



ضریب انتقال جرم اکسیژن در فرایند فروشویی میکروبی اورانیوم

ساسان ذکائی کادیجانی^{۱*}، سید جابر صفدری^۲، سید محمد علی موسویان^۱، عباس رشیدی^۲
۱. دانشکده مهندسی شیمی، دانشگاه تهران، صندوق پستی: ۴۵۶۳-۱۱۱۵۵، تهران - ایران
۲. پژوهشگاه علوم و فنون هسته‌ای، سازمان انرژی اتمی ایران، صندوق پستی: ۸۴۸۶-۱۱۳۶۵، تهران - ایران

چکیده: از آن جا که ضریب انتقال جرم حجمی کل یکی از پارامترهای مهم در طراحی زیست رآکتور فرایند هوازی همراه با هم‌زن مکانیکی است، در این مقاله ضریب انتقال جرم اکسیژن در محدوده وسیعی از متغیرهای عملیاتی مورد بررسی قرار گرفت. متغیرهای عملیاتی مورد مطالعه در این تحقیق غلظت سلولی باکتری، توان مصرفی هم‌زن و سرعت ظاهری جریان هوا بودند. نتایج تجربی به دست آمده نشان داد که اثر توان مصرفی هم‌زن بیش‌تر از سرعت ظاهری جریان هوا و اثر این آخری بیش‌تر از غلظت سلولی باکتری است. محدوده ضریب انتقال جرم حجمی کل اکسیژن در این آزمایش‌ها، ۳۶ تا 48 h^{-1} محاسبه شد. مقادیر به دست آمده برای ضریب انتقال جرم هم‌چنین نشان داد که انتقال جرم اکسیژن در فرایند فروشویی میکروبی اورانیوم از پارامترهای محدودکننده نیست. تطابق مدل‌های ریاضی پیشنهادی برحسب پارامترهای عملیاتی برای ضریب انتقال جرم با نتایج تجربی نشان داد که معادلات ارایه شده برحسب دور هم‌زن یا توان مصرفی و سرعت ظاهری جریان هوا از سازگاری نسبتاً خوبی برخوردار هستند و ضریب هم‌بستگی (R^2) آن‌ها برابر ۰٫۹۴۲ و ۰٫۹۳۴ تعیین شد. لذا، این مدل برای پیش‌بینی ضریب انتقال جرم در فرایند فروشویی میکروبی اورانیوم می‌تواند استفاده شود.

کلیدواژه‌ها: ضریب انتقال جرم، اکسیژن، فروشویی میکروبی، اورانیوم، زیست رآکتور هم‌زن‌دار

Study of Oxygen Mass Transfer Coefficient in Microbial Leaching of Uranium

S. Zokaie Kadijani^{1*}, J. Safdary², M.A. Mousavian¹, A. Rashidi²

1. Faculty of Chemical Engineering, Tehran University, P.O.Box: 11155-4563, Tehran - Iran

2. Nuclear Science and Technology Research Institute, AEOI, P.O.Box: 11365-8486, Tehran - Iran

Abstract: Oxygen mass transfer coefficient is one of the most important parameters in the design of aerobic process bioreactor, which is represented by the overall volumetric oxygen mass transfer. The purpose of this article was the investigation of the mass transfer coefficient in the vast range of operational parameters in a stirred tank reactor. The effects of cell concentration, stirred power consumption and apparent air velocity on the mass transfer coefficient show that oxygen mass transfer in microbial leaching of uranium and in this range of parameter is not limited in these experiments. The overall volumetric oxygen mass transfer was determined in the range of $36-84 \text{ hr}^{-1}$. Agreements of the suggested mathematical correlation for predicting the mass transfer were also evaluated. The results showed that the equation based on the rpm and/or power consumption and apparent air velocity specifies a good agreement with the experimental results with the coefficient of determination of $R^2=94.2$ and 93.4 . It was concluded that the introduced models are suitable for evaluation of the mass transfer coefficient in the microbial leaching of uranium.

Keywords: Mass Transfer Coefficient, Oxygen, Microbial Leaching, Uranium, Stirred Bioreactor

*email: s.zokaie@ut.ac.ir

تاریخ دریافت مقاله: ۹۰/۳/۳ تاریخ پذیرش مقاله: ۹۰/۳/۱۱



۱. مقدمه

در این مقاله، اثر عوامل غلظت سلولی باکتری، توان مصرفی ویژه و سرعت ظاهری جریان هوا به صورت تجربی مورد بررسی قرار گرفته و با تجزیه و تحلیل داده‌های تجربی، مدل ریاضی مناسب برای پیش‌بینی آن‌ها ارائه شده است.

