



نهمین کنگره ملی مهندسی شیمی ایران

دانشگاه علم و صنعت ایران
۳-۵ آذر ماه ۱۳۸۳

کنترل غیر خطی و چند متغیره قسمت تقطیر از صنعت تولید اتانول

حسن پورحسن^۱، شاهرخ شاه حسینی*^۱، محمدتقی صادقی^۱

محمد فردوسی^۲

۱. آزمایشگاه تحقیقاتی شبیه‌سازی و کنترل فرآیند، دانشکده مهندسی شیمی

دانشگاه علم و صنعت ایران

۲. واحد تحقیقات و فناوری، صنایع شیمیایی پارچین، گروه شیمیایی ساصد

shahrokh@iust.ac.ir

فرآیند تقطیر یکی از روشهای متداول در جداسازی محلولها می‌باشد که کاربرد وسیعی در صنایع شیمیایی دارد. تحقیقات پرهزینه و دامنه‌داری برای بهبود عملکرد برج تقطیر به وسیله روشهای کنترل چند متغیره صورت گرفته است. بدلیل طبیعت پیچیده برج تقطیر، کنترل این فرآیند با مشکلات زیادی مواجه است. در این مقاله، کنترل چند متغیره غیرخطی در یک برج تقطیر صنعتی اتانول برای کنترل غلظت بالا و پایین برج بکار رفته است. هر دو کنترل کننده به ازای یک تغییر پله ای در نقطه هدف و ایجاد اغتشاش مورد آزمایش قرار گرفته اند. معیار خطای ITAE برای ارزیابی عملکرد کنترلرها مورد استفاده قرار گرفته است که مقدار ITAE برای کنترل GMC و PI به ترتیب برابر ۱۵۶۸ و ۱۸۲۵ با نقطه هدف ۹۶ درصد برای محصول بالای برج بدست آمد. در همه موارد کنترلر GMC نسبت به PI عملکرد بهتری داشت.

چکیده

کلمات کلیدی: کنترل GMC، برج تقطیر، اتانول، چندمتغیره، Matlab

مقدمه

تلاش‌های بشر برای کنترل فرآیندهای صنعتی به کمک وسایل اتوماتیک تاریخی طولانی دارد که با اختراعاتی نظیر ترموستات کوره (کوره نلیس در بل ۱۶۲۰) شروع می‌شود. بعد از اختراع تجهیزات اولیه، بشر سعی کرده که با منطق‌های کنترلی متفاوت، یک واحد صنعتی را به کنترل درآورد. بطور کلی هدف از قراردادن کنترل کننده برای سیستم، پایداری نسبی خوب، کم بودن حساسیت آن نسبت به تغییر پارامترهای سیستم، حداقل کردن خطای حالت پایا، حذف فرارفت و مناسب بودن شکل پاسخ‌گذرا، سرعت پاسخ خوب، عدم حساسیت به اغتشاش‌های خارجی، حداقل مصرف انرژی و حداقل بودن اثر اغتشاش روی سیستم می باشد. یک کنترل کننده ممکن است یک یا چند مورد از این موارد را به خوبی جامعه عمل ببوشاند. برای نیل به این اهداف و تحت کنترل قراردادن سیستم‌های مختلف، مطالعات و تحقیقات وسیعی در زمینه عملکرد سیستم‌ها، تحلیل آنها، بدست آوردن مدل ریاضی، خطی سازی و پایداری آنها صورت گرفته و کنترل کننده‌های مختلفی طراحی و بکار گرفته شده‌اند که نتایج مفیدی نیز حاصل شده است [۱].

شرح فرآیند

سیستم مورد مطالعه، واحد تقطیر یک کارخانه الکل سازی مطابق شکل ۱ می باشد. خوراک واحد تقطیر (شراب) از تانک شماره ۱-TK وارد مبدل شماره 2-Ex3 می‌شود. در این مبدل، خوراک با محصول بالای برج غنی‌ساز گرم می‌شود. دمای خوراک در ورودی به مبدل $25^{\circ}C$ و در خروجی از مبدل برابر $50^{\circ}C$ است خوراک از بالاترین سینی وارد برج دفع کننده می‌شود.

برج دفع کننده شامل ۲۲ مرحله است. بخارات سبک‌تر از بالای برج دفع کننده خارج شده و بر روی سینی ۱۰ برج صنعتی وارد می‌شود. قسمتی نیز از روی سینی شماره ۱۶ برج دفع کننده، بصورت بخار خارج شده و بر روی سینی شماره ۱۳ برج غنی‌ساز وارد می‌شود. از قسمت پایین برج دفع کننده بخار وارد شده و همچنین از پایین، یک جریان از برج خارج شده و وارد فاضلاب می‌شود.

