



پاسخ کنترل کننده فازی با متغیر میانی به ازای فرایند غیر خطی (FCIV)

محمد براتی^{۱*}، حسین حمزه لویی^۲

۱- دانشجوی کارشناسی ارشد مهندسی برق - کنترل، دانشگاه تفرش

۲- کارشناسی مهندسی برق- کنترل، دانشگاه صنعتی امیرکبیر

*Barati.mohammad0012@Gmail.com

ارسال: مهر ماه ۱۴۰۰ پذیرش: مهر ماه ۱۴۰۰

چکیده

کنترل کننده های (PID) شناخته شده در حال حاضر بیشترین استفاده را در صنایع فرآیندی دارند. با این حال، سیستم های واقعی غالباً غیرخطی هستند و حاوی پویایی مرتبه بالا و زمان تلف شده هستند که همگی عملکرد این کنترل کننده ها را کاهش می دهد، لذا طراحی یک کنترل آبخاری با استفاده از منطق فازی پیشنهاد شده است که مجموعه ی جدیدی از قوانین منطق فازی به یک کنترل کننده منطق فازی (FLC) معمولی اضافه می شود تا کنترل کننده فازی را با متغیر میانی (FCIV) بسازد. در این ساختار، کنترل کننده با فرض منطق فازی و به کارگیری دو فیدبک فازی که مشابه کنترل کننده آبخاری (Cascade) هست که توانسته حداقل اورشوت و سریع ترین همبستگی را ایجاد کند. طرح پیشنهادی که پاسخ انواع کنترل کننده ها به ازای آن فرض شده است یک فرآیند شیمیایی غیر خطی آزمایش می شود و عملکرد و نتایج آن با سایر کنترل کننده ها مقایسه می شود. هدف از مقایسه انواع کنترل کننده ها به ازای یک فرایند غیر خطی نمایش عدم پاسخ مناسب در زمان های متفاوت ورودی هست.

کلمات کلیدی: کنترل کننده PID، کنترل کننده فازی، FLC، FCIV

۱- مقدمه

منطق فازی تکنیکی است که از زبان و اصول استدلال مشابه روش حل مشکلات انسان استفاده می کند. این روش ابزاری را برای مقابله با توابع غیر خطی فراهم می کند و انعطاف پذیری و سادگی آن را برای بسیاری از کاربردهای صنعتی مناسب می کند. کنترل کننده ها در ابتدا در زمینه مکانیک برای کنترل سیستم های مکانیکی اختراع شدند و با گذشت زمان در زمینه های برق و سیستم های الکترونیک صنعتی روی آوردند. در زمینه کنترل فرآیند، پیشرفت در سال ۱۹۷۴ آغاز شد، زمانی که ماندانی با استفاده از منطق فازی، یک موتور بخار را کنترل کرد. در سالهای اخیر، این روش با موفقیت در زمینه کنترل فرآیند خطی و غیرخطی به کار گرفته شده است [۲]. پیشرفت در زمینه سیستم های کنترلی با ساختارهای مختلفی ایجاد شد، کنترل کننده ها بیشتر در فرایند های خطی آنالوگ و پالسی کارایی دارند چراکه پویایی این سیستم ها نسبت به سیستم های غیرخطی کمتر است و پاسخ دهی مناسب را در

زمان های مختلف ندارند لذا طراحان تلاش کردند تا کنترل کننده ها را متناسب با فرایندهای غیرخطی ایجاد کنند [۴]. کنترل کننده های غیرخطی به دلیل سازگاری با شرایط غیر خطی توانایی کار با سیستم های خطی را نیز دارد.

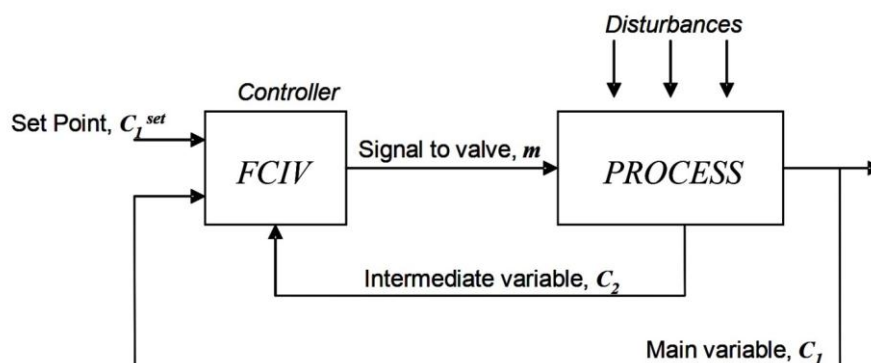
تقریباً روزانه، مهندسان کنترل وظیفه به روزرسانی استراتژی های کنترل و کنترل کننده ها برای مدیریت غیرخطی بودن فرآیند را دارند. فرآیندهای شیمیایی به طور مشهوری غیرخطی هستند. بعلاوه، اکثر فرآیندهای شیمیایی دارای پویایی کندی هستند. این خصوصیات غیرخطی بودن فرآیند و پویایی آهسته، کنترل فرآیندهای شیمیایی را کاملاً چالش برانگیز می کند. با توجه به این چالش، بیشتر مطالعات اخیر در مورد بهبود کنترل فرآیند، پایداری و استحکام بوده است [۱].

در این مقاله سعی شده است تا با بررسی یک پروسه شیمیایی که کاملاً غیرخطی است پاسخ ها مورد ارزیابی قرار گیرند. روند پروسه شبیه سازی شده به این صورت است که سه مایع واکنش پذیر A و B و C به همراه یک ماده واکنش دهنده W در واکنش شیمیایی قرار میگیرد. در این فرآیند سه ماده واکنش پذیر A و B و C که بسیار حساس به دما و فشار و ماده واکنش دهنده W هستند. یعنی با تغییر میزان دما و فشار پمپ و درصد ترکیب با یکدیگر، مقادیر مورد نظر خروجی ما تغییر میکند. به همین دلیل ابتدا این چهار ماده در در مخزن پیش گرمایش به مقدار مورد نیاز ترکیب شده و تحت دما و فشار مورد نظر قرار میگیرند و سپس وارد راکتور شده و برای انجام واکنش شیمیایی قرار میگیرند.