۲. تئوری

روش‌های مختلفی برای اندازه‌گیری $K_L a$ وجود دارد [۷]، اما تنها تعداد معدودی از آن‌ها برای اندازه‌گیری در طول عملیات در سیستم‌های میکروبی قابل استفاده‌اند. روش دینامیک [۸] مشهورترین و متداول‌ترین روش در اندازه‌گیری $K_L a$ در فن‌آوری میکروبی است. در این روش غلظت اکسیژن محلول در زمان‌های مختلف اندازه‌گیری می‌شود. در گام اول، جریان گازی که اکسیژن را به زیست‌رآکتور می‌رساند قطع می‌شود، نرخ تهی‌شدن از اکسیژن از طریق جذب باکتری اندازه‌گیری می‌شود تا خصوصیت مصرف اکسیژن (OUR) تعیین شود. سپس جریان گاز به مقدار عملیاتی اولیه خود بازگردانده می‌شود و افزایش در غلظت اکسیژن محلول با زمان برای محاسبه $K_L a$ مورد استفاده قرار می‌گیرد [۱]. تعدادی از پژوهش‌ها سعی در ارائه روش دینامیکی اصلاح شده داشته‌اند؛ در این روش برای جلوگیری از تغییر هیدرودینامیکی جریان در رآکتور، به جای قطع جریان از جریان ثابت با غلظت متفاوت بهره گرفته می‌شود. نتایج نشان داده است که این روش تفاوت چندانی در نتایج ندارد [۱].

در سیستم‌های گاز-مایع-جامد موازنه‌ی جرم اکسیژن در فاز مایع چنین است

$$\frac{dC_L}{dt} = \frac{K_L a}{(1-\varepsilon)} (C^* - C_L) - N_A \quad (1)$$

که در آن $\frac{dC_L}{dt}$ آهنگ تجمع اکسیژن در فاز مایع، C^* ، C_L به ترتیب غلظت و غلظت اشباع اکسیژن در محلول، $K_L a$ ضریب انتقال جرم حجمی کل، ε موجودی فاز جامد پراکنده^(۴) در محلول و N_A نرخ مصرف اکسیژن توسط باکتری در فرایند اکسایش باکتریایی است و به صورت زیر بیان می‌شود

$$N_A = xq_{O_2} + 0.25r_{Fe^{++}}^{Bacterial} \quad (2)$$

فراهم‌سازی اکسیژن کافی در طراحی و عملیات زیست‌رآکتورهای هوازی از جمله فرایند فروشویی میکروبی به وسیله خودپروورهای^(۱) اکسنده‌ی آهن، از اهمیت خاصی برخوردار است. انتقال جرم در زیست‌رآکتور با خصوصیت ضریب انتقال جرم حجمی کل^(۲) ($K_L a$) و نرخ مصرف اکسیژن^(۳) (OUR) مشخص می‌شود. دانستن مقادیر دقیق ضریب انتقال جرم حجمی کل و نرخ مصرف اکسیژن برای طراحی و انجام عملیات ضروری است. این متغیرها به عوامل زیادی شامل گرانروی و کشش سطحی محلول، غلظت باکتری، هیدرودینامیک زیست‌رآکتور، نرخ هواده‌ی، چگالی دوغاب و اندازه‌ی ذرات جامد بستگی دارند. تعیین مقادیر $K_L a$ در سیستم‌های میکروبی دشوار است. اندازه‌گیری این داده‌ها در محیط‌های کشت برای اهداف مختلف لازم است [۱].

نرخ کلی انحلال در فرایند فروشویی میکروبی با چند فرایند فرعی تعیین می‌شود؛ فرایند فرعی با پایین‌ترین نرخ غالب خواهد شد [۲]. به علت پایین بودن انحلال‌پذیری اکسیژن در آب که در دمای ۲۵ درجه‌ی سانتی‌گراد از مرتبه‌ی ۷/۸ میلی‌گرم بر لیتر و در محیط‌های کشت حتی کم‌تر از این هم می‌شود لازم است نرخ انتقال جرم گاز به مایع تعیین شود [۳]. پژوهش‌های انجام شده نشان می‌دهد که وجود نمک در آب با غلظت ۰/۱۵ مول بر لیتر میزان انحلال‌پذیری اکسیژن را حدود ۵ درصد کاهش می‌دهد. این کاهش در محلول‌های با غلظت بالا، به ۶۰ درصد نیز می‌رسد [۴]. نرخ انتقال جرم از فاز گاز به مایع نیز در دماهای بالاتر از ۶۰ درجه‌ی سانتی‌گراد به علت کاهش انحلال‌پذیری می‌تواند محدودکننده باشد [۵].

در مورد تعیین ضریب انتقال جرم در فرایند فروشویی میکروبی پژوهش کمی انجام شده است. این مطالعات یا در قالب بررسی ضریب انتقال جرم در رآکتورهای سه‌فازی و یا در زیست‌رآکتورها صورت گرفته است. نتایج نشان می‌دهد که وجود جامد سبب کاهش ضریب انتقال جرم می‌شود [۶]. پژوهش‌های انجام شده بر روی ستون‌های هم‌دما در فروشویی میکروبی مس مقادیر ضریب انتقال جرم را در گستره‌ی ۳۳ تا $46h^{-1}$ به دست داده‌اند [۵].



$$k_L a = C_1 \left(\frac{P_a}{V}\right)^{C_2} (v_g)^{C_3} \quad (7)$$

$$k_L a = C_1 \left(\frac{P_a}{V}\right)^{C_2} (v_g)^{C_3} (1 + C_4 X + C_5 X^2)^{C_6} \quad (8)$$

$$k_L a = C_1 \left(\frac{P_a}{V}\right)^{C_2} (v_g)^{C_3} (N)^{C_4} \quad (9)$$

$$k_L a = C_1 \left(\frac{P_a}{V}\right)^{C_2} (v_g)^{C_3} (\mu_m)^{C_4} \quad (10)$$

$$k_L a = C_1 N^{C_2} v_g^{C_3} \quad (11)$$

که در آن ها $\frac{P_a}{V}$ توان مصرفی ویژه، v_g سرعت ظاهری جریان هوا، X غلظت سلولی باکتری، μ_m گرانروی محلول و N دور هم‌زن است.