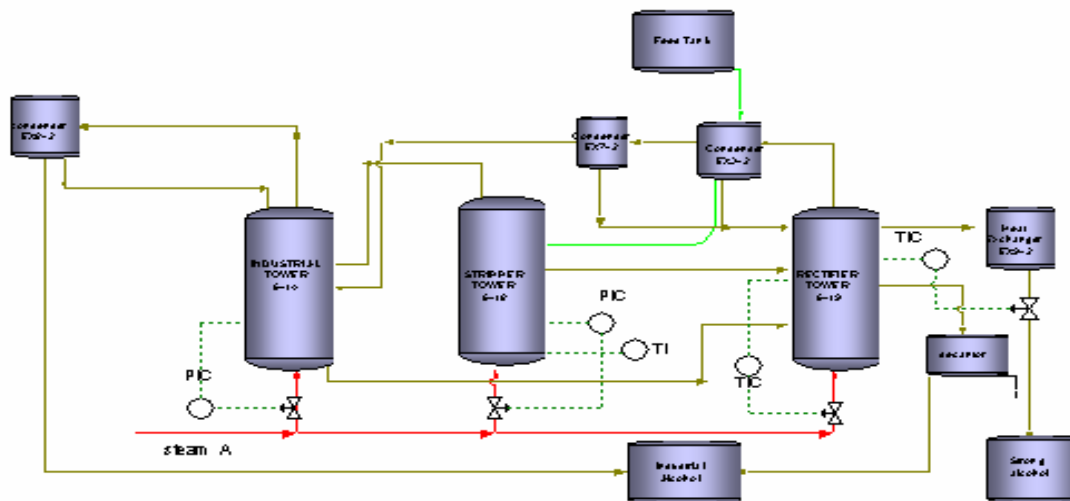
برج صنعتی شامل ۲۰ مرحله است که از قسمت بالای آن بخارات خارج و وارد کندانسور 2-Ex8 شده و قسمتی از آن به برج برگشت داده می‌شود و بخشی نیز به عنوان الکل صنعتی گرفته می‌شود. به پایین برج صنعتی بخار زده می‌شود و از پایین این برج یک جریان فاضلاب خروجی داریم که این جریان روی سینی شماره ۲ برج غنی‌ساز وارد می‌شود. مقدار محصول برج صنعتی 32 lit/hr است.

برج غنی‌ساز شامل ۵۰ مرحله است. محصول الکل طبی از بالای سینی شماره ۴۸ خارج شده و وارد مبدل 2-Ex9 می‌شود. در این مبدل محصول خنک می‌شود. مقدار محصول 380 lit/hr است و بعنوان الکل طبی با درصد خلوص ۹۶ درصد حجمی شناخته می‌شود. یک جریان بخار نیز از بالای برج غنی‌ساز خارج شده و وارد مبدل 2-Ex3 می‌شود. این جریان توسط خوراک ورودی به برج دفع کننده خنک شده، قسمتی از آن مایع شده و به برج برگشت داده می‌شود. بخار خروجی وارد مبدل 2-Ex7 می‌شود. در این مبدل مابقی بخار مایع شده قسمتی به برج برگشت داده می‌شود و قسمتی نیز به برج الکل صنعتی وارد می‌شود. از روی سینی ۱۵ و

۱۷ برج غنی‌ساز جریانی که حاوی الکل‌های سنگین می‌باشد و مقدار آن خیلی ناچیز است جدا می‌شود و در دکانتور الکل‌های سنگین آن جدا شده و بقیه به عنوان الکل صنعتی وارد مخزن ذخیره الکل صنعتی می‌شود. مقدار این جریان ۱۵ lit/hr است [۱۴, ۱۵].

از قسمت پایین‌تر برج دفع‌کننده و غنی‌ساز مقداری پس‌مانده به فاضلاب داریم که پس‌مانده برج دفع‌کننده قهوه‌ای رنگ و شامل مواد جامد است و پس‌مانده برج غنی‌ساز تمیزتر، شفاف‌تر و عمده آن آب است. محصولات واحد تقطیر عبارتند از:

- ۱- ۳۸۰ lit/hr الکل طبی با درصد خلوص ۹۶ درصد از برج غنی‌ساز
- ۲- ۳۲ Lit/hr الکل صنعتی از برج صنعتی و ۱۵ lit/hr از برج غنی‌ساز گرفته می‌شود.



شکل ۱: نمای واحد تقطیر

شبیه‌سازی برج تقطیر

برای مطالعات کنترل، برج تقطیر غنی‌ساز به دلیل اهمیت کیفیت محصولات انتخاب شده است. برج مورد نظر شامل ۵۰ مرحله است. خوراک از سینی شماره ۱۳ وارد می‌شود. محصول مقطره از بالای سینی شماره ۴۸ خارج می‌شود و به عنوان الکل طبی با درصد خلوص ۹۶ درصد حجمی شناخته می‌شود.

پس‌مانده نیز از پایین برج خارج می‌گردد و به فاضلاب فرستاده می‌شود. متغیرهای کنترلی دمای سینی ۳ و دمای سینی ۱۵ می‌باشند. معادلات دینامیک مورد استفاده در این برج به شرح زیر می‌باشد [۲, ۱۲].

$$\frac{dM_n}{dt} = 1_{n+1} - 1_n + v_{n-1} - v_n \quad (1) \quad \text{معادله موازنه جرم کلی}$$

$$\frac{dM_n x_n}{dt} = 1_{n+1} x_{n+1} - 1_n x_n + v_{n-1} y_{n-1} - v_n y_n \quad (2) \quad \text{معادله موازنه جرم جزئی}$$

$$\frac{dM_n H_n}{dt} = 1_{n+1} H_{n+1} - 1_n H_n + v_{n-1} h_{n-1} - v_n h_n \quad (3)$$

معادله موازنه انرژی

که متغیرهای $h_n, H_n, Y_n, x_n, v_n, l_n, M_n$ به ترتیب مقادیر تجمع، نرخ جریان مایع، نرخ جریان گاز، غلظت حالت مایع، غلظت حالت گاز، آنتالپی حالت مایع، نرخ آنتالپی حالت گاز است. البته در سینی خوراک و محصولات جانبی باید مقادیر مربوط به خوراک و محصولات جانبی به معادلات اضافه شود.

