

اختلاط محوری در رآکتورهای گاز - مایع

نوشته^۱

مرتضی سهرابی و طاهره کاغذچی
دانشیاران گروه مهندسی شیمی و پتروشیمی
دانشگاه پلی تکنیک تهران

چکیده

در این مقاله اطلاعات موجود درباره اختلاط محوری در رآکتورهای گاز - مایع به طور مختصر بررسی می گردند . ابتدا طرز تعیین پخش زمان ماندگاری (RTD) در فازهای مختلف رآکتورهای چند فازه مورد مطالعه قرار گرفته و سپس مدل های گوناگون دیفرانسیلی و مرحله ای و کاربرد آنها در محاسبه مخلوط بازگشتی با استفاده از اطلاعات حاصل از اندازه گیری RTD و همچنین نحوه اختلاط محوری در بعضی از رآکتورهای گاز - مایع مورد بحث واقع می گردد و بالاخره محدودیت کاربرد RTD در مسائل مربوط به افزایش ابعاد دستگاه ها ذکر می شود .

انجام گیرد .

طی بیست ساله گذشته کوششهای زیادی برای بهبود روشهای تعیین پخش زمانهای ماندگاری در دستگاههای چند فازه به عمل آمده است . در دستگاههای گاز - مایع و یا گاز - مایع - جامد تعیین درشت رفتاری هر فاز نیاز به اندازه گیری های مجزای زمان ماندگاری دارد .

به طوری که ذکر شد ، برخی از مدل های مخلوط برگشتی مانند مدل پراکندگی محوری ، ساده و تنها دارای یک پارامترند . تعدادی پیچیده تر و محتوی دو ، سه و یا چهار پارامتر می باشند . در حالتی که جریانها بسیار پیچیده اند مانند بستر سیال^۲ ، مدل های مفصل تری برای بیان RTD به کار می روند . این مدلها به شکل دیفرانسیلی و یا مرحله ای بوده و معمولاً^۱ می توان آنها را به یکدیگر ارتباط داد .

به طوری که می دانیم ، یک واکنش شیمیائی معمولاً^۱ از مراحل متعددی تشکیل می شود که به وجود آمدن یک یا

چنانکه قبلاً^۱ گفته شده است (۱) اختلاط محوری اثر قابل توجهی بر عملکرد رآکتورهای مختلف دارد . در این بررسی برخی از جنبه های پدیده مذکور را در رآکتورهای گاز - مایع مورد بررسی قرار می دهیم .
از دیدگاه اختلاط محوری ، رآکتورهای گاز - مایع و گاز - مایع - جامد را می توان به سه دسته کلی تقسیم نمود (الف) رآکتورهای فیلمی که در آنها مایع و گاز فازهای مداومی هستند و مایع به صورت فیلم نازکی جریان می یابد ، (ب) رآکتورهایی که در آنها مایع به شکل قطراتی در فاز گاز (فاز مداوم) پخش می گردد و (ج) رآکتورهایی که در آنها گاز به صورت حباب در فاز مایع (فاز مداوم) پراکنده می شود .
اختلاط محوری در این رآکتورها را اغلب بوسیله مدل ساده پخش محوری توضیح می دهند ولی در بعضی موارد لازم است که از مدل های پیچیده تر استفاده به عمل آید . در هر حال برای تحقیق در صحت مدل انتخاب شده می باید مقایسه ای بین پخش زمانهای ماندگاری^۱ (RTD) در سیال و در مدل

1- Residence time distribution

2- Fluidized bed

در یک رآکتور چند فازه، وجود اختلاط محوری در فازهای مختلف اثرات قابل توجهی بر سرعت واکنش و نوع محصولات دارد. در دستگاه های بادمای ثابت، اختلاط محوری تأثیر عمده ای بر آهسته کردن واکنش می گذارد زیرا سبب کاهش غلظت مواد مؤثر در سرعت واکنش و نیز نقصان نیروی محرکه تغلیظ می شود ولی در دستگاه های بادمای متغیر، برگشت مواد با دمای بالاتر ممکنست کاهش غلظت ترکیب شوندگان را جبران به نماید چون باعث افزایش ثابت سرعت واکنش خواهد گردید.

پخش زمان ماندگاری

در یک رآکتور چند فازه، مشخصات مخلوط بازگشتی در فازهای مختلف را با تعیین پخش زمان ماندگاری یک ردیاب، که به داخل فاز مورد نظر تزریق میشود، بدست می آورند. این روش معمولاً شامل تزریق ردیاب در یک یا چند نقطه از دستگاه و اندازه گیری غلظت آن بر حسب تابعی از زمان در فرود جریان می باشد. تزریق ردیاب به انواع گوناگون مانند پلکانی، ضربانی، جیبی، سهمی گونه ای و غیره انجام می گیرد. شرایط اساسی در آزمایش صحیح با ردیاب را ممکنست به صورت زیر خلاصه کرد:

۱- ردیاب بایستی در فاز مورد نظر کاملاً محلول و خواص فیزیکی آن نیز نزدیک به سیال تشکیل دهنده آن فاز باشد. بعلاوه، نباید به فازهای دیگر انتقال یابد.

۲- اندازه گیری دقیق مقادیر جزئی ردیاب بایستی امکان پذیر باشد تا بتوان با تزریق میزان کمی از آن به دستگاه و در نتیجه به حداقل رساندن اختلال در جریان اصلی، آزمایش لازم را انجام داد.

