تغییرکارآیی واحد تبدیل تولوئن به بنزن پتروشیمی اصفهان به واحد تبدیل بنزن به سیکلوهگزان

فرشته اشرافی[۱]، مسعود بهشتی*[۲]

۱. دانشجوی کارشناسی ارشد مهندسی شیمی- طراحی فرایندها، دانشگاه اصفهان، اصفهان، ایران

۲. استادیار گروه مهندسی شیمی، دانشکده ی فنی مهندسی، دانشگاه اصفهان، اصفهان، ایران

دریافت: ۹۲/۱۱/۷ پذیرش: ۹۳/۲/۲۸

چکیده

با توجه به سودآوری اقتصادی تولید سیکلوهگزان، نزدیک بودن شرایط عملیاتی، نزدیک بودن میزان گاز در گردش، نوع تجهیزات و ... در دو فرایند تبدیل بنزن به سیکلوهگزان و فرایند تبدیل تولوئن به بنزن، تحقیقات نشان داد امکان جایگزینی فرایند تبدیل تولوئن به بنزن با فرایند تبدیل بنزن به سیکلوهگزان وجود دارد. در این راستا با کمک روش های طراحی فرایند، نحوه‌ی جایگزینی تجهیزات این دو فرایند مورد بررسی قرارگرفت و در انتها شبیه سازی، طراحی، بهینه سازی و انتگراسیون حرارتی در فرایند جدید تولید سیکلوهگزان با بهره گیری از تجهیزات فرایند موجود در واحد تولوئن به بنزن پتروشیمی اصفهان انجام شده است. در نتیجه‌ی این تحقیق فرایند تولید سیکلوهگزان از بنزن با ظرفیت ۱۵۰۰۰۰ تن در سال حاصل گردید که این تغییر کارآیی سودی معادل $۱۰^{۷}$ * ۷/۲۵۶ دلار در سال برای پتروشیمی اصفهان خواهد داشت.

کلمات کلیدی: تغییر کارآیی، طراحی مفهومی، انتگراسیون حرارتی، بهینه‌سازی، سیکلوهگزان.

مقدمه

تغییرکارآیی[۱] در صنعت به معنی بهینه سازی فرایند، اصلاح فرایند، به روز رسانی فرایند، نوسازی فرایند و افزایش ظرفیت در فرایند می‌باشد که لازمه‌ی آن تخصص روی ابزار مهندسی است[۱]. این کار بر اساس محدودیت هایی انجام می شود که تنگناهای موجود در فرایند آن ها را تعیین می‌کنند و به طور کلی از سه مرحله تشکیل شده است: الف- مطالعه‌ی امکان پذیر بودن اجرای آن در واحد، ب- به کار بردن کامل اصول

* masbeh@yahoo.com

[1] Revamping

مهندسی برای موضوع مورد بحث، ج- اجرای این اصول در واحد[۲]. تغییر کارآیی درست واحد می‌تواند یک پروژه‌ی نامعقول را به یک پروژه‌ی عالی با نسبت برگشتی بالا تبدیل کند. دیدگاه این جریان آن است که برای عملکرد بهتر و سود بیش تر باید فراتر از سطح موجود فکر کنیم[۳]. تغییر کارآیی واحد تولوئن به بنزن تا به امروز موضوع تحقیق فرایندی پژوهشگران دیگر نبوده است. اما تغییر کارآیی در فرایندهای گوناگون که دارای مشکلی مشابه مشکل این واحد بوده اند، انجام گرفته است که می توان از نتایج آن ها برای این واحدها استفاده نمود. از این بین می‌توان فرایند تولید سوخت دیزل[۱] را نام برد. پارامترهای مختلفی برای تغییر کارآیی مقرون به صرفه‌ی این فرایند برای تولید سوخت دیزل با میزان گوگرد کم به عنوان محصول موجود مورد بررسی قرار گرفته است. در این فرایند محدودیت های فشار و هیدروژن در دسترس به عنوان نقاط گلوگاهی مطرح شده‌است[۴]. پالایشگاه گواهاتی هند برای شبکه‌ی مبدل‌های حرارتی یکی از واحدهای خود بر اساس تکنولوژی پینچ تغییرکارآیی انجام داده است، بدین ترتیب این پالایشگاه یکی از جریانات گرمی را که از واحدی دیگر تامین می‌شد را حذف کرد و با آنالیز انرژی سعی در جبران این میزان انرژی کرده است[۵]. پالایشگاه سوانان تگزاس که تولید آسفالت با گریدهای مختلف می‌کند، در سال ۲۰۰۳ با اصلاح جریانات و تجهیزات خود تلاش هایی برای بهبود عملکرد واحد خود انجام داده است[۶]. نمونه‌های دیگر تغییرکارآیی عبارت است از پالایشگاه اکسون موبیل انگلیس برای جایگزینی برج تقطیر خود با یک برج دیوار مستقیم [۷]، پالایشگاه آلمانی که راکتورهای موجود را که از نوع بستر ثابت بودند را با راکتورهای قطره ای و یا راکتور ستون حبابی جایگزین کردند[۸]، همچنین تغییر کارآیی پالایشگاه پرتغالی برای بهبود عملکرد و راندمان فرایند واحد خود[۹] و تغییر کارآیی برج تقطیر در خلا شرکت پالایش نفت تهران[۱۰].

واحد تبدیل تولوئن به بنزن پتروشیمی اصفهان با ظرفیت تولید ۶۵۵۰۰ تن در سال تاسیس شده است. هدف ما در این تحقیق بررسی امکان جایگزینی فرایند تبدیل تولوئن به بنزن به فرایند بنزن به سیکلوهگزان با کمک اصول طراحی مفهومی فرایند و اصول تغییرکارآیی است. در این مقاله، بهترین فرایند برای محصول انتخابی، با توجه به تجهیزات به جای مانده از واحد مورد نظر طراحی شده است. طراحی انجام شده با استفاده از نرم افزار Aspen plus شبیه سازی شده است. در این مسیر پارامترهای گلوگاهی برای جایگزینی فرایند مذکور با فرایند موجود در واحد تولوئن به بنزن پتروشیمی اصفهان تعیین شده و سعی در حذف آن ها می‌گردد. فرایند جدید برای تولید این محصولات با توجه به تجهیزات به جای مانده از پتروشیمی اصفهان طراحی و بهینه‌سازی شده است. پس از بررسی این جایگزینی، برای فرایند جایگزین با کمک اصول پینچ شبکه‌ی مبدل طراحی شده‌است و برای تمامی مبدل‌های این فرایند مطالعاتی مثل ارزیابی مساحت مورد نیاز با استفاده از نرم‌افزار Aspen B-jac و همچنین مطالعات برای استفاده‌ی دوباره از مبدل های موجود در پتروشیمی اصفهان برای شبکه‌ی مبدل پیشنهاد شده، انجام شده است. در نتیجه‌ی تحلیل انرژی با یک سری تغییرات در شبکه‌ی مبدل طراحی شده، امکان جایگزینی مبدل‌های موجود در پتروشیمی اصفهان و یا افزودن مبدل در صورت نبود مبدل مناسب در واحد، مورد بررسی قرار گرفته است و شبکه‌ی

[1] HDS process

مبدل نهایی با استفاده از نرم افزار Aspen energy analyzer شبیه سازی شده است. در نتیجه با بررسی‌های انجام شده در فرایند بنزن به سیکلوهگزان با اصلاح راکتور بدون نیاز به تعویض و اصلاح برج عریان‌ساز و مبدل‌های موجود در پتروشیمی اصفهان، محصول مورد نظر به دست آمده است.

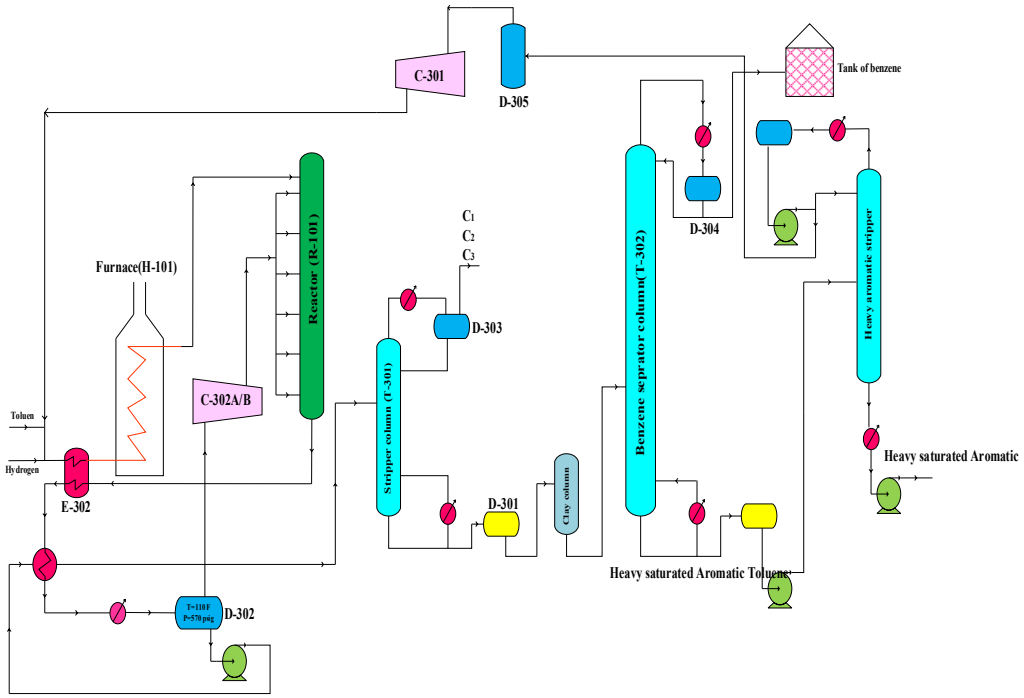
مروری بر فرایند تولوئن به بنزن پتروشیمی اصفهان

خوراک این واحد عبارت است از مخلوط تولوئن و هیدروژن که به ترتیب از واحد ۲۷۰ و پالایشگاه اصفهان تامین می‌گردد. هیدروژن دریافتی از پالایشگاه پس از متراکم شدن در کمپرسور C-302 که از نوع رفت و برگشتی می‌باشد، توسط کمپرسور C-301 که از نوع سانتریفوژ است به داخل خوراک واحد تزریق می شود. تولوئن دریافتی از واحد ۲۷۰ پس از عبور از درام ذخیره ی تولوئن (D-301) و پس از اختلاط با هیدروژن و تبادل حرارت با محصول خروجی از راکتور در درجه ی حرارت ۶۳۱^{o}C و فشار ۳۴/۹۲ barg وارد کوره (H-301) می شود. مخلوط خروجی از کوره وارد راکتور (R-301) شده و در آن واکنش های اصلی و جانبی انجام می شود. محصولات خروجی از راکتور پس از تبادل حرارت با خوراک وارد درام جداکننده ی (D-302) می شوند. جریان مایع پایین درام که شامل تولوئن و بنزن است در دمای ۴۰^{o}C و فشار ۱۱barg به برج عریان ساز (T-301) ارسال می گردد. این برج مجهز به ۱۵ سینی غربالی است. محصول پایینی برج به منظور جداساز مواد الفینی در درجه ی حرارت ۱۹۹ ^{o}C به برج های clay که معمولا به صورت سری در سرویس قرار دارند ارسال می شود. خروجی برج های clay وارد برج بنزن که دارای ۵۵ سینی غربالی است، می شود. محصول بالای برج که همان بنزن است به مخازن ذخیره‌ی روزانه‌ی بنزن (TK-301,302) ارسال می‌گردد. مواد خروجی از پایین برج که شامل تولوئن و هیدروکربن های سنگین است به دو قسمت تقسیم می‌شوند. قسمت عمده ی این مواد به درام ذخیره ی تولوئن (D-301) برگشت داده می شود تا مجددا به همراه تولوئن خالص وارد راکتور شود. بخش باقیمانده از جریان پایین برج بنزن به منظور جلوگیری از تجمع مواد سنگین در واحد در درجه ی حرارت ۱۳۵ ^{o}C و فشار ۰/۸۶ barg به برج جداساز آروماتیک های سنگین (T-303) ارسال می‌گردد. این برج مجهز به ۶ سینی از نوع Cartridge می‌باشد. نمایی از فرایند تولوئن به بنزن در شکل ۱ آمده است.

