

شبیه سازی جداسازی بنزن از بنزین به وسیله ی

تقطیر واکنشی

Simulation of Separation of Benzene from Gasoline Using Reactive Distillation

نصرا... مجیدیان*، میر اسماعیل معصومی و مهرداد مظلومی نیا
دانشکده مهندسی شیمی، دانشگاه آزاد اسلامی، واحد تهران شمال، تهران، ایران.

واکنش هیدروژن دار کردن بنزن این تفکر را ایجاد کرد که می توان با استفاده از این واکنش در برج های تقطیر واکنشی اقدام به حذف بنزن از بنزین نمود، از اینرو با تبدیل بنزن موجود در بنزین به سیکلوهگزان می توان بنزن را از جریان خروجی از رفررها حذف کرد. در این مقاله برجی مورد شبیه سازی قرار می گیرد که با ورود دو خوراک مجزای هیدروژن و جریان پالایش شده که حاصل از خروجی رفرمر است، شروع به کار می کند و با استفاده از سه جریان خروجی اقدام به جداسازی ترکیب های هیدروژن، سیکلوهگزان و بنزین می کند، فرآورده ی مورد نظر بنزینی می باشد که بدلیل وجود تولوئن کافی عدد اکتان مناسبی دارد و نیز دارای مقدار بنزینی می باشد که قوانین آژانس حفاظت از محیط زیست (EPA) را برآورده می سازد.

شبیه سازی؛ جداسازی بنزن؛ هیدروژن دار کردن؛ تقطیر واکنشی.

مقدمه

تولوئن هیدروژن دار شود. این موضوع خود یک مسأله چالش ساز است. چنانکه هیدروژن دار کردن بنزن می تواند همچنین موجب هیدروژن دار کردن تولوئن شود.

هدف این کار مطالعه و شبیه سازی یک برج تقطیر واکنشی است که به واسطه آن هیدروژن دار کردن بنزن به حداکثر مقدار خود برسد و در عین حال از اشباع شدن یا هیدروژن دار کردن تولوئن اجتناب شود. با توجه به عدم وجود چنین فرایندی در کشور برای انجام این کار پژوهش هایی که می تواند آغازی بر، بررسی فرایند حذف بنزن از بنزین به وسیله ی روش تقطیر واکنشی در کشور باشد، اطلاعات مورد نیاز از یک نمونه خارجی به دست آمد و سپس به وسیله ی تحلیل و بررسی آن ها در غالب مدل تعادلی، داده های لازم برای انجام شبیه سازی حاصل شد.

بخش تجربی

توصیف دستگاه

مشخصات دستگاه تحت بررسی، یک برج تقطیر واکنشی در هوستن تگزاس است و ساخته شده در شرکت CD Tech است، که سازنده ی انحصاری برج های کاتالیستی جدا کننده ی بنزن از بنزین است. این برج برای هیدروژن دار کردن بنزن موجود در جریان خروجی از واحد رفورمینگ استفاده می شود. نمایی از برج مورد بحث در شکل ۱ آمده است. برج از نوع سینی دار و شامل ۷۰ عدد سینی بوده، همچنین شامل کندانسور و ریبویلر است. یک خوراک از رفرمر به شکل مایع وارد برج می شود که بر بالای سینی شماره ۴۶ می ریزد (برج از بالا به پایین شماره گذاری شده است). برای انجام واکنش، هیدروژن مورد نیاز است، هیدروژن نیز به عنوان خوراک دوم به صورت جریان مجزا بر بالای سینی شماره ۴۶ می ریزد. سه جریان به عنوان فرآورده از برج خارج می شوند: جریان بخار خروجی از کندانسور که اساساً باید حاوی هیدروژن واکنش نداده باشد؛ جریان مایع خارج شده از کندانسور که باید شامل درصد بالایی از سیکلو هگزان تولید شده باشد و جریان خروجی از انتهای برج که به حالت مایع است و حاوی فرآورده ی اصلی خواهد بود، این جریان باید دارای عدد اکتان مطلوب به دلیل داشتن درصد بالایی از تولوئن باشد همچنین باید با داشتن درصد بسیار اندکی از بنزن، قوانین EPA را برآورده کند.

