

ضریب انتقال جرم اکسیژن در فرایند فروشویی میکروبی اورانیم

ساسان ذکائی کادیجانی^{*(}، سیدجابر صفدری^۲، سیدمحمدعلی موسویان⁽، عباس رشیدی^۲ ۱. دانشکده مهندسی شیمی، دانشگاه تهران، صندوق پستی: ۵۹۲۳–۱۱۱۵۵، تهران ـ ایران ۲. پژوهشگاه علوم و فنون هستهای، سازمان انرژی اتمی ایران، صندوق پستی: ۸٤۸۸–۱۱۳۵۵، تهران ـ ایران

چکیده: از آن جا که ضریب انتقال جرم حجمی کل یکی از پارامترهای مهم در طراحی زیست رآ کتور فرایند هوازی همراه با همزن مکانیکی است، در این مقاله ضریب انتقال جرم اکسیژن در محدوده ی 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 بیش تر از سرعت ظاهری جریان هوا و اثر این آخری بیش تر از غلظت سلولی باکتری است. محدوده ی ضریب انتقال جرم حجمی کل اکسیژن در این آزمایش ها، ۳۶ تا ۴۸۸ محاسبه شد. مقادیر به دست آمده برای ضریب انتقال جرم هم چنین نشان داد که انتقال جرم اکسیژن در فرایند فروشویی میکروبی اورانیم از پارامترهای محدود کننده نیست. تطابق مدل های ریاضی پیشنهادی بر حسب پارامترهای عملیاتی برای ضریب انتقال جرم با نتایج تجربی نشان داد که معادلات ارایه شده بر حسب دور همزن یا توان مصرفی و سرعت ظاهری جریان هوا از ساز گاری نسبتاً خوبی برخوردار هستند و ضریب هم بستگی ^{(۲}) آناها برابر ۹۹۲ و ۱۹۳۰ تعیین شد. لذا، این مدل برای پیش بینی ضریب انتقال جرم در فرایند فروشویی میکروبی اورانیم می تواند استقال جرم در فرایند و ریست (۲۰۹۳ و ۱۹۳۴ تعین شد. لذا، این مدل برای پیش بینی ضریب انتقال جرم در فرایند فروشویی

کلیدواژه ها: ضریب انتقال جرم، اکسیژن، فروشویی میکرویی، اورانیم، زیست رآ کتور همزندار

Study of Oxygen Mass Transfer Coefficient in Microbial Leaching of Uranium

S. Zokaei 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 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.zokaei@ut.ac.ir



۱. مقدمه

فراهم سازی اکسیژن کافی در طراحی و عملیات زیست رآکتورهای هوازی از جمله فرایند فروشویی میکروبی به وسیلهی خودپرورهای^(۱) اکسندهی آهن، از اهمیت خاصی برخوردار است. انتقال جرم در زیست رآکتور با خصوصیت ضریب انتقال جرم حجمی کل^(۲) (KLa) و نرخ مصرف اکسیژن^(۳) (OUR) مشخص می شود. 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 گران روی و کشش سطحی محلول، غلظت باکتری، هیدرودینامیک زیست رآکتور، نرخ هوادهی، چگالی دوغاب و اندازه ی ذرات جامد بستگی دارند. تعیین مقادیر KLA در سیستمهای میکروبی دشوار است. اندازه گیری این دادهها در محیطهای کشت برای اهداف مختلف لازم است [1].

نرخ کلی انحلال در فرایند فروشویی میکروبی با چند فرایند فرعی تعیین میشود؛ فرایند فرعی با پایین ترین نرخ غالب خواهد شد [۲]. به علت پایین بودن انحلال پذیری اکسیژن در آب که در دمای ۲۵ درجهی سانتی گراد از مرتبهی ۸/۸ میلی گرم بر لیتر و در محیطهای کشت حتی کم تر از این هم میشود لازم است نرخ انتقال جرم گاز به مایع تعیین شود [۳]. پژوهش های انجام شده نشان میدهد که وجود نمک در آب با غلظت ۱۵/۰ مول بر لیتر میزان انحلال پذیری 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 سانتی گراد به علت کاهش انحلال پذیری می تواند

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 سه فازی 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 ^{۱-} ۴۶h

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 ارایه شده است.

