

بررسی ارتباط بین توزیع زمان ماند و توزیع ابعادی ذرات جامد در مدلسازی لیچینگ مخزنی

عبدالرحیم فروتن^۱، حجت نادری^{۲*}، محمدرضا خالصی^۳، رضا دهقان^۴

۱- دانشجوی دکترا، دانشکده مهندسی معدن و متالورژی، دانشگاه یزد، یزد

۲- استادیار، دانشکده مهندسی معدن و متالورژی، دانشگاه یزد، یزد

۳- استادیار، دانشکده فنی و مهندسی، دانشگاه تربیت مدرس، تهران

۴- دانشیار، دانشکده مهندسی معدن و متالورژی، دانشگاه یزد، یزد

(دریافت ۱۳۹۹/۰۴/۲۴، پذیرش ۱۳۹۹/۰۷/۱۴)

چکیده

در مهم‌ترین مدل‌های ارزیابی شده برای فرآیند لیچینگ همزنی پیوسته، دو تابع توزیع زمان ماند و توزیع ابعاد ذرات به صورت مستقل از یکدیگر در نظر گرفته می‌شوند. در این تحقیق ضمن مطالعه ارتباط بین اندازه ذرات و زمان ماند آن‌ها در تانک همزنی، یک روش تجربی برای تعیین تابع توزیع زمان ماند بر اساس ترکیب دانه‌بندی خوراک ورودی به تانک همزنی ارزیابی شده است. رابطه بین اندازه متوسط یک بخش ابعادی از ذرات و زمان ماند آن‌ها در تانک، به وسیله میانگین زمان ماند و پارامتر α (شیب نموداری که محور افقی آن زمان ماند بدون بعد و محور عمودی آن لگاریتم طبیعی نسبت غلظت جامد در خروجی رآکتور در زمان t به غلظت اولیه درون رآکتور است) به دست آمد. نتایج نشان داد که با افزایش اندازه ذرات از ۳۸- میکرون تا دامنه ۱۵۰-۱۲۵+ میانگین زمان ماند از ۵۹٫۱ دقیقه به ۹۳ دقیقه افزایش و مقدار پارامتر α از ۰٫۹۵ به ۰٫۳۰ کاهش پیدا می‌کند. همچنین با استفاده از پارامتر α محاسبه شده برای هر بخش ابعادی، تابع توزیع زمان ماند برای خوراک‌هایی با توزیع ابعاد ذرات متفاوت تعیین شد. به علاوه، تاثیر تغییر پارامتر α بر روی نتایج حاصل از مدل لیچینگ جریان گسسته بررسی شد. نتایج نشان داد که با کاهش α از مقدار ۱ به ۰٫۷، میزان تبدیل (Conversion) یا به عبارتی بخش واکنش داده ذرات، از ۰٫۷۱ به ۰٫۷۸ افزایش می‌یابد.

کلمات کلیدی

لیچینگ، توزیع زمان ماند، توزیع ابعاد ذرات، میزان تبدیل، مدلسازی.

۱- مقدمه

$$\tau = \frac{V}{Q_{discharge}} \quad (3)$$

مقدار τ به دست آمده از معادله ۳ در معادله ۲ جایگذاری می‌شود و سپس معادله ۲ در مدل لیچینگ (معادله ۱) قرار داده شده و حل می‌شود.

تابع چگالی توزیع ابعاد ذرات، $f(L)$ ، را نیز می‌توان با مدل‌هایی مانند روزین-راملر نشان داد (رابطه ۴) [۶]:

$$f(L) = \frac{m(L/L^*)^{m-1} e^{-(L/L^*)^m}}{L^*} \quad (4)$$

که در آن:

m : پارامتر توزیع

L^* : اندازه نرمال شده که ۶۳٫۲٪ ذرات از آن عبور کرده است.

L : اندازه ذره که در دامنه $\{0, \infty\}$ قرار دارد.

مدل دیگر ارایه شده برای تانک‌های پیوسته لیچینگ مدل موازنه جمعیتی^۵ است که از رابطه ۵ محاسبه می‌شود [۲].

$$\frac{d[R(l, L)n(l, L)]}{dl} = \frac{1}{\tau} [n_f(l, L) - n(l, L)] \quad (5)$$

که در آن:

$n(l, L)dldL$: تعداد ذرات در واحد حجم با دامنه ابعادی l تا $l+dl$ است که ابعاد اولیه L تا $L+dL$ را دارند.

$R(l, L)$: نرخ کوچک شدن ذرات که از مدل هسته کوچک شونده به دست می‌آید.

در این معادله نیز تنها از متوسط زمان ماند استفاده شده است که مقدار آن از رابطه ۳ تعیین می‌شود و همانند مدل جریان گسسته تاثیر توزیع ابعاد ذرات بر توزیع زمان ماند در نظر گرفته نمی‌شود.

مقدار به دست آمده از معادله ۳ برای τ در حقیقت میانگین زمان ماند فاز مایع را نشان می‌دهد و فرض برابر بودن توزیع زمان ماند فاز مایع و جامد در مدل‌های لیچینگ همواره برقرار بوده است؛ برخی از محققان نشان داده‌اند که توزیع دانه‌بندی ذرات بر روی زمان ماند آنها در تانک تاثیرگذار است. با این وجود، تاکنون مطالعه سیستماتیکی بر روی این موضوع در حوزه فرآیند لیچینگ انجام نشده است. کراندول و همکاران [۷] طی مقاله‌ای، نحوه در نظر گرفتن توزیع زمان ماند در مدل موازنه جمعیتی را توضیح داده‌اند. آن‌ها معتقدند که چون این مدل قادر به پیش‌بینی توزیع ابعاد ذرات در خروجی رآکتور

فرآیند لیچینگ^۱ در تانک‌های همزن‌دار پیوسته، به وسیله افزودن جریان پیوسته‌ای از ذرات جامد خرد شده در فاز پالپ^۲ و دیگر واکنش‌دهنده‌های شیمیایی انجام می‌شود که طی آن ممکن است محصولاتی در فازهای جامد، مایع و یا هر دو طی یک واکنش ناهمگن تولید شود [۱]. با استفاده از مدل‌های لیچینگ تانک‌های پیوسته، می‌توان میزان تبدیل^۳، غلظت گونه‌های شیمیایی و یا نرخ واکنش را محاسبه کرد [۴-۲]. میزان تبدیل در حقیقت بخش واکنش داده از یک واکنش‌دهنده است که به گونه دیگری تبدیل شده است [۱] و در خصوص ذراتی که در حال انحلال‌اند ممکن است معادل با بازیابی انحلال در نظر گرفته شود.

در مدل جریان گسسته^۴ [۳] ارایه شده در رابطه ۱، که یکی از مهم‌ترین مدل‌های لیچینگ تانک‌های پیوسته است؛ تابع توزیع زمان ماند و توزیع ابعاد ذرات به عنوان ورودی مدل مورد استفاده قرار می‌گیرد، چرا که ذرات جامد وارد شده به تانک هم‌اندازه نیست و دارای توزیعی از ابعاد ذرات است؛ همچنین تمامی ذرات وارد شده به رآکتور در یک لحظه، به صورت هم‌زمان از آن خارج نمی‌شوند و مدت اقامت آن‌ها درون رآکتور متفاوت است و توزیعی از زمان را از خود نشان می‌دهد. مشخص کردن تابع توزیع زمان ماند در واحدهای مختلف پیوسته اولین مرحله در طراحی، بهبود و بزرگ‌مقیاس‌سازی بسیاری از فرآیندهای تولیدی در مهندسی فرآیند است [۵].

$$1 - X_B = \int_0^{\infty} \int_0^{\infty} [1 - X_B(L, t)] f(L) E(t) dL dt \quad (1)$$

که در آن:

$f(L)$: تابع چگالی توزیع ابعاد ذرات

$E(t)$: تابع چگالی توزیع زمان ماند ذرات

$X_B(L, t)$: میزان تبدیل در حالت غیر پیوسته

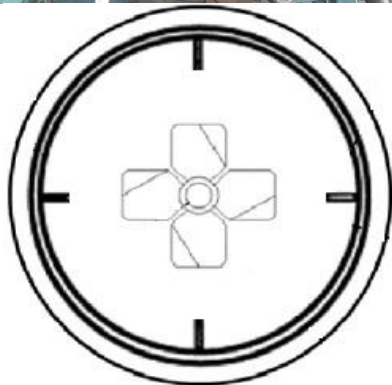
$1 - X_B$: بخشی از ذرات واکنش نداده در حالت پیوسته است.