دلایل انتخاب فرایندتبدیل بنزن به سیکلوهگزان به عنوان فرایند جایگزین واحد تولوئن به بنزن

از لحاظ شرایط عملیاتی نزدیک بودن فشار دو فرایند یکی از عوامل مهم به حساب می‌آید؛ به این دلیل که کمپرسور جزء تجهیزاتی است که می تواند هزینه‌ی زیادی به واحد اعمال کند، شرایط عملیاتی این دو فرایند نزدیک به هم است. فشار عملیاتی واحد تولوئن به بنزن، ۴۲۵ psig و فشار عملیاتی واحد تبدیل بنزن به سیکلوهگزان ۴۴۰psig می‌باشد. دمای عملیاتی واحد تولوئن به بنزن در محدوده ۶۴۰-۷۴۰^{o}C و دمای عملیاتی واحد تبدیل بنزن به سیکلوهگزان ۱۷۰-۲۲۰ ^{o}C می‌باشد. بنزن خوراک ورودی فرایند مورد بررسی است، این ماده در ایران در پتروشیمی‌های بوعلی سینا با ظرفیت تولید ۱۷۹۰۰۰ تن در سال، بندر امام با

ظرفیت تولید ۲۳۵۰۰۰ تن در سال و برزویه با ظرفیت تولید ۴۳۰۰۰۰ تن در سال تولید می‌شود.که این مطلب عاملی برای تهیه مناسب این ماده به عنوان خوراک ورودی می‌باشد.



شکل ۱. نمای کلی از فرایند تبدیل تولوئن به بنزن پتروشیمی اصفهان

فرایند تبدیل بنزن به سیکلوهگزان فرایند خورنده ای نیست، اکثر تجهیزات واحد از جنس کربن استیل می‌باشند که از این لحاظ به فرایند واحد تولوئن به بنزن شباهت دارد که این مطلب خود نزدیک بودن متالورژی تجهیزات و نوع مواد در حال گردش در دو فرایند را نمایان می‌سازد. با ظرفیت تولید ۱۵۰۰۰۰ تن در سال تولید سیکلوهگزان میزان گاز در گردش در حدود ۴۸۳ مترمکعب در ساعت است که این مقدار کم تر از بیش ترین ظرفیت گاز در گردش برای کمپرسور گاز برگشتی واحد تولوئن به بنزن پتروشیمی اصفهان (حدود ۱۸۱۶مترمکعب در ساعت)است. این مطلب قابلیت استفاده از کمپرسور گاز برگشتی پتروشیمی را برای فرایند جدید می‌رساند. سیکلوهگزان جزء الویت های گروه طرح های شیمیایی اعلام شده توسط وزارت صنعت و معدن می باشد[۲۰]. تولید سیکلوهگزان از لحاظ اقتصادی مناسب است. مصرف این ماده در کشور به عنوان حلال است و سایر موارد مصرف را شامل نمی‌گردد، علت این امر عدم وجود صنایع حد واسط مصرف کننده ی این ماده است. میزان رشد مصرف در صنایع مصرف کننده‌ی سیکلوهگزان بین سال های ۲۰۱۱-۲۰۰۶ برای اسید آدیپیک ۲/۷ ٪ ، کاپرولاکتام ۳/۳٪ ، سیکلوهگزانون ۲/۵ ٪ و حلال ۴٪ می‌باشد که این مطلب نشان می‌دهد میزان مصرف سیکلوهگزان در صنایع مختلف رو به افزایش است. ۸۷٪ از سیکلوهگزان در جهان برای تولید کاپرولاکتام و اسیدآدیپیک استفاده می‌شود. بزرگ ترین تولیدکنندگان سیکلوهگزان کمپانی‌های آمریکایی می‌باشند (۳۰ ٪ تولید جهانی). پس از آن ها تولید کننده های اروپای غربی

قرار دارند (۲۳٪ تولید جهانی). آلمان بزرگ ترین تولید کننده ی اروپاست. روسیه (۱۶ ٪ تولید جهانی) و ژاپن (۱۳ ٪ تولید جهانی) نیز در مقام های بعدی ایستاده اند. هدف های صادراتی سیکلوهگزان چین با نیاز وارداتی ۶۳ هزار تن در سال، تایوان با نیاز وارداتی ۹۷ هزار تن در سال، تایلند با نیاز وارداتی ۱۱۹ هزار تن در سال، اسلواکی با نیاز وارداتی ۱۱ هزار تن در سال، ترکیه با نیاز وارداتی ۲ هزار تن در سال، کانادا با نیاز وارداتی ۱۳۰ هزار تن در سال، مکزیک با نیاز وارداتی ۴۹ هزار تن در سال، فرانسه با نیاز وارداتی ۳۳۹ هزار تن در سال و... می‌باشند. سیکلوهگزان به عنوان یکی از مواد مصرفی و وارداتی در ایران می‌باشد که در صورت تولید آن در ایران، مصرف رو به رشدی خواهد داشت. با توجه به این که کشورهای آسیایی وارد کنندگان بزرگ سیکلوهگزان هستند با در نظر گرفتن حدود ۲۰٪ از واردات این کشورها می‌توان حدود ۷۰-۶۰ هزار تن از این ماده را به کشورهای آسیایی صادر کرد. همچنین مصرف و قیمت سیکلوهگزان در جهان و همین طور در ایران رو به افزایش بوده و انتظار می‌رود این رشد به همین صورت در سال های آتی نیز ادامه یابد[۲۱].

برآورد اقتصادی اولیه‌ی دو فرایند، بر اساس هزینه‌ی خوراک و محصولات تولیدی در آن ها

قیمت‌های مورد نیاز برای برآورد اقتصادی اولیه‌ی خوراک – محصول در فرایند تبدیل تولوئن بـه بنـزن در جـدول ۱ و در فرایند بنزن به سیکلوهگزان در جدول ۲ آمده است.

فرایند تولوئن به بنزن :

$$C_6H_5CH_3+H_2 \rightarrow C_6H_6+CH_4 \qquad (۱)$$

جدول۱. قیمت های مورد نیاز برای برآورد اقتصادی خوراک - محصول در فرایند تولوئن به بنزن

	CH_4 (متان)	C_6H_6 (بنزن)	H_2 (هیدروژن)	$C_6H_5CH_3$ (تولوئن)
قیمت(دلار/تن)	۱۹۰	۱۱۶۱	۴۸۰	۱۲۲۸/۶۸
جرم مولکولی	۱۶	۷۸	۲	۹۲
تن/تناژبنزن	۰/۲	۱	۰/۰۳	۱/۲

$$۱۱۶۱+۰/۲*۱۹۰-۱۲۲۸.۶۳*۱/۲ -۴۸۰*۰/۰۳= -۲۸۹/۷۵۶ \ \frac{\text{دلار}}{\text{تن}_{\text{بنزن}}}$$

با توجه به مقدار به دست آمده از محاسبات حاصل از جدول ۱ سود ناخالص تولید بنزن از تولوئن برابر ۲۸۹/۷۵۶- دلار به ازای هر تن بنزن تولیدی است و فرایند تولوئن به بنزن دارای صرفه‌ی اقتصادی نیست.

فرایند تبدیل بنزن به سیکلو هگزان :

$$C_6H_6+3H_2 \rightarrow C_6H_{12} \qquad (۲)$$

جدول ۲. قیمت های مورد نیاز برای برآورد اقتصادی خوراک محصول در فرایند بنزن به سیکلوهگزان

	C_6H_{12} (سیکلوهگزان)	H_2 (هیدروژن)	C_6H_6 (بنزن)
قیمت(دلار/تن)	۱۸۴۵	۴۸۰	۱۱۶۱/۲
جرم مولکولی	۸۴	۲	۷۸
تن/تناژ سیکلوهگزان	۱	۰/۰۲	۰/۹۳

$$\frac{\text{دلار}}{\text{تن}_{\text{سیکلوهگزان}}} ۴۸۴/۷۵۵ = ۳* ۴۸۰ *۰/۰۲ - ۰/۹۳ *۱۱۶۱/۲ - ۱۸۴۵$$

بر اساس برآورد اقتصادی اولیه‌ی طرح، تولید هر تن سیکلوهگزان با توجه به جدول ۲ به میزان ۷۵۵/۴۸۴ دلار سود ناخالص تولید خواهد داشت، که این مطلب صرفه‌ی اقتصادی تولید سیکلوهگزان در گام اول را می‌رساند [۲۲،۲۳].

بررسی جایگزینی راکتور واحد تولوئن به بنزن در فرایند تبدیل بنزن به سیکلوهگزان

راکتور موجود در پتروشیمی اصفهان راکتوری حرارتی است و از کاتالیست برای فرایند تبدیل تولوئن به بنزن در آن استفاده نشده است. این راکتور طولی برابر ۱۱/۵ متر و قطری برابر ۲/۳ متر دارد. واکنش تبدیل تولوئن به بنزن پتروشیمی اصفهان واکنشی گرماده است و دما در طول راکتور افزایش می‌یابد. در این واکنش از تزریق هیدروژن سرد برای کنترل دمای راکتور استفاده می‌شد. این راکتور مجهز به سیستم کوئینچ هیدروژن است. این سیستم در مواقعی که دمای خروجی راکتور از حد مجاز تعریف شده برای کنترلر آبشاری دما تجاوز می‌کند با تزریق هیدروژن موجب سرد سازی می‌شود. پوسته‌ی این راکتور از جنس SS 304 است و از یک لایه آجر به منظور عایق سازی اطراف راکتور استفاده شده است. جنس بدنه‌ی داخلی راکتور مخلوطی از کروم و مولیبدیم (1-14Cr – 1/2 MO) است. دمای طراحی راکتور $۷۴۰^{o}C$ و فشار طراحی آن ۴۶۰psig می‌باشد. دمای طراحی پوسته $۳۱۵^{o}C$ و فشار طراحی آن ۴۷۷ psig است. در مطالعه جایگزینی این راکتور در فرایند تولید سیکلوهگزان باید به نزدیک بودن دما، فشار، متالورژی، ضخامت پوسته، Vaccumrating و... در راکتورهای دو فرایند توجه کرد. یکی از محدودیت های جایگزینی این دو فرایند آن است که واکنش تبدیل بنزن به سیکلوهگزان بدون کاتالیست انجام شدنی نیست[۱۸]. پس نیاز به اصلاح راکتور در این فرایند داریم. در ابتدا بهترین نوع کاتالیست برای این فرایند بررسی می‌شود: برای بخش فلز فعال[1] کاتالیست، در این فرایند معمولا از فلزات گروه ۹ استفاده می‌شود[۱۱] که در بین آن ها Ni و Pt کاربرد بیش تری دارند. از بین این دو فلز به دو دلیل Ni انتخاب شده است: ۱- قیمت پایین تر نیکل نسبت به پلاتین (قیمت نیکل ۴۰-۱۸ دلار به ازای یک

