

## مدلسازی احیاگر دو مرحله ای فرآیند RFCC با استفاده از دینامیک سیالات محاسباتی

هادی نوروزی<sup>1,2\*</sup>، محمدعلی صالحی<sup>3</sup>، عزت اله جودکی<sup>4</sup>

<sup>1</sup> کارشناس پژوهش و فناوری، شرکت ملی پالایش و پخش فرآورده های نفتی ایران، تهران، ایران

<sup>2</sup> کارشناسی ارشد، گروه مهندسی شیمی، دانشکده فنی، دانشگاه گیلان، رشت، ایران

<sup>3</sup> استادیار، گروه مهندسی شیمی، دانشکده فنی، دانشگاه گیلان، رشت، ایران

<sup>4</sup> دانشیار، گروه مهندسی شیمی، دانشکده فنی، دانشگاه اراک، اراک، ایران

دریافت: 95/7/9 پذیرش: 95/8/25

### چکیده

کراکینگ کاتالیستی بستر سیال اساسی ترین واحد کراکینگ در پالایشگاه های بزرگ جهت تولید بنزین است. این فرایند، تغییرات زیادی را متحمل شده است. نقطه عطف مهم در تاریخ این فرایند، کراکینگ باقیمانده ها بود. امروزه حدود 20% از خوراک واحد های اف.سی.سی<sup>1</sup> را ته مانده های برج تقطیر اتمسفریک و خلا تشکیل می دهند. در این مقاله یک احیاگر دو مرحله ای صنعتی فرآیند شکست کاتالیستی بستر سیال به کمک دینامیک سیالات محاسباتی مدل شده است. برای ژئومتری و مش بندی راکتور احیا از نرم افزار گمبیت و برای حل معادلات دیفرانسیل از کد تجاری فلونت استفاده شد. شبیه سازی بر اساس دیدگاه اولری- اولری صورت گرفت و کانتورهای کسر حجمی کاتالیست، دما، کربن دی اکسید و همچنین نوسانات ارتفاع بستر در داخل راکتور به دست آمد. مقایسه تغییرات ارتفاع بستر کاتالیست در راکتور و همچنین دمای بستر با مقدار صنعتی نشان می دهد که مدل های به کار رفته توانسته اند رفتار راکتور احیا را با تقریب خوبی پیش بینی کنند.

**کلمات کلیدی:** احیاگر دو مرحله ای، RFCC، دینامیک سیالات محاسباتی

### مقدمه

کراکینگ کاتالیستی مهم ترین و رایج ترین فرایند پالایشگاهی برای تبدیل نفت های سنگین به مواد پرارزشی مانند بنزین و محصولات سبک تر است. در آغاز، کراکینگ به کمک گرما انجام می شد ولی فرایند کاتالیستی، به

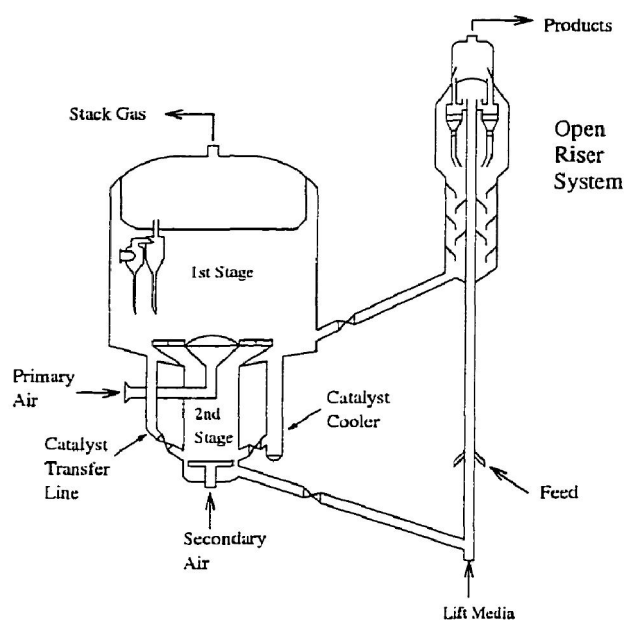
\* hnorouzi2015@gmail.com

<sup>1</sup> FCC

دلیل تولید مقدار بیش تر بنزین با عدد اکتان بالاتر و مقدار کم تری نفت کوره سنگین و گازهای سبک تقریباً به طور کامل جایگزین کراکینگ گرمایی شده است. [1]

یکی از نقاط عطف مهم در تاریخ فرایند اف. سی. سی، کراکینگ باقیمانده ها بود که در اوایل دهه 1980 آغاز شد. امروزه حدود 20% از خوراک واحد های اف. سی. سی را باقیمانده ها تشکیل می دهند. کراکینگ باقیمانده ها منجر به ایجاد تغییراتی در واحد FCC و همچنین بهبود پایداری حرارتی کاتالیست ها و افزایش مقاومت آن ها در برابر وانادیم شد. سال های نخست دهه 1980 شاهد سیل نوآوری ها در فرایند آر. اف. سی.<sup>1</sup> و یا کراکینگ کاتالیستی بستر سیال باقیمانده ها است. [2]

