

کنترل برج تقطیر واکنشی به روش جدول‌بندی بهره

امیر حسین سعیدی^۱، ارجمند مهربانی^۲
دانشکده مهندسی شیمی، دانشگاه صنعتی اصفهان
ah.Saeidi@ce.iut.ac.ir

چکیده

مدل دینامیکی یک برج تقطیر واکنشی به منظور ارزیابی پایداری و عملکرد بهینه پاسخ مدار بسته آن بر اساس معادلات موازنه جرم و انرژی توسعه یافت. به دلیل ماهیت غیر خطی فرآیند و مناسب نبودن مدل‌های خطی شده برای طراحی کنترل‌کننده از یک سیستم کنترل تطبیقی با جدول‌بندی بهره جهت تنظیم خودکار و پیوسته‌ی مشخصه‌های کنترل‌کننده استفاده شد. برای گزینش بهترین متغیر کنترل‌شونده جهت کنترل محصولات از شیوه‌های معیار شیب، معیار حساسیت و آنالیز SVD بهره گرفته شد. مشخصه‌های کنترل‌کننده PID بر اساس روش Cohen-Coon تنظیم و مقادیر آن به شیوه PSO بهینه شدند که منجر به بهبود پاسخ‌های مدار بسته گردید.

واژه‌های کلیدی: کنترل برج تقطیر واکنشی، اتیل‌استات، جدول‌بندی بهره، بهینه‌سازی پارامترها به روش PSO

۱- دانشجوی کارشناسی ارشد مهندسی شیمی

۲- استاد دانشکده مهندسی شیمی

۱- مقدمه

ستون‌های تقطیر به منظور جداسازی معین میان اجزا طراحی می‌شوند و بنابراین کنترل غلظت محصول یکی از اساسی‌ترین ملاحظات طراحی سبک سیستم کنترلی است. ساختار کنترلی ایده‌آل، غلظت محصول را اندازه‌گیری کرده و متغیرهای ورودی مناسب را به منظور حفظ مقدار مطلوب درجه خلوص تغییر می‌دهد. با این حال به دلیل گران بودن تجهیزات اندازه‌گیری مستقیم غلظت و یا کند بودن روش‌های کروماتوگرافی تعداد بسیار کمی از ستون‌های تقطیر از این ساختار کنترلی ایده‌آل استفاده می‌کنند. بنابراین نیاز به محاسبه و تخمین غلظت اجزا با استفاده از دیگر متغیرهای قابل اندازه‌گیری تحت نام مشاهده‌گر (Observer) می‌باشد [۱].

دما بطور گسترده به عنوان جایگزینی مناسب برای کنترل غیر مستقیم غلظت مورد استفاده قرار می‌گیرد. حسگرهای اندازه‌گیری دما در حین ارزیابی تأخیر کمی در حلقه کنترل ایجاد می‌کنند. اساسی‌ترین مشکل در این روش یک به یک نبودن رابطه میان غلظت و دما در سیستم‌های چند جزئی و انتخاب سینی مناسب به منظور تشکیل حلقه کنترل دما می‌باشد. روش‌های گوناگونی برای این منظور پیشنهاد شده است که نکته مشترک این روش‌ها استفاده از نتایج حالت پایا برای محاسبات می‌باشد [۲].

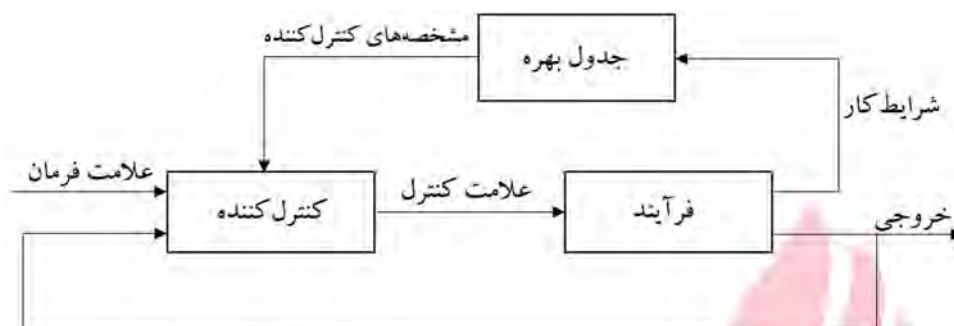
تقطیر یک فرآیند شدیداً غیر خطی است و بنابراین مدل‌های خطی شده‌ای که برای طراحی کنترل‌کننده‌های خطی و تنظیم مشخصه‌های کنترل‌کننده مورد استفاده قرار می‌گیرند وابستگی به حالت‌های ویژه‌ای دارند که فرآیند پیرامون آن خطی شده است و کاربرد آن‌ها در سیستم‌های غیرخطی مناسب نیست. زیرا با تغییر شرایط مطلوب فرآیند، مقادیر بهینه مشخصه‌های کنترل‌کننده نیز تغییر می‌کند و لذا جهت کنترل، نیاز به تطبیق مشخصه‌ها با شرایط جدید است [۳].