تابع چگالی توزیع زمان ذرات در رابطه ۲ نشان داده شده است که در آن متوسط زمان ماند (τ)، از تقسیم حجم (V) بر نرخ دبی حجمی خروجی از تانک ($Q_{discharge}$) به دست می‌آید (رابطه ۳) [۶].

$$E(t) = \left(\frac{1}{\tau}\right) \exp\left(-\frac{t}{\tau}\right) \quad (2)$$

۲- مواد و روش‌ها

در این تحقیق از پودر روی صنعتی با خلوص ۹۹٫۹۸ درصد و D_{80} برابر با ۱۵۰ میکرون به عنوان ردیاب استفاده شد. آزمایش‌ها درون یک تانک از جنس فولاد ضدزنگ ۳۱۶ با حجم ۱۰۰ لیتر و با نسبت طول به قطر یکسان انجام شد. این تانک دارای بافل و پره همزنی مدل A315 است. همزن به وسیله یک موتور ۰٫۷۵ کیلووات با سرعت ۲۰۰ دور در دقیقه به گردش در آمد. شکل ۱ تصویر این تانک را نشان می‌دهد. برای خوراک‌دهی از یک پمپ پریستالتیک^{۱۱} استفاده شد. تصویر طرح‌واره کل سیستم در شکل ۲ نشان داده شده است. برای بررسی رفتار هیدرودینامیک ذرات درون رآکتور، روش تخلیه با شستشوی تدریجی^{۱۲} که در بسیاری از مراجع ذکر شده به کار گرفته شد [۱۱-۱۳]. در این روش تاثیر فاکتورهای بسیاری روی توزیع زمان ماند بررسی می‌شود ولی در این تحقیق با توجه به اینکه تابع توزیع زمان ماند و تابع توزیع ابعاد ذرات به عنوان ورودی‌های مدل لیچینگ هستند؛ ارتباط بین این دو تابع مد نظر است و به همین موضوع پرداخته می‌شود.



شکل ۱: تصویر تانک همزنی از نمای بالا به حجم ۱۰۰ لیتر و نسبت طول به قطر یکسان

لیچینگ است؛ پس ذاتا توزیع زمان ماند ذرات در نظر گرفته شده است. با این حال هنوز رابطه توزیع زمان ماند ذرات با توزیع ابعادی خوراک مشخص نیست.

مطالعات اولدوشو^۶ نشان داد که وقتی جریان پالپ، شامل ذرات با توزیعی از ابعاد مختلف به صورت پیوسته به یک تانک همزنی وارد می‌شود، توزیع ابعادی ذرات موجود در داخل تانک با توزیع ابعادی ذرات خوراک متفاوت است [۸]. به عبارت دیگر، به دلیل متفاوت بودن زمان ماند ذرات با ابعاد مختلف، با گذشت زمان، توزیع ابعاد ذرات داخل تانک تغییر می‌کند. رابطه بین توزیع ابعادی ذرات و زمان ماند آن‌ها در داخل رآکتور در سایر علوم نیز حایز اهمیت و مورد مطالعه قرار گرفته است. به عنوان مثال کواتا و مارتین^۷ [۹] رابطه بین توزیع ابعادی ذرات در خروجی رآکتورهای با فاز پیوسته هوا^۸ با زمان ماند ذرات را بررسی کردند. نتایج آن‌ها نشان داد که بین جمعیت ذرات با ابعاد مختلف در خروجی رآکتور و زمان ماند آن‌ها رابطه‌ای وجود دارد، زیرا رشد تراکمی ذرات در داخل رآکتور با افزایش زمان ماند افزایش یافته و قطر ذرات نیز بیشتر می‌شود.

همچنین دول^۹ و همکاران [۱۰] رفتار ذرات پودری در فرآیند تولید دارو با استفاده از دستگاه‌های چرخشی-فشاری را بررسی کردند. نتایج آن‌ها نشان داد که تاثیر توزیع ابعادی ذرات پودر در ورودی رآکتور بر روی توزیع زمان ماند نسبتا کم است؛ با این حال بر روی نحوه توزیع ذرات در داخل رآکتور تاثیر می‌گذارد به طوری که ذرات درشت‌تر در بالای رآکتور و ذرات ریزتر در پایین رآکتور تجمع می‌یابند.

مورفی^{۱۰} ارتباط بین ابعاد ذرات ورودی به تانک لیچینگ و زمان ماند را بررسی کرد و توانست رابطه‌ای بین ابعاد ذرات و زمان ماند ارائه دهد. با این حال در این تحقیق تاثیر توزیع ابعادی ذرات ورودی بر توزیع زمان ماند داخل رآکتور بررسی نشده است. به علاوه امکان پیش‌بینی توزیع زمان ماند با تغییر توزیع ابعادی ورودی مطالعه نشده است [۱۱].

در فرآیندهای لیچینگ مواد معدنی توزیع دانه‌بندی خوراک ورودی به تانک لیچینگ یکی از مهم‌ترین متغیرهای فرآیند است. در این مقاله ضمن بررسی رابطه بین توزیع ابعاد ذرات ورودی با توزیع زمان ماند، رابطه‌ای برای پیش‌بینی توزیع زمان ماند بر اساس دانه‌بندی خوراک ورودی ارائه می‌شود. همچنین در این تحقیق به تاثیر رابطه به دست آمده در نتایج مدل جریان گسسته که تاکنون مورد بررسی قرار نگرفته است، پرداخته می‌شود.

$$E(t)_{\text{exp}} = \frac{C_{t_{\text{exp}}}}{\int_0^{\infty} C_{t_{\text{exp}}} dt} \quad (6)$$

که در آن:

$C_{t_{\text{exp}}}$: غلظت ردیاب در زمان t (دقیقه) در خروجی رآکتور است.

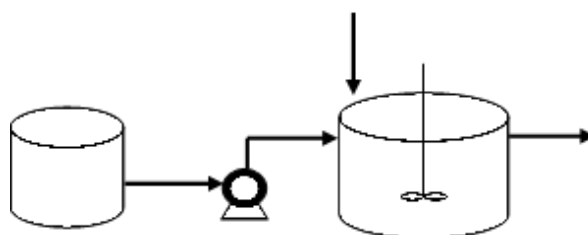
همچنین میانگین زمان ماند تجربی (دقیقه) نیز از معادله ۷ به دست آمد:

$$\tau_{\text{exp}} = \frac{\int_0^{\infty} t C_{t_{\text{exp}}} dt}{\int_0^{\infty} C_{t_{\text{exp}}} dt} \cong \frac{\sum_i t_i C_{t_{\text{exp}}} \Delta t_i}{\sum_i t_i \Delta t_i} \quad (7)$$

در این تحقیق ۳ دسته آزمایش برای بررسی تاثیر ابعاد ذرات در میزان زمان ماند انجام شد. برای این کار نمونه اولیه با استفاده از سرندهای آزمایشگاهی با ابعاد چشمه ۳۸، ۴۵، ۵۳، ۷۵، ۹۰، ۱۰۶، ۱۲۵ و ۱۵۰ میکرون تجزیه سرندي شد و طبقات مختلف سرندي به دست آمد. با استفاده از نمونه‌های مربوط به طبقات مختلف سرندي و نمونه اولیه، آزمایش ردیاب انجام شد. در دسته دوم از آزمایش‌ها، نمونه اولیه به تانک خوراک‌دهی و خروجی رآکتور در ساعت‌های اول، دوم و سوم به صورت جداگانه جمع‌آوری و دانه‌بندی شد. در دسته سوم از آزمایش‌ها سه طبقه سرندي متفاوت با نسبت‌های مختلف با یکدیگر ترکیب شدند و آزمایش ردیاب روی آن‌ها انجام شد. نسبت‌های مربوطه در جدول ۱ ارائه شده است.

