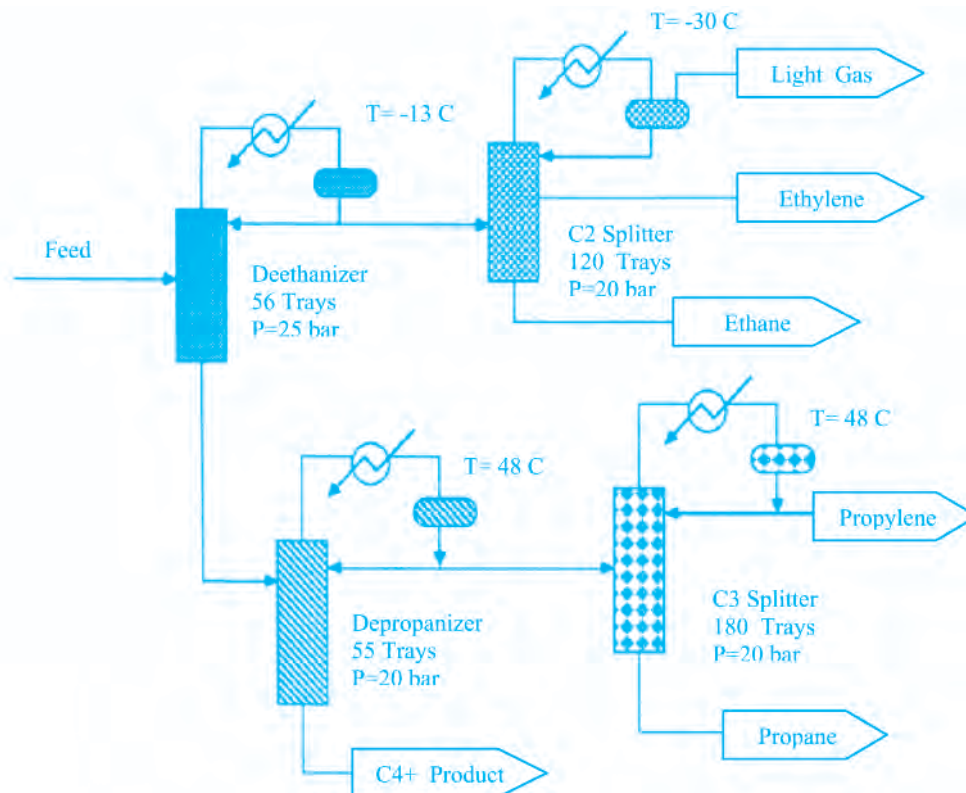
تقطیر استخراجی

نمونه ای از فرآیند جداسازی الفین/ پارافین به وسیله تقطیر استخراجی در شکل (۲) نشان داده شده است. در این طرح، حلال- یک ترکیبی قطبی با نقطه جوش بالا- از قسمت فوقانی خوراک وارد می شود و برگشت دادن محصول بالادستی، میزان حلال در محصولات بالای برج را کاهش می دهد. کاربرد تقطیر استخراجی برای جداسازی

اولین کاربرد وسیع صنعتی جداسازی غشایی گازها، جداسازی هیدروژن از گاز سنتز به وسیله غشاء توسط شرکت Perma در سال ۱۹۸۰ بوده است. موارد مهم مربوط به توسعه های صورت گرفته در زمینه تکنولوژی جداسازی غشایی گازها عبارتند از: جداسازی هوا به نیتروژن و اکسیژن، آب زدایی از هوای فشرده، جداسازی هیدروژن از گاز سنتز، جداسازی کربن دی اکسید از گاز طبیعی، حذف NGL از گاز طبیعی، آب زدایی از گاز طبیعی، جداسازی بخار/گاز و جداسازی بخار/بخار که یکی از مهمترین کاربردهای مورد آخر در جداسازی الفینها از پارافینها است. مانند: جداسازی اتیلن از اتان، پروپیلن از پروپان و n- بوتان از ایزوبوتان. این مخلوط ها با نقاط جوش نزدیک در مقیاس وسیعی در تولید اتیلن و پروپیلن - دو خوراک صنعت پتروشیمی با بالاترین میزان حجمی - و ایزوبوتان در پالایشگاهها جهت تولید بنزین با عدد اکتان بالا، بکار می روند. به دلیل نزدیکی نقاط جوش اجزاء مخلوط، جداسازی مطلوب مستلزم بهره گیری از برجهای بزرگ با نسبت جریان برگشتی بالا [۱].

در مطالعات اخیر DOE تخمین زده شده است که ۱۲٪ سالانه برای تقطیر الفین/ پارافین Quads ۲۰/۱۲ انرژی استفاده می شود [۲]. بخش اعظم این انرژی صرف جداسازی الفین از پارافین می شود که این موضوع ضرورت ارتقاء تکنولوژی جداسازی الفین/پارافین را نشان می دهد. در این راستا تکنولوژی های جداسازی جدید با عملیات واحدهای سنتی به رقابت می پردازند.

گزینه پذیرنی چندین غشاء پلی مید برای این مخلوط گازها، بخصوص برای مخلوط اتیلن/ اتان و پروپیلن / پروپان اندازه گیری شده است [۳-۶]. برخی از محققان گزینه پذیرنی را برپایه نسبت تراوش گازهای خالص و برخی دیگر بر حسب میزان گاز عبوری در سمت تراوش یافته تحت خلاء غشاء، بیان کرده اند تحت شرایط عملیاتی، کشسان شدن غشاء و کاهش تراوش و در پی آن کاهش گزینه پذیرنی رخ می دهد.



شکل ۱: فرآیند تقطیر دما پایین جهت جداسازی الفین / پارافین

مخلوط‌های دوتایی را کمتر از ۲۵ درصد مولی پروپیلن میسر است. معمولاً چرخه جذب در شرایط 25°C و 1atm عمل کرده و دماهای دفع نیز به صورت گام به گام در یک فرآیند دفع (VTSD)^۲ از 50°C تا 160°C است. از لحاظ اقتصادی نیز هزینه انرژی پایین تر از فرآیند تقطیر مشابه، ولی هزینه ثابت آن بالاتر است.

یک فرآیند تجاری نیز جهت جداسازی الفین / پارافین توسط شرکت UOP ارائه شده است. فرآیند OLEX از یک جاذب مایع به صورت اقتصادی در تلفیق با تکنولوژی جذب بستر متحرک مطابق شکل (۳) استفاده می کند. نتایج نشان می دهد که طی این فرآیند بازیافت بالایی در حدود 99.7% درصد وزنی فراهم می شود [۹].

جذب سطحی شیمیایی^۴

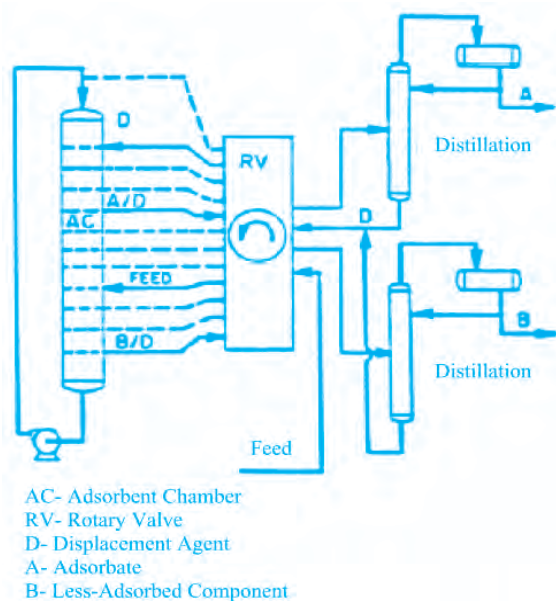
جذب شیمیایی الفین بوسیله یک کمپلکس فلزی در شکل (۴) نشان داده شده است. پیوندهای الفین جذب پیوندهای و فلز می شود. در این نوع جذب معمولاً یونهای مس و نقره بصورت کمپلکس فلزی استفاده

پروپیلن و پروپان توسط کومار^۱ و همکارانش [۸] مورد مطالعه قرار گرفت. برمبنای نتایج حاصل از شبیه سازی کامپیوتری نشان داده شده است که تقطیر استخراجی هیچ مزیتی نسبت به تقطیر سنتی با توجه به حلالهای فرضی مورد مطالعه ایجاد نمی کند. برپایه محاسبات تفصیلی هزینه ای صورت گرفته برای یک طرح بهینه تقطیر استخراجی نشان داده شده است که خصوصیات ترمودینامیکی حلال تأثیر بسزایی بر اقتصاد فرآیند دارد و بسیار محتمل است که بتوان حلالهایی یافت که به صورت اقتصادی برای جداسازی الفین / پارافین مورد استفاده قرار گیرند.

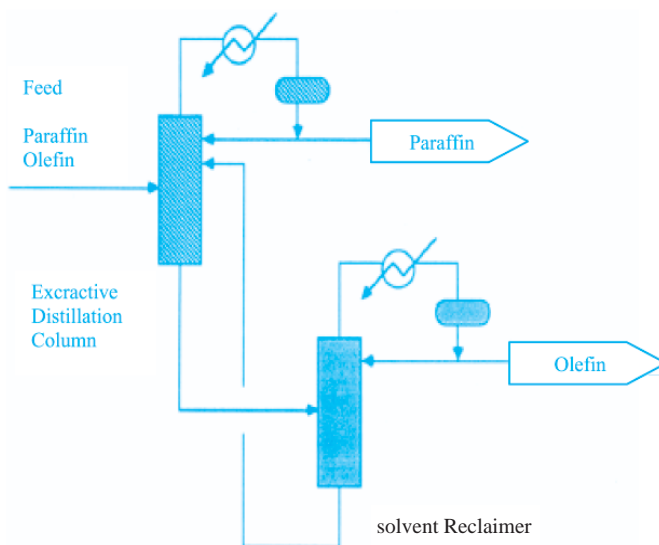
جذب سطحی فیزیکی^۲

مطالعات انجام شده با جاذبهای غربال مولکولی ۱۳X نشان می دهد که پروپان و پروپیلن را می توان با استفاده از یک مرحله جذب تعادلی فیزیکی و متعاقب آن به وسیله احیاء حرارتی مرحله ای از یکدیگر جدا نمود. نتایج تجربی و مدل سازی نشان می دهد که این روش برای جداسازی

1.Kumar 2. Physical Adsorption
3.Varabble Temperature Stepwise Desorption 4. Chemical Adsorption



شکل ۳: شبیه سازی UOP در فرآیند بستر متحرک جهت جداسازی الین / پارافین



شکل ۲: فرآیند تقطیر استخراجی

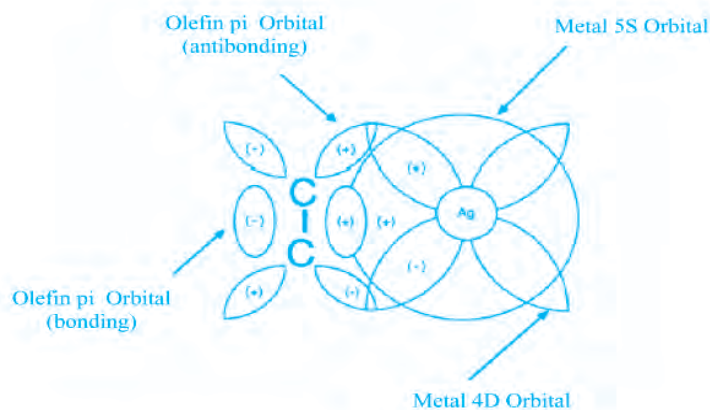
نقره ($Ag^+-AlCl_4^-$) در فشار ۱ atm و دمای $20^\circ C$ گزارش شده است. خوراک اتیلن شامل ۶/۰ درصد مولی آب است [۱۱].

جذب

جذب فیزیکی

فرآیند جذب با نفت رقیق جهت بازیافت هیدروکربنهای سبک در شکل (۵) نشان داده شده است. طی این فرآیند

می شوند. نتایج جذب اتیلن با استفاده از کلرید مس I بر روی رزین پلی استیرن دارای گروههای آمینی، گزارش شده است [۱۰]. عمل جذب در $20^\circ C$ و ۱ atm انجام شده و از نوسان فشار و دما نیز جهت احیاء و حذف کمپلکس الین استفاده می شود. جاذب دارای گزینش پذیری ۵/۹ برای اتیلن نسبت به اتان بدون جذب متان است. میزان جذب ۵/۹ اتیلن در هر ۱۰۰ gr تترا کلرید آلومینیوم



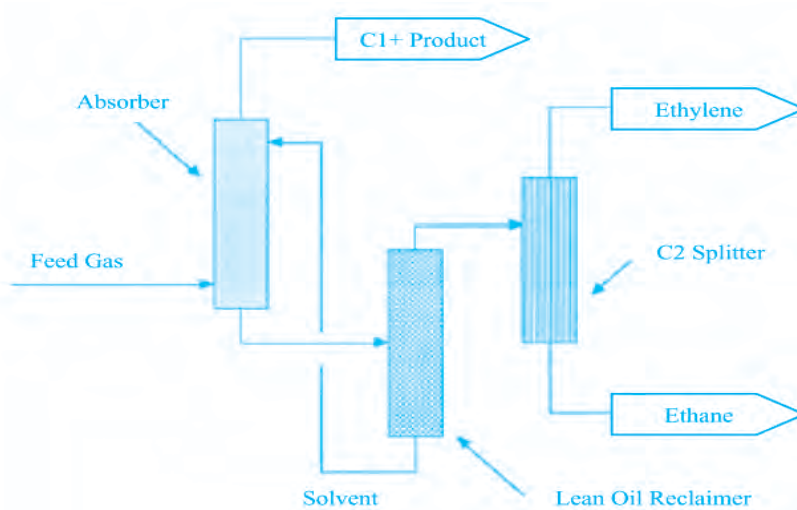
شکل ۴: ارتباط فلز- الین

کنش مولکولی نشان داده شده در شکل (۴) بهره می گیرد. طرحی از یک فرآیند کمپلکس سازی در شکل (۶) نشان داده شده است. خوراک در تماس با محلول کمپلکس ساز در یک برج پاشنده گاز قرار می گیرد، و سپس الفین کمپلکس شده و پارافین کمپلکس نشده از برج خارج می شوند و به ستون بازیافت پارافین جریان می یابند. محصول پایین دستی از برج پارافین از یک برج دومی عبور می کند که در آن الفین از کمپلکس به وسیله افزایش دما یا دفع گاز آزاد می شود. فرآیندهای تجاری که از نمکهای دوفلزی به عنوان عامل

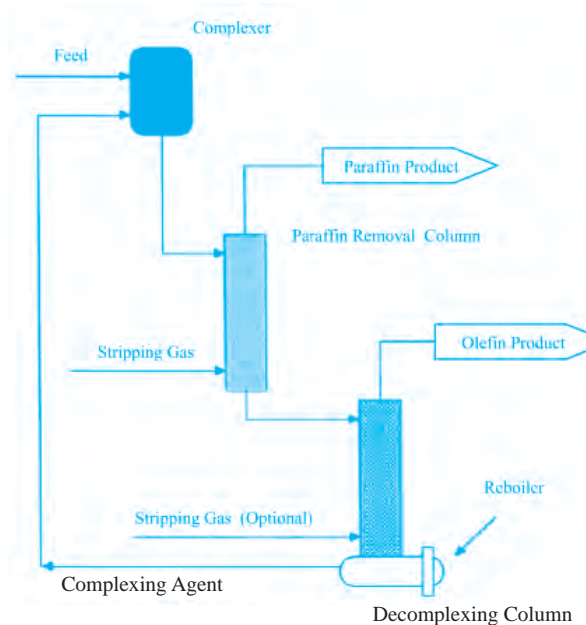
به دلیل مزیت‌های اقتصادی نسبت به تکنولوژی‌های بازیافت برودتی سنتی جهت بازیافت الفین‌ها از پلی اتیلن در جریانهای خروجی استفاده می شود [۱۲]. نفت رقیق شامل C_5^+ است. لازم به ذکر است که فرآیند نفت رقیق، الفین را با خلوص کافی برای برگشت به راکتور پلی الفین فراهم می سازد.

جذب شیمیایی

فرآیندهای جذب بر پایه مس یا نقره روشی را جهت بازیافت الفین پیشنهاد می کند. فرآیند جذب از برهم



شکل ۵: فرآیند جذب نفت رقیق جهت بازیافت الفینها از جریان خروجی طرحهای پلی اتیلن



شکل ۶: فرآیند جذب فاز مایع بر مبنای کمپلکس فلزی

حامل فلز در غشاء است.

در این باره، مطالعاتی جهت جداسازی اتان/ اتیلن بوسیله غشاء اکسید پلی فنیلین سولفونات شامل فلز نقره انجام شد [۱۳] که در آن گزینش پذیری اتان به اتیلن در این غشاء برابر $\frac{288}{1}$ بوده است. همچنین مطالعاتی نیز جهت جداسازی الفین/ پارافین با استفاده از غشاءهای ساخته شده از سلولز اشباع شده از نقره توسط Hughes انجام شد [۱۴].

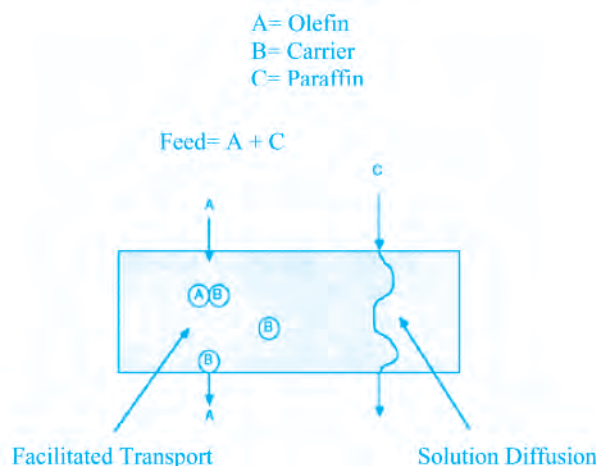
با توجه به مشکلات موجود در استفاده از غشاءهای انتقالی (تسهیل شده) با حاملهای فلزی، استفاده از پلیمرهای جامد مورد توجه قرار گرفته است. هم اکنون فقط ۸ یا ۹ ماده پلیمری در ساخت غشاءها جهت جداسازی گازی مورد استفاده قرار می‌گیرد. چندان ماده پلیمری جدید در چند سال گذشته گزارش شده‌اند، به گونه‌ای که بسیاری از آنها تراوش و گزینش‌پذیری بسیار بالایی داشته‌اند و تعدادی از آنها در غشاءهای صنعتی مورد استفاده قرار گرفته‌اند.

کارایی غشاءها به دو معیار اساسی تراوش و گزینش‌پذیری وابسته است. البته فاکتورهای دیگری نیز مانند پایداری غشاء، ضخامت کم، هزینه کم و هندسه‌ای با مساحت سطحی زیاد باید مورد توجه قرار گیرد. لازمه فراهم کردن میزان تراوش بالا، ضخامت کم لایه انتخابگر غشاء است. ضخامت مؤثر غشاء بطور معمول کمتر از $0.5 \mu\text{m}$ و اغلب

کمپلکس ساز استفاده می‌کنند، نیز اخیراً توسعه یافته اند. محلول تتراکلرید آلومینیوم - مس حل شده در یک حلال آروماتیک مانند تولوئن برای این کار مورد استفاده قرار می‌گیرند. این فرآیند قادر است بازیابی اتیلن را در حدود $96-99/5$ درصد از جریان یک گاز پالایشگاهی با درصد اتیلن 12 درصد به انجام برساند. ترکیبی از کاهش فشار و نوسان حرارتی برای بازیابی عامل کمپلکس ساز مورد استفاده قرار می‌گیرد. در این روش پیش تصفیه قابل ملاحظه‌ای برای خوراک لازم است تا ناخالصی‌های CO_2 و H_2S را از آن جدا نماید، چون در غیر اینصورت در کار کمپلکس سازی عامل کمپلکس ساز وقفه ایجاد می‌نمایند که این مسئله بر پیچیدگی فرآیند و هزینه عملیات می‌افزاید.

