

مروری بر اصول عملکرد، مزایا و کاربردهای راکتورهای دارای جریان برخوردی

امیرحسین هرندی زاده، امیر رحیمی*، محمدرضا احسانی

اصفهان، دانشگاه اصفهان، دانشکده مهندسی، گروه مهندسی شیمی

پیام‌نگار: rahimi@eng.ui.ac.ir

چکیده

مقاله‌ی پیش‌رو یک مقاله علمی - بازنگری است که در آن به مطالعات و تحقیقات صورت گرفته‌ی چند دهه اخیر در خصوص راکتورهای دارای جریان برخوردی پرداخته شده است. در ابتدا برخی از اصول اساسی عملکرد راکتورهای دارای جریان برخوردی یادآوری شده و کاربرد آن‌ها در فرایندهای احتراق جامد - مایع، گاز - جامد، گاز - مایع، مایع - مایع و ... با ذکر جزئیات مورد بررسی قرار گرفته و نیز، مزایا و محدودیت‌های چنین سیستم‌هایی ارائه شده است. نتایج این بررسی نشان می‌دهد که راکتورهای دارای جریان برخوردی، راکتورهایی با شدت اختلاط و عملکرد بالا می‌باشند که بهبود قابل توجهی را نسبت به سایر تجهیزات تماس دهنده فازی مرسوم، به دلیل برخورد جریان‌های خوراک با سرعت‌های بالا به یکدیگر در حجم نسبتاً کوچکی از راکتور، ایجاد می‌نمایند که این امر منجر به اختلاط بیشتر و شدیدتر مخلوط فازها می‌شود. همچنین به دلیل این نوع تماس بین فازها، سرعت‌های انتقال جرم و حرارت به صورت قابل توجهی افزایش می‌یابد. با توجه به مزایای مذکور و علی‌رغم برخی محدودیت‌ها، به نظر می‌رسد که در آینده‌ای نه چندان دور، این سیستم‌ها جایگزین‌های مناسبی برای سیستم‌های متداول در فرایندهای انتقال باشند.

کلمات کلیدی: راکتورهای دارای جریان برخوردی، فرایندهای گاز - جامد، فرایندهای گاز - مایع، فرایندهای مایع - مایع.

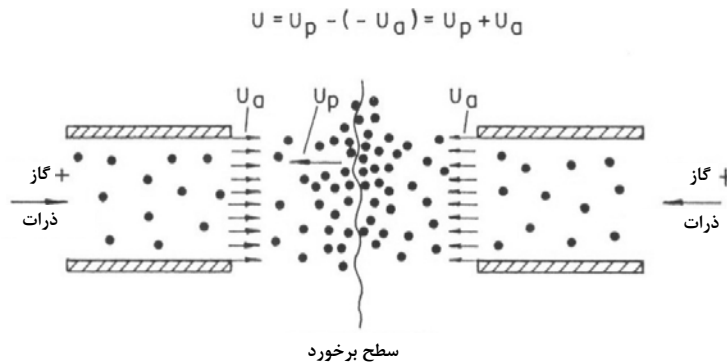
ضرایب انتقال جرم و حرارت

۱- مقدمه

خود، در جریان مقابل نفوذ می‌کنند و سرعت آنها تا رسیدن به ایستایی کامل، روند نزولی خواهد داشت که این امر ناشی از اعمال نیروی کشش گاز در خلاف جهت حرکت ذرات یا قطرات است. سپس ذرات یا قطرات در جهت حرکت جریان گاز شتاب می‌گیرند و در جریان اصلی نفوذ می‌کنند و از مسیر جریان خارج می‌شوند.

راکتورهای دارای جریان برخوردی، (ISRs)^۱ به عنوان ابزاری برای تشدید فرایندهای انتقال جرم و حرارت پیشنهاد شده‌اند. در چنین راکتورهایی دو جریان گازی شامل ذرات جامد یا قطرات مایع در مسیرهای متقابل به سمت هم جاری می‌شوند و در ناحیه برخورد، مطابق شکل (۱)، با یکدیگر برخورد می‌کنند. ذرات، با توجه به اینرسی

1. Impinging Stream Reactors



شکل ۱- اساس جریان‌های برخوردی [۱]

بهبودها با تعدادی شاخص بازدهی، قابل کمی‌سازی است. در ادامه، برخی مبانی مربوط به پارامترهای تاثیرگذار بر بازدهی و عملکرد سیستم‌ها که راکتورهای دارای جریان‌های برخوردی را به روشنی بیان می‌کنند ارائه شده است.

۲- شاخص‌های بازدهی در فرایندهای انتقال

از جمله مهمترین پارامترهایی که بر سرعت انجام فرایندهای انتقال موثر است، ضرائب انتقال جرم و حرارت (kh) می‌باشند که به صورت زیر تعریف می‌شوند: [۱]

$$h = \frac{q}{A\Delta T} \quad (1)$$

$$k = \frac{N_A}{A\Delta C_A} \quad (2)$$

مطابق معادلات فوق، برای افزایش شار انتقال حرارت، q و شار انتقال جرم، N_A ، لازم است ضرائب انتقال یا گرادیان دما و غلظت افزایش یابد. بالا بردن ضرائب انتقال، h و k ، توأم با تشدید فرایند از نظر هیدرودینامیکی، اتلاف انرژی و افزایش مقدار مصرف آن است در حالی که افزایش گرادیان دما یا غلظت، برگشت ناپذیری فرایند را به همراه خواهد داشت. هر پارامتری که به عنوان شاخص بازدهی برای یک فرایند انتقال معرفی می‌شود کلیه فاکتورهایی را که در میزان انتقال تاثیرگذار است در بردارد که یکی از مهمترین این فاکتورها مقدار توان ورودی به فرایند است، لذا پارامتر I در قالب اعداد بدون بعد چنین تعریف می‌شود: [۱]

استفاده از راکتورهای دارای جریان‌های برخوردی، تاثیر چشمگیری در افزایش بازدهی فرایندهای مختلف شامل جریان‌های دوفازی، نشان داده است [۲].

راکتورهای دارای جریان‌های برخوردی (ISR)، ابتدا توسط الپیرین [۳] در سال ۱۹۶۱ پیشنهاد و آزمایش شد و به عنوان وسیله‌ای برای بهبود شدت فرایندهای انتقال در سیستم‌های ناهمگون (هتروژن) شناخته شد. آزمایشها و کاربردهای مربوط به این راکتورها اکثراً توسط گروه خاصی (تامیر^۲ و همکارانش) از سال ۱۹۸۰ توسعه یافته و رفتار هیدرودینامیکی جریان‌ها در انواع طراحی‌های ممکن و برای فرایندهایی مانند خشک‌کردن، استخراج، فرایندهای احتراق، فرایندهای: جامد - مایع، گاز - جامد، گاز - مایع، مایع - مایع و ... مورد بررسی قرار گرفته است.

با توجه به نتایج حاصل از مطالعات صورت گرفته، به نظر می‌رسد تمامی فرایندهای انتقال در صورت کاربرد ISRها، با بازدهی بالاتر و توان موردنیاز کمتر (در مقایسه با سایر روش‌های مرسوم) قابل انجام می‌باشند. این مسئله می‌تواند اهمیت و جایگاه راکتورهای جریان برخوردی را در دنیای امروز به وضوح روشن سازد. به همین دلیل، مقاله حاضر با رویکردی تخصصی به بازنگری مطالعات علمی صورت گرفته در زمینه راکتورهای جریان برخوردی می‌پردازد که می‌تواند راهگشای علاقه‌مندان به این زمینه از تحقیقات در کشور باشد.