برای تحلیل نتایج و بررسی تاثیر ابعاد روی زمان ماند ذرات درون رآکتور، میانگین زمان ماند دسته اول و سوم از آزمایش‌ها با استفاده از رابطه ۷ به دست آمد و مورد مقایسه قرار گرفت. با توجه به اینکه در مدل‌های لیچینگ برای توزیع زمان ماند از معادلات ۲ و ۳ استفاده می‌شود و این معادلات مربوط به فاز مایع‌اند؛ نیاز است تا ارتباطی برای نشان دادن اثر ذرات

تزریق ردیاب



شکل ۲: طرح‌واره سیستم اندازه‌گیری توزیع زمان ماند شامل تانک خوراک‌دهی، پمپ پرستالتیک و مخزن همزنی

در این سیستم آب با دبی ۱٫۵ لیتر بر دقیقه با استفاده از پمپ پرستالتیک به این مخزن خوراک‌دهی شد تا زمان متوسط نظری حدود ۶۷ دقیقه که با تقسیم حجم مخزن بر دبی به دست می‌آید و زمان مناسبی برای برخی از فرآیندهای لیچینگ است تامین شود. بعد از اینکه جریان خوراک آب لوله‌کشی با دمای محیط به تانک برقرار شده و به صورت پایا درآمد، مقدار یک کیلوگرم از ردیاب به صورت لحظه‌ای به محل ورودی تانک تزریق و در فواصل زمانی مشخص از خروجی تانک نمونه‌برداری و غلظت آن اندازه‌گیری شد. به طور کلی ردیاب‌های مختلفی اعم از رنگ‌ها، یون‌ها، اسیدها، بازها و نظایر آن ممکن است به عنوان ردیاب استفاده شوند [۱۴] و در اینجا با توجه به اینکه توزیع زمان ماند ذرات جامد مد نظر است از ردیاب پودر روی استفاده شده است؛ چراکه در آب با pH خنثی واکنشی ندارد، خلوص بالایی (۹۹٫۹۸ درصد) دارد و میزان توزیع آن در طبقات مختلف سرندي یکنواخت‌تر است؛ همچنین برای تهیه نمونه از هر فراکسیون مناسب است و کاربرد فراوانی در صنعت لیچینگ (کانی‌های حاوی روی) دارد.

برای آزمایش ردیاب، نمودار زمان ماند تجربی از طریق رابطه ۶ به دست آمد [۱]:

جدول ۱: ابعاد ذرات و نسبت اختلاط آن‌ها برای دسته سوم از آزمایش‌ها (مقادیر D_p از متوسط وزنی حد وسط طبقه سرندي مربوطه به دست آمده است).

اندازه وزنی حد وسط فراکسیون‌ها (میکرون)	وزن فراکسیون ۳۸-۵۳ (گرم)	وزن فراکسیون ۷۵-۹۰ (گرم)	وزن فراکسیون ۱۰۶-۱۲۵ (گرم)
$Dp1=72,25$	۴۰۰	۲۰۰	۲۰۰
$Dp2=81,5$	۲۰۰	۴۰۰	۲۰۰
$Dp3=89,75$	۲۰۰	۲۰۰	۴۰۰

میانگین زمان ماند ذرات جامد، معادله ۱۲ ساده‌سازی می‌شود تا معادله ۱۳ حاصل شود:

$$C_{out} = C_0 \exp\left(\frac{-\alpha t}{\tau}\right) \quad (13)$$

در معادله ۱۳ مقدار τ (میانگین زمان ماند فاز مایع) از معادله ۳ به دست می‌آید که با استفاده از آن و پارامتر α ، غلظت جامد در زمان t به دست می‌آید. به عبارت دیگر چنانچه دبی ورودی و حجم رآکتور موجود باشد و مقدار α نیز موجود باشد می‌توان با استفاده از معادله ۱۳ غلظت جامد را در زمان t محاسبه کرد و آن‌ها را در معادلات ۶ و ۷ قرار داد تا توزیع زمان ماند جامد و میانگین زمان ماند ذرات جامد محاسبه شوند. برای اهداف مدلسازی می‌توان میانگین زمان ماند جامد جدید به دست آمده را در معادله ۲ قرار داد و آن را در معادلات لیچینگ (مانند معادله ۱) استفاده کرد.

در حالتی که ذرات بلافاصله بعد از ورود به رآکتور کاملاً پخش شده و حالت اختلاط به شرایط ایده‌آل نزدیک است، α برابر با یک خواهد بود و با انحراف هر چه بیشتر حالت اختلاط از حالت ایده‌آل، α هر چه بیشتر از یک فاصله خواهد گرفت و کمتر خواهد شد.

برای پیش‌بینی توزیع زمان ماند یک خوراک با توزیع مختلف از ابعاد، بر حسب درصد وزنی هر طبقه سرنندی، از مقدار α متوسط وزنی گرفته شد و یک α به کل خوراک نسبت داده شد (α_m). به عبارت دیگر مقدار α طبقات سرنندی ثابت است ولی با تغییر درصد وزنی هر طبقه در خوراک، مقدار α کل خوراک تغییر می‌کند.

$$\alpha_m = \frac{\sum_{i=1}^n \alpha_i m_i}{\sum_{i=1}^n m_i} \quad (14)$$

که در آن:

α_i : مربوط به طبقه i

m_i : درصد وزنی جامد باقی‌مانده روی سرنند

n : تعداد طبقات سرنندی است.

۳- نتایج و بحث

۳-۱- تاثیر طبقات مختلف ابعادی در نمودار توزیع زمان ماند

نتایج سری اول از آزمایش‌ها یعنی تاثیر ابعاد ذرات در زمان ماند آن‌ها در شکل ۳ نشان داده شده است.

جامد تعریف شود و توزیع زمان ماند ذرات جامد در معادلات لیچینگ قرار داده شوند. برای این کار معادله موازنه جرم جامد ردیاب برای شکل ۲ طبق رابطه ۸ نوشته می‌شود:

$$\frac{dM}{dt} = Q_{in} C_{inexp} - Q_{out} C_{outexp} \quad (8)$$

$$\frac{VdC_{mexp}}{dt} = -Q_{out} C_{outexp} \quad (9)$$

که در آن:

M : جرم ردیاب موجود در رآکتور (گرم)

Q_{in} و Q_{out} : به ترتیب دبی ورودی و خروجی از رآکتور (لیتر در دقیقه)

C_{inexp} و C_{outexp} : غلظت جامد ورودی و خروجی از رآکتور (گرم بر لیتر)

C_{mexp} : غلظت میانگین جامد درون رآکتور است (گرم بر لیتر) است.

در معادله ۹ در رآکتورهای ایده‌آل اختلاط کامل، غلظت خروجی از رآکتور با غلظت درون رآکتور برابر است و در اینجا برای ذرات جامد این ارتباط به وسیله پارامتر α طبق معادله ۱۰ بیان می‌شود. به عبارت دیگر غلظت در خروجی رآکتور دقیقاً با غلظت درون رآکتور برابر نیست و با یک نسبتی با آن ارتباط دارد.

$$C_{mexp} = \frac{1}{\alpha} C_{outexp} \quad (10)$$

با قرار دادن معادله ۱۰ در معادله ۹ و ساده کردن، معادله ۱۱ به دست می‌آید:

$$\frac{dC_{outexp}}{C_{outexp}} = \frac{-\alpha}{\tau} dt \quad (11)$$

با انتگرال‌گیری از معادله ۱۱ در دامنه غلظت C_0 (غلظت اولیه ردیاب در رآکتور) تا C_{out} (غلظت ردیاب در حالت پیوسته) و دامنه زمانی صفر تا t ، معادله ۱۲ به دست می‌آید:

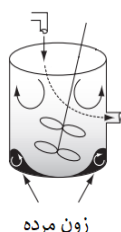
$$\ln\left(\frac{C_{out}}{C_0}\right) = -\frac{\alpha t}{\tau} \quad (12)$$

در اینجا چنانچه نموداری رسم شود که محور عمودی آن $\ln\left(\frac{C_{out}}{C_0}\right)$ و محور افقی آن $\frac{t}{\tau}$ باشد مقدار پارامتر α با برازش کردن معادله درجه اول به داده‌ها به دست می‌آید.

