

بر آورد ضریب انتقال جرم
اکسیژن در فرآیند تخمیر جامد

بر آورد ضریب انتقال جرم
در فر

بر آورد ضریب انتقال جرم
در فر

بر آورد ضریب انتقال جرم
در فر

بر آورد ضریب انتقال جرم
در فر

روش حل عددی به کار رفته finite difference بوده و نرم افزار استفاده شده جهت نوشتن برنامه کامپیوتری matlab می باشد. در انتها نیز نمودارهای حاصل از حل تحلیلی (Gowthaman et al) و عددی در یک گراف آورده شده و میزان خطا برآورد می گردد. اهمیت این مقوله به ویژه از این جهت است که امروزه بحث های تحقیقاتی زیادی در مورد تولید محصولات سوختی و صنعتی از طریق تخمیر ارائه شده و بسیاری از کشورهای دنیا روی این مورد سرمایه گذاری های کلان کرده اند.

کلمات کلیدی:

تخمیر حالت جامد - ضریب انتقال جرم اکسیژن - بیوراکتور بستر آکنده

مقدمه:

اصطلاح تخمیر حالت جامد برای فرآیندهای مختلفی کاربرد دارد. از این رو معنای دقیقی برای آن مشخص نیست. این اصطلاح به رشد میکروارگانیسم های روی مواد جامد بدون حضور آب آزاد اطلاق می شود. این روش تخمیر با عناوین مختلفی در مقالات آورده شده:

Solid State Fermentation

Solid Substrate Fermentation

Solid Phase Fermentation

Solid State Cultivation

Solid State Process

Moist State Fermentation

در این نوع تخمیر غالباً بستر جامد منشأ کشاورزی دارد. مثلاً سبوس گندم، برنج، ضایعات جامد کارخانجات کمپوت و کنسرو و سیب زمینی.

از آنجا که همه فعالیت های بیولوژیکی تقریباً در زیر سطح ۱۲٪ رطوبت متوقف می شوند، پایین ترین سطح ممکن برای تخمیر حالت جامد در این حد است.

موجود زنده در سیستم تخمیر حالت جامد درگیر بوده و این امر سبب پیچیده تر شدن نسبی وضعیت آن می شود. اصولاً غلظت اکسیژن محلول در محیط تخمیریکی از عوامل مهم و حیاتی برای رشد و تکثیر میکروارگانیسم ها و تولید محصولات

انتقال جرم اکسیژن در سیستم های میکروبی هوازی فاکتوری محدود کننده در رشد سلول ها و حفظ فعالیت آن ها و تولید محصول (تبدیل بیولوژیکی) بشمار می رود. انتقال ناکافی اکسیژن منجر به کاهش رشد سلول ها و تولید محصول خواهد گشت. در مورد انتقال اکسیژن در تخمیر غوطه ور (SMF) (۱) تاکنون مطالعات وسیعی صورت گرفته است ولی هنوز توجه زیادی در سیستم های تخمیر جامد در مورد آن صورت نگرفته است. در صورتیکه از نتایج مربوط به تخمیرهای غوطه ور در مورد SSF (۲) استفاده گردد، در طراحی دچار مشکل شده و توانایی لازم برای تأمین اکسیژن کافی جهت تغذیه میکروارگانیسم ها ($\mu - org$) ایجاد نخواهد شد. از آنجا که در SSF جریان مایع وجود ندارد، انتقال جرم به صورت کنوکسیون وجود نداشته و اکسیژن در فیلم مایع (بیوفیلم) مصرف می شود. در نتیجه لازم است مدل جدیدی جهت تخمین در تخمیرهای فاز جامد (SSF) ارائه شود. جهت این کار داده های تجربی (Gowthaman et al) توسط یک مدل شبه پایا آنالیز شده و صحت و سقم این مدل ریاضی تخمین زده می شود. در حقیقت هدف این مقاله مشخص کردن پدیده انتقال جرم اکسیژن در SSF و خصوصاً ارائه مدلی جهت تعیین پروفیل غلظت اکسیژن در بیوفیلم و تخمین ضریب انتقال جرم آن و مقایسه مقادیر حاصل با مقادیر تجربی (Gowthaman et al) می باشد.

در این مقاله سعی بر این است که مفهوم کلی SSF و کاربردهای آن روشن شده و پس از حل عددی مسئله، پروفیل کلی انتقال اکسیژن و در نتیجه $K_L a$ به دست آید. بدین ترتیب با روشن شدن مسئله و دانستن مقادیر غلظت و $K_L a$ ، طراحی صحیح سیستم مقدور خواهد شد. در راستای این اهداف

● دکتر مهدی ارجمند

● مهندس لیلا محرومی

دانشگاه آزاد اسلامی - واحد علوم و تحقیقات

تهران - گروه مهندسی شیمی

مهندسی شیمی) به جایگاه بالاتری برسند. شاید در قرن بیست و یکم فقدان منابع طبیعی مزیت محسوب شود چرا که نوعی محرک جهت افزایش دانش تولید فرآورده‌های سوختی از طریق فرایند تخمیر و به عبارتی توسعه ملی و همه جانبه می‌باشد.

مدلینگ سیستم

در تخمیر فاز جامد (SSF)، از بسترهای آکنده (پر شده) که سوبستراهای جامد مرطوب در آن نقش پکینگ را دارند استفاده می‌شود. میکروارگانیسم‌ها درون یا روی سطح سوبسترا که دور آن را یک فیلم مایع احاطه کرده، رشد می‌کنند. از آنجا که میزان آب در محیط تخمیر کم است، میکروارگانیسم‌ها در تماس بسیار نزدیک با اکسیژن فاز گازی که فضاهای خالی درون بستر جریان دارد، می‌باشند. در نتیجه سرعت انتقال جرم اکسیژن و ضریب آن در SSF بسیار بحرانی‌تر و حساس‌تر از SMF است.