واحد آر. اف. سی. سی مشتمل بر بخش های زیر است: 1- پیشگرمکن خوراک، 2- رایزر؛ راکتور؛ عریان کننده، 3- احیاگر دو مرحله ای، 4- برج اصلی تفکیک، 5- واحد تغلیظ گاز، 6- واحدهای تصفیه (شیرین سازی و گوگردزدایی). در شکل 1 نمایی کلی از دو بخش 2 و 3 نشان داده شده است. [3]



شکل 1. دیاگرام رایزر- راکتور (راست) و احیاگر دو مرحله ای (چپ) واحد آر. اف. سی. سی تکنولوژی یو. او. پی (آر. سی. سی)<sup>2</sup> [4]

احیاگر دو عملکرد عمده دارد؛ بازیابی فعالیت کاتالیست و ایجاد گرمای لازم جهت کراکینگ خوراک. کاتالیست مصرف شده ورودی به راکتور احیا حاوی کک می باشد. هوا، اکسیژن لازم را برای احتراق کک ایجاد نموده، به

<sup>1</sup> RFCC

<sup>2</sup> UOP (RCC)

وسیله یک یا چند دمنده، هوا تولید می شود. دمنده هوا سرعت و فشار کافی را برای باقی ماندن بستر کاتالیست در حالت سیال، ایجاد می کند. هوا از طریق یک توزیع کننده وارد برج احیا می شود. درون برج احیا دو ناحیه وجود دارد: فاز متراکم و فاز رقیق. در سرعت معمول، در برج احیا، توده ذرات کاتالیست در فاز متراکم درست در بالای توزیع کننده هوا می باشد. فاز رقیق در محدوده بالای فاز متراکم تا ورودی سایکلون می باشد و در واقع دارای تراکم کاتالیست کمتری می باشد. [3]

شرکت یو. او. پی در مشارکت با شرکت نفتی اشلند<sup>1</sup> فرایند کراکینگ کاتالیستی باقیمانده (آر. سی. سی) را ارائه کرد. اولین واحد آر. سی. سی در سال 1983 در کنتاکی راه اندازی شد. مشخصه بارز این طراحی استفاده از یک مبدل خارجی جهت سرمایش کاتالیست است تا بتوان دمای بالای احیاگر را کنترل کرد. میزان بالای شاخص کنرادسون<sup>2</sup> در خوراک آر. اف. سی. سی مقدار کربن را روی سطح کاتالیست افزایش می دهد که در نتیجه آن به جهت احتراق کربن اضافی افزایش بیش تری در دمای احیاگر مشاهده می شود. مرحله اول راکتور احیا در بالای مرحله دوم قرار دارد. (شکل 1) در احیاگر مرحله دوم، سیکلون تعبیه نشده است و گازهای حاصل از احتراق مرحله دوم به بستر مرحله اول تزریق می شود و بدین ترتیب یک سیستم خروجی و یا دودکش برای گازهای حاصل از احتراق کفایت می کند. [2]

علی رغم این که تحقیقات زیادی پیرامون مدلسازی راکتور احیاء واحدهای کراکینگ کاتالیستی با استفاده از تکنیک دینامیک سیالات محاسباتی انجام شده است ولی تاکنون شبیه سازی هیچ احیاگر دومرحله ای که در واحدهای آر. اف. سی. سی به کار می رود با استفاده از این تکنیک گزارش نشده است. ویلیامز در سال 1998 نتایج مدلسازی سینتیکی یک احیاگر دو مرحله ای را ارائه کرده است. [4] شرما و همکاران در سال 2006 یک بستر سیال را با استفاده از الگوی جریان سرد مدل کرده اند. [5] شوآرز و همکاران در سال 2007 احیاگر تک مرحله ای واحد اف. سی. سی واقع در یکی از پالایشگاه های شرکت بی. پی<sup>3</sup> را شبیه سازی کرده اند. [6] گائو و همکاران در سال 2009 یک بستر سیال را با استفاده از الگوی جریان سرد مدلسازی کرده و انواع مدل های نیروی دراگ را برای آن اعتبارسنجی کردند. [7] چانگ و همکاران نیز در سال 2013 نتایج شبیه سازی یک احیاگر تک مرحله ای توربولانس را بر اساس الگوی جریان گرم منتشر کرده اند. [8]

در این تحقیق یک احیاگر دو مرحله ای فرایند آر. اف. سی. سی واقع در یکی از پالایشگاه های نفت به کمک دینامیک سیالات محاسباتی به صورت دو بعدی شبیه سازی شده است.

<sup>1</sup> Ashland

<sup>2</sup> باقیمانده کربن کنرادسون در مورد فرآورده های غیر فرار تعیین می شود. در این آزمایش، نمونه در یک بوتله تبخیر و تجزیه می شود. سپس بخارها مشتعل می شوند. پس از پایان یافتن احتراق، باقیمانده را در بوتله تکلیس می کنند. بعد از سرد کردن بوتله، یک باقیمانده زغالی به دست می آید که باید مقدار خاکستر را از آن کسر نمود تا باقیمانده کربن کنرادسون به دست آید. [10]