۲. تئوری

روش های مختلفی برای اندازه گیری KLa 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_La در فن آوري ميكروبي است. در اين روش غلظت اكسيژن محلول در زمانهای مختلف اندازه گیری می شود. در گام اول، جریان گازی که اکسیژن را به زیسترآکتور میرساند قطع میشود، نرخ تهی شدن از اکسیژن از طریق جذب باکتری اندازه گیری می شود تا خصوصيت مصرف اكسيژن (OUR) تعيين شود. سپس جريان گاز به مقدار عملیاتی اولیهی خود بازگردانده میشود و افزایش در غلظت اکسیژن محلول با زمان برای محاسبهی KLa مورد استفاده قرار می گیرد [۱]. تعدادی از پژوهش.ها سعی در ارایهی 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 می شود. نتایج نشان داده است که این روش تفاوت چندانی در نتایج ندارد [1].

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

$$\frac{dC_{L}}{dt} = \frac{K_{L}a}{(1-\varepsilon)} (C^{*} - C_{L}) - N_{A}$$
(1)

که در آن $\frac{dC_L}{dt}$ آهنگ تجمع اکسیژن در فاز مایع، C^* , C_L به $\frac{dC_L}{dt}$ ترتیب غلظت و غلظت اشباع اکسیژن در محلول، K_La ضریب انتقال جرم حجمی کل، 3 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 می شود

$$N_{A} = xq_{O_{\tau}} + \sqrt{r} \Delta r_{Fe^{\tau_{+}}}^{Bacterial}$$
 (Y)

که در آن x غلظت باکتری، q_{O_r نرخ مصرف اکسیژن به ازای واحد باکتری و r^{Bacterial} نرخ اکسایش باکتریایی آهن فرو است.}

فرمولبندی روش دینامیکی برای تعیین K_La 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

$$C_{\rm L} - C_{\rm L_{\circ}} = -N_{\rm A}t \tag{(7)}$$

در اینجا 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 CL بر حسب زمان به صورت زیر بیان میشود

$$C_{L} = \frac{1 - \varepsilon}{K_{L}a} \{ (\frac{dC_{L}}{dt}) + N_{A} \} + C^{*}$$
 (F)

در این حالت مقدار ضریب انتقال جرم (K_LA) و مقدار غلظت اشباع اکسیژن محلول (C^*) از روی شیب و عرض از مبدأ نمودار D_L بر حسب $N_A + N_A$ تعیین می شود.

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

$$k_L a = f\left(rac{P_a}{V}, v_s, ...
ight)^{(l)}$$
 (با استفاده از توان مکانیکی ورودی و سرعت ظاهری جریان هوا)

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

$$\mathbf{k}_{\mathrm{L}} \mathbf{a} = \mathbf{C}_{\mathrm{V}} \left(\frac{\mathbf{P}_{\mathrm{a}}}{\mathbf{V}}\right)^{\mathrm{C}_{\mathrm{v}}} \left(\mathbf{v}_{\mathrm{g}}\right)^{\mathrm{C}_{\mathrm{v}}} \tag{V}$$

A

$$k_{L}a = C_{\gamma} \left(\frac{P_{a}}{V}\right)^{C_{\tau}} \left(v_{g}\right)^{C_{\tau}} \left(1 + C_{\tau}x + C_{\flat}x^{\intercal}\right)^{C_{\flat}} \tag{A}$$

$$k_{L}a = C_{v} \left(\frac{P_{a}}{V}\right)^{C_{v}} \left(v_{g}\right)^{C_{v}} \left(N\right)^{C_{v}}$$
(4)

$$k_{L}a = C_{V} \left(\frac{P_{a}}{V}\right)^{C_{v}} \left(v_{g}\right)^{C_{v}} \left(\mu_{m}\right)^{C_{v}}$$
(1.)