برای رفع این مشکل کنترل‌کننده‌هایی تحت عنوان کنترل‌کننده‌های تطبیقی (Adaptive Controllers) ارائه شدند تا به وسیله آن‌ها مشخصه‌های کنترل‌کننده بطور خودکار (Self-Tuning) و پیوسته، همراه با تغییر در شرایط عملیاتی فرآیند تنظیم شوند. باید توجه داشت هدف از تطبیق حفظ متغیر کنترل‌شونده در مقدار مطلوب نیست، این کار هر قدر هم ضعیف، به وسیله حلقه کنترل انجام می‌شود؛ در واقع هدف، ایجاد معیاری است که مکانیسم تطبیق را برای بهترین تنظیم مشخصه‌های کنترل‌کننده هدایت نماید. چنین سیستمی را کنترل تطبیقی می‌نامند. انواع سیستم‌های کنترل تطبیقی تنها از نظر نحوه تنظیم مشخصه‌های کنترل‌کننده با هم متفاوت هستند.

در بسیاری از موارد چگونگی تغییرات دینامیک فرآیند با تغییر شرایط کار معلوم است. یکی از عوامل تغییردهنده دینامیک سیستم، غیر خطی بودن‌های معلوم در فرآیند است؛ بنابراین امکان تغییر مشخصه‌های کنترل‌کننده با پایش (Monitoring) شرایط کار وجود دارد. این شیوه جدول بندی بهره نامیده (Gain Scheduling) می‌شود [۴].

این روش بر اساس همراهی با تغییرات بهره فرآیند کار می‌کند به عبارت دیگر نوع ویژه‌ای از یک سیستم بازنگر غیرخطی است که در آن یک کنترل‌کننده خطی وجود دارد که مشخصه‌های آن به صورت تابعی از شرایط کار، به روشی از قبل برنامه‌ریزی شده، تغییر داده می‌شوند.

با شناخت و درک درست از فرآیند، می‌توان متغیرهایی را یافت که به خوبی به تغییرات دینامیک فرآیند وابسته باشند. بنابراین با تغییر مشخصه‌های کنترل‌کننده به شکل تابعی از این متغیرها می‌توان مشخصه‌های کنترل‌کننده را جدول بندی و تنظیم نمود (شکل ۱).



شکل ۱ نمایش یک سیستم کنترل تطبیقی بر پایه جدول‌بندی بهره

بیسوارنو (Bisowarno) و همکارانش کنترل یک برج تقطیر واکنشی را به روش جدول‌بندی بهره مطالعه نمودند. آن‌ها بار حرارتی جوش‌آور را به عنوان متغیر کنترل‌کننده برای کنترل دما در سینی هفتم انتخاب و به ازای تغییرات ایجاد شده مشخص در شرایط پایدار فرآیند، با روش‌های تنظیم خطی مستقل از زمان^۱، مشخصه‌های کنترل‌کننده را در هر نقطه کار تنظیم نمودند [۵].

راگ و شاما (Rugh & Shamma) انواع روش‌های جدول‌بندی بهره را بررسی نموده و پیشنهادهای در انتخاب متغیر جدول‌بندی و متغیر کنترل‌کننده ارائه دادند [۶]. مورلیدهار و جانا (Murlidhar & Jana) دو روش متمایز کنترل تطبیقی را به منظور کنترل غلظت در یک برج تقطیر ناپیوسته چند جزئی به کار بردند و نتایج حاصله را مقایسه نمودند [۷]. ناوس (Naus) انواع روش‌های جدول‌بندی بهره را به شیوه کلاسیک و همچنین با به کارگیری سیستم‌های هوشمند بررسی کرد [۴]. گائو (Guo) و همکارانش نیز استفاده از سیستم کنترل تطبیقی را در برخی فرآیندهای شیمیایی بررسی نمودند [۸]. شاما و سینگ (Sharma & Singh) مروری بر انواع روش‌های کنترل را در فرآیندهای مختلفی از تقطیر واکنشی ارائه نمودند [۹].

۲- توصیف و شبیه‌سازی فرآیند

برج تقطیر مورد بررسی در این پژوهش شامل یازده سینی، یک چگالنده و یک جوش‌آور و در مجموع دارای سیزده مرحله تعادلی می‌باشد. خوراک به صورت مایع اشباع شامل اتانول، استیک‌اسید و مقادیر جزئی آب و اتیل‌استات وارد سینی پنجم می‌شود. واکنش در فاز مایع رخ می‌دهد. محاسبات تعادلی فازی-واکنشی با در نظر گرفتن تجمع‌پذیری استیک‌اسید در فاز گاز و مدل ضریب فعالیت در فاز مایع با استفاده از معادله ویلسون انجام شده است [۱۰]. سیستم چهارجزئی در فشار اتمسفریک و فاقد نقطه آزنوتروپ می‌باشد. مشخصات کلی سیستم مورد بحث در جدول (۱) ارائه شده است.