۳. مواد و روش‌ها

۳.۱ ریزجاندار و محیط کشت

ریزجاندار استفاده شده، گونه‌ی بومی باکتری اسیدی تیوباسیلوس فروکسیدان^(۵) تهیه شده از معدن اورانیم بندرعباس بود [۱۷]. محیط کشت برای رشد باکتری و نیز آزمایش‌های فروشویی میکروبی از ترکیب ۲ گرم $(NH_4)_2SO_4$ ، ۰٫۵ گرم K_2HPO_4 ، ۰٫۵ گرم $MgSO_4 \cdot 4H_2O$ ، ۰٫۱ گرم KCl ، ۰٫۰۱ گرم $Ca(NO_3)_2 \cdot 4H_2O$ و ۲۰ گرم $FeSO_4 \cdot 7H_2O$ به ازای هر لیتر تهیه و pH آن در مقدار ۲ ثابت نگه داشته شد [۱۸].

۳.۲ زیست‌رآکتور مخزنی همراه با هم‌زن مکانیکی

آزمایش‌ها در یک زیست‌رآکتور به حجم کاری ۶ لیتر به قطر داخلی ۱۶٫۵ سانتی‌متر، با ۴ بفل^(۶) با زاویه‌ی ۹۰° نسبت به هم و با نسبت ارتفاع به قطر ۲ انجام شدند. هم‌زن از دو پروانه‌ی راشتون^(۷) با نسبت قطر پروانه به قطر رآکتور ۰٫۳۳ و عرض پره به قطر پروانه‌ی ۰٫۲ تشکیل شده بود. فاصله‌ی بین پروانه‌ها برابر قطر رآکتور و فاصله‌ی پروانه‌ی پایین‌تر نسبت به کف رآکتور نصف قطر پروانه بود. توزیع‌کننده‌ی هوا از نوع میله‌ای با ۴ سوراخ ۱ میلی‌متری در هر سمت میله به فاصله‌ی یکسان تعبیه شده بود. طرح‌واره‌ی رآکتور در شکل ۱ نشان داده شده است.

۳.۳ سنگ معدن

سنگ معدن اورانیم از آنومالی ۲ ساغند تهیه شده بود. مقدار اورانیم آن براساس تجزیه‌ی عنصری با استفاده از پراش پرتو ایکس (XRF) برابر ۶۵۰ ppm گزارش شده بود. این سنگ معدن با اندازه‌ی ذرات ۸۰ میکرون مورد آزمایش قرار گرفت.

که در آن X غلظت باکتری، q_{O_2} نرخ مصرف اکسیژن به ازای واحد باکتری و $I_{Fe^{2+}}^{Bacterial}$ نرخ اکسایش باکتریایی آهن فرو است.

فرمول‌بندی روش دینامیکی برای تعیین $K_L a$ براساس چرخه‌ی جذب و دفع انجام می‌شود. در مرحله‌ی دفع، نرخ انتقال اکسیژن به علت این که جریان هوا وجود ندارد صفر است. در این حالت با انتگرال‌گیری از معادله‌ی (۲) چنین نتیجه می‌شود

$$C_L - C_{L_0} = -N_A t \quad (3)$$

در این جا میزان مصرف اکسیژن از شیب نمودار C_L برحسب زمان به دست می‌آید.

در مرحله‌ی هواده‌ی انتقال جرم و مصرف اکسیژن به صورت هم زمان اتفاق می‌افتد و منحنی تغییرات C_L بر حسب زمان به صورت زیر بیان می‌شود

$$C_L = \frac{1 - \varepsilon}{K_L a} \left\{ \left(\frac{dC_L}{dt} \right) + N_A \right\} + C^* \quad (4)$$

در این حالت مقدار ضرب انتقال جرم $(K_L a)$ و مقدار غلظت اشباع اکسیژن محلول (C^*) از روی شیب و عرض از مبدأ نمودار C_L بر حسب $\left\{ \left(\frac{dC_L}{dt} \right) + N_A \right\}$ تعیین می‌شود.