خوراک حاوی جریان رفرمر دارای نرخ وزنی $200,000 \text{ lb/hr}$ و نیز دما و فشاری به ترتیب معادل با 456 K و 115 psia است. دما و فشار جریان هیدروژن به ترتیب 300 K و 115 psia است، نرخ اسمی جریان هیدروژن دارای مقدار 2000 lb/hr است. انرژی کندانسور معادل با $64/8 \text{ MMBtu/hr}$ و انرژی ریبویلر معادل با

بنزین مخلوطی از هیدروکربن هاست، که به طور کلی در گستره ی $C_6 - C_{10}$ قرار گرفته است و هر مخلوط متفاوتی، دارای نرخ عدد اکتان متفاوتی است. مطالعات نشان می دهد که علت افزایش شروع لوسمی (سرطان خون)، قرار گرفتن در معرض بنزن است و سازمان EPA بنزن را به عنوان یک عامل سرطان زا طبقه بندی کرده است. در تلاش جهانی برای تولید سوخت های پاک، بنزن به عنوان یکی از اجزای بنزین که باید کاهش یابد شناسایی شد. در نتیجه EPA در سال ۱۹۹۵ مقدار مجاز بنزن در بنزین را به مقدار ۱٪ حجمی کاهش داد. اکنون بسیاری از کشورها در حال کاهش میزان بنزن موجود در بنزین خود هستند [۱]. در حال حاضر آخرین فناوری که در کشور برای انجام این جداسازی موجود است استفاده از فن (تکنیک) غشاء می باشد که در سال ۱۳۸۶ در پژوهشگاه صنعت نفت این امر محقق شده است، در حالی که آخرین فن (تکنیک) موجود در سطح دنیا روش تقطیر واکنشی است. از آنجایی که استفاده از تقطیر معمولی معایبی چون کاهش هیدروژن تولید شده در فرایند یا کاهش عدد اکتان بنزین را در پی دارد، تقطیر واکنشی مطرح شد، که توانست این معایب و مشکلات را به حداقل ممکن برساند.

به طور کلی اصول خاصی برای کاهش مقدار بنزن وجود دارد. پالایشگاه های سرتاسر جهان از یکی از سه روش زیر برای کاهش بنزن استفاده می کنند [۲]:

- محدود کردن تولید بنزن در رفررها بوسیله کاهش نزولی ماده تولید کننده ی بنزن (C_6) که در خوراک رفرمر وجود دارد، که این امر در طول فرایند رفورمینگ صورت می گیرد.
- تنظیم شرایط عملیاتی رفرمر.
- حذف پایین دستی بنزن تولید شده در رفرمر که در این شاخه فرایند های جدید متفاوتی برای حذف بنزن، توسعه یافته اند. برای مثال:

۱- اشباع کردن بنزن: در قالب این روش بنزن هیدروژن دار می شود و به سیکلو هگزان تبدیل می شود.

۲- تقسیم کردن جریان پالایش شده و استخراج بنزن.

۳- استفاده از فرایند آلکیل دار کردن، ایزومری شدن و صابونی شدن.