۲- بهینه‌سازی فرایندها و اساس جریان‌های برخوردی

پیشرفت در تکنولوژی با بهینه‌سازی فرایندها در ارتباط است که این

1. Elperin
1. Tamir

$$I_{heat} = 2Re_L^{-1} Pr^{-1/3} \quad (11)$$

مشاهده می‌شود که برای هر دو رژیم جریان (آشفته و آرام) دو عبارت یکسان برای معرفی I_{heat} به دست آمده است. به دلیل اینکه مقدار عدد رینولدز برای جریان آشفته از جریان آرام بیشتر است می‌توان نتیجه گرفت I_{heat} جریان آشفته از I_{heat} جریان آرام کمتر خواهد بود. در حالت جریان در اطراف یک کره صلب که در معرض جریان جابجایی اجباری واقع شده است عدد ناسلت چنین تعریف می‌شود: [۱]

$$Nu_p = 2 + 0.552 Re_p^{1/2} Pr^{1/3} \quad (12)$$

$$Nu_p = \frac{d_p h}{k_a} \quad ; \quad Re_p = \frac{d_p U}{\nu_a} \quad (13)$$

C_F برابر عدد اولر و تابعی از عدد رینولدز است و به رژیم جریان بستگی دارد. به ازای $0.3 < Re_p < 0.3$

$$C_F = \frac{24}{Re_p} \quad (14)$$

با جایگذاری رابطه (۱۲) و (۱۴) در رابطه (۳) چنین نتیجه گرفته می‌شود:

$$I_{heat} = \frac{Eu}{Nu} = \frac{24}{2Re_p + 0.552 Re_p^{1/2} Pr^{1/3}} \quad (15)$$

به ازای $0.3 < Re_p < 1000$

$$C_F = \frac{18.5}{Re_p^{0.6}} \quad (16)$$

با توجه به معادلات (۳)، (۱۲) و (۱۶) چنین نتیجه گرفته می‌شود:

$$I_{heat} = \frac{18.5}{2Re_p^{0.6} + 0.552 Re_p^{1.1} Pr^{1/3}} \quad (17)$$

$$I_{Heat} = \frac{Eu}{Nu} = f(Re, Pr, \text{شکل هندسی سیستم}) \quad (3)$$

$$I_{mass} = \frac{Eu}{Sh} = f(Re, Sc, \text{شکل هندسی سیستم}) \quad (4)$$

روابط بالا شاخص I را به کمیت‌هایی نظیر عدد اولر و عدد ناسلت در انتقال حرارت و عدد شروود در انتقال جرم وابسته می‌سازد. هدف، مینیمم کردن این نسبت‌ها با کاهش توان ورودی یا با افزایش سرعت‌های انتقال جرم و حرارت است. برای روشن شدن مفهوم شاخص بازدهی به چند مثال پرداخته می‌شود.

در جریان جابجایی اجباری روی یک صفحه تخت به طول L در حالی که رژیم جریان آرام و لایه مرزی هیدرودینامیکی روی صفحه شکل گرفته است، متوسط ضریب اصطکاک پوسته و عدد ناسلت به صورت زیر بیان می‌شوند: [۱]

$$C_F = Eu = \frac{\tau_w}{0.5 \rho_a U_\infty^2} = 1.328 Re_L^{-1/2} \quad (5)$$

$$Nu_L = \frac{hl}{k'} = 0.664 Re_L^{1/2} Pr^{1/3} \quad (6)$$

با جایگذاری این دو عبارت در رابطه (۳) نتیجه می‌شود:

$$I_{heat} = 2Re_L^{-1} Pr^{-1/3} \quad (7)$$

که در آن:

$$Re_L = \frac{LU_\infty}{\nu} \quad (8)$$

هنگامی که رژیم جریان، آشفته باشد عبارت‌های C_F و Nu به صورت زیر خواهند بود: [۱]

$$C_F = 0.072 Re_L^{-1/5} \quad (9)$$

$$Nu_L = 0.0365 Re_L^{4/5} Pr^{1/3} \quad (10)$$

از جایگذاری دو عبارت فوق در رابطه (۳-۲) چنین به دست می‌آید:

در فرایند جذب جزء A از یک فاز گازی که با سرعت حجمی Q_1 به درون فاز مایع با سرعت حجمی Q_2 جریان دارد عبارت مذکور چنین بیان می‌شود: [۱]

$$P_1 = \frac{(Q_1 \Delta P_1 + Q_2 \Delta P_2) (m^3 / s \cdot Pa)}{Q_1 (m^3 \text{ gas phase} / s) \Delta C_A (kg A / m^3 \text{ gas phase})}$$

$$\left[\frac{J / s}{kg A \text{ transferred} / s} \right]$$

در این حالت، دو جریان به صورت مجزا وارد محفظه دستگاه جذب می‌شوند و دو مقدار متفاوت افت فشار، در داخل دستگاه به وجود می‌آورند. در سیستم‌های انتقال حرارت، شاخص بازدهی به صورت زیر نیز بیان می‌شود: [۱]

$$P_1 = \frac{\text{توان ورودی جهت پمپاژ فرایند انتقال حرارت}}{\text{سرعت انتقال حرارت بین دو فاز}}$$

(۱۹-ب)

که در مورد مثال خشک کردن ذرات خیس، رابطه به صورت زیر خواهد بود: [۱]

$$P_1 = \frac{Q(m^3 \text{ air} / s) \Delta P (Pa)}{Q(m^3 \text{ air} / s) \rho_a C_a \Delta T} \left[\frac{J / s}{J / s} \right]$$

همچنین می‌توان شاخص بازدهی را تنها با توجه به ملاحظات مصرف انرژی بیان کرد. به عنوان مثال:

$$P_1 = \frac{\text{توان ورودی جهت پمپاژ یک فرایند انتقال}}{\text{سرعت عبور جریان سیال}}$$

$$= \frac{Q(m^3 \text{ fluids} / s) \Delta P (Pa)}{G(kg \text{ fluid} / s)} \left[\frac{J / s}{kg / s} \right]$$

(۲۰)

با توجه به ویژگی‌های پیشگفته راکتورهای دارای جریان، انتظار می‌رود که شاخص‌های بازدهی بتوانند مزایای استفاده از این گونه سیستم‌ها را در قیاس با سایر سیستم‌های مرسوم در فرایندهای مختلف نشان دهند. شکل (۲) به عنوان مثالی در این زمینه، بزرگی ضریب انتقال جرم فرایند الکتروشیمیایی با ISR را در قیاس با فرایند الکتروشیمیایی

و به ازای $Re_p > 1000$ و $C_F = 0.44$ ، رابطه (۳) به صورت زیر خلاصه می‌شود:

$$I_{heat} = 0.797 Re_p^{-1/2} Pr^{-1/3} \quad (18)$$

همانطور که دیده می‌شود شاخص بازدهی، I_{heat} در روابط بالا تابعی از عدد رینولدز است که در طی معادلات (۱۵)، (۱۷)، و (۱۸) تابعیت آن پیوسته کاهش می‌یابد. لازم به ذکر است که معادلات به دست آمده برای انتقال حرارت تنها با جانشین کردن عدد Sc به جای عدد Pr در سیستم‌های انتقال جرم نیز قابل استفاده هستند.

برای بیان شاخص بازدهی، عبارات دیگری نیز به کار برده می‌شوند که توان ورودی برای پمپاژ سیال درون راکتور را به ازای واحد انتقال جرم - حرارت بیان می‌کنند. از جمله یکی از این عبارات، رابطه‌ای است که به صورت زیر بیان می‌شود: [۱]

$$P_1 = \frac{\text{توان ورودی جهت پمپاژ فرایند انتقال جرم}}{\text{سرعت انتقال جرم بین دو فاز}}$$

(۱۹-الف)

عبارت ذکر شده به نوع فرایند بستگی دارد، به عنوان مثال در فرایند خشک کردن ذرات خیس به وسیله جریان هوای گرم عبارت بالا به صورت زیر بیان می‌شود: [۱]

$$P_1 = \frac{Q(m^3 \text{ air} / s) \Delta P (Pa)}{Q(m^3 \text{ air} / s) \Delta C_A (kg \text{ moisture} / m^3 \text{ air})}$$

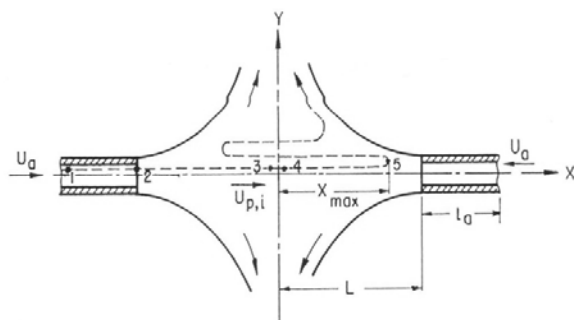
$$\left[\frac{J / s}{kg \text{ moisture evaporated} / s} \right]$$

در فرایند استخراج نمک A از فاز ۱ توسط فاز ۲، در حالی که دو فاز به ترتیب با سرعت‌های Q_1 و Q_2 جریان دارند، معادله به صورت زیر در می‌آید: [۱]

$$P_1 = \frac{(Q_1 + Q_2) \Delta P (Pa)}{Q_1 (m^3 \text{ phase1} / s) \Delta C_A (kg A / m^3 \text{ phase1})}$$

$$\left[\frac{J / s}{kg A \text{ transferred} / s} \right]$$

ذره‌ی تنها و برخوردش با فاز پیوسته در ISR مطابق شکل (۳)، مورد بررسی قرار گرفت و معادلات ساده و مفیدی برای حرکت ذره، توسط کوتس^۵ [۱]، انیانکین^۶ [۱]، ملتسر^۷ [۱]، آونیلی^۸ [۱] و تامیر [۱] در انواع جریان‌های افقی، عمودی، چرخشی و شیب‌دار برای طراحی سیستم ارائه شد.