در سیستم SSF یک توده فاز مایع هموزن در کنار فیلم مایع وجود نداشته و فاز مایع دارای کتوکسیون نمی‌باشد. در حقیقت مکانیسم غالب در این مدل تخمیر (SSF)، مکانیسم نفوذ است و عمل نفوذ تحت گرادیان‌های غلظت ناشی از مصرف اکسیژن توسط میکروارگانیسم‌ها در فیلم مایع رخ می‌دهد. در سیستم‌های SMF از آنجا که حلالیت اکسیژن در محیط مایع (Fermentation Broth) کم است، مخصوصاً وقتی محیط تخمیر در طی فرایند تخمیر غیرنیوتنی و ویسکوز می‌شود، در نتیجه فراهم کردن اکسیژن یک فاکتور محدود کننده جهت رشد سلولی به شمار می‌رود.

در انواع SSF، آب آزاد چندانی وجود ندارد، ولی حفره‌های میکرو و ماکروی درون سوبسترا به اندازه کافی مرطوب هستند تا فیلم مایع دور $\mu - org$ تشکیل دهند و این قضیه انتقال اکسیژن را در سیستم‌ها بسیار موثرتر از انواع SMF می‌کند. Bajracharya در محیط‌های گازی مشابه، میزان انتقال اکسیژن (OTR) را در SSF بسیار بیشتر از SMF گزارش کرده است و این به دلیل نسبت بالای سطح تماس به حجم مایع (اغلب آب) در SSF در مقایسه با SMF می‌باشد. چرا که می‌دانیم هر چه قدر نسبت حجم/سطح افزایش یابد مقدار μ و به تبع نرخ انتقال زیاد می‌شود. در SSF این اکسیژن است که نفوذ می‌کند

بیولوژیکی به کمک آن‌ها خصوصاً برای میکروارگانیسم‌های هوازی و بی‌هوازی اجباری می‌باشد. از جمله عوامل مهمی که بر این حلالیت و یا انتقال جرم اثر می‌گذارد می‌توان به شدت هوادهی، دور همزن مکانیکی در صورتی که عمل اختلاط محیط به کمک همزن صورت گیرد، ویسکوزیته محیط تخمیر و تغییرات آن در طول فرایند چه بر اثر اجزاء تشکیل دهنده محیط تخمیر باشد و چه بر اثر افزایش توده سلولی، اشاره نمود.

علی‌رغم جنبش و تحول جدیدی که در بیوتکنولوژی وجود دارد کاربرد میکروارگانیسم‌ها برای اهداف صنعتی در سطح وسیع چندان تازگی ندارد. قرن‌ها پیش از این در آسیا و آفریقا مردم با فرهنگ‌های گوناگون آموختند که چگونه به وسیله مخمرها و باکتری‌ها شراب، آبجو، سرکه و ساکی بسازند و با قارچ‌ها محصولات غذایی مختلف تولید کنند که این فرایندهای سنتی بدون هیچ دانش علمی گسترش یافت.

در دهه‌های اول قرن بیستم فرایندهای صنعتی تولید اسید لاکتیک، اتانول، استون، بوتانول، ریوفلاوین و همچنین فرایندهای تولید آنزیم‌هایی مثل پروتئاز، آمیلاز و اینوراز توسعه یافتند. معهدا مهمترین پیشرفت قابل توجه در میکروبیولوژی صنعتی بعد از جنگ جهانی دوم روی داد و آن زمانی بود که فرایند تولید صنعتی پنی سیلین به انجام رسید.

مرحله برجسته‌تر پیشرفت تکنولوژی زمانی روی داد که فرایندهای تخمیری مداوم تشکیل شدند. این فرایندها اولین بار به منظور تولید غذای انسان و خوراک دام از باکتری‌ها و مخمرها (پروتئین تک یاخته) استفاده شدند. تا جایی که امروزه تولید غذا تا میزان ۱۰۰۰۰ تن در سال با استفاده از گاز طبیعی آلکان‌ها یا متانول به عنوان سوبسترا امکان پذیر گردیده است.

امروزه به لحاظ خطر کمیاب شدن نفت و منابع طبیعی، تولید اتانول سوختی به کمک مواد نشاسته‌ای شروع شده است و فرایندهای میکروبی قدیمی برای ساخت استون و بوتانول از نشاسته که در دهه‌های ۱۹۲۰ و ۱۹۳۰ توسعه یافته‌اند، رونق تازه‌ایی پیدا کرده‌اند.

برای تولید میکروبی سوخت‌ها از مواد زاید سلولزی پتانسیل زیادی وجود دارد اما تا به امروز این قبیل فرایندها در مرحله آزمایشگاهی قرار داشته و تحقیقات روی آن‌ها ادامه دارد. امروزه در تخمیر صنعتی کاهش قیمت انرژی عامل مهم و اساسی می‌باشد. این هدف با استفاده از فرمانتورهای ویژه‌ای نظیر ایرلیفت و به وسیله استرلیزاسیون مداوم محیط کشت تحقق می‌یابد. از نقطه نظر شیمیایی میکروارگانیسم‌ها را می‌توان به عنوان کاتالیزور شیمیایی راکتورها در نظر گرفت. احتمال می‌رود میکروارگانیسم‌ها، هر چه بیشتر برای انجام واکنش‌های شیمیایی ویژه‌ای که به لحاظ ممانعت فضایی اتم‌ها یا عدم پایداری سوبسترا یا محصول باروش‌های شیمیایی نمی‌توانند انجام شوند، مورد استفاده قرار گیرند. با توجه به اینکه منابع طبیعی کشورهای غنی دنیا جهت تامین سوخت و انرژی رو به اتمام است، داشتن این منابع ثروت نیست. بلکه تکنولوژی تولید آن از روش‌های تخمیری که یکی از شاخه‌های علم بیوتکنولوژی است و تحقیق هر چه بیشتر روی این مقوله بیانگر پیشتازی در عرصه علم و تکنولوژی بوده و بدیهی است آینده در دست کشورهای است که در این مسئله (بیوتکنولوژی در



$$No_2 = K_L a (C_{L,R_2} - C_{L,R_1}) \quad (1)$$

No_2 : تعداد مول های اکسیژن که به ازای هر متر مکعب از فرمانتور در هر ثانیه مصرف می شود. $(\frac{mole}{m^3 \cdot s})$
 R_1 : شعاع ذره جامد (سوبستراها به شکل کره های جامد در نظر گرفته می شوند).

