



کنترل پیش بین خطی تطبیقی در کنترل فرایند تخمیر هوازی گلوکز

ناصر ثقه الاسلامی^{۱*} و ناهید بخشی^۲

گروه آموزشی مهندسی شیمی، دانشگاه فردوسی مشهد
گروه آموزشی مهندسی شیمی، دانشگاه آزاد اسلامی شاهرود
slami@um.ac.ir

چکیده

در این مقاله کنترل پیش بین تطبیقی بر روی یک راکتور تخمیر هوازی، در مسیر بهینه اعمال گردید. مسیر بهینه خوراک دهی از حل یک مسئله بهینه سازی بوسیله الگوریتم ژنتیک که منجر به یک کنترل بهینه مدار باز می گردد حاصل شد. کنترل کلاسیک PI برای مقایسه عملکرد کنترل پیش بین اعمال گردید. نتایج حاصل از شبیه سازی نشان می دهد که کنترل پیش بین تطبیقی عملکرد قابل توجه بهتری در مسئله تعقیب مقدار مقرر و حذف اغتشاش در مقایسه با کنترلر PI دارد.

واژه‌های کلیدی: فرایند تخمیر، کنترل پیش بین تطبیقی، کنترل بهینه، کنترلر PI.

مقدمه

صنایع شیمیایی در دو دهه اخیر تغییرات زیادی پشت سر گذاشته است. با توجه به افزایش قیمت انرژی و رقابت جهانی در قیمت و کیفیت تا روند تبدیل تولید محصولات متعدد به صورت ناپیوسته در مقابل پیوسته در پیش است. همچنین توجه به مسائل زیست محیطی موجب شده تا تولید با غشاهای زیستی از اهمیت خاصی برخوردار باشند. روند معمول در این تولید این مواد به فرآیند fed-batch معطوف شده است تا شرایط استریل داشته باشد. شناخت بهتر از این سیستم موجب می شود تا تجربه گرایی صرف کاهش یابد. و فرآیند بیشتر شناخته شود کاهش تغییرات در کیفیت محصولات و بهینه سازی مصرف مواد توسط افزودن دانش زیستی و دینامیک ریاضی قابل دسترس است. مدلسازی این فرآیند تخمیر برای مقاصد مختلفی صورت گرفته است. یکی از این اهداف در کاربردهای کنترلی می باشد. به عبارت دیگر یکی از مهمترین فواید داشتن مدل برای بیوراکتورها توانایی استفاده از آن ها برای کنترل است. برای سیستم های fed-batch، هدف عملی دنبال کردن متغیرهای کنترلی است که یک رفتار هدف از سیستم را کمینه یا بیشینه می کند به عنوان مثال می تواند ماکزیمم کردن تولید سلول یا غلظت پروتئین هدف در پایان هر فرآیند



باشد. استفاده از الگوریتم کنترل مناسب می تواند راندمان بالای محصولات خالص را همراه داشته باشد. با این حال ، اسباب و ملزومات مورد نیاز برای کنترل پیشرفته راکتورهای تخمیر نتوانسته همراه با سیستم های دیگر صنایع شیمیایی و نفتی گام بردارد. کنترل کننده پیش بین به یک دسته از کنترلرها گفته می شود که از یک مدل دینامیکی برای پیش بینی و بهینه سازی عملکرد کنترلر استفاده می کند. اولین تکنیک MPC در سال ۱۹۷۰ توسعه یافت. در واقع در این الگوریتم ، رفتار آینده فرایند با استفاده از مدل تخمین زده می شود و در هر بازه کنترلی با حل یک مسئله بهینه سازی یک دنباله از متغیر کنترل کننده به منظور بهینه کردن رفتار کنترلر محاسبه می شود. اولین عنصر از این دنباله به فرایند وارد می شود و این مسئله در هر بازه کنترلی تکرار می گردد. یکی از خصوصیات مهم کنترل پیش بین ، اعمال آن برای فرایندهای چند متغیره با در نظر گرفتن قیود بر روی ورودی ، خروجی و حالات سیستم می باشد [۱ و ۲]. تعداد زیادی از روش های پیش بین غیر خطی مبتنی بر مدل های فیزیکی از فرایند می باشد که این مدل ها با توجه به قوانین بقا انرژی و جرم حاصل می شوند که در صورت پیچیدگی فرایند به سادگی قابل دسترس نمی باشد. در این موارد از مدل های تجربی خطی یا غیر خطی بر اساس ورودی - خروجی فرایند شناسایی می شوند ، استفاده می شود. یکی از مدل های خطی که اغلب مورد استفاده قرار می گیرد مدل های خطی تطبیقی هستند.