۳- بین ردیاب و سیال اصلی حتی المقدور نباید واکنش شیمیائی انجام گیرد تا اندازه گیری زمان ماندگاری با سانی ممکن شود. البته روشهایی جهت تعیین مدل های زمان با استفاده از ردیابهای ترکیب شونده نیز ارائه شده است (۴ و ۵).

۴- وسیله اندازه گیری ردیاب می باید حداقل اختلال را در جریان سیال ایجاد کند.

۵- برای تعیین غلظت ردیاب در فازهایی که با

چند جسم واسطه ای ناپایدار جزئی از آن مراحل است. سرعت های این مراحل متفاوت بوده و کندترین مرحله، تعیین کننده سرعت کلی واکنش می باشد. ولی میزان تبدیل یک واکنش شیمیائی که در رآکتوری چند فازه انجام می گیرد، تنها به نوع آن واکنش بستگی ندارد بلکه تابع سرعت فرایندهای فیزیکی مختلف مثل انتقال حرارت و انتقال جرم بین قطعات پرکننده و سطوح مشترک نیز می باشد.

اثر این عوامل فیزیکی بر عملکرد رآکتور، با تسووع حرکت فازهای موجود مرتبط بوده و از این رومطالعات زیادی در برآورد اثر جریانهای غیرآرمانی بر عملکرد رآکتورهای چند فازه به عمل آمده است.

عمل اختلاط سیال در یک فاز، تحت شرایط جریان غیرآرمانی، بر اثر وجود دو نوع پدیده انجام می گیرد که عبارتند از اختلاط کوچک ذره ای (یا ملکولی) و اختلاط درشت ذره ای. در پدیده اختلاط کوچک ذره ای، شدت مخلوط شدن ملکولها در یک دستگاه مداوم مورد مطالعه قرار می گیرد و این فرایند شامل تمام عواملی است که به توسط پخش زمان ماندگاری مشخص نمی شوند مانند نفوذ ملکولی. شدت این نوع اختلاط تنها به زمان همبسته شدن ملکولهای مختلف بایکدیگر بستگی دارد. دو حالت حدی در این پدیده می توان تشخیص داد که یکی تفکیک کامل^۱ و دیگری حد اعلا ی مخلوط شدگی^۲ می باشد.

در پدیده اختلاط درشت ذره ای، سیال را متشکل از قطعات مستقل و مجزا تصور کرده و زمان ماندگاری هر کدام از این قطعات و در نتیجه پخش زمان ماندگاری سیال را مشخص می نمایند. این نوع اختلاط تنها در اثر پخش و تغییر مکان حاصل می شود. جریان توپی^۳ و اختلاط کامل دو حالت حدی چنین فرآیندی می باشند. بدیهی است که در حالات عملی، نحوه جریان سیال در داخل رآکتورها انحراف قابل توجهی از وضعیت های حدی فوق دارد. این انحرافات ممکنست در نتیجه یکنواخت نبودن پروفیل سرعت، اتصالهای کوتاه جریانهای مختلف سیال، جریانهای جانبی، جهشهای سرعت بواسطه پخش ملکولی و گردابی، شکل رآکتور، برگشت سیال در اثر اختلاف سرعت بین فازها و بهم زدن سیال ایجاد شوند (۳ و ۲).

1- Complete segregation

2- Maximum mixedness

3- Plug flow

روشهای تعیین ضریب پخش محوری با استفاده از RTD- در بسیاری از موارد از مدل یک پارامتری پخش محوری برای تطبیق نتایج RTD ی حاصل از آزمایش با ردیاب استفاده می شود. شکل منحنی RTD ی حاصل به نحوه تزریق ردیاب و مشخصات جریان سیال در داخل دستگاه بستگی دارد. دو نوع معمولی از منحنی های RTD در شکل ۱ نشان داده شده اند.

در یک بستر پر شده^۶ سه فازه ناپیوسته (گاز، مایع و جامد) و یا یک ستون حبابی ناپیوسته، منحنی RTD ی فازهای مایع و جامد معمولاً "مطابق شکل ۱ الف بدست می آید. منحنی خط چین در این شکل حالتی را نشان می دهد که مسافت بین محل تزریق و اندازه گیری بسیار کوتاه باشد. ضریب پخش محوری فازهای جامد یا مایع از تطبیق رابطه زیر با منحنی RTD حاصل می شود (۶).

$$C/C_0 = 1 + 2 \sum_{n=1}^{\infty} \left[\left(\frac{n\pi}{L_B} L_n \right) \exp\left(-n \frac{2\pi^2}{L_B^2} E_{t1}\right) \right] \quad (1)$$

وقتی که فاز مورد مطالعه در حال حرکت و شدت مخلوط باز گشتی در آن بین جریان تویی کامل و مخلوط کامل باشد، هر نوع تزریق ضربانی ردیاب منجر به ایجاد منحنی RTD ی گاوسی مطابق شکل ۱ ب خواهد گردید، در حالیکه تزریق پلکانی ردیاب، منحنی ای مطابق شکل ۱ الف حاصل خواهد کرد. در بیشتر موارد میزان اختلاط معکوس را با استفاده از تزریق ضربه ای ردیاب مطالعه می نمایند. در صورت تزریق چنین ضربه ای به یک بستر پر شده ضریب پخش محوری با استفاده از مقدار پراش^۴ منحنی RTD به دست خواهد آمد (۷) در یک ظرف بسته وقتی پراکندگی زیاد باشد، ناهماهنگی و عدد پکله با رابطه زیر به یکدیگر مربوط می شوند:

$$\sigma_0^2 = \frac{1}{t} \int_0^{\infty} (t-\bar{t})^2 E(t) dt = \frac{2}{Pe} - \frac{2}{Pe^2} (1 - e^{-Pe}) \quad (2)$$

در معادله فوق t زمان متوسط ماندگاری است. با وجود آنکه در روش فوق عدد پکله دستگاه به آسانی تعیین می گردد، معهداً در بعضی موارد وجود دنباله طویل در منحنی RTD دقت محاسبه شدت کاهش می دهد.