جداسازی غشایی

استفاده از غشاءهای انتقالی بر پایه فلزی برای جداسازی انواع الفینها/ پارافینها مورد مطالعه قرار گرفته است. مکانیسم انتقال در شکل (۷) نشان داده شده است. الفین (A) در فرم یک کمپلکس به طور معکوس با حامل فلزی (B) در راستای فیلم غشایی حرکت می‌کند و سپس الفین را در جهت مخالف غشاء آزاد می‌کند. میزان شار الفین، توسط میزان نفوذ کمپلکس از میان فیلم تعیین می‌شود. اساساً میزان انتقال الفین تابعی از شار و غلظت



شکل ۷: مکانیسم انتقال غشاء

کمتر از $0.1 \mu\text{m}$ است.

همچنان فرآیند حاکم جداسازی الفین/ پارافین باشد. اما با تحقیقات انجام شده در جهت ارتقاء تکنولوژی‌های جدید این روند در حال تغییر است. فرآیند تقطیر استخراجی به دلیل وابستگی شدید اقتصاد فرآیند به نوع و طبیعت حلال مورد استفاده و لزوم جداسازی بعدی حلال به وسیله تقطیر و برگرداندن مجدد آن مزیت عمده ای را نسبت به تقطیر سنتی نشان نمی دهد.

در تکنولوژی جذب شیمیایی برپایه فلزی، خطر غیرفعال شدن عامل کمپلکس ساز به وسیله آلاینده های موجود در خوراک، زمانی که کنترل کاملی بر ترکیب خوراک امکان پذیر نیست، وجود دارد که باعث نامطمئن بودن این فرآیند می شود. افزودن مرحله پیش تصفیه خوراک، این تکنولوژی را غیراقتصادی می سازد. جذب سطحی شیمیایی نیز از میزان بارگیری کم الفین به ازای واحد جرم جاذب (کمتر از ۵ درصد وزنی) و نیز مسئله آلودگی رنج می برد. میزان بارگیری الفین در جذب سطحی فیزیکی نیز کم بوده و مضافاً اینکه چرخه احیاء جاذب ها پیچیده است. انتقال تسهیل شده با استفاده از حاملهای فلزی مورد استفاده در غشاهای نیز مسئله آلودگی زیست محیطی و نیز عملیات محدود شده در شرایط بخار آب اشباع دارد که نیاز به کنترل میزان آب را در آن ضروری می سازد. استفاده از پلیمرهای جامد بدون حامل، پتانسیل مناسبی را برای جایگزینی به جای تقطیر سنتی در جداسازی الفین/ پارافین فراهم می سازد. این پتانسیل ناشی از هزینه های پایین انرژی، کم بودن حجم و ابعاد واحد جداسازی و سادگی عملیات است. تنها چالش روبرو در راه گسترش این واحدها توسعه غشاهایی با گزینش پذیری و تراوایی بالا است که پیشرفت‌های قابل ملاحظه ای در این راه در سال های اخیر صورت گرفته است.

تئوری‌های تراوش گاز از غشاهای پلیمری

اولین گام در مدل سازی و شبیه سازی فرآیندهای مهندسی، کسب آشنایی لازم در مورد تئوری ها، مدل ها و روابط حاکم بر آن فرآیند است. به همین دلیل تلاش شده

بسیاری از غشاهای نازک با استفاده از پلیمرهای مختلفی جهت فرآیندهای جداسازی فازی توسط Loeb و Sourirajan در دهه ۱۹۶۰ ابداع شده‌اند. این غشاهای نازک، متراکم و دارای لایه‌ای غیرمتخلخل هستند که عمل جداسازی را انجام می‌دهند، ولی آن لایه توسط یک لایه ریزتخلخل ساخته شده از همان ماده یا مواد دیگر محافظت می‌شود، که مقاومت مکانیکی ایجاد می‌کند. غشاهای می‌توانند در شکل الیاف توخالی با قطری حدود $50-500 \mu\text{m}$ باشند. همچنین غشاهای ناهمگن جهت جداسازی فازی، محدود به چند ماده است که می‌تواند قابلیت و عملکرد بالایی داشته باشد. به این دلیل، تعداد زیادی از غشاهای در ساختار ترکیبی، تولید می‌شوند. غشاهای ترکیبی شامل دو یا چند لایه از مواد مختلف هستند، به گونه ای که لایه محافظ از محصولات Loeb-Sourirajan است.

غشاهای بهتری نیز وجود دارند که دارای تراوش بالا و گزینش پذیری کمتری هستند، بطوریکه در آن لایه گزینش پذیر بسیار نازک، بر روی سطح صافی قرار می گیرد و گازهای قابل تراوش را به سمت تخلخل های ریز هدایت می‌کند. نهایتاً یک لایه محافظ با ضخامت یک یا دو میلی‌متر با ماده دیگری با تراوایی بالا جهت محافظت غشای گزینش پذیر از مسائل شیمیایی و مکانیکی استفاده می‌شود.

جمع بندی: مقایسه روشهای مختلف جداسازی

در حال حاضر تنها تعداد بسیار کمی از فرآیندهای غیرتقطیری در صنایع شیمیایی و پالایشگاهی برای جداسازی الفین/ پارافین مورد استفاده قرار می گیرد. که دلیل آن طبیعت محافظه کارانه صنایع پالایشی و پتروشیمی است. البته برخی از خواص ناشناخته و معایب تکنولوژی‌های جدید نیز بر روی عدم پذیرش آنها در صنایع تأثیر می گذارد و این باعث گردیده است که تقطیر دمای پایین سنتی با هزینه انرژی بالا در حال حاضر

شار نفوذی کل به صورت زیر داده می‌شود.

$$J = -D_D \left(\frac{\partial C_D}{\partial Z} \right) - D_H \left(\frac{\partial C_H}{\partial Z} \right) \quad (۳)$$

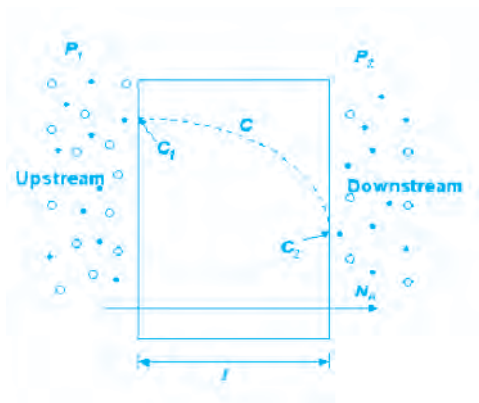
D_H : ضریب نفوذ در مد لانگمیر

در اینجا فرض می‌شود هر دوی ضرایب نفوذ مستقل از غلظت هستند و D_D عموماً بزرگتر از D_H است.

مدل انحلال - نفوذ و معادلات تراوایی

در مدل انحلال-نفوذ، تراوش یک جزء را از خلال غشا می‌توان نتیجه سه فرآیند دانست: جذب و انحلال جزء در سطح غشای پلیمری، نفوذ جزء از خلال توده پلیمر و دفع جزء از سطح دیگر غشا به فاز خارجی.

در پدیده تراوش^۲، فرآیند کلی انتقال جرم و در پدیده نفوذ تنها حرکت مولکول‌ها در غشای پلیمری مورد توجه قرار می‌گیرند. در این مدل فرض می‌شود که فشار در طول غشا ثابت بوده و گرادیان پتانسیل شیمیایی در طول غشا تنها به صورت گرادیان غلظت بیان می‌شود.



شکل ۸: انتقال گاز از خلال یک غشا

از میان سه مرحله مکانیزم انحلال-نفوذ، مرحله نفوذ از میان غشاء آهسته‌ترین مرحله و از این رو تعیین‌کننده سرعت تراوش است. عموماً رابطه میان فلاکس خطی، J و نیروی محرکه بدین صورت بیان می‌شود:

$$J = -A \frac{dx}{dx} \quad (۴)$$

است در این بخش طیفی از تئوری‌ها و مدل‌های موجود در زمینه فرایندهای جداسازی غشایی آورده شود.

نفوذ

معادله اساسی برای نفوذ مولکول‌های یک گاز تنها در پلیمرهای جامد براساس قانون فیک است. بر اساس مدل انتقال دو جذبی که بعداً توضیح داده خواهد شد، احتمال داده می‌شود که نفوذ اجزاء در داخل پلیمر در دو حالت مجزای هنری و لانگمیر صورت گیرد. زمانی که عدم تحرک کامل^۱ مولکول‌های جذب شده در حالت لانگمیر فرض شود، معادله شار نفوذی به صورت زیر به غلظت ماده جذب شده در حالت هنری مربوط می‌شود:

$$J = -D_D \left(\frac{\partial C_D}{\partial Z} \right) \quad (۱)$$

در این رابطه D_D ضریب نفوذ برای مولکول‌های جذب شده در حالت جذب هنری است. یک حل ساده توسط Paul [۱۵] ارائه شده که قانون دوم فیک به صورت زیر بازنویسی می‌شود:

$$-\frac{\partial J}{\partial Z} = D_D \left(\frac{\partial^2 C_D}{\partial Z^2} \right) = \frac{\partial}{\partial t} (C_D + C_H) \quad (۲)$$

که در آن

D_D : ضریب نفوذ در مد هنری

C_D : مقدار جذب در مد هنری

C_H : مقدار جذب در مد لانگمیر

Paul موقع بیان حل برای تخمین ضرایب نفوذ پیشنهاد می‌کند که مولکول‌های جذب شده در حالت جذب (مد) لانگمیر نیز می‌توانند مقداری تحرک داشته باشند.

اولین مدل عدم تحرک جزئی^۲ بر پایه گرادیان غلظت توسط Paul & Koros [۱۵] بیان شد اصلاحات پیشنهادی در قانون نفوذ فیک با معرفی ضریب نفوذ جدید برای تحرک اجزاء جذب شده در حالت جذب لانگمیر انجام شد.

کنش های میان پلیمر و این جزء دارد. برای یک مخلوط دوتایی، گزینش پذیری غشای پلیمری نسبت به دو جزء متفاوت A و B به صورت زیر تعریف می شود:

$$\alpha_{AB} = \frac{y_A/y_B}{x_A/x_B} \quad (9)$$

که y_i جزء مولی جزء I در مخلوط عبور کرده از غشا و x_i جزء مولی در مخلوط خوراک است. جزء مولی y_i بستگی به فلاکس رسوخی در حالت پایا دارد:

$$y_i = \frac{J_A}{J_A + J_B} \quad (10)$$

و با توجه به رابطه $J = P_A \left(\frac{\Delta p}{l} \right)$ می توان نوشت:

$$\alpha_{AB} = \frac{J_A/J_B}{x_A/x_B} = \left(\frac{P_A}{P_B} \right) \left(\frac{\Delta p_A/x_A}{\Delta p_B/x_B} \right) \quad (11)$$

که Δp_i اختلاف فشار جزیی برای جزء I ام است. با نادیده فرض کردن فشار جریان خروجی نسبت به فشار خوراک و نیز فرض عدم وجود بر هم کنش در مخلوط دوتایی، فاکتور جداسازی ساده شده و به یک فاکتور جداسازی ایده آل تبدیل می شود که با نشان داده می شود:

$$\alpha_{AB}^* = \frac{P_A}{P_B} = \left(\frac{D_A}{D_B} \right) \left(\frac{S_A}{S_B} \right) \quad (12)$$

در کاربردهای واقعی جداسازی غشایی، از فشار خروجی نمی توان صرف نظر کرد، با این حال AB معمولاً به عنوان شاخصی برای تعیین انتخاب گری غشاء با استفاده از اطلاعات مربوط به رسوخ اجزاء منفرد به کار می رود. رسوخ و انتخاب گری بالا مهم ترین مواردی هستند که در انتخاب غشا به عنوان محمل جداساز بایستی مد نظر قرار گیرند.

که A ضریب پدیده ای نفوذ، X پتانسیل شیمیایی و طول است. برای توضیح نفوذ گاز در غشا، رابطه (۴) می تواند به این صورت نوشته شود:

$$J = -D \frac{dc}{dx} \quad (5)$$

که D ضریب نفوذ و C غلظت است. رابطه (۵) به عنوان قانون اول فیک شناخته می شود. هرگاه قابلیت انحلال یک تراوش کننده گازی در یک پلیمر به اندازه کافی کم باشد، غلظت این جزء در پلیمر متناسب با فشار در توده گاز است. این رابطه به صورت قانون هنری بیان می شود:

$$C = S \cdot p \quad (6)$$

که S ضریب انحلال و p فشار بخار رسوخ کننده است. در حالت پایا، رسوخ گاز خالص A از خلال غشایی با ضخامت l توسط ضریب تراوایی P_A مشخص و این ضریب عموماً به صورت زیر تعریف می شود:

$$P_A = \frac{N_A}{(p_1 - p_2)/l} = \frac{N_A}{\Delta p/l} \quad (7)$$

که N_A فلاکس بی بعد شده و p_1 و p_2 فشار بالادست و پایین دست است. در یک مخلوط گازی p_1 و p_2 فشار جزیی تراوش کننده در دو طرف غشا است. ضریب تراوایی، عموماً با واحد 1 Barrer بیان می شود. ضریب تراوایی را می توان به صورت زیر بیان نمود:

$$P_A = D_A \cdot S_A \quad (8)$$

ضریب نفوذ D_A یک عامل سینتیکی است و بستگی به میزان انرژی لازم برای حرکت نفوذی یک جزء از میان غشا و همچنین ساختار غشا دارد. ضریب انحلال S_A یک فاکتور ترمودینامیکی است که بستگی به فاکتورهایی مانند قابلیت چگالش پذیری جزء جذب شونده و بر هم

$1 \text{ Barrer} = 1 \times 10^{-10} \frac{\text{cm}^3(\text{STP}) \cdot \text{cm}}{\text{cm}^2 \cdot \text{sec} \cdot \text{cmHg}}$

- ۱- دو حالت جذب همزمان رخ می‌دهند.
- ۲- دو حالت همیشه در حال تعادل هستند.
- ۳- تراوش کننده‌های جذب شده در حالت لانگمیر به صورت کامل غیرمتحرک هستند.
- ۴- نفوذ فقط در مورد مولکول‌های حل شده در حالت هنری رخ می‌دهد.
- ۵- ضرایب گاز در پلیمر برای فشار اعمالی p به صورت زیر داده می‌شود [۱۹]:

$$C = C_D + C_H = k_D p + \frac{c_H b p}{1 + b p} \quad (14)$$

که در آن C غلظت کل، C_D غلظت حاصل از حل معمول، C_H غلظت حاصل از پرشدن حفره‌ها، k_D ثابت حلالیت قانون هنری، C_H ثابت اشباع حفره، b ثابت میل ترکیبی حفره و p فشار است. بنابراین عبارت اول میزان جذب، معرف جذب در فرم هنری و عبارت دوم معرف جذب لانگمیر است. در توسعه این مدل جهت پیش بینی رفتار جذبی یک مخلوط، فرض می‌شود که اجزاء در مخلوط تنها برای جذب شدن در موقعیتهای لانگمیر رقابت می‌کنند و هیچ رقابتی برای جذب در مواضع هنری بین آنها وجود ندارد. از این رو می‌توان مدل توسعه یافته هنری لانگمیر را بصورت زیر بیان کرد.

$$C_i = K_D p_i + \frac{C_H' b_i p_i}{1 + \sum_{j=1}^n b_j p_j} \quad (15)$$

که رابطه فوق برای هر جزء i در یک مخلوط n جزئی است.

قابل ذکر است که پارامترهای هر جزء در مخلوط همان پارامترهای محاسبه شده از منحنی هم دمای جذب اجزای خالص است.

مدل تراوش دوجذبی

در راستای مدل دو جذبی ارائه شده برای بیان جذب تعادلی اجزاء، تغییرات تراوایی گازها با فشار در پلیمرهای

یک رابطه تجربی برای نفوذ

معمولاً رابطه تجربی زیر برای بیان وابستگی ضریب نفوذ به غلظت به کار می‌رود [۱۶]:

$$D = D_0 \exp(\gamma \cdot \phi) \quad (13)$$

که D_0 ضریب نفوذ در غلظت صفر، ϕ جزء حجمی نفوذ کننده در پلیمر و γ ثابت است. D_0 می‌تواند به اندازه مولکول نفوذ کننده وابسته باشد، به طوری که برای مولکول‌های کوچک مانند آب، مقدار آن زیاد و برای مولکول‌های بزرگ این مقدار کم است. مطابق این رابطه تاثیر پذیری D از γ و ϕ بیش از تاثیر پذیری آن از D_0 است. مقدار γ می‌توان ثابت پلاستیسیته در نظر گرفت. γ مثبت نشان دهنده سهولت پذیری نفوذ در اثر افزایش غلظت و γ منفی نشان دهنده انسداد زنجیره‌ها در اثر افزایش غلظت است. برای گازهای ساده که هیچ بر هم کنشی با پلیمر نشان نمی‌دهند، γ به سمت صفر میل می‌کند و رابطه (۱۳) منجر به یک ضریب نفوذ ثابت می‌شود.

جذب و ارائه تئوری مدل انتقال دوجذبی

مفهوم دو یا تعداد حالات بیشتر برای جذب رسوخ‌کننده‌ها اولین بار توسط Matthes [۱۷] در مطالعه جذب آب در سلولز به کار رفت. نخستین تلاش برای توضیح حلالیت مولکول‌های کوچک در پلیمرهای شیشه‌ای توسط Meares بیان شد. سپس مکانیسم جذب به شکل نهایی آن توسط Vieth و Barrer، Michaels و Barrer [۱۸] به عنوان مدل دوجذبی بیان شد.

این مدل فرض می‌کند که پلیمر شامل زنجیره‌های پیوسته‌ای است که در بین آنها حفره‌های ریز، به صورت ثابت شده وجود دارند. مکانیسم دوجذبی^۱ به صورت عبارتهایی مرکب از حلالیت قانون هنری (حل شدن در میان زنجیره‌های پیوسته پلیمر) و جذب از نوع لانگمیر (جذب در ریز حفره‌ها) بیان می‌گردد. فرضیات اساسی در این معادله:

کاربرد تئوری انحلال نفوذ در جداسازی پروپان /

پروپیلن (مطالعه موردی)

به عنوان یک مطالعه موردی جداسازی مخلوط پروپان/ پروپیلن به وسیله یک غشاء خاص از جنس پلی ایمید با نام اختصاری (FDA-TrMPD ۶) با استفاده تئوری انحلال- نفوذ ارائه می گردد.

منحنی های جذب همدمای پروپان و پروپیلن

در حالت خالص

با توجه به داده های تجربی جذب [۵] و رابطه (۱۵) امکان پیش بینی میزان جذب اجزاء خالص در غشاء فراهم می شود. جدول (۱) پارامترهای بدست آمده از رابطه (۱۵) را توسط برازش غیرخطی نشان می دهد. در شکل (۹) منحنی های جذب هم دمای پروپان و پروپیلن با استفاده از پارامترهای بدست آمده از جدول (۱) در مقایسه با مقادیر تجربی ترسیم شده است.

پیش بینی میزان تراوایی پروپان و پروپیلن در

مخلوط و گزینش پذیری آن

با جای گذاری میزان جذب اجزاء در مخلوط با استفاده از رابطه (۱۶) در رابطه (۱۴) ضرائب نفوذ اجزاء در مخلوط حاصل می شود که با استفاده از داده های تراوش اجزاء در مخلوط و برازش غیرخطی، پارامترهای رابطه نفوذ به شرح زیر به دست می آید. با توجه به پارامترهای نفوذ فوق الذکر و روابط (۹) و (۱۴) امکان پیش بینی تراوایی اجزاء در مخلوط فراهم می گردد که نتیجه در اشکال (۱۰) و (۱۱) گزارش می شود.

