

مدل سازی واکنش شکست کاتالیزی سیال بستر و بررسی پارامترهای فرایندی در تولید بنزین

محمدرضا جعفری نصر^{۱*}، ایمان اقبال حامد^۲

۱- تهران، پژوهشگاه صنعت نفت

۲- تهران، دانشگاه آزاد اسلامی واحد تهران شمال، گروه مهندسی شیمی

پیام نگار: nasrmrj@ripi.ir

چکیده

در این مقاله ابتدا مدلی برای تخمین تغییرات بازدهی محصولات تولیدی در واحد شکست کاتالیزی سیال بستر^۱ نسبت به زمان، با در نظر گرفتن تابع غیر فعال شدن کاتالیزگر مورد بررسی قرار می‌گیرد. در این روش، مدل سینتیکی چهار لامپ^۲ به همراه داده‌های آزمایشگاهی در دماهای ۴۸۰، ۵۰۰، ۵۲۰ درجه سلسیوس در یک راکتور آزمایشگاهی کوچک^۳ مورد بررسی قرار گرفته است. همچنین روش دیگری برای تخمین میزان بنزین، گاز و کک تولید شده در فرایندهای شکست کاتالیزی و تغییرات آنها نسبت به زمان و نسبت به میزان تبدیل^۴، مورد بررسی قرار می‌گیرد. در این روش، اطلاعات آزمایشگاهی در مورد تغییرات بازدهی محصولات با زمان که به صورت یک چند جمله‌ای ارائه می‌شود، مورد نیاز می‌باشد. ثابت‌های سینتیکی واکنش و غیر فعال شدن کاتالیزگر برای مدل سینتیکی چهار لامپ در مقاله ارائه شده است و روش پیشنهادی بازدهی محصولات تولیدی در فرایند شکست کاتالیزی سیال بستر را نسبت به داده‌های آزمایشگاهی موجود در منابع، با انحراف کمتر از ۳٪ تخمین می‌زند. در ادامه، تغییرات بازدهی هر یک از محصولات تولیدی نسبت به ارتفاع راکتور مورد بررسی قرار می‌گیرد. در حقیقت، مطالعات بر روی تاثیر تغییرات متغیرهای عملیاتی از جمله نسبت کاتالیزگر به خوراک^۵ و یا دمای ورودی کاتالیزگر به راکتور، انجام شده است. شباهت داده‌های به دست آمده از مدل پیشنهادی و داده‌های تجربی به دست آمده از یک واحد صنعتی، اعتبار و صحت مدل ریاضی پیشنهادی را به خوبی اثبات می‌کند. با کمک این مدل و با انجام تغییرات جزئی در پارامترهای مختلف (فشار، ارتفاع، دما و دیگر پارامترها)، تاثیر این عوامل بر رفتار راکتور واحدهای شکست کاتالیزی سیال بستر و میزان بنزین تولیدی توسط این واحدها، مورد بررسی قرار گرفته است.

کلمات کلیدی: مدل سازی واکنش، شکست کاتالیزی، سیال بستر

۱- مقدمه

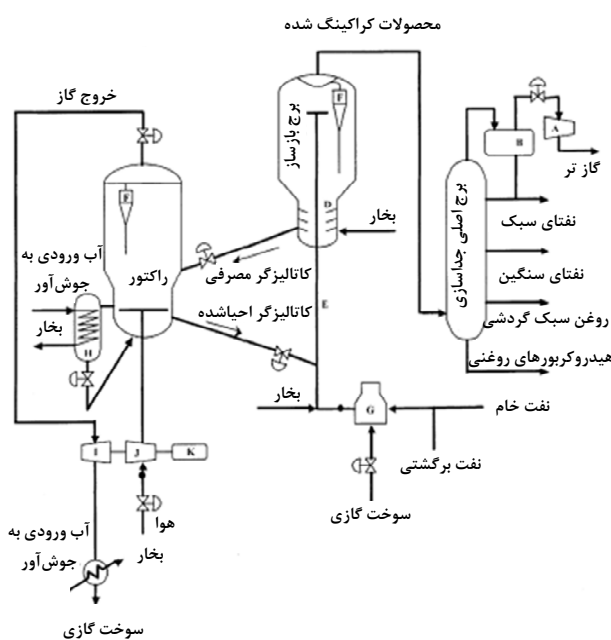
خوراک برای بخش‌های دیگر استفاده می‌کنند و با انجام عملیات فرایندی بر روی این خوراک‌ها، محصولات سبکتری را به دست می‌آورند. از جمله مهمترین این فرایندها، فرایند شکست کاتالیزی سیال بستر است.

پس از جنگ جهانی اول به سبب گسترش و پیشرفت صنایع و تقاضای روبه رشد انرژی و محصولات نفتی، عرضه این محصولات در

امروزه روند فرایندها در صنعت پالایش نفت در حال حرکت به سمتی است که از باقیمانده عملیات واحدهای متفاوت به عنوان

1. Fluid Catalytic Cracking
2. 4-Lump
3. MAT
4. Conversion
5. COR

تولید محصولات از بخارات هیدروکربن است. در بخش بازیابی^۶، عملیات احیاء شدن کاتالیزگرهای غیر فعال شده صورت می گیرد. این عملیات، توسط جریان هوای ورودی از پایین بازساز، که منجر به سوختن کک راسب شده بر روی سطح کاتالیزگر می شود، صورت می گیرد. به طور کلی، خوراک در بخش پیش گرم کن^۷ حرارت داده می شود و بلافاصله ضمن تماس با کاتالیزگرهای گرم به بخار تبدیل می گردد. سپس بخارات هیدروکربن در واکنش های گرماگیر شکست کاتالیزی شرکت می کنند. هیدروکربن های سبک تر، محصولات اصلی می باشند و همچنین کک، محصول جانبی به حساب می آید که بر روی سطح کاتالیزگر رسوب می کند و فعالیت آن را کاهش می دهد. بخار محصولات در قسمت بالای راکتور به بخش جداکننده^۸ اصلی^۹ فرستاده می شود و در آنجا بر اساس نقطه جوش، اجزای مختلف گاز از یکدیگر جدا می شوند. کاتالیزگرهای غیر فعال در دستگاه جداساز گاز از جامد^۹ از بخار محصولات جدا می شوند و سپس سقوط کرده بر روی بخش عریان ساز^{۱۰} قرار می گیرند.



شکل ۱- واحد شکست کاتالیزی سیال بستر

بازار، پاسخگوی نیاز نبود. بنابراین دانشمندان پالایش نفت، بتدریج با وارد کردن فرایندهای شکست ملکولی^۱، بالا بردن کیفیت و کمیت محصولات مختلف نفتی را هدف خود قرار دادند و در این امر به پیروزی های بزرگی دست یافتند. این روند همچنان سیر فزاینده خود را طی می کرد تا آنجایی که بین سالهای ۱۹۲۰ تا ۱۹۳۵ میزان بنزین تولیدی از طریق شکست حرارتی^۲ به دو برابر مقدار تولید بنزین از تقطیر نفت خام رسید. به مرور زمان کارشناسان توانستند توسط شکست کاتالیزی^۳، بنزین مرغوب تری در مقایسه با شکست حرارتی تولید کنند. این روند از جنگ جهانی دوم ادامه یافت و تاکنون نیز دانشمندان بسیاری سعی در بهبود روش های شکست نفت خام و استفاده از فرایندهای جدیدتر و اقتصادی تر کرده اند.

فرایند شکست کاتالیزی سیال بستر از مهم ترین فرایندهای تبدیل در پالایش نفت خام است. اهمیت این روش در صنعت نفت بیشتر به خاطر تولید بنزین است. به طور کلی، در این فرایند محصولات واحدهای دیگر، شامل هیدروکربن های ترکیبی با ساختار پیچیده که معمولاً به صورت باقیمانده هستند، به عنوان خوراک وارد این بخش شده و عملیات بر روی این ترکیبات به گونه ای انجام می گیرد که محصولات خروجی از این بخش برش های سبکتری از قبیل بنزین، گاز مایع، سوخت مایع و یا حتی قسمتی از خوراک واحدهای پتروشیمی می باشند. در سال ۱۹۲۳ مهندس «اوژن هودری» روش شکست کاتالیزی را ارائه داد و اولین واحد صنعتی آن در ۱۹۳۶ در آمریکا به وسیله شرکت «هودری» ساخته شد. کراکینگ کاتالیزی به دلیل تولید بنزین بیشتر با عدد اکتان بالاتر و تولید کمتر گازهای سبک، توانست به سرعت جایگزین کراکینگ حرارتی شود، زیرا در کشور ما بحث بنزین از اهمیت ویژه ای برخوردار است و در نتیجه، بررسی بیشتر این واحدها الزامی است و همچنین در حدود ۴۵٪ از کل بنزین مصرفی جهان توسط این واحدها تولید می شود. واحدهای شکست کاتالیزی سیال بستر از دو بخش اصلی تشکیل شده اند:

(۱) راکتور (۲) بازساز

وظیفه اصلی بخش راکتور^۴، انجام واکنش های گرماگیر شکست^۵ و

6. Regenerator
7. Feed Pre-Heater
8. Main Fractionator
9. Cyclone
10. Stripping

1. Cracking
2. Thermal Cracking
3. Catalytic Cracking
4. Riser Reactor
5. Cracking

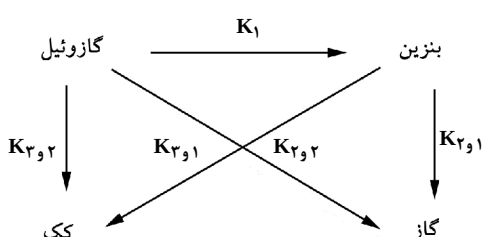
برخی دیگر از محصولات است. مارتین، یک مدل پنج لامپ را در سال ۱۹۹۹ [۱۴] ارائه کرد. از آنجایی که این مدل می‌تواند میزان محصولات مهم این واکنش را تخمین بزند، مدل بهتری به نظر می‌رسید.

