

مروری بر مدل سازی و بهینه سازی واحد شکست کاتالیستی بستر سیال

خشایار یعقوبی، ندا گیلانی

گروه مهندسی شیمی، دانشکده فنی فومن، پردیس دانشکده های فنی، دانشگاه تهران، تهران، ایران

سرود زاهدی عبقری*⁺

گروه پژوهش، توسعه و کنترل فرایندها، پژوهشگاه صنعت نفت، تهران، ایران

چکیده: فرایند شکست کاتالیستی بستر سیال یکی از مهم ترین فرایندهای پالایشگاهی است که خوراک های هیدروکربنی سنگین را به فراورده های سبک تر تبدیل می کند. به دلیل اهمیت بالای این فرایند، پژوهشگران زیادی جنبه های گوناگون این فرایند را مورد بررسی قرار داده اند. در این مقاله مرور جامعی بر مطالعه های مربوطه انجام شده است. تمرکز اصلی این بررسی روی سه دسته شامل شبکه های سینتیکی، مدل سازی پایا و ناپایا و بهینه سازی فرایند است. مرور پژوهش ها از سال ۱۹۷۰ میلادی نشان می دهد که بررسی های سینتیکی اساساً بر اساس روش توده-ای بودند که در آن مخلوط واکنش با طبقه بندی های گوناگون به گروه های اصلی تقسیم می شود که ممکن است بر اساس تعداد کربن گونه ها یا نوع اجزاء تعریف شود. تعداد توده های مربوطه به طور عمده از ۳ تا ۱۹ توده محدود می شدند. افزون بر این در مدل سازی فرایند به طور معمول دو تجهیز اصلی شامل بالا برنده راکتور و احیاء کننده در نظر گرفته شده اند. مدل های اولیه ای احیاء کننده شامل مدل های احیاء کننده تک فازی، تماس ساده با جریان لوله ای و واکنش های پراکندگی با مخزن های متوالی در مطالعه ها در نظر گرفته شده اند. همچنین مطالعه های گوناگونی به منظور در نظر گرفتن تجهیز های بیش تر انجام شد. در برخی از مطالعه ها استفاده از معادله های مومنتم افزون بر معادله های جرم و انرژی در احیاء کننده نیز در نظر گرفته شد که چالش اصلی در توسعه ای مدل مربوطه تعیین پارامترهای مورد استفاده بود. بررسی تأثیر دمای کاتالیست ورودی و نسبت کاتالیست به خوراک نیز در پژوهش های دیگر انجام شده است. بهینه سازی فرایند نیز به طور معمول در شرایط پایا بوده است و بهینه سازی دینامیکی کم تر استفاده شده است. الگوریتم های گوناگونی از جمله ژنتیک و ازدحام ذره ها مورد بررسی و مقایسه قرار گرفتند. دیده شد که الگوریتم ازدحام ذره ها از الگوریتم ژنتیک ساده تر تنظیم می شود و کار کردن با آن راحت تر است.

واژه های کلیدی: شکست کاتالیستی بستر سیال؛ مدل سازی، بهینه سازی؛ بالا برنده راکتور؛ احیاء کننده.

KEYWORDS: Fluid catalytic cracking; Modeling; Optimization; Riser-reactor; Regenerator.

مقدمه

فرایند شکست کاتالیستی بستر سیال (FCC)^(۱) یکی از مهم ترین فرایندهای پالایشگاهی است که خوراک های هیدروکربنی سنگین را

به مولکول های کوچک تر تبدیل می کند. این واحد افزون بر اهمیت بالا در تولید سوخت های با ارزش، از نظر مسائل زیست محیطی

*عهده دار مکاتبات

+E-mail: zahedis@ripi.ir

(۱) Fluid Catalytic Cracking

با کیفیت و بهینه، از نظر اقتصادی هم منجر به سودآوری خواهد شد و صرفه‌های اقتصادی فراوانی را به دنبال خواهد داشت [۴، ۳]. از آنجایی که بنزین تولید شده در این واحد از نظر کیفی و کمی به مراتب بهتر از بنزین تولید شده در واحدهای شکست گرمایی و گازوئیلی بود، این واحد با استقبال بسیار چشمگیری روبه‌رو شد. همچنین این واحد به سبب ارزش‌های تجاری بالا از فراورده‌های مانند بنزین و LPG یکی از مهم‌ترین فرایندها در پالایشگاه‌های نفت می‌باشد [۵]. شایان ذکر است که حدود ۴۵ درصد از نفتا در جهان به‌وسیله‌ی واحد FCC تولید می‌شود [۲].

این مقاله همان‌گونه که گفته شد به مروری بر روی مدل‌سازی و بهینه‌سازی واحد شکست کاتالیستی بستر سیال می‌پردازد. تاکنون پژوهش‌های همانند در زمینه‌ی واحد مورد نظر از جمله کارهای سرکوئر^(۱) و همکاران^(۲) در زمینه‌ی غیرفعال‌سازی کاتالیست واحد FCC گوپتا^(۳) و همکاران^(۴) و نیز میلینکومار^(۵) و همکاران^(۶) در زمینه‌ی مدل‌سازی CFD با لایه‌برنده‌ی راکتور انجام شده است، ولی پژوهشی با عنوان مقاله‌ی حاضر تاکنون انجام نشده است [۶-۸].

مدل‌سازی

این بخش به بررسی روند مدل‌سازی واحد شکست کاتالیستی بستر سیال و سیر تحول و تنوع مدل‌ها در گذر زمان می‌پردازد. به منظور مطالعه و بررسی واحدهای پالایشگاهی، انجام مدل‌سازی روی واحدها از اهمیت زیادی برخوردار است. تاکنون واحدهای گوناگونی از جمله واحدهای تبدیل کاتالیستی (CRU)^(۷) و ایزومریزاسیون^(۸) [۹-۱۱] و شکست گرمایی^(۹) [۱۳، ۱۲] افزون بر واحد یاد شده مورد بررسی قرار گرفته‌اند.

شبکه‌های سینتیکی و مدل‌های توده‌ای^(۱۴)

مدل‌های توده‌ای می‌توان به ۲ دسته‌ی کلی تقسیم کرد، دسته‌ی اول مدل‌هایی هستند که متشکل از توده‌ها بر اساس بازه‌ی نقطه‌ی جوش خوراک و فراورده‌ها هستند و دسته‌ی دیگر

نیز بسیار دارای اهمیت می‌باشد. این واحدها بسیار غیرخطی و چندمتغیره استیکی از مهم‌ترین فرایندهای پالایشگاهی است که وظیفه‌ی شکستن خوراک‌های هیدروکربنی با وزن مولکولی بالا به مولکول‌های کوچک‌تر که به طور نسبی در دماهای پایین‌تر می‌جوشند را دارد [۱، ۲]. خوراک واحد FCC به طور معمول نفت‌گاز خلاء است که به فراورده‌هایی همچون بنزین، گاز نفت مایع شده^(۱) (LPG)، LCO^(۲)، CLO^(۳) نفتا تبدیل می‌شود.

اولین واحد شکست کاتالیستی در سال ۱۹۳۶ میلادی توسط هودری^(۴) ارایه و ساخته شد. این واحد با بستر ثابت طراحی شده بود اما واحدهای بستر سیال از نوع شکست کاتالیستی برای اولین بار در سال ۱۹۴۲ میلادی توسط شرکت اکسون^(۵) در طول جنگ جهانی برای تولید بنزین با اکتان بالا و تولید فراورده‌های جانبی مانند بوتیلن برای فرایند آلکیلاسیون به صورت صنعتی درآمد. بدین صورت که اولین واحد تجاری شکست کاتالیستی بستر سیال با عنوان FCC^(۶) مدل I^(۷) با ظرفیت ۱۳۰۰۰ بشکه در روز (2100m³/d) از نفت در پالایشگاه باتون روژ^(۸) آمریکا در تاریخ ۲۵ ماه می سال ۱۹۴۲ میلادی شروع به فعالیت کرد. در سال ۱۹۶۳ میلادی، ۲۱ سال پس از راه‌اندازی اولین واحد FCC این نوع واحد با عنوان FCC مدل I تعطیل شد و پس از آن به طور کلی این نوع واحد کنار گذاشته شد و انواع پیشرفته‌تری از واحدهای FCC آغاز به کار کردند.

امروزه به دلیل افزایش مصرف سوخت در جهان و نیاز به تبدیل مواد سنگین به مواد سوختی سبک نیاز به فرایند FCC بیش از پیش احساس می‌شود. یک واحد معمولی شکست کاتالیستی می‌تواند مقدارهای زیادی از خوراک را به فراورده‌های با ارزش تبدیل کند. از این‌رو در بسیاری از موارد از این واحد به عنوان قلب پالایشگاه یاد می‌شود و سهم زیادی از انرژی در این واحد مصرف می‌شود. با توجه به نیاز روز افزون دنیا به سوخت و همچنین بهینه‌سازی در مصرف انرژی، بهبود عملکرد این واحد بسیار ضروری می‌باشد چراکه در این‌صورت افزون بر تولید فراورده

(۱) Liquid Petroleum Gas

(۲) Light cycle oil

(۳) Clarified Oil

(۴) Houdry

(۵) Exxon

(۶) Model I FCC

(۷) Baton Rouge

(۸) Cerqueira

(۹) Gupta

(۱۰) Milinkumar

(۱۱) Catalytic Reforming Unit

(۱۲) Isomerization

(۱۳) Thermal Cracking

(۱۴) Lump

اولین و پرکاربردترین مدل سینتیکی را ارایه دادند، مدل آن‌ها یک مدل ۳ توده‌ای بود که یک طرح سینتیکی برای مدل سازی واکنش شکست کاتالیستی بر پایه‌ی مفهوم ارایه شده توسط پرتز^(۲) و وی^(۸) در سال ۱۹۶۳ میلادی را توسعه دادند [۲۱، ۲۲]. مدل آن‌ها که در آن واکنش‌گرها و فراورده‌ها بر اساس بازه‌ی نقطه‌ی جوش به ۳ توده‌ی نفت‌گاز، بنزین و گازهای سبک به همراه کک تقسیم می‌شدند، به‌طور عمده به تبدیل خوراک وگزینه‌پذیری بنزین توجه داشت [۲۴، ۲۳، ۱۸، ۱۴]. مدل‌های ۳ توده‌ای دیگری توسط تئوگولوس^(۹) و مارکاتوس^(۱۰) در سال ۱۹۹۳ میلادی، لی^(۱۱) و همکاران در سال ۱۹۸۹ میلادی در سال ۱۹۸۸ میلادی و لی و همکاران در سال ۱۹۸۹ میلادی با تقسیم توده‌ی گازهای سبک به همراه کک به دو توده‌ی گوناگون C₁-C₄ و کک، مدل سازی سینتیکی را کمی توسعه دادند و اولین مدل ۴ توده‌ای را برای FCC ارایه دادند [۲۷-۲۵]. پژوهشگران دیگری از جمله آنچیتا خوارز^(۱۳) و همکاران در سال ۱۹۹۷ میلادی، خوارز و هرناندز^(۱۴) در سال ۲۰۰۰، خوارز و بویاس^(۱۵) در سال ۲۰۰۰ میلادی، رزکوسکی^(۱۶) و همکاران در سال ۲۰۰۶ میلادی، بولاس^(۱۷) و همکاران در سال ۲۰۰۷ میلادی، سرتیک^(۱۸) و همکاران در سال ۲۰۰۹ میلادی نیز به مدل‌های ۴ توده‌ای دست یافتند [۳۳-۲۸]. کورلا^(۱۹) و فرانسس^(۲۰) در سال ۱۹۹۱ میلادی با تقسیم توده‌ی نفت‌گاز به برش‌های سبک و سنگین به اولین مدل ۵ توده‌ای دست یافتند [۳۴]. دوپین^(۲۱) و همکاران در سال ۲۰۰۳ مدل ۵ توده‌ای کورلا و فرانسس را برای شکست کاتالیستی نفت‌گاز آروماتیکی به‌وسیله‌ی کاهش واکنش‌های موجود ساده کردند [۳۵]. همچنین مدل ۵ توده‌ای دیگری توسط لاروکا^(۲۲) و همکاران در سال ۱۹۹۰ میلادی توسعه داده شد

توده‌هایی که بر اساس ساختار مولکولی گروه هیدروکربنی به‌دست می‌آیند، این دسته بر روی توصیف دقیق خوراک تاکید دارد، از سوی این مدل‌ها ترکیب مهمترین فراورده این واحد یعنی بنزین را در نظر نمی‌گیرند و بر اساس ویژگی‌های اولفین هستند که بر همین اساس در تولید بنزین تمیز چندان موفق نخواهند بود [۱۴]. روش‌های مدل سینتیکی دقیق‌تری هم به منظور شکست کاتالیستی به کار گرفته شد. روش توده سازی ساختارگرا^(۱) توسط کریستنسن^(۲) و همکاران در سال ۱۹۹۹ میلادی و نیز کوآن^(۳) و جیف در سال ۱۹۹۲ میلادی از یک شبکه‌ی گسترده از واکنش‌ها بین توده‌ها استفاده می‌کند [۱۶، ۱۵]. در سال‌های بعد به منظور شکست کاتالیستی خوراک‌های نفت‌گاز خلاء، مدل‌های سینتیکی دقیقی بر پایه‌ی روش تک اتفاقی^(۴) توسعه داده شدند [۱۷]. هدف از این روش مدل سازی، حفظ جزئیات مسیرهای واکنش تمام اجزای خوراک به صورت فردی و واکنش‌های واسطه، به‌وسیله‌ی توصیف شبکه‌ی واکنش است، که در این صورت به ویژگی‌های بسیار دقیقی از خوراک و فراورده‌ها نیازمند است که به طور معمول در صنعت نمی‌توان به راحتی به آن‌ها دست یافت، همچنین این روش از نظر محاسباتی خیلی سخت‌تر از مدل‌های توده‌ای است [۱۸]. مدل‌های دیگری نیز که انواع واکنش‌های اتفاق افتاده در شکست کاتالیستی را در نظر می‌گیرند به نام مدل‌های شبه‌توده پیشنهاد شدند که در آن‌ها فراورده‌ها و واکنش‌دهنده‌ها به‌وسیله‌ی ویژگی‌هایی مانند تعداد کربن به صورت توده‌ای درآمدند [۲۰، ۱۹]. ولی این نوع از مدل‌ها نیز مانند مدل تک اتفاقی نیازمند ویژگی‌های دقیقی از واکنش‌گرها و فراورده‌ها هستند [۱۸]. پیشینه‌ی تاریخی مدل‌های سینتیکی توده‌ای از آنجایی آغاز می‌شود که ویگمن^(۵) ونیس^(۶) در سال ۱۹۷۰ میلادی برای اولین بار

(۱) Structure oriented lumping

(۲) Christensen

(۳) Quann

(۴) Single event

(۵) Weekman

(۶) Nace

(۷) Prater

(۸) Wei

(۹) Theologos

(۱۰) Marcatos

(۱۱) Lee

(۱۲) Yen

(۱۳) Juárez

(۱۴) Hernandez

(۱۵) Boyas

(۱۶) Ruzskowski

(۱۷) Bollas

(۱۸) Sertic

(۱۹) Corella

(۲۰) Frances

(۲۱) Dupain

(۲۲) Larocca

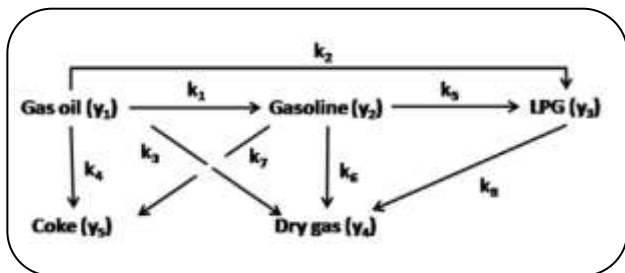
ارایه کردند. گراس^(۱۲) و همکاران در سال ۱۹۷۶ میلادی یک مدل ۱۰ توده‌ای بر اساس ویژگی‌های ساختار مولکولی هیدروکربن‌ها ارائه دادند، همچنین ایس^(۱۳) و همکاران در سال ۱۹۹۸ نیز بر اساس مدل ۱۰ توده‌ای جاکوب و همکاران یک مدل پیشرفته‌تر که توانایی پیش‌بینی حالت گاز سبک فرآورده با استفاده از معادله‌های جبری تجربی داشت را توسعه دادند [۲۳، ۴۷، ۴۸]. سال‌های بعد دو^(۱۴) و همکاران هم به مدل ۱۰ توده‌ای دست یافتند [۴۹]. مائو^(۱۵) و همکاران در سال ۱۹۸۵ یک مدل ۱۱ توده‌ای ارائه کردند [۵۰]. وجسیکوسکی^(۱۶) و کورما^(۱۷) در سال ۱۹۸۶ یک مدل ۱۲ توده‌ای را با در نظر گرفتن ترکیب گاز ارائه دادند [۵۱]. سال‌ها بعد فیو^(۱۸) و هویکسین^(۱۹) نیز مدل ۱۲ توده‌ای دیگری را توسعه دادند [۵۲]. دنگ^(۲۰) و همکاران در سال ۱۹۹۴ و شا^(۲۱) و همکاران در سال ۱۹۹۵ میلادی مدل سینتیکی ۱۳ توده‌ای را ارائه دادند [۵۳، ۵۴]. در سال ۲۰۰۱ میلادی نیز سان^(۲۲) و همکاران مدل ۱۴ توده‌ای را ارائه دادند [۵۵]. پیتال^(۲۳) و همکاران در سال ۱۹۹۴ میلادی یک مدل توسعه‌یافته متشکل از ۱۸ توده‌ی منظور متمایز کردن گروه‌های شیمیایی گوناگون در هر برش هیدروکربن ارائه کردند [۵۶]. گویتا و همکاران در سال ۲۰۰۷ میلادی نیز مدل ۱۹ توده‌ای را به منظور تخمین پارامترهای سینتیکی در نظر گرفتند، آن‌ها یک مدل سینتیکی جدید با در نظر گرفتن تعداد زیادی از توده‌ها توسعه دادند. آن‌ها فرض کردند که هر شبه‌جزء در یک مرحله‌ی واکنش شکست، دو شبه‌جزء دیگر می‌دهد. آن‌ها ثوابت سینتیکی را به روشی تخمین زدند که با استفاده از یک روش تجربی احتمالی، تمام واکنش‌های عملی را در نظر می‌گیرد. نوآوری مدل سینتیکی توسعه داده شده آن‌ها برای بالابرنده‌ی راکتور^(۲۴)، به دلیل وجود تابع بازده بود که جستجو برای ثابت‌های سینتیکی روی تعداد زیادی از واکنش‌ها را حذف کرد [۵۷].