جدول ۱: مشخصات متغیرهای کنترل شونده

شماره سینی	دمای مطلوب
سینی شماره ۹	90° C
سینی شماره ۱۵	85° C

شناسایی سیستم

مدل برج تقطیر ۲×۲ را می‌توان به صورت زیر فرض کرد [۵]:

$$\begin{bmatrix} T_{15} \\ T_9 \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} G_{11} & G_{12} \\ G_{21} & G_{22} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} D \\ V \end{bmatrix} \quad (4)$$

به منظور شناسایی سیستم به ترتیب با ثابت نگاه داشتن یکی از متغیرها و اعمال یک تغییر پله‌ای به متغیر دیگر پاسخ سیستم بدست می‌آید (شکل ۲). بنابر این هر یک از توابع را با یک تابع درجه یک دارای تاخیر تخمین می‌زنیم و مشکل اساسی در اینجا این است که بدلیل غیر خطی بودن سیستم پارامترهای تعیین شده، تنها برای یک بازه کوچک در اطراف نقطه کار صحیح می‌باشند. بنابراین طراحی‌های انجام گرفته تنها در محدوده نقطه کار سیستم معتبر است [۳].

$$G_{11} = \frac{2.2 \exp(-S)}{8S + 1} \quad (5)$$

$$G_{12} = \frac{1.4 \exp(-0.4S)}{7S + 1} \quad (6)$$

$$G_{21} = \frac{5 \exp(-4.5S)}{9.5S + 1} \quad (7)$$

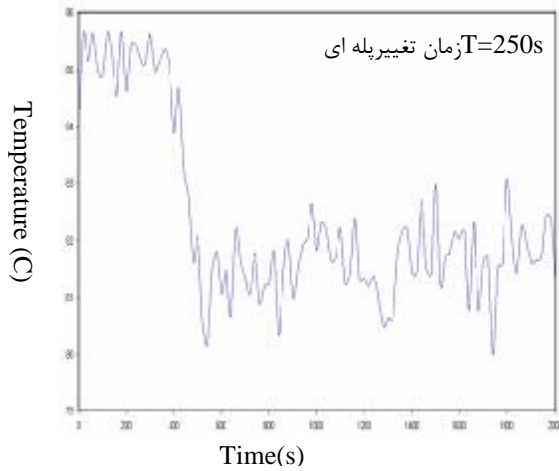
$$G_{22} = \frac{3 \exp(-2S)}{4.5S + 1} \quad (8)$$

با بدست آوردن توابع انتقال میتوان معادلات برج تقطیر را به صورت زیر بیان کرد

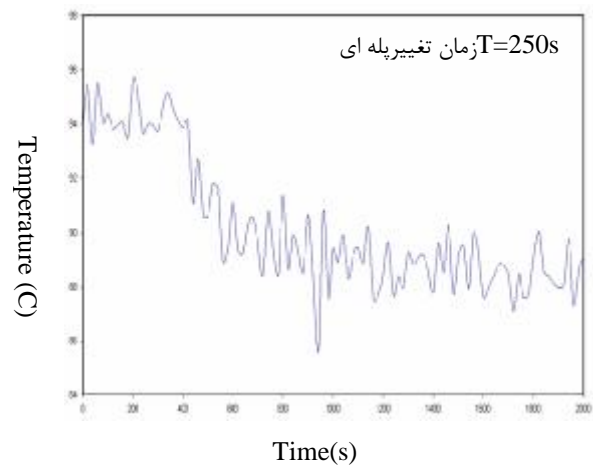
$$x_D = F(T_{15}) = G_{11}D + G_{12}V \quad (9)$$

$$x_B = g(T_9) = G_{21}D + G_{22}V \quad (10)$$

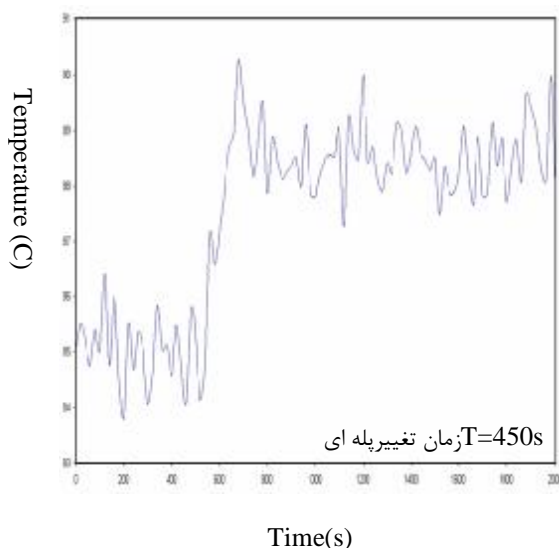
از معادلات (۹) و (۱۰) اثرات تداخل جریان‌های مختلف را بر روی خروجی مشاهده کرده این اثرات طراحی کننده را با مشکل روبرو می‌سازد، ما ابتدا کنترل کننده‌ها را بدون در نظر گرفتن اثرات تداخل طراحی دیکوپلرها طراحی می‌گردند. می‌کنیم سپس در قسمت بعد برای حذف کردن اثر