برای تعیین ضرب انتقال جرم اکسیژن مدل‌های متعددی پیشنهاد شده است. شکل کلی آن‌ها به دو صورت زیر است [۹، ۱۰، ۱۱].

$$Sh = f(Re, Sc, \dots) \quad (\text{در قالب اعداد بدون بعد}) \quad (5)$$

$$k_L a = f\left(\frac{P_a}{V}, v_g, \dots\right) \quad (\text{با استفاده از توان مکانیکی ورودی و سرعت ظاهری جریان هوا}) \quad (6)$$

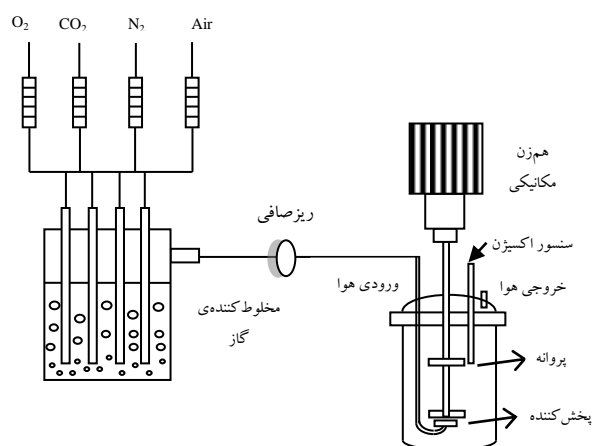
رابطه‌ی (۶) در کاربردهای عملی و یا برای افزایش مقیاس تخمیرکننده‌ها که در آن‌ها انتقال جرم اکسیژن به عنوان معیار کارآیی استفاده می‌شود، مفید است. [۱۲] در مورد رابطه‌ی (۲) حالت‌های مختلفی تعریف شده است که عبارتند از [۱۳، ۱۴، ۱۵، ۱۶].

بر K_{La} اندازه‌گیری شده تأثیر بگذارد [۵]. چنانچه در نوشتارهای علمی تأکید شده است به دلیل این که مقادیر K_{La} محاسبه شده در همه‌ی موارد کوچک‌تر از ۰٫۳ بر ثانیه هستند فرض شده است که پاسخ الکتروود برای تغییرات غلظت اکسیژن به اندازه کافی سریع بوده و اثری بر روی دقت تعیین شده نداشته است [۱۲]. غلظت باکتری‌ها از طریق شمارش مستقیم با استاندارد ASTM D 4455-85 اندازه‌گیری شد.

۴. نتایج و بحث

۴.۱ بررسی تغییرات غلظت اکسیژن در چرخه‌ی جذب و دفع

در این بخش، برای اندازه‌گیری ضریب انتقال جرم اکسیژن آزمایش‌هایی با سه متغیر سرعت ظاهری جریان هوا، توان مصرفی ویژه و غلظت باکتری انجام شد. در شکل ۲ تغییرات غلظت اکسیژن محلول در مراحل جذب و دفع برحسب زمان برای شرایط عملیاتی مختلف نشان داده شده است. در این شکل مشاهده می‌شود که با افزایش زمان در مرحله‌ی دفع، غلظت اکسیژن محلول کاهش و در مرحله جذب، افزایش می‌یابد. دلیل این کاهش در مرحله‌ی دفع مصرف اکسیژن محلول توسط باکتری است.



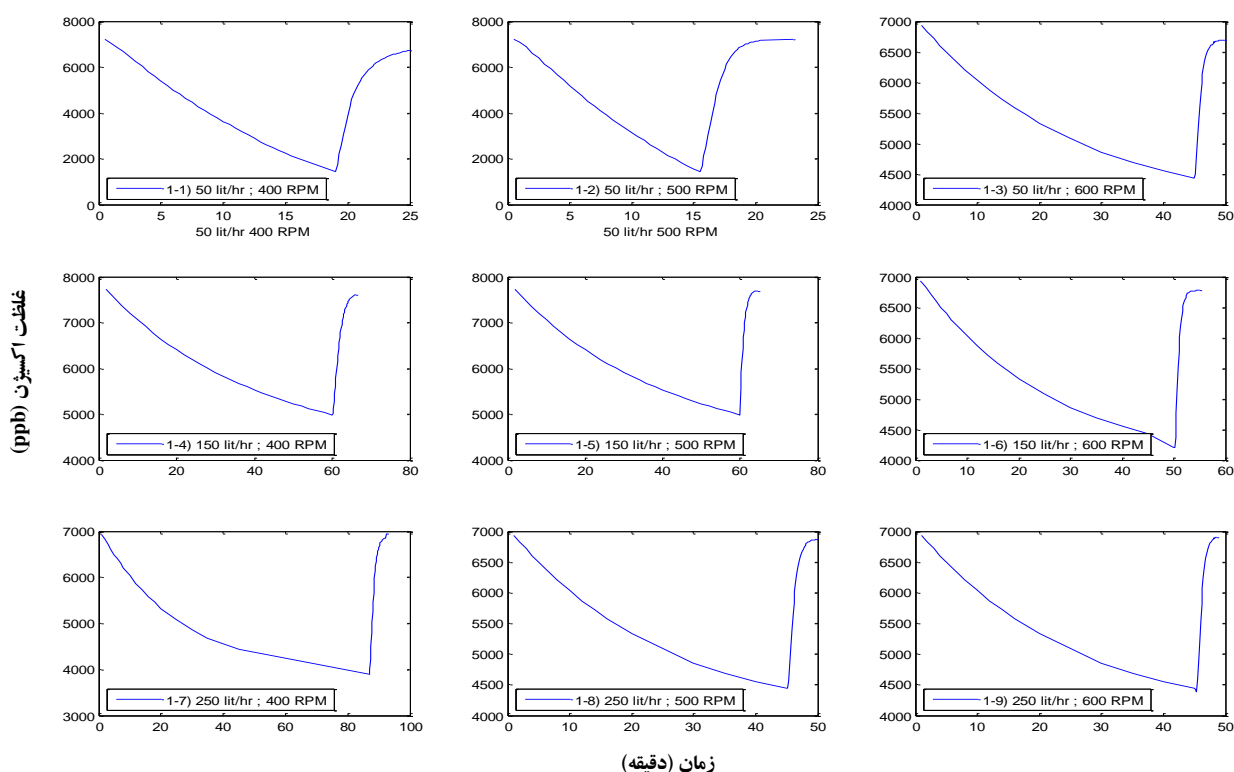
شکل ۱. طرح‌واره‌ی رآکتور استفاده شده.