شکل ۳- مسیر حرکت ذره درون راکتور دارای جریان

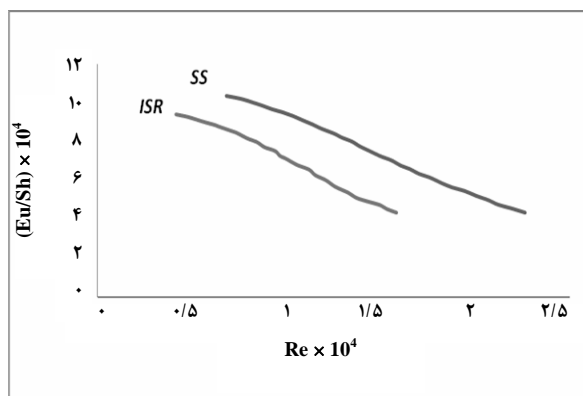
برخوردی به صورت محوری [۱]

۳-۱-۳ تئوری رفتارسیستم‌های چند ذره‌ای

با توجه به اینکه اثر غلظت ذرات قابل اغماض نبوده و برخوردهای داخلی بر رفتار سیستم‌های چند ذره‌ای اثر می‌گذارند، الپرین [۱] در سال ۱۹۷۱ اثر غلظت ورودی ذرات به راکتور بر روی توزیع سرعت در جهت محوری و شعاعی را بررسی کرد و عبارتی برای احتمال جریان بدون برخورد در ISR به دست آورد. همچنین کیترون^۹ [۵-۷] در سال ۱۹۹۱ روش شبیه‌سازی مستقیم Monte Carlo را برای حل مدل دینامیکی برخورد مخلوط‌های گاز - ذرات جامد و مخلوط‌های گاز - قطرات مایع در ISR به کار گرفت که تطبیق خوبی نیز با داده‌های تجربی به دست آمد.

جیانگ^{۱۰} [۸] در سال ۲۰۰۵، در مورد توزیع میدان‌های دما و جریان در یک جت گرم برخوردی به صورت ناپایدار، معادله نویر - استوکس سه بعدی وابسته به زمان را به ازای $Re=1000$ ، به روش عددی حل کرد و فاصله بین نازل - صفحه برخورد حدود شش برابر قطر جت ورودی به دست آورد.

تک‌جریانی نشان می‌دهد. همانطور که مشخص است در Re های مختلف، شاخص بازدهی انتقال جرم سیستم تک‌جریانی (SS) از ISR بیشتر است [۴].



شکل ۲- شاخص بازدهی در سیستم الکتروشیمیایی SS و IS [۴]

۳- کاربردها و تحقیقات صورت گرفته

۳-۱- تئوری رفتار هیدرودینامیکی انواع جریان

۳-۱-۱ جریان‌های برخوردی تک‌فاز

به دلیل تاثیر برخوردهای بین فازها در پیچیدگی رفتار جریان مخلوط‌های ناهمگن ISR، محققین، به بررسی رفتار هر فاز به صورت مجزا اقدام کردند. دنشچیکو^۲ در سال‌های ۱۹۷۸ و ۱۹۸۳ [۱] با جت‌های جریان برخوردی حاوی آب و جوهر، نحوه رفتار خطوط جریان را به صورت آزمایشگاهی مشاهده کرد. الپرین [۱]، شامین^۳ [۱] و کوستیوک^۴ [۱] روی الگوی حرکتی جریان‌های آرام و آشفته در ISR، جهت پیش‌بینی جریان پتانسیل این سیستم‌ها، با مدل‌های ساده‌ی به دست آمده از معادلات تبادل، تحقیقاتی صورت دادند و نتایج جالبی از قیاس الگوی حرکتی در جریان‌های برخوردی آرام با نتایج تجربی به دست آوردند.

۳-۱-۲ تئوری رفتار یک ذره مجزا

ذرات جامد و قطرات مایع موجود در فاز پیوسته، با گذشت زمان دچار یک‌سری تغییرات شیمیایی و فیزیکی می‌شوند که بررسی این تغییرات اصلی‌ترین هدف در مطالعه جریان‌های برخوردی است. بنابراین رفتار

5. Kuts
6. Enyankin
7. Meltser
8. Avnieli
9. Kitron
10. Jiang

1. Single Stream
2. Denshchikov
3. Champion
4. Kostiuk

افشان، بستر غلیانی، خشک‌کن جریانی و بستر سیال، بازدهی بالاتری را در انجام عملیات خشک‌کردن ذرات مرطوب با جریان گاز گرم نشان دادند و به علاوه کار پمپ به ازای هر کیلوگرم جامد منتقل شده توسط هوا در این راکتور ($0/47 \text{ KJ/Kg}$)، در قیاس با راکتورهای سیال بستر ($12/2 \text{ KJ/Kg}$) به صورت قابل ملاحظه‌ای کمتر بود. کودرا و موجودمدار [۱۰] در سال ۱۹۸۹ به بررسی و قیاس ISD با سایر خشک‌کن‌های متداول پرداختند. توان مصرفی نسبتاً بالا برای حرکت مخلوط در طول بستر خشک‌کن و فرسایش نیز از جمله معایب این سیستم‌هاست. در جدول (۱) مقایسه‌ای بین ISD و خشک‌کن‌های رایج صورت گرفته است.

هوئی و پنگ [۱۹] در سال ۲۰۰۳ یک مدل فیزیکی برای روش خشک‌کردن مواد گرانولی در یک خشک‌کن دارای جریان‌های برخوردی نیمه دوار پیشنهاد و مشخص کرد که دوره سرعت ثابت خشک‌شدن در یک خشک‌کن جریان برخوردی نیمه دوار وجود ندارد. شعاع منحنی مناسب برای خشک‌کن، نسبت سرعت جریان مناسب، سرعت مناسب هوا و دمای هوای ورودی بالاتر برای بهبود عملکرد خشک‌کن، کاهش هزینه‌های عملیاتی و مصرف انرژی، باید انتخاب شوند. تطبیق خوبی هم بین نتایج تجربی و نتایج عددی حاصل از مدل مشاهده شد.

ژو [۹] در سال ۲۰۰۷، انتقال حرارت جابجایی اجباری در جت‌های برخوردی مستطیلی را به روش آزمایشگاهی بررسی و اثر رینولدز جت و فاصله بین جت - صفحه برخورد روی عدد ناسلت متوسط و موضعی را مورد مطالعه قرار داد و نتیجه گرفت که این دو اثر روی انتقال حرارت جت‌های برخوردی سهم عمده‌ای را ایفا می‌کنند.

۲-۳ فرایندهای خشک‌کردن

الپرین [۳] در اوایل دهه ۶۰ در اتحاد جماهیر شوروی استفاده از خشک‌کن‌های دارای جریان‌های برخوردی^۲ را به دلیل سرعت بالای سرعت انتقال جرم و حرارت بین جریان گاز و ذرات معلق پیشنهاد کرد. با توجه به تحقیقات کودرا^۳ و موجودمدار^۴ [۱۰]، ISD در مقالات انگلیسی، به جز انتشارات تامیر و همکارانش [۱]، تقریباً تا سال ۱۹۸۹ ناشناخته بود. بعلاوه حجم اصلی انتشارات ISD در مقالات روسی مربوط به زمینه خشک‌کردن فاضلاب شهری، لیزین‌های کریستالی و مواد میکروبیولوژیکی ناپایدار در مقابل حرارت بوده است. تامیر، الپرین و لوزاتو^۵ [۱] در سال ۱۹۸۳ با به کار بردن دو جریان برخوردی با حرکات نوسانی میرای ذرات جامد، راکتور گاز - جامد را به طور موفقیت آمیز در آزمایشات تبخیری توسعه و مورد آزمون قرار دادند. مقایسه کارایی این راکتور با دیگر وسایل مرسوم مانند خشک‌کن