کنترل پیش بین تطبیقی

این کنترلر در ابتدا توسط Clark و همکارانش در سال ۱۹۸۷ پیشنهاد گردید [۳]. مدلی که در اینجا استفاده می شود یک مدل CRIMA به فرم زیر است:

$$A(q-1)Y(t) = B(q-1)u(t-1) + \frac{e}{\Delta} \quad (1)$$

A و B چند جمله ای هایی هستند که به صورت زیر تعریف می شوند:

$$A(q-1) = 1 + a_1q^{-1} + \dots + a_nq^{-n} \quad (2)$$

$$B(q-1) = b_0 + b_1q^{-1} + \dots + b_mq^{-m} \quad (3)$$

$$\Delta = 1 - q^{-1} \quad (4)$$

تابع هدفی که باید حداقل شود عبارتست از:

$$J(u, t) = E \left\{ \sum_{j=1}^p [y(t+j) - r(t+j)]^2 + \sum_{j=0}^{w-1} \lambda [\Delta u(t+j-1)]^2 \right\} \quad (5)$$

قانون کنترلی که از حل مسئله بهینه سازی بدست می آید به صورت زیر است:

$$\Delta U = (G_1^T G_1 + \lambda I)^{-1} G_1^T (W - f) \quad (6)$$

بردار f پیش بینی خروجی فرایند که از حل معادله زیر حاصل می شود:



$$E_j(q^{-1})A\Delta + q^{-j}F_j(q^{-1}) = 1 \quad (7)$$

بردار W خروجی فرایند و G_1 ماتریس ضرایب پاسخ واحد مدار باز فرایند و Q اپراتور شیفت می باشد.

$$f = [y(t+1, t), y(t+2, t), \dots, y(t+N_2, t)] \quad (8)$$

$$W = [w(t+1), w(t+2), \dots, w(t+N_2)] \quad (9)$$

$$G_1 = \begin{bmatrix} g_0 & 0 & \cdot & \cdot & 0 \\ g_1 & g_0 & \cdot & \cdot & 0 \\ \cdot & \cdot & \cdot & \cdot & \cdot \\ \cdot & \cdot & \cdot & \cdot & \cdot \\ g_{N-1} & g_{N-2} & \cdot & \cdot & g_{N-NU} \end{bmatrix} \quad (10)$$

حداقل مربعات با بکارگیری فاکتور فراموشی با استفاده از روابط زیر استفاده شده است: برای تطبیق کردن این مدل از روش

$$\theta(k) = \theta(k-1) + \frac{P(k-1)\varphi(k)e(k)}{\lambda + \varphi^T(k)P(k-1)\varphi(k)} \quad (11)$$

در این معادلات P ماتریس کواریانس و پارامتر λ عددی کوچکتر از واحد بوده و فاکتور فراموشی نامیده می شوند.

معرفی سیستم و نتایج حاصل از شبیه سازی

در این بخش نتایج حاصل از اعمال دو کنترلر GPC تطبیقی و کنترلر خطی PI بر روی فرایند تخمیر هوازی ارائه می گردد.

۱- توصیف فرایند [۴]

در طول رشد هوازی مخمر ساکارمایسس سرویزیه قند واتانول هر دو می توانند به عنوان منابع کربن و انرژی استفاده شده باشند و نیتروژن و سایر املاح و مواد مغذی مورد نیاز مخمر توسط نمکهای غیر الی تامین می شوند. قند می تواند در دو مسیر مختلف تولید انرژی که بستگی به غلظت قند موجود در محیط دارد متابولیز شود.

