

اختلاط محوری در دستگاه‌های مجاور کننده مایع-مایع*

نوشته:

هر قصی سهراوی

طاهره کاغذچی

استادیاران بخش مهندسی شیمی و پتروشیمی

پلی تکنیک تهران

چکیده

در این مقاله بطور کلی مطالعاتی که تا حال حاضر درباره مکانیسم‌های جریان حقیقی سیال در ستونهای استخراج با حل بعمل آمده است سورد بررسی قرار می‌گیرد. جریان حقیقی سیال باحالات ایده‌آلی که در محاسبات ابتدائی دستگاه‌های استخراج در نظر گرفته می‌شود تفاوت‌های اساسی دارد که از آن جمله مسئله اختلاط معکوس و اختلاط محوری است که در فرض جریان قالبی (Plugflow) آزاد آنها صرف نظر می‌گردد. مسلم است که نادیده گرفتن این اثرات در طراحی نهانی دستگاه‌های مجاور کننده قابل قبول نخواهد بود زیرا طرفیت ستونی که بین طریق محاسبه می‌شود خیلی کمتر از مقدار واقعی آن خواهد گردید. مشخصات جریان حقیقی سیال دریکث برج استخراج معمولاً بقدرتی پیچیده است که اسکان مطالعه کامل آن میسر نیست ولذا تعدادی مدل خاص وضع گردیده است تا امکان فرموله کردن جریان حقیقی را برینای آنها بصورت توابع ریاضی می‌سرسازد.

در مقاله حاضر بررسی جامعی بر روی این مدل‌های خاص و چگونگی باست آوردن معادلات ریاضی مربوط به رکدام و دامنه کاربرد آنها بعمل می‌آید و نیز نحوه محاسبات ترسیمی و جبری برجهای استخراج در حالت تعادل غیرخطی ارائه می‌گردد.

* - این مقاله ترجمه کامل متن یک سخنرانی است که به توسط نگارنده‌گان در آوریل ۱۹۷۱ در دانشگاه برادفورد انگلستان ایجاد گردیده است.

در اینجا لازم است تا از همکاریهای ارزنده آقای داود آقا محسنی دانشجوی سال چهارم انستیتو پژوهشی شیمی و پتروشیمی پلی تکنیک تهران در ترجمه متن قدزادی و تشکر بعد می‌گردد.

۱ - مقدمه

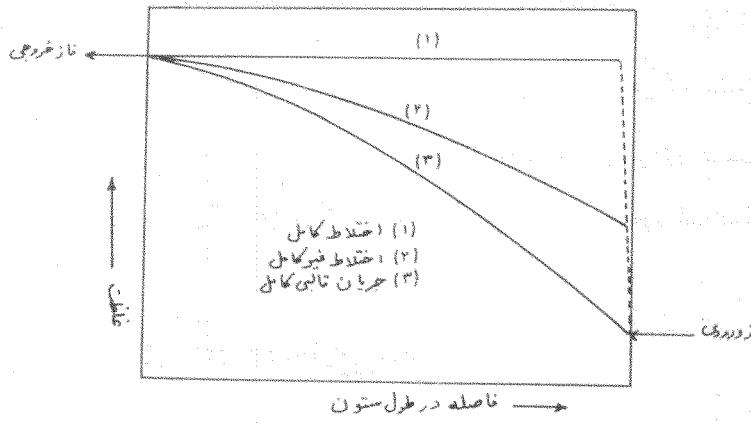
امروزه ثابت شده است که اثرات جریان پرروی راندمان سیستمهای روان (Flow) قابل ملاحظه است. راکتورهای شیمیائی، ستونهای مبادله یونی، بسترهاي سیال (Fluidized beds) و ستونهای کروماتواگرافی نمونه هائی از این سیستمهای هستند. (۲ و ۱) همچنین در استخراج با حلal نیز این اثرات اهمیت خاصی را حائزی باشند مثلاً مشاهده است که محاسبه ارتفاع استخراج کننده ها با بهمنزهای مکانیکی تا ۷۰٪ دخالت می نمایند (۴ و ۳) و نیز پدیده انتقال ماده را در استخراج کننده های مختلف از قبیل ستونهای پاششی (Spray Columns) کنترل می کنند. (۸ - ۵) بی توجهی به خواص جریان در محاسبه طول استخراج کننده های منجر به حصول یک طول غیر معمول و در نتیجه راندمان پائین دستگاه میگردد. علاوه اشکالات عملهای نیز در توجیه نتایج آزمایشگاهی و کاربرد آن در مقیاس صنعتی وجود می آورد. ساقابی شتر نتایج را فقط بصورت تابعی از شدت انتقال جرم بیان میگردد و خواص جریان منظور نمیگردد. مسلماً است که این نتایج بطور کلی برای کاربرد عملی مناسب نبوده و باید بچشم تردید در آن نگریسته شود (۹). با دانستن چگونگی خواص جریان در سیستم میتوان اطلاعات روشنی در مورد فرآیندهای حقیقی انتقال بین فازها و مشخصات قطرات بدست آورد و این امر بوسیله مطالعه نتایج کلی استخراج و درنظر گرفتن مقدار واقعی انتقال جرم و اثرات جریان سیال حاصل میگردد (۱ و ۴).

روشهای مقدماتی برای طراحی استخراج کننده های مایع - مایع بربایه و اساس جریان قالبی کامل استوار (Perfect plug flow) است. مطابق این فرضیه زمان توقف (Residence time) برای هر جزء سیال در داخل ستون یکسان بوده و شرایط در هر مقطع عرضی "کاملاً" یکنواخت می باشد و از تأثیرات نفوذی صرف نظر میشود. در حالتهای معمولی ممکنست خصوصیات جریان حقیقی انحراف زیادی از حالت ایدهآل داشته باشد که ناشی از موارد زیر است :

نفوذ ملکولی، نفوذی که در اثر بهمنزدن یا ضربان بوجود می آید (Eddy)، نفوذ شعاعی یا تاپلر که از سرعت غیر یکنواخت یا اثرات توزیع سرعت نتیجه میشود، جابجایی جریان های سیال، کانالیزه شدن سیال، جریان مجدد و اثرات فضای راکد. مطالعه عمل استخراج با حلal بواسطه حضور یک فاز مایع غیرقابل امتزاج دوم که معمولاً به شکل قطرات ریزی در فضای پوسته فاز اول پخش میشود پیچیده تر میگردد. علاوه برغیرایدهآل بودن جریانها در فاز دوم، اثرات دیگری نیز در اثر ترکیب و خواص هیدرو- دینامیکی بین فازها ظاهر میگردد که ممکنست شامل اختشاش در فاز مداوم بعلت حرکات بالارونده قطرات،

حمل فاز مداوم بصورت دنباله قطرات و سایر پدیده‌ها باشند. همچنین وضعیت فاز پخش شده بعلت تفاوت در اندازه قطرات و در نتیجه در توزیع زمان اقامت (Residence time distribution) و نیز در سرعتهای حرکات بالارونه آنها پیچیدتر می‌شود. همچنین مکانیسم‌های مختلف در مورد پخش و بهم پیوستن قطرات ممکن است وجود داشته باشند. برآیند اثرات مکانیسم‌های مختلف پخش، سبب تفاوت زمان اقامت اجزاء در سیستم می‌گردد. در عمل استخراج درستونها این امر منجر به همسان شدن گرادیان غلظت و در نتیجه کاهش بهره انتقال جرم می‌شود. اهمیت اثرات جریان در استخراج باحال در ابتدا ضمن مطالعه توزیع غلظتها در برجهای پاششی و پرشده و مشاهده پدیده‌ای که بنام «اثراتنهائی» (End effect) نامیده شد شناخته گردید (۱۹ - ۲۰).

بعضی از محققین وجود یک ناپیوستگی تند را در غلظت فاز مداوم و ردی گزارش داده بودند و این امر را به افزایش شدت انتقال جرم بواسطه اختشاش حاصل از بهم پیوستن قطرات فاز پخش شده در حوالی حد فازهای نسبت میدادند. Newman (۲۰) با مقایسه مقادیر تجربی و تئوری پروفیلهای غلظت که بافرض جریان کامل قالبی (Perfect Plug flow) و اختلاط کامل محاسبه شده بود نشان داد که اثر انتهائی از اختلاط غیرکامل درستون ناشی می‌گردد. شکل (۱) این مطلب را نشان میدهد. بنابراین اثر انتهائی نه

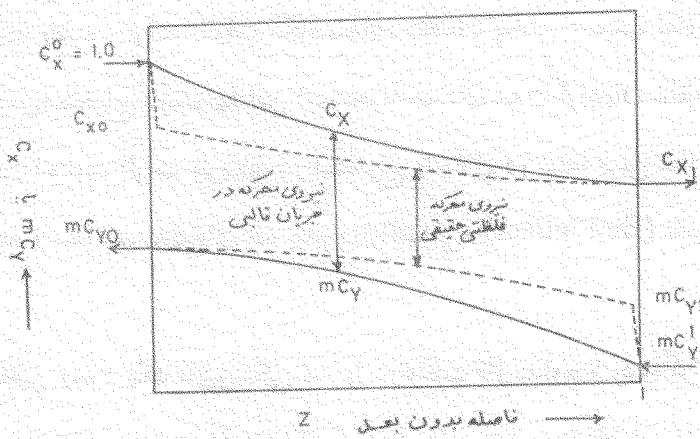


شکل ۱ نمونه پروفیل غلظت مطابق نظریه Newman (۲۰)

تنها مبنی افزایش شدت انتقال جرم نیست بلکه برعکسن گویای کاهش ظرفیت استخراجی برج بدلیل نقصان اختلاف غلظت می‌باشد.

اگر جریان غیرایده‌آل روی انتقال ماده در شکل (۲) نشان داده شده است که مربوط به استخراج کشته جزء به جزء با درنظر گرفتن پدیده‌های غیرایده‌آل دره رفاساز می‌باشد. در تماس دهنده‌های چند مرحله‌ای

پروفیل غلظت درهمان وضع نسبی واقع خواهد شد ولی ممکن است بلکانی باشد. شکل اغلب پروفیلها بصورت زیر است.



شکل ۲ - نمونه پروفیل غلظت جسم حل شده دریک سجاور کننده دیفرانسیلی با پخش محوری درهفاز (۲۸)

۱- در محل ورود فازها پروفیل غلظت دارای یک ناپیوستگی تند است.

۲- در محل خروجی، پروفیل غلظت دارای شیب صفر می باشد $\left(\frac{dc}{dz} = 0\right)$

۳- در طول ستون با مقایسه با جریان قالبی، کاهشی در نیروی سحر که غلظتی وجود داشته و در نتیجه از ظرفیت ستون کاسته می شود. با افزایاد پدیده های غیر ایده آل، پروفیلهای غلظت نیکدیگر نزدیک شده و در نتیجه عمل جدا ساری مشکل تر خواهد گردید و بالاخره در حد این عمل غیرممکن خواهد شد مگر آنکه طول ستون بینهایت گردد.

خصوصیات جریان حقیقی دریک استخراج کننده معمولاً بقدرتی پیچیده است که مشخص ساختن کامل آن غیر ممکن خواهد بود و بنابراین چندین مدل مختلف بر مبنای حالت ایده آل وضع گردیده تامشخصات جریان حقیقی را بصورت توابع ریاضی بدست دهند. در اغلب مدلها سعی شده است که جریان حقیقی و پیچیده را با در نظر گرفتن یک یا دو مکانیسم مجازی توجیه نمایند. بعضی از این مدلها با وجود سادگی خواص سیال را بخوبی روشن نموده است بطوریکه میتوان در محاسبات و تفسیر نتایج تجربی از آنها سود جست. معمولاً ترمehای پراکندگی محوری و اختلاط محوری را بصورت کلی برای بیان اثرات پدیده های مختلف که منجر به توزیع غیریکنواخت زمان افامت اجزاء سیال میگردد پکار میبرند. گاهی ترم اختلاط معکوس

جزء به جزء (Differential Backmixing) نیز استعمال می‌شود (۲) و مثلاً Hartland و Mecklenbergh (۲۲) از آن استفاده کرده‌اند. اما Klinkenberg (۲۲) توضیح داده است که ترم اختلاط معکوس تنها بر مکانیسم‌های دلات می‌گذرد که قادر به انتقال جرم درجهت معکوس جریان اصلی باشند. در سیستم‌های چند واحدی از این ترم زیاد استفاده می‌شود. با توجه به نوع آزمایشی که برای مشخص ساختن عوامل جریان انجام می‌شود دالستن تفاوت این ترم‌ها نیز مهم است که بعداً مورد بحث قرار خواهد گرفت بنابراین برای جلوگیری از هرگونه ابهامی ترم اختلاط معکوس را فقط در مورد جریان‌های که برخلاف جهت جریان اصلی حرکت می‌نمایند پکار خواهیم برد.

۲ - مدل‌های ریاضی

مدل‌های ریاضی متعددی برای توضیح پخش محوری در مجاورکننده‌های مایع - مایع مختلف موجود است. بطور کلی این مدل‌ها را میتوان به دونوع تقسیم نمود: مدل‌های جریان نفوذی و مدل‌هایی که تعدادی حوزه اختلاط در آن در نظر گرفته می‌شود اخیراً مدل جریان پیشروند (Forward flow) را اختصاصاً برای جریان پخش شونده ارائه داده‌اند (۴ و ۲۵). ما در اینجا مدل‌های ساده‌تر را مورد بحث قرار خواهیم داد. برای توضیحات دقیق‌تر مدل‌های پیچیده به مراجع ۱ و ۳ و ۶ مراجعه گردد.

۱ - ۱: مدل نفوذی یک بعدی یا مدل جریان مداوم دیفرانسیلی

مدل نفوذی توسطی Eguchi (۲۷)، Nagata (۲۸) و Vermeulen (۲۹) و Sleicher (۲۹)

برای استفاده در محاسبات انتقال جرم بین دوفاز ارائه گردید.