<sup>3</sup> BP

## مدلسازی

مدلسازی احیاگر دو مرحله ای فرایند آر. اف. سی. سی به صورت دو بعدی و با لحاظ مدل جریان چند فاز با دیدگاه اولری - اولری و با حل معادلات پایستاری پیوستگی و مومنتم برای دو فاز گاز و جامد صورت گرفته است. راکتور مشتمل بر دو ناحیه (فوقانی و تحتانی) می باشد که در آن ناحیه فوقانی، مرحله اول فرایند احیای کاتالیست و ناحیه تحتانی، مرحله دوم این فرایند است. (شکل 1)

## معادله پیوستگی

معادله پیوستگی برای دو فاز گاز و جامد (کاتالیست) به شرح ذیل است:

$$\frac{\partial(\alpha_g \rho_g)}{\partial t} + \frac{\partial}{\partial x_j} (\alpha_g \rho_g u_{gj}) = 0 \quad (1)$$

$$\frac{\partial(\alpha_p \rho_p)}{\partial t} + \frac{\partial}{\partial x_j} (\alpha_p \rho_p u_{pj}) = 0 \quad (2)$$

$$\alpha_g + \alpha_p = 1 \quad (3)$$

## بقای تکانه

بقای تکانه برای دو فاز گاز و جامد به شرح معادلات 4 و 5 است: [7]

$$\frac{\partial}{\partial t} (\alpha_g \rho_g u_{gi}) + \frac{\partial}{\partial x_j} (\alpha_g \rho_g u_{gi} u_{gj}) = -\alpha_g \frac{\partial P}{\partial x_i} + \frac{\partial \tau_{g,ij}}{\partial x_j} - \beta(u_{gi} - u_{pi}) + \rho_g \alpha_g g_i \quad (4)$$

$$\frac{\partial}{\partial t} (\alpha_p \rho_p u_{pi}) + \frac{\partial}{\partial x_j} (\alpha_p \rho_p u_{pi} u_{pj}) = -\alpha_p \frac{\partial P}{\partial x_i} + \frac{\partial \tau_{p,ij}}{\partial x_j} - \beta(u_{pi} - u_{gi}) + \rho_p \alpha_p g_i \quad (5)$$

برای توصیف نوسانات فاز جامد از معادله 6 استفاده شده است.

$$\frac{3}{2} \left[ \frac{\partial(\alpha_p \rho_p \Theta)}{\partial t} + \frac{\partial(\alpha_p \rho_p u_{pk} \Theta)}{\partial x_k} \right] = \frac{\partial}{\partial x_k} \left( \Gamma_\Theta \frac{\partial \Theta}{\partial x_k} \right) + \mu_p \left( \frac{\partial u_{pk}}{\partial x_i} + \frac{\partial u_{pi}}{\partial x_k} \right) \frac{\partial u_{pk}}{\partial x_i} - p_p \frac{\partial u_{pk}}{\partial x_k} + \left( \xi_p - \frac{2}{3} \mu_p \right) \left( \frac{\partial u_{pk}}{\partial x_k} \right)^2 - \gamma \quad (6)$$

تانسور تنش برای فاز گاز و جامد در معادلات 7 و 8 ارائه شده است: [8]



$$\tau_{g,ij} = \mu_g \left( \frac{\partial u_{gj}}{\partial x_i} + \frac{\partial u_{gi}}{\partial x_j} \right) \quad (7)$$

$$\tau_{p,ij} = \mu_p \left( \frac{\partial u_{pj}}{\partial x_i} + \frac{\partial u_{pi}}{\partial x_j} \right) + \left( \xi_p - \frac{2}{3} \mu_p \right) \frac{\partial u_{pk}}{\partial x_k} \delta_{ij} - p_p \delta_{ij} \quad (8)$$

برای محاسبه فشار ذرات از رابطه 9 و برای محاسبه ویسکوزیته ذرات<sup>1</sup> از مدل سیاملا-ابرایان<sup>2</sup> (معادله 10) استفاده می شود:

$$p_p = \alpha_p \rho_p (1 + 2(1+e)\alpha_p g_0) \Theta \quad (9)$$

$$\mu_p = \frac{\alpha_p \rho_p d_p \sqrt{\pi \Theta}}{6(3-\varepsilon)} \left[ 1 + \frac{2}{5}(1+e)(3e-1)g_0 \alpha_p \right]^2 + \frac{4}{5} \alpha_p^2 \rho_p d_p g_0 (1+e) \sqrt{\frac{\Theta}{\pi}} \quad (10)$$

تابع توزیع شعاعی ( $g_0$ )، ویسکوزیته توده ذرات ( $\xi_p$ )،  $\Theta$ <sup>3</sup>،  $\Gamma_\Theta$ <sup>4</sup> و  $\gamma$ <sup>5</sup> به شرح ذیل تعریف می شوند:

$$g_0 = \left[ 1 - \left( \frac{\alpha_p}{\alpha_{p,\max}} \right)^{1/3} \right]^{-1} \quad (11)$$

$$\xi_p = \frac{4}{3} \alpha_p^2 \rho_p d_p g_0 (1+e) \sqrt{\frac{\Theta}{\pi}} \quad (12)$$

$$\Theta = \frac{1}{3} \langle u'_p u'_p \rangle \quad (13)$$

$$\Gamma_\Theta = \frac{15 \rho_p d_p \sqrt{\pi \Theta}}{4 \left( 41 - \frac{33}{2}(1+e) \right)} \left[ 1 + \frac{3}{5}(1+e)^2(2e-1)g_0 \alpha_p + \frac{8}{15\pi} \left( 41 - \frac{33}{2}(1+e) \right) (1+e \alpha_p g_0) \right] \quad (14)$$