• تخمیر

• اکسیداسیون

در غلظت بالای قند اکسیداسیون متوقف می شود و فقط تخمیر اتفاق می افتد و وقتی غلظت قند کمتر از ۱۰۰-۵۰ میلی گرم در لیتر (میلی گرم در دسی متر مکعب) شود مسیر اکسیداسیون غالب می شود تحت شرایطی که سیستم با کمبود اکسیژن مواجه شود مسیر متابولیسی تخمیری غالب می شود در غلظت پائین اکسیژن قند (گلوکز) محیط تمام می شود اتانول تولید شده در طول مسیر متابولیسی تخمیر مصرف می شود. در فرایندهای نیمه پیوسته برای تولید مخمر سرعت ورود خوراک - منبع کربن - باید با

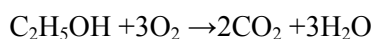


دقت زیادی کنترل شود مدل سازی سنیتیکی رفتار رشد مخمر ساکارو مایسس سرویزیه نیاز به اطلاعات مفصل تر و جزئی تر از مکانسیم های کنترلی درون سلولی دارد و مدل کلاسیک مونود کافی نیست. واکنشهایی که در مسیرهای متابولیکی اصلی رخ می دهد عبارتند از:

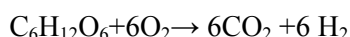
تخمیر قند (گلوکز)



اکسیداسیون اتانول:



اکسیداسیون قند (گلوکز)



معادلات مربوط به سرعت واکنش به صورت روابط (۱۲) تا (۱۴) در این مدل نظر گرفته شده است.

تخمیر قند (گلوکز)

$$r_1 = \mu_{1max} \frac{e_1}{e_{1max}} \frac{s_1}{k_1 V_L + s_1} \quad (12)$$

اکسیداسیون اتانول

$$r_2 = \mu_{2max} \frac{e_2}{e_{2max}} \frac{s_2}{k_2 V_L + s_2} \frac{o_x}{k_{OX} + o_x} \quad (13)$$

اکسیداسیون قند (گلوکز)

$$r_3 = \mu_{3max} \frac{e_3}{e_{3max}} \frac{s_1}{k_3 V_L + s_1} \frac{o_x}{k_{ox} + o_x} \quad (14)$$

S_1 و S_2 به ترتیب غلظت های قند (گلوکز) و اتانول در بیوراکتور و غلظت اکسیژن حل شده است. k_L مقادیر ثابت اشباع برای سوبستراهای هر مسیر متابولیکی می باشد و k_{OX} ثابت اشباع برای اکسیژن حل شده است که مستقل از مسیر متابولیکی اکسیداسیون فرض شده است.

با این معادلات سرعت رشد معادلات موازنه معمولی برای بیوراکتورهای نا پیوسته ($F_{in}=0$) و نیمه پیوسته ($F_{in} \neq 0$) به صورت زیر نوشته می شود.

موازنه حول بیومس (توده سلولی):

$$\frac{dx}{dt} = (\sum r_i v_i) x \quad (15)$$

موازنه حول قند (گلوکز):

$$\frac{ds_1}{dt} = F_{in} s_i^0 - \left(\frac{r_1 v_1}{Y_1} + \frac{r_3 v_3}{Y_3} \right) x \quad (16)$$

موازنه حول اتانول:



$$\frac{ds_2}{dt} = (\varphi_1 \frac{r_1 v_1}{Y_1} - \frac{r_2 v_2}{Y_2}) x \quad (17)$$

موازنه حول حجم مایع:

$$\frac{dV_L}{dt} = F_{in} \quad (18)$$

موازنه حول غلظت نسبی انزیم کلیدی برای تخمیر قند (گلوکز):

$$d\left(\frac{e}{e_{1max}}\right) = (\mu_{1max} + \beta)(1 - \varepsilon + \varepsilon u_1 \frac{s_1}{k_1 V_L + s_1}) - (\sum_{i=1,3} r_i v_i + \beta) \left(\frac{e}{e_{1max}}\right) \quad (19)$$

موازنه حول غلظت نسبی انزیم کلیدی برای اکسیداسیون اتانول:

$$d\left(\frac{e}{e_{2max}}\right) = (\mu_{2max} + \beta)(1 - \varepsilon + \varepsilon u_2 \frac{s_2}{k_2 V_L + s_2} \cdot \frac{ox}{k_{ox} + ox}) - (\sum_{i=1,3} r_i v_i + \beta) \left(\frac{e}{e_{2max}}\right) \quad (20)$$