شیشه ای نیز معمولاً توسط مدل انتقال دوجذبی و مدل عدم تحرک جزئی ارائه شده است. این مدل های انتقال گاز با توجه به قانون هنری و لانگمیر در این نوع از غشاء ها استفاده می شود. رابطه فشار با تراوش برای یک جزء خالص به صورت زیر نشان داده می شود [۲۰].

$$P = K_D D_D + \frac{C_H D_H b}{1 + bp} \quad (16)$$

که در آن P ضریب تراوایی، p فشار، K_D ثابت هنری، b ثابت میل ترکیبی لانگمیر، D_D ثابت نفوذ هنری که نشان دهنده تحرک جزء در مد محلول است، D_H ثابت نفوذ لانگمیر که نشان دهنده حرکت مواد در منطقه حجم آزاد می باشد، C_H ثابت ظرفیت لانگمیر که نمایانگر حجم آزاد در شبکه شیشه ای پلیمر و طبیعت نامتعادل آن است. این مدل برای یک مخلوط n جزئی بصورت زیر توسعه می یابد.

$$P_i = K_D D_D + \frac{C_H D_H b_i}{\sum_{i=1}^n 1 + b_i p_i} \quad (17)$$

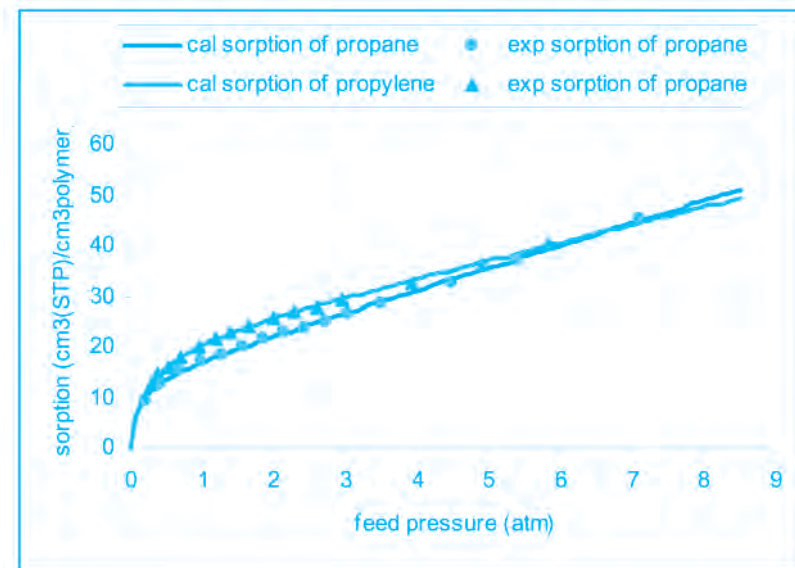
رابطه فوق برای هر جزء i در یک مخلوط n جزئی است.

بنابراین مدل دو جذبی برای جدا سازی یک مخلوط دو جزئی توسط یک غشاء (یک سیستم سه جزئی) پنج پارامتر $C_H, b_i, K_{Di}, D_{Di}, D_{Hi}$ را برای یک جزء معرفی می نماید که سه پارامتر اول از ایزوترم جذب تعادلی و دو پارامتر باقیمانده از اطلاعات تجربی مربوط به میزان تراوایی گازها از میان پلیمربایستی بدست آیند.

جدول ۱: پارامترهای مدل دوجذبی برای پروپان و پروپیلن در حالت خالص در درمای ۳۲۳ کلوین در

پلیمر FDA-TrMPD ۶

C_H (cc(STP)/cm ³)	b (1/atm)	K_D (cc(STP)/cm ³ .(atm))	گاز
۱۴/۰۸	۸/۱۱	۴/۴۷۳	پروپان
۲۰/۸۶	۴/۳۷	۳/۴۱۸	پروپیلن

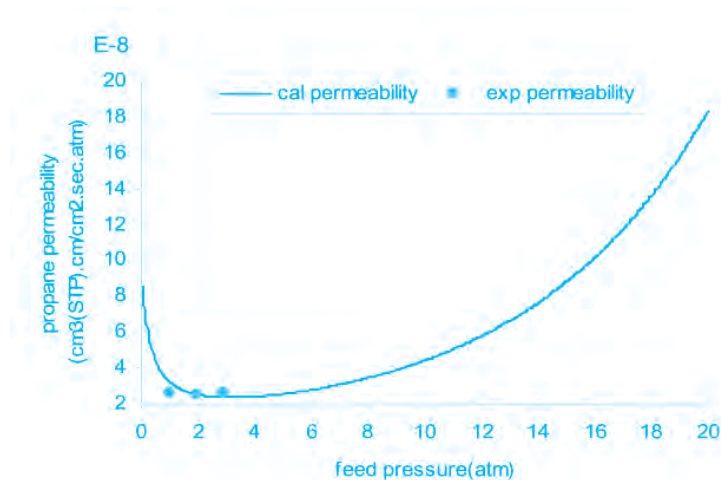


شکل ۹: منحنی جذب هم دمای پروپان و پروپیلن در مقایسه با مقادیر تجربی در حالت خالص [۵]

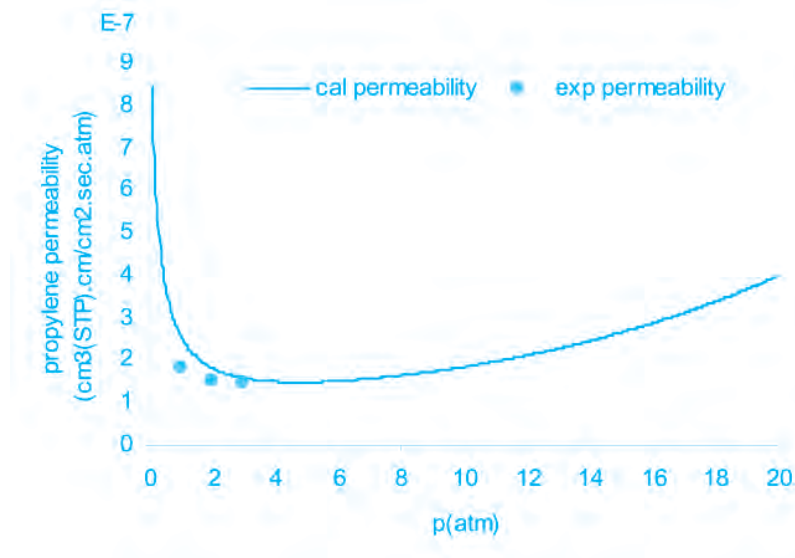
با توجه به محاسبه میزان تراوایی، با استفاده از رابطه فراهم می شود که نتیجه آن در شکل (۱۲) نشان داده (۱۳) به سادگی امکان محاسبه گزینش پذیری مخلوط شده است.

جدول ۲: ضرائب تصحیح شده با استفاده از مدل اصلاح شده ضریب نفوذ

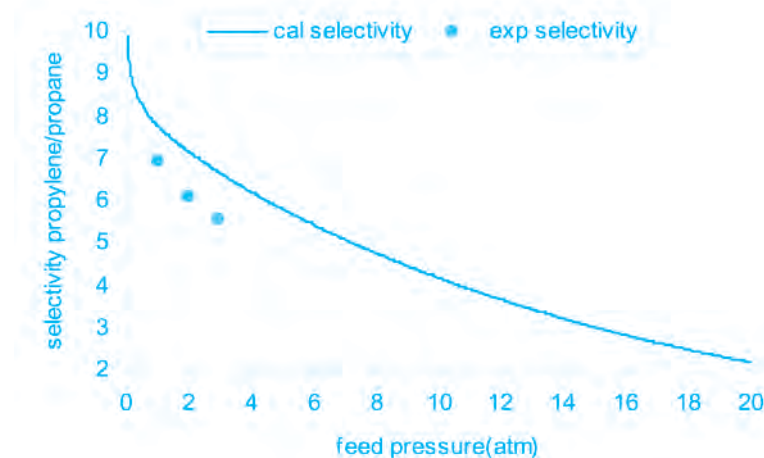
گاز	D_0	γ
پروپان	7.747×10^{-10}	0.07198
پروپیلن	1.015×10^{-8}	0.05437



شکل ۱۰: پیش بینی تراوایی پروپان در مخلوط ۵۰:۵۰ پروپان / پروپیلن در دمای ۳۲۳ کلوین در TrMPD [۵]



شکل ۱۱: پیش بینی تراوایی پروپیلن در مخلوط ۵۰:۵۰ پروپان / پروپیلن در دمای ۳۲۳ کلوین در TrMPD [۵]



شکل ۱۲: پیش بینی گزینش پذیری در مخلوط ۵۰:۵۰ پروپان / پروپیلن در دمای ۳۲۳ کلوین در TrMPD [۵]

سطحی انجام می گیرد، تکنولوژی‌های جداسازی با تکیه بر صرفه جوئی انرژی، ارجحیت دارند. ساختار محافظه کار پالایشگاهها و صنایع پتروشیمی در کنار معایبی که در برخی از تکنولوژی‌های جدید نهفته است، مانع از رسوخ و جایگزینی تکنولوژی‌های جدیدتر به

۵- نتیجه گیری

صنعت جداسازی، بخصوص جداسازی الفین ها از پارافین ها به عنوان یکی از مهمترین فرآیندهای صنعتی پتروشیمی که در حال حاضر به وسیله تقطیر در دمای پایین با مصرف انرژی زیاد ، تقطیر استخراجی و یا جذب

tion Technology: A Review, Journal of Industrial Engineering Chemistry Research, Vol.32, 1993

3. Shimazu A., Miyazak T., Maeda M., Ikeda K., Relationships Between the Chemical Structures and the Solubility: Diffusivity and Permeability Selectivity of Propylene and Propane in 6FDA-Based Polyimides, Journal of Polymer Science: Polymer Physics Edition, Vol.38, 2000

4. Krol J. F., Boerrigter M., Koops G. H., Polyimide Hollow Fiber Gas Separation Membranes: Preparation and the Suppression of Plasticization in Propane/Propylene Environments, Journal of Membrane Science, Vol.184, 2001

5. Tanaka K., Tabuchi A., Hao J., Kita H., Okamoto K., Permeation and Separation Properties of Polyimide Membranes to Olefins and Paraffins, Journal of Membrane Science, Vol.121, 1996

6. Staudt-Bickel C., Koros J., Olefin/Paraffin Gas Separations with 6 FDA-Based Polyimide Membranes, Journal of Membrane Science, Vol.170, 2000

7. Bickel C.S. and Koros W.J., Olefin/paraffin gas separation with 6-FDA polyimide membranes, Journal of Membrane Science, Vol.170, 2000

8. Kumar R., Prausnitz J. M., King C. J, Process Design Considerations for Extractive Distillation: Separation of Propylene-Propane Advances in Chemistry Series, Journal of American Chemical Society, Washington DC, Vol.115, 1972

9. Tajbl D. G., Kanofsky J. S., Braband J. M, UOP's OLEX Process: Journal of New Applications Energy Process, Vol.72, No.5, 1980

[10] Hirai H., Kurima K., Komiyama M., Se-

جای فرآیند انرژی بر تقطیر سنتی در دمای پایین شده است. تکنولوژی‌های جذب شیمیایی و جذب فیزیکی به دلیل غیرفعال شدن عامل کمپلکس ساز در اثر عوامل آلاینده موجود در خوراک و یا ظرفیت پایین بارگیری الفین، جاذبه بالایی ندارد. تقطیر استخراجی تنها در صورتی وجود حلالی مناسب و ارزان قابل رقابت است. انتقال تسهیل شده با استفاده از غشاء به دلیل شرایط عملیاتی خاص و مسئله آلودگی علیرغم گزینش پذیری بالا در جداسازی، غیرمطمئن است. در این راستا جداسازی به وسیله غشاءهای جامد مورد توجه قرار گرفته است. زیرا جداسازی غشایی با توجه به مصرف انرژی پایین و عملکرد ساده، پتانسیل رشد زیادی را دارد. جهت تحقق اهداف آتی جداسازی غشایی لازم است که عملکرد غشاءها با دقت مورد مطالعه و مدل سازی قرار گیرد تا امکان پیش بینی دقیقی از عمل جداسازی بوسیله غشاء فراهم شود. مدل‌های تجربی مختلفی جهت بررسی عملکرد غشاءها از جمله مدل انحلال- نفوذ، مدل دوجذبی و تراوش دوجذبی وجود دارند. البته این مدل‌ها همیشه پیش بینی خوبی در جداسازی غشایی انجام نمی دهند و گاهی تصحیح این مدل‌ها ضرورت می‌یابد. در این مقاله نشان داده شده است که تئوری انحلال- نفوذ قادر به تعیین عملکرد جداسازی مخلوط پروپان/پروپیلن است.

تشکر و قدردانی

از پشتیبانی مادی و معنوی شرکت ملی پالایش و پخش فرآورده های نفتی ایران در انجام این پژوهش تشکر و قدردانی به عمل می آید.

منابع

1. Baker W., Future Directions of Membrane Gas Separation Technology, Journal of Industrial Engineering Chemistry Research, Vol.41, 2002

2. Bruce Eldridge R., Olefin/Paraffin Separation

Binary Mixtures through Moderately Swelling Non-Reacting Membranes, *Journal of Membrane Science*, Vol.23, 1985

17. Stannett V., the Transport of Gases in Synthetic Polymeric Membranes- an Historic Perspective, *Journal of Membrane Science*, Vol.3, 1978, pp97.

18. Sukhtej S. Dhingra , PhD thesis, University in partial fulfillment, 1997

19. Koros W. J., Paul D.R. and Rosha A.A., Carbon Dioxid Sorption and Transport in Polycarbonate, *Journal of Polymer Science: Polymer Physics Edition*, Vol.14, 1976, pp687.

20. Paul D.R. and Koros W. J., Carbon Dioxide Sorption and Transport in Polycarbonate, *Journal of Polymer Science*, Vol.14, 1976, pp675

A review of different techniques for olefin/paraffin separation with focus on membrane-based separation

M. Esfahanian* , A.A. Ghoreishy

Department of Chemical Engineering, School of Engineering, University of Mazandaran, Babol, Iran

Mehr_Esfahanian@yahoo.com

lected Solid Ethylene Adsorption Composed of Copper (I) Chloride and Polystyrene Resin Having Amino Groups, *Journal of Polymer Material Science Engineering*, Vol.55, 1986

11. Hirai H., Hara S., Komiyama M., Polystyrene-Supported Alumina Silver Chloride as Selective Ethylene Adsorbent, *Macromolecule Chemistry*, Vol.130, 1985

12. Fatemizadeh A., Nolley E., Ethylene Recovery from Polyethylene Plant Vent Streams. Presented at the National AIChE Meeting, Orlando, FL, 1990

13. Leblanc O. H., Ward W. J., Mataon S. L., Kimura S. G., Facilitated Transport in Ion Exchange Membranes, *Journal of Membrane Science*, Vol.6, 1980

14. Hughes R. D., Mahoney J. A., Steigelmann E. F., Recent Developments in Separation Science, CRC Press: Boca Raton, FL, 1986

15. Paul D. R. and Koros W. J., Effect of Partial Immobilizing Sorption on Permeability and the Diffusion Time Lag, *Journal of Polymer Science: Polymer Physics Edition*, Vol.14, 1976

16. Brun J.P., Larchet C., Melet R. and Bulvestre G., Modelling of the Prevaporation of

بررسی تاثیر جریان برگشتی بر بازده تولید نفتای سبک و سنگین توسط شبیه ساز Petro-Sim در واحد هیدروکراکینگ پالایشگاه اراک

سپهر صدیقی*، سید رضا سیف محدثی^۱، مجید بهمنی^۱، احمد فرزانه^۲

۱- پژوهشگاه صنعت نفت - مرکز تحقیقات کاتالیست

۲- شرکت پالایش نفت اراک

چکیده

تولید محصولات سبک (نفتای سبک و سنگین) در کشور که تاثیر مستقیم بر افزایش تولید بنزین دارد از اهمیت بالایی برخوردار است. در این تحقیق تاثیر برگشت محصول میان تقطیر (دیزل) و باقیمانده خروجی از برج جداساز واحد هیدروکراکینگ بر تولید محصولات خروجی، خصوصاً نفتا مورد بررسی قرار گرفته است. بدین منظور ابتدا واحد هیدروکراکینگ در محیط Petro-Sim شبیه سازی شده و بر اساس اطلاعات عملیاتی پالایشگاه اراک در مازول HCR-Sim کالیبره شده است. سپس تاثیر برگشت جریان باقیمانده که در طراحی واحد در نظر گرفته شده، بر بازده نهایی محصولات، مورد بررسی قرار گرفته است. سپس به منظور افزایش تولید نفتا، مقداری از محصول دیزل برگشت داده شده و با خوراک تازه (گازوییل برج خلاء) مخلوط شده است. نتایج حاصله نشان می دهد که با این عمل بازده تولید نفتای سبک، سنگین و کروسین در حدود ۱ تا ۲ درصد افزایش خواهد یافت.

واژگان کلیدی:

هیدروکراکینگ، افزایش بازده، شبیه سازی، Petro-Sim، تولید نفت

مقدمه

در صنایع پالایش نفت برای تصفیه باقیمانده نفتی بکار می رود. در طول فرآیند هیدروکراکینگ اجزای سنگین شکسته شده و به اجزایی با وزن مولکولی کم تبدیل می شوند. معمولاً فرآورده های فرآیند هیدروکراکینگ عبارتند از: بنزین با عدد اکتان بالا، سوخت جت و گازوییل

افزایش تقاضا برای محصولات میان تقطیر در کنار افزایش تولید نفت خام سنگین باعث شده است که هیدروکراکینگ به عنوان یکی از مهمترین فرآیندهای پالایشگاهی مورد توجه قرار گیرد. هیدروکراکینگ معمولاً

* Sadighis@ripi.ir

هیدروکراکینگ پالایشگاه اراک بر بازده تولید محصولات، روشهایی برای افزایش تولید بنزین در این واحد از جمله انتگراسیون این واحد با واحد کراکینگ کاتالیستی^۱ [۶] و اختلاط خوراک این واحد با دیزل [۷] مورد بررسی قرار گرفته اند.

شرح فرآیند

چنانچه از نام هیدروکراکینگ استنباط می شود، این فرآیند مجموعه ای از دو فرآیند اصلی زیر است :

۱- شکستن مولکولهای مواد نفتی^۲

۲- هیدروژناسیون ترکیبات غیر اشباع^۳

این فرآیند در مجاورت کاتالیست مناسبی صورت می گیرد که عمل شکستن و هیدروژناسیون مواد نفتی را سهولت می بخشد. فرآیند هیدروکراکینگ یکی از انعطاف پذیرترین فرآیندهای صنایع پالایش نفت است. اکثر برشهای نفتی از نفتا تا مواد آسفالتی می توانند به عنوان خوراک واحد هیدروکراکینگ بکار رفته و محصولات مطلوبی با وزن مولکولی کمتر از وزن مولکولی خوراک تولید نماید. در این فرآیند همزمان با عمل هیدروکراکینگ، عملیات زدایش گوگرد، ازت و اکسیژن از محصولات و اشباع الفین ها صورت می گیرد و محصولات نهایی ضرورتاً شامل پارافین ها، نفتن ها و آروماتیک ها خواهند بود.

در واحد هیدروکراکینگ دو بخش اصلی وجود دارد :

- بخش واکنش، شامل یک یا دو راکتور

- بخش تفکیک، شامل تعدادی ستون تفکیک و

تثبیت

هیدروکراکینگ یک مرحله ای

در شکل (۱) یک واحد یک مرحله ای هیدروکراکینگ نشان داده شده است.

روش یک مرحله ای هنگامی استفاده می شود که از یک برش سنگین، استحصال حداکثر فرآورده های میان تقطیر مانند سوخت جت و گازوییل مورد توجه بوده یا هنگامی که خوراک تازه، عاری از ناخالصیهای مسموم

مرغوب که انتخاب شرایط عملیاتی مناسب، واکنشها را به سوی تولید فرآورده های مورد نظر سوق می دهد. اهمیت و پیشرفت این واحد را می توان معلول یکی از عوامل زیر دانست :

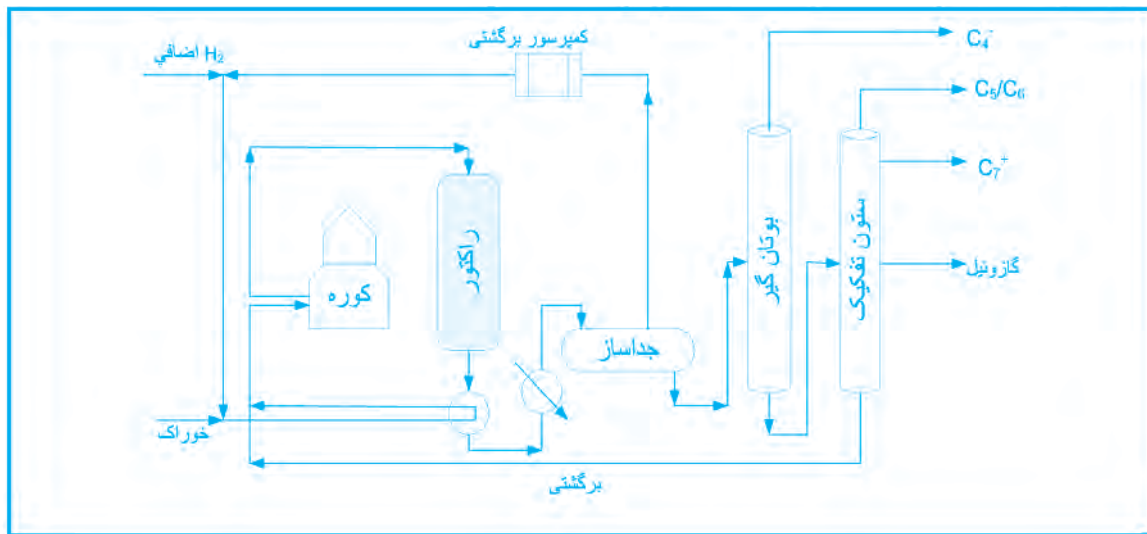
۱- قابلیت تغییر و انعطاف پذیری این فرآیند که امکان می دهد اجزا قابل کنترل از محصولات متنوع و به میزان مورد نظر تولید نمود.

