

تحلیل منطقه انجام واکنش در تقطیر کاتالیستی به وسیله ی روش بازه سینی های واکنشی

نصراله مجیدیان^{۱*}، مهرداد مظلومی نیا^۲ و میر اسماعیل معصومی^۱

۱-دانشکده مهندسی شیمی، دانشگاه آزاد اسلامی، واحد تهران شمال، تهران، ایران

۲-دانشکده شیمی، دانشگاه آزاد اسلامی، واحد تهران مرکزی، تهران، ایران.

چکیده: در صورتی که واکنش به خوبی کنترل شود و در شرایط فشار و دمای مناسب رخ دهد، می توان از برج های تقطیر واکنشی استفاده بهینه تری کرد. از آنجایی که فشار و دمای عملیاتی برج، تعیین کننده فشار و دمای واکنش است. بنابراین ناحیه واکنشی باید در نقطه ای از برج قرار گیرد که بهترین شرایط را برای انجام واکنش داشته باشد. از سوی دیگر نرخ انجام واکنش وابستگی شدیدی به میزان وجود واکنشگر ها در این ناحیه دارد. در این پژوهش با استفاده از یک روش کارآمد، ناحیه واکنشی در محل مناسب قرار داده شد، که نتیجه های به دست آمده نشان دادند در صورت وجود واکنش های تعادلی در برج، قرار گرفتن ناحیه واکنشی در نزدیکی خروجی های برج، اثر سودمندی دارد و در موردهایی که واکنش نامطلوب در برج وجود داشته باشد، می توان با دور کردن ناحیه واکنشی از واکنشگرهای مورد نیاز برای واکنش نامطلوب، موردهای خوبی گرفت.

کلمات کلیدی: تقطیر کاتالیستی؛ ناحیه واکنشی؛ سینی های واکنشی؛ شبیه سازی؛ اتیل استات؛ هیدروژن دار کردن بنزن.

مقدمه

کننده ای می شدند تا بدین وسیله فرآورده ها از مواد اولیه جدا شوند. اما در سامانه های امروزی یعنی تقطیر واکنشی این اعمال همگی در یک برج تقطیر انجام می شوند و وظیفه واکنشگر را همان ناحیه کاتالیستی انجام می دهد، این منطقه پر شده با کاتالیست را ناحیه واکنشی گویند. در ابتدا ناحیه کاتالیستی درون برج های تقطیر واکنشی وجود نداشت و از کاتالیست های اسیدی همچون سولفوریک اسید استفاده می شد [۱]. بنابراین یک flush drum

منطقه واکنشی، ناحیه ای در برج تقطیر واکنشی است که در آن عمل واکنش صورت می گیرد و در واقع بیانگر یک واکنشگر در درون برج تقطیر است. در سامانه های قدیمی ابتدا در یک واکنشگر واکنش صورت می گرفت و سپس برای جداسازی فرآورده ها از مواد اولیه، جریان های خروجی از واکنشگر وارد برج های جدا

جدول ۱ ترکیب اجزاء ورودی به برج [۵]

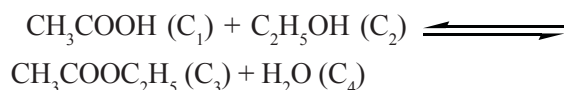
استیک اسید	۰/۴۹۶۲
اتانول	۰/۴۸۰۸
اتیل استات	۰/۰۰۰۰
آب	۰/۰۲۲۹

شرایط دما و فشار محیط بر روی سینی شماره ۶ نسبت به چگالنده ریخته می شود و دارای نرخ $1/0.76 \text{ mol/s}$ است. ترکیب اجزاء ورودی به برج در جدول ۱ نشان داده شده است. مقدار موجودی مایع روی هر سینی و نیز چگالنده ۳ lit است همچنین موجودی مایع در جوش آور ۱۰ lit است. نسبت جریان برگشتی ۱۰ و نرخ مایع خروجی از انتهای برج $0/868 \text{ mol/s}$ است [۵].