سرعت زیاد حرکت می کنند، از دستگاه های ثبات حساس باعث عمل سریع باید استفاده شود. در این موارد بیشتر ردیابهای رادیوآکتیورا بکار می برند.

مدلهای مخلوط بازگشتی

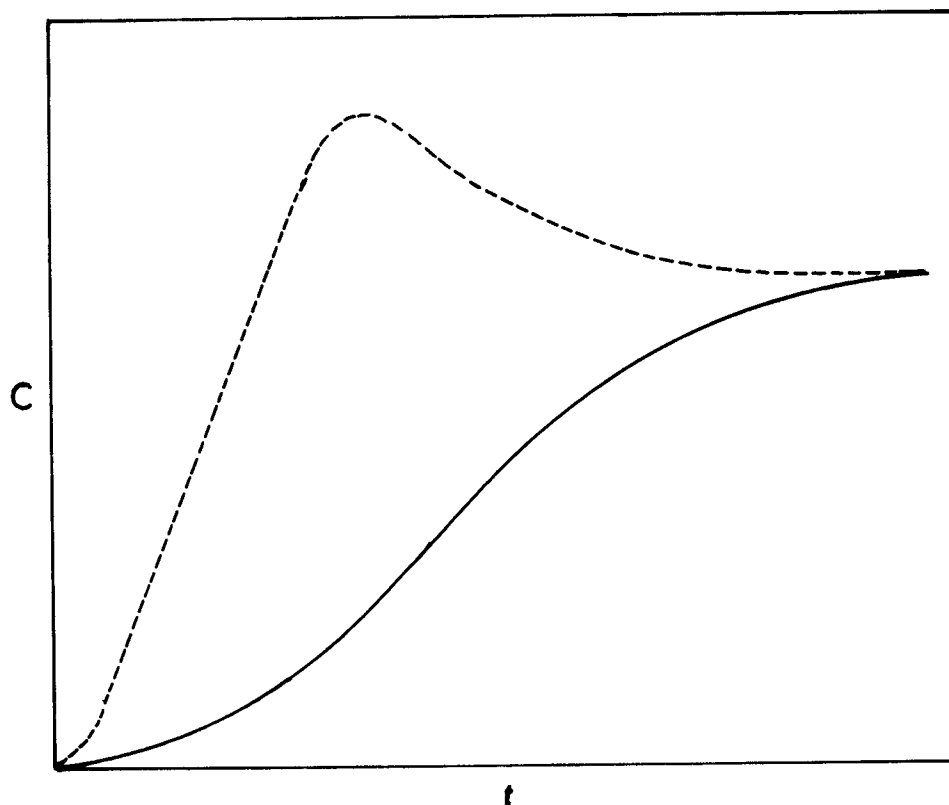
پس از بدست آمدن پخش زمان ماندگاری بوسیله آزمایش با ردیاب، مشخصات مخلوط بازگشتی در هر فاز را از نظر کمی با تطبیق یک مدل مناسب می توان تعیین نمود. مدل های مخلوط بازگشتی را چنانکه قبلاً ذکر شد، به دو دسته دیفرانسیلی و مرحله ای تقسیم می نمایند استفاده از مدل های دیفرانسیلی منجر به حصول یک دسته معادلات دیفرانسیل می گردد حال آنکه در شرایط مداوم و پایدار دستگاه، مدل های مرحله ای به معادلات ساده جبری منجر خواهند شد. این مدلها را به طور مختصر بررسی می نمائیم. مدل پراکندگی محوری - این مدل، مخلوط بازگشتی را با یک معادله ساده یک پارامتری از نوع معادلات نفوذی فیکس^۱ مشخص می نماید. ضریب تناسب این معادله به ضریب پراکندگی محوری موسوم است.

فرض آنکه پدیده اختلاط، بدون توجه به مکانیسم حقیقی آن به طور کلی با یک معادله ساده بی بیان می شود در حالتی که مخلوط بازگشتی زیاد باشد البته قابل تاامل است. ضریب پراکندگی را در حالت بدون بعد، با عدد پکله^۲ $(Pe = \frac{UL_c}{E_T})$ بیان می کنند. در یک ستون پاششی، L_c ممکنست قطر ستون یا قطر قطرات مایع گرفته شود در حالی که در یک بستر پر شده، L_c معمولاً "قطر قطعات پراکننده است. در حالت اخیر جای Pe از عدد بدون بعد بودنشتاین^۳ استفاده می نمایند. مقدار عدد پکله یا بودنشتاین مبین درجه مخلوط بازگشتی است. وقتی $Pe=0$ ، اختلاط معکوس کامل و در حالتی که $Pe=\infty$ ، جریان تویی کامل برقرار می باشد. در مورد یک راکتور چند فازه، مخلوط بازگشتی در هر فاز را باید جداگانه در نظر گرفت. در راکتورهای گاز - مایع ممکنست شدتهای کاملاً "متفاوتی از مخلوط بازگشتی در دو فاز وجود داشته باشد. مثلاً "در راکتورهای ستونی شکل مخلوط بازگشتی در فاز گاز که با سرعت زیاد حرکت می کند به مراتب کمتر از فاز مایع است که به آهستگی جریان دارد.