۲- با پیشرفت تکنولوژی و ساخت کاتالیستهای مرغوب، امکان عملکرد مطلوب با ملاحظات اقتصادی وجود دارد.

علاوه بر این وجود عواملی چون کیفیت محصولات تولیدی با تاثیرات مثبت در حفظ محیط زیست نیز اثر مستقیمی در سرعت بخشیدن به رشد و پیشرفت این فرآیند داشته است. پائین بودن مقدار گوگرد و ازت در محصولات تولیدی از فرآیند هیدروکراکینگ باعث کاهش تولید گازهای اکسید ازت و گوگرد در زمان استفاده از محصول نفتی خواهد شد.

در سالهای اخیر به علت تغییر ساختار پالایشگاهها، فعالیت هائی در جهت افزایش تولید فرآورده هایی نظیر بنزین و هیدروژن و بهبود کاتالیست، به سرعت گسترش یافته است. هیدروکراکینگ همانند کراکینگ کاتالیستی، برشهای هیدروکربنی سنگین و ارزان را به برشهای سبک تر و با ارزش تر تبدیل می کند. ویژگی اصلی هیدروکراکینگ عملکرد در فشار بالای هیدروژن است.

تاکنون توسط شرکت های معتبری همچون Aspen و KBC [۲۱] فعالیتهای زیادی در زمینه استفاده از شبیه سازهای پالایشگاهی انجام شده است. در ایران نیز استفاده از شبیه سازهای پالایشگاهی نظیر Hysys-Refinery و Petro-Sim برای شبیه سازی و بهینه سازی عملکرد فرآیندهای پالایشگاهی خصوصاً برای واحد تبدیل کاتالیستی [۳و۴و۵] انجام شده اما تاکنون هیچ فعالیتی در واحد هیدروکراکینگ با استفاده از این شبیه سازها گزارش نشده است. در این مقاله پس از مطالعه تاثیر جریان برگشتی خروجی از انتهای برج جداساز واحد



شکل ۱: جریان فرآیند یک واحد هیدروکراکینگ یک مرحله ای

نیز پس از تبادل حرارت در یک مبدل به قسمت تفکیک^۲ فرستاده می‌شود. این قسمت شامل یک جدا کننده فشار پائین، محفظه تبخیر ناگهانی و برج تقطیر سینی دار است. محصولات نهائی در این قسمت عبارتند از: گازهای سبک^۱، گاز مایع^۲، نفتای سبک و سنگین، کروزن، دیزل و محصول سنگین^۳ درصدی از محصول سنگین ایجاد شده در برج تقطیر، بعنوان خوراک برگشتی چنانچه توضیح داده شد با خوراک تازه مخلوط می‌شود.

هیدروکراکینگ دو مرحله ای

در فرآیند هیدروکراکینگ دو مرحله ای (شکل ۲)، مواد خروجی از دو راکتور، در یک جداکننده فشار بالا دریافت می‌شوند. فرآورده سنگین از انتهای ستون تفکیک به راکتور مرحله دوم بازگردانده می‌شود. امتیاز این روش نسبت به یک مرحله ای انعطاف پذیری بیشتر آنها و نیز امکان جهت دادن تولید به سوی حداکثر مواد میان تقطیر و نفتا است.

کننده کاتالیست (ترکیبات نیتروژن دار، فلزات و ...) باشد.

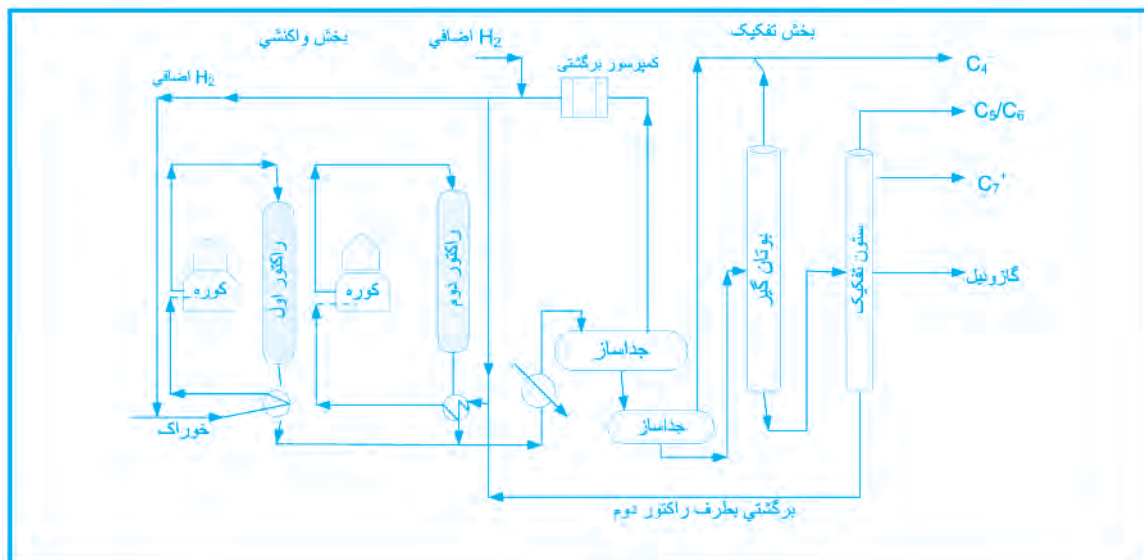
واحد هیدروکراکینگ پالایشگاه سازند اراک از نوع یک مرحله ای و شامل سه ردیف^۱ است که در هر ردیف یک راکتور کاتالیستی بستر ثابت وجود دارد. در این واحد، ابتدا خوراک تازه با گاز برگشتی غنی از هیدروژن در یک مبدل گرم شده و پس از مخلوط شدن با باقیمانده برگشتی، جهت رسیدن به دمای لازم وارد کوره می‌شود. به منظور انجام واکنشها، این مخلوط وارد راکتوری با چهار بستر ثابت کاتالیستی می‌شود. جریان خوراک در این راکتور بصورت رو به پائین^۲ است که محصول خروجی از هر بستر ابتدا توسط گاز هیدروژن خنک شده و سپس وارد بستر بعدی می‌شود.

محصول خروجی از هر راکتور ابتدا توسط یک مبدل، خنک شده و سپس مخلوط جریان های خروجی از راکتورها وارد جدا کننده فشار بالا می‌شود. محصول گاز خروجی از جدا کننده به عنوان گاز برگشتی به راکتور برگشت داده شده و محصول مایع خروجی از جدا کننده

جدول ۱: خصوصیات کاتالیست

مورد مطالعاتی اول	مورد مطالعاتی دوم	واحد	متغیر
۷۵۲	۷۳۰	کیلو گرم بر متر مکعب	دانسیته کاتالیست
۹۳٫۷	۳۰	بشکه بر پوند کاتالیست	طول عمر کاتالیست

1.Train 2.Down Flow 3.Fractionator 4.Off gas 5.LPG 6.Off test



شکل ۲: نمودار جریان فرآیند یک واحد هیدروکراکینگ دو مرحله ای

اطلاعات جمع آوری شده

برای کالیبراسیون واحد هیدروکراکینگ اطلاعات عملیاتی زیر به شرح جداول (۱) الی (۵) جمع آوری شد.

جدول ۲: شرایط خوراک

مورد مطالعاتی دوم	مورد مطالعاتی اول	واحد	متغیر
۱۵۹,۱	۱۶۳,۷	متر مکعب بر ساعت	دبی خوراک
۹۹,۳	۹۹,۸	متر مکعب بر ساعت	دبی برگشتی
۹۱۵	۹۱۱	کیلو گرم بر متر مکعب	دانسیته
۱,۹	۱,۴	درصد وزنی	گوگرد کل
تقطیر ASTM D1160			
۳۱۳,۳	۳۳۳	درجه سانتی گراد	نقطه جوش اولیه (IBP)
۳۸۱,۱	۳۸۹	درجه سانتی گراد	٪ ۱۰
۴۱۱,۷	۴۱۴	درجه سانتی گراد	٪ ۳۰
۴۳۱,۷	۴۳۴	درجه سانتی گراد	٪ ۵۰
۴۵۳,۳	۴۵۳	درجه سانتی گراد	٪ ۷۰
۴۸۰	۴۸۱	درجه سانتی گراد	٪ ۹۰
۵۰۵	۵۰۰	درجه سانتی گراد	نقطه جوش نهائی (EP)
۷۰	۷۰	درجه سانتی گراد	دمای خوراک
۳۷۹	۳۸۲	درجه سانتی گراد	دمای پس از کوره
۱۹۲	۱۸۸	درجه سانتی گراد	دمای مخلوط خوراک و جریان برگشتی

جدول ۳: شرایط رآکتور

متغیر	واحد	مورد مطالعاتی اول	مورد مطالعاتی دوم
بستر اول			
دمای ورودی	سانتی گراد	۳۸۲	۳۷۹
دمای خروجی	سانتی گراد	۳۹۱	۳۹۵,۵
بستر دوم			
دمای ورودی	سانتی گراد	۳۸۲	۳۸۶
دمای خروجی	سانتی گراد	۳۹۱	۳۹۷,۵
بستر سوم			
دمای ورودی	سانتی گراد	۳۹۲	۳۹۰
دمای خروجی	سانتی گراد	۴۱۱	۴۰۳
بستر چهارم			
دمای ورودی	سانتی گراد	۴۰۳	۳۹۴,۵
دمای خروجی	سانتی گراد	۴۱۲	۴۰۳

جدول ۴: بهره (Yield) محصولات

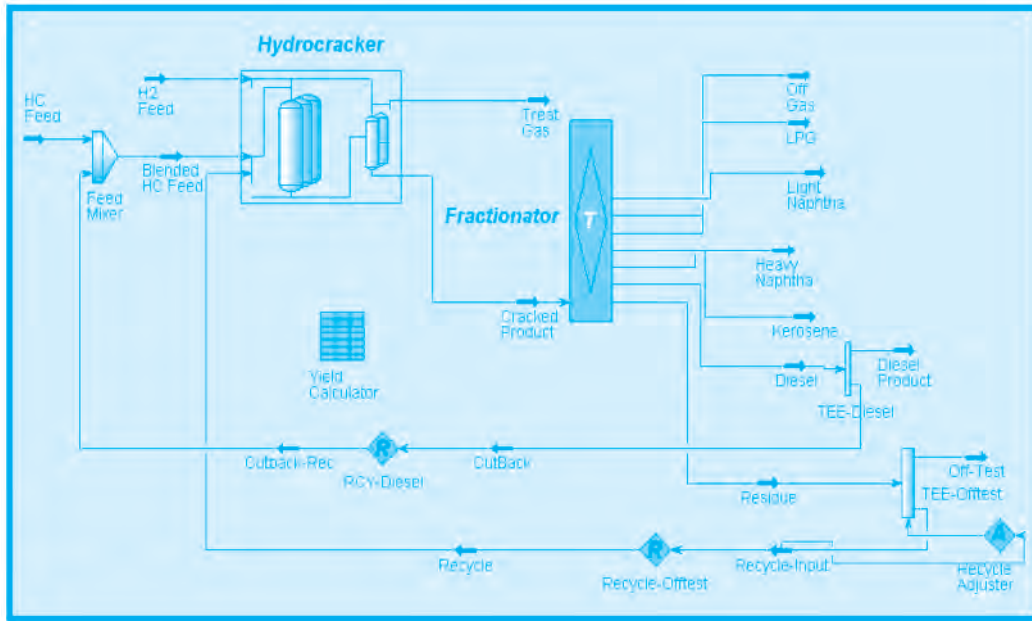
متغیر	واحد	مورد مطالعاتی اول	مورد مطالعاتی دوم
نفتای سبک	درصد وزنی از خوراک تازه	۵,۱۰۲	۵,۷
نفتای سنگین	درصد وزنی از خوراک تازه	۱۰,۴۴	۱۱
نفت سفید	درصد وزنی از خوراک تازه	۳۸,۳۹	۳۷,۹
دیزل	درصد وزنی از خوراک تازه	۴۳,۴۹	۴۰,۴
محصول سنگین	درصد وزنی از خوراک تازه	۳,۶۵۸	۴,۷

جدول ۵: خصوصیات محصولات

متغیر	واحد	مورد مطالعاتی اول	مورد مطالعاتی دوم
نفتای سبک			
دانسیته	کیلو گرم بر متر مکعب	۶۶۵	۶۹۰
تقطیر (ASTM D86)			
نقطه جوش اولیه (IBP)	درجه سانتی گراد	۳۷	۴۹
% ۱۰	درجه سانتی گراد	۴۴	۵۷
% ۳۰	درجه سانتی گراد	۴۷	۶۱
% ۵۰	درجه سانتی گراد	۵۲	۶۶
% ۷۰	درجه سانتی گراد	۵۹	۷۰
% ۹۰	درجه سانتی گراد	۶۶	۷۷
نقطه جوش نهایی (EP)	درجه سانتی گراد	۸۰	۸۹
نفتای سنگین			
دانسیته	کیلو گرم بر متر مکعب	۷۴۶	۷۴۰
تقطیر (ASTM D86)			
نقطه جوش اولیه (IBP)	درجه سانتی گراد	۹۷	۹۵
% ۱۰	درجه سانتی گراد	۱۰۳	۱۰۰
% ۳۰	درجه سانتی گراد	۱۰۶	۱۰۲
% ۵۰	درجه سانتی گراد	۱۰۸	۱۰۵
% ۷۰	درجه سانتی گراد	۱۱۳	۱۰۸
% ۹۰	درجه سانتی گراد	۱۲۱	۱۱۷
نقطه جوش نهایی (EP)	درجه سانتی گراد	۱۴۶	۱۴۰

جدول ۵: (ادامه) خصوصیات محصولات

مورد مطالعاتی دوم	مورد مطالعاتی اول	واحد	متغیر
نفت سفید			
۷۹۰	۸۰۲	کیلو گرم بر متر مکعب	دانسیته
تقطیر (ASTM D86)			
۱۵۱	۱۵۵	درجه سانتی گراد	نقطه جوش اولیه (IBP)
۱۶۵	۱۷۵	درجه سانتی گراد	% ۱۰
۱۸۰	۱۸۷	درجه سانتی گراد	% ۳۰
۱۹۷	۲۰۲	درجه سانتی گراد	% ۵۰
۲۱۵	۲۲۰	درجه سانتی گراد	% ۷۰
۲۴۱	۱۴۵	درجه سانتی گراد	% ۹۰
۲۶۰	۲۶۶	درجه سانتی گراد	نقطه جوش نهائی (EP)
دیزل			
۸۲۳	۸۲۳	کیلو گرم بر متر مکعب	دانسیته
تقطیر (ASTM D86)			
۲۶۶	۲۸۳	درجه سانتی گراد	نقطه جوش اولیه (IBP)
۲۹۶	۳۰۳	درجه سانتی گراد	% ۱۰
۳۱۰	۳۱۶	درجه سانتی گراد	% ۳۰
۳۲۶	۳۳۰	درجه سانتی گراد	% ۵۰
۳۴۵	۳۴۷	درجه سانتی گراد	% ۷۰
۳۶۷	۳۶۸	درجه سانتی گراد	% ۹۰
۳۷۸	۳۸۰	درجه سانتی گراد	نقطه جوش نهائی (EP)
محصول سنگین			
۸۳۰	۸۳۱	کیلو گرم بر متر مکعب	دانسیته
تقطیر (ASTM D86)			
۳۷۸٫۹	۳۹۰	درجه سانتی گراد	نقطه جوش اولیه (IBP)
۳۹۲٫۲	۳۹۹	درجه سانتی گراد	% ۱۰
۴۱۰	۴۱۳	درجه سانتی گراد	% ۳۰
۴۲۰٫۶	۴۲۳	درجه سانتی گراد	% ۵۰
۴۳۲٫۲	۴۳۶	درجه سانتی گراد	% ۷۰
۴۵۷٫۸	۴۶۳	درجه سانتی گراد	% ۹۰
۴۹۱٫۷	۴۸۴	درجه سانتی گراد	نقطه جوش نهائی (EP)



شکل ۳: شبیه سازی واحد هیدروکراکینگ در محیط Petro-Sim

نتیجه گیری و بحث

نتایج شبیه سازی

توسط شبیه ساز آرنیوسی است. از این رو در شبیه سازی جداسازی بصورت ایده آل فرض شده است. تفاوت موجود بین دیاگرام فرایندی^۱ و دیاگرام شبیه سازی^۲ در قسمت جدا سازی است.

بازده و نقطه جوش نهایی محصولات سبک و سنگین عملیاتی و نتایج شبیه سازی در جداول (۶) و (۷) ارائه شده است.

خطای مشاهده شده در جداول (۶) و (۷) می تواند بدلیل خطای ابزار دقیق هنگام جمع آوری اطلاعات کالیبراسیون، خطای آزمایشگاهی تهیه منحنی تقطیر، خواص خوراک، محصولات یا خطای نرم افزار باشد. با این

بعد از کالیبراسیون واحد هیدروکراکینگ بر اساس اطلاعات عملیاتی جمع آوری شده، این واحد در محیط Petro-Sim شبیه سازی شد (شکل ۳). در این شبیه سازی معادله حالت مورد استفاده Peng-Robinson است و برای تعریف خوراک، از ماتریس Refinery assay موجود در بانک اطلاعاتی شبیه ساز استفاده شد که علاوه بر کلیه مواد حقیقی (مانند H_2O ، H_2S ، O_2 و خانواده C_3 و C_4)، شبه جزهائی با نقطه جوش $31/2$ تا 850 درجه سانتی گراد را پوشش می دهد [۸]. مدل سینتیکی مورد استفاده

جدول ۶: مقایسه بین بازده محصولات عملیاتی و نتایج شبیه سازی

محصول	درصد بهره (شبیه سازی)	درصد بهره (واقعی)	درصد خطا
نفتای سبک	۵،۱۰۲	۵،۳۷	-۴،۹۹
نفتای سنگین	۱۰،۴۴	۱۱،۷	-۱۰،۷۷
نفت سفید	۳۸،۳۹	۳۸،۷۹	-۱،۰۳
دیزل	۴۳،۴۹	۴۳،۱	۰،۹
محصول سنگین	۳،۶۵۸	۳،۱۱	۱۷،۶۲

جدول ۷: مقایسه بین نقطه جوش نهایی محصولات عملیاتی و نتایج شبیه سازی

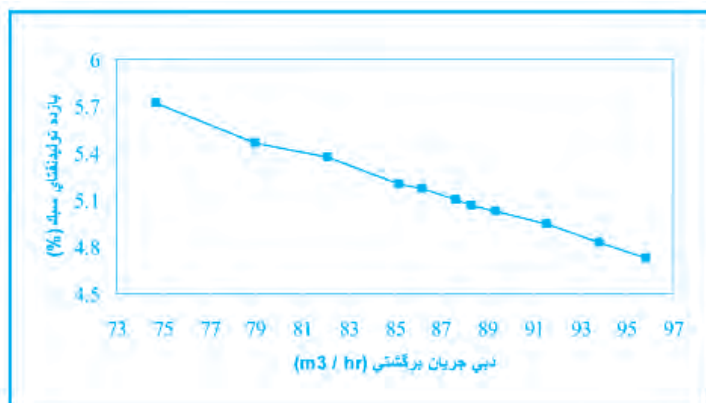
محصول	شبیه سازی	واقعی	درصد خطا
نفتای سبک	۷۷,۷۱	۸۰	-۲,۸۶
نفتای سنگین	۱۴۴,۱	۱۴۰	۲,۹۳
نفت سفید	۲۷۴,۵	۲۶۶	۳,۲
دیزل	۳۷۴,۶	۳۸۰	-۱,۴۲
محصول سنگین	۳۹۰+	۳۸۵+	۱,۳۰

گرفته است. نتایج بدست آمده نشان می دهند که کاهش جریان برگشتی موجب افزایش نفتای سبک، سنگین و نفت سفید شده شکل (۴) الی (۶) اما مقدار محصولات میان تقطیر (شکل ۶) کاهش خواهند یافت. ضمناً کاهش مقدار جریان برگشتی موجب افزایش باقیمانده تقطیر (شکل ۷) خواهد شد. همچنین می توان نتیجه گرفت که کاهش جریان

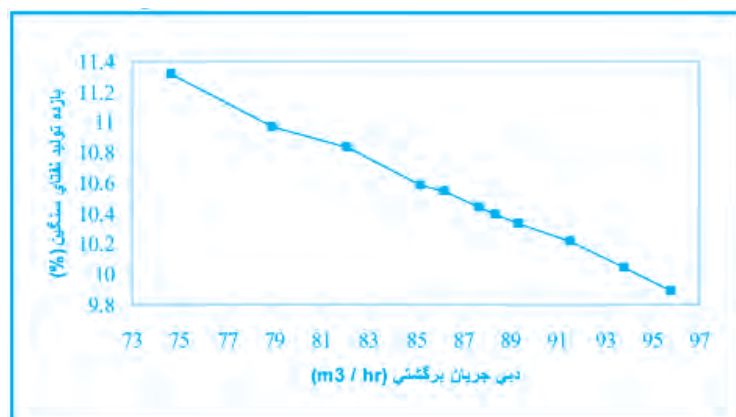
حال از آنجا که متوسط خطا کمتر از ۵ درصد است. نتایج شبیه سازی قابل قبول است.