جدول ۲ تعریف بازه برای سینی های برج

شماره بازه	بازه سینی های واکنشی
۱	۱-۶
۲	۲-۶
۳	۱-۵
۴	۱-۴
۵	۱-۳
۶	۱-۲
۷	۱-۷
۸	۱-۸
۹	۱-۹
۱۰	۱-۱۰
۱۱	۱-۱۱
۱۲	۱-۱۲
۱۳	۱-۱۳

واکنش موجود در برج از نوع استری کردن بوده و منجر به تولید اتیل استات و آب می شود، این واکنش اندکی گرماگیر است:



آمیگار و همکارانش [۶] در سال ۱۹۷۰ واکنش ذیل را برای استری کردن اتانول و استیک اسید پیشنهاد کردند و تاکنون در بسیاری از مقالات [۷-۹] از آن برای انجام شبیه سازی استفاده شده است:

باید در پایین ناحیه واکنش جهت جداسازی کاتالیست از مخلوط واکنش تعبیه می شد. در فرایندهای جدید، از یک بستر استفاده می شود که کاتالیست جامد درون آن قرار می گیرد که این عمل نیاز به flush drum دارد که به کار بردن مواد ضد خوردنده را منتفی می کند. این بسترهای کاتالیستی که به شکل های گوناگونی ساخته می شوند [۲]، اصطلاح «برج تقطیر واکنشی» را به «برج تقطیر کاتالیستی» تغییر نام دادند.

مکان ناحیه واکنشی در این دسته از فرایندها بسیار مهم است. تعیین ناحیه واکنشی به چندین عامل بستگی دارد این عامل ها می توانند شامل: نحوه ی خوراک دهی، فراریت، ثابت تعادلی، وجود واکنش های نامطلوب و جلوگیری از آن ها باشند.

در این کار پژوهشی برای نخستین بار از روش بازه سینی های واکنشی، برای شناسایی ناحیه مناسب جهت انجام واکنش استفاده شده است. هدف این پژوهش بررسی کارآمدی «روش بازه سینی های واکنشی» در حالت های متفاوت است. بنابراین این روش بر روی دو فرایند متفاوت مورد آزمایش قرار گرفته است.

نحوه ی اجرای روش به وسیله ی شبیه ساز

برای شبیه سازی برج های واکنشی مطرح شده در شرایط ۱ و ۲ 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 [۳]. مدل تعادلی یکی از مدل های موجود برای مدل سازی تقطیر واکنشی است که بر پایه معادله هایی معروف به معادله های MESH است. این معادله ها به ترتیب بیانگر موازنه جرم، روابط تعادل فازی، مجموع اجزاء مولی و موازنه انرژی هستند. می توان در این مدل بازه مورفوری را یک فرض کرد [۴].

بررسی روش در برج های تک خوراکه و دارای واکنش تعادلی برج مورد بررسی، یک برج تقطیر واکنشی از نوع سینی دار است، این برج دارای ۱۱ سینی همراه با چگالنده و جوش آور است و برای تولید اتیل استات از آن استفاده می شود. خوراک ورودی به برج، در

می کنند، حرکت در جهت افزایش کران پایین بازه [۶-۱] یعنی حرکت از سینی ۶ به سوی جوش آور، دارای نوسان هایی در مقدار اتیل استات تولیدی است و همچنین بررسی های انجام شده بر روی شکل های ۳ و ۴، بیان کننده وجود نوسان در مقدار انرژی مصرفی برای جوش آور و چگالنده است.