<sup>1</sup> Granular Viscosity

<sup>2</sup> Syamla-O'brien

<sup>3</sup> Granular Temperature

<sup>4</sup> Diffusion Coefficient for the Particulate Phase Energy Fluctuation (Based on Syamla-O'brien Kinetic Theory)

<sup>5</sup> Collisional Dissipation of Energy Fluctuation

$$\gamma = 3(1 - e^2) \alpha_p \rho_p g_0 \Theta \left[ \frac{4}{d_p} \sqrt{\frac{\Theta}{\pi}} - \frac{\partial u_{pk}}{\partial x_k} \right] \quad (15)$$

### نیروی دراگ

برای توصیف نیروی دراگ از مدل سیاملا-ابرایان استفاده شده است: [7]

$$\beta = \frac{3\alpha_p \alpha_g \rho_g}{4u_{r,p}^2 d_p} C_D |\bar{u}_p - \bar{u}_g|, \quad C_D = \left( 0.63 + \frac{4.8}{\sqrt{\text{Re}_p / u_{r,p}}} \right)^2$$

$$u_{r,p} = 0.5 \left( A - 0.06 \text{Re}_p + \sqrt{(0.06 \text{Re}_p)^2 + 0.12 \text{Re}_p (2B - A) + A^2} \right)$$

$$A = \alpha_g^{4.14}; \quad \begin{aligned} & \text{if } \alpha_g \leq 0.85, B = 0.8\alpha_g^{1.28} \\ & \text{if } \alpha_g > 0.85, B = \alpha_g^{2.65} \end{aligned}$$

### بقای انرژی

معادلات بقای انرژی برای دو فاز گاز و جامد به شرح زیر است:

$$\frac{\partial}{\partial t} (\alpha_g \rho_g h_g) + \nabla \cdot (\alpha_g \rho_g \bar{u}_g h_g) = \nabla \cdot (k \nabla h_g) + \sum_{i=1}^n R_{g,i} Q_{g,i} + Q_{pg} + h_p \dot{m}_{pg} \quad (16)$$

$$\frac{\partial}{\partial t} (\alpha_p \rho_p h_p) + \nabla \cdot (\alpha_p \rho_p \bar{u}_p h_p) = \nabla \cdot (k \nabla h_p) + \sum_{i=1}^n R_{p,i} Q_{p,i} + Q_{gp} + h_g \dot{m}_{gp} \quad (17)$$

### بقای گونه‌ها

معادلات بقای گونه‌ها برای دو فاز گاز و جامد به شرح زیر است:

$$\frac{\partial}{\partial t} (\alpha_g \rho_g Y_{g,i}) + \nabla \cdot (\alpha_g \rho_g \bar{u}_g Y_{g,i}) = \nabla \cdot (\alpha_g \rho_g D_g \nabla Y_{g,i}) + R_{g,i} \quad (18)$$

$$\frac{\partial}{\partial t} (\alpha_p \rho_p Y_{p,i}) + \nabla \cdot (\alpha_p \rho_p \bar{u}_p Y_{p,i}) = \nabla \cdot (\alpha_p \rho_p D_p \nabla Y_{p,i}) + R_{p,i} \quad (19)$$

## واکنش های شیمیایی

لیست واکنش های اصلی که در احیاگر اتفاق می افتد براساس معادله آرنیوس در جدول 1 مشاهده می شود. در این معادله،  $r$  نرخ واکنش،  $A$  ثابت آرنیوس و  $E_a$  انرژی فعالسازی،  $C$  غلظت اجزا،  $T$  دمای واکنش و  $R$  ثابت جهانی گاز هاست. واحدها بر حسب SI می باشد.

جدول 1. لیست واکنش های احتراق کک [9]

ردیف	واکنش	معادله سرعت
1	$C + \frac{1}{2}O_2 \rightarrow CO$	$r = (1.27e + 7) \times T \exp\left(\frac{-1.59e + 8}{8.3145T}\right) C_C \cdot C_{O_2}$
2	$C + O_2 \rightarrow CO_2$	$r = (3.09e + 7) \times T \exp\left(\frac{-1.1e + 8}{8.3145T}\right) C_C \cdot C_{O_2}$
3	$H_2 + \frac{1}{2}O_2 \rightarrow H_2O$	$r = (2.71e + 7) \times T \exp\left(\frac{-1.57e + 8}{8.3145T}\right) C_{H_2} \cdot C_{O_2}$
4	$CO + \frac{1}{2}O_2 \rightarrow CO_2$	$r = (3.58e + 8) \times T^2 \exp\left(\frac{-2.12e + 8}{8.3145T}\right) C_{CO} \cdot C_{O_2}$

## شبیه سازی

### کد شبیه سازی و الگوریتم حل عددی

معادلات دیفرانسیل با استفاده از الگوی آپویند<sup>1</sup> مرتبه اول گسسته شده اند و برای حل آن ها از کد تجاری فلوننت نسخه 15 و الگوریتم Phase Coupled SIMPLE و حلگر پلنار<sup>2</sup> در حالت گذرا استفاده شده است. گام زمانی 0.01s و ماکزیمم تعداد تکرار به ازای هر گام، 20 در نظر گرفته شده است.