Feedback Control (FC) ساده ترین شکل کنترل خودکار فرآیند است. با این وجود در بسیاری از فرایندها قابلیت خوبی از خود نشان میدهد و ناراحتی های بسیار زیاد، در عملکرد این کنترل کننده ارائه شده توسط کنترل بازخورد اغلب غیر قابل قبول است. در این موارد استفاده از استراتژی های دیگر برای تأمین عملکرد مورد نیاز ضروری است. کنترل کننده آبخاری استراتژی ای است که در برخی از برنامه ها عملکرد ارائه شده توسط کنترل بازخورد معمولی را به طور قابل توجهی بهبود می بخشد. اخیراً، برخی از کارها با استفاده از منطق فازی در استراتژی های کنترل کننده آبخاری برای کنترل سیستم های تعلق مکانیکی، با استفاده از مدل های فازی Takagi Sugeno برای اهداف پیش بینی شده توسعه یافته اند [۲]. در این مقاله یک کنترل کننده را پیشنهاد می کند که از مجموعه جدیدی از قوانین فازی با یک متغیر فرآیند میانی (که تشکیل کنترل کننده فازی با متغیر متوسط FCIV را میدهد) استفاده می کند، با اشاره به این کنترل کننده به عنوان یک کنترل کننده فازی با متغیر متوسط (FCIV)، از FCIV می توان به جای کنترل کننده آبخاری برای کنترل کننده های فرآیندهای با اختلالات زیاد استفاده کرد. این کنترل کننده در کنترل فرآیند شیمیایی غیرخطی آزمایش شده و عملکرد آن با عملکرد کنترل کننده PID، کنترل کننده فازی FLC، کنترل کننده آبخاری PID و FCIV در کنترل کننده آبخاری مقایسه می شود [۵].

۲- کنترل کننده فازی آبخاری با متغیر متوسط

شکل (۱) یک سیستم کنترل را با FCIV به عنوان کنترل کننده نشان می دهد.

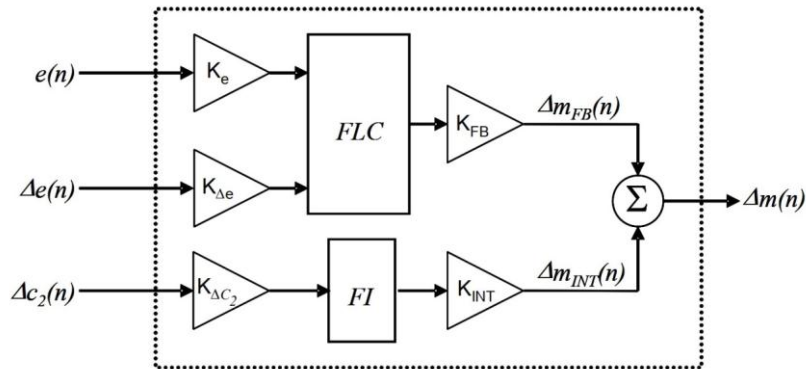


شکل ۱- کنترل کننده آبخاری با منطق فازی

کنترل کننده از دو واحد منطق فازی تشکیل شده است همانطور که در شکل (۲) نشان داده شده است. واحد اول مربوط به (FLC) است یک کنترل کننده منطق فازی منظم است که ورودی ها خطای متغیر اصلی کنترل شده را به ورودی بر میگردداند تا سیگنال های

خطای خودش را تولید کند، ورودی های این بخش شامل سیگنال های $e(n)$ و تغییر آن یعنی $\Delta e(n)$ است. واحد دوم که مربوط به تغییرات جدید است (FI) متغیر میانی پروسه را کنترل می کند.

ورودی های این واحد تغییر در متغیر میانی، $\Delta c_2(n)$ است. خروجی به شیر یا عملگر پروسه $\Delta m(n)$ که خروجی کامل کنترل کننده است، سیگنال بخش FLC، $\Delta m_{FB}(n)$ است و سیگنال خروجی واحد FI، $\Delta m_{INT}(n)$ بستگی دارد.



شکل ۲- طرح داخلی فازی FCIV

شرایط ورودی و خروجی برای این کنترل کننده به شرح فرمول (۱) تعریف شده است:

$$\begin{aligned} e(n) &= r(n) - c_1(n) \\ \Delta e(n) &= e(n) - e(n-1) \\ \Delta c_2(n) &= c_2(n) - c_2(n-1) \end{aligned} \quad (1)$$

- $c_1 \text{ Set}(n)$ مقدار مورد نظر یا Set Point است.
- $c_1(n)$ سیگنال برگشتی یا پاسخ مربوط به متغیر اصلی
- $c_2(n)$ پاسخ متغیر میانی
- n دوره نمونه برداری
- $n-1$ دوره نمونه برداری قبلی

تنظیم FCIV به پنج فاکتور مقیاس بندی برای ورودی $(K_e, K_{\Delta c_2}, K_{\Delta e})$ دو فاکتور برای خروجی $(K_{FB}$ و $K_{INT})$ نیاز دارد. ما همچنین به این فاکتورهای مقیاس گذاری به عنوان پارامترهای تنظیم اشاره می کنیم. این پارامترها برای مقیاس گذاری ورودی ها و خروجی ها برای مطابقت با دامنه مورد نیاز در واحدهای فازی استفاده می شوند [۳].

۳- قوانین فازی برای FCIV

برای قسمت متغیر اصلی از قانون ماتریس Macvicar Whelan استفاده میشود که برای واحد FLC است و برای به دست آوردن پاسخ $\Delta m_{FB}(n)$ مورد استفاده قرار میگیرد. معانی متغیرهای زبانی درگیر منفی بزرگ (NB)، محیط منفی (NM) منفی کوچک (NS)، صفر (Z)، مثبت کوچک (PS)، محیط مثبت (PM) و مثبت بزرگ (PB) هستند. جدول (۱) قوانین توزیع برای بدست آوردن $\Delta m_{FB}(n)$ را نشان می دهد [۴].

جدول ۱- قوانین فازی برای واحد FLC

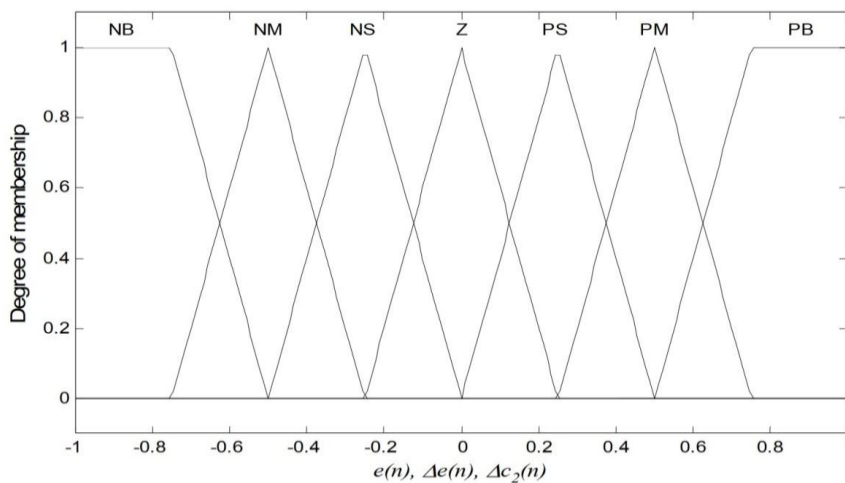
		$\Delta e(n)$						
		NB	NM	NS	Z	PS	PM	PB
$e(n)$	NB	NB	NB	NB	NB	NM	NS	Z
	NM	NB	NB	NB	NM	NS	Z	PS
	NS	NB	NB	NM	NS	Z	PS	PM
	Z	NB	NM	NS	Z	PS	PM	PB
	PS	NM	NS	Z	PS	PM	PB	PB
	PM	NS	Z	PS	PM	PB	PB	PB
	PB	Z	PS	PM	PB	PB	PB	PB

برای حالت فازی FI با استفاده از مجموعه دیگری از قوانین نشان داده شده در جدول (۲) بدست می آید. این قوانین برای اصلاح تغییرات متغیر میانی، $\Delta c_2(n)$ ، مستقل از خطا، $e(n)$ و تغییر آن انتخاب شده است، در متغیر اصلی.