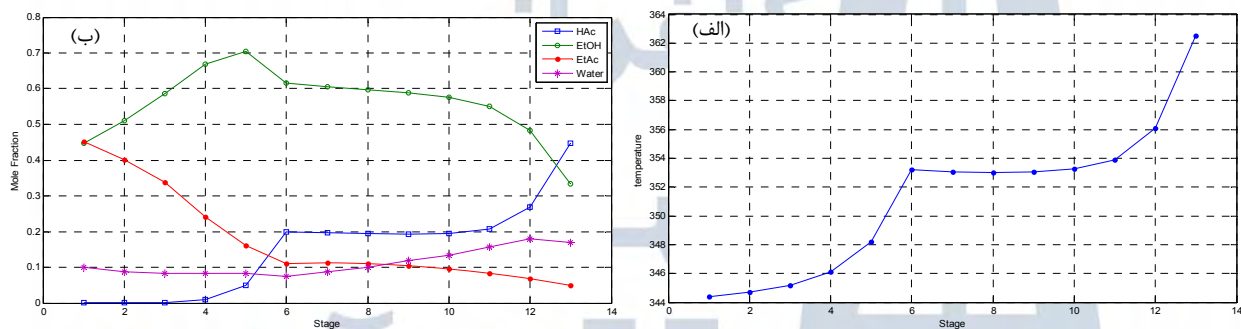
جدول (۱) مشخصات برج تقطیر واکنشی [۱۱]

Reaction	Acetic Acid + Ethanol \leftrightarrow Ethyl acetate + Water $T_3 = \exp(-7150/T)[4/85E4C_1C_2 - 1/23E4C_3C_4]$ (mol/L.s)	
Column	Number of Trays	۱۳ (Condenser, 11 Trays, Reboiler)
	Number of composition	۴
	Feed Location	۶ from Condenser
	Pressure	1.0×10^5 Pa
	Reaction Zone	۱ to ۱۳ in liquid bulk phase
	Volumetric holdup	۳ L on each Tray

¹ Linear Time Invariance

Condenser	Equilibrium Stage (Stage Number ۱)	
	Reflux Ratio	۱۰
	Liquid flow rate to 2 nd Tray	$L_1(\text{known})=0.208 \text{ mol/s}$
	Volumetric liquid holdup	۳ L
Reboiler	Equilibrium Stage (Stage Number 13)	
	Bottom liquid flow rate	$L_{13}(\text{known})=0.168 \text{ mol/s}$
	Volumetric liquid holdup	۱۳ L
Feed	Total liquid flow rate	1.076 mol/s
	Composition	$x_1=0.4962, x_2=0.4808, x_3=0.0001, x_4=0.0229$
Nonideality	Liquid phase	Wilson equation

بر اساس موازنه جرم و انرژی یک مدل حالت گذرا توسعه و بر پایه این مدل شبیه‌سازی دینامیکی انجام یافت. نمودار توزیع غلظت اجزا و توزیع دما حاصل از شبیه‌سازی در شکل (۲) ارائه شده است.



شکل ۲ نمودارهای نتایج حاصل از شبیه‌سازی برج تقطیر واکنشی، الف- توزیع دما، ب- توزیع غلظت

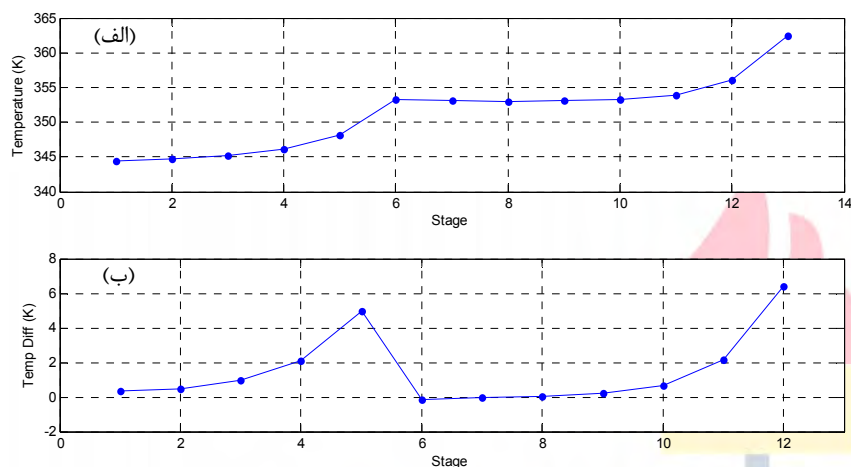
۳- محاسبات حالت پایا برای انتخاب ساختار کنترلی

به منظور انتخاب سینی مناسب و تعیین موقعیت جهت جانمایی حسگر اندازه‌گیری دما برای کنترل تک حلقه نتایج حاصل از معیار شیب (Slope Criterion)، معیار حساسیت (Sensitivity Criterion) و آنالیز^۱ SVD مورد بررسی قرار گرفت.