بررسی بیشتر بر روی شکل های ۱ تا ۴ نشان می دهد که بازه [۱۳-۱]، یک بازه ی ویژه است زیرا با توجه به شکل های ۱ و ۲ مشخص می شود که مجموع اتیل استات تولیدی موجود در جریان های خروجی، در این بازه بیش از بازه های دیگر است و از سوی دیگر شکل های ۳ و ۴ بیان می کنند انرژی مصرفی چگالنده و جوش آور در این بازه، مقدار مناسبی در مقایسه با سایر بازه ها دارند. بنابراین بازه [۱۳-۱] با داشتن بیشترین مقدار اتیل استات تولیدی و کمترین انرژی مصرفی برای جوش آور و چگالنده، بهترین گزینه است.

بررسی روش برج های دو خوراکه و دارای واکنش نامطلوب

این برج برای هیدروژن دار کردن بنزن موجود در جریان خروجی از واحد ریفرمینگ استفاده می شود. نمایی از این برج در شکل ۵ آمده است. برج از نوع سینی دار و شامل ۷۰ عدد سینی، چگالنده و جوش آور است. یک خوراک از ریفرمر 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 جریانی مجزا بر بالای سینی شماره ۴۶ می ریزد. خوراک حاوی جریان ریفرمر دارای نرخ وزنی 90.720 Kg/hr و نیز دما و فشاری به ترتیب معادل 183°C و 793 KPa است. دما و فشار جریان هیدروژن به ترتیب 27°C و 793 KPa است، نرخ اسمی جریان هیدروژن 90.7 Kg/hr ، انرژی چگالنده معادل $68/4 \text{ MMJ/h}$ و انرژی جوش آور معادل $42/3 \text{ MMJ/h}$ است. در جدول شماره ۳، درصد وزنی خوراک پالایش شده نشان داده شده است [۱۱].

$$R = \text{EXP}(-7150/T) [4.85E_4 C_1 C_2 - 1.23E_4 C_3 C_4] (\text{mol/l.s})$$

فاز گاز ایده ال فرض شد و از معادله اصلاح شده ی مارگولس برای محاسبه ویژگی های ترمودینامیکی فاز مایع استفاده شد [۱۰]. این معادله به صورت زیر بیان می شود:

$$\ln \gamma_i = (1 - X_i)^2 [A_i + 2X_i (B_i - A_i - D_i) + 3D_i X_i^2]$$

B_i, A_i و D_i ثابت ها، X_i کسر مولی مایع و γ_i ضریب فعالیت

هر جزء می باشند.

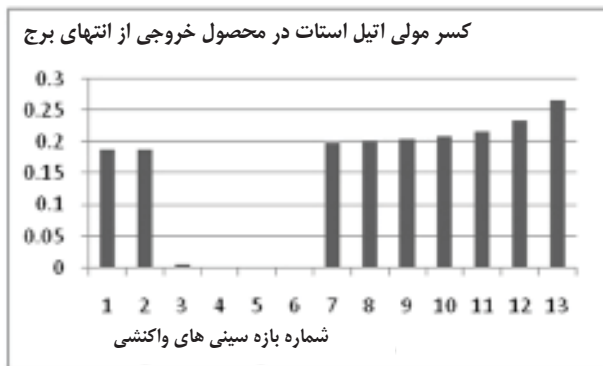
اهداف این فرایند شامل مواردی هم چون: تولید حداکثری اتیل استات در جریان های خروجی و به حداقل رسیدن انرژی مصرفی برای چگالنده و جوش آور است

بررسی منطقه واکنشی

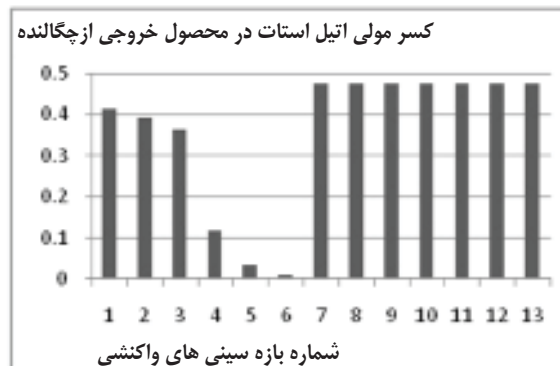
با توجه به تعداد اندک سینی ها در برج مذکور، از چگالنده هم می توان به عنوان یکی از مناطق انجام واکنش استفاده کرد و در حدس اولیه برای ایجاد بازه سینی های واکنشی آن را قرار داد. استیک اسید، که سنگین ترین جزء موجود در فرایند است، بعد از ورود به برج میل حرکت به سوی پائین را دارد و از سوی دیگر اتانول میل به سوی