R_2 : شعاع ذره جامد به همراه فیلم اطراف آن.

در این معادله فرض شده است که تخمیر در شرایط شبه پایا انجام شده است. مقاومت در مقابل انتقال جرم تنها دلیل حضور فیلم مایع بوده و میکروارگانیسم ها فقط در فیلم مایع که ذره کروی (سوبسترا) را احاطه کرده رشد می کنند. بر اساس این فرضیات C_{1,R_2} در تعادل ترمودینامیکی با فاز گازی خارج ذره می باشد. در صورتیکه در فیلم مایع دارای مصرف اکسیژن نبوده و تنها دارای نفوذ باشیم میزان K_L برابر با نسبت ضریب نفوذ به ضخامت فیلم خواهد بود یعنی رابطه یک را می توان به صورت معادله دو نوشت:

$$No_2 = (\frac{Do_2}{\delta}) a (C_{1,R_2} - C_{1,R_1}) \quad (2)$$

که δ ضخامت فیلم مایع است. از آنجا که درSSF اکسیژن در فیلم مایع بدلیل حضور میکروارگانیسم ها مصرف می شود، پروفیل غلظت اکسیژن ناشی از نفوذ و مصرف آن بوده و معادله دو پاسخ صحیحی نخواهد داد. ولی در هر حال معادلات یک و دو جهت تخمین نسبی $K_L a$ در طول بیوفیلم درSSF بکار می روند.

مواد و روش ها:

در یک فرمانتور از نوع Packed (آکنده) و از جنس استیل (SS) با ارتفاع ۳۴۵mm و قطر ۱۵۰mm انتقال اکسیژن مورد بررسی قرار می گیرد. این واحد تجربی مجهز به مرطوب کننده، جریان سنج (Flowmeter)، ترومومتر و آنالیز کننده های اکسیژن و دی اکسید کربن بوده و در ارتفاع های مختلف آن نمونه گیری انجام می شود. شمای کلی این سیستم در شکل (۱) آمده است.

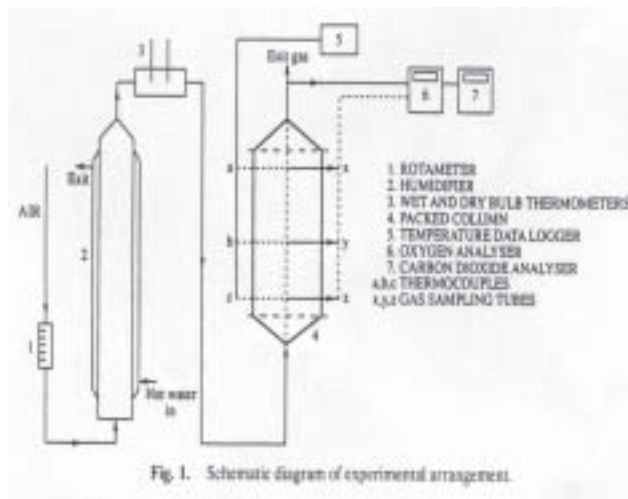


Fig. 1. Schematic diagram of experimental arrangement.

در صورتی که درSSF مایع حاوی اکسیژن محلول باید از میان سلول ها نفوذ کند. لازم به یادآوری است که مقدار نفوذ گاز همیشه بیشتر نفوذ مایع است. با توجه به مطالب گفته شده روش بدست آوردن $K_L a$ درSSF مشابه SSF نیست. در هر حال جهت بهبود عملکرد بیوراکتورها، تعیین نرخ انتقال اکسیژن (OTR) ضروری بوده و دانستن آن منوط به تعیین $K_L a$ است. تمامی واکنش های بیوشیمیایی در سیستمSSF، درگیر انتقال اکسیژن و دی اکسید کربن درسوبسترای متخلخلی هستند که بیومس میکروبی در آن در حال رشد است. درحین واکنش های بیوشیمیایی اکسیژن مصرف شده و دی اکسید کربن تولید می شود و درکنار آن ها حرارت نیز ایجاد می شود. بنابراین واکنش های اتفاق افتاده، اکسیژن را به درونسوبستر انتقال داد و دی اکسید کربن و حرارت را درون بسترسوبسترا به فاز گاز اطراف آن منتقل می کند و در بیومس تحت واکنش شیب های غلظت و دما رو به افزایش می رود. رسیدن به طرحی دلخواه از بیوراکتورهایSSF با کمترین شیب و بیشتر شدن واکنش ها نیاز به داشتن مدل ریاضی مناسب برای پیش بینی مراحل بیواکنشی و نیز شیب های غلظت و حرارت خواهد داشت. قوانین ترمودینامیکی، بقای جرم و انرژی را برای این سیستم ها می توان بکار برد. تبعاً شرایط محیطی نظیر دما، PH، فشار اسمزی غلظت محصولات و مواد مغذی و میزان اکسیژن بر رشد مؤثر است. کنترل محیطی درSF به علت یکنواختی محیط کشت نسبتاً راحت تر ازSSF است. به عنوان یک نتیجه گیری معقول می توان اظهار داشت که در روشSSF مشکلاتی از قبیل انتقال اکسیژن، اختلاط، ناهمگن بودن PH، دما و میزان مواد مغذی اتفاق می افتد.

گزارش های اندکی درباره ی سینتیک واکنش های زیستی در روش تخمیر حالت جامد موجود است که این موضوع تا حدودی ناشی از مشکلات مرتبط با اندازه گیری عوامل رشد، اندازه گیری جرم سلولی،سوبسترای مصرف شده، بازده محصول و آنالیز فیزیکی نظیر الگوهای رشد است.