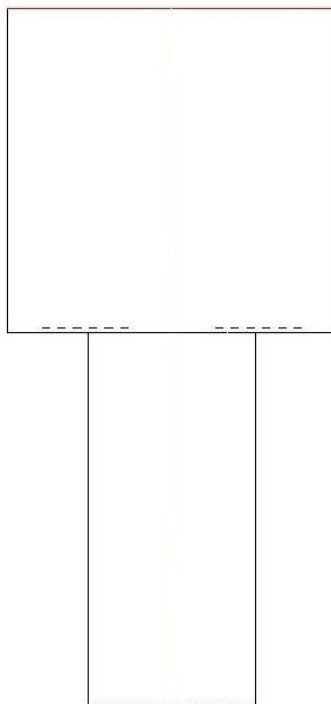
### هندسه رآکتور و مش بندی

هندسه رآکتور دو بعدی در نظر گرفته شده است. ابعاد ناحیه بالایی رآکتور 16200mm×16065mm و ابعاد ناحیه پائینی آن 18535mm×8300mm است. این ابعاد متعلق به یک رآکتور صنعتی واقع در یکی از

<sup>1</sup> upwind

<sup>2</sup> planar

پالایشگاه های نفت است. برای رسم هندسه و مش بندی رآکتور از نرم افزار گمبیت نسخه 2.4.6 استفاده شده است. مش ایجاد شده مشتمل بر 32743 سلول و 27720 گره است؛ (شکل 2)



شکل 2. هندسه رآکتور

### شرایط مرزی و عملیاتی

توزیع کننده هوا برای هر دو ناحیه رآکتور از نوع ورودی سرعت<sup>1</sup> در نظر گرفته شده است. سرعت هوای ورودی به ناحیه بالایی (مرحله اول) 0.234m/s و سرعت هوای ورودی به زون تحتانی (مرحله دوم) 0.297m/s می باشد. دمای هوای ورودی به هر دو مرحله 587K در نظر گرفته شده است. مرحله اول و دوم احیاگر از طریق یک مرز<sup>2</sup> با هم در ارتباط اند؛ طوری که گاز خروجی از زون تحتانی به درون بستر زون فوقانی دمیده می شود. این به غیر از هوای تازه ای است که به درون بستر فوقانی تزریق می شود.