تاثیر جریان برگشتی باقیمانده بر بازده محصولات

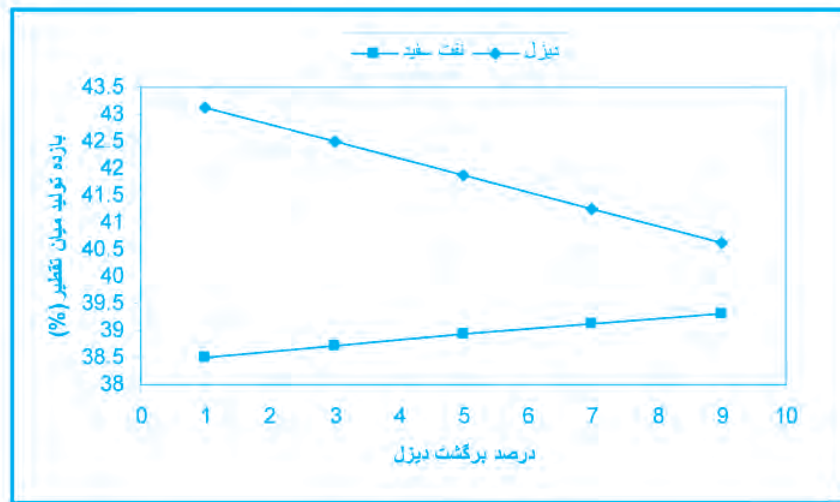
با ثابت نگه داشتن دبی خوراک ورودی ($159 \text{ m}^3/\text{hr}$) و شرایط عملیاتی، تغییر دبی جریان برگشتی باقیمانده و هیدروکراکینگ بر بازده محصولات مورد بررسی قرار



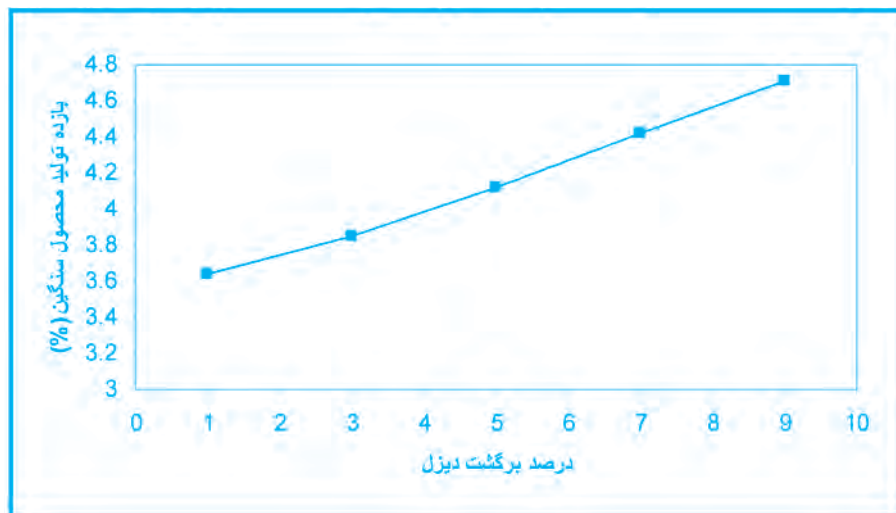
شکل ۴: حساسیت بازده نفتای سبک نسبت به جریان برگشتی باقیمانده



شکل ۵: حساسیت بازده نفتای سنگین نسبت به جریان برگشتی باقیمانده



شکل ۶: حساسیت بازده محصولات میان تقطیر نسبت به جریان برگشتی باقیمانده



شکل ۷: حساسیت بازده باقیمانده نسبت به جریان برگشتی

برگشتی، افزایش محصولات سبک را موجب خواهد شد. بنابراین با حذف کامل جریان برگشتی، افزایش دبی خوراک تازه و انتگراسیون واحد هیدروکراکینگ با واحد کراکینگ کاتالیستی که خوراک آن باقیمانده کراکینگ است، می‌توان حداکثر تولید بنزین و محصولات میان تقطیر را بدست آورد [۶]

میان تقطیر با خوراک ورودی به واحد FCC تولید بیشتر محصولات سبکتر (از جمله بنزین FCC) به دنبال خواهد داشت [۷]. بر همین اساس تاثیر بازگشت دیزل بر محصولات واحد هیدروکراکینگ نیز در واحد هیدروکراکینگ مورد بررسی قرار گرفت که نتایج آن در شکل های (۸) الی (۱۱) به ترتیب برای نفتی سبک، سنگین، نفت سفید و دیزل و باقیمانده تقطیر ارائه شده است. محور افقی در شکل های مذکور، درصد بازگشت دیزل را نشان می‌دهد که ارتباط آن با دبی حجمی و

تاثیر جریان برگشتی دیزل بر بازده محصولات نتایج بررسی‌ها نشان داد که مخلوط نمودن برشهای

تاثیر جریان برگشتی دیزل بر بازده محصولات نتایج بررسی‌ها نشان داد که مخلوط نمودن برشهای

جدول ۸: رابطه بین درصد بازگشت دیزل با دبی حجمی و جرمی

دبی حجمی متر مکعب بر ساعت	دبی جرمی کیلو گرم بر ساعت	دیزل
۰.۷۵۳۵	۶۳۴.۱۵	۱
۲.۲۷۴	۱۹۱۳.۴	۳
۳.۸۱۴	۳۲۰۸.۸	۵
۵.۳۷۵	۴۵۳۱	۷
۶.۹۵۸	۵۸۵۲.۴	۹

جرمی در جدول (۸) نشان داده شده است. همانگونه که ملاحظه می‌شود اختلاط دیزل با خوراک ورودی بطور قابل توجهی (حدود ۰/۸ درصد) بازده تولید نفتای

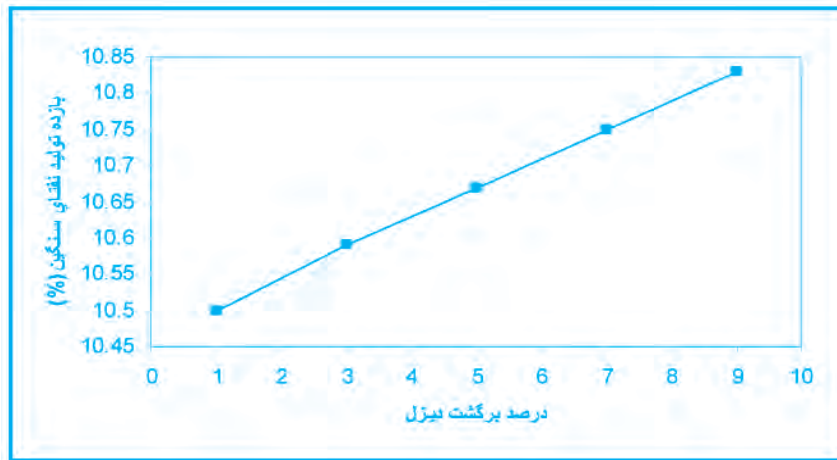
جمع بندی

در این تحقیق، پس از جمع آوری اطلاعات عملیاتی هیدروکراکینگ تک مرحله ای پالایشگاه اراک و استفاده از آنها برای کالیبراسیون شبیه ساز توسط ماژول HCR-Sim، این واحد در محیط Petro-Sim شبیه-سازی گردید. سپس تاثیر دبی جریان برگشتی باقیمانده

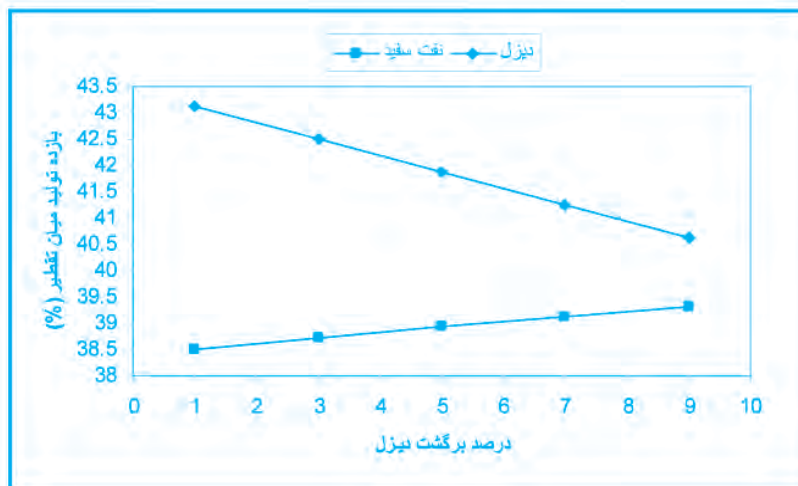
سبک و سنگین و حدود یک درصد بازده تولید کروسین را افزایش داده است. در حالیکه تولید دیزل در حدود ۲ درصد کاهش می یابد. با احتساب ارزش مواد فوق می توان نقطه بهینه‌ای را برای مقدار بازگردانی با توجه به اقتصاد فرآیند بدست آورد. علاوه بر این استراتژیک بودن تولید



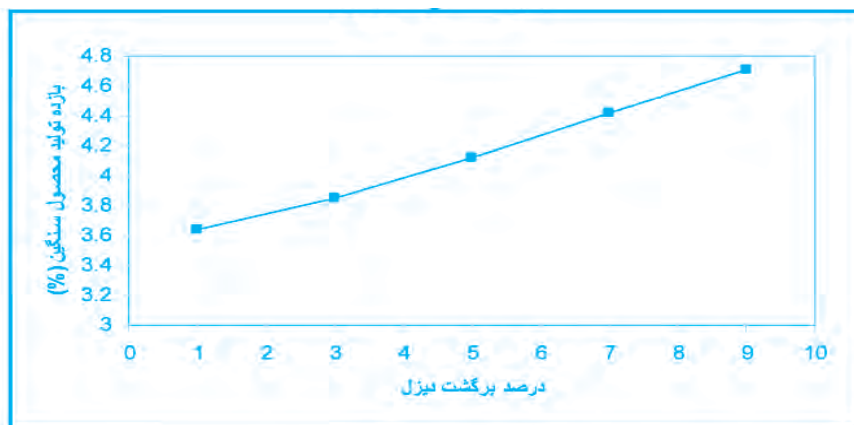
شکل ۸: حساسیت بازده نفتای سبک نسبت به جریان برگشتی دیزل



شکل ۹: حساسیت بازده نفتای سنگین نسبت به جریان برگشتی دیزل



شکل ۱۰: حساسیت بازده محصولات میان تقطیر نسبت به جریان برگشتی دیزل



شکل ۱۱: حساسیت بازده محصول باقیمانده نسبت به جریان برگشتی دیزل

۴. صدیقی، سپهر، سیف محدثی، سید رضا، میرزایی، علی اکبر، علیزاده، محمد رضا، « شیبیه سازی و بررسی تاثیر متغیرهای عملیاتی بر عملکرد واحد تبدیل کاتالیستی پیوسته (CCR) پالایشگاه اراک»، یازدهمین کنگره مهندسی شیمی، دانشگاه تربیت مدرس، تهران، آذر ۱۳۸۵.

5. Mohaddeci, S.R., Sadighi, S., Zahedi, S., Bonyad, H., Reactor Modeling and Simulation of Catalytic Reforming Process, Chemical Technology- an Indian Journal, July 2006, Vol 1, Issue 1.

6. Dean, R.R., Mauleon, J.L., Combined Fluid Catalytic Cracking and Hydrocracking Procees, United State Patent, 4,426,726, Jan. 17, 1984.

7. Report: S., Results of Processing VGO-LCO Blends in a Fluid Catalytic Cracking Commercial Unit, Energy and Fuels, 2002, 16, pp 718-723.

8. Petro-Sim User Guide, KBC Advanced Technologies, KBC PROFIMATIC

9. Gerald L. Kaes, Refinery Process Modeling, A Practical Guide to Steady State Modeling (Using Commercial Simulators), First Edition, Kaes Enterprises Inc. 2000

سنگین خروجی از انتهای برج تقطیر که با خوراک تازه مخلوط و وارد راکتورهای هیدروکراکینگ می شود بر بازده محصولات مورد بررسی قرار گرفت. نتایج نشان دادند که با کاهش این جریان، تولید محصولات سبک تر همچون نفتای سبک و سنگین افزایش می یابد. در نتیجه می توان این جریان را حذف نموده و به جای آن ضمن افزایش خوراک ورودی به واحد، محصول سنگین را به واحد کراکینگ کاتالیستی منتقل نمود تا حداکثر مقدار بنزین بدست آید. بعلاوه برگشت دیزل تولیدی واحد و اختلاط آن با خوراک تازه، تولید نفتای سبک و سنگین در نهایت بنزین را افزایش داد.

منابع

1. Wesphalen, D., Shethna, H., Refinery Wide Simulation, Aspen Technology, March 2004.

2. Lee, R., Leunenberger, E., Powell, R., Optimizing the Cat Feed Hydrotreater /FCCU Complex with Detailed Simulation Tools, World Refining, July 2001.

۳. سیف محدثی، ر.، زاهدی عبقری، س.، صدیقی، سپهر، و بنیاد، حمید، «مدلسازی واحد تبدیل کاتالیستی توسط مدل Smith و مقایسه با نرم افزار Petro-Sim و داده های عملیاتی»، دهمین کنگره ملی مهندسی شیمی، دانشگاه سیستان و بلوچستان، زاهدان، آذر ۱۳۸۴.

مدل سازی جریان محترق در یک محفظه احتراق توربین گاز با استفاده از نرم افزار فلونت

حمیدرضا سردشتی^۱

کارشناسی ارشدطراحی مکانیک - شرکت خطوط لوله و مخابرات نفت ایران

چکیده

در تحقیق حاضر میدان جریان محترق درون محفظه احتراق توربین گاز با استفاده از نرم افزار فلونت، مدل سازی شده است. برای این منظور پس از مدل سازی هندسی توسط نرم افزار Catia، شبکه بندی با Gambit انجام شده است. همچنین با تعریف شرایط مرزی مناسب به کمک نرم افزار Fluent جریان محترق حل شده است. علاوه بر این واکنش های شیمیایی با نرخ محدود در نظر گرفته شده اند. جریان محترق در این محفظه حل شده و کانتورهای خواص مختلف (دما، فشار و اجزای شیمیایی) استخراج شده است. همچنین راندمان احتراق و فاکتور یکنواختی پروفایل دما در محفظه محاسبه شده و محصولات احتراقی در خروجی نیز مورد ارزیابی قرار گرفته اند.

واژگان کلیدی:

محفظة احتراق، میدان سرعت، پروفایل دما، پروفایل آلاینده ها، جریان احتراقی، توربولانس، راندمان احتراق .

مقدمه :

در سال ۱۹۹۵ Tolpadi و همکارانش [۱] مطالعه ای بر

روی محاسبات جریان دو فازی در محفظه احتراق توربین گاز انجام دادند. در این مقاله جریان احتراقی توربولانس دو فازی در محفظه احتراق توربین گاز محاسبه شده است. معادلات فاز گازی به شکل اویلری حل می شود. مدل توربولانس به صورت K و مدل شیمیایی با نرخ محدود در نظر گرفته می شود. میدان سرعت در محفظه احتراق و

توزیع مناسب دما در خروج از محفظه احتراق از نیازهای اساسی در طراحی محفظه احتراق است. برای خنک کردن محصولات احتراق با حرارتی متناسب با دمای محدوده مجاز پره های توربین، هوای سرد از طریق سوراخ های تعبیه شده در ناحیه رقیق سازی وارد محفظه می شود .

همچنین کانتورهای دمای بی‌بُعد را به دست آوردند .

در سال ۱۹۹۷ Danis و همکارانش [۲] با هدف طراحی محفظه احتراق توربین گاز مطالعه‌ای بر روی روش CCD (computational combustion dynamics) انجام دادند. برای این منظور یک محفظه احتراق توربین گاز مورد بررسی قرار گرفت. با استفاده از این روش تخمین نسبتاً خوبی از تولید دوده و دمای خروجی بدست آمد. برای واکنش‌های توربولانس و شیمیایی از شبیه‌سازی مونت کارلو استفاده شده است.

در تحقیق مذکور موتوری از نوع GE/SNECMA CFM56 مورد بررسی قرار گرفت. در سال ۱۹۹۷ Tolpadi و همکارانش [۳] محاسبات CFD-PDF² لاگرانژی کوپل شده مونت کارلو را برای محفظه احتراق توربین گاز مورد بررسی قرار دادند. در این مطالعه تابع دانسیته احتمالی مونت کارلو برای واکنش توربولانس، سه بعدی دائم بکار رفته و صدور CO و NOX تخمین زده شده است. همچنین میدان فشار متوسط با حل معادله پویسون (poisson) برای جریان یا با حل جریان جابجایی بدست می‌آید. نوع سوخت JetA بوده و برای هر ذره یک معادله دیفرانسیل معمولی حل شده است. کانتور آلاینده‌ها را در خروجی به دست آورده‌اند. در سال ۲۰۰۰، Reksowardojo و همکارانش عملکرد موتور گاز صنعتی و صدور گاز خروجی را با استفاده از سوخت گازی با درصد بالای CO₂ مورد مطالعه قرار دادند. [۴] در این مطالعه خروجی‌های تجربی بدست آمده در یک موتور گاز در مقیاس بر روی یک دستگاه موتور تست از نوع JS۲۰۸GS P.L.C با ماکزیمم توان ۲۰۰ KW بررسی و اثر نسبت CO₂ بر نیز محاسبه شده است.

در تحقیق مورد نظر تاکید اصلی بر به دست آوردن پروفیل دما و آلاینده‌ها در خروجی است. مدل توربولانس n-hexanC₆H₁₄ بوده و سوخت مورد استفاده RNG/K-E است. برای حل این مدل، معادلات جرم، مومنتوم، انرژی و توربولانس با روش Segregated حل شده‌اند. همچنین مدل شیمیایی Species Transport و نرخ واکنش‌های

شیمیایی Finite Rate در نظر گرفته شده است .

هندسه میدان و شبکه بندی آن

به منظور نمایش مسیرهای عبور جریان، یک قطاع ۱۸ درجه از مدل سه بعدی محفظه احتراق حلقوی در نظر گرفته شده است. جهت ایجاد هندسه از مراجع [۳] و [۴] استفاده شده است. همانگونه که در شکل (۱) نشان داده شده است این محفظه شامل قسمت‌های زیر است:

- انژکتور جهت ورود سوخت

- سوراخهایی جهت ورود هوا و خنک سازی جدار محفظه که در پنج ردیف در بالای محفظه و سه ردیف در پایین آن تعبیه شده‌اند.