که در واقع با بهره‌گیری از مدل ۳ توده‌ای ویکن و تقسیم توده‌ی نفت‌گاز به توده‌های آروماتیکی و نفتنی و پارافینی به این مهم دست یافتند [۳۶]. خوارز و همکاران در سال ۱۹۹۹ میلادی از روش متفاوتی برای توسعه‌ی مدل ۵ توده‌ای استفاده کردند، آن‌ها برخلاف گذشتگان نفت‌گاز را به‌عنوان یک توده‌در نظر گرفتند ولی گاز را به دو توده (گاز نفت مایع شده و گاز خشک) تقسیم کردند [۳۷]. پائول^(۱) و همکاران، خوارز و هرناندز نیز در سال‌های بعد مدل‌های ۵ توده‌ای را توسعه دادند [۲۹، ۳۸]. مدل‌های ۶ توده‌ای نیز توسط تاکاتسوکا^(۲) و همکاران در سال ۱۹۸۷ میلادی و اولیورا^(۳) و بیسکایا^(۴) در سال ۱۹۸۹ میلادی توسعه داده شدند [۴۰، ۳۹]. کوکسون^(۵) و بیسشف^(۶) نیز از جمله پژوهشگرانی بودند که مدل ۶ توده‌ای را توسعه دادند [۴۱]. حیدری و همکاران در سال ۲۰۱۰ میلادی نیز روی مدل ۷ توده‌ای کار کردند و این مدل را توسعه دادند [۴۲]. ونگ^(۷) و همکاران در سال ۱۹۸۸ میلادی مدل ۸ توده‌ای را توسعه دادند، پس از آن‌ها هاگلبرگ^(۸) و همکاران در سال ۲۰۰۲ میلادی با استفاده از مدل ۵ توده‌ای خوارز و تقسیم برش بنزین به پارافین‌ها، الفین‌ها، نفتن‌ها و آروماتیک‌ها به یک مدل ۸ توده‌ای رسیدند [۴۳، ۴۴، ۳۷]. گائو^(۹) و همکاران نیز بعدها این مدل را توسعه دادند [۴۵]. در سال ۲۰۱۶ میلادی ژنگ^(۱۰) و همکاران نیز یک مدل سینتیکی ۹ توده‌ای را ارائه دادند [۴۶].

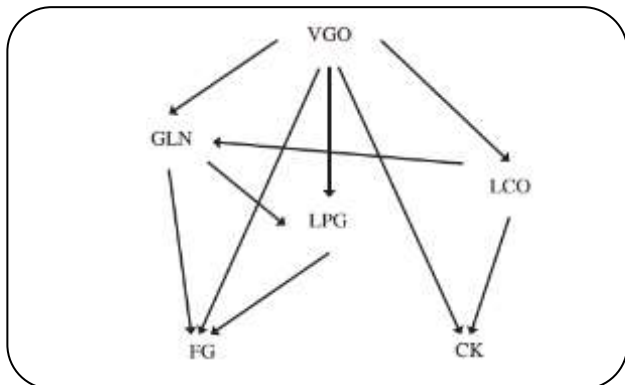
ویکن و همکاران چند سال بعد از اولین مدل ۳ توده‌ای که در سال ۱۹۷۰ میلادی ارائه داده بودند، یک مدل ۱۰ توده‌ای که شامل توضیح‌های شیمیایی بیش‌تری از برش‌های سنگین‌تر بود را ارائه دادند. جاکوب^(۱۱) و همکاران چند سال بعد و پس از ویکن و همکاران مدل ۱۰ توده‌ای توسعه‌یافته‌تری که متشکل از پارافینیک نفت‌گاز سبک و سنگین و حلقه‌های نفتنی و آروماتیکی بود

(۱) Paul
(۲) Takatsuka
(۳) Oliveira
(۴) Biscaia
(۵) Coxon
(۶) Bischoff
(۷) Wang
(۸) Hagelberg
(۹) Gao
(۱۰) Zhang
(۱۱) Jacob
(۱۲) Gross

(۱۳) Ellis
(۱۴) Du
(۱۵) Mao
(۱۶) Wojciechowski
(۱۷) Corma
(۱۸) Feiyue
(۱۹) Huixin
(۲۰) Deng
(۲۱) Sha
(۲۲) Sun
(۲۳) Pitault
(۲۴) Reactor Riser



شکل ۱- مدل سینتیکی ۵ توده‌ای خوارز ۱۹۹۷ میلادی [۲۸].



شکل ۲- مدل سینتیکی ۶ توده‌ای ارزیه شده تاکاتسوکا و همکاران [۳۹، ۱۸].

تعدادی از شبکه‌های سینتیکی در شکل‌های ۱، ۲ و ۳ نشان داده شده‌اند. همچنین جمع‌بندی و مقایسه‌ی مختصری از برخی از پژوهش‌های انجام شده در این زمینه چکیده‌وار در جدول ۱ گردآوری شده است. در شکل ۱، شبکه‌ی سینتیکی ارزیه شده توسط خوارز و همکاران دیده می‌شود که در این شبکه توده‌ی گاز به دو توده‌ی LPG و گاز خشک تقسیم شد. شکل‌های ۲ و ۳ نیز به ترتیب نمایانگر شبکه‌های ارزیه شده توسط تاکاتسوکا و همکاران و بولاس و همکاران هستند.

مدل‌سازی پایا و ناپایا

در مدل‌سازی واحد FCC، مطالعه‌های هیدرودینامیکی احیاءکننده و رفتار پایا نیز در همان سال‌های نخست انجام شده است [۶۰، ۵۹]. همچنین احتراق در احیاءکننده مانند واکنش پس از احتراق CO و پیش بینی نسبت CO/CO₂ در گاز دودکش نیز توسط برخی از پژوهشگران مورد مطالعه قرار گرفت [۶۱، ۶۲]. مدل‌های اولیه احیاءکننده‌ی تک‌فازی، مدل تماس ساده

بولاس و همکاران در سال ۲۰۰۷ میلادی یک مدل توده‌ای برای پیش‌بینی فراورده‌های FCC توسعه دادند که مدل سینتیکی مورد استفاده‌ی آن‌ها یک مدل ۵ توده‌ای بود، آن‌ها مخلوط واکنشگر-فراورده‌ها را با توجه به تعداد کربن و نقطه‌ی جوششان به ۵ گروه تقسیم کردند که این ۵ توده شامل نفت‌گاز (با نقطه جوش واقعی (TBE)^(۱) حدود ۱۷۰-۵۱۰ درجه‌ی سلسیوس)، بنزین (C₅-221)، LPG (C₃-C₄) و گاز خشک (C₁-C₂، H₂، H₂S) بودند [۳۲]. در همان سال چن^(۲) و همکاران بر اساس نتیجه‌های تجربی یک مدل سینتیکی ۸ توده‌ای بهبود یافته پیشنهاد کردند که برای بازه‌ی جوش ویژگی‌های ساختار مولکولی به منظور توصیف سامانه واکنش مرتبه‌ی دوم بنزین بود. آن‌ها سامانه واکنش مرتبه‌ی دوم را از طریق بازه‌ی نقطه‌ی جوش، به گاز خشک، گاز نفت مایع شده، بنزین شفاف، LCO و کک تقسیم کردند. خوراک و بنزین تمیز فراورده را نیز به پارافین، اولفین، نفتن و آروماتیک طبق ویژگی‌های ساختار مولکولی تقسیم کردند. افزون بر این، آن‌ها اجزای اولفین را به عنوان یک توده‌ی جدا در نظر گرفتند [۱۴].

در مدل‌سازی باید به این نکته‌ها توجه داشت که در زمان تخمین پارامترهای سینتیکی به طور معمول ممکن است مشکل‌هایی به وجود آید که از بین آن‌ها می‌توان به تعداد زیاد پارامترهایی که باید تخمین زده شوند که مشکل در همگرایی را در پی خواهد داشت که پژوهش‌هایی برای غلبه بر این مشکل‌ها و محدودیت‌ها انجام شده است [۲۴]. اولیورا و بیسکایا در سال ۱۹۸۹ میلادی در کار خود و به منظور رسیدن به مدل خود نخست نفت‌گاز خلاء را برای تخمین پارامترهای سینتیکی شکستند و سپس به صورت جداگانه یکی از فراورده‌های به دست آمده را شکستند [۴۰]. لاپاس^(۳) و همکاران در سال ۱۹۹۷ میلادی به خوبی از روش ارزیه شده توسط اولیورا و بیسکایا برای تخمین پارامترهای سینتیکی استفاده کردند ولی استفاده از این روش مشکل‌هایی را در پی دارد که از بین آن‌ها می‌توان به تعدد آزمایش‌ها برای تخمین پارامترها و نیز تعدد نمونه‌های مورد نیاز به منظور تخمین پارامترها اشاره کرد [۵۸]. خوارز و همکاران در سال ۱۹۹۷ میلادی یک روش برای تخمین ثابت‌های سینتیکی در واکنش‌های شکست کاتالیستی ارزیه کردند که در روش آن‌ها تعداد پارامترهای سینتیکی برای تخمین همزمان کاهش پیدا کردند به همین دلیل دقت حل برای تخمین ثوابت سینتیکی افزایش پیدا کرد [۲۸].

(۱) True Boiling Point

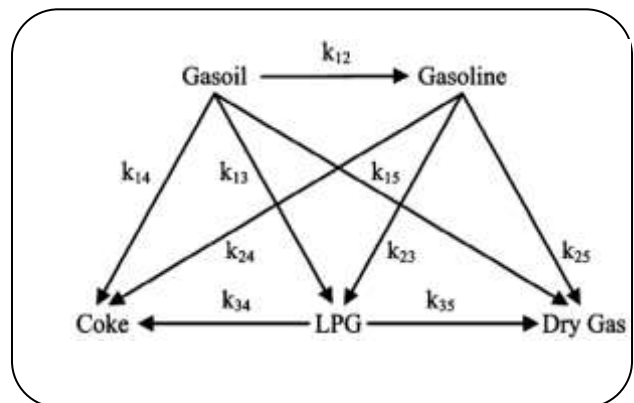
(۳) Lappas

(۲) Chen

جدول ۱- مقایسه‌ی تعدادی از مقاله‌های موجود در زمینه شبکه‌های سینتیکی واحد شکست کاتالیستی بستر سیال.

مراجع	توضیحات	شبکه‌ها	سال	نویسندگان
[۲۱]	اولین و پرکاربردترین مدل سینتیکی - واکنش‌گرها و محصولات براساس محدوده‌ی نقطه‌ی جوش	۳ توده‌ای نفت‌گاز، بنزین، گازهای سبک+کک	۱۹۷۰	ویکمن و نیس
[۲۷]	اولین مدل ۴ توده‌ای - توده‌ی گازهای سبک+کک را به دو توده‌ی C ₁ -C ₄ و کک تقسیم شد.	۴ توده‌ای	۱۹۸۸	بن و همکاران
[۳۴]	اولین مدل ۵ توده‌ای - توده‌ی نفت‌گاز به برش‌های سبک و سنگین تقسیم شد.	۵ توده‌ای	۱۹۹۱	کورلا و فرانسس
[۳۶]	با بهره‌گیری از مدل ۳ توده‌ای ویکمن توده‌ی نفت‌گاز به توده‌های آروماتیکی و نفتی و پارافینی تقسیم شد.	۵ توده‌ای	۱۹۹۰	لاروکا و همکاران
[۳۷]	توده‌ی گاز به دو توده‌ی گاز نفت مایع‌شده و گاز خشک تقسیم شد.	۵ توده‌ای	۱۹۹۹	خوآرز و همکاران
[۴۴]	تقسیم برش بنزین به پارافین‌ها، الفین‌ها، نفتن‌ها و آروماتیک‌ها با استفاده از مدل خوآرز و همکاران	۱۰ توده‌ای	۲۰۰۲	هاگلبرگ و همکاران
[۳۲]	مخلوط واکنش‌گرها-فراورده‌ها با توجه به تعداد کربن و نقطه‌ی جوششان تقسیم شدند.	۵ توده‌ای نفت‌گاز، بنزین، LPG، گاز خشک، C ₁ -C ₂	۲۰۰۷	بولاس و همکاران
[۱۴]	این مدل برای محدوده‌ی جوش مشخصات ساختار مولکولی به منظور توصیف سامانه واکنش مرتبه‌ی دوم بنزین بود. خوراک و بنزین تمیز محصول به پارافین، اولفین، نفتن و آروماتیک طبق مشخصات ساختار مولکولی تقسیم شدند.	۸ توده‌ای	۲۰۰۷	چن و همکاران

با جریان لوله‌ای^(۱) و پراکندگی اجزای واکنش با مخزن‌های سری بودند [۶۳-۶۵]. چند پژوهشگر نیز در زمینه مدل‌سازی سینتیکی واکنش‌های احتراق کک در احیاءکننده‌های FCC کار کردند [۶۸-۶۶]. که برخی از آن‌ها از فناوری‌های CFD^(۲) استفاده کردند [۷۳-۶۶]. همچنین مطالعه‌ها به نسبت گسترده‌ای روی سینتیک واکنش‌های سوختن کک برای کاتالیست زئولیت انجام شد و پارامترهای سینتیکی برای فرایند تخمین زده شدند اما پیرو آن مطالعه‌های پارامترهای سینتیکی به منظور شبیه‌سازی احیاءکننده صنعتی اعمال نشدند [۷۴، ۶۵، ۶۱]. بلاستی^(۳) و دلاسا^(۴) در سال ۱۹۹۷ میلادی، و فاراگ^(۵) و همکاران در سال ۱۹۹۴ میلادی،



شکل ۳- مدل سینتیکی ۵ توده‌ای ارائه شده توسط بولاس و همکاران [۳۲].

(۱) Plug

(۴) De Lasa

(۲) Computational Fluid Dynamic

(۵) Farag

(۳) Blasetti

ذره های گاز و کاتالیست و سرعت ظاهری ثابت بود. آن‌ها با استفاده از مدل ۱۰ توده ای ارایه شده توسط جاکوب و همکاران سینتیک های شکست را توصیف کردند و احیاءکننده را طبق مدل دوفازی ارایه شده در کار کنی^(۹) و لوشپیل^(۱۰) مدل کردند [۲۳، ۸۸]. دو سال بعد، علی و همکاران یک مدل دینامیکی برای احیاءکننده ی FCC ارایه دادند بدین صورت که به مقایسه ی چندین معادله دیفرانسیل معمولی و نیز راه حل های تحلیلی سامانه معادله های دیفرانسیل بر پایه ی شرایط شبه پایا پرداختند [۸۰].

سچی و همکاران در سال ۲۰۰۱ میلادی با در نظر گرفتن بالابرنده ی راکتور به عنوان یک راکتور جریان لوله ای در شرایط دینامیکی ولی بدون انباشتگی جرمی کلی، یک مدل برای واحد FCC نوع UOP ارایه دادند. همچنین آن‌ها در کار خود سرعت لغزش بین گاز و کاتالیست را در نظر نگرفتند. آن‌ها دو مدل هیدرودینامیکی برای احیاءکننده در نظر گرفتند: یکی مدل CSTR^(۱۱) و دیگری مدل نظری دوفازی، پس از مقایسه این دو روش نتیجه گرفته شد که مدل CSTR قادر به پیش بینی درست نسبت CO₂/CO نیست [۸۷]. از طرف دیگر ارزو^(۱۲) و همکاران [۶۰] و ویل^(۱۳) [۸۹] نیز در این زمینه چنین مقایسه ای داشتند که هر دو این گونه به نتیجه رسیدند که تفاوت چشمگیری بین آن دو مدل وجود ندارد که این نتیجه ها برخلاف نتیجه گیری سچی و همکاران بود. در همان سال هان و چونگ مدل جامعی از واحد FCC ارایه کردند که مدل آن‌ها شامل یک بالابرنده ی راکتور، عربان کننده، احیاءکننده و خط های انتقال کاتالیست با اسلاید ولو^(۱۴) بود، آن‌ها افزون بر موازنه ی جرم و انرژی، معادله های مومنتوم را نیز برای ذره های گاز و کاتالیست بالابرنده ی راکتور نوشتند که این مدل با در نظر گرفتن معادله های مومنتوم توانست سرعت لغزشی ذره های گاز و کاتالیست را به حساب آورد. آن‌ها همچنین با این فرض که کاتالیست ها در بستر متراکم با گازها در فاز حباب در تعادل گرمایی هستند و همچنین فرض جریان لوله ای برای گاز چه در فاز حباب و چه در فاز امولسیون یک مدل دینامیکی برای

خوارز و همکاران در سال ۱۹۹۷ میلادی، لی و همکاران در سال ۱۹۸۹ میلادی و پیتال و همکاران در سال ۱۹۹۵ میلادی از مدل ۴ توده ای به منظور نشان دادن شکست هیدروکربن ها برای به دست آوردن تخمین پارامترهای سینتیکی مدل های توده ای استفاده کردند [۷۵-۷۷، ۲۸، ۲۶]. پژوهشگران دیگری نیز احیاءکننده را با استفاده از تئوری دوفازی (فاز حباب غنی از گاز و فاز امولسیون غنی از ذره های کاتالیست) در شرایط پایا تحلیل کردند [۷۹، ۷۸، ۶۰]. علی و همکاران در سال ۱۹۹۷ میلادی، نایاک^(۱) و همکاران در سال ۲۰۰۵ میلادی و آهاری و همکاران در سال ۲۰۰۸ میلادی نیز بر روی شبیه سازی رفتار دینامیکی بالابرنده ی راکتور با توجه به واکنش ها و پدیده های مرتبط که در راکتورهای جریان لوله ای اتفاق می افتد کار کردند، در این پژوهش ها از موازنه های جرم، انرژی و جزء شیمیایی یک بعدی ساده استفاده شد که همه این پژوهش ها نتیجه های خوبی برای تبدیل نفت گاز و بازدهی فرآورده ی به دست آوردند [۸۳ - ۸۰]. همچنین پژوهشگران گوناگونی نیز مدل های پایا و ناپایا را برای سیستم بالابرنده ی راکتور-احیاءکننده ی واحد FCC ارایه دادند که از بین آن‌ها می توان به کارهای مک فارلان^(۲) و همکاران در سال ۱۹۹۳ میلادی و آربل^(۳) و همکاران در سال ۱۹۹۵ میلادی، هان^(۴) و چونگ^(۵) در سال ۲۰۰۱ میلادی، الناشایه^(۶) و همکاران در سال ۲۰۰۴ میلادی و سچی^(۷) و همکاران در سال ۲۰۰۱ میلادی اشاره کرد [۸۴-۸۷].