ارائه مدل انتقال اکسیژن

سرعت حجمی انتقال اکسیژن از فرمول یک محاسبه می شود:



را می توان از قانون هنری بدست آورد (چرا که میزان این حلالیت کم است).
- تمام ذرات سوپسترا به شکل جامدات کروی بوده و دارای قطر یکسان می باشند.
- سرعت حجمی جریان هوا در داخل بیوراکتور ثابت است.
با استفاده از این فرضیات معادله جرم اکسیژن و شرایط مرزی آن برای هر ذره کروی درون بیوراکتور را چنین می توان نوشت:

(۳)

$$\frac{1}{r^2} \frac{\partial}{\partial r} (r^2 (-D_{O_2,L} \frac{\partial C_{O_2}}{\partial r})) = -D_{O_2,L} (\frac{\partial^2 C_{O_2}}{\partial r^2} + \frac{2}{r} \frac{\partial C_{O_2}}{\partial r})$$

شرایط مرزی

(۴)

$$At \quad r = 0: \quad \frac{\partial C_L}{\partial r} = 0$$

$$At \quad r = R_1: \quad D_{O_2,L}^F \frac{\partial C_L^F}{\partial r} = D_{O_2,L}^S \frac{\partial C_L^S}{\partial r} \quad (5)$$

$$At \quad r = R_2: \quad D_{O_2,L}^F \frac{\partial C_L^F}{\partial r} = K_G (C_G - C_G^i) \quad (6)$$

مقادیر پارامترهای مورد نیاز در این معادلات که سعی بر این است که هرچه بیشتر به مقادیر تجربی نزدیک تر باشند در جدول یک آمده اند. جهت حل موازنه جرم اکسیژن مقدار ضریب انتقال جرم در فاز گازی (K_G) معادلات موجود در ضمیمه مورد استفاده قرار می گیرند. با تخمین (K_G) از یکی از معادلات ضمیمه A، می توان مقدار C_G^i (غلظت اکسیژن در سطح مشترک گاز - مایع در قسمت گاز) را از معادله زیر بدست آورد:

$$Q_G (C_G^m - C_G^{int}) = K_G A_p n_p (\bar{C}_G - C_G^i) \quad (7)$$

این معادله بیان می کند که مقدار افت اکسیژن در قسمت مشخصی از ستون بیوراکتور برابر با میزان کل اکسیژنی است که توسط کنوکسیون به تعداد n_p ذره (Particle) منتقل شده است. \bar{C}_G به عنوان میانگین C_G^{int} و C_G^m در نظر گرفته می شود (در هر قسمت مشخصی از ستون C_G^m و C_G^{int} مشخص اند. بنابر این C_G^i مستقیماً از معادله (7) محاسبه می شود. در نتیجه C_G^i که برابر با غلظت اکسیژن در سطح مشترک گاز - مایع در قسمت مایع می باشد و از قانون هنری بدست آمده و به جای حل معادله (6) به عنوان یک شرط مرزی مستقیم به کار گرفته $(at \quad r = R_2, \quad C = C_G^i (finite))$ می شود. با قرار دادن شرط مرزی جامد - فیلم برابر با صفر، ساده سازی دیگری در شرایط مرزی و حل معادله اعمال می شود. در نهایت میانگین سرعت مصرف اکسیژن در بیوفیلم در هر قسمت مشخص از بیوراکتور (ستون پر شده) برابر با افت میزان اکسیژن در گاز عبوری از میان هر قسمت از ستون خواهد بود. یعنی با این فرضیه می توان میانگین سرعت مصرف اکسیژن در فیلم مایع را که با رابطه هشت نشان داده شده بدست آورد:

$$RO_2 = \frac{Q_G (C_{G,m} - C_{G,int})}{n_p (\frac{4}{3}) \pi (R_2^3 - R_1^3)} \quad (8)$$

توسعه انتقال جرم اکسیژن

مدلی که در اینجا مطرح می شود انتقال اکسیژن را در یک فرمانتور از نوع پر شده توسط سوپستراهای کروی شکل (Packing) مورد نظر قرار می دهد. فرض می شود که فیلامنت های قارچی (میکروارگانیزم ها) به شکل یکنواخت (یونیفورم) روی سطح سوپسترا رشد می کنند. شکل (2)، نمای ظاهری مکانیسم انتقال اکسیژن را در فیلم مایع اطراف سوپسترا و درون آن نشان می دهد (سوپسترا به فورم ذره کروی فرض می شود) با توجه به شکل (2) اکسیژن از فاز گازی توسط مکانیسم کنوکسیون به سطح مشترک گاز - مایع منتقل می شود که در آنجا حل شده و سپس به درون فیلم مایع و سوپسترا نفوذ کرده و به مصرف $\mu - org$ ها می رسد.

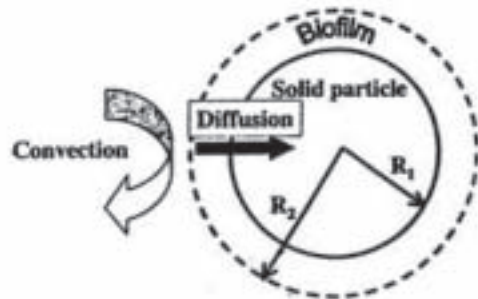


Fig. 2 Schematic representation of mass transfer mechanisms.

