

# مدل سازی دینامیکی تغییرات دما در بیوراكتورهای همزده شده حالت

جامد

محمد علی فنایی شیخ الاسلامی<sup>۱\*</sup>، بهروز محمودزاده وزیری<sup>۲</sup>

۱- دانشگاه فردوسی مشهد - دانشکده مهندسی - گروه مهندسی شیمی

۲- دانشگاه آزاد اسلامی واحد قوچان - دانشکده مهندسی - گروه مهندسی شیمی

## چکیده

مدل سازی ابزار مفیدی برای طراحی، افزایش مقیاس و کنترل بیوراكتورها در تخمیر حالت جامد است چون می تواند باعث مشخص شدن استراتژی های مؤثر و حذف استراتژی های نامناسب گردد. عملیات مرسوم بیوراكتورهای همزده شده بطور منقطع در تخمیر حالت جامد شامل یک بستر با همزدن منقطع بوده که در تمام مدت تخمیر از پایین بیوراكتور هوادهی می شود. در این تحقیق مدلسازی دینامیکی یک بیوراكتور حالت جامد که در آن اسپرژیلوس نایژه بر روی سیوس گندم رشد می کند، به منظور پیش بینی گرادیان دما در عملیات همزدن منقطع صورت پذیرفت. پیشگویی های مدل مطابقت خوبی با داده های آزمایشگاهی از خود نشان داد.

واژه های کلیدی: تخمیر حالت جامد، بیوراكتور همزده شده بطور منقطع، اسپرژیلوس نایژه، مدل سازی ریاضی

## ۱- مقدمه

یکی از فرایندهای بیولوژیکی مهم، تخمیر حالت جامد می باشد که در دهه اخیر تجدید حیات یافته است. تخمیر حالت جامد (SSF) عبارتست از رشد میکروارگانیسم ها بر روی سوبسترای جامدی که حاوی رطوبت کافی برای رشد و متابولیسم میکروبها باشد. در این فرایندها هیچ آب آزاد جاری وجود نداشته و هوا فاز پیوسته است. در واقع تخمیر حالت جامد شامل اندر کنش های ناهمگن توده زیستی میکروبی با سوبسترای جامد مرطوب می باشد [۱]. قارچ های رشته ای رایج ترین ارگانیسم های استفاده شده در SSF می باشند، چون فقط آنها می توانند در غیاب آب آزاد به مقدار قابل توجهی رشد نمایند [۲ و ۱]. از سوی دیگر قارچ های رشته ای بخاطر توانایی ذاتی بالایشان در ترشح آنزیم های هیدرولیزکننده، تحمل زیادشان نسبت به فعالیت های آبی پایین و همچنین از لحاظ ریخت شناسی، مناسب برای تخمیر سوبستراهای جامد می باشند [۱]. تخمیر حالت جامد بعنوان یک فناوری برای تولید محصولات با ارزش افزوده بالا (حجم کم - قیمت زیاد) از جمله آنتی بیوتیک ها، آنزیم ها، اسیدهای آلی، آفت کش های زیستی، سوخت زیستی، اسیدهای آمینه و ترکیبات آروماتیک معرفی شده است. همچنین کاربردهای آن در فرایندهای زیستی و کنترل زیست محیطی از قبیل فروشویی زیستی، خمیرسازی زیستی، اصلاح سازی زیستی، تجزیه زیستی ترکیبات خطرناک و سم زدایی بیولوژیکی پساب های کشاورزی - صنعتی نیز بسیار مورد توجه قرار گرفته است [۴-۲]. لازم به ذکر است که کارهای کمی در ارتباط با دیدگاه های مهندسی و مشکلات افزایش مقیاس این فرایندها صورت گرفته است [۵]. از آنجائیکه در کشور ما محصولات کشاورزی زیادی نظیر غلات، برنج، چغندر قند، نیشکر و انواع میوه ها تولید می شود، بنابراین توانایی بالقوه

\* دانشگاه فردوسی مشهد - دانشکده مهندسی - گروه مهندسی شیمی - Tel: 0511-8815100 - [fanaei@um.ac.ir](mailto:fanaei@um.ac.ir)

زیادی برای استفاده از این تکنیک جدید را دارا هستیم. از سوی دیگر بقایای حاصل از این مقدار زیاد محصولات می تواند مشکلات زیست محیطی جدی ایجاد نماید. بنابراین کاربرد بقایای کشاورزی و کشاورزی - صنعتی بعنوان سوپسترا کمک به حل مشکلات آلودگی می نماید. در نتیجه تکنیک تخمیر حالت جامد نقش عمده ای در این زمینه ایفا می نماید.