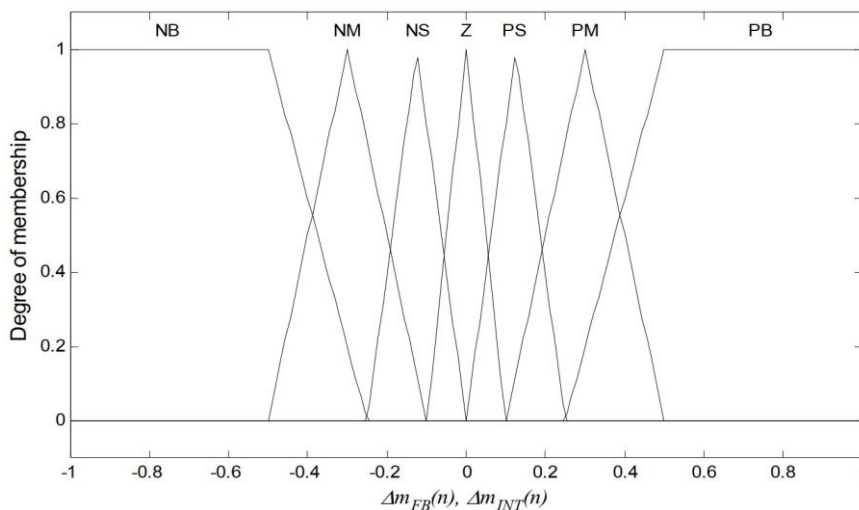
جدول ۲- قوانین اساسی برای واحد Fi

$\Delta c_2(n)$	$\Delta m_{INT}(n)$
NB	PB
NM	PM
NS	PS
Z	Z
PS	NS
PM	NM
PB	NB

شکل (۳) توابع عضویت را برای ورودی ها نشان می دهد، در حالی که شکل (۴) توابع عضویت را برای خروجی ها نشان می دهد.



شکل ۳- عملکردهای عضویت برای ورودی های FCIV



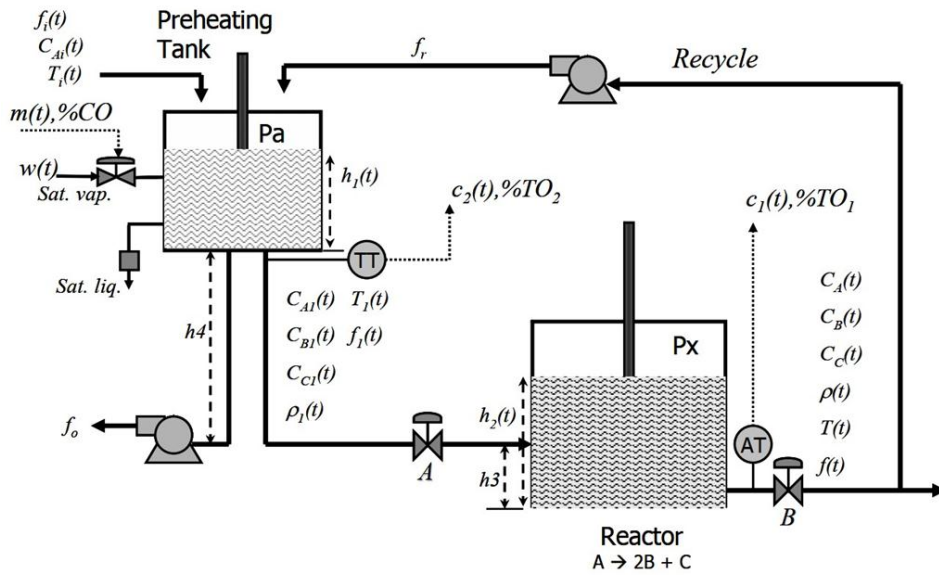
شکل ۴- عملکردهای عضویت در خروجی های FCIV

۴- تست FCIV

۴-۱- مثال فرایند غیر خطی

فرآیند انتخاب شده که شامل یک فرایند شیمیایی غیرخطی هست، در شکل (۵) نشان داده شده است، شامل یک مخزن گرم کننده و به دنبال آن یک راکتور شیمیایی است که در آن واکنش $A \rightarrow 2B + C$ اتفاق می افتد را نشان میدهد. این فرایند کاملاً غیرخطی

است و بنابراین برای اهداف پروسه ما مفید است. در این مثال حلقه داخلی را حلقه کنترل شامل غلظت راکتور به عنوان متغیر کنترل شده و جز قابل کنترل را جریان بخار به عنوان متغیر دستکاری شده و دما در مخزن هیت اسکچنجر به عنوان متغیر میانی است [۵].



شکل ۵- دیاگرام فرایند غیر خطی

برای ایجاد یک شرایط مقایسه از یک معادله ی First Order Plus Dead Time (FOPDT) برای شبیه سازی رفتار فرآیند استفاده می شود که بتوان تغییرات را مشاهده کرد [۳]. دلیل استفاده از FOPDT این است که این بهترین مدلی است که برای شبیه سازی سیستم های غیر خطی استفاده میشود و معمولاً برای فرآیند شیمیایی استفاده می شود. در معادله (۲) نمایش FOPDT در نظر گرفته شده است سیستمی که به عنوان پیش فرض در نظر گرفته ایم مطابق با معادله (۲) هست:

$$G_p(s) = \frac{C(s)}{M(s)} = \frac{K_p e^{-t_0 s}}{\tau s + 1} \quad (2)$$

- $M(s)$ تبدیل لاپلاس خروجی کنترلر است.
- $C(s)$ تبدیل لاپلاس خروجی فرستنده است.
- K_p ضریب فرایند فرآیند است و نشان می دهد که میزان خروجی در واحد تغییر در ورودی چقدر تغییر می کند.
- τ ثابت زمان فرآیند است. این نشان می دهد که خروجی پس از شروع تصادفی با چه سرعتی تغییر می کند.
- t_0 فرآیند زمان مرده است یا ایجاد تاخیر زمانی هست. این پارامتر نشان می دهد که پس از تغییر ورودی، خروجی برای شروع تغییر چقدر زمان می برد.