[1] active site

کیلوگرم نیکل و قیمت پلاتین ۸۵۰-۷۰۰ دلار به ازای یک کیلوگرم پلاتین)، ۲- نیکل از لحاظ تجاری در دسترس تراست[۱۲]. برای ساپورت کاتالیست این فرایند آلومینا انتخاب شده است؛ به دلیل این که آلومینا علاوه بر سایت های اسیدی فعال، سایت های بازی فعالی نیز دارا می باشد. سایت های اسیدی آلومینا می‌تواند مرکزی برای جذب سطحی مولکول های بنزن و باز شدن باندهای دوگانه ی آن و در نهایت تبدیل سریع تر بنزن به سیکلوهگزان باشند و باندهای بازی آن عاملی برای ساده تر جدا شدن محصول سیکلوهگزان از سطح کاتالیست می‌باشند[۱۳]. علاوه بر این آلومینا از لحاظ تجاری در دسترس است. تعیین درصد نیکل در سطح کاتالیست وابسته به رفتار گرمایی راکتور و میزان بار خوراک ورودی است؛ این مقدار را برای نیکل ۴۵٪ در نظر می گیریم[۱۳]. پس در نهایت کاتالیست ۴۵٪ نیکل بر پایه ی آلومینا را برای فرایند تبدیل بنزن به سیکلوهگزان انتخاب می کنیم. غیر فعال شدن کامل این کاتالیست در حدود ۴-۱ سال است[۱۴]. پس می توان راکتور را به شکل راکتور بستر ثابت اصلاح کرد. شرایط عملیاتی راکتور فرایند تبدیل بنزن به سیکلوهگزان از لحاظ دمایی $170^{o}C$ و فشار عملیاتی این فرایند psig ۴۵۵ می‌باشد.

گرمای واکنش های اصلی و جانبی فرایند تبدیل تولوئن به بنزن پتروشیمی اصفهان در محدوده‌ی دمایی واکنش در رابطه‌های ۳، ۴، ۵، ۶، ۷ آمده است:

واکنش اصلی:

$$C_6H_5CH_3+H_2 \rightarrow C_6H_6+CH_4 \qquad \Delta H= -49\ kj/mol \qquad (۳)$$

واکنش های جانبی:

$$C_6H_6+3H_2 \rightarrow C_6H_{12} \qquad \Delta H=-220\ kj/mol \qquad (۴)$$

$$C_6H_{12}+6H_2 \rightarrow 6CH_4 \qquad \Delta H=-368\ kj/mol \qquad (۵)$$

$$C_6H_{14}+5H_2 \rightarrow 6CH_4 \qquad \Delta H=-320.96\ kj\ /mol \qquad (۶)$$

$$CH_4 \rightarrow C+2H_2 \qquad \Delta H=+95.54\ kj/mol \qquad (۷)$$

گرمای واکنش های فرایند تبدیل بنزن به سیکلوهگزان در محدوده ی دمای$220^{o}C$-۱۲۲ است:

واکنش اصلی :

$$C_6H_6+3H_2 \rightarrow C_6H_{12}(g) \qquad \Delta H = -206\ kj/mol \qquad (۸)$$

واکنش های جانبی[۱۵] :

$$C_6H_6+3H_2 \rightarrow C_6H_{12}(MCP) \qquad (۹)$$

$$C_6H_6+9H_2 \rightarrow 6CH_4 \qquad \Delta H= -342\ kj/mol \qquad (۱۰)$$

$$C_6H_6+3H_2 \rightarrow 3C+3CH_4 \qquad \Delta H= -315.85\ kj/mol \qquad (۱۱)$$

با مقایسه گرمای واکنش های دو فرایند مشخص می‌شود که میزان گرمای آزاد شده در فرایند تبدیل بنزن به سیکلوهگزان تقریبا ۴/۲ برابر فرایند تبدیل تولوئن به بنزن پتروشیمی اصفهان است؛ این مطلب نشان دهنده‌ی آن است که با استفاده از این راکتور در حذف گرمای تولید شده در واکنش دارای محدودیت هستیم. با توجه به مطالب گفته شده در جایگزینی این راکتور در فرایند جدید دارای ۲ نقطه گلوگاهی هستیم: ۱- راکتور فرایند جدید باید کاتالیستی باشد، ۲- راکتور به گونه ای اصلاح شود که توانایی جذب مقدار گرمای تولید شده در واکنش را داشته باشد. در ابتدا چون اصلاح راکتور به یک راکتور بستر ثابت، ساده تر است سعی شده راکتور به یک راکتور چند بستره اصلاح شود. این کار با قرار دادن کاتالیست در یک فضای متخلخل که شامل یک پرده‌ی سیمی و مش پلیمری است انجام می‌شود. پرده‌ی سیمی باید از جنس آلومینیوم و یا فولاد ضد زنگ باشد و مش پلیمری باید از جنس نایلون و تفلون باشد[۱۶]. برای سردسازی، به دلیل آن که فرایند هیدروژنی کردن بنزن بسیار گرمازاست از سه شیوه‌ی همزمان برای جذب گرمای ناشی از واکنش استفاده می‌کنیم: ۱- استفاده از ورود خوراک تازه در بین بسترها که عاملی برای کاهش دماست؛ ۲- استفاده از مواد بی‌اثر که ضریب انتقال حرارت را کاهش می دهد و منجر می شود که ما بتوانیم از سطح زیاد انتقال حرارت استفاده کنیم[۱۷]؛ ۳- استفاده از سیستم سرمایشی داخلی که باید امکان جاسازی آن در راکتور را بررسی کرد. برای به دست آوردن ظرفیت تولید با توجه به اندازه‌ی راکتور از ظرفیت تولید ۳۰۰۰۰ تن در سال شروع می‌کنیم. با در نظر گرفتن یک متر برای هر سیستم سرمایشی داخلی طول راکتور به دست می‌آید، اما همان طور که از نتایج شبیه سازی (جدول ۱) مشاهده می‌شود به دلیل بالا بودن گرمای آزاد شده در راکتور طول بسترها کاهش و تعداد کولرهای داخلی افزایش می‌یابد که این منجر به افزایش طول راکتور شده است. به طوری که با استفاده از این نوع راکتور ما تنها قادر به داشتن ظرفیت تولید ۷۰۰۰ تن در سال برای سیکلوهگزان هستیم که این ظرفیت تولید بسیار کم تر از ظرفیت تجهیزات دیگر واحد از جمله سیستم های جداساز می‌باشد. برای حل این مشکل یا باید راکتور دیگری را به واحد اضافه کرد یا نوع دیگری را پیشنهاد داد.

جدول ۳. طول بستر به ازای ظرفیت تولیدهای متفاوت در صورت طراحی راکتور به صورت راکتور چند بستره

قطر = ۲/۳ متر					
درصد تبدیل	طول راکتور (متر)	مجموع طول بستر(متر)	تعداد چیلر	تعداد بستر	ظرفیت تولید(ton/year)
۰/۹۴	۳۴	۲۹	۵	۷	۳۰۰۰۰
۰/۹۱	۱۳/۶۶	۹/۶۶	۴	۶	۲۰۰۰۰
۰/۹۲	۱۲/۳۴	۸/۳۴	۴	۷	۱۵۰۰۰
۰/۸۹۵	۱۱/۶۲	۷/۶۲	۴	۶	۱۰۰۰۰
۰/۹۶۲	۱۰/۵۷۸	۵/۵۷۸	۵	۸	۷۰۰۰
۰/۹۸	۱۰/۳۵	۶/۵	۵	۶	۵۰۰۰

روش دوم اصلاح راکتور به صورت راکتور چند لوله[1]و سردسازی آن با استفاده از گاز بی‌اثر و استفاده از سیستم سرمایشی سرد به عنوان جریان عبور کننده از بین لوله ها است، با توجه به شرایط دمایی و فشاری حاکم بر راکتور می توان از آب با فشار بالا برای سرد سازی استفاده کرد. بدین ترتیب باید اصلاح راکتور به شکل راکتور چند لوله بررسی شود با این کارمجموعه ی لوله های[2] حاوی کاتالیست داخل راکتور جاسازی می‌شود. حسن این نوع راکتور آن است که با توجه به مقدار بالای گرمای آزاد شده کنترل دما در آن به نسبت ساده تر است و دمای کاتالیست در محدوده‌ی کمی از دما تغییر می‌کند که این مطلب خود عاملی است برای اینکه راکتور دارای راندمان بالایی باشد و فعالیت کاتالیست حفظ گردد[۱۸]. مشخصات راکتور طراحی شده در صورت اصلاح راکتور به صورت راکتور چند لوله :
سینتیک در محدوده ی دمایی^{o}C ۱۲۲ -۲۲۰[۲۱].

$$Rate = 2.062 * \exp\left(\frac{77000\left(\frac{kj}{mol}\right)}{RT}\right) * P_{H_2}^{1} * P_{Benzene}^{0.25} \qquad (۱۲)$$

افت فشار در طول راکتور از طریق رابطه ی ارگان[3] محاسبه شده است (ضریب تخلخل کاتالیست (ε=۰/۵۵)) [۲۴]:

$$\frac{DP}{L} = 150\frac{\mu * U}{dp^2} * \frac{(1-\varepsilon)^2}{\varepsilon^3} + 1.75\frac{\rho U^2}{dp}\frac{(1-\varepsilon)}{\varepsilon^3} \qquad (۱۳)$$

$$DP = 15.3 \text{ psia}$$

در رابطه‌ی فوق، U سرعت ظاهری سیال، P فشار استاتیکی سیال، D قطر بستر، dp قطر ذرات، μ ویسکوزیته و ε ضریب تخلخل بستر می‌باشد.
بدین ترتیب برای این راکتور ۴۰۰ لوله با طولی برابر ۹/۵ متر و قطری برابر ۲ سانتی متر درنظر گرفتیم، آرایش مربعی برای ساختار لوله‌ها انتخاب شده است، به این دلیل که این آرایش نسبت به آرایش مثلثی و مربعی چرخیده افت فشار کمتری اعمال می‌کند .گام لوله کمترین فاصله‌ی مرکز به مرکز بین لوله‌های مجاور هم می باشد .گام رایج برای استقرار لوله‌های با قطر cm ۲ برابر با cm ۲/۵۴ است. چون کاتالیست مورد استفاده استوانه ای با طول و قطر ۵ میلی‌متر است این قطر برای لوله‌های راکتور مناسب است. ضخامت لوله‌ها ۳ میلی متر و جنس این لوله‌ها از جنس فولاد ضد زنگ در نظر گرفته شده است. کنترل دما در طول بستر کاتالیست این راکتور بسیار مهم است؛ به این دلیل که دمای بالا علاوه بر تولید محصول جانبی متیل‌سکیوپنتان، باعث آسیب به سطح لوله، غیر فعال شدن کاتالیست، کک گرفتگی و سینتر شدن کاتالیست می‌شود. ظرفیت تولید انتخاب شده برای فرایند عبارت از ۱۵۰۰۰۰ تن در سال می‌باشد[۱۹].