تمرکز این کار بر روی حذف پایین دستی بنزن با استفاده از اشباع کردن آن می باشد. از آنجایی که جریان پالایش شده ۲ می ورودی به فرایند هیدروژن دار کردن شامل ترکیب هایی همچون تولوئن است و آن سهم بسیاری در بالا بردن عدد اکتان بنزین دارد بنابراین، نباید در طی این فرایند،

بیشتری برخوردار هستند. بنابراین، کاتالیستی که انتخاب می‌کنیم باید به‌طور کامل فعال باشد تا بتواند در پایین‌ترین دمای ممکن عمل کند. کاتالیست منتخب باید گزینش‌پذیری بی‌نهایت بالایی داشته باشد تا بتواند پاسخ‌گوی خلوص لازم برای سیکلوهگزان تولید شده باشد. اطلاعات زیادی راجع به کاتالیست‌ها در کتاب‌ها وجود دارد که در جدول ۲ به‌طور خلاصه آمده است. علی‌رغم تفاوت‌های موجود بین گروه‌های متفاوت، مشاهده می‌شود فلزاتی که به‌طور متداول استفاده می‌شوند از نظر فعالیت به ترتیب زیر قرار می‌گیرند [۳]:



و فعالیت هیدروژن‌کننده به‌وسیله‌ی اتم فلزی سطحی به‌قرار زیر است:

$$K_{Pt} : K_{Ni} : K_{Pd} = 18 : 7 : 1$$

ملاحظه می‌کنیم که پلاتین فقط ۲/۶ بار فعال‌تر از نیکل است، بنابراین، از نظر اقتصادی انتخاب نیکل که به‌تقریب هزاران بار ارزان‌تر از پلاتین است، مقرون به‌صرفه خواهد بود.

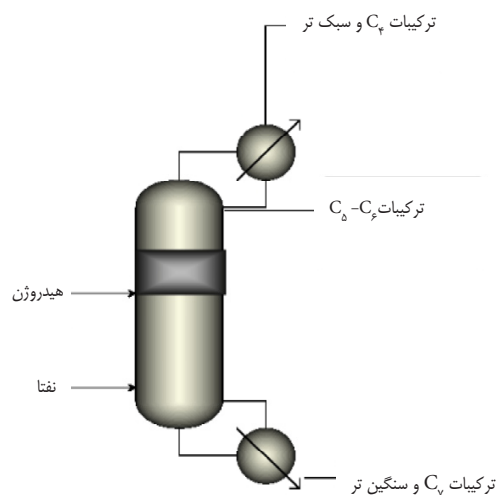
منطقه انجام واکنش

مکان ناحیه واکنشی در این فرایند بسیار مهم است. از آنجایی که تولوئن نسبت به اکثر هیدروکربن‌های موجود در خوراک سنگین‌تر است، درحالی‌که بنزن سبک‌تر است، اساساً ناحیه واکنشی باید در جایی بالای سینی‌های خوراک قرار گیرد. اگرچه این ایده خوبی برای طراحی ناحیه واکنشی نیست، باید این کار با بررسی‌های لازم صورت گیرد، چرا که بخشی از تولوئن نیز در این ناحیه یافت خواهد شد و حتی از دیدگاه نظری ممکن است واکنش در خارج از ناحیه واکنشی هم رخ دهد. ولی از آنجایی‌که واکنش در خارج از ناحیه واکنشی به دلیل عدم وجود کاتالیست به‌کندی رخ خواهد داد، می‌توان در این شبیه‌سازی از آن صرف‌نظر کرد. در شبیه‌سازی انجام شده در این مقاله ناحیه واکنشی به‌چالش کشیده خواهد شد و با آزمایش‌های انجام شده بر روی آن، به‌دقت مشخص خواهد گشت.

معادله واکنش

در برج مورد نظر دو واکنش خواهیم داشت. بدین صورت که هیدروژن ورودی با بنزن و تولوئن واکنش خواهد داد و به ترتیب سیکلوهگزان و متیل سیکلوهگزان تولید خواهد شد. هر دو واکنش گرمازا هستند چرا که دارای گرمای واکنشی معادل با -210 KJ/mol = (هیدروژن‌دار کردن بنزن) ΔH و -200 KJ/mol = (هیدروژناسیون تولوئن) ΔH در دمای 25°C می‌باشند، که در نتیجه پیش‌بینی می‌شود انرژی گرمایی ربویلر به‌مقدار بسیار زیادی نسبت به انرژی‌کنندانسور کمتر باشد. باید توجه داشت که اساساً

۴۰/۱ MMBtu/hr است. در جدول ۱ درصد وزنی خوراک پلایش شده نشان داده می‌شود.