فرایندSSF بدلیل تماس مستقیم هوا با سلول های زنده، فرایندی مفید تر و کارآمدتر نسبت به تخمیر غوطه ور (SmF) می باشد [۶]. مقدار محصول تولیدی درSSF در مقایسه با SmF خیلی بیشتر و دارای بازده بالاتری است. دلیل منطقی برای تولید محصول بیشتر این است که کشت های میکروبی در تخمیر حالت جامد به زیستگاه طبیعی شان نزدیکترند و در نتیجه فعالیت شان افزایش می یابد [۴ و ۷]. سایر مزایای این فرایند نسبت به فرایند SmF شامل حجم کمتر بیوراکتور، کاهش هزینه های عملیاتی و سرمایه گذاری، تولید فاضلاب کمتر، تکنیک ساده تر، محیط های کشت ارزان قیمتتر و تلاش کمتر در فرایندهای پایین دستی می باشد [۸ و ۲-۴].

علی رغم این توانایی ها، متأسفانه اطلاعات کمی درباره چگونگی طراحی و عملیات بیوراکتورهای تخمیر حالت جامد در دست می باشد. این کمبود دانسته ها، توسعه موفق فرایندهایSSF را در مقیاس تجاری محدود می نماید [۷]. فرایندهایSSF سیستم های چهار فازی بوده (این فازها عبارتند از سوپسترای جامد، آب، هوا و توده زیستی) و این سبب پیچیدگی نسبی این فرایندها نسبت به تخمیرهای غوطه ور که می توان همه محیط کشت را تشکیل شده از آب در نظر گرفت، می شود [۵ و ۹]. در مدت تخمیر حالت جامد، مقدار زیادی حرارت تولید می شود که بطور مستقیم متناسب با فعالیت های متابولیکی میکروارگانیسم ها می باشد. محتوای رطوبت کم و هدایت حرارتی ضعیف سوپسترای جامد، دستیابی به انتقال حرارت مناسب را درSSF مشکل می سازند، در نتیجه حذف حرارت از این فرایندها خیلی آهسته صورت گرفته و باعث ایجاد گرادیان های دمایی می شود. گاهی اوقات تجمع حرارت در بستر آنقدر بالاست که محصول تشکیل شده در بستر تجزیه می شود. در حقیقت دفع حرارت یکی از عیوب عمدهSSF در مقایسه با SmF است [۲ و ۴].

همزدن و چرخش درSSF اغلب به منظور بهبود انتقال جرم و حرارت و توزیع یکنواخت تر مواد مغذی انجام می گیرد، اما نیروی برشی حاصل از همزدن و چرخش اثرات مضر بر روی سوپسترای جامد و از بین رفتن میسلیم های قارچی دارد. بنابراین دیدگاه مهمی که باید در ساختار یک بیوراکتور در نظر گرفته شود، حساسیت سوپسترا و یا میکروارگانیسم به نیروهای برشی حاصل از اختلاط می باشد [۲ و ۳]. کار حاضر روی آن دسته از فرایندهای تخمیر حالت جامد متمرکز است که اختلاط پیوسته برای کارایی بیوراکتور نامطلوب بوده اما میکروارگانیسم و سوپسترا می توانند اختلاط منقطع را تحمل کنند. تنها دو نوع بیوراکتور وجود دارد که عملیات با همزدن منقطع را فراهم می آورند: بیوراکتورهای استوانه ای چرخان و بیوراکتورهای همزده شده بطور منقطع. بیوراکتورهای استوانه ای چرخان در دوره های سکون شبیه به بیوراکتورهای سینی دار بوده و در آنها هوادهی تحت فشار انجام نمی گیرد، بنابراین دستیابی به دماهای بالا اجتناب ناپذیر است و کنترل دما نسبتاً مشکل می باشد. عیب دیگر این بیوراکتورها این است که فقط ۳۰٪ ظرفیت آنها از سوپسترا پر می شود، در غیر اینصورت اختلاط غیر مؤثر است. بنابراین این راکتورها از نظر مقدار سوپسترای که می توانند تخمیر کنند دارای محدودیت هستند [۳ و ۱۰]. در بیوراکتورهای همزده شده بطور منقطع، این مشکلات تا اندازه ای از طریق هوادهی تحت فشار بر طرف شده است. این بیوراکتورها شبیه به بیوراکتورهای بستر آکنده بوده با این تفاوت که بستر شامل یک همزن است که اجازه همزدن منقطع را می دهد. در فاصله بین دو اختلاط، سیستم مشابه با بیوراکتور بستر آکنده است. همچنین بر خلاف بیوراکتورهای بستر آکنده که بیوراکتورهایی با بسترهای مخلوط نشده هستند، در بیوراکتورهای همزده شده بطور منقطع افزودن آب بطور یکنواخت به بستر در مدت تخمیر، به منظور حفظ رطوبت و جلوگیری از خشک شدن بستر امکان پذیر است. بنا به دلایل ذکر شده، بیوراکتورهای همزده شده بطور منقطع بسیار مناسب برای فرایندهای تخمیر حالت جامد بوده و گزینه ای خوب برای عملیات در مقیاس بزرگ می باشند. پیشرفت هایی در زمینه طراحی و کاربرد این بیوراکتورها در دهه اخیر صورت گرفته است اما این پیشرفت ها با کار مدلسازی کمی همراه بوده است [۱۱-۱۲]. بهمین دلیل مدل سازی این بیوراکتورها در این مقاله مد نظر قرار گرفته است.