یک مدل سینتیکی شش لامپ (گازوئیل برج خلا^۴ - روغن سنگین گردشی^۵ - روغن سبک گردشی^۶ - بنزین - گاز - کک) را در سال ۱۹۸۷ [۱۶] تاکاتسوکا مورد استفاده قرار داد.

مدل پیشنهادی ده لامپ ارائه شده توسط ژاکوب در سال ۱۹۷۶ [۱۲] خوراک را در هشت لامپ شاخص‌بندی می‌کند. مدل ده لامپ توانایی خوبی در زمینه کنترل محصولات دارد. همچنین، این مدل نتایج بسیار خوبی در مورد میزان بنزین و کک تولیدی در اختیار ما قرار می‌دهد.

۲- مدل‌های سینتیکی

مدل پیشنهادی چهار لامپ توسط لی و چن (۱۹۸۷) کک را به عنوان یک لامپ جداگانه از گازها در نظر می‌گیرد.



شکل ۲- مدل سینتیکی چهار لامپ [۱۳]

برای شکست خوراک (y_1) سرعت واکنش از نوع مرتبه دوم فرض می‌شود که به صورت زیر بیان می‌گردد:

$$dy_1/dt = -k_1 y_1^2 \quad (1)$$

$$k_1 = k_1 + k_3 \quad (2)$$

برای شکست بنزین (y_2) سرعت واکنش به صورت مرتبه اول فرض می‌شود.

هیدروکربن‌های باقی مانده بر روی سطح کاتالیزگر توسط جریانی از بخار جدا می‌شوند. سپس کاتالیزگرها توسط خطوط انتقال به احیا کننده فرستاده می‌شوند. در داخل احیا کننده کک رسوب کرده بر روی سطح کاتالیزگر توسط جریان هوای ورودی در داخل احیا کننده سوزانده می‌شود. این واکنش احتراقی برای فعال کردن کاتالیزگر و تامین گرمای مورد نیاز برای تبخیر خوراک و انجام واکنش‌های شکست در داخل راکتور مورد استفاده قرار می‌گیرد. کاتالیزگرهای احیا شده از طریق خطوط انتقال دیگری به پایین راکتور وارد می‌شوند.

در زمینه مدلسازی واحدهای شکست کاتالیزی سیال بستر مدل‌های پیشنهادی بسیاری توسط پژوهشگران مختلف ارائه شده‌اند. بسیاری از کارهای انجام شده بر روی این واحدها بر مبنای اجرای مدل‌هایی بوده است که ترکیبات را در دسته‌های گوناگونی مرتب نموده و گروههای محصولات را پایه‌گذاری کرده و به بررسی روابط بین آنها پرداخته است که به مدل‌های لامپ موسوم‌اند. از طرفی پیچیدگی خاصی که در مخلوط خوراک وجود دارد، سینتیک هر کدام از واکنش‌ها را به شدت دچار مشکل می‌سازد. بنابراین توصیف کل واکنش‌هایی که در این فرایند رخ می‌دهند با لامپ کردن تعداد زیادی از ترکیبات شیمیایی قابل دستیابی است. تعداد لامپ‌های مدل‌های پیشنهادی برای واکنش‌های شکست کاتالیزی با توجه به بررسی بیشتر جزئیات محصولات افزایش می‌یابد.

اولین مدل لامپ برای واحدهای شکست کاتالیزی سیال بستر مدل سه لامپ بود که توسط ویک من در سال ۱۹۶۸ [۱۷] ارائه شد. در این مدل سه ثابت سرعت واکنش k_1 ، k_2 ، k_3 وجود دارد. لامپ‌ها شامل واکنش‌دهنده‌ها و تمام محصولات، به سه گروه اصلی تقسیم می‌شوند که عبارتند از: خوراک، بنزین و مجموع کک و گازهای سبک. باید توجه داشت که با افزایش تعداد لامپ‌ها، ثابت‌های سرعت واکنش نیز افزایش می‌یابد و نیاز به کار آزمایشگاهی ضروری می‌گردد.

مدل چهار لامپ ارائه شده توسط لی^۱ در سال ۱۹۸۹ [۱۳] شامل پنج ثابت سرعت است. این مدل، از قابلیت مدل کردن بازساز نیز برخوردار است. مشکل اساسی مدل چهار لامپ بیشتر مربوط به عدم توانایی این مدل در تخمین گاز خشک^۲ و مخلوط پروپان و بوتان^۳ و

4. VGO
5. HCO
6. LCO

1. Lee
2. Dry Gas
3. LPG

$$\phi = \exp(-k_d t_c) \quad (8)$$

مطالعات واکنش های کاتالیزی بر اساس لامپ کردن صورت می گیرد. اما نقطه ضعف چنین مدل هایی این است که ثابت های سینتیکی، تابع خواص خوراک و کاتالیزگرهای مورد استفاده در آزمایش می باشند. برای تخمین ثابت های سینتیکی، آزمایش ها در یک راکتور ثابت بستر^۲ صورت می گیرند. مقدار سرعت فضایی جرمی^۳ در این آزمایش بین $(5-50 \text{ h}^{-1})$ در نظر گرفته شده و نسبت کاتالیزگر به خوراک ورودی به راکتور^۴، ۵ است.

در جدول (۱) پارامترهای سینتیکی در دمای 500°C ارائه شده است.

حال با در دست داشتن مقادیر ثابت های سینتیکی، معادلات دیفرانسیل را تشکیل داده و سپس به کمک نرم افزار مطلب^۵ معادلات را حل می کنیم. در انتهای کار، نتایج حاصل از حل مدل پیشنهادی و مقادیر آزمایشگاهی با یکدیگر مقایسه می شوند.

$$dy_2/dt = (k_1 y_1^2 - k_2 y_2) \phi \quad (3)$$

$$k_2 = k_{2,1} + k_{2,2} \quad (4)$$

$$k_3 = k_{3,1} + k_{3,2} \quad (5)$$

میزان گاز (y_2) و کک (y_4) تولید شده را می توان با استفاده از روابط زیر بررسی کرد.

$$dy_3/dt = (k_{3,1} y_1^2 + k_{3,2} y_2) \phi \quad (6)$$

$$dy_4/dt = (k_{4,2} y_1^2 + k_{4,3} y_2) \phi \quad (7)$$

در این مقاله نرخ غیر فعال شدن کاتالیزگرها بصورت غیر گزینشی^۱ در نظر گرفته می شود. این بدان معناست که تابع غیر فعال شدن کاتالیزگر برای تمام واکنش ها یکسان در نظر گرفته می شود.

جدول ۱- ثوابت سینتیکی واکنش در دمای 500°C [۳]

پارامتر	واکنش	۳ لامپ	۴ لامپ (SS ^a)	۵ لامپ	۴ لامپ (OE ^a)
k_1	بنزین → گازوئیل	۰/۱۹۴۲	۰/۱۹۴۲	۰/۱۹۴۲	۰/۱۹۴۷
k_2	کک+گاز → بنزین	۰/۰۰۹۳			
$k_{2,1}$	گاز → بنزین		۰/۰۰۹۳		۰/۰۰۸۹
$k_{2,1,1}$	پروپان و بوتان → بنزین			۰/۰۰۶۱	
$k_{2,1,2}$	گاز خشک → بنزین			۰/۰۰۳۲	
$k_{2,2}$	کک → بنزین		2×10^{-8}	2×10^{-8}	1×10^{-8}
k_3	کک+گاز → گازوئیل	۰/۰۴۸۸			
$k_{3,1}$	گاز → گازوئیل		۰/۰۳۴۸		۰/۰۳۶۵
$k_{3,1,1}$	پروپان و بوتان → گازوئیل			۰/۰۳۵۷	
$k_{3,1,2}$	گاز خشک → گازوئیل			۰/۰۰۰۱	
$k_{3,2}$	کک → گازوئیل		۰/۰۱۴۰	۰/۰۱۴۰	۰/۰۱۳۹
k_4	گاز خشک → پروپان و بوتان			۰/۰۰۲۰	
k_d		۰/۰۸۷۵	۰/۰۸۷۵	۰/۰۸۷۵	۰/۰۸۷۴

1. Non-Selective

2. MAT

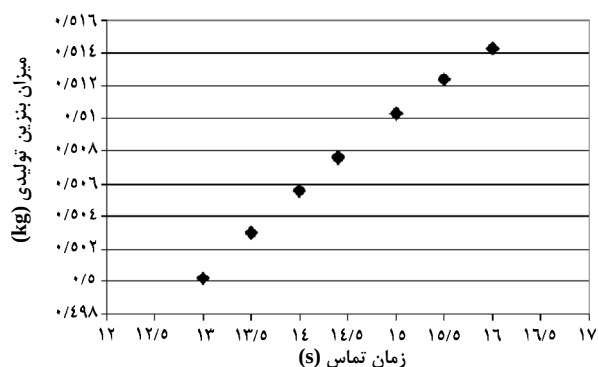
3. WHSV (Weight Hourly Space Velocity)

4. COR

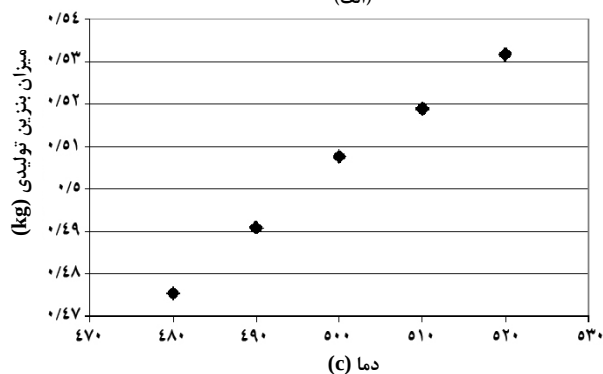
5. MATLAB

در نمودارهای ارائه شده در مرجع [۳] مقایسه بین مقادیر تخمین زده شده توسط مدل ریاضی و نتایج آزمایشگاهی برای خوراک، بنزین، گاز و کک در مدل سینتیکی چهار لامپ نشان داده شده‌اند. میزان خطای استاندارد تخمین زده شده برای تمامی محصولات کمتر از ۲/۵٪ است.