جدول ۱- مقایسه بین انواع خشک‌کن و ISD

نوع خشک‌کن	مواد به کار رفته	ظرفیت تبخیر $\text{kgH}_2\text{O}/(\text{m}^3.\text{s})$	ضریب انتقال حرارت حجمی $\text{kgH}_2\text{O}/(\text{m}^3.\text{s.K})$
بستر غلیانی [۱۱]	دانه‌های گندم نان سیاه	$36/4 \times 10^{-3}$	$2/88 \times 10^{-3}$
	دانه‌های گندم نان سفید	$21/4 \times 10^{-3}$	$1/67 \times 10^{-3}$
بستر غلیانی [۱۱]	پلی‌مرها	$45/0 \times 10^{-3}$	$1/50 \times 10^{-3}$
		$4/44 \times 10^{-3}$	$0/16 \times 10^{-3}$
		$0/75 \times 10^{-3}$	$0/067 \times 10^{-3}$
بستر غلیانی و سیکلون [۱۲]	پلی‌مرها	$41/4 \times 10^{-3}$	$2/25 \times 10^{-3}$
		$20/6 \times 10^{-3}$	$1/72 \times 10^{-3}$
خشک‌کن جریانی [۱۳]	دانه‌های ذغال سنگ	$36/7 \times 10^{-3}$	$0/36 \times 10^{-3}$
خشک‌کن افشان [۱۴]	خشک‌کردن قهوه	$0/5 \times 10^{-3}$	$0/0081 \times 10^{-3}$
ISD [۱۵، ۱۶، ۱۷، ۱۸]	دانه‌های گندم	$(200-150) \times 10^{-3}$	$(0/061-58/9) \times 10^{-3}$

1. Zhou

2. Impinging Stream Dryer (ISD)

3. Kudra

4. Mujumdar

5. Luzzatto

6. Huai

در تحقیق رحیمی و نیک‌سیر [۲۰] در سال ۲۰۰۶، فرایند خشک کردن ذرات با استفاده از جریان‌های برخوردی بررسی گردید و نحوه عملکرد یک خشک‌کن با جریان‌های برخوردی محوری برای یک ذره در دو حالت وجود رطوبت سطحی و رطوبت سطحی و درونی به طور همزمان، مورد مدلسازی قرار گرفت. نتایج به دست آمده حاکی از بازدهی بسیار بالای سیستم‌های حاوی جریان‌های برخوردی در فرایندهای انتقال می‌باشد.

۳-۳ فرایندهای احتراق

با توجه به کاربرد وسیع فرایندهای احتراق در جهان امروزی، اهمیت استفاده از ISD به دلیل مزایای آن قابل توجه است. احتراق گاز در قیاس با سوختن قطرات و ذرات جامد، عملیات ساده‌تری است و به صورت مکرر، تحقیقاتی در این راستا و در مورد اختلاط گازهای احتراقی پیش از واکنش، تعیین سینتیک و بررسی رفتار سرعت اشتعال با پارامترهای عملیاتی توسط اُتسوکو^۱ و نیوکا^۲ [۲۱ و ۲۲] در سال‌های ۱۹۷۲ و ۱۹۸۳ انجام گرفت. اثر میدان الکتریکی روی شعله مشعل‌ها توسط جونز^۳ [۲۳] در سال ۱۹۷۲ و پایداری شعله مشعل‌ها توسط گروت^۴ و شافر^۵ [۲۴-۲۶] در سال‌های ۱۹۵۵ و ۱۹۷۱ بررسی گردید. تاکر^۶ [۲۷] در سال ۱۹۸۰ پدیده احتراق با جریان‌های برخوردی را هنگامی که یکی از جریان‌ها شامل سوخت و دیگری شامل ماده اکسیدکننده باشد، بررسی کرد. مالیکو^۷ و نیوکا [۲۸ و ۲۹] به ترتیب در سال‌های ۱۹۷۸ و ۱۹۸۳ پدیده احتراق را با دو جریان شامل مخلوط سوخت و ماده اکسیدکننده، بررسی کردند. لوزاتو [۲۹] در سال ۱۹۸۶، و در ادامه، لوزاتو و تامیر [۳۰] در سال ۱۹۸۹، تحقیق گسترده‌ای در مورد اختلاط گاز ترکیبی پروپان و بوتان قبل از ورود به محفظه احتراق انجام دادند. تحقیقی نیز در مورد اختلاط گازها در محفظه احتراق دارای دو جریان برخوردی به شکل هم‌محور توسط زیو^۸ [۳۱] در سال ۱۹۸۸ پیشنهاد گردید. مدلی برای احتراق ذره یا قطره در غیاب برخوردهای داخلی جهت به دست آوردن پارامترهای

طراحی و تاثیر تغییر شکل قطره از شکل کروی تحت نیروهای تنشی گاز، توسط انیاکین [۳۲] در سال ۱۹۷۰ پیشنهاد گردید. عدم شکست قطره به قطرات کوچکتر، به عنوان اصلی‌ترین فرض در این مدل به کار برده شد. نتایج این بررسی نشان داد که سرعت محوری اولیه قطره و سرعت نسبی میان فازها، اثر بسزایی بر تغییر شکل قطره دارد.

انیاکین و ورتسکی^۹ [۳۳] در مطالعه در مورد احتراق نفت حاوی درصد گوگرد بالا در راکتورهای با جریان‌های برخوردی، به نتایج مهمی به شرح زیر دست یافتند: (۱) ISR قادر به سوزاندن نفت با درصد هوای اضافی کمتر است. (۲) با افزایش شدت احتراق به دست آمده با ISR، تعداد مشعل‌ها در محفظه احتراق می‌تواند کاهش پیدا کند. (۳) ساختار ISR باعث کاهش طول شعله می‌شود. (۴) ماکزیمم سرعت نسبی میان فازها برای قطرات بزرگتر از $10^{-3} \times 1$ می‌تواند به دو برابر سرعت گاز برسد. (۵) آزمایشها نشان دادند که قطرات در ISR می‌توانند بیش از ۵ بار، حرکت نوسانی به صورت رفت و برگشتی انجام دهند که باعث افزایش زمان ماند آنها در محفظه احتراق می‌شود.

با وجود مزایای ISRها در فرایند احتراق، کاربردهای عملی این روش، نسبتاً کم و به شرح زیر می‌باشد: کاربرد ISR در فرایند تبدیل زغال سنگ به گاز به روش Koppers-Totzek [۱] که از سال ۱۹۵۲ به صورت تجاری مورد استفاده قرار گرفت و می‌توان از آن به عنوان اولین کاربرد ISR در صنعت نام برد.

۳-۴ فرایندهای جامد - مایع

فرایندهای انتقال جرم در سیستم‌های عملیاتی جامد - مایع در صنعت بسیار قابل مشاهده است. انحلال جامدات، انتقال گزینشی یون‌ها بین یک جامد و یک محلول، و انتقال یک جزء قابل حل جامد در محلول از فرایندهای جامد-مایع است. تامیر [۱] در سال ۱۹۸۸ ضریب انتقال جرم انحلال در ISR را بررسی کرد و به نتیجه‌ی بزرگ‌تر بودن این ضریب در قیاس با سایر تجهیزات مرسوم دست یافت. محدوده به دست آمده توسط وی برای ضرایب انتقال جرم در $ISR (m/s) \times 10^{-4} = 1/6 - 3/3$ بوده که در مقایسه با محدوده متداول $(m/s) \times 10^{-4} = 1/2 - 0/19$ برای سایر تجهیزات مرسوم بسیار بزرگتر است.

1. Otsuko
2. Niioka
3. Jones
4. Groot
5. Schaffer
6. Tucker
7. Malikov
8. Ziv

9. Dvoretiskii

۳-۵ فرایندهای گاز - جامد

فرایندهای گاز - جامد از جمله فرایندهایی است که به طور مکرر می‌توان در صنعت با آن مواجه گشت. ایجاد اختلاط، کاهش اندازه ذرات، غنی سازی فسفات‌ها، تولید رنگدانه‌های جامد، آسیاب و کاهش سنگ اکسید آهن، فرایندهای جت - پلاسما و جمع‌آوری گرد و تشکیل گرانول، از جمله فرایندهای گاز - جامد است که محققین عملکرد ISR در مورد آنها را در سال‌های اخیر بررسی نمودند.

الپرین و گالشترین^۱ [۱] در سال ۱۹۷۲، مدلی برای مخلوط کردن جامدات ارائه کردند و به تاثیر پارامترهای عملیاتی بر عملکرد مخلوط کردن با ISR، پرداختند که از مهمترین نتایج حاصل، می‌توان به تاثیر مستقیم سرعت هوا و اثر معکوس غلظت اولیه بر یکنواختی مخلوط اشاره کرد.