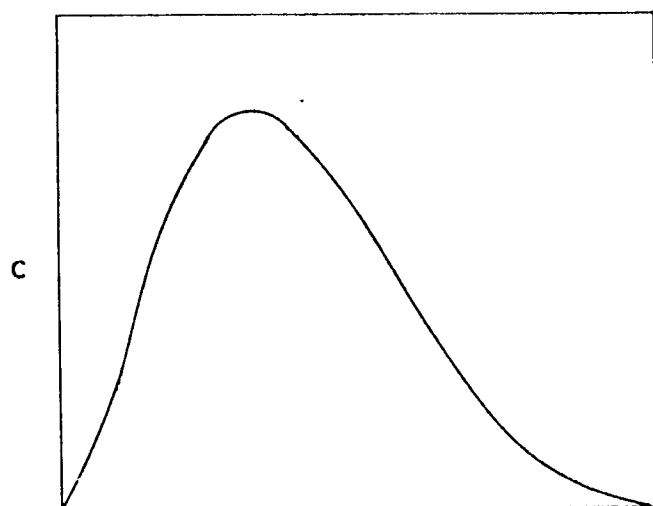
برای مدل مذکور ارائه داده اند به صورت زیر است:

$$C = \frac{M}{a_c \sqrt{4\pi E_s t}} \exp\left[-\frac{(L_s - ut)^2}{4E_s t}\right] \quad (3)$$

میشل و فورزر^۱ (۸) تطبیق آماری منحنی RTD ی حاصل را با حل دقیق معادله پخش محوری به عنوان روش بهتری برای تعیین ضریب پخش محوری پیشنهاد نمودند. حلی که آنها



شکل الف ۱



شکل ب

$$F(s) = \frac{C_2(s)}{C_1(s)} = \frac{\int_0^{\infty} C_2(t) \exp(-st) dt}{\int_0^{\infty} C_1(t) \exp(-st) dt} \quad (8)$$

در رابطه فوق تابع $F(s)$ از تبدیل لاپلاس پخش محوری بدست می‌آید (۱۵).

$$F(s) = \exp\left\{\frac{Pc}{2}\left[1 - \left(1 + \frac{4st}{Pc}\right)^{1/2}\right]\right\} \quad (9)$$

پس از حذف $F(s)$ بین این دو معادله و مرتب کردن آن:

$$\left[\log\left(\frac{1}{F(s)}\right)\right]^{-1} = \bar{t}s \left[\log\left(\frac{1}{F(s)}\right)\right]^{-2} - \frac{1}{Pc} \quad (10)$$

بنابراین در صورتیکه مدل پخش محوری صادق باشد از رسم $S \left[\log\left(\frac{1}{F(s)}\right)\right]^{-2}$ در تابعی از $\left[\log\left(\frac{1}{F(s)}\right)\right]^{-1}$ خط مستقیمی حاصل خواهد گردید که شیب خط و محل تقاطع آن با محور عمودی به ترتیب، زمان متوسط ماندگاری و عدد پکله را به دست خواهد داد.

مدل تجدید نظر شده سلول اختلاط^۲ - این مدل صورت تعمیم یافته مدل حوزه های اختلاط کامل پشت سرهم است که به توسط دینز و لاپیدوس^۳ (۱۶ و ۱۷) پیشنهاد شده است. در این مدل هر حوزه متشکل از دو ناحیه یکی ساکن و دیگری در حال جریان فرض می‌شود. به علت وجود مخلوط بازگشتی، تبادل جرم بین دو ناحیه ساکن و جاری انجام می‌گیرد. در صورتی که تعداد حوزه ها بسیار زیاد در نظر گرفته شود، مدل را می‌توان با معادلات دیفرانسیلی بیان نمود. در چنین حالتی، معادله منحنی RTD حاصل از تزریق ضربه ای ردیاب، با رابطه زیر داده خواهد شد:

$$E(t) = \exp(-kt) \delta(t-t_1) + \left(\frac{k^2 \bar{t}}{f}\right) \exp\left\{-k \bar{t} \left[2 + \left(\frac{t-\bar{t}}{f \bar{t}}\right)\right]\right\} \\ \left\{I_1 \left[2k \bar{t} \left(1 + \frac{t-\bar{t}}{f \bar{t}}\right)^{1/2}\right] / k \bar{t} \left(1 + \frac{t-\bar{t}}{f \bar{t}}\right)^{1/2}\right\} \quad (11)$$

برای تعیین شدت اختلاط معکوس در فاز مایع، با استفاده از مدل فوق، به دو پارامتر f و k نیاز وجود دارد. رابطه^۴ بین f و k و مشخصات منحنی تجربی توزیع زمان