در فرایندهایSSF نگهداری دمای بستر در مقدار بهینه برای رشد غیر ممکن است، بنابراین میکروارگانیسم در معرض تغییرات دمایی در مدت فرایند قرار خواهد گرفت. مدل سنتیکی باید قادر به توصیف اثرات این تغییرات دمایی بر روی رشد



باشد. در کار حاضر، مدل جدیدی برای سنتیک های رشد میکروبی ارائه گردید که بیانگر اثر تغییرات دمایی است که معمولاً در بیوراکتورهای حالت جامد بزرگ مقیاس اتفاق می افتد. روش بکار رفته در فرمول سازی مدل متفاوت از مدل هایی است که قبلاً برای توصیف رشد در فرایندهای SSF استفاده شده اند. در بیشتر موارد، سرعت رشد بر طبق نتایج آزمایشگاهی بدست آمده از طریق روشی که "روش همدما" نامیده می شود، تنها بصورت تابعی از دمای فعلی بستر بیان شده است [۱۳]. برای مثال در کاربرد این روش، Saucedo-Castaneda و همکاران [۱۴] ثابت سرعت رشد ویژه ( $m$ ) را بصورت تابعی از دمای فعلی بستر در نظر گرفتند. دماهای بستر پیشگویی شده توسط مدل آنها بطور قابل توجهی پایین تر از مقادیر اندازه گیری شده بود. در کار Dalsenter و همکاران [۷] سرعت رشد در یک لحظه خاص بصورت تابعی از رژیم دمایی تحمل شده توسط ارگانسیم قبل از آن لحظه در نظر گرفته شد. در مدل آنها  $m$  وابسته به دما نبوده و بنابراین آنها به خوبی قادر به توصیف اثر مقدار فعلی دما روی رشد نبودند. در مدل ارائه شده در این مقاله علی رغم اینکه سرعت رشد وابسته به دمای فعلی بیوراکتور بوده وابسته به رفتار زمان - دمایی است که ارگانسیم قبلاً در آن بسر برده است. وابستگی به دمای فعلی از طریق پارامتر  $m$  که بصورت تابعی از دما می باشد بیان گردیده است و وابستگی به رفتار زمان - دمایی که ارگانسیم قبلاً در آن بسر برده از طریق سرعت تغییر در سطح یک فاکتور فیزیولوژیکی لحاظ شده است، چون دماهای گذشته روی مقدار فعلی فاکتور فیزیولوژیکی تأثیر می گذارند. مقدار این فاکتور بصورت تابعی از دما در نظر گرفته شد و  $m$  در داخل معادله سنتیکی رشد (معادله لجستیک) در این فاکتور ضرب گردید. مدل ارائه شده در کار حاضر مناسب برای وارد شدن در مدل های ریاضی توصیف کننده عملیات بیوراکتورهای حالت جامد می باشد.