[1] Multitube reactor
[2] Tube bundle
[3] Ergun

مشخصات جریان ورودی و خروجی از راکتور اصلاح شده‌ی واحد تولوئن به بنزن پتروشیمی اصفهان در فرایند بنزن به سیکلوهگزان در جدول ۴ آمده است.

جدول ۴. مشخصات جریانات ورودی و خروجی از راکتور واحد تولوئن به بنزن پتروشیمی اصفهان اصلاح شده در فرایند بنزن به سیکلوهگزان

	خروجی راکتور	ورودی راکتور
دما (^oC)	۲۰۰	۱۲۲
فشار (bar)	۳۰/۵	۳۱
دبی جرمی ترکیبات (ton/year)		
هیدروژن	۳۷۸۳/۶	۱۴۶۱۹
متان	۵۸۴۳/۵۹	۵۸۴۳/۵۹
بنزن	۳۴/۶۰۹۷۷	۱۴۰۰۰۰/۱۵
سیکلوهگزان	۱۵۱۶۲۰/۷	۸۱۸/۸۸۴
آب	۰	۰
نیتروژن	۹۴۱/۳۲۷	۹۴۱/۳۲۷

خروجی راکتور که مخلوطی از سیکلو هگزان، بنزن، هیدروژن، متان و نیتروژن است باید وارد چگالنده شود. در این فرایند چگالنده را به دو شکل می توان طراحی نمود: ۱- چگالنده را داخل راکتور تعبیه کرد که در این حالت دمای چگالنده در دمای صفر درجه ی سانتی گراد تنظیم می‌شود؛ ۲- چگالنده در بیرون راکتور طراحی گردد که در این حالت دما در ۴۰^oC تنظیم می‌شود[۲۲]. در شرایط کنونی چگالنده راکتور باید در بیرون راکتور طراحی شود و دما در ۴۰^oC تنظیم گردد.

بررسی جایگزینی سیستم های جداساز واحد تولوئن به بنزن در فرایند تولید سیکلوهگزان

مشخصات فلش درام (D-302) موجود در واحد تولوئن به بنزن پتروشیمی اصفهان

برای جداسازی بخار ایجاد شده از مایع خروجی که عمدتا شامل هیدروژن، نیتروژن و متان، باید از درام جداکننده استفاده کنیم. فشار طراحی: ۳۰/۵barg، دمای طراحی: ۱۲۱^oC، جنس درام جداساز: کربن استیل. این درام مجهز به پد جداکننده حباب است تا از خروج مایع به همراه بخار جلوگیری کند. جنس درام جداساز پتروشیمی اصفهان مشکل ساز نیست اما به دلیل هماهنگ نبودن فشار خروجی از چگالنده با فشار طراحی فلش درام از شیر فشار شکن استفاده شده است تا فشار را به محدوده‌ی مجاز برای فلش درام برساند. شرایط عملیاتی خروجی از چگالنده و ورودی به درام جداساز در جدول ۵ آمده است.

جدول ۵. شرایط عملیاتی خروجی از چگالنده و خروجی از درام جداساز در فرایند بنزن به سیکلوهگزان

	خروجی درام جداساز	خروجی چگالنده
دما (^oC)	۴۰	۴۰
فشار(bar)	۲۵	۳۰/۶۸

مشخصات جریان‌های ورودی و خروجی از درام جداساز واحد تولوئن به بنزن پتروشیمی اصفهان در فرایند بنزن به سیکلوهگزان در جدول ۶ آمده است.

جدول ۶. مشخصات جریان‌های ورودی و خروجی از درام جداساز در فرایند بنزن به سیکلوهگزان

	مایع خروجی از درام	بخار خروجی از درام	ورودی به درام
دما (^oC)	۴۰	۴۰	۴۰
فشار(bar)	۲۵	۲۵	۲۵
دبی‌جرمی(ton/year)			
هیدروژن	۲۷/۲۲۳	۳۷۱۲	۳۷۸۳/۶
آب	۴۷۵	۵۴۳۸	۵۸۴۳/۵۹
بنزن	۳۴/۴۱۱	۰/۰۹۱۹۱۵۱۴	۳۴/۶۰۹۷۷
سیکلوهگزان	۱۵۰۷۹۱/۹	۸۱۸	۱۵۱۶۲۰/۷

مایع خروجی از فلش درام بعد از گرم شدن وارد سیستم جداساز می‌شود؛ در این سیستم باید ترکیبات فرار باقی‌مانده در داخل جریان(هیدروژن ، نیتروژن و متان) جدا شود. برای این موقعیت برج عریان ساز[1] موجود در واحد تولوئن به بنزن را در نظر گرفته شده است. مشخصات برج عریان ساز (T-301) موجود در واحد تولوئن به بنزن پتروشیمی اصفهان عبارت است از:دمای طراحی:۲۱۲^oC، فشار طراحی :barg ۱۰، تعداد سینی ۱۵، سینی ها از نوع غربالی[2] هستند، کمترین قطر سیستم جداساز ۷۶۲ میلیمتر است.جنس بدنه و سینی ها کربن استیل است. با توجه به مشخصات مایع خروجی از درام جداساز باید با استفاده از شیر فشارشکن فشار را به محدوده‌ی مجاز برای برج عریان‌ساز پتروشیمی اصفهان برسانیم.در شبیه‌سازی جایگزینی برج عریان‌ساز برای نزدیک شدن به شرایط واقعی عملیاتی راندمان سینی ها را ۶۰٪ در نظر می-گیریم و با تغییر پارامترهای عملیاتی همچون فشار چگالنده، نسبت جریان برگشتی ، بار حرارتی جوش‌آور و چگالنده به میزان جداسازی مطلوب می‌رسیم این پارامترهای عملیاتی با استفاده از تحلیل حساسیت نرم افزار بهینه شده اند. به این ترتیب اندزه‌ی سیستم جداساز به دست می‌آید این اندازه میزان ظرفیت تولید واحد یعنی ۱۵۰۰۰۰ تن در سال را قطعی می‌کند.

جدول ۷. قطر برج عریان ساز محاسبه شده برای فرایند بنزن به سیکلوهگزان به ازای ظرفیت تولیدهای متفاوت

قطر عریان ساز بدست آمده (mm)	ظرفیت تولید(ton/year)
۵۰۶	۸۰۰۰۰
۶۵۶	۱۰۰۰۰۰
۷۶۱	۱۵۰۰۰۰

[1]Stripper column
[2]seive

مشخصات ورودی و خروجی از برج عریان‌ساز واحد تولوئن به بنزن پتروشیمی اصفهان در فرایند تبدیل بنزن به سیکلوهگزان در جدول ۸ آمده است.

جدول ۸. اطلاعات جریانی برج عریان‌ساز واحد تولوئن به بنزن پتروشیمی اصفهان در فرایند تبدیل بنزن به سیکلوهگزان

	ورودی	خروجی جریان بالاسری برج	خروجی جریان پایین سری برج
دما (^oC)	۱۲۶/۱	۴۰/۰۱	۱۲۴/۹
فشار (bar)	۹/۰۱۳	۳	۳/۱۶
دبی جرمی (ton/year)			
هیدروژن	۲۷/۲۲۳	۲۷	≈ ۰
متان	۴۷۵	۴۷۵	≈ ۰
بنزن	۳۴/۴۱۱	۰/۰۰۶۵۹	۳۴
سیکلوهگزان	۱۵۰۷۹۱/۹	۲۱/۹۹	۱۵۰۷۷۰

مشخصات StripperReceiver موجود در پتروشیمی: فشار طراحی ۱۱/۹ bar، دمای طراحی ^oC ۱۲۱، جنس آن از نوع کربن استیل است.

بررسی جایگزینی کمپرسورهای واحد تولوئن به بنزن در فرایند تولید سیکلوهگزان

در دو قسمت فرایند نیاز به کمپرسور وجود دارد؛ یکی برای افزایش فشار گاز برگشتی و دیگری برای افزایش فشار گاز ورودی. دبی حجمی هر دوی این جریانات تابع شرایط عملیاتی (دما و فشار) هستند. بدین ترتیب برای جایگزینی کمپرسورها دبی حجمی این دو جریان در شرایط عملیاتی که ظرفیت کمپرسورها و Suction drum آن ها در جدول ۹ دیده می‌شود، به دست آورده شده است.

جدول ۹. مشخصات کمپرسورها واحد تولوئن به بنزن پتروشیمی اصفهان و ظرفیت استفاده شده‌ی آن ها در فرایند بنزن به سیکلوهگزان

ظرفیت (m^3/hr)	
کمپرسور C-302	۳۸۰۲
گاز برگشتی ورودی به کمپرسور C-302 در فرایند بنزن به سیکلوهگزان	۳۲۷۷/۷۷
suctiondrum کمپرسور C-302	۴۲۲
گاز برگشتی ورودی به drum suction کمپرسور C-302 در فرایند بنزن به سیکلوهگزان	۳۳۷/۲
کمپرسورC-301	۴۰۴۷۳
گاز ورودی به suction drum کمپرسور C-301 در فرایند بنزن به سیکلوهگزان	۲۱۰۰۰
گاز ورودی به drum suctionکمپرسور C-301	۱۸۱۶
گاز ورودی به کمپرسورC-301 در فرایند فرایند بنزن به سیکلوهگزان	۹۸۹

مشخصات طراحی Feedsurgedrum موجود در پتروشیمی: بیش ترین فشار طراحی ۶/۹bar، بیش ترین دمای طراحی^{o}C ۱۲۶، این درام از جنس کربن استیل است. با توجه به مطالب گفته شده می‌توان از این درام به عنوان Feed surge drum بنزن ورودی استفاده کرد. مشخصات جریان های ورودی و خروجی از کمپرسورهای C-302 و C-301 واحد تولوئن به بنزن پتروشیمی اصفهان در فرایند بنزن به سیکلوهگزان در جدول ۱۰ و جدول ۱۱ آمده است.