در این بخش، با استفاده از تغییرات جزئی در مقادیر زمان و دما تاثیر این دو پارامتر بر عملکرد راکتور واحدهای شکست کاتالیزی سیال بستر و میزان تولید بنزین، بررسی شده است.



(الف)



(ب)

شکل ۲- میزان بنزین تولیدی بر اساس تغییرات

زمان تماس (الف) و دما (ب)

به طوری که ملاحظه می‌شود با افزایش زمان تماس بین ذرات کاتالیزگر و بخارات هیدروکربن، میزان تولید بنزین افزایش می‌یابد (نمودار (الف)). اما باید به این نکته توجه داشت که در این حالت، تمام پارامترهای دیگر ثابت فرض شده‌اند و تنها میزان زمان تماس تغییر کرده است. به عبارتی، هدف از این تغییرات، بررسی هر یک از عوامل مختلف به طور مجزا، بر روی عملکرد واحدهای شکست کاتالیزی سیال بستر می‌باشد و همان طور که مشخص است، افزایش بیش از حد زمان تماس بین بخارات هیدروکربن و ذرات کاتالیزگر

$$dy_1/dt = -0.243 y_1^2 \exp(-0.875 t_c) \quad (9)$$

$$dy_2/dt = [0.1942 y_1^2 - 0.0093 y_1] \exp(-0.875 t_c) \quad (10)$$

$$dy_3/dt = [0.348 y_1^2 + 0.0093 y_2] \exp(-0.875 t_c) \quad (11)$$

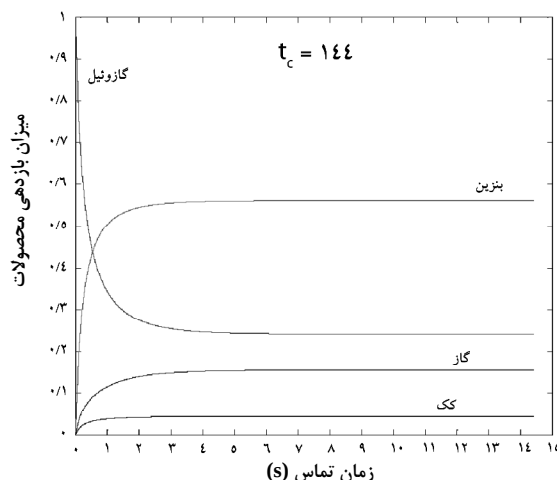
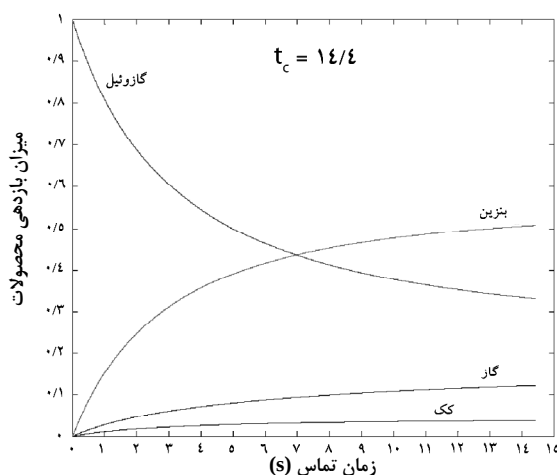
$$dy_4/dt = [0.14 y_1^2 + 2 \times 10^{-8} y_2] \exp(-0.875 t_c) \quad (12)$$

$$y_1(0) = 1$$

$$y_2(0) = y_3(0) = y_4(0) = 0$$

با توجه به مقادیر سرعت فضایی و نسبت کاتالیزگر به خوراک ورودی به راکتور که به ترتیب $5-50 \text{ (h}^{-1}\text{)}$ و $5 \text{ می باشند و نیز با استفاده از معادله (۱۳)، محاسبات در زمان‌های ۱۴/۴ و ۱۴۴ ثانیه انجام می‌شوند.}$

$$t_c(s) = \text{WHSV} / (3600 \times \text{COR}) \quad (13)$$



شکل ۱- تغییرات میزان بازدهی محصولات

بر اساس زمان تماس

تخمین زده می‌شوند. تغییرات داده‌های آزمایشگاهی بازدهی محصولات با زمان می‌تواند با استفاده از توابع چند جمله‌ای زیر به دست آید:

$$y_i = a_{i,0} + a_{i,1} t + a_{i,2} t^2 + \dots + a_{i,n} t^n \quad (14)$$

$$y'_i = dy_i/dt = a_{i,1} + 2a_{i,2} t + \dots + n.a_{i,n} t^{n-1} \quad (15)$$

از ترکیب روابط (۱) و (۳) و (۶) و (۷) با معادلات ارائه شده در بالا می‌توان روابط زیر را به دست آورد:

$$-[(y'_1 + y'_2)/y_2] = k_2\phi + k_3\phi(y_1^2/y_2) \quad (16)$$

$$-[(y'_1 + y'_2)/y_2] = -k_2\phi - k_1\phi(y_1^2/y_2) \quad (17)$$

$$-[(y'_1 + y'_{31})/y_2] = -k_{21}\phi + (k_1\phi + k_{32}\phi)(y_1^2/y_2) \quad (18)$$

عبارات سمت چپ معادلات بالا از روی معادلات (۱۴) و (۱۵) مشخص می‌شود که این امر با توجه به داده‌های آزمایشگاهی صورت می‌گیرد. با توجه به شیب معادلات (۱۶) تا (۱۸) و روابط زیر، مقادیر $(k_i\phi)$ به دست می‌آیند.

$$k.\phi = k_1\phi + k_3\phi \quad (19)$$

$$k_2\phi = k_{21}\phi + k_{32}\phi \quad (20)$$

$$k_3\phi = k_{31}\phi + k_{32}\phi \quad (21)$$

اطلاعات آزمایشگاهی در دمای $548/9^\circ\text{C}$ و میزان $\text{COR}=4$ توسط وانگ در جدول (۲) ارائه شده است.

منجر به انجام واکنش‌های جانبی شده و بنزین به کک تبدیل می‌گردد از طرفی، به طوری که ملاحظه می‌شود با افزایش دمای درون راکتور، به دلیل سهولت در تأمین گرمای مورد نیاز برای انجام واکنش‌های گرماگیر شکست کاتالیزی، میزان تولید بنزین افزایش می‌یابد (نمودار (ب)). اما همان طور که اشاره شد، این بدان معنا نیست که در واحدهای شکست کاتالیزی افزایش دما مطلقاً بنزین بیشتری را تولید خواهد کرد، بلکه بدین مفهوم است که افزایش بیش از حد مجاز دما منجر به انجام واکنش‌های جانبی و تبدیل بنزین به کک می‌گردد.

۳- روش ساده تخمین بازدهی محصولات

در این مرحله روش ساده‌ای برای تخمین بازدهی بنزین، گاز و کک در فرایند شکست کاتالیزی ارائه می‌شود. این روش، تنها به اطلاعات آزمایشگاهی درباره تغییرات بازدهی محصولات با زمان نیاز دارد که از یک چند جمله‌ای مرتبه سوم^۱ استفاده می‌شود. از آنجایی که خوراک این واحدها شامل هزاران ترکیب شیمیایی است، تخمین دقیق ثابت‌های سینتیکی، کار بسیار مشکلی است. بنابراین، لامپ کردن ترکیبات با توجه به محدوده نقطه جوش آنها به طور وسیعی مورد استفاده قرار می‌گیرد. بیشتر مدل‌های سینتیکی در مقالات برای تخمین بازدهی محصولات، تنها از تعداد محدودی لامپ استفاده می‌کنند. این امر بدان دلیل است که با زیاد شدن تعداد لامپ‌ها نیاز به اطلاعات آزمایشگاهی برای تخمین پارامترهای سینتیکی افزایش می‌یابد.

سرعت واکنش خوراک، مرتبه دوم و سرعت واکنش بنزین مرتبه اول فرض می‌شود. معادلات سرعت واکنش مبتنی بر تابع غیر فعال شدن کاتالیزگر است. تابع غیر فعال شدن کاتالیزگر برای تمام واکنش‌ها یکسان فرض می‌شود.^۲

پارامترهای سینتیکی با استفاده از روابط (۱) و (۳) و (۶) و (۷)

جدول ۲- مقادیر بازدهی محصولات بر اساس سرعت فضایی جرمی [۴]

بازدهی کک (wt%)	بازدهی گاز (wt%)	بازدهی بنزین (wt%)	بازدهی گازوئیل (wt%)	میزان تبدیل	سرعت فضایی (h ⁻¹)
۷/۱۴	۲۱/۰۸	۵۴/۱۶	۱۷/۶۲	۸۲/۳۸	۱۰
۵/۷۲	۱۶/۸۱	۴۸/۶۵	۲۸/۸۲	۷۱/۱۸	۲۰
۴/۵۹	۱۳/۶۰	۴۳/۸۵	۳۷/۹۶	۶۲/۰۴	۳۰
۲/۷۴	۸/۸۵	۳۷/۶۷	۵۰/۷۴	۴۹/۲۶	۶۰

1. Third Order Polynomial (TOP)

2. Non Selective

تعیین تغییرات بازدهی هر یک از محصولات نسبت به زمان از روابط ۲۲ تا ۲۵ مشتق می‌گیریم که در نتیجه روابط زیر حاصل می‌شوند.