۴.۳ آزمایش‌های فروشویی میکروبی

آزمایش‌های فروشویی میکروبی با سرعت هم‌زنی ۴۰۰، ۵۰۰ و ۶۰۰ دور بر دقیقه و با نرخ هوادهی ۰٫۲، ۰٫۶ و ۱ vvm^۳ با نسبت جامد به مایع ثابت ۵ درصد وزنی-حجمی انجام شد. در هر مرحله از آزمایش‌ها تعداد باکتری‌ها به عنوان یکی از پارامترهای مورد بررسی شمارش شد.

۵.۳ تجزیه‌ها

اکسیژن محلول با استفاده از الکتروود پولاروگرافیکی متلر تولدو^(۸) مدل InPro 6850i اندازه‌گیری شد. مشخصه‌ی الکتروود می‌تواند



شکل ۲. تغییرات غلظت اکسیژن (ppb) در مرحله‌ی جذب (بخش نزولی منحنی‌ها)- و اجذب (بخش صعودی منحنی‌ها) با زمان (دقیقه).



از آنجا که طیف وسیعی از فرایندهای میکروبی، هوای هستند، در محاسبه‌ی توان اثر فاز گاز نیز باید در نظر گرفته شود. در این حالت هوگمارک^(۹) [۲۱] برای تخمین توان مصرفی رابطه‌ی زیر را پیشنهاد نمود

$$\frac{P}{P_0} = 0.1 \left(\frac{N^2 T^2}{g W V^2} \right)^{\frac{1}{6}} \left(\frac{Q}{N V} \right)^{\frac{1}{4}} \quad (13)$$

که در آن W عرض (m) پره‌های توربین، Q نرخ جریان حجمی ($m^3 s^{-1}$) گاز، g ثابت گرانش ($9.81 ms^{-2}$) و V حجم (m^3) است.

۴.۴ ارزیابی مدل‌های ارائه شده برای ضرب انتقال جرم

از برازش مدل‌های ریاضی ارائه شده برای ضرب انتقال جرم اکسیژن (معادله‌های ۷، ۸، ۱۱) با داده‌های تجربی معادله‌های زیر به دست آمد

$$k_L a = 2.41 \times 10^{-3} \left(\frac{P_a}{V} \right)^{0.526} (v_g)^{1.229} \quad (14)$$

$$k_L a = 4.3 \times 10^{-3} \left(\frac{P_a}{V} \right)^{0.526} (v_g)^{1.229} (1 - 1.955 \times 10^{-12} x + 2.56 \times 10^{-26} x^2)^{0.6} \quad (15)$$

$$k_L a = 2.26 \times 10^{-6} (N)^{1.53} (v_g)^{1.16} \quad (16)$$

مقادیر ضرب هم‌بستگی^(۱۰) (R^2) برای معادله‌های (۱۴)، (۱۵) و (۱۶) به ترتیب ۰.۹۳۴، ۰.۹۳۴ و ۰.۹۴۲ به دست آمد که حاکی از آن است که مدل‌های ریاضی ارائه شده از نظر دقت قابل قبول هستند؛ میزان انحراف مقادیر پیش‌بینی شده به وسیله‌ی مدل‌ها از مقادیر تجربی در شکل ۳ این نتیجه را تأیید می‌کند.

بر پایه‌ی معادله‌ی (۳) پیش‌بینی می‌شود تغییرات غلظت اکسیژن بر حسب زمان در مرحله‌ی دفع خطی باشد اما منحنی‌های رسم شده نشان می‌دهند که این تغییرات با زمان خطی نیستند. دلیل اصلی این امر وجود هوای ساکن در بخش بالایی رآکتور است که با کاهش غلظت اکسیژن محلول میزان انتقال اکسیژن از هوا به محلول افزایش می‌یابد.

۲.۴ بررسی تغییرات ضرب انتقال جرم

در این بخش مقادیر $K_L a$ نشان داده شده در جدول ۱ برای تعدادی از آزمایش‌ها از روی منحنی تغییرات C_L بر حسب $\left\{ \left(\frac{dC_L}{dt} \right) + N_A \right\}$ به دست آمد. براساس اطلاعات این جدول گستره‌ی تغییرات ضرب انتقال جرم از ۳۶.۰۴ تا ۸۳.۶ بر ساعت بود. که این، می‌تواند اطلاعات مناسبی برای افزایش مقیاس این نوع رآکتور باشد.