در عمل، تزریق یک ضربه^۴ کامل ردیاب به داخل دستگاه بسیار مشکل است و به منظور حذف شرط ضربه^۴ کامل، اندازه گیری ردیاب را در دو نقطه^۴ مجزا از فرود جریان انجام میدهند. چنانکه به وسیله عده‌ای از محققین نشان داده شده است (۹، ۱۰، ۱۱، ۱۲ و ۱۳)، ضریب پخش محوری را می‌توان با استفاده از لنگرهای^۱ اول و دوم منحنی RTD در دو نقطه^۴ اندازه گیری بدست آورد. این لنگرها با معادلات زیر مشخص می‌شوند:

$$\mu_i = \left(\frac{u}{L}\right) \frac{\int_0^{\infty} C_i(t) t dt}{\int_0^{\infty} C_i(t) dt} \quad i = 1, 2 \quad (4)$$

$$\sigma_i^2 = \left(\frac{u}{L}\right)^2 \frac{\int_0^{\infty} C_i(t) t^2 dt}{\int_0^{\infty} C_i(t) dt} - \mu_i^2 \quad i = 1, 2 \quad (5)$$

نظر به اینکه لنگر اول منحنی در حقیقت مقدار متوسط آن می‌باشد، زمان متوسط ماندگاری ردیاب را ممکنست با تعیین تفاوت لنگرهای اول منحنی ها بدست آورد:

$$\bar{t} = \left(\frac{L}{u}\right) (\mu_2 - \mu_1) \quad (6)$$

لنگر دوم منحنی مبین گسترش RTD بوده و تفاوت دو لنگر، میزان مخلوط بازگشتی بین دو نقطه^۴ اندازه گیری را به دست خواهد داد.

در مورد ظروف باز و وقتی که میزان مخلوط بازگشتی نسبتاً زیاد باشد، لنگر دوم به وسیله معادله زیر مشخص می‌شود (۷):

$$\sigma_0^2 = 2 \left(\frac{E_s}{UL}\right) + 8 \left(\frac{E_s}{UL}\right)^2 \quad (7)$$

در روش استفاده از لنگرها، وجود دنباله^۴ طویل در منحنی RTD، سبب عدم دقت در محاسبه عدد پکله می‌گردد.

روش دیگری که شامل تبدیل لاپلاس معادله^۴ پخش محوری، و تعیین تابع انتقال خطی است به توسط عده ای از محققین پیشنهاد شده است (۱۴ و ۱۵). آنان نشان دادند که نتایج حاصل از این روش در مورد منحنی هائی با دنباله^۴ طویل به مراتب بهتر از روش لنگرها می‌باشد. در روش مذکور تابع انتقال یک دستگاه خطی یک بعدی به صورت زیر محاسبه شده است.

مخلوط بازگشتی در دستگاه اصلی است. در حالت حدی که در آن تعداد مخازن بی نهایت باشد، جریان تویبی کامل برقرار خواهد بود.

مدل مخازن پشت سرهم - مدل مخازن پشت سرهم (بیشتر به مدل سلولی معروف است) شاید ساده ترین نمونه مدل‌های مرحله ای در رآکتورهای مخزنی بهم زنده^۱ باشد. در این مدل رآکتور حقیقی را به وسیله تعدادی مخازن بهم زنده^۲ کامل پشت سرهم نشان می دهند. تعداد این مخازن مبین شدت اختلاط معکوس است. هرچه تعداد مخازن بیشتر باشد، شدت مخلوط بازگشتی کمتر خواهد بود. مدل‌های مرحله ای دیگری نیز مثل مدل جریان برگشتی (۲۰) و یا مدل جریان چرخشی بین واحدها (۲۱) وجود دارند که موارد استعمال آنها کمتر از مخازن پشت سرهم است.

به طور کلی مدل‌های دیفرانسیلی و مدل‌های مرحله ای را می توان بیکدیگر ارتباط داد و این امر معمولاً از طریق تطبیق پراش منحنی های RTD انجام می گیرد (۷). در بعضی از دستگاهها استفاده از مدل دیفرانسیلی مناسب تر از مدل‌های مرحله ای است (مثل بسترهای پر شده) و بالعکس. البته در پاره یی از موارد مانند رآکتورهای لوله ای که در داخل آنها مارپیچ های خنک کن تعبیه شده باشد و یا رآکتورهای حبابی با جریانهای جانبی بایستی از مدل‌های که از تلفیق انواع مدل‌های دیفرانسیلی و مرحله ای بدست می آیند استفاده نمود.

اثر مخلوط بازگشتی بر عملکرد رآکتورهای گاز-مایع

(الف) رآکتورهای ستونی حبابی

بطور کلی جلوگیری از مخلوط بازگشتی در فاز مایع عملاً غیر ممکن بوده و این پدیده لطمه شدیدی به عملکرد رآکتور وارد می نماید.

ابتداءً مدل کلی و ساده ای را در مورد رآکتوری بررسی کنیم که در آن یک واکنش بین جسم A در فاز گاز و جسم B در فاز مایع (که همراه با اختلاط محوری است) انجام می گیرد. این واکنش را نسبت به A از درجه m و نسبت به B از درجه n فرض نماییم. واکنشهای بسیاری مانند اکسیداسیون، الکیلاسیون، ایدرژناسیون و غیره را می توان پیدا کرد که با چنین مکانیسمی تطبیق نمایند. انجام واکنش در فاز گاز صرف نظر می گردد. شکل معادلات ریاضی حاصل

ماندگاری به توسط بسیاری از محققین مطالعه و ارائه گردیده است. \bar{x} را می توان از معادله زیر بدست آورد:

$$f = 1 - (t_i/\bar{t}) \quad (12)$$

و پراش منحنی RTD از رابطه (۱۳) حاصل می شود:

$$\sigma_0^2 = \frac{2f^2}{kt} \quad (13)$$

از حذف f بین دو رابطه (۱۲) و (۱۳)، k محاسبه می گردد. این مدل در محاسبه پخش محوری فاز مایع در رآکتورهای فیلمی مورد استفاده قرار گرفته است.