در این مدل فرض شده که فرآیندهای مختلف پخش محوری را میتوان به شکلی مشابه با قانون

در مورد نفوذ ملکولی بیان نمود. معادله جریان یک بعدی بصورت زیر نوشته می‌شود:

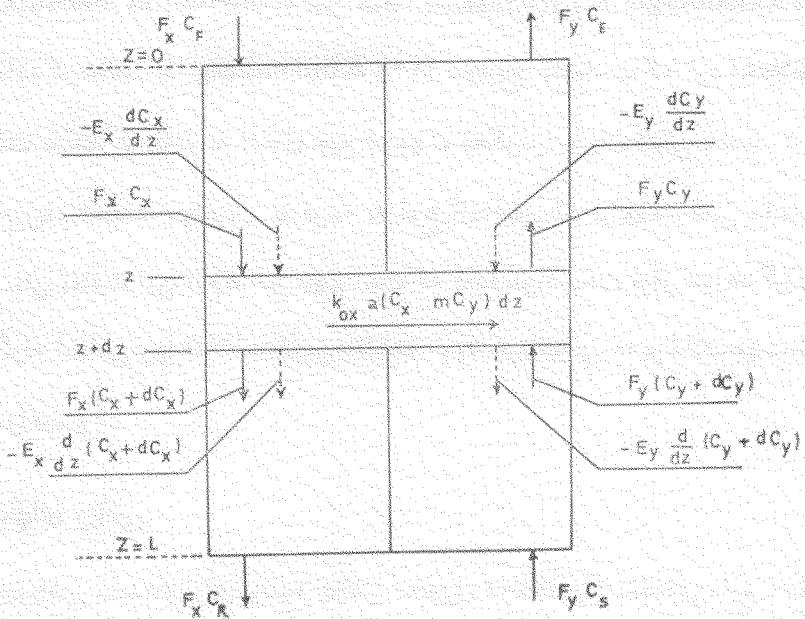
$$\frac{dC_j}{d\theta} + D_j \frac{d^r C_j}{dZ^r} - F \frac{dC_j}{dZ} - (C_j) = 0 \quad (1)$$

معادله فوق در مورد فاز j ام نوشته شده و در آن D_j ضریب نفوذ و (C_j) میزان واکنش و یا یک ترم مربوط به انتقال ماده است.

معادله ساده نفوذی (۱) برای سیستمهای واکنش کننده درجه اول با شرایط حدی مختلف بوسیله

Hulbert (۲۱)، Dankwerts (۲۲) و Wilhelm (۲۲) و Wehner (۲۲) حل شده است.

حل همین معادله در مورد ستونهای باطول محدود و نامحدود بوسیله Yagi (۲۴) و Miyeuchi (۲۴)



شکل ۲ - مدل نفوذی در مورد انتقال جرم بین دوفاز

و Schummer ارائه شده و مقایسه آن با نتایج تجربی به توسط Westerterp و Landsman (۲۵) انجام گردیده است. حل معادله در مورد ستونهای بالارتفاع تقریباً نامحدود بوسیله Amundsen و Aris (۲۶) (۲۷) بدست آمده است و نیز صورت اصلی مدل در مقالات متعددی (۴۶ - ۱۱۹۳۸) مورد بحث قرار گرفته است. معادله (۱) را رابطه Damkohler (۲۰) نیز می‌نامند.

از معادله ساده نفوذی در مورد محاسبه انتقال ماده بین دوفاز با در نظر گرفتن مفروضات زیر مبنویان استفاده نمود :

- ۱ - پخش محوري در هر فاز بوسیله یک ضریب نفوذ محوري ثابت (E) مشخص می‌شود.
- ۲ - سرعت متوسط هر فاز در طول ستون ثابت است.
- ۳ - از تغییرات جزئی در غلظت و درجه حرارت وغیره در مورد هر فاز میتوان صرفنظر نمود.
- ۴ - دوفاز مایع غیرقابل استزاج هستند.
- ۵ - ضریب پخش ثابت است.

۶ - حاصل ضرب سطح مشترک دوفاز در ضریب انتقال جرم مقداری ثابت است.
۷ - در پروفیل غلظت حل شولده هیچگونه ناپیوستگی وجود ندارد یا عبارت دیگر استخراج کننده بصورت جزء به جزء عمل نماید. مشخصات مدل در شکل (۲) نشان داده است. دوفاز مایع را با X و Y

نشان داده ایم که X خوراک ورودی یا فاز تصفیه (Raffinate) و Y حلال یا فاز استخراج (Extract) است.

بیلان مواد در اطراف یک قطعه کوچک ازستون بطول dZ در شرایط مداوم و جریان برعکس بهشکل زیر نوشته میشود :

$$F_X \frac{d^r C_X}{dZ} - F_X \frac{dC_X}{dZ} - K_{oX} a (C_X - mC_Y) = 0 \quad (1)$$

$$F_Y \frac{d^r C_Y}{dZ} + F_Y \frac{dC_Y}{dZ} + K_{oX} a (C_X - mC_Y) = 0 \quad (2)$$

عوامل زیر را در نظر گرفتند :

$P_y B$ و $P_x B$ اعداد Peclet ستون ،

عدد Peclet ستون یا تعداد واحدهای پراکنده کننده در ستون را بر حسب طول اختلاط ، L بدست

میدهدند که :

$$P_i B = \frac{L}{1} \quad , \quad E_i = l F_i$$

است بنابراین :

$$P_i B = \frac{FL}{E}$$

عدد Peclet نویعی را میتوان بر حسب سایر ابعاد مشخصه ، d ، بیان نمود از اینرو :

$$P_i = \frac{d}{1} = \frac{Fd}{F_i}$$

که :

$$B = \frac{\text{طول ستون}}{\text{بعد مشخصه}} = \frac{L}{d}$$

مقادیر حقیقی و یا سطحی ضریب اختلاط (E) را باستدیه اعداد واقعی یا سطحی سرعت فاز مورد نظر در نظر گرفته شده باشد با استفاده از عدد Peclet ستون محاسبه نمود .

$$P_i B = \frac{F_i L}{E_i} = \frac{F_{io} L}{E_{io}} = \frac{F_i L}{h_i E_{io}}$$

$$\Lambda = m \frac{F_x}{F_y}$$

$$N_{oX} = \frac{K_o x a L}{F_x}$$

$$Z = \frac{Z}{L}$$

$$C_i = \frac{C_i}{C_{x0}}$$

معادلات (۲) و (۳) را میتوان پر ترتیب زیر مرتب کرد.

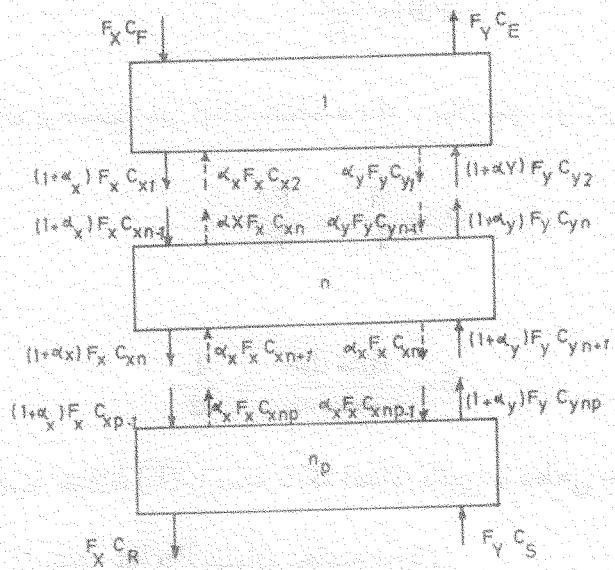
$$\frac{d' C_x}{dZ'} - P_x B \frac{dC_x}{dZ} - N_{oX} P_x B (C_x - m C_y) = 0 \quad (4)$$

$$\frac{d' C_y}{dZ'} + P_y B \frac{dC_y}{dZ} + N_{oY} P_y B (C_x - m C_y) = 0 \quad (5)$$

که در آن:

$$N_{oY} = \frac{K_o y a L}{F_y}$$

در معادلات حدی قرض میشود که جریان های ورودی و خروجی سنتون بصورت قالبی است و پخش محوری فقط در داخل سنتون وجود دارد.



شکل ۴ - مدل چند واحدی با اختلاط معکوس: انتقال جرم بین دو فاز

۲ - ۲ : مدل حوزه اختلاط کامل یا مدل چند مرحله‌ای

این مدل قابلیت تماش دهنده‌های چند مرحله‌ای راکه شامل تعدادی حوزه اختلاط غیرکامل هستند معادل تعداد کمتری از حوزه‌های اختلاط کامل قرار میدهد (np) . در شرایط اختلاط کامل فرض میشود که تمام محتویات واحد از نظر غلظت و سایر خواص یکنواخت بوده و نیز مواد خروجی دارای مشخصات یکسانی با محتویات واحد می‌باشند.

استفاده از این مدل بوسیله Yauug (۴۷) پیشنهاد شد ولی کاربرد عملی آن در استخراج باحال است زیرا پخش متحوری را فقط بوسیله یک پارامتر توجیه می‌نماید که عبارت از تعدادی واحدهای

$$Lo = \frac{L}{nP}$$

معهذا این عمل ممکن است درمورد استخراج کننده‌هایی از قبیل Graesser نتایج قابل قبولی بدست دهد. در این قبیل دستگاهها تفاوتی بین فاز مداوم و فاز پخش شده موجود نیست و پخش متحوری در هر دو فاز نیز تقریباً مساوی می‌باشد.

۲ - ۳ : مدل اختلاط کامل با جریان معکوس یا مدل چند واحدی با اختلاط معکوس

این مدل استخراج کننده را مشکل از تعدادی واحدهای بالاختلاط کامل فرض می‌کند که در آنها انتقال مواد ممکن است در اثر اختلاط معکوس درجهت مخالف جریان اصلی نیز انجام گیرد. شکل (۴) چنین مدلی را نشان میدهد.

مدل مذکور با توسط محققینی مانند Sleicher (۴۸) و Vermeulen (۴۹) و Miyauchi (۴۰)

و Prochazka (۱۰) و Landaw (۱۱) و Mecklenburgh (۱۲) و Hartland (۱۳) تکمیل گردیده است.

یک ستون به طول L مشکل از nP واحد با اختلاط کامل و ارتفاعات یکسان Lo و حجمهای برابر است بطوریکه $L = npLo$. علاوه بر جریان جرم کلی هر فاز در طول ستون، F_i ، یک اختلاط معکوس نیز فرض میشود که مرتبآ از واحدی به واحد دیگر منتقل میگردد. بنابراین در حالت مداوم و یکنواخت، جریان مواد بین واحدهای مختلف بوسیله جریان معکوس FB_i و جریان پیشروندۀ کلی ($F_i + FB_i$) در امتداد اصلی جریان نشان داده میشود. اثر اختلاط معکوس را غالباً بر حسب فاکتور اختلاط معکوس α بیان می‌نمایند که در این حالت $\frac{FB_i}{F_i} = \alpha$ است. در حد وقی اختلاط معکوس بسمت صفر میل می‌کند مدل به حالت قبل یعنی مدل حوزه‌های اختلاط کامل ساده میگردد. معذلک در آن حال نیز پخش متحوری در استخراج کننده بوسیله اثر حوزه‌های اختلاط دنبال یکدیگر توجیه میشود.

بیلان جرم در اطراف واحد n ام برای جسم حل شونده با عبارت زیر نوشته میشود :

$$F_X(1+\alpha X)C_{Xn-1} - (1+2\alpha_X)C_{Xn} + \alpha_X C_{Xn+1} \quad (6)$$

$$= -F_Y\alpha_Y C_{Yn-1} + (1+2\alpha_Y)C_{Yn} - (1+\alpha_Y)C_{Yn+1} \quad (7)$$

$$= K_o x_a (C_X - m C_Y) L_0$$

شرایط حدی بوسیله غلظتهای نهائی ورودی و خروجی خوارک فاز حلال تعیین میگردد.

در این مدل اصلاحاتی بوسیله Prochazka و Landau بعمل آمده است (۱۰) و در مدل جدید

دیگر لازم نیست شرط اختلاط کامل در حوزه ها را حتماً در نظر گرفت ولی بحای آن یک قرم بهره (Efficiency) که نوع فرآیند را مشخص می تمايد وارد گردیده است، که ممکنست به ضریب انتقال جرم یا تعداد حقیقی واحد های انتقالی نسبت داده شود.

۴ - ۲ - مدل اختلاط پیش روشه

این مدل بوسیله Misek و Rod (۲۴ و ۲۵) بدلیل نارسا بودن مدلها ممکن است در توضیح

جریان پخش شونده ارائه گردیده است و توزیع ابعاد قطرات را که سبب توزیع غیریکسان سرعتهای بالارونده قطرات و در نتیجه توزیع ناهمسان زمان اقامت آنها میگردد مورد بررسی قرار می دهد. مدلها فوک زمانهای اقامت اجزاء مختلف فاز پخش شده را بطور یکجا در نظر گرفته و در نتیجه حالت شدت انتقال جرم را میسر میسازد.

مشخصات اختلاط پیشرونه بشرح زیر است:

۱ - توزیع ناهمسان زمان اقامت سبب کاهش در نیروی محرك سوثر برای انتقال ماده میشود.

۲ - صعود و نزول ناگهانی نیروی محرك غلظت در محل ورودی فازها به ستون وجود ندارد.

۳ - اختلاط پیشرونه تنها تابع خصوصیات جریان فاز پخش شده بوده و نیز تعییراتی در پروفیل شعاعی غلظت ایجاد نماید.

در شرایطی که اغتشاش زیاد است ممکنست یک اثر مرکب مشکل از مکانیسم های اختلاط پیشرونه و اختلاط معکوس قطرات مشاهده گردد. معادله دیفرانسیلی زیر توسط Olney (۱۰) برای توجیه شرایط مرکب وقتی حلال فاز سداوم و خوارک فاز پخش شده را تشکیل دهنده بودست داده شده است.

f(d) قسمتی از فاز پخش شده است که قطر قطرات در آن d باشد :

$$E_C \frac{d' C_Y}{dZ'} + \frac{F_C}{1-h} = - \frac{1-h}{1-h} \int_{d_{min}}^{d_{max}} \frac{K_o D}{d} (C_X D - m C_Y) f(d) \delta d \quad (8)$$

$$E_D \frac{d}{dZ} \int_{d_{min}}^{d_{max}} C_{XD} f(d) \delta d - \int_{d_{min}}^{d_{max}} F_D \frac{dC_{XD}}{dZ} f(d) \delta d = \\ 1 \int_{d_{min}}^{d_{max}} \frac{KoD}{d} (C_{XD} - mC_Y) f(d) \delta d \quad (4)$$

معادلات فوق هنوز بطریق جبری حل نشده‌اند و لازمه حل آنها بطریق تحلیل عددی دانستن نجوعه توزیع اندازه قطرات است. مفروضات اساسی بقرار زیر می‌باشند:

۱ - سرعتهای مطلقی هریک از فازها و ضریب پخش ثابت است

۲ - قطرات با یکدیگر ترکیب نمی‌شوند

۳ - در هر مقطع عرضی ستون فاز مداوم کاملاً یکنواخت می‌باشد.