۳.۴ محاسبه‌ی توان

توان هم‌زن در روند جریان آشفته و در حالت کاملاً توسعه یافته ($N_{Re} > 1000$) و در حالتی که بفل‌ها با فاصله‌های مساوی از هم قرار گرفته و عرض هر کدام ۰/۱ قطر مخزن باشد، از رابطه‌ی راشتون و همکاران [۱۹] محاسبه می‌شود

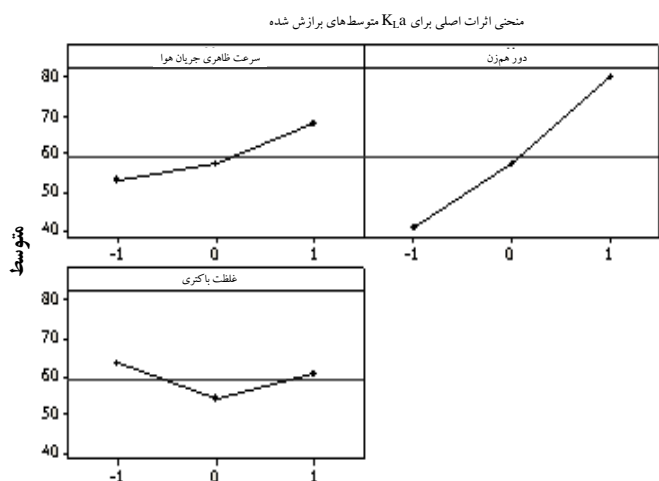
$$P_0 = N_p \rho N_m^3 D^5 \quad (12)$$

که در آن N_p عدد توان بوده و به نوع پروانه و تعداد آن بستگی دارد. در حالت چند پروانه‌ای، عدد توان هر پروانه در تعداد پروانه‌ها ضرب می‌شود. البته از این رابطه می‌توان برای مقادیر بالاتر از ۳۰۰ عدد رینولدز استفاده نمود [۲۰].

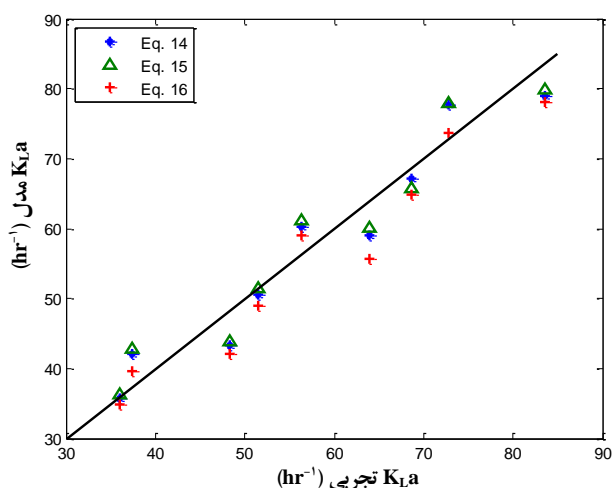
جدول ۱. مقادیر $K_L a$ و نرخ مصرف اکسیژن براساس متغیرهای دورهم‌زن (توان مصرفی)، سرعت ظاهری جریان هوا و غلظت سلولی باکتری

ضرب حجمی انتقال جرم (hr^{-1})	نرخ مصرف اکسیژن ($ppb \text{ lit}^{-1} \text{ min}^{-1}$)	غلظت سلولی باکتری (Cell m^{-3})	توان مصرفی هم‌زن ($w \text{ m}^{-3}$)	سرعت هم‌زن (rpm)	سرعت ظاهری جریان هوا (cm s^{-1})	
۳۶.۰۴	۳۸۹.۹	4.8×10^{11}	۳۰.۰۶	۴۰۰	۰.۹۷۴	۱
۵۱.۵۲	۴۳۷.۷	4.8×10^{11}	۵۸.۲۳	۵۰۰	۰.۹۷۴	۲
۶۸.۶۸	۱۰۲.۵	4×10^{12}	۹۹۸.۹	۶۰۰	۰.۹۷۴	۳
۳۷.۵۲	۷۶.۸	3.2×10^{12}	۲۵۴.۹	۴۰۰	۰.۲۹۲	۴
۶۳.۹	۷۶.۵۴	3.2×10^{12}	۴۸۶	۵۰۰	۰.۲۹۲	۵
۷۵.۷۶	۱۰.۸	4×10^{12}	۸۲۱.۹	۶۰۰	۰.۲۹۲	۶
۴۸.۳۹	۱۰۴.۶	4×10^{12}	۲۱۶.۳	۴۰۰	۰.۴۸۷	۷
۵۶.۲۷	۱۰۵.۶	4×10^{12}	۴۰۵.۶	۵۰۰	۰.۴۸۷	۸
۸۳.۶	۱۰۵	4×10^{12}	۶۷۶.۱	۶۰۰	۰.۴۸۷	۹

غلظت اولیه‌ی سلولی باکتری $1.6 \times 10^{12} \text{ cell m}^{-3}$ و دقت اندازه‌گیری غلظت سلولی باکتری 0.8×10^{11} .



شکل ۴. نمودار اثرات اصلی استخراج شده از نرم‌افزار Minitab به منظور بررسی روند اثر هر یک از متغیرهای دور هم‌زن، سرعت ظاهری جریان هوا و غلظت باکتری.