شکل ۱- نمایشی از برج توصیف شده

جدول ۱- ترکیب‌های خوراک نفتای ورودی به برج

ترکیب خوراک نفتا	درصد وزنی
نرمال بوتان	۱
نرمال پنتان	۸
۳،۲ - دی متیل بوتان	۱
۳ - متیل پنتان	۵
نرمال هگزان	۳
بنزن	۸
۳ - متیل هگزان	۲
۲،۴ - دی متیل پنتان	۲
نرمال هپتان	۱
تولوئن	۳۰
متا زایلین	۲۲
کیومن	۱۷

کاتالیست

انتخاب عامل کاتالیستی منتج از تجزیه و تحلیل ترمودینامیکی است. مشاهده شده‌اند که هیدروژن‌دار کردن بنزن در دمای پایین و فشار بالا بهتر انجام می‌شود. هم‌چنین تمام واکنش‌های جانبی در هیدروژن‌دار کردن بنزن به سیکلوهگزان، از جمله: هیدروژن‌کافت سیکلوهگزان و بنزن، کراکینگ هیدروژنی و ایزومری شدن سیکلوهگزان، در دمای بالا از اهمیت

جدول ۲- طبقه بندی فلزها به ترتیب فعالیت آن‌ها در هیدروژن دار کردن بنزن

فعالیت	نوع کاتالیست	مرجع
W > Pt > Ni > Fe > Pd	فیلم	۴
Rh > Ru > Pt	پایه Al_2O_3 در $47^\circ C$	۴
Pt > Rh > Ru Pd > Co > Ni > Fe	پایه SiO_2 در $100^\circ C$	۴
Pt > Ni > Pd	هر نوع پایه	۵

جدول ۳- برآورد پارامترهای سینتیکی [۷]

پارامتر	بنزن	متیل بنزن (تولوئن)	اتیل بنزن	ایزو پروپیل بنزن (کیومن)
$(T_0) \text{ mol/Kg.s}$	۱/۳	۲/۱	۵/۲	۵/۶
$E_a \text{ KJ/mol}$	۵۴	۲۰	۲۳	۱۹

$$T_0 = 373,15 \text{ K}$$

سعی شد با استفاده از نرم افزار ASPEN PLUS 11.1 برج مذکور به همگرایی مناسبی برسد. برای شبیه سازی برج واکنشی از بسته نرم افزاری RADFRAC که جزئی از نرم افزار ASPEN PLUS است استفاده شد. RADFRAC از الگوریتم Inside-out استفاده می کند، این الگوریتم بر پایه مدل تعادلی توسط ون کاتارمن، چان و بستن معرفی شد [۱۲]. مدل تعادلی یکی از مدل های موجود برای مدل سازی تقطیر واکنشی است که برپایه معادله‌هایی معروف به معادله‌های MESH است. این معادله‌ها به ترتیب بیانگر موازنه جرم، روابط تعادل فاز، مجموع اجزاء مولی و موازنه انرژی هستند. می توان در این مدل بازده مورفوری را یک فرض کرد، که در شبیه سازی بیان شده در این مقاله برای هر سینی بازده مورفوری برابر با یک فرض شده است. با توجه به شبیه سازی های پیشین [۱۱] بر روی این فرایند مشخص شد که استفاده از معادله ضریب فعالیت UNIQUAC نمی تواند برای این فرایند خاص مناسب باشد چرا که اکثریت خوراک ورودی به آن را هیدروکربن های گازی تشکیل می دهند و فشار عملیاتی آن به تقریب بالاست لذا از معادله حالت Peng-Robinson استفاده شد چرا که این معادله حالت برای رفرمرها و جریان های ناشی از آن ها و همچنین برای فازهای غنی از هیدروژن مناسب است، از سوی دیگر در فشارهای بسیار بالا هم کارایی دارد [۱۳]. از آنجایی که آزئوتروپ های واکنشی می توانند در سیستم های ایده آل و غیر ایده آل رخ دهند، علی رغم اینکه آزئوتروپ ها هرگز در مخلوط های ایده آل غیر واکنشی ایجاد نمی شوند، بنابراین، در هر صورت باید مسئله پیدایش آزئوتروپ در مخلوط واکنشی مورد ارزیابی قرار گیرد. پیش بینی می شود که مخلوط سیکلوهاگزان و بنزن ایجاد آزئوتروپ کنند، برای بررسی این موضوع می توان از فرمول ارائه شده توسط باربسا و