۴ - ضریب پخش گردابی (Eddy) مستقل از اندازه قطرات می‌باشد.

برقرار بودن شرط چهارم از نظر فاز پخش شده قابل تردید است. اثرات ترکیب قطرات بروی توزیع

اندازه قطرات با استفاده از مدلی که اخیراً بتوسط Misek و Rod (۳) ارائه شده قابل مطالعه است.

۵ - اندازه گیری پخش محوری

برای (۱) مسروقی جامع بروشهایی که تا سال ۱۹۶۳ موجود بوده است

بعمل آورده‌اند.

ساده‌ترین روش، اندازه گیری پروفیل غلظت حل شونده در طی عمل انتقال جرم بین دو فاز می‌باشد.

پس از آن پخش محوری را می‌توان با مقایسه مقادیر تجربی و محاسبه شده که با استفاده از مدل نفوذی Rod (۴)

یا Prochazka و Landau (۵) یا بیلان جرمی بدست آمده ارزیابی نمود. این روش‌هادر هر حال اشکالات

عملی زیادی را در بردازند و اسکان بروز خطاهای قابل توجه بواسطه تغییرات کوچک غلظت زیاد است.

بنابراین روش‌های دیگر که شامل استفاده از یک ردیاب (Tracer) باشد ترجیح خواهند داشت. این

آزمایشها معمولاً بدوصورت انجام می‌گیرند. دربکث روش تزریق ردیاب بداخل سیستم بدوصورت مداوم و

یکنواخت صورت می‌گیرد و در طریقه دوم این عمل بشکل غیرمداوم انجام می‌شود. ردیاب را می‌توان بشکلهای

گوناگون در نظر گرفت ولی شرط اصلی آنست که فقط در یکی از فازهای مایع محلول باشد. انواع گوناگون

آزمایشها شامل استفاده از جریان یونیزه کننده و شمازش ردیابهای رادیواکتیو، اندازه گیری هدایت الکتریکی

یا پتانسیل الکترودی و در صورتیکه ردیاب از نوع سواد رنگی باشد اندازه گیری شدت جذب دوناییه مرئی

یا مأواه بنفش وغیره می باشد. انتخاب صحیح ردیاب بسیار مهم است. در روش‌های عبوری (Transient) ردیاب بداخل سیستم تزریق شده و زمان عبور آن تا رسیدن به نقطه ثابتی اندازه گیری می‌شود. باین ترقب منحنی واکنش مربوطه نظر آنچه در اندازه گیری توزیع زمان اقامت در سیستمهای سیال بدست می‌آید حاصل خواهد شد. تزریق ردیاب را باشکال مختلف میتوان انجام داد ولی معمولاً معنی می‌شود که این عمل رایج‌تر از طرق متداول مانند تغییر پلکانی، ضربانی یا سینوسی صورت دهند.

اخیراً روش PRBS (Pseudo random binarysequence) نتایج جالبی در آزمایش واحد های صنعتی بزرگ که بدست داده است (۴۰) در این روش منحنی واکنش تجربی با منحنی حاصل از مدل ریاضی مقایسه شده و در نتیجه بخش محوری برحسب پارامترهای جریان بدست می‌آید که معمولاً بین منحنی های تجربی و تئوری تطابق بسیار خوبی وجود دارد.

۱-۳- استفاده از ضربه^{*} ناگهانی : تابع Delta

این روش درحال حاضر متداول ترین وسیله برای آزمایش محسوب می‌گردد و در اینجا توسط Smith و Levenspiel (۴۴) در سوردیک ستون با طول بینهاست بکاربرده شده است. آنان پس از تبدیل معادلات حاصل بروش لاپلاس توانستند نشان دهند که ضربه اختلاط به لحظات اولیه و ثانویه منحنی واکنش مربوط می‌گردد بنابراین :

$$[\mu, \infty] = 1 + \frac{2}{P_j B} \quad (10)$$

$$(\infty)^r = \frac{2}{P_i B} + \frac{1}{(P_i B)^r} \quad (11)$$

Vander Laan (۴۲) نشان داد که با بهره گیری از خواص تبدیل لاپلاس و شرایط حدی که بوسیله Vander Laan و Wilhelm Wehner (۲۲) بدست داده شده میتوان شرط طول نامحدود حذف کرد. برای منحنی واکنش جوابهایی بدست آورد که تابع متغیرهای منحنی یعنی عدد Peclet ستون، اغتشاش نسبی در طول ستون و نقاط تزریق و اندازه گیری بود این راه حل ها در هر حال با فرض استفاده از یک ضربه کامل از نظر ریاضی حاصل گردیده اند یعنی شرطی که در عمل مکان اجرای آن تقریباً غیر ممکن است. در نتیجه روش دیگری بوسیله Aris (۰۶)، Bishoff (۰۸) و Levenspiel (۰۷) ارائه شد که لازمه انجام

* - رجوع کنید به مقاله دینامیک فرایندهای استخراج با حل (نشریه دانشکده فنی شماره ۲۸، فروردین

(۱۳۵۳)

یک ضریب کامل را حذف نمود. آنها با درنظر گرفتن یک ضریب غیر کامل و در دست داشتن منحنی های واکنش درد و محل جداگانه از ستون توانستند نشان دهند که در مورد یک ستون با طول نامحدود روابط زیر برقرار است.

$$[\Delta \mu_1] = [\mu_1] - [\mu_2] = 1 \quad (12)$$

$$[\Delta \sigma^*] = \sigma^*_1 - \sigma^*_2 = P_i B \quad (12)$$

در معادلات فوق ($\Delta \mu_1$) اختلاف سطح در لحظات ابتدائی و $\Delta \sigma^*$ اختلاف سطحی در لحظات ثانویه در دو منحنی واکنش است که از اندازه گیری در دوم محل ۱ و ۲ بدست آمده اند. روابط مشابهی در مورد ستونهای باطول نامحدود بدست آمده است ولی نظریه سادگی روابط قبل آسان تر است شرایط آزمایشی را طوری اختیار نمود که شرط طول نامحدود بطور تقریبی برقرار گردد. یک اشکال مهم در محاسبه لحظات، وجود نواحی انتهائی در دو طرف نقطه ماکزیمم در منحنی واکنش است. روش مقابله با این مشکل رسم منحنی روی کاغذهای لگاریتمی است. که در این صورت منحنی در نواحی انتهائی صورت خط مستقیم را پیدا نموده و میتوان آنرا اکسپراپوله کرد.

۲ - ۳ - تزریق ناگهانی : تابع تغییر پلکانی

حل واکنش حاصل از یک تغییر پلکانی کامل در یک ستون باطول بینهایت بوسیله

(۲۲) بدست آمده است : Dankwerts

$$\frac{C}{C_0} = \frac{1}{\pi} \operatorname{erfc} \left[\sqrt{\frac{P_i B}{4}} \frac{(1-\theta)}{\theta} \right] \quad (14)$$

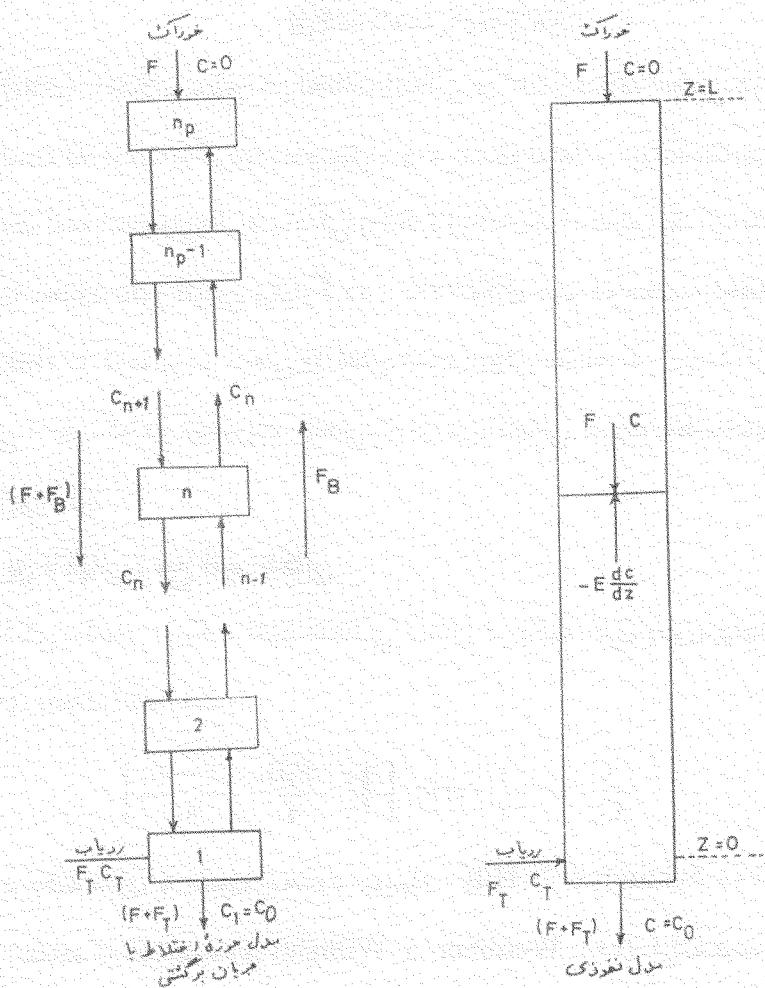
حل دقیق در مورد یک ستون با طول محدود بوسیله Miyauchi (۲۰) و Schummer (۲۱) و Hily (۲۲) و Wenhner (۲۳) با استفاده از شرایط حدی Wilhelm (۲۴) و Yagi (۲۵) میزان پخش، معادلات سریوط به ستونهای محدود و نامحدود مشابه یکدیگر میشوند.

روشهای معمولی عبارت از محاسبه نقاط وسط منحنی های واکنش تجربی است که بدین ترتیب یک مقدار تقریبی برای عدد Peclat ستون بدست میآید و سپس با استفاده از این مقدار منحنی تجربی را مجددآ محاسبه می کنند تا تطابق کامل حاصل شود. این روش از این نظر که اندازه گیری دقیق شیب منحنی ها بسیار دشوار بوده و بعلاوه تنها از قسمت کوچکی از نتایج در محاسبات استفاده بعمل می آید قابل ایراد می باشد. رسم نتایج بر روی کاغذهای لگاریتمی خط مستقیمی حاصل می نماید که درنتیجه محاسبه شیب ها آسانتر می گردد.

۲۰۳ - تابع تناوبی

حل واکنش حاصل از اختلال سینوسی مداوم داده شده به سیستم توسط (۰۹) Alberba Kramers

بصورت تابعی از تأثیر فاز و کاهش دامنه موج داده شده بدست داده شده است.



شکل ۹ - ندلایهای ریاضی: اختلاط معکوس در حالت یکنواخت و مداوم

استفاده از موج مداوم مسئله را از نظر ریاضی سیار ساده می کند اما دستگاههای سیار گرانبهائی برای تولید و آنالیز علامات مورد احتیاج خواهد بود.

۴ - ۳. اندازهگیری اختلاط معکوس در حالت یکنواخت و مداوم

محلول ردیاب بصورت دائم و یکنواخت بداخل ستون تزریق شده و پس از مدتی ستون را ترک

می کند.

سقداری از محلول ردیاب ممکنست در اثر عمل نفوذ یا مکانیسم دیگری به صورت معکوس جریان یافته و درجهت مخالف حمل گردد. درتحت شرایط مداوم و یکنواخت بعلت اثرات جریان اصلی فازها مقدار کل ردیاب حمل شده در سراسر ستون برای صفر است (تجمع وجود ندارد) پروفیل غلظت ردیاب در حالت مداوم وسیله مناسبی برای محاسبه ضریب پخش گردابی (Eddy) اختلاط معکوس درحال نفوذی و یا سرعت جریان اختلاط معکوس در مورد اختلاط معکوس در سیستم های چند واحدی می باشد این دو وضعیت در شکل (۵) نموده شده اند.

برای سهولت تنها سیستم یک فازی درنظر گرفته شده است.

۱ - مدل جریان معکوس (Backflow) :

$$F_T = \text{شدت جریان محلول ردیاب بداخل ستون}$$

$$C_T = \text{غلظت محلول ردیاب}$$

$$F = \text{شدت جریان فاز اصلی بداخل ستون}$$

$$C_0 = \text{غلظت ردیاب خروجی}$$

بیلان کلی ردیاب درحال یکنواخت و مداوم عبارتست از:

$$F_T C_T = (F + F_T) C_0$$

بیلان مواد را در اطراف واحد n ام درحال یکنواخت می نویسیم :

$$(F + F_B) C_{n+1} + F_T C_T = F_B C_n + (F + F_T) C_0 \quad (15)$$

که در آن :

$$\text{جریان اختلاط معکوس در طول ستون} = F_B$$

$$\text{شدت جریان کلی در طول ستون} = (F + F_B)$$

بنابراین درحال یکنواخت خواهیم داشت :

$$(F + F_B) C_{n+1} = F_B C_n \quad (16)$$

$$\frac{C_n}{C_{n+1}} = \frac{F_B}{F_B + F} \quad (17)$$

و چون شکل هندسی تمام واحدها یکسان فرض می شود لذا :

$$\frac{C_n p}{C_0} = \left(\frac{F_B}{F_B + F} \right)^n p \quad (18)$$

و یا :

$$\frac{C_n}{C_0} = \left(\frac{F_B}{F_B + F} \right)^n \quad (19)$$

بنابراین منحنی تغییرات $\ln\left(\frac{C_n}{C_0}\right)$ بر حسب n باید یک خط راست باشد با شیب $- \frac{F_B}{F_B + F}$

۲ - مدل نفوذی

ردياب در يك مقطع عرضي ستون تزریق ميشود، $Z=0$. بنابراین در الحالات يکنواخت و مدارم مقدار کلی انتقال ردياب در هر مقطع Z ، باید برابر صفر باشد (تجمع وجود ندارد).