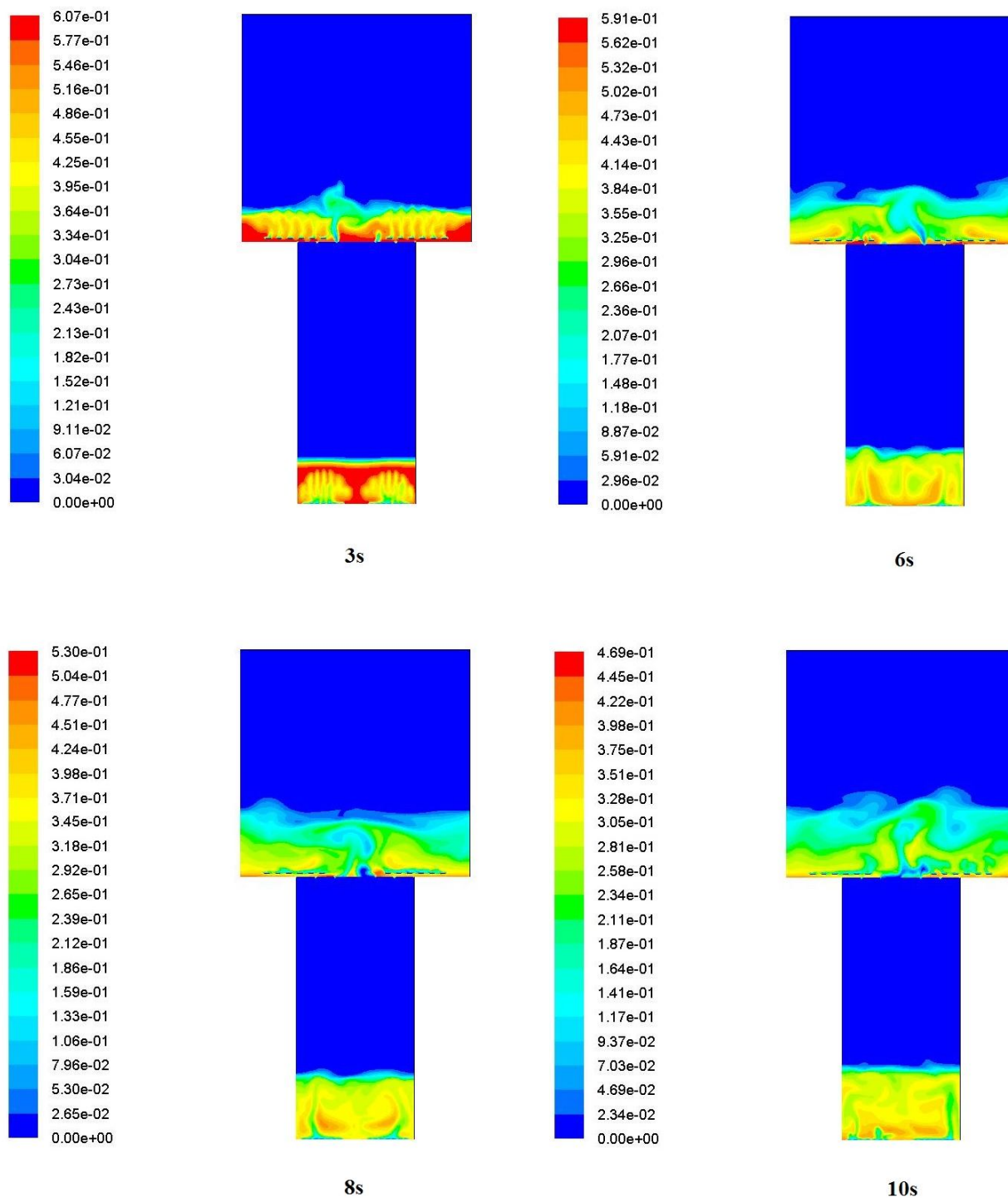
### نتایج و بحث

تغییرات کانتورهای کسر حجمی کاتالیست با زمان در داخل رآکتور در شکل 3 نشان داده شده است.

<sup>1</sup> Velocity Inlet

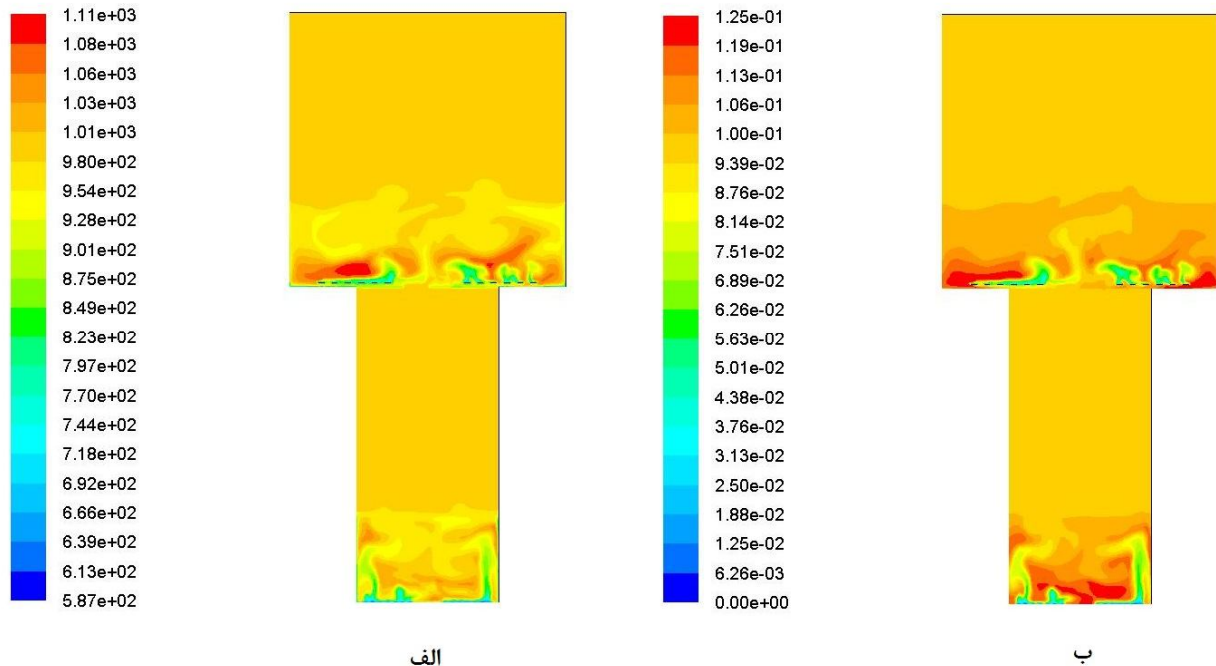
<sup>2</sup> Interior





شکل 3. کانتورهای کسر حجمی کاتالیست

همچنین کانتورهای دما و کسر جرمی کربن دی اکسید در شکل 4 نشان داده شده است.



شکل 4. الف) کانتورهای دما (K)، ب) کانتورهای کسر جرمی کربن دی اکسید در داخل احیاگر

رژیم جریان در فرآیند یو. او. پی / اشلند آر. سی. سی<sup>1</sup> در هر دو بستر از نوع توربولانس است. کانالیزه شدن بستر از ویژگی های جریان توربولانس است که به خوبی در کانتورهای شکل 3 و در هر دو بستر احیاگر مشهود است. در بستر بالایی نسبت به بستر پائینی، تلاطم بستر شدت بیش تری دارد؛ زیرا گاز خروجی از زون پائینی وارد بستر بالایی شده و در واقع به دلیل سرعت بیش تر جریان هوا در مرحله اول، درهم آمیختگی بیش تری مشاهده می شود. نکته قابل تامل آن است که در ناحیه مرزی بین دو زون راکتور به دلیل دبی بالای جریان هوای تازه و گاز خروجی از زون تحتانی احیاگر، کانالیزه شدن شدیدتر است. همچنین با توجه به شکل 3 می توان دریافت که در کل، کسر حجمی کاتالیست در بستر بالایی کم تر از کسر حجمی کاتالیست در بستر پائینی است.