جدول ۱۰. مشخصات جریانات ورودی و خروجی از کمپرسور C-302 واحد تولوئن به بنزن پتروشیمی اصفهان در فرایند بنزن به سیکلوهگزان

	خروجی از کمپرسور	ورودی به کمپرسور
دما(^{o}C)	۱۳۷	۴۰
فشار(bar)	۳۲	۱۳/۰۱
دبی جرمی(ton/year)	۱۰۹۳۶	۱۰۹۳۶
دبی مولی (kmol/hr)	۲۵۶	۲۵۶
دبی حجمی(m3/hr)	۲۷۷	۴۸۳
آنتالپی(mm Btu/hr)	-۲/۰۱۱	-۲/۹۰۱
دانسیته (lb/ft3)	۰/۲۸۱	۰/۱۶۱

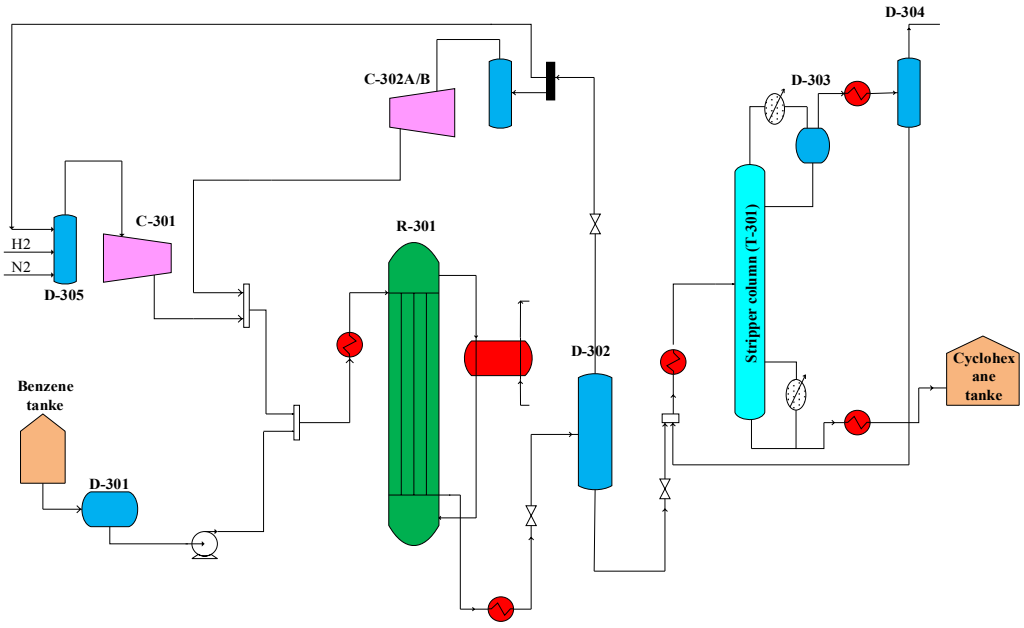
جدول ۱۱. مشخصات جریانات ورودی و خروجی از کمپرسور C-301 واحد تولوئن به بنزن پتروشیمی اصفهان در فرایند بنزن به سیکلوهگزان

	خروجی کمپرسور	ورودی کمپرسور
دما(^{o}C)	۱۴۳	۲۵
فشار(bar)	۳۲	۱۸
دبی حجمی(m^3/hr)	۱۰۷۴/۴۸۲۵	۸۷۰
دبی جرمی(ton/year)		
هیدروژن	۱۳۹۷۱	۱۳۹۷۱
متان	۴۸۹۹	۴۸۹۹
بنزن	0	0
سیکلوهگزان	۶۷۵	۶۷۵
نیتروژن	۷۹۳	۷۹۳

پس می توان از کمپرسورهای فوق برای این موقعیت استفاده کرد. بدین ترتیب فرایند طراحی شده قبل از تحلیل انرژی به صورت شکل ۲ به دست آمده است.

تحلیل حساسیت

پس از انجام شبیه سازی فرایند طراحی شده برای بررسی و رفع مشکلات موجود در واحد با هدف دستیابی به شرایط عملیاتی بهینه از قسمت بهینه سازی نرم افزار استفاده شده است و نتایج بر روی فرایند طراحی شده اعمال شده اند.



شکل ۱. نمایی کلی از فرایند طراحی شده برای تولید سیکلوهگزان با توجه به تجهیزات واحد تولوئن به بنزن قبل از تحلیل انرژی

در این بین برج عریان ساز واحد با ۱۵ سینی از نوع غربالی جزء بخش های اصلی واحد است. به همین جهت شرایط عملیاتی برج نقش تعیین کننده ای در رسیدن به محصول مطلوب واحد دارد و با تعیین بهترین شرایط عملیاتی می توان بهترین محصولات را به دست آورد. در بخش تحلیل حساسیت به دلیل گستردگی تجهیزات و حجم بالای نتایج آن ها، این نتایج تنها برای سیستم جداساز واحد مورد بحث قرار گرفته است. در هنگام تعریف تابع هدف بسته به شرایط موجود می توان حداکثر کردن سود، حداقل کردن بار حرارتی جوش آور و یا حداکثر کردن دبی محصول با ارزش تر به عنوان تابع هدف برگزیده شود. در این جا حداکثر کردن دبی محصول با ارزش تر به عنوان تابع هدف برگزیده شده است. برای ایجاد تغییرات در فرایند و دست یابی به هدف تعیین شده پارامتر های عملیاتی اثر گذار در شرایط نهایی و جدایی دمایی محصولات که متغیر های آزاد بهینه سازی نامیده می شوند باید مشخص شوند تا با اعمال تغییر در آن ها به هدف تعیین شده رسید. این پارامترها با بررسی دقیق فرایند و انجام تحلیل ها و بررسی اثر هر یک از تمامی پارامتر های فرایندی روی جدایی دمایی محصولات و با اجراهای متفاوت از نرم افزار به دست می‌آید. به هنگام تعریف متغیرهای آزاد بهینه سازی، باید محدوده‌ی عملی برای هر یک از آن ها نیز تعریف شود که این محدوده های عمل با توجه به محدودیت های

موجود در فرایند و یا محصولات تعیین می‌شود. به جهت این که تغییرات صورت گرفته باعث شود تا جدایی محصولات به میزان قابل قبول برسد، قیدهایی برای این تابع هدف باید در نظر گرفته شود. در جدول ۱۲ پارامترهای تاثیرگذار روی میزان دبی سیکلوهگزان خروجی از جریان مطلوب برج عریان ساز و محدوده عملیاتی آن آورده شده است.

جدول ۱۲. پارامترهای تاثیرگذار بر برج عریان‌ساز واحد تولوئن به بنزن پتروشیمی اصفهان در فرایند بنزن به سیکلوهگزان

n	متغیر آزاد بهینه‌سازی	حد پایین	حد بالا
۱	نسبت مولی جریان برگشتی	۳	۱۰
۲	فشار برج (bar)	۴	۱/۹
۳	بار حرارتی چگالنده (MW)	۱/۹	۰/۰۰۱
۴	بار حرارتی جوش‌آور (MW)	۰/۱	۱/۷۹
۵	فشار جریان ورودی به برج (bar)	۱	۹

محدوده ی بالا و پایین بار حرارتی چگالنده، بار حرارتی جوش‌آور ، فشار جریان ورودی به برج ، فشار چگالنده، افت فشار چگالنده ، فشار چگالنده ، افت فشار برج با توجه به تحلیل حساسیت و شرایط طراحی برج عریان ساز، چگالنده و جوش آور مورد استفاده در نظر گرفته شده است. بدین صورت که در قسمت تحلیل حساسیت نرم افزار این پارامتر ها به صورت متغیر تعریف شدند و پس از اجرای برنامه با بررسی نتایج حاصل از این تحلیل و بررسی خطاها و هشدارهای نرم افزار محدوده های ذکر شده در جدول ۱۲ اختیار شده است.

در پایین شمای کلی از تابعی که برای بهینه سازی برج عریان کننده استفاده کرده ایم تعریف شده است:

در این تابع xc27 دبی سیکلوهگزان خروجی از جریان پایین برج ، xm27 دبی متان خروجی از جریان پایین برج، xc26 دبی سیکلوهگزان خروجی از جریان بالای برج، xm26 دبی متان خروجی از جریان بالای برج، D-F نسبت D:F در برج، Re نسبت جریان برگشتی، Qreb بار حرارتی جوش‌آور و Qc بارحرارتی چگالنده می‌باشد. DT قطر برج عریان ساز و TCT دمای چگالنده این برج است.

تابع هدف :

$$\text{Max : purityPurity : } \frac{xc27}{xm27} - \frac{xc26}{xm26}$$

متغیرهای آزاد بهینه سازی :

Re: 4 < Re < 10Qreb: 0.1<Qreb<1.79 MWQc:0.001<Qc<1.9 MW

قیدها :

DT< 0.762TCT>40 ºC

محدوده‌ی متغیرهای آزاد بهینه‌سازی برج عریان‌ساز فرایند بنزن به سیکلوهگزان در جدول ۱۳ آمده است.

جدول ۱۳. متغیرآزاد بهینه سازی برای برج عریان‌ساز واحد تولوئن به بنزن پتروشیمی اصفهان در فرایند بنزن به سیکلوهگزان

متغیر آزاد بهینه سازی	واحد	مقدار بهینه
نسبت مولی جریان برگشتی بالای برج	-	۴/۱
بار حرارتی جوش آور	MW	۰/۱۴۸
بار حرارتی چگالنده	MW	-۰/۱۶۹
فشار برج	bar	۳

نتایج حاصل از بهینه‌سازی در جدول ۱۴ آمده است.

جدول ۱۴. مقادیر بدست آمده برای تابع هدف قبل و بعد از بهینه سازی

متغیر های هدف	واحد	قبل از بهینه سازی	بعد از بهینه سازی
دبی سیکلوهگزان در جریان پایین برج (جریان ۲۷، جریان مطلوب برای سیکلوهگزان)	ton / year	۱۴۹۹۵۸/۱۷۶	۱۵۰۰۱۱/۴۲۲
دبی هیدروژن در جریان پایین‌سری برج	ton / year	$۳/۴۶ * ۱۰^{-۵}$	$۶/۵۷ * ۱۰^{-۵}$
دبی سیکلوهگزان در جریان بالای برج	ton / year	۱۴۲/۹۴	۸۹/۶۹
دبی هیدروژن در جریان بالای برج (جریان ۲۶، جریان مطلوب برای هیدروژن)	ton / year	۲۶/۸۷۳۳۴	۲۶/۸۷۳

به هنگام تعریف متغیرهای آزاد بهینه سازی باید محدوده‌ی عملی برای هر یک از آن ها تعریف شود که این محدوده‌ی عمل با توجه به محدودیت های موجود در فرایند و یا محصولات تعیین شده است. با اعمال نتایج تحلیل حساسیت و بهینه‌سازی روی برج مشخصات جریانات خروجی به صورت جدول ۱۴ آمده است.

با توجه به نمودار آبشاری، با در نظر گرفتن قواعد طراحی شبکه‌ی مبدل حرارتی در پایین نقطه‌ی پینچ که در شکل ۴ آمده است، برای فرایند مورد نظر سیستم مبدلی را طراحی می‌کنیم.

تحلیل انرژی

در فرایند بنزن به سیکلوهگزان طراحی شده مشخصات جریانهای بخش گرم و سرد در جدول ۱۵ و جدول ۱۶ ارائه شده است.