واکنش ها در فاز مایع و درون بستر کاتالیستی رخ می دهند [۶]. تاپپین و همکارانش در آزمایشی که درون یک راکتور نیم پیوسته^۲ در گستره‌ی دمایی $95-140^\circ C$ انجام دادند. سعی کردند سینتیک هیدروژن دار شدن بنزن تولوئن، اتیل بنزن و کیومن را در فاز مایع بررسی کنند. پارامترهای سینتیکی حاصل از آزمایش آن‌ها در جدول ۳ آمده است، K ثابت سرعت واکنش و E_a انرژی فعال سازی است.

طبق مراجع [۷-۹] بهترین معادله‌ای که می تواند سینتیک واکنش کاتالیستی هیدروژن دار کردن بنزن و تولوئن را توصیف نماید معادله‌های لانگمایر هستند ولی به دلیل محدودیت های موجود در نرم افزارهای شبیه سازی و عدم پذیرش معادله‌های لانگمایر برای شبیه سازی فرایند تقطیر واکنشی، از سینتیکی برای تشریح معادلات واکنش استفاده شد که براساس آن معادله واکنش نسبت به غلظت هر یک از واکنشگرها از درجه یک است [۱۰،۱۱]:

- واکنش هیدروژن دار کردن بنزن $\kappa = r C_B C_H$
 - واکنش هیدروژن دار کردن تولوئن $\kappa = r C_T C_H$
- C_T و C_H ، C_B به ترتیب غلظت های بنزن، هیدروژن و تولوئن هستند.

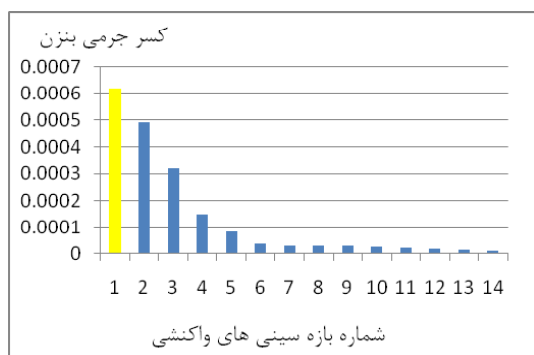
شبیه سازی برج

برای شبیه سازی برج ابتدا از نرم افزار HYSYS استفاده شد، که با توجه به وجود دو واکنش و جزئیات دیگری از برج هم چون تعداد زیاد سینی ها و ترکیب ها که منجر به افزایش بسیار زیاد معادله‌ها می شود در عمل نرم افزار HYSYS 3.1 قادر به همگرا کردن معادله‌ها نبود. از این رو،

سپس با تغییر ناحیه کاتالیستی از مقدار تولوئن کاسته یا به آن افزوده شود. با بررسی نتیجه‌های حاصل از شبیه سازی مشخص می شود که کسرهای مولی برای اجزای بنزن و سیکلوهگزان در فازهای بخار و مایع، رابطه باریسا و داهرتی را ارضاء نمی کنند بنابراین امکان شکل گیری آزنوتروپ در مخلوط موجود در برج وجود ندارد.