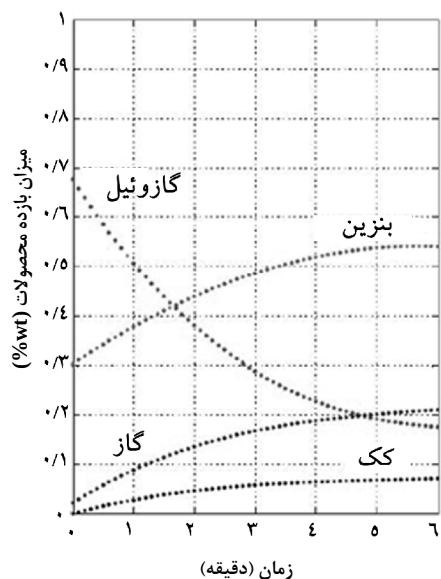
$$y_1' = -0.1927 + 0.4764t - 0.00281t^2 \quad (26)$$

$$y_2' = 0.08138 - 0.1258t - 0.00031t^2 \quad (27)$$

$$y_3' = 0.11132 - 0.3506t + 0.00311t^2 \quad (28)$$

$$y_4' = 0.07771 - 0.2316t + 0.00194t^2 \quad (29)$$

با استفاده از نرم افزار مطلب نتایج زیر به دست می‌آید.



شکل ۳- تغییرات میزان بازدهی محصولات بر اساس زمان تماس

تغییرات میزان تبدیل بنزین، گاز و کک برحسب سرعت فضایی جرمی در این جدول نشان داده شده است. براساس داده‌های جدول (۲) و با استفاده از یک چند جمله‌ای مرتبه سوم رابطه بین بازدهی هر یک از محصولات با زمان بیان می‌شود.

$$y_1 = 0.67722 - 1.92703 \times 10^{-1}t + 2.382 \times 10^{-2}t^2 - 9.36667 \times 10^{-4}t^3 \quad (22)$$

$$y_2 = 0.30171 + 8.13817 \times 10^{-2}t - 6.29 \times 10^{-3}t^2 - 1.0667 \times 10^{-4}t^3 \quad (23)$$

$$y_3 = 0.2107 + 1.11322 \times 10^{-1}t - 1.753 \times 10^{-2}t^2 + 1.03833 \times 10^{-3}t^3 \quad (24)$$

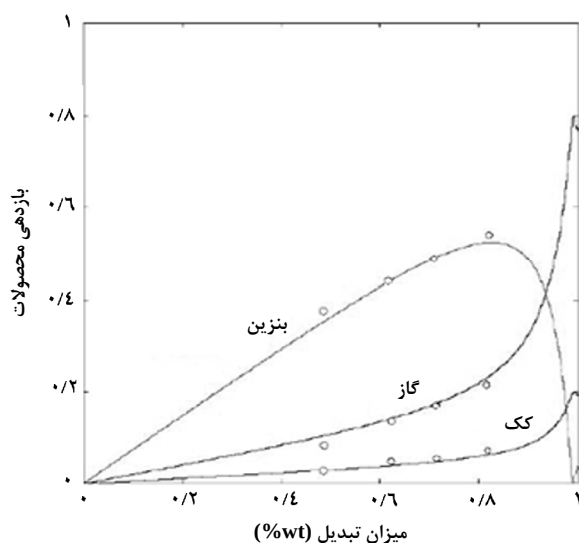
$$y_{r1} = 0.2172 + 7.77133 \times 10^{-2}t - 1.158 \times 10^{-2}t^2 + 6.46667 \times 10^{-4}t^3 \quad (25)$$

حال با توجه به معادلات موجود و مقادیر سرعت فضایی جرمی (h^{-1} ۶۰-۱۰)، می‌توان مقدار زمان را محاسبه و در معادلات جایگذاری کرد.

نتیجه‌ای که به دست می‌آید این است که با افزایش میزان سرعت فضایی جرمی، به دلیل کاهش مدت اقامت خوراک در داخل راکتور بالا، مقدار تبدیل و در نتیجه بازدهی هر یک از محصولات کاهش می‌یابد. از طرفی ملاحظه می‌شود که میزان اختلاف بین داده‌های آزمایشگاهی و مقادیر محاسبه شده توسط مدل چند جمله‌ای مرتبه سوم، صفر است. به عبارتی، با توجه به مدل پیشنهادی می‌توان به تمامی مقادیر جدول مذکور دست یافت. لذا می‌توان نتیجه گرفت که مدل ریاضی چند جمله‌ای مرتبه سوم مدل مناسبی است. برای

جدول ۳- مقادیر بازدهی محصولات بر اساس سرعت فضایی جرمی

سرعت فضایی	X (%)	Y_1 (%)	Y_2 (%)	Y_3 (%)	Y_{r1} (%)	Y_{r2} (%)
۱۰	۸۲/۳۸	۱۷/۶۲	۵۴/۱۶	۲۸/۲۲	۲۱/۰۸	۷/۱۴
۲۰	۷۱/۱۸	۲۸/۸۲	۴۸/۶۵	۲۲/۵۳	۱۶/۸۱	۵/۷۲
۳۰	۶۲/۰۴	۳۷/۹۶	۴۳/۸۵	۱۸/۱۹	۱۳/۶۰	۴/۵۹
۶۰	۴۹/۲۶	۵۰/۷۴	۳۷/۶۷	۱۱/۵۹	۸/۸۵	۲/۷۴



شکل ۴- تغییرات بازدهی محصولات بر اساس میزان تبدیل

ملاحظه می شود که پارامترهای سینتیکی به دست آمده از روش پیشنهادی، مقادیر بازدهی هر یک از محصولات را به طور بسیار دقیقی با انحراف کمتر از ۳٪ تخمین می زند. نتیجه به دست آمده این است که با توجه به شرایط آزمایشگاهی مورد نظر، بهترین میزان برای درصد تبدیل در حدود ۸۰٪ است و افزایش بیشتر آن از نقطه نظر تولید بیشتر بنزین، مطلوب نیست.

۵- تخمین تغییرات بازدهی محصولات بر حسب ارتفاع

یک مدل برای شرح رفتار دینامیکی راکتور بالا بر در واحد شکست کاتالیزی سیال بستر ارائه شده است. واکنش های شکست بر اساس مدل سینتیکی چهار لامپ شبیه سازی شده اند. در جدولی که در زیر ارائه شده است شرایط عملیاتی و خواص فیزیکی واحد FCC مورد بحث، مشاهده می شود:

جدول ۴- شرایط فیزیکی واحد شکست کاتالیزی سیال بستر [۱۱]

نوع راکتور	خواص فیزیکی	
	طول (m)	قطر (m)
راکتور بالا بر	۳۳	۰/۸
راکتور باز ساز	۱۱	۵/۸
شرایط عملیاتی واحد FCC	شدت جریان جرمی (kg/s)	دمای ورودی (K)
گازوئیل	۱۹/۹۵	۴۹۴
هوا	۱۵/۸	۳۷۸
کاتالیزگر	۱۴۴/۱۵	-

۴- تخمین تغییرات بازدهی محصولات بر اساس میزان تبدیل

رابطه تغییرات بازدهی محصولات بر حسب میزان تبدیل، از تقسیم کردن معادلات (۳) و (۶) بر معادله (۱) به دست می آید. نتیجه آن در معادلات زیر مشاهده می شود. $(x = 1 - y_1)$

$$dy_2/dx = (k_1\phi/k.\phi) - (k_2\phi/k.\phi)(y_2/y_1^2) = r_1 - r_2(y_2/y_1^2) \quad (30)$$

$$dy_{31}/dx = (k_{31}\phi/k.\phi) + (k_{21}\phi/k.\phi)(y_2/y_1^2) = r_{31} + r_{21}(y_2/y_1^2) \quad (31)$$

$$dy_{32}/dx = (k_{32}\phi/k.\phi) + (k_{22}\phi/k.\phi)(y_2/y_1^2) = r_{32} + r_{22}(y_2/y_1^2) \quad (32)$$

حال با توجه به مقادیر ارائه شده برای $(k_i\phi)$:

$$(k_1\phi = 0.7116, k_2\phi = 0.438, k_3\phi = 0.2458, \\ k_{21}\phi = 0.354, k_{32}\phi = 0.544, k_{22}\phi = 0.084, \\ k_{31}\phi = 0.1914)$$

مقادیر r_1 تا r_{32} با استفاده از معادلات زیر محاسبه می شوند.

$$r_1 = k_1\phi/k.\phi = k_1/k. \quad (33)$$

$$r_2 = k_2\phi/k.\phi = k_2/k. \quad (34)$$

$$r_{21} = k_{21}\phi/k.\phi = k_{21}/k. \quad (35)$$

$$r_{22} = k_{22}\phi/k.\phi = k_{22}/k. \quad (36)$$

$$r_{31} = k_{31}\phi/k.\phi = k_{31}/k. \quad (37)$$

$$r_{32} = k_{32}\phi/k.\phi = k_{32}/k. \quad (38)$$

در شکل (۴)، مقادیر آزمایشگاهی و مقادیری که از مدل به دست آمده اند ملاحظه می شوند.

مدل مربوط به تغییرات بازدهی هر یک از محصولات بر اساس ارتفاع راکتور، در زیر ارائه شده است.

$$dy_1/dz + (\phi_R A_R C_{gR} L_{f_{gR}} / F_{gR}) [k_{12} + k_{13} + k_{14}] y_1^2 = 0 \quad (39)$$

$$dy_2/dz + (\phi_R A_R C_{gR} L_{f_{gR}} / F_{gR}) [(k_{23} + k_{24}) y_2 - k_{12} y_1^2] = 0 \quad (40)$$

$$dy_3/dz - (\phi_R A_R C_{gR} L_{f_{gR}} / F_{gR}) [k_{23} y_2 + k_{13} y_1^2] = 0 \quad (41)$$

$$dy_4/dz - (\phi_R A_R C_{gR} L_{f_{gR}} / F_{gR}) [k_{24} y_2 + k_{14} y_1^2] = 0 \quad (42)$$

همچنین مقادیر E, K_0 در جدول زیر ارائه شده است.