مک فارلان و همکاران مدل دقیقی برپایه اکسون IV^(۸) را برای یک FCC مدل IV ارایه کردند، اما آن‌ها در مدل خود از یک مدل سینتیکی شکست ساده که بدون شرح واکنش های احتراق بود استفاده کردند [۸۴]. دو سال پس از آن‌ها آربل و همکاران یک مدل به منظور پیش بینی همزمان شرایط پایا و ناپایای نسل فعلی واحدهای FCC توسعه دادند [۸۵]. مدل آن‌ها بالابرنده ی راکتور را در حالت بی دررو (آدیاباتیک) بدین صورت فرض کرد که دارای شرایط شبه پایا، جریان لوله ای، بدون سرعت لغزش بین

(۱) Nayak

(۲) McFarlane

(۳) Arbel

(۴) Han

(۵) Chung

(۶) Elnashaie

(۷) Secchi

(۸) Exxon

(۹) Kunii

(۱۰) Levenspiel

(۱۱) Continuous stirred-tank reactor

(۱۲) Errazu

(۱۳) Vale

(۱۴) Slide valve

سرانجام خروجی کار آن‌ها نشان داد که افزایش نسبت کاتالیست به خوراک (COR)^(۴) افزون بر این که منجر به افزایش دمای خروجی بالابرنده می شود، همچنین باعث کاهش مقدار کک روی کاتالیست می شود. آن‌ها همچنین دریافتند که بیشترین واکنش‌های شکستن در یک متر اول بالابرنده اتفاق می افتد [۵]. در سال ۲۰۰۶ میلادی *فرناندز و همکاران* یک احیاءکننده‌ی بازدهی بالای^(۵) یک واحد FCC با طراحی UOP را با در نظر گرفتن بخش احتراق^(۶)، احیاءکننده و بخش بالابر^(۷) در شرایط پایا مدل‌سازی کردند که در سال ۲۰۰۷ میلادی مدل خود را با جزئیات بیشتر ارائه دادند سپس به شبیه‌سازی و نیز بررسی تأثیر COR بر برخی از متغیرهای فرایند از جمله دما و نسبت CO₂/CO و همچنین تأثیر نسبت هوا به نفت بر موارد یاد شده پرداختند. در کار آن‌ها بخش احتراق و بالابر با فرض جریان لوله‌ای احیاءکننده نیز با در نظر گرفتن فاز متراکم با فرض راکتور CSTR مدل شدند که نتیجه‌هایی همانند کار پیشین به دست آمد [۳۹، ۲۹]. شایان به ذکر است که احیاءکننده‌های بازدهی بالا طراحی جدیدتری نسبت به طراحی‌های پیشین هستند که برخلاف طراحی‌های گذشته دیگر شامل فازهای حباب و امولسیون نبوده، بلکه تنها شامل فاز متراکم و فاز رقیق هستند. در همان سال *فرناندز و دوباره* یک مدل دینامیکی به منظور شبیه‌سازی عملکرد یک واحد صنعتی FCC از نوع R2R ارائه دادند، آن‌ها از یک مدل دینامیکی برای احیاءکننده‌ها استفاده کردند. فرض‌های در نظر گرفته شده در این مدل عبارتند از: تبخیر کامل و فوری خوراک، شرایط شبه‌پایا برای بالابرنده‌ی راکتور که به عنوان یک راکتور جریان لوله‌ای آدیاباتیک با مدل سینتیکی ۶ توده‌ای ارائه شده توسط *تاکاتسوکا و همکاران* [۳۹] در نظر گرفته شده است. آن‌ها عریان‌کننده و احیاءکننده را به صورت CSTR مدل کردند. همچنین بالابر بین احیاءکننده‌ها را به عنوان یک راکتور جریان لوله‌ای در شرایط شبه‌پایا مدل کردند [۱۸]. حدود یک سال بعد *آهاری و همکاران* در سال ۲۰۰۸ میلادی از یک مدل توسعه یافته برای واحد FCC صنعتی استفاده کردند و توانستند بین داده‌های صنعتی و نتیجه‌های شبیه‌سازی مطابقت خوبی ببینند، همچنین آن‌ها تأثیر دمای کاتالیست ورودی به بالابرنده‌ی راکتور و نسبت کاتالیست به خوراک (COR)

احیاءکننده ارائه دادند، ولی یکی از مشکل‌های اساسی این مدل این بود که بیش‌تر پارامترهای استفاده شده در این مدل نمی‌توانند به آسانی به دست آیند بنابراین این مدل نمی‌تواند برای شبیه‌سازی واحد FCC صنعتی مورد پذیرش و قابل استفاده باشد [۴]. دو سال پس از این دو، *ابوالحمایل*^(۱) در سال ۲۰۰۳ میلادی نتیجه‌های مدل سینتیکی فرایند FCC را بدین صورت ارائه داد که آن‌ها یک مدل ۴ توده‌ای برای نشان دادن روش نوینی با استفاده از روش تست میکرواکتیویتی (MAT)^(۳) برای مدل‌سازی داده‌های سینتیکی استفاده کرد که با استفاده از بیشینه کردن الفین‌های سبک نتیجه‌ها را ارائه داد. در مطالعه‌های پیشین شرایط به صورتی بود که پارامترهای سینتیکی توسط آنالیز برازش همزمان معادله‌های سرعت مشخص می‌شدند که *ابوالحمایل* یک رویکرد ساده از مدل‌سازی داده‌ها ارائه داد به این شکل که آن‌ها به جای روش سنتی برازش همزمان معادله‌های سرعت، از برازش پی‌درپی برای هر معادله‌ی سرعت استفاده کردند و نتیجه‌ها بدین صورت به دست آمد که انرژی‌های اکتیواسیون از جمله انرژی اکتیواسیون بنزین به گاز، با مقدارهایی که در مقاله‌ها یافت شد در حد قابل پذیرشی نزدیک بود. همچنین بازدهی فرآورده‌ها هم به درست پیش‌بینی شد [۹۰]. یک سال بعد، *راو*^(۳) و *همکاران* یک مدل دینامیکی برای احیاءکننده‌ی FCC توسعه دادند که آن‌ها ناحیه‌ی متراکم را به دو فاز حباب و امولسیون تقسیم کردند و هر دو فاز را به عنوان CSTRهای متوالی مدل کردند [۹۱]. در همان سال *الناشایه و همکاران* یک مدل دینامیکی برای سامانه بالابرنده‌ی راکتور - احیاءکننده همانند با مدل توسعه داده شده توسط *آریل و همکاران* را ارائه دادند [۸۶، ۸۵]. یک سال پس از آن‌ها *فرناندز و همکاران* در سال ۲۰۰۵ میلادی یک مدل دینامیکی شامل بالابرنده‌ی راکتور، عریان‌کننده، سامانه احیاء و خطوط انتقال کاتالیست برای یک واحد FCC صنعتی از نوع R2R با فرض بالابرنده در حالت شبه پایا ارائه دادند، آن‌ها در این کار بالابرنده‌ی راکتور را به عنوان یک راکتور جریان لوله‌ای، در حالی که سینتیک‌های شکستن را توسط مدل ۶ توده‌ای *تاکاتسوکا و همکاران* [۳۹] مدل کردند، همچنین احیاءکننده نیز به عنوان راکتورهای CSTR و عریان‌کننده به عنوان یک CSTR بدون هیچ واکنش شیمیایی مدل شدند.

(۱) Abul-Hamayel

(۲) Micro-Activity Test

(۳) Rao

(۴) Catalyst to Oil Ratio

(۵) High Efficiency Regenerator

(۶) Combustor

(۷) Lift Section

سال ۲۰۱۳ میلادی به منظور مدل کردن احیاءکننده ی کاتالیست یک واحد FCC صنعتی، ناحیه متراکم احیاءکننده را با در نظر گرفتن دو فاز (حباب و امولسیون) مدل کردند که دما در فاز امولسیون به دلیل دانسیته ی بالای کاتالیست بیش تر از دما در فاز حباب بود [۹۷]. در مطالعه های پیش تر در کارهان و چونگ در سال ۲۰۰۱ میلادی [۴] و علی و همکاران در سال ۱۹۹۷ میلادی [۸۰] دیدیم که در هر دو کار، پژوهشگران سرعت سطحی را در دو فاز حباب و امولسیون ثابت فرض کردند اما داج و پویات در کار خود این گونه فرض کردند که گازها در سرعت مایع سازی کمینه به سر می برند. سرانجام نتیجه های این کار نشان داد که ارتفاع بستر کاتالیست و سرعت هوای ورودی اثرهای چشمگیری روی فرایند احیاء دارند، همچنین دیده شد که در فرایند احیاء کاتالیست دما نقش به سزایی دارد. دو سال بعد و در سال ۲۰۱۵ میلادی، میتیلی^(۵) و همکاران مدل دینامیکی دقیقی از یک واحد FCC معمولی که شامل راکتور، احیاءکننده، دمنده و خطوط انتقال کاتالیست بود را توسعه دادند. آن ها یک مدل بازده ۴ توده ای [۹۸] به منظور در نظر گرفتن سینتیک های واکنش در کنار مدل FCC به کار گرفتند [۱]. یک سال پس از آن ها راج^(۶) و اوسیبوز^(۷) از شبیه سازی به منظور توسعه ی ابزار سینتیک استفاده کردند که هم رفتار سینتیک و هم رفتار هیدرودینامیکی احیاءکننده را ارایه کردند [۹۹]. یک سال بعد نایک^(۸) و همکاران در سال ۲۰۱۷ میلادی یک مدل سینتیک ۵ توده ای را به منظور شکست کاتالیستی نفت های پیرولیز^(۹) در یک سنجش شکست پیشرفته واحد FCC ارایه و اعتبارسنجی کردند. آن ها در کار خود مدل سازی سینتیک سامانه های توده ای را از روش پی در پی انجام دادند. یکی از ویژگی های بارز این روش این است که تعداد معادله ها هم زمان و از این رو پارامترهای تخمینی را کاهش می دهد، آن ها یک مدل ۵ توده ای متشکل از مدل های ۳ و ۴ توده ای را به منظور نشان دادن داده های تجربی و تخمین ثوابت سینتیک و پیرو آن بازده بنزین، LPG گازهای خشک، کک و خوراک مورد استفاده قرار دادند. در این روش پارامترهای سینتیک مدل ۳ توده ای تخمین زده شد و سپس با استفاده از این اطلاعات پارامترهای مدل ۴ توده ای

روی فرآورده ها را بررسی کردند. نتیجه های کار آن ها نشان داد که برای تمام نسبت های کاتالیست به نفت بررسی شده، بازده بنزین از یک مقدار بیشینه با دمای ورودی عبور کرد [۸۲]. دو سال پس از آن ها حیدری و همکاران به مدلی دست یافتند که توانست عملکرد یک واحد FCC صنعتی را در شرایط پایا شبیه سازی کنند. یکی از برتری های مدل آن ها این بود که شامل هیچ معادله دیفرانسیل جزئی نبود که به موجب آن شبیه سازی معادله ها ساده شد. آن ها یک مدل ۴ توده ای شامل نفت گاز، بنزین، گاز سبک و کک را به منظور پیش بینی تبدیل نفت گاز و توزیع فرآورده توسعه دادند. سرانجام سپس پیش بینی های خود را با داده های واحد تهیه شده توسط علی و روحانی در سال ۱۹۹۷ میلادی اعتبارسنجی کردند و با در نظر گرفتن پارامترهای سینتیک اصلاح شده توسط آهاروی و همکاران مطابقت خیلی خوبی بین پیش بینی های مدل خودشان و داده های صنعتی یافتند [۹۵، ۹۴۸۲]. یک سال بعد لویز^(۱) و همکاران یک مدل سه بعدی و جریان دو فازی به منظور پیش بینی رفتار دینامیکی راکتور صنعتی FCC را توسعه دادند. آن ها یک مدل ۴ توده ای برای نشان دادن واکنش های شکست کاتالیستی که نفت گاز را به بنزین و گازهای هیدروکربنی تبدیل می کرد پیشنهاد کردند. این مدل رسوب کک در روزنه های کاتالیست و غیر فعال سازی اش را نیز شامل می شد. سرانجام نتایج کار آن ها مطابقت خوبی با داده های تجاری و تجربی داشت و در مجموع این مدل ارایه شده برای بهره برداری و بهینه سازی از بالا برنده FCC مفید بود [۸۳]. در سال ۲۰۱۲ میلادی فرناندز و همکاران با ارایه ی یک مدل دینامیکی برای یک احیاءکننده ی بازدهی بالای یک واحد FCC صنعتی با طراحی UOP به بررسی تأثیر مدل های گوناگون غیر فعال سازی کاتالیست بر روی واحد پرداختند. مدل ارایه شده در سال ۲۰۰۶ و ۲۰۰۷ میلادی بود، با این تفاوت که در این کار فاز رقیق احیاءکننده با عنوان فضای آزاد^(۲) نیز در نظر گرفته مدل شد، بدین صورت که احیاءکننده به دو بخش فاز متراکم و فاز رقیق تقسیم شد که فاز متراکم با فرض راکتور CSTR و فاز رقیق با فرض جریان لولهای در نظر گرفته شدند [۹۶]. داج^(۳) و پویات^(۴) در

(۱) Lopes

(۲) Freeboard

(۳) Dagde

(۴) Puyate

(۵) Mythily

(۶) Raj

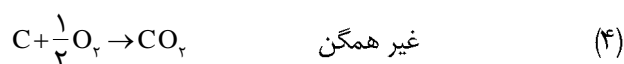
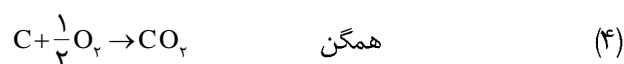
(۷) Eusebius

(۸) Naik

(۹) Pyrolysis oils

مقایسه‌ی مدل‌های احیاء کننده

یکی از مسئله‌های چشمگیر در واحد FCC همان‌گونه که دیده شد تحول در نوع طراحی‌های واحد و انواع گوناگون تجهیزات می‌باشد که به همین سبب مدل‌سازی‌ها با توجه به نوع طراحی‌ها و نیز فرضیه‌ها و فعل و انفعال‌ها متفاوت خواهند شد. در این مرحله به بررسی و مقایسه‌ی کوتاهی بین مدل‌سازی دو نوع از طراحی‌های گوناگون در احیاءکننده‌ی واحد پرداخته می‌شود. شایان ذکر است که عمده‌ی واکنش‌هایی که در این بخش از واحد انجام می‌شوند واکنش‌های مربوط به سوختن کک که به صورت زیر می‌باشند، هستند:



همان‌گونه که دیده می‌شود واکنش‌های تولید آب، سوختن کربن و نیز تبدیل کربن مونواکسید به کربن دی‌اکسید در این تجهیز اتفاق می‌افتد. همچنین واکنش شماره‌ی (۴) به دو صورت همگن و ناهمگن اتفاق می‌افتد. لازم به ذکر است که واکنش‌های دیگری از جمله تولید SO_x و NO_x نیز در احیاءکننده اتفاق می‌افتد که از آنجایی که در برابر تولید CO_x بسیار ناچیز هستند به طور معمول در پژوهش‌ها صرف نظر می‌شوند.

سچی و همکاران در کار خود در سال ۲۰۰۱ میلادی احیاءکننده را به فازهای حباب، امولسیون، رقیق و گاز دودکش تقسیم کرده بودند که معادله‌های جرم و انرژی را برای این فازها به صورتی که در زیر دیده می‌شود نوشتند [۸۷]:

فاز حباب

موازنه جرم

$$Cib(z) = Cie + (Ci_o - Cie) \exp\left(-\frac{Kbe}{ub} z\right) \quad (1)$$

تخمین زده شدند. سرانجام ثوابت تخمین زده شده و به دست آمده از مدل ۴ توده‌ای به منظور تخمین پارامترهای سینتیکی برای مدل ۵ توده‌ای مورد استفاده قرار گرفتند. نویسندگان پارامترهای به دست آمده از مدل‌سازی توده‌ای برای شکست کاتالیستی نفت‌گاز خلاء خالص را با پارامترهای سینتیکی به دست آمده از مدل ۴ توده‌ای موجود در مقاله‌ها مقایسه کردند و به تقریب ۲٪ انحراف در بازده فراورده‌ها با توجه به داده‌های تجربی یافت کردند. سپس پارامترهای فرایند با مدل ۴ توده‌ای ارزیابی شده توسط خوآرز و هرئاندز [۲۹] را با استفاده از داده‌های تجربی ونگ [۱۰۰] اعتبارسنجی کردند که سرانجام نتیجه چنین به دست آمد که این روش برای پیش‌بینی بازده‌های فراورده‌ها مانند بنزین، LPG، گاز خشک و کک به صورت جداگانه بسیار سودمند است [۲۴]. در همان سال آیسار^(۱) و همکاران یک مدل ریاضی جدید برای فرایند FCC، با در نظر گرفتن هیدرودینامیک پیچیده‌ی سامانه احیاءکننده - راکتور با یک مدل سینتیکی ۶ توده‌ای برای بالابرنده توسعه دادند که نتیجه‌های کار آن‌ها پس از مقایسه با داده‌های عملیاتی دارای تطابق خوبی بود [۱۰۱]. لی^(۲) و همکاران نیز در سال ۲۰۱۷ میلادی یک واکنش عمومی برای توضیح رفتار شبه‌جزء‌های شکست کاتالیستی پیشنهاد دادند که فرمول ثابت‌های معادله‌ی سرعت بر اساس نظریه‌های حالت گذار نوشته شد. مدل آن‌ها برای بالابرنده از لحاظ نظری برای تجزیه و تحلیل معقول‌تر و آسان‌تر است و دارای قابلیت همبستگی و پیش‌بینی عالی و شدت محاسبه‌ها کم است [۱۰۲]. یاکوبو^(۳) و همکاران نیز در همین سال به شبیه‌سازی بالابرنده با قطر متغیر پرداختند که برای بهبود عملیاتی و طراحی نتیجه‌های با بالابرنده‌هایی با قطرهای گوناگون مقایسه شد. نتیجه‌ها بدین صورت بود که در نسبت بالاتری از کاتالیست به خوراک، کک و گازهای بیش‌تری در بالابرنده با مقطر متنوع تولید شدند. قطر بزرگ‌تر مقدار کاتالیست بیش‌تری نیاز است و از سویی گازهای بیش‌تری هم تولید می‌کرد. همچنین اینطور نتیجه شد که بالابرنده با قطر متنوع بازده بهتری از بنزین را در نسبت کاتالیست به نفت پایین و با مقدار نزدیک‌تری به داده‌های صنعتی نسبت به بالابرنده با قطر ۱ متر فراهم می‌کند. دیده شد که با ۲۰ درجه‌ی سلسیوس افزایش دمای کاتالیست، بازده گازها به همراه افزایش نسبت کاتالیست به خوراک بیش‌تر افزایش یافت، در حالی که بهترین بازده بنزین در کم‌ترین نسبت کاتالیست به خوراک محقق می‌شود [۱۰۳].