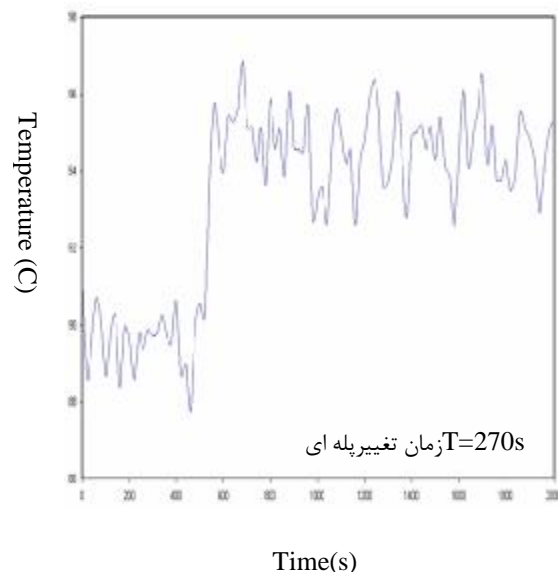
الف - تقریب تابع انتقال بین
دمای بالا و جریان بخار



ب - تقریب تابع انتقال بین
پایین و جریان بخار



ج - تقریب تابع انتقال بین
دمای بالا و جریان مقطره



د - تقریب تابع انتقال بین
پایین و جریان محصول مقطره

شکل (۲): تقریب توابع انتقال

طراحی کنترل کننده‌ها بدون در نظر گرفتن دیکوپلرها

از روی گرافهای حاصله از شکل (۲) می‌توان مقادیر k و t_0 و t را با یکی از روشهای Fit بدست آورد. و از مقادیر حاصله با استفاده از روشهای مختلف مانند زیگلر-نیکولز، کوهن و روش ترسیمی منحنی پاسخ تنظیم پارامتر را انجام داد.

پارامترهای تنظیم کنترل کننده‌ها بر روی هر سیستم در جداول (۲) و (۳) نشان داده شده است. بعد از تعیین پارامترها، ضرایب بر روی کنترل کننده‌ها اعمال می‌گردند. قابل توجه است که از ضریب مشتقی استفاده نشده است. علت عدم استفاده از ضریب مشتقی این است بدلیل این که سیگنال دما یک کمیت پرنویز می‌باشد و استفاده از ضریب مشتقی باعث ناپایداری [۷، ۱۳] بیش از حد سیستم می‌گردد.

جدول ۲: ضرایب کنترل مورد استفاده برای کنترل دمای بالا توسط محصول مقطره

نوع کنترلر	kp بهره تناسبی	T _I ثابت زمانی انتگرال گیر
زیگلر - نیکولز	۳/۱۲	۳/۳۳
Cohen-coon	۵/۲	۵/۴
ترسیمی منحنی پاسخ	۳/۲۲	۴/۶

جدول ۳: ضرایب کنترل مورد استفاده برای کنترل دمای پایین توسط دبی بخار

نوع کنترلر	kp بهره تناسبی	ثابت زمانی انتگرال گیر
زیگلر-نیکولز	۱	۶/۶
Cohen-coon	۲/۱	۷/۳
ترسیمی منحنی پاسخ	۳/۲	۸/۲

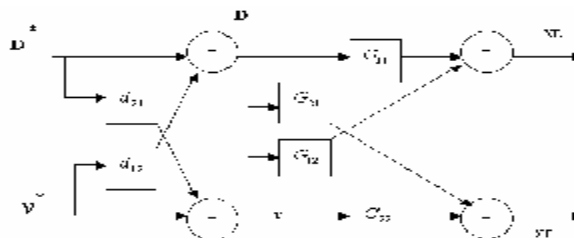
طراحی دیکوپلرها

در فرآیند مورد بحث به دلیل اثر تداخل متغیرها در هر یک از خروجی‌ها طراحی یک کنترلر بهینه و پایدار برای سیستم مشکل می‌باشد، یک راه‌حل برای این موضوع طراحی دیکوپلرها بر اساس مدل سیستم می‌باشد. نحوه عملکرد با توجه به شکل (۳) توضیح داده می‌شود. مقادیر D_1 و V_1 پس از عبور از دیکوپلرها به سیستم اعمال می‌شوند. با فرض $dD = -\frac{G_{21}}{G_{22}}$ و $dV = -\frac{G_{12}}{G_{11}}$ معادلات سیستم به این صورت تبدیل می‌شوند [۴، ۸]:

$$T_{15} = H_1 D_1 \quad (11)$$

$$T_9 = H_2 V_1 \quad (12)$$

که در آن $H_1 = G_{11} - \frac{G_{21}}{G_{22}}$ و $H_2 = G_{22} - \frac{G_{12}}{G_{11}}$ است. بنابراین با داشتن D, V مقادیر تابع انتقال سیستم می‌توان با طراحی دیکوپلرها اثرات تداخل را حذف نمود



شکل ۳: مدل سیستم برج تقطیر به همراه دیکوپلرها

بعد از طراحی دیکوپلرها، با استفاده از روش زیگلر-نیکولز به تنظیم پارامترهای آن می‌پردازیم. نتایج حاصل از تنظیم پارامترها در جدول ۴ آورده شده است.

جدول ۴: پارامترهای کنترل به هنگام استفاده از دیکوپلرها

نوع کنترلر	kp بهره تناسبی	TI ثابت زمانی انتگرال گیر
XD حلقه اول	۳/۱۲	۴/۲۱
XB حلقه دوم	۵/۲	۳/۹

طراحی کنترل کننده GMC

این روش توسط لی و سالیوان^۱ (۱۹۸۸) ابداع شد [۶، ۱۰].