گرادیان های دمایی محوری در داخل بیوراکتورهای همزده شده بطور منقطع اجتناب ناپذیرند و این ناشی از هوادهی آنها به انتها و استفاده از سرمایه همرفتی با استفاده از جریان یک طرفه هوا می باشد. بهمین دلیل در این تحقیق به منظور بررسی گرادیان های دمایی در این نوع بیوراکتورها، یک مدل انتقال حرارت دینامیک ارائه گردید و پیشگویی های این مدل با داده های آزمایشگاهی موجود در مقالات مقایسه گردید.

## ۲- مدل سازی ریاضی

مدلسازی نه فقط می تواند راهنمای طراحی و عملیات بیوراکتورها باشد، بلکه می تواند اطلاعاتی را فراهم آورد که چطور پدیده های مختلف در داخل سیستم تخمیر می توانند به منظور کنترل کارایی کلی فرایند، با هم ترکیب شوند [۱۱].

### ۲-۱- مدل سنتیکی

در مدل سنتیکی بکار رفته در این مقاله، ارگانسیم بر طبق معادله لجستیک رشد می کند. مدل لجستیک یک مدل غیر ساختاری، توصیفی، تجربی و بر مبنای مشاهدات آزمایشگاهی است [۱۵ و ۱۶]. علاوه بر سادگی ریاضی، این مدل می تواند یک تقریب مناسبی از تمام فازهای منحنی رشد شامل فازهای تأخیر، رشد نمایی و سکون را در یک معادله منفرد ارائه دهد. اما این مدل نمی تواند بیان کاملی از فاز مرگ فراهم آورد [۱۷ و ۱۸]. بنابراین ما معادله لجستیک را بصورت زیر اصلاح نمودیم:

$$\frac{dX}{dt} = mfX \left( 1 - \frac{X}{X_m} \right) \quad (1)$$

که  $X$ ،  $X_m$  و  $f$  به ترتیب نشان دهنده غلظت توده زیستی، حداکثر غلظت ممکنه توده زیستی و سطحی از یک فاکتور فیزیولوژیکی هستند. در واقع فاکتور فیزیولوژیکی یک کمیت بدون بعد در ارتباط با حالت فیزیولوژیکی میکروارگانسیم ها است که نه فقط یک نقش کلیدی در فرایند رشد ایفا می کند بلکه مسئول ساخت خودش نیز می باشد. تجزیه حرارتی این فاکتور بصورت یک فرایند درجه اول و سرعت خود سنتزی آن از طریق نگارش قانون - توان معادله لجستیک بصورت زیر بیان شده است:



$$\frac{df}{dt} = g_s f (1 - f^a) - g_D f \quad (2)$$

که  $a$  توان در نگارش قانون- توان معادله لجستیک،  $g_s$  و  $g_D$  بترتیب ضرایب سرعت واکنش های سنتز و تجزیه می باشند. این ضرایب سرعت طبق معادله آرنیوس بصورت تابعی از دما بیان شدند:

$$g_s = g_{s_0} \exp\left(\frac{-E_s}{R(T + 273)}\right) \quad (3)$$

$$g_D = g_{D_0} \exp\left(\frac{-E_D}{R(T + 273)}\right) \quad (4)$$

که  $g_{D_0}$  و  $g_{s_0}$  بترتیب فاکتورهای تناوب برای واکنش های سنتز و تجزیه،  $E_D$  و  $E_s$  بترتیب انرژی های فعال سازی برای واکنش های سنتز و تجزیه و  $T$  دمای بستر می باشد. ثابت سرعت رشد ویژه بطور تجربی بصورت تابعی از دما بیان گردید [۱۹]:

$$m = \left( \frac{s + (T_{max} - T_{opt})}{(T_{max} - T_{opt})} \right) \left( \frac{m_{opt} (T_{max} - T)}{s + (T_{max} - T)} \right) \quad (5)$$

که  $m_{opt}$  ثابت سرعت رشد ویژه در دمای بهینه رشد ( $T_{opt}$ ) و  $T_{max}$  حداکثر دمایی است که رشد می تواند در آن اتفاق افتد و  $s$  حساسیت سرعت رشد ویژه به افزایش دما می باشد. مقادیر پارامترهای مورد استفاده در مدل سنتیکی و بررسی صحت عملکرد آن در مقایسه با داده های آزمایشگاهی در مقاله فنایی و وزیر [۲۰] ارائه شده است.