(۱) Aysar

(۲) Li

(۳) Yakubu

فاز گاز دودکش

موازنه جرم

$$\frac{dC_{ig}}{dt} = \frac{u_d \times C_{id} - u_g \times C_{ig}}{V_d} - \frac{R_{ig}}{\varepsilon_d} \quad (9)$$

موازنه انرژی

$$\frac{dC_g}{dt} = \frac{F_{cc}(C_d - C_g) - R_{cbd}}{\rho_c \times V_g \times (1 - \varepsilon_d)} \quad (10)$$

موازنه انرژی

$$C_{pmg} \frac{dT_g}{dt} = \frac{u_d \times \rho_d}{h_g} \Delta h_d + \quad (11)$$

$$\frac{F_{cc} \times C_{pc}(T_d - T_g)}{V_d} + \sum (-\Delta H_i) r_{ig} - \frac{f_{hw}}{D_{rg}}(T_g - T_w)$$

مدل دینامیکی یک واحد FCC با طراحی UOP با احیاء کننده از نوع بازدهی بالا در کار فرناندز و همکاران بدین صورت بود که آن‌ها بخش متراکم را به صورت CSTR و بخش هاش فضای آزاد، احتراق و بلابر را بصورت جریان لوله‌ای همان گونه که معادله‌های زیر دیده می‌شود در نظر گرفتند [۹۶]:

بخش متراکم

موازنه مولی اجزاء گازی

$$V_b \frac{\partial C_i}{\partial t} = N_{ig} + N_{ia} - N_{ig} + \quad (12)$$

$$V_b \left(\varepsilon_g \sum_j (r_{jg} \times v_{jig}) + \varepsilon_c \times \rho_c \sum_j (r_{js} \times v_{jis}) \right)$$

موازنه جرمی کربن و هیدروژن (کک)

$$\frac{W_c}{M_{wi}} \frac{\partial Y_i}{\partial t} = \frac{F_c L F}{M_{wi}} Y_{iLF} - \frac{F_c R G + F_{rc} R G}{M_{wi}} Y_i + \quad (13)$$

$$V_b \times \varepsilon_c \times \rho_c \sum_j (r_{js} \times v_{jis})$$

موازنه انرژی

$$\frac{\partial (W_g \times C_{pg} \times TRG + W_g \times C_{pg} \times TRG)}{\partial t} = \quad (14)$$

$$(F_g L F \times H_g L F) + (F_c L F \times H_c L F) + Y_{ck} L F (F_c L F \times H_{ck} L F) + (F_a R G \times H_a R G) - Y_{ck} R G (F_c R G + F_{rc} R G) H_{ck} R G - (F_g R G \times H_g R G) - (F_c R G + F_{rc} R G) H_c R G + Q_r + Q_{loss}$$

موازنه انرژی

$$T_b(z) = \frac{T_e \times T_a}{T_a + (T_e - T_a) \exp\left(-\left(\frac{H_{be}}{\rho_e \times u_b \times C_{pe}}\right) q\right)} \quad (2)$$

فاز امولسیون

موازنه جرم

$$\frac{dC_{ie}}{dt} = \frac{u_e}{h_e} (C_{i0} - C_{ie}) + \quad (3)$$

$$\frac{K_b \times \delta}{\varepsilon_{mf} (1 - \delta)} (C_{ib} - C_{ie}) - \frac{R_{ie}}{\varepsilon_{mf}}$$

موازنه انرژی کک:

$$M_{rg} \frac{dC_e}{dt} = F_{sc}(C_{sc} - C_e) + F_{cc}(C_g - C_e) - R_{cbe} \quad (4)$$

موازنه انرژی

$$C_{pme} \frac{dT_e}{dt} = \frac{\varepsilon_{mf} \times u_e \times \rho_a}{h_e} \Delta h_a + \quad (5)$$

$$\frac{F_{sc} \times C_{pc}(T_{sc} - T_e)}{V_e (1 - \delta)} + \frac{F_{cc} \times C_p(T_g - T_e)}{V_e (1 - \delta)}$$

$$\frac{\delta}{(1 - \delta)} H_{be}(T_b - T_e) + \sum (-\Delta H_i) r_{ie} - \frac{f_{hw}(T_e - T_w)}{D_{rg}(1 - \delta)}$$

فاز رقیق

موازنه جرم

$$\frac{dC_{id}}{dt} = \frac{u_e (1 - \delta) \varepsilon_{mf} \times C_{ie} + u_b \times \delta \times C_{ib} \times h}{\varepsilon_d \times h_d} - \quad (6)$$

$$\frac{u_d \times C_{id}}{h_d} - \frac{R_{id}}{\varepsilon_d}$$

موازنه انرژی کک

$$\frac{dC_e}{dt} = \frac{F_{cc}(C_e - C_d) R_{cbd}}{\rho_c \times V_d \times (1 - \varepsilon_d)} \quad (7)$$

موازنه انرژی

$$C_{pmd} \frac{dT_d}{dt} = \frac{(1 - \delta) \varepsilon_{mf} \times u_e \times \rho_e}{h_d} \Delta h_e + \quad (8)$$

$$\frac{\delta \times u_b \times \rho_{bf}}{h_d} \Delta h_b + \frac{F_{cc} \times C_{pc}(T_e - T_d)}{V_d}$$

$$\sum (-\Delta H_i) r_{id} - \frac{f_{hw}}{D_{rg}}(T_d - T_w)$$

بخش فضای آزاد

موازنه‌ی مولی اجزای گازی

$$\frac{\partial N_{iFB}}{\partial z} = A_{FB} \sum_j (r_{jg} \times v_{jig}) \quad (15)$$

موازنه‌ی انرژی

$$\sum_i F_{iFB} \times C_{pi} \frac{\partial T_{FB}}{\partial z} = -A_{FB} \sum_j (r_{jg} \times \Delta H_{jg}) + \pi \times D_{FB} \times U_{FB} (T_{surr} - T_{FB}) \quad (16)$$

بخش احتراق و بالا بر

موازنه‌ی مولی اجزای گازی

$$\frac{\partial N_{igLF}}{\partial z} = ALF \left(\varepsilon_{gLF} \sum_j (r_{jg} \times v_{jig}) + \varepsilon_{cLF} \times \rho_c \sum_j (r_{js} \times v_{jis}) \right) \quad (17)$$

موازنه‌ی مولی کربن و هیدروژن (کک)

$$\frac{\partial N_{isLF}}{\partial z} = ALF \times \varepsilon_{cLF} \times \rho_c \sum_j (r_{js} \times v_{jis}) \quad (18)$$

موازنه‌ی انرژی

$$\sum_i F_{iLF} \times C_{pi} \times \frac{\partial T_{LF}}{\partial z} = -ALF \left(\varepsilon_{gLF} \sum_j (r_{jg} \times \Delta H_{jg}) + \varepsilon_{cLF} \times \rho_c \sum_j (r_{js} \times \Delta H_{js}) \right) \quad (19)$$

با بررسی معادله‌های (۱) تا (۱۱) در کار سچی و همکاران دیده می‌شود که آن‌ها احیاءکننده را به فازهای حباب، امولسیون، رقیق و گاز دودکش تقسیم کردند درحالی که در کار فرناندرز و همکاران همان‌گونه که از معادله‌های (۱۲) تا (۱۹) پیداست این قسمت به سه بخش منطقه‌ی احتراق و بالا بر، فاز متراکم و فضای آزاد تقسیم شده است. در طراحی‌های مدرن و جدیدتر به صورت بازدهی بالا دیگر فاز حباب در احیاءکننده دیده نمی‌شود، درحالی که در سامانه‌های قدیمی‌تر همانند آنچه که در کار سچی و همکاران دیده شد احیاءکننده شامل فاز حباب نیز می‌باشد. آن‌ها فاز حباب را به صورت شبه‌پایا و در راستای ارتفاع بستر مدل کردند. همچنین فازهای امولسیون، رقیق و گاز دودکش به صورت CSTR و ناپایا مدل شدند. فرناندرز و همکاران در مدل‌سازی

احیاءکننده‌ی بازدهی بالا بخش‌های احتراق و بالا بر و فضای آزاد را به صورت جریان لوله‌ای و تنها قسمت مربوط به فاز متراکم را همان‌گونه که در معادله‌های (۱۲) تا (۱۴) مشخص است به صورت CSTR و ناپایا مدل کردند. در مقایسه‌ی کلی بین این دو مدل می‌توان اینطور نتیجه گرفت که کار کردن با مدل‌هایی مانند مدل سچی و همکاران برای مقیاس صنعتی با توجه به نیاز داشتن به پارامترهای زیاد برای انجام محاسباتها از جمله ضریب‌های انتقال جرم بین فازها، ضریب‌های انتقال گرما بین فازها، سرعت گاز در هر فاز و ... می‌تواند کمی مشکل باشد و چندان مناسب به نظر نمی‌رسد، همچنین شایان ذکر است که چنین واحدهایی قدیمی بوده و واحدهای جدیدتر با احیاءکننده‌های بازدهی بالا جایگزین شدند که همان‌گونه که در معادله‌های (۱۲) تا (۱۹) از کار فرناندرز و همکاران مشخص است، استفاده از این مدل می‌تواند برای مدل‌سازی واحدهای صنعتی نوین ساده‌تر باشد.

در جدول ۲ مقایسه‌ی مختصری بین برخی از پژوهش‌های انجام شده در زمینه‌ی مدل‌سازی واحد شکست کاتالیستی بستر سیال که در قسمت‌های پیشین به تفصیل مورد بحث قرار گرفتند به صورت خلاصه گردآوری شده است.

بهینه‌سازی واحدهای شکست کاتالیستی بستر سیال

همان‌گونه که در قسمت‌های پیشین اشاره شد با توجه به نیاز روز افزون دنیا به سوخت و نقش مهم و به‌سزای واحد FCC در تولید سوخت جهانی و همچنین بهینه‌سازی در مصرف انرژی، بهبود عملکرد این واحد بسیار ضروری می‌باشد و همیشه از دغدغه‌های اصلی پژوهشگران و صنعت‌گران بوده چراکه در این صورت افزون بر تولید فرآورده‌ی باکیفیت و بهینه، از نظر اقتصادی هم به سودآوری منجر خواهد شد و صرفه‌های اقتصادی فراوانی را به دنبال خواه داشت. بهینه‌سازی‌های گوناگونی روی دیگر واحدهای پالایشگاهی نیز انجام شده است که می‌توان از بین آن‌ها به کار زاهدی و همکاران در سال‌های ۲۰۱۳ و ۲۰۱۵ میلادی بر روی واحد ایزومریزاسیون اشاره کرد [۹، ۱۰۴].

آغاز بهینه‌سازی با روش سنتی دو لایه بود که در واقع بدین صورت بود که مشکل بهینه‌سازی اقتصادی جدا از کنترل حل می‌شد، این روش به این شکل است که در آن از یک مدل حالت پایای دقیق استفاده می‌شود و مقادیر نقطه‌ی تنظیم^(۱) برای متغیرهای کنترل مشخص می‌شوند و همچنین به طور معمول

(۱) Set point

جدول ۲- مقایسه‌ی تعدادی از مقاله‌های موجود در زمینه مدل سازی واحد شکست کاتالیستی بستر سیال.

نویسندگان	سال	فرضیات/توضیحات	ویژگی/نتیجه	مراجع
مک فارلان و همکاران	۱۹۹۳	از یک مدل سینتیکی شکست ساده بدون شرح واکنش‌های احتراق استفاده شد.		[۸۴]
آریل و همکاران	۱۹۹۵	فرضیات: بالابرنده در حالت شبه پایا، جریان لوله‌ای و بدون سرعت لغزش بین ذرات کاتالیست. احیاءکننده طبق مدل دوفازی کنی و لوشیل مدل شد.		[۸۵]
علی و همکاران	۱۹۹۷	به مقایسه‌ی چندین معادله دیفرانسیل معمولی و راه حل‌های تحلیلی سامانه معادله‌های دیفرانسیل بر پایه‌ی شرایط شبه پایا پرداخته شد		[۸۰]
سچی و همکاران	۲۰۰۱	فرضیات: بالابرنده به‌عنوان یک راکتور لوله‌ای در شرایط دینامیکی ولی بدون انباشتگی جرم کلی مدل شد. سرعت لغزش بین گاز و کاتالیست در نظر گرفته شد برای احیاءکننده دو مدل هیدرودینامیکی CSTR و تئوری دوفازی در نظر گرفته شد.	مدل CSTR قادر به پیش‌بینی درست نسبت CO ₂ /CO نیست.	[۸۷]
هان و چونگ	۲۰۰۱	افزون بر موازنه‌ی جرم و انرژی، موازنه‌مومنتوم برای ذرات گاز و کاتالیست و بالابرنده‌ی راکتور نوشته شد. سرعت لغزشی ذرات و کاتالیست به حساب آورده شد.	ایراد: بیشتر پارامترهای استفاده شده را نمی‌توان به آسانی به‌دست آورد در نتیجه برای واحد صنعتی مورد قبول نمی‌باشد.	[۴]
رائو و همکاران	۲۰۰۴	فرضیات: ناحیه‌ی متراکم به صورت دو فاز حباب و امولسیون در نظر گرفته شد و هر دو فاز به صورت CSTR مدل شدند.		[۹۱]
فرناندز و همکاران	۲۰۰۵	فرضیات: بالابرنده به صورت شبه پایا و جریان لوله‌ای، احیاءکننده به صورت CSTR و جریان‌کننده به‌صورت CSTR و بدون واکنش شیمیایی	افزایش نسبت کاتالیست به خوراک (COR) منجر به افزایش دمای خروجی بالابرنده و کاهش مقدار کک روی کاتالیست شد. بیشترین واکنش‌ها در یک متر اول بالابرنده اتفاق می‌افتد.	[۵]
فرناندز و همکاران	۲۰۰۷	فرضیات: تبخیر کامل و فوری خوراک، شرایط شبه پایا و جریان لوله‌ای آدیاباتیک برای بالابرنده راکتور، جریان‌کننده و احیاءکننده به‌صورت CSTR و بالابرنده‌ی احیاءکننده بصورت جریان لوله‌ای در شرایط شبه پایا		[۱۸]
آهاری و همکاران	۲۰۰۸	بررسی تاثیر دمای کاتالیست ورودی به بالابرنده‌ی راکتور و نسبت کاتالیست به خوراک (COR) روی فراورده‌ی	برای همه‌ی نسبت‌های کاتالیست به خوراک بررسی شده، بازده‌ی بنزین از یک مقدار بیشینه عبور کرد.	[۸۲]
حیدری و همکاران	۲۰۱۰	توده‌ها شامل نفت‌گاز، بنزین، گاز سبک و کک بودند.	پیش‌بینی مدل از بازدهی کک و دمای بیرونی کمترین میزان انحراف را از داده‌های واحد داشت. برتری‌ها: شامل هیچ معادله دیفرانسیل جزئی نبود.	[۹۴]
لوپز و همکاران	۲۰۱۱	مدل سه بعدی و جریان دوفازی به منظور پیش‌بینی رفتار دینامیکی راکتور صنعتی FCC	این مدل برای بهره‌برداری و بهینه‌سازی از بالابرنده مفید بود.	[۸۳]

جدول ۲- مقایسه‌ی تعدادی از مقاله‌های موجود در زمینه مدل‌سازی واحد شکست کاتالیستی بستر سیال. (ادامه)

نویسندگان	سال	فرضیات/توضیحات	ویژگی/نتیجه	مراجع
فرناندز و همکاران	۲۰۱۲	فرضیات: بخش احتراق و بالابر به صورت جریان لوله‌ای و احیاء‌کننده بصورت CSTR	مدل‌سازی بر روی یک احیاء‌کننده‌ی بازدهی بالا تقسیم احیاء‌کننده به دو فاز متراکم و رقیق	[۹۶]
داج و پویات	۲۰۱۳	فرضیات: ناحیه‌ی متراکم به‌صورت دو فاز حباب و امولسیون مدل شد. کازها در سرعت مایع‌سازی کمینه به‌سر می‌برند.	ارتفاع بستر کاتالیست و سرعت هوای ورودی و نیز دما اثرات قابل توجهی روی فرآیند احیاء دارند.	[۹۷]
نایک و همکاران	۲۰۱۷	مدل‌سازی سینتیکی از روش پی‌درپی که باعث کاهش تعداد معادلات همزمان و نیز پارامترهای تخمینی شد.	این روش برای پیش‌بینی بازدهی فرآورده‌هایی مانند بنزین، LPG، گاز خشک و کک به‌صورت جداگانه بسیار سودمند است.	[۲۴]
آیسار و همکاران	۲۰۱۷	یک مدل جدید برای بالابرنده‌ی خوراک و احیاء‌کننده توسعه دادند.	کم‌ترین مقدار کک بهینه در کاتالیست احیاء شده	[۱۰۱]
لی و همکاران	۲۰۱۷	مدل پیش‌بینی کننده‌ی یک بعدی و پایا برای بالابرنده شکست کاتالیستی بستر سیال فرموله شد.	پارامترهای مدل برای یک بالابرنده و کاتالیست داده شده مستقل از خوراک و طرح‌های فرآورده و دیگر شرایط عملیاتی بودند. این مدل بالابرنده، از لحاظ نظری معقول‌تر و آسان‌تر برای تجزیه و تحلیل است و دارای قابلیت همبستگی و پیش‌بینی عالی و شدت محاسبات کم است.	[۱۰۲]
یاکوبو و همکاران	۲۰۱۷	بررسی شرایط در بالابرنده با قطر متنوع	افزایش قطر بالابرنده‌ها موجب افزایش بازده گازها می‌شود. در نسبت بالاتری از کاتالیست به خوراک، کک و گازهای بیشتری در بالابرنده با قطر متنوع تولید می‌شود. با ۲۰ درجه‌ی سلسیوس افزایش دمای کاتالیست، بازده گازها به همراه افزایش در نسبت کاتالیست به خوراک بیش‌تر افزایش یافت	[۱۰۳]

همه متغیرهای استفاده شده در حالت پایا فرض می‌شوند. پس از این روش هم روشی آمد که حل با هم مشکل بهینه‌سازی با کنترل را شامل می‌شد [۱۹].

یینگ^(۱) و ژوزف^(۲) در سال ۱۹۹۹ میلادی روش سه لایه را ارائه دادند که در آن دو لایه‌ی بهینه‌سازی متمایز وجود داشت که یکی از آن لایه‌ها مربوط به بهینه‌سازی مدل پایای دقیق بود و نقطه‌های عملیاتی بهینه را که به بهینه‌ساز محلی فرستاده می‌شوند تشکیل می‌داد. این بهینه‌ساز محلی وظیفه‌ی محاسبه‌ی مقدارهای بهینه‌ای که توسط کنترل‌کننده به عنوان مقدارهای مرجع بودند و

برای از بین بردن آفست‌ها^(۳) به کار گرفته می‌شدند را داشت [۱۰۵]. برخی از مدل‌های ریاضی که پارامترهایشان با به کارگیری روش‌های قطعی مانند روش نیوتن [۱۰۶]، ناحیه‌ی تراست^(۴) [۱۰۷]، روش برنامه‌نویسی درجه‌ی دوم متوالی [۱۰۸، ۱۰۹] و غیره به‌دست آمد، در سامانه احیاء‌کننده - راکتور واحد FCC واقعی چندان موفق نبودند و بیش‌تر به شکست منجر می‌شدند. از این‌رو روش‌های بهینه‌سازی هوشمند از جمله تبرید شبیه‌سازی شده^(۵) (SA) [۱۱۰]، جستجوی ممنوعه^(۶) (TS) [۱۱۱]، تکامل دیفرانسیل^(۷) (DE) [۱۱۲]، بهینه‌سازی ازدحام ذره‌های^(۸) (PSO) [۱۱۳]، الگوریتم ژنتیک^(۹) (GA) [۱۱۶-۴۱۱]،

(۱) Ying

(۲) Joseph

(۳) Off set

(۴) Trust

(۵) Simulated Annealing

(۶) Tabu Search

(۷) Differential evolution

(۸) Particle Swarm Optimization

(۹) Genetic Algorhythm

برای جلوگیری از شکل گیری بهینه‌ی محلی برخوردار است. آن‌ها سرانجام ۲۱ انرژی فعال سازی آشکار برای هر واکنش در مدل سینتیکی ۸ توده‌ای توسط الگوریتم HPSO تخمین زدند که در پایان دیده شد که بازدهی فراورده‌ی پیش‌بینی شده مطابقت خوبی با داده‌های تجربی داشت [۱۴].

به دلیل درخواست جهانی برای واحد FCC به منظور تولید بنزین تمیز با آروماتیک و اولفین کم و همچنین بازدهی زیاد در پروپیلن و ایزوبوتان، در نظر گرفتن واکنش‌های مرتبه‌ی دوم روی فرایند شکست کاتالیستی بیش از پیش مورد توجه قرار گرفت [۱۴]. ونگ^(۹) و همکاران در سال ۲۰۰۳ میلادی در کار خود به منظور کاهش اولفین بنزین یا افزایش بازدهی پروپیلن واکنش‌های مرتبه دوم را در نظر گرفته بودند [۱۲۵].