در هر مقطع Z داريم:

$$-\dot{F}_B \frac{dc}{dz} = \text{جريان اختلاط معکوس ردياب}$$

$$= F_C \quad (\text{جريان اصلی ردياب}) \quad (20)$$

از اينرو:

$$F_C = -F_B \frac{dc}{dz} \quad (21)$$

و یا:

$$\frac{dc}{C} = -\frac{F}{F_B} dz$$

شرایط حدی عبارتند از:

$$Z=0, \quad C=0$$

$$Z=L, \quad C=C_L \quad (22)$$

$$Z=L, \quad C=C$$

و معادله التگریه شده (۱۹) بصورت زير نوشته ميشود:

$$\ln \frac{C_L}{C_0} = -\frac{F_L}{F_B} \quad (22)$$

و یا:

$$\ln \frac{C}{C_0} = -\frac{F}{F_B} Z \quad (24)$$

بنابراین منحنی تغییرات $\frac{C}{C_0}$ بر حسب فاصله جریان معکوس باید یک خط راست با شیب $-\frac{E}{F_B}$ باشد.

از مقایسه معادلات (۱۸) و (۲۳) نتیجه میشود:

$$\ln \frac{C_L}{C_0} = \ln \frac{C_{np}}{C_0} = -\frac{F_L}{F_B} = np \ln \left[\frac{F_B}{F+B} \right]$$

از اینرو:

$$P_i B = \frac{F_L}{F_B} = np \ln \left(1 + \frac{1}{a} \right) \quad (20)$$

و:

$$\frac{F_H}{E} = \ln \left(1 + \frac{1}{a} \right) \quad (21)$$

معادله (۲۰) بوسیله Gutoff (۲۰) و Frachazka ، Landau (۱۱) و Harttand ، Wise (۲۲) بدست آمده و مورد استفاده قرار گرفته است.

۵-۳- بررسی روش‌های مختلف

در صورتیکه مدل نفوذی کاملاً صادق باشد، ضرائب پخش محوری که با استفاده از یکی از روش‌های آزمایش و دیاب یا از روی پروفیل غلظت حل شده حاصل میگردند باید بسانان باشند زیرا شرایط آزمایشی مختلف تنها در شرایط حدی معادله دیفرانسیلی مربوطه تغییراتی ایجاد می‌نماید (معادله (۱)) و قدرت کلی یک استخراج کننده در حدی که بوسیله شدت حقیقی انتقال جرم و توزیع زمانهای اقامت اجزاء سیال معین میگردد قرار می‌گیرد. جریان غیرایده‌آل معمولاً در نتیجه برآیند دوازه اصلی ایجاد میشود. اول در جهت محور استخراج کننده معمولاً ترکیبی از نفوذمولکولی و گردابی (Eddy) بعلواد اغتشاشی که در نتیجه فاز پخش شده و حمل شده در دنباله قطرات ایجاد میشود وجود دارد.

این اثرات بوسیله آزمایشها ای در حالت یکنواخت و مداوم مشاهده میشوند.

دوم: اثرات سرعتهای غیریکسان بعلت اصطکاک در دیوارهای ستون و نفوذ انتقالی همراه با تغییرات شعاعی که در نتیجه تحرک فار پخش شده و توزیع ابعاد قطرات ایجاد میشود. در مورد سیستمهای چند واحدی بعلت وجود واحدهای پشت سرهم توزیع Poisson زمانهای اقامت نیز موجود است. اثرات کلی تمام انحرافات از جریان پیستونی در پروفیل غلظت حل شونده منعکس میگردد زیرا تمام این اثرات شدت

انتقال جرم را کاهش میدهد و میتوان آنها را در واکنش عبوری ردیاب مشاهده نمود. بدفعات سعی شده است تا تمام این اثرات را به شکل تابعی از پذیره های نفوذی بیان نمایند ولی آنچه مسلم است نتایج متفاوتی بسته به نوع آزمایش بعلت نقص فرضیاتی که مدل برآن استوار است حاصل شده است. مثلا در مطالعه ستونهای RDC (مجاور کننده های با صفحات گردان) (۶۷ - ۶۴ - ۳۰) بسته به تغییر تزریق ردیاب ، اعداد مختلفی برای ضریب پخش بدست آمده است. بنابراین لاز است که نتایج آزمایش های ردیاب با یکدیگر یا با مطالعه حقیقی انتقال جرم مقایسه شوند و همچنین نتایج دونوع آزمایش ردیاب نیز شناخته گردد تا بتوان اثراتی که ناقض مفروضات مدل هستند معین نمود.

۴ - مقایسه مدل های جریان

بطور کلی میتوان گفت که مدل نفوذی کاربرد پیشتری در انواع تماس دهنده هائی که شامل واحد های جزء به جزء مداوم مثل ستونهای پاششی هستند (Spray) دارد در حالیکه مدل های چند واحدی پیشتر در مورد تماس دهنده هائی که شامل واحد های مجزا مانند دستگاه های مخلوط کننده - جدا کننده (Mixer Setter) هستند بکار میروند و بین این دو حالت حدی تفاوت آن اندازه مشخص نیست. Vermeulen (۶۲) اشاره کرده است که پخش محوری تنها در حالت جریان مغشوش یا تزدیک به مغشوش مورد توجه علم مهندسی شیمی است و در تحت این شرایط مدل های نفوذی و حوزه های اختلاط تقریباً یا یکدیگر معادل هستند و این قابلیت با افزایش درجه پخش شدت می یابد. صحبت مدلها را عموماً بتوسط منحنی های واکنش عبوری (Trarsient response curves) محاسبه شده آنها امتحان می نمایند. از اینرو Klinkenbrery و Sjenitzer (۴۲) منحنی های واکنش گوسی (Gaussian) را برای امتحان تعدادی از مکانیسمهای پخش جریان با استفاده از روش های آماری بکار بردهند و نتایج آزمایش را بصورت تغییرات نسبی بیان کردند و از آنجا چنین بدست آمد.

۱ - برای یک سری واحد های مخلوط کننده :

$$n_p = \frac{\sigma^2}{(\mu_i)^2} \quad \text{تعداد واحدها} \quad (27)$$

۲ - برای مدل نفوذی

$$\frac{1}{R_v} = \frac{1}{\tau} P_i B \quad (28)$$

برای مکانیسمهای پخش مستقل ، تغییرات نسبی به نتایج افزوده می شوند. با مقایسه بین مدل نفوذی و

و واحد اختلاط کامل، برای مقادیر بزرگ np رابطه Alberda و Kramers (۶۹) نشان دادند که

زیرقرار است:

$$P_i B = \frac{F_i L}{E_i} = \gamma n_p \quad (۲۹)$$

و برای $np > 0$

$$\frac{1}{np - 1} \approx \frac{\gamma E_i}{F_i L} \quad (۳۰)$$

Vander Lean (۶۸) معادله زیر را برای تغییرات نسبی یک سیستم مشکل از np واحد با فاکتور جریان معکوس α بشرط آنکه $1 \geq np$ و $1 < \alpha$ باشد آورد:

$$Rv = \frac{\sigma^r}{\mu^r} = \left[\frac{1 + 2\alpha}{np} \right] \quad (۳۱)$$

در این معادله ترم $\frac{2\alpha}{np}$ مربوط به واحدهای اختلاط و ترم $\frac{1}{np}$ مربوط به اختلاط معکوس می‌باشد.

بنابراین از مقایسه با مدل نفوذی نتیجه می‌شود که:

$$\frac{\gamma}{P_i B} = \left[\frac{1 + 2\alpha_i}{np} \right] \quad (۳۲)$$

یا:

$$\frac{E_i}{F_i L} = \frac{1}{np} + \frac{\alpha_i}{np} \quad (۳۳)$$

یا:

$$\frac{E_i}{F_i H} = \gamma + \alpha_i \quad (۳۴)$$

Klinkenberg (۲۱) را از طریق آماری بدست آورد.

در نقدی بر مقاله Klinkenberg نشان دادند که:

- اگر $\alpha_i = 0$ باشد:

$$n_p = \frac{F_i L}{\gamma E_i} \quad (۲۹)$$

- اگر $E_i = 0$ باشد:

$$\alpha_i = \frac{1}{\gamma} \quad (۳۵)$$

بنابراین اگریک فرآیند جزء به جزء بدون اختلاط معکوس را بعنوان یک فرآیند چند مرحله‌ای بررسی نماییم، چنین بنظرخواهد رسید که آن تحول چند مرحله‌ای دارای اختلاط معکوس منفی است و این نتیجه برای احتساب و افزودن پخش حاصل از حوزه‌های اختلاط ضروری می‌باشد.

Mechlenburgh و Hatland همچنین نشان دارند که معادله (۴۳) در حالتیکه $a > n$ باشد صدق بیشتری دارد. Miyuchi و Vermeulen (۴۹) صدق مدل نفوذی و جریان برگشتی را در مورد میسسه‌های دوفازی مقایسه کردند بدین ترتیب که با تبدیل معادلات مدل نفوذی (۴) و (۵) به شکل دیفرانسیلی جزئی و مقایسه این معادلات با معادلات (۶) و (۷) مدل جریان برگشتی توانستند نشان دهند که دو مدل می‌توانند بوسیله رابطه زیرینهم مربوط شوند:

$$\frac{1}{P_i B} = \frac{1}{n P} + \frac{a_i}{nP} \quad nP \geq 1 \quad (۲۲)$$

و یا در حد:

$$\lim_{nP \rightarrow \infty} (P_i B) = \frac{n P}{a_i} \quad (۲۳)$$

مقایسه‌های دیگر براساس موارد زیر بنا گردیده است:

۱- مشخصات حالت عبوری

۲- پدیده انتقال جرم برای بینهایت واحد انتقالی

۳- وجودواکنش شیمیائی از درجه P بین فازها. براین اساس روابطی مشابه با معادله (۳۳) بحسبت آمده ولی شکل معادلات با یکدیگر متفاوت هستند. شباهت معادلات روابط بین مدل‌ها را تأیید می‌کند در حالیکه تفاوت‌ها، اختلافات اساسی بین مدل‌ها را نمودار می‌سازد. شباهت بین روابط را می‌توان بعنوان تأییدی در استفاده از مدل نفوذی برای سیستم‌های چند واحدی و یا یکس دانست.

بدین ترتیب اسکان دارد که یک سیستم چند واحدی با مشخصات n_p و d_x و d_y و Λ_N و $N_{x,y}$ را با یک ستون جزء به جزء که بوسیله $P_y B$ و $P_x B$ و همان Λ مشخص گردیده است معادل دانست.

همچنین معادلاتی شبیه به رابطه (۳۳) بوسیله Latinen و Stockton (۶۹) در مورد ستون‌های پوشیده که در معرض تغییرات فیزیکی و یک واکنش متجلانس درجه اول می‌باشند بحسبت آمده است:

$$\frac{1}{P_i B} = \frac{1}{(n_p - 1)} + \frac{a}{(np - 1)} \quad (۲۴)$$

(۷۰) اشاره کردند که معادله (۳۳) را بوسیله وارد کردن بسط تیلور

+ ورودی C_1 و - ورودی C بصورت جملات ورودی C در معادلات سیستمهای چند واحدی (۶) و (۷) و صرف نظر کردن از جملاتی مثل $\frac{1}{N^r} \frac{d^r C_X}{dZ^r}$ میتوان بدست آورد. آنان معادله حاصل را با معادلات مدل دیفرانسیلی (۴) و (۵) مقایسه نمودند. مقایسه مدل‌های نفوذی و جریان برگشتی براساس تزریق یکنواخت ردیاب برای اندازه‌گیری اختلاط معکوس به نتیجه زیر منجر شد:

$$P_i B = \frac{F_i L}{E_i B} = n P_i \ln \left(1 + \frac{1}{a_i} \right) \quad (20)$$

Wise و Hartland (۱۲) معادلات (۲۰) و (۲۵) و (۳۶) را بایکدیگر مقایسه کرده و نتیجه گرفته‌اند که برای مقادیر کوچک $P_i B$ معادله (۳۳) بمراتب دقیق‌تر از معادلات (۲۰) و (۳۶) می‌باشد. وقتی a_i بزرگ‌تر از n_p باشد ترم $\frac{1}{a_i + 2} \ln \left(1 + \frac{1}{a_i} \right)$ در حدود ۱٪ اختلاف دارد در صورتیکه با ترم $\frac{1}{a_i + ۲}$ بیشتر از ۱٪ اختلاف خواهد داشت. صدق معادله (۳۳) با بالا رفتن n_p افزایش می‌یابد و وقتی n_p و a_i هردو به سمت بینهایت میل کنند بطوریکه نسبت $\frac{n_p}{a_i}$ کوچک باقی بماند به معادله (۳۶) ماده می‌شود.

۵- محاسبه ستون استخراج با پخش محوری:

Vermeulen و Miyauchi (۲۸) معادلات سربوط به مدل جریان دائم جزء به جزء را از طریق جبری حل کردند ولی بجز در حالات بسیار ساده‌جواب معادلات بسیار پیچیده شد. آنان جواب معادلات را بصورت تابعی بشکل $X = f(N_x, P_x B, P_y B, \Lambda)$ بدست دارند که X یک پارامتر بدون بعد غلظت و معادل با درجه استخراج می‌باشد:

$$X = \left[\frac{C_x - m C'_y}{1 - m C'_y} \right] \quad (28)$$

حل معادلات از طریق تحلیل عددی برای تغییرات وسیعی از پارامترها با استفاده از کامپیوتر انجام گردید و آنکه بوسیله آنها میتوان مقادیر تقریبی درجه استخراج و پروفیل غلظت حل شونده را در هر فاز تخمین زد.