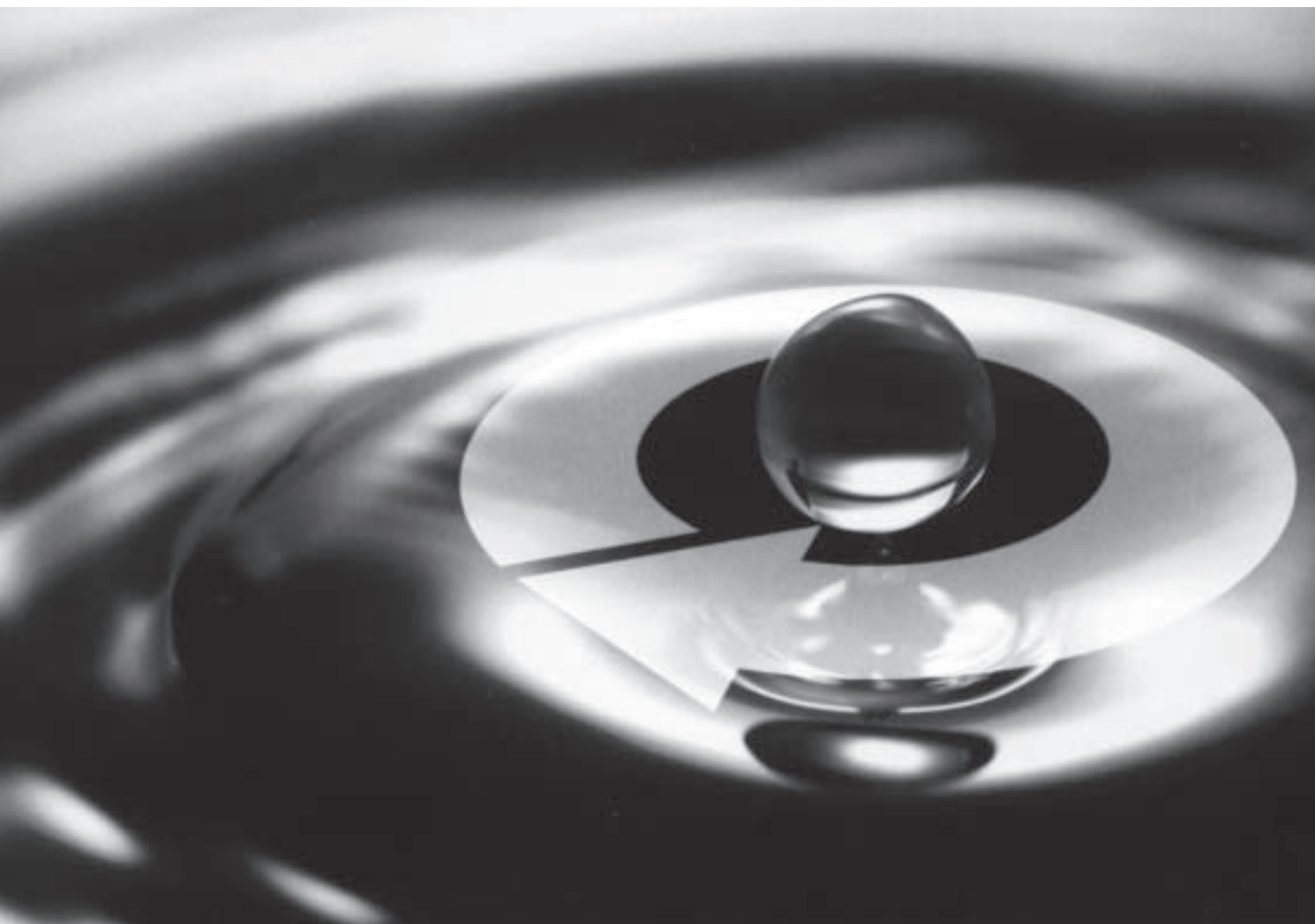
عمل نفوذ تحت گرادیان غلظتی حاصل می شود که ناشی از مصرف اکسیژن توسط میسلیم های قارچی است. موازنه جرم اکسیژن به چهار قسمت از ستون که داده های تجربی در مورد آن ها در دست هستند محدود می شود: (۲۸۰-۱۷۰، ۱۷۰-۸۰، ۸۰-۳۳، ۳۳-۰) جهت ارائه مدل فرضیات زیر منظور می شوند:
- با توجه به دینامیک آهسته رشد سلولی در بیوفیلم در مقایسه با دینامیک انتقال فرض حالت شبه پایا (Pseudo-steady-state) صحیح به نظر می رسد.
این قضیه نشان می دهد که پروفیل غلظت اکسیژن و مصرف آن در فاز گاز و مایع ثابت است. فعالیت $\mu - org$ به گونه ای است که میزان مصرف اکسیژن برابر با مقدار کاهش آن در فاز گاز است (در هر قسمت مشخص از ستون تخمیر).

- قارچ قادر به نفوذ در شبکه جامد نبوده و رشد سلولی تنها در فیلم مایع رخ می دهد. در نتیجه اکسیژن تنها در بیوفیلم مصرف شده و مصرف آن در داخل شبکه جامد رخ نمی دهد.

- ضخامت فیلم مایع ثابت است.

- سرعت مصرف اکسیژن و دانسیته بیومس در بیوفیلم یکنواخت (یونیفورم) هستند. در نتیجه پروفیل غلظت اکسیژن در بیوفیلم تنها به صورت شعاعی تغییر می کند.

- نفوذ اکسیژن چه داخل فیلم مایع و چه در داخل سوپسترا (جامد کروی) یکسان است.
- غلظت اکسیژن در فازهای گاز و مایع در فصل مشترک به ترتیب برابر با (C_G^i, C_L^i) می باشد. حلالیت اکسیژن در فاز مایع



ذکر است که در هر مورد مقدار $K_L a$ را می‌توان با استفاده از معادله یک محاسبه نمود.

پروفیل غلظت اکسیژن و تخمین $K_L a$

در این مطالعه فرض شده است که میکروارگانیسم‌ها ذره‌کروی (سوبسترا) را به شکل یک فیلم نازک احاطه کرده‌اند و در داخل جامد رشد سلولی وجود ندارد. در نتیجه مصرف اکسیژن تنها درون بیوفیلم اتفاق می‌افتد. یعنی در داخل ذره $(r \in [0,1])$ پروفیل غلظت مسطح بوده و دارای گرادیان نمی‌باشد. با داشتن پروفیل غلظت اکسیژن در طول ستون تخمیر با کمک معادله (۱) می‌توان $K_L a$ را در هر قسمت محاسبه نمود. در زمان تخمیر ۲۰ ساعته چه در دبی ۵ و چه در ۲۰ لیتر بر دقیقه مقادیر $K_L a$ مشابه و برابر با ۰.۳۳۴ بر ثانیه می‌باشد. این قضیه نشان می‌دهد که نسبت میانگین سرعت مصرف اکسیژن به میانگین گرادیان غلظت در بیوفیلم ثابت است. فلاکس مصرف اکسیژن در سطح مشترک گاز مایع (فیلم مایع) حداکثر بوده و در سطح مشترک جامد-مایع به صفر می‌رسد. شکل‌های (۲) و (۴) پروفیل غلظت اکسیژن محلول

Ro_2 و No_2 هر دو سرعت حجمی مصرف اکسیژن را نشان می‌دهند. Ro_2 بر مبنای کل حجم بیوفیلم‌های درون هر قسمت مشخص از بیوراکتور No_2 بر مبنای حجم کل آن قسمت می‌باشد. با حل موازنه جرم اکسیژن در فیلم مایع و درون سوبسترا (جامد کروی) از طریق معادله finite difference می‌توان پروفیل غلظت اکسیژن را بر حسب شعاع (r) بدست آورد. در این معادله $Do_2 \cdot L$ معلوم بوده و Ro_2 در هر قسمت از بیوراکتور قابل حصول می‌باشد.