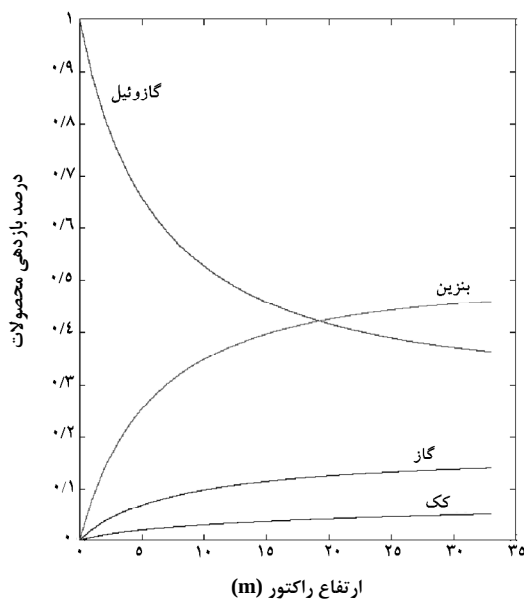
جدول ۵- مقادیر انرژی فعالسازی و k_0 [۱۱]

واکنش	ضریب تابع نمایی (k_0)	انرژی فعالسازی (kJ/mol)
گازوئیل + بنزین	$221/61 \text{ (m}^3/\text{kg.s)}$	۶۸/۲۴۹۵
گازوئیل + کک	$10/45 \text{ (m}^3/\text{kg.s)}$	۶۴/۵۷۵۰
گازوئیل + گازهای سبک	$1263/61 \text{ (m}^3/\text{kg.s)}$	۸۹/۲۱۶۴
بنزین + کک	$2210/28 \text{ (s}^{-1})$	۱۱۵/۴۵۸
بنزین + گازهای سبک	$0/904 \text{ (s}^{-1})$	۵۲/۷۱۸۴
سوختن کک	$10^8 \times 1/4 \text{ (m}^3/\text{kmol.s)}$	۲۲۴/۹۹
کاتالیزگر کمکی	$247/75 \text{ ((m}^3)^{1/5}/(\text{kmol})^{-1/5} \cdot \text{s)}$	۷۰/۷۴

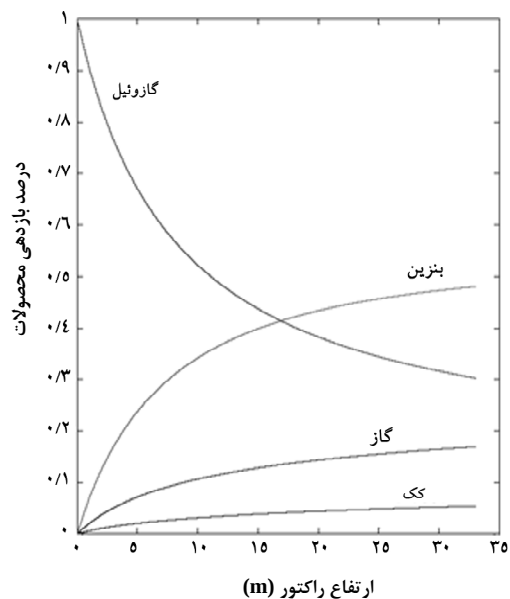
جدول ۶- شرایط عملیاتی و مقایسه میزان انحراف در هر یک از چهار حالت مذکور [۱۱]

شرایط عملیاتی			حالت ۱			حالت ۲			حالت ۳			حالت ۴		
شدت جریان خوراک (kg/s)			۲۵/۷			۲۶/۹۳			۲۳/۶۱			۱۹/۹۵		
ظرفیت خوراک (API)			۲۱/۷۶			۲۲/۹۸			۲۲/۷۳			۲۲/۲۸		
COR			۶/۳۳			۵/۴۳			۶/۰۷			۲۴/۷		
میدان انحراف در راکتور بالابر			Cal%	plant	dev%	Cal%	plant	dev%	Cal%	plant	dev%	Cal%	plant	dev%
بازدهی بنزین			۴۸/۰۱	۴۶/۹	۲/۳۱	۴۵/۹۶	۴۲/۷۹	۶/۹	۴۸/۵۱	۴۱/۷۸	۱۳/۸۷	۵۱/۳	۴۳/۸۸	۱۴/۴۶
کک			۵/۴۱	۵/۳۴	۱/۲۹	۵/۱۱	۵/۴۳	-۵/۸۹	۵/۴۷	۵/۶۹	-۳/۸۷	۵/۷۹	۵/۸۳	-۰/۶۹
دما (K)			۸۴۵	۸۰۸	۴/۳۸	۸۲۶	۸۰۵	۲/۵۴	۸۳۵	۸۰۶	۳/۴۷	۸۴۳	۷۹۵	۵/۶۹

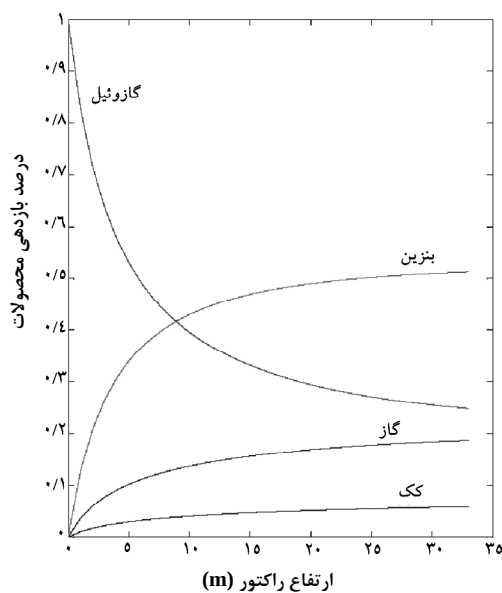
*dev: میزان درصد اختلاف, plant: واحد صنعتی, cal: محاسبات



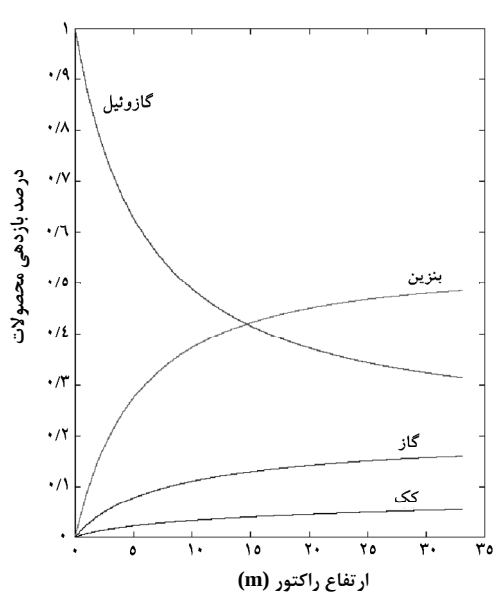
(ب)



(الف)



(د)



(ج)

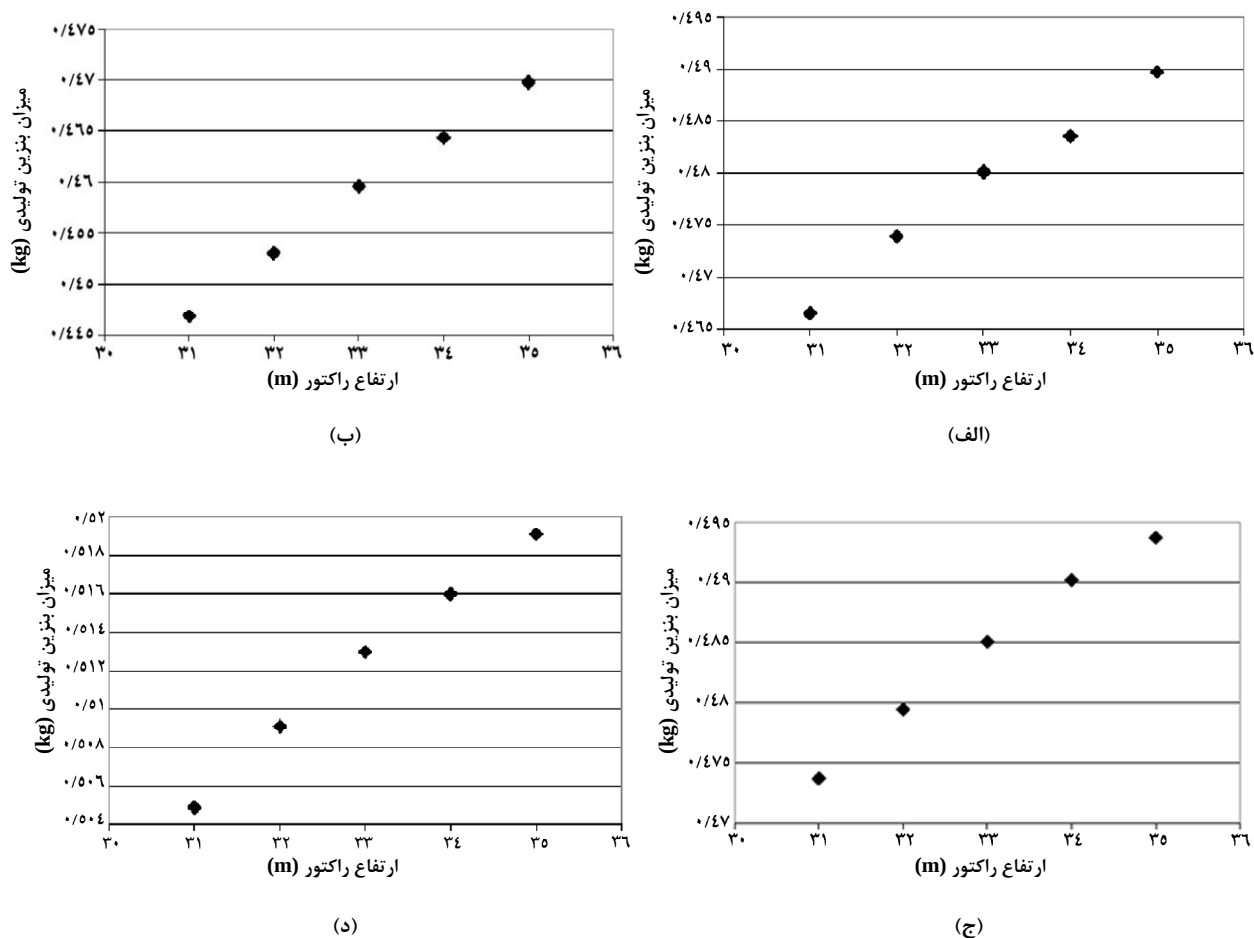
شکل ۵- تغییرات بازدهی محصولات بر اساس ارتفاع راکتور برای هریک از حالت‌های اول تا چهارم ارائه شده در جدول (۶)

(الف) نتایج مدل با توجه به شرایط عملیاتی حالت اول (ب) نتایج مدل با توجه به شرایط عملیاتی حالت دوم

(ج) نتایج مدل با توجه به شرایط عملیاتی حالت سوم (د) نتایج مدل با توجه به شرایط عملیاتی حالت چهارم

بر عملکرد راکتور واحدهای شکست کاتالیزی و میزان تولید بنزین بررسی می‌شود. اما باید توجه داشت جهت بررسی تاثیر مجزای پارامترها، تمام پارامترهای دیگر ثابت فرض شده‌اند.