بالای برج دارد. بنابراین برای از دست ندادن استیک اسید یا اتانول باید ناحیه واکنشی از خود سینی خوراک شروع شود و به چگالنده ختم شود، بعد از انتخاب این بازه یعنی بازه ی [۶-۱] باید کران های آن مورد بررسی قرار گیرند.

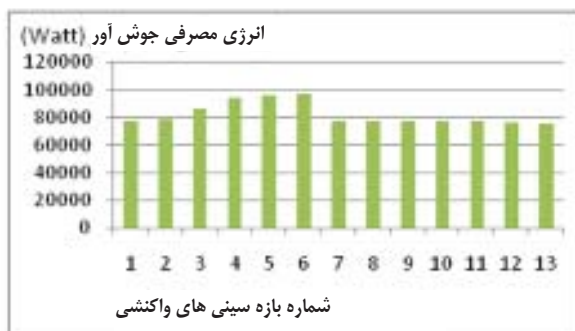
در جدول ۲ تمامی بازه های تحت بررسی شماره گذاری شده اند. تغییرات اهداف فرایند با توجه به تغییرات سینی های واکنشی در شکل های ۱ تا ۴ نمایش داده شده اند. از تحلیل شکل های ۱ تا ۴ مشخص می شود که عدم استفاده از چگالنده (بازه شماره ۲) در ناحیه واکنشی نتیجه های مثبتی ندارد بنابراین چگالنده به طور حتم باید در ناحیه واکنشی قرار گیرد. شکل های شماره ۱ و ۲ بیان



شکل ۲ تغییرات کسر مولی اتیل استات در فراورده خروجی از انتهای برج به علت تغییر تعداد سینی های موجود در ناحیه واکنشی



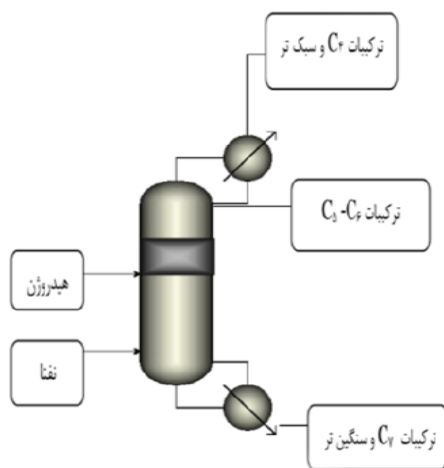
شکل ۱ تغییرات کسر مولی اتیل استات در فراورده خروجی از چگالنده به علت تغییر تعداد سینی های موجود در ناحیه واکنشی



شکل ۴ تغییرات انرژی مصرفی جوش آور به علت تغییر تعداد سینی های موجود در ناحیه واکنشی



شکل ۳ تغییرات انرژی مصرفی چگالنده به علت تغییر تعداد سینی های موجود در ناحیه واکنشی



شکل ۵: نمای از برج مثال شماره ۲

جدول ۳ ترکیب های خوراک نفتای ورودی به برج [۱۱]

ترکیب خوراک نفتا	درصد وزنی
نرمال بوتان	۱
نرمال پنتان	۸
۲، ۳-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
تولونن	۳۰
متا زایلن	۲۲
کیومن	۱۷

تحلیل منطقه انجام واکنش...