موازنه حول غلظت نسبی انزیم کلیدی برای اکسیداسیون قند (گلوکز):

$$d\left(\frac{e}{e_{3max}}\right) = (\mu_{3max} + \beta)(1 - \varepsilon + \varepsilon u_3 \frac{s_1}{k_3 V_L + s_1} \cdot \frac{ox}{k_{ox} + ox}) - (\sum_{i=1,3} r_i v_i + \beta) \left(\frac{e}{e_{3max}}\right) \quad (21)$$

که

$$\varepsilon = \frac{a}{a + a^*} \quad (22)$$

موازنه حول اکسیژن در داخل بیوراکتور:

$$\frac{dox}{dt} = k_{aL}(ox^* - ox) - (\varphi_2 \frac{r_2 v_2}{Y_2} + \varphi_3 \frac{r_3 v_3}{Y_3}) \frac{x}{V_L} \quad (23)$$

متغیرهای سیرنیتیک v و u به ترتیب بیانگر سنتز و فعالیت انزیم کلیدی از مسیر متابولیکی i ام هستند. در جدول ۱ پارامترهای مدل استفاده شده در این تحقیق آورده شده است:

۲- بدست آوردن مسیر بهینه خوراک دهی

باتوجه به ارزشمند بودن محصول راکتور، در ابتدا شرایط بهینه عملیاتی راکتور را بدست آوردیم. با توجه به این که شرایط بهینه، منجر به تولید بیشینه محصول می گردد و همان طور که می دانیم نحوه خوراک دهی به راکتور، فاکتور اساسی در رسیدن به این هدف می باشد، با حل مسئله بهینه سازی مناسب، نحوه خوراک دهی مناسب را بدست آوردیم. برای این منظور تابع هدفی مطابق معادله (۲۴) را در ابتدا در نظر می گیریم. برای حل این مسئله بهینه سازی از الگوریتم ژنتیک مربوط به جعبه ابزار شبیه سازی مطلب استفاده کردیم.



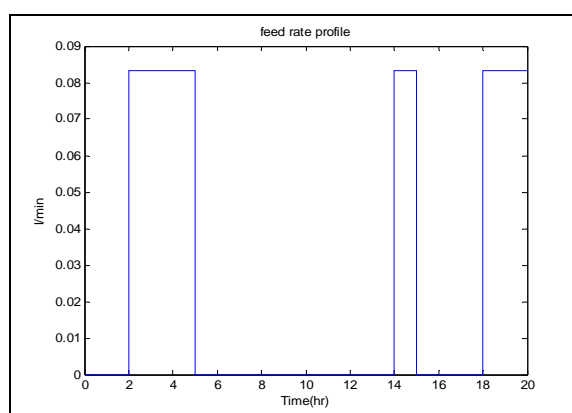
$$J = \min \sum_{t=0}^{\text{End of process}} 1/x$$

subject to F_{in} , $4.5 \leq V_L \leq 5$

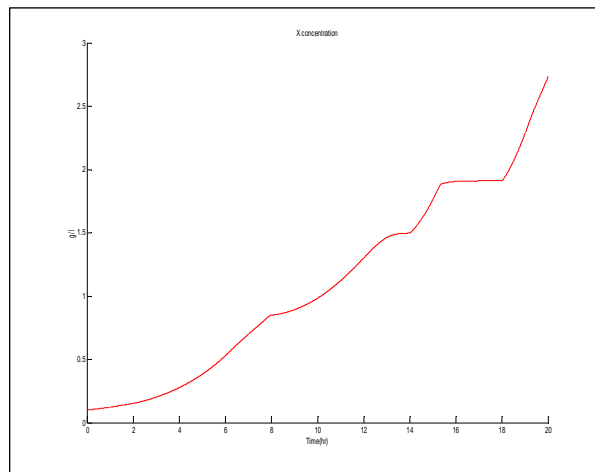
نکته دیگر این که مسئله بهینه سازی با در نظر گرفتن محدودیتی که بر روی افزایش حجم مواد داخل راکتور وجود دارد، حل شده است و این قید در تابع هدف ذکر شده است. نتایج حاصل از حل مسئله بهینه سازی در شکل های (۱) تا (۳) آورده شده است. همانطور که ملاحظه می شود در این حالت بیشترین میزان تولید بیومس را در انتهای ساعت کاری راکتور خواهیم داشت.