لانیر^۲ [۱] در سال ۱۹۷۵ در روسیه، ISR را برای جمع‌آوری گرد اکسید آلومینیم منتشر شده در هوا به کار برد و به نتایجی چون تشدید جمع‌آوری گرد از هوا برای مخلوط گرد - هوا در حضور قطرات آب و افزایش بازدهی با کاهش سرعت گاز برای جمع‌آوری خشک، دست یافت.

زیو و تامیر [۱] در سال ۱۹۹۳ با تحقیق در مورد دستگاه‌های آهک‌سازی ISR به مزیت‌هایی مانند ساده‌بودن ساختار این دستگاه‌ها، وابستگی اندازه‌ی آنها به افت فشار و افزایش شدت انتقال حرارت و جرم در آنها پی بردند.

تسوتسامی^۳ و همکاران [۳۴] در سال ۲۰۰۳، اثر فرایند پوشش‌دهی با تکنولوژی نانو بر روی مواد معلق در راکتورهای دارای جریان‌های برخوردی و اثر مسافت برخورد روی سرعت پوشش‌دهی را مورد بررسی قرار داد.

۳-۶ فرایندهای گاز - مایع

از سیستم‌های تماس دهنده گاز و مایع معمولاً برای انتقال جرم میان فازها استفاده می‌شود. فرایند مناسب برای چنین عملیات‌هایی باید باعث افزایش بازدهی تماس بین فازهای گاز و مایع و حداقل شدن هزینه‌های اولیه و انرژی گردد.

با توجه به مزایای پتانسیلی ISR، این روش برای جذب گازها در

مایعات توسط گادیس^۴ و وگل‌پل^۵ (۱۹۹۰)، پنی‌کارو^۶ (۱۹۸۳) و تامیر (۱۹۹۰-۱۹۸۵) به کار گرفته شد و مشخصه‌های رفتار ISR نسبت به تقویت شدت جذب، نوع رژیم جریان، شرایط عملیاتی، مسیر انتقال جرم جذب و دفع به علاوه طبیعت سیستم شیمیایی بررسی شد [۱]. تامیر و هرسکویتس^۷ [۱] در سال‌های ۱۹۸۵ و ۱۹۸۷، جذب فیزیکی CO₂ در آب با انواع نازل را بررسی کردند که نتایج اصلی عبارتند از: (۱) ماکزیمم ضریب انتقال جرم فاز مایع با نازل بحرانی (اختلاط دو فاز در ورودی نازل) سه مرتبه از نازل غیرمخلوط‌کننده (اختلاط دو فاز بعد از خروج از نازل) بیشتر است و دلیل آن، انجام عملیات جذب در داخل نازل بحرانی علاوه بر محفظه راکتور می‌باشد. (۲) تحت شرایط عملیاتی یکسان، ضرایب انتقال جرم برای جذب حبابی از ضرایب انتقال جرم جذب افشان با ضریب حدود ۲/۴-۱/۶ بزرگتر است. (۳) حداکثر انرژی پمپ‌کردن برای نازل بحرانی حدود ۳۵-۲۵ مرتبه از نازل غیرمخلوط‌کننده بزرگتر و دلیل آن حدود ۶ برابر بودن سرعت‌های جریان در نازل بحرانی در مقایسه با نازل غیرمخلوط‌کننده است. این محققین [۳۶ و ۳۵] تحقیقاتی نیز در مورد جذب استون از هوا توسط آب و دفع استون از آب توسط هوا با انواع نازل در سال‌های ۱۹۸۶ و ۱۹۹۰ انجام دادند.

وارنک^۸ [۳۷] در سال ۱۹۸۸، راکتورهای حلقه جتی را در سیستم‌های گاز - مایع به کار گرفت. هر چند، سرعت انتقال جرم بالا در راکتور، حلقه جتی به حجم نزدیک نازل راکتور محدود می‌شود و بقیه راکتور عملکردی شبیه به ستون حبابی دارد ولی از سوی دیگر در کنار این محدودیت مزایای پتانسیلی آن باعث شد تا گادیس و وگل‌پل [۳۸] در سال ۱۹۸۹ این راکتورها را توسعه داده و آنها را راکتورهای حلقه‌ای جریان برخوردی بنامند که در قیاس با راکتورهای حلقه‌ای جت مرسوم، دارای ضرایب انتقال جرم بالاتری برای توان ورودی یکسان مطابق جدول (۲) می‌باشند. در سال ۱۹۹۲ [۳۸] این دو، نتایج آزمایشگاهی مربوط به عملکرد راکتور حلقه‌ای جریان برخوردی و اثر توان ورودی فاز مایع، سرعت جریان گاز و قطر نازل را بر روی ضرایب انتقال حجمی گزارش کردند.

کندرآتو^۹ [۳۹] در سال ۱۹۸۹ در روسیه تحقیقی در مورد

4. Gaddis
5. Vogelpohl
6. Ponikarov
7. Herskowitz
8. Warnecke
9. Kondratov

1. Galershtein
2. Lainer
3. Tsutsumi

جدول ۲- ضرایب انتقال جرم برای جذب‌کننده‌های مختلف

$k_{1a} \times 10^2$ and $K_{1a} \times 10^2$ (1/s)	نوع جذب کننده
	دستگاه‌های مختلف:
	ستون‌های پرشده:
۰/۰۴-۷	ناهمسو
۰/۰۴-۱۰۲	همسو
	ستون‌های دارای سینی:
۱-۲۰	فنجانک حبابی
۱-۴۰	سینی‌های الکی
۰/۵-۲۴	ستون‌های حبابی
۰/۵-۱۲	ستون‌های حبابی پرشده
	راکتورهای لوله‌ای:
۰/۵-۷۰	افقی
۲-۱۰۰	عمودی
۰/۰۷-۱/۵	ستون‌های افشان
۰/۳-۸۰	راکتور حبابی و آشفته‌ی مکانیکی
۰/۰۳-۰/۶	جت‌های دارای شیب تند
۲-۱۵	سیکلون
۸-۲۵	ونتوری
۶۴-۱۳۰	راکتور حلقه‌ای جت (دفع (O_2) [۴۰])
۱۵-۸۰	راکتور حلقه‌ای جت [۴۰]
۰/۸-۲۵	راکتور حلقه‌ای پیشران [۴۰]
۱/۵-۱۰	مخزن مخلوط‌کن (جذب (O_2) [۴۰])
۰/۶-۱۴	دستگاه آبکش با هوای فشرده [۴۱]
	جریان‌های برخوردی:
۸۰-۲۰۰	راکتور حلقه‌ای (جذب (O_2) [۴۲ و ۴۳])
۴۱-۹۵	جذب CO_2 با نازل بحرانی
۴/۱-۳۷	جذب CO_2 با نازل غیر مخلوط‌کننده
۷-۲۴۰۰	جذب استون با نازل غیر مخلوط‌کننده
۹۰-۹۸۰	جذب استون با نازل بحرانی
۰/۲-۰/۷۷	دفع استون با نازل غیر مخلوط‌کننده
۰/۲-۴/۶	دفع استون با نازل بحرانی

تبخیرکننده‌های سرمایشی هوا با ISR منتشر کرد که اساس این روش بر تماس هوا با قطرات ریز آب است که تبخیر هر قطره باعث سرد شدن هوا می‌شود و از نتایج اصلی آن می‌توان به افزایش ضرایب انتقال حرارت حجمی با افزایش سرعت هوا در کانال‌های شتاب دهنده و قابل توجه بودن این ضرایب ($4-14 \text{ Kw/m}^3.K$) اشاره کرد.

سیژل^۱ [۴۰] در سال ۱۹۹۱، مقایسه‌ای میان تماس دهنده‌های مختلف گاز - مایع مطابق جداول (۲) و (۳) انجام داد که نتیجه اصلی آن دستیابی به ضرایب انتقال جرم بزرگتر به ازای توان ورودی (بر واحد جرم گاز جذب شده) کم برای جذب کننده‌های ISR بود. k_{1a} ضریب انتقال جرم حجمی در طرف مایع و K_{1a} ضریب کلی انتقال جرم حجمی در طرف گاز می‌باشد.