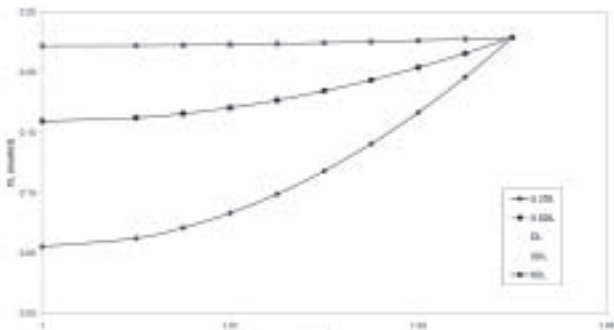
(۹)

$$\frac{C_L(r)}{C_L'} = 1 + \frac{1}{6} \left(\frac{Ro_2 R_2}{D_{O_2/L} C_L'} \right) \left[\left(\left(\frac{r}{R_2} \right)^2 - 1 \right) + 2 \left(\frac{R_1}{R_2} \right)^2 \left(\frac{R_2}{r} - 1 \right) \right]$$

نتایج

جهت نتیجه‌گیری، نمودارهای مربوط به غلظت اکسیژن در قسمت‌های مختلف ستون تخمیر و زمان‌های متفاوت در دو دبی مختلف ۵ و ۲۰ لیتر بر دقیقه مورد بررسی قرار گرفتند. ضخامت بیوفیلم $25 \mu m$ فرض شده است. شایان

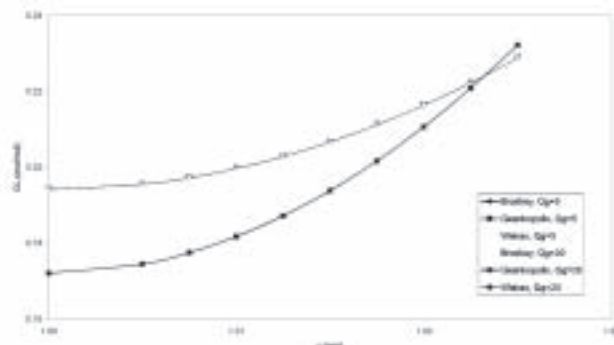
(Convection) از فاز گازی به بیوفیلم منتقل شده و سپس از میان بیوفیلم نفوذ کرده و به سطح سوپسترا می‌رسد. واضح است که مقاومت اصلی در مقابل انتقال جرم در بیوفیلم بوده و نفوذ (Diffusion) کنترل کننده انتقال جرم است. شکل شماره پنج تأثیر مقادیر مختلف ضریب نفوذ اکسیژن را بر گرادیان تولید شده در طول ۲۳ الی ۸۰ میلی‌متر ستون از بیوراکتور و زمان بیست ساعت و در دبی‌های مختلف ۵ و ۲۰ لیتر بر دقیقه را نشان می‌دهد. مقدار عددی $D_{O_2,L}$ برابر با $2.5 \times 10^{-9} m^2/s$ است. (جدول (۱)). افزایش ضریب نفوذ اکسیژن منجر به کاهش گرادیان غلظت و مسطح شدن پروفیل‌ها در بیوفیلم می‌شود. کاهش ضریب نفوذ منجر به نرسیدن اکسیژن کافی به $\mu - org$ ها سطح سوپسترا شده و حتی در صورت کاهش زیاد آن شرایط بی‌هوایی در بیوفیلم ایجاد می‌شود.



شکل ۵- پروفیل غلظت شعاعی اکسیژن پس از گذشت ۲۰ ساعت از تخمیر در فاصله ۲۳-۸۰ میلی متر از ستون در $Q_g = 5 \text{ Litr/min}$

ضریب انتقال جرم اکسیژن در فاز گازی

روابط موجود در ضمیمه A، جهت محاسبه ضریب انتقال جرم در فاز گاز (K_G) استفاده می‌شوند. شکل (۶) تأثیر مقادیر (K_G) حاصل از معادلات مختلف را بر C_L در دو دبی مختلف ۵ و ۲۰ لیتر بر دقیقه در طول ۲۳ الی ۸۰ میلی‌متر از فرماتور را نشان می‌دهد.

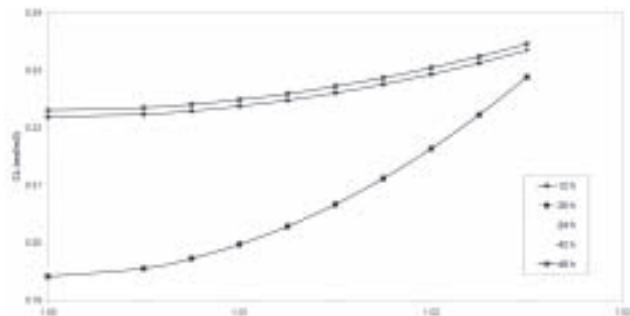


شکل ۶- پروفیل غلظت شعاعی اکسیژن در فاصله ۲۳-۸۰ میلی متر از ستون تخمیر

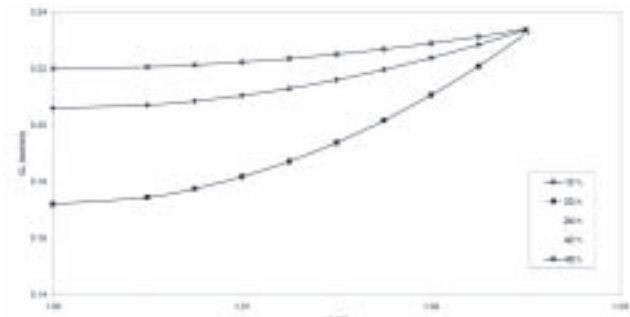
Table 1
Nominal values of simulation parameters