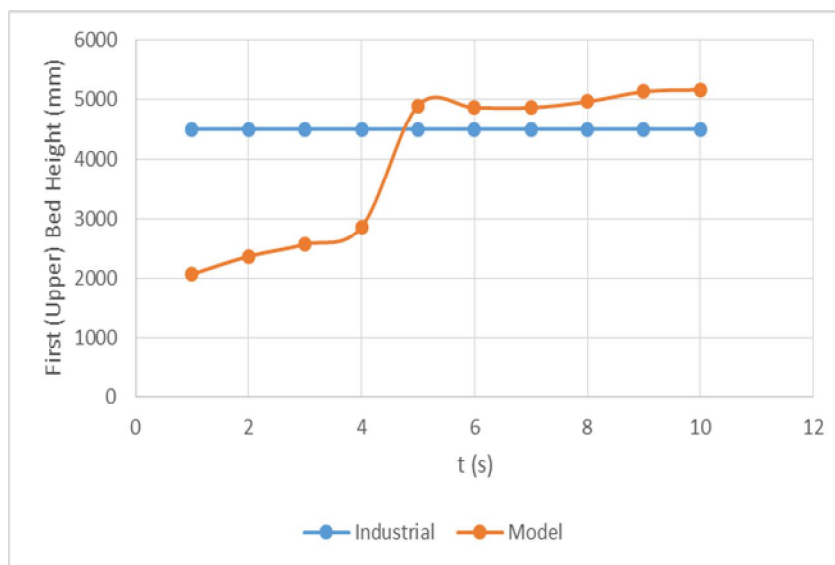
با توجه به شکل 4- الف می توان دریافت که اختلاف دمای اندکی بین بستر متراکم و فاز رقیق در هر دو مرحله مشاهده می شود که متداول و معقول است. ضمن آن که در بستر فوقانی نقاط داغ به چشم می خورد که البته در بستر تحتانی مشاهده نمی شود. با توجه به این که دوسوم احتراق در بستر فوقانی صورت می گیرد، [11] این

<sup>1</sup> UOP/Ashland RCC

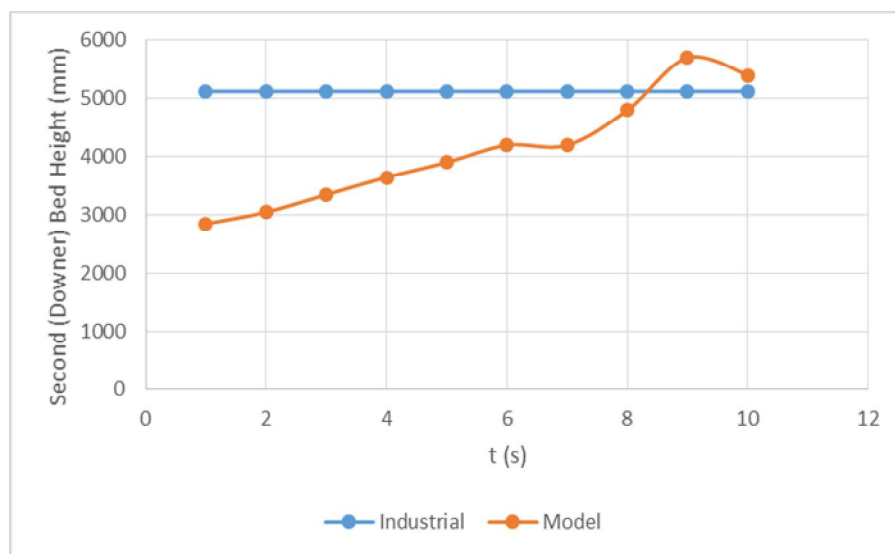
پدیده معقول و منطقی به نظر می رسد. همچنین کانتورهای کسر جرمی کربن دی اکسید در شکل 4- ب به تصویر کشیده شده است. همان گونه که ملاحظه می شود به دلیل احتراق کک در بستر، غلظت کربن دی-اکسید در ناحیه چگال بیش از ناحیه رقیق است.

در شکل های 5 و 6 به ترتیب تغییرات ارتفاع بستر کاتالیستی (ناحیه متراکم) نواحی اول و دوم رآکتور هریک به طور مجزا ترسیم شده است. همان گونه که در این دو شکل مشاهده می شود، ارتفاع هر بستر تقریباً حول مقدار صنعتی نوسان می کند که می توان نتیجه گرفت مدل های به کار رفته توانسته اند این تغییرات را با تقریب خوبی پیش بینی کنند. نوسانات بستر کاتالیستی روی دیواره رآکتور احیا محاسبه شده است. همان گونه که در شکل 5 دیده می شود بین ثانیه چهارم و پنجم جهشی در نمودار مشاهده می شود که علت آن افزایش کسر حجمی گاز در ناحیه مرزی در این لحظه و همچنین آزاد شدن مقادیر قابل توجهی کربن دی اکسید در بستر و پیرو آن انبساط بستر و افزایش ارتفاع آن است. خاطر نشان می سازد ارتفاع اولیه هر دو بستر 0.6 مقدار صنعتی در نظر گرفته شده است. همان گونه که ملاحظه می شود نرخ افزایش ارتفاع بستر فوقانی از بستر تحتانی بیش تر است که دلیل آن ورود مقادیر قابل توجهی گاز از ناحیه پائینی به ناحیه بالایی است که انبساط بستر بالایی را تشدید می کند. در جدول 2 نیز دمای میانگین در هر دو مرحله نسبت به مقدار صنعتی مقایسه شده است. برای محاسبه دمای میانگین از رابطه 20 استفاده شده است:

$$\bar{T} = \frac{1}{A} \int T dA = \frac{1}{A} \sum_{i=1}^n T_i |A_i| \quad (20)$$



