

مطالعه تجربی ضریب کلی انتقال جرم فاز گاز و ارتفاع واحد انتقال در بستر آکنده دوار با جریان متقابل

محمودرضا رحیمی^{۱*}، فریبا زارعی^۱

۱. گروه مهندسی شیمی، دانشگاه یاسوج، یاسوج، ایران

چکیده	مشخصات مقاله
<p>اهمیت تعیین ضریب انتقال جرم با توجه به اثرپذیری قابل ملاحظه ارتفاع واحد انتقال و به دنبال آن ابعاد بخش پر شده از این فاکتور کاملاً مشهود است. محدود بودن میزان نتایج تجربی موجود و همچنین کامل نبودن مجموعه پارامترهای عملیاتی بررسی شده، لزوم پژوهش حاضر را مشخص می‌کند. در مطالعه حاضر ضریب کلی انتقال جرم فاز گاز و ارتفاع واحد انتقال در بستر آکنده‌ی دوار با بهره‌گیری از متغیرهای عملیاتی مؤثر و با مطالعه اصول حاکم بر واکنش‌های شیمیایی، تعیین شده است. نتایج به‌دست‌آمده حاکی از لزوم در نظر گرفتن فاکتورهای غلظت محلول جاذب و جذب شونده‌ی ورودی در کنار سرعت چرخش بستر و نرخ جریان‌های ورودی، در مطالعه تجربی ضریب کلی انتقال جرم و ارتفاع واحد انتقال و همچنین ابعاد بهینه سیستم است. همچنین، قرار گرفتن مقادیر تجربی ضریب کلی انتقال جرم در گستره 10^{-1} تا 10^1 خود شاهد دیگری بر صحت نتایج به‌دست‌آمده است.</p>	<p>تاریخچه مقاله: دریافت: ۲ مهر ۹۴ دریافت پس از اصلاح: ۲۸ اسفند ۹۴ پذیرش نهایی: ۲۹ فروردین ۹۵</p> <p>کلمات کلیدی: مطالعه تجربی ضریب کلی انتقال جرم ارتفاع واحد انتقال بستر آکنده دوار</p>
حقوق ناشر محفوظ است.	* عهده دار مکاتبات mrrahimi@yu.ac.ir

۱- مقدمه

ایده ساخت بسترهای آکنده دوار برای اولین بار در سال ۱۹۸۱ توسط رامشاو و ملیسون و باهدف افزایش میزان انتقال جرم با بهره‌گیری از نیروی گریز از مرکز، ارائه شده است [۱]. در این سیستم‌ها به واسطه اعمال شتاب گریز از مرکز (که بعضاً تا ۱۰۰۰ برابر شتاب گرانشی نیز می‌رسد) ضخامت فیلم مایع و اندازه‌ی متوسط قطره‌های ایجاد شده تا اندازه قابل توجهی کاهش می‌یابد و به دنبال آن با افزایش سطح تماس مخصوص، بازده انتقال جرم سیستم به میزان چشمگیری بیشتر خواهد شد [۲]؛ بنابراین ویژگی‌های قابل ملاحظه بسترهای آکنده دوار در نهایت منجر به گسترش کاربرد این دستگاه به‌عنوان یکی از سیستم‌های مطرح جداسازی در فرآیندهای مختلفی نظیر جذب [۳-۶]، عریان‌سازی [۷]، تقطیر [۸ و ۹] و کریستالیزاسیون [۱۰ و ۱۱] شده است. در این میان، ضریب کلی انتقال جرم را می‌توان معیاری در تعیین میزان انتقال جرم دانست. اثرپذیری بازده نهایی سیستم از سرعت انتقال جرم، سطح تبادل جرم دو فاز، تغییرات غلظت ایجاد شده و نیروی محرکه انتقال جرم قابل ملاحظه است [۱۲ و ۱۳]. همچنین ضریب کلی انتقال جرم عاملی اساسی در ارزیابی و تخمین میزان انتقال جرم بین دو فاز است؛ بنابراین با در نظر گرفتن هدف اصلی طراحی سیستم‌های جداسازی، که در قالب دست-یابی به حداکثر میزان انتقال جرم جز مورد نظر مطرح می‌شود، در دسترس بودن میزان ضریب کلی انتقال جرم و به‌عبارت‌دیگر میزان مقاومت حاکم در هریک از فازهای درگیر در فرآیند، در کنار تعیین اندازه‌ی ارتفاع واحدهای انتقال موردنیاز، از اهمیت بالایی برخوردار است [۱۴]. رابطه ۱ تابعیت مقاومت کلی فاز گاز از ضرایب محلی دو فاز مایع و گاز و ثابت هنری را نشان می‌دهد [۱۵]:

$$\frac{1}{K_G a} = \frac{1}{k_G a} + \frac{1}{H k_L a} \quad (1)$$

همچنین ارتباط معکوس میان ارتفاع واحد انتقال در بسترهای پر شده و ضریب کلی انتقال جرم در رابطه‌ی ۲ نشان داده شده است [۱۶]. از آنجایی که بالا بودن میزان ضریب کلی انتقال جرم حاکی از مقدار جذب بالای صورت گرفته می‌باشد، کم بودن ارتفاع واحد انتقال گزارش شده در میزان جذب‌های بالا دور از انتظار نخواهد بود. این منطق در رابطه‌ی ۲ به‌وضوح قابل مشاهده است.

$$(HTU)_G = \frac{V_G}{K_G a} \quad (2)$$

در جدول ۱ خلاصه‌ای از مدل‌های ارائه شده برای ضریب کلی انتقال جرم فاز گاز با بهره‌گیری از سیستم‌های مختلف در

بسترهای آکنده دوار، گزارش شده است. همان‌طور که قابل مشاهده است مدل انحصاری مربوط به سیستم جذب CO_2 با محلول‌های جاذب مختلف ازجمله سدیم هیدروکسید ارائه نشده است. از آنجایی که بسترهای آکنده دوار نسبت به سایر تجهیزات جداسازی به میزان چشمگیری تحت تأثیر نوع سیالات ورودی به سیستم قرار دارد، عدم کارایی مدل‌های ارائه شده در جدول ۱ برای سیستم جذب CO_2 -NaOH کاملاً مشهود است؛ بنابراین لزوم ارائه مجموعه جامعی از متغیرهای عملیاتی اثرگذار بر میزان ضریب کلی انتقال جرم و اندازه واحد انتقال در بسترهای آکنده دوار به‌منظور ارائه مدل مناسب با شرایط عملیاتی مؤثر حائز اهمیت است. در این راستا تعیین تجربی و مدل‌سازی ضرایب انتقال جرم و همچنین تعیین ارتفاع واحد انتقال در بسترهای آکنده دوار موردتوجه محققین بسیاری قرار گرفته است. مونجال و همکارانش در سال ۱۹۸۹ با استفاده از تئوری نفوذ و مدل جامع انتقال جرمی نفوذ-جاب-جایی و فرض آرام بودن جریان مایع در بستر، به اصلاح یکی از رابطه‌های انتقال جرم پرداختند. آن‌ها ضمن گزارش نتایج تجربی خود، مطابقت بیشتر تئوری نفوذ با نتایج به‌دست‌آمده را به اثبات رساندند. هماهنگی بیشتر میان مقادیر تجربی و پیش-بینی شده با استفاده از این تئوری در سرعت‌های پایین چرخش بستر، از دیگر نتایج گزارش شده توسط آن‌ها بود [۱۷]. تن و چن در سال ۲۰۰۶ طی پژوهشی ضریب انتقال جرم مربوط به فرآیند جذب دی‌اکسید کربن با استفاده از محلول پیپرازین و محلول حاصل از ترکیب مونواتانول آمین، آمینو متیل پروپانول و متیل دی اتانول آمین را به دست آوردند. آن‌ها در نتایج خود ضمن مقایسه کیفیت محلول‌های جاذب مورد استفاده در میزان حذف دی‌اکسید کربن به‌دست‌آمده، بهترین جاذب مورد استفاده در این فرآیند تحت شرایط آزمایشگاهی همسان را تعیین کردند [۱۸]. چیا و همکارانش در سال ۲۰۰۸ داده‌های تجربی مربوط به ضریب انتقال جرم کلی فاز گاز را با استفاده از سیستم جذب دی‌اکسید کربن در محلول ۱ مولار سدیم هیدروکسید ارائه کردند [۳]. آن‌ها در همان سال با استفاده از سه ترکیب آلی فرار متفاوت اتانول، استن و اتیل استات و جذب آن‌ها با استفاده از آب، ضریب کلی انتقال جرم هر یک از سه ترکیب فوق را محاسبه کردند. آن‌ها علاوه بر این نشان دادند که مقادیر به‌دست‌آمده برای فرآیند جذب اتانول نسبت به دو سیستم دیگر از مقدار بالاتری دارد [۲۵]. همچنین در سال ۲۰۰۹ مطالعه‌ای بر روی ضریب انتقال جرم در محیط‌هایی با ویسکوزیته بالا توسط لی و همکارانش صورت گرفت.