Tغییراتی در معادلات اصلی دیفرانسیل و شرایط حدی ارائه شده توسط Vermeulen و Miyauchi (۲۸) داده شد و بدین ترتیب این معادلات در مورد حالات عمومی تری که در آنها محل ورودی Wilburn و خروجی فازها در دو انتهای ستون یکسان نبوده و بنابراین شرایط مختلفی در قسمتهای انتهائی آن برقرار

است کاربرد پیدا کرد. نتایج با فرض طولهای مختلف قسمت انتهائی مجدداً با استفاده از کامپیوتر بررسی گردید و این نتیجه بدست آمد که در صورت صرفنظر کردن از اثرات انتهائی خطای بزرگی در محاسبات ایجاد خواهد شد.

با درنظر گرفتن نتایج Vermeulen و Miyauchi آنها سه تعریف کامل مشخص برای تعداد کلی واحدهای انتقالی در استخراج بدست دادند که عبارتند از:

۱ - مقدار « حقیقی » The « True » Value

این مطلب در ابتدا بوسیله Chiltern و Colburn (۷۲) عنوان شد:

$$N_{ox} = \frac{K_o x a L}{F_x} = \frac{L}{H_{ox}} \quad (۲۹)$$

تعیین مقدار حقیقی ضریب انتقال K_{ox} ماده ممکن نیست مگر آنکه یک مدل تئوری برای محاسبه پخش معوری اختیار گردد.

۲ - مقدار قیاس شده یا مقدار ظاهری داخلی برج

این مقدار برپایه و اساس پروفیل غلظت اندازه گیری شده جسم حل شونده داخل سیستم بنانهاده شده است (به شکل ۲ مراجعه شود).

$$N_{oxm} = \int_{C_{xo}}^{C_{xi}} \frac{-dC_x}{C_x - mC_y} \quad (۴۰)$$

و:

$$H_{oxm} = \frac{L}{X_{oxm}}$$

در این حالت حد انتگرال براساس مقدار غلظت انتهائی داخل ستون و نه برミزان آن درخارج از ستون استوار است.

۳ - « جریان پیستونی » یا مقدار حقیقی خارجی.

این مقدار با فرض آنکه دو جریان داخل ستون بصورت قالبی کامل هستند و در نتیجه شدت جریان و غلظت حل شونده بتوسط یک بیلان مواد ساده بهم ارتباط دارند محاسبه میشود.

$$N_{OXP} = \int_{C_X^o}^{C_X'} \frac{-d_X}{C_X - mC_Y} \quad (11)$$

$$H_{OXP} = \frac{L}{N_{OXP}}$$

حدانگرال در این حالت غلظت نهائی خارجی است. (۲۸) مقادیری برای شرایط تئوری زیر متحاسبه کرده است. Miyauchi

$$\Lambda = 1 \quad P_X B = P_Y B = t, \quad C_Y = 0$$

و با فرض فوق

$$N_{OXP} = 1576, \quad N_{OXM} = 2587, \quad N_{OX} = 0$$

و چون

$$L = N_{OX} \cdot H_{OX} = N_{XOM} \cdot H_{OXM} = N_{OXP} \cdot H_{OXP}$$

درنتجه

$$H_{OX}/H_{OXM}/H_{OXP} = 1/129/2584$$

دیله میشود که مقدار سه ضریب ارتفاع کلی واحد انتقال با یکدیگر تفاوت زیادی دارند. معهذا در گذشته هرسه ضریب را بجای یکدیگر بکار میبردند. دو مقدار H_{XOM} و H_{OXP} مقدار ارتفاع ظاهري را که شامل اثرات پخش محوري نيز میباشد نشان میدهند.

تعداد حقيقي واحد های انتقالی N_{OX} را میتوان بطريق تحلیل عددی با استفاده از رابطه زیر

پಡست آورد :

$$N_{OX} = \int_{C_{XO}}^{C_X' - dC_X + \frac{1}{P_X B} \frac{d'C_X}{dZ'} dZ} \frac{d'C_X}{C_X - mC_Y} \quad (12)$$

قسمت اول انگرال مربوط به N_{OXM} میباشد. معهذا استفاده از این رابطه بعثت اشکال در تعیین مقدار مشتق دوم محدود میشود. Miyauchi بادرنظر گرفتن مشخصات H_{OXP} در دو حالت حدی (۱) و قتی فرآیند بتوضیط انتقال جرم کنترل میشود و (۲) وقتی بوسیله پخش محوري کنترل میشود رابطه تقریبی زیر را ارائه داد :

$$H_{OXP} = H_{OX} + H_{OXD} \quad (12)$$

یعنی طول ظاهری یک واحد انتقال برابر ارتفاع حقیقی آن باضافه ارتفاع واحد بهش می‌باشد.

همچنین :

$$\frac{1}{N_{OXP}} = \frac{1}{N_{OX}} = \frac{1}{N_{OXD}} \quad (44)$$

Miyauchi این رابطه را بعنوان اساسی برای ارائه معادلات تجربی H_{OXD} بکاربرد و بتوسط این معادلات تخمین سریع N_{OX} امکان پذیر است و درنتیجه مسیر کوتاهتری در طرح ستون بشمار می‌رود. معادلات تجربی Stemerding Miyauchi برای تعیین H_{OXD} تا اندازه‌ای پیچیده است و معادله تقریبی بهتری بوسیله Zwderweg (۷۲) بدست داده شده است. آنها محاسبات مربوط به H_{OXD} را در قالب معادلات ساده و نمogram عرضه نموده‌اند. همچنین Sleicher (۲۹) تقریباً همزمان با Miyauchi که مقادیر بهره کلی استخراج را در شرایط مختلف بصورت جدولی با استفاده از کامپیوتر تدوین می‌نمود، راه حلی برای مدل نفوذی در انتقال ماده بین دوفاز بدست آورد. در این حالت هیچگونه کوششی برای بدست آوردن حل جبری معادلات و تعیین پروفیل غلظت حل شونده در عمل استخراج بعمل نیامد و نتایج محاسبات بصورت رابطه‌ای از بهره ستون ارائه شده است:

$$\frac{N_{OXP}}{N_{OX}} = \frac{P_{XB} \cdot P_{YB}}{P_{XB} \cdot P_{YB} + N_{OXj}} \quad (45)$$

و :

$$J = aP_XB + bP_YB + C \sqrt{P_{XB} \cdot P_{YB}} - d \sqrt{p_{XB} + p_{YB}} + g(p_{XB} - p_{YB})e^{-N_{OX}h}$$

که در آن مقادیر a و b و d و g و h بصورت توابع Δ می‌باشند.

دراستفاده از روش Sleicker برای تعبیر طرز عمل یک ستون و بدست آوردن مقدار حقیقی واحد های انتقالی N_{OX} باید بروش حدس و خطأ متولّش شد. با وجود آنکه روش Sleicher تخمین سریع را امکان پذیرمی‌سازد، روش Miyauchi در تحقیقات و توضیح توابع تجربی برسنای پروفیل غلظت حل شونده برآن رفعان دارد.

اثرات حمل مقداری از یک فاز توسط فاز دوم (Entrainment) از واحدی به واحد دیگر بر روی بهره مخلوط کننده جدا کننده (Mixer – Settler) چند واحدی با جریان بر عکس توسط Sleicher با استفاده از معادلات (۶) و (۷) و در نظر گرفتن مدل حوزه‌های اختلاط با جریان معکوس بصورت تحلیل عددی محاسبه

شده است. نتایج نشان داده است که وجود اختلاط معکوس حتی بعیزان ۱ درصد، اثر چندانی در کاهش بهره استخراج ندارد.

از اینرو Sleicher نتیجه گرفت که جدا کننده‌ها اغلب حجمی تراز مقدار لازم طرح می‌شوند. دو جدا کننده نسبتاً بزرگ در دو انتهای سیستم استخراج همراه با جدا کننده‌های متوسط برای دستگاه‌های میانی کافی بنظر می‌رسد. Landau و Prochazka (۱۰) راه حل‌هایی برای مدل چند واحدی با اختلاط معکوس بدست آوردند باین ترتیب که معادلات (۶) و (۷) را برای هر واحد در نظر گرفته و بجواب رسانیدند. در این حالت برای np واحد، تعداد n معادله موجود است. در صورتیکه رابطه تعادل بشکل خطی باشد، معادلات حاصل نیز خطی بوده و بروش ماتریسی قابل حل می‌باشند. در مورد روابط تعادلی غیرخطی حل معادلات بطریق حدس و خطا بعمل می‌آید. Hartland و Mecklenburgh (۱۰) توانستند با فرضن تعادل خطی، معادلات ریاضی مربوطه را در مورد مدل نفوذی و نیز جریان معکوس برقرار نموده و حل جبری پروفیل غلظت و فاکتور جدائی (Separation factor) را ارائه نمایند. روش‌های ترسیمی محاسبات در مورد مدل نفوذی بوسیله Rod (۲۴) و در مورد جریان معکوس و حوزه‌های اختلاط پیشرونده بتوسط Rod و Misek (۲) بدست داده شده‌اند.

این روش، مدل نفوذی را بشکل تقریبی «معادلات تفاوت‌های ناچیز» (Finite difference equations)

مورد نظر قرار داده و پارامترهای اصلی غلظت را که محتوی اعداد Peclet دوفاز می‌باشد بدست میدهد. این روش در حالیکه پخش محوری فقط در یک فاز موجود باشد ساده بوده و شامل قراردادن تعداد واحدهای لازم بین منحنی تعادل و یک خط موازانه یا خط بیلان مواد که بوسیله پارامترهای اصلی غلظت معین شده است می‌باشد. برای سیستمهایی که دارای اختلاط محوری زیاد در هر دوفاز هستند روش حدس و خطاضروریست و یک تخمین ابتدائی برای تغییر ناگهانی غلظت در محل ورودی یکی از فازها باید زده شود. پس از آن محاسبات آنقدر تکرار می‌شود تا شرایط حدی انتهائی دیگر استخراج کننده برقرار گردد.

این روش را نمکن است در مورد جریان معکوس و حوزه‌های اختلاط نیز بکار برد.

Hartland و Mecklenburgh (۱۰) نشان دادند که استفاده از روش اخیر با اشکالاتی همراه است زیرا محاسبات نسبت به تخمین اولیه تغییر ناگهانی غلظت در محل ورودی فاز وابستگی و حساسیت زیادی دارد. برای رفع این اشکال آنها یک روشنی تقریبی پیشنهاد نمودند باین ترتیب که استخراج کننده

را به سه بخش مجزا تقسیم نموده و دو بخش انتهائی را که شامل نایپوسنگی‌های غلظت است بطور مجزا از قسمت مرکزی در نظر گرفته اند اخیراً نیز روش دیگری برای محاسبات ازانه دادند باین ترتیب که با استفاده از مدل تبدیل (۳۳) هر استخراج کننده دیفرانسیلی را بصورت چند واحدی فرض کردند حساسیت محاسبات نسبت به تخمین اولیه در تغییر ناگهانی غلظت نیز با کاهش تعداد واحدهای مدل اختلاط معکوس نقصان یافت.

مقایسه معادلات «تفاوت‌های ناچیز» در مورد دو مدل نشان داد که تفاوت‌های موجود در تابع عددی، متناسب با عکس مجدد تعداد واحدها می‌باشد. محاسبه مجاور کننده‌های دیفرانسیلی پشكل یک دستگاه یک‌بادو واحدی امکان زدن یک تخمین مناسب برای طرز کار دستگاه را میسر می‌سازد که بعد از چند تکرار سریعاً به تقارب خواهد رسید. سپس عدد حاصله را عنوان حسن اول در محاسبه همان مجاور کننده که این بار فرض می‌شود دو یا چهار واحدی می‌باشد بکار می‌برند و این عمل را ادامه می‌هند.

۵ - بخش محوری در ستونهای استخراج کننده مایع - مایع

اخیراً سرورهائی در این مورد بوسیله Li و Moon و Vermeulen (۷۶)، Ziegler و Ingham (۶۲) و Miyauchi (۷۷) انتشار یافته است.

با وجود آنکه در حال حاضر اطلاعات قابل توجهی در مورد بیشتر استخراج کننده‌ها موجود است متأسفانه این اطلاعات محدودیت‌های زیادی را در بردارند زیرا اغلب برای ستونهای کوچک و درحالی که یکی از فازها آب است بدست آمده‌اند در نتیجه برای طرح صحیح دستگاه‌ها به اطلاعات و اعداد بیشتری احتیاج است. بواسطه در دست بودن سرورهائی که اخیراً بعمل آمده است و پراکنده‌گشی اطلاعات و اعداد موجود بروموی خود را تنها به ستونهای با بهمنهای چرخان محدود می‌کنیم که انواع RDC و ستونهای Oldshue—Rushton در این دسته قرار می‌گیرند.

۱ - ۵ : تماس دهنده‌های باصفحات گردان

وجود اختلاط معکوس در فاز مداوم ستونهای RDC برای اولین بار بوسیله Vermijs و Kramers (۷۸) پس از مشاهده یک مقدار ماکزیمم در منحنی تغییرات مقادیر تجربی انتقال جرم (kDa) بر حسب نسبت حجمی فاز پراکنده گزارش شده است و دلیل این پدیده را در حمل فاز مداوم بصورت دنباله قطرات فاز پراکنده ذکر نموده‌اند.

Zuiderweg و Stemerding همکاران (۷۹) از نتایج حاصل از اندازه‌گیری پخش

محوری در فاز مداوم استخراج کوچک آزمایشگاهی را مورد بررسی و بحث قراردادند.

این نتایج در معادله زیر صدق نمودند:

$$E_A = F_C + K_C R_N H \quad (46)$$

که در آن K_C یک ثابت عددی است.

بعضی آزمایشات اولیه در این مورد بوسیله Kagan و همکاران (۸۰) گزارش شده است. آنان مشخصات

واکنش حاصل از تزریق محلول آبی متیلن بنوان ردیاب را در فاز مداوم در دوستون بقطر ۲ و ۸ اینچ مطالعه کردند. ضریب پخش محوری با افزایش دور بهم زن و شدت جریان فاز مداوم اضافه گردید.