روش دیگری به نام^(۱۰) DAOP نیز وجود دارد که اولین ابتکارهای چشمگیر برای این حل با استفاده از روش‌های مستقیم ناشی از کار پولارد^(۱۱) و سارگنت^(۱۲)، سارگنت و سولویان^(۱۳) در سال‌های ۱۹۷۰ و ۱۹۷۸ میلادی شکل گرفت [۱۲۶، ۱۲۷]. در اوایل دهه‌ی ۸۰ میلادی محدودیت‌های روش تک اتفاقی به خوبی مشخص شد و پژوهشگران آن‌ها را با چند احتمال برای DAOP امتحان کردند. در سال ۱۹۸۴ میلادی باک^(۱۴) و پلیت^(۱۵) روش شوتینگ چندگانه^(۱۶) را ارائه دادند که در آن پروفایل‌های کنترل گسسته‌سازی شد. آن‌ها افق زمانی^(۱۷) را به فاصله‌های زمانی تقسیم کردند، همچنین مسیرهای حالت^(۱۸) را به وسیله‌ی انتگرال گیری در هر فاصله با شرایط اولیه‌ی حدس زده شده به دست آوردند [۱۲۸]. در همان سال بیگلر^(۱۹) با استفاده از روش‌های همزمان و گسسته‌سازی تمامی متغیرها، مربع سازی با مجموعه‌ی متعامد در المان‌های محدود روی سامانه‌های DAE را برای حل DAOP آغاز نمود [۱۳۰، ۱۲۹]. در سال ۱۹۸۹ میلادی حمان^(۲۰) و همکاران در کار خود

ارایه شدند و پیشرفت‌های بزرگی در حل آن مشکل‌ها به وجود آوردند، ولی با وجود همه این تلاش‌ها و روش‌های نوین ارایه شده همچنان کم و کاستی‌های به وجود دارد.

الگوریتم ژنتیک همان گونه که از نامش پیداست یک الگوریتم بر پایه‌ی مکانیزم انتخاب طبیعی و ژنتیک‌هاست. این الگوریتم می‌تواند دقت بسیار بالایی داشته باشد اما همگرا شدنش سخت است [۱۱۹ - ۱۱۷]. الگوریتم بهینه‌سازی بر پایه‌ی ازدحام ذره‌ها یک روش بهینه‌سازی مبتنی بر جمعیت است که توسط کندی^(۱) و برهارت^(۲) در سال ۱۹۹۵ میلادی توسعه یافته است [۱۲۱، ۱۲۰]. PSO که در واقع خانواده‌ی به نسبت جدیدی از الگوریتم‌های بهینه‌سازی است در مقایسه با ژنتیک، فاقد عملگرهای تکاملی مثل کراس‌اوور^(۳) و جهش^(۴) است و همچنین پارامترهای کمی برای تنظیم دارد و در مجموع کار کردن با آن راحت‌تر است، ولی PSO به راحتی ممکن است در بهینه‌ی محلی^(۵) به دام بیفتد. SA یک فناوری بهینه‌سازی بر پایه‌ی تیرید فلزها است [۱۲۲، ۱۱۸]. این روش با استفاده از فناوری جستجوی تصادفی به دنبال بهینه‌ی سراسری^(۶) است، از نظر تئوری اگر زمان محاسبه به اندازه‌ی کافی طولانی باشد روش SA می‌تواند به همگرایی ۱۰۰٪ در مقدار بهینه برسد. کاسات^(۷) و همکاران در سال ۲۰۰۲ و کاسات و گوپتا در سال ۲۰۰۳ میلادی نیز نتیجه‌های خوبی در بهینه‌سازی FCC با استفاده از روش‌های بر مبنای ژنتیک به دست آوردند [۱۲۴، ۱۲۳].

چن و همکاران در سال ۲۰۰۷ میلادی برای حل مدل خود یک الگوریتم جدید به نام بهینه‌سازی ازدحام ذره‌های هیبریدی^(۸) (HPSO) ارائه کردند که با آن به محاسبه‌ی پارامترهای سینتیکی برای سامانه واکنش مرتبه‌ی دوم FCC پرداختند، این روش ترکیبی از روش ژنتیک و الگوریتم SA با PSO بود. این الگوریتم نسبت به PSO از سرعت همگرایی بالاتر و همچنین توانایی بهتر

(۱) Kennedy
(۲) Eberhart
(۳) Crossover
(۴) Mutation
(۵) Local optima
(۶) Global optima
(۷) Kasat
(۸) Hybrid particle swarm optimization
(۹) Wang
(۱۰) Differential algebraic optimization problem

(۱۱) Pollard
(۱۲) Sargent
(۱۳) Sullivan
(۱۴) Bock
(۱۵) Plitt
(۱۶) Multiple-shooting
(۱۷) Time horizon
(۱۸) State trajectories
(۱۹) Biegler
(۲۰) Rhemann

در پالایشگاه "سائو خوزه کامپوس"^(۱۴) برزیل را انجام دادند. آن‌ها نشان دادند که این استراتژی می‌تواند فرایند را به نقطه‌های عملیاتی نوینی رهنمون شود. نتیجه‌های اولیه‌ی آن‌ها نشان داد که این بهینه‌سازی جدید قادر به تثبیت مبدل بسیار آشفته است و این امر باعث شد تا فرایند به یک نقطه‌ی عملیاتی جدید سوق یابد. آن‌ها همچنین در کارشان در مورد ویژگی‌های روش بهینه‌سازی اجرا شده توسط زنین و همکاران [۱۴۱] بحث کردند [۱۳۹].

تتو^(۱۵) و سچی در سال ۲۰۰۶ میلادی نیز یک بهینه‌سازی به‌هنگام دینامیکی برای یک واحد مبدل FCC صنعتی با استفاده از مدل دینامیکی مکانیکی به‌کار گرفتند. در کار آن‌ها یک روش همزمان به منظور گسسته‌سازی سامانه مورد استفاده قرار گرفت. نتیجه‌های آن‌ها نشان داد که برنامه‌ی D-RTO در این نوع واحد می‌تواند برتری‌های چشمگیری به همراه داشته باشد. روش همزمان برای حل مشکل موثر نشان داد اما این روش نیازمند زمان زیادی برای منطبق کردن پارامترهای گسسته‌سازی است [۱۴۲].

همچنین ملتیک^(۱۶) و مارلین^(۱۷) در سال‌های ۱۹۹۶ و ۱۹۹۸ میلادی هم یک روش برای تحلیل نتیجه‌های RTO بر پایه‌ی اندازه‌گیری تغییرپذیری و تاثیر آن روی حل بهینه‌ساز پیشنهاد کردند [۱۴۳، ۱۴۴].

کوان و جیف در سال ۱۹۹۲ میلادی یک روش توده‌ای سازی ساختارگرا (SOL) را که ساختار مولکول را در نظر می‌گیرد ارائه کردند. ولی اعمال این برنامه در مقیاس صنعتی از آنجایی که آنالیز برش‌های نفت در حد مولکولی هنوز هم محدود است کمی سخت است [۱۶]. در روش توده‌ای سازی گسسته فرض بر این است که مخلوط از شبه‌جزء‌های خالص تشکیل شده است که به‌وسیله‌ی یک ویژگی ذاتی مشخص می‌شود [۵۷].

برخی از پژوهشگران همچون ایس و همکاران، کاسات و همکاران، سوزا^(۱۸) و همکاران و هان و همکاران به منظور عملکرد بیشینه واحد FCC، مدل‌هایی برای بهینه‌سازی واحدها ارائه کردند

بهینه‌سازی سیستماتیک و کنترل پیشرفته را برای یک فرایند FCC صنعتی نشان دادند. در کار آن‌ها یک تابع هدف اقتصادی با استفاده از روش گرادیان کاهش‌یافته‌ی عمومی (GRG)^(۱) به منظور تعیین ۵ متغیر مستقل از یک مدل فیتینگ^(۲) حل شد [۱۳۱].

لید^(۳) و استرنند^(۴) در سال ۱۹۹۷ میلادی بهینه‌سازی آنالین^(۵) و کنترل مدل پیش‌گویانه (MPC)^(۶) را روی یک واحد شکست کاتالیستی باقی‌مانده (RCC)^(۷) پیاده‌سازی کردند، آن‌ها یک مدل شامل حدود ۴۰ معادله و ۲۰ متغیر مستقل را توسعه دادند و یک تابع هدف روی متغیرها ساختند و با استفاده از یک روش برنامه‌نویسی درجه‌ی دوم متوالی (SQP)^(۸) آن را حل کردند. ولی از آنجایی که این بهینه‌ساز بر پایه‌ی معادله‌های برازش بود مدل باید اغلب به‌روزرشده باشد [۱۳۲]. یک سال پس از آن، ایس و همکاران یک مدل بهینه‌سازی برای واحد FCC مدل IV به‌وسیله‌ی ترکیب یک مدل پیش‌بینی بازده با موازنه‌های جرم و انرژی ماکروسکوپی برای واحد ارائه دادند. سپس بهینه‌سازی آف‌لاین^(۹) و آنالین برای ویژگی‌های خوراک و ساختارهای قیمت‌گذاری فرآورده را مقایسه کردند. ولی از آنجایی که واحد FCC مدل IV یک فرایند قدیمی است که از اسلاید ولو و بالابرنده استفاده نمی‌کند، به همین خاطر بعدها به یک واحد مدرن تبدیل شد [۴۸].

نوع دیگر بهینه‌سازی، بهینه‌سازی‌های دینامیکی می‌باشند که دو نوع برنامه‌ی به‌هنگام^(۱۰) در این زمینه وجود دارد. نوع اول مدل پیش‌گویانه [۱۳۳، ۱۳۴] است و نوع دوم بهینه‌سازی به‌هنگام دینامیکی (D-RTO)^(۱۱) [۱۳۵، ۱۳۶] است. بهینه‌سازی فرایند از طریق MPC و RTO حالت پایا و روش کنترل مدل پیش‌گویانه‌ی غیرخطی NMPC^(۱۲) نیز توسط پژوهشگران به‌کار گرفته شد [۱۴۰ - ۱۳۷].

زنین^(۱۳) و همکاران در سال ۲۰۰۰ میلادی یک استراتژی بهینه‌سازی به‌هنگام برای بیشینه‌سازی تولید LPG در یک واحد FCC

(۱) Generated Reduced Gradient

(۲) Fitting

(۳) Lid

(۴) Strand

(۵) On-line

(۶) Model-predictive

(۷) Residual Catalytic Cracking

(۸) Sequential Quadratic Programming Method

(۹) Off-line

(۱۰) Real time

(۱۱) Dynamic Real-Time Optimization

(۱۲) Nonlinear Model-predictive Control

(۱۳) Zanin

(۱۴) Sao Jose Compos

(۱۵) Neto

(۱۶) Miletic

(۱۷) Marlin

(۱۸) Souza

روش حل سنتی RTO نشان داد که برنامه‌ی D-RTO کمی سودمندتر است [۱۳۰]. در همان سال سوزا و همکاران یک روش بهینه‌سازی ترمودینامیکی به روش آنالیز ترمودینامیکی بر پایه‌ی کمینه کردن تولید انترپی واحد برای بالابرنده FCC انجام دادند. در کار آن‌ها نرخ تولید اکسرژی خالص که اتلاف انرژی‌های سامانه را کمینه می‌کند به عنوان تابع هدف در نظر گرفته شد که با کمینه کردن اکسرژی تخریب شده در واحد FCC، بیشینه شد. آن‌ها همچنین یک بهینه‌سازی با توجه به نسبت کاتالیست به خوراک (COR) انجام دادند که سرانجام نتیجه‌های کارشان نشان داد که تولید بنزین با توجه به COR می‌تواند بیشینه شود [۱۴۷]. پیش از این تنها یک مطالعه در مقاله‌ها یافت شد که آنالیز اکسرژی را انجام داد [۱۴۸].

نوع دیگری از سامانه‌های بهینه‌سازی به نام سامانه‌های پی^(۴) وجود دارند که توسط پژوهشگران زیادی مورد استفاده قرار گرفتند. سیستم پی همان‌گونه که از نامش پیداست اولین بار توسط شخصی به نام پائون^(۵) معرفی شد و به همین خاطر نام این سامانه برگرفته از اسم اوست [۱۴۹]. مطالعه‌های دیگری از جمله [۱۵۰] و [۱۵۱] نیز روی سیستم‌های پی انجام شد. ژنگ^(۶) و همکاران در سال ۲۰۰۸ میلادی نیز یک الگوریتم تکاملی کوانتوم - اینسپایر براساس سامانه‌های پی (QEPS)^(۷) پیشنهاد دادند [۱۵۲]. بنگ^(۸) و ونگ در سال ۲۰۱۲ میلادی یک الگوریتم بهینه‌سازی هیبریدی بر پایه‌ی سامانه‌های پی ارائه دادند [۱۵۳]. برنامه‌ی PHOA^(۹) که با موفقیت همراه بود در مدل‌سازی سیستم احیاءکننده - راکتور واحد FCC نشان داد که روش پی پیشنهاد شده یک روش مؤثر است. نتیجه‌های تجربی نشان دادند که برنامه‌ی PHOA در تخمین پارامتر مدل احیاءکننده - راکتور واحد FCC علاوه بر اینکه یک روش مؤثر است، همچنین می‌تواند به منظور تخمین پارامترها برای فرایندهای دیگر نیز مورد استفاده قرار گیرد. سیلدر^(۱۰) و همکاران در سال ۲۰۱۵ میلادی یک مدل سینتیکی شامل یک کسر بازده برای فرآورده‌های شکست برای راکتور ارائه کردند. یکی از ویژگی‌های این مدل این بود که از تعداد کمی از شبه‌جزءها برای مشخص کردن برش‌های جوش

که در آن مدل‌ها بهینه‌سازی بر اساس بیشینه‌سازی تولید فرآورده‌ها از طریق مشخص کردن شرایط اعم از جریان‌های جرمی و دماهای ورودی بود. این نوع بهینه‌سازی در تعیین شرایط عملیاتی بهینه برای تولید بیشینه مؤثر بود و نتیجه‌های خوبی به همراه داشت، ولی مقدار انرژی لازم به منظور تولید فرآورده‌های دلخواه و به موجب آن سرمایه‌گذاری اضافی را در نظر نمی‌گرفت [۱۴۶، ۱۴۵، ۱۲۳، ۴۸]. هان و همکاران در سال ۲۰۰۴ میلادی یک سامانه بهینه‌سازی فرایند برای یک واحد FCC در حالت‌های احتراق جزئی و کامل ارائه دادند که شامل یک مدل فرایند پایه، یک تخمین‌زننده‌ی پارامتر و یک بهینه‌ساز فرایند بود. آن‌ها نخست یک مدل ریاضی برای راکتور، احیاءکننده، تفکیک‌کننده‌ی اصلی^(۱)، و برخی از واحدهای کمکی از جمله پیش‌گرم‌کن خوراک، خنک‌کننده‌ی کاتالیست و ... نوشتند. آن‌ها در کار خود از مدل پایا و الگوریتم برنامه‌نویسی درجه‌ی دوم متوالی استفاده کردند. تابع هدف اقتصادی آن‌ها از تفاوت بین مقدار کلی فرآورده‌ها و هزینه‌ی خوراک و سود با ۳۰ قید عملیاتی تشکیل شد که بهینه‌ساز فرایند وظیفه‌ی بیشینه کردن آن را بر عهده داشت. سپس پارامترهای مدل را به وسیله‌ی کمینه‌سازی خطا بین داده‌ها تخمین زدند. آن‌ها از الگوریتم SQP به منظور ارائه‌ی تخمین‌زننده‌ی پارامتر و بهینه‌ساز استفاده کردند. سرانجام نتیجه‌های شبیه‌سازی آن‌ها نشان داد که اگر فرایند در این حالت (احتراق کامل) کار کند، افزون بر برتری ذخیره‌ی عملیات، افزایش سود خالص را نیز در پی دارد [۱۴۵].

آلمیدا^(۳) و سچی در سال ۲۰۱۱ میلادی با انجام یک تحلیل عددی و نیز به‌کارگیری از یک مدل دینامیکی مکانیکی یک بهینه‌ساز دینامیکی در واحد صنعتی FCC ارائه کردند. آن‌ها از یک روش همزمان به منظور گسسته‌سازی معادله‌های دیفرانسیلی - جبری استفاده کردند، نتیجه‌های کار آن‌ها نشان داد که از آنجایی که افزایش مرتبه‌ی انتگرال‌گیری به مراتب مؤثرتر از کاهش گام آن است، در نتیجه کیفیت گسسته‌سازی نسبت به تعداد المان‌های محدود برای افزایش تعداد نقاط کولوکیشن^(۳) حساس‌تر است، همچنین نتیجه‌های آن‌ها پیرو مقایسه‌ی بین روش D-RTO و

(۱) Main Fractionator

(۲) Almeida

(۳) Collocation

(۴) P Systems

(۵) Pa'un

(۶) Zhang

(۷) Quantum-inspired Evolutionary P system

(۸) Yang

(۹) P systems Hybrid Optimization Algorithm

(۱۰) Sildir

در سال ۲۰۰۲ میلادی نیز استفاده‌ی شبکه‌ی عصبی برای کنترل و شناسایی دینامیک FCC را مورد مطالعه قرار دادند [۱۶۱]. طبق کار سیلور^(۴) در سال ۲۰۰۴ میلادی افزایش استفاده از چنین روش‌های بهینه‌سازی به این علت است که آن‌ها به فرضیه‌های محدود معمول بهینه‌سازی نیاز ندارند [۱۶۲]. بیسیو^(۵) و همکاران در سال ۲۰۱۳ میلادی یک شبیه‌سازی با استفاده از مدل شبکه‌های عصبی مصنوعی (ANN) برای کنترل و بهینه‌سازی سامانه احیاءکننده - راکتور FCC ارائه دادند. در کار آن‌ها یک مدل بر مبنای ANN با استفاده از مجموعه‌ای از داده‌های متغیرهای عملیاتی به کار گرفته شد. این مدل با داده‌های صنعتی توسط مورو^(۶) و ودلاک^(۷) تنظیم شد. آن‌ها دو روش بهینه‌سازی تکاملی، الگوریتم ژنتیک و بهینه‌سازی ازدحام ذره‌ها را برای واحد FCC مورد استفاده قرار دادند. حل‌های پیشنهاد شده توسط هر دو الگوریتم همانند با همان رفتاری بودند که انتظار می‌رفت [۱۶۳، ۳].

در جدول ۳ جمع‌بندی و مقایسه‌ی مختصری از برخی از پژوهش‌های انجام شده در زمینه‌ی بهینه‌سازی واحد شکست کاتالیستی بستر سیال ارائه شده است.