۳-۱- معیار شیب

هدف در این روش انتخاب محل سینی است که در آنجا تغییرات دمایی زیادی از یک سینی به سینی دیگر وجود داشته باشد. تغییرات زیاد دما از یک سینی به سینی دیگر بیانگر ناحیه‌ای است که در آن غلظت اجزای مهم در حال تغییر است. ثابت نگه داشتن دمای یک سینی در این مکان، موجب ثابت شدن گرادیان غلظت در ستون شده و از خروج مواد سبک از پایین و ترکیبات سنگین از بالا جلوگیری می‌کند. توزیع دمای برج در نمودار شکل (۳-الف) و همچنین اختلاف دمای سینی‌های مجاور نمودار شکل (۳-ب) نشان داده شده است که بیشترین شیب نمودار و گرادیان دما در مرحله پنجم می‌باشد.

¹ Singular Value Decomposition (SVD)

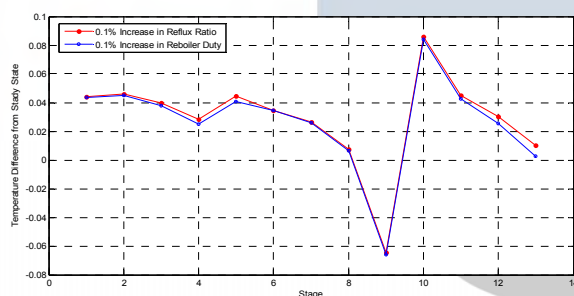


شکل (۳) نمودارهای گرادیان دما در برج (الف) و اختلاف دمای سینی‌های مجاور (ب)

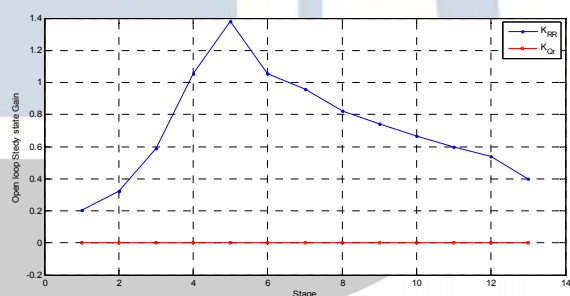
۳-۲- معیار حساسیت

هدف از کاربرد این روش یافتن سینی می‌باشد که به ازای تغییر در متغیر کنترل‌کننده بیش‌ترین تغییر دما در آن برزو می‌کند. یک تغییر کوچک در مقدار حالت پایای نسبت جریان برگشتی و بار حرارتی جوش‌آور ایجاد و سپس تغییرات حاصل در دمای سینی‌ها برای یافتن سینی که بزرگ‌ترین تغییر دمایی را داشته است، بررسی می‌گردد. نسبت میزان تغییر در دمای سینی به میزان تغییر در متغیر کنترل‌کننده، بهره حالت پایای مدار باز^۱ بین دمای سینی مربوطه و هر متغیر کنترل‌کننده می‌باشد.

سینی با بزرگ‌ترین تغییرات دمایی، حساس‌ترین سینی نسبت به تغییرات بوده و برای کنترل انتخاب می‌گردد. هرچه مقدار بهره بزرگ‌تر باشد، دمای سینی مربوطه بطور مؤثرتری می‌تواند توسط متغیر کنترل‌کننده‌ای که بهره به ازای آن محاسبه شده است، کنترل گردد. شکل (۴) نشان دهنده تغییرات دمای سینی به ازای تغییر به اندازه ۰/۱٪ در نسبت جریان برگشتی هنگامیکه مقدار حرارت جوش‌آور ثابت است و همچنین تغییرات دمای سینی به ازای تغییر به اندازه ۰/۱٪ در بار حرارتی جوش‌آور هنگامیکه نسبت جریان برگشتی ثابت است می‌باشد. بهره حالت پایای مدار باز سیستم نیز به ازای تغییر در نسبت جریان برگشتی و میزان حرارت جوش‌آور در شکل (۴-ب) نشان داده شده است.



شکل (۵) تغییرات دمای سینی به ازای تغییر کوچکی در نسبت جریان برگشتی و بار حرارتی جوش‌آور



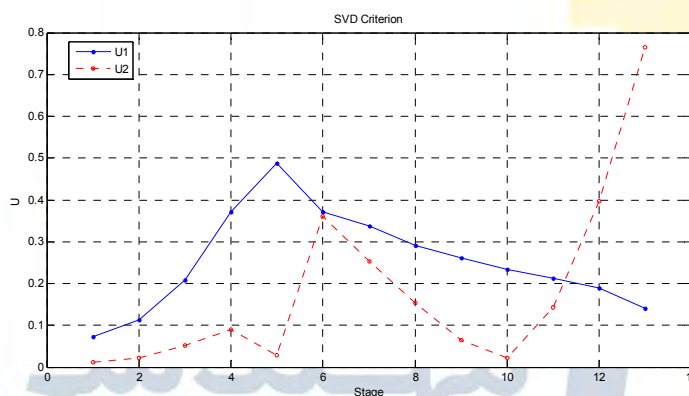
شکل (۴) بهره حالت پایای مدار باز به ازای تغییر ۰/۱٪ در مقدار جریان برگشتی و حرارت جوش‌آور