جدول ۱۵. مشخصات جریان های بخش سرد در فرایند بنزن به سیکلوهگزان طراحی شده برای تجهیزات واحد تولوئن به بنزن پتروشیمی اصفهان

جریان های بخش سرد				
نام	دمای ورودی (^oC)	دمای خروجی (^oC)	انرژی (MW)	FC_P (KJ/S.K)
reactor-in	۶۸.۱	۱۲۲	۱/۴۵	۲۶/۹
flash drum-outlet	۲۱/۱	۱۲۶/۷	۱/۰۴۵	۹/۸۹۵
reboiler	۱۲۴/۸	۱۲۵	۰/۱۴۸	۷۴۰
total	-	-	۲/۶۴۳	-

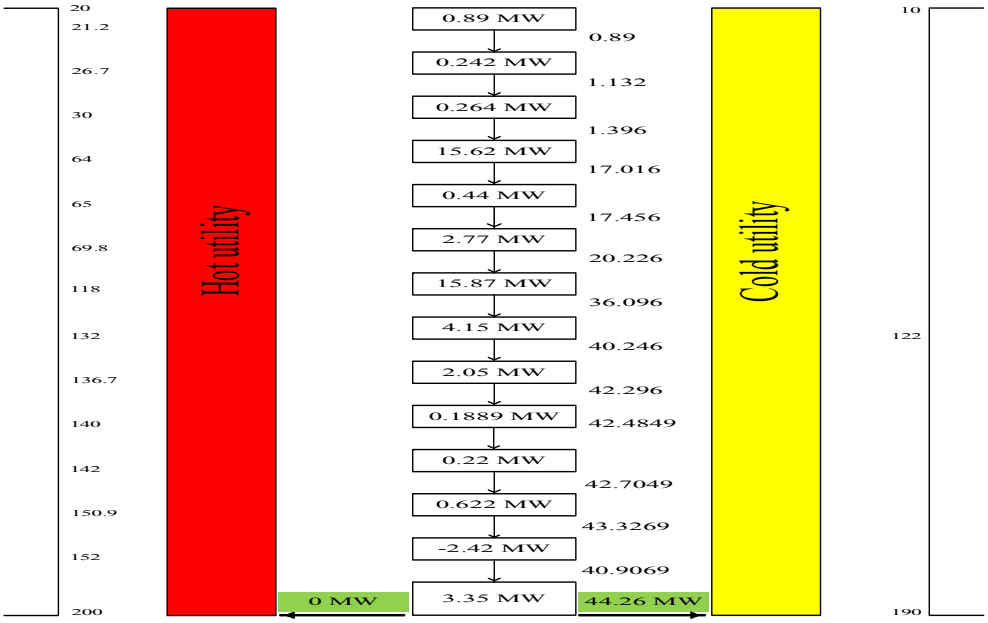
جدول ۱۶. مشخصات جریان های بخش سرد در فرایند بنزن به سیکلوهگزان طراحی شده برای تجهیزات واحد تولوئن به بنزن پتروشیمی اصفهان

جریان های بخش گرم				
نام	دمای ورودی (^oC)	دمای خروجی (^oC)	بار حرارتی (MW)	FC_P (KJ/S.K)
reactor-out	۱۹۸/۶۷	۲۰	- ۳/۵۲	۱۹/۷۰۱
cyclohexane production	۱۲۵	۲۶/۷	-۰/۹۵	۹/۶۶۴
condenser	۱۱۶/۵	۴۰	-۰/۱۶۹	۲/۲۰۹
stripper production	۴۰	۲۰	-۰/۰۱۲۳	۰/۶۱۵
reactor	۱۴۰	۳۰	-۱۰/۴۵	۱۰۰/۱۴۵
total	-	-	-۱۵/۶۷	-

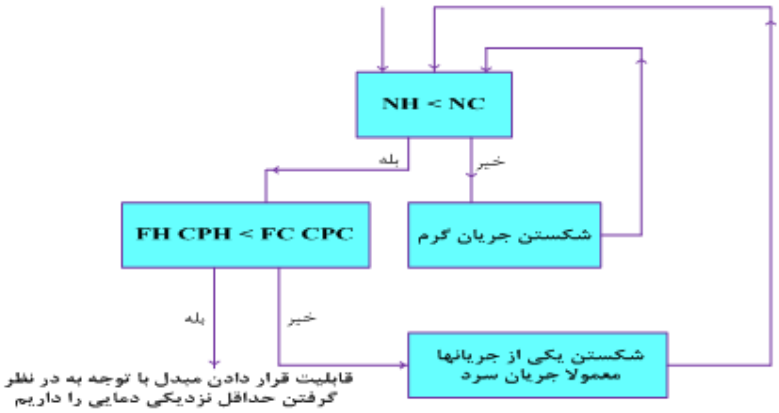
با داشتن کم ترین اختلاف دما به میزان ۱۰^oC نقطه‌ی پینچ حذف خواهد شد؛ بدین ترتیب اختلاف دمای ۱۰^oC را برای بررسی‌های تحلیل انرژی انتخاب می‌کنیم. نمودار آبشاری برای تحلیل نقطه‌ی پینچ در شکل ۳ آمده است.

طبق قوانین پینچ می‌توان مبدل E-1را بین جریان Reactor–in و جریان Reactor-out نصب کرد. همچنین می‌توان مبدل E-2 را بین جریان Flash drum -outlet و Cyclohexaneproduction نصب کرد. نمایی از این طراحی شبکه‌ی مبدل بدون توجه به سیستم مبدلی پتروشیمی اصفهان در شکل ۵ آمده است.

برای اینکه دمای جریانReactor-out از$۱۹۸/۶۷^oC$ به ۴۰ رسانده شود، در فرایند طراحی شده از ۲ مبدل با جریانات فرایندی و ۱ مبدل با یک جریان یوتیلیتی استفاده شده است که یکی از آنها با جریان Reactor-in در مبدل E-1 تبادل انرژی کرده است، دیگری با جریان خروجی از درام در مبدل E-6 و دیگری یوتیلیتی در مبدل E-4 موظف به تامین آب سرد مورد نیاز آن شده است. اما با توجه به مبدل‌های موجود در پتروشیمی اصفهان اگر جریان با دمای $۱۹۸/۶۷ ^oC$ وارد مبدل E-1 شود، سطحی معادل$۶۰ m^2$ برای این انتقال حرارت مورد نیاز است که با توجه به شرایط عملیاتی مبدل E-1 که در جدول۱۷ موجود است در بین مبدل‌های واحد تولوئن به بنزن پتروشیمی اصفهان چنین مبدلی نیست.

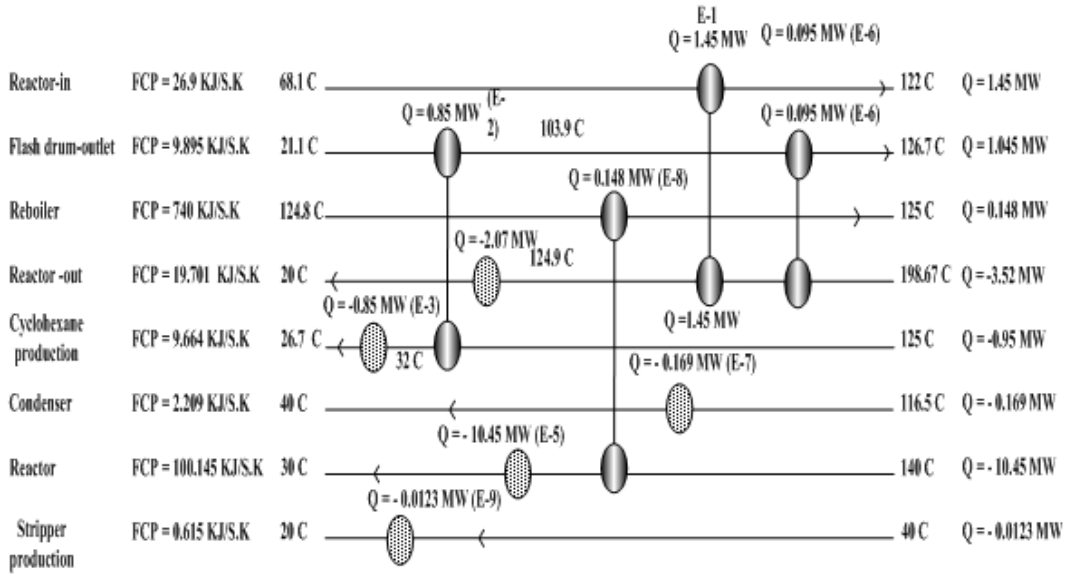


شکل ۳. نمودار آبشاری[1] برای فرایند طراحی شده‌ی بنزن به سیکلوهگزان



شکل ۴. قواعد حاکم برای تحلیل انرژی بالای نقطه ی پینچ

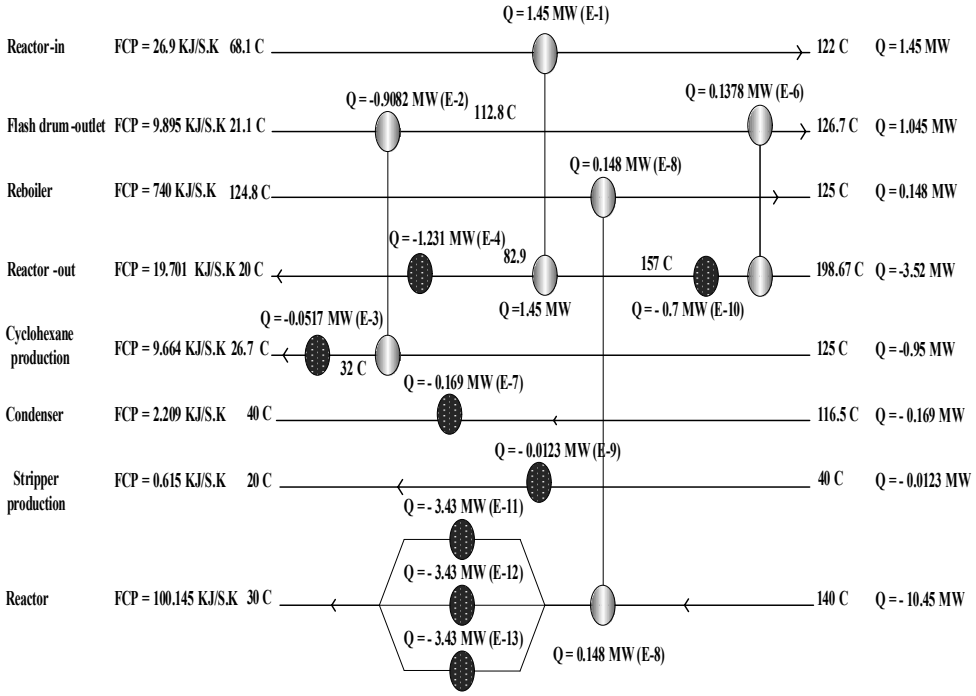
[1]Cascade diagram



شکل ۵. نمایی از طراحی شبکه‌ی مبدل برای فرایند بنزن به سیکلوهگزان

بدین ترتیب اول با استفاده از یوتیلیتی و مبدل E-6 دمای ورودی به مبدل را به $^{\circ}C$ ۱۵۷ می‌رسانیم تا بتوانیم برای تبادل حرارت از مبدل E-302 موجود در پتروشیمی اصفهان که مشخصاتش در جدول ۱۷ آمده است استفاده کنیم. مبدل E-5 نیز که وظیفه‌ی سرد سازی آب داخل راکتور را به عهده دارد به دلیل حجم بالای بار حرارتی آزاد شده در راکتور (MW ۱۰/۴۵-)، مبدلی در پتروشیمی اصفهان برای جذب کل این بار حرارتی وجود ندارد؛ از این رو با تقسیم جریان به ۳ قسمت از ۳ مبدل جداگانه برای جذب این گرما استفاده شده است. بدین ترتیب با تغییر دو مبدل E-5 و E-1 و اضافه کردن مبدل E-10 با توجه به شرایط عملیاتی و سطح انتقال حرارت مبدل های موجود در واحد تولوئن به بنزن پتروشیمی اصفهان شبکه‌ی مبدل طراحی شده برای فرایند جدید با تلاش برای نزدیکی به شبکه‌ی طراحی شده در شکل ۵، مطابق شکل ۶ به دست آمده است.