فرض می‌کنیم که یک فرآیند بوسیله معادلات زیر نشان داده شده است.

$$X = f(x, m, l, p) \quad (۱۳)$$

X: بردار مشتق متغیرهای خروجی

M: متغیر دستکاری شونده با بعد n

L: متغیر اغتشاش با بعد L

P: پارامترهای مدل فرآیند

X: متغیر خروجی

در کنترلر GMC به ازاء همه متغیرهای خروجی کنترل شده، متغیرهای مرجع^۲، در نظر گرفته می‌شود.

برای انتخاب نحوه تغییرات متغیرهای مرجع از رابطه زیر استفاده می‌شود:

$$(X)^\circ = K_1.(X^\circ - X) + K_2.\int^k (X^\circ - X).dt \quad (۱۴)$$

زمان در لحظه جاری است و X^* متغیر مطلوب است.

آخرین مرحله از این کنترلر اطمینان حاصل کردن از این است که خروجی‌های سیستم همان گونه تغییر

می‌کنند که بوسیله سیستم مرجع مطلوب تعیین می‌شود. پس:

$$X = (X)^\circ \quad (۱۵)$$

با مقایسه (۱۳) و (۱۴) و (۱۵) داریم:

$$f(x, m, l, p) = K_1.(X^\circ - X) + K_2.\int^k (X^\circ - X).dt \quad (۱۶)$$

^۱ - Lee and Sullivan

^۲ -Reference Variable

معادله (۱۶) قانون کنترل GMC است و باید در هر زمان نمونه‌گیری حل شود تا مقدار متغیر دستکاری شونده u از آن تعیین گردد. X, X^*, I و P معلوم هستند و تنها متغیر m نامعلوم است که باید تعیین گردد.

مقادیر K_1 و K_2 باید تنظیم شوند که روش خاص تنظیم کنترل GMC برای آن بکار می‌رود:

$$K_2 = \frac{1}{t^2} \quad (17)$$

$$K_1 = \frac{2x}{t} \quad (18)$$

که این مقادیر از نمودارهای ارائه شده توسط Lee and Sullivan بدست می‌آید.

در معادله (۱۶) فرض کنید که $e = X^* - X$ سیگنال خطاست. با در نظر گرفتن $kc = K_1$

$tI = K_1/k_2$ قانون کنترل GMC بصورت زیر بدست می‌آید.

$$f(x, m, l, p) = Kc \left(e + 1/t \int_0^k e_i dt \right) \quad (19)$$

همانطور که ملاحظه می‌نمائید سمت راست معادله (۱۹) قانون کنترل PI است. حال متغیر دیگری به نام u را بصورت زیر معرفی می‌نمائیم.

$$u = Kc \left(e + 1/t_i \int_0^k e_i dt \right) \quad (20)$$

$$f(x, m, l, p) = u \quad (21)$$

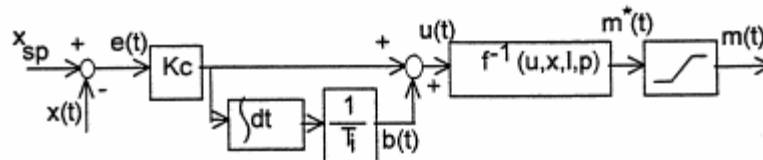
در معادله (۴-۴۰) تنها کمیت m نامشخص است که بصورت زیر نوشته می‌شود.

$$f^{-1}(x, u, l, p) = m \quad (22)$$

معادله (۲۲) یک معادله جبری غیر خطی است که متغیر m با معلوم بودن l, x, u و p تعیین می‌گردد.

معادلات (۲۰) و (۲۲) نشان می‌دهد که قانون کنترل GMC به دو قسمت تقسیم می‌شود: قسمت PI که توسط معادله (۲۰) داده شده و قسمت مدل معکوس که توسط معادله (۲۲) بیان می‌شود.

قسمت اول مشابه یک PI متداول است. قسمت مدل معکوس متغیر قابل تنظیم u را از مقادیر قابل کنترل x خروجی کنترل کننده u ، اغتشاش l و بردار پارامترهای فرایند p تعیین می‌کند. استراتژی این پروسه در شکل (۴) آورده شده است.

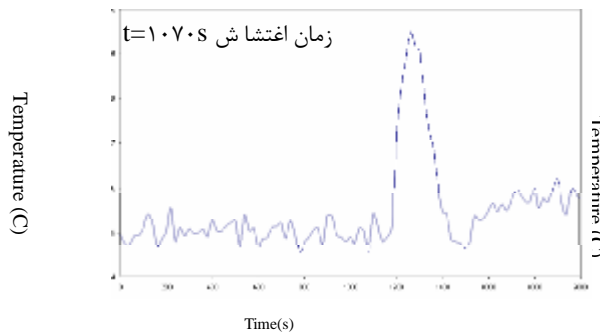


شکل ۴: قانون کنترل GMC

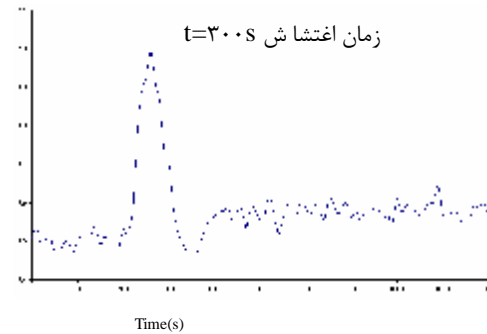
بعد از طراحی کنترل GMC برای برج تقطیر، نتایج آن در مقایسه با PI آورده شده است.