به طوری که ملاحظه می‌شود مقادیر قابل قبولی در رابطه با مقایسه بین نتایج آزمایشگاهی و نتایج حاصل از مدل ریاضی به دست آمده‌اند. در این بخش با استفاده از تغییرات جزئی در مقادیر ارتفاع راکتور، قطر راکتور، فشار و سایر شرایط عملیاتی، تاثیر این پارامترها



شکل ۶- میزان بنزین تولیدی بر اساس تغییر ارتفاع راکتور برای هریک از حالت‌های اول تا چهارم

(الف) نتایج مدل با توجه به شرایط عملیاتی حالت اول (ب) نتایج مدل با توجه به شرایط عملیاتی حالت دوم

(ج) نتایج مدل با توجه به شرایط عملیاتی حالت سوم (د) نتایج مدل با توجه به شرایط عملیاتی حالت چهارم

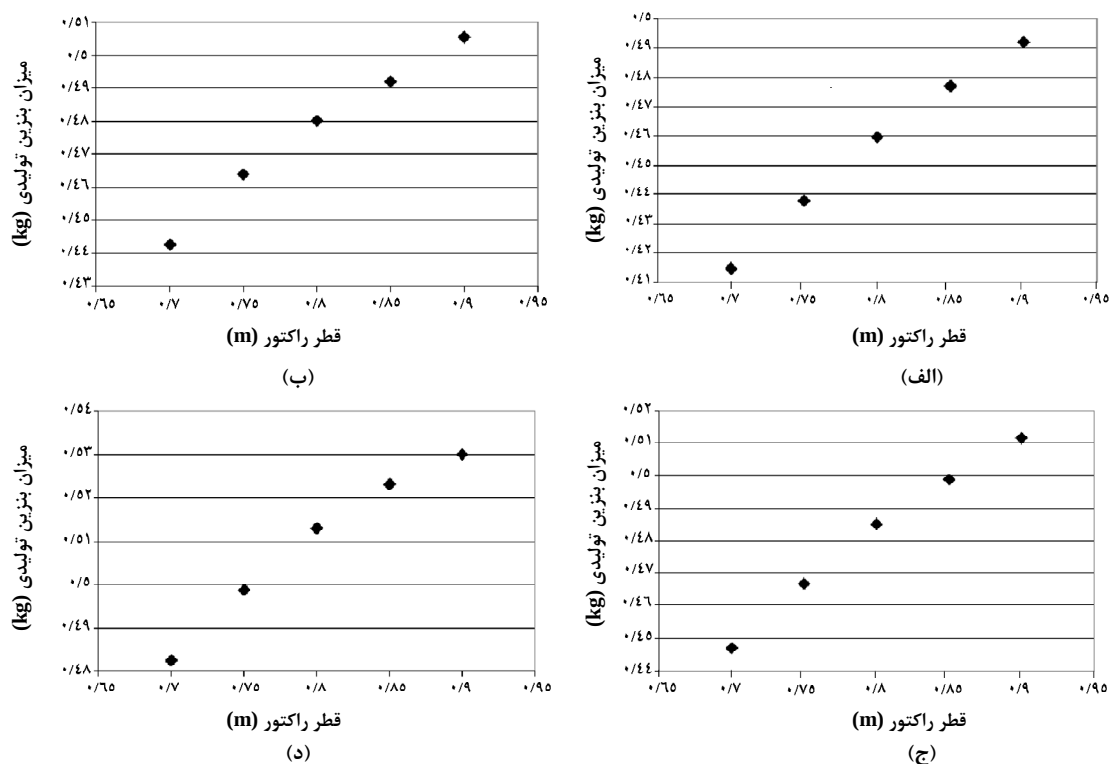
افزایش می‌دهد.

افزایش میزان بخار آب ورودی از پایین راکتور منجر به تغییر در فشار جزئی بخارات هیدروکربن می‌شود و میزان تبدیل را کاهش می‌دهد که منجر به کاهش مقدار بنزین تولیدی می‌شود (شکل ۹).

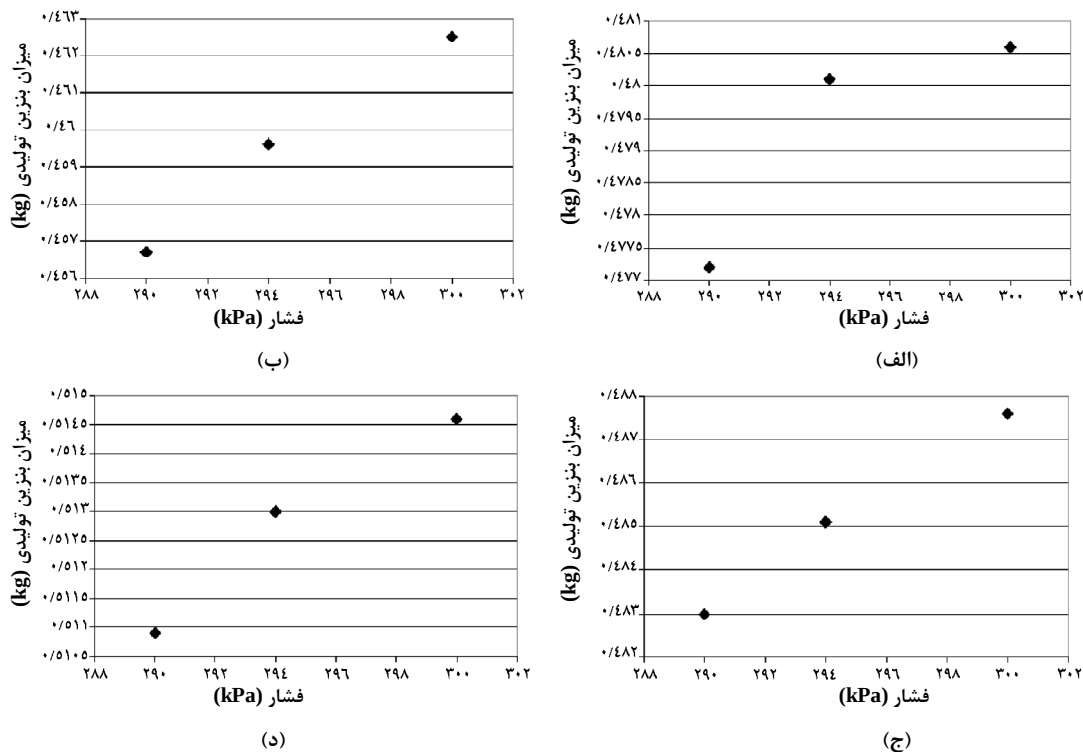
همانطور که در شکل (۱۰) ملاحظه می‌شود افزایش خوراک ورودی به سیستم و ثابت بودن حجم کاتالیزگر ورودی (کاهش نسبت کاتالیزگر به خوراک)، به دلیل عدم تامین گرمای مورد نیاز برای انجام واکنش‌های گرماگیر شکست کاتالیزی، کاهش میزان بنزین تولیدی را به همراه دارد.

به طوری که ملاحظه می‌شود با افزایش ارتفاع راکتور، به دلیل افزایش مدت اقامت بخارات هیدروکربن در داخل راکتور و در نتیجه افزایش مدت تماس، میزان تولید بنزین افزایش می‌یابد. (شکل ۷).

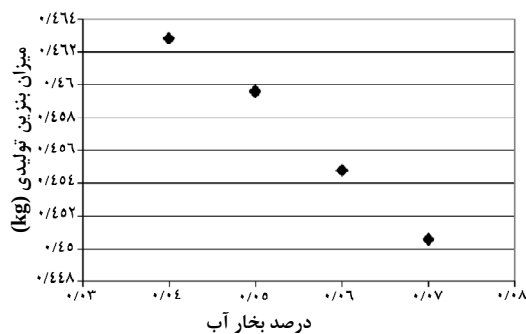
به طوری که در شکل (۸) ملاحظه می‌شود با کاهش قطر راکتور، به دلیل کاهش سطح مقطع راکتور، سرعت سیال افزایش می‌یابد و در نتیجه این امر منجر به کاهش مدت اقامت بخارات هیدروکربن در داخل راکتور می‌شود که کاهش میزان تولید بنزین را به همراه دارد. افزایش فشار، اثر ناچیزی بر افزایش میزان تبدیل دارد و موجب افزایش اشباع گاز می‌شود، از طرفی میزان تولید کک را