جدول (۱) خلاصه مدل‌های ارائه شده توسط محقق در ضریب کلی انتقال جرم فاز گاز

مرجع	سیستم مورد استفاده	نوع تماس میان دو جریان	مدل ارائه شده
۱۹	اتانول - آب	متقابل	$\frac{K_G a RT}{D_G a_t^2} = 0.003 Re_G^{1.163} Re_L^{0.631} Gr_G^{0.25}$
۲۰	آمونیاک - آب	متقابل	$K_G = (k_s D_G u_G^2)^{0.5}$
۲۱	ترکیبات آلی فرار در آب	متقابل	$\frac{K_G a H^{0.27} RT}{D_G a_t^2} = 0.077 Re_G^{0.323} Re_L^{0.328} Gr_G^{0.18}$
۲۲	ایزوپروپیل الکل و اتیل استات در آب	متقابل	$\frac{K_G a H^{0.315} RT}{D_G a_t^2} = 0.061 Re_G^{0.712} Re_L^{0.507} Gr_G^{0.326}$
۳	اکسیژن و ایزوپروپیل در آب	متقابل	$\frac{K_G a d_p}{D_G a_t} = 0.027 Re_G^{0.679} Re_L^{0.245} Gr_G^{0.140}$
۲۳	ایزوپروپیل الکی/آمونیاک/استن در آب	متقاطع	$\frac{K_G a H^{0.185} RT}{D_G a_t^2} = 0.0186 Re_G^{0.389} Re_L^{0.534} Gr_G^{0.245}$
۲۴	جذب ترکیبات آلی فرار	متقابل	$\frac{K_G a H^{0.346} RT}{D_G a_t^2} = 0.0667 Re_G^{0.412} Re_L^{0.387} Gr_G^{0.22}$

مدل‌های مشابه ارائه می‌دهد [۲۴]. همچنین از دیگر پژوهش‌های انجام شده توسط رحیمی و مصلح در سال ۲۰۱۴ بررسی ارتفاع واحد انتقال می‌باشد. در این مطالعه تأثیر پارامترهایی چون سرعت چرخش بستر، شدت جریان دو فاز مایع و گاز ورودی و غلظت محلول مونو اتانول آمین مصرفی در دو نوع آکنه‌ی مختلف، بر میزان ارتفاع واحد انتقال مطالعه شده است [۳۰]. با این حال، محدود بودن نتایج تجربی و همچنین عدم ارائه مجموعه جامعی از متغیرهای عملیاتی اثرگذار بر ضریب کلی انتقال جرم فاز گاز و ارتفاع واحد انتقال، به‌عنوان شکاف غیرقابل‌انکاری در حوزه مطالعات مربوط به ضریب کلی انتقال جرم و ارتفاع واحدهای انتقال در بستر آکنده دوار خودنمایی می‌کند. در این پژوهش ضمن گزارش نتایج تجربی اندازه‌گیری شده، تأثیر غلظت کربن در اکسید موجود در هوای ورودی به سیستم، توأم با در نظر گرفتن تأثیر سایر پارامترهای عملیاتی نظیر سرعت چرخش بستر و شدت جریان و غلظت محلول جاذب ورودی و نرخ جریان گاز به تفصیل بررسی شده است.

۲- روش کار

شمای ۱ نمای کلی از سیستم آزمایشگاهی بستر آکنده‌ی دوار مورد استفاده را نشان می‌دهد. بخش پر شده سیستم به‌واسطه‌ی اتصال بین موتور و بستر، تحت تأثیر نیروی گریز از مرکز ایجاد شده توسط موتور، قرار می‌گیرد. مخلوط جریان هوا و گاز دی‌اکسید کربن با کسر مولی تعیین شده از طریق ورودی نشان داده شده وارد می‌شود و شدت جریان هر فاز به واسطه رواتر تعبیه شده در مسیر ورودی در مقدار مورد نظر تنظیم و کنترل می‌شود. پس از آن فاز گاز با جریان محلول جاذب که

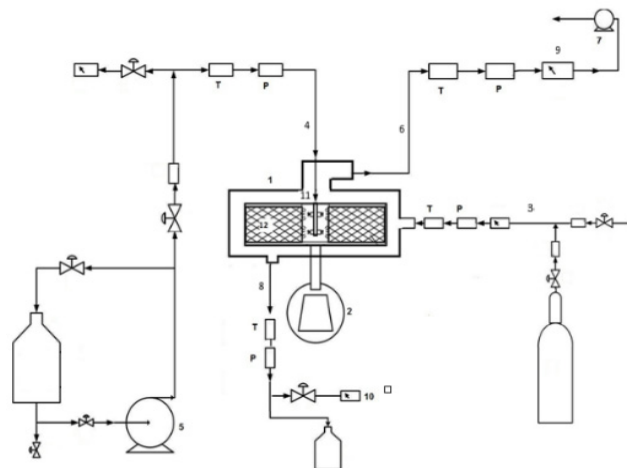
در نتایج گزارش شده توسط آن‌ها تأثیر تغییر ویسکوزیته محلول جاذب ورودی بر میزان ضریب انتقال جرم به تفصیل تشریح شده است [۲۶]. علاوه بر این، چنگ و تن در سال ۲۰۰۹ باهدف مطالعه ارتفاع واحد انتقال مربوط به سیستم جذب دی‌اکسید کربن با استفاده از جاذب‌هایی نظیر مونو اتانول آمین، پپیرازین، آمینو اتیل اتانول آمین و آمینو متیل پروپانول دست به مطالعاتی زدند. اثرپذیری این پارامتر از متغیرهایی چون سرعت چرخش بستر و نرخ جریان‌های دو فاز ورودی نیز در این پژوهش مطالعه شده است [۲۷]. همچنین هوس و لین در سال ۲۰۱۲ طی بررسی‌های خود ضریب کلی انتقال جرم فاز گاز را با استفاده از سیستم مخلوط دو جزئی متانول و بوتانول با آب، مطالعه کردند. تابعیت این پارامتر از غلظت متانول و بوتانول ورودی، شدت جریان فاز گاز و مایع و سرعت چرخش بستر در این مطالعه بررسی شده است [۲۸]. بررسی ضریب انتقال جرم دو فاز مایع و گاز با در نظر گرفتن دو سیستم شامل دو نوع بستر آکنده متفاوت در سال ۲۰۱۳ توسط موکش و همکارانش انجام شد [۲۹]. آن‌ها با اعمال دو وضعیت تماس همسو و ناهم‌سوی جریان‌های ورودی به سیستم در هر دو نوع بستر، ضریب انتقال جرم را اندازه‌گیری و با یکدیگر مقایسه کرده‌اند و عوامل ایجاد اختلاف مشاهده شده را تشریح کردند. علاوه بر این، رحیمی و مصلح در سال ۲۰۱۳ به‌منظور بهبود مدل‌های موجود جهت پیش‌بینی دقیق‌تر ضریب کلی انتقال جرم دست به مطالعاتی زدند. آن‌ها ضمن اندازه‌گیری مقادیر آزمایشگاهی ضریب کلی انتقال جرم، مدل مورد نظر خود را با حداکثر خطای نسبی ۲۰٪ گزارش کردند که این مدل در جای خود کیفیت قابل‌ملاحظه‌ای را نسبت به سایر

جدول (۲) محدوده‌ی تغییرات پارامترهای عملیاتی

پارامتر عملیاتی	محدوده‌ی تغییرات
سرعت چرخش بستر	۱۵۰۰-۴۰۰ دور بر دقیقه
شدت جریان فاز مایع ورودی	۰/۲ - ۰/۴ لیتر بر دقیقه
نرخ جریان گاز ورودی	۱۰-۳۰ لیتر بر دقیقه
غلظت محلول جاذب ورودی	۲-۰/۲ مول بر لیتر
کسر مولی CO ₂ ورودی	۰/۱-۰/۰۱