نتایج

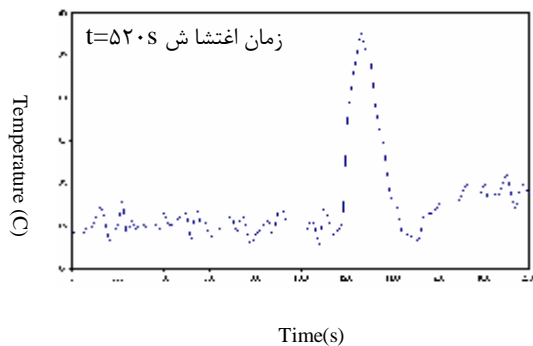
بعد از تنظیم کنترل کننده ها بدون در نظر گرفتن اثر دیکوپلرها، این پارامترها را توسط Simulink نرم افزار Matlab به سیستم اعمال می کنیم. نتایج حاصل از اعمال این پارامترها در شکل های (۵) تا (۱۰) آورده شده است. شکل های (۵) تا (۱۰) نتایج اعمال یک افزایش ۵ درصدی در جریان خوراک ورودی به عنوان اغتشاش ، ارائه شده است.



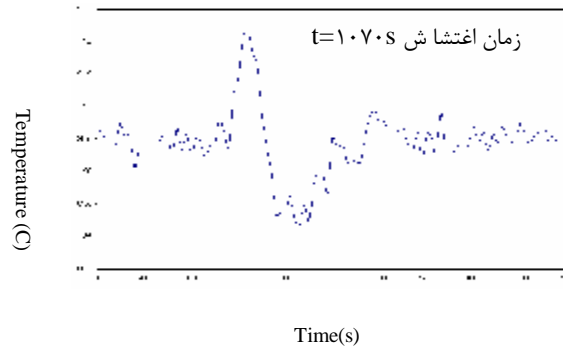
شکل ۵: کنترل دمای بالا با دبی بخار کنترل کننده تناسبی انتگرالی ، روش زیگلر - نیکولز



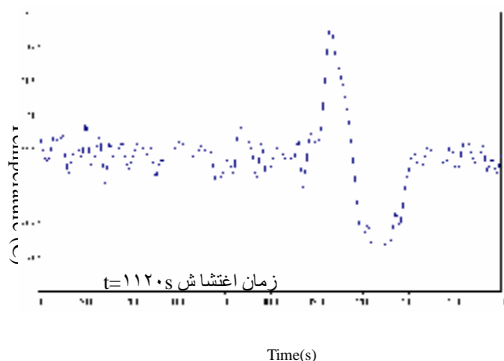
شکل ۶: کنترل دمای بالا با دبی بخار کنترل کننده تناسبی انتگرالی ، روش cohen-coon



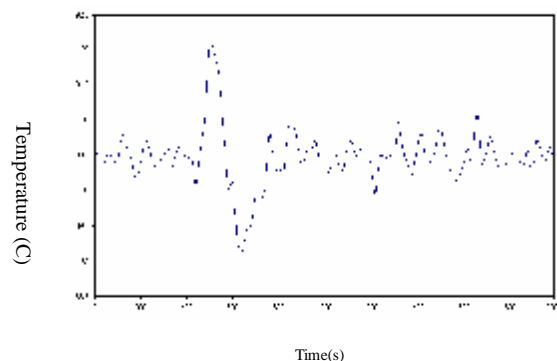
شکل ۷: کنترل دمای پایین با دبی محصول مقطره، کنترل کننده تناسبی - انتگرالی ، روش ترسیمی منحنی



شکل ۸: کنترل دمای بالا با دبی بخار کنترل کننده تناسبی انتگرالی ، روش زیگلر - نیکولز



شکل ۹: کنترل دمای پایین با دبی محصول مقطره ، کنترل کننده تناسبی - انتگرالی ، روش cohen-coon



شکل ۱۰: کنترل دمای پایین با دبی محصول مقطره ، کنترل کننده تناسبی - انتگرالی ، روش زیگلر - نیکولز

برای اینکه مقایسه دقیقتری بین روشهای مختلف بدست آوردن ضرایب کنترلی داشته باشیم، از تابع معیار خطای ITAE استفاده می‌گردد، نتایج این مقایسه در جداول ۶ و ۷ آورده شده است.

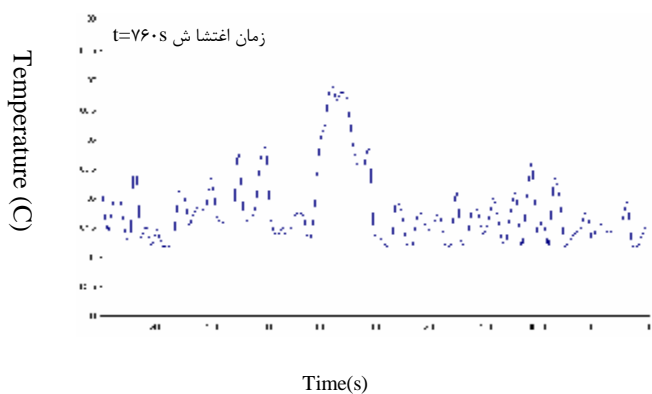
جدول ۵: مقایسه بین مقادیر مختلف خطادر کنترل دمای پائین توسط دبی بخار

معیار	نوع کنترلر	IAE	ISE	ITAE
ترسیمی منحنی پاسخ		۱۵۵/۹۸	۱۹۸	۲۷۱/۶۹
Cohen-coon		۱۵۵	۲۰۶	۱۶۹۳۳۰
زیگلر - نیکولز		۹۱/۳	۹۴	۱۶۹۱۰۰