از تولوئن برای برخورداری از عدد اکتان مطلوب باشد. بنابراین از هیدروژن دار کردن تولوئن باید جلوگیری شود، هم چنین فرآورده ی اصلی باید با داشتن درصد بسیار اندکی از بنزن، قوانین آژانس حفاظت از محیط زیست را برآورده کند. تولید حداکثری فرآورده اصلی و برآورده شدن دو مورد ذکر شده اخیر هدف های این فرایند هستند.

بررسی منطقه واکنشی

تحلیل فراریت واکنشگرها مشخص می کند که تولوئن نسبت به اکثر هیدروکربن های موجود در خوراک سنگین تر است در حالی که بنزن سبک تر است، در نتیجه به طور اساسی ناحیه واکنشی باید در بالای سینی های خوراک قرار گیرد تا از این طریق تولوئن کمتری وارد واکنش شود. برای بررسی ناحیه واکنشی در این مثال، با توجه به توضیحات یاد شده در مورد جلوگیری از ورود تولوئن به این ناحیه بنابراین بازه ای مورد استفاده قرار گرفت که در گزینش آن سعی شده بود ناحیه ای انتخاب شود که در آن ناحیه، نمودارهای ترکیب اجزاء موجود در برج نمایانگر مقدار بسیار اندکی از تولوئن باشند. در نتیجه حدس اولیه برای سینی های واکنشی بازه [۷-۲۱] بود.

در ابتدا سینی های خارج از کران های بالا و پایین این بازه مورد بررسی قرار گرفتند؛ که نتیجه های آن در جدول ۵ آمده است مشخص شد که در خارج از کرانهای این بازه هیچ تغییری مثبتی در اهداف تعیین شده مربوط به بنزن و تولوئن وجود ندارد و تنها مقدار دبی فرآورده ی اصلی افزایش می یابد. با توجه به اینکه کاهش بنزن و افزایش تولوئن بر افزایش دبی فرآورده های اصلی اولویت دارند می توان گفت، نیازی به گسترش ناحیه واکنشی انتخابی (بازه حدس زده شده) نیست.

سینی های درون بازه حدس زده شده، ۱۴ بازه را می توانند ایجاد کنند که در جدول ۶، تعریف و شماره گذاری شده اند. با بررسی سینی های مابین ۷ تا ۲۱ در شکل های ۶ و ۷ به نظر می آید بازه شماره ۶، شامل سینی های ۱۲ تا ۲۱ با داشتن مقدار بسیار اندکی از بنزن و داشتن بیشترین مقدار تولوئن به هدف نزدیک تر است، اما با محاسبه ای دقیق تر معلوم می شود بازه شماره ۱ شامل سینی های واکنشی ۷ تا ۲۱، بهترین بازه است زیرا حذف بنزن و وجود مقدار

در برج مورد نظر دو واکنش انجام می شود؛ هیدروژن ورودی با بنزن و تولوئن واکنش می دهد و به ترتیب سیکلوهگزان و متیل سیکلوهگزان تولیدی می شود. باید توجه داشت که دراصل واکنش ها در فاز مایع و درون بستر کاتالیستی رخ می دهند [۱۱]. پارامترهای سینتیکی به دست آمده از آزمایش تاپین و همکارانش [۱۲] در جدول شماره ۴ آمده است، K ثابت سرعت واکنش و Ea انرژی فعال سازی است.

جدول ۴ برآورد پارامترهای سینتیکی [۱۲]

پارامتر	بنزن	تولوئن
$K(T \cdot) \text{ mol/Kg.s}$	۱/۳	۲/۱
$E_a \text{ KJ/mol}$	۵۴	۲۰

اگر معادله واکنش نسبت به غلظت هر یک از واکنشگرها از درجه یک باشد [۱۱،۱۳]:

$$R = K C_B C_H \quad \text{واکنش هیدروژن دار کردن بنزن}$$

$$R = K C_T C_H \quad \text{واکنش هیدروژن دار کردن تولوئن}$$

C_B ، C_H و C_T به ترتیب غلظت های بنزن، هیدروژن و تولوئن هستند.