۴-۲- هیت اسکچنجر

تبادل جرم کل (۳):

$$\rho_1 f_1(t) + \rho_r(t) f_r - \rho_1(t) f_0 - \rho_1(t) f_1(t) = A_{HT} \frac{d}{dt} (h_1(t) \rho_1(t)) \quad (3)$$

تبادل مول بر روی مولفه A برابر است با معادله (۴):

$$f_1(t) C_{Ai} + f_r C_{Ar}(t) - f_0 C_{Ai} - f_1(t) C_{Ai}(t) = A_{HT} \frac{d}{dt} (C_{Ai}(t) h_1(t)) \quad (4)$$

تبادل مول بر مولفه ترکیب کننده B (۵):

$$f_r C_{Br}(t) - f_0 C_{B1}(t) - f_1(t) C_{B1}(t) = A_{HT} \frac{d}{dt} (C_{B1}(t) h_1(t)) \quad (5)$$

تبادل مول بر مولفه ترکیب کننده C (۶):

$$f_r C_{Cr}(t) - f_0 C_{C1}(t) - f_1(t) C_{C1}(t) = A_{HT} \frac{d}{dt} (C_{C1}(t) h_1(t)) \quad (6)$$

تعداد کلی جرم روی راکتور (۷):

$$\rho_1(t)f_1(t) - \rho(t)f(t) = A_R \frac{d}{dt} (h_2(t)\rho(t)) \quad (7)$$

تعداد مول بر مولفه ترکیب کننده A (۸):

$$f_1(t)C_{A1}(t) - A_R h_2(t) \frac{r_B(t)}{2} - f(t)C_A(t) = A_R \frac{d}{dt} (C_A(t)h_2(t)) \quad (8)$$

تعداد مول بر مولفه ترکیب کننده B (۹):

$$f_1(t)C_{B1}(t) + A_R h_2(t)r_B(t) - f(t)C_B(t) = A_R \frac{d}{dt} (C_B(t)h_2(t)) \quad (9)$$

تعداد مول بر مولفه ترکیب کننده C (۱۰):

$$f_1(t)C_{C1}(t) - A_R h_2(t) \frac{r_B(t)}{2} - f(t)C_C(t) = A_R \frac{d}{dt} (C_C(t)h_2(t)) \quad (10)$$

۴-۴- تعادل انرژی

تبادل در تابع کلی سیستم (۱۱):

$$\rho_1(t)f_1(t)C_p T_1(t) - \Delta H_R A_R h_2(t)r_b(t) - \rho(t)f(t)C_p T(t) = A_R C_v \frac{d}{dt} (T(t)\rho(t)h_2(t)) \quad (11)$$

سرعت واکنش (۱۲):

$$r_B(t) = k_0 C_A(t)C_B(t) e^{\frac{-E}{T(t)R}} \quad (12)$$

معادله شیر A (۱۳):

$$f_1(t) = C_{VA} \sqrt{\frac{P_a - P_x + \rho_1(t)g[h_1(t) - h_4] - \rho(t)[h_2(t) - h_3]}{\left(\frac{\rho_1(t)}{\rho_{H_2O}}\right)}} \quad (13)$$

معادله شیر B (۱۴):

$$f(t) = C_{VB} \sqrt{\frac{\rho(t)gh_2 + P_x - 14.7}{\left(\frac{\rho(t)}{\rho_{H_2O}}\right)}} \quad (14)$$

۴-۵- بازیافت

چرخش مایع توسط پمپ انجام می شود که یک حالت چرخشی پابت برای مایع تأمین می کند و این جریان مایع را با f_r نمایش می دهند. به دلیل مسیر طول لوله، متغیرهای درگیر در این مایع با رسیدن به مخزن هیت اسکچنجر مقداری تأخیر زمان دارند. مدل ریاضی شامل این اثر است [۴].

تعداد مول بر مولفه ترکیب کننده A (۱۵):

$$C_{Ar}(t) = C_A(t - t_0) \quad (15)$$

تعداد مول بر مولفه ترکیب کننده B (۱۶):

$$C_{Br}(t) = C_B(t - t_0) \quad (16)$$

تعداد مول بر مولفه ترکیب کننده C (۱۷):

$$C_{Cr}(t) = C_C(t - t_0) \quad (17)$$

تراکم مایع بازیافت (۱۸):

$$\rho_r(t) = \rho(t - t_0) \quad (18)$$

دمای مایع بازیافت (۱۹):

$$T_r(t) = T(t - t_0) \quad (19)$$

میانگین زمان مرده (۲۰):

$$t_0 = \frac{L_r \cdot A_{\text{pipe}}}{f_r} = 0.4 \text{ min} \quad (20)$$

با فرض برخی از مشخصات فرآیند بدست آمده برای مدل، شکل (۶) روند و مدل پاسخ ها را نشان می دهد.

- $K_p = 0.67 \text{ TO\% / CO\%}$
- $\tau = 29 \text{ min}$
- $t_0 = 7.6 \text{ min}$

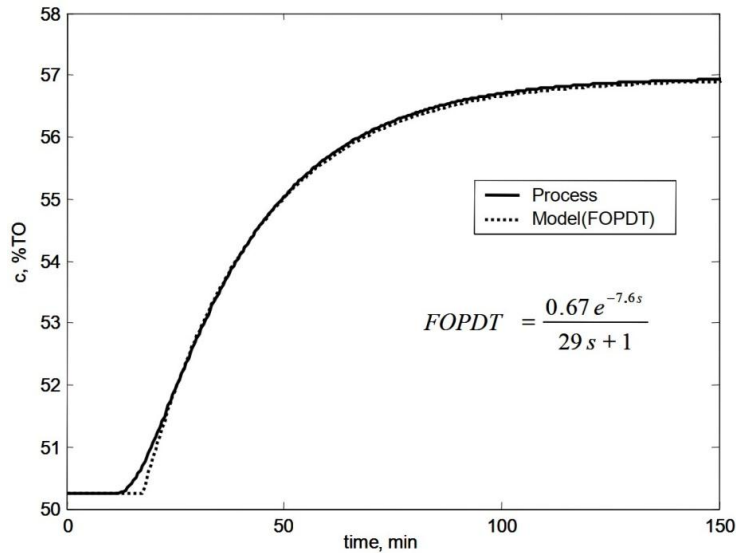
جدول (۳) پارامترها و متغیرهای ثابت برای متغیرهای مخزن را نمایش می دهند و لذا پارامترها در تمامی فرمول ها تکرار می شوند تمامی آنها به صورت جدول (۳) نمایش داده می شوند.