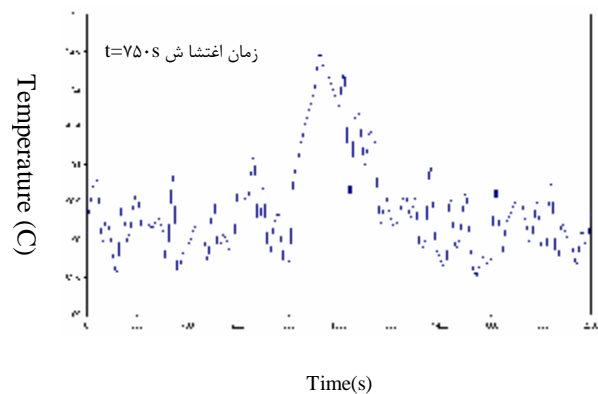
جدول ۶: مقایسه بین مقادیر مختلف خطادر کنترل دمای بالا توسط محصول مقطره

معیار	نوع کنترلر	IAE	ISE	ITAE
ترسیمی منحنی پاسخ		۷۳/۵۶	۴۴/۸۶	۷۵۳۷۲
Cohen-coon		۱۰۱/۴	۶۸/۱	۹۷۲۲۱
زیگلر - نیکولز		۶۱/۰۸	۴۶/۱۸	۳۲۴۹۵

بعد از طراحی دیکوپلرها ها، این پارامترها را در محیط Simulink نرم افزار مطلب به سیستم اعمال می‌کنیم. نتایج حاصل از اعمال این پارامترها در شکل‌های (۱۱) تا (۱۲) آورده شده است



شکل ۱۲: کنترل دمای پائین با دبی محصول مقطره به هنگام استفاده از دیکوپلرها



شکل ۱۱: کنترل دمای بالا با دبی محصول مقطره به هنگام استفاده از دیکوپلرها

مقایسه بین مقادیر مختلف خطا با استفاده از معیار ITAE در جدول ۷ آورده شده است. همچنین جدول ۸ مقادیر خطا را در مقایسه با عدم استفاده از دیکوپلر آورده است.

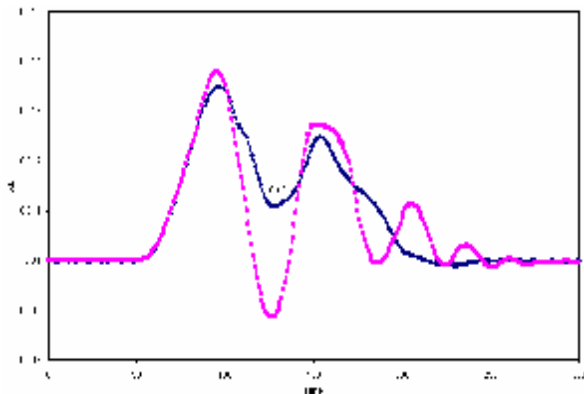
جدول ۷: مقایسه بین مقادیر مختلف خطا به هنگام استفاده از دیکوپلرها

ITAE	ISE	IAE	معیار
			متغیر فرآیند
۲۳۴۵	۳۵	۵۵	کنترل دمای بالا
۱۳۳۱۹۳	۶۳	۸۳	کنترل دمای پائین

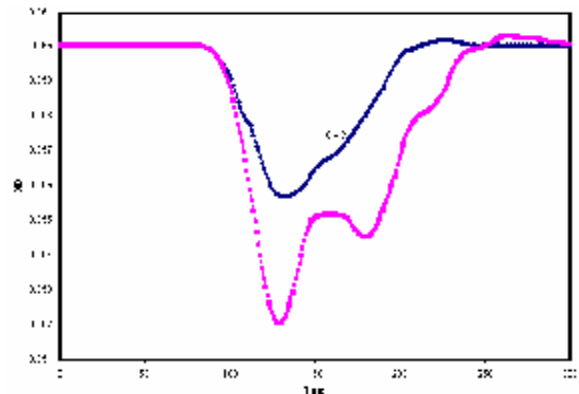
جدول ۸: مقایسه بین مقادیر مختلف خطا به هنگام استفاده از دیکوپلرها و بدون دیکوپلرها

بدون دیکوپلر		با دیکوپلر		سیستم متغیر فرآیند
ITAE	IAE	ITAE	IAE	
۳۲۴۹۵	۶۱/۰۸	۲۳۴۵	۵۵	کنترل دمای بالا
۱۶۹۱۰۰	۹۱/۳	۱۳۳۱۹۳	۸۳	کنترل دمای پائین

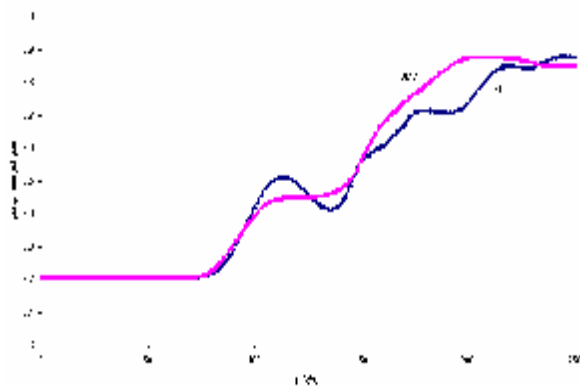
بعد از طراحی دیکوپلرها مرحله بعدی طراحی کنترل کننده GMC برای برج تقطیر می باشد در این مرحله قانون کنترل GMC و PI با یکدیگر مقایسه شده اند. شکل های ۱۳ و ۱۴ متغیر قابل تنظیم غلظت بالا و پایین را نشان می دهد. همچنین اشکال ۱۵ و ۱۶ مقادیر قابل تنظیم رفلکس و دبی بخار را نشان می دهد. کنترل غلظت بالا توسط جریان برگشتی و کنترل دمای پائین توسط دبی بخار صورت گرفته است. مقدار مطلوب برای غلظت محصول بالا ۰/۹۶ و برای محصول پائین ۰/۰۱ می باشد.