Nagata و همکاران (۸۱) پخش محوری را در تعدادی از استخراج کننده‌های مجهز به بهم زن

از جمله ستون RDC مورد مطالعه قراردادند. نتایج مربوط به پخش محوری در فاز مداوم با استفاده از روش تجزیه بعدی (Dimensionless analysis) بوسیله معادله زیر بیان گردید:

$$-E_A = K Re_{\text{rotor}}^{\alpha} \cdot Re_{\text{flow}}^{\beta} \quad (47)$$

که در آن α و β دو ثابت هستند.

یکی از معایب این قبیل معادلات اینستکه نمی‌توان بسادگی مدل فیزیکی را بآن نسبت داد.

نتایج Nagata بعدها در مطالعات Westerterp و Landsman مورد استفاده قرار گرفت.

Westerterp و Landsman (۲۰) پخش محوری را در فاز آبی دوستون RDC کوچک با

قطراهای ۱۴ و ۶ سانتیمتر با اندازه‌گیری واکنش حاصل از تزریق پلکانی محلول آبکی هیدروکسیلیدیم مطالعه نمودند.

آنان دریافتند که پخش محوری کلی را بصورت مجموعه‌ای از دو اثر جداگانه یعنی اثر جریان که

مستقل ازشدت بهم زدن است و اثر اختلاط که مستقل از جریان نمایع است میتوان نشان داد. از این‌رو:

$$E_A = K_1 F + K_2 N \quad (48)$$

و نتایج کلی بوسیله معادله زیر بدست داده شده است:

$$P_C B = \frac{F_C L}{E_C} = \frac{r n_p}{1 + 12 \times 10^{-3} \frac{RN}{FC}} \quad (49)$$

بموجب رابطه فوق ، در حد يعنی وقتیکه سرعت بهم زن بست صفر میل کند ، RDC بصورت مجموعه ای از واحدهای اختلاط که تعداد آنها ابرابر قسمتهای مختلف ستون است عمل خواهد کرد . هنگامیکه سرعت بهم زن افزایش یابد از عدد Peclet کاسته شده و بتدریج که ترم $\frac{R_N}{F_C}$ بست بینهایت میل می نماید ستون به صورت یک واحد اختلاط کامل درخواهد آمد .

آزمایشهای جداگانه ای برای اندازه گیری اختلاط معکوس در ستونهای با قطر ۵۰ سانتیمتر بوسیله Meyberg و Westerterp (۶۴) با استفاده از روش تزویق مداوم و یکنواخت محلول رذپاپ اسید اکسالیک انجام گرفت . آنان دریافتند که ضریب پخش اختلاط معکوس ، مستقل لز جریان مایع بوده و توافق بسیار خوبی با ترم چرخشی پخش محوری که قبل از Westerterp و Landsman (۶۵) بدست آمده بود ، دارد . از این‌رو معادله (۶۶) را بصورت زیر میتوان نوشت :

$$E_A = K_1 F + E_B \quad (۶۶)$$

بنابراین اختلاط محوری کلی را میتوان برابر مجموع ترم چرخشی که مربوط به اختلاط معکوس است و ترم مربوط به جریان پیشرونده دانست . Ackerman و Olney و Strand (۶۰) پخش محوری و اختلاط معکوس یک جریان یک فازی را در دوستون بقطار ۲۰ و ۱۰۰ سانتیمتر اندازه گرفته و نتایج محاسبات خود را بصورت منحنی $\frac{E}{FH}$ بر حسب $\frac{RN}{F}$ بدست دادند . مقدار E_A در شرایط یکسان همواره بزرگتر از E_B بود ولی در سرعتهای بالا این دو بست یکدیگر میل می کرد یعنی در تحت این شرایط مکانیسم اختلاط معکوس غالب بود . در سرعتهای پائین بهم زن دیده شد که بواسطه تغییرات شعاعی ، E_A از یک مقدار حداقل عبور می کرد آنان نتایج پخش محوری را در جریان یک فازی با معادله زیر بدست دارند :

$$\frac{E_A}{FH} = \frac{RN}{F} \left(\frac{R}{D} \right)^{\alpha} \left[\left(\frac{S}{D} \right)^{\alpha} - \left(\frac{R}{D} \right)^{\alpha} \right] \quad (۶۷)$$

رابطه فوق برای $R > ۲۰$ صادق می باشد یعنی حد دامنه ای که برای استفاده از ستونهای RDC در نظر گرفته میشود . باید استکه ترم داخل کروشه تمایل سیال را به کانالیزه شدن میرساند . وقتی R بست S برود این ترم بست صفر میل خواهد نمود که میین یک حد بعید است . برای سیستمهای دوفازی پیشنهاد شده است که معادله (۶۷) را پس از اصلاح یعنی افزودن یک ترم نسبت حجمی بکار بزند . در نتیجه برای فارمداوم خواهیم داشت :

$$\frac{(1-h)E_A}{F_G H} = (1-h) \frac{R_N}{F_C} \left(\frac{R}{D} \right)^v \left[\left(\frac{S}{D} \right)^v - \left(\frac{R}{D} \right)^v \right] \quad (02)$$

و برای فاز پراکنده شده

$$\frac{hE_A}{FOH} = h \frac{RN}{FD} \left(\frac{R}{D} \right)^v \left[\left(\frac{S}{D} \right)^v - \left(\frac{R}{D} \right)^v \right] \quad (02)$$

توافق متوسطی بین معادله (۰۲) و قطرات پخش شده کروسین درآب و نیز قطعات باریک و کوچک جامدات معلق در کروسین دریک ستون RDC بقطر ۲ سانتیمتر مشاهده گردیده است. معادله (۰۳) قاعده تأمین فاز پراکنده شده در دورهای بالا یعنی وقتی که پخش محوری تحت الشعاع نفوذ Eddy بوده و نیز قطرات فاز پراکنده شده (Dispersed) از نوسانات فاز مداوم تعیین می‌نمایند می‌باشد. این امر همراه با افزایش اثرات ترکیب قطرات شرایط فاز پخش شده را بیشتر شبیه شرایط یک فاز مداوم دوم می‌کند با این ترتیب مفروضاتی که مدل نفوذی برآن استوار است برقرار می‌گردند. معهدها، اثرات اختلاط پیشرونده، حاصل از توزیع اندازه قطرات در این حال نیزاهیت خواهند داشت. تعداد حقیقی واحدهای انتقال پس از درنظر گرفتن پخش محوری برای سیستمهای تولوئن، متیل-اتیل ستن درآب محاسبه گردیده است. ضریب کلی انتقال جرم در مورد انتقال آستان بعنوان حل شونده با فرض عملکرد قطرات بصورت کرات کوچک سخت مطابقت داشته درحالیکه نتایج حاصل از انتقال ستن، با محاسباتی که بافرض موجود بودن چرخش داخلی قطرات بعمل آمده توافق بیشتری نشان داده است.

مطالعه جامعی درباره اختلاط محوری در هر دو فاز مداوم و پراکنده در مجاور کننده‌های RDC پطرهای مختلف از ۴ تا ۱۸ سانتیمتر و دارای تفاوت‌های هندسی داخلی بوسیله Bamb و Stemerding و Lips (۶۱) بعمل آمد. در عمل از سیستم کروسین و آب استفاده شد ولی اندازه گیری فقط به فاز آبدار محدود گردید. ضرایب اختلاط محوری با استفاده از تغییر پلکانی و خربان حاصل از تزریق محلول ردیاب اندازه گیری شد و از روش تزریق مداوم و یکنواخت در ستونهایی به قطر ۴ و ۶ سانتیمتر برای اندازه گیری اختلاط معکوس استفاده گردید. در پنج آزمایش با ستونی به قطر ۲ سانتیمتر، فورفورال را بعنوان یک فاز منفرد متجانس بکار بردن و نتایج با استفاده از یک ردیاب رادیواکتیو بدست آمد. ضرایب پخش محوری فاز مداوم بصورت تابع فزونی خطی از سرعت چرخش بهمن زن و شدت جریان حاصل شد.

در سرعت پائین چرخش بهمن زن یک مقدار حداقل در پخش محوری مشاهده گردید که آنرا به عدم حضور جریان چرخشی خاص داخل ستونهای RDC در تحت این شرایط نسبت دادند. توافق خوبی بین

ضرایب اختلاط محوری و ضرایب اختلاط معکوس بس ازا کستراپوله کردن آنها تا شدت جریان صفر مشاهده شد.

نتایج بوسیله معادله زیر بیان گردید:

$$\frac{EA}{FH} = \alpha_1 + \frac{EB}{FH} = \alpha_2 + KN \quad (04)$$

برای مشاهده رابطه بین مدل‌های نفوذی و جریان معکوس معادله فوق را میتوان با معادله (۴۲) مقایسه نمود:

$$\text{هرگاه } \frac{FB}{F} = \alpha_1 \text{ باشد داریم:}$$

$$\frac{EA}{FH} = \alpha_1 + \alpha_2 \quad (05)$$

فرض براین است که FB (جریان معکوس) با سطح دهانه صفحه واکنشی بهم زن متناسب است:

$$FB = RN \cdot S \quad (06)$$

$$FaD = \frac{RN}{F} \quad (07)$$

از این‌رو:

$$\alpha_1 \cdot \alpha_2 \left(RN \left(\frac{S}{D} \right) \right) \quad (08)$$

از ترکیب معادلات نتیجه میشود:

$$\frac{EA}{FH} = \alpha_1 + K \left(\frac{RN}{F} \right) \left(\frac{S}{D} \right) \quad (09)$$

تجزیه نشان داده است که مقادیر ثابت α_1 و α_2 برای ستونهای RDC از قطر ۴۰ تا ۲۱۸ سانتی‌متر صادق است. معادله‌ای نظیر رابطه قبل بوسیله Klinkenberg (۲۰) بدست آمد و ملاحظه شد که نتایج Meyberg و Landsman و Westerterp (۶۴ و ۶۵) در معادله حل شده صدق می‌نماید. ضرایب پخش محوری فاز پراکنده شده که از نتایج تجربیات محققین نامبرده با ستونهای بقطر ۴۰ و ۶۰ سانتی‌متر بدست آمد بزرگتر از مقادیر مربوط به فاز مداوم بوده و از معادله‌ای مشابه با رابطه (۹) تبعیت نمی‌نمودنسبت ضرایب اختلاط فاز پخش شده بسیار مداوم بین ۰.۰۱ و ۰.۰۳ متغیر بوده و با کاهش شدت جریان فاز مداوم بسمت واحد سیل می‌کرد و در تجربه شرایط معمولی مطابق با سرریز (Flooding) درصد مشاهده شد که نسبت $\frac{ED}{EC}$ تقریباً برابر با ۰.۱ است. در محاسبه سرعت فازهای دارای شرایط دیده میشود که عدد Peclet

دوفاز تقریباً مساوی هستند. Stainthorp و Sudall (۸۲) اختلاط معکوس هر دوفاز را در مورد سیستم آب - کرزول - کروسین تحقیقی انتقال جرم در یک ستون RDC به قطر ϕ رس سانتیمتراندازه گیری کردند باین ترتیب که واکنش حاصل از تزریق ضربه‌ای یک ردیاب رنگی را به مبنای مدل چند واحدی با اختلاط معکوس تجزیه نمودند. ضرایب اختلاط معکوس در فاز مدام با معادله Strand (۶۰)

مقایسه شده:

$$(۶۰) \quad h = \left(\frac{RN}{FC} \right) \left[\left(\frac{S}{D} \right)^{\alpha} - \left(\frac{R}{D} \right)^{\alpha} \right]$$

مقادیر حقیقی $\alpha = 0.9$ درصد بزرگتر از مقادیر حاصل از معادله Strand بود. اختلاط معکوس فاز پخش شده در معادله‌ای مشابه قبل صدق نمود زیرا نتایج حاصل تقریباً دو برابر مقادیر محاسبه شده گردید. مقدار حقیقی انتقال جرم در تمام موارد بزرگتر از مقادیری که بافرض قطرات بشکل کرات سخت و درنظر گرفتن اختلاط محوری حاصل می‌شود بود و همچنین نیز بیشتر از مقادیر حاصل از تئوری Baran و Handlos که چرخش داخلی قطرات را مورد نظر قرار می‌دهند گردید. Rozkos و Misek (۸۲) ضرایب پخش محوری فاز مدام را در یک ستون به اشل صنعتی با قطر $\phi = 1$ سانتیمتر با استفاده از حلal بنزن و مایعاتی که در فرآیند استخراج فنل حاصل می‌شوند با غلظت واقعی بدست آوردند. در این آزمایش‌ها از تزریق ضربه‌ای یک ردیاب رنگین استفاده گردید. مقادیر بدست آمده تنها 27% درصد با مقادیر حاصل از معادله Strand تفاوت داشت. آنان این امر را به شرایط جریان آرام و نقصان شدت اختلاط در ستونهای با قطر بزرگتر نسبت دادند.

کوشش برای توضیح مشخصات فاز پراکنده شده بر حسب معادله Strand به نتیجه‌ای منجر نگردید ولی پراکنده‌گی بسیار زمانهای افامت با استفاده از پدیده اختلاط پیشرونده بخوبی توجیه شد. مطالعه جامع اثرات شکل هندسی و قطر ستون بر روی پخش محوری فاز مدام با انجام دو آزمایش جداگانه بوسیله Miyuchi و Mitsutake (۸۴) صورت گرفت. در آزمایش اول ضرایب پخش محوری در هر دو حالت جریان یک فازه و دوفازه با استفاده از یک ستون چند واحدی مدام به قطر $\phi = 1$ سانتیمتر در حالیکه فاز مدام را آب و فاز پراکنده شده را ایزو بوتیل ستون تشکیل می‌دادند محاسبه شد. برای مطالعه اثرات شکل هندسی ستونها آزمایشهای دیگری با استفاده از یک سری ستون ساده دو مرحله‌ای بقطرهای 1 و 3 سانتیمتر بعمل آمد که در آنها از آب بعنوان یک فاز ساده متجلانس در شرایط

جريان ساکن استفاده گردید. آنها تزریق ضربه‌ای آب نمک را برای ایجاد اختلال پکار برداشت و منحی واکنش حاصل از ستون چند مرحله‌ای ارا به مبنای مدل نفوذی مورد تجزیه و تحلیل قراردادند. در آزمایش‌های جریان ساکن تغییرات غلظت ردیاب بر حسب زمان در هر دو قسمت ستون پس از تزریق سریع ردیاب درینکی از آنها بوسیله یک رابطه ساده حاصل از مدل جریان معکوس تفسیر گردید. با وجود آنکه دستگاه‌های دو مرحله‌ای از نظر آزمایش بسیار مناسب بوده و ساختن آنها ساده است معهدها از دووجهت نامطلوب بنتظر می‌رسند: ۱) از اثرات سرعت فازها بر روی اختلاط معکوس صرف‌نظر می‌شود و ۲) استفاده از آنها فقط به سیستمهای یک فازی محدود می‌گردد. علی‌رغم این اثر مشاهده گردید که نتایج حاصل از دو نوع آزمایش توافق بسیار خوبی با یکدیگر داشته و از روابط زیر تبعیت می‌نمایند:

$$\frac{NR^*}{V} > 1.0 \times 1.2$$

$$\frac{f}{NR} = 4.2 \times 10^{-2} \left(\frac{D}{E} \right)^{0.10} \left(\frac{D}{S} \right)^{0.10} \quad (41)$$

$$\frac{NR^*}{V} < 1.0 \times 1.2$$

$$\frac{f}{NR} = 4.2 \times 10^{-2} \left(\frac{D}{S} \right)^{0.10} \left(\frac{NR^*}{V} \right)^{-0.10} \quad (42)$$

معادلات دیگر Miyauchi و همکاران در مورد ستونهای Oldshue-Rushton ذیلاً مورد بحث قرار خواهد گرفت.