- سوراخهایی جهت رقیق سازی مخلوط سوخت و هوا که در دو ردیف بالا و دو ردیف پایین در نظر گرفته شده‌اند.

هشت عدد سوراخ سوپرل بیضی شکل که هوای ورودی را پس از ایجاد چرخش وارد محفظه احتراق می‌کنند. زاویه سوراخ‌های مذکور نسبت به صفحه انژکتور ۲۴ درجه و زاویه چرخش هوا (سوپرل) ۱۵ درجه است.

- سوراخ‌های چرخش ثانویه که هوای ورودی از آنها پس از برخورد با پره‌هایی که با زاویه ۲۵ درجه در این قسمت تعبیه شده‌اند، در جهت مورد نظر وارد محفظه احتراق می‌شود.

هشت عدد سوراخ کلگی برای ورود هوا

جهت ایجاد شبکه محاسباتی از نرم افزار گمبیت (Gambit) استفاده شده است. در حالت سه بعدی شبکه مورد نظر حدود ۳۰۰/۰۰۰ مش ایجاد شده است. برای این منظور ابتدا در سطوح مختلف مش دو بعدی ایجاد شده و سپس به حالت سه بعدی گسترش داده شدند. شکل (۱)

معادله انرژی

معادله انرژی به صورت زیر نوشته می شود .

$$\left(\rho \frac{De}{Dt} \right) = -\frac{\partial q_i}{\partial x_i} + \sigma_{ji} \frac{\partial u_i}{\partial x_j} + \dot{Q} + \rho \sum_{k=1}^N Y_k \delta_{k,i} V_{k,i}$$

معادله انتقال اجزاء (specie)

$$\frac{\partial}{\partial t} (\rho Y_i) + \nabla \cdot (\rho \vec{v} Y_i) = -\nabla \cdot \vec{J}_i + R_i + S_i$$

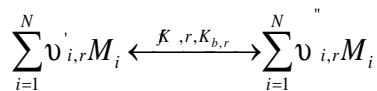
مدل نرخ محدود آرام

مدل نرخ محدود آرام ترمهای شیمیایی را با استفاده از بیان آرنیوس محاسبه می شود. منبع کلی جزء شیمیایی i ام به علت واکنش R_i به صورت جمع منابع واکنش های آرنیوس محاسبه می شود $[V]$ و $[A]$.

$$R_i = M_{w,i} \sum_{r=1}^{N_R} \hat{R}_{i,r}$$

که در این رابطه $M_{w,i}$ وزن مولکولی جزء i ام و $R_{i,r}$ نرخ مولی آرنیوس در تولید یا مصرف جزء i ام در واکنش r ام می باشد.

واکنش r ام بصورت کلی زیر نوشته می شود :



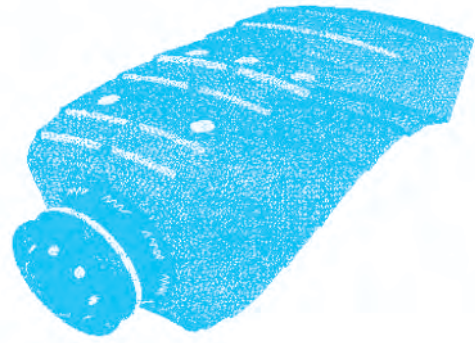
نرخ مولی جزء i ام در واکنش r ام نیز بصورت زیر بیان می شود [۱۶ و ۱۷]:

$$\hat{R}_{i,r} = \Gamma(\nu'_{i,r} - \nu_{i,r}) \left(k_{f,r} \prod_{j=1}^{N_r} [C_{j,r}]^{\eta_{j,r}} - K_{b,r} \prod_{j=1}^N [C_{j,r}]^{\eta_{j,r}} \right)$$

اثر جسم سوم می باشد که بصورت زیر تعریف می شود:

$$\Gamma = \sum_{j=1}^N \gamma_{j,r} C_j$$

اگر واکنش برگشت پذیر باشد $k_{b,r}$ به صورت زیر



شکل ۱: هندسه و شبکه بندی

معادلات حاکم بر جریان محترق درون محفظه

احتراق

معادله پیوستگی، مومنتم، معادلات توربولانس، انرژی و معادلات انتقال اجزاء در این تحلیل استفاده می شود.

معادله بقای جرم

$$\frac{\partial \rho}{\partial t} + \nabla \cdot (\rho \vec{v}) = S_m$$

معادله بقای مومنتم

$$\frac{\partial}{\partial t} (\rho \vec{v}) + \nabla \cdot (\rho \vec{v} \vec{v}) = -\nabla P + \nabla \cdot (\vec{\tau}) + \rho \vec{g} + \vec{F}$$

معادلات توربولانس

مدل توربولانس بر پایه مدل $K-\epsilon$ RNG از معادلات

ناویراستوکس به دست آمده است.

$$\frac{\partial}{\partial t} (\rho \epsilon) + \frac{\partial}{\partial x_i} (\rho \epsilon u_i) = \frac{\partial}{\partial x_j} \left(\alpha_\epsilon \mu_{eff} \frac{\partial \epsilon}{\partial x_j} \right) +$$

$$C_{1\epsilon} \frac{\epsilon}{K} (G_K + C_{3\epsilon} G_b) - C_{2\epsilon} \rho \frac{\epsilon^2}{K} - R_\epsilon + S_\epsilon$$

معادلات انتقال برای مدل مورد استفاده به صورت زیر

می باشند [۵] و [۶]:

$$\frac{\partial}{\partial t} (\rho k) + \frac{\partial}{\partial x_i} (\rho k u_i) = \frac{\partial}{\partial x_j} \left(\alpha_k \mu_{eff} \frac{\partial k}{\partial x_j} \right) +$$

$$G_K + G_b - \rho \epsilon - Y_M + S_K$$

بدست می آید :

$$K_{b,r} = \frac{K_{f,r}}{K_r}$$

K_r ثابت تعادل برای واکنش r ام می باشد و از رابطه زیر بدست می آید [۷] و [۸] :

$$K_r = \exp\left(\frac{\Delta S_r^0}{R} - \frac{\Delta H_r}{R}\right) \left(\frac{P_{atm}}{R}\right)^{\sum_{r=1}^{N_R} (\nu_{j,r}'' - \nu_{j,r}')} S_i^0$$

در این معادله P_{atm} فشار اتمسفر است. پارامترهای داخل تابع نمایی، مشخص کننده تغییر انرژی آزاد گیبس بوده و به صورت زیر بدست می آیند :

$$\frac{\Delta S_r^0}{R} = \sum_{i=1}^N (\nu_{i,r}'' - \nu_{i,r}') \frac{S_i^0}{R}$$

$$\frac{\Delta H_r^0}{R} = \sum_{i=1}^N (\nu_{i,r}'' - \nu_{i,r}') \frac{h_i^0}{R}$$

h_i^0 و S_i^0 آنتروپی و آنتالپی استاندارد می باشند. در معادلات فوق:

$$P, t, V, S_m, F, g, \tau, G_k, \mu, e, G_b, \dot{Q}, \delta_k, R_i, Y_i, M_i, C, N, K_f, K_b, S, H,$$

به ترتیب از چپ به راست، فشار، زمان، سرعت، تغییر جرم در اثر منبع جرم، نیرو، شتاب ثقل، تنش برشی، تولید انرژی سینتیک توربولانس، ویسکوزیته، انرژی، تولید انرژی توربولانس به دلیل شناوری، نرخ انرژی، نیروی سطحی، نرخ آرنیوس، کسر جرمی اجزاء، نماد جزء i ام، غلظت اجزاء شیمیایی، تعداد اجزاء، ثابت نرخ رو به جلوی واکنش، ثابت نرخ رو به عقب واکنش، آنتروپی و آنتالپی می باشند.

شرایط مرزی

تعیین نوع شرایط مرزی و تنظیم آنها یکی از اساسی ترین مراحل در کاربردهای مختلف دینامیک سیالات

محاسباتی است. در نرم افزار Fluent، شرایط مرزی با نواحی ارتباط داده می شود. با توجه به اینکه سیال قابل تراکم بوده و شرایط فشاری در ورودی و خروجی معلوم است، در حل این پروژه از شرایط مرزی فشاری استفاده شده است (inlet & pressure outlet pressure) و شرایط اعمال شده به قرار زیر می باشد (جدول ۱)

ورودی های شرایط مرزی فشار ورودی

جدول ۱: شرایط مرزی اعمال شده

۱۵۶۸۸۰۰ (pa)	فشار هوای ورودی به محفظه
۳/۴۴ (kg/s)	دبی هوای ورودی به محفظه
۰/۰۵ (kg/s)	دبی سوخت ورودی به محفظه
۷۷۹/۷ (k)	دمای هوای ورودی به محفظه

- فشار سکون کلی
- دمای سکون کلی
- جهت جریان
- فشار استاتیک
- کسر جرمی اجزاء شیمیایی (برای محاسبات اجزاء)
- پارامترهای توربولانس

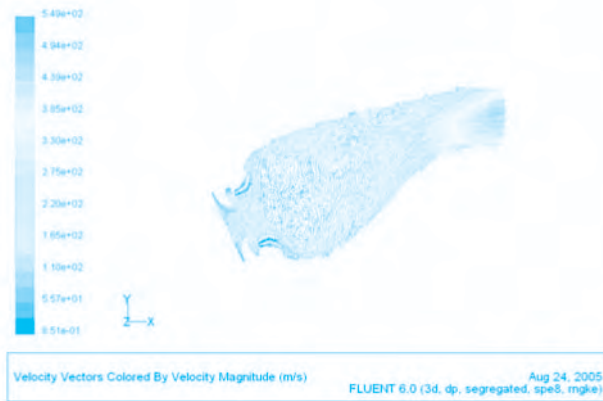
ورودی های شرایط مرزی فشار خروجی

شرط مرزی فشار خروجی نیاز به مشخص کردن فشار نسبی استاتیک در خروجی مرز دارد. تنظیم شرط جریان برگشتی نیز زمانی استفاده می شود که در خروجی جریان برگشتی وجود داشته باشد. مشکلات مربوط به واگرایی زمانی می نیمم می شود که از مقادیرهای نزدیک به واقع برای مقادیر برگشتی استفاده شود.

ورودی های شرایط مرزی فشار خروجی به صورت زیر می

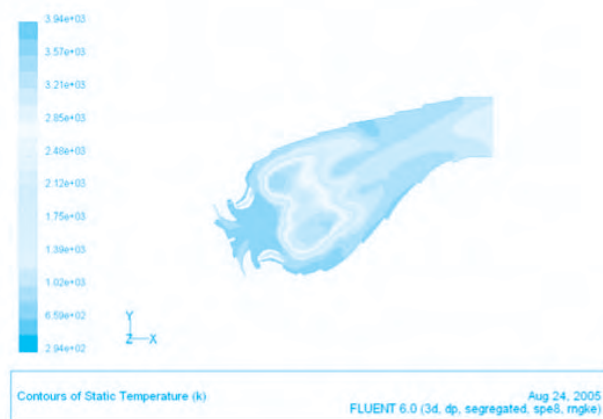
باشند:

- فشار استاتیک
- شرایط جریان برگشتی (با روش آزمون و خطا بدست می آید).

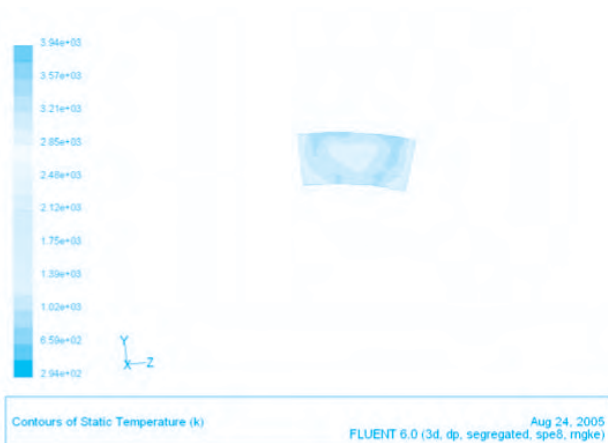


شکل ۲: پروفایل سرعت

توزیع دما در مقطع طولی (صفحه تقارن محفظه) و مقطع خروجی آن در شکل (۳) نشان داده شده است.



الف



ب

شکل ۳: الف) پروفیل دمای مقطع طولی
ب) پروفایل دمای مقطع خروجی

ملاحظات حل عددی

ابتدا مدل مش زده شده از Gambit وارد و سپس Check grid می‌شود و در صورت عدم مواجهه با مشکل، مراحل بعدی طی می‌شود. مشکلی که در حل این مدل پیش آمد پایداری حل بود. به دلیل تراکم پذیر بودن جریان، در صورت جفت نشدن سرعت جریان، چگالی، فشار و انرژی، حل ناپایدار می‌شود. لذا دستیابی به حل همگرا با استفاده از تکنیک‌های خاصی امکان پذیر گردید که در زیر اهم آنها ذکر شده است.

- مقادیر Under - Relaxation Factor برای سرعتها، ۰/۲ یا ۰/۳ تنظیم شود.

- مقادیر Under - Relaxation Factor برای فشار، ۰/۱ تنظیم شود.

- محدوده مجاز برای فشار و دما در منوی محدودیتهای حل تنظیم شود.

- با استفاده از روش آزمون و خطا از مقادیر نزدیک به واقع برای Backflow استفاده شود.

برای حل عددی این محفظه احتراق از حل معادلات جرم، مومنتم و انرژی به همراه مدل توربولانس RNG K-ε و برای حل معادلات از روش segregated species Implicit استفاده شده است. مدل species مربوطه n-hexan(c6h14) transport و سوخت ورودی به محفظه c6h14 در نظر گرفته شده است. همچنین واکنش‌های شیمیایی finite rate در نظر گرفته شده و سیال گاز ایده آل فرض شده است. معادله انرژی نیز فعال شده است [۷] و [۲۸].

نتایج

- میدان سرعت

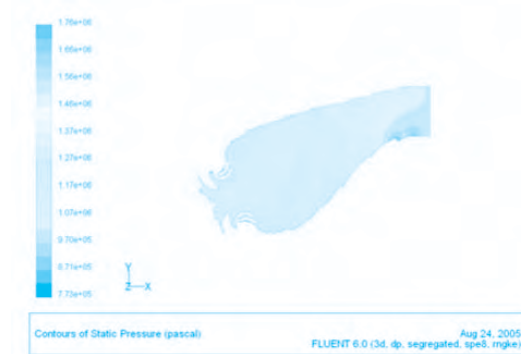
میدان سرعت ایجاد شده در شکل (۲) نشان داده شده است.

- پروفایل دما

دمای خروجی محفظه احتراق، ۱۲۴۹ K و دمای دیواره ۱۰۴۴ K می‌باشد.

- پروفایل فشار

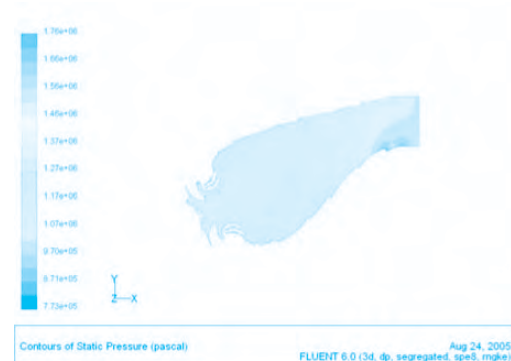
شکل (۴) پروفایل فشار در مقطع طولی (صفحه تقارن محفظه) را نشان می دهد.



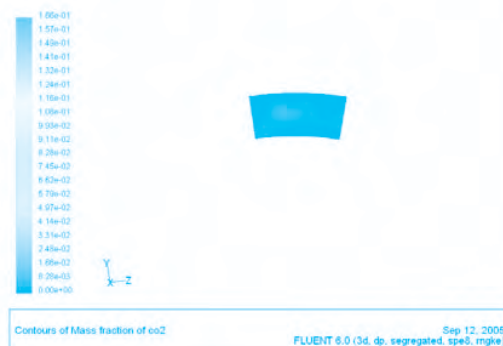
شکل ۴: پروفایل توزیع فشار

- پروفایل صدور CO₂

پروفایل توزیع CO₂ در مقطع طولی (صفحه تقارن محفظه) مقطع و مقطع خروجی آن در شکل (۵) نشان داده شده است.



(الف)

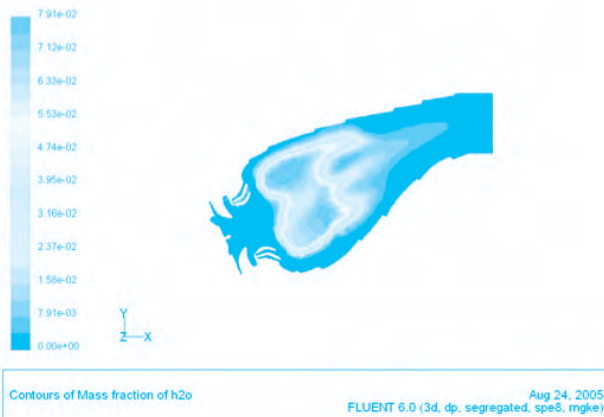


(ب)

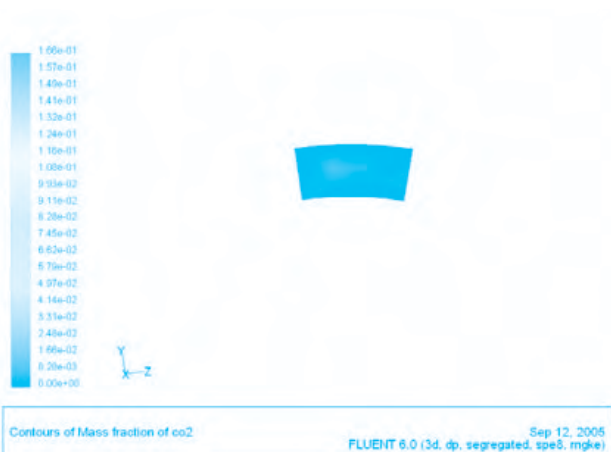
شکل ۵: (الف) پروفایل توزیع CO₂ در مقطع طولی (ب) پروفایل توزیع CO₂ در مقطع خروجی

- پروفایل صدور H₂O

پروفایل توزیع H₂O در مقطع طولی (صفحه تقارن محفظه) مقطع و مقطع خروجی آن در شکل (۶) نشان داده شده است.



الف

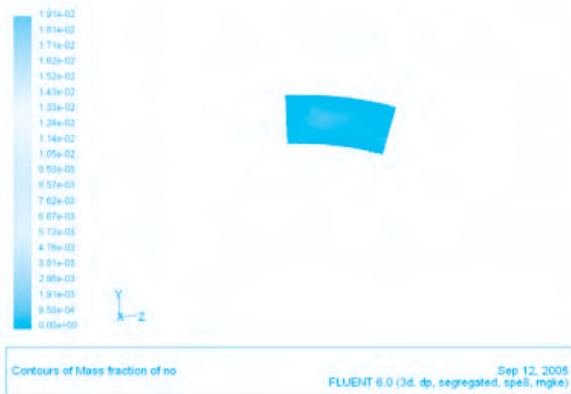


ب

شکل ۶: (الف) پروفایل توزیع H₂O در مقطع طولی (ب) پروفایل توزیع H₂O در مقطع خروجی

- پروفایل صدور CO

پروفایل توزیع CO در مقطع طولی (صفحه تقارن محفظه) مقطع و مقطع خروجی آن در شکل (۷) نشان داده شده است.