¹ Open Loop Steady State Gain

۳-۳- معیار SVD

تجزیه مقادیر تکین ماتریس بهره حالت پایا توسط مور (Moore) مورد بررسی قرار گرفت. بهره‌های حالت پایا میان دمای تمام سینی‌ها و متغیرهای تنظیم شونده محاسبه می‌شوند. ماتریس بهره K با N_T ردیف (تعداد سینی‌ها) و U ستون (تعداد متغیرها کنترل‌کننده) تشکیل می‌شود. سپس این ماتریس با روش‌های ریاضی به سه ماتریس یگانه به صورت رابطه (۱) تجزیه می‌شود. با رسم بردارهای U در برابر شماره سینی‌ها، سینی یا سینی‌هایی با بزرگ‌ترین مقادیر U بیانگر مکان‌هایی در ستون هستند که کارآمدترین کنترل در آن‌جا می‌تواند انجام شود. نتایج حاصل در شکل (۶) مشاهده می‌شود. آنالیز SVD کنترل دما در مرحله پنجم را به وسیله نسبت جریان برگشتی و مرحله سیزده را به وسیله بار حرارتی جوش‌آور پیشنهاد می‌کند.

$$K = U \sigma V^T \quad (1)$$



شکل (۶) نمایش نتایج آنالیز SVD برج تقطیر واکنشی

باتوجه به نتایج بدست‌آمده دمای سینی چهارم (متغیر کنترل شونده) به منظور کنترل غلظت اتیل استات در محصول بالا بوسیله جریان برگشتی (متغیر کنترل‌کننده)، برای کنترل انتخاب می‌شود.

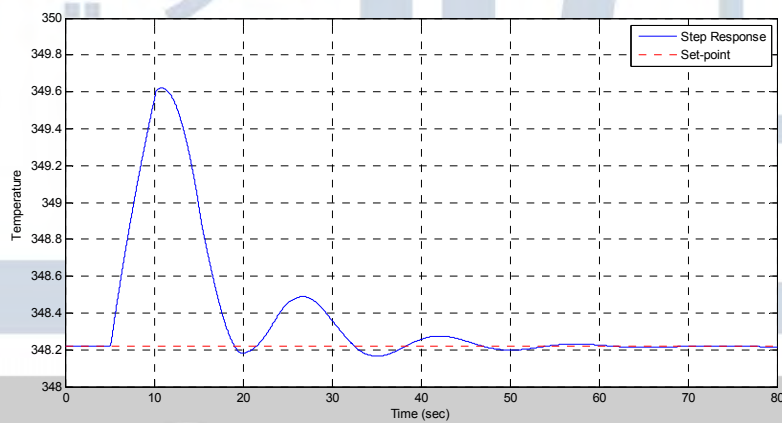
۴- کنترل برج تقطیر واکنشی

با شناخت و درک درست از فرآیند، می‌توان متغیرهایی را شناسایی کرد که به خوبی به تغییرات دینامیک فرآیند وابسته باشند. بنابراین با تغییر مشخصه‌های کنترل‌کننده به شکل تابعی از این متغیرها می‌توان مشخصه‌های کنترل‌کننده را جدول‌بندی و تنظیم نمود. از اینرو نسبت جریان برگشتی را در بازه $+0.80$ تا -0.60 از مقدار حالت پایا تغییر داده و به ازای هر 10% تغییر، منحنی واکنش ترسیم و بر اساس آن تابع تبدیل درجه اول با زمان مرده تقریب زده شد و مشخصه‌های کنترل‌کننده به روش کوهن-کن (Cohen-Coon) تعیین شدند [۱۲]. مقادیر تابع تبدیل و مشخصه‌های کنترل‌کننده در جدول (۲) ارائه شده‌اند.