| Parameter | Value | Reference |
|--------------------------------|-----------------------------|----------------------|
| Biofilm thickness (δ) | 25 μm | Assumed |
| $D_{O_2,G}$ | $2.08 \times 10^{-5} m^2/s$ | |
| $D_{O_2,L}$ | $2.50 \times 10^{-9} m^2/s$ | |
| Diameter of packed column | 0.150 m | Gowthaman et al. [4] |
| P | 101 300 Pa | - |
| Q_G | 5, 20 l/min | Gowthaman et al. [4] |
| R | 8.313 Pa $m^3/gmol K$ | - |
| R_f | 2 mm | Gowthaman et al. [4] |
| T | 30°C | Assumed |
| ϵ | 0.4 | Assumed |
| ρ_G | 1.177 kg/m^3 | |
| ρ_L | 1000 kg/m^3 | |
| ρ_G | 1.846×10^{-5} | |

را در ارتفاع ۲۳ الی ۸۰ میلی‌متر ستون و بر حسب زمان‌های مختلف تخمیر در دو دبی ۵ و ۲۰ لیتر بر دقیقه نشان می‌دهد.



شکل ۳- پروفیل غلظت شعاعی اکسیژن در ۲۳-۸۰ mm از ستون تخمیر در $Q_g = 5 \text{ Litr/min}$



شکل ۴- پروفیل غلظت شعاعی اکسیژن در ۲۳-۸۰ mm از ستون تخمیر در ۲۰ Litr/min

ضریب نفوذ

همان طور که از شکل دو مشخص است اکسیژن از طریق جابجایی آزاد

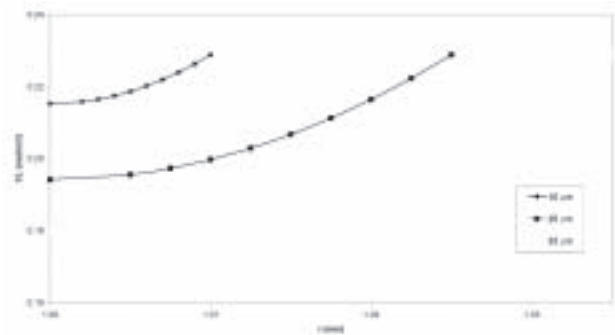
ضخامت بیوفیلم :

اکسیژن محلول در بیوفیلم و ذره‌کروی در قسمت‌های مختلف ستون تخمیر و زمان‌های متفاوت آن بر اساس داده‌های تجربی در دسترس محاسبه و به دست آمد. جهت تعیین گرادیان غلظت اکسیژن و ضریب نفوذ اکسیژن، لازم است که مقادیر ضخامت بیوفیلم (δ) و سطح مشترک $(a : \frac{m^2}{m^3})$ تخمین زده شوند. در این مقاله با یک سری فرضیات ساده کننده، مدلی آنالیتیکی ارائه شده که با کمک آن می‌توان پروفیل غلظت اکسیژن محلول را به دست آورد. این مدل از روش عددی و بدون ایجاد مشکل خاصی قابل حل است. میزان گرادیان غلظت اکسیژن در هر مقطع از ستون به ضخامت بیوفیلم ضریب نفوذ اکسیژن و سرعت حجمی جریان هوای ورودی (دبی) بستگی دارد. به جای استفاده از $K_L a$ در معادله ۱ یک پیشنهاد شده که از معادله دو که دارای پارامترهای $a, \delta, D_{O_2, L}$ می‌باشد جهت توضیح انتقال جرم اکسیژن در سیستم‌های SSF استفاده شود. جهت اشتباه نشدن $K_L a$ مورد استفاده در SMF با SSF پیشنهاد شده که از پارامتر $K_{F, a}$ (ضرب هدایتی بیوفیلم) که سه پارامتر a و δ و $D_{O_2, L}$ را شامل می‌شود $(K_{F, a} = \frac{D_{O_2, L}}{\delta} a)$ ، جهت تخمین گرادیان غلظت اکسیژن در طول بیوفیلم استفاده شود.