ب

شکل ۸: الف) پروفایل توزیع NO در مقطع طولی
ب) پروفایل توزیع NO در مقطع خروجی

راندمان احتراق

راندمان احتراق (η_c) محفظه به صورت زیر تعریف می‌شود:

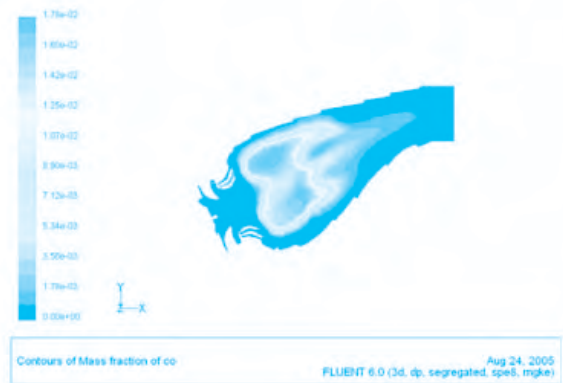
(گرمای قابل آزاد شدن در سوخت/گرمای آزاد شده در

$$\eta_c = \text{اثر احتراق} =$$

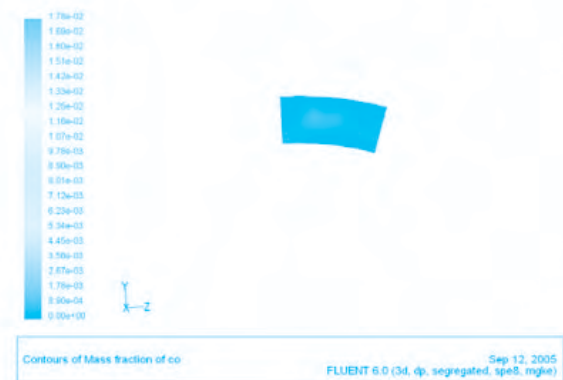
برای چرخش ۱۵ درجه: $\eta_c = ۰.۸۲$

نتیجه گیری

در تحلیل انجام گرفته برای مدل تعریف شده، دمای خروجی از محفظه از یکنواختی خوبی برخوردار است و این موضوع باعث می‌گردد که محصولات احتراقی در برخورد به پره‌های توربین به پره‌ها آسیب نرسانند. همچنین می‌توان با تغییر زاویه چرخش هوای ورودی، توزیع دما در خروجی، غلظت آلاینده‌ها در مقاطع طولی و عمودی و راندمان احتراق را تغییر داد. به این صورت که با افزایش زاویه چرخش، صدور آلاینده‌ها کم شده و راندمان احتراق زیاد می‌شود اما یکنواختی دما در خروجی کم می‌شود. بنابراین بایستی با انتخاب حالت بهینه و حفظ یکنواختی دما در خروجی از یک سو تا حد امکان راندمان احتراق را افزایش و از سوی دیگر صدور آلاینده‌ها را کاهش دهیم.



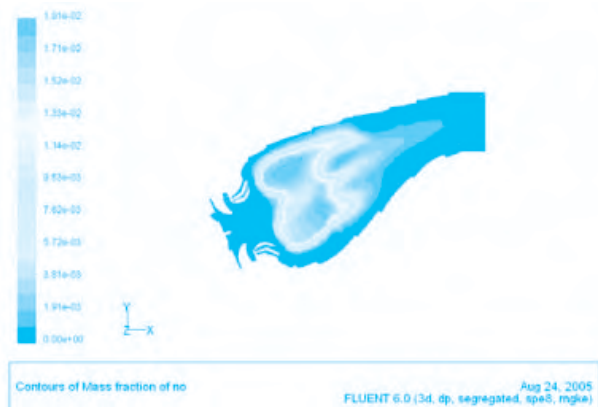
الف



ب

شکل ۷: الف) پروفایل توزیع CO در مقطع طولی
ب) پروفایل توزیع CO در مقطع خروجی
پروفایل صدور NO:

پروفایل توزیع NO در مقطع طولی (صفحه تقارن محفظه) و مقطع خروجی محفظه در شکل (۸) نشان داده شده است.



الف



منابع

1. Tolpadi , A.K. , “Calculation of Two-Phase Flow in Gas Turbine Combustors ,” J. of Engineering for Gas Turbines and Power, Vol.117, 1995
2. Danis , A.M., Burrus , D.L., “Anchored Ccd for Gas Turbine Combustor Design and Data Correlation,” J. Engineering for Gas Turbines and Power , Vol.119,1997.
3. Tolpadi , A.K. ,Hu , I.Z. ,Correa , S.M. , “Coupled Lagrangian Monte Carlo PDF-CFD Computation of Gas Turbine Combustor Flow-fields with Finite-Rate Chemistry, ” J. of Engineering for Gas Turbines and Power , Vol.119,1997
4. Reksowardojo ,I.K. , Handinoto ,B.P., Wibawa ,Y.A., and Bachrun ,R.K., “ An Industrial Gas Engine Performance and Exhaust Gas Emission Run With Gas Fuel With High CO2 Gas Content ,” Indonesia Conference , 2000
5. Ferziger , J.L. , and Peric , M. , “ Computational Methods for Fluid Dynamics, ” Springer – Verlag Heidelberg , 1996
6. Issa , R.I. , “ Solution of Implicity Discretized Fluid Flow Equation Splitting , ” J.Computational Physics , 1986
7. FLUENT.INC AMD, VOL.220 , 1997
8. FLUENT.INC Fluent6.0 , User Guide , 2001

نمایشگاه دوازدهم نفت، گاز و پتروشیمی آوردگاه آخرین دستاوردها و تجهیزات صنعتی تولیدکنندگان داخلی و خارجی

امین الله طاهر نژاد

در جهان به نحو مطلوبی ایفا کند. که برپایی نمایشگاههای سالانه گامی در این راستا است.

وزیر نفت همچنین خاطرنشان ساخت: در سه دهه اخیر با تلاش و تعامل مثبت فعالان دولتی و خصوصی صنعت نفت صنعتگران ایرانی توانسته اند بخش عظیمی از نیاز این صنعت را تامین کنند به گونه‌ای که هم اکنون امکان ساخت بیش از ۱۵ هزار قطعه حساس مورد نیاز این صنعت در داخل کشور فراهم شده است. وی با بیان این که طی یکسال و نیم گذشته بیش از ۳۸ میلیارد دلار قرارداد جهت اجرای پروژه‌های جدید صنعت نفت، گاز و پتروشیمی به امضاء رسیده است گفت: اجرای این برنامه های هم جهت که با استراتژی بلندمدت کشور در حوزه انرژی، بازار عظیمی به ارزش تقریبی ۲۵۰ میلیارد دلار را برای ۲۰ سال آتی ایجاد می‌کند که زمینه بسیار خوبی برای حضور و فعالیت شرکت های مختلف داخلی و خارجی است. وی سپس به سیاست‌های اصل ۴۴ قانون اساسی اشاره کرد و گفت: به زودی شاهد جهش بزرگ در میزان حضور بخش خصوصی در صنعت ایران خواهیم بود.

وزیری همامانه در ادامه ضمن تقدیر از حضور شرکت های خارجی حاضر در نمایشگاه گفت: شرکت های خارجی حاضر در نمایشگاه نشان دادند که با درک مزیت‌های منحصر به فرد صنعت نفت ایران منافع اقتصادی دراز مدت خود را بر مناقشات زودگذر حاکم بر فضای سیاسی ارجحیت داده، و می‌توانند شرکای مطمئنی برای هم‌تایان ایرانی خود باشند.

وزیر نفت ادامه داد: وزارت نفت نیز ضمن توجه به این درک هوشمندانه اطمینان دارد که فرصت‌های مناسبی برای جذب همکاری این شرکت ها در زمینه های مختلف صنعت نفت ایران به وجود آورد.

وزیر نفت در مراسم افتتاحیه دوازدهمین نمایشگاه نفت، گاز و پتروشیمی :

برنامه‌های توسعه‌ای و استراتژیک بلند مدت کشور بازار ۲۵۰ میلیارد دلاری را برای انرژی ایران در ۲۰ سال آینده ایجاد می‌کند.

دوازدهمین نمایشگاه بین‌المللی نفت، گاز و پتروشیمی از روز چهارشنبه بیست و نهم فروردین تا دوم اردیبهشت در محل نمایشگاه های بین‌المللی تهران برگزار شد.

در این دوره از نمایشگاه ۸۳۰ شرکت داخلی و ۵۱۹ شرکت خارجی حضور داشتند.

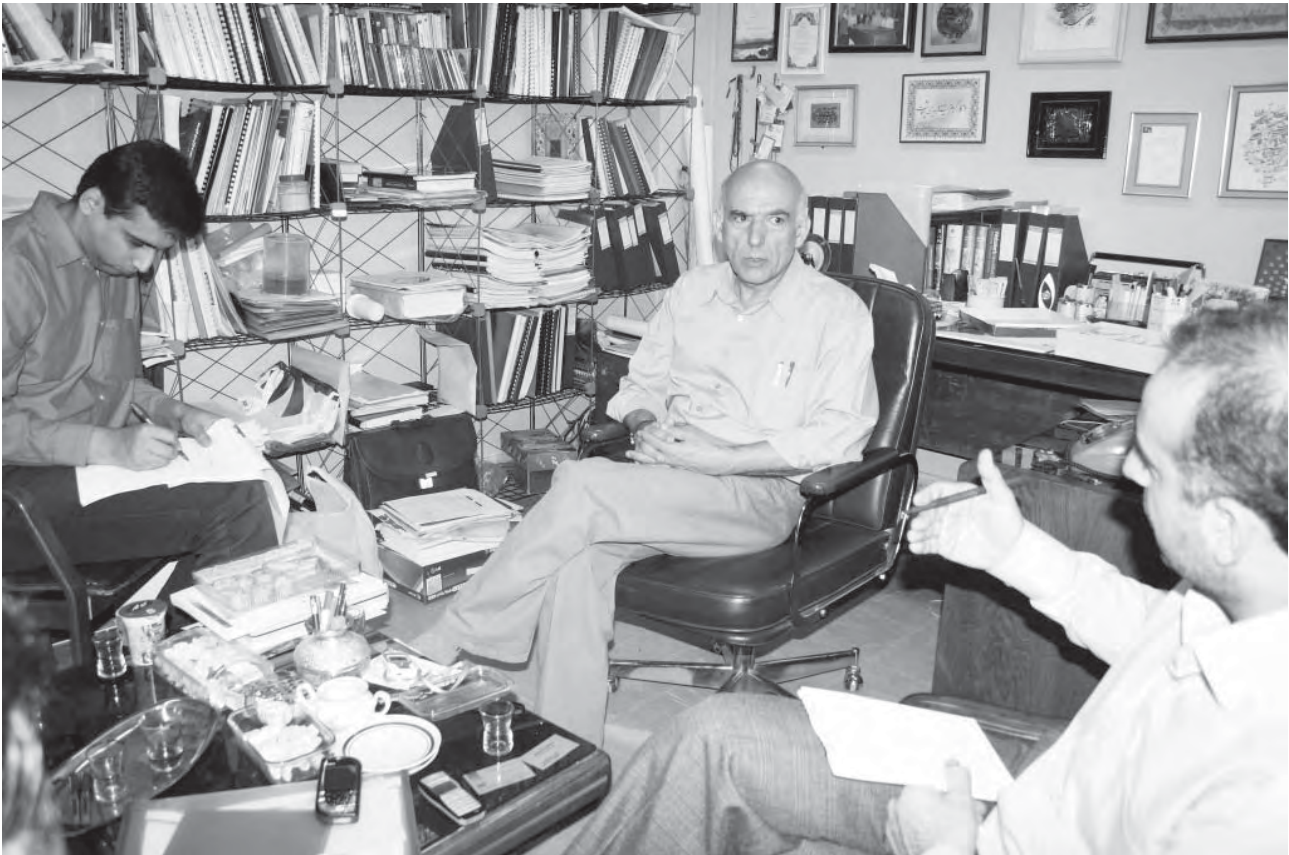
برپایی این نمایشگاه تعامل بیشتر میان شرکت های داخلی و خارجی در عرضه و تقاضای کالاها و تجهیزات صنعتی را فراهم ساخت.

رویکرد مشتری مداری و توجه به انگیزه شرکت کنندگان از دیگر مزایای برپایی نمایشگاه بود. برگزاری همایش هایی در قالب هم اندیشی با موضوعات خصوصی سازی و اجرای اصل ۴۴ قانون اساسی، بهینه‌سازی مصرف سوخت، خودکفایی و توسعه ساخت داخل و کارآفرینی با رویکرد جذب سرمایه‌های خارجی از جمله برنامه‌های جنبی نمایشگاه بود.

برنامه‌ریزی برای بازدید بیش از ۵ هزار نفر از دانشجویان و اساتید دانشگاه‌های سراسر کشور با هدف آشنایی با نیازها و فرصت های شغلی صنعت نفت و ارائه محصولات فرهنگی نمایشگاه فضای پژوهشی و تحقیقاتی خاصی را ایجاد کرده بود.

دوازدهمین نمایشگاه نفت، گاز و پتروشیمی با حضور معاون اول رئیس جمهور، وزیر نفت و معاونین وی در محل نمایشگاه های بین‌المللی گشایش یافت.

وزیری همامانه گفت: ایران به عنوان نخستین دارنده نفت در خاورمیانه همواره تلاش کرده است نقش ویژه خود را



تشریح اهداف فرآیند نو در گفتگوی سردبیر با خبرنگاران نفتی

آمده را در صنعت تسریع نماید. دکتر شایگان در بخش دیگری از گفتگوی خود به مشکلات اولیه انتشار مجله در سال اول انتشار اشاره و اظهار نمود که خوشبختانه تمام گام های برداشته رو به جلو بوده و بسیاری از مشکلات اولیه با کمک مسئولان مربوطه شرکت بر طرف گردیده است. و این مهم با حمایت و پشتیبانی مدیریت مالی شرکت پالایش و پخش روند بسیار خوبی را طی کرده و در استمرار دستیابی به یافته های علمی و پژوهشی در عرصه صنعت بسیار مفید خواهد بود و هم اکنون فرآیند نو به عنوان یک مجله وزین علمی در محیط علمی کشور پذیرفته شده و مراحل اخذ امتیاز علمی و کاربردی مجله از وزارت علوم تحقیقات و فناوری در مراحل نهایی است. در خاتمه دکتر شایگان اظهار امیدواری کرد که مجله فرآیند نو بتواند سهم بسزایی در ارتقای دانش و فناوری پالایش و پخش فرآورده های نفتی در کشور به خود اختصاص دهد.

خبرنگاران دو رسانه خبری مشعل و شانا در دفتر کار دکتر شایگان در دانشگاه شریف در روز سه شنبه ۸۶/۰۲/۴ حضور یافتند و سؤالاتی را در زمینه اهداف و ضرورت انتشار مجله مطرح نمودند. دکتر شایگان در پاسخ به این سؤالات به تشریح این اهداف پرداخت و اشاره کرد عمر مستندسازی و انتقال مکتوب و مدرن تجربه ها در کشور ما خیلی طولانی نیست.

به ویژه در صنایع کشور این امر مراحل اولیه خود را می گذراند. یکی از اهداف مهم انتشار نشریه، انتشار تجربیات صنعتی و یافته های علمی مهندسانی است که در زمینه های مرتبط با صنعت پالایش و پخش فعالیت دارند.

به علاوه طرح های پژوهشی بسیاری به سفارش بخش تحقیق و توسعه شرکت در موسسات پژوهشی و دانشگاه های کشور انجام شده و یا در دست انجام است که انتشار یافته های به دست آمده می تواند بر نتایج به دست

نازه‌ها دانش

استحصال پلاتین از کاتالیست های مستعمل
در داخل کشور

از کاتالیست جدا می شوند در این روش کمپلکس های سیانوری پلاتین تشکیل می شوند و این کمپلکس ها از سوی رزینهای آنیونی جذب می شوند و سپس با سوزاندن رزین پلاتین پودری حاصل می شود.

این پودر بعد از خالص سازی در ۱۸۰۰ درجه سانتیگراد تبدیل به ورق یا شمش پلاتین با خلوص بالا می شود. هزینه سرمایه گذاری پایین ، سرعت عمل بالا، بازیافت بالا، خلوص بالا و قابلیت توسعه به کاتالیست های مشابه از مزایای این روش است.

از این کار یک مقاله در مجله APPLID CATALYSIS به چاپ رسیده است. این روش به راحتی برای کاتالیست های اتومبیل قابل کاربرد است.

این طرح از جنبه های مختلفی قابل توجه است و زمینه های تحقیقات دیگری را فراهم می کند، چرا که استحصال پلاتین و عناصر هم خانواده آن بصورت گزینشی انجام می شود، استحصال در دما و فشار بالا و سرعت و در فاز بخار انجام می شود و نیاز به آماده سازی اولیه کاتالیست همچون کک زدایی آسیاب کردن و غیره نیست. در ضمن در این روش کمپلکس های خالص سیانوری پلاتین بطور مستقیم تشکیل می شوند که براحتی قابل جداسازی و بررسی هستند و پایه کاتالیست سالم باقی می ماند و پس از کک زدایی آزمونها نشان می دهد سطح و مقاومت خود را از دست نداده اند.

روشهای استحصال متداول در جهان معمولا از این مزایا برخوردار نیستند این روش الگوی جدیدی از جداسازی

پژوهشگران کشورمان برای نخستین بار به دانش استحصال پلاتین از کاتالیست های مستعمل صنایع نفت و پتروشیمی دست یافتند. اهمیت این طرح زمانی بیشتر مشخص می شود که بدانیم روشهای استحصال متداول در جهان معمولا از این مزایا برخوردار نیستند.

در واقع این روش الگوی جدیدی از جداسازی گزینشی را مطرح می کند. در این طرح که مراحل آزمایشگاهی آن پس از ۲ سال به پایان رسیده است ، با روش لی چینگ سیانوری ، پلاتین خالص با عیار ۹۹ درصد به دست آمده است. این طرح هم اکنون وارد مرحله نیمه صنعتی شده است. هزینه سرمایه گذاری پایین ، سرعت عمل بالا، بازیافت بالا، خلوص بالا و قابلیت توسعه به کاتالیست های مشابه از مزایای این روش است.

طرح استحصال پلاتین با هدف جداسازی پلاتین از این کاتالیست ها با همکاری دانشگاه صنعتی اصفهان در سال ۱۳۸۰ تعریف شد و تا سال ۱۳۸۳ مراحل آزمایشگاهی آن به اتمام رسید از این سال طرح دنبال و در سال ۱۳۸۵ به صورت واحد نیمه صنعتی اجرا شد.

در این طرح دو روش لیچینگ اسیدی وقلیایی مطرح شد که هر دو روش به نتیجه مطلوب منجر شد. در روش لیچینگ سیانوری علاوه بر این که پایه کاتالیست سالم می ماند پلاتین و عناصر هم گروه آن به صورت گزینشی

حال حاضر در آمریکا از پروپان برای گرم کردن منازل مسکونی و در برخی از کاربردهای صنعتی و نیز در موارد محدود به عنوان یک سوخت مایع حمل و نقل استفاده می‌شود. پروپان که در حال حاضر از نفت به دست می‌آید تراکم انرژی بیشتری نسبت به اتانول دارد و اگر چه اغلب در فرم گاز مورد استفاده قرار می‌گیرد اما در واقع تمیزترین سوخت مایع است. در برخی از کشورها از جمله استرالیا پروپان مصرف بیشتری به عنوان یک سوخت حمل و نقلی دارد. به گفته این محققان، روش جدید تولید پروپان زیستی در انستیتو فن‌آوری ماساچوست (MIT) روشی استثنایی با مزایای منحصر به فرد است.

پژوهش در زمینه ساخت پلیمر از پرتیور

پلیمرهای قابل تجزیه بیولوژیکی که از پرتیور ساخته می‌شوند می‌توانند به حل مشکل روز افزون آلودگی محیط زیست ناشی از ضایعات پلاستیکی کمک کنند. براساس اظهارات مقامات آژانس حمایت از محیط زیست آمریکا، هر ساله بیش از ۲۹ میلیون تن ضایعات پلاستیکی تجزیه ناپذیر وارد محیط زیست می‌شوند.

جاستین بارون استادیار مهندسی سیستم‌های بیولوژیکی در دانشگاه فنی ویرجینیا به پژوهش‌هایی در زمینه ساخت پلاستیک‌های قابل تجزیه بیولوژیکی از فرآورده‌های جنبی مرغداری نظیر پرتیور و تخم مرغ دست زده است.

انتظار می‌رود که پلاستیک‌های تهیه شده به این روش مشابه پلاستیک‌هایی باشند که دارای پایه نفت خام هستند. این پژوهش در سومین جلسه ملی انجمن آمریکایی شیمی‌دانان ارائه شده است.

براساس اظهارات بارون، تکنولوژی تولید پلاستیک‌های تجزیه پذیر بیولوژیکی از اجرام بیو، نظیر ذرت و دانه‌های سویا بیش از هفتادسال است که مطرح شده است.

در تکنولوژی ساخت پلاستیک از پرتیور از کراتین موجود در آنها استفاده می‌شود. بارون در تحقیقات خود متوجه شده است که تغییر ساختار آمینو اسید کراتین می‌تواند قدرت و طول عمر پلیمر را افزایش دهد.