## ۲-۲- مدل دینامیکی انتقال حرارت

سیستم مدل شده یک بیوراکتور استوانه ای با همزدن منقطع می باشد. در این بیوراکتور ذرات سوبسترای جامد بر روی صفحه ای مشبک قرار گرفته و هوای اشباع شده با بخار آب از میان آن عبور می کند. برای جلوگیری از خشک شدن بستر، بطور منقطع آب به بستر افزوده می شود. سیوس گندم مرطوب و تلقیح شده با قارچ آسپرژیلوس نایژه در داخل راکتور در زمان صفر قرار داده می شود. بیوراکتور کاملاً عایق بوده تا مشابه با بیوراکتورهای مقیاس صنعتی باشد. زیرا در بیوراکتورهای مقیاس صنعتی بستر به اندازه کافی عریض بوده بطوری که انتقال حرارت به دیواره های بیوراکتور سهم اندکی در حذف حرارت کلی دارد. همچنین فاز هوا و ذرات جامد مرطوب در هر نقطه از بستر در تعادل حرارتی فرض شده اند.

در فاصله مابین دو اختلاط و در مدت زمانی که بستر ساکن است از معادله زیر (موازنه انرژی) می توان برای محاسبه نحوه تغییرات دما استفاده نمود. در این معادله تولید حرارت ناشی از رشد میکروبی و همچنین حذف حرارت از طریق جابجایی و تبخیر در نظر گرفته شده است.

$$r_b C_{pb} \left( \frac{dT}{dt} \right) = r_s (1 - e) Y_Q \frac{dX}{dt} + r_a C_{pa} \frac{V_z}{Z} (T_a - T) + r_a f l \frac{V_z}{Z} (T_a - T) \quad (6)$$



$C_{pb}$  ظرفیت حرارتی بستر،  $r_b$  دانسیته بستر،  $r_s$  دانسیته سوپسترا،  $Y_Q$  ضریب بازده حرارت متابولیکی،  $e$  تخلخل بستر،  $r_a$  دانسیته هوای مرطوب،  $C_{pa}$  ظرفیت حرارتی هوای مرطوب،  $V_z$  سرعت سطحی هوا،  $Z$  ارتفاع بستر،  $T_a$  دمای هوای ورودی،  $f$  ظرفیت حمل آب توسط هوا و  $I$  گرمای نهان تبخیر آب می باشد.

در هنگام اختلاط، مقدار مناسبی آب روی سطح بستر همزده شده اسپری می گردد. بنابراین موازنه انرژی در هنگام اختلاط به صورت زیر خواهد بود:

$$r_b C_{pb} \left( \frac{dT}{dt} \right) = r_s (1-e) Y_Q \frac{dX}{dt} + r_a C_{pa} \frac{V_z}{Z} (T_a - T) + r_a f I \frac{V_z}{Z} (T_a - T) + r_w C_{pw} \frac{V_w}{Z} (T_w - T) \quad (7)$$

$r_w$  دانسیته آب،  $C_{pw}$  ظرفیت حرارتی آب،  $V_w$  نرخ آب افزوده شده و  $T_w$  دمای آب افزوده شده می باشد. لازم به ذکر است که در هنگام اختلاط، دمای داخل بیوراکتور، دمای متوسطی از بستر و هوای ورودی خواهد بود. هر یک از ترمهای موجود در معادلات ۶ و ۷ دارای واحد  $J / (hr m^3)$  بوده و مقادیر دانسیته و ظرفیت حرارتی بستر به صورت خصوصیات متوسط وزنی از هوا و سوپسترا در نظر گرفته شده اند:

$$r_b = e r_a + (1-e) r_s \quad (8)$$

$$C_{pb} = [e r_a (C_{pa} + f I) + (1-e) r_s C_{ps}] / r_b \quad (9)$$

که  $C_{ps}$  ظرفیت حرارتی سوپسترا می باشد. مقادیر اولیه  $X$ ،  $f$  و  $T$  در تمام ارتفاع بستر بصورت  $X_0$ ،  $f_0$  و  $T_0$  ثابت فرض شده اند. مقادیر پارامترهای مورد استفاده در مدل دینامیکی انتقال حرارت در جدول ۱ آورده شده است.

به منظور حل همزمان معادلات دیفرانسیل موجود در مدل دینامیکی از روش رانج کاتا مرتبه چهار و با اندازه گام زمانی متغیر توسط تابع ode45 در نرم افزار MATLAB ویرایش هفتم استفاده گردید.