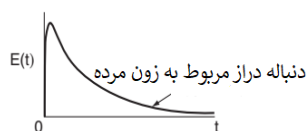
برای استفاده کردن از پارامتر α در تخمین توزیع و

جدول ۲: متوسط زمان ماند برای طبقات مختلف ابعادی

دامنه ابعادی	میانگین زمان ماند تجربی (دقیقه)	میانگین زمان ماند تخمینی (دقیقه)
-۳۸	۵۹٫۱	۵۸٫۶۳
+۳۸-۵۳	۷۱٫۷۰	۷۲٫۳۰
+۵۳-۷۵	۷۴٫۶۳	۷۵٫۹۸
+۷۵-۹۰	۸۵٫۸۶	۸۸٫۲۱
+۹۰-۱۰۶	۸۳٫۷۳	۸۵٫۵۴
+۱۰۶-۱۲۵	۸۸٫۸۸	۸۸٫۳۷
+۱۲۵-۱۵۰	۹۲٫۹۳	۹۲٫۴۰
نمونه اولیه (مخلوط طبقات)	۷۴٫۰۰	۷۴٫۵۰



زون مرده



دنباله دراز مربوط به زون مرده

شکل ۴: تشخیص زون مرده از روی نمودار توزیع زمان ماند [۱۵]

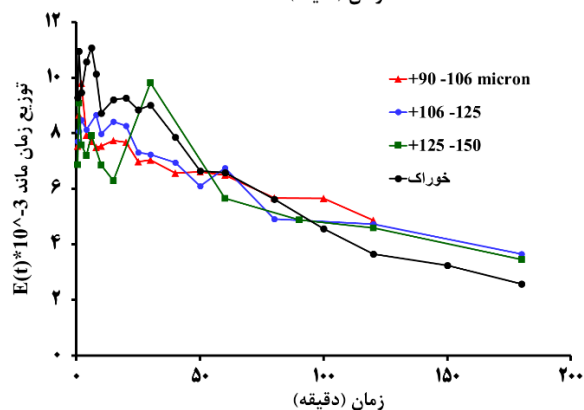
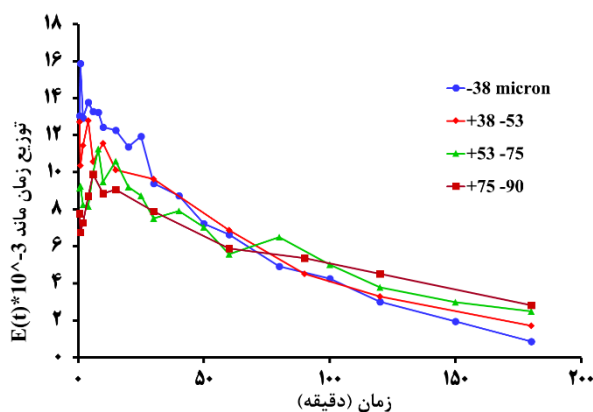
چنانچه این اختلاف در مدل‌های لیچینگ (رابطه ۱) اعمال شود؛ نتایج متفاوتی به دست خواهد آمد و با درشت‌تر شدن ابعاد این اختلاف بیشتر می‌شود. در خصوص میانگین زمان ماند تخمینی در ادامه توضیح داده خواهد شد.

۳-۲- تاثیر زمان روی دانه‌بندی ذرات خروجی

برای بررسی بیشتر تاثیر ابعاد ذرات، نمونه اولیه به رآکتور تزریق و خروجی رآکتور در ساعت‌های اول، دوم و سوم پس از تزریق به صورت جداگونه جمع‌آوری شد. نمونه‌های جمع‌آوری شده، دانه‌بندی شدند که نتایج در شکل ۵ نشان داده شده است. این شکل نشان می‌دهد که ذرات درشت‌تر دیرتر از ذرات کوچک‌تر از رآکتور خارج شده‌اند و D_{80} ذراتی که در ساعت سوم جمع‌آوری شدند؛ درشت‌تر از ساعت‌های قبلی است.

۳-۳- تاثیر ترکیب طبقات مختلف سرنندی روی توزیع زمان ماند

برای شباهت بیشتر آزمایش‌ها با شرایط صنعتی، ۳ طبقه مختلف از ذرات پودر روی با نسبت‌های مختلف که در جدول



شکل ۳: تاثیر اندازه ذرات طبقات مختلف در توزیع زمان ماند

متوسط زمان ماند که از معادله ۷ به دست آمده است برای طبقات ابعادی مختلف نشان داده شده در شکل ۳، در جدول ۲ ارایه شده است. شکل ۳ و جدول ۲ نشان می‌دهد که ذرات با ابعاد مختلف زمان یکسانی را درون رآکتور سپری نمی‌کنند و ذرات کوچک‌تر رآکتور را زودتر از ذرات بزرگ‌تر ترک می‌کنند که به کاهش متوسط زمان ماند ذرات درون رآکتور منجر می‌شود. چنین رفتاری توسط مورفی [۱۱] هم گزارش شده است. از طرفی قسمت انتهایی مربوط به نمودار ذرات درشت‌تر بالاتر از ذرات ریزتر است که ممکن است نشان‌دهنده گیرافتادن ذرات درشت‌تر در قسمت زیر همزن و خروج تدریجی آن‌ها از این قسمت باشد که به معنای تشکیل زون مرده برای ذرات درشت‌تر است. شکل ۴ وجود زون مرده در یک تانک رآکتور را به صورت یک دنباله دراز از نمودار توزیع زمان ماند نشان می‌دهد.

جدول ۲ نشان می‌دهد که متوسط زمان ماند مربوط به نمونه اولیه ۷۴ دقیقه است و این زمان از متوسط زمان ماند نظری که از تقسیم حجم بر دبی به دست می‌آید (حدوداً ۶۷ دقیقه) بیشتر است که ۱۰ درصد اختلاف را نشان می‌دهد.

جدول ۳: میانگین زمان ماند برای مخلوطی از طبقات

اندازه وزنی حد وسط طبقات (میکرون)	میانگین زمان ماند تجربی (دقیقه)	میانگین زمان ماند تخمینی (دقیقه)
$Dp1=72,25$	75,41	75,45
$Dp2=81,5$	76,10	76,30
$Dp3=89,75$	80,65	78,87

۳-۴- تخمین توزیع زمان ماند از روی توزیع ابعاد ذرات

تاکنون در مطالعات انجام شده، برای مخلوط طبقات سردندی و شرایطی که دانه‌بندی خوراک تغییر می‌کند پیشنهادی جهت محاسبه تغییرات ایجاد شده در نمودار توزیع زمان ماند ارائه نشده است. در این تحقیق میزان α با استفاده

از شیب نموداری که محور عمودی آن $\ln\left(\frac{C_{out}}{C_0}\right)$ و محور افقی آن $\frac{t}{\tau}$ است، برای طبقات مختلف سردندی به دست آمده

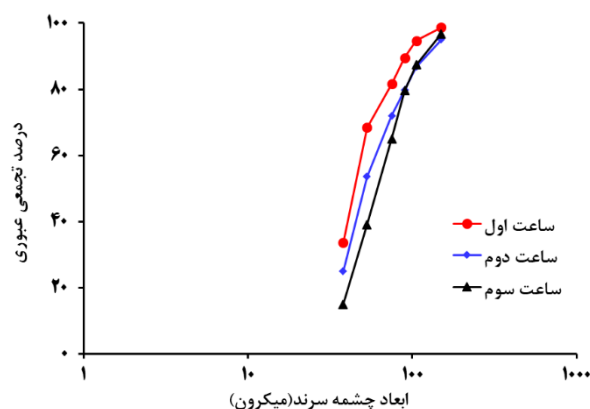
که در شکل ۷ نشان داده شده است. در شکل ۸ مقدار α هر طبقه سردندی بر حسب اندازه آن طبقه نشان داده شده است که یک معادله درجه دوم بدان برازش می‌شود. با این کار می‌توان α هر ابعادی از ذرات را به دست آورد. چنانچه خوراکی با مخلوطی از طبقات سردندی وارد راکتور شود، می‌توان α خوراک را از روی میانگین وزنی گرفتن بر حسب درصد وزنی هر طبقه مطابق با معادله ۱۴ به دست آورد.