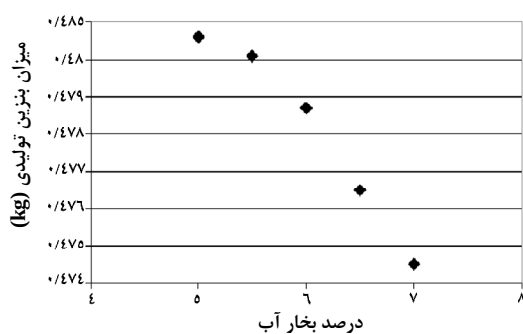
نمودار ۷- میزان بنزین تولیدی بر اساس تغییر قطر راکتور برای هریک از حالت‌های اول تا چهارم ارائه شده در جدول (۶)
 (الف) نتایج مدل با توجه به شرایط عملیاتی حالت اول (ب) نتایج مدل با توجه به شرایط عملیاتی حالت دوم
 (ج) نتایج مدل با توجه به شرایط عملیاتی حالت سوم (د) نتایج مدل با توجه به شرایط عملیاتی حالت چهارم



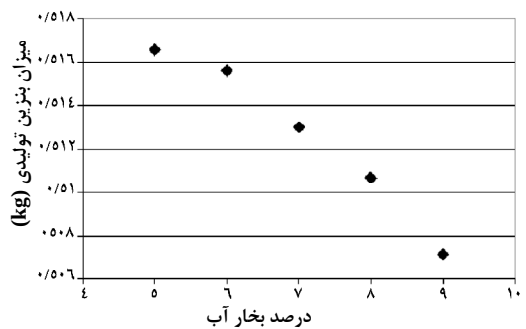
شکل ۸- میزان بنزین و کک تولیدی بر اساس تغییر فشار برای هریک از حالت‌های اول تا چهارم
 (الف) نتایج مدل با توجه به شرایط عملیاتی حالت اول (ب) نتایج مدل با توجه به شرایط عملیاتی حالت دوم
 (ج) نتایج مدل با توجه به شرایط عملیاتی حالت سوم (د) نتایج مدل با توجه به شرایط عملیاتی حالت چهارم



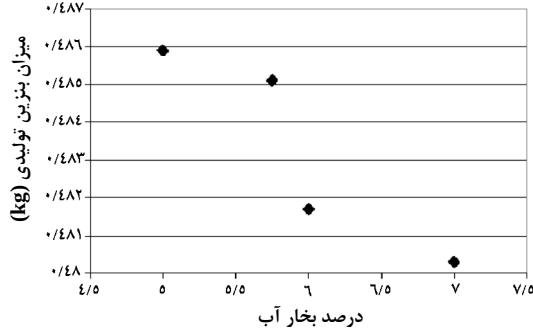
(ب)



(الف)

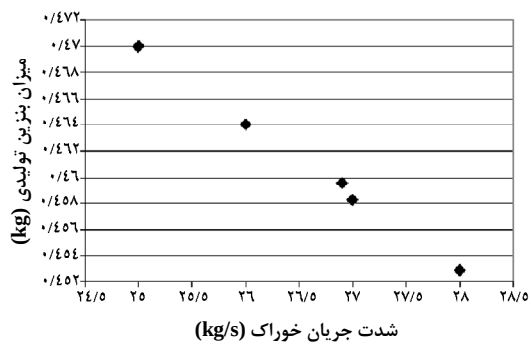


(د)

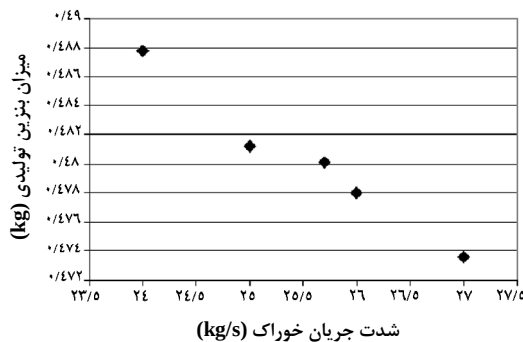


(ج)

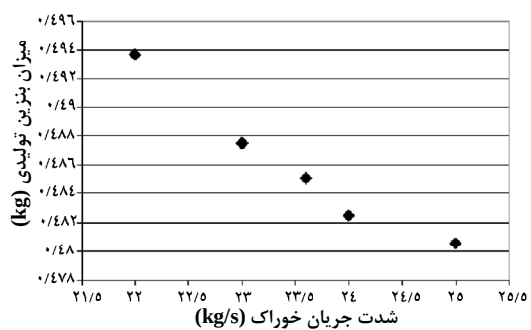
شکل ۹- میزان بنزین تولیدی بر اساس تغییر بخار آب برای هریک از حالت‌های اول تا چهارم
 (الف) نتایج مدل با توجه به شرایط عملیاتی حالت اول (ب) نتایج مدل با توجه به شرایط عملیاتی حالت دوم
 (ج) نتایج مدل با توجه به شرایط عملیاتی حالت سوم (د) نتایج مدل با توجه به شرایط عملیاتی حالت چهارم



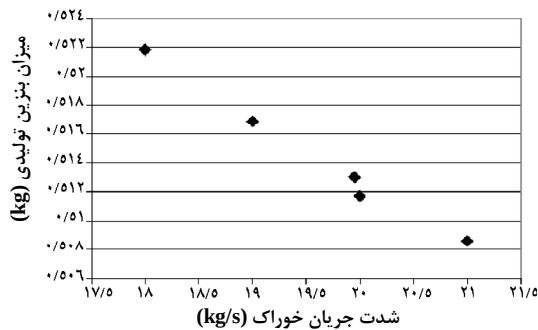
(ب)



(الف)



(د)



(ج)

شکل ۱۰- میزان بنزین تولیدی بر اساس تغییر مقدار خوراک برای هریک از حالت‌های اول تا چهارم ارائه شده در جدول (۶)
 (الف) نتایج مدل با توجه به شرایط عملیاتی حالت اول (ب) نتایج مدل با توجه به شرایط عملیاتی حالت دوم
 (ج) نتایج مدل با توجه به شرایط عملیاتی حالت سوم (د) نتایج مدل با توجه به شرایط عملیاتی حالت چهارم

حال با استفاده از نرم افزار مطلب معادلات دیفرانسیل حل می شوند که نتایج آن در جدول زیر ارائه شده اند.

جدول ۸- نتایج به دست آمده از مدل پیشنهادی

بنزین (%)	سرعت فضایی
۵۴/۱۶	۱۰
۴۸/۶۵	۲۰
۴۳/۸۵	۳۰
۳۷/۶۷	۶۰

ملاحظه می شود که با افزایش میزان سرعت فضایی در داخل راکتور، میزان بنزین تولیدی کاهش می یابد. از طرفی نیز نتایج قابل قبولی در مقایسه بین نتایج آزمایشگاهی و نتایج حاصل از مدل، به دست آمده است. در این بخش با استفاده از تغییرات جزئی در مقادیر پارامترهای موجود در مدل، تاثیر این پارامترها بر عملکرد راکتور واحدهای شکست کاتالیزی سیال بستر بررسی می شود. لازم به ذکر است که کلیه تغییرات برای حالت سرعت فضایی، ۱۰ در نظر گرفته می شود.

به طوری که در شکل (۱۰) ملاحظه می شود با افزایش ارتفاع راکتور، به دلیل افزایش مدت اقامت بخارات هیدروکربن در داخل راکتور و در نتیجه افزایش مدت تماس، میزان تولید بنزین افزایش می یابد (شکل الف)). همچنین ملاحظه می شود که با افزایش چگالی خوراک، میزان تولید بنزین افزایش می یابد (شکل ب)) و با افزایش چگالی کاتالیزگر، میزان تولید بنزین کاهش می یابد (شکل ج)). از طرفی با افزایش دمای درون راکتور، به دلیل سهولت در تأمین گرمای مورد نیاز برای انجام واکنش های گرماگیر شکست کاتالیزی میزان تولید بنزین افزایش می یابد (شکل د)). اما همان طور که قبلاً نیز اشاره شد، این بدان معنا نیست که با افزایش دما بنزین بیشتری تولید خواهد شد، بلکه افزایش دما به میزان بیش از حد مجاز، منجر به انجام واکنش های جانبی و تبدیل بنزین به کک می گردد.

۶- تغییرات بازدهی بنزین بر اساس ارتفاع راکتور

همان طور که در بخش قبل ملاحظه شد، طبق مدل پیشنهادی برای تغییرات بازدهی محصولات بر اساس ارتفاع راکتور، نتایج خوبی حاصل گردید. در این بخش، مدل دیگری پیشنهاد شده است که به وسیله آن می توان تغییرات بازدهی بنزین بر اساس ارتفاع راکتور را مورد بررسی قرار داد.

$$dy_i/dz = (1/WHSV) \times (\rho_L/\rho_C) \times (r_i) \quad (43)$$

حال با استفاده از نتایج آزمایشگاهی به دست آمده در شرایط خاص ($API=25.5$, $\rho_C = 890$, $COR = 4$, $T = 548/9^\circ C$) و با استفاده از نرم افزار مطلب مدل پیشنهادی بالا مورد بررسی قرار می گیرد. نتایج آزمایشگاهی به دست آمده در جدول زیر ارائه شده است.