جدول (۲) مشخصه‌های تابع تبدیل و کنترل کننده به روش کوهن-کن

k	τ	τ_d	k_c	τ_I	τ_D	
۴/۰۵۲	۱۲/۲۳۵۱	۵/۱۱۲۵	۰/۸۴۹۱	۱۰/۷۹۴۹	۱/۷۲۷۸	+٪۱۰
۳/۳۷۵۵	۱۳/۲۰۴۶	۵/۳۸۷۱	۱/۰۴۲۳	۱۱/۴۱۰۲	۱/۸۲۳۶	+٪۲۰
۲/۹۲۷۶	۱۴/۰۴۱۸	۴/۹۱۸۵	۱/۳۸۵۶	۱۰/۶۱۴۳	۱/۶۸۱۴	+٪۳۰
۲/۵۸۸۰	۱۶/۰۱۵۳	۴/۹۹۹۲	۱/۷۴۷۱	۱۰/۹۲۷۰	۱/۷۲۰۳	+٪۴۰
۲/۳۱۹۰	۱۴/۱۷۶۸	۴/۷۴۷۳	۱/۸۲۴۸	۱۰/۲۹۷۴	۱/۶۲۷۲	+٪۵۰
۲/۱۰۰۳	۱۵/۱۳۴۴	۴/۳۷۰۸	۲/۳۱۶۱	۹/۶۳۰۰	۱/۵۱۰۱	+٪۶۰
۱/۹۱۹۰	۱۳/۶۴۴۴	۴/۷۳۶۱	۲/۱۳۱۹	۱۰/۲۳۱۴	۱/۶۲۰۰	+٪۷۰
۱/۷۶۶۵	۱۳/۷۵۱۷	۴/۶۳۳۰	۲/۳۸۱۹	۱۰/۰۴۲۶	۱/۵۸۷۵	+٪۸۰
۴/۴۸۶۰	۱۹/۳۷۶۴	۵/۳۷۰۷	۱/۱۲۸۰	۱۱/۸۸۰۷	۱/۸۵۹۳	-٪۱۰
۵/۲۵۸۵	۱۳/۴۶۵۹	۵/۴۷۷۱	۰/۶۷۰۹	۱۱/۶۰۵۵	۱/۸۵۴۵	-٪۲۰
۵/۵۳۴۶	۱۳/۵۵۰۸	۶/۲۷۹۵	۰/۵۶۵۰	۱۳/۰۷۲۵	۲/۱۰۶۰	-٪۳۰
۵/۳۲۱۰	۱۴/۲۶۳۲	۴/۵۸۷۹	۰/۸۲۶۰	۹/۹۹۵۹	۱/۵۷۶۱	-٪۴۰
۴/۸۸۶۲	۱۱/۹۸۳۸	۳/۸۰۴۹	۰/۹۱۰۶	۸/۳۰۱۵	۱/۳۰۸۱	-٪۵۰
۴/۵۰۸۶	۸/۸۴۹۲	۲/۴۲۲۳	۰/۸۲۱۰	۷/۲۹۸۲	۱/۱۶۲۷	-٪۶۰

پاسخ پله‌ای سیستم مدار بسته در اغتشاشی به اندازه یک واحد در نمودارهای شکل (۷) ملاحظه می‌شود.



شکل (۷) پاسخ پله‌ای سیستم برج تقطیر واکنشی مجهز به کنترل کننده PID

۵- بهینه‌سازی مشخصه‌های کنترل کننده

مقادیر به دست آمده طبق جدول (۲) یک مقدار اولیه برای مشخصه‌های کنترل کننده می‌باشد که پایداری سیستم را تضمین می‌کند، برای دستیابی به بهترین عملکرد باید این مقادیر را بهینه نمود. بدین منظور از روش بهینه‌سازی گروه ذرات با تطبیق وزنی^۱ برای کمینه کردن انتگرال قدر مطلق خطا^۲ استفاده شد. نتایج حاصل در جدول (۳) مشاهده می‌شود. در الگوریتم ابتدایی PSO ذرات در فضای جستجوی پخش شده و بر اساس تبادل اطلاعات میان ذرات، هر ذره مسیر حرکت خود را به سمت بهترین تجربه شخصی و بهترین تجربه گروه در هر گام تعیین می‌کنند. بردار سرعت و موقعیت هر ذره طبق روابط (۲) و (۳) بیان می‌شود [۱۳].

$$v_i^{t+1} = wv_i^t + c_1r_1(x_{i_best}^t - x_i^t) + c_2r_2(x_{g_best}^t - x_i^t) \quad (2)$$

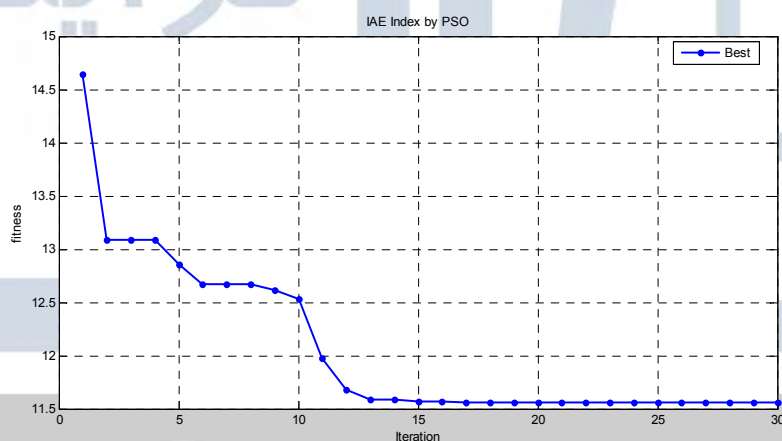
$$x_i^{t+1} = x_i^t + v_i^{t+1} \quad (3)$$