در شکل ۷ شیب خط برازش شده به داده‌های خوراک یا همان نمونه اولیه مقدار $0,54$ به دست آمده است. با استفاده از معادله برازش شده شکل ۸، مقدار α هر طبقه سردندی نیز در جدول ۴ ارائه شده است.

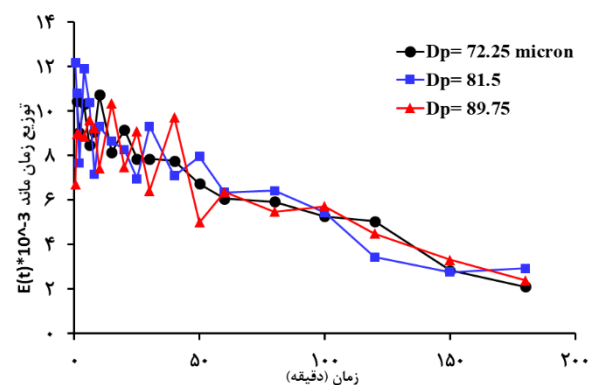
مطابق با جدول ۴ چنانچه اندازه حد وسط هر طبقه سردندی در معادله برازش شده به شکل ۸، قرار داده و α تخمینی هر طبقه به دست آورده شود و سپس با استفاده از معادله ۱۴ و وزن نسبی هر طبقه مقدار α میانگین به دست آورده شود مقدار $0,60$ برای نمونه اولیه تخمین زده خواهد شد که ۱۱ درصد خطا را نشان می‌دهد. امکان دارد این خطا مربوط به اندازه متوسط یک بازه سردندی باشد که حد وسط بازه در نظر گرفته شده است. همچنین ممکن است به دلیل وجود ذرات بزرگتر از 150 میکرون در خوراک باشد که در محاسبات وارد نشده‌اند؛ چراکه فاصله زیادی از سردند درشت بعدی خود یعنی 212 میکرون داشت و دامنه گسترده‌تری نسبت به دیگر فراکسیون‌ها ایجاد می‌کرد که به ایجاد خطای بیشتر منجر می‌شد.

۱ ارائه شده است، با یکدیگر مخلوط شده و مورد آزمایش قرار گرفتند. نسبت وزنی طبقات و فاصله طبقاتی آن‌ها به گونه‌ای انتخاب شده‌اند تا اثر خطاهای احتمالی کمینه گردد. نتیجه آزمایش‌ها در شکل ۶ نشان داده شده است.

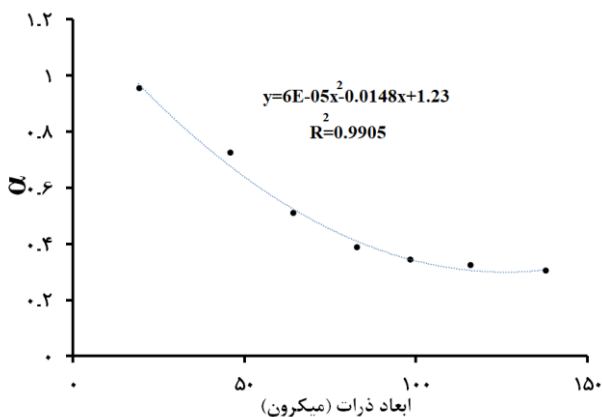
میانگین زمان ماند برای منحنی‌های شکل ۶ را می‌توان در جدول ۳ مشاهده کرد. نتایج به دست آمده نشان می‌دهد در خوراکی با مخلوطی از ذرات مختلف، چنانچه نسبت ذرات درشت‌تر بیشتر شود، میانگین زمان ماند نیز بیشتر می‌شود. همچنین شکل ۶ نشان می‌دهد که با افزایش ذرات درشت‌تر، نوسانات داده‌ها بیشتر می‌شود. این امر به دلیل تمایل ذرات درشت‌تر به ته‌نشینی است که منجر می‌شود محیط از حالت اختلاط کامل فاصله بگیرد و اختلاف غلظت در نقاط مختلف تانک راکتور ایجاد شود.



شکل ۵: نمودار آنالیز دانه‌بندی ذرات جمع‌آوری شده در ساعت‌های اول، دوم و سوم مربوط به نمونه اولیه



شکل ۶: توزیع زمان ماند برای نمونه‌هایی با ترکیب ذرات با ابعاد مختلف

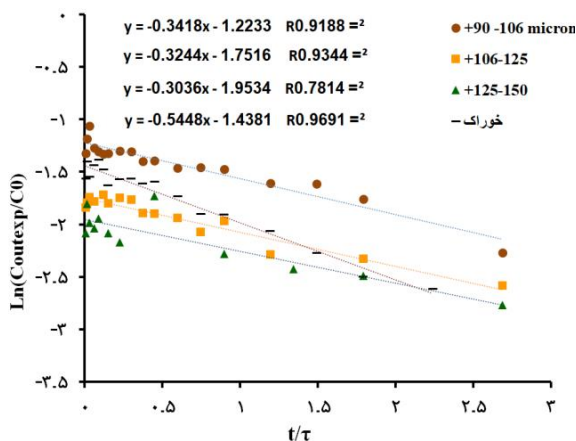
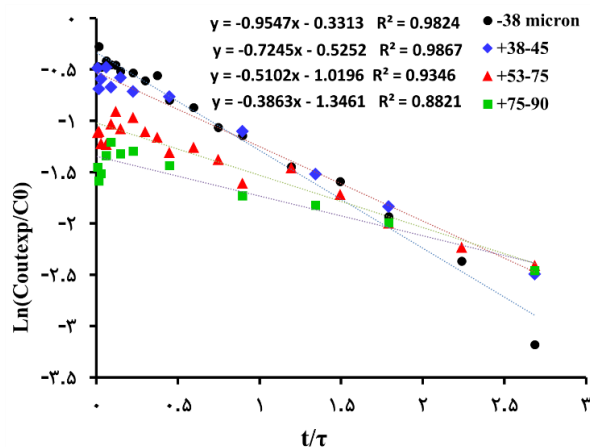


شکل ۸: برازش معادله درجه دوم به داده‌های α بر حسب اندازه ذرات (محور افقی حد وسط هر طبقه سرندي در نظر گرفته شده است).

برای اطمینان بیشتر، مقدار α تجربی مربوط به مخلوط شبیه‌سازی شده از طبقات مختلف که در شکل ۶ ارائه شده است نیز در شکل ۹ محاسبه شدند.

همان‌طور که از شکل ۹ مشخص است، روند مقدار α با افزایش ابعاد ذرات به صورت کاهشی است. حال برای تخمین مقدار α نمونه‌های مخلوط شده و شبیه‌سازی شده، مقادیر D_p در معادله برازش شده به داده‌های شکل ۸ جایگزاری می‌شود که نتایج آن در ستون α تخمینی جدول ۵ ارائه شده است.