جدول ۱. مقادیر پارامترهای مدل

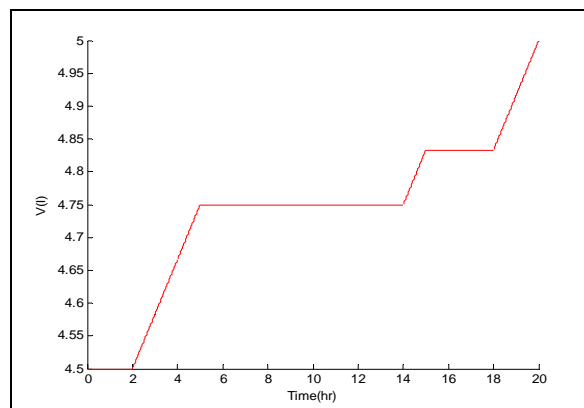
واحد	مقادیر	پارامتر
-	۰/۹۰۹	ε
h^{-1}	۰/۲۲	β
h^{-1}	۰/۴۵	μ_{1max}
h^{-1}	۰/۲	μ_{2max}
h^{-1}	۰/۳۳	μ_{3max}
-	۰/۱۵	Y_1
-	۶/۷۴	Y_2
-	۰/۵	Y_3
g/dm^3	$۰/۱ \pm ۱$	k_1
g/dm^3	$۰/۰۸ \pm ۰/۰۴$	k_2
g/dm^3	۰/۰۰۱	k_3
-	۰/۴۱	φ_1
-	۱/۰۶۷	φ_2
-	۰/۵۲	φ_3
g/dm^3	۶×۱۰^{-۵}	k_{ox}



شکل ۱- پروفیل بهینه خوراک دهی حاصل از حل مسئله بهینه سازی



شکل ۲- پروفایل حاصل از اعمال خوراک دهی بهینه



شکل ۳- تغییرات حجم مواد داخل راکتور

۳- شناسایی فرایند

به منظور شناسایی سیستم و بدست آوردن مدل مناسب برای کنترلر، در ابتدا چند داده ورودی- خروجی از سیستم با ورودی تصادفی جمع آوری کردیم سپس با توجه به مدل انتخاب شده پارامترهای این مدل در ابتدا به صورت off-line شناسایی گردید که مقادیر این پارامترها در جدول ۲ نشان داده شده است.

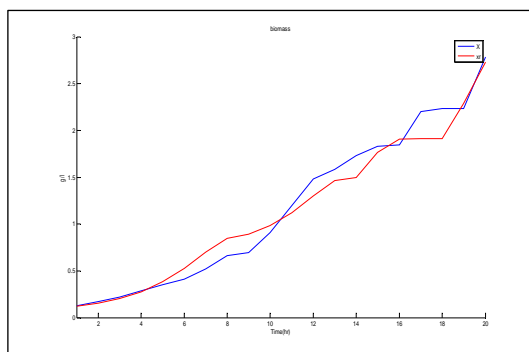
جدول ۲- پارامترهای مدل ARMA

پارامتر	مقدار
a_1	-۲/۰۸۳۸
a_2	۱/۱۷۷۸
a_3	-۰/۰۹۴
b_1	۰/۱۳۷۸
b_2	-۰/۱۴۰۴
b_3	۰/۰۰۴۸