نتیجه‌گیری

واحد شکست کاتالیستی بستر سیال به دلیل اهمیت بسیار بالا، تاکنون مورد توجه پژوهشگران زیادی قرار گرفته است و مطالعه‌های به نسبت گسترده‌ای روی این واحد انجام شده است. بررسی مطالعه‌های پیشین نشان می‌دهد که بیش‌تر مدل‌سازی‌های انجام شده برای شبکه‌ی سینتیکی واحد بر اساس روش توده‌ای بوده است که خود به ۲ نوع تقسیم می‌شود، بر اساس نقطه‌ی جوش خوراک و فرآورده‌ها و بر اساس ساختار مولکولی هیدروکربنی. این مدل‌ها از ۳ توده‌ای شروع و تا ۱۹ توده‌ای توسعه پیدا کردند. شبکه‌های سینتیکی در نخست بسیار محدود بوده و از دقت کافی برخوردار نبودند، از این رو پژوهشگران برای دقت بیش‌تر به شبکه‌هایی با تعداد توده‌های بیش‌تر و بررسی دقیق‌تر اجزاء پرداختند. با گذشت زمان مدل‌های سینتیکی دقیقی بر پایه‌ی روش تک اتفاقی توسعه داده شدند که نیازمند ویژگی‌های دقیق خوراک و فرآورده‌ها بودند و همچنین پیچیدگی محاسباتی زیادی نسبت به مدل‌های توده‌ای داشتند

به منظور بهبود پیش‌بینی‌ها استفاده کرد. آن‌ها سرانجام دماهای بالابرنده و احیاءکننده و بازده فرآورده را در حالت‌های دینامیکی و پایا پیش‌بینی کردند [۲]. تانگ^(۱) و همکاران نیز در سال ۲۰۱۷ میلادی به منظور شبیه‌سازی یک احیاءکننده‌ی تجاری CFD را مورد استفاده قرار دادند. آن‌ها یک مدل واکنش شامل احتراق همگن و ناهمگن را در احیاءکننده‌ی FCC توسعه دادند. آن‌ها نتیجه‌های شبیه‌سازی را با داده‌های واحد مقایسه کردند و تاثیر پارامتر مهم مانند غنی‌سازی اکسیژن بر جریان و واکنش‌ها را بررسی کردند. نتیجه‌ها نشان داد که سرعت کاهش کک می‌تواند باعث غنی‌سازی ۵ درصدی اکسیژن شود. همچنین آن‌ها دریافتند که تاثیر غنی‌سازی اکسیژن هنگامی که بیش از ۵ درصد بود محدود شد [۱۵۴]. ايسار و همکاران نیز در همین سال با فناوری‌های بهینه‌سازی با استفاده از روش‌های غیرخطی بر پایه‌ی نتیجه‌های تجربی وابسته به کمینه کردن خطای مجموع مربع‌ها بین نتیجه‌های تجربی و پیش‌بینی شده به بهترین پارامترهای سینتیکی برای مدل خود دست یافتند. در کار آن‌ها خطای مطلق متوسط کم‌تر از ۵ درصد در بین تمام نتیجه‌ها در شرایط گوناگون تخمین زده شدند. همچنین مقدار کک بهینه در کاتالیست احیاء شده در کار آن‌ها کم‌ترین مقدار در مقایسه با مطالعه‌های پیشین به دست آمد [۱۰۱].

شبکه‌های عصبی مصنوعی (ANN)^(۲)

پس از الگوریتم‌ها و روش‌های بهینه‌سازی مورد بحث قرار گرفته و مشروح، سبک متفاوتی از بهینه‌سازی با نام شبکه‌های مصنوعی مورد بررسی قرار می‌گیرد که از جمله سامانه‌هایی است که در بهینه‌سازی واحدهای FCC مورد استفاده قرار گرفته است. شبکه‌های عصبی مصنوعی (ANN) به طور گسترده به منظور شناسایی و کنترل سیستم‌های دینامیکی به کار گرفته شدند، از آنجایی که شبکه‌های مصنوعی در تقریب زدن سامانه‌های غیرخطی توانایی بالایی دارند در نتیجه علاقه به استفاده از آن‌ها در فرایندهای شیمیایی زیاد است [۱۶۰ - ۱۵۵]. حسین در سال ۱۹۹۹ میلادی یک مطالعه‌ی مروری روی برنامه‌های شبکه‌های عصبی در بهینه‌سازی و کنترل فرایند داشت [۱۵۷]. الارادی^(۳) و روحانی

(۱) Tang

(۲) Artificial Neural Networks

(۳) Alaradi

(۴) Silver

(۵) Bispo

(۶) Moro

(۷) Odloak

جدول ۳- مقایسه‌ی برخی از پژوهش‌های موجود در زمینه بهینه‌سازی واحد شکست کاتالیستی بستر سیال.

نویسندگان	سال	روش	توضیحات	مراجع
باک و پلیت	۱۹۸۴	شوتینگ چندگانه	- پروفایل‌های کنترل گسسته‌سازی شد. - افق زمانی به فواصل زمانی تقسیم شد. مسیرهای حالت به‌وسیله‌ی انتگرال‌گیری در هر فاصله با شرایط اولیه‌ی حدس زده شده به‌دست آمدند.	[۱۲۸]
بیگلر	۱۹۸۴	روش‌های همزمان	- تمام متغیرها گسسته‌سازی شدند. - مربع‌سازی با مجموعه‌ی متعامد در المان‌های محدود روی سامانه‌های DAE برای حل DAOP	[۱۲۹]
حمان و همکاران	۱۹۸۹	بهینه‌سازی سیستماتیک و کنترل پیشرفته	- تابع هدف اقتصادی با استفاده از روش گرادیان کاهش یافته عمومی (GRG) حل شد.	[۱۳۱]
کوان و جیف	۱۹۹۲	روش توده‌ای ساختارگرا (SOL)	- این روش ساختار مولکول را در نظر می‌گیرد. - به علت محدود بودن آنالیز برش‌هاش نفت در حد مولکولی، در مقیاس صنعتی مناسب نیست.	[۱۶]
لید و استرنند	۱۹۹۷	بهینه‌سازی آنالین و کنترل مدل پیشگویانه (MPC)	- تابع هدف با استفاده از روش برنامه‌نویسی درجه دوم متوالی (SQP) حل شد. - از آنجایی که این بهینه‌ساز بر پایه‌ی معادله‌های برازش بود، مدل باید بیش‌تر به روز شده باشد.	[۱۳۲]
الیس و همکاران	۱۹۹۸	ترکیب یک مدل پیش‌بینی بازده با موازنه‌های جرم و انرژی ماکروسکوپی	- بهینه‌سازی آنالین و آفلاین برای مشخصات خوراک و ساختارهای قیمت‌گذاری محصول مقایسه شدند.	[۴۸]
یینگ و ژوزف	۱۹۹۹	روش سه‌لایه	- در این روش دو لایه‌ی بهینه‌سازی متمایز وجود داشت که یکی از آن‌ها مربوط به بهینه‌سازی مدل پایای دقیق بود.	[۱۰۵]
زنین و همکاران	۲۰۰۰	بهینه‌سازی بهنگام	- پیشینه سازی تولید LPG. - تثبیت مبدل آشفته و در نتیجه سوق دادن فرآیند به یک نقطه‌ی عملیاتی نوین.	[۱۳۹]
هان و همکاران	۲۰۰۴	سیستم بهینه‌سازی در حالت‌های احتراق جزئی و کامل	- الگوریتم برنامه‌نویسی درجه دوم متوالی - تابع هدف اقتصادی از تفاوت بین مقدار کلی محصولات و هزینه خوراک با ۳۰ قید عملیاتی - استفاده از الگوریتم SQP به منظور ارایه تخمین‌زنده‌ی پارامتر و بهینه‌ساز - نتیجه: اگر فرآیند در حالت احتراق کامل کار کند افزون بر برتری ذخیره‌ی عملیات، افزایش سود خالص را نیز در بر دارد.	[۱۴۵]
نتو و سچی	۲۰۰۶	بهینه‌سازی به هنگام دینامیکی	- روش همزمان به منظور گسسته‌سازی سامانه - نتیجه‌ها نشان داد که برنامه‌ی D-RTO برتری‌های چشمگیری دارد. - روش همزمان نیازمند زمان زیاد برای منطبق کردن پارامترهای گسسته‌سازی است.	[۱۴۲]
چن و همکاران	۲۰۰۷	الگوریتم ازدحام ذرات هیبریدی (HPSO)	- محاسبه‌ی پارامترهای سینتیکی برای سامانه واکنش مرتبه‌ی دوم - ترکیبی از روش ژنتیک و الگوریتم SA با PSO - این الگوریتم نسبت به PSO سرعت همگرایی بالاتری داشت. - توانایی بهتر برای جلوگیری از تشکیل بهینه‌ی محلی نسبت به PSO	[۱۴]

جدول ۳- مقایسه‌ی برخی از پژوهش‌های موجود در زمینه بهینه‌سازی واحد شکست کاتالیستی بستر سیال. (ادامه)

نویسندگان	سال	روش	توضیحات	مراجع
آلمیدا و سچی	۲۰۱۱	بهینه‌سازی دینامیکی	- استفاده از روش همزمان به منظور گسسته‌سازی معادلات دیفرانسیل - جبری - کیفیت گسسته‌سازی نسبت به تعداد المان‌های محدود برای افزایش تعداد نقطه‌های کولوکیشن حساس‌تر است. - با مقایسه‌ی روش D-RTO با RTO نتیجه شد که روش D-RTO سودمندتر است.	[۱۳۰]
سوزا و همکاران	۲۰۱۱	بهینه‌سازی ترمودینامیکی	- آنالیز ترمودینامیکی بر پایه‌ی کمینه کردن تولید اترپوی واحد برای بالا برنده. - تابع هدف: نرخ تولید اکسرژی خالص - انجام بهینه‌سازی با توجه به نسبت کاتالیست به خوراک (COR) - تولید بنزین با توجه به COR می‌تواند بیشینه شود.	[۱۴۸]
بیسپو و همکاران	۲۰۱۳	شبکه‌های مصنوعی (ANN)	- به کارگیری روش‌های بهینه‌سازی تکاملی، الگوریتم ژنتیک و ازدحام ذرات - حل‌های پیشنهاد شده همانند با همان چیزی بود که انتظار می‌رفت.	[۳]
آیسار و همکاران	۲۰۱۷	بهینه‌سازی با روش غیرخطی	- کمینه کردن خطای مجموع مربعات بین نتیجه‌های تجربی و پیش‌بینی شده با خطای مطلق متوسط کمتر از ۵٪ - مقدار کک بهینه کم‌ترین مقدار در مقایسه با مطالعه‌های قبلی	[۱۰۱]

تخمینی کاهش پیدا کردند. در برخی از مدل‌ها با بررسی تأثیر دمای کاتالیست ورودی و نسبت کاتالیست به خوراک (COR) روی فرآورده‌ها مشاهده شد که بازده بنزین برای تمامی نسبت‌های کاتالیست به خوراک بررسی شده از یک مقدار بیشینه با دمای ورودی عبور می‌کند. از برتری‌های برخی از مدل‌های پایا این بود که شامل هیچ معادله‌ی دیفرانسیل جزئی نبودند که به موجب آن شبیه‌سازی معادله‌ها راحت شد. پژوهش‌هایی که فرضشان بر این بود که گازها در احیاءکننده در سرعت مایع‌سازی کمینه هستند، دیدند که ارتفاع بستر کاتالیست و سرعت هوای ورودی اثرهای زیادی روی فرایند احیاء دارند. در مورد مدل‌سازی احیاءکننده‌ی واحد نیز دیده شد که بررسی و مدل‌سازی احیاءکننده‌های بازدهی بالا که طراحی جدیدتری نسبت به طراحی‌های پیشین هستند کم‌تر مورد توجه قرار گرفت، مدل‌سازی این واحدها به ویژه در مقیاس صنعتی که دیگر پیچیدگی‌های مربوط به دستیابی و محاسبه‌ی پارامترهای بسیار را ندارد، به مراتب می‌تواند ساده‌تر باشد.

بهینه‌سازی واحد نیز که با روش سنتی دولایه آغاز و با روش سه لایه توسعه پیدا کرد، با گذشت زمان به بهینه‌سازی‌های هوشمند رسید که پیشرفت‌های بزرگی در این زمینه به‌وجود آوردند.

که به همین دلیل به سادگی در صنعت قابل استفاده نبودند. مدل‌های شبه‌توده‌ای نیز مورد استفاده قرار گرفتند که آن‌ها نیز مانند روش تک اتفاقی نیازمند ویژگی‌های دقیقی از اجزاء بودند. مدل‌سازی‌های پایا و ناپایای واحد در بیش‌تر پژوهش‌ها روی دو تجهیز اصلی واحد یعنی بالا برنده‌ی راکتور و احیاءکننده و گاهی جریان‌کننده تمرکز داشته‌اند و کم‌تر روی سایر تجهیزها مطالعه شده است. مدل‌های اولیه‌ی احیاءکننده‌ی تک‌فازی، مدل تماس ساده با جریان لوله‌ای و پراکندگی واکنش با مخزن‌های متوالی بودند. مطالعه‌هایی با در نظر گرفتن تجهیزهای بیش‌تر و نیز به کارگیری معادله‌های مومنتوم افزون بر معادله‌های جرم و انرژی و فرض جریان لوله‌ای برای گاز در احیاءکننده رایج شدند که مشکل اصلی این مدل‌ها به‌دست آوردن پارامترهای مورد استفاده در آن‌ها بود، در نتیجه برای یک واحد FCC صنعتی قابل استفاده نبودند. مدل‌هایی که پارامترهای سینتیکی را از طریق برازش پی‌درپی که تا پیش از آن با آنالیز برازش همزمان معادله‌های سرعت مشخص می‌شدند، به‌دست آوردند تا حد قابل پذیرشی نتیجه‌های نزدیک به نتیجه‌های گذشتگان رایج دادند و همچنین بازده فرآورده‌ها را به خوبی پیش‌بینی کردند، ویژگی بارز دیگر این روش این بود که از تعداد معادله‌های همزمان کاسته و از این رو پارامترهای

Csc	کک روی کاتالیست مصرفی	در بررسی های صورت گرفته الگوریتم های گوناگونی از جمله الگوریتم ژنتیک و PSO مورد بررسی و مقایسه قرار گرفتند که دیده شد الگوریتم ژنتیک به طور معمول با وجود دقت بسیار بالا به لحاظ همگرایی مناسب نیست. همچنین دیده شد که الگوریتم PSO نسبت به الگوریتم ژنتیک پارامترهای کمتری برای تنظیم دارد و کار کردن با آن راحت تر است. با اهمیت داشتن و در نظر گرفتن واکنش های مرتبه ی دوم و استفاده از الگوریتم HPSO که ترکیبی از الگوریتم ژنتیک و PSO بود دیده شد که این الگوریتم نسبت به PSO دارای سرعت همگرایی بالاتر و نیز توانایی بهتر در جلوگیری از شکل گیری بهینه ی محلی دارد. روش SOL نیز نشان داد که اعمال این برنامه در مقیاس صنعتی از آنجایی که آنالیز برش های نفت در حد مولکولی هنوز هم محدود است کمی سخت است. همچنین به کار گرفتن الگوریتم SQP نشان داد که اگر فرایند در حالت سوختن کامل کار کند افزایش سود خالص را در پی خواهد داشت. بعدها با توجه به توانایی بالای شبکه های عصبی مصنوعی در تقریب زدن سیستم های غیرخطی و نیز نیازمند نبودن به فرضیه های معمول بهینه سازی، استفاده از آنها نیز مورد توجه قرار گرفت.
Drg	قطر احیاءکننده	بر این اساس می توان گفت که با وجود تلاش های بسیار در زمینه ی مدل سازی و بهینه سازی واحد شکست کاتالیستی بستر سیال، همچنان موردهای بسیاری در این زمینه وجود دارد که باید مد نظر قرار گیرند. در بخش مدل سازی استخراج مدلی که با وجود سادگی به خوراک ورودی واحد وابسته نباشد، یکی از موردهای پژوهشی در این زمینه می باشد. افزون بر این در بخش بهینه سازی تعیین الگوریتم مناسب که در زمان های غیرعادی (شرایط ناپایا) بتواند شرایط بهینه را تعیین نموده و وابستگی کمی به حدس اولیه داشته باشد از اهمیت بسیار زیادی برخوردار است. این مسئله با استفاده از الگوریتم های هیبریدی که از ترکیب الگوریتم های تکاملی با الگوریتم های توسعه یافته بر پایه ی مشتق امکان پذیر می باشد. این نکته با توجه به گستردگی پارامترهای درگیر در مدل واحد از اهمیت بسیار زیادی برخوردار است.
Fa	شدت جریان هوا	
Fc	شدت جریان کاتالیست	
Fcc	چرخش کاتالیست در احیا کننده	
Fg	شدت جریان جرمی گاز	
Fi	شدت جریان جرمی جزء i	
Frc	شدت جریان کاتالیست برگشتی به بخش سوختن	
Fsc	شدت جریان جرمی کاتالیست مصرفی	
FB	بخش فضای آزاد	
H	انتالیپی	
h	ارتفاع بستر	
Hbe	ضریب انتقال گرما بین فاز حباب و امولسیون	
hw	ضریب انتقال جرم جابه جایی	
Kbe	ضریب انتقال جرم بین فاز حباب و امولسیون	
LF	بخش بالا بر و سوختن	
Mrg	تجمع کاتالیست در فاز متراکم احیاءکننده	
Mw	جرم مولکولی	
Ni	شدت جریان مولی جزء i	
Qloss	گرمای تلف شده به محیط اطراف	
Qr	گرمای واکنش کلی در شرایط استاندارد	
Rcb	سرعت سوختن کک	
RG	احیاءکننده	
Ri	سرعت واکنش جزء i	
ri	سرعت واکنش i ام	
rj	سرعت واکنش زام	
T	دما	
Tw	دمای دیواره	
Tsurr	دمای محیط اطراف	
U	ضریب کلی انتقال گرما	
V	حجم بستر	
Vb	حجم بستر	
vij	ضریب استوکیومتری جزء i در واکنش زام	
Wc	انباشتگی کاتالیست	A
Wg	انباشتگی گاز	Ci
Yi	مقدار جزء i در کک روی کاتالیست	Cp
Z	راستای طول بستر	Cpm

فهرست نمادها

سطح مقطع

غلظت مولی جزء i

ظرفیت گرمایی ویژه

ظرفیت گرمایی ویژه متوسط

زیروندها

نمادهای یونانی			
ε	تخلخل	a	هوا
ρ	چگالی	b	فاز حباب
ε_{mf}	تخلخل در حالت کمترین سیالیت	c	کاتالیست
δ	کسر حجمی فاز حباب	d	فاز رقیق
Δh	گرمای تشکیل	e	فاز امولسیون
		g	گاز
		s	جامد

تاریخ دریافت: ۱۳۹۶/۱۱/۳ ؛ تاریخ پذیرش: ۱۳۹۷/۱/۲۰

مراجع

- [1] Mythily M., Manamalli D., Raja Nandhini R., [Dynamic Modeling and Improvements in the Tuning of PI Controllers for Fluidized Catalytic Cracking Unit.](#), *Wseas Transactions on Systems and Control*, **10**: 297-306 (2015).
- [2] Sildir H., Arkun Y., Canan U., Celebi S., Karani U., Er I., [Dynamic Modeling and Optimization of an Industrial Fluid Catalytic Cracker.](#) *Journal of Process Control*, **31**: 30-44 (2015).
- [3] Bispo V.D.d.S., Silva E.S.R.d.L., Meleiro L.A.d.C., [Modeling, Optimization and Control of a FCC Unit Using Neural Networks and Evolutionary Methods.](#) *Engevista*, **16**(1): 70-90 (2013).
- [4] Han I.-S., Chung C.-B., [Dynamic Modeling and Simulation of a Fluidized Catalytic Cracking Process. Part I: Process Modeling.](#) *Chemical Engineering Science*, **56**(5): 1951-1971 (2001).
- [5] Fernandes J., Verstraete J.J., Pinheiro C.C., Oliveira N., Ribeiro F.R., [Mechanistic Dynamic Modelling of an Industrial FCC Unit.](#) *Computer Aided Chemical Engineering*, **20**: 589-594 (2005).
- [6] Cerqueira H., Caeiro G., Costa L., Ribeiro F.R., [Deactivation of FCC Catalysts.](#) *Journal of Molecular Catalysis A: Chemical*, **292**(1-2): 1-13 (2008).
- [7] Raj Kumar Gupta V.K., Srivastava V.K., [Modeling of Fluid Catalytic Cracking Riser Reactor: A Review.](#) *International Journal of Chemical Reactor Engineering*, **8**: 1-39 (2010).
- [8] Shah, M.T., Utikar, R.P., Pareek, V.K., Evans, G.M., Joshi, J.B., [Computational Fluid Dynamic Modelling of FCC riser: A Review.](#) *Chemical Engineering Research and Design*, **111**: 403-448 (2016).
- [9] Sadighi, S., Zahedi, S., Hayati, R., Bayat, M., [Studying Catalyst Activity in an Isomerization Plant to Upgrade the Octane Number of Gasoline by Using a Hybrid Artificial-Neural-Network Model.](#) *Energy Technology*, **1**(12): 743-750 (2013).
- [10] Mohammadhah, R., Zahedi, S., Ganji, H., Ahmadi, M., [Improvement of Hydrodynamics Performance of Naphtha Catalytic Reforming Reactors Using CFD.](#) *Iranian Journal of Chemistry and Chemical Engineering (IJCCE)*, **33**(3): 63-76 (2014).
- [11] Sorood ZahediAbghari A., SeifMohaddecy R., AbdulazizAlsairafi A., [Experimental and Modeling Study of a Catalytic Reforming Unit.](#) *Journal of the Taiwan Institute of Chemical Engineers*, **45**(4): 1411-1420 (2014).