جدول (۳) دقت اندازه‌گیری پارامترهای عملیاتی

وسيله اندازه‌گیری	متغیر عملیاتی	واحد	دقت
روتامتر	شدت جریان مایع	لیتر بر دقیقه	۰/۰۱
روتامتر	شدت جریان گاز	لیتر بر دقیقه	۱
تاچومتر	سرعت چرخش بستر	دور بر دقیقه	۱
CO ₂ متر دیجیتالی	کسر مولی CO ₂	ppm حجمی	۱
ترازوی دیجیتال	غلظت محلول	گرم	۰/۰۰۱
استوانه مدرج	جاذب ورودی	لیتر	۰/۰۰۱



- | | | | |
|---|------------------|----|------------------|
| ۱ | جداره‌ی بستر | ۸ | خروجی جریان مایع |
| ۲ | موتور | ۹ | نمونه‌گیر گاز |
| ۳ | ورودی جریان گاز | ۱۰ | نمونه‌گیر مایع |
| ۴ | ورودی جریان مایع | ۱۱ | توزیع‌کننده |
| ۵ | پمپ | ۱۲ | روتور |
| ۶ | خروجی جریان گاز | T | دماسنج |
| ۷ | پمپ خلا | P | فشارسنج |

شکل (۱) نمای کلی سیستم آزمایشگاهی

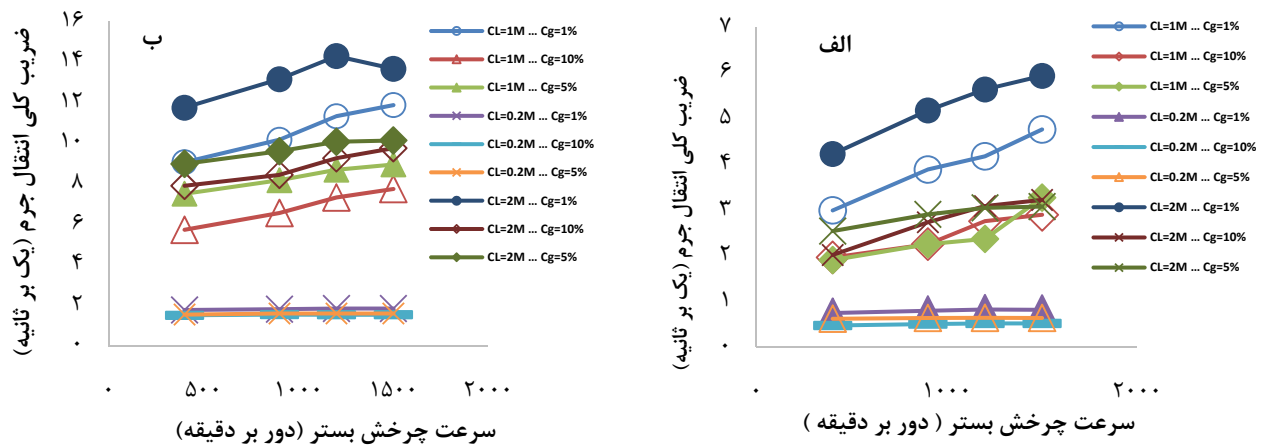
۳- نتایج و بحث

تابعیت مستقیم ضریب کلی انتقال جرم از میزان حذف صورت گرفته مطابق رابطه‌ی ۳ کاملاً مشهود است. به عبارت دیگر، کاهش غلظت دی‌اکسید کربن خروجی در نتیجه‌ی افزایش میزان حذف صورت گرفته موجب افزایش نسبت غلظت ورودی به خروجی جذب‌شونده می‌شود و به دنبال آن در نتیجه‌ی تابعیت لگاریتمی ضریب کلی انتقال جرم از میزان حذف، افزایش این کمیت و کاهش اندازه‌ی ارتفاع واحد انتقال مورد انتظار خواهد بود. تأثیر ابعاد فیزیکی بستر نیز در این روابط کاملاً مشهود است. بر این اساس، در اثر استفاده از بسترهایی با ابعاد کوچک‌تر، انتظار می‌رود که مقادیر بالاتری از ضریب کلی انتقال جرم و مقادیر کمتری از اندازه‌ی ارتفاع واحدهای انتقال مشاهده شود. اثرپذیری بالقوه ضریب کلی انتقال جرم از میزان جذب، با توجه به رابطه ۳ کاملاً مشهود است. همین امر لزوم بررسی تأثیر میزان جذب پیش از ضریب کلی انتقال جرم در اثر تغییر پارامترهای مورد بررسی را به وضوح نشان می‌دهد. از آنجایی که در بسترهای آکنده‌ی دوار نیروی گریز از مرکز اعمالی موجب کاهش ضخامت و ابعاد قطره‌های مایع موجود در فضا می‌شود، سطح انتقال جرم گاز-مایع و به دنبال آن میزان تبادل جرم صورت گرفته در مقایسه با بسترهای آکنده ساکن بهبود می‌یابد. همچنین رابطه ۴ که ارائه‌دهنده‌ی تعریف عام سطح تماس مخصوص است،

به وسیله‌ی توزیع‌کننده به صورت قطره‌ها و فیلم نازک وارد بستر شده است، به طور ناهم‌سو در تماس قرار می‌گیرد. شعاع جداره ۱۰ و ارتفاع ۸ سانتی‌متر است و از روتوری با قطر داخلی ۳، قطر خارجی ۶ و ارتفاع محوری ۴ سانتی‌متر با استفاده از آکنه‌هایی به صورت شبکه توری بافته‌شده از جنس استیل ضدزنگ با میزان تخلخل ۰/۹ و سطح مخصوص ۱۴۰۰ مترمربع بر مترمکعب استفاده شده است. جدول محدوده شرایط عملیاتی را نشان می‌دهد. میزان حذف دی‌اکسید کربن از جریان گاز با دستگاه CO₂ متر دیجیتالی اندازه‌گیری شد. نتایج تجربی در بستری با جریان‌های موازی ناهم‌سو در ۳۲۴ آزمایش با ۳ تکرار به ازای هر آزمایش به دست آمد و مقادیر میانگین نتایج به دست آمده گزارش شده است. دقت ابزارها و متغیرهای عملیاتی در جدول ۳ ارائه شده است. همچنین شرایط عملیاتی دما و فشار در این پژوهش برابر با ۱ اتمسفر و ۱۸ درجه سانتی‌گراد می‌باشد که محاسبات بر مبنای آن انجام شده است. رابطه‌ی مربوط به تعیین تجربی ضریب کلی انتقال جرم فاز گاز به شکل زیر ارائه شده است [۲۵] که در این مطالعه با استفاده از سیستم و متغیرهای عملیاتی تشریح شده مقادیر مربوط به ضریب کلی انتقال جرم فاز گاز و ارتفاع واحد انتقال با بهره‌گیری از روابط ۲ و ۳ تعیین شده است.

$$K_G a = \frac{Q}{\pi Z (R_o^2 - R_i^2)} \quad (3)$$

مطالعه تجربی ضریب کلی انتقال جرم فاز گاز و ارتفاع واحد انتقال در بستر آکنده دوار با جریان متقابل



شکل (۲) تأثیر سرعت چرخش بستر بر میزان ضریب کلی انتقال جرم در مقادیر مختلف از غلظت دو فاز ورودی (الف) شدت جریان مایع ۰/۲ و نرخ جریان گاز ۱۰ لیتر بر دقیقه (ب) شدت جریان مایع ۰/۴ و نرخ جریان گاز ۳۰ لیتر بر دقیقه

بررسی‌های صورت گرفته حاکی از ارتباط میان مقادیر تجربی به دست آمده از سرعت چرخش بستر با توانی در گستره ۰/۳۴۲۷-۰/۲۲۳ برای مقادیر پایین از نرخ جریان‌های ورودی دو فاز (با توجه به غلظت جاذب و جذب شونده‌ی موجود در هر دو جریان ورودی) و ۰/۲۲۷۲-۰/۲۷۸ در مقادیر بالای شدت جریان دو فاز می‌باشد. تأثیر تغییرات شدت جریان مایع ورودی بر میزان ضریب کلی انتقال جرم در شکل ۳ ارائه شده است. از آنجایی که به واسطه‌ی افزایش شدت جریان محلول جاذب و ورودی علاوه بر کاهش ضخامت فیلم و اندازه‌ی قطره‌های مایع ورودی به بستر (در اثر بهبود عملکرد توزیع کننده‌ی تعبیه شده در پراکنده کردن جریان مایع)، میزان جذب شونده‌ی در دسترس به میزان قابل توجهی افزایش می‌یابد، بنابراین انتظار می‌رود که روند افزایشی در میزان ضریب کلی انتقال جرم در اثر افزایش شدت جریان فاز مایع مشاهده شود. علاوه بر این رابطه ۶ و ۷ تعریف عمومی میزان ماندگی فاز مایع در بسترهای آکنده‌ی دوار را نشان می‌دهند [۲۷].