علاوه بر آن ویسکوزیته محصول را می‌توان با بهبود دهنده‌هایی نظیر سولفیت سدیم و روان کننده‌هایی نظیر روغن پرتیور بهبود بخشید. خواص محصول جامد را نیز می‌توان با آیون‌های فلزی از نظر سختی و بوی

گزینه‌ی را مطرح می‌کند این طرح در حال حاضر در مقیاس نیمه صنعتی آماده است و با توجه به این که فناوری آن بومی است، هیچگونه وابستگی در تجهیزات به خارج وجود ندارد.

تکنولوژی جدید تبدیل مواد غذایی به نفت گاز

شرکت کونوکوفیلیپس با همکاری شرکت تهیه فرآورده‌های گوشتی تاپسون پژوهش جدیدی را در زمینه ساخت سوخت دیزل از چربی حیوانی آغاز کرده و طی چند سال آینده به میزان ۱۰۰ میلیون دلار برای ایجاد امکان تولید این نوع سوخت در پالایشگاه‌های آمریکا سرمایه‌گذاری خواهد نمود. این موضوع در کنفرانس مطبوعاتی مشترک روسای شرکت مزبور در هوستون در تاریخ ۱۶ آوریل ۲۰۰۷ اعلام گردید.

براساس اظهارات جیمز مولوا مدیر اجرایی شرکت کونوکوفیلیپس محصول بدست آمده که تجدید پذیر نیز می‌باشد در سه ماهه چهارم امسال به توزیع کنندگان جزء در غرب آمریکا ارائه خواهد گردید.

تولید انبوه این محصول از بهار سال ۲۰۰۹ به میزان ۱۷۵ میلیون گالن در سال آغاز خواهد شد. انتظار می‌رود که پالایشگاه شرکت کونوکوفیلیپس در بورگرگزاس با ظرفیت ۱۴۶۰۰۰ بشکه در روز نخستین تولیدکننده که این سوخت جدید باشد.

سوخت تولید شده از لحاظ شیمیایی معادل نفت گازی است که از خوراک‌های هیدروکربوری بدست می‌آید و از طریق زیرساخت‌های فعلی قابل حمل است. این سوخت دارای عددستان بیش از سوخت‌های دیزل معمولی خواهد بود. سوخت مزبور در پالایشگاه ۷۱۰۰۰ بشکه‌ای شرکت کونوکوفیلیپس در ایرلند با موفقیت آزمایش شده است. پالایشگاه مذکور تولید تجاری این سوخت تجدید پذیر را با استفاده از دانه‌های سویا در سال گذشته آغاز کرد.

روش جدیدی برای تولید سوخت زیستی از ذرت

محققان موسسه فن‌آوری ماساچوست به یک روش مؤثر شیمیایی برای تولید پروپان از ذرت و نیشکر دست یافتند. در حالی که بیشتر توجهات برای تولید سوخت زیستی در حال حاضر بر روی اتانول متمرکز شده است، محققان MIT توانسته‌اند با این روش جدید پروپان تولید کنند. در

نفت و گاز تزریق می گردد. دما و فشار بالای این مخازن باعث می شود که گاز متان تولید گردد و این گاز برای تامین انرژی پیل های سوختی در سطح زمین بکار می رود. در این فرآیند کربن دی اکسید نیز حل می شود. میزان کربن دی اکسید حل شونده معادل گاز خروجی از آگروز ۳۲۰۰ وسیله نقلیه در هر سال برای پنج سال آینده می باشد. بر اساس مطالب مندرج در نشریات با انجام این فرآیند تعداد کامیون های حمل کننده لجن های واحد پساب که هر روزه حدود ۷۵۰ تن از این لجن ها را به خارج از لوس آنجلس منتقل می نمایند نیز به نصف تقلیل می یابد.

روبات جدید برای تعمیرات تأسیسات نفتی زیر آب

اخیراً شرکت استات اوپل یک روبات برای تعمیرات خطوط لوله طراحی نموده است که تا عمق هزار متری زیر آب می تواند تعمیرات را انجام دهد.

این روبات که از راه دور کنترل می شود، قبل از وارد شدن به عملیات حساس نهایی، مورد آزمایش های دقیق قرار خواهد گرفت.

بیشترین درخواست ها برای سفارش این روبات از طرف تأسیسات نفتی واقع در خلیج مکزیک صورت پذیرفته است. این روبات دارای ۴ متر عرض و دو متر طول می باشد و به همراه دیگر وسایل کنترل از راه دور در اعماق آب، در جاهایی که امکان تعمیر توسط غواصان وجود ندارد مورد استفاده قرار خواهد گرفت.

تأسیسات خطوط لوله در زیر دریا می تواند بواسطه غرق کشتی ها و برخورد لنگر و سایر اجزاء کشتی به این خطوط مورد تخریب قرار گیرد. قوانین ایمنی حد مجاز کار غواصان تعمیر کار را به عمق ۱۸۰ متری محدود می نماید.

شرکت استات اوپل اخیراً یک سیستم واکنشگر در اعماق آب نیز ارائه نموده است که دارای تجهیزاتی است که می تواند با کنترل از راه دور نشستی ها را در زگیری نمایند. با استفاده همراه این سیستم و روبات جدید عمل جوش کاری در اعماق آب نیز امکانپذیر خواهد گردید. طرز کار این روبات بوسیله یک انیمیشن کامپیوتری به نمایش گذاشته شده است.

محصول بهبود بخشید. این مواد افزودنی می توانند به فرآورش سریعتر پلیمر حاصل از کراتین کمک نموده و آن را مطلوب تر، در برابر آب مقاوم تر و بادوام تر نمایند.

تولید بنزین از دی اکسید کربن به کمک انرژی خورشیدی

شیمی دانان نشان دادند که امکان استفاده از انرژی خورشیدی برای تبدیل دی اکسید کربن به یک ماده خام برای تولید طیف گسترده ای از محصولات شامل بنزین و پلاستیک وجود دارد.

محققان دانشگاه کالیفرنیا در سان دی گو، اخیراً نشان دادند که نور با استفاده از یک الکترو سلیکونی جذب شده و به جریان برق تبدیل می شود. یک الکترو سلیکونی کمک می کند واکنشی انجام شود که طی آن دی اکسید کربن به منوکسید کربن و اکسیژن تبدیل می شود. منوکسید کربن یک منبع مستعد شیمیایی است که به شکل گسترده برای تولید پلاستیک و سایر محصولات مورد استفاده قرار می گیرد. این گاز همچنین یک ماده کلیدی در پروسه تولید سوخت های مصنوعی از جمله متانول و بنزین است. این اقدام بخشی از تلاش های رو به رشد دانشمندان برای استفاده های عملی از دی اکسید کربن به عنوان مهمترین گاز گلخانه ای است.

تولید الکتروسیته از لجن واحد پساب

در لس آنجلس ایالت کالیفرنیا در آمریکا، پروژه ای در زمینه تبدیل لجن واحد پساب به انرژی الکتریکی در حال اجرا است. نتایج حاصل از این پروژه باعث خواهد شد که انتشار گازهای گلخانه ای کاهش یابد.

این پروژه که هزینه آن بین ۳ تا ۴ میلیون دلار برآورد شده است و در بهار سال ۲۰۰۸ مورد بهره برداری قرار خواهد گرفت، اولین پروژه از این نوع در آمریکا می باشد. در این پروژه که طرح آن در گردهمایی

برای Terminal Island Water Reclamation Plant اولین بار مطرح گردید، از لجن واحد پساب برای تأمین انرژی الکتریکی مورد نیاز ۳۰۰۰ واحد مسکونی استفاده می شود. فرآیند مزبور بدین صورت است که ترکیبات آلی خروجی از واحد پساب به مخازن زیرزمینی تهی شده

کنفرانس‌ها علمی

Refinery Troubleshooting
May 2-4 2007 ,2007
Crowne Plaza Houston North Greenspoint
Houston, Texas 77060
Email: seminars@petroleumrefining.com

Refining Management Forum
11-13 June 2007 (Intercontinental Hotel,
Vienna)
Contact: Global Technology Forum
Tel: +44 1737 365100
Website: www.gtforum.com

Delayed Coking Process Technology
October 3-5, 2007
Email: seminars@petroleumrefining.com
Hotel Sofitel Houston
Houston, Texas

Achieving and Sustaining Operational
Excellence (OpX) in Process Plant Operations
19-21 September 2007 (Denver, Colorado USA)
Email: info@ttsps.com
Website: www.ttsperformancesystems.com

7th Annual Oil and Gas Pipelines in the Middle
East Conference Abu Dhabi, UAE
May 14-15, 2007 (Abu Dhabi, UAE)
Email: a.ward@theenergyexchange.co.uk
Website: [http://www.theenergyexchange.co.uk/
energy214overview.html](http://www.theenergyexchange.co.uk/energy214overview.html)

2007 Middle East Plant Maintenance
Conference
26-28 November 2007 (Dubai, UAE)
Email: d.michalski@theenergyexchange.co.uk
Website: [http://www.wraconferences.com/wra-
120overview.html](http://www.wraconferences.com/wra-120overview.html)

1st Asia Bottom Of The Barrel Technology
Conference
22 - 23 MAY 2007 (Impiana KLCC Hotel and
Spa, Kuala Lumpur)
E-mail: icoms@amcouncil.com.au
Website: www.EuroPetro.com

Reactive Flow Modeling in a Gas Turbine Combustion Chamber

Hamidreza Sardashti ^{1*}
Email:hamidsar56@yahoo.com

In this investigation , reactive flow field in the gasturbine combustion chamber has been modeled by Fluent Software . Geometric modeling has been done via Catia Software and meshy model has been produced with Gambit Software then by defining suitable boundary condition with Fluent software the reactive flow has been solved. Finite rate chemical reactions have been assumed. Reactive flow in this combustion chamber has been solved and properties contours such as temperature, pressure and chemical components have been extracted. Then combustion efficiency and temperature distribution factor in combustion chamber and combustion products in outlet have been concluded

key Words:

Combustion Chamber, Velocity Field, Temperature Profile, Pollutions Profile, Reactive Flow, Turbulency, Combustion Efficiency

have high potential for substitution of conventional and commercial processes in separation industry. Thus, with this new technology significant conservation in energy and cost will be obtained. With respect to large application of olefin materials in industry, olefin/paraffin separation from petrochemical downstream processes is of great importance. However, the design and scale-up of membrane processes for olefin-paraffin separation needs knowledge about membrane transport and separation properties. In this respect, an investigation of membrane separation performance requires the modeling of complicated phenomena occurring in the membrane as a selective separation barrier in order to achieve a sound base for design purposes. In this paper, first a review of different available technologies for olefin/paraffin separation was made with a special attention to membrane process. Then, separation behavior of olefin/paraffin mixtures by polymeric membranes was described in terms of sorption, diffusion and permeation properties. Finally, as a case study the separation property of propane/propylene mixture by a type of polyimide membrane was well described by adsorption-diffusion model

key Words:

Membrane, Separation, Olefin, Paraffin, Sorption

Study of recycle stream effect on the heavy and light naphtha yields of Arak Refinery hydrocracker using Petro-Sim Simulator

A.M .Farzaneh ² S.R.Bahmani ¹ S.Seif Mohadesi ¹ Sedighi ^{*1}
Email: Sadighis@ripi.ir

Production of light products such as heavy and light naphthas has a direct impact on the gasoline yield and it is therefore of high importance. In this paper effect of recycling the diesel fraction and off test stream from the fractionator back to the reactor on the yield of products particularly naphthas is studied. The hydrocracking unit is simulated by the Petro-Sim simulator and prior to that the software is calibrated using Arak refinery data in the HCR-SIM module of Petro-Sim. Next, the effect of returning the off test stream on the yield of products is investigated. Finally to increase the yield of naphtha the diesel product is partly returned and mixed with fresh VGO feed and this study shows that this application increases the yields of light and heavy naphtha and kerosene by 1 to 2%.

keywords:

Hydrocracking, Increasing yield, Simulation, Petro-Sim, Naphtha Production

clarifying raw water to eliminate suspended and insoluble particles is considered for this aim. This process, generally, accomplished to surface water containing high suspended solids and turbidity, consists of different stages (sub processes) separable in flocculation, coagulation and sedimentation. Using chemicals in clarification of surface waters has been customary from old times, and has changed significantly during lapse of time. Nowadays, these materials

as coagulants in clarification process is widely used considering the cost supply of chemicals, which is in fourth position in basket of product's costs and second rank in costs of water treatment, allocated in the country, the necessity of selecting suitable consuming materials in view of economic thrift, hygienic aspects environmental issues, etc... is pointed out.

On account of the issue that each source of water, particularly surface water, physically and chemically has its own special conditions and specifications, the importance of choosing coagulant used in clarification is more significant.

Arvand River which is the confluence of Karoon, Tigris and Euphrates, has unique physical and chemical specifications. It is the main source of water in south of khuzistan Province. The type of coagulant used for this river is overshadowed by it. Considering increasingly diversity of the coagulant, it is very important to select the most suitable material to meet the efficiency. Usually in selecting a coagulant, it is enough to consider one or two criterion indicator. To select comprehensively and practically significant criteria that is directly overshadowed by the coagulants, rather than using usual coagulant, required tests were performed on raw water of Arvand River and results obtained and recorded. The final step was to evaluate three coagulants by Analytical Hierarchy Process (AHP). The consumption of these three material was in priority and poly aluminum chloride was selected as the most suitable coagulant for clarification process of Arvand River's water

key Words:

Clarification, Pretreatment, Coagulant, AHP Arvand River Water

A review of different techniques for olefin/paraffin separation with focus on membrane-based separation

M. Esfahanian* , A.A. Ghoreishy

Department of Chemical Engineering, School of Engineering, University of Mazandaran, Babol, Iran

Mehr_Esfahanian@yahoo.com

Olefin/paraffin separation is traditionally performed by several processes such as low-temperature distillation, extractive distillation and etc, with use of large amount of energy and cost. In contrast, membrane separation processes with low use of energy



sweetening plant (in contrast with PROII), which would enable us to reduce the overall cost and enhance the tower efficiency

key Words:

Simulation, Sweetening plant, Arak refinery, Amine, Hysys software

Inspection of ethanol-gasoline blend's volatility

M.Moeini Shad*¹ K.Kashefi

N.I.O.C ,Research Institute of Petroleum Industry (R.I.P.I)

moeini shadm@ripi.ir

Ethanol as an octane enhancer oxygenated compound and one of MTBE substitution candidates is increasingly under consideration in the world.

One way of ethanol usage as a fuel in transportation sector is in the form of a blending component with gasoline. Mixing ethanol with gasoline affects gasoline volatility and causes its vapor pressure (RVP) to increase. In this article the above mentioned problem is discussed. The results showed that adding 5 to 10 volume percent ethanol to Tehran Refinery base gasoline increased its RVP about 1.2 – 1.4 Psi which is out of NIOC seasonal standard specifications. By formulating various base gasolines, eliminating, reducing and substituting lighter compounds of Tehran refinery base gasoline (such as C5,LSRG and LIN) with heavier components (like HIN) and doing necessary laboratory tests , we have inspected the effect of these variables on the specifications of gasoline – ethanol blends.

key Words :

Oxygenated fuels, Ethanol, Alternative fuel, Gasoline volatility, Ethanol-Gasoline blend

Selecting Poly Aluminum Chloride As Most Suitable Coagulant For Clarification Process Of Arvand River Water By AHP (Analytical Hierarchy Process)

AliReza Sadrania*¹

1.Abadan Oil Refining Co

Sadra-ar@abadan-ref.ir

Using different sources of water, particularly surface water is dependent to certain conditions which its restrictions is determined by forecasting physical and chemical specifications of raw water and its use.

Apart from all processes for treatment of raw water to comply needs of civil and manufacturing sections, a basic process is the primary one in this direction. The process of



Abstracts

Optimization of Energy Consumption by operational condition Improvement through applying Benchmarking method in Shazand Arak Refinery

Kazem Kashefi*, Masoumeh Farkhondeh, Fatemeh Goodarzvand
Energy Research Center of Research Institute of Petroleum Industry
Kashefik@ripi.ir

Many alternatives exist to drive managers and operators towards efficiency targets, one of which is to compare one's operation to others of similar type locally, regionally or internationally. The objectives of this benchmarking are to provide a summary picture of the petroleum refining industry in terms of its energy consumption and production, give some indication of the variation of efficiencies and intensities that exist within the industry, provide a benchmark comparison against which one can compare one's plant to the others and some indication of a relative road to action regarding energy intensity and efficiency which allows the manager to make reasonable, appropriate decisions about energy use and efficiency. This survey has been conducted to identify the energy index and energy saving opportunities in Arak Refinery through using of this methodology, which finally resulted \$1MM/Yr energy saving.

key Words:

Energy Optimization, Benchmarking, energy Index, Arak Refinery

Simulation of the Sweetening Plant in Arak Refinery by Means of Different Solvents, using Hysys Software

N. Saghatoleslami* M. Khaksar Toroghi
Department of Chemical Engineering, University of Ferdowsi, Mashhad, Iran
slami@um.ac.ir

The removal of components such as H_2S and CO_2 is one of the important processes in gas refining. The simulation of the sweetening plant in Arak Refinery has already been conducted with PRO II. In this work, in order to assess the commercial software capabilities and feasibility of MEA and DGA solvents as a substitution. Simulation of the sweetening plant was performed with Hysys software. The findings of present study reveal that by using Hysys, we could reduce the number of trays from 20 to 12 and also obtain a better reduction on H_2S contents at similar conditions (i.e 3.26 to 2 ppm). This would in turn enhance the efficiency of the tower immensely and reduce the overall cost. Therefore, it is recommended to employ Hysys software for simulation of the

Concessioner: National Iranian Oil Refining and Distribution Company



Editorial Board Of Farayandno Scientific Magazine

Director

row	Name	Position -Education
1	Mohaammad Amiri	B.S in Chemical Engineering-Research, Development and Technology Director

Editor-in-Chief

row	Name	Position -Education
1	Jalal shaygan	Ph.D in Chemical Enginnering -Member of Academic Staff (Professor) - Sharif University of Technology

row	Name	Position - Education
1	Vahid Taghikhani	Ph.D in Chemical Enginnering -Member of Academic Staff Associate (Professor)-Sharif University of Technology
2	Cyrus Ghotbi	Ph.D in Chemical Enginnering -Member of Academic Staff (Professor)-Sharif University of Technology
3	Nezamodin Ashrafizadeh	Ph.D in Chemical Enginnering -Member of Academic Staff Associate (Professor)-Iran University of Science and Technology
4	Hossein Bahmanyar	Ph.D in Chemical Enginnering -Member of Academic Staff Associate (Professor)Tehran University
6	Masoud Nili	Ph.D in Economics-Member of Academic staff (Professor)Shrif University of Technology
7	Fariborz Rashidi	Ph.D in Chemical Enginnering -Member of Academic Staff (Professor)Amir Kabir University of Technology

The Editorial Scientific &Technological Consultant

row	Name
1	Hossein Aghayan
2	Mohsen Alaghaband Hosseini
3	Mehrdad Koosha
4	Ahmad-Reza Shabboyi
5	Pooneh Gharabagloo
6	Darvish-Ali Bodaghi
7	Mohammad-AliVafazadeh

Referees For This issue:

Mohammad Kazemeini	Mohammad Reza Omid khah	Simin Naseri
Ali-Asghar Hamidi	Abbas-Ali Khodadadi	Mehdi Ashjaie
Ali Salmasian	Saeed Pakseresht	Ali Yarkazemi
Majid Amidpoor	Navid Mostofi	Tooraj Mohammadi
Mansoor Ghiaseddin	Fathollah Farhadi	Mohammad Soltanieh
Mohammad- Hasan Panjeh shahi	Ali Vatani	Mohammad Bagher Ghofrani

Executive Manager:

Aminollah Tahernejad

Translation &Internet Service:

Anahita Yaghmaie

Secretariate and Subscription:

Leila Ahmadi

Address:Room No.406, Fourth floor,No.104 , Ostad Nejatollahi Ave.,
National Iranian Oil Products Refinning and Distribution Company

P.O.Box:15815/3499

Tel:(9821)88891457

Fax:(9821)66153613

E-mail:Farayandno@yahoo.com

Website:www.Farayandno@yahoo.com

Website:www.FARAYANDNO.NIORDC.IR