### ۳- نتایج

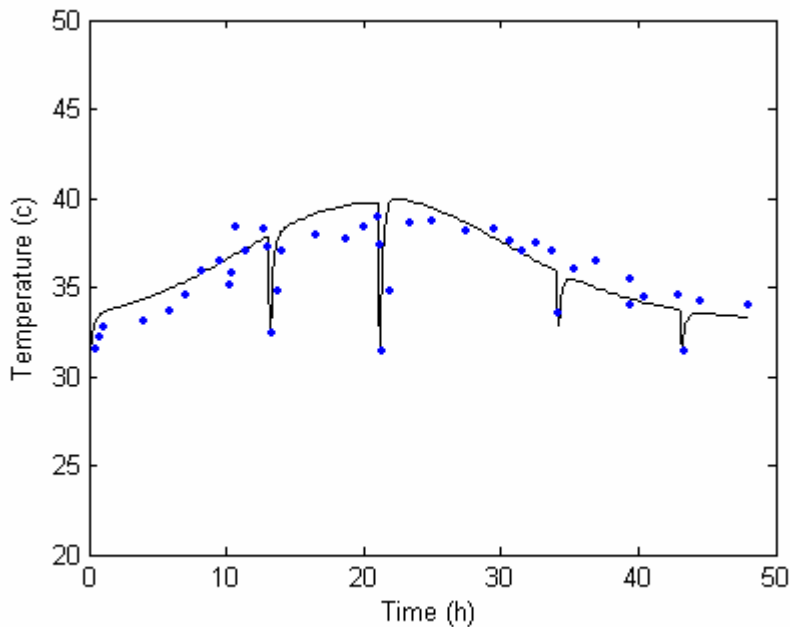
در ادامه به منظور ارزیابی مدل انتقال حرارت در یک بیوراکتور همزده شده بطور منقطع از داده های آزمایشگاهی Khanahmadi و همکاران [۲۵] استفاده شد. آنها از یک بیوراکتور استوانه ای افقی کاملاً عایق به طول ۱۰۰ cm و با قطر داخلی ۲۸/۵ cm استفاده کردند. داخل بیوراکتور یک جعبه نازک طولی قرار گرفته بود که بعنوان پایه عمل می کرد و روی آن محیط کشت جامد با ارتفاع ۵/۵ cm گسترده شده بود. سطح بالایی جعبه که سطح پایینی بستر را تشکیل می داد مشبک شده بود و هوا از میان آن بطور یکنواخت در داخل بستر توزیع می شد. آنها دمای هوای خروجی از بستر را که حاکی از دمای بالای بستر است در مدت رشد آسپرژیلوس نایژه روی سبوس گندم اندازه گرفتند. در داده های آزمایشگاهی مورد استفاده [۲۵]، سرعت ظاهری متوسط هوا  $30/6 m hr^{-1}$  و مدت زمان متوسط اختلاط بستر ۱۲ دقیقه در نظر گرفته شد. شکل ۱ پیشگویی مدل همراه با نتایج آزمایشگاهی را نشان می دهد. همانگونه که مشاهده می گردد، پیشگویی مدل بخوبی با داده های آزمایشگاهی مطابقت دارد.

همانطوری که در شکل ۱ مشاهده می شود، در کار Khanahmadi و همکاران [۲۵] در طی فرایند تخمیر، بستر ۴ بار همزده شده است، و هر بار مقدار متفاوتی از آب به بستر افزوده گردیده است. در انتهای تخمیر، فرایند رشد بطور بیولوژیکی محدود می شود چون مقدار  $X$  به مقدار  $X_m$  نزدیک شده که این امر باعث کاهش بیشتر و بیشتر نرخ رشد می گردد. بنابراین تولید حرارت کاهش یافته و پروفایل دما در بستر دارای شیب کمتری است.