$$\varepsilon_L = 0.039 \left(\frac{\omega^2 r}{g_0} \right)^{-0.5} \left(\frac{u}{u_0} \right)^{0.6} \left(\frac{\vartheta}{\vartheta_0} \right)^{0.22} \quad (۶)$$

$$u = \frac{L_f}{\varepsilon_L} \quad (۷)$$

روابط فوق به وضوح تأثیر معکوس سرعت چرخش بستر و همچنین تأثیر مستقیم افزایش نرخ جریان مایع بر میزان ماندگی و به دنبال آن سطح تماس مخصوص و به دنبال آن میزان ماندگی فاز مایع نیز خواهد داشت. کاهش ماندگی جریان مایع در اثر افزایش سرعت چرخش بستر به دلیل بالا رفتن سرعت تماسی سیال، حاکی از اثرگذاری متفاوت دیگری از سرعت چرخش بستر بر مقادیر تجربی به دست آمده می‌باشد. در نتیجه مباحث مطرح شده می‌توان روند افزایشی نشان داده شده در شکل ۲ برای تغییر میزان ضریب کلی انتقال جرم با سرعت چرخش بستر را برقرار دانست.

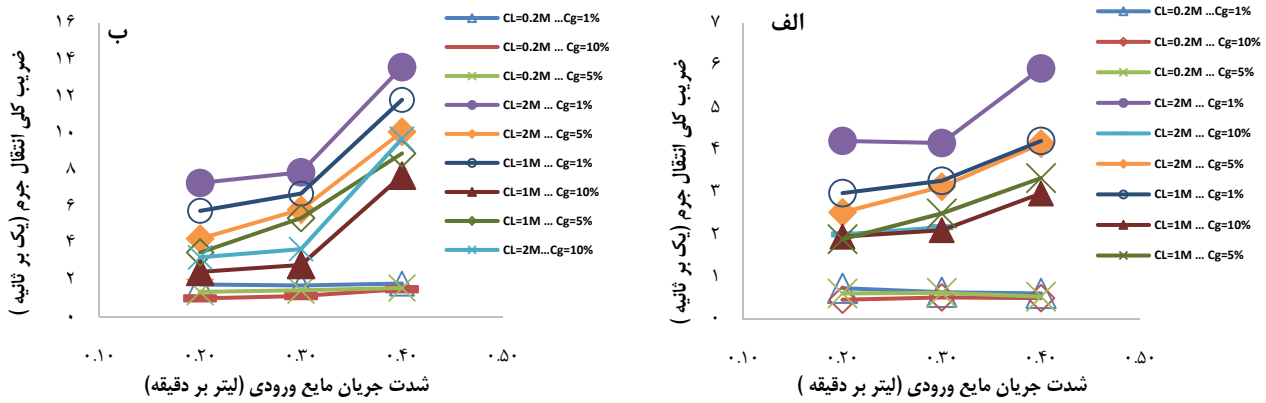
تابعیت این پارامتر از میزان ماندگی و اندازه‌ی قطر متوسط قطره‌های ایجاد شده در سیستم را نشان می‌دهد. این رابطه امکان بررسی تأثیر متغیرهای عملیاتی بر میزان ماندگی فاز مایع را فراهم می‌کند [۲۶].

$$a = \frac{6 * \text{Hold up}}{\text{mean diameter of droplets}} \quad (۴)$$

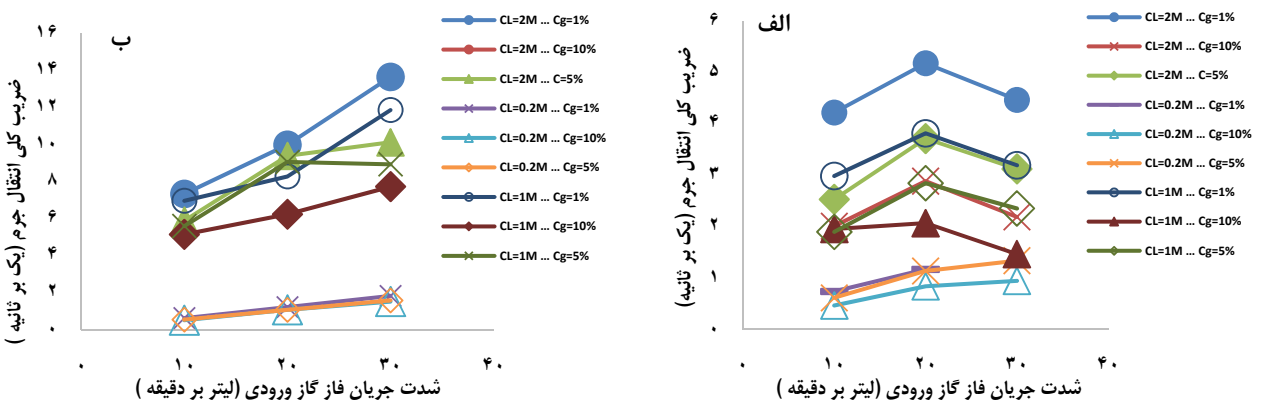
شکل ۲ نشان دهنده‌ی تغییرات ضریب کلی انتقال جرم در اثر افزایش سرعت چرخش بستر می‌باشد. تأثیر فراوان افزایش سرعت گریز از مرکز اعمالی به سیستم، مخصوصاً در دور موتورهای پایین، در افزایش نیروی وارده به سیال موجود در فضا واضح است. در این میان رابطه‌ی ۵ که نشان دهنده‌ی تعریف عدد بدون بعد وبر است، در حالت بحرانی مقدار ثابتی دارد که بر اساس آن میزان قطر پایدار قطره‌ها قابل پیش‌بینی خواهد بود؛ بنابراین مطابق رابطه‌ی ۵ در اثر افزایش سرعت سیال، میزان قطر پایدار قطرات ایجاد شده کم‌تر و به دنبال آن میزان مقاومت انتقال جرمی کاهش خواهد یافت.

$$We_{crit} = \frac{u_{\lambda}^2 \rho_L d_{max}}{\sigma} \quad (۵)$$

ضریب کلی انتقال جرم علاوه بر اندازه‌ی قطره‌های موجود در فضا، که نماینده مقاومت فاز مقصد می‌باشد، تابعیت مستقیمی از سطح تماس مخصوص و به دنبال آن میزان ماندگی فاز مایع نیز خواهد داشت. کاهش ماندگی جریان مایع در اثر افزایش سرعت چرخش بستر به دلیل بالا رفتن سرعت تماسی سیال، حاکی از اثرگذاری متفاوت دیگری از سرعت چرخش بستر بر مقادیر تجربی به دست آمده می‌باشد. در نتیجه مباحث مطرح شده می‌توان روند افزایشی نشان داده شده در شکل ۲ برای تغییر میزان ضریب کلی انتقال جرم با سرعت چرخش بستر را برقرار دانست.