جدول ۴- تعریف بازه برای سینی های واکنشی

شماره بازه	بازه سینی های واکنشی
۱	۷-۲۱
۲	۸-۲۱
۳	۹-۲۱
۴	۱۰-۲۱
۵	۱۱-۲۱
۶	۱۲-۲۱
۷	۱۳-۲۱
۸	۱۴-۲۱
۹	۱۵-۲۱
۱۰	۱۶-۲۱
۱۱	۱۷-۲۱
۱۲	۱۸-۲۱
۱۳	۱۹-۲۱
۱۴	۲۰-۲۱



شکل ۲- تغییرهای کسر جرمی بنزن در فراورده‌ی انتهای برج به علت تغییرهای تعداد سینی های موجود در ناحیه واکنشی

نتیجه‌های نهایی شبیه سازی که بیانگر مشخصات جریان های خروجی از برج پس از شبیه سازی در حالت پایدار^۳ است در قالب جدول ۵ بیان شده اند، این نتیجه‌ها نشان می دهند که کسر جرمی بنزن در فراورده‌ی مایع خروجی از ریبویلر ۰/۰۰۰۶ است و همچنین مقدار آن در فراورده‌ی مایع خروجی از کندانسور ۰/۰۰۴ است، از آنجایی که هر دو مقدار بسیار اندک اند بنابراین، می توان گفت شبیه سازی در حالت پایدار به هدف

داهرتی^۱ [۱۴] استفاده نمود که منطبق است با شرایطی که در آن آزنوتروپ واکنشی برای یک سیستم دو فازی رخ می دهد:

$$\frac{y_i - x_i}{v_i - v_T x_i} = \frac{y_i - x_i}{v_i - v_T x_i} \quad i=2, \dots, c$$

$$v_T = \sum_{i=1}^c v_i$$

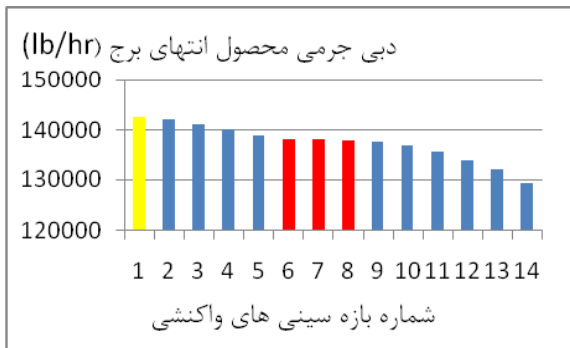
v ضریب استوکيومتری، i شماره جزء، x و y به ترتیب کسر مولی اجزاء در فاز مایع و بخار هستند.