جدول ۷- نتایج آزمایشگاهی به دست آمده

در $COR = 4$, $T = 548/9^\circ C$

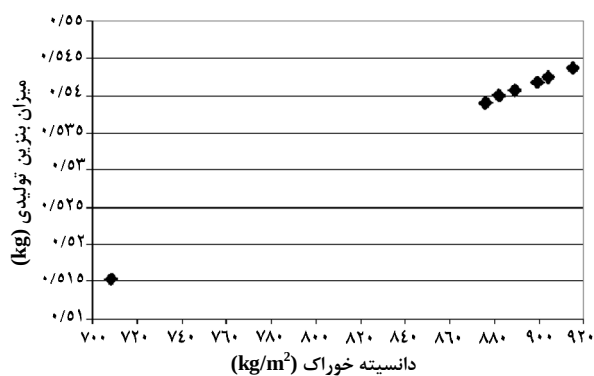
بنزین (%)	نسبت کاتالیزگر به خوراک ورودی
۵۴/۱۶	۱۰
۴۸/۶۵	۲۰
۴۳/۸۵	۳۰
۳۷/۶۷	۶۰

$$dy_1/dz = -(1/WHSV) * (\rho_L/\rho_C) * (k_1 + k_{31} + k_{32}) y_1^2 \exp(-k_d * t_c) \quad (44)$$

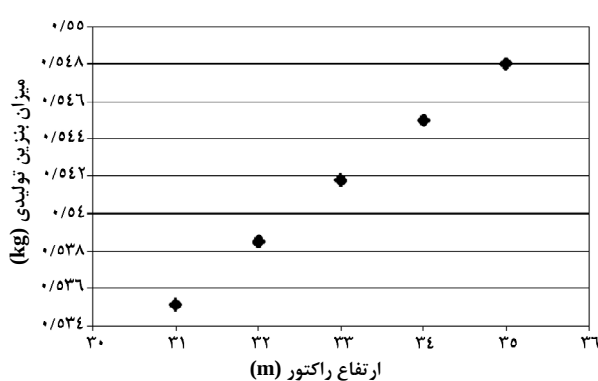
$$dy_2/dz = (1/WHSV) * (\rho_L/\rho_C) * [k_1 y_1^2 - (k_{21} + k_{22}) y_2] \exp(-k_d * t_c) \quad (45)$$

$$dy_3/dz = (1/WHSV) * (\rho_L/\rho_C) * [k_{31} y_1^2 + k_{21} y_2] \exp(-k_d * t_c) \quad (46)$$

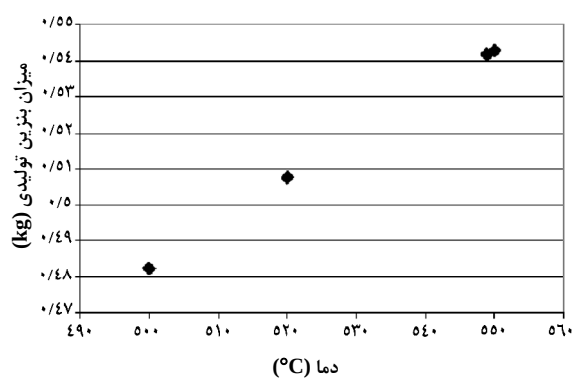
$$dy_4/dz = (1/WHSV) * (\rho_L/\rho_C) * [k_{32} y_1^2 + k_{22} y_2] \exp(-k_d * t_c) \quad (47)$$



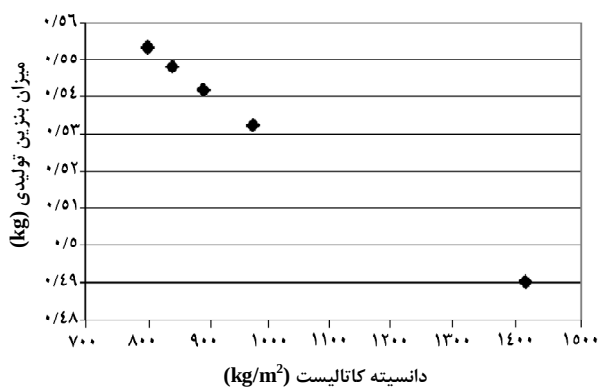
(ب)



(الف)



(د)



(ج)

نمودار ۱۱- میزان میزان بنزین تولیدی با تغییر ارتفاع راکتور (الف)، چگالی خوراک (ب)، کاتالیزگر (ج) و دما (د)

۷- نتیجه گیری

لامپ برای تخمین میزان بازدهی تولید بنزین، گاز و کک در فرایندهای شکست کاتالیزی مورد استفاده قرار گرفت. دقت تخمین روش پیشنهاد شده در زمینه میزان محصولات تولید شده، در مقایسه با مقادیر آزمایشگاهی، دارای انحراف کمتر از ۳٪ است. کلیه ثابت‌های سینتیکی واکنش و ثابت‌های غیر فعال شدن کاتالیزگر با استفاده از روش ساده خطی‌سازی^۱ و داده‌های آزمایشگاهی به دست آمده از راکتور آزمایشگاهی کوچک محاسبه شده‌اند.

علاوه بر این، روشی برای تخمین تغییرات بازدهی هر یک از محصولات، نسبت به ارتفاع راکتور پیشنهاد شده است. مقادیر به دست آمده از مدل پیشنهادی در مقایسه با هر یک از چهار حالت آزمایشگاهی نتایج قابل قبولی را ارائه داده است.

مدل پیشنهادی برای تخمین تغییرات بازدهی هر یک از محصولات نسبت به زمان، در واکنش‌های فرایند شکست کاتالیزی سیال بستر، در مقایسه با داده‌های آزمایشگاهی به دست آمده از راکتور آزمایشگاهی کوچک، کاربرد موفقیت آمیزی را از خود به اثبات می‌رساند.

داده‌های آزمایشگاهی با استفاده از یک مدل سینتیکی پنج لامپ بیان شده‌اند. علاوه بر این، تخمین میزان پروپان و بوتان، گاز خشک و کک به طور جداگانه، می‌تواند در زمینه طراحی و شبیه سازی کمپرسور گاز در واحدهای شکست کاتالیزی سیال بستر و در زمینه مطالعات در مورد غیر فعال شدن کاتالیزورها مورد استفاده قرار گیرد.

در این بررسی، یک مدل ساده با استفاده از مدل سینتیکی چهار

1. Linear Regression

- [4] Acheyta, J., Murillo, J., "A Simple Method for Estimating Gasoline, Gas and Coke Yields in FCC Process," Energy & Fuel, 14, 373-379, (2000).
- [5] Ancheyta, J., Lopez, F., "5-Lump Kinetic Model for Gas Oil Catalytic Cracking," Applied Catalysis A, 177, 227-235, (1999).
- [6] Ancheyta, J., Lopez, F., "Analysis of Deactivation Model Based on Time-on- Stream (TOS) Theory for Fluid Catalytic Cracking Process", Revista De La Sociedad Quimica De Mexico, 44, 183-187, (2000).
- [7] Bollas, G., Vasalos, I., "Modeling Small-Diameter FCC Riser Reactors. A Hydrodynamic and Kinetic Approach", Ind. Eng. Chem. Res, 41, 5410-5419, (2002).
- [8] Corella, J., Bilbao, R., "Variation with Time of the Mechanism, Observable Order, and Activation Energy of the Catalyst Deactivation by Coke in the FCC Process", Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev, 24, 625-636, (1985).
- [9] Bollas, G.M., Lappas, A.A., Iatridis, D.K, "Five Lump Kinetic Model with Selective Catalyst Deactivation for the Prediction of the Product Selectivity in the Fluid Catalytic Cracking Process", Catalysis Today, 127, 31-43, (2007).
- [10] Hany, A., Rohani, S., "Modeling and Control of a Riser Type Fluid Catalytic Cracking (FCC) Unit", Trans. IChemE, 75, 380-395, (1997).
- [11] Hany, A., Rohani, S., "Dynamic Modeling and Simulation of a Riser-Type Fluid Catalytic Cracking Unit", Chem. Eng. & Technology, 20, 118-130, (1997).
- [12] Jacob et. al., "A Lumping and Reaction Scheme for Catalytic Cracking", AIChE J., 22, 701-713, (1976).
- [13] Lee, L. S.; Chen, Y. W., "Four Lump Kinetic Model for FCC Process", Can. J. Chem. Eng., 67, 615-619, (1989).
- [14] Martin et.al., "Catalytic Cracking in Riser Reactors", Chem. Eng. Sci., 47, 2319-2324, (1999).
- [15] Sadeghzadeh Ahari, J., Farshi, A., Forsat, K., "A Mathematical Modeling of the Riser Reactor In Industrial FCC Unit", Petroleum & Coal, 50, 15-24, (2008).
- [16] Takatsuka, T.; Sato, S., "A Reaction Model for Fluidized-bed Catalytic Cracking of Residual oil", Int. Chem. Eng, 27, 107-116, (1987).
- [17] Weekman, V.M., "A Model of Catalytic Cracking Conversion in Fixed, Moving and Fluid - bed Reactors.", Ind. Eng. Chem. Prod. Res. Dev, 7, 90-95, (1968).

فهرست علائم و نشانه‌ها

k_d	ثابت بی اثرسازی (s^{-1})
k_i	ثابت سینتیکی برای شکست یا تشکیل جزء i
t	زمان (sec)
t_c	مدت اقامت کاتالیزگر (sec)
y_1	بازدهی گازوئیل (جزء وزنی)
y_2	بازدهی بنزین (جزء وزنی)
y_3	بازدهی مخلوط پروپان و بوتان (جزء وزنی)
y_4	بازدهی کک (جزء وزنی)
y_5	بازدهی گاز خشک (جزء وزنی)
ϕ	تابع بی اثرسازی
WHSV	سرعت فضایی (h^{-1})
X	درصد تبدیل (-)
A_R	سطح راکتور بالابر (m^2)
F_{gR}	شدت جریان جرمی گازهای هیدروکربنی در راکتور بالابر ($kg/m^2 \cdot sec$)
F_{sR}	شدت جریان جرمی کاتالیزگر در اکتور بالابر ($kg/m^2 \cdot sec$)
g	ثابت گرانشی ($m/m^2 \cdot sec$)
L_R	طول راکتور بالابر (m)
Z	فاصله محوری بدون بعد در راکتور بالابر (-)
C_{gR}	کسر خالی گازهای هیدروکربنی در راکتور بالابر (-)

مراجع

- [1] Abul-Hamyl, M., "Kinetic Modeling of High-Severity Fluidized Catalytic Cracking", Fuel, 82, 1113-1118, (2003).
- [2] Abul-Hamyl, M., Abdul-Bari, M., "Experimental Determination of High-Severity Fluidized Catalytic Cracking (HS-FCC) Deactivation Constant", Applied Catalysis A, 237, 71-80, (2002).
- [3] Ancheyta, J., Lopez, F., Aguilar, E., "A Strategy for Kinetic Parameter Estimation in the Fluid Catalytic Cracking Process", Ind. Eng. Chem. Res, 36, 5170-5174, (1997).