جدول ۳- ارزشهای حالت ثابت برای راکتور و مقادیر حالت پایدار برای برخی از متغیرها در فرآیند

VARIABLE	VALUE	UNITS
h_1 ارتفاع مایع در مخزن پیش گرمایش	6.74089	m
h_2 ارتفاع مایع در راکتور	2.6169	m
h_3 ارتفاع مسیر ورودی	0.61	m
h_4 ارتفاع مسیر خروجی پیش گرمایش	0.914	m
A_R سطح داخلی راکتور	5.5741	m ²
A_c سطح مربع	37.161	m ²
A_{HT} سطح مربع	7.432	m ²
f_i دبی ورودی مخزن پیش گرمایش	0.03776	m ³ /s
f_o دبی خروجی مخزن پیش گرمایش	0.014158	m ³ /s
f دبی خروجی راکتور	0.03688	m ³ /s
f_r دبی برگشتی (فیدبک مایع)	0.014158	m ³ /s
C_{VA} دبی پارامتر A	$2.024 \cdot 10^{-4}$	(m ³ /s)Pa ^{-0.5}
C_{VB} دبی پارامتر B	$1.73378 \cdot 10^{-4}$	(m ³ /s)Pa ^{-0.5}
P_a فشار مخزن پیش گرمایش	$1.01325 \cdot 10^5$	Pa
P_x فشار راکتور	$1.2410 \cdot 10^5$	Pa
T دمای خروجی راکتور بر حسب کلونین	313.94	K
T_1 دمای ورودی راکتور بر حسب کلونین	330.77	K
T_w دمای ورودی ماده واکنش دهنده	362.87	K
W_t دبی ماده واکنش دهنده	0.92313	kg/s
ρ_{H2O}	999.55	kg/ m ³

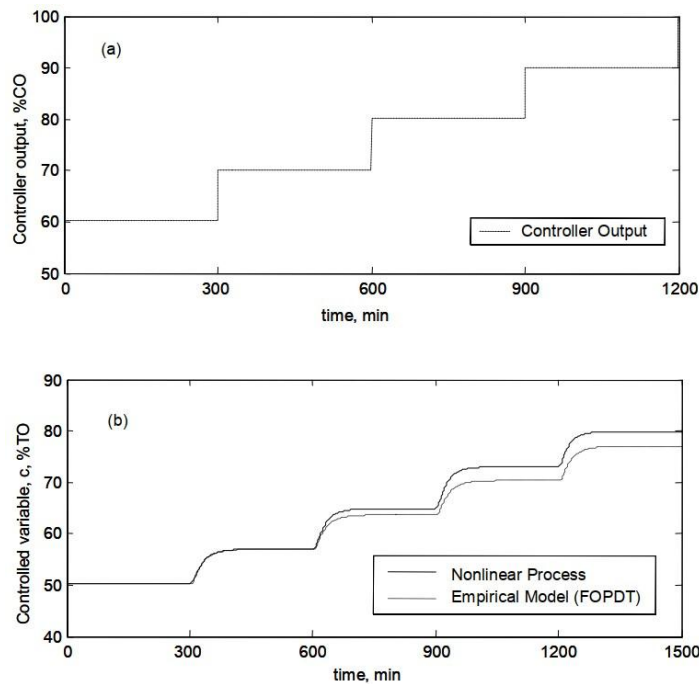
Archive of SID چگالی آب (غلظت جرمی)

ρ_0 چگالی غلظت اولیه (بر واحد جرم)	1058.17	kg/ m ³
ρ چگالی غلظت خروجی (واحد جرم)	1159.42	kg/ m ³
ρ_1 چگالی غلظت ورودی (واحد جرم)	1132.62	kg/ m ³
C_{Ai} جرم اتمی بر مکعب ورودی	27.23139	kgmole _A / m ³
C_A جرم اتمی بر مکعب خروجی	8.8414	kgmole _A / m ³
C_B جرم اتمی بر مکعب خروجی	38.5679	kgmole _B / m ³
C_C جرم اتمی بر مکعب خروجی	19.2846	kgmole _C / m ³
C_{A1} جرم اتمی بر مکعب ورودی	22.2160	kgmole _A / m ³
C_{B1} جرم اتمی بر مکعب ورودی	10.5185	kgmole _B / m ³
C_{C1} جرم اتمی بر مکعب ورودی	5.2597	kgmole _C / m ³
λ ضریب توان گرمایی بر حسب انرژی	2243.43	kJ/kg
C_m واحد حرارتی انرژی بر حسب کلوین	531.31	kJ/(K)
C_p واحد حرارتی بر حسب کلوین	3.9747	kJ/(kg.K)
C_v واحد حرارتی بر حسب کلوین	3.6818	kJ/(kg.K)
C_p واحد حرارتی بر حسب کلوین	3.9747	kJ/(kg.K)
C_v واحد حرارتی بر حسب کلوین	3.6818	kJ/(kg.K)
U واحد حرارتی برای حجم داخلی مخزن	1.7361	kJ/(m ² .K.s)
E واحد حرارتی بر حسب انرژی	6.461*10 ⁴	kJ/kgmole
R واحد حرارتی بر حسب انرژی بر کلوین	8.31451	kJ/(kgmole.K)
ΔH_R واحد حرارتی	2786.87	kJ/kgmole _B
r_B واحد کیلوگرم به مکعب در واحد دبی	2.28382*10 ⁻⁴	m ³ /(kgmole _B .s)
k_0 واحد کیلوگرم به مکعب در واحد دبی	1.1861*10 ⁷	m ³ /(kgmole.s)
c_1 ضریب	50.241	%T01
c_2 ضریب	42.698	%T02
m ضریب	60.149	%CO

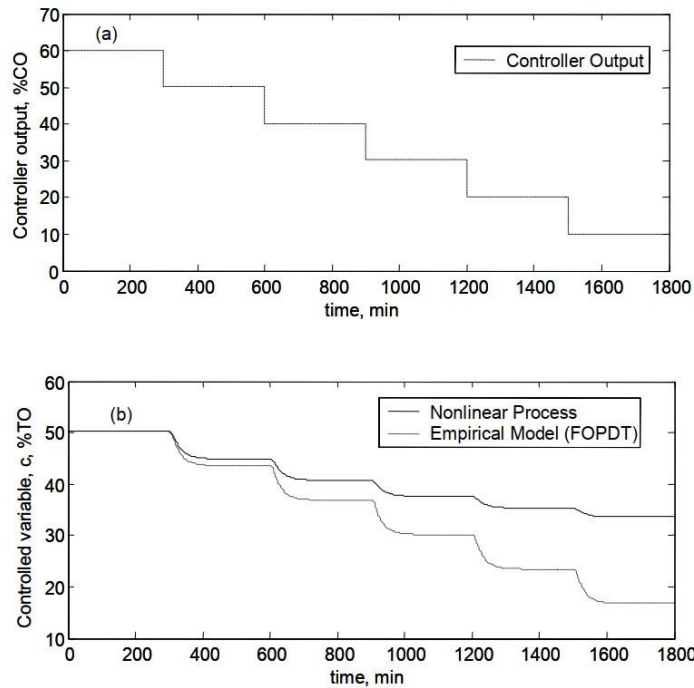


شکل ۶- پاسخ های فرآیند و مدل FOPDT هنگامی که سیگنال خروجی کنترل کننده ۱۰٪ افزایش می یابد.