در جدول ۵ همان‌طور که مشاهده می‌شود تخمین مناسبی از میزان α در نسبت‌های مختلف از طبقات سرندي به دست آمده است و نشان می‌دهد که با درشت شدن ابعاد ذرات، انتظار



شکل ۷: نحوه به دست آوردن مقدار α از روی شیب نمودار

جدول ۴: نحوه محاسبه مقدار α نمونه اولیه از روی درصد مانده وزنی طبقات سرندي استفاده شده طبق معادله ۱۴ و معادله شکل ۸

اندازه (میکرون)	وزن روی سرندي (گرم)	درصد مانده روی سرندي (m_i)	درصد تجمعی عبوری	آلفا تجربی (α_i)	تخمینی از معادله شکل ۸
+۱۵۰	۴۲٫۵	۲۱٫۵۲	۷۸٫۴۸	-	-
+۱۲۵-۱۵۰	۱۴٫۳	۷٫۲۴	۷۱٫۲۴	۰٫۳۰	۰٫۳۳
+۱۰۶-۱۲۵	۱۵	۷٫۵۹	۶۳٫۶۵	۰٫۳۲	۰٫۳۲
+۹۰-۱۰۶	۱۶٫۱	۸٫۱۵	۵۵٫۴۹	۰٫۳۴	۰٫۳۶
+۷۵-۹۰	۱۴٫۷	۷٫۴۴	۴۸٫۰۵	۰٫۳۹	۰٫۴۲
+۵۳-۷۵	۲۲٫۲	۱۱٫۲۴	۳۶٫۸۱	۰٫۵۱	۰٫۵۳
+۳۸-۵۳	۳۳٫۴	۱۶٫۹۱	۱۹٫۹	۰٫۷۲	۰٫۶۸
-۳۸	۳۹٫۳	۱۹٫۹	۰	۰٫۹۵	۰٫۹۷
نمونه اولیه	۱۹۷٫۵	۱۰۰		۰٫۵۴	۰٫۶۰

برای این کار مقادیر α ابتدا در معادله ۸ قرار داده می‌شوند سپس در معادله ۱ به عنوان تابع توزیع زمان ماند استفاده می‌شوند. در این مثال کنسانتره سرب به وسیله واکنشگر یون فریک-فلئوسیلیسیک در دمای ۶۵ درجه سانتی‌گراد مورد فرآیند لیچینگ قرار گرفته که نرخ لیچینگ آن نیز ۲/۴۳۸ $\frac{\eta m}{\min}$ محاسبه شده است. مقدار نرخ لیچینگ در بخش X_B معادله ۱ قرار داده می‌شود. از طریق معادله ۱۵ محاسبه می‌شود:

$$X_B = \frac{2bk_s C_A t}{\rho_B L} \quad (15)$$

که در آن:

b : ثابت استکیومتری

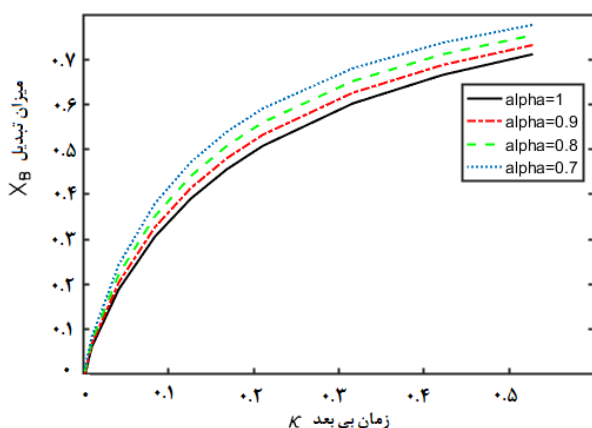
k_s : نرخ لیچینگ

C_A : غلظت ماده شیمیایی

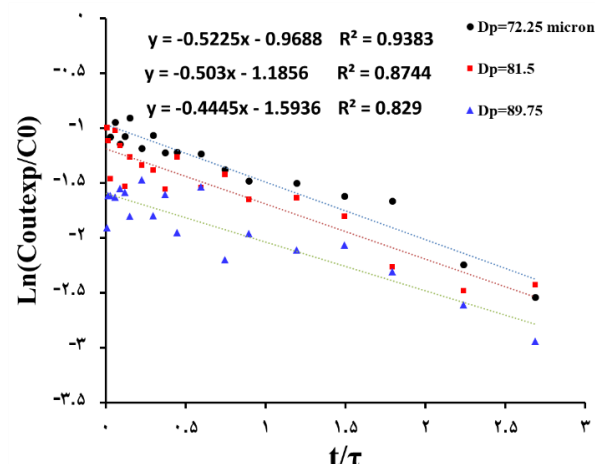
ρ_B : دانسیته کانی است.

همچنین ۶۳/۲۱ درصد از ذرات نیز کوچکتر از ۴۵ میکرون است. مقدار ۴۵ میکرون مربوط به پارامتر L^* است که در معادله ۴ قرار داده شده و سپس در معادله ۱ جایگذاری می‌شود.

در شکل ۱۰ مقادیر محور افقی، K ، برابر با زمان ماند بدون بعد و عبارت از متوسط زمان ماند راکتور تقسیم بر زمان مورد نیاز برای لیچینگ کامل ذره‌ای با قطر L^* است. در شکل ۱۰ تنها پارامتر α تغییر کرده است و اثر آن نشان داده شده است. همان‌طور که مشخص است با کاهش α مقادیر تبدیل افزایش پیدا کرده است که در حقیقت ناشی از افزایش متوسط



شکل ۱۰: تاثیر مقدار α روی میزان تبدیل به دست آمده برای یک مثال عملی



شکل ۹: محاسبه α برای مخلوط طبقات سرندي از روی شیب نمودار

جدول ۵: مقایسه α تجربی و تخمینی برای مخلوطی از طبقات سرندي

Dp	α تجربی	α تخمینی از معادله شکل ۸	خطای تخمین (%)
۷۲/۲۵	۰/۵۲	۰/۵۳	۱/۷۶
۸۱/۵	۰/۵۰	۰/۴۹	۳/۰۷
۸۹/۷۵	۰/۴۴	۰/۴۶	۰/۷۶

می‌رود توزیع زمان ماند نیز به طبع از آن تغییر کند.

با توجه به اینکه هدف پیش‌بینی توزیع زمان ماند و میانگین زمان ماند ذرات جامد با هر نسبت وزنی از طبقات در خوراک، با استفاده از متوسط زمان ماند تئوریک (یا همان ۶۷ دقیقه) است؛ میانگین زمان ماند مربوط به طبقات مختلف و مخلوط طبقات نیز پیش‌بینی شد. برای این کار مقدار α هر طبقه سرندي در جدول ۴ در معادله ۱۳ قرار داده شد و غلظت‌های جامد به دست آمده در زمان‌های مختلف، در معادله ۷ جایگذاری و متوسط میانگین زمان ماند توزیع جدید محاسبه شد. همچنین این کار برای داده‌های جدول ۳ که مربوط به مخلوطی از سرندهای مختلف است نیز تکرار شد. نتایج در جدول ۲ و ۳ مقایسه شده‌اند که تطابق مناسبی نشان می‌دهند.

برای نشان دادن اثر α روی مقدار تبدیل، از داده‌های مرجع [۳] استفاده شده و برای تانک اول مقدار تبدیل با استفاده از معادله ۱ و با فرض α های مختلف و با استفاده از نرم‌افزار MATLAB محاسبه شده که در شکل ۱۰ ارائه شده است.