بحث و نتیجه گیری

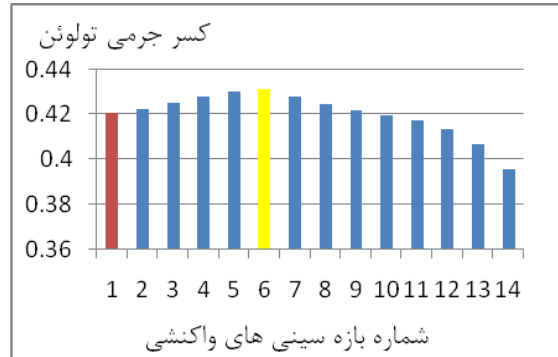
با انجام شبیه سازی و سپس آنالیز حساسیت مشخص شد که مقدار بنزن و تولوئن موجود در جریان های خروجی به شدت به محل منطقه واکنشی وابسته است. با به کارگیری روش بازه سینی های واکنشی^۲ می توان به بهترین ناحیه برای قرار دادن کاتالیست دست یافت و از آن منطقه برای انجام گرفتن واکنش استفاده کرد. بازه کلی برای سینی های واکنشی، شامل سینی های ۷ تا ۲۱ است، چرا که با تغییر کران های این بازه هیچ تغییر ویژه‌ای در کسرهای وزنی و دبی جرمی فراورده‌ی انتهای برج که همان فراورده‌ی اصلی است مشاهده نشد، با بررسی سینی های مابین ۷ تا ۲۱ که درون جدول ۴ با شماره بازه های ۱ تا ۱۴ مشخص شده اند به نظر می آید بازه شماره ۶، شامل سینی های ۱۲ تا ۲۱ با داشتن کمترین مقدار بنزن و داشتن بیشترین مقدار تولوئن (شکل های ۲ و ۳) به هدف نزدیک تر است، اما با محاسبه‌ای دقیق تر معلوم می شود بازه شماره ۱ شامل سینی های واکنشی ۷ تا ۲۱، بهترین بازه است زیرا درست است که کاهش بنزن و وجود مقدار بالایی از تولوئن در فراورده‌ی اصلی (به منظور داشتن عدد اکتان بالا در بنزین تولیدی) هدف این فرایند است ولی هنگامی که مقدار ایده آلی از بنزن در جریان خروجی وجود داشته باشد آنگاه باید روی داشتن مقدار بالای تولوئن و دبی جرمی فراورده تمرکز کرد، در بررسی این بازه می توان گفت مقدار بنزن کمتر از مقدار تعیین شده در مقررات محیط زیست است در حالی که مقدار تولوئن می تواند با انتخاب بازه شماره ۶ بیشتر هم شود ولی باید توجه داشت مقدار اختلاف کسر وزنی تولوئن موجود در این دو بازه ۰/۰۱ است در صورتی که تفاوت دبی فراورده‌ی اصلی (شکل ۴) در این دو بازه ۴۵۴۱ lb/hr است بنابراین، از این تفاوت نمی توان صرف نظر کرد، در نتیجه بازه شماره ۱، بهترین بازه می باشد. به طور کلی می توان گفت برای ساخت چنین برجی ابتدا باید معلوم شود چه عدد اکتانی مورد نیاز است،

1- Barbosa & Doherty

2- Reactive Trays Interval Method



شکل ۴- تغییرهای دبی فراورده ی انتهایی برج به علت تغییرهای تعداد سینی های موجود در ناحیه ی واکنشی



شکل ۳- تغییرهای کسر جرمی تولوئن در فراورده ی انتهایی برج به علت تغییرهای تعداد سینی های موجود در ناحیه ی واکنشی

ساخت یک برج کوچک تر و سپس افزودن سینی ها به آن می تواند به همگرا شدن برج کمک بسیاری کند.

در مجموع می توان گفت با توجه به برآورده شدن دو مشخصه کلیدی برج یعنی انرژی کندانسور و ریبویلر، که جزء پارامترهای اصلی مورد قبول نرم افزار برای شبیه سازی بودند، نتیجه های شبیه سازی از دقت بالایی برخوردار است؛ چرا که اساساً در شبیه سازی های برج تقطیر واکنشی که دارای واکنش یا واکنش های گرمازا هستند همگرا کردن معادله های برج با رعایت دقیق مقدارهای انرژی های ریبویلر و کندانسور کاری بسیار سخت است ولی شبیه سازی موجود بر خلاف کارهای گذشته [۱۱] بدون اندک تغییری در مقدارهای انرژی موجود در برج صورت گرفت.

که حذف بنزن از بنزین است، نائل شده است. از طرف دیگر کسر جرمی تولوئن در فراورده ی مایع خروجی از ریبویلر، ۰/۴۲ است که بیانگر وجود عدد اکتان مناسب در فراورده ی اصلی است و درحقیقت می توان بیان کرد که تولوئن در فراورده ی بالای برج یافت نمی شود، چرا که مقدار آن در هر دو فراورده ی بالای برج بسیار ناچیز است.