اکثریت خوراک ورودی به برج را هیدروکربن های گازی تشکیل می دهند و لذا از معادله حالت Robinson-Peng برای محاسبه ویژگی های ترمودینامیکی سامانه استفاده شد. این معادله حالت برای ریفرمرها و جریان های ناشی از آن ها و هم چنین برای فاز های غنی از هیدروژن مناسب است، از سوی دیگر در فشارهای بسیار بالا هم کارایی دارد [۱۴]، که به صورت زیر بیان می شود:

$$P = RT / (V - b) - a\alpha / (V^2 + 2bV - b^2) \quad (2)$$

a و b ضریب های ثابت این معادله حالت هستند. جریان خروجی از انتهای برج که به حالت مایع است، در واقع فرآورده ی اصلی (بنزین) خواهد بود و باید دارای درصد بالایی

می تواند با انتخاب بازه شماره ۶ بیشتر هم بشود (شکل ۷) ولی باید توجه داشت مقدار اختلاف کسر وزنی تولوئن موجود در این دو بازه ۰/۰۱ است (یعنی به تقریب معادل ۲۱۵ Kg/h) در صورتی که اختلاف دبی فرآورده ی اصلی (شکل ۸) در این دو بازه ۲۰۶۰ lb/h است؛ بنابراین از این اختلاف نمی توان صرف نظر کرد، در نتیجه بازه شماره ۱، بهترین گزینه است.

بالایی از تولوئن در فرآورده 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، باید بر روی داشتن مقدار بالای تولوئن و دبی جرمی فرآورده ها تمرکز کرد، در بررسی دوباره این بازه ها می توان گفت در هر دو بازه مقدار بنزن کمتر از مقدار تعیین شده در مقررات محیط زیست است (شکل ۶). مقدار تولوئن

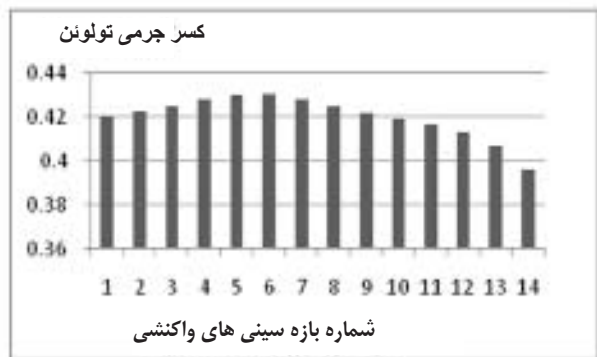
جدول ۵ بررسی سینی های خارج از کرانه های بالا و پایین بازه انتخاب شده

بازه سینی های واکنش	دبی جریان محصول انتهای برج (Kg/h)	محصول انتهای برج	
		کسر جرمی بنزن	کسر جرمی تولوئن
۶-۲۱	۶۴۹۲۱	۰,۹۲۰۱۷۰۰۰	۰,۹۱۹۱۹۱۴
۵-۲۱	۶۵۰۴۷	۰,۱۹۴۸۷۰۰۰	۰,۲۰۹۸۳۸۱۴
۴-۲۱	۶۵۱۲۹	۰,۱۱۸۴۸۰۰۰	۰,۶۳۰۷۸۷۱۴
۳-۲۱	۶۵۱۸۰	۰,۲۶۱۰۹۰۰۰	۰,۶۴۰۴۵۷۱۴
۲-۲۱	۶۵۲۲۰	۰,۵۸۴۵۹۰۰۰	۰,۴۸۸۲۷۱۴
۷-۲۲	۶۴۹۰۳	۰,۲۸۱۰۷۰۰۰	۰,۱۷۶۹۲۹۱۴
۷-۲۵	۶۵۱۸۰	۰,۹۱۷۱۹۰۰۰	۰,۴۶۱۱۵۷۱۴
۷-۲۸	۶۵۲۸۶	۰,۴۱۰۱۱۱۰۰	۰,۳۸۶۸۷۶۱۴
۷-۳۱	۶۵۳۶۵	۰,۹۹۹۰۳۱۰۰	۰,۸۱۶۱۱۶۱۴