شکل (۶) انطباق خوبی بین مدل FOPDT و روند در حالت پایدار نشان می دهد. شکل (۷) و (۸) نشان می دهد که چگونه پاسخ فرآیند غیرخطی با مدل تجربی به دلیل تغییر در شرایط کار تحت حلقه باز متفاوت است. شکل (۷) نشان می دهد که چگونه پاسخ مدل فرآیندی هنگام افزایش سیگنال خروجی کنترل کننده، از پاسخ مدل منحرف می شود. این انحراف ایده ای از ماهیت غیرخطی فرآیند را ارائه می دهد. شکل (۸) انحراف بسیار بیشتری از مدل فرآیندی را نشان می دهد که خروجی کنترل کننده کاهش می یابد، و رفتار بسیار غیرخطی در مقادیر کم خروجی کنترل کننده را نشان می دهد [۶].



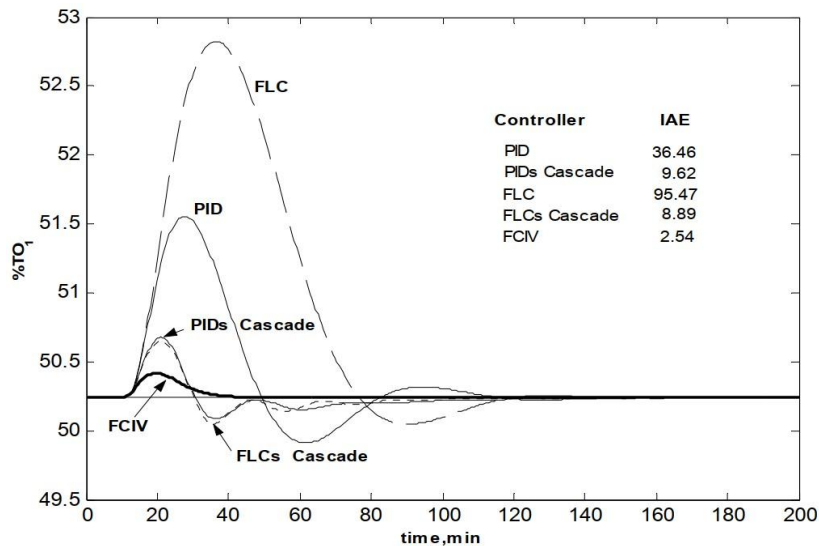
شکل ۷- پاسخ های فرآیند و مدل تجربی (b) هنگامی که سیگنال خروجی کنترل کننده افزایش می یابد (a)



شکل ۸- پاسخ های فرآیند و مدل تجربی (b) هنگامی که سیگنال خروجی کنترل کننده کاهش می یابد (a)

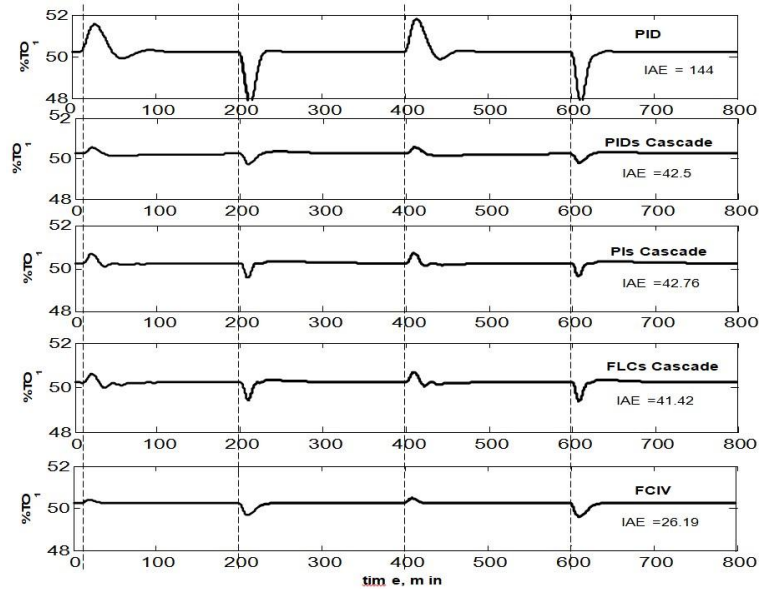
۵- نتایج FCIV

پنج استراتژی کنترل کننده بازخورد PID، کنترل کننده آبخاری PID، کنترل کننده فازی بازخورد FLC، در کنترل کننده آبخاری و FCIV پیشنهادی را اجرا کردند که بازخورد آن مطابق شکل (۹) میباشد. تمام پارامترهای تنظیم برای به دست آوردن بهترین عملکرد کنترل از هر کنترل کننده بهینه شده اند. از انتگرال مقدار مطلق خطا (IAE) به عنوان معیار بهینه سازی استفاده شد. شکل (۹) پاسخ ها را نشان می دهد هنگامی که دمای ورودی به مخزن پیش گرم ۱۰ درجه فارنهایت افزایش می یابد. متغیر کنترل شده، از فرستنده در (IAE) ثبت می شود برای هر استراتژی کنترل گزارش می شود [۷].



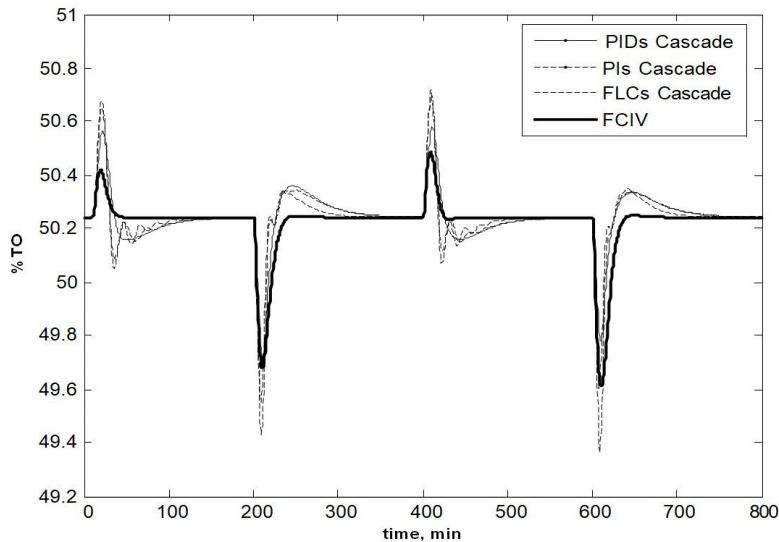
شکل ۹- پاسخ های پردازش تحت کنترل کننده های مختلف

شکل (۱۰) پاسخ ها را نشان می دهد هنگامی که دمای ورودی به مخزن هیت اکسچنجر در زمان های مختلف و برای مقادیر مختلف تغییر می کند. پاسخ برای کنترل تحت بازخورد FLC نشان داده نشده است زیرا در همه موارد بسیار بدتر بود. این شکل همچنین مقادیر IAE را نشان می دهد.