$$\mathbf{k}_{\mathrm{L}} \mathbf{a} = \mathbf{C}_{\mathrm{N}} \mathbf{N}^{\mathrm{C}_{\mathrm{r}}} \mathbf{v}_{\mathrm{g}}^{\mathrm{C}_{\mathrm{r}}} \tag{11}$$

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

۳. مواد و روشها

۱.۳ 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 ۲۵۹۰(NH۲)، ۵/۰ گرم ۲۹۷۰ ۸/۰ گرم ۲۰۱۵(NH۲)، ۵/۰ گرم ۲۰۱۰ گرم ۲۰۱۰ ۸/۰ گرم ۲۰۱۵(NO۲)، ۲۰۰ گرم FeSO، ۲۰۰ گرم ۲۰۱۱ تهیه و PH آن در مقدار ۲ ثابت نگه داشته شد [۱۸].

۲.۳ زیسترآکتور مخزنی همراه با همزن مکانیکی

آزمایش ها در یک زیست رآکتور به حجم کاری ۶ لیتر به قطر داخلی ۱۶/۵ سانتی متر، با ۴ بفل^(۶) با زوایهی [°] 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 ۳۳, و عرض پره به قطر پروانهی ۲,۰ تشکیل شده بود. فاصلهی بین پروانه ها برابر قطر رآکتور و فاصلهی پروانهی پایین تر نسبت به کف رآکتور نصف قطر پروانه بود. توزیع کنندهی هوا از نوع میله ای با ۴ سوراخ ۱ میلی متری 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 ۶۵۰ppm گزارش شده بود. این سنگ معدن با اندازهی ذرات ۸۰ میکرون مورد آزمایش قرار گرفت.





٤.۳ آزمایش های فروشویی میکروبی آزمایش های فروشویی میکروبی با سرعت همزنی ۴۰۰، ۵۰۰ و ۶۰۰ دور بر دقیقه و با نرخ هوادهی ۶۰، ۶۰ و ۳ ۱۷۷۳ با نسبت جامد به مایع ثابت ۵ درصد وزنی- حجمی انجام شد. در هر مرحله از آزمایش ها تعداد باکتری ها به عنوان یکی از پارامترهای مورد بررسی شمارش شد.

٥.٣ تجزيهها

اکسیژن محلول با استفاده از الکترود پولارو گرافیکی متلر تولدو^(۸) مدل InPro 6850i اندازه گیری شد. مشخصهی الکترود می تواند

بر K_La اندازه گیری شده تأثیر بگذارد [۵]. چنان چه در نوشتارهای علمی تأکید شده است به دلیل این که مقادیر K_La محاسبه شده در همهی موارد کوچک تر از ۰٫۳ بر ثانیه هستند فرض شده است که پاسخ الکترود 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

٤. نتايج و بحث

1.1 بورسی تغییرات غلظت اکسیژن در چرخه ی جذب و دفع در این بخش، برای اندازه گیری ضریب انتقال جرم اکسیژن آزمایش هایی 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 می شود که با افزایش زمان در مرحله ی دفع، غلظت اکسیژن محلول کاهش و در مرحله جذب، افزایش می یابد. دلیل این کاهش در مرحله ی دفع مصرف اکسیژن محلول توسط باکتری است.



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

بر پایهی معادلهی (۳) پیش بینی می شود تغییرات غلظت اکسیژن بر حسب زمان در مرحلهی دفع خطی باشد اما منحنی های رسم شده نشان می دهند 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 می یابد.

۲.٤ بررسی تغییرات ضریب انتقال جرم

در این بخش مقادیر K_La نشان داده شده در جدول ۱ برای تعدادی از آزمایشها از روی منحنی تغییرات C_L بر حسب C_L برای تعدادی از آزمایشها از روی منحنی تغییرات این جدول $\frac{dC_L}{dt} + N_A$ به دست آمد براساس اطلاعات این جدول \mathcal{R}_{MT} به دست آمد براساس اطلاعات این جدول برای تغییرات ضریب انتقال جرم از ۲۶٬۰۴ تا ۸۳٫۶ بر ساعت بود. که این، می تواند اطلاعات مناسبی برای افزایش مقیاس این نوع رآکتور باشد.