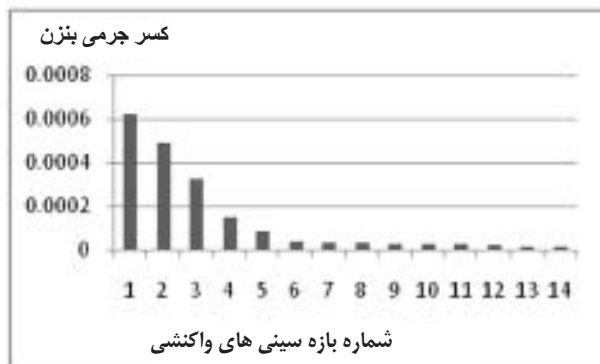
جدول ۶ تعریف بازه برای سینی های برج

شماره بازه	بازه سینی های واکنش
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

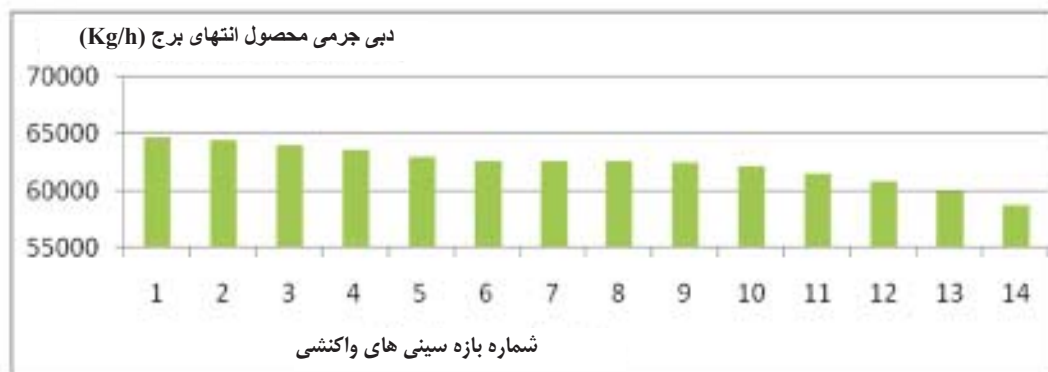
تحلیل منطقه انجام واکنش...



شکل ۷ تغییر های کسر جرمی تولونن در فرآورده انتهای برج به دلیل تغییر تعداد سینی های موجود در ناحیه واکنشی



شکل ۶ تغییر های کسر جرمی بنزن در فرآورده انتهای برج به دلیل تغییر تعداد سینی های موجود در ناحیه واکنشی



شکل ۸ تغییرات دبی محصول انتهای برج به دلیل تغییرات تعداد سینی های موجود در ناحیه واکنشی

واکنشی را از محل ورود خوراک دور کرد.

با بررسی های بیشتر می توان بیان کرد هنگامی که گسترش ناحیه واکنشی به طور مجزا (به سوی کران بالا یا فقط کران پایین) اثرهای مثبتی بر نتیجه ها ندارد، نمی توان با گسترش این ناحیه به طور همزمان به کران های بالا یا پایین نتیجه مثبتی به دست آورد. بنابراین می توان گفت مجموع دو بازه منفی بازه ی مثبتی نخواهد ساخت.

نتیجه های کلی به دست آمده از این پژوهش، بیان می دارند که هدف یا اهداف تعیین شده برای فرایند در واقع تعیین کننده ی محل مناسب برای ناحیه واکنشی هستند چرا که به طور یقین با تغییر این هدف ها می توان نمودارهای دیگری تولید کرد و یا نمودارهای پیشین را می توان به گونه ای دیگر تفسیر کرد.