نرم افزارهایی همچون ASPEN برای شبیه سازی فرایندهای تقطیر واکنشی که در نهایت شامل ۴ جزء هستند، همگرایی مناسبی ارائه می کنند به طوری که در هیچ مقاله ای از این نرم افزار برای همگرایی فرایندی که شامل ۱۵ جزء باشد (فرایند موجود در این مقاله) استفاده نشده است ولی نتیجه های این شبیه سازی نشان دادند که استفاده از معادله حالت مناسب

جدول ۵- نتیجه های شبیه سازی در حالت پایدار

نام جریان	جریان مایع خروجی از کندانسور	جریان بخار خروجی از کندانسور	جریان مایع خروجی از ریبویلر
دما (°C)	۶۱/۶	۶۱/۶	۴۲۹
فشار (psia)	۱۱۵	۱۱۵	۱۱۵
دبی جرمی (lb/hr)	۵۷۲۹۱/۵۵۷	۲۰۰۴/۱۹۶	۱۴۲۷۰۴/۲۴۷
* نرمال بوتان	۰/۰۳۱	۰/۱۲۴	ناچیز
نرمال پنتان	۰/۲۶۹	۰/۲۹۱	ناچیز
نرمال هگزان	۰/۱۰۴	۰/۰۳۱	۶۲۸ ppm
نرمال هپتان	۴۱ ppm	۴ ppm	۰/۰۱۴
تولوئن	۲ ppb	ناچیز	۰/۴۲۰
هیدروژن	۱۰۴ ppm	۰/۲۸۹	-
کیومن	-	-	۰/۲۳۸
متا زایلن	ناچیز	ناچیز	۰/۳۰۸
سیکلو هگزان	۰/۲۹۲	۰/۰۶۳	۲۲ ppm
متیل سیکلو هگزان	۶۱ ppb	۵ ppb	۲۸ ppm
۳- متیل هگزان	۰/۰۲۴	۰/۰۰۳	۰/۰۱۸
۳،۲- دی متیل بوتان	۰/۰۳۴	۰/۰۱۷	۱۰ ppb
۳- متیل پنتان	۰/۱۷۲	۰/۰۶۷	۲۳۲ ppb
۲،۴- دی متیل پنتان	۰/۰۶۹	۰/۰۱۴	۵۷ ppm
بنزن	۰/۰۰۴	۰/۰۰۱	۶۱۷ ppm

* تذکر: مقدارهای بیان شده برای اجزاء براساس کسر جرمی هستند.

مراجع

1. Palmer, R. E.; Kao, S. H.; Tong, C.; Shipman, D. R.; Hydrocarbon processing; Houston, Texas; 55-66; 2008.
2. WWW.CDTECH.COM
3. epage., J. F. L.; Applied Heterogeneous Catalysis: design-manufacture use of solid catalysts; Technip., Paris; 375-383; 1987.
4. Bond, G. C.; Catalysis by metals. Academic Press, London and New York; 1962.
5. Abden, P. C., PlatTeuw, J. C., STOUTHAMER, B., 4th IIC, Moscow; 1968.
6. Taylor, R.; Krishna, R.; Chemical Engineering Science; 55, 5183-5229; 2000.
7. Toppinen, S; Rantakyla, T.; Salmi, T; Aittamaa, J.; Catalysis Today; 38, 23-30; 1997.
8. Mikko, S.; Lylykangas; Rautanen, A.; Ind. Eng. Chem. Res; 41, 5632-5639; 2002.
9. Singh, K. and Vannice, M.; AIChE Journal; 45, 1059-1071; 1999.
10. Parmalianat A.; Mezzapica, A.; Crisafulli, C.; React. Kinet. Catal. Lett.; 19, 155-160; 1982.
11. Chakraborty, A.; Thesis; Texas A&M University; 5-9; 2004.
12. Venkatarman, S., Chan, W. K., Boston, J. F.; Chemical Engineering Progress.; 86, 45-54; 1990.
13. Carlson, E. C., Chemical Engineering Progress; 9, 35-46; 1996.
14. Baboosa, D. & Doherty, M. f; Chemical Engineering Science; 43, 529-540; 1988.