۳.٤ محاسبهی توان

توان همزن در روند جریان آشفته و در حالت کاملاً توسعه یافته (N_{Re}>۱۰۰۰) 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

$$P_{\circ} = N_{\rm p} \rho N_{\rm m}^{\rm r} D^{\circ} \tag{11}$$

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].

از آنجا که طیف وسیعی از فرایندهای میکروبی، هوازی 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

$$\frac{P}{P_{\circ}} = \frac{1}{\sqrt{2}} \left(\frac{N'T'}{gWV''} \right)^{\frac{1}{p}} \left(\frac{Q}{NV} \right)^{\frac{1}{p}}$$
(17)

که در آن W عرض (m) پرههای توربین، Q نرخ جریان حجمی (m[°]) گاز، g ثابت گرانش (۹٬۸۱ms^{-۲}) و V حجم (m[°]s⁻¹) است.

٤.٤ ارزیابی مدل های ارایه شده برای ضریب انتقال جرم از برازش مدل های ریاضی ارایه شده برای ضریب انتقال جرم اکسیژن (معادله های ۷، ۸، ۱۱) با داده های تجربی معادله های زیر به دست آمد

$$k_{\rm L}a = \mathbf{Y}_{\rm r} \mathbf{F} \mathbf{1} \times \mathbf{1} \cdot \mathbf{\overline{V}}^{\rm rr} \left(\frac{P_a}{V}\right)^{\gamma_{\rm a} \mathbf{Y}_{\rm g}} \left(\mathbf{V}_{\rm g}\right)^{\gamma_{\rm s} \mathbf{Y}_{\rm g}} \tag{14}$$

$$\begin{split} k_{L}a &= \mathbf{f}_{/}\mathbf{r} \times \mathbf{i} \cdot \mathbf{f}_{q} \left(\frac{P_{a}}{V} \right)^{\mathbf{i}_{0}\mathbf{r}_{0}} (\mathbf{v}_{g})^{\mathbf{i}_{1}\mathbf{r}_{0}} (\mathbf{i} - \mathbf{i}_{/}\mathbf{q}\Delta\Delta\times\mathbf{i} \cdot \mathbf{i}^{-\mathbf{i}_{T}}\mathbf{x} + \mathbf{f}_{/}\Delta\mathbf{f}\times\mathbf{i} \cdot \mathbf{i}^{-\mathbf{r}_{F}}\mathbf{x}^{\mathsf{r}})^{C_{F}} \left(\mathbf{i}\Delta\right) \\ k_{L}a &= \mathbf{f}_{/}\mathbf{r}\mathbf{f}\times\mathbf{i} \cdot \mathbf{i}^{-\mathbf{f}}(\mathbf{N})^{\mathbf{i}_{0}\mathbf{r}} (\mathbf{v}_{g})^{\mathbf{i}_{1}\mathbf{i}_{F}} \tag{16}$$

مقادیر ضریب همبستگی^(۱۰) (R^۲) برای معادلههای (۱۴)، (۱۵) و (۱۶) به ترتیب ۰٫۹۳۴، ۹۳۴، و ۰٫۹۴۲ به دست آمد که حاکی از آن است که مدلهای ریاضی ارایه شده از نظر دقت قابلقبول هستند؛ میزان انحراف مقادیر پیش بینی شده به وسیلهی مدلها از مقادیر تجربی در شکل ۳ این نتیجه را تأیید می کند.