- [4] Kotsiopoulos, A., Hansford, G. S., and Rawatlal, R. (2008). "An approach of segregation in modeling continuous flow tank bioleach systems". *AIChE journal*, 54(6): 1592-1599.
- [5] Gao, Y., Fernando, J., and Marianthi, G. I. (2012). "A review of the Residence Time Distribution (RTD) application in solid unit operation". *Powder Technology*, 228: 416-423.
- [6] Vignes, A. (2013). "Extractive metallurgy 3. Process operations and routs". John Willy & Sons.
- [7] Crundwell, F., Preez, N. D., and Lloyd, J. M. (2013). "Dynamics of particle-size distributions in continuous leaching reactors and autoclaves". *Hydrometallurgy*, 133: 44-50.
- [8] Oldeshue, J. Y. (1969). "Suspending solids and dispersing gases in mixing vessels". *Industrial & Engineering Chemistry*, 61.
- [9] Kuwata, M., and Martin, S. T. (2012). "Particle size distributions following condensational growth in continuous flow aerosol reactors as derived from residence time distributions: Theoretical development and application to secondary organic aerosol". *Aerosol Science and Technology*, 46(8): 937-949.
- [10] Dull, M., Ozcoban, H., and Leopold, C. (2018). "Analysis of the powder behavior and the residence time distribution within a production scale rotary tablet press". *European Journal of Pharmaceutical Sciences*, 125: 205-214.
- [11] Murphy, T. (2002). "Residence time distribution of solid particles in CSTR". McGill University Libraries.
- [12] Baldi, J. R., and Sharma, R. N. (1978). "Continuous removal of a solid suspension from stirred tanks". *Proceedings of International Symposium on Mixing, Mons (France)*, 1-B5.
- [13] Tojo, K., and Miyanami, K. (1982). "Solids suspension in mixing tanks". *Industrial & Engineering Chemistry Fundamentals*, 21: 214-220.
- [14] Sheoran, M., Chandra, A., Bhunia, H., Bajpai, P. K., and Pant, H. J. (2018). "Residence time distribution studies using radiotracers in chemical industry-A review". *Chemical Engineering Communications*, 205(6): 739-758.
- [15] Fogler, H. S. (2006). "Distributions of residence times for chemical reactors". *Elements of Chemical Reaction Engineering*, 4.

زمان ماند است. برای شکل ۱۰ در حقیقت تنها ورودی توزیع زمان ماند تغییر کرده است؛ در حالی که این ورودی خود به توزیع ابعاد ذرات وابسته است. در نتیجه در واقعیت، ورودی‌های توزیع زمان ماند و توزیع ابعاد ذرات باید به صورت همزمان دچار اعمال تغییر شوند تا نتیجه بهبود یافته‌تری حاصل شود.

۴- نتیجه‌گیری

در این تحقیق اثر متقابل توزیع زمان ماند و توزیع ابعاد ذرات به عنوان دو ورودی مهم مدل‌های لیچینگ در تانک‌های پیوسته، مورد بررسی قرار گرفت. مدل ارتباط‌دهنده تابع توزیع زمان ماند به تابع توزیع ابعاد نشان داد که با درشت‌تر شدن ذرات زمان ماند آن‌ها درون رآکتور نیز بیشتر می‌شود و این امر با مقادیر میانگین زمان ماند ذرات و پارامتر α که از آزمایش‌های ردیاب با پودر روی به دست آمد، قابل تفسیر است. همچنین α مربوط به نمونه اولیه که برابر با ۰٫۵۴ محاسبه شد با استفاده از میانگین وزنی گرفتن از α طبقات مجزا نمونه اولیه ۰٫۶۰ و خطای تخمین خوراک‌های شبیه‌سازی شده در حدود ۵٪ و کمتر از آن به دست آمد. با استفاده از زمان ماند تئوریک، غلظت جامد اولیه و پارامتر α ، میانگین زمان ماند تجربی نمونه اولیه که برابر با ۷۴ دقیقه بود، به مقدار ۷۴٫۵ دقیقه تخمین زده شد. در نهایت نشان داده شد که اثر متقابل دو تابع توزیع در نتایج پیش‌بینی مدل‌های لیچینگ برای یک مثال عملی تاثیرگذار است و ۳۰٪ اختلاف در میزان α به اختلاف ۱۰ درصدی در میزان تبدیل منجر می‌شود. در ادامه این کار می‌توان نقش عوامل دیگری همچون نرخ همزنی، درصد جامد و یا نوع، تعداد و مکان همزن و تاثیر آن روی توزیع زمان ماند را مورد بررسی قرار داد و در نهایت به مدلی دست یافت که نتایج بهبود یافته‌تری داشته باشد.

۵- مراجع

- [1] Levenspiel, O. (1999). "Chemical reaction engineering". *Industrial & Engineering Chemistry Research*.
- [2] Crundwell, F. (1995). "Progress in the mathematical modelling of leaching reactors". *Hydrometallurgy*, 39(1-3): 321-335.
- [3] Dixon, D. G. (1995). "Improved methods for the design of multistage leaching systems". *Hydrometallurgy*, 39(1): 337-351.

⁵ Population balance model

⁶ Oldeshue

⁷ Kuwata and Martin

⁸ Aerosol

⁹ Dull

¹⁰ Murphy

¹¹ Peristaltic

¹² Wash-out

¹ Leaching

² Pulp

³ Conversion

⁴ Segregated flow model



Investigation of Relationship Between Residence Time Distribution and Size Distribution of Solid Particles in Tank Leaching Modelling

Foroutan A.¹, Naderi H.^{2*}, Khalesi M.R.³, Dehghan R.⁴

1- Ph.D student, Dept. of Mining & Metallurgical Engineering, Yazd University, Yazd, Iran
abr.foroutan@gmail.com

2- Assistant Professor, Dept. of Mining & Metallurgical Engineering, Yazd University, Yazd, Iran
naderi@yazd.ac.ir

3- Assistant Professor, Dept. of Mining Engineering, Tarbiat Modares University, Tehran, Iran
mrkhalesi@modares.ac.ir

4- Associate Professor, Dept. of Mining & Metallurgical Engineering, Yazd University, Yazd, Iran
rdehghans@yazd.ac.ir

(Received: 14 Jul. 2020, Accepted: 05 Oct. 2020)

Abstract: While many studies have confirmed the effect of particle size distribution on the residence time in a reactor, the most employed models of continuous tank leaching process consider the residence time and particle size distributions as independent variables. In minerals processing field, no systematic study has been conducted on this issue yet. In this research, the relationship between the particles size and their residence time in a mixing tank has been studied. An empirical method for the determination of the residence time distribution function based on the inflow particles size distribution has been proposed. The relationship between the average size of one size fraction of particles and its residence time was obtained by mean residence time and parameter (an empirical coefficient). Results showed that increasing the particle sizes resulted in a 50% increase in the mean residence time while decreased from 0.95 to 0.3. Using the evaluated values of the residence time distribution function of the inflow stream was determined. Including this function in the segregated flow model, the effect of the variations of the value on the leaching performance was evaluated. Results showed that smaller values of resulted in higher conversion value.

Keywords: Leaching, Residence time distribution, Particle size distribution, Conversion.

INTRODUCTION

Residence time and particles size distribution are two important characteristics of the continuous leaching systems which could be used as the input data for some leaching models such as segregated flow model presented in Equation 1 [1]:

$$1 - X_B = \int_0^{\infty} \int_0^{\infty} [1 - X_B(L, t)] f(L) E(t) dL dt \quad (1)$$



where:

$f(L)$: particle size distribution function

$E(t)$: residence time distribution function

$1 - X_b$ is the unreacted part of the particles in the reactor.

Many researchers have studied the relationship between particle size and residence time in a chemical reactor. Oldeshuo [2] showed that when pulp stream containing particles with a specified size distribution is fed to continuous reactor, the distribution of sizes in the reactor is not the same as the feed. Also Murphy [3] investigated the relationship between particle size and its residence time in a reactor. However, he could not predict the variation of the residence time distribution by changing the feed particles size distribution.

While many studies have confirmed the effect of particle size distribution on the residence time in a reactor, the most employed models of continuous tank leaching process consider the residence time and particle size distributions as the independent variables. In this study, the relationship between the particles size and their residence time in a mixing tank has been studied. An empirical method for the determination of the residence time distribution function based on the inflow particles size distribution has been proposed.