شکل (۳) تأثیر شدت جریان مایع ورودی بر ضریب کلی انتقال جرم در مقادیر مختلف از غلظت دو فاز ورودی (الف) نرخ جریان گاز ۱۰ L/min و دور موتور ۴۰۰ rpm (ب) نرخ جریان گاز ۳۰ L/min و دور موتور ۱۵۰۰ rpm

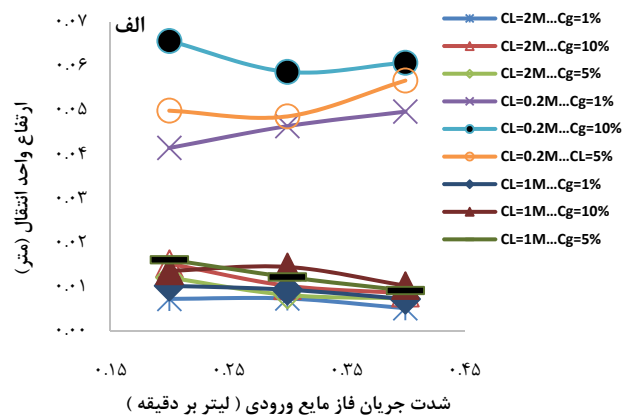
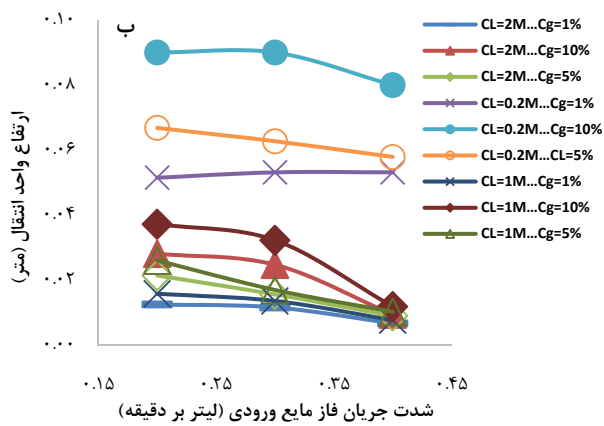


شکل (۴) تأثیر نرخ جریان گاز بر ضریب کلی انتقال جرم در مقادیر مختلف از غلظت دو فاز ورودی. (الف) شدت جریان مایع ۰/۲ L/min و سرعت چرخش ۴۰۰ rpm (ب) شدت جریان مایع ۰/۴ L/min و سرعت چرخش ۱۵۰۰ rpm

همچنین طبق رابطه‌ی ۳ علاوه بر تأثیر نرخ جریان گاز بر میزان جذب و غلظت دی‌اکسید کربن خروجی، رابطه مستقیم مقادیر اندازه‌گیری شده با نرخ جریان گاز مشهود است. روند مشاهده شده در شکل ۴ ناشی از اثر معکوس نرخ جریان گاز بر مقادیر تجربی ضریب کلی انتقال جرم فاز گاز است. تا جایی که در دور پایین موتور و شدت جریان کم فاز مایع، در نرخ‌های پایین جریان گاز تأثیر مستقیم میان افزایش نرخ جریان گاز و ضریب کلی انتقال جرم مشاهده می‌شود. پس از گذر از یک مرز میانی این روند معکوس شده و کاهش زمان ماند جریان گاز به‌عنوان عامل کنترل کننده فرآیند عمل خواهد کرد و در اثر افزایش آن ضریب کلی انتقال جرم کاهش می‌یابد. ضریب کلی انتقال جرم برای نرخ جریان گاز در مقادیر پایین سرعت چرخش بستر و شدت جریان مایع با توان ۰/۷۲۹۵ - ۰/۰۲۳۰ و برای مقادیر بالا از این دو پارامتر با توان ۰/۹۵۶۸ - ۰/۳۵۹۵ تحت تأثیر غلظت محلول جاذب و میزان جذب شونده ورودی تغییر خواهد کرد.

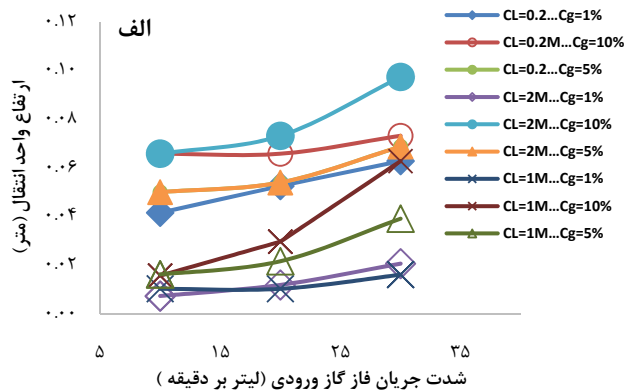
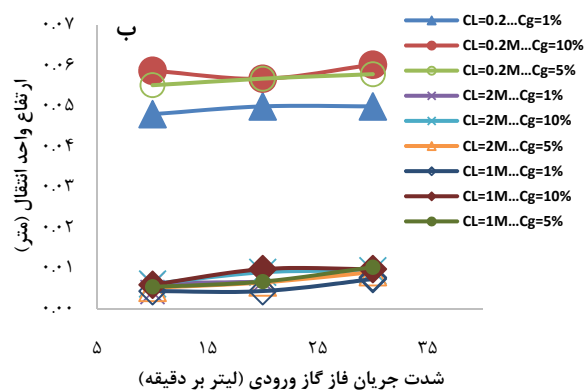
متناسب با ۰/۸۰۶۸ تا ۰/۱۲۳۲ و برای دور موتور زیاد و نرخ بالای جریان گاز با توانی در محدوده‌ی ۱/۵۶۰۵ تا ۰/۲۰۳۸ متناسب با غلظت محلول جاذب و کسر جذب شونده‌ی ورودی تغییر خواهد کرد. شکل ۴ اثرپذیری ضریب کلی انتقال جرم از نرخ جریان گاز ورودی را نشان می‌دهد. با افزایش نرخ جریان گاز ورودی، میزان جذب شونده و نیروی درگ وارد شده به قطرها از طرف گاز در سیستم افزایش می‌یابد؛ بنابراین افزایش سطح تبادل جرم دو فاز و در نتیجه افزایش انتقال جرم در اثر افزایش تنش مبادله شده بین دو جریان جاری در بستر دور از انتظار نیست. در نتیجه می‌توان از این دیدگاه، تأثیر افزایش نرخ جریان گاز را در بیشتر شدن میزان ضریب کلی انتقال جرم مؤثر دانست. اگرچه کاهش زمان ماند فاز گاز در محیط به دلیل افزایش سرعت ظاهری آن قابل انکار نیست، ولی باین‌حال افزایش آشفستگی فاز پیوسته و بیشتر شدن تنش و درگیری بین دو فاز در نهایت منجر به تأثیر مطلوب افزایش نرخ جریان گاز ورودی بر میزان جذب سیستم می‌شود.

مطالعه تجربی ضریب کلی انتقال جرم فاز گاز و ارتفاع واحد انتقال در بستر آکنده دوار با جریان متقابل



شکل (۵) تأثیر شدت جریان مایع ورودی بر اندازه ارتفاع واحد انتقال در مقادیر مختلف غلظت دو فاز ورودی:

الف) نرخ جریان گاز ۱۰ L/min و دور موتور ۴۰۰ rpm (ب) نرخ جریان گاز ۳۰ L/min و دور موتور ۱۵۰۰ rpm

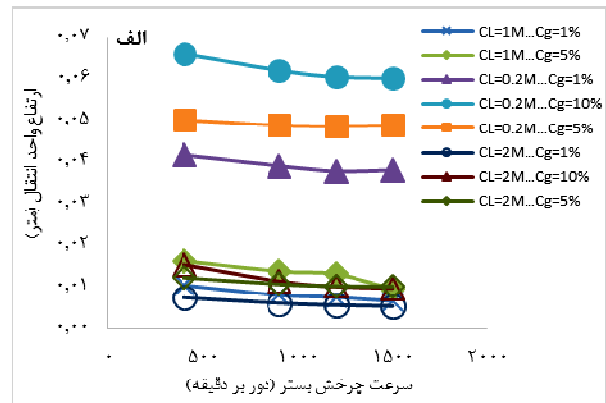
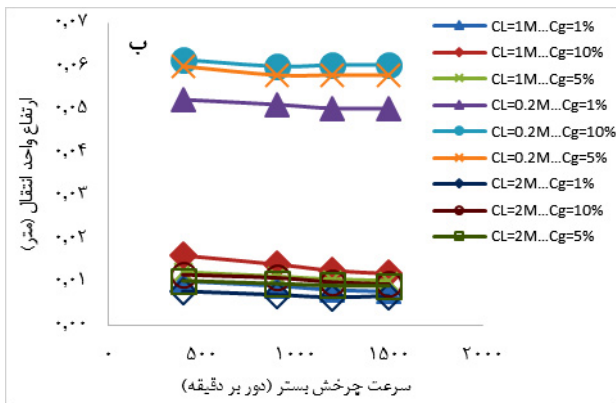


شکل (۶) اثر نرخ جریان گاز بر اندازه ارتفاع واحد انتقال در مقادیر مختلف غلظت دو فاز ورودی:

الف) شدت جریان مایع ورودی ۰/۲ L/min و سرعت چرخش بستر ۴۰۰ rpm (ب) شدت جریان مایع ورودی ۰/۴ L/min و سرعت چرخش ۱۵۰۰ rpm