مدل جریان متقاطع - این مدل مشابهت بسیاری با مدل سلول اختلاط دارد و بیشتر در محاسبه اختلاط معکوس فاز مایع در رآکتورهای بستر ثابت بکار می رود (۱۸) و (۱۹) اساس این مدل بر این فرض استوار است که فاز مایع به دو ناحیه تقسیم می شود که یکی ساکن و دیگری جاری است و جریان مایع در ناحیه متحرک به صورت تویبی کامل انجام می گیرد. انتقال جرم بین دو ناحیه صورت می پذیرد و معادلات موازنه مواد در دو ناحیه به صورت زیر می باشند:

$$v \frac{\partial C_d}{\partial t} + u_L \frac{\partial C_d}{\partial z} + k(C_d - C_g) = 0 \quad (14)$$

$$(1 - \phi) \frac{\partial C_d}{\partial t} - k(C_d - C_g) = 0 \quad (15)$$

ϕ با معادله زیر بیان می شود (۱۹):

$$\phi = t_i/\bar{t} \quad (16)$$

و k با استفاده از رابطه (۱۷) محاسبه می گردد:

$$k = \frac{2(1 - \phi)^2}{\sigma_0^2 t} \quad (17)$$

بطوریکه مشاهده می شود دو عامل ϕ و k شبیه عوامل مدل حوزه اختلاط می باشند.

مدل‌های مرحله ای - برخلاف مدل‌های دیفرانسیلی، در مدل‌های مرحله ای پدیده مخلوط بازگشتی در یک رآکتور وسیله تعدادی مخازن پشت سرهم که بین هر دو مخزن متوالی جریان برگشتی و یا چرخشی موجود می باشد توضیح داده می شود. تعداد مخازن و یا مراحل پشت سرهم به اضافه میزان جریان برگشتی و یا چرخشی بین واحدها مبین شدت

حل کامل جبری معادلات فوق ممکن نیست ولی یک راه حل تقریبی و ساده از طریق خطی کردن معادلات توسط هوفمان و لاواچک^۱ (۲۳) پیشنهاد گردیده است.

واکنشهای تند - وقتی واکنشی در فیلم فاز مایع به طور کامل انجام بگیرد، شدت جذب و سرعت واکنش در فیلم با یکدیگر برابر خواهند بود. معادلات مربوط به این حالت و روش حل آنها از طریق تحلیل عددی توسط عده‌ای از محققین ارائه گردیده است (۲۴ و ۲۵).

واکنشهای آنی - معادلات ریاضی حاصل در این مورد مشابهت زیادی با حالت واکنشهای تند دارد و حل آنها در حالتی که جریانهای گاز و مایع همجهت باشند در مرجع ۲۵ داده شده است.

(ب) رآکتورهای با بستر ثابت

بطوری که گفته شد در رآکتورهای ستونی شکل حبابی، امکان جلوگیری از اختلاط محوری در فاز مایع میسر نیست ولی در رآکتورهای بستر ثابت این پدیده رامی توان با تنظیم صحیح سرعت عبور مایع، ابعاد قطعات پرکننده و طول بستر پر شده متوقف نمود. شرایط لازم برای به حداقل رساندن اثر مخلوط باز گشتی در طراحی رآکتورها مورد بررسی قرار گرفته است (۲۵).

رآکتورهای دمای ثابت - در بسیاری از رآکتورهای بستر پر شده مقاومت در مقابل انتقال ترکیب شونده گازی ناچیز فرض شده و نیز واکنش را نسبت به ترکیب شونده مایع درجه n مجازی در نظر می‌گیرند.

برای حالتی که اختلاط محوری در هر دو فاز وجود داشته باشد و واکنش نیز سریع فرض شود رابطه ای مشابه با معادله (۲۱) بتوسط سری^۲ و همکاران (۲۵) ارائه شده است. در موردی که واکنش کند باشد نیز شرایطی مشابه با رآکتورهای ستونی برقرار می‌باشد.

رآکتورهای آدیاباتیک - عملکرد رآکتورهای بستر پر شده در مقیاس صنعتی را معمولاً "آدیاباتیک فرض می‌کنند زیرا انرژی تلف شده در رآکتور در مقابل انرژی حرارتی آزاد شده در اثر واکنش بسیار ناچیز است. تیدرژناسیون مواد نفتی، تیدرودالکیلاسیون تیدروکراکینگ و غیره مثالهایی در این مورد می‌باشند.