نتایج آزمایشگاهی مربوط به رفتار هیدرودینامیکی یک راکتور با جریان‌های برخوردی مربوط به سیستم بیونی توسط سیورس^۲، گادیس و وگل پل [۴۴] در سال ۱۹۹۵ ارائه شد و مورد بحث قرار گرفت. پارامترهای متغیری همچون سرعت جریان‌های گاز و مایع، زمان ماند گاز، قطر متوسط و سرعت حباب در لوله اصلی راکتور بررسی شدند. نقش سرعت گردش داخلی گاز در محاسبه عملکرد انتقال جرم راکتور دارای جریان‌های برخوردی نیز از نتایج مهم این تحقیق است.

مدلی برای تخمین توزیع زمان ماند در راکتورهای دارای دو جریان پیوسته برخوردی با نازل‌های اتم‌پاش (اتمایزر) توسط سهرابی و جمشیدی [۲] در سال ۱۹۹۷ توسعه یافت. واکنش میان CO_2 و مونواتانول آمین به عنوان نمونه‌ای از واکنش‌های گاز - مایع انتخاب شد تا توانایی و عملکرد راکتورهای دارای جریان‌های پیوسته برخوردی در عملیات جذب شیمیایی مشخص شود که البته تطبیق قابل قبولی بین نتایج تجربی و مدل ارائه شده به دست آمد.

یک جذب‌کننده شامل سلیندرهای حاوی جریان‌های برخوردی هم‌محور برای جداکردن گوگرد توسط برمان^۳ و تانکولسکی^۴ [۴۵] در سال ۱۹۹۹ توسعه داده شد و با $Ca(OH)_2$ به عنوان ماده جذب‌کننده آزمایش گردید. جذب‌کننده به صورت مطلوب عمل می‌کند. بازدهی جذب SO_2 در گستره ۹۳ تا ۹۷ درصد و خطای مدل $\pm 1.15\%$ است که برای طراحی در مقیاس بزرگتر، مفید است. اثر پارامترهای اساسی زیر

بر روی جذب SO_2 در این راکتور توسط همین محققین [۴۶] در سال ۲۰۰۰ بررسی شد.

1. Siegel
2. Sievers
3. Berman
4. Tanklevsky

جدول ۳- توان ورودی برای جذب‌کننده‌های مختلف

توان ورودی (ماده جذب شده) (kJ/kg)	نوع جذب کننده
	دستگاه‌های مختلف: افشانک هوا:
۷۲۰-۳۰۰۰	حباب ریز
۲۲۵۰-۳۶۰۰	حباب متوسط
۳۰۰۰-۶۰۰۰	حباب درشت
۲۶۰۰-۳۰۰۰	توربین افشان
۱۵۰۰-۳۰۰۰	سطح سرعت کم
۱۵۰۰-۳۰۰۰	سطح سرعت بالا
۱۵۰۰-۳۰۰۰	جاروبک چرخان
۱۵۰۰-۳۰۰۰	هوا دهنده جتی
۹۰۰-۴۰۰۰	مخلوط کننده جتی
۱۱۰۰-۱۶۰۰	هوا دهنده لوله‌ای U شکل
۶۰۰-۱۲۰۰	راکتور استوانه‌ای بلند
۶۰۰-۱۴۰۰	دستگاه آبکش با هوای فشرده
	جریان‌های برخوردی:
۱۰-۶۰	نازل غیر مخلوط کننده
۰/۵-۱۳۰	نازل غیر مخلوط کننده
۵۰-۳۱۵	نازل بحرانی
۳-۱۳۰	نازل غیر مخلوط کننده
۶۰۰-۶۳۰۰	نازل بحرانی

جدول ۴- مقایسه دستگاه‌های ایجادکننده آمولسیون

درصد قطرات با $d_{p,m} \leq 5 \mu m$	$d_{p,m}^*$ μm	توان ورودی محلول (kJ/kg)	دستگاه
۹۳	۵/۳	۱۳۰	TIS- پیوسته
۳۸	۷/۵	۱۷۵	OIS- پیوسته
			راکتور ناپیوسته
۵۰	۱۰/۱	۱	هموزنی

*- قطر مینیمم قطره

نوع جدیدی از وسایل تماس دهنده فازی توسط کلینگلد^۱ و لورنزن^۲ [۴۷] در سال ۱۹۹۹ مورد مطالعه و توسعه قرار گرفت. این راکتورهای دارای اختلاط با شدت بالا، بهبود مشخصی در قیاس با سایر وسایل مرسوم ایجاد کردند که ناشی از برخورد جریان‌های با شدت بالای خوراک به همدیگر در حجم کوچکی از راکتور و اختلاط فازهاست. در اثر تماس بین فازها، ضرایب انتقال جرم تا حدود $10^{-3} m/s \times 1/5$ و سطح بین فازی مخصوص m^2/m^3 ۱۸۰۰۰-۸ به دست آمد که نتیجه‌اش بر روی ضرایب انتقال جرم حجمی حدود s^{-1} ۲۲ است که بزرگتر از سیستم‌های متداول می‌باشد.

هرندی‌زاده، رحیمی و احسانی [۴۸] در سال ۲۰۰۸ فرایند جذب فیزیکی گاز CO₂ در آب با استفاده از یک سیستم دارای جریان‌های برخوردی محوری را مورد بررسی و مدلسازی قرار دادند. بدین منظور معادلات حاکم بر اساس قوانین بقا شامل قوانین بقای جرم، انرژی و معادله ممنوم تبیین و به روش عددی حل شدند. جهت هر چه واقعی‌تر شدن مدل، توزیع اندازه قطرات در مدلسازی در نظر گرفته شده است. نتایج حاصل از مدل با داده‌های تجربی مربوط به جذب گاز CO₂ در آب مقایسه شد و دقت نسبی پاسخ‌های مدل، تأیید گردید.

۳-۷ فرایندهای مایع - مایع

از ISR تاکنون برای استخراج و ایجاد آمولسیون در فرایندهای مایع - مایع استفاده شده است. اولین بار کارور^۳ [۱] در سال ۱۹۵۱ به بررسی مزایای روش و اختلاط سیالات با ISR پرداخت که از نتایج اصلی این روش می‌توان به تسهیل در پراکنده کردن یک سیال در دیگری و کاهش انرژی مصرفی برای فرایند اختلاط اشاره کرد. جانسن^۴ [۱] در سال ۱۹۹۳ روش دیگری برای پراکنده کردن یک مایع دیگر ارائه کرد. هربرت^۵ [۱] بررسی‌های وسیعی را در مورد استخراج ید از آب با نفت چراغ (کروسین) و استخراج اسید استیک از نفت چراغ با آب توسط ISR انجام داد که از لحاظ ضرایب انتقال جرم در قیاس با سایر دستگاه‌های مرسوم بسیار امید بخش بود. تامیر [۱] در سال ۱۹۸۵ یک سیستم آزمایشگاهی جهت ایجاد آمولسیون با استفاده از TIS^۶ و مقایسه با سایر دستگاه‌های متداول ایجادکننده آمولسیون طراحی کرد که جدول (۴) مقایسه‌ی انجام شده را نشان می‌دهد.

1. Kleingeld
2. Lorenzen
3. Carver
4. Janssen
5. Herbet
6. Two Impinging Streams

شدند. تکنولوژی جریان‌های برخوردی در فرایند رسوب‌زدایی به سبب ایجاد اختلاط خوب، مناسب به نظر می‌رسد. در این راستا، وو^[۵۰] در سال ۲۰۰۶ تهیه سولفات باریم را از واکنش دو ماده اولیه مایع BaCl_2 و Na_2SO_4 با این تکنولوژی مورد بررسی قرار داد. نتایج نشان می‌دهند که اندازه ذرات با جریان‌های برخوردی حدود ۳۰ نانومتر است و توزیع ریزتری از رسوب در مقایسه با روش مستقیم دارد. رجایی و سهرابی [۵۱] در سال ۲۰۰۸، با بکارگیری روش مونت کارلو، شبیه سازی جریان و مدلسازی توزیع زمان ماند در یک تماس‌دهنده دارای جریان‌های برخوردی مایع-مایع را مورد مطالعه قرار دادند.

کارایی استخراج‌کننده دارای جریان‌های برخوردی و دستگاه‌های دیگر از نظر ضرایب انتقال جرم و توان ورودی در جدول‌های (۵) و (۶) مقایسه شده است. با داده‌های جدول (۵) می‌توان استنتاج کرد که از لحاظ ضرایب انتقال جرم، استخراج‌کننده‌های ISR بسیار بهتر می‌باشند.