برای مقایسه بهتر بین مبدل‌های موجود در فرایند طراحی شده و مبدل‌های موجود در واحد تولوئن به بنزن پتروشیمی اصفهان،کلیه مبدلهای موجود در دو فرایند دو به دوبا یکدیگر مقایسه شده و قابلیت جایگزینی آنان مورد بررسی قرار گرفت.با توجه به جدول ۱۷ می توان مبدل E-1موجود در فرایند طراحی شده را که در آن جریان خروجی از راکتور با جریان ورودی از آن تبادل حرارت می کند را با مبدل E-302موجود در پتروشیمی اصفهان جایگزین کرد .



شکل ۶. نمایی از شبکه‌ی مبدل نهایی فرایند بنزن به سیکلوهگزان با توجه به سیستم مبدلی واحد تولوئن به بنزن پتروشیمی اصفهان

جدول ۱۷. مقایسه دو مبدل E-1 و E-302

بخش سرد		بخش گرم			
دمای طراحی(^oC)	فشار طراحی(barg)	دمای طراحی(^oC)	فشار طراحی (barg)	سطح انتقال حرارت (m^2)	
۶۶۰	۳۹/۳	۷۶۰	۳۵/۱	۱۲۱	E-302
دمای عملیاتی(^oC)	فشار عملیاتی (barg)	دمای عملیاتی(^oC)	فشار عملیاتی (barg)	سطح انتقال حرارت (m^2)	
۶۸/۱ – ۱۲۲	۲۶/۸۶	۱۵۷ - ۸۲/۶۵	۳۱/۷۱	۱۲۰/۶	E-1

جایگزینی مبدل E-2 با مبدل E-301A موجود در پتروشیمی اصفهان با توجه به جدول ۱۸ امکان پذیر است.

جدول ۱۸. مقایسه دو مبدل E-2 و E-301A

بخش سرد		بخش گرم			
دمای طراحی(^oC)	فشار طراحی (barg)	دمای طراحی(^oC)	فشار طراحی (barg)	سطح انتقال حرارت (m^2)	
۴۱۵	۴۱	۵۱۰	۳۴/۱	۲۱۲/۱	E-301A
دمای عملیاتی(^oC)	فشار عملیاتی (barg)	دمای عملیاتی(^oC)	فشار عملیاتی (barg)	سطح انتقال حرارت (m^2)	
۲۱/۱ – ۱۱۴/۷۱	۹	۱۲۵ - ۳۲/۶۳	۳/۲	۲۱۱/۷	E-2

جایگزینی کولرE-3 با کولرE-308 موجود در پتروشیمی اصفهان با توجه به جدول ۱۹ امکان پذیر است.

جدول ۱۹. مقایسه دو مبدل E-3 و E-308

بخش سرد		بخش گرم			
دمای طراحی(°C)	فشار طراحی (barg)	دمای طراحی(°C)	فشار طراحی (barg)	سطح انتقال حرارت (m^2)	
۱۲۱	۷/۵	۱۲۱	۱۰/۳	۸	E-308
دمای عملیاتی(°C)	فشار عملیاتی (barg)	دمای عملیاتی(°C)	فشار عملیاتی (barg)	سطح انتقال حرارت (m^2)	
۲۵ - ۱۰	۱	۳۲ - ۲۶/۷	۴	۷/۵	E-3

جایگزینی کولر E-4 با کولر E-307 موجود در پتروشیمی اصفهان با توجه به جدول ۲۰ امکان پذیر است.

جدول ۲۰. مقایسه دو مبدل E-4 و AE-302

بخش سرد		بخش گرم			
دمای طراحی(°C)	فشار طراحی (barg)	دمای طراحی(°C)	فشار طراحی (barg)	سطح انتقال حرارت (m^2)	
۲۱۵	۱۱/۵	۳۰۰	۲۷	۵۹/۵	E-307
دمای عملیاتی(°C)	فشار عملیاتی (barg)	دمای عملیاتی(°C)	فشار عملیاتی (barg)	سطح انتقال حرارت (m^2)	
۲۵ - ۴۰	۷	۸۲/۶ – ۴۰	۳۲	۴۶/۶	E-4

جایگزینی مبدل E-5 (مبدل مورد نیاز برای سرد سازی آب داخل راکتور در فرایند طراحی شده) به دلیل گرمای بالای آزاد شده (بار حرارتی آزاد شده از طریق واکنش برابر۱۰/۴۵MW) با سه مبدلE-301D و E-301C و E-301C پتروشیمی اصفهان قابل اجراست، به این ترتیب که با شکست جریان آب خروجی از راکتور گرمای مورد نیاز برای سرد سازی آن را از طریق سه مبدل جداگانه انجام می‌دهیم. این جایگزینی در جدول ۲۱ بررسی شده است.

جدول ۲۱. مبدل E-5 (مبدل مورد نیاز برای سرد سازی آب داخل راکتور)

بخش سرد		بخش گرم			
دمای عملیاتی(°C)	فشار عملیاتی (barg)	دمای عملیاتی(°C)	فشار عملیاتی(barg)	سطح انتقال حرارت(m^2)	
۱۳۰ - ۲۵	۲	۱۴۰ – ۳۰	۴	۶۳۰	E-5

به این ترتیب به جای مبدل E-5 از سه مبدل یکسان E-11، E-12، E-13 استفاده می‌کنیم و امکان جایگزینی آنها را با مبدل های E-301D و E-301C و E-301C پتروشیمی بررسی می‌کنیم. این مقایسه در جدول ۲۲ آمده است.

جدول ۲۲. مقایسه دو مبدل E-5 و E-301B/C/D

بخش سرد		بخش گرم			
دمای طراحی (°C)	فشار طراحی (barg)	دمای طراحی(°C)	فشار طراحی (barg)	سطح انتقال حرارت (m^2)	E-301B/C/D
۴۱۵	۴۱	۵۱۰	۳۴/۱	۲۱۲	
دمای عملیاتی(°C)	فشار عملیاتی (barg)	دمای عملیاتی(°C)	فشار عملیاتی (barg)	سطح انتقال حرارت (m^2)	E-11/12/13
۲۵ - ۱۳۰	۲	۱۴۰ - ۳۰	۴	۲۰۵	

در هر کدام از سه مبدل E-11، E-12، E-13 به میزان ۳/۴۸MW انرژی جذب می‌شود که این خود توانایی این سه مبدل را در جذب گرمای آزاد شده از واکنش می‌رساند. جایگزینی کولر E-6 با کولرE-305 موجود در پتروشیمی اصفهان با توجه به جدول ۲۳ امکان پذیر است.

جدول ۲۳. مقایسه دو مبدل E-6 و E-305

بخش سرد		بخش گرم			
دمای طراحی(°C)	فشار طراحی (barg)	دمای طراحی(°C)	فشار طراحی (barg)	سطح انتقال حرارت (m^2)	E-304
۱۴۲	۱۳/۱	۲۱۵	۱۱/۵	۷/۲۹	
دمای عملیاتی(°C)	فشار عملیاتی (barg)	دمای عملیاتی(°C)	فشار عملیاتی (barg)	سطح انتقال حرارت (m^2)	E-6
۱۱۴/۷ – ۱۲۶/۷	۹/۰۱	۱۹۸/۷ – ۱۸۵	۵/۵	۶/۶	

جایگزینی چگالنده E-7 با چگالنده E-303 موجود در پتروشیمی اصفهان با توجه به جدول ۲۴ امکان‌پذیر است.

جدول ۲۴. مقایسه دو مبدل E-7 و E-303

بخش سرد		بخش گرم			
دمای طراحی(°C)	فشار طراحی (barg)	دمای طراحی(°C)	فشار طراحی (barg)	سطح انتقال حرارت (m^2)	E-303
۱۲۱	۲۱/۴	۱۲۷	۳۲/۱	۸۵/۸	
دمای عملیاتی(°C)	فشار عملیاتی (barg)	دمای عملیاتی(°C)	فشار عملیاتی (barg)	سطح انتقال حرارت (m^2)	E-7
۲۵ - ۱۰۰/۱۲	۴/۵	۱۱۶/۵ – ۴۰	۳/۵	۷۶/۳	

جایگزینی جوش آور E-8 با جوش آور E-305 موجود در پتروشیمی اصفهان با توجه به جدول ۲۵ امکان پذیر است.

جدول ۲۵. مقایسه دو مبدل E-8 و E-307

بخش سرد		بخش گرم			
دمای طراحی(^oC)	فشار طراحی (barg)	دمای طراحی(^oC)	فشار طراحی (barg)	سطح انتقال حرارت (m^2)	E-305
۱۴۲	۱۳	۲۱۵	۱۱/۵	۵۹/۵	
دمای عملیاتی(^oC)	فشار عملیاتی (barg)	دمای عملیاتی(^oC)	فشار عملیاتی (barg)	سطح انتقال حرارت (m^2)	E-8
۱۲۴/۸۶ – ۱۲۴/۹۹	۳/۱۲	۱۴۰ - ۱۳۹	۴/۵	۵۳/۳	

جایگزینی کولر E-9 با کولر E-311 موجود در پتروشیمی اصفهان با توجه به جدول۲۶ امکان پذیر است.

جدول ۲۶. مقایسه دو مبدل E-9 و E-311

بخش سرد		بخش گرم			
دمای طراحی(^oC)	فشار طراحی (barg)	دمای طراحی(^oC)	فشار طراحی (barg)	سطح انتقال حرارت (m^2)	E-311
۱۲۱	۷/۵	۱۲۱	۶/۸	۸/۷	
دمای عملیاتی(^oC)	فشار عملیاتی (barg)	دمای عملیاتی(^oC)	فشار عملیاتی (barg)	سطح انتقال حرارت (m^2)	E-9
۴۰ - ۱۰	۱	۴۰ - ۲۰	۳/۱۲	۸/۹	