						J	
-	ضریب حجمی انتقال جرم (hr ⁻¹)	نرخ مصرف اکسیژن (`ppb lit ^{- ۱} min)	غلظت سلولی باکتری (Cell m ^{-™})	توان مصرفی همزن (w m ^{-r})	سرعت همزن (rpm)	سرعت ظاهري جريان هوا (*cm s)	
	۳۶٬۰۴	۳۸۹٫۹	۴,۸×۱۰	۳۰۰,۶	۴.,	•,• ٩ ٧۴	١
	01,01	47°V/V	۴,۸×۱۰'۲	517,4	۵۰۰	• ,• 974	۲
	۶۸,۶۸	۱۰۲,۵	4×1."	٩٩٨,٩	۶.,	•,•976	٣
	30,02	٧٦,٨	۳,۲×۱۰٬۲	Y04,9	4	•,۲۹۲	۴
	۶۳ _/ ۹	٧٦,۵۴	٣,٢×١٠''	476	۵	•,۲۹۲	۵
	V0/V9	۱۰۸	4×1.''	AT 1,9	۶.,	•,۲۹۲	9
	47,44	1.4,8	4×1.''	۲ 1 <i>۶</i> ,۳	4	· /FAV	٧
	09,YV	1.0,8	4×1.''	4.0,9	۵۰۰	· /FAV	٨
	۸۳٬۶	1.0	4×1."	9V9/1	۶.,	•, FAV	٩

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

غلظت اوليهي سلولي باكتري [™]- Cell m^۱ ۱۰×۱۰٬۴ و دقت اندازه گيري غلظت سلولي باكتري ۲۰۱×۸۰.



شکل ۳. مقایسهی مقادیر KLa تجربی و به دست آمده از مدل ها.

4.6 تحليل واريانس (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 (۱+۱-، ۰)) نشان داد که دور همزن، سرعت ظاهری جریان هوا و غلظت زیست توده در گسترهی مورد بررسی به ترتیب بیش ترین 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_La 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 ٤. 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 ۵. درصد استخراج فرایندهای زیست فروشویی و نمونهی کنترل (بدون باکتری).

٥. نتيجه گيري

- محدودهی مقادیر ضریب انتقال جرم اکسیژن در رآکتور مخزنی با همزن مکانیکی ۳۶٬۰۴ تا ۸۳٫۶ بر ساعت است که خود می تواند مبنایی برای طراحی باشد.
- اثر دور همزن بر روی ضریب انتقال جرم بیش تر از سرعت ظاهری و اثر سرعت ظاهری جریان هوا بیش تر از غلظت زیست توده است.
- با بررسی معادله های به دست آمده و تحلیل واریانس نتایج
 می توان پارامتر غلظت زیست توده را در گسترهی متغیرهای
 مورد بررسی، یک عامل بی اثر یا کم اثر 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.
- 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_{O2}) 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.
- S. Aiba, A.E. Humphrey, N.F. Millis, Biochemical Engineering, Academic Press, New York (1973) 183.
- 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.
- 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 پژوهش های انجام شده [۲۲] غلظت اکسیژن محدودکننده ۱۵۰ میلی گرم بر متر مکعب و مقدار OTR ۱۱٫۰ میلی مول بر لیتر بر دقیقه گزارش شده که در این حالت مقدار ضریب انتقال جرم محدودکننده ⁽⁻۳۵hr است که از مقدار کمینهی داده های به دست آمده کم تر است. این امر بیان گر عدم محدودیت از جانب انتقال جرم است. این امر بیان گر عدم محدودیت از جانب انتقال جرم شده است. با روابط ریاضی ارایه شده در این مقاله شده است. با روابط ریاضی ارایه شده در این مقاله می توان بهینه سازی مناسبی در مورد هیدرودینامیک رآکتور برای بهینه کردن ضریب انتقال جرم حجمی کل اکسیژن انجام داد.
 - پینوشتھا:

- 1. Autotrophs
- Y. Overall Volumetric Mass Transfer Coefficient
- Oxygen Uptake Rate
- ۴. Hold Up
- ۵. Acidithiobacillus Ferrooxidans
- 9. Baffle
- V. Rushton
- A. Polarographic Mettler Toledo Electrode
- ۹. Hughmark
- **\.** Coefficient of Determination
- 11. 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.
- 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.
- 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.