ساین و همکاران [۴۹] در سال ۲۰۰۵، تماس دهنده دارای دو جت برخوردی برای فرایند استخراج مایع - مایع را مورد بررسی قرار دادند. نتایج نشان دادند که ضرائب انتقال جرم حجمی بیش از سه برابر نتایج گزارش شده سایر تماس دهنده‌های مرسوم است. اثر قطر نازل‌ها، فاصله بین نازل‌ها، سرعت خروجی از جت‌ها در این مطالعه بررسی

جدول ۵- ضرائب انتقال جرم برای استخراج‌کننده‌های مختلف

نوع استخراج‌کننده	سیستم شیمیایی	$Kla \times 10^4$ (1/s)
جریان‌های برخوردی	کروسین-اسید استیک-آب* آب-ید- نفت چراغ	۵۰۰-۳۰۰۰ ۱۵-۲۱۰۰
ظرف همزن‌دار	آب-ید- تتراکلریدکربن سنگ سولفات-اورانیم- نفت چراغ	۰/۱۷-۱۶/۶ ۲/۸-۱۶/۶
ستون افشان	آب-استون- بنزن بنزن-استون- آب آب-اسید استیک- نیتروبنزن آب-اسید آدیپیک- اتر آب-اسید استیک- بنزن تولوئن-اسید بنزوئیک-آب	۱۰-۶۰ ۱۵-۴۰ ۷-۳۰ ۲۰-۷۰ ۱۸-۶۰ ۱-۳
ستون پرشده	نفت چراغ -استون-آب تتراکلریدکربن-استون-آب متیل ایزو بوتیل کتون-نیترات اورانیل-آب تولوئن-دی‌اتیل آمین-آب تولوئن-فورفورال-آب وینیل استات-استون-آب نفت چراغ -استون-آب تولوئن-اسید بنزوئیک-آب وینیل استات-استالدهید-آب وینیل استات-استون-آب تتراکلریدکربن-استون-آب نفت چراغ -استون-آب تولوئن-اسید استیک-آب تتراکلریدکربن-اسید استیک-آب	۶-۴۰ ۸-۲۵ ۱۴-۱۱۰ ۸-۱۴ ۶ ۶-۴۵ ۱۰-۴۰ ۶-۱۲ ۱،۴ ۱۰-۱۷ ۱۷-۳۴ ۴-۲۸ ۱۰-۱۶۰ ۲۰-۳۰۰
ستون سینی‌دار	آب-استالدهید-وینیل استات	۲۹
تماس‌دهنده با دیسک چرخان	آب-اسید استیک- متیل ایزو بوتیل کتون آب-استون-دی‌کلرو دی‌اتیل اتر	۲۰-۱۲۰ ۵۷
ستون همزن‌دار چرخان	نرمال هگزان-استون-آب تولوئن-استون-آب	۰/۱۵ ۰/۲-۱
ستون همزن‌دار چرخان	آب-فورفورال-تولوئن	۱۰۵

*- مسیر استخراج از راست به چپ است که استخراج‌کننده در وسط قرار دارد.

جدول ۶- توان ورودی در استخراج کننده‌های مختلف

توان ورودی	توان ورودی - IS	نوع استخراج کننده
$0.6-4.0 \text{ kW/m}^3$	$2-100 \text{ kW/m}^3$	ظرف همزن دار ناپیوسته [۱]
$3-30 \text{ W}$	$0.5-40 \text{ W}$	ظرف همزن دار پیوسته [۱]
$0.5-190 \text{ kJ/m}^3$	$35-1500 \text{ kJ/m}^3$	برج استخراج همزن دار پیوسته [۱]
$850-2600 \text{ kJ/m}^3$	$35-1500 \text{ kJ/m}^3$	استخراج کننده سانتریفوژی پیوسته [۱]
$150-250 \text{ kJ/m}^3$	$35-1500 \text{ kJ/m}^3$	مخلوط کن پیوسته [۱]

نتیجه گیری

به طور کلی تشدید فرایندهای انتقال جرم و حرارت ناشی از اختلاف سرعت نسبی میان فازها و افزایش زمان ماند ناشی از حرکت رفت و برگشتی فاز ناپیوسته درون سیستم، عامل بالا بردن بازدهی در راکتور با جریان‌های برخوردی در قیاس با سایر سیستم‌های مرسوم است که به تبع آن ضرایب انتقال جرم و حرارت در این گونه سیستم‌ها به صورت چشم گیری افزایش پیدا می‌کند. مزایای مذکور می‌تواند عاملی مهم در ترغیب محققین برای دستیابی به سیستم‌های بهینه، بازدهی بالا و اقتصادی از لحاظ مصرف انرژی در این راکتورها باشد.

نمادها و علائم اختصاری

Eu	عدد اولر
Nu	عدد ناسلت
Pr	عدد پرائنتل
Re	عدد رینولدز
Sc	عدد اشمیت
Sh	عدد شروود
ρ_a	چگالی هوا، (kg/m^3)
ΔC	گرادیان غلظت، (mol/m^3)
ΔT	گرادیان دما، ($^{\circ}\text{C}$)
ΔP	گرادیان فشار، (Pa)
v_a	گرانروی سینماتیکی هوا، (m^2/s)
τ_w	نیروی تنش در دیواره، (N/m^2)
A	سطح ذره، (m^2)
Ca	گرمای ویژه، ($\text{J/kg}^{\circ}\text{C}$)
C_f	ضریب نیروی کشش (دراگ)
h	ضریب انتقال حرارت، ($\text{W/m}^2^{\circ}\text{C}$)
I	شاخص بازدهی در انتقال حرارت و انتقال جرم
k	ضریب انتقال جرم، (m/s)
k'_a	ضریب انتقال حرارت هدایتی، ($\text{W/m}^{\circ}\text{C}$)
L	طول صفحه تخت، (m)
N_A	شار انتقال جرم، ($\text{mol/m}^2\cdot\text{s}$)
P_1	شاخص بازدهی
q	مقدار انتقال حرارت، (J)
Q	شدت جریان حجمی، (m^3/s)
U_{∞}	سرعت جریان سیال، (m/s)

مراجع

- [1] A.Tamir, "Impinging-Stream Reactors: Fundamental and Applications", Amsterdam. Elsevier. (1994).
- [2] M.Sohrabi and A.M.Jamshidi, "Studies on the Behaviour and Application of the Continuous Two Impinging Streams Reactors in Gas-Liquid Reactions", Journal of Chemical Technology Biotechnol, 69, 415-420, (1997).
- [3] I. T. Elperin, "Heat and Mass Transfer in Opposing Current, Journal of Engineering Physics", Vol. 6, 62-68, (1961).
- [4] Y. Oren, M.Abde and A.Tamir, "Mass Transfer in an Electrochemical Reactor with Two Interacting Jets", Applied Electrochemistry, 22, 950-958, (1992).
- [5] A.Kitron, T.Elperin and A.Tamir, "Monte Carlo Simulation of Gas-Solid Suspensions Flow in Impinging-Streams, International Journal of Multiphase Flow", 16, 1-17, (1990).