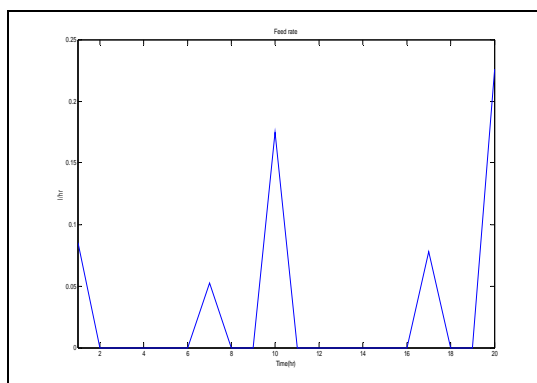


۳- کنترل

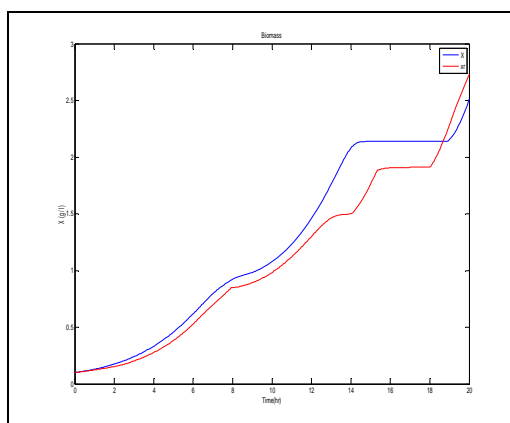
در این قسمت نتایج حاصل از اعمال کنترلرهای AGPC و PI بر روی راکتور نشان داده شده است. مقادیر افق کنترل و افق پیش بین به ترتیب ۵ و ۱۰ انتخاب شده است. ضریب وزن کنترلر ۰.۷۵ انتخاب شده است. پارامترهای کنترلر PI که به روش سعی و خطا حاصل شده است عبارتست از: $\tau_I = 16$, $k_c = 0.8$ در شکل های ۴ الی ۷ عملکرد این دو کنترلر در مسئله تعقیب مقدار مقرر به همراه خروجی کنترلرها نشان داده شده است.



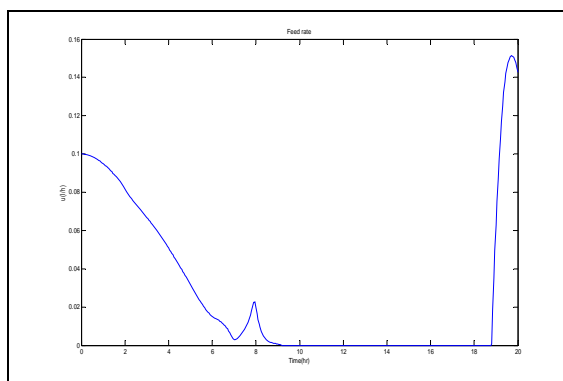
شکل ۴- عملکرد کنترلر تطبیقی پیش بین در مسئله تعقیب مقدار مقرر



شکل ۵- خروجی کنترلر پیش بین

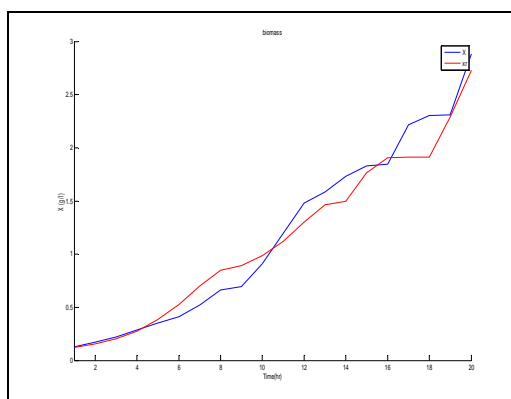


شکل ۶- عملکرد کنترلر PI در مسئله تعقیب مقدار مقرر

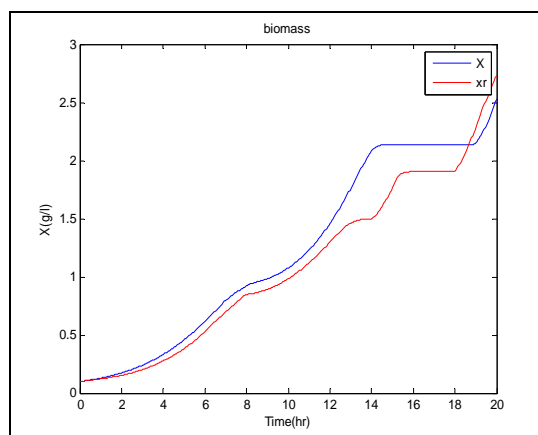


شکل ۷- خروجی کنترلر PI در مسئله تعقیب مقدار مقرر

برای مشاهده عملکرد کنترلرها در رابطه با حذف اغتشاش و مقایسه آن‌ها با یکدیگر تغییر ناگهانی در غلظت خوراک ورودی به میزان ۲۰٪ را اعمال کردیم. در شکل‌های ۸ و ۹ عملکرد دو کنترلر مشاهده می‌شود.