نتیجه گیری

بررسی نتیجه های به دست آمده از فرایند مثال ۱، بیان می کند که در برج های تک خوراک با واکنش تعادلی، قرار گرفتن سینی خوراک در ناحیه واکنشی و همچنین نزدیک کردن ناحیه واکنشی به خروجی های برج (جهت جلوگیری از پیشرفت واکنش برگشت) نتایج مثبتی دارد. نتیجه های به دست آمده از فرایند مثال ۲، نشان می دهند که دور بودن ناحیه واکنشی از محل ورود خوراک نمی تواند دارای اثرات مثبتی باشد چرا که منجر به ایجاد اختلال در انجام گرفتن واکنش می شود، تنها زمانی می توان این ناحیه را از محل ورود خوراک دور کرد که ورود ترکیب یا ترکیباتی به این ناحیه اثرات منفی داشته باشد، حتی با این تفسیر نمی توان به اندازه دلخواه ناحیه

مراجع

- J. Chem. Eng. Japan.; 4, pp 26-33; 1971.
- [8] Komatsu, H.; J. Chem. Engng Japan.; 10, pp 292-297; 1977.
- [9] Chang, Y. A.; Seader, J.D.; Comput. Chem. Eng.; 12, pp 1243-1255; 1988.
- [10] Suzuki, I.; Komatsu, H & Hirata, M.; J. Chem. Engng Japan.; 3, pp 152 160; 1970.
- [11] Chakraborty, A.; Thesis.; Texas A&M University.; pp 5-9, 2004.
- [12] Toppinen, S.; Rantakyla, T.; Salmi, T.; Aitamaa, J.; Catalysis Today; 38, pp 23 30; 1997.
- [13] Parmalianat, A.; Mezzapica, A.; Crisafulli, C.; React. Kinet. Catal. Lett.; 19, pp 155-160; 1982.
- [14] Carlson, E.C.; Chemical Engineering Progress.; 9, pp 35-46; 1996.
- [1] Fuchigami, J.; Chem. Eng. Japan.; 23, pp 534-558; 1990.
- [2] Taylor, R.; Krishna, R.; Chemical Engineering Science.; 55, pp 5183-5229; 2000.
- [3] Venkatarman, S.; Chan, W.K.; Boston, J.F.; Chemical Engineering Progress.; 86, pp 45-54; 1990.
- [4] Rouzineau, D., Prevost, M., Meyer, EFCE Distillation & Absorption Working Party, Cedex, France, 2000.
- [5] Lee, J.H.; Dudukovic, M. P.; Chem. Engng.; 23, pp 159-172; 1998.
- [6] Amikar, H. J.; Rao, T. S. and Bodhe, J.; Chromatogr.; 47, pp 265-271. 1970
- [7] Suzuki, I; Yagi.; H; Komatsu, H & Hirata.;

Analyze of reactive zone in catalytic distillation with method of reactive trays interval

Nasrolah Majidian^{1*}, Mehrdad Mazloomi Nia² and Mir Esmaeal Masomi¹

Department of chemical engineering, Islamic Azad University, North Tehran Branch, Tehran, Iran

Department of chemistry, Islamic Azad University, central Tehran Branch, Tehran, Iran

Abstract: When the reaction is controlled and takes place at appropriate temperature and pressure, then the reactive distillation can be used optimally. Since the operating pressure and temperature determine the pressure and temperature of reaction, therefore the reactive zone should be at a point in the column which has the best condition to carry out the reaction. On the other hand the reaction rate is very much dependant on the reactants rate. In this study, using an effective method the reactive zone was placed in the appropriate place, the results showed that by placing the reactive zone near the tower outputs is effective when the equilibrium reaction takes placed. In some cases when there is an undesirable reaction in the tower it is possible to obtain good results by taking away the reaction zone from the required reactants.

Keywords: Catalytic distillation; Reactive zone; Reactive trays; Simulation; Equilibrium model; Ethyl acetate; Benzene hydrogenation.

*E mail: n_majidian@iau-tnb.ac.ir