شکل ۳. مقایسه‌ی مقادیر $K_{L,a}$ تجربی و به دست آمده از مدل‌ها.

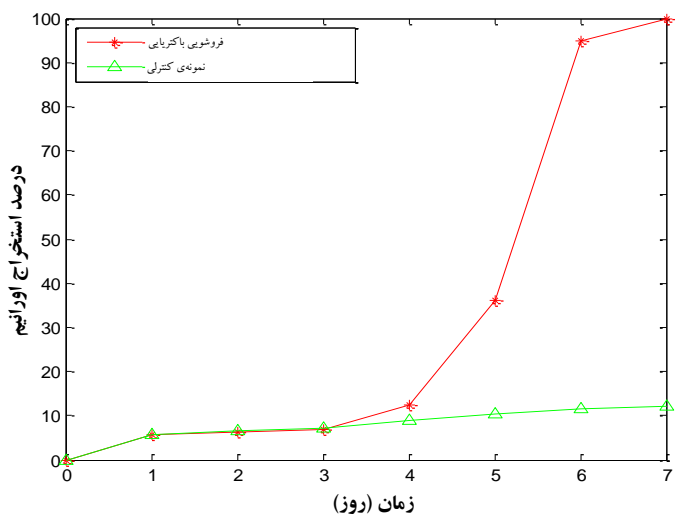
۵.۴ تحلیل واریانس (ANOVA)

نتایج تحلیل واریانس برای پارامترهای مورد بررسی، توان دو پارامترها و تداخل پارامترها نشان داد که اثرات توان دو پارامترها و اثر تداخلی آن‌ها در درجه‌ی اطمینان ۹۵ درصد در گستره‌ی آزمایش شده بی‌معنا هستند اما پارامترهای دور هم‌زن و سرعت ظاهری جریان هوا معنی‌دار هستند. با مقایسه‌ی نمودارهای اثرات اصلی^(۱۱) نمایش داده شده در شکل ۴ نیز می‌توان دریافت که پارامترهای دور هم‌زن و سرعت ظاهری جریان هوا دارای اثر معنادارند اما باکتری با توجه به این که در نمودار اثرات اصلی، روند نزولی و صعودی دارد بی‌معنا است.

بررسی صورت گرفته در مورد تعیین میزان اثر پارامترها بعد از هم‌وزن کردن متغیرها (بر پایه‌ی بیشینه، کمینه و نقطه‌ی مرکزی $(+1, -1, 0)$) نشان داد که دور هم‌زن، سرعت ظاهری جریان هوا و غلظت زیست‌توده در گستره‌ی مورد بررسی به ترتیب بیش‌ترین اثر را در مقدار ضریب انتقال جرم دارند که این امر در شکل ۴ با در نظر گرفتن شیب نمودارهای اثرات اصلی به وضوح قابل مشاهده است.

نمودار بازده استخراج برای فرایندهای فروشویی میکروبی و نمونه‌ی کنترلی (بدون باکتری) در شکل ۵ نشان داده شده است، که حاکی از آن است که حضور باکتری به مقدار قابل توجهی بازده استخراج را افزایش می‌دهد.

در بررسی حالت‌های مختلف مدل‌های تجربی براساس عوامل مؤثر بر روی $K_{L,a}$ از بسته نرم‌افزار MATLAB استفاده شد. ضریب نیز در محیط MATLAB محاسبه گردید. در بحث تحلیل واریانس و نمودار اثرات اصلی از نرم‌افزار Minitab بهره گرفته شد.



شکل ۵. درصد استخراج فرایندهای زیست فروشویی و نمونه‌ی کنترل (بدون باکتری).

۵. نتیجه‌گیری

- محدوده‌ی مقادیر ضریب انتقال جرم اکسیژن در رآکتور مخزنی با هم‌زن مکانیکی $36/04$ تا $83/6$ بر ساعت است که خود می‌تواند مبنایی برای طراحی باشد.
- اثر دور هم‌زن بر روی ضریب انتقال جرم بیش‌تر از سرعت ظاهری و اثر سرعت ظاهری جریان هوا بیش‌تر از غلظت زیست‌توده است.
- با بررسی معادله‌های به دست آمده و تحلیل واریانس نتایج می‌توان پارامتر غلظت زیست‌توده را در گستره‌ی متغیرهای مورد بررسی، یک عامل بی‌اثر یا کم‌اثر دانست.