- [12] Ghasemi H.M., Gilani N., Daryan J.T., [CFD Simulation of Propane Thermal Cracking Furnace and Reactor: A Case Study](#), *International Journal of Chemical Reactor Engineering*, **15**(3): (2016).
- [13] Ghasemi H.M., Gilani N., Daryan J.T., [Investigating the Effect of Fuel Rate Variation in an Industrial Thermal Cracking Furnace With Alternative Arrangement of Wall Burners Using Computational Fluid Dynamics Simulation](#), *Journal of Thermal Science and Engineering Applications*, **9**(4): 1-11(2017).
- [14] Chen C., Bolun Y., Jun Y., Zhiwen W., Longyan W., [Establishment and Solution of Eight-Lump Kinetic Model for FCC Gasoline Secondary Reaction Using Particle Swarm Optimization](#), *Fuel*, **86**(15): 2325-2332 (2007).
- [15] Gary C., Minas R.A., Karlton J.H., Stephen B.J., [Future Directions in Modeling the FCC Process: An Emphasis on Product Quality](#), *Chemical Engineering Science*, **54**(13-14): 2753-2764 (1999).
- [16] Quann R.J., Jaffe S.B., [Structure-Oriented Lumping: Describing the Chemistry of Complex Hydrocarbon Mixtures](#), *Industrial & Engineering Chemistry Research*, **31**(11):2483-2497 (1992).
- [17] Moustafa T.M., Froment G.F., [Kinetic Modeling of Coke Formation and Deactivation in the Catalytic Cracking of Vacuum Gas Oil](#), *Industrial & Engineering Chemistry Research*, **42**(1): 14-25 (2003).
- [18] Joana L.F., Jan J.V., Carla I.C.P., Nuno M.C.O., Fernando R.R., [Dynamic Modelling of an Industrial RvR FCC Unit](#), *Chemical Engineering Science*, **62**(4): 1184-1198 (2007).
- [19] Pinheiro C., Lemos F., Ribeiro F.R., [Dynamic Modelling and Network Simulation of n-Heptane Catalytic Cracking: Influence of Kinetic Parameters](#), *Chemical Engineering Science*, **54**(11): 1735-1750 (1999).
- [20] Carabineiro H., Pinheiro C.I.C., Lemos F., Ramôa Ribeiro F., [Transient Microkinetic Modelling of n-Heptane Catalytic Cracking over H-USY Zeolite](#), *Chemical Engineering Science*, **59**(6): 1221-1232 (2004).
- [21] Weekman V.W., Nace D.M., [Kinetics of Catalytic Cracking sSelectivity in Fixed, Moving, and Fluid Bed Reactors](#), *AIChE Journal*, **16**(3): 397-404 (1970).
- [22] Wei J., Prater C.D., [A New Approach to First-Order Chemical Reaction Systems](#), *AIChE Journal*, **9**(1): 77-81 (1963).
- [23] Jacob, S.M., Gross, B., Voltz, S.E., Weekman, V.W., [A Lumping and Reaction Scheme for Catalytic Cracking](#), *AIChE Journal*, **22**(4): 701-713 (1976).
- [24] Naik D.V., Karthik V., Kumar V., Prasad B., Garg M.O., [Kinetic Modeling for Catalytic Cracking of Pyrolysis Oils with VGO in a FCC Unit](#), *Chemical Engineering Science*, 170:790-798 (2017).
- [25] Theologos K., Markatos N., [Advanced Modeling of Fluid Catalytic Cracking Riser-Type Reactors](#), *AIChE Journal*, **39**(6): 1007-1017 (1993).
- [26] Lee L.S., Yu W.C., Tsung N.H., Wen Y., [Four-Lumpkinetic Model for Fluid Catalytic Cracking Process](#), *The Canadian Journal of Chemical Engineering*, **67**(4): 615-619 (1989).

- [27] Yen L., Wrench R., Ong A., [Reaction Kinetic Correlation Equation Predicts Fluid Catalytic Cracking Coke Yields](#), *Oil Gas J.; (United States)*, **86**(2): 67 -70 (1988).
- [28] Jorge A.J., Felipe L.I., Enrique A.R., Juan C.M.M., [A Strategy for Kinetic Parameter Estimation in the Fluid Catalytic Cracking Process](#), *Industrial & Engineering Chemistry Research*, **36**(12): 5170-5174 (1997).
- [29] Ancheyta-Juárez J., Murillo-Hernández J.A., [A Simple Method for Estimating Gasoline, Gas, and Coke Yields in FCC Processes](#), *Energy & Fuels*, **14**(2): 373-379 (2000).
- [30] Ancheyta-Juarez J., Sotelo-Boyas R., [Estimation of Kinetic Constants of a Five-Lump Model for Fluid Catalytic Cracking Process Using Simpler Sub-Models](#), *Energy & Fuels*, **14**(6): 1226-1231 (2000).
- [31] Fabulic Ruszkowski M., Gomzi Z., Tomic T., [4-Lump Kinetic Model for Hydrotreated Gas Oil Catalytic Cracking](#), *Chemical and Biochemical Engineering Quarterly*, **20**(1): 61-68 (2006).
- [32] Bollas G.M., Lappas A.A., Iatridis D.K., Vasalos I.A., [Five-Lump Kinetic Model with Selective Catalyst Deactivation for the Prediction of the Product Selectivity in the Fluid Catalytic Cracking Process](#), *Catalysis Today*, **127**(1): 31-43 (2007).
- [33] Sertić-Bionda K., Gomzi Z., Mužić M., [Modeling of Gas Oil Catalytic Cracking in a Fixed Bed Reactor Using a Five-Lump Kinetic Model](#), *Chemical Engineering Communications*, **197**(3): 275-288 (2009).
- [34] Corella J., Frances E., [Analysis of the Riser Reactor of a Fluid Cracking Unit](#), *ACS Publications*, 452: 165-182 (1991).
- [35] Dupain X., Gamas E.D., Madon R., Kelkar C.P., Makkee M., Moulijn J.A., [Aromatic Gas Oil Cracking under Realistic FCC Conditions in a Microriser Reactor](#), *Fuel*, **82**(13): 1559-1569 (2003).
- [36] Larocca M., Ng S., Delasa H., [Fast Catalytic Cracking of Heavy Gas Oils: Modeling Coke Deactivation](#), *Industrial & Engineering Chemistry Research*, **29**: 171- (1990).
- [37] Ancheyta-Juárez J., López-Isunza F., Aguilar-Rodríguez E., [5-Lump Kinetic Model for Gas Oil Catalytic Cracking](#), *Applied Catalysis A: General*, **177**(2): 227-235 (1999).
- [38] Paul D., Thakur R.S., Chaudhari P.K., [Simulation of Fcc Riser Reactor using Five Lump Model](#), *Simulation*, **8**(6): 750-758 (2015).
- [39] Takatsuka T., Sato S., Morimoto Y., Hashimoto H., [A Reaction Model for Fluidized-Bed Catalytic Cracking of Residual Oil](#), *Int. Chem. Eng.*, **27**(1): 107-116 (1987).
- [40] Oliveira L.L., Biscaia E., [Catalytic Cracking Kinetic Models. Parameter Estimation and Model Evaluation](#), *Industrial & Engineering Chemistry Research*, **28**(3): 264-271 (1989).
- [41] Coxson P.G., Bischoff K.B., [Lumping Strategy. 1. Introductory Techniques and Applications of Cluster Analysis](#), *Industrial & Engineering Chemistry Research*, **26**(6): 1239-1248 (1987).
- [42] Heydari M., AleEbrahim H., Dabir B., [Study of Seven-Lump Kinetic Model in the Fluid Catalytic Cracking Unit](#), *American Journal of Applied Sciences*, **7**(1): 71-76 (2010).
- [43] Wang S.S., Weng H.X., Mao J.J., Liu F.Y., [Investigation of the Lump Kinetic Model for Catalytic IV: Determination of Kinetic Parameters in Heavy Gas Oil Network](#), *ACTA Petrol. Sin. (Petrol. Process. Sect.)*, 3: 18-25 (1988).

- [44] Hagelberg P., Eilos I., Hiltunen J., Lipiäinen K., Niemi V.M., Aittamaa J., Krause A.O.I., [Kinetics of Catalytic Cracking with Short Contact Times](#), *Applied Catalysis A: General*, **223**(1): 73-84 (2002).
- [45] Gao, H., Wang, G., Xu, C., Gao, J., [Eight-Lump Kinetic Modeling of Vacuum Residue Catalytic Cracking in an Independent Fluid Bed Reactor](#), *Energy & Fuels*, **28**(10): 6554-6562 (2014).
- [46] Zhang R., Li, L., Liu, Z., Ment, X., [Nine-Lump Kinetic Study of Catalytic Pyrolysis of Gas Oils Derived from Canadian Synthetic Crude Oil](#), *International Journal of Chemical Engineering*, 2016: 1-10 (2016).
- [47] Gross B., Jacob S.M., Nace D.M., Voltz S.E., “[Simulation of Catalytic Cracking Process](#)”, *Google Patents* (1976).
- [48] Ellis R.C., Li X., Riggs J.B., [Modeling and Optimization of a Model IV Fluidized Catalytic Cracking Unit](#), *AIChE Journal*, **44**(9): 2068-2079 (1998).
- [49] Du Y., Yang Q., Zhang C., Yang C., [Ten-Lump Kinetic Model for the Two-Stage Riser Catalytic Cracking for Maximizing Propylene Yield \(TMP\) Process](#), *Applied Petrochemical Research*, **5**(4): 297-303 (2015).
- [50] Mao X., Weng H., Zhu Z., Wang S., Zhu K., [Investigation of the Lumped Kinetic Model for Catalytic Cracking: III. Analyzing Light Oilfeed and Products and Measurement of Kinetic Constants](#), *Acta Pet. Sin.(Pet. Process Sect.)*, **1**(11): (1985).
- [51] Wojciechowski B.W., Corma A., “[Catalytic Cracking: Catalysts, Chemistry, and Kinetics](#)”, *AIChE Journal*, **33**(9): 1581-1581 (1986).
- [52] Feiyue W., Huixin W., [The Establishment of a Lumped Kinetic Model for FDFCC](#), *Petroleum Science and Technology*, **30**(10): 1031-1039 (2012).
- [53] Deng X.L., S.Y., Wang LY, Wang GL, Meng FD., “[Study on a Kinetic Model of Resid Catalytic Cracking](#)”, *Petrol Process Petrochem* (1994).
- [54] Sa, Y., Liang, X., Chen, X., Liu, J., [Study on the 13-Lump Kinetic Model for Residual Catalytic Cracking](#), *The Selective Papers in Memorial of 30th Anniversary of the Fluid Catalytic Cracking Process in China*”, Luoyan Petrochemical Engineering Corporation, Luoyang, China, P. 145 (1995).
- [55] Sun, T.D., Zhong, X., Chen, Y., Yu, B.T., [Study and Application of a Lumping FCC Kinetics Model for Vacuum Residue](#), *Petrol. Process. Petrochem.(China)*, **32**: 41-44 (2001).
- [56] Pitault, I., Nevicato D., Forissier M., Bernard J.R., [Kinetic Model Based on a Molecular Description for Catalytic Cracking of Vacuum Ggas Oil](#), *Chemical Engineering Science*, **49**(24): 4249-4262 (1994).
- [57] Gupta R.K., Kumar V., Srivastava V., [A New Generic Approach for the Modeling of Fluid Catalytic Cracking \(FCC\) Riser Reactor](#), *Chemical Engineering Science*, **62**(17): 4510-4528 (2007).
- [58] Lappas, A., Patiaka, D.T., Dimitriadis, B.D., Vasalos, I.A., [Separation, Characterization and Catalytic Cracking Kinetics of Aromatic Fractions Obtained from FCC Feedstocks](#), *Applied Catalysis A: General*, **152**(1): 7-26 (1997).

- [59] De Lasa H.I., Grace J.R., [The Influence of the Freeboard Region in a Fluidized Bed Catalytic Cracking Regenerator](#), *AIChE Journal*, **25**(6): 984-991 (1979).
- [60] Errazu A., DeLasa H., Sarti F., [Fluidized-bed Catalytic Cracking Regenerator Model-Grid Effects](#), *Canadian Journal of Chemical Engineering*, **57**(2): 191-197 (1979).
- [61] Morley K., De Lasa H., [Regeneration of Cracking Catalyst Influence of the Homogeneous CO Postcombustion Reaction](#), *The Canadian Journal of Chemical Engineering*, **66**(3): 428-432 (1988).
- [62] Weisz P.B., [Combustion of Carbonaceous Deposits Within Porous Catalyst Particles: III. The CO₂/CO Product Ratio](#), *Journal of Catalysis*, **6**(3): 425-430 (1966).
- [63] Arthur J., [Reactions between Carbon and Oxygen](#), *Transactions of the Faraday Society*, **47**: 164-178 (1951).
- [64] Rowe P., [An X-Ray Study of Bubbles in Fluidized Beds](#), *Trans. Inst. Chem. Eng.*, **43**: T157-T175 (1965).
- [65] Weisz P.B., Goodwin R.B., [Combustion of Carbonaceous Deposits Within Porous Catalyst Particles: II. Intrinsic Burning Rate](#), *Journal of Catalysis*, **6**(2): 227-236 (1966).
- [66] Faltsi-Saravelou O., Vasalos I., Dimogiorgas G., [FBSim: A Model for Fluidized Bed Simulation—II. Simulation of an Industrial Fluidized Catalytic Cracking Regenerator](#), *Computers & Chemical Engineering*, **15**(9): 647-656 (1991).
- [67] Maciel Filho R., Batista L.L., Fusco M., [A Fast Fluidized Bed Reactor for Industrial FCC Regenerator](#), *Chemical Engineering Science*, **51**(10): 1807-1816 (1996).
- [68] Bai, D., Xu, J.X., Jin, Y., Yu, Z., [Simulation of FCC Catalyst Regeneration in a Riser Regenerator](#), *Chemical Engineering Journal*, **71**(2): 97-109 (1998).
- [69] Schwarz M.P., Lee J., [Reactive CFD Simulation of an FCC Regenerator](#), *Asia-Pacific Journal of Chemical Engineering*, **2**(5): 347-354 (2007).
- [70] Clark S., Snider D., Fletcher R., [Multiphase Simulation of a Commercial Fluidized Catalytic Cracking Regenerator](#). in *AIChE Annual Meeting Conference Proceedings, AIChE, Pittsburgh*, P. 9 (2012).
- [71] Fletcher R., Clark S., [CFD Regenerator Case Study: Fluid Dynamics with Coke Combustion Kinetics](#), in *American Fuel and Petrochemical Manufacturers' Cat Cracker Seminar and Exhibition, Houston, TX*. (2012).
- [72] Parker J., Blaser P., [Validation and Utilization of CFD for Reducing CO Emissions from an FCC Regenerator](#), in "5th Annual TRC-Idemitsu Workshop, Abu Dhabi, UAE" (Feb 2015).
- [73] Fletcher, R., Clark, S., Parker, J., Blaster, P., [Identifying the Root Cause of Afterburn in Fluidized Catalytic Crackers](#), in "American Fuel and Petrochemical Manufacturers' Cat Cracker Annual Meeting" (Mar. 2016).
- [74] Morley K., De Lasa H., [On the Determination of Kinetic Parameters for the Regeneration of Cracking Catalyst](#), *The Canadian Journal of Chemical Engineering*, **65**(5): 773-777 (1987).