در این روابط x_{i_best} بیانگر بهترین تجربه شخصی و x_{g_best} بیانگر بهترین تجربه جمعی می‌باشد. w مشخصه وزن اینرسی (Inertia Weight) بوده و تأثیر سرعت در گام قبل را بر سرعت فعلی تعیین می‌کند. c_1 و c_2 به ترتیب ضریب یادگیری شخصی و ضریب یادگیری جمعی می‌باشند که بیانگر شدت تأثیر پذیری از بهترین موقعیت شخصی و همچنین بهترین موقعیت در گروه را نشان می‌دهند. r_1 و r_2 نیز اعداد مثبت تصادفی در بازه صفر و یک می‌باشند. در الگوریتم بهبود یافته مشخصه‌ای به نام شتاب طبق رابطه (۴) به معادله سرعت اضافه می‌گردد. که در آن J بیانگر شماره گام کنونی، J تعداد کل گام‌ها و a_0 عددی تصادفی در بازه نیم و یک می‌باشند [۱۴].

$$v_i^{t+1} = wv_i^t + a \left(c_1r_1(x_{i_best}^t - x_i^t) + c_2r_2(x_{g_best}^t - x_i^t) \right) \quad (4)$$

$$a = a_0 + \frac{j}{J} \quad (5)$$

روند بهینه‌سازی و کمینه نمودن مشخصه IAE در شکل (۸) نشان داده شده است.



شکل (۸) عملکرد الگوریتم AWPSO برای کمینه نمودن مشخصه IAE

مشخصه‌های بهینه شده کنترل کننده با استفاده از الگوریتم بهینه‌سازی ذرات در جدول (۳) ارائه شده است.

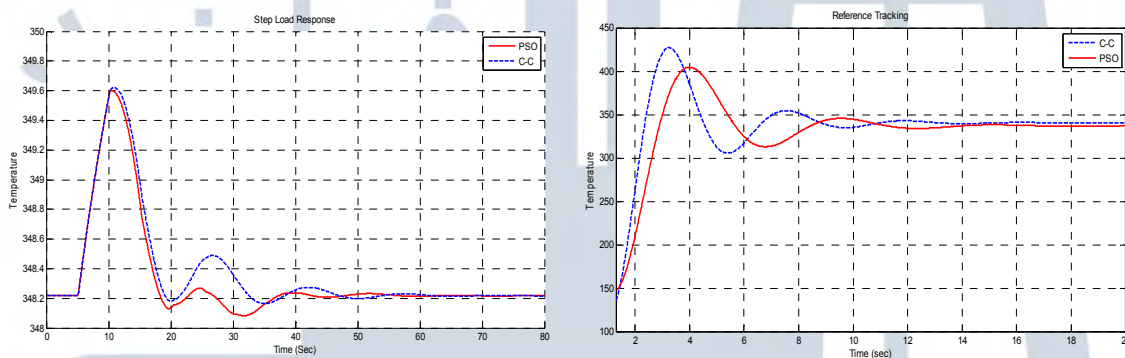
¹ Adaptive Weighted Particle Swarm Optimization (AWPSO)

² Integral of the Absolute Error (IAE)

جدول (۳) مشخصه‌های بهینه شده کنترل کننده PID با استفاده از روش AWPSO

k_c	τ_I	τ_D	
۰/۷۹۴۶	۷/۳۹۰۴	۲/۳۴۲۰	+٪۱۰
۱/۰۲۶۹	۷/۵۴۹۷	۲/۳۴۷۸	+٪۲۰
۱/۳۰۱۸	۷/۴۲۴۹	۲/۲۶۸۵	+٪۳۰
۱/۶۴۷۵	۷/۷۵۷۶	۲/۳۱۴۶	+٪۴۰
۱/۷۱۹۳	۷/۲۲۷۸	۲/۱۹۸۶	+٪۵۰
۲/۱۹۰۱	۶/۸۸۴۲	۲/۰۳۴۲	+٪۶۰
۲/۰۰۵۷	۷/۱۶۳۹	۲/۱۸۶۷	+٪۷۰
۲/۲۱۳۹	۷/۰۴۴۶	۲/۱۳۶۶	+٪۸۰
۱/۰۶۸۱	۸/۵۱۰۰	۲/۵۰۸۱	-٪۱۰
۰/۶۲۸۲	۷/۹۸۶۶	۲/۵۰۷۸	-٪۲۰
۰/۵۰۰۰	۸/۸۸۳۱	۲/۸۶۸۶	-٪۳۰
۰/۷۷۸۱	۷/۰۴۲۲	۲/۱۳۱۹	-٪۴۰
۰/۸۵۸۰	۵/۸۷۸۴	۱/۷۵۹۰	-٪۵۰
۱/۰۷۳۶	۳/۸۵۲۸	۱/۱۲۷۳	-٪۶۰

عملکرد پاسخ مدار بسته سیستم کنترلی با مشخصه‌های بهینه شده نسبت به تغییر پله‌ای واحد در مقدار بار و مقدار مقرر در شکل (۹) نشان داده شده است.