- [6] A.Kitron, T.Elperin and A.Tamir, "Stochastic Modeling of the Effects of Liquid Droplets Collisions in Impinging Stream Absorbers and Combustors", *International Journal of Multiphase Flow*, 17, 247-265, (1991).
- [7] A.Kitron, "Analysis of Stochastic Phenomena of Interactions in Heterogeneous Systems", Ph.D Thesis, Department of Chemical Engineering, Ben-Gurion University of the Negev, Beer-Sheva, Israel. (1991).
- [8] X.Jiang, H.Zhao, K.H.Luo, "Direct computation of perturbed impinging hot jets", *Computers & Fluids* (36), 259-272, (2007).
- [9] D.W.Zhou, S.J.Lee, "Forced convective heat transfer with impinging rectangular jets", *International Journal of Heat and Mass Transfer* 50, 1916-1926, (2007).
- [10] T.Kudra and A.S. Mujumdar, "Impinging Stream Dryers for Particles and Pastes, *Drying Technology*", 7, 219-266, (1989).
- [11] P.G.Romankov and N.B.Rashkovskaya, "Drying in a Fluidized Bed", *Chemistry, Leningrad*, (1964).
- [12] P.G.Romankov and N.B.Rashkovskaya, "Drying in a Suspended Bed", *Chemistry, Leningrad*, (1968).
- [13] V. A. Filippov, "Apparatus and Technology of Coal Drying, Moscow, (124), (1975).
- [14] R. H. Perry and C. H. Chilton, *Chemical Engineers' Handbook*, McGraw Hill Kogakusha, 5th Ed., (1973).
- [15] T.Bar, "Characteristics of Impinging-Stream Reactors with Two Pairs of Air Feed", M.Sc Thesis, Department of Chemical Engineering, Ben-Gurion University of the Negev, Beer-Sheva, Israel. (1988).
- [16] R.Buchman, "Investigation of a New Four-Imoinging-Streams Reactor", M.Sc Thesis, Department of Chemical Engineering, Ben-Gurion University of the Negev, Beer-Sheva, Israel. (1984).
- [17] A.Kitron, Hydrodynamics, "Particle Residence Time Distribution and Solids Drying in Impinging Streams Multistage Reactor for Gas-Solids Operations", M.Sc Thesis, Department of Chemical Engineering, Ben-Gurion University of the Negev, Beer-Sheva, Israel. (1984).
- [18] Y.Kitron, "Investigation of a coaxial Two-Impinging Stream Reactor", M.Sc Thesis, Department of Chemical Engineering, Ben-Gurion University of the Negev, Beer-Sheva, Israel. (1987).
- [19] X.L.Huai, X.F.Peng and G.X. Wang, "Multi-Phase flow and Drying Characteristics in a Semi- Circular Impinging Stream Dryer", *International Journal of Heat and Mass Transfer*, 46, 3061-3067, (2003).
- [20] A. Rahimi, A. Niksiar, "Mathematical Modeling and Simulation of Particle Drying in an Coaxial Impinging-Streams Reactors", 11th Iranian Chemical Engineering congress, (2006).
- [21] Y.Otsuka and T.Niioka, "On the Deviation of the Flame from the Stagation Point in Opposed-jet Diffusion Flame", *Combustion and Flame*, 19, 171-179, (1972).
- [22] T. Niioka, T. Mitani and M. Takahashi, "Experimental Study on Inhibited Diffusion and Premixed Flames in a Counterflow System", *Combustion and Flame*, 50, 89-97, (1983).
- [23] F.L.Jones, P.M.Becker and R.J.Heinsohn, "A Mathematical Model of the Opposed-Jet Diffusion Flame: Effect of an Electric Field on Concentration and Temperature Profile", *Combustion and Flame*, 19, 351-362, (1972).
- [24] A.Schaffer and A.B.Cambel, "The Effect of an Opposing Jet on Flame Stability", *Jet Propulsion*, 25, 284-287, (1955).
- [25] A.Schaffer and A.B.Cambel, "Continued Investigations of the Opposing Jet Flameholder", *Jet Propulsion*, 26, 476-478, (1956).
- [26] S.R.Groot, "Thermodynamics of Irreversible Processes", North-Holland Pub.Co.Amsterdam, (1966).
- [27] C.L.Tucker and N.P.Suh, "Mixing for Reaction Injetion Modeling. I. Impinging Mixing of Liquids", *Polymer Engineering and Science*, 20, 875-886, (1980).
- [28] G.K.Malikov, F.R.Shklyar, D.L.Lobanov and V.A.Korshunov, "Experimental Investigation of Convective Heat Transfer During Combustion of Opposed Gas-Air Jets", *Jurnal of Engineering Physics*, 34, 324-328, (1987).
- [29] K.Luzzatto, "Investigation of a Two-Impinging-Stream Reactor", Ph.D Thesis, Department of Chemical Engineering, Ben-Gurion University of the Negev, Beer-Sheva, Israel. (1986).
- [30] K.Luzzatto and A.Tamir, "Combustion of Gas in a Two-Impinging-Wall Jets Combustor", *Combustion science and Technology*, 65, 67-81, (1989).
- [31] A.Ziv, K.Luzzatto and A.Tamir, "Application of free Impinging Streams to the Combustion of Gas and Coal", *Combustion Science and Technology*, 60, 31-44, (1988).
- [32] Yu.P.Enyankin, "Investigation of the Behavior of Liquid Phase Particles with Combustion of Oil in Opposed Firing Jets", *Thermal Engineering*, 17, 28-33, (1970).
- [33] Yu.P.Enyankin and A.I.Dvoretiskii, "Combustion of High-sulphur-Content Oil with Low Excess Air Factors in Furnaces with Opposed Burners", *Thermal Engineering*, 15, 78-84, (1968).
- [34] A.Tsutsumi, M.Ikeda, W.Chen, J.Iwatsuki, "A nano-coating process by the rapid expansion of supercritical suspensions in impinging-stream reactors", *Powder Technology*, 138, 211-215, (2003).
- [35] A.Tamir, "Absorption of Acetone in a Two Impinging Streams Absorber", *Chemical Engineering Science*, 41, 3023-3030, (1986).
- [36] A.Tamir, D.Herskowits and V.Herskowits, "Spray and Bubble Absorber", *Industrial and Engineering Chemistry Research*, 29, 272-277, (1990).
- [37] H.J.Warnecke, M.Geisendorfer and C.Hempel, "Mass Transfer Behavior of Gas-Liquid Jet Loop Reactors", *Chemical Engineering Technology*, 11, 306-311, (1988).
- [38] E.S.Gaddis and A.Vgelpohl, "The Impinging-Stream Reactor: A High Performance Loop Reactor For Mass Transfer Controlled Chemical Reactions", *Chemical Engineering Science*, 47, 2877-2882, (1992).

- [46] Y.Berman, A.Tanklevsky, Y.Oren, A.Tamir, "Modeling and Experimental Studies of SO₂ Absorption in coaxial Cylinders with Impinging Streams: Part 2", *Chemical Engineering Science*, 55, 1023-1028, (2000).
- [47] A. W. Kleingeld, L. Lorenzen, F. G. Botes, "The Development and Modeling of High-Intensity Impinging Stream Jet Reactors for Effective Mass Transfer in Heterogeneous Systems", *Chemical Engineering Science*, 54, 4991-4995, (1999).
- [48] A.H.Harandi Zadeh, A.Rahimi, M.R.Ehsani, "Mathematical Modeling of Non-Isothermal CO₂ Absorption in a Coaxial Impinging Streams Absorber", 12th Iranian Chemical Engineering congress, (2008).
- [49] J.Saïena, S.A. Ebrahimzadeh Zonouziana, A.Molaei Dehkordi, "Investigation of a two impinging-jets contacting device for liquid-liquid extraction processes", *Chemical Engineering Science* 61, 3942 – 3950, (2006).
- [50] G.Wu, H.Zhou, S.Zhu, "Precipitation of barium sulfate nanoparticles via impinging streams", *Materials Letters*, 61, 168-170, (2007).
- [51] E.Rajaie, M.Sohrabi, "Application of the Monte Carlo technique in simulation of flow and modeling the residence time distribution in a continuous two impinging liquid-liquid streams contactor", *Chemical Engineering Journal* 143, 249-256, (2008).
- [39] V.V.Konratev, V.L.Meltzer and A.Yu.Valberg, "Evaporative Cooling of Gases in an Apparatus with Counter Streams", *Industrial and Sanitary Cleaning of Gases*, 2, 11-12, (1989).
- [40] M.H.Siegel, Air-Lift Reactor Design, "Operation, and Scale-Up with Application in Waste Treatment", Ph.D. Thesis, Department of Chemical Engineering, Ben-Gurion University of the Negev, Beer-Sheva, Israel. (1991).
- [41] A.Mizrahi, "Advances in Biotechnological Processes, Upstream Processes: Equipment and Techniques", Alan R.Liss, Inc., New York, (1988).
- [42] E.S.Gaddise, D.Si-Salah and A.Vgelpohl, "The Impinging-Stream Loop Reactor: a Newly Developed Reactor with a High Mass Transfer Performance", 4th International symposium on Transport Phenomena in Heat and Mass Transfer, Sydney, Australia, 14A, 1488-1498, (1991).
- [43] E.S.Gaddise and A.Vgelpohl, "The Impinging-Stream Reactor: A High Performance Loop Reactor for Mass Transfer Controlled Chemical Reactions", *Chemical Engineering Science*, 47, 2877-2882, (1992).
- [44] M.Sievers, E.S.Gaddis and A.Vogelpohl, *Chemical Engineering and Processing*, 34, 115-119, (1995).
- [45] Y.Berman, A.Tanklevsky, Y.Oren, A.Tamir, "Modeling and Experimental Studies of SO₂ Absorption in coaxial Cylinders with Impinging Streams: Part 1", *Chemical Engineering Science*, 55, 1009-1021, (2000).