- [75] Blasetti A., de Lasa H., [FCC Riser Unit Operated in the Heat-Transfer Mode: Kinetic Modeling](#), *Industrial & Engineering Chemistry Research*, **36**(8): 3223-3229 (1997).
- [76] Farag H., Blasetti A., de Lasa H., [Catalytic Cracking with FCCT Loaded with Tin Metal Traps. Adsorption Constants for Gas Oil, Gasoline and Light Gases](#), *Industrial & Engineering Chemistry Research*, **33**(12): 3131-3140 (1994).
- [77] Pitault I., Forissier M., Bernard J.R., [Determination de Constantes Cinétiques du Craquage Catalytique Par la Modélisation du Test de Microactivité \(MAT\)](#), *The Canadian Journal of Chemical Engineering*, **73**(4): 498-504 (1995).
- [78] De Lasa, H.I., Errazu, A., Barreiro, E., Solioz, S., [Analysis of Fluidized Bed Catalytic Cracking Regenerator Models in an Industrial Scale Unit](#), *The Canadian Journal of Chemical Engineering*, **59**(4): 549-553 (1981).
- [78] Krishnaiah D., Bono A., Sarbatly R., [Steady State Simulation of a Fluid Catalytic Cracking Unit](#), *Journal of Applied Sciences*, **7**(15): 2137-2145 (2007).
- [80] Ali H., Rohani S., Corriou J., [Modelling and Control of a Riser Type Fluid Catalytic Cracking \(FCC\) Unit](#), *Chemical Engineering Research and Design*, **75**(4): 401-412 (1997).
- [81] Nayak S.V., Joshi S.L., Ranade V.V., [Modeling of Vaporization and Cracking of Liquid Oil Injected in a Gas-Solid Riser](#), *Chemical Engineering Science*, **60**(22): 6049-6066 (2005).
- [82] Ahari J.S., Farshi A., Forsat K., [A Mathematical Modeling of the Riser Reactor in Industrial FCC Unit](#), *Petroleum and Coal*, **50**(2): 15-24 (2008).
- [83] Lopes, G.C., Rosa, L.M., Mori, M., Nunhez, J.R., Martignoni, W.P., [Three-Dimensional Modeling of Fluid Catalytic Cracking Industrial Riser Flow and Reactions](#), *Computers & Chemical Engineering*, **35**(11): 2159-2168 (2011).
- [84]. McFarlane, R.C., Reineman, R.C., Bartee, J.F., Georgakis, C., [Dynamic Simulator for a Model IV Fluid Catalytic Cracking Unit](#), *Computers & Chemical Engineering*, **17**(3): 275-300 (1993).
- [85] Arbel A., Huang, Z., Rinard, I.H., Shinnar, R., Spare, A.V., [Dynamic and Control of Fluidized Catalytic Crackers. 1. Modeling of the Current Generation of FCC's](#), *Industrial & Engineering Chemistry Research*, **34**(4): 1228-1243 (1995).
- [86] Elnashaie S., Mohamed N., Kamal M., [Simulation and Static Bifurcation behavior of Industrial FCC Units](#), *Chemical Engineering Communications*, **191**(6): 813-831 (2004).
- [87] Secchi A.R., et al., [A Dynamic Model for a FCC UOP Stacked Converter Unit](#), *Computers & Chemical Engineering*, **25**(4): 851-858 (2001).
- [88] Kunii D., Levenspiel O., [Fluidized Reactor Models. 1. For Bubbling Beds of Fine, Intermediate, and Large Particles. 2. For the Lean Phase: Freeboard and Fast Fluidization](#), *Industrial & Engineering Chemistry Research*, **29**(7): 1226-1234 (1990).
- [89] Vale H., ["Development of a Simulator for a Complete R2R Catalytic Cracking Unit"](#), IFP Report, (2002).

- [90] Abul-Hamayel M.A., [Kinetic Modeling of High-Severity Fluidized Catalytic Cracking](#), *Fuel*, **82**(9): 1113-1118 (2003).
- [91] Rao R.M., Rengaswamy R., Suresh A.K., Balaraman K.S., [Industrial Experience with Object-Oriented Modelling: FCCcase Study](#), *Chemical Engineering Research and Design*, **82**(4): 527-552 (2004).
- [92] Fernandes J.L., Pinheiro C.I.C., Oliveira N., Ramôa Ribeiro F., [Multiplicity of Steady States in an UOP FCC Unit with High Efficiency Regenerator](#), *Elsevier*, **21**: 1575-1580 (2006).
- [93] Fernandes J.L., Pinheiro C.I.C., Oliveira N., Neto A.I., Ramôa Ribeiro F., [Steady State Multiplicity in an UOP FCC Unit with High-Efficiency Regenerator](#), *Elsevier*, **22**: 6308-6322 (2007).
- [94] Heydari M., Ebrahim H.A., Dabir B., [Modeling of an Industrial Riser in the Fluid Catalytic Cracking Unit](#), *American Journal of Applied Sciences*, **7**(2): 221-226 (2010).
- [95] Ali H., Rohani S., [Dynamic Modeling and Simulation of a Riser-Type Fluid Catalytic Cracking Unit](#), *Chemical Engineering & Technology*, **20**(2): 118-130 (1997).
- [96] Fernandes J.L., Domingues L.H., Pinheiro C.I.C., Oliveira N.M.C., RamôaRibeiro F., [Influence of Different Catalyst Deactivation Models in a Validated Simulator of an Industrial UOP FCC Unit with High-Efficiency Regenerator](#), *Elsevier*, **97**: 97-108 (2012).
- [97] Dagde K., Puyate Y., [Modelling Catalyst Regeneration in an Industrial FCC Unit](#), **4**(3): 294-305 (2013).
- [98] Lee E., Groves F.R., [Mathematical Model of the Fluidized Bed Catalytic Cracking Plant](#), *Trans. Soc. Comp. Sim*, **2**: 219-296 (1985).
- [99] Singh R., Gbordzoe E., [Modeling FCC Spent Catalyst Regeneration with Computational Fluid Dynamics](#), *Powder Technology*, **316**: 560-568 (2016).
- [100] Wang Y., [The Surface Chemistry of Phosphate mineral Flotation with Alcohol Solutions of Octyl Hydroxamic Acid.](#), Ph.D. Thesis, Dissertation. Fuels Engineering Department, University of Utah, UT. (1970).
- [101] Jarullah A.T., Awad N.A., Mujtaba I.M., [Optimal Design and Operation of an Industrial Fluidized Catalytic Cracking Reactor](#), *Fuel*, **206**: 657-674 (2017).
- [102] Li Y., Chu J., Zhang J., [A New Generic Reaction for Modeling Fluid Catalytic Cracking Risers](#), *Chinese Journal of Chemical Engineering*, **25**(10): 1449-1460 (2017).
- [103] John Y.M., Patel R., Mujtaba I.M., [Modelling and Simulation of Anindustrial Riser in Fluid Catalytic Cracking Process](#), *Computers & Chemical Engineering*, **106**: 730-743 (2017)
- [104] Hayati R., Abghari S.Z., Sadighi S., Bayat M., [Development of a Rule to Maximize the Research Octane Number \(RON\) of the Isomerization Product from Light Naphtha](#), *Korean Journal of Chemical Engineering*, **32**(4): 629-635 (2015).
- [105] Ying C.M., Joseph B., [Performance and Stability Analysis of LP-MPC and QP-MPC Cascade Control Systems](#), *AIChE Journal*, **45**(7): 1521-1534 (1999).

- [106] Linga P., Al-Saifi N., Englezos P., [Comparison of the Luus– Jaakola optimization and Gauss– Newton Methods for Parameter Estimation in Ordinary Differential Equation Models](#), *Industrial & Engineering Chemistry Research*, **45**(13): 4716-4725 (2006).
- [107] Ardenghi J.I., Maciel M.C., Verdiell A.B., [A Trust-Region-Approach for Solving a Parameter Estimation Problem from the Biotechnology Area](#), *Applied Numerical Mathematics*, **47**(3-4): 281-294 (2003).
- [108] Simon L.L., Nagy Z.K., Hungerbuhler K., [Model Based Control of a Liquid Swelling Constrained Batch Reactor Subject to Recipe Uncertainties](#), *Chemical Engineering Journal*, **153**(1): 151-158 (2009).
- [109] Mahmoodi S., et al., [Nonlinear Model Predictive Control of a pH Neutralization Process Based on Wiener–Laguerre Model](#), *Chemical Engineering Journal*, **146**(3): 328-337 (2009).
- [110] Bandyopadhyay S., et al., [A Simulated Annealing-Based Multiobjective Optimization Algorithm: AMOSA](#), *IEEE Transactions on Evolutionary Computation*, **12**(3): 269-283 (2008).
- [111] Kalinli A., Karaboga N., [A New Method for Adaptive IIR Filter Design Based on Tabu Search Algorithm](#), *AEU-International Journal of Electronics and Communications*, **59**(2): 111-117 (2005).
- [112] Qin A.K., Huang V.L., Suganthan P.N., [Differential Evolution Algorithm with Strategy Adaptation for Global Numerical Optimization](#), *IEEE Transactions on Evolutionary Computation*, **13**(2): 398-417 (2009).
- [113] Módenes A.N., Espinoza-Quñones, F.R., Trigueros, D.E.G., Lavarda, F.L., Colombo, A., Mora N.D., [Kinetic and Equilibrium Adsorption of Cu \(II\) and Cd \(II\) Ions on Eichhornia Crassipes in Single and Binary Systems](#), *Chemical Engineering Journal*, **168**(1): 44-51 (2011).
- [114] Jili T., Ning W., [Splicing System Based Genetic Algorithms for Developing RBF Networks Models**](#) Supported by the National Natural Science Foundation of China (No.6042002), and the National High Technology Research and Development Program of China (863 Program, 2006AA040308), *Chinese Journal of Chemical Engineering*, **15**(2): 240-246 (2007).
- [115] Tao J., Wang N., [DNA cComputing Based RNA Genetic Algorithm with Applications in Parameter Estimation of Chemical Engineering Processes](#), *Computers & Chemical Engineering*, **31**(12): 1602-1618 (2007).
- [116] Wang K., Wang N., [A Protein Inspired RNA Genetic Algorithm for Parameter Estimation in Hydrocracking of Heavy Oil](#), *Chemical Engineering Journal*, **167**(1): 228-239 (2011).
- [117] Yang S., Yang B., [Estimating Kinetics Parameters in Synthesis of Ethyl Tert-Butyl Ether by Using Genetic Algorithm](#), *Journal of Chemical Industry and Engineering–China-*, **53**(1): 54-59 (2002).
- [118] Yao, R., Yang, B., Cheng, G., Tao, X., Meng, F., [Kinetics Research for the Synthesis of Branch Ether Using Genetic-Simulated Annealing Algorithm with Multi-Pattern Evolution](#), *Chemical Engineering Journal*, **94**(2): 113-119 (2003).

- [119] Maeder M., Neuhold Y.-M., Puxty G., [Application of a Genetic Algorithm: Near Optimal Estimation of the Rate and Equilibrium Constants of Complex Reaction Mechanisms](#), *Chemometrics and Intelligent Laboratory Systems*, **70**(2): 193-203 (2004).
- [120] Eberhart R., Kennedy J., [A New Optimizer Using Particle Swarm Theory](#), in *Micro Machine and Human Science, MHS' 95., Proceedings of the Sixth International Symposium on*. IEEE: 39-43 (1995)
- [121] Kennedy J., Eberhart R.C., [Particle Swarm Optimization](#), In *Proceedings of the 1995 IEEE International Conference on Neural Networks (Perth, Australia)*, 1942-1948 (1995).
- [122] Wang L., Yang B., Wang Z., [Lumps and Kinetics for the Secondary Reactions in Catalytically Cracked Gasoline](#), *Chemical Engineering Journal*, **109**(1): 9-1 (2005).
- [123] Kasat R.B., Wang N.H.L., Franses E.I., [Multiobjective Optimization of Industrial FCC Units Using Elitist Nondominated Sorting Genetic Algorithm](#), *Industrial & Engineering Chemistry Research*, **41**(19): 4776-4765 (2002).
- [124] Kasat R.B., and Gupta S.K., [Multi-objective Optimization of an Industrial Fluidized-Bed Catalytic Cracking Unit \(FCCU\) Using Genetic Algorithm \(GA\) with the Jumping Genes Operator](#), *Computers & Chemical Engineering*, **27**(12): 1800-1785 (2003).
- [125] Wang L., Yang B., Wang G., Tang H., [New FCC Process Minimizes Gasoline Olefin, Increases Propylene](#), *Oil & Gas Journal*, **101**(6): 52-58 (2003).
- [126] Pollard G., Sargent R., [Off Line Computation of Optimum Controls for a Plate Distillation Column](#), *Automatica*, **6**(1): 59-76 (1970).
- [127] Sargent R., Sullivan G., [The Development of an Efficient Optimal Control Package](#), *Optimization Techniques*, : 158-168 (1978).
- [128] Bock H.G., Plitt K.-J., [A Multiple Shooting Algorithm for Direct Solution of Optimal Control Problems](#), *Proceedings of the IFAC world Congress*, : 1603-1608 (1984).
- [129] Biegler L.T., [Solution of Dynamic Optimization Problems by Successive Quadratic Programming and Orthogonal Collocation](#), *Computers & Chemical Engineering*, **8**(4-3): 243-247 (1984).
- [130] Almeida Nt E., Secchi A., [Dynamic Optimization of a FCC Converter Unit: Numerical Analysis](#), *Brazilian Journal of Chemical Engineering*, **28**(1): 117-136 (2011).
- [131] Rhemann H., Schwars G., Thomas A.B., White D.C., [Online FCCU Advanced Control and Optimization](#), *Hydrocarbon Processing*, **68**(6): 64-71 (1989).
- [132] Lid T., Strand S., [Real-Time Optimization of a Cat Cracker Unit](#), *Computers & Chemical Engineering*, **21**: S887-S892 (1997).
- [133] Zavala, V.M., "Computational strategies for the optimal operation of large-scale chemical processes", Carnegie Mellon University (2008).
- [134] Zavala V.M., Laird C.D., Biegler L.T., [Fastimplementations and Rigorous Models: Can Both be Accommodated in NMPC?](#) *International Journal of Robust and Nonlinear Control*, **18**(8): 800-815 (2008).

- [135] Kadam J., Marquardt W., Schlegel M., Backx T., Bosgra O.H., Brouwer P.J., Dünnebier G., Hessem D., Tiagounov A., Wolf S., [Towards Integrated Dynamic Real-Time Optimization and Control of Industrial Processes](#), *Proceedings Foundations of Computer-Aided Process Operations (FOCAPO)*, : 593-596 (2003).
- [136] Kadam J., Schlegel M., Srinivasan B., Bonvin D., Marquardt W., [Dynamic Optimization in the Presence of Uncertainty: From Off-Line Nominal Solution to Measurement-Based Implementation](#), *Journal of Process Control*, **17**(5): 389-398 (2007).
- [137] Odloak D., Moro L.F.L., Spandri R., [Constrained Multivariable Control Of Fluid Catalytic Cracking Converters, A Practical Application](#), *AIChE Spring Meeting, Houston. II.*, : 84-90 (1995).
- [138] Chitnis U.K., Corripio A.B., [On-Line Optimization of a Model IV Fluid Catalytic Cracking Unit](#), *ISA transactions*, **37**(7): 215-226 (1998).
- [139] Zanin A., de Gouvea M.T., Odloak D., [Industrial Implementation of a Real-Time Optimization Strategy for Maximizing Production of LPG in a FCC Unit](#), *Computers & Chemical Engineering*, **24**(2): 525-531 (2000).
- [140] Ali E.E., Elnashaie S.S., [Nonlinear Model Predictive Control of Industrial Type IV Fluid Catalytic Cracking \(FCC\) Units for Maximum Gasoline Yield](#), *Industrial & Engineering Chemistry Research*, **36**(2): 389-398 (1997).
- [141] Zanin A.C., T de Gouvea M., Odloak D., [Comparing the Performance of Different Real-Time Optimization Strategies for the FCC Catalytic Converter](#), *In ADCHEM.*, : 14-16 (2000).
- [142] Neto E.A., Secchi A.R., [Dynamic Real-Time Optimization of a FCC Converter Unit](#), *IFAC Proceedings Volumes*, **39**(2): 1055-1061 (2006).
- [143] Miletic I., Marlin T., [Results analysis for real-time optimization \(RTO\): Deciding when to change the plant operation](#), *Computers & Chemical Engineering*, **20**: S1077-1082 (1996).
- [144] Miletic I., Marlin T., [On-Line Statistical Results Analysis in Real-Time Operations Optimization](#), *Industrial & Engineering Chemistry Research*, **37**(9): 3670-3684 (1998).
- [145] Han I.-S., Riggs J.B., Chung C.-B., [Modeling and Optimization of a Fluidized Catalytic Cracking Process under Full and Partial Combustion Mode.](#), *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification*, **43**(8): 1063-1084 (2004).
- [146] Souza J.A., Vargas, J.V.C., Meien, O.F., Martignoni, W.P., Ordonez, J.C., [The Inverse Methodology of Parameter Estimation for Model Adjustment, Design, Simulation, Control and Optimization of Fluid Catalytic Cracking \(FCC\) Risers](#), *Journal of Chemical Technology and Biotechnology*, **84**(3): 343-355 (2009).
- [147] Souza J.A., Vargas J.V.C., Ordonez J.C., Martignoni W.P., Meien O.F., [Thermodynamic Optimization of Fluidized Catalytic Cracking \(FCC\) Units](#), *International Journal of Heat and Mass Transfer*, **54**(5): 1187-1197 (2011).

- [148] Song C.-M., Yan Z., Tu Y., [Energy and Exergy Analysis of FCC Unit](#), in *Abstr. Pap. Am. Chem. Soc.*, 217: 140-144 (1999).
- [149] Păun G., [Membrane Computing](#), An Introduction Springer-Verlag, Berlin, p. 270-287 (2009).
- [150] Păun G., Pérez-Jiménez M.J., Riscos-Nunez A., [Tissue P Systems with Cell Division](#), *International Journal of Computers Communications & Control*, **3**(3): 295-303 (2008).
- [151] Huang L., Wang N., [An Optimization Algorithm Inspired by Membrane Computing](#), *Advances in Natural Computation*, : 49-52 (2006).
- [152] Zhang G.-X., Gheorghe M., Wu C.-Z., [A Quantum-Inspired Evolutionary Algorithm Based on P Systems for Knapsack Problem](#), *Fundamenta Informaticae*, **87**(1): 93-116 (2008).
- [153] Yang S., Wang N., [AP Systems Based Hybrid Optimization Algorithm for Parameter Estimation of FCCU Reactor-Regenerator Model](#), *Chemical Engineering Journal*, **211**: 508-518 (2012).
- [154] Tang G., Silaen A.K., Wu B., Zhou C.Q., Dean D.A., Wilson J., Meng Q., Khanna S., [Numerical Simulation And optimization of an Industrial Fluid Catalytic Cracking Regenerator](#), *Applied Thermal Engineering*, **112**: 750-760 (2017).
- [155] Ng G., [Application of Neural Networks to Adaptive Control of Nonlinear Systems](#), *Research Studies Press. LTD. & John Wiley & Son Inc., ISBN.*, **471** (97263): 1931-1933 (1997).
- [156] Narendra K.S., Parthasarathy K., [Identification and Control of Dynamical Systems Using Neural Networks](#), *IEEE Transactions on Neural Networks*, **1**(1): 4-27 (1990).
- [157] Hussain M.A., [Review of the Applications of Neural Networks in Chemical Process Control—Simulation and Online Implementation](#), *Artificial Intelligence in Engineering*, **13**(1): 55-68 (1999).
- [158] Norgaard M., Ravin O., Poulsen N.K., Hansen L. K., [Neural Networks for Modelling an Control of Dynamic Systems](#), Springer Verlag, (2000).
- [159] Piche S., Sayyar-Rodsari B., Johnson D., Gerules M., [Nonlinear Model Predictive Control Using Neural Networks](#), *IEEE Control Systems*, **20**(3): 53-62 (2000).
- [160] Zhan J., Ishida M., [The Multi-Step Predictive Control of Nonlinear SISO Processes with a Neural Model Predictive Control \(NMPC\) Method](#), *Computers & Chemical Engineering*, **21**(2): 201-210 (1997).
- [161] Alaradi A., Rohani S., [Identification and Control of a Riser-Type FCC Unit Using Neural Networks](#), *Computers & Chemical Engineering*, **26**(3): 401-421 (2002).
- [162] Silver E.A., [An Overview of Heuristic Solution Methods](#), *Journal of the Operational Research Society*, **55**(9): 936-956 (2004).
- [163] Moro L.F.L., Odloak D., [Constrained Multivariable Control of Fluid Catalytic Cracking Converters](#), *Journal of Process Control*, **5**(1): 29-39 (1995).