شکل ۱۰- واکنش های فرایند به ازای تغییرات مختلف غلظت برای تغییرات ۱۰ درجه فارنهایت، ۲۰ درجه فارنهایت، ۱۵ درجه فارنهایت و ۲۵ درجه فارنهایت در آشننگی اصلی

برای مقایسه دیگر، شکل (۱۱) پاسخ سه طرح را فوق العاده نشان می دهد. شکل نشان می دهد که کنترل ارائه شده توسط FCIV سریعتر از سایر استراتژی ها به مقدار حالت پایدار مطلوب می رسد، و همچنین پس از رسیدن، بدون نوسانات نامطلوب، نقطه تنظیم خود را حفظ می کند. IAE به دست آمده توسط FCIV نسبت به دو کنترل کننده دیگر Cascade PID و FLC Cascade کمتر است [۸].



شکل ۱۱- پاسخ های استراتژی های کنترل آبخار برای کنترل غلظت خروجی برای اغتشاشات ذکر شده

۶- عملکرد FCIV

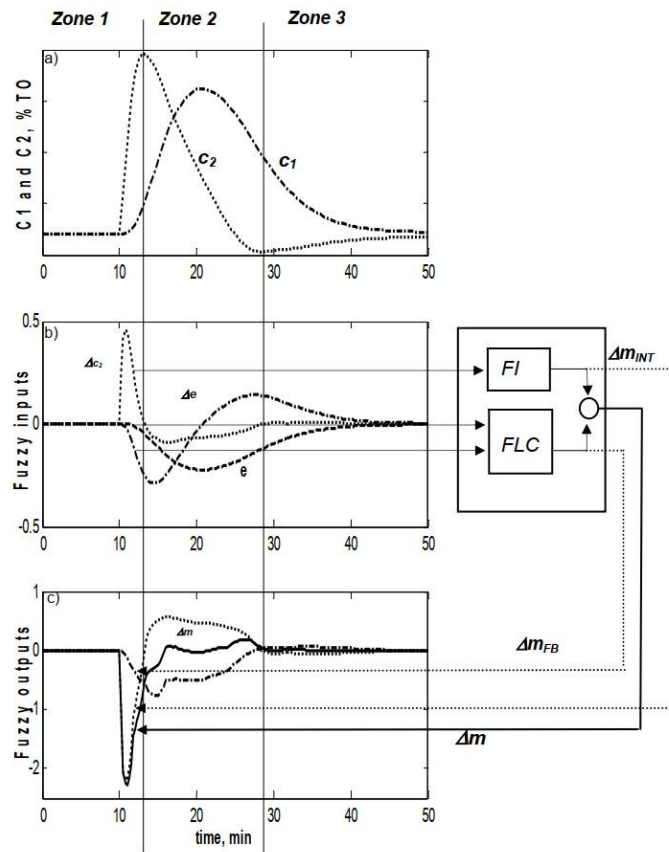
شکل (۱۲) یک طرح دقیق است که نشان دهنده ی:

۶-۱) پاسخ متغیرهای اصلی و ثانویه

۶-۲) متغیرهای ورودی فازی

۶-۳) متغیرهای خروجی فازی

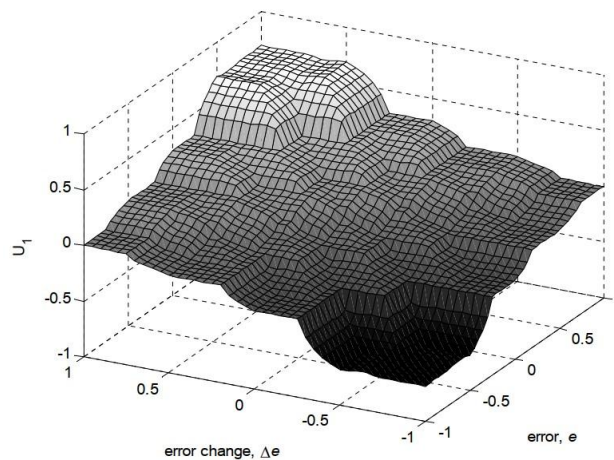
داده های شکل (۱۱) برای ایجاد اختلال در دما به مخزن هیت اکسچنجر (۱۰ درجه فارنهایت) گرفته شده است. سه منطقه برای تجزیه و تحلیل عملکرد کنترل کننده در نظر گرفته شده است.



شکل ۱۲- طرح عملکرد FCIV در تمامی مراحل کنترل فاز سیگنال

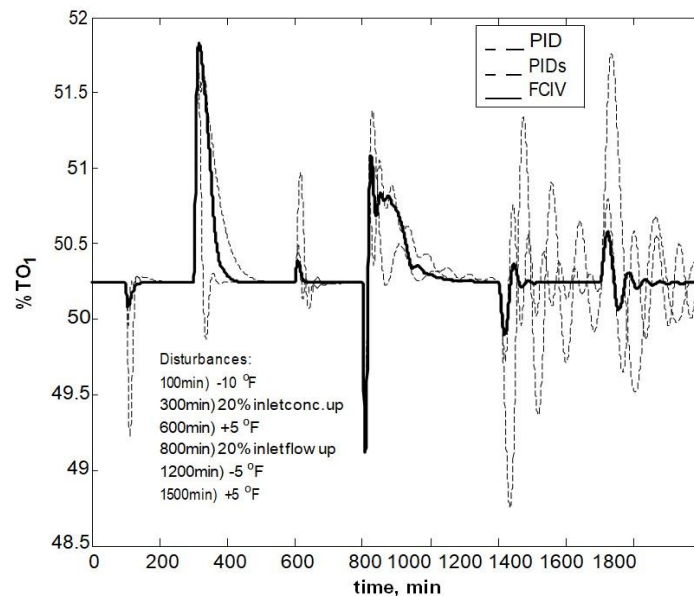
۷- بررسی فازی

همانطور که قبلاً ذکر شد، کنترلر FCIV از واحدهای فازی FI و FLC تشکیل شده است. U1 و U2 خروجی های نرمال شده (قبل از فاکتورهای مقیاس دهی خروجی) در محدوده هستند. این مزیت قابلیت بررسی در حالت فازی تمامی ساختارهای ورودی و خروجی کنترل کننده و پروسه را نشان میدهد. که میتوان با بررسی های ورودی و خروجی به پاسخ فازی آن رسید (مطابق شکل ۱۳).