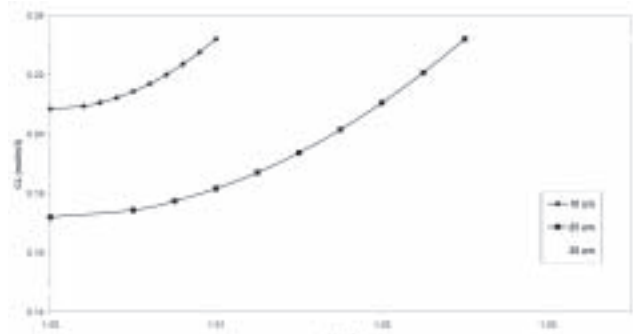
علائم و نشانه‌ها

| | |
|------------------------------------|--|
| a | gas liquid volumetric surface area (m^2/m^3) |
| A_p | gas - liquid interfacial area of a particle ($4\pi R_2^2$) (m^2) |
| \bar{C}_G | average gas phase oxygen concentration in a bed section (mol/m^3) |
| C_G | gas phase oxygen concentration (mol/m^3) |
| C_L | dissolved oxygen concentration (mol/m^3) |
| $D_{O_2, L}$ | Oxygen diffusivity in the liquid phase (m^2/s) |
| $D_{O_2, G}$ | Oxygen diffusivity in the gas phase (m^2/s) |
| d_p | particle diameter with biofilm ($\sim 2R_2$) (m) |
| k_G | gas - phase convective mass transfer coefficient (m/s) |
| $K_{F, a}$ | biofilm mass mass transfer coefficient (1/s) |
| $K_{L, a}$ | overall oxygen mass transfer coefficient (1/s) |
| N_{O_2} | volumetric oxygen mass transfer rate on the basis of the total volume of the packed column ($mol/m^3 \cdot s$) |
| n_p | number of solid particles in a specific bed section |
| P | pressure (Pa) |
| Q_G | gas flow rate (L/min) |
| R | gas constant ($Pa \cdot m^3/gmol \cdot K$) |
| r | radial position coordinate (m) |
| R_1 | particle radius |
| R_2 | radius of the particle with it's biofilm (m) |
| R_{O_2} | volumetric oxygen consumption rate on the basis of the volume of the biofilm ($mol/m^3 \cdot s$) |
| T | temperature (K) |
| U_g | superficial gas velocity (m/s) |
| Greek letters | |
| δ | biofilm thickness (m) |
| ρ | density (Kg/m^3) |
| μ | gas viscosity (Pa.s) |
| ϵ | packed column void fraction |
| Subscripts and superscripts | |
| F | film |
| G | gas phase |
| L | liquid phase |
| S | solid phase |

انتخاب ضخامت $25 \mu m$ به عنوان ضخامت بیوفیلم اختیاری است. در عمل مقدار ضخامت در طول فرآیند تخمیر تغییر می‌یابد. شکل‌های (۷) و (۸) تأثیر ضخامت بیوفیلم را بر پروفیل غلظت اکسیژن نشان می‌دهند. هر چقدر ضخامت بیوفیلم کمتر باشد سرعت حجمی مصرف اکسیژن Ro_2 در بیوفیلم بیشتر خواهد بود چرا که افت مقدار اکسیژن در جریان گاز باید در حجم کمتری از مایع مصرف شود. با کاهش ضخامت بیوفیلم، No_2 حاصل از معادله تغییر نمی‌کند. چرا که کاهش ضخامت بیوفیلم با کاهش گرادیان غلظت ایجاد شده در بیوفیلم جبران می‌شود و این مساله با توجه به رابطه دو، No_2 را ثابت نگه می‌دارد. (در حقیقت در این رابطه مقدار $\frac{\Delta C}{\delta}$ ثابت باقی می‌ماند.) با توجه به رابطه یک در صورت کاهش δ جهت ثابت ماندن No_2 باید $K_{L, a}$ افزایش پیدا کند. یعنی کم شدن ضخامت بیوفیلم، مقاومت نفوذی آن را کاهش داده و میزان $K_{L, a}$ را افزایش می‌دهد.



شکل ۷ - پروفیل غلظت شعاعی اکسیژن پس از گذشت ۲۰ ساعت از تخمیر در فاصله ۲۳-۸۰ میلی متر از ستون در $Q_g = 5 \text{ Litr/ min}$



شکل ۸ - پروفیل غلظت شعاعی اکسیژن پس از گذشت ۲۰ ساعت از تخمیر در فاصله ۲۳-۸۰ میلی متر از ستون در $Q_g = 20 \text{ Litr/ min}$

نتیجه گیری :

در این مقاله یک مدل ساده شبه پایا (Pseudo- Steady- State) جهت مطالعه انتقال جرم اکسیژن در سیستم تخمیر جامد ارائه شده و سپس پروفیل غلظت

نانو تکنولوژی

نشریه فنی مهندسی نفت و انرژی در نظر دارد ویژه نامه ای با محوریت نانو تکنولوژی و کاربرد آن در صنایع مختلف نفت و انرژی به چاپ برساند.

از کلیه علاقه مندان دعوت می شود مقالات علمی خود را به نحو مقتضی به دفتر نشریه ارسال دارند.

پست الکترونیکی:

oilnano@yahoo.com

برای پویایی هرچه بیشتر نشریه فنی مهندسی نفت و انرژی خواهشمند است مقالات خود را به نحو مقتضی به دفتر نشریه ارسال فرمائید .

تلفکس : ۸۸۶۷۱۶۷۶ - ۸۸۶۶۲۲۹۷

نشانی : تهران ، صندوق پستی

۵۱۹ - ۱۴۶۶۵

www.naft-o-energy.com

info@naft-o-energy.com



ضمیمه A:

رابطه های لازم جهت بدست آوردن K_G :

$$Sh = \frac{K_G d_p}{D_{O_2, G}} = \frac{0.1}{(1-\epsilon)^{1.4}} \left(\frac{d_p U_{G, \rho_G}}{\mu_G} \right)^{1.4} = \frac{0.1}{(1-\epsilon)^{1.4}} Re^{1.4}$$

$$Sh = \frac{0.4548}{\epsilon} \left(\frac{d_p U_{G, \rho_G}}{\mu_G} \right)^{0.59} \left(\frac{\mu_G}{\rho_G D_{O_2, G}} \right)^{0.33} = \frac{0.4548}{\epsilon} Re^{0.59} Sc^{0.33}$$

$$Sh = 2 + 1.1 Re^{0.68} Sc^{0.33}$$

پانوشت :

۱- Submerged Fermentation

۲- Solid State Fermentation

مراجع:

- 1-CCannel E., Moo-Young M., August/September, 1980, Solid state Fermentation Systems. Process Biochem. 15 (6) :24
- 2-Doelle H.W., Mitchell, D.A., Rolz C.E., 1992, Solid substrate cultivation, Elsevier Science.
- 3- Gowthaman MK., Raghava Rao KSMS., Ghildyal NP., Karanth NG, 1995, Estimation of in solid-state fermentation using a packed-bed bioreactor. Process Biochem. 30 (1):9-15
- 4-Hesseltine C.W., 1972, Solid state fermentation, Biotechnol. Bioeng., 14:512-532
- 5-LonSane B.K., Ghildyal N.P., Budiatman S., Ramakrichna S.V., 1985, Engineering aspects of S.S.F, Ezyme Microb. Technol, 7:258-265
- 6-Thibault J., Pouliot K., Agosin E., Perez-Correa R., 2000, Reassessment of dissolved oxygen concentration profile and $K_L a$ in solid state fermentation, Process Biochemistry, 36:9-18