شکل (۹) مقایسه پاسخ پله‌ای مدار بسته سیستم کنترلی با مشخصه‌های تنظیم شده به روش کهن-کن و بهینه شده به روش PSO، الف- تغییر در مقدار مقرر، ب- تغییر در بار

۶- نتیجه‌گیری

در این پژوهش کنترل یک برج تقطیر واکنشی پیوسته برای تولید اتیل استات از اتانول و استیک اسید مورد بررسی قرار گرفت. برای این منظور مدل دینامیکی سیستم بر اساس قانون بقا توسعه یافت و نتایج شبیه‌سازی برج تقطیر واکنشی و ارائه پاسخ‌های مدار بسته بر اساس آن انجام شد. برای تعیین بهترین متغیر کنترل‌شونده (محل تعبیه حسگر) از شیوه‌های معیار شیب، معیار حساسیت و آنالیز SVD استفاده گردید و بر اساس نتایج به دست آمده جهت کنترل غلظت اتیل استات در محصول بالا، دمای سینی چهارم به عنوان متغیر کنترل‌شونده انتخاب گردید و از یک سیستم کنترل تطبیقی با جدول‌بندی بهره برای

کنترل محصول استفاده شد. برای این امر مشخصه‌های کنترل‌کننده در چهارده نقطه کاری بر اساس روش کوهن-کن تنظیم شد. مقادیر به دست آمده با استفاده از روش AWPSO بهینه‌سازی شدند که منجر به پاسخ‌های مدار بسته بهتری گردیدند.

علائم اختصاری

C_i	غلظت مولی جز i	k_c	بهره کنترل‌کننده	$r_2 r_1$	اعداد تصادفی مثبت در بازه $[0,1]$
X_i	کسر مولی جز i	τ_I	ثابت زمانی انتگرالی	a_0	عدد تصادفی مثبت در بازه $[0,1]$
L	جریان مایع خروجی از سینی نام	τ_D	ثابت زمانی مشتقی	a	ضریب شتاب
K	بهره حالت پایای مدار باز	V	بردار سرعت ذره در فضای جستجو	j	شمارنده گام
k	بهره فرآیند	W	مشخصه وزن اینرسی	J	تعداد تکرار
τ	ثابت زمانی فرآیند	$C1$	ضریب یادگیری شخصی	s	ثانیه
τ_d	زمان مرده	$C2$	ضریب یادگیری جمعی		

مراجع

- [1] A. Rani, V. Singh, and J. R. P. Gupta, "Control of Reactive Distillation Process using Intelligent Controllers", International Journal of Computer Applications, vol. 29, no. 5, pp. 19-26, September 2011.
- [2] W. L. Luyben, "Evaluation of criteria for selecting temperature control trays in distillation columns," Journal of Process Control, vol. 16, no. 2, pp. 115-134, February 2006.
- [3] W. Y. Svrcek, A Real-Time Approach to Process Control, 3rd ed. New York, John Wiley & Sons, 2014.
- [4] G. J. L. Naus, Gain scheduling Robust Design and Automated Tuning of Automotive Controllers, Ph.D Thesis, Department of Mechanical Engineering, October 2009.
- [5] B. H. Bisowarno, Y. C. Tian, and M. O. Tade, "Model Gain Scheduling Control of an Ethyl tert-Butyl Ether Reactive Distillation Column", Ind. Eng. Chem. Res, vol. 42, no. 15, pp. 3584-3591, June 2003.
- [6] V. J. Rough and J. S. Shamma, "Research on gain scheduling", Automatica, vol. 36, no. 10, pp. 1401-1425, October 2000.
- [7] G. M. Murlidhar and A. K. Jana, "Nonlinear adaptive control algorithm for a multicomponent batch distillation column", Chemical Engineering Science, vol. 62, no. 4, pp. 1111-1124, February 2007.
- [8] B. Guo, A. Jiang, X. Hua and A. Jutan, "Nonlinear adaptive control for multivariable chemical processes", Chemical Engineering Science, vol. 56, no. 23, pp. 6781-6791, December 2001.
- [9] N. Sharma and K. Singh, "Control of Reactive Distillation Column: A Review", International Journal Of Chemical Reactor Engineering, vol. 1, no. 1, pp. 1542-6580, October 2010.
- [10] A. R. Maddah, A. Mehrabani-Zeinabad and M. R. Pishvaei, "Dynamic Simulation of Reactive Distillation Columns Using the Equilibrium Stages Model", International Congress of Chemical and Process Engineering (CHISA), Prague, pp. 22-26, August 2004.
- [11] J. H. Lee and M. P. Dudukovic, "A comparison of the equilibrium & nonequilibrium models for a multicomponent reactive distillation column", Computers & Chemical Engineering, vol. 23, no. 1, pp. 159-172, December 1998.
- [12] M. Shahrokhi and A. Zomorodi, "Comparision PID Controller Tuning Method" 8th National Iranian Chemical Engineering Congress, Mashhad, pp. 1-12, September 2003.

[13] F. Tao, L. Zhang, Y. Laili, Configurable Intelligent Optimization Algorithm, London, Springer, 2015.

[14] G. Vidya, S. Sarathambekai and S. P. Yamunadevi, "Adaptive Weighted Particle Swarm Optimization for Scheduling Independent Tasks", Advances in Computer, Electronics and Electrical Engineering, New York, pp. 270-273, December 2012.