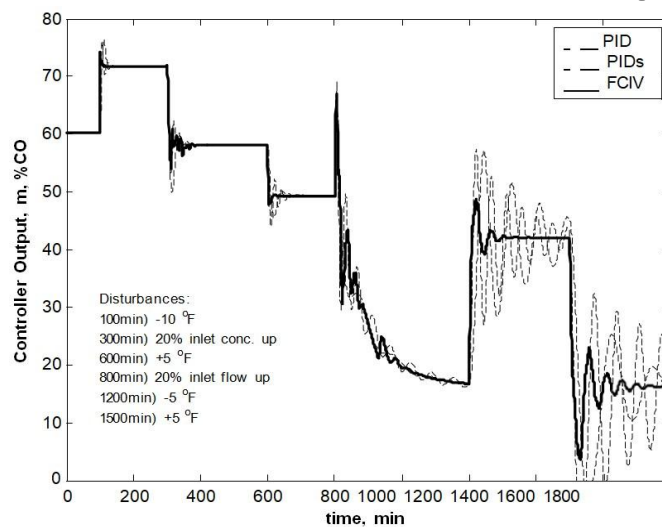


شکل ۱۳- بررسی های فازی در پاسخ های غیر خطی

شکل (۱۴) عملکرد کنترل را با استفاده از یک کنترل کننده PID، کنترل کننده های PID در یک محیط آبخار و کنترل کننده FCIV برای اختلالات مختلف نشان می دهد. شکل (۱۵) سیگنال متغیر دستکاری شده را نشان می دهد. کنترل کننده FCIV سریعتر به حالت ثابت می رسد و در همه موارد ثبات بهتری را ارائه می دهد [۲].

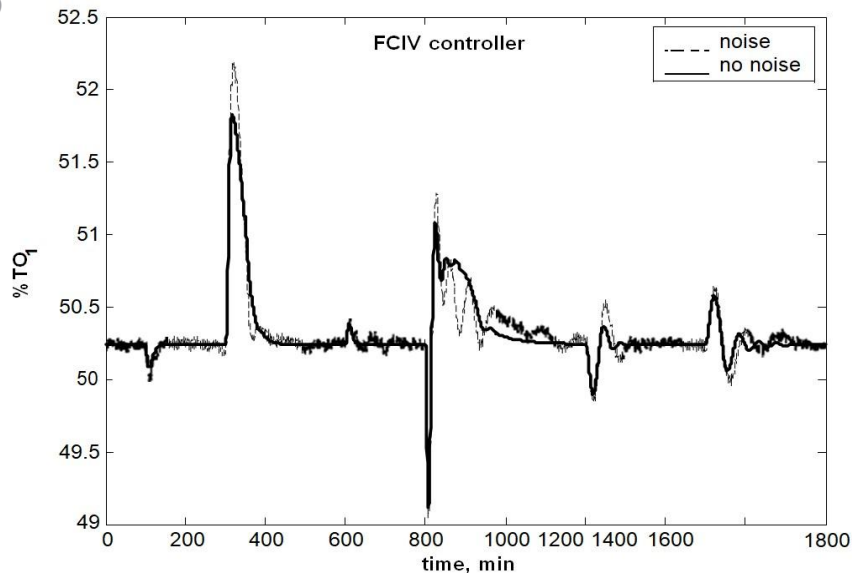


شکل ۱۴- پاسخ PID، PID در آبخار و FCIV برای کنترل غلظت خروجی برای اغتشاشات ذکر شده



شکل ۱۵- سیگنال به شیر از PID، PID و FCIV برای کنترل غلظت خروجی

برای مطالعه مختصر اثر نویز، نویز گاوسی با انحراف استاندارد مشخص به سیگنال فرستنده آنالیزور اضافه شد. شکل (۱۶) هر دو منحنی را بدون سر و صدا را نشان می دهد هنگامی که کنترل کننده FCIV با اختلالات ذکر شده در شکل (۱۵) بوده است. وجود این نویز خاص تفاوت چشمگیری در عملکرد FCIV ایجاد نمی کند.



شکل ۱۶- سیگنالهای متغیر اصلی (غلظت خروجی) بدون سر و صدا برای کنترل کننده FCIV

۹- نتیجه گیری

سیستم غیر خطی با انواع مختلف کنترل کننده ها فرض شد و پاسخ های آنها مورد بررسی قرار گرفت. به دلیل وجود داده های غیر خطی برخی از کنترل کننده ها توانایی پاسخ دهی به سیگنال را نداشته و با تغییرات بسیار زیاد در پاسخ خروجی آن را نشان میدهند (مشابه شکل ۹ و ۱۱). ولی این طرح از کنترل کننده فرایندی به دلیل اینکه از ساختار کنترل کننده آبخاری با متغیر میانی (Cascade Control) و کنترل کننده فازی (Fuzzy Control) استفاده میکند، در واقع یکی از بهترین کنترل کننده های فرایندی هست که برای سیگنال های غیر خطی بهترین پاسخ را در خروجی ظاهر میکند (مطابق شکل ۱۶).

۱۰- منابع

1. Burden, A., Tantalean R., and Deshpande, P., [2003]. "Control and Optimize Nonlinear Systems," Measurement and Control (CEP).
2. Chen, C-L., and Kuo, F-C., [1995]. "Design and Analysis of a Fuzzy Logic Controller," Int. J. Systems Sci, 1995.
3. Chiu, S., [1998]. "Using Fuzzy Logic in Control Applications: Beyond Fuzzy PID Control," IEEE. Control System Magazine, Vol. 18 , No. 5, October 1998.
4. De Silva, C.W., [1995]. "Intelligent Control-Fuzzy Logic Applications," CRC Press, New York, 1995.
5. Edgar C.R., and Postlethwaite B.E., [2002]. "Model based control using fuzzy relational models," IEEE International Conference on Fuzzy Systems v 3 2002 (IEEE cat n 01ch37297).
6. Foulloy, L., and Galichet, S., [2003]. "Integrating expert knowledge into industrial control structures," Computers in Industry. vol. 52, 2003.
7. Gormandy, B.A., and Postlethwaite B.E., [2000]. "MIMO fuzzy internal model control ," Automatica v 36 n 6 2000.
8. Govender P., and Bajic, V., [2003]. "A fuzzy logic tuned polynomial based predictor for processes having long dead times," IEEE International Conference on Fuzzy Systems v 1 2003 (IEEE cat n 03CH37442).
9. Leptic, M., Skrjanc, I., Chiacchiarini, H., and Matko, D., [2002]. "Predictive control based on fuzzy model: A case study," IEEE International Conference on Fuzzy Systems v 2 2002 (IEEE cat n 01ch37297).
10. Leptic, M., Skrjanc, I., Chiacchiarini, H., and Matko, D., [2003]. "Predictive functional control based on fuzzy model: Magnetic suspension system case study," Engineering Applications of Artificial Intelligence v 16 n 5-6 August/September 2003.