شکل ۸- عملکرد کنترلر پیش بین در مسئله حذف اغتشاش



شکل ۹- عملکرد کنترلر PI در مسئله حذف اغتشاش



همانطور که از نتایج مشخص است کنترل پیش بین تطبیقی به خوبی توانسته است راکتور را در شرایط بهینه عملیاتی نگه دارد و به عنوان یک کنترلر مناسب در کنترل این سیستم غیر خطی به شمار آید. همچنین در مقام مقایسه با کنترلر PI ملاحظه می گردد که عملکرد بهتری از خود نشان می دهد. برای مقایسه بهتر در جدول ۲ مقادیر مجموع خطای کنترل آورده شده است.

جدول ۳-مقادیر مجموع خطای کنترل

مسئله مورد بررسی	تعقیب مقدار مقرر	حذف اغتشاش	وجود خطای مدل سازی
کنترلر پیش بین	۰/۴۳۵۱	۰/۵۱۵۱	۰/۴۶۵۴
کنترلر PI	۰/۹۸	۱/۱	۱/۵۳

نتیجه گیری

در این تحقیق در ابتدا پروفایل بهینه خوراک دهی در فرآیند تخمیر ناپیوسته هوازی با استفاده از الگوریتم بهینه سازی ژنتیک حاصل گردید. پس از اعمال این پروفایل خوراک دهی ، تغییرات غلظت بیو مس در داخل راکتور در طی یک batch به دست آمد. این پروفایل به عنوان مقدار مقرر کنترلر پیش بین خطی تطبیقی و کنترلر کلاسیک PI قرار گرفته شد. نتایج حاصل از شبیه سازی نشان می دهد که عملکرد کنترلر پیش بین خطی در مساله تعقیب مقدار مقرر و همچنین حذف اغتشاش بسیار بهتر از کنترلر کلاسیک PI عمل می کند و همچنین نشان می دهد که می توان برای فرآیند های بیو، از الگوریتم های کنترل پیشرفته با توجه به ارزشمند بودن محصول واکنش برای نگه داشتن سیستم در شرایط بهینه عملیاتی استفاده کرد.

مراجع

- [1] S.J. Qin, T.A. Badgwell, An overview of industrial model prediction control technology, Chemical Process Control, (1997)232-256
- ۲ - مقایسه عملکرد کنترلر پیش بین غیر خطی با کنترل کننده پیش بین تطبیقی خطی . مسعود خاکسارطرقی ، محمد شاهرخی. دوازدهمین کنگره علمی مهندسی شیمی ایران . تبریز - آبان ۱۳۸۷
- [3] D. W. Clarke, C. Mohtad, P.S. Tuffs, Generalized predictive control, Automatical, (1987)137-148
- [4] M. Di Serio, R. Tesser, E. Santacesaria, A kinetic and mass transfer model to simulate the growth of baker's yeast in industrial bioreactors, Chemical Engineering Journal, (2001) 347-354.



Linear Predictive Adaptive Controller in Controlling an Aerobic Glucose Fermentation Process

Nasser Saghatoleslami¹, Nahid Bakhshi²

¹Department of Chemical Engineering, Ferdowsi University of Mashhad, Mashhad, Iran

²MSc Research student, Dept. of Chemical Eng., Azad Islamic University of Shahrood, Iran
slami@um.ac.ir

Abstract

In an increasingly competitive market place, today's systems require a high degree of flexibility, robustness and performance. In an adaptive controller, the controller itself could adapt its behavior to accommodate changes in the system or the environment. In this paper, linear adaptive controller for optimization of an aerobic fermentation reactor has been carried out. This goal have been accomplished utilizing genetic algorithm. For a comparative purposes, classic control of PI have also been used to assesing the performance. The results reveals that linear adaptive controller exhibits a better performance for tracking the set point and removing noises in comparison with PI.

Keywords: Glucose, Fermentation, Genetic Algorithm, Linear Adaptive Controller.