**مرجع‌ها:**

1. J.L. Casas Lopez, E.M. Rodriguez Porcel, I. Oller Alberola, M.M. Ballesteros Martin, J.A. Sanchez Perez, J.M. Fernandez Sevilla, Y. Chisti, Simultaneous determination of oxygen consumption rate and volumetric oxygen transfer coefficient in pneumatically agitated bioreactors, *Ind. Eng. Chem. Res.* 45 (2006) 1167-1171.
2. J. Petersen, D.G. Dixon, Modeling and optimisation of heap bioleach processes, In: Rawlings, D.E., Johnson, D.B. (Eds.), *Biomining*, Springer Verlag, Berlin (2006) 153-176.
3. Pierre-Alain Ruffieux, Urs von Stockar, Ian William Marison, Measurement of volumetric (OUR) and determination of specific (q_{O_2}) oxygen uptake rates in animal cell cultures, *Journal of Biotechnology*, 63 (1998) 85-95.
4. D. Tromans, Modeling oxygen solubility in water and electrolyte solutions. *Ind. Eng. Chem. Res.* 39(3) (2000) 805-812.
5. J. Petersen, Determination of oxygen gas-liquid mass transfer rates in heap bioleach reactors, *Minerals Engineering*, 23 (2010) 504-510.
6. S. Aiba, A.E. Humphrey, N.F. Millis, *Biochemical Engineering*, Academic Press, New York (1973) 183.
7. Y. Chisti, Mass transfer. In *Encyclopedia of Bioprocess Technology: Fermentation, Biocatalysis, and Bioseparation*; Flickinger, M. C. Drew, S. W., Eds.; Wiley: New York, 3 (1999) 1607-1640.
8. H. Taguchi, A.E. Humphrey, Dynamic measurement of the volumetric oxygen transfer coefficient in fermentation systems, *J. Ferment. Technol.* 44 (1966) 881-889.
9. M. Moo-Young, Ch.L. Cooney, A.E. Humphrey (Eds.), *Comprehensive Biotechnology*, 2, Pergamon Press, Oxford, (1985) 16.
10. C.S. Ho, J.Y. Olshue (Eds.), *Biotechnology Processes Scale-up and Mixing*, American Institute of Chemical Engineering, (1987) 128.
11. A.-I. Galaction, D. Cascaval, C. Oniscu, M. Turnea, Prediction of oxygen mass transfer coefficients in stirred bioreactors for bacteria, yeasts and fungus broths, *Biochemical Engineering Journal*, 20 (2004) 85-94.

- با توجه به پژوهش‌های انجام شده [۲۲] غلظت اکسیژن محدودکننده ۱۵۰ میلی‌گرم بر متر مکعب و مقدار OTR ۰/۱۱ میلی‌مول بر لیتر بر دقیقه گزارش شده که در این حالت مقدار ضریب انتقال جرم محدودکننده 35hr^{-1} است که از مقدار کمینه‌ی داده‌های به دست آمده کم‌تر است. این امر بیان‌گر عدم محدودیت از جانب انتقال جرم اکسیژن در سیستم فروشویی میکروبی در آزمایش‌های انجام شده است. با روابط ریاضی ارایه شده در این مقاله می‌توان بهینه‌سازی مناسبی در مورد هیدرودینامیک رآکتور برای بهینه کردن ضریب انتقال جرم حجمی کل اکسیژن انجام داد.

پی‌نوشت‌ها:

۱. Autotrophs
۲. Overall Volumetric Mass Transfer Coefficient
۳. Oxygen Uptake Rate
۴. Hold Up
۵. Acidithiobacillus Ferrooxidans
۶. Baffle
۷. Rushton
۸. Polarographic Mettler Toledo Electrode
۹. Hughmark
۱۰. Coefficient of Determination
۱۱. Main Effect Plot



12. M. Boon, T.A. Meeder, J.J. Heijnen, K.Ch. Luyben AM, Influence of Oxygen Adsorption on the Dynamics ka Measurement in Three-Phase Slurry Reactor, *Biotechnology and Bioengineering*, 40 (1992) 1097-1106.
13. Van't Riet K, Review of measuring methods and nonviscous gas-liquid mass transfer in stirred vessels, *Ind Eng Chem Process Design Dev*, 18 (1979) 357-364.
14. CS Shin, MS Hong and J Lee, Oxygen transfer correlation in high cell density culture of recombinant E. Coli. *Biotechnol Technol*, 10 (1996) 679-682.
15. D.R. Nielsen, A.J. Daugulis, P.J. McLellan, A novel method of simulating oxygen mass transfer in two-phase portioning bioreactors, *Biotechnol Bioeng*, 83 (2003) 735-742.
16. Felix Garcia-Ochoa, Emilio Gomez, Bioreactor scale-up and oxygen transfer rate in microbial process: An overview, *Biotechnology Advanced*, 27 (2009) 153-176.
17. A. Rashidi, S.J. Safdari, R. Roosta-Azad, M.F. Foroghian, B. Rafizadeh, H. Zare-Tarakoli, Isolation of native acidithiobacillus strains from gachin uranium mine and evaluation their effects on uranium bioleaching, *Second National Conference of Applied Microbiology* (2011).
18. R.M. Atlas, *Media for environmental Microbiology*, 2th ed., Taylor & Francis (2005).
19. JH. Rushton, EW. Costich, HJ. Everett, Power characteristics of mixing impellers: part I. *Chem Eng. Prog*, 46 (1950) 395-404.
20. S. Katoh, F. Yoshida, *Biochemical Engineering*, Wily-VCH Velag, Germany (2009) 112-115.
21. G.A. Hughmark, Power requirements and interfacial area in gas-liquid turbine agitated systems, *Ind Eng Chem Process Design Dev*, 19 (1980) 638-641.
22. D.S. Savic, V.B. Veljkovic, M.L. Lazic, M.M. Vrvic, J.I. Vucetic, Effects of the oxygen transfer rate on ferrous iron oxidation by *Thiobacillus ferrooxidans*, *Enzyme and Microbial Technology*, 23 (1998) 427-431.