واکنش دارد؛ بنابراین ادعای اثرگذاری غلظت آن‌ها بر میزان پیشرفت واکنش و حذف دی‌اکسید کربن خالی از اعتبار نیست. همچنین مطابق با نمودارهای ارائه شده تأثیر کاهش کسر مولی دی‌اکسید کربن ورودی بر افزایش ضریب کلی انتقال جرم کاملاً محسوس است. از آنجایی که با کاهش میزان دی‌اکسید کربن ورودی به بستر، این ماده تحت عنوان واکنش دهنده‌ی محدود کننده در سیستم عمل می‌کند و در نتیجه‌ی کمتر بودن میزان دی‌اکسید کربن در دسترس در فضا، میزان مصرف آن جهت پیشرفت واکنش بیشتر خواهد شد، در نهایت دی‌اکسید کربن واکنش ندادگی کمتری در جریان گاز خروجی مشاهده می‌شود. به عبارت دیگر در این وضعیت سیستم در صورت داشتن زمان کافی سعی در بهره‌گیری حداکثری از CO_2 های موجود در بستر می‌کند و تحت تأثیر آن درصد CO_2 مصرف شده طبعاً بیشتر خواهد بود. همچنین با توجه به رابطه‌ی ۲ مقادیر گزارش شده در ارتباط با میزان ارتفاع واحد انتقال به میزان قابل ملاحظه‌ای از عوامل مؤثر بر ضریب کلی انتقال جرم و سرعت ظاهری فاز گاز تأثیر می‌پذیرد.

غلظت محلول جاذب مورد استفاده و کسر مولی جذب شونده‌ی موجود در فاز گاز ورودی، یکی از کلیدی‌ترین پارامترهای مؤثر در تعیین تجربی ضریب کلی انتقال جرم (با توجه به واکنش شیمیایی بین دو ترکیب ورودی) محسوب می‌شود. با این حال تاکنون در بیشتر مطالعات صورت گرفته از اعمال تأثیر آن‌ها صرف نظر شده است (مخصوصاً غلظت جذب شونده‌ی ورودی در فاز گاز). این دو کمیت از دیگر پارامترهای عملیاتی مورد بررسی در این مطالعه می‌باشد که به میزان قابل ملاحظه‌ای بر مقادیر تجربی به دست آمده، تأثیرگذار خواهند بود. در نتیجه‌ی تابعیت ضریب کلی انتقال جرم از میزان جذب می‌توان به راحتی ادعا کرد که در اثر افزایش غلظت محلول جاذب و به دنبال آن بالا رفتن ظرفیت جذب، تحت تأثیر بیشتر شدن مقدار جاذب در دسترس، ضریب کلی انتقال جرم افزایش می‌یابد. این روند با منطق نشان داده شده در هر سه شکل قبل کاملاً همخوانی دارد. از طرفی شدت جذب مطابق با اصول سینتیک واکنش‌های شیمیایی تابعیت قابل ملاحظه‌ای از غلظت‌های واکنش دهنده‌های درگیر در



شکل (۷) تأثیر سرعت چرخش بستر بر اندازه ارتفاع واحد انتقال در مقادیر مختلف از غلظت دو فاز ورودی (الف) شدت جریان مایع ۰/۲ و نرخ جریان گاز ۱۰ لیتر بر دقیقه (ب) شدت جریان مایع ۰/۴ و نرخ جریان گاز ۳۰ لیتر بر دقیقه

واحدهای انتقال کاهش یابد. علاوه بر این میزان غلظت بهینه محلول جاذب مورد استفاده با توجه به نمودارهای ارائه شده قابل تعیین است. با توجه به اختلاف قابل ملاحظه‌ای ارتفاع واحد انتقال ایجاد شده در غلظت ۱ مولار نسبت به محلول ۰/۲ مولار و تفاوت اندک مقادیر به دست آمده در این غلظت نسبت به محلول با غلظت ۲ مولار (با وجود افزایش دو برابری غلظت محلول جاذب مصرفی) معقول بودن استفاده از غلظت ۱ مولار برای محلول سدیم هیدروکسید در جذب دی‌اکسید کربن کاملاً مشهود است. همچنین جدول ۴ تعداد محدودی از مجموعه نتایج اندازه‌گیری شده مربوط به ضریب کلی انتقال جرم و ارتفاع واحد انتقال تحت تأثیر تغییر هر یک از متغیرهای عملیاتی مورد بحث را نشان می‌دهد.

۴- نتیجه‌گیری

نتایج این مطالعه نشان داد برخلاف تصور، ضریب کلی انتقال جرم در نتیجه‌ی اثرپذیری از میزان جذب، علاوه بر سرعت چرخش بستر و نرخ جریان دو فاز ورودی، به شدت تابع کسر مولی دی‌اکسید کربن ورودی و غلظت محلول جاذب خواهد بود. به طوری که در اثر استفاده از غلظت‌های بالاتر محلول جاذب و مقادیر پایین کسر مولی دی‌اکسید کربن ورودی، افزایش چشمگیری در میزان ضریب کلی انتقال جرم مشاهده خواهد شد. چراکه بیشتر شدن میزان جذب در دسترس و همچنین کاهش مقدار جذب شونده‌ی موجود در نهایت منجر به مصرف حداکثری CO_2 جهت دستیابی به بالاترین میزان پیشرفت واکنش می‌شود. همین امر لزوم در نظر گرفتن این دو پارامتر در کنار متغیرهای عملیاتی چون سرعت چرخش بستر و شدت جریان دو فاز مایع و گاز ورودی، در مطالعات تجربی صورت گرفته و مدل‌سازی‌های انجام شده در پیش‌بینی مقدار دقیق کمی این پارامتر را نشان می‌دهد.

رابطه ارائه شده به منظور محاسبه سرعت ظاهری فاز گاز موجود در بستر اثرپذیری انحصاری این پارامتر از نرخ جریان گاز ورودی را نشان می‌دهد. ام؛ از آنجایی که افزایش سرعت چرخش بستر و شدت جریان مایع ورودی موجب بیشتر شدن نیروی مقاوم در جهت حرکت جریان گاز می‌شود، این کمیت را نمی‌توان مستقل از این دو پارامتر دانست. شکل ۵ نشان‌دهنده‌ی اثرپذیری کلی ارتفاع واحد انتقال از شدت جریان مایع ورودی می‌باشد.

در اثر افزایش شدت جریان مایع ورودی، به دلیل افزایش ضریب کلی انتقال جرم و همچنین کاهش سرعت ظاهری جریان گاز، ارتفاع واحد انتقال کاهش می‌یابد. این امر در شکل ۵ به وضوح قابل مشاهده است. از طرفی سرعت ظاهری جریان گاز در بستر با افزایش نرخ جریان ورودی افزایش می‌یابد؛ به دلیل تأثیر معکوس ضریب کلی انتقال جرم از این پارامتر با در محدوده‌ی عملیاتی مورد بررسی، پیچیدگی این پارامتر نسبت به سایر متغیرها بیشتر خواهد بود؛ اما با توجه به شکل ۶، روند کلی نشان داده شده حاکی از افزایش ارتفاع واحد انتقال در اثر بالا رفتن نرخ جریان گاز ورودی می‌باشد. تا جایی که در مقادیر بالاتر از شدت جریان گاز این تابعیت قوی‌تر است. لازم به ذکر است که با افزایش شدت مایع ورودی و سرعت چرخش بستر این ارتباط کم‌رنگ‌تر خواهد شد. همچنین اثرپذیری ارتفاع واحد انتقال از سرعت چرخش بستر نیز در شکل ۷ ارائه شده است. روند کاهشی نشان داده شده در شکل‌های فوق با توجه به تأثیر مستقیم افزایش سرعت چرخش بستر در میزان ضریب کلی انتقال جرم و کاهش سرعت ظاهری جریان گاز کاملاً قابل پیش‌بینی است. چراکه در اثر افزایش سرعت چرخش بستر، سرعت حرکت فاز ثانویه و به دنبال آن میزان نیروی مقاوم موجود در مقابل حرکت جریان گاز افزایش می‌یابد. در نتیجه انتظار می‌رود که اندازه

مطالعه تجربی ضریب کلی انتقال جرم فاز گاز و ارتفاع واحد انتقال در بستر آکنده دوار با جریان متقابل