5-۲: ستونهای Oldshue-Rushton

اولین مطاله تجربی اختلاط محوری در ستونهای Oldshue-Rushton بتوسط Yagi و Miyauchi (۴۲) انجام شد. آنان واکنش حاصل از تزریق ضربه‌ای محلول ردیاب KCl را در یک ستون به قطر ۵ میلی‌متر سورد بررسی قرار دادند. نتایج بصورت توابعی از گروههای بدون بعد بدست داده شد. شکل نهائی این روابط در مورد اختلاط محوری در فاز مداوم چنین بود:

$$\frac{FA}{V} = 10^{-2} \times 4.2 \left(\frac{RN}{V} \right)^{0.10} \left(\frac{FL}{V} \right)^{0.10} \quad (43)$$

رابطه‌ای بین شکل مانند آنچه Nagata (۸۱) در مورد ستونهای RDC بدست آورد درحال حاضر اهمیت عملی چندانی ندارد.

نتایج Yagi بعدها توسط Miyauchi و همکاران در بدست آوردن معادلات مربوطه مورد استفاده قرار گرفت (۶۰). Gutoff (۶۱) میزان اختلاط بین واحدی را در ستونهای بقطر ۴ اینچ در مورد آب بعنوان تنها فاز مایع با استفاده از تزریق مداوم آب نمک اندازه گیری نمود. اختلاط معکوس تنها با در نظر گرفتن غلظت ردیاب در دو قسمت انتهائی ستون محاسبه گردید و پروفیل کامل غلظت ردیاب اندازه گیری نشد. مقدار اختلاط معکوس در سرتاسرها کم بهم زن انداز بود ولی در حالت جریان درهم مقدار آن بصورت تابعی خطی از سرعت بهم زن بسرعت روابازش رفت و مشاهده گردید که این مقادیر از رابطه Strand در مورد ستونهای RDC تبعیت می نمایند.

Gutoff همچنین نشان داد که نتایج حاصل را میتوان به مبنای هردو مدل نفوذی و چند واحدی با جریان معکوس بخوبی تفسیر نمود. Bibaub و Treybal (۶۲) اختلاط محوری را در مورد جریانهای معکوس در یک ستون بقطر ۷ اینچ و با استفاده از آب بصورت فاز مداوم و تولوئن و کروسین بعنوان فاز پراکنده شده مطالعه کردند. اختلاط محوری با ارزیابی واکنش ستون در مقابل تزریق ضربه ای ردیاب رنگی محاسبه گردید. نتایج حاصل در مورد اختلاط محوری در یک فاز تنها بوسیله معادله زیر بدست داده شد :

$$\frac{E_A}{FH} = \frac{RN}{F} - 0.1118 + 0.4449 \quad (۶۳)$$

نتایج مربوط به اختلاط محوری فاز مداوم در سیستمهای دو فازی با رابطه زیر بیان گردید :

$$\frac{(1-h)E_A}{FCH} = \frac{RN(1-h)}{FC} - 0.268 + 0.400 \quad (۶۴)$$

در تمام آزمایشها ارتفاع قسمتهای انتهائی ستون و قطر بهم زن ثابت بودند و مقایسه نتایج بر مبنای معادله در مورد ستونهای RDC صورت گرفت. مقایسه تفاوتها دو معادله اخیر با رابطه Strand و معادله مربوط به مدل تبدیل پذیری (۳۳)، نمایشگر مشکلات موجود در تفسیر نتایج حاصل از سیستمهای دو فازی مایع میباشد.

نتایج اختلاط محوری فاز پراکنده شده در معادله ای بشکل (۶۵) صدق نکرد و در نتیجه رابطه

تجربی زیر را پیشنهاد نمودند که اهمیت عملی چندانی ندارد.

$$\frac{RN}{ED} = 2.92 \times 10^{-2} \left(\frac{RN \rho C}{\gamma} \right) \left(\frac{\rho C}{\Delta P} \right)^{4/18} \left(\frac{RN}{\mu C} \right)^{1/18} \quad (۶۶)$$

آنان نتایج Bibaub و Treybal در مورد اختلاط محوری را در ارزیابی نتایج آزمایش‌های مربوط به انتقال جرم در سیستم‌های آب، نرمال بوتیل آمین و کروسمین بکار یارند. تعداد ظاهری واحدهای انتقالی بر مبنای مقدار متوسط لگاریتمی نیروی محركه غلظت‌های نهائی خروجی و دوشرايط فرضی جویان قالبی محاسبه گردید. و با استفاده از اعداد Peclet حاصل از آزمایش‌های با ردیاب در سیستم‌های دوفازی و معادله Sleicher (۴۵)، تعداد حقیقی واحدهای انتقالی، N_{OX} بدست آمد. در محدوده شرایط موجود، نسبت تعداد حقیقی واحدهای انتقالی به تعداد ظاهری آن $\frac{N_{OX}}{N_{OXP}}$ از ۱۴ تا ۷۰ متغیر بود و با این ترتیب اثر بسیار مهم اختلاط محوری را در اعمال استخراج تأیید می‌کرد.

Harase و Mitsutake، Miyauchi (۸۶) اختلاط محوری را در یک ستون چند مرحله‌ای به قطر ۵ سانتی‌متر، در مورد سیستم‌های یک فازی و دوفازی، و در یک دستگاه اختلاط ویژه دو واحدی که در آزمایش‌های با RDC بکار رفته بود، در تحت شرایط مکون اندازه گیری نمودند. نحوه آزمایش با آنچه در مورد RDC انجام شده یکسان بود نتایج حاصل از دستگاه دو واحدی با رابطه زیر بیان گردید:

$$\frac{f}{NR} = 10^{-2} \times 10^{0.7} \left(\frac{D}{H} \right)^{0.5} \quad (۶۷)$$

نتایج بدست آمده از ستون چند مرحله‌ای در اعداد رینولدز حدود ۴۰۰ $\times 2$ از معادله فوق پیروی نمود و پتدریج به رابطه زیر نزدیک گردید:

$$\frac{f}{NR} = 10^{-2} \times 10^{0.7} \left(\frac{D}{H} \right)^{0.5} \quad (۶۸)$$

دلیل این امر را تفاوت‌های اساسی در ساختمان و طرز کار دو دستگاه مربوطه دانستند. مقاومت اضافی حاصل از دو سطح فلزی فوچالی و تختانی دستگاه دو واحدی، شدت اختلاط مایع را بعلت افزایش کشن سیال زیادتر نموده و در نتیجه در هر واحد خواص حوزه اختلاط کامل برقرار می‌گردد ولی در مورد یک ستون معمولی فرض می‌شود که خاصیت حوزه اختلاط کامل همیشه موجود نبوده و در رینولدز ۴۰۰، هر قسم ستون تقریباً بشکل دو حوزه کامل باشند سرهم عمل می‌نماید یعنی ($\beta = 2$).

با وجود آنکه روش‌های اختلاط در ستونهای Oldshue-Rushton و RDC با یکدیگر متفاوت

هستند معهذا فقط یک معادله از $\frac{f}{NR} = \left(\frac{D}{H} \right)^{0.5}$ برحسب در هر دو مورد بدست آمد.

Miyauchi فرض کرد که تئوری هم حالتی (Isotropy) محلی را میتوان در مورد میدانهای درهم هر مجاور کننده بکاربرد و نیز عمل نفوذ در این میدانهای مغناطیس با توجه شدت متوسط پراکندگی انرژی در داخل سیستم تعیین میگردد؛ براساس این مفروضات وی موفق گردید تا رابطه تئوری زیر را بدست آورد :

$$\frac{f}{NR} = b(N_p)^{0.222} \cdot \left(\frac{D}{H}\right)^{1.0} \quad (19)$$

در معادله (۱۹) ضریب b به طول موج حرکت گردایی و ضخامت لایه درهم که فرض میشود در هر دو طرف سینی وجود داشته و مقاویتی در برابر اختلاط معکوس ایجاد میکند بستگی دارد. ترکیب نتایج تجربی حاصل در مورد هر دو نوع ستون نشان داد که ضریب b ثابت بوده و مقدار متوسط آن ۰.۷۷ ر. میباشد.

بنابراین :

$$\frac{f}{NR} = 0.77 (N_p)^{0.222} \left(\frac{D}{H}\right)^{1.0} \quad (20)$$

که در آن :

$$f = F_B \left(\frac{D}{S}\right)^r \quad (21)$$

و :

$$E_C = (1-h)E = \frac{F_C H}{(2\beta - 1/N_p)} + \frac{(1-h)F_B H}{\beta} \quad (22)$$

برای آنکه بتوان هرگونه انحراف ممکن از خواص حوزه اختلاط کامل ($\beta = 1$) را در سرعتهای الکترونیک زن مطالعه نمود، معادله بشکل کامل آن مورد استفاده قرار گرفت. مقایسه ای که بعمل آمد نشان داد که معادله اخیر در مورد نتایجی که قبل از محققین برای ستونهای RDC بدست آمده بود (۷۹ و ۸۱ و ۸۲) و (۶۴ و ۳۰) نیز صادق است و باین ترتیب مسلم گردید که این رابطه درباره ستونهای RDC به قطر ۲۱۸ سانتیمتر و ستونهای Oldshue-Rushton به قطر ۴۱ تا ۳۳ سانتیمتر صدق می کند. معهدها علت ثابت بودن ضریب b در مورد هر دو نوع ستون تا کنون روشن نشده است.

ضمیمه

روش محاسبات ترسیمی و تکراری (Iteration) در مورد تعادلهای غیرخطی

روش Rod

مدل جریان معکوس: حالت عمومی

معادله پیلان مواد:

$$F_x[(1+\alpha X)x_{n-1} - (1+\gamma\alpha X)x_n + \alpha Xx_{n+1}] \quad (1)$$

$$F_y[\alpha Yy_{n-1} - (1+\gamma\alpha Y)y_n + (1+\alpha Y)y_{n+1}] \quad (2)$$

$$k_{OX} \cdot a \cdot L_O(x_n - x_n^*)$$

معادلات مربوط به پارامترهای فرض شده:

$$X_n = (1+\alpha X)x_n - \alpha Xx_{n+1} \quad (3)$$

$$Y_n = (1+\alpha Y)y_n - \alpha Yy_{n+1} \quad (4)$$

بنابراین:

$$FX[X_{n-1} - X_n] = -FY[y_n - y_{n+1}] = k_{OX} \cdot a \cdot [x_n - x_n^*] L_O \quad (5)$$

$$X_{n-1} - X_n = \frac{L_O}{H_{OX}} [x_n - x_n^*] \quad (6)$$

شرایط حدی:

$$n=1 \quad X_O=x_F \quad Y_1=y_E$$

$$n=n_p \quad X_{np}=x_R \quad Y_{np+1}=y_S$$

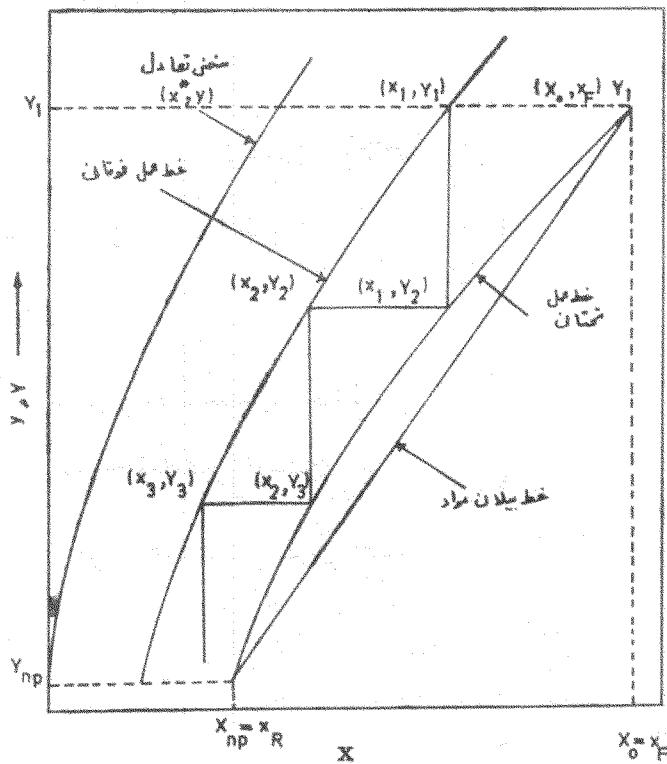
جریان جسم حل شده:

$$\Delta = F_X X_n - F_Y y_{n+1} = F_X x_F - F_Y y_E$$

حالت خاص: در فاز X جریان معکوس وجود ندارد: یعنی $X_n = x_n$

بنابراین :

$$x_{n-1} - x_n = \frac{L_O}{H_{OX}} [x_{n-1} - x_n^*] \quad (4)$$



شكل ٤

یا :

$$x_n = x_{n-1} - \frac{L_O}{H_{OX} + L_O} [x_{n-1} - x_n^*] \quad (10)$$

همچنین :

$$F_Y Y_{n+1} = F_X x_n - \Delta \quad (11)$$

$$Y_{n+1} = \frac{F_X x_n}{F_Y} - \frac{\Delta}{F_Y} \quad (12)$$

روش قریبی (دیاگرام ضعیمه)