METHODS

Tracer experiments were done by zinc powder using the wash-out method. Determined amount of the tracer was injected to a 100 L agitating reactor. Sampling was done from the outlet stream. The experimental average residence time (τ_{exp}) and residence time distribution ($E(t)_{exp}$) were calculated using Equations 2 and 3 [4]:

$$\tau_{exp} = \frac{\int_0^{\infty} t C_{texp} dt}{\int_0^{\infty} C_{texp} dt} \cong \frac{\sum_i t_i C_{texp} \Delta t_i}{\sum_i t_i \Delta t_i} \quad (2)$$

$$E(t)_{exp} = \frac{C_{texp}}{\int_0^{\infty} C_{texp} dt} \quad (3)$$

where:

C_{texp} is the tracer concentration at time t .

Three sets of experiments were run. Firstly the mean residence time of each size fraction of the zinc powder was measured. Secondly, the main sample (mix of fractions) was fed to the reactor and the outlet stream was sampled in three time intervals to analyze the particles size distribution. Finally, the possibility of the prediction of the mean residence time of a synthesized feed and the deviation from the ideal mixing

was evaluated. The parameter α is the slope of a diagram horizontal axes is $\left(\frac{t}{\tau}\right)$ and its vertical axes is $Ln\left(\frac{C_{out}}{C_0}\right)$ [3], Where C_{out} is the outlet solid concentration and C_0 is the initial concentration of solid.

The value of τ is theoretical mean residence time of liquid in the reactor.

The relationship between output solid concentration, α and τ can be written as Equation 4.

$$C_{out} = C_0 \exp\left(\frac{-\alpha t}{\tau}\right) \quad (4)$$

For predicting the value of α for a sample with distribution of particle sizes (α_m), the Equation 5 was used:

$$\alpha_m = \frac{\sum_{i=1}^n \alpha_i m_i}{\sum_{i=1}^n m_i} \quad (5)$$

where:

α_i : related to the size fraction i

m_i is the remained mass fraction on the sieve i .

FINDINGS AND ARGUMENT

Table 1 shows the results of the first set of the experiments using various size fractions. According to the results, the mean residence time is larger for coarse particles. Increasing the particles size from -38 micron to +125 -150 micron resulted in a 50% increase in the mean residence time.

Table 1. Mean residence time for different size fractions

Size range (μ)	Mean residence time (min)
-38	59.1
+38-53	71.70
+53-75	74.63
+75-90	85.86
+90-106	83.73
+106-125	88.88
+125-150	92.93
Non classified sample	74.00

Figure 1 shows the results of the second set of the experiments. As could be seen, the size distribution curve has moved to right for longer times. In other words, coarse particles have larger residence time.

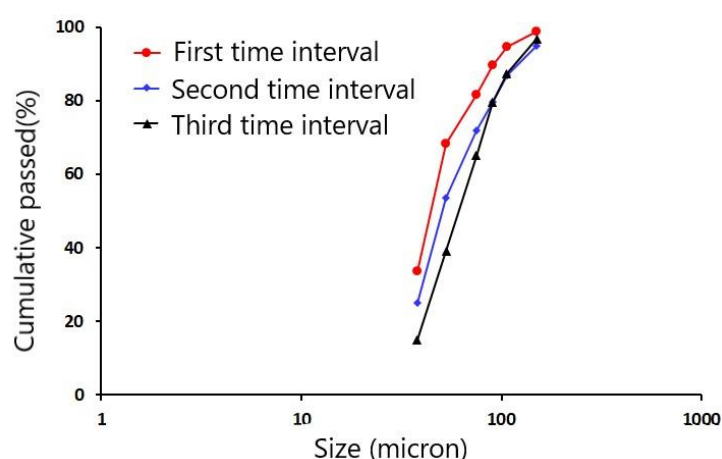


Figure 1. Size distribution of reactor output at 3 different time intervals

Figure 2 shows the results of the third set of experiments. The value of α for each size fraction was evaluated and is shown in Figure 2A. Then α_m for a mix of various size fractions was obtained using the data from Figure 2B and Equation 5. Table 2 compares the results.

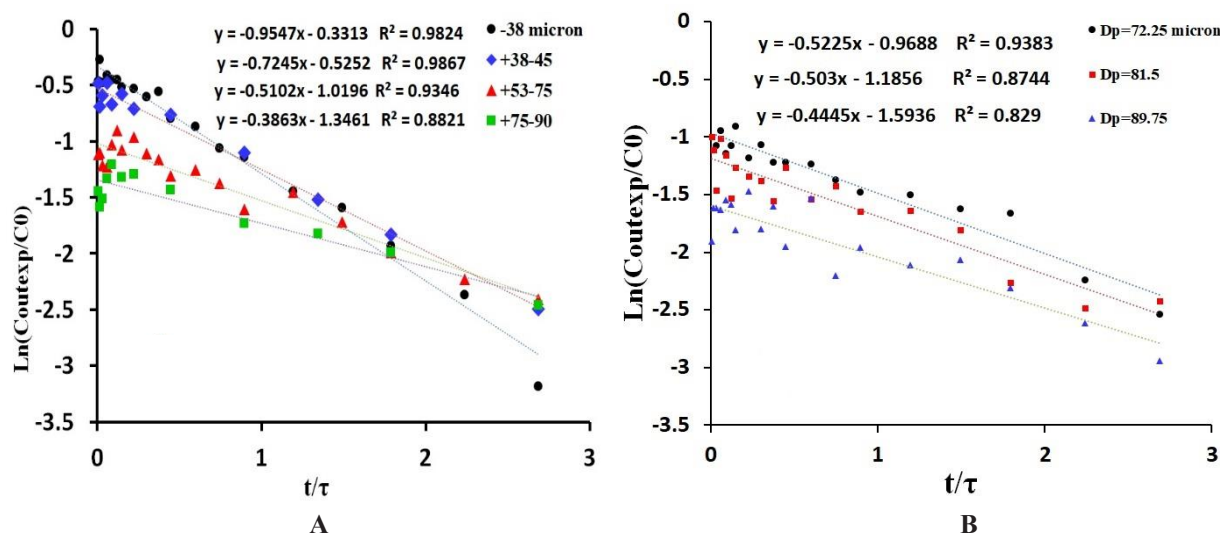


Figure 2. The values of α with respect to **A**: particle size and **B**: mix of size fractions

Table 1. The experimental and predicted α for various samples

Size (μ)	Experimental α	Predicted α
$D_p = 72.25$	0.59	0.62
$D_p = 81.50$	0.57	0.55
$D_p = 89.75$	0.51	0.53
-38	0.95	0.97
+38-53	0.72	0.68
+53-75	0.51	0.53
+75-90	0.39	0.42
+90-106	0.34	0.36
+106-125	0.32	0.32
+125-150	0.3	0.33

With including this data in the segregated flow model, the effect of the variations of the α value on the leaching performance was evaluated. Results showed that smaller values of α results in higher conversion value.

CONCLUSIONS

In this paper, the relationship between particles size and their residence time in a mixing tank was studied. An empirical method for the determination of the residence time distribution function based on the inflow particles size distribution was proposed. The relationship between the average size of one size fraction of particles and its residence time was obtained by mean residence time and parameter α (an empirical coefficient). Using the evaluated values of α for each size fraction, the residence time distribution function of the inflow stream (α_m) was predicted and compared with the values of α_m obtained from the experimental data. Results showed that the value of α_m for the feeds with various size distributions could be evaluated and used in the leaching model.

REFERENCES

- [1] Dixon, D. G. (1995). "Improved methods for the design of multistage leaching systems". *Hydrometallurgy*, 39(1): 337-351.

- [2] Oldeshue, J. Y. (1969). "*Suspending solids and dispersing gases in mixing vessels*". Industrial & Engineering Chemistry, 61.
- [3] Murphy, T. (2002). "*Residence time distribution of solid particles in CSTR*". McGill University Libraries.
- [4] Levenspiel, O. (1999). "*Chemical reaction engineering*". Industrial & Engineering Chemistry Research.