جدول (۴) خلاصه نتایج تجربی اندازه‌گیری شده مربوط به سطح تماس مخصوص

و ضریب کلی انتقال جرم فاز گاز تحت تأثیر متغیرهای عملیاتی تعریف شده

شدت جریان فاز مایع	شدت جریان فاز گاز	غلظت محلول جاذب	درصد مولی CO ₂ در جریان گاز	سرعت چرخش بستر	ضریب کلی انتقال جرم فاز گاز (یک بر ثانیه)	ارتفاع واحد انتقال (متر)
۰/۲	۳۰	۲	۱	۹۰۰	۵/۷۶۸۸	۰/۰۱۵۹
۰/۲	۱۰	۰/۲	۱۰	۱۵۰۰	۰/۵۱۱۳	۰/۰۵۹۹
۰/۳	۲۰	۱	۵	۱۲۰۰	۴/۷۸۶۵	۰/۰۱۲۸۲
۰/۴	۳۰	۰/۲	۱۰	۱۵۰۰	۱/۵۲۶۱	۰/۰۶۰۲۷
۰/۲	۱۰	۲	۱	۱۵۰۰	۵/۹۲۸۹	۰/۰۰۵۱۷
۰/۴	۱۰	۰/۲	۱۰	۱۵۰۰	۰/۵۲۱۵	۰/۰۵۸۷۹
۰/۲	۱۰	۰/۲	۱۰	۹۰۰	۰/۴۹۶۱	۰/۰۶۱۸۱
۰/۲	۱۰	۲	۱۰	۱۵۰۰	۳/۲۱۳۷	۰/۰۰۹۵۴
۰/۲	۳۰	۰/۲	۱	۹۰۰	۱/۷۵۹۸	۰/۰۵۲۲۶
۰/۴	۱۰	۲	۱۰	۹۰۰	۴/۶۲۷۵	۰/۰۰۶۶۲
۰/۳	۱۰	۱	۵	۱۲۰۰	۳/۷۲۹۵	۰/۰۰۸۲۲
۰/۲	۱۰	۲	۱۰	۹۰۰	۲/۷۲۵۳	۰/۰۱۱۲۵
۰/۴	۳۰	۰/۲	۱	۹۰۰	۱/۷۹۹۸	۰/۰۵۱۱
۰/۴	۳۰	۲	۱	۱۵۰۰	۱۳/۶۳۹۱	۰/۰۰۶۷۵
۰/۳	۳۰	۱	۵	۱۲۰۰	۴/۸۲۸۴	۰/۰۱۹۰۵
۰/۴	۱۰	۲	۱	۱۵۰۰	۷/۳۳۲۲	۰/۰۰۴۱۹
۰/۴	۲۰	۱	۵	۱۲۰۰	۸/۷۵۰۶	۰/۰۰۷۰۱
۰/۳	۲۰	۱	۱	۱۲۰۰	۶/۳۱۱۶	۰/۰۰۹۸۷
۰/۴	۱۰	۲	۱	۹۰۰	۷/۱۰۰۶	۰/۰۰۴۳۲
۰/۲	۱۰	۰/۲	۱	۹۰۰	۰/۷۸۷۳	۰/۰۳۸۹۴
۰/۲	۳۰	۲	۱۰	۹۰۰	۲/۵۶۷۸	۰/۰۳۵۸۲
۰/۳	۲۰	۰/۲	۵	۱۲۰۰	۱/۲۱۰۵	۰/۰۵۰۶۶
۰/۴	۱۰	۰/۲	۱	۱۵۰۰	۰/۶۳۷۶	۰/۰۴۸۰۸
۰/۴	۱۰	۲	۱۰	۱۵۰۰	۴/۹۶۵۳	۰/۰۰۶۱۸
۰/۴	۱۰	۰/۲	۱۰	۹۰۰	۰/۵۱۶۴	۰/۰۵۹۳۸
۰/۲	۱۰	۰/۲	۱	۱۵۰۰	۰/۸۰۷۹	۰/۰۳۷۹۵
۰/۳	۲۰	۱	۵	۹۰۰	۳/۸۴۵۹	۰/۰۱۵۹۵
۰/۲	۳۰	۰/۲	۱۰	۱۵۰۰	۱/۰۲۱۴	۰/۰۹۰۰۵
۰/۴	۳۰	۰/۲	۱۰	۹۰۰	۱/۵۳۳۸	۰/۰۵۹۹۷
۰/۳	۲۰	۱	۵	۱۵۰۰	۵/۲۹۶۴	۰/۰۱۱۵۸
۰/۳	۲۰	۲	۵	۱۲۰۰	۵/۰۶۱۶	۰/۰۱۲۱۲
۰/۲	۱۰	۲	۱	۹۰۰	۵/۱۷۲۴	۰/۰۰۵۹۳
۰/۲	۲۰	۱	۵	۱۲۰۰	۴/۰۱۶۹	۰/۰۱۵۲۶
۰/۴	۳۰	۲	۱۰	۹۰۰	۸/۴۱۶۶	۰/۰۱۰۹۲
۰/۲	۳۰	۲	۱	۱۵۰۰	۷/۳۲۰۸	۰/۰۱۲۵۶
۰/۴	۱۰	۰/۲	۱	۹۰۰	۰/۶۲۹۵	۰/۰۴۸۷۱
۰/۴	۳۰	۲	۱۰	۱۵۰۰	۹/۷۳۲۶	۰/۰۰۹۴۵
۰/۲	۳۰	۲	۱۰	۹۰۰	۲/۵۶۷۸	۰/۰۳۵۸۲
۰/۲	۳۰	۰/۲	۱	۱۵۰۰	۱/۷۸۳۸	۰/۰۵۱۵۶
۰/۴	۳۰	۲	۱	۹۰۰	۱۳/۱۲۵۸	۰/۰۰۷۰۱
۰/۲	۳۰	۰/۲	۱۰	۹۰۰	۱/۰۲۱۲	۰/۰۹۰۰۷

علائم یونانی

سرعت چرخش بستر (rad/s)	ω
ویسکوزیته سینماتیکی فاز مایع (m^2/s)	μ_L
ویسکوزیته سینماتیکی ($10^{-6} m^2/s$)	μ_G
ماندگی فاز مایع	τ
دانسیته فاز مایع (Kg/m^3)	ρ_L
کشش سطحی فاز مایع (N/m)	σ

اعداد بی بعد

$\frac{L_w^*}{a_t \mu_L} =$ عدد رینولدز فاز مایع	R
$\frac{G_w^*}{a_t \mu_G} =$ عدد رینولدز فاز گاز	R
$\frac{d_p^3 \rho_L^2 g}{\mu_L^2} =$ عدد بدون بعد گراشف	G

مراجع

[1] C. Ramshaw, R.H. Mallinson (1981) "Mass transfer process", U.S. Patent 4, 283-255.

[2] C. Ramshaw (1983) "Hige distillation – an example of process intensification", Chem. Eng. 13 389.

[3] C.C. Lin, B.C. Chen, Y.S. Chen, S.K. Hsu (2008) "Feasibility of a cross-flow rotating packed bed in removing carbon dioxide from gaseous streams", Sep. Purif. Technol. 62 507-512.

[4] C.Y. Chiang, Y.Y. Liu, Y.S. Chen, H.S. Liu (2012) "Absorption of hydrophobic volatile organic compounds by a rotating packed bed", Ind. Eng. Chem. Res. 51 9441-9445.

[5] L.L. Zhang, J.X. Wang, Q. Sun, X.F. Zeng, J.F. Chen (2012) "Removal of nitric oxide in rotating packed bed by ferrous chelate solution", Chem. Eng. J. 182 624-629.

[6] C.H. Yu, T.W. Wu, C.S. Tan (2013) "CO2 capture by piperazine mixed with non-aqueous solvent diethylene glycol in a rotating packed bed", Int. J. Green. Gas Con. 19 503-509.

[7] K. Gudena, G.P. Rangaiah, S. Lakshminarayanan (2012) "Optimal design of a rotating packed bed for VOC stripping from contaminated groundwater", Ind. Eng. Chem. Res. 51 835-847.

[8] T. Kelleher, J.R. Fair (1996) "Distillation studies in a high-gravity contactor", Ind. Eng. Chem. Res. 35 4646-4655.

[9] Y. Luo, G.W. Chu, H.K. Zou, Y. Xiang, L. Shao, J.F. Chen (2012) "Characteristics of a two stage counter-current rotating packed bed for continuous distillation", Chem. Eng. Process. 52 55-62.