عده ای از محققین (۲۶) درباره اهمیت اختلاط محوری در عملکرد رآکتورهای نیمه صنعتی که در آنها

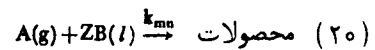
بستگی به رژیم واکنش دارد. در صورتی که واکنش کند باشد، بیشتر آن در توده فاز مایع انجام می‌گیرد. چنین رژیمی به توسط عامل M مشخص می‌گردد که در این حالت بسیار کوچکتر از واحد است.

$$\sqrt{M} = \frac{\sqrt{\left(\frac{2}{m+1}\right) k_{m0} D_A a_L^{m-1} b_L^n}}{k_L} \quad (18)$$

حال آنکه اگر $1 \ll \sqrt{M} \ll q_A$ ، آنگاه واکنش سریع فرض می‌شود. عامل q_A با عبارت زیر بیان می‌گردد:

$$q_A = \frac{b_L}{Z a_L} \quad (19)$$

که در آن b_L غلظت جسم B در توده فاز مایع و Z ضریب موازنه واکنش است.



در واکنشهای سریع، تمام واکنش در فیلم نفوذی به انجام می‌رسد. اگر M بسیار بزرگتر از q_A باشد واکنش آنی خواهد بود و در روی صفحه ای داخل فاز مایع صورت می‌گیرد و اجسام A و B نمی‌توانند مستقلاً در کنار هم در فاز مایع وجود داشته باشند (۲۲).

واکنشهای کند - اگر جریانهای گاز و مایع را هم جهت و با دمای ثابت در نظر بگیریم معادله دیفرانسیلی، در شکل بدون بعد آن، برای اجسام A و B به شکل زیر بدست خواهد آمد:

$$\frac{1}{Pe_L} \frac{d^2 A_0}{dx^2} - \frac{dA_0}{dx} + R_L(A^* - A_0) - PA_0^m B_0^n = 0 \quad (21)$$

$$\frac{1}{Pe_L} \frac{d^2 B_0}{dx^2} - \frac{dB_0}{dx} - PQ A_0^m B_0^n \quad (22)$$

که در روابط فوق:

$$Pe_L = \frac{UL_0}{EzL}, \quad A_0 = \frac{a_L}{a_{Li}}, \quad B_0 = \frac{b_L}{b_{L0}}, \quad A^* = \frac{a_{L0}}{a_{Li}}$$

$$x = \frac{Z}{L_0}; \quad R_L = \frac{k_L a_L (1 - H_G) L_0}{U_L}; \quad Q = \frac{Z a_{Li}}{b_{Li}}$$

شرایط حدی این معادلات عبارتند از:

$$\text{وقتی } x=0 : \quad 1 = A_0 - \frac{1}{Pe} \frac{dA_0}{dx}, \quad 1 = B_0 - \frac{1}{Pe} \frac{dB_0}{dx}$$

$$\text{وقتی } x=1 : \quad \frac{dA_0}{dx} = 0, \quad \frac{dB_0}{dx} = 0$$

تیدرود سولفوریزاسیون و تیدروکراکینگ مواد نفتی انجام می‌گیرد مطالعاتی نموده و نتیجه گرفته اند که در تحت پاره‌ای از شرایط، این پدیده شدت قابل توجهی پیدا می‌کند.

RTD و مسائل افزایش ابعاد دستگاه

از توزیع زمانهای اقامت و نحوه اختلاط سیالها در افزایش مقیاس رآکتورهای گاز - مایع استفاده زیادی بعمل می‌آید ولی در این مورد قبلاً " باید به چند نکته توجه کرد .

۱- نتایج RTD حاصل از یک دستگاه کوچک قابل

استفاده در دستگاه های بزرگتر نیست زیرا نحوه جریان سیال در رآکتورهای کوچک و بزرگ ممکنست کاملاً متفاوت باشد .

۲- توزیع غیر یکنواخت فازها می‌تواند تفسیر نتایج

RTD را بسیار مشکل کند . در بعضی موارد این عدم یکنواختی

در واحدهای کوچکتر مشاهده می‌گردد و حال آنکه در واحد-

های بزرگتر دیده نمی‌شود (مثل رآکتورهای با بستر پر شده) ،

بعکس در رآکتورهای بزرگ سه فازه بستر سیال توزیع غیر

یکنواخت گاز ممکنست سبب چرخش و ایجاد نواحی مردابی

گردد ولی در واحدهای کوچک توزیع گاز به طور یکنواخت

صورت می‌گیرد .

۳- در واحدهای کوچک اختلاط معکوس موجود نیست

ولی در واحدهای بزرگ این پدیده مشاهده می‌گردد .

۴- در مجاورکننده های بزرگ چند واحدی با بهم

زن مکانیکی ، معمولاً " سرعت بهم زن را نسبتاً کم در نظر

می‌گیرند و بیشتر از جدا کننده های افقی استفاده می‌نمایند .

در این حالت منحنی های RTD فازهای گاز و مایع مشخصات

کاملاً " متفاوتی با واحدهای کوچکتر خواهند داشت .

نمادهای اختصاری

\bar{a}	سطح مشترک
a_o	حلالیت جسم A در فاز مایع
a_L	غلظت جسم A در فاز مایع
b_o	غلظت جسم B در فاز مایع
b_L	حلالیت جسم B در فاز مایع
C	غلظت ردیاب
C_d	غلظت ردیاب در فاز متحرک
C_E	غلظت تعادلی ردیاب
C_{in}, C_{out}	غلظتهای ورودی و خروجی ترکیب شونده
C_S	غلظت ردیاب در فاز ساکن
$C(s)$	تبدیل لاپلاس معادله توزیع ردیاب
D_A	ضریب نفوذ جسم A در فاز مایع
$E(t)$	معادله توزیع ردیاب
E_Z	ضریب پخش محوری
f	جزء سیال ساکن
H	جزء سیال
K_L	ضریب انتقال جرم فاز مایع
K_{mn}	ثابت سرعت واکنش
L	فاصله بین دو نقطه اندازه گیری ردیاب
L_o	طول رآکتور
\sqrt{M}	عامل مشخصه سیستم
Pe	عدد پکلت
\bar{t}	زمان متوسط اقامت
t_i	زمانی که ردیاب در جریان خروجی ظاهر میشود
U	مقدار متوسط سرعت سیال
Z	فاصله محوری