جدول ۱- مقادیر پارامترهای مورد استفاده در شبیه سازی مدل دینامیکی انتقال حرارت

نماد	مقدار	مرجع
$C_{pa}$	$1118.0 \text{ J kg}^{-1} \text{ }^\circ\text{C}^{-1}$	[۲۱]
$C_{pb}$	$\text{J kg}^{-1} \text{ }^\circ\text{C}^{-1}$	معادله (۹)
$C_{ps}$	$250.0 \text{ J kg}^{-1} \text{ }^\circ\text{C}^{-1}$	[۲۳]
$C_{pw}$	$4145 \text{ J kg}^{-1} \text{ }^\circ\text{C}^{-1}$	[۲۱]
$f$	$0.00246 \text{ kg-water kg-air}^{-1} \text{ }^\circ\text{C}^{-1}$	[۲۴]
$T$	$T_0=30 \text{ }^\circ\text{C}$	[۲۲]
$T_a$	$32/5 \text{ }^\circ\text{C}$	[۲۳]
$T_w$	$15 \text{ }^\circ\text{C}$	متن را ببینید
$V_w$	$\text{m hr}^{-1}$	متن را ببینید
$V_z$	$30/6 \text{ m hr}^{-1}$	[۲۵]
$Y_Q$	$8/366 \times 10^6 \text{ J kg-biomass}^{-1}$	[۱۴]
$Z$	$\text{m}$	متن را ببینید
$e$	(بدون بعد) $0/35$	[۲۵]
$l$	$2414300 \text{ J kg-water}^{-1}$	[۲۱]
$r_a$	$1/14 \text{ kg m}^{-3}$	[۲۱]
$r_b$	$\text{kg m}^{-3}$	معادله (۸)
$r_s$	$700 \text{ kg m}^{-3}$	[۱۴]
$r_w$	$999/1 \text{ kg m}^{-3}$	[۲۴]



شکل ۱- مقایسه پیشگویی های مدل با داده های آزمایشگاهی Khanahmadi و همکاران [۲۵]  
در یک بیوراکتور همزده شده بطور منقطع: ( . ) داده های آزمایشگاهی؛ (  $\frac{3}{4}$  ) پیشگویی های مدل



## ۴ - نتیجه گیری

اختلاط منقطع در بیورآکتورهای حالت جامد باعث می شود که تخلخل بستر در مدت تخمیر بطور قابل توجهی کاهش نیافته و بنابراین افت فشار خیلی افزایش پیدا نکند. همچنین اختلاط منقطع با ایجاد یکنواختی دما و رشد در بستر از افزایش بیش از حد دما در بعضی از نقاط بستر که موجب مرگ میکروارگانیسم می گردد نیز جلوگیری می کند. در این تحقیق مدلسازی دینامیکی یک بیورآکتور حالت جامد که در آن آسپرژیلوس نایژه بر روی سبوس گندم رشد می کند، به منظور پیش بینی گرادیان دما در عملیات همزدن منقطع صورت پذیرفت. پیشگویی های مدل مطابقت خوبی با داده های آزمایشگاهی Khanahmadi و همکاران [۲۵] از خود نشان داد. کار حاضر ابزار مناسبی برای بررسی دینامیک انتقال حرارت در بیورآکتورهای همزده شده بطور منقطع فراهم می آورد زیرا در مدلسازی تمامی مکانیسم های انتقال حرارت مؤثر در نظر گرفته شده اند.