اثر غلظت محلول جاذب در عمده مطالعات پیشین و اثر تغییرات کسر مولی دی‌اکسید کربن ورودی در تمامی مطالعات جذب شیمیایی دی‌اکسید کربن با محلول سدیم هیدروکسید در نظر گرفته نشده است، نتایج به دست آمده لزوم اعمال تأثیر این پارامترها را نشان می‌دهد. همچنین به دلیل اثر ارتفاع واحد انتقال در طراحی ابعاد سیستم‌های جداسازی (مخصوصاً در سیستم‌های بستر پرشده) بررسی تغییرات پارامتر ارتفاع نسبت به متغیرهای عملیاتی جهت تعیین میزان بهینه این متغیرها اهمیت می‌یابد. بر اساس مطالعات صورت گرفته و نتایج گزارش شده علاوه بر تعیین روند تغییرات ارتفاع واحد انتقال در اثر تغییر هر یک از متغیرهای عملیاتی، میزان غلظت بهینه‌ی محلول جاذب مصرفی در این فرآیند مشخص می‌شود.

علائم اختصاری و نمادها

سطح تماس مخصوص آکنه در واحد حجم بستر (m^2/m^3)	c
سطح تماس آکنه‌های مورد استفاده در بستر (m^2/m^3)	a
غلظت دی‌اکسیدکربن در هوای خروجی (mol/lit)	C
غلظت دی‌اکسیدکربن در هوای ورودی (mol/lit)	C
غلظت محلول جاذب ورودی (mol/Lit)	C
درصد مولی دی‌اکسید کربن در جریان هوای ورودی	C
قطر متوسط قطره (m)	d
قطر قطره (m)	d
ضریب نفوذ ($\frac{m^2}{s}$)	D
ثابت هنری (بدون بعد)	I
ضریب محلی انتقال جرم فاز گاز (m/s)	k
ضریب کلی انتقال جرم فاز گاز (m/s)	K
ضریب محلی انتقال جرم فاز مایع (m/s)	k
ضریب کلی انتقال جرم فاز مایع (m/s)	K
فلاکس جریان مایع ورودی ($m^3/m^2.s$)	L
نرخ جریان گاز (m^3/s)	\dot{V}
شعاع داخلی بستر پر شده (m)	R
شعاع خارجی بستر پر شده (m)	R
شعاع متوسط بستر (m)	R
سرعت متوسط فاز مایع در بستر (m/s)	u
مشخصه سرعت فاز مایع ($0.01 m/s$)	u
سرعت در محیط آشفته (m/s)	u
سرعت ظاهری فاز گاز (m/s)	V
ارتفاع بستر پر شده (m)	Z

- [21] Y.S. Chen, H.S. Liu (2002). "Absorption of VOCs in a rotating packed bed". *Industrial Engineering Chemical Research*, Vol. 41, pp. 1583–1588.
- [22] C.C. Lin, T.Y. Wei, W.T. Liu, K.P. Shen (2004). "Removal of VOCs from gaseous streams in a high-voidage rotating packed bed". *Journal of Chemical Engineering of Japan* 37 1471–1477.
- [23] Y.S. Chen, Y.C. Hsu, C.C. Lin, C.Y.D. Tai, H.S. Liu (2008). "Volatile organic compounds absorption in a cross-flow rotating packed bed". *Environmental Science Technology*, Vol. 42, pp. 2631–2636.
- [۲۴] رحیمی، م،؛ کریمی، ه؛ مصلح، س؛ "مطالعه تجربی فرآیند جذب دی‌اکسید کربن از هوا در بستر آکنده‌ی دوار"؛ نشریه علوم و مهندسی جداسازی، دوره‌ی پنجم، شماره‌ی ۲، شهریور ماه سال ۱۳۹۲
- [25] C.C. Lin and K.S. Chien (2008) "Mass-transfer performance of rotating packed beds equipped with blade packings in VOCs absorption into water" *Separation and Purification Technology*. 63 138-144.
- [26] W. Li, W. Wu, H. Zou, G. Chu, L. Shao and J. Chen (2009) "Process intensification of VOC removal from high viscous media by rotating packed bed", *Journal Chinese Institute of Chemical Engineers*. 17 389-393.
- [27] H.H. Cheng and C.S. Tan (2009) "Carbon dioxide capture by blended alkanolamines in rotating packed bed", *Energy Procedia* 1 925-932.
- [28] L.J. Hsu and C.C. Lin (2012) "Binary VOCs absorption in a rotating packed bed with blade packings", *Journal of environmental management*, 98, 175-182.
- [29] M.K. Shivhare, D.P. Rao, N. Kaistha (2013) "Mass transfer studies on split-packing and single-block packing rotating packed beds", *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification*, 71, 115-124.
- [30] M.R. Rahimi and S. Mosleh (2015) "CO₂ removal from air in a countercurrent rotating packed bed, experimental determination of height of transfer unit", *Advances in Environmental Science and Technology*, 1(1), 19-24.
- [10] C.Y. Tai, Y.H. Wang, H.S. Liu (2008) "A green process for preparing silver nanoparticles using spinning disk reactor", *AIChE J.* 54 445–452.
- [11] Q. Yang, J.X. Wang, F. Guo, J.F. Chen (2010) "Preparation of hydroxyapatite nanoparticles by using high-gravity reactive precipitation combined with hydrothermal method", *Ind. Eng. Chem. Res.* 49 9857–9863.
- [12] Y.S. Chen, C.C. Lin and H.S. Liu (2005) "Mass transfer in a rotating packed bed with viscous newtonian and non-newtonian fluids" *Industrial and Engineering Chemistry Research* , 44, 1043-1051.
- [13] Y.S. Chen, C.C. Lin and H.S. Liu (2005) "Mass transfer in a rotating packed bed with various radii of the bed" *Industrial & engineering chemistry research*, 44(20), 7868-7875.
- [14] H.L. Shulman and J.J. DeGouff, (1952) "Mass transfer coefficients and interfacial areas for 1-inch raschig rings", *Industrial & Engineering Chemistry*, 44(8), 1915-1922.
- [15] H.L. Shulman, C.F. Ullrich, A.Z. Proulx, and J.O. Zimmerman (1955) "Performance of packed columns. II. Wetted and effective-interfacial areas, gas-and liquid-phase mass transfer rates", *AIChE Journal*, 1(2), 253-258.
- [16] C.C. Lin, G.S. Jian (2007) "Characteristics of a rotating packed bed equipped with blade packing", *Sep. Puri. Technol* 54 51.
- [17] S. Munjal, M.P. Dudukovic and P. Ramachandran (1989) "Mass transfer in rotating packed bed-I. development of gas-liquid and liquid-solid mass transfer correlations" *Chemical Engineering Science* 44.10 (1989): 2245-2256.
- [18] C.S. Tan and J.E. Chen (2006) "Absorption of carbon dioxide with piperazine and its mixtures in a rotating packed bed", *Separation and purification technology* 49.2 (2006): 174-180.
- [19] H.S. Liu, C.C. Lin, S.C. Wu, H.W (1996). "Characteristics of a rotating packed bed". *Industrial Engineering Chemical Research*, Vol. 35, pp. 3590–3596.
- [20] F. Guo, C. Zheng, K. Guo, Y. Feng, N.C. Gardner (1997). "Hydrodynamics and mass transfer in cross-flow rotating packed bed" *Chemical Engineering Science*, Vol. 52, pp. 3853–3859.

Experimental study of overall gas phase mass transfer coefficient and height of transfer unit in countercurrent rotating packed bed

Mahmood Reza Rahimi^{*1}, Fariba Zarei²

1. Chemical Engineering Department, Yasouj University, Yasouj, Iran

ABSTRACT

According to dependence of height transfer unit and packed bed dimension to Mass transfer coefficient, this parameter is highlight factor. Since, previous work have been offer limited amount experimental data and focused on the investigated few collection of operational parameter, this study was be important. This work overall mass transfer coefficient and mass transfer unit was determined by used of essential operational parameter and basic concept of chemical reaction. This result was illustrate the influence of absorbent and adsorb concentration and rotor speed and gas-liquid flow rate in experimental study of overall mass transfer coefficient and height transfer unit and optimum dimension of packed bed. Also, values of experimental overall mass transfer coefficient were existence in 10^{-1} to 10^1 rang that was show accuracy of experimental result.

All right reserved.

ARTICLE INFO

Article history:

Received in: Sept. 24, 2015

Revised from: March 18, 2016

Accepted: April 17, 2016

Key words:

Experimental Study
Overall Mass Transfer
Coefficient
Height Transfer Unit
Rotating Packed Bed

* Corresponding author
mrrahimi@yu.ac.ir