۱ - رسم منحنی تعادل

۲ - رسم منحنی بیلان مواد

۳ - شروع از نقطه (x_0, y_0)

ج - تعیین مقدار x_1 از معادله (۱۰) $\leftarrow (x_1 \text{ و } Y_1\right)$

ه - تعیین Y_2 از معادله (۱۲) $\leftarrow (Y_2 \text{ و } x_1)$ و ادامه اعمال فوق

$$L = n_p L_0$$

علامات اختصاری

Cm^r/Cm^r	a سطح مشترک ویژه فاز مخلوط
بدون بعد	$\frac{L}{d}$ B
$gm.mole/Cm^r$	C_i غلظت جسم حل شده یا ردیاب در فاز نام
$gm.mole/Cm^r$	C_o غلظت ردیاب در فاز خروجی از ستون
بدون بعد	$\frac{C_i}{C_{X^0}}$ که C_{X^0} غلظت خوارک می باشد
Cm	d بعد اصلی
Cm	D قطر داخلی ستون
Cm^r/s	E ضریب پراکندگی سطحی
Cm^r/s	E_o ضریب متوسط پراکندگی حقیقی
Cm^r/s	E ضریب متوسط پراکندگی جریان درهم
$Cm^r/Cm^r.s$	F سرعت سطحی جریان
$Cm^r/Cm^r.s$	F _o سرعت متوسط حقیقی جریان
$Cm^r/Cm^r.s$	F _B سرعت سطحی اختلاط معکوس
بدون بعد	f سرعت متوسط اختلاط معکوس
Cm	h جزء حجمی فاز پراکنده شده
	H ارتفاع محوری یک حوزه
Cm	H_o ارتفاع کلی واحد انتقال بر مبنای فاز نام
Cm	I دامنه اختلاط
Cm	L طول مؤثر ستون

Cm	L _o	طول معادل یک واحد اختلاط کامل
بدون بعد	m	ضریب جداولی تعادلی
بدون بعد	n _p	تعداد کلی واحدهای اختلاط کامل
s ⁻¹	N	سرعت چرخش صفحه یا بهم زن
بدون بعد	N _p	عدد توان
بدون بعد	N _o	تعداد کلی واحدهای انتقال در فاز i ام
بدون بعد	P _i	عدد Peclet فاز i ام
بدون بعد	P _{iB}	ستون برای فاز i ام
Cm	R	قطر بهم زن
Cm	S	قطر سوراخ درسینی
بدون بعد	X	غلظت جسم حل شده در فاز X
	z	طول داخلی ستون که از محل ورود فاز X درجهت جریان
Cm		اندازه گیری میشود
بدون بعد	Z	طول جزئی درستون
		اندیس فوقانی
	O	انتهای مدخل خوراک ورودی ، خارج ستون
	I	انتهای محل خروجی خوراک ، خارج ستون
	A	مقدار ظاهری
	B	مقدار جریان معکوس
	C	مقدار فاز مداوم
	d	مقدار پراکندگی
	D	مقدار فاز پراکنده شده
	i	مقدار فاز i ام

M مقدار سنجیده شده

n مقدار واحدها

P مقدار جریان پیستوئی

T مقدار ردیاب

X مقدار خوارک

Y مقدار فاز حلال

0 انتهای مدخل فاز، داخل ستون

1 انتهای محل خروجی فاز، داخل ستون

علامات یونانی

α فاکتور اختلاط معکوس $\frac{F_{Bi}}{F_i}$

بدون بعد

β تعداد واحدهای سطحی اختلاط کامل پشتسرهم دریک حوزه

بدون بعد

η راندمان ستون $\frac{N_{OXP}}{N_{OX}}$

بدون بعد

Λ فاکتور استخراج $m \frac{F_x}{F_y}$

Cm³/s

v ویسکوزیته سینماتیک

g/Cm.s

μ ویسکوزیته

g/Cm²

p دانسیته

dyne/Cm

γ کشش سطحی

s

θ زمان

s

θ_H زمان متوسط اقامت اجزاء سیال دوستون

$\frac{\theta}{\theta_H}$

بدون بعد

(References) مراجع

- 1—Bischoff, K.B., and Levenspil, O. Advances in Chemical Engineering, Vol. 4, 95, (1963), Ed. T.B. Drew, J.W. Hoopes Jnr., and T. Vermeulen, Academic Press.
- 2—Klinkenberg, A. Trans. Inst.. Chem. Eng. 43 T1 (1965)
- 3—Misek, T., and Rod, V. Advances in Solvent Extraction Ed. C. Hanson, Pergamon Press, 1971.
- 4—Bibaub, R.E., and Treybal, R. E. A.I. Ch. E. J. 12 442 (1966)
- 5—Pierce, R. D. , Dwyer, D. E., and Martin, J. J. A. I. Ch. E. J. 5 257 (1959)
- 6—Mixon, F. O., Whittaker, D.R., and Orcutt, J.C. A.I. Ch. E.J. 13 21 (1967)
- 7—Letan, R., and Kehat, E. A.I. Ch.E. J. 11 804 (1965)
- 8—Letan, R., and Kehat, E. A.I. Ch. E. J. 14 398 (1968)
- 9—Olney, R.B., and Miller, R. S., Modern Chemical Engineering Vol. 1, (1963), Ed. A.Acrivos, Reinhold Press.
- 10—Strand, C.P., Olney, R.B., and Ackerman, G.H. A.I. Ch. E.J. 8 252 (1962)
- 11—Taylor, G.I. Proc. Roy. Soc. (London), A219, 186 , (1953)., A223, 4, 473, (1954).
- 12—Geankoplis, C.J., and Hixon, A.N. Ind. Eng. Chem. 42 1141 (1950)
- 13—Geankoplis, C.J., Wells, P. J., and Hawks, F.L. Ind. Eng. Chem. 43 1848 (1951)
- 14—Morello, V.S., and Poffenburger, N. Ind. Eng. Chem. 42 1921 (1950)
- 15—Heertjes, P. M., Holwe, W. A., and Tisma,H. Chem. Eng. Sci. 3 122 (1954)

- 16—Gier, T.E., and Hougen, J.O. Ind. Eng. Chem. 45 1362 (1953)
- 17—Kreager, R.M., and Geankoplis, C. J. Ind. Eng. Chem. 45 2156 (1953)
- 18—Vogt, H. J., and Geankoplis, C. J. Ind. Eng. Chem. 46 1763 (1957)
- 19—Cavers, S.D., and Ewanchyna, J. E. Can. J. Chem. Eng. 35 113 (1957)
- 20—Newman, M.L. Ind. Eng. Chem. 42 1911 (1950)
- 21—Hartland, and Mecklenburgh, J.C. Chem. Eng. Sci. 21 1209 (1966)
- 22—Hartland, S., and Mecklenburgh, J.C. Chem. Eng. Sci. 23 186 (1968)
- 23—Klinkenberg, A. Chem. Eng. Sci. 23 92 (1968)
- 24—Misek, T., and Rod, V. Paper presented II Congres Chisa
- 25—Rod, V. Brit. Chem. Eng. 11 483 (1966)
- 26—Hennico, A., Jacques, G. L., and Vermulen, T. U. S. A. E.C. Rept. No. UCRL—10696
- 27—Eguchi, W., and Nagata, S. Chem. Eng. (Japan) 22 218 (1958), 23 146 (1959).
- 28—Miyauchi, T., and Vermeulen, T. Ind. Eng. Chem. (Funds). 113 2 (1963)
- 29—Sleicher, C. A. A. I. Ch. E. J. 5 145 (1959)
- 30—Damkohler, G. Der Chemie—Ingenieur, Vol. 3, 366, (1937), Ed. Eucken, A., and Jakob, M., Akademische Verlagsgesellschaft, Leipzig.
- 31—Hulbert, H.M. Ind. Eng. Chem. 44 2745 (1944)
- 32—Dankwerts, P.V. Chem. Eng. Sci. 2 1 (1953)
- 33—Wilhem, R. H., aed Wehner, J. F. Chem. Eng. Sci. 6 89 (1956)
- 34—Yagi, S., and Miyauchi, T. Chem. Eng. (Japan) 17 382 (1953)
- 35—Westerterp, K.R., and Landsmsn, P. Chem. Eng. Sci. 17 363 (1962),
- 36—Aris, R., and Amundson, N.R. A.I. Ch. E. J. 3 280 (1957)
- 37—Jaques, G.L., and Vermeulen, T. U.S.A.E.C. Rept. No. UCRL—8029 (1957)
- 38—Bischoff, K.B. Chem. Eng. Sci. 16 131 (1961)
- 39—Carberry, J. J., and Bretton, R.H. A.I. Ch. E. J. 4 367 (1958)
- 40—Deisler, P.F., and Wilhelm, R.H. Ind. Eng. Chem. 45 1219 (1953)
- 41—Hull, D.E., aed Kent, J.W. Ind. Eng. Chem. 44 2745 (1952)
- 42—Klinkenberg, A., and Sjenitzer, F. Chem. Eng. Sci. 258 (1956)

- 43—Van der Laan, E. Th. Chem. Eng. Sci. 7 187 (1958) 9 266 (1959)
- 44—Levenspiel, O., and Smith, W. K. Chem. Eng. Sci. 6 227 (1957)
- 45—McHenry, K.W., and Wilhelm, R. H. A.I. Ch.E. J. 3 83 (1957)
- 46—Strang, D. A. and Geankoplis, C. J. Ind. Eng. Chem. 50 1305 (1958)
- 47—Young, E.F. Chem. Eng. 64 241 (1957)
- 48—Sleicher, C.A. A.I. Ch. E. J. 6 529 (1960)
- 49—Miyauchi, T., and Vemeulen, T. Ind. Eng. Chem. (Funds), 2 304 (1963)
- 50—Hartland, S., and Mecklenburgh, J. C. Chem. Eng. 21 1209 (1966)
- 51—Landau, J., and Prochszka, J. Chem. Proc. Eng 48 51 (1967) Coll Czech. Chem. Comm. 28 1927 (1963) 31 1685 (1966)
- 52—Olney, R. B. A.I. Ch. E. J. 10 327 (1964)
- 53—Landau, J., Prochazka, J., and Lutovsky, Z. Coll. Czech. Chem. Comm. 31 1992 (1966)
- 54—Rod, V. Coll. Czech. Chem. Comm. 30 3822 (1965)
- 55—Woodburn, E. T., King, R. P., and Everson, R. C. Can. J. Chem. Eng. 47 301 (1969)
- 56—Aris, R. Chem. Eng. Sci. 9, 266 (1959)
- 57—Bischoff, K.B. Chem. Eng. Sci. 12 69 (1960)
- 58—Bischoff, K. B., and Levenspiel, O. Chem. Eng. Sci. 17 245, (1962)
- 59—Kramers, H., and Albeda, G. Chem. Eng. Sci. 2 173 (1953)
- 60—Gutoff, E. B. A.I. Ch. E. J. 11 712 (1955)
- 61—Landau, J., Prochazka, J., and Souhrada, F. Coll. Czech. Chem. Comm. 31 1877 (1966)
- 62—Hartland, S., and Wise, G.D. Trans. Inst. Chem. Eng. 45 T353 (1968)
- 63—Vermeulen, T., Moon, J. S., Hennico, A., and Miyauchi, T. Chem. Eng. Prog. 62 95 (1966)
- 64—Westerterp, K.R., and Meyberg, W. H. Chem. Eng. Sci. 17 373 (1962)
- 65—Strand, C. P., Olney, R.B., and Ackerman, G. H. A.I. Ch. E. J. 8 252 (1962)
- 66—Stemerding, S., Lumb, E.C., and Lips, J. Chem. Ing. Tech. 35 844 (1963)
- 67—Kagan, S.Z., Aerov, M. E., Lonik, V., and Volkova, T. S. Intl. Chem. Eng. 5 656 (1965)
- 68—Van der Laan, E. Th. Chem. Eng. Sci. 7 187 (1958)

- 69—Latinen, G. A., and Stockton, F. D., A.I. Ch. E. Meeting, Minnesota, (1959)
- 70—Mecklenburgh, J. C., and Hartland, S., J. Chem. Eng. 47 453 (1969)
- 71—Wilburn, N. P., Ind. Eng. Chem. (Funds.) 3 189 (1964)
- 72—Chilton, T. H., and Colburn, A. P., Ind. Eng. Chem. 27 255 (1935)
- 73—Stemerding, S., and Zuiderweg, F. J., The Chem. Engr. CE 156 (1963)
- 74—Rod, V., Brit. Chem. Eng. 9 300 (1964)
- 75—Hartland, S., and Mecklenburgh, J. C., Inst. Chem. Eng. Symp. Series No. 26 115 (1967)
- 76—Li, N.N., and Ziegler, E.N., Ind. Eng. Chem. 59 30 (1967)
- 77—Ingham, J., Advances in Solvent Extraction Ed. C. Hanson, Pergamon Press
- 78—Vermijs, A. J. A., and Kramers, H., Chem. Eng. Sci. 3 55 (1954)
- 79—Stemerding, S., Zuiderweg, F. J., Van der Vusse, J. G., Thegze, V. B., Wall, R. J., Train, K.E., and Olney, R.B., Erdöl-Zeitschrift 9 3 (1963)
- 80—Kagan, S.Z., Bolkoba, T. B., and Aerob, M. E., Khim. Prom. (USSR) 12 39 (1961)
- 81—Nagata, S., Eguchi, W., Kasai, H., and Morino, J., Chem. Eng. (Japan) 21 784 (1957)
- 82—Stainthorp, F. P., and Sudall, N., Trans. Inst. Chem. Eng. 42 T198 (1964)
- 83—Misek, T., and Rozkos, B., Intl. Chem. Eng. 6 130 (1966)
- 84—Miyauchi, T., Mitsuatake, H., and Harase, I., A.I. Ch. E. J. 12 508 (1966)