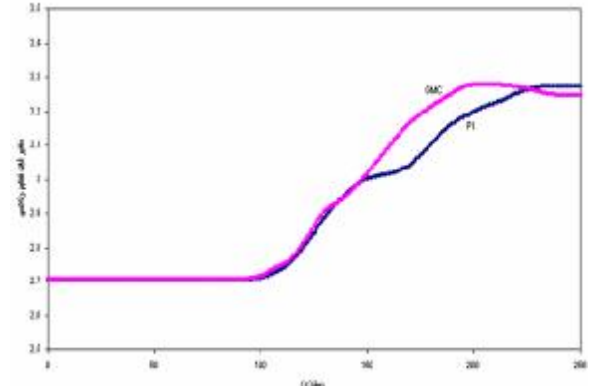
شکل ۱۴: مقایسه GMC و PI در کنترل ترکیب بالا با دبی بخار خروجی از ریویلر



شکل ۱۳: مقایسه GMC و PI در کنترل ترکیب بالا با دبی محصول مقطره



شکل ۱۶: مقایسه مقدار قابل تنظیم دبی بخار در کنترل کننده GMC و PI



شکل ۱۵: مقایسه مقدار قابل تنظیم رفلکس در کنترل کننده GMC و PI

توابع معیار خطا در اثر اعمال قانون کنترل GMC در مقایسه با PI در جدول ۹ آورده شده است.

جدول ۹: مقایسه مقادیر مختلف خطا بین قانون کنترل GMC و PI

PI		GMC		سیستم متغیر فرآیند
ITAE	IAE	ITAE	IAE	معیار
۱۸۲۵	۱۲/۷	۱۵۶۸	۹/۵	کنترل غلظت بالا
۱۶۹/۱	۱۲۴	۸۷/۳۱	۰/۲۵	کنترل غلظت پائین

نتیجه گیری

در این تحقیق کنترل دمای بالا توسط دبی محصول مقطره و دمای پایین توسط دبی بخار انجام شد. طراحی کنترلرها یک بار بدون در نظر گرفتن دیکوپلرها طراحی گردید و دفعه بعد با در نظر گرفتن اصول دیکوپلرها طراحی شد. از بین روشهای تنظیم پارامتر روش زیگلر-نیکولز بهترین نتایج را ارائه می‌دهد. همچنین نتایج حاصل از کنترلرها بدون دیکوپلرو با دیکوپلر آورده شده است و نتایج حاصله از بهتر شدن عملکرد کنترل با در نظر گرفتن دیکوپلرها حکایت می‌کند. همچنین استفاده از GMC کنترل باعث بهبود عملکرد سیستم کنترل گردید. در این تحقیق به خاطر بعضی محدودیت‌ها تنها پیکربندی DV به عنوان تنها استراتژی کنترل پذیرفته شده است. ولیکن انتخاب پیکربندی بهینه با توجه به شرایط پیچیده واحد تقطیر از موضوعات قابل تأمل است.

تشکر و قدردانی

از کمکها و همکاریهای صمیمانه و موثر مدیریت و کارشناسان محترم صنایع شیمیایی پارچین و گروه شیمیایی سازمان صنایع دفاع در به ثمر نشاندن این پژوهش، کمال تشکر و قدردانی را داریم.

منابع و مراجع

1. Dr Mark willis, "Review of methods for non –linear control", J.PRO.CON, June1998.
2. Peter L.Lee, " Non Linear Process Control", Chapter 2
3. Scott Hurowitz, Joe anderson and Marshall duvall, "Distillation control configuration Selection", Journal of Process Control
4. S.Hadisupadmo and R.J.Widodo, " Design and implementation control decoupling for binary distillation Column", chemical Engineering of ITB
5. Manabu Kano and etc, "Inferential control of distillation composition:selection of model and control configuration", Con.Eng.Prac, Sep.2002.
6. P.L.Lee and G.R.Sullivan, "generic model control(GMC)", Comput.Chem.Eng, vol.12,no.6,PP573-580-1988.
7. M.chidambarum and etc, "A Simple method pf tuning PID controllers for integerator dead-time processes, Comp.Chem.Eng, Nov. 2000.
8. A.F.Gilbert and etc, "Tuning of PI controllers with one-way decoupling in 2*2 MIMO systems of process contol, 19sep2001.
9. Matlab Tutorial, "real time windows target user Guide"2001.
10. Scott hurowitz and etc, "Distillation control configuration selection", J.of pro.Con, 15 june 2000.

۱۱. حسن پورحسن، " مطالعه مزایای فیلدباس در صنایع فرایندی "، سمینار کارشناسی ارشد، ۱۳۸۱

۱۲. احمدلو علی، "کنترل روی خط برج تقطیر" ، پایان نامه کارشناسی ارشد، دانشگاه علم و صنعت

ایران، ۱۳۸۰