حروف یونانی

μ_i	لنگر اول منحنی توزیع زمان اقامت
ϕ	جزء سیال جاری
σ_θ^2	لنگر دوم منحنی توزیع زمان اقامت (بدون بعد)

فهرست منابع

- 12- Sater, V.E. and Levenspiel, O. "Two Phase Flow in Packed Beds" *Ind. Eng. Chem. Fundamentals*, 5, 86, (1966).
- 13- Van der Laan, E.Th. "Notes on The Diffusion Type Model for the Longitudinal Mixing in Flow" *Chem. Eng. Sci.*, 7, 187, (1958)
- 14- Ostergaard, K. and Michelsen, M.L. "On the Use of the Imperfect Tracer Pulse Method" *Can. J. Chem. Eng.*, 47, 107, (1969).
- 15- Michelson, M.L. and Ostergaard, K. "The Use of Residence Time Distribution Data" *Chem. Eng. Sci.*, 25, 583, (1970)
- 16- Deans, H.A. "A Mathematical Model for Dispersion in the Direction of Flow" *Soc. Petrol. Eng. J.*, 3, 49, (1963).
- 17- Deans, M.A. and Lapidus, L. "A Computational Model for Predicting and Correlating the Behavior of Fixed Bed Reactors" *AIChE J.*, 6, 645, (1960)
- 18- Hochman, J.M. and Effron, E. "Two Phase Concurrent Downflow in Packed Beds" *Ind. Eng. Chem. Fundamentals*, 8, 63, (1969).
- 19- Neogendoorn, C.J. and Lips, J. "Axial Mixing of Liquid in Gas-Liquid Flow Through Packed Beds" *Can. J. Chem. Eng.*, 43, 125, (1965)
- 20- Meyauchi, T. and Vermeulen, T. "Diffusion and Backflow Models" *Ind. Eng. Chem. Fundamentals*, 2, 304, (1963)
- 21- Mecklenburgh, J.C. "Backmixing and Design" *Trans. Inst. Chem. Engrs.* 52, 180, (1974)
- ۱- اختلاط محوری در مجاور کننده های مایع مایع مرتضی سهرابی و طاهره کاغذچی، نشریه دانشکده فنی، شماره ۳۱، خرداد ۱۳۵۴، صفحات ۴۹-۹۲.
- 2- Mecklenburgh, J.C. "Backmixing and Design", *Trans. Inst. Chem. Engrs*, 52, 180, (1974).
- 3- Martlands, S. and Mecklenburgh, J.C. "The Concept of Backmixing" *Chem. Eng. Sci.*: 23, 186 (1968)
- 4- Parimi, K. and Harris, T.R. "The Identification of Residence Time Models by Reacting Tracer Experiments" *Can. J. Chem. Eng.*, 53, 175, (1975).
- 5- Denbigh, K.G.; Dembrowski, N.; Kisiel, A.J. and Place, E.R. "The Use of the Time Reaction in Residence Time Studies" *Chem. Eng. Sci.* 17, 537, (1962).
- 6- Ohki, Y. and Inoue, H. "Longitudinal Mixing of the Liquid Phase in Bubble Columns" *Chem. Eng. Sci.* 25, 1, (1970)
- 7- Levenspiel, O. "Chemical Reaction Engineering" John Wiley and Sons Inc. N.Y. 1972
- 8- Michell, R. and Furzer, I.A. "Mixing in Trickle Flow Through Packed Beds" *Ch. Eng. J.*, 4, 53, (1972)
- 9- Aris, R., Notes on the Diffusion-Type Model for Longitudinal Mixing in Flow" *Ehem. Eng. Sci.*, 9, 266, (1959)
- 10- Bisceff, K. and Levenspiel, O. "Fluid Dispersion Generalization" *Chem. Eng. Sci.*, 7, 245, (1962).
- 11- Levenspiel, J. and Smith, W.K. "Notes on the Diffusion Type Model" *Chem. Eng. Sci.*, 6, 227, (1965).

۲۲- کلیاتی درباره انتقال جرم همراه با واکنش شیمیایی، مرتضی سهرابی و طاهره کاغذچی، نشریه دانشکده فنی، شماره ۳۰، دیماه ۱۳۵۳، صفحات ۹۹-۱۱۱

- 23- Hlavacek, V. and Hofmann, H. "Modeling of Chemical Reactors" Chem. Eng. Sci., 25, 173, (1970)
- 24- Mhaskar, R.D. "Effect of Backmixing on the Performance of Bubble Column Reactors" Chem. Eng. Sci., 29, 897, (1976)
- 25- Szeri, A.; Shah, I.T. and Madgavkar, A. "Axial Dispersion in Two Phase Co-Current Flow" Chem. Eng. Sci., 31, 225, (1976)
- 26- Shah, Y.T. and Paraskes, J.A. "Approximate Solution to Single and Two-Phase Axial Dispersion Problems" Chem. Eng. Sci., 30, 465, (1975)