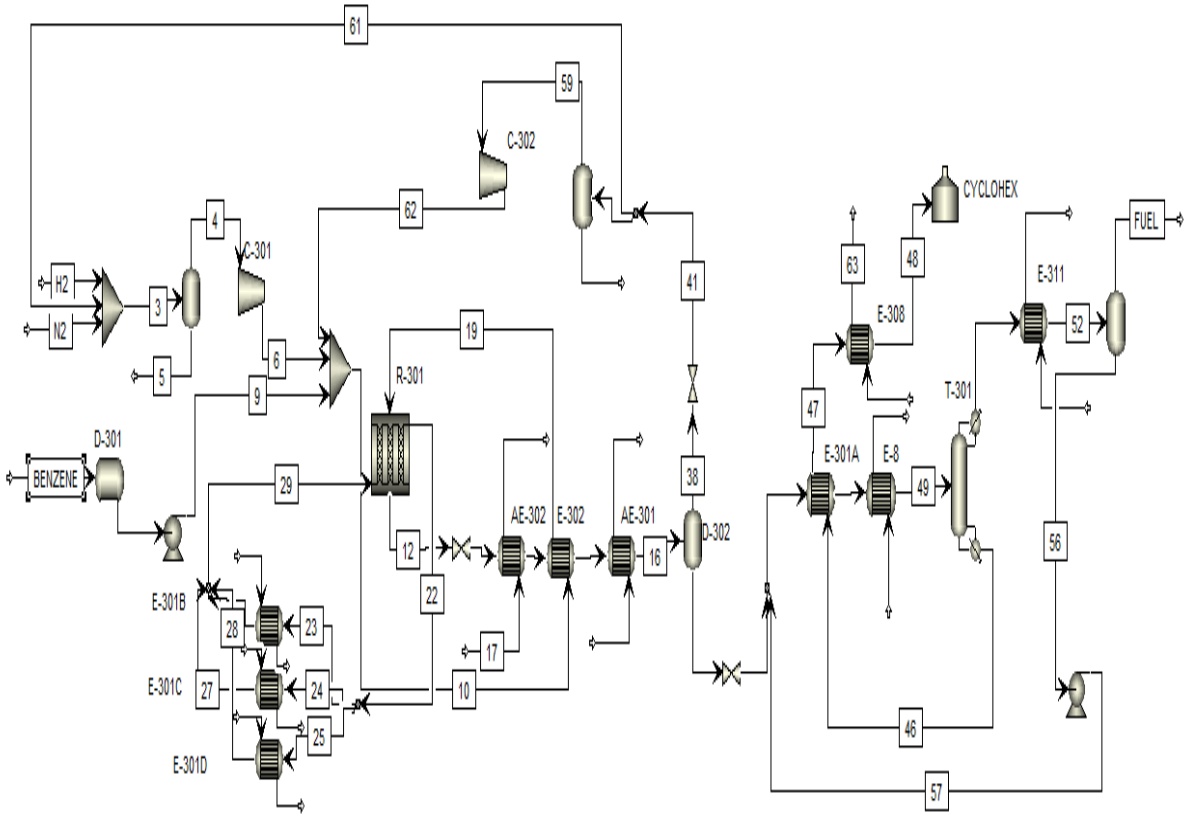
جایگزینی مبدل E-10 با جوش آور E-309 موجود در پتروشیمی اصفهان با توجه به جدول ۲۷ امکان پذیر است .

جدول ۲۷. مقایسه دو مبدل E-10و E-309

بخش سرد		بخش گرم			
دمای طراحی(^oC)	فشار طراحی (barg)	دمای طراحی(^oC)	فشار طراحی (barg)	سطح انتقال حرارت (m^2)	E-309
۱۶۵	۴/۷	۳۰۰	۲۷	۳۳/۷	
دمای عملیاتی(^oC)	فشار عملیاتی (barg)	دمای عملیاتی(^oC)	فشار عملیاتی (barg)	سطح انتقال حرارت (m^2)	E-10
۱۶۱ - ۲۸	۴/۵	۱۸۵ - ۱۵۷	۲۰	۲۹/۵	

میزان مصرف انرژی در فرایند تولوئن به بنزن به میزانMW ۳۹/۰۱و در فرایند بنزن به سیکلوهگزان به میزانMW ۱۷/۷۷ است که این خود مصرف پایینتر انرژی را در فرایند جدید طراحی شده می-رساند.همچنین با نصب مبدل E-302 بین جریان ورودی و خروجی از راکتور و نصب مبدل E-301Aبین جریان سیکلوهگزان تولیدی و ورودی به برج عریان ساز به میزان ۳/۵۶MWدر مصرف یوتیلیتی صرفه جویی شده است.

نمایی از شبیه‌سازی فرایند طراحی شده‌ی نهایی برای فرایند تبدیل بنزن به سیکلوهگزان با توجه به مشخصات تجهیزاتی واحد تولوئن به بنزن در شکل ۷ آمده است.



شکل ۷. نمای کلی از فرایند طراحی شده ی تبدیل بنزن به سیکلوهگزان برای واحد تولوئن به بنزن پتروشیمی اصفهان

جدول یوتیلیتی مورد نیاز برای فرایند بنزن به سیکلوهگزان:

جدول ۲۸. جدول یوتیلیتی مورد نیاز برای فرایند بنزن به سیکلوهگزان

دبی آب سرد کننده[1] (kg/s)	۲۹/۲۴۲
دبی بخار[2] مورد نیاز(kg/s)	۳
انرژی الکتریکی (MW)	۱/۰۸
بار حرارتی سردسازی[3](MW)	۴۲/۲۶

بحث و نتیجه گیری

۱- نتایج مطالعات نشان دهنده‌ی آن است که تجهیزات فرایند تبدیل تولوئن به بنزن پتروشیمی اصفهان قابلیت تولید سیکلوهگزان را از ماده‌ی اولیه‌ی بنزن در صورت تعویض و یا اصلاح راکتور دارا می‌باشند.

۲- با توجه به موارد گفته شده با جایگزینی این فرایند بیش ترین استفاده از سیستم مبدلی، کمپرسورها و سیستم های جداساز فرایند شده است.

۳- مزایای تولید سیکلوهگزان که از آن ها می‌توان موارد ذیل را نام برد: ۱- نزدیک بودن شرایط عملیاتی دو فرایند، ۲- تولید ماده با کم ترین اصلاح و تعویض تجهیزاتی روی فرایند به جای مانده از واحد تولوئن به بنزن، ۳- در دسترس بودن بنزن به عنوان ماده‌ی اولیه‌ی فرایند تولید سیکلوهگزان، ۴- قیمت و بازار فروش مناسب سیکلوهگزان.

۴- واحد تولوئن به بنزن، در فرایند تبدیل تولوئن به بنزن دارای ظرفیت اسمی ۶۵۵۰۰ تن در سال بود. با توجه به نتایج به دست آمده ظرفیت تولید ۱۵۰۰۰۰ تن در سال برای فرایند تبدیل بنزن به سیکلوهگزان با اندازه تجهیزات واحد موجود سازگار است. علت این اختلاف در ظرفیت تولید این دو فرایند را می‌توان حجم گاز برگشتی در دو فرایند دانست. در فرایند تبدیل تولوئن به بنزن حجم گاز برگشتی بالای این فرایند که از برج عریان ساز واحد به سمت راکتور باز می‌گردد، منجر به بالا بودن اندازه ی تجهیزات و پایین بودن ظرفیت تولید واحد می شود اما در فرایند طراحی شده حجم پایین تری از گاز برگشتی از درام جداساز به سمت راکتور باز می گردد. این مطلب خود عاملی است برای بالاتر بودن ظرفیت تولید در فرایند طراحی شده نسبت به فرایند قبلی.

۵- بالاتر بودن ظرفیت تولید در فرایند طراحی شده نسبت به فرایند تبدیل تولوئن به بنزن عاملی برای سوددهی بیش تر است. در این حالت فرایند تولید سیکلوهگزان از بنزن با ظرفیت ۱۵۰۰۰۰ تن در سال حاصل گردید که این تغییر کارآیی سودی معادل $۱۰^{۷}$ * ۷/۲۵۶ دلار را در بر می گیرد.

۶- با انجام تحلیل انرژی و انتقال انرژی بین جریان های فرایند به میزان۳/۵۶MWدر مصرف یوتیلیتی صرفه جویی شده است.

[1] Cooling water
[2] Steam
[3] Refrigeration

منابع

1.Golden, K. Moor, P.Nigg, M.Optimize revamp projects with a logic based approach . Texas : Hydrocarbon processing, 2005.

2.Streng, M.Investing new or revamping existing polyester plant.germany : EBC industrial engineering gmbh, 2008.

3.Martin, G.Cheatham, B .Keeping down the cost of revamp investment .Texas : process consulting servicess, 2005.

4. Stanislaus, A., Marafi, A., S. Rana, M. Recent advances in the science and technology of ultra low sulfur diesel (ULSD) production. Catalysis today 153, 2010, pp. 1-68.

5. Bulasara, V., Uppaluri, R., Ghoshal, A. Revamp study of crude distillation unit heat exchanger network Energy integration potential of delayed coking unit free hot streams. (2009).Applied thermal engineering. 29 :pp. 2271-2279

6.Hanson, D., Barletta, T., Johson, j., Dahm, B. Revamping improves asphalt yeild in georgia refinery. (2008). Jurnal of oil&gas. 24 :pp. 23-46

7.Slade, B., Stober, B., Simpson, D. Dividing wall column revamp optimises mixed. (2006) Symposium series no. 152

8.atsevich, L., Mukhortov, D. Pre-saturation in multiphase fixed-bed reactors as a method for process intensification/reactor minimization..Catalysis today, 2007, pp. 120:71-77.

9.Minceva, M., Rodrigues, A. Understanding and revamping of industrial scale SMB units for p-Xylene separation. Portugal : Laboratory of separation and reaction engineering (LSRE), 2008. Dept. Of chemical engineering, Faculty of engineering.

10.Azarenergy. (1377). Retrieved 2 16, 1391, from http://www.Azarenergy.com

11.Carolin, M .Kinetics and mechanism of Benzene hydrogenation over supported Ru,Cu and Ru-Cu Catalyst.Delft university press, 1988.

12. Kordulis, C .Benzene hydrogenation over Ni/Al2O3 catalysts prepared by conventional and sol–gel techniques,2009 ,applied catalyst,PP. 9.

13. Molina, R &Poncelet, G.Hydrogenation of benzene over alumina-supported Nickel catalysts prepared from Ni(II) acetylacetonate . 2009 . Journal of catalysis ,PP.162-170.

14.Szukiewicz, M. Kaczmarski, K.Stolecki, K .Hydrogenation of Benzene - modeling of a commercial catalyst bed,Poland : Fertilizers research Institute, 2010.

15. Martin, G.Dalmon, J.Benzene hydrogenation overNickel catalysts at low and high temperatures : Structure-sensitivity and copper alloying effect,2003 ,Journal of catalysis,PP.242-233.

16. Gildert, G.6187980.Houston, 2001.

17.Haut, B. Halloin, V. Amor, H .Development and analysis of a multifunctional reactor for equilibrium reactions: Benzene hydrogenation and methanol synthesis,2009 ,chemical engineering and processing,PP.8.

18. Rangel, J.Fixed-bed Reactors Gerhart Eigenberger .Stuttgart : Science&Technology,2001.

19. Cheng, Z.An innovative reaction heat offset operation for a multiphase fixed bed reactor dealing with volatile compounds ,2009 ,Chemical engineering Science,PP.6030-6025.

۲۰. وزارت صنعت، معدن و تجارت. سازمان منطقه‌ی آزاد قشم. تاریخ دریافت: ۱۳۹۱/۱۰/۹. دسترسی در:http://www.mimt.gov.ir/.

۲۱. علیخانی, ا. مطالعه امکان سنجی مقدماتی طرح تولید سیکلو هگزان. اراک ,۱۳۸۹.

۲۲. گمرک جمهوری اسلامی ایران. تاریخ دریافت: ۱۳۹۲/۱/۲۷.http://www.irica.gov.ir/.

۲۳. بورس کالای ایران. تاریخ دیافت: ۱۳۹۲/۱/۲۷. دسترسی در:http://www.ime.co.ir/.
۲۴. اسلامی مهدی آبادی, ه. کیخا, ا.شهرکی, ف. بررسی افت فشار و انتقال حرارت در راکتورهای بستر ثابت با استفاده از دینامیک سیالات محاسباتی. تهران : اولین کنفرانس بین المللی نفت،گاز،پتروشیمی و نیروگاهی, ۱۳۹۱/۳/۳۰.