شکل 5. نوسانات ارتفاع بستر کاتالیستی (ناحیه متراکم) مرحله اول احیاگر RFCC



شکل 6. نوسانات ارتفاع بستر کاتالیستی (ناحیه متراکم) مرحله دوم احیاگر RFCC

جدول 2. مقایسه دمای میانگین (K) مراحل اول و دوم با مقدار صنعتی

بستر تحتانی		بستر فوقانی	
صنعت	مدل	صنعت	مدل
999	988	1012	991

### نتیجه گیری

در این مقاله تکنیک دینامیک سیالات محاسباتی برای شبیه سازی یک بستر سیال دو طبقه که در واقع همان احیاگر دو مرحله ای فرآیند آر. اف. سی. سی است به کار گرفته شد. بعضاً نتایج به دست آمده همچون مقایسه نوسانات ارتفاع بستر متراکم با مقدار صنعتی گویای این مطلب است که مدل های ریاضی به کار رفته برای توصیف بسترهای سیال تک مرحله ای، به خوبی می توانند رفتار سیستم های دو مرحله ای را نیز پیش بینی کنند. اختلاف اندک دما بین زون متراکم و زون رقیق در هر دو بستر و همچنین مقایسه دمای بسترها با مقدار صنعتی گویای این مطلب است که مدل های به کار رفته توانسته اند در شبیه سازی احتراق کک و آزادسازی گرمای ناشی از احتراق نیز موفق عمل کنند.



## فهرست علائم و نشانه ها

$C_D$	ضریب نیروی دراگ	$\beta$	ضریب انتقال مومنتم بین دو فاز
$d$	قطر ذره کاتالیست	$\gamma$	نرخ اتلاف انرژی ناشی از تصادم
$e$	Restitution Coefficient	$\Gamma_\Theta$	ضریب نفوذ انرژی ناشی از نوسانات ذرات
$g_i$	شتاب گرانش	$\Theta$	Granular Temperature
$g_0$	تابع توزیع شعاعی	$\mu$	ویسکوزیته
$p$	فشار	$\xi_p$	ویسکوزیته توده ذرات
$Re_p$	عدد رینولدز کاتالیست	$\rho$	دانسیتته
$t$	زمان	$\tau$	تانسور تنش
$u$	سرعت	$g$	گاز (اندیس)
$\alpha$	کسر حجمی	$p$	جامد (اندیس)

## منابع

1. ج. اچ. گری، گ. ای. هندورک، ترجمه س.م. مهدی بصیر، م. ب. پور سید، گ. ابوالحمد، "پالایش نفت"، مرکز نشر دانشگاهی (1380).
2. R.P. Fletcher, The history of fluidized catalytic cracking: A History of Innovation: 1942-2008, ACS Symposium Series; American Chemical Society, Washington,DC (2008).
3. R. Sadeghbeigi, "Fluid Catalytic Cracking Handbook", Gulf Professional Publishing, (2000).
4. L. R. Williams, "Modeling and Optimization of a Two-Stage Regenerator Fluid Catalytic Cracking Unit", Doctor of Philosophy Thesis, Rice University, Houston, Texas (1998).
5. S. D. Sharma, T. Pugsley, "Three-Dimensional CFD Model of the Deaeration Rate of FCC Particles", PARTICLE TECHNOLOGY AND FLUIDIZATION, Vol. 52, No. 7 (2006).
6. M. P. Schwarzl, J. Lee, "Reactive CFD simulation of an FCC regenerator", Asia-Pac. J. Chem. Eng, vol 2: 347-354 (2007).
7. J. Gao, X. Lan, Y. Fan, J. Chang, G. Wang, C. Lu, and C. Xu, "CFD Modeling and Validation of the Turbulent Fluidized Bed of FCC Particles", PARTICLE TECHNOLOGY AND FLUIDIZATION, Vol. 55, No. 7 (2009).

8. J. Chang, G. Wang, X. Lan, J. Gao, and K. Zhang, “Computational Investigation of a Turbulent Fluidized-bed FCC Regenerator”, *Ind. Eng. Chem. Res.*, vol 52, 4000–4010 (2013).
9. Guangwu Tang, “Numerical Simulation of Industrial Fluid Catalytic Cracking Regenerator and Riser”, Master of Science in Engineering Thesis, Purdue University, Hammond, Indiana, (2013).
10. گ. ابوالحمد، "مبانی پالایش نفت"، انتشارات دانشگاه تهران (1384).
11. UOP Fluid Catalytic Cracking Process, Process Technology Manual, Orpic, Sohar, Oman(2012).