## مراجع

- 1- Y.S.P. Rahardjo, J. Tramper, A. Rinzema, Modeling conversion and transport phenomena in solid-state fermentation: A review and perspectives, *Biotechnol. Adv.* 24 (2006) 161.
- 2- K.S.M.S. Raghavarao, T.V. Ranganathan, N.G. Karanth, Some engineering aspects of solid-state fermentation, *Biochem. Eng. J.* 13 (2003) 127.
- 3- S.R. Couto, M.Á. Sanromán, Application of solid-state fermentation to food industry-A review, *J. Food Eng.* 76 (2006) 291.
- 4- A. Pandey, Solid-state fermentation, *Biochem. Eng. J.* 13 (2003) 81.
- 5- A. Durand, Bioreactor designs for solid-state fermentation, *Biochem. Eng. J.* 13 (2003) 113.
- 6- O.F. von Meien, L.F.L. Luz Jr, D.A. Mitchell, J.R. Pérez-Correa, E. Agosin, M. Fernández-Fernández, J.A. Arcas, Control strategies for intermittently mixed, forcefully aerated solid-state fermentation bioreactors based on the analysis of a distributed parameter model, *Chem. Eng. Sci.* 59 (2004) 4493.
- 7- F.D.H. Dalsenter, G. Viccini, M.C. Barga, D.A. Mitchell, N.Krieger, A mathematical model describing the effect of temperature variations on the kinetics of microbial growth in solid-state culture, *Process Biochem.* 40 (2005) 801.
- 8- J.S. Lekanda, J.R. Pérez-Correa, Energy and water balances using kinetic modeling in a pilot-scale SSF bioreactor, *Process Biochem.* 39 (2004) 1793.
- 9- W. Bellon-Maurel, O. Orliac, P. Christen, Sensors and measurements in solid state fermentation: a review, *Process Biochem.* 38 (2003) 881.
- 10- D.A. Mitchell, N. Krieger, D.M. Stuart, A. Pandey, New developments in solid-state fermentation II. Rational approaches to the design, operation and scale-up of bioreactors, *Process Biochem.* 35 (2000) 1211.
- 11- D.A. Mitchell, O.F. von Meien, N. Krieger, Recent developments in modeling of solid-state fermentation: heat and mass transfer in bioreactors, *Biochem. Eng. J.* 13 (2003) 137.
- 12- O. Von Meien, D.A. Mitchell, A two-phase model for water and heat transfer within an intermittently-mixed solid-state fermentation bioreactor with forced aeration, *Biotech. Bioeng.* 79 (2002) 416.
- 13- D.A. Mitchell, M. Berovic, N. Krieger, Biochemical engineering aspects of solid state bioprocessing, *Adv. Biochem. Eng./Biotechnol.* 68 (2000) 61.
- 14- G. Saucedo-Casteneda, M. Gutierrez-Rojas, G. Bacquet, M. Raimbault, G. Viniegra-Gonzalez, Heat transfer simulation in solid substrate fermentation, *Biotechnol. Bioeng.* 35 (1990) 802.
- 15- Z. Hamidi-esfahani, A. Shojaosadati, A. Rinzema, Modelling of simultaneous effect of moisture and temperature on *A. niger* growth in solid-state fermentation, *Biochem. Eng. J.* 21 (2004) 265.
- 16- J. van de Lagemaat, D.L. Pyle, Modeling the uptake and growth kinetics of *Penicillium glabrum* in a tannic acid containing solid state fermentation for tannase production, *Process Biochem.* 40 (2005) 1773.
- 17- D.A. Mitchell, O.F. von Meien, N. Krieger, F.D.H. Dalsenter, A review of recent developments in modeling of microbial growth kinetics and intraparticle phenomena in solid-state fermentation, *Biochem. Eng. J.* 17 (2004) 15.
- 18- C. Lareo, A.F. Sposito, A.L. Bossio, D.C. Volpe, Characterization of growth and sporulation of *Mucor bacilliformis* in solid state fermentation on an inert support, *Enzyme Microb. Technol.* 38 (2006) 391.
- 19- P. Sangsurasak, D.A. Mitchell, Validation of a model describing 2-dimensional heat transfer during solid-state fermentation in packed bed bioreactors, *Biotechnol. Bioeng.* 60 (1998) 739.
- 20- M. Fanaei, B. M. Vaziri, Modeling of temperature gradients in packed-bed solid-state bioreactors, *Chem. Eng. Processing*, In Press (2008).
- 21- D.M. Himmelblau, *Basic Principles and Calculations in Chemical Engineering*, 5th ed, Prentice-Hall, Englewood Cliffs, NJ, (1982).



دانشگاه صنعتی شاهرود  
دانشکده مهندسی شیمی



دانشگاه فنی شریز  
مهندسی شیمی ایران



انجمن مهندسی  
شیمی ایران

- 22- N.P. Ghildyal, M.K. Gowthaman, K.S.M.S. Raghava Rao, N.G. Karanth, Interaction between transport resistances with biochemical reaction in packed bed solid-state fermenters: effect of temperature gradients, *Enzyme Microb. Technol.* 16 (1994) 253.
- 23- V.E. Sweat, Thermal properties of foods, in: M.A. Rao, S.S. Rizvi (Eds), *Engineering Properties of Foods*, Marcel Dekker, New York, pp. 49-132 (1986).
- 24- R.H. Perry, D.W. Green, J.O. Maloney, *Perry's Chemical Engineer's Handbook*, 6th ed, McGraw-Hill, New York, (1984).
- 25- M. Khanahmadi, R. Roostaazad, D.A. Mitchell, M. Miranzadeh, R. Bozorgmehri, A. Safekordi, Bed moisture estimation by monitoring of air stream temperature rise in packed-bed solid-state fermentation, *Chem. Eng. Sci.* 61 (2006) 5354.